



N° d'ordre : 01/2001-E/C. I.

**UNIVERSITE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE
HOUARI BOUMEDIENE
ALGER**

THESE

Présentée par

Bachir BOUCHEKIMA

Pour l'obtention du grade de : **DOCTEUR D'ETAT**

En Chimie Industrielle

Option : Génie des Procédés

Titre

**RECHERCHE DES CONDITIONS OPTIMALES POUR LE
DESSALEMENT DES EAUX SAUMÂTRES A L'AIDE DU
DISTILLATEUR A FILM CAPILLAIRE**

Soutenue le 22 Mai 2001

Devant le Jury composé de :

Madame R. MAACHI	Professeur	U. S. T. H. B.	Présidente
Monsieur M. DIBOUN	Professeur	U. S. T. H. B.	Directeur de Thèse
Monsieur B. GROS	Maître de Conférences	U. P. S. Toulouse	Co-Directeur de Thèse
Monsieur M. BELHAMEL	Directeur de Recherche	C. D. E. R.	Examineur
Monsieur S. BENMANSOUR	Professeur	U. S. T. H. B.	Examineur
Monsieur A. BOUGUELIA	Maître de Conférences	U. S. T. H. B.	Examineur
Monsieur L. OUFER	Maître de Conférences	U. S. T. H. B.	Examineur

A V A N T - P R O P O S

Ce travail a été effectué à la station du Laboratoire de Chimie Solaire de l' U. S. T. H. B., à la Station Expérimentale I. N. R. A. A. de Touggourt et au Département Génie Chimique de l'I. U. T./Université Paul Sabatier de Toulouse sous la direction du Professeur Mostefa DIBOUN (Directeur de Thèse) et sous celle de Monsieur Bernard GROS, Maître de Conférences à l' U. P. S. Toulouse (Co- Directeur de thèse).

Je tiens tout d'abord à exprimer ma profonde reconnaissance à Monsieur le Professeur Ramdane OUAHES, qui a dirigé une partie de ce travail dans le cadre d'un projet de recherche agréé par le M. E. S. R. S. et intitulé " Etude théorique et application pratique de l'évaporateur à film capillaire". Je le remercie vivement pour son humanité, sa collaboration et ses encouragements.

Je remercie vivement mon Directeur de thèse, Monsieur Mostefa DIBOUN, Professeur à l' U. S. T. H. B., pour son aide et ses conseils précieux durant toute la période de mon travail de thèse.

Monsieur Bernard GROS, mon Co- Directeur de thèse, à qui je présente ma profonde reconnaissance, m'a très bien reçu au Département Génie Chimique de l' I. U. T /U. P. S de Toulouse où j'ai passé plusieurs séjours de formation dans le cadre du Programme Boursier Intergouvernemental Franco- Algérien pour les thèses en co- tutelle. Monsieur B. GROS n'a ménagé aucun effort pour m'apporter toute son aide et ses conseils. Qu'il veuille trouver ici l'assurance de ma profonde gratitude.

Je remercie Madame Rachida MAACHI, Professeur à l' U. S. T. H. B. et Doyenne de la Faculté des Sciences de l'Ingénieur, de l'honneur qu'elle me fait en acceptant de présider mon jury de thèse. Je tiens à remercier Monsieur Aissa BOUGUELIA, Maître de Conférences à l' U. S. T. H. B et Responsable du Laboratoire de Chimie Solaire, d'avoir accepté de faire partie du mon jury de thèse. Je remercie également Monsieur Lounès OUFER, Maître de Conférences à l'U. S. T. H. B. et Chef de Département Génie des Procédés, d'avoir accepté d'être membre de ce jury de thèse. Mes remerciements vont également à Monsieur Mayouf BELHAMEL, Directeur de Recherche et Directeur du Centre de Développement des Energies Renouvelables et à Monsieur S. BENMANSOUR, Professeur à l' U. S. T. H. B. et Président du Conseil Scientifique de la Faculté des Sciences de l'Ingénieur, de bien avoir accepter de faire partie du jury de ma thèse.

Je voudrais aussi remercier toute l'équipe et tout le personnel du Laboratoire de Chimie Solaire de l' U. S. T. H. B., tous les collègues du Département du Génie des Procédés de l' U. S. T. H. B. ainsi que tous les collègues du Département Génie Chimique- Génie des Procédés- de l' I. U. T. /U. P. S. de Toulouse pour toutes leurs aides et leurs encouragements.

Ce travail n'aurait pas été possible sans la compréhension, le soutien moral, les encouragements et les sacrifices de ma femme Aicha et de mes enfants Nour El Houda, Maroua et Mohamed Ikbal, qui ont du supporter mes absences fréquentes du foyer. Qu'ils trouvent ici l'expression de ma gratitude et ma reconnaissance. C'est à eux que je dédie ce travail.

Enfin que tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail, et que je n'ai pu citer, trouvent ici l'expression de mes sincères remerciements.

SOMMAIRE

	page
Avant – Propos	
Nomenclature	
Résumé	
Généralités	1
Introduction	5
Chapitre I Les caractéristiques de l'énergie solaire	10
1. Introduction	10
2. Caractéristiques de l'énergie solaire	10
3. Rayonnement solaire	11
Chapitre II Problématique de l'eau potable	14
1. Le rôle de l'eau dans la vie	14
2. Qualité de l'eau potable	15
3. Ressources et besoins à l'échelle mondiale	16
4. Ressources et approvisionnement en eau	19
5. Production de l'eau potable : le dessalement des eaux n'est- il pas un moyen efficace ?	20
Chapitre III Les divers procédés de dessalement des eaux	25
1. Introduction	25
2. Les différents procédés de dessalement	27
2. 1. Procédés agissant sur les liaisons chimiques	
2. 2. Procédés utilisant les membranes sélectives	
2. 3. Procédés utilisant les changements de phase	
3. Description de quelques procédés de dessalement	29
3. 1. La distillation	
3. 2. L'osmose inverse	

3. 3. L'électrodialyse à membranes sélectives	
3. 4. Comparaison entre les procédés de dessalement	
4. Energie minimale de dessalement	38
Chapitre IV La distillation solaire	41
1. Historique de la distillation solaire	41
2. La distillation solaire et les différents types de distillateurs solaires	43
3. Critique des différents types de distillateurs solaires	48
4. Comparaison entre les distillateurs solaires	51
Chapitre V Synthèse bibliographique	53
1. Etude bibliographique de la convection naturelle	53
2. Etude bibliographique de la convection naturelle thermique entre deux plaques parallèles	60
3. Etude bibliographique de la convection naturelle thermique et massique entre deux plaques parallèles	67
Chapitre VI Description de l'installation de distillation solaire	77
A / Description du distillateur à film capillaire	
1. Le distillateur à film capillaire : son fonctionnement et sa conception	77
2. Différents paramètres de fonctionnement du distillateur à film capillaire	85
3. Phénomènes physiques intervenant dans le distillateur à film capillaire	89
4. Structure du distillateur à film capillaire	91
5. Conclusions : avantages du film capillaire	92
6. Schéma de principe du distillateur à film capillaire	92
B / Description du chauffe- eau solaire	
1. Principe de fonctionnement	93
2. Détermination de la pression hydromotrice	93
3. Avantages du chauffe- eau solaire	94
4. Inconvénients du chauffe- eau solaire	94
5. Installation et maintenance du chauffe- eau solaire	95
6. Bilan thermique du chauffe-eau solaire	96

7. Prototype de chauffe-eau solaire utilisé dans l'expérimentation	97
Chapitre VII Etude théorique du distillateur à film capillaire	101
Partie A : Modélisation – simulation	
1. Introduction	101
2. Pourquoi faut-il simuler ?	102
3. Modélisation- simulation du distillateur à film capillaire	102
4. Résultats et discussion	112
Partie B : Calcul du flux d'évaporation – condensation	
1. Distillateur fonctionnant avec l'eau préchauffée (Station de chimie solaire)	127
2. Distillateur couplé au chauffe-eau solaire (Station de chimie solaire)	131
3. Distillateur fonctionnant à l'eau chaude et saumâtre (Station INRAA de Touggourt)	138
Chapitre VIII Etude expérimentale du distillateur à film capillaire	142
Partie A : Expérimentation effectuée à la Station du Laboratoire de Chimie Solaire	
1. Dispositif expérimental et mode opératoire : DIFICAP fonctionnant avec l'eau préchauffée	142
2. Résultats expérimentaux	144
2. Comparaison entre le flux d'évaporation – condensation calculé et le flux d'évaporation – condensation expérimental	159
Partie B : Etude du distillateur à film capillaire couplé à un chauffe – eau solaire	
1. Expérimentation	161
1. Exploitation des résultats expérimentaux obtenus	162
2. Comparaison entre les valeurs du flux théorique et les valeurs du flux expérimental	175
Partie C : Expérimentation effectuée à la Station Expérimentale I. N. R. A. A. de Touggourt	
1. Fonctionnement du distillateur et conditions opératoires	179
2. Résultats expérimentaux	180
3. Comparaison entre les valeurs théoriques et les valeurs expérimentales	

du flux d'évaporation- condensation	212
4. Analyse de l'eau distillée obtenue	218
Chapitre IX Problèmes techniques	219
1. Le problème d'étanchéité	219
2. La température	220
3. L'instabilité de mouillage des plaques	220
4. Temps de séjour de la saumure	221
5. Ecoulement non uniforme	221
6. Le phénomène d'entartrage	222
7. Le phénomène de corrosion	223
Conclusion générale et perspectives	226
Bibliographie	
Annexes	

Nomenclature

a : diffusivité thermique	$[m^2 \cdot s^{-1}]$
A : surface d'échange	$[m^2]$
A _s : surface d'échange du serpentin	$[m^2]$
a : diffusivité thermique	$[m^2 \cdot s^{-1}]$
c : coefficient empirique	[-]
C : concentration en vapeur d'eau	$[kg \cdot m^{-3}]$
C _e : capacité thermique massique de l'eau saumâtre	$[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$
C _p : capacité thermique massique à pression constante	$[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$
D _{va} : diffusivité massique de la vapeur d'eau à travers l'air	$[m^2 \cdot s^{-1}]$
D _{ij} : diffusivité de la paire i-j	$[m^2 \cdot s^{-1}]$
D _{ij} : diffusivité binaire de la paire i-j	$[m^2 \cdot s^{-1}]$
D : quantité d'eau évaporée par unité de surface et de temps	$[kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}]$
D _e : débit d'alimentation	$[m^3 \cdot s^{-1}]$
D _{ext} : diamètre extérieur du tube	[m]
D _{int} : diamètre intérieur du tube	[m]
D _s : débit de distillat	$[m^3 \cdot s^{-1}]$
D _{sa} : débit de saumure	$[m^3 \cdot s^{-1}]$
D : diffusivité massique	$[m^2 \cdot s^{-1}]$
e : épaisseur de la cellule	[m]
Gr _T = $[(g \cos\theta e^3) \beta \Delta T] / \nu^2$: nombre de Grashof thermique, avec $\beta \Delta T = (\Delta \rho / \rho)_T$:	[-]
Gr _M = $[(g \cos\theta e^3) (1-18/29) \Delta y_M] / \nu^2$: nombre de Grashof massique, avec	
$(1-18/29) \Delta y_M = (\Delta \rho / \rho)_M$	[-]
Gr' : Nombre de Grashof modifié $(g \cos\theta \cdot e^3 / \nu^2) (\rho_{as} / \rho_m) [(M_a - M_e) / M_a]$	[-]
h _{ah} : coefficient de transfert thermique dans l'air humide	$[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$
h' : conductance globale apparente de transfert thermique	$[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$
h _T : conductance de transfert thermique	$[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$

Nomenclature

I_0 : flux solaire incident	$[\text{W} \cdot \text{m}^{-2}]$
j_i : flux massique de l'espèce i	$[\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}]$
k : conductance de transfert	$[\text{m} \cdot \text{s}^{-1}]$
L : longueur de la plaque	$[\text{m}]$
L_v : chaleur latente de vaporisation de l'eau	$[\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}]$
L_{bv} : enthalpie du mélange brouillard- vapeur	$[\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}]$
M : masse molaire	$[\text{kg} \cdot \text{mol}^{-1}]$
M_b : masse du brouillard	$[\text{kg}]$
M_e : débit de saumure sur la première plaque	$[\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}]$
$M_{ev}C_{ev}, M_cC_c, M_vC_v$: capacités calorifiques de l'évaporateur, du condenseur et du vitrage, respectivement	$[\text{J} \cdot \text{K}^{-1}]$
n_a : nombre de moles d'air sec	$[-]$
n_e : nombre de moles d'eau	$[-]$
Nu : nombre de Nusselt	$[-]$
p : pression totale	Pa
p_i : pression partielle	Pa
P^0 : pression de vapeur saturante	Pa
Pr, Pr' : nombre de Prandtl (air sec et humide respectivement)	$[-]$
R : constante des gaz parfaits	$[\text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}]$
r_{ev} : coefficient de réflexion de l'évaporateur	$[-]$
r_v, r_b : débit massique spécifique de la vapeur et du brouillard, respectivement	$[\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}]$
S : surface de la plaque	$[\text{m}^2]$
$Sc = \nu/D$: nombre de Schmidt	$[-]$
$Sh = ke/D$: nombre de Sherwood	$[-]$
T_a : température ambiante	$[\text{K}]$
T_c : température du condenseur	$[\text{K}]$
T_e : température de l'eau d'alimentation	$[\text{K}]$
T_{ev} : température de l'évaporateur	$[\text{K}]$

$T_m = (T_{pc} + T_{pf})/2$: température moyenne de la cellule	[K]
T_{pc} : température de la plaque chaude	[K]
T_{pf} : température de la plaque froide	[K]
T_v : température de la couverture	[K]
U_e : coefficient global d'échange de chaleur	$[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$
U_p : coefficient global des pertes thermiques	$[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$
U_t : coefficient de transfert thermique	$[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$
\mathbf{v} : vitesse de composantes u et v	$[m \cdot s^{-1}]$
V : vitesse du vent	$[m \cdot s^{-1}]$
V_{vb} : vitesse de changement de phase	$[m \cdot s^{-1}]$
x_b : fraction massique du brouillard	[-]
$y_e = n_e/(n_e + n_a)$: titre molaire de vapeur d'eau	[-]
y_M : titre massique en vapeur	[-]

Symboles grecs

α : coefficient d'absorption	[-]
β : coefficient de dilatation thermique des gaz	$[K^{-1}]$
$\Delta T = (T_{pc} - T_{pf})$: différence de températures entre les deux plaques	[K]
ε_i : facteur d'émission du corps i (ou emmissivité)	[-]
ϕ_i : flux solaire incident	$[W \cdot m^{-2}]$
ϕ_{ab} : flux solaire absorbé	$[W \cdot m^{-2}]$
ϕ_{e-c} : flux d'évaporation –condensation	$[W \cdot m^{-2}]$
ϕ_M : flux massique relatif à la convection naturelle thermique	$[W \cdot m^{-2}]$
ϕ_{th} : flux thermique relatif à la convection naturelle thermique	$[W \cdot m^{-2}]$
ϕ_{TM} : flux thermique relatif à l'évaporation- condensation	$[W \cdot m^{-2}]$
λ, λ' : conductivités thermiques (air sec et air humide respectivement)	$[W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}]$

Nomenclature

Δ : opérateur Laplacien	[-]
μ : viscosité dynamique	[Pa. s]
∇ : opérateur nabla	[-]
ν : viscosité cinématique	[m ² . s ⁻¹]
θ : angle d'inclinaison	[-]
ρ : masse volumique	[kg. m ⁻³]
ρ_{as} : masse volumique de l'air sec	[kg. m ⁻³]
ρ_{ah} : masse volumique de l'air humide	[kg. m ⁻³]
ρ_m : masse volumique moyenne entre les deux plaques	[kg. m ⁻³]
σ : constante de Stefan- Boltzmann	[5,67.10 ⁻⁸ W. m ⁻² K ⁻⁴]
τ : coefficient de transmission	[-]
ξ : fraction molaire	[-]

indices

a : air, ah : air humide, as : air sec, b : brouillard, c : condenseur, c- a : entre le condenseur et l'ambiance, ev : évaporateur, e1-v : entre l'évaporateur et le vitrage, e2-c1 : entre l'évaporateur et le condenseur, e : eau, th : transfert thermique (sans transfert de matière), p : à pression constante, m : valeur moyenne, m : mélange, s : saturation, v : vitrage, v- a : entre le vitrage et l'ambiance, w ou v : vapeur d'eau.

Nombres adimensionnels

$Nu = hL/\lambda$	Nombre de Nusselt	[-]
$Gr = g L^3 \beta \Delta T / \nu^2$	Nombre de Grashof	[-]
$Pr = \mu C_p / \lambda$	Nombre de Prandtl	[-]
$Ra = Gr Pr$	Nombre de Rayleigh	[-]
$Sc = \mu / \rho D$	Nombre de Schmidt	[-]
$Sh = ke/D$	Nombre de Sherwood	[-]

INTRODUCTION

A notre époque, les problèmes d'approvisionnement en eau potable ne concernent plus seulement les régions arides et désertiques, mais aussi les pays assez abondamment arrosés : la demande d'eau douce croît au rythme de 5 à 7 % par an environ tandis que les ressources naturelles restent invariables. Il y a donc un déséquilibre croissant entre les besoins en eau et les ressources.

La quantité d'eau existant à la surface du globe terrestre est supérieure à un milliard de km³, tandis que la consommation mondiale dépasse à peine 1000 km³ par an. Une telle différence paraît à première vue tout à fait rassurante, néanmoins plus de 97% de l'eau du globe se trouvent dans les océans et ne sont donc pas directement utilisables.

Les besoins domestiques augmentent très rapidement avec le niveau de vie ; on peut estimer la consommation quotidienne par habitant à environ 400 L/jour dans les pays développés ; cette consommation tombe à moins de 50 L/jour dans les pays en voie de développement. L'alimentation en eau des concentrations urbaines commence à poser des problèmes délicats ; les grandes agglomérations doivent chercher leur eau de plus en plus loin. Il est des cas où la production d'eau douce par des unités de dessalement traitant soit de l'eau de mer, soit des eaux saumâtres, évite le transport de l'eau qui peut s'avérer extrêmement coûteux.

Dans ces conditions, des techniques de dessalement se sont développées rapidement depuis une quarantaine d'années dans le but de rendre utilisables toutes ces immenses réserves existant dans la nature. Si ces techniques se sont développées dans beaucoup de pays jusqu'à la mise au point d'importantes unités industrielles, c'est qu'il existe véritablement une crise d'eau douce dans ces pays : soit parce qu'ils n'en possèdent pas du tout, comme c'est le cas des pays du Golf, soit parce que celle que leurs sous-sols renferment est de mauvaise qualité pour la boisson, comme c'est le cas de beaucoup de pays, connus par leurs régions arides et déshéritées.

Cet énorme besoin d'eau douce, en forte croissance, nécessite donc des techniques et moyens importants pour l'approvisionnement de la population en eau potable. Le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres, par les divers procédés existant, serait une bonne alternative pour pallier le déficit de cette ressource vitale.

En Algérie, le problème de l'approvisionnement en eau potable est déjà posé depuis plusieurs années et il aura tendance à prendre de l'ampleur si aucune mesure n'est prise dès maintenant pour éviter la crise hydrique à travers tout le pays. Tout en sachant que de grandes quantités

de réserves d'eau souterraine saumâtre ainsi que la large étendue de l'eau de mer méditerranéenne sont disponibles à tout moment pour être déminéralisées et se transformer ainsi en eau douce en quantités suffisantes.

Notre pays, connu par ces ressources hydriques considérables (eaux saumâtres, eau de mer,...) et par un gisement solaire tout aussi important, doit donc utiliser les techniques de dessalement les plus rentables pour approvisionner toute la population en eau douce.

En ce qui concerne les eaux saumâtres, les diverses nappes sahariennes sont évaluées à près de 1,7 milliards de m³ avec un taux de salinité entre 2500 et 4000 p. p. m. Ces eaux ne peuvent pas donc être utilisées à usages domestiques comparativement aux normes établies par l'Organisation Mondiale de la Santé (O. M. S.).

La distillation est l'une des techniques utilisées pour dessaler les eaux ; c'est le procédé de dessalement le plus ancien, voire le plus direct. Ce procédé fait usage d'énergie calorifique à faible niveau de température, ce qui permet de considérer un poste de distillation comme la source froide d'un cycle thermique ; l'unité de dessalement peut alors être combinée à une centrale thermique.

Sous sa forme primitive (distillation à simple effet en alambic), il s'agit d'un énorme consommateur d'énergie : 1 000 kWh par mètre cube d'eau douce produit. Lorsque l'énergie n'est pas gratuite, il est indispensable de recycler les pertes au condenseur. On obtient ainsi les formes industrielles des appareils multiple- effet classique ou multiflash à évaporation adiabatique.

Un deuxième procédé de distillation consiste à récupérer la chaleur de condensation avec un apport d'énergie sous forme mécanique (on obtient le schéma symétrique de celui de la pompe à chaleur) : c'est le distillateur à compression de vapeur.

Les distillateurs, quel que soit l'appareillage, correspondent à la séquence suivante de processus différents : apport d'énergie (thermique ou mécanique) ; transfert de l'énergie sous forme thermique à l'eau salée ; évaporation partielle ; transfert de la vapeur vers un condenseur ; condensation de la vapeur et extraction de chaleur de l'eau condensée ; évacuation (ou recyclage) de cette chaleur.

Le bilan énergétique et la conception de l'appareillage industriel dépendent étroitement du mode de réalisation de chaque stade de la séquence ci-dessus. Les processus de transfert de masse et de transfert d'énergie sont en étroite dépendance. L'amélioration des coefficients réels de transfert de masse et de chaleur influe directement sur le rendement énergétique et sur la production.

Tous les efforts des chercheurs dans ce domaine portent sur l'optimisation des conditions opératoires, sur l'amélioration des coefficients de transfert (lutte contre l'entartrage et la corrosion, traitements de surface, vitesse de circulation des fluides, augmentation des surfaces d'interface) et sur la diminution des pertes énergétiques par un meilleur dimensionnement de l'installation.

Le rendement des différents distillateurs dépends étroitement de la qualité des matériaux utilisés dans leur fabrication et des prétraitements antitartre et anticorrosion prévus. Les investissements et les coûts d'exploitation y seront liés. Dans ce domaine, les économies d'investissement se paieront durement en durée de vie, en frais d'entretien et en rendement.

Une tentative intéressante a été d'employer de l'énergie solaire pour mettre en application les distillateurs solaires. Il subsiste de cette tentative le distillateur solaire simple effet du type serre, d'un emploi commode dans les régions arides ensoleillées pour la production de faibles quantités d'eau douce. Ce type de distillateur apparaît comme relativement simple à réaliser, mais sa faible production est essentiellement liée à sa conception même. En effet, la couverture, qui devrait être une surface froide afin de permettre une bonne condensation, est chauffée par le rayonnement solaire incident, par la convection à l'intérieur de la cavité et par le rayonnement infrarouge provenant de l'eau chauffée sur fond noir. De plus, les gouttelettes formées au niveau de la face interne de la couverture empêchent le rayonnement solaire d'atteindre l'absorbeur. Aussi, la rigidité du distillateur ne permet pas le suivi régulier de la position du soleil. La lame d'eau, par sa grande épaisseur ainsi que les sels précipités, présente une inertie trop importante. Les parois latérales étant hautes, elles forment une ombre qui diminue la surface efficace de l'absorbeur. C'est le fond, généralement noirci, qui absorbe le rayonnement solaire et chauffe l'eau indirectement. Il doit donc être bien calorifugé pour éviter les pertes thermiques par le sol.

Pour assurer une condensation efficace, la paroi transparente devrait donc être aussi froide que possible ; or celle-ci est toujours plus ou moins chaude, du fait de sa transparence non parfaite, des salissures qui s'y déposent, et de son orientation oblique par rapport aux rayons solaires. Le rayonnement solaire a donc de grandes difficultés à parvenir jusqu'à la surface de l'eau en cours d'évaporation.

La recherche des conditions optimales pour une meilleure performance de la distillation solaire doit s'orienter vers : l'optimisation du captage, le meilleur rendement à l'évaporation, la récupération des chaleurs de condensation et la simplicité de construction des distillateurs solaires pour leur utilisation en milieu rural.

C'est dans cet objectif, que le projet de Distillateur à Film Capillaire (DIFICAP) a démarré depuis plusieurs années. Il avait fait l'objet d'un brevet français type CNRS par les chercheurs C. et R. Ouahes et P. Le Goff. C'est un distillateur à multiple effets ou à plusieurs étages.

Le film capillaire, formé à l'aide d'un tissu très fin collé à l'évaporateur, permet d'accentuer le processus d'évaporation – condensation ; la chaleur de condensation est récupérée pour l'évaporation du film capillaire suivant.

Etant donné sa conception rustique, sa simplicité de construction et sa robustesse, il s'adapte bien aux zones désertiques et rurales de faibles moyens et technicité ; il est mis en application pour résoudre certains problèmes de manque d'eau douce dans ces contrées.

Nous poursuivons dans cette étude la mise au point de ce distillateur sous les aspects suivants : modélisation mathématique des transferts de chaleur et de matière et expérimentation sous rayonnement solaire.

Notre étude porte sur l'influence de tous les paramètres, externes et internes, sur la production du distillateur et a pour objectif l'amélioration des conditions opératoires et l'optimisation de son rendement.

RESUME

Ce sujet de recherche, dont le titre est “ Recherche des conditions optimales pour le dessalement des eaux saumâtres à l’aide du distillateur à film capillaire”, est relatif à l’application de l’énergie solaire pour le dessalement des eaux à l’aide des distillateurs solaires.

Le distillateur à film capillaire (en abrégé : DIFICAP) est un distillateur solaire multi-étagé, conçu et breveté par R. C. Ouahes et P. Le Goff, qui présente l’avantage de réutiliser la chaleur de condensation de la vapeur d’eau pour évaporer une autre quantité d’eau. Ce procédé permet donc la réalisation d’un dispositif à plusieurs étages.

Le but recherché dans cette étude étant l’amélioration des conditions opératoires de l’installation de distillation en vue d’obtenir un rendement optimal.

Après avoir effectué une étude critique des procédés de distillation solaire, nous sommes arrivés à la conclusion qu’un film capillaire obtenu à l’interface d’un tissu et d’un métal est susceptible de répondre à l’objectif recherché.

L’étude du distillateur à film capillaire nous a permis de sélectionner le tissu convenable pour la formation du film capillaire. Les forces de tension interfaciales, relativement intenses vis à vis des forces de gravité, jouent un rôle très important dans la formation du film capillaire. La minceur du film, l’élimination automatique de toute trace d’air, l’automaintenance du tissu et la continuité dans l’épaisseur du film sont autant de facteurs qui favorisent une bonne efficacité et une bonne fiabilité du distillateur solaire.

L’accent est mis sur la modélisation mathématique des phénomènes thermophysiques existant dans chaque cellule du distillateur : le flux thermique existant entre les plaques est dû au rayonnement, à la convection naturelle thermique, à la convection naturelle matérielle et au phénomène d’évaporation-condensation.

Une analyse bibliographique de l’ensemble des corrélations proposées dans la littérature par différents auteurs est exposée dans cette étude, permettant ainsi d’exprimer les différents flux thermiques et massiques au niveau du distillateur.

Un système d’équations traduisant les bilans d’énergie et de masse pour un étage du distillateur est établi pour les différents éléments de l’installation (couverture vitrée, évaporateur et condenseur). Ce système d’équations différentielles couplées est résolu par la méthode de Runge- Kutta, en faisant appel aux données et corrélations proposées dans la littérature. Ce qui permet de déterminer l’influence des paramètres sur la performance du distillateur et d’estimer ainsi sa production.

Le modèle mis au point permet donc de simuler le fonctionnement du distillateur mono-étagé : on obtient, à débit et température d’alimentation fixés, les paramètres externes instantanés (température ambiante et flux solaire incident), la température instantanée des éléments du distillateur ainsi que la production instantanée.

Résumé

Une étude comparative, entre les flux d'évaporation - condensation déterminés expérimentalement et les flux thermiques d'évaporation-condensation théoriques, montre que les valeurs expérimentales sont proches des valeurs calculées à partir de quelques corrélations proposées dans la littérature.

L'application pratique de ce distillateur a été réalisée comme suit :

Une première expérimentation a été effectuée à la Station du Laboratoire de Chimie Solaire à l' U. S. T. H. B. où un prototype de distillation solaire a fonctionné avec l'eau courante préchauffée, comme source d'alimentation, prise à différentes températures. Un deuxième prototype a été couplé à un chauffe-eau solaire en vue d'améliorer le rendement et de pouvoir ainsi opérer d'une façon continue, même sans flux solaire.

Les résultats expérimentaux montrent que la production est fonction des paramètres externes et internes (intensité du flux solaire, vitesse du vent, température de l'eau d'alimentation, débit d'alimentation, nature du tissu, dimensions des plaques, nombre d'étages.....)

Une autre expérimentation a été effectuée à la Station Expérimentale INRAA de Touggourt sur un deuxième prototype en utilisant, comme source d'alimentation, l'eau saumâtre et chaude de la nappe albienne.

Les résultats expérimentaux montrent que la production dépend également de tous les paramètres externes et internes.

Pour optimiser le rendement, il faudra tenir compte de tous ces paramètres, sans oublier les problèmes techniques rencontrés au cours de l'expérimentation (corrosion, entartrage, pertes thermiques,.....)

Les résultats obtenus sont fort encourageants pour une large application de ce procédé de distillation solaire, dont le rendement est meilleur que celui de la distillation serre.

L'utilisation de ce distillateur, de conception simple et de rendement acceptable pour les petites communautés rurales et désertiques, est d'une grande utilité pour résoudre certains problèmes de manque d'eau potable posés dans ces régions à fort ensoleillement.

Un meilleur dimensionnement est nécessaire pour réduire les pertes de vapeur et les pertes thermiques. Il faut également une bonne maintenance en vue de minimiser les problèmes techniques et faire augmenter la durée de vie de l'appareil.

Chapitre I LES CARACTERISTIQUES DE L'ENERGIE SOLAIRE

1. Introduction

Les réserves terrestres en combustibles fossiles et nucléaires ne représentent même pas 20% de l'énergie envoyée par le soleil en une année. Cette énergie, d'origine nucléaire extra-terrestre résultant des réactions chimiques, se trouve à des millions de kilomètres de la surface de la terre (près de 149 millions). Elle équivaut à $3,47 \cdot 10^{24}$ GWh, le soleil est inépuisable à l'échelle humaine bien que sa masse diminue de 5 millions de tonnes par seconde. La terre capte annuellement une énergie solaire équivalente à presque 10 fois l'ensemble des réserves fossiles bien qu'elle ne dépasse le un dix- milliardième de l'énergie envoyée par le soleil. ($1/10^{10}$)

2. Caractéristiques de l'énergie solaire

Cette énergie est caractérisée par :

2. 1. Abondance

Elle est très abondante. La quantité d'énergie consommée par la terre ne représente qu'un dix millième de l'énergie reçue du soleil.

Le rapport paru dans le bulletin de l'association suisse des électriciens (1978), lequel rapport s'inspire des résultats de la Conférence Mondiale de l'Energie à Istanbul en 1977 a donné les valeurs moyennes des réserves mondiales d'énergie primaire non renouvelable, soit : charbon : 300000 EJ, pétrole : 10500 EJ, gaz naturel : 6800 EJ, combustible nucléaire : 4400 EJ (1 EJ = 10^{18} Joules).

Ces réserves étant celles assurées et probables alors que l'énergie solaire représente une source de 3 millions d'EJ (soit $3 \cdot 10^{24}$ J !!) par an ce qui est un moyen de se faire une idée sur l'abondance de cette énergie malgré que son utilisation rentable pose encore des difficultés.

En Algérie par exemple, les estimations faites sur la base des données présentées par les stations météorologiques montrent que l'énergie solaire reçue annuellement s'élève à 5,2 10^{12} MWh par an, soit : 430 fois les réserves algériennes de pétrole, 4,8 fois les réserves mondiales de pétrole ou la production à pleine charge de 7000 centrales nucléaires de 1000 Mégawatts.

2. 2. Dispersion

L'énergie solaire est disponible en tout point du globe terrestre alors que les autres énergies conventionnelles sont concentrées en certaines sources (gisements pétroliers, centrales électriques). L'énergie solaire ne nécessite pas d'être transportée vers les centres d'utilisation, cette dispersion est un avantage mais elle est contrariée par le fait que la puissance incidente par unité de surface est faible. La puissance solaire est de l'ordre de 1kW/m^2 au niveau du sol. En ce qui concerne l'Algérie, nous avons au nord du pays : $1700\text{ kWh/m}^2/\text{an}$ pour 2600 heures d'ensoleillement ; dans les hauts plateaux : $1900\text{ kWh/m}^2/\text{an}$ pour 3000 heures d'ensoleillement et au sud : $2200\text{ kWh/m}^2/\text{an}$ pour 3400 heures d'ensoleillement.

La dispersion fait que l'énergie solaire est disponible, c'est une énergie qui couvre les besoins décentralisés et à la portée des populations rurales.

2. 3. Intermittence

L'énergie solaire est intermittente et irrégulière du fait de l'alternance des jours et des nuits, des saisons, des passages nuageux, ce qui laisse dire que l'énergie solaire est une "énergie sauvage" qu'il faut convertir en énergie utilisable et sa variation n'est pas sous le contrôle de l'être humain.

On évalue la durée d'ensoleillement direct comme variant de 1000 à 4000 h/an, pour l'Algérie entre 2600-3400 h/an. Plus on descend vers les zones arides, plus l'irrégularité disparaît, seule l'intermittence subsiste.

3. Rayonnement solaire

3. 1. Spectre du rayonnement solaire

La répartition de l'énergie solaire dans les trois bandes du spectre du rayonnement thermique est donnée par : Tableau 1

Type de rayonnement	Longueur d'onde(μm)	% de la D.E.S.	% de la D.E. (corps noir à 5762 K)
Ultra- Violet	$\lambda < 0,38$	7	6,7
Visible	$0,38 < \lambda < 0,78$	47,3	49,6
Infrarouge	$0,78 < \lambda < 15$	45,1	43,4

D. E. S. : distribution énergétique solaire

D. E. : distribution énergétique

Remarque : On constate un faible écart entre les distributions énergétiques d'un corps noir à 5762 K et celles du soleil, donc l'approximation est bonne en considérant le soleil comme un corps noir.

3. 2. Rayonnement au voisinage du sol

Les rayonnements au voisinage du sol peuvent être divisés en deux catégories : les rayonnements de courte longueur d'onde (0,2- 4 μm) d'origine solaire et les rayonnements de grande longueur d'onde (4- 8 μm) émis par les sources terrestres(sol, atmosphère).

Le plus important dans l'étude du rayonnement solaire est l'énergie reçue hors de l'atmosphère qui porte le nom de constante solaire E : $E = \phi_0/4\pi a^2$, ϕ_0 étant la puissance rayonnée par le soleil, elle équivaut à $4 \cdot 10^{26}$ W et a : distance terre - soleil (en m), ce qui donne une constante solaire $E = 1353 \text{ W/m}^2$

Le rayonnement solaire arrivant au sol est formé de rayonnements direct et diffus dont l'ensemble forme le rayonnement global. Près de 98% de l'énergie est rayonnée entre 0,25 et 4 μm , elle se répartit de la façon suivante :

Tableau 2

Longueur d'onde (μm)	% d'énergie	Nature du rayonnement
$\lambda < 0,4$	8	Ultraviolet
$0,4 < \lambda < 0,7$	41	Visible
$\lambda > 0,7$	51	Infrarouge

3. 3. Constante solaire

C'est le rayonnement direct reçu par l'unité de surface placée perpendiculairement aux rayons du soleil à la limite extérieure de l'atmosphère terrestre. $I_0 = 1353 \text{ W/m}^2$ représente une moyenne annuelle.

3. 4. Rayonnement global

La radiation globale est l'énergie disponible au cours d'une journée sur une surface horizontale au niveau du sol, compte tenu des variations diurnes et saisonnières de l'apport réel d'énergie solaire.

L'intensité globale du rayonnement solaire arrivant aux confins de l'atmosphère est constante et égale à $1,35 \text{ kW/m}^2$ ou $0,135 \text{ W/cm}^2$ normal aux rayons solaires.

A Alger (latitude : 36° N , altitude : 59 m), par exemple, l'énergie globale moyenne annuelle est de $4,2 \text{ kWh/m}^2/\text{jour}$.

3. 5. Rayonnement diffus

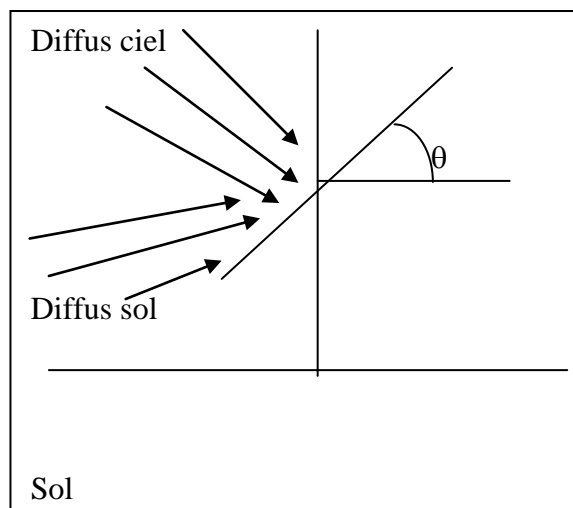


Schéma 1 Rayonnement diffus

Le flux solaire direct est exprimé par : $F_{SD} = (\tau\alpha)_d(H-H_D)$ (I.1)

Le flux solaire diffus par le ciel est exprimé par : $F_{SC} = R_b H_D(1+\cos\theta)(\tau\alpha)_c/2$ (I.2)

Le flux solaire diffus par le sol est exprimé par : $F_{SS} = H P_s (\tau\alpha)_s(1-\cos\theta)/2$ (I.3)

Le flux solaire absorbé par le capteur d'un distillateur solaire tient compte de tous ces flux et de l'effet de serre dû aux réflexions multiples sur le vitrage à l'intérieur du capteur.

Soit : $\phi_{abs} = (\tau\alpha)_d(H-H_D) + R_b H_D(1+\cos\theta)(\tau\alpha)_c/2 + H P_s (\tau\alpha)_s(1-\cos\theta)/2$ (I.4)

Avec H : flux solaire global ; H_D : flux solaire diffus ; R_b : facteur d'inclinaison ; $\tau\alpha$: produit effectif de la transmittivité du verre et de l'absorptivité de la plaque ; θ : latitude du lieu (angle compris entre l'équateur et un point situé sur la terre) = inclinaison du capteur.

Chapitre II PROBLEMATIQUE DE L'EAU POTABLE

1. Le rôle de l'eau dans la vie

L'eau joue, dans le développement de la vie humaine, animale ou végétale et dans l'évolution des sociétés, un rôle irremplaçable. Pour vivre et pour agir, l'homme a été et demeurera toujours un utilisateur de l'eau.

Les disponibilités hydriques naturelles doivent exister en quantités suffisantes, même dans les régions arides et déshéritées, pour que leur répartition et leur utilisation ne présentent pas de difficultés particulières. Mais en notre époque moderne, caractérisée par un essor démographique, industriel et agricole sans précédent, des utilisations nouvelles sont venues s'ajouter aux usages anciens et traditionnels de l'eau. L'exploitation de plus en plus poussée des potentiels de production jointe à la nécessité d'alimenter des collectivités plus nombreuses, et où les besoins de chaque individu sont en augmentation constante, exigera dans les années qui viennent des ressources hydriques toujours plus importantes.

La marge excédentaire qui a pu longtemps exister entre ressources disponibles et besoins à satisfaire va ainsi en s'amenuisant de jour en jour. Tous les pays ont donc, ou auront à brève échéance, à faire face à un problème d'optimum, c'est-à-dire de recherche des solutions les plus rationnelles et les plus efficaces pour exploiter et répartir au mieux la totalité des ressources hydriques dont ils peuvent disposer. Il apparaît ainsi que l'eau ne doit plus être considérée comme un capital inépuisable dont chacun, individu ou collectivité, peut user à sa guise, mais qu'elle constitue au contraire une richesse soumise à des lois économiques bien précises.

Il est un fait, cependant, qu'à l'inverse des autres gisements de matières premières qu'exploite l'homme – gisements dont la caractéristique essentielle est de n'exister qu'en stocks limités et donc voués à une disparition progressive – les ressources hydriques naturelles se présentent sous la forme d'un flux constamment renouvelé par le cycle de l'eau. Mais elles ne sont pas pour autant illimitées en valeur absolue. De plus, elles se caractérisent par une extrême irrégularité dans l'espace et dans le temps.

C'est donc à un difficile problème de mise en valeur et de gestion d'un stock fluctuant au rythme des saisons et au cours des années qu'auront à faire face les organismes responsables d'une politique de l'eau, problème qui ne saurait d'ailleurs être abordé sans une confrontation

préalable des ressources disponibles et des besoins à satisfaire. Mais si l'inventaire des ressources est plutôt du domaine de la technique scientifique, l'évaluation des besoins actuels et futurs est affaire de sociologie, d'économie et d'organisation. Elle sera évidemment variable suivant les pays, leurs conditions particulières, leur état de développement, leurs possibilités. Le problème se compliquera encore lorsque dans certains d'entre eux où l'eau est rare, et en pareil cas de qualité souvent médiocre, un choix devra être fait en vue de satisfaire en priorité certains besoins.

2. Qualité de l'eau potable

Les qualités exigibles d'une eau d'alimentation impliquent la garantie de son innocuité vis-à-vis de l'homme et des animaux qui seront appelés à la consommer. Les exigences des consommateurs, très rigoureuses dans certains pays et plus particulièrement dans certaines contrées ou villes habituées à des eaux de qualités excellentes, s'atténuent par accoutumance et peuvent s'adapter à des conditions particulières. Ainsi le goût prononcé d'hypochlorite de certaines eaux de distribution aux Etats-Unis et dans les pays de l'Est (Pologne, ex- U.R.S.S., Républiques tchèque et slovaque) est insupportable pour les Français, et inversement la disparition de cette saveur particulière inquiète les autochtones.

Une eau potable doit présenter un certain nombre de caractères physiques, chimiques, biologiques et en outre répondre à des critères organoleptiques essentiels (elle doit être incolore, insipide, inodore, fraîche) appréciés par le consommateur (voir tableau en annexes). Toutefois, ses qualités ne peuvent pas se définir dans l'absolu, ni d'une manière inconditionnelle. L'Organisation Mondiale de la Santé a édicté des normes internationales pour l'eau de boisson, qui comprennent un exposé général des normes bactériologiques, physiques, chimiques, biologiques et radiologiques. En ce qui concerne le taux de salinité, il ne doit pas dépasser 500 parties par million (p. p. m.) ou mg/L tous sels confondus pour une eau potable.

De nombreux pays ont par ailleurs établi des normes de qualité. La Communauté Economique Européenne a établi une norme que les États membres devaient appliquer à partir de 1985. Cette norme prend en compte 62 paramètres analytiques.

Les eaux souterraines sont d'autant plus pures (bactériologiquement) qu'elles se trouvent situées à une grande profondeur, surtout lorsqu'elles sont protégées par une couche imperméable de l'introduction plus ou moins directe des eaux de surface.

Les eaux de surface (cours d'eau, lacs, réservoirs) sont toujours sujettes à des contaminations temporaires ou permanentes. Elles ont l'inconvénient d'avoir une température assez variable, élevée pendant la saison chaude, et ne peuvent être livrées à la consommation sans traitement préalable.

Avant d'organiser un programme de traitement, il est indispensable, d'une part, de fixer un certain nombre de critères auxquels l'eau captée doit satisfaire, d'autre part de procéder à des prélèvements et analyses. À cet égard, il ne faut jamais perdre de vue que les résultats fournis par une analyse définissent les caractéristiques de l'échantillon d'eau dans l'état où il se trouve au moment où les mesures sont effectuées (état instantané). L'analyse doit être effectuée le plus rapidement possible et, malgré les précautions prises, l'altération de certaines caractéristiques est inévitable au cours du transport et des manipulations exigées par l'application des méthodes de mesure. En effet, certaines caractéristiques de l'eau présentent une grande instabilité, et il est rare que l'analyse fournisse une image exacte de l'eau à laquelle se réfère l'échantillon pour que l'on puisse, à partir des données obtenues, décider du traitement industriel. Ces données approximatives fournies par l'analyse exigent un ajustement périodique des traitements.

3. Ressources et besoins à l'échelle mondiale

Une enquête de la Banque Mondiale a révélé que, sur notre planète, environ un milliard d'êtres humains souffre d'un manque d'eau potable. Actuellement, la demande effective, évaluée en moyenne mondiale à 500 m^3 d'eau par an et par habitant, atteint et peut même dépasser $1\,000 \text{ m}^3$ dans les pays à haut niveau de développement technique. Dans moins d'un siècle, ces chiffres devront être doublés. Et si l'on considère qu'à cette époque la population du globe sera – à moins de catastrophe imprévisible – passée de 3,5 à quelque 20 milliards d'habitants, il lui faudra plus de $20\,000 \text{ km}^3$ d'eau par an pour répondre à tous ses besoins, essentiellement agricoles, alimentaires et industriels.

Quelles sont, ou quelles seront, en regard de cette demande, les ressources disponibles ? On a pu estimer à 1,34 milliards de kilomètres cubes le volume total de l'eau que contient notre planète. Mais les océans et mers intérieures ou lacs salés constituent à eux seuls plus de 97 % de l'ensemble ; quant aux eaux douces, évaluées à 38,3 millions de kilomètres cubes, si l'on met à part les 29,5 millions de kilomètres cubes faits de glaciers et calottes polaires et que l'on doit considérer comme non directement utilisables, il ne reste plus qu'environ 8,8 millions de kilomètres cubes effectivement disponibles, dont plus de 8,6 millions en réserves

souterraines. C'est l'eau courante des fleuves et rivières que l'homme utilise le plus largement. Or il n'y en a, sur toute la surface terrestre, que $1\,250\text{ km}^3$; il convient cependant de noter que si, à un instant donné, de telles disponibilités ne représentent qu'un volume relativement faible, leur potentiel d'utilisation est considérablement accru du fait que ces eaux sont constamment renouvelées par le cycle hydrologique. La valeur des apports annuels moyens de tous les cours d'eau du monde doit en effet dépasser $35\,000\text{ km}^3$, soit de vingt-cinq à trente fois le 'volume statique' mesuré à un instant donné. Ce chiffre peut paraître rassurant : il est près de deux fois ce qui a été estimé nécessaire pour la satisfaction de tous les besoins mondiaux au cours du siècle à venir. Ce n'est cependant qu'une valeur moyenne, et les ressources hydriques naturelles comme d'ailleurs les zones de peuplement sont, on le sait, très irrégulièrement réparties dans le monde. Il est donc des pays, comme l'Algérie, qui, en matière d'utilisation des eaux, auront à faire face à de sérieuses difficultés, s'ils n'ont pas déjà atteint le point critique comme on peut le constater en diverses régions à population très dense. A titre d'exemple, le besoin hydrique dans les pays maghrébins est déjà évalué à 5 millions de mètres cube par an.

L'Algérie, de part son programme de développement et ses vastes régions arides et semi-arides, est directement confronté aux problèmes de la disponibilité de l'eau potable dans l'état actuel . Le nord du pays connaît actuellement un manque énorme d'eau potable ; en effet, on assiste depuis longtemps à des coupures longues et fréquentes de l'eau courante, car les réserves d'eau potable ne suffisent plus à tout le monde, sans oublier encore les périodes de sécheresse connues depuis des années. Il faudra donc trouver les moyens les plus efficaces pour approvisionner la population en eau potable.

La zone saharienne, aride (précipitation inférieure à 100 mm/an), couvre les deux tiers de la superficie totale du pays. Elle est caractérisée par l'existence de deux nappes différentes : la nappe albiennaise, à 2000 m de profondeur environ : elle est chaude ($60 - 70^\circ\text{C}$) et saumâtre ($2 - 5\text{ g/L}$). Cette nappe est évaluée à 1,7 milliards de mètres cubes. La nappe phréatique, à une profondeur de 200 m environ, est froide et salée ($4 - 10\text{ g/L}$).

Ces deux nappes représentent donc une ressource hydrique intéressante à exploiter pour les usages domestiques et pour la mise en valeur du Sahara algérien, et même approvisionner peut être les autres parties du pays. Néanmoins, leur taux de salinité significatif pose encore un sérieux problème pour la boisson.

A titre d'exemple, on présente dans le tableau ci-dessous les résultats des analyses effectuées par l' Agence Nationale des Ressources Hydriques à Ouargla sur différents puits de la région de Touggourt.

On remarque sur ce tableau que la concentration, pour tous les ions, dépassent de loin les normes établies par l' Organisation Mondiale de la Santé (O. M. S.).

Tableau 1 : Valeurs admissibles établies par l' O. M. S.

Nature de l'ion	Concentration (mg/L)
Cl ⁻	200
Ca ⁺⁺	75
Mg ⁺⁺	50
SO ₄ ⁻⁻	150
Na ⁺	150

Tableau 2 : Analyse de l'eau de la nappe albienne effectuée en 1997 par l' A. N. R. H. dans la région de Touggourt

Nom du puits						
Ion(mg/L)	Sidi Mahdi	Sidi Slimane1	Sidi Slimane2	Taibet	Ain Sahra	Guedachi
Ca ⁺⁺	32	68	68	154	34	120
Mg ⁺⁺	214	255	320	217	201	156
Na ⁺	185	150	220	190	190	240
K ⁺	32	30	33	32	32	30
Cl ⁻	540	500	725	725	370	435
SO ₄ ⁻⁻	650	830	838	744	655	696
HCO ₃ ⁻⁻	107	107	106	98	88	101
NO ₃ ⁻	0	0	0	0	0	0
Résidu sec	2130	2302	2430	2596	2100	1890
Conductivité (mS/cm)	2,1	2,91	3,04	3,32	2,12	1,9

4. Ressource et approvisionnement en eau

La ressource principale est constituée par l'eau en mouvement dans le cycle de l'eau provoqué par l'impact de l'énergie solaire rayonnante sur le globe terrestre ; la fraction non rééaporée de cette eau saumâtre en mouvement s'infiltré ou ruisselle. Dans la pratique, on distingue les eaux souterraines (sources et nappes phréatiques) et les eaux superficielles (cours d'eau, lacs, étangs, réservoirs artificiels).

Les nappes souterraines sont des réservoirs dont certains sont énormes et contiennent plusieurs milliards de mètres cubes d'eau. La plupart de ces nappes sont en liaison d'une manière ou d'une autre avec la surface et alimentées par les pluies. Ce renouvellement peut être faible comparé au volume du réservoir, mais c'est lui qui garantit le maintien à terme et qui constitue la vraie ressource. Toutefois, il ne faut y faire appel qu'avec une grande prudence et en fonction des facultés de réapprovisionnement naturel des nappes (dont l'évaluation est toujours approximative) sous peine de voir baisser le niveau plus ou moins dangereusement. On voit ainsi apparaître la liaison capitale entre l'approvisionnement, le prélèvement et le temps. Elle est particulièrement nette dans le cas d'un cours d'eau dont la puissance ne peut pas s'exprimer par un volume, mais par un débit. Lorsqu'on connaît les caprices des rivières, leurs apports désordonnés générateurs d'inondations et de ruines, les périodes de sécheresse consécutives, on est amené à penser au débit instantané, notamment à celui de l'étiage. Cela est d'autant plus justifié que si les besoins humains et industriels sont relativement constants au cours de l'année, la consommation agricole est maximale pendant les périodes sèches. En fait, si le bilan général ne met pas en évidence une pénurie, la répartition des ressources est très inégale.

Pour être complet, il faut citer les eaux profondes ou fossiles qui ne circulent pas ou se déplacent très lentement, les eaux juvéniles (produit de réactions magmatiques) et l'eau de mer, dont l'utilisation généralisée n'est que prospective.

L'utilisation rationnelle d'une ressource implique une connaissance approximative suffisante de son renouvellement, de sa qualité et des divers besoins qui devront être satisfaits.

D'un point de vue purement technique, l'étude préalable doit être effectuée par un bureau qualifié faisant notamment appel à des spécialistes du domaine ainsi qu'aux renseignements statistiques existants concernant les précipitations, le ruissellement, les vitesses d'infiltration et de circulation. À cette occasion il sera également procédé à une étude sanitaire et technique

concernant les corrections à apporter à la qualité. Ces études, dans certains cas, peuvent conduire à des travaux préliminaires relativement importants (forages de reconnaissance, piézomètres, seuils de jaugeage, campagne hydrométrique et bilan hydraulique).

5. Production de l'eau potable : le dessalement des eaux n'est-il pas un moyen efficace ?

5. 1. L'importance mondiale des techniques de dessalement économiquement valables

Le manque d'eau douce était, il n'y a pas si longtemps, particulier à la zone aride ou semi-aride, mais actuellement cette disette affecte tous les pays du monde et aussi bien les milieux ruraux que les zones urbaines.

Le nombre d'êtres humains est devenu tel que l'eau douce, jadis considérée comme un don gratuit de Dieu, commence à manquer de façon tragique et de façon directe - et surtout indirecte - et est en passe de devenir, même dans les pays les plus favorisés, le facteur limitant numéro un du développement de l'humanité.

On cherche, il est vrai, dans le monde entier à utiliser au mieux les ressources en eau douce, pour tenter de satisfaire les besoins croissants des populations, des industries et de l'agriculture. Un vaste recensement des ressources en eau douce du globe est en cours sous l'égide de l'UNESCO, mais on sait déjà que les ressources naturelles en eau douce ne suffiront plus dans quelques années. L'humanité serait-elle alors vouée à manquer d'eau, alors que 70% de la surface du globe est recouverte par les océans et les mers ?

Certes, le problème se posera avec acuité dans l'avenir si les techniques de dessalement des eaux existant actuellement ne connaîtront pas un développement à travers toutes les parties du monde. Ces différentes techniques, pour l'obtention de l'eau douce à partir des eaux saumâtres ou salées, concernent toutes les réserves mondiales (eaux saumâtres, eau de mer,.....). Cette question, qui se pose déjà ou se posera dans un certain nombre d'années dans certaines régions tempérées surpeuplées ou fortement industrialisées, va se poser aussi de plus en plus dans les pays chauds, les régions tropicales ou arides connaissant des périodes de sécheresse parfois très longues qui influent défavorablement sur le régime des cours d'eau ou sur les nappes souterraines.

On connaît maintenant divers procédés de dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres, mettant en jeu des techniques dont certaines sont déjà très perfectionnées et très sûres. Mais à quel prix peut-on dessaler ces eaux ? La technique n'est pas tout et cette question du prix de revient du mètre cube d'eau douce est fondamentale.

Les pays en voie de développement qui ne peuvent se procurer de l'eau qu'à bas prix, à moins de recevoir une aide financière souvent très élevée d'autres pays qui, paradoxalement, peuvent eux-mêmes comporter des régions sous-développées et peuvent donc eux aussi souffrir du manque d'eau potable.

Un volume d'eau d'une ampleur inimaginable : 1 370 000 km³ recouvre les 3/4 de la surface du globe. Mais il n'est pas utilisable pour les besoins des populations, pas plus que pour fertiliser le sol, car cette eau contient en moyenne 3,5 % de sel.

5. 2. Qualité à exiger des eaux dessalées

Concernant la terminologie, l'expression sels dissous s'applique à l'ensemble des sels de sodium et de potassium et des sels alcalino-terreux (chlorures, sulfates, carbonates ou bicarbonates). Les expressions teneur en sels dissous ou salinité sont équivalentes. Aux Etats-Unis, on évalue la salinité en p. p. m. (parts per million). En France, on l'évalue soit en p. p. m.(parties par million), soit en grammes ou milligrammes par litre.

Un p. p. m. représente 1 mg par 1000 g d'eau saline. Ce n'est pas exactement 1 mg par litre d'eau saline, mais l'écart est très faible. Une eau de mer ayant une salinité de 36 g/L par exemple, à 20°C, a une masse spécifique égale à 1,025 et il est facile de vérifier que cette salinité de 36 g/L équivaut en réalité à 35 100 p. p. m.

Selon les normes de l'Organisation Mondiale de la Santé (O. M. S.), une eau destinée aux usages domestiques doit avoir une salinité inférieure ou égale à 500 mg/L. De plus elle ne doit pas contenir plus de 200 mg/L de chlorures (une forte concentration en chlorures rend l'eau absolument inutilisable pour la boisson), ni plus de 75 mg/L de calcium, ni plus de 50 mg/L de magnésium, ni plus de 150 mg/L de sulfates (les sulfates la rendent laxative).

Cependant, des eaux d'une teneur de 1000 p. p. m. (partie par million) peuvent être à la rigueur acceptables quand des eaux moins minéralisées ne sont pas disponibles. En effet un consommateur non accoutumé ne perçoit pas de goût insupportable en-dessous de 1500 à 2000 p. p. m. Mais au-dessus de 2000 p. p. m. un traitement de déminéralisation s'impose.

Aux Etats-Unis, il est vrai, plus de cent services publics distribuent une eau contenant plus de 2000 p. p. m. de substances dissoutes. Beaucoup d'habitants s'adaptent à cette eau, d'autres recherchent une autre eau plus conforme à leur goût, mais, pour un visiteur étranger à la région, cette eau risque d'avoir un goût insupportable.

Le service américain de la Santé Publique considère qu'une eau potable de bonne qualité ne doit pas contenir plus de 200 p. p. m. de sels dissous et tolère à la rigueur jusqu'à 500 p. p. m.

D'autre part, les normes internationales O.M.S. de 1965 (T.D.S. limité à 500 p. p. m.) tolèrent à la rigueur jusqu'à 1 500 p. p. m., en considérant alors que la potabilité de l'eau est nettement diminuée.

En générale, on peut tolérer approximativement les teneurs suivants en sels : pour les usages domestiques, jusqu'à 0,5 g/L ; pour certains besoins industriels, parfois jusqu'à 1 g/L ou au-delà ; pour les irrigations, souvent jusqu'à 1 g/L, et dans certains cas bien au-delà. Mais ces indications ne sont que très approximatives, les exigences des industries et des cultures étant très diverses. C'est ainsi que les chaudières modernes nécessitent une eau très pure, exempte de tous sels ; on doit presque toujours opérer un traitement de déminéralisation totale, notamment pour les chaudières fonctionnant sous une pression supérieure à 50 bars. D'autre part, à l'autre extrémité de l'échelle des salinités, des essais sont effectués en Israël pour irriguer certaines cultures avec de l'eau de mer ou des eaux dont la salinité est voisine de celle de l'eau de mer.

5. 3. Salinités des eaux saumâtres et de l'eau de mer

Une eau saumâtre est une eau saline non potable, de salinité inférieure à celle de l'eau de mer. Les eaux de certaines nappes superficielles ou souterraines peuvent être salées, avec des salinités très diverses. Les eaux des lagunes, plus ou moins en communication avec la mer, peuvent présenter une salinité très élevée. On trouve aussi à l'intérieur des continents des lacs d'eau salée.

Si, d'autre part, on examine le cas des eaux souterraines chargées de sels qu'on trouve dans différentes régions du monde, on constate que leurs salinités sont très diverses et comprises entre 2 grammes environ et quelques centaines de grammes par litre. Mais ce sont les eaux saumâtres les moins chargées en sels qui sont les plus abondantes, et la question du dessalement de ces eaux se pose essentiellement pour celles dont la salinité est comprise entre 2 et 10 g/L, et le plus souvent entre 2 et 5 g/L. Ces eaux saumâtres, en générale, contiennent proportionnellement davantage de sels de magnésie ou de sulfates que l'eau de mer. D'autre part, les eaux de drainage peuvent contenir 4 g/L de sels ou davantage.

L'eau de mer est un liquide dont la composition est extraordinairement variée, puisqu'on y trouve une cinquantaine de corps simples, dont certains, il est vrai, ne sont présents qu'à l'état des traces. L'énumération de ces corps simples va de l'hydrogène, de l'oxygène, du chlore et du sodium - dont les pourcentages en poids sont prédominants- au magnésium, au calcium, au potassium, au soufre, au brome, au fer, au phosphore, à l'iode, au cuivre, à l'or, au nickel, au

cobalt, au radium, à l'uranium, et à beaucoup d'autres corps qui n'existent dans l'eau de mer qu'en infimes quantités.

Mais c'est la teneur de l'eau de mer en sels qui nous intéresse ici. Le sel prédominant est le chlorure de sodium (environ 27 g/L). Il y a aussi du chlorure de magnésium (environ 3,8 g/L), du sulfate de magnésium (environ 1,7 g/L), du sulfate de calcium (environ 1,3 g/L), du sulfate de potassium (environ 0,8 g/L) et du carbonate de calcium (environ 0,1 g/L) ; ce dernier étant d'ailleurs sous forme de bicarbonate soumis à l'équilibre carbonique. Il y a aussi du bromure de magnésium (environ 0,08 g/L).

En additionnant les teneurs ci-dessus, on trouve environ 35 grammes de sel par litre, mais en réalité il faut considérer que, d'une façon générale, l'eau de mer contient de 35 à 42 g/L de sels minéraux dissous, la salinité étant différente selon les mers.

La salinité de diverses mers, en grammes par litre, est la suivante : Mer Méditerranée, de 36 à 39 ; Mer rouge, environ 40 ; Océan Indien, 35,5; Océan Atlantique, 36 ; Mer Baltique, en moyenne 37. Si l'on considère les mers fermées, on trouve 13 dans la mer Caspienne, et par contre la teneur considérable de 270 dans la Mer Morte.

Dans une même mer, d'ailleurs, la salinité diffère d'un point à un autre. Dans la Méditerranée, près du détroit de Gibraltar elle est de 36 g/L ; le long des côtes orientales de la Corse et de la Sardaigne, ou dans la Mer Ionienne, ou encore le long des côtes de l'Algérie, elle est de 38 g/L, pour atteindre 39 g/L dans la zone voisine de l'Asie Mineure ; mais, dans le Nord de la Mer Adriatique, l'apport des fleuves fait descendre la salinité à 33 g/L.

5. 4. Mise en application des procédés de dessalement

Les problèmes du dessalement concernent donc deux catégories d'eaux salines bien différentes : d'une part l'eau de mer, avec une salinité de l'ordre de 35 g/L ; d'autre part des eaux saumâtres chlorurés sodiques ou sélénito - magnésiennes avec une salinité généralement inférieure à 10 g/L.

Une des solutions pour pallier le déficit en eau potable, à laquelle on pense immédiatement, consiste à installer dans les pays où cette ressource fait défaut, mais où se trouve des eaux saumâtres ou marines en abondance, des usines de dessalement, à très haut rendement énergétique. C'est ce qui a été fait dans plusieurs pays du Golfe Persique. Au Koweït, En Arabie Séoudite, au Qatar,..... se trouvent de telles usines, qui produisent des dizaines de milliers de mètres cubes d'eau distillée par jour, et qui ressemblent extérieurement à des raffineries de pétrole avec le même niveau de complexité.

Mais ceci est un cas très particulier. Il ne saurait être question de fournir de telles usines à des pays comme la Mauritanie, le Mali ou l'Éthiopie ; d'abord parce qu'il n'existe pas de réseau de distribution d'eau auquel une telle grande usine devrait être raccordée et aussi parce que ces usines seraient trop onéreuses à l'achat et trop compliquées à entretenir.

Il faut au contraire leur fournir des petites unités de production adaptées à l'échelle d'un village ou même d'une tribu et il faut que ces appareils puissent être réparés si ce n'est même construits à l'aide de matériaux locaux. Il faut, de plus, qu'ils utilisent une source d'énergie bon marché ou même gratuite, comme les énergies solaire ou éolienne.

Comme procédés de dessalement existant à l'échelle mondiale, on peut citer la distillation solaire des eaux marines et saumâtres ; c'est une technique connue depuis près de deux siècles. Plusieurs équipes de recherche s'y consacrent actuellement partout dans le monde : aux U. S. A., en Europe, aux pays du Golfe, en Israël, en Inde, au Japon,

Des rencontres scientifiques lui ont été consacrées. Il n'en reste pas moins que les distillateurs- serres, toujours utilisés, ont un rendement de 3 litres par mètre carré et par jour. Ce rendement est très nettement inférieur à celui des grandes usines automatisées citées plus haut et même à celui des autres types de distillateurs solaires, tel que le distillateur à multiples effets, le distillateur à film capillaire..... .

Il fallait donc reprendre ce sujet- la distillation solaire- à la base ; le repenser comme une opération d'évaporation- condensation à modéliser et à optimiser. Il fallait lui appliquer les méthodes les plus récentes du Génie des Procédés, afin de concevoir et de réaliser un distillateur à multiples effets, comme le distillateur à film capillaire, de haut rendement ; mais tout en conservant le caractère de simplicité et de rusticité indispensable. C'est une des solutions pour alimenter une petite communauté des zones rurales.

Chapitre III LES DIVERS PROCÉDES DE DESSALEMENT DES EAUX

1. Introduction

La procuration de l'eau de bonne qualité s'avère indispensable pour la survie des êtres humains sur terre. A notre époque, le besoin de cette ressource vitale commence à se faire sentir à travers le monde ; de ce fait le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres souterraines ou superficielles, par les différents procédés existant, est devenu une priorité, puisque depuis quelques décennies on assiste à un développement considérable du dessalement des eaux.

La technique de dessalement consiste en la conversion d'eau salée en eau douce, autrement dit l'élimination des ions en solution responsables de la minéralisation de l'eau. Cette élimination porte, suivant les procédés, sur divers éléments constituant la solution saline. Les plus courants concernent l'élimination des sulfates, des chlorures et de divers halogènes.

Les procédés de dessalement actuellement utilisés peuvent être classés comme suit : les procédés de distillation (flash, multiples effets et compression de vapeur) et les procédés à membranes (électrodialyse et osmose inverse). Néanmoins, ces différents procédés sont généralement de gros consommateurs d'énergie.

Actuellement, les installations de grandes capacités fonctionnent déjà principalement au Moyen Orient (Arabie Saoudite, Emirats Arabes Unis, Qatar, Bahrein, Oman et Koweït). En effet, ces pays désertiques pour la plupart ne disposent pas de réserves d'eaux souterraines en quantités suffisantes, ils sont donc obligés de recourir au dessalement de l'eau de mer.

D'autres pays situés en régions arides ou semi-arides ont été obligés d'acquérir des installations de dessalement pour résoudre le problème ponctuel d'approvisionnement en eau potable ; nous pouvons citer entre autres l'Egypte, la Tunisie, le Maroc, le Mexique et l'Algérie.

La plupart de ces installations utilisent des procédés qui sont de gros consommateurs d'énergie, de plus, leur fonctionnement à températures élevées posent souvent des problèmes de corrosion ou d'entartrage ; c'est pourquoi des nouveaux procédés de dessalement de l'eau connus à travers le monde commencent à se développer. Tous ces procédés sont en général conditionnés par les objectifs suivants : l'économie de l'énergie et la diminution des coûts d'investissement.

L'obtention de l'eau douce par dessalement concerne principalement deux catégories d'eau

salée : l'eau de mer et les eaux saumâtres. Les principaux sels dissous en grande quantité sont le carbonate de calcium, le sulfate de calcium, le carbonate de magnésium et le chlorure de sodium. En ce qui concerne l'eau de mer, la concentration en sel varie d'une mer à une autre et d'un lieu à un autre pour la même mer.

Il est possible de séparer les cristaux de sel d'une solution d'eau de mer saturée, mais le sel ne commence à cristalliser que si la concentration devient environ dix fois plus grande que la concentration initiale. Si l'on voulait réaliser industriellement une telle opération, son coût serait prohibitif et, pour obtenir de l'eau douce, il faudrait séparer à peu près la totalité du sel de toute l'eau traitée.

Pratiquement, pour extraire l'eau douce de l'eau de mer, on procède différemment : on sépare de l'eau douce d'une quantité beaucoup plus grande d'eau de mer, dont la portion restante, plus concentrée qu'initialement, est rejetée à la mer. Par exemple, dans une installation de distillation par détente successives et sans recirculation de la saumure, on retirera 1 m³ d'eau douce de 9 m³ d'eau de mer.

D'une façon générale, qu'il s'agisse de dessaler de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre, les sels sont éliminés, non pas sous forme de sels secs, mais dans une solution (dénommée saumure) plus concentrée que l'eau à traiter. Selon le procédé appliqué, l'eau est séparée sous forme de vapeur ou bien sous forme solide ou liquide.

Dans les procédés de distillation, on sépare de la vapeur d'eau qu'il faut ensuite condenser. Dans le procédé de congélation, on sépare des cristaux de glace revêtus d'une mince pellicule de saumure, qu'il faut enlever par lavage, et il reste à fondre ces cristaux pour obtenir de l'eau douce. Dans le procédé d'extraction d'eau douce par formation d'hydrate solide, on décompose par la chaleur les cristaux d'hydrate obtenu, pour en retirer l'eau pure.

L'eau douce peut aussi être obtenue directement sous forme liquide, soit par un procédé dit ionique (électrodialyse, électro- absorption, ou bien procédé de l'échange d'ions), soit par extraction au moyen d'un autre solvant liquide dont il faut ensuite le séparer, soit par une filtration particulière dénommée osmose inverse.

Dans les procédés ioniques, le chlorure de sodium et les autres sels étant ionisés en solution sous forme d'ions positifs et d'ions négatifs, il s'agit d'éliminer ces ions. Pour cela, il y a deux procédés applicables actuellement : l'un, celui de l'échange d'ions, fait intervenir les réactions chimiques particulières à chaque type d'ion ; l'autre procédé, celui de l'électrodialyse, qui est une combinaison de l'électrolyse et de la dialyse, fait intervenir les propriétés électriques des ions et utilise des membranes sélectives qui, tout en étant imperméables à l'eau pure, sont, les

unes perméables aux anions mais imperméables aux cations, et les autres, douées de la propriété inverse.

Dans le procédé de l'osmose inverse, sous l'action d'une pression considérable, des membranes semi-perméables spéciales sont traversées par les molécules d'eau pure, mais ne permettent pas le passage des ions des sels dissous.

Sur le plan énergétique, l'eau de mer (en moyenne, 35 kg de sel par mètre cube) demande une quantité importante d'énergie pour être convertie en eau douce. Dans la réalité industrielle actuelle, elle est de l'ordre de 11 à 16 kilowattheures par mètre cube d'eau douce produit. Le dessalement est donc lié à la disponibilité d'une énergie abondante et d'un coût peu élevé ou, plus exactement, d'un coût acceptable dans la conjoncture locale. On comprend pourquoi les possibilités d'application du dessalement sont très différentes.

2. Les différents procédés de dessalement

Actuellement, il existe plusieurs procédés pour le dessalement des eaux. Ces procédés peuvent être classés généralement en trois grandes catégories :

- Les méthodes qui interviennent sur les liaisons chimiques.
- Les méthodes utilisant les membranes sélectives.
- Les méthodes faisant intervenir les changements de phase.

2. 1. Procédés agissant sur les liaisons chimiques

- L'utilisation d'un solvant pour l'extraction de sels est un procédé qui fait appel à un transfert de masse entre deux phases : l'une salée à distiller se trouve mélangée au solvant. Celui-ci absorbe le sel et il se libère suite à la sortie de l'extracteur par chauffage. Ce procédé n'est pas très utilisé et reste encore au stade expérimental car les solvants connus conduisent à un prix élevé de l'eau, les solutions en présence peuvent réagir entre elles, le solvant utilisé peut être non stable, corrosif et peut avoir un point de congélation plus bas.

- L'utilisation des résines consiste en des corps insolubles dans l'eau, produits par des végétaux ou obtenus par synthèse organique. Ces substances présentent la particularité de substituer certains de leurs ions à ceux de sels dissous dans l'eau salée. Les résines sont de deux types : cationiques et anioniques. Ce procédé n'est valable que pour les eaux salines dont la teneur en sels ne dépassent pas généralement 1,5 g/L, ce qui écarte de son domaine d'application l'eau de mer et les eaux saumâtres.

2. 2. Procédés utilisant les membranes sélectives

Ce sont des procédés qui utilisent la propriété de la perméabilité sélective des membranes. Dans le domaine de dessalement de l'eau par membranes, il existe deux procédés :

- L'osmose inverse, qui utilise une membrane perméable à l'eau pure et qui évite le passage des substances dissoutes à l'état moléculaire. Ces membranes sont dites membranes osmotiques ou semi-perméables. Lorsqu'une eau minéralisée A est séparée par une membrane semi-perméable d'une eau très douce B, de l'eau pure passe dans le compartiment A à travers la membrane. Ce gradient hydrostatique est la pression osmotique de la solution. Cette opération est réversible : en effet, quand on applique en A une pression supérieure à la pression osmotique de la solution considérée, un écoulement d'eau pure est obtenu en sens inverse de l'osmose naturelle : c'est l'osmose inverse.

Ce procédé est moins sensible aux variations de la salinité mais nécessite un prétraitement important. La température maximale de fonctionnement est de l'ordre de 35°C.

- L'électrodialyse à membranes sélectives est un procédé électrochimique qui consiste à faire passer, sous l'action d'un champ électrique, les cations d'une part et les anions d'autre part à travers des membranes utilisées spécialement à cet effet. Son principe s'appuie sur l'emploi simultané d'une différence de potentiel électrique bien défini (pour chaque type d'ion) et de membranes dites sélectives jouant le rôle de tamis ioniques pour les ions de chaque type. On utilise en électrodialyse, des membranes perméables aux ions et qui ont une propriété réciproque. Ainsi, dans une cellule d'électrodialyse, les cations de la solution saline se déplacent vers la cathode et les anions vers l'anode. Il se forme deux types de compartiments :

- compartiment de dessalement caractérisé par une diminution de la salinité.
- compartiment de concentration où il y a accumulation d'ions.

Le champ d'application de cette méthode est limité aux eaux dont la teneur en sel ne dépassant pas 5 g/L. Pour les concentrations salines, le dessalement est obtenu par traitement en étages ou par paliers, limités à deux ou à trois étages.

2. 3. Procédés utilisant les changements de phase

Le marché de dessalement connaît deux procédés de dessalement utilisant un changement de phase :

- La méthode de congélation : elle consiste en la transformation de l'eau salée en glace puis fondue en donnant de l'eau douce. Les molécules de sel sont expulsées durant la phase de

cristallisation pour être rejetées en direction de la saumure. C'est un procédé qui est indépendant de la salinité de l'eau à distiller.

- La méthode de distillation : elle fait appel à des écarts de températures ; ce sont les plus utilisées dans les grandes unités de dessalement qui assurent plus de 90% de la production mondiale ; ils impliquent soit une forte consommation d'énergie, soit la récupération de chaleur gratuite à bon marché à partir d'une source massive, telle que, par exemple, une centrale thermique ou nucléaire de production d'électricité. Ces procédés mettent en jeu le plus souvent des équipements de type industriel relativement sophistiqués dont le fonctionnement nécessite un personnel qualifié.

3. Description de quelques procédés de dessalement

3. 1. La distillation

La distillation est le procédé de dessalement le plus ancien, voire le plus direct. Sous sa forme primitive (distillation à simple effet en alambic), il s'agit d'un énorme consommateur d'énergie : 1 000 kilowattheures par mètre cube d'eau douce produit. Lorsque l'énergie n'est pas gratuite, il est indispensable de recycler les pertes au condenseur. On obtient ainsi les formes industrielles des appareils multiple- effet classique ou multflash à évaporation adiabatique.

Un deuxième procédé de distillation consiste à récupérer la chaleur de condensation avec un apport d'énergie sous forme mécanique (on obtient le schéma symétrique de celui de la pompe à chaleur). C'est le distillateur à compression de vapeur.

Les distillateurs, quel que soit l'appareillage, correspondent à la séquence suivante de processus différents : apport d'énergie (thermique ou mécanique) ; transfert de l'énergie sous forme thermique à l'eau salée ; évaporation partielle ; transfert de la vapeur vers un condenseur ; condensation de la vapeur et extraction de chaleur de l'eau condensée ; évacuation (ou recyclage) de cette chaleur.

Le bilan énergétique et la conception de l'appareillage industriel dépendent étroitement du mode de réalisation de chaque stade de la séquence ci-dessus. Les processus de transfert de masse (liquide ou vapeur) et de transfert d'énergie sont en étroite dépendance (existence ou absence, nature et forme des parois). L'amélioration des coefficients réels de transfert de masse et de chaleur influe directement sur les rendements énergétiques (consommation par mètre cube produit) et sur les dimensions (investissements au mètre cube). Tous les efforts des chercheurs se portent sur l'optimisation des conditions opératoires d'une telle opération :

suppression des divers obstacles, amélioration des transferts thermique et massique, lutte contre l'entartrage et la corrosion, traitements et augmentation des surfaces d'échange, minimisation de l'inertie thermique, diminution des pertes énergétiques.....

Il faut souligner l'extrême importance des prétraitements et des traitements internes antitartre et anticorrosion, en l'absence desquels les coefficients de transfert deviennent médiocres et les rendements s'effondrent.

À moyen terme, deux techniques de distillation sont ou seront principalement employées :

- Pour une production de l'ordre de 1 000 mètres cubes par jour et au-dessous, le compresseur de vapeur et le multistage à nombre d'étages réduit (de 5 à 10) ;
- Pour une production supérieure à 5 000 mètres cubes par jour, le multistage à nombre d'étages élevé (de 12 à 40).

La compression de vapeur exige un apport d'énergie noble (électricité ou vapeur à haute pression) ; par ailleurs, la capacité unitaire est limitée par l'impossibilité de construire des compresseurs de très grandes dimensions qui ne soient des monstres mécaniques d'un entretien délicat. Le rendement de ces appareils reste cependant élevé pour un encombrement et un premier investissement inférieurs à ceux de multistage de dimensions moyennes. C'est donc le critère de la forme d'énergie disponible (vapeur à basse pression ou énergie noble) et les possibilités d'entretien mécanique (compresseur) qui guideront le choix dans le cas de besoins modestes (inférieurs à 1 000 m³/j).

Pour les très grandes installations, la production d'eau douce est quelquefois couplée avec celle d'énergie électrique, l'usine de dessalement se trouvant intégrée dans une centrale thermique dont les turbines sont privées de leur dernier étage de détente, la vapeur récupérée ainsi à une température déjà très basse (105 °C par exemple) étant injectée dans le distillateur multistage. Le prix de la vapeur fournie à l'appareillage de distillation est celui du déficit de production d'énergie électrique par la centrale.

On obtient ainsi, en jouant sur le rapport de production kilowattheures par mètre cube, une possibilité de moduler le fonctionnement du couple centrale- usine de dessalement, de façon à satisfaire simultanément les besoins en énergie et en eau. En fait, il est souvent difficile d'assurer une modulation satisfaisante du point de vue économique.

La distillation multi- flash a le grand avantage de se prêter à l'utilisation des énergies thermiques à bas niveau ; le couplage le plus rentable est celui qui est effectué avec des usines ou des lieux où sont évacuées de grandes quantités de chaleur (usines de production

d'acide sulfurique, raffineries, centres d'incinération des ordures urbaines). De même, son emploi est tout indiqué là où il existe des combustibles non commercialisables, comme l'huile de bunker (résidu de l'exploitation des puits de pétrole), ou une énergie thermique naturelle (énergie géothermique).

Les distillateurs sont d'autant plus rentables que la qualité des matériaux utilisés dans leur fabrication est meilleure et que tous les problèmes techniques rencontrés sont pris en compte. L'énergie solaire, énergie rayonnante, diffuse et variable ; mais également propre et gratuite, a été utilisée comme source énergétique pour alimenter le distillateur simple effet du type serre, d'un emploi commode, dans les régions arides ensoleillées pour la production de faibles quantités d'eau pour les petites communautés rurales. Dans ce cadre limité, ce type d'appareil peut être utile.

Suivant l'apport énergétique utilisé, trois types de distillation peuvent être envisagés : si l'énergie utilisée est d'origine mécanique, on a affaire à une distillation avec compression de vapeur. Dans le cas où l'énergie mise en jeu est d'origine thermique, la distillation peut être à effet multiples ou multi- flash (vaporisation instantanée par détentes successives). Après sa conversion en énergie thermique, l'énergie du rayonnement solaire est également utilisée pour la distillation (dénommée : distillation solaire).

- La distillation avec compression de vapeur : elle consiste à distiller l'eau après avoir subi un préchauffage dans un échangeur avant d'atteindre l'évaporateur, où elle s'évapore sous la pression atmosphérique. La vapeur produite est aspirée par un compresseur puis comprimée. Cette vapeur se condense au niveau d'un échangeur en transmettant sa chaleur de condensation à l'eau salée.

- La distillation à multiple effets : la vapeur formée dans le premier compartiment vient se condenser dans le compartiment suivant où la pression et la température sont légèrement inférieures à celles du compartiment précédent. La condensation de cette vapeur s'accompagne de l'évaporation de l'eau. Cette vapeur est condensée dans le compartiment suivant et ainsi de suite. Deux procédés peuvent être utilisés : procédé à long tube vertical (L. T. V.) et procédé à tube horizontal (T. H.).

- La distillation par vaporisation instantanée à détentes successives : l'eau salée passe à travers les différents condenseurs en série et s'échauffe progressivement jusqu'à atteindre la température T_1 du premier étage, puis est réchauffée finalement jusqu'à la température T_M supérieure à la première. L'eau salée se détend alors d'une chambre à l'autre jusqu'à la dernière en se refroidissant progressivement et en se vaporisant. La vapeur produite dans

chaque chambre se condense sur le condenseur correspondant pour être recueillie ensuite.

- La distillation par effet de serre : le dispositif produisant de l'eau douce, par distillation à l'intérieur d'une serre, d'une lame d'eau formée sur le fond de la serre. La vapeur d'eau formée au-dessus de la lame d'eau se condense sur les parois inclinées de la serre le long desquelles elle ruisselle et est recueillie. Les inconvénients d'un tel dispositif sont nombreux : Le sol de la serre doit être convenablement isolé thermiquement et son horizontalité doit être très bonne. Les parois inclinées de la serre ne permettent pas une utilisation optimale du rayonnement solaire et ne conduisent pas à de bonnes conditions de condensation de la vapeur sur les parois de la serre. Tout cela fait que le rendement énergétique d'un tel distillateur ne dépasse guère dans les meilleurs cas 30%.

D'autres dispositifs utilisent, pour tenter de remédier aux inconvénients de la serre, l'écoulement d'eau sur une mèche poreuse disposée sur une plaque support inclinée sur l'horizontale. Cette solution permet d'améliorer le rendement par rapport à la serre, en ce que l'inclinaison des surfaces de travail peut être mieux choisie, et la quantité d'eau à chauffer peut être réduite. Néanmoins le rendement reste médiocre, la condensation sur le couvercle transparent de la serre n'étant pas du tout favorable à la formation de l'eau condensée.

Pour tenter de remédier à cet inconvénient, il a été proposé de faire ruisseler l'eau dans une mèche poreuse que l'on maintient en contact sous la surface d'une plaque métallique chauffée sur sa face supérieure. Dans ces conditions, la condensation peut se faire sur une plaque disposée en face en dessous de la mèche, cette face pouvant être convenablement refroidie. Une telle disposition favorise la condensation. Par contre, le rendement d'évaporation n'est pas bon car il n'existe pas de moyens, dans cette solution, d'éviter la formation d'une lame d'air entre la surface métallique chauffante et la mèche poreuse contenant l'eau. Cette lame d'air constitue une résistance au transfert thermique et réduit donc le rendement de la distillation. En outre, la conduite de fonctionnement de l'appareil est très délicate et le fonctionnement global reste aléatoire.

3. 2. L'osmose inverse

Le principe consiste à appliquer à l'eau salée placée dans un compartiment délimité par une membrane semi-perméable une pression supérieure à la pression osmotique (25 bars pour l'eau de mer). De l'autre côté de la membrane apparaît un débit d'eau dessalée. La qualité des membranes constituait au départ une difficulté majeure du procédé, tout au moins en ce qui concerne leur longévité. Depuis lors, de nouveaux types ont fait leur apparition. L'acétate

de cellulose traité des débuts a été remplacé par des polyamides aromatiques, des complexes à base de polybenzimidazole, de polyéthylénimines, de pipérazine, etc. Par ailleurs, la structure des membranes a été modifiée en les rendant composites : la fonction de résistance mécanique est assurée par un type de matériau et la fonction semi-perméable par un autre, supporté par le premier. De même, la forme de la membrane, initialement disposée comme une feuille plane, a été modifiée en tuyau, spirale, fibre creuse.

Les orifices des membranes semi-perméables se situent dans la fourchette de 0,1 à 20 nanomètres. Les membranes sont donc particulièrement sensibles à l'entartrage chimique et au colmatage par les matières en suspension. Les prétraitements chimiques et de clarification doivent être de haute qualité et maintenus en permanence. Par ailleurs, dans le cas du dessalement de l'eau de mer, la dépense en énergie mécanique est très élevée et, dans de nombreuses installations, on prévoit une récupération d'énergie par détente, par exemple, de la saumure extraite sur un turbo- générateur hydraulique qui fournira une partie de l'énergie de pompage haute pression.

Il se produit un phénomène de polarisation dû à la formation d'une couche de haute concentration au voisinage immédiat des membranes, qui bloque le processus en élevant la pression osmotique à vaincre (dans le cas de l'électrodialyse, au contraire, il se forme une couche désionisée de haute résistance électrique). On s'oppose à cette polarisation par une turbulence élevée de l'écoulement créée par une vitesse minimale de l'eau et des formes adaptées des séparateurs placés entre les membranes.

Au départ, le procédé d'osmose inverse était le concurrent de l'électrodialyse pour le traitement des eaux saumâtres. Avec l'amélioration des membranes et celle des procédés d'application, notamment avec la récupération d'énergie, il concurrence aussi la distillation dans le cas des eaux de mer.

3. 3. L'électrodialyse à membranes sélectives

Le procédé utilise la mobilité des ions d'un électrolyte soumis à un champ électrique. Les anions sont transférés vers l'anode, les cations vers la cathode ; le transfert des charges électriques est effectué par les ions qui se déchargent sur les électrodes. Le dessalement proprement dit est assuré par la mise en place de membranes de deux sortes jouant le rôle de clapets ioniques, les membranes anioniques, perméables aux anions, et les membranes cationiques, perméables aux cations. Une disposition alternée des deux qualités de membranes permet de former des compartiments de dessalement où la teneur ionique

s'appauvrit et des compartiments de concentration recueillant les sels extraits. Les compartiments des extrémités forment un autre espace où se produisent les réactions secondaires propres à l'électrolyse. Pour chaque faraday (96 500 coulombs) traversant l'appareil, il est séparé $N/2$ équivalent-gramme de sel, N étant le nombre total de compartiments autres que ceux qui contiennent les électrodes.

On sait fabriquer des membranes de deux types :

- les membranes homogènes, qui sont des matériaux possédant la propriété d'échangeur d'ions mis sous forme de feuilles souvent renforcées par une armature interne ;
- les membranes hétérogènes, où les fonctions feuille et d'échange d'ions sont séparées.

Les premières sont préparées soit par fusion et moulage d'échangeur d'ions, soit par activation de feuilles plastiques inertes préformées. Les secondes sont fabriquées par incorporation de résines échangeuses d'ions moulées très finement au sein de feuilles inertes. Ces membranes doivent être résistantes mécaniquement, imperméables à l'eau, chimiquement inattaquables, ne présenter qu'une faible résistance ohmique, posséder une haute sélectivité.

Au voisinage immédiat des membranes, il se produit un déficit ionique d'un côté et un excès ionique de l'autre. Du côté du déficit, il se crée ainsi une couche pratiquement désionisée, c'est-à-dire très résistante du point de vue électrique. Si l'on augmente progressivement la densité du courant (mA/cm^2 de membrane), on constate l'existence d'une valeur critique à partir de laquelle la polarisation devient sensible. Pour lutter contre cette polarisation, on cherche à détruire la couche désionisée par une turbulence créée par des séparateurs de forme appropriée, disposés entre les membranes, et par une vitesse minimale d'écoulement.

L'électrodialyse est par conséquent un procédé particulièrement bien adapté au dessalement partiel d'eaux saumâtres de salure initiale moyenne. Pour une eau donnée, il existe en outre un compromis technique entre l'investissement (surface de membranes) et la dépense d'énergie (densité du courant).

Les appareils qui ont atteint le stade du développement industriel et dont le degré de fiabilité est élevé sont constitués d'un ou de plusieurs empilements de membranes, alternativement anioniques et cationiques, entre lesquels existe un intervalle très faible (quelques millimètres) matérialisé par des séparateurs qui assurent également la répartition des débits et la création d'une turbulence dépolarisante. Les électrodes en graphite ou titane platiné sont disposées aux extrémités des piles. La plus grande installation de traitement par électrodialyse réalisée traite 10 000 mètres cubes par jour. Il existe un grand nombre d'usines dessalant plusieurs centaines de mètres cubes par jour.

Des procédés sur lesquels on fondait des espoirs sérieux – tels que la congélation, la distillation solaire sophistiquée à grande échelle – se sont trouvés éliminés, tout au moins à terme. D'autres, comme la distillation couplée à la production d'énergie, n'ont pas trouvé suffisamment de points d'application pratique ; les besoins en eau étant souvent trop grands comparés aux besoins en énergie ; mais cette contradiction disparaîtra à mesure du développement économique.

L'abaissement constant du coût des capteurs solaires photovoltaïques peut également favoriser l'énergie solaire dans le domaine du dessalement. Il faut aussi souligner que les progrès dans les structures et les rendements d'échangeurs d'ions peuvent, dans une certaine mesure, les remettre sur les rangs pour le dessalement des eaux saumâtres. Ils sont déjà utilisés dans les trousseaux de survie des canots de sauvetage et des aéronefs.

Quand il s'agit de productions importantes d'eau, là où l'énergie est gratuite ou bon marché (huiles de bunker, pays producteurs de pétrole, vapeurs basse pression perdues), la distillation multi-étagée et surtout multi- flash reste le procédé de choix. Quand il s'agit de productions moins importantes et que le prix de l'énergie noble n'est pas prohibitif, l'osmose inverse devient un compétiteur de premier ordre, surtout en raison des investissements moins importants qu'elle exige. Elle est entrée dans le domaine des eaux de mer.

L'électrodialyse voit son domaine confiné aux eaux saumâtres, où elle est très combattue commercialement par l'osmose inverse.

Le dessalement, tout en étant arrivé à un stade technologique d'une fiabilité satisfaisante, reste un moyen ponctuel (ou limité à des zones relativement réduites) permettant la poursuite d'une activité économique de haute valeur.

S'il s'agit de résoudre des problèmes de survie ou de mise en valeur de régions semi-arides ou frappées de sécheresse périodique, seuls des projets d'adduction de quantités très importantes à très grande distance peuvent apporter une solution réelle avec un financement initial international portant un caractère d'aide au développement. D'après certaines études, une possibilité de rentabilité à long terme d'un tel développement n'est pas à exclure totalement.

Remarques :

Dans tous les procédés de dessalement, on ne peut éviter une consommation d'énergie. Il existe une énergie théorique minimale qui est celle de séparation correspondant à la variation de l'énergie libre due à l'activité des ions quand on passe de l'eau douce à l'eau saumâtre ou eau de mer. On peut dire encore que l'énergie à fournir par l'environnement du système doit

compenser la diminution d'entropie de celui-ci, dont le désordre est plus petit après le groupement des molécules de chaque classe entre elles. La thermodynamique permet de la calculer de plusieurs manières. C'est par exemple pour l'eau de mer, la chaleur de dilution infinie d'une solution de 3 à 4% de sels, soit 600 kcal/m³ environ.

Il ne suffit pas de connaître la consommation d'énergie des différents procédés, il faut en outre préciser sous quelle forme cette énergie est consommée.

Par exemple, l'évaporation utilise le fait que l'eau vaporise à une température d'autant beaucoup plus basse que la concentration en sels dissous s'affaiblit ; l'eau douce est obtenue par condensation de la vapeur sur une source froide. Dans le cas du multiple effet, l'eau est réchauffée au dessus de la température d'ébullition dans les échangeurs.

3. 4. Comparaison entre les procédés de dessalement

Tableau 1

Dans le tableau ci dessous, on présente une étude comparative entre les divers procédés de dessalement :

Procédé de dessalement	Source d'énergie	Production (m³/j)	Qualité de l'eau produite T.D.S.(mg/L)	Coût du procédé	Remarque
<u>Echange d'ions</u>	Electrique	400	< 1 : pure	Investissement réduit. Exploitation élevée.	Procédé coûteux. Ne s'applique pas à l'eau de mer.
<u>Formation d'hydrates</u>	Mécanique	40-80	< 500		Traces d'hydrocarbures dans l'eau produite.
<u>Distillation multflash</u>	Thermique	250000	< 100	importants	Production élevée. Problèmes d'échange thermique. Entartrage, corrosion.

Procédé de dessalement	Source d'énergie	Production (m ³ /j)	Qualité de l'eau produite T.D.S.(mg/L)	Coût du procédé	Remarque
<u>Osmose inverse</u>	mécanique	4000	< 500	Investissement initial élevé. Exploitation réduite	Problème des membranes.
<u>congélation</u>	mécanique	9000	< 500	Investissement, exploitation assez élevés.	Traces de solvant dans l'eau.
<u>Distillation solaire type serre</u>	Solaire thermique	400	< 100	Exploitation réduite	Faible rendement.

4. Energie minimale de dessalement

4. 1. Définition

L'énergie minimale de dessalement est considérée comme étant le travail équivalent à la chaleur fournie par un procédé thermique pour la déminéralisation de l'eau de mer et des eaux saumâtres. Sous la pression atmosphérique, la température d'ébullition de l'eau de mer standard (25 g/L de sel) est 100,53 °C. La vapeur d'eau ainsi obtenue se condense à 100°C en cédant 2257 Joules de chaleur latente par gramme d'eau. Cette quantité de chaleur peut être fournie par la source chaude d'une machine de Carnot fonctionnant selon le principe d'une pompe à chaleur ($T_c = 100,53^\circ\text{C}$, $T_f = 100^\circ\text{C}$).

Selon l'expression de Carnot, ce travail réversible est:

$$W_{\text{rev}} = L_v (T_c - T_f)/T_c \quad (\text{III.1})$$

W_{rev} : travail réversible (J), L_v : chaleur latente de vaporisation de l'eau (kJ/kg), T_c : température de la source chaude (°C), T_f : température de la source froide(°C).

L'énergie théorique minimale est de l'ordre de 3300 kJ/m³ d'eau douce soit : 0,83 kWh/m³.

Cette énergie varie en fonction de la teneur en chlorure de sodium (NaCl). (voir figure 1)

En réalité, la quantité d'énergie consommée par une unité de dessalement et nécessaire à la production de 1m^3 d'eau douce est beaucoup plus élevée, et ceci est due à différentes raisons :

- Les pertes thermiques, électriques et celles dues aux frottements.
- L'énergie nécessaire au fonctionnement des auxiliaires (moteur de pompage,)

Donc la valeur minimale de l'énergie ou énergie consommée par l'unité pour produire 1 m^3 d'eau douce est donc beaucoup plus élevée que $0,83\text{ kWh}$. La valeur réelle de cette énergie diffère d'un procédé à un autre.

Le tableau ci-dessous (tableau 2) montre les valeurs d'énergie consommée par chaque procédé.

4. 2. Tableau comparatif

Tableau 2

Le tableau ci dessous présente les valeurs de l'énergie minimale de dessalement pour les divers procédés de dessalement :

Procédé de dessalement	Energie minimale (kWh/m³)	Observation
<u>Osmose inverse</u>	de 5 à 10	Convient aux installations des eaux polluées
<u>Electrodialyse</u>	de 10 à 50 suivant l'importance de l'usine	Intéressant pour les eaux saumâtres dont le taux de salinité ne dépassant pas 5 g/L
<u>Congélation</u>	autour de 10	
<u>Distillation avec compression</u>	75 pour les petits appareils de 1 m ³ /jour	La consommation s'abaisse à 20 kWh/m ³ pour des installations de l'ordre de 4000 m ³ /jour
<u>Multiflash</u>	60-75	S'adapte aux grandes installations
<u>Distillation à effets multiples</u>	65- 70	
<u>Distillation simple effet</u>	1000	A cause de la chaleur de condensation non récupérée

Chapitre IV LA DISTILLATION SOLAIRE

1. Historique de la distillation solaire

L'idée de dessaler l'eau de mer n'est pas neuve : les marins grecs au 3^e siècle avant J. C. étaient déjà d'astucieux "bouilleurs d'eau de mer". Aristote lui-même expliquait le phénomène naturel suivant : "Quand l'eau de mer s'évapore, elle devient douce et sa saveur, une fois condensée, n'est pas du tout salée". C'est le principe même de la distillation.

Par ailleurs, depuis sa création sur la terre et dans le but de satisfaire ses besoins en eau douce, l'homme n'a cessé de chercher des moyens autres que le cycle évaporation- condensation que réalisait la nature et qui constituait la seule source d'approvisionnement. Cependant, la première tentative conçue pour limiter ce cycle naturel n'ait été tenté qu'en 1742, quand l'Italien Nicolo Chezi proposa un système pour évaporer l'eau de mer contenue dans un récipient de fer chauffé par les rayons solaires. Il faut signaler aussi que les premiers travaux sur la distillation solaire mentionnés dans la littérature seraient ceux des savants arabes vers les années 1550, qui avaient reconnu l'efficacité d'un verre mince pour concentrer les rayons solaires.

Les premières unités industrielles de distillation d'eau de mer sont apparues à bord des navires en même temps que la traction à vapeur : l'eau de mer était alors chauffée dans un récipient étanche par la vapeur circulant dans un faisceau tubulaire plongé dans l'eau de mer. La vapeur formée était condensée sur un autre faisceau tubulaire dans la partie haute de l'enceinte et parcouru par de l'eau de mer froide. Il n'y avait qu'un seul bouilleur d'où le nom de distillation à simple effet. Il est apparu absolument nécessaire d'améliorer la consommation spécifique de l'appareil de distillation vu que celle ci est élevée et coûteuse. Ceci a été obtenu grâce à la distillation à multiples effets. On sait, en effet que la température d'ébullition de l'eau décroît quand la pression diminue. On peut donc utiliser la chaleur de condensation de la vapeur produite dans une première chambre d'évaporation pour faire fonctionner le faisceau de chauffe d'une seconde chambre à pression et température plus faibles, et ainsi de suite.

Les plus anciens évaporateurs à multiples effets, constitués de longs tubes verticaux (L.T.V.) ont été brevetés par le Français Kestner. Depuis plusieurs années, on assiste au développement industriel d'un second type d'évaporateurs à multiple effets à tubes horizontaux arrosés (T. H. A.). Ce type d'évaporateur est caractérisé par le fait que le faisceau

tubulaire est placé horizontalement et que la vapeur circule à l'intérieur des tubes. L'eau à distiller est arrosée sur le faisceau, l'échange de chaleur provoquant la condensation partielle de la vapeur à l'intérieur des tubes d'une part, et l'évaporation de l'eau autour du faisceau d'autre part. Les avantages de ce procédé sont nombreux : coefficient d'échange thermique élevé et simplicité technologique.

La première réalisation effectuée dans le domaine de dessalement par distillation solaire remonte au 19^{ème} siècle. A cette époque un ingénieur anglais Charles Wilson (1872) construisit un distillateur solaire à Las Salinas au Chili. Cette installation resta en exploitation jusqu'à 1908. Un record de dimension et de durée de vie a été ainsi établie dès le départ. Les caractéristiques d'une telle installation sont les suivantes : surface du plan d'évaporation : 4600 m², inclinaison de la vitre : 20°, production journalière maximale : 4-5 L/m²

En 1925, le gouvernement français ouvrit un concours qui conduisit à un effort d'invention en France et en Afrique du Nord. Par ailleurs, depuis les années cinquante, des recherches et des réalisations de prototypes se sont multipliées dans le domaine de la distillation solaire dans le monde entier par exemple en Espagne, en Australie, en Italie, en France et en Grèce.

Dans son principe, la distillation comprend trois fonctions principales connues et plus ou moins séparées : chauffage, évaporation et condensation. Le chauffage fait appel à une source de chaleur, la condensation nécessite le refroidissement.

L'eau douce "naturelle" est obtenue à partir de l'eau de mer par distillation solaire à grande échelle, c'est le cycle hydrologique : le rayonnement solaire provoque l'évaporation des eaux à partir des océans et des mers. Celle-ci s'élève, transportée par des vents de convection vers les régions froides et lorsque le mélange air- vapeur d'eau est refroidi au point de rosée, la condensation a lieu et l'eau douce donne pluie et neiges.

En principe tout appareil de distillation pourrait être théoriquement alimenté par l'énergie solaire, mais les considérations de rendement et de coût limitent pratiquement l'emploi de l'énergie solaire à des distillateurs basés sur le principe de la serre où les fonctions de captage d'énergie et réchauffage sont assurées par une surface noire constituant le fond d'un bassin, la condensation sur la face interne du vitrage constituant le toit (refroidi par l'air ambiant).

L'analyse du développement de la technologie de la distillation solaire montre que cette technologie n'a pas du tout évolué fort longtemps, d'ailleurs on retrouve la même technologie depuis l'installation en 1872 de la première usine au Chili et du point de vue productivité, la littérature montre qu'une bonne proportion des usines a été abandonnée après quelques années de fonctionnement.

Ainsi, une nouvelle technologie de dessalement solaire s'impose pour répondre à des besoins énormes de l'humanité. Une bonne critique des distillateurs solaires existant nous amènera à la proposition d'une technologie plus performante : l'utilisation optimale de l'énergie solaire, notamment pour la récupération de la chaleur de condensation du distillat est à la base de réalisations ou de projets de distillateurs solaires à multiple effets.

Il faut noter que la distillation solaire répond principalement à un double objectif : l'approvisionnement en eau potable et l'irrigation des surfaces agricoles. Les chercheurs dans ce domaine ont surtout pour but l'optimisation de la production des distillateurs.

2. La distillation solaire et les différents types de distillateurs solaires

Actuellement, il existe différents procédés de distillation pour produire de l'eau potable à partir d'eau salée ou saumâtre. Nous pouvons citer : la distillation par détentes successives, la distillation par compression de vapeur, la distillation par chauffage direct, l'électrodialyse, l'osmose inverse, la piézodialyse, la cristallisation et la distillation solaire.

Dans ce chapitre, nous ne tenons compte que des distillateurs solaires et de leurs différents types.

2. 1. Le distillateur solaire type serre

Avant de décrire ce genre de distillateur, il faut tout d'abord rappeler le principe de l'effet de serre : ce phénomène physique a été découvert depuis l'antiquité par les égyptiens, c'est à dire le fait qu'un corps exposé au soleil dans une enceinte bien isolée et recouvert par une couverture vitrée s'échauffe plus que s'il était à l'air libre.

Considérons une enceinte bien isolée et dont le fond est revêtu d'une surface absorbante ; l'ensemble étant surmonté d'une vitre. Après une certaine durée d'exposition au soleil, la température du fond absorbant augmente jusqu'à la température d'équilibre. L'échauffement de cette surface absorbante est dû au fait que la majeure partie du rayonnement solaire incident de longueur d'onde comprise entre 0,25 et 2,5 microns est transmise par la vitre dont le facteur de transmission τ est très proche de l'unité pour ces longueurs d'onde. La partie du rayonnement ainsi transmise est absorbée par la surface absorbante qui va à son tour réémettre un rayonnement thermique (Infrarouge) de longueur d'onde comprise entre 2 et 10 microns et dont une faible partie est transmise à travers la vitre puisque son facteur de transmission est pratiquement nul pour cette longueur d'onde.

2. 1. 1. Distillateur type serre à un seul bassin horizontal

Soit une serre fermée exposée au soleil à l'intérieur de laquelle se trouve une lame d'eau saumâtre de quelques centimètres d'épaisseur. Le rayonnement solaire traversant la couverture transparente chauffe le fond horizontal noirci de la serre, celui-ci réémet alors l'énergie absorbée sous forme de rayonnement infrarouge, la vitre sélective piège une partie de ce rayonnement infrarouge à l'intérieur de la serre provoquant ainsi la surchauffe de la lame d'eau suite de cet échauffement, l'air compris dans la serre est saturé en vapeur d'eau qui se condense au contact de la paroi relativement froide de la vitre ; ce phénomène physique s'explique par le transport d'un constituant d'une solution fluide d'une région de haute concentration à une région plus faible, ceci s'appelle transfert de masse en faisant l'analogie avec le transfert de chaleur. La chaleur est transmise dans une direction où le gradient de température est négatif. La masse est transférée dans une direction où le gradient de concentration est négatif aussi. Le transfert de chaleur cesse lorsqu'il n'y a plus de différence de températures, de même le transfert de masse cesse lorsque le gradient de concentration tend vers zéro.

Le mécanisme de transfert de masse, de même que celui de la transmission de chaleur dépend en grande partie des lois de la dynamique des phases liquides. La masse peut être transférée non seulement par un mouvement moléculaire aléatoire dans un fluide au repos ou en écoulement laminaire, mais également par des courants tourbillonnants dans des fluides en écoulement turbulent. Le premier cas est analogue à la transmission de chaleur par conduction, le dernier à la transmission de chaleur par convection. Le processus comporte deux opérations : la vaporisation et la condensation. On doit donc considérer simultanément le transfert thermique et le transfert de masse. Ces deux phénomènes sont en fait l'humidification et la déshumidification de l'air. Lorsque l'air est humidifié par contact avec l'eau liquide, la chaleur latente de vaporisation de l'eau (qui est vaporisée) doit être fournie par le liquide. Inversement, lors de la condensation, la chaleur doit être évacuée (par l'eau de refroidissement de la couverture du distillateur). La vapeur se condense sur la couverture et les gouttes d'eau douce formées peuvent être recueillies en bas du vitrage incliné (10- 20°C) dans une gouttière.

Néanmoins, les inconvénients d'un tel dispositif sont nombreux : le sol de la serre doit être convenablement isolé thermiquement et son horizontalité doit être très bonne, les parois inclinées de la serre ne permettent pas une utilisation optimale du rayonnement solaire et ne

conduisent pas à de bonnes conditions de condensation de l'eau douce sur les parois de la serre.

Tout cela fait que le rendement énergétique d'un tel distillateur est faible et ne dépasse guère dans les meilleurs des cas 30%, bien que ce type de distillateur est simple à réaliser et ne présente pas de grandes difficultés techniques.

En partant du principe qu'il faut maintenir un gradient de température très important entre la couverture et la lame d'eau, les chercheurs intéressés par ce sujet ont étudié le cas du distillateur solaire à un seul bassin et dont la couverture vitrée est refroidie par un débit d'eau. Ils ont constaté une augmentation significative de la production. Dans le but d'augmenter encore plus le rendement de la distillation, ces mêmes chercheurs ont réalisé des couplages du distillateur à des capteurs plans et à des chauffe-eau solaires.

2. 1. 2. Le distillateur à lames d'eau horizontales montées en cascade sur plan incliné

Ce type de distillateur fait intervenir une faible épaisseur de la lame d'eau. Des expériences menées par des chercheurs ont permis de conclure que les rendements des distillateurs à cascade sont supérieurs de 30% à 40% à ceux des distillateurs plans. En effet, les températures atteintes par la saumure sont plus élevées du fait de la faible inertie thermique et de leur inclinaison, ce qui offre une plus grande surface de captage qui correspond à une énergie incidente importante. Il faut noter l'existence d'un autre type de distillateur à cascade appelé distillateur à cascade "modifié"

Dans ce système, la condensation et l'évaporation sont séparées. L'étude a montré que la production d'un tel système est supérieure à celle obtenue par le système conventionnel. Cette augmentation est due au fait que l'évaporation est activée par le transport de l'air humide à la chambre de condensation et que la saumure est préchauffée par la chaleur de condensation libérée lors de la condensation de la vapeur transportée.

2. 1. 3. Le distillateur à lame d'eau inclinée sur l'horizontale

Dans ce type d'appareil, le réservoir à eau est supprimé, la lame d'eau est portée par une mèche de textile noir spongieux. Du fait de l'inclinaison de cette mèche, la surface d'absorption est nettement plus importante.

2. 1. 4. Le distillateur à multiples effets

Cooper et Appleyard [36] conçoivent un distillateur à mèche amélioré par rapport aux précédents en ce sens qu'il réutilise en partie le flux solaire efficace. Le condenseur

n'intercepte plus le flux solaire incident mais se trouve maintenant du côté opposé au soleil, ce qui permet de superposer plusieurs cavités de dessalement.

On cherche à augmenter la production en eau douce par récupération de la chaleur de condensation de la vapeur pour produire l'évaporation de la saumure dans les étages suivants. Les performances de tels appareils sont 3 à 5 fois supérieures à celles à bassin horizontal. Le nombre de fois que la chaleur de condensation peut être utilisée est fonction des opérations de collecte et d'évaporation.

Les distillateurs alimentés par une source d'énergie classique (vapeur produite par combustible) sont toujours à multiple - effet ; le distillateur comporte plusieurs étages opérant à des pressions ou à des températures différentes. Le condenseur d'un étage joue le rôle de réchauffeur pour l'étage suivant.

Les mêmes procédés sont applicables, en principe, lorsque la source d'énergie est le rayonnement solaire. Cependant, le rendement plus élevé n'a pas jusqu'ici compensé le supplément d'investissement nécessaire.

De ce fait, les projets effectivement réalisés sont peu nombreux. Ces réalisations peuvent être classés principalement en deux catégories :

a- Les distillateurs à détente étagée

Weime [170] présente un projet de ce type comportant 20 étages fonctionnant entre 87°C et 30°C. Les capteurs solaires utilisés sont des miroirs paraboliques "héliostatiques" (rotation en synchronisme avec le mouvement solaire). Pour le fonctionnement nocturne, un stockage d'énergie solaire est aussi nécessaire. Le projet permettant de produire dans des conditions économiquement intéressantes une tonne d'eau par heure, pour une superficie de collecteur de 1080 m² : soit 9,2 L/m² jour.

b- Les distillateurs à multiple- effet par humidification - déshumidification de l'air

Des projets de ce type sont étudiés entre autres par Garg et al.[63] et par Grune [77] : La vapeur d'eau étant d'abord absorbée par un courant d'air relativement sec, libérée ensuite par condensation sur une surface refroidie ; la chaleur de condensation sert, directement ou à travers un échangeur, à réchauffer la saumure d'alimentation, ou l'étage suivant dans le cas d'un appareil à multiple- effet.

D'après Grune [77], l'humidification a lieu dans une colonne garnie où l'air et la saumure circulent à contre courant. Le distillateur pilote décrit par Grune a une capacité de production

de 14 L/m^2 jour de collecteur (collecteur serre à couverture plastique). Grune estime que le principe de cet appareil est d'une application particulièrement intéressante pour l'utilisation des effluents thermiques de centrales de production d'énergie ; en raison de la régularité de la fourniture d'énergie, le procédé serait encore plus économique que dans le cas de l'emploi de l'énergie solaire. L'utilisation de ce type de distillateurs, n'est intéressante que pour des productions assez élevées, supérieures à 1000 m^3 d'eau douce par jour.

c- Procédé Pithon

Ce distillateur est conçu par le C.E.A. français, il est spécialement adapté aux problèmes de couplage avec les capteurs solaires et également avec des conditions d'exploitation très simples. Le procédé est du type "à tubes submergés" utilisant un cycle à multiple- effet fonctionnant à basse température sous- vide ($T < 70^\circ\text{C}$) avec un traitement tartrifuge du type polyphosphate. Ce type de fonctionnement permet une exploitation évitant tout problème d'entartrage et de corrosion. L'unité comprend trois parties distinctes : le champ de capteurs solaires, le bassin de stockage d'eau chaude, le distillateur et son poste d'amenée d'eau salée.

Le champ de capteurs solaires fournit de l'eau chaude ($80 - 85^\circ\text{C}$) au réchauffeur de tête du distillateur. Lorsque le débit d'eau chaude fournie par les capteurs solaires est excessif, il est envoyé dans un bassin de stockage. Lorsque l'énergie solaire ne fournit plus de l'eau à la température suffisante (phase nocturne), le bassin de stockage est alors automatiquement relié au réchauffeur de tête de l'unité de dessalement.

L'eau chaude provenant du champ de capteurs solaires du type plan à couche sélective ($T \cong 85^\circ\text{C}$) (ou du bassin de stockage) transmet entièrement son flux de chaleur par chaleur sensible à l'eau de mer introduite dans le premier étage. L'eau de mer préalablement réchauffée dans les différents réchauffeurs situés à l'intérieur de chaque étage est amenée dans le réchauffeur principal à une température très légèrement inférieure à la température de saturation de cet étage ($T < 70^\circ\text{C}$).

L'eau de mer introduite dans le premier étage s'évapore partiellement et la vapeur produite est envoyée au second étage, après avoir traversé le réchauffeur alimentaire d'eau de mer où elle se condense partiellement. La vapeur condensée au niveau du réchauffeur alimentaire est collectée pour être amenée à l'étage suivant. La vapeur restante issue du premier étage est envoyée au second étage et cède sa chaleur latente en se condensant à l'intérieur d'un faisceau tubulaire noyé dans l'eau de mer. La vapeur produite par l'eau de mer recommence le même cycle que précédemment jusqu'au dernier effet. La vapeur issue du dernier effet se condense

totalemment dans le condenseur final. L'eau de mer qui est amenée au premier étage à concentration normale s'écoule d'étage en étage où elle s'évapore partiellement et voit sa concentration augmenter. Elle est ensuite extraite au niveau du dernier étage avec une concentration maximale, afin de minimiser les frais de traitement de l'eau de mer. La concentration de sortie est à déterminer en fonction du site choisi. L'eau de mer ainsi que le distillat, pour s'écouler du premier étage au dernier étage, traverse des orifices calibrés permettant d'assurer une étanchéité totale entre chaque étage. La production totale d'eau distillée est extraite au niveau du condenseur final et elle est de l'ordre de 20 tonnes/jour.

2. 1. 5. Distillateurs dont la condensation est séparée de l'évaporation

Cette catégorie de distillateur peut être divisée en deux groupes : Les "convectifs simples" et les "convectifs à concentration"

a- Les convectifs simples

Un courant d'air passe à proximité de la surface d'évaporation pour transporter la vapeur formée. L'air chargé d'humidité vient se condenser dans la chambre de condensation. Une production de 2 L/m^2 jour est obtenue dans le cas où la couverture n'est pas inclinée. On a constaté que la production est devenue 1,4 fois plus grande que celle du distillateur plan dès que la couverture est rendue inclinée. Ce type de distillateur est caractérisé par la rapidité du phénomène de transfert thermique et de masse. Ceci est dû au fait que la combinaison de la convection naturelle et la convection forcée entraîne un déplacement plus rapide du mélange air- vapeur au dessus de la surface d'évaporation.

b- Les convectifs à concentration

Dans ce type de distillateurs, on peut atteindre des températures d'évaporation de l'ordre de 250 à 300°C. Cependant, les pertes par rayonnement sont très importantes. En outre, le bilan économique est défavorable pour ce type d'application : l'eau distillée obtenue à partir d'appareils à concentration, suivis de distillateurs à simple ou à multiple effet, a toujours été plus chère que l'eau distillée obtenue à partir de distillateurs utilisant directement dans un appareillage simple effet le rayonnement dispersé dans son état naturel. De plus et pour des problèmes d'entartrage et de corrosion, il n'est pas souhaitable de chauffer l'eau de mer au delà de 100-120°C.

3. Critique des différents types de distillateurs solaires

La déminéralisation de l'eau a pris une dimension industrielle sous la forme des distillateurs de type serre dont certaines réalisations atteignent des surfaces de plusieurs centaines de mètres carrés. Ces distillateurs- serre apparaissent comme relativement simples à réaliser. Mais leur faible production est essentiellement liée à leur conception même. En effet, la couverture, qui devrait être une surface froide afin de permettre une bonne condensation, est chauffée par le rayonnement solaire incident, par la convection à l'intérieur de la cavité et par le rayonnement infrarouge provenant de l'eau chauffée sur fond noir. De plus, les gouttelettes formées au niveau de la face interne de la couverture empêchent le rayonnement solaire d'atteindre l'absorbeur. La rigidité du distillateur ne permet pas le suivi régulier de la position du soleil. La lame d'eau, par sa grande épaisseur ainsi que les sels précipités présente une inertie trop importante. Les parois latérales étant hautes, forment une ombre qui diminue la surface efficace de l'absorbeur. C'est le fond, généralement noirci, qui absorbe le rayonnement solaire et chauffe l'eau indirectement. Il doit donc être bien calorifugé pour éviter les pertes thermiques par le sol.

Pour assurer une condensation efficace, la paroi transparente devrait donc être aussi froide que possible. Or, elle est toujours plus ou moins chaude, du fait de sa transparence non parfaite, des salissures qui s'y déposent, de son orientation oblique par rapport aux rayons solaires. Cette orientation résulte d'un compromis entre l'optimisation du rendement de la convection dans la serre et la nécessité d'éviter que l'eau condensée ne retombe sur l'évaporateur.

Un chercheur Français nommé Cyril Gomella [71], [72], [73], ayant effectué des travaux sur la distillation solaire type serre « bassin horizontal » au Sud- Est d'Algérie (Touggourt, Biskra et El Oued) de 1953 à 1962, a présenté les résultats des ses recherches (quelques résultats cités en annexes) et a cité les problèmes techniques rencontrés durant son expérimentation. Il a jugé que ces distillateurs sont encore peu rentables et qu'il fallait porter des améliorations techniques sur ces appareils pour faire augmenter leur production. C. Gomella était à l'époque Directeur de la Société d'Etudes pour le Traitement et l'Utilisation des eaux à Alger.

En fait, tous les distillateurs solaires décrits précédemment ont en commun l'inconvénient de présenter une lame d'eau à évaporer d'épaisseur beaucoup trop importante. Que cette lame soit libre ou qu'elle imbibe un tissu spongieux, sa capacité calorifique reste toujours relativement élevée. L'introduction de tissu éponge comme support de l'eau à évaporer a été à priori une

voie prometteuse pour une meilleure performance des distillateurs solaires. Cependant, les résultats observés par les auteurs ont été bien en deçà de nos attentes.

La difficulté la plus sensible est celle du séchage du tissu. Malgré la masse importante d'eau qu'il contient, le tissu sèche en certains endroits entraînant des surchauffes et des précipitations des sels insolubles, c'est ce qui fait baisser le rendement de l'appareil.

L'autre difficulté réside dans le transfert thermique ; en effet, les défauts du système mis au point par Cooper et Appleyard [36] sont dus au fait que le tissu est épais et adhère mal à la paroi sur la face arrière de la plaque. Les auteurs précisent qu'ils doivent utiliser un fin grillage en cuivre pour maintenir le tissu contre la plaque. Soit une plaque en acier ordinaire de 2 mm d'épaisseur, un tissu éponge de 2 cm d'épaisseur et une lame d'air intermédiaire de 0,5 mm. Connaissant les conductivités thermiques de l'acier (60 W/m.K), de l'eau (0,6 W/m.K) et de l'air (0,025 W/m.K), nous pouvons calculer la résistance thermique du tissu éponge imbibé d'eau : elle est de l'ordre de 1000 fois plus grande que celle de l'acier et que la résistance thermique de la lame d'air est de l'ordre de 600 fois plus grande que celle de la plaque d'acier.

Le rayonnement solaire a donc de grandes difficultés à parvenir jusqu'à la surface de l'eau en cours d'évaporation, et que, de plus, les résultats soient si peu reproductibles.

Cette étude critique montre que la recherche des conditions optimales pour une meilleure performance de la distillation solaire doit s'orienter vers :

- L'optimisation du captage ;
- Le meilleur rendement à l'évaporation ;
- La récupération des chaleurs de condensation
- La non sophistication des distillateurs pour leur utilisation en milieu rural.

C'est dans cet objectif, que le distillateur à film capillaire a été choisi dans cette étude : ce distillateur, dont le rendement est meilleur que celui du distillateur serre, est de construction simple. Vu sa simplicité et sa robustesse, il s'adapte bien aux zones désertiques et rurales de faibles moyens et technicité ; il est mis en application pour résoudre certains problèmes de manque d'eau douce dans ces contrées.

4. Comparaison des distillateurs solaires avec le distillateur à film capillaire

Tableau 1

Type de distillateur	Inconvénients	Avantages
<u>Distillateur serre : bassin horizontal</u>	<p>Faible production. Surfaces encombrantes. Inertie thermique importante. Faible gradient thermique.</p> <p>Accumulation de couches de sel au fond du bassin.</p> <p>L'évaporation entre la lame d'eau et la couverture engendre une résistance thermique importante.</p> <p>Rigidité de l'appareil.</p> <p>Pertes thermiques.</p>	<p>Construction simple.</p> <p>Coût énergétique faible.</p> <p>Résout certains problèmes de manque d'eau dans les petites communautés.</p>
Type de distillateur	Inconvénients	Avantages
<u>Distillateur à lames d'eau horizontales montées en cascades sur plan incliné.</u>	<p>Faible condensation sur la couverture inclinée.</p> <p>Construction assez compliquée. Faible rendement.</p>	<p>Diminution de la résistance thermique.</p>
<u>Distillateur à lame d'eau inclinée sur l'horizontale</u>	<p>Faible condensation sur la plaque supérieure transparente. Utilisation d'une seule cavité de distillation.</p> <p>Faible rendement.</p>	<p>L'inclinaison du dispositif permet de capter le maximum d'énergie solaire.</p>

<p><u>Distillateur à multiple effets</u></p>	<p>Le tissu spongieux ne colle pas à la paroi. La création d'une couche d'air entre le tissu et la paroi engendre une résistance thermique. L'utilisation de la grille masque la surface évaporante.</p>	<p>Rendement moyen. Superposition de plusieurs cavités de distillation.</p>
<p><u>Distillateurs convectifs :</u> <u>Simples</u> <u>à concentration</u></p>	<p>Rendement faible : $2 \text{ L/m}^2 \text{ j}$ Pertes thermiques importantes par rayonnement. Entartrage et corrosion. Procédé coûteux.</p>	<p>Rapidité du phénomène de transfert thermique et massique. Température d'évaporation de 250 à 300 °C.</p>
<p><u>Distillateur à film capillaire</u></p>	<p>Dépôts de sels sur la plaque évaporateur. Entartrage et corrosion si l'eau est agressive. Parfois création de zones sèches, si mauvaise distribution de l'eau d'alimentation. Néanmoins, l'entretien et la maintenance sont faciles.</p>	<p>Rendement plus élevé que celui du distillateur serre. Le tissu colle de lui même sur l'évaporateur grâce aux forces de tension superficielle. Le film capillaire empêche la formation de bulles d'air et donc fait augmenter le transfert thermique. Récupération de la chaleur de condensation, d'où possibilité d'avoir plusieurs étages.</p>

Chapitre V SYNTHÈSE BIBLIOGRAPHIQUE

1. Etude bibliographique de la convection naturelle

Depuis plusieurs années, les phénomènes de convection naturelle font l'objet d'in travaux de recherche. Ceux ci peuvent être classés en deux catégories :

- Les problèmes externes (transfert thermique le long des parois cylindres infinis).
- Les problèmes internes, dans lesquels le fluide est emprisonné entre deux frontières une enceinte close.

Si les phénomènes externes ont été les plus étudiés, c'est surtout parce que l'acc solutions analytiques en est le plus simple. Par contre, dans les phénomènes interne grande importance pratique, les conditions sur les limites et sur la masse du flu intimement liées. Cette liaison constitue la principale source de difficultés pour analytiquement ou numériquement les équations qui régissent la convection naturelle

1. 1. Etude des échanges convectifs dans les cavités fermées

L'échange de chaleur par convection dépend essentiellement des mouvements du cc lequel il se produit, il correspond aux échanges d'énergies par écoulement ou tra matière. Les particules constituant le corps doivent être en mouvement ; c'est un thermique ne pouvant avoir lieu que dans les fluides (gaz et liquide) car les soli rigides.

La convection est dite naturelle quand elle est due à des forces internes au fluide telle forces d'Archimède et de gravité ; elle est dite forcée lorsqu'elle est provoquée par d externes au fluide telle que l'agitateur pneumatique, la vitesse du vent, la pompe,

Concernant notre étude, les cavités étudiées présentent deux faces parallèles, oppo différentes températures, ayant un rapport de forme e/L et un angle d'inclinaison l'horizontale.

1. 2. Analyse dimensionnelle

L'étude des phénomènes convectifs est basée sur les principes de conservation de l de la quantité de mouvement et de la masse du fluide.

Les relations établies conduisent à des grandeurs adimensionnelles à partir desquelle: caractériser le type d'écoulement et le transfert thermique correspondant. Ces grand sont des nombres, sont les suivants :

1. 2. 1. Nombre de Nusselt (Nu)

Ce nombre est relatif au transfert thermique, il peut être interprété comme le rapport du coefficient de convection moyen de la paroi et du coefficient de conductivité thermique correspondant. Autrement dit, le rapport entre le flux de chaleur total pour tous les modes de transfert ($h \Delta T$) et le flux de chaleur qui existerait si seule la conduction thermique intervenait ($\lambda \Delta T/e$), d'où : $Nu = h e / \lambda$

Cas particulier : Si $Nu \gg 1$, la conduction thermique est négligeable devant les autres modes de transfert.

Ce nombre caractérise donc la valeur de l'échange thermique et détermine l'influence de la convection naturelle par rapport à la conduction.

Le nombre de Nusselt local, défini par l'expression $Nu = (L/\Delta T)(-\partial T/\partial x)_{x=0}$ est un nombre de Nusselt global intégré le long d'une des deux parois actives :

$$Nu = (1/d) \int_0^d Nu(y) dy \quad (1)$$

Suivant les valeurs du nombre de Nusselt, les auteurs concluent que la convection favorise le transfert thermique ($Nu > 1$) ou au contraire le pénalise ($Nu < 1$).

1. 2. 2. Nombre de Reynolds (Re)

Il fait la comparaison entre le travail des forces d'inertie du fluide : $0,5 \rho u^2$ et le travail des forces de viscosité : $\mu u/e$, e étant la dimension caractéristique de l'écoulement. Le rapport entre les deux grandeurs vaut : $(\rho u e) / 2\mu$

Le nombre de Reynolds est défini par : $Re = u e / \nu$

(ν viscosité cinématique et μ viscosité dynamique $\nu = \mu/\rho$)

1. 2. 3. Nombre de Sherwood (Sh)

Ce nombre est relatif au transfert de matière. C'est le rapport entre le flux de matière ($k \Delta C$) et le flux de matière qui existerait si seule la diffusion intervenait : ($D \Delta C/e$)

nombre de Sherwood : $Sh = ke/D$

1. 2. 4. Nombre de Prandtl (Pr)

C'est le rapport entre la diffusivité cinématique ν et la diffusivité thermique α , soit :

$$Pr = \nu/\alpha = (\mu/\rho)/(\lambda/\rho C_p) = \mu C_p/\lambda$$

Ce nombre est fonction uniquement des caractéristiques physiques du fluide. Il peut

0,03 environ (métaux liquides) à 1000 (glycérine). Le plus souvent, les études sont sur l'air (Pr = 0,7). Mais certains auteurs affectionnent particulièrement, pour leurs expérimentales, des fluides à très forte viscosité, qui entraînent des mouvements à des nombres de Grashof faibles pour des nombres de Pr. élevés, pouvant aller jusqu'à

1. 2. 5. Nombre de Schmidt (Sc)

C'est le rapport entre la diffusivité cinématique et la diffusivité massique, soit :

$$Sc = \nu/D = \mu/\rho D \quad ($$

1. 2. 6. Nombre de Grashof (Gr)

En convection libre, le mouvement du fluide est dû à la variation de la densité sous la variation de la température ou de la concentration. Le changement de la masse volumique du fluide équivaut à $\rho\beta\Delta T$ dans le cas d'une expansion volumique due à la température $\rho\beta^* \Delta y_m$ dans le cas d'un changement induit par une variation du titre massique y_m du fluide.

Les coefficients d'expansion sont définis par les relations :

$$\beta = -1/\rho (\partial\rho/\partial T)$$

$$\beta^* = -1/\rho (\partial\rho/\partial y_m)$$

Le travail de la poussée d'Archimède rapportée à l'unité de volume s'écrit $\Delta\rho g$. Si l'on considère un critère indiquant la prépondérance des forces d'Archimède sur les forces de viscosité, on écrit : $(\Delta\rho g)/(\mu/\nu)$, puis on multiplie par le nombre de Reynolds, on obtient le nombre de Grashof :

$$Gr = \rho g \Delta\rho \nu^3 / \mu^2$$

Si on considère les deux origines de variation de ρ , on obtient les deux nombres de Grashof :

Grashof thermique : $Gr_T = (g \nu^3 / \nu^2) (\Delta\rho/\rho)_T$

avec $(\Delta\rho/\rho)_T = \beta\Delta T$ et pour un gaz parfait $\beta = 1/T$

Grashof massique : $Gr_m = (g \nu^3 / \nu^2) \beta^* \Delta y_m = (g \nu^3 / \nu^2) (\Delta\rho/\rho)_m$

avec $(\Delta\rho/\rho)_M = (1 - 18/29)\Delta y_m$

Car dans le cas de l'air humide, si ρ_e est la masse volumique de la vapeur d'eau et ρ_a la masse volumique de l'air sec, alors la masse volumique du mélange est :

$$\rho = \rho_e y_m + \rho_a (1 - y_m) \quad \text{et} \quad \Delta\rho = (\rho_e - \rho_a) \Delta y_m$$

d'où :
$$\beta^* \Delta y_m = (\rho_a - \rho_e) / \rho \quad ($$

Généralement on utilise $Gr_T = (g e^3 / \nu^2) (\Delta T / T)$ et $Gr_m = (g e^3 / \nu^2) / [(\rho_a - \rho_e) / (\rho_e y_m)]$

On remarque que ce nombre inclut :

- des données spatiales (e : épaisseur caractéristique de la cellule)
- le terme "moteur" de la convection $\beta \Delta T$
- l'influence de la viscosité du fluide. C'est lui qui permet de dire, à priori, si l'écoulement est laminaire ou turbulent. Son influence est donc énorme sur les calculs que les chercheurs sont amenés à effectuer.

Dans la plupart des publications, ce nombre est inférieur à 10^6 , nombre qui, s'il n'est pas dépassé, est une limite de l'efficacité des méthodes numériques à haute résolution.

1. 2. 7. Nombre de Rayleigh (Ra)

Ce nombre est le produit du nombre de Grashof par le nombre de Prandtl, soit :

$$Ra = GrPr \quad (V)$$

On admet généralement que le régime laminaire disparaît pour un nombre de Ra de l'ordre de 10^9

1. 3. Les hypothèses simplificatrices

Le plus souvent, sauf quand l'objet de l'étude est l'écoulement tridimensionnel, la troisième dimension est prise de telle sorte que l'on puisse s'en affranchir. Cela permet de reformuler le problème sous forme bidimensionnelle.

Une autre série d'hypothèses est très généralement admise. Connues sous le nom d'hypothèses de Boussinesq, elles admettent la constance des caractéristiques physiques du fluide dans la cavité. Seule la masse volumique varie, et seulement quand elle est le moteur du mouvement.

Les approximations que nous avons pu noter dans toutes les publications, sont en fait assez restrictives.

1. 4. Les équations générales

Nous nous proposons d'étudier les phénomènes de transfert thermique, en co

naturelle, dans une cavité inclinée. Celle-ci de section parallélepédique, voit sa paroi verticale inférieure soumise à un flux de chauffage ϕ , que nous considérons, dans ce cas, comme théorique, constant.

1. 4. 1. Hypothèses de base

La troisième dimension de la cavité est supposée assez longue pour négliger les effets de bord. Le problème devient donc bidimensionnel, et les calculs seront menés dans le plan $x-y$. u et v sont les deux composantes de la vitesse V du fluide circulant dans la cavité. Les parois inclinées supérieure et inférieure sont supposées parfaitement isolées. La paroi supérieure est en contact avec l'air à température ambiante.

Toutes les caractéristiques physiques, sauf la densité dans le terme "motif", sont considérées, à priori, comme constantes.

Nous avons supposé l'écoulement dans la cavité comme étant un écoulement laminaire. En effet, on admet généralement que le long d'une plaque verticale, le régime laminaire disparaît à une hauteur telle que le nombre de Rayleigh est de l'ordre de 10^9 . Dans notre cas, $Ra = GrPr = (g \beta \Delta T d^3 / \nu^2)(\mu C_p / \lambda)$. Nous avons donc pour un ΔT escompté (expérimentalement) de $2^\circ C$, un $Ra = 2,8 \cdot 10^7$; en considérant que d est la hauteur "au-dessus" du transfert thermique.

On peut donc, à priori, considérer l'échange par convection comme laminaire. D'autre part, nous avons supposé comme négligeable les transferts thermiques par rayonnement dans la cavité.

1. 4. 2. Equations générales

Tout phénomène de convection naturelle est régi par un système de trois équations :

- L'équation de continuité, qui exprime la conservation de la masse.
- L'équation de l'impulsion, qui le plus souvent, scindée en deux égalités suivant les directions des composantes de la vitesse, correspond à la conservation de la quantité de mouvement.
- L'équation de l'énergie, qui représente la conservation de celle-ci.

Compte tenu des conditions de convection naturelle, ces équations peuvent être simplifiées en utilisant les hypothèses de Boussinesq ; sous toutes réserves. (la masse volumique

que dans le terme de pesanteur, toutes les autres caractéristiques physiques du fluide sont constantes).

En fait, il paraît abusif dans notre cas pratique avec un flux de chaleur constant, c'est-à-dire une élévation constante de la température, de considérer le terme β , coefficient d'expansion, comme constant. La solution pratique la plus simple semble être de tenir compte de la variation, tout en négligeant par souci de simplification les dérivées $\partial\beta/\partial x$ et $\partial\beta/\partial y$. On prend donc un β variable, calculé d'après les données de Raznievic, K. Référence : "Les diagrammes thermodynamiques" Eyrolles (1970).

Le système d'équations s'écrit alors, en coordonnées cartésiennes :

$$\begin{aligned} \operatorname{div} \mathbf{V} &= 0 & (V.12) \\ \rho(\partial u/\partial t + u\partial u/\partial x + v\partial u/\partial y) &= -\partial P/\partial x + \mu \partial/\partial y(\partial v/\partial x + \partial u/\partial y) + \mu \partial^2 u/\partial x^2 \\ \rho(\partial v/\partial t + u\partial v/\partial x + v\partial v/\partial y) &= -\rho g - \partial P/\partial y + \mu \partial/\partial x(\partial v/\partial x + \partial u/\partial y) + \mu \partial^2 v/\partial y^2 \\ \rho(\partial T/\partial t + u\partial T/\partial x + v\partial T/\partial y) &= \lambda \Delta T + (dP/dt) + \mu F \end{aligned} \quad (V.13)$$

Ces équations amènent quelques remarques :

L'équation (V.13) entraîne pour conséquence que la vitesse de composantes u , v dérivent d'une fonction de courant ψ telle que : $u = \partial\psi/\partial y$ et $v = -\partial\psi/\partial x$

Dans l'équation (V.14), les premiers membres correspondent aux forces d'inertie, le terme $-\rho g - \partial P/\partial y$ ou $-\partial P/\partial x$ correspondent à l'élément moteur de la convection et les termes $\mu \partial^2 u/\partial x^2$ ou $\mu \partial^2 v/\partial y^2$ représentent les forces de viscosité.

Dans l'équation (V.16) le premier membre représente le flux thermique soustrait à l'élémentaire par le mouvement du fluide, qui correspond, en négligeant la dissipation visqueuse μF et la dérivée particulière de la pression dP/dt , au flux gagné par conduction. En utilisant ces remarques, on peut s'attacher à simplifier le système obtenu.

En introduisant la vorticité z , comme un Laplacien de la fonction de courant ψ , $z = \nabla^2 \psi$, on donne l'équation d'état du fluide, $\rho = \rho(t)$ avec $\beta = (1/\rho)(\partial\rho/\partial T)$

Ainsi, en négligeant de plus la dissipation due à la viscosité, les équations régissant le phénomène deviennent, de manière générale, de la façon suivante :

$$\begin{aligned} (\partial u/\partial x) + (\partial v/\partial y) &= 0 \quad \text{avec } u = \partial\psi/\partial y \quad \text{et } v = -\partial\psi/\partial x & (V.14) \\ (\partial z/\partial t) + u(\partial z/\partial x) + v(\partial z/\partial y) &= Gr(\partial T/\partial x) + (\partial^2 z/\partial x^2) + (\partial^2 z/\partial y^2) = Gr(\partial T/\partial x) + v\Delta z \\ (\partial T/\partial t) + u\partial T/\partial x + v\partial T/\partial y &= (1/Pr)[(\partial^2 T/\partial x^2) + (\partial^2 T/\partial y^2)] = (1/Pr)\Delta T & (V.15) \\ z &= -\Delta\psi & (V.16) \end{aligned}$$

Ces équations peuvent être écrites sous forme adimensionnelle. Les conditions mettent tous les paramètres à zéro. Les conditions aux limites ne varient que très peu toutes les références bibliographiques.

$u = v = \psi = 0$ sur les quatre frontières.

Pour les températures, la paroi chaude est mise à 1 (adimensionnel) à l'instant initial froide restant à 0 tout au long de l'expérience.

Par contre, les parois $y = 0$ et $y = 1$ peuvent être considérées :

- soit conductrices ($T = 1 - (x/L)$), soit parfaitement isolantes ($\partial T / \partial y = 0$)

La plupart des publications en fait, n'étudient que le régime permanent ; elles ne se contentent donc de s'affranchir des dérivées temporelles.

Conditions initiales :

On considère à l'instant $t = 0$, une température uniforme en tout point. Pratiquement cette condition est obtenue après une relaxation assez longue du système : $T(0) = T_0$

La vitesse du fluide est considérée comme nulle $u = v = 0$, la fonction de courant ψ , une constante près est aussi prise comme nulle et uniforme au départ ; $\psi = 0$, cela en fait $z = 0$

Conditions aux limites :

- Sur la fonction de courant :

u et v étant nuls, par définition le long des quatre parois y et $\partial y / \partial n$ sera nul aussi. De même sur $0, x = 1$; quelque soit y , $u = v = \psi = 0$. Il en est de même sur les parois obliques.

- Sur la vorticité : il n'existe, malheureusement pas de conditions aux limites explicites, elles seront calcul es d'après les valeurs de ψ , ou de u et v .

- Sur la température : sur les parois inclin es, la condition est bien définie: $\partial T / \partial n = 0$ de l'isolation de ces parois. La paroi qui reçoit le flux a pour condition $(\partial T / \partial x)_{x=0} = 0$

Pour la paroi "ambiante", le problème est plus délicat. Comme sa température est stationnaire, il nous a paru raisonnable de définir un flux de perte, ϕ_p , tenant compte des pertes par rayonnement et par convection de cette paroi. $\phi_p = h_p (T_0 - T_\infty)$ et $(\partial T / \partial x)_{x=1} = -\phi_p / \lambda$

Adimensionalisation :

Afin de simplifier leur écriture et leur résolution, mais surtout pour pouvoir comparer les résultats avec ceux obtenus dans d'autres publications, les équations sont transform es en forme adimensionnelle. Aussi, on pose de nouvelles variables ( toil es), sous f

paramètres sans dimension.

$$t = t v/d \quad x = x/d \quad y = y/d \quad u = ud/v \quad v = vd/v \quad z = zd^2/v \quad \psi = \psi/v$$

La variable adimensionnelle T^* , correspondant à la température, pose un certain nombre de problèmes. En effet, on pourrait effectuer une adimensionalisation classique, pour l'écoulement dans une cavité, de la forme : $T^* = (T - T_0)/\Delta T$

Dans toutes les publications, la température des parois étant constante tout au long de la cavité, c'est leur différence qui est prise comme terme ΔT . Pour nous le ΔT serait alors arbitraire et pourrait être choisi d'après les résultats expérimentaux (par exemple comme la différence moyenne des températures de paroi).

Cependant, il nous a semblé plus logique de tenir compte de la spécificité de notre problème. Pour cela, nous avons voulu introduire le flux énergétique reçu dans le processus d'adimensionalisation.

D'autres études de parois exposées à des flux ont, dans ce cas, introduit une adimensionalisation de la forme: $T^* = (T - T_0)\lambda/\phi d$, c'est celle que nous avons adoptée. Il faut cependant noter que cette modification de l'adimensionalisation va se répercuter sur le nombre de Grashof. Celui ci Gr va maintenant s'écrire sous la forme: $Gr^* = g \beta \phi d^4 / \nu^3$. Si cela ne va pas modifier l'écriture des équations adimensionnelles, par rapport à l'adimensionalisation classique, ce sont les conditions aux limites qui vont être transférées. Le système d'équation devient :

$$\begin{aligned} (\partial u^* / \partial x^*) + (\partial v^* / \partial y^*) &= 0 & (I) \\ (\partial z^* / \partial t^*) + u^* (\partial z^* / \partial x^*) + v^* (\partial z^* / \partial y^*) &= Gr^* (\partial T^* / \partial x^*) + \Delta z^* & (II) \\ (\partial T^* / \partial t^*) + u^* \partial T^* / \partial x^* + v^* \partial T^* / \partial y^* &= (1/Pr) \Delta T^* & (III) \\ z^* &= \Delta \psi^* & (IV) \end{aligned}$$

- Des conditions initiales, seule la température varie $T^*(0) = 0$. Toutes les variables sont nulles.

- Les conditions aux limites ne varient pas sur z, ψ, u et v

Sur $T, \partial T / \partial x = 0$ le long des parois obliques. Par contre, on obtient sur la paroi supérieure un flux : $(\partial T^* / \partial x^*)_{x^*=0} = -1$ et sur la paroi ambiante $(\partial T^* / \partial x^*)_{x^*=1/d} = \phi_p / \phi$

2. Etude bibliographique sur la convection naturelle thermique entre deux parallèles

2. 1. Convection naturelle thermique entre deux plaques parallèles

Généralement, le flux thermique transféré par convection est donné par la relation : $\phi = h \Delta T$ h étant le coefficient de transfert thermique. Le flux thermique dépend donc du nombre de Nusselt comme $\phi = Nu \lambda \Delta T / e$. Les études sur la convection se ramènent en général à la détermination de corrélations telles que $Nu = f(Ra)$ soit $Nu = A(Gr Pr)^n$

Dans le domaine de la convection libre, de très nombreux travaux ont été effectués, nous n'avons besoin que des travaux qui s'adaptent le mieux au distillateur solaire capillaire.

Dans le distillateur à film capillaire, un étage est constitué de deux plaques métalliques parallèles. La première plaque étant chauffée (l'absorbeur- l'évaporateur) et la seconde plaque est refroidie (le condenseur). Celles-ci sont séparées par des isolants.

Le gradient de température entraîne un gradient de densité de fluide et provoque un écoulement ascendant le long de la paroi chaude et un écoulement descendant le long de la paroi froide. Un courant de convection s'installe donc entraînant ainsi un transfert de chaleur de la paroi chaude vers la paroi froide.

2. 2. Les travaux de recherche

A partir de la synthèse des travaux de recherche, il ne sera rapporté ici que les corrélations les plus adaptées au distillateur à film capillaire.

L'étude de la convection libre est très complexe. Des travaux apparemment identiques aboutissent souvent à des résultats différents. Avec l'analyse dimensionnelle, on peut généralement le transfert de chaleur, par convection naturelle, par l'expression suivante, soit : $Nu = A Ra^n$

Initialement, l'étude du transfert de chaleur est limitée à la convection existant entre une surface et une paroi (verticale, horizontale ou inclinée) à température différente.

Les premiers travaux ont porté sur le transfert thermique entre un fluide et une paroi horizontale ou inclinée. Des chercheurs ont étudié la transmission de chaleur à travers des couches de fluide dans des cavités horizontales et verticales dont deux parois sont maintenues à températures différentes.

- JAKOB [86] : Il reprend les travaux antérieurs et établit les corrélations suivantes :

- plans horizontaux, flux ascendant : $Nu = 0,195 Gr^{1/4}$ $10^4 \leq Gr \leq 10^5$
 $Nu = 0,068 Gr^{1/3}$ $Gr > 10^5$ (

- plans verticaux : $Nu = 0,18 Gr^{1/4} (e/L)^{1/9}$ $2 \cdot 10^4 < Gr < 2 \cdot 10^5$
 $Nu = 0,065 Gr^{1/3} (e/L)^{1/9}$ $2 \cdot 10^5 < Gr < 10^7$ (

- E. I. M. VAN DER HELD et J. G. A. DE GRAAF [39] proposent :

- Pour des plans horizontaux, courant calorifique ascendant :

$Nu = 1$ $Gr < 2000$ (

$Nu = 0,507 Gr^{0,4}$ $2000 < Gr < 50000$ (

$Nu = 3,8$ $5 \cdot 10^4 < Gr < 2 \cdot 10^5$ (

$Nu = 0,0426 Gr^{0,37}$ $Gr > 2 \cdot 10^5$ (

- Pour des plans inclinés de 45°, courant calorifique ascendant :

$Nu = 1$ $Gr < 4 \cdot 10^3$ (

$Nu = 0,0503 Gr^{0,37}$ $4 \cdot 10^3 < Gr < 5 \cdot 10^4$ (

$Nu = 0,0372 Gr^{0,37}$ $Gr > 5 \cdot 10^4$ (

- Plans verticaux :

$Nu = 1$ $Gr < 7 \cdot 10^3$ (

$Nu = 0,0384 Gr^{0,37}$ $10^4 < Gr < 8 \cdot 10^4$ (

$Nu = 0,0317 Gr^{0,37}$ $Gr > 2 \cdot 10^5$ (

En 1954, l'agence de financement des maisons et du logement à Washington publie n°32 avec les corrélations suivantes :

- Plans horizontaux, courant calorifique ascendant :

$Nu = 0,168 (GrPr)^{0,281}$ $10^4 < Gr < 10^7$ (

- Plans à 45°, courant calorifique ascendant :

$Nu = 0,102 (GrPr)^{0,31}$ $10^4 < Gr < 10^7$ (

- Plans verticaux :

$Nu = 0,0369(GrPr)^{0,381}$ $1,5 \cdot 10^4 < Gr < 1,5 \cdot 10^5$ (

$$Nu = 0,0685 (GrPr)^{0,327} \quad 1,5 \cdot 10^5 < Gr < 10^7 \quad ($$

D'après Tabor [155], les résultats du rapport précédent étaient satisfaisants qu'a été appliqué à de grandes surfaces.

Comme Jakob[86], des auteurs font apparaître le rapport de forme et l'angle d'inclinaison des cavités sur l'horizontale.

- NEWELL M. E and F. W. SCHMIDT [121] donnent les résultats suivants :

$$Nu = 0,0547 Gr^{0,397} \quad 4 \cdot 10^3 < Gr < 1,4 \cdot 10^5 \quad \text{et un rapport de forme égal à un (e/L=1)}$$

$$Nu = 0,155 Gr^{0,315} (e/L)^{-0,265} \quad 2,5 < e/L < 20 \quad 4 \cdot 10^3 < Gr < 1,4 \cdot 10^5$$

Pour les cavités inclinées il ne semble pas que le problème soit aussi simple que celui proposé par Van Der Held et De Graaf [39] qui préconisaient, pour le calcul du transfert thermique dans les cavités d'air obliques, d'interpoler entre les positions horizontales et verticales. On doit pour $Gr > 10^5$ et pour $5 \cdot 10^3 < Gr < 6 \cdot 10^4$ d'interpoler entre 20 et 70°.

- CATTON, AYYASWAMY ET CLEVER [30] montrent que le nombre de Nusselt dépend du rapport de forme et de l'angle d'inclinaison. Ils proposent une corrélation de la forme

$$Nu = C Ra^{0,29} \quad Ra > 10^4 \quad ($$

pratiquement la même pour toutes les inclinaisons.

- YANG, K. T. ; NOVOTNY, J. L.; CHENG, Y. S. [174] : Ces chercheurs ont étudié le transfert thermique par convection naturelle à partir d'une plaque plane verticale isotherme immergée dans un environnement stratifié en température. Des calculs numériques importants basés sur des solutions de similarité ont été menés pour un large domaine de distributions de températures pariétales et ambiantes à des nombres de Prandtl entre 0,7 et 10. On a aussi considéré les cas limites du nombre de Prandtl tendant vers zéro ou vers l'infini. L'effet relatif des distributions de température individuelle a été discuté en détail. On a étudié de près le comportement du renversement de l'écoulement et du déficit en température dans d'autres études relatives à des températures ambiantes non- uniformes. On montre que des approximations basées sur la différence de température locale peuvent introduire de grandes erreurs dans l'estimation des flux thermiques superficiels. Bien que la valeur de l'erreur dépende de l'endroit considéré, le procédé de calcul est clairement discuté.

- INABA H. [85] : Il a étudié expérimentalement le mouvement de convection naturelle et le transfert thermique dans une couche d'air rectangulaire et incliné, avec deux faces verticales rigides, opposées, isothermes à des températures différentes, pour des angles d'inclinaison entre 0 et 180°, plusieurs facteurs de forme (hauteur sur largeur de la cavité : L/e) e

83 et des nombres de Rayleigh $Ra_w = 1,2 \cdot 10^3 - 2 \cdot 10^6$.

Des configurations d'écoulements sont visualisées pour différents facteurs mention l'article. Le profil de température est aussi donné entre les deux plaques en fon l'angle d'inclinaison. Des formules adimensionnelles donnant le flux thermique tr_{avers la couche d'air sont proposées :}

- Pour $0^\circ \leq \theta \leq 60^\circ$, en régime laminaire ($6 \cdot 10^3 < Ra \cos\theta \leq 4 \cdot 10^5$),

$$Nu = 0,199(Ra \cos\theta)^{0,258} \quad (1)$$

en régime turbulent ($4 \cdot 10^5 < Ra \cos\theta$), $Nu = 0,0785(Ra \cos\theta)^{0,33}$

- Pour $60^\circ \leq \theta \leq 120^\circ$ (régime laminaire), ($5 \cdot 10^3 \leq Ra \sin\theta \leq 1,2 \cdot 10^6$ et $5 \leq L/e \leq 83$)

$$Nu = 0,271 (L/e)^{-0,21} (Ra \sin\theta)^{0,250} \quad (2)$$

- MARKATOS, N. C. and PERICLEOUS, K. A. [106] : Ils présentent une méthode numérique pour obtenir des solutions d'écoulement naturel et de transfert thermique dans une cavité carrée avec des parois latérales chauffées différemment et ceci dans un domaine de nombre de Rayleigh entre 10^3 et 10^6 . Ils montrent qu'à partir de $Ra = 10^3$, il se forme des lignes de flux un vortex au centre de la cavité étudiée. Lorsque le nombre de Rayleigh augmente, le vortex prend une forme elliptique et s'allonge en deux petits vortex (pour $Ra = 10^5$). Lorsqu'on augmente encore Ra, les deux vortex se rapprochent des parois et un troisième vortex se forme au milieu. Ces deux auteurs proposent aussi les corrélations suivantes :

- En régime laminaire : $Nu_{moyen} = 0,143 Ra^{0,299} (10^3 \leq Ra \leq 10^6)$

$$Nu_{max} = 0,130 Ra^{0,356} \quad (3)$$

- En régime turbulent : $Nu_{moyen} = 0,082 Ra^{0,329} (10^6 < Ra \leq 10^{12})$

$$Nu_{max} = 0,057 Ra^{0,379} \quad (4)$$

$$Nu_{moyen} = 1,325 Ra^{0,245} (10^{12} < Ra \leq 10^{16})$$

$$Nu_{max} = 0,34 Ra^{0,316} \quad (5)$$

$$Nu_{min} = 0,137 Ra^{0,233} \quad (6)$$

- KITAMURA, K. ; KOIKE, M. ; FUKUOKA, I. and SAITO, T. [93] : Ces recherches

étudié expérimentalement le transfert turbulent en convection naturelle. Ils ont remarqué les mouvements à grand tourbillon qui existent dans une couche limite turbulente le long d'une plaque plane verticale. Ils observent que leurs résultats expérimentaux coïncident avec les relations analytiques données par Fuji et al. [62] en régime laminaire et celles de Vli (pour l'eau) [167] en régime turbulent, et ceci lorsque les propriétés thermiques de l'air ou de l'eau pour les nombres de Ra et de Nu sont estimées à la température de référence.

$$T_f = (3 T_{\text{paroi}} + T_{\infty})/4 \quad \text{pour l'air}$$

$$T_f = (T_{\text{paroi}} + T_{\infty})/2 \quad \text{pour l'eau}$$

- KRISHNA PRASAD, K. ; RAMANATHAN, V. [96] : Ils ont étudié l'effet des oscillations harmoniques longitudinales sur le transfert thermique à convection naturelle à paroi d'une plaque verticale chauffée électriquement. Des expériences ont été conduites à des fréquences variant de 10 à 20 Hz à une amplitude de 6,35 mm et à des températures variant de 37,3 à 93,5°C. Ils ont enregistré un accroissement maximal de 33% du transfert thermique.

- FUJII, T. ; TAKEUCHI, M. ; FUJII, M. ; SUZAKI, K. ; UEHARA, H. [62] : Ils ont mené des recherches expérimentales sur le transfert thermique par convection naturelle à paroi d'une surface externe d'un cylindre vertical de un mètre de hauteur dans de l'eau et de l'air. Ils ont obtenu les corrélations suivantes :

$$\text{Pour l'eau en régime laminaire : } (Nu_L)_{\infty} (v_0/v_{\infty})^{0,21} = 0,130 (Gr_L Pr)_{\infty}^{1/3} \quad (111 \sim 115) \\ (1,5 \sim 4) 10^{10} \leq (Gr_L Pr)_{\infty} \quad (60)$$

Pour l'huile, deux corrélations :

$$(Nu_L)_{\infty} (v_0/v_{\infty})^{0,21} = 1,16 (Gr_L Pr)_{\infty}^{1/4} \quad (177 \sim 227), \\ (1,5 \sim 4) 10^{10} \leq (Gr_L Pr)_{\infty} \leq 2 \cdot 10^{11} \quad (60)$$

$$(Nu_L)_{\infty} (v_0/v_{\infty})^{0,21} = 0,0145 (Gr_L Pr)_{\infty}^{2/5} + (115 \sim 65), \quad 2,0 \cdot 10^{11} \leq (Gr_L Pr)_{\infty} \leq 10^{12} \quad (60)$$

- PERRY, R. H. and CHILTON, C. H. "Chemical Engineers Handbook, fifth edition, pp.10.9-10.18" : Ils proposent les corrélations suivantes pour la convection naturelle dans des espaces fermés verticaux :

$$Nu = 0,20 (e/L)^{-5/36} (GrPr)^{1/4} \quad 210^4 < GrPr(e/L)^3 < 210^5 \\ Nu = 0,071 (e/L)^{1/9} (GrPr)^{1/3} \quad 210^5 < GrPr(e/L)^3 < 10^7 \quad (60)$$

- GILL, W. N. ; DEL CASAL, E.; ZEH, D. W. [67] : Ils ont étudié les couche laminaires de convection libre avec des transferts couplés de quantité de mouvement, de chaleur et de masse binaire en fonction des paramètres agissants. Les effets de buoyancy d'Archimède produits à la fois par les gradients de température et de concentration sont considérés. Ils ont recherché des solutions exactes du système non- linéaire d'équations couplées pour des systèmes à propriétés physiques variables avec un coefficient d'Archimède constante parallèle à la surface solide, pour beaucoup de cas différents. Ils ont obtenu une idée raisonnable de la façon dont les différents paramètres influencent le processus de transfert en cause ; les effets des variations avec la concentration des espèces des constituants, de la conductivité thermique pour les gaz de faible masse molaire ont été recherchés également les interactions du nombre de Prandtl et les effets de la condition interfaciale pour le transfert de masse des systèmes avec un seul constituant.

Une méthode d'intégration des équations couplées de transfert a été exposée et elle s'est avérée être considérablement plus rapide que les techniques employées auparavant. L'amélioration de la vitesse de calcul se produit principalement parce que chaque solution de l'équation de quantité de mouvement est obtenue par itération seulement sur une condition à la limite au lieu de le faire à la fois sur une condition à la limite et une fonction comme les relations antérieures le demandent.

- QURESHI Z. H. and GEBHART B. [137] : Ils ont étudié la transition et le transport de chaleur par un écoulement de convection naturelle dans l'eau adjacente à une surface verticale avec un flux uniforme. Ils utilisent les relations suivantes :

$$Nu = 0,0246 Gr^{2/5} Pr^{7/15} [1+0,494(Pr)^{2/3}]^{-2/5}$$

et ceci pour un nombre de Prandtl proche de 1 et pour un flux turbulent adjacent à une surface verticale isotherme. Ils utilisent aussi la relation de Warner et Arpaci [168] :

$$Nu = 0,10 Ra^{1/3} \quad Ra \leq 10^{12} \quad (V)$$

Pour l'air et un flux turbulent proche à une paroi verticale isotherme, ils ont été comparés expérimentalement aux corrélations locales suivantes :

$$Nu_x = 0,587 (Gr_x^* Pr)^{1/5} \quad 10 \leq Gr_x^* \leq 2 \cdot 10^6 \quad (VI)$$

$$Nu_x = 0,568 (Gr_x^* Pr)^{0,22} \quad 2 \cdot 10^3 \leq Gr_x^* \leq 10^{16} \quad \text{avec } Gr_x^* = g\beta q_x / \lambda \nu^2$$

- OZOE, H. ; SAYAMA, H. and CHURCHILL, S. W. [132] : Ces chercheurs ont effectué des mesures expérimentales sur la convection naturelle dans un canal rectangulaire incliné pour divers rapports de section et angles d'inclinaison. Ils ont constaté que lorsque l'angle

partir de 0, le nombre de Nusselt décroît, passe par un minimum, puis croît, pass maximum (proche de 90°, position verticale) et enfin décroît jusqu'à un.

Ils ont trouvé la corrélation suivante : $Nu_{moyen} = C(Ra \cdot \cos\psi)^n$ avec $n = 1/3$

la valeur de C correspondant à $n = 1/3$ est 0,109

pour $\psi = 0$, on peut écrire $Nu_{moyen}(0) = 0,109Ra^{1/3}$ (

d'où : $Nu_{moyen} = Nu_{moyen}(0)(\cos\psi)^{1/3}$ (

2. 3. Conclusions

A la suite de cette étude, on remarque que le coefficient de transfert thermique est ma angles d'inclinaison très faibles, du fait des nombreux passages très rapides entre les Lorsque l'angle augmente, on obtient un écoulement unicellulaire, valable pour le c vertical. Corrélativement, la chute du coefficient de transfert thermique est estimée à 30% par rapport au dispositif horizontal. Si l'angle d'inclinaison est encore augment de la convection au transfert de chaleur diminue jusqu'à obtenir de la conduction pure l'appareil est horizontal et chauffé par en haut.

Il semble que l'on n'observe pas de minimum relatif aux environs de 90° pour le nc Nu, bien que tous les auteurs ne soient pas en accord avec cette conclusion.

3. Etude bibliographique sur le transfert simultané convectif de chaleur et de entre deux plaques parallèles

3. 1. Etude bibliographique

Le transfert simultané de chaleur et de matière par convection est un phénom complexe et très peu de conclusions d'études théoriques ou expérimentales ont été sur ce sujet.

- GILLILAND, E. R. and SHERWOOD, T. K. (M. I. T. ; Cambridge, Mass.), [69] étudié la diffusion des différentes vapeurs dans un courant d'air le long d'une colonne. Pour la résistance diffusionnelle à la vaporisation en terme d'épaisseur effe film, ils obtiennent : $d/x = 0,023(du\rho/\mu)^{0,83}$ (μ) (V. 70)

d est le diamètre intérieur de la colonne ; x est l'épaisseur effective du film ; u, ρ , μ

densité et viscosité du courant d'air (turbulent), D : coefficient de diffusion air- gaz.

- I. S. BOWEN [26] : Il a montré que le procédé d'évaporation et de diffusion de l'eau (de n'importe quelle surface d'eau) dans une masse d'air située au-dessus de cette surface d'eau vers cette même masse d'air. A cause de cette équivalence, il est possible de représenter le taux R des pertes thermiques par conduction à celles par l'évaporation comme suit : $R = [d_o C_p (P/760)(T_w - T_a)] / [L_v (\rho_w T_w - \rho_a T_a)/273]$

71)

d_o est la densité de l'air ; L_v est la chaleur latente de vaporisation ; C_p est la capacité calorifique de l'air, a : indice pour l'air ; w : indice pour la couche d'air en contact avec la surface d'eau.

- SHARPLEY, B. F. ; BOELTER, L. M. K. [147] : Ils ont étudié l'évaporation de l'eau dans l'air libre et ambiant, à partir d'une surface d'eau de un pied (ft) de diamètre (≈ 30 cm) ont obtenu expérimentalement les résultats suivants : (e : taux d'évaporation (lb/(sqft))

$$e = -0,024 + 65 (C_{vw} - C_{v\infty}), (C_{vw} - C_{v\infty}) \geq 510^{-4} \text{ lb/cu.ft}$$

$$e = 18,75 (C_{vw} - C_{v\infty}), (C_{vw} - C_{v\infty}) \leq 510^{-4} \text{ lb/cu.ft}$$

Ils ont obtenu les corrélations suivantes :

$$\text{pour l'évaporation : } Nu' = 0,53 (Gr' Pr')^{0,26} \quad 10^6 < Gr' Pr' < 10^8$$

$$\text{pour le flux de chaleur : } Nu = 0,68 (Gr' Pr')^{0,26} \quad 10^6 < Gr' Pr' < 10^8$$

$$\text{et } Nu = 1,29 Nu' \quad (7)$$

$$\text{Avec } Gr = (gD^3 \rho / \mu)(\Delta T / T_\infty) \quad ; \quad Gr' = (gD^3 \rho / \mu)[(M_\infty T_w / M_w T_\infty) - 1]$$

$$Nu = hD/\lambda \quad ; \quad Nu' = h'D/\alpha' \quad ; \quad Pr = \mu C_p / \lambda \quad ; \quad Pr' = \mu / \alpha' \rho$$

α' : coefficient de diffusion ; λ : conductivité thermique; h et h' : coefficients de transfert thermique et diffusif par unité de surface ; M : masse moléculaire apparente de l'air- vapeur d'eau ; $M = 28,95 - 10,93 (P_v/P)$; P_v : pression partielle de vapeur d'eau ; P : pression totale du mélange.

- MOLSTAD, M. C. ; FAREVAAG, P. and FARRELL, J.A. [114] : Ils ont étudié l'évaporation d'une surface libre d'eau dans un courant d'air perpendiculaire (vitesse de 1,5 m/s à 4,6 m/s). Ils ont obtenu :

-La quantité d'eau évaporée par heure et par unité de surface :

$$k' = 1,39G^{0,37} \quad ($$

-Le coefficient d'échange thermique par convection :

$$h_c = 0,37 G^{0,37} \quad (G \text{ est le débit d'air}) \quad ($$

-DE LEEUW DEN BOUTER, J. A. ; DE MUNNIK, B. and HEERTIES, P. M. [40] mesuré en phase liquide le transfert simultané de chaleur et de masse dans une couche laminaire à une plaque verticale d'épaisseur e. Les résultats confirment l'existence de nombres composés de Grashof :

$$GR_h = Gr_h + (Pr/Sc)^{1/2} Gr_m \quad ($$

$$GR_m = Gr_m + (Sc/Pr)^{1/2} Gr_h \quad ($$

Où : $Gr_h = (ge^3/v^2)(\Delta\rho_T/\rho)$ et $Gr_m = (ge^3/v^2)(\Delta\rho_C/\rho)$

Les résultats expérimentaux ont conduit aux corrélations empiriques suivantes :

$$Nu = 0,79(GR_h Pr)^{0,243}$$

et $Sh = 0,79 (GR_m Sc)^{0,243}$

- MORSE, R. N. and READ, W. R. W. [117] : Ils ont établi les relations entre le transfert de masse et le transfert thermique qui gouvernent le fonctionnement d'un distillateur à état instable (distillateur type serre). Ils ont obtenu les résultats suivants :

- Flux de chaleur dû à la radiation (sens eau → verre) :

$$q_r = 0,9 \sigma [(T_w + 460)^4 - (T_g + 460)^4] \quad (\text{en Btu/ft}^2 \cdot \text{hr}) ; T \text{ en } ^\circ\text{F}$$

σ : constante de Stefan- Boltzman, T_w : température de l'eau et T_g : température du verre

- Flux de chaleur dû à la convection :

$$q_c \quad (\text{Btu/ft}^2 \cdot \text{hr}) = 0,128 [(T_w - T_g) + ((P_w - P_{wg})/(39 - P_w))(T_w + 460)]^{1/3} (T_w - T_g)$$

84)

T en °F et P en psi, w : eau, g : verre.

- Flux de chaleur dû à l'évaporation :

$$q_e \quad (\text{Btu/ft}^2 \cdot \text{hr}) = 0,0254 [(T_w - T_g) + ((P_w - P_{wg})/(39 - P_w))(T_w + 460)]^{1/3} (P_w - P_{wg})$$

(V. 85)

où h_w est la chaleur latente de vaporisation de l'eau (Btu/lb)

- Effet de la température ambiante T_a :

Si T_a augmente de 27 à 38°C, le rendement croît de 11%

Si T_a diminue de 27 à 16°C, le rendement décroît de 14%

De plus, si le coefficient de pertes thermiques avec la base et les bords du distillateur $5,62$ à $1,12 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$, le rendement augmente de 38%

- BOELTER, L. M. K. ; GORDON H. S. and GRIFFIN J. R. [16] : Ils ont étudié l'évaporation naturelle de l'eau dans l'air à partir d'une surface d'eau horizontale et : Ils ont trouvé que le taux d'évaporation d'eau par unité de surface est tel que :

$$\tau_{ev} = 251(C_{vw} - C_{v\infty})^{1,25} \text{ (en lb/hr.sqft) avec } 0,001 \leq (C_{vw} - C_{v\infty}) \leq 0,025 \text{ (en lb/86)}$$

Si f' est la conductance de transfert thermique, $\tau_{ev} = f'(C_{vw} - C_{v\infty})$

$$\text{d'où : } f' = 251(C_{vw} - C_{v\infty})^{0,25}$$

Ou encore, $\tau_{ev} = 0,054 (P_{vw} - P_{v\infty})$ (P : pression de vapeur d'eau en Hg)

Pour les transferts thermiques, ils obtiennent les corrélations suivantes :

$$Nu = 0,75 (Gr'Pr)^{0,25} \quad 10^7 \leq Gr'Pr \leq 10^9 \quad ($$

$$\text{avec } Gr' = (g_e / \nu^2) [(M_{\infty} T_w / M_{w\infty}) - 1]$$

$$Nu' = 0,643 (Gr'Pr')^{0,25} \quad 10^7 \leq Gr'Pr' \leq 210^8 \quad ($$

où $Nu = 1,17 Nu'$ avec $Nu' = f'e/\alpha'$ et $Nu = fD/k$

e : diamètre caractéristique (m), f : conductance thermique et k : conductivité thermique (Btu/hr. sqft.), $Pr = \mu C_p/k$, $Pr' = \mu/\alpha'\gamma$

γ : densité du mélange (lb/cu.ft), α' : diffusivité de la vapeur d'eau dans l'air (sqft/hr) indice v : vapeur d'eau; indice w : côté gazeux de l'interface liquide- gaz.

- COOPER P. I. [33], [34], [35] et [36] : Ce chercheur a étudié les distillateurs du type serre. Il a décrit tout d'abord une méthode de simulation numérique pour l'analyse des procédés compliqués concernant les ensembles de distillation solaire. Il a obtenu que le transfert thermique dû à l'évaporation de l'eau est tel que :

$$Q_{ew} \text{ (Btu/sqft.hr) } = [9,33 + 2,32 \cdot 10^{-10} (T_w)^{5,23}] (T_w - T_g) h_w / 10^4 \text{ (T en } ^\circ\text{F)}$$

Il a ensuite déterminé l'efficacité d'un alambic solaire à effet simple. La connaissance des équations qui gouvernent le transfert interne et externe de chaleur rend possible de

un distillateur solaire idéal dont la valeur limite supérieure de l'efficacité est de 6 résultats expérimentaux ont montré que dans des installations pratiques, il est invraisemblable que les rendements supérieurs à 50% soient possibles.

Il a défini le rendement total du distillateur (overall efficiency) par le rapport entre le thermique par évaporation (q_e) et le taux de radiation solaire sur une surface horizontale (G_h) (en kW/m^2).

$$\text{Soit : } \eta_o = q_e / G_h \quad \text{avec } G_h = (G_T \pi / 7,2 \cdot 10^3 \theta_s) \cdot \sin(\pi\theta/\theta_s) \quad (\text{en } \text{kW/m}^2)$$

91)

et le rendement interne (internal efficiency) :

$$\eta_i = q_e / \alpha_w G_h \quad \text{d'où } \eta_o = \alpha_w \eta_i$$

G_T est la radiation solaire totale sur une surface horizontale ($G_T \approx 3 \cdot 10^4 \text{ kJ/m}^2$)

θ est l'heure du lever du soleil (h)

θ_s est la durée depuis le lever jusqu'au coucher du soleil (heure)

α_w est le coefficient d'absorption effectif (pour une incidence de 30 degrés, ce coefficient a pour valeur 0,85). De plus, pour les transferts thermiques internes entre la surface de la vitre, il obtient :

$$q_c = 8,84 \cdot 10^{-4} [(t_w - t_{gi}) + (P_w - P_g)t_w / (268,9 \cdot 10^3 - P_w)]^{1/3} (t_w - t_{gi})$$

93)

$$q_e = 16,276 \cdot 10^{-3} q_c (P_w - P_g) / (t_w - t_{gi})$$

$$q_r = 0,9 \sigma [(t_w)^4 - (t_{gi})^4] \quad (q \text{ en } \text{kW/m}^2, t \text{ en K et P en Pa})$$

Le rendement total est alors : $\eta_o = 0,727 - 2,8810^{-2} (\theta_s / G_T)^2$

et le débit d'eau évaporée est : $Q_m = dm/dt = 3,125 \cdot 10^{-4} G_h - 3,43810^{-5} (\text{kg/m}^2 \text{ h})$

- C. SUBBA REDDY [154] a trouvé des résultats qui sont en bon accord avec CHURCHILL et ceux de INABA. On peut noter un maximum du nombre de Nusselt pour une inclinaison entre 15 et 30°

- S. W. CHURCHILL [32] et OZOE [132] modifient la corrélation de HOLLAND; ils obtiennent l'expression : pour $0^\circ \leq \alpha \leq 80^\circ$ et $Ra \cos\theta > 170$, en posant $a = \cos\alpha$, $b = 1$ et $c = \sin 1,8\alpha$

$$Nu = \left(\left\{ \left[1 + 1,446(1-1708)/aRa \right] \left[1 - (1708/aRa) \right] \right\}^3 + aRa/1420 \right)^{1/3}$$

et pour $80^\circ \leq \alpha \leq 90^\circ$, ils suggèrent : $Nu = [(Nu_{80}^3 - 1)b/0,985 + 1]^{1/3}$

et pour $90^\circ \leq \alpha \leq 180^\circ$ $Nu = 1 + \{ [(Nu_{80}^{1/3} - 1)(b/0,985) + 1]^{1/3} - 1 \} b$ (

où Nu_{80} est la valeur du nombre de Nusselt donnée par la première équation pour $\alpha =$

Churchill note que pour des nombres de Ra compris entre 10^3 et 10^4 , un maxi transfert thermique a lieu pour un angle inférieur à 30° . Il trouve numériquement nombre de Prandtl égal à 10 que le nombre de Nusselt gagne environ 20% entre la horizontale et la position inclinée.

3. 2. Transferts simultanés de chaleur et de matière

Les effets des forces de gravitation dus à des gradients de concentration (exemple d'eau dans l'air), peuvent revêtir autant d'importance dans la génération du mouve les effets dus aux seuls gradients thermiques.

Le transfert simultané de chaleur et de matière par convection est un phénom complexe. Peu de conclusions d'études théoriques ou expérimentales ont été publié sujet.

- SOMERS E. V. [152] est un des pionniers de l'étude des effets combinés de chal masse le long d'une plaque plane verticale isotherme. Il trouve, pour $Pr = Sc$, la re transfert :

$$Nu = 0,38 (Gr_T + Gr_m)^{1/4} \quad (V)$$

avec $Gr_T = (g \rho^3 / \nu^2) \beta \Delta T$ et $Gr_m = (g \rho^3 / \nu^2) \beta^* \Delta y_e$ $\beta^* = 1/\rho(M_a - M_e)/M_a$

- MATHERS, W. G. ; MADDEN, A., J., Jr. and PIRET, E. L. [107] : Ils ont t transfert simultané de chaleur et de matière en convection naturelle le long d'un verticale. Ils ont obtenu des solutions analytiques et ont comparé ceux-ci à des expérimentaux obtenus sur des billes placées dans l'air. Ils aboutissent aux résultats s En présence d'un gradient de température, le taux de transfert de matière peut être a de 100%. En présence de transfert de matière, il faut utiliser un nombre de Grashof m

- Pour le transfert thermique : $Gr_T = (gL \rho^3 / \mu^2) (T_s - T_o / T_o) = (gL \rho^3 / \mu^2) T \beta (T_o - T_s)$

- Pour le transfert de matière : $Gr_m = (gL \rho^3 / \mu^2) (C_{AS} - C_{A0}) (M_B - M_A) / M_A$

A est la substance diffusante et B le gaz inerte.

$$\text{Soit } Gr_m = (gL \rho^3 T/\mu^2) \alpha (C_{Ao} - C_{AS})$$

$$\text{d'où } Nu = 0,670(GrPr)^{1/4} \text{ avec } Gr = Gr_T + (Pr/Sc)^{1/2} Gr_m \quad ($$

$$Sh = 0,670(gr'Pr)^{1/4} \text{ avec } Gr' = Gr_m + (Pr/Sc)^{1/2} Gr_T \quad ($$

- WILCOX, W. R. [172] : Il a fait une étude théorique sur le problème de transfert s de chaleur et de masse dans une convection libre laminaire à partir d'une surfa verticale. En utilisant une méthode intégrale et en faisant l'hypothèse d'une vitesse r paroi, il a obtenu :

$$Nu = 0,58 (Pr)^{1/4} [Gr + (Pr/Sc)^{1/2} Gr']^{1/4} / [1 + (0,625/Pr)]^{1/4} \quad ($$

$$\text{avec } Gr = (gL \beta/v^3)(T_0 - T_\infty) ; Gr' = (gL \alpha/v^3)(C_0 - C_\infty)$$

$$\beta = 1/\rho(\partial\rho/\partial T)_C ; \alpha = 1/\rho(\partial\rho/\partial C)_T$$

Si de plus, on fait l'hypothèse d'un profil parabolique pour la température et la conce on obtient : $Nu = 0,667 (Pr)^{1/4} [Gr + (Pr/Sc)^{1/2} Gr']^{1/4} / [1 + (0,952/Pr)]^{1/4} \quad ($

Si on considère, en plus, que l'on a un mélange de gaz parfaits, $C_{totale} = C_1 + C_2 = F$

et $\rho = M_1 C_1 + M_2 C_2$ d'où, en introduisant des valeurs moyennes C_{moy} et T_{moy}

$$\alpha = 1 / [C_{moy} - (P/RT)(1 - (M_1/M_2))] \text{ et } \beta = 1 / [1 - (C_{moy} T_{moy} R/P)(1 - (M_1/M_2))]$$

106)

- GEBHART, B. ; PERA, L. [64] : Ils ont étudié analytiquement les écoulements la dans les fluides dus à l'interaction des forces de gravité et de différence de densités simultanément par la diffusion d'énergie thermique et des espèces chimiques. En d'espèce chimique, ils définissent un coefficient de dilatation (ou coefficient d'expansion $\beta^* = (1/\rho) [(MW_a/MW_c) - 1]$ où MW_c est la masse molaire des espèces diffusant est la masse molaire de l'autre composant. Ils définissent alors $N = (Gr_{x,C}/Gr_{x,t}) =$

$$\beta^*(C_{surface} - C_\infty)/\beta(T_{surface} - T_\infty) = \beta^* \Delta C / \beta \Delta T \quad ($$

Ils arrivent aux corrélations suivantes :

$$Nu_{x,t} / (Gr_{x,t})^{1/4} = C Pr^{1/4} [1 + (Pr/Sc)^{1/2} N]^{1/4} \quad ($$

Sc est le nombre de Schmidt : $Sc = \nu / \text{Diff}$.

$$Nu_{x,C} / (Gr_{x,C})^{1/4} = C Sc^{1/4} [((Sc/Pr)^{1/2} + N)/N]^{1/4} \quad ($$

où C est la concentration de l'espèce diffusant (nombre sans dimension).

Ils mettent en évidence la stabilité de l'écoulement lorsque les nombres de Schmitt et Prandtl sont égaux et montrent que les résultats de la convection thermique sont applicables en remplaçant le nombre de Grashof thermique $Gr_{x,t}$ par la somme $Gr_{x,C}$

- CHEN, T. S. ; YUH, C. F. and MOUTSOGLU A. [31] : Ils ont étudié les caractéristiques du transfert thermique et massique en convection mixte le long des plaques planes ou inclinées, sous l'influence des diffusions de chaleur et de masse. Ils ont trouvé que les flux surfaciques locaux sont augmentés lorsque les forces dues à la diffusion massique sont supérieures à celles dues à la diffusion thermique, mais sont réduits quand ces forces s'opposent. Les effets combinés des forces sur les flux surfaciques de masse et de chaleur dépendent de l'angle d'inclinaison par rapport à la verticale. Les résultats sont présentés dans une figure. Les notations particulières utilisées sont les suivantes : UHF (uniform heat flux) : flux de chaleur uniforme, UMF (uniform mass flux) : flux de matière uniforme, UWT (uniform wall temperature) : paroi à température uniforme, UWC (uniform wall concentration) : paroi à concentration uniforme.

γ : angle d'inclinaison par rapport à la verticale

$Re_x = u_\infty x / \nu$ nombre de Reynolds,

$Gr_{x,t}^* = g\beta q_w x^4 / \lambda \nu^2$ nombre de Grashof modifié,

$Gr_{x,t} = g\beta(T_w - T_\infty)x^3 / \nu^2$ nombre de Grashof thermique,

$Nu_x = q_w x / (T_w - T_\infty)\lambda$ nombre de Nusselt local

L'indice w correspond à la vapeur d'eau et l'indice a à l'air.

Les relations de transfert de masse et de chaleur, appliquées à la distillation solaire, ont été trouvées dans le livre "Solar distillation" de M. A. S. MALIK, G. N. TIWARI et M.S. SODHA [105] (Ed.1982).

Pour un flux de chaleur s'élevant depuis une surface d'eau horizontale et perpendiculairement à cette surface, c'est à dire s'élevant contre les forces de gravité, [86] a obtenu les corrélations suivantes :

$$Nu = 1 \quad Gr < 10^3 \quad (V)$$

$$Nu = 0,21 (GrPr)^{1/4} \quad 10^4 < Gr < 3,2 \cdot 10^5 \quad (V)$$

$$Nu = 0,075 (GrPr)^{1/3} \quad 3,2 \cdot 10^5 < Gr < 10^7 \quad (V)$$

Pour un flux de chaleur convectif en présence d'air humide, c'est à dire lorsqu simultanément un transfert de matière d'un fluide de plus faible masse molaire (ic vapeur d'eau), un nombre spécial de Grashof Gr' est introduit :

$$Gr' = (x \rho_f^3 g / \mu_f^2) [(M_o T_o' / M_o T_o' - 1)]$$

f : relatif à l'air saturé , o: relatif à l'interface de l'évaporation.

Comparé au Grashof "normal" pour l'air sec : $Gr = (x \rho_f^3 g \beta' \Delta T) / \mu_f^2$, avec $\beta' = 1/T_c$

le nombre de Grashof Gr' peut alors s'exprimer de la même façon en introdui

température équivalente : $Gr' = (x \rho_f^3 g \beta' \Delta T') / \mu_f^2$

avec $\Delta T' = \Delta T + (P_{w0} - P_{wo}) (T_0 + 273) / (268,910^3 - P_{w0})$ (en °C)

Il suffit alors de reporter cette valeur de Grashof dans les corrélations énoncées ci- Nu vs. Gr') pour pouvoir exprimer le transfert d'enthalpie par convection thermique :

$$q_{cw} = h_{cw} (T_w - T_{gi}) \quad (V)$$

D'autre part, le transfert d'enthalpie par convection naturelle matérielle est donn

relation : $q_{ew} = h_e (P_w - P_a)$ avec $h_e = L_v (h_{ew} / C_{pa}) (M_w / M_a) (1/P_T)$

115)

- SAVILLE, D. A. and CHURCHILL, S. W. [145] : Ces chercheurs proposent une asymptotique des effets simultanés de transferts thermique et massique en fonc nombres de Prandtl et Schmidt en se basant sur des résultats antérieurs conce convection naturelle adjacente à une surface. Ils étudient différents cas particuliers Pr tendent soit vers zéro, soit vers l'infini. Ils montrent l'effet relatif de la diff matière dans les processus asymptotiques lorsque les nombres de Schmidt et de Pra égaux. Ils constatent que les effets de variations de température et de concentratio pas toujours additifs. Le nombre de Grashof effectif n'est donc pas toujours la soi nombres de Grashof thermique et matériel.

- ADAMS, J. A. and Mc FADDEN, P. W. [4] : Ils ont fait des expériences utili interféromètre et ont obtenu des résultats expérimentaux 10 à 15% plus faibles résultats prévus par les solutions analytiques. Ils ont observé que la force crée par l d'un produit organique lourd dans la couche limite s'oppose à la force thermique as due au chauffage de la surface (il s'agit de la sublimation du p. dichlorobenzène (Sc

chauffé sur une plaque verticale par un flux uniforme). Localement, ils obtien corrélations suivantes :

$$Nu_{x} = 0,425 [Gr_{x}^{*} (Pr/Sc)]^{0,262} \quad (V)$$

avec $Gr_{x}^{*} = (g x^3 / \nu^2) [((T_w - T_{\infty})/T_{\infty}) - ((T_w/T_{\infty})(M_b - M_a)/M_a)]$ (l'indice b est r produit organique).

Remarque : Ces résultats comparés à ceux de Somers [152] et de Wilcox [172] m évidence des écarts de l'ordre de 15%

- MALIK et al. [105] dans "Solar distillation" proposent des relations pour les tran masse et de chaleur, appliqués à la distillation solaire. Pour un flux de chaleur montai une surface horizontale, et perpendiculairement à celle-ci, contre les forces de gr proposent les corrélations de Jakob [86].

Dans le cas de l'air humide, le soluté vapeur d'eau a une masse molaire plus faible c de l'air sec. Ainsi, pour la détermination du flux thermique associé à un transfert de n nombre de Grashof spécial est introduit, soit :

$Gr' = (g e \rho_f^3 / \mu_f^2) [M_{\infty} T_0' / M_0 T_{\infty}' - 1]$, les indices : f : air saturé, 0 : surface d'éva
 ∞ : point éloigné de la surface d'évaporation, w : vapeur d'eau, a : air sec.

L'air sec et la vapeur d'eau sont supposés être des gaz parfaits. A partir des valeurs l g/mole, $M_a = 29$ g/mole et $P_T = 98,07 \cdot 10^3$ Pa, la relation suivante est établie :

$$[(M_{\infty} T_0' / M_0 T_{\infty}') - 1] = \beta' \{ \Delta T + [(P_{w0} - P_w) T_0' / (268,9 \cdot 10^3 - P_{w0})] \} = \beta' \Delta T' \quad (117)$$

où $\Delta T'$ est une différence de température équivalente. D'où $Gr' = g e \rho_f^3 \beta' \Delta T'^2 / \mu_f^2$

Pour les températures normales de fonctionnement d'un distillateur type serre, le nc Grashof spécial correspond au domaine où les corrélations de Jakob sont telles que C et $n = 1/3$. Pour cette valeur de n, le rapport de forme n'intervient pas et le flux th transféré est : $q_{cw} =$

$$0,884 \{ (T_w - T_g) + [(P_w - P_g)(T_w + 273) / (268,9 \cdot 10^3 - P_w)] \}^{1/3} (T_w - T_g) = h_{cw} (T_w - T_g) \quad (118)$$

Si L_v est la chaleur latente de vaporisation, le flux thermique dû à l'évaporation est al

$$q_{ew} = L_v (h_{cw} / \rho_a C_{pa}) (M_w / RT') (P_w - P_a) = h_e (P_w - P_a)$$

119)

Comme $RT' = M_a P_a / \rho_a$ (gaz parfait), alors : $q_{ew} = 16,273 \cdot 10^{-3} h_{cw} (P_w - P_a)$

120)

Chapitre VI DESCRIPTION DE L'INSTALLATION DE DISTILLATION SOLAIRE

Le distillateur à film capillaire a été expérimenté, dans une première étape, pour distiller l'eau courante de la région d'Alger. Dans le but d'améliorer le rendement de ce distillateur, un couplage avec un chauffe eau solaire a été réalisé.

A Touggourt, au Sud d'Algérie, le prototype localisé à la station I. N. R. A. A. a fonctionné avec l'eau de la nappe albienne souterraine : c'est une eau chaude et saumâtre.

Dans ce chapitre, une description détaillée des deux appareils est faite.

A/ Description du distillateur à film capillaire

1. Le distillateur à film capillaire : son fonctionnement et sa conception

1. 1. Principe et avantage du film capillaire

Considérons un mince film d'eau salée ruisselant à travers un tissu très fin collé à une plaque métallique inclinée. Le tissu, qui se trouve imbibé d'eau, est collé à la plaque grâce aux forces interfaciales et forme donc le film capillaire.

La formation du film capillaire tend à minimiser l'inertie thermique et favorise donc le transfert thermique.

La première plaque inclinée a pour vis-à-vis une plaque identique disposée à quelques centimètres et les bords sont colmatés afin de rendre l'ensemble étanche. Cette plaque est soumise au rayonnement solaire, qui permet l'échauffement et l'évaporation du film capillaire. La vapeur se condense sur la plaque froide et l'on recueille au bas de celle-ci de l'eau distillée.

On remarque que la chaleur de condensation de la vapeur est alors perdue sur la plaque froide. On peut imaginer un dispositif où cette énergie est récupérée et utilisée pour réchauffer un autre film d'eau saumâtre, s'écoulant sur l'autre face.

Ce schéma peut être recommencé de nombreuses fois et le rendement défini comme le rapport entre la puissance nécessaire pour évaporer le débit total d'eau à distiller et la puissance solaire incidente est alors bien supérieur à 100%

1. 2. Description du distillateur à film capillaire

Les distillateurs solaires de type serre sont simples à réaliser et ne présentent pas de grandes difficultés techniques ; cependant ils présentent l'inconvénient d'avoir un faible rendement et leur production reste insuffisante. Pour augmenter cette production, des installations de grandes dimensions ont dû être réalisées. Ces surfaces encombrantes peuvent être réduites en utilisant les distillateurs à multiples effets. Ces distillateurs permettent de réutiliser la chaleur de condensation de la vapeur pour évaporer une quantité supplémentaire d'eau. Dans ce but, le distillateur solaire à film capillaire a été conçu et breveté par R. et C. Ouahes et P. Le Goff [127] : une très mince couche de textile à mailles fines, imbibée d'eau se maintient d'elle-même au contact de la plaque jouant le rôle d'évaporateur. Les forces de tension interfaciale, nettement supérieures à celles de la pesanteur, jouent un rôle très important dans la formation du film capillaire, de faible inertie thermique, en empêchant toute formation de bulles d'air. L'utilisation d'un film d'eau salée limite donc le gradient thermique dans l'eau et permet ainsi une utilisation rationnelle de la chaleur.

La première plaque (l'absorbeur) est soumise au rayonnement solaire, l'eau qui ruisselle s'échauffe et s'évapore. La vapeur se condense sur la plaque froide (condenseur) et l'on recueillera au bas de celle-ci de l'eau distillée. La chaleur de condensation de la vapeur est alors utilisée pour chauffer et évaporer un autre film d'eau formé sur la deuxième plaque et ainsi de suite.

Ce procédé permet donc d'avoir un distillateur à plusieurs étages ou à plusieurs effets comme le distillateur à multiple effets.

Remarque : Le distillateur à film capillaire est volontairement de conception rustique pour être entretenu et réparé par tout utilisateur à faibles moyens techniques. En effet, il est inutile de donner aux populations rurales un appareillage sophistiqué car il cesseront de l'utiliser dès la première panne.

1. 3. Les composants du distillateur à film capillaire

Le distillateur à film capillaire (en abrégé : DIFICAP) est formé des composants suivants :

1. 3. 1. La couverture vitrée

Elle joue deux rôles essentiels : elle contrôle l'énergie solaire incidente et la réémission du rayonnement infra- rouge par l'absorbeur.

Après traversée de l'atmosphère, le rayonnement incident parvenant au capteur est compris

dans la bande spectrale $\Delta\lambda(s)$ $0,25 \mu\text{m} - 2,5 \mu\text{m}$. Le flux incident sur la couverture se partage en flux transmis T, absorbé A et réfléchi R, caractérisés par les taux d'absorption α , de réflexion ρ et de transmission τ , tels que $\alpha + \rho + \tau = 1$ (VI. 1)

Seul le flux transmis parvient à l'absorbeur et de lui dépendra la performance du distillateur. Aussi la couverture doit-elle être transparente au flux incident dans la bande spectrale $\Delta\lambda(s)$, ce qui implique que les coefficients d'absorption et de réflexion sont quasiment nuls, et donc le coefficient de transmission est égal à un.

L'absorbeur intercepte le maximum d'énergie. Il s'échauffe et devient un émetteur de radiations infrarouges de grandes longueurs d'onde vers la couverture $\Delta\lambda(\text{IR})$ ($3,87 - 62 \mu\text{m}$) Pour minimiser les pertes thermiques vers l'extérieur, la couverture doit piéger ces radiations infrarouges : c'est l'effet de serre. Ceci implique que la couverture est soit réfléchissante pour l'infrarouge lointain qu'elle renvoie vers l'absorbeur ou qu'elle soit absorbante dans le même domaine spectral. Dans les deux cas elle est opaque à ce type de rayonnement.

En faite, la couverture s'échauffe en absorbant une partie de l'énergie réémise par l'absorbeur. A son tour, elle émet ce supplément d'énergie vers l'extérieur et vers l'absorbeur. D'où l'effet bénéfique de la couverture.

La couverture est généralement faite en verre ordinaire, qui est très largement utilisé dans les convertisseurs photothermiques. Ses inconvénients majeurs restent toutefois son poids et sa fragilité. Cependant, une fois en place, son inertie chimique ou photochimique est parfaite.

Son coefficient de transmission dépend de la longueur d'onde du rayonnement incident, de l'angle d'incidence et de l'épaisseur traversée.

Le verre ayant un comportement différencié dans les deux bandes spectrales $\Delta\lambda(s)$ et $\Delta\lambda(\text{IR})$, est un corps sélectif ($\tau(s) = 0,9$ et $\tau(\text{IR}) = 0,1$). Sous une incidence variant de 0 à 45° , $\tau(s)$ est de l'ordre de $0,85$ dans la bande spectrale $\Delta\lambda(s)$, pour une teneur en trioxyde de fer de $0,035$. Quand cette teneur augmente, le taux de transmission diminue.

L'épaisseur influence également la transmission par son pouvoir absorbant. Pour des températures de l'absorbeur comprises entre 80°C et 100°C , l'émission infrarouge est comprise entre $4,09$ et $3,9 \mu\text{m}$. Un verre d'épaisseur $2,9 \text{ mm}$, a, dans cette bande spectrale un coefficient d'absorption de l'ordre de $0,3$. Une partie de l'énergie est alors perdue. Un verre d'épaisseur plus forte évitera cette fuite de rayonnement. Une épaisseur optimum comprise entre 3 et 4 mm ne compromet pas la transmission du rayonnement solaire mais maximise le rayonnement infrarouge piégé.

L'utilisation d'un double vitrage est plus efficace pour l'effet de serre mais présente l'inconvénient d'être moins transparent au rayonnement solaire et d'être plus sensible aux chocs thermiques.

D'autres matériaux transparents peuvent remplacer le verre : actuellement on utilise surtout le polycarbonate (commercialisé sous le nom de Makrolon ou Lexan). La diminution de son coefficient de transmission représente l'un de ses inconvénients. Par contre, il présente un meilleur effet de serre. Malgré son prix élevé, il est actuellement le principal concurrent du verre du fait de sa légèreté et de sa solidité à toute épreuve.

Le plexiglas (polyméthacrylate) a pratiquement les mêmes propriétés optiques que le précédent. Il est cependant plus fragile et se déforme à partir de 95°C.

1. 3. 2. L'absorbeur – évaporateur

L'absorbeur est le transformateur du rayonnement solaire en chaleur et l'échangeur thermique avec le fluide caloporteur (l'eau à évaporer). Pour assumer au mieux ses fonctions, il doit absorber le maximum d'énergie solaire incidente, donc posséder un coefficient d'absorption aussi voisin que possible de l'unité, perdre le minimum d'énergie par rayonnement donc avoir un facteur d'émissivité très faible pour les rayonnements de grande longueur d'onde. L'absorbeur sera donc sélectif ; c'est à dire possédera des propriétés optiques très différenciées suivant les domaines spectraux envisagés.

Dans le cas du distillateur à film capillaire, l'absorbeur- évaporateur constitue la première plaque métallique. Cette plaque joue le rôle d'absorbeur sur sa première face et évaporateur sur sa deuxième face. La température de fonctionnement de l'absorbeur étant d'environ 373 K, les domaines $\Delta\lambda$ (s) et $\Delta\lambda$ (IR) sont nettement différenciés et la sélectivité peut jouer son rôle.

Dans chaque cellule du distillateur, un film mince d'eau est maintenu sur la paroi de l'évaporateur grâce à un tissu très fin adhérent à cette paroi. La première cellule capte le rayonnement solaire qui passe à travers la couverture ; la vapeur se condense sur la paroi opposée à l'évaporateur et la chaleur dégagée par cette condensation sert à l'évaporation du film qui ruisselle sur l'autre face de cette même paroi. Le distillateur à film capillaire présente donc cet avantage de réutiliser la chaleur de condensation de la vapeur d'eau pour évaporer une autre quantité d'eau.

Au niveau de l'évaporateur, on rencontre le phénomène de séchage, et la question qui se pose est : comment optimiser la quantité d'eau à évaporer pour ne pas se heurter à cet obstacle ?

En ce qui concerne les matériaux utilisés, aucun corps naturel ne présente une telle sélectivité.

On utilise généralement des absorbeurs métalliques, auxquels on ajoute des adjuvants (peinture noire mat) pour avoir ainsi une meilleure absorbance. Des couleurs autre que le noir peuvent donner également une bonne absorbance.

Des technologies nouvelles ont mis en œuvre la production de revêtements sélectifs formés par une couche de semi-conducteur sur un métal. Le semi-conducteur présente une haute absorbance dans le spectre solaire mais un faible coefficient d'émissivité dans l'infrarouge lointain. L'énergie thermique captée par le semi-conducteur est cédée au métal sous-jacent par conduction.

Les surfaces sélectives actuellement commercialisées sont formées d'oxydes ou de sulfures de cuivre, de zinc, de cobalt, de nickel ou de chrome vaporisés à haute température sur support métallique ou déposés par procédés chimiques ou électrochimiques.

L'utilisation d'un revêtement sélectif agit directement sur la température de la couverture et donc sur les échanges convectifs dans la cavité absorbeur-couverture, que plus le rayonnement incident est faible pour une température de fonctionnement donnée, plus l'utilisation d'une surface sélective est indiquée. Là encore, le problème d'optimisation représenté par le rapport coût- performance est à déterminer.

Sachant que l'absorbeur est le support du film capillaire, il faudra choisir un matériau de bonne conductibilité thermique et de bonne diffusivité thermique :

- Le cuivre est le meilleur conducteur thermique mais aussi le plus cher.
- L'acier est très utilisé : il possède l'avantage d'une bonne résistance chimique.
- L'aluminium, le plus vulnérable sur le plan corrosion, présente l'avantage d'être léger et surtout bon conducteur.

1. 3. 3. Le condenseur

L'enthalpie de vaporisation prélevée sur l'évaporateur est cédée au condenseur par condensation de la vapeur d'eau.

Comme l'absorbeur, le condenseur va transmettre à son tour ce flux thermique à l'évaporateur situé sur sa face arrière. Pour faciliter le transfert thermique, le condenseur aura les mêmes propriétés physiques que l'absorbeur, excepté celle du corps noir.

Quand une vapeur saturante arrive au contact d'une paroi froide, elle s'y condense. Si le liquide mouille la surface, il se forme un film continu sur celle-ci. Pour que la condensation se poursuive, il faut que la chaleur latente dégagée soit transmise à travers le film vers la plaque froide. Si le liquide ne mouille pas la surface, la tension superficielle du liquide a pour effet de le rassembler sous forme de gouttelettes qui, lorsqu'elles sont suffisamment grosses,

glissent facilement le long de la paroi ou s'en détachent. Une grande partie de la surface refroidissante reste libre en permanence et la condensation peut ainsi s'opérer dans des conditions où la résistance au transfert thermique est presque négligeable. Dans le cas de liquide ne mouillant pas la surface, le coefficient de transfert thermique est plus élevé que dans le cas de la condensation en film.

La condensation en gouttelettes peut être obtenue par traitement de surfaces convenablement préparées, parfaitement polies ou recouvertes de produits anti- mouillants. Cependant, ces différents produits risquent de polluer le liquide recueilli par élimination progressive.

1. 3. 4. Le tissu

Le tissu est considéré comme un corps constitué d'un grand nombre de pores déterminés par les fibres textiles constituantes. La difficulté réside dans le fait que tous les pores n'ont pas les mêmes dimensions ou des dimensions très faibles, et qu'il n'est pas toujours possible de se contenter d'appliquer les résultats observés sur un tube capillaire de laboratoire.

Kissa, E. [92] a tenté d'appliquer aux tissus les résultats obtenus sur papier filtre par Gillespie [68]. Il a étudié la surface A occupée par diffusion capillaire d'une goutte de liquide sur un tissu, ce qui lui a permis de proposer la relation suivante :

$$A = K (\sigma/\eta)^{0,33} V^{0,67} t^{0,33} \quad (\text{VI. 2})$$

K : coefficient d'absorption capillaire

V : volume de liquide (m³)

σ : tension superficielle (N/m)

η : viscosité (Pa.s)

L'expression de K est la suivante : $K = 27 b q_s \cos \theta / 8 h^2 C_s^3$ (VI.

3)

b : constante caractéristique du substrat

q_s : perméabilité du substrat

θ : angle de contact d'avancement (°)

h : épaisseur du substrat (m)

C_s : concentration à saturation du substrat

Remarque : On notera l'effet déterminant de h, épaisseur du substrat ; il intervient en puissance 2 dans l'expression de K. D'où l'intérêt d'utiliser un tissu de très faible épaisseur pour obtenir une diffusion capillaire rapide. Cette première constatation nous amène à minimiser l'épaisseur du tissu évaporateur.

A l'interface de l'évaporateur et du tissu, il se crée un film appelé 'film capillaire d'interface', ce qui permet d'avoir un évaporateur exempt d'air.

On pourrait considérer, par approximation, le tissu comme une plaque et appliquer à l'ensemble l'analyse classique de la capillarité entre deux plateaux. Les correctifs à apporter consistent à prendre en compte la perméabilité du tissu.

Entre deux plaques verticales distantes de e , l'eau peut atteindre une hauteur H telle que :

$$\rho L e H g = 2 L \sigma \cos \theta \quad (\text{VI. 4})$$

θ : angle de contact, σ : tension superficielle, ρ : masse volumique du liquide, L : largeur des plaques. Dans le cas où le matériau est très mouillable, $\cos\theta$ tend vers 1 et l'on obtient :

$H = 2 \sigma / \rho g e$ Donc H est d'autant plus élevé que e est petit.

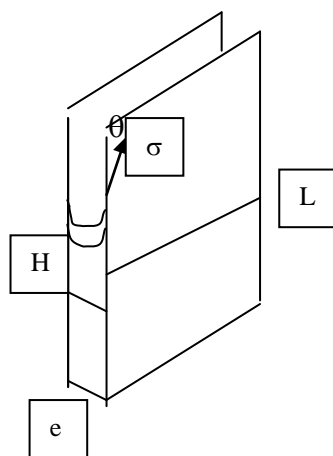


Schéma 1

En position horizontale, il n'y a pas de limite de l'étendue du liquide à l'interface dans la mesure où les plaques sont suffisamment rapprochées.

Considérons une fine couche de liquide entre les deux plaques et supposons que l'intersection de la couche avec la plaque supérieure est un cercle de diamètre $2R$. Pour déterminer la force qui s'exerce entre les deux plaques du fait de la tension superficielle, exprimons la différence entre un point A du liquide et un point B extérieur. Si r est le rayon du ménisque, on a :

$$P_B - P_A = \sigma ((1/r)-(1/R)) \quad (\text{VI. 5})$$

R est généralement très supérieur à r , de sorte que : $P_B - P_A = \sigma / r$

Si on fait intervenir l'épaisseur e de la couche liquide, $e = 2r \cos \theta$, on obtient :

$$P_B - P_A = 2 \sigma \cos \theta / e \quad (\text{VI. 6})$$

6)

Si la mouillabilité est totale, alors : $P_B - P_A = 2 \sigma / e$ (VI. 7)

7)

Plus e est faible, plus la différence de pression est élevée. En pratique, les deux plaques s'attirent par capillarité pour minimiser e jusqu'à une limite fixée par un contact mécanique.

Par exemple, entre deux plaques de verre et pour une épaisseur de $5 \mu\text{m}$, la différence de pression calculée est de l'ordre de 30 kPa .

Dans le cas où l'une des plaques est un tissu, les fibres limitent l'épaisseur. Si on applique, en première approximation le même calcul que précédemment pour une épaisseur de $0,2 \text{ mm}$, ordre de grandeur pour un film d'eau, on trouve une différence de pression de l'ordre de $0,75 \text{ kPa}$. Il faut noter que ces forces sont nettement supérieures aux forces de pesanteur qui s'exercent sur les matériaux utilisés. Le maintien du tissu sur la plaque chauffée s'effectue grâce aux forces capillaires.

L'étude du tissu concerne sa structure géométrique, sa capacité de rétention de l'eau (en g/m^2), l'épaisseur du film mouillé et la résistance aux agents atmosphériques.

L'ascension capillaire spontanée h d'un liquide dans un tissu est donnée par la loi de Washburn [169], soit :

$$h = k t^{1/2} \quad (\text{VI. 8})$$

k est la constante caractéristique du tissu et t est le temps d'ascension. Si le tissu est horizontal, la goutte du liquide s'étale suivant un cercle. L'anisotropie de la maille du tissu n'influe pas sur la diffusion capillaire. Le processus d'étalement ressemble à celui décrit par Gillespie [68] et Kissa [92] pour des liquides organiques : le tissu est d'abord saturé au niveau de l'alimentation, puis il prend un aspect uniforme et la tache garde une dimension pratiquement constante.

Lorsque le tissu est alimenté par l'eau, les gouttes s'étalent sur toute la surface et sont absorbées jusqu'à la mouillabilité totale du tissu. Une quantité d'eau supplémentaire peut être retenue par capillarité ; mais au-delà d'une certaine limite, les gouttes qui se trouvent en plus quittent le tissu sous forme d'écoulement.

L'épaisseur du film saturé est donc formée de deux films superposés, épaisseur bien supérieure à celle du tissu, ce qui implique que les pores situés entre les fils du tissu sont remplis d'eau. L'eau occupe les espaces capillaires formés par des fils et elle bouche les ouvertures situées aux centres de mailles conduisant à des ménisques concaves.

Seul le tissu saturé d'eau (première couche absorbée) conduit à un film capillaire à l'interface avec la plaque métallique (absorbeur - évaporateur).

L'interaction entre le tissu et la plaque minimise le film capillaire, ce qui amène à une diminution de l'épaisseur de la couche du côté de la plaque et la transformation d'une surface d'eau constituée de ménisques en une surface plane de plus grande transparence.

1. 3. 5. Le système d'alimentation

L'alimentation en eau saumâtre s'effectue soit à l'aide des mèches d'alimentation par effet de capillarité, soit à l'aide des tubes de perfusion médicale, soit en utilisant des goutteurs horizontaux pour permettre une bonne distribution de l'eau et pour uniformiser l'écoulement. L'alimentation en eau saumâtre du tissu collé à l'évaporateur doit compenser l'évaporation pour éviter tout séchage et rupture du film capillaire. Elle doit entraîner les sels formés pour prévenir les précipitations de ceux-ci.

L'eau pénètre à partir du niveau supérieur du tissu sur toute la longueur par l'intermédiaire d'une goulotte d'alimentation. Le débit sera adapté à la salinité de l'eau, il croît avec le taux de salinité. En pratique, on laisse le tissu s'alimenter lui-même à partir du réservoir tout en contrôlant le débit à l'entrée et à la sortie du distillateur.

La bonne répartition du film d'eau est assurée par la présence d'un bon distributeur placé sur la plaque évaporateur. Si l'alimentation fonctionne normalement, les risques d'apparition de zones sèches sont minimales ; l'eau froide et l'eau chaude se mélangent entre elles par simple gravité et la diffusion de l'eau des zones moins salées vers les zones plus salées, favorables au séchage s'effectue sous l'effet du gradient de concentration.

Après un temps d'arrêt du distillateur, lorsqu'on l'alimente de nouveau, le film capillaire se reforme. Cette réversibilité est précieuse car elle dispense de démonter l'appareil à chaque nouveau démarrage.

La récupération du concentrât et du distillat se fait à chaque étage au moyen de gouttières en U.

2. Différents paramètres de fonctionnement du distillateur à film capillaire

Les différents paramètres agissant sur le fonctionnement du distillateur solaire à film capillaire peuvent se classer en deux catégories : les paramètres externes et les paramètres internes.

2. 1. Paramètres externes

2. 1. 1. Intensité du rayonnement solaire

C'est le facteur essentiel dans cette étude. C'est une énergie rayonnante de courte longueur d'onde (0,17 à 4 μm). Le maximum d'intensité est obtenu pour la longueur d'onde 0,47 μm dans le spectre visible. L'intensité globale du rayonnement solaire arrivant aux confins de

l'atmosphère sur une surface perpendiculaire est constante et égale à $1,35 \text{ kW.m}^{-2}$. Cependant, l'énergie arrivant au voisinage de la surface terrestre est affaiblie par l'absorption d'une partie du rayonnement par l'atmosphère. Le coefficient de transmission est assez constant en cours d'année et se situe entre 0,7 et 0,9. Il est d'autant meilleur que l'épaisseur de l'atmosphère est plus faible. On voit ainsi que la puissance solaire disponible théoriquement à la surface de la terre se situe entre $0,95$ et $1,22 \text{ kW.m}^{-2}$.

Par exemple, à Touggourt, au Sud d'Algérie (latitude : $33^{\circ} 7'$ N, longitude : $6^{\circ} 4'$ et altitude : 69 m), la moyenne de radiation solaire globale est de $5,7 \text{ kWh.m}^{-2}$ et l'insolation moyenne journalière est de 8,1 heures sur toute l'année. A Alger(latitude : 36° N, altitude : 59 m), la moyenne solaire globale n'est que $4,2 \text{ kWh.m}^{-2}$.

2. 1. 2. Vitesse du vent

L'effet convectif sur la face externe de la vitre joue un rôle important sur le fonctionnement du système. Un anémomètre placé au voisinage de la vitre permet de préciser cet aspect du problème. Or d'après J. A. Duffie et W. A. Beckman, la vitesse du vent est liée au coefficient de transfert convectif entre la couverture et l'extérieur par l'expression :

$$h_{v-a} = a + bV^n \quad (\text{VI. 9})$$

où $a = 2,8$; $b = 3$ et $n = 1$ pour $V \leq 5 \text{ m.s}^{-1}$, d'où $h_{v-a} = 2,8 + 3V$

et $a = 0$; $b = 6,15$ et $n = 0,8$ pour $V > 5 \text{ m.s}^{-1}$, d'où $h_{v-a} = 6,15V^{0,8}$

Cette expression est souvent utilisée pour des modélisations de capteurs ou de pertes thermiques de bâtiments. Elle est relative à des plaques horizontales ou inclinées.

2. 1. 3. Température ambiante de l'air

La valeur de cette température intervient pour la détermination des échanges thermiques entre la partie interne du distillateur et le milieu extérieur.

Pour connaître l'évolution de cette température, deux relations sont utilisées : l'une pour la partie croissante (le matin) et l'autre pour la partie décroissante (l'après-midi).

- partie croissante : $t_1 \leq t \leq t_{\max}$

$$T_a = (T_{\max} + T_{\min})/2 - ((T_{\max} - T_{\min})/2) \cos ((t - t_1)/(t_{\max} - t_1)) \quad (\text{VI. 10})$$

10)

- partie décroissante : $t_{\max} \leq t \leq t_2$

La température ambiante est, par approximation :

$$T_a = [(T_{max} - T_{min}) / (t_{max} - t_2)]t + [(T_{min}t_{max} - T_{max}t_2) / (t_{max} - t_2)] \quad (VI. 11)$$

11)

t_{max} : heure solaire où la température est maximale (zénith)

$t_{max} = 14h$ (en été) et $t_{max} = 13 h$ (en hiver)

t : temps solaire vrai (h)

t_1 : heure du lever du soleil du jour j

t_2 : heure du lever du soleil du jour $j+1$

T_a : température maximale

T_{max} : température maximale

T_{min} : température minimale

2. 1. 4. Flux absorbé par la plaque

Pour le calcul du flux absorbé, ne devons prendre en considération le flux solaire diffus par le ciel, celui par le sol et le flux direct. Par ailleurs, nous devons tenir compte de l'effet de serre dû aux réflexions multiples sur le vitrage à l'intérieur du capteur.

Le flux absorbé s'exprime comme suit :

$$\phi_{ab} = (\tau\alpha)_d(H-H_D) + R_b H_D (1+\cos\theta)(\tau\alpha)_c/2 + H P_s (\tau\alpha)_s (1-\cos\theta)/2 \quad (V. 12)$$

12)

La première expression représente le flux direct, la deuxième expression représente le flux diffus par le ciel et la troisième expression représente le flux diffus par le sol.

Avec H : flux solaire global ; H_D : flux solaire diffus ; R_b et P_s : facteurs d'inclinaison ; $\tau\alpha$: produit effectif de la transmittivité du verre et de l'absorptivité de la plaque ; θ : latitude du lieu (angle compris entre l'équateur et un point situé sur la terre) = inclinaison du capteur.

La déclinaison est l'angle compris entre le plan terrestre équatorial et la ligne soleil - terre. Elle est de $+23,45^\circ$ à $-23,45^\circ$ durant toute l'année et elle est calculée par l'expression suivante : $\delta = 23,45 \sin (360(284+NJ)/365)$ (VI. 13)

NJ : numéro du jour à partir du premier janvier.

Le tableau ci-dessous indique les valeurs des flux solaires global (H) et diffus(H_D) reçus sur une surface horizontale

Site : Touggourt période : mois de Septembre

Horaire (h)	Température (°C)	H (W/m ²)	H _D (W/m ²)
1	20	0	0
2	18,95	0	0
3	18,02	0	0
4	17,33	0	0
5	16,90	0	0
6	16,76	10,54	7,03
7	17,21	398,3	226,2
8	18,53	1076	433,1
9	20,55	1813	489,9
10	23,03	2504	485
11	25,67	3041	508
12	28,15	3336	549,9
13	30,17	3336	549,9
14	31,49	3041	508
15	31,95	2504	485
16	31,84	1813	489,9
17	31,54	1076	433,1
18	31,04	1054	226,2
19	30,37	398,3	7,03
20	29,56	0	0
21	28,54	0	0
22	27,66	0	0
23	26,66	0	0
24	25,69	0	0

2. 1. 5. Autres facteurs météorologiques

L'humidité de l'air et la pluviométrie doivent être prises en considération dans la mesure où

ces deux facteurs modifient le bilan thermique du distillateur.

2. 2. Paramètres internes

Tous les paramètres internes ont une influence sur la performance du distillateur. Pour qu'il y ait un rendement meilleur :

- La conception de l'appareil doit s'adapter au lieu d'expérimentation et à tous les paramètres externes et météorologiques.
- Le dimensionnement de l'appareil doit permettre la réduction des pertes thermiques.
- Le choix de la qualité de l'isolant, pour réaliser une meilleure étanchéité, doit être fait après étude des propriétés physiques.
- Les effets de paroi doivent être pris en considération.
- Le choix de la qualité du tissu doit permettre la formation du film capillaire sur l'évaporateur.
- Le choix de la qualité des matériaux (plaques, couverture, réflecteurs, accessoires...) doit permettre la construction d'un distillateur simple, robuste et efficace.

3. Phénomènes physiques intervenant dans le distillateur à film capillaire

Les caractéristiques physiques et géométriques des composants du distillateur à film capillaire dépendent des échanges énergétiques au niveau de chacun d'eux.

Pour l'optimisation du choix des composants du distillateur, il est nécessaire d'analyser les phénomènes physiques mis en jeu dans le distillateur.

3. 1. Phénomène de capillarité

Les manifestations les plus importantes de la tension superficielle sont les phénomènes capillaires. Il est facile de vérifier que si un récipient contient un liquide quelconque (par exemple de l'eau) avec une très grande surface libre, et que l'on plonge dans le liquide l'une des extrémités d'un tube transparent (par exemple du verre) en maintenant le tube vertical, le niveau du liquide dans le tube est différent du niveau dans le récipient. En général, le liquide s'élève dans le tube au-dessus de la surface libre dans le récipient. Une observation attentive montre que la surface du liquide dans le tube a la forme d'un ménisque concave et que, d'une façon générale, l'angle de contact du liquide avec une surface verticale n'est pas droit. L'analyse du phénomène met en évidence le rôle de la tension superficielle ainsi que de la mouillabilité de la paroi du tube par le liquide, qui définit l'angle de contact. La dénivellation h du liquide dans le tube, comptée positivement vers le haut, s'exprime par la relation :

$$h = 2 \sigma \cos \theta / \rho g r \quad (\text{VI. 14})$$

où σ est la tension superficielle du liquide (en N/m), ρ (en kg/m^3) est la masse volumique du liquide, r (en m) est le rayon du tube et g (en N/kg) est l'accélération de la pesanteur. Lorsque le liquide mouille parfaitement la surface (θ tend vers 0), le liquide s'élève dans le tube et h peut prendre des valeurs très importantes. Par exemple, dans un tube de 2 micromètres de diamètre, de l'eau à la température ordinaire peut s'élever de plus de 15 mètres. Lorsque le liquide ne mouille pas la surface (c'est le cas du mercure avec le verre), le phénomène se produit en sens inverse.

Le phénomène de capillarité est mis à profit dans de nombreuses applications, comme la mèche de la lampe à pétrole ou les mèches d'alimentation du distillateur à film capillaire.

3. 2. Phénomènes d'autostabilité des plaques

Seule la première plaque risque l'apparition persistante de zones sèches, les autres plaques quant à elles sont autostables. L'évaporation du film capillaire ruisselant entraîne la condensation sur la plaque opposée.

Dans les zones sèches, la température est plus élevée que dans les zones mouillées et la condensation ne se produit pas face à ces zones ; la surface des ces zones est donc plus froide. Ce phénomène est bien sûr opposé à celui qui existe dans les zones mouillées. Ces deux phénomènes coexistent côte à côte, il y a donc une autostabilité.

D'autre part les risques d'apparition des zones sèches sont minimes pour les autres raisons suivantes : dispersion rapide de l'eau d'alimentation grâce au film capillaire, tendance de l'eau chaude (située en bas) à monter et l'eau froide (située en haut) à descendre : d'où un brassage par gravité et diffusion de l'eau des zones les moins salées vers les zones les plus salées sous l'effet du gradient de concentration.

Il est également intéressant de noter que lorsque le tissu sèche par défaut d'alimentation, il reste généralement collé à la paroi par les sels précipités. Lorsqu'on alimente à nouveau, le film capillaire se reforme. Cette réversibilité est précieuse car elle dispense de démonter l'appareil à chaque nouveau démarrage.

Une bonne mouillabilité des plaques est donc importante pour une utilisation maximale des surfaces évaporantes. En effet, la présence de zones sèches est fortement nuisible car :

- La surface mouillée et donc la puissance recueillie sur la première plaque est diminuée.
- La température de la plaque peut augmenter localement, d'où un endommagement des tissus évaporateurs et un dépôt de cristaux de sel.

3. 3. La convection naturelle

La convection naturelle thermique est traduite par un flux thermique transféré de la paroi chaude à la paroi froide par convection de l'air. En plus de la convection naturelle thermique, il existe un phénomène de convection naturelle massique ou flux transféré par l'air humide, dû au fait que la masse molaire de la vapeur d'eau est inférieure à la masse molaire de l'air. Ainsi, au voisinage de la paroi chaude, un volume d'air est remplacé par un volume de vapeur d'eau moins dense, ce qui correspond donc à une diminution de la masse volumique de la phase gazeuse. D'où un nouveau mouvement ascendant le long de la plaque chaude du soluté eau dans l'air sec.

Les pressions de vapeur à la surface de chaque plaque évaporateur et condenseur sont différentes. D'où un mouvement de convection dû au gradient de concentration en vapeur d'eau. Le flux thermique global est donc la somme de deux termes :

Le premier terme est dû à la convection naturelle et le deuxième terme est dû à l'évaporation-condensation.

4. Structure du distillateur à film capillaire

Le distillateur à film capillaire est composé de plusieurs plaques en aluminium (la première ne sert qu'à l'évaporation alors que la dernière ne sert qu'à la condensation). Ces plaques sont de géométrie rectangulaire. La première plaque est plus épaisse (5 mm) que les plaques suivantes (1 mm), ce qui a pour effet d'empêcher sa déformation et aussi de minimiser la formation de zones sèches sur le tissu formant le film capillaire.

Le cadre est conçu de telle sorte que le nombre d'étages puisse être rapidement modifié.

Chacune des plaques se trouve séparée de sa voisine par une cale en bois et une goulotte d'alimentation dans sa partie supérieure et par une cale en bois dans sa partie inférieure. L'espace entre plaques est constant et vaut 4 cm.

Sur la première plaque sont placés des thermocouples en chromel alumel pour connaître en différents points l'évolution de la température et de prévenir ainsi l'apparition des zones sèches.

Les thermocouples sont placés comme suit : sur les autres plaques, un thermocouple placé au centre de la plaque côté distillat permettant de mesurer la température au centre.

Pour qu'il y ait un bon contact entre les thermocouples et les plaques, on utilise de la colle thermocontact ou du silicone.

Pour mesurer précisément le débit d'alimentation du premier étage, on utilise un débitmètre pour liquide à faible débit ou une éprouvette graduée et un chronomètre pour connaître le débit moyen.

Un conductimètre électrique permet de mesurer la conductivité électrique de l'eau et d'en déduire, par calcul, le taux de salinité de l'eau. L'intensité du flux solaire incident est mesurée grâce à un fluxmètre portable appelé solarimètre Métrasol positionné à la surface de la couverture vitrée.

5. Conclusions : avantages du film capillaire

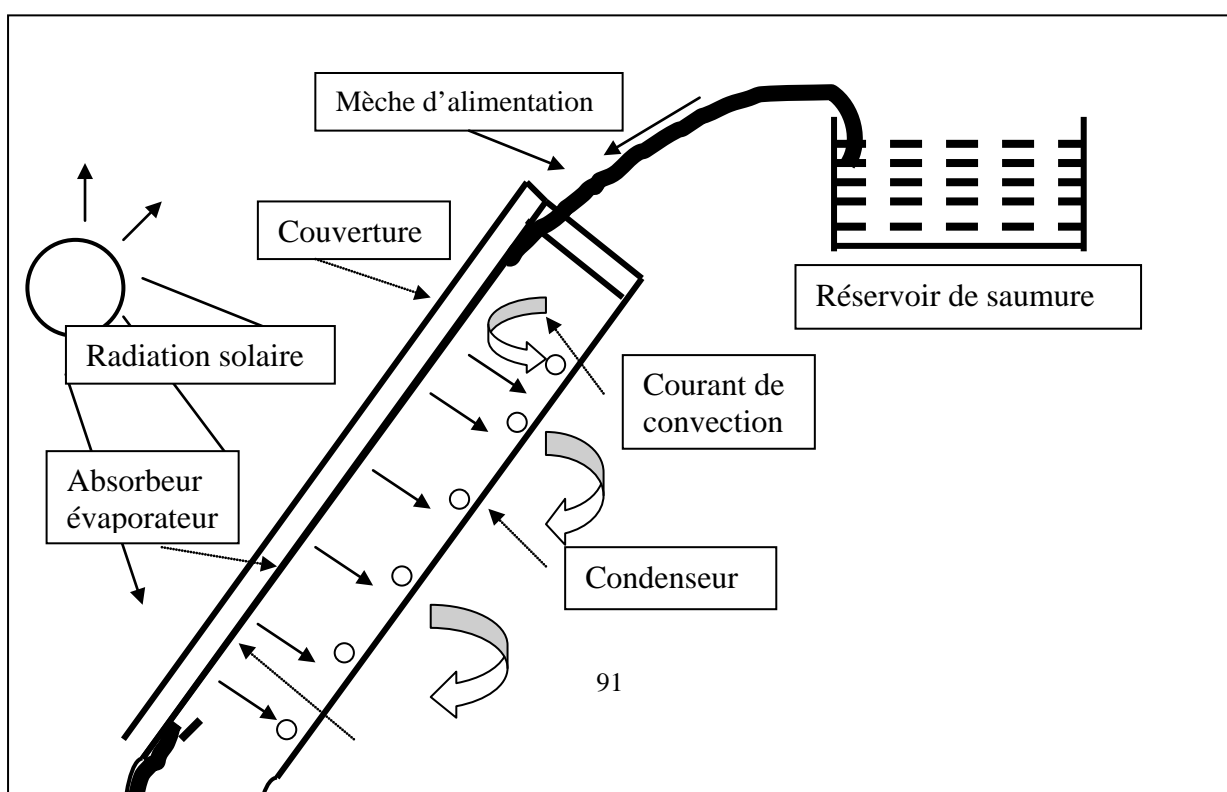
Ce sont l'automaintien du tissu sur la plaque de l'évaporateur et l'absence d'air à l'interface. Le tissu présente une moins grande épaisseur d'eau, donc une plus faible inertie thermique à l'évaporation. Il est vraisemblable que les microspores de part leur dimension de l'ordre du micron favorisent la formation de bulles en application de la loi de Kelvin :

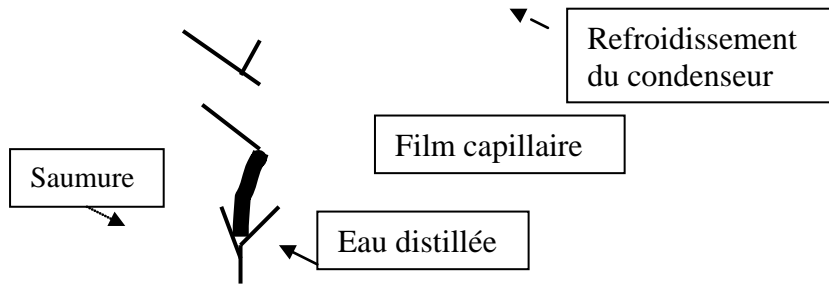
$$\ln (P/P_0) = 2 M \sigma / \rho r RT \quad (\text{VI.15})$$

15)

Cette relation exprime la tension de vapeur de l'eau dans les microspores en fonction de celle de l'eau non absorbée, de la tension superficielle, de la dimension du pore et de la température. L'autre aspect pratique est celui de la vitesse de dispersion du liquide sur le tissu. Lorsque le tissu est saturé, les apports d'eau supplémentaire s'évacuent beaucoup plus rapidement dans le tissu appliqué. L'étude de cette dispersion peut faire l'objet d'une étude théorique développée en mécanique des fluides.

6. Schéma de principe du distillateur à film capillaire Schéma 2





B/ Description du chauffe – eau solaire

1. Principe de fonctionnement

Le chauffe-eau solaire permet la production d'eau chaude grâce au rayonnement solaire. Cette eau chaude peut être stockée ou servir pour les usages domestique, collectif ou commercial ou pour la stérilisation de l'eau contaminée.

Les composantes principales du chauffe-eau solaire sont :

- Le capteur plan solaire : celui-ci est couvert par un vitrage sélectif, il permet de transformer le rayonnement solaire en chaleur grâce à un absorbeur dans lequel circule un fluide caloporteur.
- Le boîtier : c'est l'élément qui assure la cohérence mécanique des éléments du capteur.
- Le circuit de transfert : ce circuit permet de récupérer la chaleur sur l'absorbeur et de la transporter vers un usager pour utilisation immédiate ou vers un réservoir de stockage où l'énergie thermique est accumulée pour utilisation ultérieure. Un bon circuit de transfert de chaleur permet une meilleure efficacité de l'absorbeur en retirant la chaleur produite le plus rapidement possible.
- Le réservoir de stockage : l'utilisation d'un réservoir de stockage permet d'accumuler l'eau chaude produite afin de répondre aux besoins de l'utilisateur même après les heures d'ensoleillement. Il est possible d'y ajouter un système de chauffage d'appoint pour augmenter la température de l'eau produite et ce, même par mauvais temps.
- L'échangeur de chaleur placé dans le réservoir (ou serpentin) : celui-ci permet d'évacuer la chaleur prise au niveau du capteur.
- Le fluide caloporteur : sa circulation se produit par effet thermosiphon. Initialement, il est au repos ; ensuite, la chaleur recueillie par l'absorbeur, lui est transmise par conductibilité ; ce qui lui permet de s'échauffer. L'agitation thermique qui en résulte entraîne une dilatation des molécules de l'eau chaude qui deviennent donc moins denses et qui ont tendance à monter, ainsi des courants internes prennent naissance par convection et assurent le transport des calories.

Pour qu'il y ait circulation continue du fluide caloporteur, il faut que la pression motrice reste supérieure à la perte de charge à chaque instant du mouvement.

2. Détermination de la pression hydromotrice

La pression hydromotrice résulte de la différence des densités entre la colonne chaude et la colonne froide. La valeur de la pression hydromotrice peut être déterminée à partir de l'équation générale de la dynamique des fluides ou équation de Bernoulli.

Appliquons cette équation, en partant d'un point A et en y revenant :

$$(\rho dz) + (dP/g) + \rho d(v_f^2/2g) + (\rho dy) = 0$$

(VI. 16)

ρdy représente les pertes de charge tout le long du circuit ; v_f est la vitesse du fluide.

Le long du circuit, dP/g est nul donc : $-\rho dz = \rho d(v_f^2/2g) + \rho dy$

ρdz représente l'énergie motrice qui sert à mettre le fluide caloporteur en mouvement. $\rho d(v_f^2/2g)$ représente l'énergie cinétique, et ρdy représente les pertes de pression.

La pression motrice, notée P_c est donc $-\rho dz = H(\rho_2 - \rho_1)$

(VI.17)

Il faut préciser que la pression motrice doit être strictement supérieure à la perte de charge pour qu'il y ait circulation du fluide caloporteur.

3. Avantages du chauffe-eau solaire

Ce système ne requiert aucun mécanisme de pompage. Il a une grande fiabilité et il est simple d'opération. Le contrôle naturel de la stratification des températures dans le réservoir permet de récupérer rapidement de faibles quantités d'eau chaude. Il est également possible de favoriser un léger effet thermosiphon inverse pour assurer une protection dans les zones à risque de gel de courte durée.

4. Inconvénients du chauffe-eau solaire

La configuration du raccordement de plomberie et l'installation nécessitent une attention soignée pour faciliter la circulation de l'eau dans la boucle thermosiphon. Parce que le réservoir de stockage doit être installé au-dessus du capteur, ce système est encombrant et très lourd et peut être difficile à installer sur une toiture.

L'isolation du réservoir doit être assez importante pour contrer le refroidissement nocturne et doit également être capable de résister aux intempéries, étant donné que le réservoir est souvent installé à l'extérieur. Ce système ne peut pas être utilisé en période de gel prolongée.

Aussi, les pertes thermiques, dues à une mauvaise isolation ou à une étanchéité insuffisante, sont la cause d'une diminution de l'efficacité de l'installation.

5. Installation et maintenance du chauffe-eau solaire

Le dimensionnement permet de déterminer l'emplacement des différents composants du chauffe-eau solaire lors de son installation :

- L'emplacement disponible pour les capteurs solaires.
- L'emplacement prévu pour le réservoir de stockage.
- Les distances et longueurs de tuyauterie.

L'assemblage de tous les organes de l'installation doit être le plus simple possible pour faciliter l'opération de maintenance.

5. 1. Disposition des capteurs solaires

Pour obtenir le meilleur rendement global sur l'année, les capteurs doivent être placés face au soleil à midi, c'est à dire inclinés par rapport à l'horizontale du même angle que la latitude du lieu, face au Sud. En pratique, on peut jouer avec ces angles de plus ou moins 15° sans modifier le rendement annuel.

5. 2. Structure et fixation du chauffe- eau solaire

Les chauffe-eau solaires doivent être bien fixés sur les toitures (il faut tenir compte du poids supplémentaire). Il est important que la structure et la toiture d'accueil puisse résister à l'arrachement sous l'effet des vents et orages.

5. 3. Installation du réservoir de stockage

Pour limiter les coûts de plomberie et les pertes thermiques dans la tuyauterie, on recommande la plus faible distance entre les capteurs et le réservoir de stockage. Cela permet également de réduire les pertes de charge et la puissance de pompage et donc de réduire le diamètre nécessaire pour la tuyauterie de la boucle solaire.

Pour les systèmes solaires à thermosiphon, le réservoir doit être nécessairement proche des capteurs solaires et placé au-dessus de ceux-ci. Tous les raccordements, matériaux de soudure,....doivent respecter les normes locales d'utilisation. Eviter d'utiliser des métaux différents pouvant causer des problèmes de corrosion galvanique. Dans les systèmes à thermosiphon, il est recommandé de conserver une pente montante tout au long du parcours de la base du capteur jusqu'en haut du réservoir. La hauteur du retour de la boucle solaire sur le réservoir thermosiphon joue sur la stratification des températures dans celui-ci. Plus on veut utiliser pleinement et efficacement la capacité de stockage pour une consommation de nuit par exemple, on a intérêt à placer plus bas le niveau du retour.

Dans les endroits où l'eau est chargée en minéraux ou particules en suspension, il est recommandé de procéder régulièrement à une vidange complète et au nettoyage du réservoir. L'élimination des dépôts permet de conserver l'efficacité du système, de prévenir des risques d'obstruction de la tuyauterie, mais également des risques de prolifération bactérienne.

6. Bilan thermique du chauffe-eau solaire

6. 1. Bilan thermique de l'échangeur

Le mouvement du fluide froid (l'eau) n'est dû qu'aux effets thermiques ; on est en présence d'un mode de transfert thermique par convection naturelle. Le flux thermique s'écrit :

$$\phi_{th} = U_e A_s \Delta T_{ml} = m_e C_{pe} (T_e - T_s)$$

(VI.18)

U_e : coefficient global d'échange au niveau de l'échangeur (W/m^2K)

$\Delta T_{ml} = (\Delta T_j - \Delta T_i) / \ln (\Delta T_j / \Delta T_i)$ Moyenne logarithmique de la différence de température

m_e : débit massique d'eau (kg/h)

C_{pe} : chaleur spécifique de l'eau (J/kg. K)

T_e, T_s : température de l'eau à l'entrée et à la sortie (K), respectivement.

6. 2. Bilan thermique du capteur plan

Avant d'atteindre son régime permanent, le capteur passe par un état de fonctionnement dit à régime variable dont la durée est principalement fonction des matériaux constituant le système de conversion.

L'équation qui caractérise le fonctionnement d'un capteur plan est :

$$\phi_{abs} = \phi_u + \phi_{p'} + dW_c/dt \quad (VI.19)$$

19)

En supposant que l'absorbeur est à une température moyenne T_{mab} et que les pertes sont sous forme linéaire, nous avons :

$$\phi_{p'} = A_c U_p (T_{mab} - T_a) \quad (VI.20)$$

20)

où A_c est la surface d'échange du capteur et U_p (W/m^2K) est le coefficient global des pertes thermiques.

L'expression du flux de chaleur extrait du capteur est : $\phi_u = A_c U_t (T_{mab} - T_{mf})$ (VI.21)

U_t est le coefficient de transfert thermique (W/m^2K).

T_{mab} et T_{mf} : température moyenne de l'absorbeur et du fluide respectivement.

D'autre part : $\phi_{abs} = A_c I_0 \tau_v \alpha_{ab}$ (VI.22)

22)

En régime permanent $dW/dt = 0$; on peut donc écrire, en éliminant T_{mab} :

$$A_c I_0 \tau_v \alpha_{ab} = \phi_u (1 + (U_p/U_t)) + A_c U_p (T_{mf} - T_a) \quad (VI.23)$$

23)

Avec $\phi_u = A_c I_0 F' [\tau_v \alpha_{ab} - (U_p/I_0) (T_{mf} - T_a)]$ où $F' = [1 + (U_p/U_t)]^{-1}$

Le facteur F' est appelé efficacité de l'absorbeur, qui n'est rien d'autre que le rapport de la puissance calorifique extraite réellement à celle qui serait extraite si l'absorbeur était à la température moyenne du fluide T_{mf} ; il peut se mettre sous la forme : $F' = U_{f-a} / U_p$

L'expression de U_{f-a} en fonction des paramètres du schéma ci-dessous est :

$$(1/U_{f-a}) = [x / U_p (x - D_{ext}) F + D_{ext}] + [x / h_{t-f} \pi D_{int}] \quad (\text{VI. 24})$$

avec : $F = [\text{th } B(x - D_{ext})/2] / [B(x - D_{ext})/2]$ et $B = [U_p / K e_c]^{-1}$

th : tangente hyperbolique.

K : conductivité thermique du matériau (W/mK)

e_c : épaisseur du capteur (m)

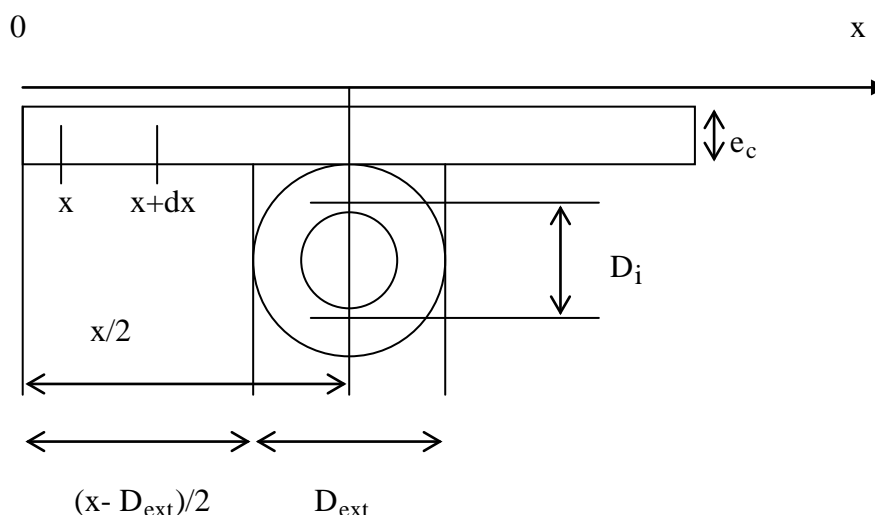


Schéma 3 : Coupe transversale de l'absorbeur d'un capteur

6. 3. Détermination du coefficient global des pertes

6. 3. 1. Pertes vers l'avant

Elles ont lieu entre la vitre et l'absorbeur ; le transfert thermique se faisant par conduction-convection et par rayonnement.

Les pertes vers l'avant peuvent s'écrire sous cette forme : $\phi_{p'AV} = A_c U_{AV} (T_{ab} - T_a)$ (VI. 25)

Duffie et Beckman [50] ont donné une relation empirique permettant de calculer U_{AV} pour une température de l'absorbeur T_{ab} comprise entre 0°C et 200°C : $U_{AV} =$

$$\{N/[(C/T_{ab})(T_{ab}-T_a)/(N+f)e] + (1/h_{v-a})^{-1}\} + \{\sigma(T_{ab}+T_a)(T_{ab}^2+T_a^2)/[(\varepsilon_{ab} + 0,00591 N h_{v-a})^{-1} + ((2N+f-1+0,1333 \varepsilon_{ab})/\varepsilon_v) - N]\} \quad (\text{VI. 26})$$

N : nombre de vitres ; $f = (1 + 0,089 h_{v-a} - 0,1166 \varepsilon_{ab}) (1 + 0,07866 N)$;

$C = 520 (1 - 0,000051 \theta^2)$ pour $0 < \theta < 70^\circ$

$C = 70$ pour $\theta > 70^\circ$

et $e = 0,43 (1 - 100/T_{ab})$

6. 3. 2. Pertes vers l'arrière

Le coefficient de perte vers l'arrière s'écrit pour l'isolant : $U_{ARI} = (e_I/K_I)^{-1}$ (VI. 27)

tandis que le coefficient de pertes latérales est : $U_{lat} = (e_{II}/K_{II})^{-1} 2e_c(L_c+1_c)/L_c l_c$ (VI. 28)

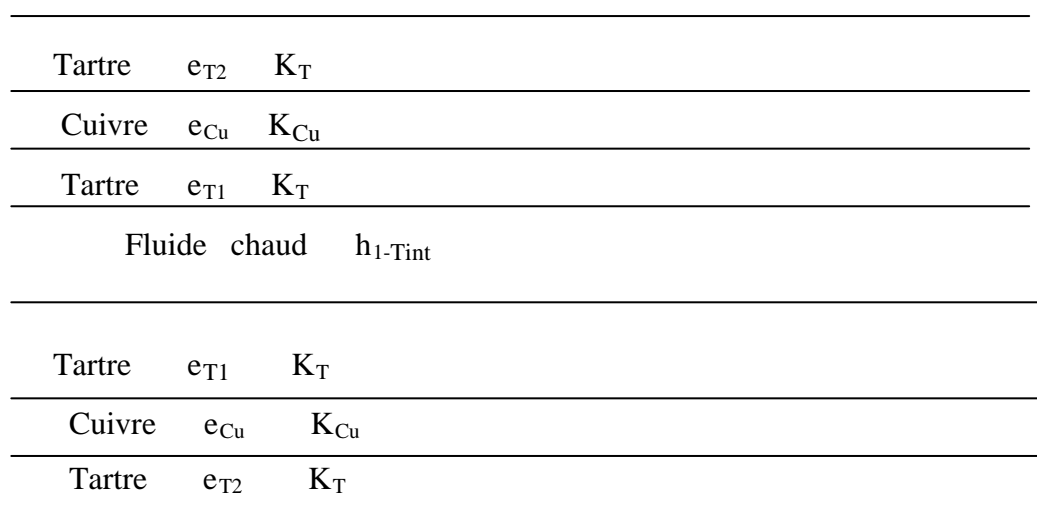
Ainsi, si on ne néglige pas les pertes latérales, le coefficient de perte vers l'arrière est :

$$U_{AR} = U_{ARI} + U_{lat} \quad (\text{VI. 29})$$

Indices I : isolant ; II : isolant latéral ; L_c : longueur du capteur(m) ; l_c : largeur du capteur(m)

6. 4. Calcul du coefficient global d'échange thermique

Ce coefficient exprime le degré de perméabilité thermique d'un ensemble de fluides et de solides traversés par un flux thermique. On considère un échangeur constitué par un tube cylindrique en cuivre, dont les paramètres sont : Schéma 4 : coupe longitudinale



Fluide froid $h_{\text{Text-2}}$

Le coefficient global d'échange thermique est donné par :

$$U_e = 1 / [(1/h_{1-T_{\text{int}}}) + e_{T1}/K_T) + (e_{Cu}/K_{Cu}) + (e_{T2}/K_T) + (1/h_{\text{Text-2}})] \quad (\text{VI. 30})$$

Remarque : Le dépôt de tartre se forme sur la paroi interne de l'échangeur par effet de la température élevée de l'eau. Ce dépôt se forme aussi sur la paroi externe de l'échangeur quand l'eau du réservoir est chauffée.

Le coefficient d'échange thermique par convection entre le fluide chaud et le tartre est donné par la littérature comme suit : $h_{1-T_{\text{int}}} = K_1 Nu_1 / e_{T1}$ (VI. 31)

De même, le coefficient d'échange thermique par convection entre le tartre et le fluide froid est : $h_{\text{Text-2}} = K_2 Nu_2 / e_{T2}$ (VI. 32)

Les rapports e_{T1}/K_T et e_{T2}/K_T sont très petits, donc ils peuvent être négligés.

L'épaisseur du tube e_{Cu} est très petit, donc le rapport e_{Cu}/K_{Cu} est aussi négligeable.

D'où la nouvelle expression du coefficient global d'échange :

$$1/U_e = (1/h_{1-T_{\text{int}}}) + (1/h_{\text{Text-2}})] \quad (\text{VI. 33})$$

6. 5. Rendement thermique du capteur

Le rendement instantané du capteur est défini par :

$$\eta = \phi_u / I_0 A_c \quad (\text{VI. 34})$$

D'après l'équation (VI. 22), ce rendement a pour expression :

$$\eta = F' [\tau_v \alpha_{ab} - (U_p/I_0) (T_{mf} - T_a)] \quad (\text{VI. 35})$$

Cette expression montre que le rendement décroît d'une façon linéaire lorsque la température moyenne du fluide croît ; il est maximal $\eta_{\text{max}} = F' \tau_v \alpha_{ab}$ lorsque la température du fluide

devient égale à la température ambiante $T_{mf} = T_a$. Il s'annule lorsque $I_0 = I_{0min}$ (absence de radiation solaire).

7. Prototype de chauffe-eau solaire utilisé dans l'expérimentation

7. 1. Description

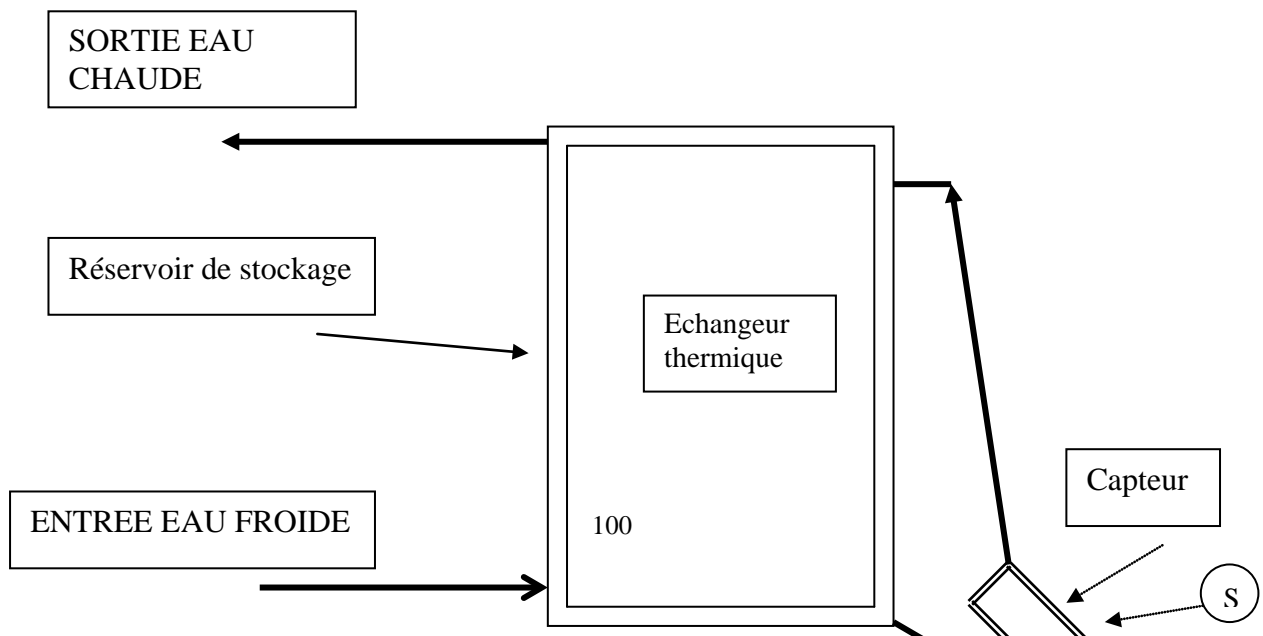
Ce prototype comprend les deux principales parties suivantes :

- Deux capteurs plans (ou insolateurs), chacun de dimensions $(1,62 \times 1,10) \text{ m}^2$, de 10 cm d'épaisseur et comportant un absorbeur formé d'une plaque métallique peinte en noir mat et soudée sur une tuyauterie. Le dessus est couvert par une vitre collée par un mastic spécial (silicone) tout autour de son périmètre au châssis, cette liaison est thermiquement isolée. L'ensemble : vitre, absorbeur et châssis constituent le capteur plan.

L'installation est composée de deux capteurs plans inclinés de 45° sur le plan horizontal et sont orientés vers le sud, ils sont reliés au réservoir par deux conduites en cuivre parfaitement calorifugées, l'une à l'entrée et l'autre à la sortie.

Le réservoir est muni de trois robinets, l'un servant à l'alimenter et est équipé d'un flotteur, les deux autres sont situés plus bas : ils servent à évacuer l'eau du réservoir et à alimenter le distillateur en eau chaude. Il est muni d'un couvercle parfaitement calorifugé, d'un échangeur (serpentin) de forme spirale de dimensions : longueur, $L = 119,38 \text{ cm}$, diamètre intérieur, $d_i = 1,5 \text{ cm}$, diamètre extérieur, $d_e = 1,7 \text{ cm}$ et hauteur, $h = 40 \text{ cm}$. Les deux extrémités de l'échangeur sont reliées aux deux conduites d'entrée et de sortie respectivement d'eau froide et d'eau chaude. A l'intérieur du réservoir, le vase d'expansion est raccordé au serpentin, son rôle est d'alimenter le circuit en fluide caloporteur (eau distillée dans cette expérimentation) et de faire évacuer les bulles d'air du circuit.

7. 2. Schéma général du chauffe eau solaire



Chapitre VII ETUDE THEORIQUE DU DISTILLATEUR A FILM CAPILLAIRE

Partie A : Modélisation - simulation

1. Introduction

Dans les modèles physiques, une classification courante de l'utilisation de modèles est basée sur leurs caractéristiques, souvent sur le caractère dynamique ou statique du modèle, sur l'introduction de processus stochastiques, et sur la nature continue, discrète ou combinatoire du modèle. Le modèle peut être qualitatif, quantitatif ou les deux à la fois.

La simulation est une des plus puissantes techniques pour résoudre un problème. Elle est un outil d'aide à la prise de décision dans le sens qu'un processus selon lequel nous prenons une décision est catégorisé comme étant intuitif, analytique ou numérique :

- L'approche intuitive est le problème quotidien auquel nous sommes confrontés et que nous devons résoudre en quelques secondes ou en quelques minutes. La décision prise est basée sur notre expérience du passé et sur une rapide revue des alternatives. La plupart des gens sont jugés à leur rapidité de prendre de bonnes décisions intuitives.

- L'approche analytique est utilisée lorsque des erreurs dans la décision sont potentiellement coûteuses et où les problèmes ne sont pas contraints par le temps. Cette approche est utilisée quand les facteurs influant sur le comportement et leurs relations mutuelles sont bien décrits. Le problème est ainsi défini en termes mathématiques ; néanmoins, dans la plupart des cas, nous ne sommes capables ni de décrire notre problème en des termes mathématiques avec la précision requise, ni de résoudre les équations. Nous sommes alors réduits à utiliser une approche numérique ou la simulation pour résoudre notre problème.

- L'approche numérique : dans la plupart des cas, le manque de temps n'est pas la principale difficulté, mais le manque d'information ou des données incomplètes, le manque de compréhension du problème et l'incapacité de le décrire d'une façon structurée.

La plupart des gens ont des difficultés pour décrire leurs problèmes d'une façon formelle et ils ne font pas confiance aux spécialistes qui proclament pouvoir générer la réponse à un problème en utilisant l'ordinateur. Dans l'approche de simulation, nous procédons en expérimentant des alternatives et avec la meilleure compréhension que cette démarche puisse fournir.

identifier les facteurs importants. La simulation apparaît alors comme une approche c
erreur qui nous permet de décrire un problème et de comprendre les fact
interviennent, en posant les questions et en observant les réponses.

2. Pourquoi faut-il simuler ?

La définition de la simulation montre qu'elle est fondamentalement une repré
simplifiée du monde réel qui permet de comprendre et de résoudre un probl
l'approche 'essai et erreur' en posant des questions et en observant les réponses
l'expérimentation sur le système réel, la simulation est la seule technique disponi
l'analyse du comportement d'un système quelconque. Il existe des cas où l'expérim
sur le système réel n'est pas pratique, voire impossible ; ainsi le processus de simul
le seul moyen pour étudier et comprendre le comportement d'un système. Nous
toujours essayer d'utiliser les techniques analytiques ; mais elles échouent pour des
généraux ou bien ils sont alors simplifiés à l'extrême pour être exploitables. Mais qu
possible, il devient très efficace de les utiliser. Ces techniques analytiques, quand e
applicables, fournissent souvent une compréhension du comportement du système
conditions expérimentales arbitraires ; la simulation nous renseigne uniquement
comportement pour l'ensemble des conditions expérimentales définies pour l'exéc
cette simulation car le modèle de simulation est toujours lié au système- expérimentat

3. Modélisation- simulation du distillateur solaire à film capillaire

3. 1. Position du problème

La modélisation mathématique du distillateur à film capillaire est faite sur la base d
thermique et massique au niveau de chaque élément de ce dispositif.

Si le système d'équations établies est résolu numériquement, les résultats obten
permettre de déterminer l'effet des différents paramètres sur la performance de l'
distillation et d'estimer ainsi sa production : on peut ainsi prévoir l'évolution des temp
des différents éléments du distillateur ainsi que le débit de distillat ou produ
distillateur.

Cette modélisation concerne donc les phénomènes de transfert thermique et massique
incident étant d'origine solaire. Elle doit donc faire apparaître cet aspect double de tra
convectif.

Nous nous proposons d'étudier les phénomènes de transfert thermique, en convection naturelle thermique et massique.

Soit un étage du distillateur (une cellule) : c'est un ensemble de deux plaques métalliques de longueur L , de largeur l et espacées de e (épaisseur de l'étage). Les deux plaques sont isothermes : la plaque supérieure est chauffée par le rayonnement solaire et se trouve à la température T_{pc} . La plaque inférieure se trouve à la température T_{pf} et est refroidie par l'air ambiant ($T_{pc} > T_{pf}$). L'air humide compris entre les deux plaques est soumis à un gradient de température ΔT , donc un gradient de densité $\Delta \rho$. Ce qui fait naître un mouvement ascendant le long de la paroi chaude et un mouvement descendant le long de la paroi froide entraînant ainsi un courant de convection. D'où un transfert thermique de la paroi chaude vers la paroi froide.

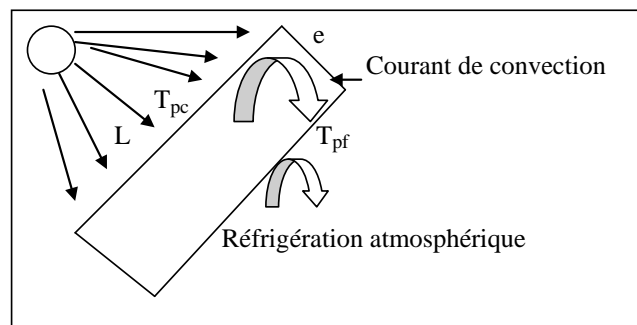


Schéma 1

3. 2. Phénomènes physiques intervenant dans un distillateur solaire

L'air humide contenu dans un distillateur solaire, dû à la production de vapeur d'eau, est un mélange de trois gaz : air sec, vapeur d'eau et brouillard, dont les deux derniers sont condensables. L'équation de continuité du mélange s'écrit comme suit [13] :

$$(\partial \rho / \partial t) + \nabla(\rho \mathbf{v}) = 0$$

L'équation de continuité de la vapeur est décrite par : $(\partial \rho_v / \partial t) + \nabla \rho_v \mathbf{v} = -\nabla j_v + r_v$

2)

Pour le brouillard, on écrit : $(\partial \rho_b / \partial t) + \nabla \rho_b \mathbf{v} = -\nabla j_b + r_b$

3)

Le brouillard est produit quand la composition massique de la vapeur dépasse la composition de saturation à la température ambiante. Ceci se traduit par :

Si $\rho_v \geq \rho_{v,s}$ alors $r_b = -r_v = V_{vb}(\rho_v - \rho_{v,s})$

4)

Si $\rho_v < \rho_{v,s}$ alors $r_v = -r_b = V_b \rho_b$

5)

L'équation de quantité de mouvement s'écrit comme suit [13] :

$$\partial v / \partial t + \mathbf{v} \nabla \mathbf{v} = \nu \nabla^2 \mathbf{v} - \nabla p / \rho - g \beta (T - T_m) - g \zeta [(\xi_v + \xi_b) - (\xi_v + \xi_b)_m]$$

6)

Dans cette équation, le brouillard et la vapeur sont supposés avoir le même eff quantité de mouvement. $\zeta = -(1/\rho)[\partial \rho / \partial (\xi_v + \xi_b)]$: coefficient de dilatation volumic

7)

Ce coefficient est approximativement égal à $\zeta = 1 / [2,64 - (\xi_v + \xi_b)_m]$ pour le syst vapeur d'eau.

Le développement de l'équation énergétique est fastidieux, néanmoins une forme équation peut être dérivée à partir de la littérature ; soit :

$$\rho C_p [\partial T / \partial t + \mathbf{v} \nabla T] - \nabla (\lambda \nabla T) = C_{pa} T \Delta j_a + C_{pv} T \Delta j_v + C_b T \Delta j_b + C_b T r_b - L_{bv} r_v$$

8)

Le flux massique partiel j des espèces i dans le mélange multi- composants est donné

$$j_i = (\rho / M^2) \sum_{j=1}^n M_i M_j D_{ij} \nabla x_j$$

9)

Si les diffusivités binaires sont supposées égales à :

$$D = D_{va} = D_{av} = D_{vb} = D_{bv} = D_{ab} = D_{ba}$$

10)

Les diffusivités peuvent être calculées (d'après Curtiss et al.[37]) à partir de :

$$D_{av} = D_{av} [1 + x_b (M_b / M_v)] -$$

(VII.11)

3. 3. Bilan thermique dans une cellule du distillateur à film capillaire

Le problème physique consiste à déterminer, en fonction des paramètres météor (externes) et de celui du distillateur (internes), l'évolution en fonction du te différentes températures, de la quantité d'eau distillée et du rendement du distillateur.

Dans le but de rendre le modèle mathématique accessible, nous devons prendre en considération les hypothèses simplificatrices suivantes :

- Les pertes de vapeur sont réduites en supposant que la cellule de distillation est bien isolée. De même les pertes thermiques par conduction sont aussi négligées. Les parois sont supposées bien isolées thermiquement. Ceci leur assure une température voisine de celle du mélange air- vapeur en évitant ainsi la condensation de la vapeur.
- Les sels dissous n'ont aucune influence sur la chaleur échangée par la saumure. On peut donc laisser supposer que la capacité calorifique et la chaleur latente de vaporisation de la saumure ne sont pas fonction de la concentration en sels.
- Les pertes dues à l'extraction du distillat sont aussi négligées.
- L'inertie thermique de la couverture est faible.
- La température de chaque plaque est supposée uniforme ainsi que celle de la cellule de distillation vitrée.
- La paroi de condensation est non mouillable.
- L'eau à évaporer, le concentrât et le distillat sont des films très minces (capillaires) ils sont supposés ne présenter aucune inertie thermique.
- Les plaques sont équidistantes.
- Les propriétés physiques des plaques et de la vitre sont considérées indépendantes de la température et sont prises égales à des valeurs moyennes.

Soit le bilan thermique pour un étage du distillateur :

3. 3. 1. Bilan thermique au niveau de la couverture vitrée

L'énergie provenant de la première plaque est convertie en énergie stockée dans la cellule (inertie thermique) et en énergie évacuée à l'extérieur sous forme de rayonnement et de convection, soit :

$$M_v C_v \frac{dT_v}{dt} = I_0 (\alpha_v + \tau_v r_{e1} \alpha_v) + h_{e1-v} (T_e - T_v) + \varepsilon_{e1-v} \sigma (T_e^4 - T_v^4) - h_{v-a} (T_v - T_a) - \varepsilon_v \sigma (T_v^4 - T_a^4) \quad (12)$$

3. 3. 2. Bilan thermique au niveau de l'absorbeur- évaporateur

L'énergie solaire absorbée par la première plaque (ou absorbeur- évaporateur) est traitée en énergie échangée sous forme de rayonnement avec la vitre et la seconde plaque (condenseur), convection avec la vitre et la seconde plaque, évaporation de saumure.

ruisselle sur la deuxième face de l'absorbeur- évaporateur et chaleur sensible due à la concentrée. Soit :

$$M_{ev} C_{ev} dT_{ev}/dt = I_0 \tau_v \alpha_{e1} + M_e C_e (T_{ev} - T_e) - \varepsilon_{e1-v} \sigma (T_{ev}^4 - T_e^4) - \varepsilon_{e2-c1} \sigma (T_{ev}^4 - T_c^4) - h_{e1-v} (T_{ev} - T_v) - h_{e2-c1} (T_{ev} - T_c) - DL_{v1}$$

13)

3. 3. 3. Bilan thermique au niveau du condenseur

L'énergie reçue par le condenseur (condensation de la vapeur d'eau et flux convectif de l'évaporateur) est transformée en convection et radiation avec le milieu extérieur.

$$M_c C_c dT_c/dt = DL_{v2} + h_{e2-c} (T_{ev} - T_c) + \varepsilon_{e2-c} \sigma (T_{ev}^4 - T_c^4) - h_{c-a} (T_c - T_a) - \varepsilon_c \sigma (T_c^4 - T_e^4)$$

14)

Le problème physique consiste donc à déterminer l'évolution en fonction du temps de différentes températures, de la quantité d'eau distillée et du rendement du distillateur.

3. 4. Bilan massique

Le bilan massique est simple à écrire, puisque nous avons la conservation du débit : Le débit d'eau saumâtre est la somme des débits d'eau distillée et de saumure à la sorti

$$D_e = D_s + D_{sa}$$

15)

Le débit spécifique d'eau distillée, relié au transfert thermique entre deux plaques d'eau (l'évaporateur et le condenseur), peut s'écrire de la manière suivante:

$$D_s = (\lambda A/e)(e/L)^m (Gr_T + Gr_M)^n Pr'^n (1/\rho C_p)(\partial C/\partial T)_{TM}$$

16)

Si on utilise la loi de Fick, le débit d'eau distillée, dû au gradient de pression de vapeur à la plaque évaporateur et la plaque condenseur. Soit :

$$D_s = [(M D_{AB}/RT_m/2)e]\Delta P$$

17)

M : masse molaire de l'eau (kg/mole) ; D_{AB} : coefficient de diffusion moléculaire (m^2/s) ; T_m : température moyenne entre l'évaporateur et le condenseur (°C) ; ΔP : différence de pression de vapeur (Pa)

3. 5. Les coefficients de transfert convectif

3. 5. 1. Hypothèses de base

La capillarité intervient avec l'utilisation de film d'eau. Une bonne mouillabilité des surfaces évaporantes. Seule la première plaque risque l'apparition persistante de zone sèches et pour une utilisation optimale les autres plaques quant à elles sont autostables.

La capillarité est suffisante pour assurer un débit liquide suffisant et une dispersion de l'eau d'alimentation, c'est ce qui permet au tissu d'adhérer à la paroi sur toute la surface. La pression de vapeur saturante au contact liquide- vapeur ne varie pas de manière significative lors d'un passage du liquide en zone d'évaporation. Les températures des films liquides sont égales à la température de la paroi métallique au contacts des films. Les coefficients de transfert convectifs sont additifs.

L'automaintenance du tissu sur la plaque de l'évaporateur et l'absence d'air à l'interface sont des avantages du film capillaire. Tout en étant saturé, le tissu présente une moins grande inertie thermique à l'évaporation.

3. 5. 2. La convection naturelle thermique

C'est le phénomène prépondérant intervenant dans le transport de matière et de chaleur entre une plaque chaude et une plaque froide séparées par un fluide. Les paramètres caractéristiques dans le phénomène de convection naturelle sont les caractéristiques géométriques de la plaque, l'angle d'inclinaison des plaques par rapport au vecteur accélération de la pesanteur, qui détermine la structure de l'écoulement.

Les nombres adimensionnels caractéristiques permettent de quantifier l'importance des phénomènes physiques. La quantité de chaleur transférée de la plaque chaude à la plaque froide est donnée par la relation : $\phi_{th} = S h_T \Delta T = S h_T (T_{pc} - T_{pf})$

18)

On utilise alors une relation empirique de la forme : $Nu = A(e/L)^m (Gr_T Pr)^n$

où $Nu = h_T e/\lambda$, $Gr_T = (g \beta e \Delta T)/\nu^2$ et $Pr = \mu C_p /\lambda$

d'où : $\phi_{th} = S \Delta T (\lambda/e) A (e/L)^m (Gr_T Pr)^n$

La conductance de transfert thermique s'exprime en fonction des nombres adimensionnels

Nusselt, Prandtl et Grashof, comme suit :

$$h_T = (\lambda/e) Nu = (\lambda A/e)(e/L)^m (Gr_T Pr)^n$$

21)

β est la dilatabilité du gaz, donc $\Delta T \beta = \Delta \rho / \rho$; $\beta = (-1/\rho)(\partial \rho / \partial T)$, on considère comme un gaz parfait, $\beta = 1/T$. D'autre part, si les plaques présentent avec la verticale un angle d'inclinaison θ , on remplacera dans les formules précédentes g par $g \cos \theta$.

Le nombre de Nusselt intervient en transfert thermique et compare le flux de chaleur englobant tous les modes de transport : $h \Delta T$ où h est un coefficient provenant de la linéarisation de la loi de Fourier. Le flux de chaleur que l'on obtiendrait, si la seule conduction thermique intervenait, s'écrit, d'après la loi de Fourier : $\lambda \Delta T / X$

On pose donc : $Nu = (h \Delta T / \lambda \Delta T / X) = h X / \lambda$ (1)

Un Nusselt grand devant 1 indique donc que la conduction thermique a peu d'importance devant les autres modes de transfert thermique.

Le nombre de Prandtl compare la diffusivité cinématique (ou de quantité de mouvement) ν à la diffusivité thermique α . On pose $Pr = \nu / \alpha = (\mu / \rho) / (\lambda / \rho C_p) = (\mu C_p / \lambda)$ (2)

Ainsi, dans un fluide ayant un Pr égal à 7 par exemple, la diffusion de la quantité de mouvement se fait 7 fois plus vite que la diffusion de chaleur. L'expérience montre que pour le gaz, le nombre de Pr est de l'ordre de grandeur de l'unité.

3. 5. 3. La convection naturelle matérielle

En plus de la convection naturelle thermique et du transfert de soluté, il existe un phénomène de convection naturelle matérielle dû au fait que la masse molaire de la vapeur d'eau est inférieure à la masse molaire de l'air. Ainsi, au voisinage de la paroi chaude, un volume d'air est remplacé par un volume de vapeur d'eau moins dense, ce qui correspond donc à une diminution de la masse volumique de la phase gazeuse. D'où un mouvement ascendant le long de la plaque chaude du soluté eau dans l'air sec.

Nous établissons alors la relation liant la grandeur $\Delta \rho / \rho$ à la variation de concentration de soluté (ou variation du titre en soluté) :

Soit : ρ_{as} la masse volumique de l'air sec, ρ_{ah} la masse volumique de l'air humide, ρ_m la masse volumique moyenne entre les deux plaques.

Soit y_e le titre de vapeur d'eau, $y_e = n_e / (n_e + n_a)$ et $1 - y_e = n_a / (n_e + n_a)$ (3)

Chapitre VII Etude théorique du distillateur à film c

Avec n_e : nombre de moles d'eau et n_a : nombre de moles d'air sec.

Le rapport entre la masse volumique de l'air humide et la masse volumique de l'air se

$$(\rho_{ah}/\rho_{as}) = (18n_e + 29 n_a)/29(n_a + n_e) = [18y_e + 29(1-y_e)]/29 =$$

$$(18y_e/29) + (1- y_e) = 1-0,379 y_e$$

25)

d'où : $\rho_{ah} = \rho_{as} (1 - 0,379 y_e)$ et donc $\Delta\rho_{ah} = - 0,379 \Delta y_e \rho_{as}$

26)

Or, $\beta\Delta T = - \Delta\rho/\rho$ d'où : $-\Delta\rho/\rho = - \Delta\rho_{ah}/\rho_m = (\rho_{as}/\rho_m) 0,379\Delta y_e$

27)

d'où le Grashof massique : $Gr_M = g\cos\theta.e^3 /v^2 (-\Delta\rho/\rho) = g\cos\theta.e^3 /v^2 (\rho_{as}/\rho_m)0,379\Delta y_e$

28)

Le flux convectif de l'air humide correspondrait alors à un nouveau nombre de Grashof

$$Gr_h = Gr_T + Gr_M = g\cos\theta.e^3 /v^2 [-(\Delta\rho/\rho)_T - (\Delta\rho/\rho)_c]$$

29)

D'où le flux thermique transféré dans l'air humide : $\phi_{ah} = h_{ah}\Delta T = Nu(\lambda$

$$(\lambda A/e)(e/L)^m (Gr_h Pr)^n \Delta T = (\lambda A/e)(e/L)^m [(Gr_T + Gr_M) Pr]^n \Delta T$$

avec h_{ah} : coefficient de transfert thermique dans l'air

(VII. 30)

La conductance globale apparente de transfert thermique d'une face à une autre est :

$$h' = (\lambda A/e)(e/L)^m [(Gr_T + Gr_M) Pr]^n Pr' \{ 1 + (L/v/\rho C_p)(\partial C/\partial T)_{TM}$$

31)

Le terme $(\partial C/\partial T)_{TM}$ est la variation avec la température de la concentration de vapeur dans l'air, à l'équilibre liquide- vapeur. Les exposants m, n et le coefficient A déterminés expérimentalement par divers auteurs dans le cas de la convection thermique sur de l'air sec ou humide, Inaba a trouvé : $A = 0,271$; $m = -0,21$ et $n = 0,25$ et Jakob $A = 0,271$; $m = 0,11$ et $n = 0,25$

Ces valeurs données par Inaba ont permis de simplifier l'expression du débit de distillation devient : $D_s = K e^{-0,04} L^{-0,021}$ où K est une constante

3. 5. 4. Le flux thermique dû à l'évaporation- condensation

Si maintenant, on ajoute de la vapeur d'eau (soluté) entre les deux plaques, les pressions de vapeur à la surface de chaque plaque évaporateur et condenseur sont différentes. Le mouvement de convection dû au gradient de concentration en vapeur d'eau entre les plaques, caractérisé par une conductance de transfert massique k (m/s) :

$$\phi_M = k (C_c - C_f) = k \Delta C$$

33)

où C_c est la concentration de soluté qui s'évapore et C_f la concentration de soluté qui se condense. Or ce flux de matière transporte de l'enthalpie due à l'évaporation, depuis la plaque chaude jusqu'à la paroi froide. D'où un flux thermique :

$$\phi_{TM} = L_v \phi_M = L_v k \Delta C$$

34)

où L_v est la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

Si les transferts de chaleur et de matière obéissent à l'analogie de Chilton - Colburn,

Commentaire [BB1]:

$Nu \cdot Pr^{-1/3} = Sh \cdot Sc^{-1/3}$, on a alors : $Nu / Sh = (Pr / Sc)^{1/3}$, soit $(h/\lambda) \cdot (D/k) = (C_p \rho D / \lambda)^{1/3}$, avec $a = \lambda / \rho C_p$ (diffusivité thermique), on a alors $h D / \lambda k = (D/a)^{1/3}$,

$$h/k = \lambda/D(D/a)^{1/3} = \rho C_p (D/a)^{-2/3}$$

Dans le cas de l'air humide, on peut faire l'approximation suivante: $D/a \approx 1$, c'est-à-dire $h_{ah} / \rho C_p$, on a alors :

$$\phi_{TM} = L_v (h_{ah} / \rho C_p) \Delta C$$

36)

Le flux convectif dû à l'air humide est couplé avec le flux d'évaporation. Dans l'ex

(VII. 36) remplaçons h_{ah} par son expression. $h_{ah} = (\lambda A / e) (e/L)^m [(Gr_T + Gr_M) Pr]^n$

d'où un flux total : $\phi_{TM} = (L_v / \rho C_p) \Delta C (\lambda A / e) (e/L)^m [(Gr_T + Gr_M) Pr]^n$

38)

$$\phi_{TM} / \phi_{th} = (L_v / \rho C_p) (\Delta C / \Delta T)$$

39)

3. 5. 5. Expression générale du flux thermique

Le flux thermique global est donc la somme de deux termes : le premier terme es

convection naturelle et le deuxième terme est dû à l'évaporation- condensation, soit :

$$\phi_G = h \Delta T + L_v k \Delta C$$

40)

Les transferts thermique et massique étant supposés obéir à l'analogie de Chilton- Colburn pour l'air humide, on obtient :

$$\phi_G = h [1 + (L_v/\rho C_p)(\Delta C/\Delta T)] \Delta T = h' \Delta T$$

41)

3. 5. 6. Augmentation apparente du flux thermique

En reprenant la définition du Grashof, $Gr = (g \beta / \nu^2) \Delta T = (g \beta / \nu^2) (\Delta \rho / \rho)$, on peut écrire $Gr = (g \beta / \nu^2) [(\Delta \rho / \rho)_T + (\Delta \rho / \rho)_C] = Gr_T + Gr'$

42)

Donc en tenant compte du gradient de température et du gradient de concentration, le flux convectif s'écrit comme suit :

$$\phi_{TM} = A(\lambda/e) (e/L)^m [(Gr_T + Gr')Pr]^n \Delta T$$

43)

Si on fait en plus l'hypothèse que ce flux se superpose au flux de chaleur dû à l'évaporation- condensation, on a alors un flux total : $\phi_{tot} = (L_v/\rho C_p) \Delta C h_{ah} = (L_v/\rho C_p) \Delta C (Nu_{ah})$

44)

$$\text{Soit } \phi_{tot} = (L_v/\rho C_p) \Delta C (\lambda/e) A(e/L)^m [(Gr_T + Gr')Pr]^n$$

45)

Par comparaison avec la convection naturelle thermique en air sec, la convection naturelle en air humide, avec évaporation- condensation, provoque donc une augmentation apparente du flux thermique, donné par le rapport suivant :

$$[(\phi_{TM} + \phi_{ah})]/\phi_{th} = (1 + (L_v/\rho C_p)(\Delta C/\Delta T))[1 + (Gr'/Gr_T)]^n$$

46)

Dans ce travail, nous avons effectué la simulation d'un distillateur solaire à film cascade à un seul étage. Pour ce faire, les bilans d'énergie et de masse sont établis pour les différents éléments de l'installation (vitrage, évaporateur et condenseur).

3. 6. Méthode de résolution du système d'équations

Le système d'équations différentielles couplées est du premier ordre ; il est résolu par la méthode de Runge- Kutta.

3. 6. 1. Algorithme de calcul

L'étape qui suit l'établissement des différentes équations est la résolution mathématique de ces équations. Il existe actuellement un support mathématique considérable qui permet la résolution des systèmes plus ou moins complexes.

Dans notre étude, nous avons un système d'équations différentielles couplées et non linéaires. Pour résoudre ce système d'équations, nous avons utilisé la méthode de Runge-Kutta d'ordre premier qui s'établit comme suit :

L'équation différentielle du premier ordre est ramenée à l'expression suivante : $dT/dt = f(T, t)$

La résolution suit les étapes suivantes :

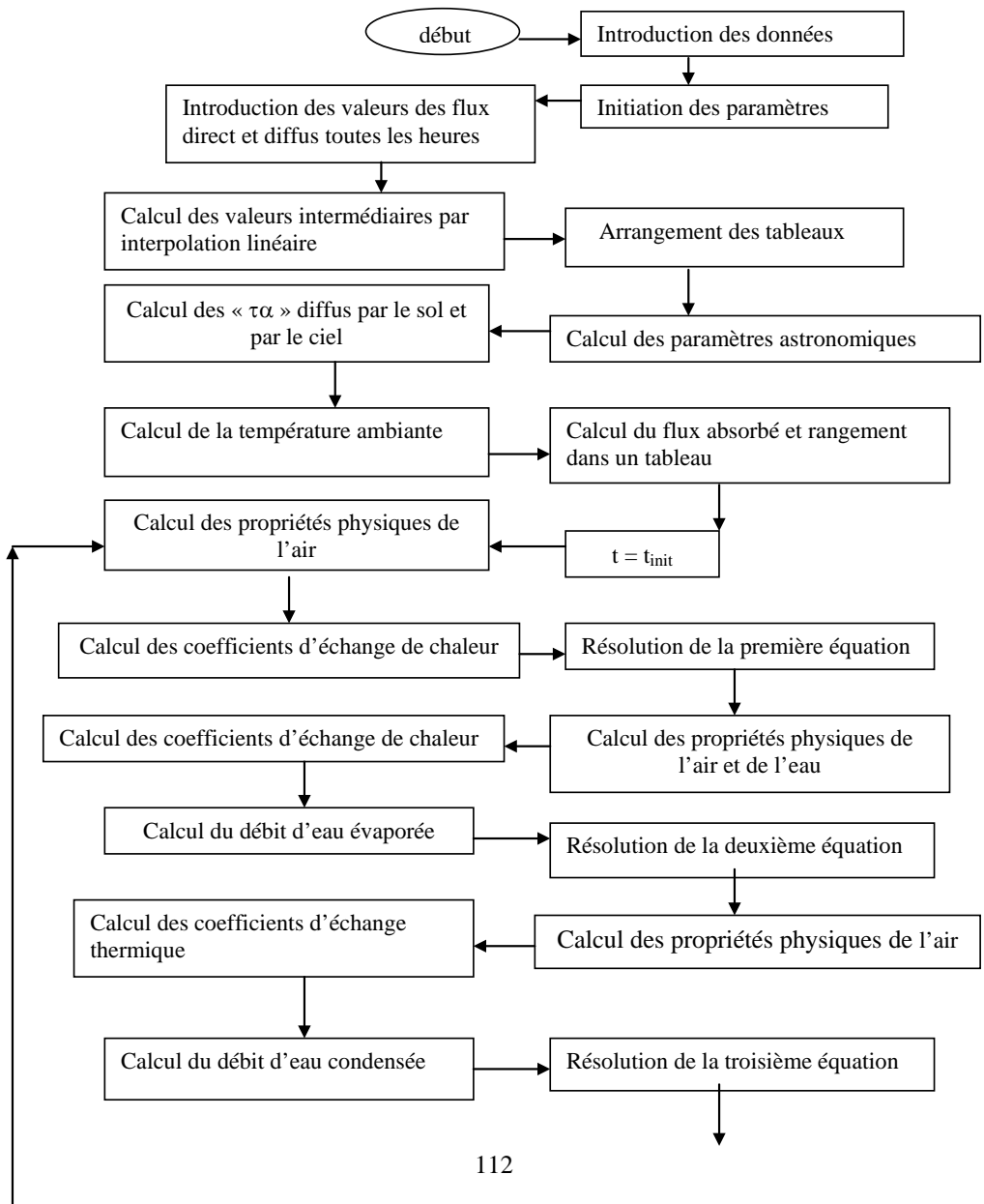
$$T_{i+1} = T_i + \Delta t.f(T_{i+1/2}, t_{i+1/2}) ; T_{i+1/2} = T_i + \Delta t/2.f(T_i, t_i) \text{ et } t_{i+1/2} = t_i + \Delta t/2$$

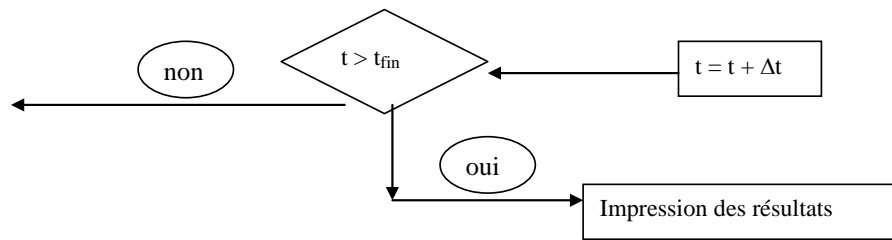
Δt étant le pas de temps.

3. 6. 2. Calcul des coefficients d'échange

Le calcul de ces coefficients de transfert est effectué en utilisant les corrélations de la littérature qui s'adaptent au prototype de distillateur à film capillaire. Toutes les expressions des propriétés physiques et thermodynamiques, utilisés dans cet algorithme, figurent dans les annexes. Les paramètres météorologiques sont relatifs au site de Touggourt au 15 Septembre.

3. 6. 3. Organigramme de calcul





4. Résultats et discussion

4.1. Résultats

La simulation concerne un prototype de distillateur à film capillaire localisé au Touggourt (sud d'Algérie). Le programme de calcul permet de prédire la température ambiante instantanée du site, le flux solaire instantané du site. Pour le distillateur, connaître l'évolution instantanée de la température de la couverture vitrée, la température de l'évaporateur et la température du condenseur ainsi que le débit de distillat et la conversion de l'eau saumâtre ($\tau (\%) = (D_s/D_e) \cdot 100$). Le distillateur est supposé en fonctionnement durant toute la journée. Les résultats de calcul sont entre 9 heures et 15 heures (meilleur moment de la journée).

Etant donné que l'eau d'alimentation est une eau chaude et saumâtre : entre 65 et 70°C source, nous avons considéré pour le calcul, la meilleure gamme de températures (50°C) avec différents débits d'alimentation (D_e variant de 0,1 L/h à 1,5 L/h).

1° cas : $D_e = 0,1 \text{ L/h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

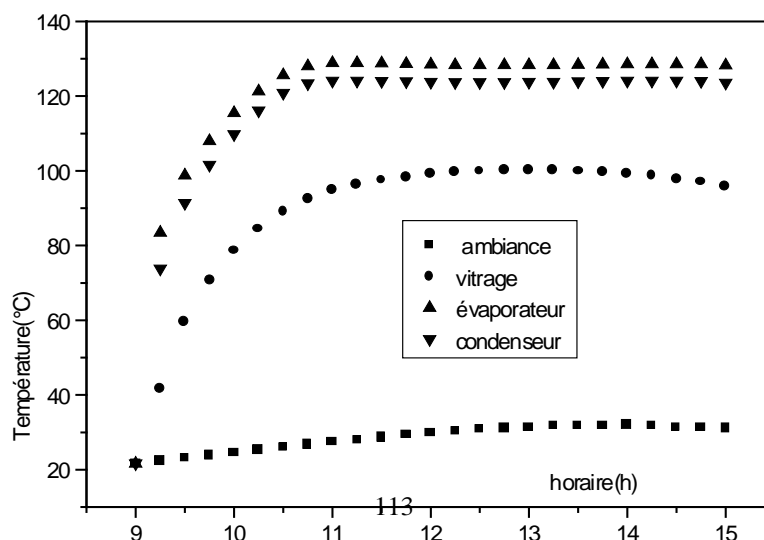


Figure 1a Températures des éléments du distillateur et température ambiante en fonction de l'horaire. $D_e = 0,1 \text{ L/h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

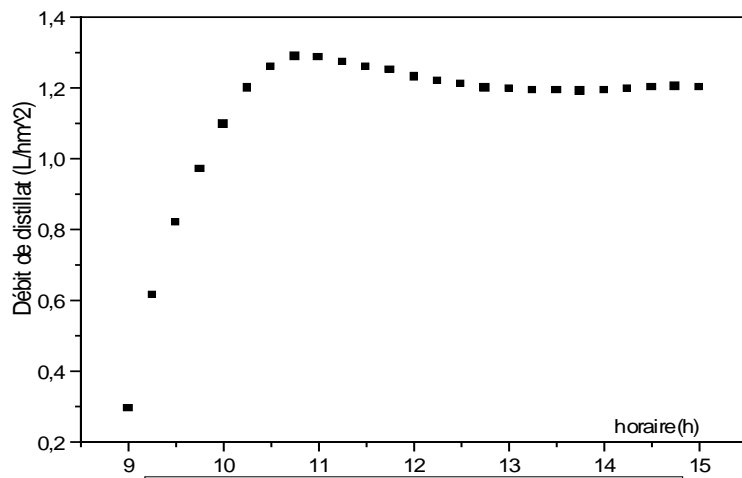


Figure 1b Débit de distillat en fonction de l'heure
Te=50°C De= 0,1L/h

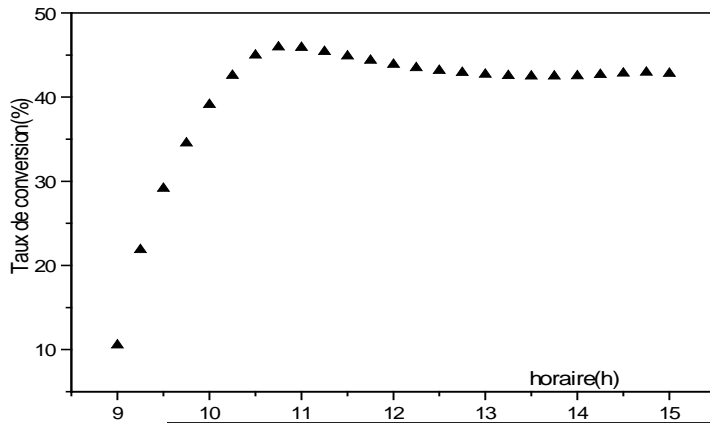


Figure 1c Taux de conversion en fonction de l'heure
Te= 50°C De= 0,1 L/h

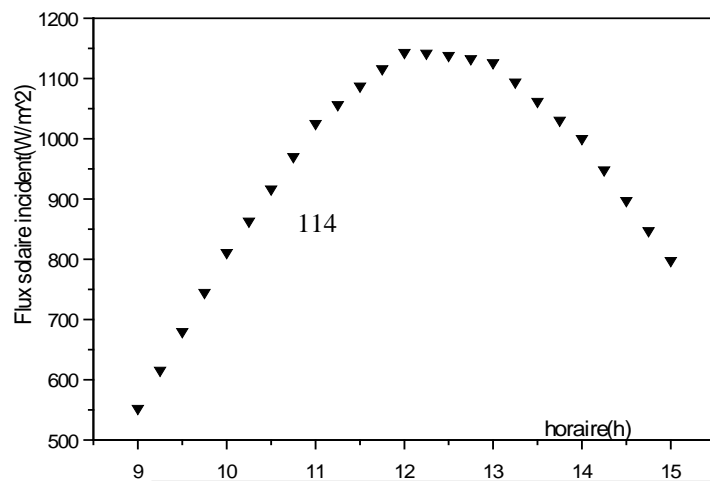


Figure 1d Flux solaire incident en fonction de l'heure

2° cas : $D_e = 0,5 \text{ L/h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

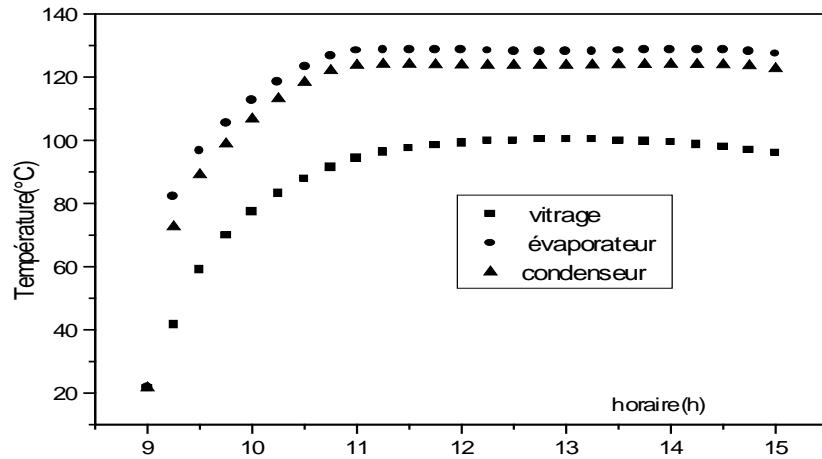


Figure 2a Températures des éléments du distillateur en fonction de l'horaire $D_e = 0,5 \text{ L/h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

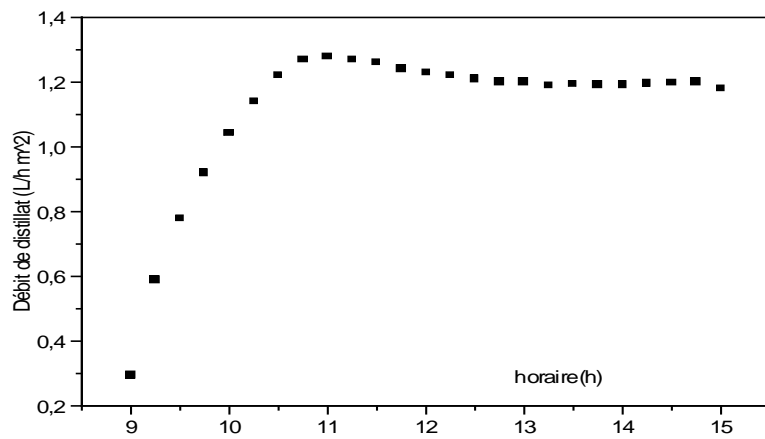


Figure 2b Débit de distillat en fonction de l'horaire $T_e = 50^\circ\text{C}$ $D_e = 0,5 \text{ L/h}$

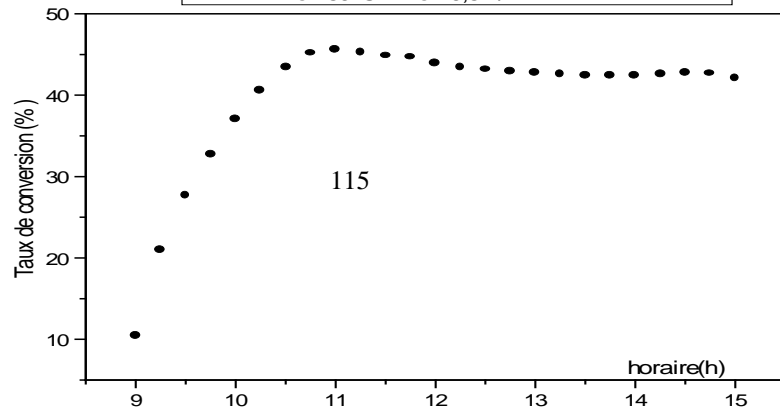


Figure 2c Taux de conversion en fonction de l'horaire $D_e = 0,5 \text{ L/h}$; $T_e = 50^\circ\text{C}$

3° cas : $D_e = 1L/h$ $T_e = 50^\circ C$

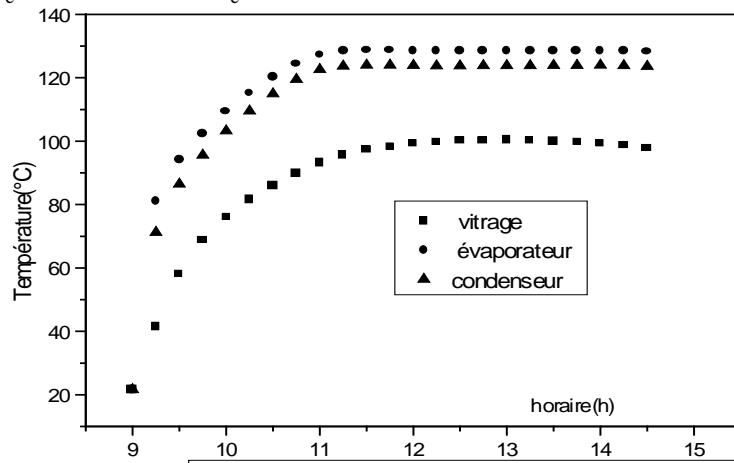


Figure 3a Températures des éléments du distillateur en fonction de l'horaire $D_e = 1L/h$ $T_e = 50^\circ C$

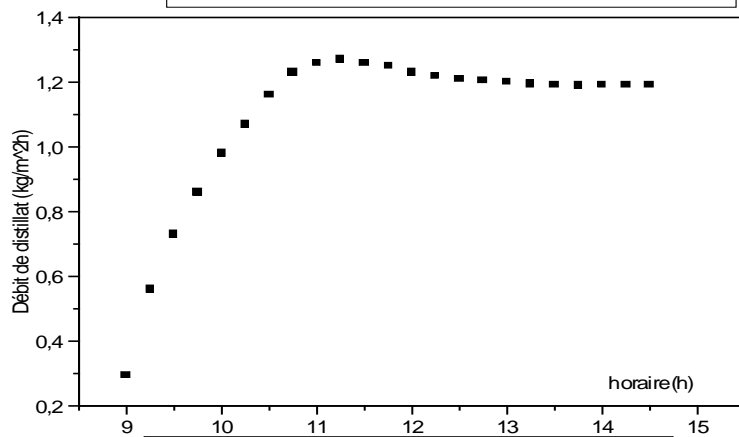


Figure 3b Débit de distillat en fonction de l'horaire $D_e = 1L/h$ $T_e = 50^\circ C$

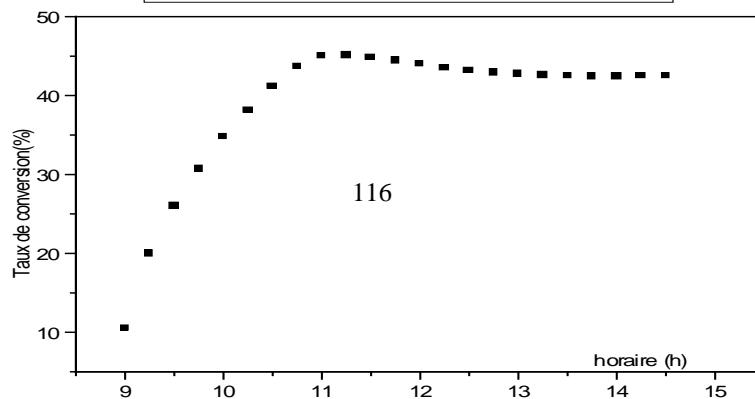


Figure 3c Taux de conversion en fonction de l'horaire $D_e = 1L/h$ $T_e = 50^\circ C$

4° cas : $D_e = 1,5 \text{ L/h}$

$T_e = 50^\circ\text{C}$

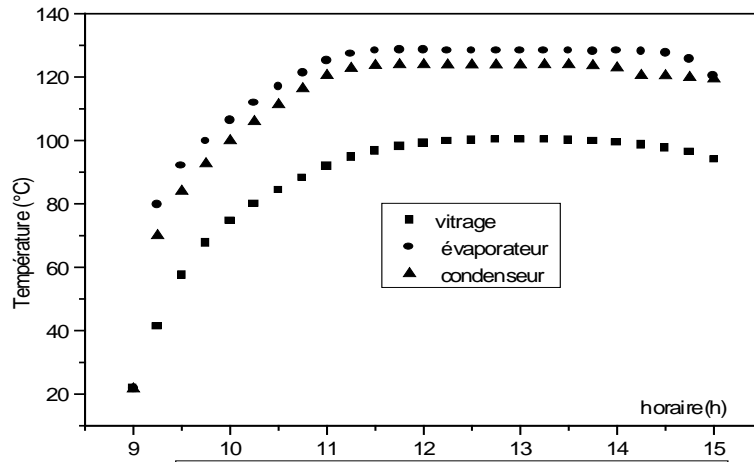


Figure 4a Température des éléments du distillateur
 $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

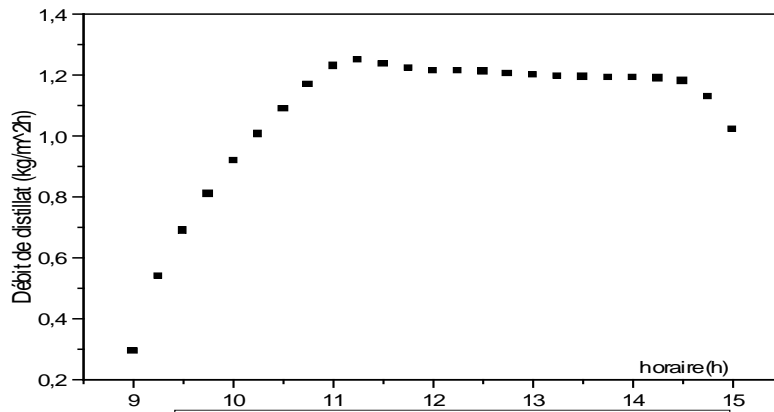


Figure 4b Débit de distillat en fonction de l'horaire
 $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

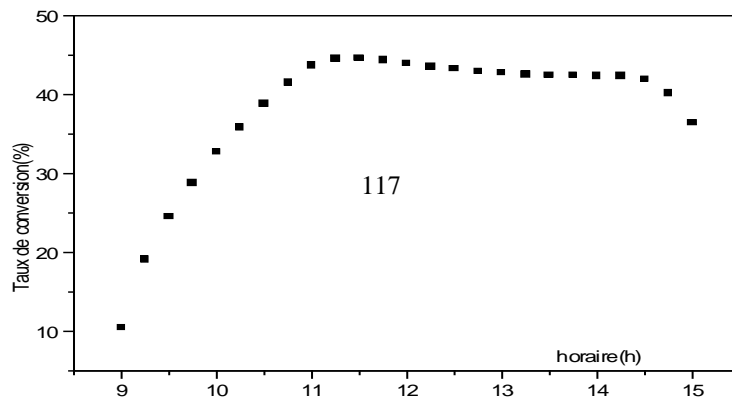


Figure 4c Taux de conversion en fonction de l'horaire
 $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

5° cas : $D_e = 0,1 \text{ L/h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

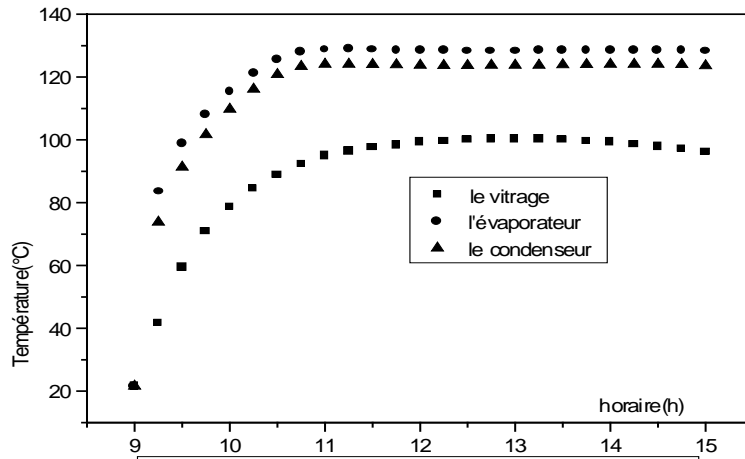


Figure 5a Températures des éléments du distillateur en fonction de l'heure $T_e = 55^\circ\text{C}$ $D_e = 0,1 \text{ L/h}$

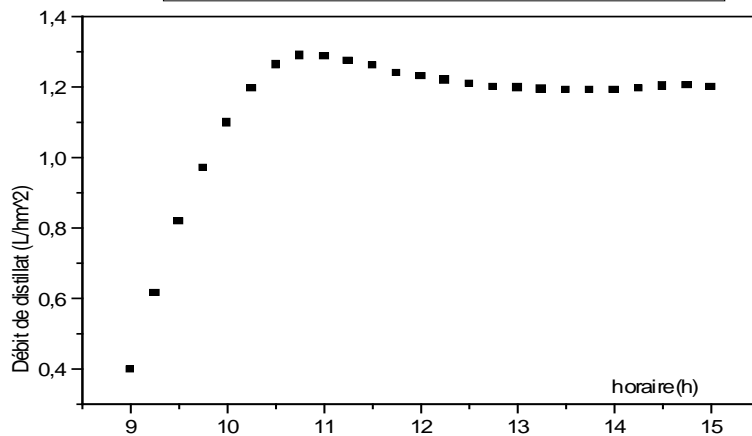


Figure 5b Débit de distillat en fonction de l'heure $D_e = 0,1 \text{ L/h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

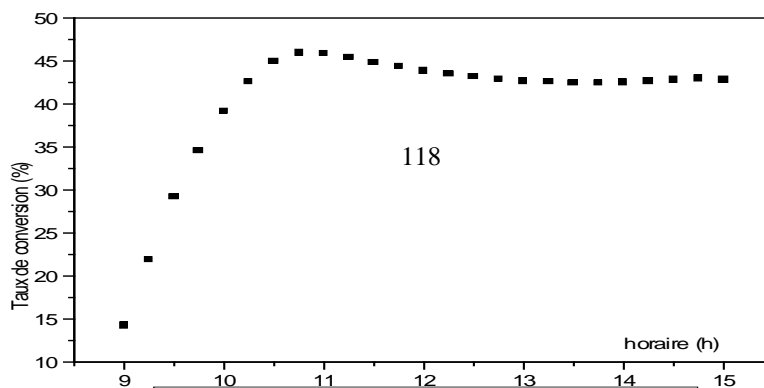


Figure 5c Taux de conversion en fonction de l'heure $D_e = 0,1 \text{ L/h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

6° cas :

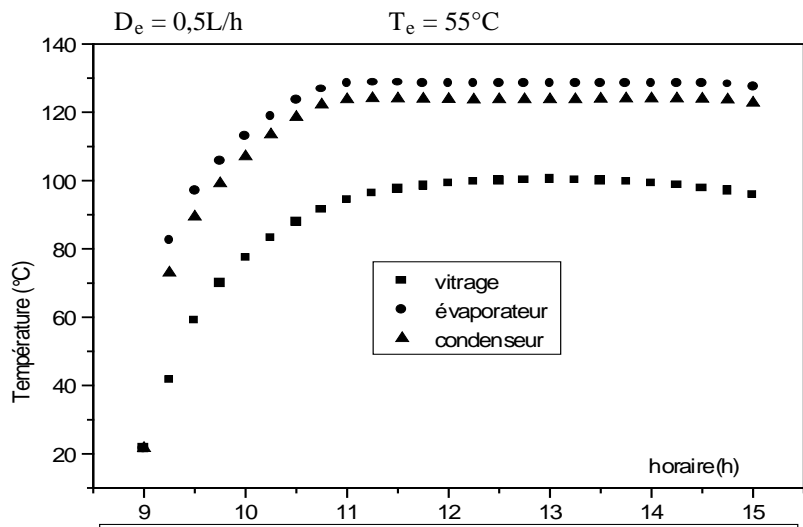


Figure 6a Températures des éléments du distillateur en fonction de l'horaire $T_e=55^\circ\text{C}$ $D_e = 0,5 \text{ L/h}$

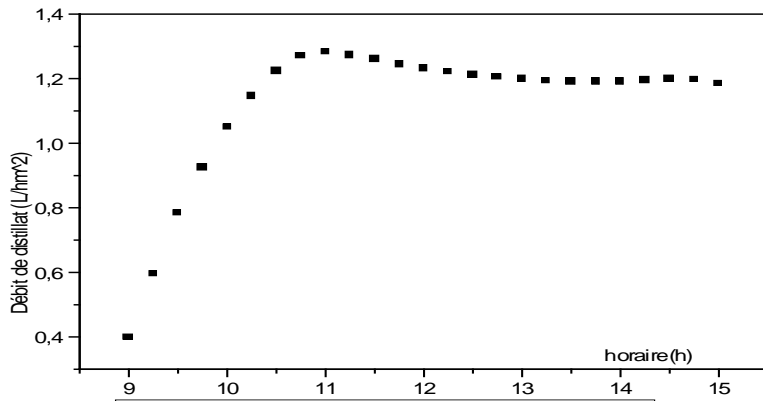


Figure 6b Débit de distillat en fonction de l'horaire $T_e=55^\circ\text{C}$ $D_e = 0,5 \text{ L/h}$

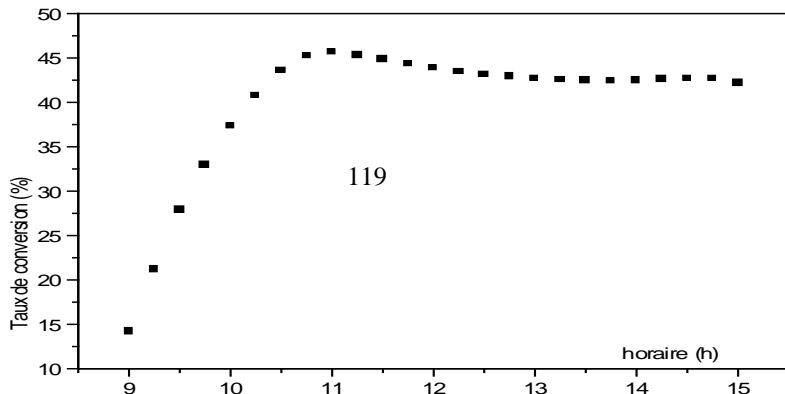


Figure 6c Taux de conversion en fonction de l'horaire $D_e = 0,5 \text{ L/h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

7° cas :

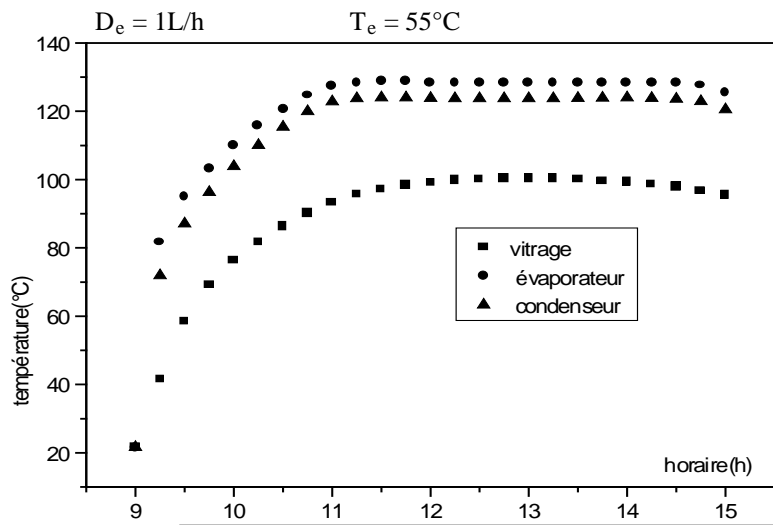


Figure 7a Températures des éléments du distillateur en fonction de l'horaire. $D_e = 1L/h$; $T_e = 55^\circ C$

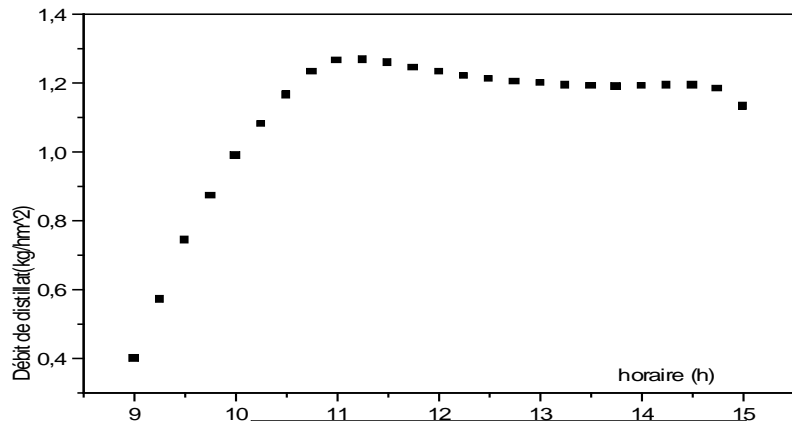


Figure 7b Débit de distillat en fonction de l'horaire. $D_e = 1L/h$; $T_e = 55^\circ C$

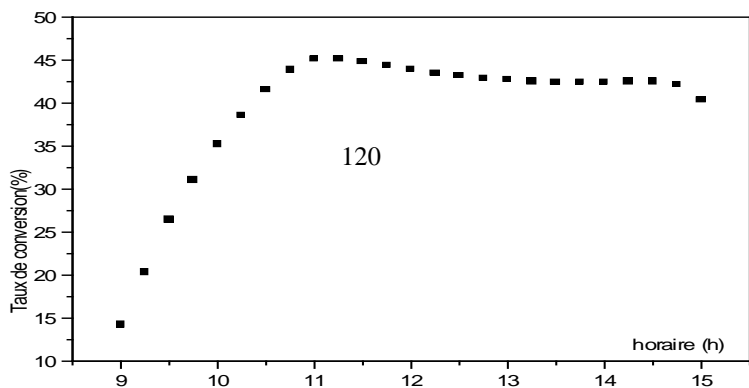


Figure 7c Taux de conversion en fonction de l'horaire. $D_e = 1L/h$; $T_e = 55^\circ C$

8° cas : $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

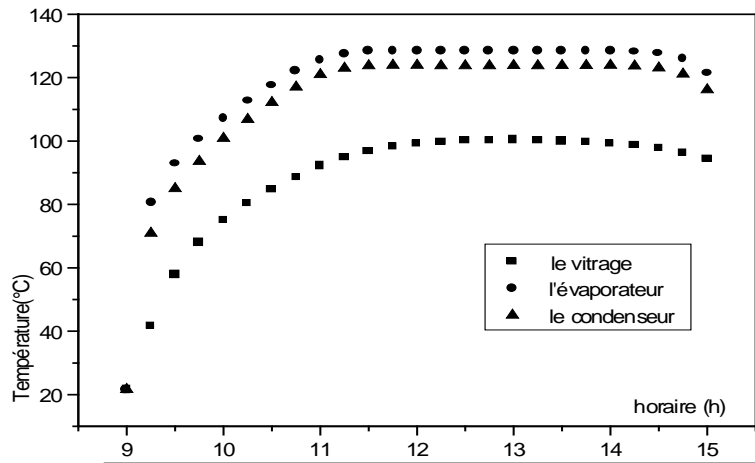


Figure 8a Températures des éléments du distillateur en fonction de l'horaire. $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

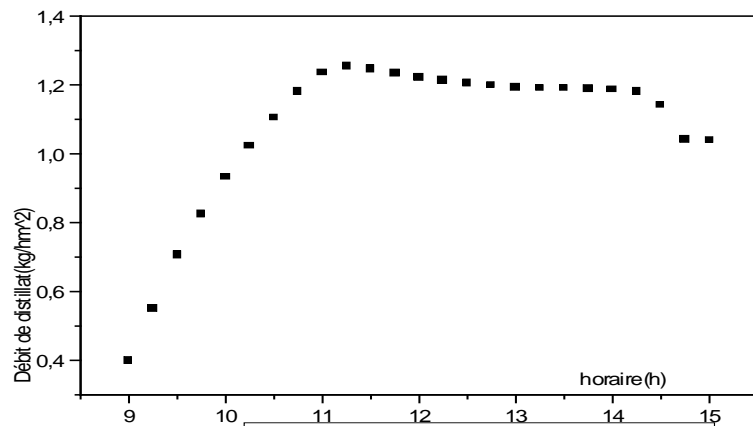


Figure 8b Débit de distillat en fonction de l'horaire $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

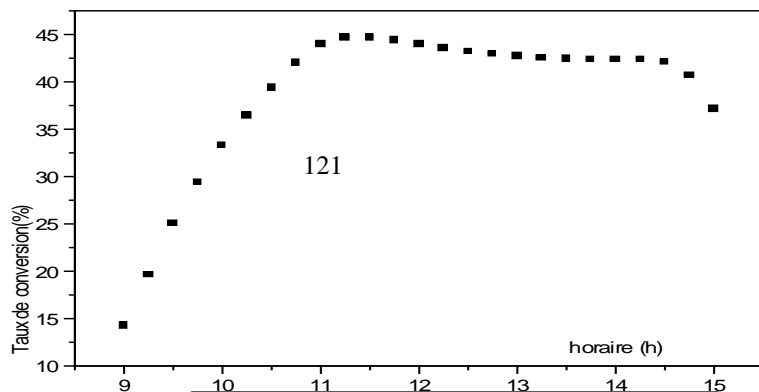


Figure 8c Taux de conversion en fonction de l'horaire $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

9° cas : $D_e = 0,1 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

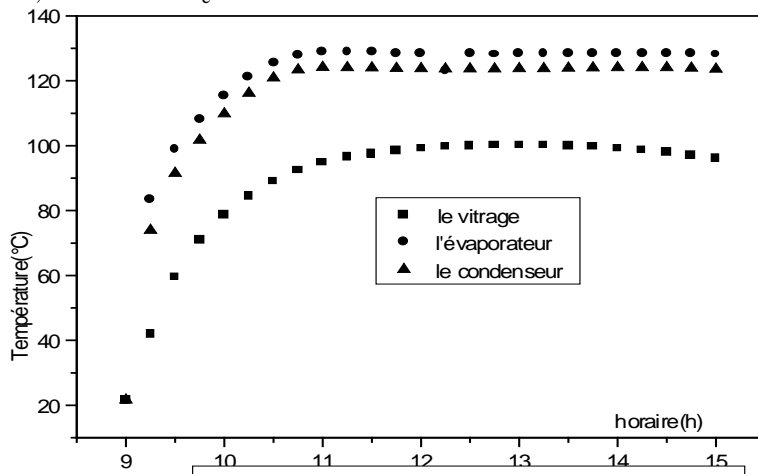


Figure 9a Températures des éléments du distillateur
 $D_e = 0,1 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

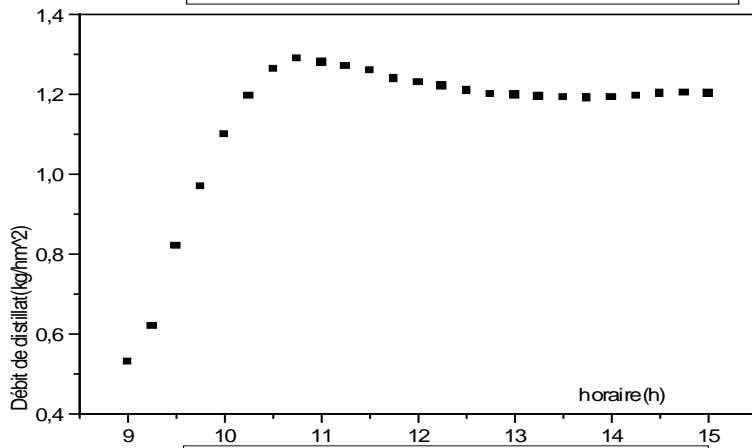


Figure 9b Débit de distillat en fonction de l'horaire
 $D_e = 0,1 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

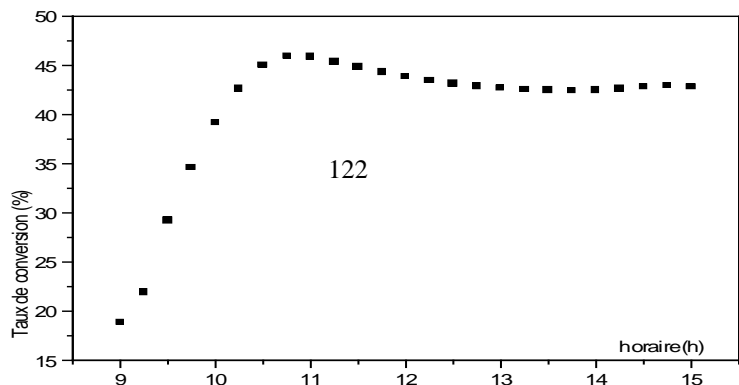


Figure 9c Taux de conversion en fonction de l'horaire
 $D_e = 0,1 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

10° cas : $D_e = 0,5 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

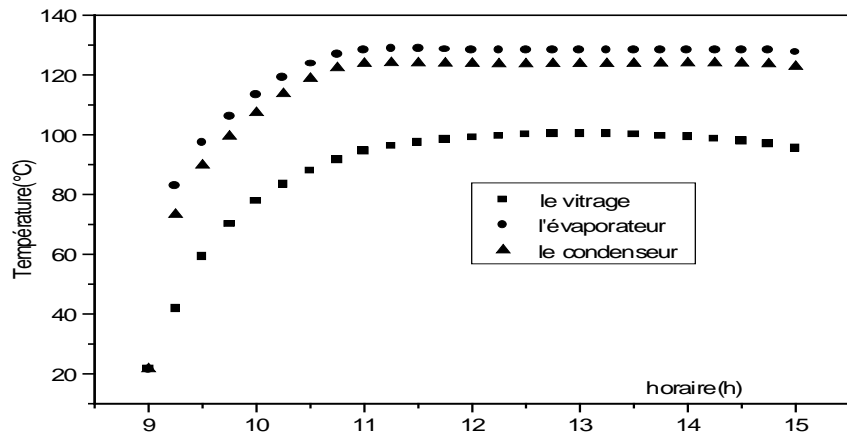


Figure 10a Températures des éléments du distillateur en fonction de l'horaire. $D_e = 0,5 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

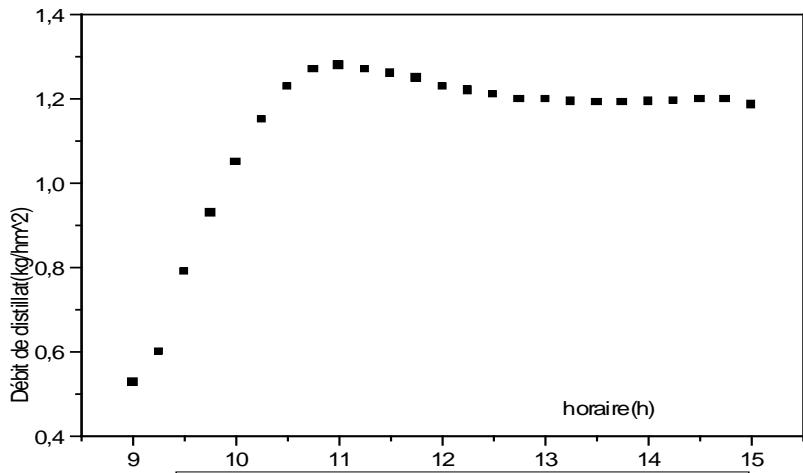


Figure 10b Débit de distillat en fonction de l'horaire $D_e = 0,5 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

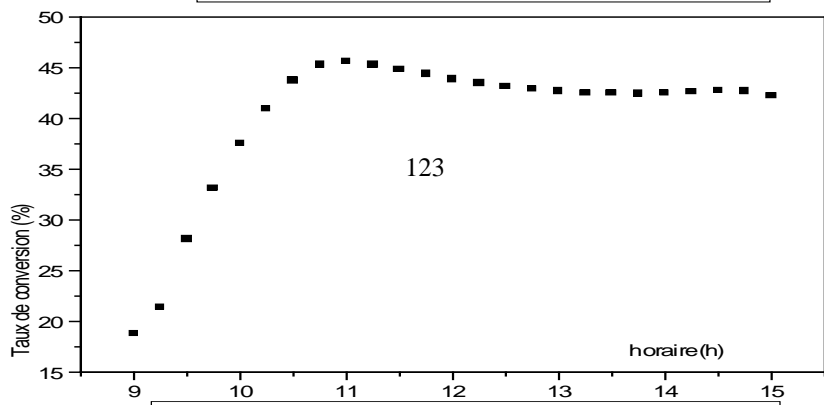


Figure 10c Taux de conversion en fonction de l'horaire $D_e = 0,5 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

11° cas : $D_e = 1 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

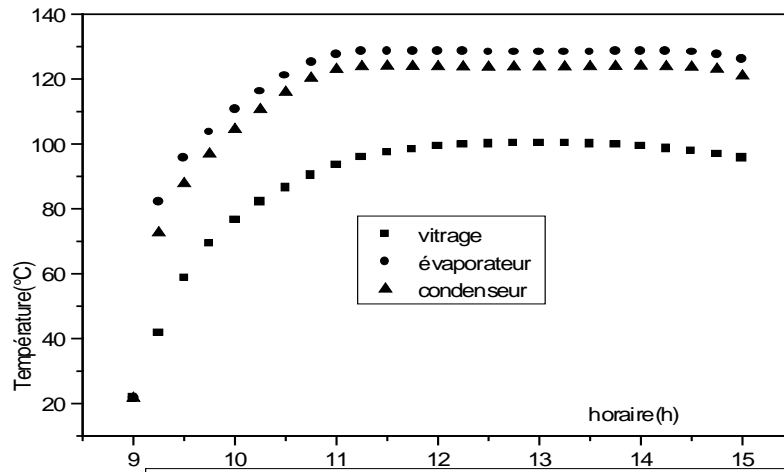


Figure 11a Températures des éléments du distillateur en fonction de de l'horaire. $D_e = 1 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

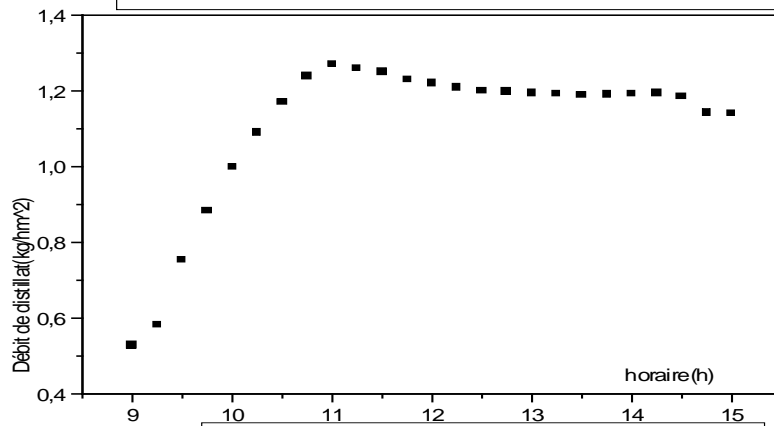


Figure 11b Débit de distillat en fonction de l'horaire $D_e = 1 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

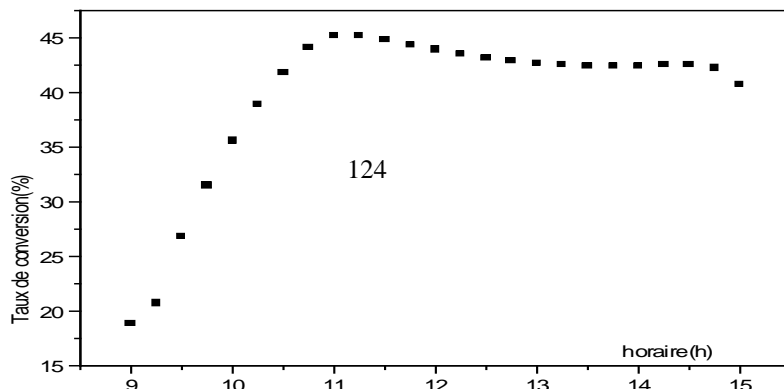


Figure 11c Taux de conversion en fonction de l'horaire $D_e = 1 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

12° cas : $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

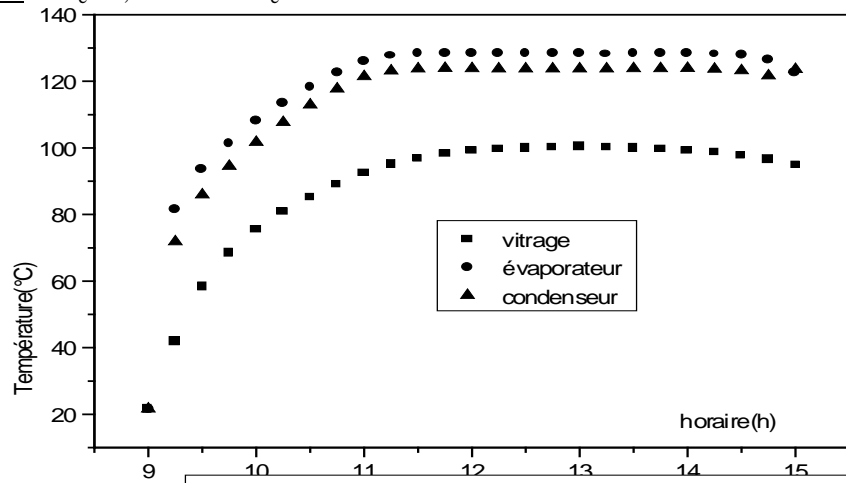


Figure 12a Températures des éléments du distillateur en fonction de l'horaire. $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

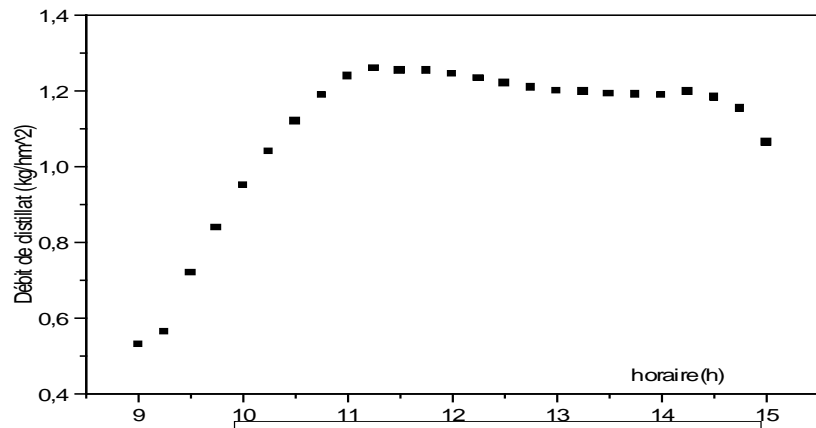


Figure 12b Débit de distillat en fonction de l'horaire $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

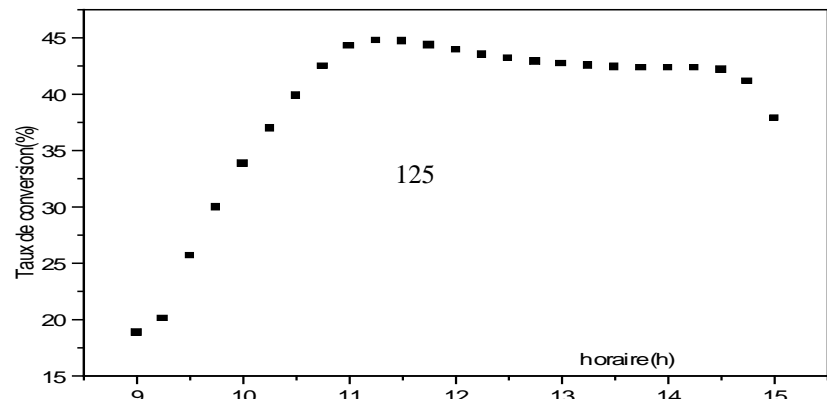


Figure 12c Taux de conversion en fonction de l'horaire $D_e = 1,5 \text{ L/h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

Optimisation du débit de distillat

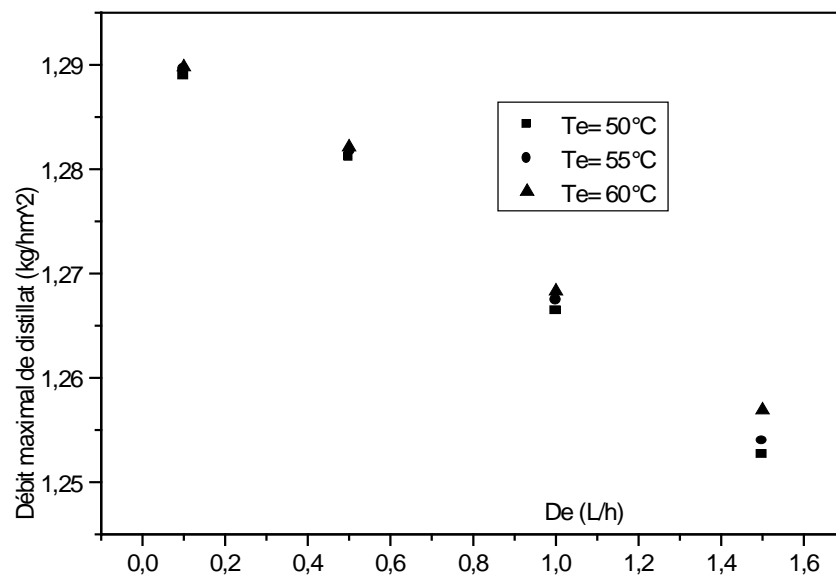


Figure 13 Débit maximal de distillat en fonction du débit de l'eau d'alimentation à différentes températures.

4. 2. Discussion

Sur la figure 1a, on constate que la température ambiante (qui ne dépend ni du débit température de l'eau d'alimentation) atteint une valeur maximale de 31,95°C à 14 mois de Septembre au Sud d'Algérie). La figure 1d montre que le flux solaire incide une valeur maximale de 1142,82 W/m² à 12 heures.

Sur toutes les figures, on constate que la température du vitrage atteint une valeur n proche de 100°C à 13 heures ; la température de l'évaporateur atteint une valeur n proche de 129°C entre 11 heures et 12 heures ; la température du condenseur atteint un maximale proche de 124°C.

D'après ces résultats, on trouve que le gradient de température entre l'évaporateur et le condenseur est autour de 5°C (c'est un minimum de gradient de température exigé pour la condensation de la vapeur d'eau sur le condenseur).

Sur toutes les figures, on constate une augmentation importante des températures des éléments du distillateur (vitrage, évaporateur et condenseur) jusqu'à 11 heures, puis une diminution à partir de 14 heures.

Le débit de distillat et le taux de conversion présentent une augmentation jusqu'à 11 heures, puis une diminution à partir de 12 heures.

La figure 13 présente la valeur maximale du débit de distillat obtenu en fonction de la température de l'eau d'alimentation pour chaque valeur du débit d'eau d'alimentation : on constate sur cette figure, que le débit de distillat est optimal pour un débit d'eau d'alimentation $D_e = 0,1 \text{ L/h}$, et qu'il ne dépend pas de la température de l'eau d'alimentation pour cette valeur de D_e . A partir d'un débit d'eau d'alimentation de $0,2 \text{ L/h}$, le débit de distillat dépend de la température de l'eau d'alimentation.

Remarque : On constate que l'évolution du débit de distillat et du taux de conversion s'accorde avec celle de la température ambiante, mais ne s'accorde pas avec l'évolution du flux solaire à partir de 13 heures.

La diminution du débit de distillat et du taux de conversion n'est appréciable qu'à partir de 14 heures.

Partie B : Calcul du flux d'évaporation – condensation

1. Distillateur fonctionnant avec l'eau préchauffée

(Station d'expérimentation du Laboratoire de Chimie Solaire)

A l'aide de l'expression du flux total (VII. 36) et à partir des corrélations de la littérature, nous pouvons calculer le flux d'évaporation- condensation :

1. 1. Corrélation de M. JAKOB [86] : $Nu = 0,21 Ra^{0,25}$ $10^4 < Gr < 10^5$

Cas de la paroi sèche

Tableau 1

T_{ev} (°C)	ΔT (°C)	$Gr.10^{-2}$	$Ra.10^{-2}$	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
41,6	11,3	387	237	2,61	3,08	165
45	13	437	302	2,77	3,29	229
46	14	469	324	2,82	3,36	256
47	15	501	345	2,86	3,42	284
48	16	532	363	2,90	3,46	311
49	15,5	510	351	2,87	3,45	310
50	16	523	360	2,89	3,48	329
52	15	488	336	2,84	3,44	352

Cas de la paroi mouillée

Tableau 2

T_{ev} (°C)	ΔT (°C)	$Gr.10^{-2}$	$Ra.10^{-2}$	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
40	11	378	262	2,67	3,15	146
41	11	494	342	2,85	3,37	174
41	13	550	381	2,93	3,45	184
42	13	460	318	2,80	3,31	198

T_{ev} (°C)	ΔT (°C)	$Gr.10^{-2}$	$Ra.10^{-2}$	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
45	13	389	268	2,69	3,20	223
46	16	542	374	2,92	3,47	381

1. 2. Corrélation de E. I. M. VAN DER HELD et J. G. A. DE GRAAF [39] :

$$Nu = 0,0384 Gr^{0,37} \quad 10^4 < Gr < 8 \cdot 10^4$$

Cas de la paroi sèche

Tableau 3

T_{ev} (°C)	ΔT (°C)	$Gr.10^{-2}$	$Ra.10^{-2}$	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
41,6	11,3	387	237	1,91	2,26	121
45	13	437	302	2,00	2,38	165
46	14	469	324	2,05	2,45	187
47	15	501	345	2,10	2,51	209
48	16	532	363	2,15	2,57	231
49	15,5	510	351	2,12	2,54	229
50	16	523	360	2,14	2,57	243
52	15	488	336	2,08	2,52	258

Cas de la paroi mouillée

Tableau 4

T_{ev} (°C)	ΔT (°C)	$Gr.10^{-2}$	$Ra.10^{-2}$	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
40	11	378	262	1,90	2,23	104
41	11	494	342	2,09	2,47	127
41	13	550	381	2,18	2,57	137
42	13	460	318	2,04	2,41	144
45	13	389	268	1,92	2,28	159
46	16	542	374	2,17	2,58	219

1. 3. Corrélation de S. W. CHURCHILL [32] :

$$Nu = \left(\left\{ [1 + 1,446(1 - 1708/aRa)] [1 - (1708/aRa)^{1,6}] \right\}^3 + aRa/1420 \right)^{1/3}$$

pour $0^\circ \leq \alpha \leq 80^\circ$ et $Ra \cos\theta > 170$, en posant $a = \cos\alpha$, $b = \sin\alpha$ et $c = \sin 1,8\alpha$

Cas de la paroi sèche

Tableau 5

T_{ev} (°C)	ΔT (°C)	$Gr.10^{-2}$	$Ra.10^{-2}$	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
41,6	11,3	387	237	1,99	2,35	126
45	13	437	302	2,16	2,57	178
46	14	469	324	2,20	2,63	200
47	15	501	345	2,25	2,68	223
48	16	532	363	2,28	2,72	245
49	15,5	510	351	2,26	2,71	244
50	16	523	360	2,27	2,73	258
52	15	488	336	2,23	2,70	276

Cas de la paroi mouillée

Tableau 6

T_{ev} (°C)	ΔT (°C)	$Gr.10^{-2}$	$Ra.10^{-2}$	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
40	11	378	262	2,06	2,43	113
41	11	494	342	2,24	2,64	136
41	13	550	381	2,31	2,72	145
42	13	460	318	2,19	2,59	155
45	13	389	268	2,08	2,47	172
46	16	542	374	2,30	2,73	232

1. 4. Corrélation de INABA H. [85] :

$$Nu = 0,271 (L/e)^{-0,21} (Ra \sin\theta)^{0,250}$$

Régime laminaire : $60^\circ \leq \theta \leq 120^\circ$ $5 \cdot 10^3 \leq Ra \sin\theta \leq 1,2 \cdot 10^6$ $5 \leq L/e \leq 83$

Cas de la paroi sèche

Tableau 7

T _{ev} (°C)	ΔT(°C)	Gr.10 ⁻²	Ra.10 ⁻²	Nu	h (W/m ² K)	φ _{e-c} (W/m ²)
41,6	11,3	387	237	3,36	3,98	213
45	13	437	302	3,57	4,25	295
46	14	469	324	3,63	4,33	331
47	15	501	345	3,69	4,41	367
48	16	532	363	3,74	4,47	402
49	15,5	510	351	3,71	4,45	401
50	16	523	360	3,73	4,49	424
52	15	488	336	3,67	4,33	455

Cas de la paroi mouillée

Tableau 8

T _{ev} (°C)	ΔT(°C)	Gr.10 ⁻²	Ra.10 ⁻²	Nu	h (W/m ² K)	φ _{e-c} (W/m ²)
40	11	378	262	2,67	3,15	188
41	11	494	342	3,68	4,35	224
41	13	550	381	3,79	4,46	237
42	13	460	318	3,62	4,27	256
45	13	389	268	3,47	4,13	287
46	16	542	374	3,77	4,48	381

1. 5. Corrélation de SOMERS E. V. [152] :

$$Nu = 0,38 (Gr_T + Gr_M)^{1/4}$$

avec $Gr_T = (ge/v^2)\beta\Delta T$, $Gr_m = (ge/v^2)\beta^* \Delta y_e$, $\beta^* = 1/\rho(M_a - M_e)/M_a$ et $Pr = Sc$

Cas de la paroi sèche

Tableau 9

T _{ev} (°C)	ΔT(°C)	Gr.10 ⁻²	Ra.10 ⁻²	Nu	h (W/m ² K)	φ _{e-c} (W/m ²)
41,6	11,3	387	237	5,33	6,3	337
45	13	437	302	5,49	6,54	454
46	14	469	324	5,59	6,67	509

T_{ev} (°C)	ΔT (°C)	$Gr.10^{-2}$	$Ra.10^{-2}$	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
47	15	501	345	5,68	6,78	564
48	16	532	363	5,77	6,90	620
49	15,5	510	351	5,71	6,85	616
50	16	523	360	5,75	6,90	653
52	15	488	336	5,65	6,83	700

Cas de la paroi mouillée

Tableau 10

T_{ev} (°C)	ΔT (°C)	$Gr.10^{-2}$	$Ra.10^{-2}$	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
40	11	378	262	5,30	6,24	290
41	11	494	342	5,67	6,69	344
41	13	550	381	5,82	6,85	365
42	13	460	318	5,57	6,57	393
45	13	389	268	5,34	6,35	442
46	16	542	374	5,80	6,89	586

2. Distillateur couplé au chauffe-eau solaire (Station d'expérimentation du laboratoire de chimie solaire)

Les flux théoriques d'évaporation- condensation sont calculés à partir des corrélations suivantes :

2. 1. Corrélation de M. JAKOB [86] :

$$Nu = 0,195 Gr^{1/4} \quad \text{ou} \quad Nu = 0,21 Ra^{0,25} \quad 10^4 < Gr < 10^5$$

Les résultats sont portés dans les tableaux 1a, 1b et 1c

Tableau 11 eau de robinet ($T_e = 25^\circ\text{C}$) paroi mouillée

T_{ev} : température de l'évaporateur ; T_m : température moyenne entre l'évaporateur et le condenseur

$T_{ev}(^{\circ}C)$	$T_m(^{\circ}C)$	Gr	Ra	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
47,5	41	20944	14660	2,3	8,8	119
46,7	40,4	18152	12706	2,26	8,5	116
46,5	39,7	21357	14950	2,3	8,8	114,5
46,3	39,4	19949	13164	2,3	8,7	111
45	38,5	22416	15691	2,3	8,9	108

Tableau 12 alimentation : eau du chauffe-eau ($T_e = 45^{\circ}C$), paroi mouillée

$T_{ev}(^{\circ}C)$	$T_m (^{\circ}C)$	Gr	Ra	Nu	h (W/m ² K)	ϕ_{e-c} (W/m ²)
46	37,5	30752	21526	2,58	9,7	165
49,4	40,2	33924	23746	2,6	10	184
50	40	30616	21431	2,5	9,7	221
48,9	39,9	31987	22310	2,6	9,8	176
56	43,3	59860	41902	3	11,6	285
53,5	42,5	45890	32123	2,8	10,8	234,6

Tableau 13 alimentation : eau du chauffe-eau ($T_e = 45^\circ\text{C}$), paroi sèche

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
46	39,7	23279	16295	2,4	9	130
47	39,7	23504	16453	2,41	9,1	135
47,2	40,1	23036	16125	2,4	9	138
47,3	40,15	23272	16290	2,4	9,08	141,9
47,5	40,5	22833	15983	2,39	9,04	146
48	41	23187	16231	2,4	9	149,2

2. 2. Corrélation de J. G. A. de GRAAF et E. I. M. VAN DER HELD [39]:

$$\text{Nu} = 0,507 \text{Gr}^{0,40} \quad 2 \cdot 10^3 < \text{Gr} < 5 \cdot 10^4$$

Tableau 14 alimentation : eau de robinet ($T_e = 25^\circ\text{C}$) paroi mouillée

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
47,5	41	20944	14660	2,7	10,2	139
46,7	40,4	18152,5	12706	2,5	9,6	136
46,5	39,7	21357	14950	2,7	10,2	133
46,3	39,9	19948,9	13964	2,6	10	128
45	38,5	22416	15691	2,7	10,4	113

Tableau 15 alimentation : eau du chauffe- eau ($T_e = 45^\circ\text{C}$) paroi mouillée

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
46	37,5	30752	21526	3,16	11,9	202,4
49,4	40,4	33923	23746	3,29	12,4	229
50	40	30615,7	21431	3,15	11,9	251
48,9	39,9	31987	22391	3,21	12	217,5
53,5	42,8	45890	32123	3,7	14,14	305
56	43,3	59860	41902	3,85	14,36	348

Tableau 16 alimentation : eau du chauffe-eau ($T_e = 45^\circ\text{C}$) paroi sèche

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
46	39,7	23279	16295	2,8	10,6	153,6
47	39,7	23504	16453	2,8	10,7	155
47,2	40,1	23036	16125	2,8	10,6	156,3
47,3	40,15	23272	16290	2,8	10,6	157,1
47,5	40,5	22833	15983	2,8	10,5	159
48	41	23187	16231	2,8	10,6	161,5

2. 3. Corrélation de S.W. CHURCHILL [32] :

$0 \leq \theta \leq 80^\circ$ et $Ra \cos\theta > 170$, en posant $a = \cos\theta$, $b = \sin\theta$ et $c = \sin 1,8\theta$;

$$Nu = \left(\left\{ \left[1 + 1,446(1-1708/aRa) \right] \left[1 - (1708 c)^{1,6} / aRa \right] \right\}^3 + aRa/1420 \right)^{1/3}$$

Tableau 17 alimentation : eau de robinet ($T_e = 25^\circ\text{C}$) paroi mouillée

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
47,5	41	20944	14661	2,8	10,6	143
46,7	40,4	18153	12706	2,7	10,3	139
46,5	39,7	21358	14950	2,8	10,6	137,7
46,3	39,9	19949	13964	2,7	10,5	134
45	38,5	22416	15691	2,8	10,7	121,3

Tableau 18 alimentation : eau du chauffe-eau ($T_e = 45^\circ\text{C}$) paroi mouillée

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
46	37,5	30752	21526	3	11,4	193
49,4	40,2	33924	23747	3,1	11,7	215
50	40	30616	21431	3,02	11,5	237
48,9	39,9	31350	21945	3,04	11,5	205
56	43,3	59860	41902	3,5	13,4	329
53,5	42,8	45890	32123	3,3	12,5	272

Tableau 19 alimentation : eau du chauffe- eau ($T_e = 45^\circ\text{C}$) paroi sèche

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
46	39,7	23279	16295	2,3	8,7	126
47	39,7	23504	16453	2,3	8,76	127
47,2	40,1	23036	16125	2,3	8,7	127,8
47,3	40,15	23272	16290	2,3	8,7	128,2
47,5	40,5	22833	15983	2,3	8,69	130,5
48	41	23187	16231	2,3	8,7	132,4

2. 4. Corrélation de H. INABA [85] :

$0^\circ \leq \theta \leq 60^\circ$, en régime laminaire, $6 \cdot 10^3 < Ra \cos \theta \leq 4 \cdot 10^5$ $Nu = 0,199 (Ra \cos \theta)^{0,258}$

Tableau 20 alimentation : eau de robinet ($T_e = 25^\circ\text{C}$) paroi mouillée

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
47,5	41	20944	14660	2,36	8,9	120,8
46,7	40,4	18152,5	12706,8	2,27	8,58	120
46,5	39,7	21357	14950	2,37	8,9	117,5
46,3	39,9	19948	13964	2,3	8,7	115
45	38,5	22416	15691	2,4	9,04	112,5

Tableau 21 alimentation : eau du chauffe-eau ($T_e = 45^\circ\text{C}$) paroi mouillée

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
46	37,5	30752	21526	2,6	9,8	167
49,4	40,2	33924	23747	2,67	10,13	186
50	40	30616	21431	2,6	9,8	190
48,9	39,9	31350	21945	2,6	9,9	176
56	43,3	59860	41902	3,01	11,8	290
53,5	42,8	45890	32123	2,89	11	238,2

Tableau 22 alimentation : eau du chauffe-eau ($T_e = 45^\circ\text{C}$) paroi sèche

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$T_m(^\circ\text{C})$	Gr	Ra	Nu	h ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)	ϕ_{e-c} (W/m^2)
46	39,7	23279	16295	2,4	9,15	131
47	39,7	23504	16453	2,4	9,18	133
47,2	40,1	23036	16125	2,4	9	134,9
47,3	40,15	23272	16290	2,41	9,16	136
47,5	40,5	22833	15983	2,4	9,12	137,8
48	41	23187	16231	2,4	9,16	138,5

3. Prototype de DIFICAP installé à la station INRAA de Touggourt (eau saumâtre de la nappe albienne)

3. 1. Un étage Tableau 23 $D_e = 1 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$
	Corrélation de Inaba	Corrélation de Jakob	Corrélation de Somers
60	423,3	317,9	562,9
65	431,8	326,7	570,7
70	438,5	338,8	581,6
75	445,6	347,6	589,2
80	453,5	359,2	601,4
85	459,9	368,1	610,8
90	467,5	375,4	618,7
95	476,1	389,1	627,4
100	483,8	397,9	638,2
105	489,5	410,4	646,5
110	496,4	417,5	655,1
115	508,4	425,3	663,8

3. 2. Deux étages

Tableau 24 $D_{e1} = 1 \text{ L/hm}^2$ $D_{e2} = 1 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$
	Corrélation de Inaba	Corrélation de Jakob	Corrélation de Somers
60	503,2	380,5	635,5
65	510,9	386,7	643,8
70	521,2	397,8	654,2
75	532,6	422,3	661,7
80	541,9	430,8	672,1
85	550,4	444,3	680,9
90	562,3	451,8	692,5
95	571,8	468,7	701,4

$T_{ev}(^{\circ}C)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$
	Corrélation de Inaba	Corrélation de Jakob	Corrélation de Somers
100	582,3	477,2	713,6
105	590,7	489,3	721,4
110	604,2	498,2	730,8
115	616,4	511,7	742,1

3. 3. Trois étages

Tableau 25 $D_{e1} = 1 L/hm^2$ $D_{e2} = 1 L/hm^2$ $D_{e3} = 1 L/hm^2$ $T_e = 50^{\circ}C$

$T_{ev}(^{\circ}C)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$
	Corrélation de Inaba	Corrélation de Jakob	Corrélation de Somers
60	552,9	432,8	686,1
65	563,4	445,1	697,4
70	572,1	454,9	709,2
75	584,6	465,8	720,6
80	594,2	476,5	732,4
85	606,8	487,1	743,9
90	617,4	498,2	755,4
95	628,1	506,3	764,8
100	637,8	518,7	775,6
105	647,9	529,4	786,1
110	658,4	540,7	794,3
115	669,3	552,2	805,7

3. 4. Un étage Tableau 26 $D_e = 1 L/hm^2$ $T_e = 60^{\circ}C$

$T_{ev}(^{\circ}C)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$
	Corrélation de Inaba	Corrélation de Jakob	Corrélation de Somers
60	507,6	381,6	647,3
65	518,4	392,2	656,7
70	527,6	403,6	668,4
75	525,8	414,1	677,3
80	534,9	422,8	686,3

$T_{ev}(^{\circ}C)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$
	Corrélation de Inaba	Corrélation de Jakob	Corrélation de Somers
85	543,6	431,9	697,1
90	554,1	443,5	708,5
95	565,8	452,9	719,6
100	572,8	460,3	728,9
105	583,5	468,9	736,5
110	591,7	476,1	748,2
115	602,3	487,3	759,5

3. 5. Deux étages

Tableau 27 $D_{e1} = 1 L/hm^2$ $D_{e2} = 1 L/hm^2$ $T_e = 60^{\circ}C$

$T_{ev}(^{\circ}C)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$	$\phi_{e-c}(W/m^2)$
	Corrélation de Inaba	Corrélation de Jakob	Corrélation de Somers
60	588,5	440,8	727,3
65	597,9	448,9	742,1
70	609,2	459,1	753,5
75	618,4	467,8	765,5
80	629,2	478,5	776,1
85	640,7	489,6	787,2
90	648,9	497,8	796,1
95	660,1	508,4	807,8
100	669,2	519,2	816,7
105	677,8	528,8	828,4
110	685,8	539,4	839,7
115	696,7	547,7	850,1

3. 6. Trois étages

Tableau 28 $D_{e1} = 1 \text{ L/hm}^2$ $D_{e2} = 1 \text{ L/hm}^2$ $D_{e3} = 1 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$
	Corrélation de Inaba	Corrélation de Jakob	Corrélation de Somers
60	619,1	484,8	761,4
65	630,6	498,4	773,7
70	638,4	510,1	784,2
75	647,2	522,4	793,9
80	656,5	530,7	804,2
85	665,8	539,8	815,4
90	673,9	551,4	824,9
95	685,1	560,8	876,2
100	693,7	569,6	885,1
105	702,8	580,1	895,7
110	713,2	588,9	904,1
115	721,3	597,4	913,8

Chapitre VIII ETUDE EXPERIMENTALE DU DISTILLATEUR A FILM CAPILLAIRE

Partie A : Expérimentation effectuée à la Station du Laboratoire de Chimie Solaire

1. Dispositif expérimental et mode opératoire : DIFICAP fonctionnant avec l'eau préchauffée

Le prototype de DIFICAP est monté sur un dispositif métallique qui présente deux axes de rotation, l'un horizontal et l'autre vertical permettant ainsi un suivi bi-axial du soleil.

Les quatre points d'appui au sol sont réalisés par deux vis qui assurent le réglage d'horizontalité, et par deux roues qui facilitent le déplacement du distillateur. Une plaque en aluminium poli de dimensions 1 m x 1m est fixée au dispositif par un axe horizontal ; elle joue le double rôle de réflecteur et de couvercle protecteur pendant la nuit et les jours d'intempéries. Un support pour réservoir d'alimentation en eau saumâtre est prévu à la partie supérieure. Dans un premier temps, l'étude expérimentale est faite avec un seul étage. L'étage est formé de deux plaques métalliques parallèles, de 1 mm d'épaisseur et de 1 mètre carré de surface, elles sont maintenues distantes par des joints étanches en caoutchouc synthétique de 23 mm d'épaisseur et de 10 mm de largeur.

La première plaque joue le double rôle d'absorbeur et d'évaporateur, elle est peinte en noir mat sur sa face exposée au soleil (côté absorbeur). Sur sa face arrière qui représente l'évaporateur, y est appliqué un tissu mouillé (la gaze) constituant le film capillaire.

La seconde est une plaque non mouillable, elle assure le rôle de condenseur. Sur sa partie médiane, un joint de maintien est placé pour éviter tout contact avec l'évaporateur.

Une couverture transparente en polyméthacrylate de méthyle, connu sous le nom de plexiglas, de 4 mm d'épaisseur ($\varepsilon = 0,80$; $\tau = 0,80$), est collée à l'absorbeur ($\alpha = 0,95$; $\rho = 0,05$; $\varepsilon = 0,90$) par des joints identiques aux précédents ; la cavité formée constitue le capteur à effet de serre. L'ensemble (couverture, absorbeur, évaporateur ($\varepsilon = 0,93$), condenseur ($\varepsilon = 0,92$ côté interne ; $\varepsilon = 0,05$ côté externe) constitue le DIFICAP à un étage. Des ouvertures séparées sont prévues pour le distillat et le concentrât à la partie inférieure de l'étage. Notre étude porte sur deux cas :

- Lorsque la partie arrière du condenseur est exposée à l'air ambiant (cas de la paroi sèche).

- Lorsqu'on lui applique un tissu imbibé d'eau (cas de la paroi mouillée).

Pour chaque expérience, les températures sont relevées à l'aide de thermocouples, tandis que la mesure du flux solaire est assurée par l'emploi d'un flux- mètre (solarimètre). Le contrôle de qualité de l'eau distillée obtenue est effectué par la prise de la conductivité électrique, qui est la conductance d'une colonne d'eau comprise entre deux électrodes métalliques de 1 centimètre carré de surface et séparées l'une de l'autre de 1 cm. L'unité de la conductivité est le Siemens par mètre (S/m), la conductivité électrique d'une eau s'exprime généralement en micro Siemens par centimètre ($\mu\text{S}/\text{cm}$). La teneur en sels dissous d'une eau (sa minéralisation globale) est reliée à sa conductivité par la relation suivante : minéralisation (mg/L) = 688000. conductivité à 20°C. Le débit instantané d'alimentation en eau est mesuré à l'aide d'un débitmètre. Le débit moyen d'eau distillée est mesuré à l'aide d'une éprouvette graduée et d'un chronomètre. L'eau d'alimentation est préalablement chauffée et placée dans un réservoir thermiquement isolé. On laisse le tissu s'alimenter lui-même à partir du réservoir tout en mesurant les débits d'entrée et de sortie du distillateur et les différentes températures.

schéma 1 : Dispositif expérimental (schéma en annexes)

2. Résultats expérimentaux

2. 1. Débit de distillat en fonction de la température de l'eau d'alimentation : cas de la paroi sèche.

Le débit d'alimentation choisi est de 1,4 L/h, soit un débit spécifique $D_e = 1,4 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$; la température ambiante est comprise entre 28 et 30°C, le vent est pratiquement faible. L'intensité du flux solaire moyen est $\phi_{im} = 529 \text{ W}/\text{m}^2$. Dans ce cas, la paroi arrière du distillateur est sèche, c'est à dire exposée à l'air ambiant. Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau 1 Cas de la paroi sèche (deuxième face de la plaque de condensation), un étage.

T_e (°C)	D_s ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$)
25	0,277
30	0,285
45	0,420
50	0,430
60	0,615
65	0,675
70	0,750

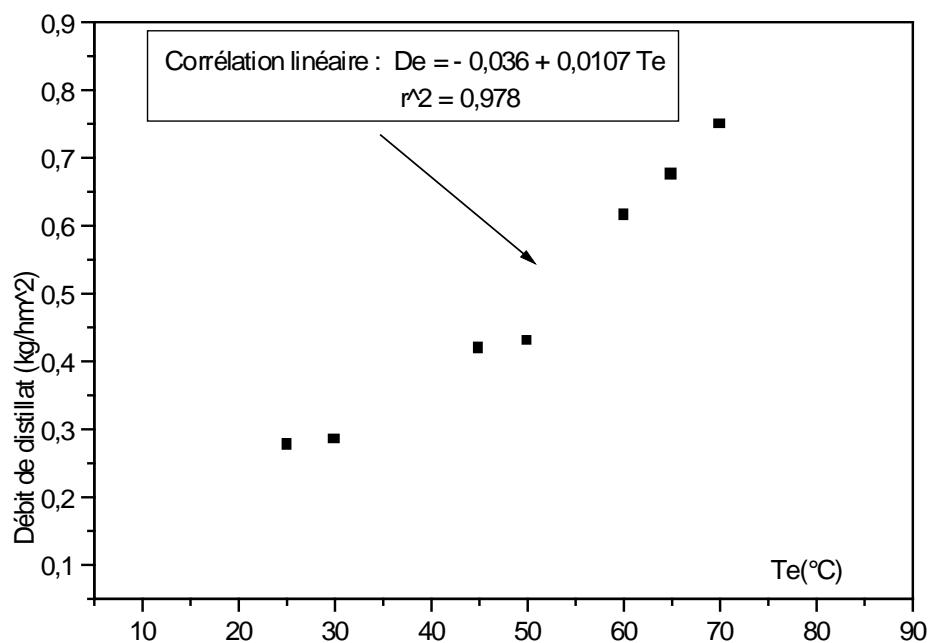


Figure 1 Débit de distillat en fonction de la température de l'eau d'alimentation. Un étage ; paroi sèche ; $D_e = 1,4 \text{ kg}/\text{hm}^2$

Sur cette figure, on constate que le débit de distillat croît d'une façon linéaire en fonction de la température de l'eau d'alimentation.

2. 2. Débit de distillat en fonction de la température de l'eau d'alimentation : cas d'une paroi mouillée

Dans ce cas, la paroi (face arrière du condenseur) est mouillée par un tissu imbibé d'eau. L'expérimentation est réalisée dans les mêmes conditions ; on obtient les résultats suivants :

Tableau 2 paroi mouillée flux incident moyen est $\phi_{im} = 529 \text{ W/m}^2$

T_e (°C)	$D_s(\text{kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1})$
30	0,480
40	0,495
45	0,520
50	0,535
55	0,550
60	0,630

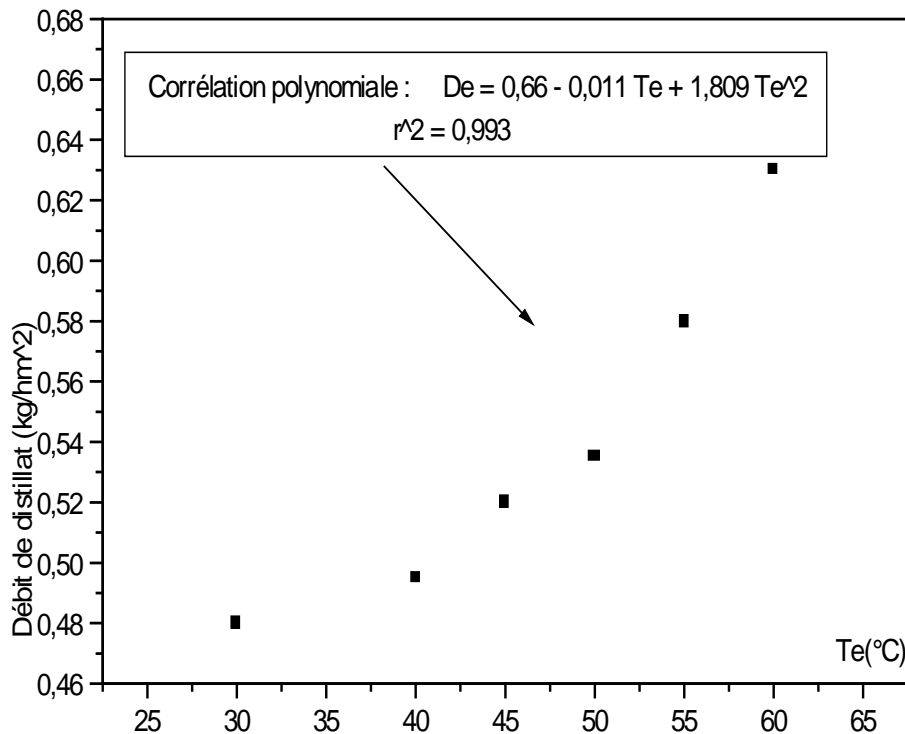


Figure 2 Débit de distillat en fonction de la température de l'eau d'alimentation. Un étage ; paroi mouillée ; $De = 1,4 \text{ kg/hm}^2$

La comparaison entre les figures 1 et 2 montre que le débit de distillat augmente quand on fait mouiller la deuxième face du condenseur. Ceci est du au refroidissement du condenseur, ce qui fait augmenter le flux d'évaporation – condensation et donc le débit de distillat.

2. 3. Débit de distillat en fonction de la température de l'eau d'alimentation et du nombre d'étages.

Le débit de distillat est fonction de plusieurs paramètres tel que l'intensité du flux solaire, la température de l'eau d'alimentation, la température ambiante, la vitesse du vent,

Pour étudier uniquement l'influence de la température de l'eau d'alimentation, on considère les résultats expérimentaux relatifs à un flux solaire moyen. Pour un flux solaire incident moyen de 529 W/m², on obtient une courbe représentative : figure 3a

Cette figure montre que le débit augmente avec la température de l'eau d'alimentation et avec le nombre d'étages. Tableau 3a Cas de la paroi sèche (2° face du deuxième condenseur)

T _e (°C)	D _{s1} (kg.m ⁻² .h ⁻¹)	D _{s2} (kg.m ⁻² .h ⁻¹)
25	0,277	0,294
30	0,285	0,336
45	0,420	0,534
50	0,430	0,558
60	0,615	0,698
65	0,675	0,723
75	0,750	0,814

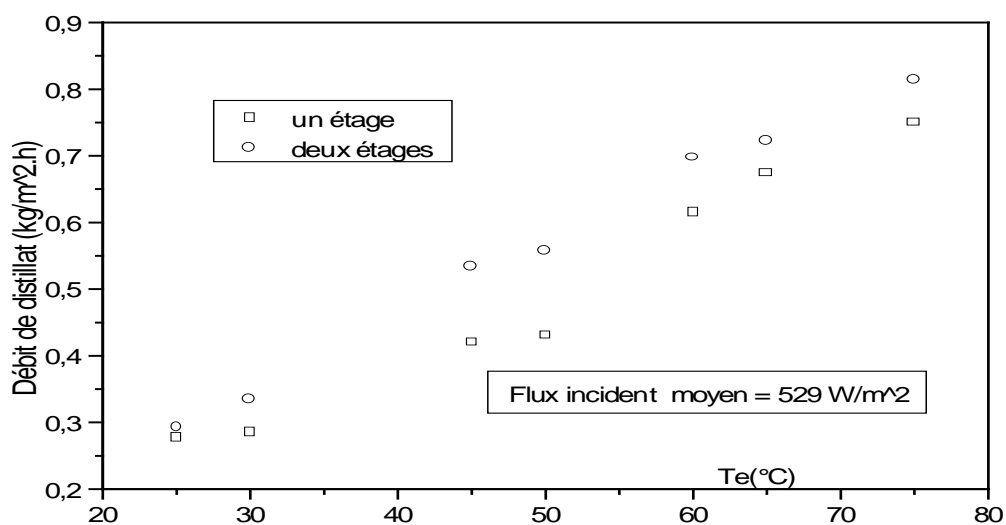


Figure 3a Débit de distillat en fonction de la température de l'eau d'alimentation et du nombre d'étages. Paroi sèche. De = 1,4 kg/m²h

Dans le cas de la paroi mouillée (distillateur à deux étages : on mouille la paroi de la 2° face du 2° condenseur) et pour le même flux incident, on obtient les résultats suivants :

Tableau 3b

$T_e(^{\circ}\text{C})$	$D_{s1}(\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1})$	$D_{s2}(\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1})$
25	0,277	0,328
30	0,285	0,369
45	0,420	0,615
50	0,430	0,647
60	0,615	0,768
65	0,675	0,846
70	0,750	0,944

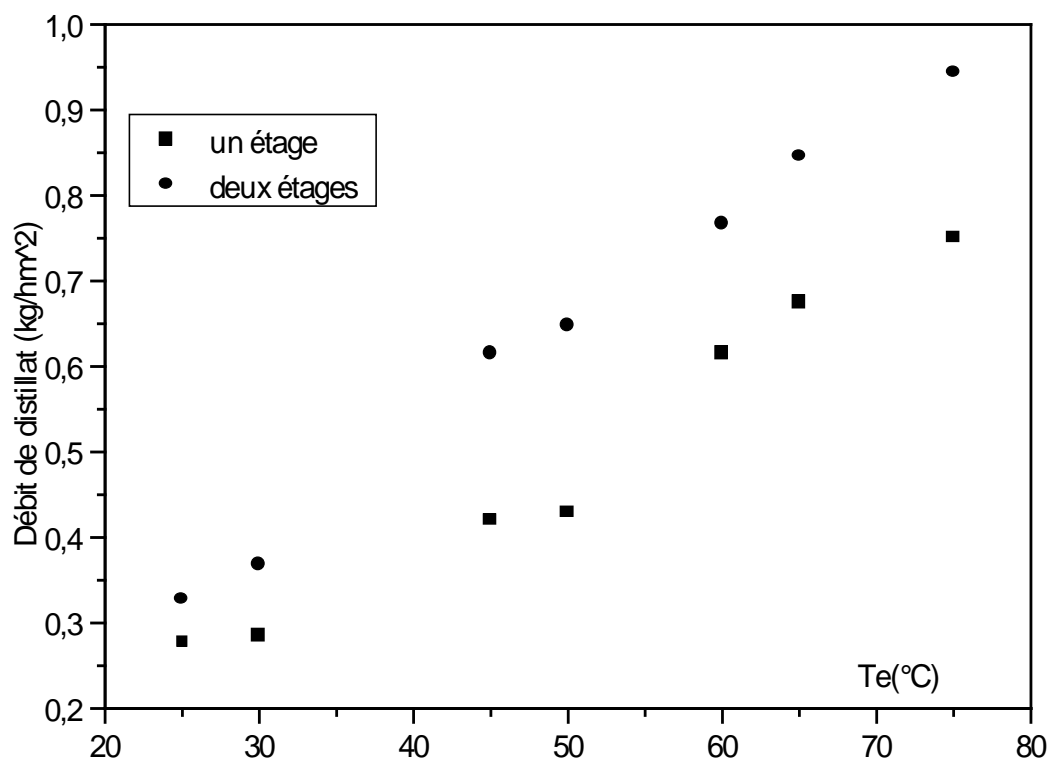


Figure 3b Débit de distillat en fonction de la température de l'eau d'alimentation et du nombre d'étages. Paroi mouillée. $D_e = 1,4 \text{ kg}/\text{hm}^2$

Cette figure montre que le débit de distillat est fonction de la température de l'eau d'alimentation et du nombre d'étages.

Le mouillage de la paroi du condenseur entraîne une augmentation de la production du distillateur .

2. 4. Flux d'évaporation- condensation en fonction de la température de l'eau d'alimentation

L'évaporation et la condensation se produisant respectivement à la température de la plaque d'évaporation et à la température de la plaque de condensation, on définit le flux d'évaporation - condensation comme étant le produit du débit de distillat et de la chaleur latente de vaporisation de l'eau à la température moyenne : $T_m = (T_{ev}+T_c)/2$, soit : $\phi_{e-c} = D_s L_v$ Les calculs correspondants sont consignés dans le tableau suivant : Tableau 4

La courbe de la figure illustre la variation du flux d'évaporation- condensation en fonction de la température de l'eau d'alimentation, à flux solaire incident moyen de 529 W/m^2 : on constate que le flux d'évaporation - condensation augmente en fonction de la température de l'eau d'alimentation. Tableau 4 Paroi sèche : ϕ_{1e-c} Paroi mouillée : ϕ_{2e-c}

$De = 1,4 \text{ kg/hm}^2$ un étage

$T_e(^{\circ}\text{C})$	$\phi_{1e-c}(\text{W.m}^{-2})$	$\phi_{2e-c}(\text{W.m}^{-2})$
25	185	205
30	197	217
35	212	225
40	231	236
50	275	286
55	318	328
60	348	357

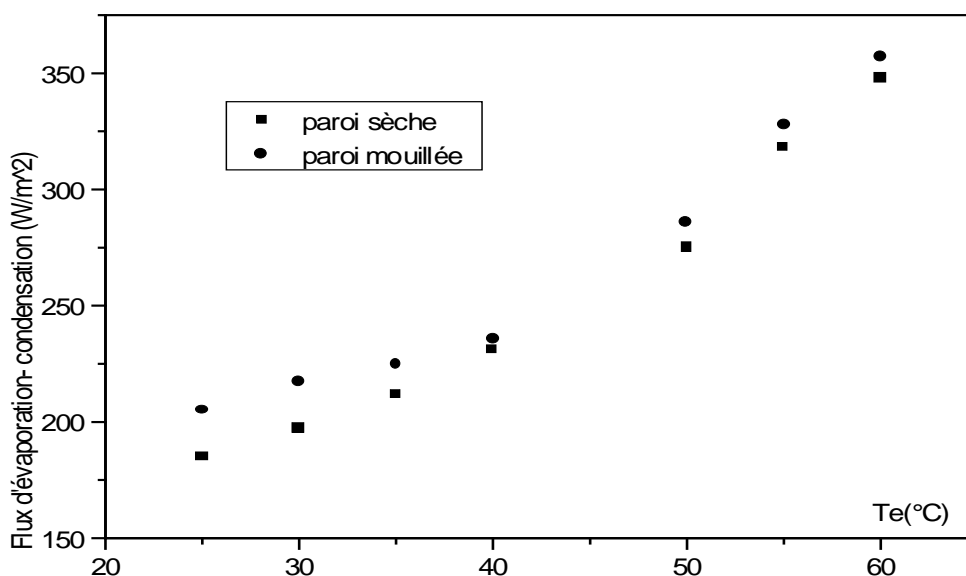


Figure 4 Flux d'évaporation-condensation en fonction de la température de l'eau d'alimentation. Un étage ; $De = 1,4 \text{ kg/hm}^2$

Les résultats montrent que le flux d'évaporation – condensation devient plus important quand on mouille la deuxième paroi du condenseur ; c'est donc plus important que la réfrigération atmosphérique.

2. 5. Etude de la conductance de transfert en fonction de la température de l'eau d'alimentation

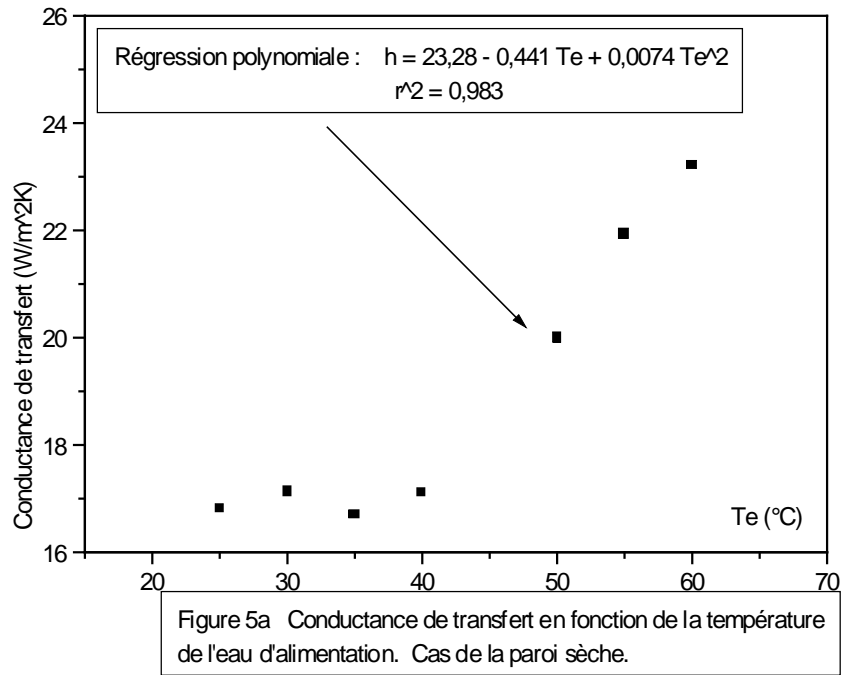
La conductance de transfert h_{e-c} correspond au flux d'évaporation - condensation obtenu pour une variation unitaire de la température, soit $h_{e-c} = \phi_{e-c}/\Delta T$. ΔT est le gradient de température entre l' évaporateur et le condenseur.

Les résultats expérimentaux sont portés dans le tableau 5a pour le cas de la paroi sèche et dans le tableau 5b pour le cas de la paroi mouillée. Les deux courbes des figures 5a et 5b illustrent la variation de la conductance de transfert en fonction de la température de l'eau à l'entrée à un flux solaire moyen de 529 W/m^2

Tableau 5a Cas de la paroi sèche $De = 1,4 \text{ kg/hm}^2$

$T_e(^{\circ}\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W.m}^{-2})$	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	$h_{e-c}(\text{Wm}^{-2}\text{^{\circ}\text{C}})$
25	185	11	16,82
30	197	11,5	17,13
35	212	12,7	16,7
40	231	13,5	17,11
50	275	13,75	20
55	318	14,5	21,93
60	348	15	23,2

Ces résultats montrent que la conductance de transfert croît avec la température de l'eau d'alimentation. L'évolution de ce paramètre est représentée par la figure 5a pour le cas de la paroi sèche : c'est une régression polynomiale.



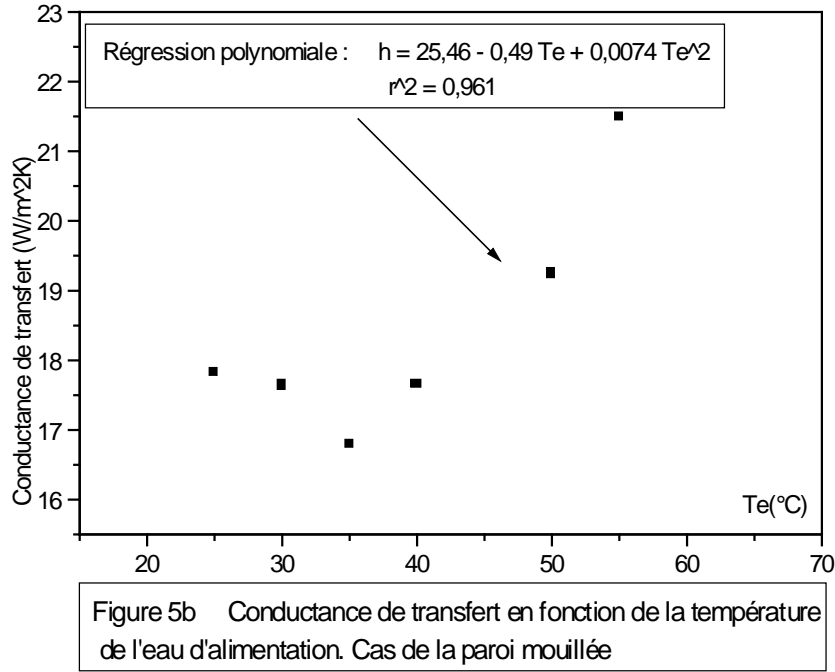
Remarque :

La figure ci-dessus montre que la conductance de transfert ne dépend pas de la température si celle-ci est inférieure à 35°C. Corrélation linéaire à partir de 35°C : $h = 6,62 + 0,27 T_e$ $r^2 = 0,99$

Tableau 5b Cas de la paroi mouillée $D_e = 1,4 \text{ kg/hm}^2$

T_e (°C)	ϕ_{e-c} (W.m ⁻²)	ΔT (°C)	h_{e-c} (Wm ⁻² °C)
25	205	11,50	17,82
30	217	12,30	17,64
35	225	13,40	16,80
40	256	14,50	17,66
50	286	14,85	19,25
55	328	15,25	21,50
60	357	16,10	22,17

Ces résultats montrent que la conductance de transfert croît avec la température de l'eau d'alimentation à partir de 35°C. L'évolution de ce paramètre est représentée par la figure 5b pour le cas de la paroi mouillée.



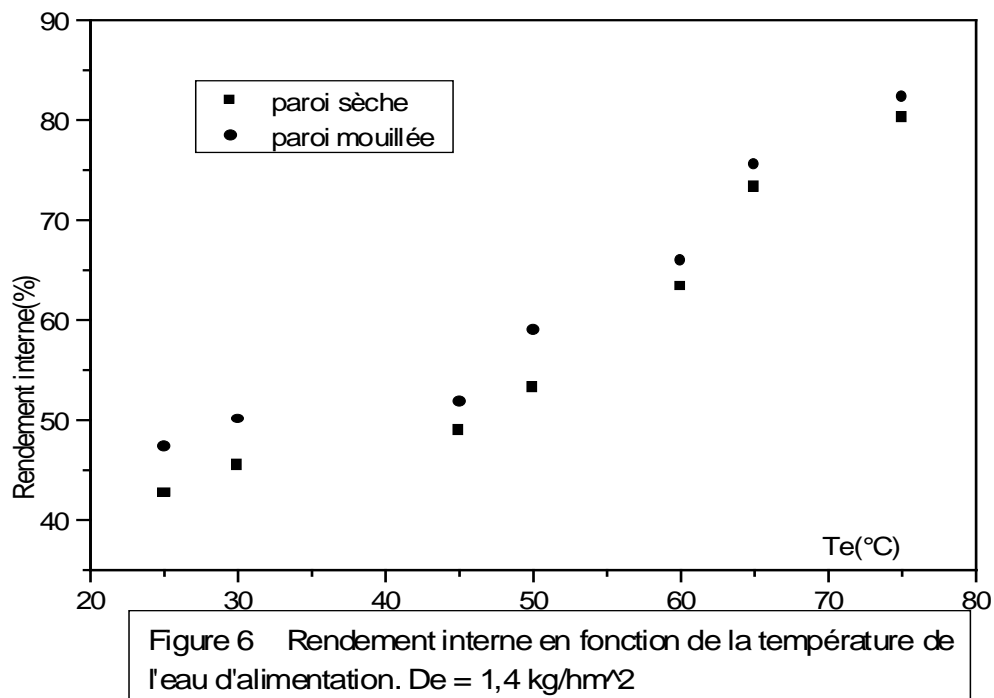
Remarque : La figure ci-dessus montre que la conductance de transfert ne dépend pas de la température si celle-ci est inférieure à 35° C. A partir de 35°C : corrélation linéaire : $h = 8,83 + 0,22 Te \quad r^2 = 0,98$

2. 6. Variation du rendement interne du distillateur en fonction de la température de l'eau d'alimentation

Le rendement interne est exprimé par le rapport $\eta_i = \phi_{e-c}/\phi_t$; ϕ_{e-c} : flux d'évaporation – condensation ; ϕ_t : flux solaire transmis à l'absorbeur par la couverture ; avec $\phi_t = \phi_i \cdot \tau_c$ et $\tau_c = 0,8$ On a ainsi le tableau suivant : Tableau 6 un étage

Le flux incident moyen : $\phi_{im} = 542 \text{ W/m}^2$ d'où le flux moyen transmis : $\phi_{tm} = 438,4 \text{ W/m}^2$

$T_e(°C)$	$\eta_i(\%)$: paroi sèche	$\eta_i(\%)$: paroi mouillée
25	42,66	47,28
30	45,43	50,05
35	48,90	51,90
40	53,27	59,04
50	63,42	65,95
55	73,34	75,64
60	80,26	82,33



Cette figure permet de constater l'augmentation du rendement interne en fonction de la température de l'eau d'alimentation. Quand on mouille la paroi du condenseur, le rendement interne croît, car en effet un condenseur à basse température favorise la condensation et donne un gradient de température plus élevé entraînant un plus grand déplacement (débit) de vapeur d'eau. Ce rendement pourra dépasser 100% si le nombre d'étages est supérieur à 1, car tous les flux d'évaporation- condensation s'ajoutent entre eux.

2. 7. Variation du débit de distillat en fonction de la température de l'évaporateur

Entre les deux plaques évaporateur et condenseur, le débit d'eau évaporée dépend essentiellement de la température de l'évaporateur T_{ev} et du gradient de température ΔT .

T_{ev} est le potentiel qui détermine la quantité d'eau qui a tendance à s'évaporer à la surface du film d'eau et ΔT est la force motrice qui provoque le déplacement de cette vapeur (à un ΔT correspond un ΔC en vapeur d'eau).

Pour étudier uniquement l'influence de T_{ev} , on fixe les autres paramètres : $D_e = 1,4 \text{ kg/hm}^2$, $\phi_{mt} = 433,6 \text{ W/m}^2$, $\Delta T_m = 13,14^\circ\text{C}$, on obtient la courbe représentée par la figure 7.

Tableau 7 un étage paroi sèche (réfrigération atmosphérique)

T_{ev} (°C)	D_s (kg/m ² h)
47	0,365
48	0,435
49	0,480
50	0,578
52	0,655
55	0,687
60	0,726
63	0,756
72	0,861

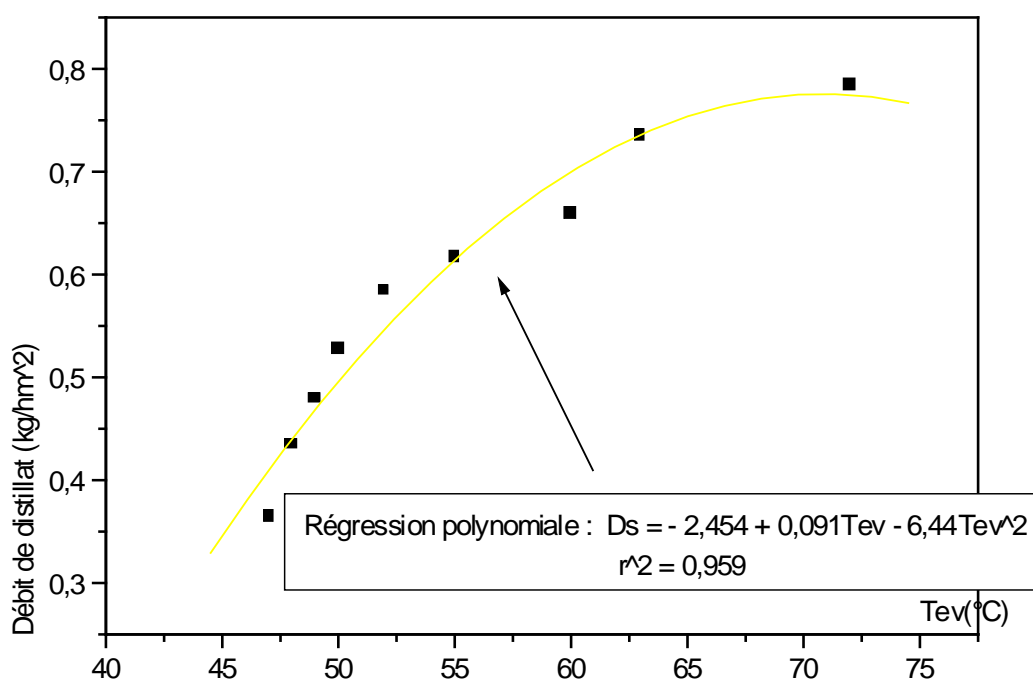


Figure 7 Débit de distillat en fonction de la température de l'évaporateur

On constate sur cette figure que le débit de distillat augmente en fonction de la température de l'évaporateur.

2. 8. Etude du flux d'évaporation- condensation en fonction de la température de l'évaporateur

On étudie l'évolution de ϕ_{e-c} en fonction de T_{ev} ; les autres paramètres sont toujours fixés : $D_e = 1,4 \text{ kg/hm}^2$, $\phi_{mt} = 433,6 \text{ W/m}^2$, $\Delta T_m = 13,14^\circ\text{C}$. On obtient la courbe représentée par la figure 8. $11^\circ\text{C} \leq \Delta T \leq 15^\circ\text{C}$ Un étage Paroi sèche

Tableau 8

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$
47	237
48	302
49	348
50	385
52	403
55	425
60	457
63	478
72	510

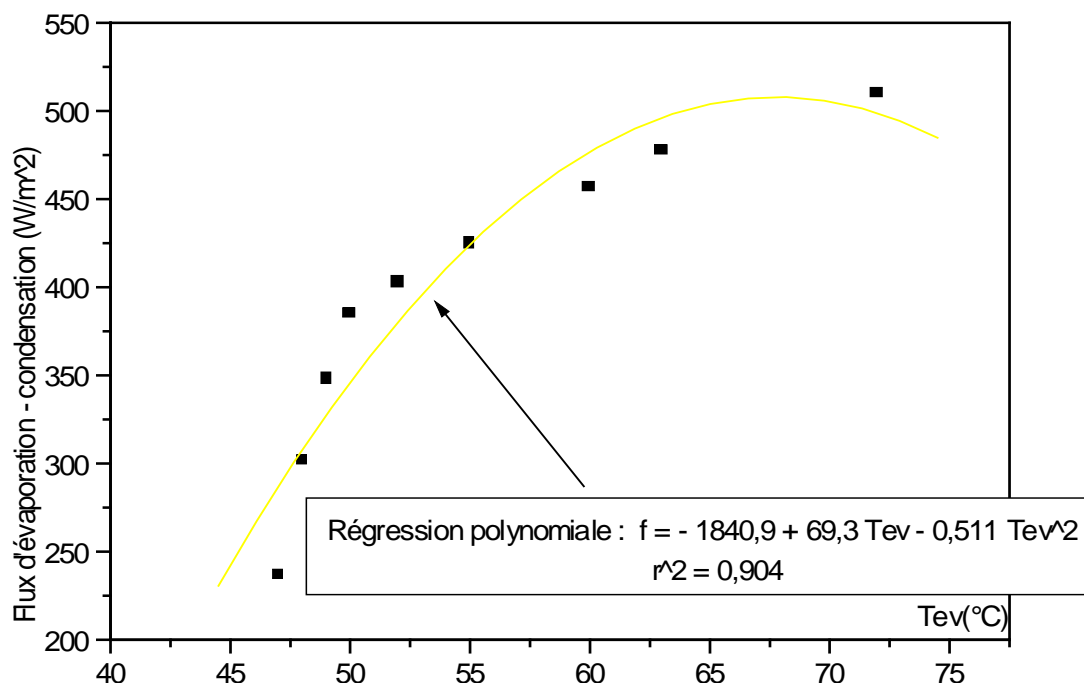


Figure 8 Flux d'évaporation- condensation en fonction de la température de l'évaporateur

Comme le débit de distillat, le flux d'évaporation – condensation augmente aussi en fonction de la température de l'évaporateur.

2. 9. Variation de la conductance de transfert en fonction de la température de l'évaporateur

On étudie l'évolution de la conductance de transfert : $h_{e-c} = \phi_{e-c}/\Delta T$; les autres paramètres sont toujours fixés : $T_a = 30^\circ\text{C}$; $D_e = 1,4 \text{ kg/hm}^2$; $\phi_{mt} = 433,6 \text{ W/m}^2$.

On obtient la courbe représentée par la figure 9 Un étage Paroi sèche

Les résultats obtenus sont reportés ci-dessous : Tableau 9

$T_{ev} (^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c} (\text{W/m}^2)$	$\Delta T (^\circ\text{C})$	$h_{e-c} (\text{W/m}^2\text{K})$
47	237	15	15,80
48	302	15,20	19,87
49	348	15,50	22,45
50	385	15,65	24,60
52	403	15,75	25,58
55	425	16,05	26,48
60	457	16,37	27,92
63	478	16,70	28,62
72	510	16,85	30,27

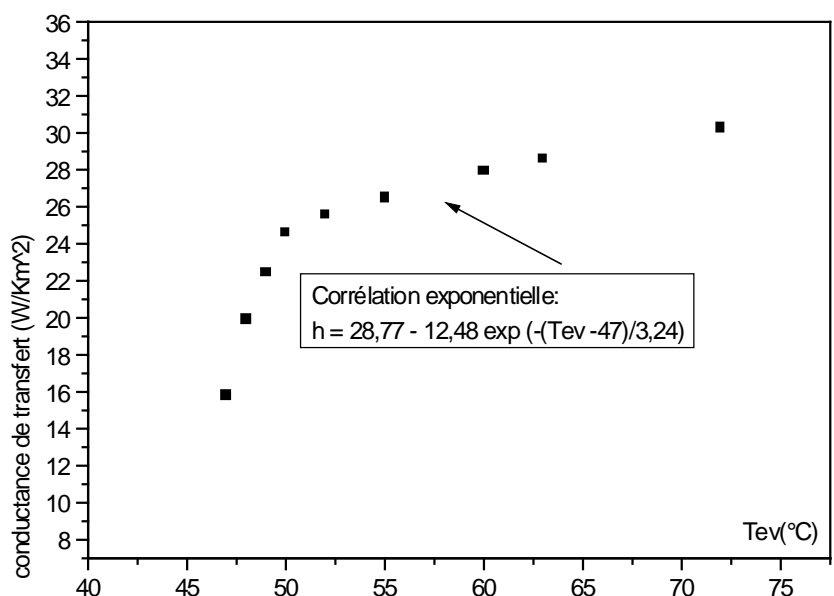


Figure 9 Conductance de transfert en fonction de la température de l'évaporateur

Sur cette figure, on constate que la conductance de transfert a une évolution du type exponentielle en fonction de la température de l'évaporateur. A partir de 60 °C, ce paramètre tend à devenir constant.

2. 10. Evolution du débit de distillat en fonction du débit de l'eau d'alimentation

On étudie l'évolution du débit de distillat en fonction du débit d'alimentation en eau dans le cas du distillateur à un seul étage et à paroi sèche : $T_e = 50^\circ\text{C}$; $\phi_{im} = 529\text{W/m}^2$; $T_a = 29^\circ\text{C}$

Tableau 10

D_e (kg/hm ²)	D_s (kg/hm ²)
0,70	0,18
0,85	0,25
0,97	0,34
1,05	0,37
1,15	0,39
1,26	0,41
1,35	0,42
1,45	0,44
1,52	0,43
1,58	0,39
1,65	0,37

Ces résultats montrent que le débit maximal de distillat est autour de 0,44 kg/m²h ; il est atteint pour un débit d'alimentation de 1,45 kg/m²h. On voit bien que cette valeur vérifie le choix de débit d'alimentation fixé au départ et obtenu après avoir effectué des tests sur le distillateur.

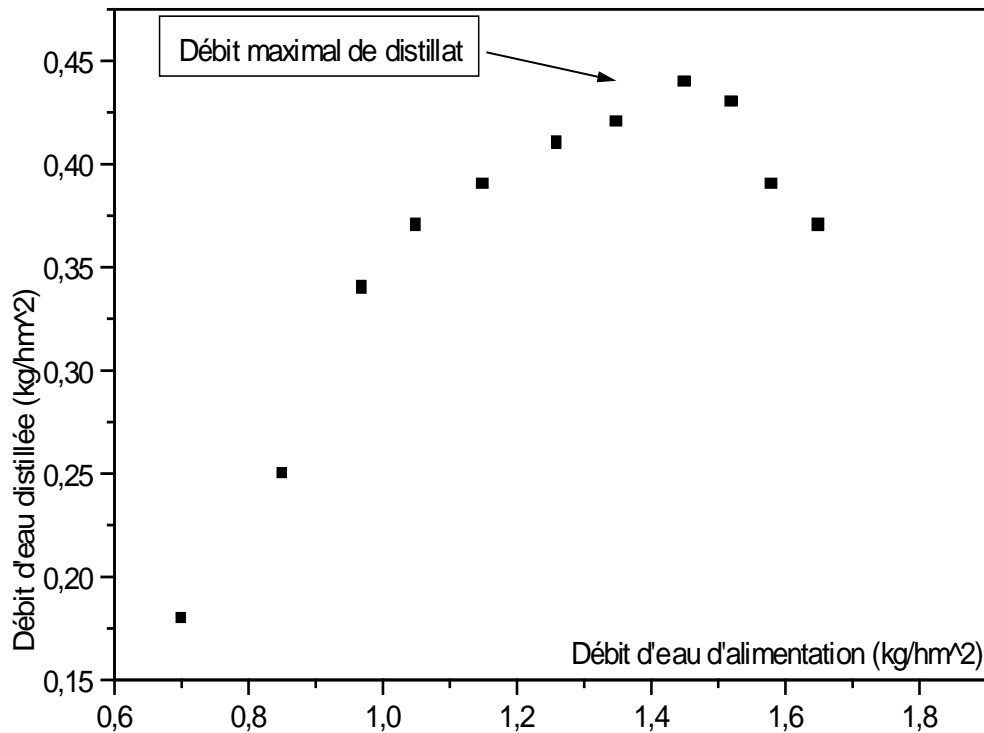


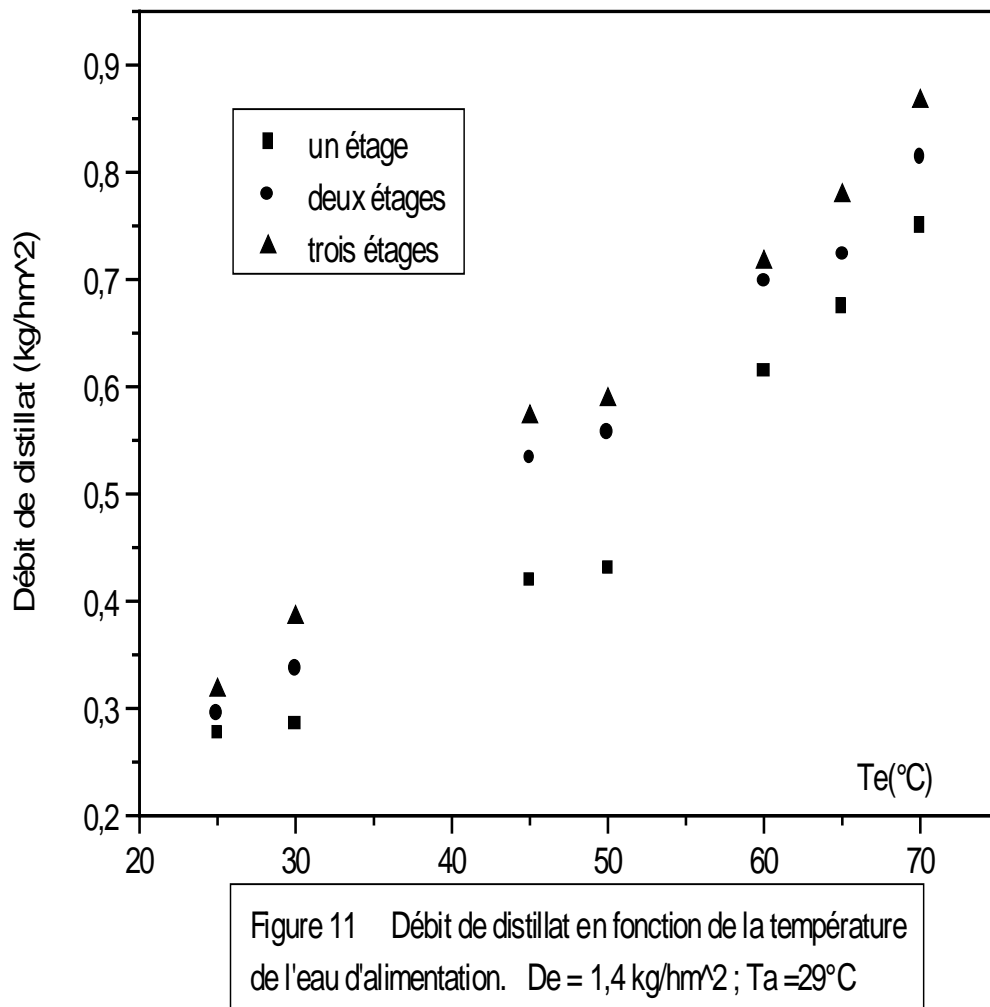
Figure 10 Débit de distillat en fonction du débit d'eau d'alimentation
 $T_e = 50^\circ\text{C}$; $T_a = 29^\circ\text{C}$; Flux incident = 529 W/m^2

2. 11. Production du distillateur en fonction du nombre d'étages

On présente le débit de distillat en fonction de la température de l'eau d'alimentation concernant respectivement un, deux et trois étages du distillateur à film capillaire.

Tableau 11 Réfrigération atmosphérique (dernière paroi sèche) ; $D_e = 1,4 \text{ kg/hm}^2$; $T_a = 29^\circ\text{C}$; $\phi_{im} = 529 \text{ W/m}^2$

T_e (°C)	D_{S1} (kg/m ² h)	D_{S2} (kg/m ² h)	D_{S3} (kg/m ² h)
25	0,277	0,294	0,317
30	0,285	0,336	0,385
45	0,420	0,534	0,572
50	0,430	0,558	0,588
60	0,615	0,698	0,716
65	0,675	0,723	0,778
70	0,750	0,814	0,866



La figure représentative (figure 11) montre que le débit de distillat augmente avec la température de l'eau d'alimentation et en fonction du nombre d'étages. En effet, au cours de l'évaporation de l'eau dans la première cellule, une quantité de chaleur de condensation est reçue par le condenseur ; elle sera exploitée pour évaporer le film d'eau qui se trouve sur le deuxième évaporateur (deuxième face de la deuxième plaque) et la même opération se renouvelle de la même manière avec le nombre d'étages.

On voit donc l'utilité de l'utilisation du distillateur à film capillaire avec plusieurs étages.

3. Comparaison entre le flux d'évaporation- condensation calculé et le flux d'évaporation- condensation expérimental.

3. 1. Cas de la paroi sèche Tableau 12

Flux expérimental (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de Jakob (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de De Graaf et al. (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de Churchill (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de Inaba (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de Somers (W/m ²)
151	165	121	126	213	337
186	229	165	178	295	454
236	256	187	200	331	509
251	284	209	223	367	564
281	311	231	245	402	620
300	310	229	244	401	616
390	329	243	258	424	653
409	352	258	276	455	700

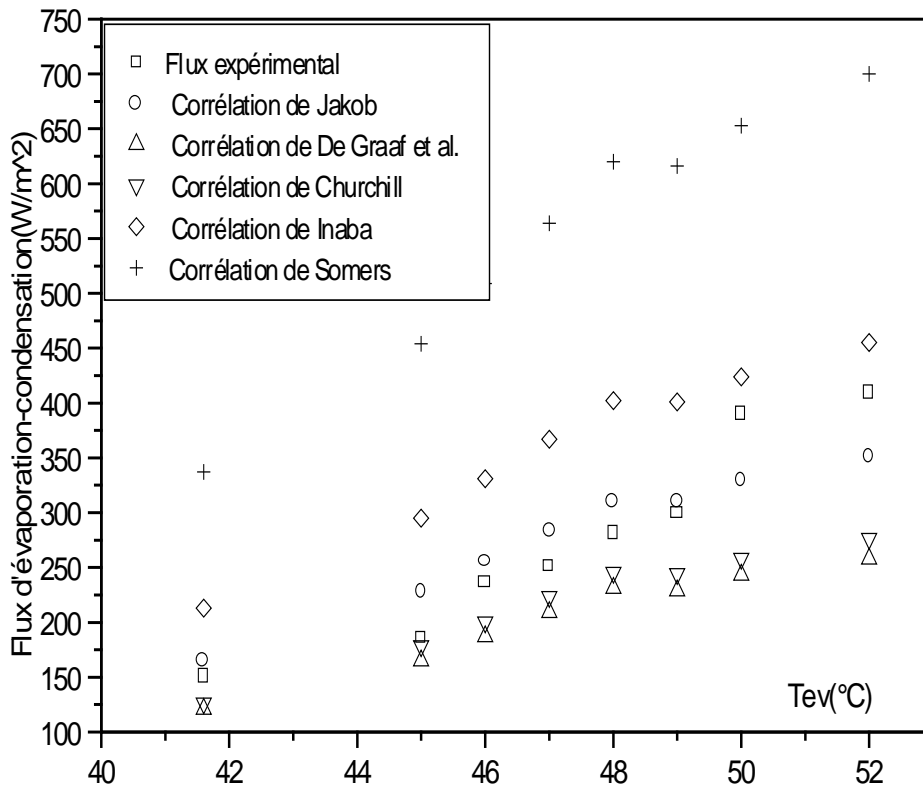


Figure 12 Comparaison entre le flux expérimental et le flux calculé en fonction de la température de l'évaporateur. Cas de la paroi sèche

On constate sur cette figure que la meilleure corrélation qui est en bon accord avec l'expérimentation est celle de Jakob.

3. 2. Cas de la paroi mouillée

Tableau 13

Flux expérimental (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de Jakob (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de De Graaf et al. (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de Churchill (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de Inaba (W/m ²)	Flux calculé Corrélation de Somers (W/m ²)
282	146	104	113	188	290
310	174	127	136	224	344
322	184	137	145	237	365
360	198	144	155	256	393
392	223	159	172	287	442
422	381	219	232	381	586

Ces résultats montrent que la meilleure corrélation qui se trouve en bon accord avec le flux expérimental est celle de Somers.

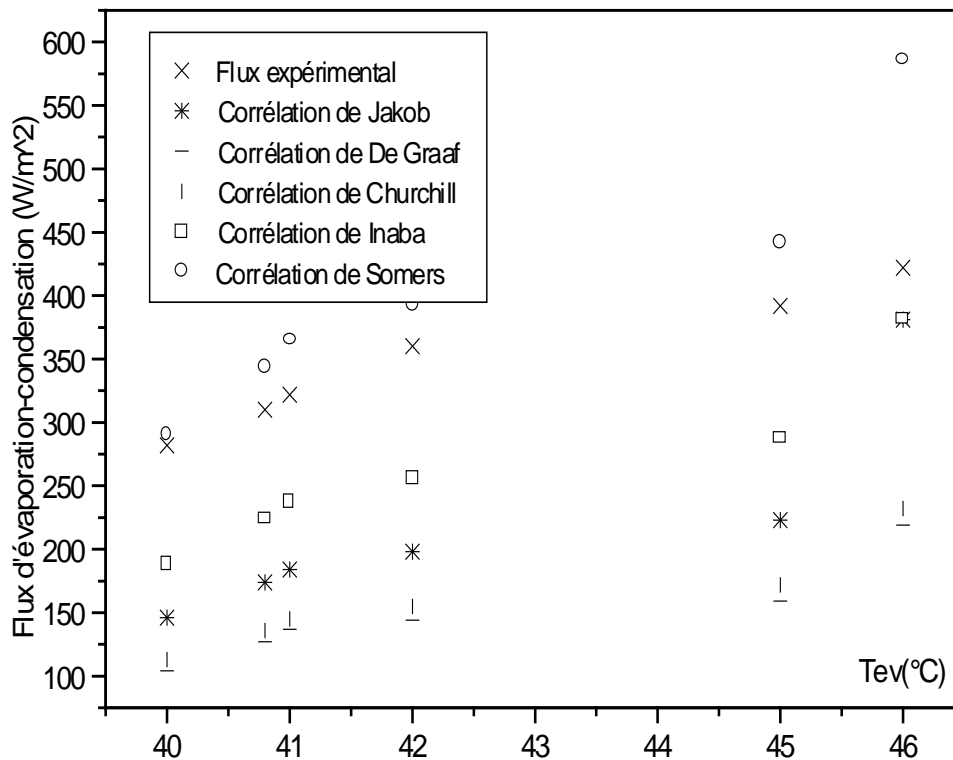


Figure 13 Comparaison entre le flux expérimental et le flux calculé. Cas de la paroi mouillée.

Partie B : Etude du distillateur à film capillaire couplé à un chauffe-eau solaire

1. Expérimentation

1. 1. Site expérimental et appareillage

Le travail expérimental a été effectué à la station expérimentale du laboratoire de chimie solaire de l' U. S. T. H. B.

L'unité expérimentale de distillation solaire est composée des appareils suivants en couplage :

- Le même prototype de distillateur à film capillaire utilisé dans l'expérimentation de la partie A (décrit précédemment).
- Un prototype de chauffe-eau solaire (décrit précédemment).

Le prototype de distillation solaire (décrit précédemment) comprend les éléments suivants :

- La couverture transparente est en Plexiglas, de dimensions : 1m x 1m de surface et 4 mm d'épaisseur ; elle est collée à une plaque métallique par des joints ; cette plaque joue un double rôle : elle sert d'absorbeur par la face qui reçoit le rayonnement solaire incident (face peinte en noir mat) et d'évaporateur sur sa face arrière sur laquelle est appliqué un tissu imbibé d'eau qui constitue le film capillaire.
- Il existe une deuxième plaque ayant la propriété d'être non mouillable, le condenseur. La couverture, l'absorbeur- évaporateur et le condenseur sont accolés par des joints à vis formant le distillateur à film capillaire à un étage.

Un étage du distillateur est formé de deux plaques parallèles en acier inoxydable de 1 mm d'épaisseur et de 1 m² de surface, elles sont maintenues distantes par des joints étanches en caoutchouc de 23 mm d'épaisseur et de 10 mm de largeur. A cela s'ajoute le réflecteur, utilisé pour augmenter l'intensité du flux solaire absorbé par la couverture et qui constitue un couvercle protecteur du distillateur contre les intempéries.

A la partie inférieure du distillateur sont prévues des rigoles pour récupérer le distillat et évacuer le concentrât.

Les appareils de mesure utilisés dans cette expérimentation : pour la mesure de la température des plaques, des thermocouples en chromel- alumel ; pour la mesure du débit moyen d'eau distillée, un chronomètre et une éprouvette graduée ; pour la mesure de l'intensité du flux solaire, un solarimètre Métrasol et pour connaître la qualité de l'eau distillée, un conductimètre électrique.

Nous avons réalisé le couplage de ces deux appareils dans le but de chauffer continuellement l'eau d'alimentation pour permettre le fonctionnement direct du distillateur même sans apport d'énergie solaire.

Par ailleurs, cette opération de couplage permet d'obtenir simultanément de l'eau distillée et de l'eau chaude sanitaire.

1. 2. Expériences effectuées

Quatre principales expériences ont été effectuées :

- Le distillateur ouvert (vitre exposée au soleil) et alimenté en eau de robinet par l'intermédiaire d'un tuyau de 6 m et de 1,5 cm de diamètre.
- Le distillateur ouvert (vitre exposée au soleil) et alimenté en eau chaude à partir du réservoir.
- Le distillateur fermé (vitre fermée par les réflecteurs) et alimenté en eau chaude à partir du chauffe - eau solaire.
- Le distillateur est alimenté, après le coucher du soleil, en eau chaude à partir du réservoir.

2. Exploitation des résultats expérimentaux obtenus

2. 1. Etude de l'influence du débit d'entrée sur le débit de distillat (paroi mouillée)

Les conditions météorologiques sont les suivantes : ensoleillement relativement bon, vent léger, température moyenne ambiante $T_{ma} = 29^{\circ}\text{C}$.

Tableau 1

D_e (kg.m ⁻² .h ⁻¹)	D_s (kg.m ⁻² .h ⁻¹)
2,30	0,165
2,42	0,172
2,58	0,187
2,75	0,193
2,97	0,200
3,54	0,190
4,20	0,186
5,48	0,183
7,11	0,172
8,94	0,143
9,20	0,104

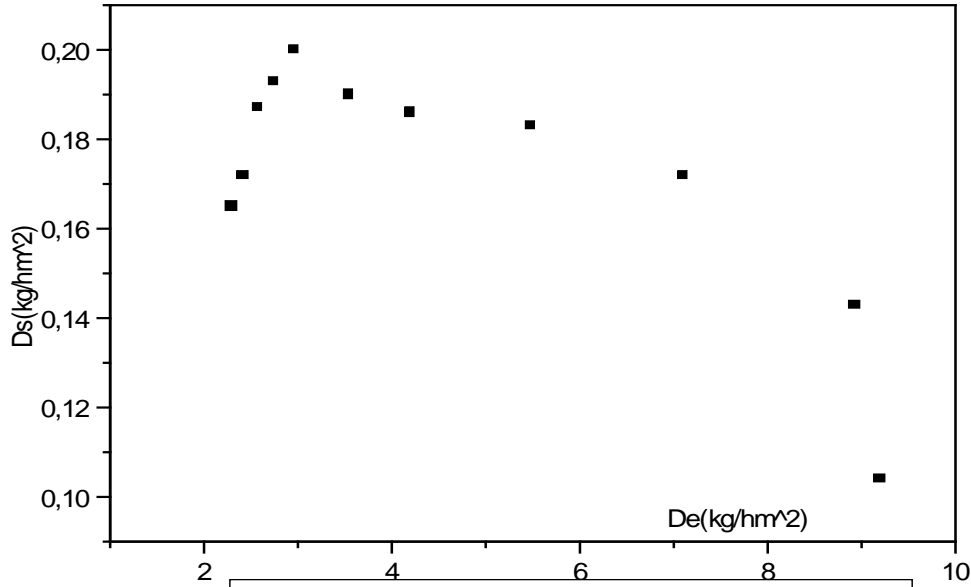


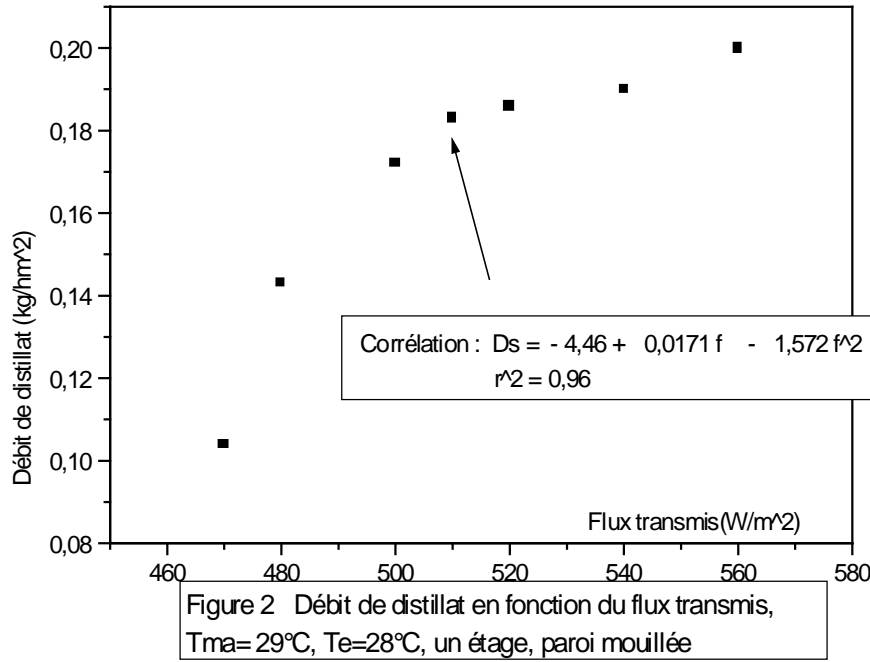
Figure 1 Débit de distillat en fonction du débit d'eau d'alimentation

Pour étudier l'influence du débit d'alimentation sur le débit de distillat, on considère les autres paramètres comme constants. La température de l'eau d'alimentation étant fixe, soit : $T_e = 28^\circ\text{C}$, de même que le flux solaire intercepté $\phi_{im}(\text{W}/\text{m}^2) = 586$ et une température ambiante $T_{ma} = 29^\circ\text{C}$. Cette courbe montre que le maximum de débit de distillat, $D_{sM} = 0,2 \text{ kg}/\text{hm}^2$, est atteint pour un débit d'alimentation $D_e = 2,97 \text{ kg}/\text{m}^2\text{h}$.

2. 2. Influence du flux transmis sur le débit de distillat

On définit le flux transmis comme étant le produit du flux intercepté par le coefficient de transmission de la couverture, soit : $\phi_t = \phi_i \cdot \tau_p$, c'est exactement le flux absorbé par la première plaque peinte en noir mat (absorption maximale). $D_e = 2,97 \text{ kg}/\text{m}^2\text{h}$ Tableau 2

$\phi_t (\text{W}/\text{m}^2)$	$D_s (\text{kg}/\text{m}^2\text{h})$
560	0,200
540	0,190
520	0,186
510	0,183
500	0,172
480	0,143
470	0,104



On constate que le débit de distillat augmente en fonction du flux solaire transmis.

2. 3. Débit de distillat et rendement interne en fonction du flux d'évaporation-condensation

On définit le flux d'évaporation- condensation comme étant le produit du débit de distillat par la chaleur latente de vaporisation de l'eau $\phi_{e-c} = D_s L_v$ à la température moyenne $T_m = (T_{ev} + T_c)/2$. Le rendement interne est le rapport du flux d'évaporation- condensation au flux transmis, soit : $\eta_i = \phi_{e-c} / \phi_t = D_s L_v / \phi_t$ $D_e = 2,97 \text{ kg/m}^2\text{h}$ un étage Tableau 3

$\phi_{e-c} \text{ (W/m}^2\text{)}$	$\eta_i \text{ (%)}$	$D_s \text{ (kg/m}^2\text{h)}$
115,64	20,6	0,206
109,82	19,6	0,195
105,93	18,9	0,186
94,82	18,3	0,183
89,53	17,9	0,172
82,89	17,2	0,143
78,20	16,64	0,104

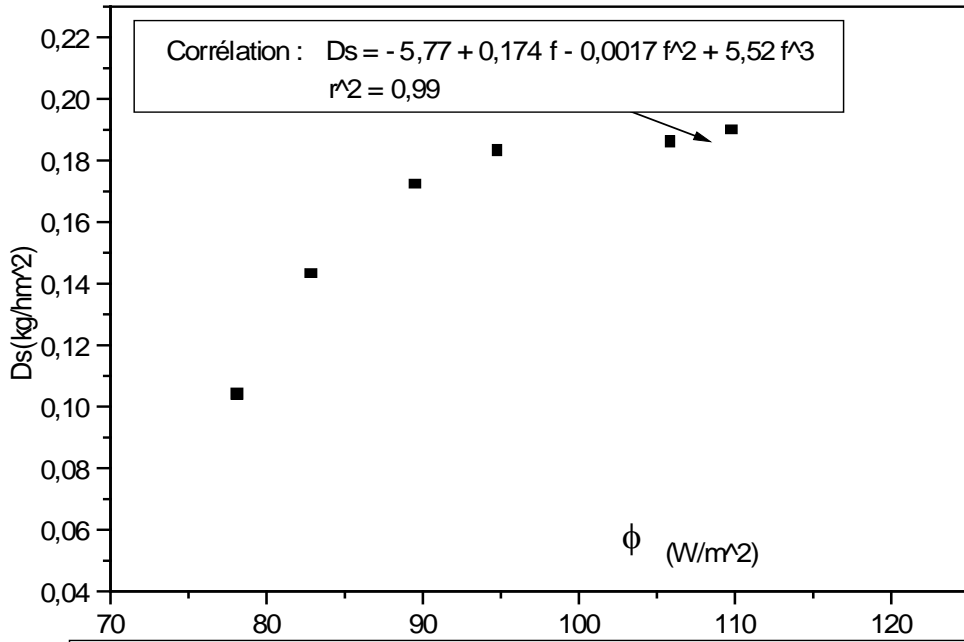


Figure 3a Débit de distillat en fonction du flux d'évaporation-condensation

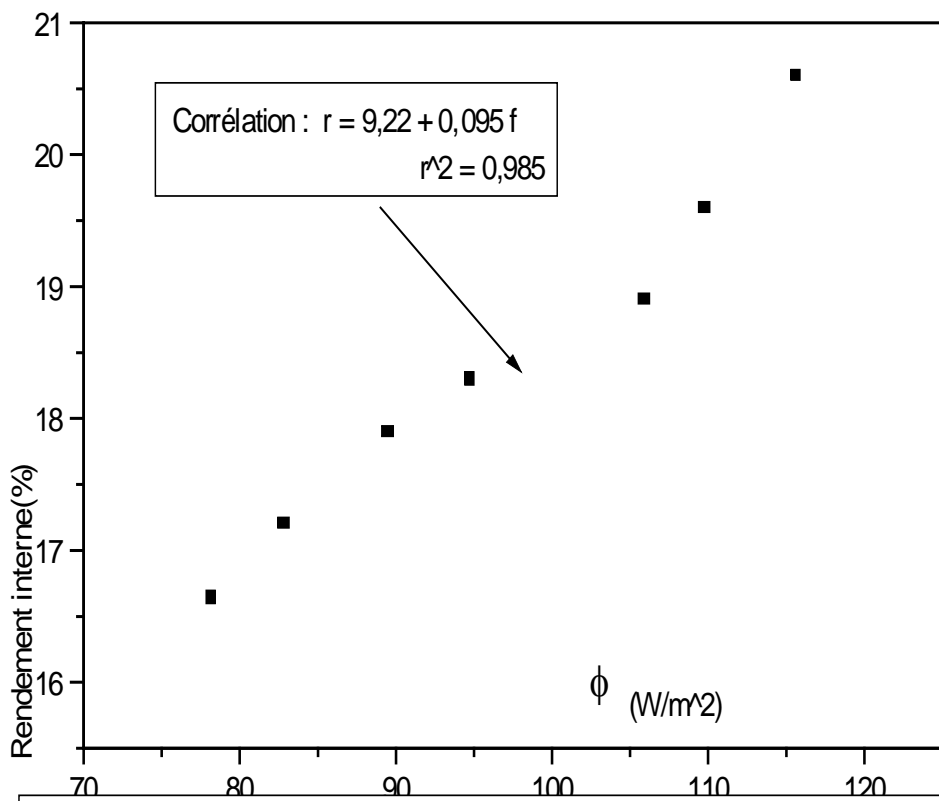


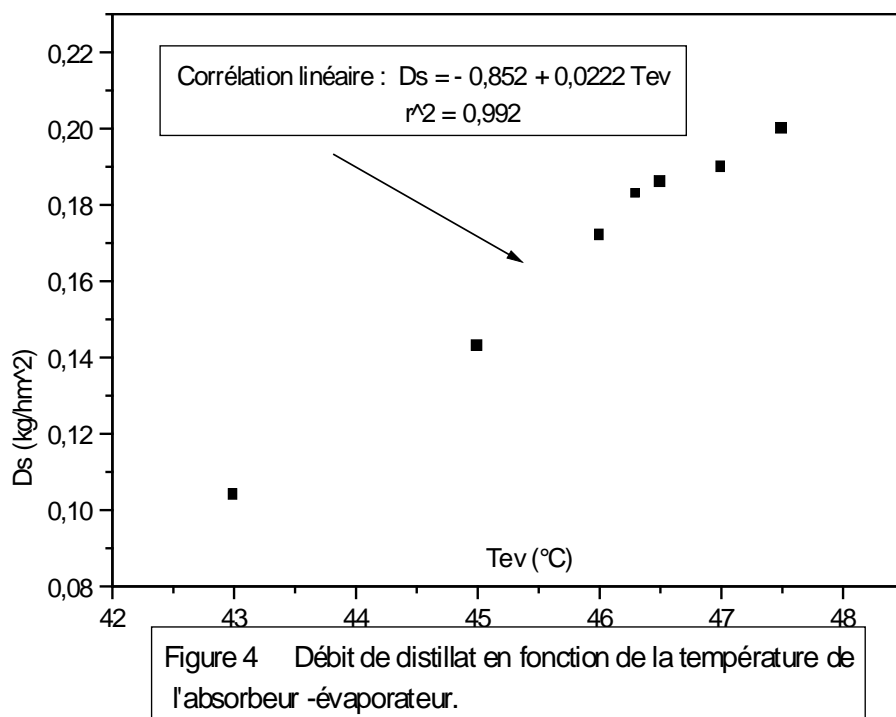
Figure 3b Rendement interne en fonction du flux d'évaporation- condensation

Les figures 3a et 3b montrent que le débit de distillat et le rendement interne augmentent d'une façon linéaire en fonction du flux d'évaporation- condensation.

2. 4. Débit de distillat en fonction de la température de l'évaporateur

Tableau 4 $T_e = 28^\circ\text{C}$ $T_{ma} = 29^\circ\text{C}$ $D_e = 2,97 \text{ kg/m}^2\text{h}$ un étage

T_{ev} ($^\circ\text{C}$)	D_s ($\text{kg/m}^2\text{h}$)
47,5	0,206
47	0,195
46,5	0,186
46,3	0,183
46	0,172
45	0,143
43	0,104



On constate que le débit de distillat augmente en fonction de la température de la plaque évaporateur. La meilleure corrélation qui vérifie la variation du débit de distillat est une corrélation linéaire.

2. 5. Production du distillateur à trois étages en fonction du flux transmis

$T_{ma} = 29^{\circ}\text{C}$ $T_e = 28^{\circ}\text{C}$ $D_e = 2,97 \text{ kg/m}^2\text{h}$

$\phi_i(\text{W/m}^2)$	$D_{s1} (\text{kg/m}^2\text{h})$	$D_{s2} (\text{kg/m}^2\text{h})$	$D_{s3} (\text{kg/m}^2\text{h})$
470	0,104	0,192	0,252
480	0,143	0,255	0,294
500	0,172	0,293	0,375
510	0,183	0,342	0,427
520	0,186	0,386	0,468
540	0,195	0,421	0,536
560	0,206	0,498	0,587

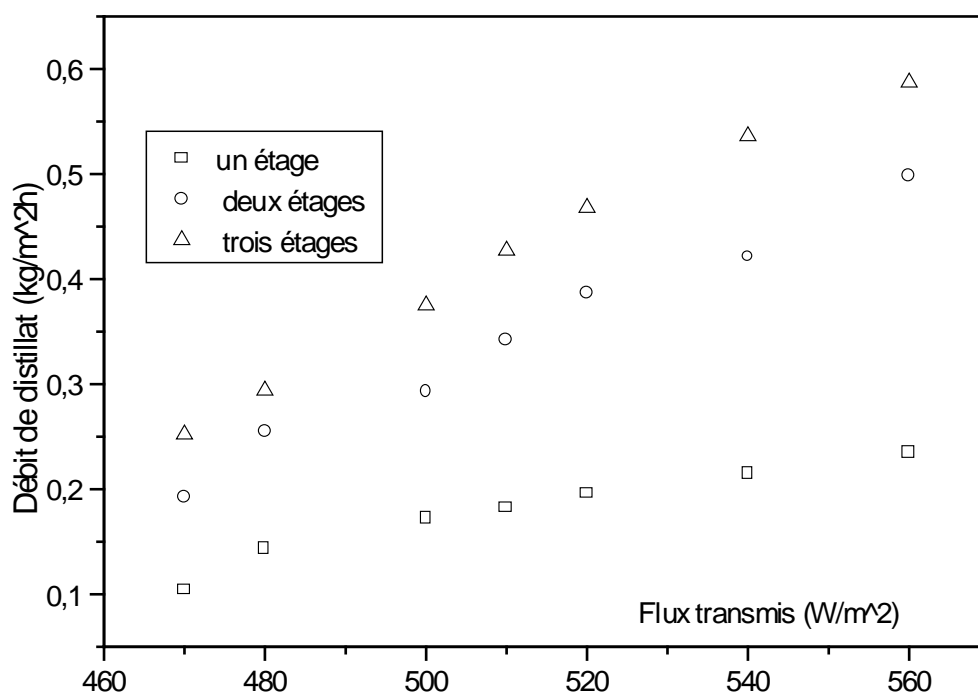


Figure 5 Débit de distillat en fonction du flux transmis et du nombre d'étages

2. 6. Flux d'évaporation - condensation et rendement interne en fonction de la température de l'eau d'alimentation

un étage $\phi_t(\text{moyen}) = 480 \text{ Wm}^{-2}$ $T_{\text{ma}} = 29^\circ\text{C}$ $D_e = 2,97 \text{ kg/m}^2\text{h}$

Tableau 6

$T_e(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c} (\text{W/m}^2)$	$\eta_i(\%)$
36	178,20	36,40
39	189,40	37,80
41	208,26	41,14
43	227,10	41,70
47	232,08	42
49	245,35	43,70
49,5	256,60	45,50
50	264,35	48,25

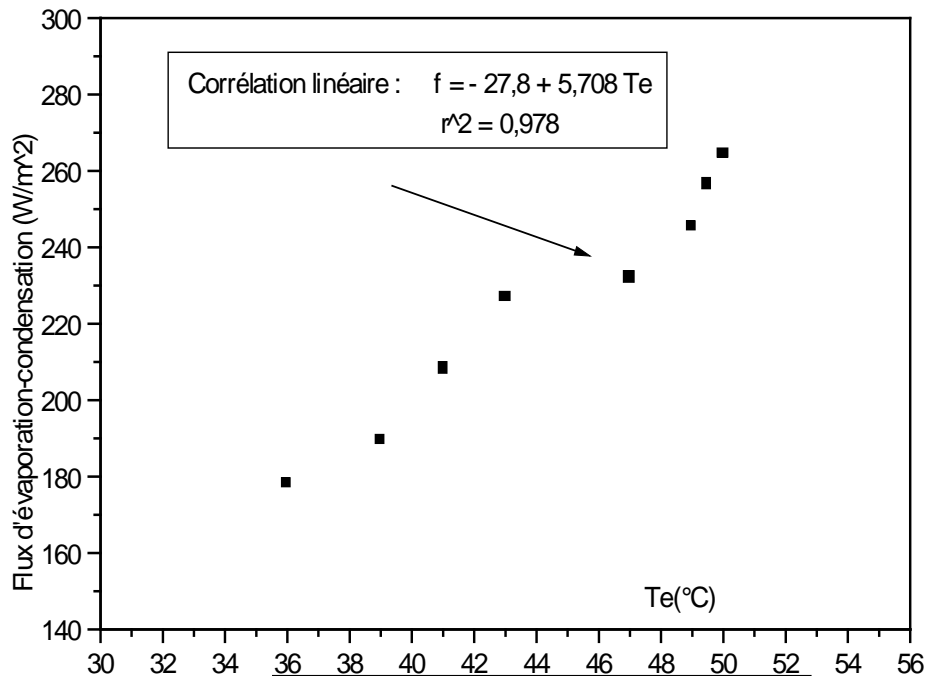


Figure 6a Flux d'évaporation-condensation en fonction de la température d'alimentation.

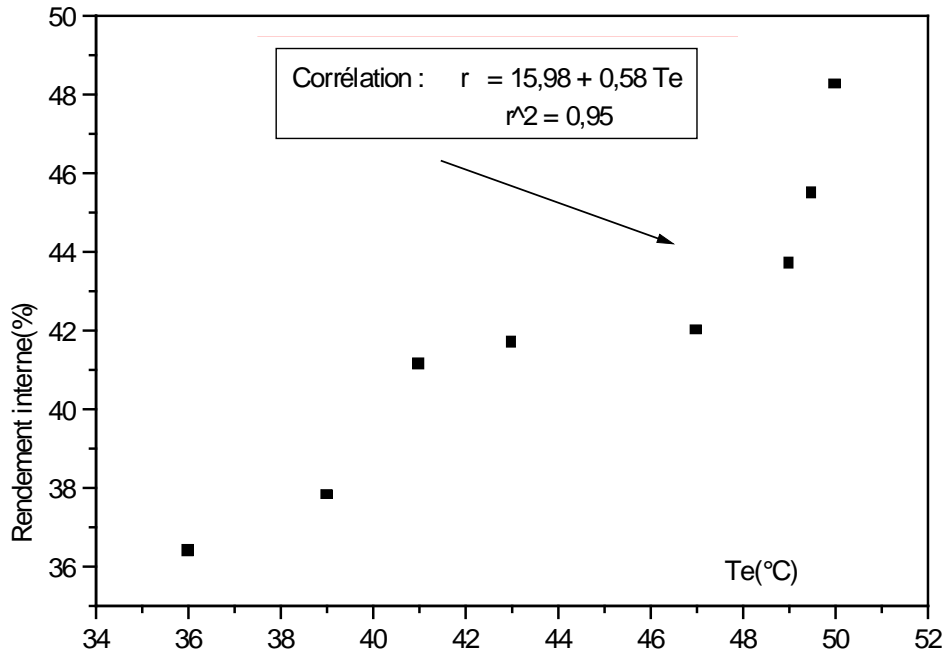
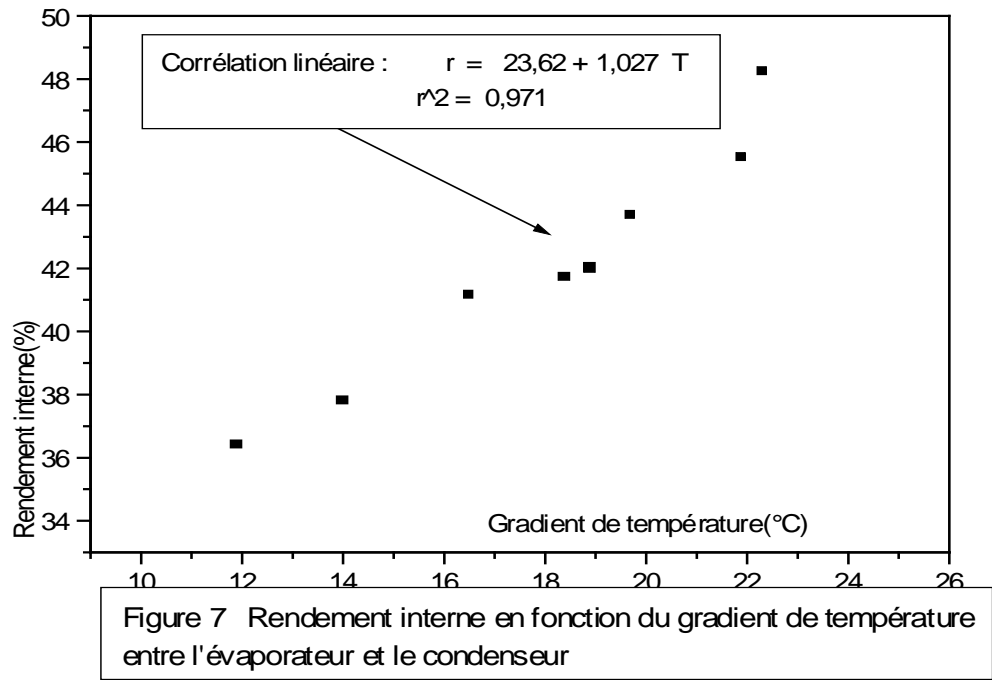


Figure 6b Rendement interne en fonction de la température d'alimentation

2. 7. Influence du gradient de température évaporateur- condenseur sur le rendement interne.

Tableau 7 $\phi_t(\text{moyen}) = 480 \text{ W.m}^{-2}$ $T_{\text{ma}} = 29^{\circ}\text{C}$ Un étage

$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	Rendement interne(%)
11,9	36,40
14	37,80
16,5	41,14
18,4	41,70
18,9	42
19,7	43,70
21,9	45,50
22,3	48,25



Cette figure montre que le rendement interne du distillateur augmente en fonction du gradient de température entre l'évaporateur et le condenseur. Ce résultat est évident, étant donné que le flux d'évaporation condensation augmente avec ce gradient de température.

2. 8. Optimisation du débit de distillat (cas de la paroi sèche)

La méthode choisie est identique à celle utilisée dans le cas de la paroi mouillée.

Tableau 8 $\phi_t(\text{moyen}) = 600 \text{ W.m}^{-2}$, $T_{\text{ma}} = 32^\circ\text{C}$ $T_e = 40^\circ\text{C}$

D_e (kg/m ² h)	D_s (kg/m ² h)
2,21	0,286
3,57	0,335
5,36	0,346
7,13	0,324
8,90	0,313
9,96	0,306
10,67	0,292

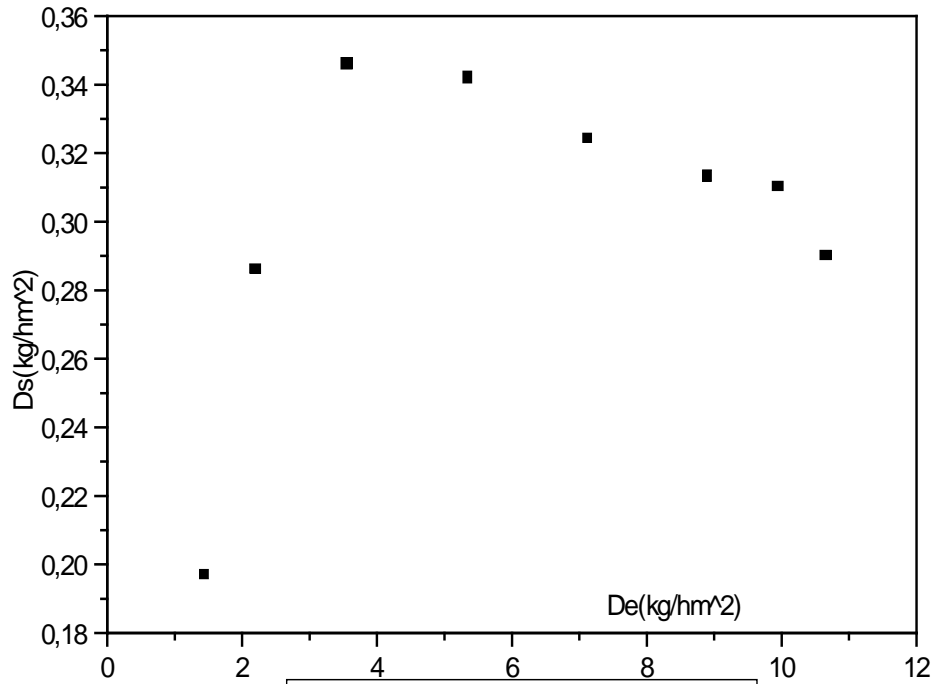


Figure 8 Débit de distillat en fonction du débit d'eau d'alimentation

Cette figure montre que le débit de distillat est maximal ($D_{S_M} = 0,346 \text{ kg/hm}^2$) pour un débit d'eau d'alimentation $D_e = 3,57 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$.

2. 9. Rendement interne en fonction de la température de l'eau d'alimentation

Tableau 9 un étage ; paroi sèche ; $\phi_{tm}(\text{W/m}^2)$: 544 ; $D_{em}(\text{kg/m}^2 \text{ h})$: 7,6

$T_e(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c} (\text{W/m}^2)$	$\eta_i(\%)$
40	188,8	31,4
43	193,8	32,3
35	187,5	31,2
46	152,1	33,1
46,5	177 178	33,6
47	168,8	35,4

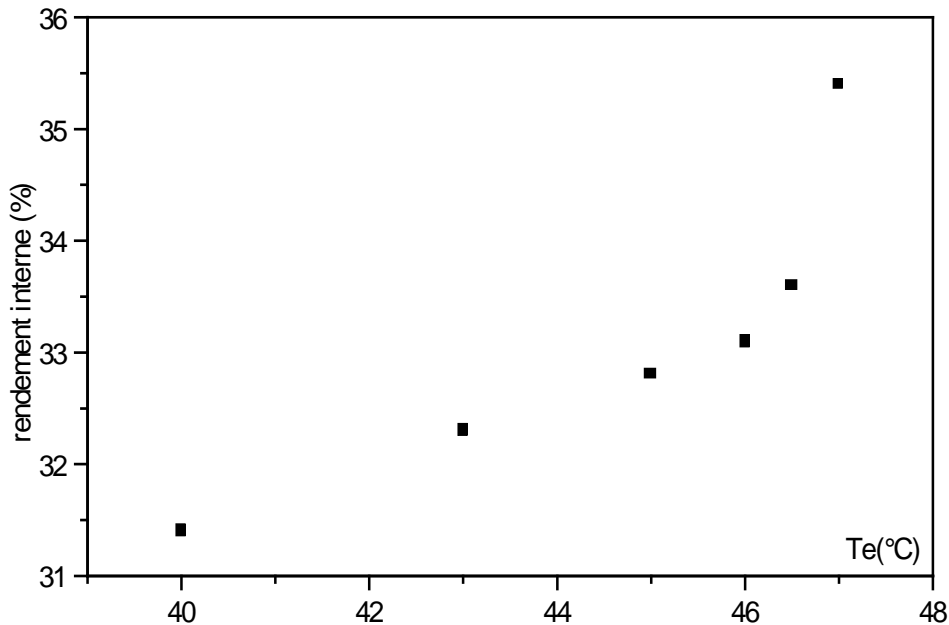


Figure 9 Rendement interne en fonction de la température d'entrée de l'eau

On constate sur cette figure, que le rendement interne croît en fonction de la température de l'eau d'alimentation.

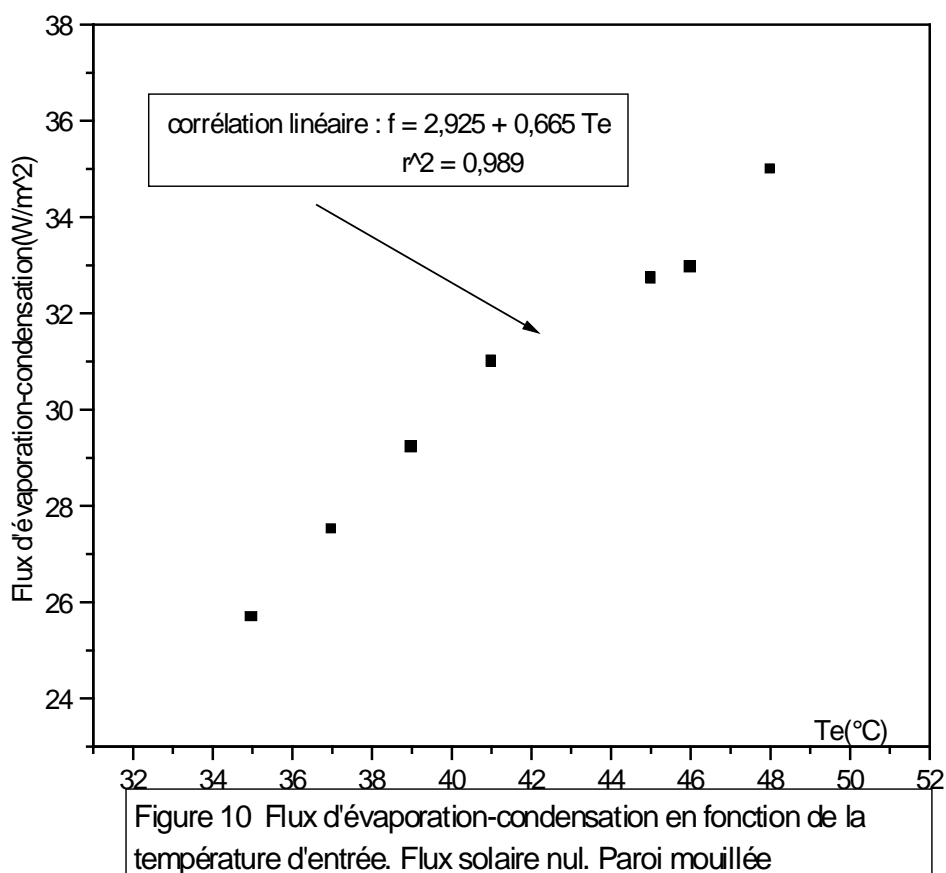
2. 10. Influence de la température d'entrée sur le flux d'évaporation- condensation (flux solaire nul)

Dans cette partie, on étudie l'influence de la température d'entrée sur le flux d'évaporation- condensation sans qu'il y' ait un flux solaire incident (capteur fermé). Ceci revient à étudier l'influence de la température d'entrée sur le débit de distillat, car $D_s = \phi_{e-c} L_v^{-1}$; il s'agit donc de tracer la courbe $\phi_{e-c} = f(T_e)$.

Tableau 10 $T_{ma} = 32^{\circ}\text{C}$

$D_s(\text{kg/m}^2\text{h})$	$T_e(^{\circ}\text{C})$	$\phi_{e-c} (\text{W/m}^2)$	$h_{e-c}(\text{W/m}^2)$
0,044	35	25,7	12,85
0,047	37	27,52	9,17
0,048	39	29,22	7,2
0,053	41	31	10,3
0,056	45	32,73	10,9
0,058	46	32,96	10,3
0,060	48	35	11,6

Remarque : Le distillat recueilli a une conductivité moyenne de $5 \mu\text{s/cm}$.



Cette expérimentation a été effectuée sans flux solaire (vitre couverte), les résultats obtenus montrent que le flux d'évaporation- condensation croît en fonction de la la température de l'eau d'alimentation.

2. 11. Production du distillateur en fonction du nombre d'étages et de la température de l'eau d'alimentation

Tableau 11 $\phi_{im} = 640 \text{ W/m}^2$ $T_{am} = 32 \text{ }^\circ\text{C}$

Te (°C)	D _s (kg/m ² h) un étage	D _s (kg/m ² h) 2 étages	D _s (kg/m ² h) 3 étages
30	0,292	0,421	0,563
31	0,306	0,436	0,57
33	0,313	0,462	0,587
35	0,324	0,47	0,592
40	0,335	0,493	0,629
43	0,346	0,512	0,637
45	0,372	0,546	0,658
47	0,389	0,583	0,682
50	0,466	0,621	0,715

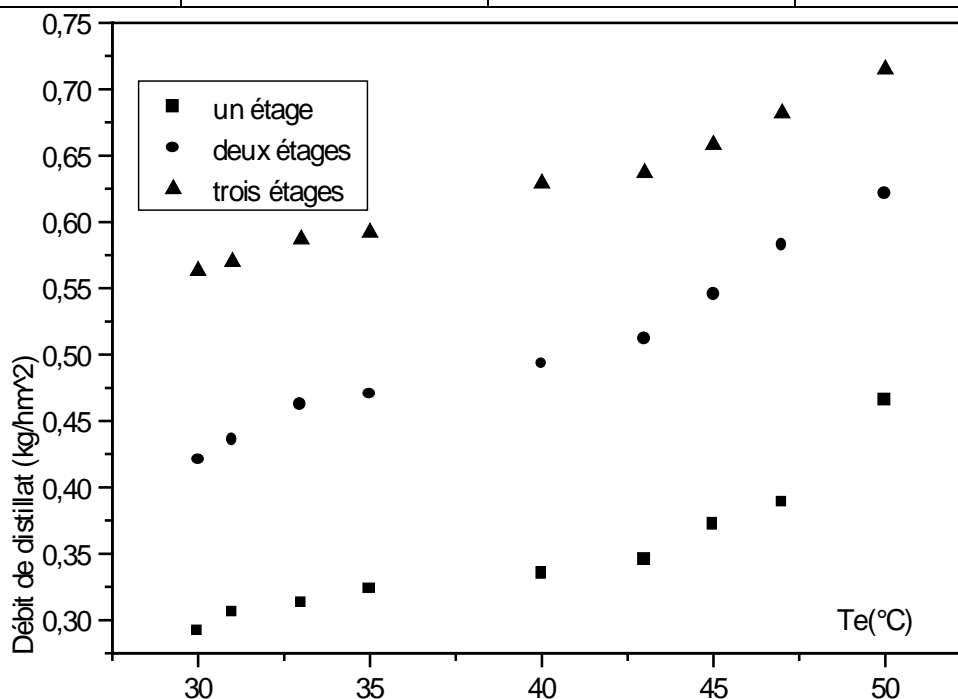


Figure 11 Production du distillateur en fonction de la température de l'eau d'alimentation et du nombre d'étages.

Conclusion

Le couplage du distillateur au chauffe- eau solaire est à l'origine de l'augmentation de la température de l'eau d'alimentation du distillateur. Cette opération a un double objectif : elle permet d'obtenir à la fois de l'eau chaude sanitaire et de l'eau distillée avec un rendement meilleur.

3. Comparaison entre les valeurs du flux théorique et les valeurs du flux expérimental

Tableau 12 eau de robinet ($T_e = 25^\circ\text{C}$) paroi mouillée

$T_{ev} (^\circ\text{C})$	Jakob $\phi_{th} (\text{W}/\text{m}^2)$	De Graaf $\phi_{th} (\text{W}/\text{m}^2)$	Churchill $\phi_{th} (\text{W}/\text{m}^2)$	Inaba $\phi_{th} (\text{W}/\text{m}^2)$	$\phi_{exp} (\text{W}/\text{m}^2)$
47,5	119	139	143	120,8	118,2
46,7	116	136	139	120	109,8
46,5	114	133	137,7	117,5	105,9
46,3	111	128	134	115	99,5
45	108	113	121,3	112,5	94,8

Ce tableau montre que les valeurs expérimentales du flux d'évaporation – condensation sont proches des valeurs théoriques du flux calculé à l'aide de la corrélation de Jakob.

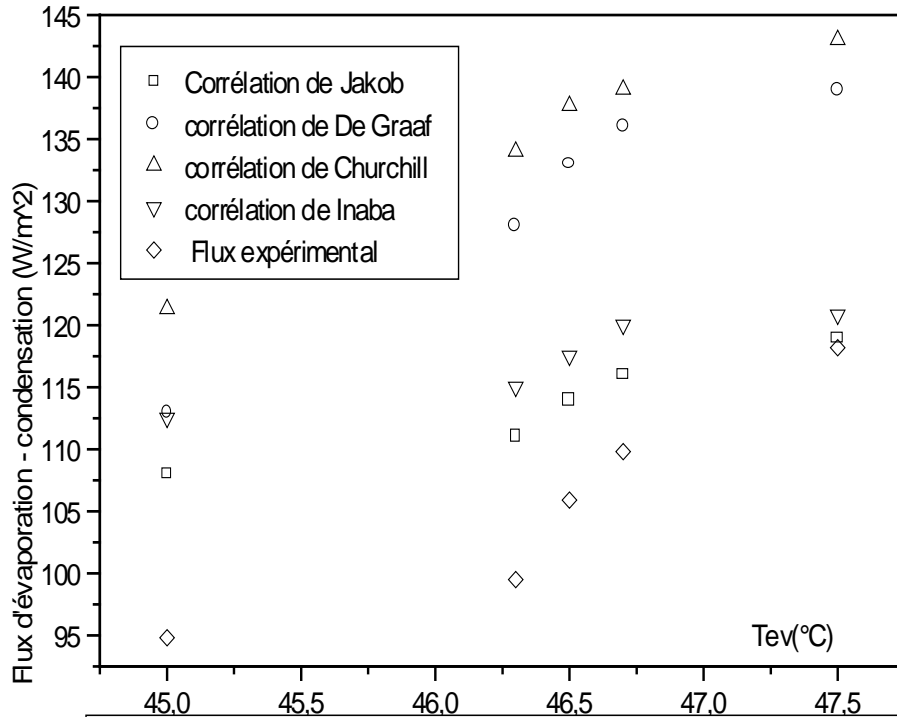


Figure 12 Flux d'évaporation - condensation en fonction de la température de l'évaporateur. Un étage ; T_e = 25°C (eau de robinet), paroi mouillée.

Tableau 13 alimentation : eau du chauffe-eau (T_e = 45°C), paroi : mouillée

T _{ev} (°C)	Jakob φ _{th} (W/m ²)	De Graaf φ _{th} (W/m ²)	Churchill φ _{th} (W/m ²)	Inaba φ _{th} (W/m ²)	φ _{exp} (W/m ²)
46	165	202,4	193	167	164
49,4	184	229	215	186	178
50	221	251	237	190	208
48,9	176	217,5	205	176	170
56	285	348	329	290	256,6
53,5	234,6	305	272	238,2	227

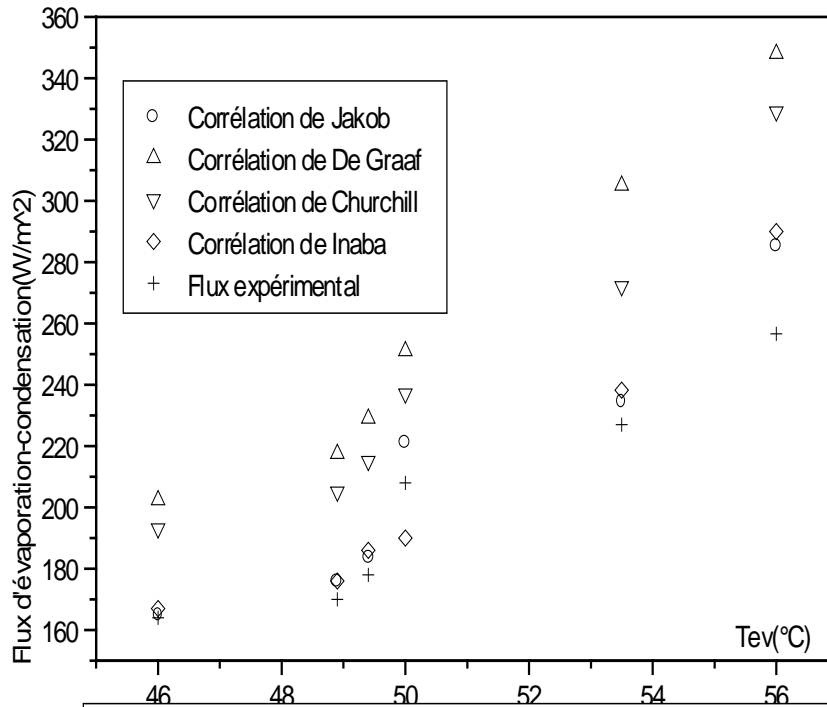


Figure 13 Flux d'évaporation -condensation en fonction de la température de l'évaporateur. Un étage ; Te = 45°C (eau du chauffe -eau) ; paroi mouillée.

Cette figure montre que les résultats expérimentaux du flux sont proches des flux théoriques donnés par les corrélations de Jakob et Inaba.

Tableau 14 : alimentation : eau du chauffe-eau (Te = 45°C), paroi sèche

T _{ev} (°C)	Jakob φ _{th} (W/m ²)	De Graaf φ _{th} (W/m ²)	Churchill φ _{th} (W/m ²)	Inaba φ _{th} (W/m ²)	φ _{exp} (W/m ²)
46	130	153,6	126	131	182
47	135	155	127	133	197,5
47,2	138	156,3	127,8	134,9	210,3
47,3	141,9	157,1	128,2	136	218,1
47,5	146	159	130,5	137,8	229
48	149,2	161,5	132,4	138,5	238,6

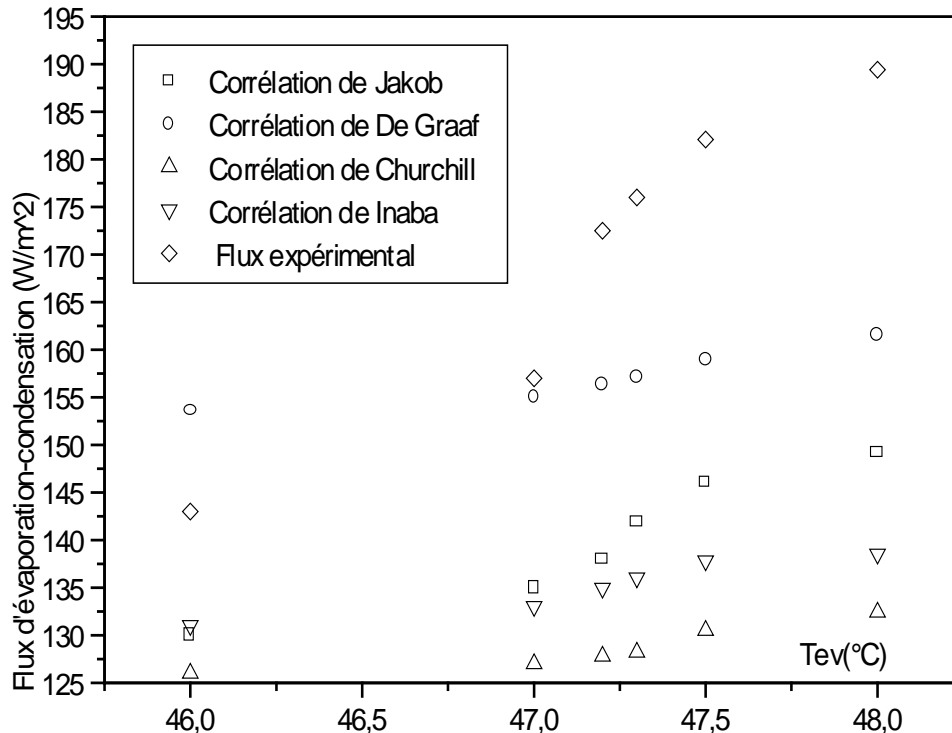


Figure 14 Flux d'évaporation-condensation en fonction de la température de l'évaporateur. Un étage ; $T_e = 45^\circ\text{C}$ (eau du chauffe-eau) ; paroi sèche.

Sur cette figure, on constate que les valeurs du flux expérimental sont assez proches de celles du flux théorique concernant la corrélation de De Graaf.

Conclusions

L'objectif de cette étude étant l'amélioration du rendement du distillateur solaire par effet du couplage (couplage DIFICAP- chauffe-eau solaire) et l'optimisation des deux paramètres d'entrée (débit et température), qui ont une influence sur le débit de distillat.

Le couplage distillateur- chauffe-eau solaire a permis ainsi d'améliorer le rendement du distillateur à film capillaire car en effet, l'opération de distillation peut se dérouler sans apport d'énergie solaire et donc d'une manière continue.

Partie C : Expérimentation effectuée à la Station Expérimentale I.N.R.A.A. de Touggourt

1. Fonctionnement du distillateur et conditions opératoires

1. 1. L'eau d'alimentation

Cette étude concerne l'expérimentation d'un prototype de Distillateur à Film Capillaire en vue de la distillation des eaux de la nappe albienne au sud d'Algérie. Cette nappe artésienne, située à une profondeur de 2000 mètres environ, est chaude et saumâtre.

En ce qui concerne le taux de salinité, l'analyse effectuée sur le forage albien de Sidi Mahdi (Touggourt) par le laboratoire de l'Agence Nationale des Ressources Hydriques (A. N. R. H.) de Ouargla a donné les résultats suivants :

Ion	Ca ⁺⁺	Cl ⁻	Mg ⁺⁺	SO ₄ ⁻⁻	Na ⁺	K ⁺	HCO ₃ ⁻	NO ₃ ⁻
C(mg/L)	168	510	136	700	275	37	70	3

Nous constatons que ces résultats dépassent de loin les normes établies par l' Organisation Mondiale de la Santé (O. M. S.) : il est donc nécessaire et indispensable de déminéraliser cette eau.

Remarque : Une étude statistique menée au niveau de l'hôpital de Touggourt a montré que cette eau saumâtre, utilisée pour les usages domestiques, a des conséquences graves sur la santé des êtres humains. En effet, le nombre de cas opérés de lithiases vésicale et rénale d'origine hydrique, enregistrée durant quelques années, n'est pas négligeable.

1. 2. Conditions climatiques et opératoires

Les conditions climatiques étaient favorables pour l'expérimentation (journées très bien ensoleillées, ciel clair, vent très faible).

La couverture du dispositif est en verre ordinaire de 3 mm d'épaisseur ($\epsilon_V = 0,85$). Les plaques métalliques sont en aluminium d'épaisseur 1mm ($\epsilon_{AL} = 0,045$) et de dimensions 1m x 0,47 m. Ces plaques sont équidistantes de $e = 2,3$ cm.

La face A de la première plaque métallique, qui sert d'absorbeur, est peinte en noir mat dans le but d'absorber le maximum de radiations. L'étanchéité est assurée par des joints en caoutchouc synthétique. Deux ouvertures conçues pour la récupération du distillat et du

concentrât par l'intermédiaire de gouttières.

Le tissu utilisé est la gaze : 64 mailles par cm^2 de tissu, épaisseur : 1mm. Ce tissu est convenable pour former le film capillaire et empêcher la formation de bulles d'air pour un meilleur transfert thermique.

L'alimentation en eau saumâtre est assurée par une mèche d'alimentation (pour les faibles débits) qui fonctionne par effet de capillarité ; pour la bonne distribution à l'entrée et l'uniformisation de l'écoulement on préfère utiliser des goutteurs horizontaux. Un vase de Mariotte est placé au dessus de la rigole d'alimentation pour maintenir un niveau constant d'eau saumâtre.

La hauteur du niveau d'eau dans le réservoir règle le débit d'alimentation qui doit compenser l'évaporation pour éviter tout séchage et rupture du film. Elle doit également entraîner les sels formés pour prévenir les précipitations de ceux-ci.

La dispersion rapide de l'eau d'alimentation grâce au film capillaire et la diffusion de l'eau des zones moins salées vers les zones plus salées minimisent les risques d'apparition de zones sèches. L'automaintenance du tissu sur la plaque de l'évaporateur et l'absence d'air à l'interface sont des avantages du film capillaire. Tout en étant saturé, le tissu présente une moins grande épaisseur d'eau, donc une plus faible inertie thermique à l'évaporation.

Les températures des plaques sont mesurées à l'aide de thermocouples en chromel- alumel au centre des faces internes de chaque plaque. Le relevé de l'intensité du rayonnement solaire est effectué à l'aide d'un solarimètre Metrasol.

La qualité de l'eau est contrôlée par un conductimètre. Les volumes de distillats recueillis sont mesurés dès que le régime stationnaire est établi.

2. Résultats expérimentaux

2. 1. Mesure des paramètres externes

2. 1. 1. Flux solaire incident

L'expérimentation a été effectuée au mois de septembre dans les conditions opératoires suivantes : vent faible, bon ensoleillement.

Le flux solaire incident ϕ_i est mesuré et représenté en fonction de l'horaire par la figure ci-dessous (figure 1) : on constate que le maximum de ce flux est atteint vers 13 heures : $\phi_{iM} = 1200 \text{ W/m}^2$.

Tableau 1

Horaire (h)	Flux incident (W/m^2)
8	250
9	450
10	700
11	950
12	1100
13	1200
14	1150
15	1000
16	900
17	850
18	800

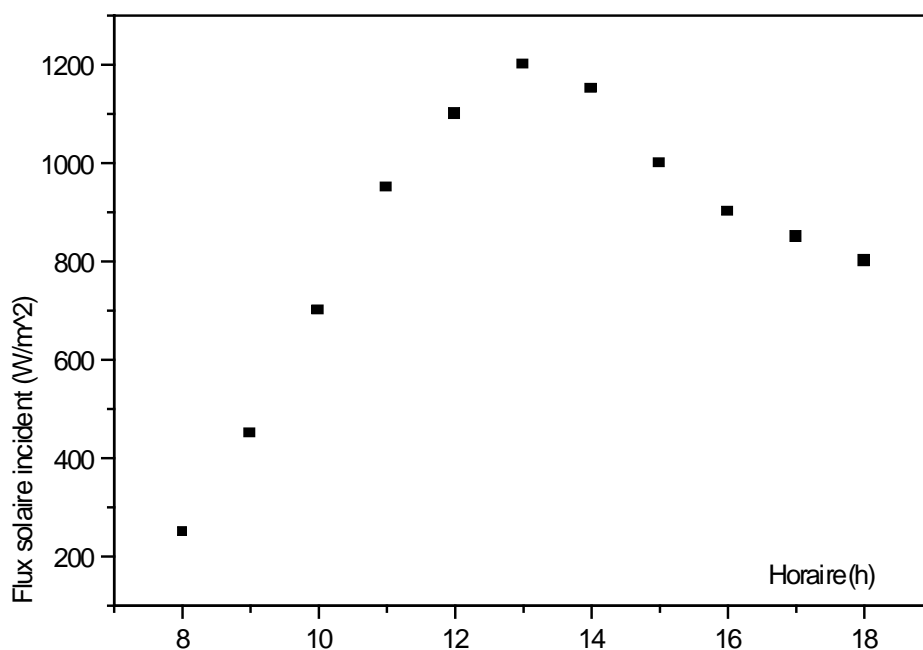


Figure 1 Flux incident en fonction de l'heure

2. 1. 2. La température ambiante

La température ambiante est mesurée et est représentée en fonction de l'heure sur la figure ci-dessous (figure 2) : on constate sur cette figure que la température maximale est atteinte entre 13 heures et 14 heures, soit : $T_{aM} = 35^{\circ}C$.

Tableau 2

Horaire (h)	Température ambiante(°C)
9	28
10	30
11	32
12	34,5
13	35
14	35
15	34,7
16	33
17	31
18	29

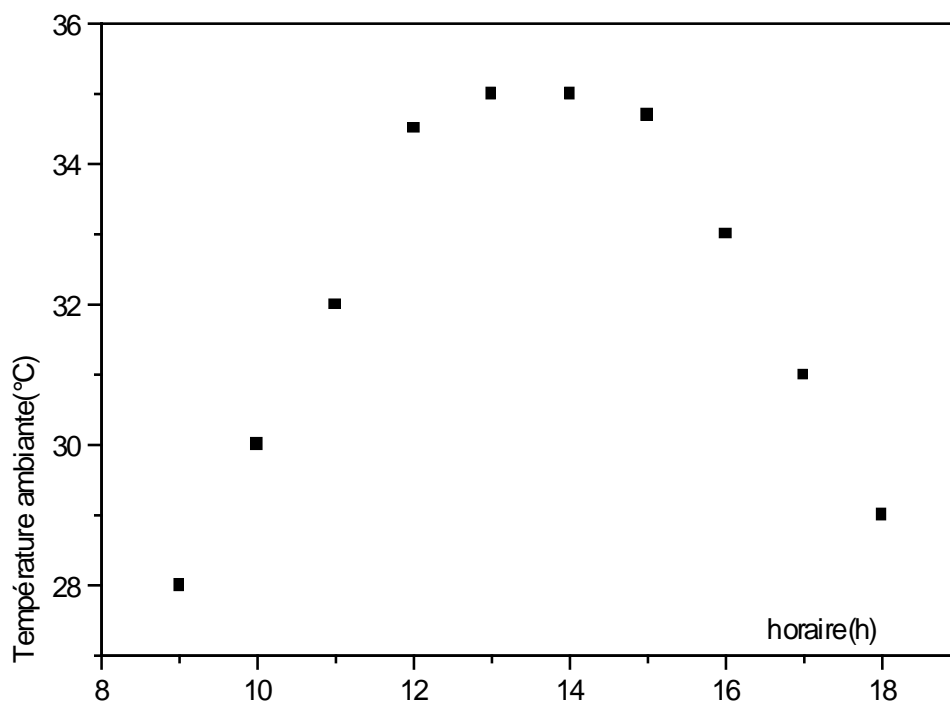


Figure 2 Température ambiante en fonction de l'heure

2. 2. Production du distillateur à un seul étage

2. 2. 1. Débit de distillat et taux de conversion en fonction de l'heure

a. Résultats expérimentaux

Tableau 3a $T_{am} = 33^{\circ}\text{C}$ $T_e = 45^{\circ}\text{C}$ $D_e = 0,25 \text{ kg/hm}^2$

Horaire (h)	D_s ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$)	τ (%)
9	0,075	30
10	0,092	36,8
11	0,098	39,2
12	0,105	42
13	0,115	46
14	0,126	50,4
15	0,112	44,8
16	0,087	34,8
17	0,072	28,8

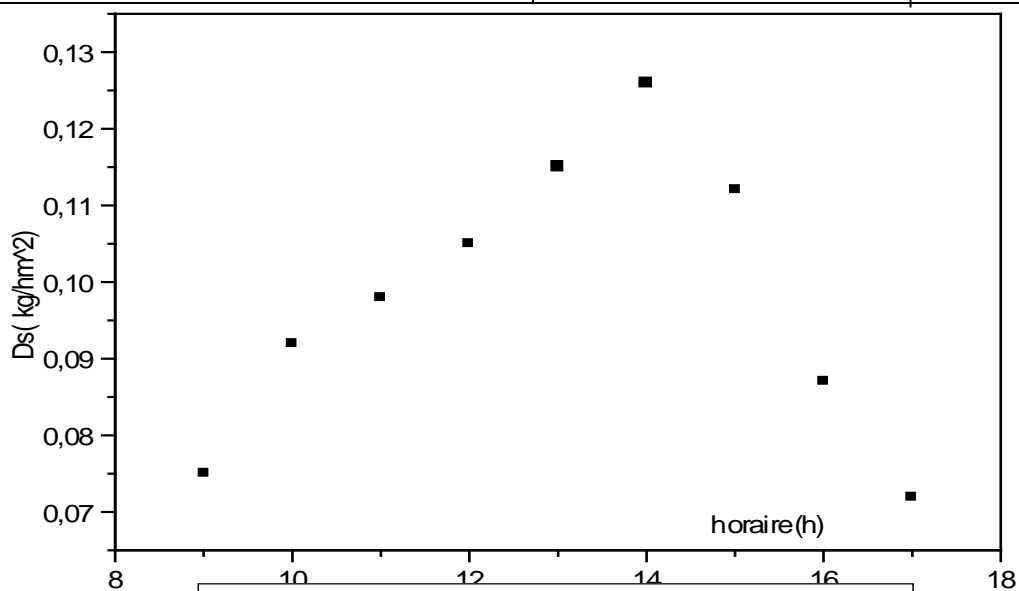


Figure 3a1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

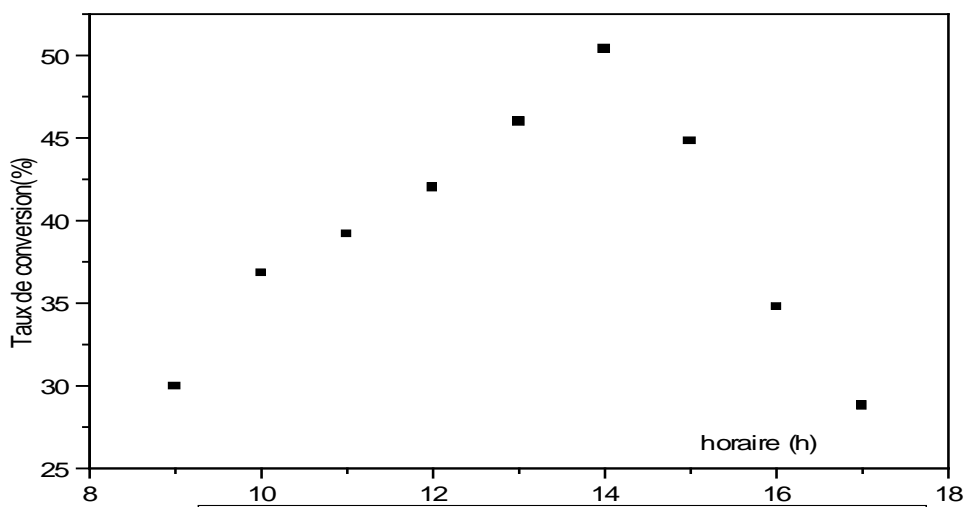


Figure 3a2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 3b $T_{am} = 33^{\circ}\text{C}$ $T_e = 45^{\circ}\text{C}$ $D_e = 1 \text{ kg/hm}^2$

Horaire (h)	D_s ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$)	τ (%)
9	0,183	18,3
10	0,267	26,7
11	0,385	38,5
12	0,437	43,7
13	0,456	45,6
14	0,448	44,8
15	0,439	43,9
16	0,415	41,5
17	0,375	37,5

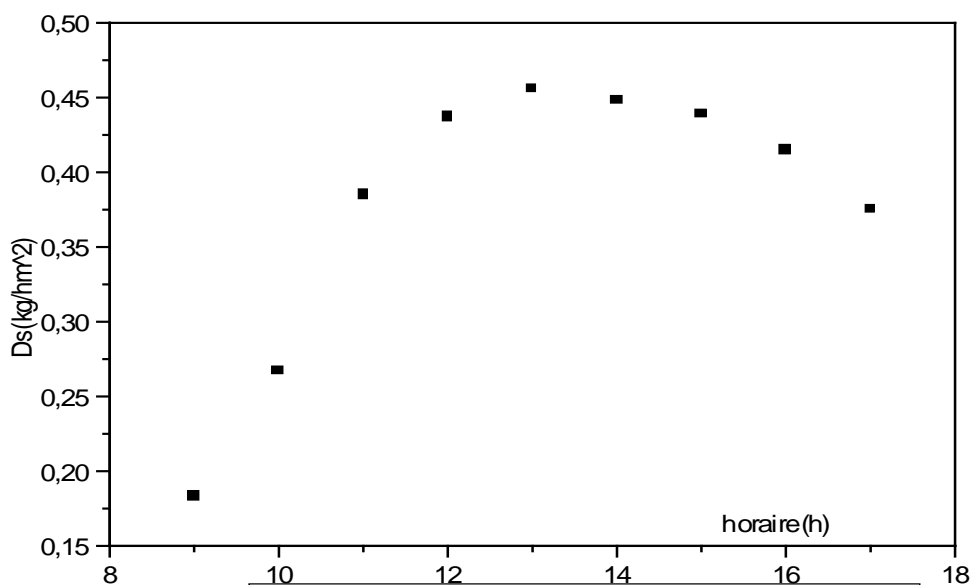


Figure 3b1 Débit de distillat en fonction de l'heure

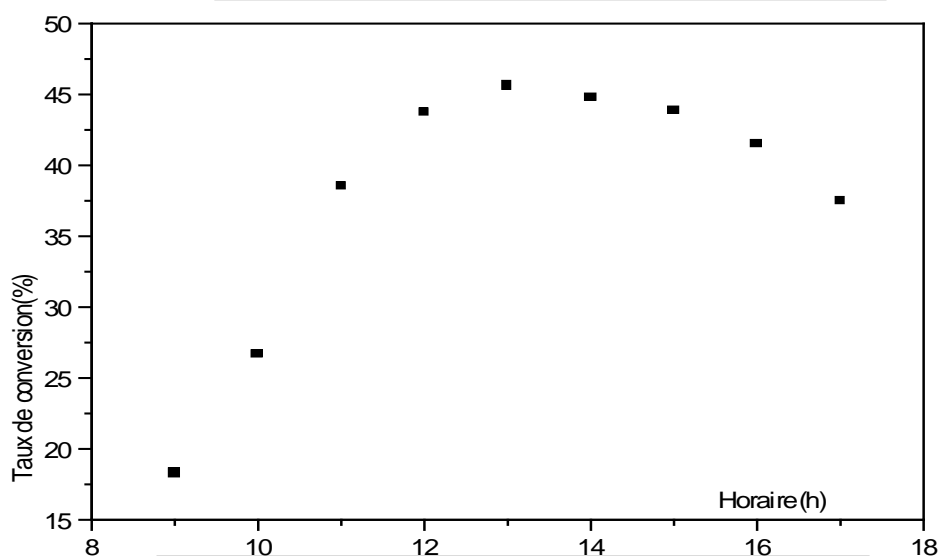


Figure 3b2 Taux de conversion en fonction de l'heure

Tableau 3c $T_a = 32^\circ\text{C}$ $T_e = 45^\circ\text{C}$ $D_e = 1,5 \text{ kg/hm}^2$

Horaire (h)	D_s ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$)	τ (%)
9	0,165	11
10	0,212	14,14
11	0,286	19,06
12	0,368	24,53
13	0,457	30,47
14	0,489	32,6
15	0,468	31,2
16	0,418	27,86
17	0,386	25,73

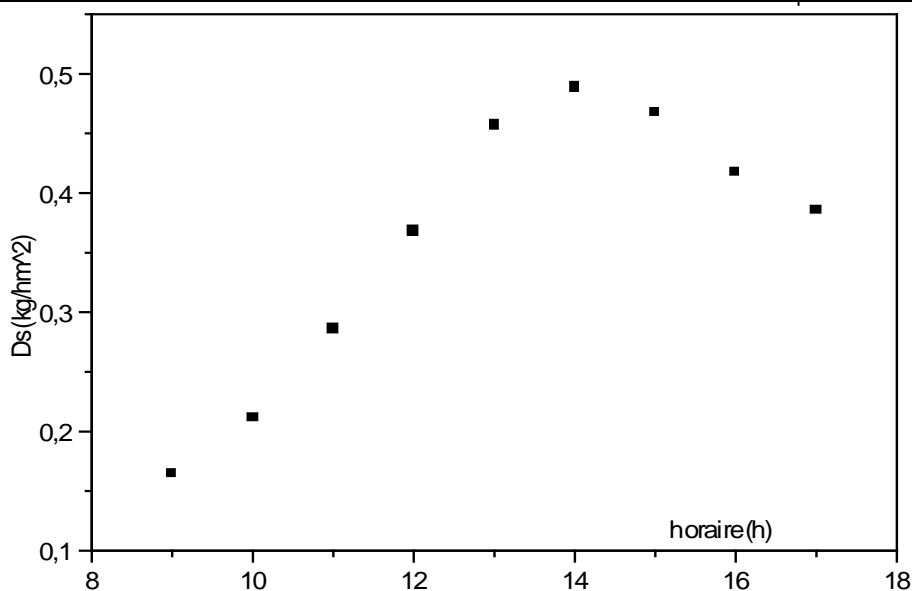


Figure 3c1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

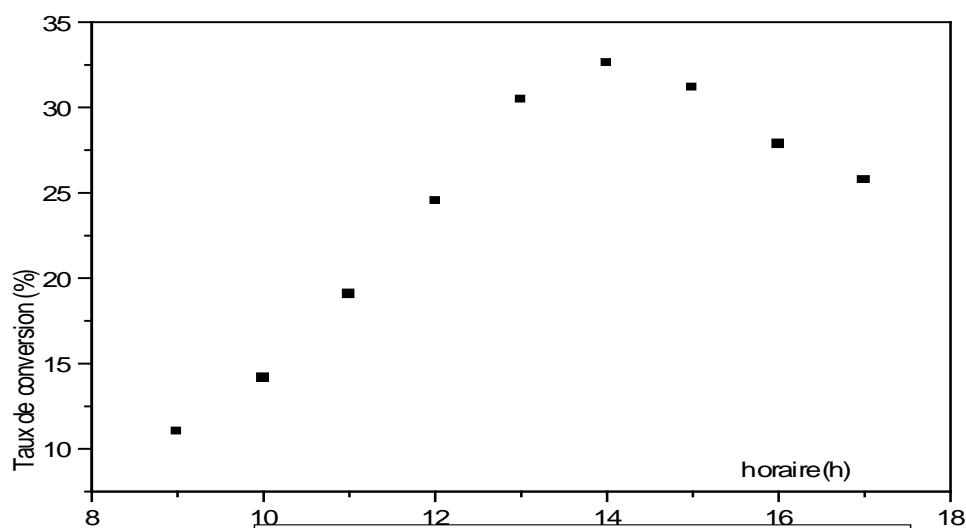


Figure 3c2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 3d $D_e = 0,25 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_s (kg/hm ²)	τ (%)
9	0,088	35,2
10	0,117	46,8
11	0,132	52,8
12	0,146	58,4
13	0,157	62,8
14	0,145	58
15	0,130	52
16	0,121	48,4
17	0,106	42,4

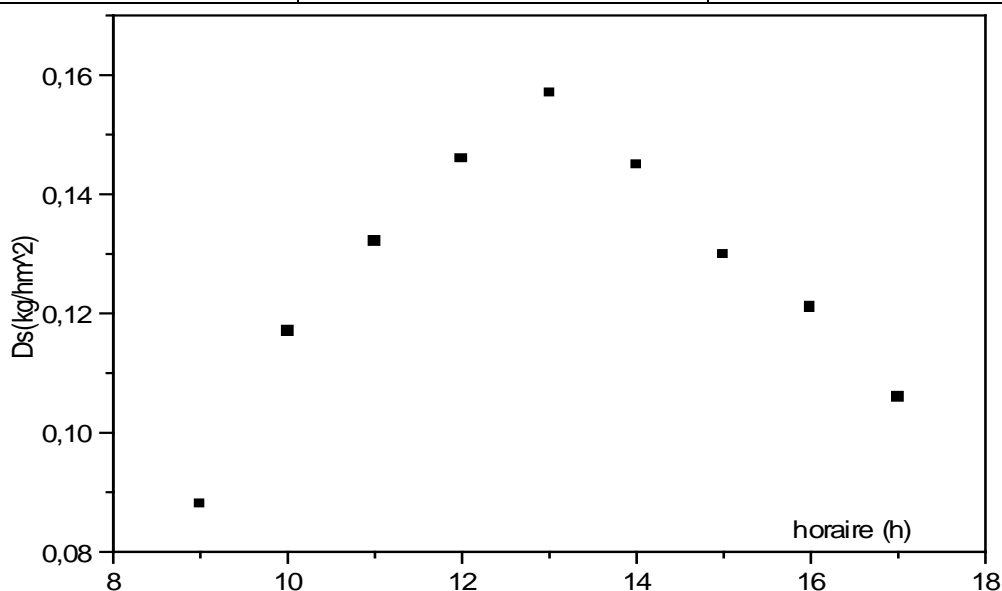


Figure 3d1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

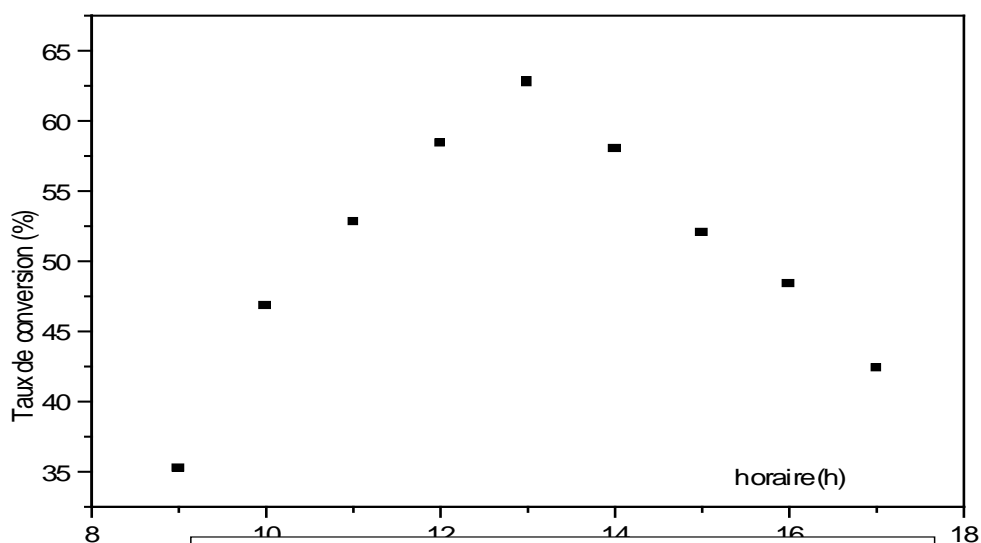


Figure 3d2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 3e $D_e = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_s (kg/hm ²)	τ (%)
9	0,294	29,4
10	0,423	42,3
11	0,481	48,1
12	0,527	52,7
13	0,545	54,5
14	0,493	49,3
15	0,417	41,7
16	0,398	39,8
17	0,324	32,4

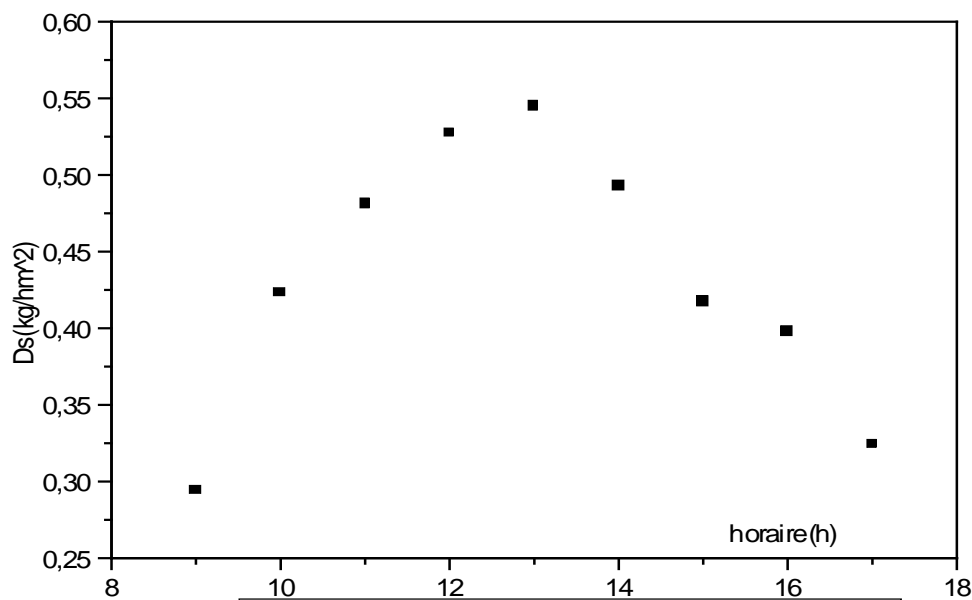


Figure 3e1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

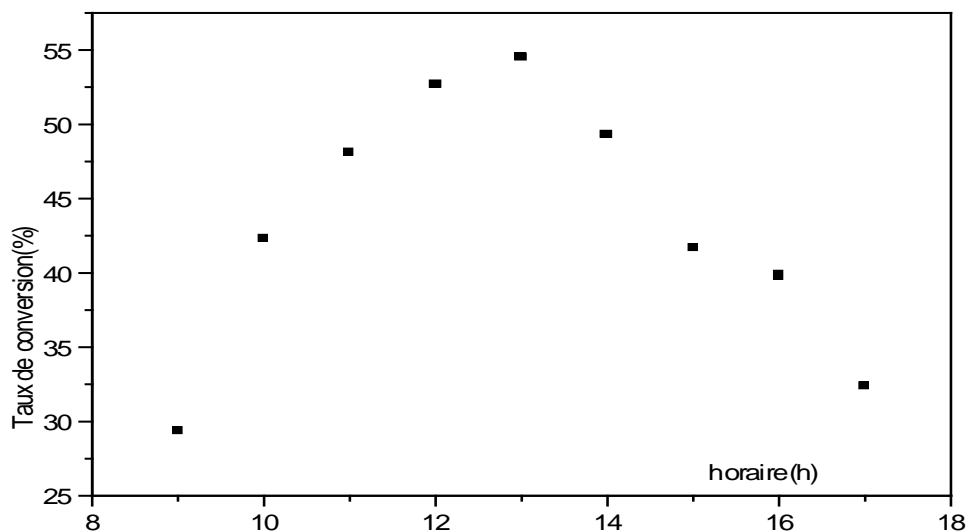


Figure 3e2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 3f $D_e = 1,5 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_s (kg/hm ²)	τ (%)
9	0,246	16,4
10	0,377	25,13
11	0,399	26,6
12	0,472	31,46
13	0,483	32,2
14	0,459	30,6
15	0,389	25,93
16	0,346	23,07
17	0,278	18,53

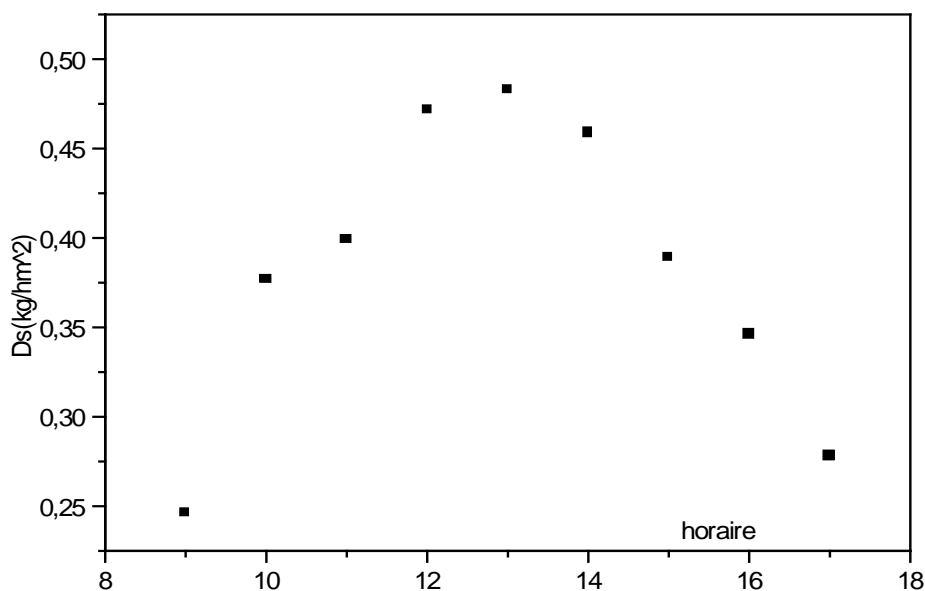


Figure 3f1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

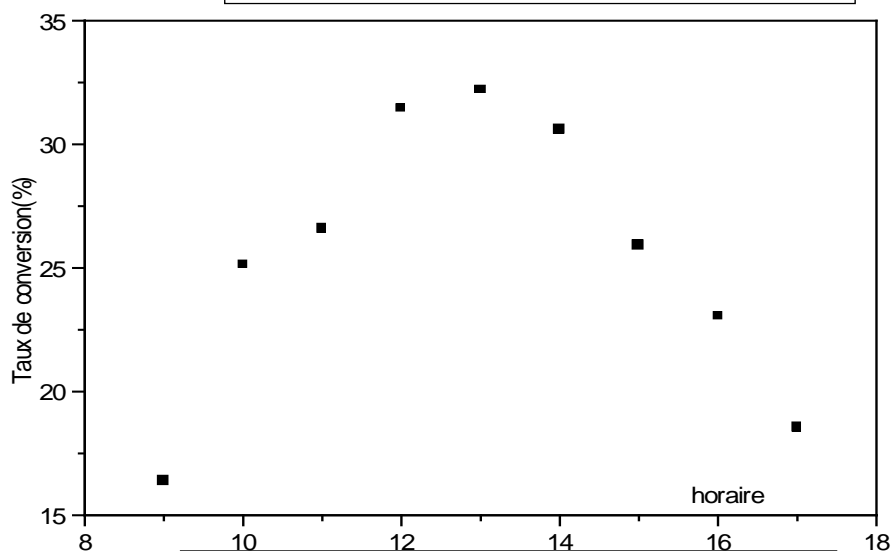


Figure 3f2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 3g $D_e = 0,25 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_s (kg/hm ²)	τ (%)
9	0,113	45,2
10	0,121	48,4
11	0,141	56,4
12	0,158	63,2
13	0,171	68,4
14	0,153	61,2
15	0,143	57,2
16	0,129	51,6
17	0,118	47,2

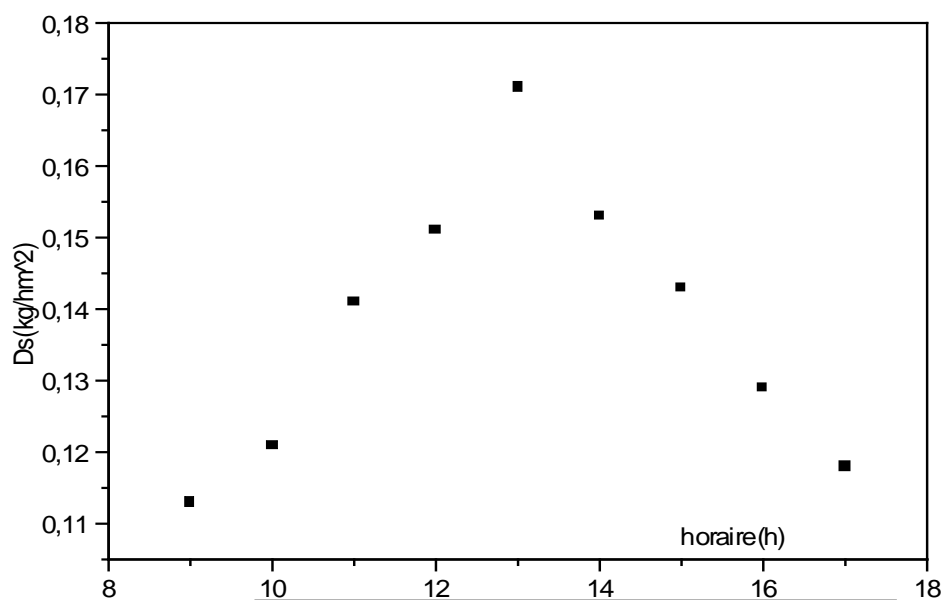


Figure 3g1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

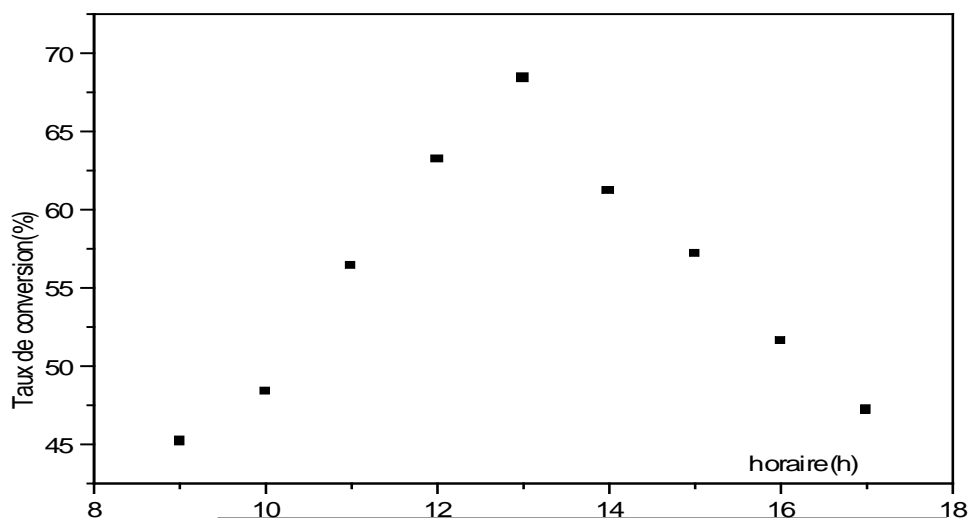


Figure 3g2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 3h $D_e = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_s (kg/hm ²)	τ (%)
9	0,327	32,7
10	0,498	49,8
11	0,533	53,3
12	0,589	58,9
13	0,601	60,1
14	0,576	57,6
15	0,513	51,3
16	0,436	43,6
17	0,385	38,5

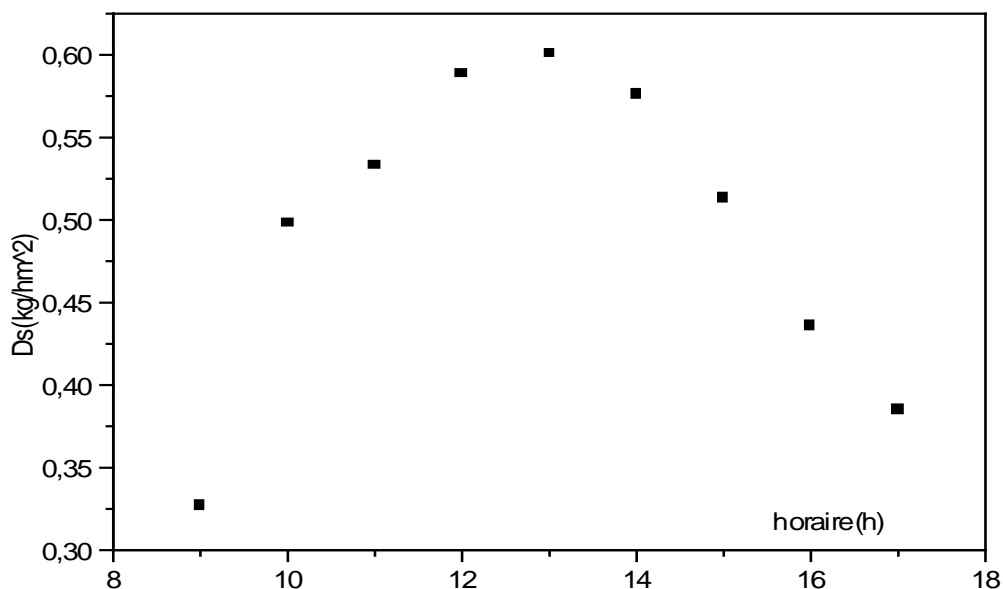


Figure 3h1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

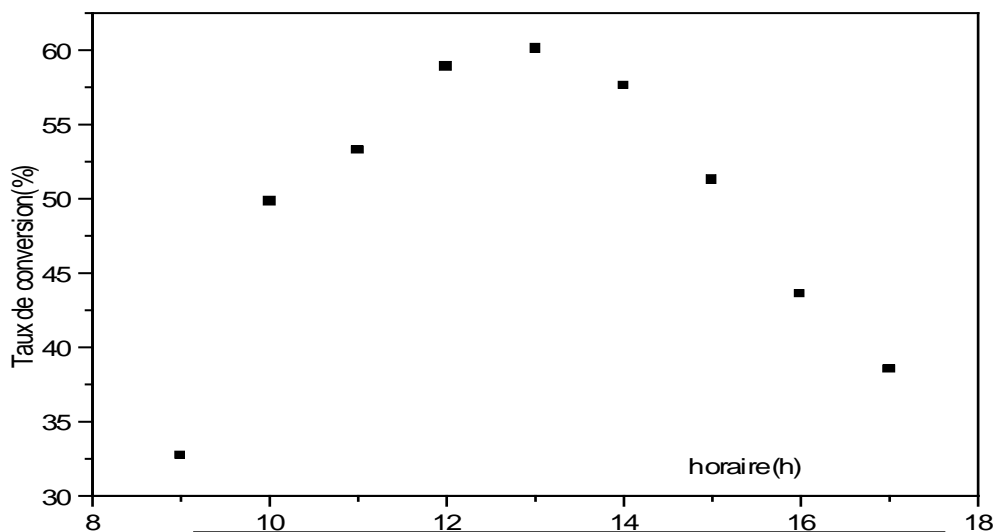


Figure 3h2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 3i $D_e = 1,5 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_s (kg/hm ²)	τ (%)
9	0,276	18,40
10	0,407	27,13
11	0,486	32,40
12	0,524	34,93
13	0,568	37,87
14	0,546	36,40
15	0,455	30,33
16	0,386	25,73
17	0,353	23,53

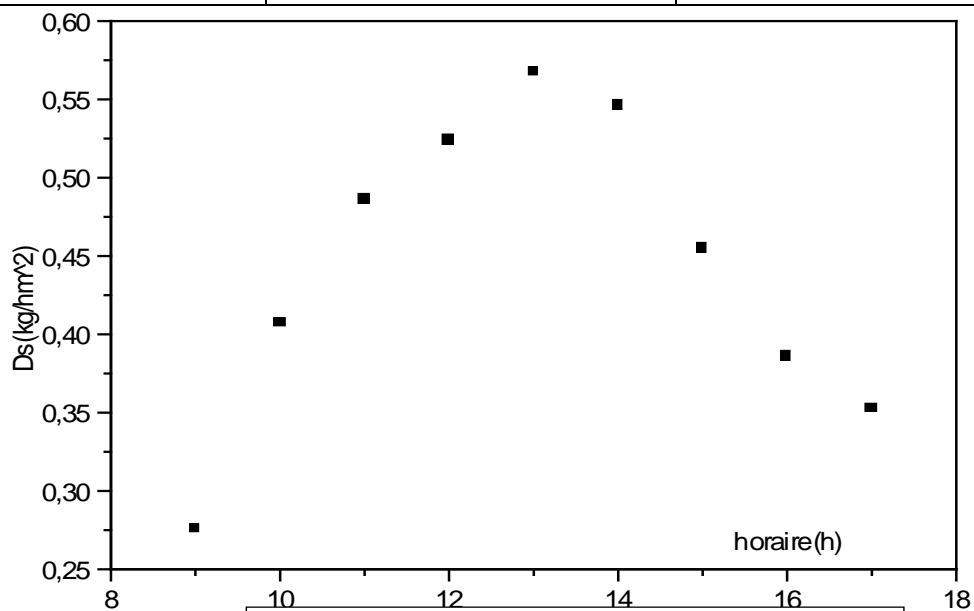


Figure 3i1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

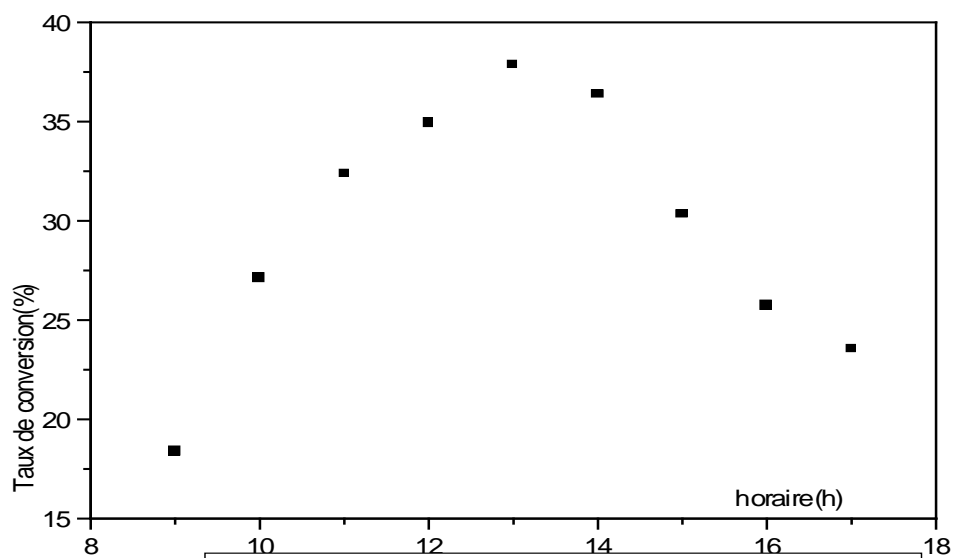


Figure 3i2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 3j $D_e = 0,25 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_s (kg/hm ²)	τ (%)
9	0,123	49,2
10	0,139	55,6
11	0,162	64,8
12	0,178	71,2
13	0,185	74
14	0,176	70,4
15	0,165	66
16	0,141	56,4
17	0,127	50,8

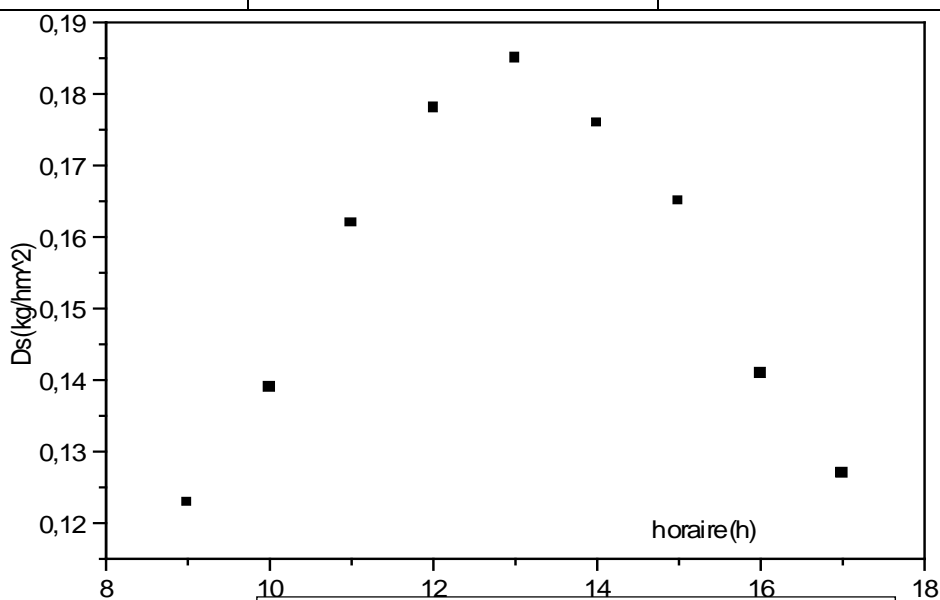


Figure 3j1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

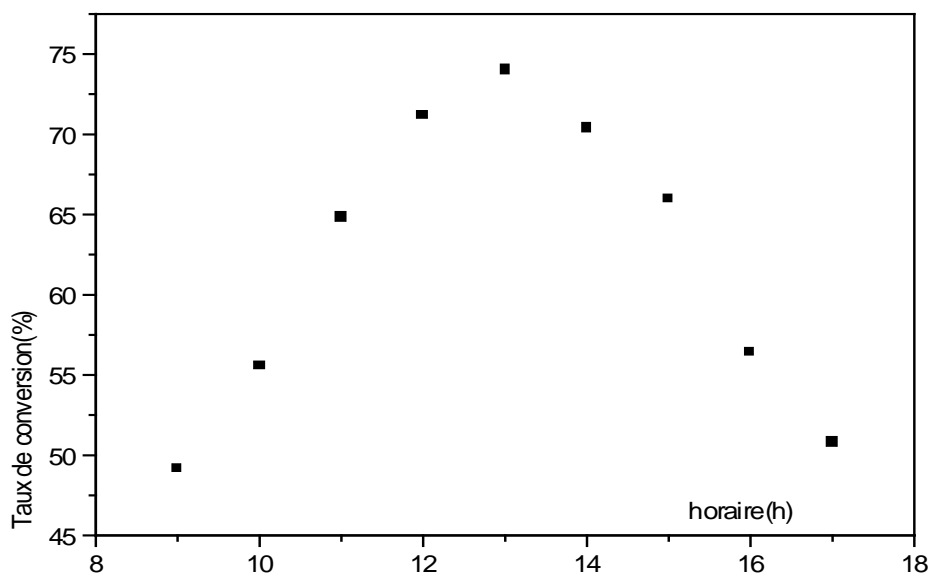


Figure 3j2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 3k

$D_e = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$

$T_e = 60^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_s (kg/hm ²)	τ (%)
9	0,398	39,8
10	0,545	54,5
11	0,596	59,6
12	0,638	63,8
13	0,687	68,7
14	0,613	61,3
15	0,568	56,8
16	0,508	50,8
17	0,481	48,1

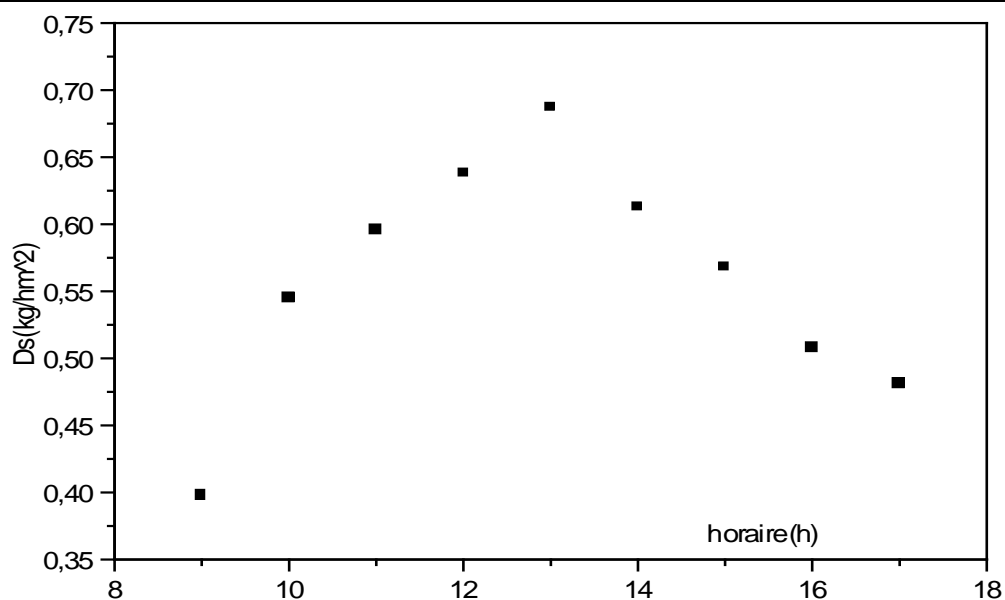


Figure 3k1 Débit de distillat en fonction de l'horaire

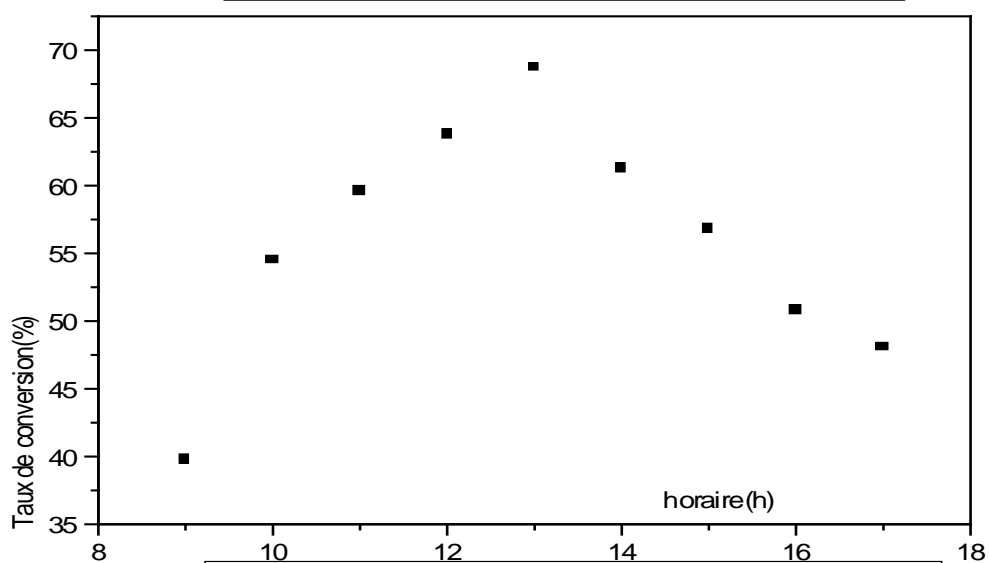


Figure 3k2 Taux de conversion en fonction de l'horaire

Tableau 31

$D_e = 1,5 \text{ L/m}^2\text{h}$

$T_e = 60^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_s (kg/hm ²)	τ (%)
9	0,367	24,46
10	0,474	31,60
11	0,516	34,40
12	0,582	38,80
13	0,672	44,67
14	0,600	40
15	0,581	38,73
16	0,440	29,33
17	0,411	27,40

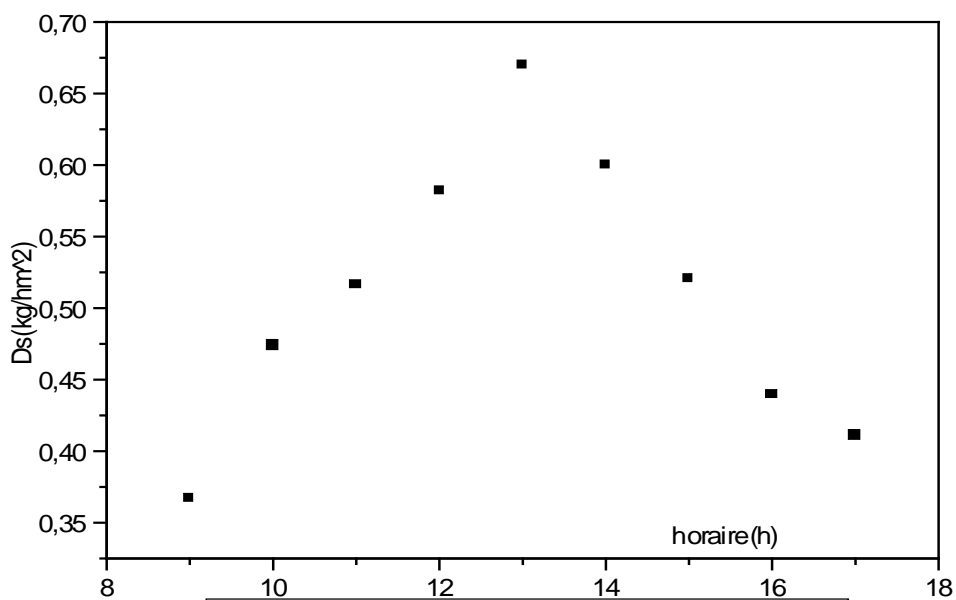


Figure 31 Débit de distillat en fonction de l'horaire

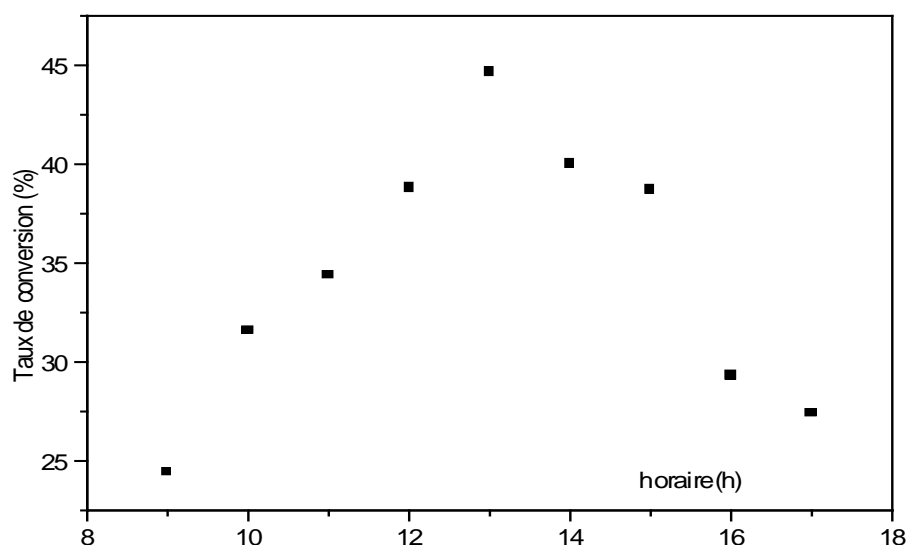


Figure 32 Taux de conversion en fonction de l'horaire

b. Discussion

La figure 1 montre que le flux incident maximal est atteint à 13 heures : $\phi_{iM} = 1200 \text{ W/m}^2$. La figure 2 montre que la température ambiante maximale est atteinte entre 13 heures et 14 heures : $T_{aM} = 35^\circ\text{C}$. Les figures 3 (a, b, c, d, e, f, g, h, i, j, k, et l) représentent le débit de distillat et le taux de conversion en fonction de l’horaire, concernant un étage du distillateur pour différentes températures et différents débits d’alimentation : le débit de distillat et le taux de conversion augmentent avec l’horaire jusqu’à atteindre une valeur maximale entre 12 heures et 14 heures , ensuite ils vont en diminuant jusqu’à 17 heures. Cette évolution est due à l’intensité du flux solaire, dont la variation est représentée par la figure 1.

D’autre part, ce débit de distillat ainsi que le taux de conversion augmentent également en fonction du débit et de la température d’alimentation. Néanmoins, cette augmentation du débit de distillat est limitée par la valeur optimale de débit d’alimentation ; d’ailleurs on constate sur ces figures que les valeurs du débit de distillat obtenues à $D_e = 1,5 \text{ kg/hm}^2$ sont inférieures à celles obtenues à $D_e = 1 \text{ kg/hm}^2$ pour les mêmes valeurs de la température d’alimentation (voir tableaux ci- dessous).

Tableau 3m1 $T_e = 45^\circ\text{C}$

$D_e \text{ (kg/hm}^2\text{)}$	$D_{sM} \text{ (kg/hm}^2\text{)}$	$\tau \text{ (%)}$
0,25	0,126	50,4
1	0,456	45,6
1,5	0,489	32,6

Tableau 3m2 $T_e = 50^\circ\text{C}$

$D_e \text{ (kg/hm}^2\text{)}$	$D_{sM} \text{ (kg/hm}^2\text{)}$	$\tau \text{ (%)}$
0,25	0,157	62,8
1	0,545	54,5
1,5	0,483	32,2

Tableau 3m3 $T_e = 55^\circ\text{C}$

$D_e \text{ (kg/hm}^2\text{)}$	$D_{sM} \text{ (kg/hm}^2\text{)}$	$\tau \text{ (%)}$
0,25	0,171	68,4
1	0,601	60,1
1,5	0,568	37,87

Tableau 3m4 $T_e = 60^\circ\text{C}$

D_e (kg/hm ²)	D_{sM} (kg/hm ²)	τ (%)
0,25	0,185	74
1	0,687	68,7
1,5	0,672	44,67

2. 2. 2. Débit de distillat et taux de conversion en fonction de la température de l'eau saumâtre

a. Résultats expérimentaux

Tableau 4a $D_e = 0,25 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$ $T_{am} = 33 \text{ }^\circ\text{C}$ $\phi_{im} = 850 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$

Dans ce tableau, on retrouve les valeurs maximales du débit de distillat (débit mesuré entre 13 heures et 14 heures).

T_e (°C)	D_s (kg.h ⁻¹ .m ⁻²)	τ (%)
35	0,089	35,6
40	0,112	44,8
45	0,126	50,4
50	0,157	62,8
55	0,171	68,4
60	0,185	74

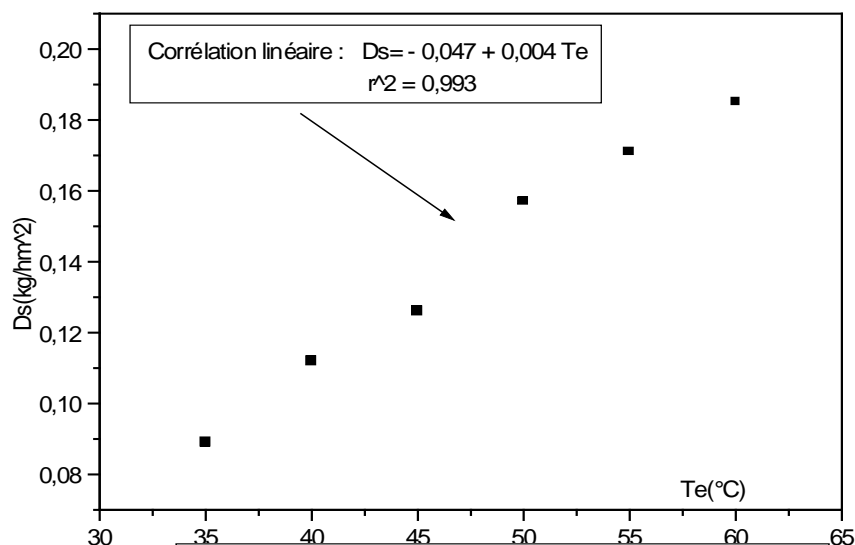


Figure 4a1 Débit de distillat en fonction de la température de l'eau saumâtre. Un étage ; $D_e = 0,25 \text{ kg/hm}^2$

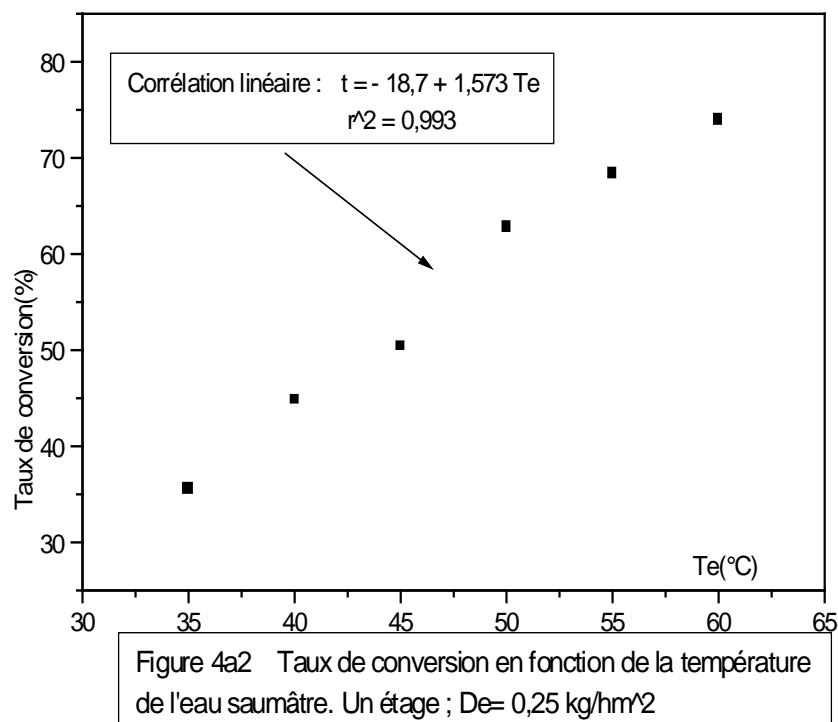


Tableau 4b $D_e = 1 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $T_{am} = 33 \text{ }^\circ\text{C}$ $\phi_{im} = 850 \text{ W.m}^{-2}$

Dans ce tableau, on retrouve les valeurs maximales du débit de distillat (débit mesuré entre 13 heures et 14 heures).

T_e ($^\circ\text{C}$)	D_s ($\text{kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$)	τ (%)
35	0,278	27,8
40	0,338	33,8
45	0,456	45,6
50	0,545	54,5
55	0,601	60,1
60	0,687	68,7

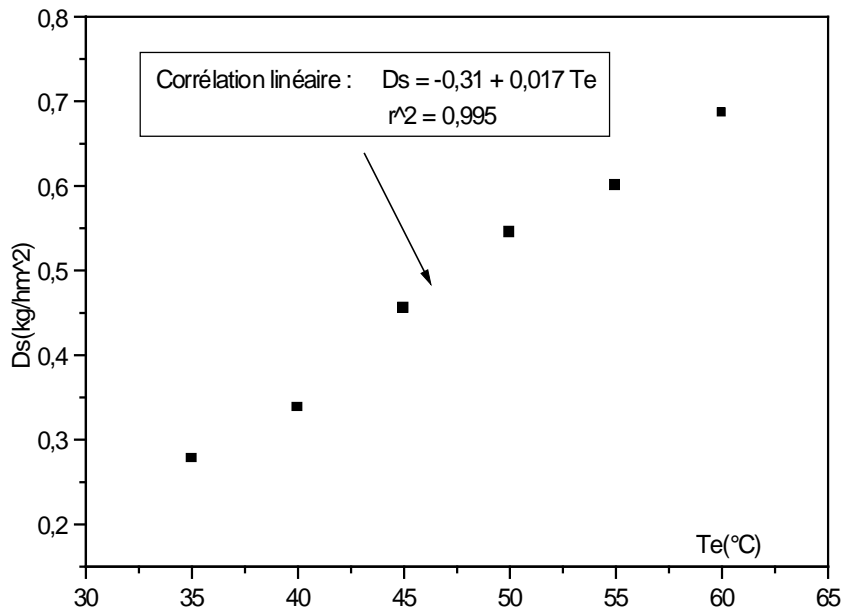


Figure 4b1 Débit de distillat en fonction de la température de l'eau saumâtre. Un étage ; $D_e = 1 \text{ kg/hm}^2$

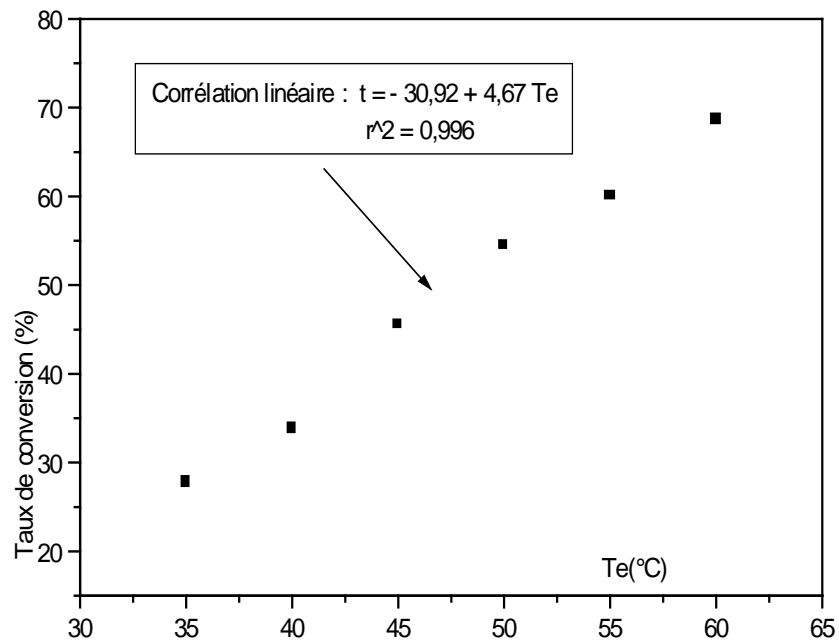


Figure 4b2 Taux de conversion en fonction de la température de l'eau saumâtre. Un étage ; $D_e = 1 \text{ kg/hm}^2$

Tableau 4c $D_e = 1,5 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $T_{am} = 33 \text{ °C}$ $\phi_{im} = 850 \text{ W.m}^{-2}$

Dans ce tableau, on retrouve le débit maximal de distillat (entre 13 heures et 14 heures).

$T_e(\text{°C})$	$D_s (\text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2})$	$\tau(\%)$
35	0,269	17,93
40	0,330	22
45	0,489	32,60
50	0,483	32,2
55	0,568	37,87
60	0,672	44,67

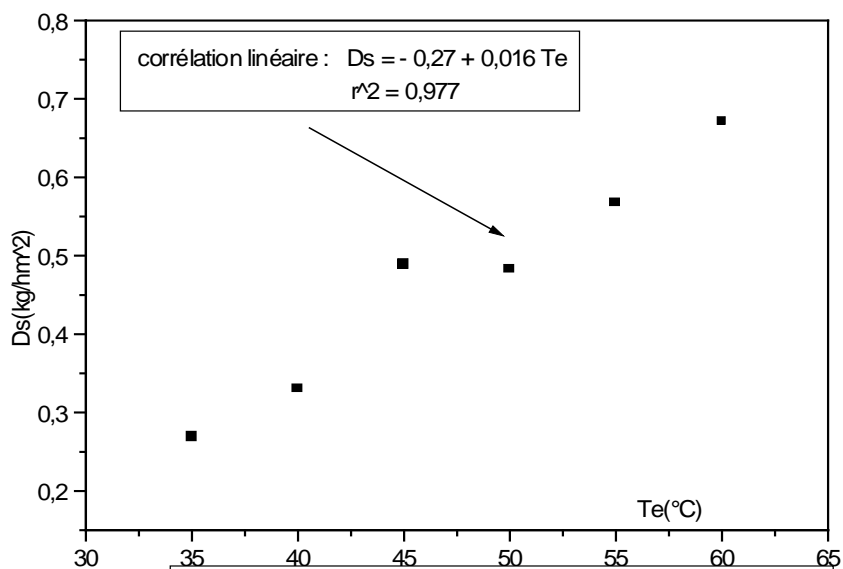


Figure 4c1 Débit de distillat en fonction de la température de l'eau saumâtre. Un étage ; $D_e = 1,5 \text{ kg/hm}^2$

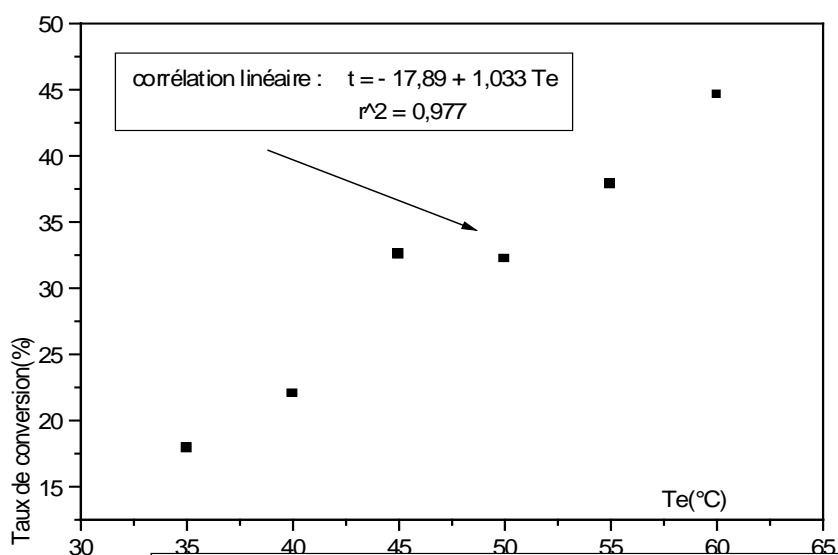


Figure 4c2 Taux de conversion en fonction de la température de l'eau saumâtre. Un étage ; $D_e = 1,5 \text{ kg/hm}^2$

b. Discussion

Les figures 4a, 4b et 4c montrent que le débit de distillat et le taux de conversion augmentent en fonction de la température de l'eau saumâtre d'une façon linéaire. Le débit de distillat et le taux de conversion augmentent en fonction du débit d'eau saumâtre pour la même température de l'eau saumâtre et ils commencent à diminuer à partir d'une certaine valeur du débit d'eau saumâtre appelé débit optimal. Ce débit doit correspondre à la transformation quasi totale de l'eau saumâtre en eau distillée.

2. 3. Production du distillateur à deux étages

2. 3. 1. Débit de distillat et taux de conversion en fonction de l'horaire

a. Résultats expérimentaux

Tableau 5a $T_{am} = 33^{\circ}C$ $T_e = 45^{\circ}C$ $D_{e1} = 0,25 \text{ kg/hm}^2$ $D_{e2} = 0,25 \text{ kg/hm}^2$

D_{e1} : débit d'alimentation du premier étage D_{e2} : débit d'alimentation du deuxième étage

D_{s1} : débit de distillat à la sortie du premier étage D_{s2} : débit total de distillat

Horaire (h)	$D_{s1} \text{ (kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1})$	$\tau_1 \text{ (\%)} $	$D_{s2} \text{ (kg.m}^{-2}.\text{h}^{-1})$	$\tau_2 \text{ (\%)} $
9	0,075	30	0,117	23,4
10	0,092	36,8	0,129	25,76
11	0,098	39,2	0,143	28,6
12	0,105	42	0,152	30,45
13	0,115	46	0,165	33
14	0,126	50,4	0,179	35,78
15	0,112	44,8	0,161	32,2
16	0,087	34,8	0,124	24,8
17	0,072	28,8	0,104	20,9

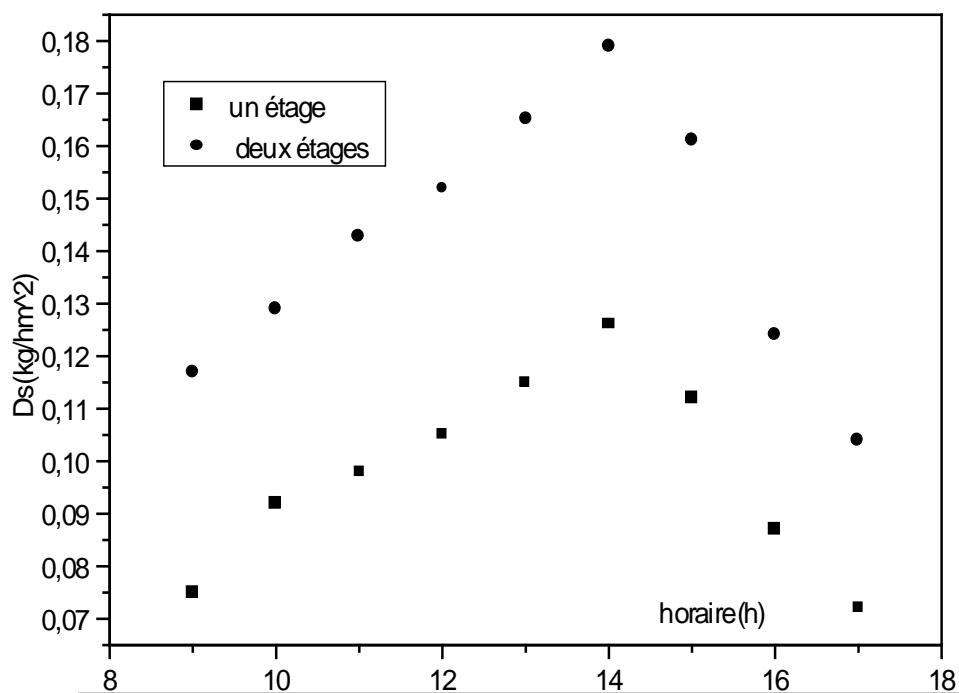


Figure 5a Débit de distillat en fonction de l'horaire et du nombre d'étages
Deux étages ; $T_e = 45^\circ\text{C}$

Tableau 5b $D_{e1} = 0,25 \text{ L/m}^2\text{h}$ $D_{e2} = 0,25 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 55^\circ\text{C}$

horaire (h)	$D_{s1} \text{ (kg/hm}^2\text{)}$	$\tau_1 \text{ (\%)}$	$D_{s2} \text{ (kg/hm}^2\text{)}$	$\tau_2 \text{ (\%)}$
9	0,113	45,2	0,162	32,4
10	0,121	48,4	0,175	35
11	0,141	56,4	0,202	40,4
12	0,158	63,2	0,224	44,8
13	0,171	68,4	0,249	49,8
14	0,153	61,2	0,219	43,8
15	0,143	57,2	0,201	40,2
16	0,129	51,6	0,183	36,6
17	0,118	47,2	0,169	33,8

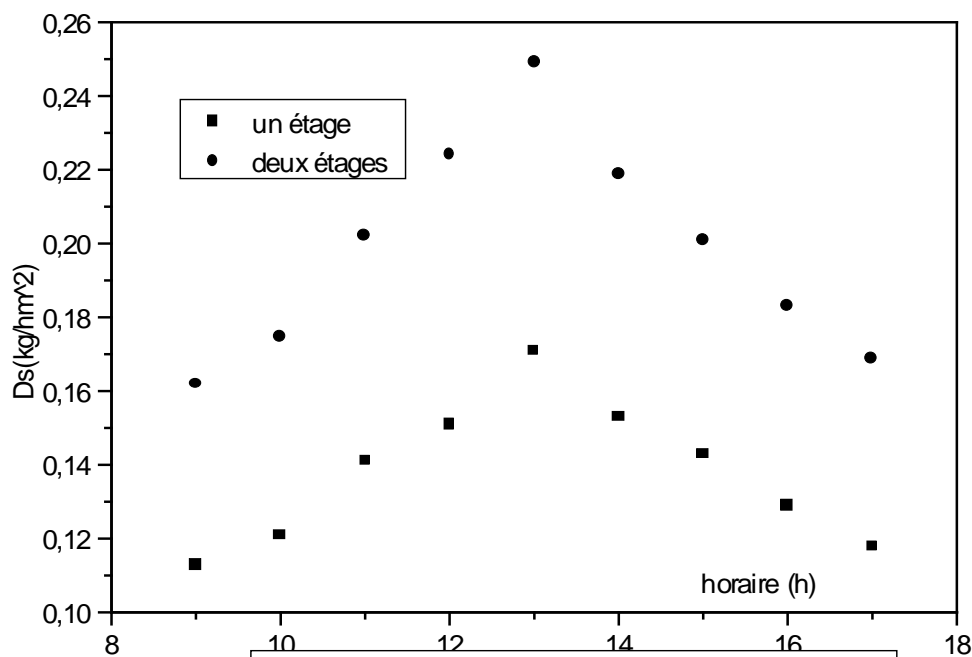


Figure 5b Débit de distillat en fonction de l'horaire
 $T_e = 55^\circ\text{C}$; deux étages

Tableau 5c $D_{e1} = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$ $D_{e2} = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_{s1} (kg/hm ²)	τ_1 (%)	D_{s2} (kg/hm ²)	τ_2 (%)
9	0,294	29,4	0,420	21
10	0,423	42,3	0,601	30,05
11	0,481	48,1	0,687	34,35
12	0,527	52,7	0,743	37,15
13	0,545	54,5	0,757	37,85
14	0,493	49,3	0,691	34,55
15	0,417	41,7	0,592	29,6
16	0,398	39,8	0,557	27,85
17	0,324	32,4	0,457	22,85

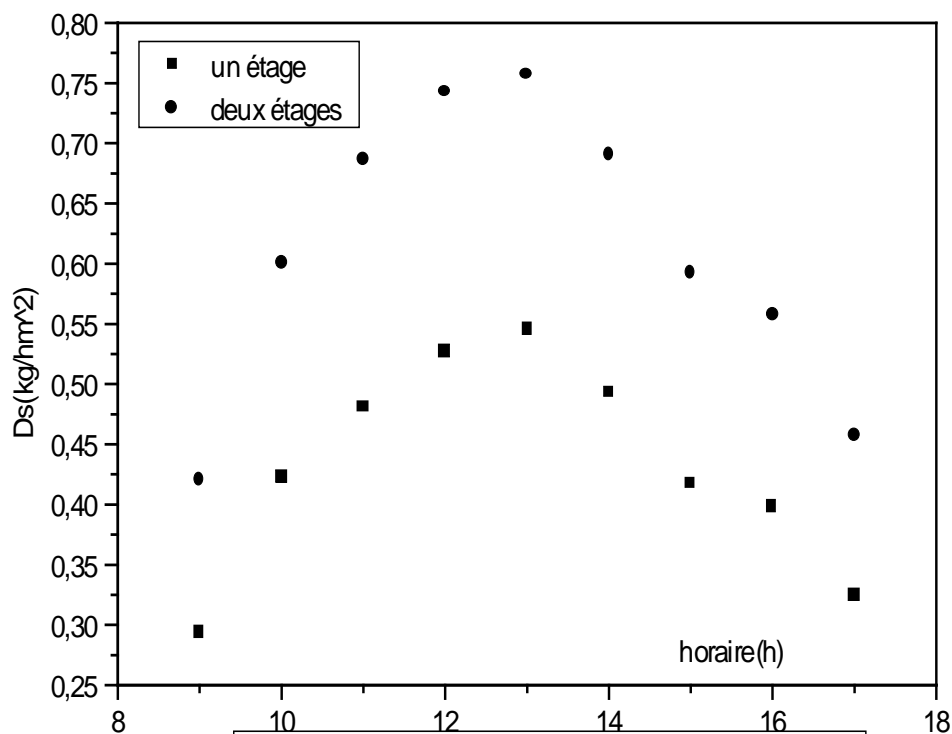
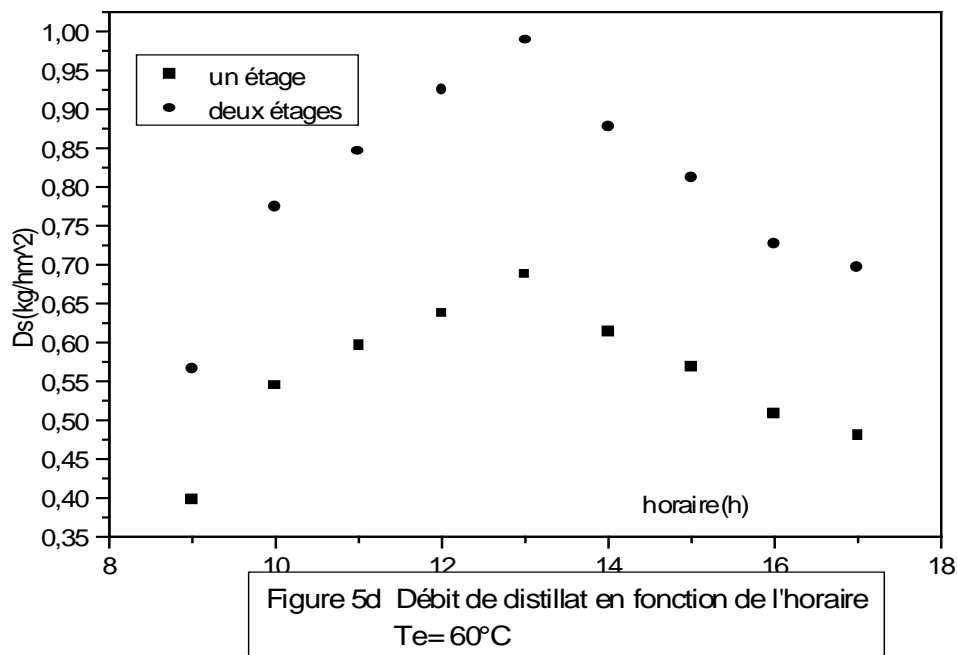


Figure 5c Débit de distillat en fonction de l'horaire
Te = 50°C

Tableau 5d $D_{e1} = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$ $D_{e2} = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

horaire (h)	D_{s1} (kg/hm ²)	τ_1 (%)	D_{s2} (kg/hm ²)	τ_2 (%)
9	0,398	39,8	0,565	28,25
10	0,545	54,5	0,774	38,7
11	0,596	59,6	0,846	42,3
12	0,638	63,8	0,925	46,25
13	0,687	68,7	0,989	49,45
14	0,613	61,3	0,877	43,85
15	0,568	56,8	0,812	40,6
16	0,508	50,8	0,726	36,3
17	0,481	48,1	0,697	34,87



b. discussion

Les figures 5 (a, b, c, et d) montrent que la production du distillateur augmente en fonction de l'heure jusqu'à une valeur maximale vers 13 heures, ensuite elle diminue en fonction de l'heure, car en effet, l'intensité du flux solaire évolue de la même manière et elle est maximale vers 13 heures. La production devient plus importante en augmentant le nombre d'étages : on constate que le débit de distillat est plus important avec deux étages qu'avec un seul étage.

2. 3. 2. Débit de distillat et taux de conversion en fonction de la température de l'eau saumâtre

a. Résultats expérimentaux

Tableau 6a $D_{e1} = 0,25 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $D_{e2} = 0,25 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $T_{am} = 33 \text{ °C}$ $\phi_{im} = 850 \text{ W.m}^{-2}$

Dans ce tableau, D_s est la valeur maximale du débit de distillat (entre 13 heures et 14 heures).

$T_e(\text{°C})$	$D_{s1} (\text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2})$	$\tau_1(\%)$	$D_{s2} (\text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2})$	$\tau_2(\%)$
35	0,089	35,6	0,112	22,4
40	0,112	44,8	0,145	29
45	0,126	50,4	0,179	35,8
50	0,157	62,8	0,217	43,4
55	0,171	68,4	0,249	49,8
60	0,185	74	0,322	64,4

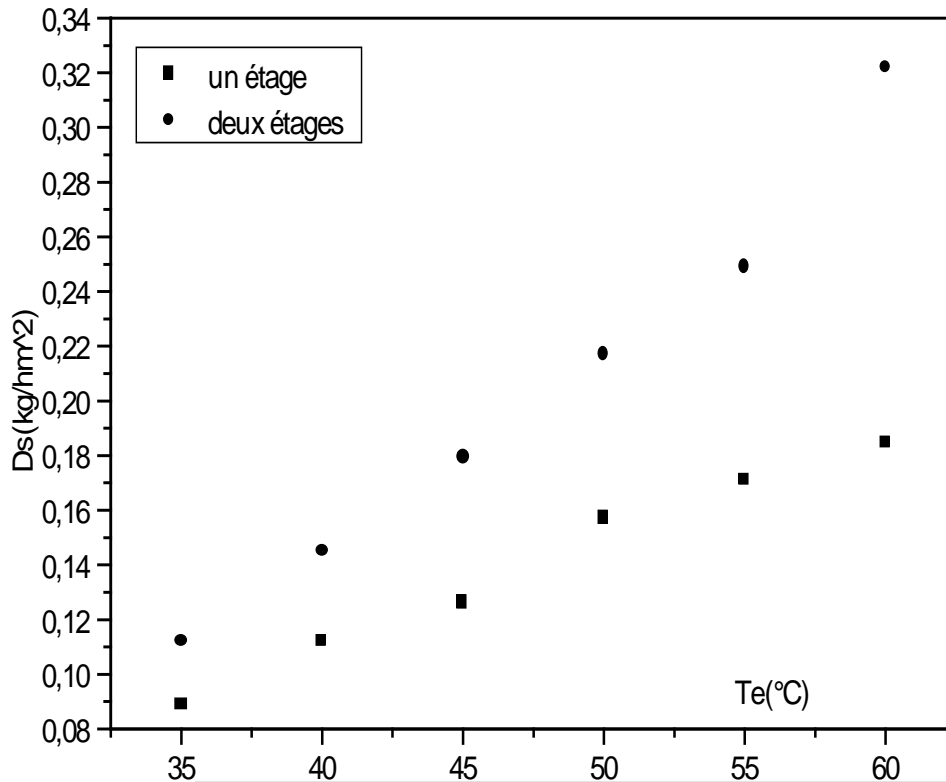
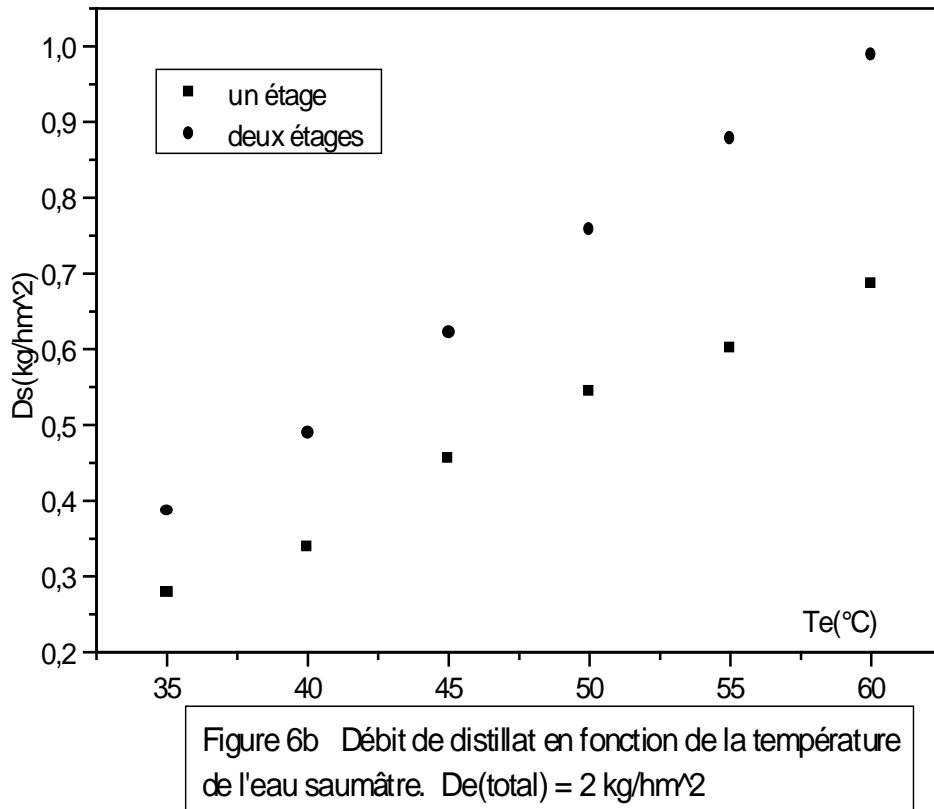


Figure 6a Débit de distillat en fonction de la température de l'eau saumâtre. $D_e(\text{total}) = 0,5 \text{ kg/hm}^2$

Tableau 6b $D_{e1} = 1 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $D_{e2} = 1 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $T_{\text{am}} = 33 \text{ °C}$ $\phi_{\text{im}} = 850 \text{ W.m}^{-2}$

D_s est le débit maximal mesuré en fonction de l'horaire entre 13 heures et 14 heures.

$T_e(\text{°C})$	$D_{s1} (\text{kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2})$	$\tau_1(\%)$	$D_{s2} (\text{kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2})$	$\tau_2(\%)$
35	0,278	27,8	0,386	19,3
40	0,338	33,8	0,488	24,4
45	0,456	45,6	0,623	31,15
50	0,545	54,5	0,757	37,85
55	0,601	60,1	0,879	43,95
60	0,687	68,7	0,989	49,45



b. Discussion

Les figures 6a et 6b montrent que le débit de distillat augmente en fonction de la température de l'eau saumâtre et du nombre d'étages.

2. 4. Production du distillateur à 3 étages

2. 4. 1. Débit de distillat et taux de conversion en fonction de l'horaire

a. Résultats expérimentaux

Tableau 7a $T_{am} = 33^\circ\text{C}$ $T_e = 45^\circ\text{C}$ $D_{e1} = 0,25 \text{ kg/hm}^2$ $D_{e2} = 0,25 \text{ kg/hm}^2$ $D_{e3} = 0,25 \text{ kg/hm}^2$

D_{e1} : débit d'alimentation du premier étage D_{e2} : débit d'alimentation du deuxième étage

D_{e3} : débit d'alimentation du deuxième étage

D_{s1} : débit de distillat à la sortie du premier étage D_{s2} : débit total de distillat (deux étages)

D_{s3} : débit total de distillat (trois étages).

Horaire (h)	D_{s1} (kg.m ⁻² .h ⁻¹)	τ_1 (%)	D_{s2} (kg.m ⁻² .h ⁻¹)	τ_2 (%)	D_{s3} (kg.m ⁻² .h ⁻¹)	τ_3 (%)
9	0,075	30	0,117	23,4	0,164	21,86
10	0,092	36,8	0,129	25,76	0,183	24,4
11	0,098	39,2	0,143	28,6	0,205	27,33
12	0,105	42	0,152	30,45	0,218	29,07
13	0,115	46	0,165	33	0,234	31,2
14	0,126	50,4	0,179	35,78	0,254	33,9
15	0,112	44,8	0,161	32,2	0,228	30,4
16	0,087	34,8	0,124	24,8	0,176	23,46
17	0,072	28,8	0,104	20,9	0,148	19,73

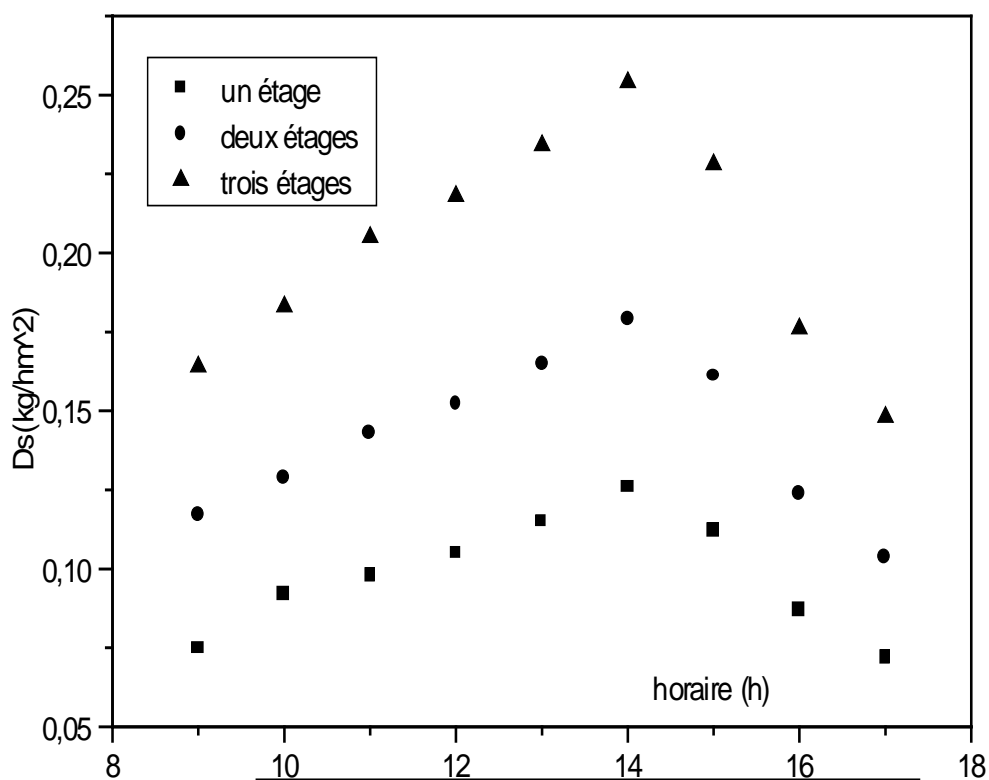


Figure 7a Débit de distillat en fonction de l'horaire
 $D_e(\text{total}) = 0,75 \text{ kg/hm}^2$ $T_e = 45^\circ\text{C}$

Tableau 7b $D_{e1} = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$ $D_{e2} = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$ $D_{e3} = 1 \text{ L/m}^2\text{h}$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

D_{s3} est le débit de distillat total obtenu pour les trois étages.

horaire (h)	D_{s1} (kg/hm^2)	τ_1 (%)	D_{s2} (kg/hm^2)	τ_2 (%)	D_{s3} (kg/hm^2)	τ_3 (%)
9	0,398	39,8	0,565	28,25	0,797	26,56
10	0,545	54,5	0,774	38,7	1,091	36,38
11	0,596	59,6	0,846	42,3	1,201	40,04
12	0,638	63,8	0,925	46,25	1,295	43,16
13	0,687	68,7	0,989	49,45	1,394	46,48
14	0,613	61,3	0,877	43,85	1,236	41,21
15	0,568	56,8	0,812	40,6	1,137	37,89
16	0,508	50,8	0,726	36,3	1,024	34,12
17	0,481	48,1	0,697	34,87	0,989	32,99

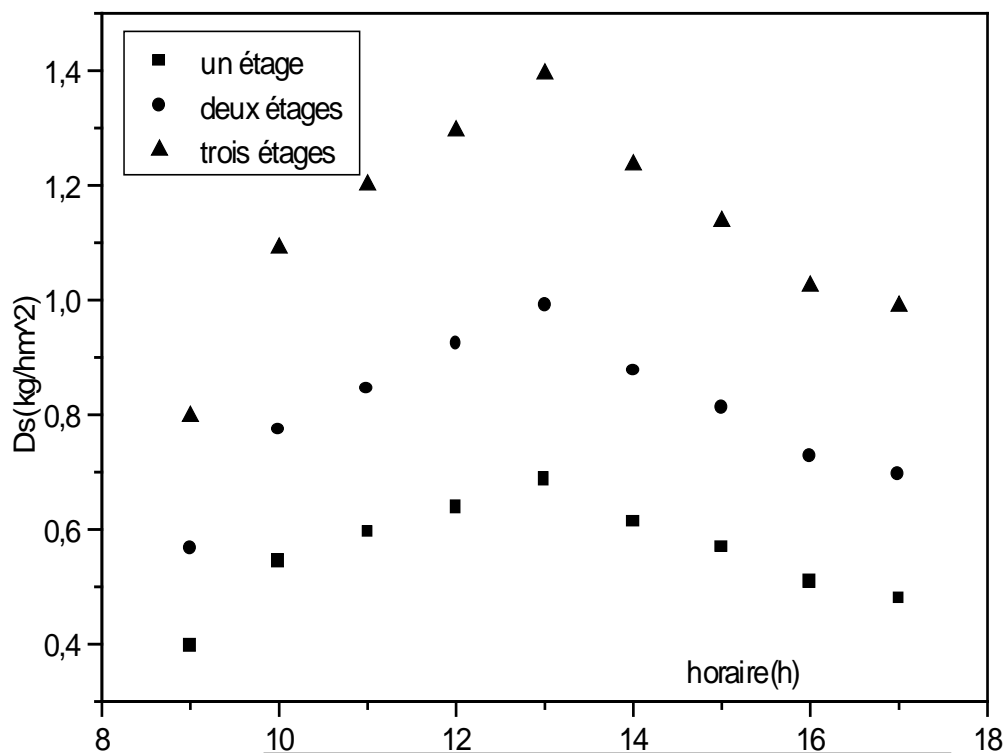


Figure 7b Débit de distillat en fonction de l'horaire
 $D_e(\text{total}) = 3 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

b. Discussion

Les figures 7 a et 7 b montrent que le débit spécifique de distillat augmente en fonction de l'horaire jusqu'à une valeur maximale vers 13 heures, ensuite elle diminue en fonction de l'horaire. Cette évolution est liée à celle l'intensité du flux solaire qui a la même allure en fonction de l'horaire et elle est maximale vers 13 heures. La production devient plus importante en augmentant le nombre d'étages : on constate que plus le nombre d'étages est élevé, plus le débit de distillat est important : ceci est dû à la réutilisation de la chaleur de condensation ; c'est l'un des avantages du distillateur à film capillaire.

Numériquement, si le distillateur est à trois étages et fonctionne de 8 à 17 heures, soit 9 heures de fonctionnement, donc 9 valeurs de débit de distillat, avec un débit total d'eau saumâtre de 3 L/hm² et une température de l'eau saumâtre T_e= 60°C et une température ambiante moyenne T_a= 33°C, on obtient un débit moyen d'eau distillée D_{sm}= 1,129 L/hm². Ce débit correspond donc à une quantité d'eau distillée égale à 10 L/m² pour une journée de fonctionnement ; cette production est donc plus importante que celle du distillateur serre.

2. 4. 2. Débit de distillat et taux de conversion en fonction de la température de l'eau saumâtre

a. Résultats expérimentaux

Tableau 8a D_{e1} = 0,25 kg.h⁻¹.m⁻² D_{e2} = 0,25 kg.h⁻¹.m⁻² D_{e3} = 0,25 kg.h⁻¹.m⁻²

T_{am} = 33 °C φ_{im} = 850 W.m⁻²

Dans ce tableau, D_s est la valeur maximale du débit de distillat (entre 13 heures et 14 heures).

T _e (°C)	D _{s1} (kg.h ⁻¹ .m ⁻²) τ ₃ (%)	τ ₁ (%)	D _{s2} (kg.h ⁻¹ .m ⁻²)	τ ₂ (%)	D _{s3} (kg.h ⁻¹ .m ⁻²)	
35	0,089	35,6	0,112	22,4	0,157	20,93
40	0,112	44,8	0,145	29	0,218	29,07
45	0,126	50,4	0,179	35,8	0,27	36
50	0,157	62,8	0,217	43,4	0,32	42,7
55	0,171	68,4	0,249	49,8	0,428	57,07
60	0,185	74	0,322	64,4	0,489	65,2

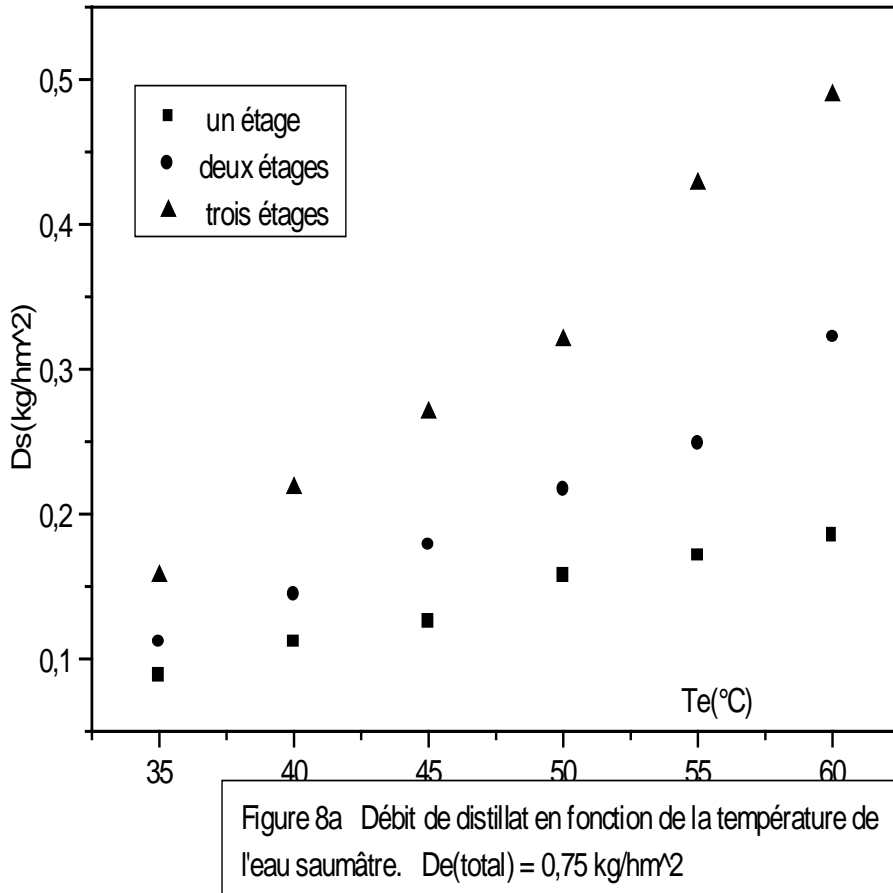


Tableau 8b $D_{e1} = 1 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $D_{e2} = 1 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$ $D_{e3} = 1 \text{ kg.h}^{-1}.\text{m}^{-2}$

$T_{am} = 33 \text{ °C}$ $\phi_{im} = 850 \text{ W.m}^{-2}$

D_s est le débit maximal mesuré en fonction de l'horaire entre 13 heures et 14 heures.

T_e (°C)	D_{s1} (kg.h ⁻¹ m ⁻²)	τ_1 (%)	D_{s2} (kg.h ⁻¹ m ⁻²)	τ_2 (%)	D_{s3} (kg.h ⁻¹ m ⁻²)	τ_3 (%)
35	0,278	27,8	0,386	19,3	0,548	18,26
40	0,338	33,8	0,488	24,4	0,683	22,77
45	0,456	45,6	0,623	31,15	0,761	25,37
50	0,545	54,5	0,757	37,85	1,057	35,23
55	0,601	60,1	0,879	43,95	1,231	41,03

60	0,687	68,7	0,989	49,45	1,384	46,13
----	-------	------	-------	-------	-------	-------

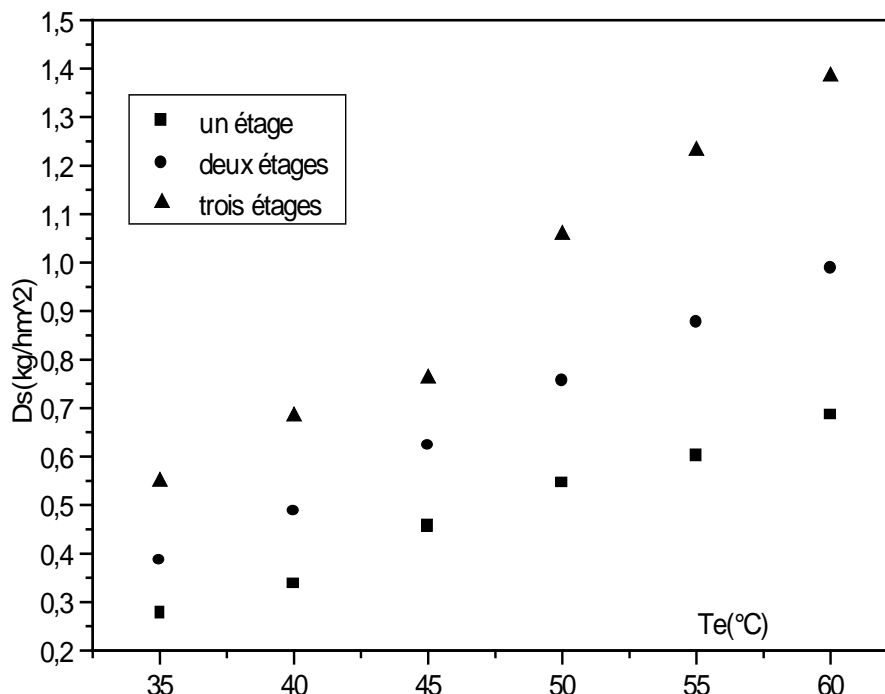


Figure 8b Débit de distillat en fonction de la température de l'eau saumâtre. $D_e(\text{total}) = 3 \text{ L/hm}^2$

b. Discussion

Les figures 8a et 8b montrent que le débit de distillat augmente en fonction de la température de l'eau saumâtre et du nombre d'étages : le débit d'eau distillée obtenu avec un distillateur à trois étages est supérieur à celui obtenu avec un distillateur bi-étagé.

3. Comparaison entre les valeurs théoriques et les valeurs expérimentales du flux d'évaporation- condensation

3. 1. Un étage

Tableau 9 $D_e = 1 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Inaba	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Jakob	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Somers	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Expérimental
60	423,3	317,9	562,9	521,9
65	431,8	326,7	570,7	539,8
70	438,5	338,8	581,6	551,6
75	445,6	347,6	589,2	566,5
80	453,5	359,2	601,4	580,1
85	459,9	368,1	610,8	605,8
90	467,5	375,4	618,7	613,7
95	476,1	389,1	627,4	620,4
100	483,8	397,9	638,2	629,6
105	489,5	410,4	646,5	641,9
110	496,4	417,5	655,1	649,2
115	508,4	425,3	663,8	658,7

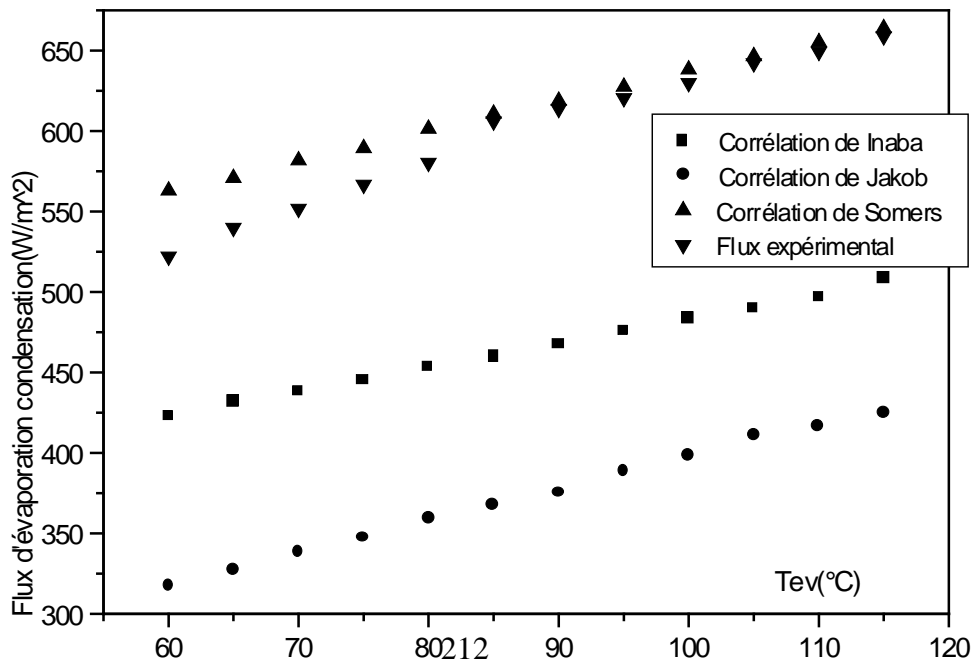


Figure 9 Flux d'évaporation- condensation en fonction de la température de l'évaporateur. Un étage ; $D_e = 1 \text{ L/hm}^2$; $T_e = 50^\circ\text{C}$

3. 2. Deux étages

Tableau 10 $D_{e1} = 1 \text{ L/hm}^2$ $D_{e2} = 1 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Inaba	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Jakob	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Somers	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Expérimental
60	503,2	380,5	635,5	612,4
65	510,9	386,7	643,8	631,8
70	521,2	397,8	654,2	645,3
75	532,6	422,3	661,7	669,8
80	541,9	430,8	672,1	685,5
85	550,4	444,3	680,9	703,4
90	562,3	451,8	692,5	720,1
95	571,8	468,7	701,4	731,8
100	582,3	477,2	713,6	743,4
105	590,7	489,3	721,4	750,2
110	604,2	498,2	730,8	758,7
115	616,4	511,7	742,1	765,5

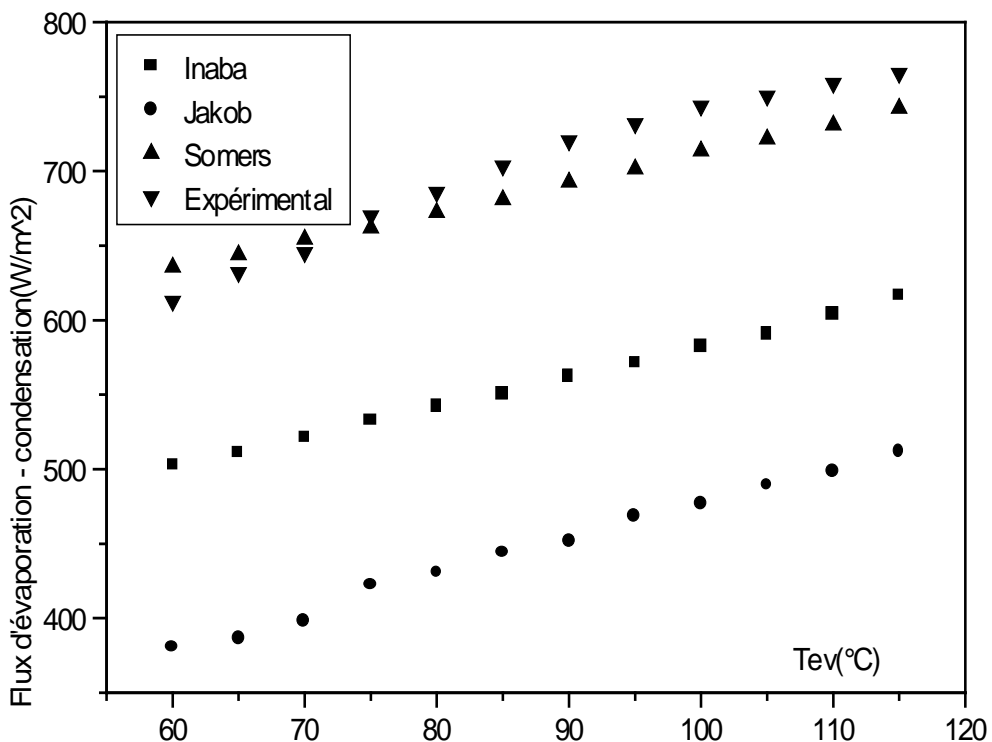
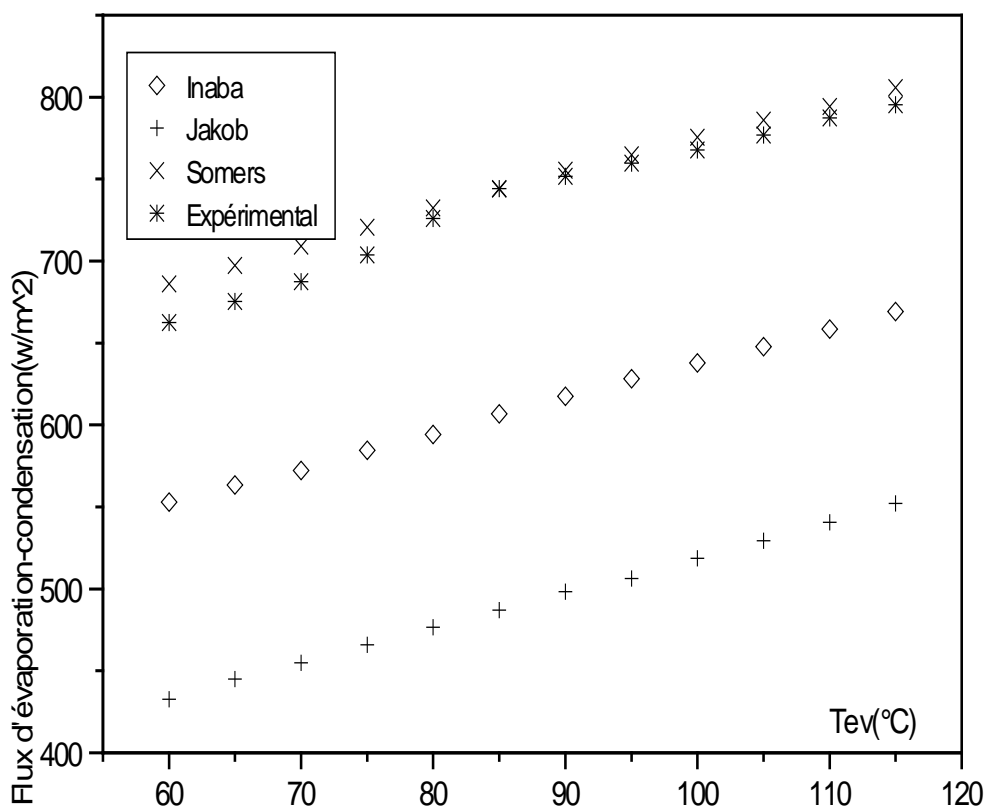


Figure 10 Flux d'évaporation- condensation en fonction de la température de l'évaporateur. Deux étages ; $D_e(\text{total}) = 2 \text{ kg/hm}^2$; $T_e = 50^\circ\text{C}$

3. 3. Trois étages

Tableau 11 $D_{e1} = 1 \text{ L/hm}^2$ $D_{e2} = 1 \text{ L/hm}^2$ $D_{e3} = 1 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 50^\circ\text{C}$

$T_{ev} (^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c} (\text{W/m}^2)$: Corrélation de Inaba	$\phi_{e-c} (\text{W/m}^2)$: Corrélation de Jakob	$\phi_{e-c} (\text{W/m}^2)$: Corrélation de Somers	$\phi_{e-c} (\text{W/m}^2)$: Expérimental
60	552,9	432,8	686,1	662,6
65	563,4	445,1	697,4	675,4
70	572,1	454,9	709,2	687,5
75	584,6	465,8	720,6	703,8
80	594,2	476,5	732,4	725,9
85	606,8	487,1	743,9	744,2
90	617,4	498,2	755,4	751,8
95	628,1	506,3	764,8	759,7
100	637,8	518,7	775,6	767,9
105	647,9	529,4	786,1	776,8
110	658,4	540,7	794,3	787,2
115	669,3	552,2	805,7	795,3



214
Figure 11 Flux d'évaporation - condensation en fonction de la température de l'évaporateur. Trois étages ; $D_e(\text{total}) = 3 \text{ L/hm}^2$; $T_e = 50^\circ\text{C}$

3. 4. Un étage Tableau 12 $D_e = 1 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Inaba	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Jakob	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Somers	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Expérimental
60	507,6	381,6	647,3	584,5
65	518,4	392,2	656,7	599,3
70	527,6	403,6	668,4	611,4
75	525,8	414,1	677,3	624,1
80	534,9	422,8	686,3	633,9
85	543,6	431,9	697,1	645,2
90	554,1	443,5	708,5	656,8
95	565,8	452,9	719,6	667,2
100	572,8	460,3	728,9	678,1
105	583,5	468,9	736,5	687,5
110	591,7	476,1	748,2	698,2
115	602,3	487,3	759,5	709,4

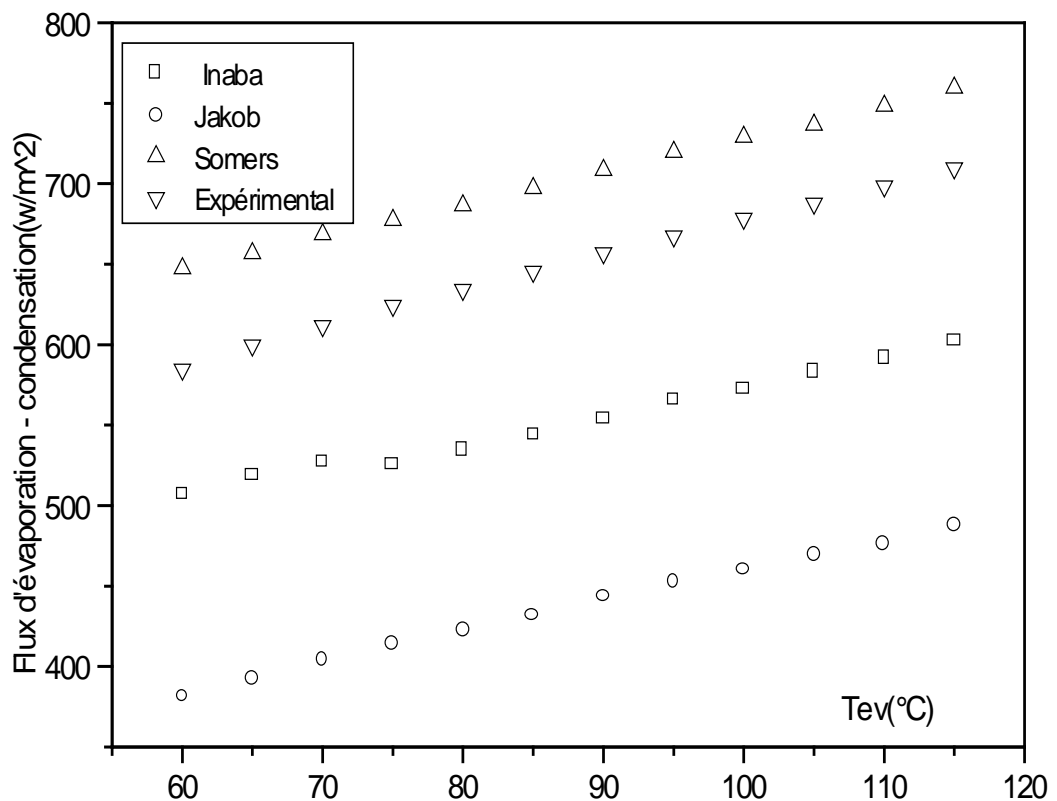
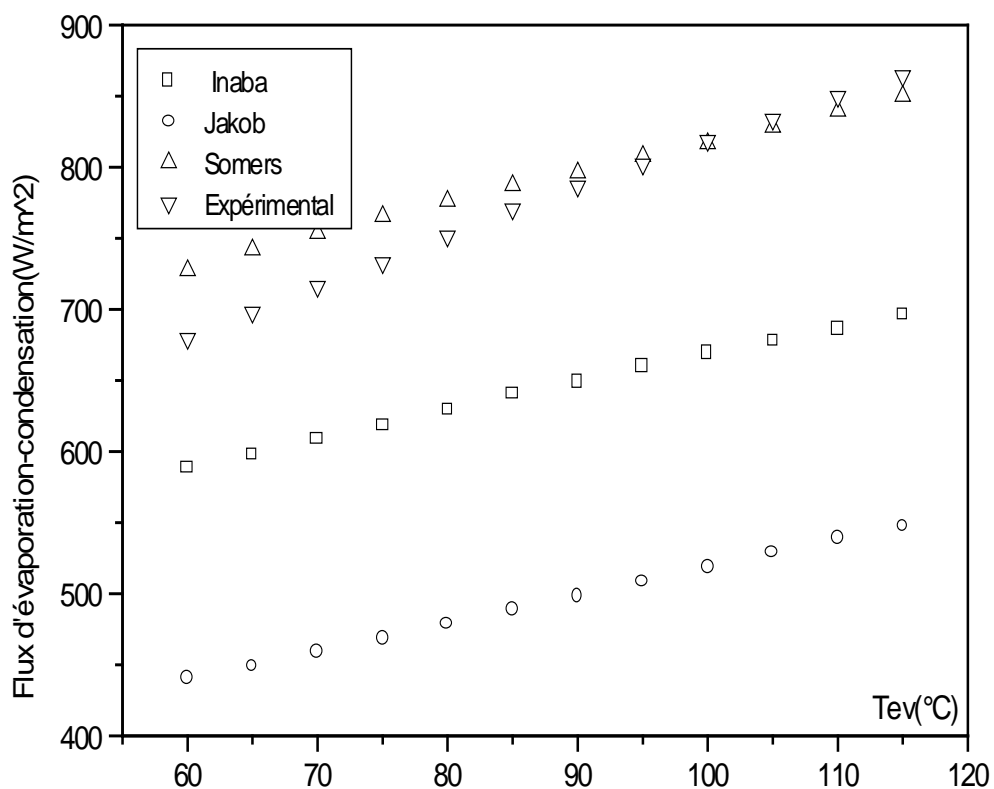


Figure 12 flux d'évaporation-condensation en fonction de la température de l'évaporateur. Un étage ; $D_e = 1 \text{ L/hm}^2$; $T_e = 60^\circ\text{C}$

3. 5. Deux étages

Tableau 13 $D_{e1} = 1 \text{ L/hm}^2$ $D_{e2} = 1 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Inaba	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Jakob	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Somers	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Expérimental
60	588,5	440,8	727,3	679,3
65	597,9	448,9	742,1	697,7
70	609,2	459,1	753,5	715,9
75	618,4	467,8	765,5	732,3
80	629,2	478,5	776,1	751,1
85	640,7	489,6	787,2	770,3
90	648,9	497,8	796,1	786,4
95	660,1	508,4	807,8	801,8
100	669,2	519,2	816,7	818,6
105	677,8	528,8	828,4	833,4
110	685,8	539,4	839,7	849,5
115	696,7	547,7	850,1	864,1



216
Figure 13 Flux d'évaporation-condensation en fonction de la température de l'évaporateur. Deux étages ; $D_{e(\text{total})} = 2 \text{ kg/hm}^2$; $T_e = 60^\circ\text{C}$

3. 6. Trois étages

Tableau 14 $D_{e1} = 1 \text{ L/hm}^2$ $D_{e2} = 1 \text{ L/hm}^2$ $D_{e3} = 1 \text{ L/hm}^2$ $T_e = 60^\circ\text{C}$

$T_{ev}(^\circ\text{C})$	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Inaba	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Jakob	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Corrélation de Somers	$\phi_{e-c}(\text{W/m}^2)$: Expérimental
60	619,1	484,8	761,4	734,8
65	630,6	498,4	773,7	749,3
70	638,4	510,1	784,2	763,1
75	647,2	522,4	793,9	781,2
80	656,5	530,7	804,2	795,4
85	665,8	539,8	815,4	810,8
90	673,9	551,4	824,9	824,9
95	685,1	560,8	876,2	838,7
100	693,7	569,6	885,1	852,5
105	702,8	580,1	895,7	867,1
110	713,2	588,9	904,1	880,2
115	721,3	597,4	913,8	894,7

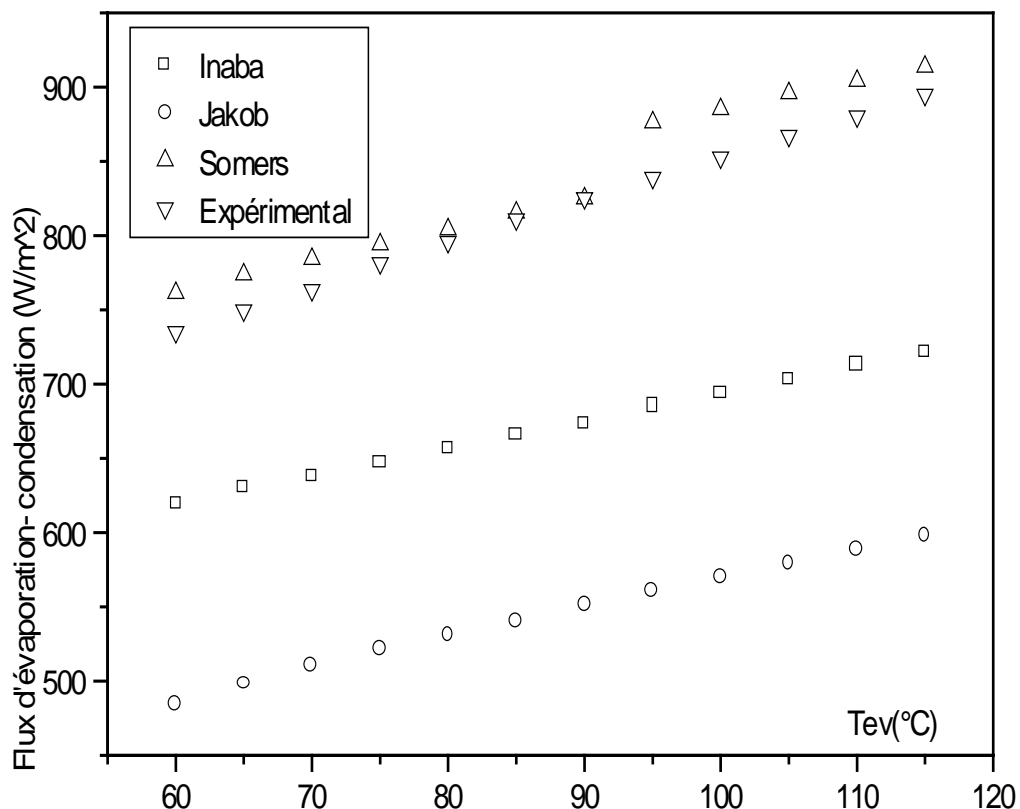


Figure 14 Flux d'évaporation²¹⁷-condensation en fonction de la température de l'évaporateur. Trois étages ; $D_e(\text{total}) = 3 \text{ kg/hm}^2$; $T_e = 60^\circ\text{C}$

Discussion

Les figures 9, 10, 11, 12, 13 et 14 montrent que le flux d'évaporation- condensation augmente en fonction de la température de l'évaporateur et en fonction de la température de l'eau saumâtre.

Le flux d'évaporation- condensation augmente également en fonction du nombre d'étages à la même température de l'eau saumâtre.

La comparaison entre les valeurs du flux calculé à l'aide des corrélations et les valeurs du flux expérimental permet d'affirmer que le flux expérimental est plus proche du flux théorique obtenu par la corrélation de Somers.

4. Analyse de l'eau distillée obtenue

a. Résultats

Tableau 15

Ion	Ca ⁺⁺	Cl ⁻	Mg ⁺⁺	SO ₄ ⁻⁻	Na ⁺	K ⁺	HCO ₃ ⁻	NO ₃ ⁻
C(mg/L)	17	18	11	13	10	3	62	1

b. Discussion

On constate sur ce tableau que, comparativement aux résultats des analyses de l'eau saumâtre, la concentration de Ca⁺⁺ a diminué de 10 fois, celle de Cl⁻ a diminué de 28 fois, celle de Mg⁺⁺ a diminué de 12 fois, celle de SO₄⁻⁻ a diminué de plus de 50 fois, celle de Na⁺ a diminué de 28 fois, celle de K⁺ a diminué de 12 fois et celle de NO₃⁻ a diminué de 3 fois. Par contre, la concentration de HCO₃⁻ n'a pas trop changé : l'eau distillée obtenue donne un dépôt de calcaire après son refroidissement. Une filtration de l'eau distillée est donc nécessaire, à la sortie du distillateur, pour se débarrasser de ce calcaire.

Par ailleurs, on a souvent rencontré un mauvais goût du distillat obtenu, ce qui a nécessité l'emploi d'un filtre de sable fin en utilisant le charbon actif comme adsorbant.

Chapitre IX PROBLEMES TECHNIQUES

Lors de l'expérimentation sur le distillateur à film capillaire, de nombreux problèmes techniques ont pu être rencontrés. Ces divers problèmes peuvent entraver le bon fonctionnement du distillateur et engendrer par la suite une diminution de son rendement.

Ces problèmes se résument en :

1. Le problème d'étanchéité

L'étanchéité a bénéficié de toutes les connaissances relatives aux macromolécules organiques qui ont donné naissance aux matières plastiques. Les joints de silicone, restant souples et bien adhérents dans un très grand intervalle de températures, permettent de raccorder, en assurant l'étanchéité, des éléments de même nature ou de natures différentes constituant l'ensemble d'une installation de distillation.

Une très grande variété de mastics et de colles, durcissant totalement ou non, se révèlent les compléments indispensables et efficaces de toute installation formée d'éléments standardisés, construits en usine et qui doivent être accolés sans que subsiste la moindre fente.

Le besoin d'isolation est une caractéristique du monde moderne. Des considérations économiques conduisent à définir l'isolation thermique optimale par la minimisation des dépenses que constituent l'investissement initial et les frais annuels de maintenance ; la distillation solaire par exemple n'est rentable que si l'appareillage est correctement isolé.

Les matériaux d'isolation sont pour la plupart des produits légers constitués d'alvéoles à parois minces emprisonnant de l'air. Les mousses plastiques appartiennent à de nombreux types ; les plus classiques étant celles de polystyrène (7 à 15 kg/m³), de polyuréthane (25 kg/m³), de résine phénolique (40 kg/m³). Il existe également des mousses minérales à base de verre dont la densité est de l'ordre de 0,5 et qui peuvent être utilisées comme des briques, car elles sont très résistantes à l'écrasement. Les fibres sont le plus souvent minérales, à base de roches fusibles ou, mieux, de verre. Elles sont extrêmement fines, leur diamètre pouvant descendre jusqu'à quelques microns ; elles sont en général liées entre elles par une résine synthétique.

Dans l'ensemble, ces matériaux présentent un grand intérêt du point de vue thermique. En effet si ces matériaux font défaut ou si leur qualité n'est pas bonne, l'étanchéité sera mauvaise et l'installation de distillation sera peu rentable.

2. La température

C'est un autre problème rencontré par l'appareillage ; il s'agit de l'écart important de température entre l'hiver et l'été, surtout dans les régions sahariennes et désertiques. Cet écart de températures est responsable des contraintes thermiques et mécaniques des différents composants du distillateur.

Il faut que les matériaux puissent s'adapter à cet écart de températures ; en particulier les joints qui sont utilisés pour l'étanchéité et l'isolation. Ces joints peuvent être dilatés et perdent ainsi de leur efficacité

3. L'instabilité de mouillage des plaques

La première plaque capte directement le rayonnement solaire. Or, celui-ci est constant sur chaque élément de surface de la plaque, quelque soit le phénomène se produisant sur l'autre face. Supposons alors que, de l'autre côté, du fait de l'irrégularité de la surface, l'eau saumâtre ruisselle en produisant des creux et des bosses. Par conséquent, un gradient thermique apparaît : l'eau s'échauffe davantage là où son épaisseur est minimale : $T_2 > T_1$

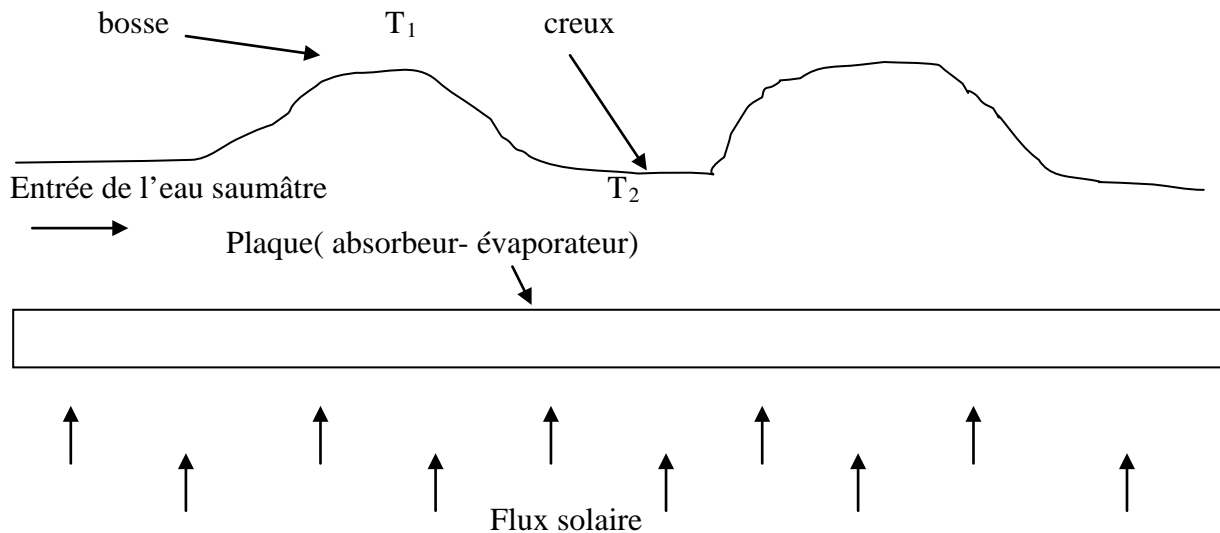
L'évaporation se produit mieux là où le film est le plus mince et on a apparition d'une zone sèche qui ne pourra plus se remouiller naturellement. L'apparition des zones sèches est défavorisée par l'utilisation d'une plaque épaisse et par l'emploi d'un métal très bon conducteur thermique. Une plaque d'aluminium de 5 mm d'épaisseur, par exemple, est plus efficace qu'une plaque d'épaisseur 1 mm : la mouillabilité est meilleure et l'évaporation du premier étage s'effectue sans aucun problème de zones sèches.

Il y a lieu de différencier la plaque insolée des autres. En effet, seule la première plaque risque les zones sèches, les autres plaques sont auto-stables.

L'échauffement des autres plaques s'effectue grâce à la chaleur de condensation de la vapeur se produisant sur leur première face.

Supposons qu'au cours de son fonctionnement, se crée sur une telle plaque une zone sèche. La température à cet endroit va donc fortement augmenter alors que la température du reste de la plaque va diminuer. Il s'ensuit que sur l'autre face, la vapeur va se condenser de préférence sur les zones froides et pas sur la zone chaude. La température de la zone sèche va donc diminuer et cette zone va donc se remouiller.

Par conséquent, on ne doit pas observer de zones sèches sur ces plaques pour peu que l'on ait pris soin de les mouiller convenablement au début de l'expérience. C'est en effet ce que l'on observe.



4. Temps de séjour de la saumure

Vu la disposition des plaques (absorbeur - évaporateur et condenseur) et la difficulté rencontrée pour maîtriser le débit d'alimentation (débit optimal), l'eau saumâtre ne séjourne pas le plus longtemps possible au sein du tissu afin qu'elle puisse être évaporée et condensée en quantité importante. Donc le flux d'évaporation- condensation sera faible et par conséquent le rendement du distillateur diminue.

5. Ecoulement non uniforme

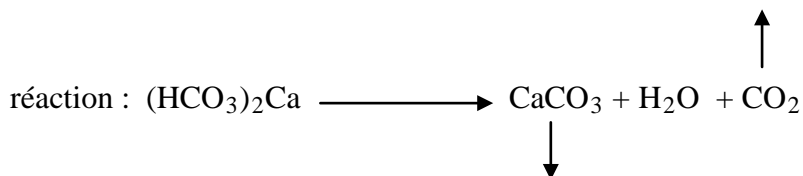
Pour alimenter le distillateur en eau saumâtre, on utilise soit des mèches d'alimentation pour les faibles débits par effet de capillarité, soit des appareils de perfusion médicale. Néanmoins, il est souvent difficile de maîtriser le débit d'alimentation ; ce qui entraîne une mauvaise répartition du film d'eau saumâtre à travers le tissu. Les surfaces non mouillées, ou surfaces sèches, sont considérées comme étant des surfaces perdues et elles influent sur le rendement de l'appareil.

Une méthode plus pratique, pour pallier cet inconvénient, consiste à utiliser des goutteurs horizontaux montés sur les plaques du distillateur. Ces goutteurs sont connus en application

hydraulique pour l'irrigation goutte à goutte des plantes. Une bonne distribution et un écoulement uniforme ont été observés, par emploi de ce système d'alimentation. La photo n°1 ci-dessous montre la disposition de ces égoutteurs sur les plaques du distillateur.

6. Le phénomène d'entartrage

L'eau courante contient des impuretés et des sels minéraux différents qui pourraient se déposer sur les parois par réaction chimique. Le tartre est essentiellement un dépôt de sels minéraux qui se forme lorsque la température de l'eau saumâtre augmente. Ce dépôt est constitué principalement de carbonate de calcium qui apparaît à partir de 60°C suivant la



La formation du gaz carbonique provoque une augmentation du pH favorisant l'apparition d'hydroxyde de magnésium MgOH_2 qui précipite également.

D'autre part, le sulfate de calcium, dont la solubilité diminue si la température augmente, peut précipiter dans certains cas ; la température à laquelle commence la précipitation dépend de la concentration en sels de l'eau saumâtre.

La formation des dépôts est gênant car il diminue les échanges thermiques ; il est alors souvent nécessaire de prétraiter l'eau que l'on veut distiller de la manière suivante :

- Traitement aux polysphosphates, efficace lorsque la température ne dépasse pas 90°C.
- Traitement à l'acide sulfurique (contrôle du pH) pour les températures inférieures à 120°C.

Tous les dépôts formés quelque soient leurs natures (dépôts de tartre, de sels, ...) suite à une forte température de l'eau saumâtre, constituent une couche isolante qui fait que le transfert thermique s'affaiblit, d'où un faible taux d'évaporation et donc une diminution du rendement du distillateur. La photo ci-dessous montre les dépôts formés sur la plaque constituant ainsi une couche isolante :

Photo n° 2 Dépôts formés sur la plaque

.

7. Le phénomène de corrosion

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. Elle est d'autant plus importante que l'eau est chargée en sels et que la température est élevée. L'agressivité marquée de l'eau saumâtre, surtout aux températures élevées, rend délicat le choix des matériaux ; l'usage des métaux nobles (acier inoxydable, bronze d'aluminium, cupro-nickel, titane) est indispensable pour en faire des plaques servant d'évaporateur et de condenseur, et ce pour éviter les phénomènes de corrosion. Néanmoins, étant donné que ces matériaux spéciaux à utiliser sont généralement coûteux, on préfère souvent recouvrir les matériaux ordinaires, de peinture protectrice.

En ce qui concerne le distillateur à film capillaire, le phénomène de corrosion est constaté sur la plaque jouant le rôle d'évaporateur ; il est dû à la présence excessive de sels minéraux dans l'eau saumâtre (calcium, magnésium et autres). Si on soulève le tissu (la gaze), on voit clairement une couche isolante due au phénomène de corrosion.

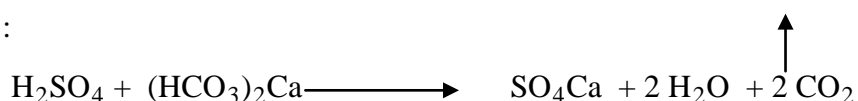
Après lavage de la première plaque, les traces de corrosion persistent sur la surface de cette plaque ; il s'agit d'un type de corrosion appelé "pitting corrosion" : c'est un ensemble de trous de différents diamètres marqués sur la plaque. Ce type de corrosion est d'une gravité importante.

Pour mettre fin à ce problème, il faudra procéder à des traitements, en utilisant des produits anti-corrosifs, tel que :

- Traitement aux polyphosphates : L'injection de polyphosphates dans l'eau d'alimentation se fait par une pompe doseuse qui permet de régler le taux d'injection. Le polyphosphate de soude est mélangé à un dispersant pour fluidiser les boues qui peuvent se former et à un anti-mousse. La dose à injecter est ajoutée à l'eau d'alimentation en faible quantité et faible concentration ; elle de l'ordre du ppm pour une eau saumâtre.

Le polyphosphate s'absorbe sur les germes cristallins de CaCO_3 formés et empêche leur croissance par action purement physique. Le traitement aux polyphosphates perd son efficacité si la température dépasse 90°C .

Traitement à l'acide sulfurique : Le mécanisme réactionnel est basé sur le fait que l'acide sulfurique (ou éventuellement un autre acide fort) déplace l'acide carbonique (acide faible) de ses sels :



Cette réaction peut se faire à la température ambiante avec une cinétique assez rapide. L'injection d'acide se fait sur l'eau d'appoint proportionnellement à la teneur en ions HCO_3^- dans l'eau à traiter. Le traitement à l'acide sulfurique ayant pour conséquence un important dégagement de gaz carbonique, il faut prévoir en conséquence le dégazage de l'eau d'appoint avant son introduction dans l'appareil de distillation.

La photo n°3 ci-dessous montre le phénomène de corrosion visible sur la plaque. On observe aussi un écoulement non uniforme d'eau saumâtre à travers le tissu.

Remarques

- Les surfaces d'échange thermique entrent pour 50% dans le coût des investissements d'un procédé et la consommation d'énergie dépend du coefficient d'échange thermique. Il y a donc intérêt à améliorer ce coefficient d'échange, par la modification technologique des installations et par l'élimination régulière des différents dépôts formés sur les plaques.
- La présence de gaz incondensables dans la vapeur d'eau est un facteur nuisible à l'efficacité du distillateur.
- Le but de la distillation est d'obtenir une eau de boisson après avoir effectué un mélange proportionné ; néanmoins des mauvais goûts peuvent se présenter dans cette eau distillée. Pour rendre l'eau distillée produite sans mauvais goût, on utilise un filtre percolateur garni de charbon actif granulé.

CONCLUSION GENERALE ET PERSPECTIVES

L'objectif de ce travail étant la recherche des conditions optimales pour le dessalement des eaux saumâtres en utilisant un distillateur solaire communément appelé Distillateur à Film Capillaire avec comme source énergétique l'énergie solaire.

C'est une énergie propre et gratuite, néanmoins, il faut tenir compte de son caractère dilué, contrainte majeure qui fait stagner les techniques de dessalement solaire.

Après avoir effectué une étude critique des procédés de distillation solaire, nous sommes arrivés à la conclusion qu'un film capillaire obtenu à l'interface d'un tissu et d'un métal est susceptible de répondre à l'objectif recherché.

L'étude théorique et expérimentale du distillateur à film capillaire nous a permis de sélectionner le tissu convenable pour la formation du film capillaire. Les forces de tension interfaciales, relativement intenses vis à vis des forces de gravité, jouent un rôle très important dans la formation du film capillaire. La minceur du film, l'élimination automatique de toute trace d'air, l'automatisme du tissu et la continuité dans l'épaisseur du film sont autant de facteurs qui favorisent une bonne efficacité et une bonne fiabilité du distillateur solaire.

L'avantage de ce procédé est la possibilité de récupérer la chaleur de condensation et de multiplier ainsi l'énergie reçue par un facteur important, d'où la réalisation d'un dispositif à plusieurs étages.

Cette étude a porté donc sur l'étude théorique et l'application pratique de ce type de distillateur solaire connu sous le nom de distillateur solaire à film capillaire, de conception très simple.

L'étude théorique concerne l'étude des phénomènes thermophysiques et la connaissance du transfert simultané de chaleur et de masse pour mettre au point le modèle mathématique afin de simuler le fonctionnement de ce distillateur. Pour ce faire, les bilans d'énergie et de masse sont établis pour les différents éléments de l'appareil (vitrage, évaporateur et condenseur). Le système d'équations différentielles couplées est résolu par la méthode de Runge- Kutta pour prédire le comportement du distillateur mono-étagé, en faisant appel aux données et corrélations de la littérature : ainsi, à débit et température d'alimentation fixés, nous avons pu connaître l'évolution des différentes températures (température ambiante, température du vitrage, température de l'évaporateur et température du condenseur) ainsi que le flux solaire

incident en fonction de l'horaire. De même, nous avons obtenu l'évolution du débit de distillat (et le taux de conversion) en fonction de l'horaire.

Concernant la partie expérimentale, deux prototypes ont été utilisés : un prototype localisé à la Station du Laboratoire de Chimie Solaire à l' U. S. T. H. B. et un prototype localisé à la Station Expérimentale INRAA de Touggourt (Sud d'Algérie) où l'eau d'alimentation est celle de la nappe albienne : chaude et saumâtre ; ainsi trois types d'expérimentation ont été effectués.

La première expérimentation, avec le premier prototype, fait appel à l'eau de robinet préchauffée comme source d'alimentation du distillateur. La deuxième expérimentation concerne le couplage du premier prototype avec un chauffe-eau solaire dans le but d'améliorer le rendement du distillateur.

La troisième expérimentation, avec le deuxième prototype, fait appel à l'eau chaude et saumâtre de la nappe albienne du sud Algérien, comme source d'alimentation du distillateur. Nous avons étudié l'évolution du débit de distillat en fonction de l'horaire, en fonction de la température de l'eau d'alimentation et en fonction du nombre d'étages. Dans toutes ces expériences, le débit de distillat (ou le taux de conversion) augmente en fonction de l'intensité du flux solaire, en fonction de la température de l'eau d'alimentation ; il augmente également en fonction de la température de l'évaporateur et en fonction du nombre d'étages. L'augmentation de la production en fonction du nombre d'étages est une conséquence de la récupération de la chaleur de condensation.

Il existe un débit optimal d'alimentation qui correspond à un débit maximal de distillat, un débit d'alimentation plus grand est déconseillé car le débit de distillat décroît rapidement à partir de sa valeur maximale.

Le refroidissement de la deuxième face de la dernière plaque (condenseur) permet de faire augmenter le gradient de température et par conséquent le rendement du distillateur.

En fonction de l'horaire, le débit de distillat (ou le taux de conversion) augmente jusqu'à atteindre une valeur maximale au milieu de la journée (vers 13 heures), ensuite, il va en diminuant jusqu'à la fin de l'expérimentation.

Le flux d'évaporation – condensation obtenu expérimentalement est en bon accord avec quelques corrélations proposées dans la littérature.

Le couplage du distillateur à film capillaire avec le chauffe –eau solaire permet à la fois d'obtenir de l'eau chaude sanitaire et de l'eau distillée. Il permet aussi d'améliorer le rendement du distillateur.

Tous les résultats expérimentaux obtenus sont encourageants pour l'utilisation de ce distillateur dans les zones rurales et désertiques à fort ensoleillement afin de résoudre certains problèmes posés par le manque d'eau potable dans ces régions.

En pratique, il faut prendre en considération tous les problèmes techniques qui influent sur la performance de ce distillateur.

Nos efforts s'orientent vers la recherche des conditions optimales pour le dessalement des eaux saumâtres à l'aide de ce type de distillateur. Nous optons pour un meilleur dimensionnement afin de réduire les pertes thermiques et les fuites de vapeur, afin de minimiser les phénomènes d'entartrage. Une bonne maintenance est nécessaire pour un bon fonctionnement de l'appareil et pour une meilleure durée de vie.

Il serait donc intéressant de poursuivre l'étude sur cet appareil à plusieurs étages : chercher à mettre au point le meilleur système d'alimentation ; étudier l'influence, sur le rendement, de la concentration en sel de la saumure, de la présence de tensio-actifs dans la saumure, de la distance entre les plaques, de la mouillabilité de la plaque de condensation et des dimensions des plaques.

A l'issue de cette étude, nous avons pu tirer les conclusions suivantes :

- La formation de zones sèches a été minimisée grâce à un système d'alimentation adapté au distillateur pour permettre une bonne distribution et une uniformisation de l'écoulement d'eau.
- La production du distillateur à film capillaire est beaucoup plus importante que celle du distillateur serre classique.

Cette étude apporte donc une contribution au thème de recherche qui concerne le dessalement des eaux par utilisation de l'énergie solaire.

Remarques :

- Le fonctionnement du distillateur à film capillaire est sensible aux conditions climatiques : un simple passage des nuages entraîne une chute de température (environ 2°C par minute), ce qui entraîne une diminution de la production.

Aussi, la présence du vent de sable influe sur la production du distillateur, car il altère la qualité des matériaux et empêche le rayonnement solaire d'être capté convenablement.

- Dans notre étude expérimentale, nous avons limité le nombre d'étages du distillateur à trois, vu les conditions climatiques dans lesquelles s'est déroulée l'expérimentation. En effet, nous avons jugé inutile d'augmenter le nombre d'étages, car la production du distillateur reste pratiquement la même.

GENERALITES

L'énergie solaire est une source d'énergie renouvelable qui est présente, en intensité variable, sur toute la surface de la terre. Elle constitue une formidable source d'énergie, renouvelée tous les jours et représentant environ 10000 fois la demande énergétique mondiale. Cette source d'énergie possède toutefois quelques caractéristiques importantes qui permettront ou non son exploitation.

L'énergie solaire annuelle est quasi constante d'année en année dans une zone climatique donnée, ce qui permet de tracer des cartes d'ensoleillement. L'ensoleillement annuel sur une surface plane varie de 2500 kWh/m² dans les régions les plus ensoleillées à un minimum de 870 kWh/m² pour les régions les plus défavorisées. De plus, les zones les plus favorables au solaire sont souvent les régions les plus démunies en ressources d'énergies conventionnelles.

Pour les zones côtières, en particulier le bassin méditerranéen, le golfe du Mexique et le Sud-Est Asiatique, l'irradiation annuelle se situe dans la gamme de 1600 kWh/m² (environ 4,4 kWh/m² par jour) à 2200 kWh/m² (environ 6 kWh/m² par jour).

L'énergie solaire globale est la somme de deux contributions : le rayonnement direct, concentré autour de la direction astronomique du soleil, à moins de 1° près, et le rayonnement diffus, émanant des masses atmosphériques réfléchissant en des directions différentes une partie de la lumière qu'elles ont captée. Le rapport diffus/global est essentiellement fonction de la teneur en eau de l'atmosphère : il atteint 60% sur les côtes de l'Europe, et descend sous 20% au Sahara.

La valeur journalière du gisement solaire est, par essence, très variable. A des variations saisonnières prévisibles en moyenne, s'ajoutent des fluctuations journalières plus importantes et imprévisibles.

La valeur journalière de l'éclairement énergétique solaire, (W/m²) est toujours imprévisible. Elle évolue entre la valeur nulle pendant la nuit et la valeur maximale de 1020 W/m² dans les meilleures conditions (absence de troubles atmosphériques, ciel serein et sec) en passant par 200-300 W/m² par ciel couvert mais lumineux et plus de 500 W/m² par ciel serein avec quelques nuages. Cependant, cumulée sur quelques mètres-carrés, l'énergie solaire disponible par jour est largement suffisante pour assurer de nombreux besoins : télécommunications, pompage de l'eau, chauffage de l'eau sanitaire, chauffage ou climatisation des locaux, conservation des denrées périssables,.....

En conclusion, l'énergie solaire possède, en tant que source utile d'énergie, les caractéristiques générales suivantes : elle est équitablement disponible, elle est diluée, elle est

intrinsèquement variable et son potentiel énergétique est gigantesque, non polluant et renouvelable.

Toutes ces propriétés démontrent que l'énergie solaire est une ressource adéquate qui pourrait contribuer de façon significative au bilan énergétique de plusieurs régions. Son utilisation n'est pas un problème de disponibilité mais réside surtout au niveau des contraintes techniques permettant de capter cette énergie et la transformer en énergie utilisable par l'homme, à un coût acceptable.

Plusieurs approches technologiques ont été développées au cours des dernières décennies pour exploiter l'énergie solaire, soit directement en chaleur, soit en la transformant en électricité. Cette section fait un survol des options technologiques qui permettent de transformer le rayonnement en chaleur. Ces technologies sont désignées sous le vocable de conversion thermique de l'énergie solaire ou encore d'énergie solaire thermique (source d'énergie pour la production de l'eau chaude sanitaire, climatisation, réfrigération, chauffage, dessalement des eaux, ...).

Au cours des années cinquante et soixante, le dessalement des eaux était un sujet de préoccupation des autorités, persuadées que la conjugaison de l'accroissement démographique et de l'élévation du niveau de vie conduirait globalement, et à moyen terme, à une situation de pénurie en eau douce, qui constitue une ressource limitée, vulnérable, indispensable à la vie, au développement et à l'environnement. Elles ont promu d'importants programmes de recherche et de développement incluant le stade semi- industriel d'exploitation pilote, afin d'étudier la faisabilité d'un très grand nombre de processus théoriquement applicables. Dans un premier stade, quatorze procédés, considérés comme prometteurs, ont été analysés, mais finalement seuls deux d'entre eux ont survécu à l'épreuve du développement industriel : la distillation solaire et l'emploi des membranes (osmose inverse, électrodialyse).

Parallèlement, pendant la même période, et en raison de cette même crainte de pénurie globale, une politique de gestion des ressources en eau, de leur utilisation et de leur protection a été conçue et mise en place progressivement dans la plupart des pays. Cette politique a supprimé ou renvoyé à un horizon très lointain l'apparition d'une insuffisance des ressources en eau, d'autant plus que des transferts à grande distance sont devenus techniquement et économiquement envisageables dans des contextes régionaux, nationaux et internationaux. Néanmoins, il existe dans le monde suffisamment de situations graves de pénurie locale pour que la production d'eau dessalée (à partir de l'eau de mer ou de nappes saumâtres), pratiquement marginale au début des années soixante, ait atteint en 1985 12 millions de mètres cubes par jour, ce qui représentait plus du double de la capacité d'approvisionnement

en eau de l'agglomération parisienne par exemple. L'accroissement annuel de la capacité de dessalement reste de l'ordre de 7 p. 100. Mais, pour souligner le caractère très particulier et localisé de l'emploi du dessalement, il est bon de noter que, au début des années quatre-vingt-dix, deux tiers de la capacité installée se trouvaient au Moyen-Orient et que, si de telles installations existent dans plus de cent pays, la moitié est concentrée au Proche-Orient, au Moyen-Orient et aux Etats-Unis.

Le dessalement peut s'appliquer soit à des eaux provenant des océans et des mers, soit à des eaux saumâtres (eaux de nappes ou de lagunes). La salinité des océans et des mers ouvertes varie légèrement autour d'une composition moyenne. Les mers fermées ont une salinité plus faible ou plus élevée suivant l'intensité de l'évaporation et la nature des eaux de rivières qui s'y jettent. Les eaux salées sont caractérisées par un potentiel chimique plus élevé que celui de l'eau pure.

Dessaler l'eau conduit à fractionner une masse initiale d'eau salée, possédant un certain potentiel chimique, en deux masses, l'une dépourvue de sel, l'autre plus salée. Dans le cas d'une transformation thermodynamique idéale réversible, une certaine dépense minimale d'énergie sera nécessaire pour effectuer ce fractionnement en fonction du pourcentage d'eau pure produite ; ramené au mètre cube d'eau pure.

Dans la pratique, qui est loin des rendements thermodynamiques parfaits, quel que soit le processus utilisé, le dessalement de l'eau de mer demandera une quantité importante d'énergie. Dans la réalité industrielle actuelle, elle est de l'ordre de 11 à 16 kilowattheures (kWh) par mètre cube d'eau douce produit. Le dessalement est donc lié à la disponibilité d'une énergie abondante et d'un coût peu élevé ou, plus exactement, d'un coût acceptable dans la conjoncture locale. On comprend pourquoi les possibilités d'application du dessalement sont très différentes d'un lieu à un autre.

La distillation est le procédé de dessalement le plus ancien, le plus direct. Sous sa forme primitive, distillation à simple effet en alambic, il s'agit d'un énorme consommateur d'énergie : 1000 kilowattheures par mètre cube d'eau douce produit. Lorsque l'énergie n'est pas gratuite, il est indispensable de recycler les pertes au condenseur. On obtient ainsi les formes industrielles des appareils "multiple-effet classique" ou multi-flash à évaporation adiabatique.

Un deuxième procédé de distillation consiste à récupérer la chaleur de condensation : c'est le cas des distillateurs dits distillateurs multiple-effets ou à plusieurs étages.

La récupération de la chaleur de condensation peut s'effectuer avec un apport d'énergie sous forme mécanique, on obtient le schéma symétrique de celui de la pompe à chaleur : c'est le distillateur à compression de vapeur.

Les distillateurs, quel que soit l'appareillage, correspondent à la séquence suivante de processus différents : apport d'énergie (thermique ou mécanique), transfert de l'énergie sous forme thermique à l'eau salée, évaporation partielle, transfert de la vapeur vers un condenseur, condensation de la vapeur et extraction de chaleur de l'eau condensée et évacuation (ou recyclage) de cette chaleur.

Le bilan énergétique et la conception de l'appareillage industriel dépendent étroitement du mode de réalisation de chaque stade de la séquence ci-dessus. Les processus de transfert de masse (liquide ou vapeur) et de transfert d'énergie sont en étroite dépendance (existence ou absence, nature et forme des parois). L'amélioration des coefficients réels de transfert de masse et de chaleur influe directement sur les rendements énergétiques (consommation par mètre cube produit) et sur les dimensions (investissements au mètre cube). Tous les efforts des chercheurs se portent sur la suppression des obstacles, sur l'amélioration des coefficients de transfert (lutte contre l'entartrage et la corrosion, traitements de surface, vitesse de circulation des fluides, augmentation des surfaces d'interface) et la diminution des pertes énergétiques.

À moyen terme, deux techniques de distillation sont ou seront principalement employées :

- Pour une production de l'ordre de 1000 mètres cubes par jour et au-dessous, le distillateur solaire à effet multiple, le distillateur par compression de vapeur et le distillateur multi- flash à nombre d'étages réduit (de 5 à 10) ;
- Pour une production supérieure à 5000 mètres cubes par jour, le multi- flash à nombre d'étages élevé (de 12 à 40).

La compression de vapeur exige un apport d'énergie : électricité ou vapeur à haute pression ; par ailleurs, la capacité unitaire est limitée par l'impossibilité de construire des compresseurs de très grandes dimensions qui ne soient des monstres mécaniques d'un entretien délicat. Le rendement de ces appareils reste cependant élevé pour un encombrement et un premier investissement inférieur à ceux de multiflash de dimensions moyennes. C'est donc le critère de la forme d'énergie disponible (vapeur à basse pression ou énergie noble) et les possibilités d'entretien mécanique (compresseur) qui guideront le choix dans le cas de besoins modestes (inférieurs à 1000 m³/j).

Pour les très grandes installations, la production d'eau douce est quelquefois couplée avec celle d'énergie électrique, l'usine de dessalement se trouvant intégrée dans une centrale

thermique dont les turbines sont privées de leur dernier étage de détente, la vapeur récupérée ainsi à une température déjà très basse (105 °C par exemple) étant injectée dans le distillateur multi- flash. Le prix de la vapeur fournie à l'appareillage de distillation est celui du déficit de production d'énergie électrique par la centrale.

On obtient ainsi, en jouant sur le rapport de production kilowattheures par mètre cube, une possibilité de moduler le fonctionnement du couple centrale- usine de dessalement, de façon à satisfaire simultanément les besoins en énergie et en eau. En fait, il est souvent difficile d'assurer une modulation satisfaisante du point de vue économique.

La distillation multiflash a le grand avantage de se prêter à l'utilisation des énergies thermiques à bas niveau ; le couplage le plus rentable est celui qui est effectué avec des usines ou des lieux où sont évacuées de grandes quantités de chaleur. De même, son emploi est tout indiqué là où il existe des combustibles non commercialisables, comme l'huile de bunker (résidu de l'exploitation des puits de pétrole), ou une énergie thermique naturelle (énergie géothermique).

La pérennité et le haut rendement des distillateurs de tous les types dépendent étroitement de la qualité des matériaux utilisés dans leur fabrication et des prétraitements anti-tartre et anticorrosion prévus. Les investissements et les coûts d'exploitation y seront liés. Dans ce domaine, les économies d'investissement se paieront durement en durée de vie, en frais d'entretien et en rendement.

Une tentative intéressante a été d'employer de l'énergie solaire, énergie rayonnante, diffuse et variable. L'usage du multiflash ou d'autres procédés élaborés n'a conduit qu'à des échecs. Il subsistent de cette tentative le distillateur solaire simple effet du type serre et les autres types de distillateurs qui font appel à l'énergie solaire, en particulier le distillateur à film capillaire. Ces appareils sont d'un emploi commode dans les régions arides ensoleillées pour la production de faibles quantités d'eau. Dans ce cadre limité, les appareils utilisés sont fiables et utiles.

Bibliographie

- [1] ABDULFATTAH, A. F. ; “Supply of desalted water to remote arid zones” *Desalination*, **60** (1986), 151-164
- [2] ABDULFATTAH, A. F. ; “Selection of solar desalination system for supply of water in remote arid zones” *Desalination*, **60** (1986), 165-189.
- [3] ACHILOV, B. M. ; ZHURAEV, T. D. and AKHTAMOV, R. A. ; “Choice of materials and technology for solar stills” *Geliotechnika* (Taskent), **9(5)** (1973), 39-44 (traduit du russe par M. DIBOUN)
- [4] ADAMS, J. A. and Mc. FADDEN, P. W. ; “Simultaneous Heat and Mass Transfer in Free Convection with Opposing Body Forces” *A. I. Ch. E. J.*, **12(4)** (1966), 642-647
- [5] ALIMOV, A. K. ; AKHMETOV, L. A. ; GERASIMOV, V. A. et GUNER, E. A. “Possibilité d’obtenir de l’eau distillée et de l’eau chaude” *Revue Geliotechnika* (Taskent), **5** (1987), 71-73
- [6] AL-KAMIL, M. T. ; AL-ATRAQJEE, M. F. N. ; “ Theoretical analysis of a packed bed solar water heater” *Eng. And Technology J. (University of Technology, Baghdad)*, **8(1)** (1990), 19-34
- [7] AVISSAR, R. ; MAHRER, Y. ; “Water desalination in solar earth stills : a numerical study” *Water Resources Research*, **22(7)** (1986), 1067-1075
- [8] BAUM, V. A. and BAIRAMOV, R. “Heat and Mass Transfer Processes in Solar Stills of Hotbox Type” *Solar Energy*, **3**, (1964), 78-82
- [9] BELESSIOTIS, V. ; VOROPOULOS, K. and DELYANNIS, E. “Experimental and theoretical method for the determination of the daily output of a solar still : input-output method”, *Desalination*, **100** (1995), 99-104
- [10] BENADJILA, K. ; “Recherche d’une méthode économique de dessalement de l’eau par distillation solaire” *Thèse de Doctorat 3^o Cycle présentée à L’U.S.T.A. Alger* (1977)
- [11] BERNARD, R. ; MENGUY, G. ; SCHWARTZ, M. ; “ Le rayonnement solaire : conversion thermique et applications” 2^o édition, *Technique et Documentation* (1980)
- [12] BILLET, R. ; “Evaporation Technology : Principles, Applications and Economics” *Bochum, R.F.A., Editions* 1989
- [13] BIRD, R. B. ; STEWART and LIGHTFOOT, E. N. ; *Transport Phenomena*, Wiley, N. Y. (1960)
- [14] BIRKETT, J. D. ; “A brief illustrated history of desalination” *Desalination*, **50** (1984), 17-52
- [15] BLOEMER, J. W. ; EIBLING, J. A.; IRWIN, J. R. ; LÖF, G.O.G. ; “A practical basin-type solar still” *Solar Energy*, **9(4)** (1965), 197-200

Bibliographie

- [16] BOELTER, L. M. K. ; GORDON, H. S. and GRIFFIN, J. R. ; “Free Evaporation into Air of Water from a Free Horizontal Quiet Surface” *Ind. and Eng. Chem.*, **38 (6)** (1946), 596-600
- [17] BOUCHEKIMA, B. ; OUAHES, R. ; “Improvement of efficiency of a solar distiller with a capillary film applied for water desalination” *Abstracts of First Int. Conf. in Chemistry and its Applications, Doha (Qatar), (1993)*, 121
- [18] BOUCHEKIMA, B. ; OUAHES, R. ; DIBOUN, M. ; LEGHERABA, D. E. ; “Efficiency improvement of a capillary film distiller by coupling with a solar water heater” *Proceedings World Congress on Desalination and Water Sciences, Abu Dhabi U. A. E , (1995)*, 337-347
- [19] BOUCHEKIMA, B. ; GROS B. ; OUAHES R. ; DIBOUN M. ; “Application de la distillation solaire pour la production de l’eau douce: Etude de la performance d’un distillateur solaire à film capillaire” *Actes du COMAGEP 2, Gabès (Tunisie), (1996)*, 191-194
- [20] BOUCHEKIMA, B. ; GROS, B. ; OUAHES, R. ; DIBOUN, M. ; “Le distillateur solaire à film capillaire: étude et perspectives” *Colloque International : Energie Solaire et Environnement (COMPLES), Agadir (Maroc), (1996)*, 139-143
- [21] BOUCHEKIMA, B. ; GROS, B.; OUAHES, R. ; DIBOUN, M. ; “Modélisation et Expérimentation du Distillateur Solaire à Film Capillaire” *Collection : Récents Progrès en Génie des Procédés, Lavoisier Technique et Documentation, Paris, 11(56)* (1997), 259-264
- [22] BOUCHEKIMA, B. ; GROS, B. ; OUAHES, R.; and DIBOUN, M. ; “Performance Study of the Capillary Film Solar Distiller” *Proceedings of IDA World Congress on Desalination and Water Reuse, Madrid (Spain), V (1997)*, 131-144
- [23] BOUCHEKIMA, B. ; GROS, B.; OUAHES, R. ; and DIBOUN, M. ; “ Theoretical study and practical application of the capillary film solar distiller” *Renewable Energy, 16* (1999), 795-799
- [24] BOUCHEKIMA, B. ; GROS, B. ; OUAHES, R. ; and DIBOUN, M. ; “ Performance study of the capillary film solar distiller” *Desalination, Int. J. on the Science and Technology of Desalting and Water Purification, 116* (1998), 185-192
- [25] BOUCHEKIMA, B. ; GROS, B. ; OUAHES, R. ; and DIBOUN, M. ; “ Etude théorique et application pratique du distillateur solaire à film capillaire” *International Journal of Thermal Sciences, 39(3)* (2000), 442-459
- [26] BOWEN, I. S. ; “The ratio of heat losses by conduction and by evaporation from any water surface” *Physical Review, 27* (1926), 779-787
- [27] BUCKLES, W. E. ; KLEIN, S. A. ; “Analysis of solar domestic hot water heaters” *Solar Energy, 25* (1980) 417-424
- [28] BURDETT, J. W. and HOLLAND, C. D. ; “Dynamics of a Multiple-Effect Evaporation System”, *A.I.Ch. E. J., 17(5)* (1971), 1080-1089
- [29] CABIROL, T. ; PELISSOU, A. ; ROUX, D. ; “Le chauffe-eau solaire” *Edisud, Energies alternatives. 6° Edition, 1980*

Bibliographie

- [30] CATTON, I. ; AYYASWAMY, P. S. ; CLEVER, R.M. ; “ Natural convection flow in a finite rectangular slot arbitrarily oriented with respect to the gravity vector” *Int. J. Heat Mass Transfer*, **17** (1974), 173-184
- [31] CHEN, T. S. ; YUH, C. F. and MOUTSOGLOU A. ; “Combined heat and mass transfer in mixed convection along vertical and inclined plates” *Int. J. Heat Mass Transfer*, **23** (1980), 527-537
- [32] CHURCHILL, S. W. ; “Free convection in layers and enclosures, Heat Exchanger, Design Hand Book, **2**, Fluid Mechanics and Heat Transfer, (1983), Chap. 2.5.8
- [33] COOPER, P. I. ; “The absorption of radiation in solar stills” *Solar Energy*, (1969), 333
- [34] COOPER, P. I. ; “The maximum efficiency of single-effect solar stills” *Solar Energy*, **15** (1973), 205-217
- [35] COOPER P. I. ; “Digital simulation of experimental solar still data” *Solar Energy*, **14**, (1973), 451- 468
- [36] COOPER P. I. and APPELYARD J. A.; “ The construction and performance of a three-effect, wick-type, tilted solar still” *Sun at Work*, **12(1)** (1967), 4-8
- [37] CURTISS, C. F. and HIRSCHFELDER, J. O. ; *J. Chem. Phys.*, **17**, (1969), 550-555
- [38] DALI, T., ZAKI, G. and CHAFI, M. ; “Study of the solar stills” *Proceedings of the 15th Arab Congress of Engineering, Tripoli (Lybia)*, (1981), 205-213
- [39] DE GRAAF, J. G. A. and VAN DER HELD, E. F. M. ; “The Relation Between the Heat Transfer and The Convection Phenomena in Enclosed Plane Air layers” *Appl. Sci. Res.*, **3** (1953), 393-409
- [40] DE LEEUW DEN BOUTER, J. A. ; DE MUNNIK, B. and HEERTIES, P. M. ; “Simultaneous heat and mass transfer in laminar free convection from a vertical plate” *Chem. Eng. Sci.*, **23** (1968), 1185-1190
- [41] DELYANNIS, A. A. and DELYANNIS, E. A. ; “Solar Desalting” *Chemical Engineering*, 1970, 136-140
- [42] DELYANNIS, A. A. and DELYANNIS E. A. ; “Recent solar distillation developments” *Desalination*, **45** (1983), 361-369
- [43] DELYANNIS, A. A. and DELYANNIS, E. A. ; “Solar desalination” *Desalination*, **50** (1984), 71-81
- [44] DELYANNIS, E. A. and DELYANNIS, A. A. ; “Solar Application in Desalting” *Desalination*, **23** (1977), 541-547
- [45] DELYANNIS, E. A. ; “Status of solar assisted desalination : a review” *Desalination*, **67** (1987), 3-19

Bibliographie

- [46] DELYANNIS, E. and BELESSIOTIS, V. ; “Is it effective ? Part I : conventional solar distillation” *Desalination and Water Reuse (Quarterly)*, **4(4)** (1995), 9-14
- [47] DELYANNIS, E. and BELESSIOTIS, V. ; “Is it effective ? Part II : solar assisted distillation” *Desalination and Water Reuse (Quarterly)* **5(1)** (1995), 28-34
- [48] DERONZIER, J. C. ; LAURO, F. and PLOYART R. ; “Solar desalination: prototype “Pithon” a special multiple- effect distiller” *Desalination*, **39** (1981), 117-123
- [49] DERRIDJ, F ; “Application du distillateur à film capillaire à la séparation de mélanges homogènes liquides” Thèse de Magister soutenue à l ’U.S.T.H.B. Alger (1992)
- [50] DUFFIE, J. A. and BECKMAN, W. A. ; “Solar Engineering of Thermal Processes” Edition John Wiley and Sons, New York (1980)
- [51] DULIEU, B.; BONNIAUD, M. L. et WALCH, J. P. ; “Convection naturelle dans une enceinte rectangulaire presque horizontale chauffée par le haut” *Int. J. Heat Mass Transfer*, **22** (1979), 739-747
- [52] DUNKLE, R. V. ; “Solar water distillation : the roof type still and multiple effect diffusion still” *Int. Heat Transfer Conf., Development in heat transfer, University of Colorado, U.S.A., Part 5* (1961), 895-902
- [53] EIBLING, J. A. ; TALBERT, S. G. and LOF, G. O. G. ; “Solar stills for community digest of technology” *Solar Energy*, **13** (1971), 263- 276
- [54] EL-BASSUONI, A. A. ; “Enhanced solar desalination unit: modified cascade still” *Solar and Wind Technology*, **3(3)**, (1986), 189-194
- [55] EL QARNIA, H. ; “Production d’eau douce par distillation solaire: distillateurs solaires à simple et multiple effet” Thèse de 3^o Cycle présentée à l’Université Cadi Ayyad (Marrakech), 1988
- [56] EL-NASHAR, A. M. ; “Computer simulation of the performance of a solar desalination plant” *Solar Energy* , **44(4)** (1990), 193-205
- [57] ELSAYED, M. M. ; FATHALLAH K. ; SHAMS, J. and SABBAGH J. “Performance of multiple effect diffusion stills” *Desalination*, **51** (1984), 183-199
- [58] ERG, E.; “Introduction to the transfer of heat and mass”, New York, Mac Graw Hill, 1951
- [59] FATANI, A. A. and ZAKI, G. M.; “Analysis of Roof Type Solar Stills with assisting External Condensers” *Int. J. Solar Energy*, **17** (1995), 27-39
- [60] FATHALLAH, K. A. ; EL SAYED, M. M. ; TAHA, I. S. and SABBAGH, J. ; “Numerical study of evaporation- condensation in a vertical diffusion gap” *Wärme-und Stoffübertragung*, **20** (1986), 301-309
- [61] FRICK, G. and SOMMERFELD, J. V. ; “Solar stills of inclined evaporating cloth” *Solar Energy*, **14** (1973), 427-431

Bibliographie

- [62] FUJII, T. ; TAKEUCHI, M.; FUJII, M. ; SUZAKI, K. ; UEHARA, H. ; “Experiments on natural-convection heat transfer from the outer surface of a vertical cylinder to liquids” Int. J. Heat and Mass Transfer, **13** (1970), 753-787
- [63] GARG, H. P. ; "Solar desalination techniques", Proceedings of First Exposition and Symposium for new and renewable energy equipment", Tripoli (Libya), May 1991, 1-38
- [64] GEBHART, B. ; PERA, L.; “The nature of vertical natural convection flows resulting from the combined buoyancy effects of thermal and mass diffusion” Int. J. Heat and Mass Transfer, **14** (1971), 2025-2050
- [65] GEROFI, J. P. and FENTON, G. G. ; “Comparison of solar R.O. and solar thermal desalination systems” Desalination, **39** (1981), 95-107
- [66] GERSTMANN, J. and GRIFFITH, P. ; “Laminar film condensation on the underside of horizontal and inclined surfaces” Int. J. Heat Mass Transfer, **10**, (1967), 567-580
- [67] GILL, W. N. ; DEL CASAL, E. ; ZEH, D. W. ; “Binary diffusion and heat transfer in laminar free convection boundary layers on a vertical plate” Int. J. Heat Mass Transfer, **8** (1965), 1135-1151
- [68] GILLESPIE, T. ; “The spreading of low vapor pressure liquids in paper” J. Colloid Sci., **13** (1958), 32-50
- [69] GILLILAND, E. R. and SHERWOOD, T. K. (M. I. T.; Cambridge, Mass.), “Diffusion of vapors into air streams” Industrial and Engineering Chemistry, **26(5)** (1934), 516-523
- [70] GOMELLA, C. ; “Principes de Construction de Distillateurs de Grandes Dimensions de Type Serre” Desalination, **4** (1968), 61- 65
- [71] GOMELLA, C. ; “Le problème de la déminéralisation des eaux saumâtres par distillation solaire” Revue Terre et Eaux, **25**, (1955), 4-31
- [72] GOMELLA, C. ; “Contribution à l'étude de la distillation solaire. Les résultats industriels acquis en Algérie” Colloque CNRS Paris, (1961), 601-620
- [73] GOMELLA, C. ; “Déminéralisation des eaux saumâtres par distillation solaire” Revue Terres et Eaux, **3(26)** (1956), 10-16
- [74] GOMELLA, C. ; “La soif du monde et le dessalement des eaux” Presses Universitaires de France "Que sais-je ?", (1966), 48-81
- [75] GRAY, D. D. and GIORGINI, A.; “The validity of the boussinesq approximation for liquids and gases” Int. J. Heat Mass Transfer, **19** (1976), 545-551
- [76] GROS, B. ; “Simulation d'une unité de dessalement par thermocompression : couplage avec des capteurs d'énergie solaire” Thèse de Docteur- Ingénieur soutenue à L'I. N. P. Toulouse (1983)
- [77] GRUNE, N. W. and ZANDI, I. ; “Improved Solar Still Process for desalting Sea and

Bibliographie

Brackish Waters” J. American Water Works Association, **52**, (1960), 993-1005

[78] GUPTA, C. L. and GARG, H. P. ; “System design in solar water heaters with natural circulation” Solar Energy, **12** (1968), 163-182

[79] HEADLEY, O. and SWEENEY, M. ; “The thermodynamics of vapour transfer in a small gap solar still” 4th Int. Symp.(Heidelberg), **4** (1973), 493-498

[80] HIRSCHMANN, J. R. ; “Solar distillation in Chile” Desalination, **17** (1975), 17-30

[81] HOLLANDS, K. G. T. and KONICEK, L.; “Experimental study of the stability of differentially heated inclined air layers” Int. J. Heat Mass Transfer, **16** (1973), 1467-1476

[82] HOLLANDS, K. G. T. et al. ; “Correlation equations for free convection heat transfer in horizontal layers of air and water” Int. J. Heat Mass Transfer, **18** (1975), 879-884

[83] HOWE, E. D. ; “Measurements and control in solar distillation plants” Desalination, 1986, 307-320

[84] HOWE, E. D. and TLEIMAT, B. W.; “Fundamentals of water desalination” Solar Energy Engineering (Edited by A.A.M. Sayigh) **Chapter 20** (1977), 431- 464, Academic Press New York

[85] INABA, H. ; “Experimental study of natural convection in an inclined air layer”, Int. J. Heat Mass Transfer, **27(8)** (1984) 1127-1139

[86] JAKOB, M. ; “Heat Transfer” **1**, Wiley, New York, (1949)

[87] KAOUA, M. ; DAGUENET, M. ; DAOUDI, S. ; MIR, A. et MOKHLISSE, R. ; “Evaporation d’un film mince ruisselant sur une paroi plane sous les actions conjuguées du rayonnement solaire et du vent” Actes du colloque Energie solaire et environnement, Agadir, (1996), 303-310

[88] KAMARJ, G. ; GANESAN, V. and SEETHARAMU, K. N. ; “Solar Energy in the Field of Distillation: Design Parameters and Thermodynamic Analysis of Solar Stills” Alternative Energy Source, **2** (1981), 991- 999

[89] KANBOUR, S. I. ; MATLOOB, H. S. ; “Simple solar still performance synthesis and predictions” J. of Solar Energy Res., **3(1)** (1985), 11-33

[90] KHALIFA, A. N. ; “Evaluation and energy balance study of a solar still with an internal condenser” J. of Solar Energy Res., **3(1)** (1985), 1-11

[91] KIERKUS, W. T. ; “An analysis of laminar free convection flow and heat transfer about an inclined isothermal plate” Int. J. Heat Mass Transfer, **11** (1968), 241-253

[92] KISSA, E. ; “ Capillary Sorption in Fibrous Assemblies” J. Colloid Interface Sci., **83(1)** (1981), 265-272

[93] KITAMURA, K. ; KOIKE, M. ; FUKUOKA, I. and SAITO, T. ; “Large eddy structure

Bibliographie

and heat transfer of turbulent natural convection along a vertical flat plate” Int. J. Heat and Mass Transfer, **28(4)** (1985), 837-850

[94] KOH, J. C. Y. ; SPARROW, E. M. and HARTNETT, J. P. ; “The two phase boundary layer in laminar film condensation” Int. J. Heat Mass Transfer, **2** (1961), 69-82

[95] KREITH, F. ; “Transmission de la chaleur et thermodynamique”, Masson & Cie, (1967)

[96] KRISHNA PRASAD, K. ; RAMANATHAN, V. ; “Heat Transfer by free convection from a longitudinally vibrating vertical plate” Int. J. Heat and Mass Transfer, **15** (1972), 1213-1223

[97] LAWAND, T. A. and ALWARD, R. ; “The development and application of prefabricated solar stills for the production of fresh water in arid areas” 4th Int. Symp. Heidelberg, **4** (1973), 511-521

[98] LE GOFF, P. ; LE GOFF, J. ; OUAHES, R. ; OUAHES, C. ; “Modélisation et expérimentation du distillateur solaire multi- étage à film capillaire” Actes J. I. T. H. Alger, (1989), 832-841

[99] LE GOFF, P. ; LE GOFF, J. ; JEDAY, M. R. ; “Development of a rugged design of a high efficiency multi-stage solar still” Proceedings New Technologies for the Use of Renewable Energy Sources in Water desalination, Athens, (1991), 1-15

[100] LEJEUNE, G. and SAVORNIN, I. ; “Solar distillation of water in Algeria” Journal de Physique, Paris, **15**, (1945), 525

[101] LESSING, H. ; “A small modular, high-efficiency solar still” Int. J. Solar Energy, **9** (1990), 35

[102] LÖF, G. O. G. ; EIBLING J. A. and BLOEMER J.W. ; “Energy balances in solar distillers” A. I. Ch. E. Journal, **7(4)** (1961), 641-649

[103] LOUAHLIA, H. et PANDAY, P. K. ; “Condensation en film entre deux plaques verticales” The Canadian J. of Chem. Eng., **75**, (1997), 704-711

[104] MALIK, M. A. S. and VAN VI TRAN “A Simplified Mathematical Model For Predicting The Nocturnal Output of a Solar Still”, Solar Energy, **14**, (1973), 371-385

[105] MALIK, M. S. A. et al.; “Solar Distillation” Pergamon Press, (1982)

[106] MARKATOS, N. C. and PERICLEOUS, K. A. ; “Laminar and turbulent natural convection in an enclosed cavity” Int. J. Heat an Mass Transfer, **27(5)** (1984), 755-772

[107] MATHERS, W. G. ; MADDEN, A., J., Jr. and PIRET, E. L. ; “Simultaneous Heat and Mass Transfer in Free Convection” Ind. and Engineering Chemistry, **49(6)** (1957), 961-968

[108] MAUREL, A. ; “Le dessalement de l’eau de mer” La Recherche, **120** (1981), 322-331

[109] MAUREL, A. ; “Dessalement par les Energies Renouvelables” Entropie n° **96** (1980) 55-65

Bibliographie

- [110] MENGUY, G. ; CHASSAGNE, G. ; SFEIR, A. et SAAB, J. ; “Etude expérimentale et optimisation d’un distillateur solaire” Revue Internationale d’Héliotechnique, COMPLES, (1976), 46-50
- [111] MISELLATI, M. M. ; BENREJEB, B. ; ZANEAN, A. and MURAD, M. ; “Multi-Effect Solar Desalination - Preliminary Investigation” Actes du COMAGEP II, Gabès, (1996), 69-72
- [112] MIZUKAMI, K. ; “The leading edge effect in unsteady natural convection on a vertical plate with time-dependent surface temperature or heat flux” Int. J. Heat Mass Transfer, **20** (1977), 981-89
- [113] MOKADEMI, A. S. ; HANNACHI, F. M. and BENREDJEB, B. ; “Development and amelioration of the muti-effect solar still” Proc. of the First Cong. of Chem. Eng., Amman, Jordan (1993), 68
- [114] MOLSTAD, M. C. ; FAREVAAG, P. and FARRELL, J. A. ; “Rate of Evaporation from a free water surface by a Perpendicular Air Stream”, Ind. and Eng. Chemistry, **30(10)** (1938) 1131
- [115] MORRISON, G. L. and TRAN, H. N. ; “Laminar flow structure in vertical free convective cavities” Int. J. Heat Mass transfer, **21** (1978), 203-213
- [116] MORRISON, G. L. ; “Reverse circulation in thermosyphon solar water heaters” Solar Energy, **36(4)** (1986), 377-379
- [117] MORSE, R. N. and READ, W. R. W. ; “A rational basis for the engineering development of a solar still” Solar Energy, **12**, (1968), 5-17
- [118] MOUSTAFA, S. M. A. ; BRUSEWITZ, G. H. and FARMER, D. M.; “Direct use of solar energy for water desalination” Solar Energy, **22**, (1979), 141-148
- [119] NAGENDRA, H. R. ; “Effect of inclination on laminar film condensation” Appl. Sci. Res., **28** (1973), 261-277
- [120] NAYAK, J. K. ; TIWARI, G. N. and SODHA, M. S. ; “ Periodic theory of solar still” Energy Research, **4** (1980), 41-57
- [121] NEWELL, M. E. and SCHMIDT, F. W. ; “Heat Transfer by Laminar Natural Convection Within Rectangular Enclosures” Journal of Heat Transfer, (1970), 159-168
- [122] NG., K. C. and HAWLADER, M. N. A. ; “A performance study of solar stills” Energex Proceedings, Regina, (1984), 565-568
- [123] NOGUEIRA, J. W. L. ; “Faisabilité technico- économique d’un système solaire complexe constitué d’un bassin solaire et d’un distillateur à multiples effets en vue de la production simultanée de sel et d’eau distillée” Thèse de Doctorat soutenue à l’Université de Nice- Sophia Antipolis (1991)
- [124] NORTON, B. and PROBERT, S. D. ; “ Diurnal performance of thermosyphonic solar

Bibliographie

- water heaters – an empirical prediction method’’ Solar Energy, **39(3)** (1987), 257-265
- [125] NUKIYAMA, S. ; “The maximum and minimum values of the heat Q transmitted from metal to boiling water under atmospheric pressure’’ Int. J. Heat Mass Transfer, **9** (1966), 1419-1433
- [126] OMAR, A. M.; “Simulation of multistage flash desalination plants’’ M. Sc. Thesis presented to the College of graduate studies, University of Petroleum and Minerals Dhahran, Saudi Arabia (1981).
- [127] OUAHES, R. ; LE GOFF, P. and OUAHES, C. ; Brevet C.N.R.S, n° de publication : 2 583 738 (1986) I.N.P.I. Paris
- [128] OUAHES, R. et C. et LE GOFF, P. et J. ; “Un distillateur solaire multi- étagé à film capillaire’’ Actes J. I. T. H. Lyon, **2** (1987), 709-716
- [129] OUAHES, R. C. and LE GOFF, P. J. ; “A hardy, high-yield solar distiller of brackish water’’ Desalination, **67** (1987), 43-52
- [130] OUAHES, C. ; “Mise au point d’une méthode de dessalement solaire à rendement élevé’’ Thèse de Doctorat Es-Sciences, U.S.T.H.B. Alger (1988)
- [131] OZOE, H. ; YAMAMOTO, K. ; SAYAMA, H. and CHURCHILL S. W.; “Natural circulation in an inclined rectangular channel heated on one side and cooled on the opposing side’’ Int. J. Heat Mass Transfer, **17** (1974), 1209-1217
- [132] OZOE, H. ; SAYAMA, H. ; CHURCHILL S. W. ; “Natural convection in an inclined rectangular channel at various aspect ratios and angles - Experimental measurements’’ Int. J. Heat and Mass Transfer, **18** (1975), 1425-1431
- [133] OZOE, H. ; YAMAMOTO, K. and CHURCHILL, S. W. ; “Three-Dimensional Numerical Analysis of Natural Convection in an Inclined Channel with a Square Cross Section’’ A. I. Ch. E. J., **25(4)** (1979), 709-716
- [134] PERA, L. ; GEBHART, B. ; “Natural convection flows adjacent to horizontal surfaces resulting from the combined buoyancy effects of thermal and mass diffusion’’ Int. J. Heat and Mass Transfer, **15** (1972), 269-278
- [135] PORTA-GANDARA, M. A. ; RUBIO, E.; FERNANDEZ, J. L. ; “Experimental measurement of the water-to-cover heat transfer coefficient inside shallow solar stills’’ Applied Thermal Eng. J., **18 (1, 2)** (1998), 69-72
- [136] PORTEOUS, A. ; “Saline water distillation processes’’ Edition Longman group Limited, London (1975)
- [137] QURESHI, Z. H. and GEBHART, B. ; “Transition and transport in a buoyancy driven flow in water adjacent to a vertical uniform flux surface’’ Int. J. Heat Mass Transfer, **21** (1978), 1467-1479
- [138] RHEINLÄNDER, J. ; “Numerical calculation of heat and mass transfer in solar stills’’, Solar Energy, **28(2)** (1982), 173-179

Bibliographie

- [139] ROSE, J. W. ; “Condensation heat transfer fundamentals” Institution of Chemical Engineers ; Trans IChemE, **76(Part A)** (1998), 143-152
- [140] ROUX, B. ; GRONDIN, J. C. et LABROSS, G. ; “Contribution à l’étude de la convection naturelle dans un capteur solaire plan incliné” Revue Générale de Thermique, **n°198-199** (1978), 535-541
- [141] SACADURA, J. F. ; “Initiation aux transferts thermiques” Ed. Tech. et Doc. Paris (1980)
- [142] SACADURA, J. F. ; “Equations caractéristiques des capteurs solaires plans sans concentration” Rev. Gén. Therm., Fr., **n° 171** (1976), 215-223
- [143] SAMUEL , S., M., R. and CHURCHILL, S. W. ; “Stability of a fluid in a rectangular region heated from below” A. I. Ch. E. J., **13(1)** (1967), 77-85
- [144] SATCUNANATHAN, S. and HANSEN, H. P. ; “An investigation of some of the parameters involved in solar distillation” Solar Energy, **14** (1973), 353-363
- [145] SAVILLE, D. A. and CHURCHILL, S. W. ; “Simultaneous heat and mass transfer in free convection boundary layers” A.I.Ch.E. J., (1970), 268-273
- [146] SAVILLE, D. A. and CHURCHILL S. W. ; “Laminar free convection in boundary layers near horizontal cylinders and vertical axisymmetric bodies” J. Fluid Mech., **29(2)** (1967), 391-99.
- [147] SHARPLEY, B. F. ; BOELTER, L. M. K. ; “Evaporation of Water into Quiet Air from a one-foot diameter surface” Ind. and Eng. Chem., **30(10)** (1938), 1125-1131
- [148] SODHA, M. S. ; SINGH, U. ; KUMAR, A. and TIWARI, G. N. ; “Transient analysis of solar still” Energy Conv. & Mgmt; **20** (1980), 191-195
- [149] SODHA, M. S. ; KUMAR, A., TIWARI, G. N. and TYAGI, R. C. ; “Simple multiple wick solar still : analysis and performance” Solar Energy, **26** (1981), 127-131
- [150] SOKOLOV, M. and VAXMAN, M. ; “Analysis of an integral compact solar water heater”, Solar Energy, **30(3)** (1983), 237-246
- [151] SOMER, T. G. ; BORA, M. ; KAYMAKÇALAN, Ö. ; ÖZMEN, S. and ARIKAN, Y. “Pilot plant study of desalination by direct contact heat transfer” Desalination, **13** (1973), 221-229
- [152] SOMERS, E. V. ; “Theoretical considerations of combined thermal and mass transfer from a vertical flat plate” J. of Applied Mechanics, (1956), 295-301
- [153] SPALDING, D. B. ; “Mass transfer through laminar boundary layers-1. The velocity boundary layer” Int. J. Heat Mass Transfer, **2**, (1961), 15-32
- [154] SUBBA REDDY, C. ; “Numerical simulation of laminar natural convection in shallow inclined enclosures”, 7 th Int. Heat Transfer Conference Munchen, Fed. Rep. of Germany,

Bibliographie

Heat Transfer, **2** (1982), 263-268

[155] TABOR, H. ; “ Radiation, convection and conduction coefficients in solar collectors” Bulletin of the Research Council of Israël, **6 C**, (1958), 155-176

[156] TAMIMI, A. ; “Performance of a solar still with reflectors and black dye” Solar and Wind Technology, **4(4)** (1987), 443-446

[157] TELKES, M. ; “ Fresh Water from Sea Water by Solar Distillation” Ind. Eng. Chem., **45** (1953), 1108-1114

[158] THAMPY, S. K. ; NARAYANAN, P. K. ; CHAUHAN, D. K. ; ADHIKARY, S. K. and INDUSEKHAR, V. K.; “Sea water desalination by electro dialysis at elevated temperature” Water Treatment, **6** (1991), 385-394

[159] TIWARI, G. N., THOMAS, J. M. and KHAN, E. ; “Optimisation of glass cover inclination for maximum yield in a solar still” Heat Recovery Systems and CHP, **14(4)** (1994), 447-455

[160] TIWARI, G. N ; KUMAR, S. ; SHARMA, P. B. and KHAN, M. E. ; “Instantaneous thermal efficiency of an active solar still” Applied Thermal Eng., **16(2)** (1996), 189-192

[161] TLEIMAT, B. and TLEIMAT, M. ; “Developments in saline water distillation technology” Desalination, **93** (1993), 15-42

[162] TLEIMAT, B. W. and HOWE, E. D. ; “Nocturnal Production of Solar Distillers” Solar Energy, **10(2)** (1966), 61-66

[163] TLEIMAT, B. W. and HOWE, E. D. ; “Comparison of plastic and glass condensing covers for solar distillers” Solar Energy, **12** (1969), 293-304

[164] UNESCO ; “ Programme Solaire Mondial 1996-2005” Commission Solaire Mondiale Unesco ; <http://www.unesco.org/general/fre/programmes/science/wssp/draft.html>

[165] VAILLANT, J. R. ; “Les problèmes du dessalement de l’eau de mer et des eaux saumâtres” Editions Eyrolles (1970), 40-85 et 104-122

[166] VLIET, G. C. ; “Natural convection local heat transfer on constant- heat- flux inclined surfaces” Journal of Heat Transfer, (1969), 511-516

[167] VLIET, G. C. and LIU, C. K. ; “An experimental study of turbulent natural convection boundary layers” Journal of Heat Transfer, (1969), 517-531

[168] WARNER, C. Y. and ARPACI, V. S. ; “An experimental investigation of turbulent natural convection in air at low pressure along a vertical heated flat plate” Int. J. Heat Mass Transfer, **11** (1968), 397- 406

[169] WASHBURN, E. W. ; Phys. Review, **17** (1921), 273

[170] WEIME, H.; “Fresh Water from Sea Water: Distilling by Solar Energy” Solar Energy, **13** (1972), 439- 444

Bibliographie

- [171] WIBULSWAS, P. ; SUNTRIRAT, S. ; DIREKSTAPORN, B. and KIATSIRIROAT, T. "Development of solar stills having acrylic-plastic covers in Thailand" Solar Heating Cooling Desalination, Edited by University of Miami (1982), 385-393
- [172] WILCOX, W. R.; "Simultaneous heat and mass transfer in free convection" Chem. Eng. Sci., **13** (1961), 113-119
- [173] WILKES, J. O. and CHURCHILL, S. W. ; "The Finite-Difference Computation of natural Convection in a Rectangular Enclosure" A. I. Ch. E. J., **12(1)** (1966) 161-166
- [174] YANG, K. T. ; NOVOTNY, J. L. ; CHENG, Y. S. ; "Laminar free convection from a nonisothermal plate immersed in a temperature stratified medium" Int. J. Heat and Mass Transfer, **15** (1972), 1097- 1109
- [175] ZAKI, A. ; "Development of new materials for desalination" Anti-corrosion, (1986), 4-12
- [176] ZAKI, G. M. ; FATANI, A. and AL-TURKI A. ; "Experimental study on a basin-type solar- still with condenser" TESCE, **19(2)** (1993)