

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE MENTOURI CONSTANTINE
FACULTE DES SCIENCES EXACTES
DEPARTEMENT DE PHYSIQUE

N° d'ordre:
Série:

MEMOIRE
PRESENTE POUR OBTENIR LE DIPLOME DE MAGISTER EN PHYSIQUE
OPTION: ENERGIES RENOUVELABLES
THEME

**ETUDE DES TRANSFERTS DE CHALEUR ET DE
MASSE A L'INTERIEUR D'UN SYSTEME DE
DESSALEMENT PAR VOIE SOLAIRE**

PAR:

IZZEDDINE SAOUANE

Soutenu le: 19/10 / 2010

Devant le jury

Président:	M. DJEZZAR	M.C.A	Univ. Mentouri	Constantine
Rapporteur :	A. CHAKER	Pr	Univ. Mentouri	Constantine
Examineur:	N. BELLEL	M.C.A	Univ. Mentouri	Constantine
Examineur:	A. ZAATRI	Pr	Univ. Mentouri	Constantine

La soutenance aura lieu au campus audio visuel (Chaabat Al Rassace) le 19/10/2010 à 11^h:00

Toute personne intéressée est cordialement invitée

Résumé

L'eau dans le globe terrestre est en majorité saline, de ce fait, elle ne peut être utilisée. Les systèmes utilisés dans les procédés de dessalement ont recours à une consommation excessive d'énergie et la production de cette dernière génère des gaz à effet de serre. De plus dans certains pays du monde cette énergie n'est pas disponible en grande quantité.

La distillation est une opération qui transforme par chauffage ou par réduction de pression de l'eau de mer ou des eaux saumâtres, en vapeur. Par condensation, cette vapeur donne une eau de grande pureté. Parmi les différents procédés, la distillation solaire est une solution intéressante, notamment pour les régions isolées.

L'objectif de notre travail est l'étude des transferts de chaleur et de masse dans un distillateur solaire. Les propriétés thermo physiques de l'air humide (comme mélange binaire d'air sec et de vapeur d'eau), et leurs l'effet sur le coefficient de transfert de chaleur par convection et le débit de distillat ont été examinés.

Nous avons établi les équations régissant le fonctionnement d'un distillateur solaire à film capillaire et la résolution, a été abordée par une approche numérique basée sur la méthode de Range– Kutta. Les résultats obtenus montrent l'effet de l'humidité relative et de l'écart de la température entre la saumure et la vitre sur le coefficient convectif et les paramètres thermophysiques du distillateur solaire.

Mots clés : Air humide, Propriétés thermophysiques, Production, Efficacité.

Remerciements

Je remercie en premier lieu Dieu tout puissant de m'avoir accordé la puissance et la volonté de terminer ce travail.

Le travail qui a fait l'objet de ce mémoire a été réalisé au laboratoire de Physique Energétique de l'université de Constantine, sous la direction de Madame

A.CHAKER professeur au département de physique.

Je tiens à la remercier pour le sujet de recherche qu'elle m'a proposé et lui exprimer ma profonde reconnaissance pour toute son aide scientifique, sa disponibilité, ses conseils, sa gentillesse et surtout l'intérêt qu'elle a porté à mon travail et l'attention toute particulière accordée à la lecture et à la correction de ce mémoire.

Je remercie également Monsieur M. Djeddar, Maitre de conférence à l'université de Constantine, pour avoir accepté de présider le jury.

Je tiens également à exprimer mes remerciements à Monsieur

A. Zaatri, professeur, Monsieur N.Bellel, Maitre de conférence, de m'avoir fait l'honneur de participer à mon jury de thèse.

Mes remerciements les plus vifs vont aux membres du Laboratoire de Physique Energétique.

Nomenclature

Symbole	Désignation	Unité
A	Surface du corps	m^2
A_0, A_1, \dots, A_4	Constantes numériques	-
C	Constante numérique	-
CA_0, CA_1, \dots, CA_4	Constantes numériques	-
CP_0, CP_1, \dots, CP_4	Constantes numériques	-
CV_0, CV_1, \dots, CV_n	Constantes numériques	-
C_p	Chaleur massique à pression constante	$J / Kg.^\circ C$
g	Accélération de la pesanteur	m / s^2
h	Coefficient de transfert de chaleur ou de masse	$W / m^2^\circ C, m / s$
h^c	Coefficient d'échange thermique par convection	$W / m^2^\circ C$
h^r	Coefficient d'échange thermique par rayonnement	$W / m^2^\circ C$
h^{ev}	Coefficient d'échange thermique par évaporation	$W / m^2^\circ C$
h^{cd}	Coefficient d'échange thermique par conduction	$W / m^2^\circ C$
h_{fg}	Chaleur d'évaporation	kJ / kg
HF_0, HF_1	Constantes numériques	-
I_D	Rayonnement direct	J
I_d	Rayonnement diffus	J
I_g	Rayonnement global incident	J
Gr	Nombre de Grashoff	-
k	Conductivité thermique	$W / m.K$
K_0, K_1, \dots, K_3	Constantes numériques	-
KA_0, KA_1, \dots, KA_5	Constantes numériques	-
KV_0, KV_1, \dots, KV_2	Constantes numériques	-
L	Longueur Caractéristique	m
M	Poids moléculaire	$kg / kmol$
\dot{m}	Débit de distillat	$kg / m^2 s$
MA_0, MA_1, \dots, MA_4	Constantes numériques	-
MV_0, MV_1	Constantes numériques	-
MU_0, MU_1, \dots, MU_4	Constantes numériques	-
n	Exposant numérique	-
N	Nombre de molécules	-
P	Pression	Pa

Pr	Nombre de Prandtl	-
q	Flux de chaleur	W / m^2
Q^c	Flux de chaleur échangé par convection	W
Q^r	Flux de chaleur échangé par rayonnement	W
Q^{ev}	Flux de chaleur échangé par évaporation	W
Q^{cd}	Flux de chaleur échangé par convection	W
Q_{V-a}	Flux de chaleur échangé entre la vitre et l'extérieur	W
Q_{ev-v}	Flux de chaleur échangé entre la vitre et l'évaporateur	W
Q_{cd-a}	Flux de chaleur échangé entre le condenseur et l'extérieur	W
R	Constante des gaz	$kJ / kg.k$
Ra	Nombre de Rayleigh	-
RH	Humidité relative	-
RO_0, RO_1, \dots, RO_3	Constantes numériques	-
t	Température	$^{\circ}C$
T	Température absolue	K
T^*	Température équivalente	K
TD_0, TD_1, \dots, TD_4	Constantes numériques	-
x	Fraction molaire	-
w	Humidité spécifique	kg de vapeur d'eau / kg d'air sec
z	Facteur de compressibilité	-

LETTRES GRECQUES

Symbole	Désignation	Unité
α	Diffusivité thermique	m^2 / s
β	Coefficient volumétrique d'expansion	K^{-1}
τ	Coefficient d'absorption	
ε	Emissivité	
ΔT	Différence de température	$^{\circ}C$
ΔT^*	Différence de température équivalente	$^{\circ}C$
μ	Viscosité dynamique	Ns / m^2
ν	Viscosité cinématique	m^2 / s
ω	Angle horaire	degré
δ	Angle de déclinaison	degré
η	Efficacité	%
ρ	Densité	kg / m^3

INDICES

indices	Désignation
<i>a</i>	Air
<i>ag</i>	Air sur la surface de condensation
<i>as</i>	Air sur la surface de la saumure
<i>cv</i>	Convection
<i>e</i>	Évaporation
<i>f</i>	fluide
<i>g</i>	Surface de condensation
<i>m</i>	Mélange
<i>o</i>	Sur la surface de l'eau
<i>T</i>	Totale
<i>s</i>	Interface liquide
<i>sv</i>	Vapeur saturée
<i>V</i>	Vitre
<i>v</i>	Vapeur
<i>vg</i>	Vapeur d'eau sur la surface de condensation
<i>vs</i>	Vapeur d'eau sur la surface liquide
<i>w</i>	Distillat
∞	Loin de la surface de l'eau

Sommaire

Nomenclature

INTRODUCTION

1

CHAPITRE I : LES DIFFERENTS PROCEDES DE DESSALEMENT

<i>Introduction</i>	4
I.1.Caractéristiques de l'eau	4
I.2.Les différents procédés de dessalement	6
I.2.1.Procédés a membranes	6
I.2.1.1.Osmose inverse	7
I.2.1.2.Electrodialyse à membrane sélective	8
I.2.2.Procédés avec changement phase	9
I.2.2.1.La distillation à détentés successives ou multi-stage	10
I.2.2.2.La distillation par multiple effet (MED)	11
I.2.2.3.La distillation par compression de vapeur	12
I.3.Distillation solaire	13
I.3.1.Les différents types de distillation solaire	14
I.3.1.1.Distillation solaire à effet de serre	14
I.3.1.2.Distillateur solaire incliné à cascades	15
I.3.1.3.Distillateur solaire incliné à mèche	15
I.3.1.4.Distillateur solaire sphérique	16
I.3.1.5.Distillateur solaire à étages multiples avec récupération de chaleur	16
I.3.2.Paramètres influant sur le fonctionnement du distillateur	18
I.3.2.1.Paramètres externes	18
I.3.2.2.Paramètres internes	19
I.3.3.Caractéristiques de fonctionnement	21
I.4.Etat de l'art de la distillation	23

CHAPITRE II : LES PHENOMENES D'ECHANGES ENERGETIQUES

<i>Introduction</i>	26
II.1 Mode interne de transfert	26
II.1.1.Convection	27
II.1.1.1.Expression du coefficient d'échange thermique	29
II.1.2. Evaporation	33
II.1.3.Rayonnement	35
II.2.Mode externe de transfert	35
II.2.1.Convection et rayonnement	35
II.3.Calcul des puissances absorbées par les différents composants du distillateur	36
II.3.1.Puissance absorbée par la vitre	36
II.3.2. Puissance absorbée par la nappe d'eau	37
II.3.3. Puissance absorbée par le bac absorbant	38
II.3.4.Distillateur à film capillaire	38
II.3.4.1. Puissance absorbée par la vitre	38
II.3.4.2. Puissance absorbée par l'évaporateur	38

CHAPITRE III : ETUDE THEORIQUE ET NUMERIQUE

<i>Introduction</i>	40
III.1. Modèle théorique	40
III.2. Evaluation des propriétés thermo physiques et de transport de l'air humide	47
III.2.1. La densité	47
III.2.2. La viscosité	48
III.2.3. La Chaleur spécifique	48
III.2.4. La conductivité thermique	49
III.2.5. La diffusivité thermique	49
III.3. Etude théorique et numérique d'un distillateur solaire à film capillaire	50
III.3.1. Description et principe de fonctionnement	50
III.3.2. bilan thermique	50
III.3.3. hypothèses simplificatrices	51
III.3.4. Bilan thermique en régime permanent	51
III.3.5. Bilan thermique en régime transitoire	52
III.3.6. Discrétisation	53
III.4. Traitement informatique	53
III.4.1. Organigrammes	54

CHAPITRE IV : RESULTATS ET DISCUSSIONS

<i>Introduction</i>	60
IV.1. Evaluation des propriétés thermo physiques	61
IV.1.1. La densité	61
IV.1.2. La viscosité	62
IV.1.3. La chaleur spécifique	63
IV.1.4. La conductivité thermique	64
IV.1.5. La diffusivité thermique	65
IV.2. Effet de l'humidité relative	66
IV.2.1. Coefficient d'échange par convection	66
IV.2.2. Le débit massique de distillat	71
IV.3. Validation	72
IV.4. Cas d'un distillateur solaire à film capillaire	75
IV.4.1. Puissances solaires absorbées	75
IV.4.2. Les températures ambiante et du ciel	76
IV.4.3. Température de chaque composant	76
IV.4.4. La production de l'eau	77
IV.4.5. Efficacités	77
IV.4.6. Le facteur de performance	79
IV.4.7. Variation des propriétés thermo physiques	79
IV.4.7.1. Masse volumique	79
IV.4.7.2. Viscosité dynamique	79
IV.4.7.3. Chaleur spécifique	81
IV.4.7.4. Conductivité thermique	81
IV.4.7.5. Chaleur latente de vaporisation	81
IV.4.8. Validation des résultats	83
Conclusion	85
Annexe A: Gisement solaire	87
Annexe B: caractéristiques thermophysiques de l'eau	94
Annexe C: méthode de Range-Kutta	95
Références bibliographiques	97

Introduction

Le problème de l'approvisionnement en eau potable, de la planète, prend de plus en plus d'ampleur en raison de l'évolution démographique et industrielle mondiale. Les ressources naturelles en eau douce, ne peuvent répondre à la demande croissante en eau le dessalement des eaux saumâtres et de l'eau de mer apparait comme la seule possibilité de couvrir ce besoin croissant.

Le dessalement de ces eaux par des unités classiques de traitement nécessite beaucoup d'énergie électrique et calorifique, Le recours aux ressources en eaux non conventionnelles telles que le recyclage des eaux usées et le dessalement des eaux de mer et saumâtres est devenu plus que nécessaire pour pouvoir compenser ce déficit. Les énergies renouvelables peuvent non seulement contribuer à alléger ce déficit, mais apportent également une solution aux problèmes de l'environnement et de l'économie d'énergie. Ainsi l'amélioration de la rentabilité de ces méthodes n'est plus une nécessité, mais une priorité.

Les progrès réalisés dans le domaine de l'énergétique solaire ont montré depuis 1872, que la distillation solaire est économiquement la plus compétitive lorsque la demande en eau douce n'est pas trop grande. Plusieurs types de configurations de distillateurs solaires ont été construits et essayés à travers le monde, en même temps que beaucoup de chercheurs ont proposé des modèles mathématiques pour décrire les transferts de chaleur et de masse dans les distillateurs solaires, qui se répartissent usuellement en deux grands groupes, ceux dont la surface de condensation est aussi la couverture transparente au rayonnement solaire, et ceux dont la surface de condensation est séparée du chauffage de l'eau.

L'objectif de ce travail est l'étude des transferts de chaleur et de masse dans un distillateur solaire. Les propriétés thermo physiques de l'air humide (comme un mélange binaire d'air sec et de vapeur d'eau), et leurs effets sur le coefficient de transfert de chaleur par convection et sur le débit de distillat ont été étudiés.

Nous avons établi les équations régissant le fonctionnement d'un distillateur solaire à film capillaire et la résolution a été abordée par une approche numérique basée sur la méthode de Range Kutta.

Ce mémoire est structuré en quatre chapitres complétés par des annexes ; le premier est une étude bibliographique sur les différents procédés dans le domaine du dessalement, en particulier le dessalement solaire et les paramètres influant sur le fonctionnement.

Un état de l'art sur les transferts de chaleur et de masse d'un distillateur solaire est exposée.

Le deuxième chapitre est consacré à une étude théorique détaillée des échanges radiatifs, conductifs et convectifs au niveau de tous les composants d'un distillateur solaire.

La modélisation de ces transferts fait l'objet du troisième chapitre. En partant des caractéristiques thermophysiques et dynamiques de l'air avec leurs températures et leurs humidités relatives. La mise en équation du bilan de conservation de chaleur et de masse au niveau de chaque claie du distillateur à film capillaire, nous conduit à un système d'équations mathématiques qui ne peut être résolu que par une méthode numérique.

Le quatrième chapitre présente l'ensemble des résultats obtenus ainsi que leurs interprétations.

Ces quatre chapitres sont complétés par quelques annexes, une introduction et une conclusion générales.



Chapitre I

Les différents procédés de dessalement

Introduction

Les trois quarts de la surface de notre planète sont recouverts d'eau mais malheureusement d'eau salée donc impropre à la consommation. Il n'empêche, que ces réservoirs inépuisables que sont les océans font rêver ; et s'il était possible de transformer cette eau salée en eau douce, cela résoudrait toutes les difficultés de pénurie d'eau que connaissent beaucoup de pays.

En fait, dessaler l'eau saumâtre et de mer de manière à la rendre consommable, est possible. On dispose même aujourd'hui de nombreux systèmes dont beaucoup ont atteint le stade industriel. Les deux procédés les plus couramment utilisés sont la distillation et l'osmose inverse, dont le principe est fort simple [1].

I.1.Caractéristiques de l'eau

Les besoins en eau sont principalement répartis entre 4 types de consommation, à savoir 55% de l'eau consommée servent à fournir de l'énergie (barrage hydroélectrique, refroidissement des centrales nucléaires, énergie géothermique, etc.), 18% sont consommée par les particuliers, 15% sont utilisés par l'agriculture et 12% sont consacrés à un usage industriel [2].

La répartition des eaux sur le globe terrestre est présentée par le tableau I.1

<i>Provenance de l'eau</i>	<i>Quantité (%)</i>
Eau douce de lacs	0.009
Eau de rivières	0.0001
Eau souterraine (prés de surface)	0.005
Eau souterraine (en profondeurs)	0.61
Eau des glaciers et les calottes glaciaires	2.15
Eau salée de lacs ou de mers intérieures	0.008
Eau dans l'atmosphère	0.0001
Eau des océans	97.2

Tableau I.1- Répartition des eaux sur le globe terrestre. [3]

Avant de classer les eaux, il faut définir les eaux saumâtres et l'eau de mer :

- **L'eau de mer** : c'est l'eau salée des mers et des océans. Ceux-ci occupent un volume estimé à 1340 millions de km³, ce qui représente 96,4% de la capacité des grands réservoirs d'eau à la surface de la Terre. Ce volume n'inclut pas les eaux souterraines (aquifères), dont 85% des capacités sont plus ou moins salées. L'eau de mer contient environ 35g de sel par litre [4].
- **Les eaux saumâtres** : on appelle généralement eau saumâtre une eau saline non potable, de salinité inférieure à celle de l'eau de mer. En fait, la plupart des eaux saumâtres ont une salinité comprise entre 1 et 10 g/l. Elles se présentent soit, sous forme d'eaux de surface, soit sous forme souterraines. Les différents teneurs en ions (Mg, Ca, F,...) peuvent être très variées selon l'origine de l'eau. La qualité de sel à éliminer est donc elle aussi variable selon leur toxicité éventuelle [5].

Lorsqu'on classe les eaux en fonction des quantités de matières dissoutes qu'elles contiennent, on obtient les données consignées au tableau I.2.

Type d'eau	Salinité (mg/L)
Eau douce	< 500
Eau légèrement saumâtre	1 000 – 5 000
Eau modérément saumâtre	5 000 – 15 000
Eau très saumâtre	15 000 – 35 000
Eau de mer	35 000 – 42 000

Tableau I.2- Classification des eaux selon la salinité [3].

La distinction entre les types d'eau repose sur la concentration globale en sels ; d'après l'OMS (Organisation Mondiale de la Santé), une eau est considérée comme potable si sa salinité totale est comprise entre 100 et 1000 mg/l, soit 0.1 et 1g/l. La salinité de l'eau produite pour la consommation se situe en général autour de 400 mg/l.

Pour une utilisation industrielle en revanche, une eau de salinité comprise entre 20 à 50 g/l peut être acceptée [6].

I.2. Les différents procédés de dessalement

Pour répondre au déficit d'eau dans le monde, divers procédés techniques ont été développés, ces dernières décennies pour déminéraliser l'eau de mer et/ou saumâtre. Parmi les plus connus, et sans être exhaustif on peut citer:

- Les processus thermiques avec changement de phase (ou de distillation) comme [7]:
 - La distillation à plusieurs étages (multiple stage flash [MSF]) ;
 - La distillation à plusieurs effets (multiple effet distillation [MED]) ;
- Les processus à membranes tels que:
 - L'osmose inverse (reverse osmosis [RO]), basée sur le rejet des sels contenus dans l'eau à l'aide de membranes semi-perméables.
 - L'électrodialyse

I.2.1.Procédés à membranes

L'eau de mer est filtrée sous pression à travers une membrane. Les sels et les micro-organismes sont retenus par cette dernière. Ce procédé nécessite toutefois un traitement de l'eau en amont. Entre 1990 et 2001, la part du procédé d'osmose inverse sur le marché est passée de 40 à 50%. Les recherches de Veolia sont orientées vers l'osmose inverse dont les prévisions sur le marché atteindraient 70% (contre 20% pour le thermique et 10% pour les autres méthodes), d'ici l'horizon 2020 [8].

La technologie requise pour ce procédé réside essentiellement dans l'emploi de membranes. Celles ci sont constituées de résines échangeuses d'ions. Les deux membranes qui nous intéressent sont :

- Les membranes anioniques : elles contiennent des résines à groupes cationiques fixes. Ces groupes sont neutralisés par des anions situés dans les interstices de la résine. Quand cette membrane est mise dans une solution d'électrolyte, les anions en solution peuvent pénétrer dans la membrane et remplacer les anions présents initialement, alors que les cations sont repoussés par les cations fixés sur la résine.
- Les membranes cationiques : le principe est identique; elles contiennent des groupes anioniques fixes qui permettent la pénétration des cations et repoussent les anions [6].

I.2.1.1. Osmose inverse

L'osmose inverse est un procédé de purification de l'eau inspiré du phénomène chimique appelé l'osmose. Pour mettre en place le principe de l'osmose, on sépare deux solutions aqueuses de concentrations différentes par une membrane semi-perméable qui ne laisse passer que l'eau pure. La solution dont la concentration est la plus basse va alors chercher à équilibrer les concentrations des deux solutions en faisant passer de l'eau pure dans le compartiment de la solution dont la concentration est la plus élevée.

Si on interpose une membrane gélatineuse, semi perméable, entre une solution aqueuse peu salée et une autre au contraire très salée, l'eau de faible concentration saline traverse la membrane en direction de la solution la plus concentrée en eau saline, cherchant, en diluant la solution la plus concentrée, à rendre égale les concentrations en sels des deux côtés de la membrane.

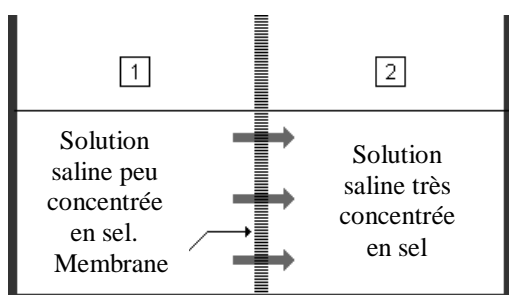


Figure. a

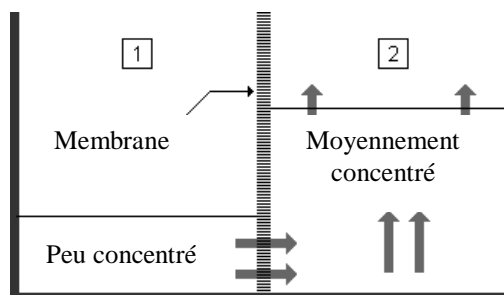


Figure. b

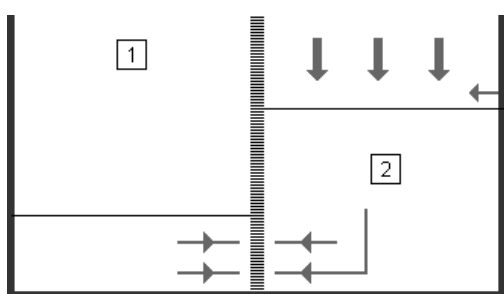


Figure. c

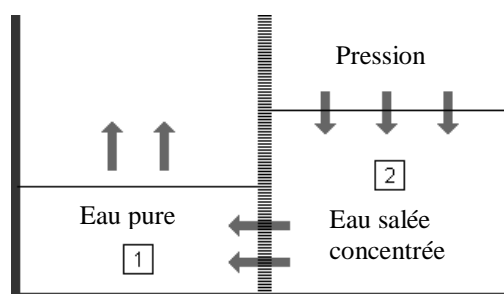


Figure. d

Figure I.1- Osmose Inverse

Dans la partie 2 de la figure. a le niveau de l'eau a tendance à monter et devenir une solution de plus en plus diluée se rapprochant du taux moyen de concentration de sel des deux solutions. (figure. b) jusqu'à atteindre un état d'équilibre appelé "équilibre osmotique", (figure. c). L'osmose inverse, comme son nom l'indique est en fait le même processus mais inversé. Le bassin 1 de la figure. d est vide au départ. En appliquant sur la partie la plus concentrée (partie 2 de la figure. d) une pression mécanique, comme celle du réseau urbain, supérieure à cette pression d'équilibre osmotique, on inverse le sens du courant et on provoque une production d'eau pure à partir d'eau très saline. (Fig. d). Le sel restera au fond du bassin 2 [9].

I.2.1.2. Electrodialyse à membrane sélective

L'électrodialyse est un procédé électrochimique qui permet d'extraire les ions (atomes chargés positivement ou négativement), d'une solution en les déplaçant. Ainsi par électrodialyse, on peut extraire par exemple les ions Na^+ et Cl^- de l'eau de mer. Ce procédé fonctionne avec un appareil nommé électrodialyseur.

L'extraction des ions se fait par migration de ces derniers à travers des membranes sélectives (anioniques ou cationiques) sous l'action d'un champ électrique. Ainsi, seuls les anions peuvent traverser une membrane anionique et seuls les cations peuvent traverser une membrane cationique. En plaçant plusieurs membranes en parallèle laissant passer alternativement les ions positifs et les ions négatifs, on peut éliminer certains ions de l'eau. Dans certains compartiments il y a concentration des ions et dans d'autres les ions sont éliminés. Les particules qui ne portent pas de charge électrique ne sont pas éliminées.

L'électrodialyse est utilisée pour le dessalement de l'eau de mer. La figure I.2 présente schématiquement le fonctionnement d'une unité en parallèle de dessalement. En fin de chaîne de traitement on récupère à la fois de l'eau douce et de la saumure. Il existe également des unités en série et d'autres modèles de système d'électrodialyse.

Sous l'effet d'un courant appliqué dans les bacs externes, les ions Na^+ sont attirés vers l'électrode négative et les ions Cl^- vers l'électrode positive, en raison de la sélectivité des membranes. Ainsi les ions Na^+ peuvent uniquement traverser les membranes cathodiques et les ions Cl^- , les membranes anioniques, on obtient de l'eau douce dans deux des quatre compartiments [10].

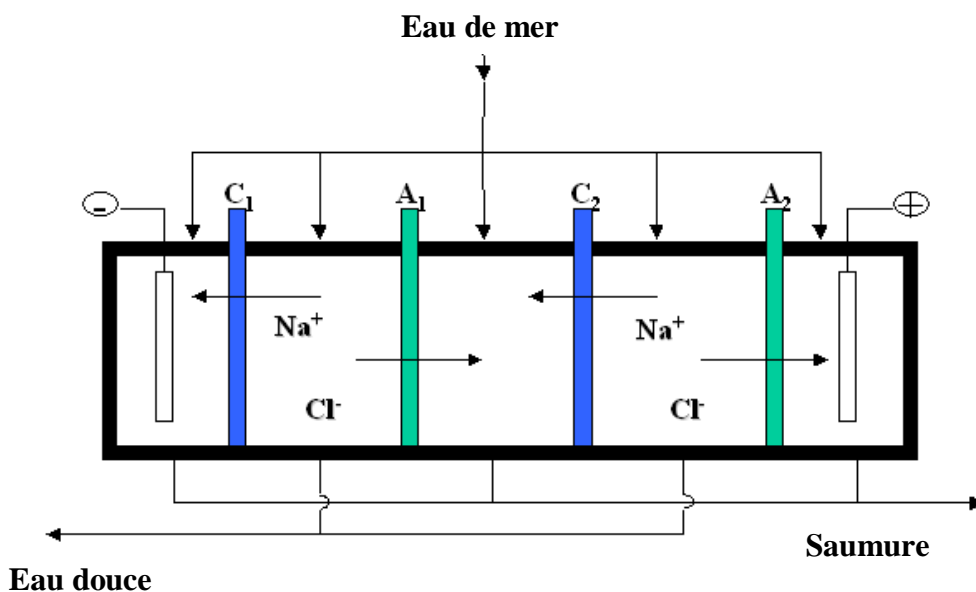


Figure I.2- Schéma de principe de l'électrodialyse

En fait, l'électrodialyse est surtout utilisée jusqu'ici pour le dessalement d'eaux saumâtres puisque le procédé n'est plus rentable pour des teneurs en sels très élevées. L'électrodialyse n'est pas non plus pratiquée pour traiter les eaux à moins de 0.04% de sels. Malgré ces limitations, plusieurs petites usines de dessalement par électrodialyse sont exploitées dans le monde sur des bases commerciales dessalant ainsi plusieurs centaines de mètres cube par jour. La plus grande installation de traitement par électrodialyse traite actuellement 10000 m³ par jour [9].

I.2.2. Procèdes avec changement de phase (ou distillation)

La distillation occupe aujourd'hui environ 60% du marché mondial du dessalement. C'est la plus vieille et la plus rustique des techniques de dessalement. En fait elle reproduit en milieu industriel le processus naturel du cycle de l'eau. Il s'agit de chauffer l'eau de mer pour en vaporiser une partie. La vapeur ainsi produite ne contient plus de sels, il suffit alors de refaire passer cette vapeur à l'état liquide en la refroidissant pour obtenir de l'eau potable.

L'inconvénient majeur des procédés de distillation est leur consommation énergétique importante liée à la chaleur latente de vaporisation de l'eau. En effet pour transformer 1 kg d'eau liquide en 1 kg de vapeur à la même température il faut environ 2250 kilojoules (si le changement d'état se fait dans des conditions de pression normale).

Afin de réduire la consommation d'énergie des procédés industriels, des procédés multiples effets qui permettent de réutiliser l'énergie libérée lors de la condensation a été mis au point [11]. Dans les distillateurs modernes, la température de travail oscille entre 5 et 125°C. La salinité de l'eau douce obtenue est toujours nettement inférieure à 100 mg/l [6].

I.2.2.1 La distillation à détente successives ou multi –stage flash

La distillation multi flash est un procédé développé dans les années 70. Il est aujourd'hui le plus utilisé au monde. L'intérêt du multi flash réside dans son faible coût énergétique. En effet, plus la pression est basse, plus la température à laquelle l'eau passe à l'état gazeux est faible. Pour ce procédé, l'eau salée est envoyée dans des conduits au bout desquels elle est chauffée à 120 °C sous une pression, $P_0 \approx 2$ bars, puis elle est introduite dans un compartiment où règne une pression réduite (sa température d'ébullition est donc plus basse). L'eau est alors instantanément transformée en vapeur par détente appelée Flash. La vapeur ainsi créée va monter au contact des premiers conduits dans lesquels passent l'eau. Les conduits sont assez froids ce qui provoque la condensation de cette vapeur qui est alors récupérée à l'état liquide. Pour l'eau qui ne s'est pas évaporée dans ces compartiments, elle est récupérée puis transférée dans un deuxième compartiment du même type mais avec une pression atmosphérique encore plus basse. Et ainsi l'opération est répétée plusieurs fois de suite d'où le nom de multi flash. (figure I.3). Il existe des usines de dessalement dans lesquels l'opération se répète dans 40 compartiments [9], [12], [13].

La consommation d'énergie thermique est de 50 à 70 000 kcal/m³, à laquelle se rajoute l'électricité pour la recirculation de l'ordre de 5 kWh/m³. Ce procédé représente 62% de la capacité mondiale installée. Généralement rentable pour de grandes capacités de production (plusieurs centaines de milliers de m³), ce procédé est très peu souple et nécessite une durée de mise en régime inadéquat pour une application solaire [14].

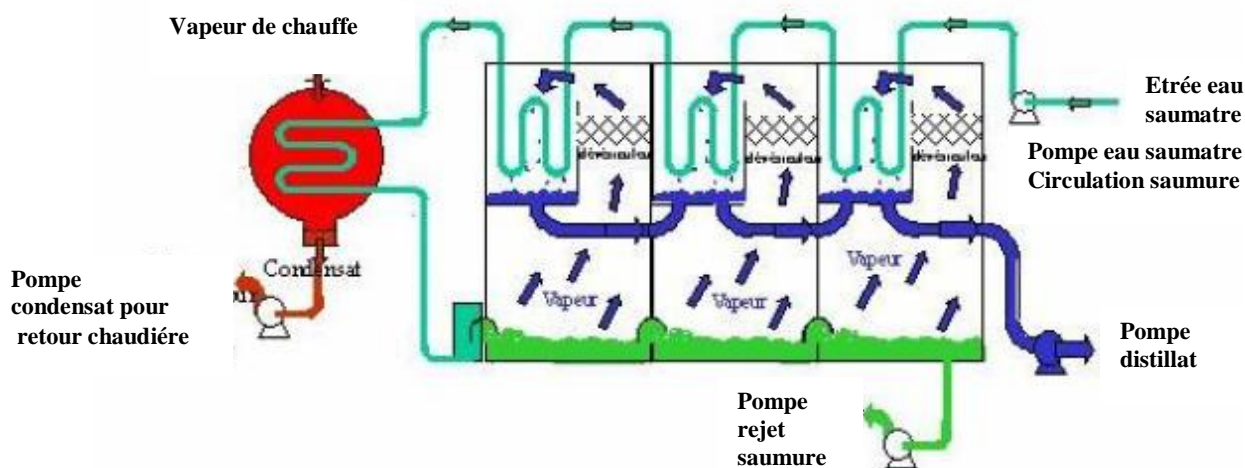


Figure I.3-Distillation par détentes successives

I.2.2.2. La distillation par multiple effet (MED)

La distillation à effets multiples (figure I.4) est moins courante car elle ne permet pas de produire de grandes quantités d'eau douce et son installation est délicate et coûteuse. Mais cette technique permet des économies de l'ordre de 15% à 20% par rapport au multi flash. Le principe, simple, consiste en une association en série de modules évaporateur/condensateur dont la disposition permet de limiter les pertes thermiques et d'assurer une grande faisabilité technique. De plus, ce procédé permet d'optimiser la récupération de la chaleur latente de condensation de l'eau saumâtre, sous vide, à des températures de l'ordre de 70 à 80°C [14], [15]. Dans cette catégorie, on distingue deux procédés, les uns utilisent des tubes verticaux, les autres des tubes horizontaux. L'avantage revient aux tubes horizontaux pour une puissance de pompage moindre et un coefficient global d'échange thermique plus important. Ce procédé consiste en un ensemble d'effets successifs où la vapeur produite dans un effet est utilisée pour chauffer l'eau de l'effet suivant en s'y condensant, l'apport thermique initial est fourni à l'effet de tête (bouilleur). De part sa simplicité et sa souplesse de fonctionnement, ce procédé est le mieux disposé à s'adapter à l'énergie solaire. Cette adaptation peut se faire :

- soit avec des capteurs solaires plans pour les petites unités allant jusqu'à plusieurs m³/jour.
- soit avec des capteurs à concentration pour des capacités plus importantes [9].

Le procédé MED, économique en énergie, a en outre l'avantage d'une relative souplesse de fonctionnement avec un débit de saumure plus faible, un rendement correct, et une sécurité accrue du point de vue salinité de l'eau. En revanche les capacités unitaires en fonctionnement varient de $20 \text{ m}^3/\text{j}$ à $20000 \text{ m}^3/\text{j}$, ce qui est plus faible qu'en MSF [12], [16].

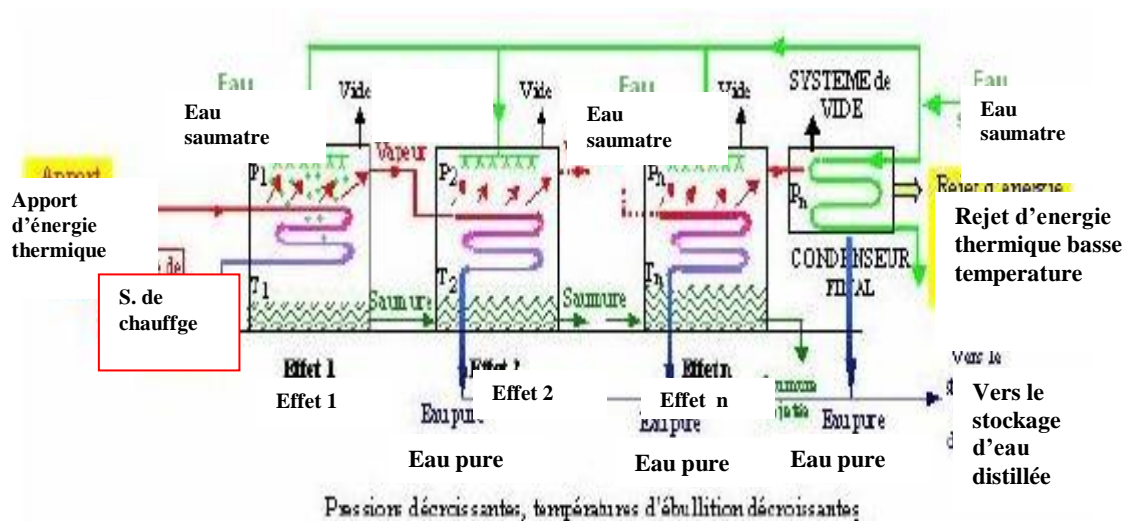


Figure I.4-Distillation à multi effets (M.E.D)

I.2.2.3. La distillation par compression de vapeur

L'eau de mer est portée à ébullition dans une enceinte isolée, la vapeur est aspirée par un compresseur qui élève sa température et sa pression. Cette vapeur est envoyée dans un faisceau tubulaire en bas de l'enceinte, elle se condense en cédant sa chaleur à l'eau de mer qui est portée à ébullition [14]. Ce procédé fonctionne exactement sur le principe d'une pompe à chaleur, où c'est un compresseur qui fournit l'énergie. La vapeur produite est comprimée adiabatiquement, ce qui accroît sa température de saturation. Lors de sa condensation, elle peut donc transmettre sa chaleur de vaporisation à l'eau salée avec un bon gradient thermique, ce qui permet un bon rendement. Le compresseur assure une faible pression dans la cellule, permettant de fonctionner à une température réduite, d'environ 60°C et d'éviter ainsi l'entartrage [17]. L'avantage du procédé est une faible consommation énergétique sous forme mécanique ou électrique (7 à $8 \text{ kWh}/\text{m}^3$, pour des grandes installations). Toutefois la capacité des installations à compression de vapeur est limitée par la taille des compresseurs, elles s'étendent aujourd'hui, de 15 à plus de $3800 \text{ m}^3/\text{j}$ [9].

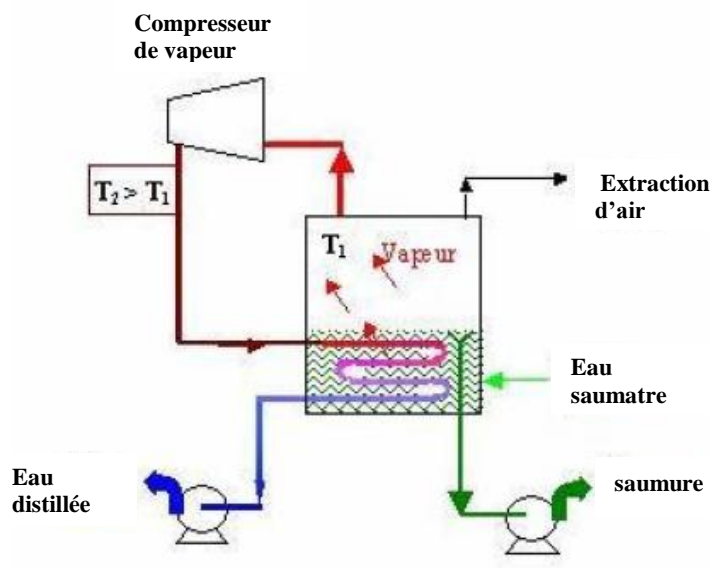


Figure I.5-Compression de la vapeur

I.3. Distillation solaire

La distillation solaire est une technique qui utilise le rayonnement solaire pour chauffer l'eau salée ou saumâtre dans un bac couvert par une vitre inclinée. Une partie de l'eau s'évapore et la vapeur produite se liquéfie sur la surface intérieure de la vitre [4].

La distillation solaire a été utilisée depuis plusieurs siècles; mais la plus grande réalisation est apparue en 1872 près de Las-Slinas dans le nord du Chili. Le modèle a été fabriqué par Carlos Wilson, un ingénieur Suédois avec une surface vitrée de 5000m^2 , produisant jusqu'à 20m^3 d'eau douce par jour, à partir d'une eau saline contenant 140g/l .

La distillation solaire connut une période creuse entre 1880 et la première guerre mondiale. En 1920, Kaush utilisa des réflecteurs en métal pour concentrer les rayons solaires. Une installation due à Ginistous groupant 30 appareils de 1m^2 fut réalisée et exploitée en Tunisie en 1929. Au début des années 30, Tifinov proposa un distillateur incliné. Maria Telks inventa en 1945, un nouveau type de distillateur solaire de forme sphérique.

En 1969, Cooper proposa une simulation pour analyser les performances d'un distillateur solaire type serre. Depuis les années 70, plusieurs autres types de distillateurs ont été élaborés et étudiés, parmi lesquels [18]:

- Le distillateur à effet multiple
- Le plateau incliné ou distillateur solaire incliné
- Le distillateur solaire type mèche ou type multiple mèche

I.3.1. Les différents types de distillateurs solaires

Les distillateurs solaires connus se répartissent en deux grandes groupes, ceux dont la surface de condensation est également la couverture transparente au rayonnement solaire (mode direct), et ceux dont la surface de condensation est séparée du chauffage de l'eau (mode indirect).

I.3.1.1. Distillation solaire à effet de serre

Soit une serre fermée et exposée au soleil, à l'intérieur de laquelle se trouve une lame d'eau de mer ou d'eau saumâtre de quelques centimètres d'épaisseur. L'air à l'intérieur de la serre est surchauffé et saturé de vapeur d'eau (douce) qui se condense au contact de la paroi en verre relativement froide. Les gouttes d'eau douce peuvent être recueillies en bas du vitrage dans une gouttière (figure I.6) [5].

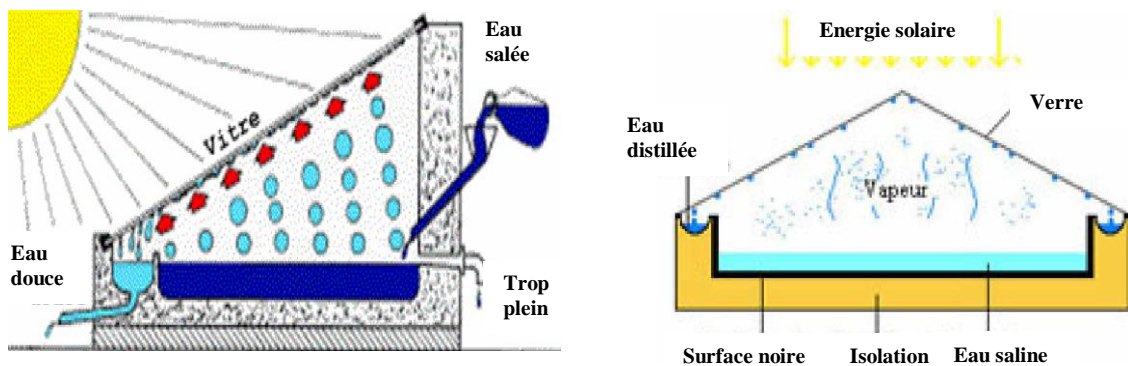


Figure I.6-Principe de fonctionnement d'un distillateur solaire à effet de serre

I.3.1.2. Distillateur solaire incliné à cascades

Cet appareil présente deux avantages, la lame d'eau est très faible et l'orientation par rapport au rayonnement incident se rapproche davantage de l'optimum. Un modèle de ce type, représenté sur la figure I.7, n'a été exécuté qu'en petite taille. Ces appareils fonctionnent bien mais leur construction et leur entretien sont coûteux [19].

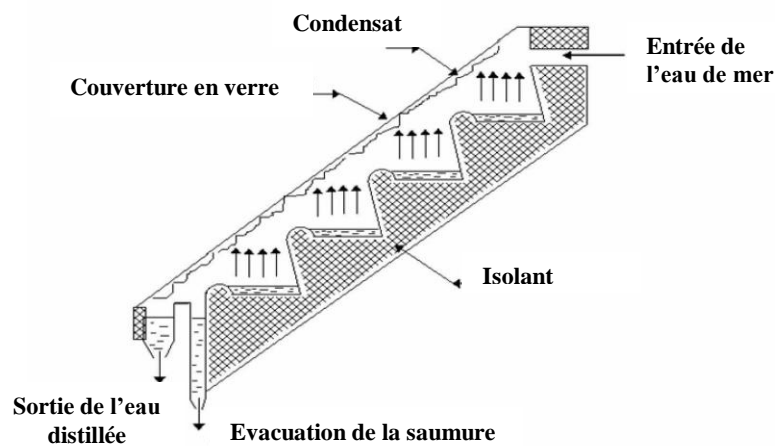


Figure I.7-Distillateur incliné à cascades (ou à marches)

I.3.1.3. Distillateur solaire incliné à mèche

Il se compose d'une très mince couche de textile à mailles fines, imbibée d'eau qui se maintient d'elle-même au contact de la plaque jouant le rôle d'évaporateur. Les forces de tension interfaciales, 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.

Ce distillateur est composé d'un capteur – évaporateur, d'un condenseur et d'une alimentation. La première cellule capte le rayonnement solaire qui passe à travers la couverture. La vapeur se condense sur la paroi opposée et la chaleur dégagée par cette condensation permet l'évaporation du film qui ruisselle sur l'autre face de cette même paroi [1].

I.3.1.4. Distillateur solaire sphérique

C'est un distillateur en plexiglas transparent, à bac horizontal, et à surface de condensation demi- sphérique (figure I.8). Le rayonnement incident transmis par le demi - sphère supérieure pénètre dans le bac et sert, à chauffer la masse d'eau contenue dans celui-ci. Une partie de l'eau s'évapore, et la vapeur dégagée vient se condenser sur la face intérieure de la vitre. Le distillat passe dans le demi - sphère inférieure à travers l'espace annulaire entre le bac et la sphère. Le balayage de la surface de condensation est réalisé au moyen d'un essuie - glace entraîné par un moteur. L'avantage de ce système de balayage est de maintenir la surface de condensation, constamment transparente au rayonnement, et d'assurer un drainage rapide des gouttelettes [18].

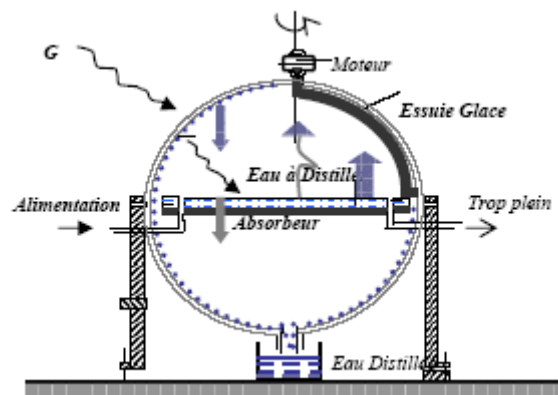


Figure I.8-Le distillateur solaire sphérique

I.3.1.5. Distillateur solaire à étages multiples avec récupération de chaleur

Seul, le bassin inférieur est alimenté en énergie thermique (figure I.9). Lorsque l'eau de ce bassin est réchauffée, elle s'évapore et se condense à la surface inférieure du bassin conique situé au-dessus. Il y a une formation de gouttes d'eau qui s'écoulent vers une gouttière qui les conduit au stockage. A la condensation de la vapeur d'eau, l'énergie de conversion de phase, appelée aussi l'enthalpie d'évaporation, est libérée. Cette énergie réchauffe l'eau contenue dans l'étage supérieur qui s'évapore à son tour et se condense à la surface inférieure de l'étage suivant et ainsi de suite...

De cette manière, l'énergie, prévue pour réchauffer l'eau du bassin inférieur, est récupérée, du moins en grande partie, pour être plusieurs fois utilisée.

Ce processus de récupération de chaleur a un effet multiplicateur sur la production d'eau potable. Le remplissage du distillateur s'effectue à partir du dernier étage, le système est alimenté en eau saline à un débit deux fois plus élevé que celui de l'eau évaporée. Cette quantité d'eau injectée continuellement à travers les tuyaux de débordement a pour but :

- de compenser la quantité d'eau évaporée,
- d'éviter une accumulation des sels dans les bassins et de contribuer à conserver les gradients de température entre les étages.

Le circuit entre le capteur solaire à l'unité de distillation fonctionne en thermosiphon ; il n'y a donc pas de pompe nécessitant une source d'énergie supplémentaire.

Pour éviter une surpression, une huile végétale est utilisée comme fluide caloporteur car la température peut dépasser les 100°C [20].

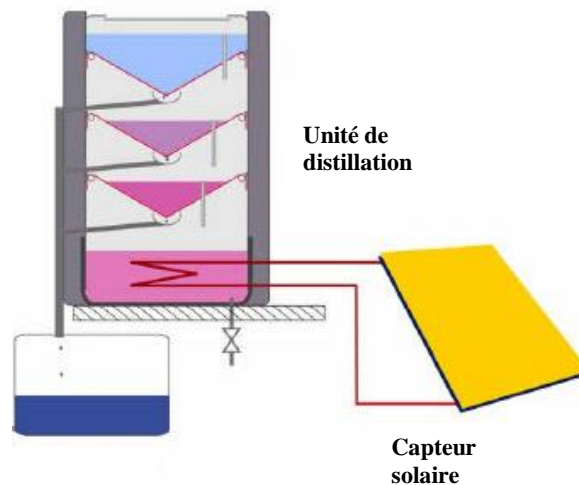


Figure I. 9-Schéma d'un distillateur solaire à étages multiples

I.3.2. Paramètres influant sur le fonctionnement du distillateur

Le choix d'un distillateur solaire dépend de grandeurs appelées «caractéristiques de fonctionnement » (le débit de distillat, les efficacités globale et interne) qui sont généralement influencées par les paramètres de fonctionnement.

On peut classer ces derniers en deux catégories, les paramètres externes et les paramètres internes [18].

I.3.2.1. Paramètres externes

On peut citer:

- **L'intensité du rayonnement solaire**
C'est le facteur essentiel. 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 1.35KW/m². Cependant, l'énergie qui atteint la surface terrestre est atténuée 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 [21].
- **La vitesse du vent** : qui intervient surtout dans l'échange par convection entre la face externe et l'ambiance.
- **La température ambiante de l'air** : la valeur de cette température intervient pour la détermination des échanges thermiques entre la partie interne et le milieu extérieur.
- **Les paramètres météorologiques** : l'humidité de l'air, la pluviométrie et l'intermittence des nuages doivent être prises en considération dans la mesure où ces facteurs modifient le bilan thermique du distillateur.
- **Les paramètres géographiques** : tels que la longitude et la hauteur du soleil.

I.3.2.2. Paramètres internes

Il s'agit des:

- **Paramètres de position**
 - L'emplacement du distillateur, endroit où il doit être placé de façon à éviter les obstacles « effet de masque », qui empêcherait le rayonnement solaire d'atteindre la surface de captation.
 - L'orientation. Elle dépend du fonctionnement du distillateur pendant la journée. On distingue suivant le moment de la journée :
 - Fonctionnement pendant la matinée → orientation Est ;
 - Fonctionnement pendant l'après-midi → orientation ouest ;

- Fonctionnement durant toute la journée → orientation Sud.
- L'inclinaison ; elle dépend du fonctionnement du distillateur pendant l'année :
 - Fonctionnement estival → $\beta = \Phi - 10^\circ$;
 - Fonctionnement hivernal → $\beta = \Phi + 20^\circ$;
 - Fonctionnement annuel → $\beta = \Phi + 10^\circ$ [18].

Ou: β est l'inclinaison du plan considéré.

Φ est la latitude.

- **Paramètres de construction (géométriques)**

-La couverture : La couverture verrière intervient essentiellement par sa nature. Il faudrait qu'elle transmette le maximum de rayonnement solaire, qu'elle soit opaque à l'infrarouge. Qu'elle soit non hydrophobe et résiste aux attaques du vent et des particules solides.

-la surface absorbante : les études faites dans ce domaine montrent que la surface absorbante peut être construite de plusieurs matériaux (bois, métal, béton, matière synthétique ou en verre ordinaire). Le choix de la matière de la surface absorbante ou bac noir dépend de son inertie thermique, de la résistance à l'oxydation par l'eau et les dépôts minéraux.

On choisit généralement l'aluminium et le cuivre recouvert d'une mince couche de peinture noire mate, pour augmenter son pouvoir d'absorption et réduire les pertes thermiques par réflexion et diffusion.

La performance du distillateur augmente quand la distance entre la saumure et la vitre diminue. L'influence de l'inclinaison sur la performance diminue quand la distance entre la saumure et la vitre diminue.

- **Paramètres de la saumure**

L'épaisseur de l'eau ou de la saumure à distiller joue un rôle important dans la production, cette dernière est d'autant plus élevée que l'épaisseur est faible, cependant plus l'épaisseur est grande plus la distillation dure [22].

Des expériences ont montré que cette production suit la loi :

$$y = \frac{a}{X + b} + c$$

Avec :

y : la production

X : l'épaisseur de la saumure

a, b, c : paramètres dépendant de la forme de l'appareil et des conditions locales.

-Température de la saumure : les expériences faites dans le Sahara algérien sur les distillateurs solaires à effet de serre ont montré que le débit instantané en fonction de la température suit une loi hyperbolique :

$$y = \frac{51.607}{117 - t} - 0.613$$

Avec :

y : le débit instantané, exprimé en litre par heure.

t : la température de la saumure dans la couche supérieure.

Lorsque la température de la saumure augmente, un dépôt blanc sur la surface libre de l'eau du à la formation de carbonates insolubles dans la saumure a été observé ; le dépôt salin agit sur le pouvoir absorbant de la surface noire et fait chuter considérablement la production [18].

-Concentration du sel : La production du distillateur diminué quand la concentration augmente.

- **Paramètres optiques**

Ce sont l'émissivité, l'absorptivité et la transmittivité de la surface absorbante et de la couverture.

- **Paramètres thermophysiques**

Les paramètres thermophysiques du mélange air – vapeur, de la surface absorbante et de la saumure tels que, la conductivité thermique, la chaleur spécifique, la viscosité cinématique, la viscosité dynamique et le coefficient de dilatation thermique du mélange, doivent être pris en compte.

I.3.3. Caractéristiques de fonctionnement

Un distillateur solaire est caractérisé essentiellement par les grandeurs suivantes :

- **L'efficacité**

On distingue deux types :

-Efficacité globale donnée par la relation :

$$\eta_g = \frac{Q_{ev}}{G.S} = \frac{\dot{m}_d h_{fg}}{G.S} \quad (I.1)$$

\dot{m}_d : débit du distillat.

G : puissance solaire incidente.

h_{fg} : chaleur latente d'évaporation de l'eau.

S : superficie du capteur (aire de la vitre).

Q_{ev} : puissance d'évaporation.

-Efficacité interne si l'efficacité globale est le rapport de l'énergie de la quantité d'eau produite à l'énergie solaire tombant sur une surface horizontale, elle ne fait pas mention de la quantité d'énergie entrant réellement dans le distillateur, d'autant plus qu'un distillateur est construit en général pour un lieu donné et avec une pente de couverture fixe. Un changement de pente et/ou de localité influera sur la quantité d'énergie entrant dans le distillateur. On définit donc une efficacité dite interne qui tient compte de tous ces paramètres comme suit :

$$\eta_i = \frac{Q_{ev}}{Q_{eau}} = \frac{\dot{m}_d \cdot h_{fg}}{\alpha_t \cdot G \cdot S} \quad (I.2)$$

Pour une intensité globale G , l'expression de Q_{eau} est :

$$Q_{eau} = (\tau_v \alpha_e + \tau_v \tau_e \alpha_f) \times G \cdot S \quad (I.3)$$

En posant :

$$\alpha_t = \tau_v \alpha_e + \tau_v \tau_e \alpha_f \quad (I.4)$$

Il en résulte que :

$$\eta_i = \frac{\eta_g}{\alpha_t} \quad (I.5)$$

Avec :

τ_v : coefficient de transmission de la vitre ;

τ_e : coefficient de transmission de l'eau ;

α_e : coefficient d'absorption de l'eau ;

α_f : coefficient d'absorption du fond de distillateur ;

α_t : coefficient d'absorption fictif du distillateur ;

- **Performance** dans le souci de caractériser un distillateur d'une manière plus absolue, nous avons été amenés à définir les facteurs de performance brut (F.P.B) et horaire (F.P.H):

$$FPB = \frac{\text{Quantité d'eau produite au bout de 24 h}}{\text{Quantité d'énergie entrée au bout de 24h}} \quad (I.6)$$

$$FPB = \frac{\text{Quantité d'eau produite au bout d'une heure}}{\text{Quantité d'énergie entrée au bout d'une heure}} \quad (I.7)$$

A un instant donné de la journée, le facteur de performance FP est donné par la relation :

$$FP = \frac{\dot{m}_d}{\alpha_i \cdot G \cdot S} \quad (I.8)$$

I.4. Etat de l'art de la distillation

L'étude du distillateur solaire est rendue délicate par la complexité des échanges thermiques et massiques à l'intérieur et à l'extérieur du distillateur. De plus, les géométries du distillateur et leurs influences sur le rendement ou sur la modélisation, en général posent de nombreux autres problèmes, tels que l'isolation thermique, le rayonnement incident, les matériaux de construction, etc., ainsi que le coût du distillateur solaire.

Cette complexité a conduit à un grand nombre de travaux scientifiques ayant trait soit à l'étude du distillateur solaire passif (conventionnel) avec plusieurs améliorations dans la forme géométrique soit actif avec une alimentation d'énergie (capteur solaire, échangeur, etc.). Nous exposons dans ce qui suit quelques résultats de travaux recensés dans la littérature.

Dunkle est le premier à présenter une formulation mathématique complète et un modèle théorique fondamental pour la prévision des procédés de transfert de chaleur et de masse dans les distillateurs solaires. Cette analyse a été basée sur la description du transfert thermique par convection libre basée sur la corrélation sans dimensions. $Nu = 0.075 Ra^{1/3}$, pour le flux de chaleur ascendant dans les espaces horizontaux.

Rheinlander a développé un modèle numérique pour résoudre des équations de transfert de chaleur et de masse dans les systèmes solaires. Les résultats obtenus ont été comparés avec succès aux premiers travaux de Cooper, Kumar et Tiwari [23].

Une analyse simplifiée qui apparaît à plusieurs reprises dans la littérature a été présentée par **Malik et al.** Cette analyse fondée sur des hypothèses plus simplifiées que celles de Dunkle, mène aux corrélations de base de transfert de chaleur et de masse, qui ont été déduites de la relation de Lewis [24].

Kumar et Tiwari, Tiwari et al, Aggrawal et Tiwari ont obtenu de nouvelles valeurs améliorées des constantes numériques dans la corrélation sans dimensions du nombre de Nusselt [25] [26] [27].

A partir de la mesure des températures de la surface interne du vitrage (surface de condensation), **Tiwari et al** ont obtenu de meilleurs paramètres de corrélations de modèles de transfert thermique [28].

L'influence de la profondeur de la couche de saumure sur les transferts de chaleur et de masse se produisant dans les distillateurs passifs et actifs ont été étudiées par **Tripathy et Tiwari**, par ailleurs l'effet de l'inclinaison de la surface de condensation sur les processus de transfert de chaleur et de masse a été étudié expérimentalement par **Tiwari et Tiwari** [29] [30] [31] [32].

L'effet des propriétés thermo physiques de l'air humide en tant que mélange binaire saturé de vapeur d'eau et d'air sec sur les processus de transfert de chaleur et de masse dans les distillateurs solaires a été étudié par **Tsilingiris** [33], [34],[35].



Chapitre II

Les phénomènes d'échanges énergétiques

Introduction

Le transfert de chaleur est l'un des modes les plus communs d'échange d'énergie. Il intervient naturellement entre deux systèmes dès qu'il existe entre eux une différence de température et cela quel que soit le milieu, (même le vide), qui les sépare. De ce fait, les transferts thermiques ont, aussi bien dans le domaine des sciences pures que dans celui des applications technologiques, un rôle souvent essentiel. Ce rôle devient même déterminant lorsqu'il est à l'origine des techniques utilisées (échangeurs, moteurs thermiques, utilisation de l'énergie solaire,...) [36].

L'opération d'un distillateur solaire est régie par divers modes de transferts thermiques, il s'ensuit qu'une compréhension appropriée est crucial en concevant un distillateur. La convection et le rayonnement sont les modes prédominants de transfert de chaleur dans un distillateur solaire.

Il est plus commode d'étudier les modes de transfert thermique dans le distillateur (transfert interne) et entre le distillateur et l'environnement (transfert externe) séparément.

La convection thermique est le processus par lequel le transfert thermique a lieu entre une surface et un fluide (liquide ou gazeux). Le taux de transfert est décrit par l'équation :
$$q = h.A.\Delta T$$

Cependant, la complexité du problème se situe en évaluant le coefficient h de transfert thermique, qui est fonction de la géométrie de la surface, des caractéristiques d'écoulement, et des propriétés physiques du fluide.

Dans la plupart des cas pratiques les coefficients de transfert thermique sont évalués à partir des équations empiriques obtenues par corrélation en utilisant des méthodes d'analyse dimensionnelle

Le transfert de chaleur par convection est commodément considéré en termes de quatre paramètres sans dimensions, à savoir, les nombres de Nusselt, de Grashof, de Reynolds et de Prandtl. [24]

II.1. Mode interne de transfert

Les modes d'échanges thermiques à l'intérieur du distillateur entre la surface de l'eau (saumure) et la vitre sont la convection accompagnée de transfert de masse (sous forme de vapeur d'eau) et le rayonnement.

II.1.1. La convection

La chaleur est transportée en majeure partie d'air humide à l'intérieur du distillateur par la convection libre de l'air. Le coefficient du transfert thermique est habituellement incorporé dans le nombre de Nusselt. Dans le cas du transfert thermique par convection libre, le nombre de Nusselt est lié aux nombres de Grashof et de Prandtl :

$$Nu = f(Gr, Pr) \quad (\text{II.1})$$

Pour le flux de la chaleur de la surface horizontale de l'eau dans la direction ascendante, contre des forces de la pesanteur, Jakob [24] en corrélant les données expérimentales de Mull et Reihner [24] est arrivé à l'expression:

$$Nu = c(Gr, Pr)^n \quad (\text{II.2})$$

Les valeurs de C et n dans la diverse gamme des valeurs de Gr sont:

$$\text{Pour } Gr < 10^3, \quad C = 1, \quad n = 0$$

$$10^4 < Gr < 3.2 \times 10^5, \quad C = 0.21, \quad n = 1/4$$

$$3.2 \times 10^5 < Gr < 10^7, \quad C = 0.075, \quad n = 1/3$$

Dans le premier cas la convection est négligeable, dans le second, la circulation d'air est laminaire et dans le dernier cas nous avons le régime turbulent.

Il a été montré par Sharpley et Boelter, que pour l'évaporation non isotherme le nombre spécial de Grashof est donné par la relation:

$$Gr' = \frac{L^3 \rho_f^2 g}{\mu_f^2} \left[\frac{M_\infty T_0}{M_0 T_\infty} - 1 \right] \quad (\text{II.3})$$

Les indices \circ et ∞ se rapportent aux conditions sur la surface sur laquelle l'évaporation commence et loin de cette dernière.

Pour $M_\infty = M_0$ la limite de $\left[\frac{M_\infty T_0}{M_0 T_\infty} - 1 \right]$ se réduit à $\beta \Delta T$, $\beta = T_\infty^{-1}$.

En assimilant l'air et le mélange air - vapeur à des gaz idéaux et sachant que:

$$P_{v_\infty} + P_{a_\infty} = P_{v_0} + P_{a_0} = P_T \quad (\text{pression de gaz totale}), \text{ on obtient alors:}$$

$$\frac{M_\infty T_0}{M_0 T_\infty} - 1 = \frac{M_v P_{v_\infty} T_0 + M_a P_{a_\infty} T_0}{M_v P_{v_0} T_\infty + M_a P_{a_0} T_\infty} - 1$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{M_v (P_{v\infty} T_0 - P_{v0} T_\infty) + M_a (P_{a\infty} T_0 - P_{a0} T_\infty)}{T_\infty (M_v P_{v0} + M_a P_{a0})} \\
&= \frac{(M_v P_{v0} + M_a (P_T - P_{v0}))(T_0 - T_\infty) + (M_v - M_a)(P_{a\infty} - P_{v0})T_0}{T_\infty (M_v P_{v0} + M_a (P_T - P_{v0}))} \\
\frac{M_\infty T_0}{M_0 T_\infty} - 1 &= \frac{(T_0 - T_\infty)}{T_\infty} + \frac{(M_v - M_a)(P_{v\infty} - P_{v0})T_0}{T_\infty (M_a P_T + (M_v - M_a)P_{v0})} \quad (\text{II.4})
\end{aligned}$$

La substitution dans l'équation (II.4) donne:

$$\begin{aligned}
\frac{M_\infty T_0}{M_0 T_\infty} - 1 &= \frac{(T_0 - T_\infty)}{T_\infty} + \frac{(P_{v0} - P_{v\infty})T_0}{(268.9 \times 10^3 - P_{v0})T_\infty} \\
&= \beta \left[\Delta T + \frac{(P_{v0} - P_{v\infty})T_0}{268.9 \times 10^3 - P_{v0}} \right] \quad (\text{II.5})
\end{aligned}$$

$$\frac{M_\infty T_0}{M_0 T_\infty} - 1 = \beta \Delta T \quad (\text{II.6})$$

ΔT étant la différence de température équivalente.

Ainsi :

$$Gr' = \frac{L^3 \rho_f^2 g \beta}{\mu_f^2} \Delta T \quad (\text{II.7})$$

On remarquera que ce rapport est similaire à celui utilisé par Dunkle.

Pour une température moyenne de 50°C de l'air et une différence de température équivalente de l'air saturé de l'ordre de 17°C, la valeur du nombre spécial de Grashoff est égale à $2.81 \times 10^7 . L^3$.

La distribution de la température, dépend de l'humidité et de la géométrie du distillateur. Dans notre cas, le nombre du Grashoff modifié correspond généralement à l'intervalle $3.2 \times 10^5 < Gr < 10^7$, $C = 0.075$, $n = 1/3$.

Dunkle (1961) a choisi ces valeurs de paramètres physiques pour arriver à l'expression suivante:

$$Q = 0.884 \left[T_v - T_{gi} + \frac{(P_v - P_g)(T_v + 273)}{(268.9 \times 10^3 - P_v)} \right] \cdot (T_v - T_{gi}) \quad (\text{II.8})$$

II.1.1.1. Expression de coefficient d'échange thermique

- **Echange convectif entre la vitre et l'évaporateur**

Le coefficient d'échange thermique est donné par :

$$h_{ev-v}^c = \frac{Nu \times k}{L} \quad (\text{II.9})$$

La valeur du nombre de Nusselt peut être obtenue par l'utilisation de l'expression donnée par **Holland et al**, l'air est le fluide qui sépare la plaque (l'évaporateur) et la vitre [37].

$$Nu = 1.14 \left[1 - \frac{1708}{Ra \cdot \cos \beta} \right]^+ \left(1 - \frac{\sin(1.8\beta)^{1.6} \cdot 1708}{Ra \cdot \cos \beta} \right) + \left[\left\{ \frac{Ra \cdot \cos \beta}{5830} \right\}^{1/3} - 1 \right]^+ \quad (\text{II.10})$$

Le signe (+) indique que seules les valeurs positives sont prises en compte, les valeurs négatives étant prises égales à zéro.

Avec :

β : Angle d'inclinaison par rapport à l'horizontale.

- ◆ $0^\circ \leq \beta \leq 75^\circ$

$$Ra = Gr \cdot Pr = \frac{g \cdot \beta \cdot \Delta T \cdot L^3}{\nu \cdot a} \quad (\text{II.11})$$

- ◆ $75^\circ \leq \beta \leq 90^\circ$

$$Nu = \left[1, \quad 0.288 \left(\frac{\sin \beta \cdot Ra}{RA} \right)^{1/4}, \quad 0.039 \cdot (\sin \beta \cdot Ra)^{1/3} \right]_{\max} \quad (\text{II.12})$$

RA étant le rapport entre la longueur de la paroi et la distance entre la vitre et l'évaporateur.

L'indice (max) indique que pour une valeur donnée du nombre de Rayleigh, la valeur maximale des trois quantités de l'équation II.12 doit être prise.

D'autres corrélations ont été données pour le calcul du nombre de Nusselt. Ainsi:

Buchberg et al ont donné pour la détermination du coefficient d'échange thermique entre la vitre et l'évaporateur pour une surface inclinée les trois corrélations suivantes :

$$Nu = 1 + 1.44 \left[1 - \frac{1708}{Ra \cdot \cos \beta} \right] \quad \text{pour } 1708 < Ra \cdot \cos \beta < 5900 \quad (\text{II.13})$$

$$Nu = 0.229 (Ra \cdot \cos \beta)^{0.252} \quad \text{pour } 5900 < Ra \cdot \cos \beta < 9.23 \times 10^4 \quad (\text{II.14})$$

$$Nu = 0.157 (Ra \cdot \cos \beta)^{0.285} \quad \text{pour } 9.23 \times 10^4 < Ra \cdot \cos \beta < 10^6 \quad (\text{II.15})$$

Yves Jannot [38] a donné l'expression suivante :

$$Nu = 1 + 1.44 \left[1 - \frac{1708}{Gr.Pr.\cos\beta} \right] \left[1 - \frac{1708 \cdot \sin(1.8\beta)^{1.6}}{Gr.Pr.\cos\beta} \right] + \left[\left(\frac{Gr.Pr.\cos\beta}{5830} \right)^{1/3} - 1 \right] \quad (\text{II.16})$$

Si $0 < \beta < \beta^*$

$$Nu = (\sin\beta)^{1/3} \cdot Nu(90^\circ) \quad \text{Si : } \beta^* < \beta < 90^\circ \quad (\text{II.17})$$

$$Nu = 1 + [Nu(90^\circ) - 1] \sin\beta \quad \text{Si : } 90^\circ < \beta < 180^\circ \quad (\text{II.18})$$

$$\text{Avec : } \beta^* = \tan^{-1} \cdot (4800 \cdot Pr)$$

Selon les études faites par H.Inaba et M.Jakob [40], [41], concernant le transfert thermique par convection libre entre deux plaques, il a été montré que la relation $Nu = f(Ra)$ s'exprimait sous la forme $Nu = C \cdot (Ra \cdot \cos\beta)$, et les corrélations proposées sont celles qui sont les mieux adaptées au distillateur à film capillaire :

Inaba [39], a donné les expressions:

◆ $0^\circ < \beta < 60^\circ$

-Région de conduction pure : $25 \cdot 10^3 \leq Ra \cdot \cos\beta \leq 6 \cdot 10^3$

$$Nu = 1 + 1.21 \left[1 - \frac{2500}{Ra \cdot \cos\beta} \right] \quad (\text{II.19})$$

-Régime à flux laminaire : $6 \cdot 10^3 < Ra \cdot \cos\beta \leq 4 \cdot 10^5$

$$Nu = 0.199 (Ra \cdot \cos\beta)^{0.258} \quad (\text{II.20})$$

-Régime à flux turbulent : $4 \cdot 10^5 < Ra \cdot \cos\beta$

$$Nu = 0.0785 (Ra \cdot \cos\beta)^{0.33} \quad (\text{II.21})$$

◆ $60^\circ < \beta < 120^\circ$ et $5 \cdot 10^3 \leq Ra \cdot \cos\beta \leq 1.2 \cdot 10^6$ et $5 \leq L/e \leq 83$

$$Nu = 0.21 \left(\frac{L}{e} \right)^{-0.21} \cdot (Ra \cdot \cos\beta)^{0.25} \quad (\text{II.22})$$

L : la longueur des plaques

e : la distance entre les deux plaques.

Jakob [40] a obtenu les corrélations suivantes :

-Plans horizontaux, flux ascendant :

$$Nu = 1 \quad Gr < 10^3 \quad (\text{II.23})$$

$$Nu = 0.195 \cdot Gr^{1/4} \quad 10^4 \leq Gr \leq 10^5 \quad (\text{II.24})$$

$$Nu = 0.068 \cdot Gr^{1/3} \quad Gr > 10^5 \quad (\text{II.25})$$

-Plans verticaux :

$$Nu = 0.18 \cdot Gr^{1/4} \cdot \left(\frac{e}{L}\right)^{1/9} \quad 2 \cdot 10^4 < Gr < 2 \cdot 10^5 \quad (\text{II.26})$$

$$Nu = 0.065 \cdot Gr^{1/3} \cdot \left(\frac{e}{L}\right)^{1/9} \quad 2 \cdot 10^5 < Gr < 10^7 \quad (\text{II.27})$$

Churichill [41] a obtenu selon l'intervalle de β , les expressions suivantes:

$$a = \cos \beta \quad b = \sin \beta \quad c = \sin 1.8\beta$$

◆ $0 \leq \beta \leq 80^\circ$

$$Nu = \left(\left[\left[1 + 1.1446 \cdot \left(\frac{1-1708}{a \cdot Ra} \right) \right] \left[1 - \frac{(1708 \cdot c)^{1.6}}{a \cdot Ra} \right] \right]^3 + \frac{a \cdot Ra}{1420} \right)^{1/3} \quad (\text{II.28})$$

◆ $80^\circ \leq \beta \leq 90^\circ$, il suggère :

$$Nu = \left[\left(Nu_{80}^{1/3} - 1 \right) \frac{b}{0.985} + 1 \right]^{1/3} \quad (\text{II.29})$$

◆ $90^\circ \leq \beta \leq 180^\circ$

$$Nu = 1 + \left\{ \left[\left(Nu_{80}^{1/3} - 1 \right) \frac{b}{0.985} + 1 \right]^{1/3} - 1 \right\} \cdot b \quad (\text{II.30})$$

Nu_{80} est la valeur du nombre de Nusselt donnée par l'équation (II.28) pour $\beta = 80^\circ$.

- **Echange convectif entre la saumure et le condenseur**

Selon Baum [42], [43], la température et la pression partielle de la vapeur d'eau sont constantes. Ceci implique que seule la couche adjacente à la surface d'évaporation (évaporateur) et la surface de condensation (condenseur), participent au processus de transfert de masse et de chaleur.

L'échange par convection dépend du nombre de Grashoff (Gr) et de l'inclinaison β .

-Pour $\beta = 30^\circ$:

$$Gr < 3 \times 10^3; Nu = 1 \quad (\text{II.31})$$

$$3 \times 10^3 < Gr < 5 \times 10^4; Nu = 0.0588 \times Gr^{0.37} \quad (\text{II.32})$$

$$Gr > 2 \times 10^5; Nu = 0.0354 \times Gr^{0.37} \quad (\text{II.33})$$

Avec :

$$Gr = \frac{B_w \times L^3 \times g \times (T_{ev} - T_{cd})}{\nu_m^2} \quad (\text{II.34})$$

B_w : coefficient d'expansion volumétrique de l'eau.

L : longueur caractéristique du distillateur.

ν_m : viscosité cinématique du mélange air- vapeur.

Et :

$$h_{ev-cd}^c = \frac{Nu \times k_m}{L} \quad (\text{II.35})$$

k_m étant la conductivité thermique du mélange air- vapeur.

Dunkle [37] a donné une relation suivante, en fonction des pressions partielles de la vapeur d'eau :

$$h_{ev-cd}^c = 0.884 \times \left[\left\{ (T_{ev} - T_{cd}) + \frac{(P_v^{ev} - P_v^{cd})}{268.9 \times 10^3 - P_v^{ev}} \right\} \times \frac{1 + \cos(\beta)}{2} \right]^{1/3} \quad (\text{II.36})$$

$$\text{Avec : } P_v = 7236.2 - 431.41T_f + 10.76T_f^2$$

II.1.2.Evaporation

La masse d'air transférée par la convection libre est donnée par:

$$\dot{m}_a = \frac{Q^{cv}}{C_{pa}(T_v - T_g)} = \frac{h^{cv}}{C_{pa}} \quad (\text{II.37})$$

On suppose que l'air au voisinage de la surface de l'eau est saturé à la température de l'eau, donc l'humidité spécifique (ou la masse d'eau par unité de masse d'air sec) peut être écrite comme suit :

$$\frac{M_v}{M_a} \cdot \frac{P_v}{(P_T - P_v)} \quad (\text{II.38})$$

Ainsi, la masse de la vapeur d'eau transférée au voisinage de la surface de l'eau est:

$$\frac{M_v}{M_a} \cdot \frac{P_v}{(P_T - P_v)} \cdot \frac{h^{cv}}{C_{pa}} \quad (\text{II.39})$$

Par similitude, la masse de la vapeur d'eau transférée à partir de la surface de la couverture est donnée par :

$$\frac{M_v}{M_a} \cdot \frac{P_g}{(P_T - P_g)} \cdot \frac{h^{cv}}{C_{pa}} \quad (\text{II.40})$$

La masse nette de la vapeur d'eau transférée est exprimée par :

$$\frac{M_v}{M_a} \cdot \frac{h^c}{C_{pa}} \left[\frac{P_v}{(P_T - P_v)} - \frac{P_g}{(P_T - P_g)} \right] \quad (\text{II.41})$$

La quantité de chaleur qui est transférée à partir de la surface de l'eau à la couverture à cause du transfert de masse de la vapeur d'eau est:

$$Q^{ev} = \frac{M_v}{M_a} \cdot \frac{(P_v - P_g)}{C_{pa}} \cdot L \cdot h^{cv} \cdot \frac{P_T}{(P_T - P_v)(P_T - P_g)} \quad (\text{II.42})$$

$$Q^{ev} = h^{ev}(P_v - P_g) \quad (\text{II.43})$$

L'expression du coefficient d'échange par évaporation est donnée par la relation suivante :

$$\frac{h^{ev}}{h^{cv}} = \frac{L}{C_{pa}} \cdot \frac{M_v}{M_a} \cdot \frac{1}{P_T} \quad (\text{II.44})$$

L'équation II.44 peut être obtenue en employant la relation de Lewis [24],

$$\frac{h^{ev}}{h_D \rho_a C_{pa}} = 1 \quad (\text{II.45})$$

Le rapport du coefficient de transfert thermique et le coefficient de transfert de masse, qui est égal à la chaleur spécifique par l'unité de volume à la pression constante du mélange; h_D est le taux de transfert de la masse de l'eau par l'unité de surface.

$$\frac{\dot{m}}{A} = h_D (\rho_v - \rho_a) \quad (\text{II.46})$$

\dot{m} : Taux de transfert de masse

ρ : Densité de masse partielle de vapeur d'eau

En utilisant l'équation des gaz parfaits pour la vapeur d'eau et en substituant le coefficient h_D de l'équation (II.45) dans l'équation (II.46), on obtient:

$$\frac{\dot{m}}{A} = \frac{h^c}{\rho_a C_{pa}} \frac{M_v}{RT} (P_v - P_a) \quad (\text{II.47})$$

Nous avons supposé que $T \approx T_v = T_a$, (approximation raisonnable).

Il en résulte que la quantité de transfert de chaleur à du au transfert de masse de la vapeur d'eau est :

$$Q^{ev} = \frac{\dot{m}l}{l} = l \cdot \frac{h^{cv}}{\rho_a C_{pa}} \frac{M_v}{RT} (P_v - P_a) \quad (\text{II.48})$$

$$Q^{ev} = h^{ev} (P_v - P_a) \quad (\text{II.49})$$

Avec:
$$\frac{h^{ev}}{h^{cv}} = \frac{l}{\rho_a C_{pa}} \frac{M_v}{RT} \quad (\text{II.50})$$

L'utilisation de l'équation des gaz parfaits pour l'air permet d'écrire:

$$\frac{h^{ev}}{h^{cv}} = \frac{l}{C_{pa}} \frac{M_v}{M_a} \frac{1}{P_T} \quad (\text{II.51})$$

Sachant que les équations (II.51) et (II.44) sont identiques. La substitution des valeurs appropriées des différents paramètres dans ces équations donne :

$$h^{ev} = 0.013 h^{cv} \quad (\text{II.52})$$

La meilleure représentation des phénomènes de transfert de chaleur et de masse est obtenue par la valeur h^{ev} / h^{cv} .

Ainsi la chaleur transférée par évaporation à partir de la surface de l'eau à la couverture est :

$$Q^{ev} = 16.273 \times 10^{-3} h^c (P_v - P_g) \quad (\text{II.53})$$

I.1.3. Rayonnement

Dans les études habituelles des distillateurs solaires, la surface de l'eau et la couverture sont considérées comme des planes parallèles infinies. Cette considération est une approximation valide pour des distillateurs avec de petites pentes et de grandes dimensions dans les deux directions horizontales.

Ce ne serait pas valide pour des distillateurs qui se composent essentiellement de bandes non liées. [24]

Dans le cas infini, le flux de la chaleur transféré par rayonnement est donné par:

$$Q^r = \frac{\sigma(T_1^4 - T_2^4)}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} \quad (\text{II.54})$$

II.2. Mode externe de transfert

II.2.1. Convection et rayonnement

Quand l'épaisseur de la couverture est petite, on peut supposer que la température est uniforme. Les pertes externes par rayonnement et par convection de la couverture à l'atmosphère extérieure peuvent être exprimées comme suit:

$$Q_{V-a}^r = \varepsilon_g \sigma \left[(T_V + 273)^4 - (T_{ciel} + 273)^4 \right] \quad (\text{II.55})$$

Et

$$Q_{V-a}^c = h_{V-a}^c (T_V - T_a) \quad (\text{II.56})$$

Et par conséquent

$$Q_{V-a} = Q_{V-a}^r + q_{V-a}^c \quad (\text{II.57})$$

Notons que $T_{ciel} = (T_a - 12)$ est la température du ciel pour l'échange de rayonnement.

Selon Duffie cité dans [24], le coefficient de la convection externe est une fonction de la vitesse du vent exprimé par :

$$h_{v-a}^c = 5.7 + 3.8v \quad (\text{II.58})$$

II.3. Calcul des puissances absorbées par les différents composants du distillateur

II.3.1. Puissance absorbée par la vitre (P_g)

Pour un distillateur simple à effet de serre

$$P_G = I_D \times \alpha_{GD} + I_d \times \alpha_{Gd} \quad (\text{II.59})$$

Où α_{GD}, α_{Gd} sont respectivement les coefficients d'absorption du rayonnement direct et du rayonnement diffus.

$$\alpha_{GD} = 1 - R_D - \tau_D \quad (\text{II.60})$$

Où :

τ_D : Le coefficient de transmission global du rayonnement direct, il est calculé par :

$$\tau_D = \tau_r \times \tau_a \quad (\text{II.61})$$

τ_r : Le coefficient de transmission du à la réflexion

$$\tau_r = (1 - R_D) / (1 + R_D) \quad (\text{II.62})$$

τ_a : Le coefficient de transmission du à l'absorption

$$\tau_a = \exp[-k_G \times e_G / \cos(\theta)] \quad (\text{II.63})$$

Où :

k_G : Coefficient d'extinction du verre

e_G : Épaisseur de la vitre.

R_D : Caractérise la réflectivité de la vitre, il est donné par :

$$R_D = (R_N + R_P) / 2 \quad (\text{II.64})$$

Avec :

$$R_N = \frac{\text{Sin}^2(\theta - 1)}{\text{Sin}^2(\theta + 1)} \quad (\text{II.65})$$

$$R_P = \frac{\text{tg}^2(\theta - 1)}{\text{tg}^2(\theta + 1)} \quad (\text{II.66})$$

Où :

θ : Angle de réfraction du rayon au niveau de la vitre.

i et θ sont reliés par la relation de Snell-Descartes :

$$n_1 \times \sin(i) = n_2 \times \sin(\theta) \quad (\text{II.67})$$

Avec :

n_1 : Indice de réfraction absolu du milieu traversé par le rayon incident ;

n_2 : Indice de réfraction absolu du milieu traversé par le rayon réfracté.

Le coefficient d'absorption pour le rayonnement diffus, se calcule comme étant celui du rayonnement direct avec un angle d'incidence $i = 60^\circ$.

$$\alpha_{Gd} = 1 - R_d - \tau_d \quad (\text{II.68})$$

II.3.2. Puissance absorbée par la nappe d'eau

$$P_w = I_D \times \alpha_{wD} + I_d \times \alpha_{wd} \quad (\text{II.69})$$

α_w : Coefficient d'absorption de la saumure (constant) ;

τ_{RW} : Coefficient de transmission de la saumure ;

$$\tau_{RW} = \alpha_w - R_w \quad (\text{II.70})$$

R_w : Coefficient de réflexion de la saumure, il se calcule par la relation :

$$R_N = \left[\frac{\sin^2(\theta - i)}{\sin^2(\theta + i)} + \frac{\text{tg}^2(\theta - i)}{\text{tg}^2(\theta + i)} \right] \quad (\text{II.71})$$

Où :

θ : Angle de réfraction, calculé selon l'expression:

$$\theta = \arcsin \left[\left(\frac{n_1}{n_2} \right) \sin(i) \right] \quad (\text{II.72})$$

Avec :

n_1 : Indice de réfraction de l'air ;

n_2 : Indice de réfraction de la saumure.

α_b : Coefficient d'absorption du bac absorbant.

Le coefficient d'absorption pour le rayonnement diffus α_{wd} varie par rapport à α_{wD} ; cette variation est due à T_d .

II.3.3. Puissance absorbée par le bac absorbant

Si α_b est le coefficient d'absorption du bac absorbant, on déduit la puissance P_b :

$$P_b = \alpha_b \frac{I_D \times \tau_D + I_d \times \tau_d}{1 - (1 - \alpha_b) \times R_d} \quad (\text{II.73})$$

II.3.4. Distillateur à film capillaire

Nous exprimons dans ce qui suit les différentes puissances absorbées dans un distillateur à film capillaire.

II.3.4.1. Puissance absorbée par la vitre :

$$P_G = [I_D \times \alpha_{GD} + I_d \times \alpha_{Gd}] \times [I \times \tau_D \times \tau_{ev}] \quad (\text{II.74})$$

τ_D : Le coefficient de transmission global du rayonnement direct

τ_{ev} : Le coefficient de transmission de l'évaporateur

II.3.4.2. Puissance absorbée par l'évaporateur (absorbeur) :

L'évaporateur, on déduit alors la puissance P_{ev} :

$$P_{ev} = [I_D \times \alpha_{GD} + I_d \times \alpha_{Gd}] \times [\alpha_{ev} + \tau_D] \quad (\text{II.75})$$



Chapitre III

Etude théorique et numérique

Introduction

Dans ce chapitre, notre intérêt portera sur les modes de transfert thermique existant dans un distillateur solaire, particulièrement sur les phénomènes d'échange de chaleur à l'intérieur du système. Le but de ce travail est une simulation numérique afin de prévoir le comportement d'un distillateur solaire à film capillaire lorsqu'on fait varier les paramètres d'entrée engendrant une variation des températures des différents éléments du distillateur qui échangent de ce fait, de la chaleur par conduction, convection, rayonnement et par évaporation.

III.1.Modèle théorique

Le transfert thermique par convection induit par la différence de température entre deux régions du fluide est déterminé par le nombre de Grashoff :

$$Gr = \frac{g\beta L^3 \Delta t}{\nu^2} \quad (\text{III.1})$$

En fait, le transfert de chaleur par convection à l'intérieur du distillateur étant accompagné d'un transfert de masse sous forme de vapeur d'eau (plus légère que l'air sec), amène à définir un nombre de Grashoff modifié :

$$Gr' = \frac{gL^3}{\nu_m^2} \cdot \left(\frac{\rho_{m,g}}{\rho_{m,s}} - 1 \right) \quad (\text{III.2})$$

Où $\rho_{m,s}$ et $\rho_{m,g}$: représentent la densité du mélange aux deux régions de fluide.

L'expression III.2 peut être appliquée dans l'espace entre la surface liquide libre et la surface de condensation du distillateur solaire respectivement aux températures T_s et T_g .

Supposant que le fluide de fonctionnement dans le distillateur est un mélange binaire de deux composants gazeux en équilibre, les masses molaires du mélange au niveau de la saumure (plan d'eau) et de la surface de condensation (face intérieure de la vitre) respectivement, $M_{m,s}$ et $M_{m,g}$, ne sont pas égaux.

En appliquant la loi des gaz parfaits, l'expression (III.2) devient :

$$Gr' = \frac{g\rho_m^2 L^3}{\mu_m^2} \left(\frac{M_{m,g} T_s}{M_{m,s} T_g} - 1 \right) \quad (\text{III.3})$$

Cependant la masse molaire du mélange au niveau des deux régions fluide est une fonction des fractions molaires x_{vs} , x_{as} et des masses molaires M_v , M_a de la vapeur d'eau et de l'air sec de chaque composant :

$$M_{m,s} = M_v x_{vs} + M_a x_{as} \quad (\text{III.4})$$

Avec :

$$x_{vs} = \frac{P_{vs}}{P_0} \quad (\text{III.5})$$

$$x_{as} = \frac{P_{as}}{P_0} \quad (\text{III.6})$$

Où P_{vs} et P_{as} représentent respectivement les pressions partielles atmosphériques de la vapeur d'eau et de l'air sec. A partir des équations III.4 et III.6 on déduit que:

$$M_{m,s} = M_v \frac{P_{vs}}{P_0} + M_a \frac{P_{as}}{P_0} \quad (\text{III.7})$$

De manière similaire, on déduit que la masse molaire de l'air humide sur la surface de condensation est exprimée comme suit :

$$M_{m,g} = M_v \frac{P_{vg}}{P_0} + M_a \frac{P_{ag}}{P_0} \quad (\text{III.8})$$

P_{vg} , P_{ag} étant respectivement les pressions partielles atmosphériques de la vapeur d'eau et de l'air sec sur la surface de condensation.

La quantité $\left(\frac{M_{m,g} T_s}{M_{m,s} T_g} - 1 \right)$ dans l'expression (III.3) peut être calculée en utilisant les valeurs

$M_{m,s}$ et $M_{m,g}$ des relations III.7 et III.8, en tenant compte que :

$$P_{vs} + P_{as} = P_{vg} + P_{ag} = P_0 \quad (\text{III.9})$$

Où P_0 est la pression atmosphérique.

En supposant que $\beta \approx T_g^{-1}$ et après avoir effectué des calculs algébriques, on obtient finalement l'expression suivante:

$$\frac{M_{m,g} T_s}{M_{m,s} T_g} - 1 = \beta \left[\Delta t + \frac{(P_{vg} - P_{vs})(M_v - M_a) T_s}{M_a P_0 + P_{vs} (M_v - M_a)} \right] \quad (\text{III.10})$$

Avec $\Delta t = t_s - t_g$.

Afin de visualiser les propriétés thermo physiques correspondantes au mélange binaire de la vapeur et de l'air sec, nous remplaçons dans le nombre de Grashoff modifié (équation III.1) le second terme du produit par son expression (second membre de l'équation III.10) :

$$Gr' = \frac{g \rho_m^2 L^3}{\mu_m^2} \beta \left[\Delta t + \frac{(P_{vg} - P_{vs})(M_v - M_a) T_s}{M_a P_0 + P_{vs} (M_v - M_a)} \right] \quad (\text{III.11})$$

Puisque $Ra = Gr Pr$ (par définition), le nombre modifié de Rayleigh pour le mélange binaire est défini comme suit:

$$Ra' = \frac{g \rho_m \beta L^3 \Delta T'}{\mu_m \alpha_m} \quad (\text{III.12})$$

$\Delta T'$ étant la différence de la température équivalente donnée par la relation :

$$\Delta T' = (T_s - T_g) + T_s \frac{(P_{vs} - P_{vg})(M_a - M_v)}{M_a P_0 - P_{vs} (M_a - M_v)} \quad (\text{III.13})$$

Nous remarquerons que $\Delta T'$ est supérieure à ΔT

Pour un espace horizontal, le rapport entre les nombres de Nusselt et de Grashoff est décrit par:

$$Nu = C Ra^n \quad (\text{III.14})$$

Où C et n sont les constantes numériques selon les états de frontière et du régime d'écoulement.

L'évaluation de ces constantes a été l'objectif de diverses investigations, basées sur l'air sec. Par exemple, McAdams (1981) suggère $C = 0,21$, $n = 0,25$ pour des nombres de Grashoff 10^4 à 3.2×10^5 et $C = 0,075$, $n = 0,333$ pour le nombre de Grashoff 3.2×10^5 à 10^7 .

Hollands et autres (1975) suggèrent que pour $Ra > 5 \times 10^6$, les constantes correspondantes sont $C = 0,0555$ et $n = 0,333$. quant à Duncle (1961) il a proposé pour l'air humide dans un espace horizontal, les constantes numériques $C = 0,075$, et $n = 0,333$ pour $3.2 \times 10^5 < Gr < 10^7$.

Il en résulte que :

$$h_{cv} = Ck_m \left(\frac{g\rho_m\beta}{\mu_m\alpha_m} \right)^{1/3} \left[(T_s - T_g) + \frac{T_s(P_{vs} - P_{vg})(M_a - M_v)}{M_a P_0 - P_{vs}(M_a - M_v)} \right] \quad (\text{III.15})$$

Où: k_m , ρ_m , μ_m et α_m sont les propriétés thermo physiques du mélange.

Le flux ascendant de la chaleur dans le distillateur représente la somme du transfert de la chaleur sensible dû à la circulation convective de l'air sec dans le distillateur solaire et du transfert thermique latent dû au transport direct de la vapeur d'eau à partir de la surface liquide, où l'eau s'évapore à la température T_s , jusqu'à la surface supérieure où il condense à la température T_g .

Après avoir déterminé le coefficient de transfert de chaleur par convection dans le distillateur solaire par l'utilisation de l'expression III.15, le transfert thermique sensible est donné par:

$$q_{cv} = h_{cv}(T_s - T_g) \quad (\text{III.16})$$

Cependant, la quantité de chaleur échangée par la circulation convective de l'air sec, peut être également exprimée en fonction du taux d'écoulement de la masse et de la capacité de la chaleur spécifique de l'air sec et peut ainsi être donnée par :

$$q_{cv} = \dot{m}_a C_{pa} (T_s - T_g) \quad (\text{III.17})$$

Où \dot{m}_a et C_{pa} sont respectivement le taux d'écoulement de la masse par unité de surface et la capacité de la chaleur spécifique de l'air sec, respectivement.

A partir des équations III.6 et III.7 nous avons :

$$\dot{m}_a = \frac{h_{cv}}{C_{pa}} \quad (\text{III.18})$$

L'humidité spécifique du mélange est définie comme le rapport de la masse de la vapeur de l'eau à la masse de l'air sec :

$$w_s = \frac{m_{vs}}{m_{as}} \quad (\text{III.19})$$

$$w_s = \frac{P_{vs}}{P_{as}} \frac{R_a}{R_v} = \frac{P_{vs}}{P_0 - P_{vs}} \frac{R_a}{R_v} \quad (\text{III.20})$$

La masse de la vapeur d'eau transférée à partir de la surface de l'eau est :

$$\dot{m}_a w_s = \frac{h_{cv}}{C_{pa}} \frac{P_{vs}}{P_0 - P_{vs}} \frac{R_a}{R_v} \quad (\text{III.21})$$

L'humidité spécifique du mélange à la température de la surface de condensation est donnée par l'expression :

$$w_g = \frac{P_{vg}}{P_{ag}} \frac{R_a}{R_v} = \frac{P_{vg}}{P_0 - P_{vg}} \frac{R_a}{R_v} \quad (\text{III.22})$$

La masse de la vapeur d'eau transférée sur la surface de condensation est :

$$\dot{m}_a w_g = \frac{h_{cv}}{C_{pa}} \frac{P_{vg}}{P_0 - P_{vg}} \frac{R_a}{R_v} \quad (\text{III.23})$$

Le taux d'écoulement de la masse de distillat sur la surface de condensation déduite des deux expressions III.21 et III.23 est alors :

$$\dot{m}_a (w_s - w_g) = \frac{h_{cv}}{C_{pa}} \frac{R_a}{R_v} \left(\frac{P_{vs}}{P_0 - P_{vs}} - \frac{P_{vg}}{P_0 - P_{vg}} \right) \quad (\text{III.24})$$

L'énergie cédée par la condensation de la vapeur d'eau, est le produit du taux de transfert de masse de l'eau et de la chaleur latente spécifique de vaporisation à la température de l'eau :

$$q_{ev} = 1000 h_{fg} \dot{m}_a (w_s - w_g) \quad (\text{III.25})$$

Le facteur multiplicateur numérique (1000) est utilisé pour tenir compte de l'unité de la quantité h_{fg} habituellement exprimée en kJ/kg . A partir des équations III.24 et III.25, nous obtenons :

$$q_{ev} = 1000 h_{fg} \frac{h_{cv}}{C_{pa}} \frac{R_a}{R_v} \left(\frac{P_{vs}}{P_0 - P_{vs}} - \frac{P_{vg}}{P_0 - P_{vg}} \right) \quad (\text{III.26})$$

Tel que:

$$q_{ev} = h_e (P_{vs} - P_{vg}) \quad (\text{III.27})$$

Le coefficient de transfert thermique par évaporation est calculé à partir des équations III.26 et III.27, ce qui donne:

$$h_e = 1000 h_{fg} \frac{h_{cv}}{C_{pa}} \frac{R_a}{R_v} \frac{P_0}{(P_0 - P_{vs})(P_0 - P_{vg})} \quad (\text{III.28})$$

La masse condensée de l'eau est calculée par:

$$\dot{m}_w = \frac{q_{ev}}{1000 h_{fg}} \quad (\text{III.29})$$

En remplaçant q_{ev} par son expression III.26, la relation III.29, devient :

$$\dot{m}_w = \frac{h_{cv}}{C_{pa}} \frac{R_a}{R_v} \left[\frac{P_0 (P_{vs} - P_{vg})}{(P_0 - P_{vs})(P_0 - P_{vg})} \right] \quad (\text{III.30})$$

Cette masse est proportionnelle au coefficient de transfert de chaleur par convection.

En prenant $C = 0.075$, $n=1/3$, $M_v = 18.02 \text{ kg/kmol}$, $M_a = 28.97 \text{ kg/kmol}$ et en supposant une température moyenne de fonctionnement égale à 50°C , les propriétés du mélange saturé peuvent être évaluées à partir de Tsilingiris [34], $\rho_m = 1.04325 \text{ kg/m}^3$, $k_m = 0.0269 \text{ W/mK}$, $\mu_m = 1.8641 \times 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$, $\alpha_m = 2.3929 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$.

Tenant compte de ces propriétés, l'expression III.15 prend la forme :

$$h_{cv} = 0.83502 \cdot \left[\Delta T + \frac{(P_{vs} - P_{vg}) T_s}{268 \times 10^3 - P_{vs}} \right] \quad (\text{III.31})$$

Cette expression est très semblable à celle du modèle proposé par Dunkle et al [23]. Néanmoins les constantes numériques 0,884 et $268,9 \cdot 10^3$ obtenus par Dunkle et al sont différentes de celles utilisées dans l'expression III.31 (0.83502 et $268 \cdot 10^3$)

Aussi, en considérant que la pression de la vapeur saturée à la température de la saumure et du vitrage est négligeable devant la pression barométrique, l'expression (III.28) devient :

$$\frac{h_e}{h_{cv}} = 1000 \cdot \frac{h_{fg}}{C_{pa}} \cdot \frac{R_a}{R_v} \cdot \frac{1}{P_0} \quad (\text{III.32})$$

Pour les valeurs numériques des paramètres suivantes: $h_{fg} = 2380 \text{ kJ/kg}$, $C_{pa} = 1008 \text{ J/kgK}$, $R_a = 0.287 \text{ kJ/kgK}$ et $R_v = 0.4615 \text{ kJ/kgK}$ correspondant à une température moyenne égale à 50°C , le rapport du coefficient d'échange par évaporation au coefficient de transfert thermique par convection devient indépendant des conditions de fonctionnement:

$$\frac{h_e}{h_{cv}} = 0.01449 \quad (\text{III.33})$$

Cette expression est similaire au modèle simplifié donné par Malik et al [36] et correspond à une valeur de 0,013 qui est de 10% inférieure à celle apparaissant dans l'équation (III.33). Il faut noter néanmoins que cette expression simplifiée doit être utilisée avec beaucoup de précautions pour des températures supérieures à 50°C dans la mesure qu'au delà de cette température son exactitude diminue.

Supposons avec une bonne approximation qu'à l'équilibre, la chaleur d'évaporation est égale à la chaleur de condensation soit:

$$q_{ev} = h_e \cdot (P_{vs} - P_{vg}) = 1000 \cdot h_{fg} \cdot \dot{m}_w \quad (\text{III.34})$$

En tenant compte de l'expression simplifiée (III.33), la masse du distillat peut être donnée par la relation :

$$\dot{m}_w = 1.2099 \times 10^{-5} \cdot \frac{P_{vs} - P_{vg}}{h_{fg}} \left[\Delta T + \frac{(P_{vs} - P_{vg}) T_s}{268 \times 10^3 - P_{vs}} \right] \quad (\text{III.35})$$

h_{fg} : Chaleur de vaporisation de l'eau à la température moyenne de l'air.

III.2. Evaluation des propriétés thermo physiques

III.2.1. La densité

Supposant que les deux composants sous la pression atmosphérique se comportent en tant que gaz idéaux, la densité du mélange est calculée par:

$$\rho_m = \frac{1}{z} \frac{P_0}{RT} \left(M_a \frac{P_0 - P_v}{P_0} + M_v \frac{P_v}{P_0} \right) \quad (\text{III.36})$$

L'humidité relative du mélange est définie comme suit:

$$RH = \frac{P_v}{P_{sv}} \quad (\text{III.37})$$

L'expression (III.31) devient alors :

$$\rho_m = \frac{P_0}{RT} \left[M_a \left(1 - RH \frac{P_{sv}}{P_0} \right) + M_v RH \frac{P_{sv}}{P_0} \right] \quad (\text{III.38})$$

III.2.2. La viscosité

La viscosité du mélange, d'après les corrélations de Krischer et de Kast [23] est :

$$\mu_m = \frac{\mu_a (P_0 - P_v) \sqrt{M_a} + \mu_v P_v \sqrt{M_v}}{(P_0 - P_v) \sqrt{M_a} + P_v \sqrt{M_v}} \quad (\text{III.39})$$

La viscosité de l'air sec μ_a pour une température ambiante comprise entre -23 °C et 327 °C est donnée par l'expression:

$$\mu_a = MA_0 + MA_1 T + MA_2 T^2 + MA_3 T^3 + MA_4 T^4 \quad (\text{III.40})$$

Avec:

$$MA_0 = -9.8601 \times 10^{-1} \quad MA_1 = 9.080125 \times 10^{-2}, \quad MA_3 = 1.2349703 \times 10^{-7},$$

$$MA_4 = -5.7971299 \times 10^{-11} \quad MA_2 = -1.17635575 \times 10^{-4}$$

Les valeurs de la viscosité de la vapeur d'eau à une température comprise entre 0°C et 120°C, ont été données par l'expression linéaire suivante [23]:

$$\mu_v = MV_0 + MV_1 t \quad (\text{III.41})$$

Avec : $MV_0 = 80.58131868$ et $MV_1 = 0.4000549451$

III.2.3.La chaleur spécifique

La capacité de la chaleur spécifique de l'air humide peut être exprimée comme suit [23]:

$$c_{pm} = c_{pa} (1 - x_v) \frac{M_a}{M_m} + c_{pv} x_v \frac{M_v}{M_m} \quad (\text{III.42})$$

M étant la masse molaire de l'air humide, pouvant être calculée par:

$$M_m = M_a (1 - x_v) + M_v x_v \quad (\text{III.43})$$

Des équations III.40 et III.41 on peut déduire que:

$$c_{pm} = \frac{c_{pa} (P_0 - P_v) M_a + c_{pv} P_v M_w}{M_a (P_0 - P_v) + M_v P_v} \quad (\text{III.44})$$

La capacité de chaleur spécifique de l'air sec est exprimée par:

$$c_{pa} = CA_0 + CA_1 T + CA_2 T^2 + CA_3 T^3 + CA_4 T^4 \quad (\text{III.45})$$

Pour un intervalle de température $250 < T < 1050 K$ nous avons :

$$CA_0 = 1.03409 \quad CA_1 = -0.284887 \times 10^{-3} \quad CA_2 = 0.7816818 \times 10^{-6} \quad CA_3 = -0.4970786 \times 10^{-9}$$

et $CA_4 = 0.1077024 \times 10^{-12}$.

La capacité de chaleur spécifique de la vapeur d'eau est donnée par:

$$c_{pv} = CV_0 + CV_1 t + CV_2 t^2 \quad (\text{III.46})$$

Pour une température comprise entre 0 et 120 °C nous avons: $CV_0 = 1.86910989$

$$CV_1 = -2.578421578 \times 10^{-4} \quad \text{et} \quad CV_2 = 1.941058941 \times 10^{-5}.$$

III.2.4. La conductivité thermique

La conductivité thermique de l'air humide est exprimée par:

$$k_m = k_a(1 - x_v) + k_v x_v \quad (\text{III.47})$$

La conductivité thermique de l'air sec est donnée par la corrélation suivante:

$$k_a = KA_0 + KA_1 T + KA_2 T^2 + KA_3 T^3 + KA_4 T^4 + KA_5 T^5 \quad (\text{III.48})$$

Pour un intervalle de température [$250 < T < 1050 \text{ K}$] $KA_0 = -2.276501$

$$KA_1 = 1.2598485 \times 10^{-4}$$

$$KA_2 = -1.4815235 \times 10^{-7}, KA_3 = 1.73550646 \times 10^{-10}, KA_4 = -1.066657 \times 10^{-13}$$

$$KA_5 = 2.47663035 \times 10^{-17}$$

La conductivité thermique de la vapeur d'eau est donnée par l'expression:

$$k_v = KV_0 + KV_1 T + KV_2 T^2 \quad (\text{III.49})$$

Pour une température appartenant à [$0 < T < 120^\circ \text{C}$]:

$$KV_0 = 17.61758242 \quad KV_1 = 0.0555894105 \text{ 9} \quad \text{et} \quad KV_2 = 0.0001663336 \text{ 663} .$$

III.2.5. La diffusivité thermique

La diffusivité thermique est exprimée par:

$$a_m = \frac{k_m}{\rho_m c_m} \quad (\text{III.50})$$

III.3. Etude théorique et numérique d'un distillateur solaire à film capillaire

III.3.1. Description et Principe de fonctionnement

L'appareil, est une cellule parallélépipédique formée par deux plaques métallique (1m x 1m) disposées verticalement face à face. L'eau saumâtre, à distiller, s'écoule lentement, par gravité, sur un côté de la plaque métallique. Sa bonne mouillabilité est assurée par un tissu (gaz hydrophile) qui adhère par capillarité sur la totalité de la surface de ruissellement. L'autre côté de la même plaque est peint en noir et est exposé au rayonnement solaire constituant la plaque évaporante.

La vapeur d'eau produite quitte le tissu (gaz hydrophile) et va se condenser au contact de l'autre plaque qui se trouve juste en face de la plaque condensant.

L'eau, ainsi distillée, est recueillie au pied de cette même plaque condensant grâce à un collecteur. Le résidu est recueilli, aussi, au pied de la plaque évaporante par un autre collecteur.

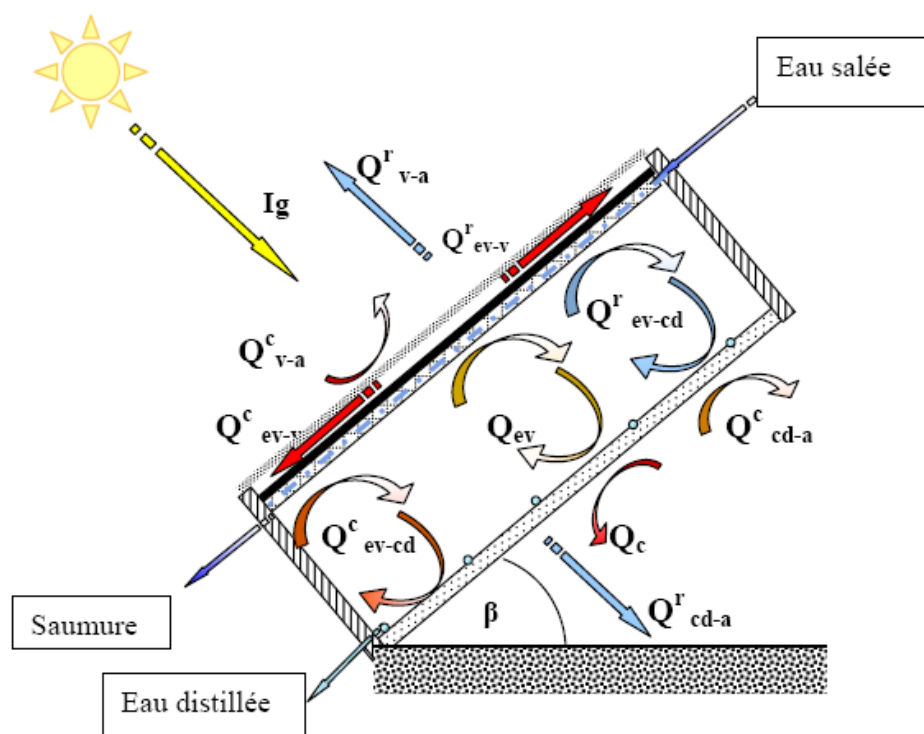


Figure III.1-Distillateur solaire à film capillaire

III.3.2. Bilan thermique

Avant d'établir le bilan énergétique global du distillateur étudié, il faut déterminer, en premier lieu, les principaux transferts de chaleur à l'intérieur et à l'extérieur du système.

A savoir

-le rayonnement solaire, frappant la surface de la vitre est absorbé par la vitre, et la surface absorbante (absorbeur- évaporateur).

-La vitre cède au milieu ambiant, les flux de chaleur Q_{V-a}^r par rayonnement et Q_{V-a}^c par convection.

-Par convection, la vitre reçoit de l'évaporateur, un flux de chaleur Q_{ev-V}^c .

-L'évaporateur échange avec le condenseur les flux de chaleur Q_{ev-cd}^r par rayonnement et Q_{ev-cd}^c par convection.

-Le condenseur cède au milieu ambiant, les flux de chaleur Q_{cd-a}^r par rayonnement et Q_{cd-a}^c par convection.

III.3.3. Hypothèses simplificatrices

Des hypothèses simplificatrices ont été adaptées, à savoir :

-la voûte céleste est considérée comme un corps noir.

-les parois latérales sont supposées bien isolées thermiquement.

-les sels dissouts n'ont aucune influence sur les quantités de chaleur échangées par la saumure.

-Les pertes thermiques dues à l'extraction du distillat sont négligées

-L'inertie thermique de la couverture est faible.

- la température de chaque plaque, ainsi que celle de la couverture vitrée sont supposées uniformes.

- La paroi de condensation est non mouillable.

-L'eau à évaporer, le concentrât et le distillat sont des films très capillaires et leurs températures sont égales à la température de la paroi métallique au contact des films ;

-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.

-la condensation se fait uniquement sur la couverture (il n'y a pas de condensation sur les parois latérales).

III.3.4. Bilan thermique en régime permanent

-Au niveau de la vitre

$$Q_{ev-v}^c + Q_{ev-v}^r + P_g \times A_v = Q_{v-a}^c + Q_{v-a}^r \quad (\text{III.51})$$

Où :

$$Q_{ev-v}^c = h_{ev-v}^c \times (T_{ev} - T_v) \times A_w$$

$$Q_{ev-v}^r = h_{ev-v}^r \times (T_{ev} - T_v) \times A_w$$

$$Q_{v-a}^r = h_{v-a}^r \times (T_v - T_c) \times A_v$$

$$Q_{v-a}^c = h_{v-a}^c \times (T_v - T_a) \times A_v$$

-Au niveau de l'absorbeur – évaporateur

$$P_{ev} \times A_{ev} + Q_{ea} = Q_{ev-v}^c + Q_{ev-cd}^c + Q_{ev-v}^r + Q_{ev-cd}^r + Q_{ev-cd}^{ev} \quad (\text{III.52})$$

-Au niveau du condenseur

$$Q_{cd-a}^c + Q_{cd-a}^r = Q_{ev-cd}^c + Q_{ev-cd}^r + Q_{ev-cd}^{ev} \quad (\text{III.53})$$

III.3.5. Bilan thermique en régime transitoire

Par analogie entre les grandeurs thermiques et les grandeurs électriques, on peut appliquer les lois d'OHM et de KIRSHOFF. Considérons une section quelconque du système à l'instant t , soit i l'un des milieux représentés dans cette section, M_i sa masse, C_{Pi} sa chaleur spécifique et T_i sa température.

$$M_i \times c_{Pi} \times \frac{dT_i}{dt} = \sum_{i=1}^n Q_{ij} + P_i \quad (\text{III.54})$$

Avec P_i : Terme de source ou de puits.

-Au niveau de la couverture vitrée

$$M_v \cdot C_{Pv} (dT_v / dt) = P_g + h_{ev-v}^c (T_{ev} - T_v) + \varepsilon_{ev-v} \sigma (T_{ev}^4 - T_v^4) - h_{v-a}^c (T_v - T_a) - \varepsilon_v \sigma (T_v^4 - T_a^4) \quad (\text{III.55})$$

-Au niveau de l'absorbeur évaporateur

$$M_{ev} C_{p_{ev}} (dT_{ev} / dt) = -h_{ev-cd}^c (T_{ev} - T_{cd}) - h_{ev-V}^c (T_{ev} - T_V) - \varepsilon_{ev-cd} \cdot \sigma (T_{ev}^4 - T_{cd}^4) \\ P_{ev} + M_{ea} \cdot C_{p_{ea}} (T_{ev} - T_{ea}) - \varepsilon_{ev-V} \cdot \sigma (T_{ev}^4 - T_V^4) - h_{ev-cd}^{ev} (T_{ev} - T_{cd}) \quad (\text{III.56})$$

-Au niveau du condenseur

$$M_{cd} \cdot C_{p_{cd}} (dT_{cd} / dt) = h_{ev-cd}^c (T_{ev} - T_{cd}) + \varepsilon_{ev-cd} \cdot \sigma (T_{ev}^4 - T_{cd}^4) - h_{cd-a}^c (T_{cd} - T_a) \\ - \varepsilon_{cd} \sigma (T_{cd}^4 - T_a^4) + h_{ev-cd}^{ev} (T_{ev} - T_{cd}) \quad (\text{III.57})$$

III.4. Traitement informatique

1)-La première étape est de calculer les propriétés thermophysiques de l'air humide, le coefficient de transfert de chaleur par convection, le rapport évaporatif de transfert de chaleur par convection et le débit de distillat.

2)-On calcule les différents échanges thermiques qui sont indépendants de la température, à savoir les coefficients d'échange thermique par conduction et les coefficients d'échange thermique dus au vent.

3)-On calcule, à chaque heure de la journée :

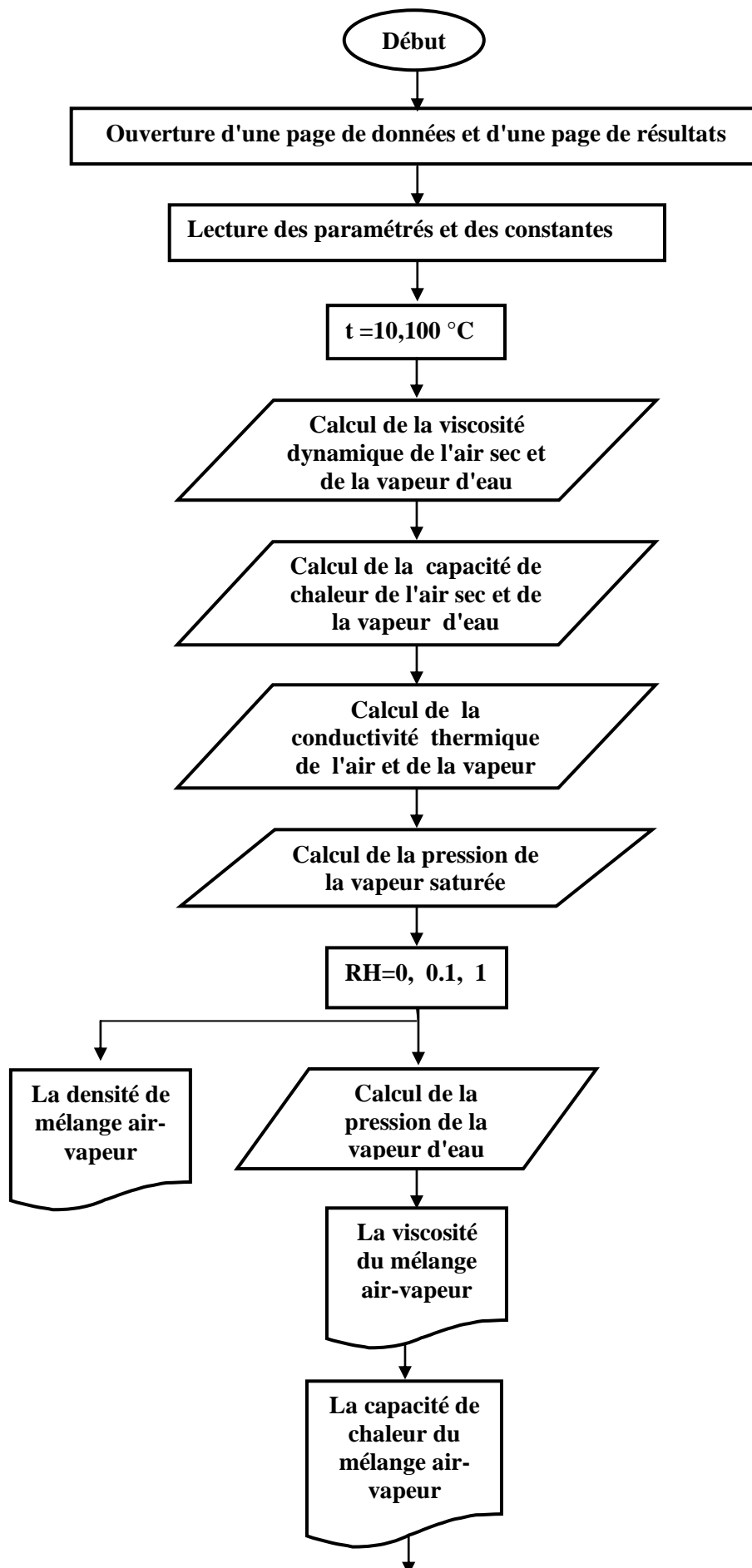
- le rayonnement solaire.
- la puissance absorbée par la vitre et par l'évaporateur.

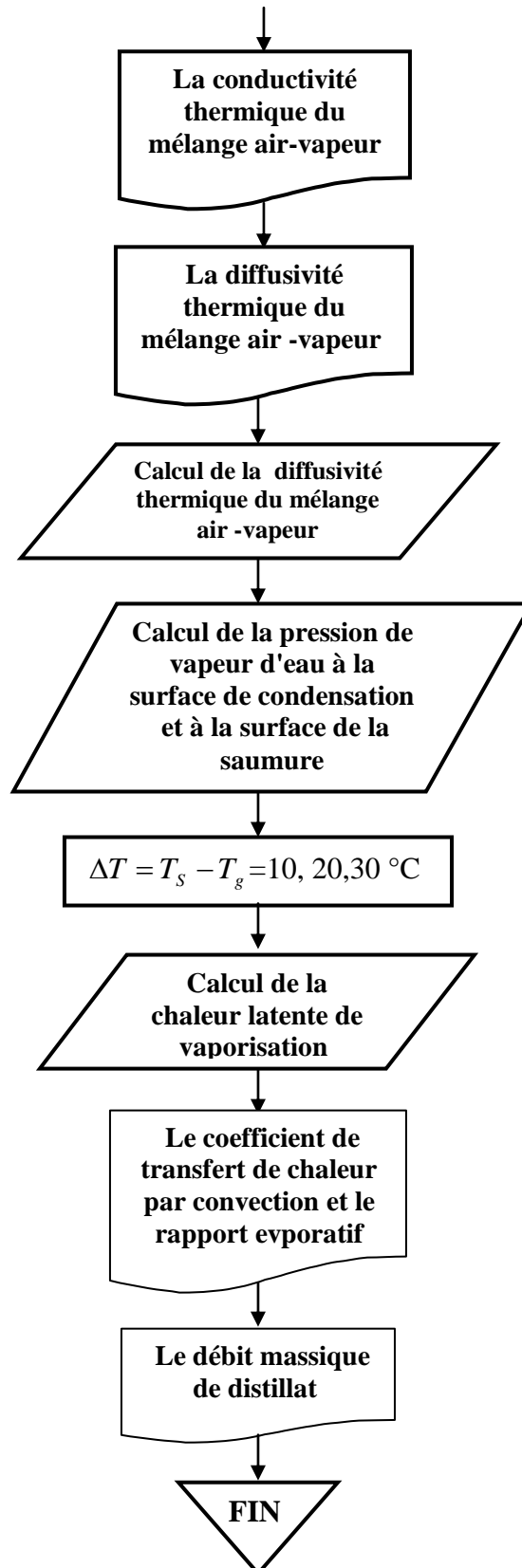
4)-On suppose que les différents composants du distillateur sont à la température ambiante, excepté l'évaporateur qui se trouve à une température supérieure, et on calcule pour les températures initiales :

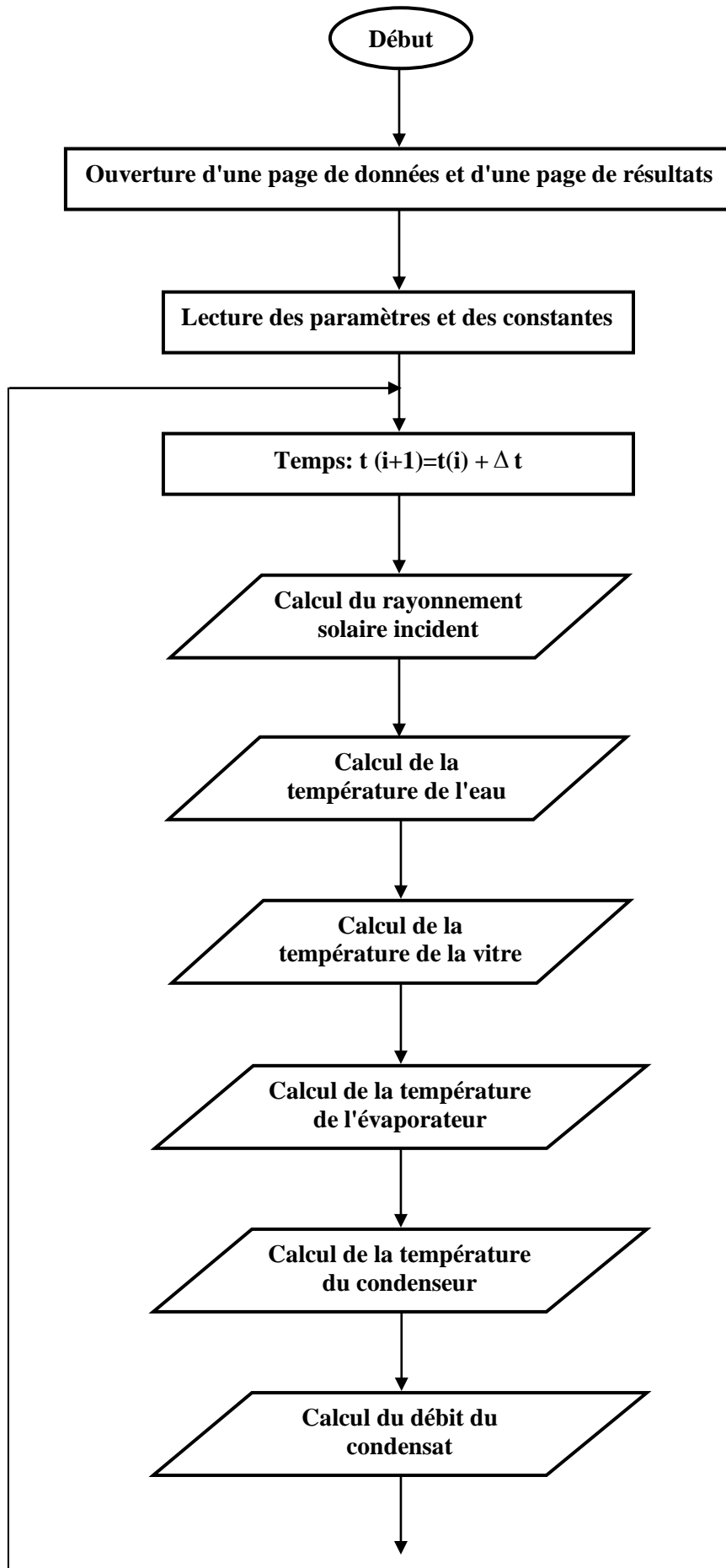
- les propriétés de la saumure:
- la masse volumique.
- la conductivité thermique.
- les viscosités dynamique et cinématique.
- la capacité thermique.
- la chaleur latente de vaporisation.
- les coefficients d'échange thermique par rayonnement entre la vitre et la voute céleste, entre la vitre et l'évaporateur et entre le condenseur et le milieu ambiant.
- les coefficients d'échange thermique par convection entre:
- la vitre et l'extérieur.

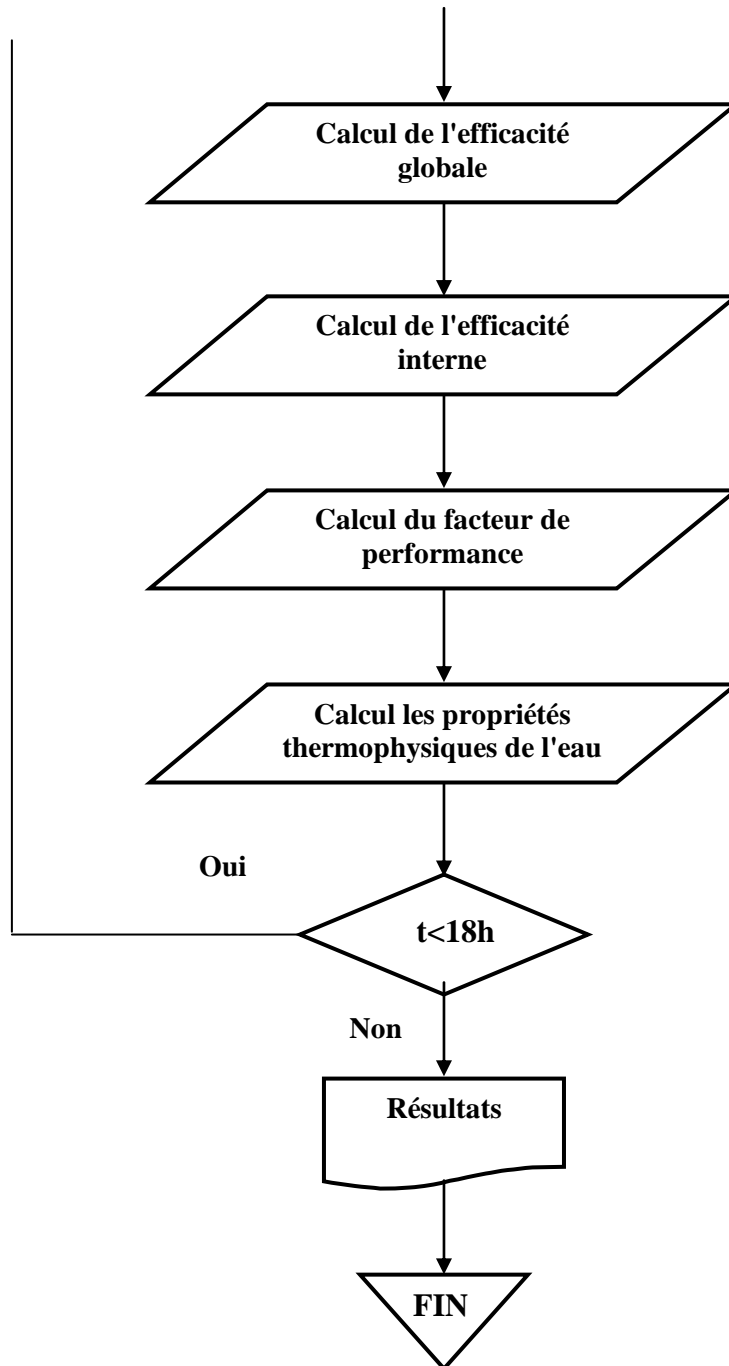
- l'évaporateur et la vitre.
 - l'évaporateur et le condenseur.
 - le coefficient d'échange thermique par évaporation entre la saumure et le condenseur.
 - Résolution du système d'équation par la méthode de Range-Kutta d'ordre 4.
- 5)-Reprise avec les températures obtenues.
- 6)-Calcul des l'efficacité globale et interne et de la performance.

III.4.1.Organigrammes











Chapitre IV

Résultats et discussions

Introduction

L'évaluation et l'effet des propriétés thermo physiques de l'air humide (mélange binaire de vapeur d'eau et d'air sec) sur le coefficient de transfert de chaleur par convection dans un distillateur solaire l'objet de cette dernière partie du mémoire.

Les calculs ont été effectués pour la ville de Ouargla des coordonnées géographiques, latitude $31^{\circ}.57$ Nord, longitude $5^{\circ}.24$ Est et un décalage horaire d'une heure.

-Les calculs sont effectués à partir d'un instant initial "t₀" pour chaque composant du distillateur, à une température initiale et avec un pas de temps égale à une heure.

-L'inclinaison du distillateur est égale à 30° par rapport à l'horizontal et avec un azimut de 0° par rapport au sud.

-le 16 juillet a été choisi comme jour de calcul.

La résolution du système d'équations établie après avoir écrit les organigrammes est abordée par des programmes MATLAB que nous avons élaboré.

Les résultats obtenus sont présentes sous forme graphique dans ce qui suit.

IV.1. Evaluation des propriétés thermo physiques

IV.1.1. La densité

La densité du mélange de l'air sec et de vapeur d'eau, elle est tracée en fonction de la température ($0 < T < 100^{\circ}\text{C}$) pour une humidité relative RH s'étendant de 0% correspondant à l'air sec (courbe supérieure) à $RH = 100\%$ relative à celle de l'air saturé (courbe inférieure) est illustrée par la figure IV.1. Une analyse des courbes de cette figure permet de remarquer que les courbes intermédiaires qui présentent la même allure sont quasi confondues aux faibles températures puis à partir de 50°C un décalage de l'ordre de 10% apparait entre elles. En outre, il est aisé de constater d'une part, que pour une humidité relative donnée, la densité diminue avec l'augmentation de la température et d'autre part, pour une température donnée à partir de 50°C , la densité du mélange décroît au fur et à mesure que la fraction molaire de vapeur d'eau augmente. Cette décroissance est d'autant plus significative aux températures élevées.

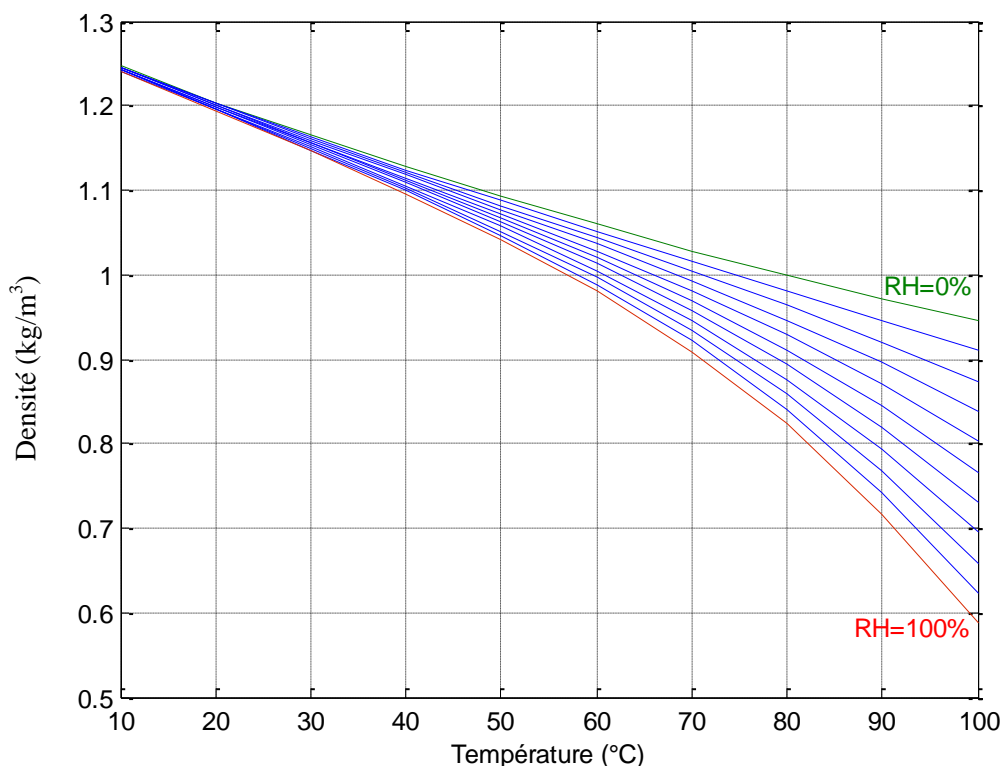


Figure IV.1-Densité de l'air humide à humidité relative comprise entre 0% et 100%

IV.1.2. La viscosité

L'effet de la température sur la viscosité du mélange pour une humidité relative allant de $RH = 0\%$ (courbe supérieur) à $RH = 100\%$ (courbe inférieure) est mis en évidence par la figure IV.2 qui montre que jusqu'à une température de 40°C la viscosité augmente légèrement avec la température mais que l'humidité n'a pas un effet significatif (les courbes sont quasi confondues) par contre à partir de 50°C la viscosité diminue et cette décroissance est d'autant plus accentuée aux états proches de la saturation.

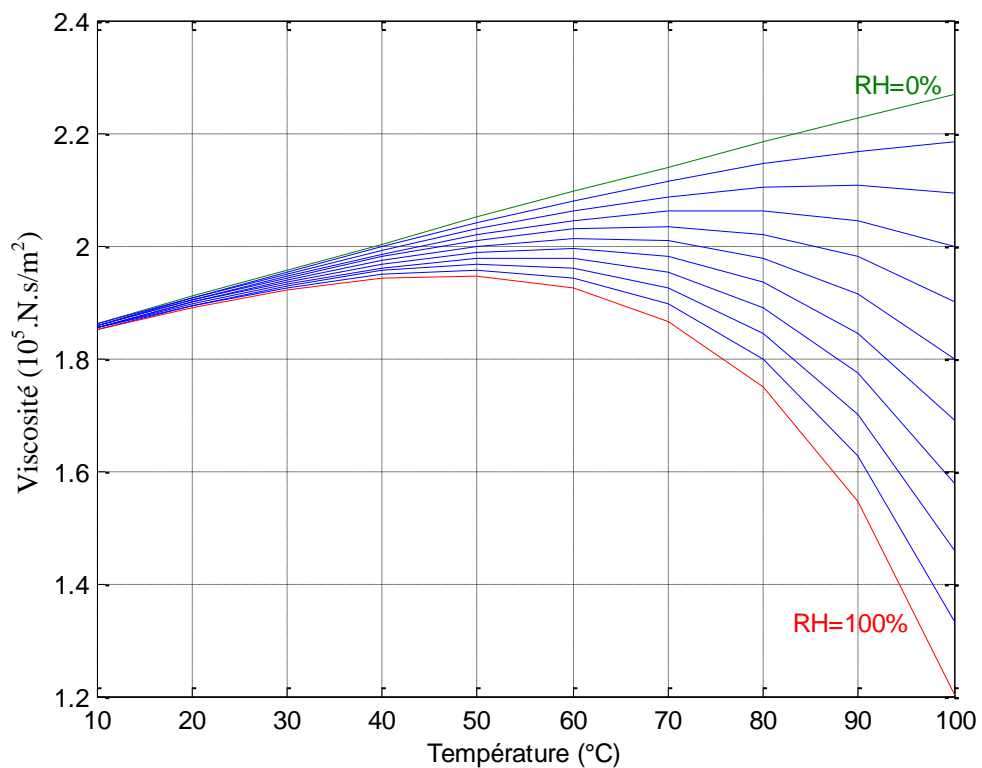


Figure IV.2-Viscosité de l'air humide à humidité relative comprise entre 0% et 100%

IV.1.3. La Chaleur spécifique

L'effet de la température sur la chaleur spécifique du mélange (valeurs déduites de l'équation) à différents taux d'humidité relative est étudié (figure IV.3).

Nous pouvons remarquer qu'aux faibles températures jusqu'à 50 à 60 °C l'humidité relative a peu d'influence sur la chaleur spécifique du mélange au-delà de ces valeurs et notamment à partir de 80 °C l'effet est d'autant plus important que l'on se rapproche de l'état de saturation.

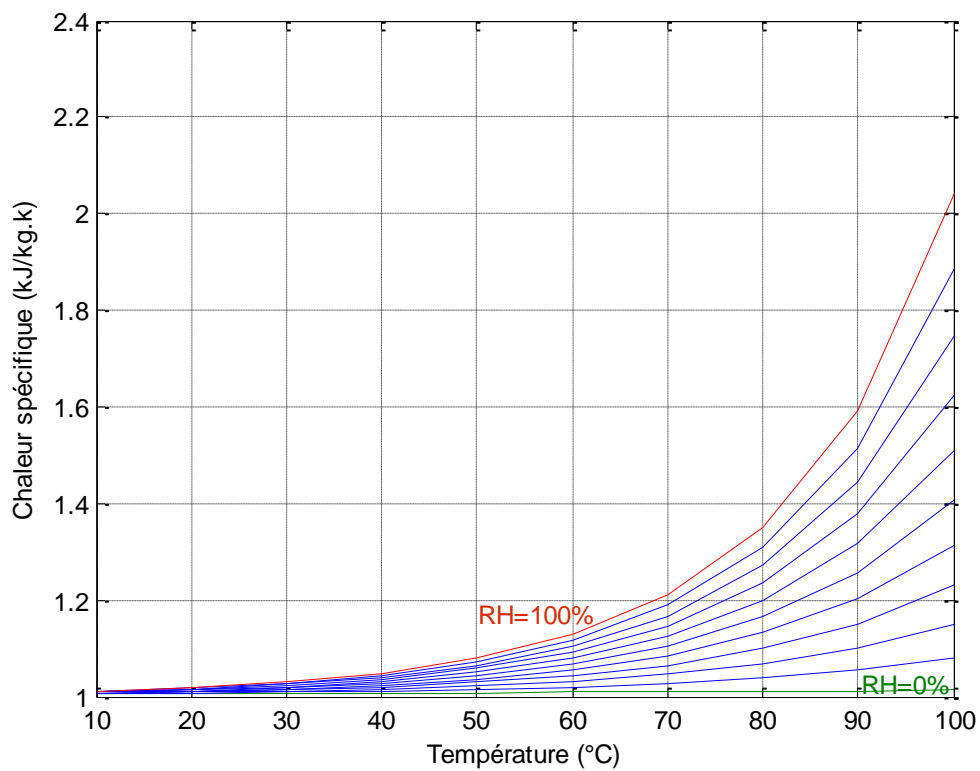


Figure IV.3-Chaleur spécifique de l'air humide à humidité relative comprise entre 0% et 100%

IV.1.4. La conductivité thermique

Il est aisé d'observer sur la figure IV.4 qu'aux faibles températures (jusqu'à 40°C), l'humidité a peu d'influence sur la conductivité thermique de l'air humide à l'opposé des températures plus élevées particulièrement à partir de 80°C où l'effet devient plus accentué notamment pour états proches de la saturation.

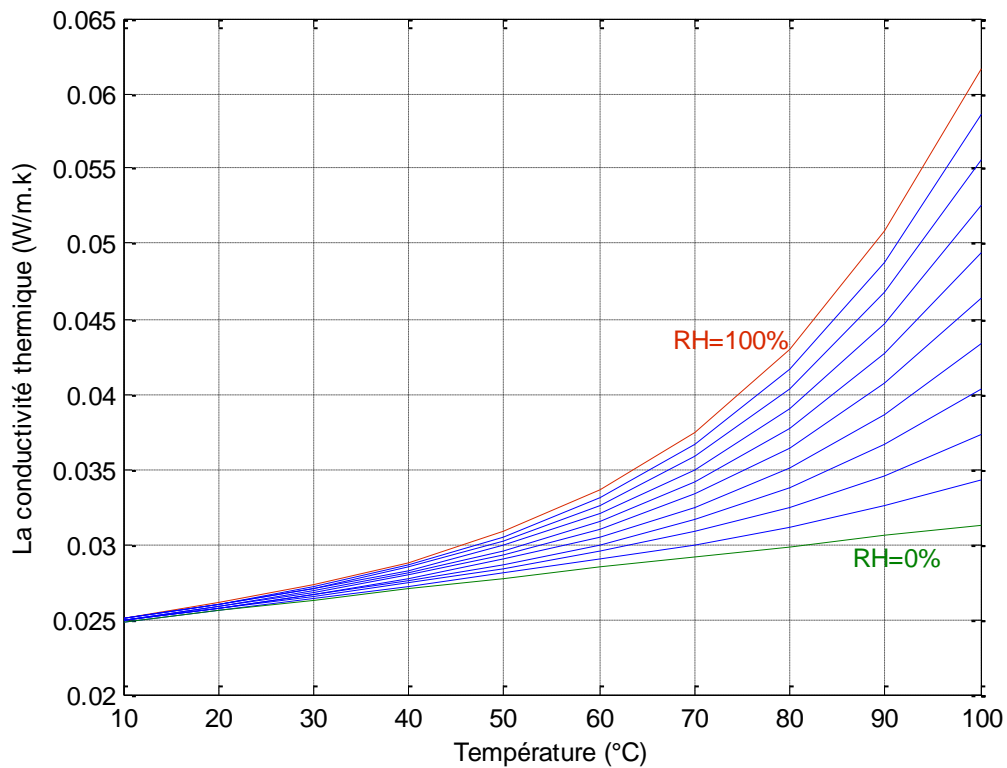


Figure IV.4-La conductivité thermique de l'air humide à humidité relative entre 0% et 100%

IV.1.5. La diffusivité thermique

L'allure des courbes de la figure IV.5 représentant la variation de la diffusivité thermique en fonction de la température à différentes valeurs de l'humidité relative de l'air humide est similaire à celles trouvées pour la conductivité thermique

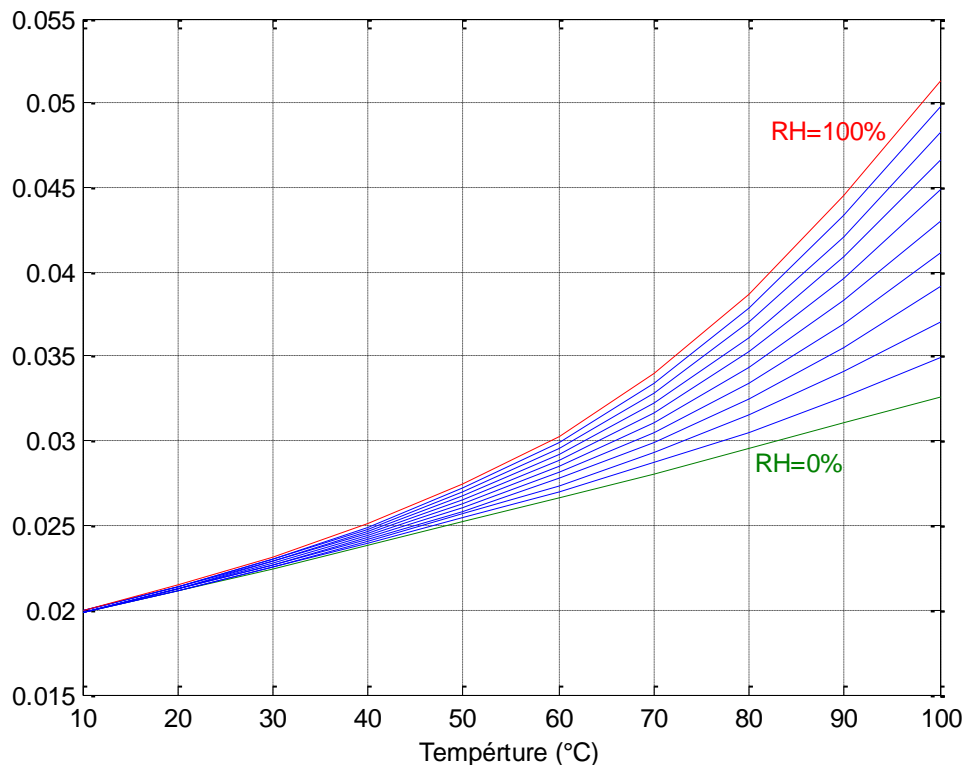


Figure IV.5-Diffusivité thermique de l'air humide à humidité relative entre 0% et 100%

IV.2. Effet de l'humidité relative

Les échanges de chaleur et de masse dans un distillateur solaire sont fortement influencés par l'humidité relative du mélange air – vapeur d'eau, ainsi une attention particulière sera portée à l'effet de cette propriété thermophysique sur le coefficient d'échange par convection, le rapport d'évaporation ainsi que une des grandeurs qui caractérise un distillateur à savoir sa production ou débit de distillat.

Dans cette perspective l'étude sera menée pour trois valeurs de l'humidité relative 0, 50 et 100%. Pour chaque valeur, la variation du coefficient convectif et du débit, avec la température et pour différents écarts entre les températures de la saumure et de la surface de condensation ($T_s - T_g$) égales à 10, 20 et 30°C sera examinée.

IV.2.1. Coefficient d'échange par convection

Il est aisé de remarquer que pour une humidité relative de 100%, l'allure des courbes (figure IV.6) représentant la variation du coefficient de transfert de chaleur par convection en fonction de la température moyenne et à différents écarts ($T_s - T_g$) n'est pas linéaire. Nous pouvons constater que les différentes courbes sont légèrement croissantes aux faibles températures puis au delà de 50°C , cette croissance devient d'autant plus rapide.

En outre la figure IV.6 montre clairement que le coefficient convectif augmente avec l'écart de température entre la saumure (plan d'évaporation) et la vitre (surface de condensation).

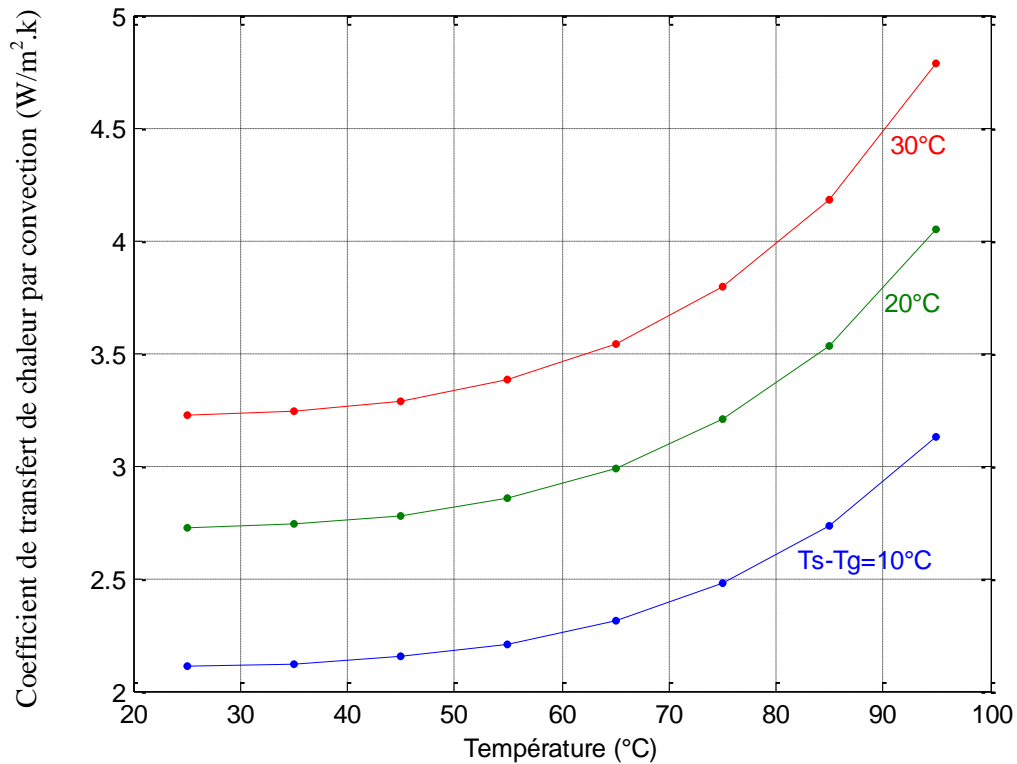


Figure IV.6- Variation du coefficient de transfert convectif en fonction de la température et à différents écarts ($T_s - T_g$)
RH=100%

Les mêmes observations seront constatées pour une humidité relative du mélange de 50%. Néanmoins, il apparaît que pour une même température le coefficient d'échange par convection est moins important dans ce cas (figure IV.7).

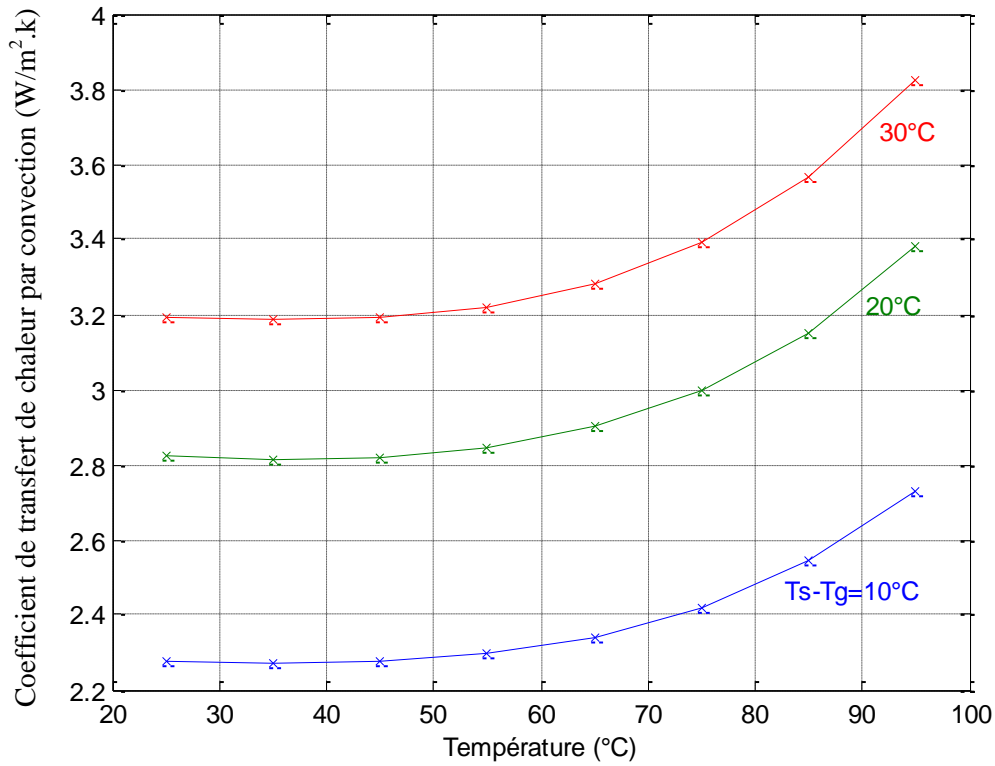


Figure IV.7- Variation du coefficient de transfert convectif en fonction de la température et à différents écarts ($T_s - T_g$)
RH=50%

Dans le cas de l'air sec ($RH=0\%$), la figure VI.8, permet de noter que pour un écart de température entre la saumure et la vitre, donné, le coefficient d'échange par convection diminue avec l'augmentation de la température moyenne de l'air. Cette influence est d'autant plus marquée que l'écart est important.

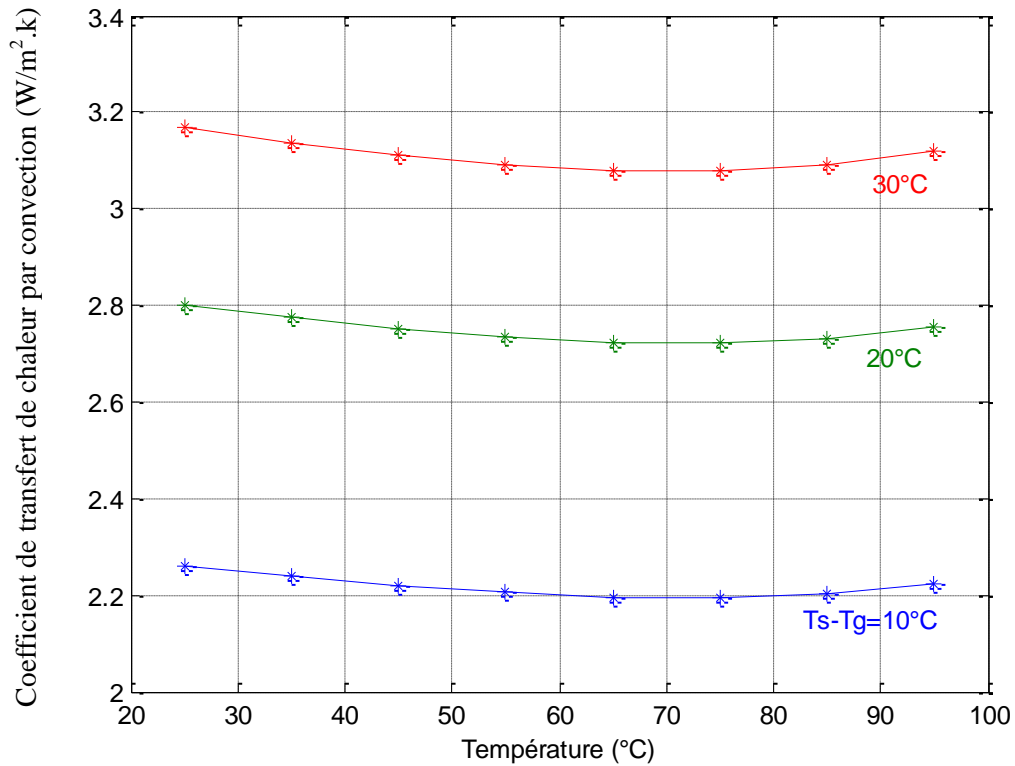


Figure IV.8- Variation du coefficient de transfert convectif en fonction de la température et à différents écarts ($T_s - T_g$)
 $RH=0\%$

Nous avons regroupé sur la figure IV.9, toutes les courbes de variation du coefficient d'échange convectif avec la température pour différent taux d'humidité relative RH , 0% (l'air sec), 50% (mélange d'air sec et de vapeur d'eau) et 100% (mélange saturé) et à divers écarts de température entre la saumure et la vitre ($T_s - T_g$) égaux à 10, 20 et 30°C. Nous pouvons remarquer que jusqu'à une température moyenne de 50°C, la variation du coefficient d'échange est quasi linéaire au delà l'effet est plus marqué.

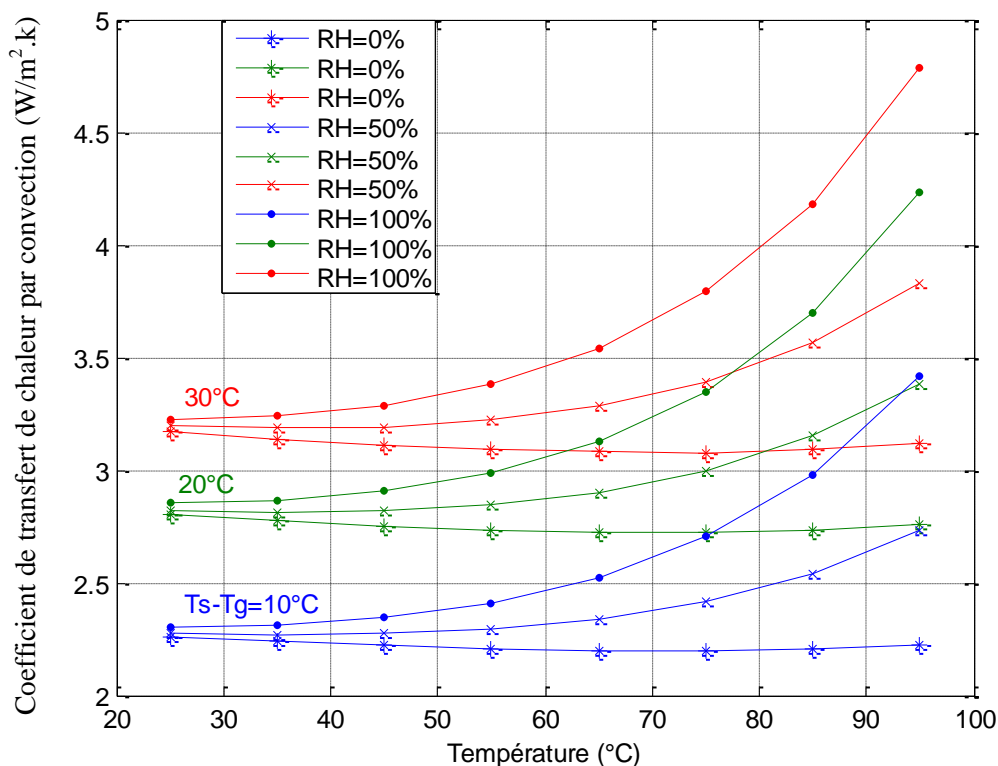


Figure IV.9- Variation du coefficient de transfert convectif en fonction de la température et à différents écarts ($T_s - T_g$)=10, 20, 30°C
 $RH=0, 50, 100\%$

La variation du rapport du coefficient d'évaporation (h_e), au coefficient de transfert par convection (h_{cv}) avec la température moyenne de l'air humide pour différents écarts de températures ($T_s - T_g$) et à divers taux d'humidité relative RH (Figure IV.10) est similaire à celle du coefficient de transfert convectif (figure IV.9).

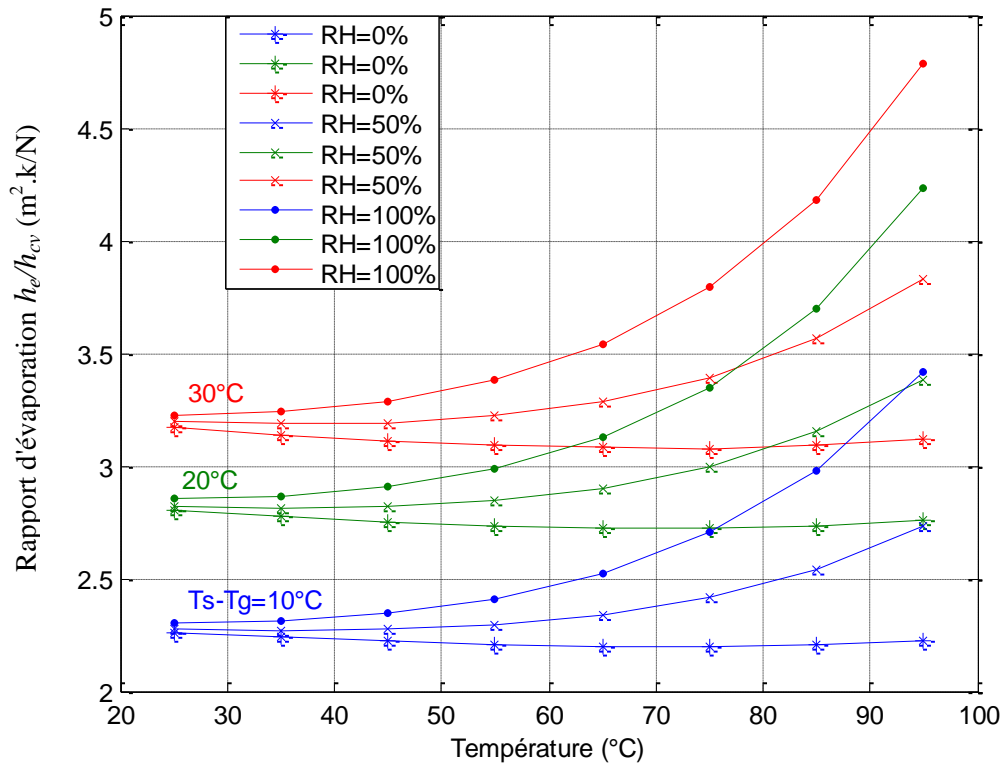


Figure IV.10- Variation du rapport d'évaporation avec la température et à différents écarts ($T_s - T_g$)=10, 20, 30°C
RH=0, 50, 100%

IV.2.2. Le débit massique du distillat

Le débit du distillat calculé à partir de l'expression (III.30) tenant compte de (III.15), est une fonction de densité, de viscosité, de diffusivité thermique et de conductivité thermique du mélange.

La figure IV.11 permet de remarquer qu'indépendamment du fait que le débit augmente dans tous les cas de figure avec la croissance de la température, il est d'autant plus important que l'écart de température entre l'eau et la vitre est plus élevé.

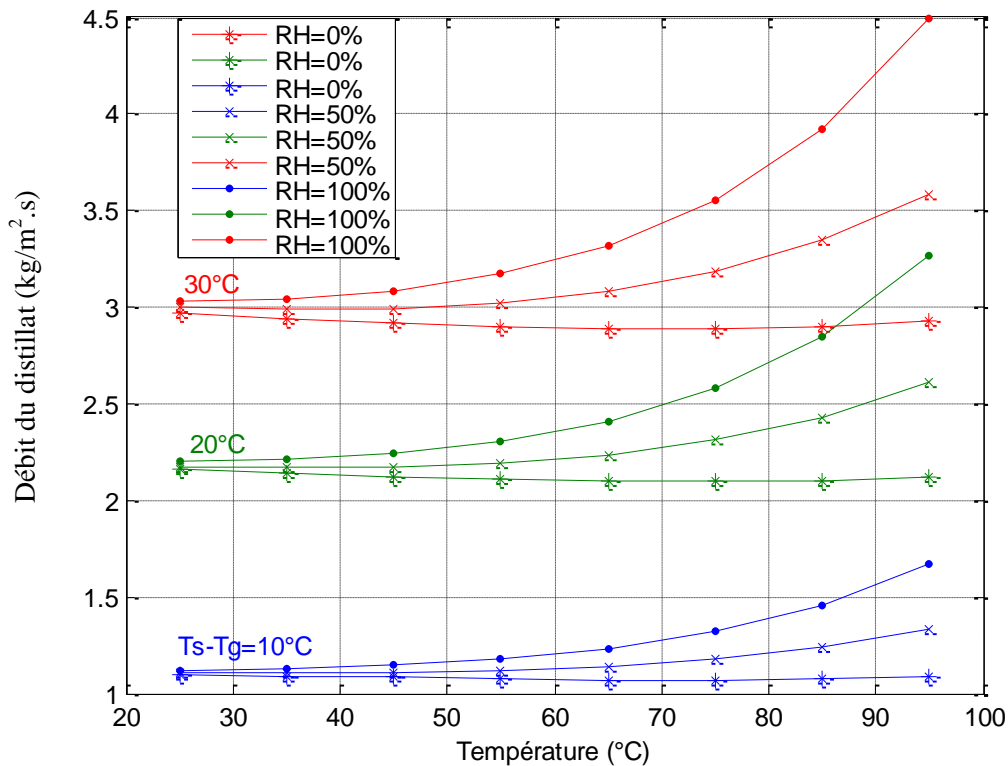


Figure IV.11- Variation du débit de distillat avec la température et à différents écarts ($T_s - T_g$)=10, 20, 30°C
RH=0, 50, 100%

IV.3.Validation.

IV.3.1. Données expérimentales

A fin de valider les résultats numériques obtenus dans le cadre de cette étude un ensemble de travaux expérimentaux mines par différents auteurs a été utilisé.

- ❖ **Shawaqfeh et Farid** [35] qui ont effectué des mesures à l'intérieur et l'extérieures d'un distillateur simple dont le vitrage est incliné d'un angle de 19° et sous une température ambiante variant de 26 à 60°C , la différence de température entre la saumure et de la surface de condensation s'étend entre 5 et 9°C .
- ❖ **Aggrawal et Tiwari** [35] qui ont étudiée l'influence d'une large gamme de températures sur le transfert de chaleur par convection dans un distillateur. Les valeurs rapportées sous forme de données graphiques ont été mesurées dans un distillateur solaire à simple pente avec un espacement entre la surface de saumure et la surface de condensation égale approximativement à 15 centimètres et correspondent à une température moyenne s'étendant entre 23 et 75°C et à des différences de la température allant environ de 2 à 12°C .
- ❖ Les travaux de **Voropoulos et al** [35] qui ont expérimente un distillateur solaire dont la gamme de température de fonctionnement est comprise entre 7°C et 36°C et une différence de température entre 3 et 15°C (entre la saumure et la surface de condensation).
- ❖ Les résultats expérimentaux de **Hongfei et al** [35] qui ont permis de déduire des corrélations de transfert de chaleur par convection pour la conception d'une cavité de volume relativement petit correspondant à un espacement de 0.06m , à une température moyenne de 37°C à 80°C . et à une différence de température de 6.5 à 15.5°C tel que la température de la saumure soit supérieure à 85.5°C

IV.3.2.Comparaison des résultats numériques et expérimentaux

La conformation des résultats numériques relatifs au débit massique avec ceux issus de l'expérience montrent à un bon accord (figure IV.13, IV.14 et IV.15) à l'exception des travaux de **Shawaqfeh et Farid** (figure IV.12).

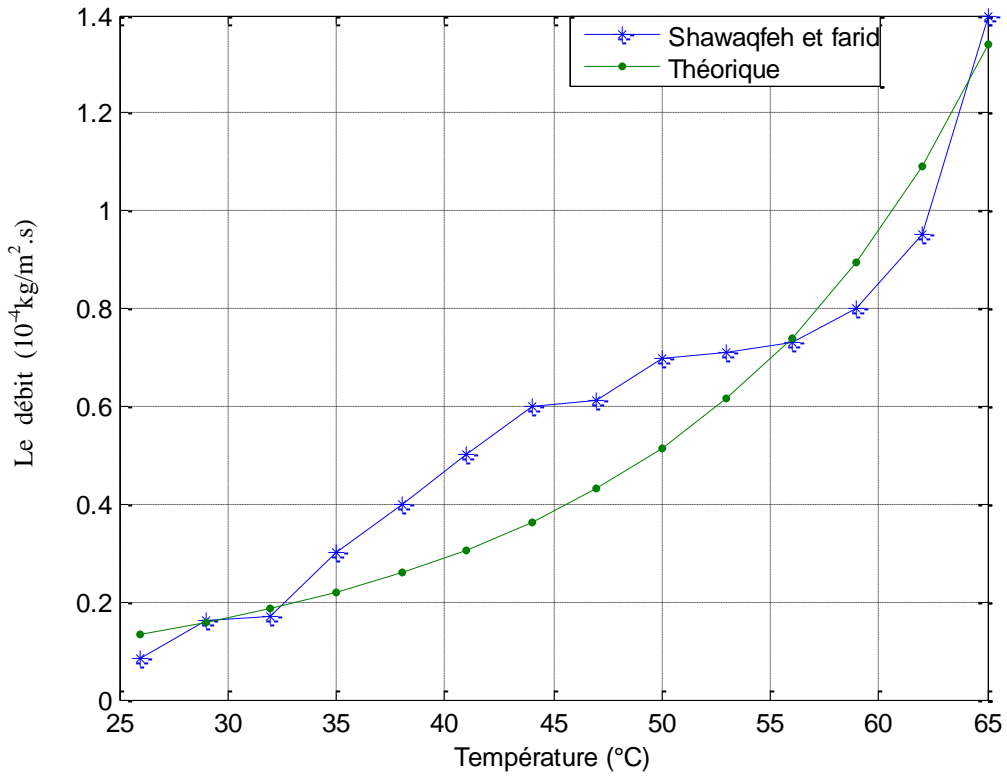


Figure IV.12- Comparaison entre le débit calculé et les données mesuré par Shawaqfeh et Farid

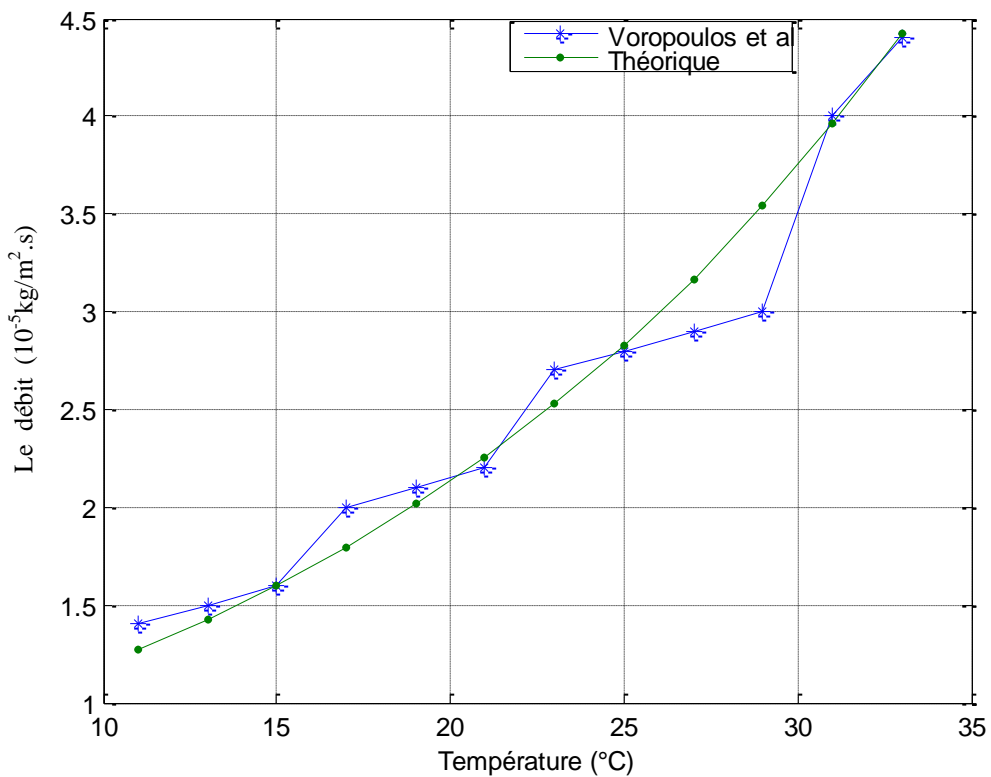


Figure IV.13- Comparaison entre le débit calculé et les données mesurées par Voropoulos et al

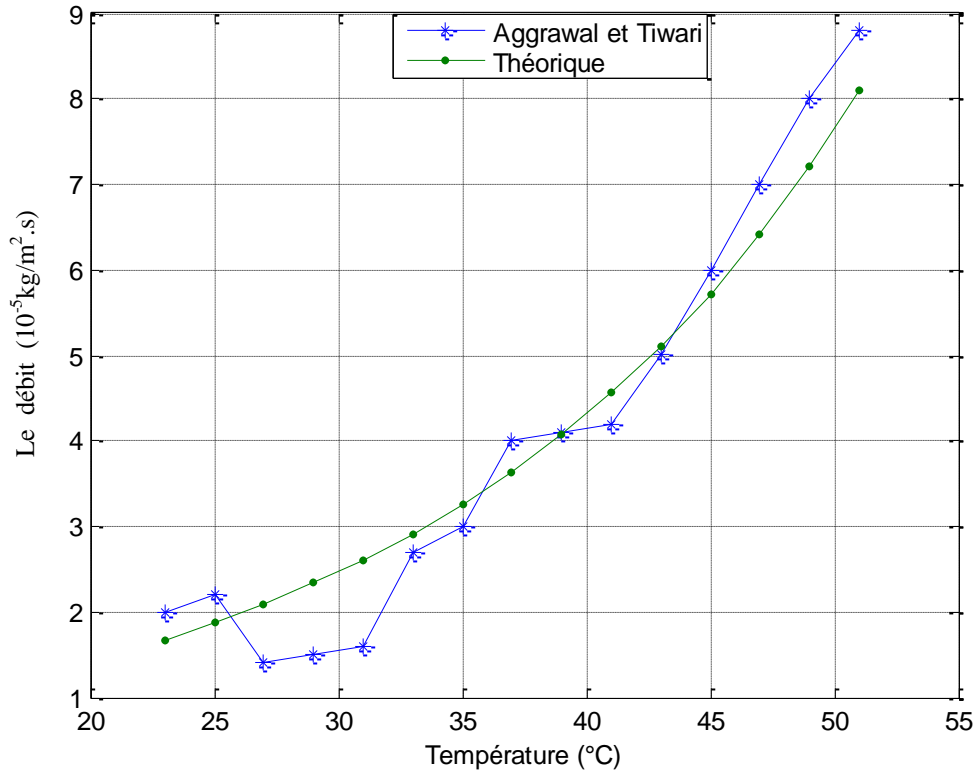


Figure IV.14- Comparaison entre le débit calculé et les données mesurées par Aggrawal et Tiwari

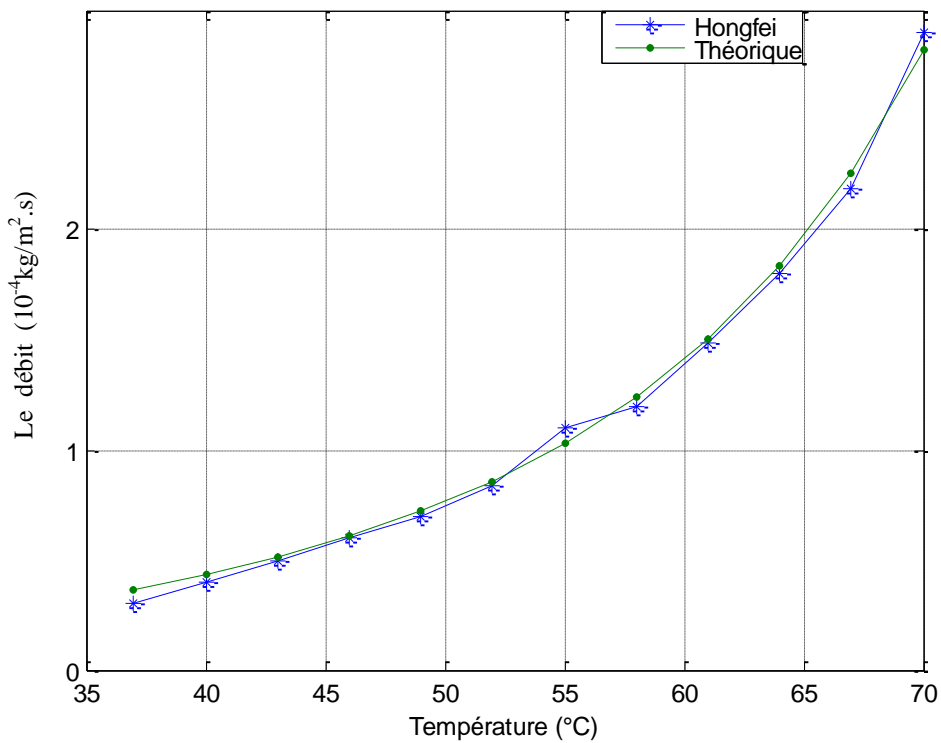


Figure IV.15- Comparaison entre le débit calculé et les données mesurées par Hongfei et al

IV.4. Cas d'un distillateur solaire à film capillaire.

Nous avons étudié les variations temporelles des puissances solaires absorbées, des températures du ciel, de l'ambiance, des différents composants du distillateur ainsi que les variations temporelles des efficacités interne et globale, du facteur de performance et des propriétés physique du distillateur à film capillaire.

IV.4.1. Puissances solaires absorbées

L'examen de la figure IV.16 montre clairement que les courbes de variation temporelle de la puissance solaire globale reçue par unité de surfaces, ainsi que les puissances absorbées par la vitre et par l'évaporateur atteignent leurs valeurs maximales entre 12^h00 et 14^h00. (Le 16 juillet a été choisi comme jour de calcul).

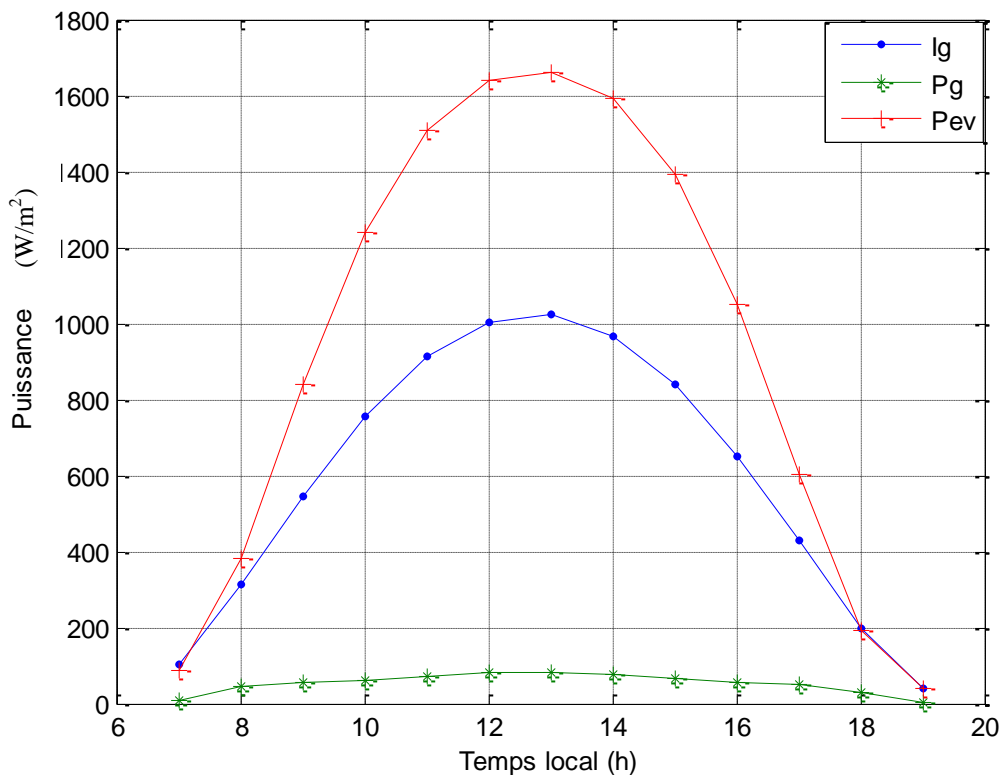


Figure IV.16-Evolution temporelle des puissances absorbées

IV.4.2. Les températures ambiante et du ciel

La température ambiante et celle du ciel qui en fait est liée à cette dernière atteignent des valeurs maximales entre 13^h00 et 14^h00 au moment où le flux solaire est le plus important (Figure IV.17) [47].

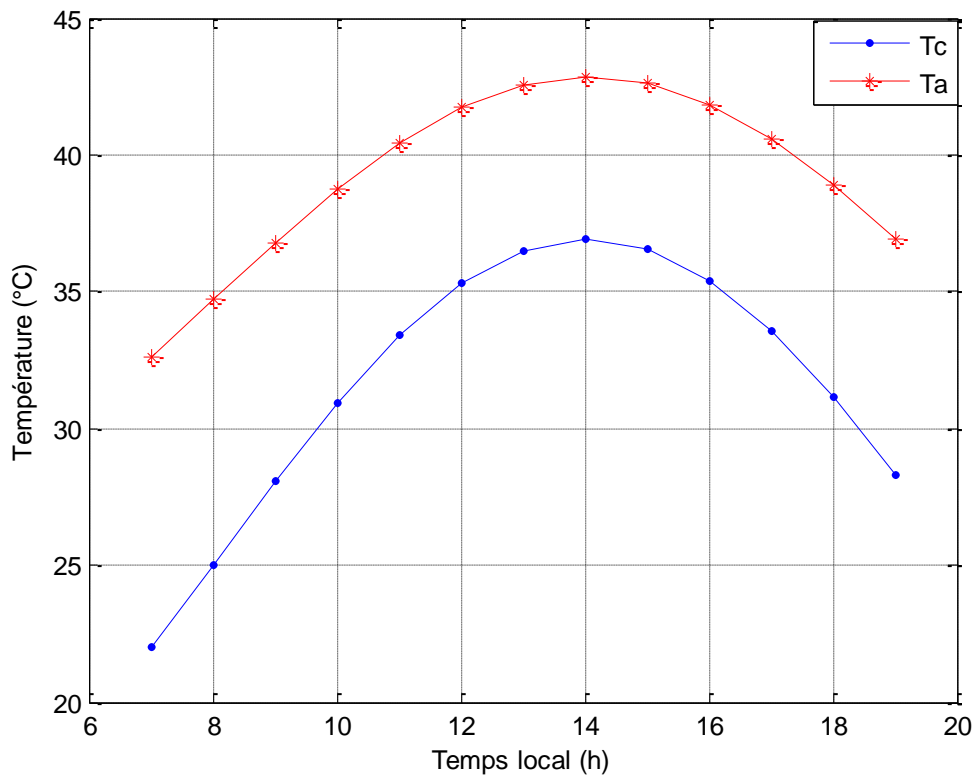


Figure IV.17-Variation temporelle des températures ambiante et du ciel

IV.4.3. Température de chaque composant

Il apparaît clairement sur la figure IV.18 que la température de l'évaporateur est la plus élevée, ceci est dû à la puissance absorbée par l'absorbeur – évaporateur qui est importante et qui est supérieure à celle absorbée par la vitre.

La température du condenseur est relativement faible, par rapport à celle de l'évaporateur, ce qui favorise la condensation de la vapeur d'eau.

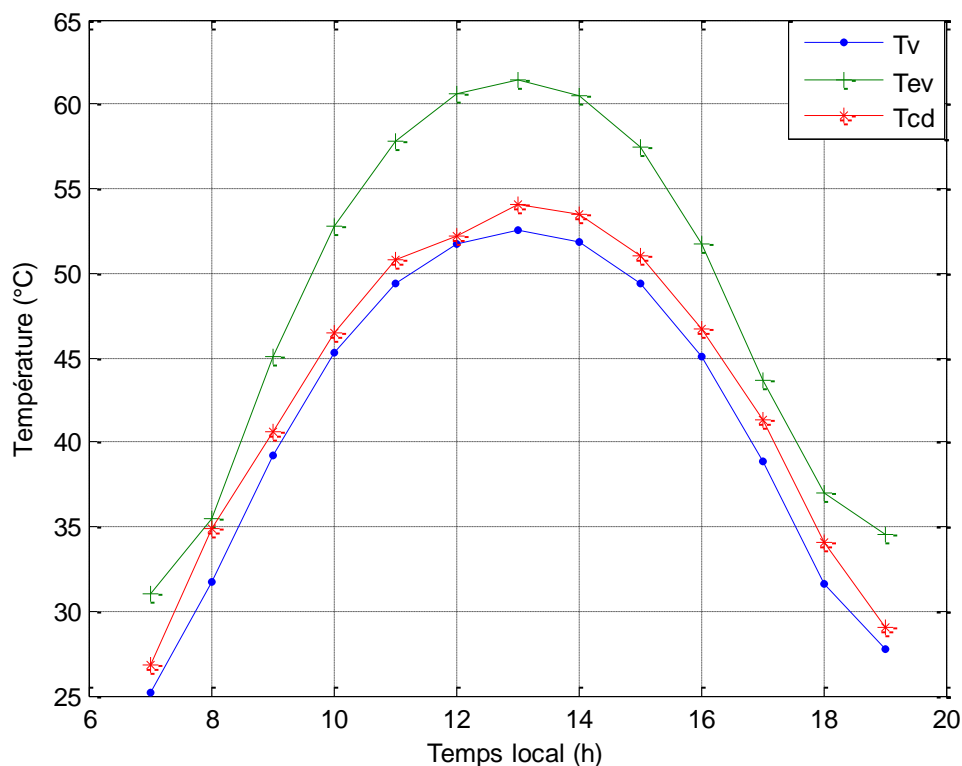


Figure IV.18-Variation temporelle des différentes températures du distillateur

IV.4.4. La production d'eau

La figure IV.19 montre que la production horaire de l'eau distillée, commence à être considérable des 9^h00 du matin. Elle atteint sa valeur maximale à 13^h00, quand la différence de la température entre l'évaporateur et le condenseur est la plus importante.

IV.4.5. Efficacités

Les variations des efficacités internes et globales sont représentées dans la figure IV.20. On remarque des valeurs maximales entre 11^h00 et 14^h00, nous rappelons que :

- L'efficacité globale représente le rapport entre la quantité de chaleur utilisée pour l'évaporation et le rayonnement global incident sur la vitre.
- l'efficacité interne représente le rapport entre la quantité de chaleur utilisée pour l'évaporation et la quantité de chaleur effectivement reçue par l'eau sur l'évaporateur-absorbeur.

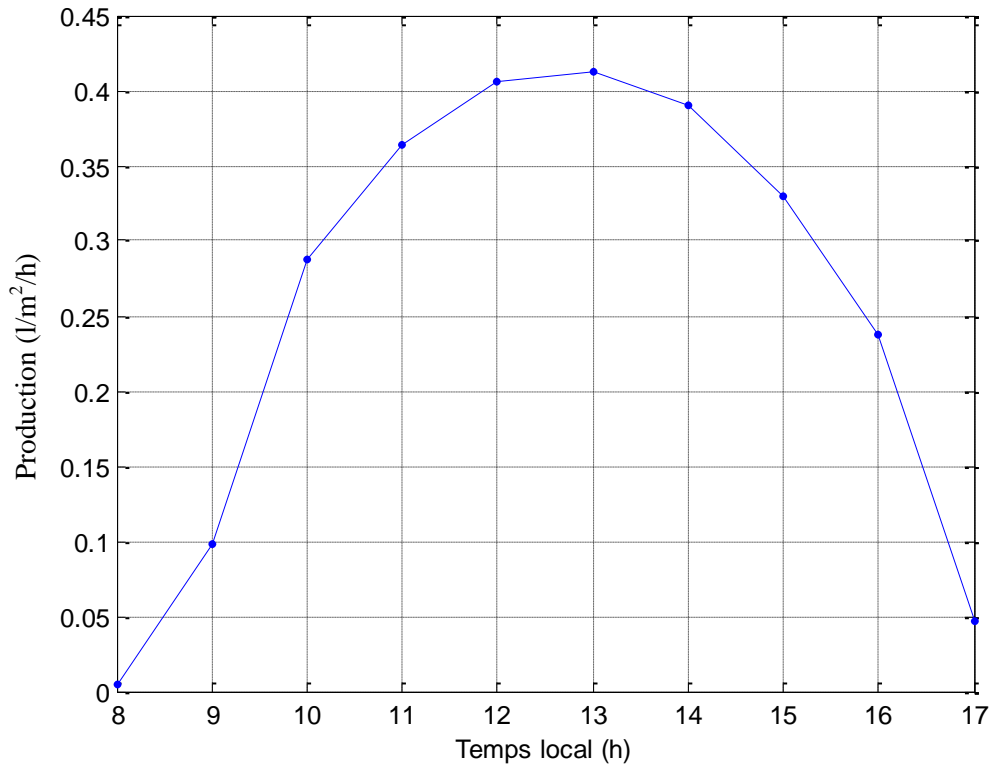


Figure IV.19- Variation temporelle de la production

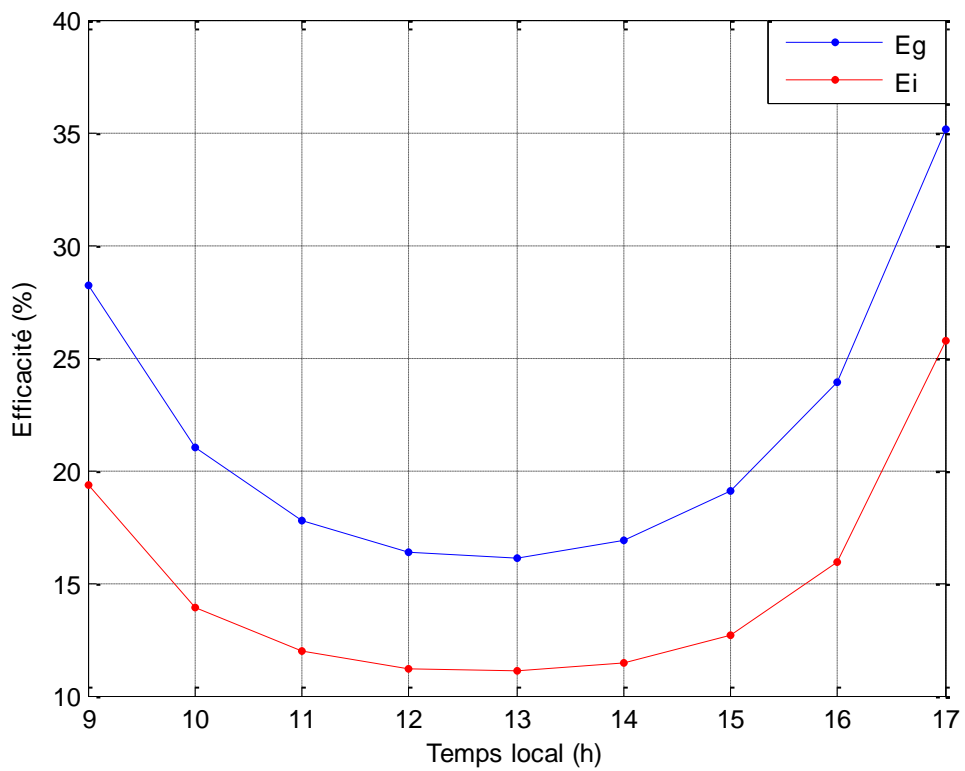


Figure IV.20-Variation temporelle des efficacités globale et interne

IV.4.6. Le facteur de performance

Le facteur de performance atteint une valeur maximale avant 11^h00 et après 13^h00.

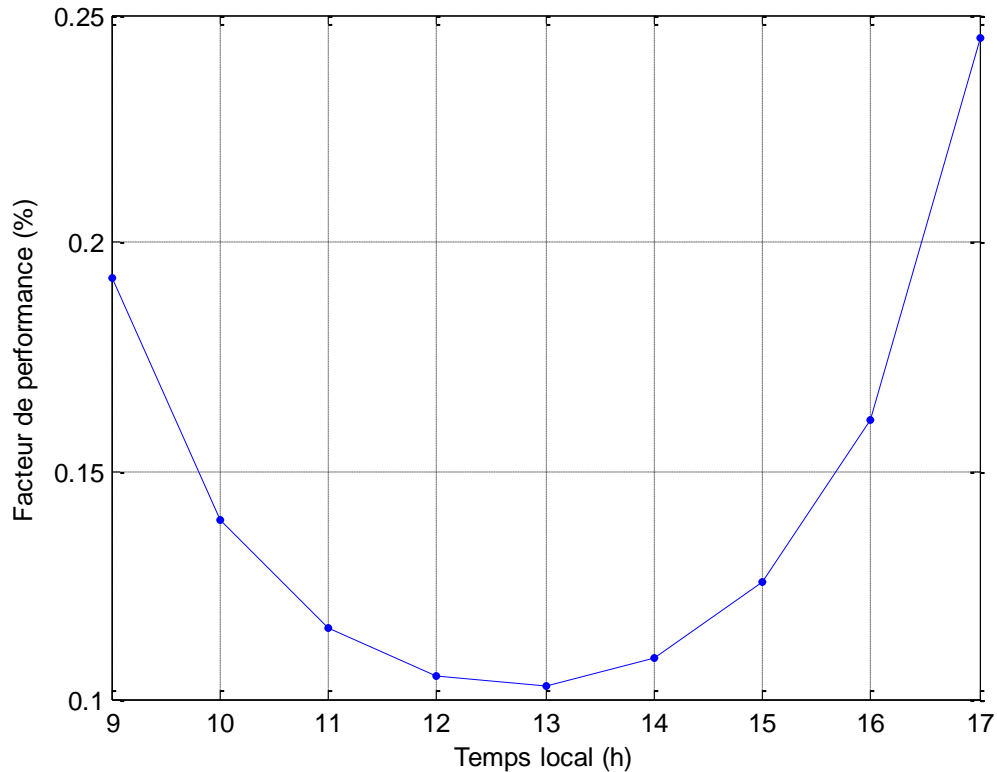


Figure IV.21- Variation temporelle du facteur de Performance (%)

IV.4.7. Variation des propriétés thermo physiques

IV.4.7.1. Masse volumique

La masse volumique de la saumure diminue lorsque la température de la saumure augmente, elle atteint une valeur minimale entre 11^h00 et 15^h00.

IV.4.7.2. Viscosité dynamique

La température de la saumure influe inversement sur la viscosité dynamique. Entre 12^h00 et 14^h00 les valeurs maximales de la température de la saumure correspondent à des valeurs minimales de la viscosité dynamique.

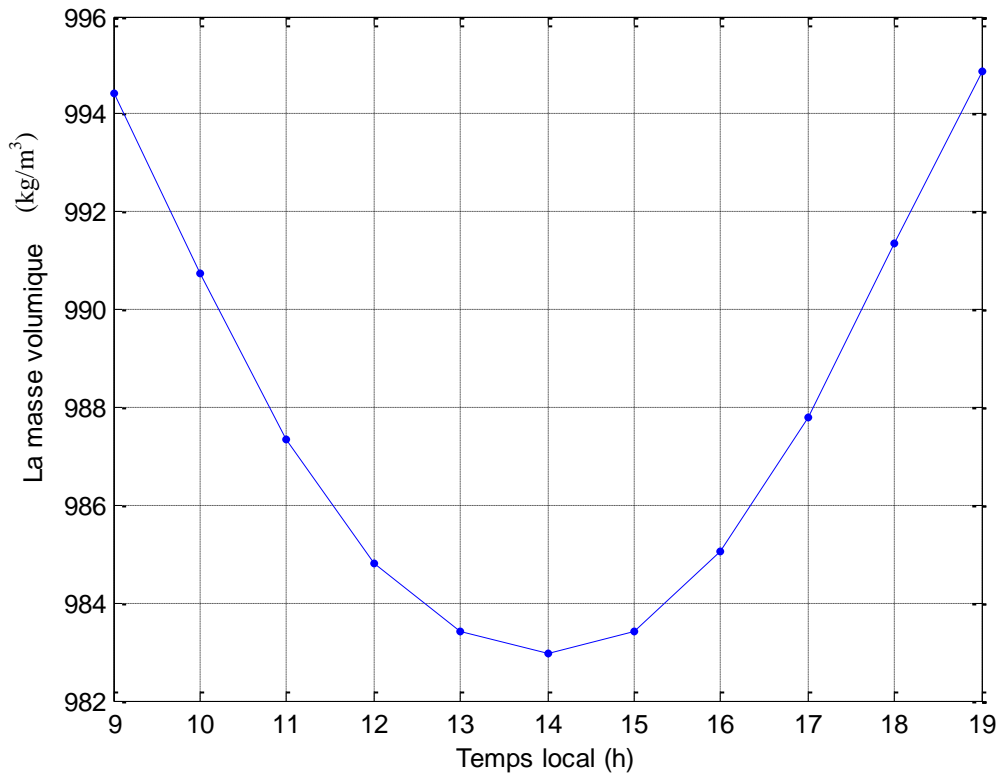


Figure IV.22-Variation temporelle de la masse volumique

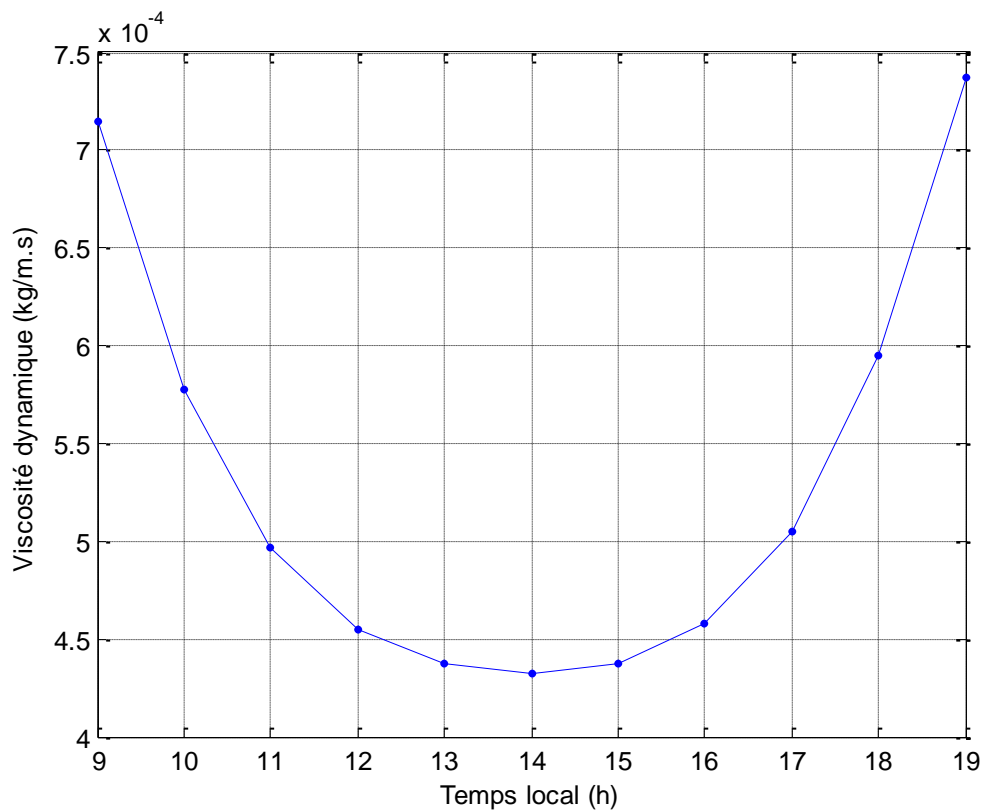


Figure IV.23-Variation temporelle de la viscosité dynamique

IV.4.7.3. Chaleur spécifique

La température de la saumure influence directement sur la chaleur spécifique.

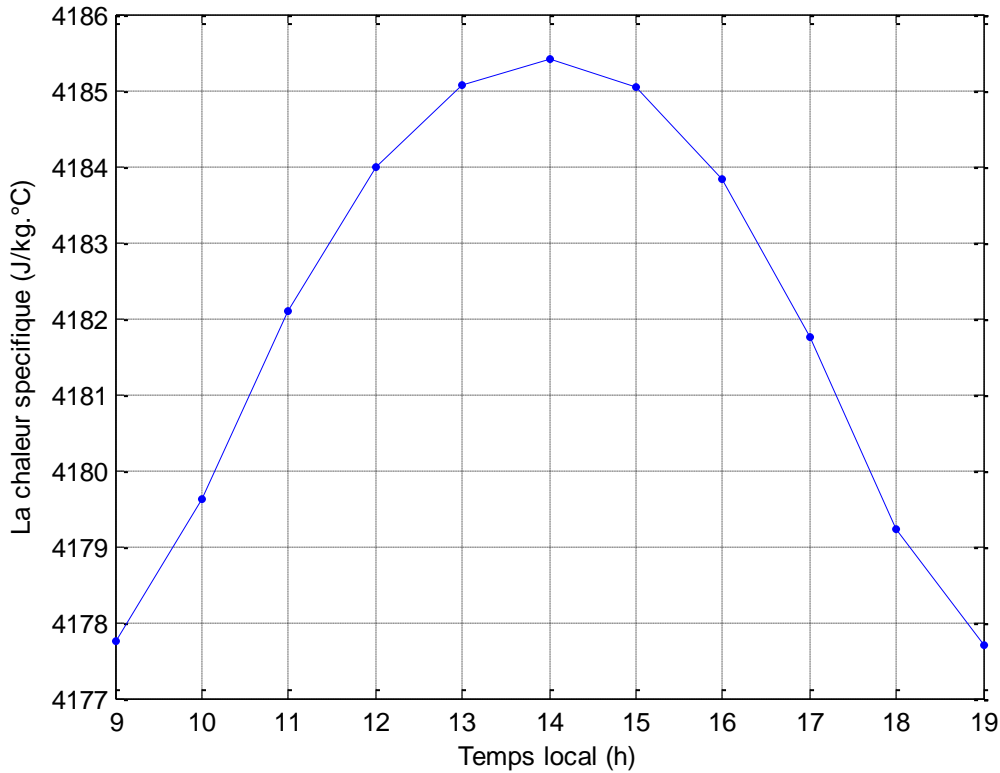


Figure IV.24-Variation temporelle de la chaleur spécifique

IV.4.7.4. Conductivité thermique

La figure IV.25 montre que la conductivité thermique de la saumure suit la même allure que la température de la saumure. Elle atteint une valeur maximale à 14^h00.

IV.4.7.5. Chaleur latente de vaporisation

La chaleur latente de vaporisation de la saumure diminue au fur et à mesure que sa température augmente.

On peut conclure que la température de la saumure influence inversement sur la chaleur latente de vaporisation. Elle atteint des valeurs minimales entre 11^h00 et 15^h00 (figure IV.26).

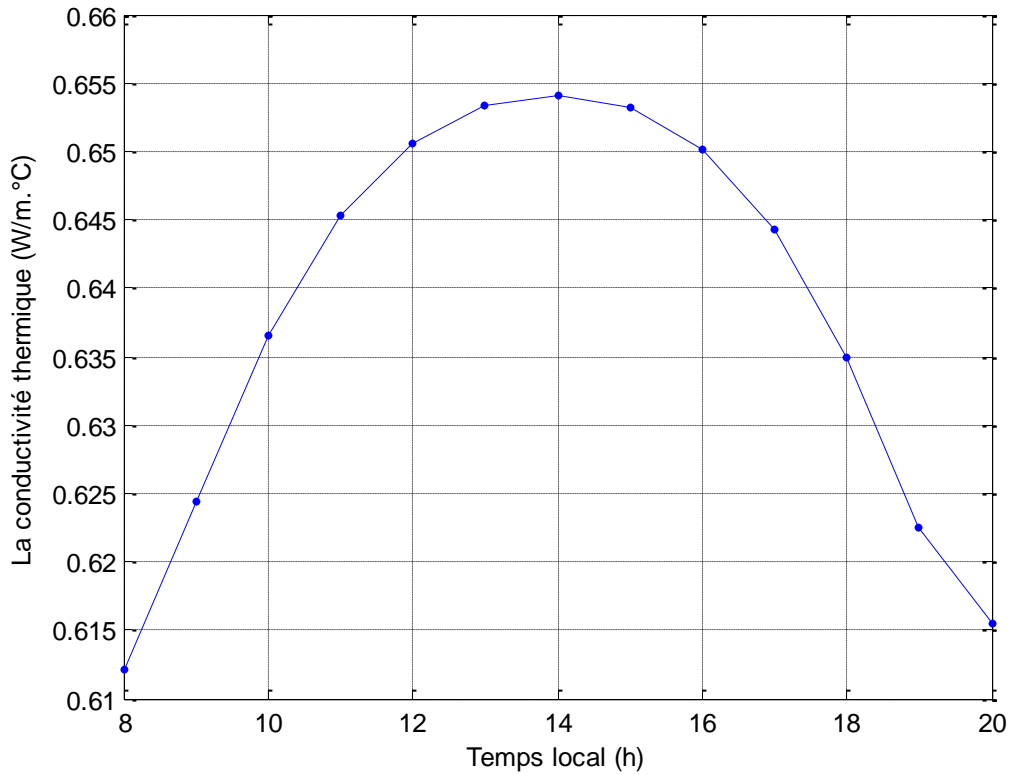


Figure IV.25-Variation temporelle de la conductivité thermique

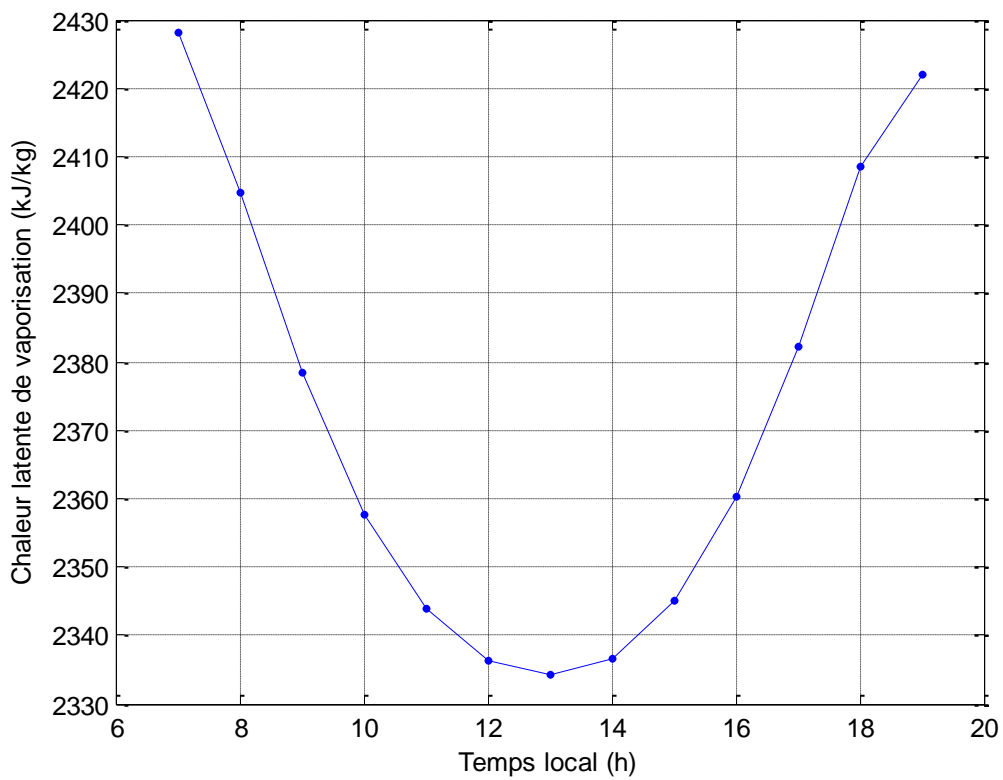


Figure IV.26-Variation temporelle de la chaleur latente de vaporisation

IV.4.8. Validation des résultats :

A fin de comparer les résultats théoriques aux mesures expérimentales obtenues à partir du Bouchkima. B, Legoff. B, Ouhes.R, Diboun.M, [21], sur la figure IV.27.

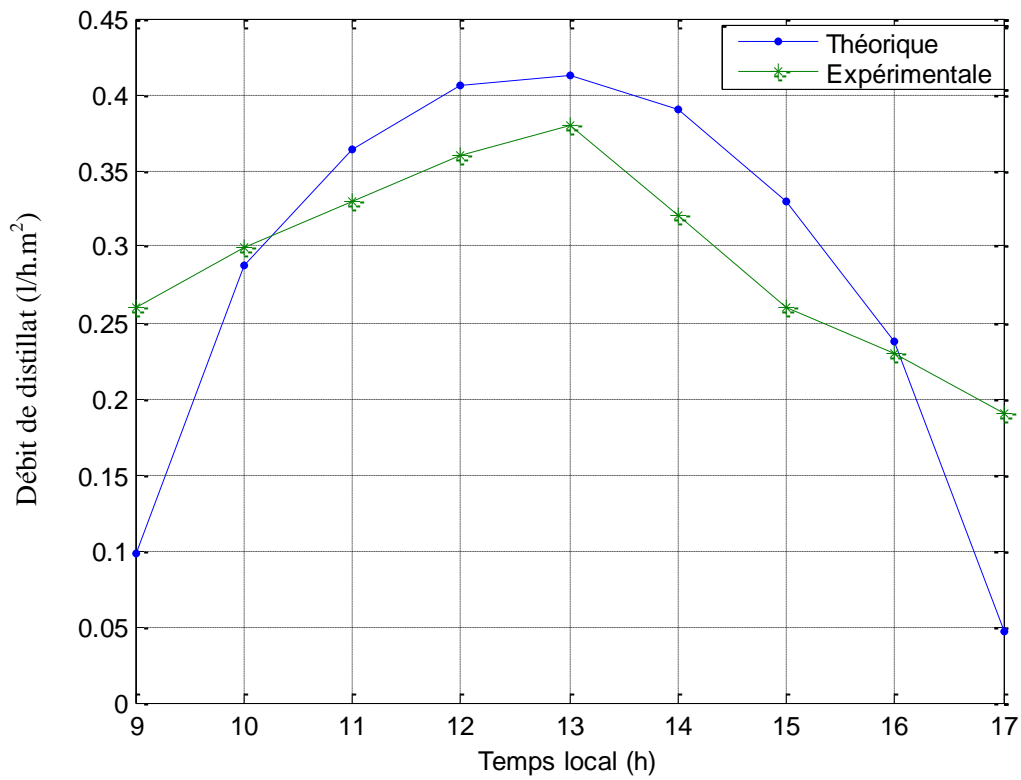


Figure IV.27-Variation horaire du débit de distillat



Conclusion

Conclusion

Le travail présenté dans ce mémoire concerne l'étude des transferts de chaleur et de masse à l'intérieur d'un distillateur solaire. Après une présentation succincte des différents types de distillateurs, nous avons rappelé, le principe de fonctionnement, les principaux paramètres influençant le système de distillation ainsi que les caractéristiques de fonctionnement puis notre intérêt a porté sur les phénomènes d'échanges énergétiques qui régissent le fonctionnement d'un distillateur solaire.

Nous avons établi les échanges thermiques au niveau de chaque partie du distillateur et le système d'équations résultant a été repris par la méthode de Range Kutta.

Les résultats obtenus ont permis de préciser l'effet de l'humidité relative, de l'écart de la température entre la saumure et la vitre sur le coefficient convectif et des paramètres thermophysiques (densité, viscosité, chaleur spécifique, conductivité thermique et diffusivité thermique) du distillateur solaire.

Il apparaît sans ambiguïté qu'aux faibles températures jusqu'à 50°C à 60°C, l'humidité relative a peu d'influence sur les propriétés thermo physiques de l'air humide, sur le coefficient d'échange par convection et sur la production. Au-delà de ces valeurs l'effet est d'autant plus important que l'on se rapproche de l'état de saturation. Il apparaît en particulier une augmentation du coefficient convectif et de la production avec l'écart de température entre la saumure (plan d'évaporation) et la vitre (surface de condensation).

En outre, les résultats obtenus, permettent de constater, que les courbes qui illustrent la variation temporelle des caractéristiques de fonctionnement des distillateurs (production, efficacités interne et globale) ont la forme d'une cloche, c'est la même allure que celle de la variation temporelle de l'irradiation solaire, ce qui permet de déduire que cette dernière est le paramètre le plus influant sur le fonctionnement d'un distillateur solaire. Par ailleurs, l'augmentation de la température ambiante conduit à un accroissement de la production et des efficacités globale et interne.

Il en résulte que la température de la saumure élevée donne un meilleur rendement, donc une chaleur spécifique et une conductivité thermique importantes et une masse volumique et viscosité dynamique réduites.

Il ressort de cette étude de nombreux observations sur lesquelles peuvent s'axer des travaux qui permettraient d'améliorer le rendement :

- ✓ Etude d'un système de refroidissement de la vitre.
- ✓ Modélisation et simulation d'un système de dessalement par voie solaire en considérant l'effet des sels dissouts sur les quantités de chaleur échangées par la saumure.
- ✓ Etude d'un système de stockage de l'énergie solaire.
- ✓ Introduction de nouveaux tissus efficaces, à coûts réduits qui permettraient d'augmenter l'évaporation.



Annexes

A.1. Rayonnement solaire

Cette partie est consacrée à l'étude du rayonnement solaire et ses composantes. Les définitions de quelques données astronomiques nécessaires pour cette étude seront également présentées.

Le soleil et les étoiles représentent les sources d'énergie radiative les plus puissantes, leur puissance étant estimée à environ $3,9.10^{20}$ Mw.

Même si la terre ne reçoit qu'un faible pourcentage de ce gigantesque flux, soit 1395 w/m^2 , la quantité d'énergie moyenne reçue pendant une année est largement supérieure à aux besoins actuels de consommation de notre planète (15000 fois), ainsi qu'aux réserves énergétiques fournies par les combustibles classiques.

Le soleil est une centrale nucléaire idéale, où se déroulent des réactions de fusion nucléaire qui assurent un rayonnement d'une permanence et d'une constance pratiquement infinies ; la réaction de combinaison de 4 protons d'hydrogène fait naître un noyau d'hélium engendrant une quantité gigantesque d'énergie.

Pour aborder les calculs concernant le rayonnement solaire d'une manière simplifiée, on considère que la surface du soleil est chaude et que son centre se comporte comme un corps absolument noir, ayant une température moyenne équivalente d'environ 5795 k.

A la limite supérieure de l'atmosphère terrestre, le rayonnement solaire est pratiquement constant néanmoins, les mesures faites enregistrent des déviations de l'ordre 3 à 5%.

Il faut retenir que la surface de la terre capte un flux égal à environ $800 \text{ à } 900 \text{ W/m}^2$. Ainsi le rayonnement solaire effectif sur la surface terrestre n'a pas une valeur constante. Cette grandeur dépend d'une multitude de facteurs ; la position géographique (latitude, altitude), la saison et la période diurne (l'état du ciel clair ou nuageux). Ainsi que la quantité de poussière, gaz carbonique (CO_2) et vapeur d'eau (H_2O) contenue dans l'atmosphère. Le rayonnement solaire est caractérisé par différentes grandeurs, essentiellement l'énergie totale envoyée par le soleil à la limite de l'atmosphère terrestre, appelée constante solaire et les diverses altérations et atténuations (aléatoires) du rayonnement solaire, durant la traversée de l'atmosphère terrestre [44].

A.1.1. La constante solaire

La constante solaire est définie comme étant l'énergie totale envoyée par le soleil à la limite de l'atmosphère terrestre sur une surface de 1 m^2 placée perpendiculairement à la direction du rayonnement. Elle est indépendante des conditions météorologiques, mais dépend de la distance terre- soleil [18] :

$$C^{te\text{ solaire}} = I_0 = \sigma \times T_s^4 \times \left(\frac{R_s}{D_{st}} \right)^2 \quad (\text{A.1})$$

Avec :

R_s : Le rayon du soleil

D_{st} : Distance terre- soleil

σ : Constante de Stephane- Boltzman : $2\pi^5 \cdot k^4 / 15 \cdot h^3 \cdot c^2 = 5,67 \cdot 10^{-8} \text{ w/m}^2 \text{ k}^4$

La distance terre- soleil variant au cours de l'année, la valeur moyenne de la constante solaire (I_0) est de l'ordre 1353 w/m^2 . Cette donnée est généralement corrigée par la relation suivante :

$$I_c = I_0 \times \left(1 + 0.033 \text{Cos} \frac{360}{365} \times d \right) \approx I_0 \times (1 + .034 \times \text{Cos}(m-1) + n) \quad (\text{A.2})$$

Ou encore en fonction de la déclinaison :

$$I_c(\delta) = I_0 \times \left(1 - \frac{\text{Sin}(\delta)}{11.7} \right) \quad (\text{A.3})$$

Où :

δ : La déclinaison ($^\circ$)

n : Numéro du jour dans le mois

m : Numéro du mois dans l'année

d : Numéro du jour dans l'année (tableau II.1)

Mois	jan	fév.	Mars	Avril	mai	Juin	juillet	août	sept	oct.	nov.	des
Numéro du 1 ^{ier} jour de chaque mois dans l'année	1	32	60	91	121	152	182	213	244	274	305	335

Tableau II.1-Le quantième du jour de l'année

A.1.2. Composantes du rayonnement solaire

Le rayonnement solaire subit un certain nombre d'altérations et d'atténuations aléatoires en traversant l'atmosphère réflexion sur les couches atmosphériques, absorption moléculaire, diffusion moléculaire et par les aérosols.

Au niveau du sol et à cause de la diffusion, une partie du rayonnement est diffuse, l'autre partie est directe. On écrit alors que le rayonnement global (I_G) est la somme du rayonnement direct (I_D) et du rayonnement diffus (I_d) ;

$$I_G = I_D + I_d \quad (\text{A.4})$$

A.1.2.1. Calcul du flux solaire direct reçu sur la vitre

Il est donné par la relation suivante [34] :

$$I_D = I_C \times a \times \exp[-b/\sin(h)] \times \cos(i) \quad (\text{A.5})$$

Avec :
$$I_C = I_0 \times [1 + 0.0034 \times \cos(30 \times (m-1) + n)] \quad (\text{A.6})$$

a et b : coefficients traduisant les troubles atmosphériques. Le tableau II.2 rassemble quelques valeurs de a et b.

	Ciel dégagé et très pur	Conditions normales	Zones industrielles
a	0.87	0.88	0.91
b	0.17	0.26	0.43

Tableau II.2 : valeurs des coefficients de trouble atmosphérique

$$\sin(h) = \cos(\delta) \times \cos(w) \times \cos(\phi) + \sin(\delta) \times \sin(\phi) \quad (\text{A.8})$$

h : étant la hauteur du soleil

w, δ , ϕ respectivement l'angle horaire, la déclinaison, et la latitude ($^\circ$).

$$\cos(i) = \cos(w) \times \cos(\delta) \times \cos(\phi - \beta) + \sin(\delta) \times \sin(\phi - \beta) \quad (\text{A.9})$$

β : l'inclinaison du plan considéré ($^\circ$).

A.1.2.2. Calcul du flux diffus reçu sur la vitre

Le flux diffus reçu par la vitre provient du flux diffus émis par la voûte céleste (φ_1) et de celui qui est émis par le sol (φ_2) [45].

Donc :
$$I_d = \varphi_1 + \varphi_2 \quad (\text{A.10})$$

φ_1 est φ_2 sont donnés par les relations:

$$\varphi_1 = \varphi_0 \times (1 + \cos(\beta)) / 2 \quad (\text{A.11})$$

$$\varphi_2 = \rho \times (I_0 \times \sin(h) + \varphi_0) \times (1 - \cos(\beta)) / 2 \quad (\text{A.12})$$

Avec :

$$\varphi_0 = I_C \times \sin(h) \times [0.271 - 0.2939 \times \exp(-b / \sin(h))] \quad (\text{A.13})$$

ρ : L'albédo du sol qui dépend de sa nature (tableau II.3)

Nature Du sol	Neige fraîche	Neige ancienne	Sol rocheux	Sol cultivé	forêt	Etendue d'eau
Valeur de ρ	0.8-0.9	0.5-0.7	0.15-0.25	0.07-0.14	0.06-0.2	0.05

Tableau II.3. Valeurs de l'albédo du sol ρ

A.1.2.3. Direction des rayons solaires par rapport à un plan

Soit un plan quelconque sur la terre à un instant quelconque, repérons sa position par les deux angles α et β tels que :

β : Angle entre le plan horizontal et le plan considéré (inclinaison) :

$\beta > 0$ Si le plan est en face de l'équateur

$\beta = 0$ Pour un plan horizontal

$\beta = 90^\circ$ Pour un plan vertical

α : Angle entre le méridien local et la normale au plan

$\alpha = 0$ Vers le sud

$\alpha < 0$ Vers l'est

$\alpha > 0$ Vers l'ouest

$\alpha = \pi$ Vers le nord

Soit (i) l'angle entre le rayon incident et la normale au plan considéré.

Pour une surface orientée vers le sud et inclinée d'un angle β sur l'horizontale, la valeur de (i) est donnée par la relation suivante [45], [46] :

$$\cos(i) = \cos(w) \times \cos(\delta) \times \cos(\phi - \beta) + \sin(\delta) \times \sin(\phi - \beta) \quad (\text{A.14})$$

Cas particuliers

*Le plan horizontal ($\beta = 0$)

$$\cos(i) = \cos(w) \times \cos(\delta) \times \cos(\phi) + \sin(\delta) \times \sin(\phi) \quad (\text{A.15})$$

*le plan est vertical

-Orienté vers le sud ($\beta = 90^\circ$)

$$\cos(i) = \cos(w) \times \cos(\delta) \times \sin(\phi) - \cos(\phi) \times \sin(\delta) \quad (\text{A.16})$$

-Orienté vers le nord

$$\cos(i) = \sin(\delta) \times \cos(\phi) - \sin(\phi) \times \cos(\delta) \times \sin(\phi) \quad (\text{A.17})$$

-Orienté vers l'est

$$\cos(i) = -\sin(w) \times \cos(\delta) \quad (\text{A.18})$$

-Orienté vers l'ouest

$$\cos(i) = \sin(w) \times \cos(\delta) \quad (\text{A.19})$$

A.1.3.les temps solaires**A.1.3.1.Le temps solaire vrai (TSV)**

$$TSV = 12 + w_H / 15 \quad (\text{A.20})$$

$TSV = 12^h$ si $w = 0^\circ$

w_H est compté positivement l'après midi.

A.1.3.2.Le temps solaire moyen (TSM)

Le temps solaire moyen diffère peu du temps solaire vrai, cette différence définit l'équation du temps et :

$$Et = TSV - TSM \quad (\text{A.21})$$

"Et" étant la correction du TSV par rapport au TSM; cette correction varie de 14 minutes (11février) à -16 minutes (3novembre)

$$Et = 9.87 \sin(2N) - 7.53 \cos(N) \quad (\text{A.22})$$

$$N = (d - 81) \times 360 / 365 \quad (\text{A.23})$$

Ou d est le quantième du jour de l'année (Tableau II.1)

A.1.3.3. Le temps universel (TU)

Il est donné par la relation :

$$TU = TSM \pm L/15 \quad (\text{A.24})$$

(+) pour longitudes Est, (-) pour longitudes Ouest

Le temps universel se calcule finalement par la formule :

$$TU = TSV + ET \pm L/15 \quad (\text{A.25})$$

A.1.3.4. Le temps légal (TL)

C'est le temps officiel de l'état, lié au TU par une différence fixe, exprimé en un nombre entier d'heures qui dépend de la longitude et des coutumes de chaque pays.

$$TL = TU + \Delta H \quad (\text{A.26})$$

ΔH Étant le décalage horaire entre le méridien de Greenwich et l'état considéré, ($\Delta H = 1$ heure pour l'Algérie).

B. Caractéristiques thermophysiques de l'eau**B.1. Conductivité thermique:** $[W / m^{\circ}C]$

$$k = 0.5692 + 0.1858 \times 10^{-2} \times T_f - 0.7499 \times 10^{-5} \times T_f^2 \quad (\text{B.1})$$

B.2. Capacité calorifique: $[j / Kg^{\circ}C]$

$$C_p = 4216.664 - 3.165 \times T_f + 0.886 \times 10^{-1} \times T_f^2 - 0.101 \times 10^{-2} \times T_f^3 + 0.445 \times 10^{-5} \times T_f^4 \quad (\text{B.2})$$

B.3. Chaleur latente de vaporisation: $[Kj / Kg]$

Une valeur empirique donne avec une très bonne approximation la valeur de la chaleur latente de vaporisation pour: $0^{\circ}C < T < 200^{\circ}C$:

$$L_v = 2500 - 2.5 \times T_f \quad (\text{B.3})$$

B.4. Viscosité dynamique : $[Kg / m.s]$

$$y = 5.449 - 0.1067 \times T_f + 7.325 \times 10^{-4} \times T_f^2 \quad (\text{B.4})$$

B.5. Viscosité cinématique: $[m^2 / s]$

$$\nu = \begin{cases} 3.65 \times T_f + 1.788 \times 10^{-6} & T_f \in [0, 20^{\circ}C] \\ 1.725 \times (T_f - 20) + 1.006 \times 10^{-6} & T_f \in [20, 40^{\circ}C] \\ 0.875 \times (T_f - 40) + 0.568 \times 10^{-6} & T_f \in [40, 60^{\circ}C] \\ 0.587 \times (T_f - 60) + 0.478 \times 10^{-6} & T_f \in [60, 80^{\circ}C] \end{cases} \quad (\text{B.5})$$

C. Méthode de RANGE – KUTTA

La méthode de Range – Kutta du quatrième ordre est précisée à la limite de quatrième ordre dans l'expression de la série du Taylor, et par conséquent, l'erreur de troncation locale est $O(h^5)$ ou h est le pas de calcul.

La méthode du quatrième ordre de Runge – Kutta est la plus utilisée. Il y a plusieurs versions de la méthode et ce qui suit est utilisé généralement dans la pratique :

$$y_i = y_i + \frac{h}{6}(k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) \quad (\text{C.1})$$

Avec :

$$k_1 = f(x_i, y_i) \quad (\text{C.2})$$

$$k_2 = f\left(x_i + \frac{1}{2}h, y_i + \frac{1}{2}h.k_1\right) \quad (\text{C.3})$$

$$k_3 = f\left(x_i + \frac{1}{2}h, y_i + \frac{1}{2}h.k\right) \quad (\text{C.4})$$

$$k_4 = f(x_i + h, y_i + h.k_3) \quad (\text{C.5})$$



Références bibliographiques

Références Bibliographiques

- [1] Michard. G "**chimie des eaux naturelles, principes de géochimie des eaux**", Université Denis Diderot (paris7), édition publisud, 6-7, **1985**.
- [2] Ragon. A "**L'eau et la Santé dans les Etablissements de Soins**", Laboratoire de Contrôle des Eaux (LCE), Assistance Publique Hôpitaux de Marseille, France, **avril 2004**.
- [3] Tripathi. R, Tiwari, G.N. "**Performance Evaluation of a Solar Still by Using the Concept of Solar Fractionation**", Desalination, 169, 69-80, **2004**.
- [4] Kettab. B, "**les ressources en eau en Algérie: strategies, enjeux et vision**", Desalination, 136, 25-33, **2001**.
- [5] Maurel. A "**Dessalement de l'Eau de Mer et des Eaux Saumâtres**", Technique & Documentation, Paris, France, 226, **2001**.
- [6] Benoit. P, "**le dessalement de l'eau de mer et des eaux saumâtres: Les techniques d'hier et d'aujourd'hui, contexte économique et perspectives**", février **1998**.
- [7] Khedim. A, Schwarzer. K, Faber. C, Müller.C, "**Production décentralisée de l'eau potable à l'énergie solaire**", Desalination 168, 13-20, **2004**.
- [8] Nisan. S "**Dessalement nucléaire: une source alternative pour la production d'eau et d'électricité à bas coût**", CEA (Commissariat à l'énergie atomique), Département d'études des réacteurs (DER), France, **2007**.
- [9] Galus. C "**les techniques de dessalement de l'eau de mer prennent de l'essor**" extrait du monde, 23, **2000**.

- [10] Sidem **"fresh water through desalination"**, Paris, 27, **Mai 1997**.
- [11] Tchinda. R, Kaptouom. E, **"Simulation numérique des performances d'un distillateur solaire fonctionnant en mode indirect"**, African Journal of Science and Technology (AJST) Science and Engineering Series Vol. 5, No. 1, 79 – 91, **2004**.
- [12] Maurel .A **"Desalination of sea water and brackish water, Saint Paul Lez Durance"**, CEA, 14, **Mai 1990**.
- [13] Bernard. R, Merguy. G, Schwartz. M, **"Le rayonnement solaire: conversion thermique et application"**, Technique et documentation, deuxième édition, **1980**.
- [14] Association des retraités du groupe CEA, groupe argumentaire sur le nucléaire, **"Dessalement et réacteurs nucléaires"**, Fiche N°32, 1-4, **Février 2008**.
- [15] Tleimat. B.W **"Solar distillation: the state of the art, Sea water conversion"**, laboratory, Richmond, U.S.A, **1990**
- [16] Sow. S, Fama. G.D, Maré.T, Mamadou. A **"caractérisation des procédés de dessalement à multiples effets, par l'approche thermodynamique. Modélisation et simulation"**, RES, 4, **2007**.
- [17] Maria. T **"Solar stills, Research Division College Of Engineering"**, New York University, **1998**.
- [18] Boukerzaza. N **"Etude de l'effet des pertes thermiques sur les caractéristiques de fonctionnement d'un distillateur solaire"**, Thèse magister, Université mentouri de Constantine, **2005**.
- [19] Sadi. A **"le dessalement solaire – considerations techniques "** Rev Energie Ren, chemss , 91-97, **2000**.

- [20] Khedim. A **"Mesure et Caractérisation Thermodynamique d'un Nouveau Système Solaire de Dessalement de l'Eau de Mer avec Récupération de Chaleur"**, Rev. Energ. Ren : 11èmes Journées Internationales de Thermique, 1-12, **2003**.
- [21] Bouchkima. B, Legoff. B, Ouhe.R, Diboun.M, **"Etude théorique et application pratique du distillateur solaire à film capillaire"**, Rev. Energ. Ren : 11èmes Journées Internationales de Thermique, **Juillet 1999**.
- [22] Conférence des Nations Unies sur les Sources Nouvelles d'Energie Californie, **1979**.
- [23] Rheinlander. J **"Numerical calculation of heat and mass transfer in solar stills"**. *Solar Energy*", 28(2), 173-179, **1982**.
- [24] Malik. M.A.S, Tiwari. G.N, Kumar. A, Sodha. M.S, **"Solar Distillation"**, Pergamon Press, oxford, NY, **1982**.
- [25] Kumar. S, Tiwari. G.N., **"Estimation of convective mass transfer in solar distillation systems"**, *Solar Energy* 57 (6), 459-464, **1996**.
- [26] Tiwari. GN, **"Simulation of convective mass transfer in a solar distillation process"**. *Energy convers. Manage.* 38(8), 761-770, **1997**.
- [27] Aggrawal. S, Tiwari. G.N, **"Convective mass Transfer in double condensing chamber and a conventional solar still"**. *Desalination* 115,181-188, **1998**
- [28] Tiwari. G.N, Shukla. S.K, Singth.I.P. **"Computer modeling of passive/active solar stills by using inner glass temperature"**. *Desalination*, 154, 171-185, **2003**
- [29] Tripathy. R, Tiwari. G.N, **"Effect of water depth on internal heat and mass transfer for active solar distillation"**, *Desalination* 173, 187-200, **2005**.

- [30] Tripathy. R, Tiwari. G.N, "**Performance evaluation of a solar still by using the concept of solar fractionation**". Desalination 169, 69-80, **2004**.
- [31] Tripathy.R, Tiwari.G.N, "**Thermal modeling of passive and active solar stills for different depths of water by using the concept of solar fraction**", Solar Energy 80, 956-967, **2006**.
- [32] Tiwari. A.k, Tiwari. G.N, "**Effect of the condensing covers slope on internal heat and mass transfer in distillation: an indoor simulation**", Desalination 180, 73-88, **2007**
- [33] Tsilingiris. P.T "**Thermophysical and transport properties of humid air at temperature range between 0 and 100 °C**". Energy convers. Manage.49, 1098-1110, **2008**.
- [34] Tsilingiris. P.T "**The influence of binary mixture thermo physical properties in the analysis of heat and mass transfer processes in solar distillation systems**", Solar Energy 81, 1482-1491,**2007**
- [35] Tsilingiris. P.T "**Analysis of the heat and mass transfer processes in solar still-The validation of a model** ", ELSEVIER, Solar Energy 83, 420-431, **2009**.
- [36] Sacadura "**Initiation aux transferts thermiques**" Technique et documentation, Paris, 4^e tirage **1993**
- [37] Cycle-Gomela "**La soif du monde et le dessalement des eaux**", P.U.F, **1966**
- [38] Jannot. Y "**Transferts Thermiques**", paris,143, **2003**.
- [39] Inaba.H "**Experimental study of natural convection in an inclined air layer**", Int.j. Heat mass Tran. P1127-1139, 27 (8), **1984**.
- [40] Jakob. M, "**Heat Transfer**", Vol.1 Willey, New York, **1949**.

- [41] Churichill. S.W, "**Free convection in layers and enclosures**", heat Exchanger, Design Handbook, Fluid Mech. Heat Tran., 1-25, **1983**.
- [42] Kreith .F" **Transmission de la chaleur et thermodynamique**", 484-488, **1967**.
- [43] M.H. Kerrouche, C. Kerssi, O. Belleche & A. Hamid, "**Etude comparative entre deux distillateurs solaires l'un type cascade l'autre chapelle**", revue internationale d'héliotechnique, **2000**.
- [44] Salhi. F "**Etude de la convection naturelle par la méthode des différences finies. Application à la plaque plane**", Thèse magister, Université de Tébessa, Algérie, **2004**.
- [45] Daguant. M "**les séchoirs solaires, Théorie et pratique**", Unisco, Paris, 191-215,**1985**.
- [46] Delorme. C "**Gisement solaire, tome 2**", cours de troisième cycle, groupement de développement de la télédétection aérospatiale, Toulouse, 146-157,**1987**.

Study of heat transfer and mass inside a desalination system using solar energy

Abstract

Salted water occupies the greatest part in the world, but we are not using all of it because of its saline character. In addition, there is an excessive consumption of energy in most systems of desalination which leads to generating gases that cause global warming. Besides, in certain countries of the world this energy is not available in great quantity.

Distillation is an operation which transforms, by heating, the sea water or brackish water into vapor. Through condensation, this vapor gives water of great purity. Among the various processes, solar distillation is an interesting solution in the isolated areas.

The objective of our work is to study the transfers of heat and mass in a solar distillatory. Thus, we studied the evaluation of the thermophysical properties and the effect of the properties of humid air - as binary mixture of water vapor and dry air - on the coefficient of transfer of heat by convection and the evaporative ratio of thermal coefficient of transfer and the flow of the distillate. In addition to these theoretical results. We have replicated previous experimental investigations. We have also established equations governing the operation of a solar distiller with capillary film, in the resolution based on the numerical approach based on the method of Range-Kutta. The results obtained show that the effect of relative humidity and the differences in temperature between the pan and brine on the convective coefficient and thermo physical parameters of solar distiller.

Key words: humid air, thermophysical properties, Production, Efficiency

دراسة التحولات الحرارية و الكتلية داخل نظام التقطير الشمسي

ملخص

تحتل المياه المالحة أكبر مساحة في العالم لكن لا نستطيع استخدامها بسبب خاصية الملوحة و في معظم الأنظمة المستخدمة في عملية تحليه المياه إفراط كبير للطاقة مما يؤدي إلى انبعاث الغازات الدفينة, و في بعض بلدان العالم هذه الطاقة غير متوفرة بكميات كبيرة. حيث تعتبر التقطير هو عملية تحويل المياه المالحة و مياه البحر الى مياه ذات نقاوة عالية عن طريق التسخين و التكثيف , و من أهم الأنظمة المستخدمة نجد التقطير الشمسي الذي يعتبر الأنجع بالنسبة للمناطق النائية.

الهدف من عملنا هذا هو دراسة التحولات الحرارية و الكتلية داخل نظام التقطير الشمسي حيث قمنا بدراسة تغيرات الخواص الفيزيائية الحرارية و تأثير خواص الهواء الرطب الذي نعتبره مزيج ثنائي من بخار الماء و الهواء الجاف على معامل نقل الحرارة بواسطة الحمل الحراري و معامل نسبة التبخر و دفع الماء المقطر. و بالإضافة إلى هذه النتائج النظرية قمنا بتحقيقات تجريبية سابقة كما وضعنا المعادلات التي تحكم عمل نظام المقطر الشمسي ذو الطبقة الشعرية. و باستخدام الطريقة العددية لـ **Runge - Kutta** قمنا بدراسة تأثير الخواص الفيزيائية الحرارية على الدفع.

الكلمات المفتاحية : الهواء الرطب , الخواص الفيزيائية الحرارية , الدفع , الفعالية.