

Dédicaces

À la mémoire de mon grand père Mohamed,

J'ai voulu tant que tu assistes à ce jour.

Que dieu bénisse ton âme.

À ma grand mère Fatma,

Tes prières m'ont été d'un grand secours pour mener à bien mes études.

Je sais que tu es toujours ère de moi et j'espère que tu le seras plus aujourd'hui.

Je te dédie ce travail avec tous mes vœux de bonheur et de santé.

À mon père Khaled,

L'épaule solide l'÷il attentif compréhensif et la personne la plus digne de mon estime et de mon respect.

Aucune dédicace ne saurait exprimer mes sentiments, que dieu te préserve et te procure santé et langue vie.

À ma mère Souhir,

Tu m'as donnée la vie, la tendresse et le courage pour réussir.

Tous ce que je peux t'offrir ne pourra exprimer l'amour et la reconnaissance que je te porte.

En témoignage, je t'ore ce modeste travail pour te remercier pour tes sacrifices et pour l'affection dont tu m'as toujours entourée.

À mon mari Sami,

Qui est très chère, et qui n'a pas cessé de m'encourager par son soutien moral et son amour.

À mon fils Adam,

Qu'il m'a accordé tout le temps par son ambiance d'humeur.

À mes sœurs et frères Donia, Khawla, Jihed, Majd, Bahaeddine,

J'espère atteindre le seuil de vos espérances.

Que ce travail soit l'expression de ma profonde affection.

À mes amies Amira, Oumayma, Amina et spécialement Asma,
Je dédie ce travail reconnaissant et remerciant chaleureusement.

Amal BEL HAJ JRAD

Remerciements

Le présent travail a été effectué au sein du Laboratoire d'Etudes des Systèmes Thermiques et Energétiques (LESTE) à l'Ecole Nationale d'Ingénieurs de Monastir.

Je désire exprimer ma reconnaissance à Monsieur Abdallah MHIMID, Professeur à l'Ecole Nationale d'Ingénieurs de Monastir d'avoir accepté de diriger ce travail de thèse et pour la qualité de son encadrement et ses précieux conseils qu'il me l'a prodigué afin de mener à bien le présent travail. J'ai pu tout le long de mon travail bénéficier de son expertise et de ses points de vue très constructifs et de sa patience et sa sagesse.

Je remercie chaleureusement Monsieur Mohamed EL GANAOU, professeur à l'Université Henri Poincaré, NANCY 1 (France) et membre du Laboratoire LERMAB pour m'avoir accueilli dans son laboratoire et qui a toujours fait tout son possible pour m'aider.

Je remercie également Monsieur Hacem DHAHRI, professeur à l'Ecole Nationale d'Ingénieurs de Monastir pour m'avoir fait l'honneur de présider ce jury de thèse.

J'exprime toute ma gratitude à mes rapporteurs, Monsieur Ezzedine NEHDI, professeur à l'Institut Supérieur des Sciences et Technologie de l'Environnement Borj Cédria, et Mr Habib FARHAT, maître de Conférences à l'Institut Supérieur des Sciences Appliquées et de Technologie de Sousse pour le temps qu'ils ont consacré à l'évaluation de ce travail et pour l'intérêt qu'ils ont manifesté pour celui-ci. Leurs remarques constructives ont contribué à l'amélioration de ce manuscrit.

Je remercie vivement Monsieur Walid HASSEN, maître de Conférences à l'Ecole Nationale d'Ingénieurs de Monastir d'avoir accepté d'examiner ce travail.

Je remercie finalement tous mes amis pour leurs encouragements et tous ceux qui ont contribué à l'élaboration de ce travail.

Sommaire

Introduction générale.....	1
----------------------------	---

Chapitre I : Etude Bibliographique

I.1.Introduction.....	4
I.2. Scenario énergétique	4
I.3. Accords internationaux sur l'environnement	6
I.3.1. Montréal Protocol.....	6
I.3.2. Protocole de Kyoto.....	8
I.3.3. Accord de Paris	10
I.4. Machines frigorifiques	11
I.4.1. Machine frigorifique à compression d'un fluide liquéfiable	13
I.4.2. Machines à sorption.....	15
I.4.2.1. Différents types de sorption.....	15
I.4.2.1.1. Machines frigorifique à absorption	16
I.4.2.1.2. Machine à adsorption.....	18
I.4.3. Machines frigorifique à éjection.....	21
I.5. Différents couples adsorbant/adsorbat.....	23
I.5.1. Couple zéolithe/eau.....	24
I.5.2. Couple charbon-actif/méthanol.....	26
I.5.3. Couple gel de silice/eau	28
I.5.4. Couple charbon-actif/ammoniac.....	28
I.5.5. Couple charbon-actif/CO ₂	29
I.6. Application de l'adsorption	30
I.6.1. Détermination de la cinétique d'adsorption.....	31
I.6.2. Etude des machines	32
I.7. Conclusion	35

Chapitre II : Isothermes de Sorption

II.1.Introduction.....	36
II.2.Isothermes d'adsorption.....	36
II.3.Théories d'adsorption.....	38
II.3.1.Loi d'Henry.....	38
II.3.2.Modèle de Langmuir.....	39
II.3.3.Equation de Toth.....	40
II.3.4.Modèle de Freundlich.....	41
II.3.5.Modèle de Brunauer, Emmett et Teller (BET).....	42
II.3.6.Equation de Kelvin (Condensation capillaire).....	43
II.3.7.Equation de GAB (Guggenheim - Anderson - de Boer).....	43
II.3.8.Modèle de Brunauer, Deming, Deming, Teller (BDDT).....	44
II.3.9.Modèle de Dubinin.....	44
II.4. Choix du modèle.....	47
II.5. Conclusion.....	47

Chapitre III : Formulation Mathématique

III.1.Introduction.....	48
III.2. Cycle théorique des machines frigorifiques à adsorption.....	48
III.3. Relation entre les températures caractéristiques.....	50
III.3.1. Température seuil de désorption.....	50
III.3.2. Température seuil d'adsorption.....	50
III.4. Description du système frigorifique combiné adsorption-éjection.....	51
III.5. Formulation mathématique.....	52
III.5.1. Présentation du problème.....	52
III.5.2. Equations microscopiques.....	53
III.5.2.1. Equation de conservation de masse.....	53
III.5.2.2. Equation de conservation d'énergie.....	54
III.6. Equation de conservation aux interfaces :.....	54
III.6.1. Equation de bilan à l'interface solide – liquide.....	55

III.6.2. Equation de bilan à l'interface solide – gaz	55
III.6.3. Equation de bilan à l'interface liquide – gaz	55
III.6.3.1. Equation de conservation de masse	55
III.6.3.2. Equation de conservation de l'énergie	56
III.7. Equations macroscopiques	56
III.8. Application a un milieu granulaire microporeux.....	58
III.9. Détermination du coefficient de performance globale.....	60
III.9.1. Coefficient de performance globale	60
III.9.2. Coefficient de performance combiné globale	61
III.10. Conclusion	62

Chapitre IV : Etude Numérique

IV.1. Introduction.....	63
IV.2. Formulation mathématique	63
IV.2.1. Equation de conservation de la masse (équation de continuité)	63
IV.2.2. Equation de conservation d'énergie.....	64
IV.3. Equation de conservation de la quantité de mouvement (Loi de Darcy)	64
IV.4. Cinétique d'adsorption.....	64
IV.5. Conditions initiales et aux limites	65
IV.5.1. Conditions initiales	65
IV.5.2. Conditions aux limites	65
IV.6. Définition	67
IV.7. Méthode de résolution	67
IV.8. Résultats et interprétation	68
IV.8.1. Présentation du problème	68
IV.8.2. Coefficients	69
IV.8.3. Détermination de l'équation du Dubinin pour le couple charbon actif/ CO ₂	70
IV.8.4. Etude de sensibilité	71
IV.8.5. Validation des résultats	71

IV.8.6. Description générale	73
IV.8.7. Effet du terme convective.....	79
IV.9. Etude paramétrique.....	83
IV.9.1. Effet de l'absorptivité globale α	83
IV.9.2. Effet de la conductance globale h_2	85
IV.9.3. Effet de la température de condensation T_c	87
IV.10. Détermination du coefficient de performance COP.....	89
IV.10.1. Coefficient de performance solaire COP_s	89
IV.10.2. Coefficient de performance combiné COP_{com}	91
IV.11. Conclusion	93
CONCLUSION GENERALE	94
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....	96

ANNEXE I : Généralités sur les milieux poreux

I.1. Définition	107
I.2. Porosité	107
I.3. Aire spécifique.....	107
I.4. Teneur en fluide	107
I.5. Degrés de saturation en fluide.....	108
I.6. Loi de Darcy	108

ANNEXE II : Equations mathématiques

II. 1. Forme générale des équations de transport locales	109
II. 2. Moyenne de phase	110
II. 3. Moyenne intrinsèque	110
II. 4. Moyenne d'une dérivation.....	110
II. 5. Moyenne d'une dérivation par rapport au temps.....	111
II. 6. Forme générale des équations de transport moyennées.....	111

ANNEXE III : Méthode de changement d'échelle

III.1. Equations microscopiques	113
---------------------------------------	-----

III.1.1. Equation de conservation de masse	113
III.1.2. Equation de conservation d'énergie	113
III.3. Equations de bilan à l'interface solide – liquide.....	114
III.4. Equations de bilan à l'interface solide – gaz.....	115
III.5. Equations de bilan à l'interface liquide – gaz.....	115

Liste des figures

Chapitre I: Etude Bibliographique

Figure I.1. Consommation mondiale d'énergie primaire de 1949 à 2016 [1].....	5
Figure I.2. Consommation mondiale d'énergie renouvelable pour 2016.....	5
Figure I.3 : Effets du Protocole de Montréal et de ses amendements sur l'accumulation de chlore [9].....	8
Figure I.4 : Émissions annuelles de carbone par région [11].....	9
Figure I.5 : Implications des INDC actuelles [13, 14].....	11
Figure I.6 : Sources de chaleur de faible et moyenne qualité [16].....	12
Figure I.7 : Machine frigorifique classique [18].....	14
Figure I.8 : Diagramme thermodynamique de machine frigorifique à compression.....	15
Figure I.9 : Schéma d'une machine frigorifique à absorption [25].....	17
Figure I.10 : Diagramme thermodynamique de machine à absorption [26].....	18
Figure I.11 : Schéma d'une machine frigorifique à adsorption [27].....	19
Figure I.12 : Diagramme thermodynamique de machine à adsorption [27].....	19
Figure I.13 : Schéma de l'éjecteur.....	21
Figure I.14 : Machine frigorifique à éjection [26].....	22
Figure I.15 : Diagramme thermodynamique de machine à éjection [26].....	23
Figure I.16 : Principaux adsorbants charbon actif, zéolite, gel de silice [28].....	23
Figure I.17 : Différentes structures cristalline de la zéolite [29].....	24
Figure I.18 : Groupement pentasil [30].....	25
Figure I.19 : Structure en canaux [30].....	25
Figure I.20 : Structure de la faujasite (Zéolithe de type X et Y) [30].....	26
Figure I.21 : Représentation de la microstructure d'un charbon actif [34].....	27
Figure I.22 : Sachet de gel de silice [30].....	28

Chapitre II: Isothermes de Sorption

Figure II.1 : Les différents types d'isothermes [69].....	37
Figure II.2 : Modèle d'adsorption en monocouche [79].....	39
Figure II.3 : Modèle d'adsorption multicouche [79].....	42
Figure II.4 : Présentation schématique du phénomène d'adsorption.....	45

Chapitre III: Formulation Mathématique

Figure III.1.a : Schéma d'une machine frigorifique solaire à adsorption.....	49
Figure III.1.b : Diagramme thermodynamique d'une machine à adsorption.....	49
Figure III.2 : Schéma d'une machine frigorifique solaire combiné adsorption-éjection.....	52
Figure III.3 : Volume élémentaire représentatif VER [102].....	53
Figure III.4 : Schéma des interfaces entre les phases du volume VER.....	56

Chapitre IV: Etude Numérique

Figure IV.1 : Schématisation d'un capteur solaire plan.....	66
Figure IV.2 : Schéma du maillage.....	68
Figure IV.3 : Représentation graphique de $\text{Log}(X)$ en fonction de $(T / T_c - 1)^2$	70
Figure IV.4.a : Evolution temporelle de la température de la face supérieure et celle de la face inférieure du capteur pour le couple zéolithe/eau.....	72
Figure IV.4.b : Evolution temporelle de la quantité désorbée moyenne.....	72
Figure IV.5 : Evolution temporelle de l'énergie solaire pour les trois saisons.....	74
Figure IV.6.a : Evolution temporelle de la température pour le couple charbon actif/méthanol pour la journée 21 juin 2012.....	75
Figure IV.6.b : Evolution temporelle de la teneur en méthanol pour la journée 21 juin 2012.....	75
Figure IV.7.a : Evolution temporelle des températures pour le couple zéolithe/eau.....	76
Figure IV.7.b : Evolution temporelle de la teneur en eau moyenne.....	77
Figure IV.8.a : Evolution de la température pour le couple charbon actif/méthanol.....	77
Figure IV.8.b : Evolution temporelle de teneur en méthanol moyenne.....	78
Figure IV.9.a : Evolution de la température pour le couple charbon actif/CO ₂	78
Figure IV.9.b : Evolution temporelle de la teneur en CO ₂ moyenne.....	79
Figure IV.10.a : Evolution temporelle des températures pour le couple zéolithe/eau.....	80
Figure IV.10.b : Evolution temporelle de teneur en eau moyenne.....	81
Figure IV.11.a : Evolution temporelle des températures pour le couple charbon actif/méthanol.....	81
Figure IV.11.b : Evolution temporelle de teneur en méthanol moyenne.....	82
Figure IV.12.a : Evolution temporelle des températures pour le couple charbon actif/CO ₂	82
Figure IV.12.b : Evolution temporelle de teneur en CO ₂ moyenne.....	83
Figure IV.13 : Influence de l'absorptivité globale α sur la teneur en eau moyenne.....	84

Figure IV.14 : Influence de l'absorptivité globale α sur la teneur en méthanol moyenne.....	84
Figure IV.15 : Influence de l'absorptivité globale α sur la teneur en CO ₂ moyenne.....	85
Figure IV.16 : Influence de la conductance globale h2 sur la teneur en eau moyenne.....	86
Figure IV.17 : Influence de la conductance globale h2 sur la teneur en méthanol moyenne...	86
Figure IV.18 : Influence de la conductance globale h2 sur la teneur en CO ₂ moyenne.....	87
Figure IV.19 : Influence de la Température de condensation T _c sur la teneur en eau moyenne.....	88
Figure IV.20 : Influence de la Température de condensation T _c sur la teneur en méthanol moyenne.....	88
Figure IV.21 : Influence de la Température de condensation T _c sur la teneur en CO ₂ moyenne.....	89
Figure IV.22.a : Variations de COP _{combiné} pendant les quatre journées typiques 21 Mars, 21 Juin, 21 Septembre, 21 Décembre pour le couple zéolithe/eau.....	92
Figure IV.22.b : Variations de COP _{combiné} pendant les quatre journées typiques 21 Mars, 21 Juin, 21 Septembre, 21 Décembre pour le couple charbon actif/méthanol.....	93

Annexe II

Figure 2.1 : Volume élémentaire représentatif et répartition des différentes phases.....	109
---	-----

Liste des tableaux

Chapitre I: Etude Bibliographique

Tableau I.1 : Principales caractéristiques physiques des adsorbants

Chapitre IV: Etude Numérique

Tableau IV.1. Propriétés thermophysiques utilisées dans la simulation numérique.

Tableau IV.2 : Les coefficients des conductances.

Tableau IV.3 : Les caractéristiques des couples zéolithe/eau et charbon actif/méthanol, et charbon actif/CO₂.

Tableau IV.4 : Les enregistrements solaire.

Tableau IV.5 : Variation du COPs du couple charbon actif/méthanol en fonction de saisons (Pour $I_{max} = 883W.m^{-2}$, $I_{max} = 720W.m^{-2}$ et $I_{max} = 680W.m^{-2}$).

Tableau IV.6 : Variation du COPs du couple charbon actif/CO₂ en fonction de saisons (Pour $I_{max} = 883W.m^{-2}$, $I_{max} = 720W.m^{-2}$ et $I_{max} = 680W.m^{-2}$).

Tableau IV.7 : Variation du COPs du couple charbon Zéolithe/eau en fonction de saisons (Pour $I_{max} = 883W.m^{-2}$, $I_{max} = 720W.m^{-2}$ et $I_{max} = 680W.m^{-2}$).

Nomenclature

Lettres Latines

C_p	Capacité calorifique	$J.kg^{-1}.K^{-1}$
E	Energie	kJ
H	hauteur du capteur	m
h_1, h_2	Coefficients d'échange convectif	$W.m^{-2}.K^{-1}$
I	Puissance solaire	$W.m^{-2}$
k	Perméabilité	m^2
L_v	Chaleur latente de changement de phase	$kJ.kg^{-1}$
L	Longueur du capteur	m
l	Largeur du capteur	m
m	Débit massique	$kg.m^{-3}$
P	Pression	Pa
Q	Chaleur	kJ
T	Température	K
t	Temps	s
V	Volume	m^3
v	Vitesse	$m.s^{-1}$
X	Teneur en fluide	$kg\ d'adsorbât/kg\ d'adsorbant$
K	Constante du modèle	

Lettres Grecques

ΔH	Enthalpie massique	$J.K^{-1}$
ρ	Masse volumique	$kg.m^{-3}$
ε	Porosité	
λ	Conductivité thermique	$W.m^{-1}.K^{-1}$
μ	Viscosité dynamique	$kg.m^{-1}.s^{-1}$

Indices

a: ambiante

ads: adsorption

b : lit

c: condensation

com: combiné
e: évaporation
eff : effective
eq : équilibre
exp : expérimentale
f: finale
g : gaz
i : initiale
L : Liquide
m : micropore
S : solide
s : seuil de désorption
s': seuil d'adsorption
sl: solaire
th : thermique
théo : théorique
vap : vapeur
x, y: coordonnées spatiales

Exposants

- Moyenne temporelle
- Moyenne spatiale
- ⁿ constante empirique

Abréviations

CCNUCC : convention-cadre des nations unies sur les changements climatiques
COP : coefficient de performance
COP7 : 7^{ème} conférence des parties
COP21 : 21^{ème} conférence des parties
GES : gaz à effet de serre
GWP : potentiel de réchauffement global
HBFC : bromure de méthyle
HCFC : chlorofluorocarbures
HFC : hydrofluorocarbures
INDC : contributions prévues déterminées au niveau national
LDF : force motrice linéaire

ODP : Potentiel d'appauvrissement de l'ozone

SAO : appauvrissant de la couche d'ozone

SCE : énergie de refroidissement spécifique

VER : volume élémentaire représentatif

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Il est bien connu de nos jours que le climat change et la température moyenne de la planète devient de plus en plus élevée. Les concentrations des gaz à effet de serre sont les plus élevées aujourd'hui qu'à n'importe quel moment. Dans un monde en pleine évolution industrielle et démographique, les besoins énergétiques ne font que croître alors que les réserves d'énergie s'amenuisent. Les systèmes frigorifiques classiques consomment de l'énergie électrique contribuant, indirectement à l'émission des gaz à effet de serre qui participe au réchauffement de la planète. Pour remédier à ce problème on s'oriente vers la production de froid propre en choisissant un fluide frigorigène propre pour préserver l'environnement, d'une part, et en utilisant une énergie propre et gratuite comme l'énergie solaire d'autre part.

Il existe actuellement trois types de cycles fonctionnant sans machine de compression et de détente : le cycle à éjection et les cycles à sorption (absorption, adsorption).

En particulier, l'utilisation des machines frigorifiques solaires à adsorption contribue à la préservation de l'environnement en illuminant la majorité des fluides frigorigènes comme les CFC et les HCFC et l'utilisation d'une énergie non nocive et gratuite qui est l'énergie solaire.

L'objet du sujet de la thèse est focalisé sur la production de froid par adsorption en utilisant l'énergie solaire. Comme les couples utilisés dans ce domaine depuis 1980 sont les charbons actifs/méthanol, les zéolithes/eau..., pour cela on a choisi un nouveau couple qui est le charbon actif/dioxyde de carbone afin de tester la faisabilité de production de froid par adsorption avec le nouveau couple. L'objectif principal de cette thèse est de simuler numériquement les équations de transferts de chaleur et de masse dans un capteur solaire plan fonctionnant avec le charbon-actif/CO₂ durant la désorption et l'adsorption et de comparer les résultats obtenus

avec ceux des couples zéolithe 13X –eau et charbon-actif/méthanol.

Comme la production de froid est un cycle intermittent (la désorption/condensation s'effectue pendant le jour et l'adsorption/vaporisation s'effectue pendant la nuit) et pour rendre la production de froid continue on ajoute un injecteur dans le système frigorifique.

A fin d'atteindre ces objectifs, cette thèse est structurée en quatre chapitres, commençant par une introduction générale et achevée par une conclusion générale et des perspectives pour des études futures.

Nous allons tout d'abord, dans le premier chapitre, commencer par présenter le problème de l'échauffement climatique de notre planète. Une recherche bibliographique a été menée pour comprendre les causes du problème, en donnant les principales sources d'émission de gaz à effet de serre. D'une autre part, une partie de ce chapitre vise à donner les différents systèmes frigorifiques en particulier la machine frigorifique à adsorption, qui fait l'objet de cette thèse, en présentant les différents couples adsorbant/adsorbat. Ce chapitre est achevé par la présentation de quelques études sur les applications des machines frigorifiques d'adsorption et la détermination de la cinétique d'adsorption.

Le deuxième chapitre est consacré à la présentation des différents modèles d'adsorption tout en mettant l'accent sur le modèle de DUBININ que nous allons utiliser tout au long de cette étude qui est le plus représentatif de l'ensemble des résultats expérimentaux d'adsorption et de désorption.

La formulation mathématique des transferts de chaleur et de masse dans un milieu poreux contenu dans un adsorbeur plan d'une machine frigorifique à adsorption a été abordée dans le troisième chapitre.

Le quatrième chapitre est réservé à la résolution numérique des équations obtenues. La simulation numérique nous permet de déterminer l'évolution de la température et la teneur en fluide moyenne. Une comparaison des résultats obtenus en utilisant les trois couples zéolithe/eau, charbon-actif/méthanol et charbon actif/CO₂ en fonction des saisons a été effectué après avoir déterminé la cinétique

d'adsorption du CO₂ par le charbon actif en adoptant le modèle de DUBININ. Ce chapitre contient la détermination des coefficients de performances solaire et la comparaison des résultats obtenus.

Le présent travail de cette thèse sera achevé par une conclusion générale afin de mettre en évidence les différents points majeurs de cette étude et les principales conclusions à dégager pouvant servir pour des études futures. Des perspectives envisageables à court terme pouvant faire l'objet de travaux futurs seront avancées.

Chapitre I : Etude Bibliographique

I.1.Introduction

La production de froid par adsorption à partir de l'énergie solaire représente une alternative prometteuse. Comme le phénomène d'adsorption est exothermique (désorption est endothermique), il est nécessaire de bien savoir piloter les transferts de chaleur pour la meilleure dynamique du système frigorifique. Ainsi la conception de ces installations nécessite la connaissance des transferts couplés de chaleur et de masse qui suscitent l'intérêt des chercheurs.

Dans ce chapitre, nous présentons le scénario énergétique. Nous décrivons ensuite les différents couples adsorbant/adsorbât. Finalement, nous présentons les machines frigorifiques à adsorption et ses applications.

I.2. Scénario énergétique

L'énergie est essentielle au bon fonctionnement de l'activité économique, donc l'énergie est un élément vital pour assurer la compétitivité. La structure énergétique conventionnelle basée sur les combustibles fossiles comprend des sources de combustibles comme le charbon, le gaz naturel et le pétrole (figure 1.1). Ces sources sont de nature non renouvelable car leur approvisionnement est limité. En plus d'être non durable, la structure énergétique à base de combustibles fossiles est un contributeur majeur au changement climatique et, dans certains cas, elle prolifère des impacts écologiques négatifs. Les effets catastrophiques causés par la surdépendance des sources d'énergie fossile ont contraint les économies modernes à envisager des formes d'énergie renouvelables. Les sources des énergies renouvelables comprennent : la biomasse, l'éolien, le solaire, l'hydroélectricité et la géothermie. Ces sources sont infinies car elles sont naturellement reconstituées.

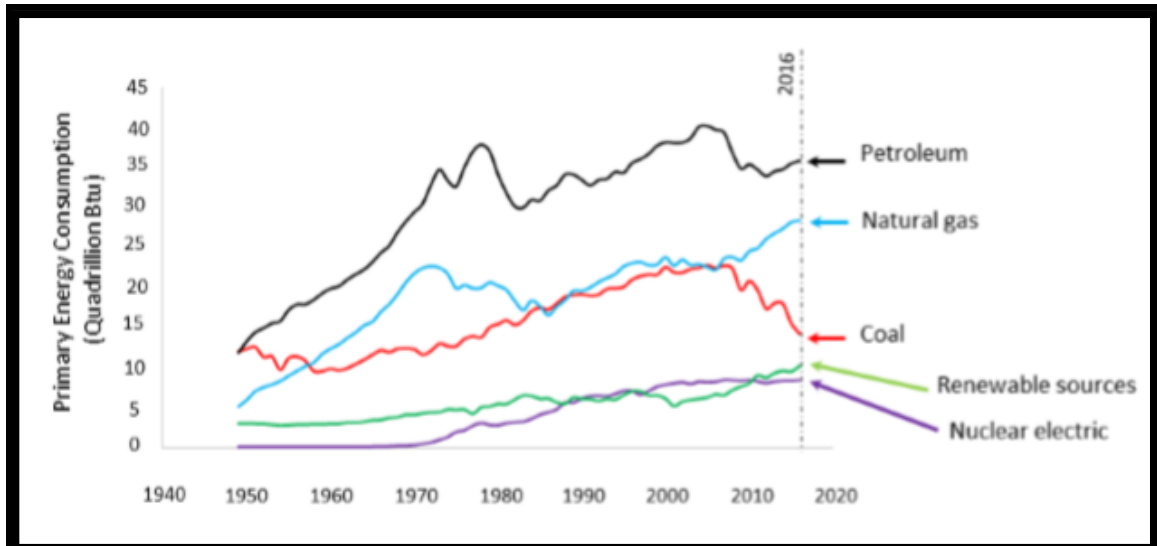


Figure I.1. Consommation mondiale d'énergie primaire de 1949 à 2016 [1].

La figure I.2 décompose la consommation mondiale d'énergie renouvelable pour l'année 2016. Près de la moitié (environ 47%) de l'énergie renouvelable consommée en 2016 provenait de la biomasse. Viennent ensuite l'hydroélectricité de 24% et l'éolien de 21%. La géothermie était la source la moins utilisée (2%).

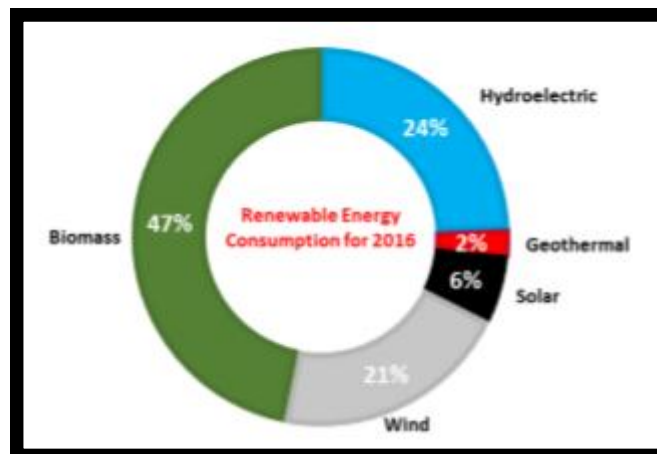


Figure I.2. Consommation mondiale d'énergie renouvelable pour 2016 [1].

Plus de 90% de notre temps est passé dans des bâtiments, c'est-à-dire au bureau ou à la maison. Par conséquent, l'énergie utilisée dans les bâtiments (résidentiels et commerciaux) représente un pourcentage significatif de la consommation totale d'énergie d'un pays [2]. La demande énergétique des bâtiments est dominée par les

demandes de chauffage et de refroidissement des locaux, elles représentent environ 40% de la consommation énergétique mondiale des bâtiments. Le refroidissement de l'espace est l'utilisation finale qui connaît la croissance la plus rapide dans les bâtiments et pourrait être multipliée par dix jusqu'en 2050 dans certaines économies à climat chaud et à émergence rapide. Cela est dû à des tendances telles que la croissance de la classe moyenne dans les économies en développement, en particulier dans les climats chauds d'Afrique, d'Asie et d'Amérique du Sud et le réchauffement progressif de la planète provoqué par les émissions de gaz à effet de serre (GES). À l'échelle mondiale, les secteurs de la réfrigération et de la climatisation sont responsables d'un peu plus de 7% des émissions mondiales de GES lorsque les émissions directes de réfrigérants sont combinées aux émissions indirectes dues à la consommation d'énergie. Cela devrait atteindre environ 13% des émissions mondiales d'ici 2030, avec une croissance presque exponentielle de la demande de refroidissement de l'espace dans certaines parties du monde. Actuellement, les émissions directes de réfrigérants contribuent à 20% de l'impact total sur le réchauffement planétaire des systèmes de refroidissement, tandis que les 80% restants proviennent des émissions indirectes dues à la consommation d'énergie. Il est prévu que d'ici 2060, la demande énergétique résidentielle mondiale pour le refroidissement dépassera celle du chauffage [3-8].

Différents pays ont adhéré à divers accords internationaux pour maintenir, protéger et prendre soin de l'environnement. Comprendre les intentions de trois grands accords internationaux sur l'environnement (un sur la couche d'ozone et deux sur le changement climatique) est la clé de la justification de ce travail.

I.3. Accords internationaux sur l'environnement

I.3.1. Montréal Protocol

Le 16 septembre 1987, le Protocole de Montréal sur les substances appauvrissant la couche d'ozone, simplement connu sous le nom de Protocole de Montréal, a été adoptée

à Montréal (Canada). Ce protocole est un traité international qui vise à réglementer la production et l'utilisation de substances qui contribuent à l'appauvrissement de la couche d'ozone stratosphérique. La couche d'ozone nous protège des rayonnements ultraviolets nocifs du soleil. L'accord initial visait à réduire la production et la consommation de plusieurs types de chlorofluorocarbures (CFC). Le protocole est entré en vigueur le 1er janvier 1989. À ce jour, le Protocole a subi huit amendements : en 1990 (Londres), 1991 (Nairobi), 1992 (Copenhague), 1993 (Bangkok), 1995 (Vienne), 1997 (Montréal), 1998 (Australie), 1999 (Pékin) et plus récemment 2016 (Kigali). Les révisions ont encore réduit et éliminé complètement les CFC et les halons, ainsi que la fabrication et l'utilisation de tétrachlorure de carbone, de trichloroéthane, d'hydrofluorocarbures (HFC), d'hydro chlorofluorocarbures (HCFC), d'hydrobromofluorocarbures (HBFC), de bromure de méthyle et d'autres substances appauvrissant d'ozone (SAO). La figure I.3 montre comment le Protocole de Montréal et ses révisions ultérieures ont ralenti et inversé l'accumulation de chlore stratosphérique. Les calendriers d'élimination des SAO diffèrent entre les pays développés et les pays en développement. Étant donné que les pays en développement disposent de moins de ressources pour faciliter l'introduction de produits de remplacement, ils ont droit à un léger retard dans le calendrier de mise en conformité. Par exemple, dans les pays développés, la production et la consommation de halons ont officiellement pris fin en 1994, plusieurs autres produits chimiques (tels que les CFC, les HBFC, le tétrachlorure de carbone et le méthylchloroforme) ont été éliminés en 1996, le bromure de méthyle a été éliminé en 2005 et les HCFC devrait être complètement éliminé d'ici 2030. En revanche, les pays en développement ont éliminé les CFC, le tétrachlorure de carbone, le méthylchloroforme, les halons; le bromure de méthyle et ils devraient éliminer les HCFC d'ici 2040 [9].

Il est important de noter que la plus grande réalisation de la dernière révision 2016, Kigali du Protocole de Montréal visait à réduire les effets du réchauffement climatique et à ne pas limiter l'appauvrissement de la couche d'ozone stratosphérique. L'Amendement de Kigali visant à réduire progressivement la production et la

consommation d'hydrofluorocarbures (HFC) dans le monde a été adopté le 15 octobre 2016. Pendant longtemps, les HFC ont été utilisés en remplacement des CFC et des HCFC. Même s'ils sont neutres à l'ozone, les HFC contribuent grandement au réchauffement climatique.

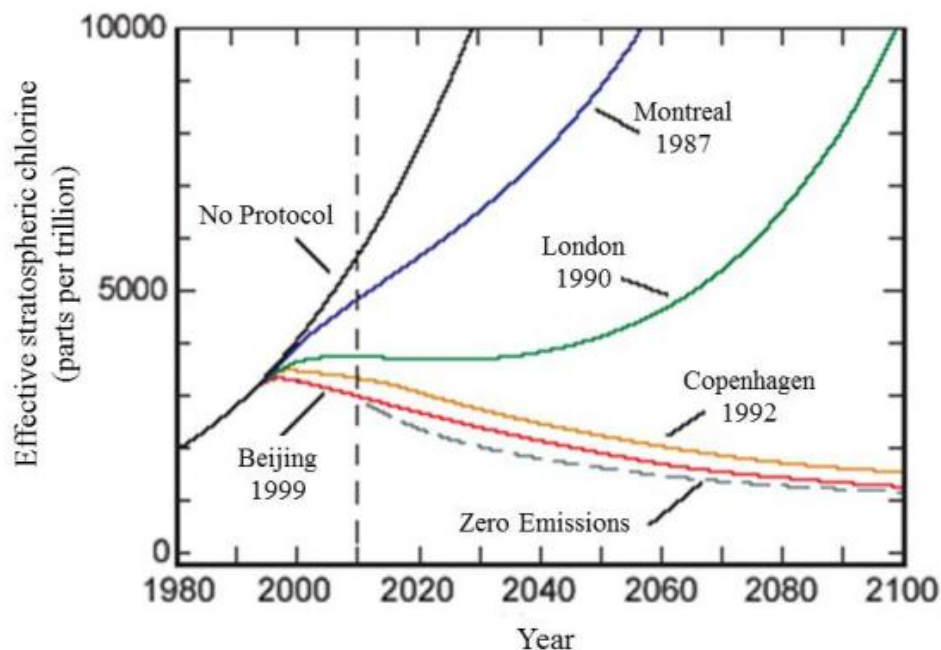


Figure I.3 : Effets du Protocole de Montréal et de ses amendements sur l'accumulation de chlore [9].

I.3.2. Protocole de Kyoto

Le Protocole de Kyoto est un accord international lié à la Cadre de Convention des Nations Unies sur les Changements Climatiques (CCNUCC), qui engage ses Parties en fixant des objectifs de réduction des émissions contraignants au niveau international. Étant donné que les pays développés sont principalement responsables des niveaux élevés actuels d'émissions de gaz à effet de serre (GES) dans l'atmosphère dus à plus d'un siècle et demi d'activité industrielle (voir figure I.4), le Protocole impose une charge plus lourde aux pays développés. Le protocole de Kyoto a été adopté à Kyoto (Japon) le 11 décembre 1997 et est entré en vigueur le 16 février 2005. Les modalités d'application du protocole ont été adoptées lors de la 7^{ème} conférence des parties (COP7) à Marrakech

(Maroc), en 2001, et sont appelés les «accords de Marrakech». Sa première période d'engagement a commencé en 2008 et s'est terminée en 2012. Une deuxième période d'engagement allant du 1er janvier 2013 au 31 décembre 2020 a été adoptée à Doha, Qatar, le 8 décembre 2012, dans ce que l'on appelle l'amendement de Doha au Protocole de Kyoto.

Au cours de la première période d'engagement, 37 pays industrialisés et la Communauté européenne se sont engagés à réduire les émissions de GES à une moyenne de cinq pour cent par rapport aux niveaux de 1990. Au cours de la deuxième période d'engagement, les Parties se sont engagées à réduire les émissions de GES d'au moins 18 pour cent en dessous des niveaux de 1990 au cours de la période de huit ans de 2013 à 2020 ; cependant, la composition des Parties au cours de la deuxième période d'engagement est différente de la première [10]. L'Amendement de Doha au Protocole de Kyoto est l'accord existant sur le changement climatique et il est remplacé par l'Accord de Paris en 2020.

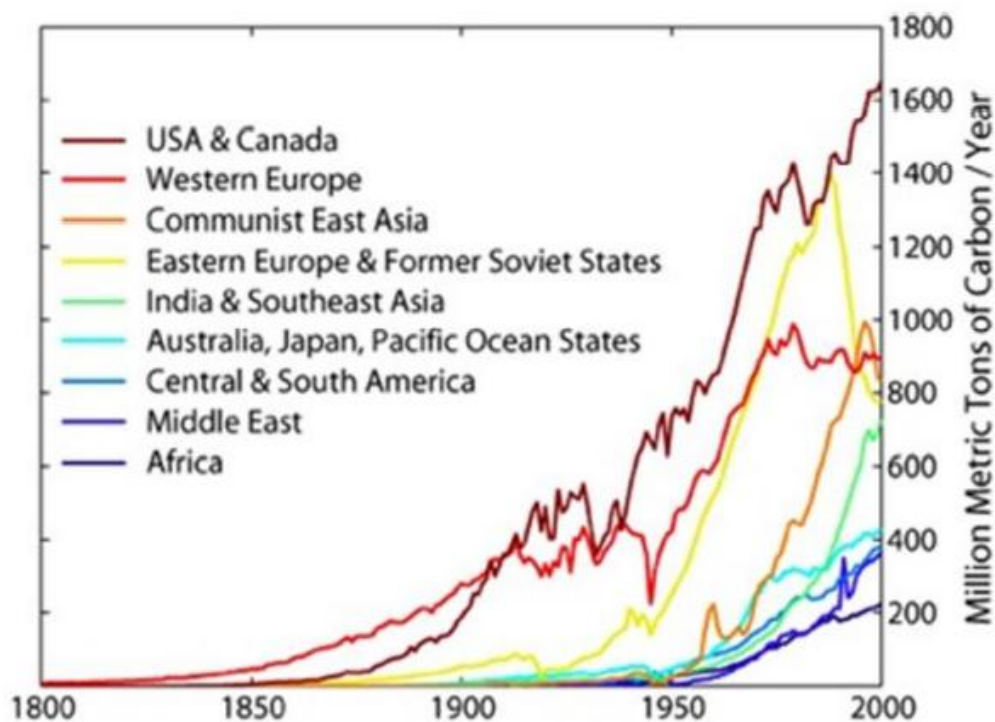


Figure I.4 : Émissions annuelles de carbone par région [11].

I.3.3. Accord de Paris

L'Accord de Paris, également connu sous le nom d'Accord de Paris sur le climat, a été adopté le 12 décembre 2015 lors de la 21^{ème} conférence des parties (COP21) et de la Cadre de Convention des Nations Unies sur les Changements Climatiques (CCNUCC) qui s'est tenue à Paris, en France. Il reconnaît la nécessité d'une réponse efficace et progressive à la menace urgente du changement climatique sur la base des meilleures connaissances scientifiques disponibles. L'Accord, qui entrera en vigueur à partir de 2020, vise à renforcer la réponse mondiale à la menace du changement climatique, dans le contexte du développement durable et des efforts pour éliminer la pauvreté, notamment en maintenant l'augmentation de la température moyenne mondiale bien en dessous de 2 °C au-dessus des niveaux préindustriels et poursuivre les efforts pour limiter l'augmentation de la température à 1,5 °C au-dessus des niveaux préindustriels, sachant que cela réduirait considérablement les risques et les impacts du changement climatique [12]. Pour ce faire, les pays ont soumis des Contributions Prévues Déterminées au niveau National (INDC) décrivant leur action climatique pour l'après-2020. Comme le montre la figure 1.5, une amélioration substantielle des CPDN actuels est nécessaire pour maintenir une chance raisonnable d'atteindre l'objectif de maintenir le réchauffement bien en dessous de 2 °C [13].

La réalisation du scénario ci-dessous à 2 °C (ligne bleue sur la figure 1.5) ne peut pas être accomplie en ciblant un seul secteur. Certains des secteurs d'adaptation et d'atténuation inclus dans la plupart des CPDN sont l'énergie, les transports, l'agriculture et le bâtiment. Par conséquent, une poussée vers la mise en œuvre de systèmes décentralisés d'absorption et de refroidissement de faible et moyenne capacité n'est qu'une contribution à la réalisation du scénario inférieur à 2°C.

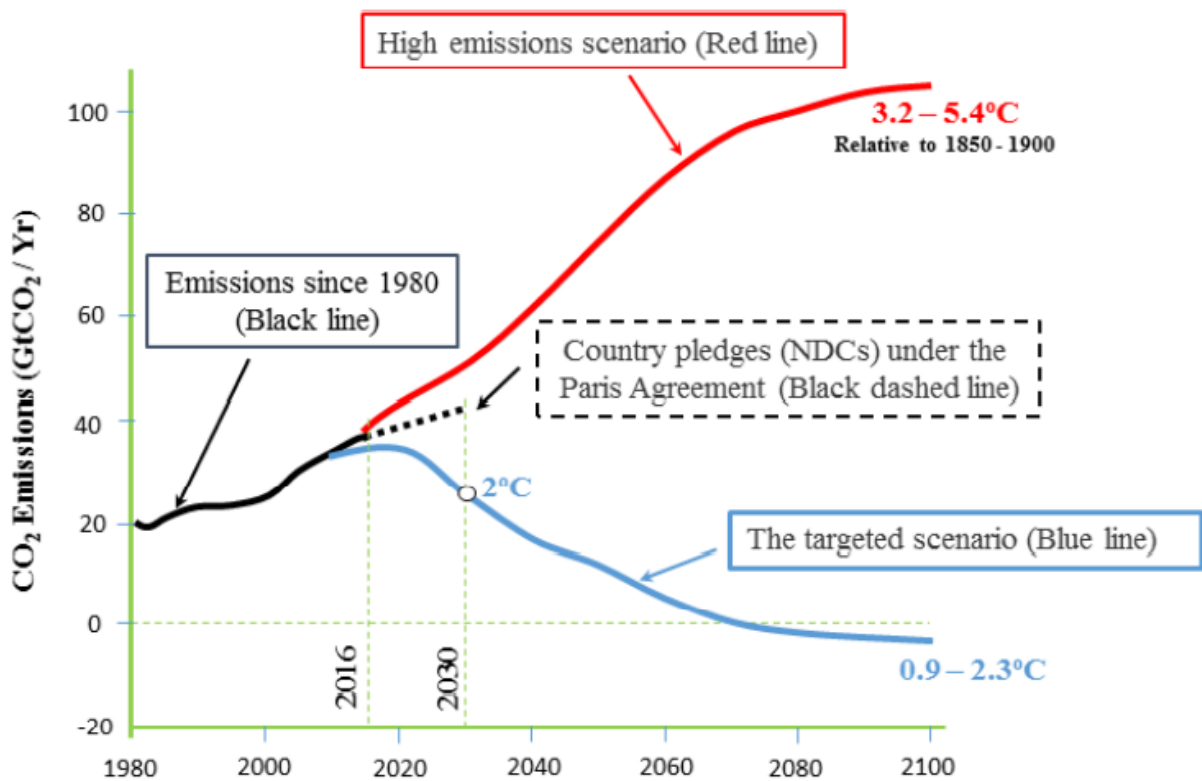


Figure I.5 : Implications des INDC actuelles [13, 14].

I.4. Machines frigorifiques

La réfrigération et la climatisation consomment environ 17% de l'électricité totale utilisée dans le monde [8]. En effet, les systèmes de réfrigération à compression de vapeur à entraînement électrique répondent à la plupart des besoins de refroidissement dans le monde. D'un point de vue thermodynamique, produire du refroidissement en transformant d'abord l'énergie thermique (chaleur) en électricité puis en la rétrogradant en énergie thermique (refroidissement), est à la fois laborieux et inutile. Il serait plus approprié de convertir directement l'énergie thermique de la chaleur au refroidissement à l'aide d'une machine entraînée par la chaleur. Une classification possible des sources d'énergie thermique peut être la suivante : chaleur à faible teneur (<200 °C), moyenne (200 - 500 °C) et élevée (> 500 °C) [15]. Habituellement, le cycle de réfrigération par absorption est entraîné par la chaleur de faible à moyenne qualité provenant des déchets, des capteurs géothermiques ou

solaires (figure I.6). En règle générale, les refroidisseurs à absorption jouent un rôle plus important dans les économies où règnent la rareté des ressources en combustible et les mauvaises infrastructures électriques [16]. Un avantage secondaire des réfrigérateurs à absorption est qu'ils utilisent principalement des réfrigérants écologiques, ce qui n'est pas le cas pour la plupart des réfrigérants utilisés dans les réfrigérateurs électriques conventionnels.

Le développement du système de réfrigération à absorption de vapeur remonte à 1805 lorsqu'Oliver Evans a théoriquement proposé un cycle d'absorption de vapeur utilisant de l'acide sulfurique et de l'eau. Plus tard, en 1850, Edmond Carré a développé le premier réfrigérateur à absorption de vapeur utilisant le fluide de travail proposé par Oliver Evans (eau-acide sulfurique). En 1859, son frère, Ferdinand Carré, a développé la première machine frigorifique à absorption d'ammoniac et d'eau. Cette machine a obtenu un brevet français en 1859 et un brevet américain un an plus tard. Les machines basées sur ce brevet ont fourni un modèle dans le développement de conceptions de réfrigérateur à absorption ultérieures. Les refroidisseurs à absorption d'eau et de bromure de lithium ont commencé à être largement utilisés en 1945. La tendance a atteint son apogée vers 1960, puis a diminué dans les années 1970 avec le développement de compresseurs et de moteurs électriques à bas prix qui ont popularisé les réfrigérateurs à compression de vapeur [17].

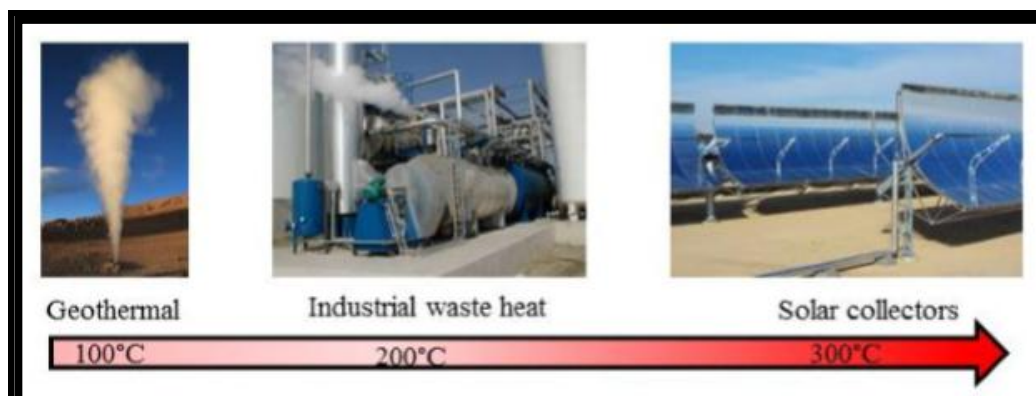


Figure I.6 : Sources de chaleur de faible et moyenne qualité [16].

Il existe actuellement de nombreux systèmes de production du froid, mais leur principe est toujours le même qui consiste à extraire une quantité de chaleur de la source utile Q_1 à une température T_1 en cédant à l'extérieur une quantité de chaleur Q_2 à une température T_2 en utilisant une autre énergie :

- Machines à compression mécanique qui utilisent le travail comme énergie, elles fonctionnent entre deux sources de chaleur. C'est le cas des machines à changement de phase ou des machines à gaz.

- Machines à énergie thermique qui nécessitent un apport de chaleur comme énergie à un niveau de température T_3 , elles fonctionnent entre trois sources de chaleur (machines trithermes ou machine à quadriterme). C'est le cas des machines à sorption.

I.4.1. Machine frigorifique à compression d'un fluide liquéfiable

Le principe de la machine frigorifique classique, est basé sur l'échange de la chaleur d'un milieu à refroidir vers un milieu extérieur. Cet échange, réversible, suivi par le fluide frigorigène soumis en continu à un cycle de changements d'état vapeur/liquide. Celui-ci repose classiquement sur l'association d'un condenseur où la vapeur de fluide (frigorigène) qui donne de la chaleur en passant à l'état liquide et d'un évaporateur où le fluide frigorigène s'évapore, en absorbant la quantité de chaleur du milieu à refroidir.

Généralement, une machine frigorifique (figure I.7) est constituée de quatre éléments essentiels (détendeur, évaporateur, compresseur et condenseur).

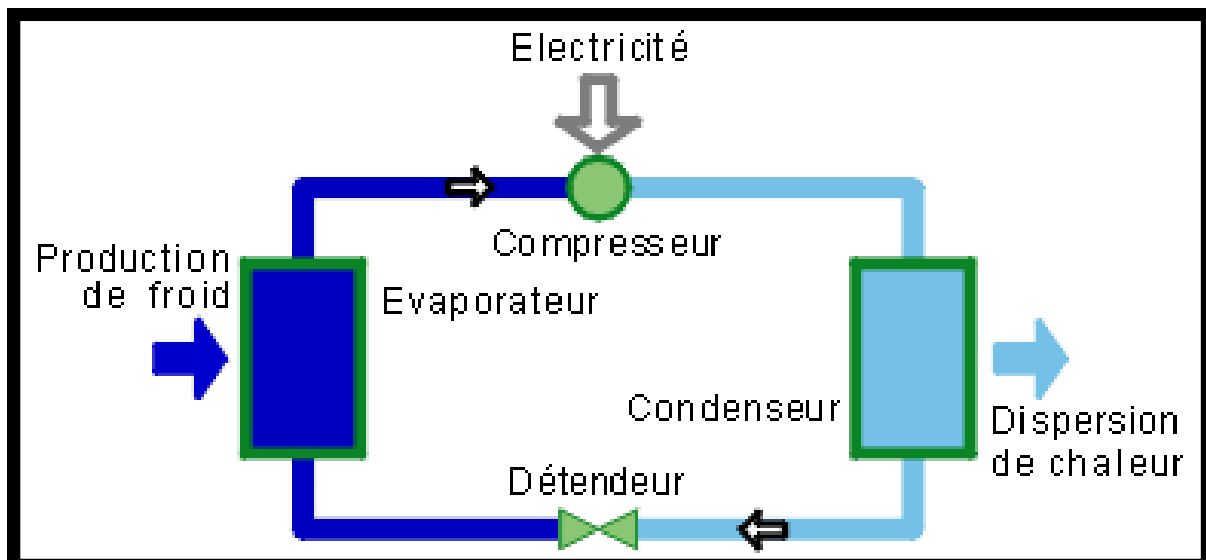


Figure I.7 : Machine frigorifique à compression [18].

Le fluide frigorigène à l'état gazeux est aspiré par le compresseur. Après, il est refoulé à une température et pression élevées vers le condenseur. En traversant ce dernier, le fluide frigorigène cède une quantité de chaleur vers l'extérieur tout en se condensant. Il passe ensuite au détendeur, la pression du fluide frigorigène va subir une détente jusqu'à atteindre la pression d'évaporation. Lors de ce passage, la température diminue aussi. Le fluide arrive ensuite à l'évaporateur où il subit de nouveau à un changement d'état, il s'évapore en passant de l'état liquide à l'état gazeux sous une basse pression (figure I.8).

La machine frigorifique présente plusieurs avantages, on peut citer la simplicité du cycle, la facilité de l'appareillage, et la continuité de la production du froid. Cependant, ce système présente quelques inconvénients. On note l'énorme consommation de l'énergie électrique, les vibrations et les bruits qui sont dûs à l'utilisation de la machine tournante, la pollution de l'environnement qui est causée par l'utilisation de certains fluides frigorigènes [18].

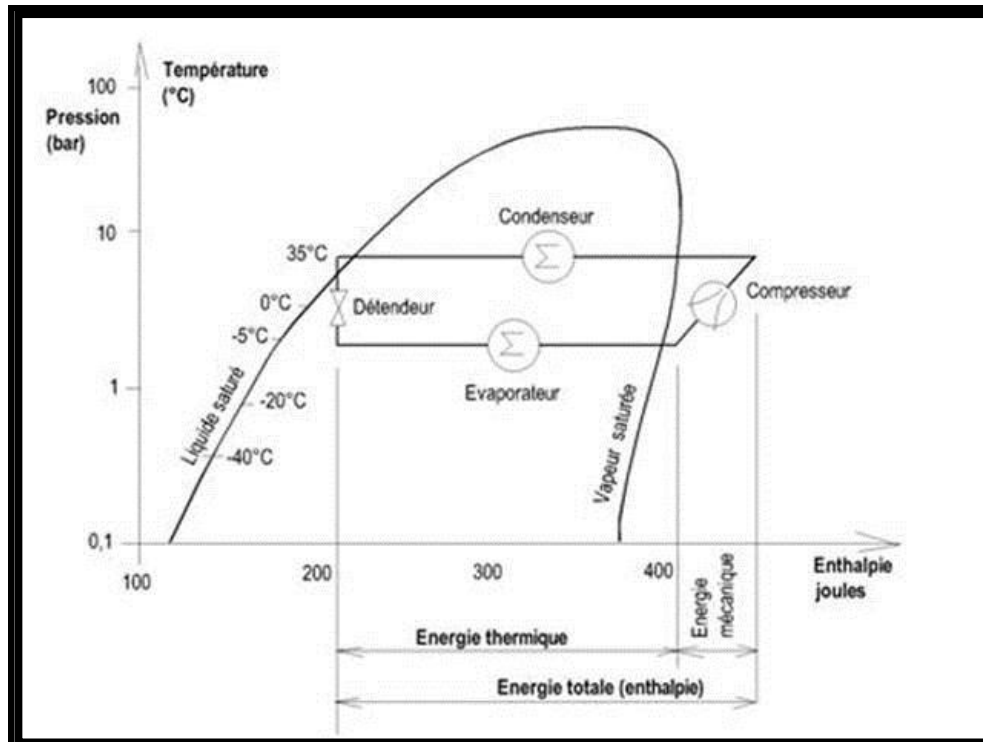


Figure I.8 : Diagramme thermodynamique de machine frigorifique à compression [18].

I.4.2. Machines à sorption

I.4.2.1. Différents types de sorption

Les systèmes frigorifiques à sorption sont constitués par un adsorbant qui est le fluide frigorigène et un adsorbant. Selon la nature de l'adsorbant liquide ou solide, on trouve ces principales types des machines :

- Absorption humide : Ce type de machine utilise les propriétés de dissolution d'un frigorigène gazeux dans un solvant liquide. Le couple le plus courant et le plus ancien est le couple $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$, il est le mieux connu et le plus étudié [19]. La réaction mise en jeu entre l'adsorbant et l'adsorbant est une réaction chimique. La solution retenue aboutie à un cycle continu [20].

- Absorption sèche : L'adsorbant est donc un solide, cependant la réaction de sorption est toujours de nature chimique. Les couples adsorbant/adsorbant les plus courants en absorption sèche sont le $\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$ et le $\text{H}_2\text{O}/\text{LiCl}$ [21]. Les utilisations

de ces systèmes sont rencontrés dans le domaine de réfrigération, plus particulièrement de climatisation.

Leur principal inconvénient est la limitation de la température de la source utile qui est la température d'évaporation. Pour des températures d'évaporation inférieures à 0°C, il y a un risque par cristallisation d'adsorbat d'obstruer les circuits de la machine [22].

-Adsorption : Dans ce cas les énergies mises en jeu sont généralement plus faibles que l'absorption [23]. Le cycle de la machine à adsorption est un cycle intermittent, c'est pour cela les recherches effectuées jusqu'à maintenant ont permis de mettre au point des machines frigorifiques à multiples effets et à cycles permanents [24]. Les couples les plus courants sont les zéolithes-eau, charbon actif-méthanol et charbon actif-ammoniac.

En comparant ce type de machine aux deux précédents qui utilisent le principe d'absorption humide et sèche, on trouve que les machines frigorifiques à adsorption restent encore au niveau de la recherche et en attente de développement industriel.

I.4.2.1.1. Machines frigorifiques à absorption

La machine frigorifique à absorption a été inventée par Carré en 1862 [25]. Le principe de fonctionnement de cette machine se base sur l'exploitation du phénomène de sorption. Le système frigorifique à absorption à simple effet (voir figure I.9) est constitué d'un absorbeur où se produit la réaction exothermique entre l'absorbant et le fluide frigorigène à l'état gazeux. Durant cette phase, la machine à absorption produit ainsi le froid. En effet, la vapeur absorbée est produite dans l'évaporateur dans lequel le fluide frigorigène absorbe la chaleur provenant du milieu ambiant, qui se refroidit. Le mélange obtenu passe après dans le bouilleur où se fait la séparation des deux fluides grâce à l'évaporation du fluide frigorigène. Le solvant sera ensuite réinjecté dans l'absorbeur et la vapeur entre dans le condenseur où le fluide frigorigène se

condense. Le fluide obtenu passe dans l'évaporateur, après la détente [26].

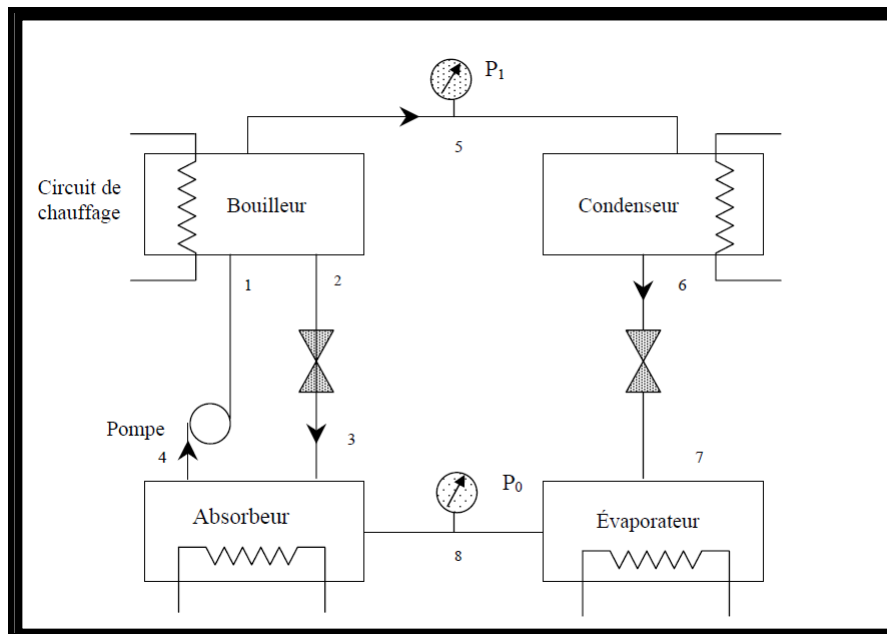


Figure I.9 : Schéma d'une machine frigorifique à absorption [25]

Ce type de machine possède plusieurs avantages dont on cite essentiellement :

- La possibilité de l'utilisation d'une source d'énergie gratuite (perdue par un processus industriel ou issus de l'énergie solaire).
- La production de froid est d'une façon continue.
- La puissance frigorifique produite au niveau de l'évaporateur est très importante.

Mais aussi, ce type de machine a des inconvénients :

- Elle ne fonctionne qu'à haute température.
- Dans le cas de solvants solides provoquant une discontinuité de la production de froid, on trouve la possibilité de cristallisation.

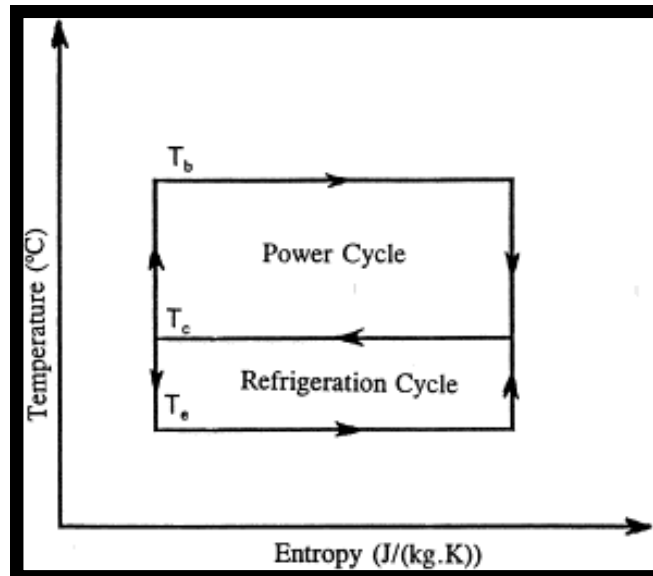


Figure I.10 : Diagramme thermodynamique de la machine à absorption [26]

I.4.2.1.2. Machines à adsorption

Dans une machine à adsorption, le compresseur de la machine à compression est remplacé par un adsorbant ou un réacteur où se déroulent les réactions d'adsorption entre l'adsorbant et le fluide frigorigène. Le reste de la machine n'est pas assez modifié.

Dans le cas le plus simple, la machine se compose d'un adsorbant contenant l'adsorbant solide, il joue pour le cycle à adsorption le même rôle du compresseur dans un cycle à compression de vapeur, d'un condenseur, d'un réservoir, d'une vanne de détente V_3 , d'un évaporateur et de deux clapets anti-retour V_1 et V_2 (voir figure I. 11).

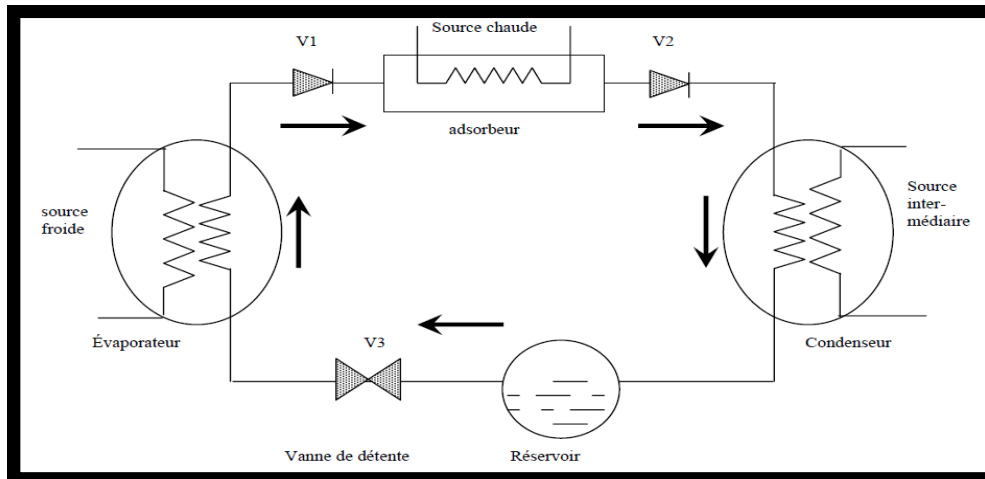


Figure I.11 : Schéma d'une machine frigorifique à adsorption [27]

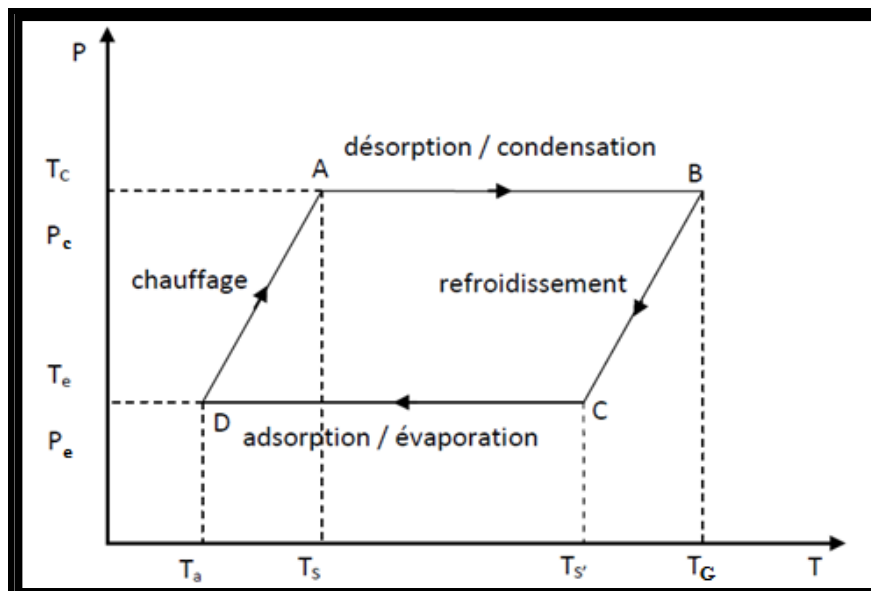


Figure I.12 : Diagramme thermodynamique de machine à adsorption [27].

Au début de cycle, les vannes V_1 , V_2 et V_3 sont fermées, l'adsorbent se trouve à sa basse pression P_e et à sa basse température T_a , l'adsorbant est chargé d'une masse maximale d'adsorbât. Pendant le chauffage de l'adsorbent, la pression du gaz adsorbé augmente au fur et à mesure que sa température augmente, la masse adsorbée reste constante. Lorsque la pression atteint celle du condenseur P_c , la vanne V_2 s'ouvre, la vapeur désorbée circule vers le condenseur où elle se liquéfie à la température de condensation et le condensât est stocké dans le réservoir. Le chauffage continue

jusqu'à ce que l'adsorbeur soit en équilibre avec la température de la source chaude où la température atteint sa valeur maximale TG. À ce moment, le refroidissement de l'adsorbeur commence. Sa pression diminue et la vanne V2 se ferme. La vanne V3 s'ouvre, le condensât stocké dans le réservoir se détend et entre dans l'évaporateur, sa pression chute de la pression du condenseur jusqu'à celle de l'évaporateur (voir figure I. 12).

Lorsque la pression qui règne dans l'adsorbeur atteint celle de l'évaporateur, la vanne V1 s'ouvre et l'adsorbeur qui se trouve en légère dépression, aspire la vapeur produite dans l'évaporateur. Le froid utile de refroidissement se produit lors de l'évaporation. Le refroidissement de l'adsorbeur continue jusqu'à ce qu'il atteigne sa température minimale, où l'adsorbant est saturé en adsorbât. Les vannes V₁ et V₃ se ferment et un autre cycle commence.

Les machines frigorifiques à adsorption présentent beaucoup d'inconvénients, nous citons :

- Coefficient de performance thermique de ces machines limité (inférieur à 0.5) [27].
- Importantes puissances thermiques à évacuer vers l'extérieur.
- Basses pressions avec les frigorigènes utilisés (eau et méthanol).
- Impossibilité de produire du froid au-dessous de 0 °C avec l'eau.
- Production de froid discontinue.

Les avantages des machines frigorifiques à adsorption sont multiples, nous citons :

- Pas de vibrations et de bruits à cause de l'absence de compression mécanique.
- Pas d'impact sur l'environnement.
- Simple technologie.

- Machines adaptables à l'énergie solaire puisque le cycle est intermittent et l'énergie solaire est discontinuellement disponible.
- L'intermittence du cycle peut diminuer le nombre de composant du système.
- Une longue durée de vie.

I.4.3. Machines frigorifiques à éjection

Le cycle de la machine frigorifique à éjection est équivalent à celui de l'air à compression sauf que le compresseur mécanique a été remplacé par un éjecteur. Ce dernier se compose de quatre zones principales : une tuyère primaire, une chambre de mélange, un canal à section constante et un diffuseur sonique (voir figure I. 13).

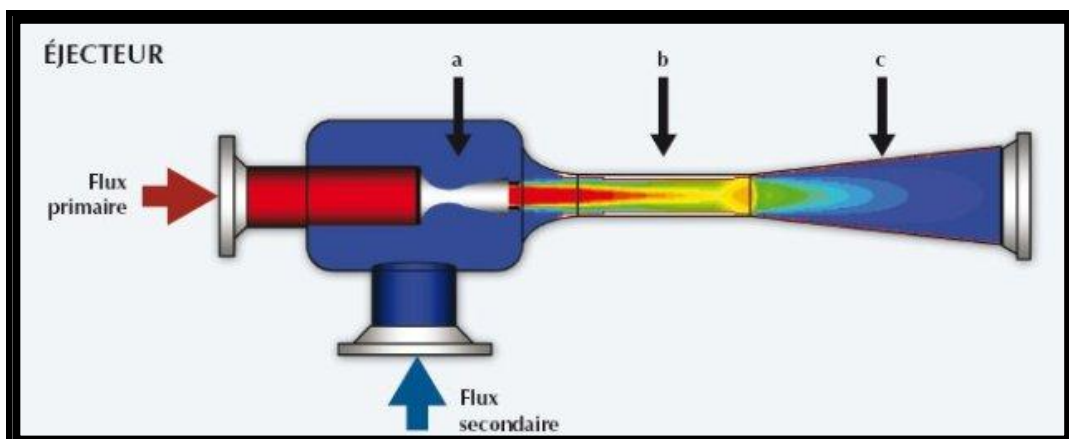


Figure I.13 : Schéma de l'éjecteur :

(a) Chambre de mélange (b) Gorge (c) Diffuseur [26].

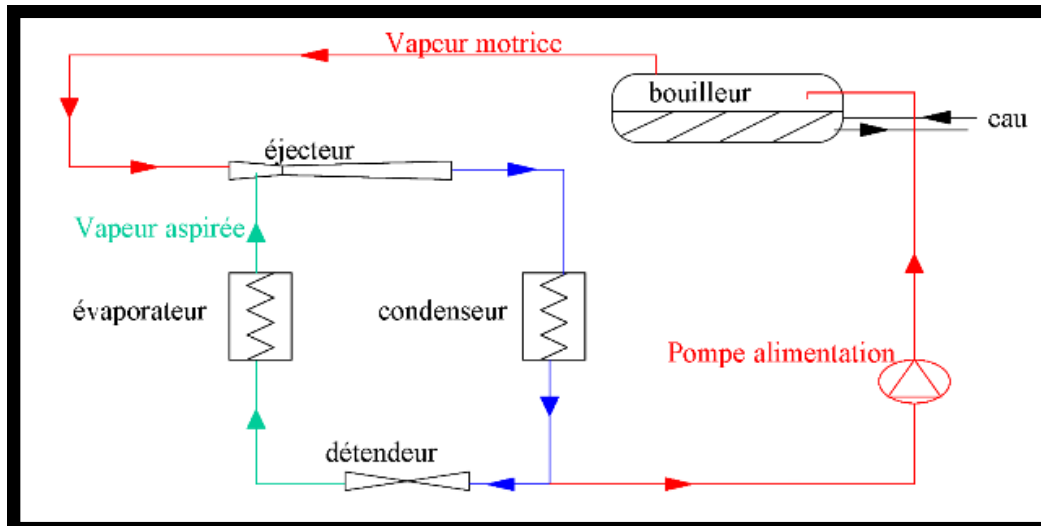


Figure 1.14 : Machine frigorifique à éjection [26].

La figure I.14 montre les quatre principaux composants de la machine : l'éjection (compresseur), le condenseur, l'évaporateur et le détendeur. Dans l'évaporateur le fluide frigorigène passe à l'état vapeur en puisant de la chaleur dans le milieu à refroidir.

Le fluide frigorigène est aspiré à travers l'évaporateur via l'éjecteur. Ce dernier accélère le fluide moteur par la tuyère convergence-divergence, ce qui entraîne une dépression au niveau de la conduite du fluide frigorigène. Le mélange est ensuite comprimé par la tuyère secondaire et circulé dans le condenseur. Ensuite, une partie du condensat venant du condenseur est renvoyé à l'évaporateur (alimentée par une soupape à flotteur) et le reste est déplacé de nouveau à la chaudière par la pompe. Le fluide frigorigène est ensuite détendu dans la tuyère primaire en créant une basse pression.

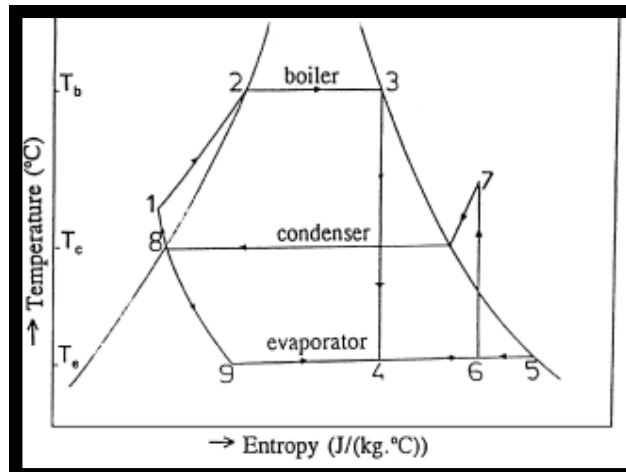


Figure I.15 : Diagramme thermodynamique de machine à éjection [26].

I.5. Différents couples adsorbant/adsorbât

Les couples adsorbant /adsorbât les plus courants pour produire le froid sont : Zéolithe/eau, gel de silice/eau, charbon actif /méthanol et charbon actif/ammoniac. Dans la figure I.16 sont présentés les adsorbants.



Figure I.16 : Principaux adsorbants charbon actif, zéolithe, gel de silice [28].

D'où le Tableau I.1 donne les principales caractéristiques physiques des adsorbants (voir annexe I).

Tableau I.1 : Principales caractéristiques physiques des adsorbants.

<i>Adsorbant</i>	<i>Surface spécifique ($m^2.g^{-1}$)</i>	<i>Taille des pores (nm)</i>	<i>Porosité interne</i>
Charbons actifs	400 à 2000	1 à 4	0.4 à 0.8
Zéolites	500 à 800	0.3 à 0.8	0.3 à 0.4
Gels de silice	600 à 800	2 à 5	0.4 à 0.5

I.5.1. Couple zéolithe/eau

Les Zéolithes [29-31] sont des cristaux poreux de formule brute $M_2 /no. Al_2O_2 .x SiO_2.y H_2O$, où M est un cation compensateur de charge, facilement échangeable. Les atomes d'aluminium ainsi que les atomes de silicium sont entourés de 4 atomes d'oxygène et forment des tétraèdres TO_4 (figure I.17.) qui forment des unités primaires de construction. Ces tétraèdres s'arrangent en structure géométrique ou en groupement pentasil [32]. Le cation compensateur de charge M crée des sites favorables à l'adsorption de l'eau.

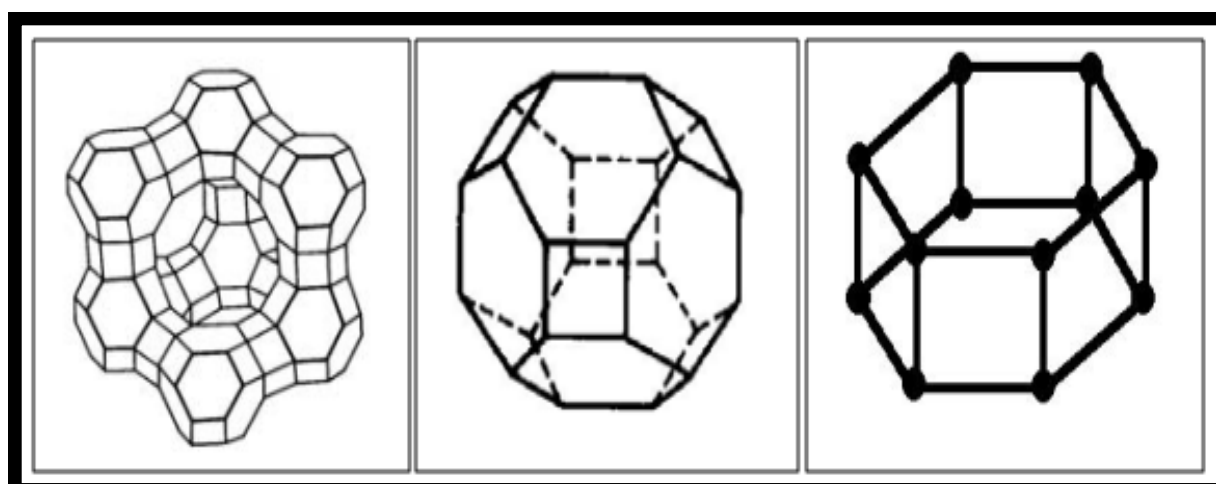


Figure I.17 : Différentes structures cristallines de la zéolithe [29].

La structure géométrique formée permet la construction de super-cages (figure

I.17), ils sont la base de formation des Zéolithes de type faujasite. Les groupements pentasil (figure I.18) s'arrangent pour la formation d'une chaîne (figure I.18.a.). Lors de leurs assemblages, ces chaînes forment une structure microporeuse régulière en canaux horizontaux et verticaux (figure I.19). La taille des pores est dénie par le nombre des atomes qui composent l'ouverture des pores.

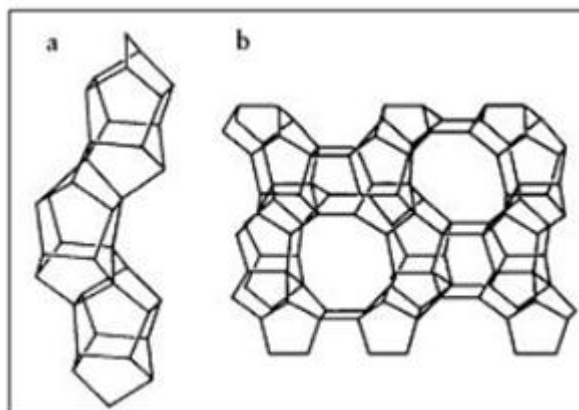


Figure I.18 : Groupement pentasil [30]

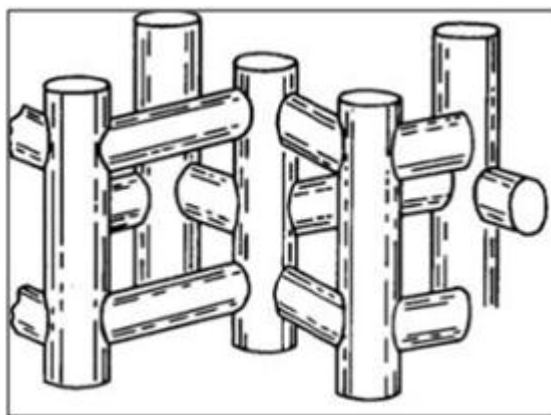


Figure I.19 : Structure en canaux [30]

Pour les Zéolithes de type faujasite (figure I.20), les pores correspondent aux super-cages dont le diamètre extérieur des pores est de l'ordre de 0.74 nm ce qui correspond à 12 atomes d'oxygène qui forment l'ouverture des pores. Les dimensions des cavités varient selon la disposition géométrique des atomes et le rapport Si/Al dont sa valeur du diamètre interne moyen de la cavité est d'environ 1.25 nm.

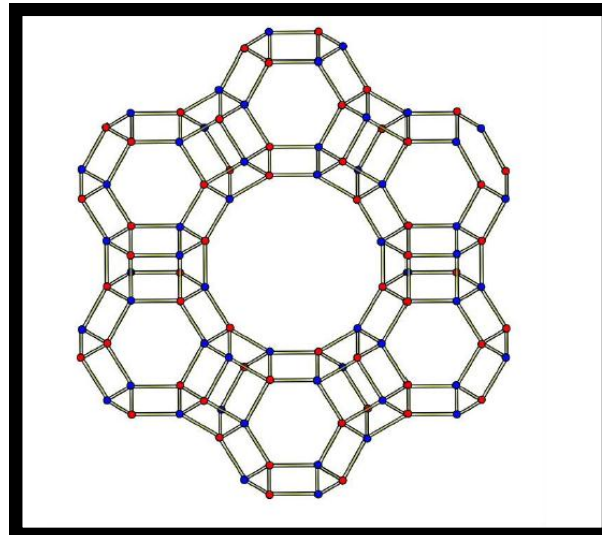


Figure I.20 : Structure de la faujasite (Zéolithe de type X et Y) [30].

Dans le domaine de la production du froid, la Zéolithe 13X est la plus utilisée. Ce type présente une structure cubique d'arête égale à 24.95 Å et d'une maille élémentaire qui contient 8 unités sodalites. La Zéolithe 13X se trouve sous deux formes : l'une est en poudre de couleur blanche et l'autre en grains cylindriques de longueur de 3.2 mm.

L'eau (H₂O) est un frigorigène parfaitement sûr pour l'homme, disponible, a des bonnes propriétés thermiques mais sa pression de fonctionnement est faible (entre 20 mbar et 80 mbar) [33]. Sa gamme de température de production de froid est réduite (entre 0 °C et 10 °C), qui ne peut être utilisée dans des applications de congélation. Mais elle est bien adaptée pour la production du froid. Plus généralement, l'eau reste un fluide idéal de point de vue toxicité et environnement.

I.5.2. Couple charbon actif/méthanol

Le charbon actif est un carbone microporeux (Figure I.21). En effet, il peut être obtenu à partir d'une matière carbonée à structure poreuse tels que les bois, les écorces, la pâte de bois, les coques de noix de coco, les coques de cacahuètes, les noyaux d'olives, ou bien de la houille, la tourbe, le lignite, les résidus pétroliers...par des processus de carbonisation suivis des processus d'activation dûment contrôlés.

Cette production est conditionnée pour des pressions et des températures très importantes. Le charbon actif possède une structure poreuse avec une grande surface spécifique comprise entre 400 et 2000 m².

La quantité d'énergie nécessaire pour la phase de régénération diminue à cause de l'énergie de liaison adsorbât/adsorbant qui est généralement plus faible pour le charbon actif que pour les autres adsorbants. Généralement, le charbon actif est utilisé pour la purification d'eau, la décoloration, la récupération des composés volatils, le traitement de gaz.

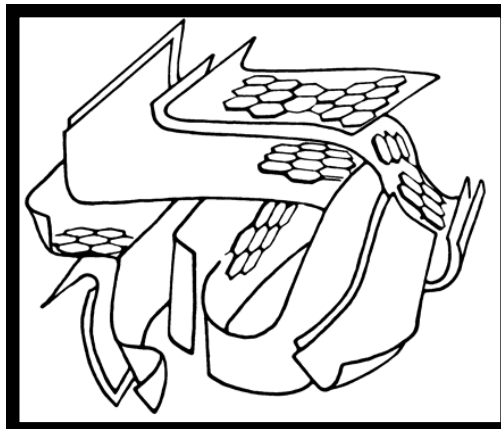


Figure I.21 : Représentation de la microstructure d'un charbon actif [34].

Le méthanol (CH₃OH) est un frigorigène intéressant, lors de la production de froid, sa gamme de température est (-15 °C, 10 °C). Sa chaleur latente d'évaporation est haute et égale presque à la moitié de celle de l'eau et son point d'ébullition est presque égal 65 °C à pression 1 atm. Ses molécules sont petites (4 °A) pouvant être facilement adsorbées dans les micropores de ce fluide de diamètre plus petit que 20 °A [34]. Cependant, le méthanol est instable à des températures élevées et il est limité à des températures inférieures à 150 °C [34-35]. Sa pression de fonctionnement est faible (entre 5 mbar et 100 mbar) [33], est inférieure à la pression atmosphérique, ce qui nécessite des équipements spéciaux pour éviter les fuites. Il possède une toxicité élevée et est inflammable.

I.5.3. Couple gel de silice/eau

Le gel de silice de formule brute $\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$ est une silice synthétique amorphe. La structure des pores est créée par l'agglomération des microparticules sensiblement sphérique de faibles dimensions avec une taille uniforme qui est comprise entre 2 et 20 nm. Le gel de silice possède une grande surface spécifique (entre 500 et 800 m^2/g). Son PH est alcalin et présente l'avantage d'adsorber les molécules polaires comme l'eau et les alcools dont leurs structures polaires présentent des groupements hydroxyles. Le gel de silice a une grande capacité d'adsorption de l'eau (400 g / kg) à une pression de vapeur d'eau proche de la situation, donc il est largement utilisé avec l'eau comme couple pour la production du froid.



Figure I.22 : Sachet de gel de silice [30].

Le gel de silice (voir figure I.22) est principalement utilisé pour le séchage et la résistance à l'humidité. A cause de haute densité d'emballage et de son absorption efficace de l'humidité quand celle-ci est faible, il est utilisé pour la purification de l'air.

I.5.4. Couple charbon-actif/ammoniac

L'ammoniac (NH_3) est un fluide qui présente une chaleur latente d'évaporation et une conductivité thermique importantes. L'ammoniac a comme avantage une pression de fonctionnement élevée (entre 0.5 bar et 5 bar) [33]. La zone de

température de production de froid est élevée (entre 50°C et 10°C). L'ammoniac est très dangereux, il forme avec l'air un mélange explosif. En effet, il peut former une certaine réaction chimique avec les matériaux de construction de la machine. C'est pour cela, il est important d'utiliser des matériaux résistants pour son emploi tels que l'acier inoxydable. On a choisi les couples précédents en se basant sur les caractéristiques physiques et chimiques, telles les conditions thermodynamiques (température et pression, etc...) la complexité dans la manipulation et les soucis environnementaux, etc...

1.5.5. Couple charbon actif/CO₂

Le CO₂ est le symbole chimique de la molécule de dioxyde de carbone, également appelée anhydride de carbone ou gaz carbonique. Cette molécule est constituée d'un atome de carbone (symbole chimique C) et de deux atomes d'oxygène (symbole chimique O), d'où son nom.

Les propriétés du CO₂ furent étudiées en 1750 par le chimiste et physicien britannique, Joseph Black. Vers 1754, il appela ce gaz air fixe, mettant à mal la théorie du Phlogiston encore enseignée à cette époque. Le gaz carbonique fut par la suite isolé par le pasteur anglais Joseph Priestley en 1766.

En 1776, le chimiste français Antoine Laurent De Lavoisier a confirmé suite à ses recherches, que ce gaz est la conséquence de la combustion des combustibles fossiles avec l'oxygène. Depuis 1875, l'apparition des premières boissons gazeuses saturées en CO₂ naturel, qui ont été produit artificiellement grâce à la création des récipients pressurisés.

Il est produit notamment lors de la fermentation aérobie ou de la combustion de composés organiques, et lors de la respiration des êtres vivants et des végétaux. Pour ces derniers, la photosynthèse est le processus bioénergétique qui permet aux plantes, de synthétiser de la matière organique en utilisant la lumière du soleil à partir du dioxyde de carbone CO₂ et de l'eau H₂O avec libération d'oxygène O₂ comme sous-produit de l'oxydation de l'eau.

Le dioxyde de carbone était utilisé comme fluide frigorigène dans les systèmes à

compression de vapeur au 20^{ème} siècle. Depuis, il était parmi les premiers frigorigènes à être utilisé dans l'industrie du froid [37]. Mais avec l'apparition des frigorigènes synthétiques offrant de meilleures performances, il a été abandonné en 1930.

Lorentzen et Pettersen [38] sont les premiers chercheurs qui ont favorisé la régénération de l'utilisation du dioxyde de carbone comme fluide frigorigène. En se basant sur leurs résultats, plusieurs projets ont été développés au niveau des applications utilisant le dioxyde de carbone dans les pompes à chaleur et dans les systèmes de conditionnement de l'air des automobiles.

Le CO₂ peut être le fluide frigorigène idéal parce qu'il n'est ni toxique, ni inflammable, demande peu d'énergie pour être produit et son impact sur l'environnement est faible (ODP nul et GWP=1). Vu ses propriétés thermodynamiques, environnementales et de transport, le CO₂ se positionne aujourd'hui comme l'un des fluides d'avenir en réfrigération. Il garantit pérennité des installations et son utilisation s'inscrit dans la politique de développement durable des entreprises.

Meunier [36] a étudié la performance des couples charbon actif/méthanol, zéolithe/eau et autres couples et il a montré que le charbon actif/méthanol a le plus haut coefficient de performance thermique et la plus basse température de régénération. Donc, le couple charbon actif/méthanol est le meilleur couple pour les applications solaires par rapport aux autres couples pour la production de la glace.

I.6. Application de l'adsorption

L'un des plus importants défis que le monde rencontre actuellement est de réduire les émissions des gaz à effet de serre. Les systèmes de refroidissement par compression, tels que les réfrigérateurs et les climatiseurs, non seulement détériorent la couche d'ozone, mais nécessitent aussi une énorme quantité d'électricité.

Donc le système de réfrigération solaire est la clé de ces problèmes puisque l'énergie solaire est propre, renouvelable et durable. En outre, il peut avoir des

applications dans les pays développés et en développement. Les applications dans les pays en développement, telles que le stockage des vaccins ou la conservation des aliments, ont fait l'objet de nombreuses recherches, par exemple Santori et al. [39] et Allouhi et al. [40].

I.6.1. Détermination de la cinétique d'adsorption

Plusieurs chercheurs ont travaillé sur la détermination de la cinétique des adsorbants :

A. Pal et al. [41] ont étudié expérimentalement l'adsorption du CO₂ sur un adsorbant composite. Ils ont déterminé les courbes de sorption de ce couple en utilisant trois modèles (modèle de Langmuir, modèle de Toth et modèle de Dubinin Astakhov (D-A)). Ils ont montré que le modèle de Toth est le plus représentatif. Ils ont déterminé la capacité d'adsorption volumique du CO₂ sur le composite qui est supérieure à celle du CO₂ sur le Maxorb III.

S. Jribi et al. [42] ont étudié la cinétique d'adsorption du CO₂ sur une poudre de charbon actif microporeuse de type Maxorb III. Ils ont trouvé que l'équation de la force motrice linéaire classique LDF (classical linear driving force) modifiée permet de mieux ajuster les modèles de Toth et Duinin-Astakhov.

V. K. Singh et al. [43] ont déterminé expérimentalement les isothermes d'adsorption du CO₂ sur trois types de charbons actifs (Norit RB3, Norit Darco (100 mesh size), Norit Darco (12*20 US mesh size)). Ils ont trouvé que l'effet de refroidissement spécifique (specific cooling effect SCE_{max}) et que le coefficient de performance maximal (COP_{max}) sont respectivement égales à 25,85 kJ / kg et 0.09, pour une température de chauffage 80 ° C et une température d'évaporation 15 °C.

N. A. Rashidi et al. [44] ont étudié expérimentalement l'adsorption de CO₂ à l'aide d'un instrument volumétrique statique. Ils ont déterminé les isothermes d'adsorption de CO₂ à l'aide de divers modèles d'isothermes. Ils ont découvert que l'isotherme de Freundlich est la plus adéquate aux données expérimentales.

B.B. Saha et al. [45] ont mesuré des isothermes d'adsorption de CO₂ en utilisant

une fibre de charbon actif de type A-20 et une poudre de charbon actif de type Maxsorb III. Les résultats montrent que les isothermes de Tóth et D-A modifiés sont mieux adaptés que ceux de Langmuir et les équations D-A.

S. Garcia et al. [46] ont déterminé les isothermes d'adsorption de CO₂ sur le charbon actif à base de résine phénol-formaldéhyde à trois températures différentes (298K, 318K et 338 K). Les résultats des isothermes des composants purs ont été corrélées en utilisant les modèles Langmuir, Sips et Langmuir à double site (DSL). Le modèle DSL est le plus représentatif de l'adsorption du CO₂ dans le mélange à plusieurs composants.

H. Yu et al. [47] ont étudié les isothermes d'adsorption de CO₂ sur du carbone commercial Kureha à différentes températures (298–323K). Ils ont constaté que la capacité d'adsorption a diminué de 462,15 à 374,12 mg / g avec une augmentation de la température de 298 à 323 K.

I.6.2. Etude des machines

Après la crise pétrolière en 1973, la recherche scientifique utilisant l'énergie solaire a pris place. Le froid utilisant l'énergie thermique est le système frigorifique par sorption (absorption et adsorption). La recherche de la production de froid par adsorption a commencé environ depuis 1980. Des études sur les machines à adsorption destinées à la production de froid par adsorption ont été effectués au laboratoire thermodynamique des fluides (LIMCI) à Orsay (Paris). Ces études ont donné naissance à plusieurs réalisations de machines : une glacière solaire à Montpellier [48] utilisant le couple zéolithe 13x-eau ayant un rendement solaire de l'ordre de 10%, un entrepôt frigorifique réalisé aussi à Montpellier [49] en utilisant le même couple et avec 24 capteurs plans solaires dont le rendement solaire est voisin de 9% et un troisième prototype à machine à glace [50] utilisant le couple charbon-actif/méthanol avec un rendement solaire de l'ordre de 12%.

Afin d'améliorer le coefficient de performance solaire, une installation frigorifique solaire utilisant le couple 13X-eau avec 8 capteurs plans a été installée à

la faculté des Sciences et Techniques de Montpellier [51,52] avec un coefficient de performance solaire supérieur à 10.5%. Un prototype utilisant un capteur à concentration a été réalisé aussi à la même institution utilisant le même couple 13x-eau [49] avec un coefficient de performance supérieur à 15%.

La machine frigorifique solaire par adsorption utilise différents couples. Les couples les plus courants sont zéolithe / eau [53], gel de silice / eau [54], charbon actif / méthanol [55] et charbon actif / ammoniac [56]. En comparant les couples de travail, on a remarqué que le charbon actif / méthanol et zéolithe / eau sont les couples les plus appropriées pour la production du froid [57]. Plusieurs études sont faites pour étudier la performance de cette machine en utilisant ces deux couples.

I. Solmus et al. [58] ont étudié expérimentalement les propriétés d'adsorption d'une paire zéolithe / eau naturelle. Ils ont comparé la capacité d'adsorption cyclique à différentes températures du condenseur, de l'évaporateur et de l'adsorbant ainsi que du charbon actif / méthanol; gel de silice / eau; et des paires de zéolite 13X / eau. Ils ont trouvé que la masse cyclée de la paire zéolite / eau naturelle a la plus faible dépendance aux températures de l'évaporateur et du condenseur.

Le prototype de machine à glace par adsorption avec des balances semi-pilotes a été élaboré, réalisé et testé [59]. Le développement d'un programme informatique a donné une estimation des quantités de charbon actif et de méthanol dans le réfrigérateur à adsorption, du bilan énergétique et de la conception de ses divers composants, ainsi que du coefficient de performance de la machine. Les résultats ont montré que les coefficients de performance COP_{th} et COP sont respectivement 0,49 et 0,081.

A.A. Askalany et al. [60] ont théoriquement et expérimentalement étudié les performances du système de refroidissement par adsorption. La COP_{th} maximale obtenue à partir du travail théorique était d'environ 0,35. La COP_{th} obtenue par le système est de 0,35 à 373 K de température de fonctionnement et de 295 K de température de l'évaporateur et l'énergie de refroidissement spécifique expérimentale (SCE_{exp}) pourrait aller jusqu'à la valeur de 70 kJ kg⁻¹; tandis que l'énergie de

refroidissement spécifique théorique ($SCE_{théo}$) est de 83 kJ kg^{-1} .

M.A. Hadj Ammar et al. [61] ont étudié numériquement les performances d'un adsorbent tubulaire pour un système de réfrigération à adsorbant. Les résultats ont montré que les COPs = 0,21, lorsque le diamètre du tube $D = 0,18 \text{ m}$, un nombre de 8 tubes pour remplir 1 m^2 et en utilisant un double couvercle vitré pour les fils du collecteur.

W. Chekirou et al. [62] ont transporté un modèle mathématique et une simulation pour optimiser les performances de transfert de chaleur et de masse dans l'adsorbent tubulaire d'une machine de refroidissement par adsorption solaire. Ils ont constaté que la performance maximale du système est $COP_{th} = 0,424$ et $COPs = 0,143$, lorsque le rayon interne de l'adsorbent et la surface du capteur solaire sont de $54,55 \text{ mm}$ et 1 m^2 , respectivement.

H.Z. Hassan et al. [63] ont démontré par l'intermédiaire d'une simulation théorique d'un réfrigérateur à adsorption solaire qu'une très faible variation de la conductivité thermique effective du réacteur (entre $0,5$ et $0,528 \text{ Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$), les pressions de procédure lors de l'adsorption, et les procédures de désorption ont été approximativement constantes. Les COP les plus élevés ont atteint $0,2$ à la température du Canada le 30 juin 2009.

A. Zegnani et al. [64, 65] ont étudié numériquement les transferts de chaleur et de masse au sein d'un adsorbent plan lors de la désorption de l'eau par un lit de zéolithe 13X en utilisant un modèle biphasé et triphasé. Au cours de cette étude, les auteurs ont effectué la géométrie d'adsorption, le coefficient de transfert thermique et le rapport d'anisotropie thermique.

S. Jribi et al. [66] ont étudié numériquement les performances d'une machine frigorifique à adsorption à quatre lits en utilisant le couple charbon actif/ CO_2 . Ils ont trouvé qu'avec une température de chauffage de 95° C et une pression de désorption optimale de 79 bars , le coefficient de performance maximal est égal à $0,1$.

W. Fan et al. [67] ont étudiés théoriquement et expérimentalement l'adsorption du CO_2 par cinq types de charbon actif pour déterminer la capacité maximale

d'adsorption de CO₂ pour chaque adsorbant. Cette étude a permis aussi que le coefficient de performance est meilleur pour une gamme des diamètres des pores de charbon actif entre 7 et 15 Å (c'est un milieu microporeux et les forces existant ne sont que des forces de type Van Der Waals).

I.7. Conclusion

L'un des plus importants défis que le monde rencontre actuellement est de diminuer les émissions des processus industriels qui causent l'effet de serre. Cette contrainte écologique exigée pour la réduction de l'utilisation des frigorigènes, qui sont des hydro-chlorofluorocarbones(HCFC) et des chlorofluorocarbones (CFC), a contribué à l'apparition des systèmes utilisant l'énergie calorifique dite source primaire. Différentes machines de production du froid sont citées dans ce chapitre, en particulier la production de froid par adsorption qui fait l'objet du présent travail, avère une solution prometteuse et efficace en utilisant des énergies préservant l'environnement, non nocives et gratuites, et des fluides frigorigènes non polluants. Donc dans ce chapitre, nous avons fait une étude bibliographique sur le phénomène d'adsorption de différents couples adsorbant/adsorbât ensuite présenté les applications des différents couples.

Chapitre II : Isothermes de Sorption

II.1.Introduction

La modélisation expérimentale d'adsorption est un moyen très important de prédiction des mécanismes de divers systèmes d'adsorption. Par conséquent, ce chapitre présente une revue globale des applications des isothermes d'adsorption, de l'utilisation de l'analyse de régression linéaire et de l'analyse de régression non linéaire.

II.2.Isothermes d'adsorption

L'isotherme d'adsorption, d'équation $V_{ads} = f\left(\frac{P}{P_S}\right)$, est obtenu en mesurant les quantités volumiques de gaz adsorbé (V_{ads}) pour des valeurs croissantes de la pression relative représentée par $\left(\frac{P}{P_S}\right)$, avec P et P_S étant la pression d'équilibre et la pression de vapeur saturante du gaz à une température considérée, respectivement. La quantité du fluide obtenue par un solide donné est liée à la pression de la vapeur P , à la température T , et à la nature du fluide et du solide [68].

L'isotherme d'adsorption représente l'expression de la quantité adsorbée en fonction de la pression pour un couple donné à une température constante.

Le type d'isotherme obtenu donne des informations sur l'aspect qualitatif des interactions entre les adsorbats et l'adsorbant [69].

On trouve en six types des isothermes selon leur allure comme le montre la figure II.1. Les isothermes de type I correspondent au remplissage des micropores lors de la saturation. Ce type représente l'adsorption en monocouche. Parmi les adsorbants qui présentent ce type sont les charbons actifs et les zéolithes [70].

L'adsorption multicouche sur les surfaces ouvertes est représentée sur les isothermes de type II. Ce type d'adsorption correspond au remplissage des

micropores ainsi que l'adsorption multicouche sur la surface extrême.

Les isothermes de type III dépendent essentiellement à des interactions fortes adsorbat-adsorbant et à la manque d'affinité entre les molécules d'adsorbant et les molécules d'adsorbat. Ce type d'isotherme correspond, par exemple, au cas de l'adsorption de l'eau sur les surfaces hydrophobes (graphite, charbons actifs peu oxygénée...)

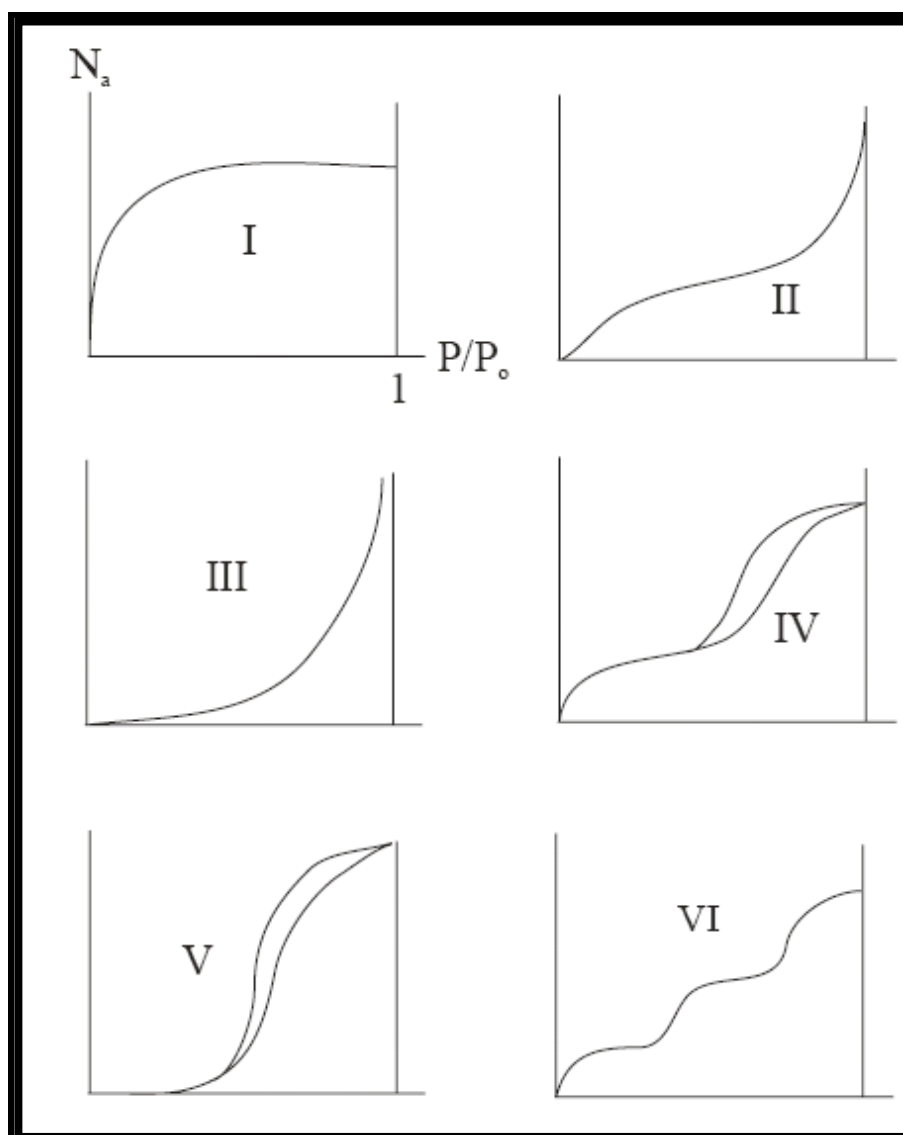


Figure II.1. Les différents types d'isothermes [69]

Le cas d'une forte interaction lors de l'adsorption est représenté par l'isotherme de type V. L'hystérésis formé lors de la désorption est dû à la présence des mésopores où il y a condensation de la vapeur en formant une paroi à courbure forte.

Les isothermes de types VI sont le cas d'une adsorption multicouche sur une surface non poreuse très homogène.

Les isothermes de type V représentent la combinaison des isothermes de type I et IV. Par les réactions d'adsorption qui font partie de ce type, le cas d'adsorption de l'eau sur les charbons très oxygénés [70].

II.3. Théories d'adsorption

La migration des polluants dans les milieux aqueux et le développement des mesures de confinement ont entraîné l'utilisation de l'adsorption parmi d'autres techniques [71,72]. L'amélioration du mécanisme d'adsorption et la conception efficace du système d'adsorption sont basées sur les isothermes d'adsorption [73].

Récemment, l'analyse de régression linéaire est l'un des outils les plus appliqués pour définir les modèles d'adsorption les mieux adaptés car elle quantifie la distribution des adsorbats, analyse le système d'adsorption et vérifie la cohérence des hypothèses théoriques d'adsorption.

Plusieurs fonctions d'erreur ont été utilisées pour combler les problèmes de linéarité inhérents. Parallèlement à l'évolution numérique, l'utilisation de la modélisation des isothermes non linéaire a été largement utilisée.

Différentes équations ont été réalisées pour trouver la relation existant entre la quantité d'adsorption et la pression du gaz à adsorber.

II.3.1. Loi d'Henry

C'est l'isotherme d'adsorption la plus simple dans laquelle la quantité d'adsorbat de surface est proportionnelle à la pression partielle du gaz adsorbant [74]. Ce modèle isotherme décrit un ajustement approprié à l'adsorption de l'adsorbat à des concentrations relativement faibles, de sorte que toutes les molécules d'adsorbat soient isolées de leurs plus proches voisins [75].

Ainsi, les concentrations en adsorbat à l'équilibre dans les phases liquide et adsorbée sont liées à l'expression linéaire :

$$X = K X_0 \rho \quad (\text{II-1})$$

Avec

X : Quantité adsorbée (kg d'adsorbat / kg d'adsorbant) ;

X_0 : Quantité maximale qui peut être adsorbée (kg d'adsorbat / kg d'adsorbant) ;

K : Constante d'Henry ;

ρ : Masse volumique de la phase fluide (kg.m^{-3}).

II.3.2.Modèle de Langmuir

En 1916, Langmuir a présenté un modèle traduisant l'adsorption des gaz sur les solides [76]. C'est un modèle semi-empirique dérivé d'un mécanisme cinétique proposé. Le modèle de Langmuir est basé sur la théorie selon laquelle l'adsorption maximale correspond au profil monocouche de la couche d'adsorbat sur la surface adsorbante [77], les molécules d'adsorbat ne se déposent pas sur d'autres molécules d'adsorbat déjà adsorbées, uniquement sur la surface libre de l'adsorbant (voir figure II.2), aussi l'énergie d'adsorption est constante et aucun mouvement d'adsorbat se produit sur la surface de l'adsorbant [78].

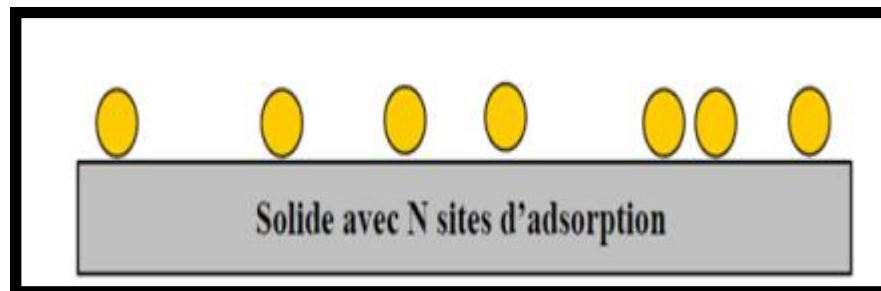


Figure II.2 Modèle d'adsorption en monocouche [79]

L'expression mathématique de ce modèle s'écrit comme suit [80] :

$$X = \frac{K_L X_0 C}{1 + K_L C} \quad (\text{II-2})$$

Avec

K_L : Constante de Langmuir ;

X_0 : Capacité maximale (kg d'adsorbat / kg d'adsorbant) ;

X : Quantité adsorbée (kg d'adsorbat / kg d'adsorbant) ;

C : Concentration molaire de l'adsorbat (mol.m^{-3}).

Ainsi Webber et Chakkravorti [81] ont défini un facteur de séparation (R_L) sans dimension, il est utile de savoir si le processus d'adsorption est favorable ou non. Ce facteur est représenté comme suit :

$$R_L = \frac{1}{1 + K_L C} \quad (\text{II-3})$$

Les valeurs de R_L indiquent que la nature de l'adsorption soit défavorable ($R_L > 1$), linéaire ($R_L = 1$), favorable ($0 < R_L < 1$) ou irréversible ($R_L = 0$).

II.3.3. Equation de Tóth

L'équation de Langmuir a été modifiée par Tóth pour réduire l'erreur entre les données expérimentales et la valeur prédite des données d'équilibre [82]. Ce modèle est très utile pour décrire un système d'adsorption hétérogène qui satisfait à la fois la limite inférieure et la limite supérieure de la concentration d'adsorbat [83]. Le modèle de Toth est exprimé comme suit [83]:

$$X = \frac{K_L X_0 C}{(1 + (K_L C)^n)^{1/n}} \quad (\text{II-4})$$

où

K_L est la constante de Toth.

n est la constante empirique déterminée en ajustant les données isothermes.

En utilisant un paramètre d'ajustement (n), il est clair que lorsque $n = 1$ cette équation se réduit à l'équation (II-2) de Langmuir [84]. Par conséquent, ce paramètre caractérise l'hétérogénéité du système d'adsorption [82] et s'il s'écarte davantage de l'unité, on dit que le système est hétérogène. L'isotherme de Toth peut être réarrangée

pour avoir une forme linéaire de la façon suivante :

$$\ln (X^n / X_0^n - X^n) = n \ln K_L + n \ln C \quad (\text{II-5})$$

L'équation de Toth contient trois paramètres d'ajustement, de sorte qu'elle décrit de nombreuses données d'adsorption pour des adsorbants pratiques.

Les valeurs des paramètres du modèle de Toth peuvent être évaluées par une

méthode d'ajustement de courbe non linéaire utilisant un logiciel de tracé sigma [85].

Ce modèle a été utilisé pour la modélisation de plusieurs systèmes d'adsorption multicouche et hétérogène [85, 86].

II.3.4. Modèle de Freundlich

L'équation de Freundlich est bien adaptée pour décrire l'équilibre en phase aqueuse. Il est applicable aux processus d'adsorption qui se produisent sur des surfaces hétérogènes [87]. Cette isotherme donne une expression qui définit l'hétérogénéité de surface et la distribution exponentielle des sites actifs et de leurs énergies [88]. La forme linéaire de l'isotherme de Freundlich est la suivante [89]:

$$\log q_e = \log K_F + \frac{1}{n} \log C_e \quad (\text{II-6})$$

où

K_F est la capacité d'adsorption

$1/n$ l'intensité d'adsorption qui indique également la répartition relative de l'énergie et l'hétérogénéité des sites adsorbés.

Si la forme linéaire de l'isotherme de Freundlich n'est pas adaptable on utilise les coordonnées logarithmiques [90].

L'équation traduisant ce modèle se met sous la forme suivante :

$$m = M K_F p^{\frac{1}{n}} \quad (\text{II-7})$$

Avec

m : Masse adsorbée (kg) ;

M : Masse adsorbante (kg) ;

p : Pression de saturation (Pa) ;

K_F et n : Constantes dépendantes de l'adsorbat et de l'adsorbant.

Boparai et al. ont étudié l'adsorption des ions plomb (II) [89] à partir de solutions aqueuses en utilisant la poussière de fibre de coco et ses résines extraites modifiées. Bien que plusieurs modèles d'isothermes aient été appliqués, les données d'équilibre étaient mieux représentées par les isothermes de Freundlich et de Flory-Huggins en raison de coefficients de corrélation élevés [91].

II.3.5. Modèle de Brunauer, Emmett et Teller (BET)

Tenir compte des hypothèses de Langmuir, ce modèle prend compte de plusieurs couche de molécules adsorbées (Figure II.3).

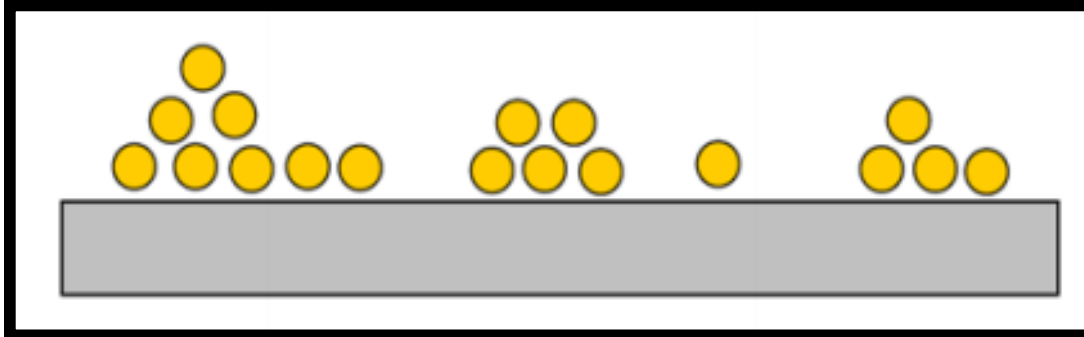


Figure II.3 Modèle d'adsorption multicouche [79]

Les hypothèses supplémentaires utilisées sont [92] :

- Tous les sites d'une même couche sont énergétiquement équivalents ;
- L'enthalpie d'adsorption sur la première couche est constante ;
- L'énergie d'adsorption sur toute autre couche est égale à l'énergie de liquéfaction.

L'équation proposée est :

$$V = \frac{V_m K_g \delta}{1 - \delta} \left[\frac{1 - (n+1)\delta^n + n\delta^{n+1}}{1 + (K_g - 1)\delta - K_g \delta^{n+1}} \right] \quad (\text{II-8})$$

Avec

V : Volume total adsorbé (m^3) ;

n : Nombre de couches moléculaires d'adsorbat ;

V_m : Volume de gaz nécessaire pour recouvrir l'adsorbant d'une monocouche (m^3) ;

K_g : Constante caractéristique du gaz ;

$\delta = \frac{p}{p_s}$, où p est la pression d'équilibre d'adsorption et p_s la pression saturante de l'adsorbat.

Si on a une seule couche ($n=1$), on retrouve l'équation de Langmuir [84].

II.3.6. Equation de Kelvin (Condensation capillaire)

Les adsorbants utilisés sont généralement des substances poreuses. Les pores peuvent avoir plusieurs formes (cylindrique, en forme de bouteilles,...). Les adsorbants amorphes, tels que les charbons actifs, les gels de silice ou d'alumine, renferment des pores de forme et de dimension diverses. Pour les adsorbants cristallisés tels que les zéolithes, la porosité est liée au réseau cristallin. L'équation de Kelvin, permet d'établir une corrélation entre le rayon des pores et la capacité d'adsorption. En supposant que la condensation de vapeur à la pression relative $\frac{p}{p_0}$ s'effectue dans un capillaire cylindrique de rayon r , l'équation décrivant ce modèle s'écrit [93] :

$$r = - \frac{2 \gamma V_m \cos(\omega)}{R T \ln\left(\frac{p}{p_0}\right)} \quad (\text{II-9})$$

Avec

γ : Tension interfaciale du liquide (Pa) ;

ω : Angle de mouillage ;

V_m : Volume molaire du liquide ($\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$) ;

T : Température absolue (K) ;

R : Constante des gaz parfaits ($R = 8,314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$).

II.3.7. Equation de GAB (Guggenheim - Anderson - de Boer)

C'est une forme modifiée du modèle BET. L'équation de GAB est applicable pour les activités de l'adsorbat comprises entre 0.05 et 0.95. Ce modèle permet de déterminer la chaleur de sorption de la couche mono-moléculaire et du multicouche et aussi de calculer la teneur en adsorbat de la couche mono-moléculaire [94]. Cette équation est donnée comme suit:

$$X = \frac{X_0 G F a_w}{(1 - F a_w)[1 - G F a_w + (G F a_w)^2]} \quad (\text{II-10})$$

Avec

X : Teneur en eau à l'équilibre (kg d'adsorbat / kg d'adsorbant) ;

X₀ : Teneur en eau correspondant à la saturation de chaque site d'adsorption par une molécule d'adsorbat (couche mono-moléculaire) (kg d'adsorbat / kg d'adsorbant) ;

G : Constante de Guggenheim;

F : Facteur de correction des propriétés des molécules des multicouches ;

a_w : Activité de l'adsorbat.

II.3.8.Modèle de Brunauer, Deming, Deming, Teller (BDDT)

C'est une amélioration du modèle BET. En effet, ce modèle tient compte en plus des hypothèses prises par le modèle BET, du nombre exact des couches et de la chaleur d'adsorption. L'équation de ce modèle est donnée comme suit [95] :

$$X = \frac{K_{eq}X_0 \delta [1+n[(q-1)\delta^{n-1}+q \delta^{n+1} - (2q-1)\delta^n]] - \delta^n}{(1-\delta)[1+(K_{eq}-1)\delta+K_{eq}((q-1)\delta^n - q \delta^{n+1})]} \quad (II-11)$$

Avec

X : Quantité adsorbée (kg d'adsorbat / kg d'adsorbant) ;

X₀ : Capacité maximale (kg d'adsorbat / kg d'adsorbant) ;

K_{eq} : Constante d'équilibre ;

n : Nombre de couches ;

q : Chaleur d'adsorption (J.kg⁻¹) ;

$\delta = \frac{P}{P_s}$, où P est la pression d'équilibre d'adsorption et P_s est la pression saturante de l'adsorbat.

Le premier modèle BET est utilisé pour la détermination de la surface spécifique alors que le second modèle BDDT est utilisé pour la détermination des caractéristiques d'une réaction d'adsorption.

II.3.9.Modèle de Dubinin

La majorité des modèles de remplissage des pores sont basés sur la théorie de

Polanyi. Cette théorie suppose l'existence d'un champ de potentiel d'énergie d'attraction adjacent à la surface d'adsorbant [94, 96]. Polanyi suppose que l'adsorption a lieu lorsqu'un champ de force, indépendamment de la température, est assez grand pour comprimer le fluide à une pression partielle plus élevée que sa pression de saturation [96]. Les dernières molécules à adsorber forment une région équipotentielle contenant le volume adsorbé (voir figure II.4).

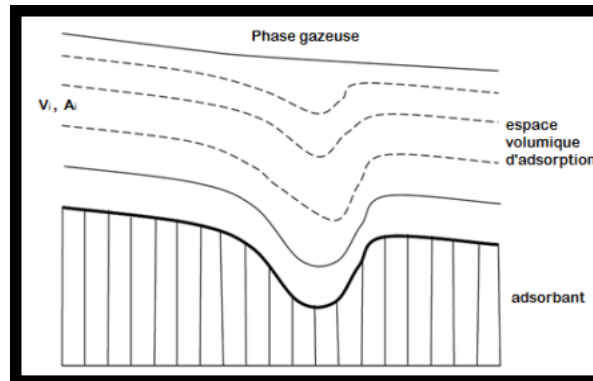


Figure II.4 Présentation schématique du phénomène d'adsorption selon le modèle de Polanyi [97].

Polanyi a défini alors le potentiel d'adsorption réversible et isotherme ΔG comme étant le travail effectué par les forces d'adsorption pour faire passer une molécule d'adsorbat de son état gazeux sous la pression P_s (pression de saturation) à son état liquide sous une pression P à la température T . En négligeant le travail lié à la liquéfaction, ΔG s'écrit :

$$\Delta G = R T \ln \left(\frac{P_s}{P} \right) \quad (\text{II-12})$$

Polanyi suppose qu'il existe une fonction f appelée fonction caractéristique liant ΔG à un taux d'adsorption, définie par le rapport de la masse adsorbée par la masse maximale qui peut être adsorbée à la même température. En utilisant un coefficient d'affinité β , la fonction ΔG s'écrit sous la forme :

$$\Delta G = \beta f^{-1}(a) \quad (\text{II-13})$$

Dubinin et ses collaborateurs ont développé la théorie de Polanyi. Ils ont montré que des adsorbants spécifiques adsorbent des volumes presque égaux de

composés semblables quand leurs potentiels d'adsorption sont égaux. Ils définissent alors la fonction caractéristique de la façon suivante [51] :

$$\frac{a}{a_0} = \exp\left(-k \frac{\Delta G^n}{\beta^n}\right) \quad (\text{II-14})$$

Avec

a : Volume des pores occupé par l'adsorbat;

a_0 : Volume maximal des pores ;

k : Paramètre gouvernant l'étalement de la distribution ;

β : Caractéristique de la nature de l'adsorbant ;

n : Entier dépendant de la nature de l'adsorbant; on prend $n=2$ lorsque le milieu est microporeux (équation de Dubinin-Radushkevich) et $n \leq 1$ lorsque le milieu est macroporeux (équation de Dubinin-Astakhov).

Durant notre étude, nous avons tenu compte de l'équation de Dubinin-Radushkevich (équation D-R) décrivant le cas de l'adsorption de l'eau par la zéolithe [51]. En considérant l'équation de Polanyi, l'équation D-R devient :

$$\frac{\theta}{\theta_0} = \exp\left\{-D \left[T \text{Ln} \left(\frac{P_S}{P}\right)\right]^2\right\} \quad (\text{II-15})$$

et en sachant que $\theta = \frac{X}{\rho}$ et $\theta_0 = \frac{X_0}{\rho}$, nous pouvons écrire :

$$\frac{X}{X_0} = \exp\left\{-D \left[T \text{Ln} \left(\frac{P_S}{P}\right)\right]^2\right\} \quad (\text{II-16})$$

Avec

D : coefficient qui dépend du couple adsorbant adsorbat;

T : Température de l'adsorbant (K) ;

P_S : Pression de vapeur saturante de l'adsorbat à la température T (Pa);

P : Pression de vapeur existante à l'interface solide-vapeur à laquelle correspond une température de liquide T (qui prend la valeur de T_{ev} de l'évaporateur, ou T_C du condenseur) (Pa);

X : Masse d'adsorbat à la température T en (kg d'adsorbat / kg d'adsorbant) ;

X_0 : Masse maximale de l'adsorbat qui peut être adsorbée (kg d'adsorbat / kg

d'adsorbant).

II.4. Choix du modèle

D'après les études effectués [98,99] pour la comparaison entre le modèle de DUBININ et celui de LANGMIR, on montre que le modèle du DUBININ est plus représentatif de l'ensemble des résultats expérimentaux d'adsorption et de désorption.

II.5. Conclusion

Pour accéder aux performances d'adsorption, il est nécessaire de modéliser et interpréter les isothermes d'adsorption. Dans ce chapitre, nous avons présenté les différents types d'isothermes et les différentes équations qui ont été réalisées pour trouver la relation existant entre la quantité d'adsorption et la pression du gaz à adsorber.

Chapitre III : Formulation Mathématique

III.1.Introduction

L'échange de chaleur et l'écoulement des fluides dans les milieux poreux avec changement de phases apparaissent dans plusieurs applications telles que le séchage, les systèmes géothermales, le dimensionnement des échangeurs de chaleur, les analyses nucléaires et le phénomène de sorption. Pour cela, la compréhension des transferts est très importante pour l'optimisation des installations énergétiques.

La description macroscopique des échanges de chaleur dans un milieu poreux contenant trois phases en écoulement avec changement de phase de l'une d'elle est généralement modélisée par une équation d'énergie avec une seule température. L'équilibre thermique local est la base du modèle avec une seule équation d'énergie[109].

Dans ce travail, les températures macroscopiques des trois phases sont suffisamment proches, d'où, une seule température est suffisante pour décrire le système [64].

III.2. Cycle théorique des machines frigorifiques à adsorption

Une machine frigorifique solaire à adsorption comporte trois constituants : un capteur (contenant l'adsorbant), un condensateur et un évaporateur (voir Figure III.1.a.).

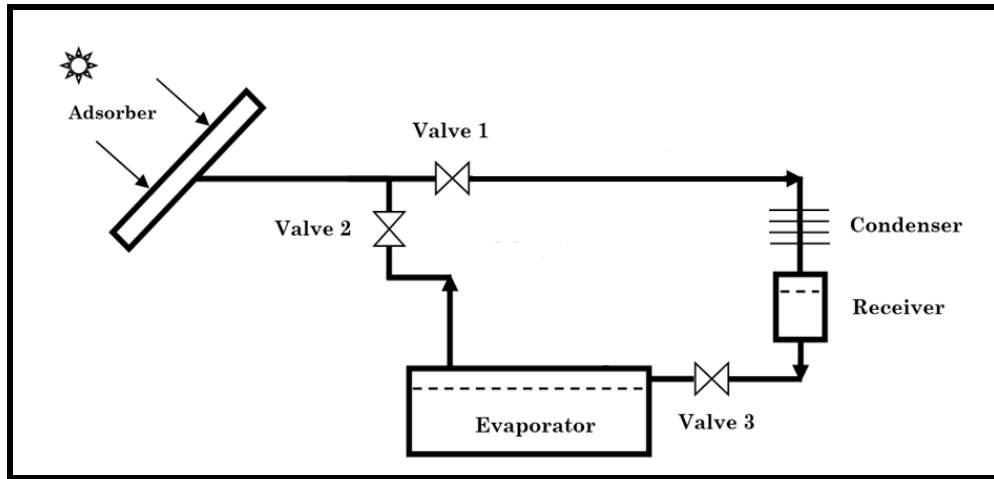


Figure III.1.a. Schéma d'une machine frigorifique solaire à adsorption.

Le cycle thermodynamique à adsorption se déroule en deux phases dont la première est la désorption de l'adsorbat qui se fait par l'apport de l'énergie, tandis que la deuxième consiste à l'évaporation et l'adsorption (sans énergie extérieure). Le milieu poreux reçoit une quantité d'énergie, dont une partie est utilisée pour augmenter l'énergie thermique du système pour le chauffage du milieu considéré et le reste favorise la désorption (voir Figure III.1.b).

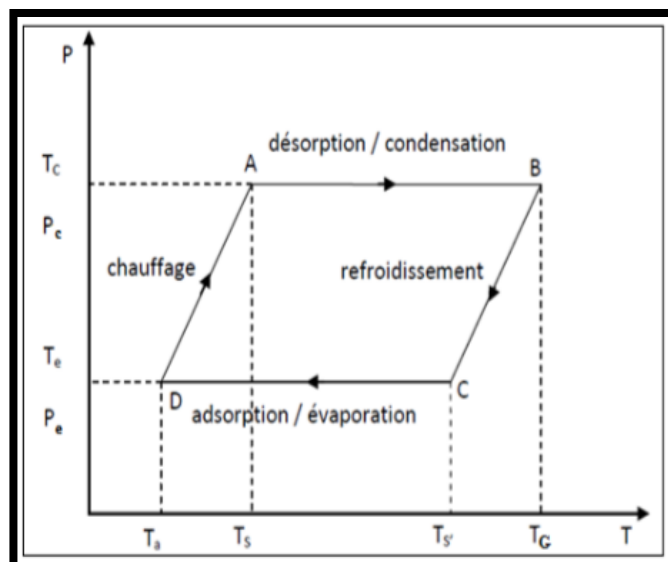


Figure III.1.b. Diagramme thermodynamique d'une machine à adsorption.

Le cycle débute au point D où le milieu possède la basse pression $P_e = P_s(T_e)$ et à

la basse température d'adsorption T_a . Pendant le chauffage, ce système suit l'isostère (D-A) et la pression croît jusqu'à atteindre la valeur $P_c = P_s(T_c)$ au point A.

Le milieu reçoit Q_{12} d'une source thermique extérieure (rayonnement solaire) et au cours de cette étape, l'adsorbeur se chauffe sans désorption à la température T_s .

Le chauffage du fluide contenant dans le milieu poreux du point A jusqu'au le point B assure la désorption de sa vapeur en recevant Q_{23} qui quitte le générateur pour être condensée par la suite en cédant Q_c vers l'environnement et ayant la température moyenne T_a . Au point B, le générateur atteint la température maximale T_g , la désorption s'arrête et on aura un refroidissement isostérique du générateur en cédant une quantité d'énergie Q_{34} vers l'environnement à T_a et le système suit l'isostère (B-C).

A partir du point C, le milieu refroidi commence l'adsorption du fluide en état gazeux en cédant une quantité de chaleur Q_{41} à l'environnement à T_a . En même temps, se déroule le processus d'évaporation du réfrigérant avec la température moyenne T_e considérée constante en absorbant une quantité de chaleur Q_e .

III.3. Relation entre les températures caractéristiques

III.3.1. Température seuil de désorption

La partie D-A est un isoptère ce qui conduit à $X_D = X_A$ permettant d'obtenir la relation

$$T_s = T_a \frac{T_c}{T_e} \quad (\text{III-1})$$

Connaissant la température initiale du milieu poreux et les températures du condenseur et de l'évaporateur on détermine la température seuil de désorption.

III.3.2. Température seuil d'adsorption

La partie B-C est un isoptère ce qui conduit à $X_B = X_C$ permettant d'obtenir la relation :

$$T_s' = T_g \frac{T_e}{T_c} \quad (\text{III-2})$$

Connaissant la température maximale atteint par le milieu poreux et les températures du condenseur et de l'évaporateur on détermine la température seuil

d'adsorption.

III.4. Description du système frigorifique combiné adsorption-éjection

Une machine frigorifique solaire à adsorption fonctionne avec un cycle intermittent (Figure III.1.a.). Pour surmonter ce désavantage, un cycle combiné adsorption-éjection a été étudié (Figure III.2.). Il comporte quatre constituants : un capteur (contenant l'adsorbant), un éjecteur, un condensateur et un évaporateur.

Pendant la journée, le capteur reçoit le rayonnement solaire qui chauffe l'adsorbant provoquant une élévation de pression au fur et à mesure une élévation de température. Pendant cette période, l'adsorbeur est connecté à l'éjecteur et il est déconnecté de l'évaporateur (vanne 1 et 2 s'ouvrent), ce qui entraîne la réfrigération de l'éjecteur. La vapeur du liquide à une température élevée et la pression de l'adsorbant pénètre dans l'éjecteur et elle est accélérée dans la buse convergente – divergente. À la sortie de la buse, le flux primaire atteint une vitesse supersonique et une pression inférieure et il entraîne la vapeur du fluide de l'évaporateur dans la chambre d'aspiration par l'intermédiaire de la vanne 3 (vanne 3 s'ouvre). Le mélange est soumis à une pression uniforme allant jusqu'à l'entrée de la section à surface constante. Le mélange est ensuite condensé dans le condenseur par le diffuseur, dans lequel, la température et la pression de la vapeur du fluide atteignent une température et une pression de condensation, T_c et P_c , (Figure III.1.c) puis le fluide est refroidie dans le condenseur et ensuite recyclé dans l'évaporateur. L'après-midi, les vannes sont déconnectées de l'éjecteur et elles sont connectées à l'évaporateur. Lorsque la pression dans l'adsorbeur est réduite à une certaine valeur ($P=P_e$), la réfrigération par adsorption commence. C'est la période de la production du froid. Cette période dure jusqu'au lendemain matin.

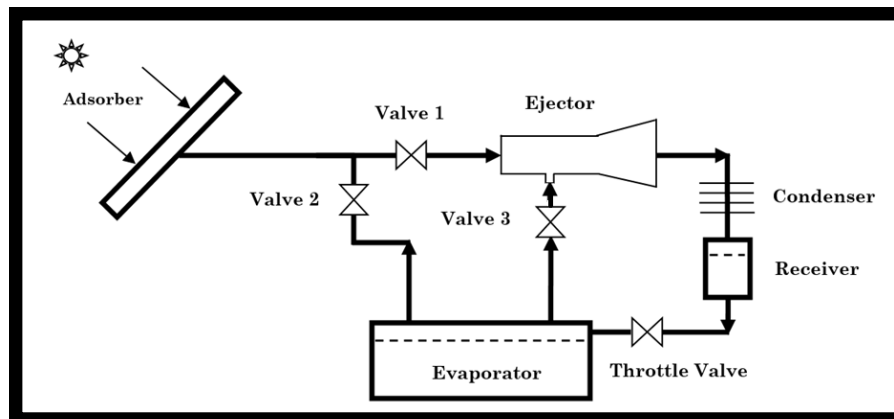


Figure III.2. Schéma d'une machine frigorifique solaire combinée adsorption-éjection

III.5. Formulation mathématique

III.5.1. Présentation du problème

Durant notre étude, le capteur solaire est un volume contenant un solide (charbon actif) qui peut absorber ou désorber un fluide. Par conséquent, le milieu poreux choisi durant notre travail est formé de trois phases (solide, liquide, gaz). Le solide est identifié par s-phase, le liquide par l-phase et la vapeur par g-phase (Figure III.3). Ce milieu peut adsorber de la vapeur qui se condense ensuite dans les micropores. Le milieu poreux est réellement discontinu et la formulation des transferts de chaleur et de masse est obtenue en effectuant un changement d'échelle [100]. On passe de l'échelle microscopique à l'échelle macroscopique (voir annexe III) où la taille du volume élémentaire représentatif (VER) est supérieure à la taille des pores. On passe ainsi d'un milieu poreux réel discontinu à un milieu continu fictif équivalent.

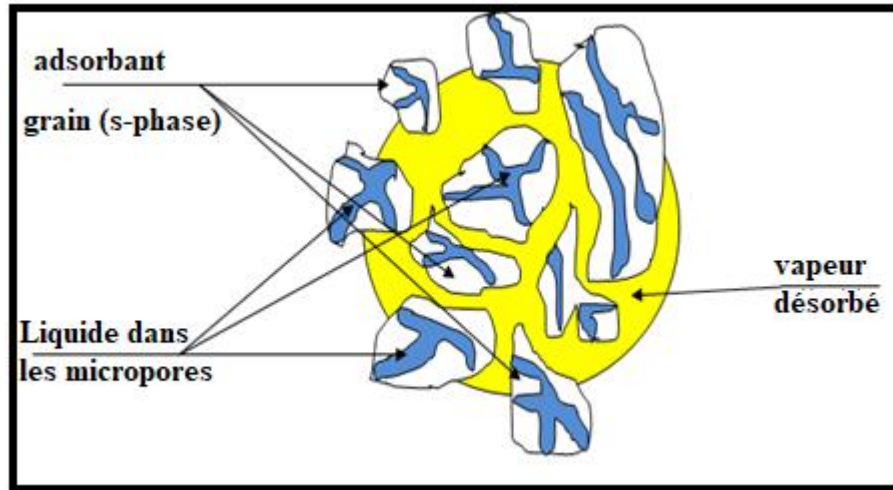


Figure III.3. Volume élémentaire représentatif VER [101].

On écrit les équations de conservations d'énergie, de continuité et de la quantité de mouvement de chaque constituant à l'échelle microscopique. Puis, on fait la moyenne de ces équations à l'échelle macroscopique en utilisant les règles détaillés dans l'annexe (II).

III.5.2. Equations microscopiques

III.5.2.1. Equation de conservation de masse

Nous avons les équations de conservation à l'échelle microscopique de chaque constituant sachant que le solide est indéformable et immobile, par conséquent, l'équation de conservation du solide s'écrit sous la forme suivante :

$$\rho_S = \text{cte} \quad (\text{III-3})$$

On suppose que le liquide possède une vitesse v_L , l'équation de conservation du liquide est la suivante:

$$\frac{\partial \rho_L}{\partial t} + \text{div} (\rho_L \vec{v}_L) = 0 \quad (\text{III-4})$$

De même pour le gaz :

$$\frac{\partial \rho_g}{\partial t} + \text{div} (\rho_g \vec{v}_g) = 0 \quad (\text{III-5})$$

Avec ρ_g , ρ_L et ρ_S sont respectivement les masses volumiques du gaz, du liquide et du solide et \vec{v}_L et \vec{v}_g sont les vitesses du liquide et du gaz.

III.5.2.2. Equation de conservation d'énergie

Nous avons les équations d'énergie à l'échelle microscopique de chaque constituant :

- Equation de conservation de l'énergie de la phase solide

$$\frac{\partial(\rho_S h_S)}{\partial t} = \text{div} \left(\lambda_S \overrightarrow{\text{grad}}(T_S) \right) \quad (\text{III-6})$$

Avec h_S , λ_S et T_S sont, respectivement, l'enthalpie massique, la conductivité et la température du solide

- Equation de conservation de l'énergie de la phase liquide

$$\frac{\partial(\rho_L h_L)}{\partial t} + \text{div} (\rho_L h_L \overrightarrow{v}_L) = \text{div} \left(\lambda_L \overrightarrow{\text{grad}}(T_L) \right) \quad (\text{III-7})$$

Avec h_L , λ_L , \overrightarrow{v}_L et T_L sont, respectivement, l'enthalpie massique, la conductivité, la vitesse et la température du liquide.

- Equation de conservation de l'énergie de la phase gazeuse

$$\frac{\partial(\rho_g h_g)}{\partial t} + \text{div} (\rho_g h_g \overrightarrow{v}_g) = \text{div} \left(\lambda_g \overrightarrow{\text{grad}}(T_g) \right) \quad (\text{III-8})$$

Avec h_g , λ_g , \overrightarrow{v}_g et T_g sont, respectivement, l'enthalpie massique, la conductivité, la vitesse et la température du gaz.

III.6. Equation de conservation aux interfaces :

Considérons deux milieux α et β pouvant être solide, liquide, gaz (Figure III.4). Les interfaces $S_{\alpha\beta}$ sont supposées sans épaisseur et uniformément étendues (hypothèses de Young). Pour établir les équations de bilan aux interfaces, on écrit d'une façon générale les deux équations suivantes :

$$\rho_\alpha (\overrightarrow{V}_\alpha - \overrightarrow{w}_{\alpha\beta}) \cdot \overrightarrow{n}_{\alpha\beta} + \rho_\beta (\overrightarrow{V}_\beta - \overrightarrow{w}_{\beta\alpha}) \cdot \overrightarrow{n}_{\beta\alpha} = 0 \quad (\text{III-9})$$

$$\left(\rho_\alpha h_\alpha \overrightarrow{V}_\alpha - \rho_\beta h_\beta \overrightarrow{V}_\beta \right) \cdot \overrightarrow{n}_{\alpha\beta} + \left(\rho_\beta h_\beta - \rho_\alpha h_\alpha \right) \overrightarrow{w}_{\alpha\beta} \cdot \overrightarrow{n}_{\alpha\beta} + \overrightarrow{q}_\alpha \cdot \overrightarrow{n}_{\alpha\beta} + \overrightarrow{q}_\beta \cdot \overrightarrow{n}_{\beta\alpha} = 0 \quad (\text{III-10})$$

Avec

$\vec{n}_{\alpha\beta}$ et $\vec{n}_{\beta\alpha}$ sont les vecteurs normaux à l'interface du côté de α et β .

\vec{q}_α et \vec{q}_β sont les flux diffusifs.

III.6.1. Equation de bilan à l'interface solide – liquide

Nous allons appliquer la règle générale des différents milieux solide, liquide et gaz.

Le solide est fixe (on a $v_s = 0$) et supposé indéformable, de plus l'interface solide-liquide est immobile ($w_{ls} = 0$) on écrit:

$$v_L = 0 \quad (\text{III-11})$$

On obtient aussi par conséquent :

$$\lambda_L \overrightarrow{\text{grad}T_L} \overrightarrow{n_{Ls}} = \lambda_s \overrightarrow{\text{grad}T_s} \overrightarrow{n_{Ls}} \quad (\text{III-12})$$

III.6.2. Equation de bilan à l'interface solide – gaz

L'interface solide-liquide est aussi immobile ($w_{ls} = 0$), de plus, le solide est fixe et indéformable ($v_s = 0$), ce qui conduit à écrire :

$$v_g = 0 \quad (\text{III-13})$$

On obtient de même :

$$\lambda_g \overrightarrow{\text{grad}T_g} \overrightarrow{n_{gs}} = \lambda_s \overrightarrow{\text{grad}T_s} \overrightarrow{n_{gs}} \quad (\text{III-14})$$

III.6.3. Equation de bilan à l'interface liquide – gaz

III.6.3.1. Equation de conservation de masse

L'interface liquide-gaz est mobile puisqu'il y a toujours évaporation ou condensation ($w_{gL} \neq 0$), la vitesse du liquide et celle du gaz sont reliées par la relation suivante:

$$\rho_g (\vec{V}_g - \vec{w}_{gL}) \cdot \vec{n}_{gL} + \rho_L (\vec{V}_L - \vec{w}_{Lg}) \cdot \vec{n}_{Lg} = 0 \quad (\text{III-15})$$

III.6.3.2. Equation de conservation de l'énergie

En tenant compte de l'équation de conservation de la masse à l'interface et en tenant compte des vitesses v_s et w_{ls} qui sont nulles, on obtient l'équation de bilan de l'énergie à l'interface A_{Lg} suivante :

$$\vec{q}_L \cdot \vec{n}_{Lg} + \vec{q}_g \cdot \vec{n}_{gL} = \vec{0} \quad (\text{III-16})$$

Avec

\vec{q}_L et \vec{q}_g sont les vecteurs densités de flux de conduction des deux phases liquide et gaz.

On obtient par conséquent :

$$\lambda_g \overrightarrow{\text{grad}T_g} \overrightarrow{n}_{gL} = \lambda_s \overrightarrow{\text{grad}T_s} \overrightarrow{n}_{gL} \quad (\text{III-17})$$

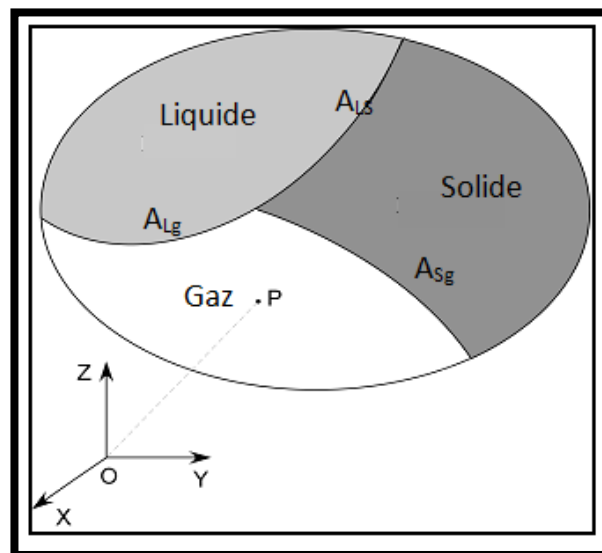


Figure III.4. Schéma des interfaces entre les phases du volume VER.

III.7. Equations macroscopiques

Après avoir utilisé la technique de changement d'échelle, et moyennant les hypothèses simplificatrices suivantes :

- ❖ Le milieu poreux est homogène et isotrope.
- ❖ Le milieu poreux est indéformable.
- ❖ L'effet de rayonnement dans le milieu poreux est négligeable.

- ❖ La dissipation visqueuse, le travail de compression sont supposés négligeables.
- ❖ Les termes de dispersion et de tortuosité peuvent être modélisés comme étant des flux diffusifs.
- ❖ Les surfaces solide-liquide et solide-gaz sont immobiles.
- ❖ Les termes de fluctuation sont négligeables.
- ❖ La porosité du lit est constante.
- ❖ L'hypothèse de l'équilibre thermique local est valable.
- ❖ La loi de Darcy est utilisée.
- ❖ La vitesse moyenne du liquide est nulle.
- ❖ L'échange de chaleur à l'interface peut être modélisé par un échange convectif.
- ❖ La masse d'eau désorbée est égale à la masse adsorbée.

Les équations de conservation du problème s'écrivent comme suit [102] :

a) Equation de continuité de l'état liquide

$$\frac{\partial(\varepsilon_L \rho_L)}{\partial t} = -\dot{m} \quad \text{(III-18)}$$

b) Equation de continuité de l'état gazeux

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g)}{\partial t} + \text{div}(\rho_g \vec{v}_g) = \dot{m} \quad \text{(III-19)}$$

c) Equation d'énergie

Après avoir trouvé l'équation du solide, celle du liquide et celle du gaz, et tenant compte de la validité de l'équation de l'équilibre thermique local, nous obtenons une seule équation d'énergie qui s'écrit sous la forme suivante :

$$\begin{aligned} & \left(\varepsilon_S \rho_S C_{pS} + \varepsilon_L \rho_L C_{pL} + \varepsilon_g \rho_g C_{p_g} \right) \frac{\partial T}{\partial t} + \varepsilon_g \rho_g C_{p_g} \vec{v}_g \overrightarrow{\text{grad}T} \\ & = \text{div} \left(\left(\varepsilon_S \lambda_{se} + \varepsilon_L \lambda_{Le} + \varepsilon_g \lambda_{ge} \right) \overrightarrow{\text{grad}T} \right) + \dot{m} \Delta H_{vap} \end{aligned} \quad \text{(III-20)}$$

Avec λ_{se} , λ_{Le} et λ_{ge} sont, les conductivités thermiques effectives, respectivement, du solide, du liquide et de la vapeur.

ε_s , ε_L et ε_g sont, les fractions, respectivement, du solide, du liquide et de la vapeur.

III.8. Application à un milieu granulaire microporeux

Souvent le milieu poreux est formé de grains contenant des pores comme le cas des charbons actifs, du gel de silice et des zéolithes. L'industriel fournit la porosité d'un grain. Le milieu considéré dans ce cas possède une porosité du lit et une porosité d'un grain. Il est nécessaire de remplacer les différentes fractions volumiques apparaissant dans les équations de conservation par les porosités connues.

Les fractions des différents constituants (le solide, le liquide et la vapeur de méthanol) formant le milieu, sont reliées par la relation :

$$\varepsilon_s + \varepsilon_L + \varepsilon_g = 1 \quad (\text{III-21})$$

Avec

ε_g est la fraction du gaz qui est définie par

$$\varepsilon_g = \frac{V_g}{V_T} \quad (\text{III-22})$$

ε_L est la fraction du liquide qui est définie par

$$\varepsilon_L = \frac{V_L}{V_T} \quad (\text{III-23})$$

ε_s est la fraction du solide qui est définie par

$$\varepsilon_s = \frac{V_s}{V_T} \quad (\text{III-24})$$

Nous supposons, durant notre étude que la vapeur du méthanol occupe la totalité du vide entre les grains et que le méthanol sera dans les micropores. On remplace les fractions des constituants par la porosité du lit ε_b et la porosité des micropores ε_m . On écrit :

$$\varepsilon_g = \varepsilon_b \quad (\text{III-25})$$

La porosité des micropores est exprimée par :

$$\varepsilon_m = \frac{V_p}{V_{gr}} \quad (\text{III-26})$$

Avec V_p le volume des pores et V_{gr} celui d'un grain. En supposant que ces micropores sont occupés par le liquide, on aura :

$$\varepsilon_m = \frac{V_L}{V_S + V_L} = \frac{\varepsilon_L}{\varepsilon_S + \varepsilon_L} \quad (\text{III-27})$$

La fraction de la matrice solide prend la relation suivante :

$$\varepsilon_S = (1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m) \quad (\text{III-28})$$

La fraction du liquide s'exprime par :

$$\varepsilon_L = (1 - \varepsilon_b)\varepsilon_m \quad (\text{III-29})$$

En remplaçant les fractions des différents constituants par la porosité du lit et la porosité des micropores, on obtient l'équation du transfert d'énergie de la façon suivante :

$$\begin{aligned} & \left[(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\rho_S(Cp_S + X Cp_L) + \rho_g Cp_g \varepsilon_b \right] \frac{\partial T}{\partial t} + Cp_g \rho_g \vec{v}_g \overrightarrow{\text{grad}} T = \\ & \left[(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\lambda_{se} + (1 - \varepsilon_b)\varepsilon_m \lambda_{Le} + \varepsilon_b \lambda_{ge} \right] \text{div} (\overrightarrow{\text{grad}} T) + \dot{m} \Delta H_{vap} \end{aligned} \quad (\text{III-30})$$

$$\text{Avec } \dot{m} = (1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\rho_S \frac{\partial X}{\partial t} \quad (\text{III-31})$$

Les études numériques [103] ont montré que le terme convectif est négligeable devant les autres termes pour des faibles vitesses donnant un nombre de Peclet inférieur à l'unité.

Donc on retient l'équation de conservation de l'énergie :

$$(\rho Cp)_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial t} = \text{div} (\lambda_{\text{eff}} \overrightarrow{\text{grad}} T) + \dot{m} \Delta H_{vap} \quad (\text{III-32})$$

En supposant que les transferts sont bidimensionnels et ne dépendent que de x et de y , et tenant compte des hypothèses définies dans le deuxième chapitre, l'équation de conservation d'énergie devient comme suit :

$$(\rho C_p)_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial t} = \lambda_{\text{eff}} \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial T}{\partial x} \right) + \lambda_{\text{eff}} \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right) + \dot{m} \Delta H_{\text{vap}} \quad (\text{III-33})$$

Avec

La densité et la capacité calorifique effective :

$$(\rho C_p)_{\text{eff}} = (1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\rho_S(C_{pS} + X C_{pL}) + \rho_g C_{p_g} \varepsilon_b \quad (\text{III-34})$$

La conductivité thermique effective :

$$\lambda_{\text{eff}} = (1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\lambda_{se} + (1 - \varepsilon_b)\varepsilon_m \lambda_{Le} + \varepsilon_b \lambda_{ge} \quad (\text{III-35})$$

La masse d'eau désorbée ou adsorbée

$$\dot{m} = (1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\rho_S \frac{\partial X}{\partial t} \quad (\text{III-36})$$

où X est la teneur en liquide déterminée par l'équation de **Dubin** [51] :

$$X = X_0 \exp \left\{ -D \left[T \text{Log} \left(\frac{P_s(T)}{P_s(T_c)} \right) \right]^2 \right\} \quad (\text{III-37})$$

X_0 et D sont déterminés expérimentalement par **Guilleminot** [104].

Log ($P_s(T)$) est donné par la relation suivante [105] :

$$\text{Log} [P_s(T)] = A - \frac{B}{T} \quad (\text{III-38})$$

Les valeurs des coefficients A et B sont fournies expérimentalement. Ainsi, l'équation de la teneur en fluide massique X devient :

$$X = X_0 \exp \left[-D B^2 \left(\frac{T}{T_c} - 1 \right)^2 \right] \quad (\text{III-39})$$

III.9. Détermination du coefficient de performance globale

III.9.1. Coefficient de performance globale

Le coefficient de performance solaire d'une machine frigorifique à adsorption noté COPs est défini par le rapport entre la quantité de froid produite et la quantité d'énergie solaire incidente. Nous écrivons par conséquent :

$$COP_s = \frac{Q_e}{E_{sl}} \quad (III-40)$$

La quantité de froid produite au niveau de l'évaporateur est définie par

$$Q_e = (1 - \varepsilon_m) (1 - \varepsilon_b) \rho_z S e \Delta X [L_v - Cp (T_c - T_e)] \quad (III-41)$$

Où :

$\Delta X = X_i - X_f$ est la différence entre la teneur en fluide massique à l'état initial et celle à l'état final.

L_v : est la chaleur latente d'évaporation de la masse du fluide adsorbée

$Cp (T_c - T_e)$: est la chaleur sensible nécessaire pour faire chuter la température de la masse du fluide désorbée de la température T_c du condenseur à la température T_e de l'évaporateur.

L'énergie solaire incidente journalière est obtenue par intégration de la puissance instantanée ayant l'expression suivante:

$$E_{sl} = \frac{2 I_{max} \Delta t}{\pi} \quad (III-42)$$

III.9.2. Coefficient de performance combiné global

Le coefficient de performance d'un système combiné est exprimé comme suit :

$$COP_{com} = COP_{night} + COP_{day} \quad (III-43)$$

Pendant la nuit:

$$Q_{e(nuit)} = m_1 L_v - m_1 Cp (T_c - T_e) \quad (III-44)$$

Pendant le jour:

$$Q_{e(jour)} = m_2 L_v - m_2 Cp (T_c - T_e) \quad (III-45)$$

Le froid total est donc :

$$\begin{aligned} Q_e &= Q_{e(nuit)} + Q_{e(jour)} = (m_1 + m_2) L_v - Cp (m_1 + m_2) (T_c - T_e) \\ &= m_1 \left(1 + \frac{m_2}{m_1}\right) [L_v - Cp (T_c - T_e)] \end{aligned} \quad (III-46)$$

Or

$$\frac{m_2}{m_1} = w \quad (\text{III-47})$$

On en déduit:

$$Q_e = m_1 (1+w) [L_v - C_p (T_c - T_e)] \quad (\text{III-48})$$

Ce qui donne:

$$COP_{com} = (1+w)COP_s \quad (\text{III-49})$$

Avec w est le taux d'entraînement optimal donné par la relation utilisée par Nahdi et al [106].

$$w = 3.32 \left(\frac{1}{r} - \frac{1}{\xi r} \right)^{2.12} \quad (\text{III-50})$$

Avec

r : rapport de compression

ξ : rapport de moteur

III.10. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons établi la modélisation des transferts de chaleur et de masse dans le milieu poreux lorsque l'équilibre thermique locale est valable en effectuant la méthode de changement d'échelle pour passer de l'échelle microscopique à l'échelle macroscopique. Les équations macroscopiques obtenues décrivent les transferts de chaleur et de masse dans un milieu fictif continue. L'utilisation de la validité de l'équilibre thermique local nous permet de trouver un modèle avec une seule équation d'énergie et les équations de continuité de la phase liquide et de la phase gazeuse.

Chapitre IV : Etude Numérique

IV.1. Introduction

Nous prenons le système frigorifique déjà décrit dans le chapitre précédent (Figure III.1.a et b). L'élément principal de ce système est le capteur solaire (désorbeur). Celui-ci est un capteur à adsorption qui est une boîte parallélépipédique contenant un milieu poreux (zéolithe ou charbon actif) et possédant des micropores remplies de liquide. Par conséquent on suppose que le milieu est formé de trois phases (phase solide poreuse, une phase liquide et une phase gazeuse). On s'intéresse lors de notre étude à la modélisation des transferts de chaleur et de masse dans le capteur solaire pendant l'adsorption ou la désorption.

Le système d'équations obtenu est résolu numériquement. Pour résoudre ce système, nous avons mis en œuvre un code de calcul tenant compte de la discrétisation des équations différentielles. Le code numérique obtenu permet de déterminer l'évolution spatio-temporelle de la température et de la teneur en fluide. La sensibilité des transferts aux différents paramètres peut alors être étudiée.

IV.2. Formulation mathématique

En supposant que les transferts sont bidimensionnels et ne dépendent que de x et y , et tenant compte des hypothèses définies dans le deuxième chapitre, les équations de conservation régissant les transferts de chaleur et de masse dans le milieu poreux à l'échelle macroscopique sont présentées dans la suite.

IV.2.1. Equations de conservation de la masse (équations de continuité)

a) Equation de continuité de l'état liquide

$$\frac{\partial(\varepsilon_L \rho_L)}{\partial t} = -\dot{m} \quad (\text{IV-1})$$

b) Equation de continuité de l'état gazeux

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g)}{\partial t} + \left(\frac{\delta(\rho_g V_{gx})}{\delta x} + \frac{\delta(\rho_g V_{gy})}{\delta y} \right) = \dot{m} \quad (IV-2)$$

où ρ_g , V_g et ε_g sont, respectivement, la masse volumique du gaz, la vitesse du gaz et le pourcentage de la phase gazeuse .

IV.2.2. Equation de conservation d'énergie

$$\begin{aligned} & \left[(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\rho_S(C_{ps} + C_{pL} X) + \rho_g C_{pg}\varepsilon_b \right] \frac{\partial T}{\partial t} + C_{pg}\rho_g V_g \left(\frac{\delta(T)}{\delta x} U_x^2 + \frac{\delta(T)}{\delta y} U_y^2 \right) = \\ & \left[(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\lambda_{se} + (1 - \varepsilon_b)\varepsilon_m \lambda_{Le} + \varepsilon_b \lambda_{ge} \right] \left(\frac{\delta^2(T)}{\delta x^2} + \frac{\delta^2(T)}{\delta y^2} \right) + \dot{m}\Delta H_{vap} \quad (IV-3) \end{aligned}$$

IV.3. Equation de conservation de la quantité de mouvement (Loi de Darcy)

Pour des faibles vitesses, on utilise la loi de Darcy qui s'écrit sous la forme suivante :

$$\vec{V}_g = - \frac{K}{\mu} \left(\frac{\partial P_g}{\partial x} \vec{e}_x + \frac{\partial P_g}{\partial y} \vec{e}_y \right) \quad (IV-4)$$

Avec P_g : Pression moyenne intrinsèque du gaz ;

μ : Viscosité dynamique du fluide ;

K : Perméabilité du milieu poreux, déterminée par la relation semi-empirique de koseny Carman[106]:

$$K = \frac{\varepsilon^3 d^2}{180 (1 - \varepsilon)^2} \quad (IV-5)$$

Lorsqu'on néglige la vitesse (la vitesse est supposée nulle), l'équation de conservation d'énergie devient:

$$\begin{aligned} & \left[(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\rho_S(C_{pS} + X C_{pL}) + \rho_g C_{pg}\varepsilon_b \right] \frac{\partial T}{\partial t} = \left[(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\lambda_{se} + \right. \\ & \left. (1 - \varepsilon_b)\varepsilon_m \lambda_{Le} + \varepsilon_b \lambda_{ge} \right] \left(\frac{\partial^2(T)}{\delta x^2} + \frac{\partial^2(T)}{\delta y^2} \right) + \dot{m}\Delta H_{vap} \quad (IV-6) \end{aligned}$$

IV.4. Cinétique d'adsorption

La cinétique d'adsorption est décrite par la formule suivante :

$$\dot{m} = (1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_m)\rho_S \frac{\partial X}{\partial t} \quad (IV-7)$$

Où X est la teneur en liquide déterminée par l'équation de Dubinin [51]:

$$X = X_0 \exp \left\{ - D \left[T \operatorname{Log} \left(\frac{P_s(T)}{P_s(T_c)} \right) \right]^2 \right\} \quad (\text{IV-8})$$

X_0 et D ont été déterminés expérimentalement par Guillemot [106].

$\operatorname{Log} (P_s(T))$ est donné par la relation suivante [107] :

$$\operatorname{Log} [P_s(T)] = A - \frac{B}{T} \quad (\text{IV-9})$$

Les valeurs des coefficients A et B sont fournies expérimentalement pour chaque fluide. Ainsi, l'équation de la teneur en eau massique X devient :

$$X = X_0 \exp \left[- D B^2 \left(\frac{T}{T_c} - 1 \right)^2 \right] \quad (\text{IV-10})$$

ou encore

$$X = X_0 \exp \left[- D' \left(\frac{T}{T_c} - 1 \right)^2 \right] \quad (\text{IV-11})$$

IV.5. Conditions initiales et aux limites

IV.5.1. Conditions initiales

La température, la pression et la teneur en eau sont initialement supposées constantes.

Alors, on écrit :

$$T(0, x, y) = T_i = T_{\text{ads}} \quad (\text{IV-12})$$

$$X(0, x, y) = X_i \quad (\text{IV-13})$$

Où T_i et X_i sont, respectivement, la température initiale du milieu adsorbant et la teneur en fluide initiale .

IV.5.2. Conditions aux limites

La figure IV.1 représente le schéma de l'adsorbant contenant un milieu poreux (zéolithe ou charbon actif).

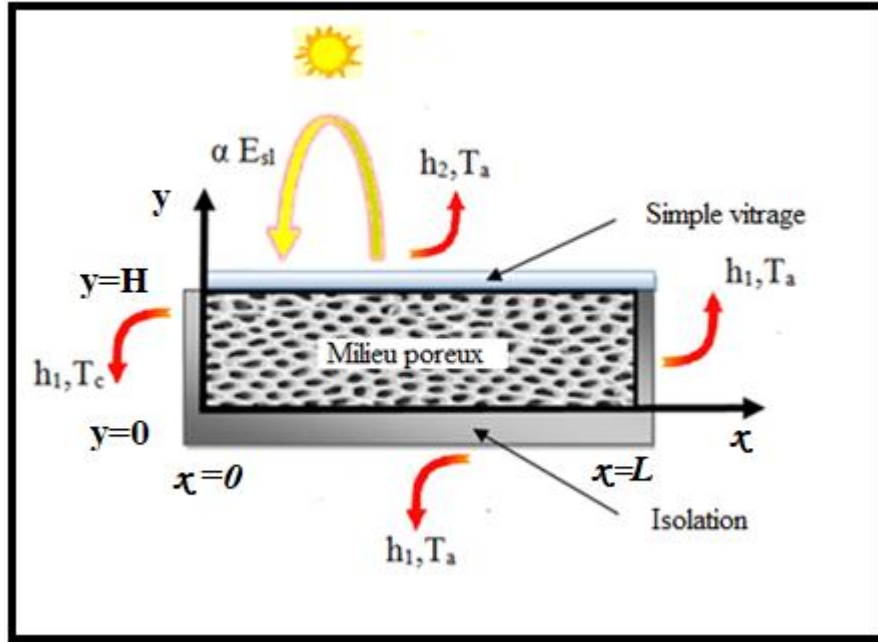


Figure IV.1. Schématisation d'un capteur solaire plan.

À l'entrée ($x = 0$), le capteur est relié au condenseur lors de la désorption (pendant le jour) et à l'évaporateur lors de l'adsorption (pendant la nuit). La modélisation des transferts thermiques est mal connue car les échanges de chaleur sont complexes. Pour résoudre ce problème, on introduit un coefficient d'échange convectif h_0 entre le milieu poreux et le point froid [108,109], la condition à la limite peut s'écrire sous la forme :

$$\lambda_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial x} (0, y, t) = h_1(T - T_0) \quad (\text{IV-14})$$

La température T_0 prend la valeur de la température de condensation T_c pendant la désorption et la valeur de la température de l'évaporateur T_{ev} pendant l'adsorption.

Les surfaces ($y = 0$) et ($x = L$) sont isolées thermiquement par un isolant. En tenant compte d'une conductance globale très faible, on écrit par conséquent :

$$-\lambda_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial x} (L, y, t) = h_1(T_a - T) \quad (\text{IV-15})$$

$$-\lambda_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial y} (x, 0, t) = h_1(T_a - T) \quad (\text{IV-16})$$

h_1 dépend de la conductivité thermique de l'isolant ainsi que des termes convectifs à l'intérieur et à l'extérieur du caisson.

La surface supérieure du capteur ($y=H$) est exposée au soleil donc la surface est chauffée par une énergie solaire. On écrit par conséquent :

$$\lambda_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial y} (0, H, t) = \alpha E_{\text{sl}} - h_2 (T - T_a) \quad (\text{IV-17})$$

α est le rendement optique du capteur et h_2 est le coefficient de convection globale.

IV.6. Définition

Durant notre étude, on s'intéresse aux grandeurs moyennes essentiellement la température moyenne réduite et la teneur moyenne en fluide réduite. Ces grandeurs sont définies comme suit

$$\bar{T} = \frac{1}{LH} \int_0^L \int_0^H T \, dx \, dy \quad (\text{IV-18})$$

$$\bar{X} = \frac{1}{LH} \int_0^L \int_0^H X \, dx \, dy \quad (\text{IV-19})$$

Notre objectif est d'étudier les effets des paramètres (la conductance globale h_2 , l'absorptivité globale α , la température de condensation T_c et l'intensité maximale I_{max}) sur les transferts de chaleur et de masse.

IV.7. Méthode de résolution

Le système d'équations différentielles régissant les transferts de chaleur et de masse lors de la désorption est non linéaire. Pour sa résolution, on adopte la méthode des volumes finis [110].

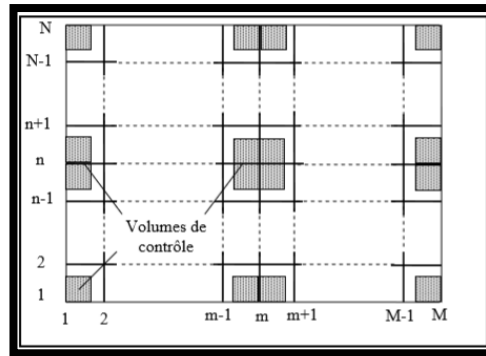


Figure IV.2. Schéma du maillage spatial.

Le maillage utilisé est uniforme (Figure IV.2), les pas de calcul Δy et Δz sont constants. Les dimensions d'un volume de contrôle à l'intérieur du domaine sont Δy et Δz . Sur les surfaces verticales, les dimensions du volume de contrôle sont $\Delta y/2$ et Δz , et, sur les surfaces horizontales, les dimensions du volume de contrôle sont Δy et $\Delta z/2$. Enfin, sur les coins, les dimensions du volume de contrôle sont $\Delta y/2$ et $\Delta z/2$. Les équations discrétisées résultantes de l'intégration, sur le volume de contrôle, sont des équations macroscopiques en utilisant les hypothèses suivantes:

- Pour la discrétisation temporelle, on adopte un schéma implicite; ce schéma a l'avantage d'être inconditionnellement stable.

- Pour le terme de convection, on utilise un schéma Upwind.

- pour la discrétisation des termes diffusifs

Nous avons utilisé un schéma implicite pour la discrétisation temporelle qui a l'avantage d'être inconditionnellement stable, le schéma Upwind pour les termes de convection et un schéma centré pour la discrétisation des termes diffusifs.

IV.8. Résultats et interprétation

IV.8.1. Présentation du problème

La configuration géométrique considérée est un capteur plan de longueur $L= 1\text{m}$, de largeur $l= 1\text{m}$ et d'épaisseur $e = 0.04\text{m}$.

Pendant la phase d'adsorption, l'adsorbent est connecté à l'évaporateur où la température est voisine de 273 K. l'adsorbent est refroidi par la température ambiante qui

est supposée $T_a = 293$ K. Pendant la phase de désorption, l'adsorbeur est connecté au condenseur où la pression régnante est de 70 mbar et la température est 313 K. Les propriétés thermophysiques utilisées sont représentées dans le tableau IV.1.

Tableau IV.1 Propriétés thermophysiques utilisées dans la simulation numérique.

produits	Caractéristiques physiques
zéolithe	$C_{ps} = 836 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$, $\lambda_s = 0.2 \text{ W.m}^{-1} .\text{K}^{-1}$, $d_p = 2.5 \times 10^{-3} \text{ m}$, $\varepsilon_b = 0.34$, $\varepsilon_m = 0.32$
Charbon actif	$C_{ps} = 711 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$, $\lambda_s = 1.6 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$, $d_p = 2.5 \times 10^{-3} \text{ m}$, $\varepsilon_b = 0.34$, $\varepsilon_m = 0.43$
eau	$C_{pl} = 4180 \text{ J.kg}^{-1} .\text{K}^{-1}$; $\lambda_l = 0.6 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$, $C_{pg} = 1840 \text{ J.kg}^{-1} .\text{K}^{-1}$, $\lambda_g = 0.024 \text{ W.m}^{-1} .\text{K}^{-1}$, $\Delta H_{\text{vap}} = 3 \cdot 10^6 \text{ J.kg}^{-1}$
Méthanol	$C_{pl} = 2534 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$; $\lambda_L = 0.2008 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$, $C_{pg} = 3617 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$; $\lambda_g = 0.0154 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$, $\Delta H_{\text{vap}} =$ $1.418 \cdot 10^6 \text{ J.K}^{-1}$
Dioxyde de carbon	$C_{pl} = 6347 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$; $\lambda_L = 0.8 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$, $C_{pg} = 8012 \text{ J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$; $\lambda_g = 0.045 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$, $\Delta H_{\text{vap}} = 1.52$ 10^6 J.K^{-1}

IV.8.2. Coefficients

Les coefficients des conductances prises sont présentés dans le tableau IV.2.

Tableau IV.2 : Les coefficients des conductances.

Grandeurs	Valeurs
Rendement optique	80%
Coefficient de convection h_0 .	$2 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$
Coefficient de convection h_1	$2 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$
Coefficient de convection h_2	$4 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$

IV.8.3. Détermination de l'équation du Dubinin pour le couple charbon actif/ CO₂

Durant ce travail, nous avons pris les valeurs trouvées expérimentalement dans les travaux de V.K.Sing and al.[111]. nous avons représenté sur la figure IV.3 la fonction Log (X) de la teneur en fluide massique en fonction de $(T/T_c - 1)^2$. Cette étude nous permet d'obtenir la teneur en fluide maximale et la constante de Dubinin ($D' = DB^2$). Elles prennent les valeurs respectives suivantes $X_0=0,413 \text{ kg.kg}^{-1}$ et $D'=5,42$ avec des valeurs de R^2 voisines de 0,88.

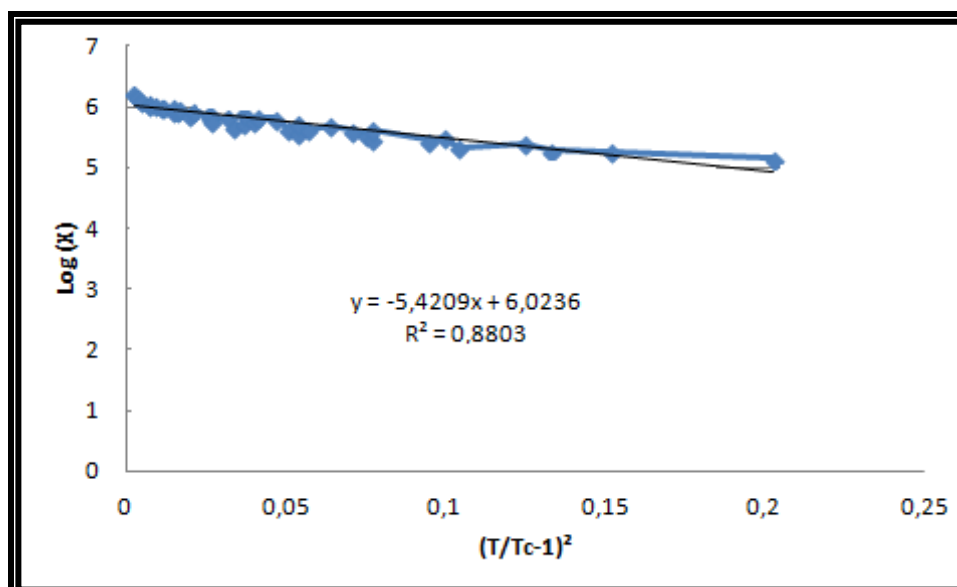


Figure IV.3. Représentation graphique de Log (X) en fonction de $(T / T_c - 1)^2$.

Durant notre étude, on prend par conséquent les caractéristiques des couples zéolithe/eau, charbon actif/méthanol et charbon actif/CO₂ qui sont présentées dans le tableau IV.3.

Tableau IV.3 Les caractéristiques des couples zéolithe/eau et charbon actif/méthanol, et charbon actif/CO₂.

	A	B	D	D'	X ₀ (kg.kg ⁻¹)
Zéolithe/eau	20.9	5224.5	1.8 10 ⁻⁷	4.22	0.269
Charbon actif/méthanol	5.204	1581.341	7.33 10 ⁻⁶	18.33	0.34
Charbon actif/CO ₂	22.323	1982.8	3.488 10 ⁻⁶	5.42	0.413

IV.8.4. Etude de sensibilité

Pour déterminer la valeur de la taille minimale de la maille où le code devient indépendant des pas d'espace, nous avons effectué des tests de taille de maille en partant de la dimension 26x10 de maillage spatial. Nous avons constaté qu'à partir de la taille 26x26, le code devient stable et les valeurs calculées de la teneur en eau moyenne réduite et de la température moyenne réduite deviennent constantes. En effet, pour le maillage de dimension 52x26, 26x52 et 52x52, les résultats restent identiques. De la même façon, nous avons effectué des maillages temporels.

Nous avons fixé un maillage uniforme de dimension 26x26 et un pas temporel fixe $\Delta t=1s$ dans notre étude. Le présent code est validé par rapport à l'expérimental.

Une grande concordance entre les résultats numériques et les valeurs expérimentales ont été trouvés [112].

IV.8.5. Validation des résultats

La simulation numérique a été réalisée avec les conditions de travail expérimentales [51]. Cette étude nous permet de tracer sur la figure IV.4.a l'évolution de la température de la face supérieure et celle de la face inférieure du capteur en fonction du temps pour le couple zéolithe/eau ainsi que l'évolution temporelle de la quantité désorbée moyenne du fluide (voir figure IV.4.b). Nous constatons que les résultats numériques sont conformes aux résultats expérimentaux.

Cette étude a été faite par A. Zegnani et al. [65] qui montre un bon accord entre les résultats obtenus et les valeurs expérimentales issues des travaux de Marmottant et al. [112].

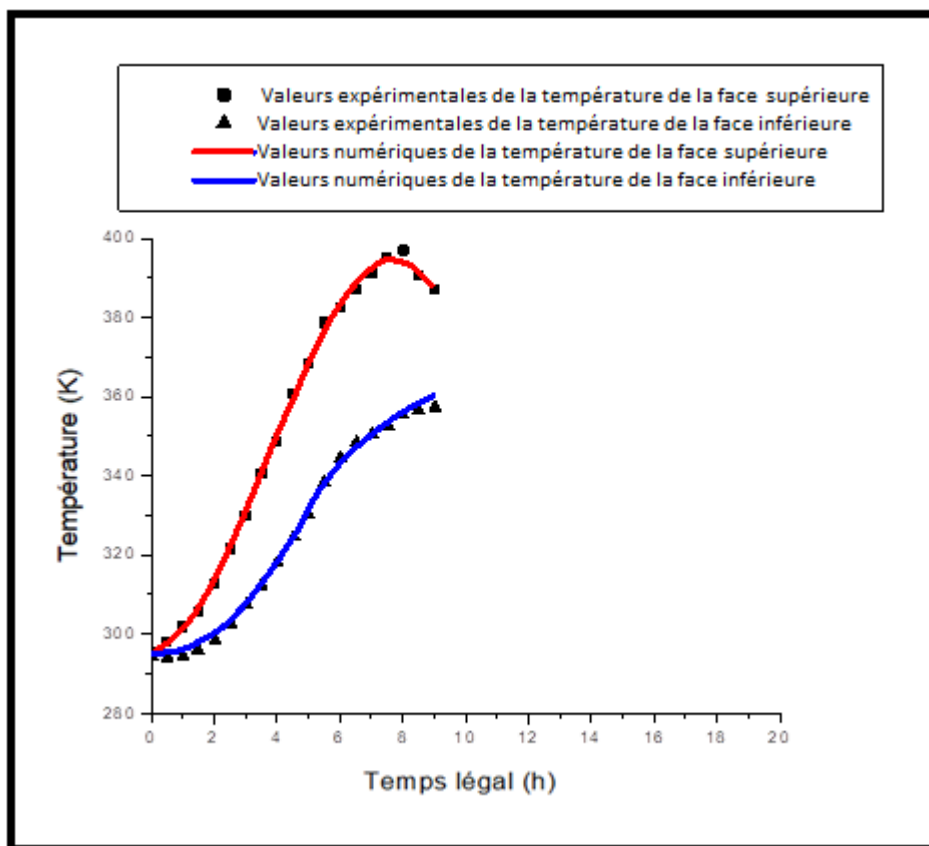


Figure IV.4.a. Evolution temporelle de la température de la face supérieure et celle de la face inférieure du capteur pour le couple zéolithe/eau.

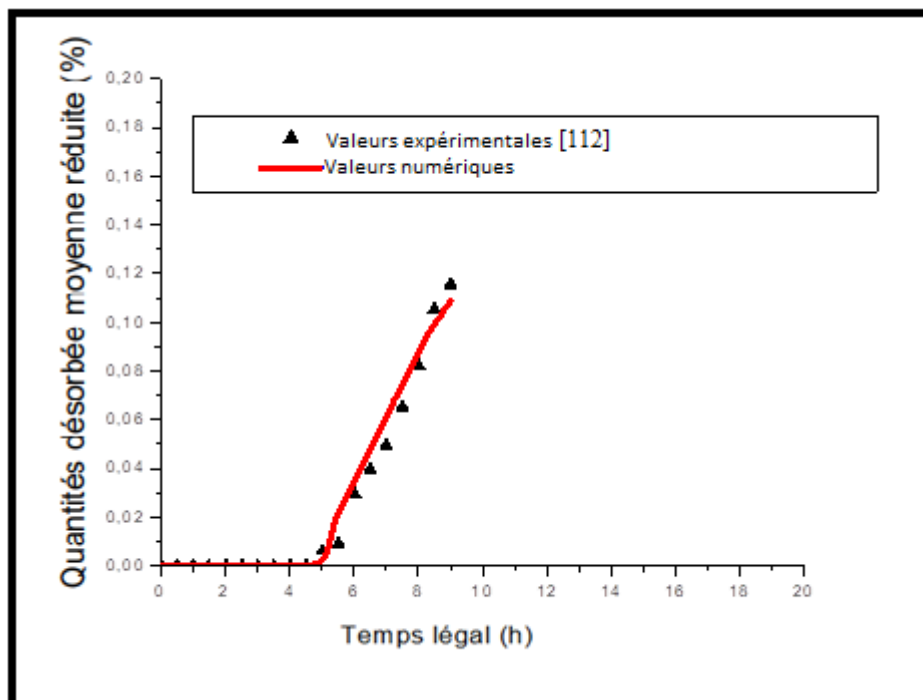


Figure IV.4.b. Evolution temporelle de la quantité désorbée moyenne.

IV.8.6. Description générale

Durant notre étude, nous avons choisi trois enregistrements solaires (21 mars, 21 juin et 21 septembre 2012) qui sont présentés sur la figure IV.5. L'énergie solaire incidente journalière est approchée par l'expression suivante :

$$E_s(t) = I_{\max} \sin\left(\pi \frac{t}{\Delta T}\right) \quad (\text{IV-20})$$

avec I_{\max} est l'intensité maximale et ΔT la durée solaire qui sont présentés dans le tableau IV.4

Tableau IV.4 Les enregistrements solaire.

jours	I_{\max}	Δt
21 mars	718 W.m ⁻²	37936 s
21 juin	883 W.m ⁻²	44820 s
21 septembre	680 W.m ⁻²	37280 s

Pour faire une étude générale, nous avons choisi l'enregistrement solaire pour la journée 21 juin 2012 pour le couple charbon actif/méthanol. La simulation numérique nous a permis de tracer l'évolution de la température moyenne et de la teneur moyenne en fluide en fonction du temps. Ces courbes sont présentées sur les figures IV.6.a et IV.6.b.

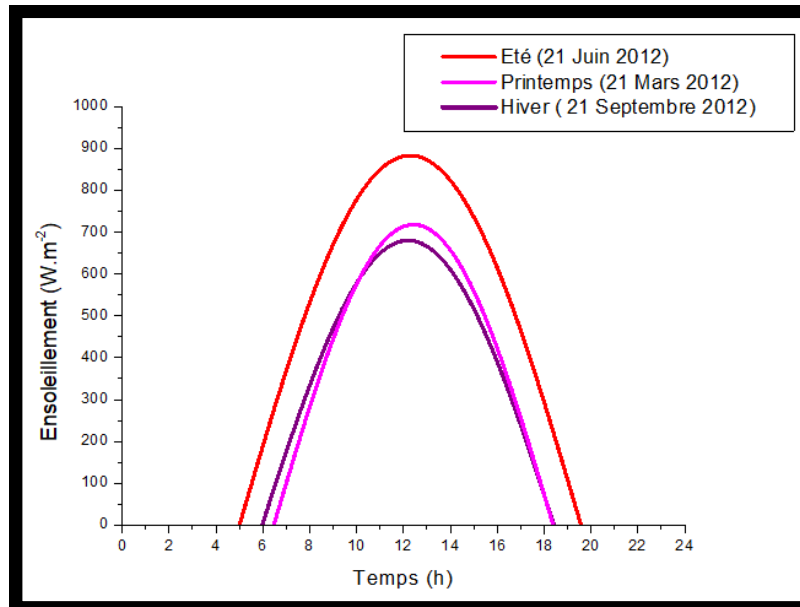


Figure IV.5. Evolution temporelle de l'énergie solaire pour les trois saisons.

Il ressort de cette étude que les transferts de chaleur et de masse sont couplés. Le chauffage du capteur par l'énergie solaire permet l'augmentation de la température mais la teneur en fluide reste constante ce qui affirme que la désorption est nulle (c'est la période de chauffage nommée période 1), la désorption commence (à partir de 08h:30). La simulation numérique nous permet de distinguer deux périodes; (une période pour la désorption (de 8h30 jusqu'à 16h:20) et une période d'adsorption (de 17h30 jusqu'au le lendemain matin).

Durant la désorption, le capteur commence à s'échauffer donc il y a une élévation de température, mais la teneur en fluide reste constante, cette période s'appelle période de chauffage.

A partir d'environ 10h, correspondant à une température seuil de 325K, la désorption commence et la teneur en fluide diminue d'une façon rapide au début. La vitesse de désorption décroît juste avant la fin de désorption. Puis la teneur en fluide prend une valeur constante. C'est la teneur en fluide d'équilibre. On peut noter que cette valeur d'équilibre dépend des conditions climatiques. La teneur en fluide est la plus faible pour le mois du juin (chauffage très important). Durant l'adsorption, la teneur en fluide progresse en fonction du temps. En effet, le capteur se refroidit

progressivement et la température diminue.

A la fin de l'adsorption, la teneur en fluide tend vers sa valeur d'équilibre correspondant aux conditions climatiques initiales (température et humidité relative).

Nous signalons que la même simulation a été effectuée pour tracer l'évolution de la température et de la teneur en fluide moyenne pour les trois saisons et pour tous les couples et les mêmes constatations générales sont observées sur les figures IV.7, IV.8 et IV.9.

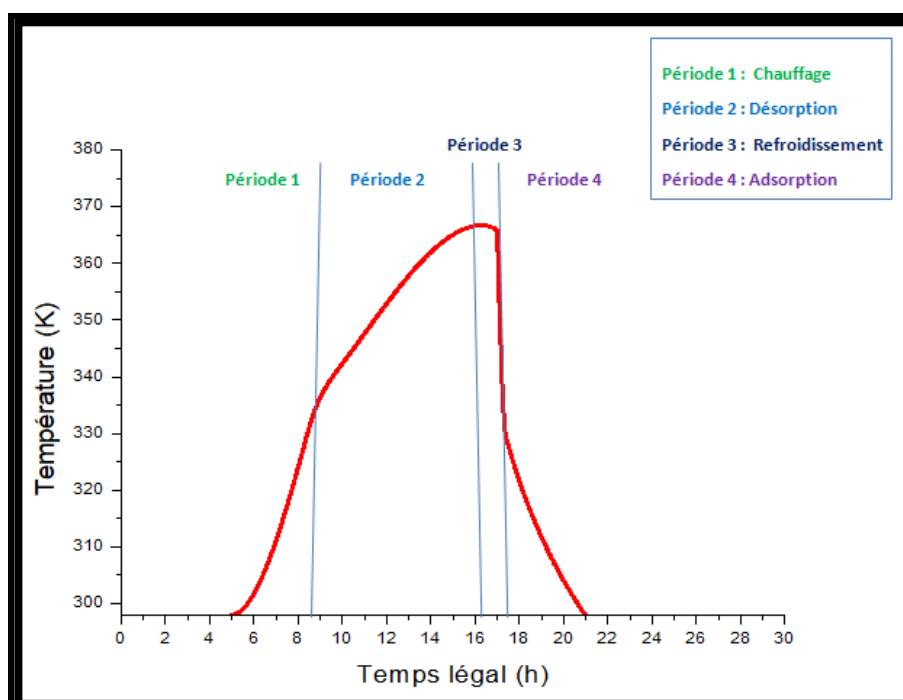


Figure IV.6.a. Evolution temporelle de la température pour le couple charbon actif/méthanol pour la journée 21 juin 2012.

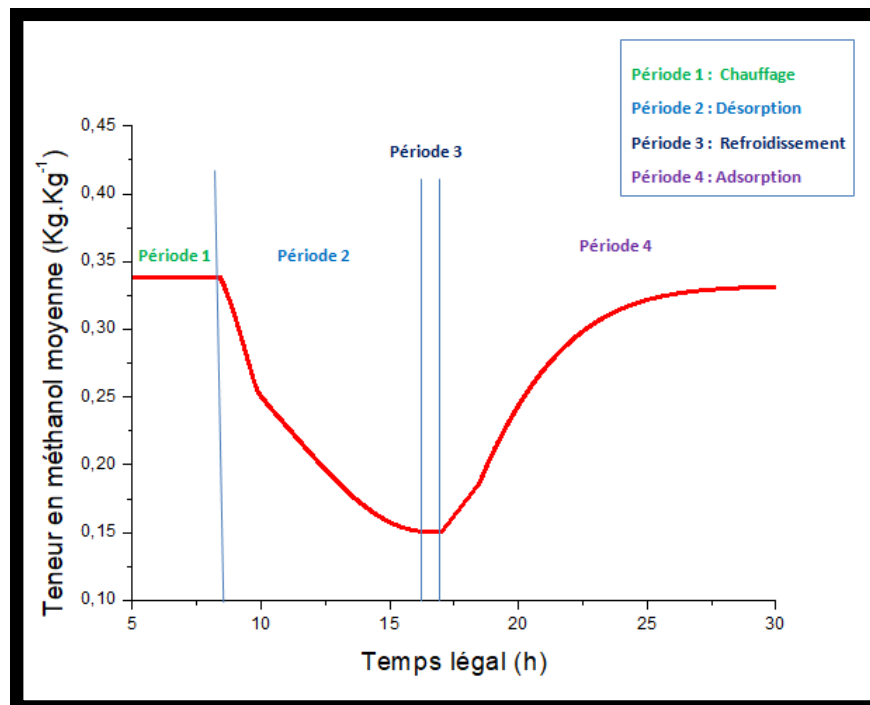


Figure IV.6.b. Evolution temporelle de la teneur en méthanol pour la journée 21 juin 2012.

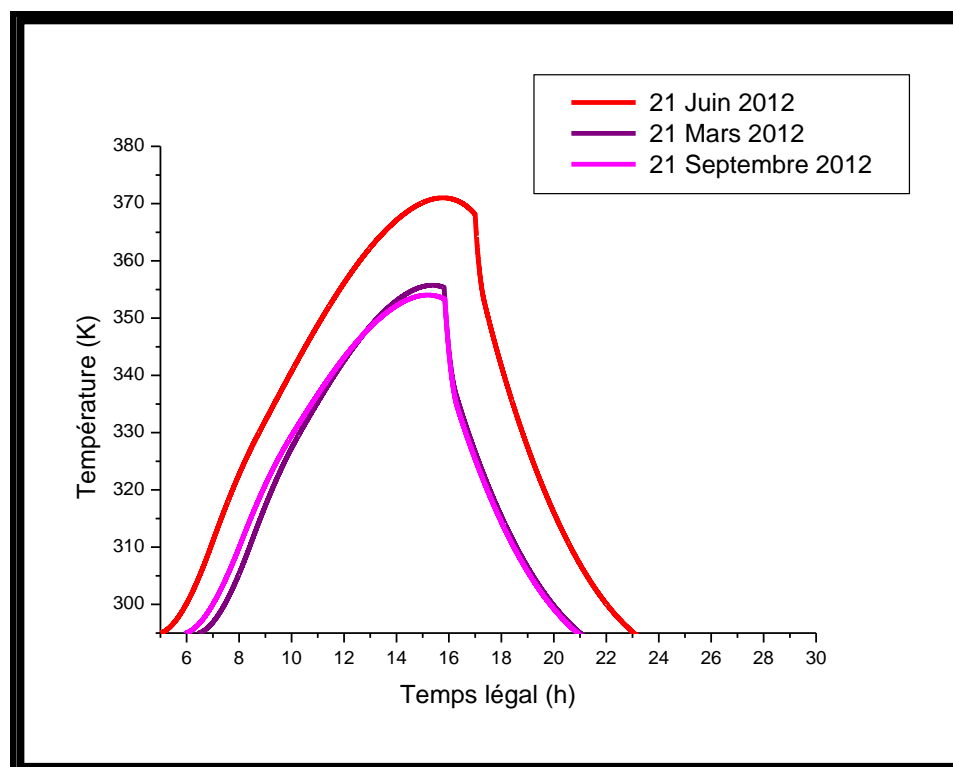


Figure IV.7.a. Evolution temporelle des températures pour le couple zéolithe/eau.

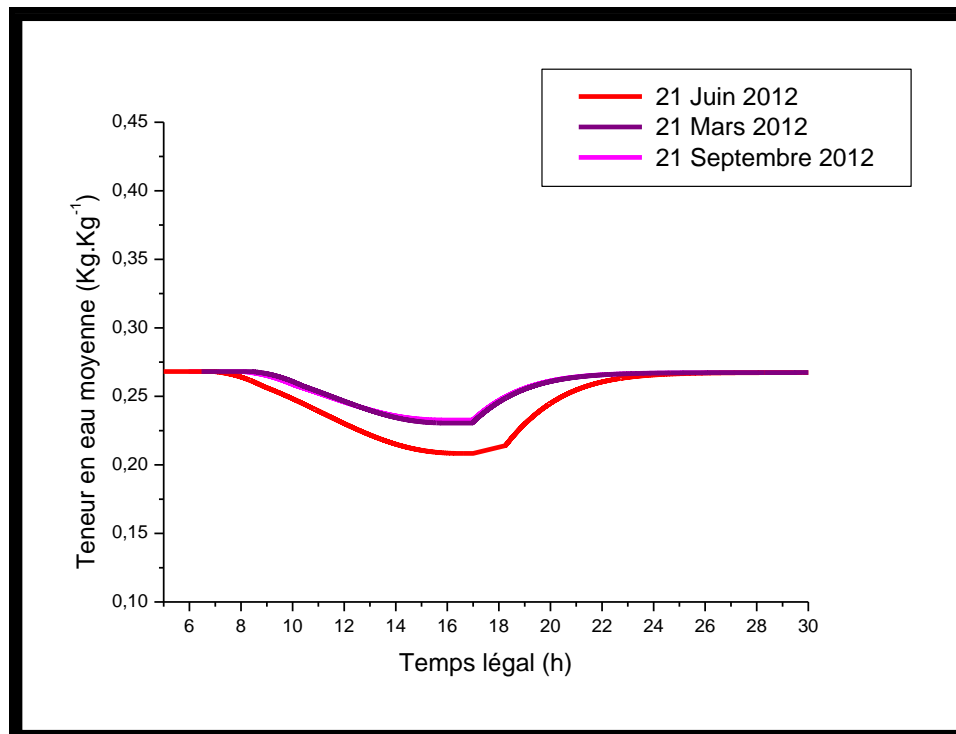


Figure IV.7.b. Evolution temporelle de la teneur en eau moyenne.

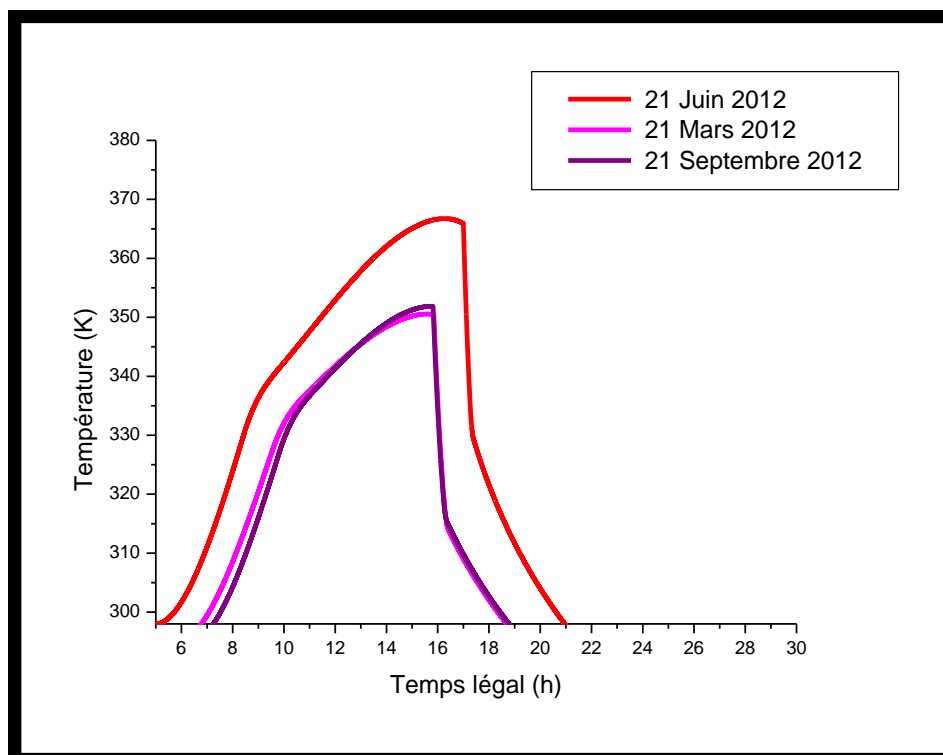


Figure IV.8.a. Evolution temporelle des températures pour le couple charbon actif/méthanol.

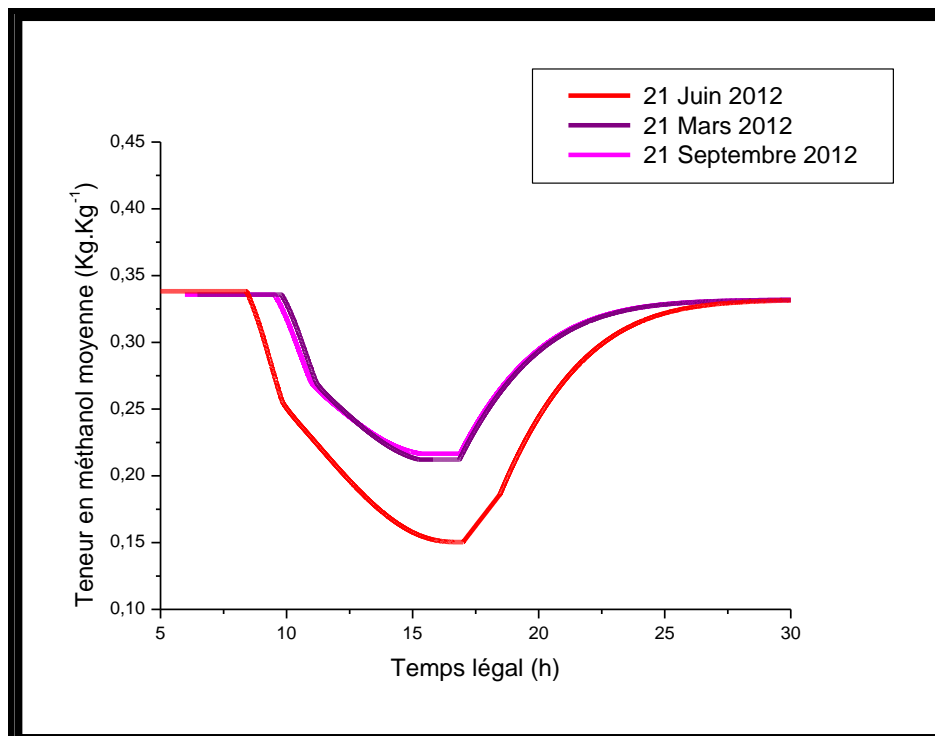


Figure IV.8.b. Evolution temporelle de teneur en méthanol moyenne.

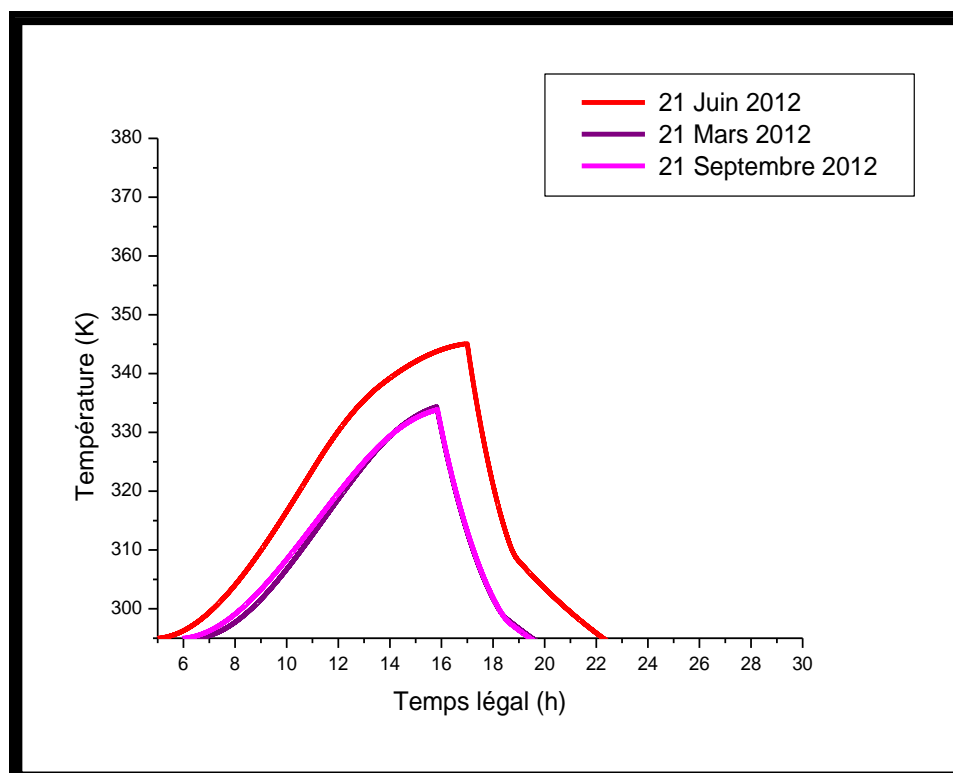


Figure IV.9.a. Evolution temporelle des températures pour le couple charbon actif/ CO_2 .

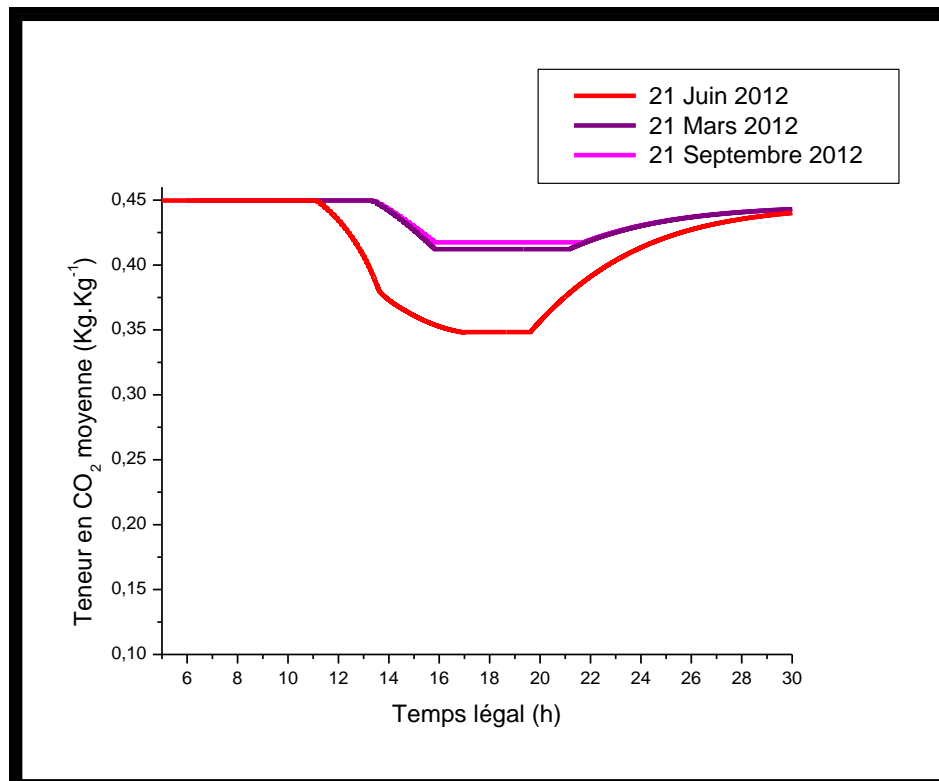


Figure IV.9.b. Evolution temporelle de teneur en CO₂ moyenne.

IV.8.7. Effet du terme convectif

Pour évaluer le terme convectif devant les autres termes nous avons fait une étude numérique sans et avec vitesse de gaz. Les résultats obtenus de la température et de la teneur en fluide sont présentés, respectivement sur les figures IV.10, IV.11 et IV.12 pour les trois couples zéolithe/eau, charbon actif/méthanol et charbon actif/CO₂, respectivement. Il ressort de cette étude que les résultats sont identiques ce qui prouve que le terme convectif est négligeable. Ce résultat est prévisible puisque nous travaillons à faible vitesse ($V = 6.2810^{-6} \text{ m.s}^{-1}$) donnant un nombre de Peclet inférieur à l'unité ($Pe = 0.01$) qui est conforme au résultat obtenu [114]. En conclusion nous allons faire nos études numériques sans tenir du terme convectif.

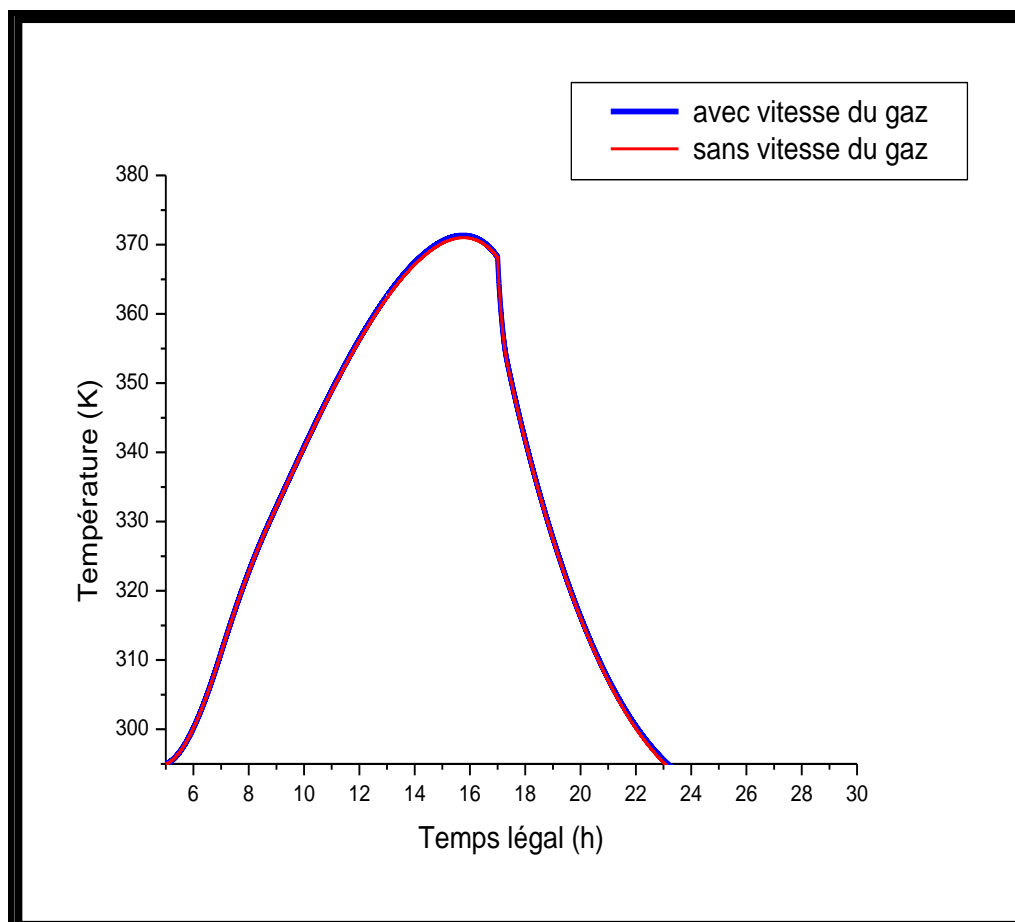


Figure IV.10.a. Evolution temporelle des températures pour le couple zéolithe/eau.

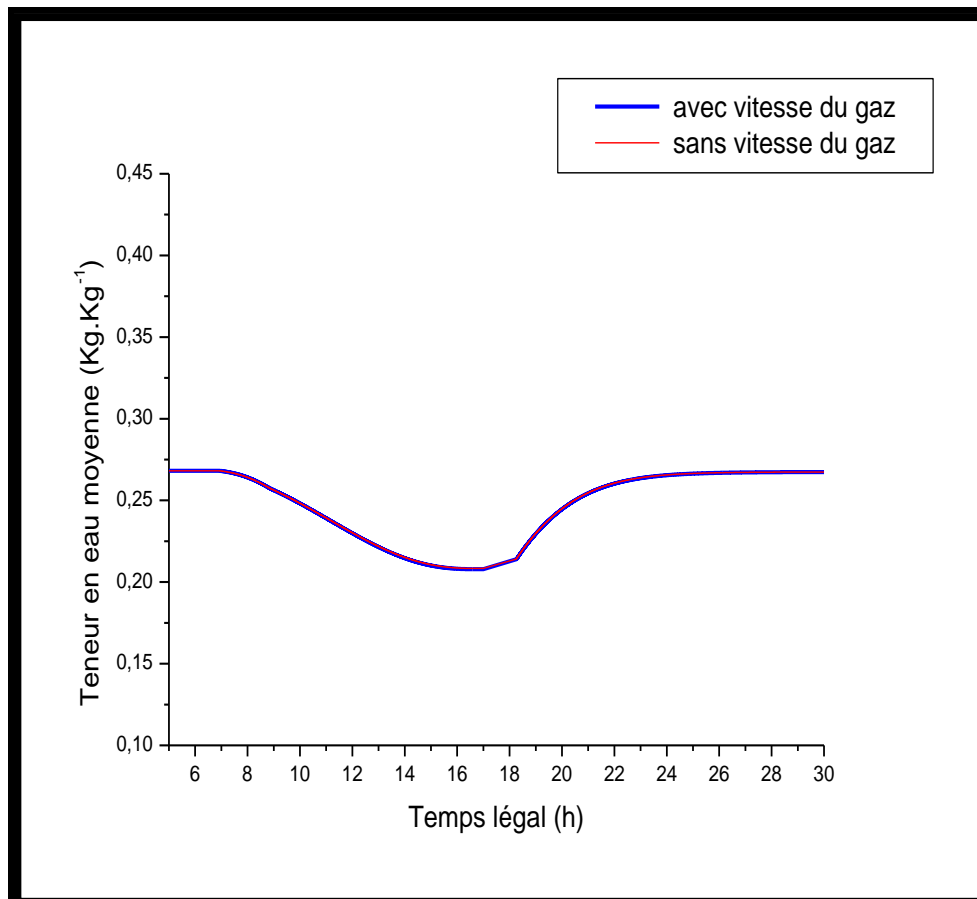


Figure IV.10.b. Evolution temporelle de la teneur en eau moyenne.

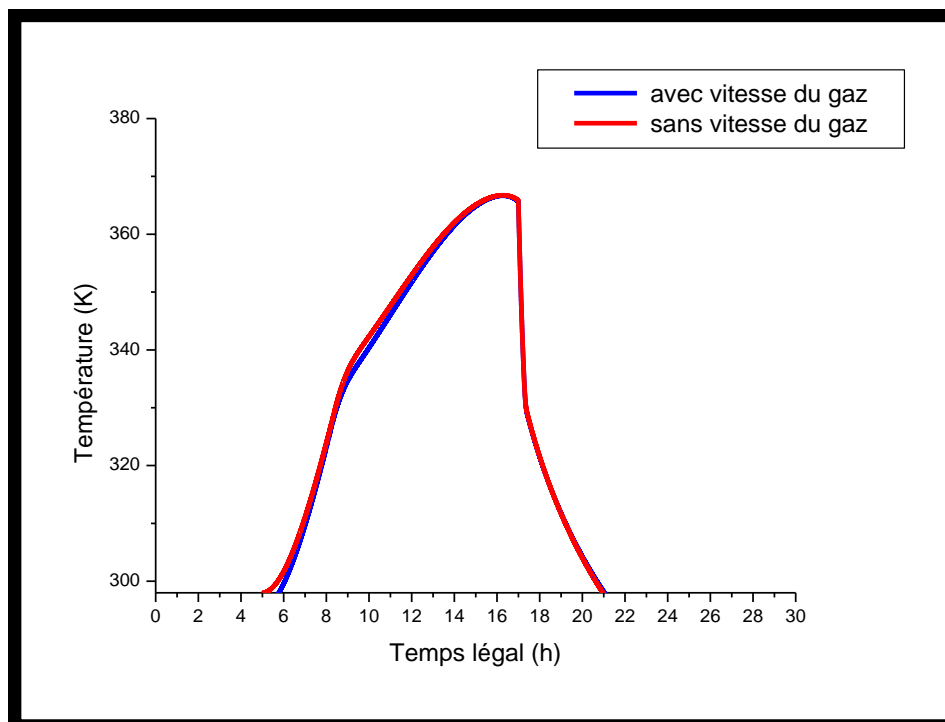


Figure IV.11.a. Evolution de la température pour le couple charbon actif/méthanol.

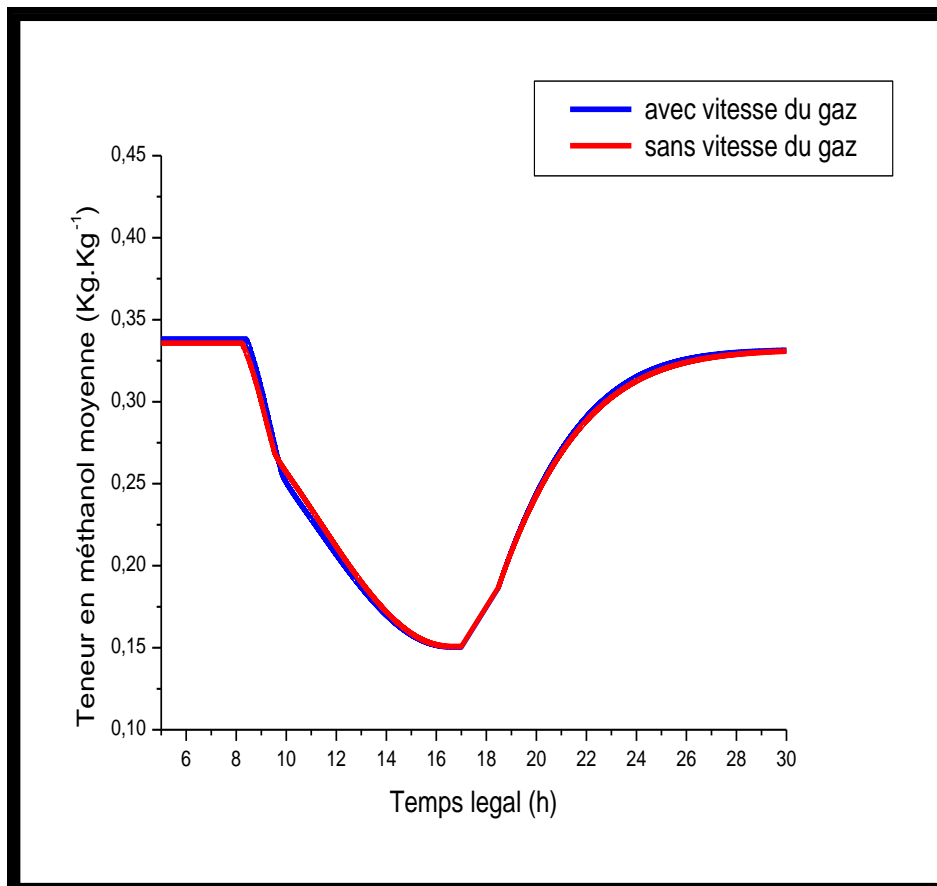


Figure IV.11.b. Evolution temporelle de teneur en méthanol moyenne .

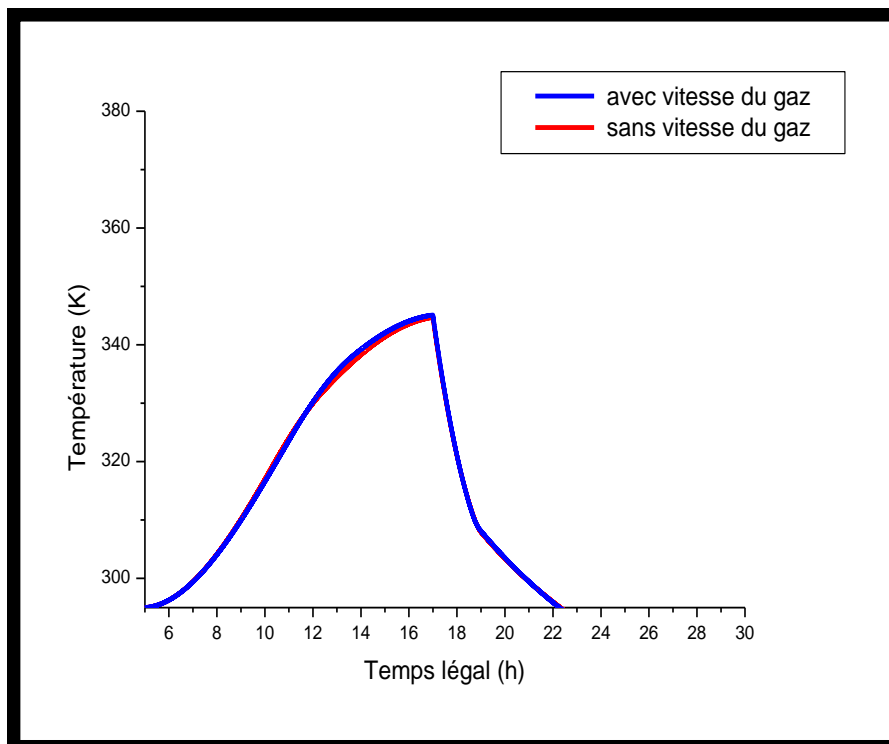


Figure IV.12.a. Evolution de la température pour le couple charbon actif/ CO_2 .

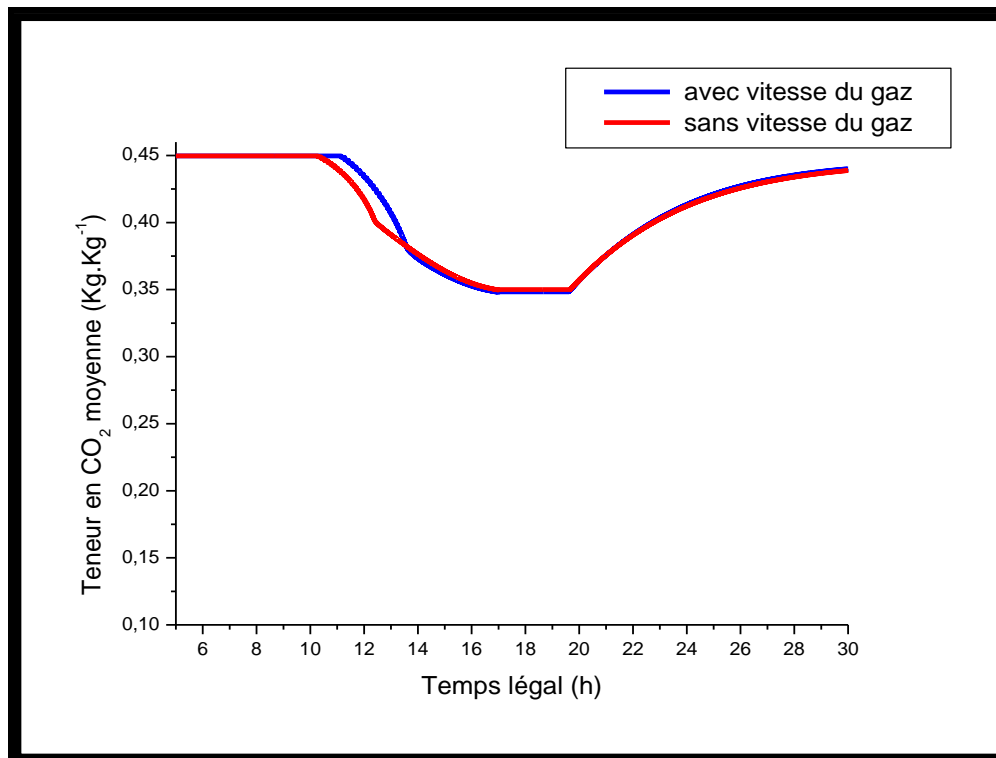


Figure IV.12.b. Evolution temporelle de la teneur en CO₂ moyenne.

IV.9. Etude paramétrique

IV.9.1. Effet de l'absorptivité globale α

En fonction des années la nature de la surface de captation change et des dépôts de poussières peuvent être déposés sur cette surface ce qui change le coefficient de l'absorptivité globale. C'est pour cela que nous nous intéressons à l'étude des transferts de chaleur en fonction de α .

Sur les figures IV.13, IV.14 et IV.15 nous avons représenté l'évolution de teneur moyenne en fonction du temps pour les trois couples pour différentes valeurs de l'absorptivité globale α (0.7, 0.8 et 0.9) calculé numériquement.

Il ressort de cette étude que lorsque α diminue, la quantité de chaleur captée par l'adsorbeur diminue ce qui fait diminuer la désorption et donc la quantité de la teneur moyenne désorbée diminue.

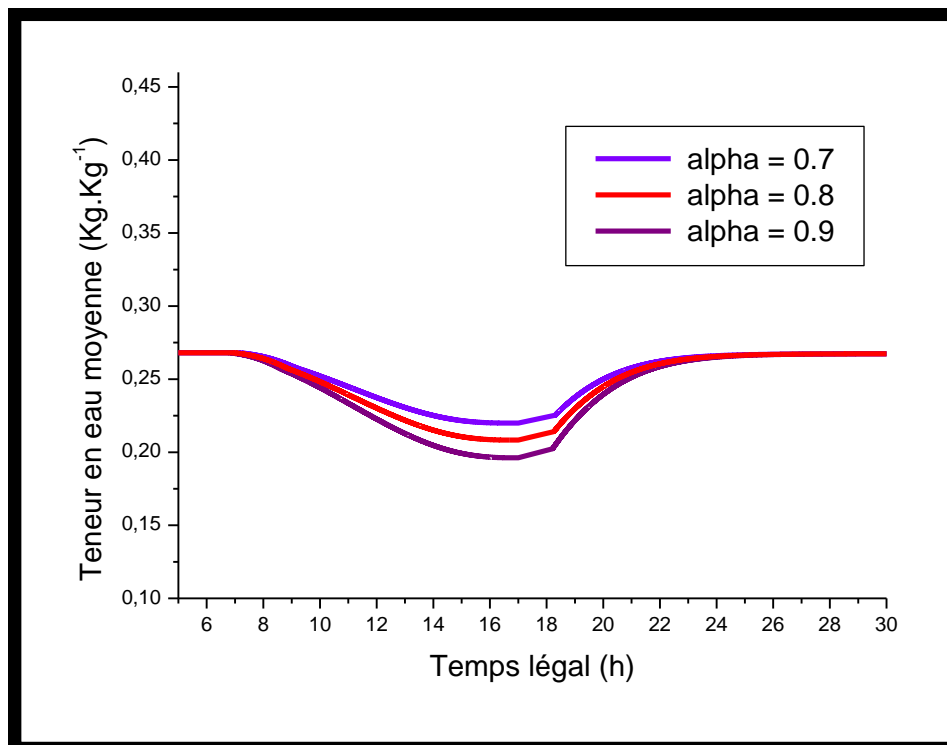


Figure IV.13. Influence de l'absorptivité globale α sur la teneur en eau moyenne.

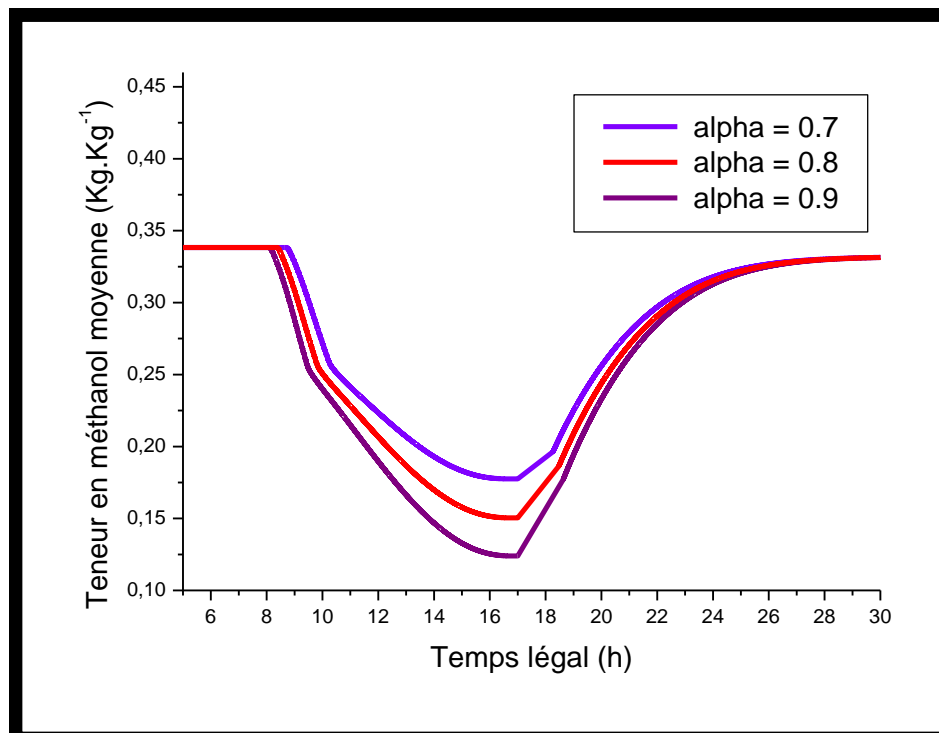


Figure IV.14. Influence de l'absorptivité globale α sur la teneur en méthanol moyenne.

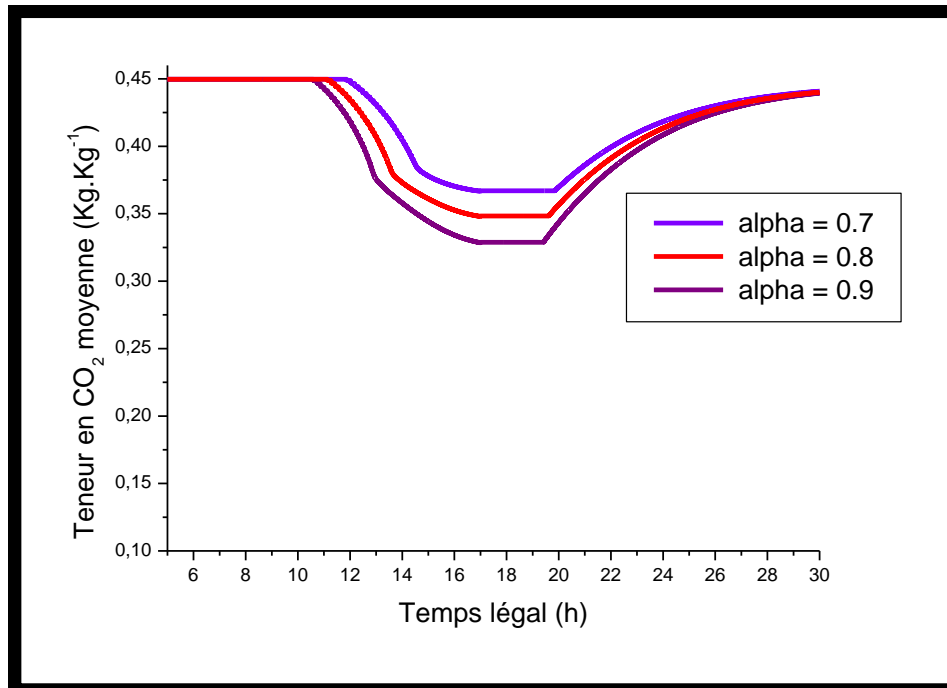


Figure IV.15. Influence de l'absorptivité globale α sur la teneur en CO_2 moyenne.

IV.9.2. Effet de la conductance globale h_2

La conductance globale représente les pertes thermiques du capteur. Elle dépend essentiellement de la nature de l'isolant du capteur et de nombre des vitrages (en effet un capteur non vitré possède une conductance globale environ de 20, un simple vitrage entre 5 et 8 et un capteur a double vitrage la conductance est 4).

De la même façon, nous nous intéressons à l'effet de ce coefficient h_2 sur la teneur moyenne et par conséquent sur la masse désorbée. La simulation numérique nous permet de représenter l'évolution de teneur moyenne en fonction du temps pour différentes valeurs de la conductance h_2 (6, et 8) sur les figures IV.16, IV.17 et IV.18.

Il ressort de cette étude que l'augmentation de la conductance globale a un effet important sur l'accélération de la désorption. En effet, lorsque h_2 augmente la perte thermique augmente et donc la quantité de chaleur captée par l'adsorbent diminue ce qui fait diminuer l'effet de la désorption et par conséquent la masse désorbée diminue.

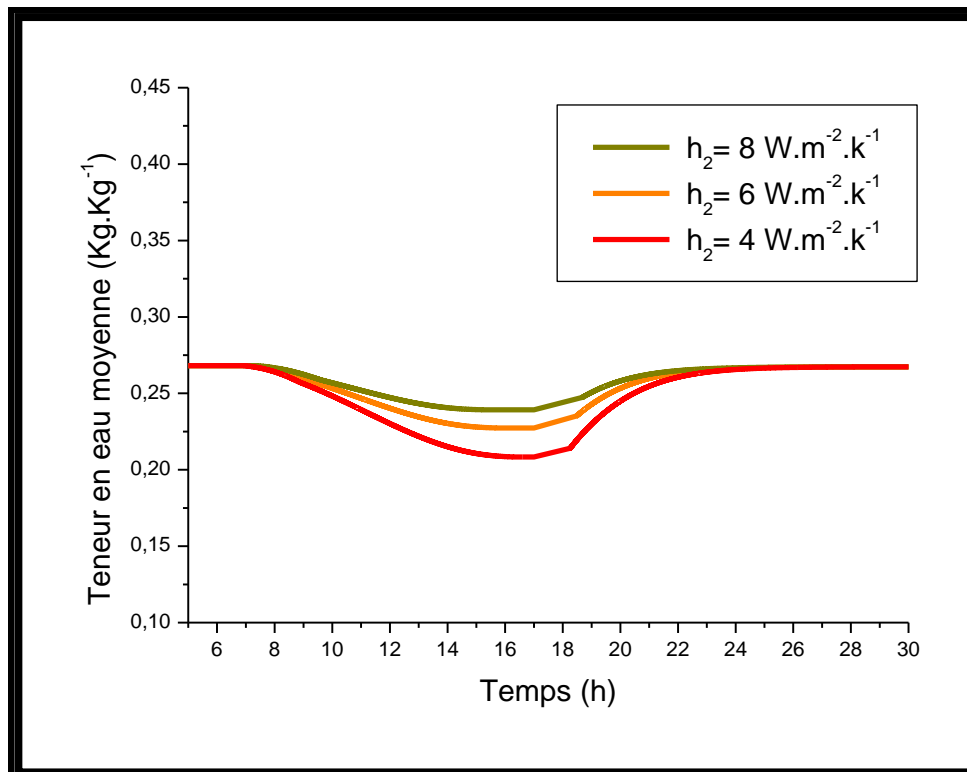


Figure IV.16. Influence de la conductance globale h_2 sur la teneur en eau moyenne.

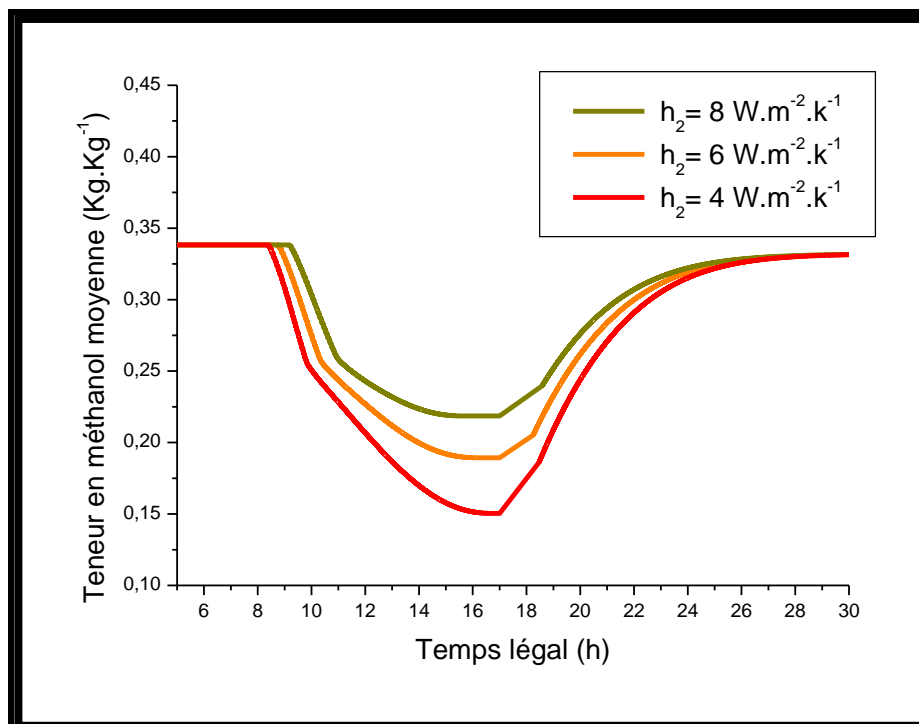


Figure IV.17. Influence de la conductance globale h_2 sur la teneur en méthanol moyenne.

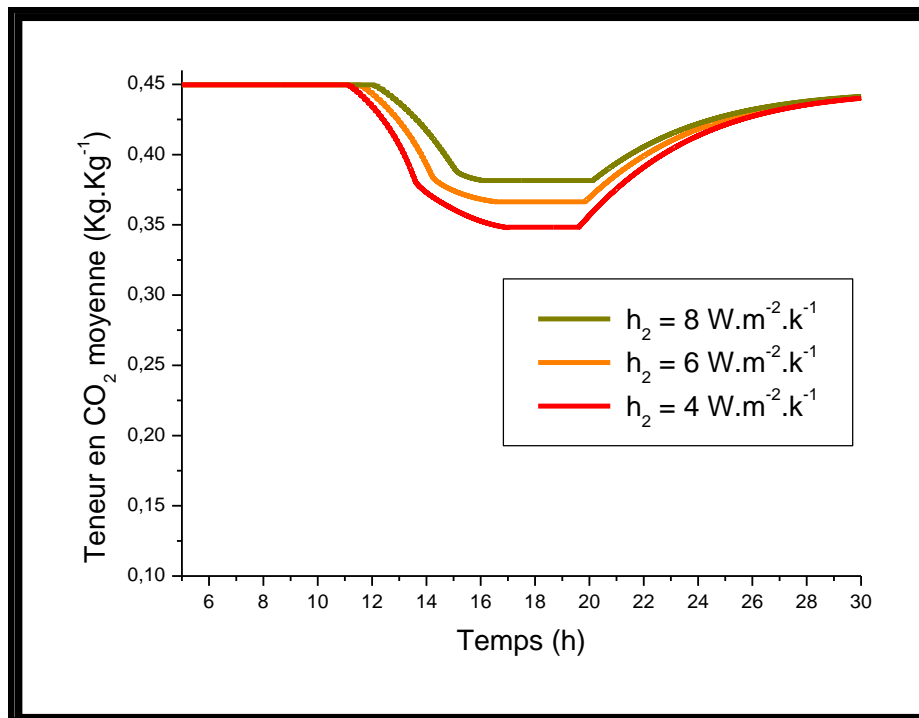


Figure IV.18. Influence de la conductance globale h_2 sur la teneur en CO_2 moyenne.

IV.9.3. Effet de la température de condensation T_c

De la même façon nous nous intéressons à l'effet de la température de condensation T_c sur la teneur moyenne et par conséquent sur la masse résorbée. La simulation numérique nous permet de représenter l'évolution de teneur moyenne en fonction de temps pour différentes valeurs de la température de condensation T_c (293K, 298K, et 303K) sur les figures IV.19, IV.20 et IV.21.

Il ressort de cette étude que l'augmentation de la température de condensation a un effet important sur l'accélération de la désorption. En effet, lorsque la température de condensation augmente la perte thermique augmente et donc la quantité de chaleur captée par l'adsorbent diminue ce qui fait diminuer l'effet de la désorption et par conséquent la masse résorbée diminue.

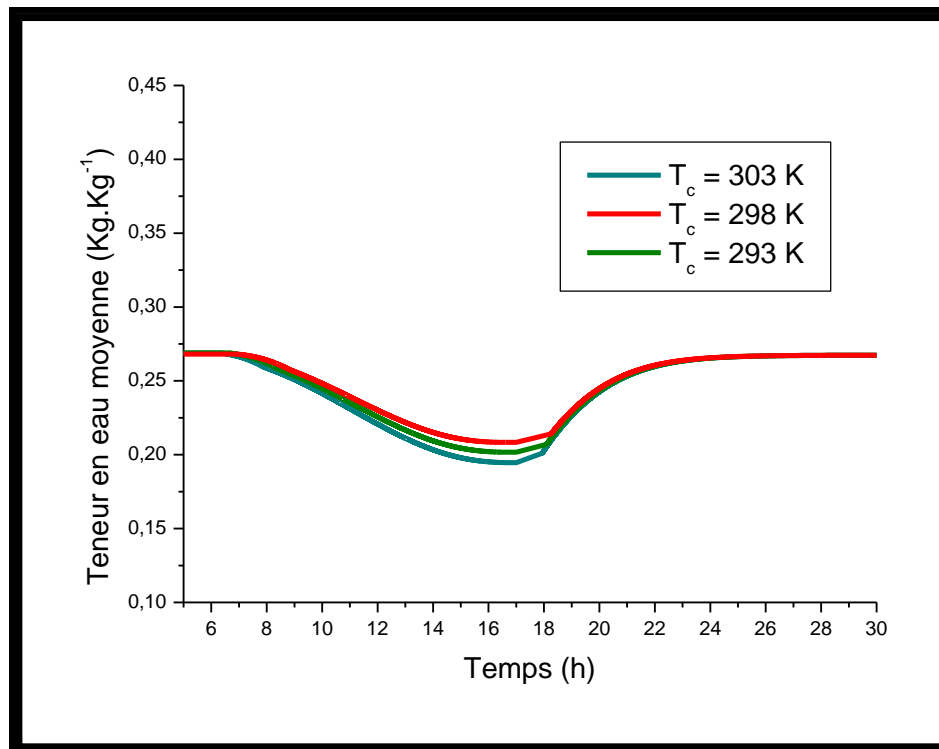


Figure IV.19. Influence de la Température de condensation T_c sur la teneur en eau moyenne.

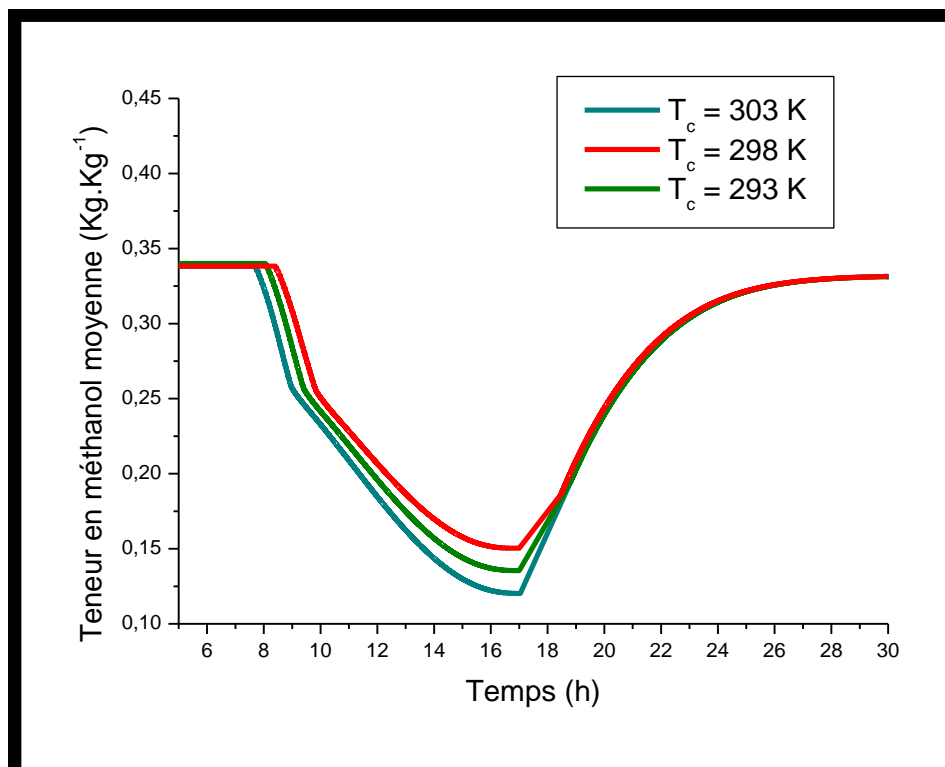


Figure IV.20. Influence de la Température de condensation T_c sur la teneur en méthanol moyenne.

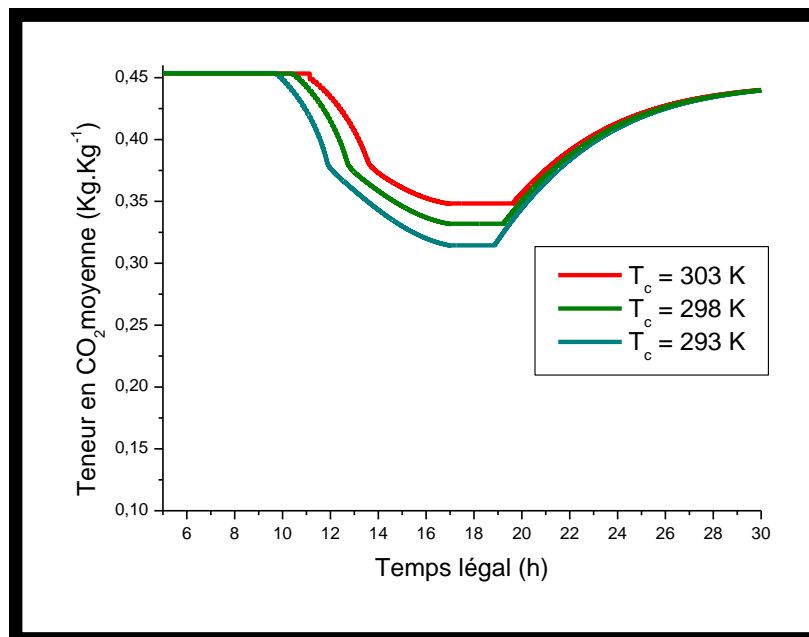


Figure IV.21. Influence de la Température de condensation T_c sur la teneur en CO_2 moyenne

IV.10. Détermination du coefficient de performance COP

IV.10.1. Coefficient de performance solaire COP_s

L'étude théorique nous permet de déterminer le coefficient de performance solaire pour les trois couples en fonction des saisons. Ces valeurs sont dressées dans les tableaux IV.5, IV.6 et IV.7 pour les couples charbon actif /méthanol, charbon actif/ CO_2 et zéolithe /eau.

Tableau IV.5 Variation du COPs du couple charbon actif/méthanol en fonction de saisons (Pour $I_{max} = 883W.m^{-2}$, $I_{max} = 720W.m^{-2}$ et $I_{max} = 680W.m^{-2}$).

	Esl (kJ/m ²)	X _i -X _f (kg)	Q _e (kJ)	COPs
21 Juin 2012	29478	0,060	3612	0.122
21 Septembre 2012	19402	0,036	2167	0.116
21 Mars 2012	19609	0,0375	2257	0.116

Tableau IV.6 Variation du COPs du couple charbon actif/CO₂ en fonction de saisons (Pour $I_{max} = 883W.m^{-2}$, $I_{max} = 720W.m^{-2}$ et $I_{max} = 680W.m^{-2}$).

	Esl (kJ/m ²)	X _i -X _f (kg)	Q _e (kJ)	COPs
21 Juin 2012	29478	0,188	6112	0.207
21 Septembre 2012	19402	0,119	3869	0.199
21 Mars 2012	19609	0,123	3999	0.204

Tableau IV.7 Variation du COPs du couple charbon Zéolite/eau en fonction de saisons (Pour $I_{\max} = 883\text{W. m}^{-2}$, $I_{\max} = 720\text{W. m}^{-2}$ et $I_{\max} = 680\text{W. m}^{-2}$).

	Esl (kJ/m2)	$X_i - X_f$ (kg)	Q_e (kJ)	COPs
21 Juin 2012	29478	0,102	3701	0.126
21 Septembre 2012	19402	0,042	1524	0.080
21 Mars 2012	19609	0,053	1923	0.100

Il ressort de cette étude que :

- l'augmentation de l'intensité maximale I_{\max} , permet d'augmenter la puissance absorbée par le capteur et par conséquent la masse désorbée augmente ce qui permet l'augmentation de la valeur du coefficient de performance solaire COPs.
- le coefficient de performance solaire COPs du couple charbon actif/méthanol qui est égale à 0.207 est plus important que celui des couples zéolithe/eau et charbon actif/CO₂ qui sont égales à .0122 et 0.126, respectivement, pour la saison chaude.
- l'utilisation du couple charbon actif /CO₂ pour la production du froid et faisable mais avec un COPs moins important.

IV.10.2. Coefficient de performance combiné COP_{com}

Pour rendre la production de froid continue, d'une part et d'autre part augmenter le coefficient de performance on utilise un éjecteur. la détermination du coefficient de performance combiné COP_{com} pour les couples zéolite / eau, charbon actif / méthanol et charbon actif / CO₂, au cours des saisons sont faites et présentés sur les figure IV.22.a et IV.22.b.

Cette étude montre qu'il y a une augmentation d'environ 3,65% à 17,96% pour un rapport d'entraînement $w = 0,038$ et $w = 0,183$ pour la saison chaude,

respectivement pour les couples zéolite/eau et charbon actif/méthanol.

Il y a une légère augmentation des COP pour le couple zéolite / eau en raison de l'effet d'entraînement w . En fait, le rapport d'entraînement w est faible. Il est conseillé d'augmenter w pour augmenter la valeur du nombre de COP. Mais malheureusement, nous travaillons à faible pression donnant un faible rapport d'entraînement w .

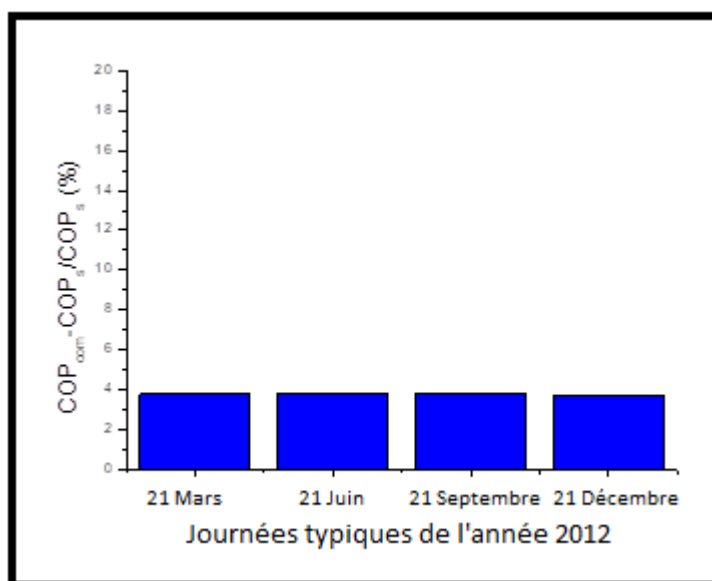


Figure IV.22.a. Variations de COP_{combiné} pendant les quatre journées typiques 21 Mars, 21 Juin, 21 Septembre, 21 Décembre pour le couple zéolite/eau.

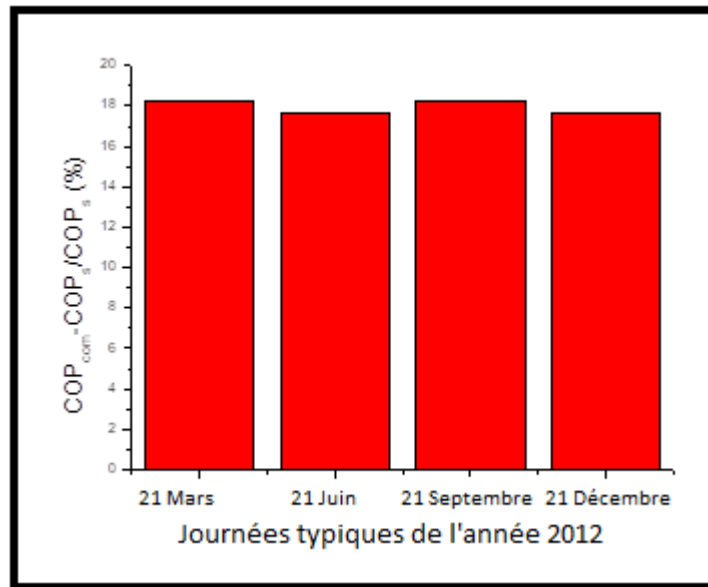


Figure IV.22.b. Variations de $COP_{combiné}$ pendant les quatre journées typiques 21 Mars, 21 Juin, 21 Septembre, 21 Décembre pour le couple charbon actif/méthanol.

IV.11. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons simulé numériquement le transfert de chaleur et de masse dans un capteur solaire plan lors de la désorption et de l'adsorption. Le code de calcul en fortran utilisé nous a permis de tracer l'évolution temporelle des différentes variables essentiellement la température et teneur en fluide et par la suite la détermination du coefficient de performance solaire du capteur. Il ressort de cette étude que:

- La teneur en fluide est fortement liée à la température, elle diminue avec l'augmentation de la température.

- Le charbon-actif désorbe plus rapidement que la zéolithe ce qui trouve que la température de régénération du couple charbon actif/méthanol plus basse que celle du couple zéolithe/eau.

- Le couple charbon actif/méthanol possède un coefficient de performance solaire COP_s supérieure que celui des couple zéolithe/eau et charbon-actif/ CO_2 .

- Pour améliorer le coefficient de performance solaire COP_s , il est nécessaire d'avoir une absorptivité globale α grande, une conductance globale h_2 faible et une énergie solaire incidente importante.

CONCLUSION GENERALE

Dans le cadre de ce travail de thèse, nous avons choisi un système frigorifique à adsorption solaire fonctionnant avec un capteur solaire plan qui peut contenir l'un des trois couples zéolithe/eau, charbon-actif/méthanol et charbon-actif/CO₂.

Dans une première partie, nous avons donné un aperçu général sur les différentes filières de production du froid et par la suite nous nous sommes intéressés à la production du froid par adsorption. Ainsi, nous avons présenté les différents couples existants. Après avoir présenté les différents modèles de l'adsorption, nous avons mis l'accent sur le modèle de DUBININ que nous allons utiliser tout au long de cette étude.

Dans une seconde partie, un modèle mathématique bidimensionnel régissant les transferts de chaleur et de masse est développé et un code de calcul est mis en œuvre pour prévoir les évolutions de la température et la teneur en fluide lors de l'adsorption et de la désorption. De même nous avons étudié l'effet des quelques paramètres (absorptivité globale, conductance globale et l'intensité de l'énergie incidente) sur l'accélération de la désorption et sur la masse désorbée. La valeur du coefficient de performance solaire COPs a été aussi étudiée aussi en fonction de ces paramètres.

La simulation numérique est aussi faite par un code de calcul numérique à l'aide du logiciel COMSOL Multiphysics pour étudier les transferts de chaleur et de masse dans un capteur solaire plan à adsorption.

Il est noté que cette machine d'adsorption classique fonctionne d'une façon intermittente. Pour surmonter ce notable inconvénient, un nouveau cycle d'adsorption-éjection combiné a été proposé dans ce présent travail. Le nouveau système et sa performance ont été décrits théoriquement. De ce fait, on peut conclure que ce nouveau cycle nous permet d'obtenir une production de froid d'une façon continue et une augmentation du COP environ de 3,65% à 17,96% pour un rapport d'entraînement $w = 0,038$ et $w = 0,183$ pour la saison chaude, respectivement pour les couples zéolithe/eau et

charbon actif/méthanol.

Une détermination des coefficients de l'équation du Dubinin pour le couple charbon actif/ CO₂ a été effectuée. Cette étude nous permet d'obtenir la teneur en fluide maximale et la constante de Dubinin ($D' = DB^2$) prennent les valeurs respectives suivantes $X_0=0,413 \text{ kg.kg}^{-1}$ et $D'=5,42$ avec des valeurs de R^2 voisines de 0,88.

Les résultats numériques obtenus ont montré que :

- La teneur en fluide est fortement liée à la température, elle diminue avec l'augmentation de la température.

- Le charbon-actif désorbe plus rapidement que la zéolithe ce qui trouve que la température de régénération du couple charbon actif/méthanol plus basse que celle du couple zéolithe/eau.

- Le couple charbon actif/méthanol possède un coefficient de performance solaire COPs supérieure que celui des couple zéolithe/eau et charbon-actif/CO₂.

- Pour améliorer le coefficient de performance solaire COPs, il est nécessaire d'avoir une absorptivité globale α grande, une conductance globale h_2 faible et une énergie solaire incidente importante.

A la suite de cette étude, quelques perspectives peuvent être envisagées, dont nous citons à titre d'exemples :

- Pour améliorer le COPs, on va étudier un système de climatisation en utilisant l'adsorption-injection ou un système de climatisation utilisant deux adsorbants (chauffé par un fluide).

- Une étude exergétique de la machine frigorifique.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] International Energy Outlook. [https://www.eia.gov/outlooks/ieo/pdf/0484\(2016\).pdf](https://www.eia.gov/outlooks/ieo/pdf/0484(2016).pdf)
- [2] Energy Efficiency in Buildings. https://www.unido.org/fileadmin/media/documents/pdf/EEU_Training_Package/Module18.pdf
- [3] Intergovernmental Panel on Climate Change. Climate Change 2014—Impacts, Adaptation and Vulnerability: Regional Aspects. Cambridge University Press; 2014 Dec 29.
- [4] Energy Technology Perspectives 2016. https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/EnergyTechnologyPerspectives2016_ExecutiveSummary_EnglishVersion.pdf
- [5] Towards zero-emission efficient and resilient buildings, Global Status Report 2016. <https://wedocs.unep.org/rest/bitstreams/45611/retrieve>
- [6] Union I. Communication from the Commission to the European Parliament, the Council, the European Economic and Social Committee and the Committee of the Regions. Brussels; 2014.
- [7] External Review Report of the Bulgarian National Evaluation and Accreditation Agency (NEAA). <http://www.enqa.eu/wp-content/uploads/2008/07/External-review-report-of-NEAA-July-2008.pdf>
- [8] The Role of Refrigeration in the Global Economy. http://www.iifir.org/userfiles/file/publications/notes/NoteTech_29_EN.pdf
- [9] Montreal protocol. <https://www.britannica.com/event/Montreal-Protocol>
- [10] Kyoto protocol. http://unfccc.int/kyoto_protocol/items/2830.php
- [11] The ozone hole. <http://www.theozonehole.com/dualbenefits.htm>
- [12] Paris Agreement. http://unfccc.int/files/essential_background/convention/application/pdf/english_paris_agreement.pdf
- [13] J. Rogelj, M. Den Elzen, N. Höhne, T. Fransen, H. Fekete, H. Winkler, R. Schaeffer,

F. Sha , K. Riahi, M. Meinshausen. Paris Agreement climate proposals need a boost to keep warming well below 2 C. Nature. 2016 Jun 30; 534 (7609):631-9.

[14] What global emissions in 2016 mean for climate change goals. <https://www.carbonbrief.org/whatglobal-co2-emissions-2016-mean-climate-change>.

[15]https://ec.europa.eu/energy/sites/ener/files/documents/1_EN_autre_document_travail_service_part2_v6.pdf.

[16] A.S. Panesar, A study of organic Rankine cycle systems with the expansion process performed by twin screw machines (Doctoral dissertation, City University London).

[17] B. Prasartkaew, Performance test of a small size LiBr-H₂O absorption chiller, Energy Procedia, Vol. 56, PP. 487-97, 2014.

[18] M. Duminil, Systèmes à absorption, à adsorption et thermochimique en vue de la climatisation, Revue Générale de Thermique, Vol. 31, PP. 80-95, 1992.

[19] Y. T. Kang, A. Akisawa, And T. Kashiwagi, Experimental correlation of combined heat and mass transfer for NH₃-H₂O falling film absorption, Int. Journal of Refrigeration, Vol. 22, PP. 250-262, 1999.

[20] A. M. Selim and M. M. Elsayed, Performance of packed bed absorber for aqua ammonia absorption refrigeration system, Int. Journal of Refrigeration, Vol. 22, PP. 283-292, 1999.

[21] J. Castro, C. Oleit, H. Schweiger and A. Oliva, Application of two-dimensional model for the study of water vapour absorption in falling films of LiBr aqueous solutions with the action of a surfactant, ECCOMAS 98, Published by John Wiley & Sons, Ltd, 1998.

[22] A. EL Almers, Etude du transfert de chaleur et de masse dans un lit fixe de charbon actif réagissant par adsorption avec l'ammoniac application à la modélisation d'une machine frigorifique solaire, Thèse de Doctorat, Tetouan, 2002.

[23] G. Couderec, Contribution à l'étude de l'adsorption binaire par les carbones non poreux et poreux, Thèse de Doctorat, Université de Neuchâtel, 2002

[24] F. Poyelle, J. J. Guillemot, F. Meunier, Experimental tests of and predictive model of an adsorptive air conditioning unit, Industrial and Engineering Chemistry Research, Vol. 38, pp. 298-309, 1999.

- [25] M. Duminel, Théorie des machines frigorifique, Technique de l'ingénieur, traité Génie énergétique, PP. 9730.
- [26] R. Dumon, G. Chrysostom, Les pompes à chaleurs, 2^eme édition, Masson, 1982.
- [27] D. Zejli, R. Benchrifa, A. Bennouna, O. K.Bouhelal, Analyse énergétique et entropique de la régénération de chaleur dans d'une machine frigorifique à adsorption, Revue de mécanique appliquée et théorique, Vol. 1, 4, PP. 253- 268, 2003.
- [28] C. E. Chitour, Les interfaces gaz-solide et liquide-solide, Physico-chimie de surfaces, Alger : OPU, 1992.
- [29] S. Robert. Bowman. S. E. Delap, Proprieties and utilisation of zeolite, International Conference on Occurrence, July 2006.
- [30] L. M. Sun et F. Meunier, Adsorption : Aspect théorique, Techniques de l'ingénieur, Vol. 2730, PP. 1-20, 2003.
- [31] E. Anyanwu, Review of solid adsorption solar refrigeration II : An overview of the principles and theory, Energy Conversion and Management, Vol. 45, PP. 1279-1295, 2004.
- [32] I. Solmus et al, Adsorption properties of a natural zeolite water pair for use in adsorption cooling cycles, Applied Energy, Vol.87, PP. 20622067, 2010.
- [33] S. Follin, Approche de Dubinin pour la caractérisation de charbons actifs et évaluation des performances des cycles frigorifiques à adsorption, Application à la production de froid par le couple charbon actif/dioxyde de carbone, Université de Perpignan, Thèse de Doctorat, 1996.
- [34] A. P. F. Leite and M. Daguinet, Performance of a new solid adsorption ice maker with solar energy regeneration, Energy Conversion and Management, Vol. 41, PP. 1625 - 1647, 2000.
- [35] E. Passos, Etude des couples Charbon actif Méthanol et de leur application à la réfrigération solaire PhD, Thesis, federal Polytechnic College of Lausanne, Switzerland, 1986.
- [36] F. Meunier, theoretical performance of solid adsorbent cascading using the zeolithe/water and active carbon/methanol pairs : four cases studies, Journal of Heat

Recovery Systems, Vol. 6, PP. 491-498, 1988.

[37] B. Donaldson, B. Nagengast, Heat and cold: mastering the great indoors, Atlanta, GA: ASHRAE, 1994.

[38] G. Lorentz, J. Pettersen, New possibilities for non-CFC refrigeration. In Pettersen J, editor. IIR International Symposium on Refrigeration: Energy and Environment, Trondheim, Norway, PP. 147-63, 1992.

[39] G. Santori, S. Santamaria, A. Sapienza, et al., A standalone solar adsorption refrigerator for humanitarian aid. Sol Energy, Vol. 100, PP. 172–178, 2014.

[40] A. Allouhi , T. Kousksou, A. Jamil, et al., Performance evaluation of solar adsorption cooling systems for vaccine preservation in sub-Saharan Africa, Appl Energ, Vol. 170, PP 232–241, 2016.

[41] A. Pal, I.I. El-Sharkawy, B. B. Saha, S. Jribi, T. Miyazaki, S. Koyama, Experimental investigation of CO₂ adsorption onto a carbon based consolidated composite adsorbent for adsorption cooling application, Applied Thermal Engeneering, Vol. 109, PP. 304-311, 2016.

[42] S. Jribi, T. Miyazaki ,B. B. Saha, A. Pal, M. M. Younes, S. Koyama, A. Maalej, Equilibrium and kinetics of CO₂ adsorption onto activated carbon, Inertantional Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 108, PP. 1941-1946, 2017.

[43] V. K. Singh, E. A. Kumar, Experimental investigation and thermodynamic analysis of CO₂ adsorption on activated carbons for cooling system, Journal of CO₂ Utilization, Vol. 17, PP. 290-304, 2017.

[44] N. A. Rashidia, S. Yusupa, A. Borhana, Isotherm and Thermodynamic Analysis of Carbon Dioxide on Activated Carbon, Procedia Engineering, Vol. 148, PP. 630-637, 2016.

[45] B.B. Saha, J. Skander, K. Shigeru, I.I. EI-Sharkawy, Carbon dioxide adsorption isotherms on activated carbons, J. Chem. Eng. Data, PP. 1974–1981, 2011.

[46] S.García,J.J.Pis,F.Rubiera,C.Pevida, Predicting mixed-gas adsorption equilibria on activated carbon for precombustion CO₂ capture. Langmuir, Vol. 29, PP. 6042–6052, 2013.

- [47] H. Yu, X. Wang, C. Xu, D.-L. Chen, W. Zhu, R. Krishna, Utilizing transient breakthrough for evaluating the potential of Kureha carbon for CO₂ capture, *Chem. Eng. J.*, Vol. 269: PP. 135–147, 2015.
- [48] J.J. GUILLEMINOT, F. MEUNIER, Etude expérimentale d'une glacière solaire utilisant le couple zéolithe 13x-eau, *revue gen. de thermique*, Novembre 1981.
- [49] P.H. GRENIER et al., Entrepôt frigorifique à cycle zéolithe 13x-eau, JITH, Monastir 1983.
- [50] A. BOUBAKRI, Détermination des caractéristiques thermodynamiques du couple charbon actif 35- méthanol et étude de son application à la réfrigération solaire, Thèse septembre 1985.
- [51] A.MHIMID, Etude expérimentale de la réfrigération solaire par adsorption utilisant des capteurs à zéolithe plans et à concentrations, Thèse de mécanique appliquée - option énergétique. Faculté des Sciences de Tunis, Juillet 1991.
- [52] B. MARMOTTANT, A. MHIMID, S. ELGOLLI, P.H. GRENIER, Installation de réfrigération solaire à adsorption : Expérimentation et modélisation, *Rev. Gén. therm*, Vol. 362, PP. 97-105, 1992.
- [53] W. Wu, H. Zhang, D. Sun, Mathematical simulation and experimental study of a modified zeolite 13X-water adsorption refrigeration module, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 29, PP. 645-651, 2009.
- [54] S. Mitra, P. Kumar, K. Srinivasan, P. Dutta, Development and performance studies of an air cooled two-stage multi-bed silica-gel+water adsorption system, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 67, PP. 174–189, 2016.
- [55] A. El Fadar, Thermal behavior and performance assessment of a solar adsorption cooling system with finned adsorber, *Energy*, Vol. 83, PP. 674–684, 2015.
- [56] S.Z. Xu, L.W. Wang, R.Z. Wang, Thermodynamic analysis of single-stage and multi-stage adsorption refrigeration cycles with activated carbon-ammonia working pair, *Energy Conversion and Management*, Vol. 117 : PP. 31–42, 2016.

- [57] M.A. Alghoul, K. Sopian, M.Y. Sulaiman, B. Azmi, Review of materials for adsorption refrigeration technology, *Anti-Corrosion Methods and Materials*, Vol. 54 (4), PP. 225–229, 2007.
- [58] I. Solmuş, C. Yamalı, B. Kaftanoğlu, D. Baker, A. Çağlar, Adsorption properties of a natural zeolite–water pair for use in adsorption cooling cycles, *Applied Energy*, Vol.87, PP. 2062–2067, 2010.
- [59] M. Berdja, B. Abbad, F. Yahy, F. Bouzefour, M. Ouali, Design and realization of a solar adsorption refrigeration machine powered by solar energy, *Energy Procedia*, Vol. 48, PP. 1226 – 1235, 2014.
- [60] A.A. Askalany, B.B. Saha, M.S. Ahmed, I.M. Ismail, Adsorption cooling system employing granular activated carboneR134a pair for renewable energy applications, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 36 : PP. 1037- 1044, 2013.
- [61] M.A. Hadj Ammar, B. Benhaoua, M. Balgouthi, Simulation of tubular adsorber for adsorption refrigeration system powered by solar energy in Sub-Sahara region of Algeria, *Energy Conversion and Management*, Vol. 106, PP. 31–40, 2015.
- [62] W. Chekirou, A. Chikouche , N. Boukheit , A. Karaali, S. Phalippou, Dynamic modelling and simulation of the tubular adsorber of a solid adsorption machine powered by solar energy, *International Journal of Refrigeration*, PP. 1-15, 2013.
- [63] H.Z. Hassan, A.A. Mohamad, R. Bennacer, Simulation of an adsorption solar cooling system, *Energy* Vol. 36, PP. 530-537, 2011.
- [64] A. Zegnani, A. Mhimid, K. Slimi, Study of heat and mass transfer during desorption in a plane adsorber : Anistropy effects, *Journal of Porous Media*, Vol. 12, PP. 169-182, 2009.
- [65] A. Zegnani, A. Mhimid, H. Dhahri, K. Slimi, New modeling approach for heat and mass transfers during sorption phenomena in a plane adsorber, *Journal of Porous Media*, Vol. 13, PP. 1087-1100, 2010.
- [66] S. Jribi, B. B. Saha, S. Koyama, H. Bentaher, Modeling and simulation of an activated carbon-CO2 four bed based adsorption coolig system, *Energy Conversion and Management*, Vol. 78, PP. 985-991, 2014.

- [67] W. Fan, A. Chakraborty, S. Kayal, Adsorption cooling cycles: Insights into carbon dioxide adsorption on activated carbons, *Energy*, Vol.102, PP. 491-501, 2016.
- [68] D. Lachance, M. Bernier, C. Lasvignottes, F. Meunier, Simulation dynamique d'une machine à adsorption : application à un cycle cascade bi-étagé. E-Sim 2002 : The Canadian Conference on Building Energy Simulation, 2002.
- [69] K. S. W. Sing, D. H. Everett, R. A. W. Haul, L. Moscou, R. A. Pierotti, J. Rouquerol, et T. Siemieniowska, Reporting physisorption data for gas/solid systems with special reference to the determination of surface area and porosity (IUPAC), *Pure Appl. Chem.*, Vol. 57, 603, 1985.
- [70] Gregg S.j., Sing K.S.W., Adsorption surface, area and porosity, 2nd Edition, academic press London, 1992.
- [71] N. Ayawei, M. Horsfall Jr, and I. Spiff, Rhizophora mangle waste as adsorbent for metal ions removal from aqueous solution, *European Journal of Scientific Research*, Vol. 9, PP. 1-21, 2005.
- [72] N. D. Shooto, N. Ayawei, D. Wankasi, L. Sikhwivhilu, and E. D. Dikio, Study on cobalt metal organic framework material as adsorbent for lead ions removal in aqueous solution, *Asian Journal of Chemistry*, Vol. 28, no. 2, PP. 277–281, 2016.
- [73] M. I. El-Khaiary, Least-squares regression of adsorption equilibrium data: comparing the options, *Journal of Hazardous Materials*, Vol. 158, no. 1, PP. 73–87, 2008.
- [74] S. D. Fost and M. O. Aly, Adsorption Processes for Water Treatment, Betterworth Publications, Stoneham, Massachusetts, Mass, USA, 1981.
- [75] D. M. Ruthven, Principle of Adsorption and Adsorption Processes, John Willey and Sons, New Jersey, NJ, USA, 1984.
- [76] D.D. Do, Adsorption analysis: equilibria and kinetics. Series on chemical engineering. London: Imperial College Press; 1998.
- [77] Y.I. Aristov, Adsorptive transformation of heat: principles of construction of adsorbents database, *Appl Therm Eng*, Vol. 42, PP. 18–24, 2011.
- [78] A.B. Perez-Marin, V. M. Zapata, J. F. Ortuno, M. Aguilar, J. Saez, M. Llorens, Removal of cadmium from aqueous solutions by adsorption onto orange waste, *J.Hazard.*

Mater., Vol. 139 (1), PP122–131, 2007.

[79] M. A. Slasli, Modélisation de l'adsorption par les charbons microporeux : approche théorique et expérimentale, Thèse de Doctorat, Université de Neuchâtel, 2002.

[80] I. Langmuir, The constitution and fundamental properties of solids and liquids, J. Am. Chem. Soc., Vol. 38 (11), PP. 2221–2295, 1916.

[81] T.W. Webber, R.K. Chakkravorti, Pore and solid diffusion models for fixed-bed adsorbers, AIChE J., Vol. 20 PP. 228–238, 1974.

[82] T. Jafari Behbahani and Z. Jafari Behbahani, A new study on asphaltene adsorption in porous media, Petroleum and Coal, Vol. 56, no. 5, PP. 459–466, 2014.

[83] M. S. Padder and C. B. C. Majunder, Studies on Removal of As(II) and S(V) onto GAC/MnFe, 804 Composite: Isotherm Studies and Error Analysis, 2012.

[84] Q. Jiayou, Characterization of silica gel-water vapor adsorption and its measuring facility [Unpublished master dissertation]. Singapore: National University of Singapore, 2003.

[85] T. Benzaoui, A. Selatnia, and D. Djabali, Adsorption of copper (II) ions from aqueous solution using bottom ash of expired drugs incineration, Adsorption Science and Technology, PP. 1–16, 2017.

[86] R. A. Koble and T. E. Corrigan, Adsorption isotherms for pure hydrocarbons, Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 44, no. 2, PP. 383–387, 1952.

[87] N. Ayawei, S. S. Angaye, D. Wankasi, and E. D. Dikio, Synthesis, characterization and application of Mg/Al layered double hydroxide for the degradation of congo red in aqueous solution, Open Journal of Physical Chemistry, Vol. 5, no. 03, PP. 56–70, 2015.

[88] N. Ayawei, A. T. Ekubo, D. Wankasi, and E. D. Dikio, Adsorption of congo red by Ni/Al-CO₃: equilibrium, thermodynamic and kinetic studies, Oriental Journal of Chemistry, Vol. 31, no. 30, PP. 1307–1318, 2015.

[89] H. K. Boparai, M. Joseph, and D. M. O'Carroll, Kinetics and thermodynamics of cadmium ion removal by adsorption onto nano zerovalent iron particles, Journal of Hazardous Materials, Vol. 186, no. 1, PP. 458–465, 2011.

- [90] M. R. ALLY, Predicting phase diagram of the $\text{CaCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ binary system from the BET adsorption isotherm, *Fluid Phase Equilibria*, Vol. 268, PP. 45-50, 2008.
- [91] N. D. Hutson and R. T. Yang, Theoretical basis for the Dubinin-Radushkevitch (D-R) adsorption isotherm equation, *Adsorption*, Vol. 3, no. 3, PP. 189–195, 1997.
- [92] A.Ch. Mitropoulos, The Kelvin equation, *Journal of Colloid and Interface Science*, Vol. 317, PP. 643–648, 2008.
- [93] A. FERRADJI, A. MALEK, Isothermes d'Adsorption des Abricots Secs à 25 °C et 45 °C, *Rev. Energ. Ren.*, Vol. 8, PP. 39 – 48, 2005.
- [94] J. B. CONDON, Chapter 3 - Interpreting the Physisorption Isotherm, *Surface Area and Porosity Determinations by Physisorption*, PP. 55-90, 2006.
- [95] N. TOMAS, H. HANS-MARTIN, Adsorption cycle modeling: characterization and comparison of materials, *Proc. Int. Sorp. Heat Pump Conf*, PP. 209–217, 1999.
- [96] A. KHODR, Contribution expérimentale à l'étude de la cinétique d'adsorption de gaz. Thèse de doctorat, ENSAM, France, 1989.
- [97] M. M. Dubinin, The potential theory of adsorption of gases and vapors for adsorbents with energetically nonuniform surfaces, *Chem. Rev*, Vol. 60, PP. 235- 241, 1960.
- [98] P.H. GRENIER, J.J.GUILLEMINOT, I. ISMAIL, M. PONS, Etude comparative des cycles intermittents utilisant soit le couple zéolithe/eau soit le couple charbon actif/méthanol, JITH, Maroc 85.
- [99] R. BOUSSEHAIN, M.L. FEIDT, Caractérisation thermostatique du couple charbon actif-alcool. Incidence sur les critères de choix associés aux machines à 4 sources de chaleur, I.I.R. Conférence, Paris, PP. 353-361, 1983.
- [100] S. WHITAKER, Simultaneous heat, mass and momentum transfer in porous media. A theory of drying, *Advances of Heat Transfer*, Vol. 13, PP. 119-203, 1977.
- [101] A. Zagnani, Contribution à l'étude des transferts de chaleur et de masse en milieu poreux : Application à la réfrigération par adsorption, Thèse de doctorat en Génie énergétique, Ecole Nationale d'Ingénieurs de Monastir, 2013.
- [102] A. Chaise, P. Marty, P. de Rango, D. Fruchart, A simple criterion for estimating the effect of pressure gradients during hydrogen absorption in a hydride reactor, *International*

Journal of Heat and Mass Transfer, Vol.52, PP.4564-4572, 2009.

[103] J.J. Guilleminot, Caractérisation de l'état stationnaire liquide gaz adsorbant lors de l'adsorption de gaz condensable sur les zéolithe, Thèse de doctorat, Université de Dijon, Dijon (France), 1978.

[104] A. Khodr, Contribution expérimentale à l'étude de la cinétique d'adsorption de gaz, Thèse de doctorat, ENSAM, France, 1989.

[105] A. MHIMID, Theoretical study of heat and mass transfer in a zeolite bed during water desorption: validity of local thermal equilibrium assumption, Int. J. Heat and Mass Transfer, 41, 2967-2977, 1998.

[106] E. Nahdi, J. C. Champoussin, G. Hostache , G. Chéron, Optimal geometric parameters of a cooling ejector-compressor, Journal International de Froid, Vol. 16 : PP. 67-72, 1993.

[107] J.J. Guilleminot, Caractérisation de l'état stationnaire liquide gaz adsorbant lors de l'adsorption de gaz condensable sur les zéolithes, Thèse de doctorat, Université de Dijon, Dijon (France), 1978

[108] A. Mhimid, S. Ben Nasrallah, theoretical study of heat and mass transfer during drying of granular products, Mathematical modeling and Numerical Techniques in Drying Technology edited by TURNER/MUJUNDAR, CH.10, PP. 381-413, New York, 1997

[109] A. Mhimid, A. Jemni, S. Ben Nasrallah, Etude théorique des transferts couplés de chaleur et de masse lors de la désorption du couple zéolithe 13X-eau, Rev.Gén. Therm, Vol. 36, N°9, PP:697 - 705, 1997.

[110] S. Pantakar, Numerical heat transfer and fluid flow, Publishing corporation, Mc Graw Hill company, 1980.

[111] V.K. Singh, E. Anil Kumar, Measurement and analysis of adsorption isotherms of CO₂ on activated carbon, Applied Thermal Engineering, Vol.97, PP.77–86, 2016.

[112] B. Marmottant, A. Mhimid, S. Elgolli, and P.H. Gernier, Installation de réfrigération solaire a adsorption: Expérimentation et modélisation, Rev. Geé. Thenn., Vol. 362, PP. 97-105, 1992.

Références bibliographiques

[113] A.Chaise, P. Marty, P. de Rango, D. Fruchart, A simple criterion for estimating the effect of pressure gradients during hydrogen absorption in a hydride reactor, International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol.52, PP.4564-4572, 2009.

ANNEXE I : Généralités sur les milieux poreux

I.1. Définition

Un milieu poreux est un milieu dispersé constitué d'une phase solide de forme compliquée et contenant des vides (pores) qui peuvent communiquer entre eux. Ces pores peuvent contenir un ou plusieurs phases fluides pouvant s'écouler et éventuellement, échanger entre elles de l'énergie et de masse.

I.2. Porosité

Le paramètre principal décrivant un milieu poreux est la porosité qui caractérise l'espace vide dans le milieu considéré. On définit la porosité par la relation suivante :

$$\varepsilon = \frac{V_P}{V_T} = \frac{\text{volume des pores}}{\text{volume total}} \quad (\text{I-1})$$

I.3. Aire spécifique

La grande surface interne de la matrice solide est une caractéristique des milieux poreux. L'aire spécifique d'un poreux est définie comme le rapport du volume d'un échantillon V_0 , et la surface interne des pores S ,

$$A_s = \frac{S}{V_0} \quad (\text{I-2})$$

I.4. Teneur en fluide

Nous pouvons distinguer deux types de la teneur en fluide l'une est volumique et l'autre est massique.

La teneur en fluide volumique est le rapport entre le volume occupé par le fluide noté V_f par le volume total V_T . Elle est définie comme suit :

$$\theta = \frac{V_f}{V_T} \quad (\text{I-3})$$

Alors que la teneur en liquide massique (appelé aussi pondérale) est définie par la masse du fluide par celle du solide, elle est donnée par la relation suivante :

$$X = \frac{m_L}{M_S} \quad (\text{I-4})$$

I.5. Degrés de saturation en fluide

Le degré de saturation du fluide est défini par le rapport du volume occupé par le fluide V_f par le volume des pores V_P .

$$S = \frac{V_f}{V_P} \quad (\text{I-5})$$

Nous remarquons que cette grandeur est comprise entre 0 et 1.

I.6. Loi de Darcy

D'une manière plus générale, la loi de Darcy peut s'écrire, en tenant compte de la gravité, sous la forme vectorielle suivante :

$$\vec{U}_f = - \frac{K}{\mu} (\vec{\Delta} P - \rho \vec{g}) \quad (\text{I-6})$$

Avec

μ la viscosité dynamique du fluide,

k la perméabilité du milieu poreux.

Il est important de noter que la perméabilité ne dépend que de la structure et de l'arrangement des pores du milieu poreux, et il est indépendant de la nature du fluide. **C. KOZENY A** montré que cette grandeur, pour des grains sphériques identiques, ne dépend que de la porosité et du diamètre des grains, il a trouvé l'expression suivante :

$$K = \frac{\varepsilon^3 d^2}{180 (1 - \varepsilon)^2} \quad (\text{I-7})$$

Pour un milieu poreux isotrope, **ERGUN** a trouvé l'expression de la perméabilité suivante :

$$K = \frac{\varepsilon^3 d^2}{150 (1 - \varepsilon)^2} \quad (\text{I-8})$$

ANNEXE II : Equations mathématique

II- 1- Forme générale des équations de transport locales

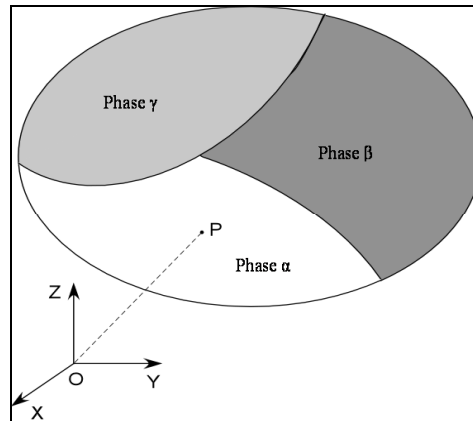


Figure 2.1 : Volume élémentaire représentatif et répartition des différentes phases.

Généralement les équations de conservation à l'échelle microscopique, s'écrivent sous la forme suivante, pour chaque phase α :

$$\frac{\partial \varphi_\alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (\varphi_\alpha \bar{V}_\alpha) = \nabla \cdot (\bar{J}_\alpha) + S_\alpha \quad (\text{II. 1})$$

$\frac{\partial \varphi_\alpha}{\partial t}$: représente la variation temporelle de φ ;

\bar{J}_α : représente dans certains cas un terme de flux diffusif (conduction de chaleur ; diffusion de masse) ou un tenseur de contraintes si on s'intéresse à la quantité de mouvement

S_α : est un terme source (l'action d'une force volumique ou d'une réaction chimique etc...).

\bar{V}_α : est identifié à un flux convectif et représente le transport d'une grandeur φ comme résultante du déplacement de la phase α .

II. 2. Moyenne de phase

Soit φ_α une grandeur physique microscopique associée à la phase α . φ_α est en général fonction de l'espace et du temps.

$$\varphi_\alpha = \begin{cases} \varphi_\alpha & \text{dans la phase } \alpha \\ 0 & \text{en dehors de } \alpha \end{cases}$$

La moyenne de phase est définie comme suit :

$$\langle \varphi_\alpha \rangle = \frac{1}{V} \iiint_V \varphi_\alpha dv \quad (\text{II. 2})$$

Où V est le volume élémentaire représentatif.

II. 3. Moyenne intrinsèque

La moyenne intrinsèque est définie par :

$$\langle \varphi_\alpha \rangle^\alpha = \frac{1}{V_\alpha} \iiint_{V_\alpha} \varphi_\alpha dv \quad (\text{II. 3})$$

Où V_α est le volume occupé par la phase α dans V .

D'après ce qui précède, la valeur moyenne est liée à la moyenne intrinsèque par :

$$\langle \varphi_\alpha \rangle = \frac{V_\alpha}{V} \langle \varphi_\alpha \rangle^\alpha \quad (\text{II. 4})$$

Lorsque $\langle \varphi_\alpha \rangle^\alpha = 1$, on peut écrire :

$$\langle \varphi_\alpha \rangle = \frac{1}{V} \iiint_{V_\alpha} \varphi_\alpha dv = \frac{V_\alpha}{V} = \varepsilon_\alpha \quad (\text{II. 5})$$

Où ε_α est la fraction du volume élémentaire occupée par la phase α .

Lorsqu'il y a une seule phase, ε_α représente la porosité du milieu $\varepsilon_\alpha = \varepsilon$.

II. 4. Moyenne d'une dérivation

Si φ_α est une grandeur scalaire, alors la moyenne du gradient de φ_α s'écrit d'après le théorème de la moyenne (Slattery):

$$\langle \nabla \varphi_\alpha \rangle = \nabla \langle \varphi_\alpha \rangle + \sum_{i \neq \alpha} \frac{1}{V} \iint_{S_{\alpha i}} \varphi_\alpha \bar{n}_{\alpha i} ds \quad (\text{II. 6})$$

Où l'indice i désigne une autre phase en présence ; $\vec{n}_{\alpha i}$ est la normale à l'interface dirigée de α vers i et $S_{\alpha i}$ est une interface entre la phase α et la phase i .

Si φ_α est une grandeur vectorielle, alors la moyenne de la divergence de φ_α s'écrit :

$$\langle \nabla \cdot \varphi_\alpha \rangle = \nabla \cdot \langle \varphi_\alpha \rangle + \sum_{i \neq \alpha} \frac{1}{V} \iint_{S_{\alpha i}} \varphi_\alpha \cdot \vec{n}_{\alpha i} ds \quad (\text{II. 7})$$

Pour assurer l'efficacité de la méthode de prise des moyennes, il faut que l'échelle des longueurs indiquée sur la figure V.1 doit satisfaire la condition suivante :

$$d \ll r \ll L \quad (\text{II. 8})$$

Cela nous permet d'écrire, d'après le théorème de Gray:

$$\langle \nabla \varphi_\alpha \rangle = \varepsilon_\alpha \nabla \langle \varphi_\alpha \rangle^\alpha + \sum_{i \neq \alpha} \frac{1}{V} \iint_{S_{\alpha i}} \tilde{\varphi}_\alpha \vec{n}_{\alpha i} ds \quad (\text{II. 9})$$

Avec $\tilde{\varphi}_\alpha$ est la déviation spatial de φ_α définie par :

$$\tilde{\varphi}_\alpha = \varphi_\alpha - \langle \varphi_\alpha \rangle^\alpha \quad (\text{II. 10})$$

II. 5. Moyenne d'une dérivation par rapport au temps

La moyenne de la dérivée par rapport au temps de la variable φ_α s'écrit d'après le théorème de transport (Whitaker):

$$\left\langle \frac{\partial \varphi_\alpha}{\partial t} \right\rangle = \frac{\partial \langle \varphi_\alpha \rangle}{\partial t} - \sum_{i \neq \alpha} \frac{1}{V} \iint_{S_{\alpha i}} (\varphi_\alpha \otimes \vec{w}_{\alpha i}) \cdot \vec{n}_{\alpha i} ds \quad (\text{II. 11})$$

Où \otimes désigne un produit tensoriel ; $\vec{w}_{\alpha i}$ est la vitesse de l'interface.

Si le volume de la phase α (V_α) est fixe et stationnaire ($\vec{w}_{\alpha i} = \vec{0}$), la moyenne de la dérivée par rapport au temps de la variable φ_α se réduit à :

$$\left\langle \frac{\partial \varphi_\alpha}{\partial t} \right\rangle = \frac{\partial \langle \varphi_\alpha \rangle}{\partial t} \quad (\text{II. 12})$$

II. 6. Forme générale des équations de transport moyennées

En intégrant sur le volume élémentaire représentatif (VER) l'équation (II.1) et en appliquant les théorèmes de prise de moyenne, la forme générale d'une équation de

transport moyennée s'écrit sous la forme suivante :

$$\begin{aligned} \frac{\partial \langle \varphi_\alpha \rangle}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_\alpha \langle \varphi_\alpha \rangle^\alpha \langle \vec{V}_\alpha \rangle) &= \nabla \cdot \langle \vec{J}_\alpha \rangle + \langle S_\alpha \rangle \\ - \underbrace{\nabla \cdot \langle \tilde{\varphi}_\alpha \tilde{\vec{V}}_\alpha \rangle}_{[1]} + \underbrace{\frac{1}{V} \iint_{S_{\alpha i}} \vec{J}_\alpha \cdot \vec{n}_{\alpha i} ds}_{[2]} + \underbrace{\frac{1}{V} \iint_{S_{\alpha i}} \varphi_\alpha (\bar{w}_{\alpha i} - \vec{V}_\alpha) \cdot \vec{n}_{\alpha i} ds}_{[3]} & \end{aligned} \quad (\text{II. 13})$$

Le terme [1] : est souvent négligé quand on résout le problème de fermeture.

Le terme [2] : représente le phénomène d'échange par diffusion entre les phases dans le volume élémentaire représentatif (VER)

Le terme [3] : représente le transfert interfacial dû au changement de phase.

ANNEXE III : Méthode de changement d'échelle

Durant ce travail, on considère les hypothèses de simplification suivantes :

- Le solide est immobile.
- Les propriétés thermophysiques ne dépendent pas de la température
- le rayonnement négligeable
- la dissipation visqueuse négligeable ($\nabla \vec{v} : \tau = 0$)
- le travail de compression négligeable ($\frac{DP}{Dt} = 0$)

III.1. Equations microscopiques

III.1.1. Equation de conservation de masse

Nous trouvons les équations de conservation à l'échelle microscopique de chaque constituant :

Dans le cas du solide :

$$\rho_S = \text{cte} \quad (\text{III.1})$$

Dans le cas du liquide :

$$\frac{\partial \rho_L}{\partial t} + \text{div}(\rho_L \vec{v}_L) = 0 \quad (\text{III.2})$$

Dans le cas du gaz :

$$\frac{\partial \rho_g}{\partial t} + \text{div}(\rho_g \vec{v}_g) = 0 \quad (\text{III.3})$$

Avec ρ_g , ρ_L et ρ_S sont respectivement les masses volumiques du gaz, du liquide et du solide et \vec{v}_L et \vec{v}_g sont les vitesses de liquide et du gaz.

III.1.2. Equation de conservation d'énergie

Equation de conservation de l'énergie de la phase solide

$$\frac{\partial(\rho_S h_S)}{\partial t} = \text{div}(\lambda_S \overrightarrow{\text{grad}}(T_S)) \quad (\text{III-4})$$

Avec h_S , λ_S et T_S sont, respectivement, l'enthalpie massique, la conductivité et la

température du solide

Equation de conservation de l'énergie de la phase liquide

$$\frac{\partial(\rho_L h_L)}{\partial t} + \text{div}(\rho_L h_L \vec{v}_L) = \text{div}(\lambda_L \overrightarrow{\text{grad}}(T_L)) \quad (\text{III-5})$$

Avec h_L , λ_L , \vec{v}_L et T_L sont, respectivement, l'enthalpie massique, la conductivité, la vitesse et la température du liquide.

Equation de conservation de l'énergie de la phase gazeuse

$$\frac{\partial(\rho_g h_g)}{\partial t} + \text{div}(\rho_g h_g \vec{v}_g) = \text{div}(\lambda_g \overrightarrow{\text{grad}}(T_g)) \quad (\text{III-6})$$

Avec h_g , λ_g , \vec{v}_g et T_g sont, respectivement, l'enthalpie massique, la conductivité, la vitesse et la température du gaz.

III.2. Equation de conservation aux interfaces de deux phases A et B

Nous allons supposer que les interfaces sont sans épaisseur et uniformément étendues (hypothèses de Young), pour établir les équations de bilan aux interfaces suivantes :

$$\rho_\alpha(\vec{V}_\alpha - \vec{w}_{\alpha\beta}) \cdot \vec{n}_{\alpha\beta} + \rho_\beta(\vec{V}_\beta - \vec{w}_{\beta\alpha}) \cdot \vec{n}_{\beta\alpha} = 0 \quad (\text{III-7})$$

$$(\rho_\alpha h_\alpha \vec{V}_\alpha - \rho_\beta h_\beta \vec{V}_\beta) \cdot \vec{n}_{\alpha\beta} + (\rho_\beta h_\beta - \rho_\alpha h_\alpha) \vec{w}_{\alpha\beta} \cdot \vec{n}_{\alpha\beta} + \vec{q}_\alpha \cdot \vec{n}_{\alpha\beta} + \vec{q}_\beta \cdot \vec{n}_{\beta\alpha} = 0 \quad (\text{III-8})$$

Avec

$\vec{n}_{\alpha\beta}$ et $\vec{n}_{\beta\alpha}$ sont les vecteurs normaux à l'interface du côté du α et β .

\vec{q}_α et \vec{q}_β sont les flux diffusifs.

III.3. Equations de bilan à l'interface solide – liquide

Dans notre cas le solide est fixe et indéformable, et l'interface solide-liquide est immobile ce qui nous permet d'écrire $w_{ls} = 0$ et $v_s = 0$, ce qui conduit à écrire :

$$v_L = 0 \quad (\text{III-9})$$

On obtient par conséquent :

$$\lambda_L \overrightarrow{\text{grad}}T_L \vec{n}_{Ls} = \lambda_s \overrightarrow{\text{grad}}T_s \vec{n}_{Ls} \quad (\text{III-10})$$

III.4. Equations de bilan à l'interface solide – gaz

L'interface solide-liquide est aussi immobile ($w_{1s} = 0$), de plus, le solide est fixe et indéformable, donc $v_s = 0$, ce qui conduit à écrire :

$$v_g = 0 \quad (\text{III-11})$$

On obtient par conséquent :

$$\lambda_g \overrightarrow{\text{grad}T_g} \overrightarrow{n_{gs}} = \lambda_s \overrightarrow{\text{grad}T_s} \overrightarrow{n_{gs}} \quad (\text{III-12})$$

III.5. Equations de bilan à l'interface liquide – gaz

Equation de masse :

Les vitesses du liquide et du gaz sont liées à l'interface par.

$$\rho_g (\vec{V}_g - \vec{w}_{gL}) \cdot \vec{n}_{gL} + \rho_L (\vec{V}_L - \vec{w}_{Lg}) \cdot \vec{n}_{Lg} = 0 \quad (\text{III-13})$$

Equation d'énergie :

En tenant compte de l'équation de conservation de la masse à l'interface et du fait que v_s et w_{1s} sont nulles, on obtient l'équation de bilan de l'énergie à l'interface A_{Lg} suivante :

$$\vec{q}_L \cdot \vec{n}_{Lg} + \vec{q}_g \cdot \vec{n}_{gL} = 0 \quad (\text{III-14})$$

Avec

\vec{q}_L et \vec{q}_g sont les vecteurs densités de flux de conduction des deux phases liquide et gaz.