

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

UNIVERSITE MENTOURI CONSTANTINE
FACULTE DES SCIENCES DE L'INGENIEUR
DEPARTEMENT DE GENIE CLIMATIQUE
LABORATOIRE DE GENIE CLIMATIQUE

N° de série :

N° d'ordre :

MEMOIRE

PRESENTE POUR L'OBTENTION DU DIPLOME DE MAGISTER EN GENIE
CLIMATIQUE

OPTION

THERMIQUE DU BATIMENT ET REFRIGERATION

THEME

**SIMULATION ET ETUDE COMPAREE DE CYCLE A
ABSORPTION (LiBr / H₂O) A USAGE DE FROID. CAS DE
L'UNITE DE PRODUCTION DE DETERGENT HENKEL.**

PAR :

CHOUGUI MOHAMED LAMINE

Soutenu le : / /2010

Devant le jury :

Président : A.BELHAMRI

Prof : Université Mentouri

Rapporteur : S. Zid

MC : Université Mentouri

Examineur : R.GOMRI

MC : Université Mentouri

Examineur : M^{ed}. ROUABAH

MC : Université Mentouri

Remerciement

Tout d'abord, merci pour le grand DIEU qui m'a donné la volonté et le courage pour parachèvement ce travail.

J'exprimer mes remerciement les plus chaleureux à **Mr S.ZID**, maître de conférences à l'université Mentouri, pour ses encouragements, et les conseils précieux tout le long du travail.

Je tiens à exprimer ma respectueuse gratitude à **Mr A.BELHAMRI**, professeur à université de Mentouri, qui a bien voulu accepter de présider le jury de soutenance.

Mr R.GOMRI, maître de conférences à l'université Mentouri de Constantine.

Mr M^{ed}. ROUBAH, maître de conférences à l'université Mentouri de Constantine.

D'avoir accepter de me faire l'honneur de juger ce travail et de participer à mon jury de mémoire.

Je remercie également tous les étudiants de génie climatique : Wahid, Chawki, Boudjma, Amar, Billel, Djaouad, Hind, Lobna.

Je tiens à remercier tous les cadres et les employeurs de l'unité de fabrication du détergent HENKEL Chelgoum Elaid

Tout mes remerciements et mon estime a tous les enseignants du département de génie climatique.

Dédicace

Je dédie ce modeste travail :

✚ À ma mère

✚ À ma grande mère

✚ À mes oncles et leurs familles

✚ À mes tantes et leurs familles

✚ À mes cousins et mes cousines

✚ À mes Amis : Imad, Djamel, Hassan,...

✚ À Wahid

✚ À mes collègues Wahid, Chawki, Boudjma, Amar, Billel,
Djaouad, Hind, Lobna.

sommaire

remerciements	
dédicace	
nomenclature	
Liste des figures	
Introduction générale	1
Chapitre I : Etude Bibliographique	
I.1) Introduction :	3
I.2) Le système à compression mécanique	3
I.2.1) l'évaporateur	3
I.2.2) Un compresseur	4
I.2.3) Un condenseur	5
I.2.4) Un détendeur (ou régulateur de liquide)	5
I.3) le système à absorption	5
I.3.1) Bref rappel historique	5
I.3.2) L'utilisation actuelle des machines à absorption dans le monde	5
I.3.3) Principe de fonctionnement :	8
I.3.3.1) Le condenseur	8
I.3.3.2) L'évaporateur :	9
I.3.3.3) Le générateur	9
I.3.3.4) L'absorbeur :	10
I.3.4) Diagrammes thermodynamiques utilisés	10
I.3.4.1) Diagramme d'Oldham	10
I.3.4.2) Diagramme de Merkel	10
I.3.5) Classification des machines à absorption	10
I.3.6) Les couples classiques utilisés dans l'absorption	11
I.4) Fiche technique du complexe	12
I.4.1) Identification de l'unité	12
I.4.2) Implantation de l'unité	12
I.4.3) Données techniques	13
I.4.4) Matières premières	13
I.4.5) Produits fabriqués	14
I.4.6) Problèmes majeurs rencontrés	14
I.5) Disposition des unités	14
I.6) L'importance du froid et de la vapeur dans l'industrie du détergent	16
I.7) Processus de fabrication	16
Chapitre II : Analyse Thermodynamique	
II.1) introduction	18
II.2) Bilan massique	19
II.3) bilan enthalpique	19
II.4) Débit spécifique de solution (Taux De Circulation)	20
II.5) La plage de dégazage	20
II.6) Détermination du coefficient de performance COP	20
II.7) Le coefficient de performance de Carnot (COP_c)	21
II.8) L'efficacité de système (η)	21
II.9) Le rendement exergetique (ζ)	21
II.10) Étude thermodynamique des propriétés de la solution (H ₂ O/ LiBr)	22
II.10.1) Introduction	22
II.10.2) Propriétés thermodynamique du couple (eau /bromure de lithium)	22

II.10.3) Calcul de la pression d'équilibre de l'eau pure $P_{eq}(T_c)$	23
II.10.4) Calcul de l'enthalpie de l'eau liquide saturé en fonction de la température $H_{liq}(T_c)$	23
II.10.5) Calcul de l'enthalpie de l'eau vapeur saturée en fonction de la température $H_{vap}(T_c)$	24
II.10.6) Calcul de l'enthalpie de la vapeur d'eau surchauffée $H_{surch}(P, T)$	24
II.10.7) Calcul de la pression d'équilibre du mélange (H ₂ O/LiBr) $P_{eqLiBr}(T, X)$	24
II.10.8) Calcul de l'enthalpie du mélange (H ₂ O/LiBr) en fonction de T et de X $H_{LiBr}(T, X)$	25
II.10.9) Calcul de la densité du mélange (H ₂ O/LiBr) en fonction de T et de X $d_{LiBr}(T, X)$	26

CHAPITRE III : Modélisation

III.1) Introduction	27
III.2.1) Analyse du Générateur	28
III.2.2) Analyse du Condenseur	29
III.2.3) Analyse de l'Evaporateur	29
III.2.4) Analyse de l'Absorbeur	29
III.2.5) Pompe de solution	29
III.2.6) Echangeur de solution	30
III.4) Organigramme du programme principal	32

CHAPITRE VI : Discussion des résultats

IV.1) Validation des résultats	33
IV.1.1) Validation par rapport au (COP)	33
IV.1.2) Validation par rapport au (FR)	36
IV.2) Comparaison des paramètres initiales et existants	37
IV.2.1) Les paramètres du constructeur	37
IV.2.2) Les paramètres actuelles	37
IV.3) L'influence des températures sur les performances de la machine	42
IV.3.1) le coefficient de performance (COP)	46
IV.3.1.1) L'effet de l'efficacité d'échangeur de solution sur le COP	46
IV.3.1.2) L'effet de (T_g) sur le COP	48
IV.3.1.3) L'effet de (T_c) sur le COP	49
IV.3.1.4) L'effet de la température de l'évaporateur (T_e) sur le COP	51
IV.3.1.5) L'effet de la température d'absorption (T_a) sur le COP	52
IV.3.2) Le taux de circulation (FR)	56
IV.3.2.1) L'effet de (T_g) sur le FR	56
IV.3.2.2) L'effet de (T_c) sur le FR	58
IV.3.2.3) L'effet de (T_a) sur le FR	59
IV.3.2.4) L'effet de (T_e) sur le FR	61
IV.3.3) L'efficacité du système (η)	64
IV.3.3.1) L'effet de l'efficacité de l'échangeur sur l'efficacité du système (η)	64
IV.3.3.2) L'effet de la température du générateur (T_g) sur l'efficacité du système (η)	65
IV.3.3.3) L'effet de la température d'absorption (T_c) sur l'efficacité du système (η)	67
IV.3.3.4) L'effet de la température d'absorption (T_a) sur l'efficacité du système (η)	69
IV.3.3.5) L'effet de la température de l'évaporateur (T_e) sur (η)	70
IV.3.4) le rendement exergetique(ζ)	73
IV.3.4.1) L'effet de l'efficacité d'échangeur de solution sur le (ζ)	73
IV.3.4.2) L'effet de la température du condenseur (T_g) sur le (ζ)	75
IV.3.4.3) L'effet de la température d'absorption (T_c) sur le (ζ)	77
IV.3.4.4) L'effet de la température d'absorption (T_a) sur le (ζ)	78
IV.3.4.5) L'effet de la température de l'évaporateur (T_e) sur le (ζ)	80
IV.4) les quantités de chaleur	83
IV.4.1) L'effet de l'efficacité de l'échangeur de solution (Eff) sur les quantités de chaleur	83
IV.4.2) L'effet de la température du générateur (T_g) sur les les quantités de chaleur	84

IV.4.3) L'effet de la température du condenseur (T_c) sur les charges thermiques	86
IV.4.4) L'effet de la température du condenseur (T_a) sur les charges thermiques	87
IV.4.5) L'effet de la température de l'évaporateur (T_e) sur les charges thermiques	89
IV.5) l'influence des sources extérieur sur la température d'évaporation	92
IV.5.1) L'effet du (M_{ch}) sur la température de l'eau à la sortie de l'évaporateur ($T_{r,sor}$)	92
IV.5.2) L'effet du (M_r) sur la température de sortie de l'évaporateur ($T_{r,sor}$)	94
IV.5.3) L'effet (ΔT_r) sur la température de sortie de l'évaporateur ($T_{r,sor}$)	96
IV.6) Evaluation du rendement de la machine	98
IV.6.1) La sulfonation	98
IV.6.1.1) Préparation du SO_3	98
IV.6.1.1.1) Séchage de l'air	98
IV.6.1.2) PRODUCTION SO_3	99
IV.6.2) La production de l'Alkyl benzène linéaire sulfoné (LAS)	99
IV.6.3) La technologie de la sulfonation de l'Alkyl benzène linéaire (LAS)	100
IV.6.4) L'effet de la température d'évaporation sur la sulfonation	105
IV.7) Comparaison entre la consommation énergétique d'une MAB et une MCM	105
Conclusion Générale	109
Annexe	
Bibliographie	

Listes des figures

Figure 01 : schéma de principe d'une machine à compression mécanique mono-étagée	3
Figure 02 : structure d'une machine à absorption	8
Figure 03 : les différentes unités du complexe HENKEL Chlgoum Elaid	15
Figure 04 : processus de La fabrication de détergent	17
Figure 05 : machine à absorption à simple effet	27
Figure 06 : comparaison du (COP) en fonction de(Tg) avec les données de Romero et al	34
Figure 07 : comparaison du (COP) en fonction de(Tg) avec les données de Romero et al	35
Figure 08 : comparaison du (FR) en fonction de(Tg) avec les données de Romero et al	37
Figure 09 : la machine CARRIER type 16JB installé au niveau de HENKEL ALGERIE	38
Figure10 : les éléments de base de la machine à absorption et ces annexes au niveau de (HENKEL)	39
Figure 11 : variation du (COP) pour les différentes efficacités de l'échangeur de solution	47
Figure 12 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_g)	49
Figure 13 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_c)	50
Figure 14 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_e)	52
Figure 15 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_a)	54
Figure 16 : la contribution de chaque température dans la variation du (COP).	55
Figure 17 : Variation du (FR) en fonction de (T_g)	57
Figure 18 : Variation du (FR) en fonction de (T_g)	59
Figure 19 : Variation du (FR) en fonction de (T_a)	60
Figure 20 : Variation du (FR) en fonction de (T_e)	62
Figure 21 : la contribution de chaque température dans la variation du (FR).	63
Figure 22 : Variation du (η) en fonction de (Eff)	64
Figure 23 : Variation du (η) en fonction de (T_g)	67
Figure 24 : Variation du (η) en fonction de (T_c)	68
Figure 25 : Variation du (η) en fonction de (T_a)	70
Figure26 : Variation du (η) en fonction de (T_e)	71
Figure27 : la contribution de chaque température dans la variation du (η).	72
Figure 28 : Variation du (ζ) en fonction de (Eff)	74
Figure 29 : Variation du (ζ) en fonction de (T_g)	76
Figure 30 : Variation du (ζ) en fonction de (T_c)	77
Figure 31 : Variation du (ζ) en fonction de (T_a)	79
Figure 32 : Variation du (ζ) en fonction de (T_e)	80

Figure 33 : la contribution de chaque température dans la variation du (ζ).	81
Figure 34 : Variation des quantités de chaleur en fonction de (Eff)	83
Figure 35 : variation des quantités de chaleur en fonction de (Tg)	85
Figure 36 : variation des quantités de chaleur en fonction de (Tc)	86
Figure 37 : variation des quantités de chaleur en fonction de (T _a)	88
Figure 38 : variation des quantités de chaleur en fonction de (T _e)	89
Figure 39 : la contribution de chaque température dans la variation du (Q _a).	90
Figure 40 : la contribution de chaque température dans la variation du (Q _g).	91
Figure 41 : la contribution de chaque température dans la variation du (Q _c).	91
Figure 42 : variation de l'eau à la sortie de l'évaporateur en fonction de (M _{ch})	93
Figure 43 : variation de l'eau à la sortie de l'évaporateur en fonction de (M _c)	94
Figure 44 : variation de l'eau à la sortie de l'évaporateur en fonction de (ΔT_c)	96
Figure45: structure du (LAS)	98
Figure 46: réaction du (LAB-SO ₃)	99
Figure 47: les étapes de la sulfonation	100
Figure48 : réacteur multitubes à film de sulfonation type (BALLESTRA)	101
Figure49 : les étapes de la sulfonation	103
Figure50 : production de LAS par sulfonation	104
Figure 51: Comparaison entre la consommation énergétique entre l'absorption et la compression mécanique	106
Figure52: la valeur supplémentaire en fonction de la durée	107

Nomenclature

nomenclature	Désignation	unité
T	température	°C
P	pression	kpa
Q	énergie thermique	KW
X	titre du frigorigène ou de l'absorbant dans la solution	%
m, M	débit	Kg/s
h	enthalpie	KJ/Kg
W	travail	KW
FR	taux de circulation	-
ΔX	plage de dégazage	-
COP	coefficient de performance	-
d	densité	g/l
Eff	efficacité de l'échangeur de solution	-
LAS	alkyl benzène linéaire sulfoné	-
LAB	Alkyl benzène linéaire	-
L	chaleur latente	KJ/Kg

symbole grec	Désignation	unité
η	efficacité de système	-
ζ	rendement exergetique	-
Cp	Chaleur massique à pression constante	J/kg.°C
v	volume spécifique	l/g

indices	Désignation
a	absorbeur
c	condenseur, Carnot, concentré, cooling, critique
e	évaporateur
g	générateur
h	haute
b	basse
f	frigorigène
d	dilué
sor	sortie
ent	entrée
v	vaporisation
ch	chaude
r	refroidissement
p	pompe
eq	équilibre
0	référence

liq	liquide
vap	vapeur
surch	surchauffé
tou	tour de refroidissement

INTRODUCTION GENERALE

Introduction générale

La production du froid peut être faite par deux principaux systèmes, la compression mécanique est le système le plus utilisé.

L'absorption est l'autre système, l'usage de l'énergie primaire pour produire du froid (gaz naturelle, déchets industriel, énergie solaire,...) est possible.

Les qualités écologiques et économiques des systèmes à absorption font d'eux un concurrent sérieux des systèmes à compression mécanique, d'où son utilisation devient de plus en plus fréquente.

Le cas de l'unité de fabrication de détergent HENKEL Chelgoum Elaid est l'un des premiers exemples de l'utilisation de ces systèmes en Algérie, en 1976 les concepteurs de l'usine ont réfléchi à produire le froid nécessaire pour la fabrication de la matière active via absorption.

Ce type de machine implantée dans un environnement où le vecteur énergétique est indispensable (site industriel de l'unité des détergents HENKEL doté d'un réseau de vapeur indispensable au processus de fabrication de détergents), est l'objet de notre étude dans ce mémoire de magister.

Les performances annoncées par les principaux constructeurs de tels systèmes sont présentées dans le tableau 09.

Les performances qu'annoncent ces derniers se situent à la moyenne autour de la valeur de 0.73

L'étude que nous avons menée se propose donc d'analyser le fonctionnement d'une machine à absorption simple effet utilisant le couple (LiBr/H₂O) par des simulations numériques sous différentes conditions et les comparer aux conditions régissant les performances annoncées par les constructeurs et ceux récoltés lors de mesures, sur Plateforme.

Les résultats sont argumentés et discutés dans le mémoire tenant compte de la configuration relative à la machine à absorption implantée sur le site industriel de Chelgoum Elaid, des valeurs pratiques données par le constructeur et celles relevées par mesure directe sur la machine en fonctionnement.

Cette étude sert à quantifier l'impact des variations des principaux paramètres sur le COP et la puissance consommée.

D'autre part nous avons proposés un modèle destiné à la comparaison énergétique et économique, tenant compte de la nature des énergies mise en jeu, leurs coûts

INTRODUCTION GENERALE

respectifs, l'impact sur l'environnement, afin de modérer la tendance vers les systèmes à compression, en donnant la préférence à l'absorption pour le cas spécifique de l'unité de fabrication de détergent HENKEL.

Le présent mémoire est composé de quatre chapitres, en plus d'une introduction, une conclusion générale et des annexes.

Dans le premier chapitre on a effectué une étude comparative des systèmes frigorifique mécaniques et thermiques au couple (LiBr/H₂O).

Nous avons également passé en revue l'utilisation des systèmes à absorptions au niveau mondial.

On à ensuite procédé à une analyse thermodynamique de la machine étudiée, le choix de ce type de machine n'était pas aléatoire, car relatif au type de machine utilisé au niveau de l'unité de production de détergent HENKEL Chelgoum Elaid.

La simulation est l'objet du troisième chapitre, elle est basée sur l'écriture des bilans massiques et énergétiques sur des lois de conservation d'énergie, de transfert thermique et de masse de chaque élément du système frigorifique supposé en régime permanent ce qui a permis d'aboutir à un organigramme établir pour un programme de calcul en FORTRAN.

Ainsi, considérant les données de constructeur et les mesures effectuées au niveau de l'unité de détergent nous avons quantifiés l'impact des principaux paramètres sur le COP, la puissance consommé, l'efficacité de système, le taux de circulation, le rendement exergetique.

Cette étude nous a permit de définir la contribution de chaque température dans la variation enregistrée au niveau du (COP, η , FR, ζ , Qg, Qa, Qc, Qe).

Les températures qui ont le plus d'influence sur les performances de la machine seront analysées pour identifier les causes de leurs variations.

Dans la dernière partie on a vérifié la possibilité de la machine d'accomplir son rôle dans le processus industriel avec ces nouveaux paramètres, après un fonctionnement de 30ans, et sa compétitivité par rapport au système à compression mécanique.

I.1) Introduction :

Le froid est un terme assez vague utilisé pour désigner un manque relatif de la chaleur [01]

Il existe principalement deux systèmes de produire du froid

Le système à compression mécanique et le système à absorption,

I.2) Le système à compression mécanique

La figure 01 présente un schéma de principe d'une installation à compression mécanique [02] :

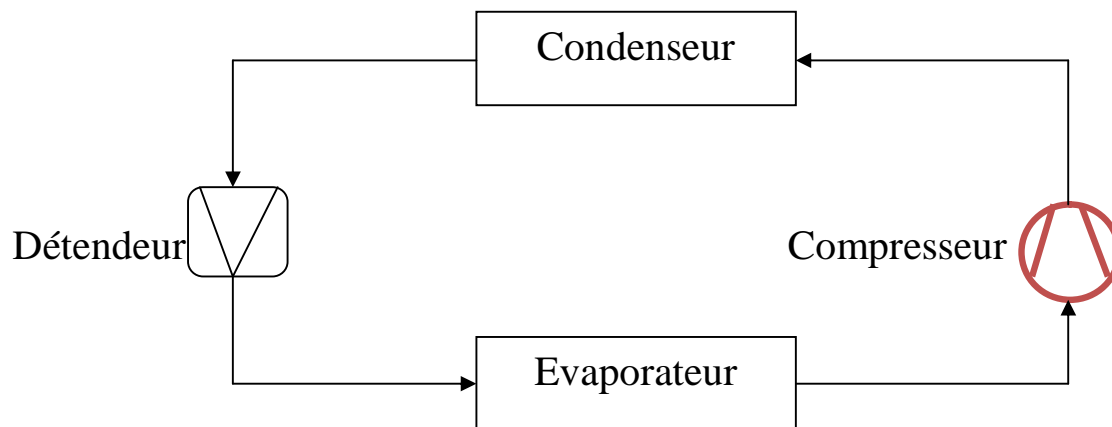


Figure 01 : schéma de principe d'une machine à compression mécanique mono-étagée

La machine à compression est constituée essentiellement de

I.2.1) l'évaporateur

Il consiste généralement en une tuyauterie, souvent en forme de serpentin, à l'intérieur de laquelle s'évapore le fluide frigorigène afin de produire du froid.

La température du liquide en évaporation correspond à la pression qui règne dans l'évaporateur.

I.2.2) Un compresseur

Il agit comme une pompe, son rôle est d'une part d'évacuer la vapeur du fluide frigorigène venant de l'évaporateur et de maintenir la pression requise à l'intérieur de celui-ci, d'autre part d'élever la pression de cette vapeur à un niveau suffisamment élevé et de l'envoyer au condenseur.

L'entraînement du compresseur est généralement assuré par un moteur électrique.

I.2.3) Un condenseur

Il assure la liquéfaction de la vapeur comprimée chaude est transmise à un agent de refroidissement extérieur (air ou eau), ce qui permet sa liquéfaction. Le fluide, de nouveau à l'état liquide, revient à l'évaporateur pour être de nouveau utilisé.

I.2.4) Un détendeur

Il est constitué d'une vanne qui règle le débit du fluide frigorigène retournant à l'évaporateur.

La quantité soumise à l'évaporateur en un temps donné doit être égale à celle pouvant être vaporisée, ce qui correspond à la chaleur absorbée. Ainsi le détendeur permet de maintenir dans l'évaporateur et le condenseur les pressions et les températures les plus adaptées à l'installation considérée et aux conditions extérieures données.

I.3) le système à absorption

I.3.1) Bref rappel historique

Le principe de refroidissement par absorption a été démontré vers la fin du 19^{ème} siècle(1859), mise au point par un français, FERDINAND Carré [03], le fluide utilisé est un mélange binaire, il se compose d'eau et d'acide sulfurique, mais le fonctionnement se faisait de façon discontinue. Dis ans plus tard, FERDINAND Carré a adopté le mélange (eau/ammoniac) et il a obtenu par la même occasion un fonctionnement continu.

🚧 Vers 1899, la théorie des mélanges fut établie par Duhem.

- ✚ De 1890 à 1900, de nombreuses machines à absorption sont installées dans l'industrie du pétrole et les installations de fabrication des produits chimiques.
- ✚ Dans les années 1900, les installations à compressions mécanique prennent de plus en plus d'importance pour finalement dominer le marché devant le déclin de la machine à absorption.

Néanmoins, les recherches n'ont jamais cessé pour développer ce type de machines.

- ✚ Les savants tels que PLANK, ALTENKIRCH, MAIURI ont contribué au perfectionnement de cette machine ; il faut citer aussi les travaux de Von Platen et MUNTERS sur le cycle à absorption-diffusion pour les réfrigérateurs à absorption sans pompe.

Depuis, différents concepteurs, chercheurs et scientifiques parmi eux ALBERT Einstein ont essayé d'étudier et de perfectionner cette machine.

L'essor de cette technologie est véritablement intervenu après la deuxième guerre mondiale.

- ✚ De 1950 à 1965, l'absorption connaît un succès commercial important, en particulier aux Etats-Unis ; deux couples sont alors en compétition : ammoniac/eau ($\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$) et eau/bromure de lithium ($\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$).
- ✚ En 1965 environ 30 % des machines de fortes puissances frigorifique aux Etats-Unis utilisaient le principe de l'absorption (15 % en 1958) [04].
- ✚ L'année 1970 marque le début de la production et de la commercialisation des groupes à absorption KWAZAKI machine utilise ($\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$), cycle à double effet avec un brûleur à gaz.

I.3.2) L'utilisation actuelle des machines à absorption dans le monde

Parmi les systèmes frigorifique utilisant la chaleur dans toutes ces formes comme énergie motrice, l'impact sur l'environnement (effet de serre et réchauffement climatique), la flambée des prix de pétrole, la machine à absorption prend une place importante dans le marché du froid industriel.

Ses qualités d'utiliser différentes sources d'énergie et sa capacité de travail dans un silence relativement absolu font d'elle un excellent choix pour remplacer le système à compression mécanique.

On signale qu'au Japon les machines à absorption ont été fortement utilisées, leur utilisation a atteint en 1985 quatre-vingts(80%) du marché de refroidisseur d'eau de grandes puissances [05], Une contribution importante a été faite par le Professeur TAKAMOTO Saito de l'université du Tokyo, spécialement pour les systèmes à absorption en solution (H₂O-LiBr) .

Les constructeurs Japonais sont les premiers au monde dans le domaine d'absorption. Le nombre d'installations des réfrigérateurs à absorption vendus en 1996 a dépassé les 6600 unités ce qui représente un record mondial [04]

Dans d'autres pays comme la Chine, la Corée ou l'Inde ; la demande de tels machines est en voie de développement d'une manière remarquable tant pour les applications domestiques qu'industrielles.

La Corée est le 3^{ème} producteur mondial de groupes à absorption, le nombre vendu en 1996 a dépassé les 1800 unités après le Japon et la Chine avec 2500 unités.

En Inde, Thermax est le premier constructeur de climatiseurs à absorption, il a fourni plus de 300 installations en 1997, la plupart fonctionnent à la vapeur.

En Europe, les écoles allemandes ont développé des centres de recherche qui ont abordé ce sujet ; ainsi qu'en France ; Il existe aujourd'hui plusieurs installations de climatisation solaire à absorption, en Hollande, l'école de l'université technique de Delft, a commencé dès les années 80 en période de la crise pétrolière un programme de recherche qui a été matérialisé par des applications concrètes plus intéressantes dont bientôt trois en France (Banyuls, Duren en Guadeloupe et CSTB à Sophia Antipolis) [06].

Aux Etats-Unis, le laboratoire national de Oak Ridge (Tennessee) est l'un des centres de recherche les plus importants au niveau mondial.

Les importants constructeurs des machines à absorption sont classés selon leur pays dans le tableau 01

Payes	Japon	Chine	Corée	Allemagne	Etats unis	hollande
constructeur						
	Yazaki	Broad	LG Machinery	Entropie	Carrier	Clibri-stork
	Sanyo		Kyung won centry	Hans Güntner Gmbh absorptionskälte KG	York	
	Voltas				Trane	
	Ebara					
	Mitsubishi					
	Toshiba					
	Hitashi					
	Kawasaki					
	Takuma					

Tableau 01 : Les importants constructeurs des machines à absorption [07]

Les principaux domaines du froid industriel touchés par l’emploi de ces machines sont :

- ✚ Industrie agroalimentaire (conditionnement, entrepôts, abattoirs, séchoirs, pour les produits carnés, de la mer et les végétaux)
- ✚ Industrie chimique et pétrochimique (liquéfaction des gaz, séparation...)
- ✚ Intégré à une unité de cogénération pour produire chaleur et froid
- ✚ Loisirs (patinoire)
- ✚ Réfrigération et stockage.

I.3.3) Principe de fonctionnement :

Les machines à absorption liquide fonctionnent grâce à la faculté de certains liquides d’absorber (réaction exothermique) et de désorber (réaction endothermique) une vapeur.

Elles utilisent également le fait que la solubilité de cette vapeur dans le liquide dépend de la température et de la pression. Ainsi, ces machines utilisent comme fluide de travail un mélange binaire, dont l’un des composant est beaucoup plus volatil que l’autre, et constitue le fluide frigorigène.

Deux couples sont principalement utilisés :

- ✚ Eau/ Bromure de Lithium ($H_2O / LiBr$)
- ✚ Ammoniac / Eau (NH_3/H_2O)

On peut exprimer la composition de la solution en composant le plus volatil (fluide frigorigène), ou en composant le moins volatil (absorbant).

Solution diluée (en absorbant) ou bien solution riche (en frigorigène).

Solution concentrée (en absorbant) ou bien solution pauvre (en frigorigène).

La figure 02 présente un schéma de principe d'une installation à absorption

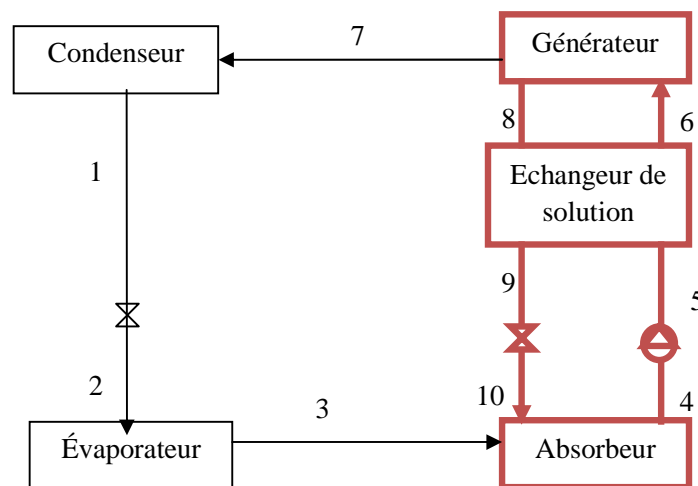


Figure 02 : structure d'une machine à absorption

Un système à absorption comprend tout d'abord un ensemble (condenseur, détendeur, évaporateur) dans lequel ne transite que le fluide frigorigène pur. Cet ensemble est connecté à la partie chimique du procédé, chargé de modifier l'état du frigorigène évaporé pour rendre condensable à la température de l'environnement.

I.3.3.1) Le condenseur : Composant analogue à celui des machines à compression de vapeur. C'est la température du fluide caloporteur alimentant le condenseur qui fixe la température de condensation (T_c), et donc la pression dans l'ensemble (générateur/condenseur) (P_h).

La condensation du frigorigène nécessite le rejet de la chaleur de condensation Q_c à la température du fluide caloporteur ; le trajet (7-1) sur la figure (01) comprend une phase de désurchauffe, ainsi qu'un éventuel sous refroidissement.

I.3.3.2) L'évaporateur :

A la sortie du condenseur (1), le frigorigène liquide subit un laminage à travers le détendeur (1-2), puis s'évapore, produisant la puissance frigorifique Q_e . La température d'évaporation, et par suite la pression dans l'ensemble (évaporateur /absorbeur) (P_b) est fixée par la température (T_e) de la source froide.

Notons la présence d'une éventuelle surchauffe a la sortie de cet échangeur.

I.3.3.3) Le générateur:

La solution diluée (riche en frigorigène) (6) y reçoit la quantité de chaleur Q_g , ce qui provoque la désorption d'une partie du frigorigène dissous dans la solution. Le générateur produit ainsi une vapeur de frigorigène (7) et une solution concentrée (pauvre en frigorigène) (8).

Cet organe effectue une concentration de l'absorbant (X_{LiBr}) ou un appauvrissement en frigorigène (X_{H_2O}) suivant la convention choisie.

I.3.3.4) L'absorbeur

La vapeur issue de l'évaporateur (3) y rencontre la solution concentrée (pauvre) provenant du générateur (10).

Elle est absorbée par cette solution, qui s'enrichit en frigorigène ; la chaleur Q_a dégagée par cette transformation exothermique est évacuée par un fluide caloporteur.

En sortie d'absorbeur (4), on obtient ainsi une solution diluée (riche en frigorigène) .Ce composant effectue donc une dilution de l'absorbant (X_{LiBr}) ou un enrichissement en frigorigène (X_{H_2O}) suivant la convention choisie.

- ✚ Pour le couple (NH_3/H_2O) l'installation aurait besoin d'une colonne de rectification qui a pour rôle de purifier le frigorigène avant de l'introduire dans le condenseur.
- ✚ La différence de pression entre autre l'ensemble (absorbeur /évaporateur) (P_b) et (générateur/condenseur) (P_h) nécessite en outre :

1. La présence de deux détendeurs, sur les circuits frigorigène (1-2) et sur la solution concentrée (pauvre) (9-10).
2. La présence d'une pompe sur le circuit de la solution diluée (riche) (4-5)

Rappelons que le travail effectué par la pompe est nettement inférieur à celui d'un compresseur.

I.3.4) Diagrammes thermodynamiques utilisés

I.3.4.1) Diagramme d'Oldham

C'est le diagramme est le plus utilisé et le plus pratique pour une étude d'une machine à absorption [08] ; L'axe des abscisses est gradué en $(\frac{-1}{T})$ et l'axe des ordonnées en $(\ln(P))$.

I.3.4.2) Diagramme de Merkel

Si le diagramme d'Oldham permet d'avoir une bonne représentation de l'installation, il ne permet ni l'étude énergétique, ni le dimensionnement de la machine ; ces objectifs requièrent l'utilisation du diagramme de Merkel[08].

I.3.5) Classification des machines à absorption

Le classement des machines à absorption peut être effectué de plusieurs façons

- ✚ Au type d'application (froid industriel, commercial, résidentiel)
- ✚ Au niveau de puissance requis (de quelques KW à plusieurs KW)
- ✚ Au type de couple binaire utilisé
- ✚ À la nature des sources énergétiques requises (gaz, vapeur, solaire...)
- ✚ Au type d'alimentation du générateur (direct, indirect)
- ✚ Au type de cycle (simple effet, double effet, GAX...)

I.3.6) Les couples classiques utilisés dans l'absorption

Durant toute l'histoire de l'absorption plusieurs couples ont été mis à l'épreuve. Une étude faite par **Marcross [09]** montre qu'il y a plus de 40 composés réfrigérants et 200 absorbants disponibles. Cependant, les fluides les plus utilisés sont : ($\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$) et ($\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$).

Ces deux couples ont fourni pendant plusieurs années les meilleures performances comparées aux autres.

En effet, Depuis l'invention du système à absorption, le couple ($\text{NH}_3/\text{H}_2\text{O}$) a été largement utilisé dans les procédés de l'absorption, les fluides NH_3 et H_2O sont tout deux très stables dans un large intervalle de température et de pression.

Le frigorigène NH_3 présente une grande chaleur latente et peut être utilisé pour extraire de la chaleur à des températures très basses allant jusqu'à -77°C à la pression atmosphérique.

Cependant ce couple est volatil donc il y a une nécessité d'avoir une rectification des vapeurs du réfrigérant. En plus, il présente des pressions de travail assez élevées et donc nécessite des installations complexes et coûteuses.

Malgré les avantages de ce couple, il reste à craindre à cause de sa toxicité et de sa corrosivité envers le cuivre et ses alliages.

- L'usage du ($\text{H}_2\text{O} / \text{LiBr}$) dans les systèmes à absorption a commencé en 1930 **[10]**. Deux aspects remarquables de ce couple sont la non - volatilité de l'absorbant LiBr (le besoin d'une colonne de rectification est éliminé) et aussi la grande chaleur latente de vaporisation d'eau (utilisé dans ce cas comme réfrigérant). Cependant, l'utilisation de l'eau comme réfrigérant exige de travailler en dépression à des températures inférieures de 0°C et nécessite donc des installations spéciales.

La solution $\text{H}_2\text{O}-\text{LiBr}$ est corrosive. Et, à hautes concentrations, la cristallisation de l'eau peut se produire.

I.4) Fiche technique du complexe

Notre étude sera concentrée sur une machine à absorption à simple effet fonctionnant avec le couple (H₂O / LiBr), le choix de ce type de machine et du couple n'était pas arbitraire mais relatif au type d'installation et de couple utilisés au niveau de l'unité de fabrication de détergents HENKEL Chelgoum Elaid pour couvrir les besoins frigorifiques du complexe, dans la partie suivante on va donner une brève présentation du complexe.

I.4.1) Identification de l'unité :

Nom de l'unité	Henkel Algérie Chelghoum – Laid
Raison sociale	production et commercialisation des détergents
Capital social	1.760.000.000 DA
Forme juridique	Société de droit public Algérien
Adresse de l'unité	Zone industrielle BP 66 Chelghoum Laid - MILA
Nom du groupe	HENKEL ALGÉRIE
Adresse du groupe	Dally Brahim ALGER
Nom du Responsable du groupe	MICHEL KATLAMA

I.4.2) Implantation de l'unité :

Superficie totale	23 Ha
Superficie utile	13.5 Ha
Superficie couverte	4.9 Ha
Superficie technologique	4.67 Ha
Superficie administrative	0.23 Ha
Nature juridique du terrain :	propriété H.A
Nature juridique des constructions :	Propriété H.A

I.4.3) Données techniques (réalisation de l'unité)

Date de signature du contrat	12 novembre 1975
Date d'ouverture du projet	1976
Date d'entrée en production	Juillet 1986
Activité principale	production et commercialisation des détergents
Capacités installées	60.000 Tonnes /an
Taux d'utilisation des capacités	60 %
Rythme de travail	3 x 8 discontinus
Effectif total	347 à fin Août 2007
Effectif par catégorie -	Cadres : 60
	Maîtrise : 100
	Exécution : 187

I.4.4) Matières premières :

Enumérer les matières premières locales en précisant les fournisseurs

STPP	ASMIDAL ANNABA
SOUDE	ENIP SKIKDA
CAISSE CARTON	(General Emballage, TONIC, Cartonnerie Moderne)
FILM PLASTIQUE	AGROFILM +PLATINIU

Enumérer les matières premières importées en précisant les fournisseurs :

LINEAIRE ALKYLE BENZENE (LAB)	PETRESA Espagne
SULFATE	ALKIM Turquie

CHAPITRE I

ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

CARBONATE SOLVAY Belgique

SOUFRE ESSECO Italie

CAPACITES DE STOCKAGE :

Matières premières 3500 Tonnes

Produits finis 1500 Tonnes sans gerbage

La consommation annuelle en gaz 7.200.000 M³

La consommation annuelle en électricité 12.576.000 KW

Puissance électrique installée : 30 KVA

I.4.5) Produits fabriqués:

Produits fabriqués (gamme des produits) ISIS POUDRE

Quantité moyenne produite annuellement 40.000 TONNES

Marchés visés Local +EXPORT

I.4.6) Problèmes majeurs rencontrés :

Coupures fréquentes de courant électrique

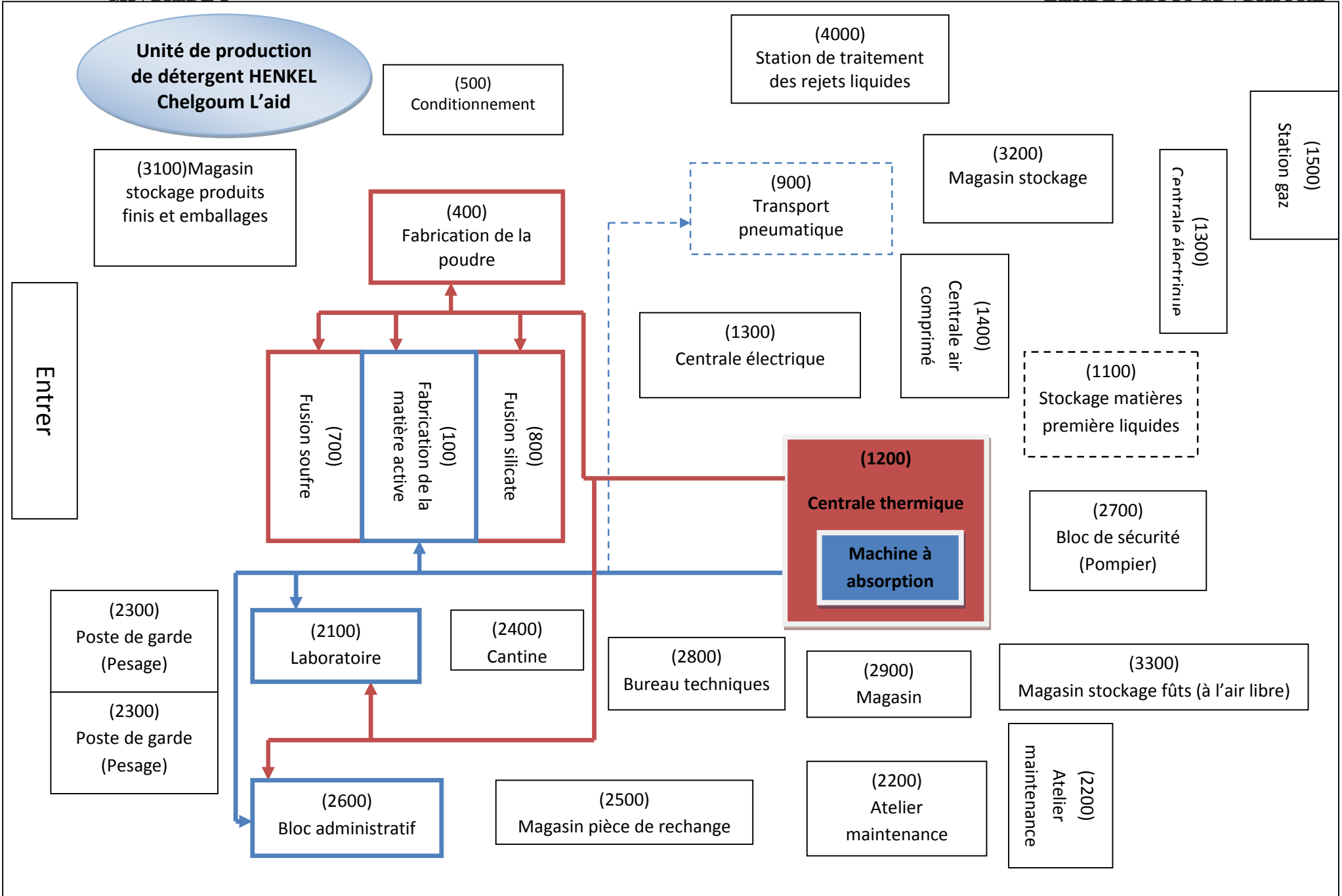
Chutes de tensions répétitives

Absentéisme

I.5) Disposition des unités

L'entreprise nationale algérienne des détergents (ENAD) se trouve à une distance de 2km de la ville de CHALGOUM EL-AID, à proximité de la Route nationale N°5 entre la ville de CONSTANTINE et de CHALGHOUM EL-AID

La figure suivante présente les différentes unités du complexe



I.6) L'importance du froid et de la vapeur dans l'industrie du détergent

Pour le cas de HENKEL la vapeur est utilisée pour assuré :

- ✚ Le traçage (une conduite de vapeur est posé parallèlement au conduites qui transporte la pâte) pour assuré la fluidité de la pâte (cette opération ce déroule à l'unité 100 (fabrication de la matière active).
- ✚ La fusion du soufre à l'unité 700 (fusion soufre).
- ✚ La fusion du silicate à l'unité 800(fusion silicate).
- ✚ Le chauffage du bloc administratif (2600) et du laboratoire(2100).

Donc la vapeur est indispensable pour le fonctionnement de l'usine, d'où le choix de la machine à absorption est la vapeur (pratiquement gratuit) pour l'alimentation du générateur était un excellent choix sachant qu'une grande quantité de froid est nécessaire pour

- ✚ Absorbé la chaleur dégagé lors de la sulfonation (réaction exothermique) au niveau de l'unité (100) (fabrication de la matière active).
- ✚ La climatisation du bloc administratif (2600) et du laboratoire(2100).

La machine à absorption était responsable d'assuré une température basse pour l'unité 900 (transport pneumatique) mais le système à était remplacé par un autre mécanisme qui ne nécessite pas un refroidissement.

I.7) Processus de fabrication

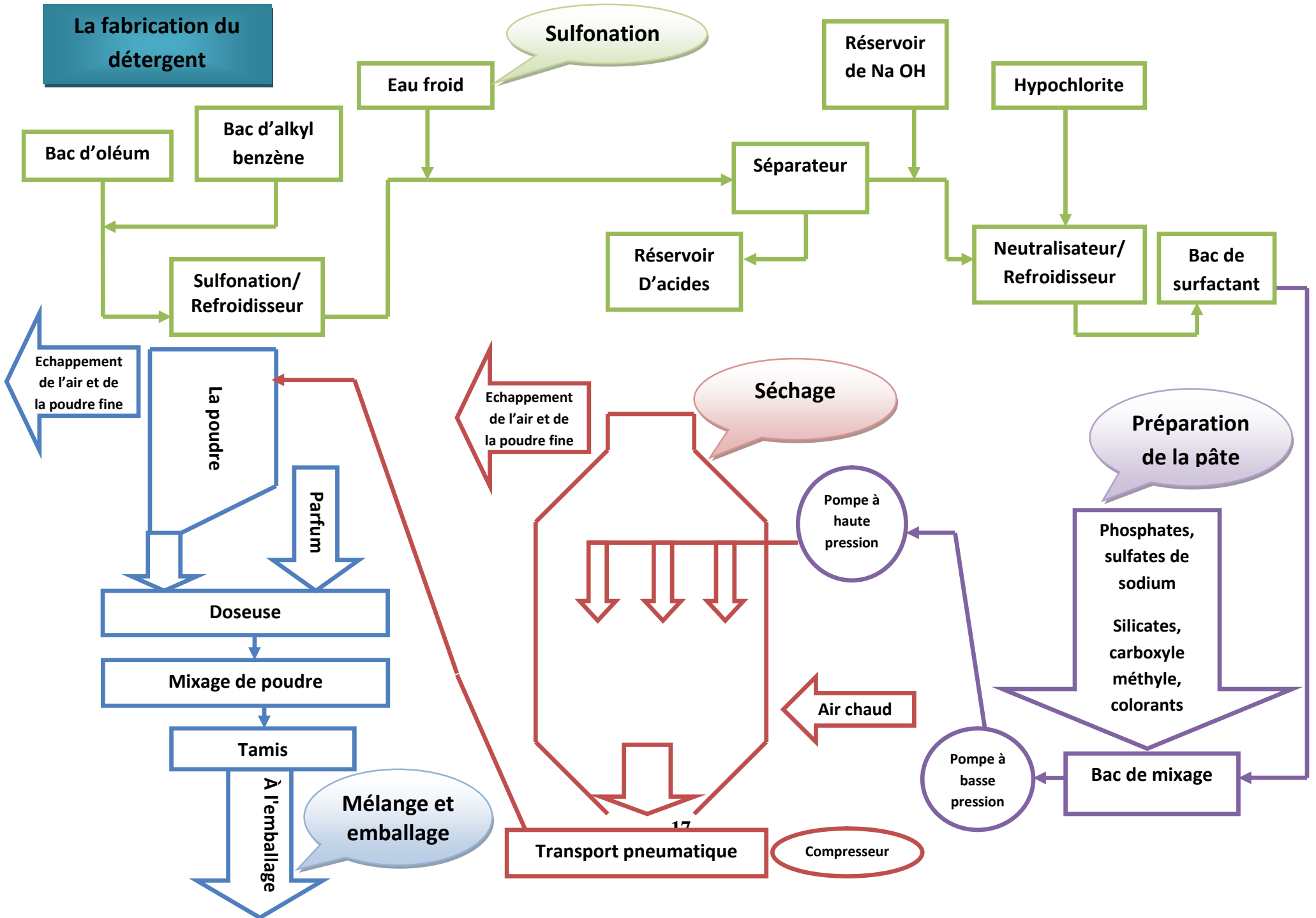
Comme elle l'indique la figure suivante La fabrication de détergent ce fait sur 4 principale étapes [11] :

- ✚ **la sulfonation**
- ✚ La préparation de la pâte
- ✚ Le séchage
- ✚ Mélange et emballage

CHAPITRE I

La fabrication du détergent

ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE



II) Analyse thermodynamique :

II.1) introduction

Dans ce chapitre on effectue une analyse thermodynamique d'une machine à absorption à simple effet avec un échangeur de solution, utilisant le couple (H₂O/LiBr) comme fluide de fonctionnement ; cette machine est similaire à celle représenté dans la figure 02

Pour l'application des principes de la thermodynamique sur un cycle réel, on utilise les conditions et les hypothèses de bases suivantes [12].

- ✚ Les températures dans les échangeurs (générateur, condenseur, évaporateur et absorbeur) sont supposées uniformes sur tout le volume considéré.
- ✚ La solution riche en fluide frigorigène à la sortie de l'absorbeur est un liquide saturé à la température et la concentration dans l'absorbeur. De même, la solution pauvre en fluide frigorigène quittant le générateur est à une concentration liée par une relation d'équilibre à la pression et à la température du générateur.
- ✚ Le fluide frigorigène sortant du condenseur est pris comme étant liquide saturé à la température et la pression correspondante.
- ✚ Le frigorigène, à la sortie de l'évaporateur, est à l'état de vapeur saturée à la température et à la basse pression de l'évaporateur.
- ✚ Les détente sont supposées isenthalpiques.
- ✚ Les échanges thermiques avec l'environnement et les pertes de charge sont supposés négligeables.

Soient m_f , m_a , m_g et X_f , X_d , X_c respectivement les débits massiques et les titres massiques du frigorigène, de la solution diluée de la solution concentré.

Bien évidemment ces titres massiques du frigorigène sont reliés aux titres massiques d'absorbant par :

II.2) Bilan massique

Au niveau de l'absorbeur, deux bilans massiques peuvent être effectués :

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} m_f + m_g - m_a = 0 \quad (\text{bilan global de la solution}) \quad (\text{II .1})$$

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} m_g X_c - m_a X_d = 0 \quad (\text{bilan du LiBr}) \quad (\text{II .2})$$

On en déduit une expression de m_g et de m_a en fonction de m_f et des différents titres en frigorigène.

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} m_a = m_f \frac{X_c}{X_c - X_d} \quad (\text{II .3})$$

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} m_g = m_f \frac{X_d}{X_c - X_d} \quad (\text{II .4})$$

II.3) bilan enthalpique

On effectue le bilan enthalpique sur chaque composant échangeant de la chaleur ou du travail avec le milieu extérieur :

On a

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} Q_a + Q_c = Q_e + Q_g \quad (\text{II .5})$$

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} \text{Condenseur :} \quad Q_c = m_f (h_1 - h_7) = M_c c_p (T_{c,sor} - T_{c,ent}) \quad (\text{II .6})$$

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} \text{Evaporateur :} \quad Q_e = m_f (h_3 - h_2) = M_r c_p (T_{r,sor} - T_{r,ent}) \quad (\text{II .7})$$

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} \text{Générateur :} \quad Q_g = m_f h_7 + m_g h_8 - m_a h_6 = M_{ch} L_v \quad (\text{II .8})$$

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} \text{Absorbeur :} \quad Q_a = m_a h_4 - m_f h_3 - m_g h_{10} = M_c c_p (T_{a,sor} - T_{a,ent}) \quad (\text{II .9})$$

$$\begin{matrix} \text{+} \\ \text{-} \\ \text{+} \end{matrix} \text{Pompe :} \quad W = m_a (h_5 - h_4) \quad (\text{II .10})$$

On détermine aussi :

II.4) Débit spécifique de solution (Taux De Circulation)

Le débit spécifique de solution (FR), qui est le rapport des flux massiques de la solution riche (m_a) refoulée par la pompe et de vapeur (m_f) désorbée au générateur [13], s'écrit :

$$FR = \frac{m_a}{m_f} = \frac{X_c}{X_c - X_d} \quad (\text{II .11})$$

D'où :

X_c : le titre de la solution concentrée quittant le générateur pour rejoindre l'absorbeur.

X_d : le titre du mélange binaire riche en fluide frigorigène quittant l'absorbeur pour rejoindre le générateur.

II.5) La plage de dégazage

La différence ($X_c - X_d$) est appelée la plage de dégazage on la note (ΔX)

$$\Delta X = X_c - X_d \quad (\text{II .12})$$

On utilisant les équations précédentes, on peut exprimer le coefficient de performance (COP)

II.6) Détermination du coefficient de performance COP

$$COP = \frac{Q_e}{Q_g + W_p} = \frac{m_f (h_3 - h_2)}{m_f h_7 + m_g h_8 + m_a (h_5 - h_4 - h_6)} \quad (\text{II .13})$$

$$COP = \frac{m_f (h_3 - h_2)}{m_f \left(h_7 + \left(\frac{X_d}{X_c - X_d} h_8 \right) + \left(\frac{X_c}{X_c - X_d} (h_5 - h_4 - h_6) \right) \right)} \quad (\text{II .14})$$

$$COP = \frac{\Delta x (h_3 - h_2)}{\Delta x h_7 + (X_d h_8) + (X_c (h_5 - h_4 - h_6))} \quad (\text{II .15})$$

II.7) Le coefficient de performance de Carnot (COP_c)

Pour une machine de Carnot tritherme l'expression du coefficient de performance est donnée par la formule suivante [14] :

$$COP_c = \frac{Q_e}{Q_g} = \left(\frac{T_g - T_a}{T_g} \right) \left(\frac{T_e}{T_c - T_e} \right) \quad (\text{II .16})$$

Le coefficient de performance de Carnot (COP_c) est le maximum coefficient de performance possible pour un système à absorption.

II.8) L'efficacité de système (η)

L'efficacité du système(η) est défini comme étant le rapport du coefficient de performance (COP) sur le coefficient de performance de Carnot (COP_c) [15]

$$\eta = \frac{COP}{COP_c} \quad (\text{II .17})$$

II.9) Le rendement exergétique (ζ)

Le rendement exergétique peut être évalué par [16] :

$$\zeta = \frac{Q_e \left(1 - \frac{T_0}{T_e} \right)}{Q_g \left(1 - \frac{T_0}{T_g} \right) + W_p} \quad (\text{II .18})$$

D'où :

T₀ : la température de référence (c'est la température de l'eau à la pression atmosphérique); T₀= 25°C.

II.10) Étude thermodynamique des propriétés de la solution (H₂O/ LiBr)**II.10.1) Introduction**

Ce chapitre décrit les équations nécessaires pour le calcul des propriétés thermodynamiques et physiques de la solution binaire composée de l'eau et du bromure de lithium.

La performance d'une machine à absorption dépend des propriétés chimiques et thermodynamique des fluides utilisés [17].

Les mélanges (absorbant/réfrigérant) doivent avoir est une bonne miscibilité dans la plage des températures de fonctionnement du cycle ; être stables chimiquement, non toxique, et non explosifs.

En plus de ces recommandations, les caractéristiques suivantes sont souhaitées [18] :

- ✚ Un grand écart de températures d'ébullition entre le frigorigène et l'absorbant supérieure à 200 K pour permettre une séparation facile.
- ✚ Le réfrigérant doit avoir une chaleur latente de vaporisation élevée ainsi qu'une haute concentration dans l'absorbant pour maintenir un taux de circulation entre le générateur et l'absorbeur le plus bas possible.
- ✚ Propriétés thermo physiques favorables : conductivité thermique élevée, faible densité et basse viscosité pour augmenter le transfert et réduire la pression de fonctionnement.
- ✚ Le réfrigérant et l'absorbant doivent être non - corrosif, inoffensif pour l'environnement et à prix abordable.
- ✚ Une bonne miscibilité à l'équilibre dans les conditions de fonctionnement de l'absorbeur ainsi qu'une pression de vapeur assez basse.
- ✚ La température de congélation du fluide frigorigène est inférieure à la température la plus basse du cycle.

II.10.2) Propriétés thermodynamique du couple (eau /bromure de lithium)

Dans toutes les corrélations qui suivent on admettre que :

- ✚ Toutes les températures sont données en (°C)
- ✚ Toutes les enthalpies sont données en (kJ/kg)
- ✚ Toutes les pressions sont données en (kpa)
- ✚ Toutes les concentrations sont données en (%) (par rapport au pourcentage de l'absorbant dans la solution)
- ✚ La densité du mélange est donnée en (Kg/m^3)

II.10.3) Calcul de la pression d'équilibre de l'eau pure $P_{eq}(T)$

La pression d'équilibre de l'eau (fluide frigorigène) en fonction de la température, une formule expérimentale est donnée par Dupré [19]

$$P_{eq} = P_c \exp\left(\frac{T_c}{T_k} \sum \alpha\right) \quad \text{d'où} \quad (\text{II .19})$$

- $\alpha = \frac{T_c}{T_k} (-7.85823 T_0 + 1.83991 T_0^{1.5} - 11.781 T_0^3 + 22.6705 T_0^{3.5} - 15.9393 T_0^4 + 1.77516 T_0^{7.5})$
- $T_0 = 1 - \frac{T_k}{T_c}$
- $T_c = 647.14^\circ\text{C}$
- $T_k = T + 273.15$
- $P_c = 22064 \text{ Kpa}$

II.10.4) Calcul de l'enthalpie de l'eau en fonction de la température $h_{liq}(T)$

L'enthalpie de l'eau liquide par rapport à la température est donnée par la formule empirique suivante [20] :

$$h_{liq}(T) = cp.T \quad (\text{II .20})$$

D'où

- $cp = 4.185 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$

II.10.5) Calcul de l'enthalpie de la vapeur saturée en fonction de la température $h_{vap}(T)$

L'enthalpie de la vapeur de la vapeur d'eau est donnée par la formule empirique suivante [21] :

$$h_{vap}(T) = -125397.10^{-8}.T^2 + 1.88060937.T + 2500.559 \quad (\text{II .21})$$

II.10.6) Calcul de l'enthalpie de la vapeur surchauffé $h_{surch}(T, P)$

$$h_{surch}(T) = \frac{(h_{sh2} - h_{sh1})T}{100} + h_{sh1} \quad (\text{II .22})$$

D'ou

- $h_{sh1} = 32.508 \ln(P) + 2513.2$
- $h_{sh2} = 0.00001 P^2 - 0.1193P + 2689$
- $T = T_v - T_r$
- $T_v =$ température de la vapeur
- $T_r = \frac{-2E}{(D + [D^2 - 4E(C \text{Log} P)]^{0.5}) - 273}$
- Avec $C = 7.05, D = -1596349, E = -104095.5$

Pour le mélange binaire (H₂O/LiBr) on s'appuie sur l'équation de Martin-Hou [22] :

$$P = \frac{RT_r}{v-b} + \sum_{i=1}^4 \left[\frac{A_i + B_i T_r + C_i e^{-KT_r}}{(v-b)^{i+1}} \right] \quad (\text{II .23})$$

D'où

- A_i, B_i, C_i, b, K sont des constants.
- v : Le volume molaire, ainsi

II.10.7) Calcul de la pression d'équilibre du mélange (H₂O/LiBr) P (T, X)

La corrélation qui donne la relation entre la pression de saturation et la température et la concentration de la solution (H₂O/LiBr) est donnée par [22]

$$\text{Log } P = C + \frac{D}{T_r + 273} + \frac{E}{(T_r + 273)^2} \quad (\text{II .24})$$

- Avec $C = 7.05, D = -1596349, E = -104095.5$
- $T_r = \frac{-2E}{(D + [D^2 - 4E(C \text{Log} P)]^{0.5}) - 273}$
- $T_{sol} = \sum B + T_r \sum A$

Avec

- $\sum A = A_0 X^0 + A_1 X^1 + A_2 X^2 + A_3 X^3$
- $\sum B = B_0 X^0 + B_1 X^1 + B_2 X^2 + B_3 X^3$

Les coefficients (A, B) sont donnés dans le tableau ci-dessous

i	A	B
0	-2.00755	124.937
1	0.16976	-7.71649
2	-0.003133362	0.152286
3	0.0000197668	-0.0007959

Tableau 02 : Les coefficients (A, B) pour le calcul de T_{sol}

II.10.8) Calcul de l'enthalpie du mélange ($\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$) $h(T, X)$

Pour calculé la relation entre l'enthalpie, la température et la concentration on a

Pour : $0\% < X < 40\%$ [22]

$$h = [A_0 + A_1 \cdot X + A_2 \cdot X^2 + CT (B_0 + B_1 \cdot X + B_2 \cdot X^2)].3.326 \quad (\text{II.25})$$

Avec

i	A	B
0	-33.1054264	1.0090734
1	0.13000636	-0.01377507
2	0.00097096	0.000085131

Tableau 03 : Le coefficient (A, B) pour le calcul de $h(T, X)$

D'où :

$$CT = \left(T \cdot \frac{9}{5}\right) + 32$$

Pour : $45\% < X < 70\%$ [22]

$$h = \sum A + T \sum B + \sum CT^2 \quad (\text{II .26})$$

Avec

- $\sum A = A_0X^0 + A_1X^1 + A_2X^2 + A_3X^3 + A_4X^4$
- $\sum B = B_0X^0 + B_1X^1 + B_2X^2 + B_3X^3 + B_4X^4$
- $\sum C = C_0X^0 + C_1X^1 + C_2X^2 + C_3X^3 + C_4X^4$

i	A	B	C
0	-2024.33	18.2829	-0.037008214
1	163.309	-1.1691757	0.0028877666
2	-4.88161	0.03248041	-0.000081313015
3	0.06302948	-0.0004034184	0.00000099116628
4	-0.0002913704	0.0000018520569	-0.000000004444120

Tableau 04 : Le coefficient (A, B, C) pour le calcul de h (T, X)

II.10.9) Calcul de la densité du mélange (H₂O/LiBr) d_{LiBr} (T, X)

La densité du mélange peut être calculée par l'équation donnée par [23]

$$d_{LiBr} = \frac{1145.36 + 470.84 \times X + 1374.79 \times X^2}{100} - (33.3393 + 0.571749 \times X) \frac{(T + 273.15)}{100} \quad (\text{II .27})$$

III) Modélisation

III.1) Introduction

On va consacrer ce chapitre à la modélisation d'une machine à simple effet avec un échangeur de solution fonctionnant avec le couple (H₂O/LiBr)

La figure 08 présente les éléments de base de cette machine.

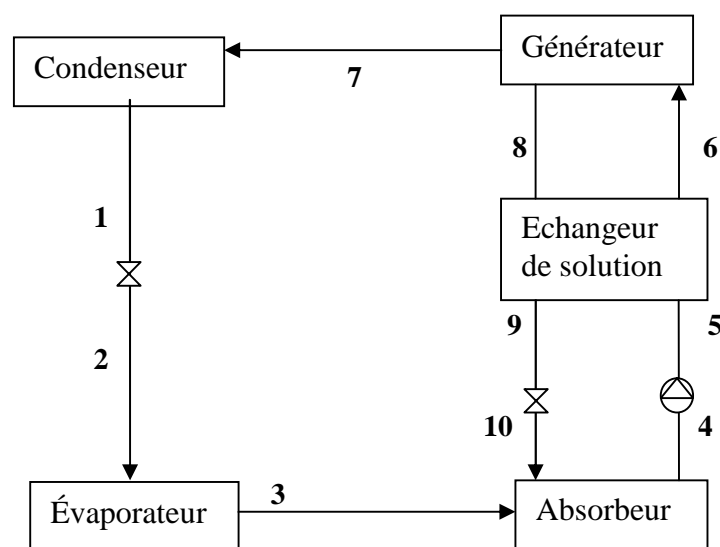


Figure 05 : machine à absorption à simple effet

III.2) Bilans massique et enthalpique

Pour évaluer les performances du cycle d'absorption représenté ci-dessus on adopte les hypothèses suivantes :

- ✚ Aux points : 1, 2, 3 et 7, le fluide frigorigène est à l'état pur.
- ✚ il n'y a pas de changement de pression dans la tuyauterie sauf au détendeur et au niveau de la pompe de solution.
- ✚ Aux points 4 et 8, la solution est à l'état saturée.
- ✚ Les détendeurs sont adiabatiques.
- ✚ Il n'y a pas de perte de chaleur au niveau des différents composants.

Le coefficient de performance (COP) est défini par le rapport de la quantité de chaleur absorbée par l'évaporateur sur la quantité de chaleur fournie au générateur plus le travail de la pompe de solution

$$COP = \frac{Q_e}{Q_g + W_p} \quad (III .1)$$

D'où :

Q_e quantité de chaleur absorbée par l'évaporateur

Q_g la quantité de chaleur absorbée par l'évaporateur

W_p le travail de la pompe de solution

Bien que Le coefficient de performance de Carnot(COP_c) le taux de circulation (FR), l'efficacité du système (η), le rendement exergetique (ζ) peuvent être écrit comme suit :

$$COP_c = \left(\frac{T_g - T_a}{T_g} \right) \left(\frac{T_e}{T_c - T_e} \right) \quad (III .2)$$

$$FR = \frac{X_c}{X_c - X_d} \quad (III .3)$$

$$\eta = \frac{COP}{COP_c} \quad (III .4)$$

$$\zeta = \frac{Q_e \left(1 - \frac{T_0}{T_e} \right)}{Q_g \left(1 - \frac{T_0}{T_g} \right) + W_p} \quad (III .5)$$

Afin d'utiliser l'équation du (COP, FR, η , ζ) un bilan de masse et d'énergie doit être établi au niveau de chaque éléments de la machine à absorption; et dans ce qui suit, nous allons établir les bilans massiques et enthalpiques de chaque composant.

m : représente le débit de (la solution, la vapeur d'eau ou bien l'eau liquide)

Eff : représente l'efficacité de l'échangeur de solution

III.2.1) Analyse du générateur

$$m_6 = m_7 + m_8 \quad (III .6)$$

$$m_6 X_6 = m_7 + m_8 X_8 \quad (III .7)$$

$$Q_g = m_7 h_7 + m_8 h_8 - m_6 h_6 \quad (III .8)$$

D'où :

- h_7 : enthalpie de la vapeur surchauffée du frigorigène à la température du générateur (T_7) et à la haute pression (P_h)

- h_6 : enthalpie du liquide de la solution riche à la température (T_6) et à la haute pression (P_h)
- h_8 : enthalpie du liquide de la solution pauvre à la température du générateur (T_g) et à la haute pression (P_h).

III.2.2) Analyse du Condenseur

$$m_7 = m_1 \tag{III .9}$$

$$Q_c = m_1 (h_1 - h_7) \tag{III .10}$$

D'où :

- h_1 : enthalpie du liquide saturé du frigorigène à la température (T_c) et à la haute pression (P_h)

III.2.3) Analyse de l'évaporateur

$$m_3 = m_2 = m_1 = m_7 \tag{III .11}$$

$$Q_e = m_1 (h_3 - h_2) \tag{III .12}$$

D'où :

- h_3 : enthalpie de la vapeur saturée du frigorigène à la température (T_e) et la basse pression (P_b)
- h_2 : enthalpie liquide à la température (T_2) et à la basse pression (P_b).

III.2.4) Analyse de l'absorbeur

$$m_{10} + m_3 = m_4 \tag{III .13}$$

$$m_{10}X_{10} + m_3 = m_4X_4 \tag{III .14}$$

$$Q_a = m_4h_4 - m_3h_3 - m_{10}h_{10}$$

D'où :

- h_4 : enthalpie du liquide de la solution à la température de l'absorbeur (T_4) et à la basse pression (P_b) et à la concentration riche (X_d).
- h_{10} : enthalpie du liquide de la solution à la température (T_{10}) à la basse pression (P_b) et à la concertation pauvre(X_c).

III.2.5) Pompe de solution

$$m_4 = m_5 = m_6 \tag{III .15}$$

$$W_p = m_6 (h_5 - h_4) = (P_5 - P_4)v_a \tag{III .16}$$

D'où :

- h_5 : enthalpie du liquide de la solution à la température (T_5) et à la haute pression (P_h) et à la concentration riche (X_d).

- v_a : Volume spécifique de la solution riche en frigorigène

III.2.6) Echangeur de solution

$$m_5 = m_6 \quad (III .17)$$

$$m_8 = m_9 \quad (III .18)$$

$$T_9 = T_5 \text{Eff} + T_8 (1 - \text{Eff}) \quad (III .19)$$

$$h_6 = h_5 + \frac{m_8}{m_5} (h_8 - h_9) \quad (III .20)$$

D'où:

- h_9 enthalpie du liquide de la solution à la température (T_9) à la haute pression (P_h) et à la concentration pauvre (X_c).

On peut établir les deux bilans massiques suivants au niveau de l'absorbeur :

$$\color{blue}{\oplus} m_3 + m_{10} = m_4 \Leftrightarrow m_1 + m_8 = m_6 \text{ (bilan global)} \quad (III .21)$$

$$\color{blue}{\oplus} m_{10} X_{10} = m_4 X_4 \Leftrightarrow m_{10} X_{10} = m_6 X_4 \text{ (bilan du LiBr)} \quad (III .22)$$

On obtient donc :

$$\color{blue}{\oplus} m_8 = m_1 \frac{X_4}{X_{10} - X_4} \quad (III .23)$$

$$\color{blue}{\oplus} m_6 = m_1 \frac{X_{10}}{X_{10} - X_4} \quad (III .24)$$

Le taux de circulation FR s'écrit :

$$FR = \frac{m_6}{m_1} = \frac{X_{10}}{X_{10} - X_4} = \frac{X_c}{X_c - X_d} \text{ donc :} \quad (III .25)$$

Le COP peut être exprimé comme suit :

$$COP = \frac{Q_e}{Q_g + W_p} = \frac{m_1 (h_3 - h_2)}{m_1 h_7 + m_8 h_8 - m_6 (h_6 + h_4 - h_5)} \quad (III .26)$$

et finalement :

$$COP = \frac{(h_3 - h_2)}{h_7 + (FR - 1)h_8 - FR (h_6 + h_4 - h_5)} \quad (III .27)$$

L'efficacité du système η s'écrit :

$$\eta = \frac{COP}{COP_c} = \frac{(h_3 - h_2)}{h_7 + (FR - 1)h_8 - FR (h_6 + h_4 - h_5)} \cdot \frac{\left(\frac{T_g - T_a}{T_g}\right) \left(\frac{T_e}{T_c - T_e}\right)}{\quad} \quad (III .28)$$

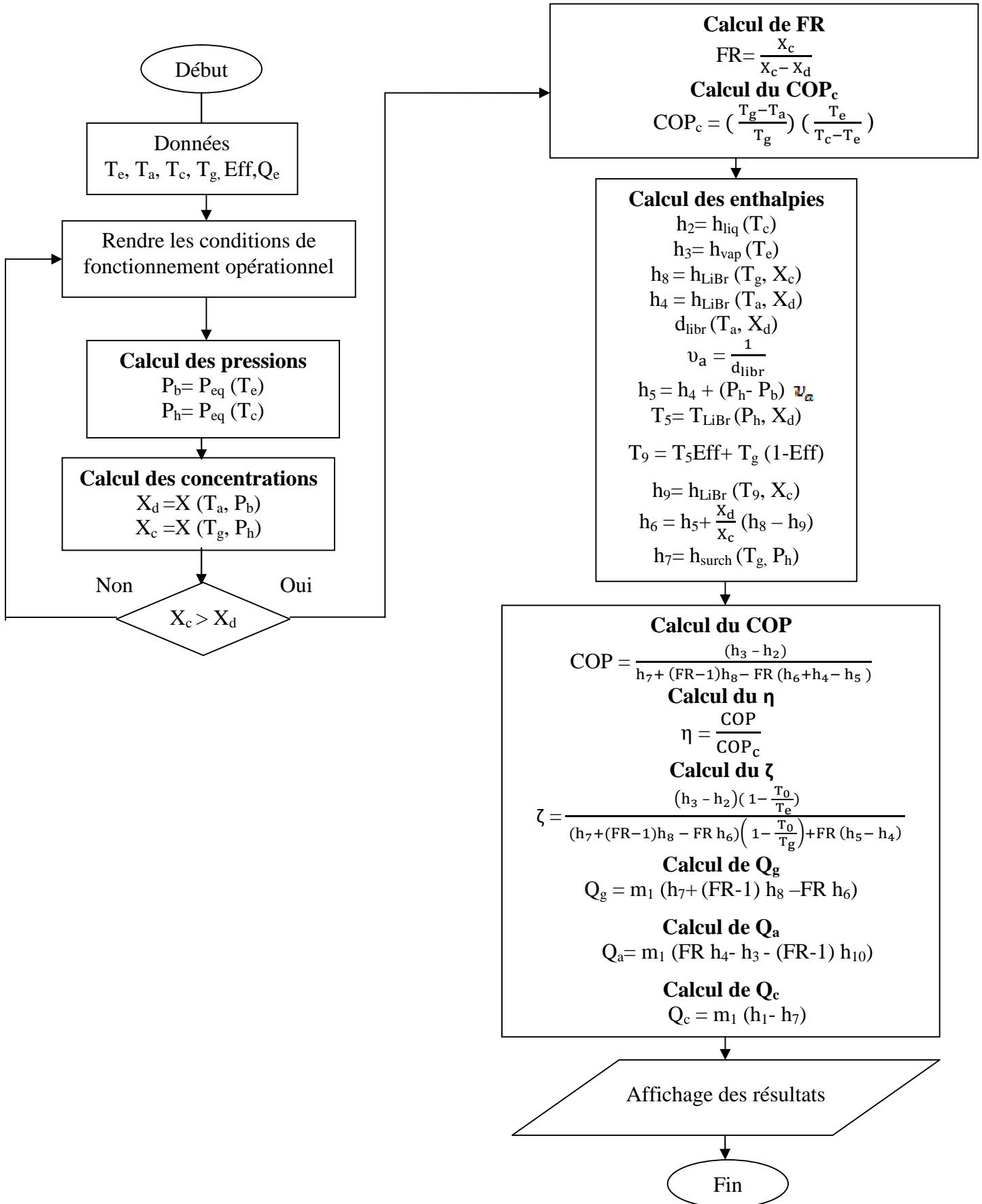
Le rendement exergetique (ζ) peut être exprimé comme suit :

$$\zeta = \frac{Q_e \left(1 - \frac{T_0}{T_e}\right)}{Q_g \left(1 - \frac{T_0}{T_g}\right) + W_p} = \frac{m_1 (h_3 - h_2) \left(1 - \frac{T_0}{T_e}\right)}{(m_1 h_7 + m_8 h_8 - m_6 h_6) \left(1 - \frac{T_0}{T_g}\right) + (m_6 (h_5 - h_4))} \quad (\text{III .29})$$

Et finalement :

$$\zeta = \frac{(h_3 - h_2) \left(1 - \frac{T_0}{T_e}\right)}{(h_7 + (FR-1)h_8 - FR h_6) \left(1 - \frac{T_0}{T_g}\right) + FR (h_5 - h_4)} \quad (\text{III .30})$$

III.3) Organigramme du programme principal



IV) Discussion des résultats

Ce chapitre comporte sept étapes

- ✚ La validation des résultats
- ✚ La comparaison des paramètres initiaux et existants
- ✚ L'étude de l'influence des températures à la sortie de chaque échangeur (T_g , T_a , T_c , T_e) et l'efficacité de l'échangeur (Eff) sur les performances de la machine
- ✚ L'influence de (T_g , T_a , T_c , T_e) sur les quantités de chaleur dégagés ou absorbés par le système.
- ✚ L'influence de la source froide et chaude sur la température à la sortie de l'évaporateur
- ✚ L'évaluation du rendement de la machine avec les nouveaux paramètres
- ✚ La comparaison entre ce système et le système à compression mécanique en termes de consommation d'énergie.

IV.1) Validation des résultats

Cette étape est composée de deux parties, la première est la validation de nos résultats par rapport au coefficient de performance (COP) et la deuxième est la validation par rapport au taux de circulation (FR)

IV.1.1) Validation par rapport au (COP)

Nos résultats ont été comparés aux résultats d'une publication de Romero et al [24]. Romero et al ont étudié une machine à absorption travail avec le couple ($H_2O/LiBr$), cette machine en question est équipée d'un échangeur de chaleur dont l'efficacité égale à 0%.

Pour effectuer cette comparaison on a opté pour la représentation de la variation du **COP** (coefficient de performance) en fonction de la température de générateur (T_g) pour des températures d'évaporation (T_e), d'absorption (T_a) et condensation (T_c) connus.

✚ Pour $T_a=30$, $T_c=30$, $T_e=2$ on obtient les résultats suivants :

Tg	COP Romero et Al	COP programme
65	0,47	0,46
70	0,62	0,62
75	0,67	0,68
80	0,70	0,71
85	0,71	0,72
90	0,72	0,73

Tableau 05 : comparaison du (COP) en fonction de(Tg) avec les données de Romero et al

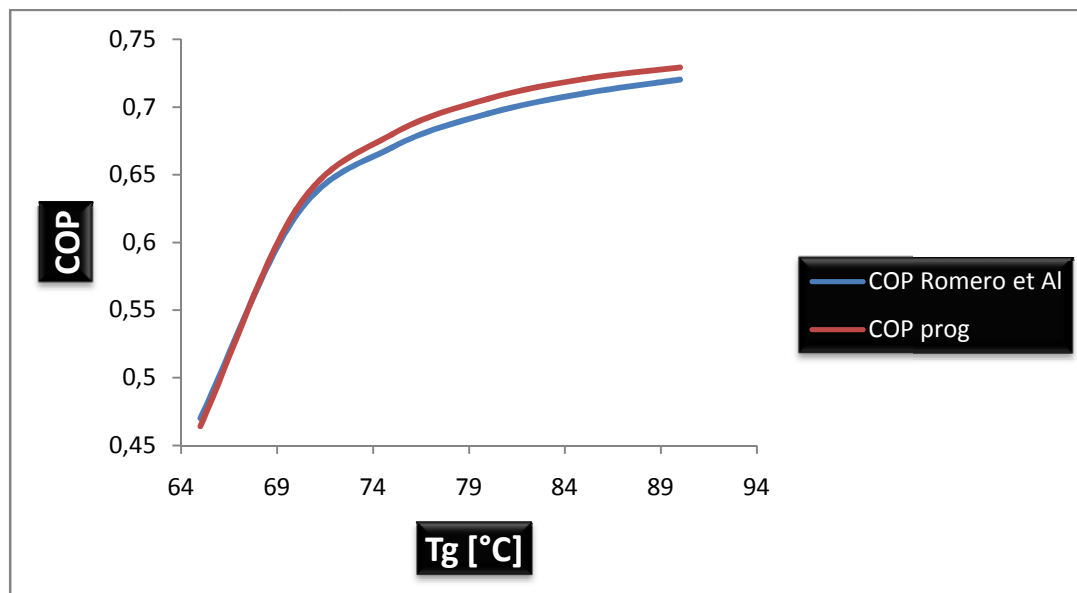


Figure 06 : comparaison du (COP) en fonction de(Tg) avec les données de Romero et al

✚ Pour $T_a=30$, $T_c=30$, $T_e=6$ on obtient les résultats suivants :

Tg	COP Romero et Al	COP programme
65	0.66	0,65
70	0.7	0,70
75	0.72	0,72
80	0.73	0,73
85	0.739	0,73
90	0.743	0,74

Tableau 06 : comparaison du (COP) en fonction de(Tg) avec les données de Romero et al

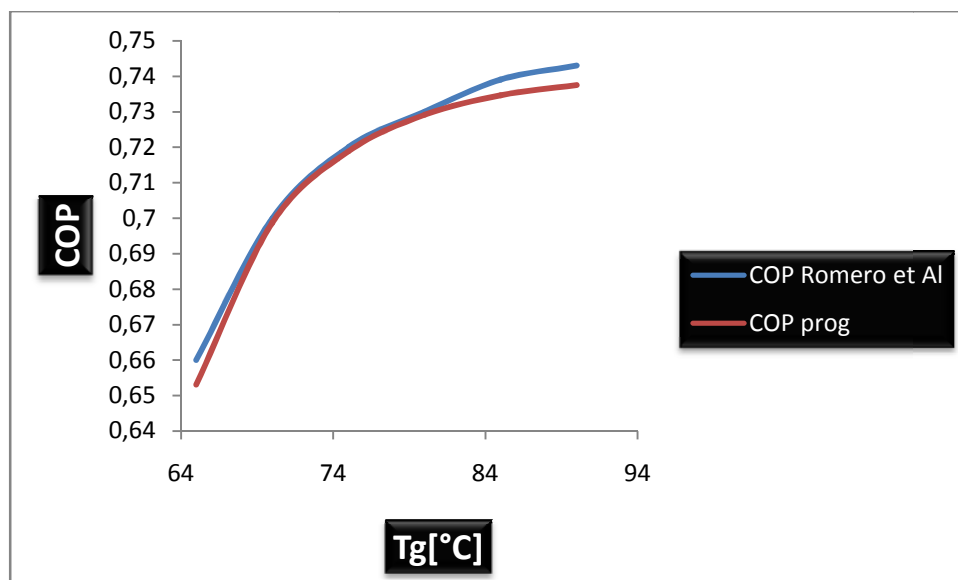


Figure 07 : comparaison du (COP) en fonction de(Tg) avec les données de Romero et al

Pour les deux cas on peut noter que les résultats obtenus par notre modèle numérique sont en bon accord avec celles de Romero et al ; cependant les différences entre les

deux résultats (erreur moyenne égale à (1,27% pour $T_e = 2^\circ\text{C}$) et (0,47% pour $T_e = 2^\circ\text{C}$)

Sont dues essentiellement aux hypothèses prise en considération comme base de notre travail ainsi qu'au choix des équations pour le calcul des propriétés thermodynamiques du couple ($\text{H}_2\text{O}/\text{LiBr}$).

IV.1.2) Validation par rapport au (FR)

Pour le taux de circulation (FR) ont utilise pour la validation les résultats de Saravanan et Maiya [25].

Ces deux dernier ont utilise pour leur étude une machine à absorption à simple effet donc l'efficacité de l'échangeur de solution (Eff) égale à 70%.

On fixe les valeurs de la température d'évaporation (T_e) à 5°C , la température de condensation (T_c) et la température d'absorption (T_a) à 35°C , et on varie la température de générateur (T_g) de (72 à 90°C)



Pour $T_a=35$, $T_c=35$, $T_e=5$, Eff= 70% on obtient les résultats suivants :

T_g	FR Saravanan et Maiya	FR programme
72	40	41.62
75	23	21.02
80	12	11.87
85	9	8.42
90	7	6.60

Tableau 07 : comparaison du (FR) en fonction de(T_g) avec les données de Romero et

al

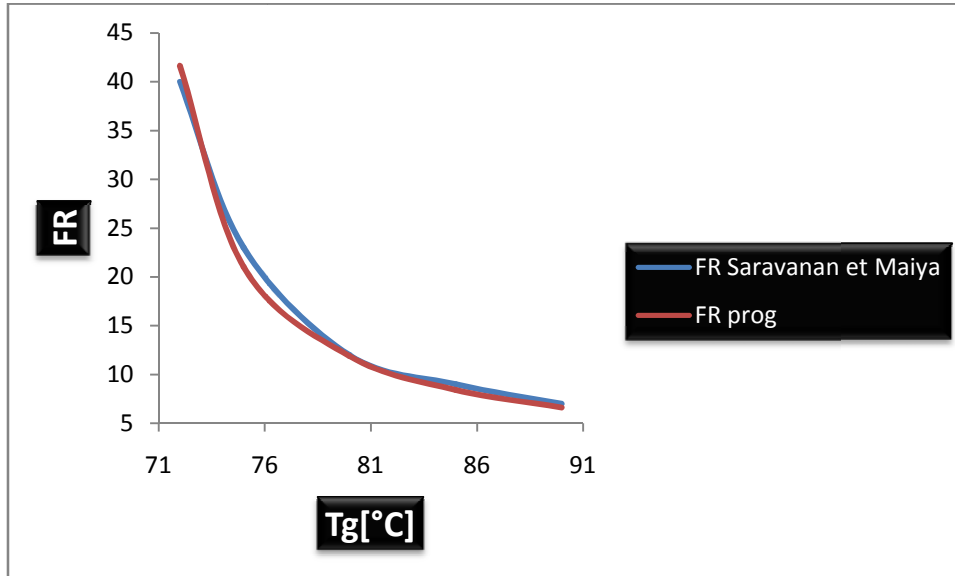


Figure 08 : comparaison du (FR) en fonction de(Tg) avec les données de Romero et al

Avec une erreur moyenne égale à (4,39%) notre programme peut être considéré fiable même avec une erreur moyenne pareille.

Les hypothèses prise en considération comme base de notre travail ainsi qu'au choix des équations pour le calcul des propriétés thermodynamiques du couple (H₂O/LiBr).

Sont les responsables de cette différence.

IV.2) Comparaison des paramètres initiales et existants

Dans cette partie on va s'intéresser à l'étude de la machine de l'unité de fabrication du détergent HENKEL Chelgoum Elaid.

Les performances de la machine données par le constructeur et celles calculées à la base des mesure faite durant l'année 2009 sont comparées.

IV.2.1) Les paramètres du constructeur

La machine présentée dans la figure ci-dessous est une à absorption du constructeur **CARRIER** type **16JB** est utilisée au niveau de l'unité de production du détergent **HENKEL**.



Figure 09 : la machine CARRIER type 16JB installé au niveau de HENKEL ALGERIE

La figure ci-dessous présente tous les éléments de base de la machine à absorption et ces annexes au niveau de (HENKEL)

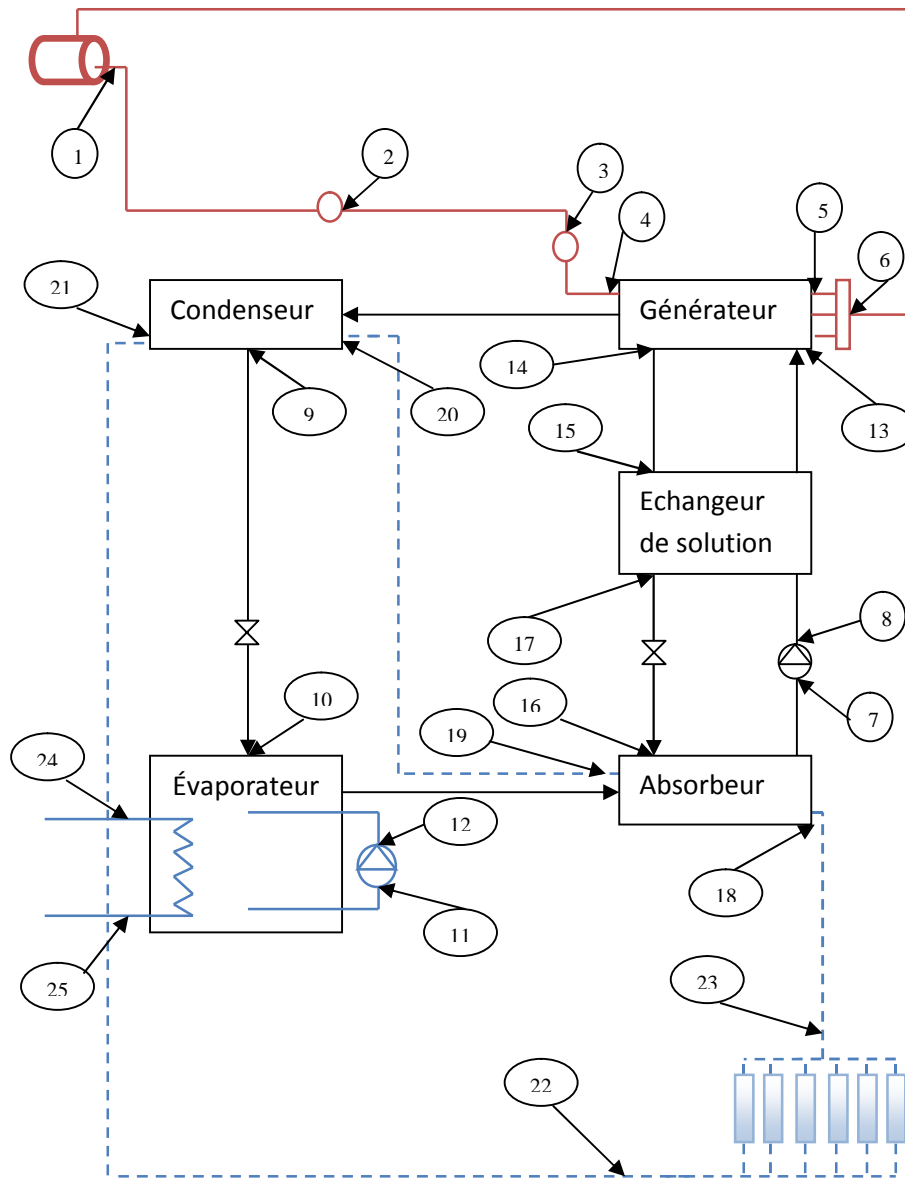


Figure10 : les éléments de base de la machine à absorption et ces annexes au niveau de (HENKEL)

Elément	Point	Désignation	Elément	Point	Désignation
CHAUDIÈRE	1	Sortie chaudière	GENERATEUR	13	entrée
	2	Après réduction		14	Sortie vert EX
	3	Entrée avant vanne	ECHANGEUR DE SOLUTION	15	Entrée générateur
	4	Entrée après vanne		16	Entrée à absorbeur
	5	Sortie collecteur		17	Sortie vert ab
	ABSORBEUR	6	Après collecteur	TOURS DE REFROIDISSEMENTS	18
7		Sortie avant pompe	19		Sortie abs
CONDENSEUR	8	Sortie après pompe	20		Entrée con
	9	Sortie	21		Sortie con
EVAPORATEUR	10	Entrée	22		entrée
	11	Avant pompe douche	23		sortie
	12	après pompe douche	EAU FROID	24	entrée
				25	sortie

Tableau 08 : les éléments de base de la machine à absorption et ces annexes au niveau de (HENKEL)

Les paramètres de fonctionnement de cette dernière sont :

✚ Les températures de la solution et du fluide frigorigène à l'intérieur de la machine

$$T_a = 38.3 \text{ °C}$$

$$T_c = 43 \text{ °C}$$

$$T_e = 5 \text{ °C}$$

$$T_g = 101.6 \text{ °C}$$

✚ les températures de l'eau (réfrigéré et des tours) à l'extérieur de la machine

$$T_{r, \text{ent}} = 12^{\circ}\text{C}$$

$$T_{r, \text{sor}} = 7^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ent}, a} = 32^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{sor}, a} = 35^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ent}, c} = 35^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{sor}, c} = 41^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{ent}, \text{tou}} = 41^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{sor}, \text{tou}} = 32^{\circ}\text{C}$$

✚ Le débit de l'eau réfrigéré

$$M_r = 145000 \text{ (Kg/h)} = 40.27 \text{ (Kg/s)}$$

A partir de ces données de bases on obtient :

✚ L'efficacité de l'échangeur de solution est égale à :

$$\text{Eff} = 70\%$$

✚ La basse pression est égale à :

$$P_b = 0.8724978 \text{ Kp} = 8.724978 \text{ mbars}$$

✚ La haute pression est égale à :

$$P_h = 8.646397 \text{ kP} = 86.46397 \text{ mbars}$$

✚ La solution concentré en bromure de lithium est égale à :

$$X_c = 65.53 \%$$

✚ La solution dilué est égale à :

$$X_d = 56.51\%$$

✚ La plage de dégazage est égale à :

$$\Delta X = 9$$

✚ Le taux de circulation est égale à :

$$FR = 7.262075$$

✚ Le coefficient de performance de cette machine est égale à :

$$COP = 0.72$$

✚ L'efficacité du système est égale à :

$$\eta = 0.5926182$$

✚ Le rendement exergetique est égale à :

$$\zeta = 0.2396027$$

✚ La puissance de l'évaporateur

$$Q_e = 842,64975 \text{ KW}$$

✚ La puissance de l'absorbeur

$$Q_a = 1064.088 \text{ KW}$$

✚ La puissance du condenseur

$$Q_c = 928.6057 \text{ KW}$$

✚ La puissance du générateur

$$Q_g = 1150.044 \text{ KW}$$

IV.2.2) Les paramètres actuelles

Une mesure de température des différents points de la machine ont été pris durant l'année 2009 à l'aide d'un thermomètre à infra rouge type (**RAYTEK**)

Les mesures on été faite sur 26 points de l'installation représenté dans la figure (**03**).

Chaque température est la moyenne de trois températures mesurées au même point pendant une 90 minute.

La mesure d'autres paramètres tel que la pression, le débit ou la concentration est pratiquement impossible, la manque d'instruments de mesures et l'incapacité des instruments de l'installation sont les principales causes.

Les températures mesurées sont :

✚ les températures de la solution et du fluide frigorigène à l'intérieur de la machine

$$T_a = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_c = 42 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_e = 12.3 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_g = 83 \text{ }^\circ\text{C}$$

✚ les températures de l'eau (réfrigéré et des tours) à l'extérieur de la machine

$$T_{r, \text{ent}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{r, \text{sor}} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ent}, a} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{sor}, a} = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ent}, c} = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{sor}, c} = 35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ent}, \text{tou}} = 29 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{sor}, \text{tou}} = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

✚ Le débit de l'eau réfrigéré

$$M_r = 145000 \text{ Kg/h} = 40.27 \text{ Kg/s}$$

A partir de ces données mesurées on obtient :

✚ L'efficacité de l'échangeur de solution est égale à :

$$\text{Eff} = 0,74$$

✚ La basse pression est égale à :

$$P_b = 1.43 \text{ Kp} = 14.3 \text{ mbars}$$

✚ La haute pression est égale à :

$$P_h = 8.205 \text{ kP} = 82.05 \text{ mbars}$$

✚ La solution concentré en bromure de lithium est égale à :

$$X_c = 57.27$$

✚ La concentration dilué est égale à :

$$X_d = 53.14$$

✚ La plage de dégazage est égale à :

$$\Delta X = 4$$

✚ Le taux de circulation est égale à :

$$\text{FR} = 13.861850$$

✚ Le coefficient de performance de cette machine est égale à :

$$\text{COP} = 0.76$$

✚ L'efficacité du système est égale à :

$$\eta = 0.6693095$$

✚ Le rendement exergetique est égale à :

$$\zeta = 0.1807548$$

✚ La puissance de l'évaporateur

$$Q_e = 842,64975 \text{ KW}$$

✚ La puissance de l'absorbeur

$$Q_a = 1037.531 \text{ KW}$$

✚ La puissance du condenseur

✚ $Q_c = 905.1609 \text{ KW}$

✚ La puissance du générateur

$Q_g = 1100.042 \text{ KW}$

Le tableau ci-dessous donne la différence en pourcent entre les paramètres de constructeur et les paramètres actuelles.

	Paramètre	Constructeur	Actuelles	Différence	Taux (%)
Paramètres mesurées	Ta (°C)	38,3	39	0,7	1,79
	Te (°C)	5	12,3	7,3	59,35
	Tc (°C)	43	42	1	2,33
	Tg (°C)	101,6	83	19,2	18,90
	Tr, ent (°C)	12	20	8	40,00
	Tr, sor (°C)	7	15	8	53,33
	Tent, a (°C)	32	30	2	6,25
	Tsor, a (°C)	35	32	3	8,57
	Tent, c (°C)	35	32	3	8,57
	Tsor, c (°C)	41	35	6	14,63
	Tent, tou (°C)	41	35	6	14,63
Tsor, tou (°C)	32	32	0	-	
	Mr (Kg/s)	40,27	40,27	0	-
Paramètres calculées	Eff(%)	70	74	4	5,41
	P_h (mbars)	86,46	82,05	4,41	5,10
	P_b (mbars)	8,72	14,3	5,58	39,02
	Xc(%)	65,53	57,27	8,26	12,60
	Xd(%)	56,51	53,14	3,37	5,96
	ΔX	9	4	5	55,56
	COP	0,73	0,76	0,03	3,95
	FR	7,26	13,86	6,60	47,61
	η	0,59	0,67	0,08	11,85
	ζ	0,23	0,18	0,05	21,41
	Q_e (KW)	842,65	842,65	0	-
	Q_a (KW)	1064,09	1037,53	26,56	2,50
	Q_c (KW)	928,61	905,16	23,44	2,52
Q_g (KW)	1150,04	1100,04	50	4,35	

Tableau 09 : comparaison entre les données de bases de la machine et les données actuelles

IV.3) L'influence des températures sur les performances de la machine

Dans cette partie on va analyser l'influence des températures à la sorties des échangeurs (T_g , T_a , T_c , T_e) ainsi que l'efficacité de l'échangeur de solution sur les performances de la machine (**COP**, **FR**, **η** , **ζ**) et sur les quantités de chaleurs dégagé au absorbé par la machine

IV.3.1) le coefficient de performance (COP)

IV.2.1.1) L'effet de l'efficacité d'échangeur de solution sur le COP

Pour des températures (T_a , T_e , T_c ,) connus et une valeur de (T_g) variable on va étudier l'effet de l'efficacité d'échangeur de solution sur le COP.

Pour $T_a=38.3^\circ\text{C}$, $T_c= 43^\circ\text{C}$ et $T_e= 5^\circ\text{C}$ on obtient les résultats suivantes :

Eff %	($T_g=83$)	($T_g=90$)	($T_g=101,6$)	($T_g=110$)
0%	0,09956011	0,5262181	0,6344524	0,6590325
10%	0,1092519	0,5452951	0,646884	0,6689088
20%	0,1210248	0,5658121	0,6598228	0,679059
30%	0,135622	0,5879242	0,6732869	0,6894807
40%	0,1541881	0,611807	0,6872932	0,7001692
50%	0,1785812	0,6376625	0,7018573	0,7111161
60%	0,2120332	0,6657215	0,7169927	0,7223092
70%	0,2607055	0,6962513	0,732711	0,7337326
80%	0,3379827	0,7295612	0,7490201	0,7453651

Tableau 10 : variation du (COP) pour les différentes efficacités de l'échangeur de solution

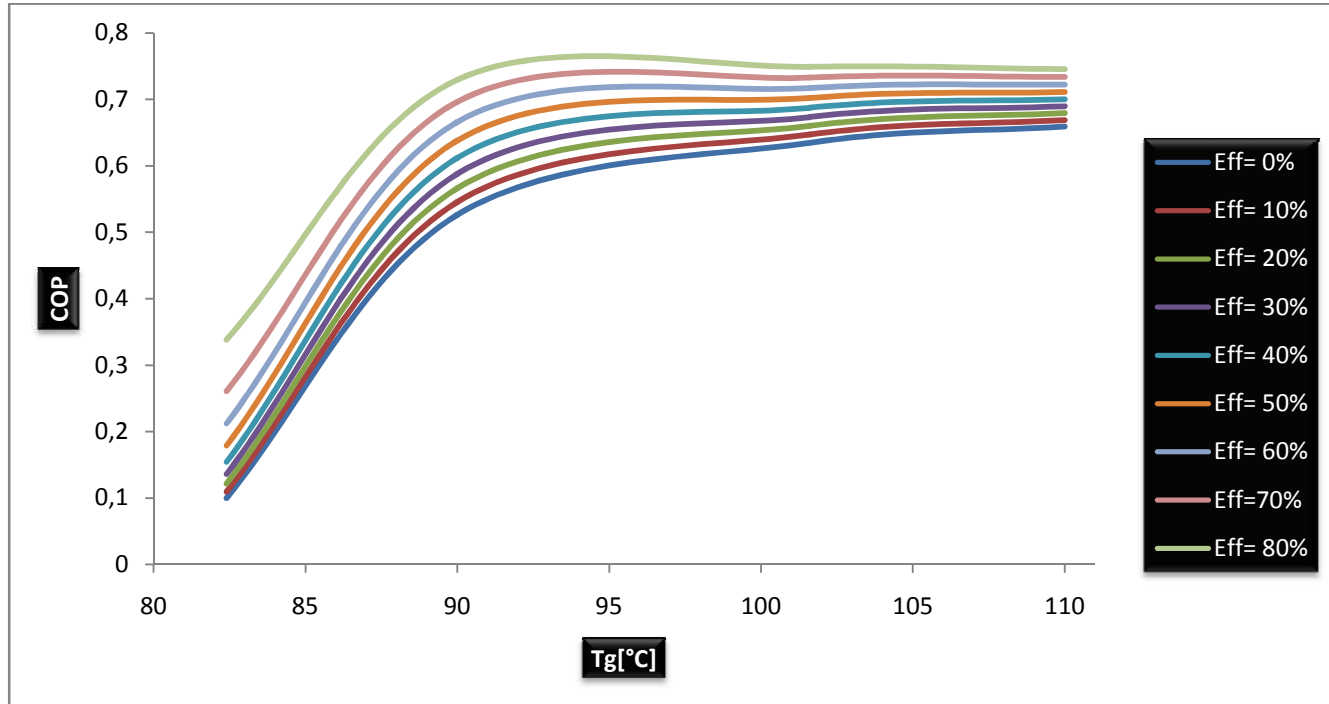


Figure 11 : variation du (COP) pour les différentes efficacités de l'échangeur de solution

Comme ils indiquent les résultats représentés sur la (figure 13), plus l'efficacité de l'échangeur de solution est élevée plus la valeur du COP augmente.

L'augmentation du (COP) est beaucoup plus intéressante pour des températures relativement basses de (Tg), pour des valeurs de (Tg) supérieures à 95°C, l'augmentation du (COP) devient de plus en plus faible jusqu'à atteindre une valeur constante.

On peut donc facilement remarquer le rôle majeur de l'échangeur de solution et c'est la raison pour laquelle il fait partie de toutes les machines à absorption existantes.

Pour le cas de HENKEL, l'augmentation de l'efficacité de l'échangeur de solution de 70% à 74% permet l'augmentation du COP.

Pour des températures (Te, Ta, Tc) considérées constantes le taux moyen d'augmentation du COP est de (0.58)%. Ce taux moyen pourrait être beaucoup plus important avec une augmentation sérieuse de (Eff).

IV.3.1.2) L'effet de (T_g) sur le COP

On fixe la température d'évaporation (T_e) à 5°C et la température de l'absorbeur (T_a) à 38.3°C et donc la solution riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température de générateur (T_g) de (83°C – 110°C) et la température de condensation (T_c) de (30°C – 43°C) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%.

T _g	(T _c =30)	(T _c =35)	(T _c =40)	(T _c =42)	(T _c =43)
83	0,7518768	0,7452989	0,6589956	0,5477939	0,4124281
84	0,7554928	0,7488832	0,6795433	0,6044953	0,5296556
85	0,7582841	0,7516502	0,6943339	0,6398017	0,591696
86	0,7604924	0,7538392	0,7053622	0,6634963	0,6297845
87	0,7621791	0,755511	0,7137898	0,6804178	0,6552154
88	0,7634585	0,7567793	0,7202944	0,6929343	0,6732388
89	0,7643616	0,7576745	0,725412	0,7025115	0,6866133
90	0,7650772	0,7583838	0,7294864	0,7098715	0,6967309
91	0,7655268	0,7588294	0,7327106	0,7156828	0,7044951
92	0,7657951	0,7590954	0,7352967	0,7203205	0,710741
93	0,7659088	0,7592081	0,7373511	0,724024	0,7156724
94	0,7658921	0,7591915	0,7389868	0,7270099	0,7196427
95	0,7657776	0,7590781	0,740215	0,729405	0,7228214
96	0,7655791	0,7588813	0,741221	0,7313283	0,7254
97	0,7653034	0,758608	0,7419673	0,7328855	0,7274945
98	0,7649832	0,7582906	0,7425029	0,7340711	0,7291589
99	0,7646252	0,7579357	0,7428864	0,7350116	0,7304621
100	0,764242	0,7575559	0,7431097	0,735743	0,7315235
101	0,7638363	0,7571537	0,7432197	0,7362642	0,732339
101,6	0,7631479	0,7536717	0,7432281	0,7365035	0,7327109
102	0,7634231	0,7567441	0,7432309	0,736649	0,732956
103	0,7630047	0,7563294	0,7431647	0,7368942	0,7334074
104	0,7625997	0,755928	0,7430284	0,7370182	0,7337113
105	0,7621978	0,7555296	0,742856	0,7370657	0,7339095
106	0,7618142	0,7551494	0,7426317	0,7370335	0,7339978
107	0,7614512	0,7547895	0,7423871	0,7369291	0,7340178
108	0,7611087	0,75445	0,74211	0,7367879	0,7339711
109	0,7607899	0,7541339	0,741837	0,736616	0,7338763
110	0,7604985	0,7538452	0,7415465	0,7364103	0,7337288

Tableau 11 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_g)

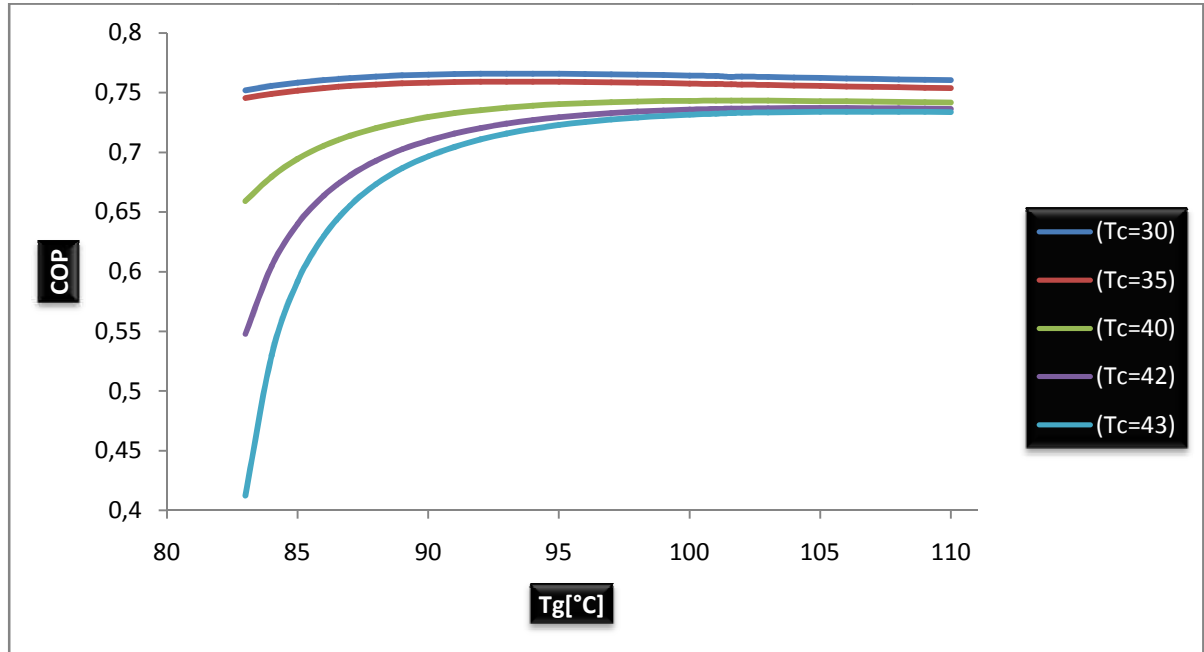


Figure 12 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_g)

L'augmentation de la température de condensation (T_c) fait augmenter la valeur de h_2 et diminue la valeur de taux de circulation (FR) et par conséquent la diminution du COP, suivie aux résultats on peut conclure que la valeur de COP diminue avec l'amplification de la température de condensation (T_c), l'élévation de la température du générateur (T_g) fait augmenter le (COP) mais seulement pour des température de (T_g) inférieure à 90°C au delà de cette valeur le (COP) commence à se baisser, il devient constant pour des températures (T_g) relativement haute (plus de 95°C).

Pour une diminution de ($19,2^\circ\text{C}$) de (T_g) de ($101,6$ à 83°C) et pour des valeurs de (T_e , T_c , T_a , Eff) constantes le taux moyen de diminution du COP est de ($0,78\%$).

Ce taux moyen peut nous donner une idée sur l'influence de la température (T_g) sur le coefficient de performance (COP).

IV.3.1.3 L'effet de (T_c) sur le COP

On fixe la température d'évaporation (T_e) à 5°C et la température de l'absorbeur (T_a) à $38,3^\circ\text{C}$ et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température de condensation (T_c) de (36°C – 43°C) et la température de générateur (T_g) de (83°C – $101,6^\circ\text{C}$) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70% .

Tc	COP (Tg=83)	COP (Tg=85)	COP (Tg=90)	COP (Tg=95)	COP (Tg=101,6)
36	0,7351576	0,744072	0,7539526	0,7559523	0,7544163
37	0,7228335	0,7351739	0,7489613	0,7525541	0,7518185
38	0,7071111	0,724372	0,7433136	0,748839	0,7491134
39	0,6864381	0,7109122	0,736831	0,7447372	0,7462583
40	0,6575441	0,6936227	0,7292508	0,7401916	0,7432281
41	0,6149717	0,6706612	0,7202983	0,7350476	0,7399912
42	0,5439603	0,6383903	0,7095396	0,7292679	0,7365035
43	0,4044854	0,5893211	0,6962512	0,7226554	0,7327109

Tableau 12 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_c)

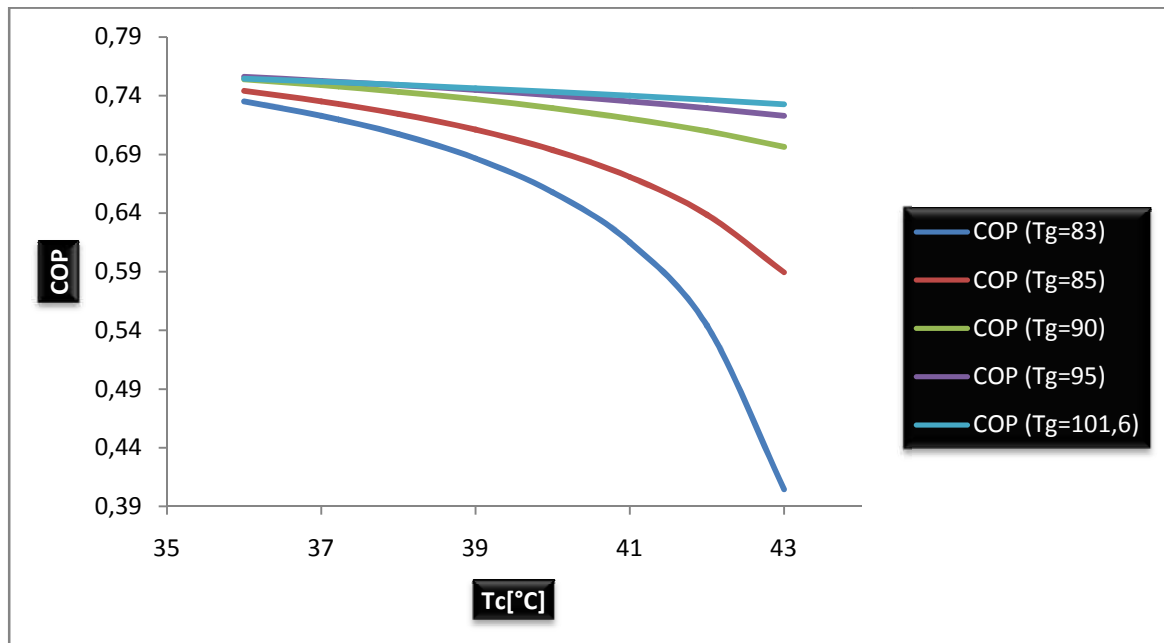


Figure 13 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_c)

La figure ci-dessus montre que le coefficient de performance (COP) diminue avec l'augmentation de la température de condensation (T_c).

La diminution du (COP) est importante plus la température de condensation est élevée.

Plus les températures de générateur (T_g) sont basses plus le (COP) est élevé, et plus la chute du (COP) est médiocre.

Pour une diminution d' (1°C) de (Tc) de (43 à 42 °C) et pour des valeurs de (Te, Tg, Ta, Eff) constantes le taux moyen d'augmentation du COP est de (0,71%).

Pour le cas de HENKEL la température de condensation n'influe pas sur le (COP), cependant, si la diminution de (Tc) était plus importante le taux moyen d'augmentation du COP sera remarquable.

IV.3.1.4) L'effet de la température de l'évaporateur (Te) sur le COP

On fixe la température de condensation (Tc) à 43°C et la température de l'absorbeur (Ta) à 38.3°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température d'évaporation (Te) de (5°C – 15°C) et la température de générateur (Tg) de (83°C – 101.6°C) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%.

Te	COP (Tg=83)	COP (Tg=85)	COP (Tg=90)	COP (Tg=95)	COP (Tg=101,6)
5	0,4124281	0,591696	0,6967309	0,7228214	0,7327235
6	0,5585603	0,6456146	0,7131788	0,7321522	0,7389619
7	0,6308542	0,6810393	0,7268595	0,7406017	0,7449031
8	0,675149	0,7067515	0,7386658	0,7484181	0,7506399
9	0,7054079	0,7264411	0,7489909	0,7556599	0,7561541
10	0,7279798	0,7423909	0,7582788	0,7624971	0,7615283
11	0,7457249	0,7557364	0,7667326	0,7689784	0,7667652
12	0,7603399	0,7672768	0,7745658	0,775196	0,7719115
13	0,7727683	0,7774805	0,7819004	0,7811937	0,7769829
14	0,7836317	0,7866858	0,788842	0,7870183	0,7820006
15	0,7933638	0,7951494	0,7954882	0,7927205	0,7869956

Tableau 13 : Variation du coefficient de performance COP en fonction de (Te)

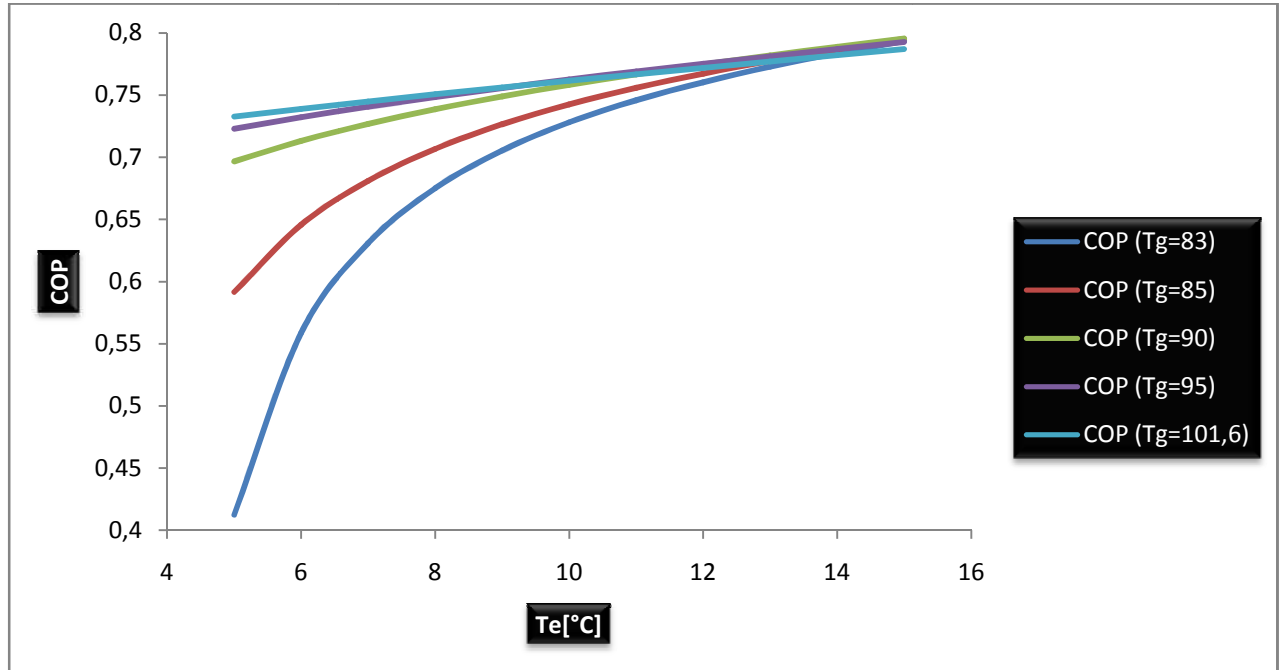


Figure 14 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_e)

La température de l'évaporateur fixe la valeur de la basse pression et donc l'augmentation de celle-ci fait élever l'enthalpie h_3 à la sortie de l'évaporateur

On peut constater que la valeur du (COP) augmente avec l'accroissement de la température d'évaporation, ainsi qu'on confirme la conclusion précédente que la valeur de COP diminue avec l'amplification de la température de condensation (T_c).

Pour une augmentation de ($7,3^\circ\text{C}$) de (T_e) de (5 à $12,3^\circ\text{C}$) et pour des valeurs de (T_c , T_g , T_a , Eff) constantes le taux moyen d'augmentation du COP est de ($5,34\%$).

L'augmentation de (T_e) est l'un des principaux paramètres qui ont permis l'augmentation du COP de la machine de HENKEL.

IV.3.1.5) L'effet de la température d'absorption (T_a) sur le COP

On fixe la température d'évaporation (T_e) à 5°C et la température de condensation à (T_c) à 43°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température d'absorption (T_a) de (20°C – 39°C) et la température de générateur (T_g) de (83°C – $101,6^\circ\text{C}$) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70% .

Ta	COP (Tg=83)	COP (Tg=85)	COP (Tg=90)	COP (Tg=95)	COP (Tg=101,6)
20	0,8035907	0,8026868	0,799205	0,7945955	0,7876014
21	0,7988235	0,798246	0,7953168	0,7910432	0,7843287
22	0,7939522	0,7937593	0,7914693	0,7875773	0,7811767
23	0,7889221	0,7891843	0,7876345	0,7841753	0,7781248
24	0,7836634	0,7844658	0,7837767	0,7808083	0,7751474
25	0,7781171	0,7795656	0,7798788	0,7774665	0,7722376
26	0,7721863	0,7744154	0,7759047	0,7741246	0,769375
27	0,7657636	0,7689453	0,771824	0,7707651	0,7665482
28	0,7587269	0,7630836	0,7676133	0,7673784	0,7637537
29	0,7508501	0,7566846	0,7632058	0,7639222	0,7609587
30	0,7418714	0,7495987	0,7585507	0,7603726	0,7581526
31	0,7314955	0,7416862	0,7536294	0,7567376	0,7553498
32	0,7191094	0,7326126	0,7483247	0,7529531	0,7525088
33	0,7038816	0,7219861	0,7425406	0,7489837	0,7496153
34	0,6846117	0,7093279	0,7362113	0,7448295	0,7466861
35	0,6587331	0,6935785	0,7290797	0,7403722	0,7436514
36	0,6220616	0,6734386	0,7210132	0,7356134	0,7405416
37	0,5646241	0,6461456	0,7116222	0,7304237	0,7372981
38	0,4606338	0,6067047	0,7004867	0,7247247	0,733911
39	0,2095844	0,5436798	0,6869065	0,7183776	0,7303471

Tableau 14 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (Ta)

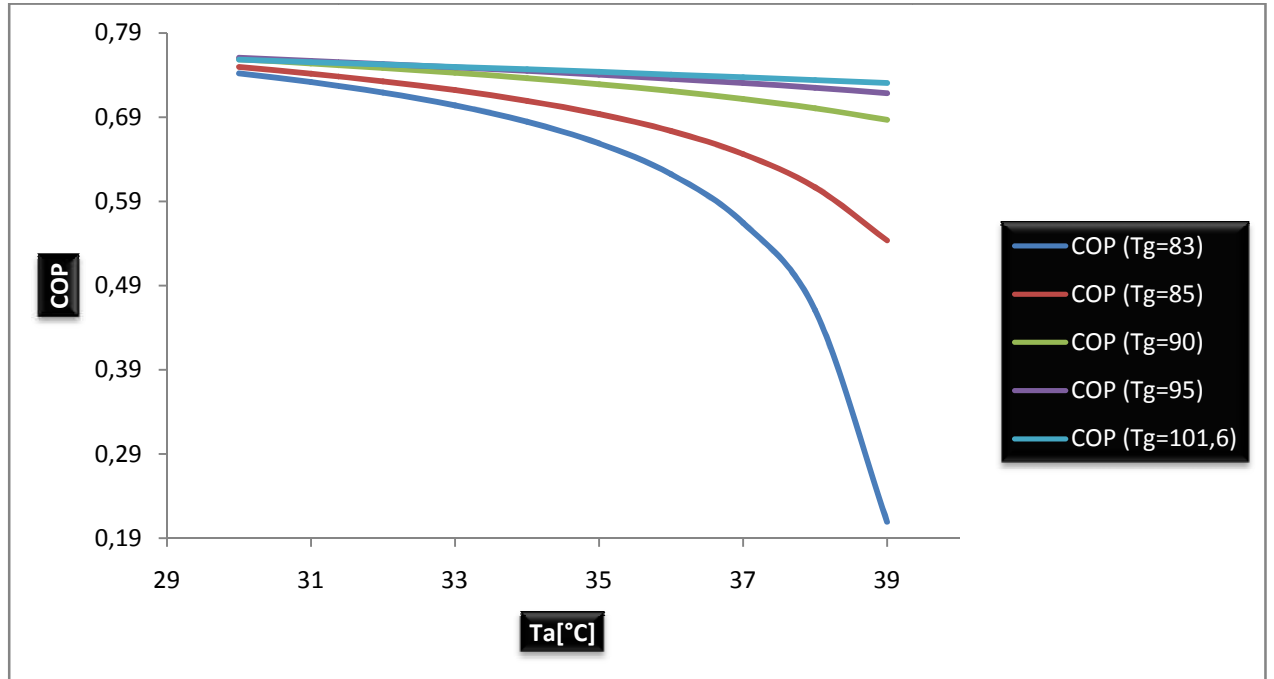


Figure 15 : Variation du coefficient de performance (COP) en fonction de (T_a)

La température de l'absorbeur détermine la concentration riche en fluide frigorigène et donc l'augmentation de sa valeur fait augmenter le taux de circulation (FR) et par conséquent la diminution du coefficient de performance (COP), comme on peut le constater la diminution de la température d'absorption (T_a) permet l'augmentation du (COP), toutefois le (COP) est renforcé avec l'alourdissement de la température de générateur (T_g), et il se stabilise pour des températures (T_g) au de la de 90°C .

Pour une augmentation d' (1°C) de (T_a) de (38 à 39°C) et pour des valeurs de (T_c , T_g , T_e , Eff) constantes le taux moyen de diminution du COP est de (0.2 %).

Pour notre cas l'augmentation de (T_a) n'avait pas de grande d'influence sur le COP mais si cette augmentation était importante la diminution du COP sera remarquable.

La figure ci-dessous montre la contribution de chaque température dans la variation du (COP).

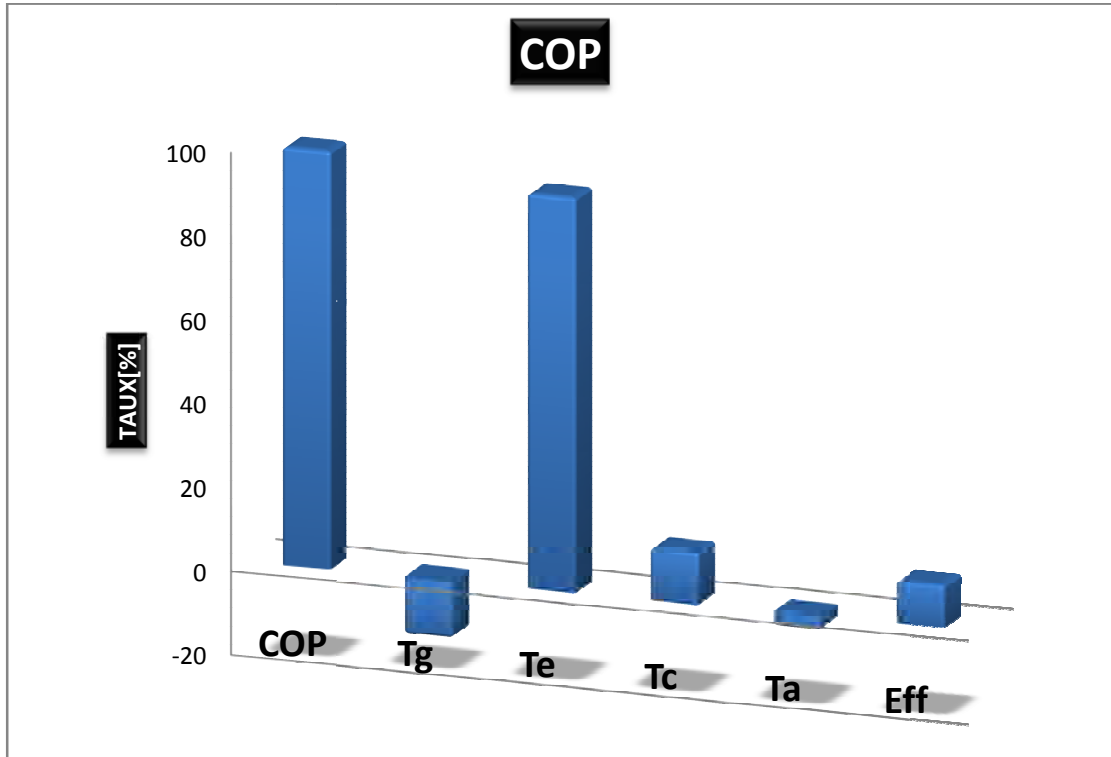


Figure 16 : la contribution de chaque température dans la variation du (COP).

Donc l'augmentation du (COP) de la machine de HENKEL (0,73 à 0,76) soit (3,95%) d'augmentation du (COP) est due essentiellement à

- Une augmentation de (T_e) de (5 à 12,3 °C) soit une augmentation égale à (5,34 %) du COP.
- Une diminution de (T_g) de (101.6 à 82.4 °C) soit une diminution égale à (0.78%) du (COP).

L'influence d'autre paramètre est très limitée tel que

- L'augmentation de (Eff) de (70% à 74%) soit une augmentation égale à (0.58 %) du (COP).
- la diminution de (T_c) de (43 à 42 °C) soit une augmentation égale à (0,71%) du (COP).
- L'augmentation de (T_a) de (38 à 39 °C) soit une diminution égale à (0.2 %) du (COP).

IV.3.2) Le taux de circulation (FR)

IV.3.2.1) L'effet de (Tg) sur le FR

On fixe la température d'évaporation (Te) à 5°C et la température de l'absorbeur (Ta) à 38.3°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température de condensation (Tc) de (30°C – 43°C) et la température de générateur (Tg) de (83°C – 110°C) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%.

Tg	FR (Tc=30)	FR (Tc=35)	FR (Tc=40)	FR (Tc=42)	FR (Tc=43)
83	8,382211	12,80321	27,83171	54,4094	106,2217
84	11,7474	11,7474	23,0892	38,4477	58,15824
85	10,86554	10,86554	19,7635	29,81852	40,26776
86	10,10644	10,10644	17,29882	24,44045	30,90891
87	9,455572	9,455572	15,39789	20,74539	25,16554
88	8,889291	8,889291	13,89513	18,05387	21,27369
89	8,401708	8,401708	12,67176	15,99443	18,44654
90	7,953905	7,953905	11,65382	14,38554	16,31318
91	7,563169	7,563169	10,79933	13,08251	14,65474
92	7,212605	7,212605	10,06663	12,00498	13,29744
93	6,897601	6,897601	9,434184	11,10239	12,18822
94	6,614225	6,614225	8,880515	10,33243	11,2574
95	6,356264	6,356264	8,403313	9,670173	10,47023
96	6,121996	6,121996	7,968829	9,093554	9,791185
97	5,911541	5,911541	7,584177	8,583409	9,198637
98	5,717848	5,717848	7,240902	8,14052	8,682369
99	5,540722	5,540722	6,928458	7,742781	8,230337
100	5,378052	5,378052	6,649677	7,384177	7,822154
101	5,230393	5,230393	6,396127	7,065579	7,458559
101,6	5,154319	5,130393	6,296127	6,965579	7,358559
102	5,094319	5,094319	6,16596	6,774102	7,131916
103	4,970087	4,970087	5,955891	6,511252	6,837045
104	4,853353	4,853353	5,765352	6,274621	6,571452
105	4,747069	4,747069	5,587859	6,056206	6,328176
106	4,647676	4,647676	5,427919	5,857653	6,109069

107	4,554894	4,554894	5,279295	5,678469	5,906797
108	4,468596	4,468596	5,145271	5,51208	5,721926
109	4,388049	4,388049	5,018399	5,357999	5,551612
110	4,312475	4,312475	4,903677	5,217583	5,397489

Tableau 15 : Variation du (FR) en fonction de (Tg)

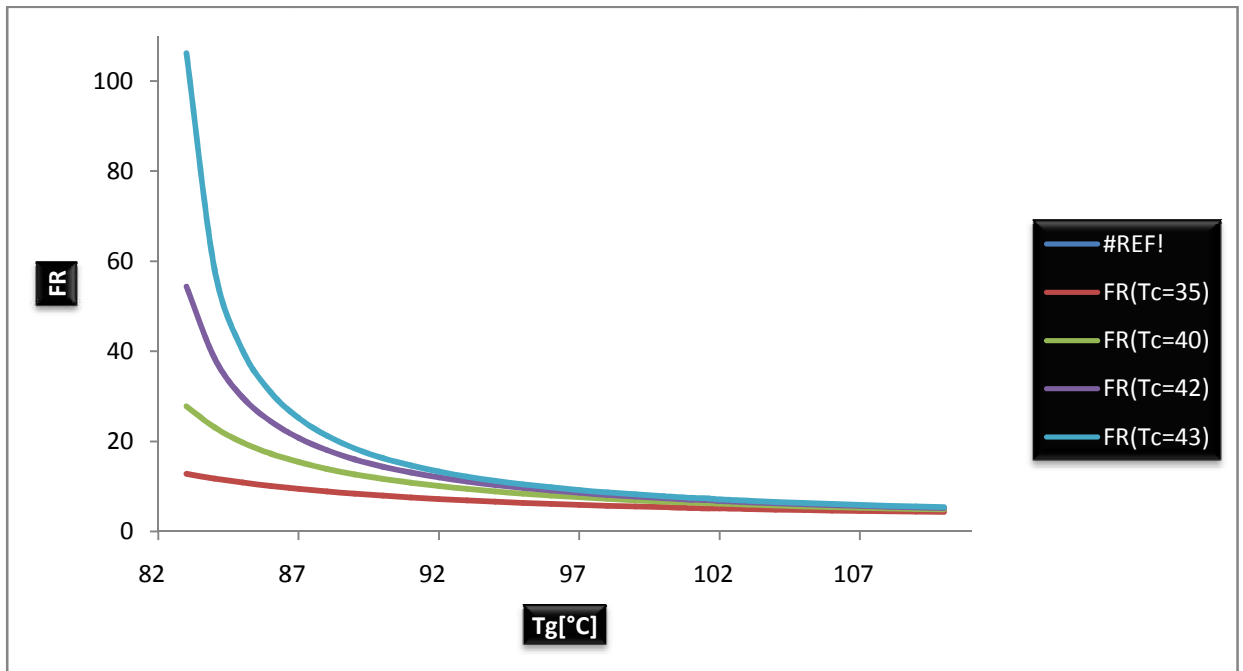


Figure 17 : Variation du (FR) en fonction de (Tg)

La figure ci-dessus montre que l’augmentation de la température de générateur (Tg) permet la diminution du taux de circulation (FR).

On constate aussi que plus la température de condensation (Tc) est importante plus la chute de (FR) est considérable est cela pour des températures (Tg) relativement basse (au dessous de 80°C) pour des températures de (Tg) élevé la diminution du (FR) est très limité et ce dernier peut être considéré constant.

Cette diminution du (FR) est expliquée par l’augmentation de la solution concentrée suite à l’élévation de (Tg), ce qui permet l’augmentation de la plage de dégazage (ΔX) et par conséquent la diminution du (FR).

Pour le cas de HENKEL Pour le cas de HENKEL, la diminution de la température du générateur (T_g) de (101.6 à 82.4) permet la diminution du (FR).

Pour des températures (T_e , T_a , T_c) considérée constant le taux moyen d'augmentation du FR est de (64.19)%.

Donc la diminution du (T_g) agit d'une manière directe sur (FR), l'augmentation remarquable du (FR) de l'unité de HENKEL est due essentiellement à la diminution de (T_g).

IV.3.2.2) L'effet de (T_c) sur le FR

On fixe la température d'évaporation (T_e) à 5°C et la température de l'absorbeur (T_a) à 38.3°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température de condensation (T_c) de (36°C – 43°C) et la température de générateur (T_g) de (83°C – 101.6°C) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%.

Tc	FR (Tg=83)	FR (Tg=85)	FR (Tg=90)	FR (Tg=95)	FR (Tg=101,6)
36	14,3816	11,96114	8,499011	6,675925	5,325644
37	16,35567	13,27282	9,12317	7,034172	5,525248
38	18,98305	14,91388	9,841592	7,436435	5,743833
39	22,63116	17,03683	10,68394	7,892056	5,987435
40	28,13371	19,89528	11,69441	8,407615	6,257362
41	37,20381	23,93139	12,92053	9,007178	6,556118
42	55,53622	30,11387	14,44137	9,693333	6,888946
43	110,3587	40,84131	16,39435	10,49743	7,262075

Tableau 16 : Variation du (FR) en fonction de (T_c)

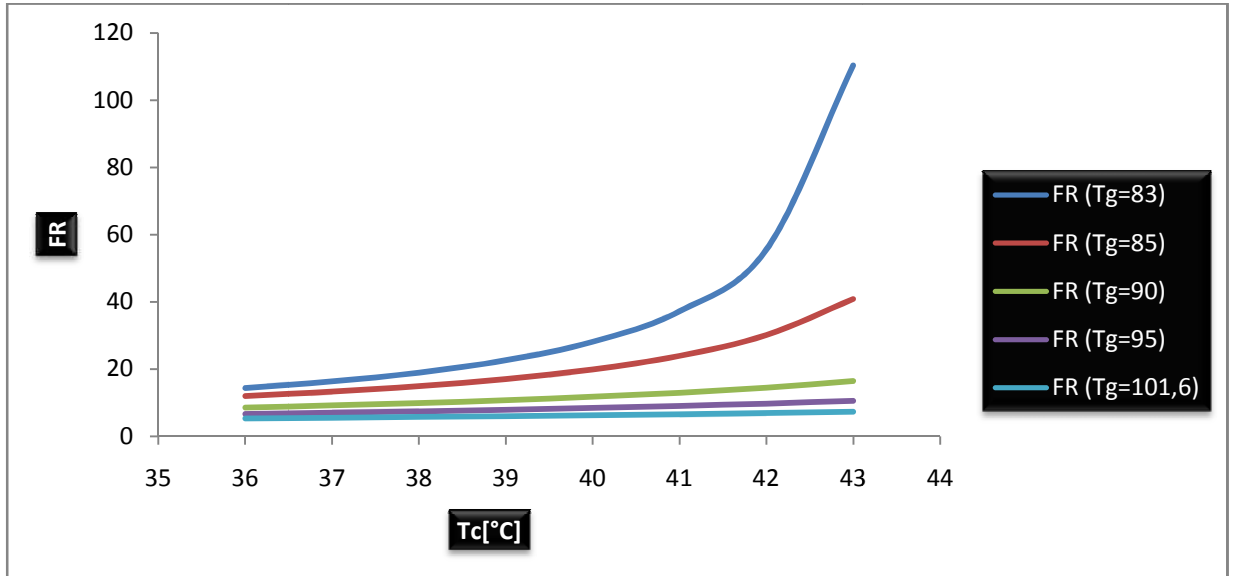


Figure 18 : Variation du (FR) en fonction de (Tg)

L'augmentation de la température de condensation (T_c) permet l'augmentation du taux de circulation comme elle indique la figure ci-dessus.

Plus la valeur de la température de générateur (T_g) est basse plus l'augmentation du (FR) est remarquable.

Cette diminution du (FR) peut être expliquée par la diminution de la plage du dégazage (ΔX), cette diminution est due à la réduction de la valeur de la solution concentrée (X_c) suite à l'augmentation de la haute pression (P_h).

Pour une diminution d' (1°C) de (T_c) de (43 à 42 $^\circ\text{C}$) et pour des valeurs de (T_e , T_g , T_a , Eff) constantes le taux moyen de diminution du FR est de (3.37%).

Pour notre cas la température de condensation (T_c) n'a pas d'influence sur (FR) mais si la chute de (T_c) était importante la diminution de (FR) sera dans ce cas la intéressante.

IV.3.2.3 L'effet de (T_a) sur le FR

On fixe la température d'évaporation (T_e) à 5°C et la température de condensation à (T_c) à 43°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la

température d'absorption (T_a) de ($30^{\circ}\text{C} - 39^{\circ}\text{C}$) et la température de générateur (T_g) de ($83^{\circ}\text{C} - 101.6^{\circ}\text{C}$) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%.

Ta	FR (Tg=83)	FR (Tg=85)	FR (Tg=90)	FR (Tg=95)	FR (Tg=101,6)
30	11,75858	10,07198	7,51895	6,074051	4,906271
31	13,24963	11,12795	8,069175	6,414499	5,11528
32	15,13806	12,40769	8,695145	6,788835	5,339034
33	17,61184	13,99366	9,414927	7,2031	5,579559
34	20,97655	16,00129	10,24759	7,662033	5,837703
35	25,89215	18,66183	11,23498	8,17993	6,119029
36	33,68135	22,32512	12,41555	8,764575	6,424572
37	48,08149	27,74772	13,86613	9,435995	6,760652
38	83,58673	36,57364	15,68707	10,21333	7,131285
39	315,6217	53,52252	18,04648	11,12581	7,542975

Tableau 17 : Variation du (FR) en fonction de (T_a)

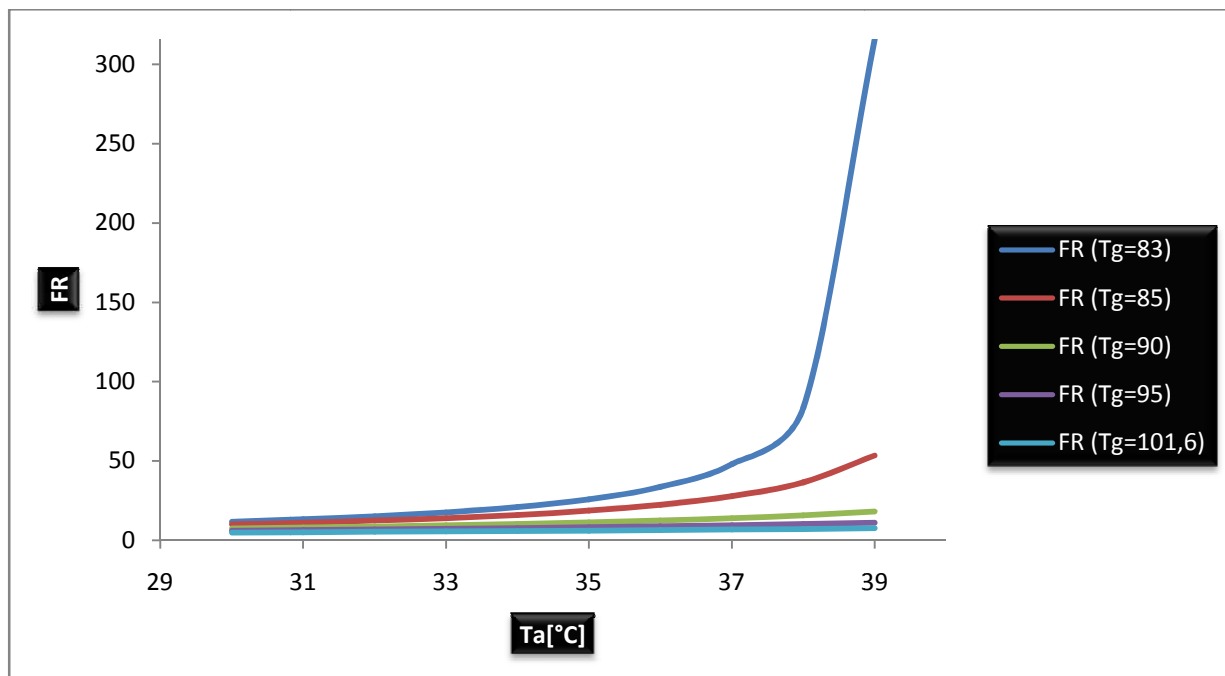


Figure 19 : Variation du (FR) en fonction de (T_a)

Le taux de circulation (FR) à des valeurs presque constantes pour des températures d'absorption (T_a) basse comme la figure ci-dessus l'indique, pour des températures (T_a) supérieur à (33°C) on constate l'augmentation du (FR).

Cette augmentation est beaucoup plus importante pour des températures de générateur (T_g) basse.

Cela est expliqué par la diminution de la plage du dégazage (ΔX), qui est due à la réduction de la valeur de la solution diluée (X_d) suite à l'augmentation de (T_a).

Pour une augmentation d' (1°C) de (T_a) de (38 à 39°C) et pour des valeurs de (T_c , T_g , T_e , Eff) constantes le taux moyen d'augmentation du FR est de (3.28%).

Pour notre cas l'augmentation de (T_a) n'avait pas de grande d'influence sur le FR mais si cette augmentation était importante l'augmentation du FR sera remarquable.

IV.3.2.4 L'effet de (T_e) sur le FR

On fixe la température de condensation (T_c) à 43°C et la température de l'absorbeur (T_a) à 38.3°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température d'évaporation (T_e) de (5°C – 15°C) et la température de générateur (T_g) de (83°C – 101.6°C) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70% .

Te	FR (Tg=83)	FR (Tg=85)	FR (Tg=90)	FR (Tg=95)	FR (Tg=101,6)
5	106,2217	40,26776	16,31318	10,47023	7,259789
6	51,30505	28,77376	14,11446	9,550178	6,825167
7	33,8242	22,38616	12,43858	8,779016	6,439775
8	25,16781	18,28794	11,10727	8,117354	6,0925
9	20,03663	15,45649	10,03277	7,548095	5,780571
10	16,61301	13,3649	9,139107	7,048455	5,496134
11	14,16959	11,75901	8,385316	6,60708	5,236116
12	12,32862	10,48048	7,737395	6,212135	4,996144
13	10,89038	9,437449	7,173937	5,856298	4,773755
14	9,732409	8,567798	6,67795	5,533051	4,566447
15	8,77488	7,827558	6,235524	5,23643	4,371617

Tableau 18 : Variation du (FR) en fonction de (T_e)

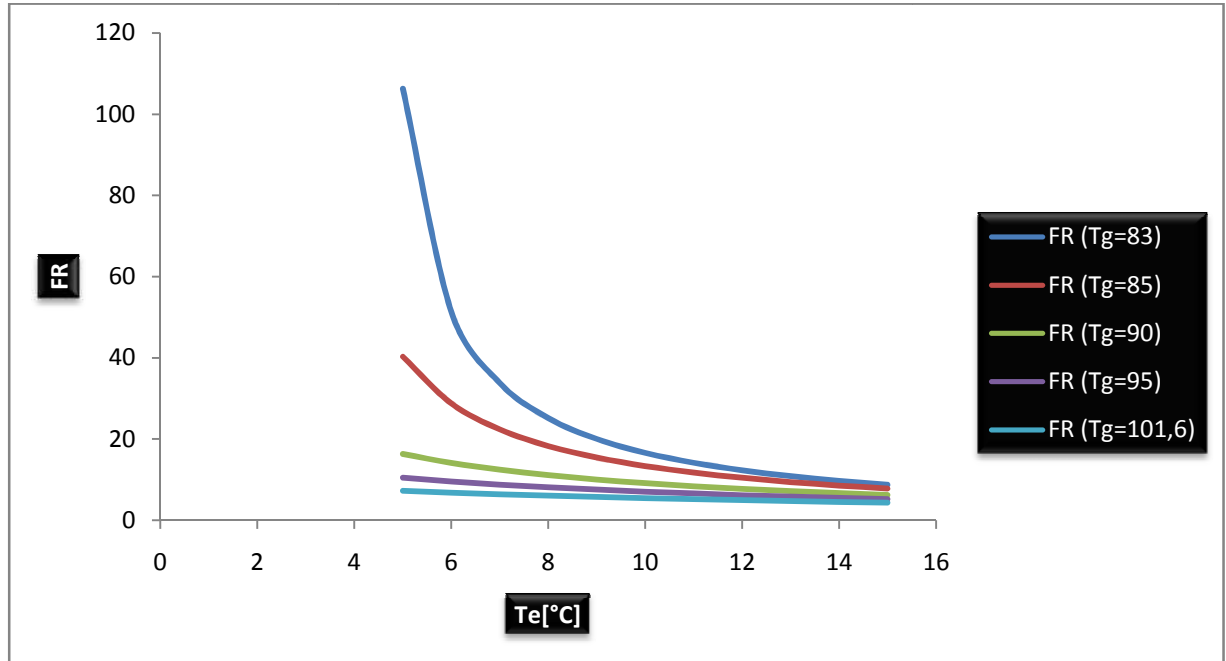


Figure 20 : Variation du (FR) en fonction de (Te)

La figure ci-dessous montre l'effet négatif de l'augmentation de la température d'évaporation (Te) sur la valeur du taux de circulation (FR).

Cette diminution est importante pour des températures de générateur (Tg) basse, pour des températures de (Te) élevé le (FR) devient presque constant quelque soit la valeur de (Tg).

L'augmentation de (Te) permet l'augmentation de la basse pression (P_b) donc, l'élévation de la solution diluée et par conséquent la plage de dégazage (ΔX), ce qui explique la diminution de (FR).

Pour une augmentation de (7.3°C) de (Te) de (5 à 12.3°C) et pour des valeurs de (Tc, Tg, Ta, Eff) constantes le taux moyen de diminution du FR est de (26.56 %).

L'augmentation de (Te) est l'un des paramètres qui permet la diminution du (FR).

Ce taux de diminution est relativement bas par rapport au taux d'augmentation du (FR) de la machine de HENKEL.

La figure ci-dessous montre la contribution de chaque température dans la variation du (FR).

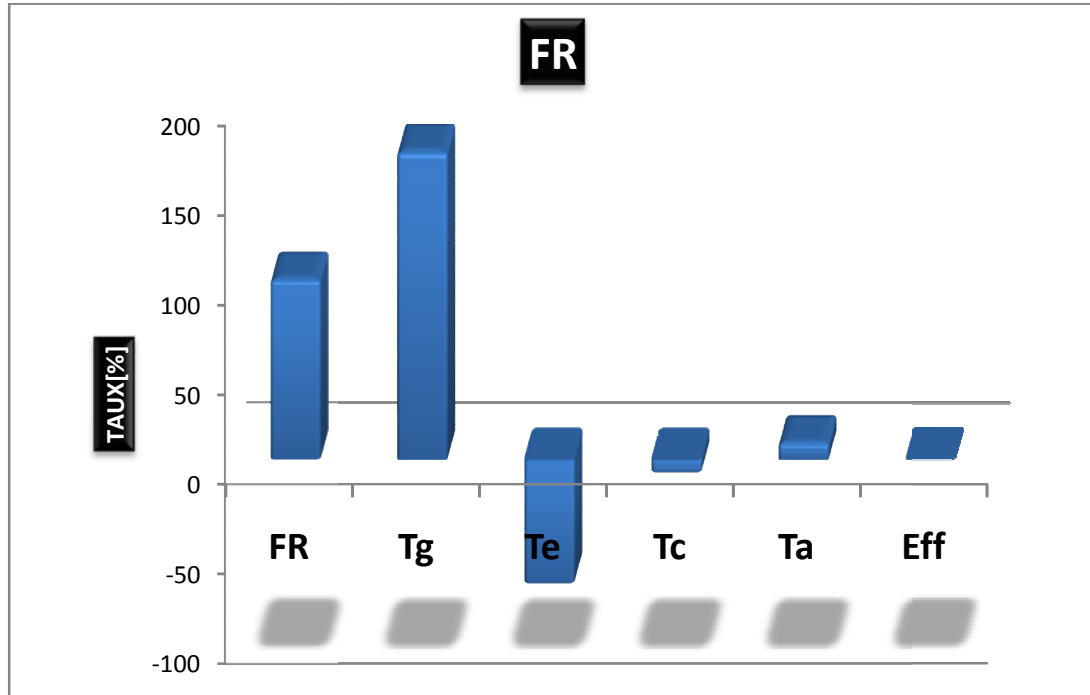


Figure 21 : la contribution de chaque température dans la variation du (FR).

Donc l'augmentation du (FR) de la machine de HENKEL (7,25 à 11,62) soit (37,54 %) d'augmentation de (FR) est due essentiellement à

- Une diminution de (Tg) de (101.6 à 82.4 °C) soit une augmentation égale à (64,19%) du (FR).

L'influence d'autre paramètre est très limitée comme

- L'augmentation de (Te) de (5 à 12,3 °C) soit une diminution égale à (26,25 %) du FR.
- la diminution de (Tc) de (43 à 42 °C) soit une diminution égale à (3,37%) du (FR).

L'augmentation de (Ta) de (38 à 39 °C) soit une augmentation égale à (3,28 %) du (FR).

- L'efficacité de l'échangeur de solution n'a pas d'effet sur la valeur du (FR).

IV.3.3) L'efficacité du système (η)IV.3.3.1) L'effet de l'efficacité de l'échangeur sur l'efficacité du système (η)

Pour des températures (T_a , T_e , T_c) connus et une valeur de (T_g) variable on va étudier l'effet de l'efficacité d'échangeur de solution sur l'efficacité du système (η)

Pour $T_a=38.3$, $T_c= 43$ et $T_e=5$ on obtient les résultats suivants :

Eff%	η (Tg=83)	η (Tg=85)	η (Tg=90)	η (Tg=95)	η (Tg=101,6)
0%	0,1999633	0,3721822	0,5049701	0,5257753	0,5131465
10%	0,2169568	0,3946687	0,5232768	0,5396628	0,5232012
20%	0,2370925	0,420036	0,5429654	0,5543159	0,5336662
30%	0,2613182	0,4488598	0,5641846	0,569787	0,5445559
40%	0,2910037	0,4818779	0,5871031	0,586132	0,5558842
50%	0,3282067	0,5200533	0,6119145	0,603411	0,5676637
60%	0,376165	0,5646654	0,6388406	0,6216873	0,5799053
70%	0,4402838	0,6174537	0,6681376	0,6410287	0,5926182
80%	0,5303182	0,680842	0,7001025	0,6615065	0,6058092

Tableau 19 : Variation du (η) en fonction de (Eff)

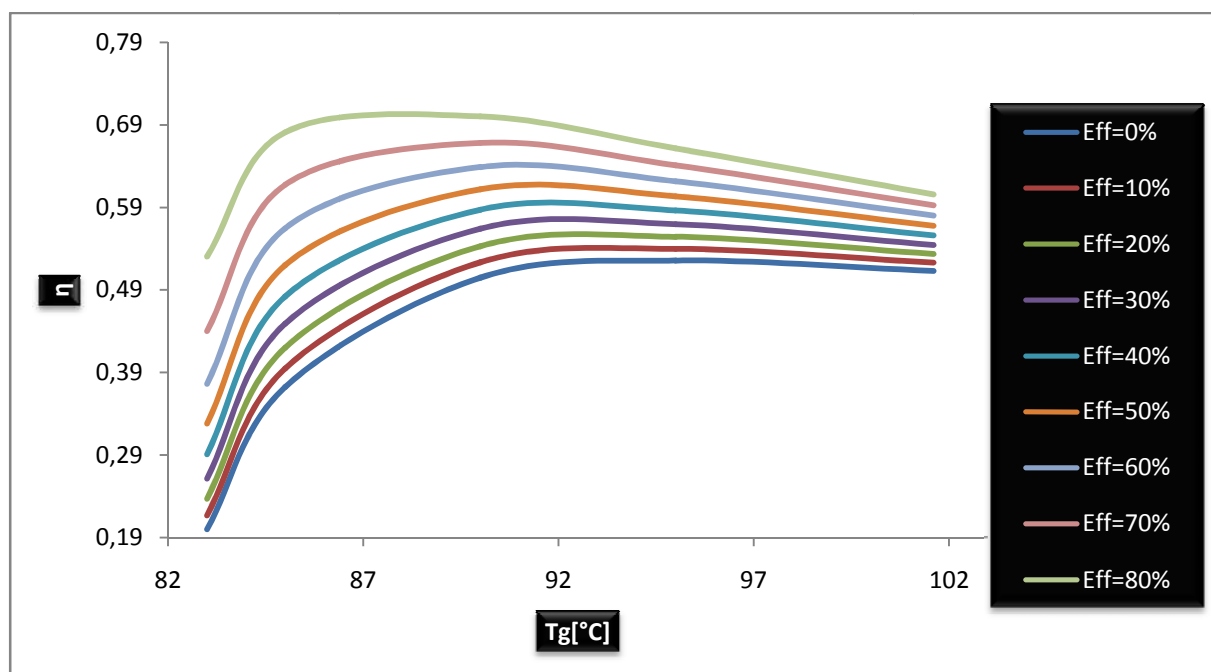


Figure 22 : Variation du (η) en fonction de (Eff)

L'échangeur de solution est indispensable pour chaque machine à absorption ce qui explique son effet sur l'efficacité du système (η)

Pour une température de générateur (T_g) fixe l'augmentation de l'efficacité de l'échangeur de solution permet l'augmentation de (η) ce qui confirme son rôle majeur dans l'installation.

Pour chaque valeur de (Eff) l'efficacité du système (η) augmente on augmentant (T_g) puis il commence à se stabiliser après un petit décroissement (à partir de 92°C), et c'est le même effet de l'augmentation de (Eff) sur le (COP) sachant que la valeur de (Eff) n'a pas d'influence sur le (COPc) ce qui explique cette augmentation, décroissement et stabilité.

Pour le cas de HENKEL, l'augmentation de l'efficacité de l'échangeur de solution de 0,59 à 0,65 permet l'augmentation du (η).

Pour des températures (T_e , T_a , T_c) considérées constantes le taux moyen d'augmentation du (η) est de (0,58)%.

Ce taux moyen pourrait être beaucoup plus important pour une augmentation sérieuse de (Eff).

IV.3.3.2) L'effet de la température du générateur (T_g) sur l'efficacité du système (η)

On fixe la température d'évaporation (T_e) à 5°C et la température de l'absorbeur (T_a) à 38.3°C , donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température de condensation (T_c) de ($30^\circ\text{C} - 43^\circ\text{C}$) et la température de générateur (T_g) de ($83^\circ\text{C} - 110^\circ\text{C}$) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%

Les résultats sont donnés dans le tableau ci-dessous :

Tg	η (Tc=30)	η (Tc=35)	η (Tc=40)	η (Tc=42)	η (Tc=43)
83	0,5384346	0,6404688	0,6606886	0,5805841	0,4489294
84	0,5306713	0,6312343	0,6682522	0,6284199	0,5654998
85	0,522686	0,6217358	0,6700471	0,6527036	0,6199421
86	0,5146515	0,6121788	0,6682801	0,664536	0,6478193
87	0,5066083	0,6026114	0,6642227	0,6693492	0,6619772
88	0,4986289	0,5931199	0,6586127	0,6698011	0,6683513
89	0,4907273	0,5837209	0,6520099	0,6675081	0,6700345
90	0,4830161	0,5745484	0,6447652	0,6632814	0,6685979
91	0,4754348	0,5655304	0,6370757	0,6578287	0,6650466
92	0,4680265	0,5567183	0,6291417	0,6515464	0,6602567
93	0,460797	0,5481188	0,621062	0,6446845	0,654471
94	0,4537501	0,5397364	0,6129343	0,6374575	0,6480517
95	0,4468948	0,5315821	0,6047676	0,6299891	0,6411759
96	0,4402283	0,5236523	0,5967104	0,6223892	0,6340289
97	0,4337447	0,51594	0,5887261	0,6147498	0,6267204
98	0,4274525	0,5084555	0,5808476	0,6070659	0,6193009
99	0,4213459	0,5011916	0,5731135	0,5994406	0,6118309
100	0,4154225	0,4941458	0,5655097	0,5918981	0,6044091
101	0,4096749	0,4873089	0,5580643	0,5844326	0,5970282
101,6	0,4061026	0,4836807	0,55478	0,5790969	0,5917228
102	0,4041026	0,4806807	0,55078	0,5770969	0,5897228
103	0,3986987	0,4742528	0,5436642	0,5698815	0,5825142
104	0,3934651	0,4680274	0,5367142	0,5627941	0,5754113
105	0,3883889	0,4619892	0,5299463	0,5558621	0,5684407
106	0,3834708	0,4561392	0,523341	0,5490757	0,5615929
107	0,3787051	0,4504704	0,5169131	0,5424335	0,5548931
108	0,3740853	0,4449751	0,5106465	0,5359548	0,5483358
109	0,3696069	0,439648	0,5045589	0,5296368	0,5419282
110	0,3652658	0,4344842	0,4986283	0,5234704	0,5356606

Tableau 20 : Variation du (η) en fonction de (Tg)

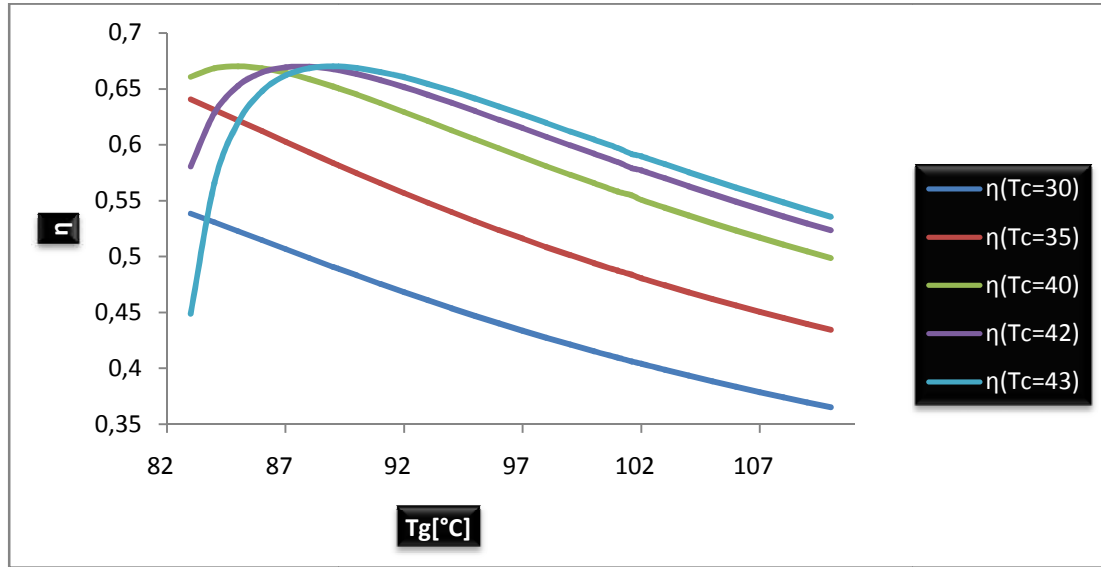


Figure 23 : Variation du (η) en fonction de (T_g)

Comme elle la montre la figure ci-dessus l'augmentation de la température de générateur (T_g) à un effet négatif sur l'efficacité du système (η).

Cette diminution est l'effet direct de l'augmentation rapide du (COP_c) par rapport à l'augmentation de (COP) ;

Contrairement à (T_g) la température de condensation (T_c) à un effet positif sur l'efficacité du système(η).

Plus (T_c) augmente plus le (COP_c) diminue aussi rapide que (COP) ce qui permet l'augmentation de (η).

Pour une diminution de ($19,2^\circ\text{C}$) de (T_g) de (101.6 à 82.4 °C) et pour des valeurs de (T_e , T_c , T_a , Eff) constantes le taux moyen d'augmentation du (η) est de ($29,25$ %).

Ce taux moyen peut nous donné une idée sur l'influence majeur de la température (T_g) sur l'efficacité du système (η).

IV.3.3.3) L'effet de la température de condensation (T_c) sur l'efficacité du système (η)

On fixe la température d'évaporation (T_e) à 5°C et la température de l'absorbeur (T_a) à 38.3°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la

température de condensation (T_c) de ($36^{\circ}\text{C} - 43^{\circ}\text{C}$) et la température de générateur (T_g) de ($83^{\circ}\text{C} - 101.6^{\circ}\text{C}$) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%.

T_c	η ($T_g=83$)	η ($T_g=85$)	η ($T_g=90$)	η ($T_g=95$)	η ($T_g=101,6$)
36	0,6528124	0,635983	0,5902311	0,5470395	0,4977732
37	0,6625741	0,6486478	0,6052373	0,5621475	0,512061
38	0,6684176	0,6590897	0,6194444	0,5768527	0,526163
39	0,6685387	0,6664441	0,6326495	0,5910777	0,5400411
40	0,6592335	0,6693608	0,6445569	0,6047485	0,5536673
41	0,6341673	0,6656939	0,654834	0,6177043	0,5670062
42	0,5765212	0,6512638	0,6629713	0,6298707	0,5800097
43	0,4402838	0,6174538	0,6681376	0,6410287	0,5926182

Tableau 21 : Variation du (η) en fonction de (T_c)

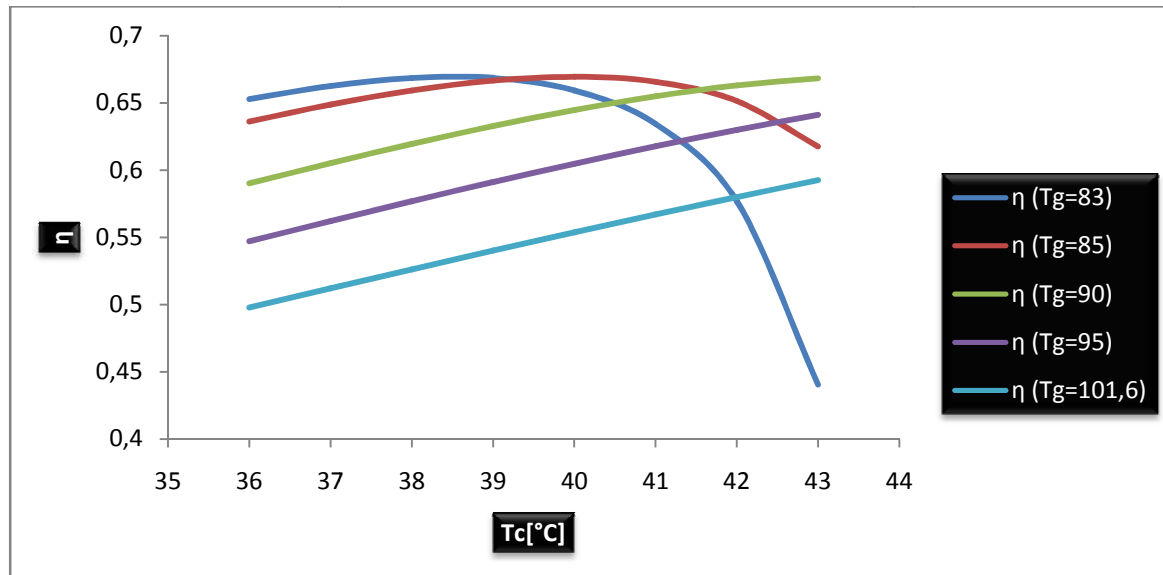


Figure 24 : Variation du (η) en fonction de (T_c)

La température de condensation (T_c) a un effet positif sur l'efficacité du système (η) comme elle l'indique la figure précédente.

Plus (T_c) augmente plus le (COP_c) diminue aussi rapide que (COP) ce qui permet l'augmentation de (η).

Pour une diminution d' (1°C) de (T_c) de (43 à 42°C) et pour des valeurs de (T_e , T_g , T_a , Eff) constantes le taux moyen de diminution de l'efficacité de système (η) est de ($2,12\%$).

Pour le cas de HENKEL la température de condensation n'influe pas sur le (η), cependant, si la diminution de (T_c) était plus importante la diminution du (η) sera remarquable.

IV.3.3.4 L'effet de la température d'absorption (T_a) sur l'efficacité du système (η)

On fixe la température d'évaporation (T_e) à 5°C et la température du condenseur (T_c) à 43°C , et on fait varier la température du générateur (T_g) de ($83^\circ\text{C} - 101,6^\circ\text{C}$) et la température de l'absorbeur (T_a) de ($30^\circ\text{C} - 39^\circ\text{C}$) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70% .

T_a	η (T_g=83)	η (T_g=85)	η (T_g=90)	η (T_g=95)	η (T_g=101,6)
30	0,6810676	0,6668615	0,6272259	0,5883591	0,5421129
31	0,6844564	0,6720413	0,6337186	0,5946956	0,5477591
32	0,6860603	0,6763445	0,6401071	0,6011138	0,5535394
33	0,6849629	0,6793522	0,6463026	0,6075891	0,559449
34	0,6798071	0,6805286	0,6522364	0,6141244	0,5655064
35	0,6677374	0,678727	0,6576622	0,6206235	0,5716647
36	0,6439809	0,6724676	0,66243	0,6270858	0,577952
37	0,5972266	0,658656	0,6661381	0,6333973	0,5843281
38	0,498059	0,6316099	0,6683241	0,6394808	0,5907891
39	0,2317629	0,5783023	0,6682178	0,6451996	0,5973118

Tableau 22 : Variation du (η) en fonction de (T_a)

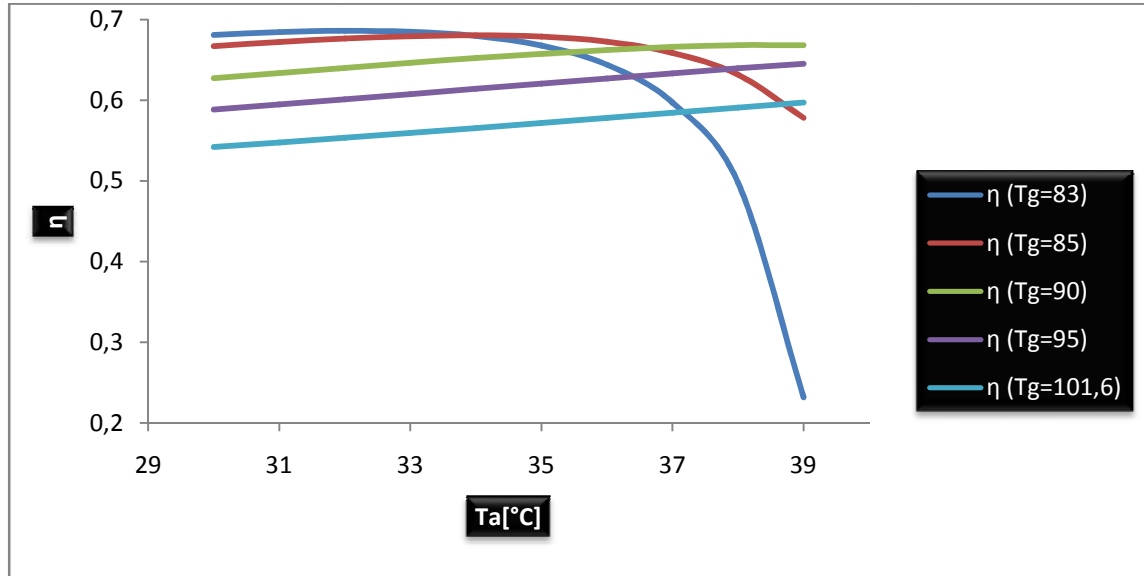


Figure 25 : Variation du (η) en fonction de (T_a)

La figure ci-dessus montre l'effet positif de l'augmentation de la température d'absorption sur l'efficacité du système (η), ce dernier et pour une valeur constante de (T_g), augmente régulièrement lors de l'augmentation de (T_a), puis une diminution pour des valeurs de (T_a) relativement haute.

On signale ici la diminution du (COP) et de (COP_c) bien que le taux de diminution du (COP_c) est élevé par rapport à celui du (COP)

Pour une augmentation d' (1°C) de (T_a) de (38 à 39 °C) et pour des valeurs de (T_c , T_g , T_e , Eff) constantes le taux moyen d'augmentation du (η) est de (0,93%).

Pour notre cas l'augmentation de (T_a) n'avait pas de grande d'influence sur l'efficacité du système (η) mais si cette augmentation était importante l'augmentation de (η) sera remarquable.

IV.3.3.5) L'effet de la température de l'évaporateur (T_e) sur (η)

On fixe la température de condensation (T_c) à 43°C et la température de l'absorbeur (T_a) à 38.3°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température d'évaporation (T_e) de (5°C – 15°C) et la température de générateur (T_g) de (83°C – 101.6°C) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%.

Te	η (Tg=83)	η (Tg=85)	η (Tg=90)	η (Tg=95)	η (Tg=101,6)
5	0,4489294	0,6199421	0,6685979	0,6411759	0,5926284
6	0,5898743	0,6562743	0,6639845	0,6300966	0,579861
7	0,6459014	0,6711692	0,6560814	0,6179284	0,5666952
8	0,6696608	0,6747528	0,645912	0,604945	0,553222
9	0,6772741	0,6713473	0,6339731	0,5912442	0,5394448
10	0,6759928	0,6635566	0,6207571	0,5770019	0,5254377
11	0,6691234	0,6527105	0,6065152	0,5622871	0,5112138
12	0,6585996	0,6397176	0,5914827	0,5471942	0,4968138
13	0,6455088	0,6251222	0,5758035	0,5317749	0,4822551
14	0,6305601	0,6093102	0,559596	0,5160784	0,4675565
15	0,6142386	0,5925652	0,5429609	0,500151	0,4527407

Tableau 23 : Variation du (η) en fonction de (Te)

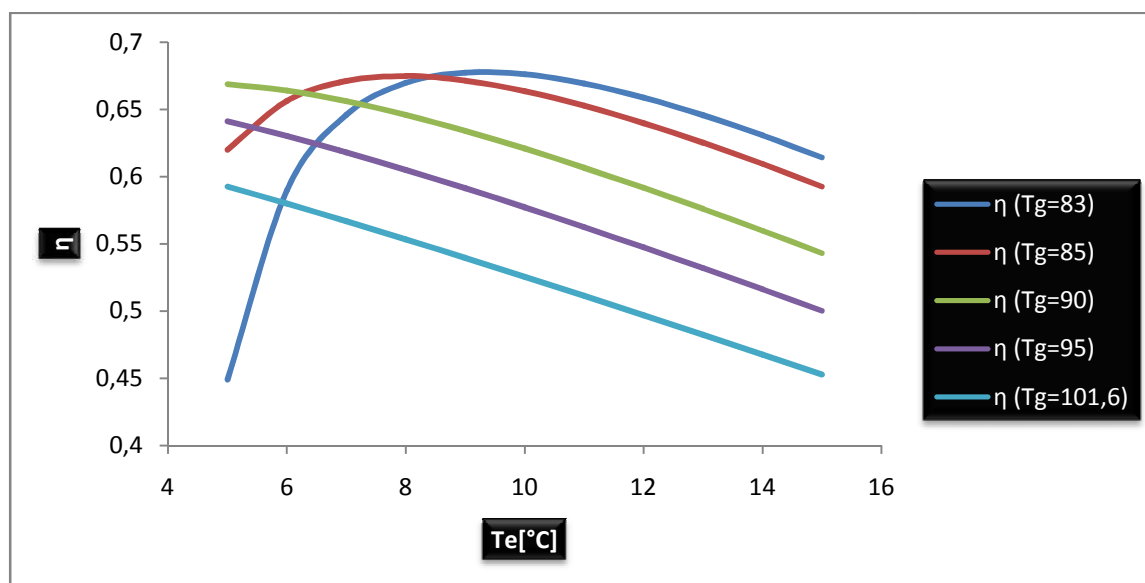


Figure26 : Variation du (η) en fonction de (Te)

Comme la figure ci-dessus nous montre plus la température d'évaporation (Te) est élevé plus l'efficacité du système (η) diminue.

L'augmentation de (T_e) permet l'augmentation du (COP) ainsi que le (COP_c) qui augmente avec une vitesse remarquable par rapport au (COP) se qui conduit (η) a une chute.

La croissance de (T_c) fait augmenté (η) se qui confirme l'analyse précédente.

Pour une augmentation de (7.3°C) de (T_e) de (5 à 12.3°C) et pour des valeurs de (T_c , T_g , T_a , Eff) constantes le taux moyen de diminution du (η) égale à ($19,25\%$).

L'augmentation de (T_e) est l'un des principaux paramètres qui ont permet une diminution considérable du (η) de la machine de HENKEL.

La figure ci-dessous montre la contribution de chaque température dans la variation du (η).

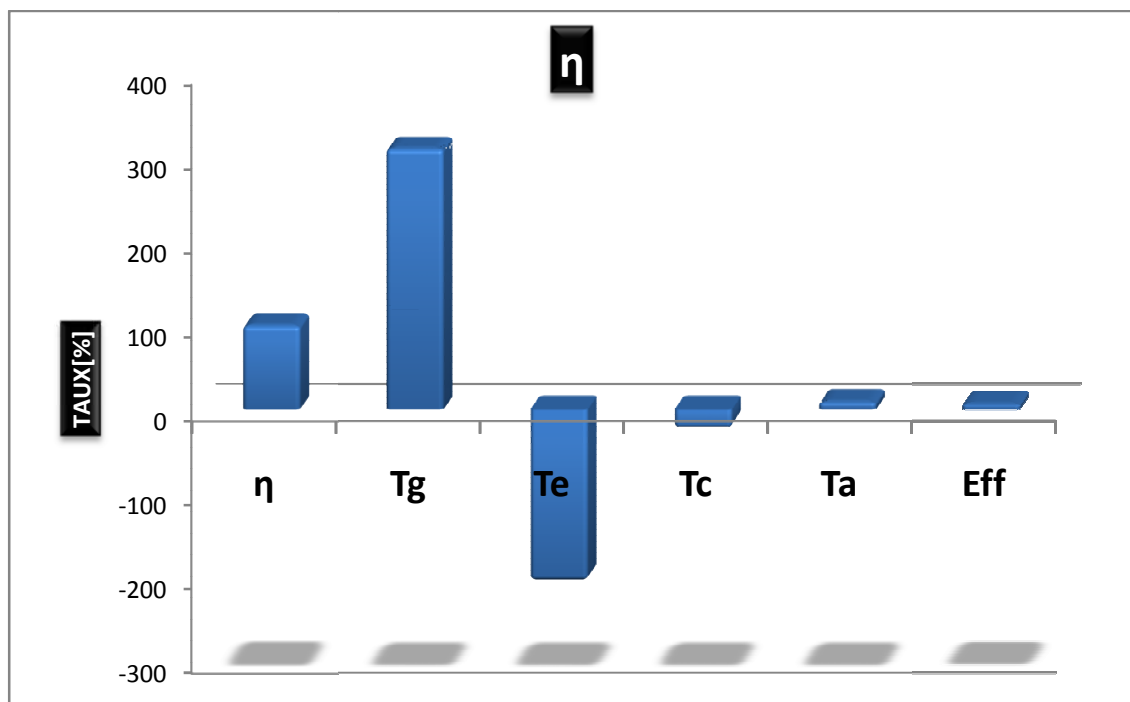


Figure27 : la contribution de chaque température dans la variation du (η).

Donc l'augmentation du (η) de la machine de HENKEL ($0,59$ à $0,65$) soit $9,39\%$ d'augmentation du (η) est due essentiellement à

- Une diminution de (T_g) de ($101,6$ à $82,4^\circ\text{C}$) soit une augmentation égale à ($29,25\%$) du (η).

L'influence d'autre paramètre est très limité tel que

- L'augmentation de (T_a) de (38 à 39 °C) soit une augmentation égale à (0,39%) du (COP).
- L'augmentation de (Eff) de (70% à 74%) soit une augmentation égale à (0,58 %) du (η).
- la diminution de (T_c) de (43 à 42 °C) soit une diminution égale à (2,12%) du (η).
- D'autre part l'augmentation de (T_e) de (5 à 12,3 °C) provoque une diminution égale à (19,25 %) du (η)

IV.3.4) le rendement exergetique(ζ)

IV.3.4.1) L'effet de l'efficacité d'échangeur de solution sur le (ζ)

Pour des températures (T_a , T_e , T_c) connus et une valeur de (T_g) variable on va étudier l'effet de l'efficacité d'échangeur de solution sur le COP.

Pour $T_a=38.3$, $T_c= 43$ et $T_e=5$ on obtient les résultats suivants :

Eff %	ζ (Tg=83)	ζ (Tg=85)	ζ (Tg=90)	ζ (Tg=95)	ζ (Tg=101,6)
0%	5,96E-02	1,22E-01	0,185473	2,05E-01	0,2095358
10%	6,32E-02	1,28E-01	0,1913439	2,10E-01	0,2133842
20%	6,73E-02	1,34E-01	0,1976	2,15E-01	0,2173797
30%	7,20E-02	1,41E-01	0,2042764	2,20E-01	0,2215269
40%	7,73E-02	1,49E-01	0,2114113	2,26E-01	0,2258296
50%	8,35E-02	1,58E-01	0,2190481	2,32E-01	0,2302914
60%	9,08E-02	1,67E-01	0,2272346	2,38E-01	0,234915
70%	9,94E-02	1,78E-01	0,2360247	2,45E-01	0,2397023
80%	1,10E-01	1,91E-01	0,2454787	2,52E-01	0,2446544

Tableau 24 : Variation du (ζ) en fonction de (Eff)

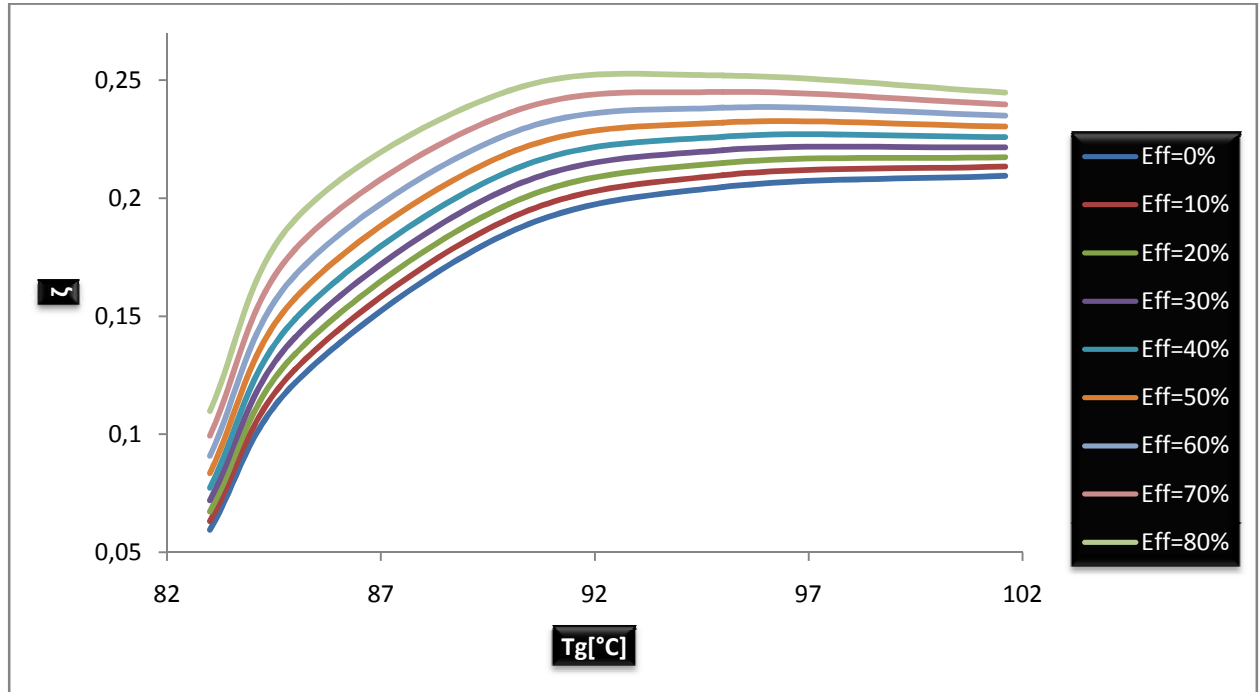


Figure 28 : Variation du (ζ) en fonction de (Eff)

Le rendement exergetique est influé par l'augmentation de l'efficacité de l'échangeur de solution (Eff), la figure ci-dessus montre qu'on atteint des valeurs de (ζ) élevé lors de l'augmentation de (Eff) pour une température de générateur (T_g) fixe.

Si on fixe l'efficacité de l'échangeur de solution (Eff) on peut constater que (ζ) augmente avec l'accroissement de (T_g) puis il se stabilise même si on augmente la valeur de (T_g) au-delà de ($T_g = 85^\circ\text{C}$).

Pour le cas de HENKEL, l'augmentation de l'efficacité de l'échangeur de solution de 70% à 74% permet l'augmentation du (ζ).

Pour des températures (T_e , T_a , T_c) considérée constant le taux moyen d'augmentation du (ζ) est de (0.58)%.

Ce taux moyen pouvait être beaucoup plus important pour une augmentation sérieuse de (Eff).

IV.3.4.2) L'effet de la température du condenseur (T_g) sur le (ζ)

On fixe la température d'évaporation (T_e) à 5°C et la température de l'absorbeur (T_a) à 38.3°C , donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la

température de condensation (T_c) de ($30^\circ\text{C} - 43^\circ\text{C}$) et la température de générateur (T_g) de ($83^\circ\text{C} - 110^\circ\text{C}$) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%

Les résultats sont donnés dans le tableau ci-dessous :

Tg	ζ Tc=30)	ζ (Tc=35)	ζ (Tc=40)	ζ (Tc=42)	ζ (Tc=43)
83	0,3011391	0,2985045	0,2286847	0,1611656	0,1021944
84	0,3008509	0,2982188	0,2405481	0,1899983	0,1495215
85	0,2999294	0,2973053	0,2487663	0,209398	0,1797079
86	0,2985779	0,2959657	0,2544487	0,2227487	0,200032
87	0,2968558	0,2942587	0,2583039	0,2321671	0,2141186
88	0,2948618	0,2922821	0,2607726	0,2388229	0,2240918
89	0,2926259	0,2900658	0,2622271	0,2435355	0,2312616
90	0,2903021	0,2877623	0,2629164	0,246728	0,2363451
91	0,2878303	0,2853121	0,2629865	0,2488331	0,2398566
92	0,2852789	0,2827831	0,2625984	0,2501043	0,2423248
93	0,2826693	0,2801963	0,2618368	0,2507106	0,2438775
94	0,2800196	0,2775697	0,2607904	0,2508085	0,2447553
95	0,2773546	0,2749281	0,2594717	0,2504931	0,2450779
96	0,2746832	0,27228	0,2580212	0,2498538	0,2449829
97	0,272008	0,2696283	0,2564136	0,2489709	0,2445564
98	0,2693534	0,2669969	0,2546868	0,2478432	0,2438401
99	0,2667215	0,264388	0,2528854	0,2465652	0,2428861
100	0,2641197	0,261809	0,2510029	0,2451644	0,2417819
101	0,2615474	0,2592592	0,2490743	0,2436412	0,2405269
101,6	0,260145	0,2577484	0,2481096	0,2429499	0,2399561
102	0,2590145	0,2567484	0,2471096	0,2420499	0,2391561
103	0,2565202	0,254276	0,2451235	0,2403881	0,2376936
104	0,2540765	0,2518536	0,2431202	0,2386685	0,2361527
105	0,251674	0,2494721	0,2411239	0,2369236	0,2345636
106	0,2493218	0,2471406	0,2391211	0,2351499	0,2329223
107	0,2470197	0,2448585	0,2371338	0,2333518	0,2312586
108	0,2447663	0,2426249	0,235152	0,2315542	0,2295726
109	0,2425624	0,2404402	0,2332005	0,2297601	0,2278766
110	0,2404086	0,2383054	0,2312631	0,2279661	0,2261664

Tableau 25 : Variation du (ζ) en fonction de (T_g)

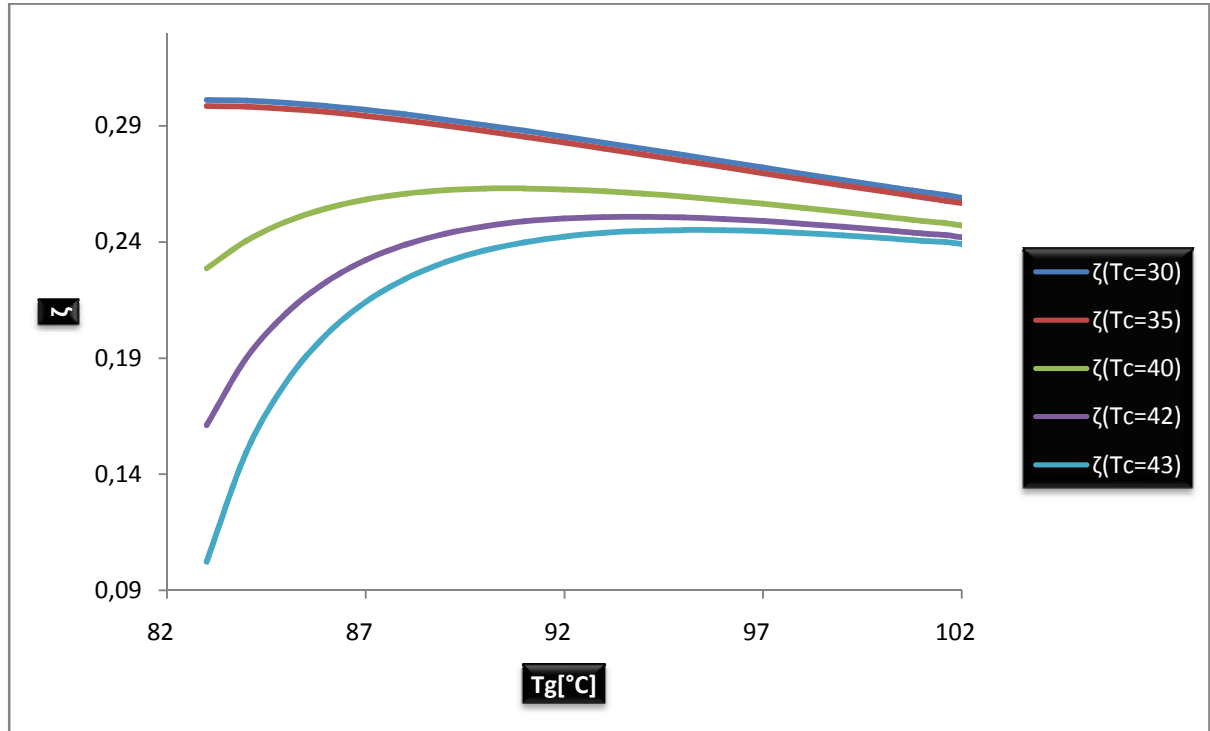


Figure 29 : Variation du (ζ) en fonction de (T_g)

Le rendement exergetique (ζ) augmente avec l'augmentation de (T_g), arrivant à des valeurs de (T_g) (au delà de 90°C) les choses commencent à changer et plus on augmente (T_g) plus le rendement exergetique diminue.

On peut constater que le rendement exergetique (ζ) augmente pour des températures de générateur basse, d'autre part le (COP) augmente aussi pour ces mêmes températures, pour les valeurs élevées de (T_g) le (COP) devient de plus en plus stable donc le rendement exergetique (ζ) se diminue.

On peut remarquer que le rendement exergetique (ζ) a des valeurs meilleures pour des températures de condensation (T_c) basses, l'influence de (T_c) sur le (COP) est le (COP_c) semble la raison de cette augmentation de (ζ) par rapport à l'augmentation de (T_c).

Pour une diminution de ($19,2^\circ\text{C}$) de (T_g) de ($101,6$ à $82,4^\circ\text{C}$) et pour des valeurs de ($T_e, T_c, T_a, \text{Eff}$) constantes le taux moyen d'augmentation du (ζ) est de ($11,15\%$).

Ce taux moyen peut nous donné une idée sur l'influence majeur de la température (Tg) sur le rendement exergetique (ζ).

IV.3.4.3) L'effet de la température d'absorption (Tc) sur le (ζ)

On fixe la température d'évaporation (Te) à 5°C et la température de l'absorbeur (Ta) à 38.3°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température de condensation (Tc) de (36°C – 43°C) et la température de générateur (Tg) de(83°C – 101.6°C) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%.

Tc	ζ (Tg=83)	ζ (Tg=85)	ζ (Tg=90)	ζ (Tg=95)	ζ (Tg=101,6)
36	0,2894892	0,2905523	0,2839454	0,2724341	0,256058
37	0,2787685	0,2827066	0,2796279	0,2696753	0,2542367
38	0,2655905	0,2733867	0,2747493	0,2666251	0,2522875
39	0,2491266	0,2621286	0,2691818	0,2632318	0,2501785
40	0,2277599	0,2482797	0,2627459	0,2594544	0,2478921
41	0,1994288	0,2309468	0,2552707	0,2551821	0,2454061
42	0,159316	0,2085554	0,2464989	0,250395	0,2426886
43	0,09939983	0,1784553	0,2360247	0,2449614	0,2397023

Tableau 26 : Variation du (ζ) en fonction de (Tc)

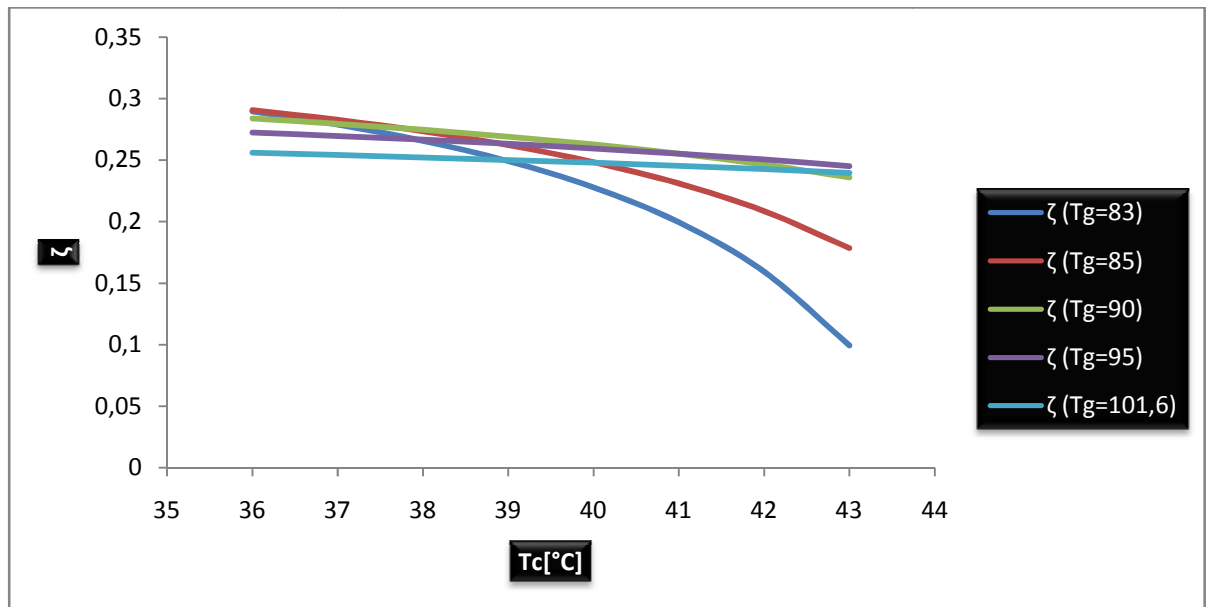


Figure 30 : Variation du (ζ) en fonction de (Tc)

On peut remarquer que le rendement exergetique (ζ) prend des valeurs meilleures pour des températures de condensation (T_c) basses, l'influence de (T_c) sur le (COP) est le (COP_c) semble la raison de cette augmentation de (ζ) par rapport à l'augmentation de (T_c).

Pour une diminution d' ($1^\circ C$) de (T_c) de (43 à 42 $^\circ C$) et pour des valeurs de (T_e , T_g , T_a , Eff) constantes le taux moyen d'augmentation du rendement exergetique (ζ) est de (0,87 %).

Pour le cas de HENKEL la température de condensation n'influe pas sur le (ζ), cependant, si la diminution de (T_c) était plus importante l'augmentation du (ζ) sera remarquable.

IV.3.4.4) L'effet de la température d'absorption (T_a) sur le (ζ)

On fixe la température d'évaporation (T_e) à $5^\circ C$ et la température de condensation à (T_c) à $43^\circ C$ et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température d'absorption (T_a) de ($30^\circ C - 39^\circ C$) et la température de générateur (T_g) de ($83^\circ C - 101.6^\circ C$) avec une efficacité d'échangeur de solution égale à 70%.

T_a	ζ (T_g=83)	ζ (T_g=85)	ζ (T_g=90)	ζ (T_g=95)	ζ (T_g=101,6)
30	0,2832731	0,2843521	0,2788418	0,268567	0,2533149
31	0,2752029	0,2783569	0,2754969	0,2663965	0,2518957
32	0,2657253	0,2715152	0,2718587	0,2641058	0,2504368
33	0,2543656	0,2635864	0,2678645	0,2616724	0,2489298
34	0,240509	0,2542971	0,2634674	0,2590905	0,2473795
35	0,2228955	0,2430522	0,2585102	0,2562927	0,2457526
36	0,1998479	0,2292198	0,2529082	0,2532713	0,2440583
37	0,1678976	0,2115246	0,2464318	0,2499502	0,2422665
38	0,1205374	0,1880347	0,2388469	0,2462787	0,2403685
39	0,04244234	0,1551028	0,2297813	0,2421732	0,2383437

Tableau 27 : Variation du (ζ) en fonction de (T_a)

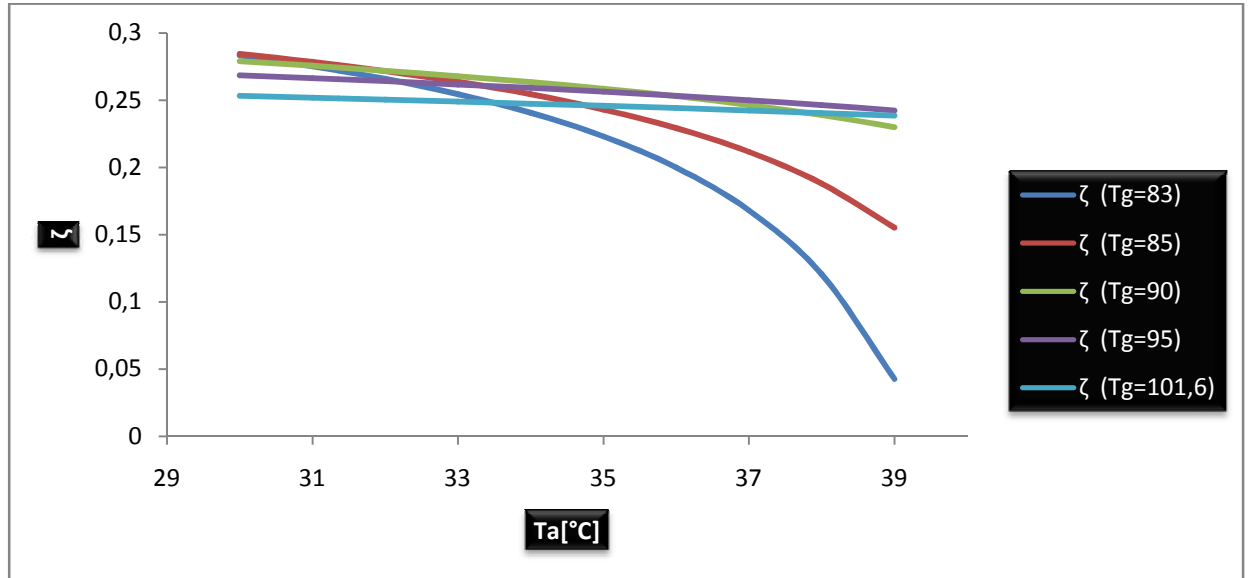


Figure 31 : Variation du (ζ) en fonction de (T_a)

La figure ci-dessus montre que plus la température d’absorption (T_a) est élevée plus le rendement exergetique (ζ) est bas, pour des températures de générateur (T_g) relativement basse la différence entre les valeurs de (ζ) est très remarquable cette différence commence à se réduire pour des températures (T_g) de plus en plus élevée.

Pour une augmentation d’ (1°C) de (T_a) de (38 à 39 $^\circ\text{C}$) et pour des valeurs de (T_c , T_g , T_e , Eff) constantes le taux moyen de diminution du (ζ) est de (0,35 %).

Pour notre cas, et malgré l’augmentation médiocre de (T_a) mais son influence sur le rendement exergetique (ζ) était remarquable.

IV.3.4.5) L’effet de la température de l’évaporateur (T_e) sur le (ζ)

On fixe la température de condensation (T_c) à 43°C et la température de l’absorbeur (T_a) à 38.3°C et donc la concentration riche en fluide frigorigène, et on fait varier la température d’évaporation (T_e) de ($5^\circ\text{C} - 15^\circ\text{C}$) et la température de générateur (T_g) de ($83^\circ\text{C} - 101.6^\circ\text{C}$) avec une efficacité d’échangeur de solution égale à 70%.

T_e	ζ ($T_g=83$)	ζ ($T_g=85$)	ζ ($T_g=90$)	ζ ($T_g=95$)	ζ ($T_g=101,6$)
5	0,1021944	0,1797079	0,2363451	0,2450779	0,2397114
6	0,1548596	0,1987683	0,233408	0,2370264	0,2297954
7	0,1810506	0,2072762	0,228035	0,2280312	0,2194932
8	0,193464	0,2093355	0,2208886	0,2182968	0,2088748

9	0,1975129	0,2069767	0,2123194	0,2079171	0,1979586
10	0,1963088	0,2016041	0,2026687	0,1970212	0,1867966
11	0,1914798	0,1940031	0,192131	0,1856752	0,1754081
12	0,1840889	0,1847423	0,1808785	0,1739503	0,1638221
13	0,1747876	0,1741865	0,1690256	0,1618918	0,1520549
14	0,1640275	0,1626038	0,1566654	0,1495398	0,140122
15	0,1521303	0,1501948	0,143874	0,1369292	0,1280382

Tableau 28 : Variation du (ζ) en fonction de (T_e)

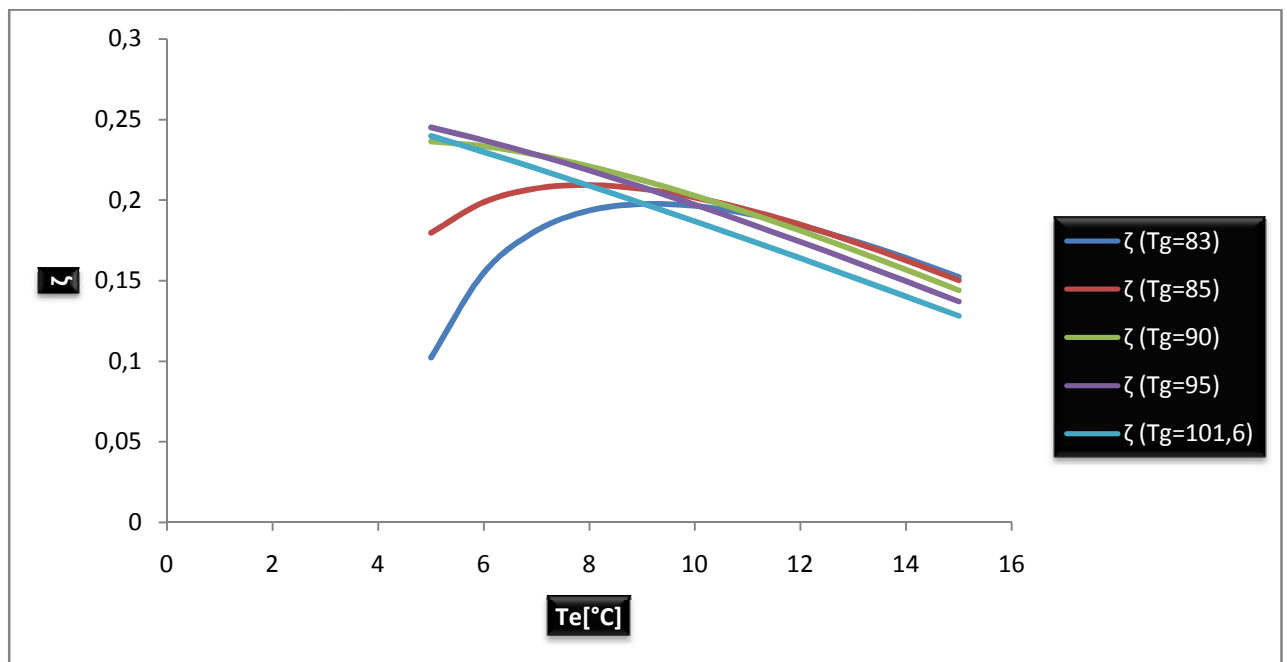


Figure 32 : Variation du (ζ) en fonction de (T_e)

La figure ci-dessus indique que l'augmentation de la température d'évaporation (T_e) à une influence négative sur le rendement exergetique (ζ), une chute libre de (ζ) est remarquée.

La température d'évaporation (T_e) à un effet direct sur le (ζ) comme on peut le voir sur la formule de ce dernier, une augmentation de (T_e) suffit de baisser (ζ).

On ce qui concerne la température de condensation (T_c), l'augmentation de ce dernier permet aussi de diminué (ζ) ce qui valide la constatation précédente.

Pour une augmentation de (7.3°C) de (T_e) de (5 à 12.3°C) et pour des valeurs de (T_c , T_g , T_a , Eff) constantes le taux moyen de diminution du (ζ) égale à (34,63 %).

L'augmentation de (T_e) est l'un des principaux paramètres qui ont permis une diminution considérable du (ζ) de la machine de HENKEL.

La figure ci-dessous montre la contribution de chaque température dans la variation du (ζ).

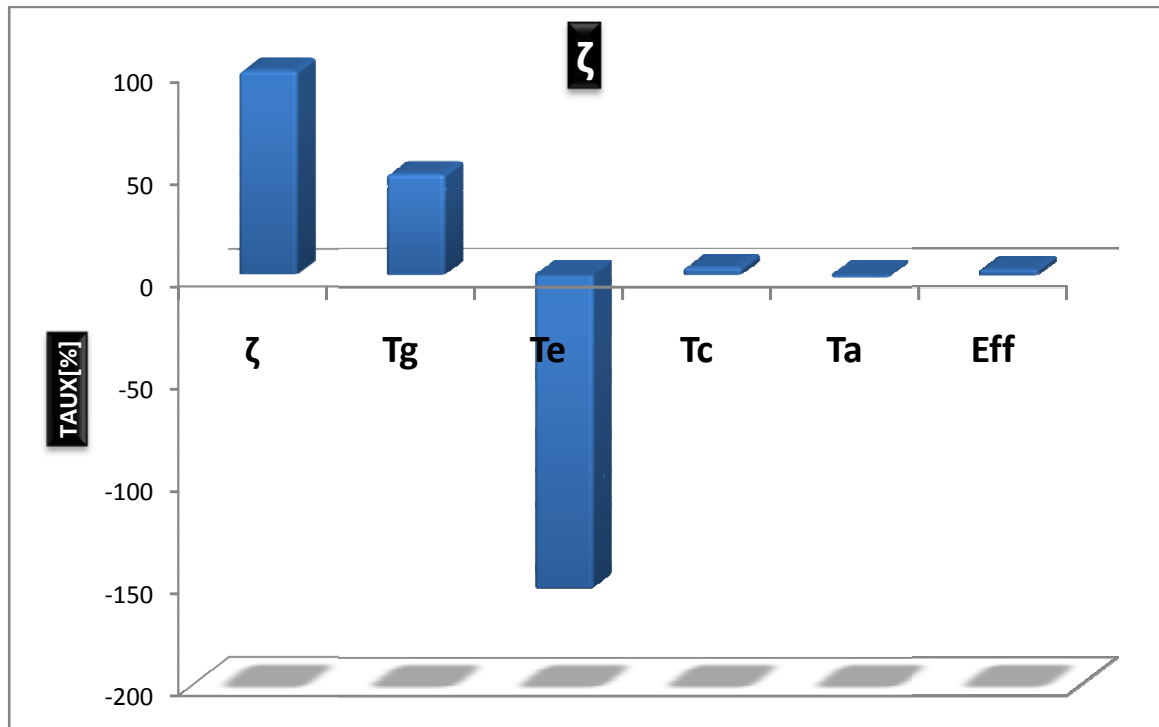


Figure 33 : la contribution de chaque température dans la variation du (ζ).

Donc la diminution du (ζ) de la machine de HENKEL (0,24 à 0,19) soit (21.41%) de diminution du (ζ) est due essentiellement à

- Une augmentation de (T_e) de (5 à $12,3^{\circ}\text{C}$) soit une diminution égale à (34,63%) du (η)

L'influence d'autres paramètres est très limitée tel que

- L'augmentation de (T_a) de (38 à 39 °C) soit une diminution égale à (0,35%) du (ζ).
- L'augmentation de (Eff) de (70% à 74%) soit une augmentation égale à (0,58%) du (ζ).
- la diminution de (T_c) de (43 à 42 °C) soit une augmentation égale à (0,87%) du (ζ).
- la diminution de (T_g) de (101.6 à 82.4 °C) provoque une augmentation égale à (11,15%) du (ζ).

IV.4) les quantités de chaleur

IV.4.1) L'effet de l'efficacité de l'échangeur de solution (Eff) sur les quantités de chaleur

Pour les valeurs (T_g) = 101.6°C, (T_e) = 5°C, (T_a) = 38.3°C et pour (T_c) de 43°C et pour une efficacité de l'échangeur de solution varie de (0% jusqu'à 80%) on obtient les résultats suivantes

Eff %	Qa ($T_g=101,6$)	Qg ($T_g=101,6$)	Qe ($T_g=101,6$)	Qc ($T_g=101,6$)
Eff=0%	1242,197	1328,153	842,6498	928,6057
Eff=10%	1216,673	1302,629	842,6498	928,6057
Eff=20%	1191,129	1277,085	842,6498	928,6057
Eff=30%	1165,591	1251,546	842,6498	928,6057
Eff=40%	1140,085	1226,041	842,6498	928,6057
Eff=50%	1114,644	1200,6	842,6498	928,6057
Eff=60%	1089,3	1175,256	842,6498	928,6057
Eff=70%	1064,088	1150,044	842,6498	928,6057
Eff=80%	1039,047	1125,003	842,6498	928,6057

Tableau 29 : Variation des quantités de chaleur en fonction de (Eff)

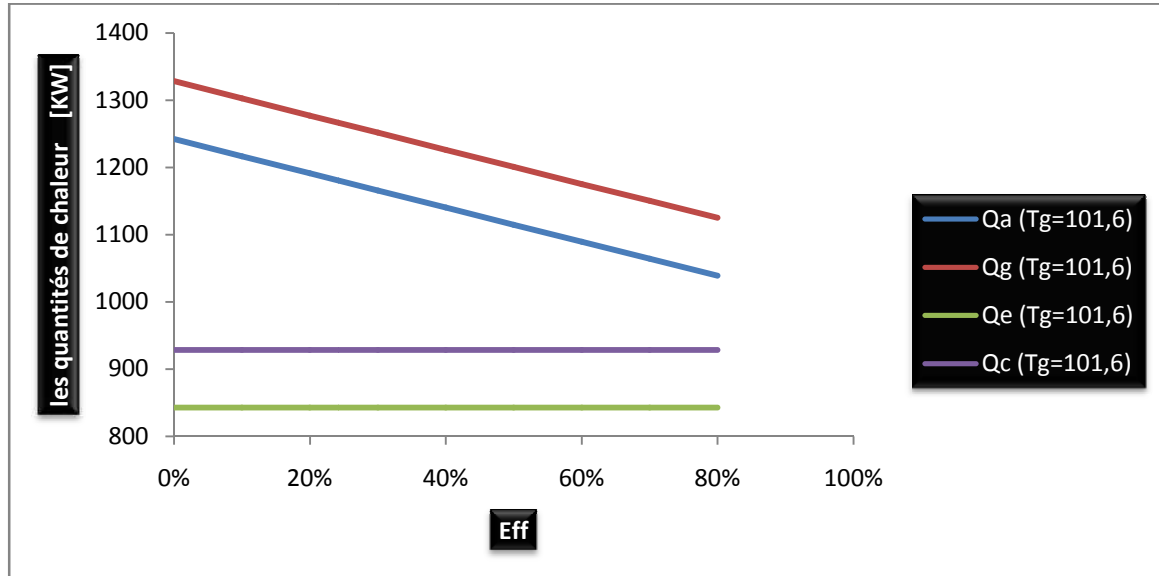


Figure 34 : Variation des quantités de chaleur en fonction de (Eff)

La figure ci-dessus montre que la variation de l'efficacité de l'échangeur de solution (Eff) n'a pas d'importance pour les quantités de chaleur dégagé par le condenseur (Qc) et la charge thermique absorbé par l'évaporateur (Qe); cependant on constate une diminution de (Qg) et de (Qa) parce que l'échangeur de solution permis l'échauffement de la solution riche avant qu'elle rentre au générateur, ce qui fait diminué l'énergie fournie au générateur, ainsi qu'un refroidissement de la solution pauvre avant sont entré à l'absorbeur donc la diminution de la quantité de chaleur dégagé par l'absorbeur.

Pour le cas de HENKEL, l'augmentation de l'efficacité de l'échangeur de solution (Eff) de 70% à 74% permet la diminution de la quantité de chaleur dégagé par le générateur (Qg) ainsi que la charge thermique de l'absorbeur (Qa)

Pour des températures (Te, Ta, Tc, Tg) considérée constant le taux moyen de diminution de (Qg) est de (0,61 %) ; pour les mêmes valeurs des températures le taux moyen de diminution de (Qa) est de (0,65%).

Ces résultats donnent une idée sur

Ce taux moyen pouvait être beaucoup plus important pour une augmentation sérieuse de (Eff).

IV.4.2) L'effet de la température du générateur (T_g) sur les quantités de chaleur

Avec la même valeur d'efficacité 70% et pour (T_c) 43°C, (T_e) = 5°C, (T_a) = 38.3°C et pour (T_g) de 83°C jusqu'à 110°C on obtient les résultats suivantes :

T_g	$Q_a (T_c=43)$	$Q_g (T_c=43)$	$Q_e (T_c=43)$	$Q_c (T_c=43)$
83	1969.408	2043.144	842.6498	916.3855
84	1516.543	1590.939	842.6498	917.0453
85	1349.071	1424.126	842.6498	917.7047
86	1262.283	1337.997	842.6498	918.3637
87	1209.693	1286.065	842.6498	919.0224
88	1174.605	1251.636	842.6498	919.6806
89	1149.566	1227.255	842.6498	920.3389
90	1131.087	1209.434	842.6498	920.9967
91	1117.1	1196.105	842.6498	921.6542
92	1105.932	1185.593	842.6498	922.3116
93	1097.105	1177.424	842.6498	922.9686
94	1089.953	1170.928	842.6498	923.6249
95	1084.147	1165.779	842.6498	924.2813
96	1079.347	1161.635	842.6498	924.9373
97	1075.347	1158.29	842.6498	925.5932
98	1072.048	1155.646	842.6498	926.2486
99	1069.331	1153.585	842.6498	926.9037
100	1067.003	1151.911	842.6498	927.558
101	1065.065	1150.628	842.6498	928.2126
102	1063.442	1149.659	842.6498	928.8669
103	1062.081	1148.952	842.6498	929.5208
104	1060.951	1148.476	842.6498	930.1743
105	1059.988	1148.166	842.6498	930.8276
106	1059.197	1148.028	842.6498	931.48
107	1058.514	1147.996	842.6498	932.1326
108	1057.934	1148.069	842.6498	932.7848
109	1057.431	1148.218	842.6498	933.4366
110	1057.01	1148.449	842.6498	934.0883

Tableau 30 : variation des quantités de chaleur en fonction de (T_g)

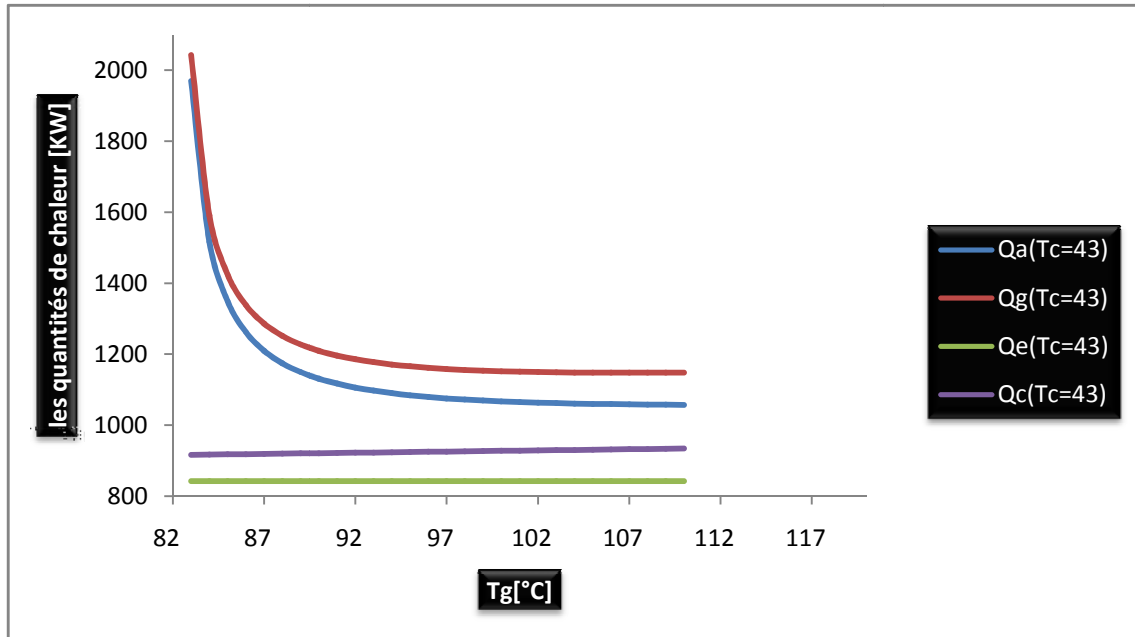


Figure 35 : variation des quantités de chaleur en fonction de (Tg)

Si la température de générateur augmente la concentration de la solution pauvre augmente ce qui fait augmenter (FR), cette élévation de la concentration pauvre agit positivement sur l'enthalpie (h_8) ce qui donne une augmentation de (Qg) avec l'augmentation de (Tg) l'augmentation du (FR) fait diminué (Qa)

Pour une diminution de (19,2°C) de (Tg) de (101.6 à 82.4 °C) et pour des valeurs de (Te, Tc, Ta, Eff) constantes le taux moyen de diminution de (Qg) est de (0,7 %) ; le taux moyen d'augmentation de (Qa) est de (0.67 %) ; le taux moyen de diminution de (Qc) est de (1,33 %)

Malgré la diminution considérable de (Tg) l'influence de cette diminution était presque inaperçue sur les différentes charges thermiques.

IV.4.3) L'effet de la température du condenseur (Tc) sur les charges thermiques

Avec la même valeur d'efficacité 70% et pour (Tg) = 101.6°C, (Te) = 5°C, (Ta) = 38.3°C et pour (Tc) de 36°C jusqu'à 43°C on obtient les résultats suivantes

Tc	Qa (Tg=101,6)	Qg (Tg=101,6)	Qe (Tg=101,6)	Qc (Tg=101,6)
36	1037.268	1116.956	842.6498	922.3379
37	1040.24	1120.816	842.6498	923.2248
38	1043.399	1124.863	842.6498	924.114
39	1046.81	1129.166	842.6498	925.0065
40	1050.518	1133.77	842.6498	925.9017
41	1054.579	1138.729	842.6498	926.8004
42	1059.071	1144.122	842.6498	927.7011
43	1064.088	1150.044	842.6498	928.6057

Tableau 31 : variation des quantités de chaleur en fonction de (Tc)

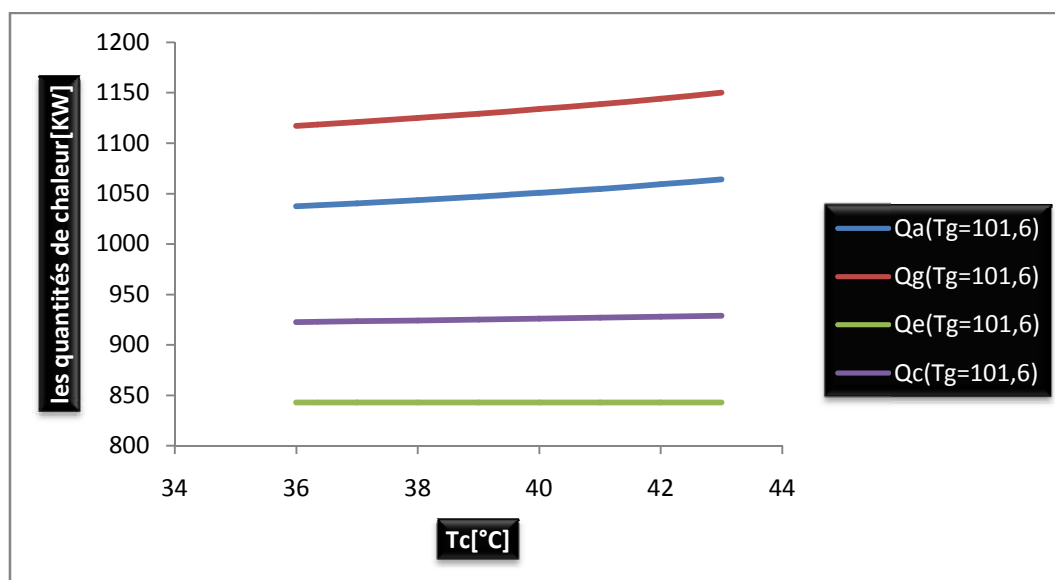


Figure 36 : variation des quantités de chaleur en fonction de (Tc)

L'enthalpie de l'eau saturé qui quitte le condenseur augmente avec l'augmentation de la température du condenseur (T_c).

Ainsi, il on résulte une petite chute des quantités de chaleur d'évaporation (Q_e) et de condensation (Q_c).

Pour une diminution d' (1°C) de (T_c) de (43 à 42 °C) et pour des valeurs de (T_e, T_g, T_a, Eff) constantes le taux moyen de diminution de (q_g) égale à (0,34%) ; le taux

moyen de diminution de (Q_a) est de (0,34%) ; le taux moyen d'augmentation de (Q_c) est de (0,09 %).

Pour le cas de HENKEL la température de condensation n'influe pas sur les charges thermiques cependant, si la diminution de (T_c) était plus importante le taux moyen d'augmentation ou de diminution des charges thermique sera remarquable.

IV.4.4) L'effet de la température du condenseur (T_a) sur les charges thermiques

Avec la même valeur d'efficacité 70% et pour (T_g) = 101.6°C, (T_e) = 5°C, (T_c) = 43°C et pour (T_a) de 30°C jusqu'à 39°C on obtient les résultats suivantes

T_a	Q_a (T_g=101,6)	Q_g (T_g=101,6)	Q_e (T_g=101,6)	Q_c (T_g=101,6)
30	1031.491	1111.451	842.6498	922.6103
31	1034.897	1115.576	842.6498	923.3281
32	1038.391	1119.787	842.6498	924.0458
33	1041.992	1124.11	842.6498	924.7676
34	1045.688	1128.519	842.6498	925.4816
35	1049.566	1133.125	842.6498	926.208
36	1053.608	1137.883	842.6498	926.9253
37	1057.893	1142.889	842.6498	927.6453
38	1062.447	1148.163	842.6498	928.3665
39	1067.327	1153.766	842.6498	929.0887

Tableau 32 : variation des quantités de chaleur en fonction de (T_a)

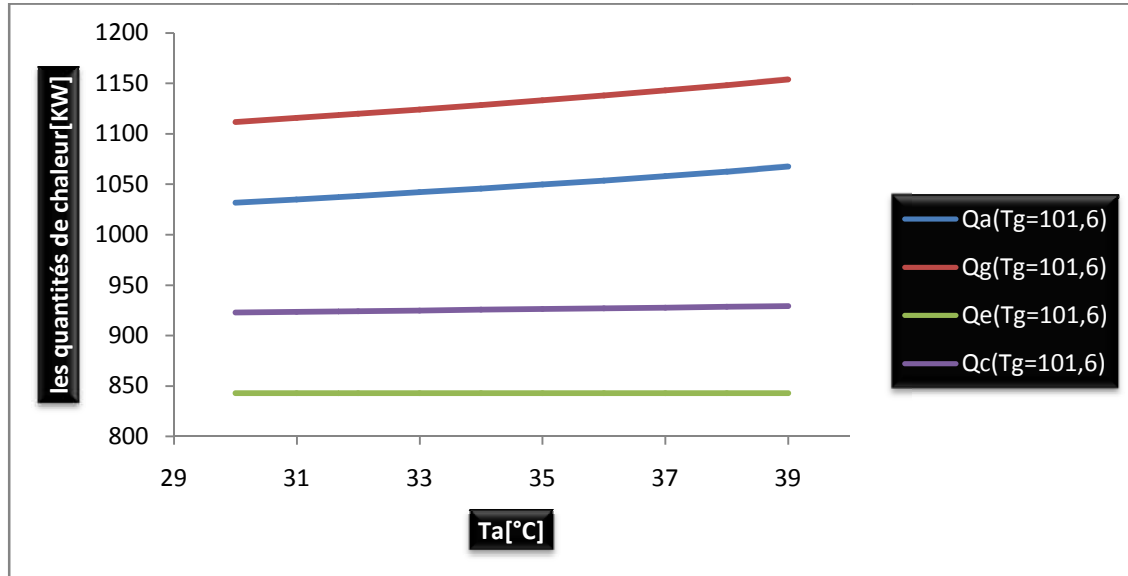


Figure 37 : variation des quantités de chaleur en fonction de (T_a)

Avec l'augmentation de la température d'absorption (T_a), la concentration de la solution pauvre s'approche de la concentration de la solution riche et le taux de circulation (FR), s'augmente, donc les quantités de chaleur de générateur (Q_g) et d'absorbeur (Q_a) s'élevé aussi.

Bien que la variation de la température du condenseur n'influe pas sur (Q_e), elle est donc constante, avec une petite diminution (Q_c).

Pour une augmentation d' (1°C) de (T_a) de (38 à 39 °C) et pour des valeurs de (T_c , T_g , T_e , Eff) constantes le taux moyen d'augmentation de (Q_g) égale à 0.2% ; le taux moyen d'augmentation de (Q_a) est de (0.18%) ; le taux moyen d'augmentation de (Q_c) est de (0.05%).

Pour notre cas l'augmentation de (T_a) n'avait pas de grande d'influence sur les quantités de chaleur mais si cette augmentation était importante la diminution des ces quantités sera remarquable.

IV.4.5) L'effet de la température de l'évaporateur (T_e) sur les charges thermiques

On utilise toujours notre modèle numérique avec un échangeur de solution d'une efficacité égale à 70%, on fixe (T_c) à 43°C, (T_g) à 101.6°C, (T_a) à 38.3°C et on fait varier la température (T_e) de 5 à 15°C, les résultats obtenus sont donné dans le tableau suivant

T_e	$Q_a (T_g=101,6)$	$Q_g (T_g=101,6)$	$Q_e (T_g=101,6)$	$Q_c (T_g=101,6)$
5	1064.068	1150.024	842.6498	928.6057
6	1055.918	1140.316	842.6498	927.0477
7	1048.373	1131.221	842.6498	925.4976
8	1041.276	1122.575	842.6498	923.9489
9	1034.621	1114.389	842.6498	922.4175
10	1028.289	1106.525	842.6498	920.8857
11	1022.249	1098.967	842.6498	919.3683
12	1016.435	1091.64	842.6498	917.8552
13	1010.817	1084.515	842.6498	916.348
14	1005.358	1077.556	842.6498	914.8478
15	1000.013	1070.717	842.6498	913.3536

Tableau 33 : variation des quantités de chaleur en fonction de (T_e)

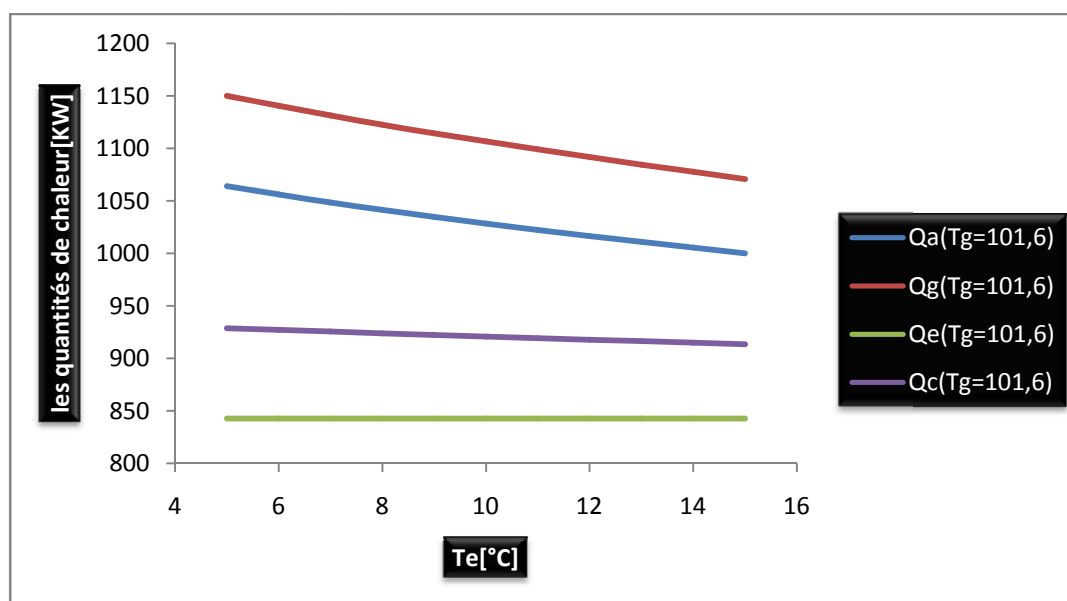


Figure 38 : variation des quantités de chaleur en fonction de (T_e)

La température de l'évaporateur agit sur la basse pression, si (T_e) augmente la concentration de la solution riche et le taux de circulation augmente aussi, ainsi la quantité de chaleur dégagée par l'absorbeur augmente, d'autre part l'augmentation du (FR) fait baisser la quantité de chaleur fournit au générateur, la figure précédent montre que plus la température à la sortie de l'évaporateur est élevé la quantité (Q_g) est basse et (Q_a) est maximum.

Pour une augmentation de (7.3°C) de (T_e) de (5 à 12.3°C) et pour des valeurs de (T_c , T_g , T_a , Eff) constantes le taux moyen de diminution de (Q_g) égale à (4.17%); le taux moyen de diminution de (Q_a) est de (3.7%); le taux moyen de diminution de (q_c) est de (1.19%).

L'augmentation de (T_e) à une influence remarquable sur la quantité de chaleur de générateur ainsi que la charge thermique de l'absorbeur, d'autre part son influence sur la charge thermique du condenseur et celle de l'évaporateur est très limité.

La figure ci-dessous montre la contribution de chaque température dans la variation du (Q_a).

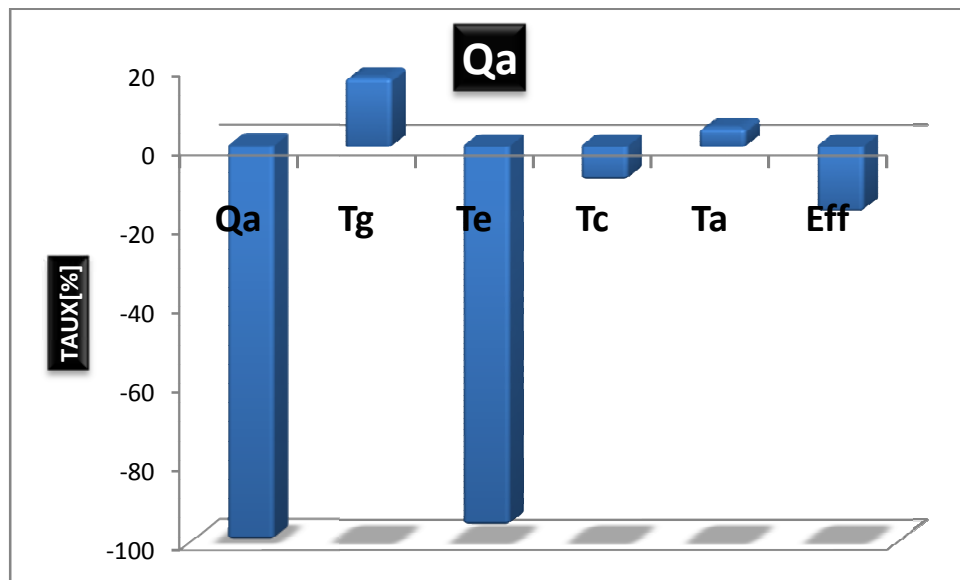


Figure 39 : la contribution de chaque température dans la variation du (Q_a).

La figure ci-dessous montre la contribution de chaque température dans la variation du (Q_g).

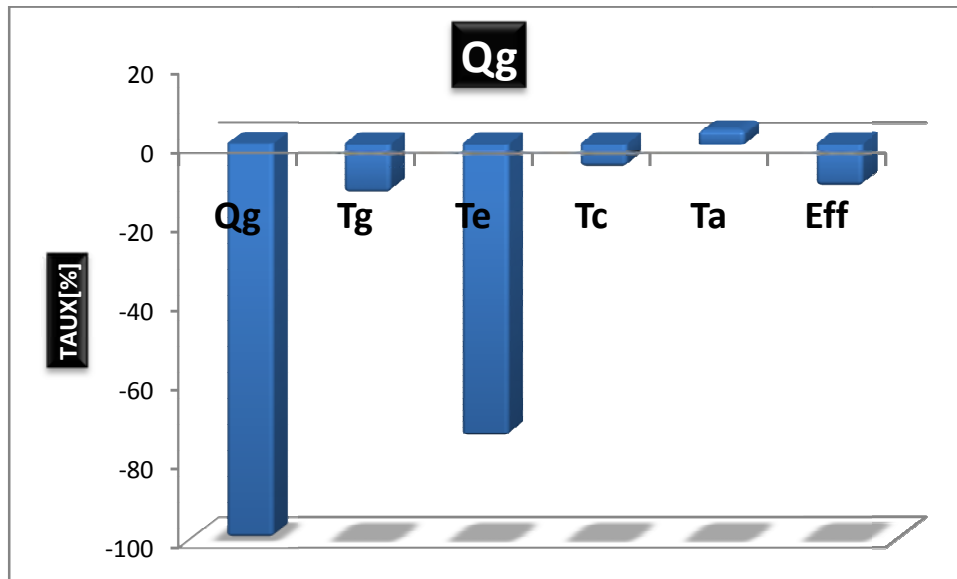


Figure 40 : la contribution de chaque température dans la variation du (Q_g).

La figure ci-dessous montre la contribution de chaque température dans la variation du (Q_c).

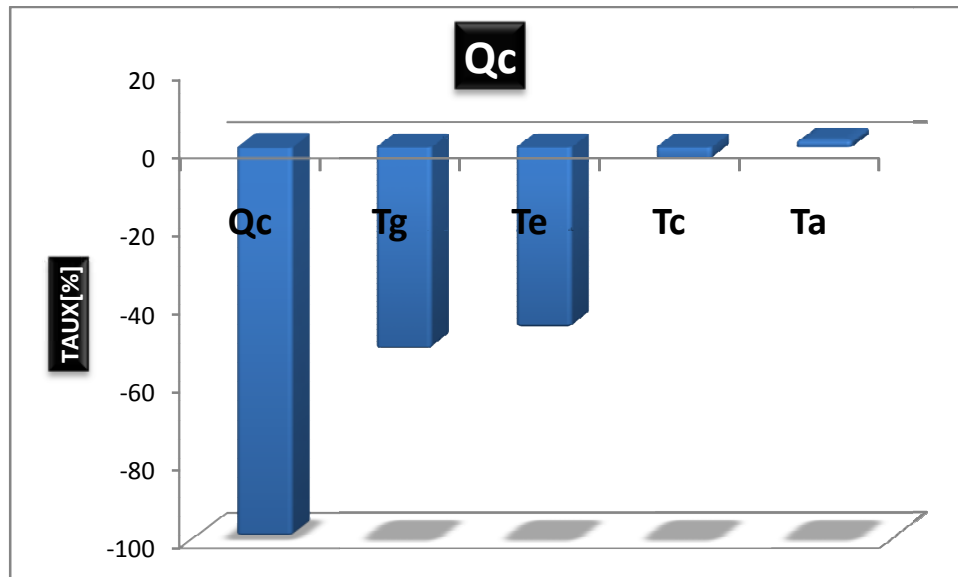


Figure 41 : la contribution de chaque température dans la variation du (Q_c).

Comme on peut le constater la température de l'évaporateur (T_e) et la température du générateur sont les paramètres qui ont le plus d'influence sur les performances de la machine et sur les quantités de chaleur dégagés ou absorbé par le système.

D’ailleurs, ces deux facteurs ont été eu les taux de variation les plus élevés, (59,35%) pour (Te) et (18,90%) pour (Tg).

La variation médiocre de (Ta) (1,79%), de(Tc) (2,33%) à fait que leur influence sera très limité.

IV.5) l’influence des sources extérieur sur la température d’évaporation

Comme la température d’évaporation est l’un des facteurs qui ont le plus d’influence sur la machine parce qu’il à eu beaucoup de variation, on va consacrer la partie suivant à étudié le rôle des sources extérieur chaude et froid dans cette variation.

IV.5.1) L’effet du débit de la source chaude(M_{ch}) sur la température de l’eau à la sortie de l’évaporateur ($T_{r,sor}$)

On fixe la température de l’eau à la sortie et à l’entrée de l’absorbeur ($T_{a,sor}$) et ($T_{a,ent}$), la température de l’eau à la sortie et à l’entrée du condenseur ($T_{c,sor}$) et ($T_{c,ent}$) le débit de l’eau des tours de refroidissement (M_c) ainsi que le débit de l’eau qui traverse l’évaporateur (M_r).

On varie le débit de la vapeur(M_{ch}) qui alimente le générateur de (0.1 à 0.3 Kg/s) et la valeur de la température de l’eau qui entre à l’évaporateur ($T_{r,ent}$) de (12 à 17°C).

Pour $T_{a,sor} = 35^\circ\text{C}$, $T_{a,ent} = 29^\circ\text{C}$, $T_{c,sor} = 40^\circ\text{C}$, $T_{c,ent} = 35^\circ\text{C}$, $M_c = 15.5944 \text{ Kg/s}$,

$M_r = 14.3369 \text{ Kg/s}$ on obtient les valeur de la température de l’eau à la sortit de l’évaporateur ($T_{r,sor}$)

$M_{ch}(\text{Kg/s})$	0.1	0.15	0.19	0.22	0.25	0.28	0.3
$T_{r,ent}=12^\circ\text{C}$	3,51	5,39	7,00	8,02	9,15	10,28	11,03
$T_{r,ent}=13^\circ\text{C}$	4,51	6,39	8,00	9,02	10,15	11,28	12,03
$T_{r,ent}=14^\circ\text{C}$	5,51	7,39	9,00	10,02	11,15	12,28	13,03
$T_{r,ent}=15^\circ\text{C}$	6,51	8,39	10,00	11,02	12,15	13,28	14,03
$T_{r,ent}=16^\circ\text{C}$	7,51	9,39	11,00	12,02	13,15	14,28	15,03
$T_{r,ent}=17^\circ\text{C}$	8,51	10,39	12,00	13,02	14,15	15,28	16,03

Tableau 34 : variation de l’eau à la sortie de l’évaporateur en fonction de (M_{ch})

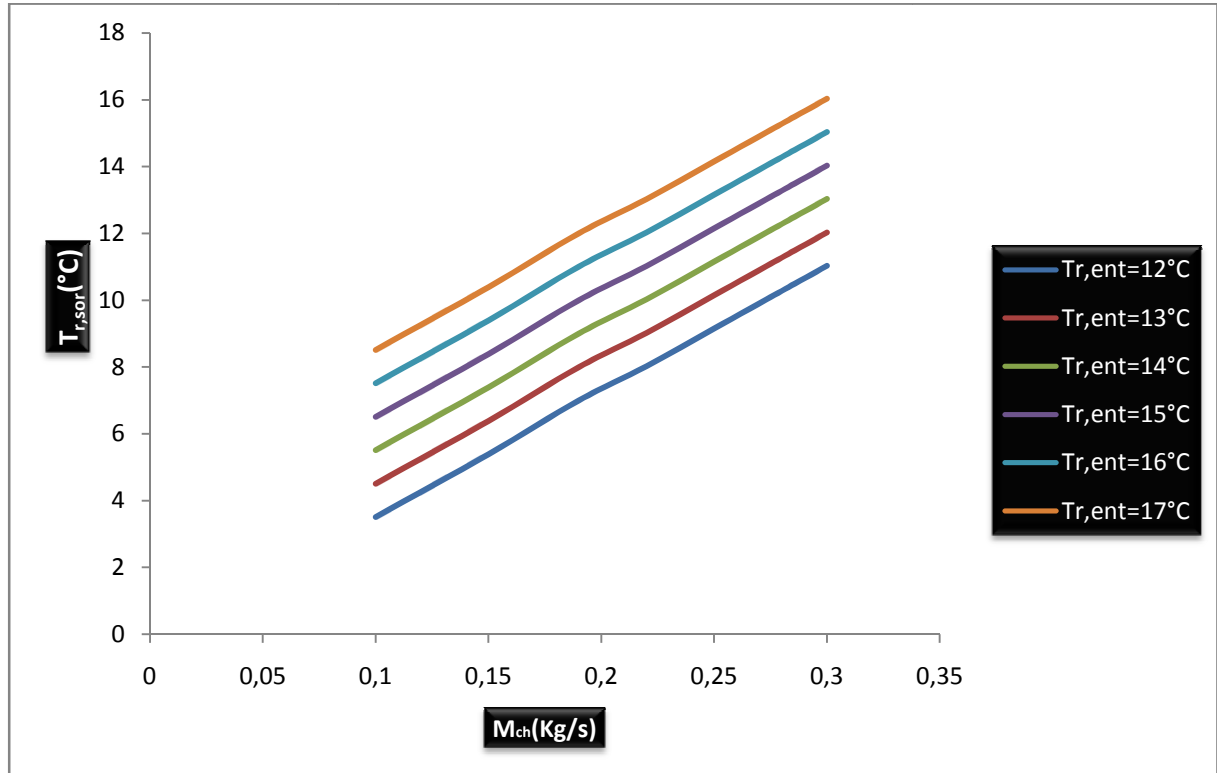


Figure 42 : variation de l'eau à la sortie de l'évaporateur en fonction de (M_{ch})

La figure ci-dessus montre que plus le débit de la source chaude (M_{ch}) est important plus la température à la sortie de l'évaporateur est élevée quelque soit la température de l'eau à l'entrée de l'évaporateur ce qui fait que la puissance frigorifique de la machine diminue on augmentant le débit de la source chaude.

IV.5.2) L'effet du débit de l'eau de refroidissement (M_c) sur la température de sortie de l'évaporateur ($T_{r,sor}$)

Pour $T_{a,sor} = 35^\circ\text{C}$, $T_{a,ent} = 29^\circ\text{C}$, $T_{c,sor} = 40^\circ\text{C}$, $T_{c,ent} = 35^\circ\text{C}$, $T_{r,ent} = 12^\circ\text{C}$

$$M_r = 14.3369 \text{ Kg/s}$$

On varie le débit de la vapeur (M_{ch}) qui alimente le générateur de (0.1 à 0.3 Kg/s) ainsi que le débit de l'eau des tours de refroidissement (M_c) qui alimente le générateur de (10 à 17 Kg/s).

on obtient les valeurs de la température de l'eau à la sortie de l'évaporateur ($T_{r,sor}$)

M_c (Kg/s)	10	12	15.5944	17
$M_{ch}=0.1$ (Kg/s)	8,09	6,55	3,80	2,72
$M_{ch}=0.15$ (Kg/s)	9,97	8,43	5,68	4,60
$M_{ch}=0.19$ (Kg/s)	11,58	10,04	7,29	6,21
$M_{ch}=0.22$ (Kg/s)	12,60	11,07	8,31	7,23
$M_{ch}=0.25$ (Kg/s)	13,73	12,19	9,44	8,36
$M_{ch}=0.28$ (Kg/s)	14,86	13,32	10,56	9,48
$M_{ch}=0.3$ (Kg/s)	15,61	14,07	11,32	10,24

Tableau 35 : variation de l'eau à la sortie de l'évaporateur en fonction de (M_c)

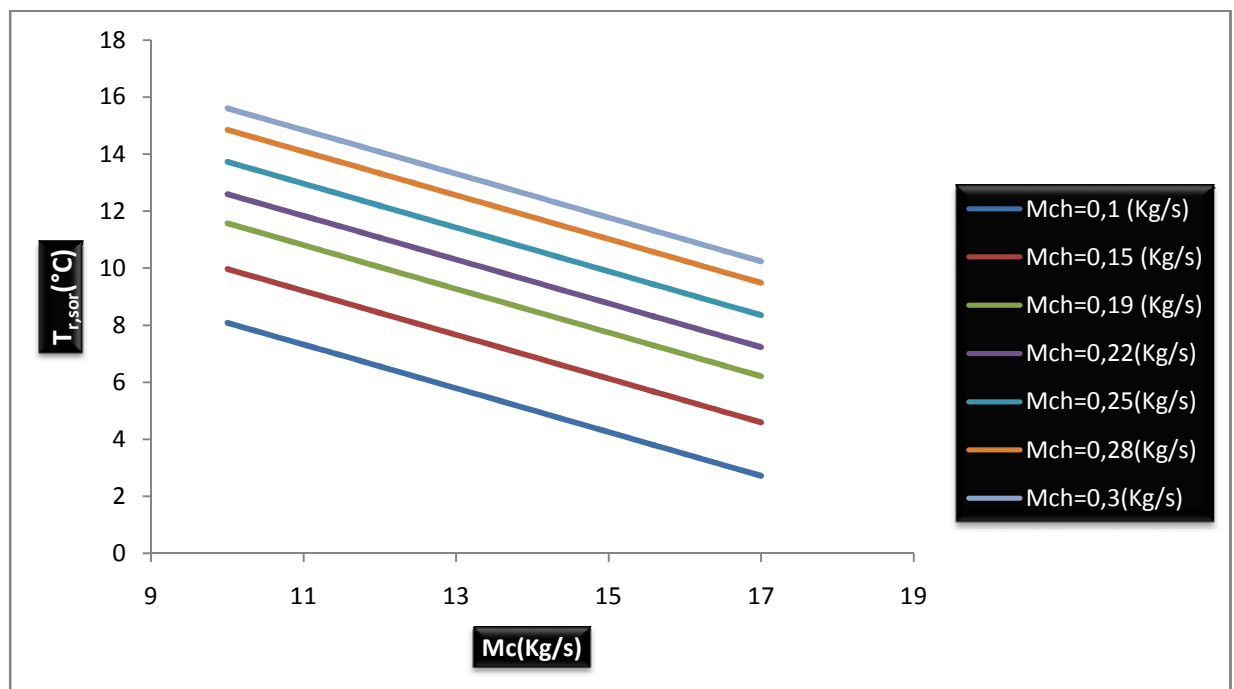


Figure 43 : variation de l'eau à la sortie de l'évaporateur en fonction de (M_c)

Au contraire du (M_{ch}) l'augmentation du débit de l'eau des tours de refroidissement (M_c) à un effet positif sur la température de l'eau à la sortie de l'évaporateur ce dernier diminue avec l'augmentation de (M_c) ce qui permet l'augmentation de la puissance frigorifique de la machine.

IV.5.3) L'effet du différence de température de l'eau de refroidissement (ΔT_c) sur la température de sortie de l'évaporateur ($T_{r,sor}$)

Pour $T_{a,sor} = 35^\circ\text{C}$, $T_{a,ent} = 29^\circ\text{C}$, $T_{c,sor} = 40^\circ\text{C}$, $T_{c,ent} = 35^\circ\text{C}$, $T_{r,ent} = 12^\circ\text{C}$

$$M_r = 14.3369 \text{ Kg/s}$$

On varie la valeur de (ΔT_c) du tour de refroidissement de (10 à 14°C) ainsi que le débit de la vapeur (M_{ch}) qui alimente le générateur de (0.2 à 0.3 Kg/s).

les valeur de la température de sortit de l'évaporateur ($T_{r,sor}$) sont présenté dans le tableau ci-dessous :

ΔT_c (Kg/s)	$M_{ch}=0.20$ (Kg/s)	$M_{ch}=0.25$ (Kg/s)	$M_{ch}=0.3$ (Kg/s)
10	8,27	10,52	12,40
11	7,18	9,44	11,32
12	6,09	8,35	10,23
13	5,00	7,26	9,14
14	3,92	6,17	8,05
15	2,83	5,08	6,96

Tableau 36 : variation de l'eau à la sortie de l'évaporateur en fonction de (ΔT_c)

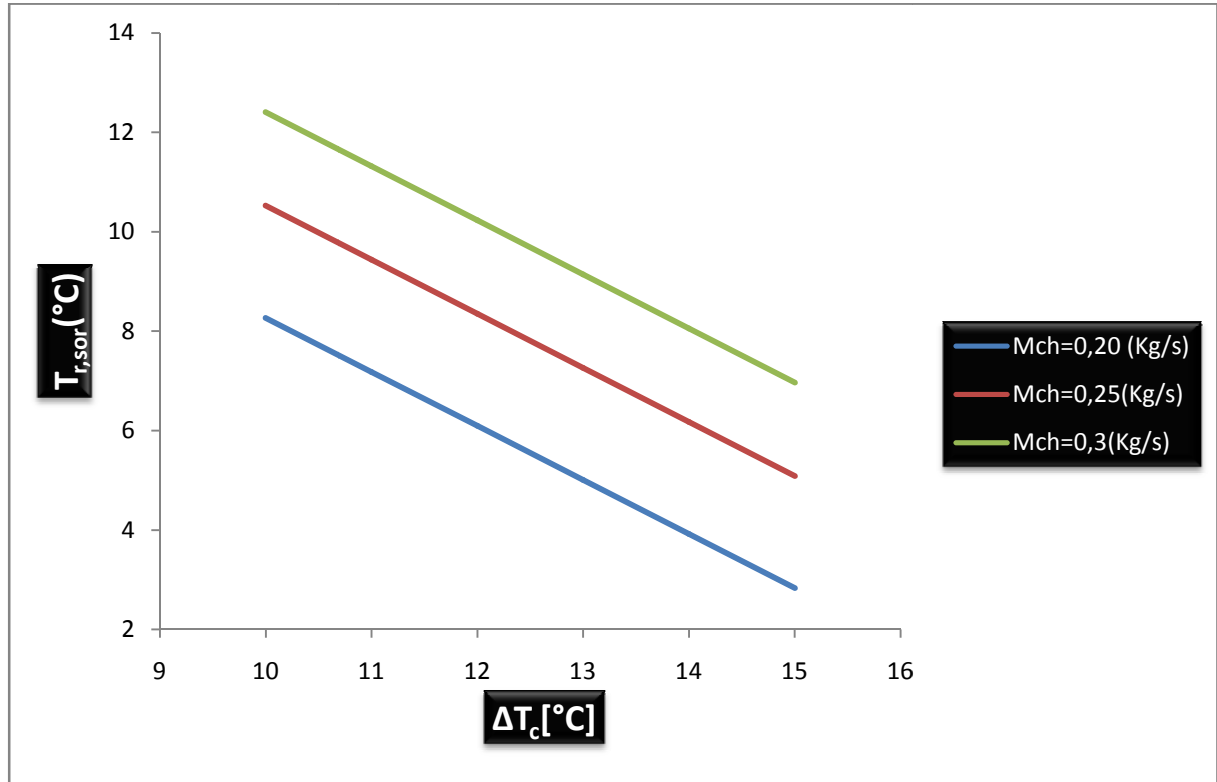


Figure 44 : variation de l'eau à la sortie de l'évaporateur en fonction de (ΔT_c)

(ΔT_c) est l'un des facteurs importants qui caractérise la performance d'un tour de refroidissement ainsi, plus les tours de refroidissement sont performants plus la température de l'eau à la sortie de l'évaporateur ($T_{r,sor}$) est basse, cependant le débit de la source chaude s'il est important (M_{ch}) agit négativement sur ($T_{r,sor}$) ; même les tours sont performants.

Donc, l'augmentation de la température de l'eau à la sortie de l'évaporateur ($T_{r,sor}$) (et par conséquent (T_e)) est due essentiellement à plusieurs facteurs

- ✚ L'augmentation de la température de l'entrée de l'eau à l'évaporateur ($T_{r,ent}$)
- ✚ La diminution de la différence de température de l'eau de refroidissement (ΔT_c). justement l'état dégradé des tours de refroidissement peut diminuer encore cette différence.
- ✚ La diminution du débit de l'eau de refroidissement (M_c)
- ✚ L'augmentation du débit de la source chaude (M_{ch}) justement, cette augmentation est le paramètre principal qui permet la diminution remarquable de la température de générateur (T_g)

La diminution enregistrée au niveau des tours de refroidissement est due à l'état dégradé de ces derniers surtout au niveau de nid d'abeille.

Pour la source chaude l'alimentation du générateur en vapeur est contrôlée par une électrovanne, l'opération est faite manuellement, ce qui explique l'augmentation du débit (M_{ch}).

IV.6) Evaluation du rendement de la machine

Dans cette partie on va expliquer le rôle de la machine dans la production du détergent afin de juger le pouvoir de cette dernière d'accomplir ces engagements avec les paramètres actuelles.

IV.6.1) La sulfonation

La fabrication de la matière active se fait à la base de la sulfonation, cette réaction est exothermique, c'est au niveau de cette réaction que l'eau refroidie par la machine à absorption intervient.

La sulfonation est une réaction chimique permettant d'introduire un groupement sulfonique – SO_3H sur la structure carbonée d'une molécule. [26]

Pour le cas de l'unité de fabrication de détergent HENKEL les deux principaux acteurs de la sulfonation sont le gaz du SO_3 et l'alkyl benzène linéaire sulfoné (LAS).

IV.6.1.1) Préparation du SO_3

La préparation du SO_3 se fait sur deux étapes [27]

IV.6.1.1.1) Séchage de l'air

L'air nécessaire pour la combustion du soufre et pour la conversion SO_2 successive, après filtration et compression, est refroidi pour condenser l'humidité contenue.

Le refroidissement de l'air se fait en deux phases, avant dans un refroidisseur à eau et donc dans un refroidisseur à glycol dans lequel la température est rejointe et le point de rosée relatif, de $+5^\circ C$

Après le refroidissement l'air est alimenté à un système de séchage sur lits d'alumine où est séché au point de rosée final de $-80\text{ }^{\circ}\text{C}$.

L'air de procès séché est alimenté une partie dans le four pour la combustion du soufre et une partie au convertisseur $\text{SO}_2 - \text{SO}_3$.

Une petite quantité d'air est après utilisé pour la dilution finale de SO_3 .

IV.6.1.2) PRODUCTION SO_3

Le soufre, provenant du bac du soufre fondu ou de la cuve de fusion, est filtré et alimenté en le dosant au four de combustion avec la quantité exacte d'air sec. Successivement le mélange air SO_2 est envoyé au convertisseur ($\text{SO}_2\text{-SO}_3$).

Aux moyens catalyseurs on obtient un rendement de 98,5%. Le mélange final SO_3 - air est refroidit et donc dilué avec air sec à la concentration de SO_3 spécifique pour chaque matière première organique à sulfoner.

IV.6.2) La production de l'Alkyl benzène linéaire sulfoné (LAS)

(LAS) est considéré comme un surfactant idéal, [28] ce (non ionique) surfactant réputé de ses qualités (une grande performance en terme de solubilité, mousse, ...), est utilisé pour la majorité des producteurs de détergent,

La structure générale du (LAS) est donnée dans la figure ci dessus :

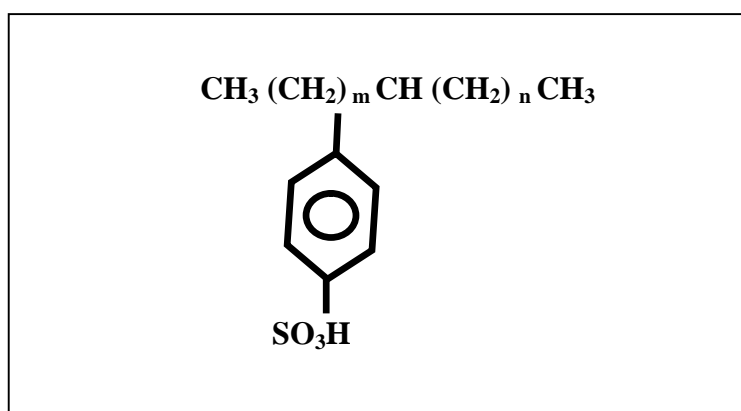


Figure45: structure du (LAS)

D'ou :

$$m, n = 0 \div 10$$

$$m + n = 7 \div 10$$

(LAS) est le résultat de sulfonation de l'Alkyl benzène linéaire (LAB) la performance du (LAS) dépend de la pureté de la matière première du (LAB) est de la technique de la sulfonation utilisé.

(LAB) est produit par l'alkylation du benzène.

IV.6.3) La technologie de la sulfonation de l'Alkyl benzène linéaire (LAS)

(LAS) est obtenue par la réaction du (LAB) avec le SO_3 , il ya plusieurs source du SO_3 [29] comme elle le montre la figure ci-dessous :

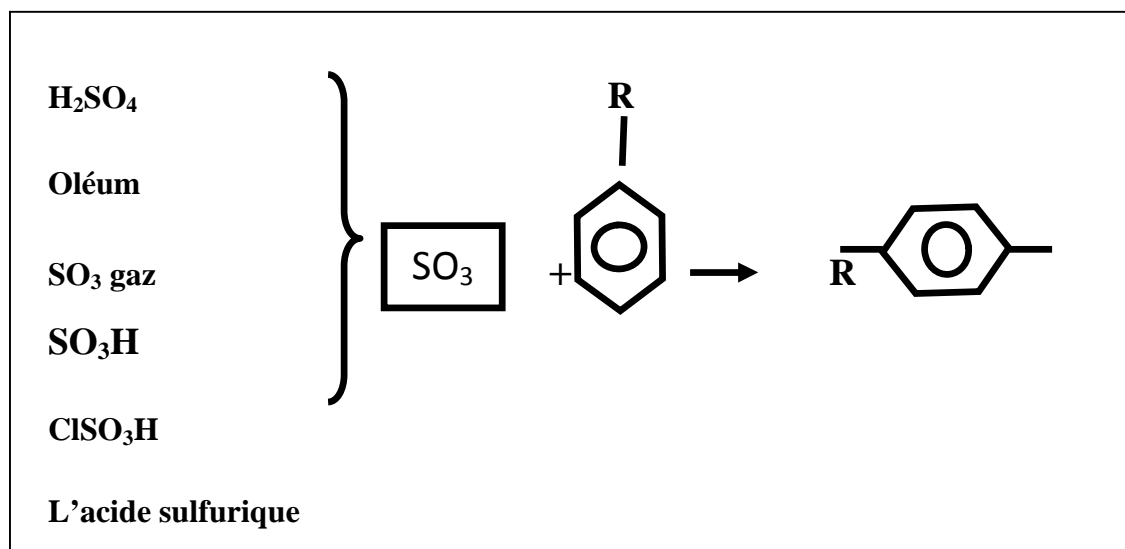


Figure 46: réaction du (LAB- SO_3)

La figure suivante présente les étapes de la sulfonation :

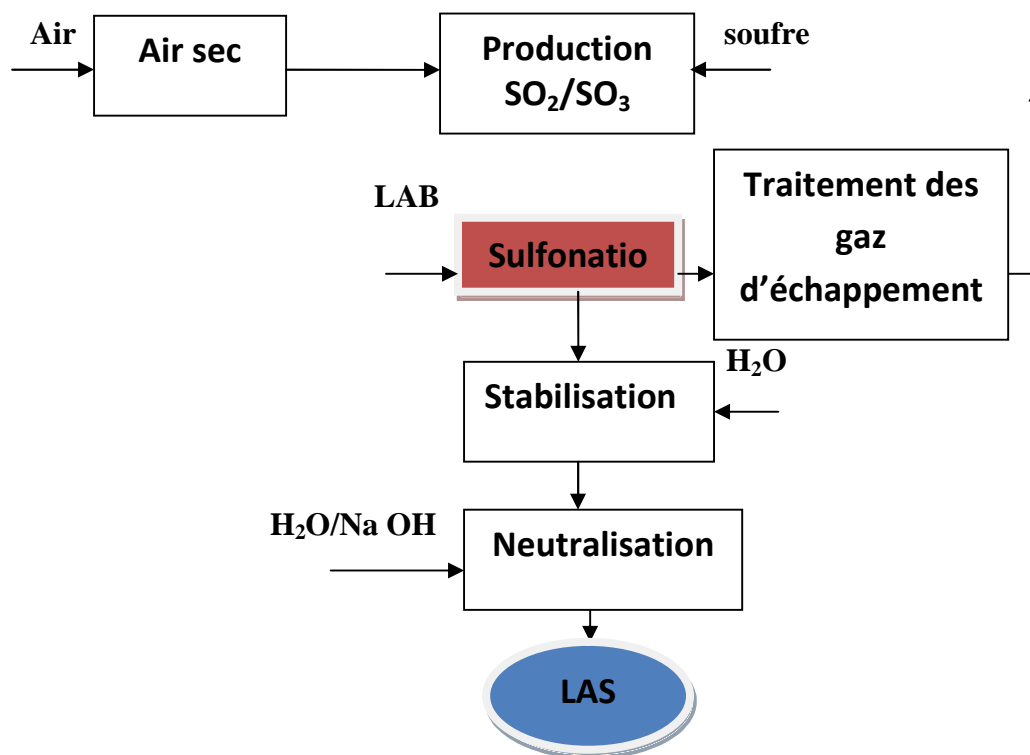


Figure 47: les étapes de la sulfonation

La technique de l'utilisation du gaz de SO_3 comme un agent de sulfonation à été utilisé depuis 1960 [30]

Le gaz SO_3 est le résultat de la combustion du SO_2 avec l'air sec.

La réaction (LAB- SO_3) est exothermique (environ 40.6Kcal/mol) [31].

La réaction de sulfonation se faite dans un réacteur multitubes à film, la figure ci-dessous le présente

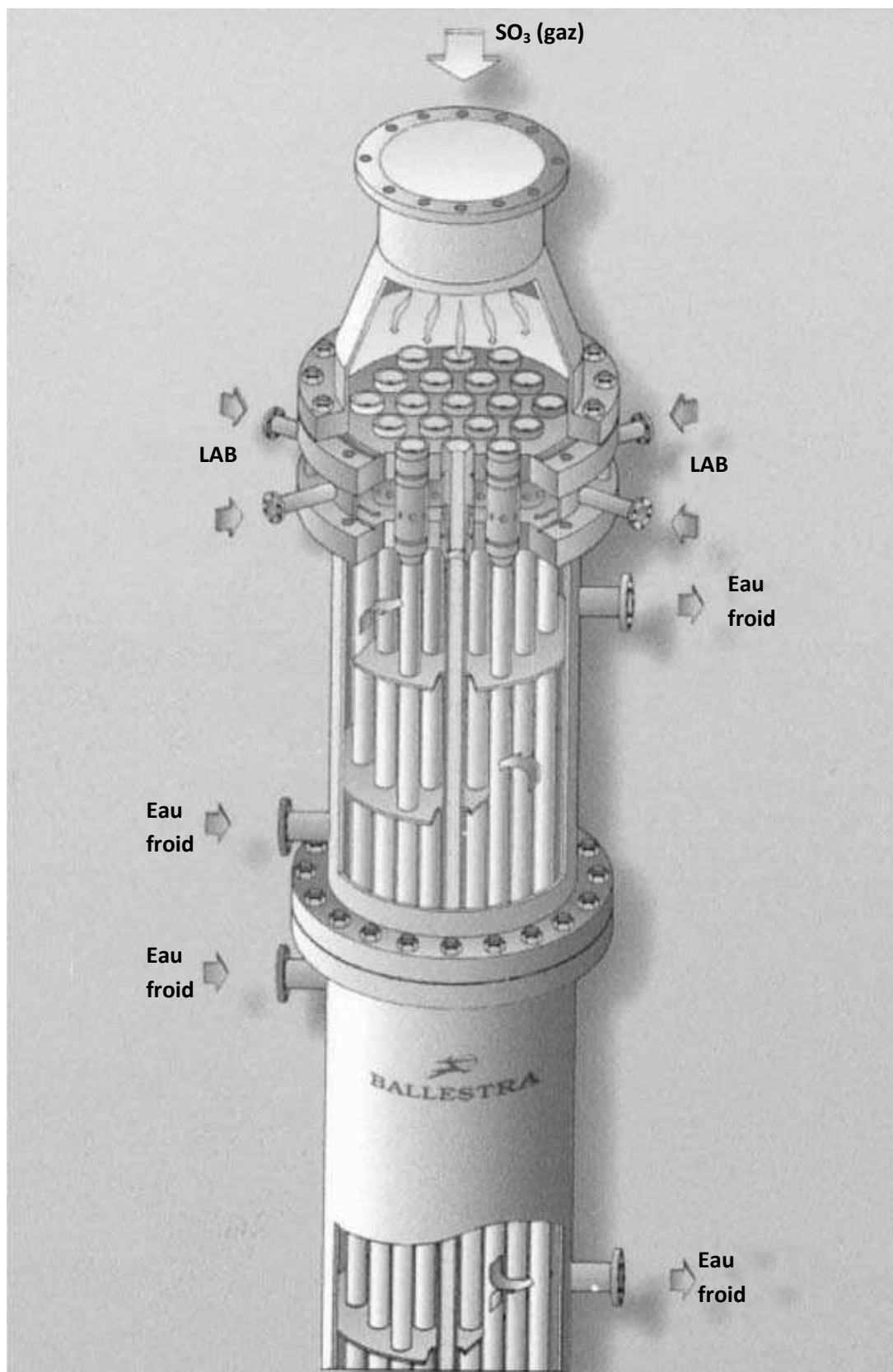


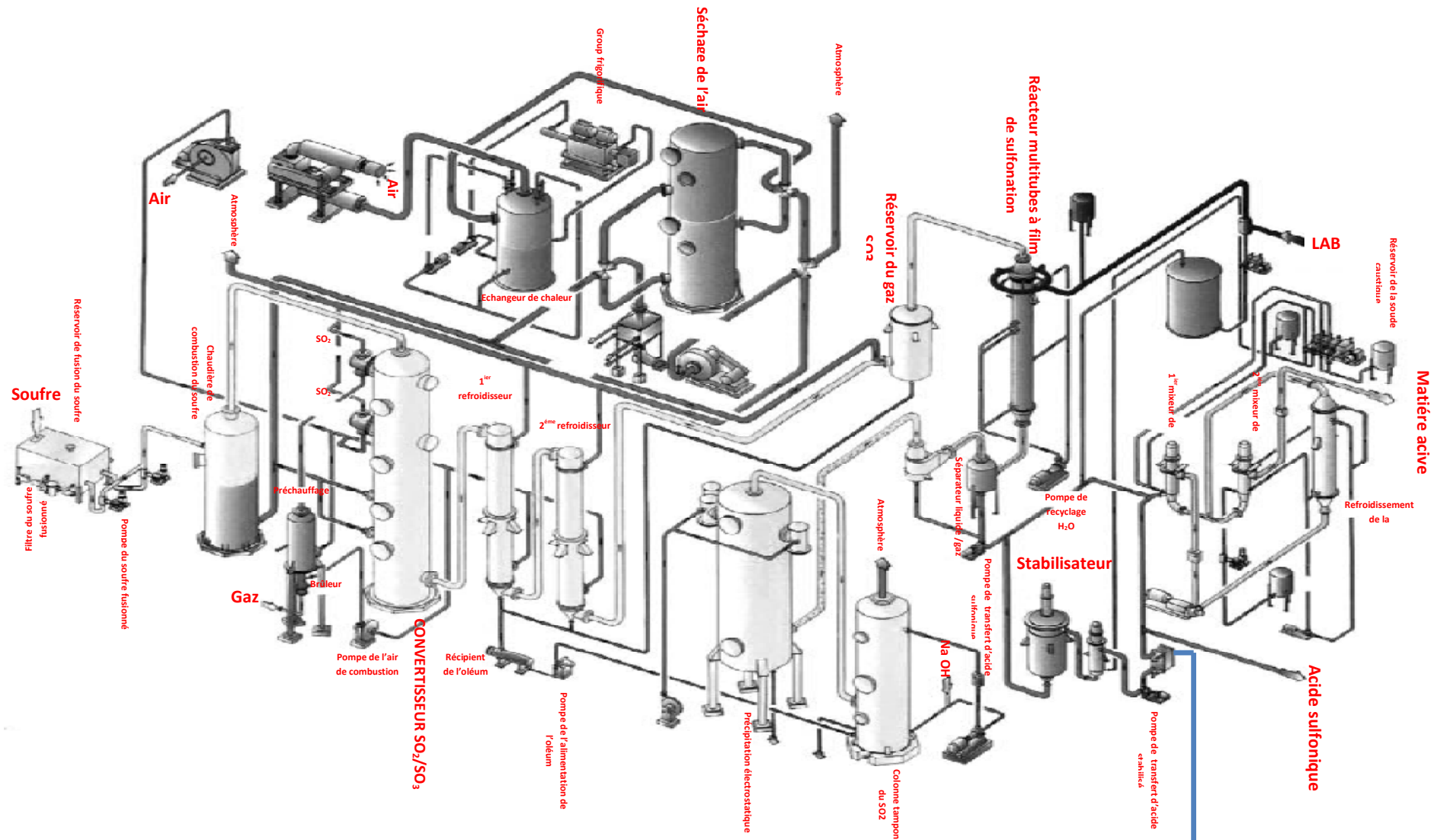
Figure48 : réacteur multitubes à film de sulfonation type (BALLESTRA)

Pour ce type de réacteur la combinaison de l'efficacité du refroidissement, la géométrie des tubes du réacteur, permet l'obtention d'une réaction complète.

La dernière étape dans la fabrication de (LAS) est la stabilisation et la neutralisation.

La neutralisation de (LAS) est assurée par la soude caustique, la pâte obtenue est relativement (LASNa) neutre.

La figure ci-dessous présente les étapes de la sulfonation :



IV.6.4) L'effet de la température d'évaporation sur la sulfonation

La figure suivante présente la variation du pourcentage de la sulfonation par rapport à la température de la réaction.

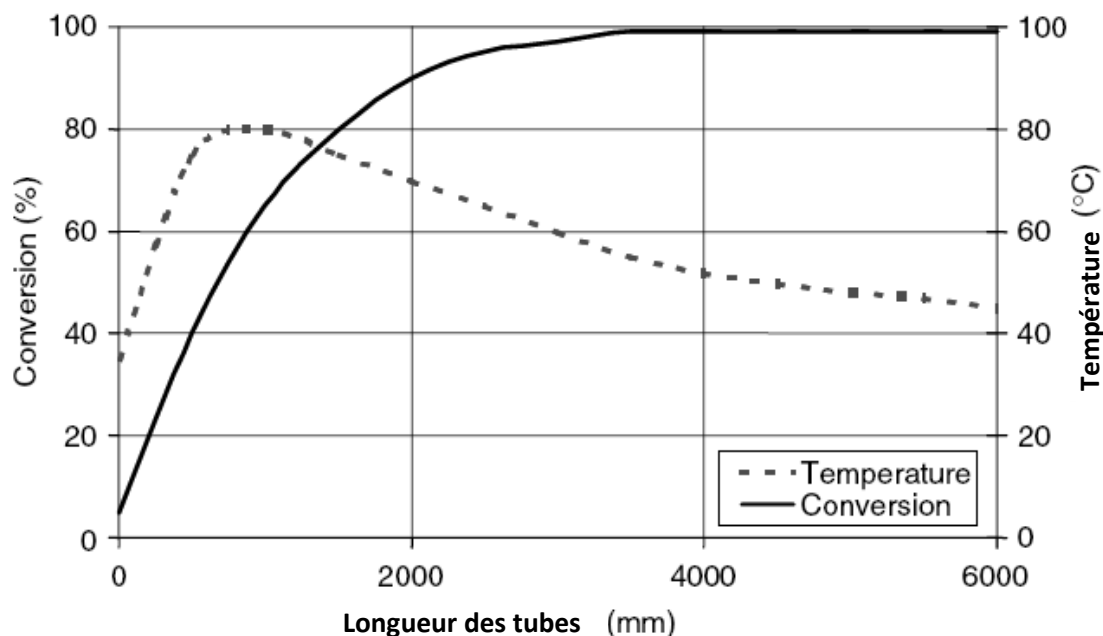


Figure50 : production de LAS par sulfonation

La production du (LAS) est opérationnel à une température entre 45-50°C

La température de l'eau de refroidissement doit être comprise entre 15 et 30 °C [32].

Donc même avec le régime actuel de (15-20°C) est malgré les défaillances enregistrées au niveau des tours de refroidissement et de l'électrovanne de l'alimentation du vapeur, la machine à absorption installé au niveau de l'unité de détergent HENKEL Chelgoum Elaid est capable d'assuré le refroidissement des réacteurs de sulfonation.

IV.7) Comparaison entre la consommation énergétique d'une machine à absorption et une machine à compression mécanique

Dans cette partie on va comparer la consommation électrique d'une machine à absorption est une machine à compression mécanique afin d'estimé les dépenses supplémentaires, en cas de remplacement du système à absorption par un système à compression mécanique.

- Pour une température d'évaporation (T_e) égale à 5°C (7-12°C) une température de condensation (T_c) égale à 40°C, une température d'absorption (T_a) égale à 35°C une température de générateur égale à 100°C et une efficacité de l'échangeur égale à 70% la puissance de la pompe de solution est donnée dans le tableau ci-dessous suivant la
- On utilise les mêmes données de la machine à absorption pour définir la puissance consommé par le compresseur une température de l'évaporateur (T_e) égale à 5°C, la température du condenseur (T_c) égale à 40°C. (On utilise le R404A comme fluide frigorigène)

Le tableau ci-dessous résume les résultats précédents et montre la différence entre l'énergie consommé par la pompe de la machine à absorption et l'énergie consommé par le compresseur.

Q_e (KW)	W_p (KW) absorption	W_c (KW) compression
100	1,38	24,41
200	2,76	48,81
300	4,15	73,22
500	6,92	122
842	11,6334	205,2881
1000	13,84	244,1
2000	27,68	488,1
3000	41,53	732,2
4000	55,37	976,3
5000	69,21	1220

Tableau 37 : Comparaison entre la consommation énergétique d'une machine à absorption et une machine à compression mécanique

La figure suivante montre la différence entre la puissance électrique consommée par le système à absorption et celui de la compression mécanique.

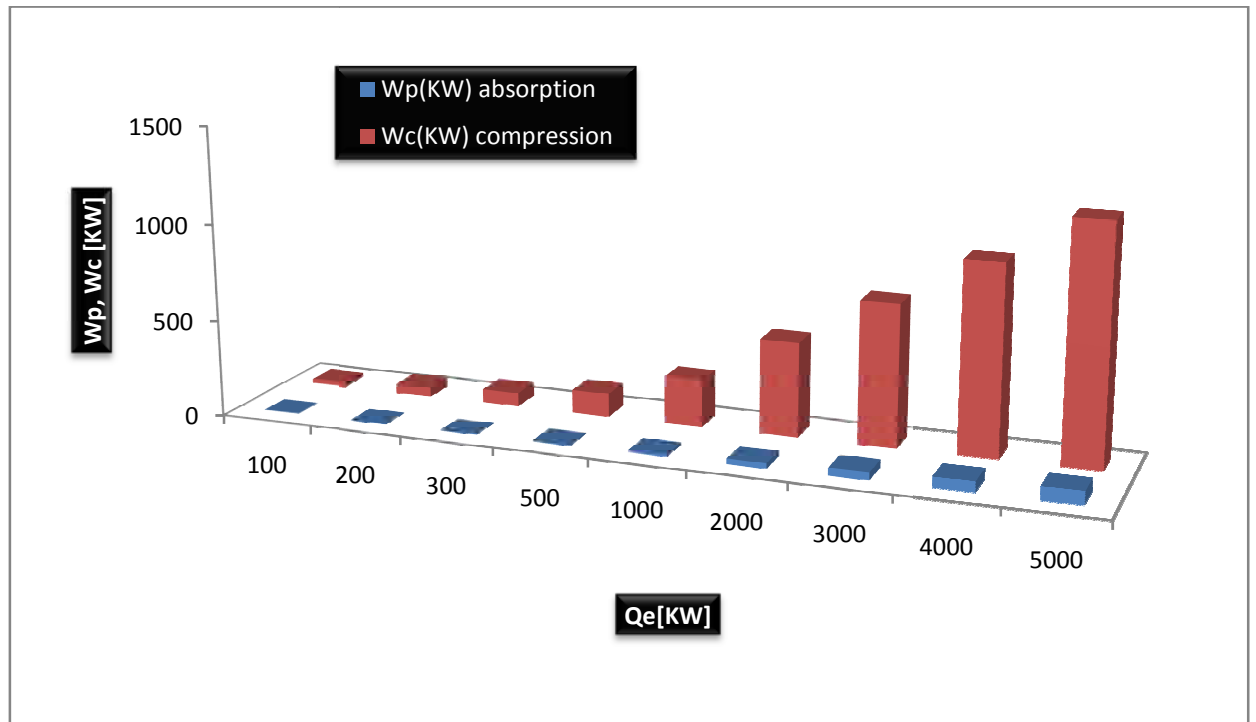


Figure 51 Comparaison entre la consommation énergétique d’une machine à absorption et une machine à compression mécanique

On remarque que le taux d’évolution de la puissance frigorifique est le même que celui de la puissance consommée par la pompe de solution et du compresseur.

Ainsi, la puissance consommée par le compresseur est 17 fois plus que la puissance consommée par la pompe de solution.

Le tableau suivant donne l’avantage de l’utilisation de l’absorption du point de vue coût énergétique.

On donne ici la valeur supplémentaire en dinar Algérien pour plusieurs puissances frigorifiques en cas où on utilise un système à compression mécanique.

durée	100KW	200KW	300KW	500KW	842KW	1000KW	2000KW	3000KW	4000KW	5000KW
1h	243	487	732	1220	2050	2440	4880	7322	9762	12202
8h	1946	3893	5853	9760	16400	19520	39040	58574	78094	97614
1 semaine	13624	27249	40972	68320	114800	136640	273279	410017	546657	683296
1mois	58391	116781	175595	292799	492000	585598	1171196	1757217	2342815	2928414
3 mois	408734	817468	1229164	2049593	3444000	4099187	8198373	12300522	16399708	20498895
1 année	700687	1401373	2107138	3513588	5904000	7027177	14054354	21086608	28113785	35140962
5 ans	3503434	7006867	10535688	17567942	29520000	35135885	70271770	105433042	140568926	175704811
10 ans	7006867	14013734	21071376	35135885	59040000	70271770	140543539	210866083	281137853	351409622

Tableau 38: la valeur supplémentaire en (DA) en fonction de la durée et de la puissance.

La figure ci-dessous montre la valeur supplémentaire ajoutée en dinar Algérien dans le cas de remplacement une installation d'absorption qui assure une puissance frigorifique de 1000KW

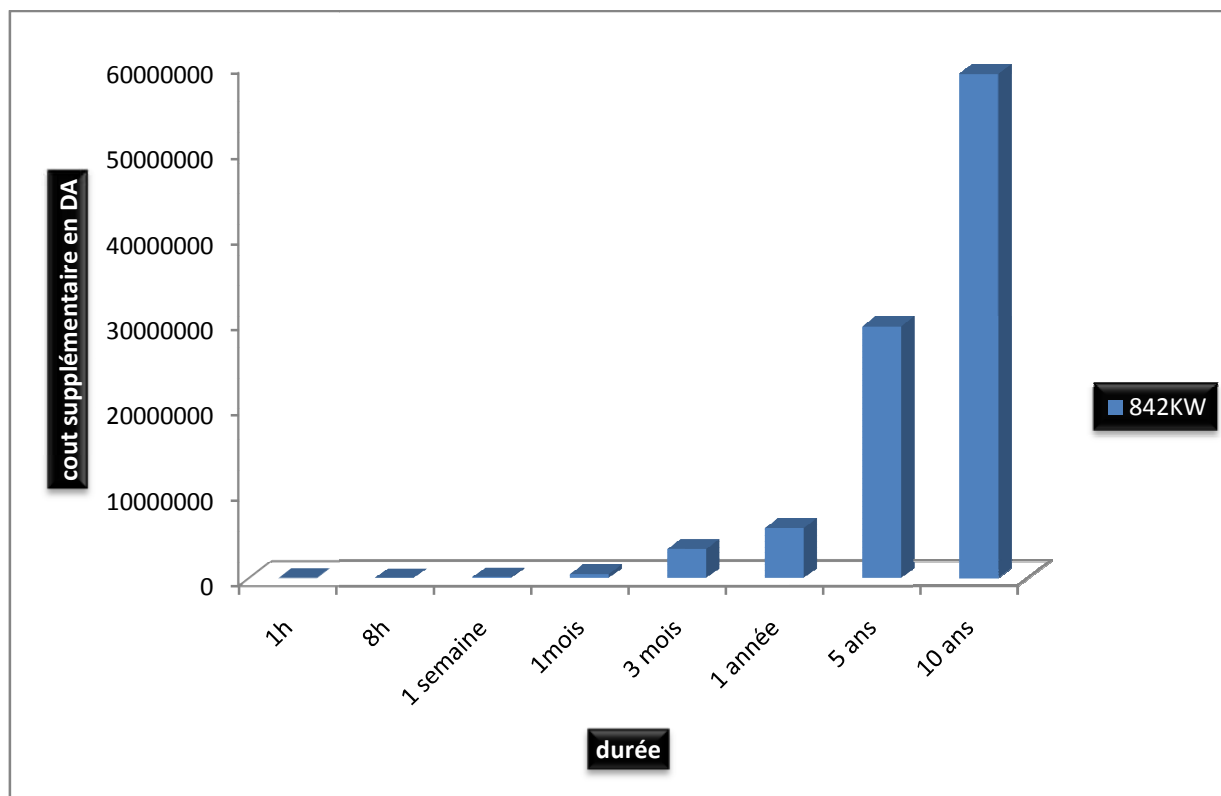


Figure52: la valeur supplémentaire en fonction de la durée

On peut clairement constater qu'un système à compression mécanique peut remplacer un système à absorption seulement, la consommation électrique va être amplifiée en plus en avance dans le temps, et en conséquent une dépense supplémentaire va être ajouté sur le cout énergétique initiale.

CONCLUSION GENERALE

Conclusion générale

Ce travail a été consacré à l'étude d'une machine à absorption utilise comme couple de fonctionnement le (H₂O/LiBr), c'est également le cas de l'unité de production de détergent HENKEL Chelgoum Elaid.

Les performances de la machine (COP, FR, η , ζ) et les quantités de chaleurs dégagés ou absorbés par ce système (Q_a, Q_c, Q_g, Q_e) ont été étudiées.

A l'aide des équations des propriétés thermodynamique du couple (H₂O/LiBr), un programme en FORTRAN a été réalisé afin d'analyser l'effet des températures (T_e, T_g, T_a, T_c) et de l'efficacité de l'échangeur de solution (Eff) sur les performances et les quantités de chaleur du système.

Après la comparaison des paramètres initiales de la machine et celles existantes on a constaté que

Le coefficient de performance (COP) le taux de circulation (FR) l'efficacité du système (η) et le rendement exergetique (ζ) sont des paramètres importants pour évaluer la performance du système.

L'influence des températures sur les performances de la machines et sur les quantités de chaleurs été proportionnel à la variation de chaque températures entre l'état initiale et l'état actuelle.

Les températures de l'évaporateur (T_e) et celle du générateur (T_g) ont le plus d'influence sur le système, ils ont également subit le plus de modification.

Les sources extérieurs (la vapeur et les tours de refroidissent) sont les responsables directes de ces changement des températures, a cause d'une défaillance enregistré au niveau de l'électrovanne de l'alimentation de la vapeur ainsi que l'état dégradable de certains tours de refroidissement.

Mêmes avec ces nouveau paramètres le système est encore capable d'assuré le refroidissement des réacteurs de sulfonation.

Un changement de ce système par un autre à compression mécanique semble inutile, sachant que le complexe soufre de coupures permanentes d'électricité.

On peut dire que le choix de ce système en 1976 été un excellent choix sur le plan énergétiques et écologique, surtout avec tous les problèmes énergétiques et environnementales récentes.

La possibilité de ce système d'utilise les déchets industriels fait de lui une solution rentable pour assuré les besoins frigorifiques de plusieurs complexe industriels.

CONCLUSION GENERALE

Ce système est polyvalent en termes d'utilisation de l'énergie primaire, il peut être capable de remplacer les systèmes à compression mécanique pour assurer la climatisation des administrations en utilisant le gaz naturel ou l'énergie solaire comme énergie primaire afin de limiter la consommation électrique surtout pour le cas de l'Algérie.

D'autres types de machines à absorption peuvent donner des résultats meilleurs que ceux donnés par la machine à simple effet (système à double effet, les systèmes GAX,...)

L'utilisation d'autres couples peut aussi ouvrir des horizons pour l'utilisation des systèmes à absorption.

Bibliographie

[01] Anderson.M.E. Le froid, questions et réponses

[02] Arthur P. Garbarino Roberto R. Aguilo Gordon E. Follette Norm Maxwell William J. McCartney William G. Wyatt. ASHRAE HANDBOOK 2002 Refrigeration.

[03] IIR (INTERNATIONAL INSTITUTE OF REFRIGERATION) Aperçu sur l'Histoire du Froid

[04] GEAROID FALAY, ROBERT DEVANT, RICHARD SWEATSER The future of absorption technology in America.

[05] Miquel NOGUES AYMAMI. Développement d'une pompe à chaleur d'absorption à gaz avec des fluides organiques. universite roviri virgili tarragona, mayo de 2001.

[06] RHON-ALPES La climatisation solaire par absorption energie Environnement

Site web : www.raee.org (site consulté en novembre 2008).

[07] EUROPEAN COMMISSION CHOSE Absorption Chillers

Site web: www.absorptionchillers.com (site consulté en novembre 2008).

[08] PIERRE NEVEU Absorption liquide machine,

Site web: <http://www.neveu.pierre.free.fr> (site consulté en novembre 2008).

[09] Marcriss RA, Gutraj JM, Zawacki TS. Absorption fluid data survey: final report on worldwide data, ORLN/sub/8447989/3, Inst. Gas Tech., 1988.

[10] Park YM, Sonntag RE. Thermodynamic properties of ammonia-water mixtures: a generalized equation-of-state approach. ASHRAE Trans 1990; 96:150–9.

[11] Guy Broze. Handbook of detergents part A

- [12] Warmepumpen, Vulkanverlag, Glaser. Bases thermodynamiques des pompe à chaleur à absorption, H 1987
- [13] Muhsin Kilic, Omer Kaynakli. Theoretical Second law-based thermodynamic analysis of water-lithium bromide absorption refrigeration system. July 2004
- [14] M.A.R.Eisa, S.Devotta, F.A.Holland, Thermodynamic design data for absorption heat pump system operating on water- lithium bromide. Part I: Cooling, J.Appl. Energy 24 (4) (1986) 287-301.
- [15] Omer Kaynakli, Muhsin Kilic. Theoretical study on the effect of operating conditions on performance of absorption refrigeration system. June 2006
- [16] Rabah Gomri. Second law comparison of single effect and double effect vapour absorption refrigeration systems.
- [17] Perez-Blanco H. Absorption heat pump performance for different types of solution. Int J Ref 1984;7(2):115–22.
- [18] Holmberg P, Berntsson T. Alternative working fluids in heat transformers. ASHRAE Trans 1990;96:1582–9.
- [19] J. Patek, J. Klomfar. A computationally effective formulation of the thermodynamic properties of LiBr–H₂O solutions from 273 to 500 K over full composition range . International Journal of Refrigeration 29 (2006) 566–578
- [20] Da-Wen Sun. thermodynamic design data and optimum design maps for absorption refrigeration systems. National University of Ireland. August 1996.
- [21] Rogers GFC, Mayhew YR. Thermodynamic and transport properties of fluids: SI units. 4th ed. UK: Blackwell Publishers; 1992.
- [22] ASHRAE, Handbook of Fundamentals. Atlanta, 1997.

- [23] Lee RJ, DiGuilio RM, Jeter SM, Teja AS. Properties of lithium bromide–water solutions at high temperatures and concentration. II. Density and viscosity. ASHRAE Trans 1990;96(Pt. 1):709–28.
- [24] Romero RJ, Rivera W, Gracia J, Best R. Theoretical comparison of performance of an absorption heat pump system for cooling and heating operating with an aqueous ternary hydroxide and water/ lithium bromide. Appl Therm Eng 2001;21:1137–47.
- [25] Saravanan R, Maiya MP. Thermodynamic comparison of waterbased working fluid combinations for a vapor absorption refrigeration system. Appl Therm Eng 1998;18(7):553–68
- [26] Smulders, E. Laundry Detergents, Wiley-VCH, Weinham, pp. 45–52, 2002.
- [27] Berna, J. L. Raw Material for Sulphonation and Sulphation: Production, Characteristics and Uses. Proceedings of 1st SODEOPEC Conference, AOCS, pp. 242–248, 2002.
- [28] Roberts, D. W. Sulphonation technology for anionic surfactant manufacture. Org. Proc. Res. Dev. 2(3), 194–202, 1998.
- [29] Berna, J. L., Moreno, A., and Bengoechea, C. LAB Sulphonation: Factors Affecting the Color of Final Sulphonic Acid. Proceedings of ICSD Conference on Surfactants and Detergents (China – 2002), 2002 [26] Degroot, W. H. Sulphonation Technology in the Detergent Industry, Kluwer Academic, Norwell, MA, pp. 10–11, 1991.
- [30] Degroot, W. H. Sulphonation Technology in the Detergent Industry, Kluwer Academic, Norwell, MA, pp. 132–134, 1991.
- [31] Ballestra, M. and Triberti, D. US Patent 713401
- [32] Adami, I. Design criteria, mechanical features, advantage and performance of multitube falling film sulphonation reactor. Tenside Surfact. Det. 41(5), 240–245, 2004.

ANNEXE A

Etude des cycles à absorption à partir des diagrammes thermodynamiques

A1.1. Diagramme d'Oldham :

Pour le couple (H₂O/LiBr) les droites traduisant l'équilibre (liquide vapeur).

La droite de teneur (0 %) correspond à l'équilibre liquide-vapeur de l'eau pur, les autres teneurs jusqu'à (100%) représentent le pourcentage de bromure de lithium dans la solution.

La pression basse (P_b) et la pression haute (P_h) de la vapeur saturante de l'eau (iso titre $X_{LiBr} = 0$) sont fixés respectivement par la température de la source froide (T_b) et celle de la source environnement (T_m) et, on obtient respectivement les points (1) et (3) représentés sur la figure ci-dessous.

L'intersection de l'isotherme (T_h) (température de la source chaude) et l'isobare (P_h) point (6) donne le titre de la solution concentrée (pauvre) (X_c) ; de la même manière l'intersection de l'isotherme (T_m) et l'isobare (P_b) point (4) donne le titre de la solution diluée (riche) (X_d).

La solution pauvre arrive à l'absorbeur (venant du générateur) après avoir détendue dans le détendeur (6-8), cette dernière implique une chute de température due à une vaporisation partielle de la solution. L'absorbeur reçoit donc un mélange de solution liquide et de vapeur point (8) ; à l'entrée de l'absorbeur ce mélange est refroidi, ce refroidissement entraîne tout d'abord une réabsorption de la vapeur produite par la détente, puis l'absorption de vapeur provenant de l'évaporateur. Le processus d'absorption commencera au point (8_{sat}), défini par l'intersection de l'iso titre (X_c) et de l'isobare (P_b).

Le générateur reçoit la solution riche issue de l'absorbeur après qu'elle traversa la pompe (4-4'), à son entrée dans le générateur, le liquide sera réchauffé jusqu'à la température ($T_{5\text{ sat}}$) donnée par l'intersection de l'iso titre (X_d) et de l'isobare (P_h) ; la désorption commencera alors au point (5_{sat}) ainsi défini.

Pour le couple (ammoniac /eau) les courbes traduisant l'équilibre du système binaire dans la phase vapeur aussi bien que dans la phase liquide sont, à très peu de chose près, des droites.

La droite de teneur (100 %) correspond à l'équilibre liquide-vapeur de l'ammoniac pur, la droite de teneur (0 %) à l'équilibre liquide-vapeur de l'eau pure.

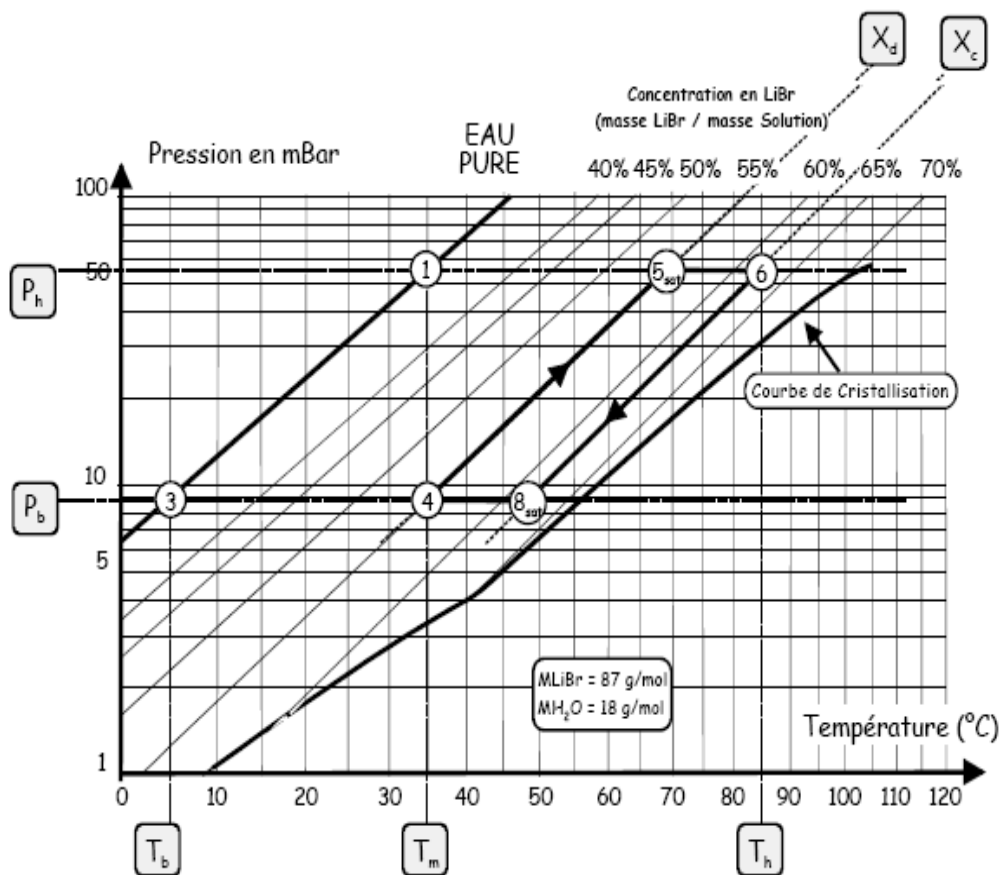


Figure A1.1 : représentation des points caractéristiques du cycle à absorption sur un diagramme d'Oldham (H₂O/LiBr)

A1.2. Diagramme de Merkel.

Pour le couple (eau /bromure de lithium) Ce diagramme permet une étude complète de la machine à absorption, car en plus des informations données par le diagramme d'Oldham, il renseigne ce qui est fondamental pour les calculs, sur l'enthalpie de la solution liquide.

C'est un diagramme (x, h) paramétré en pression et température pour la solution et en pression pour la vapeur ; il permet de connaître la teneur du mélange vapeur en équilibre avec la solution ainsi que les enthalpies de chaque point.

Le tracé du cycle de la solution liquide est immédiat : il suffit de reporter les points (1, 3, 4, 5, 6 et 8) définis précédemment.

Pour le couple (ammoniac /eau) l'axe des abscisses est gradué en concentrations de la phase liquide et l'axe des ordonnées en enthalpies

Il comporte, à la partie inférieure, des réseaux d'isothermes et d'isobares, de même que des courbes d'égale concentration de la phase vapeur en équilibre avec la phase liquide ; à la partie supérieure, des courbes de référence permettent, en partant d'un point d'équilibre déterminé dans la partie inférieure, de définir les caractéristiques de la phase vapeur.

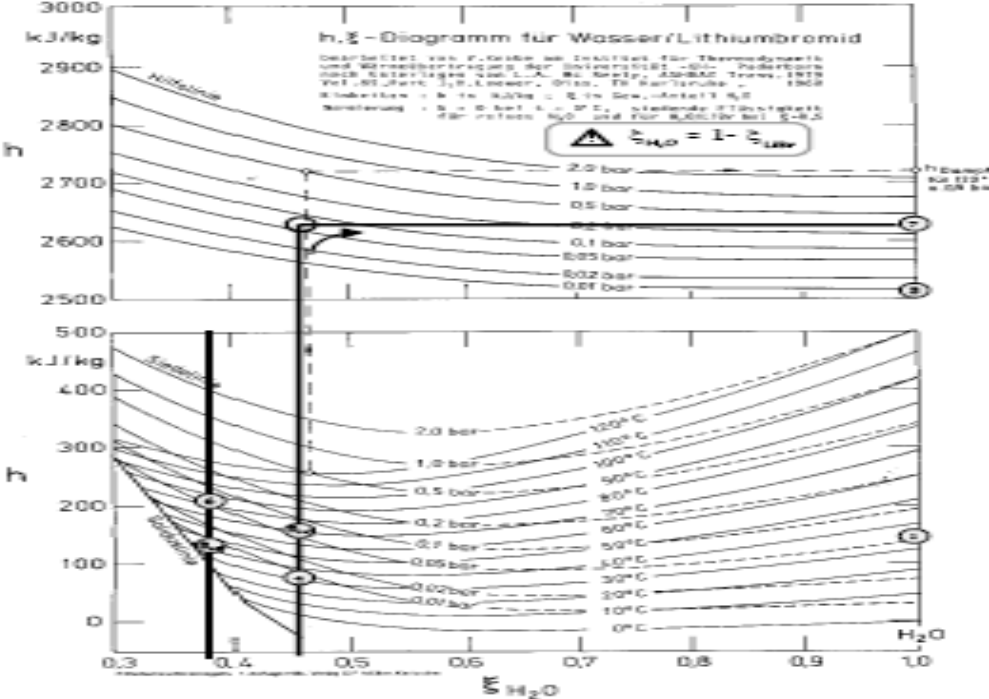


Figure A1.2 : diagramme de Merkel du couple (H₂O/LiBr)

Annexe B

Performances des machines trithermes réversibles

Une machine tritherme est une machine qui échange de la chaleur à trois niveaux de température

- Q_b à T_b
- Q_m à T_m
- Q_h à T_h

L'application du premier et du second principe de la thermodynamique à un tel système conduit à

- $Q_b + Q_m + Q_h = 0$
- $\frac{Q_b}{T_b} + \frac{Q_m}{T_m} + \frac{Q_h}{T_h} + P(s) = 0$
- Du premier principe on tire $Q_m = -Q_b - Q_h$ que l'on remplace ensuite dans le second pour obtenir :
- $\frac{Q_b}{T_b} + \frac{Q_b - Q_h}{T_m} + \frac{Q_h}{T_h} + P(s) = 0 = Q_b \left(\frac{1}{T_b} + \frac{1}{T_m} \right) + Q_h \left(\frac{1}{T_h} + \frac{1}{T_m} \right) + P(s) = 0$

Le COP est définie comme le rapport entre la production frigorifique Q_b et la consommation thermique Q_h :

$\text{COP} = \frac{Q_b}{Q_h}$ qui devient d'après les précédentes équations

$$\text{COP} = \frac{Q_b}{Q_h} = \frac{\frac{1}{T_m} - \frac{1}{T_h}}{\frac{1}{T_b} - \frac{1}{T_m}} - \frac{P(s)}{Q_h \left(\frac{1}{T_b} - \frac{1}{T_m} \right)}$$

Dans le cas d'un cycle réversible c'est-à-dire à production d'entropie nulle ($P(s) = 0$) on obtient l'expression du COP_c de Carnot tritherme

$$\text{COP}_c = \frac{\frac{1}{T_m} - \frac{1}{T_h}}{\frac{1}{T_b} - \frac{1}{T_m}} = \frac{1 - \frac{T_m}{T_h}}{\frac{T_m}{T_b} - 1}$$

ملخص

الهدف من هذه المذكرة هو دراسة نظام تبريد بالامتصاص هذا الأخير موجود في الوحدة الصناعية لصناعة المنظفات هنكل الجزائر .

عملية إنتاج المنظفات تمر بمرحلة هامة جدا هي عبارة عن تفاعل كيميائي ناشر للحرارة يسمى الكبريتة هذا التفاعل ينتج عنه تكون المادة الفعالة داخل مفاعلات متعددة الأنابيب وتحتاج لكمية كبيرة من البرودة لإتمام التفاعل.

الاستعمال المزدوج ليخار الماء كعامل يدخل في تصنيع المنظفات وكطاقة حرارية تطعم نظام التبريد بالامتصاص يشمل هدفين في آن واحد الاقتصاد في الطاقة وحماية البيئة.

محاكاة نظام التبريد بالامتصاص سمح لنا بفهم نظام العمل واستنتاج ما تستلزمه تحسين فعالية هذا النظام.

وهذا أصبح ممكنا بالحصول على القيم المقدمة من طرف المصنع و القيم الحالية المأخوذة تجريبيا من الوحدة الإنتاجية.

بالنسبة للنتائج المتحصل عليها نظام التبريد بالامتصاص على مستوى وحدة هنكل الجزائر هو نظام جد فعال على المستوى الاقتصادي و أي استبدال لهذا النظام بأخر ذو ضغط ميكانيكي هو رديف للتبذير.

كلمات مفتاحيه: الامتصاص، برومير الليثيوم - ماء، أحادي التأثير، المحاكاة، الفعالية، المنظفات، الكبريتة، هنكل

Résumé

L'objectif de cette thèse est relatif à l'étude d'un système frigorifique à absorption en fonctionnement dans une unité industrielle de fabrication de détergent (HENKEL ALGERIE).

En effet le processus de fabrication de détergent à pour étape importante une réaction chimique (exothermique), nommée sulfonation, laquelle assure la production de la matière active, cette réaction chimique est réalisée dans un réacteur multi tubes à film nécessitant une grande quantité de froid pour l'obtention d'une réaction complète.

La fabrication du détergent nécessite de grandes quantités de vapeur d'où son utilisation comme énergie thermique alimentant l'installation frigorifique à absorption.

Ainsi la double utilisation de la vapeur d'une part comme agent entrant dans la fabrication de détergent et d'autre part comme énergie thermique motrice alimentant l'installation frigorifique à absorption présente un double objectif caractérisant simultanément l'économie d'énergie propre et la protection de l'environnement.

La simulation de la machine à absorption nous a permis de mieux comprendre son fonctionnement et en déduire les actions nécessaires à l'amélioration de ses performances.

Ce la étant possible, car disposant des paramètres et caractéristiques du constructeur et ceux récoltés lors de la prise de mesures sur plateforme.

Quant aux résultats obtenus, le système d'absorption au niveau de (HENKEL ALGERIE) est une solution rentable sur le plan économique et un éventuel remplacement de ce système par un autre à compression mécanique est synonyme de perte.

Mots clés : absorption, bromure de lithium-eau, simple effet, simulation, performance, détergent, sulfonation, Henkel

Abstract

The aim of this thesis is relatively included in the study of system due to the functional absorption in an industrial unit (HENKEL ALGERIA).

In fact, the processing of manufacturing detergent has a focus stage as such a chemical reaction (exothermic) called sulfonation in which the production of an active substance is assured.

This chemical reaction realized in a multi tubes reactor acquires a notable amount of cold to obtain a complete reaction.

The fabrication of detergent needs a great share of steam from which the use of thermal energy feeds the installation of the absorption as well as, the double use of steam in a way as a sharing factor in fabricating detergent or another as a thermal energy feeding the installation of absorption presenting a spare aim simulating eously featuring an impact of economizing pure energy and protecting environment.

Simulating the absorption machine allows us to better figuring out its functioning to deduct the necessary action for a better performances improvement.

This made feasible, while disposing parametrical features of the constructor and those of the platform measurements.

Regarding the results of (HENKEL ALGERIA) absorption system is a good solution economically speaking and fits kernel to replace other systems like mechanical compression viewed frail.

Key words: Absorption, lithium bromide- water, Single effect, simulation, performance, detergent, sulfonation, Henkel