

SOMMAIRE

INTRODUCTION

PARTIE I : ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE

Chapitre I: Extraction solide-liquide

Chapitre II: Evaporation

Chapitre III: Transfert thermique

PARTIE II: PARTIE EXPERIMENTALE

Chapitre I: Confection de l'appareil

Chapitre II: Calculs de performances

Chapitre III: Essais de l'appareil

Chapitre IV : Estimation du prix de revient de l'appareil

CONCLUSION GENERALE

REMERCIEMENTS

De prime abord, je tiens à remercier **Le Seigneur Tout Puissant** de m'avoir donné santé, force et courage durant la préparation de ce mémoire ; ainsi que pour la bonté et la grâce qu'il nous témoigne chaque jour.

Ensuite, je voudrais adresser mes profondes reconnaissances :

■ au Professeur **ANDRIANARY Philippe Antoine**, Directeur de l'École Supérieure Polytechnique d'Antananarivo, qui, malgré la multitude des obligations qui lui incombent, a accepté de nous faire honneur par sa présence en tant que Président du Jury;

■ aux

- **Docteur RANDRIANA Nambinina Richard Fortuné**, Chef du Département Génie Chimique ;
- **Docteur RAKOTOMAMONJY Pierre** ;
- **Docteur RAKOTONDRAMANANA Samuel**, Enseignants au sein du Département Génie Chimique ;

d'avoir accepté de faire partie des Membres du Jury ;

- au Professeur Titulaire **RASOANAIVO Philippe**, Rapporteur du présent mémoire, qui n'a pas ménagé ses forces et son temps dans son rôle d'encadrement dans le but de la réalisation de ce mémoire;
- + au Personnel Enseignant du Département Génie Chimique car c'est grâce à eux que nous avons pu acquérir les savoirs nécessaires durant notre formation;
- + au Professeur **Suzanne RATSIMAMANGA**, Présidente de l'IMRA, de m'avoir acceptée au sein de son institut;
- + au personnel de l'IMRA, notamment le personnel du laboratoire thérapeutique pour leurs précieux aides et conseils;
- + au Professeur **RANDRIAMORASATA Josoa**, Enseignant à l'ESPA, ayant participé à la confection de cet appareil ;
- + à l'atelier TARATRA sis à Morarano, au sein duquel s'est déroulée la finition de l'appareil;
- + à mes Parents et toute ma Famille qui m'ont soutenu moralement et financièrement durant mes études;
- + à mes Amis de m'avoir encouragée et aidée ainsi qu'à toutes les personnes ayant contribué à la réalisation de ce mémoire.

Je vous remercie du fond du coeur!



LISTE ET NOMENCLATURE DES TABLEAUX

Tableau 1: Conductivités thermiques moyenne de quelques matériaux.....	16
Tableau 2: Conductivités thermiques moyenne de quelques fluides	17
Tableau 3: Les nombres adimensionnels intervenant dans la convection	21
Tableau 4: Coefficients de transfert convectif.....	25
Tableau 5: La cuve de chauffage	34
Tableau 6: Le séparateur	36
Tableau 7: Le condenseur	38
Tableau 8: Tuyautes et accessoires : serpentin, brides.....	40
Tableau 9: Chaleur massique moyenne de l'eau à pression constante entre 0 et θ (°C) ..	46
Tableau 10: Tension de vapeur et chaleur de vaporisation de l'eau.....	46
Tableau 11: Densité des solutions aqueuses d'éthanol en fonction du titre massique et de la température	48
Tableau 12: Chaleur spécifique des solutions aqueuses d'éthanol en fonction de la concentration et de la température	49
Tableau 13: Tension de vapeur de quelques solvants organiques	49
Tableau 14: Chaleurs spécifiques de quelques solvants organiques	50
Tableau 15: Chaleur latente de vaporisation de quelques solvants organiques	51
Tableau 16: Chaleur spécifique des solutions aqueuses de méthanol en fonction de la concentration et de la température	52

Tableau 17: Capacité d'évaporation pour l'eau	55
Tableau 18: capacité d'évaporation pour l'éthanol	57
Tableau 19: Capacité de condensation pour l'eau.....	60
Tableau 20: Capacité de condensation pour l'éthanol.....	61
Tableau 21: Résultats des essais d'évaporation de l'eau.....	65
Tableau 22: Résultats des essais d'évaporation de solution aqueuse d'alcool	66
Tableau 23: Essais de distillation d'éthanol avec un rotavapor	66
Tableau 24: Comparaison des performances théoriques avec les résultats des essais....	68
Tableau 25: Prix des plaques inox 316.....	70
Tableau 26: Prix des tubes	71
Tableau 27: Prix des Accessoires de tuyauterie.....	72
Tableau 28: Prix des autres matériels	73

LISTE ET NOMENCLATURE DES FIGURES ET DES PHOTOS

Figure 1: Schéma du transfert de chaleur conductif	13
Figure 2: Schéma du transfert thermique convectif	20
Figure 3: Schéma du transfert thermique à la fois par conduction et par convection	25
Figure 4: Représentation schématique du graphe de Nukiyama	28
Figure 5: Schéma de l'évapo-concentrateur	41
Figure 6: Photo de l'évapo-concentrateur	42
Figure 7: Photos des différentes parties de l'évapo-concentrateur	43
Figure 8: Schéma du chauffage par la résistance électrique	45

LISTE DES ANNEXES

Annexe 1: Evaporateur avec turbocompresseur pour recompression de la vapeur	a1
Annexe 2: Evaporateur à couche mince.....	a2
Annexe 3: Evaporateur à circulation thermique à tubes horizontaux.....	a3
Annexe 4: Evaporateur à circulation mécanique à longs tubes verticaux, avec séparateur de cristaux	a4
Annexe 5: Evaporateur à circulation thermique à longs tubes inclinés.....	a5
Annexe 6: Evaporateur à circulation forcée à longs tubes horizontaux, avec séparateur de cristaux.....	a6
Annexe 7: Evaporateur à circulation thermique longs tubes verticaux	a7
Annexe 8: Evaporateur à circulation thermique à tubes verticaux courts, type PANIER,..	a8
Annexe 9: Chaleurs de vaporisation molaires d'hydrocarbures pures fonction de la température et de la pression.....	a9
Annexe 10: Chaleurs spécifiques vraies de quelques composés organiques liquides	a10
Annexe 11: Diagramme H-V de la vapeur d'eau	a11

NOTATIONS ET UNITES

$\Theta_{\text{éb}}$ (°C):	température d'ébullition en degré Celsius ;
$T_{\text{éb}}$ (K):	température d'ébullition en degré Kelvin ;
T_{sat} (K) :	température de saturation en degré Kelvin;
Θ_{sat} (°C):	température de saturation en degré Celsius ;
$\Delta\Theta$ (°C) :	différence de température en degré Celsius;
ΔT (K):	différence de température en degré Kelvin;
P (mbar):	pression en millibar;
P_{cr} (Pa):	pression critique en Pascal;
V (L):	volume en litre
M (g.mol ⁻¹):	masse molaire en gramme par mole ;
C_p (cal.g ⁻¹ .°C ⁻¹):	chaleur spécifique en calories par gramme par degré Celsius de différence de température ;
L_v (cal.g ⁻¹) :	chaleur de vaporisation en calories par gramme;
$\Delta H_v = L_M$ (cal.mol ⁻¹) :	chaleur de vaporisation molaire en calories par mole;
K :	constante dans la Loi de Trouton ;
S (m ²):	aire en mètre carrée ;
Q (J):	quantité de chaleur en joules ;
Q (cal):	quantité de chaleur en calories ;

Φ (kcal.h ⁻¹) ou (W) :	flux de chaleur ;
h ou α (W/m ² °C):	coefficient de transfert thermique par convection en watt par mètre carré et par degré Celsius de différence de température;
k (W/m ² °C) :	coefficient global de transfert thermique en Watt par mètre carré et par degré Celsius
$\lambda \left(\frac{\text{kcal}}{h\left(\frac{m^2}{m}\right).K} \right)$:	conductivité thermique en kilocalories par heure, par mètre carré de surface, par mètre d'épaisseur et par degré de différence de température ;
λ (W.m ⁻¹ .°C ⁻¹) :	conductivité thermique en watt par mètre et par degré Celsius de différence de température;
D_h (m) :	diamètre hydraulique en mètre
p (m) :	périmètre mouillé
e (m):	épaisseur en mètre
g (m ² .s ⁻¹):	accélération de la pesanteur en mètre carré par seconde;
ρ (kg.m ⁻³):	masse volumique du fluide en kilogramme par mètre cube ;
r_{cav} (m):	rayon des cavités sur des surfaces métalliques lisses, pour les fluides organiques, en mètre ;
σ (N.m ⁻²):	tension superficielle en Newton par mètre carré
R_p :	rugosité de la paroi;
x_v :	pourcentage vaporisé ;
u (m.s ⁻¹):	vitesse d'écoulement du fluide en mètre par seconde ;

η (Pl):	viscosité cinématique en Poiseuille ;
β (K^{-1}):	Coefficient de dilatation thermique par degré Kelvin;
W (J):	énergie en Joules ;
U (V):	tension en Volt ;
I (A):	intensité du courant électrique en Ampère ;
t (s) :	durée de chauffage en secondes ;
R (Ω):	résistance électrique en Ohm ;
\mathcal{P} (Watt):	puissance électrique absorbée théorique en Watt;
\mathcal{P}_{eff} (Watt):	puissance électrique absorbée effective en Watt;
A (kg):	charge ou quantité de solution à concentrer en kilogramme;
B (kg) :	quantité du concentrât en kilogramme ;
D (kg) :	quantité finale du condensât en kilogramme ;
R (m):	grand rayon en mètre ;
r (m):	petit rayon en mètre ;
a (m):	apothème d'un cône en mètre ;
\dot{G}_v ($kg.s^{-1}$):	débit de vapeur en kg par seconde ;
\dot{G} ($L.h^{-1}$):	capacité d'évaporation en litre par heure ;
\dot{D} ($L.h^{-1}$):	capacité de condensation en litre par heure ;
\dot{E} ($L.h^{-1}$):	débit de l'eau de refroidissement en litre par heure ;
t_r (s) :	durée théorique de réchauffement du liquide en secondes ;

X

$t_{r(\text{eff})}$ (s) : durée effective de réchauffement du liquide en secondes ;

t_{si} (s) : début du siphonage après le début de chauffage, en secondes ;

Indices :

p: paroi ;

sat : saturation ;

f : fluide ;

v: vapeur ;

l : liquide ;

e : entrée ;

s : sortie ;

A : alimentation (solution à concentrer ou encore charge) ;

B : concentrât ;

D : condensât ;

E : eau de réfrigération.

Nombres adimensionnels :

X_{tt} : nombre de MARTINELLI ;

Gr : nombre de Grashof ;

Ms : nombre de Margoulis ;

Nu : nombre de Nusselt ;

Pe : nombre de Péclet ;

Pr : nombre de Prandtl ;

Ra : nombre de Rayleigh ;

Re : nombre de Reynolds ;

INTRODUCTION

 Madagascar est un pays doté d'une grande richesse en plantes médicinales, voire en espèces endémiques. L'exploitation de ces ressources fait l'objet des recherches menées au sein de l'Institut Malgache des Recherches Appliquées (IMRA) en vue d'enrichir la pharmacopée malgache. Les différents laboratoires qui s'y trouvent apportent alors leur contribution afin de promouvoir ces recherches.

Mais l'activité de l'IMRA ne se limite pas uniquement à la recherche de nouveaux médicaments, elle s'étend à leur production et commercialisation. Cette partie d'activités nécessite des matériels de production qui dépassent le cadre et les dimensions des matériels de laboratoire.

Parmi les tâches les plus courantes dans le laboratoire thérapeutique figure l'extraction par solvant (ou mélange de solvants) de certains constituants solubles des plantes. Cette opération est suivie de la concentration ou de l'évaporation à sec de la solution obtenue afin de récupérer un extrait sec et le solvant d'extraction. Au laboratoire, cette opération est généralement menée dans des évaporateurs rotatifs (ou rotavapors). Dans le cas d'une quantité importante de solutions, il faudrait un appareil d'une plus grande capacité afin de gagner du temps. C'est dans cette optique que notre directeur de mémoire nous a confié la conception et la confection d'un évaporateur à plus grande échelle. D'où le présent mémoire est intitulé « Conception et Réalisation d'un Evapo-concentrateur à Circulation Forcée ». L'objet de cet ouvrage est donc de présenter les travaux qui y sont relatifs en adoptant le plan composé de deux parties suivantes :

- ☞ l'étude bibliographique traitant des généralités sur l'extraction solide-liquide, l'évaporation et le transfert thermique ;
- ☞ la partie expérimentale qui aborde les travaux effectués : la confection, les calculs de performances, les essais ainsi que l'estimation du prix de revient de l'appareil.

PARTIE I : ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE



Chapitre I : EXTRACTION SOLIDE-LIQUIDE

On distingue divers modes d'extraction solide-liquide. [12]

Percolation :

Cette extraction se fait généralement à chaud en laissant couler le solvant sur un lit de solide finement divisé pour que les composants solubles qui y sont contenus soient dissous.

Décoction :

C'est une opération dans laquelle le solide est mis à bouillir dans un liquide, généralement l'eau, en vue d'extraire les parties solubles.

Infusion :

C'est une opération de mise en suspension d'un solide dans un liquide chaud (proche de l'ébullition) ou l'arrosage du solide par ce liquide afin de dissoudre les constituants utiles, suivie du refroidissement du mélange.

Macération :

Il s'agit d'extraire les parties solubles dans le solide en mettant ce dernier en contact plus ou moins prolongé à froid avec le liquide.

Digestion :

C'est une macération à chaud.

Chapitre II : EVAPORATION

II.1. Définitions [7] ; [11]

L'**évaporation** est l'opération fondamentale qui a pour but de concentrer une solution d'un soluté solide ou liquide, par vaporisation du solvant à la pression atmosphérique ou sous vide. C'est une opération de transfert de matière et d'énergie entre une solution et une vapeur.

La vaporisation peut avoir lieu,

- a. Soit par évaporation lente, par la surface libre du liquide, sans formation de bulles de vapeur, à des températures variables sous une pression constante ;
- b. Soit par ébullition dans toute la masse du liquide, avec formation de bulles de vapeur, à une température qui est constante sous une pression fixe.

L'évaporation peut être considérée comme une distillation instantanée ou une distillation simple, avec toutefois comme particularité, que le produit recherché est le résidu non volatil tandis que, dans la distillation, les composés intéressants se trouvent dans la vapeur.

La distillation simple ou différentielle consiste à vaporiser le liquide par ébullition puis à condenser la vapeur aussitôt formée en évitant le contact avec le liquide qui lui a donné naissance.

La distillation instantanée ou distillation à l'équilibre procède par vaporisation d'une certaine fraction du liquide de manière à ce que le liquide et la vapeur soient en contact l'un avec l'autre et en équilibre, la séparation de la vapeur se faisant ensuite par condensation.

Généralement, en Génie Chimique, on considère la vaporisation de la solution, par ébullition, dans toute la masse. On part d'une solution diluée pour aboutir à un concentrat

plus ou moins visqueux. Ce dernier peut être soumis ensuite aux opérations de cristallisation et de séchage.

Le processus d'évaporation consiste à fournir de la chaleur à une solution pour vaporiser le solvant et à liquéfier les vapeurs de celui-ci par refroidissement. L'opération complète est régie par les lois de conservation des masses et de l'énergie.

II.2. Température d'ébullition [2]

La température d'ébullition d'un liquide est telle qu'à cette température la pression de vapeur saturante est égale à la pression supportée par le liquide.

Température de saturation

La température de saturation, T_s , est la température à laquelle l'ébullition ou la condensation se produit. Elle dépend de la pression du système; ainsi, plus la pression est élevée, plus la température de saturation sera haute.

Lorsqu'un liquide contient une substance dissoute (soluté), la pression de vapeur saturante du solvant sur le mélange est inférieure à celle du solvant pur à la même température.

Cette différence entre la température d'ébullition d'une solution et celle du solvant pur est appelée retard à l'ébullition d'une solution ou élévation du point d'ébullition due au soluté.

La température de rosée est la température à laquelle la vapeur dépose la première goutte de liquide. Elle est constante sous une pression donnée.

Pour un liquide pur et sa vapeur, les températures d'ébullition et de rosée, constantes sous une pression donnée, sont les mêmes. Dans le cas d'un mélange, elles sont différentes.

La tension de vapeur est indépendante des masses de liquide et de vapeur en présence et ne dépend que de la nature du liquide et de sa température. En particulier, elle croît avec la température jusqu'au point critique, point au-delà duquel la phase liquide ne peut exister.

II.3. Techniques d'évaporation [7]

II.3.1. Evaporation par chauffage direct

a. Evaporation naturelle

Elle se réalise par vaporisation sans ébullition des solutions laissées à l'air libre. Les calories sont amenées par le rayonnement solaire et par l'air ambiant, transmises par rayonnement, conduction, convection, dans les cas des marais salants, par exemple.

b. Evaporation par gaz chauds

Elle est faite par chauffage de la solution par injection de gaz chauds : gaz de combustion ou air.

Le chauffage par des gaz de combustion est utilisé en particulier pour la concentration des solutions très corrosives, telles que les solutions d'acides sulfurique et phosphorique. Les gaz très chauds sont fournis par un brûleur non inclus dans l'évaporateur et barbotent dans la solution dispersée dans une cuve, au moyen d'un système d'agitation puissant (disques tournants ou hélices) ou encore proviennent d'un brûleur immergé dans la solution, comme dans le cas de la combustion submergée ; ce dernier dispositif permet une transmission instantanée de chaleur au liquide.

Le chauffage par air chaud est utilisé pour concentrer, sans ébullition, par chauffage à basse température, certaines solutions dont le soluté risque de se décomposer par la chaleur (jus de fruits entre autres). On peut opérer par pulvérisation de la solution diluée à la partie supérieure d'une tour à la base de laquelle arrive un courant d'air chaud.

II.3.2. Evaporation par chauffage indirect

Ce mode d'évaporation consiste à transmettre la chaleur à la solution, amenée en général à l'ébullition, par l'intermédiaire d'une paroi conductrice, à laquelle la chaleur est apportée par une flamme (chauffage à feu nu), par une résistance électrique, par un liquide chaud (du type Dowtherm) ou par la vapeur.

On distingue l'évaporation à simple effet ou à multiple effet, à la pression atmosphérique ou à pression réduite.

L'évaporation à la pression ordinaire est la plus simple et la plus primitive.

L'évaporation à l'air libre, c'est-à-dire sans condensation de vapeur se réalise par chauffage de la solution aqueuse dans une capsule évaporatoire, au moyen d'une flamme ou d'un bain-marie.

L'évaporation avec condensation de vapeur est faite dans une caisse d'évaporation avec condenseur.

L'évaporation à simple effet à la pression ordinaire est employée avec les solvants assez volatils, pour de petites et moyennes quantités de solution à concentrer. Avec certaines solutions aqueuses, les surchauffes peuvent quelquefois provoquer une décomposition du soluté que l'on évite en opérant sous pression réduite.

L'évaporation sous pression réduite, utilisée chaque fois que l'on traite des produits altérables par la chaleur permet, d'une part, de réaliser des économies de calories, car la température d'ébullition se trouve abaissée par la diminution de la pression et, d'autre part, d'augmenter la chute de température entre la plaque chauffante et la solution. Toutefois, le liquide est plus visqueux et le coefficient de transmission de chaleur est plus bas que lorsqu'on opère à la pression ordinaire. Sous pression réduite, on peut faire des évaporations non seulement d'après la technique de l'évaporation ordinaire (distillation simple) mais aussi suivant celle de l'évaporation instantanée (vaporisation ou distillation éclair) : chauffage du liquide sous pression et brusque détente dans une chambre.

Evaporation à effets multiples [7]

Lorsqu'il s'agit de solutions aqueuses, la consommation d'énergie est importante parce que la chaleur de vaporisation de l'eau est particulièrement élevée. Le principe consiste à réduire la dépense en vapeur de chauffage en se servant de la vapeur résultant de la concentration dans un premier appareil pour fournir la chaleur à un deuxième appareil dont on met le contenu sous une pression suffisamment réduite pour que le point d'ébullition de la solution se trouve nettement en dessous de la température de condensation de la vapeur récupérée. On obtient alors un appareil à double effet Si la vapeur produite par le

deuxième appareil est envoyée dans un troisième, on réalise un appareil triple effet. Si l'on dispose ainsi de N appareils en série, on obtient un appareil N effets.

II.4. Différents types d'évaporateurs [7]

L'appareillage complet utilisé pour l'évaporation est appelé souvent évaporateur. Il comprend les évaporateurs proprement dits, les condenseurs, les appareils à vide et les appareils annexes.

II.4.1. Evaporateur naturel

Le principe est d'exposer à l'air libre une solution aqueuse qui a tendance à s'évaporer jusqu'à saturation en eau de l'air ambiant. Ce système d'évaporateur a un fonctionnement très limité car il nécessite une grande surface et il est à exclure dans le cas des solvants toxiques.

II.4.2. Evaporateur à feu nu

Pour activer l'évaporation naturelle en augmentant la température des solutions à évaporer, on utilise le feu comme source de chaleur. Pourtant, il y a risque d'explosion, d'où son utilisation limitée car presque tous les solvants organiques sont explosifs.

II.4.3. Evaporateur à double enveloppe et évaporateur à serpentin

Ce sont les plus anciens des évaporateurs. Ils sont chauffés à la vapeur. La difficulté à réaliser un évaporateur à double enveloppe de grande capacité a amené les constructeurs à doter les cuves de serpentins intérieurs. Ces derniers gênent la circulation naturelle du liquide donc réduit l'efficacité de l'appareil.

II.4.4. Evaporateur à surface d'échange tubulaire

a. Evaporateurs à tubes horizontaux

La vapeur peut circuler aussi bien à l'intérieur qu'à l'extérieur du tube. Ce type d'évaporateur est déconseillé pour les solutions moussantes, visqueuses et incrustantes, il est donc inadapté au cas de la cristallisation. Il n'est non plus employé pour l'évaporation de l'eau.

b. Evaporateurs à tubes verticaux ou à grimpage

La vapeur circule à l'extérieur du tube. En effet, chaque tube est similaire à un émulseur à vapeur. Cet effet a été mis en évidence par PAUL KESTNER en 1899 ; c'est lui qui a donné le nom de « grimpage ». L'effet de grimpage maintient un mouvement extrêmement rapide du liquide le long de la surface d'échange, ce qui améliore le coefficient d'échange et diminue la charge hydrostatique et la surchauffe.

Lorsque ce système à grimpage est muni d'une tuyauterie externe de recyclage de la solution, il s'agit d'un « Thermosiphon ».

Cet évaporateur est inadapté dans le cas où il y aurait un dépôt de sel mais il donne d'excellents résultats dans les cas des solutions moussantes.

II.5. Chaleur latente de vaporisation [7] ; [15] ; [17] ; [19]

La chaleur latente de vaporisation ou chaleur de vaporisation ou chaleur massique de vaporisation L_v , d'un liquide à la température T (choisie généralement comme étant la température d'ébullition) est la quantité de chaleur qu'il faut fournir à l'unité de masse de liquide, prise à la température T sous la pression d'équilibre P , pour le transformer en vapeur à la même température et la même pression.

- **Pour l'eau** : elles ont été déterminées sous des pressions variées, correspondants à diverses températures d'ébullition. Cf. tables de MOLLIER et de KEENAN.

- **La Formule de REGNAULT** donne approximativement, par le calcul, la chaleur de vaporisation de l'eau en calories, pour des températures comprises entre 100°C et 200°C.

$$L_v = 606,5 - 0,695.\theta = 796 - 0,695.T$$

A 100°C : $L_{\text{eau}} = 539,6 \text{ cal.g}^{-1} = 539,6 \text{ kcal.kg}^{-1}$

C'est la plus grande des chaleurs de vaporisation.

- **Formule de TROUTON**

$$L = \frac{K \cdot T_{\text{éb}}}{M}$$

$$\frac{M \cdot L}{T_{\text{éb}}} = \frac{\Delta H}{T_{\text{éb}}} = K$$

$T_{\text{éb}}$: température absolue d'ébullition sous la pression normale ;

M : masse molaire ;

L = chaleur de vaporisation ;

$\Delta H = L_M = M \cdot L$: chaleur de vaporisation molaire ;

K : constante,

$K = 20,5 \text{ cal.K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}$ pour les corps non associés tels que les hydrocarbures, par exemple ;

$K = 26 \text{ cal.K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}$ pour les corps associés tels que l'eau et l'alcool, par exemple.

- **Formule de NERNST-BINGHAM pour les liquides non associés :**

$$\frac{\Delta H_v}{T} = 17 + 0,011 \cdot T$$

- **Loi de KISTYAKOWSKY**

$$\frac{L_v}{T} = 8,75 + 4,575 \cdot \log_{10} T$$

II.6. Condensation

II.6.1. Condensation et pression dans l'évaporateur [10]; [2]

La chaleur est éliminée en général, soit par l'intermédiaire de la chaleur de vaporisation d'un liquide qui se vaporise, soit par celui de la capacité thermique d'un fluide qui se réchauffe.

Lorsque la vapeur saturée vient en contact avec une paroi de température moindre que la sienne, elle se condense et sur la surface se forme de la pellicule ou bien des gouttelettes de liquide : condensation pelliculaire ou condensation en gouttes.

Dans les appareils industriels, on observe la condensation pelliculaire. En effet, une couche continue de liquide se forme à la surface et s'écoule vers le bas sous l'influence de la pesanteur.

La phase gazeuse après séparation des particules de liquide, est constituée par de la vapeur de solvant et des gaz incondensables, le plus souvent de l'air, provenant de la solution ou des fuites de l'appareillage. La vapeur lorsqu'elle se liquéfie, provoque une diminution du volume de la phase gazeuse, ce qui se traduit par une diminution de la pression (vide). C'est donc le condenseur qui règle la pression dans l'évaporateur et, de ce fait, la température d'ébullition. Les appareils à vide (éjecteur, etc....) ne sont chargés que d'éliminer les gaz non condensables.

II.6.2. Chaleur de condensation [7] ; [15]

La chaleur latente de liquéfaction ou de condensation est la quantité de chaleur égale et de signe contraire à celle de la vaporisation, c'est-à-dire celle qui est libérée, dans les mêmes conditions, lors de l'opération inverse : la condensation.

II.6.3. Condenseurs [7]

Il existe deux types de condenseurs : les condenseurs à surface et les condenseurs à contact direct.

a. Condenseurs à surface

Les condenseurs à surface produisent la liquéfaction de la vapeur par contact avec une paroi refroidie, en général par un courant d'eau. Ils sont utilisés lorsque l'on désire recueillir le condensat à part, c'est-à-dire lorsqu'il est un liquide précieux et non l'eau.

b. Condenseurs à contact direct ou à mélange

Dans ces condenseurs, la liquéfaction de la vapeur d'eau se fait par contact direct (mélange) avec de l'eau froide. Moins onéreux que les précédents, ils ne peuvent s'employer que lorsque la vapeur à condenser est de la vapeur d'eau.

Chapitre III: TRANSFERT THERMIQUE

On distingue quatre modes de transmission de la chaleur :

- La conduction : un transport de la chaleur à l'échelle moléculaire, dans un corps ;
- La convection : un transport de la chaleur d'une paroi à un fluide ou réciproquement, en mouvement relatif ;
- Le mélange ;
- Le rayonnement : une transmission de la chaleur à distance, sans support intermédiaire ;

Le transfert de chaleur rencontré le plus fréquemment dans l'industrie chimique se fait à la fois par convection à l'intérieur des fluides et par conduction à travers la ou les parois solides séparant ceux-ci.

III.1. Conduction [5] ; [2]

III.1.1. Conduction des solides

Le transfert de chaleur s'effectue par conduction lorsqu'il se produit de proche en proche à travers la matière, sans déplacement de celle-ci, l'énergie due à l'agitation thermique des molécules se communiquant d'une couche à l'autre. La conduction à l'état pur ne se rencontre en général que chez les solides. Chez les fluides, elle s'accompagne de la convection.

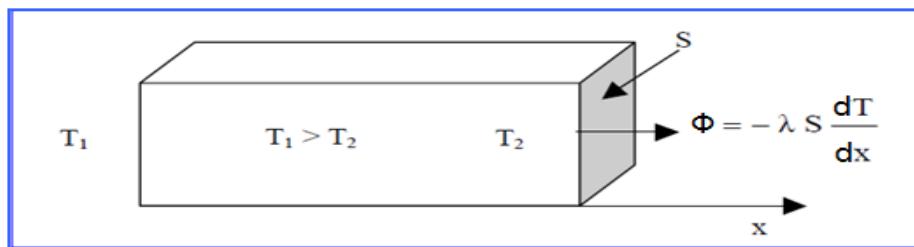


Figure 1: Schéma du transfert de chaleur conductif

La vitesse de propagation de la température est faible et très variable suivant les corps et les conditions de la transmission ; elle est de l'ordre du m/h. Cette lenteur oblige à distinguer deux régimes :

- Le régime permanent dans lequel la répartition des températures et le flux de chaleur sont constants dans le temps,
- Le régime variable dans lequel les températures et le flux de chaleur sont fonction du temps.

On peut étudier ces régimes pour deux sortes de conduction :

- La conduction simple dans laquelle le corps transporteur de chaleur n'est le siège d'aucune création calorifique,
- La conduction vive où le corps transporteur est le siège d'une création ou d'une absorption de chaleur.

Le flux de chaleur qui se propage perpendiculairement à la paroi est donné par la formule de Fourier :

$$\frac{dq}{dt} = -\lambda \times S \times \frac{dT}{dx}$$

$\frac{dq}{dt}$: Quantité de chaleur transférée par unité de temps = flux thermique (le signe – correspond au fait que la température décroît dans le sens du transfert) ;

S : aire de la paroi ;

$\frac{dT}{dx}$: Gradient de température dans la matière normalement à la paroi ;

λ : conductivité thermique, un coefficient caractéristique de la substance traversé.

En régime stationnaire et permanent, $\frac{dq}{dt}$ est une constante que l'on notera Φ , l'équation

s'intègre alors facilement et donne, en supposant λ constant dans l'intervalle de température considéré :

$$\Phi = \frac{\lambda}{e} \times S \times \Delta T$$

ΔT (K): différence de température de part et d'autre de la paroi ;

e (m): épaisseur de la paroi

λ : Équation aux dimensions de la conductivité thermique

$\lambda = \Phi \cdot l^{-1} \cdot T^{-1} = \text{puissance} \cdot l^{-1} \cdot T^{-1}$;

Unités :

SI : watt par mètre et par degré Celsius de différence de température ($W \cdot m^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$) ;

En Génie Chimique :
$$\frac{\text{kcal}}{h \left(\frac{m^2 \text{ de surface}}{m \text{ d'épaisseur}} \right) \cdot K}$$

Et λ varie avec la température ; généralement, on prend une valeur moyenne pour une plage de température correspondant au problème que l'on veut traiter.

Tableau 1: Conductivités thermiques moyenne de quelques matériaux

Matière	$\lambda \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h} \left(\frac{\text{m}^2}{\text{m}} \right) \cdot \text{K}} \right)$	Matière	$\lambda \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h} \left(\frac{\text{m}^2}{\text{m}} \right) \cdot \text{K}} \right)$
Argent	360	Acier inox	142
Cuivre	332	Glace	2
Aluminium	197	Email	1
Graphite	128	Verre pyrex	1
Etain	53	Verre ordinaire	0,65
Fer	52	Brique d'argile	0,60
Fonte	45	Amiante	0,14
Acier doux	40	Polyvinyle	0,14
Plomb	30	Laine de verre	0,04

Source : [2] ANGLARET P. ; KAZMIERCZAK S. « Technologie Génie Chimique », Tome 1, 3^{ème} édition, Décembre 1989

III.1.2. Conduction des fluides [1] ; [12]

Passage de la chaleur d'un solide à un fluide

La conduction de la chaleur au travers d'une couche de fluide immobile et de très faible épaisseur se traite de la même façon que la conduction au travers des solides. On trouve un coefficient généralement faible.

Tableau 2: Conductivités thermiques moyenne de quelques fluides

Matière	$\lambda \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h} \left(\frac{\text{m}^2}{\text{m}} \right) \cdot \text{K}} \right)$	Matière	$\lambda \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h} \left(\frac{\text{m}^2}{\text{m}} \right) \cdot \text{K}} \right)$
Eau	0,51	Hexane	0,12
Ethanol à 96%	0,20	Tétrachlorure de carbone (CCl_4)	0,086
Acide acétique	0,15	Air	0,021
Hydrogène	0,15	CO_2	0,012
Benzène	0,13	Chlore	0,006

Source : [2] ANGLARET P. ; KAZMIERCZAK S. « Technologie Génie Chimique », Tome 1, 3^{ème} édition, Décembre 1989

Il y a trois cas :

- 1) Le fluide est en principe immobile par rapport à la paroi : il y a d'abord conduction de la chaleur au travers du fluide, comme dans le cas des solides, mais les modifications locales de la température du fluide provoquent des différences de masse volumique, donc des mouvements du fluide qui accélèrent le transfert. C'est la **convection naturelle**.
- 2) Le fluide s'écoule d'une façon laminaire ;
- 3) Le fluide s'écoule d'une façon turbulente : on sait qu'il existe au voisinage de la paroi, en dépit de la turbulence, une couche dont le mouvement est laminaire (et même nul au contact même de la paroi). Le transfert de la chaleur se faisant pratiquement instantanément dans la zone tourbillonnaire, il en résulte que la résistance au passage de la chaleur est concentrée dans la couche laminaire. Dans cette zone, seule la conduction du fluide (qui est généralement mauvaise) permet le passage de la chaleur.

La relation de Fourier, définie pour les solides par la formule (6) : $\Phi = \frac{\lambda}{e} \times S \times \Delta T$

y est alors applicable :

En génie chimique, on ne considère que des quantités de chaleur positives, et on élimine donc le signe (-).

Φ (W) : quantité de chaleur transférée par unité de temps ;

λ (W.m⁻¹.K⁻¹) : conductivité thermique du fluide ;

e (m): épaisseur de la couche laminaire ;

S (m²): aire au travers de laquelle se produit le transfert

ΔT (K): différence de température de part et d'autre de la couche laminaire.

Le rapport $(\frac{\lambda}{e})$ que l'on désigne par « h » et est appelé **coefficient de transfert thermique** entre la paroi et le fluide.

$$\Phi = h \times S \times \Delta T$$

Φ (W) si h (W.m⁻².K⁻¹); Φ (kcal.h⁻¹) si h (kcal.m⁻².h⁻¹.K⁻¹)

Par extension, et bien que dans ce cas ΔT ne soit pas rigoureusement défini du fait d'une certaine hétérogénéité des températures, on applique cette dernière relation à la convection naturelle, et à la circulation laminaire qui est un cas intermédiaire. On voit que, par définition, tout ce qui contribue à diminuer e augmente h . Or, si e n'est pas connu, on possède néanmoins des indications à son sujet. En effet, il paraît évident que e doit diminuer lorsqu'on augmente la turbulence qui est caractérisée par le nombre de Reynolds « Re » .

$$Re = \frac{u \cdot D_h \cdot \rho}{\eta}$$

Avec $D_h = \frac{4S}{p}$

u ($m.s^{-1}$): vitesse du fluide ;

ρ ($kg.m^{-3}$): masse volumique ;

η (Pl): viscosité cinématique ;

D_h (m): diamètre hydraulique ;

S (m^2) : section ;

p (m): périmètre mouillé.

Les coefficients de transfert des gaz sont considérablement plus faibles que ceux des liquides. En effet, leur masse volumique ρ est beaucoup plus faible et leur conductivité thermique est également plus faible.

Les liquides visqueux ont de moins bons coefficients que ceux qui le sont peu. En effet, les différences de viscosité entre les liquides sont beaucoup plus importantes que leurs différences de masse volumique, et exercent donc une action prédominante.

A part les métaux liquides, c'est l'eau qui a le meilleur coefficient, compte tenu de son λ et son ρ plus élevés et son η plus faible.

Le coefficient de transfert thermique est d'autant plus élevé que la vitesse du fluide par rapport à la paroi est plus grande. Cette vitesse peut s'obtenir soit par circulation forcée, soit par un déplacement du liquide sous l'influence de l'échange thermique lui-même. Les types d'échanges qui bénéficient à priori des meilleurs coefficients sont ceux qui provoquent par eux-mêmes le maximum d'agitation à la surface : condensation des vapeurs, ébullition d'un liquide, chauffage d'un liquide par une plaque placée sous un fluide et présentant une très grande différence de température avec lui.

La géométrie de l'échangeur joue un rôle. A section de passage égale, D_h est en effet d'autant plus grand que le périmètre est plus petit. De plus, plus le fluide rencontrera d'obstacles, plus sera augmentée la turbulence, donc le coefficient de transmission.

III.2. Convection [4] ; [2]

La convection est la transmission de la chaleur entre un fluide et une paroi avec déplacement relatif apparent du fluide par rapport à la paroi. On distingue deux sortes de convection :

- La convection naturelle dans laquelle le mouvement du fluide est dû à sa variation de température. Les vitesses atteintes sont assez faibles.
- La convection forcée où le fluide est mis en mouvement par un moyen mécanique à moins que ce ne soit la paroi qui se déplace.

Nous ne considérerons pas de régime variable, l'établissement du régime étant presque instantané.

La formule de Newton donne la quantité de chaleur échangée entre le fluide et la paroi solide :

$$\varnothing = h \cdot S \cdot (T_p - T_f)$$

\varnothing (W) : flux thermique ;

h ($\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$): coefficient de transmission thermique par convection ;

T_f (K) : température du fluide ;

T_p (K) : température de la paroi.

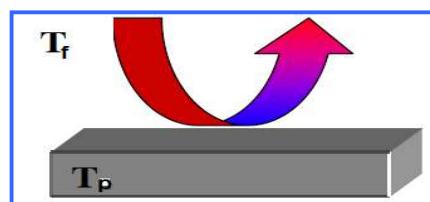


Figure 2: Schéma du transfert thermique convectif

III.2.1. Les facteurs qui influent sur l'échange thermique par convection [6] ; [14] ; [16] ; [24] ; [25]

Tableau 3: Les nombres adimensionnels intervenant dans la convection

Nombre de	Notation	Expression	fondation
REYNOLDS	Re	$\frac{\rho \cdot u \cdot D_h}{\eta}$	mesure des rapports des forces de viscosité par rapport aux forces d'inertie de l'écoulement
NUSSELT	Nu	$\frac{\alpha \cdot D_h}{\lambda}$	caractérise l'intensité de l'échange de chaleur sur la frontière fluide-paroi , l'efficacité du transport thermique convectif par rapport à ce que serait le seul transport conductif dans le gaz et détermine la nature de la convection : naturelle ou forcée.
GRASHOF	Gr	$\frac{g \cdot D_h^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta \cdot \Delta T}{\eta^2}$	- compare la force d'Archimède aux forces visqueuses du fluide en mouvement ; - détermine le régime de convection : laminaire ou turbulent.
PRANDTL	Pr	$\frac{3600 \cdot C_p \cdot \eta}{\lambda}$	compare les effets thermiques et visqueux du fluide considéré
MARGOULIS	Ms	$\frac{Nu}{Re \cdot Pr} = \frac{\alpha}{3600 \cdot C_p \cdot \rho \cdot u}$	
PECLET	Pe	$Re \cdot Pr = \frac{3600 \cdot C_p \cdot \rho \cdot u \cdot D_h}{\lambda}$	
RAYLEIGH	Ra	Pr.Gr	Détermine la transition entre un régime purement conductif (où il n'y a pas apparition des rouleaux de convection) et un régime convectif

N.B. : dans l'expression du nombre adimensionnel de Grashof, $\beta = \frac{1}{\rho} \cdot \frac{dp}{dT}$

- **Nombre de Reynolds**

Si $Re < 2100$: écoulement laminaire ;

$Re > 2500$: écoulement turbulent : les forces de viscosité ne sont plus suffisantes pour empêcher les perturbations d'engendrer une multitude de petits tourbillons qui se superposent à l'écoulement global.

III.2.2. Convection forcée [9]

$$Nu = A \cdot Re^m \cdot Pr^n$$

A est une constante dépendant de la géométrie considérée et de la valeur du nombre de Reynolds.

- a. **Régime laminaire dans des tubes**

$$Re = \frac{\rho \cdot u \cdot D_h}{\eta} < 2100$$

Formule de PAULHAUSEN :

$$Nu = 4 \cdot Pr^{1/3} = 4 \cdot \left(\frac{3600 \cdot C_p \cdot \eta}{\lambda} \right)^{1/3}$$

- b. **Régime turbulent**

- **Pour les gaz. Formule de Mc ADAMS :**

$$Nu = 0,020 \cdot Re^{0,8}$$

- Pour les surfaces lisses et avec
 - ✓ $Re < 10^5$

Formule de VERON :

$$Nu = 0,0395 \cdot Re^{0,75} \cdot Pr$$

- ✓ $10^5 \leq Re < 10^6$

Formule de RIBAUD :

$$Nu = 0,0245 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr$$

c. Vapeur d'eau surchauffée

Formule de Mc ADAMS :

$$Nu = 0,024 \cdot Re^{0,8}$$

d. Liquide ; hydrocarbures avec $Re > 10^4$

Formule de Mc ADAMS :

$$Nu = 0,0225 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}$$

e. Hydrocarbures liquides avec $Re < 10^4$

$$Nu = z \cdot Pr^{0,3}$$

f. Fluides circulant autour des tubes et perpendiculairement à ceux-ci

- Pour les gaz. Formule de REIHER :

$$Nu = 0,45 + 0,33 \cdot Re^{0,56} \cdot Pr^{0,4}$$

- Pour les liquides. Formule de Mc ADAMS :

$$Nu = 0,86 \cdot Re^{0,43} \cdot Pr^{0,3}$$

III.2.3. Convection naturelle [6] ; [14] ; [22] ; [25]**a. Nombre de Nusselt**

$$\text{Nu} = A \cdot \text{Ra}^n = A \cdot (\text{Pr} \cdot \text{Gr})^n$$

• Fluides autour des tubes horizontaux

Formule de Mc ADAMS :

$$\text{Nu} = 0,47 \cdot (\text{Gr} \cdot \text{Pr})^{0,25}$$

• Fluides circulant à faible vitesse dans un tube horizontal

Formule de COLBURN et HOUGEN

$$\text{Nu} = 0,64 \cdot (\text{Gr} \cdot \text{Pr})^{0,25}$$

b. Nombre de Rayleigh Ra :

Il permet de déterminer la transition entre un régime purement conductif (où il n'y a pas apparition des rouleaux de convection) et un régime convectif.

En fonction de la valeur du nombre de Rayleigh, le transfert de chaleur a les caractéristiques suivantes :

- $\text{Ra} < 103$: convection négligeable ; le transfert a lieu essentiellement par conduction
- $103 < \text{Ra} < 109$: le transfert a lieu en régime de convection libre laminaire (rouleaux convectifs stables dans le temps)
- $\text{Ra} > 109$: le transfert a lieu en régime de convection libre turbulente.

III.2.4. Coefficients de transmission [11] ; [25]

Tableau 4: Coefficients de transfert convectif

conditions		h (W/m ² °C)
Convection naturelle	Gaz	5 – 30
	Eau	100 – 900
Convection forcée	Gaz	10 – 300
	Eau	300 – 11 000
	Métaux liquides	6 000 – 110 000
Changement de phase	Liquides en ébullition	3 000 – 60 000
	Vapeurs condensantes	6 000 – 110 000

Source : [25] <http://philippe.roux.7.perso.neuf.fr/Resources/Cours%20thermique.pdf>

III.3. Coefficient global de transfert de la chaleur [14] ; [2] ; [16] ; [19]

On se placera dans le cas où le transfert de chaleur est unidirectionnel et où il n'y a pas de génération ni de stockage d'énergie. Et considérons le cas de transfert de chaleur entre deux fluides séparés par un mur composé de plusieurs couches.

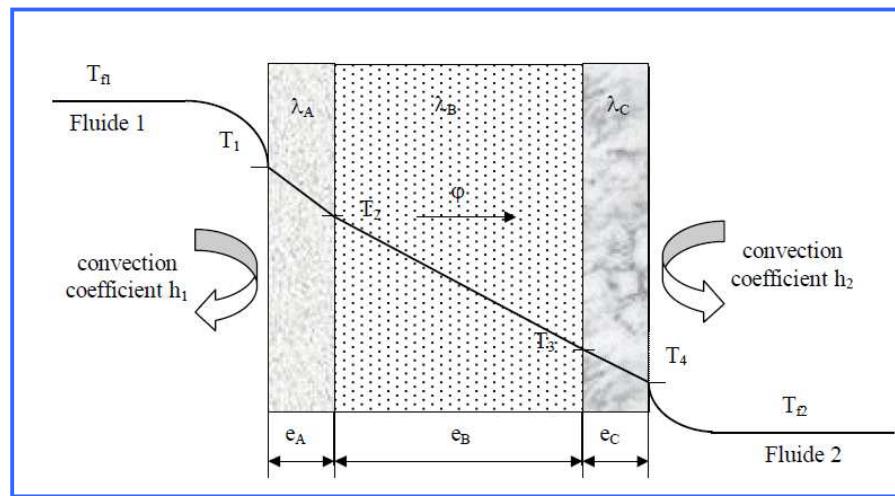


Figure 3: Schéma du transfert thermique à la fois par conduction et par convection

$$\Phi = h_1 \cdot S \cdot (T_{f1} - T_1) = \frac{\lambda_A \cdot S \cdot (T_1 - T_2)}{e_A} = \frac{\lambda_B \cdot S \cdot (T_2 - T_3)}{e_B} = \frac{\lambda_C \cdot S \cdot (T_3 - T_4)}{e_C} = h_2 \cdot S \cdot (T_4 - T_{f2})$$

D'où: $\Phi = \frac{T_{f1} - T_{f2}}{\frac{1}{h_1 \cdot S} + \frac{e_A}{\lambda_A \cdot S} + \frac{e_B}{\lambda_B \cdot S} + \frac{e_C}{\lambda_C \cdot S} + \frac{1}{h_2 \cdot S}}$

$$k = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{e_A}{\lambda_A} + \frac{e_B}{\lambda_B} + \frac{e_C}{\lambda_C} + \frac{1}{h_2}}$$

k: coefficient global de transfert de chaleur

Φ : flux de chaleur ;

T_{f1}, T_{f2} : températures des fluides chaud et froid ;

h_1, h_2 : coefficients respectifs de transfert thermique à la fois par convection et par rayonnement du fluide chaud et du fluide froid ;

e_A, e_B, e_C : épaisseurs respectives des couches A, B et C ;

$\lambda_A, \lambda_B, \lambda_C$: conductivités thermiques respectives des couches A, B et C ;

S : surface de chauffe.

En généralisant, on a :

$$\Phi = \frac{\Delta T}{\sum \frac{1}{h_i \cdot S} + \sum \frac{e_i}{\lambda_i \cdot S}}$$

$$k = \frac{1}{\sum \frac{1}{h_i} + \sum \frac{e_i}{\lambda_i}}$$

où ΔT : différence de température entre le fluide chaud et le fluide froid ;

h_i : coefficients de transfert thermique, tenant compte à la fois de la convection et du rayonnement, des fluides ;

λ_i : conductivités thermiques des différentes couches successives qui constituent le mur séparant les fluides.

On a considéré que les contacts entre les couches de différentes natures étaient parfaits et qu'il n'existait pas de discontinuité de température aux interfaces. En réalité, compte-tenu de la rugosité des surfaces, une microcouche d'air existe entre les creux des surfaces en regard qui contribue à la création d'une résistance thermique (l'air est un isolant) appelée résistance thermique de contact. La formule précédente s'écrit alors :

$$\Phi = \frac{T_{f_1} - T_{f_2}}{\frac{1}{h_1 \cdot S} + \frac{e_A}{\lambda_{A \cdot S}} + R_{AB} + \frac{e_B}{\lambda_{B \cdot S}} + R_{BC} + \frac{e_C}{\lambda_{C \cdot S}} + \frac{1}{h_2 \cdot S}}$$

où

R_{AB} : résistance thermique de contact entre les couches A et B ;

R_{BC} : résistance thermique de contact entre les couches B et C.

III.4. Transmission de chaleur lors des changements de phase

Trois cas d'échange sont à considérer :

- Le liquide se solidifie ou laisse déposer une phase solide au refroidissement ;
- La vapeur se condense en liquide ;
- Le corps chauffé fond ou se vaporise.

Ebullition [9] ; [17]

Le transfert thermique lors de l'ébullition est un processus de convection impliquée par un changement de phase liquide en phase vapeur. C'est un phénomène très complexe par rapport à celui sans changement de phase.

En effet, les facteurs qui influent sur la convection sont : la géométrie du système, la viscosité, la densité, la conductivité thermique, le coefficient de dilatation et la chaleur spécifique du fluide alors que lors de l'ébullition, à ces facteurs s'ajoutent la tension

superficielle, la chaleur latente de vaporisation, la pression, la densité et d'autres propriétés de la vapeur ainsi que le régime d'ébullition.

En 1934, NUKIYAMA a établi différents régimes d'écoulement avec lesquels les mécanismes de transmission de la chaleur varient considérablement.

La variation du flux thermique en fonction de la température de la paroi est représentée par la courbe de NUKIYAMA.

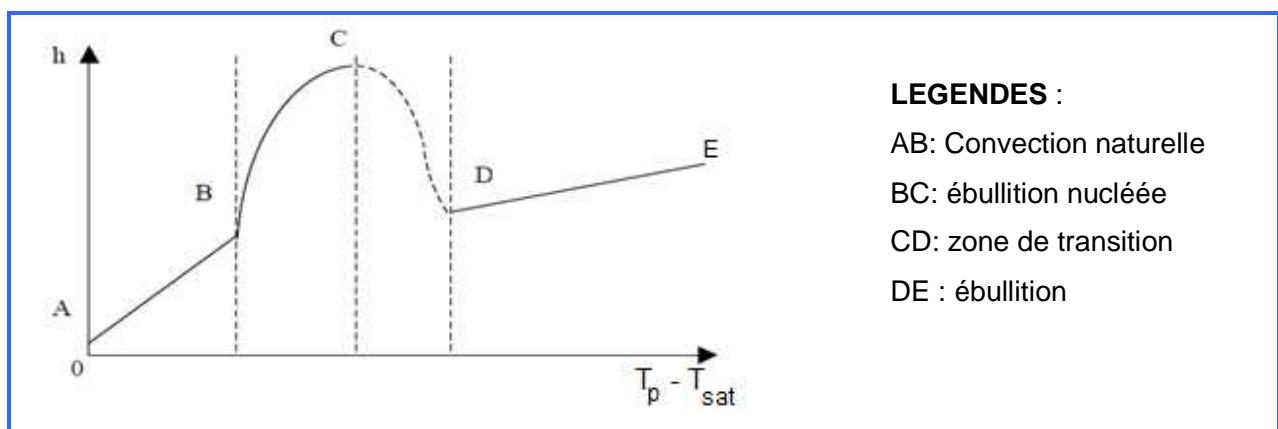


Figure 4: Représentation schématique du graphe de Nukiyama

Source : [25] <http://philippe.roux.7.perso.neuf.fr/Resources/Cours%20thermique.pdf>

Le coefficient $h = \frac{q}{\Delta T_{sat}}$ de transmission de chaleur en ébullition nucléée est plus grande que celui en convection naturelle.

Il faut éviter l'ébullition pelliculaire car les coefficients de transfert thermique correspondants sont plus faibles et la tension thermique très élevée risque de d'endommager la surface de chauffe. On devrait donc garder le régime d'ébullition nucléée.

III.4.1. Démarrage de l'ébullition [9] :

$$\text{Il faut que } \Delta T_{\text{sat}} = T_p - T_{\text{sat}} = \frac{2\sigma \cdot \Delta T_{\text{sat}}}{r_{\text{cav}} \cdot L_v \cdot \rho_v}$$

ρ_v : masse volumique de la vapeur ;

r_{cav} : rayon des cavités sur des surfaces métalliques lisses, pour les fluides organiques : $r_{\text{cav}} = 0,5\mu\text{m}$;

σ (N.m⁻²) : tension superficielle.

III.4.2. Crise de l'ébullition nucléée [9]

KONTATELADZE a donné l'expression du flux critique :

$$q_{\text{cr}} = \frac{\pi}{24} \cdot \rho_v \cdot L_v \cdot [\sigma \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_v)]^{1/4}$$

III.4.3. Distinction entre ébullition en vase ou « poolboiling » et ébullition « avec convection forcée » [9] ; [17] ; [20] ; [23]

Cette distinction est mise en évidence par la différence des phases existantes lors de l'ébullition.

- **Ebullition en vase :**

- Convection libre ;
- Ebullition nucléée (bulles de vapeur près de la paroi) ;
- Assèchement de la paroi, chute des performances à partir d'un flux critique. La vapeur vient isoler le liquide de la paroi. Un accroissement de l'écartement de température refait augmenter les coefficients d'échange.

- **Ebullition en convection forcée :**

- Convection forcée,
- Ebullition annulaire ou stratifiée, importance conjointe de l'ébullition et de la convection forcée dans le liquide ;
- Assèchement de la paroi, chute des performances à partir d'un flux critique.

Coefficients d'échange

a. Ebullition en vase

Les paramètres pertinents sont : $T_p - T_{sat}$, q , P , P_{cr} , R_p .

Corrélation dans la zone d'ébullition nucléée :

$$h = c(P, P_{cr}, M, R_p) \cdot q^n$$

R_p : rugosité de la paroi;

M : masse moléculaire ;

P : pression ;

P_{cr} : pression critique

q : densité du flux thermique, c'est- à – dire chaleur échangée par unité de temps et par mètre carré de surface.

L'expression varie selon l'auteur. Cependant, l'exposant du flux surfacique varie entre 0,62 à 0,75, avec une précision d'environ 25% des relations compte tenu la difficulté des modélisations.

Pour toutes les surfaces, BORISHANSKI et MONTINSKI ont établi $n = 0,7$ et

$$c = 0,1011 \cdot P_{cr}^{0,69} \cdot (1,8 \cdot P^{*0,17} + 4 \cdot P^{*1,2} + 10 \cdot P^{*10})$$

$$P^* = \frac{P}{P_{cr}}$$

b. Ebullition en convection forcée

Les paramètres pertinents sont : q , G_v , x_v , X_{tt} , F , S , P , P_{cr} , R_p

Le coefficient de transfert thermique a pour expression :

$$h = h_c + h_b$$

h_c : coefficient de convection forcée avec un facteur multiplicateur F ,

h_b : coefficient d'échange renfermant dans son expression un facteur S .

- h_c

- Pour $2100 \leq Re < 10^4$:

$$h_c = 0,0116.[Re^{0,66}.(1 - x_v)^{0,66} - 1,25].Pr_l^{0,4}.(\frac{\lambda_l}{D_h}).F$$

- $10^4 \leq Re < 10^6$

$$h_c = 0,023.\frac{G_v.(1-x_v).D_h}{\mu}.(Pr_l^{0,4}).(\frac{\lambda_l}{D_h}).F$$

- h_b

$$h_b = 0,00122.\left[\frac{\lambda^{0,79}.C_{p,l}^{0,45}.\rho_l^{0,49}.g_c^{0,25}}{\sigma^{0,5}.\mu^{0,29}.L^{0,24}.\rho_v^{0,24}}\right].(T_{sat} - T_p)^{0,24}.(P_{sat} - P_p)^{0,75}.S$$

Détermination des facteurs F et S dans les expressions de h et h_b . Ces facteurs tiennent compte du titre en vapeur « x » variable durant l'échange :

Coefficient de MARTINELLI :

$$X_{tt} = \left(\frac{1-X}{X} \right)^{0,9} \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\mu_v}{\mu_l} \right)^{0,1}$$

X: longueur caractéristique = D_h

- Pour $\frac{1}{X_{tt}} < 0,1$: $F = 10$
- Pour $\frac{1}{X_{tt}} > 0,1$: $F = 2,35 \cdot \left(\frac{1}{X_{tt}} + 0,213 \right)^{0,736}$

Nombre de Reynolds dans les deux phases :

$$Re = \frac{G_v \cdot (1-x_v) \cdot D_h}{\mu_l} \cdot F^{1,25} \cdot 10^{-4}$$

- Pour $Re < 32,5$: $S = (1 + 0,12 \cdot Re^{1,14})^{-1}$
- Pour $32,5 \leq Re < 70$: $S = (1 + 0,42 \cdot Re^{0,78})^{-1}$
- Pour $Re > 70$: $S = 0,1$

PARTIE II :

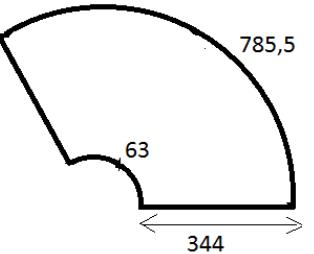
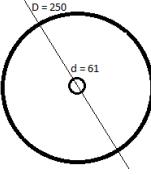
PARTIE EXPERIMENTALE



Chapitre I : CONFECTION

I.1. Confection des différentes parties de l'appareil

Tableau 5: La cuve de chauffage

Désignation	Croquis et renseignements (dimensions en mm)	Machines et outils	Matériaux et divers
Découpage	 <p>-Cuve de chauffage : conique tronqué $\mathcal{D} = 250$; $d = 20$; $h = 320$</p>	<p>Compas, corde, pointe à tracer, Tronçonneuse,</p>	<p>Tôle inox $1,5 \text{ m}^2$ Epaisseur = 4 mm</p>
	 <p>-couvercle $\mathcal{D} = 250$; $d = 61$</p>	<p>Compas, corde, pointe à tracer, Tronçonneuse, Découpage par oxycoupage</p>	
cintrage	Corps conique	Marteau, poste soudure	Electrodes inox, Diamètre = 2,5 cm
assemblage	Soudure	Marteau piqueur, poste soudure	Electrodes inox, Diamètre = 2,5 cm

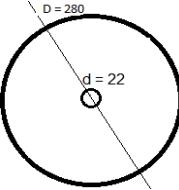
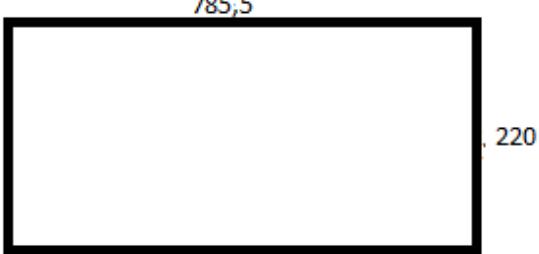
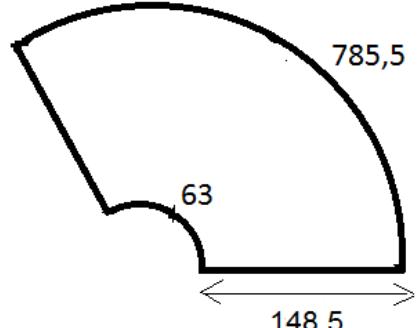
Désignation	Croquis et renseignements (dimensions en mm)	Machines et outils	Matériaux et divers
Découpage	 -enveloppe cylindrique : $d = 280$ $h = 350$	Règle, Tronçonneuse	Tôle inox 900 x 700 mm ² Epaisseur 1 mm
	 -couvercle : $\mathcal{D} = 280$ $d = 22$	Compas, corde, pointe à tracer, Tronçonneuse, Découpage par oxycoupage	
cintrage	Corps cylindrique	Rouleuse	
assemblage	Soudure	Poste soudure, Marteau piqueur	Electrodes inox, Diamètre = 2,5 cm

Tableau 6: Le séparateur

Désignation	Croquis et renseignements (dimensions en mm)	Machines et outils	Matériaux et divers
Découpage	 <p>-corps cylindrique : $d = 250$ $h = 220$</p>  <p>-Evacuation conique tronqué : $\mathcal{D} = 250$ $d = 20$ $h = 80$</p>	<p>Règle, Tronçonneuse</p> <p>Compas, corde, pointe à tracer, Tronçonneuse</p>	Tôle inox 1 m ² Epaisseur 3mm

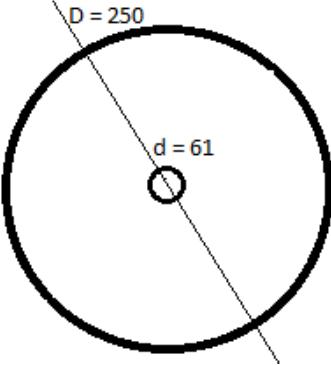
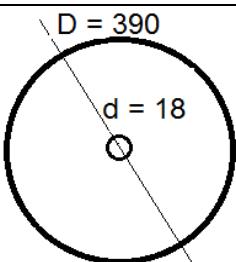
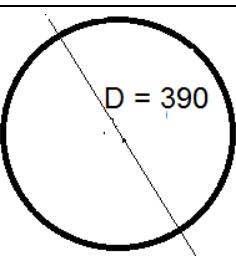
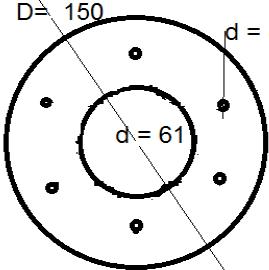
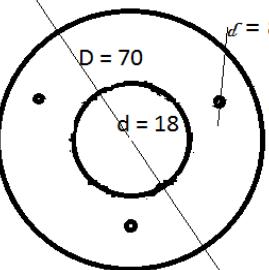
		-couvercle $\mathcal{D} = 250$ $d = 61$	Compas, corde, pointe à tracer, Tronçonneuse, Découpage par oxycoupage	
cintrage	Corps cylindrique		Rouleuse	
assemblage	Soudure		Poste soudure, Marteau piqueur	Electrodes inox, diamètre = 2,5 cm

Tableau 7: Le condenseur

Désignation	Croquis et renseignements (dimensions en mm)	Machines et outils	Matériaux et divers
Découpage	 <p>-corps cylindrique $d = 390$ $h = 450$</p>	Tronçonneuse, Règle	
	 <p>-couvercle supérieur : $\mathcal{D} = 390$ $d = 18$</p>	Compas, corde, pointe à tracer,	Tôle inox 1,5 m ² Epaisseur 2mm
	 <p>-couvercle inférieur : $\mathcal{D} = 390$ $d = 18$</p>	Tronçonneuse, Enclume, Marteau	

	Séparateur parallélépipédique accolé au condenseur : $L \times l \times h = 150 \times 100 \times 80$ Muni d'une chicane verticale de $l \times h = 100 \times 60$	Tronçonneuse, Règle	
cintrage	Corps cylindrique	rouleuse	
assemblage	Soudure	poste soudure, Marteau piqueur,	Electrodes inox, diamètre = 2,5 cm

Tableau 8: Tuyautes et accessoires : serpentin, brides

Désignation	Croquis et renseignements (dimensions en mm)	Machines et outils	Matériaux et divers
Mise en forme	-serpentin : $R = 220, h = 400$	tour	Tube en cuivre, $L = 6m, e = 2mm$
brides	 	-disques : $e = 8$ $e = 6$	Compas, Tour, Foret, Tôle inox Epaisseur = 8mm et 6mm

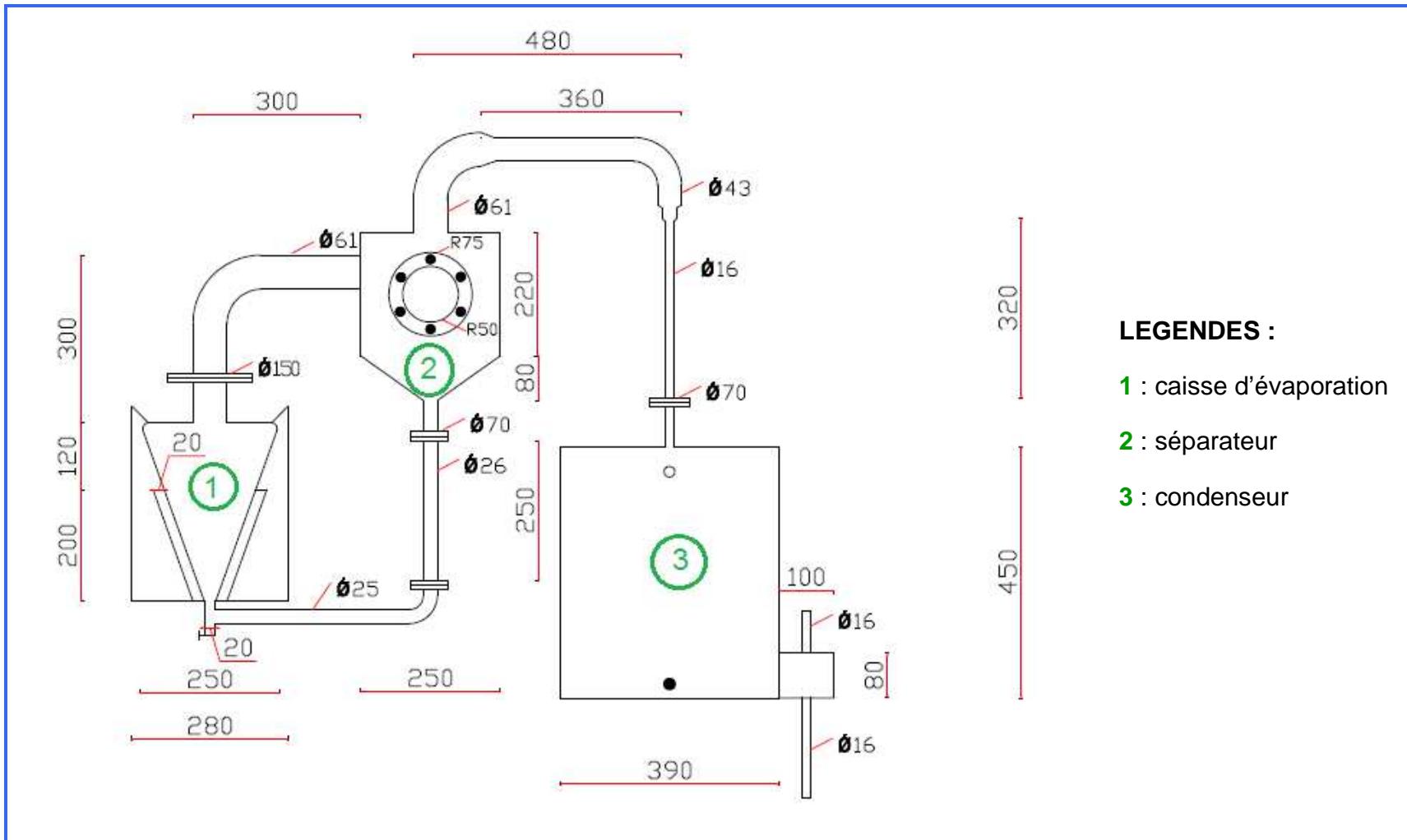
**Figure 5:** Schéma de l'évapo-concentrateur



Figure 6: Photo de l'évapo-concentrateur



Caisse d'évaporation



Séparateur cyclonique



Condenseur

Figure 7: Photos des différentes parties de l'évapo-concentrateur

I.2. Travaux auxiliaires

I.2.1. Installation du chauffage

On a choisi le chauffage électrique car cela permet de fournir l'énergie à l'endroit voulu, un réglage très précis ainsi qu'une grande souplesse d'utilisation.

D'ailleurs, l'emploi de nappes de tubes, et singulièrement de serpentins, est déconseillé car la viscosité de la solution augmente avec la température.

Il consiste en une transformation de l'énergie électrique en chaleur, par effet Joule, dans une résistance traversée par un courant électrique

Loi de Joule :

La correspondance entre l'énergie électrique en joule et l'énergie thermique est donnée par la relation :

$$1 \text{ calorie} = 4,185 \text{ joules} \quad [21]$$

La calorie représente la quantité de chaleur nécessaire pour éléver de 1°C la température de 1 g d'eau

L'énergie électrique mise en jeu a pour expression :

$$W = UIt = RI^2t \quad [21]$$

Avec :

W (J): énergie ;

U (V): Tension ;

I (A): Courant ;

t (s): Temps de passage du courant ;

R (Ω): résistance.

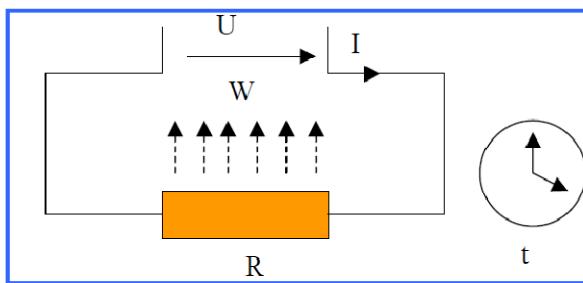


Figure 8: Schéma du chauffage par la résistance électrique

On utilise deux résistances plates d'une puissance électrique égale à 750W chacune, posées sur deux faces opposées du bloc d'aluminium enveloppant la caisse d'évaporation. Ce bloc d'aluminium, épousant la forme conique de la caisse d'évaporation, possède deux faces planes, opposées l'une de l'autre, sur lesquelles les deux résistances plates peuvent être fixées

I.2.2. Calorifugeage

L'enveloppe cylindrique de la cuve de chauffage estbourrée de laine de verre afin de réduire les pertes thermiques.

I.2.3. Application d'un joint d'étanchéité

Entre les brides, on applique une couche de silicone RTV commercial, de couleur noire, pouvant être utilisée dans un intervalle de température allant de -51°C à + 204,5°C (- 60 °F à + 400 °F), pour assurer l'étanchéité des tuyaux teries. Mais le tube de verre qui sert de mesure de niveau est également fixé sur le tube en inox grâce à cette silicone.

Chapitre II : CALCULS DE PERFORMANCES

II.1. Variation des propriétés physico-chimiques du fluide

II.1.1. Pour l'eau

Tableau 9: Chaleur massique moyenne de l'eau à pression constante entre 0 et θ ($^{\circ}$ C)

θ ($^{\circ}$ C)	0	100	200	300	400	500	600	700
C_p (kcal.kg $^{-1}$. $^{\circ}$ C $^{-1}$)	0,443	0,446	0,451	0,456	0,463	0,471	0,478	0,485

Source : [16] RAJOELINIRINA V. « Cours de transfert thermique », 3^{ème} Année Génie Chimique ESPA, 2008

Tableau 10: Tension de vapeur et chaleur de vaporisation de l'eau

P (mbars)	10	50	100	200	300	400	500	1000
θ ($^{\circ}$ C)	6,70	32,86	45,72	60,02	69,07	75,85	81,31	99,6
L_v (kcal.kg $^{-1}$)	593,6	578,7	571,4	563,3	558,0	553,8	550,5	539,1

Source : [16] RAJOELINIRINA V. « Cours de transfert thermique », 3^{ème} Année Génie Chimique ESPA, 2008

II.1.2. Pour l'éthanol [17]

- Tension de vapeur : P

$$\log P = A - \frac{B}{C+\theta}$$

A = 8,04494 ;

B = 1554,3 ;

C = 222,65 ;

θ (°C) : température ;

P (mmHg) : tension de vapeur.

- Chaleur spécifique C_p [8]

$$C_p = \lambda + \beta \cdot T + \gamma \cdot T^2$$

$$C_p = \alpha_1 + \beta_1 \cdot T - \frac{\gamma_1}{T^2}$$

C_p : chaleur spécifique par unité de masse, à pression constante;

θ (°C) : température

On utilise souvent la notion de chaleur spécifique moyenne entre deux températures, donc pour l'éthanol, on a :

Pour $0^\circ\text{C} \leq \theta \leq 90^\circ\text{C}$: $C_p = 0,68 \text{ cal} \cdot \text{°C}^{-1} \cdot \text{g}^{-1}$

Tableau 11: Densité des solutions aqueuses d'éthanol en fonction du titre massique et de la température

% masse d'éthanol	$\theta(\text{°C})$					
	10	20	25	30	35	40
50	0,92126	0,91384	0,90985	0,90580	0,90168	0,89750
55	0,91055	0,90258	0,89850	0,89437	0,89016	0,88589
60	0,89927	0,89113	0,88699	0,88278	0,87851	0,87417
65	0,88774	0,87948	0,87527	0,87100	0,86667	0,86227
70	0,87602	0,86766	0,86340	0,85908	0,85470	0,85025
75	0,86408	0,85564	0,85134	0,84698	0,84257	0,83809
80	0,85197	0,84344	0,83911	0,83473	0,83029	0,82578
85	0,83950	0,83095	0,82660	0,82220	0,81774	0,81322
86	0,83697	0,82840	0,82405	0,81965	0,81519	0,81067
87	0,83441	0,82583	0,82184	0,81708	0,81262	0,80811
88	0,83181	0,82323	0,81888	0,81448	0,81003	0,80552
89	0,82919	0,82062	0,81626	0,81186	0,80742	0,80291
90	0,82654	0,81797	0,81362	0,80922	0,80478	0,80028
95	0,81278	0,80424	0,79706	0,79555	0,79114	0,78670
100	0,79784	0,78934	0,78506	0,78075	0,77641	0,77203

Source : [13] PERRY R.H.; GREEN D. « *Perry's chemical engineers' Handbook* »,
6th edition, 1984

Tableau 12: Chaleur spécifique des solutions aqueuses d'éthanol en fonction de la concentration et de la température

Mole % C ₂ H ₅ OH	Cp (cal.g ⁻¹ .°C)		
	T (°C)		
	3	23	41
4,16	1,05	1,02	1,02
11,5	1,02	1,03	1,03
37,0	0,805	0,86	0,875
61,0	0,670	0,727	0,748
100	0,540	0,577	0,621

Source : [13] PERRY R.H.; GREEN D. « *Perry's chemical engineers' Handbook* », 6th edition, 1984

II.1.3. Variations des propriétés physico-chimiques de quelques solvants organiques

Tableau 13: Tension de vapeur de quelques solvants organiques

composé	P (mbars)			
	132	263	526	1000
	T (°C)			
Acétone	7,7	22,7	39,5	56,5
Acétylate d'éthyle	27,0	42,0	59,3	77,1
Dichlorométhane	- 6,3	8,0	24,1	40,7
Ethylène glycol	141,8	158,5	178,5	179,3
Ethanol	34,9	48,4	63,5	78,4
n-Hexane	15,8	31,6	49,6	68,7
Méthanol	21,2	34,8	49,9	64,7

Source : [13] PERRY R.H.; GREEN D. « *Perry's chemical engineers' Handbook* », 6th edition, 1984

Tableau 14: Chaleurs spécifiques de quelques solvants organiques

Composé	$\theta(\text{°C})$	C_p (cal.g ⁻¹ .°C ⁻¹)
Acétone	3 – 22,6	0,514
	0	0,506
	24,2 – 49,4	0,538
Acétylate d'éthyle	20	0,457
Ethanol	-20	0,505
	0 - 98	0,680
Glycol	-11,1	0,535
	0	0,542
	2,5	0,550
	5,1	0,554
	14,9	0,569
	19,9	0,573
n-hexane	0 – 50	0,527
	20 – 100	0,600
Méthanol	5 – 10	0,590
	15 - 20	0,601
Dichlorométhane	15 - 40	0,288

Source : [13] PERRY R.H.; GREEN D. « *Perry's chemical engineers' Handbook* »,
6th edition, 1984

Tableau 15: Chaleur latente de vaporisation de quelques solvants organiques

Composé	θ (°C)	L_v (cal.g ⁻¹)
Acétone	0	134,74
	20	131,87
	40	128,05
	60	123,51
	80	118,26
	100	112,76
	235	0
Acetate d'éthyle	0	102,01
Ethanol	78,13	204,26
Hexane	25	87,5
Méthanol	0	284,29
	64,7	262,79
	100	241,29
	160	193,51
	200	148,12
	220	109,89
	240	0
glycol	197	191,12

Source : [13] PERRY R.H.; GREEN D. « *Perry's chemical engineers' Handbook* », 6th edition, 1984

Tableau 16: Chaleur spécifique des solutions aqueuses de méthanol en fonction de la concentration et de la température

Mole % CH ₃ OH	Cp (cal.g ⁻¹ .°C)		
	θ(°C)		
	5	20	40
5,88	1,02	1,0	0,995
12,3	0,975	0,982	0,980
27,3	0,877	0,917	0,920
45,8	0,776	0,811	0,830
69,6	0,681	0,708	0,726
100	0,576	0,600	0,617

Source : [13] PERRY R.H.; GREEN D. « *Perry's chemical engineers' Handbook* »,
6th edition, 1984

II.2. Capacité d'évaporation

C'est le débit de solvant évaporé, noté par le symbole \dot{G} .

On peut déterminer la capacité d'évaporation de deux manières :

II.2.1. Par la loi de la conservation de l'énergie [13] ; [21]

$$Q = \mathcal{P} \cdot t = A \cdot C_{pA} \cdot \Delta T + D \cdot L_v$$

$$Q = A \cdot C_{pA} \cdot (T_{sat} - T) + D \cdot L_v$$

$$D = \frac{1}{L_v} \cdot [Q - A \cdot C_p \cdot (T_{sat} - T)]$$

Q (J): quantité de chaleur mise en jeu ;

\mathcal{P} (W): puissance électrique consommée;

t (s): durée de chauffage ;

A (kg): quantité de solution à concentrer ;

C_{pA} ($J \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$): chaleur spécifique de la solution à concentrer ;

θ_{sat} ($^\circ C$): température de saturation de la solution ;

θ ($^\circ C$): température initiale de la solution ;

D (kg): quantité de solvant évaporé ;

L_v ($J \cdot kg^{-1}$): chaleur de vaporisation du solvant.

Calcul de l'énergie électrique mise en jeu :

$$W = \mathcal{P} \cdot t = U \cdot I \cdot t = R \cdot I^2 \cdot t$$

Avec :

W (J): énergie ;

U (V): Tension ;

I (A): Courant ;

t (s): Temps de passage du courant ;

R (Ω): résistance.

Les deux résistances électriques sont branchées en parallèle. Donc, pour une seule résistance, on a :

$$\mathcal{P}_i = U \cdot i = \frac{U^2}{R_i}$$

$$R_i = \frac{U^2}{\mathcal{P}_i}$$

$$\frac{1}{R} = \frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} = \frac{2}{R_i}$$

$$R = \frac{R_i}{2}$$

$$\mathcal{P} = \frac{U^2}{R} = 2 \cdot \frac{U^2}{R_i} = 2 \cdot \mathcal{P}_i = 2 \times 750 \text{ W} = 1500 \text{ W}$$

R (Ω): résistance résultante ;

R_i (Ω): résistance unitaire ;

\mathcal{P} (W): puissance électrique résultante ;

\mathcal{P}_i (W): puissance électrique par résistance.

a. Pour l'eau

Tableau 17: Capacité d'évaporation pour l'eau

Grandeur	Notation (unité)	valeur
ALIMENTATION (solution initiale)	V_A (L)	5
	A (kg)	5
Température de la solution initiale	T_A (°C)	20
Pression de service	P (mbar)	460
Température d'ébullition	$\theta_{\text{éb}}$ (°C)	80
Capacité calorifique à 50°C	C_{pA} (J.kg ⁻¹ .°C ⁻¹)	4185
Chaleur latente de vaporisation	L_v (J.kg ⁻¹)	2309366,7
Quantité finale du distillat	D (L)	4,5
	D (kg)	4,5
Durée de réchauffement	t_r (s)	837
Durée de chauffage	t	7766 s
		2h9min26s
Capacité d'évaporation théorique	\dot{G} (L/h)	2,086

b. Pour l'éthanol

Relation entre fraction molaire, fraction massique et fraction volumique pour les solutions aqueuses d'éthanol

Fraction molaire

$$x = \frac{n_a}{n_a + n_e} = \frac{m_a \cdot M_e}{m_a \cdot M_e + m_e \cdot M_a} = \frac{\frac{m_a}{m_e}}{\frac{m_a}{m_e} + \frac{M_a}{M_e}} \quad (1)$$

Titre massique

$$y = \frac{m_a}{m_a + m_e} = \frac{\frac{m_a}{m_e}}{\frac{m_a}{m_e} + 1} \quad (2)$$

Fraction volumique :

$$z = \frac{V_a}{V_e + V_a} = \frac{\frac{m_a}{\rho_a}}{\frac{m_e}{\rho_e} + \frac{m_a}{\rho_a}} = \frac{m_a \cdot \rho_e}{m_a \cdot \rho_e + m_e \cdot \rho_a} = \frac{\frac{m_a}{m_e}}{\frac{m_a}{m_e} + \frac{\rho_a}{\rho_e}} \quad (3)$$

$$\frac{m_a}{m_e} = \left(\frac{x}{1-x} \right) \cdot \frac{M_a}{M_e} \quad (4)$$

$$\frac{m_a}{m_e} = \frac{y}{1-y} \quad (5)$$

$$\frac{m_a}{m_e} = \left(\frac{z}{1-z} \right) \cdot \frac{\rho_a}{\rho_e} \quad (6)$$

(4) dans (2) donne :

$$y = \frac{1}{1 + \left(\frac{1-x}{x} \right) \frac{M_e}{M_a}}$$

(4) dans (3) donne :

$$z = \frac{1}{1 + \left(\frac{1-x}{x} \right) \frac{M_e \cdot \rho_a}{M_a \cdot \rho_e}}$$

(6) dans (1) donne :

$$x = \frac{1}{1 + \left(\frac{1-z}{z} \right) \cdot \frac{\rho_e \cdot M_a}{\rho_a \cdot M_e}}$$

(6) dans (2) donne :

$$y = \frac{1}{1 + \frac{\rho_e}{\rho_a} \cdot \left(\frac{1-z}{z} \right)}$$

Tableau 18: capacité d'évaporation pour l'éthanol

Grandeur	Notation (unité)	valeur	
ALIMENTATION (solution aqueuse d'éthanol)	V_A (L)	5	
	A (kg)	4,2172	4,2661
Fraction molaire	x	0,61	0,55
Fraction massique	y	0,80	0,76
Fraction volumique	z	0,84	0,80
Masse volumique à 20°C	ρ_A (kg.L ⁻¹)	0,84344	0,85322
Température de la solution initiale	T_A (°C)	20	20
Pression de service	P (mbar)	460	460
Température d'ébullition	$\theta_{\text{éb}}$ (°C)	60	60
Capacité calorifique à 40°C	C_{pA} (J.kg ⁻¹ .°C ⁻¹)	3130,380	3305,306
Chaleur latente de vaporisation à 60°C	L_v (J.kg ⁻¹)	878850	878850
Quantité évaporée	G (L)	4,250	4
	G (kg)	3,355	3,157
Durée de réchauffement	t_r (s)	353	377
Durée de chauffage	t	2342 s	2226 s
		39min2s	37min6s
Capacité d'évaporation théorique	\dot{G} (L/h)	6,53	6,47

II.2.2. Par la loi de la conservation de la matière [13]

$$A = B + D$$

$$A.y_A = B.y_B + D.y_D$$

$$B = \frac{y_A}{y_B} \cdot A$$

A : quantité de solution à concentrer ;

B : quantité du concentrat final ;

D : quantité de solvant évaporé ;

y_A, y_B, y_C : titres massiques ou pondéraux ou teneurs de soluté respectivement dans a solution d'alimentation, dans le concentrat et dans le solvant évaporé.

En admettant que la teneur en volatil x_D de la vapeur est nulle, on a :

$$A.y_A = B.y_B$$

$$D = A - B$$

Le chiffre d'évaporation [7]; [11]

C'est la quantité de solvant évaporée par heure, par m^2 de surface de chauffe et par degré de chute de température. Cette grandeur mesure l'efficacité d'utilisation des surfaces d'échange. On le note : $\frac{D}{S.\Delta T}$

$$\frac{D}{S.\Delta T} = \frac{D}{[\pi.(R+r).a].[(T_p - T_f)]}$$

R: grand rayon du cône;

r: petit rayon du cône;

a : apothème du cône ;

II.3. La capacité de condensation

On détermine la capacité de condensation et de refroidissement du solvant par la loi de la conservation de l'énergie :

$$D \cdot L_v + D \cdot C_{pD} \cdot \Delta T_D = E \cdot C_{pE} \cdot \Delta T_E$$

$$D \cdot (L_v + C_{pD} \cdot \Delta T_D) = E \cdot C_{pE} \cdot \Delta T_E$$

$$D = E \cdot C_{pE} \cdot \Delta T_E / (L_v + C_{pD} \cdot \Delta T_D)$$

C_{pD} : chaleur spécifique du condensât;

C_{pE} : chaleur spécifique de l'eau de refroidissement ;

ΔT_D : différence de température du condensât ;

ΔT_E : différence de température de l'eau de réfrigération.

Tableau 19: Capacité de condensation pour l'eau

grandeur	Notation (unité)	valeur
Quantité évaporée	V_D (L)	4,5
	G (kg)	4,5
Chaleur latente de condensation	L_v (J.kg ⁻¹)	2309366,7
Capacité calorifique à 55°C	C_{pD} (J.kg ⁻¹ .°C ⁻¹)	4185
Pression de service	P (mbar)	460
Température de la vapeur saturante	θ_{eb} (°C)	80
Température de sortie du distillat	θ_{sD} (°C)	30
Eau de refroidissement	\dot{E} (mL/s)	37
Débit	\dot{E} (l/h)	133,2
Température d'entrée	θ_{eE} (°C)	20
Température de sortie	θ_{sE} (°C)	30
Quantité finale du distillat	V_D (L)	4,5
	D (kg)	4,5
Capacité calorifique de l'eau de refroidissement à 25°C	C_{pE} (J.kg ⁻¹ .°C ⁻¹)	4185
Durée de refroidissement	t	7411 s
		2h3min31s
Capacité de condensation	\dot{D} (L/h)	2,186

Tableau 20: Capacité de condensation pour l'éthanol

grandeur	Notation (unité)	valeur	
Quantité évaporée	V_D (L)	4,250	4,0
	D (kg)	3,355	3,157
Masse volumique de l'éthanol pur à 20°C	ρ_D (kg.L ⁻¹)	0,78934	
Chaleur latente de condensation	L_v (J.kg ⁻¹)	878850	
Capacité calorifique à 45°C	C_{pD} (J.kg ⁻¹ .°C ⁻¹)	2772,562	
Pression de service	P (mbar)	460	460
Température de la vapeur saturante	θ_{sat} (°C)	60	60
Température de sortie du distillat	θ_{sD} (°C)	30	30
Eau de refroidissement	\dot{E} (mL/s)	34	34
Débit	\dot{E} (l/h)	122,4	122,4
Température d'entrée	θ_{eE} (°C)	20	
Température de sortie	θ_{sE} (°C)	30	
Capacité calorifique du condensât à 25°C	C_{pE} (J.kg ⁻¹ .°C ⁻¹)	4185	
Durée de refroidissement	t	2307 s	2192 s
		38min27s	36min32s
Capacité de condensation	\dot{D} (L/h)	6,63	6,57

NB :

- Pour avoir les valeurs des chaleurs spécifiques utilisées dans les calculs, on procède par extrapolation à partir des valeurs figurantes dans la table de chaleurs spécifiques des solutions aqueuses d'éthanol.

Il en est de même pour la chaleur de vaporisation de l'eau.

- La capacité de condensation doit être supérieure à celle d'évaporation afin d'assurer qu'il n'y ait aucune perte de vapeur. On a donc pris comme valeur de la capacité de condensation celle de l'évaporation correspondante majorée de 100 mL de distillat par heure.

$$\dot{D} = \dot{G} + 0,1 ; (\text{L.h}^{-1})$$

Chapitre III : ESSAIS DE L'APPAREIL

III.1. Fonctionnement

III.1.1. Fonctionnement de l'appareil :

Il y a une pompe à vide connectée à l'appareil à l'aide d'une conduite fixée sur la cuve de séparation. Une fois la dépression voulue atteinte, on aspire la charge à l'aide d'une vanne qui se trouve au bas de la cuve de chauffage, servant à la fois d'alimentation et de récupération du concentrat (extrait final). Le niveau de chargement est contrôlé à travers le tube de verre qui joue le rôle de témoin de remplissage mais aussi de conduite de reflux des gouttes séparées de la vapeur.

Après le chargement, on allume le chauffage et on ouvre la vanne de l'eau de réfrigération. Par différence de température, il y a une différence de densité entre le liquide dans la cuve et le liquide se trouvant à l'extérieur de la cuve, celui dans la cuve ayant une densité moindre. La partie non chauffée du liquide constitue la partie lourde qui pousse la partie chauffée, le siphonage commence lorsque le niveau du liquide dans la cuve atteint l'orifice de sortie du séparateur.

III.1.2. Régulation du chauffage [21]

Le chauffage est à régulation « Tout Ou Rien » ou « T.O.R ». En effet, une fois la température voulue (« **consigne** ») atteinte, le thermostat coupe automatiquement le chauffage. Et ce dernier reprend lorsque la valeur de la température est nettement en dessous de la consigne, et ainsi de suite.

III.1.3. Séparateur cyclone

Ses rôles :

- Favoriser l'émission de vapeur à partir du liquide ;

- Réaliser la séparation en provoquant le moins possible d'entraînement de gouttes de liquide dans la vapeur ;
- Retenir au milieu les gouttes entraînées

Fonctionnement :

Le mélange liquide-vapeur entre tangentiellement avec une vitesse qui provoque un vortex dans l'appareil pour augmenter la surface de séparation. Les gouttes entraînées sont centrifugées et tendent à se grouper sur la paroi où la vitesse de la vapeur est faible, ce qui favorise la descente du liquide. Cela implique que le parcours du liquide dans le séparateur n'ait aucun accident (tubulaire, soudure apparente, chicane,...) qui provoquerait une perturbation de l'écoulement du liquide.

III.1.4. Mesure de niveau du liquide dans la cuve de chauffage

Un tube en verre résistant est disposé à côté du récipient contenant le liquide dont on veut mesurer le niveau. On fait communiquer les deux extrémités de ce tube avec le récipient. On se trouve alors en présence d'un système de vases communicants : le niveau est le même dans le tube et dans le récipient. Il suffit de disposer le long du tube une planchette graduée étalonnée.

Ces tubes doivent être protégés par des parties métalliques, et être isolables du récipient par une vanne.

Lorsque le récipient est sous pression, ou contient un liquide dangereux, le tube en verre est remplacé par une plaque rectangulaire en verre épais, de longueur limitée, encastrée par l'intermédiaire de joints entre deux parties métalliques boulonnées. On en dispose ainsi plusieurs pour couvrir toute la hauteur intéressante.

III.2. Résultats et interprétation

III.2.1. Essais

D'abord, on fait fonctionner uniquement la pompe à vide afin de détecter les fuites pour pouvoir y remédier. Ensuite, on procède aux essais proprement dits.

Tableau 21: Résultats des essais d'évaporation de l'eau

	Grandeur	Notation (unité)	valeur			Valeur moyenne
			Essai n°1	Essai n°2	Essai n°3	
Alimentation : eau de robinet	Quantité	V_A (L)	5			
	Température initiale	T_A (°C)	20			
	Pression de service	P (mbar)	460			
Vapeur	Température	$\theta_{sat} \approx \theta_{eb}$ (°C)	80			
	Quantité	D (L)	4,5			
	Début de siphonage après le début de chauffage	t_{si} (s)	1100	1107	1090	1099
	Durée de chauffage	t_{eff} (s)	8630	8635	8619	8628
	Capacité d'évaporation	\dot{G} (L/h)	2,085	2,084	2,088	2,085
Eau de refroidissement	Débit	\dot{E} (l/h)	133,2			
	Durée d'écoulement	t_e (s)	8810	8815	8799	8575
	Température d'entrée	θ_{eE} (°C)	20			
	Température de sortie	θ_{sE} (°C)	30			
Distillat	Quantité finale	D (L)	4,5			
	Température de sortie	θ_{sD} (°C)	30			
	Capacité de condensation	\dot{D} (L/h)	2,043	2,041	2,045	2,043

Tableau 22: Résultats des essais d'évaporation de solution aqueuse d'alcool

	Grandeur	Notation (unité)	valeur			Valeur moyenne
			Essai n°1	Essai n°2	Essai n°3	
Alimentation : solution aqueuse d'éthanol	Quantité	V_A (L)	5			
	Fraction volumique	z	80			
	Température initiale	T_A (°C)	20			
	Pression de service	P (mbar)	460			
Vapeur	Température	$\theta_{sat} \approx \theta_{eb}$ (°C)	60			
	Quantité	D (L)	4			
	Début de siphonage après le début de chauffage	t_{si} (s)	569	558	571	566
	Durée de chauffage	t_{eff} (s)	2480	2471	2483	2478
	Capacité d'évaporation	G (L/h)	5,806	5,827	5,800	5,811
Eau de refroidissement	Débit	\dot{E} (l/h)	122,4			
	Durée d'écoulement	t_e (s)	2300	2291	2303	2298
	Température d'entrée	θ_{eE} (°C)	20			
	Température de sortie	θ_{sE} (°C)	30			
Distillat	Quantité finale	D (L)	4			
	Température de sortie	θ_{sD} (°C)	30			
	Capacité de condensation	\dot{D} (L/h)	6,261	6,285	6,253	6,266

N.B :

- On a gardé les valeurs des débits respectifs d'eau de refroidissement figurant dans les tableaux de capacité de condensation de l'eau et de l'alcool pour les essais.

Tableau 23: Essais de distillation d'éthanol avec un rotavapor

Grandeur	Notation (unité)	valeur
Charge : EtOH 80°	A (L)	1
Température d'ébullition	$\theta_{\text{éb}}$ (°C)	60
Quantité évaporée	D (L)	0,8
Durée de l'opération	t	31min39s
		1899 s
Capacité d'évaporation	\dot{G} (L/h)	1,516

III.2.2. Interprétations

- Calcul des puissances absorbées

$$Q = \mathcal{P} \cdot t = A \cdot C_{pA} \cdot \Delta T_A + D \cdot L_v = \mathcal{P}_{\text{eff}} \cdot t_{\text{eff}}$$

$$\mathcal{P}_{\text{eff}} = \mathcal{P} \cdot \frac{t}{t_{\text{eff}}}$$

- Calcul du temps de réchauffement effectif de la solution à concentrer

$$\mathcal{P} \cdot t_r = A \cdot C_{pA} \cdot \Delta T_A = \mathcal{P}_{\text{eff}} \cdot t_{r(\text{eff})}$$

$$t_{r(\text{eff})} = \frac{\mathcal{P} \cdot t_r}{\mathcal{P}_{\text{eff}}}$$

Tableau 23: Comparaison des performances théoriques avec les résultats des essais

Fluide considéré	Grandeur	Valeur théorique		Valeur effective moyenne		Valeur effective moyenne - Valeur théorique
eau	Durée de réchauffement	t_r (s)	837	$t_{r(eff)}$ (s)	930	93
	Durée de chauffage	t (s)	7766	t_{eff} (s)	8628	852
	Puissance absorbée	$\mathcal{P}(W)$	1500	\mathcal{P}_{eff} (W)	1350	150
	Durée de réchaufement effectif	t_{eff} (s)	930	Début de siphonage t_{si} (s)	1099	169
Ethanol 80°	Durée de réchauffement	t_r (s)	377	$t_{r(eff)}$ (s)	419	42
	Durée de chauffage	t (s)	2226	t_{eff} (s)	2478	252
	Puissance absorbée	$\mathcal{P}(W)$	1500	\mathcal{P}_{eff} (W)	1348	152
	Début de siphonnage	t_{si} (s)	566	Durée de réchauffement effectif t_{eff} (s)	419	147

- La capacité d'évaporation effective est plus faible comparée à celle calculée théoriquement. La différence entre ces deux valeurs est due aux pertes thermiques au niveau des résistances électriques. En effet, l'énergie dégagée au niveau des résistances électriques ne se propage pas uniquement dans la direction de la caisse d'évaporation, une partie se propage vers le milieu extérieur. Et malgré la présence de laine de verre qui sert de calorifuge, il y a toujours une partie de l'énergie qui est perdue.

D'après le tableau ci-dessus, la valeur des **pertes thermiques** est de l'ordre de

$$\Delta\mathcal{P} = 148,5 \text{W} = 127,7 \text{kcal.h}^{-1}$$

Soit

$$\frac{\Delta\mathcal{P}}{\mathcal{P}} \times 100 = 8,51\%$$

- En une heure, un rotavapor évapore 1,516L d'éthanol 80° tandis que l'évapoconcentrateur en évapore 6,266 L, soit **4 fois la capacité d'évaporation d'un rotavapor.**

Chapitre IV: ESTIMATION DU PRIX DE REVIENT DE L'APPAREIL

Tableau 24: Prix des plaques inox 316

Désignation	Quantité (m ²)	Prix unitaire (Ariary)	Montant (Ariary)	Destination
e = 4mm	1.5	1 550 450	2 325 675	Cuve de chauffage
e = 3mm	1	939 100	939 100	Séparateur
e = 2mm	1,5	663 800	995 700	Condenseur
e = 1mm	0,63	215 000	135 450	Enveloppe de la cuve de chauffage
TOTAL (Ariary)			4 395 925	

Tableau 25: Prix des tubes

Désignation		Quantité (m)	Prix unitaire (Ariary)	Montant (Ariary)	Destination
Tube inox,	$\Phi_{ext} = 61$, $e = 2$	0,5	108 735	543 675	Circulation de la vapeur de la cuve de chauffage vers le séparateur, et sortant du séparateur
	$\Phi_{ext} = 43$, $e = 1,5$	0,25	67 900	16 975	Circulation de la vapeur vers le condenseur
	$\Phi_{ext} = 25$, $e = 1$	1	29 050	29 050	Reflux de solution à concentrer du séparateur à la cuve de chauffage
	$\Phi_{ext} = 16$, $e = 2$	0,5	23 870	11 935	Circulation de vapeur vers le condenseur
Tube cuivre $\Phi_{ext} = 16$, $e = 2$	6	28 980	173 880	Serpentin	
Tube rectangulaire 30 x 20 x 2	6	2 600	15600	Socle	
Fer cornière 40 x 30 x 2	6	1 667	10 000	Support	
TOTAL (Ariary)			801 115		

Tableau 26: Prix des Accessoires de tuyauteries

Désignation		Quantité	Prix unitaire (Ariary)	Montant (Ariary)	Destination
Vannes inox 15/21		03			Evacuation du concentrât, casse-vide et évacuation du solvant
coudes	$\Phi_{ext} = 61, e = 2$	01	19 700	19 700	tuyauterie
	$\Phi_{ext} = 43, e = 2$	01	12 300	12 300	
	$\Phi_{ext} = 21, e = 2$	01	7 400	7 400	
Boulons	Inox d = 8 ; L = 40	12	350	4200	Assemblage des brides
	Galva d = 8 ; L = 20 ; étoilé	24	80	1920	Assemblage du socle
	Galva d = 8 ; L = 20	8	100	800	Fixation des éléments sur le support
	Galva d = 5 ; L = 20	6	50	300	Fixation des résistances
Silicone	Noir	02 tubes	5000	10 000	Joint
	gold	01 tube	10 000	10 000	
TOTAL (Ariary)			66 620		

Tableau 27: Prix des autres matériels

Désignation		Quantité	Prix unitaire (Ariary)	Montant (Ariary)	Destination
électrodes	Inox d = 25	50	500	25 000	Soudage, finition du condenseur
	Acier ordinaire d = 25	50	50	2 500	Soudage du socle et des supports
Diques meules taille moyenne		02	3 000	6 000	Découpage de l'inox
Lame scie à métaux		01	3 000	3 000	Découpage des fers tube et cornière utilisés comme support
Résistances électriques plates 750 W		02	2 400	4 800	Chauffage
Fil conducteur électrique avec gaine isolante 3 x 1,5		4 m	3 000	12 000	Branchemet électrique
Thermostat		01	2 000	2 000	Régulation du chauffage
Aluminium		10 kg	6 000	60 000	Répartition de la chaleur sur la totalité de la surface de chauffe
Disque en verre ; $\Phi = 100$; $e = 10$		02	10 000	20 000	Lunette
Brasure				18 000	Assemblage cuivre – inox au niveau du condenseur
Main-d'œuvre				280 000	confection
TOTAL (Ariary)				433 300	
MONTANT TOTAL DE L'APPAREIL				5 696 960	

On a utilisé des matériels de récupération et d'occasion pour la confection. Les tableaux précédents affichent les prix réels des matériaux disponibles ainsi que les prix réels sur le marché des matériaux de récupération achetés.

Les matériels déjà disponibles dans le laboratoire :

- Un moteur à vide ;
- Un ballon en verre d'une capacité de 5L servant pour la récupération du distillat;
- Le tube de verre qui sert de mesure de niveau.

CONCLUSION

Aux termes de la préparation de notre mémoire de fin d'études d'ingénierat en Génie Chimique, nous avons conçu et réalisé entièrement la confection d'un évapo-concentrateur à circulation forcée. Pour cela, nous nous sommes d'abord inspirés des équipements publiés dans la littérature. Nous avons ensuite proposé un modèle que nous avons confectionné.

La première étape de la confection a nécessité la contribution du Professeur RANDRIAMORASATA Josoa qui a une expérience dans le domaine. La finition de la confection a été effectuée en collaboration avec un atelier privé. Au cours de ces travaux de confection, nous avons pris l'initiative de suggérer des idées dans le but d'optimiser les travaux.

Le système de chauffage a été effectué avec l'électricien de l'Institut Malgache des Recherches Appliquées.

Les premiers essais ont été effectués d'abord avec de l'eau pour éviter les risques d'incendies éventuels. Nous avons constaté des imperfections dans le fonctionnement de l'appareil. Nous avons été ainsi amenés à dessouder certaines parties du concentrateur afin de localiser les éventuelles failles. C'est seulement après quelques essais que nous avons optimisé et maîtrisé le fonctionnement de l'appareil. Nous avons ensuite évaporé de l'alcool sans rencontrer de problèmes d'ordre technique.

La connaissance de certaines propriétés des solvants d'extraction nous a permis d'évaluer préalablement les performances de l'appareil. Nous avons constaté alors que la capacité d'évaporation est surtout fonction de la volatilité du solvant d'extraction. Mais les performances effectives n'ont pu être évaluées qu'après les essais avec de l'eau et avec du mélange éthanol-eau. On décèle alors des déperditions thermiques de l'ordre de 8,51% de la valeur de l'énergie disponible. L'appareil évapore 6,266 L d'éthanol 80° en une heure, soit quatre fois la capacité d'évaporation d'un rotavapor.

Le prix de revient de l'appareil est estimé à **5 696 960 Ariary** compte tenu des prix réels sur les marchés des matériels utilisés. Nous avons utilisé des matériaux de récupération, ce qui a amené le coût de revient à **1 301 035 Ariary**. On peut très bien concevoir des appareils performants avec des matériels d'occasion au lieu d'en importer.

La confection de cet appareil montre qu'il est possible de fabriquer d'autres appareils de Génie Chimique car les ressources humaines existent. C'est l'esprit d'entreprenariat qui devrait animer les Ingénieurs.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] AFFRAY J. « Chaleur spécifique des corps purs », Techniques de l'Ingénieur K.2, Paris, 1991
- [2] ANGLARET P. ; KAZMIERCZAK S. « Technologie Génie Chimique », Tome 1, C.R.D.P. Amiens, 3^{ème} édition, Décembre 1989, 231p
- [3] ANGLARET P.; KAZMIERCZAK S. « Technologie Génie Chimique », TOME2, Amiens, 200p
- [4] BACHMANN ; TISSOT P.; PAUL, « Précis de génie chimique. Tome 2 », Paris, 449p
- [5] DEGIOVANNI A. « Conduction », Techniques de l'Ingénieur A.3, Paris, 1990
- [6] DEZHAYE J.M. « Transfert de chaleur des corps purs sur des parois », Techniques de l'Ingénieur A.3, Paris, 1990
- [7] ETIENNE A. « Chimie industrielle. Opérations fondamentales de l'industrie chimique », Paris, 1966, 195p
- [8] GIVAUDON G.; MASSOT P.; BENSIMON R. « Précis de génie chimique. Tome1», Paris, 1960, 694p
- [9] GUNGOR K.E. « Ebullition. Convection forcée », Techniques de l'Ingénieur J.2, Paris, 1991
- [10] LECREC J. « Enceintes sous vide », Techniques de l'Ingénieur B.4, Paris, 1990
- [11] LEULEU R. « Evaporation», Techniques de l'Ingénieur J.2, Paris, 1992
- [12] LEYBROS J. « Extraction solide – liquide », Techniques de l'Ingénieur J.2, Paris 1992

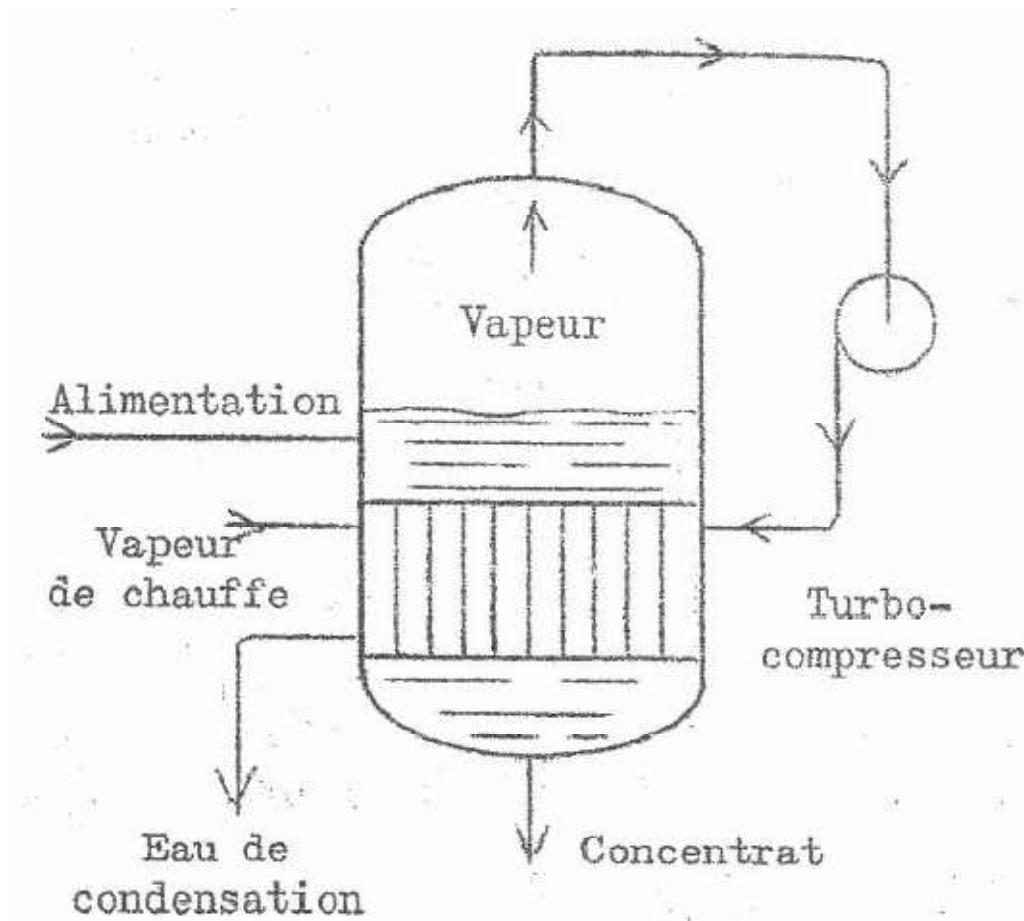
- [13] PERRY R.H.; GREEN D. « Perry's chemical engineers' Handbook », 6th edition, 1984
- [14] POULAIN M. « Cours de thermique », Ecole Nationale Supérieure des Industries Agricoles et Alimentaires , 1990, 340p
- [15] QUEYREL J. L.; MESPLEDE J. « Précis de thermodynamique », Bréal, 1996, 272
- [16] RAJOELINIRINA V. « Cours de transfert thermique », 3^{ème} Année Génie Chimique ESPA, 2008
- [17] RAMANAMPIHERY R. ; RAJAONA M. T. « Contribution à la conception d'un évaporateur thermosiphon sous vide », Mémoire de fin d'études d'Ingénierat, Génie Chimique ESPA, 1993, 64p

REFERENCES WEBOGRAPHIQUES

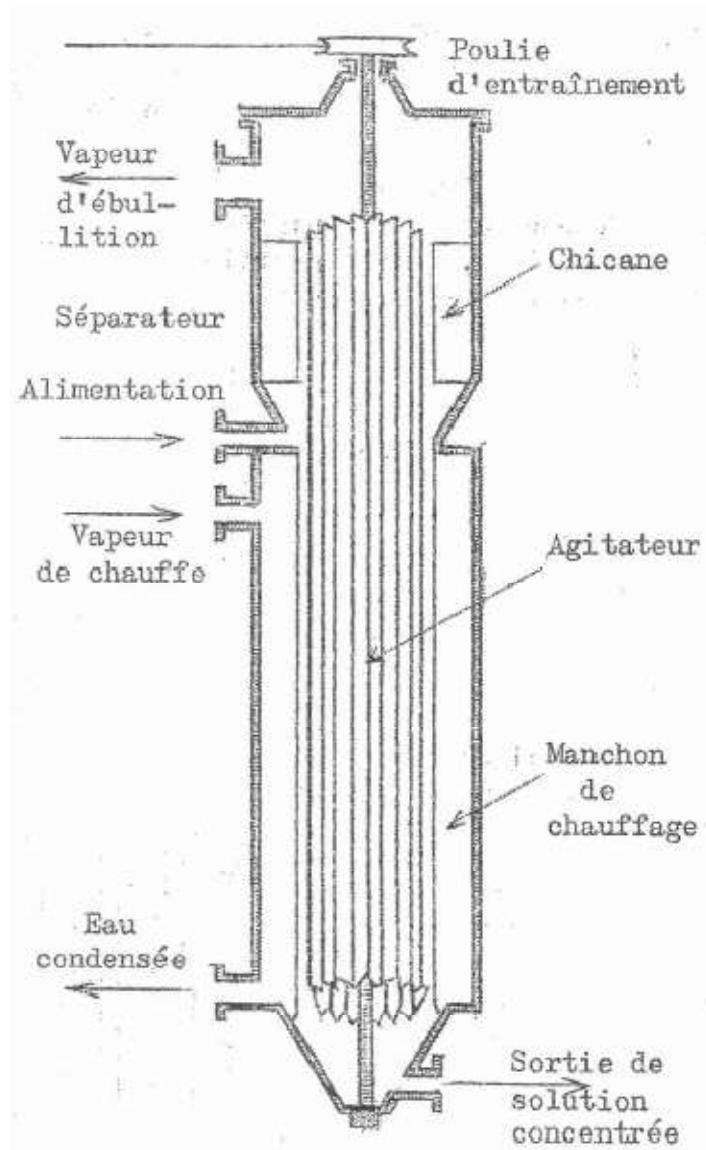
- [18] <http://wwwchem.uwimona.edu.jm:1104/courses/c33jthermod.pdf>, 04 Mars 2011
- [19] <http://www.iupac.org/publications/pac/pdf/1999/pdf/7107x1167.pdf>, 04 Mars 2011
- [20] <http://oer.avu.org/bitstream/handle/123456789/164/ChimiePhysique20II.pdf>, 26 Mars 2011
- [21] <http://physics-eca.grenoble.fr>, 29 Mars 2011
- [22] <http://archives-ouvertes.fr/docs>, 29 Mars 2011
- [23] <http://www.ld-didactic.org/publications/pac/pdf/1999/pdf/7107x1167.pdf>, 29 Mars 2011
- [24] http://emericmenard.energie.free.fr/documents/cours%20de%20thermique_05_JBM.pdf, 06 Avril 2011
- [25] <http://philippe.roux.7.perso.neuf.fr/Resources/Cours%20thermique.pdf>, 06 Avril 2011

ANNEXES

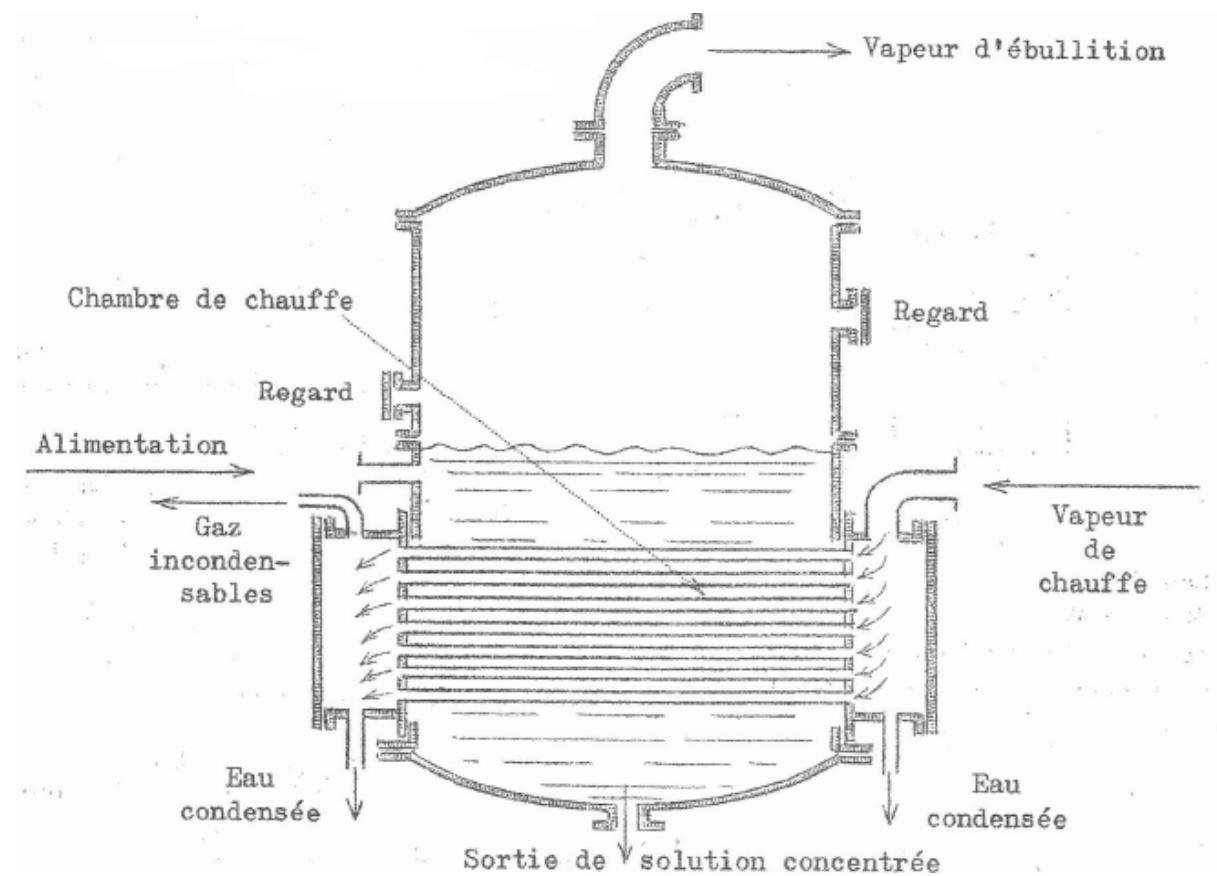
I. Quelques évaporateurs [2]



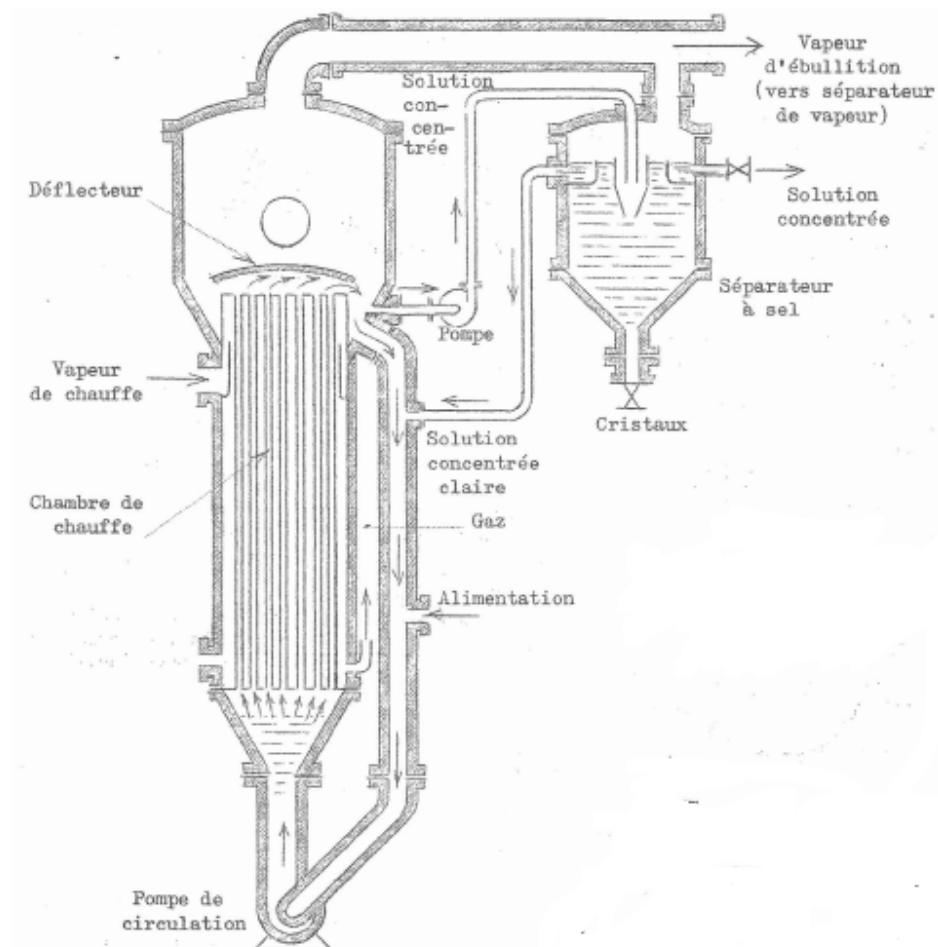
Annexe 1: Évaporateur avec turbocompresseur pour recompression de la vapeur



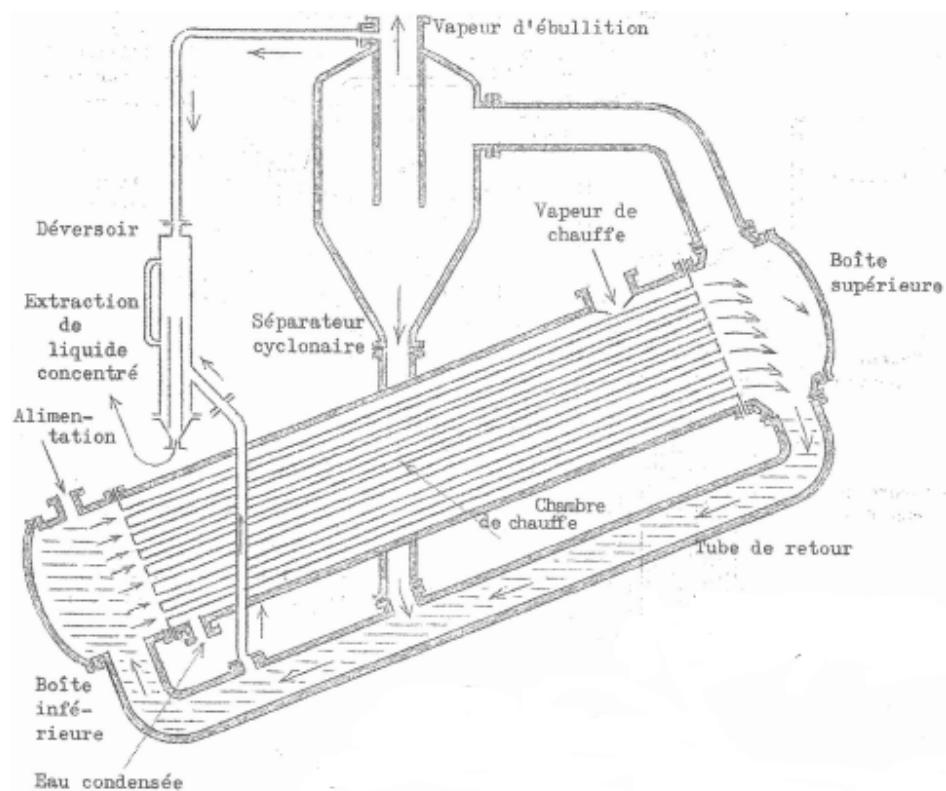
Annexe 2: Evaporateur à couche mince



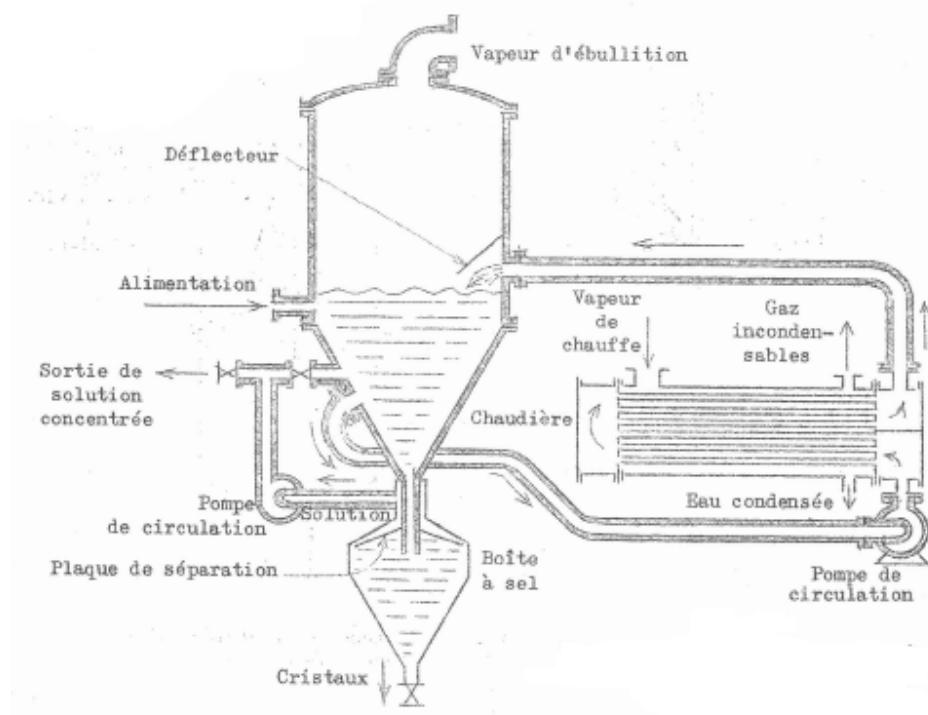
Annexe 3: Evaporateur à circulation thermique à tubes horizontaux



Annexe 4: Evaporateur à circulation mécanique à longs tubes verticaux, avec séparateur de cristaux

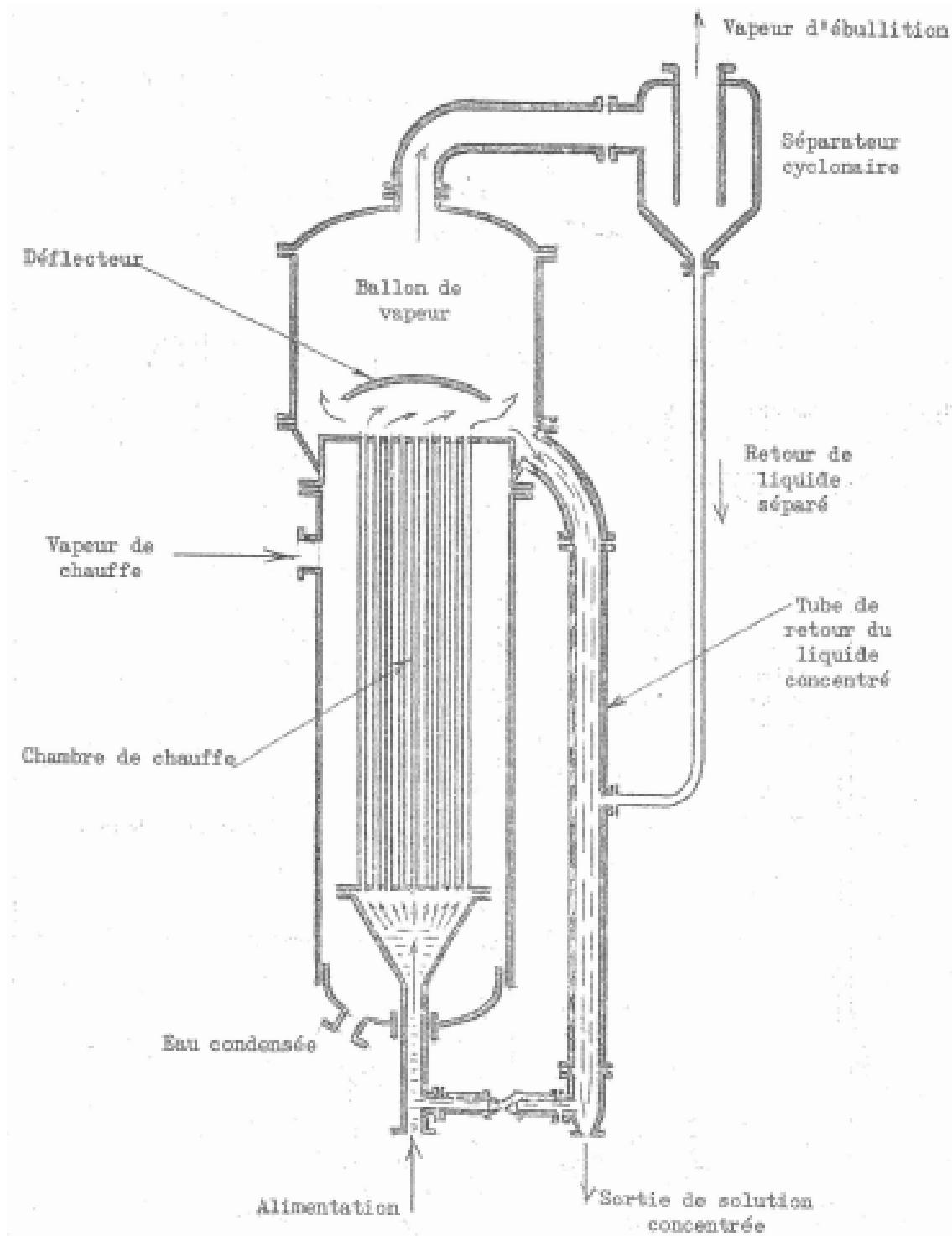


Annexe 5: Evaporateur à circulation thermique à longs tubes inclinés

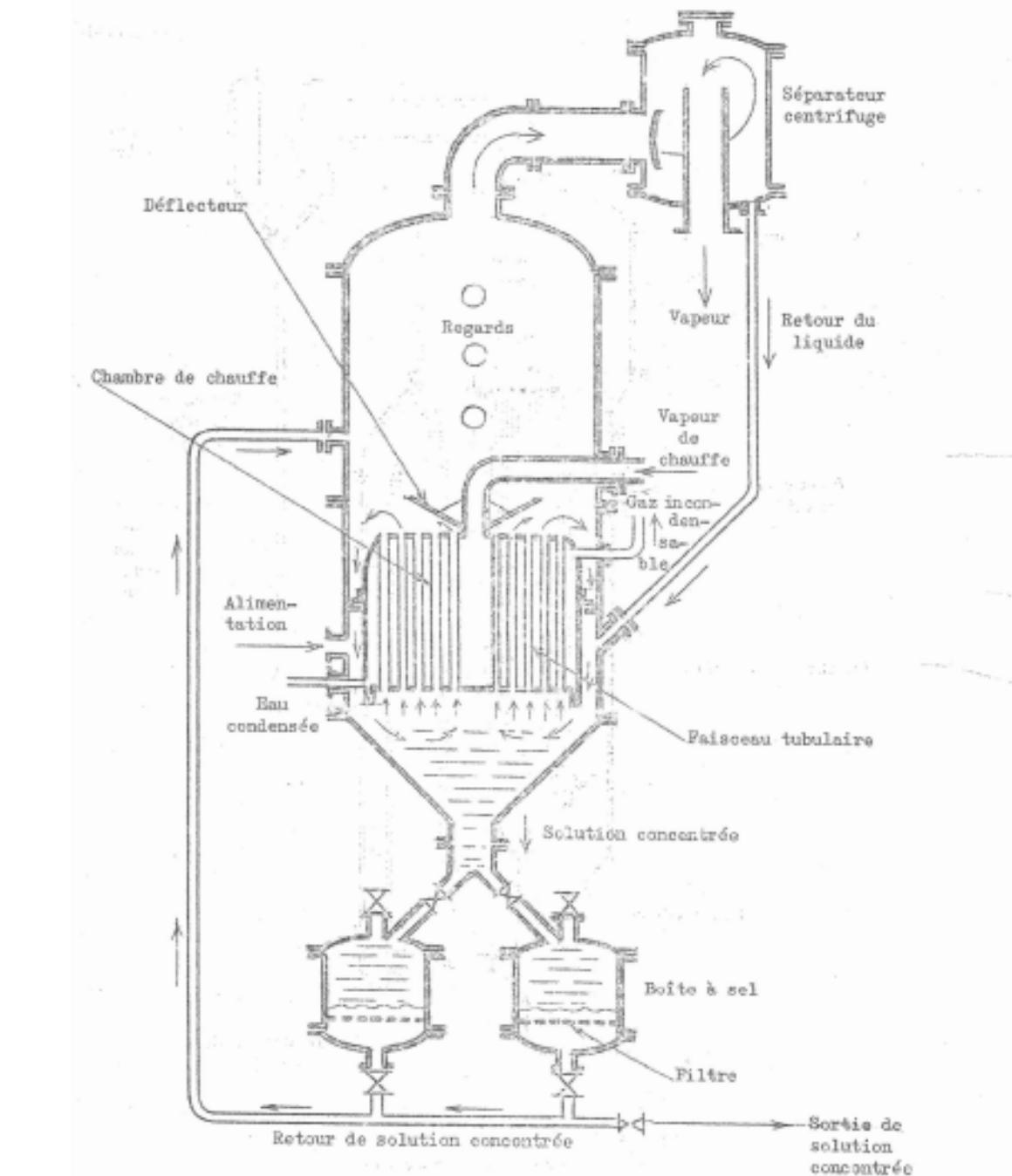


Annexe 6: Evaporateur à circulation forcée à longs tubes horizontaux, avec séparateur de cristaux

ANNEXES

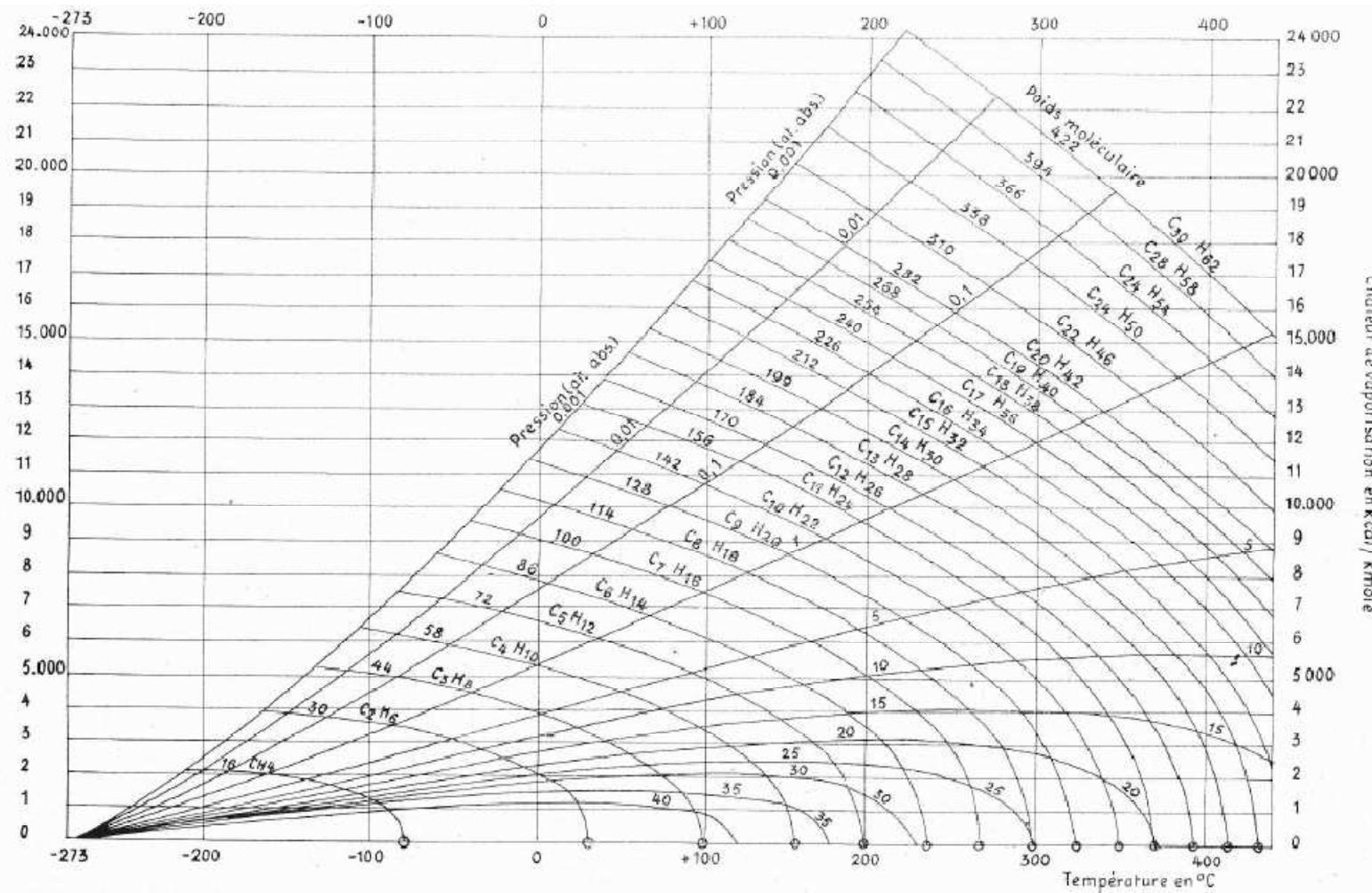


Annexe 7: Evaporateur à circulation thermique longs tubes verticaux (Modèle KESTNER)



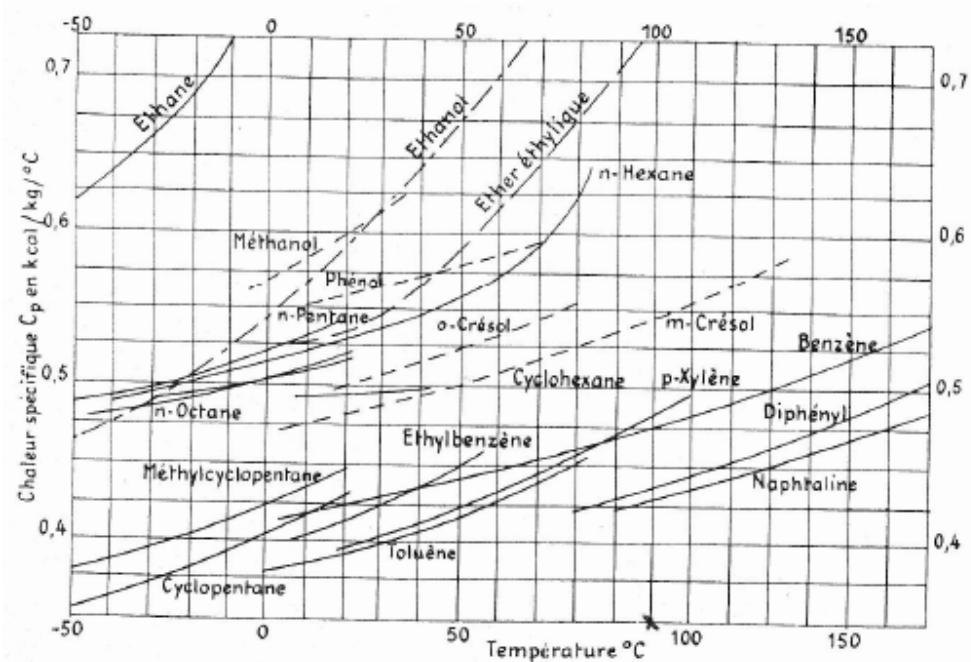
Annexe 8: Evaporateur à circulation thermique à tubes verticaux courts, type PANIER,
avec séparateur de cristaux et d e liquide

II. Variations de quelques propriétés physico-chimiques des fluides [4]

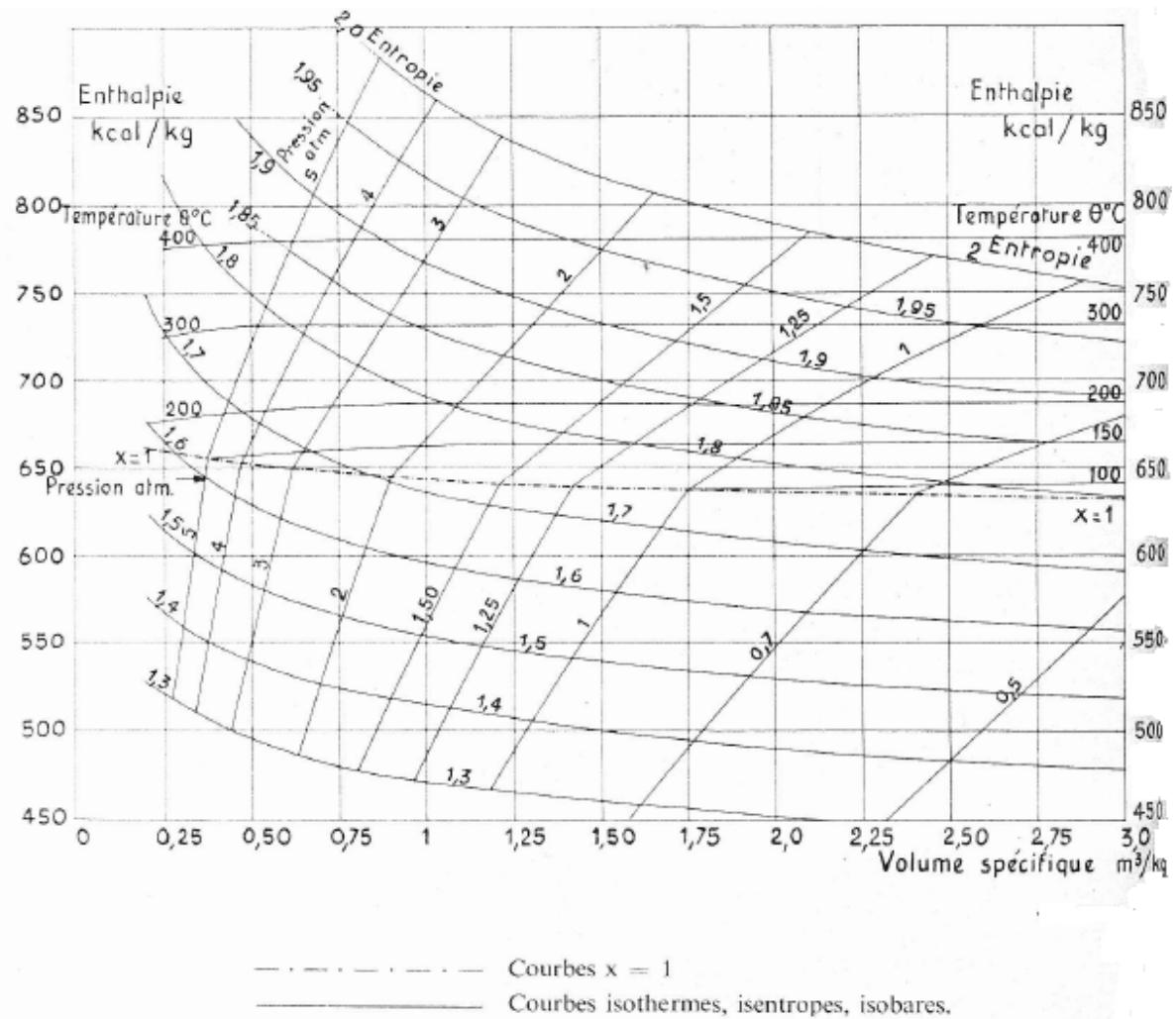


Annexe 9: Chaleurs de vaporisation molaires d'hydrocarbures purses fonction de la température et de la pression

ANNEXES



Annexe 10: Chaleurs spécifiques vraies de quelques composés organiques liquides



Annexe 11: Diagramme H-V de la vapeur d'eau

(à n'utiliser que pour des pressions $0,7 \text{ atm} \leq P \leq 5 \text{ atm}$)

TABLE DES MATIERES

<i>REMERCIEMENTS</i>	<i>II</i>
<i>LISTE ET NOMENCLATURE DES TABLEAUX</i>	<i>IV</i>
<i>LISTE ET NOMENCLATURE DES FIGURES</i>	<i>VI</i>
<i>LISTE DES ANNEXES</i>	<i>VII</i>
<i>NOTATIONS ET UNITES</i>	<i>VIII</i>
<i>INTRODUCTION</i>	<i>1</i>
<i>PARTIE I : ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE</i>	<i>2</i>
<i>Chapitre I : EXTRACTION SOLIDE-LIQUIDE.....</i>	<i>3</i>
<i>Chapitre II : EVAPORATION</i>	<i>4</i>
<i>II.1. Définitions.....</i>	<i>4</i>
<i>II.2. Température d'ébullition</i>	<i>5</i>
<i>II.3. Techniques d'évaporation.....</i>	<i>6</i>
<i>II.3.1. Evaporation par chauffage direct</i>	<i>6</i>
<i>a. Evaporation naturelle</i>	<i>6</i>
<i>b. Evaporation par gaz chauds.....</i>	<i>6</i>
<i>II.3.2. Evaporation par chauffage indirect.....</i>	<i>6</i>
<i>II.4. Différents types d'évaporateurs</i>	<i>8</i>
<i>II.4.1. Evaporateur naturel.....</i>	<i>8</i>
<i>II.4.2. Evaporateur à feu nu.....</i>	<i>8</i>
<i>II.4.3. Evaporateur à double enveloppe et évaporateur à serpentin.....</i>	<i>8</i>
<i>II.4.4. Evaporateur à surface d'échange tubulaire.....</i>	<i>9</i>
<i>a. Evaporateurs à tubes horizontaux.....</i>	<i>9</i>
<i>b. Evaporateurs à tubes verticaux ou à grimpage</i>	<i>9</i>
<i>II.5. Chaleur latente de vaporisation</i>	<i>9</i>
<i>II.6. Condensation</i>	<i>11</i>
<i>II.6.1. Condensation et pression dans l'évaporateur</i>	<i>11</i>
<i>II.6.2. Chaleur de condensation</i>	<i>12</i>
<i>II.6.3. Condenseurs.....</i>	<i>12</i>

a. Condenseurs à surface	12
b. Condenseurs à contact direct ou à mélange	12
<i>Chapitre III: TRANSFERT THERMIQUE</i>	<i>13</i>
<i>III.1. Conduction</i>	<i>13</i>
<i>III.1.1. Conduction des solides</i>	<i>13</i>
<i>III.1.2. Conduction des fluides.....</i>	<i>16</i>
<i>III.2. Convection.....</i>	<i>20</i>
<i>III.2.1. Les facteurs qui influent sur l'échange thermique par convection.....</i>	<i>21</i>
<i>III.2.2. Convection forcée</i>	<i>24</i>
<i>III.2.3. Convection naturelle</i>	<i>24</i>
<i>III.2.4. Coefficients de transmission</i>	<i>25</i>
<i>III.3. Coefficient global de transfert de la chaleur.....</i>	<i>25</i>
<i>III.4. Transmission de chaleur lors des changements de phase</i>	<i>27</i>
<i>III.4.1. Démarrage de l'ébullition</i>	<i>29</i>
<i>III.4.2. Crise de l'ébullition nucléée</i>	<i>29</i>
<i>III.4.3. Distinction entre ébullition en vase ou « poolboiling » et ébullition « avec convection forcée »</i>	<i>29</i>
<i>PARTIE II : PARTIE EXPERIMENTALE</i>	<i>33</i>
<i>Chapitre I : CONFECTION.....</i>	<i>34</i>
<i>I.1. Confection des différentes parties de l'appareil.....</i>	<i>34</i>
<i>I.2. Travaux auxiliaires.....</i>	<i>42</i>
<i>I.2.1. Installation du chauffage</i>	<i>44</i>
<i>I.2.2. Calorifugeage.....</i>	<i>45</i>
<i>I.2.3. Application d'un joint d'étanchéité</i>	<i>45</i>
<i>Chapitre II : CALCULS DE PERFORMANCES.....</i>	<i>46</i>
<i>II.1. Variation des propriétés physico-chimiques du fluide.....</i>	<i>46</i>
<i>II.1.1. Pour l'eau.....</i>	<i>46</i>
<i>II.1.2. Pour l'éthanol</i>	<i>47</i>
<i>II.1.3. Variations des propriétés physico-chimiques de quelques solvants organiques</i>	<i>49</i>
<i>II.2. Capacité d'évaporation.....</i>	<i>53</i>

<i>II.2.1. Par la loi de la conservation de l'énergie.....</i>	53
a. <i>Pour l'eau.....</i>	55
b. <i>Pour l'éthanol.....</i>	56
<i>II.2.2. Par la loi de la conservation de la matière</i>	58
<i>II.3. La capacité de condensation.....</i>	59
<i>Chapitre III : ESSAIS DE L'APPAREIL</i>	63
<i>III.1. Fonctionnement.....</i>	63
<i>III.1.1. Fonctionnement de l'appareil :</i>	63
<i>III.1.2. Régulation du chauffage</i>	63
<i>III.1.3. Séparateur cyclone</i>	63
<i>III.1.4. Mesure de niveau du liquide dans la cuve de chauffage.....</i>	64
<i>III.2. Résultats et interprétation</i>	64
<i>III.2.1. Essais</i>	64
<i>III.2.2. Interprétations</i>	67
<i>Chapitre IV: ESTIMATION DU PRIX DE REVIENT DE L'APPAREIL.....</i>	70
CONCLUSION.....	75
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....	77
REFERENCES WEBOGRAPHIQUES.....	79
ANNEXES	

AUTEUR :	HARIJAONA Vola Domoina
TITRE DE MEMOIRE :	Conception et réalisation d'un évapo-concentrateur à circulation forcée
NOMBRE DE PAGES :	79
NOMBRE DE TABLEAUX :	28
NOMBRE DE FIGURES :	8

RESUME

La conception et la fabrication d'un évapo-concentrateur à circulation forcée nous ont été confiées. Pour cela, avec des matériaux de récupération, et avec le concours de deux ateliers d'ouvrages métalliques et du service de maintenance électrique de l'I.M.R.A., nous avons effectivement réalisé le travail. Après quelques essais et des modifications conséquentes, nous avons optimisé et maîtrisé le fonctionnement de l'appareil. Nous avons ensuite calculé les performances de l'appareil. Nous avons enfin évalué le coût réel de l'appareil à **5 696 960 Ariary** si on partait avec du matériel neuf, et à **1 301 035 Ariary** si on se base sur les matériaux de récupération. L'utilisation des matériels de récupération est ainsi un moyen rentable en termes de coût/efficacité pour la fabrication des matériels de génie chimique.

MOTS-CLES : évapo-concentrateur, circulation forcée, confection, performances, coût

ABSTRACT

The subject of our dissertation was the design and building of a forced circulation evaporator/concentrator. To this end, and with the active participation of two metalwork shops and the electricity maintenance unit of IMRA, we effectively built the apparatus using mainly salvaging materials. After preliminary trials and subsequent modifications, we were able to optimize and control the functioning of the apparatus. We then calculated its performance. Finally, we estimated the real cost of the apparatus as 5 696 960 Ariary if we take into consideration the price of new materials available in the marketplace, and as 1 301 035 Ariary if we refer to the price of salvaging materials. The use of salvaging materials is therefore a cost-effective way of building apparatus for chemical engineering purpose.

KEY WORDS: concentrator/evaporator; forced circulation; building; performance; cost.

DIRECTEUR DE MEMOIRE: **RASOANAIVO Philippe ; Professeur Titulaire**

Adresse de l'auteur : Lot VV 172 Andohamandry Haute-Ville Tanà 101
e- mail : voladomoina@gmail.com