

Faculté de technologie  
Département de Génie Mécanique

Projet de fin d'étude pour l'obtention du diplôme  
de master en Génie Energétique

# ETUDE ET OPTIMISATION D'UNE INSTALLATION DE SOLUTION CONCENTREE

Présenté

Et soutenu publiquement par

M<sup>elle</sup> TOUAHAR Malika

M<sup>elle</sup> HADJ ABDELKADER El Batoul

Devant le jury ci – dessous

Président :	ALIANE Abdennour
Encadreur :	ALIANE Khaled
Examineurs :	SEBBANE Omar
	BOUSBAA Hamza

*Année universitaire 2012-2013*



# REMERCIEMENT

*Le présent travail a été réalisé à l'aide de Dieu, dont nous exprimons toutes nos gratitudes et remerciements.*

*Dieu merci.*

*Nous tenons à remercier vivement notre encadreur*

*Mr : Aliane Khaled*

*pour ses conseils judicieux qui nos dirigés et qui à été à la hauteur de sa noble tache.*

*Un grand merci a tous ce qui nous a soutenus durant nos études*

*A tous ceux qui nous 'ont aides de près ou de loin.*

*Nous remercions sincèrement Mr Bousbaa ; Mr Sebanne en tant q'examineurs ; Mr Aliane en tant que président.*

*pour l'honneur qui nous ont fait en acceptant de notre jury.*

*Enfin, j'adresse mes remerciements les plus sincères à tous les gens qui nous 'ont aidés de prés ou de loin*



# Dédicaces

*Je tiens à dédier ce modeste travail à tous ceux qui me sont chers :*

*A ceux qui ont fait de moi ce que je suis :*

*Ma très chère famille :*

*Mes très chers parents pour qui je n'oublierai jamais leur grande affection ; leur soutien et leur encouragements ; tout le long de mes études.*

- *A mon très cher frère.*
- *A mes très chères sœurs sans oublier les petits : AYOUB, FAIZA, Anes, Noura.*
- *A mon binôme : Elbatoul*
- *A mes amies : Halima, Leila, Iman , Aicha, Fatima, Faiza, Fatima, Khaoula , Jalila, Zahra.*
- *A toute les familles BEN MALEK , BENSAAAD.*
- *A tout mes collègues de la promotion 2012-2013 .*
- *A tous ceux qui me sont chers et qui sont aujourd'hui absents.*

**Malika**

# SOMMAIRE

Sommaire.....	I
Résumé.....	V
Nomenclatures.....	VI
Liste des figures.....	IX
Liste des tableaux.....	XII
<b>INTRODUCTION GENERAL.....</b>	<b>1</b>
<b><u>Chapitre I</u> : Les différents procédés de séparation dans les littératures</b>	
I-1-INTRODUCTION.....	2
I-2-QUELQUES APPLICATIONS PRINCIPALES DE LA SEPARATION.....	2
I-2-1- Procédé de séparation de GPL au niveau du complexe GP2/Z.....	2
I-2-2-Filtration.....	4
I-2-3- L'extraction.....	5
I-2-4-Types de séparations et leurs applications.....	6
I-3-DISTILLATION.....	6
I-3-1-Description du procédé.....	7
I-3-2-Facteurs favorisant le choix de la distillation.....	8
I-3-3-Principe de conception.....	8
I-3-4- Equilibre.....	10
I-3-5-Plateaux théoriques : Modèle de McCabe-Thiele.....	14
I-3-6-Efficacité.....	17
I-3-7-Plateaux.....	18

I-3-8-Garnissage.....	21
I-3-9-Comparaison des plateaux et des garnissages.....	22
I-3-10-Procédés de distillation alternative.....	22
I-3-11-Quelques Configuration de distillations améliorées.....	23
I-3-12-Système hybrides.....	24
I-4-Extraction.....	25
I-4-1-L'extraction liquide –liquide.....	25
I-4-2-Facteur favorisant l'extraction.....	26
I-4-3-Extraction par fluide supercritique.....	27
I-4-4-Equilibre liquide –liquide.....	27
I-4-5-Efficacité.....	28
I-4-6-Sélection du solvant.....	29
I-4-7-Appareillage d'extraction.....	29
I-5-ADSORPTION.....	32
I-5-1-Définition.....	32
I-5-2- Adsorption et désorption.....	33
I-5-3-Les adsorbants.....	35
I-5-4-Aspects fondamentaux des procédés d'adsorption.....	36
I-6- LES PROCÉDÉS MEMBRANAIRES.....	36
I-6-1- Définition.....	36
I-6-2-Théorie.....	38
<b>Chapitre II : Evaporation avec recompression de vapeur</b>	
II-I -INTRODUCTION.....	41

---

II-2-DEFINITION DE L'EVAPORATION.....	41
II-3- CYCLES EVAPORATIFS A SIMPLE EFFET ET MULTIPLE EFFET.....	42
II-3-1- Cycles évaporatif à simple effet.....	42
II-3-2 - Cycles évaporatif à multiple effet .....	42
II-4- CLASSIFICATION DES EVAPORATEURS.....	43
II-4-1 -Évaporateurs chauffés à la vapeur et à surface d'échange tubulaire.....	43
II-4-2 -Évaporateurs à double enveloppe ou à serpentins.....	46
II-4-3 - Évaporateurs à détente étagées.....	48
II-5- Facteurs principaux influençant l'évaporation.....	48
II-5-1 Concentration.....	48
II-5-2- Solubilité.....	48
II-5-3 Sensibilité à la température.....	49
II-5-4- Viscosité.....	49
II-5-5- Ecart de température.....	49
II-5-6- Effet de la présence du soluté.....	49
II-5-7- Effet de la pression hydrostatique.....	50
II-5-8-Effet de la perte de charge.....	50
II-6-PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT DE LA RECOMPRESSION MECANIQUE DE VAPEUR .....	51
II-7-LA RECOMPRESSION MECANIQUE DE VAPEUR DANS LA DISTILLATION.....	51
II-8-EXEMPLE DU CYCLE ÉVAPORATIF À RMV.....	51
II-9-CHOIX DU COMPRESSEUR ET DE L'EVAPORATEUR POUR LA RMV.....	53
II-9-1-Choix du type de compresseur.....	53

II-9-2- Choix du type d'évaporateur.....	53
II-10-LES ECHANGES THERMIQUES DANS UN EVAPORATEUR.....	54
II-11-PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT DU RMV .....	54
II-12- EXEMPLE D'OPTIMISATION D'UN SYSTEME À RMV.....	55
II-13- EXEMPLES D'APPLICATIONS DU RMV.....	56
II-13-1-La concentration du lait.....	56
II-13-2-Traitement des déchets.....	56
II-13-3-Autres applications.....	57
II-14-AVANTAGES DU RMV.....	57
II- 15- LIMITES DU RMV.....	58
<b>Chapitre III : Calculs de l'installation de la solution concentrée</b>	
III-1-PROBLEMATIQUE.....	59
III-2-PREMIER PROCEDE:UTILISATION D'UN CHAUFFAGE TUBULAIRE.....	59
III-3-DEUXIEME PROCEDE:UTILISATION DES ECHANGEURS.....	61
III-4-TROISIEME PROCEDE :UTILISATION DE LA VAPEUR ISSUE DE L'EVAPORATION .....	63
III-5-COMPARAISON ET DISCUSSION DES RESULTATS.....	68
<b>CONCLUSION GENERAL.....</b>	<b>70</b>
<b>REFERENCES PUBLIOGRAPHIQUES.....</b>	<b>71</b>

## RÉSUMÉ

Nous présentons dans ce travail les calculs thermiques et énergétique sur des procédés de concentration par évaporation.

A travers les différents chapitres de ce travail nous présenterons les divers procédés de séparation ainsi les différents types des évaporateurs et on fait des calculs sur des installations de concentration. Une comparaison a été faite entre ses résultats afin de connaitre comment réduire la consommation énergétique de ses installations

Mots clés : Séparation, évaporation, concentration, consommation, vapeur.

## ABSTRACT

We present in this work a method of the thermal and energy calculations methods of evaporating.

Through the various chapters of this work, we present various separation processes and different types of evaporators and made calculations on milling facilities .

A comparison was made between the results in order to know how to reduce the energy consumption of its facilities.

Keywords: Separation , evaporation , concentration , consumption , steam.

## التلخيص

نقدم في هذا العمل حسابات حول الحرارة و الطاقة لمختلف أساليب التركيز بالتبخير.

من خلال مختلف فصول هذا ، فإننا نقدم عمليات الفصل المختلفة ، وكذا أنواع متعددة من وسائل التبخر وقمنا بحسابات حول مركب للتركيز.

كما أجرينا مقارنة بين مختلف النتائج من أجل معرفة كيفية الحد من استهلاك الطاقة في هذه المنشآت .

كلمات البحث: الفصل ، التبخير، التركيز، الاستهلاك، البخار.



# NOMENCLATURES

Symboles	Signification	Dimensions
$A_i, B_i$ et $C_i$	Constantes d'Antoine	-
B	Débit du résidu	mol/s
$C_A$	Concentration du soluté dans la solution	mol/m <sup>3</sup>
$C_{p, \text{eau}}$	Capacité calorifique de l'eau liquide	Kcal/Kg.K
$D_1, D_2, D_2', D_3$	Débit de vapeur de chauffage	Kg/h
D	Débit du distillat	mol/s
$E_{mv}$	Efficacité de plateau de Murphree	%
$E_g$	Efficacité globale	%
F	Débit d'alimentation	mol/s
h	Enthalpie	Kcal/Kg
$(HUT)_{gG}$	Le nombre d'unités de transfert	m
HEPT	Hauteur équivalente d'un plateau théorique	m
$K_i$	Coefficient de partage	-
$K_G$	Coefficient global de transfert de matière pour un composant donné	mol/m <sup>2</sup> s
$K_C$	Coefficient de distribution pour le composé C	-
$L_n$	Débit du liquide venant du plateau n	mol/s
$L_0$	Quantité de liquide réintroduire dans la colonne	mol/s
$L_{v,120^\circ\text{C}}$	La chaleur latente de vaporisation	Kcal/Kg
m	Masse (de soluté, de solvant)	Kg
$m_a$	Débit massique de l'alimentation	Kg/h
N	Nombre de plateaux théoriques	-
$m_{\text{sol conc}}$	Débit massique de la solution concentrée	Kg/h
$N_r$	Nombre réel de plateaux	-

Symboles	Signification	Dimensions
$N_{\text{soluté}}, N_{\text{solv}}$	Nombres de moles de solvant, soluté.	mol
$N_{\text{soluté}}, N_{\text{solv}}$	Nombres de moles de solvant, soluté.	$N_{\text{soluté}}, N_{\text{solv}}$
$N_A$	Flux du composé A a travers la membrane	masse/temps-surface.
P	Pression	$N/m^2$ ou bar
$p_i$	Pression partielle du composant i	$N/m^2$
$P_A$	Perméabilité de A	$Kg \cdot m / s \cdot N$
$P_m$	Travail mécanique	Kcal/h
Q	Quantité de chaleur	Kcal/h
R	Taux de reflux, taux de rétention	-
S	L'entropie	Kcal/Kg .K
T	Température	°C
$V_n$	Débit de la vapeur venant du plateau n	mol/s
$x_f$	Titre molaire du composant le plus volatil dans l'alimentation	-
$x_D$	Titre molaire du composant le plus volatil dans le distillat	-
$x_B$	Titre molaire du composant le plus volatil dans le résidu	-
$x_i$	Fraction molaire de la phase i dans la phase liquide	-
$X_{C,E}$	Fraction molaire de composé C dans la phase extrait	-

Symboles	Signification	Dimensions
$X_{C,R}$	Fraction molaire de composé C dans la phase raffinat	-
$y_i$	Fraction molaire de la phase i dans la phase vapeur	-
$Z$	Hauteur d'une zone de transfert de matière contenant des plateaux ou du garnissage	m
$\alpha_{ij}$	Volatilité relative du composant i par rapport au composant j	-
$\alpha_{ab}$	Sélectivité de l'adsorbant	-
$\beta_{CA}$	Facteur de séparation des composés C est A ou sélectivité	-
$\Delta\Pi$	Différence de pression totale à travers la membrane;	$N/m^2$
$\rho$	Densité de la solution	$kg/m^3$

# LISTE DES FIGURES

## **Chapitre I :**

Figure I-1: Colonne de distillation.....	3
Figure I-2 : Les rebouilleurs.....	3
Figure I-3 : Le ballon de reflux.....	4
Figure I-4 : Colonne à distiller à plateaux perforés.....	8
Figure I-5: Les huit étapes fondamentales nécessaires à la conception d'une colonne à distiller.....	9
Figure I-6: Diagramme d'équilibre liquide –vapeur en fonction de la volatilité .....	12
Figure I- 7: Diagramme d'équilibre pour des systèmes zéotropique et azéotropique.....	13
Figure I-8 : Diagramme température –composition pour un système liquide /vapeur .....	14
Figure I-9: Courant liquides et vapeur dans la distillation.....	16
Figure I-10: plateau perforé classique de distillation.....	19
Figure I-11: Variation de l'efficacité de Murphree en fonction du débit de vapeur.....	20
Figure I-12: Exemples de plateaux de distillation à courant croisés.....	20
Figure I-13 : Exemples de garnissage en vrac.....	21
Figure I-14: Colonne à distiller équipée avec un garnissage structuré.....	22
Figure I-15: Distillation discontinue.....	23
Figure I-16: Exemple d'un procédé de distillation extractive.....	23
Figure I-17: Système hybride à osmose inverse –évaporation pour la récupération d'eau à partir des eaux usées (adapté de Pankratz et Johanson ,1992) .....	25
Figure I-18: Colonne d'extraction à plateaux perforés.....	26
Figure I-19: Colonne d'extraction à plateaux perforés.....	26

Figures I-20: Récupération de solvant supercritique par changement de température.....	27
Figure I-21: Equilibre liquide –liquide pour des systèmes de Type I et de Type II.....	28
Figure I-22: Fractionnement des gouttes réalisé par un champ électrique.....	30
Figure I-23: Ensemble mélangeur –décanteur.....	31
Figure I-24: Extracteurs agités mécaniquement.....	31
Figure I-25: Procédé simple d’adsorption.....	32
Figure I-26:Diagrammes schématisant les structures de deux zéolithes courantes.....	35
Figure I-27: Procédé membranaire simple.....	36
<b><u>Chapitre II:</u></b>	
Figure II-1 : Schémas simplifiés d’évaporateurs.....	41
Figure II-2 : Cycle évaporatif à simple effet.....	42
Figure II-3 : Cycles évaporatif à effet multiple.....	43
Figure II-4 : Évaporateur de Rillieux à tubes.....	43
Figure II-5 : Évaporateur de Yaryan à tubes.....	44
Figure II-6 : Évaporateur de Robert à tubes verticaux.....	44
Figure II-7 : Évaporateur à panier.....	45
Figure II-8 : Évaporateur de Kestner à grimpage.....	46
Figure II-9 : Évaporateur à tubes inclinés.....	46
Figure II-10: Évaporateur de Howard à double enveloppe.....	47
Figure II-11 :Évaporateur à serpentins.....	47
Figure II-12 :Évaporateur à détentes étagées.....	48
Figure -II-13 :Variation de la température d’ébullition en fonction de la concentration de la solution...	50
Figure II-14 :Circuit de vapeur d’un évaporateur à simple effet à recompression de vapeur.....	53

Figure II-15 :Recompression mécanique de la vapeur.....	53
Figure II-16-Cycle évaporatif à compression mécanique de vapeur.....	52
Figure II-17: Cycle évaporatif à compression.....	52
Figure II-18- Circuit de vapeur d'un évaporateur à double effet avec finisseur compression.....	53
Figure II-19- Optimisation de la compression mécanique.....	55
Figure II-20 : Consommation spécifique d'énergie d'un évaporateur à compression mécanique.....	55
Figure II-21 : Concentration du lait par le RMV.....	56

**Chapitre III:**

Figure III-1 : Evaporation avec chauffage tubulaire.....	59
Figure III-2 : Evaporateur avec échangeur de chaleur.....	61
Figure III-3 : Evaporateur avec deux échangeurs.....	63
Figure III-4 : Evaporateur avec thermocompression.....	64
Figure III-5 : Evaporateur avec thermocompression et des échangeurs de chaleur.....	66
Figure III-6 : Compresseur à vapeur couplé à une turbine.....	67

# LISTE DES TABLEAUX

## **Chapitre I :**

Tableau I-1 : Les domaines d'applications des différentes techniques de filtration .....	4
Tableau I-2 : Exemple d'applications de l'extraction.....	5
Tableau I-3 : Types de séparation et leurs applications.....	6
Tableau I-4 : Géométrie des plateaux perforés .....	19
Tableau I-5 : Technologie d'amélioration des procédés de distillation.....	24
Tableau I-6 : Données géométriques pour les plateaux perforés des extracteurs .....	30
Tableau I-7 : Caractéristiques des membranes .....	37

## **Chapitre II :**

Tableau II-1 : Différentes valeurs de $k_s$ pour différents modes d'opération.....	54
--	----

## **Chapitre III :**

Tableau III-1 : Table de la vapeur surchauffé.....	65
Tableau III-2 : La consommation de débit de chauffage et la température d'alimentation pour les différents procédés.....	68

## **INTRODUCTION GENERALE :**

Le besoin de séparer des mélanges est de plus en plus important dans les industries des procédés, notamment dans l'élimination des impuretés des matières premières, la purification des produits, la séparation des flux de recyclage et l'élimination des effluents gazeux et aqueux.

Avec les nouvelles préoccupations environnementales (lutte contre la pollution, recyclage), la diversité des types de séparation en œuvre s'est encore considérablement accrue.

Notre travail décrit les techniques de séparation et l'étude des évaporateurs. Pour ce faire, nous avons fait des calculs sur des évaporateurs à concentration et on compare sa consommation énergétique afin de connaître le procédé le plus efficace.

Notre mémoire se divise en trois chapitres :

Le premier chapitre est consacré à citer les différents procédés de séparation dans les littératures, leurs types, leurs applications et ainsi les futures configurations de ces procédés.

Le deuxième chapitre présente globalement le phénomène de l'évaporation et l'évaporation avec compression mécanique de vapeur.

Enfin, le troisième chapitre concerne les calculs des différents évaporateurs avec une étude comparative entre ces procédés.



# CHAPITRE I

## *Les différents procédés de séparation dans les littératures*

## **I-1-INTRODUCTION**

Il est facile de mélanger deux composés liquides tels que l'éthanol et l'eau. Ils sont miscibles en toute proportion et une faible agitation suffit à former une solution homogène. Cependant, après mélange, supposons que l'on souhaite séparer les constituants et revenir aux constituants purs.

La première approche pourrait être d'éliminer un des constituants par ébullition. Malheureusement, un azéotrope se forme et une séparation complète n'est pas possible. Une autre approche pourrait être d'utiliser un solvant pour extraire l'éthanol. Mais le solvant efficace peut ne pas être commercialement disponible et il faudra trouver ensuite un moyen de séparer le solvant de l'éthanol afin que le solvant puisse être recyclé. L'utilisation d'un absorbant pour éliminer sélectivement l'éthanol ou l'eau de la solution est possible mais dispose-t-on d'un tel adsorbant ? Si oui, où peut-on se le procurer ? Parmi tous ces différents procédés, lequel devrait être utilisée ? Naturellement quel que soit le procédé choisi, il est souhaitable d'utiliser une technologie de pointe. Notre but dans ce premier chapitre est d'apprendre quelques réponses à ce type de questions.

## **I-2-QUELQUES APPLICATIONS PRINCIPALES DE LA SEPARATION**

### **I-2-1- Procédé de séparation de GPL au niveau du complexe GP2/Z<sup>1</sup>**

La séparation de GPL conduit à une coupe de C<sub>3</sub>, où le propane est majoritaire avec de méthane, éthane, butane (iso-butane et n-butane) en pourcentage différent selon la composition initiale de GPL et les conditions de marche du procédé. La deuxième coupe après séparation est celle de C<sub>4</sub> qui représente la fraction la plus dominante à la présence de propane, iso-pentane et pentane.

#### **➤ DESCRIPTION DES SECTIONS DU PROCESS**

##### **❖ La zone de détente et de déshydratation**

A ce stade, le GPL se détend de 22 bars au niveau d'une sphère de capacité de 1220 m<sup>3</sup>.

Le GPL contenant des molécules d'eau ; une grande quantité de ces dernières est éliminée par le coaliser. Notons bien que tout ceci se fait grâce aux pompes de charge qui aspirent la charge GPL de la sphère via le coaliser sous une pression de 20/23 bars maintenue à l'aide d'une vanne. L'unité de déshydratation est constituée de deux colonnes de forme cylindrique contenant des lits de tamis moléculaire reposant sur des supports ; afin d'atteindre une teneur d'eau inférieure à 5 ppm.

Les déshydrants fonctionnent en alternance ; l'un en service l'autre en génération qui dure

---

*1-GP2/Z : Le complexe GP2/Z relève de la SONATRACH, société nationale chargée du transport, du raffinage et de la commercialisation des hydrocarbures*

opérationnellement 36 heures tout en respectant des séquences bien déterminées.

### ❖ La zone de séparation

La séparation du GPL est assurée par deux trains A et B, dont chacun est composé essentiellement de colonne, rebouilleur, ballon de reflux, batteries d'aérocondenseurs (Figure I-1 et I-2).

#### ▪ Colonne : A/B



Figure I-1 : Colonne de distillation

Chaque colonne est composée de 46 plateaux dont 22 plateaux type vortex pour la section fractionnement et 24 plateaux de type super vrac pour la partie d'épuisement et enfin il est à noter que chaque colonne est recouverte par du calorifuge afin que l'ambient n'effectue pas les conditions de séparation.

La colonne est alimentée par le GPL au niveau des 24<sup>ème</sup> plateaux à partir du sommet sous une température bien définie contrôlée par un contrôleur.

#### ▪ Les rebouilleurs A/B



Figure I-2 : Les rebouilleurs

Afin de maintenir une température adéquate au fond de la colonne pour pouvoir évaporer les légers, on utilise un rebouilleur et un préchauffeur pour chaque drain. .

A l'intérieur il y a un ensemble de fiscaux ou du gaz oil chaud circule. Une fois le butane pénètre dans le rebouilleur il y a un échange thermique et le butane liquide est réinjectés au fond de la colonne.

#### ▪ Le ballon de reflux

Pour maintenir une température nécessaire au sommet de colonne pour maintenir la température en fond de colonne, pour condenser les lourds ; on utilise un ballon de reflux ce qui affirme que le propane sortant du sommet de colonne traverse les aérocondenseurs A/B, contrôle respectivement par un régulateur, au niveau de la sortie du ballon, de même une voie qui assure l'expédition du propane vers la section de réfrigération (Figure I-3).



Figure I-3 : Le ballon de reflux

**I-2-2-Filtration** : Le tableau I-1 suivant présent les techniques de filtration et ses domaines d'applications :

Domaines	Microfiltration	Ultrafiltration	Nanofiltration
Agro-alimentaire	-Filtration stérilisante et clarification de boissons,... -Elimination des bactéries du lait	-Dépectinisation de jus de fruits et de légumes -Récupération de protéines du lactosérum -Fabrication de pré-fromage liquide	-Déminéralisation du lactosérum
Biochimie et pharmacie	-Filtration stérilisante de vaccins, sérum, plasmas	-Concentration de vaccins - Fractionnement du sang	- Fractionnement de petits peptides et d'acides aminés

Tableau I-1 : Les domaines d'applications des différentes techniques de filtration

Domaines	Microfiltration	Ultrafiltration	Nanofiltration
Production d'eau	-Élimination de la pollution organique particulaire et colloïdale	-Production d'eau stérile et apyrogène	-Adoucissement d'eau potable avec élimination d'ions multivalents et/ou de petites molécules toxiques
Traitement d'effluents	-Récupération de colorants de l'industrie textile -Élimination de la turbidité de tout type d'effluent	- Recyclage de bains de dégraissage -Récupération de lanoline (textile) et de lignosulfates (papier)	-Traitement d'effluents contenant des molécules organiques ou des dérivés halogénés
Métallurgie et Traitement de surface	-Récupération de particules dans l'industrie de l'aluminium	- Récupération des peintures des bains d'électrophorèse -Régénération d'huiles solubles	-Traitement de liquides de rinçage de galvanoplastie -Récupération de métaux précieux

Tableau I-1 : Les domaines d'applications des différentes techniques de filtration

**I-2-3- L'extraction** : des exemples de l'extraction sont présentés dans le tableau I-2.

Diluant	Soluté(s), retiré(s) de L'alimentation	Solvant
Eau	Phénol	Méthylisobutylcétone (Cusack, 1996)
Huile lourde	Naphtalènes	Furfural
Gaz naturel liquéfié	Sulfure d'hydrogène	Monoéthylamine
Essence reformée	Benzène /Toluène/Xylène	Diéthylène glycol
Fèves de café	Caféine	Dioxyde de carbone supercritique
Résidus de distillation sous vide	Fiouls liquide	Butane supercritique

Tableau I-2 : Exemple d'applications de l'extraction

**I-2-4-Types de séparations et leurs applications :** Le tableau suivant donne des méthodes de séparation, les matériels requis, les différences dans les propriétés physiques des composants sur lesquelles repose la technique de séparation et des exemples pratique.

<b>Méthodes de séparation</b>	<b>Matériel requis</b>	<b>Différences dans les propriétés physiques des composants sur lesquelles repose la technique de séparation</b>	<b>Exemple pratique</b>
Décantation	Béchers, tige de verre	Grande différence de densité	Eau (faible densité) et sable (forte densité)
Centrifugation	Centrifugeuse avec tubes	Faible différence de densité	Eau (faible densité) et farine (densité un peu supérieure)
Évaporation	Bec Bunsen, capsule d'évaporation, verre de montre	Grande différence entre les points d'ébullition	Eau (100 °C) et sel (1413 °C)
Distillation fractionnée	Bec Bunsen, eau courante, réfrigérant, thermomètre, colonne de fractionnement	Faible différence entre les points d'ébullition	Alcool (78 °C) et eau (100 °C)
Sublimation	capsule d'évaporation, entonnoir, tube à essai	Un solide qui se sublime et un autre qui ne le fait pas	Iode (187 °C) et sable
Cristallisation	Béchers, thermomètre, papier-filtre	Solubilité	Sucre (très soluble dans l'eau chaude, faible solubilité dans l'eau froide)

Tableau I-3 : Types de séparation et leurs applications

### **I-3-DISTILLATION**

La distillation est la méthode de séparation par excellence, ancienne, bien établie, bien comprise, avec un

large champ d'application industrielle .Elle possède des qualités intrinsèques qu'aucune méthode ne peut lui disputer :

- ✚ Sa capacité à traiter de très grands flux.
- ✚ Sa flexibilité qui lui permet de répondre à des modifications de composition de charge, de spécification de produits, de débit traité.
- ✚ Sa fiabilité qui s'appuie sur une bonne reproductibilité des résultats, des possibilités importantes de prévision a priori, et une technologie simple et robuste.

### **I-3-1-Description du procédé**

La distillation est un procédé du type colonne, qui sépare les constituants d'un mélange liquide par leur différence de points d'ébullition. Les phases vapeur et liquide circulent à contre courant dans la zone de transfert de matière de la colonne, dans laquelle plateaux ou garnissages sont utilisés pour maximiser le contact interfacial entre les phases.

La figure I-4 montre une colonne à distiller équipée des plateaux perforés. Dans l'industrie, les colonnes contiennent plus de plateaux. L'espace entre les plateaux varie de 0,3 et 0,6 m (12 à 24 in). A partir d'un plateau donné, le liquide s'écoule à travers un déversoir vers le plateau inférieur .La vapeur passe à travers les trous dans le plateau perforé et s'élève jusqu'au plateau supérieur .Un contact étroit se crée entre les phases vapeur et liquide au fur et à mesure que la vapeur passe à travers les trous dans le plateau perforé et barbote dans le liquide se trouvant sur le plateau. A partir du plateau d'alimentation, la vapeur s'enrichit en composé le plus volatil vers les plateaux supérieurs et le liquide s'enrichit en composé le moins volatil vers les plateaux inférieurs.

En tête de colonne, la vapeur est condensée pour obtenir le distillat .Une partie du distillat est éliminée (produit de tête D) tandis que, pour augmenter les performances, le reste du distillat est renvoyé( $L_0$ ) au plateau supérieur .Le taux de reflux est défini comme le rapport entre le débit du reflux( $L_0$ ) et le débit de produit éliminé(D).

Le liquide quittant le plateau inférieur parvient au bouilleur où il est chauffé et partiellement vaporisé. La vapeur venant du bouilleur retourne au plateau inférieur et le liquide qui reste est éliminé comme résidu. Dans ce procédé, la chaleur qui est normalement fournie sous forme de vapeur, est ajoutée à la colonne.

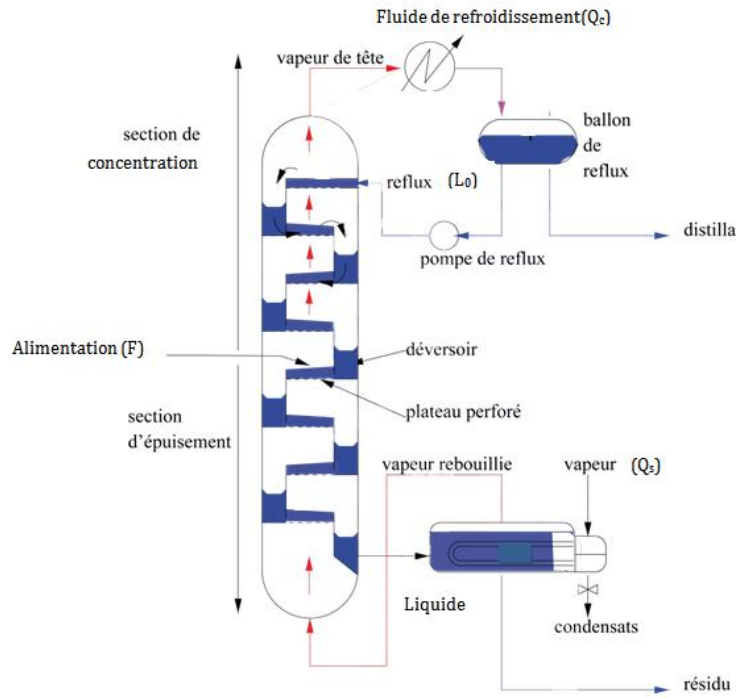


Figure I- 4: Colonne à distiller à plateaux perforés

### I-3-2-Facteurs favorisant le choix de la distillation

Ces facteurs sont :

- ✚ Une volatilité relative supérieure à 1,2.
- ✚ La stabilité thermique des produits.
- ✚ Des débits de 100 à 200 Kg /h ou plus.
- ✚ Des vitesses élevées de corrosion/des réactions secondaires non désirées/absence de conditions d'explosion.

### I-3-3-Principe de conception

Pour concevoir un procédé, il est nécessaire de déterminer le diamètre et la hauteur de la colonne. Le diamètre est fonction de la capacité (ou du débit) tandis que la hauteur de la colonne dépend plus du degré de séparation(ou de la pureté du produit).La conception d'une colonne à distiller comprend huit étapes fondamentales (Figures I-5) .



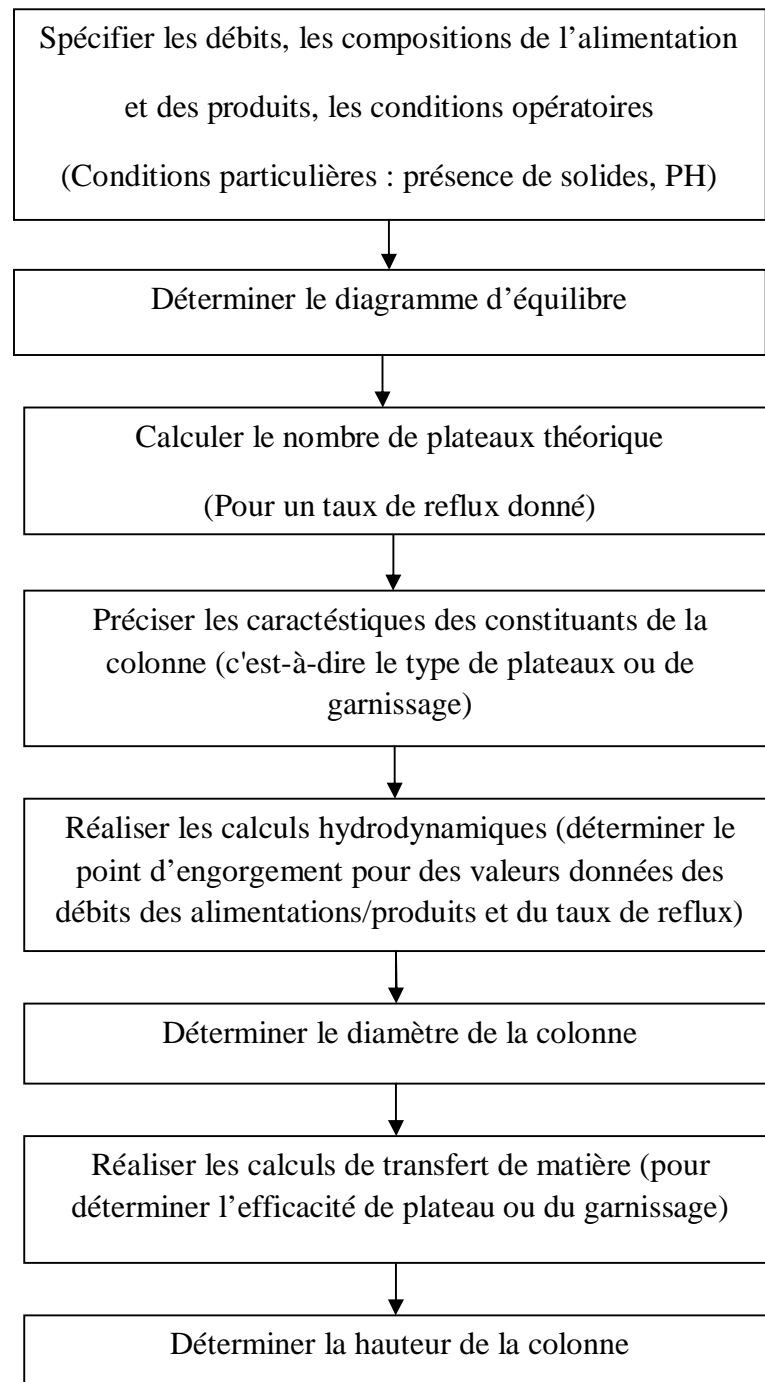


Figure I-5 : Les huit étapes fondamentales nécessaires à la conception d'une colonne à distiller.

Comme le flux hydraulique affecte aussi l'efficacité des plateaux et du garnissage, des calculs hydrodynamiques sont nécessaires et le diamètre de la colonne doit être déterminé avant sa hauteur. Dans la procédure de dimensionnement, le diamètre de la colonne est déterminé en fonction d'une capacité que l'on souhaite atteindre. Pour calculer le diamètre de la colonne, on détermine le point d'engorgement en tenant compte des vitesses d'écoulement de la vapeur et du liquide, lesquelles sont à leur tour des débits des effluents d'entrée et de sortie ainsi que du taux de reflux.

Le diamètre de la colonne est déterminé sur la base des pourcentages des débits à l'engorgement. À l'engorgement, le débit de la vapeur ou du liquide atteint un état où se produit une diminution significative de l'efficacité de séparation.

### I-3-4- Equilibre

#### ➤ Relations thermodynamiques

##### ❖ Coefficient de partage(K)

À l'équilibre (L'équilibre entre les phases vapeur et liquide est atteint quand il n'y a plus de modification de composition de température ou de pression), la concentration de tout composant présent dans la phase liquide peut être reliée à sa concentration dans la phase vapeur par le coefficient de partage, aussi appelé 'facteur d'équilibre' ou 'volatilité absolue' (K) :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (\text{I.1})$$

Où  $K_i$  est le coefficient de partage,  $y_i$  est la fraction molaire de la phase  $i$  dans la phase vapeur (sans dimension) et  $x_i$  est la fraction molaire de la phase  $i$  dans la phase liquide (sans dimension).

Les composants les plus volatils dans le mélange ont une valeur de K plus élevée, tandis que les composants les moins volatils ont une valeur plus faible pour K.

##### ❖ Volatilité relative

Pour la distillation, le facteur clef de la séparation est la volatilité relative. Plus la volatilité augmente, plus la séparation par distillation ne sera facile. Elle est définie comme :

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad (\text{I.2})$$

Où  $\alpha_{ij}$  est la volatilité relative du composant  $i$  par rapport au composant  $j$ .

#### ➤ Systèmes idéaux

Les systèmes idéaux de mélanges vapeur et liquide obéissent respectivement aux lois de Raoult et Dalton.

##### ❖ Lois de Dalton

La loi de Dalton relie la concentration d'un composant présent dans un mélange idéal de gaz ou de vapeur à sa pression partielle :

$$p_i = P y_i \quad (\text{I.3})$$

Où  $p_i$  est la pression partielle du composant  $i$  dans le mélange de gaz, exprimée en unité de force par unité de surface,  $P$  est la pression totale, exprimée en unité de force par unité de surface et  $y_i$  est la fraction molaire de la phase  $i$  dans la phase vapeur (sans dimension).

### ❖ Lois de Raoult

La loi de Raoult relie la pression partielle d'un composant dans la phase vapeur à sa concentration dans la phase liquide :

$$p_i = P_i x_i \quad (I.4)$$

Où  $p_i$  est la pression partielle du composant  $i$  dans le mélange de gaz, exprimée en unité de force par unité de surface,  $P_i$  est la pression (tension) de vapeur du composant  $i$  pris à l'état pur, à la température du système, exprimée en unité de force par unité de surface<sup>2</sup> et  $x_i$  est la fraction molaire de la phase  $i$  dans la phase liquide (sans dimension). En combinant les équations (I.4) et (I.3), on obtient :

$$P y_i = P_i x_i \quad (I.5)$$

En combinant les équations (I.2) et (I.5), on obtient :

$$K_i = \frac{P_i}{P} \quad (I.6)$$

En combinant les équations (I.2) et (I.6), on obtient la volatilité relative pour un mélange idéal à l'équilibre :

$$\alpha_{ij} = \frac{P_i}{P_j} \quad (I.7)$$

L'équation d'Antoine permet d'exprimer la pression de vapeur en fonction de la température :

$$\ln P_i = A_i - \frac{B_i}{C_i + T} \quad (I.8)$$

Où  $A_i$ ,  $B_i$  et  $C_i$  sont les constantes d'Antoine et  $T$  est la température, exprimée en °C, K selon les valeurs des constantes d'Antoine.

Comme les pressions de vapeur des composants dépendent de la température, les coefficients de partage sont aussi fonction de la température. Comme  $\alpha_{ij}$  est proportionnelle au rapport de pressions de vapeur et

---

2-En France elle est exprimée en unité de pression (Pa, bar) ou hauteur de fluide équivalente (mm Hg, par exemple).

sont aussi fonction de la température. Comme  $\alpha_{ij}$  est proportionnelle au rapport de pressions de vapeur et comme les pressions de vapeur augmentent avec la température,  $\alpha_{ij}$  est moins sensible aux changements de température que  $K_j$  ou  $K_i$ .

Pour les composés d'une même famille, quand la température augmente, la pression de vapeur du composé le plus volatil tend à augmenter plus lentement que celle du composé le moins volatil. Quand la température diminue, la pression de vapeur du composé le plus volatil diminue plus lentement que celle du composé moins volatil. Même si  $\alpha_{ij}$  ne dépend pas fortement de la température, elle diminue généralement quand la température augmente et vice versa. Pour un système binaire, la volatilité relative des deux composants ( $i$  et  $j$ ) est donné par :

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i \cdot y_i(1-x_i)}{K_j \cdot x_i(1-y_i)} \quad (\text{I.9})$$

Qui peut être réarrange pour donner :

$$y_i = \frac{\alpha_{ij} x_i}{1 + (\alpha_{ij} - 1)x_i} \quad (\text{I.10})$$

L'équation (I.10) est utilisée pour exprimer la concentration d'un composant dans la phase vapeur en fonction de sa concentration dans la phase liquide et de la volatilité relative. L'équation (I.10) est représentée sur la figure I-6 pour différentes valeurs de la volatilité relative. On voit que lorsque la volatilité relative augmente, la concentration du composant le plus volatil augmente dans la phase vapeur.

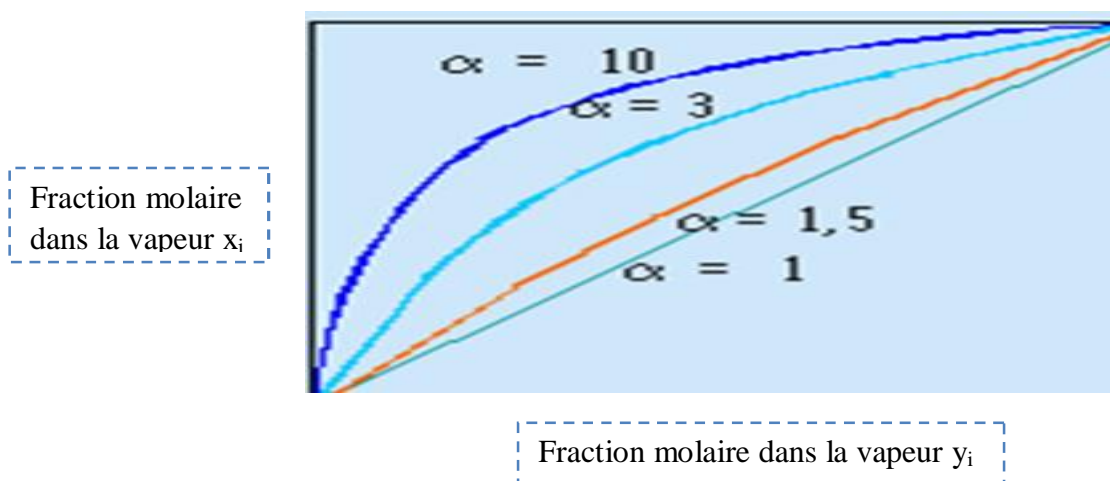


Figure I-6 : Diagramme d'équilibre liquide –vapeur en fonction de la volatilité

- **Système non idéaux :** La plupart des mélanges liquides sont non idéaux (c'est-à-dire qu'ils n'obéissent pas à la loi de Raoult). Dans ce cas, l'équation (I.4) doit être modifiée pour introduire un facteur de correction, appelé coefficient d'activité de la phase liquide.

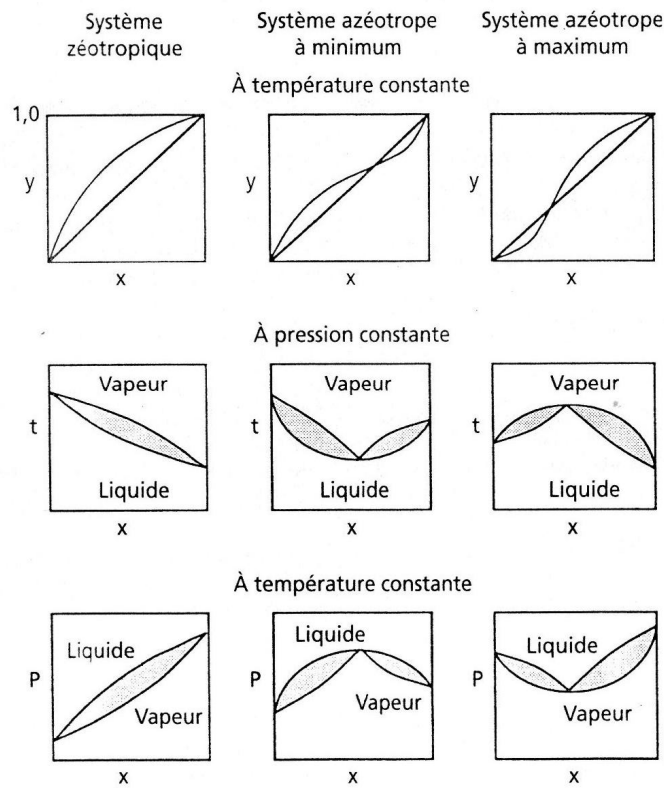
$$p_i = y_i P_i x_i \tag{I.11}$$

Où  $y_i$  est le coefficient d'activité de la phase liquide, nombre sans dimension.

L'approche courante en distillation est de supposer un comportement idéal de la phase vapeur et de corriger le comportement non idéal de la phase liquide par l'introduction du coefficient d'activité.

➤ **Azéotropes**

Dans les systèmes azéotropiques, les compositions des phases liquide et vapeur sont égales et les composants ne peuvent pas être séparés par une distillation conventionnelle. La Figure I-6 montre, pour des systèmes binaires, les diagrammes d'équilibre liquide-vapeur (x-y), température-composition (t-x), pression-composition (P-x) pour des mélanges zéotropiques, azéotropique avec un point d'ébullition minimal (positif) et azéotropique avec un point d'ébullition maximal (négatif). Le point d'ébullition d'un azéotrope à point d'ébullition maximal est supérieur à ceux de chacun des constituants pris à l'état pur et il se trouve dans le résidu. Même si cela n'est pas représenté sur la figure I-7, il existe aussi des systèmes liquides non miscibles qui peuvent présenter soit un comportement zéotropique soit un comportement azéotropique.



Les surfaces ombrées représentent les régions où coexistent les phases liquides et vapeur.

Figure I-7: Diagramme d'équilibre pour des systèmes zéotropique et azéotropique.

➤ **Calcul du point de bulle et du point de rosée**

Le point de bulle ou point d'ébullition initial d'un mélange peut être calculé à partir de :

$$\sum_{i=0}^n K_i x_i = 1 \tag{I.12}$$

Où n est le nombre de constituants présents dans le mélange.

Le point de rosée ou point initial de condensation d'un mélange, peut être calculé à partir de :

$$\sum_{k=0}^n \frac{y_i}{K_i} = 1 \tag{I.13}$$

❖ **Calcul du point de bulle**

Pour cela, il faut calculer la somme indiquée dans le membre de gauche de l'équation (I.12). Si cette somme est inférieure à 1, Il faut augmenter la température. Dans le cas contraire, il faut diminuer la température, il faut diminuer la température. Il faut répéter ces itérations jusqu'à ce que cette somme soit approximativement égale à 1.

❖ **Calcul du point de rosée**

Pour cela, il faut calculer la somme indiquée dans le membre de gauche de l'équation (I.13). Si cette somme est inférieure à 1, Il faut diminuer la température ; dans le cas contraire, il faut augmenter la température. Il faut répéter ces itérations jusqu'à ce que cette somme soit approximativement égale à 1.

Après avoir déterminé le point de bulle et le point de rosée, les compositions des phases vapeurs et liquide sont calculées et représentées graphiquement comme cela est montré dans la figure I-8.

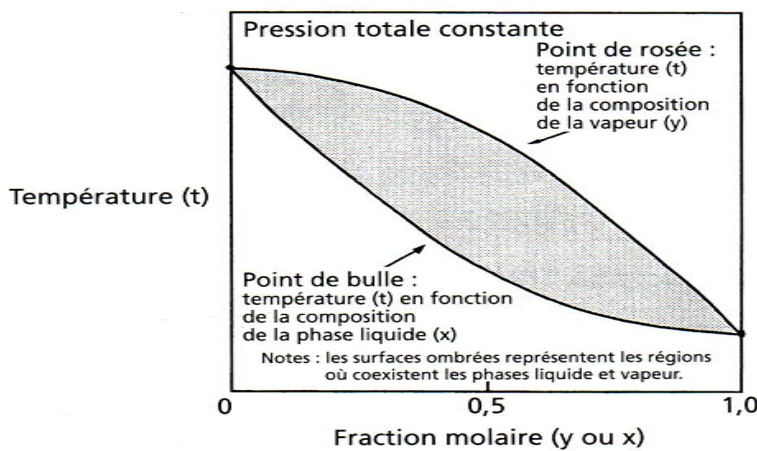


Figure I-8: Diagramme température –composition pour un système liquide /vapeur.

**I-3-5-Plateaux théoriques : Modèle de McCabe-Thiele**

L'étude des plateaux théoriques nécessaire pour séparer deux composants peut être réaliser par la méthode de McCabe-Thiele .L'hypothèse clef de cette méthode est celle d'un débit molaire constant dans les phases liquide et vapeur à travers la colonne depuis le plateau d'alimentation jusqu'au plateau supérieur et depuis le plateau d'alimentation jusqu'au plateau inférieur.Par exemple dans la figure I-6 :

$$V_n = V_{n+1} \quad (\text{I.14})$$

$$\text{Et : } L_n = L_{n-1} \quad (\text{I.15})$$

Où  $V_n$  est le débit de la vapeur venant du plateau  $n$ , exprimé en nombre de moles par unité de temps et  $L_n$  est le débit du liquide venant du plateau  $n$ , exprimé en nombre de moles par unité de temps.

### ➤ Section de concentration

Dans la figure I-6 , une colonne de distillation continue est représentée avec l'alimentation introduite en un point situé entre le distillat ,en tête ,et le résidu ,en bas de la colonne .La portion de colonne situé au – dessus de l'alimentation est appelée section de rectification ,de concentration ou d'enrichissement ,la portion situé en dessous du plateau d'alimentation est appelée section d'épuisement ou d'appauvrissement .Un bilan matière global de la colonne donne :

$$F = D + B \quad (\text{I.16})$$

Où  $F$  est le débit d'alimentation, exprimé en nombre de moles par unité de temps , $D$  est le débit du distillat ,exprimé en nombre de moles par unité de temps et  $B$  est le débit du résidu ,exprimé en nombre de moles par unité de temps .

Un bilan matière global sur le composé le plus volatil donne :

$$F x_F = D x_D + B x_B \quad (\text{I.17})$$

Où  $x_f$  est le titre molaire du composé le plus volatil dans l'alimentation, nombre sans dimension ,  $x_D$  est le titre molaire du composé le plus volatil dans le distillat ,nombre sans dimension et  $x_B$  est le titre molaire du composé le plus volatil dans le résidu ,nombre sans dimension.

La vapeur provenant du plateau supérieur a une composition  $y_1$  .Cette vapeur est condensée et le liquide résultant est à son point de bulle .Pour un condenseur total, le reflux  $L_0$  et le distillat( $D$ ) ont la même composition ( $x_D = y_1$ ) .Puisque les débits molaires sont supposés égaux,  $L_1 = L_2 = L_n$  et  $V_1 = V_2 = V_n = V_{n+1}$  .

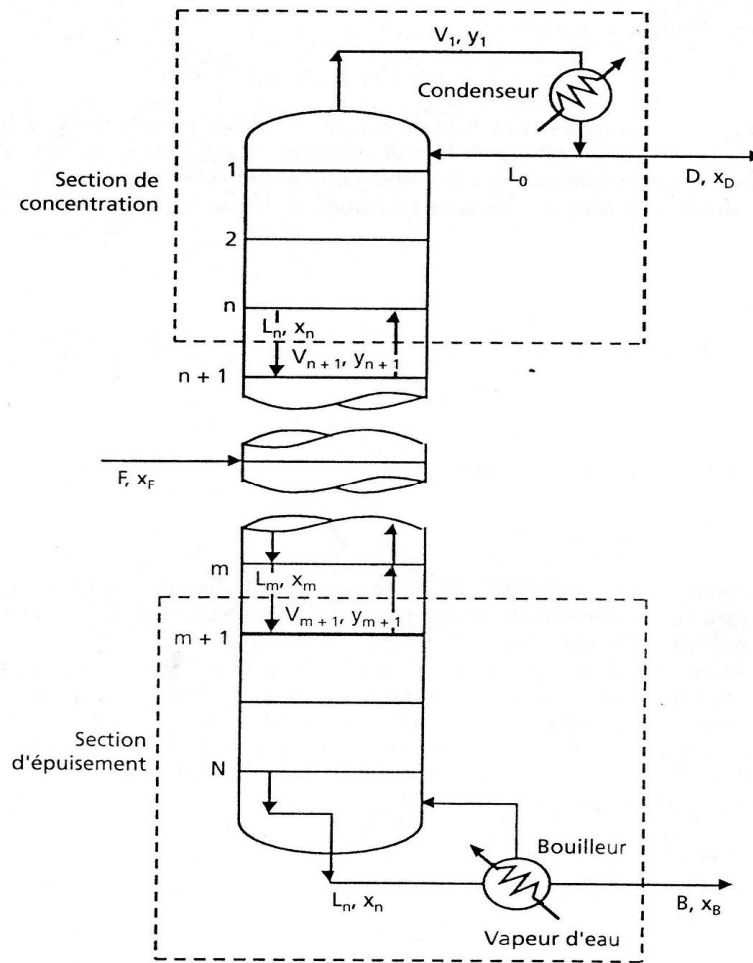


Figure I-9: Courant liquides et vapeur dans la distillation.

En faisant un bilan matière global dans la section de rectification de la colonne on obtient :

$$V_{n+1} = L_n + D \tag{I.18}$$

En faisant un bilan matière sur le composé le plus volatil dans la section de concentration de la colonne, on obtient :

$$V_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dx_D \tag{I.19}$$

Où  $y_{n+1}$  est le titre molaire de la vapeur provenant du plateau  $n+1$ , nombre sans dimension,  $x_n$  est le titre molaire du liquide provenant du plateau  $n$ , nombre sans dimension.

En divisant les deux membres de l'équation (I.19) par  $V_{n+1}$ , on obtient :

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} \tag{I.20}$$



$$\text{Avec : } V_{n+1} = L_n + D \text{ et } \frac{L_n}{V_{n+1}} = \frac{R}{R+1}$$

Où R est le taux de reflux, défini comme :

$$R = \frac{L_0}{D} \quad (\text{I.21})$$

Où  $L_0$  est la quantité de liquide réintroduire dans la colonne, exprimée en nombre de moles par unité de temps .

### ➤ Section d'épuisement

En faisant un bilan matière dans la section d'épuisement représentée dans la figure

I-6, on obtient :

$$V_{m+1} = L_m - B \quad (\text{I.22})$$

Où  $V_{m+1}$  est le débit de la vapeur provenant du plateau  $m+1$ , exprimé en mole par unité de temps et  $L_m$  est le débit du liquide venant du plateau  $m$ , exprimé en mole par unité de temps ;

En faisant un bilan matière sur le composé le plus volatil dans la section d'épuisement de la colonne, on obtient :

$$V_{m+1}y_{m+1} = L_mx_m - Bx_B \quad (\text{I.23})$$

Où  $y_{m+1}$  est le titre molaire du composé le plus volatil dans la vapeur provenant du plateau  $m+1$ , exprimée en fraction molaire et  $x_n$  est le titre molaire du composé le plus volatil dans la phase liquide quittant le plateau  $m$ , exprimée en fraction molaire.

En divisant les deux membres de l'équation (I.23) par  $V_{m+1}$ , on obtient l'équation (I.24) qui relie la composition aux débits pour la section d'épuisement :

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{m+1}}x_m - \frac{B x_B}{V_{m+1}} \quad (\text{I.24})$$

Puisque le débit est suppose être constant,  $L_m = L_{m+1} = \text{constante}$ , de même  $V_m = V_{m+1} = \text{constante}$ , l'équation (I.24) est celle d'une droite de pente  $\frac{L_m}{V_{m+1}}$  cette droite coupe la première bissectrice au point

$$x_m = x_B.$$

## I-3-6-Efficacité

### ➤ Efficacité globale de plateau

L'efficacité globale de la colonne (exprimé en %) est définie comme le rapport entre le nombre de plateaux théoriques  $N$  et le nombre réel de plateaux  $N_r$ .

$$E_g = \frac{N}{N_r} * 100 \quad (I.25)$$

$N$  comprend seulement les plateaux qui sont contenus dans la colonne ;

### ➤ Efficacité de Murphree

L'efficacité de plateau de Murphree, calculée sur la phase vapeur, est définie comme suit :

$$E_{mv} = \frac{Y_n - Y_{n+1}}{Y_n^* - Y_{n+1}} * 100 \quad (I.26)$$

Où  $Y_n$  est la fraction molaire de la vapeur venant du plateau  $n$ , sans dimension,  $Y_{n+1}$  est la fraction molaire de la vapeur qui arrive au plateau  $n$ , sans dimension et  $Y_n^*$  la fraction molaire de la vapeur en équilibre avec le liquide venant du plateau  $n$ , sans dimension.

### ➤ Efficacité des colonnes à garnissage

- ❖ La hauteur d'une unité de transfert (HUT) ou la hauteur équivalente d'un plateau théorique (HEPT) est utilisée pour représenter l'efficacité du transfert de matière dans une colonne à garnissage.

$$(HUT)_{gG} = \frac{V_G}{S a_i K_G} \quad (I.27)$$

Où  $(HUT)_{gG}$  est le nombre d'unités de transfert, calculé à partir de la phase gazeuse, exprimée en unité de longueur et  $V_G$  est le flux total de la phase vapeur, exprimée en mole par unité de temps et  $a_i$  est l'air interfaciale entre les phases par unité de volume de la colonne à garnissage, exprimée en unité de surface par unité de volume,  $S$  est l'air de la section droite de la colonne en unité de surface et  $K_G$  est le coefficient global de transfert de matière pour un composant donné, calculé sur la phase gazeuse exprimée en mole par unité de temps et unité de surface.

- ❖ La hauteur équivalente d'un plateau théorique (HEPT) est encore appelée hauteur équivalents d'un étage théorique, a été introduite pour permettre la comparaison entre les colonnes à plateaux et garnissage. HEPT est définie selon :

$$HEPT = \frac{Z}{N} \quad (I.28)$$

Où  $Z$  est la hauteur d'une zone de transfert de matière contenant des plateaux ou du garnissage, exprimée en unité de longueur et  $N$  est le nombre de plateaux théoriques.

## I-3-7-Plateaux

➤ **Plateaux à courants croisés**

❖ **Plateaux perforés**

Les géométries des plateaux perforés typiques, comprenant les indications sur les dimensionnement des trous, les surfaces libres et les sections des trop-pleins sont données dans le tableau I-4 suivant :

Paramètres	Plage
Diamètre des trous, cm(in)	0.5-2.5(0.2-1)
Rapport de section libre	0.06-0.16
Rapport de section des trop-pleins	0.05-0.3
Rapport espacement /diamètre du trou	2.5-4
Espacement inter –plateaux, cm(in)	30-90(12-36)
Hauteur du déversoir, cm(in)	2-8(1-3)

Tableau I-4 : Géométrie des plateaux perforés

Les caractéristiques physiques du plateau perforé sont illustrées dans la figure I-10.

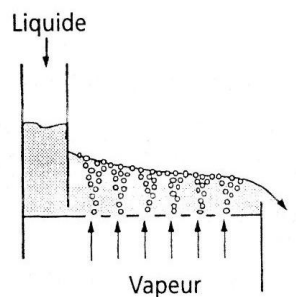


Figure I-10: plateau perforé classique de distillation

La figure I-10 montre la tendance générale de relation entre l'efficacité globale du plateau et le débit de vapeur. Elle montre qu'au faibles vitesses de vapeur, le plateau perforé va pleurer, et à des vitesses encore plus faibles, il se vidangera totalement en laissant tout le liquide s'écouler par les trous du plateau. Au point de vidange, aucun liquide ne s'écoule par le déversoir et le trop-plein. Le pleurage et la vidange se traduisent par une baisse d'efficacité du plateau.

Au vitesse élevées, le primage se produit, provoquant un entrainement physique des gouttelettes de liquide en suspension, sur le plateau supérieur, Il en résulte finalement un engorgement.

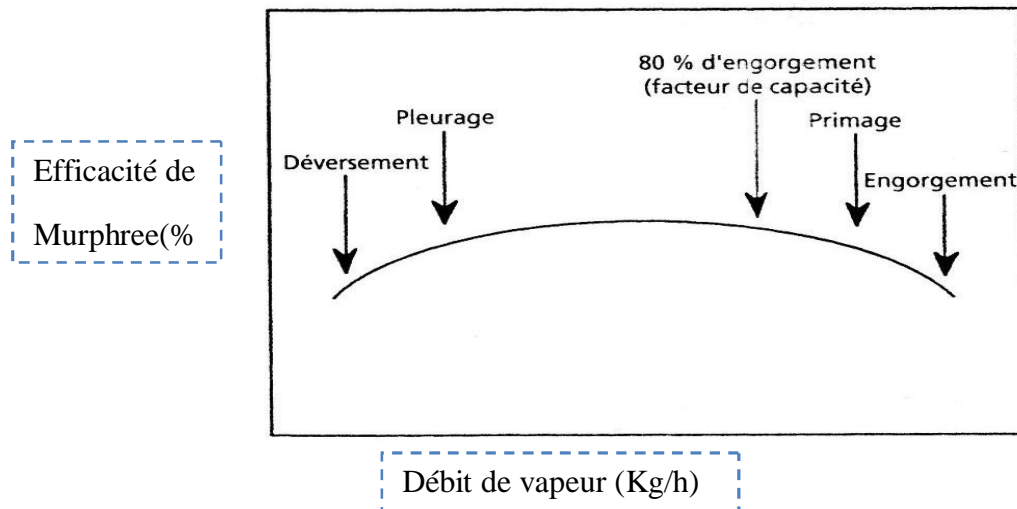


Figure I-11: Variation de l'efficacité de Murphree en fonction du débit de vapeur

❖ **Plateau à clapets (à soupapes)**

Avec les plateaux à clapets, les trous ou les fentes sont recouverts par des clapets(ou calottes) mobiles qui peuvent monter ou descendre selon le débit gazeux (Figure I-12).

Aux faibles vitesses gazeuses, les soupapes se ferment pour éviter le pleurage. Aux fortes vitesses, les soupapes s'ouvrent pour laisser passer la vapeur et réduire la perte de charge.

❖ **Plateau à calottes**

Un grand nombre d'ancienne colonne à distiller contiennent des plateaux à calottes .

Avec les plateaux à calottes, la vapeur s'écoule à travers les calottes recouvertes par le liquide du plateau. Une fois dans la calotte, la vapeur change alors la direction et traverse les fentes et la couche de liquide du plateau (Figure I-12). Comme les plateaux à clapets, les plateaux à calottes sont très efficaces pour empêcher le pleurage aux faibles débits gazeux.

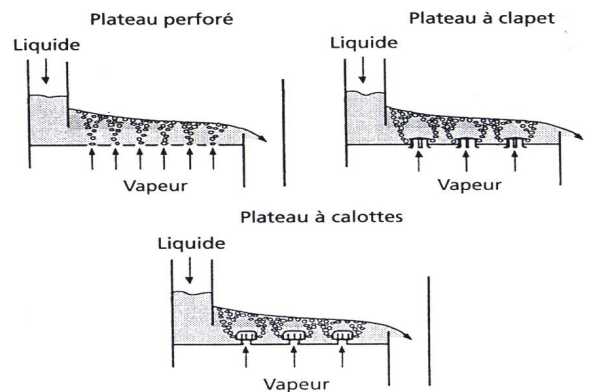


Figure I-12: Exemples de plateaux de distillation à courant croisés.

➤ **Les plateaux à cocourant**

❖ **Plateau Ultra-Frac™**

Dans les plateaux à cocourant, les gouttes de liquide, sont transportées (entraînées) par la vapeur entre les plateaux .L'équipement est disposé entre les plateaux pour effectuer la séparation des gouttelettes de liquide et de la vapeur. Des augmentations de capacité de 40 -50 par rapport aux plateaux traditionnels ont été atteintes et des capacités encore plus grandes sont envisageables.

**I-3-8-Garnissage**

Pour faciliter le transfert de masse en distillation, il est souhaitable que la phase liquide « mouille » le garnissage et se propage par la suite sur toute sa surface .La garnissage doit avoir une grande surface de transfert par unité de volume.

➤ **Garnissage en vrac**

Des exemples de garnissages en vrac sont montrés sur la figure I-13 .Les garnissages en vrac de nouvelle génération possèdent des éléments plus petits et occupent un espace plus restreint dans la colonne que les garnissages traditionnels, caractérisés par des éléments plus épais.



Figure I-13: Exemples de garnissage en vrac

➤ **Garnissage en toile et feuilles métalliques structurées**

La figure I-14 illustre une colonne équipée avec un garnissage structuré.

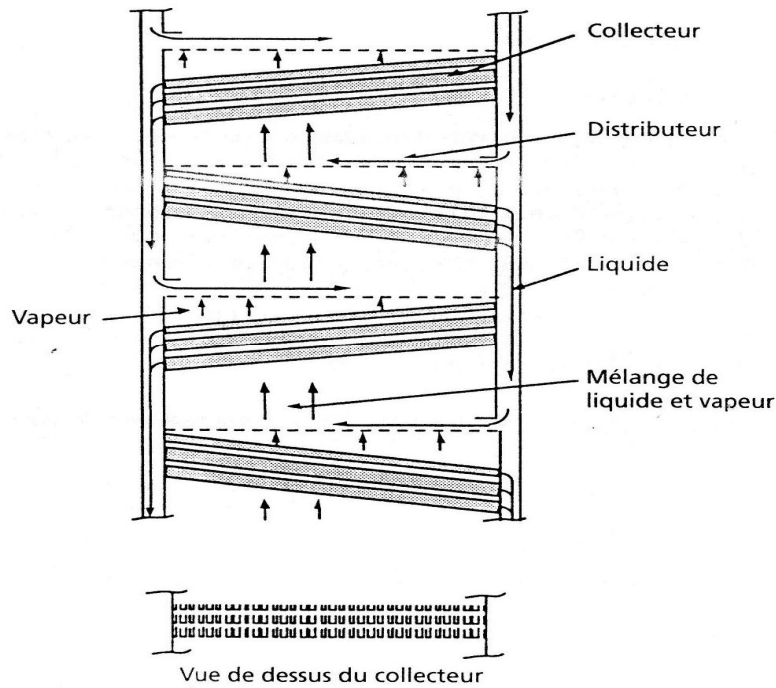


Figure I-14: Colonne à distiller équipée avec un garnissage structuré

### I-3-9-Comparaison des plateaux et des garnissages

#### ➤ Facteur en faveur des plateaux

- ✚ Grand vitesse de liquide (se produit quand des fortes pressions sont impliquées dans la colonne).
- ✚ Grand diamètre (les garnissages sont prédisposés à la distribution irrégulière).
- ✚ Colonne complexe avec plusieurs points d'alimentation /Soutirage.
- ✚ Variation de la composition de l'alimentation.
- ✚ Mise à l'échelle moins risquée.
- ✚ Colonne équipées de plateaux moins lourdes que celles équipées de garnissage.

#### ➤ Facteur en faveur des garnissages

- ✚ Condition de vide.
- ✚ Faibles chutes de pression engendrées.
- ✚ Pour les colonnes de plus petit diamètre (dans lesquelles les plateaux sont plus difficiles à installer), les diamètres sont de 0.6-0.9 m ou moins.
- ✚ Systèmes corrosifs (plus de matériaux de construction disponible).
- ✚ Faible rétention du liquide.

### I-3-10-Procédés de distillation alternative

#### ➤ Distillation discontinue

La distillation discontinue est utilisée quand des petites quantités de produit (les industries agroalimentaire et pharmaceutique) sont fabriquées en pilote pour fournir des petites fractions pour l'échantillonnage et des essais.

Dans la distillation en discontinue, un mélange liquide est chargé dans le bouilleur où il est chauffé jusqu'à son point d'ébullition. Après le début d'ébullition, la vapeur est éliminée puis condensée pour obtenir le distillat. Elle peut être conduite sans reflux (comme montré dans la figure I-15).

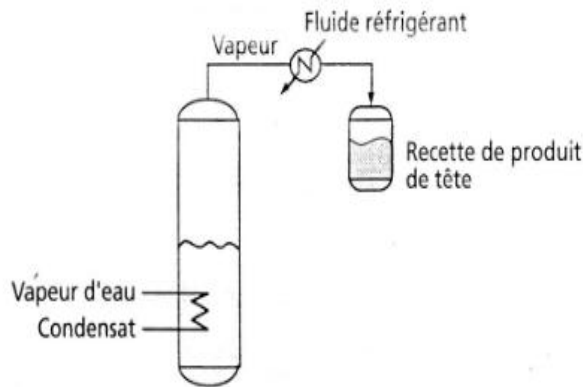


Figure I-15 : Distillation discontinue

➤ **Distillation extractive**

Dans la distillation extractive, un solvant est ajouté dans la colonne de distillation pour augmenter la volatilité relative des composants principaux dans le mélange d'alimentation.

Exemple du procédé distillation extractive est illustré dans la figure I-16, permet de séparer l'isobutane du 1-butène en utilisant le furfural comme solvant.

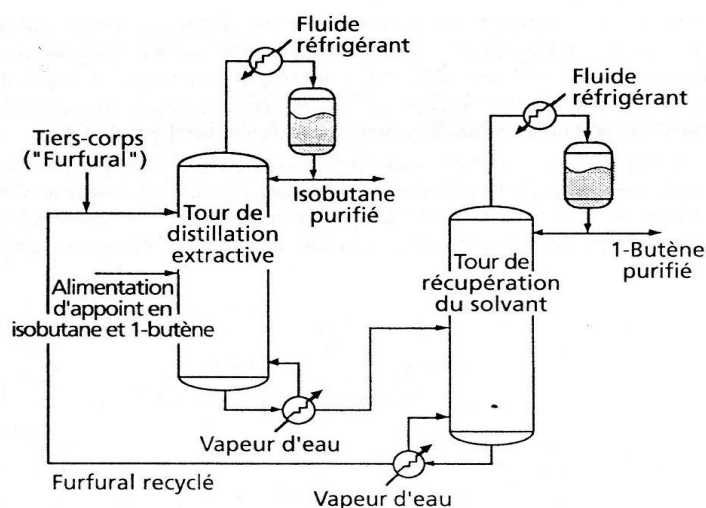


Figure I-16: Exemple d'un procédé de distillation extractive.

**I-3-11-Quelques Configuration de distillations améliorées**

Un résumer des technologies qui peuvent être utilisées pour améliorer les performances des procédés de distillation est donné dans tableau I-5 .

<b>Technologie</b>	<b>Bénéfices potentiels</b>	<b>Applications</b>	<b>Clés d'utilisation efficace</b>
Distillation avec réaction	Coût d'investissement réduit	Réaction qui sont réversibles (production de méthyl tertiobutyl éther et d'acétate de méthyle)	Recouvrement des températures de réaction et de distillation
Récupération de chaleur	Réduction de la consommation d'énergie	Séparation par distillation demandant une forte consommation d'énergie /coûts	Demande une stratégie de contrôle du procédé pour les colonnes intégrées
Recompression mécanique de la vapeur	Économie des frais et de la consommation énergétique	Séparation par distillation où les couts énergétiques sont importants. La différence entre les températures de tête et de pied est de moins de 10 °C	Minimiser les problèmes mécaniques potentiels dus compresseur
Remplacement de la distillation par des procédés alternatifs (membranes, adsorption)	Consommation énergétique réduite	Distillation possédant une consommation énergétique et des coûts significatifs.	S'assurer que la pureté et la quantité des produits peuvent être réellement atteintes.

Tableau I-5 : Technologie d'amélioration des procédés de distillation

### I-3-12-Système hybrides

Quelques exemples de systèmes hybrides utilisés industriellement sont :

➤ **Osmose inverse -évaporation**



Dans ce système hybride, l'osmose inverse(OI) est utilisée pour concentrer des eaux usées des ateliers avant évaporation (Figure I-17).Une économie de 50 %de l'énergie est réalisée avec le système hybride comparé à un évaporateur utilisé seul.

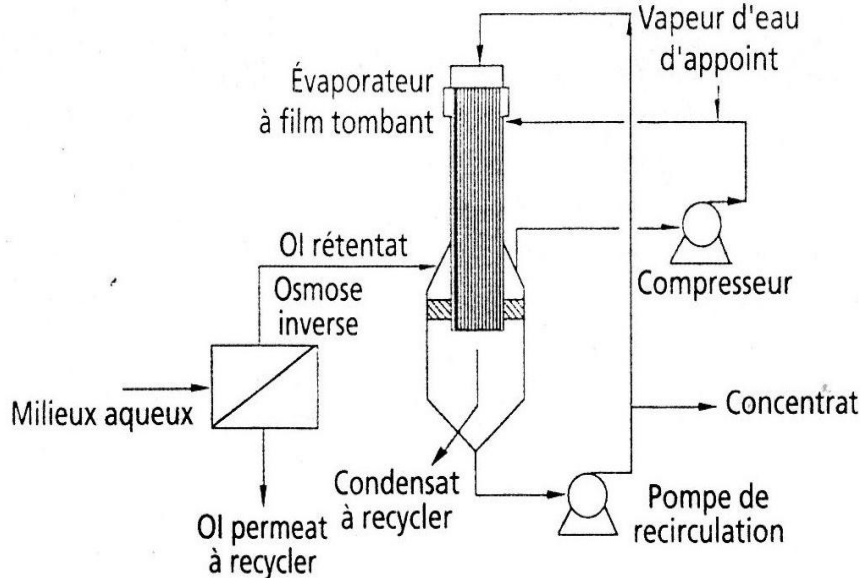


Figure I-17: Système hybride à osmose inverse –évaporation pour la récupération d'eau à partir des eaux usées (adapté de Pankratz et Johanson ,1992)

Quelques exemples de systèmes hybrides utilisées industriellement sont :

- **L'osmose inverse-distillation** (exemple : la séparation de l'acide acétique de l'eau).
- **La distillation –adsorption** (Exemple : la production de l'éthanol).

## I-4-Extraction

### **I-4-1-L'extraction liquide –liquide**

Le principe de la séparation, par extraction liquide –liquide des constituants d'un mélange liquide repose sur l'inégalité de leur solubilité dans un même solvant .Deux conditions sont requises pour cette opération, qui est effectuée dans des conditions proches de la pression atmosphérique et de la température ambiante, soit réalisable :

- ✚ Le(s) constituant(s) à retirer de l'alimentation doit (doivent) être solubles dans le solvant.
- ✚ L'alimentation et le solvant doivent être non miscibles dans des plages de concentrations.

Afin de favoriser la dispersion maximale d'une phase dans l'autre et de réduire le risque de re-mixtion, les extracteurs sont équipés de plateaux, de garnissages ou de dispositifs d'agitation interne .L'orsqu'un à deux étages d'extractions suffisent, une tour à atomisation, sans organes internes, peut être utilisée.

La figure I-18 illustre une colonne d'extraction à plateaux perforés utilisable pour la dispersion d'une phase légère de solvant. La phase d'alimentation est constituée du diluant et du soluté. La phase extrait contient le solvant et le soluté extrait ainsi qu'une petite quantité de diluant selon le degré de solubilité de celui-ci dans le solvant. Le raffinat contient le diluant et une petite quantité de soluté resté après l'extraction. Le raffinat peut également contenir une petite quantité de solvant, si celui-ci est un peu soluble dans le diluant.

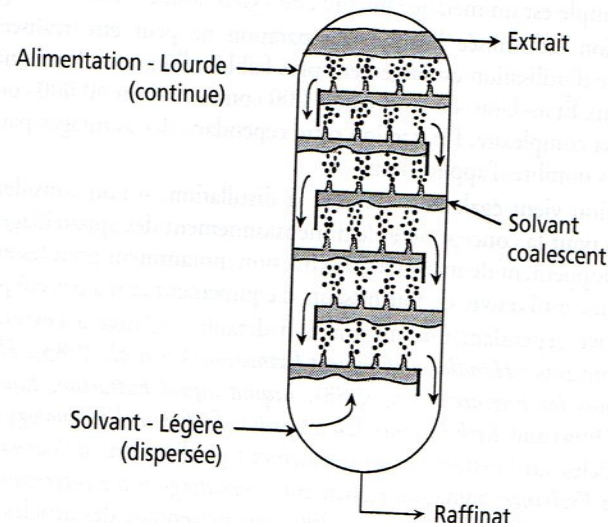


Figure I-18: Colonne d'extraction à plateaux perforés

En extraction, le solvant peut constituer la phase lourde ou la phase légère et il peut représenter la phase dispersée ou la phase continue. Habituellement, la phase dont la vitesse d'introduction est la plus faible (normalement le solvant) est la phase dispersée.

Pour récupérer le solvant à partir de l'extrait, un système d'extraction comporte toujours une colonne de distillation, au moins, ou un autre procédé de séparation. La figure I-19 illustre un système d'extraction où deux colonnes de distillation sont présentes, pour retirer le solvant l'une de l'extrait, l'autre du raffinat.

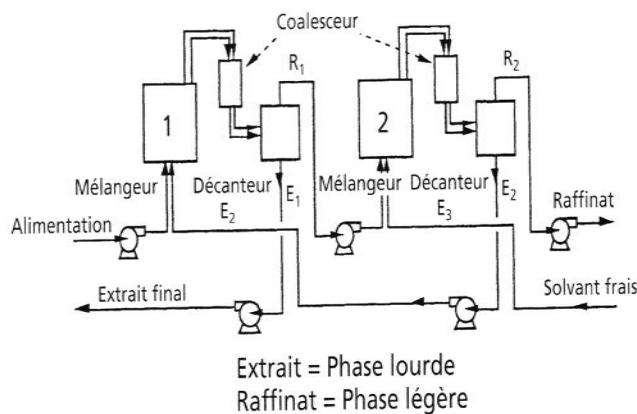


Figure I-19: Colonne d'extraction à plateaux perforés

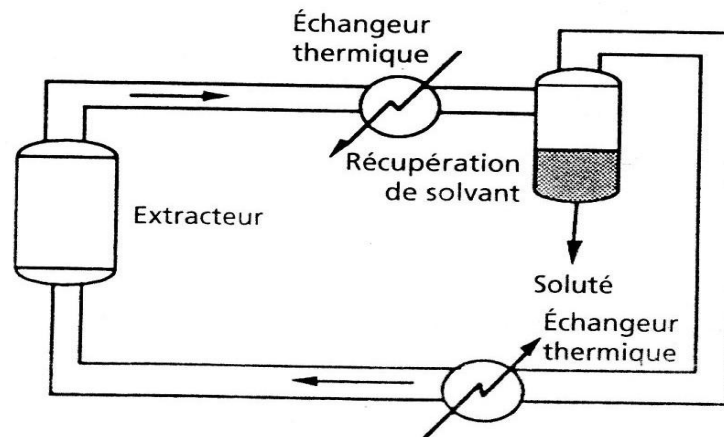
**I-4-2-Facteur favorisant l'extraction :**

L'extraction présente un intérêt lorsque :

- ✚ Des azéotropes ou de faibles coefficients de volatilités relatives sont présents.
- ✚ Des températures faibles ou modérées conviennent.
- ✚ La récupération de solvant est facile.
- ✚ Des économies d'énergies peuvent être réalisées.

### I-4-3-Extraction par fluide supercritique :

Dans l'extraction par fluide supercritique (EFS) un fluide, comme par exemple, le dioxyde de carbone, à l'état supercritique est utilisé comme solvant. Le principe de l'extraction supercritique est le même que celui de l'extraction liquide-liquide. Comme le solvant à l'état supercritique, il peut être récupéré à l'état gazeux en faisant varier la température (Figure I-20).



Figures I- 20 : Récupération de solvant supercritique par changement de température

### I-4-4-Equilibre liquide –liquide :

L'équilibre liquide –liquide est défini en présence de vapeur, la vapeur est en équilibre avec l'ensemble des deux phases liquides.

#### ➤ Relation thermodynamique :

Pour un système ternaire simple, les caractéristiques de la distribution du soluté et du diluant, à l'équilibre, entre les phases, est déterminante pour la mise en œuvre du procédé. Un coefficient de distribution ou coefficient de partage, analogue au facteur d'équilibre ou valeur de K en distillation, est défini de la manière suivante :

$$K_C = \frac{X_{C,E}}{X_{C,R}} \quad (I.29)$$

Où  $K_c$  est le coefficient de distribution pour le composé C,  $X_{C,E}$  est la fraction molaire de composé C dans la phase extrait ,sans dimension et  $X_{C,R}$  est la fraction molaire de composé C dans la phase raffinat ,sans dimension ,et :

$$K_A = \frac{X_{A,E}}{X_{A,R}} \tag{I.30}$$

Où  $K_A$  est le coefficient de distribution pour le composé A ,  $X_{A,E}$  est la fraction molaire de composé A dans la phase extrait ,sans dimension et  $X_{A,R}$  est la fraction molaire de composé A dans la phase raffinat ,sans dimension .

Le facteur de séparation des composés C est A ou sélectivité, équivalent à la volatilité relative en distillation est défini comme le rapport des valeurs de K :

$$\beta_{CA} = \frac{K_C}{K_A} = \frac{(X_C/X_A)_E}{(X_C/X_A)_R} \tag{I.31}$$

Comme l’illustre la figure I-20 , le système ternaire le plus simple est le système de type I contenant un seul binaire de liquides non miscibles ,Pour un tel système ,le diluant et le solvant sont pratiquement immiscibles ,tandis que les binaires soluté –diluant et soluté-solvant sont miscibles . Le point « critique » (plait point) est le point de rencontre de la courbe binodale pour le coté raffinat et pour le coté extrait. Il est analogue à l’azéotrope en distillation.

Un système de type II est également illustré sur la figure I-21.Dans un tel système, deux mélanges binaires immiscibles sont présent :le mélange soluté-solvant et le mélange diluant –solvant).Dans ce type de système ,il n’ya pas de « plait point » .

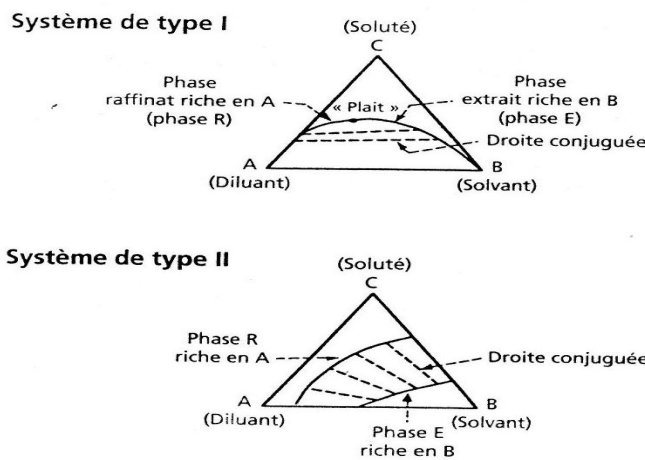


Figure I-21: Equilibre liquide –liquide pour des systèmes de Type I et de Type II

**I-4-5-Efficacité :**

En extraction, le soluté est transféré du raffinat dans la phase extrait.

Pour le flux de soluté  $N_R$ , les équations sont :

$$N_R = k_R(x_R - x_{R_i}) = k_E(x_{E_i} - x_E) \quad (I.32)$$

$$N_R = K_R(x_R - x_R^*) = K_E(x_E^* - x_E) \quad (I.33)$$

Où  $k_R$  et  $k_E$  sont les coefficients de transfert de phase individuels et  $K_R$  et  $K_E$  sont les coefficients de transfert globaux, les  $x$  dans les équations (I.31) et (I.32) représentent les concentrations exprimés en fractions molaires.  $x_R^*$  est la concentration en soluté en équilibre avec  $x_E$ ,  $x_E^*$  est la concentration en équilibre avec  $x_R$ .

L'efficacité de plateau dans les colonnes d'extraction peut être exprimée par :

$$E_{mR} = \frac{x_{R,n} - x_{R,n-1}}{x_{R,n}^* - x_{R,n-1}} \quad (I.34)$$

### I-4-6-Sélection du solvant

En extraction, la sélection du solvant est l'étape clé. Elle s'appuie sur les critères suivants :

- ✚ Coefficient de distribution, une valeur élevée du coefficient de distribution indique une affinité importante du solvant pour le soluté, affinité qui permet de diminuer les rapports solvant/alimentation.
- ✚ Facteur de séparation, une valeur importante du facteur de séparation  $\beta_{C,A}$  réduit le nombre d'étages d'équilibre théoriques nécessaires.
- ✚ Masse volumique et viscosité : une différence importante entre la masse volumique de l'extrait et celle du raffinat permet d'utiliser des appareils de grandes capacités s'ils sont basés sur une séparation de phase par gravité.
- ✚ Solubilité du solvant : les solubilités mutuelles du diluant et du solvant doivent être faibles.
- ✚ Tension interfaciale : une faible tension interfaciale favorise la dispersion des phases et augmente l'efficacité de contact.
- ✚ Toxicité et inflammabilité du solvant sont des considérations importantes, au plan de l'hygiène et de la sécurité du travail.
- ✚ Corrosivité du solvant peut conduire à des problèmes par rapport aux matériaux de construction.

### I-4-7-Appareillage d'extraction

- **Extracteurs simples**
  - ❖ **Extracteur à atomisation**

L'extracteur à atomisation est une colonne verticale vide qui comporte un dispositif de distribution de la phase à disperser. Ils sont utilisés pour les opérations de lavage et la neutralisation.

❖ **Extracteur à plateaux perforés**

L'extracteur à plateaux perforés rassemble à une colonne distillé à plateaux perforés. Toutefois dans le cas de l'extraction, les gardes au bord des déversoirs ne sont pas nécessaires.

Des caractéristiques géométriques de ce type d'extracteurs sont données dans le tableau I-6 suivant :

Paramètres	Ordre de grandeur
Diamètre des trous, cm	0.32 -0.64
Portion de surface vide	0 .03-0.08
Portion de surface des déversoirs	0.03-0.1
Rapport écartement /trou	3-4
Espacement des plateaux	15-45

Tableau I-6 : Données géométriques pour les plateaux perforés des extracteurs

❖ **Extracteur à garnissage**

Le garnissage réduit la surface de la section de colonne libre ,le diamètre de la colonne ,pour une vitesse de flux donnée, devra être plus grand que pour une colonne à atomisation.

❖ **Electroextraction**

La dispersion d'une phase liquide dans l'autre, peut être réalisée à l'aide de champs électrique .Dans electroextraction, des champs électriques périodiques intenses sont utilisés pour fractionner une phase polaire liquide, comme l'eau, en gouttelettes.

Comme illustre, la figure I-22, un champ électrique oscillant crée de petites gouttes ;il en résulte une augmentation de l'aire interfaciale entre les deux phases ,lorsque les gouttelettes sont dispersées dans la phase continue.

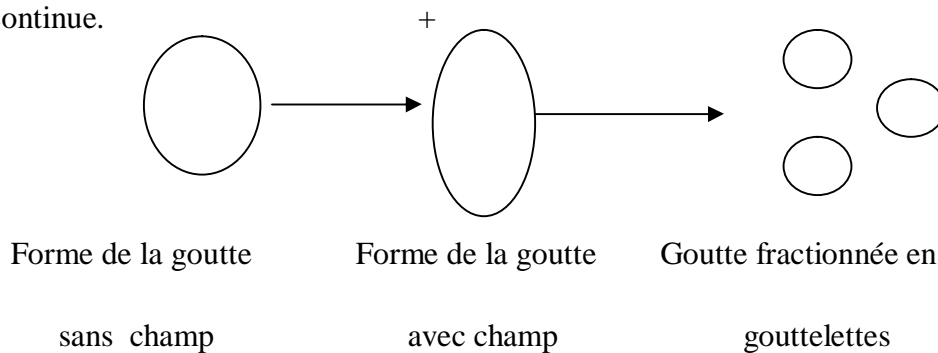


Figure I-22: Fractionnement des gouttes réalisé par un champ électrique

➤ **Extracteurs mécaniques**

❖ **Ensemble mélangeur –décanteur**

Les ensembles mélangeur –décanteur comportent un compartiment mélangeur pour la dispersion des phases associé à un compartiment décanteur pour la séparation de celles-ci. Ces dispositifs se présentent soit verticalement, soit horizontalement. La dispersion dans le mélangeur peut être réalisée par une pompe circulaire, une agitation par air, ou un mélangeur mécanique (Figure I-23).

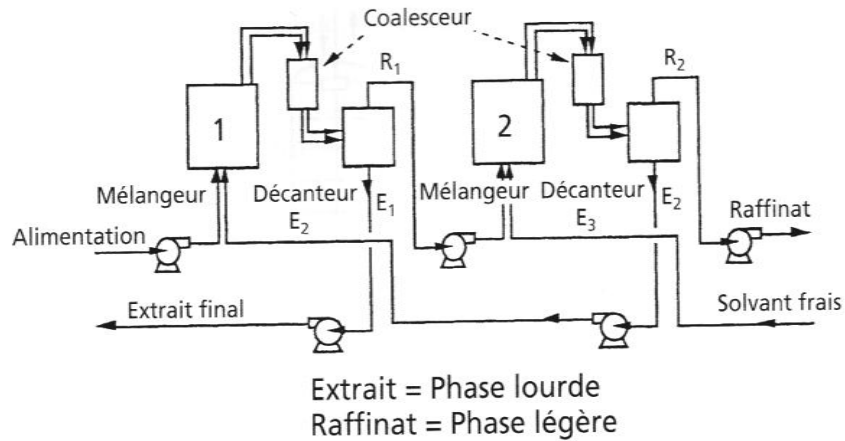


Figure I-23: Ensemble mélangeur –décanteur

➤ **Extracteur Scheibel**

Par sa conception l'extracteur Scheibel, compartimenté simule une série de mélangeurs décanteurs avec des coalesceurs à toiles métalliques, intégrés entre chaque étage de contact (figure I-24).

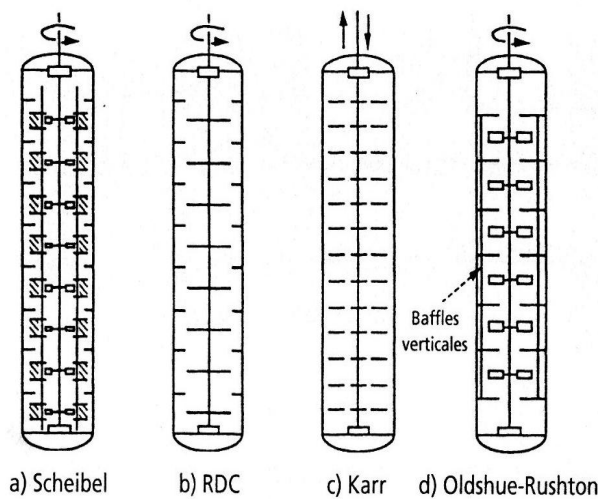


Figure I-24: extracteurs agités mécaniquement

❖ **Contacteurs à disques rotatifs :RDC**

- ❖ **Extracteurs à plateaux vibrants : colonne Karr**
- ❖ **Extracteur Oldshue –Rushton** : il comporte plusieurs compartiments séparés par des disques annulaires horizontaux fixes.

## I-5-ADSORPTION

### I-5- 1-Définition

Les constituants d'un liquide ou d'un gaz peuvent avoir une tendance naturelle à s'accumuler, parfois sous forme d'une couche monomoléculaire (monocouche) mais parfois en couches multiples (multicouche), à la surface d'un matériau solide. Ce phénomène est appelé adsorption. Les processus d'adsorption comportent dans un premier temps, une concentration sélective (adsorption) d'un ou plusieurs constituants d'un gaz ou d'un liquide, appelés adsorbats, sur la surface d'un solide microporeux, appelé adsorbant. Les composés adsorbés sont ensuite désorbés dans une deuxième étape, couramment appelée étape de régénération. En général, ces adsorbants ont des surfaces par unité de masse importantes - souvent supérieures à  $100 \text{ m}^2 \text{ g}^{-1}$ , parfois à  $1\,000 \text{ m}^2 \text{ g}^{-1}$  - afin de permettre une charge conséquente d'adsorbat sur l'adsorbant. La quantité d'adsorbat adsorbée par unité de masse d'adsorbant est appelée charge d'adsorbat et s'exprime en unités de masse d'adsorbat par unité de masse d'adsorbant.

La figure I-25 présente un schéma succinct de l'ensemble d'un procédé constitué de deux étapes : d'abord l'étape d'adsorption, dans laquelle l'adsorbat est ôté sélectivement du courant d'alimentation, ensuite l'étape de régénération ou désorption, au cours de laquelle l'adsorbat est retiré de l'adsorbant, afin de préparer celui-ci à une réutilisation pour une nouvelle étape d'adsorption.

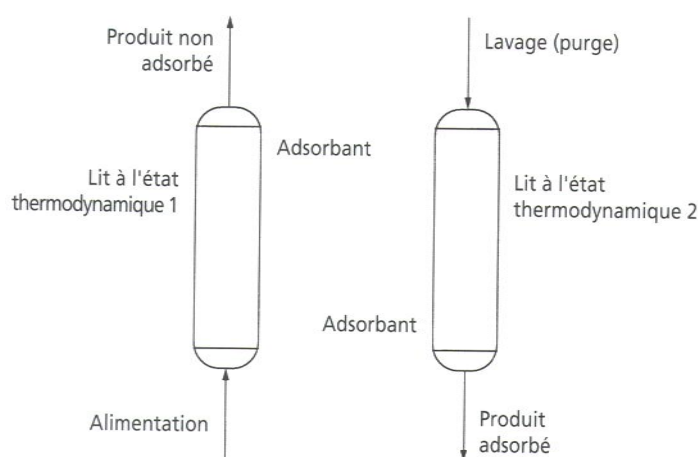


Figure I-25: Procédé simple d'adsorption

Un adsorbant est un exemple d'agent de séparation par transfert de matière - un agent qui est utilisé pour faciliter la séparation.



Tous les agents de séparation du même type (à l'exception des membranes, comme nous le verrons plus tard), opèrent nécessairement dans un état non stationnaire qui se traduit par le fait qu'à un certain moment, ces matériaux assurent leur fonction de sorption tandis qu'à un autre, ils sont en régénération. Dans tous les exemples précédents de procédés basés sur l'utilisation d'un agent de séparation, celui-ci se déplace d'un point du procédé à un autre ; ainsi, dans l'absorption, le solvant liquide qui circule se charge lors de son passage dans l'absorbeur puis se décharge en passant dans le désorbeur.

### I-5-2- Adsorption et désorption

Soit  $p$  la pression partielle d'adsorbat dans la phase gazeuse et  $Q$  la proportion de sites de la surface qui sont occupés par l'adsorbat, la vitesse d'adsorption,  $r_{ads}$ , par unité de surface est proportionnelle à la pression partielle d'adsorbat et à la fraction de sites non occupés :

$$r_{ads} = k_{ads} p(1 - Q) \quad (I. 35)$$

On considère que la vitesse de désorption est proportionnelle à la fraction de sites occupés :

$$r_{des} = k_{des} Q \quad (I. 36)$$

A l'équilibre ces deux vitesses sont égales :

$$k_{ads} p(1 - Q) = k_{des} Q \quad (I. 37)$$

Ce qui donne :

$$Q = k_{ads} \frac{p}{(p k_{ads} + k_{des})} \quad (I.38)$$

Si nous définissons une constante d'équilibre :

$$K = \frac{k_{ads}}{k_{des}} \quad (I.39)$$

L'expression se réduit à :

$$Q = \frac{k \cdot p}{k \cdot p + 1} \quad (I.40)$$

Cette expression représente l'isotherme de Langmuir (Ruthven, 1984). Si la valeur de  $K \cdot p$  est largement inférieure à 1, l'expression se réduit à :

$$Q = K \cdot p \quad (I.41)$$

Cette expression est identique à la loi de Henry, qui traduit une relation linéaire entre les concentrations de deux phases en équilibre. A des pressions partielles plus élevées, l'isotherme de Langmuir cesse d'être linéaire et peut atteindre une limite asymptotique. Dans cette zone,  $K \cdot p$  est très supérieur à 1 et :

$$Q \rightarrow 1 \quad (I.42)$$

Cette valeur correspond à un état dans lequel tous les sites contiennent de l'adsorbat. Pour des phases liquides en contact avec un adsorbant, l'isotherme de Langmuir devient :

$$Q = \frac{k \cdot c}{k \cdot c + 1} \quad (I.43)$$

Où  $c$  est la concentration d'adsorbat dans la phase liquide.

Une conséquence thermodynamique inévitable, due au caractère exothermique de l'adsorption est que la liaison adsorbat-adsorbant diminue lorsque la température augmente, ce qui conduit à une valeur de  $K$  plus faible.

Ainsi, pour une pression partielle ou une concentration données, la quantité adsorbée décroît lorsque la température augmente. L'allure de l'isotherme de Langmuir montre que la charge maximale sera la même pour toutes les températures, mais l'approche de l'asymptote est plus lente aux températures les plus élevées.

L'utilisation de l'isotherme de Langmuir peut aussi être étendue aux mélanges à plusieurs composants. L'expression obtenue est alors la suivante :

$$Q_a = \frac{k_a p_a}{k_a p_a + k_b p_b + k_c p_c + \dots + 1} \quad (I.44)$$

Où l'indice  $a$  correspond au composant  $a$ ,  $b$  au composant  $b$ , etc.

Cette expression est également utile pour déterminer la sélectivité de l'adsorbant. Comme en distillation, on peut définir la sélectivité vis-à-vis de deux constituants des phases gazeuse et adsorbée :

$$\alpha_{ab} = \frac{Q_a/p_a}{Q_b/p_b} \quad (I.45)$$

Ce qui donne, en reprenant l'expression de l'isotherme de Langmuir définie par rapport aux proportions de sites occupés ou de surface recouverte :

$$\alpha_{ab} = k_a/k_b \quad (I.46)$$

Cette relation exprime une sélectivité constante dans une plage donnée de compositions des phases gazeuses. Une expression semblable existe pour les mélanges liquides en contact avec un adsorbant. Comme en distillation, plus la valeur de la sélectivité est élevée, plus la séparation est facile à réaliser. En général  $\alpha_{ab}$  doit être :

- ✚ Supérieur à 2, pour qu'une séparation influencée par des changements de pression soit possible,
- ✚ Supérieur à 5, pour des séparations mettant en jeu des variations de température.

Malheureusement, comme en distillation, l'équilibre idéal n'est pas fréquent dans la réalité, et bien qu'un nombre important de mélanges suivent approximativement l'isotherme de Langmuir, certains systèmes s'en écartent largement.

### I-5-3-Les adsorbants

La plupart du temps, les adsorbants permettent de réaliser la séparation des composants d'un mélange en retenant plus ou moins ceux-ci, par le biais de liaisons dont l'intensité varie selon la nature des molécules présentes dans le mélange. Cependant deux autres mécanismes de séparation notables, peuvent également intervenir : l'exclusion de certaines molécules présentes dans l'alimentation car leur taille trop importante ne leur permet pas de pénétrer dans les pores de l'adsorbant (effet de tamisage moléculaire) ainsi que des différences dans les vitesses de diffusion, dans les pores de l'adsorbant, de différentes espèces adsorbées. Dans la pratique, il est surprenant de constater que quatre types d'adsorbants seulement sont le plus couramment utilisés : le charbon activé (appelé aussi charbon actif), les tamis moléculaires zéolithiques, le gel de silice et l'alumine activée.

Des cations peuvent être mis à profit, dans certains cas, pour modifier les caractéristiques d'adsorption des tamis moléculaires zéolithiques. Comme on peut le voir sur la figure I-26.

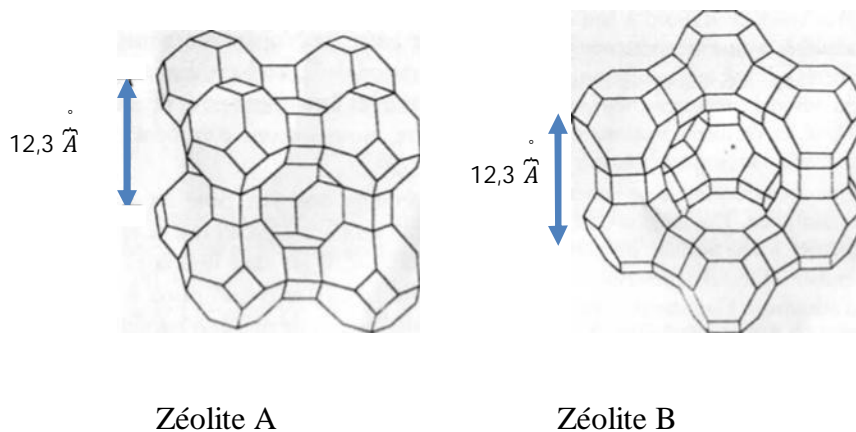


Figure I-26: Diagrammes schématisant les structures de deux zéolithes courantes.

### I-5-4-Aspects fondamentaux des procédés d'adsorption

Trois voies existent pour influencer la charge, sur un adsorbant, d'un adsorbat contenu dans

l'alimentation :

- ✚ Modification de la pression dans un gaz ou de la concentration dans un liquide.
- ✚ Modification de la température.
- ✚ Addition d'un composant qui s'adsorbe concurremment avec l'adsorbat visé.

## I-6- LES PROCÉDÉS MEMBRANAIRES

### I-6-1-Définition

Les procédés de séparation utilisent la séparation par passage sélectif (perméation) d'un ou plusieurs composés à travers une membrane et empêchent le passage d'un ou plusieurs autres composés. La composition de la matière passant à travers la membrane est donc différente de la composition de celle retenue par la membrane.

Ce type d'opération est schématisé sur la figure I-27. Dans la pratique, les membranes sont intégrées dans un support pour former ce que l'on appelle un module, le flux passant à travers la membrane est appelé perméat, et le flux retenu par la membrane est appelé rétentat. Dans le vaste domaine des procédés membranaires, la différence de pression entre le flux entrant et le flux du perméat crée la force motrice de la séparation. La fraction du flux d'entrée qui passe à travers la membrane est appelée taux de conversion.

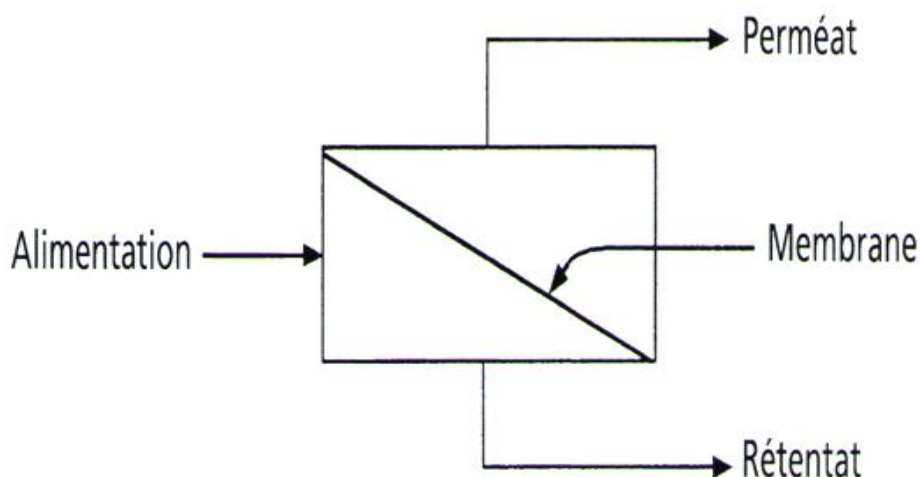


Figure I-27: Procédé membranaire simple

En fait, il règne une grande confusion concernant les dénominations des rétentats et des perméats, et un grand nombre de termes est apparu. Dans un souci d'uniformité dans ce domaine, l'UPAC (International Union of Pure and Applied Chemistry) a développé une nomenclature pour ces flux ainsi que pour d'autres paramètres décrivant cette technologie.

Les procédés membranaires sont extrêmement variés, et s'étendent de la séparation de particules relativement grandes et visibles, d'un liquide ou d'un gaz, à la séparation sélective de molécules ou d'ions d'un poids moléculaire inférieur à 100. Dans la première catégorie, entre une large variété de filtres en papier, en métal fritté, en tissu, ainsi que beaucoup d'autres substrats. Les technologies utilisant ces filtres sont bien développées et ont fait partie de la scène de l'industrie chimique durant de nombreuses années.

Les procédés membranaires sont classés en fonction de la taille des particules ou molécules retenues. C'est ce que montre le tableaux I-7.

<b>Procédé membranaire</b>	<b>Mécanisme de séparation</b>	<b>Taille des pores ou distance intermoléculaire, Å</b>	<b>Régime de transport</b>
Filtration particulaire	Exclusion de taille	>50 000	Macropores
Microfiltration	Exclusion de taille	500-50 000	Macropores
Ultrafiltration	Exclusion de taille	20-50	Mésopores
Nanofiltration / Osmose inverse	Exclusion de taille / Solubilisation / Diffusion	<20 / < 5	Nanofiltration / Osmose inverse
Séparation de gaz	Solubilisation / Diffusion	<5	Séparation de gaz
Pervaporation / Perméation de vapeur	Solubilisation / Diffusion	<5	Pervaporation / Perméation de vapeur

Tableau I-7 : Caractéristiques des membranes.

## I-6-2-Théorie

Dans ce paragraphe, nous discuterons des facteurs qui caractérisent le taux de transfert des espèces à travers la membrane, ainsi que d'autres facteurs déterminants pour la performance d'un système à membranes.

### ➤ Flux et force motrice

Pour les séparations utilisant la pression comme force motrice, le flux d'un composé A à travers la membrane peut généralement être décrit par l'équation (I.47) :

$$N_A = (P_A/L) \Delta\Phi_A \quad (\text{I.47})$$

Avec :  $N_A$  est le flux du composé A à travers la membrane, masse/temps-surface,

$P_A$ : Perméabilité de A, masse-longueur/temps-force.

L : Epaisseur de la couche active de la membrane, longueur.

$\Delta\Phi_A$  : Force motrice de A à travers la membrane.

Pour les séparations en phase gazeuse,  $\Delta\Phi_A$  est la différence de pression partielle du composé A entre l'amont et l'aval de la membrane, et l'équation (I-47) devient pour un composé pur :

$$N_A = (P_A/L) \Delta\Pi \quad (\text{I.48})$$

Avec  $\Delta\Pi$ : La différence de pression totale à travers la membrane.

$P_A$ : La Perméabilité de A, masse-longueur/temps-force.

L : L'épaisseur de la couche active de la membrane, longueur.

$\Delta\Phi_A$  : La force motrice de A à travers la membrane.

Le cas le plus commun est celui où l'alimentation en gaz contient un mélange de composés. Dans ce cas :

$$N_A = (P_A/L) \Delta p_A \quad (\text{I.49})$$

Avec  $\Delta p_A$ : Différence de pression partielle du composé A à travers la membrane.

Pour les séparations en phase liquide, la situation est un peu plus compliquée. Pour un liquide pur,  $\Delta\Pi_A$  (La différence de pression totale à travers la membrane) est égale à la différence de pression à travers la membrane. Si une petite quantité d'un soluté est ajoutée à ce liquide, et si ce soluté est retenu -

partiellement ou totalement- par la membrane, alors le flux du liquide initial peut être diminué par l'effet de la pression osmotique. La différence de pression osmotique entre les flux d'alimentation et de perméat, tend à réduire l'effet de la différence de pression totale entre ces deux flux. Par conséquent, la force motrice nécessaire à un solvant pour traverser la membrane est égale à la différence entre la pression totale et la pression osmotique :

$$N_A = (P_A / L)(\Pi - \pi_A) \quad (I.50)$$

Avec  $\pi_A$  : Pression osmotique du composé A.

Les effets de pression osmotique peuvent être complètement négligés pour les séparations en phase gazeuse et les pervaporations ainsi que les séparations d'espèces avec des poids moléculaires supérieurs à quelques milliers de daltons.

Pour des systèmes liquides contenant des solutés avec des poids moléculaire i inférieurs à 1000 daltons environ, cet effet peut être étonnamment grand-assez grand pour limiter sévèrement la capacité de séparer des solutés à faible poids moléculaires de l'eau, par exemple. Pour une concentration faible du soluté A, la pression osmotique d'une solution est donnée par l'équation de van't Hoff (Eykamp et Steen, 1987) :

$$\pi_A = C_A R T \quad (I.51)$$

Avec  $C_A$  : concentration du soluté dans la solution, moles/volume .

R : constante des gaz parfaits, pression-volume/moles-température.

T : température absolue, °C ou K.

Si une solution chargée de soluté est versée dans un compartiment et de l'eau pure dans l'autre, l'eau aura tendance à passer du compartiment d'eau pure à l'autre compartiment. La tendance de l'eau est de minimiser la différence des concentrations en passant du compartiment d'eau pure au compartiment contenant le soluté. Ce flux d'eau, appelé osmose, continue à s'écouler jusqu'à atteindre une certaine différence de hauteur de liquide dans les deux compartiments. À ce point il n'y aura plus de perméation. La différence de pression exercée par cette différence de niveau est la pression osmotique de la solution diluée.

Si l'on ajoute encore du soluté dans le compartiment contenant déjà du soluté, davantage de liquide sera transporté à travers la membrane et la hauteur augmentera jusqu'à créer une différence de pression qui

représente la pression osmotique de la nouvelle solution. S'il y a plus d'un soluté retenu par la membrane dans le flux d'alimentation, alors la pression osmotique de la solution chargée en soluté est égale ; la somme des pressions osmotiques de tous les solutés.

### ➤ Capacité de séparation

Pour les séparations en phase gazeuse, l'équation (I.47) peut être utilisée pour comparer la capacité de séparation d'une membrane pour deux espèces ou plus. Si nous écrivons cette équation pour les espèces A et B, puis si nous divisons l'une par l'autre, cela donne l'équation (I.52) :

$$N_A/N_B = (P_A/L)/(P_B/L)(\Delta p_A/\Delta p_B) = (P_A/P_B)(\Delta p_A/\Delta p_B) \quad (I.52)$$

Si nous considérons maintenant la situation où les forces motrices sont égales, l'équation (I.49) se simplifie pour donner :

$$N_A/N_B = (P_A/P_B) = \alpha \quad (I.53)$$

Avec  $\alpha$  = sélectivité

L'équation (I.53) montre que le rapport des flux à travers la membrane est égal au rapport des perméabilités lorsque les forces motrices sont égales. Ce rapport est souvent appelé sélectivité de la membrane. Il est habituellement défini de telle manière que le composé A possède le rapport le plus élevé de tous les composés étudiés, par conséquent les sélectivités seront supérieures à 1.

Pour les séparations en phase liquide, on parle communément de rétention pour décrire la capacité d'une membrane à retenir un soluté et à autoriser la perméation d'un solvant. Le taux de rétention est défini comme suit :

$$R = 100[1 - (C_{Ap}/C_{Af})] \quad (I.54)$$

Avec :R :taux de rétention (%),

$C_{Ap}$  : Concentration du soluté dans le perméat,

$C_{Af}$  : Concentration du soluté dans le rétentat.

L'équation (I.54) est, par conséquent, une mesure du degré de rétention du soluté par la membrane.



## CHAPITRE II

### *Evaporation avec recompression de vapeur*

## II-1-INTRODUCTION

Dans la plupart des situations qui conviendraient pour l'utilisation d'une pompe à chaleur (faible écart de température entre une source froide "gratuite" et des besoins en chaleur), la recompression mécanique de vapeur se présente comme une alternative performante si la source froide est un gaz ou une vapeur. Il est alors possible d'éviter l'évaporateur, éventuellement le condenseur, et donc d'obtenir des performances élevées.

Lorsque la vapeur, comprimée dans un circuit fermé comportant au moins deux échangeurs de chaleur, est recirculée, le système porte le nom de pompe à chaleur (PAC). Lorsque la vapeur est extraite et pompée vers l'extérieur du système à travers un échangeur de chaleur, le système est appelé recompression mécanique de la vapeur (RMV).

La recompression mécanique de vapeur peut être utilisées pour augmenter le rendement énergétique des colonnes à distiller et surtout la concentration par évaporation, cette dernière est employée depuis une cinquantaine d'années dans les procédés de fabrication des industries chimiques et agroalimentaires.

On s'intéresse dans ce chapitre à présenter les procédés de l'évaporation ainsi l'évaporation couplée à une recompression mécanique de vapeur (RMV).

## II-2-DEFINITION DE L'EVAPORATION

Le changement d'état d'un corps (matière), qui passe de la phase liquide à la phase gazeuse (vapeur) définit l'évaporation Figure II-1.

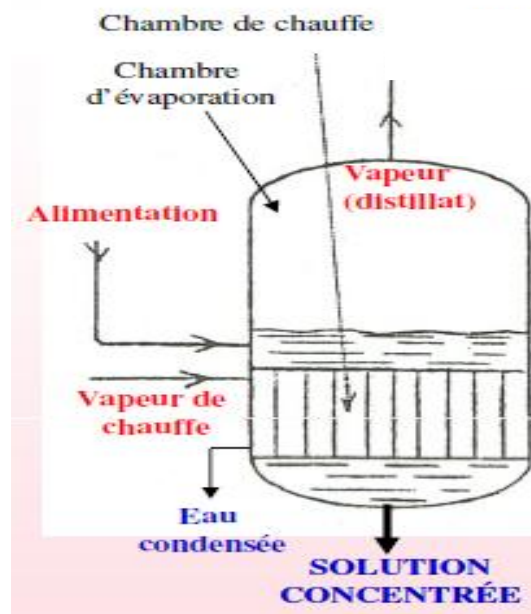


Figure II-1 : Schémas simplifiés d'évaporateurs

La chaleur est fournie sous forme de vapeur saturée dans un serpentin (échangeur) à faisceau tubulaire (chambre de chauffe).

La liquéfaction de la vapeur d'eau conduit à l'eau + une quantité de chaleur qui sera absorbée par la solution.

Température de la vapeur saturée doit être nécessairement  $>$  Température d'ébullition du liquide .

Généralement, on utilise le terme vaporisation quand le but de l'opération est la récupération du solvant et le terme évaporation quand il s'agit de séparer un solide ou d'élever sa concentration.

Il existe deux utilisations principales de l'évaporation. *La première* a pour objet la séparation d'une phase vapeur et d'une phase liquide (récupération ou élimination d'un solvant). La vaporisation du solvant provoque la concentration de la phase liquide résiduelle, mais en évitant la précipitation du ou des solutés présents dans la solution. En fin d'opération, on récupère ce que l'on appelle le concentrat.

*La deuxième* utilisation est l'élévation de la concentration d'un solide en solution. L'enrichissement de la phase liquide peut dépasser la limite de saturation et l'apparition d'une phase solide cristallisée est la conséquence de l'évaporation. Dans le cas des mélanges de soluté, la précipitation peut être sélective.

### **II-3-CYCLES EVAPORATIFS A SIMPLE ET MULTIPLE EFFET**

#### **II-3-1 -Cycle évaporatif à simple effet**

Dans un cycle évaporatif classique à simple effet (figure II-2), on injecte en 1 le produit à concentrer (soluté + solvant) dans une unité, chauffée par un apport de chaleur quelconque  $Q$  (vapeur 4-5). En 3, en bas de l'unité, est extrait le produit concentré, tandis que la vapeur de solvant (buées) sort en 2 et est condensée, son enthalpie étant perdue.

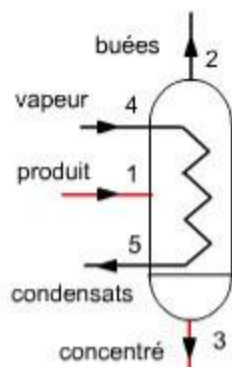


Figure II-2 : cycle évaporatif à simple effet

#### **II-3-2 : Cycles évaporatif à multiple effet**

Dans un cycle à effet multiple (figure II-3), les buées sont condensées au bouilleur d'une seconde unité, opérant en série de la précédente (les différents types d'irréversibilités, par hétérogénéité de température,

pertes de charge... obligent à condenser cette vapeur à une pression et donc une température plus faibles). Un concentrateur à effet multiple permet ainsi de valoriser une partie de la vapeur du solvant, et réduit donc la consommation spécifique de l'opération.

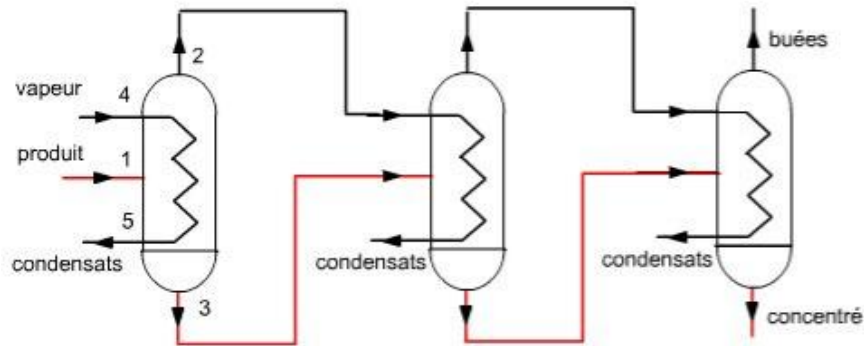


Figure II-3 : Cycles évaporatif à effet multiple

## II-4-CLASSIFICATION DES EVAPORATEURS

Les évaporateurs pour installations de concentration peuvent être classés en deux grandes catégories, les évaporateurs à chauffage *direct* et les évaporateurs à chauffage *indirect*, selon que la source de chaleur se trouve ou non au contact de la solution que l'on veut concentrer. Dans le deuxième cas, la transmission est faite par l'intermédiaire d'une paroi conductrice à laquelle la chaleur est fournie par une flamme, une résistance électrique, un fluide caloporteur (sel fondu parfois) et souvent par la vapeur d'eau.

### II-4-1 Évaporateurs chauffés à la vapeur et à surface d'échange tubulaire

- Tubes horizontaux
- ❖ Vapeur circulant à l'intérieur des tubes

Le premier évaporateur industriel fut construit en 1843 par Norbert Rillieux. C'était un appareil à tubes horizontaux tel que celui représenté sur la figure II-4. Destiné à l'industrie sucrière.

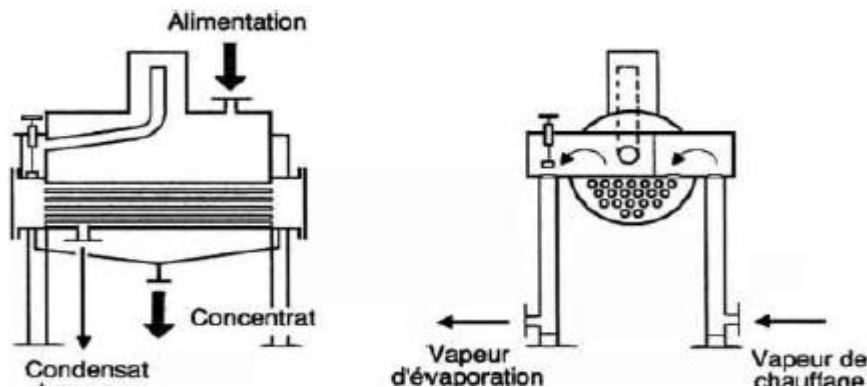


Figure II-4 : Évaporateur de Rillieux à tubes

- ❖ Vapeur circulant à l'extérieur des tubes

Le seul appareil représentatif de cette classe est l'évaporateur de Yaryan (1886) représenté sur la figure II-5. Le liquide sort de la série de tubes à une vitesse suffisamment grande pour que les mousses soient détruites par choc sur les chicanes du séparateur.

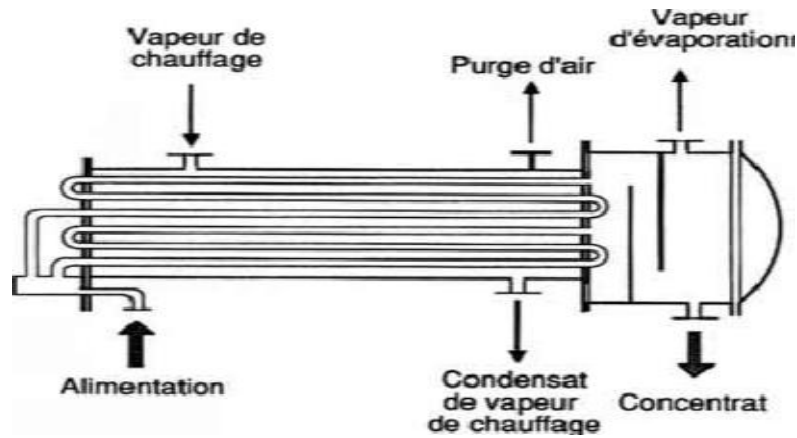


Figure II-5 : Évaporateur de Yaryan à tubes

➤ **Tubes verticaux courts**

❖ **Évaporateur de Robert**

Le premier évaporateur à tubes verticaux courts (figure II-6) fut construit par Robert vers 1850. Il est constitué essentiellement d'une série de tubes formant une couronne annulaire autour de la descente centrale. Il peut y avoir une seule descente, centrale ou excentrée, plusieurs petites descentes (évaporateur de Scott) ou plusieurs descentes extérieures. Dans tous les cas, la section totale de la descente est du même ordre de grandeur que la section transversale totale des tubes.

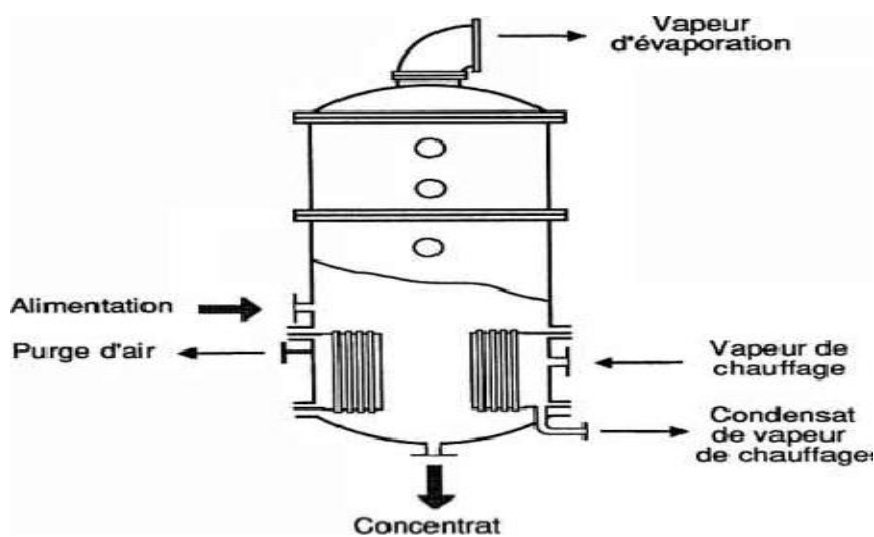


Figure II-6 : Évaporateur de Robert à tubes verticaux

L'utilisation d'évaporateurs de ce type est très étendue. Ils sont intéressants pour des solutions incrustantes ou lorsqu'il y a précipitation de sel. Il faut, dans ce cas, maintenir le niveau de liquide assez haut au-dessus du niveau de la plaque tubulaire supérieure.

### ❖ Évaporateur à panier

L'évaporateur à panier (figure II-7) est d'un principe identique à l'évaporateur de Robert. La différence est que l'élément chauffant est séparé du corps de l'évaporateur et que la descente de liquide s'effectue dans l'élément annulaire compris entre le corps de l'appareil et l'élément chauffant. Il peut être utilisé dans les mêmes conditions que l'évaporateur de Robert.

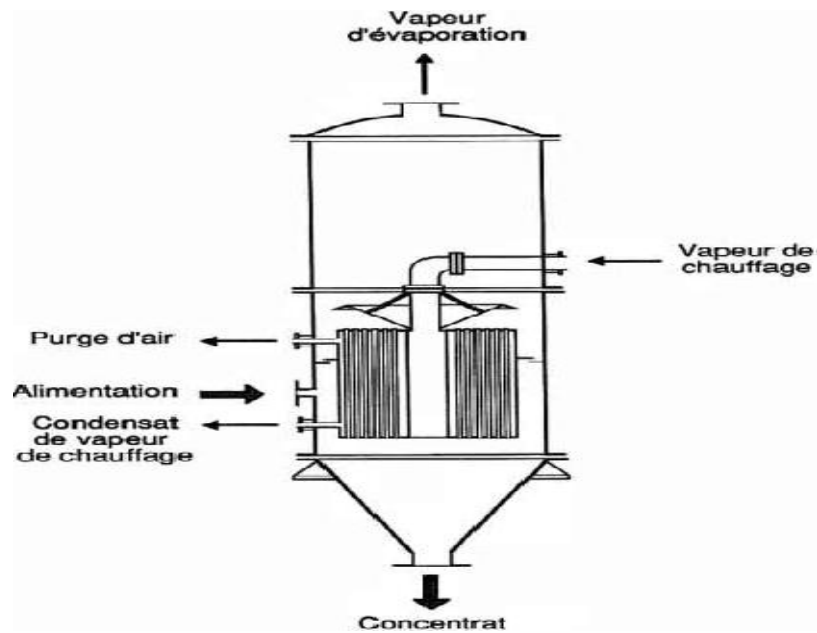


Figure II-7 : Évaporateur à panier

### ➤ Tubes verticaux longs

### ❖ Évaporateur de Kestner

L'évaporateur de Robert a un meilleur coefficient de transmission thermique lorsque le niveau de liquide est bas dans les tubes. Chaque tube devient alors un émulseur à vapeur. Cet effet a été mis en évidence par Paul Kestner qui lui 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 a pour conséquence l'amélioration du coefficient de transmission thermique en même temps que la réduction de la charge hydrostatique et de la surchauffe qui pourrait en résulter. Paul Kestner a utilisé au maximum son effet de grimpage en augmentant la longueur des tubes. En 1899, il fit breveter son évaporateur à grimpage (figure II-8) doté de tubes de 7 m de long.

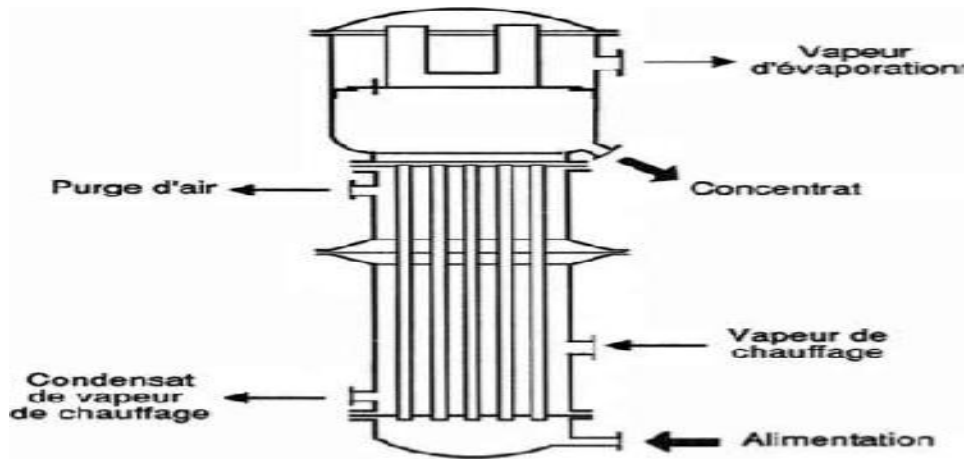


Figure II-8 : Évaporateur de Kestner à grimpage

### ➤ Évaporateurs à tubes inclinés

Ces appareils (figure II-9) présentent à peu près les mêmes performances que les appareils verticaux pour ce qui est du coefficient de transmission thermique, le *grimpage* pouvant s'effectuer approximativement dans les mêmes conditions

Le niveau de liquide par rapport à la plaque tubulaire inférieure étant variable selon la position du tube.

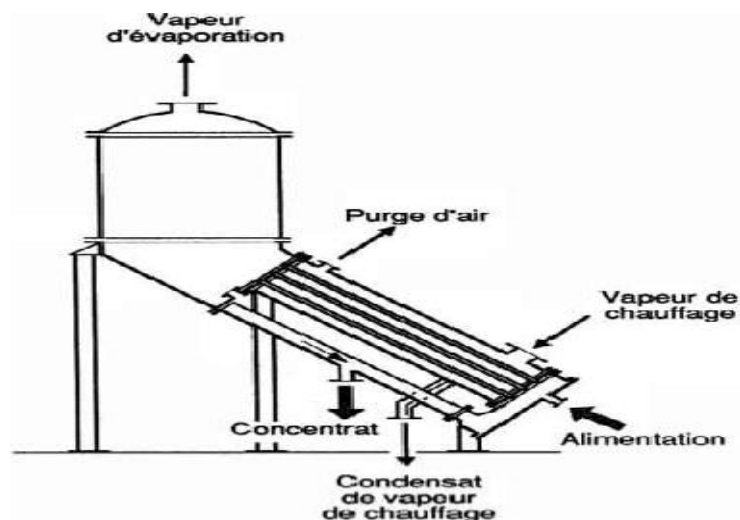


Figure II-9 : Évaporateur à tubes inclinés

### II-4-2 -Évaporateurs à double enveloppe ou à serpentins

Les plus anciens évaporateurs chauffés par la vapeur sont à double enveloppe. La figure II-10 représente l'évaporateur construit par Howard en 1813. Ce constructeur expliquait déjà que son appareil n'était idéal que pour les évaporations de petites quantités. Pour de grosses productions, l'augmentation de volume résultant de l'augmentation de surface est incompatible avec la notion d'économie.

L'addition d'un agitateur améliore la mobilité et l'homogénéité de la solution ainsi que le coefficient de transmission thermique.

La difficulté de réaliser des évaporateurs à double enveloppe de grande capacité a amené les constructeurs à doter leurs cuves de serpentins intérieurs chauffés à la vapeur (figure II-11). La multiplication des serpentins gêne la circulation naturelle du liquide à évaporer, réduit l'efficacité de l'agitateur et complique le nettoyage.

Les performances des appareils à serpentins sont du même ordre que celles des appareils à double enveloppe.

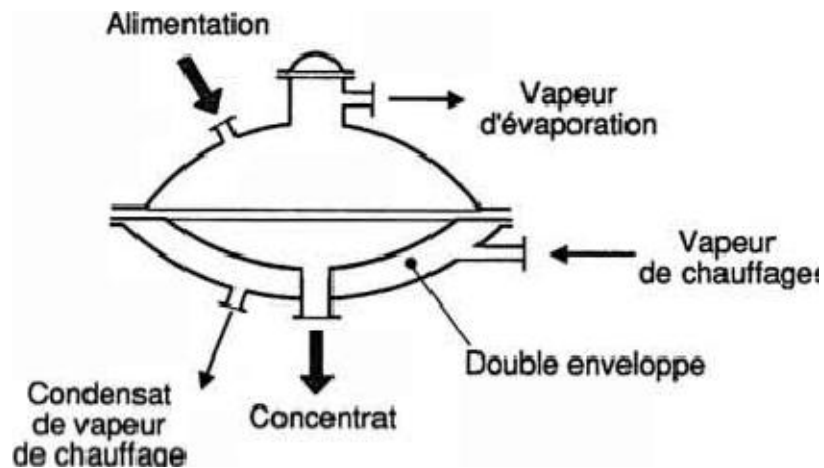


Figure II-10: Évaporateur de Howard à double enveloppe

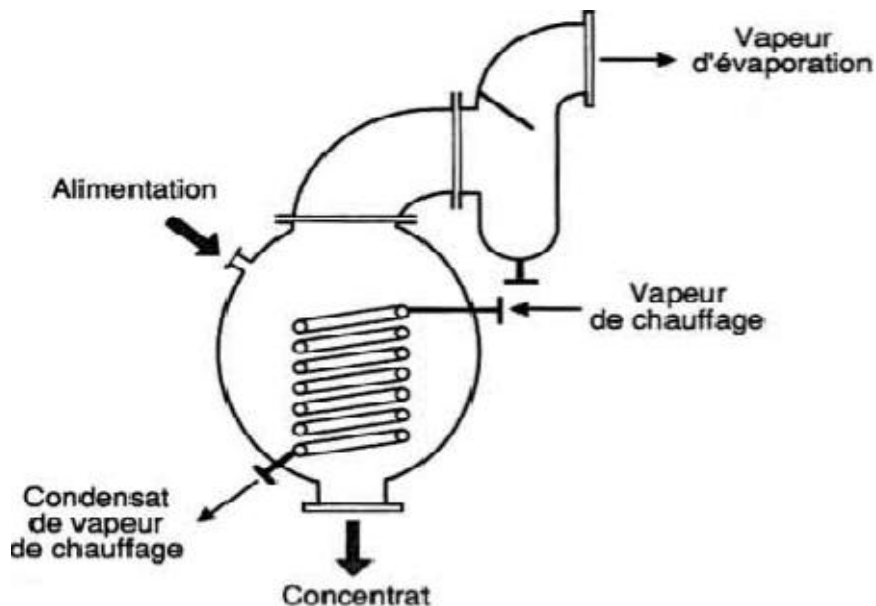


Figure II-11 : Évaporateur à serpentins



### II-4-3 - Évaporateurs à détente étagées

Ces appareils (figure II-12) consistent à soumettre une circulation de solution réchauffée à des détente successives sous des pressions décroissantes. La vapeur d'évaporation libérée dans les différents étages de détente est utilisée au réchauffage de la solution.

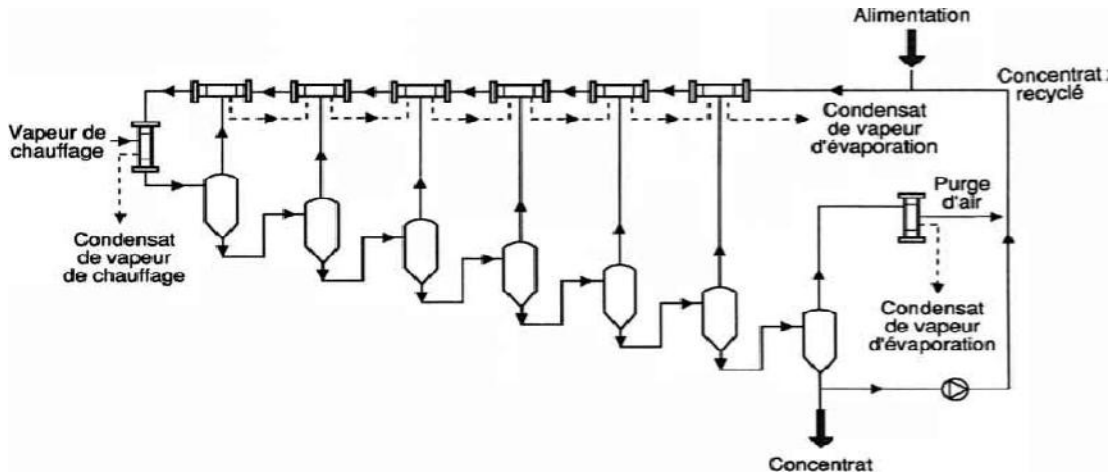


Figure II-12 : Évaporateur à détente étagées

## II-5 - FACTEURS PRINCIPAUX INFLUENCANT L'ÉVAPORATION

### II-5-1 Concentration

La dissolution d'un solide mis en contact avec un liquide (*solvant*) donne un mélange liquide homogène appelé *solution*. Le solide dissous est le *soluté*. Pour exprimer la teneur en soluté dans la solution, on utilise la notion de *titre* (ou *fraction*) *massique* :

$$x = \frac{m_{\text{soluté}}}{m_{\text{soluté}} + m_{\text{sol}} + m_{\text{imp}}} \quad (\text{II.1})$$

Mais également :

$$X = \frac{N_{\text{soluté}}}{N_{\text{soluté}} + N_{\text{sol}} + N_{\text{imp}}} \quad (\text{II-2})$$

Avec  $m$  et  $N$  respectivement les masses et les nombres de moles.

### II-5-2- Solubilité

Le solvant ne peut dissoudre plus d'une certaine quantité de solide. Une solution en équilibre avec du solide en excès est dite *saturée*. Pour une température donnée, il existe une concentration limite appelée *concentration de saturation* (c'est-à-dire *la solubilité*), au-delà de laquelle la substance solide ne se dissout plus. Lorsque la dissolution absorbe de la chaleur (le cas le plus fréquent), la solubilité augmente avec la température (*solubilité normale*). Si, au contraire, la dissolution est exothermique, la solubilité diminue lorsqu'on augmente la température (*solubilité inverse*).

### II-5-3-Sensibilité à la température

Il arrive que certains produits, surtout d'origines organiques, soient décomposés s'ils sont soumis à une très haute température. L'évaporation de ce type de solutions doit se dérouler de manière que les conditions critiques (température, temps de séjour) de décomposition ne soient pas atteintes. Dans le cas d'une paroi d'évaporateur à une température assez élevée, on doit éviter un trop long temps de contact de la solution avec la paroi.

### II-5-4- Viscosité

Si au début de l'évaporation les solutions sont diluées, il est possible que par concentration l'on ait affaire à des solutions qui atteignent une viscosité qui empêche leur écoulement. Il se pose deux problèmes :

- ✚ La séparation de la vapeur : on doit prévoir un agencement convenable du séparateur, mais pas nécessairement une augmentation de sa section;

- ✚ L'homogénéité de la solution : afin d'éviter une *surconcentration* de produit sur la paroi chauffante. Dans ce cas, il faut recourir à des appareils à circulation forcée (ou évaporateur à film agité), où une pompe. Une telle installation a aussi l'avantage d'améliorer le coefficient d'échange de chaleur, diminuant de cette manière la surface de chauffage.

On peut diminuer la valeur de la viscosité des solutions par l'élévation de température, mais uniquement si elles ne sont pas sensibles à la température.

### II-5-5- Ecart de température

La force motrice  $\Delta T$  de l'opération d'évaporation correspond à la différence entre la température de chauffage et la température de la solution à l'ébullition.

La température de chauffage, le plus souvent, est la température de la vapeur d'eau  $T_s$  à la pression disponible.

Dans les conditions d'équilibre d'un liquide et de la vapeur, la pression  $P$  et la température  $T$  sont liées par l'équation de Clapeyron :

$$\log P = \frac{a}{T} + b \quad (\text{II-3})$$

Où  $a$  et  $b$  sont des constantes dépendant de la nature du corps étudié.

Cette pression est la *tension de vapeur* du liquide; la température pour laquelle la tension de vapeur et la pression de la phase gazeuse sont égales est la température d'ébullition.

Cette température, variable dans la masse du liquide, est plus difficile à définir, sa variation étant fonction de la pression, de la nature du solvant et de la concentration du soluté.

### II-5-6- Effet de la présence du soluté

Puisque la pression de la vapeur en équilibre avec une solution est inférieure à la pression de la vapeur en contact avec le solvant pur, la température d'ébullition s'accroît. La différence entre la température

d'ébullition de la solution et la température du solvant pur porte le nom d'élévation ébullioscopique de température, notée  $\Delta T_{eb}'$  :

$$\Delta T_{eb}' = T_{eb,sol} - T_{eb,solv} \tag{II-4}$$

Cette élévation est une caractéristique de la solution et peut se déterminer grâce à la concentration de celle-ci et la pression.

Négligeable pour beaucoup de substances organiques, elle devient importante dans le cas des électrolytes. Elle est facilement mesurable en laboratoire et peut être calculée, en première approximation, par la loi de Duhring qui établit que la température à laquelle un liquide exerce une pression de vapeur donnée est une fonction linéaire de la température à laquelle un second liquide exerce la même pression de vapeur.

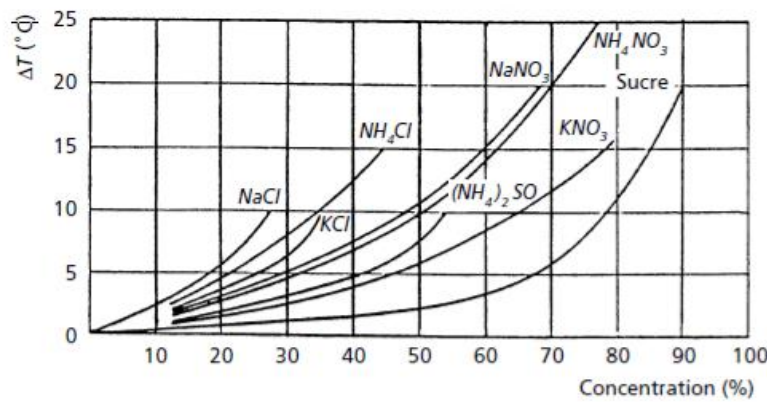


Figure-II-13 : Variation de la température d'ébullition en fonction de la concentration de la solution.

Quelques valeurs, en fonction de la concentration à la pression atmosphérique, sont représentées sur la figure II-13.

### II-5-7- Effet de la pression hydrostatique

Dans le cas des installations verticales d'évaporation (corps de chauffe surmonté d'une colonne) avec circulation naturelle, la température d'ébullition de la solution est influencée également par la hauteur de la colonne de solution à évaporer. L'élévation de la température d'ébullition due à la pression hydrostatique  $\Delta p$  de la colonne de solution porte le nom d'élévation hydrostatique de température  $T_{eb}'$ ; elle résulte du calcul de  $\Delta p$  donné par :

$$\Delta p = g \cdot z_m \cdot \rho \tag{II-5}$$

Avec  $z_m$  la hauteur moyenne de la colonne de solution (en m);  $\rho$  la densité de la solution (en  $\text{kg} / \text{m}^3$ ).

### II-5-8-Effet de la perte de charge

Pour les installations à plusieurs étages, il est nécessaire de prendre en considération la diminution de température suite aux résistances hydrodynamiques linéaires et locales dues à l'écoulement de la solution dans l'installation. Cette perte de charge contribue à développer une pression supplémentaire sur la

solution en ébullition et, de cette manière, une augmentation de sa température d'ébullition. Il en résulte une diminution de l'écart réel de température entre le fluide chauffé et le fluide chauffant qui, lui, n'est pas affecté par cette perte de charge. On considère cette diminution de température égale à  $\Delta T_{eb}' = 1 \text{ }^\circ\text{C}$ .

## **II-6-PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT DE LA RECOMPRESSION**

### **MECANIQUE DE VAPEUR**

Dans l'évaporation avec recompression de vapeur, la totalité de la vapeur évaporée est comprimée puis utilisée au chauffage de l'évaporateur (figure II-14). Le compresseur est entraîné par un moteur électrique ou une turbine à vapeur. Il fait donc appel à une énergie noble. Mais l'énergie fournie au compresseur ne représente que la différence d'enthalpie de la vapeur d'évaporation et de la vapeur comprimée, ce qui rend le système très économique.

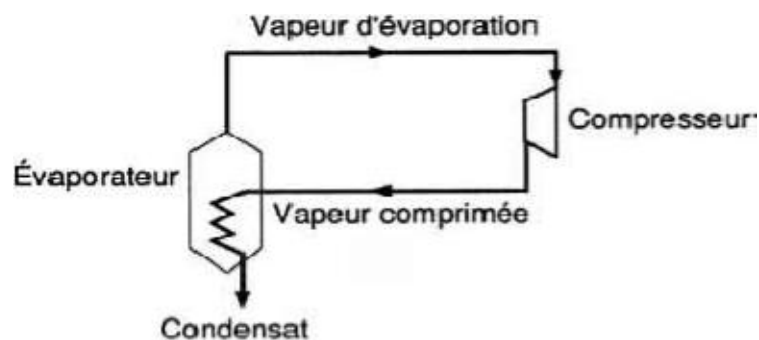


Figure II-14 : Circuit de vapeur d'un évaporateur à simple effet à recompression de vapeur

## **II-7-LA RECOMPRESSION MECANIQUE DE VAPEUR DANS LA DISTILLATION**

Dans ce procédé, la chaleur de la vapeur supérieure est utilisée pour le rebouilleur de la même colonne à l'aide d'un compresseur. Le procédé est indiqué dans la figure II-15.

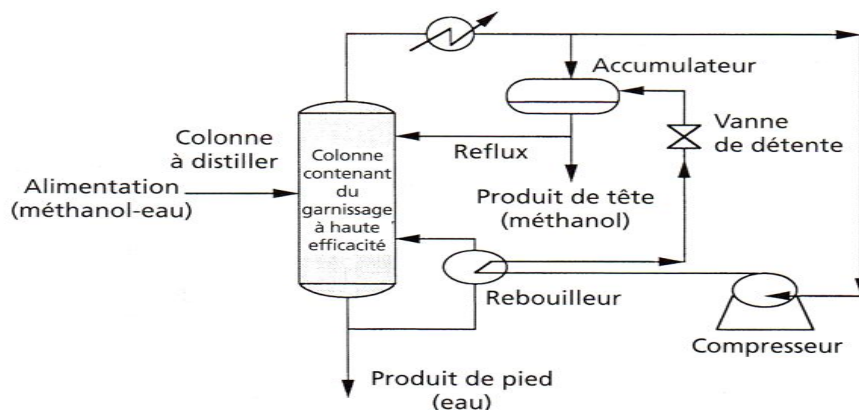


Figure II-15 : Recompression mécanique de la vapeur

## **II-8-EXEMPLE DU CYCLE ÉVAPORATIF À RMV**

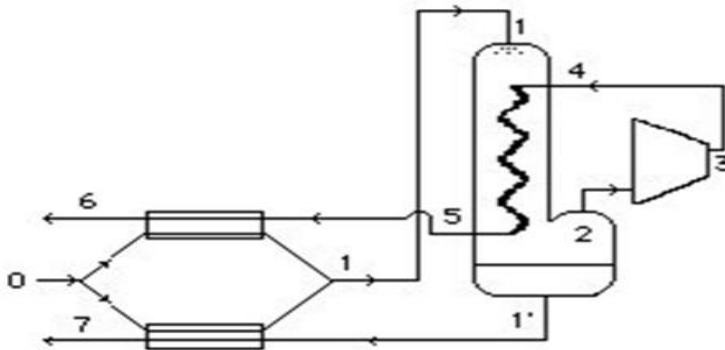


Figure II-16-Cycle évaporatif à compression mécanique de vapeur

Dans un cycle évaporatif à recompression mécanique de vapeur (figure II-16), l'idée consiste à relever le niveau enthalpique de la vapeur du solvant de telle sorte qu'elle puisse être directement utilisée pour fournir la chaleur initiale au bouilleur.

Le schéma de base se présente comme sur la figure II-16 et son cycle est tracé sur le diagramme entropique de la figure II-17 : en 0, le produit à concentrer est introduit dans deux échangeurs récupérateurs de chaleur où il est préchauffé (0-1) par le produit concentré (refroidi selon (1'-7)) et par les condensats (refroidis selon (5-6)).

En bas du bouilleur, le produit concentré est extrait en 1', tandis que la vapeur de solvant sort en 2 pour être recomprimée en 3, et acquérir ainsi un niveau enthalpique lui permettant de servir de source chaude au cycle. Afin de garantir des coefficients d'échange thermique importants (diphasiques) dans le bouilleur, la vapeur est fréquemment désurchauffée de 3 en 4 par l'intermédiaire d'un échangeur séparé, refroidi par de l'eau de désurchauffe, quitte à ce qu'un appoint de vapeur soit effectué en 4.

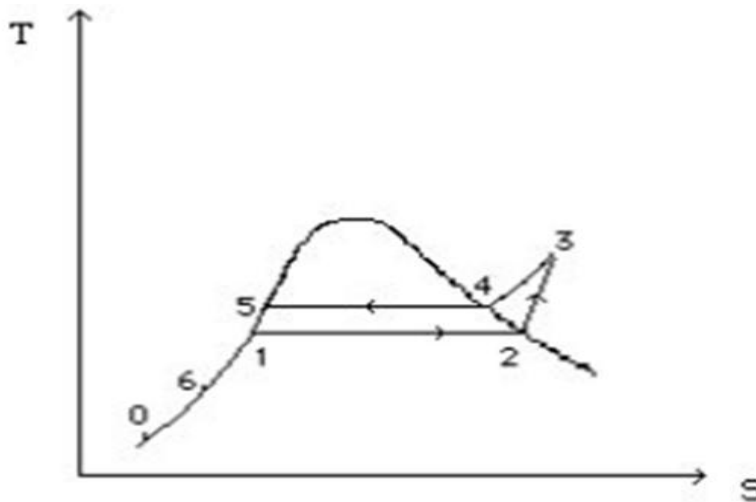


Figure II-17: Cycle évaporatif à compression

L'intérêt énergétique de l'opération est qu'en fournissant un faible complément enthalpique  $h_{23}$  (mais sous forme mécanique), il est possible de récupérer l'enthalpie de condensation  $h_{45}$  de la vapeur du solvant.

## **II-9-CHOIX DU COMPRESSEUR ET DE L'EVAPORATEUR POUR LA RMV**

### **II-9-1-Choix du type de compresseur**

Parmi les compresseurs volumétriques, seul le compresseur à lobes, connu sous le nom de compresseur Roots, est utilisé couramment. Son rendement global va de 0,6 à 0,8. Le débit aspiré des machines de série atteint  $10\,000\text{ m}^3/\text{h}$ . Le taux de compression (rapport de la pression de refoulement à la pression d'aspiration) dépasse 2.

Les compresseurs à double vis ont quelquefois été utilisés ainsi que les compresseurs à palettes.

Les compresseurs à anneau liquide ont un rendement de 0,2 à 0,5.

Les compresseurs centrifuges sont les plus utilisés dès que la puissance absorbée dépasse 150 kW. Leur rendement global est très satisfaisant : 0,70 à 0,80. Le débit aspiré des machines de série atteint  $200\,000\text{ m}^3/\text{h}$  ; le taux de compression par étage ne dépasse pas 2, mais il est possible de placer plusieurs étages en série. Les compresseurs axiaux, malgré leur excellent rendement (0,80 à 0,85), sont trop coûteux et ne sont compétitifs que pour des débits supérieurs à  $200\,000\text{ m}^3/\text{h}$ , valeur que l'on ne rencontre pas souvent en évaporation.

### **II-9-2- Choix du type d'évaporateur**

La différence de pression entre la vapeur évaporée et la vapeur de chauffage ne soit pas trop élevée. Cela conduit le plus souvent à choisir des évaporateurs à descendage dont le fonctionnement est stable quel que soit l'écart de température. L'évaporateur peut être à simple effet (le plus fréquent) ou à double effet. L'association en multiple effet diminue la quantité de vapeur à comprimer, donc la dimension du compresseur, mais augmente le taux de compression. On n'a intérêt à augmenter le nombre d'effets que dans la limite des possibilités d'élévation de pression du compresseur considéré. Lorsque cela est nécessaire, on peut avoir un préconcentrateur fonctionnant en double effet et un finisseur à simple effet, branchés sur le même compresseur (figure II-18). Ce système est particulièrement recommandé dans le cas où la solution concentrée a une surébullition importante.

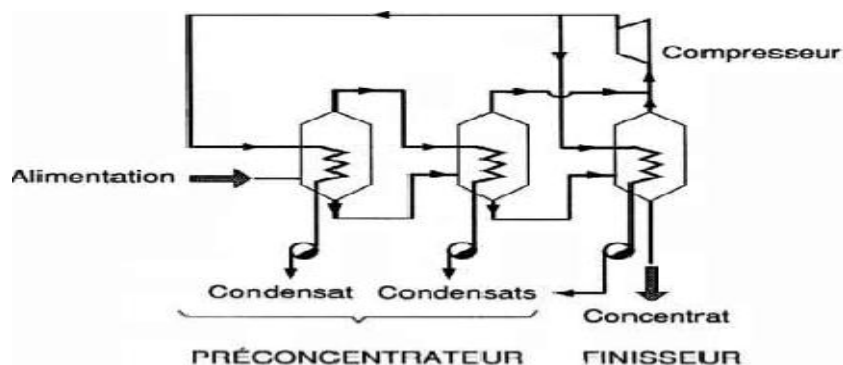


Figure II-18- Circuit de vapeur d'un évaporateur à double effet avec finisseur compression

## **II-10-LES ECHANGES THERMIQUES DANS UN EVAPORATEUR**

Afin de réaliser une évaporation donnée, dans des conditions opératoires imposées (pression de la vapeur de chauffage disponible, pression dans l'évaporateur), il est nécessaire de calculer la surface d'échange thermique que doit posséder l'évaporateur.

Les transferts de chaleur dans un évaporateur s'expriment par la relation commune à tout échangeur de chaleur :

$$Q = k_s \cdot S \cdot \Delta T \quad (\text{II.6})$$

Par exemple, pour un évaporateur à faisceau tubulaire de longueur L, la surface d'échange thermique sera:

Le calcul des surfaces de chauffage d'un évaporateur est délicat, car les corrélations donnant les coefficients de transfert sont établies pour la vaporisation de liquides purs et propres, alors que dans de nombreux cas, les solutions à évaporer contiennent des solutés en concentrations élevées. Pour les évaporateurs, et contrairement aux autres appareils échangeurs de chaleur, la surface de chauffe est définie comme celle au contact avec le liquide à vaporiser.

Établir une relation générale permettant de calculer le coefficient global de transfert thermique est un problème très complexe, ce coefficient dépendant d'un très grand nombre de variables :

- ✚ Flux de chaleur (écart de température);
- ✚ Chaleur latente de vaporisation;
- ✚ Pression d'ébullition;
- ✚ Densité de la vapeur du solvant;
- ✚ Tension de surface.

Souvent il est donc nécessaire de faire appel à des données expérimentales. Le tableau II.1 donne quelques valeurs en fonction du type d'évaporateur.

Type d'évaporateur	$k_s$ (en $\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$ )
À tubes courts verticaux (circulation naturelle)	de 1 100 à 2 800
À tubes horizontaux (circulation naturelle)	de 1 100 à 2 800
À longs tubes verticaux (circulation naturelle)	de 1 100 à 4 000
À longs tubes verticaux (circulation forcée)	de 2 300 à 11 000

Tableau -II-1 : Différentes valeurs de  $k_s$  pour différents modes d'opération.

## **II-11-PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT DU RMV**

### ➤ Consommation énergétique :

D'un point de vue énergétique, lorsque le processus est amorcé (création des premières vapeurs), il s'entretient uniquement par apport d'énergie électrique au niveau du moteur. La consommation d'énergie électrique est très faible face à l'énergie récupérée lors de la condensation. La consommation électrique moyenne varie de 20 à 110 kWh/t d'eau évaporée selon le type de compresseur mis en œuvre.

➤ **Gamme de débit :**

L'évapoconcentration par RMV est généralement utilisée pour traiter des débits variant de 20 L/h à 50 m<sup>3</sup>/h.

### II-12- EXEMPLE D'OPTIMISATION D'UN SYSTEME À RMV

L'optimisation résulte de l'addition des frais fixes (amortissement de l'investissement) et des frais variables (énergie). Les variations des coûts annuels en fonction du  $\Delta T$  de l'évaporateur ont été représentées sur la figure II-19. Plus l'écart de température est grand, plus la surface d'échange est limitée, donc l'investissement. Par contre, la consommation d'énergie croît comme le  $\Delta T$ . L'optimum est atteint lorsque la somme des deux sortes de frais est minimale.

La consommation d'énergie d'un compresseur peut être estimée d'après la courbe de la figure II-20 qui donne la consommation spécifique d'énergie d'un évaporateur à compression mécanique.

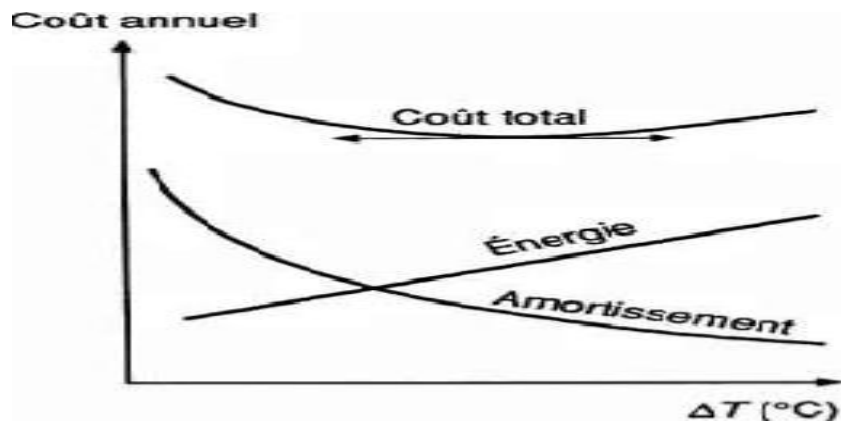


Figure II-19- Optimisation de la compression mécanique.

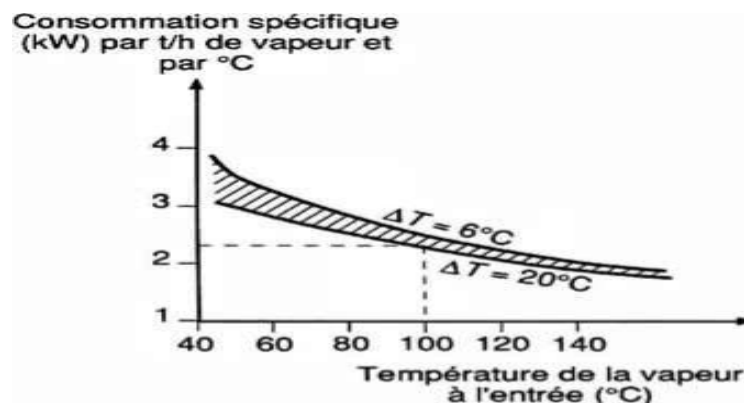


Figure II-20 : Consommation spécifique d'énergie d'un évaporateur à compression mécanique



Par exemple, pour la compression de 44 t/h de vapeur à 100 ° C avec un  $\Delta T$  de 12,6 ° C, le compresseur consomme en théorie :  $2,35 \cdot 44 \cdot 12,6 = 1\ 300$  kW

Cette valeur d'estimation doit être :

- ✚ Majorée de 50 % pour les compresseurs à lobes ;
- ✚ Majorée de 15 % pour les compresseurs centrifuges de petite dimension où les pertes mécaniques deviennent importantes devant la puissance aérodynamique absorbée.

## II-13-EXEMPLES D'APPLICATIONS DU RMV

### II-13-1-La concentration du lait

La figure II-21 présente un système RMV employé pour la concentration du lait.

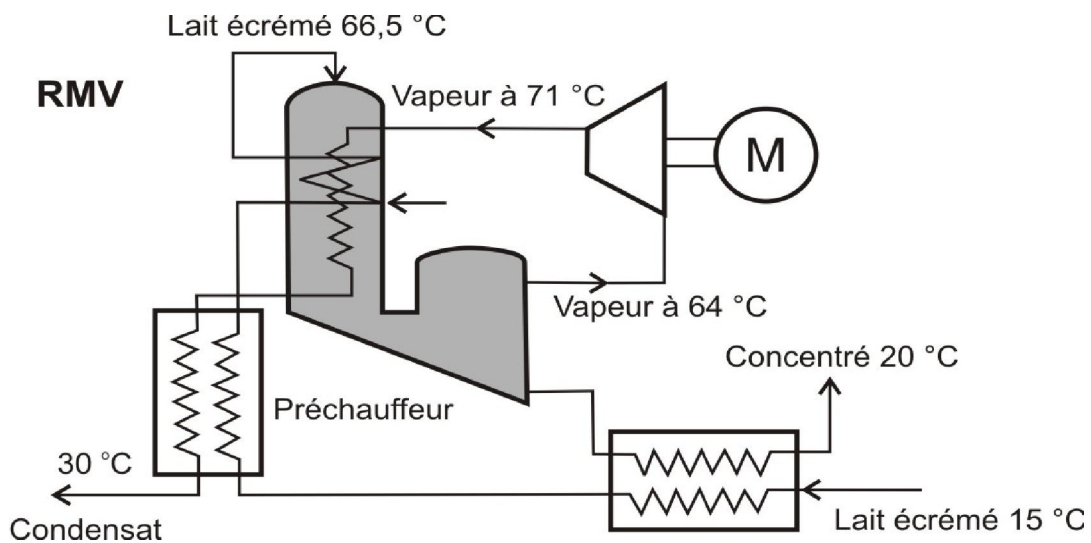


Figure II-21 : Concentration du lait par le RMV

Dans cette application, le compresseur extrait directement la vapeur d'eau du réservoir contenant la solution ou le mélange à concentrer (lait), refroidissant ainsi le liquide.

La vapeur comprimée est refroidie par préchauffage du lait, puis éliminée du système sous forme d'eau. De cette façon, la chaleur de la vapeur comprimée ou du condenseur est transférée au liquide traité pour le réchauffer. En retournant la chaleur d'évaporation au liquide traité à l'aide du condenseur, on augmente l'efficacité du processus d'évaporation en recyclant l'énergie thermique contenue dans la vapeur et dans le condensat. L'élévation de température étant d'ordinaire faible, le rendement des systèmes RMV est élevé, leurs coefficients de performance (COP) étant de l'ordre de 10 à 30.

### II-13-2-Traitement des déchets

Les déchets qui sont traités par cette technique sont :

- ✚ Les déchets minéraux contenant des métaux en solution .
  - Les liquides, bains, et boues acides non chromiques.
  - Alcalins non chromiques.
- ✚ Les déchets de synthèse et autres opérations de chimie organique :
  - Les eaux mères de fabrication salines.
  - Les eaux de lavage de matériel d'industrie chimique ou parachimique.
- ✚ Parmi les déchets minéraux liquides et boueux de traitements chimiques :
  - Les acides minéraux résiduels de traitements chimiques.
  - Ainsi que tous les autres solutions salines (sauf les bases minérales, le carbonate de calcium, le sulfate de calcium souillé et les autres boues de neutralisation d'effluents acides),
  - Certaines boues de régénération de résines échangeuses d'ions.

### II-13-3 –Autres applications

La CMV connaît aujourd'hui des applications :

- ✚ Au niveau du process : concentration de divers liquides (lait, jus de fruit, tomate liquide, jus de cuisson de viande...)
- ✚ Traitement des huiles de coupe.
- ✚ Recyclage des bains de dégraissage.
- ✚ Régénération des bains de dépôts électrolytique.
- ✚ Traitement des eaux de ressuage.
- ✚ Au niveau du traitement d'effluents.
- ✚ Traitement de surface (dégraissage, eaux de rinçage de phosphatation, passivation chromique, effluents de ressuage et de magnétoscopie, ...).
- ✚ Sidérurgie (huiles de laminoirs),

### II-14-AVANTAGES DU RMV

- ✚ Entièrement automatique.
- ✚ Réduction de la consommation d'énergie via une recirculation de l'énergie thermique (Rendement énergétique très élevé) ;
- ✚ Encrassement réduit avec la circulation forcée.
- ✚ Possibilité d'utilisation de la chaleur perdue dans les procédés à basse température ou les milieux pollués.

- ✚ Excellent moyen pour inciter à une innovation de la gestion de l'énergie absorbée par les procédés industriels très énergivores.
- ✚ Amélioration de la qualité des produits et diminution des pertes de produits grâce à un meilleur contrôle des caractéristiques de séchage.

### **II- 15- LIMITES DU RMV**

- ✚ Coûts d'investissement élevés.
- ✚ Le compresseur et les équipements connexes ajoutent une complication et un prix du procédé de distillation.
- ✚ Les économies sont fonction de la différence entre les coûts de l'électricité et ceux des autres combustibles.
- ✚ Usage plus complexe que les techniques classiques.
- ✚ Entretien plus compliqué.
- ✚ La limite supérieure de température qui convient aux procédés industriels s'avère relativement basse.
- ✚ Dans le cas de produits corrosifs, risque d'entraînement de gouttelettes de produit vers la machine de compression.

## CHAPITRE III

### *Calculs de l'installation de solution concentrée*

### III-1-PROBLEMATIQUE

De nombreuses opérations industrielles nécessitent l'évaporation en grande quantité d'un solvant (dessalement de l'eau de mer, sucreries, lait concentrée ou en poudre, etc...).

Des apports de chaleur sont nécessaires au chauffage du liquide ; inversement, il faut évacuer des calories pour condenser le solvant évaporé.

Les calories évacuées au condenseur sont évidemment libérées à une température moindre que celle nécessaire au chauffage de l'évaporateur. Dans des échangeurs, elle peut tout juste servir (avec l'aide de celles du concentré soutiré, éventuellement), à réchauffer le liquide entré, mais pas évaporer le solvant.

Parmi les solutions techniques utilisées dans l'industrie, on peut comprimer la vapeur à la sortie de l'évaporateur, sa température de condensation augmente avec la pression, elle peut donc alors se condenser à une température supérieure à celle d'évaporation du liquide, donc lui céder toute sa chaleur latente de condensation.

L'objectif assigné à ce travail consiste à concentrer dans un apport une solution très diluée produite à 120 °C avec un débit de 100 Kg/h.

### III-2-PREMIER PROCEDE:UTILISATION D'UN CHAUFFAGE TUBULAIRE

Par un simple chauffage tubulaire avec la vapeur saturée à 120°C, que l'on soutire en liquide à 110°C, on chauffe la solution à 100°C et on l'évapore de façon à sortir la solution concentrée à 100°C et la vapeur sous 1 atm (Figure III-1).

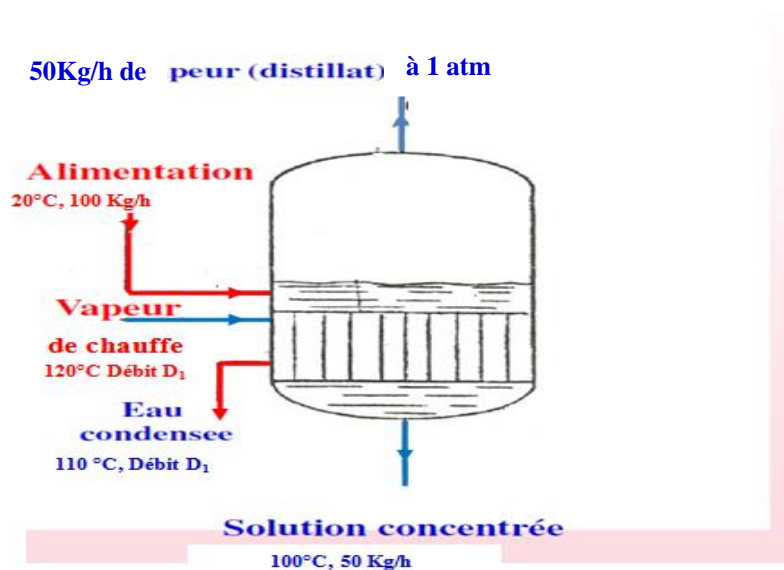


Figure III-1 : Evaporation avec chauffage tubulaire

On cherche à déterminer le débit de vapeur qu'on doit utiliser pour mener à bien cette opération, si le bouilleur est parfaitement calorifugé.

Si on considère que la vapeur de chauffage (vapeur à 2 bar) est efficace jusqu'au sous refroidissement liquide à 110 °C, son enthalpie utile est :

$$h = L_{v_{120^{\circ}\text{C}}} + (h_{v_{120^{\circ}\text{C}}} - h_{e_{110^{\circ}\text{C}}}) \quad \text{III-1}$$

Avec :

$h$  : L'enthalpie utile de la vapeur saturante [Kcal/Kg].

$L_{v_{120^{\circ}\text{C}}}$  : La chaleur latente de vaporisation de la vapeur de chauffe à la température de 120°C [Kcal/Kg].

$h_{v_{120^{\circ}\text{C}}}$  : L'enthalpie de la vapeur saturante [Kcal/Kg].

$h_{e_{110^{\circ}\text{C}}}$  : L'enthalpie de l'eau liquide [Kcal/Kg].

AN:

$$h = 525,7 + (120,3 - 110,1) = 535,9 \text{ Kcal /Kg}$$

Ce fluide doit chauffer 100 Kg/h d'alimentation (liquide) de 20 °C à 100°C et vaporiser 50 Kg /h d'eau à 100 °C , on fournit une quantité de chaleur Q.

$$Tq : Q = m_a (h_{a_{100^{\circ}\text{C}}} - h_{s_{20^{\circ}\text{C}}}) + m_{\text{sol conc}} L_{v_{100^{\circ}\text{C}}} \quad \text{III-2}$$

Avec :

$m_a$  : Débit massique de l'alimentation [Kg/h].

$m_{\text{sol conc}}$  : Débit massique de la solution concentrée [Kg/h].

$h_{a_{120^{\circ}\text{C}}}$  : L'enthalpie de l'alimentation [Kcal/Kg].

$h_{s_{110^{\circ}\text{C}}}$  : L'enthalpie de la solution concentrée [Kcal/Kg].

AN:

$$Q = (100.80) + (50.538,9) = 34945 \text{ Kcal/h}$$

Le débit  $D_1$  de vapeur à 2 bar doit donc être:

$$535,9 D_1 = 34945$$

III-3

$$D'où D_1 = 65,2 \text{ Kg/h}$$

Pour concentrer une solution de 100 Kg/h à la température de 20 °C , on besoin de 65,2 Kg/h de vapeur de chauffe.

### III-3-DEUXIEME PROCEDE:UTILISATION DES ECHANGEURS

Pour économiser de la vapeur, on va disposer un échangeur entre le flux de solution entrant et celui de la vapeur issue de l'évaporateur .L'échangeur de chaleur permettant d'utiliser la vapeur à 1 bar pour préchauffer l'alimentation. On désire obtenir une température de 90 °C pour l'alimentation à la sortie de l'échangeur. (Figure III-2).

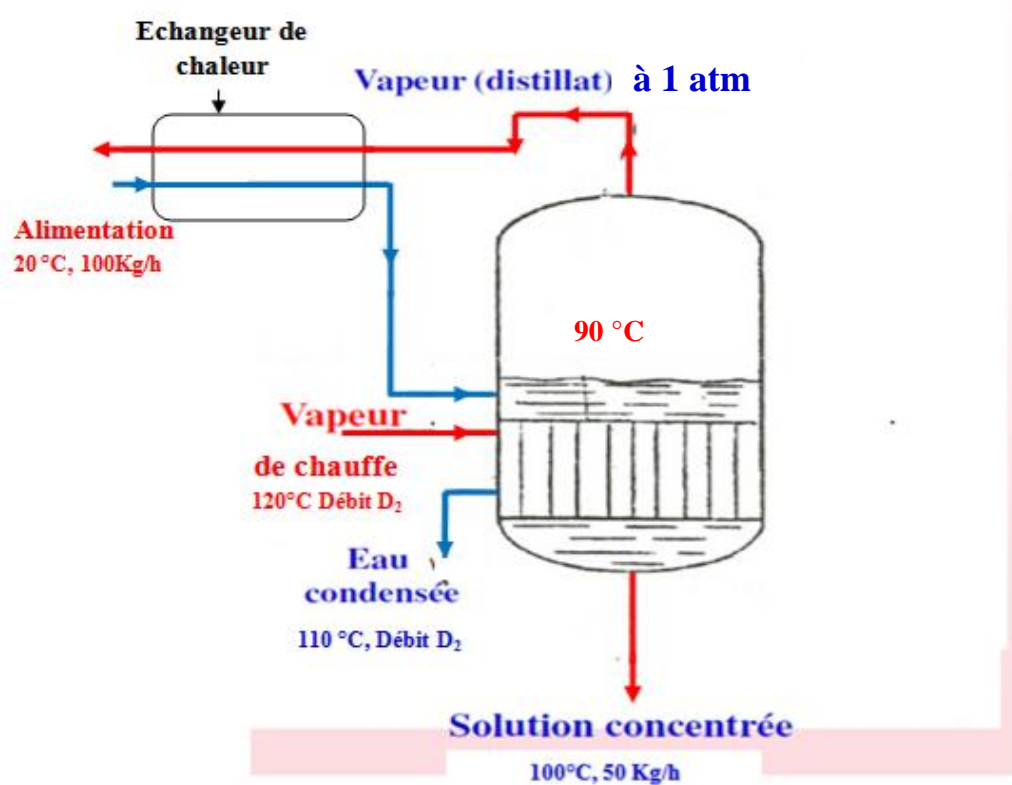


Figure III-2 : Evaporateur avec échangeur de chaleur

La chaleur nécessaire pour chauffer l'alimentation de 20 °C à 90°C est :

$$q = m_a(h_{s_{90^\circ\text{C}}} - h_{s_{20^\circ\text{C}}})$$

III-4

AN:

$$q = 100(90 - 20) = 7000 \text{ Kcal/h}$$

La chaleur disponible par condensation à 100°C de vapeur à 1 bar au débit de 50 Kg/h et :

$$Q = m_{\text{sol conc}} L_{v_{100^\circ\text{C}}} \quad \text{III-5}$$

AN:

$$Q = 50.538,9 = 26945 \text{ Kcal/h}$$

Le fluide issu de l'évaporateur à 1 bar est diphasé à 100°C avec un titre en vapeur :

$$x = \frac{26945 - 7000}{26945} = 0,74 \quad \text{III-6}$$

Le vapeur vive ne doit plus être fourni que :

$$q' = m_a (h_{v_{100^\circ\text{C}}} - h_{a_{90^\circ\text{C}}}) + 50 L_{v_{100^\circ\text{C}}} \quad \text{III-7}$$

AN:

$$q' = (100.10) + (50.538,9) = 27945 \text{ Kcal/h}$$

Et son débit  $D_2$  tel que :

$$535,9 D_2 = 27945$$

$$\text{Soit : } D_2 = 52,1 \text{ Kg/h} \quad \text{III-8}$$

- On pourrait utiliser à disposition un second échangeur utilisant comme fluide chaud l'eau à 110 °C sortant du bouilleur (Figure III-3).



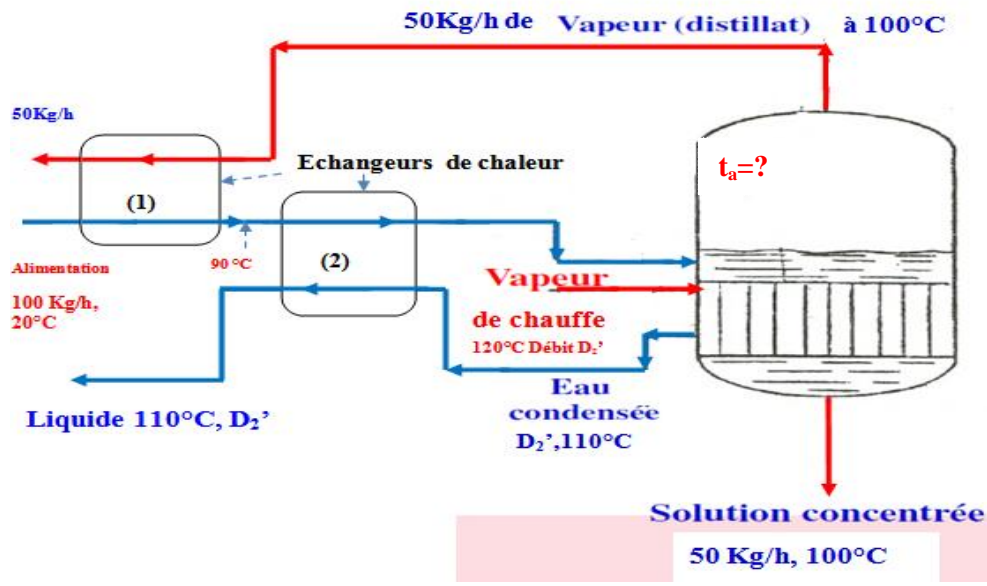


Figure III-3 : Evaporateur avec deux échangeurs

Appelant  $t_a$  la température de l'alimentation au sorite du bouilleur ; on peut écrire le bilan enthalpique de l'évaporateur et de l'échangeur :

$$\text{Evaporateur : } 535,9 D'_2 = m_a(100 - C_{p,\text{eau}} t_a) + 27945 \tag{III-9}$$

$$\text{Echangeur (2) : } D'_2(110,1 - 100) = m_a(C_{p,\text{eau}} t_s - 90) \tag{III-10}$$

Avec :

$C_{p,\text{eau}}$  est le capacité calorifique de l'eau liquide à  $t < 100^\circ\text{C}$ , égale à 1 Kcal/Kg.K.

La résolution du système d'équations III-9 et III-8 constitué par les deux bilans conduit à :

$$t_a = 95,2^\circ\text{C}$$

$$D'_2 = 51,1\text{Kg/h}$$

On voit que  $D'_2$  est inférieur à  $D_2$  (-2%) : l'addition d'un deuxième échangeur n'apport guère d'économie d'énergie.

### III-4-TROISIEME PROCEDURE : UTILISATION DE LA VAPEUR ISSUE DE L'EVAPORATION

On supprime les échangeurs précédant, et on va utiliser la vapeur issue de l'évaporateur autrement : on va la comprimer jusqu'à la pression de deux (2) atmosphères à l'aide d'un compresseur de rendement isentropique 0.8 (Figure III-4).

Cette vapeur réchauffée, va permettre maintenant de chauffer le bouilleur maintenu toujours à 100°C, en passant dans un nouveau serpent.

On veut déterminer les caractéristiques de la vapeur après compression.

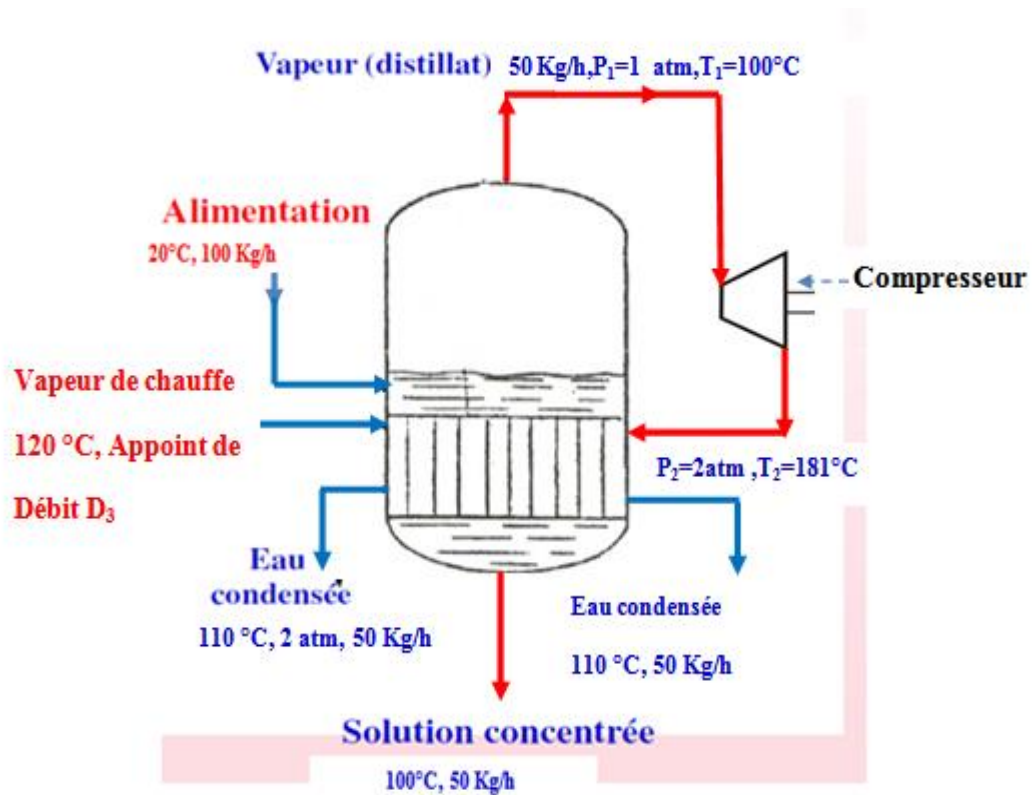


Figure III-4 : Evaporateur avec thermocompression

Dans ce cas, les propriétés du fluide aspiré sont :

- ✚ Température  $T_1=100^\circ\text{C}$ .
- ✚ Pression  $P_1=1 \text{ atm}=1,0332 \text{ bar}$ .
- ✚ Entropie  $S_1=1,7561 \text{ Kcal/Kg.K}$ .
- ✚ Enthalpie  $h_1=638,9 \text{ Kcal/Kg}$ .

Celle de fluide de sortie sont :

- ✚ Pression  $P_2'=P_2=2 \text{ atm}=2,0664 \text{ bar}$ .
- ✚ Entropie  $S_2'=S_1=1,7561 \text{ Kcal/Kg.K}$ .

Pour déterminer la température et l'enthalpie correspondantes, on opère par interpolation à partir des données tabulées, ci –après, pour la pression  $P_2=2 \text{ atm}$  :

T[°C]	h [Kcal/Kg ]	S [Kcal/Kg .K]
160	666,4	1,7493
180	675,9	1,7710
200	685,4	1,7915

Tableau III-1 : Table de la vapeur surchauffée.

On déduit :  $T_2' = 163 \text{ °C}$ ,  $h_2' = 669,4 \text{ Kcal/Kg}$ .

Avec un rendement isentropique du compresseur de 0,8, on déduit pour la propriété réelle de la vapeur :

$$h_2 = h_1 + \frac{h_2' - h_1}{0,8} \quad \text{III-11}$$

AN:

$$h_2 = 638,9 + \frac{669,4 - 638,8}{0,8} = 677 \text{ Kcal/Kg}$$

Ce qui correspond à une température :  $T_2 = 181 \text{ °C}$

Le travail mécanique à fournir au compresseur serait :

$$P_m = m_{\text{sol conc}}(h_2 - h_1) \quad \text{III-12}$$

AN:

$$P_m = 50 \cdot (677 - 638,9) = 1905 \text{ Kcal/h}$$

Nous avons vu précédemment que la chaleur nécessaire à l'opération était de 34945 Kcal/h.

La vapeur provenant du compresseur devrait donc être soutirée avec une enthalpie  $h_s$  tq :

$$(50(h_2 - h_s)) = 34945 \text{ Kcal/h} \quad \text{III-13}$$

Ce qui est évidemment absurde puisque  $h_2 < \frac{34945}{50}$  et que  $h_s \geq h_{1,100 \text{ °C}} = 110,1 \text{ Kcal/Kg}$ .

Un tel système ne peut donc pas fonctionner : il n'existe pas de température correspondante.

Il faudrait donc un appoint puisqu'au maximum, la vapeur issue du compresseur peut fournir :

$$m_{\text{sol conc}}(h_2 - h_{e_{100 \text{ °C}}}) = 50(677 - 110,1) = 28345 \text{ Kcal/h} \quad \text{III-14}$$

Il faut donc pour l'appoint un débit  $D_3$  tq :

$$535,9D_3 = 34945 - 28345 = 6600 \text{ Kcal/h}$$

III-15

$$D'où D_3 = 12,3 \text{ Kg/h}$$

- On peut envisager d'installer des échangeurs utilisant comme fluide de chauffage d'une part l'eau condensée à 110°C sous 2 atm sortant du serpentin et d'autre part la solution enrichie sortant à 100°C selon la figure III-5.

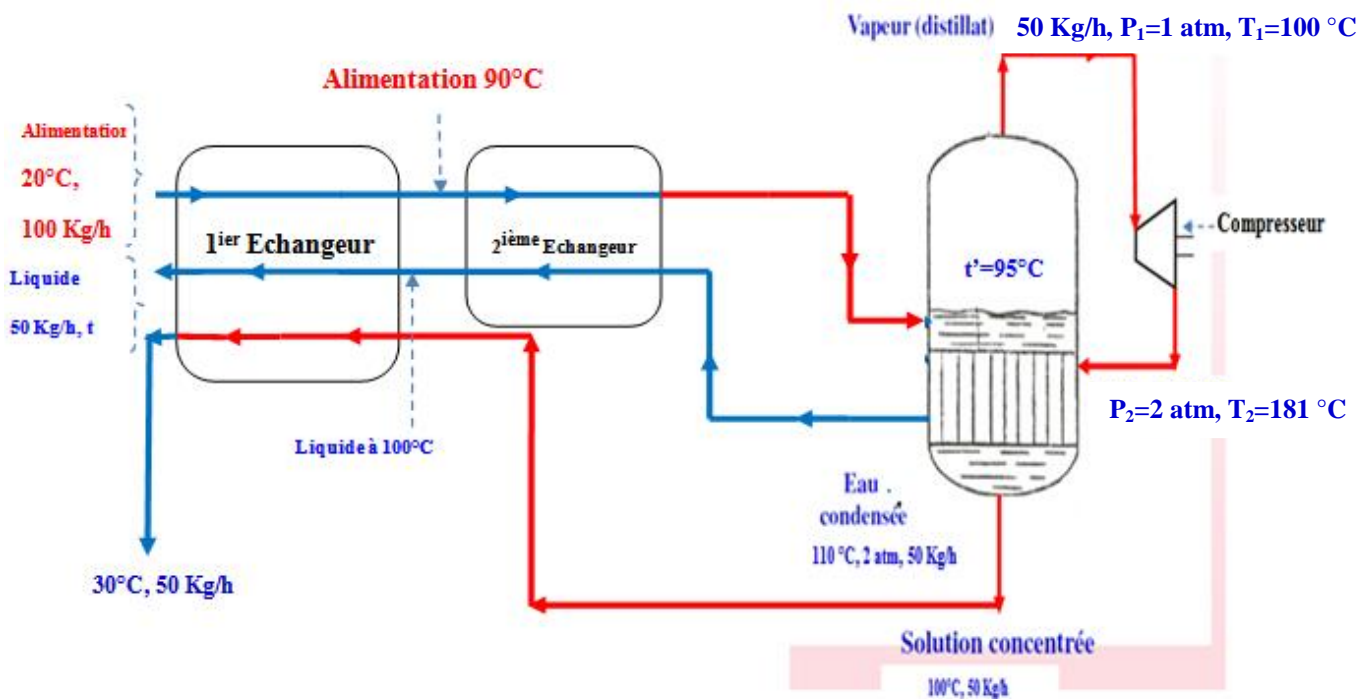


Figure III-5 : Evaporateur avec thermocompression et des échangeurs de chaleur

Comme nous avons vu ci-dessus, les 50 Kg/h de l'eau condensée à 100 °C peuvent chauffer le flux d'entrée de 100 Kg/h d'alimentation de 90 °C à 95 °C en sortant à 100°C .

Dans Le premier échangeur, on dispose donc de deux flux de 50 Kg/h de fluide à 100 °C qui peuvent chauffer l'alimentation de 20°C à 90°C en sortant aux alentours de 30°C .

La chaleur nécessaire au serpentin serait donc dans ce cas :

$$Q = m_a (h_{s_{100^\circ C}} - h_{s_{95^\circ C}}) + 50 L_V 100^\circ C$$

III-16

AN

$$Q=100(100-95)+50.538,9 = 27445 \text{ Kcal/h}$$

Nous avons vu précédemment qu'on dispose au niveau du serpentin de 28345 Kcal/h . Un tel système pourrait donc fonctionner sans appoint thermique en consommant uniquement 1905 Kcal/h d'énergie mécanique.

- Si le compresseur était accouplé à une turbine à vapeur de rendement isentropique 0,9 fonctionnant avec de la vapeur saturante à 2 atm , détendue jusqu'à 0,04 bar(Figure III-6) .

On calcule la consommation d'une telle turbine pour la comparer au débit de 50 Kg/h de vapeur nécessaire sans thermocompression.

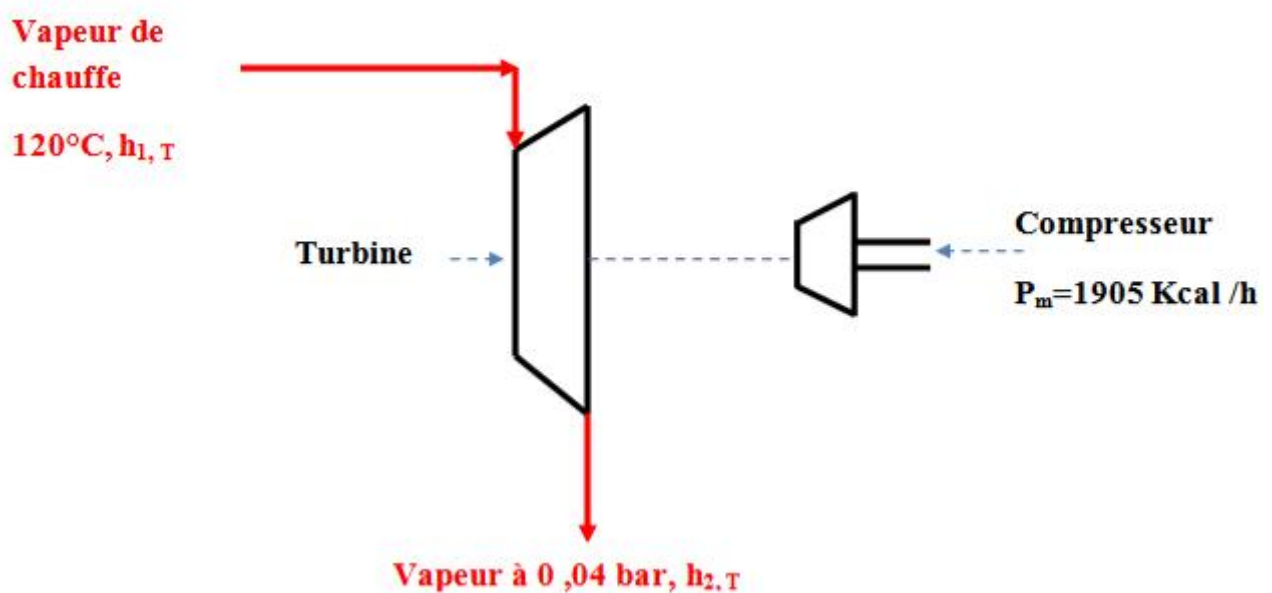


Figure III-6 : Compresseur de vapeur couplé à une turbine

Les caractéristiques de la vapeur à l'entrée de la turbine :

$$h_{1,T}=646 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$S_{1,T}=1,7018 \text{ Kcal/Kg.K.}$$

Si la turbine était isentropique, on aurait en sortie un mélange liquide vapeur à 28,7°C sous la pression de 0,04 et une entropie  $S_{1,T}=1,7018 \text{ Kcal/Kg.K.}$

Ce qui correspond à un titre en vapeur :

$$x = \frac{1,7018 - 0,0998}{2,0253 - 0,0998} = 0,83$$

Et donc à une enthalpie :

$$h_{2,T} = 28,7 + (0,83 \cdot 581,1) = 511 \text{ Kcal/Kg}$$

Avec un rendement isentropique de 0,9 l'enthalpie réelle  $h_{2,T}$  à la sortie de la turbine est telle que :

$$h_1 - h_2 = \eta(h_{1,T} - h_{2,T}) \quad \text{III-17}$$

$$h_1 - h_2 = 0,9(646-511) = 121 \text{ Kcal/Kg}$$

Le débit de vapeur nécessaire à la turbine  $D_T$  serait tel que :

$$121 D_T = 1905 \quad \text{III-18}$$

$$\text{Soit : } D_T = 15,8 \text{ Kg/h}$$

### III-5-COMPARAISON ET DISCUSSION DES RESULTATS

Le tableau suivant donne les valeurs de débit de vapeur de chauffage et la température de l'alimentation pour les différents procédés.

Procédé		Débit de vapeur de Chauffage [Kg/h]	Température d'alimentation [°C]	Quantité de chaleur à transmettre à l'alimentation par la vapeur de chauffe[Kcal/h]
1 <sup>er</sup> procédé		65,2	20	34945
2 <sup>ième</sup> procédé	Un seul échangeur	52,1	90	27945
	Deux échangeurs	51,1	95,2	-
3 <sup>ième</sup> procédé	Appoint	12,3	20	6600
	Avec turbine	15,8	-	-

Tableau III-2 : La consommation de débit de chauffage et la température d'alimentation pour les différents procédés.

On remarque que :

✚ Dans la 2<sup>ème</sup> procédé on a préchauffé l'alimentation dans un échangeur fonctionne avec la vapeur d'évaporation, on obtient une diminution de la consommation de vapeur de chauffage ( $D_2=52,1$  Kg/h) par rapport au simple chauffage tubulaire ( $D_1=65,2$  Kg/h) due au fait que le chauffage d'alimentation jusqu'à la température de  $90\text{ }^\circ\text{C}$  se fait en majeure partie par la vapeur d'évaporation.

Donc L'évaporation nécessite un apport thermique important, d'une part pour amener la solution à la température d'ébullition, puis pour assurer le transfert de phase.

✚ Dans la 3<sup>ème</sup> procédé On obtient une diminution de la consommation de vapeur de chauffage  $D_3=12,3$  Kg/h due au fait que la compression de la vapeur d'évaporation augmente la pression ( $P_2=2$  atm) qui en résulte entraîne en augmentation de sa température de condensation ( $T_2=181\text{ }^\circ\text{C}$ ) ce qui donne un apport d'énergie supplémentaire.

L'appoint  $D_3$  permettant de démarrer l'installation (préchauffage et mise à l'ébullition) avant démarrage du compresseur.

Donc dans un évaporateur à compression mécanique de la vapeur du solvant est recomprimée et recyclée de telle sorte qu'elle puisse être directement utilisée comme source d'énergie pour l'évaporateur se qui permet la réduction du besoin en vapeur de chauffage.

✚ La vapeur saturante admise dans la turbine est détendue de 2 bars jusqu'à 0,04 bars, l'abaissement de la pression favorise l'évaporation. Si la pression est faible elle pousse moins fort sur la surface libre du liquide. Les molécules du liquide auront plus de facilité à s'arracher de la surface libre du liquide.

## **CONCLUSION GENERALE**

La fabrication d'une grande variété de produits implique un passage par une opération de concentration où on doit utiliser un évaporateur.

Les évaporateurs sont utilisés dans le génie de procédés et dans l'industrie agroalimentaire pour l'augmentation de la concentration des solutions.

L'opération d'évaporation est coûteuse, pour cela on utilise la vapeur d'eau comme moyen pour faire évaporer un solvant qui, dans la plupart des cas, est encore de l'eau.

La partie calcul nous a permis de conclure qu'on peut produire avec de la vapeur une autre masse de vapeur, de sorte que le moyen le plus simple pour rendre l'opération économique est de réutiliser la vapeur produite.

On peut y parvenir par :

- ✚ Chauffage de l'alimentation par la vapeur d'évaporation en passant dans un échangeur ; le simple évaporateur aurait sa consommation de vapeur réduit de 20 %.
- ✚ Le système à compression mécanique de vapeur ; la consommation de vapeur réduite de 81,26 %.

Ainsi qu'à partir du bilan énergétique on conclut qu'on peut diminuer la consommation de vapeur par :

- ✚ Exploiter la température de l'eau condensée par un échangeur de chaleur liquide –liquide avec l'alimentation, c'est ainsi que l'on obtient un réchauffage maximale.
- ✚ Récupération de la chaleur de la solution concentrée, où on a intérêt à le refroidir pour réchauffer la solution d'alimentation.
- ✚ Détendue la vapeur saturante de 2 bars à 0,04 bars dans une turbine, la consommation de vapeur réduite par rapport au simple effet 75,73%.



**REFERENCES PUBLIOGRAPHIQUES**

- [1] : A .Storck / G.Grevillot ; Génie des procédés ; Edition Technique et Documentation ; Lavoisier Paris ;1993.
- [2] : M.Billy ; Introduction à la chimie analytique ; 3<sup>e</sup> édition ; Edition DUNOD Université ;BORDAS ;1975.
- [3]: Jean-Pierre Corriou ; Commande de procédés chimiques-réacteur et colonne de distillation ; Edition HERMES Science Publications ;Paris ;2001.
- [4]: Didier Ronze ; Introduction au génie des procédés ; Edition TEC et Doc ; Lavoisier Paris ;2008.
- [5]: V.A.Doro Chenko et M.Tebbal ; Transfert de chaleur lors de changements de phase ; Edition OFFICE DES PUBLICATIONS UNIVERSITAIRES ; 1 place centrale de Ben –Aknoun ;ALGER ;1992.
- [6] : Mohamed Amine Didi et Abdelhamid Elias ; Science et technologie des agents extractions organophosphores ; Edition Office Des Publications Universitaires ;1 place centrale de Ben – Aknoun ;ALGER ;1992.
- [7] : Lyes Khezzer ;Procédés de transfert de chaleur et de masse ; Edition Office Des Publications universitaires , 1 place centrale de Ben –Aknoun ;ALGER ; Réimpression 1995 .
- [8] : Jimmy L.Humphrey et George E .Keller ; Procédés de séparation –Techniques , sélection ,dimensionnement ; Edition Industrie Technique Dunod ; Paris ;2001.
- [9] : D.Defives et A.Ropey ; Transfert de matière –Efficacité des opérations de séparation du génie chimique ; Edition Technip ; 27 , Rue Ginoux ; Paris ; 1976.
- [10] : Jean-François Reynaud ; Concentration par évaporation et recompression mécanique de vapeur ; Collection de la Direction des Etudes et Recherches d'Electricité de France ;1984.
- [11] : M<sup>ELLE</sup> : Hasna Abderrahim ; Memoire de fin d'etudes en vue de l'obtention de diplôme d'ingénieur d'état ; Valorisation des gaz issus de la d'méthanisation après sa mise en service ; 2009 /2010.