

Université Mohamed Khider – Biskra
Faculté des Sciences et de la technologie
Département : Chimie Industrielle
Ref :



جامعة محمد خيضر بسكرة
كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم: كيمياء الصناعية
المرجع:

Support de cours



Opérations unitaires 2

Humidification- Séchage-Evaporation-Cristallisation

Présentée par :
Dr.LAIADI Djemoui

Année universitaire 2024-2025

Préface

Le principe fondamental de toute opération unitaire est la mise en contact des phases en présence pour assurer le développement de la réaction, le mécanisme, le transport matière, de chaleur et de quantités de mouvement qui ont lieu durant la chaîne de transformation ainsi que la séparation de constituants de mélange résultant

La démarche générale, adoptée pour toutes les opérations unitaires consiste en

- La recherche des données d'équilibre
- L'établissement de bilans de matière et d'énergie
- Le dimensionnement de l'installation.

Le présent ouvrage est le support écrit de cours opérations unitaires 2, destiné aux étudiants de la première année Master en génie chimique.

Le cours comprend quatre chapitres, chaque chapitre contient une explication et l'application des principes fondamentaux de la thermodynamique et de phénomène de transfert pour comprendre les opérations unitaires suivantes :

- Humidification
- Séchage
- Evaporation
- Cristallisation

A la fin de cet ouvrage, des exercices d'application pour chaque chapitre ont été proposés

D.Laiadi
Département chimie industrielle
Université de Biskra

TABLE DES MATIERES

Préface

Chapitre I : Humidification

I.1 Généralité et définition	01
I.2 Air humide	01
I.2.1 Constituants de l'air	01
I.2.2 Equilibre liquide –vapeur	02
I.3 Caractéristique de l'air humide	03
I.3.1 Température de saturation adiabatique	07
I.3.2 Température Humide	08
I.3.3 Diagramme de l'air humide	11
I.4 Théorie et calcul des processus d'humidification	15
I.4.1 Equations fondamentales	16
I.4.2 Refroidissement de l'eau par l'air (tour de refroidissement)	18
I.4.3 Déshumidification et refroidissement d'un gaz humide	25
I.4.4 Humidification de gaz avec recyclage	26
I.5 Équipement	28
I.5.1 Tours atmosphérique	29
I.5.2 Tours de refroidissement à tirage naturel	29
I.5.3 Tours de refroidissement à tirage mécanique	30
I.5.4 Classification par le courant d'air	31
a. Tours de refroidissement à contre-courant	31
b. Tours de refroidissement à courant croisé	32

Chapitre II: Séchage

II.1 Généralité et Définition	33
II.1.1. Principes physiques du séchage	33
II.1.2 Description du solide humide	34
II-2 Equilibres de séchage	35
II.3 Terminologies importantes	37
II.4 Cinétique du séchage	39
II.4.1 Temps de séchage	41
II.5 Equipements de Séchage	43
II.5.1 Séchage direct ou par convection	44
II.5.1.1 Sécheurs discontinu	44
II.5.1.2 Sécheurs continu	45
II.5.2 Séchage par contact indirect ou par conduction	46
II.5.2.1 Sécheurs discontinu	47
II.5.2.2 Sécheurs continu	47
II.5.2.3 Lyophilisation (Freeze Drying)	48
II.5.3 Séchage par rayonnement	49
II.5.4 Séchage par pertes diélectriques	49

II.5.5 Sécheurs par traversée de la couche de produit par l'air de séchage	50
II.6 Calcul de séchage	52
II.6.1 Séchage à circulation transversal (à circulation parallèle)	52
II.6.2 Séchage dans un Lit fixe	56
II.6.3 Sécheur contenu à contre courant	60
II.7 Choix du procédé de séchage	61
Chapitre III : Evaporation	
III.1 Généralités et définitions	62
III.2 Principe de l'évaporation	63
III.3 Facteurs principaux influençant l'évaporation	63
III.4 Transfert de chaleur dans les évaporateurs	65
III.4.1 coefficient global de transfert de chaleur	65
III.4.2 Écarts de température	66
III.5 Calcul des évaporateurs	68
III.5.1 Évaporation à simple effet	68
III.5.1.1 L'effet de la chaleur de dilution	70
III.5.2. Évaporateurs à multiple effets	74
III.5.3 Evaporation à compression de vapeur	78
III.6 Classification des évaporateurs	87
III.6.1 Évaporateurs naturels	87
III.6.2 Évaporateurs à double enveloppe ou à serpentins	87
III.6.3 Evaporateur à tubes horizontaux	88
III.6.4 Evaporateur à Tubes verticaux courts	88
III.6.5 Evaporateur à Tubes verticaux longs	89
III.6.6 Évaporateurs à circulation forcée	90
III.6.7 Évaporateurs à film agité	91
III.7 Choix du type d'évaporateur	92
Chapitre IV : Cristallisation	
IV.1 Introduction	93
IV.2 Principales définitions de la cristallisation	93
IV.3 Types de géométrie cristalline	94
IV.4 Equilibre liquide-solide	95
IV.4.1 Définition	95
IV.4.2 Formes les plus courantes de diagrammes de phases	96
IV.4.3 Effet de la température sur la solubilité	97
IV.5 Mécanisme de formation de cristaux	98
IV.5.1 La sursaturation	98
IV.5.2 La germination ou la nucléation	101
IV.5.3 La croissance	104
IV.6 Mode de cristallisation et choix de la méthode	106
IV.6.1 Bilans matière	106
IV.6.2 Bilan de chaleur de la cristallisation	108
IV.7 Facteurs Influent sur la cristallisation	110
IV.8 Appareillage	111

IV.8.1 Fonctionnement discontinu	111
IV.8.2 Fonctionnement en continu	112
IV.9 Choix du procédé de cristallisation	115
Références Bibliographiques	116
Exercices supplémentaire	117
Annexe	

Chapitre 1

HUMIDIFICATION

I.1 Généralité et définition

Les opérations d'humidification impliquent un transfert simultané de matière et de chaleur entre une phase liquide pure et un gaz insoluble dans le liquide. La matière transférée entre les phases est la substance constituant la phase liquide, qui se vaporise ou se condense.

Ces opérations sont quelque peu plus simples que celles de l'opération d'absorption et de strippage, car le liquide ne contient qu'un seul composant, c'est à dire il n'y a pas de gradients de concentration et aucune résistance au transfert dans la phase liquide.

Le processus d'humidification est très important dans l'industrie pétrochimique car il permet le conditionnement des gaz ou le refroidissement des liquides qui sont applicables à tout système gaz-liquide, le système air-eau est le plus utilisé dans l'industriel en raison de sa rentabilité et de son faible coût de fonctionnement.

Le contact air-eau est fréquemment connu sous le nom d'humidification et le contact air-eau est appliqué dans quatre domaines principaux comme suit :

- **Humidification:** Il est utilisé pour produire un air humide avec un taux d'humidité spécifique, comme requis pour certains processus comme le séchage de solide dans les conditions contrôlées.
- **Déshumidification:** Ceci est couramment utilisé dans la climatisation. L'air chaud humide est déshumidifié par contact avec l'eau à une température plus basse.
- **Refroidissement de l'eau:** l'eau chaude des refroidisseurs ou des condenseurs est refroidie par contact avec l'air avant d'être réutilisée. Le refroidissement de l'eau par l'air est le procédé le plus largement utilisé dans l'industrie pétrochimie.
- **Refroidissement de gaz:** un flux d'air chaud peut être refroidi en le mettant en contact avec de l'eau.

Le refroidissement de l'eau par l'air est la plus importante des opérations d'humidification.

I.2 Air humide

I.2.1 Constituants de l'air

L'air que nous respirons est un mélange d'air sec, de vapeur d'eau et des polluants : c'est l'air humide pollué. On considère :

- **L'air sec :** air pur totalement dépourvu d'humidité et sein de tout polluant. Il est composé d'un certain nombre de gaz dont l'azote et l'oxygène occupent la grande partie (78% N₂ et 21% O₂) et moins de 1 % d'autres gaz comme l'argon et le dioxyde de carbone.
- **L'air humide :** c'est un mélange d'air sec et de vapeur d'eau sans aucun polluant. L'humidité de l'air se présente sous forme de vapeur d'eau, de gouttelettes d'eau en suspension dans l'air (brume, brouillard, pluie) et de particules de glace (givre ou neige).
- **L'air humide pollué :** air humide contenant des polluants. Les polluants sont divers, on gardera essentiellement la poussière, les micro-organismes (virus, les bactéries, les acariens,...), fumées (tabac, ...), les odeurs.

I.2.2 Equilibre liquide –vapeur

a. Lois de gaz parfait

On considère que l'humidité est essentiellement constituée par la vapeur d'eau, L'air humide (air sec + la vapeur d'eau) se comporte comme un gaz parfait :

$$PV = nRT$$

L'application de la loi des gaz parfaits à l'air sec et a la vapeur d'eau donne :

- Pour l'air sec (as) : $P_{as}V = n_{as}RT = \frac{m_{as}}{M_{as}}RT$
- Pour la vapeur d'eau (v) : $P_vV = n_vRT = \frac{m_v}{M_v}RT$

Selon loi de Dalton : la pression totale d'un mélange de gaz parfaits est égale a la somme des pressions partielles des différents gaz, considère chacun comme occupant le volume total (V) du mélange a la température considérée (T).

$$P = P_{as} + P_v$$

avec :

P_{as} est la pression partielle de l'air sec [Pa]

P_v est la pression partielle de la vapeur d'eau [Pa]

P est la pression totale de l'air humide [Pa]

m_{as} est la masse de l'air sec [Kg] et M_{as} est la masse molaire de l'air sec [$M_{as} = 28.97 \frac{Kg}{Kmol}$]

m_v est la masse de la vapeur d'eau [Kg] et M_v est la masse molaire de la vapeur d'eau [$M_v = 18.02 \frac{Kg}{Kmol}$]

R est la constante universelle des gaz parfaits. $R = 8.31432 \frac{J}{mol.K}$

b. La pression de vapeur saturante

A une température donnée et constante, si l'on augmente la quantité d'humidité m_v , la pression partielle de vapeur d'eau P_v croit jusqu'à une valeur maximale P_s appelée pression de vapeur saturante. A cette valeur, l'air humide est saturé, c'est-à-dire qu'il est impossible, a cette température, de vaporiser une quantité d'eau supplémentaire. En effet, toute addition d'eau ou de vapeur conduirait à la condensation instantanée de cette vapeur. A la saturation, la masse de la vapeur d'eau présente dans le volume d'air V est alors maximale.

La pression de saturation P_s dépend de la température. On peut retrouver cette relation dans des tableaux, des abaques ou des logiciels. On peut aussi calculer la pression de saturation en fonction de la température à l'aide des équations empiriques. Antoine a proposé la relation empirique suivante :

$$\ln P_s = A - \frac{B}{T + C}$$

Avec A , B et C sont des constantes d'Antoine pour l'eau.

c. Courbe de saturation

La courbe de saturation permet de partager le plan (T, P_s) en deux domaines bien distincts :

- Un domaine en dessous de la courbe de saturation, dans le quel la pression de vapeur est inférieure à la pression de vapeur saturante $P_v < P_s$ à une température donnée. Dans ce cas, l'air peut encore absorber de l'eau sous forme de vapeur. C'est le domaine de la vapeur d'eau non saturante.
- Un domaine au-dessus de la courbe de saturation, dans le quel la pression partielle de vapeur est constante $P_v = P_s$ à une température donnée. C'est le domaine de la vapeur d'eau sursaturée. Dans ce cas, l'air ne peut plus absorber de l'eau sous forme de vapeur. Dans ce domaine, on se trouve en présence d'eau liquide pour des températures positives : c'est la zone de brouillard. quand les températures sont négatives l'eau se trouve en état solide : c'est la zone de brouillard givrant ou neige.

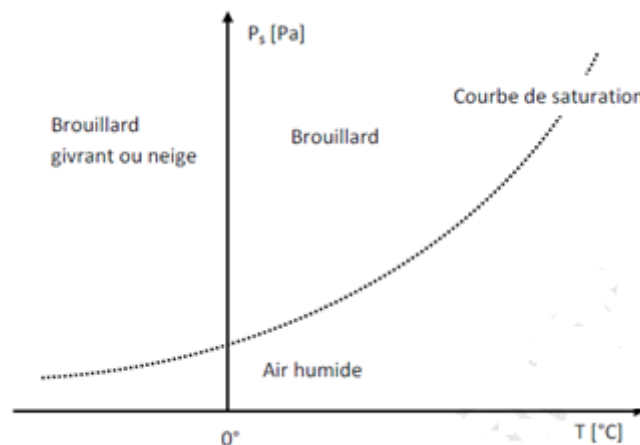


Figure I.1 : Courbe de saturation de l'air humide

I.3 Caractéristique de l'air humide

Les trois quantités les plus importantes, la température, l'humidité et l'enthalpie, sont des terminologies essentielles pour traiter l'humidification.

a. La température sèche T_g [°C] : C'est la température indiquée par un thermomètre ordinaire à l'abri du rayonnement solaire. C'est la température ambiante, elle est mesurée par un thermomètre à bulbe séché agité dans l'air.

b. Humidité relative R_H : est le rapport entre la pression partielle de la vapeur d'eau (P_v) dans l'air à une température donnée et la pression de vapeur saturante de l'eau pur (P_s) à la même température.

$$R_H(\%) = \frac{P_v}{P_s} \cdot 100$$

L'humidité relative est comprise entre 0 et 100% :

- Si ($R_H = 0\%$) : l'air est absolument sec ($m_v = 0$).
- Si ($R_H = 100\%$) : l'air est saturé ($m_v = m_{as}$).
- Si ($0 < R_H < 100$) : l'air est insaturé.

L'humidité relative est aussi connue sous le nom de pourcentage d'humidité relative ou de saturation relative. L'humidité relative ne donne pas explicitement le taux d'humidité d'un gaz, mais donne le degré de saturation du gaz à une température donnée.

c. Humidité absolue (Y'): est la masse de la vapeur d'eau par unité de la masse de gaz sec (air sec). Elle est mesurée directement le taux d'humidité d'un gaz et parfois appelée «humidité de Grosvenor» d'après le nom de l'inventeur..

$$Y' = \frac{m_v}{m_{as}} \frac{\text{Kg d'eau}}{\text{Kg d'air sec}}$$

Lois de gaz parfait :

- Pour l'air sec (as) : $P_{as}V = n_{as}RT = \frac{m_{as}}{M_{as}}RT \Rightarrow m_{as} = \frac{P_{as} \cdot V \cdot M_{as}}{RT}$
- Pour la vapeur d'eau (v) : $P_vV = n_vRT = \frac{m_v}{M_v}RT \Rightarrow m_v = \frac{P_v \cdot V \cdot M_v}{RT}$

Donc :

$$Y' = \frac{m_v}{m_{as}} = \frac{P_v \cdot M_v}{P_{as} \cdot M_{as}}$$

Lois de Dalton : $P = P_{as} + P_v \Rightarrow P_{as} = P - P_v$

L'humidité absolue devient :

$$Y' = \frac{P_v}{P - P_v} \cdot \alpha ; \text{ tel que } \alpha = \frac{M_v}{M_{as}} = \frac{18.02}{28.97} = 0.622$$

Avec :

P_v : est la pression partielle de la vapeur d'eau.

P : est la pression totale de l'air humide.

L'humidité absolue molaire (Y) est définie par :

$$Y = \frac{P_v}{P - P_v} \cdot \frac{\text{mol d'eau}}{\text{mol air sec}}$$

D'après les définitions de l'humidité absolue et de l'humidité absolue molaire,

$$Y' = Y \cdot \alpha$$

Exemple 1 : On mesure dans l'air ambiant (1atm, 25°C) une humidité relative de 65%. La pression de saturation de l'eau, en fonction de la température, est donnée par :

$$\ln P_s = 23.1964 - \frac{3816.44}{T - 46.13}$$

(avec T en K et P_s en Pa)

Calculer l'humidité absolue ainsi que la fraction molaire de la vapeur d'eau dans cet air.

Solution : on a $R_H=0.65$, $P=1\text{atm}=1.01325 \cdot 10^5 \text{ Pa}$, $T_g=25^\circ\text{C}=298.15 \text{ K}$

$$\text{Humidité absolue : } Y' = \frac{P_v}{P - P_v} \cdot \alpha$$

$$\text{Humidité relative : } R_H = \frac{P_v}{P_s} \Rightarrow P_v = R_H \cdot P_s$$

$$P_s = \exp\left(23.1964 - \frac{3816.44}{T_g - 46.13}\right) = 3.1432 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$\Rightarrow P_v = 0.65 \cdot 3.1432 \cdot 10^3 = 2.0431 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$\text{Humidité absolue : } Y' = \frac{2.0431 \cdot 10^3}{1.01325 \cdot 10^5 - 2.0431 \cdot 10^3} \cdot 0.622 = 0.0128 \frac{\text{Kg d'eau}}{\text{Kg air sec}}$$

$$\text{Humidité absolue molaire : } Y' = Y \cdot \alpha \Rightarrow Y = \frac{Y'}{\alpha} = \frac{0.0128}{0.622} = 0.0206 \frac{\text{mol d'eau}}{\text{mol air sec}}$$

$$\text{Fraction molaire de la vapeur dans l'air est par lois de Dalton : } P_v = y_v \cdot P \Rightarrow y_v = \frac{P_v}{P} = 0.0202$$

$$\text{Ou } y_v = \frac{Y'}{Y' + \alpha} = \frac{0.0128}{0.0128 + 0.622} = 0.0202$$

d-Pourcentage d'humidité (P_H): C'est le rapport de l'humidité absolue sur l'humidité saturée à la même température et pression. Il est exprimé en pourcentage(%).

$$P_H(\%) = \frac{Y'}{Y'_s} \cdot 100$$

Avec Y' est l'humidité absolue

Y'_s est l'humidité saturée et définit comme :

$$Y' = \frac{P_s}{P - P_s} \cdot \alpha$$

Et P_s est la pression de saturation de l'eau pure à T_g .

e. Température de rosée (T_R °C) : Le point de rosée est défini comme la température à laquelle un mélange vapeur-gaz devient saturé ($R_H=100\%$) lorsqu'il est refroidi à une humidité absolue

constante. A la température de rosée, la pression partielle de la vapeur dans le mélange devient égale à la pression de saturation du liquide pure ($P_v = P_s$). Le point de rosée est toujours inférieur à la température de bulbe sec (T_g) du gaz, sauf à la saturation les deux deviennent égales.

La connaissance de la température de rosée est très importante, car elle permet de prévoir les risques de condensation.

Exemple 2 : - Calculer la température de rosée de l'exemple précédent.

A la température de rosée :

$$R_H = \frac{P_v}{P_s} = 100\% = 1 \Rightarrow P_v = P_s = \exp\left(23.1964 - \frac{3816.44}{T_R - 46.13}\right) = 2.0431 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

Donc : $T_R = 290.1792 \text{ K}$

f. Chaleur humide (C_H) : La chaleur humide est définie comme la somme de la chaleur spécifique du gaz sec et de la chaleur spécifique de la vapeur dans le gaz multipliée par l'humidité absolue.

Pour un système air-eau, à la température et pression ordinaires :

$$C_H = C_{as} + Y' \cdot C_v \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg air sec} \cdot \text{K}} \right]$$

Avec

C_{as} : est la chaleur spécifique de l'air sec et $C_{as} = 1.005 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg K}}$

C_v : est la chaleur spécifique de la vapeur d'eau et $C_v = 1.88 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg K}}$

La chaleur humide de l'air humide peut être exprimée :

$$C_H = 1.005 + Y' \cdot 1.88$$

g. Enthalpie humide (H') : L'enthalpie d'un mélange vapeur-gaz est la somme des enthalpies du gaz sec et de la vapeur dans le gaz. Pour un système air-eau, L'enthalpie l'air humide par unité de la masse de l'air sec est donnée par :

$$H' = C_H \cdot (T_g - T_0) + Y' \cdot \lambda_0 \left[\frac{\text{KJ}}{\text{Kg air sec}} \right]$$

où λ_0 est la chaleur latente de vaporisation de l'eau à $T_0 = 0^\circ\text{C}$, $\lambda_0 = 500 \text{ kJ / Kg}$.

Le principe de base de cette équation est schématisé sur la figure suivante :

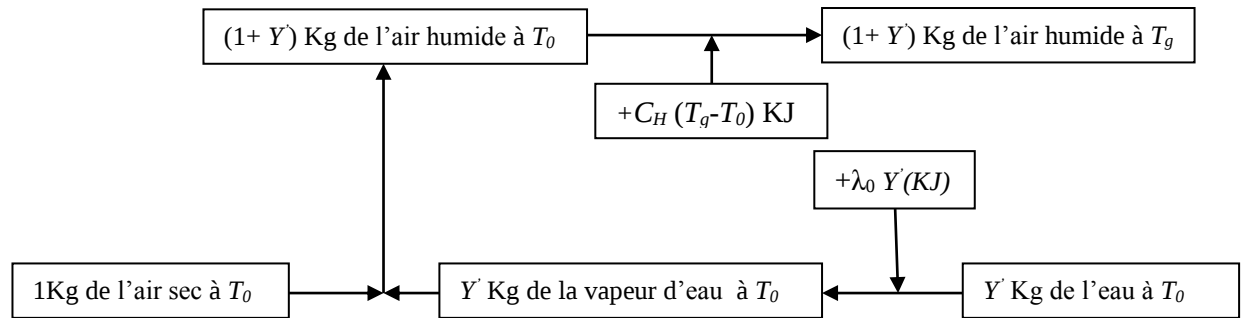


Figure I.2 : Principe de base de l'enthalpie humide

h. Volume humide (V_H) : est défini comme le volume par unité de masse de d'air sec (m^3/Kg air sec) accompagné de la vapeur d'eau à une température et une pression données. Le volume humide peut être calculé à partir de l'équation suivante en supposant que le mélange a un comportement de gaz idéal (volume de 1 kmol de gaz à 1 atm et 0 ° C égale 22.4 m^3)

$$V_H = \left(\frac{1}{M_{as}} + \frac{Y'}{M_v} \right) \cdot 22.4 \cdot \frac{T_g + 273.15}{273.15} \cdot \frac{1}{P} \text{ en } \frac{m^3}{Kg \text{ air sec}}$$

Où T_g : est la température sec en °C et P : est la pression totale en atm

I.3.1 Température de saturation adiabatique

C'est une quantité importante par dans l'opération de l'humidification. Le schéma de la saturation adiabatique de l'air par l'eau est illustré à la figure I.3.

L'eau est pulvérisée en continu dans la chambre d'humidification adiabatique à travers le tuyau de pulvérisation. L'eau au fond de la chambre est recirculée avec une pompe. Un flux d'air pénètre en continu la chambre et est mis en contact intime avec l'eau pulvérisée.

Le courant d'air atteint l'équilibre thermique avec l'eau à la température T_{SA} et est également saturé par la vapeur d'eau à cette température. Une petite quantité d'eau à la température T_{SA} peut être alimentée en continu afin de compenser la perte de vaporisation de l'eau. La température T_{SA} atteinte par l'air (qui est la même que la température de l'eau) est appelée la température de saturation adiabatique.

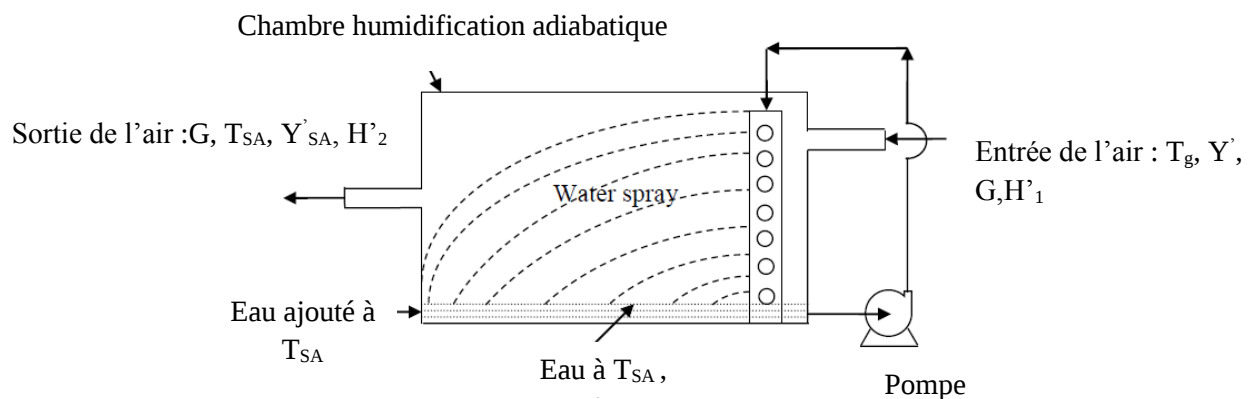


Figure I.3 : Représentation schématique de la saturation adiabatique de l'air.

On suppose que, λ_{SA} est la chaleur latente de vaporisation à T_{SA} , Y'_{SA} est l'humidité saturée à T_{SA} et L et G sont les débits de l'eau et l'air sec.

Bilan de matière pour l'eau est :

$$L = G(Y'_{SA} - Y')$$

Le bilan énergétique de la chambre d'humidification est :

$$L \cdot H'_L + G \cdot H'_1 = G \cdot H'_2 \Rightarrow (Y'_{SA} - Y')H'_L + H'_1 = H'_2$$

Où H'_L est l'enthalpie massique de l'eau : $H'_L = C_{pL}(T_{SA} - T_0)$

H'_1 est l'enthalpie massique de l'air à l'entrée : $H'_1 = C_{H1}(T_g - T_0) + Y'\lambda_0$

H'_2 est l'enthalpie massique de l'air à la sortie : $H'_2 = C_{H2}(T_{SA} - T_0) + Y'_{SA}\lambda_0$

Avec $C_{H1} = C_{as} + Y' \cdot C_v$ et $C_{H2} = C_{as} + Y'_{SA} \cdot C_v$

L'équation du bilan énergétique devient :

$$(Y'_{SA} - Y')C_{pL}(T_{SA} - T_0) + C_{H1}(T_g - T_0) + Y'\lambda_0 = C_{H2}(T_{SA} - T_0) + Y'_{SA}\lambda_0$$

$$\begin{aligned} (Y'_{SA} - Y')C_{pL}(T_{SA} - T_0) + (C_{as} + Y' \cdot C_v)(T_g - T_0) + Y'\lambda_0 \\ = (C_{as} + Y'_{SA} \cdot C_v)(T_{SA} - T_0) + Y'_{SA}\lambda_0 \end{aligned}$$

En soustrayant $Y' \cdot C_v \cdot T_{SA}$ des deux côtés, on obtient :

$$(C_{as} + Y' \cdot C_v)(T_g - T_{SA}) = (Y'_{SA} - Y')[C_v(T_{SA} - T_0) + \lambda_0 - C_{pL}(T_{SA} - T_0)]$$

$$C_H(T_g - T_{SA}) = (Y'_{SA} - Y')[C_v(T_{SA} - T_0) + \lambda_0 - C_{pL}(T_{SA} - T_0)]$$

On peut montrer que la quantité entre parenthèses dans cette équation est la chaleur latente de vaporisation de l'eau à la température T_{SA} , λ_{SA} , Par conséquent :

$$C_H(T_g - T_{SA}) = (Y'_{SA} - Y') \cdot \lambda_{SA}$$

$$\Rightarrow T_g - T_{SA} = (Y'_{SA} - Y') \cdot \frac{\lambda_{SA}}{C_H}$$

Cette équation peut être utilisée pour tracer des courbes de T_g en fonction de Y' pour un ensemble des données de valeurs de T_{SA} et λ_{SA} . Chaque courbe est connue sous le nom de courbe de saturation adiabatique.

I.3.2 Température Humide

La température de bulbe humide est la température à l'état d'équilibre atteinte par une petite quantité de liquide s'évaporant dans un flux de gaz insaturé.

Dans des conditions contrôlées, il peut être utilisé pour mesurer l'humidité du gaz. A cet effet, la température est la température indiquée par un thermomètre à bulbe humide (entouré par un

coton mouille) place dans un courant de gaz insaturé. Le passage de gaz non saturé sur le coton mouille du thermomètre provoque une évaporation partielle du liquide et, par conséquent, un refroidissement du bulbe du thermomètre humide. La température indiquée par ce thermomètre c'est la température humide, qui est inférieure à la température du gaz sec (T_g), lorsque le gaz est saturé les deux températures sont identiques ($T_H = T_g$)

Considérez une goutte de liquide immergé dans un flux de gaz insaturé par la vapeur de liquide. Si le liquide est à la température supérieure au point de rosée du gaz, la pression de vapeur du liquide sera plus élevée à la surface de la goutte que la pression partielle de la vapeur dans le gaz, alors le liquide s'évaporé et se diffuse dans le gaz.

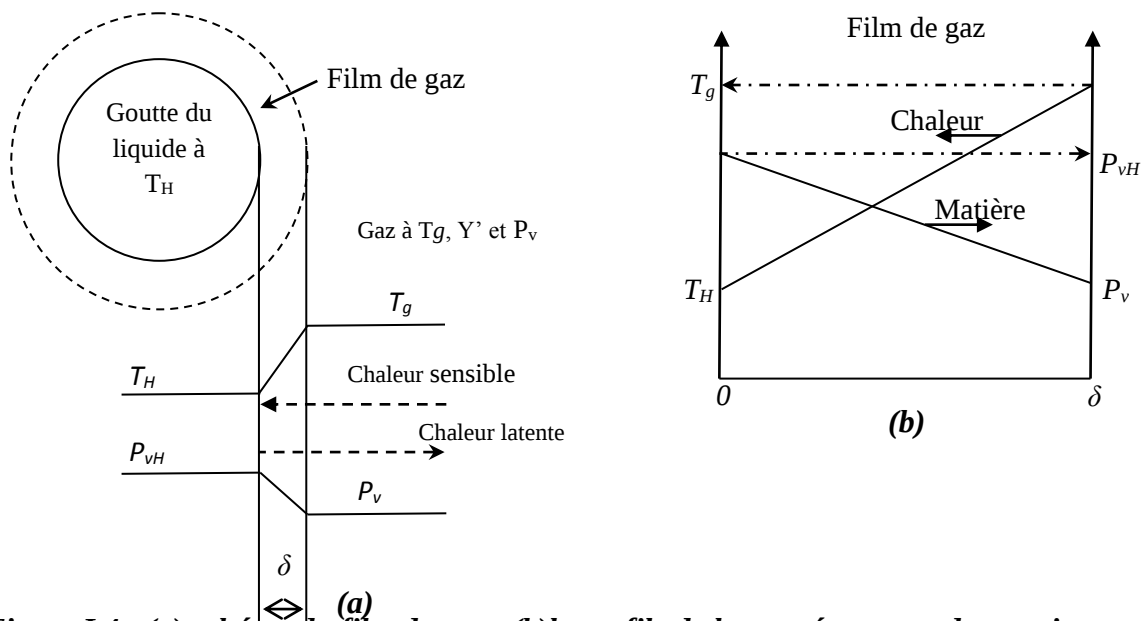


Figure I.4 : (a) schéma du film de gaz ; (b) le profile de la température et de pression partielle de la vapeur dans le film de gaz

La chaleur latente nécessaire pour l'évaporation est fournie par le gaz environnant par transfert de chaleur par convection vers la goutte de liquide. La température de la goutte diminue avec le temps et ainsi que la pression de vapeur de liquide dans la goutte diminue, qui est provoqué une réduction de la force motrice de la pression partielle dans le film de gaz.

À l'état d'équilibre; le flux de chaleur de gaz ambiant vers le liquide est égal à la chaleur latente de vaporisation et la température du liquide devient constante. Cette température de la goutte est la température du bulbe humide.

Le processus de bulbe humide présente des phénomènes simultanés de transfert de chaleur et de matière, le flux de chaleur total à l'interface est :

$$q_t = q + \lambda_v N_v + \lambda_g N_g$$

Avec

q est le flux de chaleur par convection, il est donné par la formule suivante :

$$q = h_g (T_g - T_H)$$

où h_g est le coefficient de transfert de chaleur par convection.

N_g est le flux de transfert de matière du gaz vers le liquide, $N_g = 0$, car le gaz est insoluble dans le liquide

N_v est le flux de transfert matière du liquide vers le gaz, leur équation est :

$$N_v = k_g(P_v - P_{vH}) = k_Y(Y' - Y_H')$$

k_g et k_Y sont des coefficients de transfert de matière partiel exprimés en termes de pression et en termes d'humidité.

Y_H' est humidité absolue à T_H

λ_v est la chaleur latente de vaporisation du liquide à T_H , on peut écrire $\lambda_v = \lambda_H$

Dans certains cas, lorsque le transfert de masse dans le fluide est dans la direction opposée au transfert de chaleur sensible, il est possible que la masse diffusante transporte de l'énergie dans le fluide aussi rapidement qu'elle est libérée, auquel cas $q_r = 0$

A l'équilibre, $q_t = 0$, car le flux de transfert de matière est dans la direction opposée au transfert de chaleur, on obtient :

$$h_g(T_g - T_H) = \lambda_H k_Y(Y_H' - Y')$$

$$(T_g - T_H) = \frac{\lambda_H(Y_H' - Y')}{h_g/k_Y}$$

La quantité $T_g - T_H$ est connue sous le nom de dépression du bulbe humide.

Cette équation est couramment utilisée pour calculer la température du bulbe humide si h_g et k_Y sont connus ou estimés à l'aide d'une corrélation appropriée. Henry et Epstein (1970) ont été montré que :

$$\frac{h_g}{k_Y \cdot C_H} = \left(\frac{Sc}{Pr}\right)^{0.567} = Le^{0.567}$$

Avec $Sc = \frac{\mu}{\rho \cdot D_{AB}}$ est le nombre de Schmidt.

$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k}$ est le nombre de Prandtl. Pour un mélange dilué d'un vapeur dans l'air, $Pr = 0.707$.

La corrélation suivante peut être utilisée pour estimer le rapport $\frac{h_g}{k_Y}$ pour n'importe quel système :

$$\frac{h_g}{k_Y} = 1.223 Sc^{0.567} \frac{KJ}{Kg K}$$

Pour un système air-eau, les données expérimentales indiquent que le rapport $\left(\frac{h_g}{k_Y}\right)$ est approximativement égal à 0.95 kJ / kg °C, qui est égale à la chaleur humide (C_H) de l'air humide

à des humidités modérées. Cela conduit à une corrélation très intéressante connue sous le nom de relation de Lewis :

$$\frac{h_g}{k_Y \cdot C_H} = 1 \Rightarrow \frac{h_g}{k_Y} = C_H$$

Donc, pour un system air-eau : $(T_g - T_H) = \frac{\lambda_H(Y'_H - Y)}{C_H}$

On peut montrer que, la température de saturation adiabatique et la température du bulbe humide d'un système air-eau sont presque égales ($T_R < T_{SA} = T_H < T_g$).

I.3.3 Diagramme de l'air humide

Les différentes caractéristiques de l'air humide (T_g , T_R , T_{SA} , R_H , Y' , H' et V_H) peuvent être représentées sur un diagramme unique appelé diagramme de l'air humide ou diagramme psychrométrique. Si deux de ces quantités sont connues, les cinq autres quantités peuvent être facilement obtenues à partir de ce tableau psychrométrique. Si deux de ces quantités sont connues, les autres quantités peuvent être facilement obtenues à partir du diagramme psychrométrique.

De nombreux diagrammes ont été proposés, Un diagramme pour un système air-eau à la pression atmosphérique est illustré à la figure I.5a. Il se présente de la façon suivante: en abscisse l'axe des différentes températures mesurées dans le domaine de l'air humide (température de l'air sec, température de rosée, température de saturation adiabatique), et en ordonnée l'axe de l'humidité absolue.

Le diagramme est préparé en utilisant les données expérimentales ou l'équation de la pression saturante de l'eau et la définition des caractéristiques de l'air humide.

La lecture du diagramme psychrométrique est illustrée sur une partie de ce diagramme (figure I.5b). La température de l'air sec et une autre quantité comme l'humidité absolue, l'humidité relative ou la température humide sont généralement utilisées pour spécifier l'état ou de l'air.

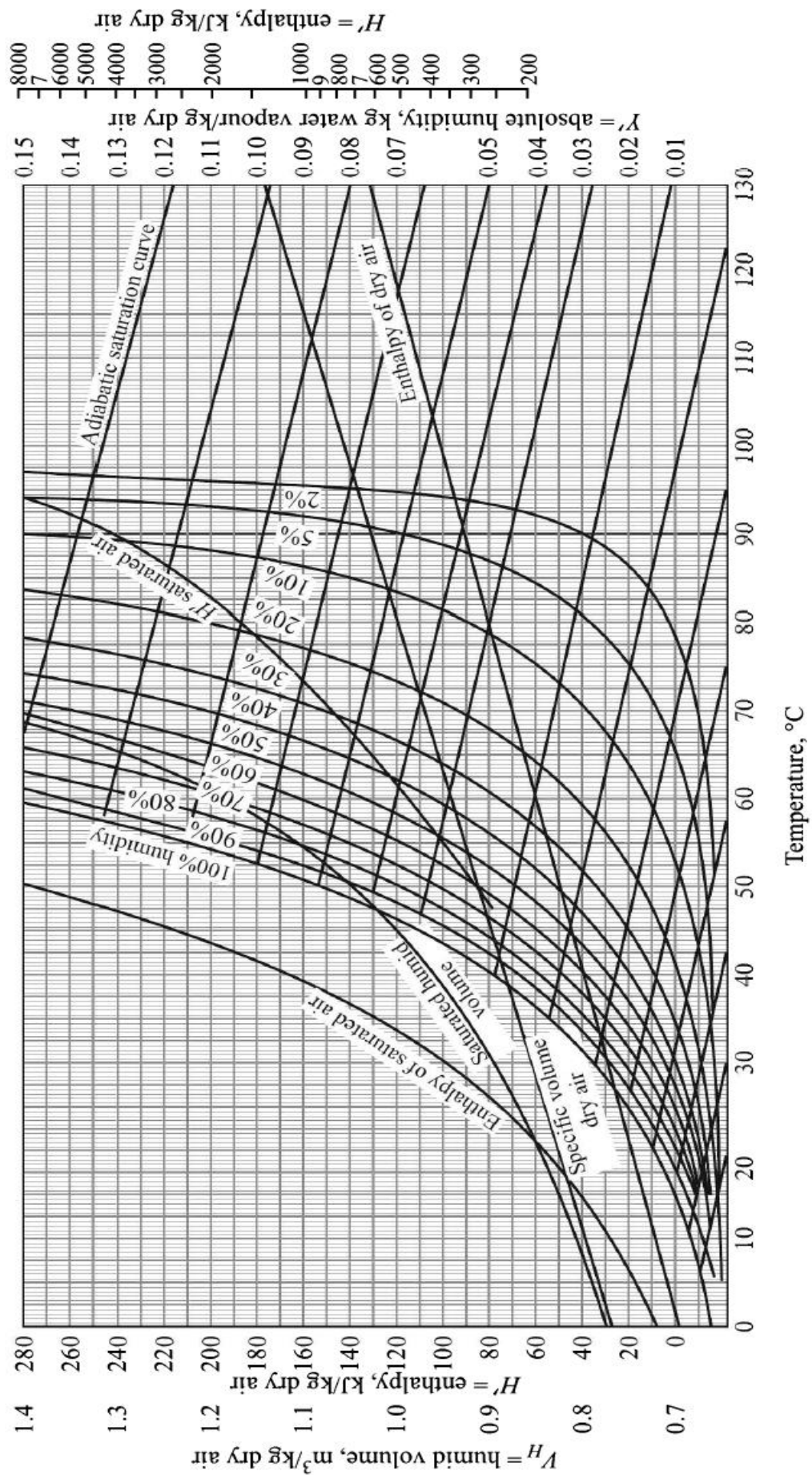


Figure I.5a : Diagramme psychrométrique pour un système air-eau à $P=1\text{atm}$

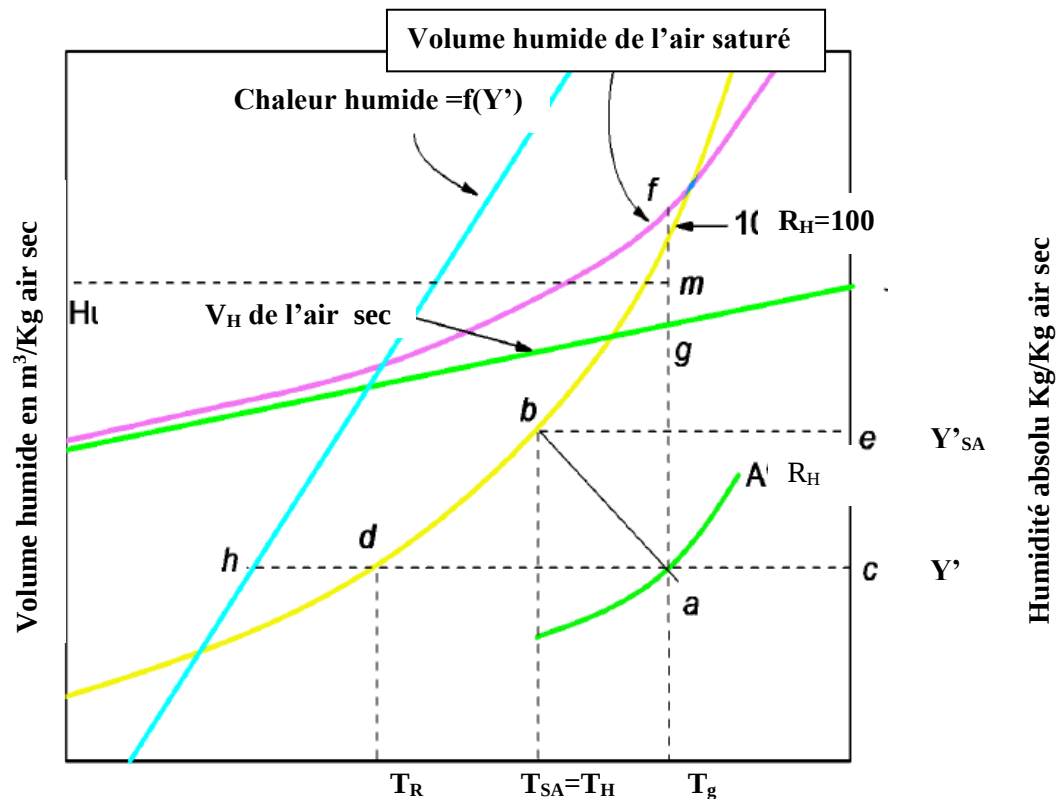


Figure I.5b: Lecture du diagramme psychrométrique

Un air humide à la température de l'air sec T_g et une humidité absolue Y' est représenté par le point **a**, qui est sur la courbe d'humidité relative $R_H\%$. Le point **c** indique l'humidité absolue Y' .

La courbe de saturation adiabatique passant par le point **a** est la ligne «**ab**».

La température de saturation adiabatique, T_{SA} est obtenue en traçant la ligne verticale à travers **b**, et son humidité absolue est donnée par le point **e**.

Pour le système air-eau, la température humide T_H est pratiquement égale à T_{SA} .

La température de rosée T_R est donnée par le point **d**.

Le volume humide d'air saturé à T_g correspond au point «**f**» et de l'air sec à T_g est montré par le point **g**. Le point **m** donne le volume humide et il est obtenu par interpolation entre **g** et **f**.

L'enthalpie de l'air humide est aussi obtenue à partir du diagramme de l'air humide par une technique similaire à celle du volume humide.

Exemple 3 : un air humide à $T_g=55^\circ\text{C}$ et humidité absolue égale à $0.03 \text{ Kg/Kg air sec}$ sous une pression atmosphérique.

1. Déterminer les propriétés psychrométriques de l'air humide.
2. Si 100 m^3 d'air humide est chauffé à 110°C , quel est la chaleur nécessaire.

On donne : $P_s=118 \text{ mmHg}$ à 55°C

Solution

1- Un mélange air-eau de cordonné ($T_g=55^\circ\text{C}$ et $Y'=0.03 \text{ Kg/Kg air sec}$) est situé sur le diagramme psychrométrique (figure I.5a), dont une version schématique est présentée sur la figure I.6.

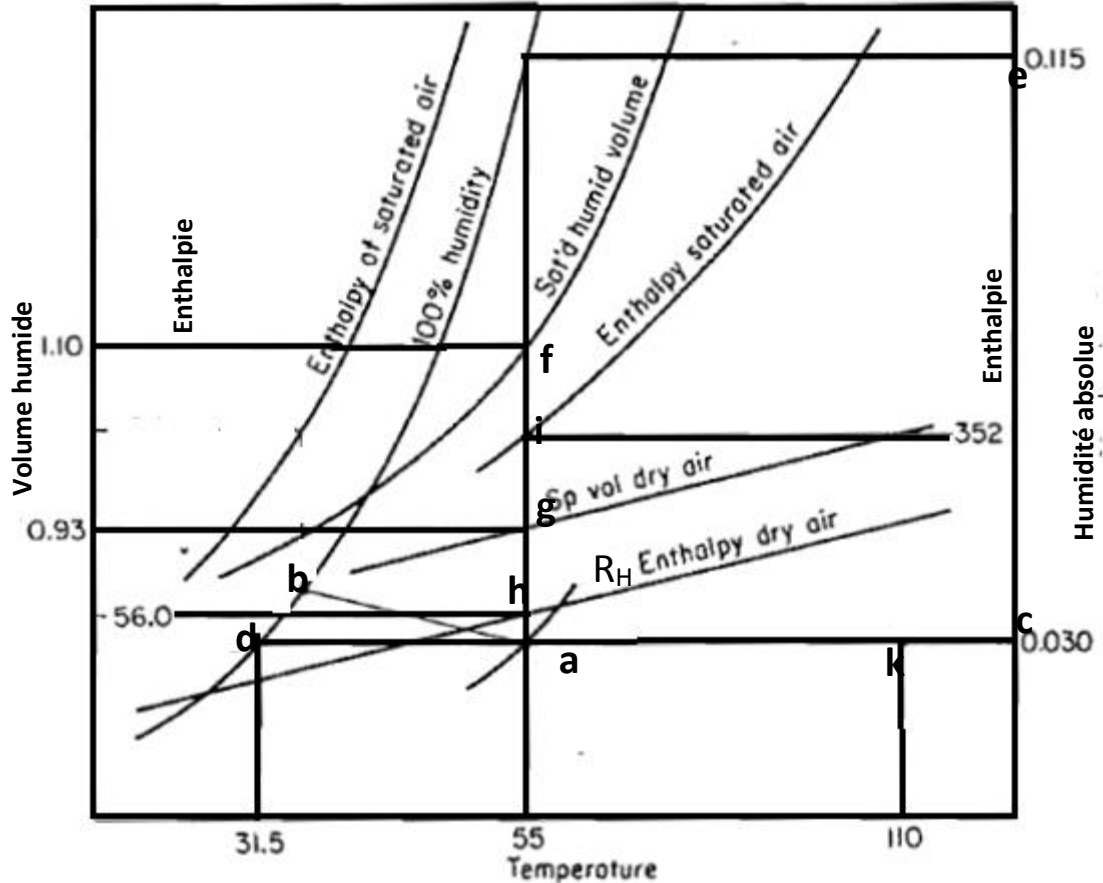


Figure I.6 : Solution de l'exemple 3

- Le point **a** est représenté notre mélange air-eau.
- Le point **e** : l'humidité absolue saturé à $T_g=55^\circ\text{C}$. $Y'_S = 0.115 \frac{\text{Kg d'eau}}{\text{Kg air sec}}$, qui est déterminé par la projection de T_g sur la courbe à 100% d'humidité ($R_H=100\%$)
- L'humidité relative : $R_H\% = \frac{P_v}{P_s} \cdot 100$

$$\text{On a: } Y' = \frac{P_v}{P - P_v} \cdot \alpha \Rightarrow P_v = \frac{P \cdot Y'}{\alpha + Y'} = \frac{1 \cdot 0.03}{0.622 + 0.03} = 0.046 \text{ atm}$$

$$\text{Donc : } R_H\% = \frac{0.046}{0.1553} \cdot 100 = 29.62\%$$

- La température de rosée est donnée par le point **d** ; $T_R=31.5^\circ\text{C}$.
- la température de saturation adiabatique $T_{SA}=37.5^\circ\text{C}$; le point **b**.
- la température humide $T_H=T_{SA}$ pour un système air eau.

- Volume humide (V_H) : à $T_g = 55^\circ\text{C}$

- Le volume de l'air sec (point **g**) égal à $0.93 \text{ m}^3/\text{Kg air sec}$.
- Le volume de l'air saturé (point **f**) égal à $1.1 \text{ m}^3/\text{Kg air sec}$.

Par interpolation : $V_H = 0.93 + (1.1 - 0.93) \times \frac{Y'}{Y'_s} = 0.9743 \frac{\text{m}^3}{\text{Kg air sec}}$

- Chaleur humide : $C_H = 1.005 + 1.88 \times Y' = 1.06 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg K}}$

- Enthalpie humide (H') : à $T_g = 55^\circ\text{C}$

- L'enthalpie de l'air sec (point **h**) égal à 56 KJ/Kg air sec .
- L'enthalpie de l'air saturé (point **i**) égal à $352 \text{ KJ/Kg air sec}$.

$$H' = 56 + (352 - 56) \times \frac{Y'}{Y'_s} = 133.22 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg air sec}}$$

On peut calculer l'enthalpie de l'air humide par l'équation suivante :

$$H' = C_H \cdot (T_g - T_0) + Y' \cdot \lambda_0 = 1.06 \cdot (55 - 0) + 2500 \cdot 0.03 = 133.3 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg air sec}}$$

2. La chaleur nécessaire pour chauffer ce mélange de 55°C à 110°C est point (**k**) :

$$Q = m_{as} \times C_H(110 - 55) = \frac{100}{V_H} \times 1.06(110 - 55) = 5983.8 \text{ KJ}$$

I.4 Théorie et calcul des processus d'humidification

Les opérations d'humidification soient simples car le transfert de matière ne se produit que dans la phase gazeuse. Mais en pratique, ils sont complexes en raison des effets thermiques importants provoqués par le changement de phase.

Les opérations d'humidification sont généralement classées en opérations adiabatiques et non adiabatiques. Certaines opérations adiabatiques importantes sont les suivantes:

- Refroidissement d'un liquide par un gaz tel que le refroidissement de l'eau par l'air.
- Humidifier un gaz : par exemple en contrôlant l'humidité de l'air pour le séchage.
- le refroidissement d'un gaz chaud par contact direct avec un liquide
- Déshumidifier un gaz par contact du mélange vapeur-gaz chaud avec un liquide froid quand une partie de la vapeur se condense.

Les opérations non adiabatiques comportent:

- Refroidissement par évaporation,
- Déshumidifier d'un gaz par un contact avec des tuyaux réfrigérés.

Dans ce cours, nous nous intéressent sur les opérations d'humidification adiabatique.

I.4 .1 Equations fondamentales

Le contact adiabatique gaz-liquide est généralement effectué dans une colonne (ou appelé tour) fonctionnant à contre-courant. Le schéma de la tour d'humidification de section transversale A est illustré à la figure I.7.

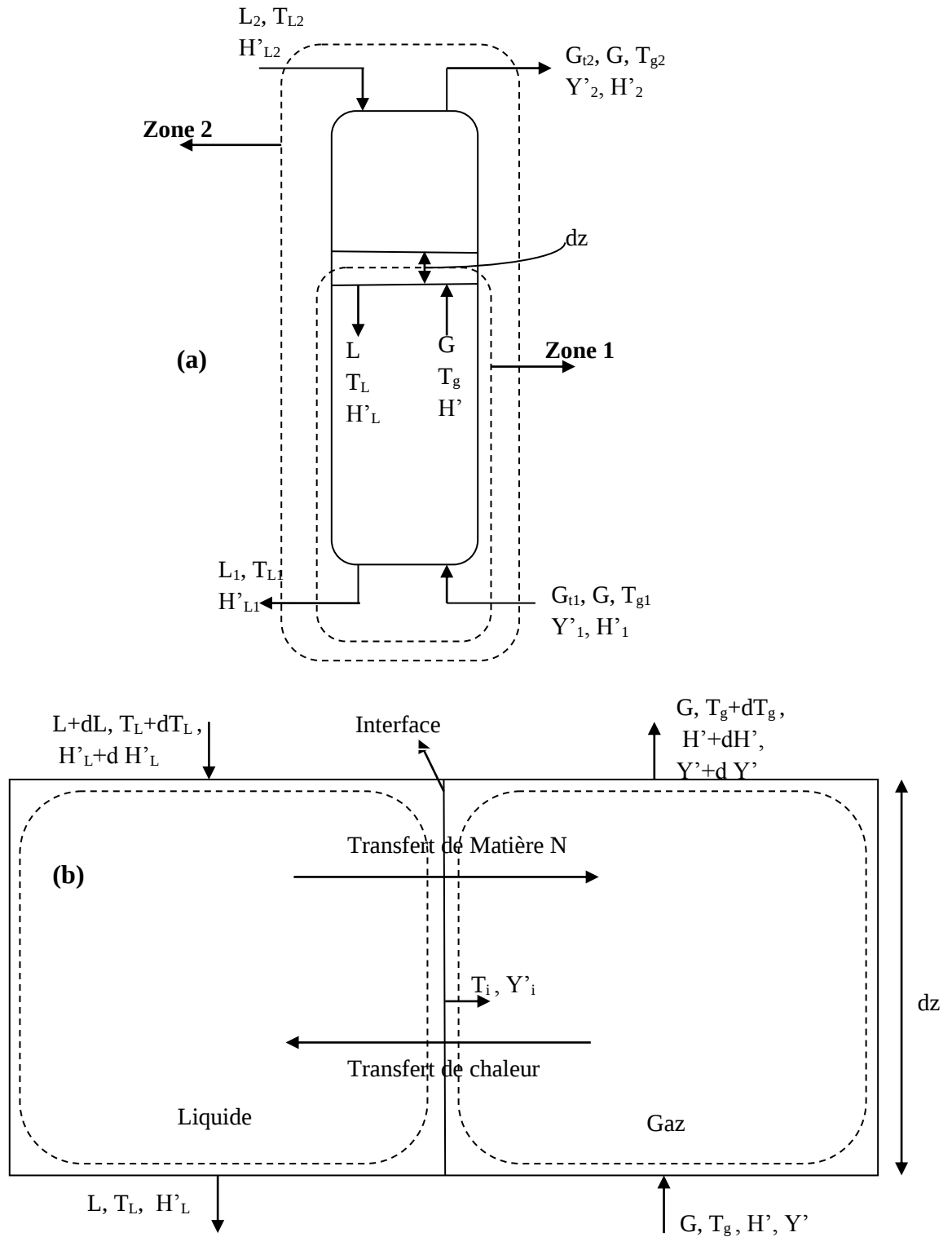


Figure I.7 : (a) tour à contre courant, (b) Section de la tour

Avec L est le débit de liquide

G_t est le flux du mélange vapeur-gaz

G est le flux du gaz sec : $G = G_t(1 - y)$ et y est la fraction de la vapeur dans le gaz

Bilan de matière (zone1) :

$$L - L_1 = G(Y' - Y'_1)$$

$$dL = G dY'$$

Bilan énergétique pour la zone 1 :

$$LH'_L + GH'_1 = L_1H'_{L1} + GH'$$

La variation du débit de liquide dans la tour n'est généralement que de 1 à 2%, elle est supposée constante. Donc :

$$L(H'_L - H'_{L1}) = G(H' - H'_1) = GdH'$$

$$L(H'_L - H'_{L1}) = LC_{PL}(T_L - T_{L1}) = LC_{PL}dT_L$$

Avec C_{PL} est la chaleur spécifique du liquide, et l'équation du bilan énergétique devient :

$$GdH' = LC_{PL}dT_L$$

L'intégration sur toute la colonne donne : $G(H'_2 - H'_1) = LC_{PL}(T_{L2} - T_{L1})$

Cette équation est une droite opératoire de la tour de la pente $\frac{LC_{PL}}{G}$ et passe par les points (T_{L1}, H'_1) et (T_{L2}, H'_2) , comme le montre la figure I.8.

La courbe d'équilibre est l'enthalpie du gaz saturé par liquide en fonction de la température du liquide.

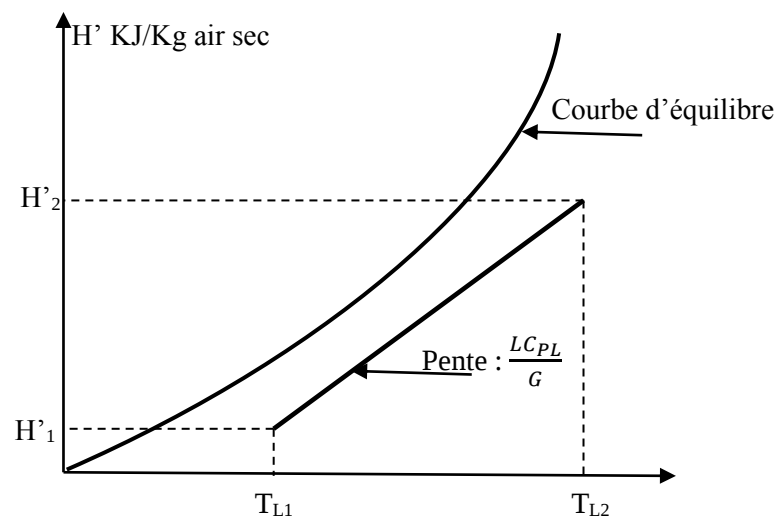


Figure I.8 : La courbe d'équilibre et la droite opératoire d'une tour d'humidification

Le flux de transfert de matière de la vapeur vers gaz dans un volume différentiel est :

$$Nadz = GdY' = k_Yadz(Y'_i - Y')$$

Avec

k_Y est le coefficient de transfert de matière partiel.

a est l'aire interfaciale spécifique par unité de volume de la tour et dz est la hauteur différentielle.

Y'_i est l'humidité absolue à l'interface gaz-liquide.

Le flux de transfert de chaleur du liquide vers l'interface dans une hauteur différentielle de la tour, dz , est :

$$LC_{PL}dT_L = h_Ladz(T_L - T_i)$$

Le flux de transfert de chaleur de l'interface au gaz est :

$$GC_HdT_g = h_gadz(T_i - T_g)$$

Avec

h_L est le coefficient de transfert de chaleur partiel dans le film liquide.

h_g est le coefficient de transfert de chaleur partiel dans le film gaz.

T_i est la température à l'interface.

L'équation de l'enthalpie humide est :

$$H' = C_H(T_g - T_0) + Y'\lambda$$

$$\Rightarrow dH' = C_HdT_g + dY'\lambda$$

On multiplie cette équation par G , on obtient :

$$\Rightarrow GdH' = GC_HdT_g + GdY'\lambda$$

$$\Rightarrow GdH' = h_gadz(T_i - T_g) + \lambda[k_Yadz(Y'_i - Y')] = h_Ladz(T_L - T_i)$$

Cette équation est la relation fondamentale pour la conception de processus de contact gaz-liquide adiabatiques à contre-courant.

I.4.2 Refroidissement de l'eau par l'air (tour de refroidissement)

Une grande quantité d'eau est nécessaire pour le refroidissement dans les industries chimiques, métallurgiques et connexes. L'eau utilisée pour le refroidissement implique des coûts de pompage et de traitement, et ne peut se permettre de jeter l'eau après une seule utilisation.

De plus, l'évacuation de l'eau chaude dans les ressources en eau telles que les rivières, les lacs, etc. provoque souvent de graves problèmes en entraînant un déséquilibre thermique et en affectant la vie aquatique.

Afin de conserver l'eau, l'eau chaude sortant des refroidisseurs et des condenseurs est refroidie et réutilisée. Le refroidissement de l'eau se fait par contact direct avec de l'air insaturé dans les tours de refroidissement. L'eau chaude est alimentée en haut de la tour de refroidissement et l'air en bas ou à travers les parois latérales.

Lors du refroidissement de l'eau par l'air dans un processus adiabatique, la relation de Lewis s'applique assez bien et l'équation fondamentale de la conception de processus de contact gaz-liquide est simplifiée :

$$GdH' = k_Y a dz \left[\frac{h_g}{k_Y} (T_i - T_G) + \lambda (Y_i' - Y') \right]$$

Relation de Lewis : $\frac{h_g}{k_Y} = C_H$

$$GdH' = k_Y a dz [C_H (T_i - T_G) + \lambda (Y_i' - Y')]$$

$$GdH' = k_Y a dz [(C_H (T_i - T_0) + \lambda Y_i') - (C_H (T_g - T_0) + \lambda Y')]$$

$$GdH' = k_Y a dz (H_i' - H')$$

La hauteur (z) du garnissage de la tour de refroidissement est obtenue par :

$$\int_0^z dz = z = \frac{G}{k_Y a} \int_{H_1'}^{H_2'} \frac{dH'}{(H_i' - H')}$$

On définit :

$$NUT = \int_{H_1'}^{H_2'} \frac{dH'}{(H_i' - H')} : \text{Nombre d'unité de transfert.}$$

$$HUT = \frac{G}{k_Y a} : \text{Hauteur d'unité de transfert.}$$

Par conséquent, hauteur de la tour de refroidissement (section de garnissage), z :

$$z = HUT \times NUT$$

Si le coefficient de transfert d'enthalpie ($k_Y a$) soit connus, l'hauteur de transfert d'unité peut être estimé à partir d'un débit massique de l'air sec (G). Le nombre d'unités de transfert est déterminé par l'intégrale de l'équation $\int_{H_1'}^{H_2'} \frac{dH'}{(H_i' - H')}$.

Dans cet intégrale, Il n'y a pas de relation directe disponible entre l'enthalpie du gaz en milieu H' et l'enthalpie à l'interface H'_i . Ainsi, l'intégrale ne peut pas être évaluée analytiquement.

Pour l'évaluation numérique ou graphique de l'intégrale, il faut connaître les valeurs H'_i (enthalpies interfaciales) pour un ensemble de valeurs de H' ($H'_1 < H' < H'_2$).

Soit, $h_L a$ est le coefficient de transfert de chaleur volumétrique côté eau, on a :

$$GdH' = k_Y adz(H'_i - H') = h_L adz(T_L - T_i)$$

$$\Rightarrow \frac{(H'_i - H')}{(T_i - T_L)} = -\frac{h_L}{k_Y}$$

Cette équation est une droite de pente $-\frac{h_L}{k_Y}$ et passant par les points (T_L, H') et (T_i, H'_i) qui représente la température du liquide et l'enthalpie de l'air à l'interface air-eau, comme montré la figure suivante :

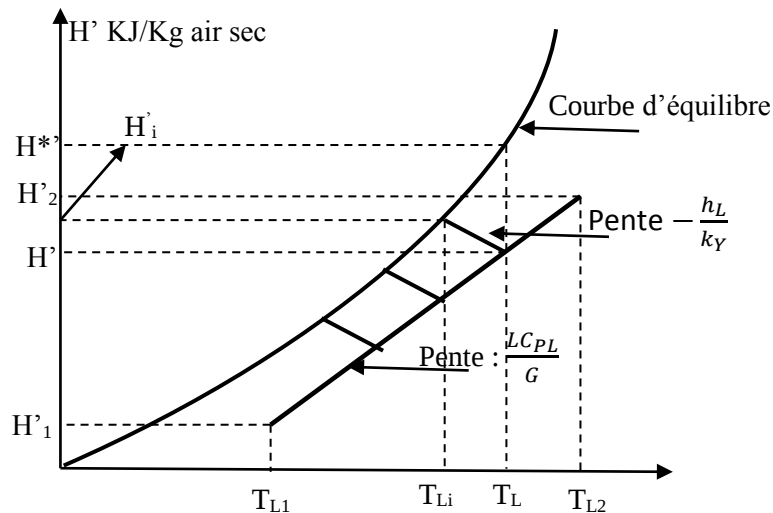


Figure I.9 : Les droites opératoires d'une tour de refroidissement

Une autre forme pour calculer l'hauteur de la tour de refroidissement est comme suite :

On a :

$$GdH' = k_Y adz(H'_i - H') = LC_{PL}dT_L$$

Donc

$$z = \frac{LC_{PL}}{k_Y a} \int_{T_{L1}}^{T_{L2}} \frac{dT_L}{(H'_i - H')}$$

Cette équation est appelé équation de Merkel .

Si le coefficient de transfert de matière global $K_Y a$ est utilisé, l'équation du bilan massique différentiel basée sur le coefficient global de transfert d'enthalpie devient:

$$GdH' = K_Y adz(H'^* - H')$$

Avec H^{*} est l'enthalpie de l'air saturé à la température T_L ($T_{L1} < T_L < T_{L2}$).

Par intégration :

$$z = \frac{G}{K_Y a} \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{(H^{*'} - H')} = HUT_G \times NUT_G$$

L'enthalpie H^{*} est déterminée par la méthode illustrée sur la figure I.9.

La quantité $(H^{*'} - H')$ donne la force d'enthalpie globale pour la conception du processus de refroidissement de l'eau.

Les étapes de conception du processus de refroidissement de l'eau

- 1- Spécifier les températures d'entrée (T_{L2}) et de sortie (T_{L1}) de l'eau chaude ainsi que leur débit.
- 2- Préciser les valeurs de la conception des températures de l'air sec (T_{g1}) et du bulbe humide (T_H). (à la position géographique proposée de la tour de refroidissement).
- 3-Tracer la courbe d'équilibre, c'est-à-dire la courbe d'humidité de saturation [$H' = f(T_L)$ avec $T_{L1} < T_L < T_{L2}$]. Les valeurs d'enthalpie sont calculées en utilisant l'équation de la pression de vapeur de l'eau pur et les propriétés physiques de l'air et de la vapeur d'eau.

$$H' = C_H(T_L - T_0) + Y'_S \lambda; C_H = 1.005 + 1.88 Y'_S \text{ et } \lambda = 2500 \frac{KJ}{Kg}$$

$$Y'_S = \frac{P_s}{P - P_s} \cdot \alpha$$

- 4-Localiser le point (T_{L1}, H'_1) de la droite opératoire sur le plan T_L-H' . (Point (A) sue la figure I.10)

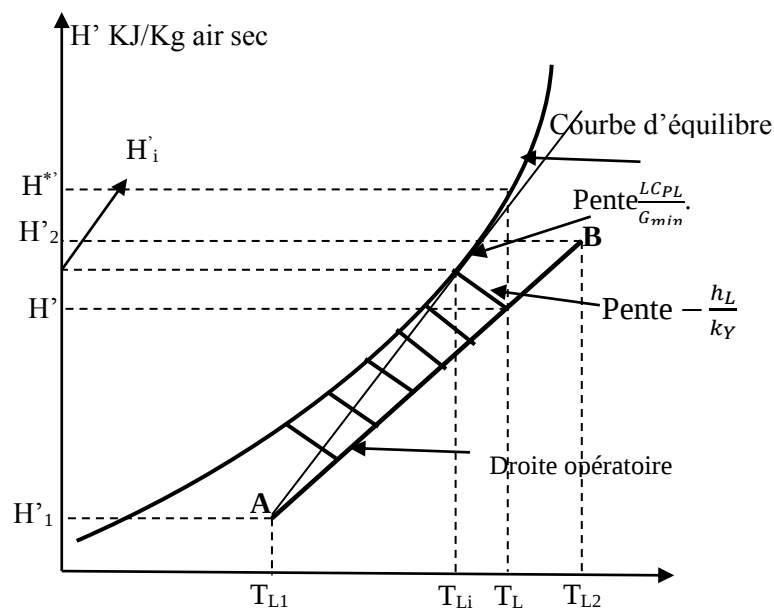


Figure I.10 : Les étapes de conception du processus de refroidissement de l'eau

5- Tracer une tangente à la courbe d'équilibre passant par le point (A). La pente de la tangente est $\frac{LC_{PL}}{G_{min}}$. Par conséquent, le débit d'air sec minimum est calculé et le débit d'air sec réel est :

$$G = (1.25 \text{ à } 1.5) G_{min}.$$

6- Calculer H'_2 à partir de l'équation :

$$G(H'_2 - H'_1) = LC_{PL}(T_{L2} - T_{L1})$$

Et situer le point (B : (T_{L2}, H'_2)) sur le diagramme T_L-H' .

7-Calculer le nombre d'unités de transfert ($NUT = \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{(H'_i - H')}$) et la hauteur des unités de transfert en phase gazeuse $HUT = \frac{G}{k_Y a}$. Un ensemble de droites parallèles (tie-ligne) de pente $-\frac{h_L}{k_Y}$ est tracé entre la droite opératoire et la courbe d'équilibre (Figure I.10). Les valeurs H' et H'_i sont déterminées comme montrée dans la figure I.10.

L'intégrale $\int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{(H'_i - H')}$ est calculée numériquement ou graphiquement.

8-Si le coefficient global de transfert de matière K_Y est connu, les tie-lignes sont verticales. Pour une valeur donnée de H' , la valeur de H^{*} est le point d'intersection entre la droite verticale passe par le point (T_L, H') et la courbe d'équilibre.

L'intégrale $\left[NUT_G = \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{(H^{*} - H')} \right]$ donne le nombre d'unité de transfert globale. L'hauteur d'unité de transfert est calculée par : $HUT_G = \frac{G}{K_Y a}$

9- La hauteur de garnissage de la tour de refroidissement est : $z = HUT \times NUT = HUT_G \times NUT_G$

Exemple 4

L'eau chaude à 45°C doit être refroidie à 30°C par contact à contre-courant avec de l'air dans une tour de refroidissement. L'air entré a une température de bulbe sec de 30°C et une température de bulbe humide de 25 °C. Le flux massique de l'eau est $L = 5500 \text{ kg / m}^2\text{h}$ et de l'air sec est $G=1.25 G_{min}$.

Déterminer :

- Le flux de l'air sec à utiliser.
- La hauteur de lit
- La dépression bulbe humide au bas du lit

Le coefficient de transfert de matière partiel $k_Y a = 5743.5 \text{ kg/m}^3\text{h} (\Delta y')$.

Le coefficient de transfert de chaleur partiel (coté eau) $h_{L,a} = 0.059 L^{0.51} G$ (kcal/m³hK)

Solution

Entrée de l'air : $T_{g1}=30^{\circ}\text{C}$ et $T_H=T_{SA}=25^{\circ}\text{C}$

donc $Y'_1 = 0.019 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgas}}$ (d'après le diagramme de l'air humide)

Débit de l'air sec : $G=1.25 \text{ Gmin}$

$$H'_1(T_{g1}) = C_H(T_{g1} - T_0) + 2500 \times Y'_1 = 78.722 \text{ KJ/Kg air sec}$$

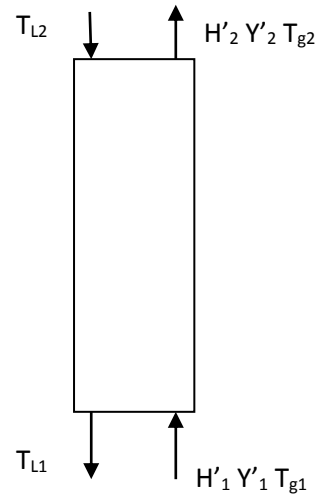
Entrée de l'eau :

$T_{L2}=45^{\circ}\text{C}$ et $L=5500 \text{ kg / m}^2\text{h}$

Sortie de l'eau : $T_{L1}=30^{\circ}\text{C}$

L'hauteur de la tour de refroidissement est calculé par :

$$z = \frac{G}{k_y a} \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H'_i - H'}$$

**Construction de courbe d'équilibre**

la courbe d'équilibre ($H'^*=f(T_L)$ $T_{Lc}[35 \text{ } 47.5]$) est déterminé comme suit :

$$H'^* = C_H(T_L - T_0) + Y'_S \lambda; C_H = 1.005 + 1.88 Y'_S \text{ et } \lambda = 2500 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$Y'_S = \frac{P_s}{P - P_s} \cdot \alpha \text{ et } \alpha = \frac{M_{eau}}{M_{air}} = 0.622$$

L'équation d'Antoine ; $\ln(P_s)(\text{bar}) = 11.96481 - \frac{3984.923}{T(K) - 39.724}$ et $P=1\text{atm}=1.01325 \text{ bar}$

Pour chaque valeur proposée de T_L entre 30°C et 45°C , on calculé P_s , Y'_S et H'^*

Pour $T_L=35^{\circ}\text{C}=303.15\text{K}$, $P_s=0.056\text{bar}$, $Y'_S=0.036 \frac{\text{Kg}}{\text{Kgair sec}}$ et $H'^*=128.734 \frac{\text{KJ}}{\text{Kgair sec}}$

Même chose pour les autres valeurs de T_L

Les valeurs de courbes d'équilibre sont résumées dans le tableau I.1 et représentées sur la figure I.11

Tableau I.1 : Les valeurs de la courbe d'équilibre

T_L	25	27.5	30	32.5	35	37.5	40	42.5	45	47.5
H'^*	76.108	87.151	99.478	113.269	128.734	146.112	165.683	187.775	212.770	241.125

1- Flux de l'air sec : $G=1.25 \text{ Gmin}$ (G_{min} est déterminé comme mentionné dans la figure I.11)

$$\frac{L C_{p_{H_2O L}}}{G_{min}} = \frac{H' - H'_1}{T_L - T_{L1}} = 8.689$$

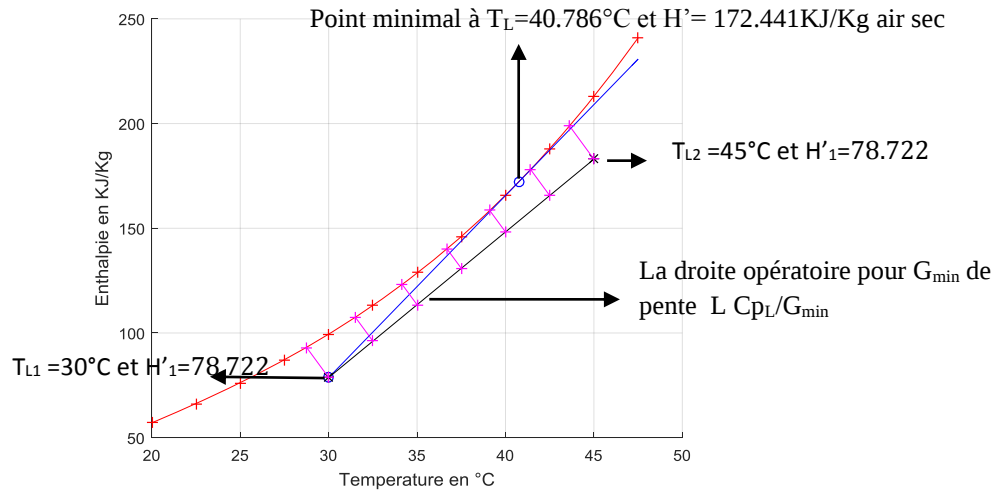


Figure I.11 solution de l'exemple 4

$$G_{min} = \frac{L C_{p_{H_2O L}}}{8.689} = \frac{5500 \times 4.187}{8.689} = 2650.25 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{h}}$$

Le débit de l'air sec est : $G = 1.25 G_{min} = 3312.812 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{h}}$

A partir de la droite opératoire on peut calculer H'_2

$$H'_2 = \frac{L C_{pL}}{G} (T_{L2} - T_{L1}) + H'_1 = \frac{5500 \times 4.185}{3312.812} (45 - 30) + 78.722 = 182.992 \frac{\text{KJ}}{\text{kg air sec}}$$

Donc, La droite opératoire passe par les points (T_{L1}, H'_1) et (T_{L2}, H'_2) est présentée sur la figure I.11.

2- Hauteur de lit (tour de refroidissement)

$$z = \frac{G}{k_y a} \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H'_i - H'} = HUT \times NUT$$

H'_i : enthalpie à l'interface, T_{Li} : Température à l'interface.

$$HUT = \frac{G}{k_y a} = 0.5768 \text{ m}$$

$$NUT = \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H'_i - H'}$$

Pour calculer NUT , il faut déterminer H'_i à partir de l'équation suivante :

$$\frac{(H'_i - H')}{(T_i - T_L)} = - \frac{h_L a}{k_y a}$$

Le coefficient de transfert de chaleur : $h_{L,a} = 0.059 L^{0.51} G = 66151.059 \text{ (kJ/m}^3\text{h K)}$

Donc, $-\frac{h_{L,a}}{k_Y a} = 11.52$

La méthode de calcul est montrée sur la figure I.11 et les valeurs de H'_i et T_{Li} sont résumées dans le tableau suivant :

Tableau I.2 : Les valeurs pour calculer NUT

T_L	H'	T_i	H'_i	$F = \frac{1}{H'_i - H'}$
30	78.722	28.748	93.147	0.069
32.5	96.100	31.510	107.507	0.088
35	113.478	34.159	123.168	0.103
37.5	130.857	36.692	140.158	0.108
40,	148.235	39,112	158.464	0.098
42.5	165.613	41.421	178.043	0.080
45	182.992	43.624	198.836	0.063

La fonction $\frac{1}{H'_i - H'}$ est tracé en fonction de H' sur la figure I.12 et l'aire sous la courbe est mesurée entre H'_1 et H'_2 .

Donc, $NUT = \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H'_i - H'} = 9.433$

L'hauteur de lit est : $z = HUT \times NUT = 5.441 \text{ m}$

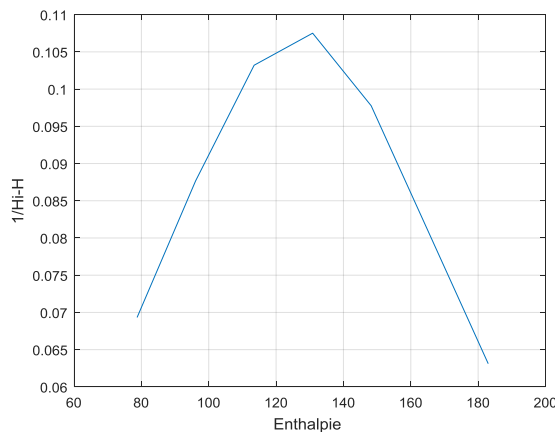


Figure I.12 : intégral graphique de NUT

3- La dépression bulbe humide est : $T_{g1} - T_H = 5^\circ\text{C}$

1.4.3 Déshumidification et refroidissement d'un gaz humide

Un mélange gaz-vapeur chaud est mis en contact avec un liquide froid tel que l'humidité du gaz soit supérieure à celle à l'interface gaz-liquide, la vapeur se diffusera vers le liquide et le gaz sera déshumidifié. De plus, la chaleur sensible peut être transférée en raison des différences de température au sein du système.

Pour un mélange air-eau ($L_e = 1$) mis en contact avec de l'eau froide, la méthode d'analyse de la conception de la tour de refroidissement de l'eau présentée dans la section précédente est appliquée et l'équation fondamentale de la conception de ce processus est :

$$GdH' = k_y adz(H' - H'_i)$$

La droite opératoire sur le diagramme $H' - T_L$ sera au-dessus de la courbe d'équilibre. De même, la force motrice est maintenant $(H' - H'_i)$, et l'hauteur peut être par l'équation suivante :

$$z = \frac{G}{k_y a} \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H' - H'_i} = \frac{G}{K_y a} \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H' - H'^*}$$

1.4.4 Humidification de gaz avec recyclage

Dans certaines applications, un gaz chaud ayant une quantité faible d'humidité peut être refroidi dans un échangeur de chaleur classique par contact indirect avec un fluide froid, par exemple l'eau de refroidissement. Si l'augmentation de l'humidité n'est pas indésirable, le refroidissement peut être commodément effectué par contact direct avec l'eau froide. Dans la pratique, l'eau dans la tour de refroidissement de gaz est recyclée en continu avec addition d'eau d'appoint pour compenser la perte par évaporation.

Pour un tour de refroidissement adiabatique, le refroidissement du gaz est suivi par la courbe de saturation adiabatique et la température du gaz en sortie de la tour est proche à sa température de saturation adiabatique (T_{SA}).

Donc, en régime permanent; l'eau de refroidissement reste à sa température de saturation adiabatique et l'enthalpie d'un gaz est uniquement en fonction de sa température de saturation adiabatique qui reste constante tout au long de l'opération.

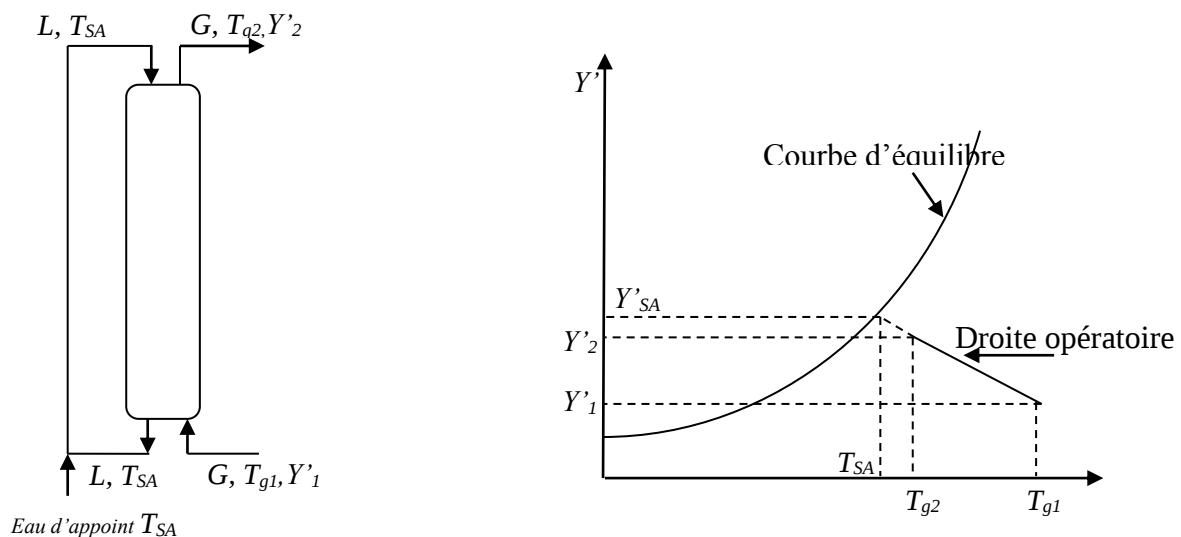


Figure I.13 : Humidification-refroidissement de gaz avec recyclage

La droite opératoire doit être un seul point sur le diagramme enthalpie-température, alors ce type de diagramme ne peut pas être utilisé pour la conception de l'humidification de gaz avec recyclage.

Donc la conception doit être basée sur la force motrice de la température ou de l'humidité absolue. L'équation de bilan de masse différentielle est :

- Si le coefficient de transfert de masse en phase gazeuse est utilisé :

$$GdY' = k_Y a dz (Y'_{SA} - Y')$$

$$z = \frac{G}{k_Y a} \int_{Y'_1}^{Y'_2} \frac{dY'}{(Y'_{SA} - Y')} = \frac{G}{k_Y a} \ln \left(\frac{Y'_{SA} - Y'_1}{Y'_{SA} - Y'_2} \right)$$

Avec

k_Y est le coefficient de transfert de matière partiel.

Y'_{SA} est l'humidité à la température de saturation adiabatique de gaz.

- Si le coefficient de transfert de chaleur en phase gazeuse est utilisé :

$$G C_{H1} dT_g = h_g a dz (T_g - T_{SA})$$

$$z = \frac{G C_H}{h_g a} \int_{T_{g1}}^{T_{g2}} \frac{dT_g}{(T_g - T_{SA})} = \frac{G C_H}{h_g a} \ln \left(\frac{T_{g1} - T_{SA}}{T_{g2} - T_{SA}} \right)$$

h_g est le coefficient de transfert de chaleur partiel.

C_H est la chaleur spécifique de air humide à l'entrée.

Exemple 5

200 m³/min d'air ($T_{g1}=60^\circ\text{C}$, $Y'=0.018$ Kg/Kg air sec et $P=1\text{atm}$) doit être humidifié et refroidi adiabatiquement dans une chambre de pulvérisation horizontale par l'eau recirculée (Figure 1.13). La partie active de la chambre est de 1.5 m de longueur et de la surface de la section transversale 2m². Le coefficient de transfert de chaleur devrait être de 1300 kcal/h m²° C. Calculer :

1. La température et l'humidité de l'air à la sortie.
2. Eau d'appoint à fournir.
3. Le coefficient de transfert de masse en phase gazeuse ($k_Y a$)
4. La température et l'humidité de l'air à la sortie si une chambre de pulvérisation identique est ajoutée en série avec la chambre existante.

Solution

On a: $T_{g1}=60^\circ\text{C}$, $Y'_1 = 0.018$ Kg/Kg air sec et l'hauteur $z=1.5\text{m}$.

$T_{SA}=31.6^\circ\text{C}$ et $Y'_{SA} = 0.0305 \frac{\text{Kg}}{\text{Kg air sec}}$ (à partir de diagramme de l'air humide)

$$V_H = \left(\frac{1}{M_{as}} + \frac{Y'_1}{M_v} \right) \cdot 22.4 \cdot \frac{T_g + 273.15}{273.15} = 0.97 \frac{m^3}{Kg \text{ air sec}}$$

$$G = \frac{200 \cdot 60}{0.97 \cdot 2} = 6185.567 \frac{Kg \text{ air sec}}{m^2 h}$$

La chaleur humide à l'entrée : $C_{H1} = 1.005 + 1.88 \times Y'_1 = 1.038 \frac{KJ}{Kg \text{ } ^\circ C}$

1- La température et l'humidité de l'air à la sortie T_{g2} et Y'_2

$$z = \frac{GC_H}{h_g a} \ln \left(\frac{T_{g1} - T_{SA}}{T_{g2} - T_{SA}} \right) \Rightarrow T_{g2} = 39.57^\circ C$$

A partir le diagramme de l'air humide : $Y'_2 = 0.027 \frac{Kg}{Kg \text{ air sec}}$

2- Eau d'appoint à fournir : $(0.027 - 0.018)(6185.6 \times 2) = 1.1134 \text{ Kg/h}$

3- Le coefficient de transfert de masse en phase gazeuse ($k_Y a$) :

$$\text{On a : } z = \frac{G}{k_Y a} \ln \left(\frac{Y'_{SA} - Y'_1}{Y'_{SA} - Y'_2} \right) \Rightarrow k_Y a = 5249.34 \frac{Kg}{m^3 h \Delta Y'}$$

Où, selon la relation de Lewis pour un système air-eau : $\frac{h_g a}{k_Y a} = C_H \Rightarrow k_Y a = 5239.59 \frac{Kg}{m^3 h \Delta Y'}$

4- La température et l'humidité de l'air à la sortie

Dans ce cas $z = 1.5 \times 2 = 3 \text{ m}$

$$z = \frac{GC_H}{h_g a} \ln \left(\frac{T_{g1} - T_{SA}}{T_{g2} - T_{SA}} \right) \Rightarrow T_{g2} = 33.84^\circ C \text{ et } Y'_2 = 0.029 \frac{Kg}{Kg \text{ air sec}}$$

1.5 Équipement

Le refroidissement par eau est l'opération de contact air-eau la plus importante et la plus utilisée. Les tours de refroidissement sont utilisées pour refroidir un liquide, généralement de l'eau, à l'aide d'un gaz, généralement l'air ambiant. Il s'agit d'un cas particulier d'échangeur de chaleur où le transfert thermique s'effectue par contact direct ou indirect entre les flux. Les tours de refroidissement sont des équipements courants, présents dans des installations de climatisation, ou dans des procédés industriels et énergétiques (centrales électriques, installations de combustion, sucreries, chimie...).

Les facteurs importants qui régissent le fonctionnement d'une tour de refroidissement sont :

1. Les températures de l'air sec et du bulbe humide.
2. Température de l'eau chaude.
3. L'efficacité du contact entre air-eau en termes de coefficient de transfert de matière.
4. Temps de contact entre l'air et l'eau.
5. L'uniformité de la distribution des phases à l'intérieur de la tour.

6. Chute de pression d'air.
7. Température souhaitée de l'eau refroidie.

Les tours de refroidissement sont généralement classées comme montre la figure suivante :

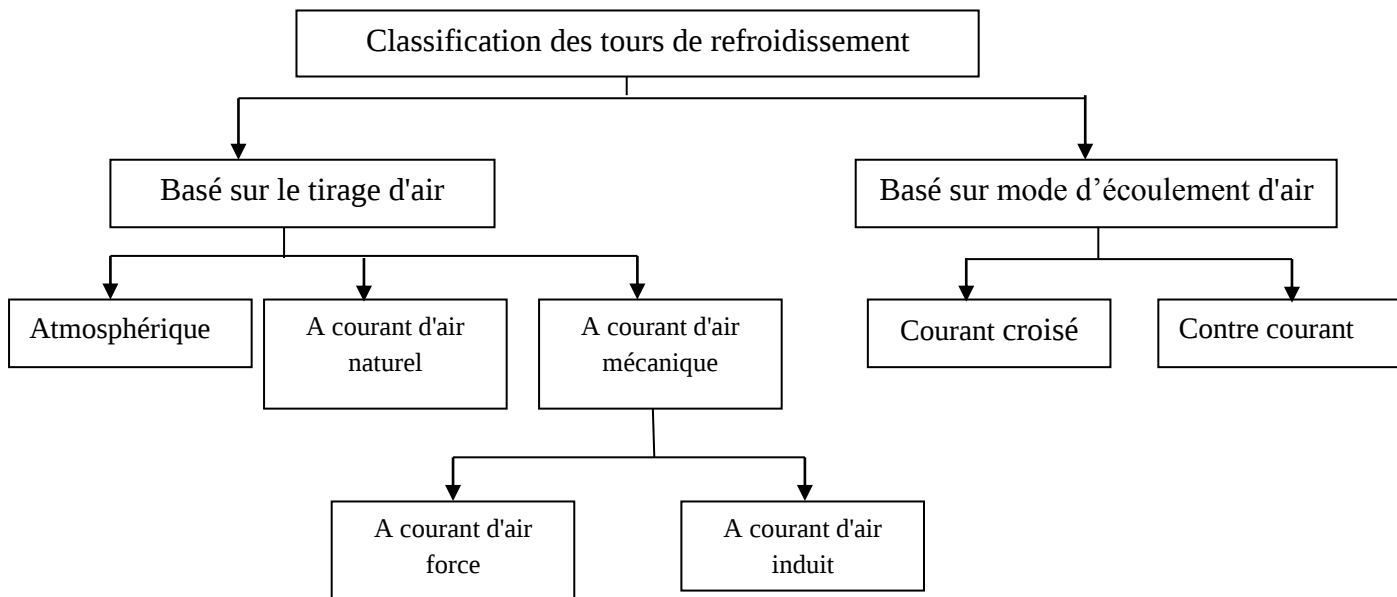


Figure I.14 : Classification des tours de refroidissement

I.5.1 Tours atmosphérique

C'est une grande chambre rectangulaire avec deux murs «persiennes» opposés. La tour est remplie d'un «remplissage de tour» approprié. L'air atmosphérique introduit dans la tour à travers des persiennes avec une vitesse propre. La figure I.15 montre le schéma de la tour de refroidissement atmosphérique.

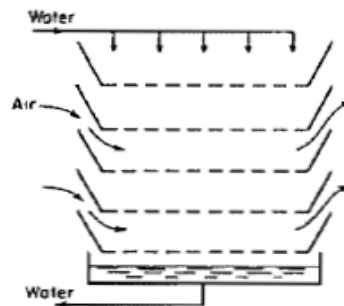


Figure I.15 : Tours de refroidissement atmosphérique

Ces types de tours de refroidissement sont simples mais inefficaces. Leurs performances dépendent largement de la vitesse et de la direction du vent.

I.5.2 Tours de refroidissement à tirage naturel

Les tours de refroidissement à tirage naturel, également connues sous le nom de tours de refroidissement hyperboliques, sont habituellement privilégiées lors du traitement de grands volumes d'eau, comme pour les applications dans les centrales électriques.

Le principe de fonctionnement est le suivant : l'air chaud se déplace vers le haut tandis que l'air froid est entraîné à l'intérieur de la tour via une entrée d'air située dans le fond.

Les principaux avantages des tours de refroidissement à tirage naturel résident dans le fait qu'aucun ventilateur n'est utilisé, permettant ainsi d'économiser de l'énergie et de maintenir un faible niveau sonore. L'absence de pièces en mouvement réduit les opérations de maintenance et augmente le cycle de vie opérationnel. Pour les applications en espace restreint, une tour à tirage naturel peut être fournie avec des ventilateurs situés tout autour de la tour de refroidissement afin d'augmenter la quantité d'air et de réduire la taille globale.

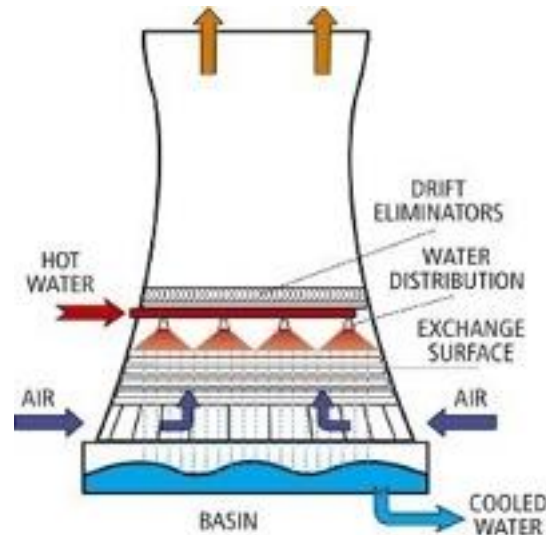


Figure I.16 : Tours de refroidissement à tirage naturel

1.5.3 Tours de refroidissement à tirage mécanique

Les tours de refroidissement à tirage mécanique construites sur place sont utilisées dans une vaste gamme d'applications de refroidissement telles que les centrales électriques, les processus industriels, le raffinage. Les tours de refroidissement à tirage mécanique utilisent un ou plusieurs grands ventilateurs mécaniques afin de faire circuler l'air dans la tour.

L'eau est pompée vers la tour via un collecteur principal puis vaporisée le long de la surface d'écoulement. En fonction de la position du ventilateur, les tours de refroidissement à tirage mécanique sont classées en deux catégories :

- Tours de refroidissement à air forcé (ventilateur à tirage forcé)
- Tours de refroidissement à air induit (ventilateur à tirage aspiré)

Elles peuvent également être à contre-courant ou à courant croisé, selon la direction relative de l'eau et de l'air.

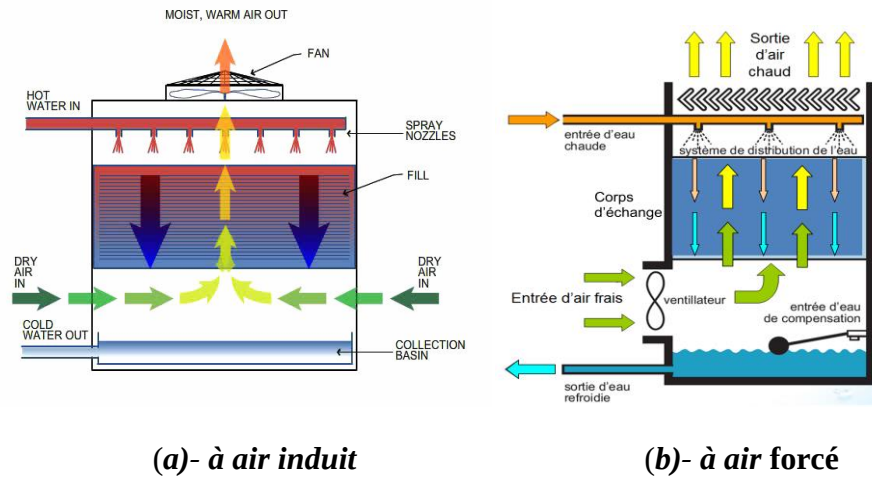


Figure I.17 : Tours de refroidissement à tirage mécanique

I.5.4 Classification par le courant d'air

Les tours de refroidissement sont divisées en :

a- Tours de refroidissement à contre-courant

Dans les tours à contre-courant, l'air se déplace verticalement en montant à travers le réservoir, contrairement à la chute de l'eau de haut en bas. En raison du besoin d'espaces prolongés de prise et de décharge; de l'utilisation des systèmes à haute pression de jet; et des pertes typiquement plus élevées de la pression atmosphérique, certaines des plus petites tours de contre-courant sont physiquement plus hautes; exigent plus de tête de pompe; et utilisent plus de puissance de ventilateur que pour les croisements de flux. (Figure I.18).

Cependant dans les tours à contre-courant plus larges, la basse pression gravitaire des systèmes de distribution, plus la disponibilité des secteurs de prises et des espaces pour la gestion de l'air, tend à s'égaliser ou même inverser cette situation. Le fait que le contre-courant soit inclus dans la tour restreint aussi l'exposition de l'eau directement au soleil, et réduit ainsi la croissance des algues.

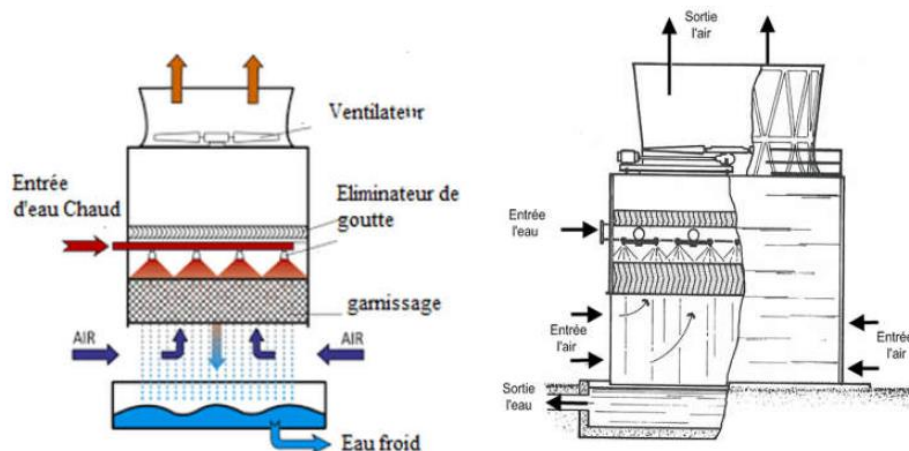


Figure I.18 : Tour de refroidissement à contre-courant.

b- Tours de refroidissement à courant croisé

Les tours de refroidissement à courant croisé ont une configuration telle que l'air passe horizontalement à travers l'eau qui chute de haut en bas. L'eau à refroidir est délivrée dans les bassins d'eau chaude situés dans les aires de remplissage au sommet, et est distribuée par la gravité à travers des orifices régulateurs jusqu'au sol de ces bassins. Les tours à courant croisé peuvent être divisées comme suit :

- Double flux.
- Simple flux.

Dans les tours à double flux, (figure I.19) le ventilateur établit l'air à travers deux tuyaux et deux banques de suffisance.

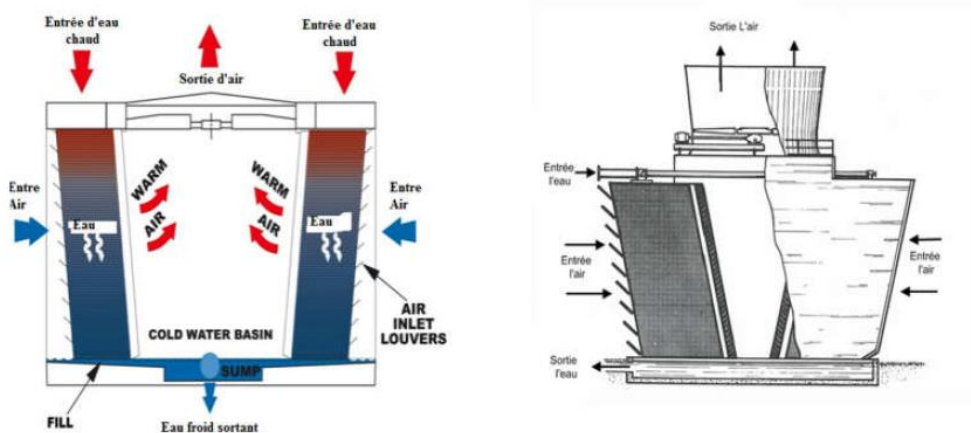


Figure I.19 Tour de refroidissement à double flux à courants croisés

Dans les tours à simple flux, (figure I.20) seulement un tuyau d'arrivée d'air et une banque de suffisance, les trois côtés restant des tours étant enfermés. Les tours à simple flux sont d'habitude employées dans des endroits où le chemin de l'air à la tour est disponible par seulement une seule direction.

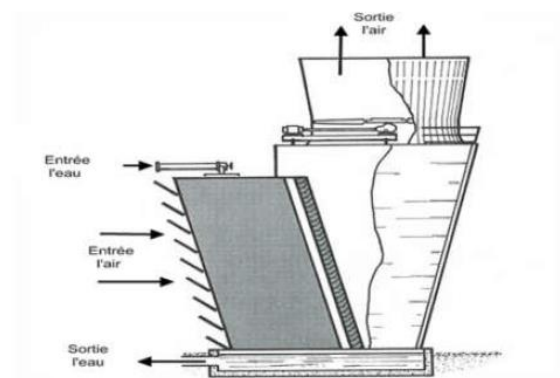


Figure I.20 Tour de refroidissement à simple flux à courants croisés

Chapitre 2

SECHAGE

II.1 Généralité et Définition

Le séchage est une opération unitaire ayant pour but d'éliminer l'humidité (eau ou autres composés volatils) des solides, des solutions, des suspensions et des pâtes pour donner des produits solides. Le séchage peut être classée dans la famille des opérations unitaires comme une extraction solide(+liquide)-vapeur avec transferts simultanés de matière et de chaleur.

Le séchage des solides est souvent l'opération finale d'un processus de fabrication, effectuée immédiatement avant l'emballage ou l'expédition.

Le séchage est effectué pour une ou plusieurs des raisons suivantes:

- Réduire le coût du transport.
- Rendre un matériau plus apte à être manipulé, par exemple avec des poudres de savon, des colorants et des engrais.
- Fournir des propriétés définies, telles que, par exemple, le maintien de la nature fluide du sel.
- Pour éliminer l'humidité qui pourrait autrement conduire à la corrosion. Un exemple est le séchage des combustibles gazeux ou du benzène avant la chloration.

Le séchage est largement utilisé dans les processus industriels. Les applications comprennent l'élimination de l'humidité:

- des particules cristallines de sels inorganiques et de composés organiques pour les faire couler librement;
- les matières biologiques, y compris les aliments, pour empêcher la détérioration et la décomposition des micro-organismes qui ne peuvent pas vivre sans eau;
- produits pharmaceutiques;
- détergents;
- produits de bois d'œuvre, de papier et de fibres;
- colorants;
- catalyseurs solides;
- lait;
- films et revêtements.

On peut signaler que le terme de déshydratation a un sens plus restrictif car il ne s'applique qu'à l'élimination de l'eau. On l'applique également à l'élimination de l'eau de cristallisation des cristaux hydratés. Ce but n'est pas recherché dans une opération de séchage.

II.1.1. Principes physiques du séchage

Deux mécanismes peuvent être mis en œuvre pour extraire par évaporation l'eau d'un produit: l'ébullition et l'entraînement.

a. Séchage par entraînement

Lorsqu'un produit humide est placé dans un courant de gaz (air ou autre gaz) suffisamment chaud et sec, il s'établit un écart de température et de pression partielle tel que:

- Le gaz apporte au produit une partie de l'énergie nécessaire à la vaporisation.
- L'eau est évaporée sans ébullition sous l'effet du gradient de pression partielle d'eau.

Le séchage par entraînement est le moyen de séchage le plus universel, tous produits et secteurs alimentaires confondus (lait, œuf, charcuterie, céréales et produits végétaux, fruits, etc...).

b. Séchage par ébullition

L'ébullition a lieu lorsque la température du produit est élevée à une valeur telle que la pression de vapeur d'eau de ce produit est égale à la pression totale ambiante.

Il découle de cette définition que:

- La température d'ébullition dépend de la pression totale (elle est plus basse sous vide qu'à pression atmosphérique)
- Le gaz en contact avec la surface du produit est de la vapeur d'eau pure.

II.1.2 Description du solide humide

Le séchage est essentiellement régi par les principes de transport de chaleur et de matière. Lorsqu'un solide humide est chauffé à une température appropriée, l'humidité se vaporise sur ou près de la surface solide et la chaleur requise (chaleur sensible et chaleur de vaporisation) pour le séchage est généralement fournie par un gaz chaud (exceptions: séchage par micro-ondes, lyophilisation, etc.).

Dès qu'une partie de l'humidité de surface se vaporise, davantage d'humidité est transportée de l'intérieur du solide vers la surface. L'humidité peut se déplacer à l'intérieur d'un solide par une variété de mécanismes selon la nature et le type du solide et son état d'aggrégation. Différents types de solides peuvent devoir être manipulés pour le séchage cristallin (sucre, sel, etc.), les billes granulaires (billes de polymère humides), les poudres, les feuilles, les dalles, les gâteaux de filtre, etc. le mécanisme de transport de l'humidité dans les différents solides peut être largement classé en (i) transport par forces capillaires, (ii) diffusion de liquide, (iii) transport induit par la pression, et (iv) diffusion de vapeur. Le mécanisme qui domine dépend de la nature du solide, de sa structure de pores et du taux de mort. De plus, différents mécanismes peuvent entrer en jeu et dominer à différents stades de séchage du même matériau.

La particule est généralement poreuse (c'est souvent un effet recherché en séchage vis-à-vis de l'aire volumique). Le liquide contenu dans les pores doit monter à la surface par capillarité (phénomène de succion capillaire), soit par diffusion voire par vaporisation in situ. Le liquide qui se trouve en surface (liquide externe) est appelé liquide libre lorsqu'aucune force ne le retient sur le solide (adsorption, force de Van der Waals). Autour du film liquide externe, se trouve un film gazeux considéré saturé d'humidité (vapeur de liquide) lorsque l'on admet que l'équilibre liquide-vapeur est réalisé à la surface de la particule ; entre les films liquide et gazeux proche (concept de couche limite). Si la vaporisation à la surface (en régime de séchage et non à l'équilibre) est très rapide, il se peut que le renouvellement du liquide en périphérie devienne l'étape limitante de transfert.

Lorsque les particules de solide sont très proches (cas générale), on distingue plusieurs degrés d'humidité interparticulaire qui auront une influence sur la surface ainsi que la facilité de l'évaporation :

- L'état capillaire, pour lequel l'espace interparticulaire est totalement occupé par le liquide libre. Le liquide s'évapore facilement mais surface d'évaporation est faible.
- L'état funiculaire : la vapeur apparaît dans le milieu L+V, mais les particules restent liées avec une bonne cohésion d'ensemble $\Rightarrow$ surface d'évaporation importante
- L'état pendulaire : seuls subsistent quelques ponts liquides entre les particules. Il n'y a quasiment plus de liquide libre $\Rightarrow$ évaporation difficile et peu de surface d'évaporation.

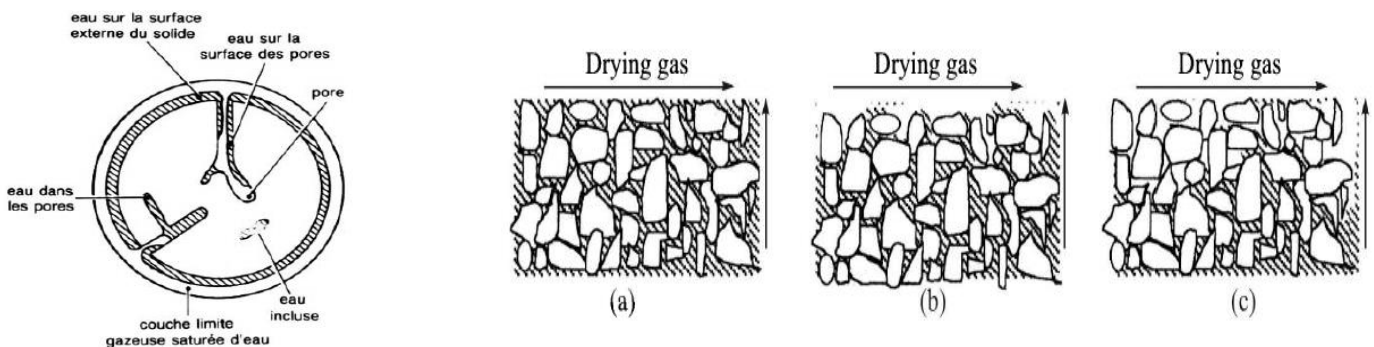


Figure II.1 : Représentation schématique d'un solide humide (a) état capillaire (b) état funiculaire (c) état pendulaire

II-2 Equilibres de séchage

La force motrice du séchage est généralement la différence entre la pression de vapeur exercée par l'humidité présente dans le solide à sécher et la pression partielle d'humidité dans l'air ambiant, les relations d'équilibre sont généralement exprimées en fonction de ces deux quantités.

L'humidité présente dans un solide humide exerce une pression de vapeur qui dépend de l'humidité, de la température et de la nature du solide.

Si un solide est en contact avec l'air contenant l'humidité, le solide sera séché en perdant de l'humidité si la pression partielle d'humidité dans l'air est inférieure à la pression de vapeur exercée par l'humidité du solide. D'autre part si la pression partielle d'humidité dans l'air est plus élevée, le solide absorbera l'humidité de l'air.

Lorsque la pression de vapeur exercée par l'humidité dans le solide est la même que la pression partielle d'humidité dans l'air ambiant, il n'y a pas de transfert net d'humidité et le solide a une teneur en humidité d'équilibre. Le séchage peut procéder théoriquement seulement jusqu'au taux d'humidité à l'équilibre.

Les données d'équilibre pour le séchage sont généralement exprimées sous la forme de la l'humidité relative de l'air environnant en fonction du taux d'humidité du solide. La teneur d'humidité à l'équilibre de quelques substances est représentée sur la figure II.2

Considérons le point M sur la courbe-6 pour le blé où l'humidité relative est $R_H = 1$ et le taux d'humidité du solide est X_M ; à droite de M, la courbe est horizontale.

Pour un taux d'humidité du solide égale ou supérieure à X_M , la pression de vapeur d'équilibre exercée par le solide est égale à la pression de vapeur d'eau à la température concernée, c'est l'humidité non liée. A un taux d'humidité inférieure à X_M , le solide exerce une pression de vapeur d'eau inférieure à celle de l'eau pure, l'humidité est liée.

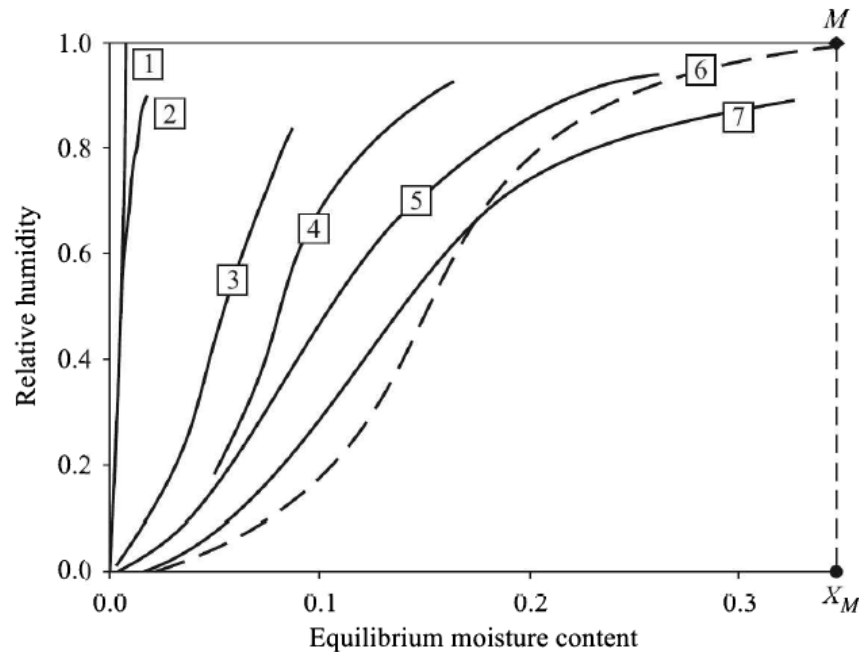


Figure II.2 : Isothermes d'humidité à l'équilibre pour une substance sélectionnée à température ambiante: 1-fibre d'amiante; 2-PVC; 3-bois; 4-papier kraft; 5-jute; 6-blé; 7-Patate

Un solide qui est hygroscopique ou qui adsorbe l'humidité montre une teneur d'humidité à l'équilibre relativement élevée. Les courbes d'adsorption et de désorption ont été obtenues en mouillant et en séchant le solide, respectivement. La teneur d'humidité à l'équilibre mesurée dans les expériences de séchage est toujours peu plus élevée, en particulier dans la plage d'humidité relative de 30% à 80%. L'effet d'hystérésis peut être dû à:

- Une incapacité à atteindre le véritable équilibre.
- L'irréversibilité de l'évaporation et de la condensation dans les capillaires.

Pour ce dernier, une explication possible est basée sur les représentations de l'humidité dans les capillaires à col, comme le montre la figure II.3

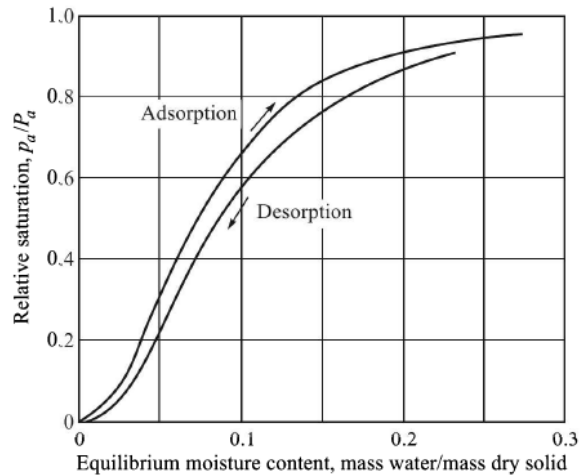


Figure II.3 : Effet de l'hystérésis sur le taux d'humidité à l'équilibre de la pâte de sulfite.

Pour le séchage (désorption), le capillaire contient plus d'humidité que pour le mouillage (adsorption). Ainsi, pour une humidité relative donnée, la teneur d'humidité à l'équilibre pour le séchage est moindre que pour le mouillage.

Les solides qui sont solubles dans l'humidité présentent un taux d'humidité à l'équilibre insignifiant lorsqu'ils sont exposés à l'air, qui est une pression d'humidité partielle inférieure à la pression de vapeur de la solution saturée du solide. Si, la pression partielle d'humidité dans l'air est supérieure à la pression de vapeur d'une solution saturée du solide, le solide absorbera suffisamment d'humidité pour se dissoudre, phénomène connu sous le nom de *deliquescence*.

II.3 Terminologies importantes

Les quantités et termes les plus importantes en ce qui concerne le séchage sont :

- a. **Solide sec (Bone-dry solid):** un solide sans humidité est appelé solide sec, c'est une situation idéale. Lorsqu' un solide sec est mis en contact avec l'air humide, il absorbe l'humidité jusqu'à l'équilibre soit établi
- b. **Taux d'humidité (à base sec) (Moisture content):** Le taux d'humidité à base sec est défini comme :

$$X = \frac{\text{kg d'humidité}}{\text{kg de solide sec}}$$

- c. **Taux d'humidité (à base humide) :** Le taux d'humidité à base humide est la quantité d'humidité par quantité de solide humide,

$$X_H = \frac{\text{kg d'humidité}}{\text{kg de solide humide}} = \frac{\text{kg d'humidité}}{\text{kg de solide sec} + \text{kg d'humidité}} = \frac{X}{1+X}$$

- d. **Taux d'humidité à l'équilibre (Equilibrium moisture content) (X^*):** le taux d'humidité d'un solide qui peut rester en équilibre avec le milieu de séchage d'une humidité relative donnée à une température donnée est appelée humidité d'équilibre
- e. **Humidité libre (Free moisture):** L'humidité dans un solide humide en excès de l'humidité d'équilibre est appelée humidité libre ($X-X^*$). Seule l'humidité libre peut être éliminée par séchage dans les conditions de fonctionnement (température et humidité du gaz de séchage).

- f. **Humidité liée (Bound moisture):** la quantité d'humidité dans un solide qui exerce une pression de vapeur inférieure à la pression de vapeur de l'eau pure à cette température est appelée humidité liée.
- g. **Humidité non liée (Unbound moisture):** La quantité d'humidité dans un solide humide en excès de l'humidité liée est appelée humidité non liée. Humidité non liée exerce une pression de vapeur égale à celle de l'eau pure à cette température.

Ces termes sont également illustrés dans la figure II.4. Un solide ayant un taux d'humidité initiale X_i est séché au contact avec un gaz d'humidité relative R_H^* . L'eau présente dans le solide exerce une pression de vapeur égale à celle de l'eau pure jusqu'à ce qu'un taux d'humidité X_b soit atteint. Donc $(X_i - X_b)$ est le taux d'humidité non lié du solide humide.

Lorsque le taux d'humidité diminue en dessous de X_b , la pression de vapeur exercée par l'eau restant dans le solide est également diminuée, jusqu'à atteindre le taux d'humidité à l'équilibre X^* , la pression de vapeur de l'humidité sur le solide devient égale à la pression partielle de la vapeur de l'eau dans le gaz de séchage (l'humidité relative correspondante est R_H^* , sur la figure II.4).

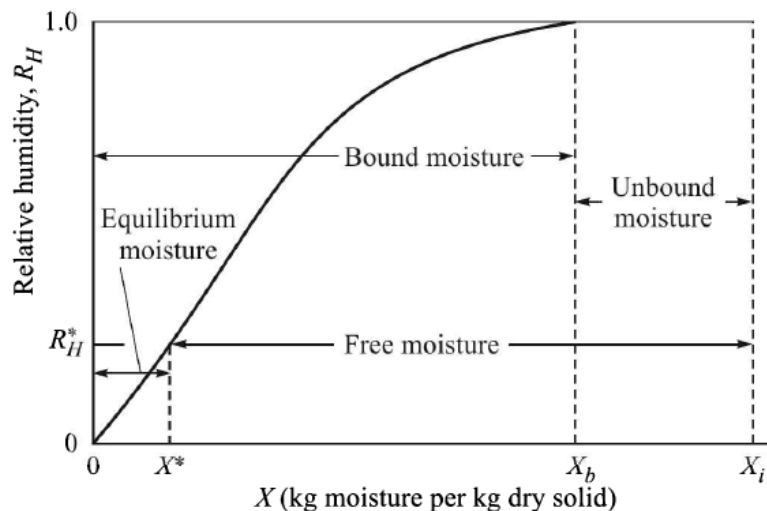


Figure II.4 : différent type de l'humidité dans un solide humide

Donc, X_b est l'humidité liée; $X_i - X^*$ est le taux d'humidité libre (tous exprimés en kg d'humidité par kg de solide sec)

Exemple 1 : Un solide humide doit être séché de 80% à 5% d'humidité (base humide). Calculer l'humidité à évaporer, pour 1000 kg de produit séché.

Solution

$$X_i = \frac{0.8}{1 - 0.8} = 4 \frac{\text{Kg Humidité}}{\text{Kg solide sec}}$$

$$X_f = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.0527 \frac{\text{Kg Humidité}}{\text{Kg solide sec}}$$

$$\text{La quantité du produit solide} = 1000 \cdot (1 - 0.05) = 950 \text{ Kg solide sec}$$

$$\text{Humidité évaporée} = 950 \cdot (4 - 0.0527) = 3750 \text{ Kg}$$

II.4 Cinétique du séchage

Le temps requis pour le séchage d'un solide humide jusqu'à un taux d'humidité finale peut être déterminé à partir d'une connaissance de la vitesse de séchage dans les conditions données. La vitesse de séchage d'un solide est en fonction de la température, de l'humidité, du débit et des propriétés de transport (en termes de nombre de Reynolds et de Schmidt) du gaz de séchage.

La vitesse de séchage doit être déterminée expérimentalement, dans le cas d'un produit solide séché par entraînement, l'expérience de base consiste à placer le produit dans un courant d'air parfaitement maîtrisé (température, humidité, débit) et à enregistrer l'évolution de sa masse résiduelle (m_{SH}) au cours du temps, par des pesées à intervalles de temps réguliers (figure II.5)

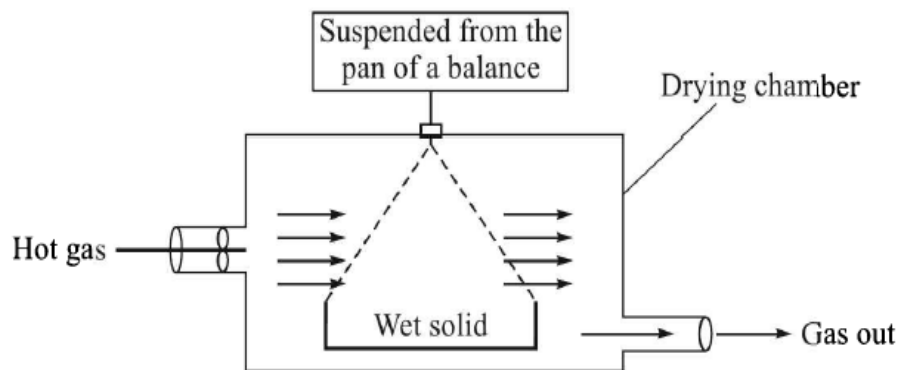


Figure II.5 : expérience de séchage discontinu

Le flux de séchage (N) est donné par formule suivante :

$$N = - \frac{m_s}{A} \frac{dX}{dt} \left[\frac{\text{Kg Humidité}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right]$$

avec X le taux d'humidité du solide (en kg humidité/kg solide sec), m_s la masse de solide à sécher (solide sec) et A c'est la surface de séchage (la surface de séchage est la surface exposée du solide prise sur le plateau).

Un processus de séchage peut être illustré par différents diagrammes :

- Diagramme taux d'humidité en fonction du temps de séchage ($X=f(t)$: *courbe de séchage*); obtenue directement à partir de l'enregistrement de la masse au cours du temps, connaissant taux d'humidité initiale du produit (Figure II.6).
- Diagramme débit de séchage en fonction du taux d'humidité ($N=f(X)$ *courbe de la vitesse de séchage*) (Figure II.7).

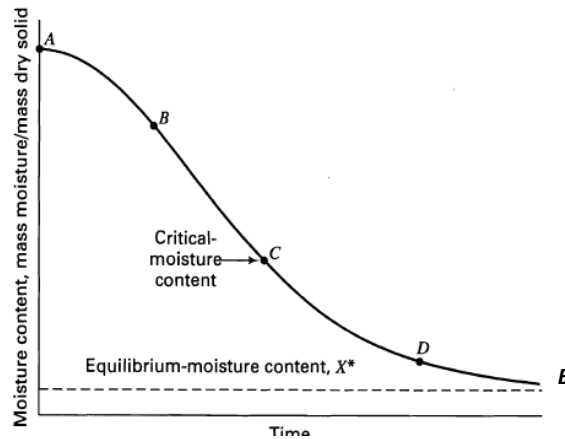


Figure II.6 : taux d'humidité d'un solide en fonction du temps pendant le séchage discontinu

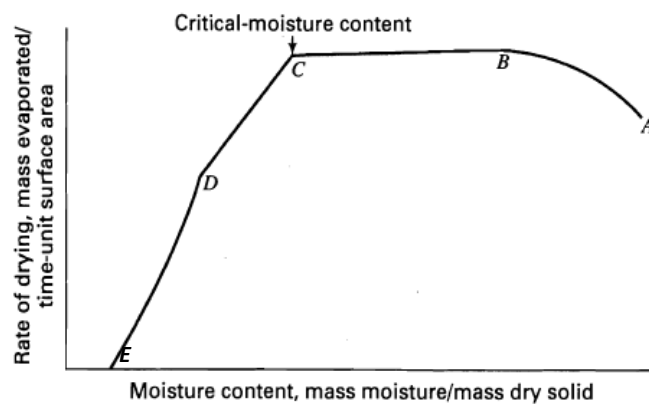


Figure II.7 : Courbe de la vitesse de séchage

Les courbes théoriques, obtenues pour des solides non hygroscopiques et peu déformables comme, par exemple, la cellulose, permettent classiquement de distinguer trois parties :

Partie A-B : la phase transitoire de mise en température du solide à sécher

Le solide humide est préchauffé à une température de surface exposée égale à la température humide du gaz. Une partie de l'humidité est évaporée au cours de cette période de préchauffage, à une vitesse croissante, la température de surface augmente.

Partie B-C : la phase à vitesse de séchage constante

Pendant toute la durée de cette période qui se poursuit jusqu'au point critique (point c), la surface du produit est saturée en humidité. Cette situation résulte soit de la présence d'humidité en quantité importante à la surface du solide, soit d'une diffusion d'humidité, du sein du solide vers sa surface externe, suffisamment rapide. La température du solide reste constante et égale à la température humide du gaz de séchage, alors le flux thermique transmis est constante, ce entraîne un débit de vaporisation constante, et la nature du solide n'intervient pas au cours de cette période. La période T_B - T_C est couramment appelée période à allure constante.

Partie C-E : la phase à vitesse de séchage décroissante ou période ralentie

Pendant cette période de séchage, le transfert de l'eau au sein du produit n'est plus assez rapide et le taux d'humidité à partir duquel la vitesse de séchage se met à décroître jusqu'au taux d'humidité à l'équilibre X^* .

Les facteurs qui peuvent augmenter la cinétique de séchage sont :

- La diminution de l'humidité absolue de l'air sec.
- L'élévation de la température de l'air de séchage.
- L'augmentation du coefficient de transfert thermique par une augmentation de la vitesse de circulation de l'air.
- L'augmentation de la surface spécifique du solide ce qui entraîne l'augmentation de la surface d'échange.

dans la partie C-D, la vitesse chute (à peu près) linéairement avec le temps, c'est une droite figure II.7.

et dans la partie D-E, la vitesse continue de chuter mais plus en plus lentement.

La période T_C-T_E est communément appelée période à allure ralentie.

II.4.1 Temps de séchage

Le temps de séchage requis pour réduire le taux d'humidité d'un solide dans la mesure souhaitée dans un séchoir peut être calculé en utilisant les données de vitesse de séchage obtenues par des expériences de laboratoire.

Si un solide avoir un taux d'humidité initiale X_i , il doit être séché jusqu'à un taux d'humidité finale X_f , le temps de séchage est donc :

$$N = -\frac{m_s}{A} \frac{dX}{dt} \Rightarrow \int_0^t dt = \int_{X_i}^{X_f} -\frac{m_s}{A} \frac{dX}{N}$$

$$t = -\frac{m_s}{A} \int_{X_i}^{X_f} \frac{dX}{N}$$

Étant donné la forme de la courbe de séchage, le temps de séchage doit être déterminé séparément pour les deux phases de séchage.

- Période à allure constante (phase à vitesse constante) :** On note que le débit de séchage N reste constant à N_C jusqu'à la teneur d'humidité critique X_C (figure II.7), la durée (temps) de séchage pendant la phase à vitesse constante peut être calculée :

$$\int_0^{t_C} dt = -\frac{m_s}{A} \int_{X_i}^{X_C} \frac{dX}{N_C} \Rightarrow t_C = \frac{m_s}{A \cdot N_C} (X_i - X_C)$$

- b. **Période à allure ralentie (phase à vitesse décroissante)** : Le débit de séchage dans cette période est en fonction du taux d'humidité $N=f(X)$ ($X_f < X < X_C$), le temps de séchage est donc :

$$t_r = -\frac{m_s}{A} \int_{X_C}^{X_f} \frac{dX}{N(X)}$$

Cette intégrale peut être évaluée graphiquement ou numériquement si les données pour N en fonction de X sont disponibles.

Le temps total t de séchage de X_i à X_f est donné par : $t=t_c+t_r$

$$t = t_c + t_r = \frac{m_s}{A \cdot N_C} (X_i - X_C) - \frac{m_s}{A} \int_{X_C}^{X_f} \frac{dX}{N(X)}$$

Dans le cas le plus simple, si le débit de séchage N est une fonction linéaire de X sur la période de vitesse ralentie (période à allure ralentie) $N = \alpha \cdot X + \beta$, le temps de séchage peut être exprimé comme suit :

$$t = t_c + t_r = \frac{m_s}{A \cdot N_C} (X_i - X_C) - \frac{m_s}{A} \int_{X_C}^{X_f} \frac{dX}{\alpha \cdot X + \beta}$$

$$t = t_c + t_r = \frac{m_s}{A \cdot N_C} (X_i - X_C) + \frac{m_s}{A \cdot \alpha} \ln \left(\frac{\alpha \cdot X_C + \beta}{\alpha \cdot X_f + \beta} \right)$$

Puisque : $N_C = \alpha \cdot X_C + \beta$ et $N_f = \alpha \cdot X_f + \beta \Rightarrow \alpha = \frac{N_C - N_f}{X_C - X_f}$, donc

$$t = \frac{m_s}{A \cdot N_C} (X_i - X_C) + \frac{m_s}{A} \cdot \frac{X_C - X_f}{N_C - N_f} \ln \left(\frac{\alpha \cdot X_C + \beta}{\alpha \cdot X_f + \beta} \right)$$

On note que le taux de séchage $N = 0$ au taux d'humidité d'équilibre X^* , donc

$$N = \alpha \cdot X^* + \beta = 0 \Rightarrow \beta = -\alpha \cdot X^*$$

$$\ln \left(\frac{\alpha \cdot X_C + \beta}{\alpha \cdot X_f + \beta} \right) = \ln \left(\frac{\alpha \cdot X_C - \alpha \cdot X^*}{\alpha \cdot X_f - \alpha \cdot X^*} \right) = \ln \left(\frac{X_C - X^*}{X_f - X^*} \right)$$

Et $N_C = \alpha \cdot X_C + \beta$ et $N = \alpha \cdot X^* + \beta \Rightarrow \alpha = \frac{N_C}{X_C - X^*}$

Substituer ces résultats dans l'équation du temps de séchage, on obtient :

$$t = \frac{m_s}{A \cdot N_C} (X_i - X_C) + \frac{m_s}{A} \cdot \frac{X_C - X^*}{N_C} \ln \left(\frac{X_C - X^*}{X_f - X^*} \right)$$

$$t = \frac{m_s}{A \cdot N_C} \left[(X_i - X_C) + (X_C - X^*) \cdot \ln \left(\frac{X_C - X^*}{X_f - X^*} \right) \right]$$

Le débit de séchage est nulle lorsque $X = X^*$, donc si le débit de séchage à la période ralentie est linéaire avec X , il est proportionnel à $(X - X^*)$.

Si les données de débit de séchage sont disponibles sous forme de tableau, il est pratique de déterminer le temps de séchage par intégration graphique.

Exemple 2

On doit sécher un solide de 25% à 6% d'humidité (base humide). La masse de solide humide est 160 Kg et la surface de séchage est $1\text{m}^2 / 40 \text{ Kg}$ de solide sec. Le taux d'humidité critique est de 0.2 (Kg/Kg solide) sec et l'humidité à l'équilibre est de 0.05 (Kg/Kg solide). Le débit de séchage pendant la période de chute (ralentie) est proportionnelle au taux d'humidité libre du solide. Le débit de séchage au point critique égal à $0.3 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m}^2\text{s}$. Calculer le temps de séchage ?

Solution

On a : $X_C=0.2$; $X^*=0.05$ et $N_C=0.3 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m}^2\text{s}$

$$X_i = \frac{0.25}{1 - 0.25} = 0.333 \frac{\text{KgHumidité}}{\text{Kg solide sec}}$$

$$X_f = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.064 \frac{\text{KgHumidité}}{\text{Kg solide sec}}$$

Donc : $t = \frac{m_s}{A \cdot N_C} \left[(X_i - X_C) + (X_C - X^*) \cdot \ln \left(\frac{X_C - X^*}{X_f - X^*} \right) \right]$

$$t = \frac{40}{1 \cdot 0.3 \cdot 10^{-3}} \left[(0.333 - 0.2) + (0.2 - 0.05) \cdot \ln \left(\frac{0.333 - 0.05}{0.064 - 0.05} \right) \right]$$

Le temps de séchage $t=7.7861 \cdot 10^4\text{s}$

II.5 Equipements de Séchage

De nombreux séchoirs industriels travaillent sur les stratégies de mise en contact du solide avec le gaz de séchage. Cependant, les modes de fonctionnement et de l'alimentation de l'énergie font donc varier les séchoirs. Il existe de nombreux systèmes de classification des séchoirs. Le tableau II.1 résumé les critères et les types de séchoirs typiques.

Tableau II.1 : Les critères et les types de séchoirs typiques

Critères	Types
Mode of operation	• Batch • Continuous
Heat input-type	• Convection*, conduction, radiation, electromagnetic fields, combination of heat transfer modes • Intermittent or continuous* • Adiabatic or non-adiabatic
State of material in dryer	• Stationary • Moving, agitated, dispersed
Operating pressure	• Vacuum* • Atmospheric
Drying medium (convection)	• Air* • Superheated steam • Flue gases
Drying temperature	• Below boiling temperature* • Above boiling temperature • Below freezing point
Relative motion between drying medium and drying solids	• Co-current • Counter-current • Mixed flow
Number of stages	• Single* • Multi-stage
Residence time	• Short (< 1 minute) • Medium (1 – 60 minutes) • Long (> 60 minutes)

(*)les plus utilisé dans industrie.

La classification des séchoirs sur la base du mode chauffage est peut-être la plus utile car elle permet d'identifier certaines caractéristiques clés de chaque classe de séchoirs. On distingue, selon le mode de chauffage utilisé :

- Le séchage direct, appelé aussi séchage par convection ou par entraînement;
- Le séchage indirect ou séchage par conduction ou par contact;
- Le séchage par rayonnement;
- Le séchage par pertes diélectriques.

II.5.1 Séchage direct ou par convection

Le mode de séchage par convection est le plus fréquemment utilisé, du fait que l'air traversant le séchoir assure à la fois le transfert thermique et le transfert de matière. Les fluides couramment employés sont l'air chaud, la vapeur surchauffée, les gaz de combustion fournis par une source appropriée ainsi que des gaz inertes, comme l'azote, lorsque la substance est sensible à l'oxydation par l'oxygène de l'air. Si l'on a affaire à des produits thermosensibles, le séchage peut être effectué à température plus basse, en opérant sous pression réduite.

II.5.1.1 Sécheurs discontinu

L'équipement de Séchage discontinu comprend sécheurs à plateaux (également appelés armoires, compartiments ou étagères).

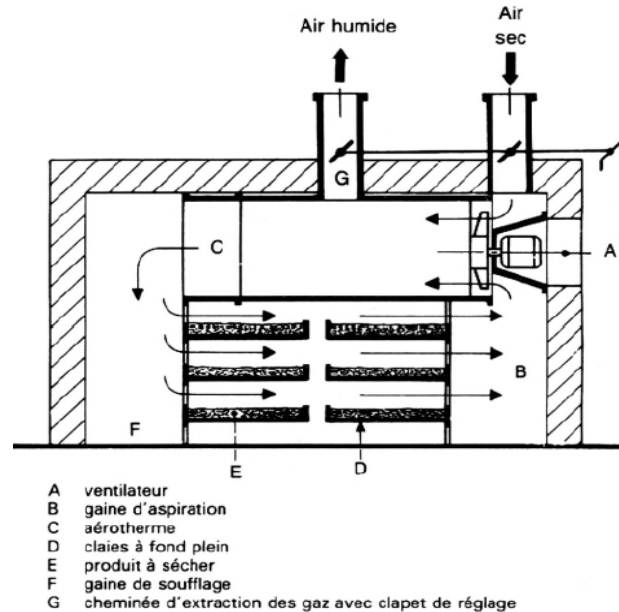


Figure II.8 : Sécheur discontinu à convection

Ces types de séchoirs sont utiles lorsque le taux de production est faible. Ils sont utilisés pour sécher une large gamme de matériaux, mais nécessitent une main-d'œuvre élevée pour le chargement et le déchargement des matériaux et sont coûteux à utiliser

II.5.1.2 Sécheurs continu

- a. **Sécheur tunnel** : Un sécheur tunnel est constitué d'une enceinte fixe dans laquelle le produit à traiter se déplace longitudinalement d'une extrémité à l'autre de l'enceinte. Le produit initial est déposé, à l'entrée du tunnel, au moyen d'un dispositif adéquat. La matière est transportée sur un tapis unique (en tôles pleines ou perforées, en grillage, en toile tissée). L'apport de chaleur au produit se fait généralement par l'intermédiaire d'un fluide de séchage (circulation d'air chaud). Les séchoirs à tunnel sont largement utilisés dans l'industrie de la céramique pour sécher la poterie, pour le séchage des cristaux, de gâteaux et de matières pâteuses

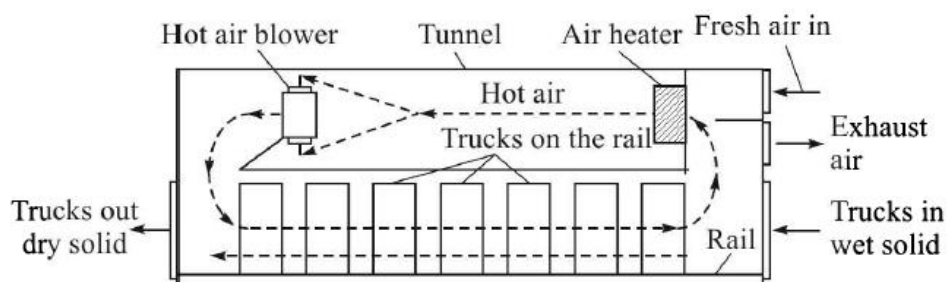


Figure II.9 : Sécheur tunnel

- b. **Sécheur à bande** : Un fonctionnement continu peut être réalisé en portant le solide sous forme de couche sur un convoyeur à bande, avec des gaz chauds passant sur le matériau. Le Sécheur à bande est utilisé en générale dans le séchage des pastilles de catalyseur, des

produits chimiques tels que les pigments, les particules de résine, les produits alimentaires comme les noix, les fruits, les céréales, les carottes tranchées.

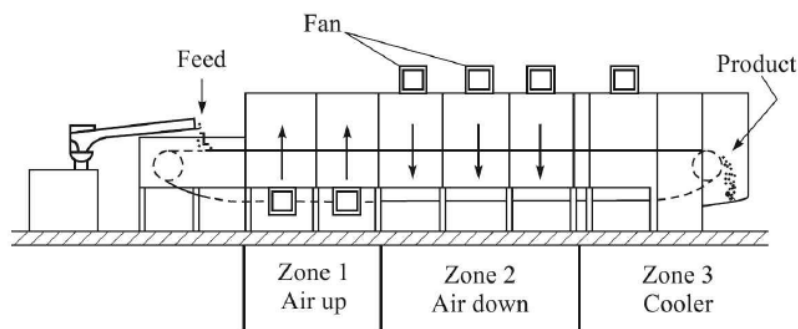


Figure II. 10 : Sécheur à bande

- c. **Sécheur rotatif** : constitué par un cylindre métallique tournant autour de son axe (légèrement incliné sur l'horizontale) et dont la paroi intérieure est équipée de pelles ou d'augets remontant le produit avant de le laisser retomber en pluie à travers le courant d'air chaud. Les applications typiques des séchoirs rotatifs sont le séchage du sel de table, du sulfate de sodium, du sulfate d'ammonium et de nombreux autres sels, le séchage du sable, des minéraux et des composés organiques.

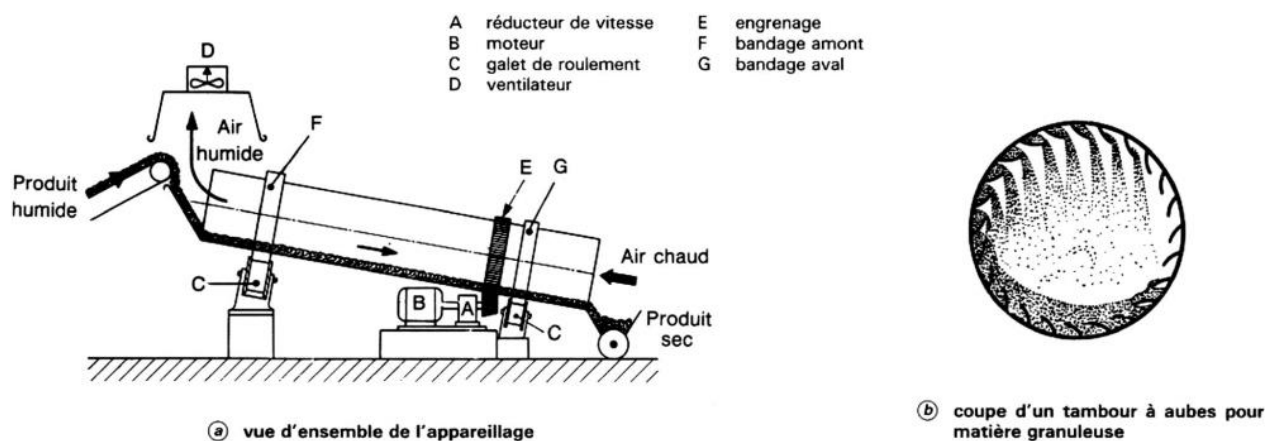


Figure II.11 – Tambour sécheur rotatif, à convection

II.5.2 Séchage par contact indirect ou par conduction

Contrairement à la convection, le transfert thermique vers le produit se fait dans ce cas par contact du produit avec une paroi chauffée extérieurement à l'enceinte de séchage. L'air qui traverse les appareils n'a alors comme rôle que celui d'évacuer les buées issues de la vaporisation de l'eau contenue dans le produit. Ce type de sécheur est particulièrement intéressant lorsque, pour des raisons propres au produit, celui-ci ne peut pas être placé en milieu oxydant. Le gaz éliminant les buées peut alors être un gaz inerte dont la consommation est alors limitée au strict minimum.

La surface d'échange thermique est fonction de la température de la paroi et de la capacité évaporatoire du produit. Plus le gradient de température entre la paroi et le produit sera faible, plus la surface d'échange devra être importante, à même capacité évaporatoire. En séchage

conductif, la diminution de la température de séchage s'obtient sous pression réduite. Le séchage sous vide est particulièrement intéressant si l'on traite des produits sensibles à l'oxydation lorsqu'ils sont chauffés.

II.5.2.1 Sécheurs discontinu

a. Sécheurs discontinu agité

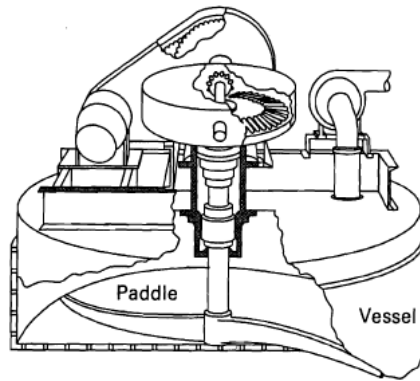


Figure II.12 Sécheurs discontinu agité

b. Sécheur sous vide conique

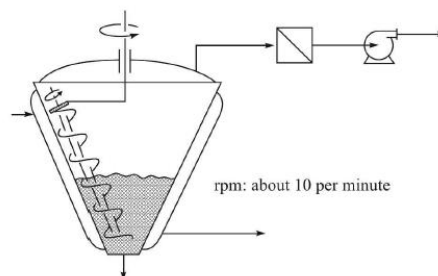


Figure II.12 Sécheurs sous vide conique

II.5.2.2 Sécheurs continu

- a. **Sécheur tambour rotatif à conduction** : Ce sont des cylindres métalliques tournant autour de leur axe légèrement incliné sur l'horizontale. Ces cylindres sont soit placés dans une enceinte chauffée transmettant la chaleur à la paroi extérieure du cylindre, soit équipés de faisceaux tubulaires implantés à l'intérieur du cylindre et parcourus par un fluide caloporteur (vapeur, fluide thermique...).

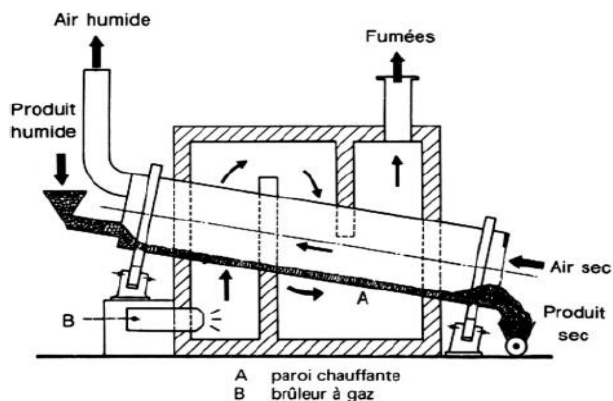


Figure II.13 : Sécheur tambour rotatif à conduction

- b. **Sécheur tambour à palettes** : Ils sont constitués d'enveloppes cylindriques ou semi-cylindriques, statiques, en forme d'auges, et munis d'un ensemble de palettes fixées sur un arbre tournant. L'enveloppe extérieure (stator) est chauffée par l'intermédiaire de gaz chauds ou d'un fluide thermique. Les palettes supportées par le rotor ont pour fonction d'assurer un brassage continu du produit. Dans certains cas, le rotor et les palettes sont conçus pour être parcourus par un fluide thermique. La fonction de brassage est alors complétée par une fonction d'échange thermique avec le produit par l'intermédiaire des palettes qui constituent une surface supplémentaire de transfert de chaleur.

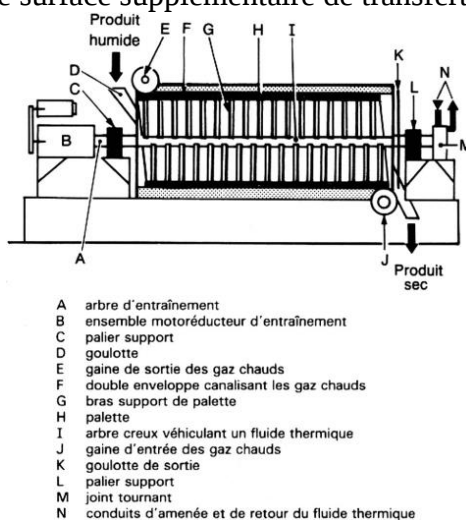


Figure IV.14 : Sécheur tambour à palettes

II.5.2.3 Lyophilisation (Freeze Drying)

Ce procédé de séchage combine l'action du froid et du vide en provoquant la sublimation de la glace, le cristal passant directement à l'état vapeur, sans transition par la phase liquide.

Ces appareils permettent d'obtenir des produits secs d'excellente qualité au plan des caractéristiques organoleptiques, du respect des qualités biologiques et de la préservation des vitamines. Il a été largement appliqué industriellement au séchage de matières biologiques, de produits pharmaceutiques et de denrées alimentaires.

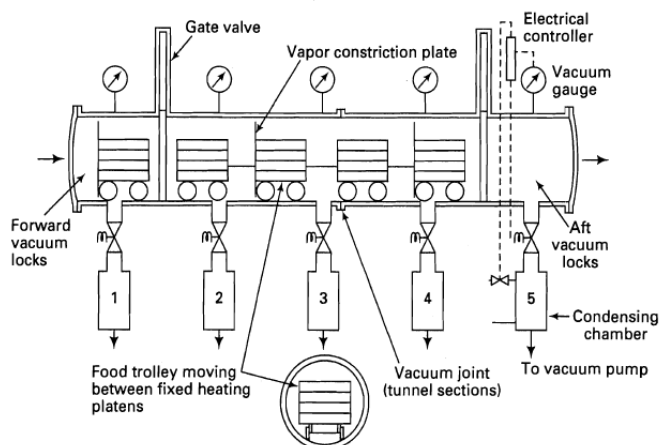


Figure II.15 : Lyophilisation (Freeze Drying)

II.5.3 Séchage par rayonnement

L'échange thermique est obtenu par absorption par le solide humide de chaleur émanant de rayons infrarouges ou bien par friction moléculaire du liquide contenu dans le solide humide soumis à un champ électromagnétique à haute fréquence (micro-ondes). Un exemple d'un tel séchage est donné par la figure II.15.

Ce procédé est très efficace pour l'élimination de l'humidité lorsque les produits à sécher ne sont pas thermosensibles. Le rayonnement infrarouge est appliqué dans de très nombreux procédés pour le séchage des papiers, cartons, textiles, etc.

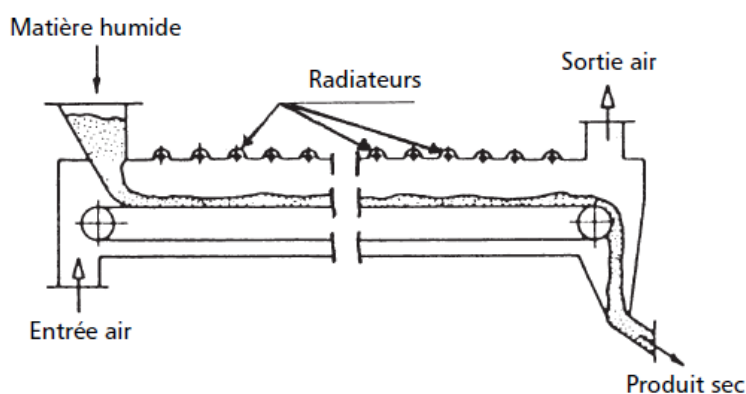


Figure II.16 : Séchage par rayonnement

II.5.4 Séchage par pertes diélectriques

Un diélectrique est un matériau ayant la particularité d'être un isolant électrique. Placé dans un champ électrique, les atomes ou les molécules constituant ce matériau se polarisent. Lorsque la polarité des électrodes est inversée, l'attraction des charges électriques change de direction, ce qui a comme conséquence une déformation de la matière qui, si elle est entretenue, provoque son échauffement.

Dans la pratique, on utilise le chauffage par hautes fréquences (10 à 300MHz) et le chauffage par micro-ondes ou hyperfréquences (de 300 à 30 000 MHz).

On emploie les hautes fréquences en séchage des produits textiles en masse, biscuits après cuisson, produits pharmaceutiques, céramiques, etc.

Le chauffage des micro-ondes est utilisé pour :

- le séchage des colles sur papier et des films photographiques;
- le séchage, la cuisson et le frittage des céramiques.

II.5.5 Sécheurs par traversée de la couche de produit par l'air de séchage

Lorsque la configuration physique du produit le permet (division des particules ou porosité suffisante de la couche), la traversée de la couche de produit par l'air de séchage sera préférée car elle permet une efficacité de séchage bien meilleure.

En effet, dans ce cas, chaque particule élémentaire est entourée par l'air de séchage. Cela a pour conséquence d'améliorer les transferts et, par conséquent, de réduire la durée du séchage par le fait que d'une part la surface d'échange entre l'air et le produit est très fortement accrue, d'autre part les phénomènes de conduction de la chaleur et de migration de l'eau se développent sur des distances bien plus faibles.

a. Traversée simple

Le solide divisé est déposé sur un support poreux fixe ou mobile. L'air de séchage traverse verticalement ou horizontalement la couche de solide.

Dans cette catégorie, on trouve :

- Les sécheurs à tapis transporteur, à palettes perforées ou à mailles (Figure II.17).
- Les sécheurs à plateaux perforés rotatifs.
- Les colonnes de séchage.
- Les tambours sécheurs rotatifs à Louvres (Figure II.18).

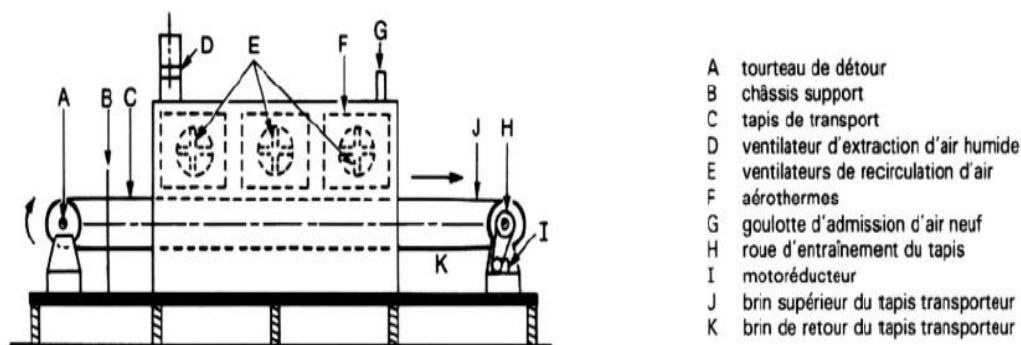


Figure II.17 : Sécheur à tapis transporteur

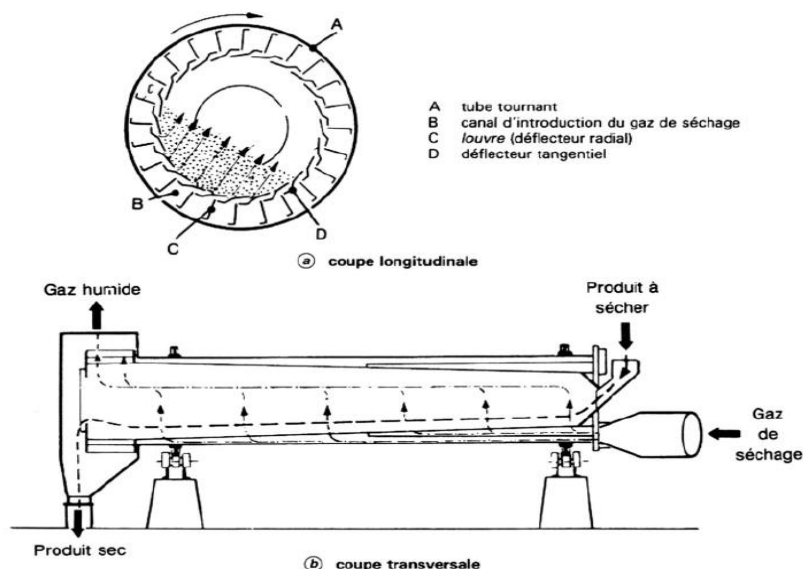


Figure II.18 : Tambour sécheur rotatif à Louvres

b. Fluidisation

Le solide divisé est placé sur un support poreux. L'air de séchage traverse verticalement, de bas en haut, le support et la couche de solide avec une vitesse telle qu'elle provoque une semi-sustentation des particules de produit par effet aérodynamique.

Dans cet état de fluidisation, les échanges sont très intenses et permettent non seulement une efficacité remarquable du séchage, mais encore une utilisation optimale de l'air de séchage se traduisant par une consommation énergétique spécifique très modeste.

La fluidisation par l'air est obtenue pour une vitesse d'air fonction notamment de la forme, de la taille et de la masse volumique des particules.

Deux autres types de sécheurs à lits fluidisés sont présentés sur les figures II.19 et II.20.

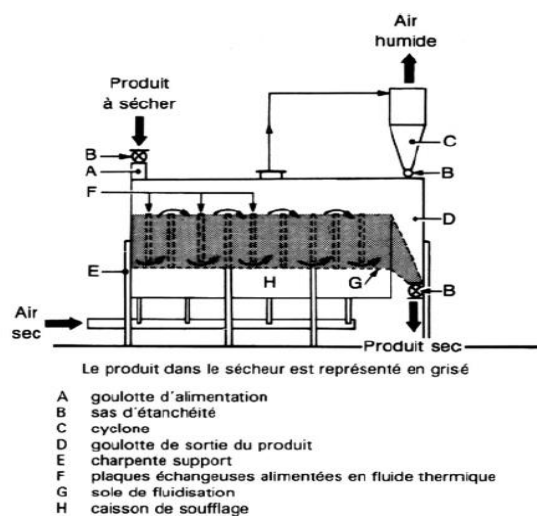


Figure II.19 : Sécheur à lit fluidisé avec échangeurs

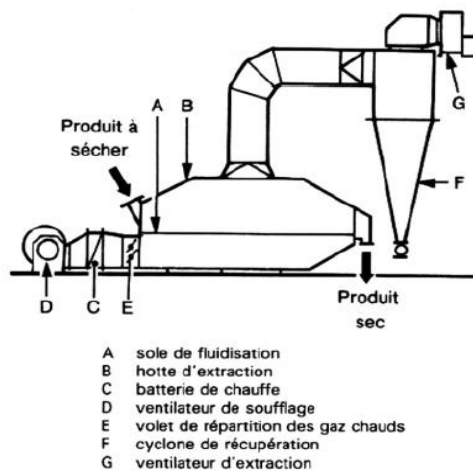


Figure II.20 : Sécheur à lit fluidisé statique

c. Séchage pneumatique (Flash dryer)

Pour des vitesses d'air supérieures aux vitesses limites de chute des particules, il n'y a plus sustentation des particules, mais entraînement des particules dans le flux d'air.

L'air a donc une fonction de séchage mais, en plus, une fonction de transport permettant de véhiculer les particules sur plusieurs mètres de distance.

Ce procédé est très intéressant lorsque le séchage et le transport doivent être combinés ou lorsque des raisons particulières nécessitent un séchage du solide en un temps très bref.

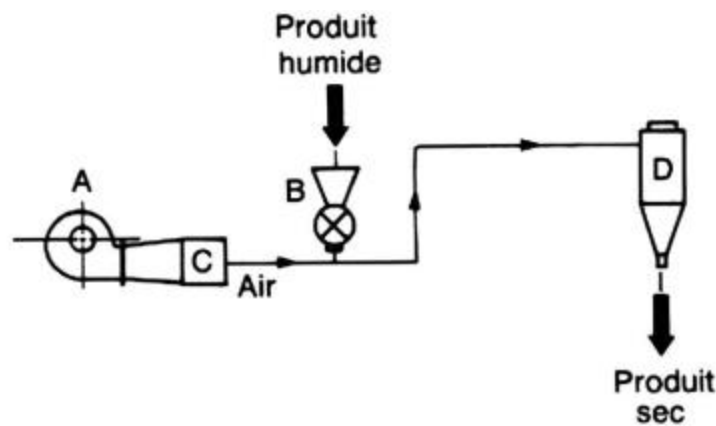


Figure II.20 : Sécheurs pneumatiques

II.6 Calcul de séchage

Le temps de séchage peut être calculé si nous avons les données suivantes :

- Les données expérimentales du débit de séchage dans la période à allure constante N_c
- Les humidités critique et à l'équilibre X_c et X^* .
- La nature de la fonction du débit de séchage à la période ralentie.

Il est possible de calculer le débit de séchage et le temps de séchage en utilisant les principes du transfert de chaleur et de matière. Nous discutons ci-dessous les principes de base de transfert de chaleur et de transfert de matière pour les calculs de séchage et la conception du sécheur.

II.6.1 Séchage à circulation transversal (à circulation parallèle)

Le flux de gaz de séchage sur un solide humide dans un sécheur à plateaux est appelé flux transversal.

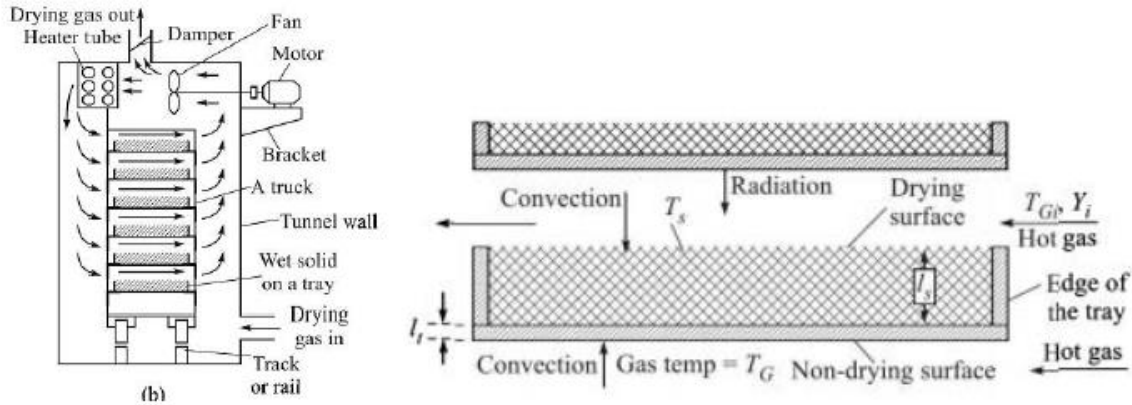


Figure II.21 : Séchage à circulation transversal dans un sécheur à plateaux

T_{gi} : température du gaz sec de séchage à l'entrée en K

Y'_i : humidité de gaz à l'entrée Kg d'humidité/Kg d'air sec

T_s : température de solide en K et l'humidité de saturation Y'_s

l_s : Épaisseur de la couche solide humide et K_s : conductivité thermique de solide en W/m.K

l_t : Épaisseur de plateaux en m

Le flux d'évaporation et la température de surface peuvent être obtenus par un bilan thermique. Si q représente la chaleur totale reçue à la surface, alors :

$$q = q_C + q_K + q_R$$

Avec :

- q_C : flux de chaleur par convection de gaz : $q_C = h_C(T_{gi} - T_s)$; h_C coefficient de transfert de chaleur par convection
- q_R : flux de chaleur par rayonnement de la surface chaude du séchoir.

$q_R = h_R(T_R - T_s) = \varepsilon(5.669 \cdot 10^{-8}) \times (T_R^4 - T_s^4)$; h_R Coefficient de transfert de chaleur par rayonnement, ε facteur d'émission de la surface et $\sigma = 5.669 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$ constante de Stefan Boltzman

- q_K : flux de chaleur par conduction à travers le solide : $q_K = U_k(T_{gi} - T_s)$; U_k coefficient de transfert de chaleur global

$$U_k = \frac{1}{\frac{1}{h_C} \frac{A}{A_u} + \frac{l_t}{K_M} \frac{A}{A_u} + \frac{l_s}{K_S} \frac{A}{A_m}}$$

D'où h_C : coefficient de transfert de chaleur par convection en W/m².K

K_M : Conductivité thermique du plateau en W/m.K.

K_S : Conductivité thermique du solide de séchage W/m.K.

A : Surface exposée. A_m : Surface du solide de séchage. A_u : Surface du plateau en m^2

$$\text{Donc : } q = (h_c + U_k) \cdot (T_{gi} - T_S) + h_R(T_R - T_S)$$

Si on négligeant la chaleur nécessaire pour surchauffer l'humidité évaporée à la température du gaz et on considère que la chaleur latente de vaporisation et si la température et l'humidité du gaz de séchage restent constantes, donc

$$q = N_C \cdot \lambda_s = (h_c + U_k) \cdot (T_{gi} - T_S) + h_R(T_R - T_S)$$

avec N_C : le débit de séchage $N_C = k_{Y'}(Y'_S - Y'_i)$; $k_{Y'}$: coefficient de transfert de matière partiel

λ_s : la chaleur latente de vaporisation à T_S .

$$\text{Donc : } N_C = \frac{q}{\lambda_s} = \frac{(h_c + U_k) \cdot (T_{gi} - T_S) + h_R(T_R - T_S)}{\lambda_s} = k_{Y'}(Y'_S - Y'_i)$$

$$\Rightarrow \frac{(Y'_S - Y'_i)\lambda_s}{h_c/k_{Y'}} = (1 + \frac{U_k}{h_c}) \cdot (T_{gi} - T_S) + \frac{h_R}{h_c}(T_R - T_S)$$

Pour un système Air-eau $h_c/k_{Y'} = C_H$ avec C_H : la chaleur humide

$$\Rightarrow \frac{(Y'_S - Y'_i)\lambda_s}{C_H} = (1 + \frac{U_k}{h_c}) \cdot (T_{gi} - T_S) + \frac{h_R}{h_c}(T_R - T_S)$$

Cette équation a deux inconnues (Y'_S et T_S). Ces deux quantités peuvent être calculées par la résolution simultanément de cette équation avec la courbe d'humidité saturée sur le diagramme psychrométrique (diagramme de l'air humide).

Si le flux de chaleur par conduction à travers le solide et les effets de rayonnement sont absents, donc :

$$\frac{(Y'_S - Y'_i)\lambda_s}{C_H} = (T_{gi} - T_S)$$

C'est l'équation de la température humide et la température de surface du solide de séchage devient la même que la température humide de l'air de séchage.

Le temps de séchage est : $t = t_c + t_r$

$$t = \frac{m_s}{A \cdot N_C} \left[(X_i - X_C) + (X_C - X^*) \cdot \ln \left(\frac{X_C - X^*}{X_f - X^*} \right) \right]$$

Avec $N_C = \frac{q}{\lambda_s} = \frac{(h_c + U_k) \cdot (T_{gi} - T_S) + h_R(T_R - T_S)}{\lambda_s} = k_{Y'}(Y'_S - Y'_i)$ et le débit de séchage dans la période ralentie est une fonction linéaire avec l'humidité de solide.

La valeur du coefficient de transfert de chaleur par convection h_c et de est nécessaire pour calculer le débit de séchage et le temps de séchage.

Pour un écoulement de gaz parallèle à une surface solide avec le nombre de Reynold entre 2600 et 22000, les coefficients de transfert h_c et $k_{Y'}$ peuvent généralement être exprimés comme :

$$J_H = \frac{h_c}{C_p \cdot G_t} Pr^{2/3} = J_H = \frac{k_{Y'}}{G} Sc^{2/3} = 0.11 Re^{-0.29}$$

Avec $Re = \frac{d_e G}{\mu}$; d_e :diamètre équivalent de l'espace de la circulation de gaz de séchage, G_t : débit total de gaz de séchage, μ :viscosité dynamique et G : débit de gaz sec de séchage.

$Pr = \frac{C_p \mu}{K}$, K ; conductivite thermique

$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$; D_{AB} ; coefficient de diffusion et ρ : la masse volumique.

Les relations développées dans ces équations permettent d'estimer le débit de séchage pendant la période à allure constante. Les effets de certains paramètres importants sur le débit de séchage peuvent être déterminés.

- Effet de la vitesse du gaz: Si la conduction et le rayonnement sont présents, l'effet du débit d'air sera moins important.
- Effet de la température du gaz: l'augmentation de la température de l'air augmente la quantité ($T_G - T_s$) et augmente ainsi le débit de séchage.
- Effet de l'humidité du gaz: à des températures modérées, le débit de séchage varie directement en tant que ($Y'_s - Y'$), et donc l'augmentation de l'humidité du gaz réduit le débit de séchage.
- Effet de l'épaisseur du solide de séchage: Si la conduction à travers le solide se produit, le N_C diminue que l'épaisseur du solide augmente

Exemple 3

Un solide humide doit être séché dans un séchoir à circulation parallèle. Le solide humide est réparti uniformément sur un plateau rectangulaire (de longueur 0.5 m, de largeur 0.5 m et 20 mm d'épaisseur). Le plateau est placé dans un courant d'air à 70°C et une humidité de 0,0170 kg d'eau par kg d'air sec. L'air s'écoule parallèlement à la surface du solide à une vitesse de 2,5 m/s. l'espace de circulation pour le flux d'air au-dessus de la surface solide est de 80 mm

Négliger le transfert de chaleur par conduction à travers les solides et par radiation, estimer le débit de séchage pendant une période à allure constante.

Le coefficient de transfert de chaleur par convection est calculé à partir de la relation:

$$h_c = \frac{5.9 \cdot G_t^{0.71}}{d_e^{0.29}} \quad W/m^2 \cdot s$$

Avec G_t flux de gaz de séchage en Kg/m².s et d_e : diamètre équivalent de l'espace de la circulation du gaz de séchage. La chaleur latente $\lambda_s = 2425 \text{ KJ/Kg}$

Solution : $T_{gi}=70^{\circ}\text{C}$ et $Y'=0.0170$ Kg d'eau /Kg air sec $\Rightarrow V_H=0.996 \text{ m}^3/\text{kg air sec}$

Et le débit de séchage sans la période à allure constante est

$$N_C = \frac{q}{\lambda_s} = \frac{(h_c + U_k) \cdot (T_{gi} - T_s) + h_R(T_R - T_s)}{\lambda_s}$$

On Néglige le transfert de chaleur par conduction à travers les solides et le transfert de chaleur par radiation donc :

$$N_C = \frac{(h_c) \cdot (T_{gi} - T_s)}{\lambda_s}$$

Et la température de solide égale à la température humide (pour un système air –eau on a $T_H=T_{SA}$), à partir du diagramme de l'air humide on trouve : $\Rightarrow T_S=T_{SA}=T_H=32.5^{\circ}\text{C}$

$$h_c = \frac{5.9 \cdot G_t^{0.71}}{d_e^{0.29}}$$

$G_t = \rho \cdot v$ avec $v=2.5\text{m/s}$ et ρ la masse volumique de gaz de séchage, $\rho = \frac{1.017}{0.996} = 1.02 \text{ Kg/m}^3$

Donc $G_t = 1.02 \cdot 2.5 = 2.55 \text{ Kg/m}^2 \cdot s$

$$d_e = \frac{4 \times (\text{section transversale de l'écoulement})}{\text{périmètre}} = \frac{4 \times (0.5 \times 0.08)}{2 \times (0.5 + 0.08)} = 0.138 \text{ m}^2$$

$$h_c = \frac{5.9 \times 2.55^{0.71}}{0.138^{0.29}} = 20.37 \text{ W/m}^2 \cdot s$$

$$N_C = \frac{20.37 \cdot (70 - 32.5)}{2425 \cdot 10^3} = 3.15 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/m}^2 \cdot s$$

II.6.2 Séchage dans un Lit fixe

Dans ce type de séchage, le gaz de séchage (généralement l'air) chaud s'écoule à travers un lit de solide humide (figure II.22), et le débit de séchage est maximale à l'entrée puisque la force motrice (en termes de différence de température ou d'humidité) est la plus importante. Le débit de séchage diminue dans le sens de l'écoulement du gaz, donc la courbe de séchage $N=f(X)$ est similaire à celle illustrée à la figure II.7, ayant à la fois une période à vitesse constant et une période à vitesse décroissante.

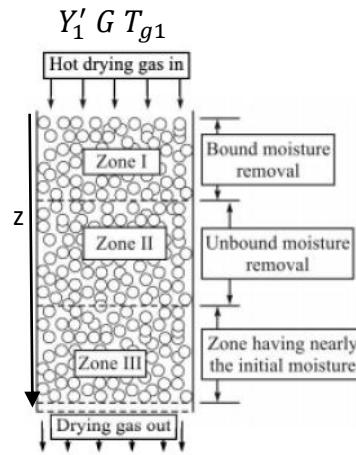


Figure II.22 : Séchage dans un Lit fixe

Sur la figure II.22, le lit est composé de trois zones :

- Zone I : la zone proche de l'entrée perd rapidement l'humidité, parfois, cette région n'aura qu'une humidité liée.
- Zone II : le gaz entrant dans la zone II est déjà chargé d'une quantité considérable d'humidité récupérée de la zone I, le débit de séchage est plus faible.
- Zone III : pas d'évaporation d'humidité dans cette zone au début.

Le taux d'humidité dans le lit augmente dans le sens du flux de gaz de séchage mais le débit de séchage diminue. La longueur des zones change au cours du processus de séchage. L'épaisseur de la zone I augmente avec le temps, mais les zones II et III rétrécissent et finalement disparaissent.

Considérons un élément de volume de hauteur dz , l'augmentation de l'humidité du gaz est dY' et le solide est à la température de saturation adiabatique du gaz de séchage.

La quantité de matière échangée dans un élément de hauteur dz est

$$N \cdot a \cdot dz = G \cdot dY' = k_{Y'} \cdot a \cdot dz (Y'_{sa} - Y')$$

Avec G est le débit de gaz sec de séchage, $k_{Y'}$: coefficient de transfert de matière partiel, a : l'air interfacial, Y'_{sa} : humidité de la saturation adiabatique et Y' est l'humidité local ($Y'_1 < Y' < Y'_2$)

Y'_1 : Humidité à l'entrée du gaz et Y'_2 : Humidité à la sortie du gaz.

$$\Rightarrow \int_0^z dz = \int_{Y'_1}^{Y'_2} \frac{G \cdot dY'}{k_{Y'} \cdot a \cdot (Y'_{sa} - Y')} \Rightarrow z = \frac{G}{k_{Y'} \cdot a} \ln \left(\frac{Y'_{sa} - Y'_1}{Y'_{sa} - Y'_2} \right)$$

$$\Rightarrow z = HUT \cdot NUT$$

$$HUT = \frac{G}{k_{Y'} \cdot a} \text{ et } NUT = \ln \left(\frac{Y'_{sa} - Y'_1}{Y'_{sa} - Y'_2} \right)$$

avec HUT : hauteur d'unité de transfert et NUT : nombre d'unité de transfert

$$\text{on a } NUT = \ln \left(\frac{Y'_{sa} - Y'_1}{Y'_{sa} - Y'_2} \right) \Rightarrow \frac{Y'_{sa} - Y'_2}{Y'_{sa} - Y'_1} = \exp(-NUT) \Rightarrow \frac{Y'_{sa} - Y'_2 + Y'_1 - Y'_1}{Y'_{sa} - Y'_1} = \exp(-NUT)$$

$$\Rightarrow 1 - \frac{Y'_2 - Y'_1}{Y'_{sa} - Y'_1} = \exp(-NUT) \Rightarrow Y'_2 - Y'_1 = (Y'_{sa} - Y'_1)(1 - \exp(-NUT))$$

Donc le temps de séchage est : $t = t_c + t_r$

$$t = \frac{m_s}{A \cdot N_c} \left[(X_i - X_c) + (X_c - X^*) \cdot \ln \left(\frac{X_c - X^*}{X_f - X^*} \right) \right]$$

Avec $N_c = G(Y'_2 - Y'_1) = G \cdot (Y'_{sa} - Y'_1)(1 - \exp(-NUT))$

$\frac{m_s}{A} = \rho \cdot z$ et ρ la densité apparente de lit en Kg/m³

Pour calculer le débit de séchage, il faut connaître soit les coefficients de transport (coefficient de transfert de chaleur et le coefficient de transfert de matière), soit la hauteur d'unité de transfert (HUT).

Pour le séchage dans un lit contient des de particules sphériques de solide humide (taille de particule de 3 à 20 mm), la corrélation approximative suivante pour la hauteur d'une unité de transfert en phase gazeuse peut être utilisée.

$$HUT = \frac{z}{NUT} = \frac{G}{k_{y,a}} = 2.5 \frac{(d_p \cdot G)^{0.41}}{a}$$

Le coefficient de transfert de chaleur par convection est :

$$h_c = \frac{0.151 \cdot G_t^{0.59}}{(d_p)^{0.41}} \text{ pour } Re = \frac{d_p \cdot G_t}{\mu_G} > 350$$

$$h_c = \frac{0.214 \cdot G_t^{0.49}}{(d_p)^{0.51}} \text{ pour } Re = \frac{d_p \cdot G_t}{\mu_G} < 350$$

Avec G_t : débit total du gaz de séchage (Kg/m²h), d_p : diamètre de particule et μ_G la viscosité de gaz de séchage (Pa.s).

En pratique, les particules sont rarement sphériques, un diamètre équivalent doit être utilisé pour les particules non sphériques.

Exemple si les particules sont cylindriques de longueur l_c et de diamètre d_c , le diamètre équivalent et la surface spécifique peuvent être calculés par les équations suivantes :

$$d_p = \sqrt{(d_c \cdot l_c + 0.5d_c^2)} \text{ et } a = \frac{[4(1 - \varepsilon)(l_c + 0.5d_c)]}{d_c \cdot l_c}$$

Et ε c'est la porosité $\varepsilon = \frac{\text{volume vide}}{\text{volume total}} = 1 - \frac{\text{volume solide}}{\text{volume total}}$

Exemple 4

Un lit de hauteur 4cm contenant un solide humide de diamètre ($d_p=0.004m$) doit être sécher par un air chaud (à la température $T=120^\circ C$, humidité égale à 0.01 Kg/Kg air sec) de vitesse superficielle $v=1cm/s$. Le taux d'humidité initiale de solide est 28%, le taux d'humidité critique 12% et le taux d'humidité à l'équilibre est négligeable. La période à allure ralentie est une fonction linéaire du taux humidité de solide. ($X = \text{kg eau /Kg solide sec}$)

- Déterminer le temps de séchage si le taux d'humidité finale égale à 0.5%.

On donne : la densité apparente de lit 750 Kg/m^3 , l'aire interfaciale du solide est $a=600 \text{ m}^2/\text{m}^3$

La masse volumique de l'aire : 0.888 Kg/m^3 , la viscosité de l'air $2.2 \cdot 10^{-5} \text{ Ns/m}$

La chaleur latente de vaporisation $\lambda=2400 \text{ KJ/Kg}$

Solution

Donc le temps de séchage est : $t = t_c + t_r$

$$t = \frac{m_s}{A \cdot N_c} \left[(X_i - X_c) + (X_c - X^*) \cdot \ln \left(\frac{X_c - X^*}{X_f - X^*} \right) \right]$$

Avec $N_c = G(Y'_2 - Y'_1) = G \cdot (Y'_{sa} - Y'_1)(1 - \exp(-NUT))$

$$\frac{m_s}{A} = \rho \cdot z = 750 \cdot 0.03 = 30 \text{ Kg/m}^2$$

Et $X_i = 0.28$, $X_c = 0.12$; $X^* = 0$; $X_f = 0.005$ et $z=4\text{cm}=0.04\text{m}$

$Y'_1 = 0.01$ et $T_{gi}=120^\circ C \Rightarrow Y'_{sa} = 0.0445 \text{ Kg d'humidité/ Kg air sec}$ et $T_{sa}=38^\circ C$

On a aussi $z = HUT \times NUT \Rightarrow NUT = z/HUT$ et $HUT = \frac{G}{k_{Y'} a} \Rightarrow NUT = \frac{k_{Y'} a}{G} \cdot z$

- calcul du coefficient de transfert de matière $k_{Y'}$,

$$\text{On } C_H = \frac{h_c}{k_{Y'}} = 1.005 + 1.88 \times Y'_1 = 1.043 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot \text{K}} \Rightarrow k_{Y'} = \frac{h_c}{C_H}$$

-calcul du coefficient de transfert de chaleur par convection h_c

$$\begin{aligned} R_e &= \frac{d_p \cdot G_t}{\mu_G} = \frac{0.004 \cdot 1 \cdot 0.088}{2.2 \cdot 10^{-5}} = 161 < 350 \\ \Rightarrow h_c &= \frac{0.214 \cdot G_t^{0.49}}{(d_p)^{0.51}} \text{ avec } G_t \text{ en } \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{h}} \\ \Rightarrow h_c &= \frac{0.214 \cdot (1 \cdot 0.888 \cdot 3600)^{0.49}}{(0.004)^{0.51}} = 186.5 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \end{aligned}$$

$$\text{Donc : } k_{Y'} = \frac{h_c}{C_H} = \frac{186.5}{1.043 \cdot 1000} = 0.179 \frac{\text{KJ}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

$$\Rightarrow NUT = \frac{k_Y a}{G} \cdot z = \frac{0.179 \cdot 600 \cdot 0.04}{1 \cdot 0.888} = 4.84$$

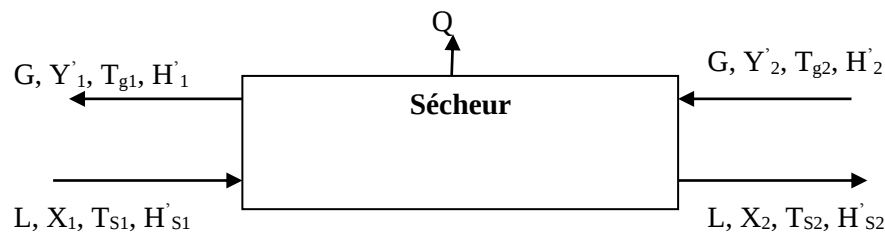
$$(Y'_2 - Y'_1) = (Y'_{sa} - Y'_1)(1 - \exp(-NUT)) = 0.0343 \frac{Kg}{Kg \text{ air sec}}$$

$$\Rightarrow N_C = G(Y'_2 - Y'_1) = 1 \cdot 0.888 \cdot 3600(0.0343) = 109 \frac{KJ}{m^2 h}$$

$$A.N : t = \frac{m_s}{A \cdot N_C} \left[(X_i - X_C) + (X_C - X^*) \cdot \ln \left(\frac{X_C - X^*}{X_f - X^*} \right) \right] = 0.149 h$$

II.6.3 Sécheur contenu à contre courant

Considérons le cas général d'un sécheur continu par convection, comme le montre la figure II.23. Supposons que le sécheur soit parfaitement isolé de sorte que l'opération soit adiabatique, et aucun solide entraîné dans le gaz et que les changements d'énergie cinétique et d'énergie potentielle sont négligeables.



Avec L : débit de solide sec, G : débit de gaz sec, Y' : humidité de gaz (Kg humidité/Kg gaz sec), X : humidité de solide (Kg humidité/Kg solide sec), H' : enthalpie humide du gaz de séchage (KJ/Kg gaz sec), H'_s : enthalpie de solide (KJ/Kg solide sec)

Par conséquent, à l'état d'équilibre, un bilan matière sur l'humidité est donné par

$$G \cdot Y'_2 + L \cdot X_1 = G \cdot Y'_1 + L \cdot X_2 \Rightarrow G(Y'_1 - Y'_2) = L(X_1 - X_2)$$

Et le bilan énergétique est :

$$G \cdot H'_2 + L \cdot H'_{S1} = G \cdot H'_1 + L \cdot H'_{S2} + Q$$

Tel que : ($T_0=273$ K température de référence)

$$H'_S = C_{ps}(T_S - T_0) + X \cdot C_{pH_2O L}(T_S - T_0)$$

$$H' = C_{pG}(T_g - T_0) + Y' \cdot C_{pH_2O V}(T_g - T_0) + Y' \cdot \lambda$$

Pour un système air-eau :

$$H' = C_H(T_g - T_0) + Y' \cdot \lambda ; \text{ avec } C_H = 1.005 + 1.88 \cdot Y'$$

C_{ps} : La chaleur spécifique de solide

C_{pH2OL} : La chaleur spécifique de liquide (pour l'eau : $C_{pH2OL} = 4.187 \frac{KJ}{Kg \cdot K}$)

C_{pG} : La chaleur spécifique de gaz (pour l'air : $C_{pG} = 1.005 \frac{KJ}{Kg \cdot K}$)

C_{pH2OV} ; La chaleur spécifique de la vapeur (vapeur d'eau : $C_{pH2OV} = 1.88 \frac{KJ}{Kg \cdot K}$)

λ : la chaleur latente de vaporisation (pour l'eau : $\lambda = 2500 \frac{KJ}{Kg}$ à T_0)

II.7 Choix du procédé de séchage

De nombreux types de sécheurs pouvant être aptes à sécher un même produit, le choix du procédé devra être opéré en fonction de certains facteurs :

- nature du produit : solide, liquide, pâte, poudre, cristaux.
- taux d'humidité initial et final.
- paramètres relatifs au produit : pourcentages de fines et répartition granulométriques.
- débit de produit exigé.
- capacité thermique du produit.
- nature de l'humidité.
- sécurité de l'opération de séchage : toxicité, inflammabilité, danger d'explosion.

Chapitre

3

EVAPORATION

III.1 Généralités et définitions

L'évaporation (ou opération de concentration) est une opération unitaire appartenant à la famille des opérations de séparation : Le solvant est séparé du soluté en le faisant passer de l'état liquide à l'état vapeur.

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 concentrât.
- 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.

Dans la plupart des cas, l'évaporation fait référence à enlever l'eau d'une solution aqueuse. Parfois l'évaporation a pour but:

- Concentrer la solution.
- Réduire les coûts de transport et du stockage en réduisant le poids et le volume (cas des jus de fruits)
- Préparer le produit à une opération unitaire ultérieure : l'évaporation précède la cristallisation de certains produits (ex : saccharose) ou le séchage d'autres produits (l'atomisation du lait, tomate, café)
- Assurer la préservation d'un produit alimentaire en diminuant son activité de l'eau (lait concentré)

Parmi les applications principales de l'évaporation on peut citer:

- La concentration du chlore obtenu par électrolyse.
- La fabrication des engrais (nitrates).
- L'élimination de l'eau dans la production de fibres artificielles.
- La concentration des jus de fruits et du lait.
- Le dessalement de l'eau de mer ou des eaux saumâtres, ainsi que la production d'eau pure.
- La cristallisation du sucre.
- La fabrication de la pâte à papier.

- La dépollution des eaux résiduaires.
- La concentration des acides : sulfuriques, phosphorique, etc.
- La concentration des bioproduits.
- L'industrie de l'alumine et hydrométallurgie.

III.2 Principe de l'évaporation

L'évaporateur est l'appareil, ou l'ensemble d'appareils, destiné à réaliser l'évaporation, c'est-à-dire le passage de tout ou partie d'un liquide à l'état de vapeur. Le schéma de principe de l'évaporateur est représenté sur la figure III.1

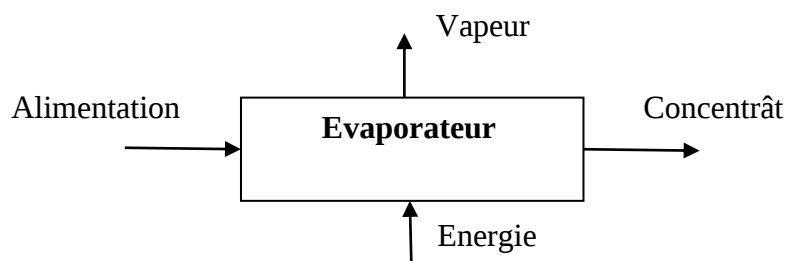


Figure III.1 : Le schéma de principe de l'évaporateur

- Un apport de chaleur (échangeur) va permettre l'ébullition de cette solution (alimentation)
- L'eau ou le solvant constituant la solution initiale va être vaporisée
- La vapeur générée est évacuée puis condensée
- La solution non vaporisée est ainsi concentrée d'où le nom de concentrât

Le produit fini peut être :

- La vapeur : cas de la production de l'eau potable à partir de l'eau de mer
- La solution concentrée (concentrât): laiterie, sucrerie, production de jus d'orange

III.3 Facteurs principaux influençant l'évaporation

La solution pratique d'un problème d'évaporation est essentiel de s'attarder:

- Propriétés physiques et chimiques de la solution à concentrer
- Propriétés physiques et chimiques de la vapeur à enlever

Certaines des propriétés les plus importantes des liquides qui s'évaporent sont les suivantes :

a. Concentration dans le liquide :

Habituellement l'alimentation introduite dans un évaporateur peut être suffisamment:

- Diluée
- Faible viscosité

- Haut coefficient de transfert de chaleur

Lors de l'évaporation:

- Concentration de la solution
- La densité et la viscosité augmentent avec la fraction en solides jusqu'à ce que la solution soit saturée ou que le liquide devienne trop visqueux pour un transfert de chaleur adéquat.
- Diminution du coefficient de transfert de chaleur

Le point d'ébullition de la solution peut également augmenter considérablement à mesure que la fraction en solides augmente, de sorte que la température d'ébullition d'une solution concentrée peut être beaucoup plus élevée que celle de l'eau à la même pression.

b. 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. Il est possible de représenter les variations de la solubilité par une courbe plane, la courbe de solubilité (figure III.2).

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).

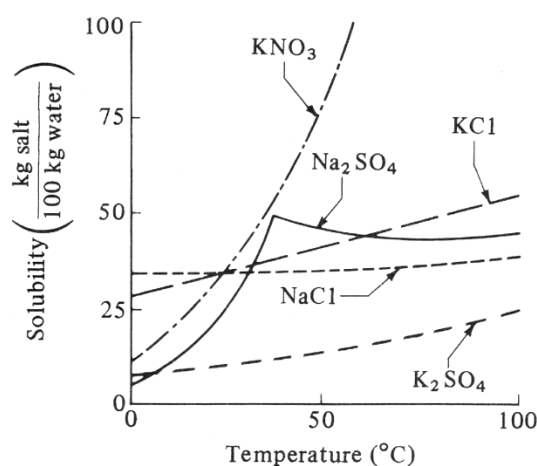


Figure III.2 : La courbe de solubilité

c. Sensibilité à la température :

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.

d. Moussage

Certaines solutions, telles que les solutions basiques, les aliments en solution (lait écrémé) et les acides gras, moussent lors de la vaporisation. Ceci peut entraîner des pertes par entraînement.

e. Pression et température

La température d'ébullition du liquide est reliée à la pression du système, plus la pression est haute et plus la température d'ébullition sera elle aussi haute. 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.

f. Entartrage

Certaines solutions, dites incrustantes, ont tendance à entartrer les surfaces d'échange, c'est-à-dire à y déposer des sels mauvais conducteurs de la chaleur qui réduisent l'efficacité de l'échange. Les sels entartrants sont des sels à solubilité inverse, c'est-à-dire des sels dont la solubilité diminue lorsque la température augmente. Pour ces sels, c'est donc au contact de la paroi chauffante, où la température est maximale, que la solubilité est minimale. Il en résulte une précipitation des sels sur la paroi d'échange, généralement sous forme de tartre dur, dense et fortement adhérent.

III.4 Transfert de chaleur dans les évaporateurs

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, comme dans tout transfert de chaleur par échangeur, à l'aide de l'équation :

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Avec : q flux thermique en Watts

U : coefficient global de transfert de chaleur en $[W/(m^2 \cdot K)]$.

A : surface d'échange en m^2 .

ΔT : différence ou écart de température entre fluide chauffant et fluide chauffé en $^{\circ}C$ ou K .

III.4.1 Coefficient global de transfert de chaleur

Le coefficient global de transfert de chaleur (appelé aussi coefficient de transmission thermique ou coefficient d'échange thermique) est la résultante de plusieurs coefficients de transfert de chaleur locaux, qui sont essentiellement, dans le cas d'un évaporateur chauffé par la vapeur :

- Un coefficient local de transfert par convection de la vapeur à la paroi d'échange.
- Un coefficient local de transfert par conduction à travers la paroi.
- Un coefficient local de transfert par convection de la paroi au liquide en ébullition.

On peut ainsi écrire :

$$\frac{1}{U \cdot A} = \frac{1}{h_1 \cdot A_1} + \frac{e}{K \cdot A_2} + \frac{1}{h_2 \cdot A_3}$$

avec A : Surface de référence,

h_1 : Coefficient local de transfert de chaleur par convection de la vapeur en cours de condensation sur la paroi en $W/(m^2 \cdot K)$.

A_1 : Surface du côté de la vapeur en cours de condensation en m^2

K : Conductivité thermique du matériau constituant la paroi en $W/(m \cdot K)$

e : Epaisseur de la paroi en m

A_2 : Surface moyenne de la paroi en m^2

h_2 : Coefficient local de transfert de chaleur par convection de la paroi au liquide en ébullition en $W/(m^2 \cdot K)$

A_3 : Surface du côté du liquide en ébullition en m^2 .

Le coefficient global de transfert de chaleur 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.

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.

III.4.2 Écarts de température

En toute rigueur, l'écart de température ΔT devrait être la différence réelle moyenne de température, il peut être difficile de déterminer la valeur correcte de la différence de température en raison de ce que l'on appelle l'augmentation du point d'ébullition (BPE : *boiling-point elevation*).

Pour une pression donnée dans un évaporateur, la température d'ébullition d'une solution aqueuse diluée sera égale à celle de l'eau pure, la température de la solution peut être déterminée à partir de tableau de vapeur (voir annexe) et la différence de température est facilement calculée. Si la solution non diluée, la température d'ébullition sera supérieure à celle de l'eau pure et connue sous le nom d'augmentation du point d'ébullition de la solution.

Quand un soluté est ajouté à l'eau, la pression de l'eau est réduite et la pression de l'évaporateur est égale à la pression partielle de l'eau dans la solution. Alors, la loi de Raoult modifiée :

$$P_{H_2O} = x_{H_2O} \cdot \gamma_{H_2O} \cdot P^s$$

Avec P_{H_2O} : Pression partielle de l'eau dans la solution

x_{H_2O} : Fraction molaire de l'eau.

P^s : Pression de vapeur de l'eau pur.

γ_{H_2O} : Coefficient d'activité, pour une solution diluée $\gamma_{H_2O} = 1$

La température d'ébullition de la solution peut être estimée en utilisant un diagramme de Duhring. Un diagramme pour la solution d'hydroxyde de sodium (NaOH) est illustré à la figure III.3. Cette figure représente la température d'ébullition de la solution en fonction de la température de l'eau pur à la même pression pour différentes fractions massiques de NaOH

L'élévation du point d'ébullition est beaucoup plus importante avec des électrolytes puissants, tels que les sels et la soude caustique.

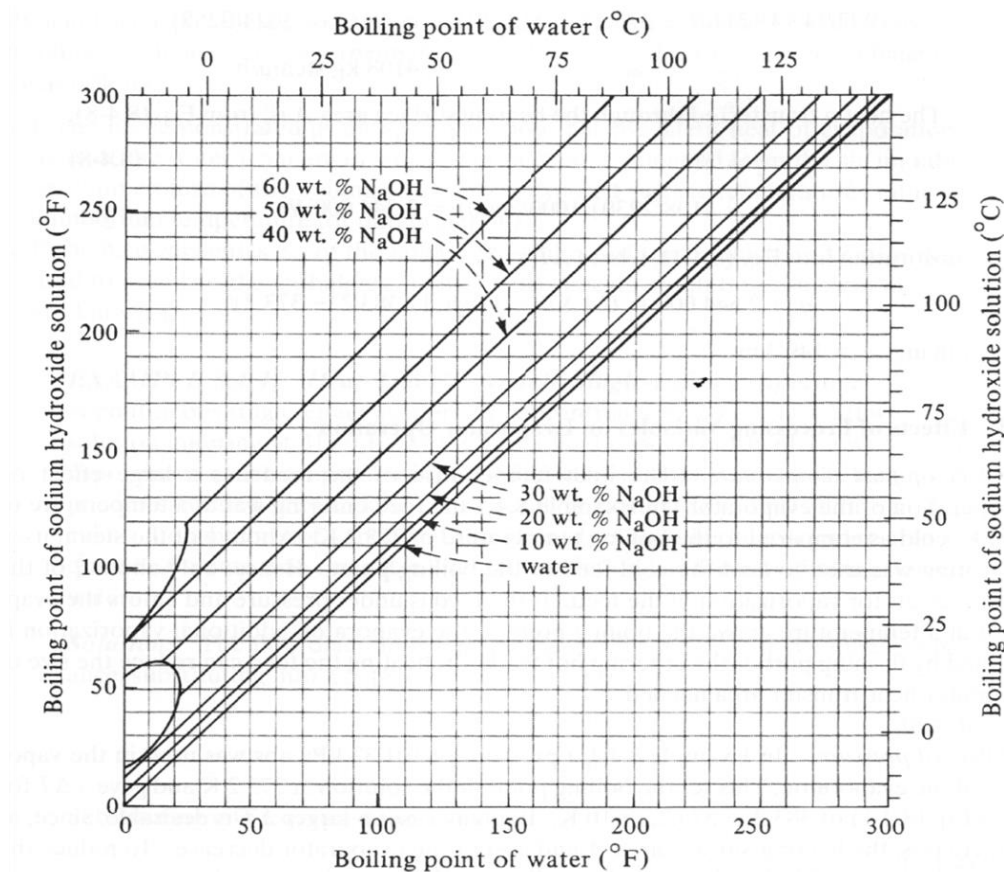


Figure III.3 : Diagramme de Duhring des solutions aqueuses de NaOH

Exemple 1

Une solution aqueuse de NaOH est en cours d'évaporation à 101.325 KPa. Si la solution est à 50 % en poids de NaOH, déterminer:

- La température d'ébullition de la solution.
- L'élévation de la température d'ébullition.
- Le coefficient d'activité pour l'eau.

Solution

a. $p=1\text{atm}$, la température d'ébullition de l'eau est $T_{eb}=100^{\circ}\text{C}=212^{\circ}\text{F}$ (tableau de vapeur)

b. à partir du diagramme de Duhring, La température d'ébullition de la solution $T_{ebs}=283^{\circ}\text{F}=139.44^{\circ}\text{C} \Rightarrow$ L'élévation de la température d'ébullition $=139.44-100=39.44^{\circ}\text{C}$

c. Coefficient d'activité. $\gamma_{H_2O} = \frac{P_{H_2O}}{x_{H_2O} \cdot P^s}$

La fraction molaire d'eau dans la solution est, pour une ionisation complète de NaOH, est

$$x_{H_2O} = \frac{\frac{0.5}{18}}{\frac{0.5}{18} + 2 \times \frac{0.5}{40}} = 0.53$$

Avec l'équation d'Antoine ; $\ln(P^s)(\text{bar}) = 11.96481 - \frac{3984.923}{T(K)-39.724}$

Pression de vapeur de l'eau pur à $T=283^{\circ}\text{F}=412.59\text{K} \Rightarrow P^s = 3.5878\text{bar} = 358.78\text{KPa}$

Donc ; $\gamma_{H_2O} = \frac{101.325}{0.53 \times 358.78} = 0.533$

III.5 Calcul des évaporateurs

III.5.1 Évaporation à simple effet

On appelle évaporateur simple effet (par opposition à évaporateur multiple-effet), un évaporateur dans lequel la vapeur (de solvant) générée n'est pas réutilisée. Cette vapeur peut être soit rejetée à l'atmosphère, soit condensée (condenseur à eau de refroidissement ou condenseur à mélange), soit subir un autre traitement.

Le moyen de chauffage est en général de la vapeur d'eau (appelée vapeur de chauffage, à ne pas confondre avec la vapeur de solvant), qui se condense dans une double enveloppe, un serpentin ou un échangeur en fournissant ainsi sa chaleur latente de vaporisation.

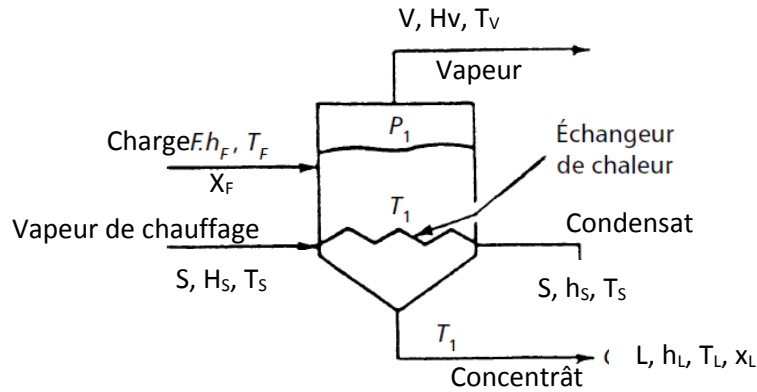


Figure III.4 : Évaporation à simple effet

Avec

F , L , V et S sont les débits massiques de la charge, du concentrât (solution concentrée), de la vapeur d'évaporation et la vapeur de chauffage respectivement.

h_F , h_L et H_V sont les enthalpies massiques de la charge, du concentrât et de la vapeur respectivement

T_F , T_L et T_V sont les températures de la charge, du concentrât et de la vapeur respectivement.

x_F et x_L sont les fractions massiques de la charge et du concentrât.

T_1 : la température de l'évaporateur.

P_1 : la pression de l'évaporateur.

Le modèle mathématique suivant est largement utilisé pour effectuer des calculs de bilan de matière, de bilan énergétique et de débit de transfert de chaleur pour dimensionner des évaporateurs fonctionnant en régime permanent.

Les hypothèses clés de l'opération d'évaporation sont les suivantes:

1. L'alimentation contenant un seul composé volatil, par exemple l'eau.
2. Seule la chaleur latente de la vapeur de chauffage à T_S est disponible pour chauffer et vaporiser la solution dans l'évaporateur ($\lambda = H_S - h_S$), avec λ : la chaleur latente de vaporisation.
3. La température de la solution dans l'évaporateur est égale à la température de la solution concentrée. alors, $T_1 = T_L$ et la vapeur est en équilibre avec le concentrât donc, $T_L = T_V$.
4. A partir des hypothèses 2 et 3, la force motrice de la température pour le transfert de chaleur $\Delta T = T_S - T_1$.
5. La température de vapeur sortante $T_V = T_1$, correspond à la pression de l'évaporateur, P_1 , en tenant compte de l'élévation de la température d'ébullition de la solution, sauf si le soluté est de petites particules insolubles, telles que la matière colloïdale.
6. Aucune perte de chaleur de l'évaporateur.

Sur la base des hypothèses ci-dessus, les bilans de matière et énergétique sont les suivants:

a. *Bilan de matière global :*

$$F = L + V$$

b. *Bilan de matière partiel (par rapport le soluté) :*

$$F \cdot x_F = L \cdot x_L$$

c. *Bilan énergétique :*

$$F \cdot h_F + S \cdot \lambda = L \cdot h_L + V \cdot H_V$$

Chaleur transférée de la vapeur à l'évaporateur : $q = S \cdot \lambda = U \cdot A \cdot \Delta T$ et $\Delta T = T_S - T_1$

Donc : $q = S \cdot \lambda = L \cdot h_L + V \cdot H_V - F \cdot h_F$

Les principales mesures des performances d'un évaporateur sont :

- **Capacité :** La capacité est définie comme le nombre de kilogrammes d'eau vaporisés par heure.
- **Economie :** L'économie est le nombre de kilogrammes vaporisés par kilogramme de vapeur fourni à l'unité.

Dans un évaporateur à effet unique, l'économie est presque toujours inférieure à 1, mais dans les équipements à effets multiples, elle peut être considérablement plus élevée.

La consommation de vapeur, en kilogrammes par heure, est également importante. Il est égal à la capacité divisée par l'économie.

Les enthalpies H_V , h_F et h_L dépendent des caractéristiques de la solution concentrée. La plupart des solutions mélangées ou diluées à une température constante ne donnent pas beaucoup d'effet de chaleur. Cela est pour des solutions de substances organiques et des solutions diluées de nombreuses substances inorganiques. Comme, la solution de sucre et la solution de sel diluée. L'acide sulfurique, l'hydroxyde de sodium et le chlorure de calcium, par contre, surtout dans les solutions concentrées, dégagent une chaleur considérable lorsqu'ils sont dilués et possèdent donc des chaleurs de dilution appréciables.

Une quantité équivalente de chaleur est nécessaire, en plus de la chaleur latente de vaporisation, lorsque les solutions diluées de ces substances sont concentrées à des densités élevées.

III.5.1.1 L'effet de la chaleur de dilution

- Pour les solutions ayant des chaleurs de dilution négligeables, le bilan énergétique sur un évaporateur à simple effet peut être calculé à partir de la chaleur spécifique de la solution. Le flux de chaleur est :

$$q = S \cdot \lambda = q_F + q_V$$

Avec

q_F : est le flux de la chaleur transférée de T_F à la température d'ébullition T_1 :

$$q_F = F \times Cp_F(T_1 - T_F)$$

q_V : est le flux de la chaleur de l'évaporation

$$q_V = V \times \lambda_V \text{ et } V = F - L$$

Cp_F : est la chaleur spécifique de la charge et supposer constante sur la plage de température T_F à T_1

λ_V : est la chaleur latente de vaporisation de la solution concentrée.

Si l'augmentation de la température d'ébullition de la solution concentrée est négligeable, $\lambda_V = \lambda$, et λ c'est la chaleur latente de vaporisation de l'eau à la pression de l'évaporateur (P_1).

Donc, l'équation du bilan énergétique de l'évaporateur à simple effet devient :

$$q = S \cdot \lambda = F \times Cp_F(T_1 - T_F) + V \times \lambda_V$$

Cette équation indique que la chaleur de la vapeur est utilisée pour vaporiser l'eau de la solution et chauffer l'alimentation jusqu'au point d'ébullition.

- Si la chaleur de dilution de la solution concentrée est très importante, un diagramme enthalpie-concentration est utilisé pour déterminer les valeurs de H_F et H_L du bilan enthalpique. La figure III.5 montrée un diagramme enthalpie-concentration pour la solution d'hydroxyde de sodium (NaOH). Les concentrations sont exprimées en fraction massique d'hydroxyde de sodium et les enthalpies en Btu/lb de solution.

Dans ce diagramme, la donnée d'enthalpie pour l'eau est le liquide pur à 32°F (0°C).

Alors, dans le bilan enthalpique, les valeurs de H_F et H_L sont déterminées à partir de la figure III.5, et l'enthalpie H_V de la vapeur sortant de l'évaporateur est obtenue à partir du tableau de vapeur.

Remarque

- **La pression absolue** (P_{abs}) est la pression mesurée en référence à une pression nulle (vide absolu).
- **La pression manométrique** (Pressure Gauge en anglais) donne la différence entre la pression d'un fluide et la pression atmosphérique (P_{atm}).

pour convertir une valeur de pression manométrique (P_G) en pression absolue (P_{abs}), il suffit d'ajouter la pression atmosphérique:

$$P_{abs} = P_G + P_{atm}$$

Pour convertir une pression absolue en pression manométrique, on soustrait la pression atmosphérique:

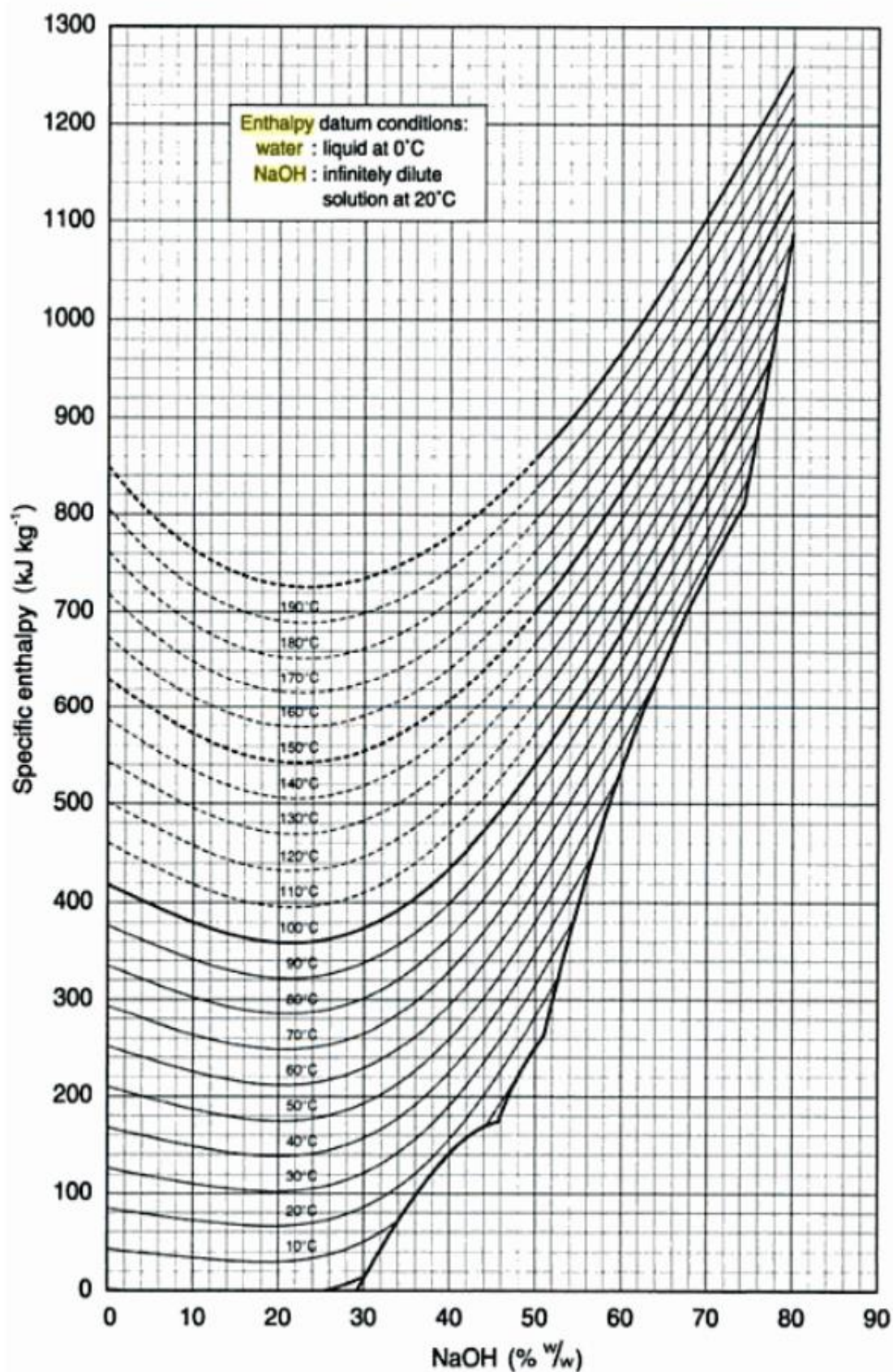


Figure III.5 : Diagramme enthalpie-concentration pour la solution NaOH

Exemple 2 ; Évaporateur simple

Un évaporateur simple fonctionnant en continu sert à concentrer 9072 kg/h d'une solution de sel (NaOH) à 20 % (masse) qui entre à 100°F (37.8 °C) à une concentration finale de 50 % (masse). L'espace où se retrouve la vapeur dans l'évaporateur est à 100 mmHg et la vapeur d'eau de chauffage est saturée à la pression manométrique 1.37 atm et $T_s=259^\circ\text{F}$. Le coefficient généralisé de transfert de chaleur est de $1400 \text{ W/m}^2 \text{ K}$. Calculer :

1. la quantité de vapeur et de produit liquide (concentrât)
2. la surface de transfert de chaleur requise.
3. économie de vapeur

Données:

Température d'ébullition de la solution à 100 mmHg est $=197^\circ\text{F}$ et de l'eau est 124°F

Charge à $T_F=100^\circ\text{F}$: $h_F = 127.93 \text{ KJ/Kg}$ (55 Btu/lb)

Concentrât, $x_C=50\%$, $T=197^\circ\text{F}$: $h_L = 514.0460 \text{ KJ/Kg}$ (221 Btu/lb)

Vapeur : a $T=197^\circ\text{F}$ $H_V=2672.57 \text{ KJ/Kg}$ (1149 Btu/lb)

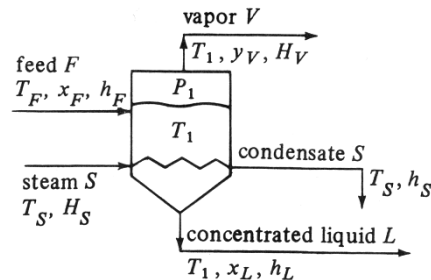
La chaleur latente est (à $p=1.37\text{atm}$) est 2184.114 KJ/Kg (939 Btu/lb) ($1 \text{ Btu/lb} = 2.326 \text{ kJ/kg}$)

Solution

$F=9070 \text{ Kg/h}$, $x_F=0.2$, $x_L=0.5$; $T_F=37.8^\circ\text{C}$
 $T_{\text{ebH}_2\text{O}}$: température d'ébullition de l'eau à
 $P_1=100 \text{ mmHg} = 13.33 \text{ KPa (KN/m}^2)$, à partir
 le tableau (Table 1A. Properties of saturated steam (SI units))

Donc ; $T_{\text{ebH}_2\text{O}} = 51.11^\circ\text{C} = 124^\circ\text{F}$

T_1 : température d'ébullition de la solution
 à $P_1=100 \text{ mmHg}$; $T_1=197^\circ\text{F} = 91.67^\circ\text{C}$



Élévation du point d'ébullition $= 91.67 - 51.11 = 40.56^\circ\text{C}$

1- quantité de vapeur (V) et concentrât (L)

Bilan matière global : $F=L+V$

Bilan matière partiel ; $Fx_F=Lx_L \Rightarrow L = \frac{Fx_F}{x_L} = \frac{9070 \times 0.2}{0.5}$ $L = 3628 \text{ Kg/h}$ et $V=F-L = 5442 \text{ Kg/h}$

2. la surface de transfert de chaleur

Bilan de chaleur : $F \times h_F + S \times \lambda = L \times h_L + V \times H_V$

Et $q = S \times \lambda = U \times A \times (T_S - T_1) = L \times h_L + V \times H_V - F \times h_F$

Donc : $q = 3628 \times 514.046 + 5442 \times 2672.57 - 9070 \times 127.93 = 1.524910^7 \text{ KJ/h} = 4235833.33 \text{ W}$

$$A = \frac{q}{U \times (T_s - T_1)} = \frac{4235833.33}{1400 \times (126.11 - 91.67)} = 87.85 \text{ m}^2$$

3. économie de vapeur

$$\text{Vapeur économie} = \frac{V}{S} = \frac{V}{q/\lambda} = \frac{5442}{1.524910^7 / 2184.114} = 0.7795$$

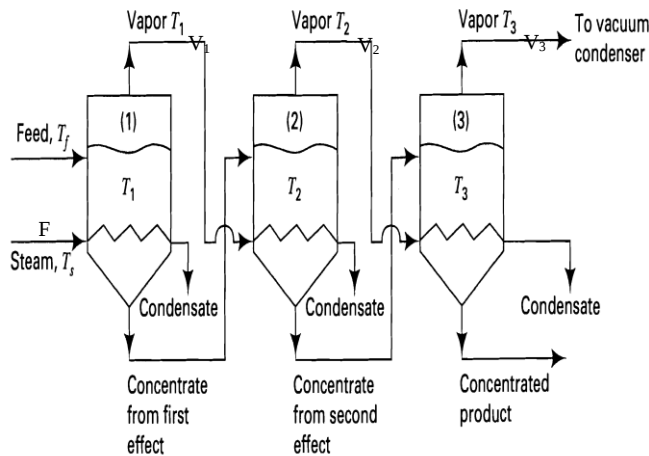
III.5.2. Évaporateurs à multiple effets

On appelle évaporateur multiple-effet un ensemble d'évaporateurs dans lesquels la vapeur alimentée dans le premier effet produit de la vapeur à plus basse pression. Ces vapeurs sont ensuite utilisées dans un second effet en tant que vapeur de chauffe.

Le nombre d'effets est variable, et peut monter jusqu'à 8. Le nombre d'effet est sélectionné en fonction de l'investissement et du coût de fonctionnement. Les vapeurs à la sortie du dernier effet doivent être condensées.

Les processus d'évaporation à multiples effets permettent d'optimiser l'efficacité énergétique des installations, grâce au recyclage de la vapeur.

a. Evaporation multiple effets à co-courant



Evaporation triple effet à co-courant :

- évaporateur 1er effet à gauche (pression et température la plus élevée)
- évaporateur 3ème effet à droite (pression et température la plus faible, éventuellement sous vide)
- solution la plus concentrée sortant de l'évaporateur à la plus basse température
- minimise le risque de dégradation pour les produits thermosensibles
- peut générer des problèmes si le concentrât est visqueux à faible température

- **Bilan de matière global** : $F = L_3 + V$ avec $V = V_1 + V_2 + V_3$

- **Bilan de matière partiel** : $F \times x_F = L_3 \times x_{L3}$

Bilans matières et énergétiques pour chaque évaporateur

1^{ère} effet (évaporateur 1) :

$$F = L_1 + V_1$$

$$F \times x_F = L_1 \times x_{L1}$$

$$F \times h_F + S \times \lambda_1 = L_1 \times h_{L1} + V_1 \times H_{V1}$$

Flux de chaleur ; $q_1 = U_1 \times A_1 \times \Delta T_1 = S \times \lambda_1$; tel que $\Delta T_1 = T_s - T_1$

U_1 : coefficient de transfert de chaleur global ; A_1 : surface de l'évaporateur 1

S : débit de la vapeur de chauffage ; λ_1 : la chaleur latente de vaporisation dans l'évaporateur 1

2^{ème} effet (évaporateur 2) :

$$L_1 = L_2 + V_2$$

$$L_1 \times x_{L1} = L_2 \times x_{L2}$$

$$L_1 \times h_{L1} + V_1 \times \lambda_2 = L_2 \times h_{L2} + V_2 \times H_{V2}$$

Flux de chaleur ; $q_2 = U_2 \times A_2 \times \Delta T_2 = V_1 \times \lambda_2$; tel que $\Delta T_2 = T_1 - T_2$

3^{ème} effet (évaporateur 3) :

$$L_2 = L_3 + V_3$$

$$L_2 \times x_{L2} = L_3 \times x_{L3}$$

$$L_2 \times h_{L2} + V_2 \times \lambda_3 = L_3 \times h_{L3} + V_3 \times H_{V3}$$

Flux de chaleur ; $q_3 = U_3 \times A_3 \times \Delta T_3 = V_2 \times \lambda_3$; tel que $\Delta T_3 = T_2 - T_3$

Négligeant la chaleur nécessaire pour chauffer l'alimentation de T_f à T_1 , la chaleur q_1 transférée à travers où λ_1 apparaît comme chaleur latente dans la vapeur V_1 et est utilisée comme vapeur de chauffage dans le second effet, et:

$$q_1 = q_2 = q_3$$

$$U_1 \times A_1 \times \Delta T_1 = U_2 \times A_2 \times \Delta T_2 = U_3 \times A_3 \times \Delta T_3$$

Si les effets individuels sont identiques : $A_1 = A_2 = A_3$ et

$$U_1 \times \Delta T_1 = U_2 \times \Delta T_2 = U_3 \times \Delta T_3$$

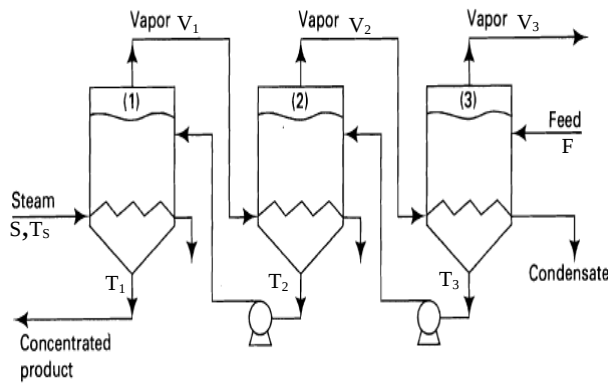
Dans un évaporateur à effet multiple les valeurs de ΔT sont approximativement inversement proportionnelles à U Ainsi:

$$\Delta T_1 = \sum \Delta T \frac{\frac{1}{U_1}}{\frac{1}{U_1} + \frac{1}{U_2} + \frac{1}{U_3}}$$

$$\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = T_s - T_3$$

La valeur de q (taux d'échange de chaleur total de notre système) est; $q=q_1+q_2+q_3$

b. Evaporation multiple effets à contre-courant



Evaporation triple effet à contre courant :

- évaporateur à gauche (pression et température la plus élevée)
- évaporateur à droite (pression et température la plus faible, éventuellement sous vide)
- solution la plus concentrée sortant de l'évaporateur à la température la plus élevée
- risque de dégradation pour les produits thermosensibles
- avantageux dans le cas où le concentrat est visqueux à faible température nécessite d'une pompe de reprise des

- **Bilan de matière global** : $F=L_1+V$ avec $V=V_1+V_2+V_3$

- **Bilan de matière partiel** : $F \times x_F = L_1 \times x_{L1}$

Bilans matières et énergétiques pour chaque évaporateur

1^{ère} effet (évaporateur 1) :

$$L_2=L_1+V_1$$

$$L_2 \times x_{L2} = L_1 \times x_{L1}$$

$$L_2 \times h_{L2} + S \times \lambda_1 = L_1 \times h_{L1} + V_1 \times H_{V1}$$

Flux de chaleur ; $q_1=U_1 \times A_1 \times \Delta T_1 = S \times \lambda_1$; tel que $\Delta T_1 = T_s - T_1$

2^{ème} effet (évaporateur 2) :

$$L_3=L_2+V_2$$

$$L_3 \times x_{L3} = L_2 \times x_{L2}$$

$$L_3 \times h_{L3} + V_1 \times \lambda_2 = L_2 \times h_{L2} + V_2 \times H_{V2}$$

Flux de chaleur ; $q_2=U_2 \times A_2 \times \Delta T_2 = V_1 \times \lambda_2$; tel que $\Delta T_2 = T_1 - T_2$

3^{ème} effet (évaporateur 3) :

$$F=L_3+V_3$$

$$F \times x_F = L_3 \times x_{L3}$$

$$F \times h_F + V_2 \times \lambda_3 = L_3 \times h_{L3} + V_3 \times H_{V3}$$

Flux de chaleur ; $q_3=U_3 \times A_3 \times \Delta T_3 = V_2 \times \lambda_3$; tel que $\Delta T_3 = T_2 - T_3$

On négligeant la chaleur nécessaire pour chauffer l'alimentation de T_F à T_1 , la chaleur q_1 transférée à travers où λ_1 apparaît comme chaleur latente dans la vapeur V_1 et est utilisée comme vapeur dans le second effet, et: $q_1=q_2=q_3$ donc; $U_1 \times A_1 \times \Delta T_1 = U_2 \times A_2 \times \Delta T_2 = U_3 \times A_3 \times \Delta T_3$

On estime la valeur de q (taux d'échange de chaleur total de notre système)

$$q = q_1 + q_2 + q_3$$

$$q = U_1 \times A_1 \times \Delta T_1 + U_2 \times A_2 \times \Delta T_2 + U_3 \times A_3 \times \Delta T_3$$

c. Calculs l'évaporation à effets multiples

Lors de la conception d'un évaporateur à effets multiples, les résultats habituellement souhaités sont la quantité de vapeur consommée, l'Aire de la surface de chauffage de l'évaporateur, les températures approximatives des divers effets et la quantité de vapeur sortant, surtout à la fin.

Comme dans un évaporateur à simple effet, ces quantités se trouvent à partir les bilans matières, les bilans énergétiques et l'équation de flux de chaleur.

Dans un évaporateur à effets multiples, cependant, une méthode d'essai et d'erreur est utilisée à la place d'une solution algébrique directe.

Par exemple un évaporateur à triple effet. Il existe sept équations qui peuvent être écrites: un bilan d'enthalpie pour chaque effet, une équation de flux de chaleur pour chaque effet, et l'évaporation totale connue, ou bilan de matière global. Si l'Aire de la surface de chauffage dans chaque effet est supposée la même, il y a sept inconnues dans ces équations:

- le débit de vapeur au premier effet (S)
- le débit de chaque effet (L_1 , L_2 et L_3),
- température d'ébullition dans le premier effet (T_1)
- la température d'ébullition dans le deuxième effet (T_2)
- la surface de chauffage par effet (A).

Il est possible de résoudre ces équations pour les sept inconnues, mais la méthode est fastidieuse et impliquée. Une autre méthode de calcul est la suivante:

1. Supposez des valeurs pour les températures d'ébullition dans les premier et deuxième effets.
2. À partir des bilans enthalpiques, trouvez les débits de vapeur et de liqueur d'un effet à l'autre.
3. Calculez l'Aire de la surface de chauffage nécessaire dans chaque effet à partir des équations de flux de chaleur.
4. Si les Aires de la surface de chauffage trouvées ne sont pas presque égales, estimez de nouvelles valeurs pour les températures d'ébullition et répétez les points 2 et 3 jusqu'à ce que Aires de la surface de chauffage soient égales.

En pratique, ces calculs sont effectués par ordinateur.

d. Comparaison et choix

Le choix d'une méthode d'alimentation dépend des conditions d'utilisation :

- Température d'alimentation.
- Température souhaitée pour les solutions concentrées (un appareil à courants parallèles (co-courant) n'est pas recommandé si l'on a besoin de solutions concentrées chaudes).
- Viscosité des solutions : on a intérêt à choisir un appareil dans lequel la solution la plus concentrée est à la température la plus élevée, pour réduire les effets de la viscosité.
- Sensibilité à la température : les solutions thermosensibles le sont d'autant plus que la solution est plus concentrée. Par exemple, pour les jus sucrés, la marche à courants parallèles s'impose pour cette raison.
- élévation de température d'ébullition : si la concentration provoque une augmentation importante de la température d'ébullition, il faut proscrire l'alimentation en parallèle qui donnerait la surébullition maximale à chaque effet. Il vaut mieux adopter la circulation à contre-courant qui reporte la surébullition maximale au premier effet et permet de faire fonctionner les autres effets sous la pression minimale.

III.5.3 Evaporation à compression de vapeur

Le coût énergétique associé à l'évaporation est essentiellement dû à la fourniture de la chaleur latente de vaporisation du débit vaporisé V (qui est souvent de la vapeur d'eau, corps dont la chaleur latente de vaporisation est une des plus élevées).

Dans l'objectif de réduire ce coût énergétique, on peut recomprimer la vapeur émise par l'évaporateur dans un compresseur volumétrique ou centrifuge. L'augmentation de pression qui en résulte entraîne en augmentation de sa température de condensation. Elle peut ainsi être utilisée comme moyen de chauffage de l'évaporateur lui-même.

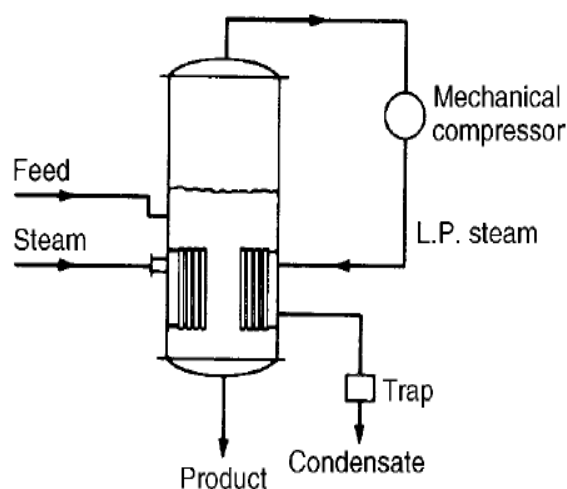


Figure III.6 : Évaporateur à compression de vapeur avec compresseur mécanique

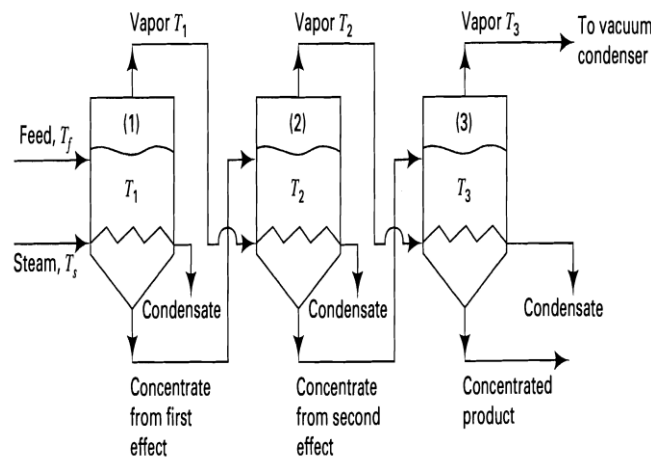
Exemple 3

4 kg/s (14,4 tonnes / heure) d'une charge contenant 10% de solides sont introduits à 294 K dans le premier effet d'une unité à triple effet. La liqueur contenant 50% de solides doit être retirée du troisième effet, qui est à une pression de 13 kN / m² (~0,13 bar). La liqueur peut être supposée avoir une chaleur spécifique de 4,18 kJ/kg K et ne pas avoir d'augmentation du point d'ébullition. De la vapeur sèche saturée à 205 kN/m² est envoyée à l'élément chauffant du premier effet, et le condensat est éliminé à la température de la vapeur dans chaque effet, comme le montre la figure suivante.

Si les trois effets doivent avoir des surfaces égales. Estimer

- L'Aire de la surface de chauffage
- Les différences de température
- Economie de vapeur.

Tel que les coefficients de transfert de chaleur de 3,1, 2,0 et 1,1 kW/ m²K pour les premier, deuxième et troisième effets respectivement.

**Solution :**

on a $F=4$ Kg/s et $x_F=0.1$ et $T_F=294$ K

3^{eme} effet : $P_3=13$ KN/m² et $x_{L3}=0.5$

A partir du tableau de vapeur : $T_3= 324.165$ K

Vapeur de chauffage à $p=205$ KN/m² donc $T_s=394.155$ K

$$\text{Bilan de matière partiel : } F \times x_F = L_3 \times x_{L3} \Rightarrow L_3 = \frac{F \times x_F}{x_{L3}} = \frac{4 \times 0.1}{0.5} = 0.8 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

1. Estimations initiales de la température de la solution dans chaque effet:

$$\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = T_s - T_3 = 394.155 - 324.165 = 69.99 \text{ K}$$

$$\Delta T_1 = \sum \Delta T \times \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} = 69.99 \times \frac{1/3.1}{1/3.1 + 1/2 + 1/1.1} = 13.04$$

$$\Delta T_2 = \sum \Delta T \times \frac{1/U_2}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} = 69.99 \times \frac{1/2}{1/3.1 + 1/2 + 1/1.1} = 20.21$$

$$\Delta T_3 = \sum \Delta T \times \frac{1/U_3}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} = 69.99 \times \frac{1/1.1}{1/3.1 + 1/2 + 1/1.1} = 36.74$$

$$\Delta T_1 = T_s - T_1 \Rightarrow T_1 = T_s - \Delta T_1 = 381.115K$$

$$\Delta T_2 = T_1 - T_2 \Rightarrow T_2 = T_1 - \Delta T_2 = 360.905K$$

$$\Delta T_3 = T_2 - T_3 \Rightarrow T_3 = T_2 - \Delta T_2 = 324.165K$$

2. Estimations initiales de L_1 et L_2

Bilan de matière global : $F = L_3 + V$ avec $V = V_1 + V_2 + V_3 \Rightarrow V = F - L_3 = 3.2 \text{ Kg/s}$

On suppose, en première approximation, des quantités égales de vapeur produites dans chaque effet. Donc : $V_1 = V_2 = V_3 = \frac{V}{3} = 1.07 \text{ Kg/s}$

Bilans matières pour chaque évaporateur

1^{ère} effet (évaporateur 1) :

$$F = L_1 + V_1 \Rightarrow L_1 = 2.93 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

$$F \times x_F = L_1 \times x_{L1} \Rightarrow x_{L1} = 0.1365$$

2^{ème} effet (évaporateur 2) :

$$L_1 = L_2 + V_2 \Rightarrow L_2 = 1.86 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

$$L_1 \times x_{L1} = L_2 \times x_{L2} \Rightarrow x_{L2} = 0.215$$

3^{ème} effet (évaporateur 3) :

$$L_2 = L_3 + V_3 \Rightarrow L_2 = 0.79 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

$$L_2 \times x_{L2} = L_3 \times x_{L3} \Rightarrow x_{L3} = 0.5062 \cong 0.5 \text{ donnée}$$

Les calculs suivants sont de nature itérative pour obtenir des valeurs corrigées de T_1 , T_2 , L_1 et L_2 ainsi que les valeurs de A , S , q_1 , q_2 et q_3 . Chaque itération comprend les étapes suivantes:

Etape 1 :

On utilise les bilans énergétiques et les équations du flux de chaleur pour estimer les nouvelles valeurs L_1 , L_2 et S

$T_S=394.155K$	$T_1=381.115 K$	$T_2=360.905K$	$T_3=324.165K$
$\lambda_1=2199.4 \text{ KJ/Kg}$	$\lambda_2=2235.5 \text{ KJ/Kg}$	$\lambda_3=2289.0 \text{ KJ/Kg}$	
	$H_{V1}=2688.3 \text{ KJ/Kg}$	$H_{V2}=2656.5 \text{ KJ/Kg}$	$H_{V3}=2593.9 \text{ KJ/Kg}$

On prend la température de référence $T_0=0^\circ\text{C}=273.15K$

$$h_F = Cp \times (T_F - T_0) = 4.18 \times (294 - 273.15) = 87.153 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$h_{L1} = Cp \times (T_1 - T_0) = 4.18 \times (381.115 - 273.15) = 451.294 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$h_{L2} = Cp \times (T_2 - T_0) = 4.18 \times (360.905 - 273.15) = 366.816 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$h_{L3} = Cp \times (T_3 - T_0) = 4.18 \times (324.165 - 273.15) = 213.243 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

Bilans énergétiques pour chaque évaporateur

1^{ère} effet (évaporateur 1) : $F \times h_F + S \times \lambda_1 = L_1 \times h_{L1} + V_1 \times H_{V1}$

$$\Rightarrow S = L_1 \left(\frac{h_{L1} - H_{V1}}{\lambda_1} \right) + F \left(\frac{H_{V1} - h_F}{\lambda_1} \right) \Rightarrow S = 4.7306 - 1.0171L_1$$

2^{ème} effet (évaporateur 2) :

$$L_1 \times h_{L1} + V_1 \times \lambda_2 = L_2 \times h_{L2} + V_2 \times H_{V2}$$

$$L_1 \times (h_{L1} - \lambda_2 - H_{V2}) + F \times \lambda_2 = L_2 \times (h_{L2} - H_{V2})$$

$$8942 = 4440.7L_1 - 2289.7L_2$$

3^{ème} effet (évaporateur 3) :

$$L_2 \times h_{L2} + V_2 \times \lambda_3 = L_3 \times h_{L3} + V_3 \times H_{V3}$$

$$L_2 \times (h_{L2} - \lambda_3 - H_{V3}) + L_1 \times \lambda_3 = L_3 \times (h_{L3} - H_{V3})$$

$$-4.516.1 \times L_2 + 2289.0 \times L_1 = -1904.5$$

$$\text{Donc : } \begin{cases} S = 1.1827 - 1.0171L_1 \\ 8942 = 4440.7 \times L_1 - 2289.7 \times L_2 \\ 1904.5 = 4516.1 \times L_2 - 2289.0 \times L_1 \end{cases} \Rightarrow S = 1.6585; L_1 = 3.0205 \text{ et } L_2 = 1.9526 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

Et

$$F \times x_F = L_1 \times x_{L1} \Rightarrow x_{L1} = 0.1324$$

$$L_1 \times x_{L1} = L_2 \times x_{L2} \Rightarrow x_{L2} = 0.2049$$

$$L_2 \times x_{L2} = L_3 \times x_{L3} \Rightarrow x_{L3} = 0.5001 \cong 0.5 \text{ donnée}$$

Étape 2

En utilisant les valeurs calculées à l'étape 1 pour calculer les valeurs du flux de chaleur et les valeurs de l'air de surface de chauffage :

$$q_1 = U_1 \times A_1 \times \Delta T_1 = S \times \lambda_1 \Rightarrow A_1 = \frac{S \times \lambda_1}{U_1 \times \Delta T_1} = 90.2361 \text{ m}^2$$

$$q_2 = U_2 \times A_2 \times \Delta T_2 = V_1 \times \lambda_1 \Rightarrow A_2 = \frac{V_1 \times \lambda_2}{U_2 \times \Delta T_2} = 54.1730 \text{ m}^2$$

$$q_3 = U_3 \times A_3 \times \Delta T_3 = V_2 \times \lambda_3 \Rightarrow A_3 = \frac{V_2 \times \lambda_3}{U_3 \times \Delta T_3} = 60.4846 \text{ m}^2$$

Etape3

Les surfaces de chauffage ne sont pas égales, on cherché des nouvelles ΔT .

L'air de surface de chauffage moyenne :

$$A_m = \frac{A_1 + A_2 + A_3}{3} = \frac{90.2361 + 54.170 + 60.4846}{3} = 68.2969 \text{ m}^2$$

Pour les nouvelles ΔT : $\Delta T_{nev} = \Delta T_{old} \times \frac{A}{A_m}$

$$\Delta T_1 = 13.04 \times \frac{90.2361}{68.2969} = 17.2289 \text{ K}$$

$$\Delta T_2 = 20.21 \times \frac{54.1730}{68.2969} = 16.0305 \text{ K}$$

$$\Delta T_3 = 36.74 \times \frac{60.4846}{68.2969} = 32.5374 \text{ K}$$

$$\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = 65.7968 \text{ K}$$

Elles sont donc normalisées à :

$$\Delta T_1 = 17.2289 \times \frac{69.99}{65.79689} = 18.3269 \text{ K}$$

$$\Delta T_1 = 16.0305 \times \frac{69.99}{65.79689} = 17.0521 \text{ K}$$

$$\Delta T_1 = 32.5374 \times \frac{69.99}{65.79689} = 34.6109 \text{ K}$$

Donc: $\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = 69.99 \text{ K}$

$$\Delta T_1 = T_s - T_1 \Rightarrow T_1 = T_s - \Delta T_1 = 375.8281 \text{ K}$$

$$\Delta T_2 = T_1 - T_2 \Rightarrow T_2 = T_1 - \Delta T_2 = 358.7760 \text{ K}$$

$$\Delta T_3 = T_2 - T_3 \Rightarrow T_3 = T_2 - \Delta T_2 = 324.165 \text{ K}$$

Les étapes 1 à 3 sont maintenant répétées, en utilisant les nouvelles valeurs de T_1 et T_2 , jusqu'on trouve $A_1 = A_2 = A_3$.

Etape 1 :

On utilise les bilans énergétiques et les équations du flux de chaleur pour estimer les nouvelles valeurs L_1 , L_2 et S

$T_s=394.155\text{K}$	$T_1=375.8281 \text{ K}$	$T_2=358.7760$	$T_3=324.165\text{K}$
$\lambda_1=2199.4 \text{ KJ/Kg}$	$\lambda_2=2249.8 \text{ KJ/Kg}$	$\lambda_3=2294.4 \text{ KJ/Kg}$	
	$H_{V1}=2680.2 \text{ KJ/Kg}$	$H_{V2}=2653.1 \text{ KJ/Kg}$	$H_{V3}=2593.9 \text{ KJ/Kg}$

On prend la température de référence $T_0=0^\circ\text{C}=273.15\text{K}$

$$h_F = Cp \times (T_F - T_0) = 4.18 \times (294 - 273.15) = 87.153 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$h_{L1} = Cp \times (T_1 - T_0) = 4.18 \times (375.8281 - 273.15) = 429.1945 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$h_{L2} = Cp \times (T_2 - T_0) = 4.18 \times (358.7760 - 273.15) = 357.9167 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$h_{L3} = Cp \times (T_3 - T_0) = 4.18 \times (324.165 - 273.15) = 213.243 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

Bilans énergétiques pour chaque évaporateur

1^{ère} effet (évaporateur 1) : $F \times h_F + S \times \lambda_1 = L_1 \times h_{L1} + V_1 \times H_{V1}$

$$\Rightarrow S = L_1 \left(\frac{h_{L1} - H_{V1}}{\lambda_1} \right) + F \left(\frac{H_{V1} - h_F}{\lambda_1} \right) \Rightarrow S = 4.7159 - 1.0235L_1$$

2^{ème} effet (évaporateur 2) :

$$L_1 \times h_{L1} + V_1 \times \lambda_2 = L_2 \times h_{L2} + V_2 \times H_{V2}$$

$$L_1 \times (h_{L1} - \lambda_2 - H_{V2}) + F \times \lambda_2 = L_2 \times (h_{L2} - H_{V2})$$

$$8999.2 = 4473.7L_1 - 2295.2L_2$$

3^{ème} effet (évaporateur 3) :

$$L_2 \times h_{L2} + V_2 \times \lambda_3 = L_3 \times h_{L3} + V_3 \times H_{V3}$$

$$L_2 \times (h_{L2} - \lambda_3 - H_{V3}) + L_1 \times \lambda_3 = L_3 \times (h_{L3} - H_{V3})$$

$$-4530.4 \times L_2 + 2294.4 \times L_1 = -1904.5$$

$$\text{Donc : } \begin{cases} S = 4.7159 - 1.0235L_1 \\ 8999.2 = 4473.7L_1 - 2295.2L_2 \\ 1904.5 = 4530.4 \times L_2 - 2294.4 \times L_1 \end{cases} \Rightarrow S = 1.6361 ; L_1 = 3.0091 \text{ et } L_2 = 1.9443 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

Et

$$F \times x_F = L_1 \times x_{L1} \Rightarrow x_{L1} = 0.1329$$

$$L_1 \times x_{L1} = L_2 \times x_{L2} \Rightarrow x_{L2} = 0.2057$$

$$L_2 \times x_{L2} = L_3 \times x_{L3} \Rightarrow x_{L3} = 0.5$$

Étape 2

En utilisant les valeurs calculées à l'étape 1 pour calculer les valeurs du flux de chaleur et les valeurs de l'air de surface de chauffage :

$$q_1 = U_1 \times A_1 \times \Delta T_1 = S \times \lambda_1 \Rightarrow A_1 = \frac{S \times \lambda_1}{U_1 \times \Delta T_1} = 63.3372 \text{ m}^2$$

$$q_2 = U_2 \times A_2 \times \Delta T_2 = V_1 \times \lambda_2 \Rightarrow A_2 = \frac{V_1 \times \lambda_2}{U_2 \times \Delta T_2} = 65.3679 \text{ m}^2$$

$$q_3 = U_3 \times A_3 \times \Delta T_3 = V_2 \times \lambda_3 \Rightarrow A_3 = \frac{V_2 \times \lambda_3}{U_3 \times \Delta T_3} = 64.1682 \text{ m}^2$$

Ces trois surfaces calculées sont approximativement égales, alors, les différences de température supposées peuvent être considérées comme presque correctes. En pratique, T_1 devrait être un peu plus grand car A_1 est la plus petite surface.

Donc, L'Aire de la surface de chauffage pour chaque évaporateur est :

$$A_1 = 63.3372 \text{ m}^2 ; \Delta T_1 = 18.3269 \text{ K}$$

$$A_2 = 65.3679 \text{ m}^2 ; \Delta T_2 = 17.0521 \text{ K}$$

$$A_3 = 64.1682 \text{ m}^2 ; \Delta T_3 = 34.6109 \text{ K}$$

- $\text{Economie de vapeur} = \frac{V}{S} = \frac{3.2}{1.6361} = 1.956$

Une méthode simplifiée de résolution des problèmes d'évaporation à effets multiples, supposée par Storrow. La méthode de Storrow déterminée des valeurs approximative des quantités de chaleur. L'exemple 3 est maintenant résolu par cette méthode.

Solution 2

on a $F=4$ Kg/s et $x_F=0.1$ et $T_F=294K$

3^{ème} effet : $P_3=13$ KN/m² et $x_{L3}=0.5$

A partir du tableau de vapeur : $T_3= 324.165K$

Vapeur de chauffage à $p=205$ KN/m² donc $T_S=394.155K$

Bilan de matière partiel : $F \times x_F = L_3 \times x_{L3} \Rightarrow L_3 = \frac{F \times x_F}{x_{L3}} = \frac{4 \times 0.1}{0.5} = 0.8 \frac{Kg}{s}$

1. Estimations initiales de la température de la solution dans chaque effet:

$$\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = T_S - T_3 = 394.155 - 324.165 = 69.99 K$$

$$\Delta T_1 = \sum \Delta T \times \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} = 69.99 \times \frac{1/3.1}{1/3.1 + 1/2 + 1/1.1} = 13.04$$

$$\Delta T_2 = \sum \Delta T \times \frac{1/U_2}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} = 69.99 \times \frac{1/2}{1/3.1 + 1/2 + 1/1.1} = 20.21$$

$$\Delta T_3 = \sum \Delta T \times \frac{1/U_3}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} = 69.99 \times \frac{1/1.1}{1/3.1 + 1/2 + 1/1.1} = 36.74$$

Ces valeurs de ΔT seront valides à condition que la charge soit approximativement à son point d'ébullition. Donc ΔT devient :

$$\Delta T_1 = 18 K$$

$$\Delta T_2 = 18 K$$

$$\Delta T_3 = 34 K$$

$$\Delta T_1 = T_S - T_1 \Rightarrow T_1 = T_S - \Delta T_1 = 376.155K$$

$$\Delta T_2 = T_1 - T_2 \Rightarrow T_2 = T_1 - \Delta T_2 = 358.155K$$

$$\Delta T_3 = T_2 - T_3 \Rightarrow T_3 = T_2 - \Delta T_2 = 324.155K$$

2. Estimations initiales de L_1 et L_2

Bilan de matière global : $F=L_3+V$ avec $V=V_1+V_2+V_3 \Rightarrow V=F- L_3=3.2$ Kg/s

On suppose, en première approximation, des quantités égales de vapeur produites dans chaque effet. Donc : $V_1 = V_2 = V_3 = \frac{V}{3} = 1.07 \text{ Kg/s}$

On suppose que la chaleur latente de vaporisation est la même à toutes les températures dans le système à effets multiples, dans ces conditions, la condensation de 1 kg de vapeur donne lieu à la formation de 1 kg de vapeur.

$T_5=394.155\text{K}$	$T_3=324.165\text{K}$
$\lambda=2199.4 \text{ KJ/Kg}$	$\lambda=2380.4 \text{ KJ/Kg}$

La chaleur latente moyenne : $\lambda_m = 2289.9 \text{ KJ/Kg}$

La chaleur de dilution est nulle, les bilans enthalpiques des évaporateurs sont :

$$1^{\text{ere}} \text{ effet (évaporateur 1)} : q_1 = S \cdot \lambda_1 = F \times Cp_F(T_1 - T_F) + V_1 \times \lambda_2$$

$$2^{\text{eme}} \text{ effet (évaporateur 2)} : q_2 + (F - V_1) \times Cp_F(T_1 - T_2) = V_2 \times \lambda_3 = q_3 \text{ avec } q_2 = V_1 \times \lambda_2$$

$$3^{\text{eme}} \text{ effet (évaporateur 3)} : q_3 + (F - V_1 - V_2) \times Cp_F(T_2 - T_3) = V_3 \times \lambda_3 = q_C$$

On peut écrire ces équations sous la forme suivant :

$$\begin{aligned} q_1 - F \times Cp_F(T_1 - T_F) &= q_2 = q_3 - (F - V_1) \times Cp_F(T_1 - T_2) \\ &= q_C - (F - V_1) \times Cp_F(T_1 - T_2) - (F - V_1 - V_2) \times Cp_F(T_2 - T_3) \end{aligned}$$

avec

$$(F - V_1) \times Cp_F(T_1 - T_2) = (4 - 1.07) \times 4.18 \times (376.155 - 358.155) = 220.45 \text{ KW}$$

$$(F - V_1 - V_2) \times Cp_F(T_2 - T_3) = (4 - 2 \times 1.07) \times 4.18 \times (358.155 - 324.155) = 264.3432 \text{ KW}$$

$$\text{Donc : } q_1 - F \times Cp_F(T_S - \Delta T_1 - T_F) = q_2 = q_3 - 220.4532 = q_C - 484.7964$$

$$\text{Évaporation totale} = 3.2 = \frac{q_2 + q_2 + q_C}{\lambda_m} = \frac{q_2 + (q_2 + 220.4532) + (q_2 + 484.7964)}{2289.9}$$

$$\Rightarrow \begin{cases} q_2 = 2207.5 \text{ KW} \\ q_3 = 2428.0 \text{ KW} \end{cases}$$

$$q_1 - F \times Cp_F(T_S - \Delta T_1 - T_F) = 2207.5 \Rightarrow q_1 = 2207.5 + 4 \times 4.18(394.155 - \Delta T_1 - 294)$$

$$\Rightarrow q_1 = 3882.1 - 16.72\Delta T_1 = U_1 \times A_1 \times \Delta T_1 \Rightarrow A_1 \times \Delta T_1 = 1252.3 - 5.3935 \times \Delta T_1$$

$$q_2 = U_2 \times A_2 \times \Delta T_2 = 2207.5 \Rightarrow A_2 \times \Delta T_2 = 1103.8$$

$$q_3 = U_3 \times A_3 \times \Delta T_3 = 2428.0 \Rightarrow A_3 \times \Delta T_3 = 2207.3$$

et

$$\sum \Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 = 69.99 \cong 70 \text{ K}$$

Les valeurs de ΔT_1 , ΔT_2 et ΔT_3 sont maintenant choisies par essais et erreurs pour calculer les surfaces de chauffage de chaque évaporateur:

ΔT_1	A_1	ΔT_2	A_2	ΔT_3	A_3
18	64.1787	18	61.3222	34	64.9206
18	64.1787	17	64.9294	35	63.0657
18.25	63.2257	17.25	63.9884	34.5	63.9797

Les surfaces, calculées de la dernière ligne, sont approximativement égales, donc, les différences de température supposées sont acceptables et:

$$S = \frac{q_1}{2289.9} = \frac{3882.1 - 16.72\Delta T_1}{2289.9} = 1.5621 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

$$\text{Economie de vapeur} = \frac{V}{S} = \frac{3.2}{1.5621} = 2.0485$$

III.6 Classification des évaporateurs

III.6.1 Évaporateurs naturels

Lorsqu'une solution aqueuse est exposée à l'air, elle tend à se vaporiser jusqu'à saturer l'air ambiant en eau. C'est le principe appliqué pour l'évaporation naturelle, dite évaporation solaire, telle qu'on la trouve toujours mise en pratique dans les marais salants.

Ceux-ci sont simplement constitués de cuvettes de terre imperméable, remplies d'eau de mer qui s'évapore naturellement.

III.6.2 Évaporateurs à double enveloppe ou à serpentins

Les plus anciens évaporateurs chauffés par la vapeur sont à double enveloppe. La figure III.7 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.

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 III.8). 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.

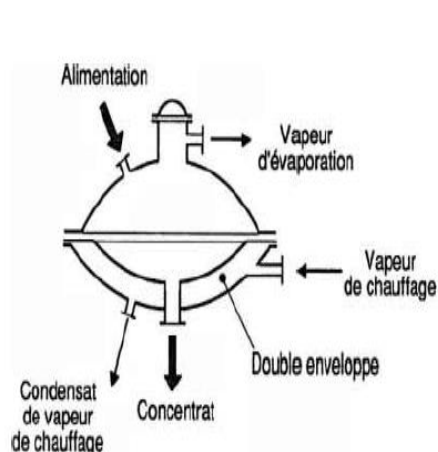


Figure II.7 : Évaporateur de Howard à double enveloppe

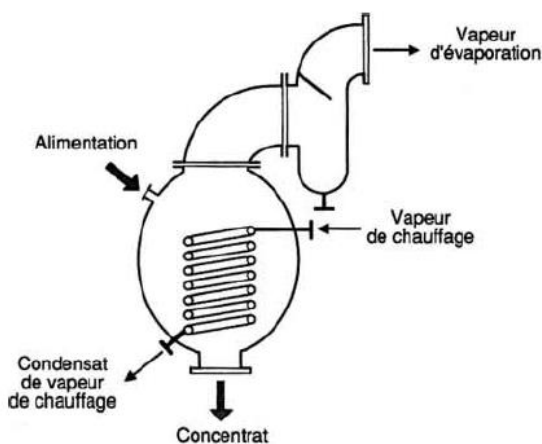


Figure II.8: Évaporateur à serpents

III.6.3 Evaporateur à tubes horizontaux

Le premier évaporateur industriel fut construit en 1843 par Norbert Rillieux. Le liquide à évaporer ruisselant en film à l'extérieur des tubes.

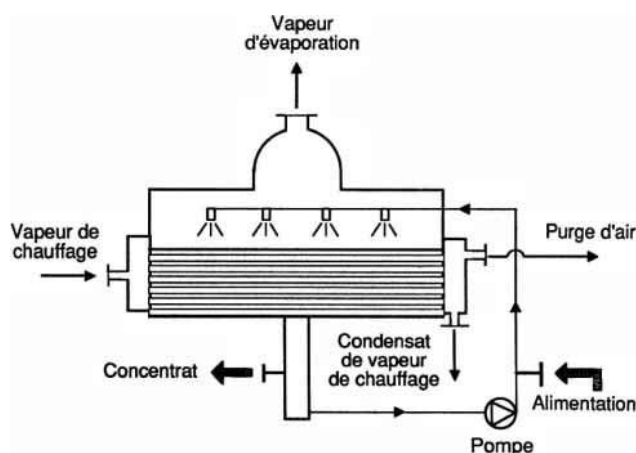


Figure III.9 – Évaporateur à tubes horizontaux arrosés

III.6.4 Evaporateur à Tubes verticaux courts

Le premier évaporateur à tubes verticaux courts (Figure III.10) fut construit par Robert vers 1850. Il en a gardé le nom bien qu'on l'appelle aussi quelquefois évaporateur Standard.

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.

Ces appareils ont l'inconvénient d'une surface d'échange qui n'est accessible que par l'intérieur du séparateur, ce qui complique les opérations d'entretien.

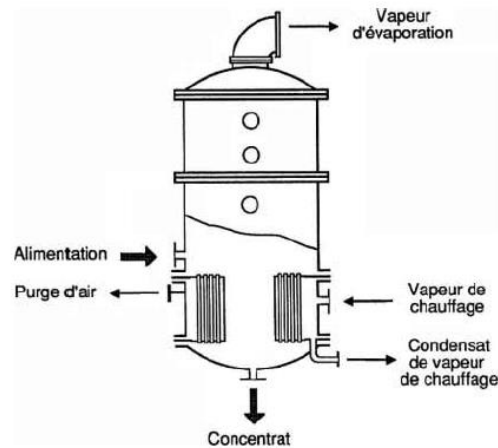


Figure III.10 – Évaporateur de Robert à tubes verticaux

III.6.5 Evaporateur à Tubes verticaux longs

a. Evaporateur de Kestner à grimpage

Ce type d'appareil est caractérisé par un faisceau tubulaire de grande longueur surmonté d'un séparateur liquide vapeur.

- Les tubes sont parcourus intérieurement de bas en haut par le film de liquide entraîné par la vapeur d'évaporation produite.
- Les tubes sont chauffés extérieurement par la vapeur de chauffage.
- La vaporisation obtenue dans les tubes entraîne des vitesses vapeur élevée, assurant la turbulence au sein du film et un bon coefficient de transfert thermique

L'appareil original de Paul Kestner tel qu'il fut breveté en 1899 comportait des tubes de 7 mètres de long et de diamètre variable selon les conditions de travail et la nature des liquides.

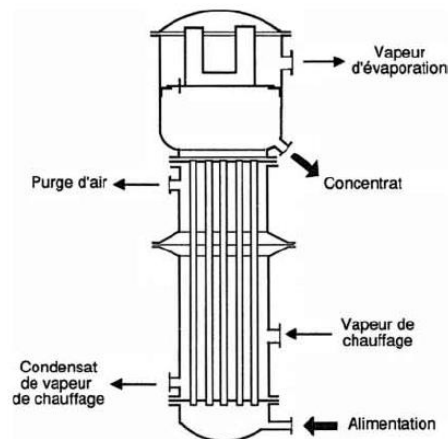


Figure III.11 : Évaporateur de Kestner à grimpage

b. Evaporateur de Kestner à descendant (à film tombant)

Dans l'évaporateur à descendant, le séparateur liquide vapeur se trouve en partie basse. Il est surmonté d'un faisceau tubulaire dans lequel le liquide descend sous forme de film.

Au cours de sa descente et à cause de la vaporisation, les vitesses de la vapeur augmentent de façon importante, entraînant une forte turbulence au sein du film liquide. Le coefficient d'échange thermique se trouve ainsi grandement amélioré.

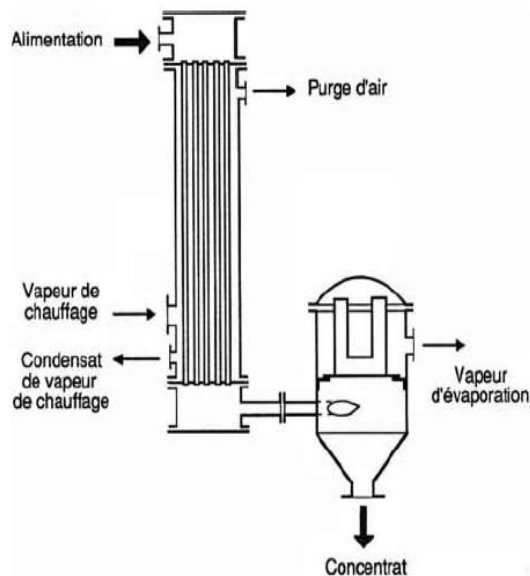


Figure III.12 : Évaporateur de Kestner à film tombant

III.6.6 Évaporateurs à circulation forcée

Les évaporateurs à circulation forcée pourraient être employés pratiquement pour tous les cas. Leur coût élevé fait qu'ils sont spécialement recommandés pour les solutions entartrantes ou pour les cas de précipitation de sel (cristallisation).

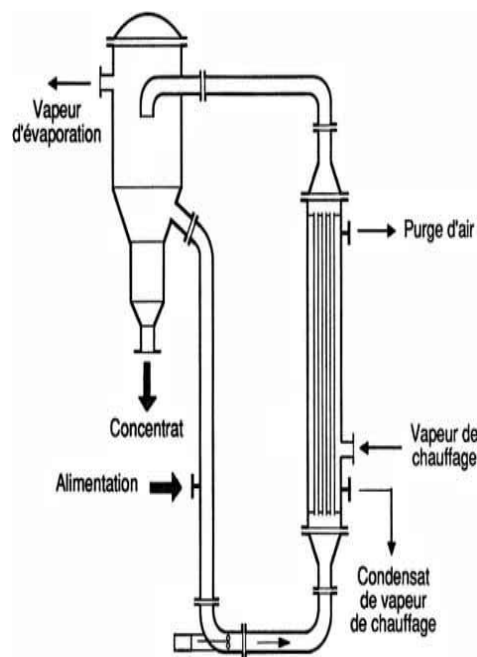


Figure III.13 : Évaporateur à circulation forcée

Dans le cas du traitement de solutions très corrosives, nécessitant l'emploi de matériaux nobles et très onéreux, la circulation forcée peut permettre de réduire la surface d'échange et, de ce fait, réduire le prix de première installation.

L'élément primordial pour la détermination d'un évaporateur à circulation forcée est le choix de la vitesse du liquide à l'intérieur des tubes de l'échangeur. L'augmentation de vitesse permet de réduire la surface d'échange mais augmente la consommation d'énergie mécanique.

III.6.7 Évaporateurs à film agité

L'évaporateur à descendage a été amélioré par l'addition d'un agitateur à l'intérieur de la surface d'échange qui, de ce fait, devient un tube unique, de fort diamètre, chauffé extérieurement par une double enveloppe. Dans ce type d'appareils (Figure III.14), le rotor est constitué de pales approchant autant que possible la paroi du tube. Le film est entretenu par le rotor dont la vitesse de rotation peut varier de 200 à 2 000 tr/min suivant les constructeurs et la solution à évaporer.

En fonctionnement, ces appareils contiennent très peu de liquide et le temps de séjour sur la paroi chauffante est suffisamment réduit pour permettre le traitement de solutions sensibles à la chaleur.

D'autre part, l'agitation permet de traiter des solutions très visqueuses. On conçoit cependant que l'on ne puisse réaliser qu'une surface d'échange restreinte avec ce type d'appareils, qui ne s'applique donc qu'à des évaporations de quantités peu importantes, par exemple pour terminer la concentration d'un liquide visqueux.

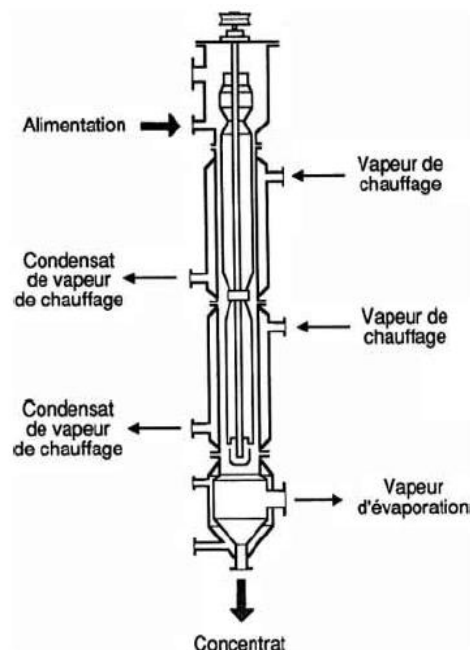


Figure III.14 : Évaporateur à film agité

III.7 Choix du type d'évaporateur

La sélection d'un type d'évaporateur pour une application spécifique dépend d'un certain nombre de facteurs dont les plus importants sont :

- Le débit ou la capacité;
- La viscosité de la solution diluée d'alimentation (début de l'opération) et l'accroissement de la viscosité en cours d'évaporation.
- La nature du produit demandé (solide ou solution concentrée).
- La thermosensibilité du produit.
- Si la solution a tendance à entartrer les surfaces d'échange, c'est-à-dire des sels mauvais conducteurs de la chaleur qui réduisent l'efficacité de l'échange.
- Si la solution est traitée mousse ou non, car la quantité de liquide qui accompagne la vapeur peut être si importante qu'elle rend l'évaporateur inapte au service demandé.
- Si le chauffage direct peut être utilisé.

L'évaporateur à circulation forcée permet de résoudre pratiquement tous les cas difficiles et donne de bons résultats pour les solutions visqueuses.

Chapitre 4

CRISTALLISATION

IV.1 Introduction

La cristallisation est une opération de transfert de matière liquide-solide dans laquelle des cristaux solides sont formés et précipités à partir d'une solution ou d'une fusion. La substance cristallisée diffuse de la phase liquide à la phase solide et interagit avec la surface solide où les cristaux se développent.

Une grande variété de produits de l'industrie des procédés chimiques tels que les cristaux de sucre, le sel ordinaire, le sulfate d'ammonium, le chromate de sodium et une multitude de composés organiques et inorganiques sont commercialisés sous forme de cristaux.

IV.2 Principales définitions de la cristallisation

Cristallisation :

La cristallisation est un procédé au cours duquel des cristaux solides sont formés à partir d'une autre phase, généralement une solution liquide ou une fusion.

Cristal :

Un cristal est une particule solide dans laquelle les constituants des molécules, d'atomes ou d'ions, sont disposés au sein d'une certaine structure fixe et rigide, avec répétition d'un motif ou d'un réseau tridimensionnel. La plupart des cristaux sont anisotropes; leurs propriétés mécaniques, électriques, magnétiques et optiques sont souvent différentes dans différentes directions.

Précipitation :

La précipitation est un autre mot pour désigner la cristallisation, mais il est souvent utilisé lorsque la cristallisation se produit très rapidement par réaction chimique.

Solubilité :

La solubilité est une mesure de la quantité de soluté qui peut être dissoute dans un solvant donné à une température donnée.

Solution saturée :

Une quantité de soluté maximale peut être dissoute dans le solvant à une température donnée. À cette température, la solution est saturée et la quantité de soluté dissoute définit la solubilité.

Sursaturation :

La sursaturation est la différence entre la concentration réelle et la concentration d'équilibre du soluté à une température donnée.

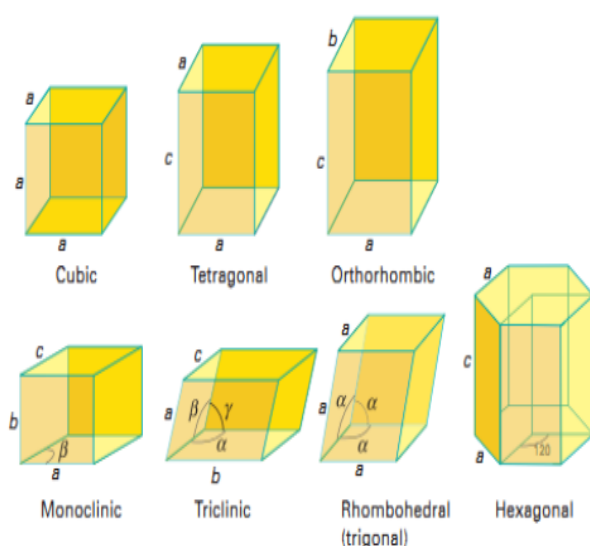
Magma :

Dans la cristallisation industrielle, le mélange diphasique de liquide mère et de cristaux de toutes tailles, qui occupe le cristalliseur et est retiré comme produit, est appelé magma.

IV.3 Types de géométrie cristalline

Les cristaux sont classés en sept systèmes généraux:

- **Système cubique:** Les trois axes cristallins (a, b, c) sont de longueur égale et les angles qu'ils forment entre eux sont tous égaux à 90° .
- **Système tétragonal:** La maille élémentaire est un prisme droit à base carrée ($a = b \neq c$). Tous les angles sont égaux à 90° .
- **Orthorhombique:** Les trois axes sont de longueurs différentes mais les 3 angles sont égaux à 90° .
- **Monoclinique:** Les trois axes sont de longueurs différentes et seuls deux angles sont égaux à 90° ; le troisième est caractéristique de l'espèce minérale.
- **Triclinique:** Les trois axes sont de longueurs différentes et les angles sont tous différents de 90° .
- **Trigonal** (rhomboédrique): trois axes égaux et également inclinés.
- **Hexagonal :** Ce système comporte 2 axes égaux (a et b) formant entre eux un angle de 120° (γ), le troisième axe, c, est perpendiculaire au plan formé par a et b ($a = b = 90^\circ$).



Sr. No.	Crystal System	Axial length of Unit Cell	Inter axial angles	Number of Lattice in the system
1	Cubic	$a = b = c$	$\alpha = \beta = \gamma = 90^\circ$	3
2	Tetragonal	$a = b \neq c$	$\alpha = \beta = \gamma = 90^\circ$	2
3	Orthorhombic	$a \neq b \neq c$	$\alpha = \beta = \gamma = 90^\circ$	4
4	Monoclinic	$a \neq b \neq c$	$\alpha = \beta = 90^\circ \neq \gamma$	2
5	Triclinic	$a \neq b \neq c$	$\alpha \neq \beta \neq \gamma \neq 90^\circ$	1
6	Trigonal	$a = b = c$	$\alpha = \beta = \gamma < 120^\circ, \neq 90^\circ$	1
7	Hexagonal	$a = b \neq c$	$\alpha = \beta = 90^\circ, \text{ and } \gamma = 120^\circ$	1

Figure IV. 1 : Systèmes cristallins

Tableau IV.1 : Certains sels inorganiques récupérés à partir de solutions aqueuses

Chemical Name	Formula	Common Name	Crystal System
Ammonium chloride	NH ₄ Cl	sal-ammoniac	cubic
Ammonium sulfate	(NH ₄) ₂ SO ₄	mascagnite	orthorhombic
Barium chloride	BaCl ₂ · 2H ₂ O		monoclinic
Calcium carbonate	CaCO ₃	calcite	rhombohedral
Copper sulfate	CuSO ₄ · 5H ₂ O	blue vitriol	triclinic
Magnesium sulfate	MgSO ₄ · 7H ₂ O	Epsom salt	orthorhombic
Magnesium chloride	MgCl ₂ · 6H ₂ O	bischofite	monoclinic
Nickel sulfate	NiSO ₄ · 6H ₂ O	single nickel salt	tetragonal
Potassium chloride	KCl	muriate of potash	cubic
Potassium nitrate	KNO ₃	nitre	hexagonal
Potassium sulfate	K ₂ SO ₄	arcanite	orthorhombic
Silver nitrate	AgNO ₃	lunar caustic	orthorhombic
Sodium chlorate	NaClO ₃		cubic
Sodium chloride	NaCl	salt, halite	cubic
Sodium nitrate	NaNO ₃	chile salt petre	rhombohedral
Sodium sulfate	Na ₂ SO ₄ · 10H ₂ O	glauber's salt	monoclinic
Sodium thiosulfate	Na ₂ S ₂ O ₃ · 5H ₂ O	hypo	monoclinic
Zinc sulfate	ZnSO ₄ · 7H ₂ O	white vitriol	orthorhombic

IV.4 Equilibre liquide-solide

IV.4.1 Définition

- Solution**

On appelle solution un mélange homogène de deux ou plusieurs substances. Les solutions peuvent être gazeuses, liquides ou solides. Les constituants sont appelés solvant et soluté, le terme de solvant étant réservé au constituant en excès en nombre de moles.

- Concentration**

La concentration en substance (B) dans une solution correspond à la quantité de B contenue dans une quantité donnée de solvant ou de solution.

- Solubilité ou saturation**

La solubilité d'un soluté (B) dans un solvant est la concentration maximale de B dans le solvant que l'on peut obtenir dans la solution par dissolution de B dans le solvant à une température et pression données. La solution correspondante est dite saturée ou à saturation. Cette concentration peut avoir différentes unités.

Dans le cas d'un produit dissocié ou de composés minéraux, on parle aussi de produit de solubilité. Il est défini par :

$\left(A_m^{z_A} B_n^{z_B} \right)_s \Leftrightarrow mA^{z_A} + nB^{z_B}$	$\left(A_m^{z_A} B_n^{z_B}, \kappa \text{ solvant} \right)_s \Leftrightarrow mA^{z_A} + nB^{z_B} + \kappa \text{ solvant}$
$K_s = \left(a_{A^{z_A}}^{eq\ m} a_{B^{z_B}}^{eq\ n} \right)$	$K_s = \left(a_{A^{z_A}}^{eq\ m} a_{B^{z_B}}^{eq\ n} a_{\text{solvant}}^{\kappa} \right)$

IV.4.2 Formes les plus courantes de diagrammes de phases

Diagramme avec un point eutectique : l'eutectique (E) est un équilibre entre deux solides et un liquide, correspond à la température la plus basse à laquelle une phase liquide peut exister.

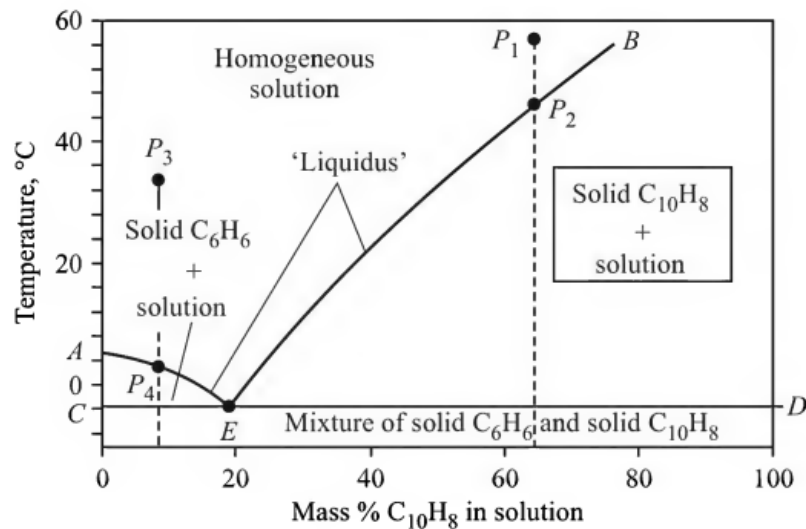


Figure IV.2 : Diagramme du Benzene(C₆H₆) (A) - naphtalène(C₁₀H₈) (B)

La ligne AEB c'est la courbe de solubilité

Solutions solides : les solides *A* et *B* peuvent coexister au sein d'une même structure cristalline, qui se comporte comme une phase unique (solution solide de substitution ou d'insertion).

Si les deux solides sont ainsi miscibles en toutes proportions, on obtient des diagrammes de phase très semblables aux lentilles d'équilibre liquide vapeur :

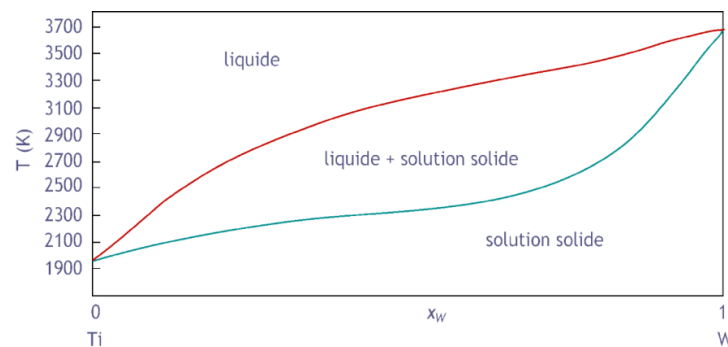


Figure IV.3. Diagramme d'équilibre du mélange tungstène (W) - Titane (Ti) au dessus de 1500 K|

Lorsque les solides ne sont pas miscibles en toutes proportions, les solutions solides forment, sur le diagramme de phase, des domaines au voisinage des cristaux purs :

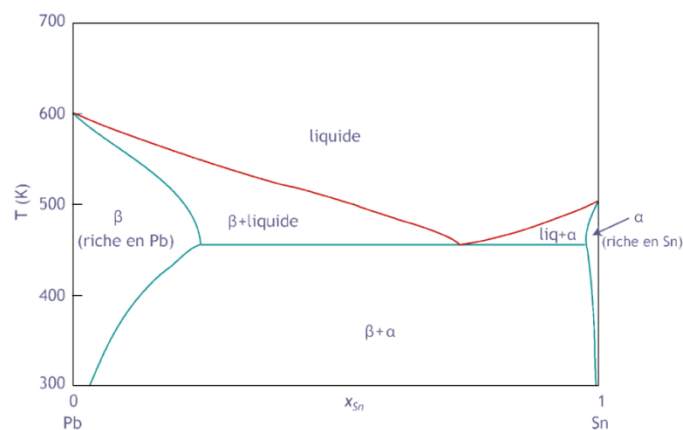


Figure IV.4 : Diagramme d'équilibre du diagramme étain (Sn) - plomb (Pb)

IV.4.3 Effet de la température sur la solubilité

La solubilité d'une solide vis à vis d'un solvant varie avec la température et la pression. La pression a un effet assez faible, souvent négligeable. Les courbes de solubilités représentent la variation de la solubilité en fonction de la température. L'allure des courbes permet d'avoir une idée de la variation de la solubilité avec la température.

Lorsque la dissolution est endothermique (cristallisation exothermique), la solubilité augmente avec la température, et lorsqu'elle est exothermique (cristallisation endothermique), la solubilité diminue avec l'élévation température.

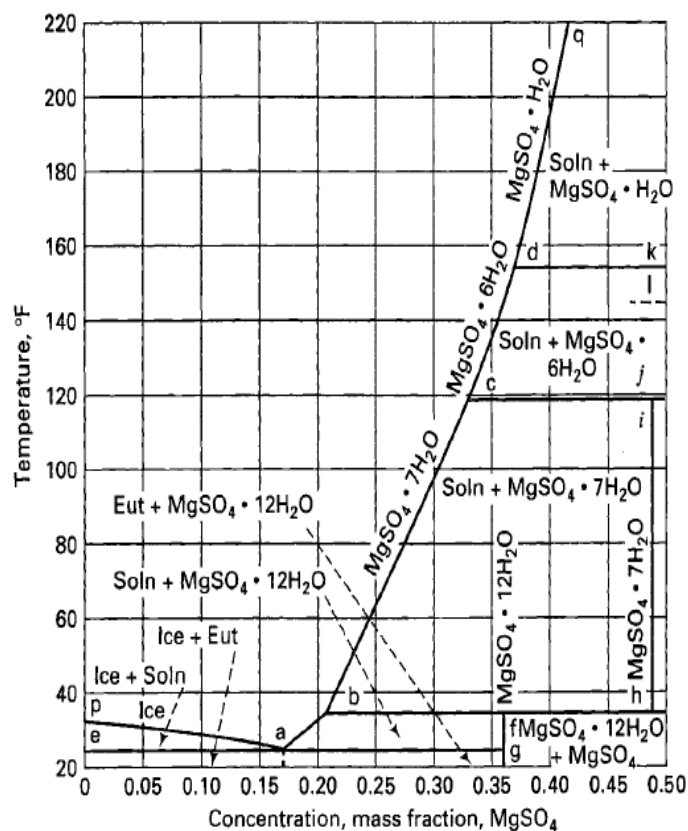
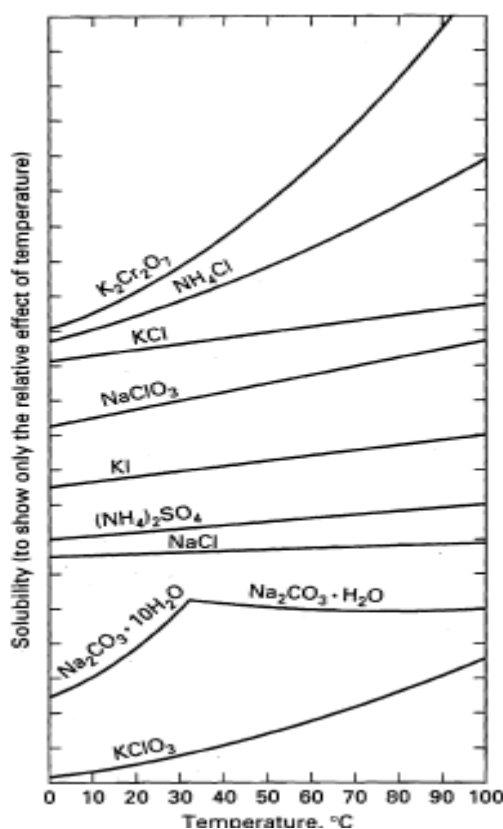


Figure III.5 : Solubilité de divers sels dans l'eau Figure III.6 : Diagramme solide-liquide pour MgSO_4 - $n\text{H}_2\text{O}$ à 1 atm.

Le diagramme de phase du système sulfate de magnésium-eau est illustré à la figure IV.6 :

- La ligne **eagfhij** représente la solidification complète de la solution liquide pour former diverses phases solides.
- La zone **pae** représente des mélanges de solide et de solution saturée. Toute la solution qui contient moins de 16,5% de MgSO_4 précipite lorsque la température atteint la ligne **pa**
- La ligne **abcdq** est la courbe de solubilité. solution plus concentrée.
- Le solide formé au point a est appelé eutectique ; il se compose d'un mélange intime de solide et de $\text{MgSO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$. Entre les points a et b, les cristaux sont du $\text{MgSO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$; entre b et c la phase solide est $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$; entre c et d les cristaux sont $\text{MgSO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$; et au-dessus du point d, ils sont du $\text{MgSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$.
- Dans la zone **cihb**, le système à l'équilibre se compose de mélanges de solution saturée et de $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ cristallin.
- La zone **dkjc**, le mélange est constitué d'une solution saturée et de cristaux de $\text{MgSO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$.
- Dans la zone **qdk**, le mélange est une solution saturée et du $\text{MgSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$.

IV.5 Mécanisme de formation de cristaux

Une opération de cristallisation comprend trois stades :

IV.5.1 La sursaturation

Le processus de dissolution n'est pas vraiment réversible. En effet, lors du refroidissement ou de la concentration d'une solution, les cristaux apparaissent avec un certain retard par rapport à la solubilité. Le début d'apparition des cristaux définit une courbe dite de sursaturation, dont la position exacte sur le graphique de solubilité dépend des conditions opératoires. La zone située entre la courbe de solubilité et la courbe de sursaturation s'appelle **zone métastable**.

C'est une zone où il peut ou non, selon les conditions, y avoir des cristaux en présence de la solution.

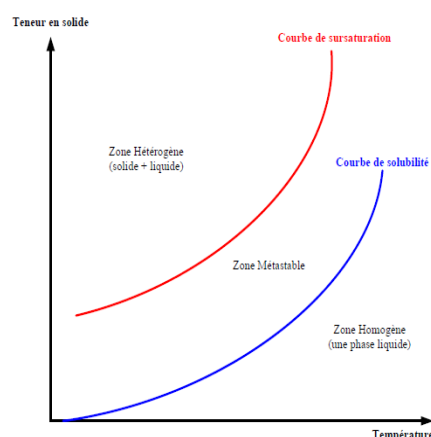


Figure IV.7 : Diagramme solubilité-Supersolubilité

Si C est la concentration de la solution avant que la cristallisation n'ait lieu, ou qui se maintient tout au long de la cristallisation, et si C_s est la concentration à saturation c'est-à-dire la solubilité,

alors la force motrice de la cristallisation, par molécule, est la différence des potentiels chimiques μ d'une molécule du cristal dans les phases mères sursaturée et saturée respectivement:

$$\Delta\mu = RT \ln \left(\frac{C}{C_S} \right)$$

Il est possible de définir la sursaturation de différentes manières. La façon la plus pertinente est peut-être d'utiliser les quantités sans dimension :

- Rapport de sursaturation : $\beta = \frac{C}{C_S}$
- Sursaturation relative : $\sigma = \frac{C-C_S}{C_S} = \beta - 1$

Par ailleurs, la définition de la sursaturation la plus communément utilisée dans l'industrie est la différence : $\Delta C = C - C_S$

a. Paramètres influençant sur la solubilité

a.1 Taille des cristaux et solubilité

Dans le cas d'un corps qui ne se dissocie pas, l'équation donnant le diamètre critique des cristaux

$$d_{p,c} = \frac{4\gamma_{SL}v_S}{\Delta\mu_B}$$

Où : γ_{SL} ; tension interfaciale solide –liquide et $v_S = \frac{M_S}{\rho_S}$: volume molaire du soluté dans la phase solide. M_S et ρ_S sont la masse molaire du et masse volumique du soluté.

C_S : la concentration à saturation du soluté (solide)

On obtient :

$$d_{p,c} = \frac{4\gamma_{SL}v_S}{RT \ln \left(\frac{C}{C_S} \right)}$$

Soit :

$$\ln \left(\frac{C}{C_S} \right) = \frac{4\gamma_{SL}v_S}{RT d_{p,c}}$$

Les valeurs mesurées de la tension interfaciale (énergie de surface) varient de 0.001 J/m² pour les composés très solubles à 0,170 pour les composés de faible solubilité.

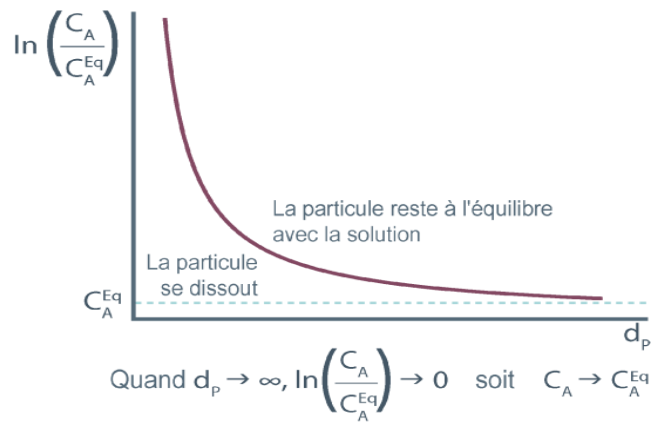


Figure IV.8 : Solubilité en fonction de la taille des particules

Ce graphe montre que des particules de petites tailles présentent une solubilité plus élevée que des particules de grande taille.

Généralisée à des corps pouvant se dissocier en solution, elle s'écrit (Gibbs-Thompson et Ostwald) :

$$\ln\left(\frac{C}{C_S}\right) = \frac{4\gamma_{SL}v_S}{\alpha RT d_{pc}} = \frac{2\gamma_{SL}v_S}{\alpha RT r}$$

où : $\beta = \frac{C}{C_S}$ est le rapport de sursaturation (supersaturation)

C_S est la solubilité d'un cristal supposé sphérique de rayon $r = d_p/2$.

R : la constante des gaz parfaits,

α : représente le nombre de moles d'ions formés pour une mole d'électrolyte. Pour un corps non électrolyte, $\alpha=1$. pour une dissociation totale ($A_m^{z_A} B_n^{z_B} \rightarrow m A^{z_A} + n B^{z_B} \Rightarrow \alpha = m+n$),

Exemple1 : Déterminer l'effet du diamètre du cristal sur la solubilité du KCl dans l'eau à 25 °C.

On donne : la solubilité du KCl dans l'eau à 25°C est : 35.5%(en masse)

La tension interfaciale (S-L) : 0.028J/m². Masse molaire du KCl : 74.6 kg/kmol.

La densité du Cristaux KCl :1980Kg/m³.

Solution : B=KCl

On a :
$$\ln\left(\frac{C}{C_S}\right) = \frac{4\gamma_{SL}v_S}{\alpha RT d_{pc}} = \frac{4\gamma_{SL}M_S}{\alpha RT \rho_S d_p}$$

$T=25+273=298K$ et $R=8314 J/Kmol K$

$\alpha=2$ car : $KCl \rightarrow K^+ + Cl^-$

$C_S = 35.5g/100eau$

Donc : $\left(\frac{C}{C_S}\right) = \exp\left(\frac{4\gamma_{SL}M_S}{\alpha RT\rho_S d_p}\right) = \exp\left(\frac{4 \times 0.028 \times 74.6}{2 \times 8314 \times 298 \times 1980 \times d_p}\right) = \exp\left(\frac{8.516010^{-10}}{d_p}\right)$ avec d_p en m

$$\left(\frac{C}{C_S}\right) = \exp\left(\frac{8.516010^{-4}}{d_p}\right) \text{ avec } d_p \text{ en } \mu\text{m} (1\text{m}=10^6\mu\text{m})$$

$d_p \mu\text{m}$	$\frac{C_B}{C_B^{eq}}$	$CgKCl/100gd'eau$
0.01	1.0889	38.6559
0.1	1.0086	35.8053
1	1.0009	35.5319
10	1.0001	35.5035
100	1.0000	35.5000

a.2 Effet des impuretés ou tiers corps

Les solutions utilisées en milieu industriels contiennent parfois des impuretés. Ces impuretés peuvent modifier considérablement la solubilité du soluté. Les données de solubilité utilisées pour dimensionner un cristalliseur doivent donc être établies dans la solution réellement utilisée.

IV.5.2 La germination ou la nucléation (formation de germes ou sites cristallins)

Dans la cristallisation, la nucléation est la première étape de formation d'une phase solide à partir d'une phase mère (liquide ou fondue).

Elle définit le caractère du processus de cristallisation, et donc le composant le plus critique pour relier la conception et le fonctionnement du cristalliseur aux paramètres de qualité cristalline. La nucléation peut être classée en deux catégories mécaniquement différentes :

1. **Nucléation primaire** : Elle peut être homogène ou hétérogène
2. **Nucléation secondaire**

IV.5.2.1 Nucléation primaire

La nucléation primaire est le phénomène de formation de nouveaux cristaux qui est indépendant de la présence d'autres cristaux dans le milieu. Il peut être deux types : homogène et hétérogène.

a. Nucléation primaire homogène

La nucléation primaire homogène est une nucléation volumique dans une solution où aucune autre particule ne permet de fixer ou induire le phénomène de nucléation.

La nucléation homogène se produit lorsqu'un certain nombre de molécules ou d'ions se mettent ensemble sous l'effet de la sursaturation pour former des clusters. Un tel cluster présente une certaine similitude structurale avec l'état solide, mais il est trop petit pour être considéré comme une phase solide distincte. Les clusters continuent à capter d'autres molécules et finissent par atteindre une taille critique conduisant à la naissance d'un nucléus (germe). Une analyse théorique de l'énergétique de la formation des clusters montre qu'un haut degré de sursaturation est nécessaire pour qu'un cluster de taille supérieure à la taille critique se forme.

La vitesse de nucléation est le nombre de nouvelles particules formées par unité de temps et par unité de volume de solution mère (pas de cristaux) ou de magma. L'expression de vitesse est :

$$B = A \cdot \exp \left(\frac{-16 \cdot \pi \cdot V_M \cdot N_a \cdot \sigma_{S-L}^3}{3 \cdot (R \cdot T)^3 \cdot v^2 \left(\ln \left(\frac{C}{C_s} \right) \right)^2} \right)$$

B : vitesse de nucléation primaire homogène, nombre de nucléus /cm³.s

A : facteur de fréquence.

N_a : Nombre d'Avogadro

σ : Tension inter-faciale solide – liquide (erg/cm²)

v : Nombre d'ions par molécule de soluté.

A : facteur de fréquence. Il représente la vitesse de formation des particules unitaires qui atteignent la taille critique. Ce facteur est proportionnel à la concentration de ces particules individuelles et au taux de collisions entre elles ($A=10^{30}$ nucléus /cm³.s).

A degré de sursaturation normal, la nucléation homogène se déroule très lentement (en pratique, elle est plus rapide que la vitesse prédite par l'équation ci-dessus). Elle augmente rapidement si le degré de sursaturation est élevé. La formation des clusters de petites molécules est ralentie si la viscosité de la solution est élevée. Ainsi, une augmentation de la température a un effet positif supplémentaire sur la vitesse de nucléation en raison de la viscosité réduite. La nucléation primaire n'a pas de rôle substantiel dans un cristalliseur industriel

b. Nucléation primaire hétérogène

La nucléation hétérogène intervient lorsque les nucléus se forment au contact de minuscules particules étrangères présentes dans la solution (polluants) ou au contact des parois du cristalliseur. La vitesse de la nucléation hétérogène dépend non seulement de la sursaturation mais aussi de la disponibilité des sites actifs. Le nucléus n'a plus de forme sphérique mais une forme tronquée avec une croissance qui peut être privilégiée suivant une direction.

La relation de la vitesse de nucléation homogène peut également être appliqué à la nucléation primaire hétérogène, où A est déterminé expérimentalement et peut être de plusieurs ordres de grandeur différents de la valeur théorique. Une valeur de $A=10^{30}$ (nucléus /cm³.s) est souvent citée.

- Pour la nucléation primaire dans la cristallisation industrielle, La vitesse de nucléation est considérée dépendre uniquement de la sursaturation selon une loi en puissance de type :

$$B = K_N \cdot (\Delta C)^n$$

K_N : Constante de vitesse de nucléation.

n : Ordre de la vitesse de nucléation (qui est généralement supérieur à 2).

Ces deux grandeurs dépendent des propriétés physiques ainsi que de l'hydrodynamique du système.

IV.5.2.2 Nucléation secondaire

Les cristaux présents dans une solution sursaturée sont la source la plus importante de génération des nouveaux cristaux. Le phénomène de formation de nouveaux cristaux à partir des cristaux existants s'appelle la nucléation secondaire. C'est un processus mécanique qui ne nécessite dans un premier temps aucune sursaturation. C'est donc un processus non activé.

La nucléation secondaire peut se faire par plusieurs mécanismes, mais les plus importants sont :

a. La fracture et l'attrition : Si une suspension de cristaux existant est agitée de façon vigoureuse, la rupture des cristaux se produit par impact avec l'agitateur. L'attrition entre deux cristaux en suspension ou entre un cristal et la surface du cristalliseur conduit également à la formation de minuscules germes. Dans les deux cas, de petits cristaux ou nucléus se forment, qui se développent à des tailles plus grandes dans la solution sursaturée.

b. La nucléation par cisaillement : La nucléation par cisaillement intervient sous certaines conditions. Lorsque la vitesse relative du fluide par rapport aux cristaux existants est importante, le cisaillement en surface arrache certains fragments qui ne sont pas tout à fait incrustés dans le réseau cristallin et les entraîne dans la phase liquide en sursaturation. Ces fragments vont par la suite grossir et donner naissance à des germes stables pour se transformer enfin en cristaux.

c. La nucléation par contact : La nucléation par contact est le mécanisme le plus prédominant lors de la formation de nouveaux germes. Dans le processus de cristallisation, des paires d'ions ou des molécules d'un soluté atteignent la surface d'un cristal par transport diffusif ou convectif à partir du cœur de la solution. Les molécules doivent s'orienter pour bien se placer dans le réseau cristallin en place. Comme cette seconde étape ne se produit pas instantanément, l'agitation du milieu (effet de l'agitateur ou de la pompe) entraîne un déplacement de ces clusters de molécules vers les surfaces du cristalliseur ou celle de l'agitateur ou même vers le cœur de la phase liquide. Ces clusters vont par la suite grossir et donner naissance à de nouveaux germes.

En l'absence d'une théorie pour les phénomènes complexes de nucléation secondaire, la fonction de loi de puissance empirique suivante, qui corrèle une grande partie des données expérimentales, est largement utilisée :

$$B = \bar{K}(T) \cdot w^m \cdot M_T^n \cdot \sigma^p$$

B : nombre de nucleus formés par unité de temps dans l'unité de volume de la suspension.

w : Une mesure de l'agitation mécanique (qui peut être la vitesse de rotation).

M_T : Masse totale de cristaux par unité de volume de suspension ou densité de la suspension (Kg/m³)

$\bar{K}(T)$: Coefficient dépendant de la température.

m, n et p : Constantes dépendant des conditions opératoires.

σ : Degré de sursaturation, $\sigma = \frac{C-C_s}{C_s}$, avec C est la concentration de soluté dans la solution sursaturée et C_s est la solubilité du soluté à la température donnée.

Cette loi prend en compte les mécanismes responsables de la génération de nouveaux germes par nucléation secondaire qui se produit en trois phases :

1. Formation du cluster à la surface du cristal existant.
2. Enlèvement de ce cluster
3. Croissance du cluster pour former un germe.

La première phase est fortement affectée par l'étendue de la sursaturation. La deuxième phase est influencée par l'intensité de l'agitation de la solution. Plus l'agitation est forte, plus en arrache de clusters de la surface des cristaux. La dureté de l'agitateur est également un facteur important car il a été reporté que la vitesse de nucléation secondaire en présence d'un agitateur en acier est plus importante que celle mesurée pour un agitateur en matière plastique dans les mêmes conditions opératoires. La troisième étape est affectée par la densité de la suspension (masse de cristaux par unité de volume de suspension). Plus cette densité est importante, plus la surface externe des cristaux est grande et plus le nombre de clusters arrachés est important. Ceci augmente la probabilité de contact et d'assemblage de ces clusters pour former des germes. Concernant la température, il semblerait qu'elle n'affecte pas directement la vitesse de nucléation secondaire.

IV.5.3 La croissance

Lorsque certains noyaux ont été formés ou ajoutés à une solution sursaturée, ils commencent à croître bien que la croissance cristalline puisse avoir lieu simultanément à la formation de noyaux. Plusieurs théories ont été étudiées le mécanisme de la croissance des cristaux, parmi ces théories, la théorie du transfert de matière ou théorie diffusionnelle est la plus largement utilisée.

Selon la théorie du transfert de matière il existe deux étapes distinctes dans le processus de la croissance des cristaux :

1. Transport du soluté (molécules ou ions) du sein de la solution sursaturée vers la surface du cristal. Le transport du soluté se fait par diffusion- convection due à la turbulence,
2. L'interaction en surface des molécules de soluté avec les couches en croissance du cristal.

Donc la théorie du transfert de matière combine les processus de diffusion et de réaction et s'appelle cette théorie diffusion- réaction de la croissance des cristaux.

Chacun de ces deux étapes possède sa propre vitesse et est gérée par ses propres lois. La force motrice responsable de la première étape est la différence de concentration entre celle de la solution sursaturée et celle de l'interface entre le solide et le liquide, alors que la force motrice de la seconde étape est la différence de concentration entre celle de l'interface et la concentration de saturation à la température spécifiée. La vitesse de croissance de la masse d'un seul cristal peut ainsi s'écrire comme suit :

$$\frac{dm_c}{dt} = k_L \cdot A_c (C - C_i) = k_r \cdot A_c (C_i - C_s)$$

k_L : Coefficient de transfert de matière à travers le film externe (m/s)

k_r : Constante de vitesse de la réaction de surface (m/s)

C : Concentration massique de la solution sursaturée.

C_i : Concentration massique du soluté à l'interface cristal – solution.

C_s : Concentration de saturation de la solution à la température spécifiée.

A_C : Surface externe d'un seul cristal.

En éliminant la concentration de l'interface qui n'est pas une grandeur mesurable, on aura la vitesse de croissance de la masse en fonction de la force motrice globale :

$$\frac{dm_C}{dt} = K_L \cdot A_C (C - C_s)$$

Avec K_L le coefficient global qui s'exprime par :

$$K_L = \left[\frac{1}{k_L} + \frac{1}{k_r} \right]^{-1}$$

Dans la pratique, la vitesse de croissance des cristaux est représentée par la variation de la longueur caractéristique L du cristal au cours du temps. Cette longueur caractéristique est reliée à la masse du cristal m_C , son volume V_C et sa surface externe A_C à travers des facteurs de formes volumique et surfacique comme suit :

$$m_C = \rho_C \phi_v L^3 ; A_C = \phi_a L^2 ; V_C = \phi_v L^3$$

Avec ρ_C est la densité du cristal.

ϕ_a : Facteur de forme de la surface.

ϕ_v : Facteur de forme du volume

Donc, la vitesse de croissance G est exprimée par:

$$\begin{aligned} \frac{dm_C}{dt} &= \frac{d}{dt}(\rho_C V_C) = \frac{d}{dt}(\rho_C \phi_v L^3) = K_L \phi_a L^2 (C - C_s) \Rightarrow 3\rho_C \phi_v L^3 \frac{d}{dt}(L) = K_L \phi_a L^2 (C - C_s) \\ G = \frac{dL}{dt} &= \frac{K_L \phi_a}{3\rho_C \phi_v} (C - C_s) = k \cdot \sigma \text{ et } k = \frac{K_L \phi_a C_s}{3\rho_C \phi_v} \end{aligned}$$

Dans le cas où le processus d'interaction du soluté à la surface du cristal est non linéaire, une expression empirique de loi de puissance pour la vitesse de croissance donnée ci-dessous peut être commodément utilisée :

$$G = \frac{dL}{dt} = k' \left(\frac{C - C_s}{C_s} \right)^q = k' \cdot \sigma^q$$

Les constantes k et k' dépendent de la température, de l'environnement (agitation, géométrie de cristalliseur, ...) et de la taille du cristal.

IV.6 Mode de cristallisation et choix de la méthode

Les méthodes de cristallisation diffèrent suivant le nombre de solutés à cristalliser. On peut distinguer le cas de la cristallisation simple de celui de la cristallisation fractionnée.

La cristallisation simple consiste dans le dépôt de cristaux d'un soluté à partir d'une solution, système binaire de soluté et solvant. Elle est réalisée à pression constante (pression atmosphérique ou sous vide), dans l'état de sursaturation, à l'équilibre entre les cristaux du soluté et la liqueur-mère.

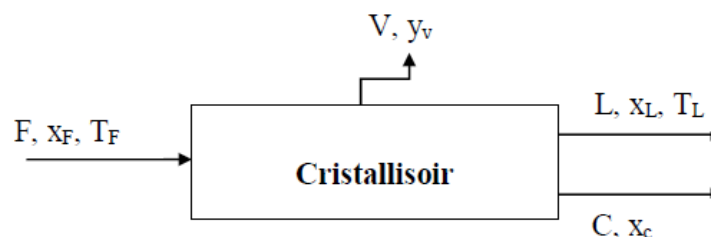
Le but de toute opération de cristallisation étant de provoquer une sursaturation, on dispose de plusieurs méthodes pour obtenir la cristallisation d'une solution saturée, en fonction de l'allure de la courbe de solubilité :

- La cristallisation par refroidissement de la solution.
- La cristallisation par évaporation partielle du solvant.
- La cristallisation par ajout d'un solvant dans lequel le soluté n'est pas soluble.
- La cristallisation par précipitation, résultat d'une réaction chimique.

L'étude des courbes de solubilité permet de choisir l'un des procédés de cristallisation. Le procédé par refroidissement ne s'emploie que dans le cas où la solubilité augmente notablement avec la température. Dans le cas où la solubilité varie peu avec la température, le procédé par évaporation se justifie. On peut aussi combiner le refroidissement et l'évaporation.

IV.6.1 Bilans matière

La cristallisation, opération de transfert de matière et de chaleur, ne peut être mise en oeuvre industriellement que si l'on connaît les quantités déposées et les quantités de chaleur dégagées ou absorbées. La détermination de ces grandeurs par des relations massiques et thermiques est nécessaire pour le choix d'un appareillage convenable.



- F : Débit (masse) de l'alimentation ;
- L : Débit de la solution mère (liqueur mère) ;
- C : Débit des cristaux formés ;
- V : Débit du solvant évaporé ;
- x_F, x_L : Les compositions massiques de l'alimentation et de la solution mère respectivement.
- y_v : Fraction massique en soluté du solvant évaporé.

- x_c : Fraction massique des cristaux formés qui se calcul comme suit :

$$x_c = \frac{\text{Masse molaire des cristaux anhydres}}{\text{Masse molaire des cristaux hydratés}}$$

Exemple 2 : le sulfate de sodium déca hydraté ($\text{Na}_2\text{SO}_4, 10 \text{ H}_2\text{O}$)

$$x_c = \frac{\text{Masse molaire des cristaux anhydres}(\text{Na}_2\text{SO}_4)}{\text{Masse molaire des cristaux hydratés}(\text{Na}_2\text{SO}_4, 10 \text{ H}_2\text{O})}$$

$$x_c = \frac{23 * 2 + 32 + 16 * 4}{23 * 2 + 32 + 16 * 4 + (2 * 1 + 16)} = 0.441$$

a. Bilan global : $F = L + C + V$

b. Bilan sur le soluté : $F \cdot x_F = L \cdot x_L + C \cdot x_c + V \cdot y_v$

Lorsque le solvant évaporé ne contient pas de soluté ($y_v = 0$), dans ce cas on aura :

$$F \cdot x_F = L \cdot x_L + C \cdot x_c$$

On peut déduire la quantité de cristaux formés tel que :

$$C = \frac{F \cdot x_F - L \cdot x_L}{x_c}$$

Sachant que $L = F - C - V$, on aura alors :

$$C = \frac{F \cdot (x_F - x_L) + V \cdot x_L}{x_c - x_L}$$

Si les cristaux ne sont pas hydratés, c'est à dire que $x_c = 1$ dans ce cas :

$$C = \frac{F \cdot (x_F - x_L) + V \cdot x_L}{1 - x_L}$$

c). Relation entre la fraction massique et la solubilité.

- La solubilité (S) est la masse de soluté dissoute dans 100 g de solvant (fraction massique relative)
- la fraction massique en soluté est : $x = S/(S+1)$.

d. Rendement de cristallisation : C'est la masse des cristaux récupérés reportée à la masse des cristaux récupérables (contenus dans l'alimentation): $\eta = \frac{C \cdot x_c}{F \cdot x_F}$

Exemple 3 : Un cristallisateur est chargé de 5000 kg d'une solution aqueuse de sulfate de sodium contenant 29,6% de Na_2SO_4 .

La solution est refroidie lorsque le $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ est cristallisé. 10% en masse d'eau initiale sont perdus par évaporation. Si la liqueur mère contient 18,3% de Na_2SO_4 , calculer :

1- La masse du sel cristallisé.

2- La masse liqueur mère perdue par évaporation.

3- Rendement de cristallisation

Solution : solution aqueuse de sulfate de sodium ($\text{H}_2\text{O} + \text{Na}_2\text{SO}_4$)

Charge ; $F=5000\text{Kg}$ et $x_F=0.196$

Liqueur mère : $x_L=0.183$.

Vapeur : 10% de l'eau est évaporé et $y_v=0$, aucun Na_2SO_4 dans la vapeur.

Masse molaire du Na_2SO_4 est 142g/mol et $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ est 322 g/mol

1- calcul la quantité (masse) du sel cristallisé : $C = ?$

Masse de l'eau dans la charge = $F \cdot (1 - x_F) = 5000 \cdot (1 - 0.296) = 3520\text{ Kg}$

Donc $V = 0.1 \cdot 3520 = 352\text{ Kg}$

A partir du bilan de matière du soluté, on a :

$$C = \frac{F \cdot (x_F - x_L) + V \cdot x_L}{x_C - x_L} = \frac{5000 \cdot (0.296 - 0.183) + 352 \cdot 0.183}{0.441 - 0.183} = 2439.6\text{ Kg}$$

2- calcul la masse liqueur mère perdue par évaporation : $L = ?$

A partir du bilan de matière global :

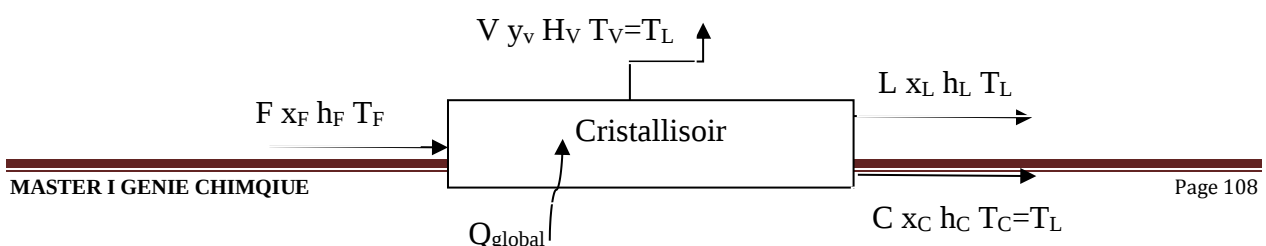
$$L = F - C - V = 5000 - 2439.6 - 352 = 2208.4\text{Kg}$$

3- Rendement de cristallisation : $\eta = \frac{C \cdot x_C}{F \cdot x_F} = \frac{2439.6 \cdot 0.441}{5000 \cdot 0.296} = 0.7269 = 72.69\%$

IV.6.2 Bilan de chaleur de la cristallisation

En cristallisation : on considère pour l'ensemble de l'installation, les entrées et sorties suivantes:

- Alimentation: débit F , fraction massique x_F , température T_F , enthalpie h_F
- Vapeur (uniquement en cas de cristallisation avec évaporation): débit V , enthalpie h_V
- liqueur mère : débit L , fraction x_L , température T_L , enthalpie h_L
- Cristaux (phase solide): débit C , fraction x_C , température T_C , enthalpie h_C



Les effets thermiques à prendre en compte lors d'une cristallisation sont:

- Le flux énergétique à enlever à la solution pour la refroidir (cristallisation par refroidissement)
- Le flux énergétique consécutif à la vaporisation d'une partie du solvant (pris sur l'enthalpie de la solution, donc entraînant son refroidissement, ou apporté par une source externe tel un réchauffeur à la vapeur)
- Le flux énergétique correspondant à la cristallisation (passage du soluté dissous en phase liquide à une structure solide ordonnée, ou cristallisation d'un composé pur), qui est fourni à la solution si la cristallisation est exothermique, ou pris à la solution si endothermique (moins fréquent).

Equation générale de bilan d'énergie:

$$F h_F + Q_{\text{global}} = C h_C + L h_L + V H_V$$

Avec:

$$h_F = C_{PF} \times (T_F - T_0), h_C = C_{PC} \times (T_L - T_0), h_L = C_{PL} \times (T_L - T_0), H_V = C_{P\text{solvant}} \times (T_L - T_0)$$

C_{PF} , C_{PL} , C_{PC} , $C_{P\text{solvant}}$: Les capacités calorifiques de l'alimentation, de la solution mère, des cristaux et du solvant (J/kg. K) ;

avec Q_{global} flux fourni au cristalliseur-évaporateur.

Dans une cristallisation par évaporation-refroidissement, on peut écrire en simplifiant que le flux de chaleur à éliminer (ou à apporter) correspond au flux nécessaire au refroidissement de la solution, à la chaleur dégagée par la cristallisation, auquel il faut retrancher la chaleur emportée par la vaporisation du solvant si applicable, soit :

$$Q_{\text{global}} = Q_{\text{refroidissement}} + Q_{\text{évaporation}} + Q_{\text{cristallisation}}$$

$$Q_{\text{refroidissement}} = F C_{PA} (T_L - T_F) \text{ (si } Q_{\text{refroidissement}} < 0, \text{ chaleur cédé)}$$

$$Q_{\text{évaporation}} = V L_V (>0, \text{ reçu ou pris sur la solution}) (L_V \text{ désigne la chaleur latente de vaporisation})$$

$$Q_{\text{cristallisation}} = C x_C (\Delta H_C) / M_{\text{SEL}} \text{ (si } < 0, \text{ cristallisation exothermique) } (\Delta H_C \text{ est la chaleur molaire de cristallisation ; } M_{\text{SEL}} \text{ est la masse molaire du sel cristallisé)}$$

Exemple4 :

On cristallise en continu 1 t.h⁻¹ de solution de sulfate de sodium saturée à 50°C en la refroidissant à 10°C. Les cristaux formés sont constitués exclusivement par du sulfate de sodium déca-hydraté et les eaux mères sont saturées à 10°C.

1°) Déterminer les fractions massiques en Na₂SO₄ de l'alimentation, des eaux mères et des cristaux.

2°) Déterminer le débit de sulfate de sodium déca-hydraté formé.

3°) Calculer le flux de chaleur à éliminer sur l'ensemble du cristalliseur.

Données:

- Solubilité à 10°C: 9g de Na₂SO₄ /100g d'eau,

- Solubilité à 50°C: 46.7g de Na_2SO_4 / 100g d'eau,
- $M(\text{Na}_2\text{SO}_4)=142\text{g. mol}^{-1}$, $M(\text{H}_2\text{O})=18\text{g. mol}^{-1}$,
- Enthalpie de cristallisation molaire à 10°C de (Na_2SO_4 , 10 H_2O): $\Delta H_C=-78.42\text{ kJ.mol}^{-1}$
- Chaleur massique moyenne de la solution: $C_{pF}=3.55\text{ kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$

Solution

1°) L'alimentation est saturée à 50°C, son titre est donc $x_F=46.7/146.7=31.83\%$.

Les eaux mères sont saturées à 10°C, leur titre est $x_L=9/109=8.26\%$.

Le titre des cristaux est le titre de cristaux déca-hydratés, soit $x_C=142/(142+180)=44.1\%$.

2°) Le bilan global et en Na_2SO_4 s'écrit ($V=0$ pas d'évaporation): $F=C+L$ et $Fx_F=Cx_C+Lx_L$.

La résolution de ce système donne :

$$C = \frac{F \cdot (x_F - x_L) + V \cdot x_L}{x_C - x_L} = \frac{1000(0.3183 - 0.0826)}{0.441 - 0.0826} = 656\text{ Kg/h}$$

3°) Le flux de chaleur à éliminer correspond au flux de refroidissement de 50 à 10°C soit :

$$Q = Q_{\text{refroidissement}} + Q_{\text{cristallisation}}$$

$$Q_{\text{refroidissement}} = F C_{pA} (T_L - T_F) = 1000 \cdot 3.55 \times (10 - 50) = -142000\text{ KJ/h}$$

$$Q_{\text{cristallisation}} = C x_C (\Delta H_C) / M_{\text{SEL}} = 656 \times (-78.42) / 322 \times 10^{-3} = -160000\text{ KJ/h}$$

Donc $Q = -302000\text{ KJ/h}$

Ce flux est négatif, il faut l'enlever du système, il correspond au refroidissement et à la cristallisation exothermique du Na_2SO_4 .

IV.7 Facteurs Influent sur la Cristallisation

a. Vitesse d'évolution des conditions opératoires :

Par vitesse d'évolution des conditions opératoires, il faut entendre en général la vitesse de refroidissement. Mais ce peut être aussi la vitesse d'évaporation, d'addition du deuxième solvant ou bien du réactif provoquant la précipitation. Si cette vitesse est faible, on reste dans la zone métastable. Les germes ont le temps de croître; les cristaux sont plus gros et bien formés. Si cette vitesse est grande, on risque de passer dans la zone hétérogène. On obtiendra alors une importante nucléation donc des cristaux plus petits et une granulométrie très étalée.

b. Ensemencement :

En discontinu, il est indispensable d'ensemencer si l'on veut obtenir des cristaux dont la taille se rapproche de la valeur souhaitée. En effet, si après avoir ensemencé, on refroidit suffisamment lentement pour ne pas sortir de la zone métastable, les cristaux se formeront par grossissement de

la semence. En continu, le problème ne se pose qu'au démarrage de l'opération. Pendant la marche normale l'ensemencement est automatiquement réalisé par les cristaux déjà formés.

c. Agitation :

L'agitation en cristallisation est primordiale. Elle consiste à maintenir les cristaux en suspension, opérer le transfert thermique et assurer l'homogénéité de la suspension. Cependant, il faut noter que l'agitation aura des effets néfastes: broyage des cristaux, formation de germes supplémentaires. L'agitation nécessite de faire un compromis entre ces effets contradictoires. Il convient de choisir avec soin le type d'agitateur, l'intensité d'agitation ainsi que la géométrie du cristalliseur.

d. Impuretés de la solution :

Les impuretés agissent diversement sur la nucléation. Au contraire, elles agissent négativement sur la croissance, et peuvent modifier la présentation du cristal en s'adsorbant sélectivement sur une face. Elles peuvent aussi servir de germes, et provoquer la formation de cristaux contenant des inclusions d'impuretés.

IV.8 Appareillage

Vu la complexité des procédés utilisés pour la cristallisation, nous distinguerons essentiellement deux catégories d'appareils: ceux qui fonctionnent en discontinu et ceux qui fonctionnent en continu.

IV.8.1 Fonctionnement discontinu

On opère généralement dans des appareils cylindriques à fonds bombés ou coniques munis d'une double paroi dans laquelle circule le fluide de refroidissement et d'un agitateur. Cet agitateur doit, si l'on désire des cristaux aussi homogènes que possible et pas trop petits :

- Tourner à une vitesse modérée.
- Être aussi peu cisailant que possible pour éviter de briser les cristaux formés.
- Brasser toute la masse pour obtenir une suspension homogène.
- Communiquer une vitesse importante aux filets liquides le long de la paroi pour augmenter le coefficient d'échange thermique et éviter le blindage (dépôt d'une couche de cristaux sur la paroi).

On peut aussi éliminer la chaleur non plus par transfert de chaleur au travers d'une paroi dans laquelle circule un fluide réfrigérant, mais par distillation à reflux sous une pression de plus en plus réduite. La chaleur est ainsi enlevée dans la masse même. Il faut diriger les vapeurs vers un condenseur et retourner le condensat dans l'appareil. Du fait de l'agitation créée par l'ébullition, un agitateur mécanique n'est pas toujours indispensable. Cette technique est appelée **cristallisation sous vide**.

La cristallisation par **concentration** (évaporation) se pratique pour les produits dont la solubilité ne varie pas beaucoup avec la température. Dans ces conditions, il ne faut pas refroidir, mais fournir de la chaleur. Les problèmes de blindage n'existent plus, et des tubulures placées dans

l'appareil peuvent être utilisées pour le fluide caloporteur. Comme dans le cas de la cristallisation sous vide, l'agitation mécanique n'est pas toujours indispensable.

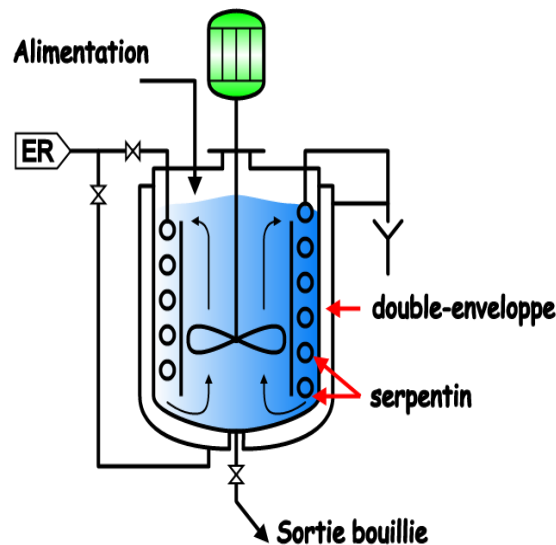


Figure IV.9 : Cristalliseur par refroidissement simple

IV.8.2 Fonctionnement en continu

Il permet de grosses productions dans un appareillage de moindre volume, mais encore il présente l'avantage supplémentaire de donner des cristaux beaucoup plus réguliers et ayant des dimensions souhaitées. Le principe de la cristallisation en continu consiste à sursaturer la solution mère sans provoquer l'apparition de germes, puis l'envoyer dans le bas d'un récipient qui contient des cristaux du produit cherché. Ces derniers sont nourris par la solution sursaturée et subissent simultanément un classement hydraulique. Seuls ceux qui ont des dimensions suffisantes restent ou tombent dans le bas, et sont évacués, selon le cas, avec une partie ou avec la totalité des jus-mères. Les cristaux les plus fins sont dissous par la solution alimentaire, qui doit être surchauffée par rapport à la température correspondante à la saturation, et le mélange homogène est envoyé à la sursaturation.

a. Cristalliseur par refroidissement (Cristalliseur de type OSLO)

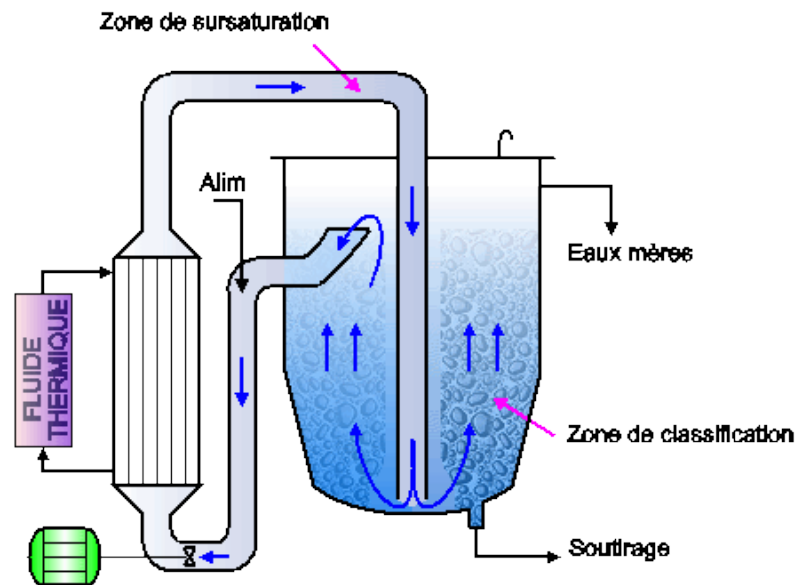


Figure IV.10 : Cristalliseur par refroidissement et classification type OSLO

- Reprise de la solution saturée vers le haut de la cuve, mélange avec l'alimentation, et pompage vers le réfrigérant (figure IV.10).
- Refroidissement de la solution dans un échangeur à l'aide d'un fluide thermique adapté (eau glycolée, saumure....).
- En sortie d'échangeur, la solution est légèrement sursaturée, sans pour autant amorcer la cristallisation (faible temps de séjour et faible sursaturation, d'où peu de germination).
- Introduction de la solution refroidie au fond de cuve du cristalliseur, de façon à provoquer un courant ascendant dans la cuve.
- Grossissement des cristaux dans la cuve avec classification par la taille dans la zone de circulation ascendante.
- Les cristaux ayant atteint une taille suffisante décantent malgré le courant ascendant et sont soutirés au fond de l'appareil.
- Les cristaux n'ayant pas suffisamment grossi pour décanter stagnent dans la zone de nourrissage, ou sont recyclés vers le réfrigérant avec la solution saturée.
- Les eaux mères peuvent être soutirées dans la zone supérieure du cristalliseur, ou en mélange avec les cristaux dans le fond de la cuve.
- Le débit de circulation permet de régler la taille des cristaux soutirés.

b. Cristalliseur par évaporation

La cristallisation est obtenue en concentrant la solution évaporée au delà de la saturation. L'évaporation à l'ébullition peut se faire à pression atmosphérique, donc avec une température élevée et une solubilité élevée. Les solutions doivent alors être fortement concentrées.

Il est souvent plus intéressant de réaliser une évaporation à l'ébullition sous vide, ce qui permet d'abaisser considérablement la température et donc la solubilité. L'opération sous vide permet

ainsi des productions de cristaux importantes à partir de solutions moyennement concentrées (figure IV.11).

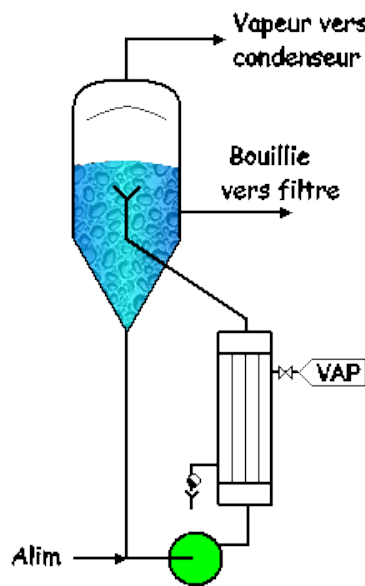


Figure IV.11 : Cristalliseur par évaporation isotherme

c. Cristalliseur-évaporateur Krystal

- Reprise de la solution saturée vers le haut de la cuve de cristallisation, mélange avec l'alimentation et pompage vers le rebouilleur.
- Surchauffe ou vaporisation partielle de la solution dans un échangeur à l'aide de la vapeur d'eau.
- Détente et évaporation de la solution dans la tête d'évaporation de l'appareil.
- Retour de la solution concentrée et sursaturée par une jambe plongeant au fond de la cuve de cristallisation, de façon à provoquer un courant ascendant dans la cuve.
- Grossissement des cristaux dans la cuve avec classification par la taille dans la zone de circulation ascendante.
- Les cristaux ayant atteint une taille suffisante décantent malgré le courant ascendant et sont soutirés au fond de l'appareil.
- Les cristaux n'ayant pas suffisamment grossi pour décanter stagnent dans la zone de nourrissage, ou sont recyclés vers le réfrigérant avec la solution saturée.
- Les eaux mères peuvent être soutirées dans la zone supérieure du cristalliseur, ou en mélange avec les cristaux dans le fond de la cuve.
- Le débit de circulation permet de régler la taille des cristaux soutirés.

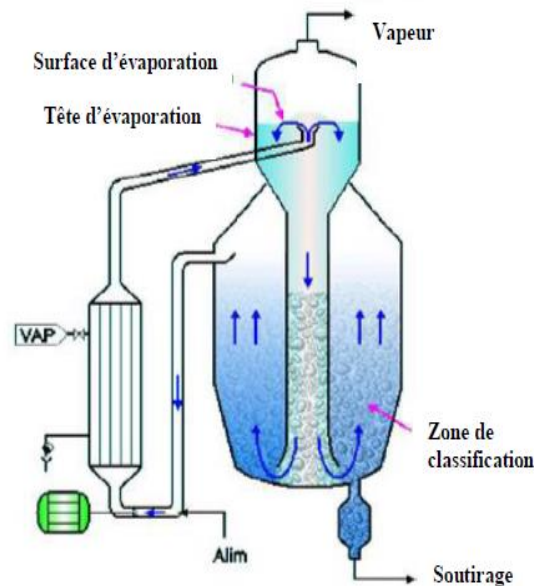


Figure IV.12 : Cristalliseur-évaporateur Krystal

IV.9 Choix du procédé de cristallisation

Le choix du procédé de cristallisation est essentiellement dicté par :

- Le tonnage souhaité, qui conditionne en grande partie le choix d'un fonctionnement continu ou discontinu.
- La courbe de solubilité dont l'une des conséquences est le choix du mode de génération de la sursaturation (refroidissement ou évaporation, éventuellement précipitation), mais également l'ensemble des opérations de recyclage et de traitement de récupération ;
- L'importance de l'encrassement des parois d'échange, pouvant conduire à préférer un refroidissement par évaporation à un refroidissement par paroi d'échange.
- Les qualités souhaitées pour les cristaux, qui orienteront le choix du procédé mais également celui du type de cristalliseur à mettre en œuvre.
- L'investissement nécessaire et éventuellement les problèmes de sécurité, si les produits sont toxiques ou si le solvant est non aqueux et éventuellement inflammable.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Robert E Treybal, Mass-Transfer Operations, McGraw–Hill, Inc, 3rd Edition, Singapore, 1981
- [2] Warren L. McCabe, Julian C. Smith, Peter Harriott, Unit Operations of Chemical Engineering, McGraw-Hill, Inc, 5th Edition, Singapore, 1993.
- [3] Binay K. Dutta, Principles of Mass Transfer and Separation Processes, PHI Learning, New Delhi (2007).
- [4] J.M. Coulson and J.F. Richardson, Chemical Engineering, Vol. 2, 4th Edition, Butterworth, Oxford, 1991.
- [5] E.J. Henley and J.D. Seader, Separation Process Principles, John Wiley & Sons, Inc, 2006.
- [6] Jaime Benitez, Principles and modern applications of mass transfer operations, 2nd Edition, John Wiley & Sons, Hoboken, New Jersey, 2009.
- [7] A. P. Sinha, Parameswar DE, Mass Transfer Principle and operations, PHI Learning, New Delhi (2012).
- [8] Bernard Crétinon *et* Bertrand Blanquart, Air humide Notions de base et mesures, Technique de l'ingénieur, BE 8 025
- [9] Emilian Koller, Aide mémoire de Génie Chimique, Edition DUNOD. Paris, 2001
- [10] Didier Ronze, Introduction au génie des procédés, Parie, 2008
- [11] André Charreau, Roland Cavaillé, Séchage Appareillage et choix d'un procédé, Technique de l'ingénieur, J 2 482
- [12] René Leleu, Évaporation, Technique de l'ingénieur, J 2 320
- [13] Jean-Paul KLEIN, Roland BOISTELLE et Jacques DUGUA, Cristallisation industrielle Aspects pratiques, Technique de l'ingénieur, J 2 788
- [14] https://www.azprocede.fr/Cours_GC/cristallisation_introduction.html, consulté le 20/03/2020

EXERCICES

CHAPITRE I : HUMIDIFICATION**Exercice 1:**

La température de l'air sec et l'humidité absolue sont 30°C et 0.015 Kg/Kg air sec respectivement à la pression atmosphérique.

- déterminer les propriétés psychrométriques suivantes : température de saturation adiabatique, température humide, point de rosé, Enthalpie humide, volume humide et la chaleur spécifique.

Exercice 2:

Un air humide à $T_g=50^\circ\text{C}$ et à la température humide égale à 30°C sous une pression atmosphérique.

- Déterminer les propriétés psychrométriques de l'air humide.
- Calculer la pression de l'eau dans l'air à la température de l'air sec.
- Quelle est la quantité de chaleur rejetée si 1Kg d'air sec est refroidi de 50°C à 20°C.
- Quelle sera la température humide si l'air est chauffé de 50°C à 75°C.

Exercice 3:

- L'air ($T_g=83^\circ\text{C}$, $Y'=0.03\text{Kg/kg}$ air sec et $P=1\text{atm}$) est mis en contact avec de l'eau à la température de saturation adiabatique jusqu'à ce qu'il soit saturé. Quelles sont la température finale et l'humidité de l'air.
- Pour un mélange air-eau à la température sec égale 65 °C et à la température de bulbe humide 35 °C. Calculez l'humidité absolue de l'air.

On donne : $T_h=35^\circ\text{C}$ $\lambda_h = 2419\text{KJ/Kg}$

Exercice 4:

Estimer les températures de saturation adiabatique et humide pour un mélange toluène-air de 60 K de température sèche, $Y' = 0,050$ kg de vapeur / kg d'air sec et une pression de 1 atm.

On donne :

Masse molaire de toluène = 92 g/mol

Température critique: $T_c = 591.8\text{ K}$

Température d'ébullition : $T_b = 383.8\text{ K}$

Chaleur latent de vaporisation à la T_b , : $\lambda_h = 33.18\text{KJ/mol}$

Chaleur spécifique à 333 K: $C_p = 1.256\text{ kJ/kg-K}$

Constants (équation d'Antoine (P kPa)): $A = 13.9320$, $B = 3057\text{ K}$, $C = -55.52\text{ K}$

Coefficients de diffusion $D_{AB}=0.1\text{cm}^2/\text{s}$ à 60°C et masse volumique de l'air $=1.06\text{kg/m}^3$

Viscosité $\mu = 1.95 \cdot 10^{-5}\text{ kg/ms}$

Exercice 5:

L'eau chaude à 45°C doit être refroidie à 30°C par contact à contre-courant avec de l'air dans une tour de refroidissement. L'air entré a une température de bulbe sec de 31°C et une température de bulbe humide de 22°C. Le flux massique de l'eau est $L = 6000\text{ kg} / \text{m}^2\text{h}$ et de l'air sec est $G=1,4\text{ G}_{\min}$.

Déterminer :

- Le flux de l'air sec à utiliser.
- La hauteur de lit
- la dépression bulbe humide au bas du lit

Le coefficient de transfert de matière partiel $k_{y'a}=6000\text{kg/m}^3\text{h}$ ($\Delta y'$).

le coefficient de transfert de chaleur partiel (coté eau) $h_{L,a} = 0.059L^{0.51} G$ (kcal/m³h)

Exercice 6 :

Un tour de refroidissement à contre courant doit être refroidi 20 Kg/s d'eau de 45° à 29°C. L'air entré a une température humide égale 24°C et un enthalpie $H_1 = 72$ KJ/kg air sec. Le flux de l'air est $G = 1,3 G_{\min}$.

Estimer la hauteur de lit (tour de refroidissement)

Le coefficient de transfert de matière global $K_{y,a} = 1.25 \text{ kg/m}^3\text{s}$ ($\Delta y'$).

T_L °C	29	33	35	39	43	45	47.5
H^* KJ/Kg	100	117	130	159	198	216	244

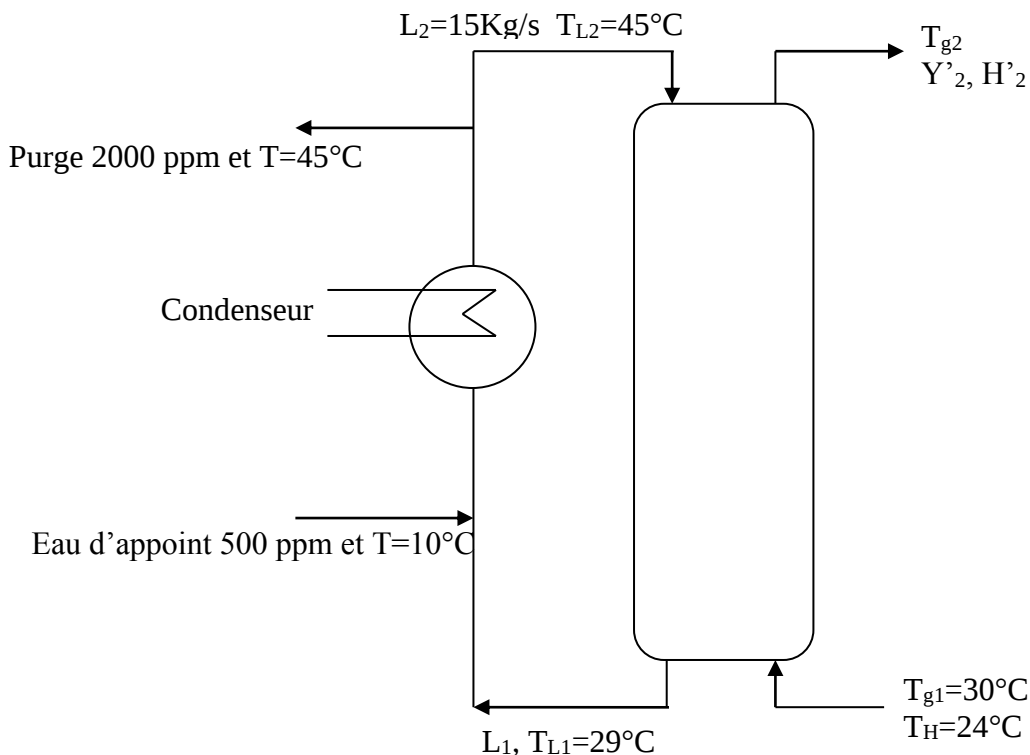
Exercice 7

Un condenseur d'une colonne de distillation est utilisé 15 Kg/s d'eau de refroidissement. L'eau quitté le condenseur à 45°C et doit être refroidie pour la réutiliser par contact avec l'air dans une tour de refroidissement adiabatique à contre-courant

La température de bulbe sec de l'air entrant est de 30°C, la température de bulbe humide est de 24°C et Le débit d'air à utiliser est 1,5 fois le minimum.

L'eau est refroidie à la température égale à 29°C à la sortie de la tour. L'eau d'appoint est arrivée à une température de 10 °C et une concentration de solides dissous égale à 500 ppm. On note que l'eau circulée ne doit pas contenir plus de 2000 ppm.

le coefficient de transfert de matière global, $K_{y,a}$, est $0,9 \text{ kg/m}^3\text{s}$ (ΔY). Le flux de l'eau est $2,7 \text{ kg/m}^2\text{s}$ et le flux de l'air est $2,0 \text{ kg/m}^2\text{s}$. Calculer l'hauteur du garnissage et la quantité d'eau d'appoint utilisée.



CHAPITRE II : SECHAGE**Exercice 1:**

Un solide humide est séché de 30% à 10% d'humidité en 5 heures dans des conditions de séchage constantes. Le taux d'humidité critique est de 14% et l'humidité d'équilibre est de 4%. La vitesse de séchage pendant la période de chute (ralentie) est proportionnelle au taux d'humidité libre du solide. Calculer :

- Le temps nécessaire pour sécher le solide à 6% d'humidité.
- Le taux d'humidité final du solide si le temps total de séchage est 8 heures.

Toutes les fractions sont sur la base humide.

Exercice 2:

Les données du débit de séchage en fonction du taux d'humidité pour un solide sont données ci-dessous.

La masse de solide sec par unité de surface exposé au séchage est de 45,8 kg / m².

- Estimer le temps requis pour sécher le solide de 20% à 5% d'humidité (base humide).

X (KgH ₂ O/Kg solide sec)	0.3	0.2	0.18	0.15	0.14	0.11	0.07	0.02
N(Kg/h.m ²)	1.22	1.22	1.12	0.98	0.78	0.49	0.24	0.0

Exercice 3:

Le temps de séchage d'un solide humide de 28% à 2% d'humidité dans laboratoire est de 8.5 heures, avec une quantité de solide égale 20 kg/m². Le taux d'humidité critique est de 10% et l'humidité d'équilibre est de 0.5%. La vitesse de séchage pendant la période de chute (ralentie) est $N=B.X^2$.

- Calculer le temps nécessaire pour sécher le solide de 25% à 1.5% d'humidité dans les mêmes conditions de séchage. (Toutes les fractions sont sur la base de l'air sec).

Exercice 4:

Un solide insoluble humide avec l'eau est placé dans un bac rectangulaire (0.7/*0.7m/25mm). Le bac est placé dans un courant d'air à 65 ° C et une humidité de 0,01 kg d'eau / kg d'air sec. L'air circule parallèlement à la surface du solide à une vitesse de 3 m / s.

La surface supérieure du solide à une température de 120 ° C et à une distance de la surface supérieure de 100 mm

- Estimer le débit de séchage pendant la période à allure constante.
- En négligeant le transfert de chaleur par conduction à travers les solides et par rayonnement, estimer le débit de séchage.

On donne :

$$hc = 5.90 \frac{G^{0.71}}{de^{0.29}}$$

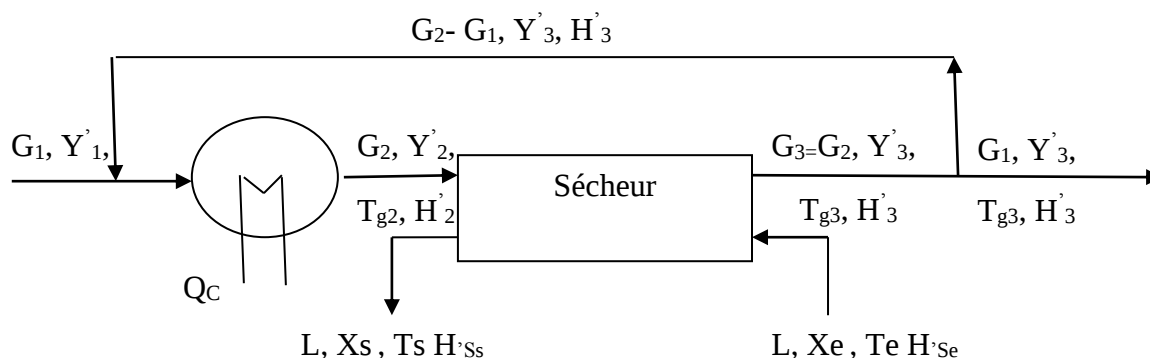
Exercice 5

Un solide non hygroscopique à un débit de 1000 kg/h doit être séché dans un sécheur continu à contre-courant avec recyclage de 30% d'humidité à 2% d'humidité (base humide). Le solide entré dans le sécheur à 27°C et sort à 52°C. Calculer

- le débit d'air frais,
- la fraction de l'air sortant du séchoir qui est recyclé,

- (c) le besoin théorique en vapeur,
 (d) la perte de chaleur du séchoir, le cas échéant.

On donne : température de l'air sec: 29 ° C; humidité: 0,018 kg / kg d'air sec; humidité de l'air sortant du chauffage: 0,03 kg / kg; humidité et température de l'air sortant du sécheur: 0,05 kg / kg, 70 ° C; chaleur spécifique du solide sec: 920 J / kg.K.



CHAPITRE III : EVAPORATION

Exercice 1:

Un évaporateur simple fonctionnant en continu sert à concentrer 9072 kg/h d'une solution de sel à 1.0 % (masse) qui entre à 36.18 °C à une concentration finale de 1.5 % (masse). L'espace où se retrouve la vapeur dans l'évaporateur est à 101.325 kPa et la vapeur d'eau est saturée à 140kPa. Le coefficient généralisé de transfert de chaleur est de 1704 W/m²*K. Calculez la quantité de vapeur et de produit liquide (provenant de la concentration) et la surface de transfert de chaleur requise. Assumer que la solution a la même température d'ébullition que l'eau en raison du fait que c'est une solution diluée.

Exercice 2:

Dans une unité de production de soude par électrolyse, on dispose d'un débit de 16 tonnes par jour d'une solution de soude à 30°C et 35% qu'on doit concentrer à 50% dans un évaporateur sous vide de telle sorte que l'évaporation ait lieu à 30°C.

1°) Calculer l'eau à évaporer en kg.h⁻¹,

2°) Calculer le débit de vapeur 7 bars nécessaire pour cette évaporation sachant que le fluide caloporteur sort du système sous forme de condensats à 99.63°C (sous une pression supposée égale à 1 bar),

3°) Refaire ce calcul en supposant un rendement thermique de 80%.

Données:

- tables de la vapeur
- chaleur latente de vaporisation de l'eau: 2429.9 kJ.kg⁻¹ à 30°C

Exercice 3:

A) On considère une évaporation à double effet à co-courant alimentée par 1000 kg.h⁻¹ d'une solution aqueuse de titre massique en soluté à 7% et à 20°C. Le débit de vapeur de chauffe à 10 bars absolus utilisés pour le premier effet est S=540 kg.h⁻¹.

Le 1^{er} effet fonctionne à 2.5 bar abs. Le 2^{ème} effet fonctionne à 0.45 bar abs.

Le Cp de l'alimentation et des concentrats est considéré comme égal à 4.18 kJ.kg⁻¹.°C⁻¹. Les propriétés de l'eau et de sa vapeur sont $P_{vap}=(T_{eb}/100)^4$ et $L_v(T_{eb})=2535-2.9 \times T$, avec T en

°C, P en bar absolu et L_v en kJ.kg^{-1} .

1. Calculer le débit évaporé V_1 sur le 1^{er} effet. En déduire le débit L_1 et le titre x_{L1} des concentrats du 1^{er} effet.
2. En prenant un débit d'alimentation du 2^{ème} effet $L_1=700 \text{ kg.h}^{-1}$ et un débit de vapeur de chauffe $V_1=290 \text{ kg.h}^{-1}$, calculer le débit évaporé V_2 , le débit de concentrat L_2 et son titre x_{L2} pour le 2^{ème} effet.
3. Calculer l'économie de cette installation d'évaporation.
4. Le rebouilleur du 1er effet est un échangeur multitubulaire constitué par 80 tubes de 2 cm de diamètre et 4 m de long. Le flux échangé est $1088000 \text{ kJ.h}^{-1}$. Calculer la surface d'échange et le coefficient d'échange moyen de cet échangeur en $\text{kJ.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$.

B) On considère une évaporation à double effet à contre-courant, alimentée dans le 2^{ème} effet par 1000 kg.h^{-1} d'une solution aqueuse de titre massique en soluté à 7% et à 20°C. Le débit de vapeur de chauffe à 10 bar absolus utilisé pour le premier effet est $S=540 \text{ kg.h}^{-1}$. Le 1^{er} effet fonctionne à 2.5 bar a. Le 2^{ème} effet fonctionne à 0.45 bar a.

Le c_p de l'alimentation et des concentrats est considéré comme égal à $4.18 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{°C}^{-1}$. Les propriétés de l'eau et de sa vapeur sont $P_{vap}=(T_{eb}/100)^4$ et $L_v(T_{eb})=2535-2.9 \times T_{eb}$, T en °C, P en bar a et L_v en kJ.kg^{-1} .

1. Calculer les débits évaporés V_1 sur le 1^{er} effet et V_2 sur le 2^{ème} effet, ainsi que les débits L_1 et L_2 et les titres x_{L1} et x_{L2} des concentrats 1^{er} et 2^{ème} effet.
2. Calculer l'économie de cette installation d'évaporation. Expliquer sa différence avec la partie A

Exercice 4:

On considère une évaporation à triple effet à co-courant, alimentée par $44\,090 \text{ lb/h}$ d'une solution aqueuse de titre massique en soluté à 8% et à 125°F doit être concentré à une fraction massique de 45%. Le troisième effet opère à 1,94 psia dans l'espace de vapeur. La vapeur saturée fraîche à 29,3 psia est utilisée pour le chauffage dans le premier effet. La chaleur spécifique des colloïdes peut être supposée constante à $0,48 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$. Les coefficients globaux de transfert de chaleur sont estimés à:

Effet	$U, \text{Btu/h-ft}^2\text{-°F}$
1	350
2	420
3	490

Si les surfaces de transfert de chaleur de chacun des trois effets doivent être égales, déterminer:

1. Les températures d'évaporation, T_1 et T_2 , dans les deux premiers effets
2. Le débit de vapeur de chauffage
3. Les débits de solution, L_1 , L_2 et L_3

Tableau de vapeur de l'exercice 2

Extrait des tables de la vapeur d'eau saturante				
Pression bar absolus	Température °C	Enthalpie vapeur kJ.kg ⁻¹	Chaleur latente kJ.kg ⁻¹	Enthalpie liquide kJ.kg ⁻¹
0.04	29	2553.3	2432.3	121.36
1.00	99.63	2673.8	2266.5	417.33
1.50	111.37	2691.6	2224.7	466.95
2.00	120.33	2704.6	2200.1	504.52
3.00	133.54	2723.2	2161.9	561.2
4.00	143.63	2736.5	2132.1	604.4
5.00	151.85	2746.8	2107.0	639.9
6.00	158.84	2755.2	2085.1	670.1
7.00	164.96	2762.1	2065.4	696.7
8.00	170.41	2768.0	2047.5	720.6
9.00	175.36	2773.1	2030.8	742.2
10.0	179.86	2777.5	2015.3	762.2

CHAPITRE IV : CRISTALLISATION

Exercice 1:

Une solution à 30% (en masse) de MgSO_4 est refroidie à 15,6 °C. Quel est le rendement de $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$. La solubilité est de 24,5% (poids) à 15,6 °C. Le mélange d'origine est de 1000 kg.
a- aucune évaporation **b-** si 5% évaporé de l'eau

Exercice 2:

On cristallise à 10°C une tonne de solution aqueuse de nitrate de sodium au titre massique de 52%, prise à 60°C.

1. Calculer le taux de saturation de la solution d'alimentation à 60°C.
2. Calculer la masse de cristaux formés après refroidissement à 10°C.
3. Calculer le rendement de la cristallisation effectuée.

Données: Solubilité à 10°C: 80g de NaNO_3 / 100g d'eau

- Solubilité à 60°C: 124g de NaNO_3 / 100g d'eau

Exercice 3:

1000 kg.h⁻¹ d'une solution d'acétate de sodium à 20% dans l'eau est introduite dans un évaporateur continu fonctionnant à 60°C et sous vide partiel. Le concentrat sortant de l'évaporateur, titrant 50% en $\text{NaC}_2\text{H}_3\text{O}_2$, alimente un cristalliseur fonctionnant à 20°C. Une filtration en aval permet de séparer l'acétate de sodium tri-hydraté solide des eaux mères saturées à 20°C, qui sont intégralement recyclées vers l'évaporateur.

1. Calculer les débits massiques de cristaux filtrés.
2. Calculer le débit d'eau à évaporer dans l'évaporateur
3. Calculer le débit d'eaux mères recyclées vers l'évaporateur.

4. Calculer le rendement de cristallisation du cristalliseur seul, et de l'ensemble de l'installation.

Données: Solubilité du ($\text{NaC}_2\text{H}_3\text{O}_2, 3 \text{ H}_2\text{O}$) : à 20°C 46.5 g/100g, à 60°C 139 g/100g

$M_{\text{NaC}_2\text{H}_3\text{O}_2} = 82 \text{ g.mol}^{-1}$, $M_{\text{H}_2\text{O}} = 18 \text{ g.mol}^{-1}$.

Exercice 4:

On charge dans un cristalliseur adiabatique fonctionnant en discontinu 1000 kg d'une solution aqueuse de KNO_3 de titre massique moyen 60%, prise à 60°C . On met progressivement le cristalliseur sous vide, et le mélange refroidit jusqu'à une température finale de 10°C , à une pression d'environ 12mbar. On casse alors le vide et on relève la masse indiquée par le peson du cristalliseur, qui est de 874 kg.

1. Calculer le taux de saturation de la solution d'alimentation (saturation à 60°). Discuter.
2. Calculer la masse et la composition des cristaux et des eaux mères que l'on devrait obtenir après filtration du mélange contenu dans le cristalliseur.
3. Calculer les quantités d'énergies mises en jeu pendant l'opération, afin de vérifier que le cristalliseur est bien adiabatique.

Données:

$C_{p\text{Moyen}} = 2.3 \text{ kJ.kg}^{-1}.\text{C}^{-1}$, Chaleur latente de vaporisation moyenne de l'eau entre 10 et 60°C : 2418 kJ.kg^{-1} , Enthalpie de cristallisation $H_{C, \text{KNO}_3} = -35321,4 \text{ kJ.kmol}^{-1}$,

Solubilité du KNO_3 : 20.9g/100g à 10°C , 110 g/100g à 60°C . $M_{\text{KNO}_3} = 101.1 \text{ g.mol}^{-1}$.

Exercice 5:

A) Concentration: un évaporateur simple effet concentre 1 tonne par heure de solution aqueuse de carbonate de sodium à 10% en poids, de manière à obtenir une solution à 30% poids de Na_2CO_3 . L'évaporation a lieu à pression atmosphérique par de la vapeur d'eau sous une pression effective de 1.5 bar. Les températures des solutions d'alimentation et de concentrats sont respectivement 20 et 104°C .

1. Calculer la quantité de solution à 30% obtenue et la quantité d'eau évaporée,
2. Déterminer la quantité de vapeur et la surface d'échange utilisée, ainsi que l'économie et le chiffre d'évaporation.

Données: $\theta_{\text{eb}}(\text{Na}_2\text{CO}_3, 30\%) = 104^\circ\text{C}$, vapeur de chauffe $\theta_G = 127^\circ\text{C}$, $L_{VG} = 2178 \text{ kJ.kg}^{-1}$,

- Enthalpies massiques: vapeur d'eau de l'évaporat $H_V = 2675 \text{ kJ.kg}^{-1}$, alimentation $h_A = 54.4 \text{ kJ.kg}^{-1}$, concentrat à 104°C $h_B = 271.7 \text{ kJ.kg}^{-1}$,
- coefficient global de transfert de chaleur $K_{\text{évap}} = 5016 \text{ kJ.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{K}^{-1}$.

B) Cristallisation: La solution chaude sortant de l'évaporateur est cristallisée par refroidissement à 0°C au moyen d'une saumure de manière à provoquer le dépôt de carbonate de sodium décahydraté.

1. Calculer la quantité de $\text{Na}_2\text{CO}_3, 10\text{H}_2\text{O}$ obtenue, le rendement de cristallisation, ainsi que la quantité de chaleur à éliminer dans l'opération.
2. Déterminer le débit-masse de saumure à environ 10%, circulant à contre-courant, qui entre à -7°C dans le système réfrigérant et qui en sort à 20°C . Déterminer enfin la surface de réfrigération.

Données: solubilité de Na_2CO_3 à 0°C : 7g/100g d'eau; $M_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 106 \text{ g.mol}^{-1}$

- Enthalpies massiques: alimentation à 104°C $h_B = 271.7 \text{ kJ.kg}^{-1}$, cristaux décahydraté à 0°C $h_C = -301 \text{ kJ.kg}^{-1}$, eaux mères à 0°C $h_L = -12.5 \text{ kJ.kg}^{-1}$,
- coefficient global de transfert de chaleur $K_{\text{crist}} = 710 \text{ kJ.h}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{K}^{-1}$.
- Capacité calorifique moyenne de la saumure de refroidissement $C_{pS} = 3.66 \text{ J.g}^{-1}.\text{K}^{-1}$.

ANNEXE

Tableau : Propriétés de la vapeur saturée

Pabs KN/m ²	Température		Enthalpie (KJ/Kg)			Entropie (KJ/Kg K)			Volume Spécifique	
	°C	K	Eau	λ	Vapeur	Eau	λ	Vapeur	Eau	Vapeur
<i>Point triple de l'eau</i>										
0.611	0.01	273.16	0.0	2501.6	2501.6	0	9.1575	9.1575	0.0010002	206.16
1.0	6.98	280.13	29.3	2485.0	2514.4	0.1060	8.8706	8.9767	0.001000	129.21
2.0	17.51	290.66	73.5	2460.2	2533.6	0.2606	8.4640	8.7246	0.001001	67.01
3.0	24.10	297.25	101.0	2444.6	2545.6	0.3543	8.2242	8.5785	0.001003	45.67
4.0	28.98	302.13	121.4	2433.1	2554.5	0.4225	8.0530	8.4755	0.001004	34.80
5.0	32.90	306.05	137.8	2423.8	2561.6	0.4763	7.9197	8.3960	0.001005	28.19
6.0	36.18	309.33	151.5	2416.0	2567.5	0.5209	7.8103	8.3312	0.001006	23.74
7.0	39.03	312.18	163.4	2409.2	2572.6	0.5591	7.7176	8.2767	0.001007	20.53
8.0	41.54	314.69	173.9	2403.2	2577.1	0.5926	7.6370	8.2295	0.001008	18.10
9.0	43.79	316.94	183.3	2397.9	2581.1	0.6224	7.5657	8.1881	0.001009	16.20
10.0	45.83	318.98	191.8	2392.9	2584.8	0.6493	7.5018	8.1511	0.001010	14.67
12.0	49.45	322.60	206.9	2384.2	2591.2	0.6964	7.3908	8.0872	0.001012	12.36
14.0	52.58	325.73	220.0	2376.7	2596.7	0.7367	7.2966	8.0333	0.001013	10.69
16.0	55.34	328.49	231.6	2370.0	2601.6	0.7721	7.2148	7.9868	0.001015	9.43
18.0	57.83	330.98	242.0	2363.9	2605.9	0.8036	7.1423	7.9459	0.001016	8.45
20.0	60.09	333.24	251.5	2358.4	2609.9	0.8321	7.0773	7.9094	0.001017	7.65
25.0	64.99	338.14	272.0	2346.4	2618.3	0.8933	6.9390	7.8323	0.001020	6.20
30.0	69.13	342.28	289.3	2336.1	2625.4	0.9441	6.8254	7.7695	0.001022	5.23
35.0	72.71	345.86	304.3	2327.2	2631.5	0.9878	6.7288	7.7166	0.001025	4.53
40.0	75.89	349.04	317.7	2319.2	2636.9	1.0261	6.6448	7.6709	0.001027	3.99
45.0	78.74	351.89	329.6	2312.0	2641.7	1.0603	6.5703	7.6306	0.001028	3.58
50.0	81.35	354.50	340.6	2305.4	2646.0	1.0912	6.5035	7.5947	0.001030	3.24
60.0	85.95	359.10	359.9	2293.6	2653.6	1.1455	6.3872	7.5327	0.001033	2.73
70.0	89.96	363.11	376.8	2283.3	2660.1	1.1921	6.2883	7.4804	0.001036	2.37
80.0	93.51	366.66	391.7	2274.0	2665.8	1.2330	6.2022	7.4352	0.001039	2.09
90.0	96.71	369.86	405.2	2265.6	2670.9	1.2696	6.1258	7.3954	0.001041	1.87
100.0	99.63	372.78	417.5	2257.9	2675.4	1.3027	6.0571	7.3598	0.001043	1.69
101.325	100.00	373.15	419.1	2256.9	2676.0	1.3069	6.0485	7.3554	0.0010437	1.6730
105	101.00	374.15	423.3	2254.3	2677.6	1.3182	6.0252	7.3434	0.001045	1.618
110	102.32	375.47	428.8	2250.8	2679.6	1.3330	5.9947	7.3277	0.001046	1.549
115	103.59	376.74	434.2	2247.4	2681.6	1.3472	5.9655	7.3127	0.001047	1.486
120	104.81	377.96	439.4	2244.1	2683.4	1.3609	5.9375	7.2984	0.001048	1.428
125	105.99	379.14	444.4	2240.9	2685.2	1.3741	5.9106	7.2846	0.001049	1.375
130	107.13	380.28	449.2	2237.8	2687.0	1.3868	5.8847	7.2715	0.001050	1.325
135	108.24	381.39	453.9	2234.8	2688.7	1.3991	5.8597	7.2588	0.001050	1.279
140	109.32	382.47	458.4	2231.9	2690.3	1.4109	5.8356	7.2465	0.001051	1.236
145	110.36	383.51	462.8	2229.0	2691.8	1.4225	5.8123	7.2347	0.001052	1.196
150	111.37	384.52	467.1	2226.2	2693.4	1.4336	5.7897	7.2234	0.001053	1.159
155	112.36	385.51	471.3	2223.5	2694.8	1.4445	5.7679	7.2123	0.001054	1.124

Pabs KN/m ²	Température		Enthalpie (KJ/Kg)			Entropie (KJ/Kg K)			Volume Spécifique	
	°C	K	Eau	λ	Vapeur	Eau	λ	Vapeur	Eau	Vapeur
160	113.32	386.47	475.4	2220.9	2696.2	1.4550	5.7467	7.2017	0.001055	1.091
165	114.26	387.41	479.4	2218.3	2697.6	1.4652	5.7261	7.1913	0.001056	1.060
170	115.17	388.32	483.2	2215.7	2699.0	1.4752	5.7061	7.1813	0.001056	1.031
175	116.06	389.21	487.0	2213.3	2700.3	1.4849	5.6867	7.1716	0.001057	1.003
180	116.93	390.08	490.7	2210.8	2701.5	1.4944	5.6677	7.1622	0.001058	0.977
185	117.79	390.94	494.3	2208.5	2702.8	1.5036	5.6493	7.1530	0.001059	0.952
190	118.62	391.77	497.9	2206.1	2704.0	1.5127	5.6313	7.1440	0.001059	0.929
195	119.43	392.58	501.3	2203.8	2705.1	1.5215	5.6138	7.1353	0.001060	0.907
200	120.23	393.38	504.7	2201.6	2706.3	1.5301	5.5967	7.1268	0.001061	0.885
210	121.78	394.93	511.3	2197.2	2708.5	1.5468	5.5637	7.1105	0.001062	0.846
220	123.27	396.42	517.6	2193.0	2710.6	1.5628	5.5321	7.0949	0.001064	0.810
230	124.71	397.86	523.7	2188.9	2712.6	1.5781	5.5018	7.0800	0.001065	0.777
240	126.09	399.24	529.6	2184.9	2714.5	1.5929	5.4728	7.0657	0.001066	0.746
250	127.43	400.58	535.4	2181.0	2716.4	1.6072	5.4448	7.0520	0.001068	0.718
260	128.73	401.88	540.9	2177.3	2718.2	1.6209	5.4179	7.0389	0.001069	0.692
270	129.99	403.14	546.2	2173.6	2719.9	1.6342	5.3920	7.0262	0.001070	0.668
280	131.21	404.36	551.5	2170.1	2721.5	1.6471	5.3669	7.0140	0.001071	0.646
290	132.39	405.54	556.5	2166.6	2723.1	1.6596	5.3427	7.0022	0.001072	0.625
300	133.54	406.69	561.4	2163.2	2724.7	1.6717	5.3192	6.9909	0.001074	0.606
320	135.76	408.91	570.9	2156.7	2727.6	1.6948	5.2744	6.9692	0.001076	0.570
340	137.86	411.01	579.9	2150.4	2730.3	1.7168	5.2321	6.9489	0.001078	0.538
360	139.87	413.02	588.5	2144.4	2732.9	1.7376	5.1921	6.9297	0.001080	0.510
380	141.79	414.94	596.8	2138.6	2735.3	1.7575	5.1541	6.9115	0.001082	0.485
400	143.63	416.78	604.7	2132.9	2737.6	1.7764	5.1179	6.8943	0.001084	0.462
420	145.39	418.54	612.3	2127.5	2739.8	1.7946	5.0833	6.8779	0.001086	0.442
440	147.09	420.24	619.6	2122.3	2741.9	1.8120	5.0503	6.8622	0.001088	0.423
460	148.73	421.88	626.7	2117.2	2743.9	1.8287	5.0186	6.8473	0.001089	0.405
480	150.31	423.46	633.5	2112.2	2745.7	1.8448	4.9881	6.8329	0.001091	0.389
500	151.85	425.00	640.1	2107.4	2747.5	1.8604	4.9588	6.8192	0.001093	0.375
520	153.33	426.48	646.5	2102.7	2749.3	1.8754	4.9305	6.8059	0.001095	0.361
540	154.77	427.92	652.8	2098.1	2750.9	1.8899	4.9033	6.7932	0.001096	0.348
560	156.16	429.31	658.8	2093.7	2752.5	1.9040	4.8769	6.7809	0.001098	0.337
580	157.52	430.67	664.7	2089.3	2754.0	1.9176	4.8514	6.7690	0.001100	0.326
600	158.84	431.99	670.4	2085.0	2755.5	1.9308	4.8267	6.7575	0.001101	0.316
620	160.12	433.27	676.0	2080.8	2756.9	1.9437	4.8027	6.7464	0.001102	0.306
640	161.38	434.53	681.5	2076.7	2758.2	1.9562	4.7794	6.7356	0.001104	0.297
660	162.60	435.75	686.8	2072.7	2759.5	1.9684	4.7568	6.7252	0.001105	0.288
680	163.79	436.94	692.0	2068.8	2760.8	1.9803	4.7348	6.7150	0.001107	0.280
700	164.96	438.11	697.1	2064.9	2762.0	1.9918	4.7134	6.7052	0.001108	0.272
720	166.10	439.25	702.0	2061.1	2763.2	2.0031	4.6925	6.6956	0.001109	0.266
740	167.21	440.36	706.9	2057.4	2764.3	2.0141	4.6721	6.6862	0.001110	0.258
760	168.30	441.45	711.7	2053.7	2765.4	2.0249	4.6522	6.6771	0.001112	0.252
780	169.37	442.52	716.3	2050.1	2766.4	2.0354	4.6328	6.6683	0.001114	0.246
800	170.41	443.56	720.9	2046.5	2767.5	2.0457	4.6139	6.6596	0.001115	0.240
820	171.44	444.59	725.4	2043.0	2768.5	2.0558	4.5953	6.6511	0.001116	0.235

Pabs	Température		Enthalpie (KJ/Kg)			Entropie (KJ/Kg K)			Volume Spécifique	
KN/m²	°C	K	Eau	λ	Vapeur	Eau	λ	Vapeur	Eau	Vapeur
840	172.45	445.60	729.9	2039.6	2769.4	2.0657	4.5772	6.6429	0.001118	0.229
860	173.43	446.58	734.2	2036.2	2770.4	2.0753	4.5595	6.6348	0.001119	0.224
880	174.40	447.55	738.5	2032.8	2771.3	2.0848	4.5421	6.6269	0.001120	0.220
900	175.36	448.51	742.6	2029.5	2772.1	2.0941	4.5251	6.6192	0.001121	0.215
920	176.29	449.44	746.8	2026.2	2773.0	2.1033	4.5084	6.6116	0.001123	0.210
940	177.21	450.36	750.8	2023.0	2773.8	2.1122	4.4920	6.6042	0.001124	0.206
960	178.12	451.27	754.8	2019.8	2774.6	2.1210	4.4759	6.5969	0.001125	0.202
980	179.01	452.16	758.7	2016.7	2775.4	2.1297	4.4602	6.5898	0.001126	0.198
1000	179.88	453.03	762.6	2013.6	2776.2	2.1382	4.4447	6.5828	0.001127	0.194
1100	184.06	457.21	781.1	1998.6	2779.7	2.1786	4.3712	6.5498	0.001133	0.177
1200	187.96	461.11	798.4	1984.3	2782.7	2.2160	4.3034	6.5194	0.001139	0.163
1300	191.60	464.75	814.7	1970.7	2785.4	2.2509	4.2404	6.4913	0.001144	0.151
1400	195.04	468.19	830.1	1957.7	2787.8	2.2836	4.1815	6.4651	0.001149	0.141
1500	198.28	471.43	844.6	1945.3	2789.9	2.3144	4.1262	6.4406	0.001154	0.132
1600	201.37	474.52	858.5	1933.2	2791.7	2.3436	4.0740	6.4176	0.001159	0.124
1700	204.30	477.45	871.8	1921.6	2793.4	2.3712	4.0246	6.3958	0.001163	0.117
1800	207.11	480.26	884.5	1910.3	2794.8	2.3976	3.9776	6.3751	0.001168	0.110
1900	209.79	482.94	896.8	1899.3	2796.1	2.4227	3.9327	6.3555	0.001172	0.105
2000	212.37	485.52	908.6	1888.7	2797.2	2.4468	3.8899	6.3367	0.001177	0.0996
2200	217.24	490.39	930.9	1868.1	2799.1	2.4921	3.8094	6.3015	0.001185	0.0907
2400	221.78	494.93	951.9	1848.5	2800.4	2.5342	3.7348	6.2690	0.001193	0.0832
2600	226.03	499.18	971.7	1829.7	2801.4	2.5736	3.6652	6.2388	0.001201	0.0769
3000	233.84	506.99	1008.3	1794.0	2802.3	2.6455	3.5383	6.1838	0.001216	0.0666
3500	242.54	515.69	1049.7	1752.2	2802.0	2.7252	3.3976	6.1229	0.001235	0.0570
4000	250.33	523.48	1087.4	1712.9	2800.3	2.7965	3.2720	6.0685	0.001252	0.0498
4500	257.41	530.56	1122.1	1675.6	2797.7	2.8612	3.1579	6.0191	0.001269	0.0440
5000	263.92	537.07	1154.5	1639.7	2794.2	2.9207	3.0528	5.9735	0.001286	0.0394
6000	275.56	548.71	1213.7	1571.3	2785.0	3.0274	2.8633	5.8907	0.001319	0.0324
7000	285.80	558.95	1267.5	1506.0	2773.4	3.1220	2.6541	5.8161	0.001351	0.0274
8000	294.98	568.13	1317.2	1442.7	2759.9	3.2077	2.5393	5.7470	0.001384	0.0235
9000	303.31	576.46	1363.8	1380.8	2744.6	3.2867	2.3952	5.6820	0.001418	0.0205
10000	310.96	584.11	1408.1	1319.7	2727.7	3.3606	2.2592	5.6198	0.001453	0.0180
11000	318.04	591.19	1450.6	1258.8	2709.3	3.4304	2.1292	5.5596	0.001489	0.0160
12000	324.64	597.79	1491.7	1197.5	2698.2	3.4971	2.0032	5.5003	0.001527	0.0143
14000	336.63	609.78	1571.5	1070.9	2642.4	3.6241	1.7564	5.3804	0.0016105	0.01150
16000	347.32	620.47	1650.4	934.5	2584.9	3.7470	1.5063	5.2533	0.0017102	0.00931
18000	356.96	630.11	1734.8	779.0	2513.9	3.8766	1.2362	5.1127	0.0018399	0.007497
20000	365.71	638.86	1826.6	591.6	2418.2	4.0151	0.9259	4.9410	0.0020374	0.005875
22000	373.68	646.83	2010.3	186.3	2196.6	4.2934	0.2881	4.5814	0.0026675	0.003735
22120	374.15	647.30	2107.4	0	2107.4	4.4429	0	4.4429	0.0031700	0.003170

Pabs : Pression absolue

λ : Chaleur latente de l'eau

Tableau A2 : Enthalpie de vapeur surchauffée

<i>Pabs</i>	<i>SATURATION</i>		<i>T en °C</i>	<i>100</i>	<i>200</i>	<i>300</i>	<i>400</i>	<i>500</i>	<i>600</i>	<i>700</i>	<i>800</i>
<i>KN/m²</i>	<i>T en K</i>	<i>Hv</i> <i>(KJ/Kg)</i>	<i>T en K</i>	<i>373.15</i>	<i>473.15</i>	<i>573.15</i>	<i>673.15</i>	<i>773.15</i>	<i>873.15</i>	<i>973.15</i>	<i>1073.15</i>
100	372.78	2675.4		2676.0	2875.4	3074.6	3278.0	3488.0	3705.0	3928.0	4159.0
200	393.38	2706.3			2870.4	3072.0	3276.4	3487.0	3704.0	3927.0	4158.0
300	406.69	2724.7			2866.0	3069.7	3275.0	3486.0	3703.1	3927.0	4158.0
400	416.78	2737.6			2861.3	3067.0	3273.5	3485.0	3702.0	3926.0	4157.0
500	425.00	2747.5			2856.0	3064.8	3272.1	3484.0	3701.2	3926.0	4156.8
600	431.99	2755.5			2850.7	3062.0	3270.0	3483.0	3701.0	3925.0	4156.2
700	438.11	2762.0			2845.5	3059.5	3269.0	3482.6	3700.2	3924.0	4156.0
800	443.56	2767.5			2839.7	3057.0	3266.8	3480.4	3699.0	3923.8	4155.0
900	448.56	2772.1			2834.0	3055.0	3266.2	3479.5	3698.6	3923.0	4155.0
1000	453.03	2776.2			2828.7	3051.7	3264.3	3478.0	3697.5	3922.8	4154.0
2000	485.59	2797.2				3024.8	3248.0	3467.0	3690.0	3916.0	4150.0
3000	506.98	2802.3				2994.8	3231.7	3456.0	3681.6	3910.4	4145.0
4000	523.49	2800.3				2962.0	3214.8	3445.0	3673.4	3904.0	4139.6
5000	537.09	2794.2				2926.0	3196.9	3433.8	3665.4	3898.0	4135.5
6000	548.71	2785.0				2886.0	3178.0	3421.7	3657.0	3891.8	4130.0
7000	558.95	2773.4				2840.0	3159.1	3410.0	3648.8	3886.0	4124.8
8000	568.13	2759.9				2785.0	3139.5	3398.0	3640.4	3880.8	4121.0
9000	576.46	2744.6					3119.0	3385.5	3632.0	3873.6	4116.0
10000	584.11	2727.7					3097.7	3373.6	3624.0	3867.2	4110.8
11000	591.19	2709.3					3075.6	3361.0	3615.5	3862.0	4106.0
12000	597.79	2698.2					3052.9	3349.0	3607.0	3855.3	4101.2