

**MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE MUSTAPHA STAMBOULI DE MASCARA
*Faculté des Sciences et de la Technologie
Département de Génie des Procédés***



POLYCOPIE

Bilans macroscopiques

Cours et exercices corrigés

Présenté par : Maaza Lamia

Destiné aux étudiants de 3^{ème} année Licence génie des procédés « GP »

MASCARA

2025-2026

Avant- propos

Les différentes opérations du Génie des Procédés nécessitent l'écriture de bilans de matière et d'énergie pour maîtriser le fonctionnement et le dimensionnement des équipements. Les objectifs de cette matière sont de fournir tous les concepts fondamentaux pour effectuer les bilans de matière et d'énergie d'un procédé afin de modéliser les processus.

Ce manuel comprend quatre parties, la première partie porte sur les concepts fondamentaux. La deuxième partie aborde sur les bilans matières (partiel et global) avec et sans réaction chimique en régime permanent, pour les réacteurs et les colonnes de séparation. Le troisième chapitre porte sur des définitions et des généralités sur les opérations unitaires et les bilans, conduire une analyse des degrés de liberté sur un système global et chacun des Sous système, procédés avec recyclage et purge. Le dernier chapitre traite les bilans thermiques (enthalpiques) en régime permanent sur des opérations unitaires pour différents cas de variables (température, état et réaction chimique)

Table des matières

Chapitre I : Concepts fondamentaux

I. Concept fondamentaux (analyse boîte noire)	7
I.1 Bilan macroscopique	7
I.2 Boîte noire	7
I.3 Définition d'un système	7
I.4 Un procédé.....	8
I.4.1 Classification des procédés	9
I.5 Bilan de matière et bilan d'énergie.....	10
I.5.1 Bilan Matière	10
I.5.2 Bilan d'énergie.....	11
I.6 Opérations unitaires.....	11
I.6.1 Principales opérations unitaires	12
I.7 Flux d'un procédé.....	12
I.8 Variables de procédé.....	13
I.8.1 Fraction molaire.....	13
I.8.2 Fraction massique	14
I.8.3 Masse molaire moyenne	14
I.8.4 Débit.....	15
I.8.5 Principales conversions.....	15
I.8.5.1 Fraction molaire en fraction massique	15
I.8.5.2 Fraction massique en fraction molaire.	16
I.8.5.3 Conversion des débits molaire, massique et volumique.....	16
I. Exercices avec solutions.....	17

Chapitre II : Procédés avec ou sans réaction chimique

II .Procédés avec ou sans réaction chimique	24
II.1 Bilan de matière sur les procédés unitaires sans réaction chimique.	25
II.1.1 Application sur un mélange quelconque.....	25
II.1.2 Relation entre fraction et débit.....	27
II.2 Bilans de matière en régime permanent avec réaction chimique.....	28
II.2.1 Définition d'un réacteur	29
II.2.2 Cas des réacteurs en régime permanent	29
II.2.3 Bilan de matière sur un réacteur en régime permanent.....	29
II.2.4 Techniques de résolution des bilans M pour des procédés avec réaction chimique.....	29
II.2.4.1 Bilan en fonction de l'avancement de la réaction	31
II.2.4.2 Bilan des éléments chimiques	32
II.2.4.3 Bilan des espèces moléculaires (des constituants)	33
II.2.5 Le taux de conversion	34
II.2.6. Coefficients stœchiométriques (V_i)	34
II.2.7. Sélectivité.....	35

Chapitre III : Détermination des degrés de liberté

III.Détermination des degrés de liberté sur les procédés unitaires.....	59
III.1 Fonctions de base des unités usuelles dans les procédés	59
III.1.1.Diviseur (splitter).....	59
III.1.2.mélangeur (mixer/Blender).....	60
III.1.3Sécheur.....	60
III.1.4. filtres	61
III.1.5.Colonne de distillation	62
III.1.6.Evaporateur multiple effet	62

III.1.7.Déshumidificateur.....	63
III.1.8.Humidificateur	64
III.1.9.Extracteur.....	65
III.1.10.Colonne d'absorption.....	65
III.1.11.Condenseur partiel et séparateur flash	66
III.1.12.ballon flash ou séparateur flash.....	67
III.1.13.Cristalliseur	67
III.1.14.Réacteurs.....	68
III.1.15.Echangeur de chaleur	69
III.2 .Analyse d'un procédé.....	73
III.2.1Diagramme (schéma) de circulation d'un procédé	71
III.2.2.Analyses des degrés de liberté de procédés	71
III.2.3.Systèmes d'équations indépendantes.....	72
III.2.4.Analyse d'un procédé constitué plusieurs unités	73
III. Exercices avec solutions.....	73

Chapitre IV : schéma avec recyclage et purge

IV.1.Schéma avec recyclage.....	87
IV.2.Schéma avec recyclage et purge	87
IV.3.Analyse des degrés de liberté d'un procédé multi-opérations avec réaction chimique	88
IV. Exercices avec solutions.....	89

Chapitre V : Exemple d'illustration

V .Bilan énergétique	95
V.1. Les différentes formes de l'énergie.....	95
V.1.1 Énergie cinétique.....	95
V.1.2 . Énergie potentielle	95

V.1.3 . Énergie interne	95
V.1.4. Énergie interne.....	96
V.2 Bilans énergétiques sur les procédés en absence de réaction.....	96
V.2.1 . Bilan énergétique d'un système fermé	97
V. 2.2. Bilan énergétique d'un système ouvert à l'état stationnaire.	97
V.2.2.1 . Variation d'enthalpie dans des procédés non réactifs	99
V.2.2.1.1.Variation d'enthalpie résultant d'une variation de température	100
V.2.2.1.2. Variation d'enthalpie résultant d'un changement d'état.....	100
V.2.2.1.3. Variation de température résultant d'un mélange.....	101
V.3. Bilan énergétique sur les procédés avec réaction	101
V.3.1. Technique des enthalpies de réaction.....	101
V. Exercices avec solutions.....	102

Concept fondamentaux (analyse boîte noire)

I.1 Bilan macroscopique

Pour décrire un processus la démarche analytique classique a recours à l'écriture de l'ensemble des relations qui expliquent son comportement interne. Ces relations sont nommées « **bilan macroscopique** » ; qui peut être bilan de matière, bilan énergétique.

I.2 Boîte noire

Une boîte noire est la représentation d'un système en affichant les entrées et les sorties sans considérer son fonctionnement interne ; une colonne de distillation peut être représenté sous forme d'une boîte noire.

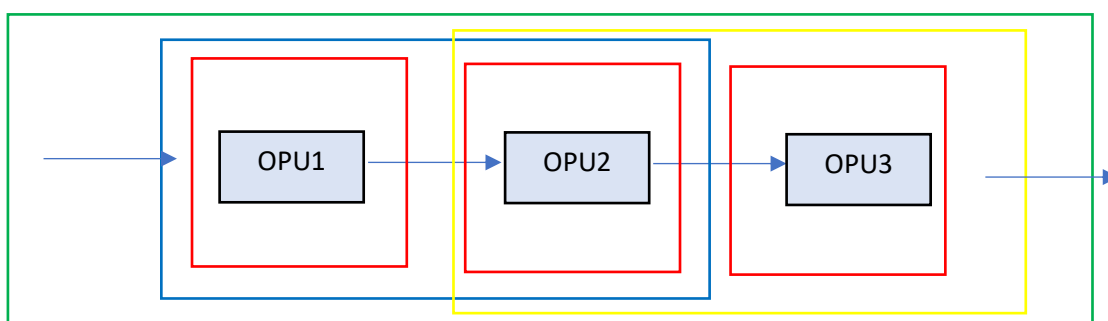


I.3 Définition d'un système

Pour établir le bilan de matière ou d'énergie, on doit définir et sélectionner la partie du procédé à étudier qu'on l'appellera un système.

Donc, par définition un système est la matière contenue dans une portion de l'espace limitée par une frontière qui définit ce qui intérieur et extérieur à ce système donc c'est une partie de procédé ou tout le procédé sur lequel en fait le bilan.

Exemple :



OPU1 est un système

OPU2 est un système

OPU3 est un système

L'ensemble OPU1+ OPU2 est un système

L'ensemble OPU2+OPU3 est un système

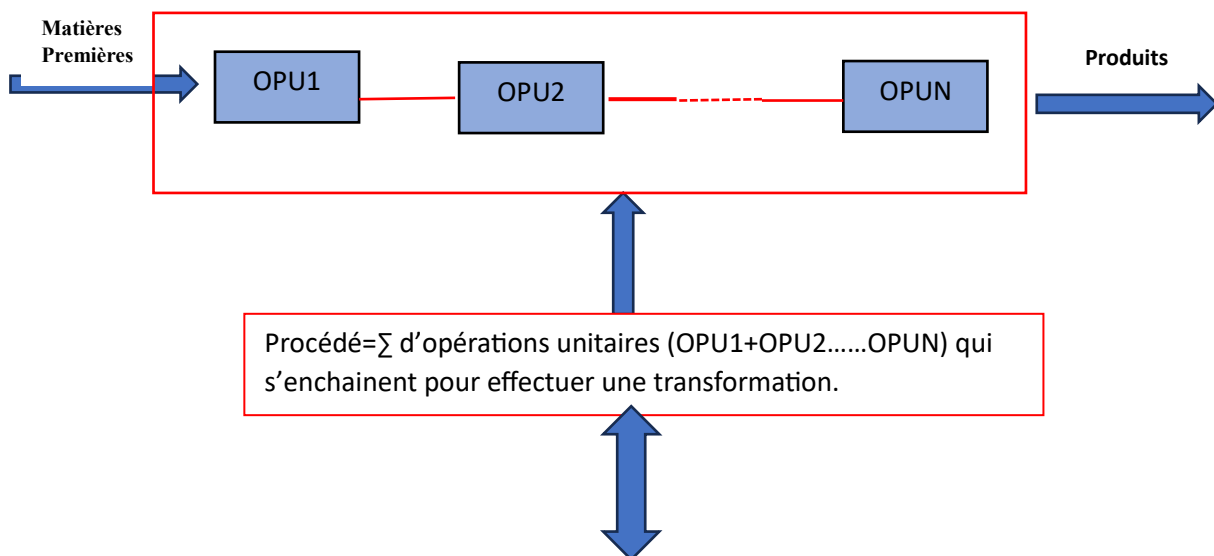
L'ensemble du procédé est un système

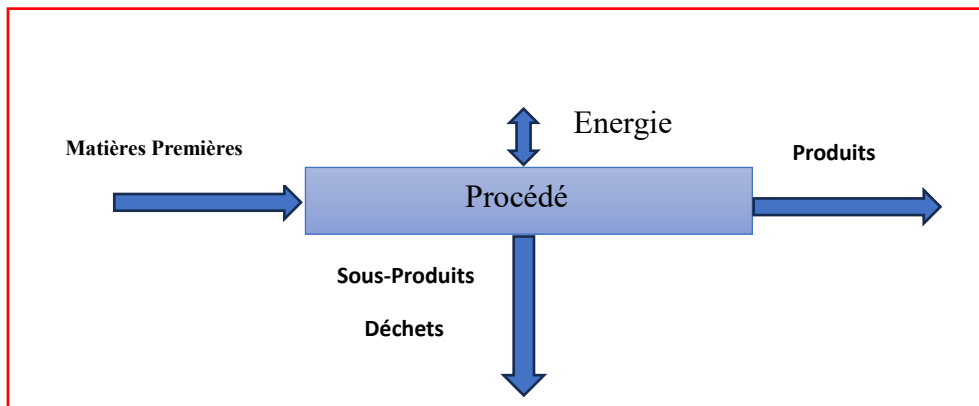
Un système est caractérisé par deux types de paramètres :

- Des grandeurs extensives, qui sont fonctions du système choisi : masse, nombre de moles, volume, débits, ...
- Des grandeurs intensives, indépendantes du choix du système : densité, concentration, pression, température, ...

I.4 Un procédé

Un procédé est l'ensemble d'opérations unitaires permettant la transformation de matières premières ou des réactifs en produits et/ou sous-produits.





I.4.1 Classification des procédés

Avant d'écrire un bilan, vous devez identifier le type de procédé concerné.

- **a. Discontinus ou fermés**
- Dans les procédés il n'y a pas d'échange de matière entre le système et le milieu extérieur pendant l'opération. Les masses sont chargées avant le démarrage de l'opération et sont déchargées lorsque l'appareil est à l'arrêt.

Exemple : distillation discontinue, chauffage d'une bouteille de lait scellée dans un bain thermostaté).

- **b. Continu ou ouverts**

Dans lesquels il y a des flux de matière entrants et sortants du système pendant l'opération. À chaque instant, le procédé est alimenté et le produit est formé. C'est par exemple le cas du raffinage du pétrole, du traitement du gaz naturel et des unités de polyéthylène.

- **c. Semi-continus ou semi-ouverts**

Un procédé semi continu présente certaines caractéristiques continues et d'autres des procédés discontinus.

- **d. Stationnaires**

Un état stationnaire n'évolue pas dans le temps ; Les variables (P, V, T, Débits) ne varient pas dans le temps.

- **e. Transitoires**

Par définition, un état non stationnaire évolue dans le temps ; Les variables (P, V, T, Débits) varient dans le temps.

I.5 Bilan de matière et bilan d'énergie

I.5.1 Bilan Matière

Pour un procédé et pour une quantité de produit à fabriquer, le bilan de matière est la connaissance des débits à l'entrée et à la sortie de chaque opération unitaire.

Les bilans de matière peuvent être effectués comme suit :

- Bilan sur chaque opération unitaire ou bilan total sur tout le procédé.
- Bilan partiel sur un constituant ou bilan global sur tous les constituants.

Le bilan matière permet de :

- estimer la productivité et le rendement de l'opération,
- envisager ou non des recyclages
- dimensionner les appareils à partir des productions souhaitées.

I.5.2 Bilan d'énergie

Appelé aussi bilan énergétique ou enthalpique ou aussi thermique, c'est le bilan des quantités de chaleur à apporter ou à soutirer au niveau de chaque opération unitaire ou au niveau du procédé complet.

Le bilan d'enthalpie permet de :

- évaluer le coût énergétique de l'opération,
- choisir le procédé le mieux adapté
- dimensionner les surfaces d'échange nécessaires.

I.6 Opérations unitaires

C'est toute opération unique de nature physique commune à plusieurs procédés. Chaque opération unitaire a associé un jeu de courant de procédé d'entrée et de sortie, constitués de matériaux qui entrent et sortent de l'unité.

Un procédé de production dans l'industrie chimique peut être contenir une succession d'opérations qui constituent ses étapes élémentaires. On distingue généralement les réacteurs (le cœur de la production) qui sont constitués par des enceintes dans lesquelles se déroulent les réactions chimiques, et les opérations de séparations qui sont destinées à séparer et purifier les constituants d'un mélange résultant. La maîtrise de ces opérations unitaires est essentielle pour l'optimisation technico-économiques de la production.

I.6.1 Principales opérations unitaires

Les opérations unitaires les plus répandues sont :

Extraction liquide/liquide : séparation des substances d'un mélange liquide-liquide non miscibles.

- **Séchage** : récupération de l'humidité ou d'autres liquides d'un solide par évaporation ou d'autres moyens.

- **Tamissage** : triage de particules solides selon leurs granulométries.

- **Filtration** : séparation des particules solides à partir d'un liquide ou d'un gaz.

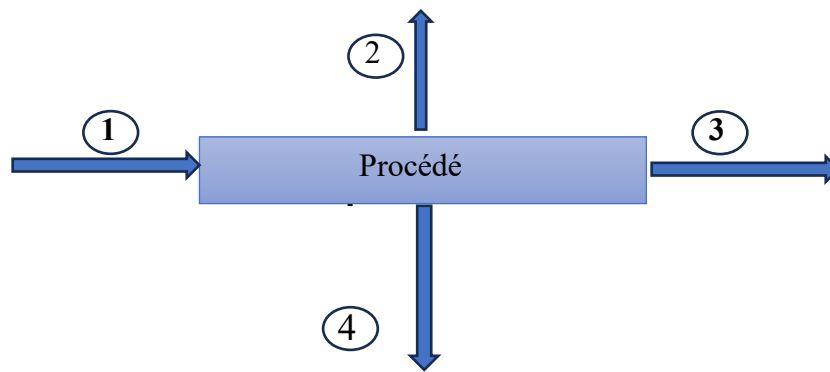
- **Distillation** : séparation des liquides miscibles de densités différentes par évaporation.

- **Absorption** : transfert d'un soluté gazeux vers une phase liquide.

- **Adsorption** : récupération sélective des substances à partir d'un liquide ou d'un gaz par réaction avec les solides.

I.7 Flux d'un procédé

Un flux d'un procédé (appelé aussi ligne ou courant d'un procédé exemple : 1, 2,3 et 4 est un déplacement de matière et /ou d'énergie caractérise par une origine, une destination et un trajet. Chaque flux est caractérisé par une quantité de matière et /ou quantité de chaleur donné (e) à déterminer. On peut trouver aussi des masses, volumes, des concentrations, des débits, tout dépend des données du procédé à étudier.



I.8 Variables de procédé

I.8.1 Fraction molaire

La fraction molaire que l'on note x , ou le pourcentage molaire ($x \%$) est une grandeur utilisée pour exprimer la composition molaire d'un mélange (c'est-à dire les proportions molaires de chaque composant dans le mélange).

La fraction molaire d'un constituant i est égal au rapport du nombre de molécules de ce constituant n_i sur le nombre total de molécules du mélange n_{tot} .

$$X = \frac{\text{nombre de mole de } i}{\text{nombre de mole total}} = \frac{n_i}{n_{tot}}$$

On remarque donc que :

- La fraction molaire est une grandeur adimensionnelle
- La somme des fractions molaires de tous les composants du mélange est toujours égale à 1.

I.8.2 Fraction massique

La fraction massique que l'on note W , ou le pourcentage massique ($W \%$) est une grandeur utilisée pour exprimer la composition massique d'un mélange (c'est-à-dire les proportions massiques de chaque composant dans le mélange).

La fraction massique d'un constituant i est égal au rapport de la masse du constituant i mi sur la masse totale du mélange m_{tot} .

$$W = \frac{\text{masse de } i}{\text{masse tot}} = \frac{m_i}{m_{tot}}$$

On remarque aussi que :

- La fraction massique est une grandeur adimensionnelle
- La somme des fractions massique de tous les composants du mélange est Toujours égale à 1.

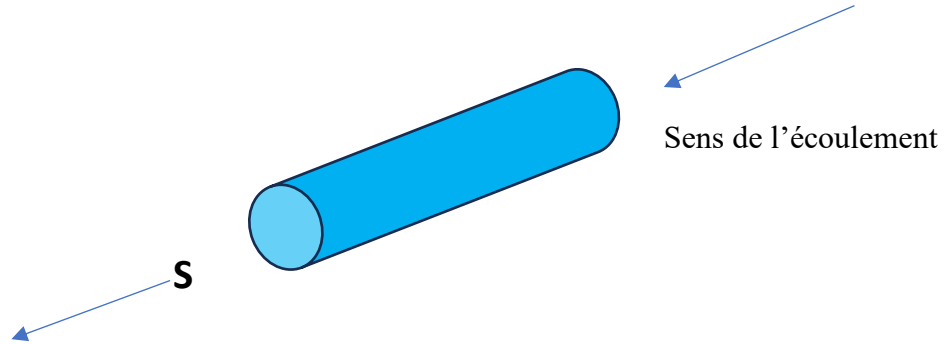
I.8.3 Masse molaire moyenne

La masse molaire moyenne que l'on note $\bar{M}$ c'est la somme des produits des fraction molaire par la masse molaire de chaque constituant.

$$\bar{M} = \sum x_i M_i$$

I.8.4 Débit

Considérons une conduite dans laquelle circule un fluide. On appellera section de passage la surface (S) à travers laquelle s'écoule le fluide.



a. Débit molaire

Un débit molaire est une quantité de matière s'écoulant à travers la section de passage par une unité de temps. Son unité est donc mol/s.

b. Débit massique

Un débit massique mesure la masse du fluide qui s'écoule à travers la section de passage par une unité de temps. Son unité est donc kg/s.

c. Débit volumique

Le débit volumique est le volume du fluide qui s'écoule à travers la section de passage par une unité de temps. Son unité est donc m³/s.

I.8.5 Principales conversions

Soit un mélange binaire A et B de titres molaires respectifs x_A et x_B et de titres massiques respectifs w_A et w_B .

I.8.5.1. Fraction molaire en fraction massique

$$W_A = \frac{m_A}{m_A + m_B} = \frac{n_A \times M_A}{n_A \times M_A + n_B \times M_B} = \frac{\frac{n_A}{n_A + n_B} \times M_A}{\frac{n_A}{n_A + n_B} \times M_A + \frac{n_B}{n_A + n_B} \times M_B}$$

$$W_A = \frac{x_A \times M_A}{x_A \times M_A + x_B \times M_B}, W_B = \frac{x_B \times M_B}{x_A \times M_A + x_B \times M_B}$$

I.8.5.2. Fraction massique en fraction molaire.

$$X_A = \frac{n_A}{n_A + n_B} = \frac{\frac{m_A}{M_A}}{\frac{m_A}{M_A} + \frac{m_B}{M_B}} = \frac{\frac{\frac{m_A}{m_A + m_B}}{M_A}}{\frac{\frac{m_A}{m_A + m_B}}{M_A} + \frac{\frac{m_B}{m_A + m_B}}{M_B}} = \frac{\frac{W_A}{M_A}}{\frac{W_A}{M_A} + \frac{W_B}{M_B}}$$

$$X_B = \frac{\frac{W_B}{M_B}}{\frac{W_A}{M_A} + \frac{W_B}{M_B}}$$

I.8.5.3. Conversion des débits molaire, massique et volumique

On note D_{mol} = Débit molaire, D_m = Débit massique et D_v = Débit volumique $D_{\text{mol}} = \frac{D_m}{M}$

$$D_m = \rho \times D_v$$

$$D_{\text{mol}} = \frac{D_v}{V_m}$$

Exercices**Exercice N°1 :**

- a) Soit un mélange binaire de l'eau et de méthanol la fraction molaire en eau et de 0.3. Déterminer la fraction massique en eau de ce mélange.
- b) Soit un mélange binaire contenant de méthanol et de l'acide éthanöique, la fraction massique en méthanol et de 0.3. Déterminer la fraction molaire en méthanol de ce mélange.

Exercice N°2 :

Soit un mélange trinaire de l'eau, du méthanol et de l'acide éthanöique. Le mélange contient au total 1000 mol .la fraction molaire en eau et de 0.55 et la fraction molaire en méthanol est égale 0.15. Déterminer le nombre de moles de l'acide éthanöique contient de ce mélange.

Exercice N°3 :

Un gaz naturel à la composition massique suivante 86% de méthane, 9% d'éthane, 3% de propane, 1 % de butane et 1% d'azote. Calculez :

Le volume occupé par 100kg de ce mélange sachant que les masses volumiques de ses composants (en kg m^{-3}), dans les mêmes conditions : 0.716(méthane), 1.358(éthane), 2.004(propane), 2.704(butane) et 1.248(azote) ;Composition molaire de ce mélange ; Masse molaire moyenne de ce mélange et la masse volumique apparente de ce mélange.

Exercice N°4 :

On dissout 15 g d'acide éthanöique CH_3COOH et 11g d'acide chlorhydrique HCL dans un litre d'eau ($M=18\text{g /mol}$). Calculer

1. La fraction molaire de CH_3COOH et de HCL exprimées en pourcentage
2. Le pourcentage massique de la solution ; On donne :C=12, H=1, O=16, Cl=35,5 (g /mol).

Exercice N°5 :

L'acide phosphorique H_3PO_4 est un acide minéral utilisé pour la fabrication des engrais.

Si la densité d'une solution aqueuse de H_3PO_4 de 10% en masse est 1,10, calculer :

- 1- La composition molaire du mélange.
- 2- Le volume total de la solution de même concentration, qui contient 1mole d' H_3PO_4 .

Exercice N°6:

On considère que la conduite est cylindrique (figure ci-dessous).

Le petit diamètre $D_1=10\text{mm}$ et le grand diamètre $D_2= 20\text{mm}$. Le débit volumique d'eau Q_{V1} circulant dans cette conduite est 10L/min.



Calculer

1. Le débit volumique Q_{V2} , Les débits massiques Q_{m1} et Q_{m2} .
2. Les vitesses moyennes V_1 et V_2 .

L'eau est un fluide incompressible donc le débit volumique se conserve

Solutions**Exercice 01 :****1- La fraction massique en eau de ce mélange :**

$$x_{eau} = 0.3 : x_{Meth} = 0.7 \Rightarrow \sum x_i = 1$$

$$w_{eau} = \frac{m_{eau}}{m_T} = \frac{(n_{eau} \cdot M_{eau}) \times 1/nT}{(n_{eau} \cdot M_{eau}) + (n_{Meth} \cdot M_{Meth}) \times 1/nT}$$

$$= \frac{x_{eau} \cdot M_{eau}}{(x_{eau} \cdot M_{eau}) + (x_{Meth} \cdot M_{Meth})}$$

$$w_{eau} = \frac{0.3 \times 18}{18 \times 0.3 + 0.7 \times 32} \Rightarrow w_{eau} = 0.194$$

$$w_{Meth} = 0.3 \Rightarrow \sum w_i = 1 \Rightarrow w_{AC} = 0.7$$

2- La fraction molaire en méthanol de ce mélange :

$$x_{Meth} = \frac{n_{Meth}}{n_{total}} = \frac{\frac{m_{Meth}}{M_{Meth}} \times \frac{1}{m_T}}{\left(\frac{m_{Meth}}{M_{Meth}} + \frac{m_{AC}}{M_{AC}}\right) \times \frac{1}{m_T}}$$

$$= \frac{\frac{w_{Meth}}{M_{Meth}}}{\frac{w_{Meth}}{M_{Meth}} + \frac{w_{AC}}{M_{AC}}} = \frac{(0.3/32)}{\left(\frac{0.3}{32}\right) + \left(\frac{0.7}{60}\right)}$$

$$x_{Meth} = 0.446 . \quad \text{Soit : } 44.6\% = x_{Meth}$$

Exercice 02 :

Le nombre de moles de l'acide éthanoïque contient de ce mélange :

Données :

$$\begin{cases} n_T = 1000 \text{ mol} \\ x_{eau} = 0.55 \end{cases} \quad \begin{cases} x_{Méth} = 0.15 \\ x_{Acéth} = 0.3 \end{cases}$$

$$n_T = n_{eau} + n_{Méth} + n_{Acéth}$$

$$1000 = (x_{eau} \cdot n_T) + (x_{Méth} \cdot n_T) + n_{Acéth}$$

$$1000 = (0.55 \times 1000) + (0.15 \times 1000) + n_{Acéth}$$

$$\text{Donc : } n_{Acéth} = 300 \text{ mole}$$

Exercice 03 :

Les masses volumiques :

$$100 \text{ kg} \rightarrow 100\%$$

$$m \rightarrow w\% \quad \Rightarrow m = w,$$

$$w_i = \frac{m_i}{100} \times 100 \Leftrightarrow w_i = m_i$$

Composé	M	w _i %	m	$\rho(\text{kg/m}^3)$	v(m ³)	n(mole)	x _i
CH ₄	16	86	86	0.716	120.11	5.37	0.92
C ₂ H ₆	30	9	9	1.358	6.62	0.3	0.051
C ₃ H ₈	44	3	3	2.004	1.49	0.068	0.011
C ₄ H ₁₀	58	1	1	2.704	0.36	0.017	0.002
N ₂	28	1	1	1.248	0.80	0.035	0.006
Totale	176	100%	100		129.28	5.795	1

Masse molaire moyenne

$$\bar{M} = \sum x_i M_i = (0.92 \times 16) + (0.051 \times 30) + (0.011 \times 44) + (0.002 \times 58) + (0.006 \times 28)$$

$$\bar{M} = 17.018 \text{ g/mole}$$

Exercice 04 :**1- La fraction molaire CH₃COOH et de HCl**

$$1) \quad n_{\text{HCl}} = \frac{m(\text{HCl})}{M(\text{HCl})} = \frac{11}{36.5} \Rightarrow n_{\text{HCl}} = 0.30 \text{ mole}$$

$$2) \quad n_{\text{CH}_3\text{COOH}} = \frac{m(\text{CH}_3\text{COOH})}{M(\text{CH}_3\text{COOH})} = \frac{15}{60} \Rightarrow n_{\text{CH}_3\text{COOH}} = 0.25 \text{ mole}$$

$$3) \quad n_{\text{eau}} = \frac{m(\text{eau})}{M(\text{eau})} = \frac{1000}{18} \Rightarrow n_{\text{eau}} = 55.55 \text{ mole}$$

$$n_T = n_{eau} + n_{HCl} + n_{CH_3COOH}$$

$$n_T = 55.55 + 0.25 + 0.30$$

$$n_T = 56.10 \text{ mole}$$

$$x_{HCl} = \frac{n(HCl)}{n_T} = \frac{0.3}{56.10} = 0.0053$$

$$x_{CH_3COOH} = \frac{n(CH_3COOH)}{n_T} = \frac{0.25}{56.10} = 0.0044$$

$$x_{eau} = \frac{n(eau)}{n_T} = \frac{55.55}{56.10} = 0.99$$

2-Le pourcentage massique de la solution :

Avec : C=12 ; H=1 ; O=16 ; Cl=35.5 (g/mol)

$$w_i = \frac{m_i}{m_T} = \frac{m_i}{m_{eau} + m_{eth} + m_{HCl}}$$

$$w_i = \frac{n_i \cdot M_i}{n_{eau} \cdot M_{eau} + n_{eth} \cdot M_{eth} + n_{HCl} \cdot M_{HCl}} \times \frac{1}{n_T}$$

$$w_i = \frac{n_i \cdot M_i}{x_{eau} \cdot M_{eau} + x_{eth} \cdot M_{eth} + x_{HCl} \cdot M_{HCl}}$$

Exercice 05 :

1- La composition molaire du mélange :

Composé	M(g/mol)	w(%)	m(g)	n=m/M	$x_i=n_i/n_T$
H ₃ PO ₄	98	10%	10	0.102	0.019
H ₂ O	18	90%	90	5	0.98
				$n_T = 5.102$	$x_T=1$

$$w_{i=100\%}$$

$$n_{H_3PO_4} = \frac{10}{98} = 0.102 \text{ mol}$$

$$n_{H_2O} = \frac{90}{18} = 5 \text{ mol}$$

$$x_{H_3PO_4} = \frac{0.102}{5.102} = 0.19$$

$$x_{H_2O} = \frac{5}{5.102} = 0.98$$

$$n_T = 5 + 0.102 = 5.102 \text{ mol}$$

**2- Le volume totale de la solution de même concentration, qui contient 1 mol de d'
 H_3PO_4**

$$n = \frac{m}{M} \Rightarrow m_{H_3PO_4} = n_{H_3PO_4} \times M = 1 \times 98 = 98g$$

$$\begin{cases} 100 \text{ g} \rightarrow 10\% (H_3PO_4) \\ m_s \rightarrow 98\% (x_{H_3PO_4}) \end{cases}$$

$$m_s = \frac{100 \times 98}{10} = 980g$$

$$d_s = \rho_s / f \rho_{eau} \Rightarrow \rho_s = d_s \times \rho_{eau}$$

$$\rho_s = 1096.7 kg/m^3$$

$$\rho_s = \frac{m_s}{v_T} \Rightarrow v_T = \frac{m_s}{\rho_s} = \frac{980 \times 10^{-3}}{1096.7}$$

$$v_T = 8.93 \times 10^{-4} m^3$$

Exercice 06 :

L'eau est fluide incompressible $\Rightarrow v = cst \Rightarrow Q_{v1} = Q_{v2} = cst$

1- Le débit volumique Q_{v2} :

$$Q_{v2} = \frac{10 \times 10^{-3}}{60} \Rightarrow Q_{v2} = 0.167 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

Conservation de volume $\Rightarrow$ conservation de masse qui si la masse volumique constant

$$\rho = Q_m / Q_v \Leftrightarrow Q_m = \rho \cdot Q_v$$

$$Q_{m2} = 0.167 \times 997 \Rightarrow Q_{m2} = 0.166 \text{ kg/s}$$

$$\text{donc : } Q_{m2} = Q_{m1} = 0.166 \text{ kg/s}$$

2- Les vitesses moyennes v_1 et v_2 :

$$Q_{v1} = v_1 \times s_1 \Leftrightarrow v_1 = Q_{v1} / s_1 = Q_{v1} / \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2$$

$$v_1 = \frac{1.67 \times 10^{-2}}{3.14 \times (6 \times 10^{-3})^2} \Rightarrow v_1 = 2.12 \text{ m/s}$$

$$Q_{v2} = v_2 \times s_2 \Leftrightarrow v_2 = \frac{Q_{v2}}{s_2} = Q_{v2} / \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2$$

$$v_2 = \frac{1.67 \times 10^{-2}}{3.14 \times (10 \times 10^{-3})^2} \Rightarrow v_2 = 0.53 \text{ m/s}$$

II Procédés avec ou sans réaction chimique

Pour pouvoir effectuer un bilan, il faut définir les limites du système sur lequel on veut travailler. Puis on détermine les flux de matière (entrée, sortie) ainsi que les réactions (création, destruction).

La loi de conservation pour tout le mécanisme de procédé peut être s'écrit d'une manière générale sous la forme suivante :

$$(\text{Accumulation dans un système}) = (\text{Entée franchissant les frontières du système}) - (\text{Sortie franchissant les frontières du système}) + (\text{Génération à l'intérieur au système}) - (\text{Consommation à l'intérieur du système})$$

D'une façon générale

$$\text{Accumulation} = (\text{Entée} - \text{Sortie}) + (\text{Génération} - \text{Consommation})$$

Accumulation : Variation de la quantité de matière à l'intérieur du système.

Entrée : Matière qui entre dans le système.

Sortie : Matière qui quitte le système.

Génération, Consommation : Matière qui est générée ou consommée par les réactions chimiques à l'intérieur du système

- Si le système est stationnaire, l'accumulation vaut 0.
- Si le bilan porte une substance non réactive (ni un réactif, ni un produit), la génération et la consommation valent toutes deux 0.

- En absence de réaction chimique, la génération et la consommation valent toutes deux 0.

II.1 Bilan de matière sur les procédés unitaires sans réaction chimique.

Dans le processus chimique En absence d'une réaction chimique la quantité de matière des espèces chimiques entrant et sortant sera la même, Cela implique que pour tout processus chimique dans un système fermé, la masse des réactifs doit être égale à la masse des produits. C'est aussi l'idée principale du premier principe de la thermodynamique.

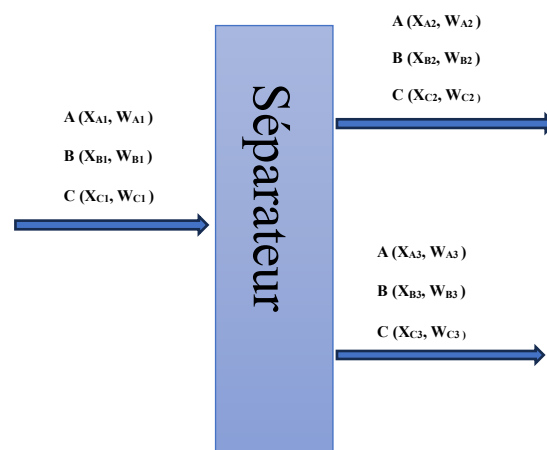
LAVOISIER : “Rien ne se perd, rien ne se crée, tout se transforme”

Alors en régime stationnaire et en absence de réaction chimique, le bilan de matière sur un constituant s'écrit :

$$\text{Débit d'entrée} = \text{débit de sortie}$$

II.1.1 Application sur un mélange quelconque

Soit la colonne de séparation suivante :



La loi de LAVOISIER s'applique sur les débits molaires et les débits massiques.

On note :

- ✓ F_i et m_i respectivement le débit molaire et le débit massique du flux i ($i=1, 2, 3$).
- ✓ F_{Ai} , F_{Bi} et F_{Ci} les débits molaires respectifs de A, de B et de C relatifs à chaque courant i (mol/s).
- ✓ x_{Ai} , x_{Bi} et x_{Ci} les fractions molaires respectifs de A, de B et de C relatifs à chaque courant i
- ✓ $\dot{m}_{Ai}$, $\dot{m}_{Bi}$, $\dot{m}_{Ci}$ les débits massiques respectifs de A, de B et de C relatifs à chaque courant i (kg/s)
- ✓ w_{Ai} , w_{Bi} et w_{Ci} les fractions massiques respectifs de A, de B et de C relatifs à chaque courant i

Bilan global :

$$F_1 = F_2 + F_3 \quad \text{ou} \quad \dot{m}_1 = \dot{m}_2 + \dot{m}_3$$

Avec :

Débits molaires

$$F_1 = F_{A1} + F_{B1} + F_{C1}$$

$$F_2 = F_{A2} + F_{B2} + F_{C2}$$

$$F_3 = F_{A3} + F_{B3} + F_{C3}$$

Débits massiques

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_{A1} + \dot{m}_{B1} + \dot{m}_{C1}$$

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_{A2} + \dot{m}_{B2} + \dot{m}_{C2}$$

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_{A3} + \dot{m}_{B3} + \dot{m}_{C3}$$

Bilan partiel sur le constituant A :

$$X_{A1} F_1 = X_{A2} F_2 + X_{A3} F_3 \text{ ou } W_{A1} \dot{m}_1 = W_{A2} \dot{m}_2 + W_{A3} \dot{m}_3$$

Bilan partiel sur le constituant B :

$$X_{B1} F_1 = X_{B2} F_2 + X_{B3} F_3 \text{ ou } W_{B1} \dot{m}_1 = W_{B2} \dot{m}_2 + W_{B3} \dot{m}_3$$

Bilan partiel sur le constituant C :

$$X_{C1} F_1 = X_{C2} F_2 + X_{C3} F_3 \text{ ou } W_{C1} \dot{m}_1 = W_{C2} \dot{m}_2 + W_{C3} \dot{m}_3$$

II.1.2 Relation entre fraction et débit

Considérons un flux de matière composé d'un mélange binaire A et B.

(A+B)



On note :

- F et $\dot{m}$ respectivement le débit molaire et le débit massique du flux considéré
- F_A et F_B les débits molaires respectifs de A et de B (mol/s)
- x_A et x_B les fractions molaires respectifs de A et de B
- $\dot{m}_A$ et $\dot{m}_B$ les débits massiques respectifs de A et de B (kg/s)
- w_A et w_B les fractions massiques respectifs de A et de B.

a. Ecrire x_A et x_B en fonction des débits molaires

$$X_A = \frac{n_A}{n_A + n_B} = \frac{F_A}{F_A + F_B} = \frac{F_A}{F}$$

De même ;

$$X_B = \frac{n_B}{n_A + n_B} = \frac{F_B}{F_A + F_B} = \frac{F_B}{F}$$

B. Ecrire w_A et w_B en fonction des débits massiques

$$W_A = \frac{m_A}{m_A + m_B} = \frac{\dot{m}_A}{\dot{m}_A + \dot{m}_B} = \frac{\dot{m}_A}{\dot{m}}$$

De même ;

$$W_B = \frac{m_B}{m_A + m_B} = \frac{\dot{m}_B}{\dot{m}_A + \dot{m}_B} = \frac{\dot{m}_B}{\dot{m}}$$

II.2 Bilans de matière en régime permanent avec réaction chimique

En présence d'une réaction chimique, la loi de conservation de masse s'écrit en régime permanent comme suit :

$$\text{Entrée} + \text{Génération} - \text{Sortie} - \text{Consommation} = 0$$

Remarques : le terme source est lié à la présence d'une réaction (OPU = réacteur)

- source > 0 si le constituant A est produit (A = produit par la réaction)
- source < 0 si le constituant A est consommé (A = réactif dans la réaction)
- source $= 0$ si le constituant A n'intervient pas dans la réaction (A = inerte)

Dans le réacteur et dans tout le procédé :
Débit molaire d'entrée $\neq$ Débit molaire en sortie
pour tous les réactifs et les produits

II.2.1 Définition d'un réacteur

On appelle réacteur, tout appareillage dans lequel a lieu la transformation chimique, c'est à dire la transformation d'espèces moléculaires en d'autres espèces moléculaires.

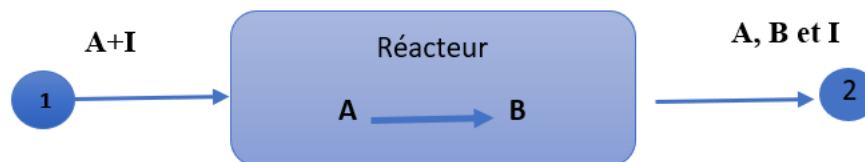
II.2.2 Cas des réacteurs en régime permanent

Dans l'industrie, le régime le plus adapté est le régime permanent (appelé aussi stationnaire ou établi). Tous les paramètres du procédé sont stationnaires.

Ce régime ne s'applique qu'aux réacteurs ouverts qui échangent de la matière avec l'extérieur : par l'alimentation (ou l'entrée) et par le soutirage (la sortie). Cela permet le fonctionnement continu du réacteur donc un gain économique et de maintenir la qualité d'un produit sur une longue durée avec de bons rendements (gain de qualité).

Dans un réacteur, une ou plusieurs réactions chimiques peuvent se réaliser. Donc une transformation de la matière a lieu : des réactifs introduits mis en jeu disparaissent et des produits se forment comme effluents du réacteur.

II.2.3 Bilan de matière sur un réacteur en régime permanent



Bilan de matière :

Régime permanent : accumulation = 0

Réaction chimique : Création et Destruction $\neq 0$

- si le constituant est produit, donc Création = débit de constituant produit
- si le constituant est consommé, donc Destruction = débit de constituant consommé)

Dans le réacteur et dans tout le procédé : Débit molaire d'entrée $\neq$ débit molaire de sortie, pour tous les réactifs et les produits

- Bilan sur tous les constituants :

Débit (A + I) en entrée Débit (A + B + I) sortie

- Bilan sur A dans le réacteur :

Débit de A en entrée – Débit de A consommé = Débit de A en sortie

- Bilan sur I dans le réacteur :

Débit de I en entrée = Débit de I en sortie

- Bilan sur le produit B :

Production de B = Débit de B en sortie

Le débit de B est calculé avec les coefficients stœchiométriques de la réaction et du débit de consommation de A.

Remarque : dans un bilan de matière avec réaction, on doit obligatoirement écrire les équations de conservation des éléments ou espèces chimique.

II.2.4 Techniques de résolution des bilans matière pour des procédés avec réaction chimique

Trois techniques sont possibles pour résoudre le bilan de matière pour des procédés impliquant des réactions chimiques. Celles-ci basée sur : L'avancement de la réaction,

Le (bilan des atomes), le bilan des constituants est utilisé pour le cas de la réaction simple et dans le cas des réactions multiples il est souhaitable de travailler avec le bilan des atomes.

II.2.4.1. Bilan en fonction de l'avancement de la réaction

L'avancement de la réaction ξ est la quantité de matière en moles (ou en débit molaire) convertie lors d'une réaction donnée.

Pour un procédé continu à l'état stationnaire :

$$F_i = F_i^0 + V_i \xi$$

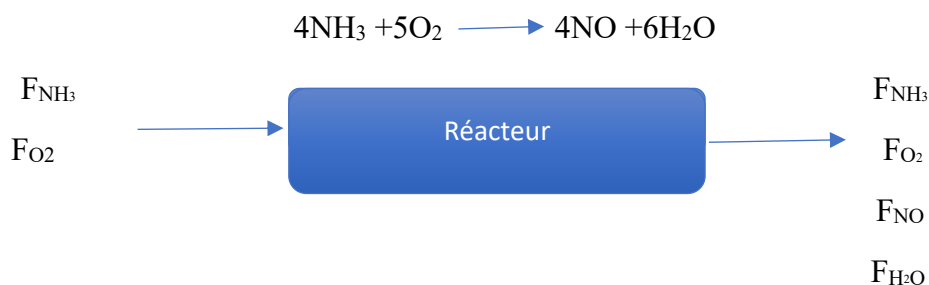
Avec : F_i le débit molaire du constituant dans le courant de sortie.

F_i^0 le débit molaire du constituant dans le courant d'entrée.

V_i Le coefficient stœchiométrique du constituant (positif pour les produits et négatif pour les réactifs)

Exemple1 :

L'oxyde nitrique est obtenu en faisant réagir de l'ammoniac et de l'oxygène ; les débits molaires de NH_3 et d' O_2 sont tous les deux de 5 mol /h.



Bilan partiel sur les composés

$$F_{NH_3s} = F_{NH_3e} - \xi = 5 - \xi$$

$$F_{O_2s} = F_{O_2e} - 5 \xi = 5 - 5 \xi$$

$$F_{NOs} = F_{NOe} + 4 \xi = 0 + 4 \xi$$

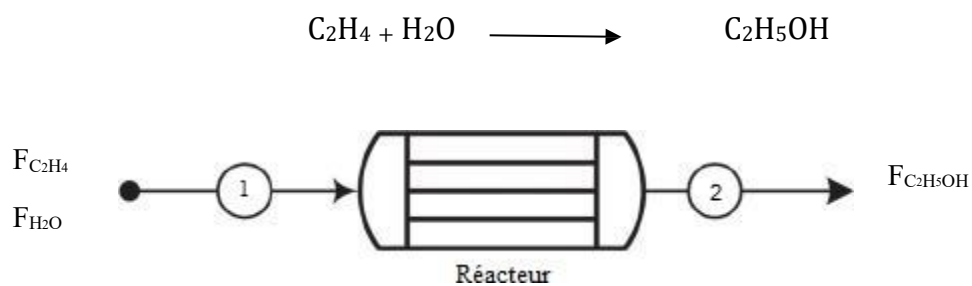
$$F_{H_2O_s} = F_{H_2O_e} + 6 \xi = 0 + 6 \xi$$

Bilan global

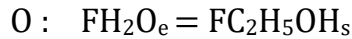
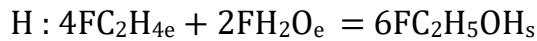
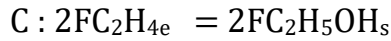
$$F_s = F_e + \xi = 10 + \xi$$

II.2.4.2. Bilan des éléments chimiques

Les bilans sur les éléments ne comportent pas de terme représentant la génération consommation et pour les procédés stationnaires continus, le bilan se résume à : entrée égale sortie. Le débit molaire du constituant doit être multiplié par le nombre d'atomes de l'élément chimique qu'il contient pour obtenir le débit molaire de cet élément.

Exemple 2 :

Les différents constituants mettent en jeu des atomes de carbone et des atomes d'hydrogène. On écrira donc le bilan par rapport au C, le bilan par rapport à H et le bilan par rapport O:



II.2.4.3. Bilan des espèces moléculaires (des constituants)

Lorsqu'on utilise les bilans sur les composés, il est nécessaire de prendre en compte la consommation et la génération. Le bilan du constituant A, en régime stationnaire, prend la forme :

$$F_{As} = F_{Ae} + F_{Aprod} - F_{Acons}$$

F_{Ae} le débit molaire de A entrant dans le réacteur

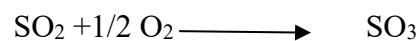
F_{As} le débit molaire de A sortant du réacteur

F_{Acons} le débit molaire consommé par la réaction

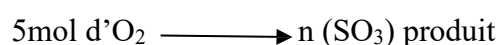
F_{Aprod} le débit molaire produit par la réaction

Exemple 3 : Procédé d'oxydation de dioxyde de soufre SO_2

Dans un procédé d'oxydation de dioxyde de soufre SO_2 , on suppose que 5 moles d' O_2 sont consommées. Déterminer le nombre de mole SO_3 à la sortie du réacteur.



Le nombre de SO_3 généré



$$n(SO_3) \text{ produit} = 10 \text{ mol}$$

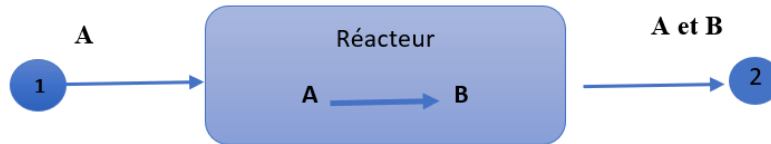
$$F_{SO_3s} = F_{SO_3e} + F_{SO_3prod} - F_{SO_3cons} ; F_{SO_3s} = 0 + 10 - 0 = 10 \text{ mol}$$

II.2.5 Le taux de conversion

Le taux de conversion s'exprime par rapport à un seul constituant.

$$\chi = \frac{\text{nombre de moles transformées du réactif}}{\text{nombre de moles de réactif introduit}}$$

$$\text{Conversion global} = \frac{\text{la quantité de réactif entrant dans le procédé} - \text{la quantité de réactifs sortant du procédé}}{\text{la quantité des réactifs entrant dans le procédé}}$$



Le taux de conversion de A est égal à :

$$X_A = \frac{n_{A,1} - n_{A,2}}{n_{A,1}}$$

Ou bien en fonction du débit molaire de A,

$$X_A = \frac{\text{débit de A consommé dans le réacteur}}{\text{débit de A introduit dans le réacteur}}$$

Donc,

$$X_A = \frac{F_{A,1} - F_{A,2}}{F_{A,1}}$$

II.2.6 Coefficients stœchiométriques (V_i)

Il s'agit des nombres qui précèdent chaque espèce moléculaire i dans une équation équilibrée. Par convention, les valeurs sont positives pour les produits et négatives pour les réactifs.

II.2.7 Sélectivité

$$\sigma = \frac{\text{nombre de moles transformées en produit principal}}{\text{nombre de moles de réactifs principal transformées}}$$

Exemple: Réaction (1) : $A+B \rightarrow C$,

Réaction (2) : $A+2B \rightarrow D$

Entrée A=4 moles, B=10 moles, total 14 moles, taux de conversion de $X_A = 75\%$,

La sélectivité de la 1ère réaction est $\sigma_1=40\%$ et celle de la 2ème est $\sigma_2=60\%$

- A ayant réagi par $R_1=4 \times 0.75 \times 0.40=1.2$ moles, A ayant réagi par

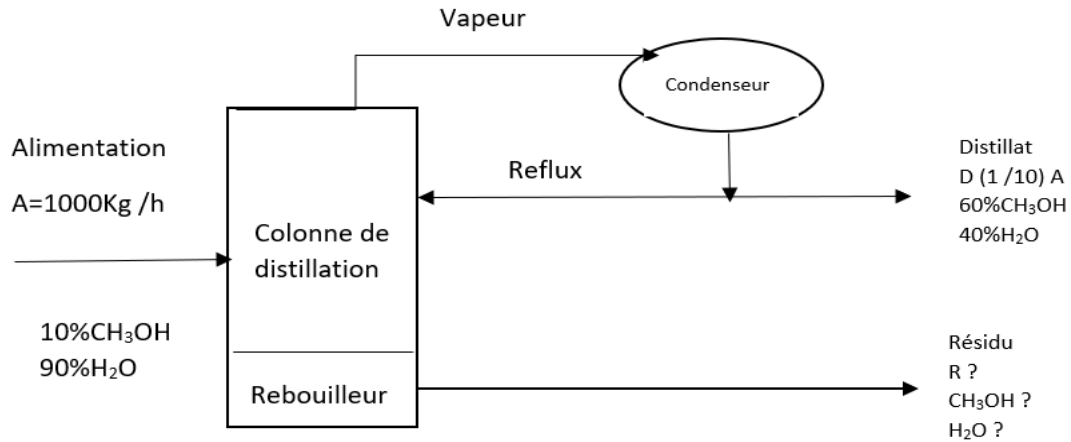
$R_2=4 \times 0.75 \times 0.60=1.8$ moles, B ayant réagi par R_1 et $R_2=1.2+2 \times 1.8=4.8$ moles,

- d'où les sorties A=4-1.2-1.8=1 moles, B=10-4.8=5.2 moles, C=1.2 moles, D=1.8 moles, total=1+5.2+1.2+1.8=11.2 moles.

Exercices

1. Bilan de matière sur les procédés unitaires sans réaction chimique.

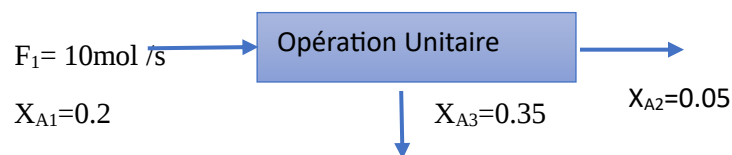
Exercice N°1 :



- 1- Ecrire le bilan de matière global et les bilans partiels pour ce système et calculer le débit de distillat D, du résidu R et les fractions massiques de l'eau et du méthanol dans le résidu.
- 2- Comparer entre le débit du méthanol dans le distillat et dans le résidu. Quelle est votre conclusion ?

Exercice N°2:

Soit une opération unitaire mettant en jeu un mélange binaire (A, B) et fonctionnant en régime stationnaire et sans aucune réaction chimique telle que :



Compléter le tableau suivant :

Flux Constituant	1		2		3	
	Fraction molaire	Débit molaire mol/s	Fraction molaire	Débit molaire mol/s	Fraction molaire	Débit molaire mol/s
A	$X_{A1}=0.2$	F_{A1}	$X_{A2}=0.05$	F_{A2}	$X_{A3}=0.35$	F_{A3}
B	X_{B1}	F_{B1}	X_{B2}	F_{B2}	X_{B3}	F_{B3}
Total	X_1	$F_1=10$	X_2	F_2	X_3	F_3

Exercice N°3:

On désire séparer avec une colonne de distillation l'éthanol contenu dans 1000 kg/h de mélange (eau – éthanol) à 25% poids en éthanol. On obtient un distillat à 90% d'éthanol et un résidu à 6.45% d'éthanol (compositions en poids).

1) Faire un schéma de principe en indiquant les notations usuelles données ci-dessous et les données de l'exercice.

2)

a) Déterminer les débits massiques du distillat et du résidu.

b) En déduire les débits massiques de chacun des constituants du mélange dans chacun des flux de matière.

c) Déterminer les titres molaires de l'alimentation, du distillat et du résidu de chacun des constituants.

d) Déterminer les débits molaires de chacun des constituants du mélange dans l'alimentation.

Données : $M_{\text{éth}}=46 \text{ g. mol}^{-1}$; $M_{\text{eau}}=18 \text{ g. mol}^{-1}$

Exercice N°4:

On désire fractionner en continu 100 Kg/h un mélange binaire contient 50% de A et 50% de B ; on obtient un distillat de 40Kg/h contient 90% de A et 10% de B.

Le débit de résidu sortant de la première colonne de distillation nommé flux1 va être mélangé avec un débit de 30Kg/h constitué de 30% de A et 70% de B Le mélange

nommé flux 2 va être une alimentation à la sortie de distillat de 30Kg/h constitué de 60% de A et 40% de B. Le flux de résidu nommé 3.

1-Faire un schéma de principe en indiquant les notations.

2- Calculer les débits massiques et la composition des flux 1, 2 et 3.

Exercice N°5:

De l'air contenant 3% d'acétone et 2% d'eau alimenté une colonne d'absorption. Le débit massique de ce mélange est 1400kg/h, l'absorbant utilisé pour capter de l'air est de l'eau pure. En sortie de l'absorbeur l'air contient 0,5 % d'eau. Le pied de l'absorbeur contenant 19% d'acétone est envoyé vers une colonne de distillation pour séparer l'acétone de l'eau. Le résidu de la colonne de distillation contient 4% d'acétone le reste étant de l'eau. La vapeur en tête de la colonne est condensée. Le condensat contient 99% d'acétone, le reste étant de l'eau.

$$M_{\text{acétone}} = 58 \text{ g/mol}$$

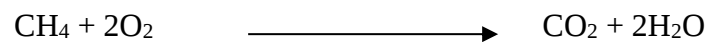
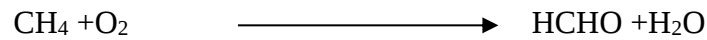
1-Faire un schéma de principe en indiquant les notations.

2-Calculer tous les débits de tous les courants inconnus.

2. Bilan de matière sur les procédés unitaires avec réaction chimique.

Exercice N°6 :

Le mélange CH_4 réagit avec l'oxygène O_2 en présence d'un catalyseur pour former du HCHO . Le méthane est généralement oxydé en dioxyde de carbone CO_2 et en eau H_2O dans une réaction parallèle

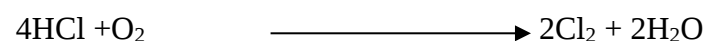
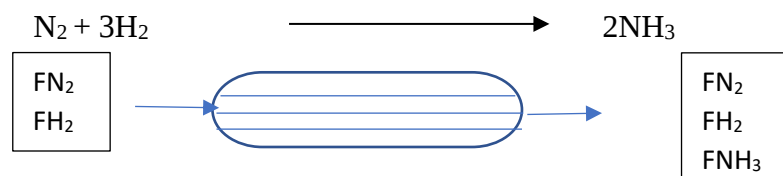


On réalise ces deux réactions dans un réacteur ouvert avec un débit total de 100 mol/S. Cette alimentation est constituée d'un mélange équimolaire de méthane et de l'oxygène.

- 1- Donner les expressions des débits molaires en fonction des avancements chimiques des deux réactions ξ_1 et ξ_2 .
- 2- Si le taux de conversion par rapport au méthane est de 0.9 et le rendement en formaldéhyde est de 0.855. Calculer aussi la composition molaire du courant de sortie du réacteur.

Exercice N°7 :

La synthèse de l'ammoniac est réalisée, en phase gazeuse en présence d'un catalyseur solide suivant la réaction :



Est alimentée par un débit gazeux de 100 m³/h contenant de l'air et 10% de HCl .

1. Calculer le débit molaire total à l'entrée du réacteur.
2. Calculer les flux molaires par rapport à tous les constituants à l'entrée du réacteur.
3. Déterminer quel est le réactif limitant.
4. À la sortie du réacteur on mesure un débit de chlore de 0.014 mol/s. Calculer ainsi l'avancement chimique de la réaction.
5. Calculer les flux molaires et les fractions molaires par rapport à tous les constituants à la sortie du réacteur.

Exercice N°9 :

On considère le système réactionnel : $A \longrightarrow 3B$



Mise en œuvre dans un réacteur ouvert un flux molaire $F_{A_e} = 210 \text{ mol/min}$.

Sachant que le taux de conversion par rapport à A est $X_A = 0.6$ et que le flux molaire par rapport au produit D est de 63 mol/min.

1. Déterminer les flux molaires par rapport aux deux constituant A et B à la sortie du réacteur.
2. Calculer l'avancement chimique de chaque réaction.

Calculer la sélectivité en B par rapport au D.

Solutions**Exercice 01 :**

1. Le bilan de matière global et les bilans partiels pour ce système :

$$A = D + R \quad \dots (1) \qquad A = 100 \text{ kg/h}$$

$$D = \frac{1}{10} \cdot A = \frac{1000}{10} = 100 \text{ kg/h}$$

$$D = 100 \text{ kg/h}$$

$$(1) \rightarrow R = 900 \text{ kg/h}$$

→ Le bilan partiel de méthanol :

$$A_{Meth} \cdot w_{Meth_A} = D \cdot w_{Meth_D} + R \cdot w_{Meth_R} \quad \dots (2)$$

$$w_{Meth_R} = \frac{A_{Meth} \cdot w_{Meth} - D w_{Meth}}{R}$$

$$w_{Meth_R} = \frac{(1000 \times 0.1) - (100 \times 0.6)}{100}$$

$$w_{Meth_R} = 0.044 = 4.4\%$$

- le bilan partiel de l'eau :

$$A_{eau} \cdot w_{eau_R} = D_{eau_R} \cdot w_{eau_R} + R_{eau_R} \cdot w_{eau_R}$$

$$w_{eau_R} = \frac{(1000 \times 0.9) - (100 \times 0.4)}{900} = 0.955$$

$$w_{eau_R} = 95.5\%$$

$$w_{Meth_D} = \frac{\dot{m}_{Meth_D}}{\dot{m}_T} \Leftrightarrow \dot{m}_{Meth_D} = 0.6 \times 100 = 60 \text{ kg/h} \quad (100 : \text{dans le distillat})$$

$$w_{Meth_R} = \frac{\dot{m}_{Meth_R}}{\dot{m}_T} \Leftrightarrow \dot{m}_{Meth_R} = 0.044 \times 900$$

$$\dot{m}_{Meth_R} = 39.6 \text{ Kg/h}$$

- La quantité de méthanol dans le résidu est important, donc la séparation n'est pas efficace

Exercice 02 :

- régime stationnaire $\Rightarrow$ entre = sortie.

$$X_i = \frac{F_i}{F_T} = \frac{F_{A_1}}{F_T} \Rightarrow F_{A_1} = X_{A_1} \cdot F_1 = 0.2 \times 10 = 2 \text{ mol/s}$$

$$F_{B_1} = X_{B_1} \cdot F_1 = 10 \times 0.8 = 8 \text{ mol/s}$$

2- Bilan global : E = S

$$\checkmark F_1 = F_2 + F_3 \dots (1)$$

3- Bilan partiel de A :

$$\checkmark F_1 \cdot X_{A_1} = F_2 \cdot X_{A_2} + F_3 \cdot X_{A_3} \dots (2)$$

4- Bilan partiel de B :

$$F_1 \cdot X_{B_1} = F_2 \cdot X_{B_2} + F_3 \cdot X_{B_3}$$

$$\checkmark F_2 = F_1 - F_3 \dots (3)$$

$$(3) \Rightarrow (2)$$

$$F_1 \cdot X_{A_1} = (F_1 - F_3) X_{A_2} + F_3 \cdot X_{A_3}$$

$$F_1 (X_{A_1} - X_{A_2}) = F_3 (X_{A_3} - X_{A_2})$$

$$F_3 = F_1 (X_{A_1} - X_{A_2}) / (X_{A_3} - X_{A_2})$$

$$F_3 = 10(0.2 - 0.05) / (0.35 - 0.05)$$

$$F_3 = 5 \text{ mol/s}$$

$$X_{A_3} = \frac{F_{A_3}}{F_3} \Rightarrow F_{A_3} = X_{A_3} \cdot F_3$$

$$F_{A_3} = 1.75 \text{ mol/s}$$

$$X_{B_3} = \frac{F_{B_3}}{F_3} \Rightarrow F_{B_3} = X_{B_3} \cdot F_3$$

$$F_{B_3} = 3.25 \text{ mol/s}$$

$$(1) \rightarrow F_2 = F_1 - F_3 = 5 \text{ mol/s}$$

$$F_{A_2} = F_2 \cdot X_{A_2} = 0.25 \text{ mol/s}$$

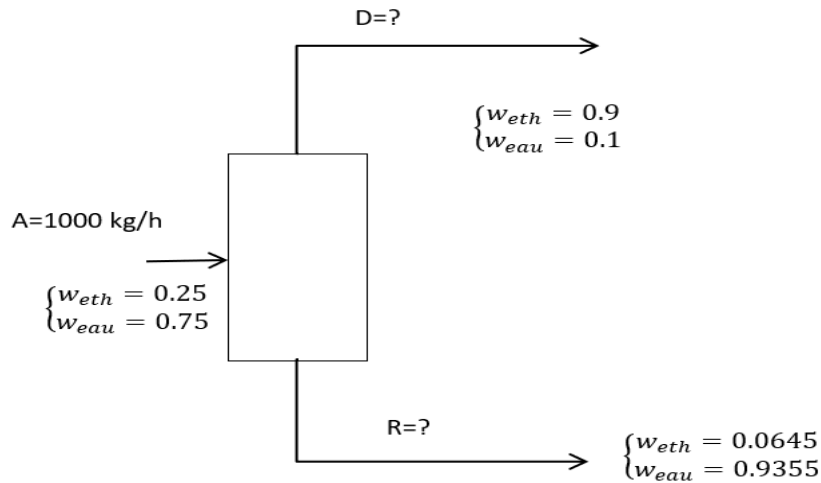
$$F_{B_2} = F_2 \cdot X_{B_2} = 4.75 \text{ mol/s}$$

A	0.2	2	0.05	0.25	0.35	1.75
B	0.8	8	0.95	4.75	0.65	3.25
Total	1	$F_T = 10$	1	5	1	5

$$\sum x_i = 1 \quad F_i = x_i \cdot F_T$$

Exercice 03 :

1- Schéma de principe :

**1- Dans l'alimentation :** $\rightarrow \dot{m}_{eth_A}, \dot{m}_{eau_A}$ x_{eth}, x_{eau} $A=1000 \text{ kg/h}$

$$w_{eth_A} = \begin{cases} w_{eth} = 0.25 \\ w_{eau} = 0.75 \end{cases}_{th_A}$$

$$\dot{m}_{eth_A} = 250 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{eau_A} = 0.75 \times 1000$$

$$\dot{m}_{eau_A} = 750 \text{ kg/h}$$

$$x_{eth} = \frac{F_{eth}}{F_T} = \frac{(\dot{m}_{eth}/M_{eth})}{(\dot{m}_T/M_T)} = \frac{\left(\frac{\dot{m}_{eth}}{M_{eth}}\right) \cdot \frac{1}{\dot{m}_T}}{\left(\frac{\dot{m}_T}{M_T}\right) \cdot \frac{1}{\dot{m}_T}} = \frac{w_{eth}}{M_{eth}} \cdot M_T$$

$$x_{eth} = \frac{w_{eth}}{M_{eth}} \cdot M_T$$

$$F_T = \frac{\dot{m}_T}{M_T} \Leftrightarrow M_T = \frac{\dot{m}_T}{F_T} = \frac{\dot{m}_T}{\sum F_i} = \frac{\dot{m}_T \cdot \frac{1}{\dot{m}_T}}{\sum \frac{\dot{m}_i}{M_i} \cdot \frac{1}{\dot{m}_T}}$$

$$\text{Donc : } M_T = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{M_i}}$$

$$M_{T_A} = 21.23 \text{ g/mol}$$

$$x_{eth_A} = \left(\frac{w_{eth_A}}{M_{eth}} \right) \times M_T$$

$$x_{eth_A} = 0.115$$

$$x_{eau_A} = \left(\frac{w_{eau_A}}{M_{eau}} \right) \times M_T$$

$$x_{eau_A} = 0.884$$

- **Le débit molaire :**

$$x_{eth} = \frac{F_{eth}}{F_T} \Leftrightarrow F_{eth} = x_{eth} \cdot F_T$$

$$\text{Avec : } F_T = \frac{\dot{m}_T}{M_T} = \frac{1000}{21.23 \times 10^{-3}}$$

$$F_T = 47.103 \times 10^3 \text{ mol/h}$$

$$\begin{cases} F_{eth_A} = 54.845 \text{ mol/h} \\ F_{eau_A} = 41639.052 \text{ mol/h} \end{cases}$$

2- Pour la distillat et le résidu :

1-bilan global

$$A = D + R \Leftrightarrow D = A - R \dots (1)$$

2-bilan partiel de l'éthanol :

$$w_{eth_A} \cdot A = D \cdot w_{eth_D} + R \cdot w_{eth_R} \dots (2)$$

$$(1) \Rightarrow (2) : w_{eth_A} \cdot A = (A - R)w_{eth_D} + R \cdot w_{eth_R}$$

$$A(w_{eth_A} - w_{eth_D}) = R(w_{eth_R} - w_{eth_D})$$

$$R = \frac{A(w_{eth_A} - w_{eth_D})}{(w_{eth_R} - w_{eth_D})} =$$

$$R = 777.977 \text{ kg/h}$$

- Le débit massique :

$$\dot{m}_{eth_R} = w_{eth_R} \cdot \dot{m}_{T_R}$$

$$\dot{m}_{eth_R} = 50.18 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{eau_R} = w_{eau_R} \cdot \dot{m}_{T_R} = 0.935 \times 777.977$$

$$\dot{m}_{eau_R} = 727.78 \text{ kg/h}$$

$$x_i = \frac{w_i}{M_i} \cdot M_T ; M_{T_R} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{M_i}} = \frac{1}{\frac{0.0645}{46} + \frac{0.935}{18}}$$

$$M_{T_R} = 18.73 \text{ g/mol}$$

$$x_{eth_R} = 0.026$$

$$x_{eau_R} = 0.933$$

$$D = 222.023 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{eth_D} = 199.82 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{eau_D} = 22.20 \text{ kg/h}$$

2-Titre molaire

$$x = \frac{w_i}{M_i} \cdot M_T$$

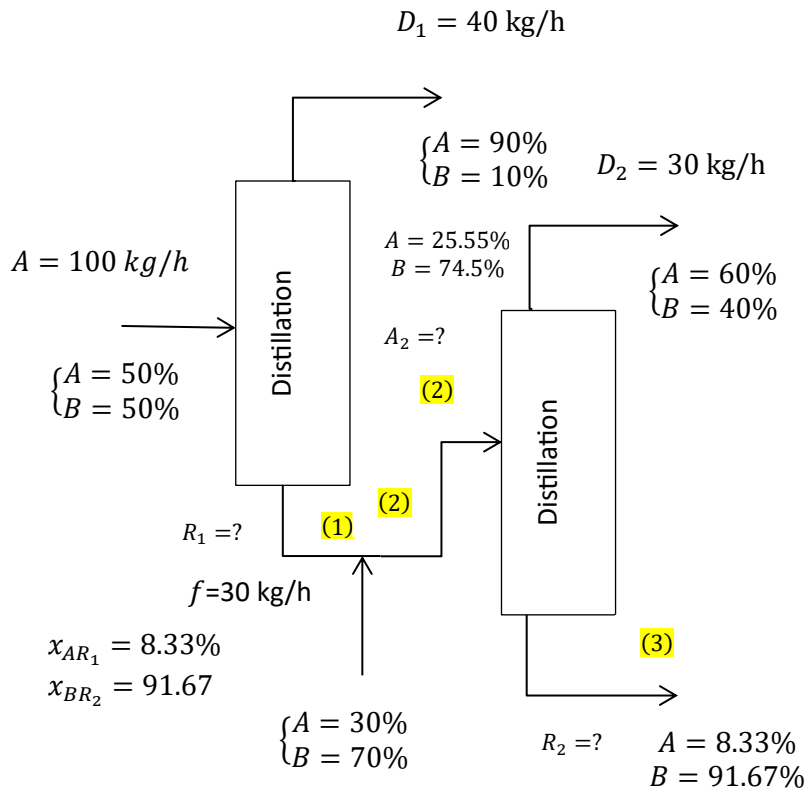
$$M_T = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{M_i}} = 39.80 \text{ g/mol}$$

$$x_{eth_D} = 0.778$$

$$x_{eau_D} = 0.221$$

Exercice 04 :

Schéma :



2- Calculer les débits massiques et la composition des flux 1, 2 et 3.

Bilan global

$$E: A + F = D_1 + R_2 + D_2 \quad \begin{cases} D_1 = 40 \text{ kg/h} \\ D_2 = 30 \text{ kg/h} \end{cases}$$

$$R_2 = 60 \text{ kg/h} \quad (\text{le flux 3})$$

Bilan partiel de A :

$$w_A \cdot A + w_{AF} \cdot F = w_{AD_1} \cdot D_1 + w_{AD_2} \cdot D_2 + w_{AR_2} \cdot R_2$$

$$\Rightarrow w_{AR_2} = \frac{w_A \cdot A + w_{AF} \cdot F - w_{AD_1} \cdot D_1 - w_{AD_2} \cdot D_2}{R_2}$$

$$AN: w_{AR_2} = 0.0833 = 8.33\%$$

$$w_{BR_2} = 1 - 0.0833 \Rightarrow w_{BR_2} = 0.9167 = 91.67\%$$

Bilan global :

$$A_2 = D_2 + R_2 = 60 + 30$$

$$A_2 = 90 \text{ kg/h} \quad (\text{le flux 2})$$

Bilan partiel :

$$w_{AA_2} \cdot A_2 = w_{AD_2} \cdot D_2 + w_{AR_2} \cdot R_2$$

$$\Rightarrow w_{AA_2} = \frac{w_{AD_2} \cdot D_2 + w_{AR_2} \cdot R_2}{A_2}$$

$$AN: w_{AA_2} = \frac{(0.6 \times 30) + (0.0833 \times 60)}{90}$$

$$w_{AA_2} = 0.2555 = 25.55\%$$

$$w_{BA_2} = 1 - 0.2555 \Rightarrow w_{BA_2} = 0.745 = 74.5\%$$

Le Mélange : Bilan global :

$$R_1 + F = A_2 \Leftrightarrow R_1 = A_2 - F = 90 - 30$$

$$R_1 = 60 \text{ kg/h} \quad (\text{le flux1})$$

Bilan partiel :

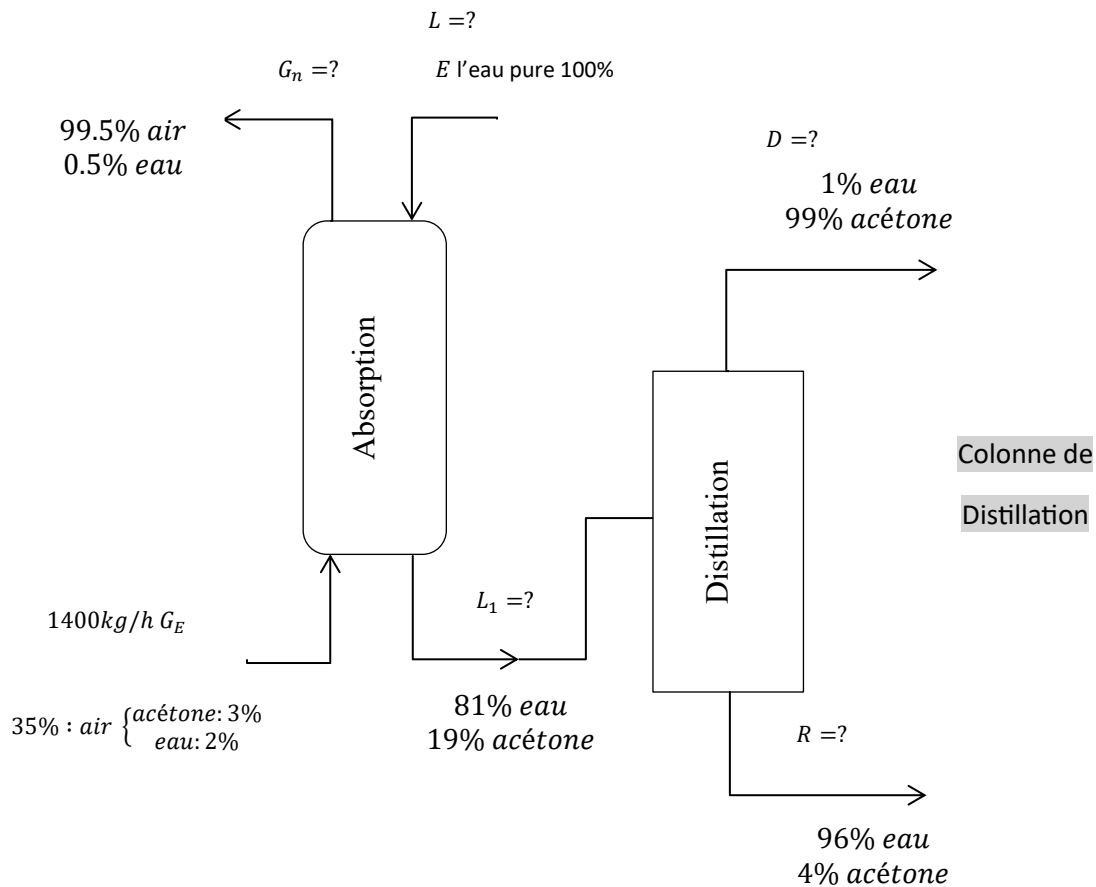
$$w_{AR_1} \cdot R_1 + w_{AF} \cdot F = w_{AA_2} \cdot A_2$$

$$w_{AR_1} = \frac{w_{AA_2} \cdot A_2 - w_{AF} \cdot F}{R_1}$$

Exercice 05 :

Colonne d'absorption

-le schéma :



Bilan global :

$$G_E + L_E = G_n + D + R \quad \dots (1)$$

Système I. : Absorption :

$$B.G : G_E + L_E = G_n + L_1 \quad \dots (2)$$

B.P: d'acetone:

$$w_{G_E} \cdot G_E = w_{L_1} \cdot L_1 \quad \dots (3)$$

$$0.03 \times 1400 = 0.19 \times L_1 \Leftrightarrow L_1 = 221.05 \text{ kg/h}$$

B.P: de l'air:

$$w_{G_E} \cdot G_E = w_{G_n} \cdot G_n \Leftrightarrow G_n = \frac{w_{G_E} \cdot G_E}{w_{G_n}}$$

$$G_n = 1336.68 \text{ kg/h}$$

$$(2) \Rightarrow L_E = (G_n + L_1) - G_E$$

$$L_E = (1336.68 + 221.05) - 1400$$

$$L_E = 157.73 \text{ kg/h}$$

Système II. Distillation :

$$B.G : L_1 = D + R \Leftrightarrow D = L_1 - R \dots (1)$$

B.P: de l'eau:

$$L_1 \cdot w_{L_1} = D \cdot w_D + R \cdot w_R$$

$$L_1 \cdot w_{L_1} = (L_1 - R)w_D + R \cdot w_R$$

$$L_1(w_{L_1} - w_D) = R(w_R - w_D)$$

$$\text{Donc : } R = L_1(w_{L_1} - w_D)/(w_R - w_D)$$

$$R = \frac{221.05 \times (0.81 - 0.01)}{0.96 - 0.01}$$

$$R = 186.147 \text{ kg/h}$$

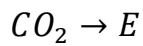
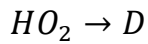
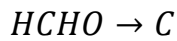
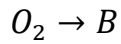
$$B.G D = L_1 - R$$

$$D = 221.05 - 186.147$$

$$D = 34.9 \text{ kg/h}$$

Exercice 06 :

- 1- Les expressions des débits molaires en fonction des avancements chimique des deux réactions $\mathcal{E}_1$ et $\mathcal{E}_2$



$$F_{AS} = F_{AE} - \mathcal{E}_1 - \mathcal{E}_2 \quad (1)$$

$$F_{BS} = F_{BE} - \mathcal{E}_1 - 2\mathcal{E}_2 \quad (2)$$

$$F_{CS} = F_{CE} + \mathcal{E}_1 \quad (3)$$

$$F_{DS} = F_{DE} + \mathcal{E}_1 + 2\mathcal{E}_2 \quad (4)$$

$$F_{ES} = F_{EE} + \mathcal{E}_2 \quad (5)$$

- 2- Calculer la composition molaire du courant de sortie du réacteur :

$$\left\{ \begin{array}{l} X_A = 0.9 \\ R_C = 0.855 \end{array} \right. \quad \left\{ \begin{array}{l} F_T = 100 \text{ mol/s} \\ F_{AE} = X_{AE} \cdot F_{TE} = 0.5 \times 100 = 50 \text{ mol/s} \end{array} \right.$$

On a un mélange équimolaire $\Rightarrow m_A = m_B = 0.5$

$$X_A = \frac{F_{AE} - F_{AS}}{F_{AE}} \Rightarrow X_A \cdot F_{AE} = F_{AE} - F_{AS}$$

$$\begin{aligned} \Rightarrow F_{AS} &= F_{AE}(1 - X_A) \\ &\Rightarrow F_{AS} = 50(1 - 0.9) \end{aligned}$$

$$\Rightarrow F_{AS} = 5 \text{ mol/s}$$

Le rendement :

$$R_C = \frac{\Delta F_C}{F_{A_E}} \cdot \frac{\nu_A}{\nu_C} = \frac{F_{C_E} - F_{C_S}}{F_{A_E}} \cdot \left(-\frac{1}{1}\right) = \frac{F_{C_S}}{F_{A_C}}$$

$$\Rightarrow F_{C_S} = R_C \cdot F_{A_E}$$

$$F_{C_S} = 42.75 \text{ mol/s}$$

$$(4) \Rightarrow \mathcal{E}_1 = F_{C_S} = 42.75 \text{ mol/s}$$

$$(1) \Rightarrow \mathcal{E}_2 = -F_{A_S} - F_{A_E} - \mathcal{E}_1$$

$$\mathcal{E}_2 = -5 + 50 - 42.75$$

$$\mathcal{E}_2 = 2.25 \text{ mol/s}$$

$$(5) \Rightarrow F_{E_S} = \mathcal{E}_2 = 2.25 \text{ mol/s}$$

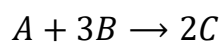
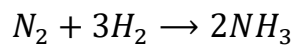
$$(4) \Rightarrow F_{D_S} = 42.75 \times 2(2.25)$$

$$F_{D_S} = 47.25 \text{ mol/s}$$

$$(2) \Rightarrow F_{B_S} = 50 - 42.25 - 2(2.25)$$

$$F_{B_S} = 2.75 \text{ mol/s}$$

Exercice 07 :



$$\nu_1 = -1$$

$$\nu_2 = -3$$

$$\nu_3 = 2$$

Données :

$$F_{N_2E} = 111.607 \text{ kmol/s}$$

$$F_{H_2E} = 334.821 \text{ kmol/s}$$

- le taux de conversion définie par rapport à l'azote est $X_{N_2} = 22\%$

1- Calculer les débits molaires à la sortie :

$$F_{iS} = F_{iE} - \frac{V_i}{V_A} \cdot F_{AE} \cdot X_A$$

$$F_{AS} = F_{AE} - \frac{V_A}{V_A} \cdot F_{AE} \cdot X_A$$

$$F_{AS} = 111.607 - \left[\frac{(-1)}{(-1)} \right] \times (111.607) \times 0.22$$

$$F_{AS} = 111.607 \times 87.05 \text{ mol/s}$$

$$F_{BS} = F_{BE} - \frac{V_B}{V_A} \cdot F_{AE} \cdot X_A$$

$$F_{BS} = 261.16 \text{ kmol/s}$$

$$F_{CS} = 2 \times 111.607 \times 0.22$$

$$F_{CS} = 49.1 \text{ kmol/s}$$

2- la fraction molaire à l'entrée et à la sortie :

- A l'entrée :

$$X_i = \frac{F_i}{F_T}$$

$$F_{T_E} = \sum F_i = F_{A_E} + F_{B_E}$$

$$F_{T_E} = 111.607 + 334.821$$

$$F_{T_E} = 446.607 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Donc : } X_{A_E} = \frac{F_{A_E}}{F_{T_E}} = \frac{111.607}{446.607}$$

$$X_{A_E} = 0.25$$

$$X_{B_E} = \frac{F_{B_E}}{F_{T_E}} = \frac{334.821}{446.607}$$

$$X_{A_E} = 0.75$$

- A la sortie :

$$F_{T_S} = F_{A_S} + F_{B_S} + F_{C_S}$$

$$F_{T_S} = 397.31 \text{ kmol/s}$$

$$X_{A_S} = \frac{F_{A_S}}{F_{T_S}} = 0.219$$

$$X_{B_S} = \frac{F_{B_S}}{F_{T_S}} = 0.657$$

$$X_{CS} = \frac{F_{CS}}{F_{TS}} = 0.1235$$

3- Le débit massique total à l'entrée et à la sortie :

$$\dot{m}_{iE} = \dot{m}_{AE} + \dot{m}_{BE} = F_{AE}(M_{N_2}) + F_{BE}(M_{H_2}) = 111.607 \times (28) + 334.82 \times (2)$$

$$\dot{m}_{TE} = 3794.63 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{TS} = \sum \dot{m}_{iS} = \dot{m}_{AS} + \dot{m}_{BS} + \dot{m}_{CS} = F_{AS}(M_{N_2}) + F_{BS}(M_{H_2}) + F_{CS}(M_{NH_3})$$

$$\dot{m}_{TS} = 87.05 \times (28) + 261.16 \times (2) + 49.1 \times (17.031)$$

$$\Rightarrow \dot{m}_{TS} = 3793.8 \text{ kg/h}$$

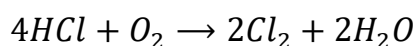
4- Fractions massiques à l'entrée :

$$w_i = \frac{\dot{m}_i}{\dot{m}_T} \Rightarrow \begin{cases} w_A = \frac{\dot{m}_{AE}}{\dot{m}_{TE}} = \frac{F_{AE}(M_{N_2})}{\dot{m}_{TE}} = 0.8239 \\ w_B = \frac{\dot{m}_{BE}}{\dot{m}_{TE}} = \frac{F_{BE}(M_{H_2})}{\dot{m}_{TE}} = 0.176 \end{cases}$$

5- La masse molaire du mélange à l'entrée :

$$\dot{M}_{iE} = \frac{\dot{m}_{TE}}{F_{TE}} = \frac{3794.63}{446.428} \Rightarrow \dot{M}_{iE} = 8.499 \text{ g/mol}$$

Exercice 08 :



- Calculer le débit molaire total à l'entrée du réacteur :

↳ On a un système ouvert :

→ Selon la loi des gaz parfait :

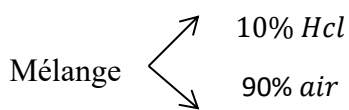
$$P \cdot Q_v = F \cdot R \cdot T$$

$$Q_v = 100 \frac{m^3}{h} = 100 \times 10^3 l/h$$

$$F = \frac{P \cdot Q_v}{R \cdot T} = \frac{1 \times 100 \times 10^3}{0.082 \times 273} \quad (\text{Condition normales})$$

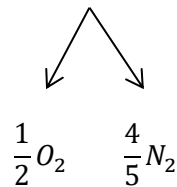
$$F = 4.467 \text{ kmol/h}$$

- Calculer les flux molaires par rapport à tous les constituants à l'entrée :



$$\times (Hcl) = 0.1$$

$$\times (air) = 0.9$$



$$F_{Hcl_E} = F_{tot_E} \times X_{Hcl_E} = 4.467 \times 0.1$$

$$F_{Hcl_E} = 0.4467 \text{ kmol/h}$$

$$F_{air_E} = F_{tot_E} \times X_{air_E} = 4.467 \times 0.9$$

$$F_{air_E} = 4.0203 \text{ kmol/h}$$

$$F_{O_2_E} = F_{air_E} \cdot X_{O_2} = 4.0203 \times 0.2 = 0.804 \text{ kmol/h}$$

$$F_{N_2_E} = F_{air_E} \cdot X_{N_2} = 4.0203 \times 0.8 = 3.216 \text{ kmol/h}$$

3- Déterminer le réactif limitant :

$$\varepsilon_{HCl} = (F_{HCl_S} - F_{HCl_E}) / V_{HCl}$$

$$\varepsilon_{HCl} = \frac{-0.4467}{-4} = 0.116$$

$$\varepsilon_{O_2} = (F_{O_2_S} - F_{O_2_E}) / V_{O_2}$$

$$\varepsilon_{O_2} = \frac{-0.804}{-1} = 0.804$$

$$\Rightarrow \varepsilon_{HCl} < \varepsilon_{O_2} \Rightarrow \text{le réactif limitant est le HCl}$$

4- Calculer l'avancement chimique de la réaction :

$$\varepsilon_{Cl_2} = (F_{Cl_{2S}} - F_{Cl_{2E}})/2 = \frac{0.014}{2}$$

$$\varepsilon_{Cl_2} = 0.007 \text{ mol/h}$$

5- Calculer les flux molaires et les fractions molaires par rapport les constitutions à la sortie du réacteur :

$$F_{AS} = F_{AE} \mp V_A \cdot \varepsilon$$

$$F_{AS} = 0.4467 \times \frac{10^3}{3600} - 4 \times (0.007)$$

$$F_{AS} = 0.096 \text{ mol/s}$$

$$F_{BS} = F_{BE} - V \cdot \varepsilon$$

$$F_{BS} = 0.804 \times \frac{10^3}{3600} - 1 \times (0.007)$$

$$F_{BS} = 0.216 \text{ mol/h}$$

$$F_{CS} = F_{CE} + V \cdot \varepsilon$$

$$F_{CS} = 0 + 2 \times (0.007)$$

$$F_{CS} = 0.014 \text{ mol/s}$$

$$F_{DS} = F_{DE} + V \cdot \varepsilon$$

$$F_{DS} = 0 + 2 \times (0.007)$$

$$F_{DS} = 0.014 \text{ mol/s}$$

$$\text{Gaz inerte} \Rightarrow F_{N_{2S}} = F_{N_{2E}} = 3.216 \text{ kmol/s}$$

$$= 0.893 \text{ mol/s}$$

$$F_{totS} = \sum F_{AS} + F_{BS} + F_{CS} + F_{DS} + F_{N_2S}$$

$$F_{totS} = 1.23 \text{ mol/s}$$

$$X_{AS} = \frac{F_{AS}}{F_{totS}} = 0.077$$

$$X_{BS} = \frac{F_{BS}}{F_{totS}} = 0.175$$

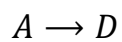
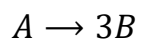
$$X_{CS} = \frac{F_{CS}}{F_{totS}} = 0.01$$

$$X_{DS} = 0.01$$

$$X_{N_2S} = 0.72$$

Exercice 09 :

→ On considère le système réactionnel :



On a :

$$F_{Ae} = 210 \text{ mol/min}$$

- 1- Déterminer les flux molaires par rapport aux deux constitutions A et B à la sortie :

$$F_{iS} = F_{iE} - \frac{\nabla_i}{\nabla_A} \times F_{AE} \cdot X_A$$

$$F_{AS} = F_{AE} - \frac{\nabla_A}{\nabla_A} \times F_{AE} \cdot X_A$$

$$= 210 - \frac{1}{1} \times 210 \times 0.6$$

$$F_{AS} = 84 \text{ mol/min}$$

$$F_{BS} = F_{BE} - \frac{\nabla_B}{\nabla_A} \times F_{BE} \cdot X_A$$

$$= \frac{-3}{-1} \times 210 \times 0.6$$

$$F_{BS} = 378 \text{ mol/min}$$

2- Calculer l'avancement chimique de chaque réaction :

$$\mathcal{E}_1 = \frac{F_{AS} - F_{AE}}{\nabla_A} = \frac{84 - 210}{-1}$$

$$\mathcal{E}_1 = 126$$

$$F_{DS} = F_{DE} \pm \nabla \mathcal{E}_2 \Rightarrow F_{DS} = 63 \text{ mol/min}$$

$$\mathcal{E}_2 = 63 \text{ mol/min}$$

3- La sélectivité en B par rapport au D :

$$S_{j/i} = \frac{|\nabla_i|}{|\nabla_j|} \cdot \frac{F_{jS} - F_{jE}}{F_{iS} - F_{iE}}$$

$$S_{B/D} = \frac{|\nabla_D|}{|\nabla_B|} \cdot \frac{F_{BS} - F_{BE}}{F_{DS} - F_{DE}} = \frac{1}{3} \times \frac{378 - 0}{0 - 63} = -2$$

III . Détermination des degrés de liberté sur les procédés unitaires

Ce chapitre doit veu permettre de :

1. Comprendre le fonctionnement des opérations unitaires les plus utilisées en ingénierie chimique.
2. Dessiner le schéma d'un procédé totalement renseigné.
3. Calculer le nombre de degré de liberté d'un problème afin de s'assurer que celui-ci a une unique solution, compte tenu des données disponibles.
4. Etablir les bilans matière du problème.

III.1 Fonctions de base des unités usuelles dans les procédés

Un procédé de transformation est un ensemble d'opérations unitaires se déroulant chacune dans un appareil spécifique. Les appareils le plus souvent rencontrés sont décrits brièvement ci-dessous.

III.1.1 Diviseur (splitter)

Un diviseur est un appareil qui permet de diviser un courant de matière en deux courants ou plus avec des débits différents. Le schéma représentatif d'un diviseur est donné figure (III.1). Les 3 courants F_1 , F_2 et F_3 ont la même composition car aucune opération n'a lieu entre l'entrée et la sortie.

On ne peut écrire qu'une seule équation indépendante de bilan de matière (composition identique des 3 courants).

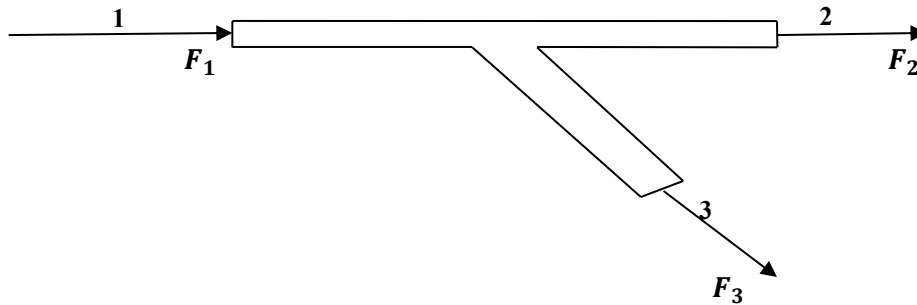


Figure III.1 : schéma d'un diviseur

III.1.2. Mélangeur (mixer/Blender)

Deux courants de matière ou plus arrivent dans l'appareil pour être mélangés et un seul courant en sort (courant mélange). Les courants peuvent être en phase gazeuse, liquide ou solide (figure III.2).

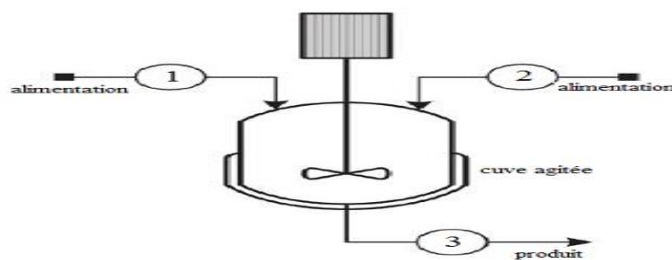


Figure III.2 : mélangeur

III.1.3 Sécheur

Le séchage est une opération de transfert de matière dans laquelle de l'humidité est éliminée par évaporation, d'une phase solide ou d'une phase liquide pour obtenir un

produit sec. Cette opération nécessite une source de chaleur pour la production d'un courant de vapeur pure. (Figure III.3).

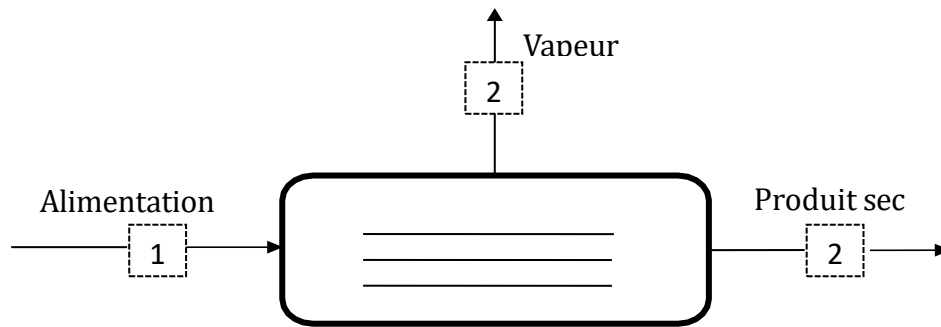


Figure III.3. Schéma d'un procédé de séchage

III.1.4. Filtres

La filtration est une technique utilisée soit pour éliminer des impuretés d'une solution organique, soit pour isoler un solide organique à l'aide d'un milieu filtrant qui laisse passer la phase fluide que l'on appelle filtrat, et retient le solide humide ainsi ce que l'on appelle un gâteau de filtration.

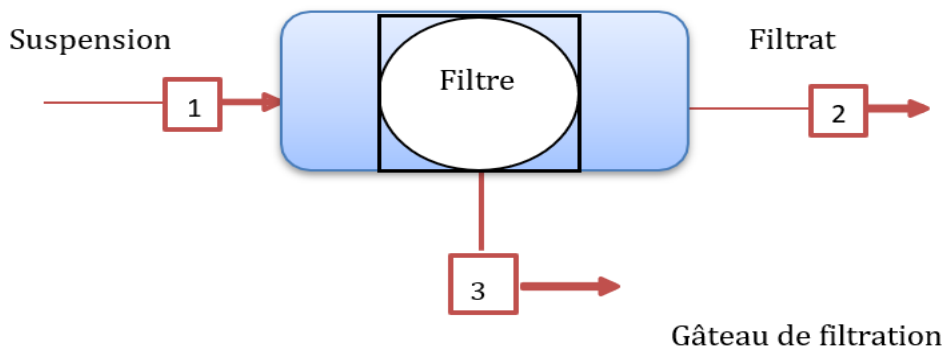


Figure III.4. Schéma d'un procédé de filtration

III.1.5 Colonne de distillation

La distillation est une technique de séparation basée sur les différences de volatilité entre les constituants d'un mélange liquide. Les constituants les plus volatils sont récupérés dans le distillat au sommet de la colonne, et les moins volatils au fond de la colonne dans le rebouilleur. Les plateaux servent à améliorer la séparation des composants. (Figure III.5).

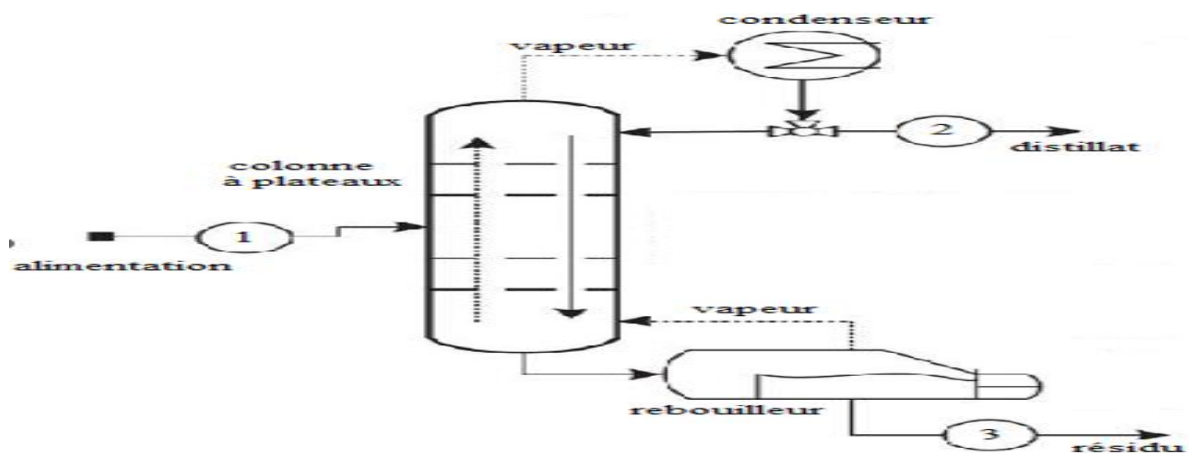


Figure III.5. Colonne de distillation

III.1.6 Évaporateur multiple effet

Un évaporateur permet de concentrer des solutions (généralement aqueuses). C'est un procédé présent dans de nombreux domaines tels que les industries chimique ou agroalimentaire. Elle consiste à retirer par ébullition de l'eau à la solution. Elle est également utilisée en dessalement. Sur la figure III.6, est montré un évaporateur triple effets.

Une solution de concentration initiale C_0 est introduite dans l'évaporateur. L'énergie cédée par la vapeur de chauffe (qui se condense) via un échangeur thermique dans le premier évaporateur permet de vaporiser une partie de l'eau contenue dans la solution et

ainsi de concentrer cette dernière. La solution concentrée C_1 est ensuite dirigée vers le second évaporateur, alors que les vapeurs issues de la première vaporisation sont récupérées et assurent le chauffage du second évaporateur (toujours en se condensant). Le chauffage du troisième évaporateur suit le même principe et permet ainsi de concentrer une troisième fois la solution en utilisant la vapeur issue du second évaporateur. Il s'agit d'un triple effet à co-courant. On peut citer deux autres types ; l'évaporateur triple effets à contre-courant et à alimentations parallèles.

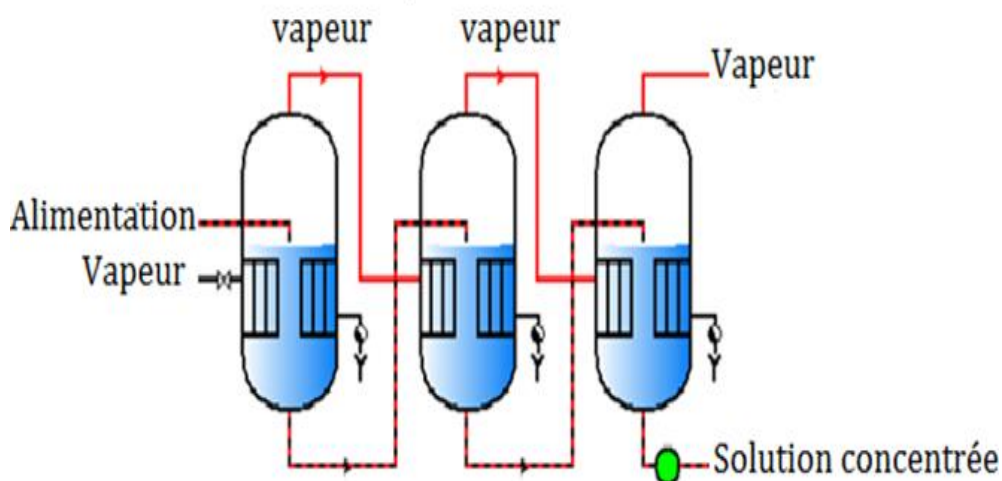


Figure III.6. Evaporateurs triple effet à Co-courant

III.1.7 Déshumidificateur

C'est un appareil qui permet de réduire le taux d'humidité de l'air ou d'un gaz. Le courant d'alimentation (air humide par exemple) en traversant l'appareil est mis en contact avec un échangeur pour le refroidir en dessous de sa température de rosée ; la vapeur est condensée. On obtient à la sortie un courant d'air sec et un condensat qui est l'eau liquide (figure III.7).

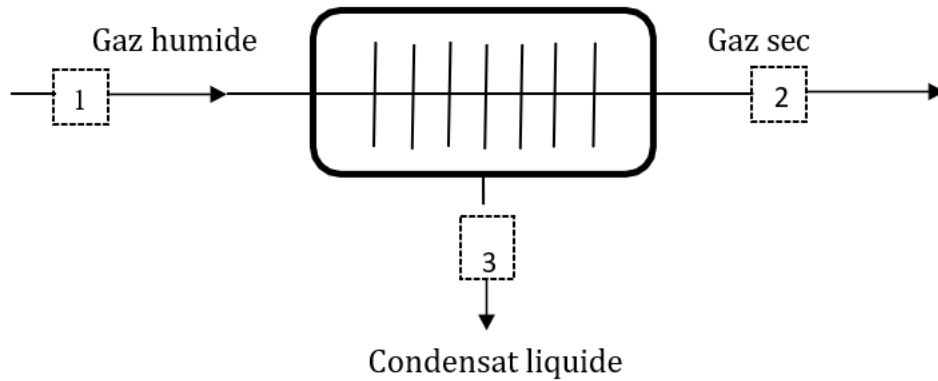


Figure III.7. Un procédé de Déshumidification avec un refroidissement interne.

III.1.8 Humidificateur

C'est un appareil qui permet d'humidifier un courant d'air ou un air d'intérieur. De l'eau est pulvérisée en très fines gouttelettes dans le courant d'air à l'intérieur de l'appareil. Ces gouttelettes passent à l'état vapeur en augmentant ainsi l'humidité de l'air. Le courant d'air sec ou de très faible humidité et le courant d'eau liquide à pulvériser constituent les deux courants d'alimentation de l'appareil. Le courant d'air humidifié constitue le courant de sortie (figure III.8).

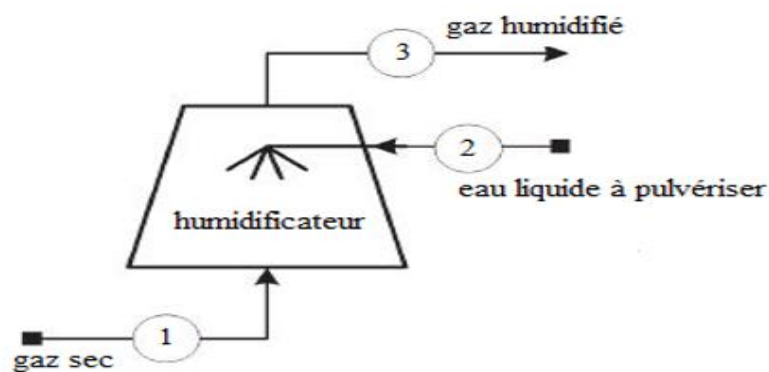


Figure III.8 : Humidificateur

III.1.9 Extracteur

L'extraction liquide-liquide est une opération qui permet la séparation d'un ou plusieurs constituants par l'utilisation d'un troisième liquide non miscible appelé solvant. Après l'opération, on obtient deux phases distinguées par la décantation :

L'extrait est le solvant enrichi en soluté.

Le raffinat, soit le mélange appauvri en soluté ;

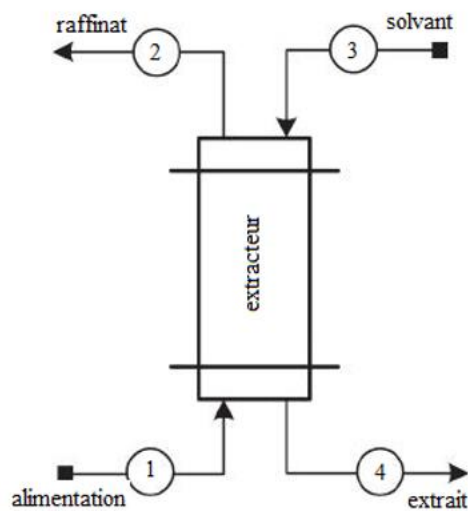


Figure III.9. Extracteur liquide- liquide

III.1.10.Colonne d'absorption

L'absorption est un processus physique consiste à mettre en contact un composant gazeux avec une phase liquide dans laquelle il est soluble.

Cette opération a pour rôle d'absorber un composant contenu dans un gaz d'alimentation. (figure III.10).

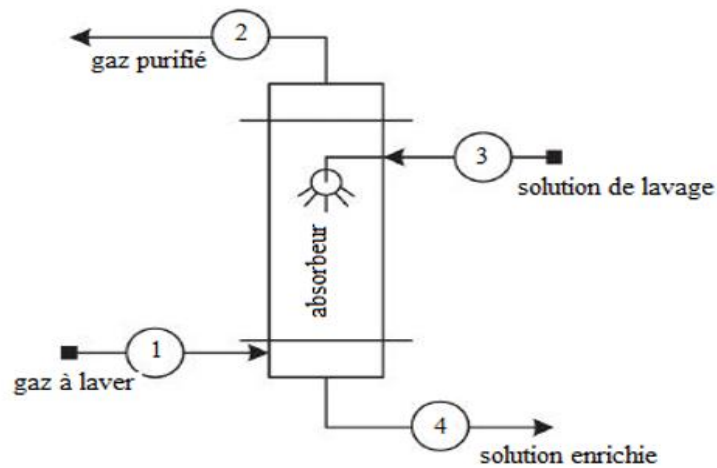


Figure III.10. Colonne d'absorption à contre-courant .

III.1.11 . Condenseur partiel et séparateur flash

Un condenseur partiel sert à condenser une partie d'un courant de vapeur. Le courant d'alimentation est une vapeur de plusieurs constituants condensables. Le courant de sortie est un mélange liquide-vapeur en équilibre. Le flux de sortie est un mélange liquide-vapeur en équilibre.

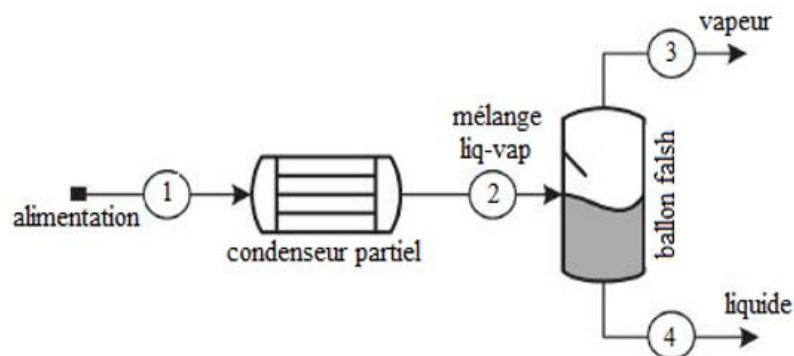


Figure III.11.condenseur partiel+ Séparateur flash

III.1.12 . Ballon flash ou séparateur flash

C'est un appareil qui permet de séparer une alimentation liquide en une phase vapeur qui sort en haut, et une phase liquide en bas. La séparation est réalisée en réduisant la pression à l'intérieur du ballon, ou bien en chauffant l'alimentation (figure III.12). Les deux phases sont en équilibre.

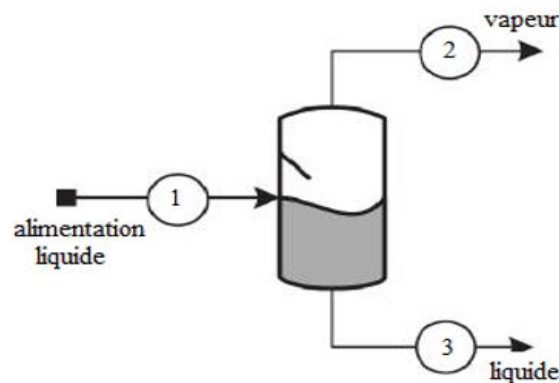


Figure III.12. Ballon séparateur.

III.1.13 . Cristalliseur

Les cristalliseurs sont utilisés dans les procédés pour réaliser une séparation solide-liquide. Le solide présent dans la solution d'alimentation sous forme dissoute, se cristallise à l'intérieur de l'appareil grâce à un changement de température. Les cristaux sont séparés du liquide par l'intermédiaire d'un filtre. L'opération de cristallisation permet d'obtenir des produits de très haute pureté avec une faible consommation d'énergie (figure III.13).

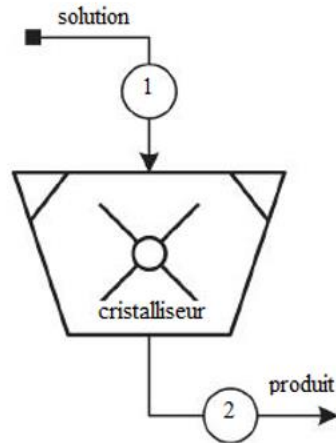


Figure III.13. Cristalliseur

III.1.14. Réacteurs

Les appareils dans lesquels sont conduites les réactions chimiques sont appelés réacteurs chimiques. Les réactifs constituent le courant d'alimentation. A la sortie, le courant est un mélange des produits formés et des réactifs qui n'ont pas réagi. Sur la figure III.14, on montre un réacteur avec un courant de recyclage mélangé au courant d'alimentation au niveau d'un nœud de mélange. Le courant de sortie peut être constitué de plusieurs phases.

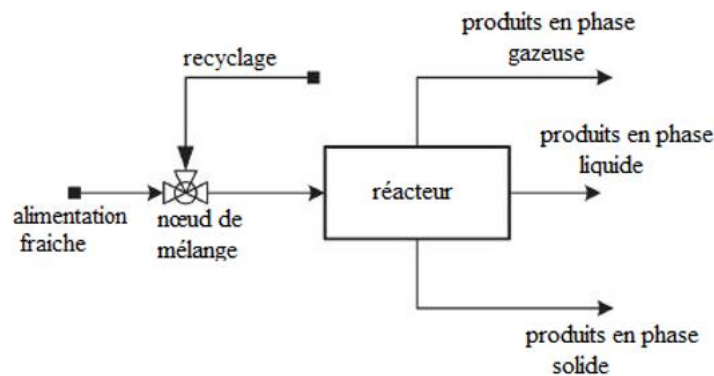


Figure III.14. Réacteur chimique.

Différents types de réacteurs sont utilisés dans l'industrie des procédés : le réacteur fermé (batch reactor), le réacteur en écoulement piston (plug flow reactor - PFR), le réacteur catalytique à lit

III.1.15. Echangeur de chaleur

Les échangeurs thermiques sont des appareils dans lesquels la chaleur est transmise d'un fluide à un autre à co-courant, à contre-courant ou à courant croisés.

- ✓ **À co-courant** (ou échangeur anti-méthodique) : les deux fluides circulent parallèlement et dans le même sens. La température de sortie du fluide froid dans un échangeur anti-méthodique est formellement moins élevée que la température de sortie du fluide chaud.
- ✓ **À contre-courant** (on parle aussi d'échangeur méthodique) : les deux fluides circulent parallèlement mais dans les sens opposés. Le coefficient d'échange est considérablement supérieur à celui d'un échangeur anti-méthodique et la température de sortie du fluide froid est susceptible d'être plus accrue que la température de sortie du fluide chaud ;
- ✓ **À courants croisés** : les deux fluides circulent dans des directions plus ou moins perpendiculaires.

Les échangeurs servent à refroidir un liquide chaud par un liquide froid. On peut utiliser des échangeurs monotubulaires, multitubulaires, à serpentins, à plaque, etc.

Ils servent aussi à réchauffer (ou à vaporiser) un liquide pur, une solution ou une suspension pour effectuer une réaction ou une opération de séparation. Dans ces cas, la double enveloppe d'un réacteur ou le serpentín d'un bouilleur sont considérés comme

échangeurs thermique.

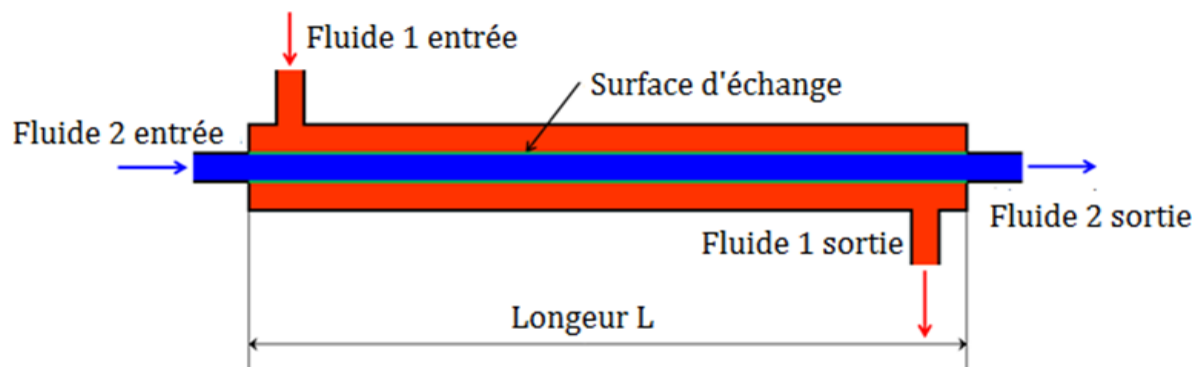


Figure III.15. Schéma d'un échangeur à Co-courants

III.2 Analyse d'un procédé

III.2.1 Diagramme (schéma) de circulation d'un procédé – PFD

La première démarche à réaliser, avant d'entreprendre l'analyse d'un procédé, consiste à schématiser l'ensemble des opérations mises en jeu, en représentant l'agencement des différents appareils sièges de ces opérations, ainsi que tous les courants de matières traversant le procédé. Il s'agit du diagramme de circulation du procédé.

On note ensuite sur le schéma toutes les données comme par exemple (compositions, taux de conversion, rapports de débits...) ainsi que les flux connus ou les capacités de production.

Enfin toutes les inconnues pour lesquelles on doit écrire un nombre équivalent d'équations indépendantes, linéaires ou non linéaires dont la résolution conduira à la solution du problème.

III.2.2 Analyses des degrés de liberté de procédés – DFA

Pour manipuler toutes ces équations (citées ci-dessus), on introduit la notion de nombre de degrés de liberté que l'on définit, dans le cas le plus général, par :

$$\begin{aligned} NDF = & \text{le nombre de variables inconnues} + \text{le nombre de réactions chimiques indépendantes} \\ & - \text{le nombre d'équations de bilan de matière indépendantes} \\ & - \text{le nombre de relations supplémentaires utiles} \end{aligned}$$

La première étape, avant de calculer ce nombre, est de tracer les frontières qui identifient les différents systèmes pour lesquels on écrit les équations de bilan. On doit d'abord commencer par tracer les frontières autour de chaque unité, ensuite autour des nœuds et enfin autour de l'ensemble du procédé. La seconde étape est de vérifier quel est le nombre d'équations de bilan que l'on peut

écrire pour chaque système tracé ; en sachant qu'on peut écrire autant d'équations que de composants traversant le système.

Selon la valeur du NDF, Trois situations peuvent se présenter :

1- $NDF = 0$, le problème admet une solution unique (on parle de système complètement spécifié) ;

2- $NDF > 0$, le problème admet une infinité de solutions (on parle de système sous-spécifié) ;

3- $NDF < 0$, le problème n'admet pas de solutions (on parle de système surspécifié).

III.2.3 Systèmes d'équations indépendantes

On parle de système d'équations indépendantes lorsqu'on ne peut pas obtenir l'une quelconque des équations par combinaison linéaires des autres (par addition ou soustraction par exemple).

Exemple de système d'équations indépendantes : $A + 2B + C = 50$

$$2A + B - C = 100$$

$$A + B + 2C = 300$$

Aucune des trois équations ne peut être obtenue en combinant les autres.

Exemple de système d'équations dépendantes : $A + 2B + C = 50$ (1)

$$B + 2C = 50 \quad (2)$$

$$2A + 4C = 100 \quad (3)$$

Les équations (2) et (3) ne sont pas indépendantes. En multipliant par un facteur 2 la deuxième équation, on obtient la troisième.

III.2.4. Analyse d'un procédé constitué plusieurs unités

Un procédé constitué de plusieurs unités est un procédé comportant plus d'une unité par exemple un procédé qui se compose d'un mélangeur, distillateur, réacteur et un diviseur ; donc pour calculer les bilans de matière on doit isoler et écrire les bilans sur plusieurs sous-systèmes du procédé pour déterminer toutes les variables du procédé.

Pour chaque système, il est nécessaire de :

- a. Réaliser une analyse des degrés de liberté.
- b. écrire des bilans matière (bilan global et sur chaque composant).
- c. Commencer par résoudre le système d'équations pour le système dont le nombre DDL = 0.

Exercices

Exercice 01 :

Un courant d'alimentation composé d'éthanol et de méthanol, alimenté à raison de 1000 kg/h doit être séparé sur une colonne de distillation. L'alimentation contient 40 % d'éthanol et le distillat 90% de méthanol. Le débit de pied est de 400 kg/h.

Etablir le schéma de circulation (PFD) et réaliser une analyse de degré de liberté.

Exercice 02 :

Un courant gazeux composé de 40% d'oxygène ,40% d'hydrogène et 20% d'eau, doit être séché par refroidissement et condensation de l'eau. Si le débit molaire de gaz à traiter est de 1000 mol/h.

- 1.Etablir le schéma de circulation (PFD) et faire l'analyse du nombre de degrés de liberté (DDL).
- 2.Quel doit être le taux de condensation de l'eau et quelle est la composition du gaz sec.

Exercice 03 :

Un absorbeur est utilisé pour éliminer de l'acétone d'un courant d'azote gazeux.

Le débit d'alimentation est de 200 kg/h et la fraction massique d'acétone est de 0.213. Le liquide d'absorption est l'eau, qui entre à un débit de 1000 kg/h.

En sortie, le courant gazeux contient encore 0.8 %p d'acétone et 2.9 %p de vapeur d'eau.

- 1- Etablir le schéma de circulation (PFD) avec spécification des courants.
- 2- Réaliser une analyse des degrés de liberté (DDL) et Calculer les inconnues.

Exercice 04 :

Un mélange contenant 30 % mol de toluène (T). 30 % mol de xylène (X) et le complément de benzène (B) est alimenté dans une colonne de distillation avec un débit 100 Kmol/h. Le produit qui sort en pied contient 97 % mol de xylène et pas de benzène et 93 % du xylène de l'alimentation est récupéré dans ce courant.

Le produit de tête est alimenté dans une deuxième colonne. Le produit de tête de la deuxième colonne contient 5 % mol du toluène et pas de xylène et 96 % du benzène qui entre dans l'alimentation originale est récupéré dans ce courant.

1. Dessiner et renseigner le schéma de circulation du procédé ;
2. Faire l'analyse de degré de liberté ;
3. Calculer les inconnues.

Exercice 05 :

Une colonne de distillation est conçue pour éliminer les deux tiers du diméthylformamide (DMF) qu'il reçoit en alimentation. On doit toutes fois réduire la teneur en diméthylformamide de l'alimentation brute de 55%_{mol} à 10%_{mol} (le reste étant de l'azote). Pour ce faire, on utilise une boucle de recirculation.

1. Dessiner et renseigner le schéma de circulation du procédé ;
2. Faire l'analyse de degré de liberté ;
3. Calculer les débits de tous les courants pour une alimentation de 100mol/h.

Exercice 06 :

Une colonne de distillation est conçue pour éliminer de l'hexane et du pentane avec un taux de reflux de 0,69 (Taux de reflux = L/D). Si l'alimentation contient 50% d'hexane, le distillat contient 5% et le courant de pied contient 96% (en poids) ;

1. Dessiner et renseigner le schéma de circulation du procédé ;
2. Faire l'analyse de degré de liberté ;
3. Déterminer les débits de distillat et de tête pour une alimentations de 100kg/h

Exercice 07 :

De l'air contient 3% d'acétone et 2% d'eau est alimenté dans une colonne d'absorption. Le débit massique de l'air est de 1000 kg/h. l'absorbant utilisé pour capter l'acétone de l'air est de l'eau pure. En sortie de l'absorbeur, l'air contient 0,5 % d'eau. Le pied de l'absorbeur contient 19 % d'acétone et le reste étant de l'eau. Ce courant est envoyé vers une colonne de distillation pour séparer l'acétone de l'eau. Le pied de la colonne de distillation contient 4% d'acétone, le reste

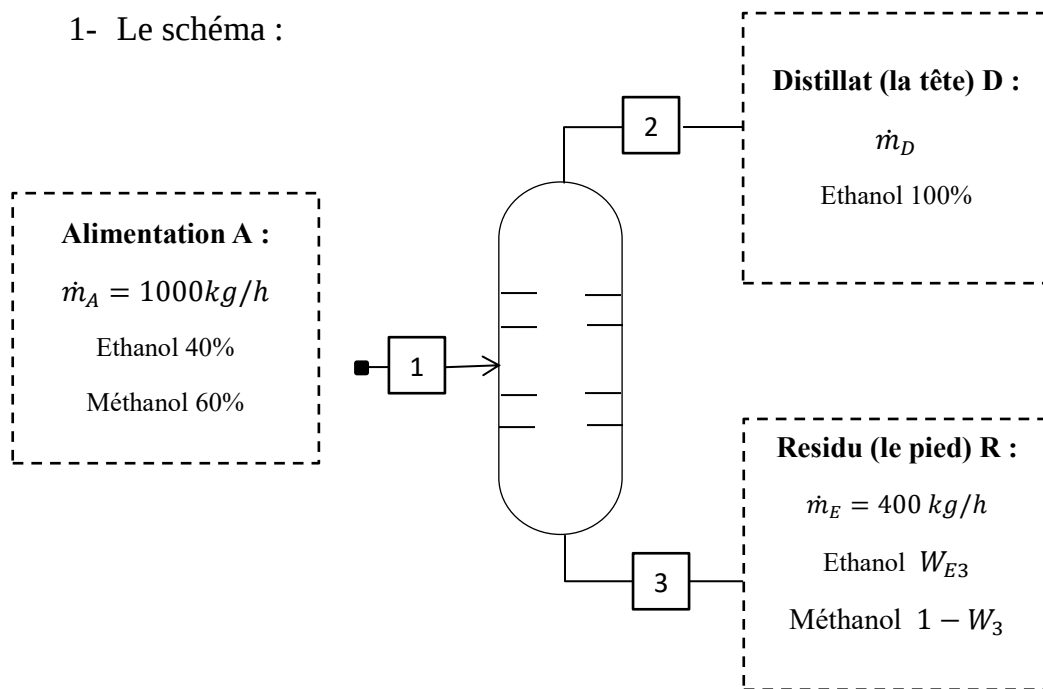
étant de l'eau. la vapeur en tête de la colonne est condensée. Le condensat contient 99 % d'acétone, le reste étant de l'eau.

1. Dessiner et renseigner le schéma de circulation du procédé ;
2. Faire l'analyse de degré de liberté ;
3. Calculer les inconnues.

Solutions

Exercice 01 :

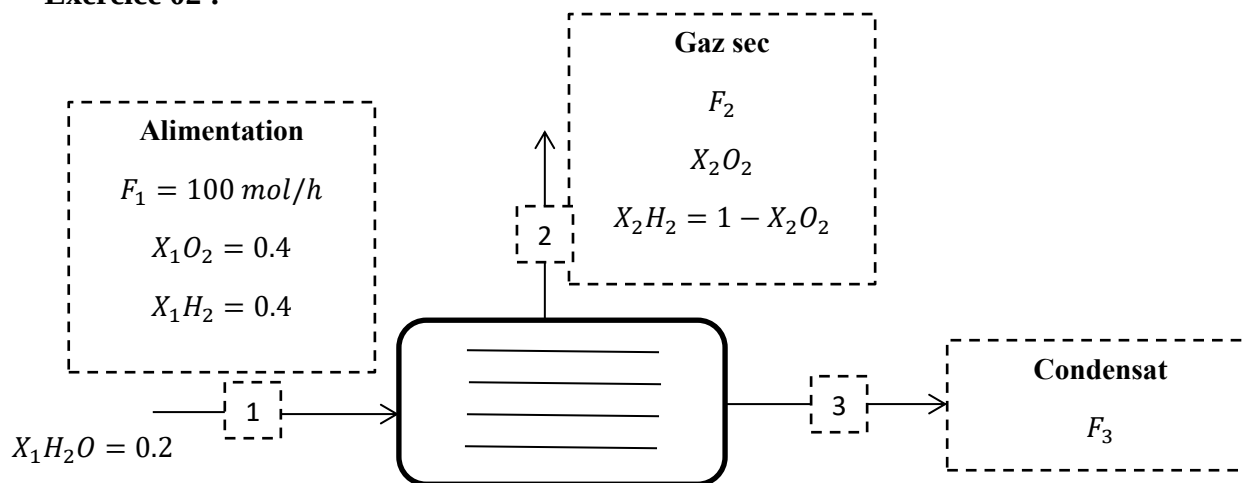
1- Le schéma :



Analyse le nombre de degrés de liberté

DDL	N°	Justification
Nombre de variables	2	$\dot{m}_D, W_{E3}$
Nombre de réaction chimique	0	Pas de réaction chimique
nombre d'équations indépendantes	2	Bilan global + Bilan partiel de l'éthanol
Nombre de relation supplémentaires	0	Aucune relation supplémentaire
DDL	0	DDL = 2 - 2 - 0 = 0

Exercice 02 :



Analyse le nombre de degré de liberté

DDL	N°	Justification
Nombre de variables inconnues	3	F_2, F_3, X_2O_2
nombre d'équations indépendantes	3	Bilan global + Bilan partiel de l'eau + Bilan partiel de l'oxygène
Nombre de relation supplémentaires	0	Aucune relation supplémentaire
DDL	0	DDL = 3 - 3 = 0

Bilan global : $F_1 = F_2 + F_3$

Bilan partiel de l'eau :

$X_1H_2O \times F_1 = F_3$ Alors $F_3 = 20 \text{ mol/h}$

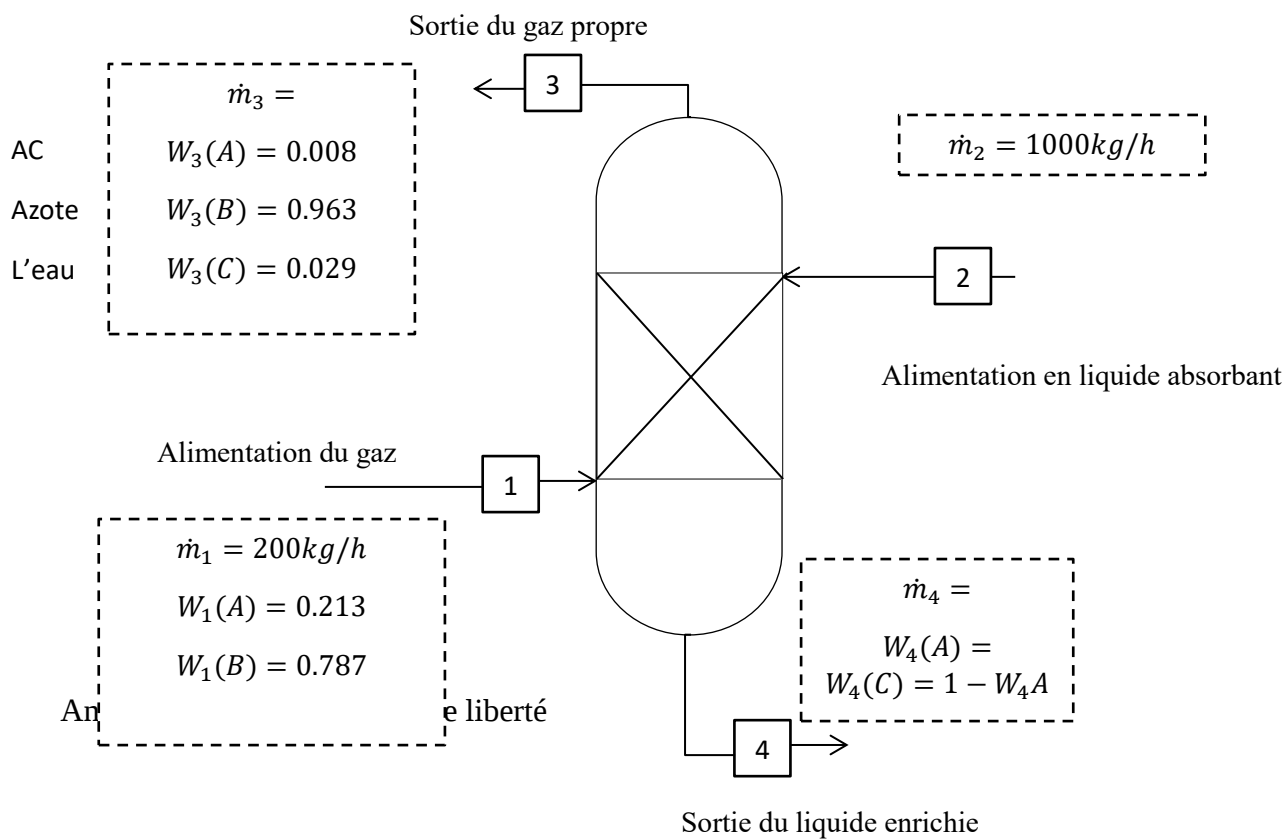
Donc $F_2 = F_1 - F_3 = 80 \text{ mol/h}$

Bilan partiel de l'oxygène :

$$X_1O_2 \times F_1 = X_2O_2 \times F_2$$

$$X_2O_2 = 0.5$$

Exercice 03 :



DDL	N°	justification
Nombre de variables	3	$\dot{m}_3, \dot{m}_4, W_4(A)$
Nombre de réaction chimique	0	Pas de réaction chimique
nombre d'équations indépendantes	3	Bilan global + Bilan partiel de l'eau + Bilan partiel Acétone ou Azote
Nombre de relation supplémentaires	0	Aucune relation supplémentaire
DDL	0	DDL = 3 - 3 = 0

Bilan de l'Azote : $\dot{m}_1 \times W_1(B) = \dot{m}_3 \times W_3(B)$ Alors $\dot{m}_3 = 163.44 \frac{kg}{h}$

$$\Rightarrow \dot{m}_3 = \frac{200 \times 0.787}{0.963}$$

Bilan global : $\dot{m}_1 + \dot{m}_2 = \dot{m}_3 + \dot{m}_4$ donc $\dot{m}_4 = 1038.43 \text{ kg/h}$

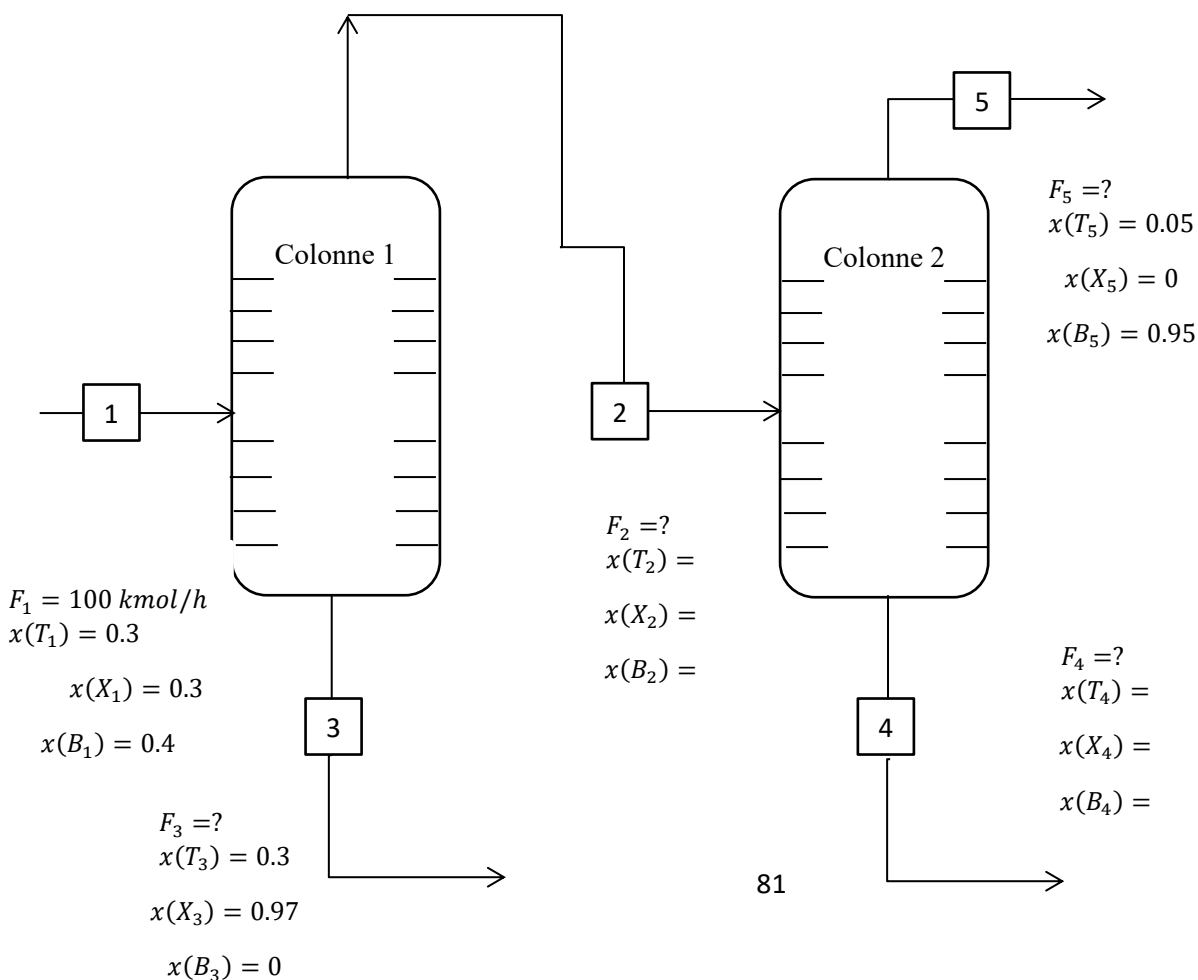
Bilan de l'Acétone (A) :

$\dot{m}_1 \times W_1(A) = \dot{m}_3 \times W_3(A) + \dot{m}_4 \times W_4(A)$ alors $W_4(A) = 0.0342$

$$\Rightarrow W_4(C) = 0.96$$

Exercice 04 :

Analyse d'un procédé constitué plusieurs unités



Analyse le nombre de degré de liberté.

	Colonne (D-1)	Colonne (D-2)	Précédé
Nombre de variables inconnues	4 $F_3, F_2, x(T_2), x(X_2)$	7 $F_2, F_4, F_5, x(T_4), x(X_4)$ $x(T_2), x(X_2)$	5 $F_3, F_4, F_5, x(T_4), x(X_4)$
Nombre de réaction chimique	0	0	0
nombre d'équations indépendantes	Bilan partiel de T et X et global B	3 2 Bilan partiel	3
Nombre de relation supplémentaires	1	0	2
DDL	0	4	0

Pour résoudre ce problème, on commence par le système ayant le nombre de degré de liberté plus bas, Dans ce cas on a la première colonne et le procédé global

- 93% du xylène alimenté est récupéré dans le courant de pied de la première colonne :

$$0.93 \times F_1 \times x(X_1) = x(X_3) \times F_3 \text{ alors } F_3 = 28.76 \text{ kmol/h}$$

- 96% du benzène alimenté est récupéré dans le courant de tête de la seconde colonne :

$$0.96 \times F_1 \times x(B_1) = x(B_5) \times F_5 \text{ alors } F_5 = 40.42 \text{ kmol/h}$$

Système procédé global :

Bilan global :

$$F_1 = F_3 + F_4 + F_5 \Rightarrow F_4 = 30.82 \text{ kmol/h}$$

Bilan partiel du benzène : Bilan tout le procédé

$$F_1 \times x(B_1) = F_4 \times x(B_4) + F_5 \times x(B_5) \text{ donc } x(B_4) = 0.051$$

Bilan partiel du xylène : tout le procédé

$$F_1 \times x(X_1) = F_4 \times x(X_4) + F_3 \times x(X_3) \text{ donc } x(X_4) = 0.07$$
$$\text{alors } x(T_4) = 0.879$$

Système première colonne :

Bilan global :

$$F_1 = F_2 + F_3 \quad d'ou \quad F_2 = 71.24 \text{ kmol/h}$$

Bilan du toluène :

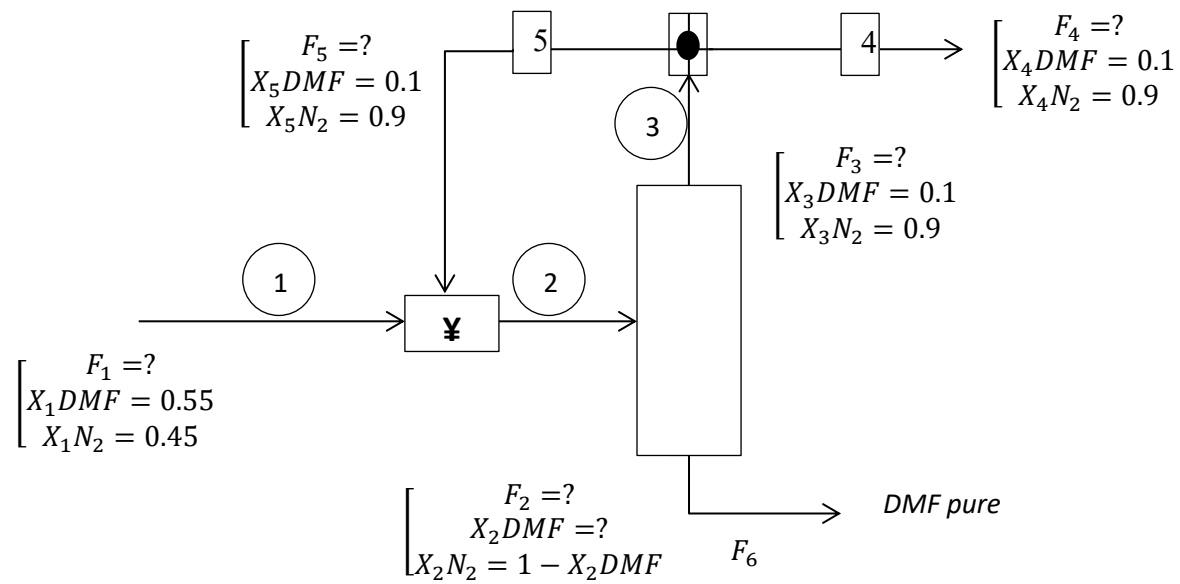
$$F_1 \times x(T_1) = F_2 \times x(T_2) + F_3 \times x(T_3) \text{ donc } x(T_2) = 0.409$$

Bilan du xylène :

$$F_1 \times x(X_1) = F_2 \times x(X_2) + F_3 \times x(X_3) \text{ donc } x(X_2) = 0.03$$
$$\text{alors } x(B_2) = 0.561$$

Exercice 05 :

1- Le schéma :



2-DDL

	Mélangeur	Colonne de distillateur	Diviseur	Procédé
Nombre de Variable inconnues	4 F_1, F_2, F_5, X_2DMF	4 F_2, X_2DMF, F_6, F_3	3 F_3, F_4, F_5	3 F_1, F_6, F_4
Nombre de Réaction chimique	0	0	0	0
Nombre de Relation supplémentaire	0	1	0	0
Nombre d'équation indépendante	2	2	2	2
DDL	2	1	1	1

- 1- Les débits de tous les courants on doit commencer par traiter le système dont le nombre de degré plus petit ; dans l'exercice.

- Pour résoudre le problème il faut donner une valeur où bien trouver une relation où une information supplément
- On prend le point de départ $F_1 = 100 \text{ mol/h} \Rightarrow$ dans le procédé DDL=0

Bilan global de procédé

$$F_1 = F_4 + F_6 \Rightarrow F_6 = F_1 - F_4$$

Bilan partiel sur DMF

$$F_1 \cdot X_1 \text{DMF} = F_4 \cdot X_4 \text{DMF} + F_6 \cdot X_6 \text{DMF} \Rightarrow F_1 \cdot X_1 \text{DMF} = F_4 \cdot X_4 \text{DMF} + (F_1 - F_4) \cdot X_6 \text{DMF}$$

$$F_1(0.55 - 1) = F_4(0.1 - 1) \Rightarrow F_4 = 50 \text{ mol/h} \Rightarrow F_6 = 100 - 50 = 50 \text{ mol/h}$$

Sur la colonne

Bilan global

$$F_2 = F_3 + F_6 \dots \dots (1)$$

Bilan partiel sur DMF

$$F_2 \cdot X_2 \text{DMF} = F_3 \cdot X_3 \text{DMF} + F_6 \cdot X_6 \text{DMF} \dots \dots (2)$$

$$\frac{2}{3} \cdot F_2 \cdot X_2 \text{DMF} = F_6 \Rightarrow F_6 = \frac{2}{3} \cdot F_2 \cdot X_2 \text{DMF} \Rightarrow 50 = \frac{2}{3} \cdot F_2 \cdot X_2 \text{DMF} \Rightarrow$$

$$75 = F_2 \cdot X_2 \text{DMF}$$

$$(2) \Rightarrow 75 = F_3 \times 0.1 + 50 \times 1 \Rightarrow F_3 = 250 \text{ mol/h}$$

$$(1) \Rightarrow F_2 = 250 + 50 = 300 \text{ mol/h}$$

Sur le diviseur

Bilan global

$$F_3 = F_5 + F_4 \Rightarrow F_5 = 200 \text{ mol/h}$$

Bilan partiel su MDF

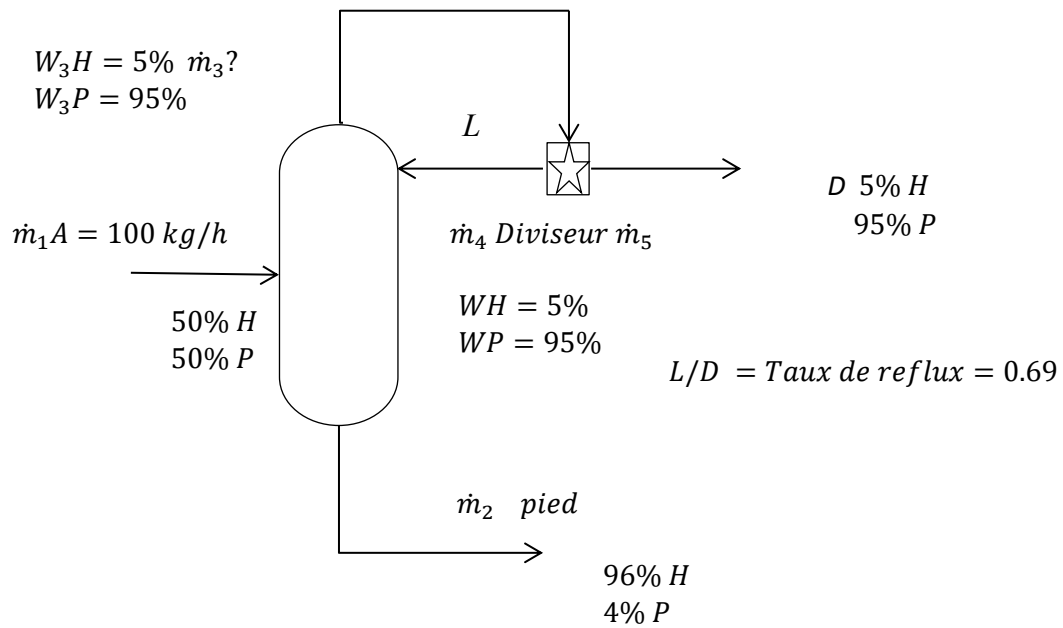
$$F_2 \cdot X_{2DMF} = F_1 \cdot X_{1DMF} + F_5 \cdot X_{5DMF} \Rightarrow X_{2DMF} = \frac{100 \times 0.55 + 200 \times 0.1}{300} \Rightarrow$$

$$X_{2DMF} = 0.25$$

$$X_{2N_2} = 0.75$$

Exercice 06 :

1- Le schéma :



2-DDL

	Colonne de distillateur	Diviseur	Procédé
Nombre de Variable inconnues	3 $\dot{m}_2, \dot{m}_3, \dot{m}_4$	3 $\dot{m}_3, \dot{m}_4, \dot{m}_5$	2 $\dot{m}_2, \dot{m}_5$
Nombre de Réaction chimique	0	0	0
Nombre de Relation supplémentaire	0	1	0
Nombre d'équation indépendante	2	2	2
DDL	1	0	0

Taux de reflux : c'est le rapport entre la quantité de reflux envoyé dans la colonne et la quantité de distillat extrait.

Bilan global :

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_5 + \dot{m}_2 \Rightarrow \dot{m}_5 = \dot{m}_1 - \dot{m}_2$$

Bilan partiel sur l'

$$0.5 \times \dot{m}_1 = 0.05 \times \dot{m}_5 + 0.96 \times \dot{m}_2$$

$$0.5 \times \dot{m}_1 = 0.05 \times (\dot{m}_1 - \dot{m}_2) + 0.96 \times \dot{m}_2 \Rightarrow \dot{m}_1(0.5 - 0.05) = \dot{m}_2(0.96 - 0.05)$$

$$\Rightarrow \dot{m}_2 = 49.45 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_1 - \dot{m}_2 \Rightarrow \dot{m}_5 = 100 - 49.45 \Rightarrow \dot{m}_5 = 50.5 \text{ kg/h}$$

Diviseur :

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_4 + \dot{m}_5 \text{ , } \quad \dot{m}_3 = L + D \text{ , } \quad \frac{L}{D} = 0.69$$

$$\Rightarrow L = 0.69 \times D = 0.69 \times 50.5 = 34.84 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_3 = 34.84 + 50.5 = 85.35 \text{ kg/h}$$

IV. Schéma avec recyclage et purge

IV.1. Schéma avec recyclage

On effectue le recyclage dans les installations comportant un réacteur pour récupérer et réutiliser les réactifs non utilisés. Le courant sortant du réacteur est partagé par un diviseur en deux courants l'un des deux est recyclé et l'autre récupéré comme produit.

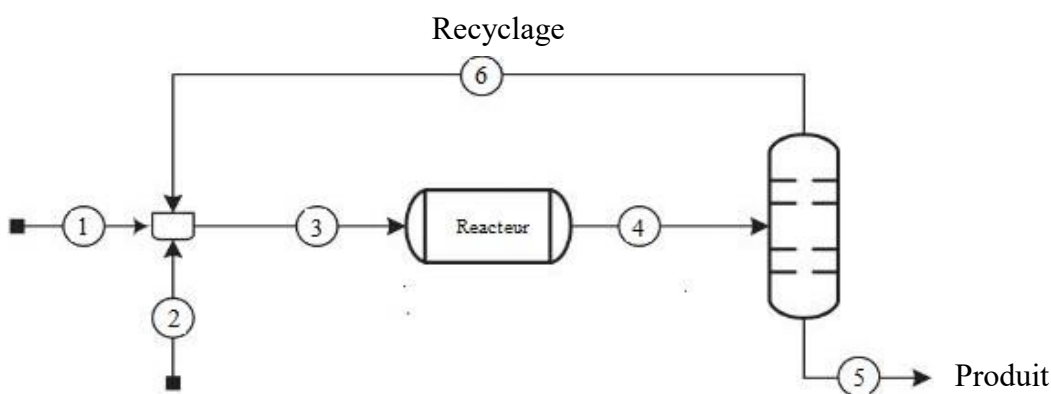


Figure IV.16 : Schéma d'un procédé avec recyclage.

IV.2. Schéma avec recyclage et purge

Lorsque l'alimentation d'un réacteur comporte un constituant inerte ou une impureté qui ne réagit pas (gaz inerte) et qu'il n'est pas possible d'éliminer au niveau des séparations situées en aval mais avant le recyclage, il devient nécessaire de placer une purge (un diviseur) sur la boucle de recyclage afin de limiter l'accumulation dans le circuit et éliminer une impureté qui poserait un problème dans la suite du procédé.

On doit purger pour :

Empêcher l'accumulation d'un produit dans l'installation.

Éliminer une impureté qui poserait un problème dans la suite du procédé.

Lorsque l'alimentation contient un constituant qui ne réagit pas (impureté ou inerte), et que les opérations de séparation ne permettent pas d'éliminer, il est nécessaire de placer une purge ; en régime permanent, la purge doit évacuer une quantité de ce constituant .

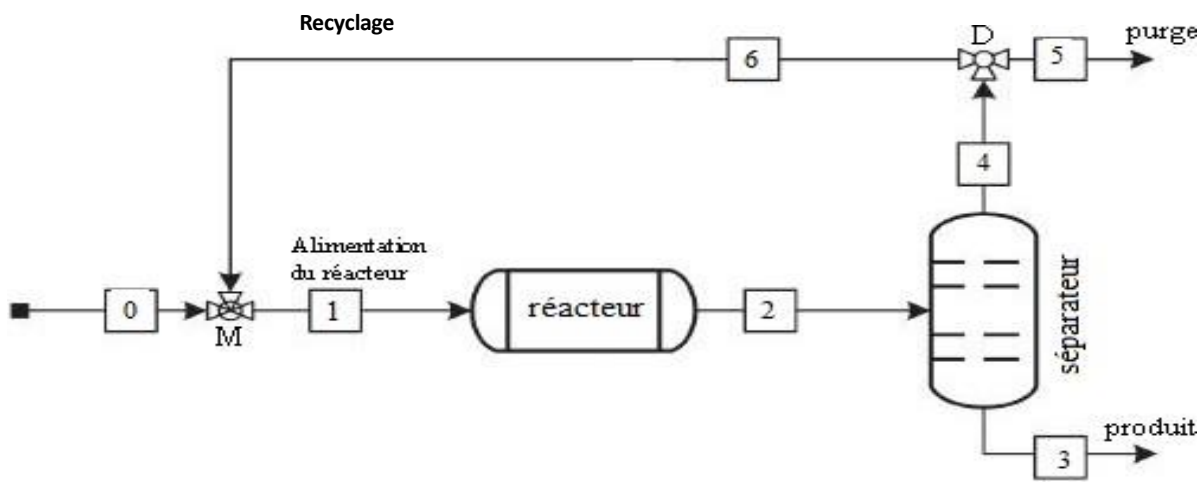


Figure IV.17 : Schéma d'un procédé avec recyclage et purge.

IV.3. Analyse des degrés de liberté d'un procédé multi-opérations avec réaction chimique

Par les notions précédentes, nous avons acquis les méthodes à déterminer le nombre de degrés de liberté d'un procédé multi-opérations, et ont certifié de savoir si le problème admet une solution unique ou pas. La procédure est la même pour les procédés avec réaction chimique. Les étapes à suivre sont énumérées ci-dessous :

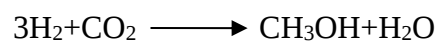
1. Trouver le nombre d'inconnues ;
2. Ajouter le nombre de réactions mises en œuvre dans le procédé ;
3. Soustraire le nombre d'équations indépendantes de bilan de matière ;

4. Soustraire le nombre de relations supplémentaires établies à partir des informations dont on dispose concernant le procédé.

Exercices

Exercice 01 :

Le méthanol CH_3OH est obtenu par la réaction de dioxyde de carbone CO_2 avec H_2 .



On réalise cette réaction dans un réacteur ouvert ; l'alimentation fraîche F_1 du procédé contient de H_2 , CO_2 et 0.4%_{mol} de gaz inerte. Le courant sortant du réacteur F_3 est envoyé sur une colonne de séparation qui procède deux courants de sortie (F_5 , F_4). Le courant F_4 contenant du méthanol formé et de l'eau formée. Le deuxième F_5 contenant de CO_2 , H_2 , I, H_2 , CO_2 non convertie sont recyclés.

Pour éviter l'accumulation des gaz inerte F_7 est soutiré à partir du recyclage.

L'alimentation du courant du réacteur F_2 contient 42% H_2 , 56% CO_2 et 2% I (pourcentage molaire)

- 1- Faire un schéma et porter les caractéristiques de chaque courant.
- 2- Sachant que 60% de H_2 entrant dans le réacteur et converti en CH_3OH
 - a) Calculer les flux molaires à l'entrée du réacteur H_2 , CO_2 , I.
 - b) Calculer les flux molaires à la sortie du réacteur par rapport à tous les constituants
 - c) Calculer les flux molaires du courant de recyclage F_7 et de purge F_6
 - d) On déduit les flux molaires et les fractions molaires de l'alimentation.

Exercice 02 :

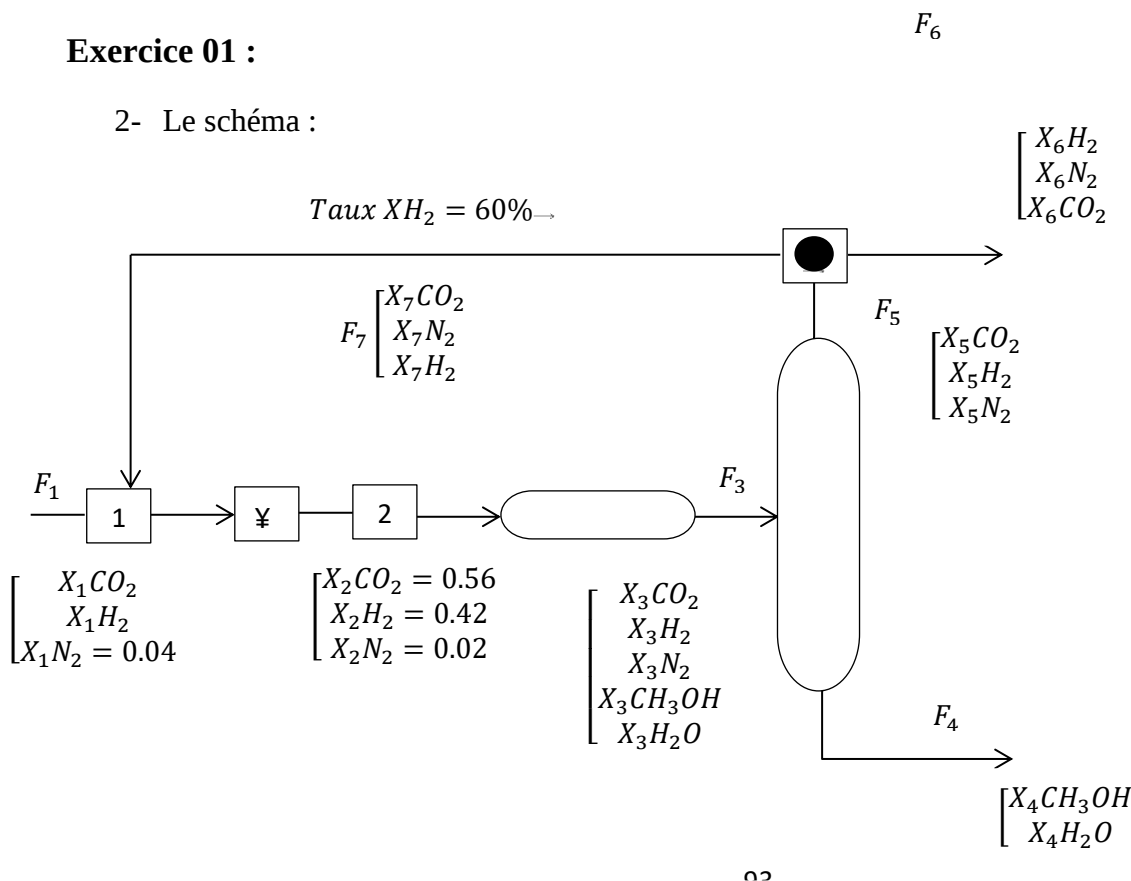
Le courant d'azote contient de l'argon (Ar) comme impureté à raison de 0,2%. Si on effectue un simple recyclage, la concentration de l'argon va croître progressivement jusqu'à stopper la réaction. Pour éviter ceci, une partie du courant de recyclage est purgée afin de maintenir la teneur en argon dans le courant de recyclage à 7%.

- 1- Quelle est la quantité d'azote nécessaire pour produire 100 t d'ammoniac par jour ?
- 2- Quel est le débit du courant recyclé ?
- 3- Quel est le courant de purge ?

Solutions

Exercice 01 :

- 2- Le schéma :



DDL= Nombre de Variable inconnues + Nombre de Réaction chimique – Nombre d'équation indépendante – Nombre de Relation supplémentaire

	Mélangeur	Réacteur	Distillateur	Diviseur	Procédé
Nombre de Variable inconnues	6 F_1, F_2, F_7 X_1CO_2 $X_7CO_2,$ X_7N_2	6 F_2, F_3, X_3CO_2 $, X_3H_2,$ X_3N_2, X_3H_2O	10 $F_3 + X_3CO_2,$ $X_3H_2, X_3N_2,$ X_3CH_3OH $F_4 + X_4CH_3OH$ $F_5 + X_5CO_2$ X_5N_2	5 X_5CO_2 X_5N_2 F_5, F_6, F_7	7 F_1, X_1CO_2 F_4, X_4CH_3OH F_6, X_6N_2 X_6H_2
Nombre de Réaction chimique	0	1	0	0	1
Nombre de Relation supplémentaire	0	1	0	0	0
Nombre d'équation indépendante	3	5	5	3	5
DDL	3	1	5	2	3

1- Calculer les flux molaires du réacteur H_2, CO_2, N_2 .

On doit commencer par traiter le système dont le nombre de degré plus petit dans l'exercice il s'agit du réacteur NDF=1 pour résoudre le problème il faut donner une valeur où bien trouver une information supplémentaire.

On prend le point de départ F_2 l'alimentation du réacteur =100 mol/h

$$F_2 = 100 \text{ mol/h} \Rightarrow DDL = 0$$

a) Flux molaire a l'entré $X_i = \frac{F_i}{F_T} \Rightarrow$

$$X_2CO_{2E} = \frac{FCO_{2E}}{F_2}$$

$$FCO_{2E} = X_2CO_{2E} \cdot F_2 = 0.56 \times 100 = 56 \text{ mol/h}$$

$$FH_{2E} = X_2H_{2E} \cdot F_2 = 0.42 \times 100 = 42 \text{ mol/h}$$

$$FN_{2E} = X_2N_{2E} \cdot F_2 = 0.02 \times 100 = 2 \text{ mol/h}$$

b) Flux molaire a la sortie du réacteur

$$FCO_{2S} = FCO_{2E} - \varepsilon_1 \Rightarrow FCO_{2S} = 56 - \varepsilon_1 \dots (1)$$

$$FH_{2S} = FH_{2E} - 3\varepsilon_1 \Rightarrow FH_{2S} = 42 - 3\varepsilon_1 \dots (2)$$

$$FN_{2S} = FN_{2E} = 2 \text{ mol/h} \dots (3)$$

$$FCH_3OH_S = FCH_3OH_E + \varepsilon_1 \dots (4)$$

$$FH_2O_S = FH_2O_E + \varepsilon_1 \dots (5)$$

$$Taux X_{H_2} = 60\% = 0.6, X_{H_2} = \frac{FH_{2E} - FH_{2S}}{FH_{2E}}$$

$$42 \times 0.6 = 42 - FH_{2S} \Rightarrow FH_{2S} = 16.8 \text{ mol/h}$$

$$(2) \Rightarrow \varepsilon_1 = \frac{42 - 16.8}{3}$$

$$\Rightarrow \varepsilon_1 = 8.4 \text{ mol/h}$$

$$(4) F_{CH_3OH_S} = \varepsilon_1 = 8.4 \text{ mol/h}$$

$$(5) F_{H_2O_S} = \varepsilon_1 = 8.4 \text{ mol/h}$$

$$(1) F_{CO_{2S}} = 56 - 8.4 = 47.6 \text{ mol/h}$$

$$FN_2 = 2 \text{ mol/h}$$

c) Calculer les flux molaires du courant de recyclage F_6, F_7

1- Diviseur

$$F_5 = F_6 + F_7, \quad X_i = \frac{F_i}{F_T}$$

$$\Rightarrow X_5 CO_2 = \frac{F_{CO_2}}{F_T}$$

2- Colonne de distillateur

$$F_3 = F_4 + F_5$$

$$F_3 CO_2 = F_5 CO_2 = 47.6 \text{ mol/h} + 0$$

$$F_3 H_2 = F_5 H_2 + F_4 H_2 = 16.8 \text{ mol/h}$$

d) Flux molaire et les fractions molaires de l'alimentation
Mélangeur

$$F_2 = F_1 + F_7$$

$$F_2 CO_2 = F_1 CO_2 + F_7 CO_2 \Rightarrow F_1 CO_2 = F_2 CO_2 - F_7 CO_2$$

$$\Rightarrow F_1 CO_2 = 100 \times 43.6863 \Rightarrow F_1 CO_2 = 12.31 \text{ mol/h}$$

$$F_1 H_2 = F_2 H_2 - F_7 H_2 = 100 \times 0.42 - 61.53 \times 0.23$$

$$F_1 H_2 = 42 - 15.567 = 26.43291 \text{ mol/h}$$

$$F_1 N_2 = F_2 N_2 - F_7 N_2 = 100 \times 0.02 - 61.53 \times 0.03$$

$$F_1 N_2 = 0.155 \text{ mol/h}$$

Fraction molaire

$$X_i = \frac{F_i}{F_T} \Rightarrow X_1 CO_2 = \frac{F_1 CO_2}{F_1} = \frac{12.31}{38.46}$$

$$X_1 CO_2 = 0.32$$

$$X_1 H_2 = \frac{F_1 H_2}{F_1} = \frac{26.43291}{38.46} = 0.6$$

V.Exemple d'illustration (Bilan énergétique)

Chaque procédé chimique implique des transferts d'énergie. Par exemple les condenseurs des colonnes de distillation ont pour rôle d'évacuer de l'énergie, la production d'électricité nécessite une combustion, la vaporisation nécessite de l'énergie. Les bilans énergétiques permettent de :

- ✓ Déterminer les quantités d'énergie qui entre et qui sort de chaque unité du procédé.
- ✓ Calculer la consommation énergétique nette d'un procédé.
- ✓ Evaluer des pistes de réduction de la consommation énergétique afin d'améliorer le rendement d'un procédé.

V.1.Les différentes formes de l'énergie

L'énergie peut prendre trois formes : énergie cinétique (E_c), énergie potentielle (E_p) et énergie interne (U).

V.1.2. Énergie cinétique

C'est l'énergie véhiculée par un système en mouvement possédant de l'énergie qui s'appelle l'énergie cinétique.

$$E_c = \frac{1}{2} m \cdot v^2 \quad (J/s = W)$$

V.1.3. Énergie potentielle

L'énergie potentielle est l'énergie qu'un système possède liée à une interaction, qui a le potentiel de se transformer en d'autres énergies, le plus souvent en énergie cinétique.

$$\dot{E}_p = \dot{m}gh \Rightarrow W = J/s = \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right] \left[\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right] [\text{m}]$$

Avec h : la hauteur de l'objet (m)

V.1.4. Énergie interne

Elle est égale à la somme algébrique des énergies cinétiques et de toutes les particules formant le système. Elle représente l'énergie accumulée par la matière au cours de la transformation.

$$U = \sum E_c + \sum E_p$$

L'énergie interne U est liée à l'enthalpie H à travers la relation :

$$\hat{H} = \hat{U} + P\hat{V}$$

Le symbole « ^ » placé au-dessus des lettres H, U et V désigne des grandeurs spécifiques.

V.2. Bilans énergétiques sur les procédés en absence de réaction.

Le premier principe de la thermodynamique stipule que l'énergie ne peut être ni créée, ni détruite mais peut être transformée. L'équation de conservation de l'énergie est similaire à l'équation de conservation de masse.

$$\text{Accumulation} = \text{Entrée} - \text{Sortie} + \text{Génération} - \text{Consommation}$$

Si génération = 0 et consommation = 0, alors le bilan énergétique devient :

$$\text{Accumulation} = \text{Entrée} - \text{Sortie}$$

V.2.1. Bilan énergétique d'un système fermé

Dans un système fermé, bien qu'il n'y ait aucun transfert de masse au travers des frontières, les quantités d'énergie qui entrent et sortent ne sont pas nécessairement nulles car l'énergie a la possibilité de franchir la frontière.

Le bilan énergétique devient par conséquent :

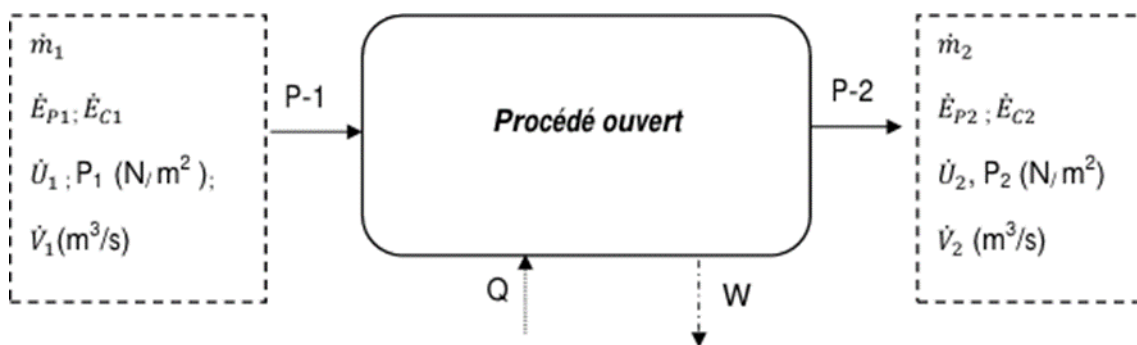
$$\Delta U + \Delta EC + \Delta EP = Q - W$$

Simplifications possibles :

- Si $T_{\text{système}} = T_{\text{environnement}}$, alors il n'existe aucune force motrice permettant un transfert de chaleur (différence de température) et $Q = 0$.
- Si le procédé n'est ni en accélération, ni en décélération, alors $\Delta EC = 0$.
- Si le procédé est parfaitement isolé, alors $Q = 0$,
- Si le procédé ne monte pas et ne descend pas, alors $\Delta EP = 0$.
- Si aucune énergie ne franchit les frontières du procédé via une pièce mobile, alors $W = 0$.
- Si la température du procédé est constante, s'il n'y a ni changement de phase ni réaction chimique, et que les éventuelles variations de pression sont faibles, alors $\Delta U = 0$

V.2.2. Bilan énergétique d'un système ouvert à l'état stationnaire.

Dans un système ouvert, une transformation peut s'accompagner d'un déplacement de matière à travers les frontières, dans un système ouvert, un travail doit être fourni pour pousser les courants des fluides entrants à une pression P_1 dans le système et un travail est fourni à l'environnement par le fluide qui sort à une pression P_2 .



La quantité de travail nette fournie par le système est :

$$W_h = W_{\text{sortie}} - W_{\text{entrée}} = P_{\text{sortie}} V_{\text{sortie}} - P_{\text{entrée}} V_{\text{entrée}}$$

$$W_h = W_{\text{sortie}} - W_{\text{entrée}} = P_{\text{sortie}} V_{\text{sortie}} - P_{\text{entrée}} V_{\text{entrée}}$$

Lorsque le système comporte plusieurs courants d'entrée et de sortie.

$$W_h = \sum_{\text{courants de sortie}} P_j V_j - \sum_{\text{courants d'entrée}} P_j V_j$$

Le flux total de travail (W) fourni par un système à son environnement se compose de deux :

$$W = W_u + W_h$$

Où : W_u le travail utile, est le flux de travail exercé par le fluide du procédé sur une pièce mobile du système (par ex : piston, turbine),

W_h , le travail hydraulique, est le flux de travail fourni par le fluide à la sortie du système moins le flux de travail à l'entrée du système.

L'équation générale du bilan énergétique pour un système ouvert à l'état stationnaire en absence de réaction chimique.

$$\textit{Energie transférée} = \textit{Energie à la sortie} - \textit{Energie à l'entrée}$$

$$Q - W_u = \Delta U + \Delta E_C + \Delta E_P + \Delta(PV)$$

$$\Delta H = \Delta U + \Delta(PV)$$

L'équation de bilan énergétique pour un système ouvert à l'état stationnaire et en absence de réaction chimique devient :

$$Q - W_u = \Delta H + \Delta E_C + \Delta E_P$$

V.2.2.1. Variation d'enthalpie dans des procédés non réactifs

Il peut y avoir une variation de l'enthalpie du fait :

1. D'une variation de la température
2. D'un changement d'état
3. D'un mélange de solution ou d'une réaction

V.2.2.1.1. Variation d'enthalpie résultant d'une variation de température

La variation d'enthalpie pour une variation de température à pression constante est :

$$\Delta H = m C_p (T - T_{\text{réf}})$$

Les capacités calorifiques de la plupart des substances varient avec la température tel que

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

Les coefficients a, b, c, d de différentes substances sont données. Dans ce cas, la variation d'enthalpie est calculée à l'aide de la formule

$$\Delta H = m \int_{T_{\text{réf}}}^T C_p dT$$

V.2.2.1.2. Variation d'enthalpie résultant d'un changement d'état.

Les changements d'état comme l'évaporation et la fusion s'accompagnent d'une variation d'énergie interne et d'enthalpie relativement importante, car ces processus reflètent la rupture et la formation d'un grand nombre de liaisons intermoléculaires.

La chaleur transférée vers ou libérée par le système et qui provoque le changement d'état à température et pression constantes, est appelée chaleur latente

Les différents types de chaleurs latentes sont :

- La chaleur latente de vaporisation, qui est nécessaire pour évaporer un liquide
- La chaleur latente de fusion, qui est la chaleur nécessaire pour fondre un solide
- La chaleur latente de sublimation, qui est la chaleur nécessaire pour évaporer directement un solide.

Pour la plupart des liquides incompressibles et les solides, la capacité calorifique à pression constante, C_p , est constante ; $C_p \approx C_v$ et pour les gaz idéaux, $C_p = C_v + R$.

V.2.2.1.3. Variation de température résultant d'un mélange.

Les propriétés thermodynamiques d'un mélange idéal sont la somme des contributions des composants individuels.

V.3. Bilan énergétique sur les procédés avec réaction

Les bilans énergétiques peuvent être portés sur les composés ou sur les éléments. Nous disposons également deux techniques pour analyser ces types de procédés réactionnels :

- Technique des enthalpies de réaction
- Technique des enthalpies de formation

V.3.1. Technique des enthalpies de réaction

Cette technique est parfaite dans le cas d'une seule réaction pour laquelle est connue. Cette méthode exige le calcul de l'avancement de la réaction, pour tous les produits et les réactifs pour lesquels les débits de production et de l'alimentation sont connus. L'état de référence est obtenu de telle sorte que tous les produits et les réactifs sont à 1 atm et 298 K dans l'état pour lequel l'enthalpie de réaction est connue.

Exercices

Exercice 1 :

Simplifier l'équation de bilan énergétique dans le cas de la compression d'un gaz dans un vérin parfaitement isolé.

Exercice 2 :

Calculer la chaleur nécessaire pour augmenter la température de 250 kg d'oxyde nitreux (N_2O) de 20 °C à 200 °C dans une capacité à volume constant. La capacité calorifique d'oxyde nitreux à volume constant dans est donnée par l'équation suivante :

$$C_v \text{ (kJ/kg } ^\circ\text{C)} = 0.855 + 9.42 \cdot 10^{-4} T$$

Exercice 3 :

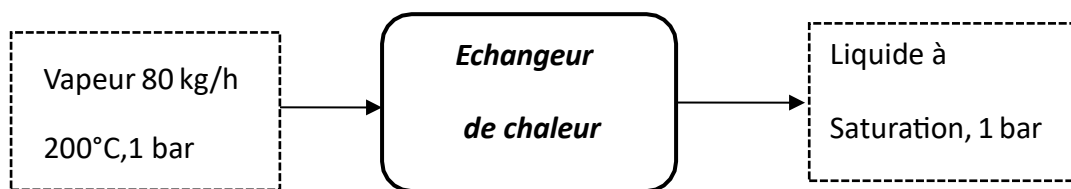
Calculer la variation d'enthalpie de 150 g d'acide formique lorsqu'ils sont portés de 25 °C à 90 °C. La capacité calorifique de l'acide formique est 0.524 cal/g °C.

Exercice 4 :

Calculer la quantité de chaleur qui doit être évacuée par heure par un échangeur de chaleur conçu pour condenser 80 kg/h de vapeur à 200 °C et 1 bar en liquide à saturation.

On donne : Entrée : 1 bar ,200°C, $\hat{H}_{\text{entrée}} = 2875 \text{ kJ/kg}$

Sortie : 1 bar, liquide à l'équilibre liquide-vapeur $\hat{H}_{\text{sortie}} = 417,5 \text{ kJ/kg}$



Exercice 5 :

De la vapeur sur chauffée à 350 °C et 1 atm est mélangée à de la vapeur saturée à 1 atm avec un débit de 200 Kg/h à pour produire de la vapeur surchauffée à 250 °C et 1atm.

1. Calculer la quantité de vapeur surchauffée à 350 °C nécessaire.
2. Calculer la quantité de vapeur surchauffée à 250 °C produite.

Solutions

Exercice 1 :

Le vérin est isolé, par conséquent la chaleur qui est perdue vers une pièce à l'environnement est négligeable ($Q = 0$).

Le système est stationnaire est par conséquent le terme d'énergie cinétique est nul.

La variation de l'énergie potentielle liée au déplacement du piston est négligeable.

L'équation se réduit donc à la forme suivante :

$$\Delta U + \Delta EC + \Delta EP = Q - W \quad \Rightarrow \quad \Delta U = -W$$

Exercice 2 :

$$C_v \text{ (kJ/kg } ^\circ\text{C)} = 0.855 + 9.42 \cdot 10^{-4} T$$

$$Q - W = \Delta U = m \Delta \hat{U} = m C_v dT = m (0.855 + 9.42 \cdot 10^{-4} T) dT$$

$$W = 0 \text{ (volume constant ; pas de pièce mobile)}$$

$$Q = m (0.855 T + (9.42 \cdot 10^{-4}) T^2/2) = 250 (0.855 (200-20) + 9.42$$

$$10^{-4} (200^2 - 20^2)/2) Q = 172,5516 \text{ kJ}$$

Exercice 3 :

$$\Delta H = m C_p (T - T_{\text{réf}})$$

$$\Delta H = 150 \times 0.524 \times (90 - 25) = 5109 \text{ cal}$$

Exercice 4 :

$$\dot{m}_{\text{entrée}} = \dot{m}_{\text{sortie}} = 80 \text{ kg/h}$$

$$\dot{Q} - \dot{W}_u = \Delta \dot{H} + \Delta \dot{E}_C + \Delta \dot{E}_P$$

Appliquant maintenant des hypothèses simplificatrices à cet échangeur de chaleur :

- pas de travail utile $\dot{W}_u = 0$
- les altitudes des conduites d'entrée et de sortie sont peu différentes $\Delta \dot{E}_P = 0$
- Les vitesses du fluide dans les courants de sortie et d'entrée sont peu différents (comme on ne sait rien des diamètres de ces deux conduites, ceci est bonne hypothèse. La variation de vitesse pour produire une différence d'enthalpie significative devrait être très importante). $\Delta \dot{E}_C = 0$

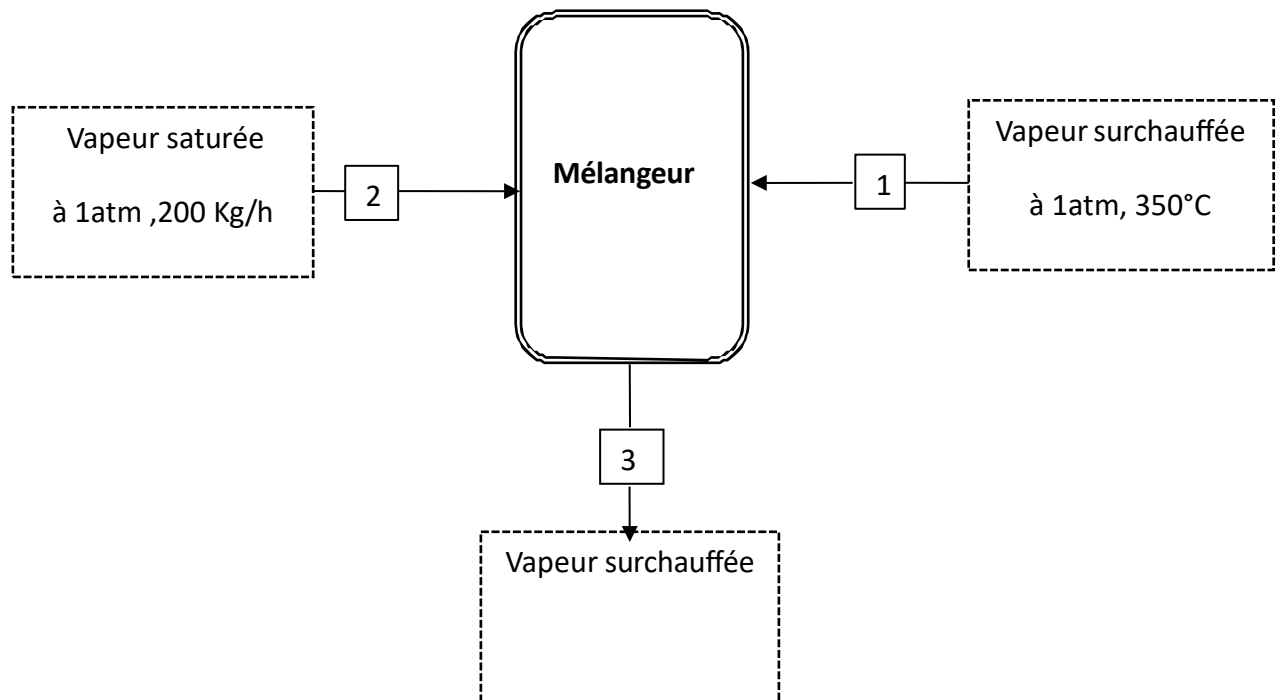
La forme simplifiée du bilan énergétique est par conséquent :

$$\dot{Q} = \Delta \dot{H}$$

$$\dot{Q} = \dot{H}_{\text{sortie}} - \dot{H}_{\text{entrée}} = \dot{m} (\hat{H}_{\text{sortie}} - \hat{H}_{\text{entrée}})$$

$$\dot{Q} = -196,610^3 \text{ kJ/h}$$

Exercice 05 :



Courant 1 : vapeur surchauffée, 1atm, 350 °C, $\hat{H}_1 = 3176 \text{ kJ/kg}$

Courant 2 : vapeur saturée, 1atm, $\hat{H}_2 = 2676 \text{ kJ/kg}$

Courant 3 : vapeur surchauffée, 1atm, 250 °C, $\hat{H}_3 = 2975 \text{ kJ/kg}$

Bilan massique global : $\dot{m}_1 + \dot{m}_2 = \dot{m}_3$

$$\hat{H}_1 \dot{m}_1 + \hat{H}_2 \dot{m}_2 = \hat{H}_3 \dot{m}_3$$

$$\dot{m}_1 = 297,512 \text{ kg/h}$$

Alors $\dot{m}_3 = 497,512 \text{ kg/h}$

Références bibliographiques

- [1] Emilian Koller, aide-mémoire génie chimique ; 3ème Edition; l'usine nouvelle Dunod, paris, 2010.
- [2] Jean Piere Wauquier, raffinage du pétrole. tome 2. procédés de séparation, , (lièreed), éditions technip, 1998.
- [3] Morvan Daniel, les opérations unitaires : procédés industriels cours et exercices corrigés ,Ellipses, Technosup, 2009.
- [4] M. Kemiha, "Polycopie Pédagogique de cours de: bilans de matiere et thermique en prodedes," université a.mira-bejaia, 2014.
- [5] Reklaitis, G.V.(1983) .Introduction to material and Energy Balances, John Wiley and sons, New York.
- [6] Felder, R.M and R.W rousseau (1978) . elementary principales of chimical processes, John Wiley, New York.
- [7] Whirwel, J.C and R.K Toner (1969) . conservation of mass and Energy, blaisdell, Wal-tham, Massachusetts .
- [8] Atkinson, B and F.Mavituna (1991) .Biochemical engineering and biotechnology Hand- book 2nd ed , Macmillan , Basingstoke.

- [9] Cordier, J-L, B .M.Butsch, B.Birou, & U.von Stockar (1987) .The relationship between elemental composition and heat of combustion of microbial biomass .App.Microbiol Biotechnol.25, 305-312.
- [10] <https://www.technologuepro.com/cours-bilan-procedes-alimentaires/chapitre-2-bilans-matiere-regime-permanent.pdf>;
- [11] N. Ghasem and R. Henda, Bilans matière et énergétique pour l'ingénierie chimique: principes et applications pratiques. De Boeck, 2012.
- [12] N. Ghasem and R. Henda, Principles of chemical engineering processes: material and energy balances. CRC Press, 2014. Figure III.17 : Schéma d'un procédé avec recyclage et purge.
- [13] D. Ronze and G. Févotte, Introduction au génie des procédés. Éd. Tec & Doc-Lavoisier, 2008.
- [14] Himmelbalt, D.M.(1996) .Basic Principales and calculations in chemical engineering, 6th ed ;prentic Hall, New Jersey.