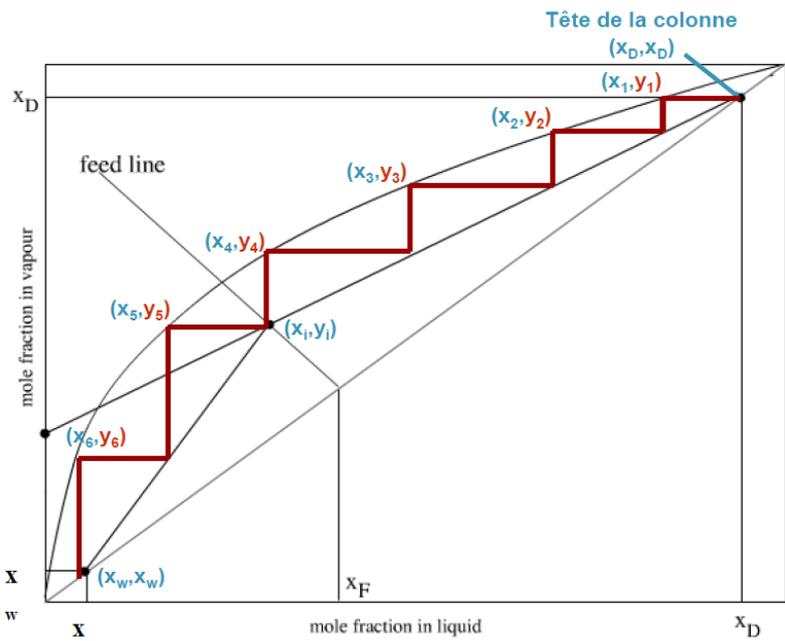
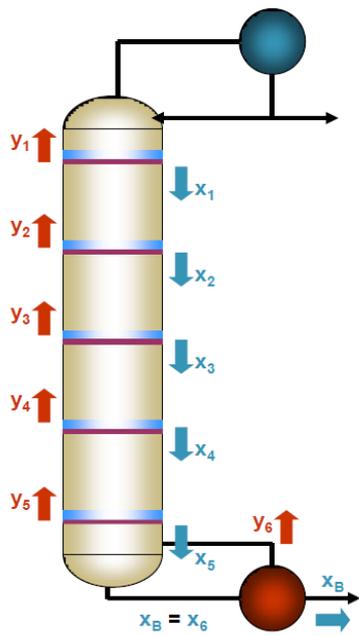


19/01/2020

# Opérations unitaires

## Cours



## **Table des matières**

### **Chapitre 1 : Généralités et rappel sur les équilibres liquide-vapeur**

- I.1. Généralités sur les opérations unitaires
  - I.1.1. Classification les opérations unitaires
- I.2. Équations pour les équilibres liquide-gaz (vapeur)
  - I.2.1. Mélange idéal et binaire
    - I.2.1.1. Mélange binaire
    - I.2.1.2. Mélange idéal
  - I.2.2. La loi de Dalton
  - I.2.3. La loi de Raoult
  - I.2.4. La loi d'Antoine
- I.3. Diagramme pour l'équilibre liquide – vapeur
  - I.3.1. Diagramme isotherme
  - I.3.2. Diagramme isobare
    - I.3.2.1. Volatilité
    - I.3.2.2. Construction d'un diagramme x vs y à l'aide de la volatilité

### **Chapitre II : Absorption**

- II.1. Généralités
- II.2. Notations
- II.3. Notion d'équilibre liquide-gaz
  - II.3.1. La solubilité : inerte
  - II.3.2. Équation d'équilibre liquide-gaz
    - II.3.2.1. Équation d'équilibre dans le cas de gaz dilue :
    - II.3.2.2. Équation d'équilibre dans le cas de gaz concentré
- II.4. Absorption isotherme
- II.5. Bilans de matière
- II.6 Concept d'étage théorique (NET) de colonnes à plateaux
  - II.6.1. Concept d'étage théorique McCabe-Thiele pour une absorption diluée
    - II.6.1.1. Droite opératoire
  - II.6.2. Concept d'étage théorique McCabe-Thiele pour une absorption concentré
    - II.6.1.1. Droite opératoire
- II.6. Notions de contacteurs

## Chapitre 1 : Généralités et rappel sur les équilibres liquide-vapeur

### I.1. Généralités sur les opérations unitaires :

De la matière première au conditionnement du produit fini, toute production chimique fait appel, quelle que soit l'échelle, à une suite coordonnée d'opérations fondamentales distinctes et indépendantes du procédé lui-même que l'on appelle opérations unitaires. Tout procédé peut se ramener à une combinaison d'un nombre restreint d'opérations unitaires.

Le principe fondamental de toute opération unitaire est toujours le même, à savoir la préparation et la mise en contact intime des phases en présence pour assurer le développement des réactions, les mécanismes de transport et de transfert de masse (ou matière), de chaleur et de quantité de mouvement qui ont lieu durant la chaîne de transformation, ainsi que la séparation des constituants du mélange résultant.

Les opérations unitaires représentent donc un concept utilisé par les ingénieurs chimistes afin de permettre de façon optimale la transformation des substances brutes déterminées en un ou plusieurs produits (naturels ou artificiels) commercialisables ou en produits de base destinés à une autre usine chimique.

Le choix d'une opération unitaire dépend de différentes considérations :

- La possibilité effective de séparation sur des bases thermodynamiques ;
- La possibilité offerte par la cinétique physique d'avoir un transfert plus ou moins rapide selon la nature des phases en présence ;
- La volonté d'utiliser préférentiellement certaines sources d'énergie (par exemple l'énergie électrique) ;
- Le souhait d'économiser de l'énergie ou de diminuer les frais de fonctionnement ainsi que celui d'abaisser les coûts d'investissement.

#### I.1.1. Classification les opérations unitaires :

Pour plus de clarté, on envisage, dans la suite, les opérations unitaires sous l'angle d'une classification à partir de leur fonction telle qu'elle est résumée dans le tableau suivant :

| Opérations unitaires       | Fonctions   |
|----------------------------|---|
| Distillation               | Séparation des liquides miscibles par évaporation.  |
| Extraction liquide-liquide | Séparation des liquides miscibles par différence de solubilité.   |
| Lixiviation                | Extraction des substances solides dissoutes dans un liquide par un solvant.   |
| Absorption et désorption   | Lavage des gaz solubles d'un mélange ayant un constituant inerte par un liquide.<br>Récupération des gaz dissous dans un liquide. |

|  |  |
|--|--|
| Adsorption   | Récupération sélective des substances à partir de liquides ou gaz par réaction chimique avec des solides.  |
| Échange d'ions   | Échange réversible avec les ions de même signe des différentes solutions. Adoucissement de l'eau.<br>Diffusion des gaz, humidification et déshumidification    |
| Diffusion des gaz, humidification et déshumidification | Séparation des mélanges gazeux par différence de température ou par d'autres méthodes spécifiques. Contrôle de l'humidité ou de la vapeur contenue dans un gaz |

## I.2. Équations pour les équilibres liquide-gaz (vapeur)

### I.2.1. Mélange idéal et binaire :

#### I.2.1.1. Mélange binaire :

Un mélange binaire A-B est constitué de deux corps purs A et B. Cette notion n'implique aucun état de la matière pour A et B qui peuvent exister :

- seulement à l'état de liquide, solide ou de gaz (vapeur)
- simultanément à l'état de liquide-gaz (vapeur), liquide-solide, liquide-liquide et solide-gaz.

#### I.2.1.2. Mélange idéal :

Un mélange caractérise comme idéal lorsqu'elle satisfait aux trois caractères suivants :

- Changement de volume négligeable au du mélange ( $\Delta V=0$ ).
- L'effet thermique négligeable au du mélange ( $\Delta V=0$ ).
- Obéit aux lois de Raoult, Dalton et Henry.

### I.2.2. La loi de Dalton :

La pression totale dans la phase vapeur au-dessus d'un mélange liquide quelconque est la somme des pressions partielles de ses constituants :

$$P_T = \sum_{i=1}^n P_i \quad (\text{I.1})$$

Puisque la pression partielle ( $P_i$ ) constitue une fraction de la pression totale ( $P_T$ ), alors il vient :

$$P_i = y_i \times p_T \quad (\text{I.2})$$

$P_i$  : la pression partielle du constituant (i) dans la phase vapeur [mm Hg].

$P_T$  : Pression totale [mm Hg].

$Y_i$  : la fraction molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

**I.2.3. La loi de Raoult :**

Un mélange est dit idéal si la pression partielle de chacun de ses constituants dans la phase vapeur est donnée en fonction de sa fraction molaire dans le mélange liquide et de sa pression de vapeur à l'état pur par la relation :

$$P_i = x_i \times p_i^* \quad (\text{I.3})$$

$x_i$  : La fraction molaire du constituant (i) dans le mélange liquide .

$P_i^*$  : la pression de saturation du constituant (i) à l'état pur [mm Hg].

**I.2.4. La loi d'Antoine :**

L'équation d'Antoine utilisée pour calculer la pression de vapeur saturante en fonction de la température :

$$\log_{10} P_i^* = A - \frac{B}{C + T} \quad (\text{I.4})$$

La pression de saturation ( $P_i^*$ ) en mm de Hg et la température (T) en C°.

Des exemples de constantes d'Antoine pour calculer la pression de saturation sont présentes dans le tableau suivant :

**Tableau I.1.** Constantes d'Antoine pour calculer la pression de saturation.

| Species              | Antoine constants |          |         | Applicable temperature region, °C |
|----------------------|-------------------|----------|---------|-----------------------------------|
|                      | A                 | B        | C       |                                   |
| Acetic acid          | 8.02100           | 1936.010 | 258.451 | 18–118                            |
| Acetone              | 7.11714           | 1210.595 | 229.664 | (-13)–55                          |
| Benzene              | 6.87987           | 1196.760 | 219.161 | 8–80                              |
| 1-Butanol            | 7.36366           | 1305.198 | 173.427 | 89–126                            |
| Carbon tetrachloride | 6.84083           | 1177.910 | 220.576 | (-20)–77                          |
| Chloroform           | 6.95465           | 1170.966 | 226.232 | (-10)–60                          |
| Ethanol              | 7.58670           | 1281.590 | 193.768 | 78–203                            |
| Ethanol              | 8.11220           | 1592.864 | 226.184 | 20–93                             |
| Ethyl acetate        | 7.10179           | 1244.951 | 217.881 | 16–76                             |
| Formic acid          | 6.94459           | 1295.260 | 218.000 | 36–108                            |
| n-Hexane             | 6.91058           | 1189.640 | 226.280 | (-30)–170                         |
| Methanol             | 8.08097           | 1582.271 | 239.726 | 15–84                             |
| Methyl acetate       | 7.06524           | 1157.630 | 219.726 | 2–56                              |
| 1-Propanol           | 8.37895           | 1788.020 | 227.438 | (-15)–98                          |
| 2-Propanol           | 8.87829           | 2010.320 | 252.636 | (-26)–83                          |
| Tetrahydrofuran      | 6.99515           | 1202.290 | 226.254 | 23–100                            |
| Water                | 8.07131           | 1730.630 | 233.426 | 1–100                             |

### I.3. Diagramme pour l'équilibre liquide – vapeur :

Soit un mélange liquide idéal de deux constituants (A) et (B) totalement miscibles sans réaction chimique, en supposant que le constituant (A) est plus volatil que le constituant (B), en d'autres termes, on peut écrire :  $P_A^* > P_B^*$  ou bien encore :  $T_{ebA} < T_{ebB}$ .

#### I.3.1. Diagramme isotherme :

A partir des relations plus haut on aboutit facilement aux deux relations suivantes qui permettent de tracer le diagramme :

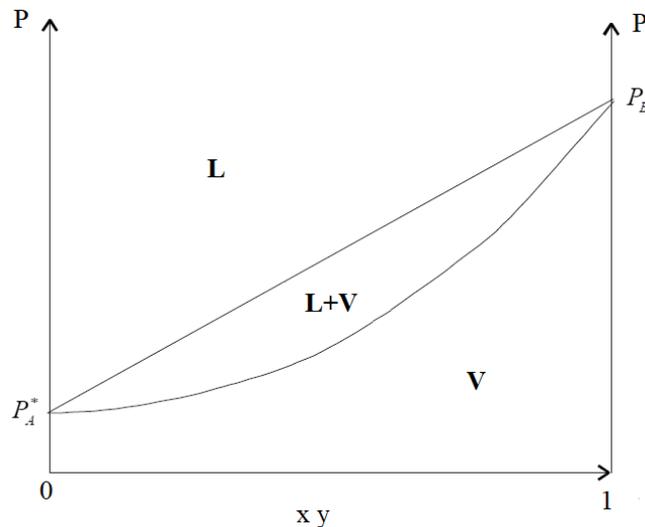
$$P_T = P_A^* + x_B(P_B^* - P_A^*) \quad (I.5)$$

$$P_T = \frac{P_A^* \times P_B^*}{P_B^* - y_B(P_B^* - P_A^*)} \quad (I.6)$$

On obtient le tracé d'une droite et d'un arc d'hyperbole.

L'expérience montre que 3 zones peuvent être différenciées :

- Partie supérieure : phase liquide homogène ;
- Partie comprise entre les deux courbes : 2 phases (liquide et vapeur) présentes simultanément ;
- Partie inférieure : phase vapeur homogène.



**Fig. I.1** : Diagramme isotherme.

La droite est nommée courbe d'ébullition et l'arc d'hyperbole courbe de rosée. On remarque logiquement que pour  $x_B$  et  $y_B$  égaux à 1, la pression totale est égale à la pression de vapeur saturante de B car on se trouve en présence d'un seul composé. Le raisonnement est le même pour A si  $x_A$  et  $y_A$  sont égaux à 1 (c'est à dire  $x_B$  et  $y_B$  égaux à 0).

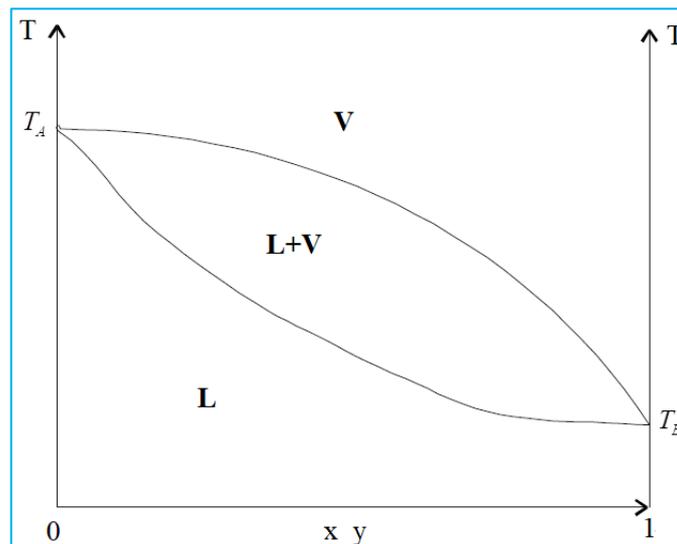
### I.3.2. Diagramme isobare :

Soit un mélange binaire A-B sous une pression constante P. On suppose que la solution est idéale, le mélange gazeux parfait et que les expressions des pressions de saturation de A et de B avec la température sont connues. Avec les lois de Dalton et de Raoult on aboutit facilement aux deux relations suivantes :

$$x_A = \frac{P_T - P_B^*}{P_A^* - P_B^*} \quad (\text{I.7})$$

$$y_A = \frac{P_A^* x_A}{P_T} \quad (\text{I.8})$$

Après avoir identifié le domaine de températures pertinent pour le binaire A-B, on choisit différentes valeurs de la température dans cet intervalle et pour chaque température, on calcule les pressions de saturation de A et B avec les relations d'Antoine (I-4) puis les valeurs de  $x_A$  et  $y_A$  avec les relations (I-7) et (I-8).



**Fig. I.2 :** Diagramme isobare.

On en tire comme conclusion que contrairement à un corps pur l'ébullition ne s'effectue pas à une température fixe mais dans un intervalle de température.

La manipulation permet donc de distinguer trois zones (inversées par rapport au diagramme isotherme) :

- Partie supérieure : phase vapeur homogène ;
- Partie comprise entre les deux courbes : 2 phases (liquide et vapeur) présentes simultanément ;
- Partie inférieure : phase liquide homogène.

La courbe inférieure est nommée **courbe d'ébullition** (T en fonction de  $x_B$ ) et la courbe supérieure est **la courbe de rosée** (T en fonction de  $y_B$ ). Le terme courbe de rosée s'explique par l'expérience consistant à refroidir un mélange de vapeur de A et B : la température de rosée est la température pour laquelle la première goutte de liquide apparaît.

### Remarques importantes :

- 1) On remarque logiquement que pour  $x_B$  et  $y_B$  égaux à 1, la température est égale à la température d'ébullition de B car on se trouve en présence d'un seul composé. Le raisonnement est le même pour A si  $x_A$  et  $y_A$  sont égaux à 1 (c'est à dire  $x_B$  et  $y_B$  égaux à 0).
- 2) La température d'ébullition d'un mélange quelconque se lit sur la courbe d'ébullition.
- 3) Les deux variances dans le domaine biphasique ont une application directe dans la lecture des compositions des mélanges liquide-vapeur. Si on connaît la pression totale (ceci fixe le diagramme isobare à utiliser) et la température (ceci fixe le palier dans le domaine liquide-vapeur) les compositions des phases liquide et vapeur sont obtenues en se reportant sur la courbe d'ébullition pour la phase liquide et sur la courbe de rosée pour la phase vapeur. Cette "recette" (d'ailleurs démontrable) prouve donc bien que seules les connaissances de P et T sont nécessaires.
- 4) On remarque que la composition d'un mélange liquide-vapeur montre toujours que la phase vapeur est plus riche que la phase liquide en le composé le plus volatil (B) : ceci a une application directe en distillation.
- 5) Comme dans le cas d'un corps pur, un mélange binaire liquide est soumis dans l'air à une évaporation même s'il se trouve en dessous de sa température d'ébullition.

## I.3.2. Diagramme isobare d'équilibre liquide-vapeur :

### I.3.2.1. Volatilité :

Pour tout le composé, i, d'un mélange, l'équilibre liquide-vapeur est caractérisé par la **volatilité absolue  $K_i$**  qui se définit comme le rapport de la fraction molaire du composé i dans la phase vapeur ( $y_i$ ) sur la fraction molaire du même composé i dans la phase liquide ( $x_i$ ) :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (I.9)$$

La détermination des valeurs des  $K_i$ , peut se faire soit expérimentalement soit analytiquement en utilisant les modèles thermodynamiques appropriés. Lorsque  $K_i=1$ , la distillation ne permet aucun enrichissement par rapport au composé i.

Pour deux composés i et j, on définit la **volatilité relative**,  $\alpha_{ij}$  a par le rapport suivant :

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad (\text{I.10})$$

La séparation entre i et j est d'autant plus difficile que  $\alpha_{ij}$  a est voisin de 1.

Soit un mélange binaire A-B sous une pression constante P, avec les lois de Dalton et de Raoult on peut déterminer les relations suivantes :

$$\alpha = \frac{P_B^*}{P_A^*} \quad (\text{I.11})$$

### I.3.2.2. Construction d'un diagramme x vs y à l'aide de la volatilité :

Considérons un mélange binaire de deux composants A et B dont les volatilités absolues sont respectivement  $K_A$  et  $K_B$ . Si on appelle  $\alpha = \frac{K_A}{K_B}$ , la volatilité relative, on a donc :

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} \quad (\text{I.12})$$

Si on peut supposer que la volatilité relative,  $\alpha$ , est indépendante de la température et de la composition, cette équation permet de calculer aisément la courbe y vs x pour ce mélange binaire.

Le tracé du diagramme est alors aussi possible à l'aide de cette relation si on suppose  $\alpha$  constant pour toutes les températures.

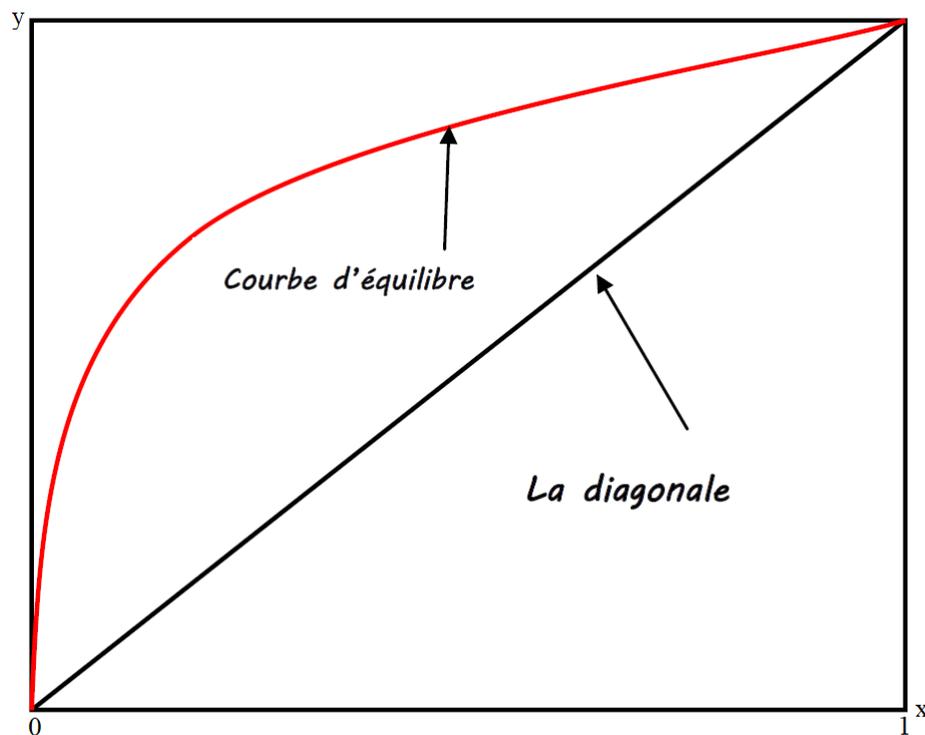


Figure I.3 : Diagramme d'équilibre liquide-vapeur en fonction de la volatilité relative.

## Chapitre II : Absorption

### II.1. Généralités

Absorption de gaz : Il s'agit d'une opération de transfert de masse dans laquelle un ou plusieurs solutés de gaz sont éliminés par dissolution dans un liquide. Le gaz porteur dans le mélange est appelé "le gaz inerte". Un contact intime entre le gaz dissous et le liquide absorbant est obtenu dans un équipement d'absorption approprié, à savoir une tour à plateaux, une colonne à garnissage, une tour de pulvérisation, .... etc. L'opération d'inverse est appelée le stripage ou désorption.

– **Exemples :**

L'absorption est l'une des méthodes les plus fréquemment utilisées, de plus dans un certain nombre de cas le processus d'absorption est accompagné d'une réaction chimique en phase liquide.

De nombreux exemples illustrent la capacité des liquides à dissoudre des gaz :

- Dissolution de l'oxygène de l'air dans le sang au cours de la respiration des humains ;
- Dissolution de l'oxygène dans l'eau indispensable pour les poissons.

Les applications industrielles faisant appel à une colonne d'absorption peuvent être classées en familles de procédés :

- Lors de la synthèse des acides minéraux ( $\text{HCl}$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{HNO}_3$ )
- Lors des fermentations :
  - L'absorption de  $\text{O}_2$  et  $\text{CO}_2$  pour la fabrication de la bière et des antibiotiques.
- Le lavage des gaz :
  - Élimination de  $\text{H}_2\text{S}$  et  $\text{CO}_2$  du gaz de Lacq
  - Élimination du  $\text{SO}_2$  des fumées de combustion
  - Élimination de  $\text{H}_2$  du gaz de synthèse de  $\text{NH}_3$

– **Les choix du solvant :**

Le choix du solvant peut être mené selon plusieurs critères :

1. Capacité de séparation : Pour une séparation donnée, le débit du solvant sera d'autant plus faible que sa capacité d'absorption sera plus grande. Les solvants qui ont une action chimique sur le soluté présentent en général une bonne capacité d'absorption.
2. La sélectivité : C'est un facteur déterminant pour la séparation des mélanges gazeux complexes. L'utilisation de solvants spécifiques d'un soluté donné améliore très sensiblement la qualité de la séparation.

3. La volatilité du solvant : Une faible volatilité présente l'avantage d'éviter son entraînement par les gaz au cours de l'absorption. Une forte volatilité facilite sa régénération.
4. Autres propriétés importantes : La stabilité physique et chimique (température de décomposition), la viscosité, la corrosion vis-à-vis des parois du procédé, la toxicité...
5. Le coût : Il n'est plus un critère de choix lorsqu'il est recyclé et que l'appoint nécessaire pour compenser les pertes reste faible.

## II.2. Notations :

- ☞ Soluté **A** : les constituants du système de solubilités notables ;
- ☞ Gaz inerte ou gaz porteur **B** (diluant) : le ou les constituants de la phase gazeuse dont les solubilités sont très faibles comparées à celles des solutés ;
- ☞ Solvant ou absorbant **S** : les constituants de la phase liquide peu échangés avec la phase gazeuse. L'eau est l'absorbant le plus utilisé.
- ☞ L : débit de la phase liquide, indice 0 à l'entrée, 1 à la sortie.
- ☞ x : titre massique ou molaire en soluté dans la phase liquide.
- ☞ G : débit de la phase gaz à l'entrée, indice 0 à l'entrée, 1 à la sortie.
- ☞ y : titre massique ou molaire en soluté dans la phase gaz.

## II.3. Notion d'équilibre liquide-gaz :

### II.3.1. La solubilité : inerte

Les valeurs de solubilité déterminent le débit de solvant nécessaire pour une récupération complète ou partielle du soluté mais il est économique et donc essentielles à la conception. Afin de définir complètement la solubilité d'un gaz dans un liquide, il est généralement nécessaire d'indiquer la température, la pression partielle, l'équilibre du soluté entre les phases gazeuse et liquide, et la pression totale sur le système.

Les données d'équilibre se trouvent généralement sous l'une des trois (3) formes suivantes :

1. Les données de solubilité exprimées soit en solubilité en poids ou en pourcentage molaire ou en coefficients de la loi de Henry ;
2. Pressions de vapeur des composants purs ;
3. Coefficients de partage d'équilibre (K).

Pour les concentrations diluées de nombreux gaz, la relation d'équilibre est donnée par la loi de Henry, qui relie la pression partielle développée par un soluté A dans un solvant B par l'équation suivante :

$$P_A = H_A \times x_A \quad (\text{II.1})$$

$P_A$  : (Pa) pression partielle de A dans le gaz,

$x_A$  : fraction molaire de A dans le liquide,

$H_A$  : (Pa) coefficient de Henry de A.

### II.3.2. Équation d'équilibre liquide-gaz :

A pression et température fixées, l'équilibre conduit à une courbe  $y = f(x)$  qui traduit la répartition du soluté entre les deux phases. Les unités utilisées pour  $y$  (phase gazeuse) et  $x$  (phase liquide) dépendent de la nature de la séparation réalisée : fraction massique ou molaire, concentration massique, molaire ou volumique... L'unité adoptée conditionne celle retenue pour les débits de chaque phase G et L.

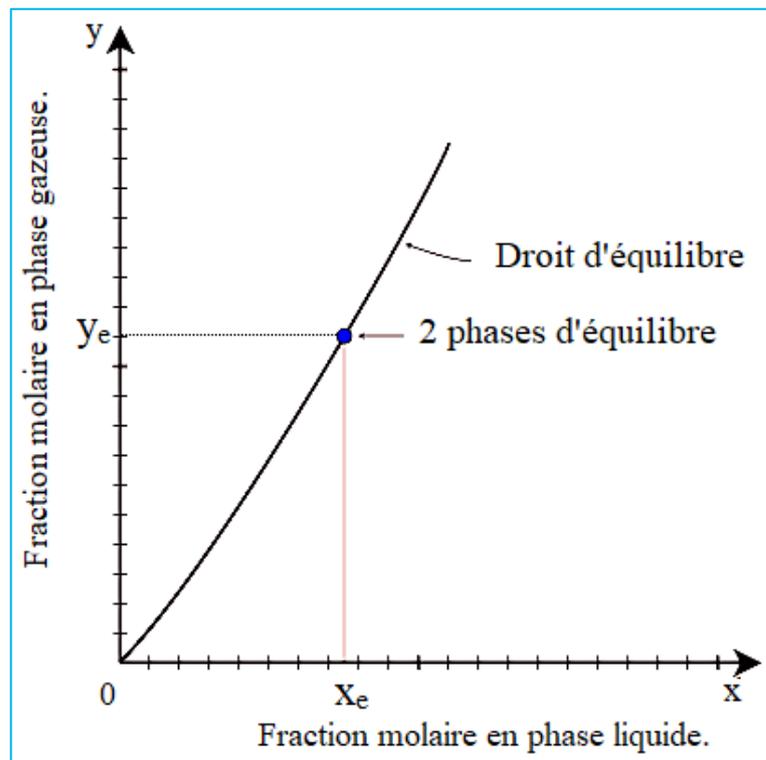


Fig. II.1 : Droit d'équilibre en titre molaire  $y=f(x)$ .

### II.3.2.1. Équation d'équilibre dans le cas de gaz dilué :

Pour la concentration diluée de gaz et la loi de Henry avec la loi de Dalton, la relation d'équilibre est donnée par l'équation suivante :

$$y_A = \frac{H}{P_T} x_A \quad (\text{II.2})$$

### II.3.2.2. Équation d'équilibre dans le cas de gaz concentré :

Pour le gaz concentré et à partir de (I.12), (II.1) et (II.3), la relation d'équilibre est donnée par l'équation suivante :

$$Y_A = \alpha X_A \quad (\text{II.3})$$

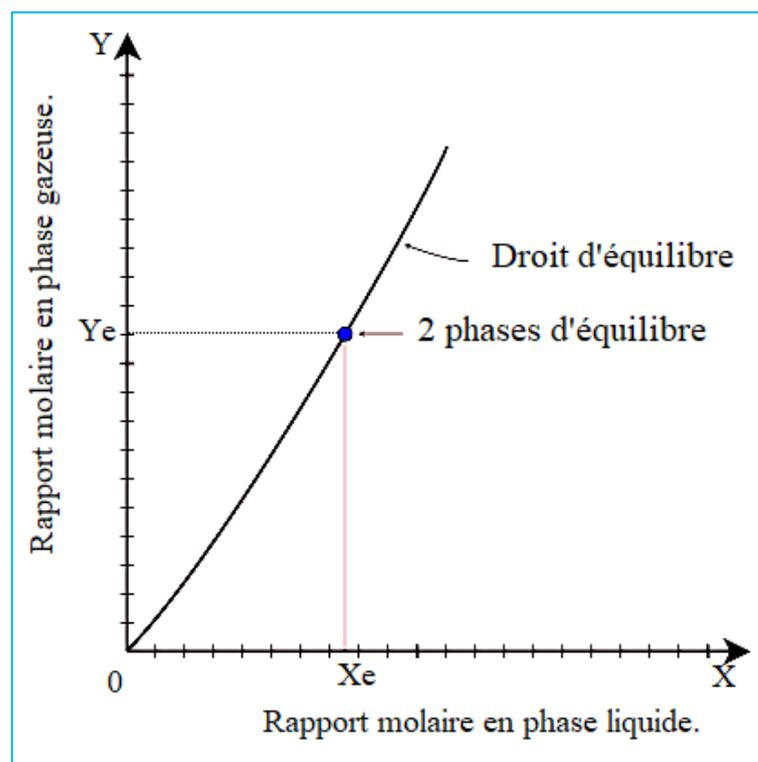


Fig. II.2 : Droit d'équilibre en rapport molaire  $Y=F(X)$ .

### II.4. Absorption isotherme :

La dissolution d'un gaz dans un liquide est un phénomène exothermique. Le débit du solvant dépendra en partie des conditions thermiques du fonctionnement. L'absorption pourra être considérée comme isotherme si :

- L'exothermicité du mélange est faible ;
- La quantité de matière absorbée est faible ;
- Le débit du solvant est élevé ;
- La colonne est rendue isotherme par un système de réfrigération.

**II.5. Bilans de matière :**

L'opération est effectuée en continu dans une colonne verticale où les phases circulent à contre-courant (Fig. II.3). Le bilan sur le soluté de l'ensemble de la colonne nous conduit à :

$$G_{N+1} + L_0 = G_1 + L_N \tag{II.4}$$

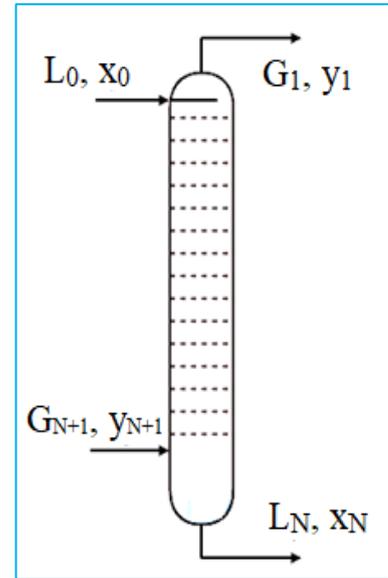
$$y_{N+1}G_{N+1} + x_0L_0 = y_1G_1 + x_NL_N \tag{II.5}$$

$L_0, L_N$  : débits massiques ou molaires de la phase liquide.

$G_1, G_{N+1}$  : débits massiques ou molaires de la phase gazeuse.

$y_1, y_{N+1}$  : titres massique ou molaire de la phase gazeuse à l'entrée et à la sortie de la colonne.

$x_0, x_N$  : titres massique ou molaire de la phase liquide à l'entrée et à la sortie de la colonne.



**Fig. II.3** : Notation des bilans matières dans un absorbeur.

**II.6 Concept d'étage théorique (NET) de colonnes à plateaux :**

Pour un mélange donné et des conditions (T, P) fixées, la droite opératoire peut se situer au-dessus ou en-dessous de la courbe d'équilibre. Sa position dépend uniquement de la teneur en soluté dans chaque phase aux extrémités de la colonne.

**II.6.1. Concept d'étage théorique McCabe-Thiele pour une absorption diluée :**

Le diagramme de McCabe-Thiele est plus utile lorsque la ligne d'opératoire est droite. Cela nécessite que l'équilibre énergétique soit automatiquement satisfait et le rapport entre le débit de liquide et gaz est constant ( $L/G = \text{constant}$ ). Pour l'équilibre énergétique soit automatiquement satisfait, nous devons supposer que :

- La chaleur d'absorption est négligeable ;
- Le système est isotherme et isobare.

Le rapport entre le débit de liquide et gaz est constant ( $L/G = \text{constant}$ ), on suppose tous les débits constants au long de la colonne :

$$L = L_0 = L_1 = \dots = L_N \tag{II.6}$$

$$G = G_1 = G_2 = \dots = G_{N+1} \tag{II.7}$$

**II.6.1.1. Droite opératoire :**

Bilan sur la zone limitée :

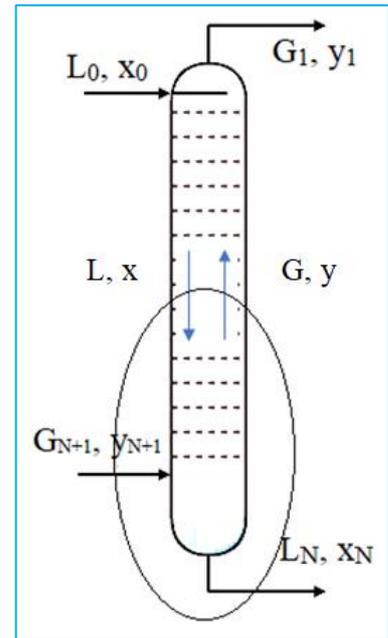
$$G_{N+1} + L = G + L_N \tag{II.8}$$

$$y_{N+1}G_{N+1} + xL = yG + x_NL_N \tag{II.9}$$

A partir des (II.6), (II.7), (II.8) et (II.9) on écrit :

$$(y - y_{N+1}) = \frac{L}{G}(x - x_N) \tag{II.10}$$

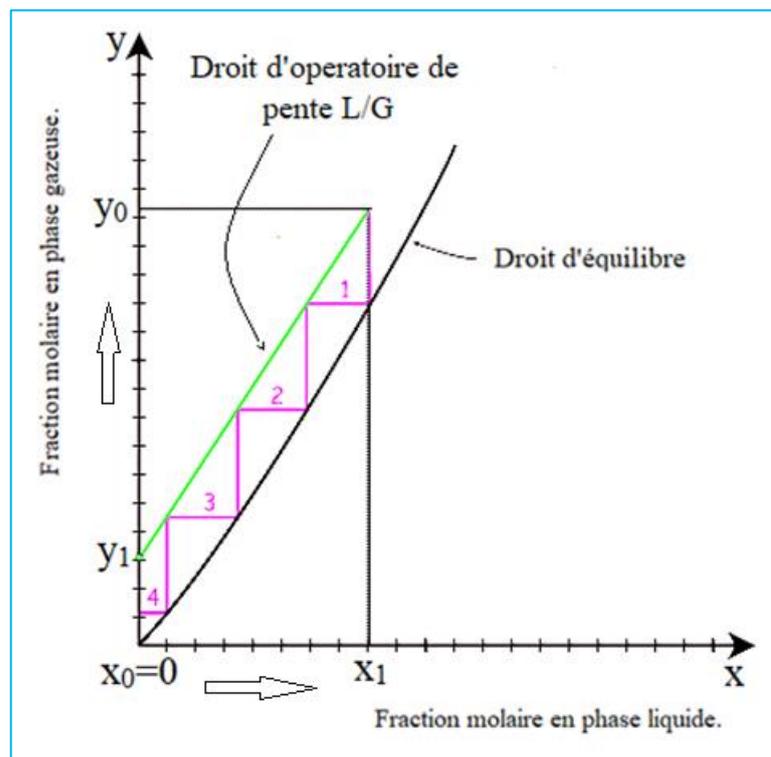
C'est l'équation de la droite opératoire dans le cas de gaz dilué, qui passe par les points  $(x_1, y_0)$  et  $(x_0, y_1)$ , coordonnées des deux extrémités de la colonne. Le tracé de cette droite opératoire sur la courbe d'équilibre permet de déterminer le NET de la colonne (Fig. II.4).



**Fig. II.4 :** Schéma d'absorbeur dans le cas de gaz dilué.

**Remarque :**

- ❖  $x_0 = x_1$  et  $y_N = y_{N+1}$  par ce que le débit de solvant dans la conduite est le même dans le premier étage et le débit de gaz dans la conduite est le même dans le dernier étage.



**Fig. II.4 :** Construction dans le cas de gaz dilué et colonne d'absorption à contre-courant.

## II.6.2. Concept d'étage théorique McCabe-Thiele pour une absorption concentrée :

Dans ce cas, la procédure d'analyse McCabe-Thiele peut être adaptée à des systèmes plus concentrés et les débits  $L$  et  $G$  ne sont pas constants. Nous aurons la ligne d'opérateur est droite si nous ferons les hypothèses suivantes :

- ❖ L'absorbant est non volatil ;
- ❖ Le gaz porteur est insoluble dans le liquide.

Le rapport entre le débit de solvant pur et gaz inerte pur est constant ( $L'/G' = \text{constant}$ ), nous aurons les relations suivantes :

$$\text{❖ } L' = L(1-x) \quad (\text{II.11})$$

$L'$  : débit du liquide exempt de soluté (solvant pur).

$$\text{❖ } G' = G(1-y) \quad (\text{II.12})$$

$G'$  : débit de gaz inerte exempt de soluté.

Ce débit est constant tout le long de la colonne lorsque le gaz inerte est insoluble dans le liquide.

$$\text{❖ } X = \frac{x}{1-x} = \frac{q^{\text{tite}} \text{ de soluté dans le solvant}}{q^{\text{tite}} \text{ de solvant pur}} \quad (\text{II.13})$$

$X$  : rapport massique ou molaire en soluté dans la phase liquide.

$$\text{❖ } Y = \frac{y}{1-y} = \frac{q^{\text{tite}} \text{ de soluté dans le gaz}}{q^{\text{tite}} \text{ de gaz inerte pur}} \quad (\text{II.14})$$

$Y$  : rapport massique ou molaire en soluté dans la phase gaz.

Même remarque au-dessus pour les  $x_0 = x_1$  et  $y_N = y_{N+1}$ .

### II.6.1.1. Droite opératoire :

Bilan sur la zone limitée :

$$G_{N+1} + L = G + L_N \quad (\text{II.15})$$

$$y_{N+1}G_{N+1} + xL = yG + x_N L_N \quad (\text{II.16})$$

– Débit de solvant pur :

$$L' = L(1-x) = L_0(1-x_0) = L_N(1-x_N) \quad (\text{II.17})$$

- Débit d'inerte pur

$$G' = G(1 - y) = G_{N+1}(1 - y_{N+1}) = G_1(1 - y_1) \quad (II.18)$$

En remplaçant  $L_N$  par  $\frac{L'}{(1-x_N)}$ ,  $L$  par  $\frac{L'}{(1-x)}$ ,  $G_{N+1}$  par

$\frac{G'}{(1-y_{N+1})}$  et  $G$  par  $\frac{G'}{(1-y)}$  on obtient :

$$L' \times \frac{x}{(1-x)} - L' \times \frac{x_N}{(1-x_N)} = G' \times \frac{y}{(1-y)} - G' \times \frac{y_{N+1}}{(1-y_{N+1})}$$

Soit encore  $G'(Y - Y_{N+1}) = L'(X - X_N)$ , qui s'écrit enfin :

$$(Y - Y_{N+1}) = \frac{L'}{G'}(X - X_N) \quad (II.19)$$

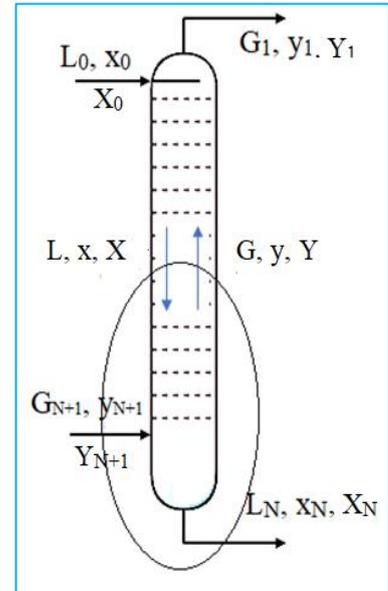


Fig. II.5 : Schéma d'absorbeur dans le cas de cas gaz concentré.

C'est l'équation de la droite opératoire, qui passe par les points  $(X_N, Y_{N+1})$  et  $(X_0, Y_1)$ , coordonnées des deux extrémités de la colonne. Le tracé de cette droite opératoire sur la courbe d'équilibre permet de déterminer le NET de la colonne.

**Remarques :**

- Cette construction peut être tracée sur la courbe d'équilibre en rapport massique ou en rapport molaire, le rapport  $L'/V'$  devant être dans les mêmes unités.
- Cette construction peut également être tracée sur la courbe d'équilibre en titre massique ou en titre molaire avec une approximation tout à fait satisfaisante si les titres sont inférieurs à quelques pourcent (1 à 5% par exemple).

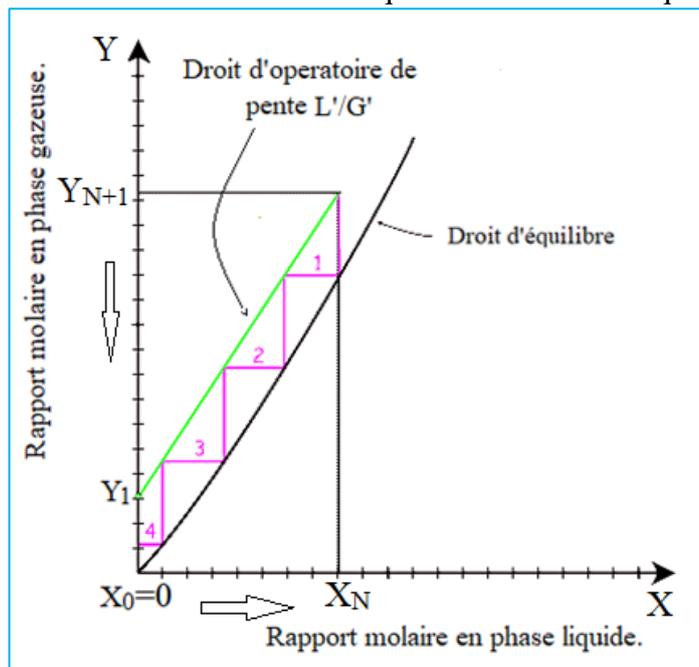
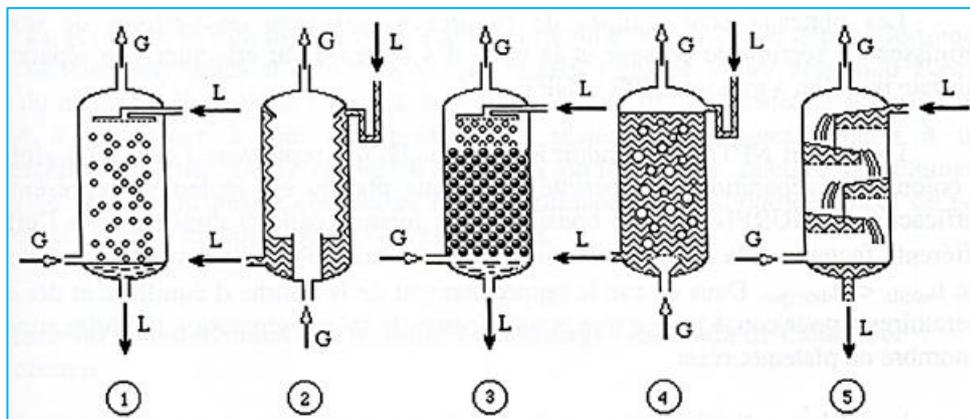


Fig. II.6 : Construction dans le cas de gaz concentré et colonne d'absorption à contre-courant.

## II.6. Notions de contacteurs :

La séparation des constituants d'un mélange par une opération en continue dépend de nombreux paramètres : la composition et la nature du mélange, la surface d'échange interfaciale, l'épaisseur des couches limites, les gradients de concentration de part et d'autre de l'interface, les conductivités mises en jeu dans le processus de séparation et l'écoulement (débits, régime) de chaque phase en présence. Ils définissent la densité de flux matière à travers l'interface d'échange et conditionnent le dimensionnement de la colonne c'est-à-dire l'investissement pour effectuer la séparation souhaitée.

Le dimensionnement de la colonne débute par la détermination de son diamètre. Sur la figure 1 les dispositifs présentés permettent la mise en contact de phases liquide et gazeuse circulant à contre-courant. Selon le type de colonne (garnissage, plateaux...) et les débits imposés, les vitesses des phases circulantes dépendront de son diamètre qui sera évalué en prenant en compte la section de passage disponible. Il existe des abaques qui permettent de prévoir la vitesse limite des phases pour éviter le processus d'engorgement. Le diamètre de la colonne sera généralement fixé à une valeur telle que la vitesse de la phase gazeuse ne dépasse pas 50 à 80 % la vitesse d'engorgement.



- 1) Colonne à gouttes
- 2) Colonne à film
- 3) Colonne à garnissage
- 4) Colonne à bulles
- 5) Colonne à plateaux perforés

**Figure 1** : les différents types de contacteur gaz-liquide.

L'estimation de la hauteur de la colonne est plus complexe et fait appel aux notions de plateau théorique ou d'unité de transfert.

**Exercice 1 :**

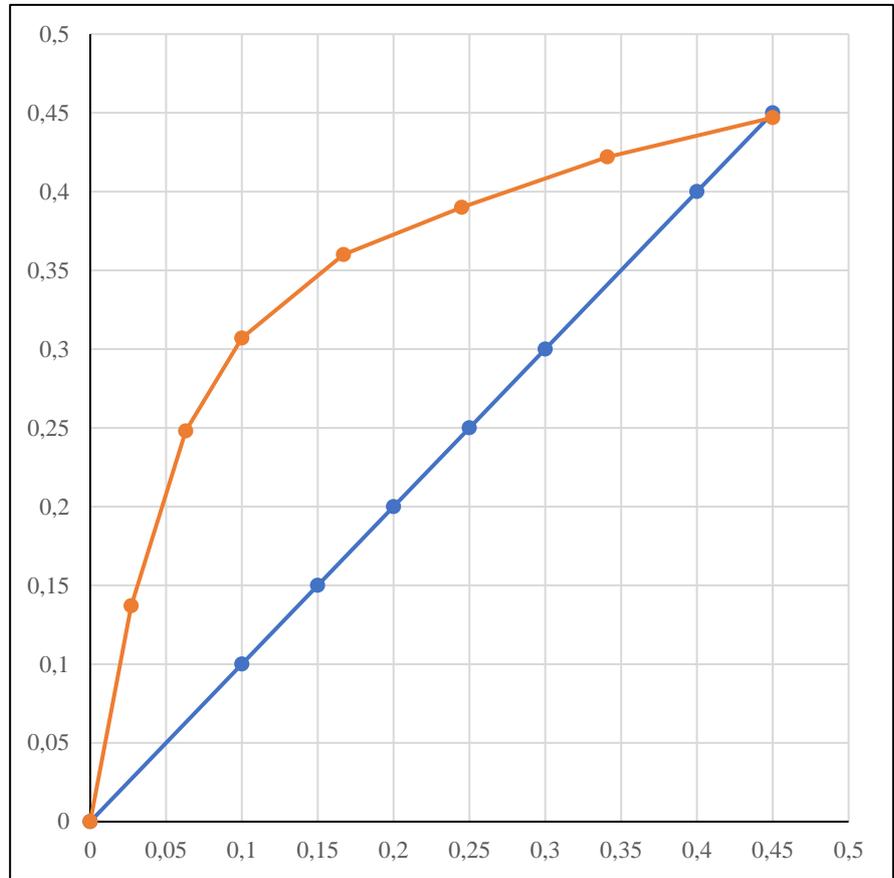
On souhaite séparer un courant de 250 moles/h d'un mélange benzène (80%) éthanol (20%). On utilisera une colonne munie d'un condenseur total et d'un rebouilleur partiel. L'alimentation est sous forme d'un mélange de deux phases dont 30% est vapeur et le reflux externe vaut 1. On souhaite récupérer un courant riche à 40% en éthanol et un autre courant riche à 97.5% en benzène.

- Quel est le nombre d'étages nécessaire à cette séparation et quelle est la position optimale de l'alimentation ?
- Quels sont les débits de distillat et de résidu ?

Données d'équilibre sous 101.3 kPa.

Binaire Ethanol- Benzène

| Ethanol | A       |        |
|---------|---------|--------|
| Benzène | B       |        |
|         | Liquide | Vapeur |
| T (°C)  | $x_A$   | $y_A$  |
| 76.1    | 0.0267  | 0.137  |
| 72.7    | 0.063   | 0.248  |
| 70.8    | 0.1     | 0.307  |
| 69.2    | 0.167   | 0.36   |
| 68.4    | 0.245   | 0.39   |
| 68      | 0.341   | 0.422  |
| 67.9    | 0.45    | 0.447  |
| 68      | 0.578   | 0.478  |
| 68.7    | 0.68    | 0.528  |
| 69.5    | 0.766   | 0.566  |
| 70.4    | 0.82    | 0.615  |
| 72.7    | 0.905   | 0.725  |
| 76.9    | 0.984   | 0.937  |



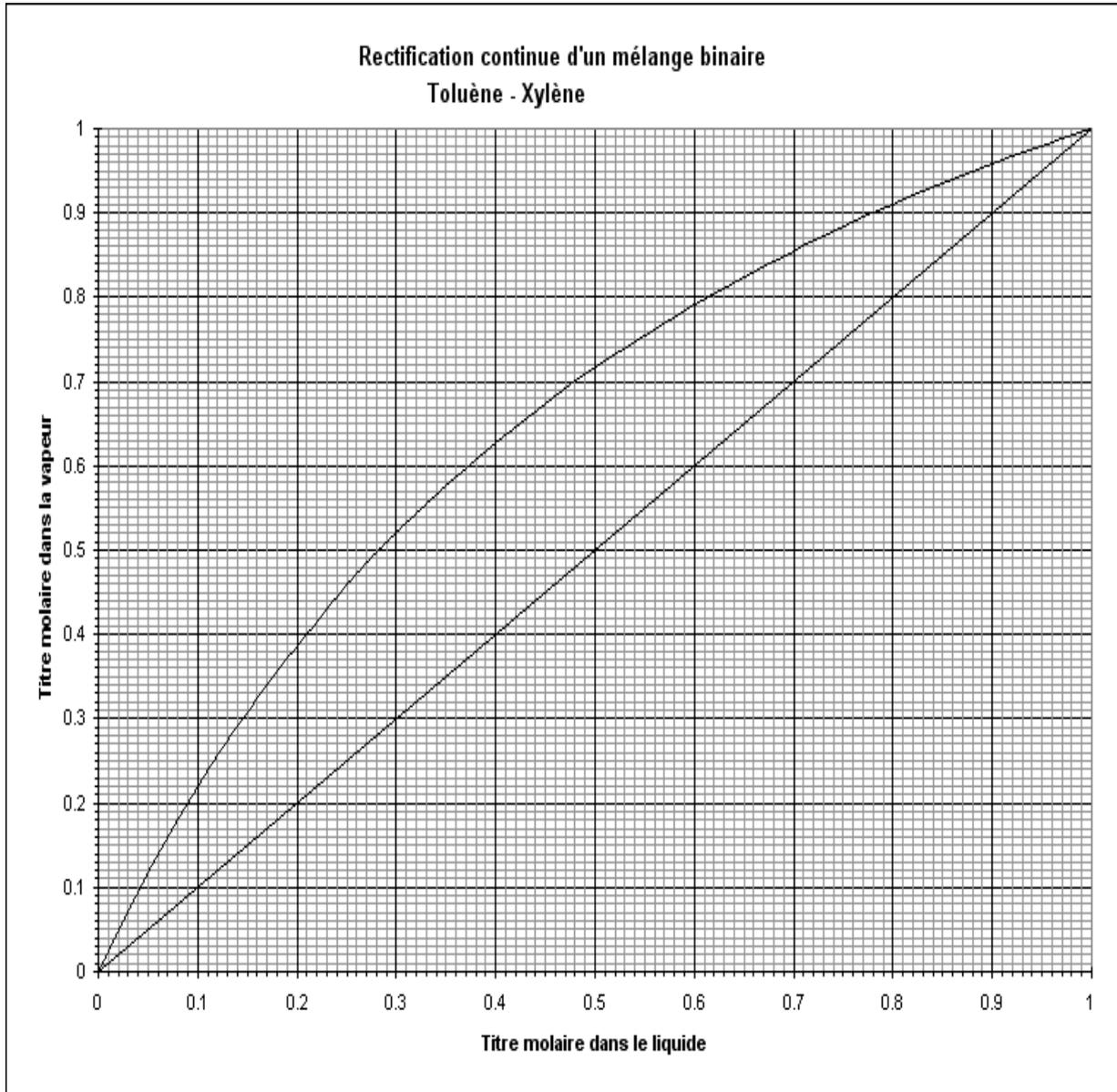
**Exercice 2 :**

Un mélange binaire équimolaire toluène-xylène est séparé dans une colonne de distillation continue. Les équations des droites opératoires sont :

$$Y_{n+1} = 0.663x_n + 0.32 \quad (\text{droite de la section d'enrichissement})$$

$$Y_m = 1.329x_{m+1} - 0.01317 \quad (\text{droite de la section d'épuisement})$$

- Tracer la droite de la section d'alimentation avec  $z_f = 0.6$ .
- Calculer le nombre de plateaux nécessaire pour cette séparation.



**Exercice 3 :**

Un soluté A doit être récupéré à partir d'un gaz porteur inerte B par absorption dans un solvant. Le gaz entrant dans l'absorbeur s'écoule à un débit de 500 kmol / h avec 30% de soluté et le gaz lavé en sort avec 1% de soluté A. Le solvant entre dans l'absorbeur s'écoule à un débit de 1500 kmol / h avec  $x = 0,001$ . La relation d'équilibre est  $y = 2,8 x$ . Le gaz porteur peut être considéré insoluble dans les solvants et le solvant peut être considéré non volatil.

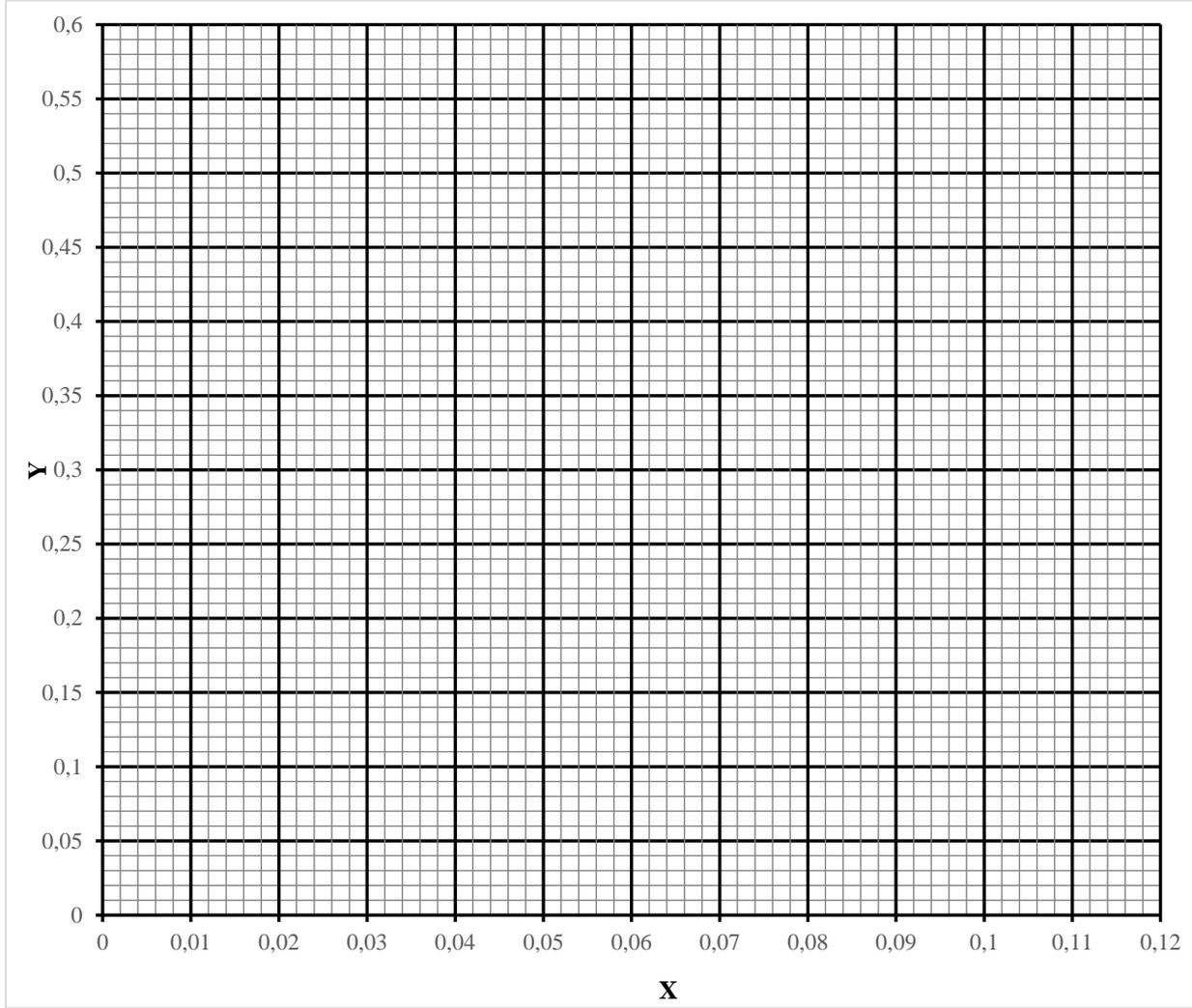
- 1) Déterminer le nombre d'étages théoriques nécessaires à cette séparation (la méthode graphique de McCabe-Thiele).

جامعة الشهيد حمه لخضر الوادي

السنة الدراسية: 2020/2019  
المادة: Opérations unitaires  
التخصص: هندسة كيميائية

السلسلة رقم 3

كلية: التكنولوجيا  
قسم: هندسة الطرائق وبتروكيميااء  
المستوى: السنة الثالثة هندسة الطرائق



## Solutionnaires des exercices du distillation :

## Exercice 5

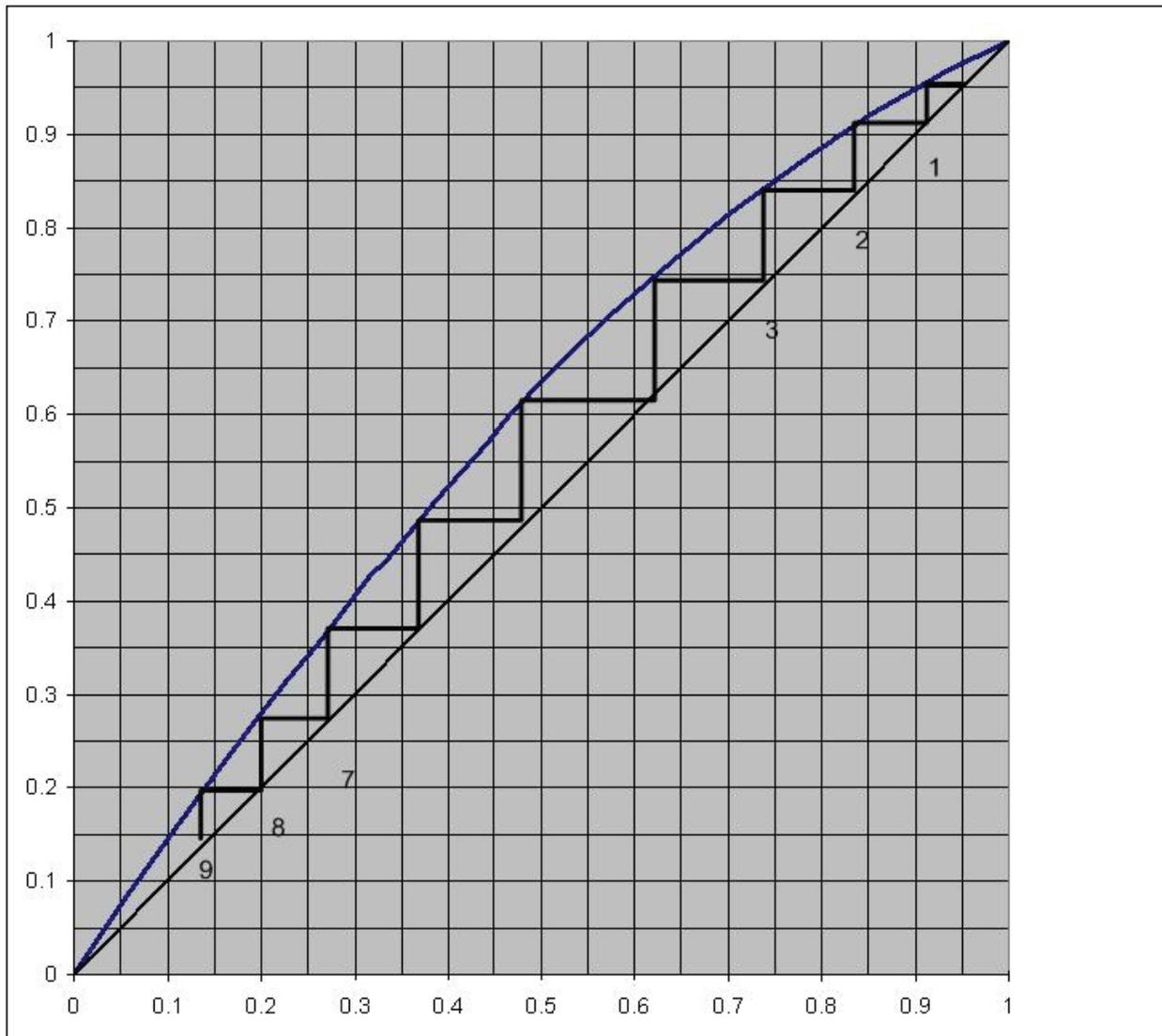
(Pour appliquer la méthode de Mc Cabe et Thiele)

Soit un mélange de chloroforme et de benzène de composition molaire 65-35% dont les données d'équilibre sont les suivantes :

On désire séparer ce mélange en une fraction riche titrant 95% en chloroforme et une fraction pauvre titrant 13%.

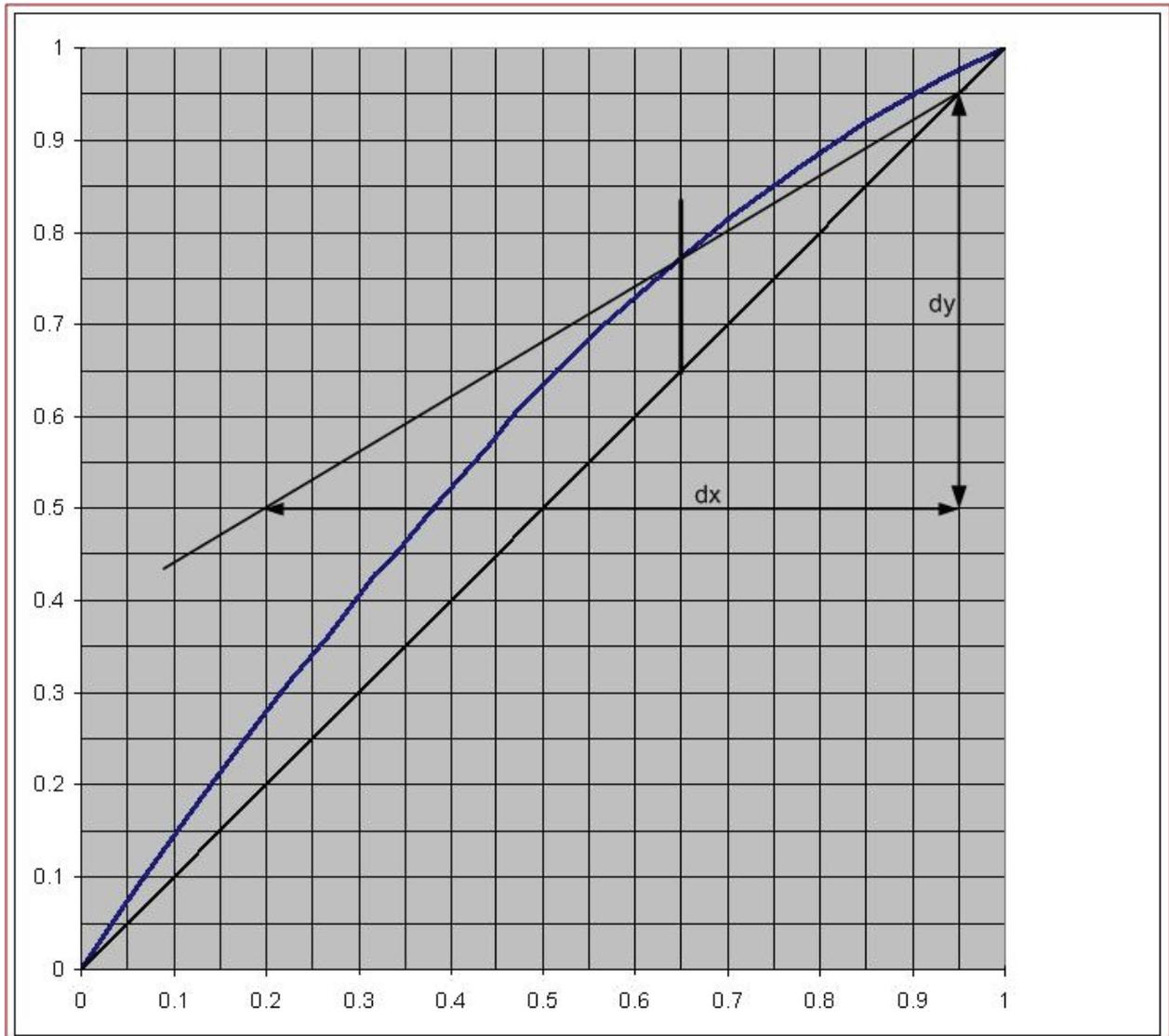
- 1) Tracer le diagramme  $y$  vs  $x$
- 2) Quel est le nombre minimal de plateau requis pour cette séparation

La construction avec la première bissectrice donne 9 plateaux



3) Sachant que l'alimentation est un liquide saturé, quel est le taux de reflux  $V$  minimum ?

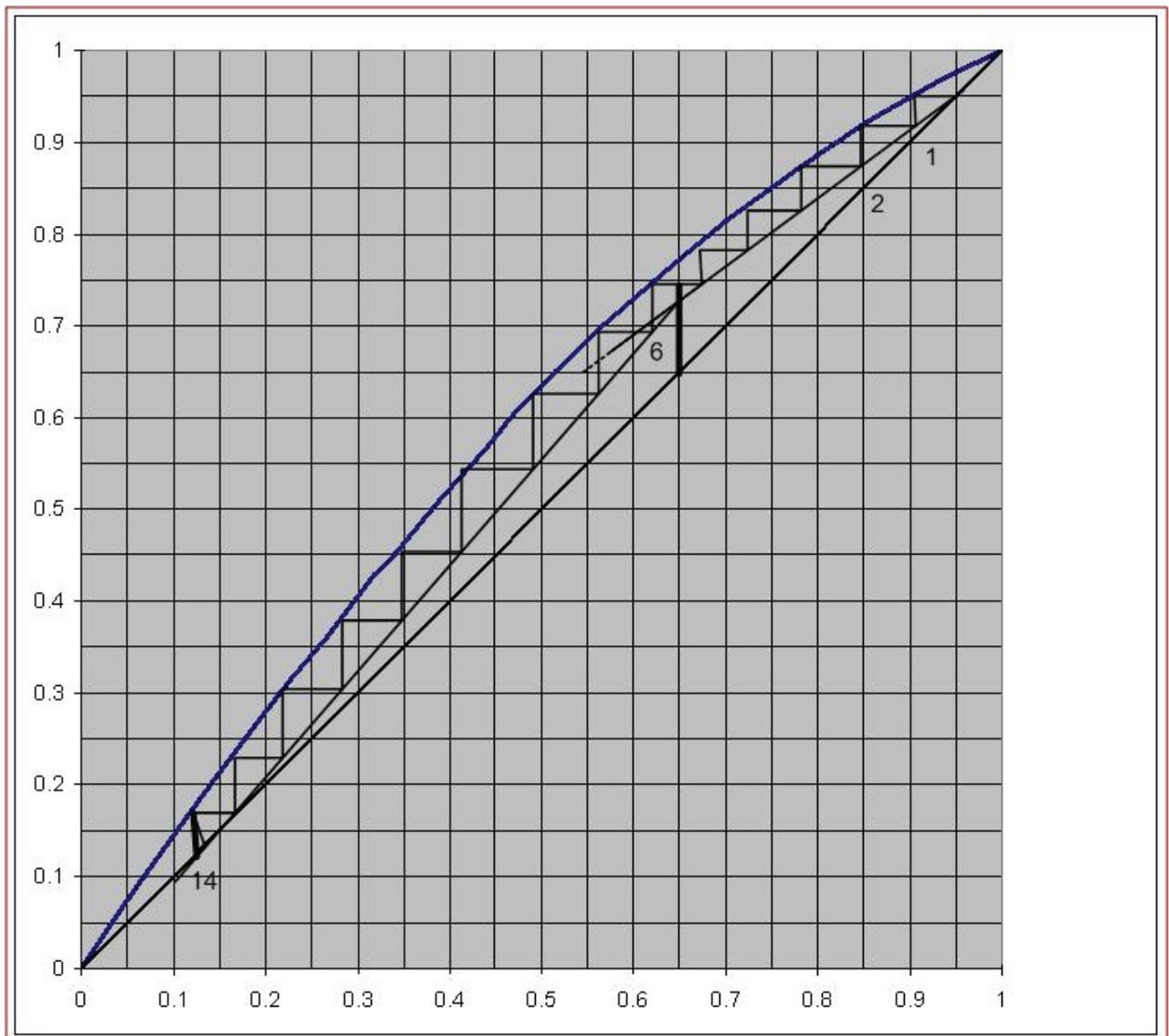
On trace la droite d'alimentation pour un liquide saturé (verticale) passant par  $x=y=z_F$ . On cherche l'intersection de la droite opératoire passant par  $x=y=X_D$  avec la courbe d'équilibre et la droite d'alimentation. La pente de cette droite vaut  $(dy/dx)=9/15=0.6$



- 4) On se fixe le taux de reflux ( $L/V$ )=0.75, quel est le nombre d'étages théoriques et la position optimale de l'alimentation (on prendra l'étage 1 en tête de colonne)

On trace la droite opératoire de la zone d'enrichissement  $L/V=0.75(=3/4=6/8)$

Il faut entre 13 et 14 plateaux ( $\approx 13.7$ ) et le plateau optimal pour l'alimentation est le no 6



- 5) Quels sont les débits des courants récupérés en tête et en pied de colonne sachant que le débit d'alimentation est de 100 kmole/heure?

$$F = D + B \quad z_F F = x_D D + x_B B$$

$$z_F F = x_D D + x_B (F - D) \Rightarrow (z_F - x_B) F = (x_D - x_B) D$$

$$D = \frac{(z_F - x_B)}{(x_D - x_B)} F \Rightarrow D = \frac{(0.65 - 0.13)}{(0.95 - 0.13)} 100 = 63.41 \quad B = F - D = 100 - 63.41 = 36.59$$

- 6) Quels sont les débits des courants liquide et vapeur qui se croisent dans les zones de rectification et d'épuisement ?

Dans la zone de rectification :

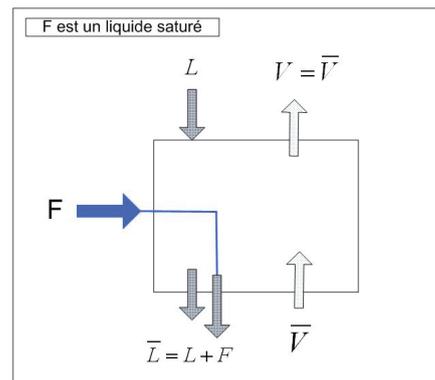
$$\frac{L}{D} = \frac{L}{V-L} = \left( \frac{V-L}{L} \right)^{-1} = \left( \frac{V}{L} - 1 \right)^{-1} = \left( \frac{1}{0.75} - 1 \right)^{-1} = 3 \quad L = 3 \times 63.41 = 190.23$$

$$\frac{L}{V} = 0.75 \Rightarrow V = \frac{L}{0.75} = \frac{190.23}{0.75} = 253.64$$

L'alimentation est un liquide saturé :

$$\bar{L} = L + F = 190.23 + 100 = 290.23$$

$$\bar{V} = V = 253.64$$



- 7) Quelles sont les températures en tête, en pied de colonne et à l'alimentation

Avec le tableau des données d'équilibre on trouve :

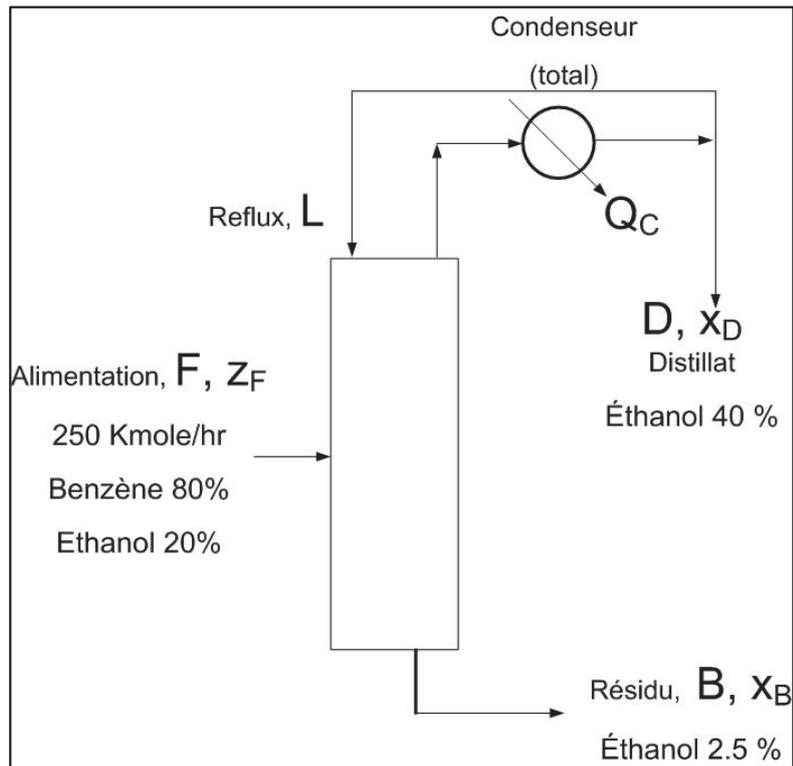
En pied  $T \approx 78 \text{ }^\circ\text{C}$  en tête  $T \approx 63.2 \text{ }^\circ\text{C}$  à l'alimentation  $T \approx 68 \text{ }^\circ\text{C}$

## Solutionnaires des exercices du distillation et absorption :

## Exercice 1:

a) Le schéma de la séparation est :

Commentaire : Attention de bien identifier que le courant à 40% en éthanol sort en tête : (température plus basse dans le tableau des données d'équilibre)



$$\text{reflux externe} = \frac{L}{D} = 1 \quad \Rightarrow \quad \frac{L}{V} = \left(1 + \frac{D}{L}\right)^{-1} = (1+1)^{-1} = \frac{1}{2}$$

Pour la construction graphique :

1) on place les 3 points sur la première bissectrice

(P1)  $x=y=x_D$

(P2)  $x=y=x_B$

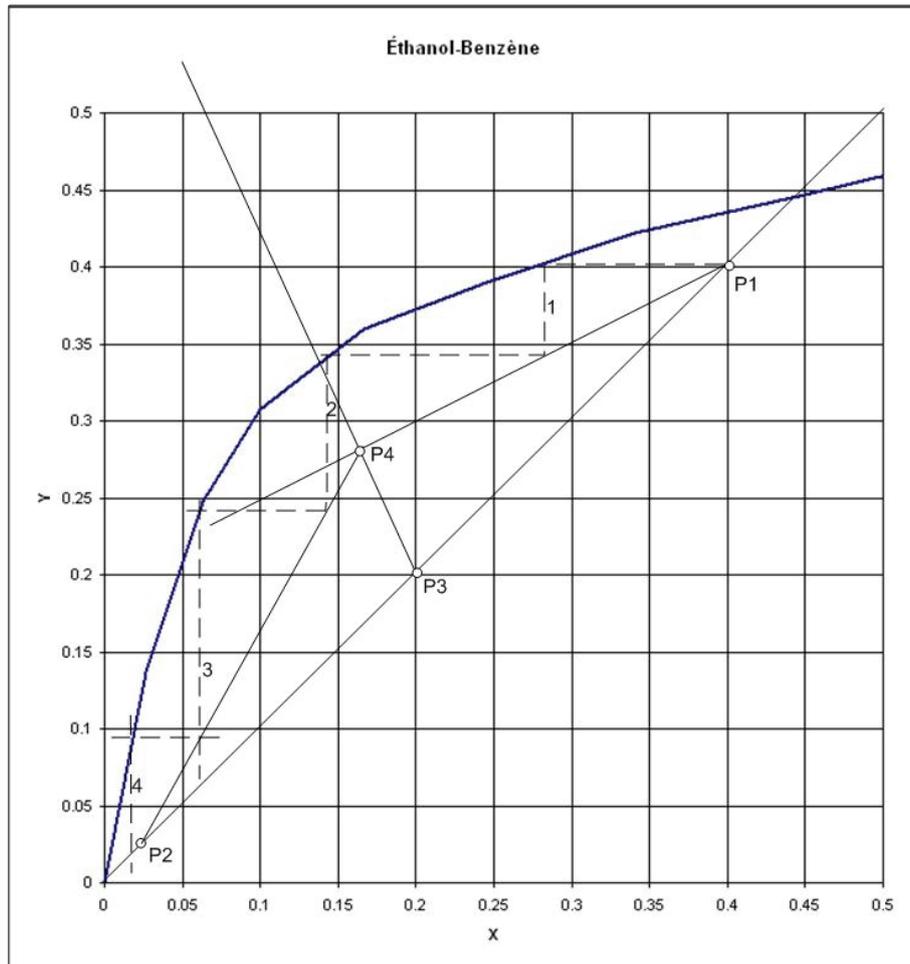
(P3)  $x=y=z_F$

2) on trace la droite opératoire de la zone de rectification (DR) de pente  $\frac{1}{2}$  passant par P1

3) on trace la droite de l'alimentation (DA) de pente -2.333 passant par P3 et en utilisant son intersection (P4) avec la droite opératoire de la zone d'enrichissement

4) on trace la droite opératoire de la zone d'épuisement (DE) qui passe par P2

On trouve environ 3.8 étages et l'intersection des 3 droites DR-DA-DE se trouve sous l'étage no 2 qui est l'étage optimal de l'alimentation.



Commentaire : avec un rebouilleur partiel, équivalent à un étage, la colonne à installer pour cette séparation devrait comporter  $(3.8 - 1) = 2.8 \approx 3$  plateaux.

c)

$$\frac{D}{F} = \frac{(z_F - x_B)}{(x_D - x_B)} = \frac{(0.2 - 0.025)}{(0.4 - 0.025)} = 0.4672 \Rightarrow D = 116.79 \quad B = F - D = 133.21$$

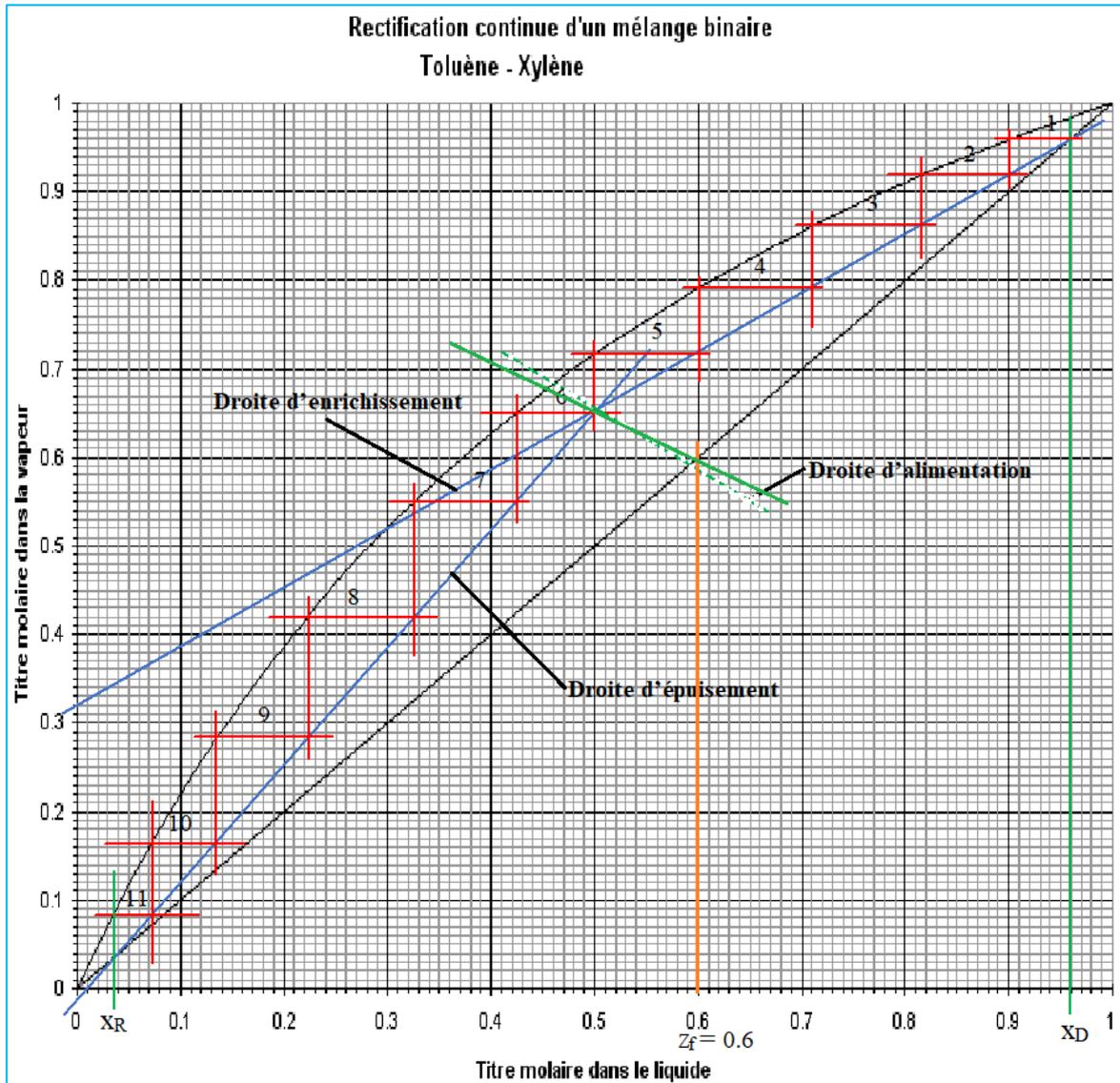
## Exercice 2

Un mélange binaire équimolaire toluène-xylène est séparé dans une colonne de distillation continue. Les équations des droites opératoires sont :

$$Y_{n+1} = 0.663x_n + 0.32 \quad (\text{droite de la section d'enrichissement})$$

$$Y_m = 1.329x_{m+1} - 0.01317 \quad (\text{droite de la section d'épuisement})$$

1. On a tracé la droite de l'alimentation avec  $z_f = 0.6$  dans le graphique ci-dessous.



2. A partir du graphique le nombre des plateaux nécessaire pour cette séparation est 11 plateaux.

### Exercice 3

1000 m<sup>3</sup>/h d'un mélange gazeux contenant 10 % molaire de soluté, entre dans un absorbeur à contre-courant fonctionnant à T = 300 K et P = 106,658 kPa. 90 % molaire du soluté de départ sont absorbés. Le solvant initialement utilisé est pur et après le processus d'absorption, il sort de la colonne enrichie de 5% molaire de soluté. Calculer le débit de solvant (en kmol/h) ?

$$X = \frac{x}{1-x} ; Y = \frac{y}{1-y}$$

$$G_e = \frac{G_s}{1-y_e}$$

$$\Rightarrow G_s = G_e (1-y_e)$$

**Exo 1 :**  
 $V = 1000 \text{ m}^3/\text{h}$   
 $y_e = 0,1$   
 $T = 300 \text{ K}$   
 $P = 106,658 \text{ kPa}$   
 liquide pure  $\Rightarrow x_e = 0$   
 $x_s = 0,05$

$G_s = \text{inerte}$   
 $G_s = \text{cte}$

$G_e = \frac{PV}{RT} = \frac{106,658 \cdot 10^3 \cdot 1000}{8,314 \cdot 300}$ 

$$G_e = 42,76 \text{ kmol/h}$$

$$G_s = G_e (1-y_e) = 42,76 (1-0,1)$$

$$G_s = 38,48 \text{ kmol/h}$$

Calcul de  $Y_s$  ?  
 $Y_s = \frac{\text{mole sortant top colonne}}{\text{qte de soluté } (G_s)}$

nombre de mole sortant =  
 entrée - absorbé  
 $= 0,1 \times 42,76 - 0,1 \times 42,76 \times 0,9$   
 $= 0,4276 \text{ kmol/h}$   
 $Y_s = \frac{0,4276}{38,48} = 0,011$   
 $X_e = \frac{x_e}{1-x_e} = 0$

$X_s = \frac{x_s}{1-x_s} = \frac{0,05}{1-0,05} = 0,0526$   
 $Y_e = \frac{y_e}{1-y_e} = \frac{0,1}{1-0,1} = 0,1111$

$$L_s = G_s \left( \frac{Y_e - Y_s}{X_s - X_e} \right)$$

$$L_s = 38,48 \left( \frac{0,1111 - 0,011}{0,0526 - 0} \right)$$

Calcul de  $G_s$  :  
 $G_e = G_s + G_e \cdot y_e$   
 (inerte) soluté

Exercice 3 : Absorption

1) Calcul des débits -  
B.M.G.

$$L_0 + V_0 = L_1 + V_1 \quad \text{--- (1)}$$

B.M.B. (solute A)

$$n_0 L_0 + V_0 y_0 = n_1 L_1 + y_1 V_1 \quad \text{--- (2)}$$

$$V' = V_0(1 - y_0) = V_1(1 - y_1) \quad \text{--- (3)}$$

$$\text{(3) } \Rightarrow V_1 = \frac{V_0(1 - y_0)}{(1 - y_1)}$$

$$\underline{AN'} \quad V_1 = 500 \frac{1 - 0,3}{1 - 0,01} = \underline{353,535 \text{ kmol/h}}$$

$$\text{(1) } \Rightarrow L_1 = L_0 + V_0 - V_1 \quad \underline{AN'} \quad L_1 = 1500 + 500 - 353,535 = \underline{1646,465 \text{ kmol/h}}$$

$$\text{(2) } \Rightarrow x_1 = \frac{n_0 L_0 + V_0 y_0 - y_1 V_1}{L_1} = \underline{0,0899}$$

2) Nbre d'étage théorique -  
 $(Y - Y_0) = \frac{L'}{V'} (X - X_1) \quad \text{--- (4)}$

$$L' = L_0(1 - n_0) = 1500(1 - 0,001) = \underline{1498,5 \text{ kmol/h}}$$

$$V' = V_0(1 - y_0) = 500(1 - 0,3) = \underline{350 \text{ kmol/h}}$$

$$Y_0 = \frac{y_0}{1 - y_0} = \frac{0,3}{1 - 0,3} = 0,429$$

$$X_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0,01}{1 - 0,01} = 0,0101$$

$$X_0 = \frac{0,001}{1 - 0,001} \approx 0,001$$

$$X_1 = \frac{n_1}{1 - n_1} = \frac{0,0899}{1 - 0,0899} = \underline{0,0987}$$

$$\frac{L'}{V'} = \frac{1498,5}{350} = 4,28$$

$$\text{(4) } \Rightarrow (Y - 0,429) = 4,28(X - 0,0987) \quad \text{Arête d'opération}$$

$$Y = 2,8X \quad \text{Arête d'équilibre}$$

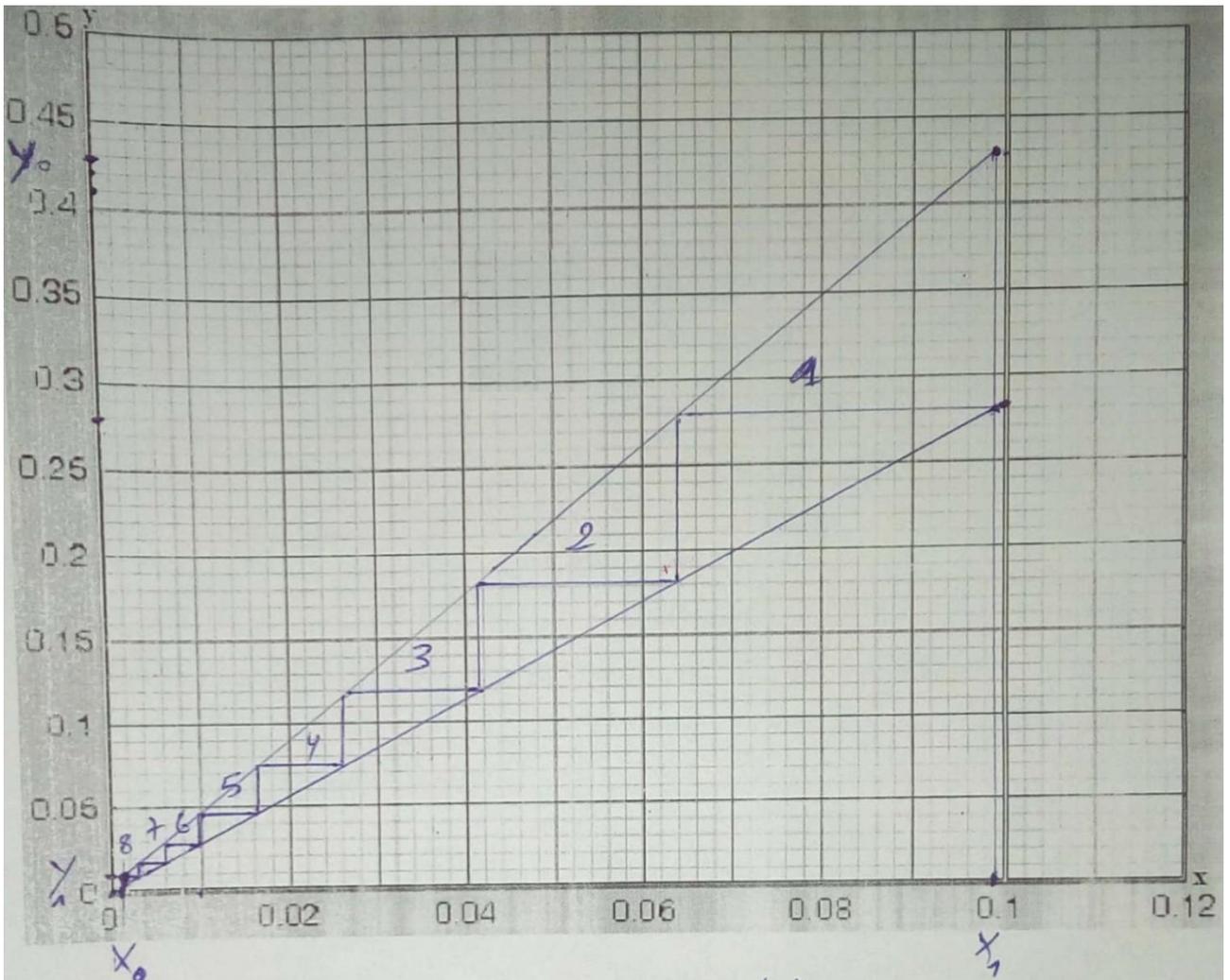
$$L_0 \quad X=0 \Rightarrow Y_{20}, \quad X_{20,1} \Rightarrow Y = 0,28$$

Après avoir le graphique  $\Rightarrow$  NET = 8 étage

(3)

$L_0 = 1500 \text{ kmol/h}$   
 $n_0 = 0,001$   
 $V_1 = ?$   
 $y_1 = 0,01$

$L_1 = ?$   
 $n_1 = ?$   
 $V_0 = 500 \text{ kmol/h}$   
 $y_0 = 0,3$



A partir du graphique le nombre des plateaux nécessaire à cette séparation est 8 plateaux.