

CHAPITRE V

DIMENSIONNEMENT D'UNE COLONNE

1 - LES CONTACTEURS GAZ-LIQUIDE

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.

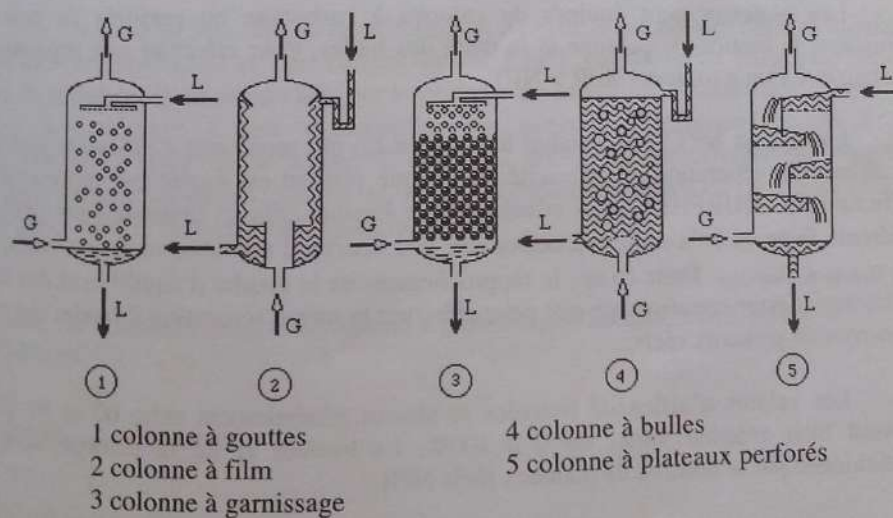


Figure 1 : les différents types de contacteur gaz-liquide.

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

CHAPITRE V DIMENSIONNEMENT D'UNE COLONNE

1-LES CONTACTEURS GAZ-LIQUIDE

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 dépendent 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.

2 – NOTION DE NOMBRE ET HAUTEUR DES PLATEAUX THEORIQUES

2.1. Détermination du nombre de plateaux théoriques : NPT

Pour déterminer NPT d'une colonne on fonctionne à reflux partiel ou reflux total. On effectue des prélèvements en tête et en pied de colonne pour connaître les compositions. Par construction graphique on peut donc atteindre la valeur de NPT en s'appuyant alternativement sur la courbe d'équilibre théorique (α théorique = $\frac{P_{\text{vapeur}}}{P_{\text{liquide}}}$ en distillation) et sur les droites opératoires par tracé des marches ou gradins. Cette grandeur n'a d'intérêt que si l'on admet qu'elle ne dépend ni du mélange binaire utilisé ni des conditions de fonctionnement. Ces conditions ne sont en réalité jamais remplies et de nombreux facteurs interviennent :

- ceux liés à la construction : nature du plateau (trous et forme des calottes de barbotage, hauteur de liquide) ou du garnissage (taille, forme...)
- ceux liés à des facteurs physicochimiques à l'origine de la formation des bulles, des gouttes ou des films liquides (densité, viscosité, tension superficielle)
- ceux liés au fonctionnement de la colonne : débits de vapeur et de liquide

2.2. Détermination du nombre de plateaux réels dans les colonnes à plateaux : NPR

Les plateaux sont équipés de calottes à barbotage ou perforés de trous qui définissent la section de passage et la taille des bulles. Pour effectuer une séparation on constate que l'on a toujours $\text{NPR} > \text{NPT}$.

Le rapport NPT/NPR conduit à la valeur E_G qui représente l'efficacité globale de la colonne de séparation. L'efficacité de chaque plateau est également représentée par l'efficacité de MURPHREE qui considère que lorsque celle-ci diminue sous l'effet de différents facteurs cela revient à considérer une courbe d'équilibre réelle (α réelle) telle que $\alpha_{\text{réelle}} < \alpha_{\text{théorique}}$. Dans ce cas le rapprochement de la courbe d'équilibre et des droites opératoires a pour conséquence que pour effectuer la même séparation il faudra augmenter le nombre de plateaux réels.

Les valeurs d'efficacité trouvées se situent généralement entre 60 et 80 % mais peuvent bien entendu varier de 0 à 100%. La hauteur H de la colonne sera donc conditionnée par le nombre de plateaux réels NPR.

2.3. Cas des colonnes à garnissage : notion de HEPT

Ce type de colonne d'investissement plus faible que celles à plateaux sont particulièrement intéressantes lorsque l'on souhaite minimiser la perte de charge dans l'écoulement. C'est par exemple le cas dans une distillation à pression réduite lorsque l'on

On souhaite séparer des composés susceptibles de se

Dans le cas d'un plus arbitraire P continue tout le grandeur la HEP

Ainsi pour un garnissage néces

Une meilleure garnissage. La H

3 – ETUDE D

3.1. Introduction

Dans le cas d'un assez peu des tension superficielle.

En revanch de ces facteurs P nature du mélange colonne à garn représentation él garnissage comm différentiel : c'es

3.2. Etude du tra Colburn

3.2.1. Introduction

1) Bilan sur la co

Considérons cette colonne, d rôle du garnissage une phase gazeus

2- NOTION DE NOMBRE ET HAUTEUR DES THÉORIQUES

2.1. Détermination du nombre de plateaux théoriques : NPT

Pour déterminer NPT d'une colonne on fonctionne à reflux partiel ou reflux total on effectue des prélèvements en tête et en pied de colonne pour connaître les compositions. Par construction graphique on peut donc atteindre la valeur de NPT en s'appuyant alternativement sur la courbe d'équilibre théorique ($a_{\text{théorique}} = P_{\text{sat}}/P_{\text{satB}}$ en distillation) et sur les droites opératoires par tracé des marches ou gradins. Cette grandeur n'a d'intérêt que si l'on admet qu'elle ne dépend ni du mélange binaire utilisé ni des conditions de fonctionnement. Ces conditions ne sont en réalité jamais remplies et nombreux facteurs interviennent :

- ceux liés à la construction: nature du plateau (trous et forme des calottes de barboteur hauteur de liquide) ou du garnissage (taille, forme...)
- ceux liés à des facteurs physicochimiques à l'origine de la formation des bulles, de gouttes ou des films liquides (densité, viscosité, tension superficielle)
- ceux liés au fonctionnement de la colonne : débits de vapeur et de liquide

2.2. Détermination du nombre de plateaux réels dans les colonnes à plateaux : NPR

Les plateaux sont équipés de calottes à barbotage ou perforés de trous définissent la section de passage et la taille des bulles. Pour effectuer une séparation, on constate que l'on a toujours $\text{NPR} > \text{NPT}$.

Le rapport NPT/NPR conduit à la valeur EG qui représente l'efficacité globale de la colonne de séparation. L'efficacité de chaque plateau est également représentée par l'efficacité de MURPHREE qui considère que lorsque celle-ci diminue sous l'effet de différents facteurs cela revient à considérer une courbe d'équilibre réelle ($a_{\text{réelle}}$) telle que $a_{\text{réelle}} < a_{\text{théorique}}$.

Dans ce cas le rapprochement de la courbe d'équilibre et des droites opératoires a pour conséquence que pour effectuer la même séparation il faudra augmenter le nombre de plateaux réels.

Les valeurs d'efficacité trouvées se situent généralement entre 60 et 80 % mais bien entendu varier de 0 à 100%. La hauteur H de la colonne sera donc conditionnée par le nombre de plateaux réels NPR.

2.3. Cas des colonnes à garnissage: notion de HEPT

Ce type de colonne d'investissement plus faible que celles à plateaux sont particulièrement intéressantes lorsque l'on souhaite minimiser la perte de charge dans l'écoulement. C'est par exemple le cas dans une distillation à pression réduite lorsque l'on

souhaite séparer les mélanges de molécules présentant des points d'ébullition élevés mais susceptibles de se décomposer sous l'influence de la température.

Dans le cas d'une colonne à garnissage la notion de plateau théorique est encore plus arbitraire puisque les compositions du liquide et de la vapeur varient de façon continue tout le long de la colonne. On caractérise alors la qualité du garnissage par une grandeur la HEPT (hauteur équivalente à un plateau théorique) avec la relation.

$$\text{HEPT} \times \text{NPT} = \text{hauteur théorique de garnissage} = H$$

Ainsi pour un mélange et des conditions de séparation fixées, la hauteur de garnissage nécessaire sera d'autant plus faible que la HEPT sera faible.

Une meilleure séparation est donc obtenue par l'augmentation de la hauteur de garnissage. La HEPT est donc une grandeur qui est l'inverse d'une efficacité.

3 - ETUDE D'UNE COLONNE A GARNISSAGE

3.1. Introduction

Dans le cas des plateaux réels, la hauteur de liquide c'est-à-dire la HEPT dépend assez peu des facteurs physiques du mélange telles que la viscosité et la tension superficielle.

En revanche le film liquide qui s'écoule et mouille le garnissage dépend fortement de ces facteurs physiques et l'on conçoit que la HEPT puisse varier beaucoup avec la nature du mélange. Il est donc clair que le principe du calcul qui consiste à assimiler une colonne à garnissage à une superposition de plateaux théoriques conduit à une représentation éloignée de la réalité. Il est alors préférable de calculer la colonne à garnissage comme un milieu continu et de lui appliquer une méthode de calcul de type différentiel : c'est la méthode de Chilton et Colburn.

3.2. Etude du transfert dans une colonne à garnissage : méthode de Chilton et Colburn

3.2.1. Introduction, hypothèses

1) Bilan sur la colonne

Considérons une colonne constituée d'un garnissage de hauteur H et un élément de cette colonne, d'épaisseur dz , situé à la hauteur Z du bas de la colonne. Pour illustrer le rôle du garnissage, nous allons considérer le cas particulier du transfert d'un soluté depuis une phase gazeuse (G) vers la phase liquide (L) par un processus d'absorption.

souhaite séparer les mélanges de molécules présentant des points d'ébullition élevés mais susceptibles de se décomposer sous l'influence de la température.

Dans le cas d'une colonne à garnissage la notion de plateau théorique est encore plus arbitraire puisque les compositions du liquide et de la vapeur varient de façon continue tout le long de la colonne. On caractérise alors la qualité du garnissage par une grandeur la HEPT (hauteur équivalente à un plateau théorique) avec la relation.

$$\text{HEPT} \times \text{NPT} = \text{hauteur théorique de garnissage} = H$$

Ainsi pour un mélange et des conditions de séparation fixées, la hauteur de garnissage nécessaire sera d'autant plus faible que la HEPT sera faible.

Une meilleure séparation est donc obtenue par l'augmentation de la hauteur de garnissage. La HEPT est donc une grandeur qui est l'inverse d'une efficacité.

3- ETUDE D'UNE COLONNE À GARNISSAGE

3.1. Introduction

Dans le cas des plateaux réels, la hauteur de liquide c'est-à-dire la HEPT dépend assez peu des facteurs physiques du mélange tels que la viscosité et la tension superficielle.

En revanche, le film liquide qui s'écoule et mouille le garnissage dépend fortement de ces facteurs physiques et l'on conçoit que la HEPT puisse varier beaucoup avec la nature du mélange. Il est donc clair que le principe du calcul qui consiste à assimiler une colonne à garnissage à une superposition de plateaux théoriques conduit à une représentation éloignée de la réalité. Il est alors préférable de calculer la colonne à garnissage comme un milieu continu et de lui appliquer une méthode de calcul de type différentiel : c'est la méthode de Chilton et Colburn.

3.2. Etude du transfert dans une colonne à garnissage : méthode de Chilton et Colburn

3.2.1. Introduction, hypothèses

1) Bilan sur la colonne

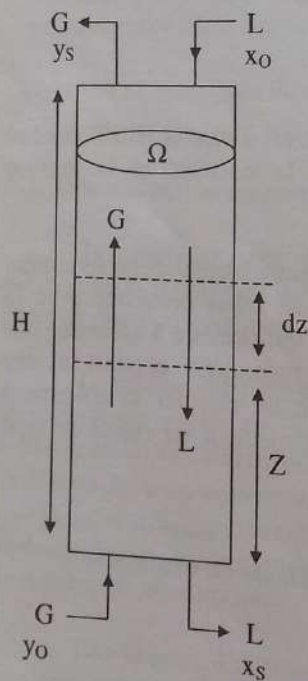
Considérons une colonne constituée d'un garnissage de hauteur H et un élément de cette colonne, d'épaisseur dz , situé à la hauteur Z du bas de la colonne. Pour illustrer le rôle du garnissage, nous allons considérer le cas particulier du transfert d'un soluté depuis une phase gazeuse (G) vers la phase liquide (L) par un processus d'absorption.

Pour décrire le fonctionnement de la colonne (figure 2) nous allons faire les hypothèses simplificatrices.

- Il n'y a pas de réaction chimique du soluté avec les autres constituants en présence (solvant et diluant)
- Les régimes permanents d'écoulement et de transfert de matière sont établis.
- L'opération de transfert est isotherme (pas de chaleur de miction).
- La solubilité entre le solvant et le diluant est négligeable et seul le soluté est transféré d'une phase à l'autre.
- Le flux molaire du soluté ϕ_M entre les deux phases se traduit par une variation continue des fractions molaires en soluté (x, y) dans chaque phase tout au long de la colonne. On considérera néanmoins que l'on est en présence de phases suffisamment diluées et nous admettrons que les débits molaires restent constants tout au long de la colonne

$$L_0 = L_s = \text{cte} = L$$

$$G_0 = G_s = \text{cte} = G$$



H : hauteur du garnissage à calculer [m]

Ω : section de passage droite de la colonne [m^2]

G : débit molaire de la phase gazeuse [mol/s]

L : débit molaire de la phase liquide [mol/s]

x : fraction molaire du soluté dans la phase liquide [-]

y : fraction molaire du soluté dans la phase gazeuse [-]

indice 0 : caractérise la phase qui rentre dans la colonne

indice s : caractérise la phase qui sort de la colonne

Figure 2 : Colonne d'absorption.

Les hypothèses et les écritures adoptées ici sont utilisables également dans une opération de séparation (distillation, extraction liquide-liquide).

Pour décrire le fonctionnement de la colonne (figure 2) nous allons faire des hypothèses simplificatrices.

- Il n'y a pas de réaction chimique du soluté avec les autres constituants en présence (solvant et diluant)
- Les régimes permanents d'écoulement et de transfert de matière sont établis.
- L'opération de transfert est isotherme (pas de chaleur de mision).
- La solubilité entre le solvant et le diluant est négligeable et seul le soluté est transféré d'une phase à l'autre.
- Le flux molaire du soluté OM entre les deux phases se traduit par une variation c des fractions molaires en soluté (x, y) dans chaque phase tout au long de la colonne. On considérera néanmoins que l'on est en présence de phases suffisamment diluées et nous admettrons que les débits molaires restent constants tout au long de la colonne

$$L_o = L_s = \text{cte} = L$$

$$G_o = G_s = \text{cte} = G$$

H : hauteur du garnissage à calculer [m]

Q : section de passage droite de la colonne [m²]

G : débit molaire de la phase gazeuse [mol/s]

L : débit molaire de la phase liquide [mol/s]

x : fraction molaire du soluté dans la phase liquide [

y : fraction molaire du soluté dans la phase gazeuse

indice o : caractérise la phase qui rentre dans la colonne

indices: caractérise la phase qui sort de la colonne

Figure 2: Colonne d'absorption.

Les hypothèses et les écritures adoptées ici sont utilisables également dans une autre opération de séparation (distillation, extraction liquide-liquide...)

3.2.2. Bilans de matière sur le soluté transféré

1) Bilan sur la colonne

En régime permanent le bilan global sur le soluté sur l'ensemble de la colonne conduit à :

$$G.y_0 + L.x_0 = G.y_s + L.x_s \quad (1)$$

La droite opératoire représentative des phases qui se croisent a pour pente $\frac{L}{G}$ et passe par les extrémités de coordonnées (x_0, y_s) et (x_s, y_0) .

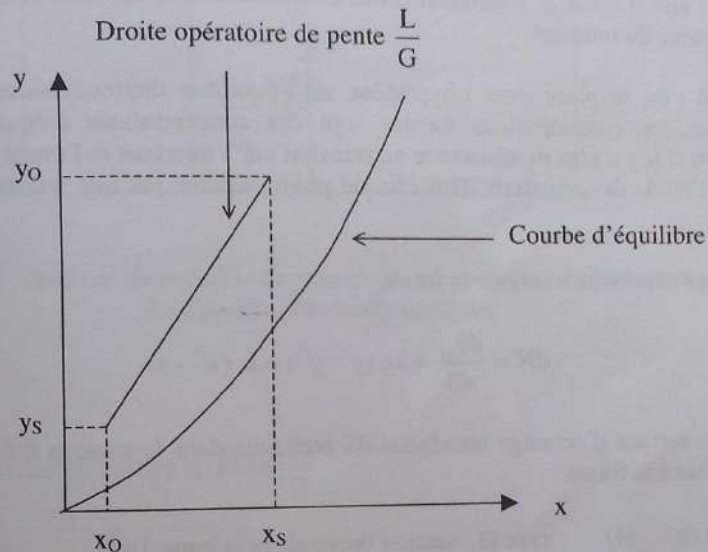


Figure 3 : Courbe d'équilibre et droite opératoire dans le cas d'une absorption gaz-liquide.

On peut remarquer que compte tenu du sens du transfert du soluté, de la phase gazeuse vers la phase liquide, la droite opératoire est au-dessus de la courbe d'équilibre. Lorsque l'on se situe dans la zone à très forte dilution la courbe d'équilibre est assimilée à une droite.

2) Bilan macroscopique sur le tronçon de hauteur dz

La variation des fractions molaires en soluté de chaque phase dx et dy correspond au flux transféré à travers l'interface. Ce qui est perdu par une phase est gagné par l'autre.

Le flux élémentaire du soluté transféré $d\phi_M$ dans le volume élémentaire $\Omega.dz$ est de la forme :

3.2.2. Bilans de matière sur le soluté transféré

1) Bilan sur la colonne

En régime permanent le bilan global sur le soluté sur l'ensemble de la colonne conduit à :

$$G.y_o + L.x_o = G.y_s + L.x_s \quad (1)$$

La droite opératoire représentative des phases qui se croisent a pour pente

$L/G = Y_o - Y_s / X_s - X_o$ et passe par les extrémités de coordonnées (x_o, y_s) et (x_s, y_o) .

Droite opératoire de pente L/G Courbe d'équilibre

Figure 3: Courbe d'équilibre et droite opératoire dans le cas d'une absorption gaz-liquide.

On peut remarquer que compte tenu du sens du transfert du soluté, de la phase gazeuse vers la phase liquide, la droite opératoire est au-dessus de la courbe d'équilibre. Lorsque l'on se situe dans la zone à très forte dilution la courbe d'équilibre est assimilée à une droite.

2) Bilan macroscopique sur le tronçon de hauteur dz

La variation des fractions molaires en soluté de chaque phase dx et dy correspond au flux transféré à travers l'interface. Ce qui est perdu par une phase est gagné par l'autre.

Le flux élémentaire du soluté transféré dom dans le volume élémentaire $Q.dz$ est de la forme :

$$d\phi_M = G dy = L dx \quad (2)$$

ϕ_M [mol/s]
 G, L [mol/s]
 x, y [-]

avec x et y : fractions molaires des phases liquide et gazeuse qui se croisent à la cote z

3) Bilan du transfert à l'interface sur le tronçon de hauteur dz

Dans la première partie de l'ouvrage (I), on a montré que le flux du soluté dépendait d'un coefficient de transfert qui mesure la facilité avec laquelle le transfert a lieu, de l'aire d'échange interfacial dS et d'une différence de fraction molaire qui est la force motrice du transfert.

Si l'on se place dans l'hypothèse où l'équilibre thermodynamique est atteint à l'interface, les concentrations locales sont des concentrations d'équilibre. Dans ces conditions il n'y a plus de résistance au transfert sur l'interface et l'étude du processus se réduit à l'étude des transferts dans chaque phase séparée par une interface de résistance nulle.

Les expressions sont de la forme

$$dN = \frac{d\phi_M}{dS} = k_g (y - y^{i*}) = k_l (x^{i*} - x) \quad (3)$$

La surface d'échange interfacial dS contenue dans le tronçon d'épaisseur dz peut se mettre sous la forme

$$dS = A \cdot \Omega \, dz \quad (4) \quad \text{avec } \Omega : \text{section droite de la colonne [m}^2\text{]}$$

A : aire interfaciale d'échange entre le gaz et le liquide
 unité de volume de la colonne [$\text{m}^2/\text{m}^3 = \text{m}^{-1}$]

La grandeur A est également appelée aire spécifique d'interface et dépend largement des caractéristiques géométriques du garnissage utilisé. A l'aide des expressions (2), (3) et (4) on dispose des égalités

$$d\phi_M = G dy = L dx = k_g (y - y^{i*}) A \cdot \Omega \, dz = k_l (x^{i*} - x) A \cdot \Omega \cdot dz \quad (4)$$

avec dN : densité de flux molaire dans le tronçon dz [mol/s.m^2]

ϕ_M : flux molaire [mol/s]

dS : surface élémentaire d'échange gaz-liquide [m^2]

k_g : coefficient de transfert de matière dans le film gazeux [mol/s.m^2]

k_l : coefficient de transfert de matière dans le film liquide [mol/s.m^2]

x, y : fractions molaires au sein des phases qui se croisent [-]

x^{i*}, y^{i*} : fractions molaires de chaque phase à l'interface en équilibre

$$dO = G dy = L dx \quad (2)$$

OM [mol/s] G, L [mol/s] x, y [-]

avec x et y: fractions molaires des phases liquide et gazeuse qui se croisent à la cote z

3) Bilan du transfert à l'interface sur le tronçon de hauteur dz

Dans la première partie de l'ouvrage (I), on a montré que le flux du s dépendait d'un coefficient de transfert qui mesure la facilité avec laquelle le transfert a lieu, de l'aire d'échange interfacial dS et d'une différence de fraction molaire qui est la force motrice du transfert.

Si l'on se place dans l'hypothèse où l'équilibre thermodynamique à l'interface, les concentrations locales sont des concentrations d'équilibre. Dans ces conditions il n'y a plus de résistance au transfert sur l'interface et l'étude du processus se réduit à l'étude des transferts dans chaque phase séparée par une interface de résistance nulle.

Les expressions sont de la forme: $dN = dO = dS = k_g (y - y^*) = k_l (x^* - x) \quad (3)$

La surface d'échange interfacial dS contenue dans le tronçon d'épaisseur dz p

se met sous la forme: $dS = A_2 dz \quad (4)$

avec A_2 : section droite de la colonne [m²]

A: aire interfaciale d'échange entre le gaz et le liquide unité de volume de la colonne [m²/m³ = m]

La grandeur A est également appelée aire spécifique d'interface et dépend largement des caractéristiques géométriques du garnissage utilisé. A l'aide des expressions (2), (3) et (4) on dispose des égalités

$$dO = G dy = L dx = k_g (y - y^*) A_2 dz = k_l (x^* - x) A_2 dz \quad (4)$$

avec dN: densité de flux molaire dans le tronçon dz [mol/s.m²]

OM: flux molaire [mol/s]

dS: surface élémentaire d'échange gaz-liquide [m²]

(4)

k_g: coefficient de transfert de matière dans le film gazeux [mol/s.m³]

k_l: coefficient de transfert de matière dans le film liquide [mol/s.m³]

x, y: fractions molaires au sein des phases qui se croisent [-]

x^{*}, y^{*}: fractions molaires de chaque phase à l'interface en équilibre

thermodynamique avec l'autre phase[-]

$k_g.dS, k_l.dS$: conductances de transfert de chaque phase [mol/s]

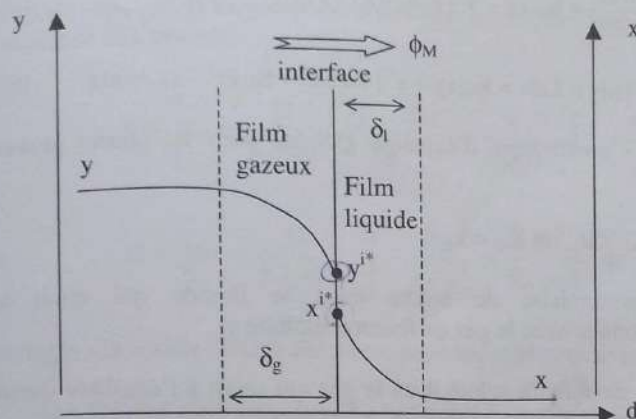


Figure 4 : Analyse du transfert de matière ϕ_M au voisinage d'une interface à l'équilibre thermodynamique.

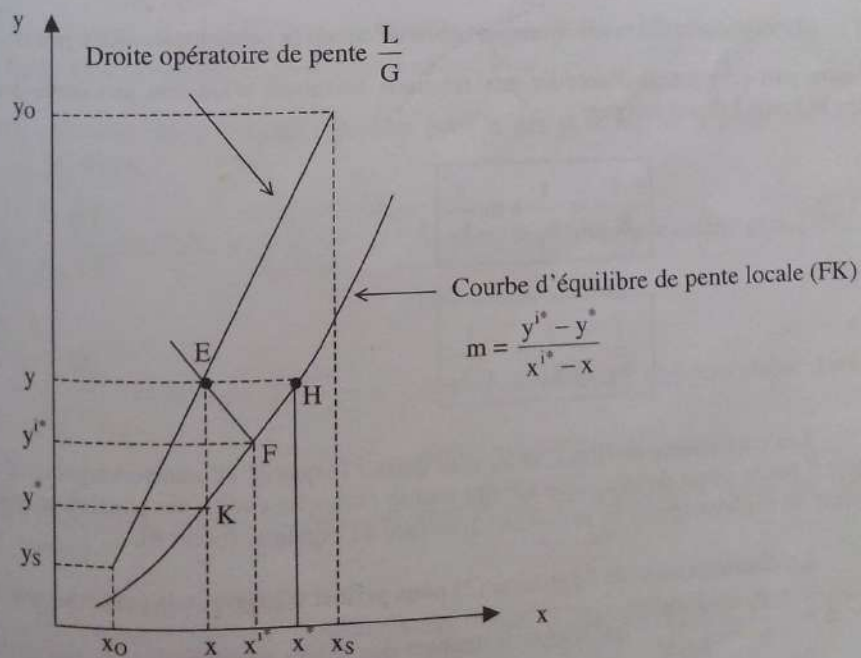


Figure 5 : Etude du transfert dans une colonne d'absorption.

thermodynamique avec l'autre phase[-]

kg.ds, kl.ds: conductances de transfert de chaque phase [mol/s]

Figure 4: Analyse du transfert de matière ou au voisinage d'une interface à l'équilibre thermodynamique.

Droite opératoire de pente L/G

Courbe d'équilibre de pente locale (FK)

$m = y_i^* - y^*/X_i^* - X$

Figure 5: Etude du transfert dans une colonne d'absorption.

Dans les expressions (3) et (4) les fractions molaires x^{i*} et y^{i*} sont inaccessibles à l'expérience. Pour s'affranchir de ces données on adopte parfois une écriture différente : les expressions sont alors de la forme :

$$dN = \frac{d\phi_M}{dS} = K_G (y - y^*) = K_L (x^* - x) \quad (5)$$

$$d\phi_M = G dy = L dx = K_G (y - y^*) A \Omega dz = K_L (x^* - x) A \Omega dz \quad (6)$$

avec K_G et K_L : coefficients d'échange globaux pour les phases gazeuse et liquide [mole/s.m²]

avec $K_L < k_l$ et $K_G < k_g$

x^* : fraction molaire du soluté dans le liquide qui serait à l'équilibre thermodynamique avec le gaz de fraction molaire y

y^* : fraction molaire du soluté dans le gaz qui serait à l'équilibre thermodynamique avec le liquide de fraction molaire x

avec $(x^* - x) > (x^{i*} - x)$ et $(y - y^*) > (y - y^{i*})$

3.3. Relations entre les coefficients k_l , k_g , K_L et K_G

Les relations (3) et (5) d'une part et la valeur de la pente locale (KF) $m = \frac{y^*}{x^*}$ d'autre part permettent d'accéder aux relations suivantes selon une procédure énoncée dans la partie I de cet ouvrage :

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_g} + m \frac{1}{k_l} \quad (7)$$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_l} + \frac{1}{mk_g} \quad (8)$$

Les coefficients de film k_l et k_g vont définir la qualité du transfert représentée sur la figure 5 par la pente de la courbe EF qui traduit comment évolue les concentrations dans le cœur de la phase (point E) et celle à l'interface à l'équilibre (point F).

Le réarrangement de l'équation (3) nous permet d'exprimer la pente de cette courbe EF : $\delta = - \frac{k_l}{k_g} = \frac{y - y^*}{x - x^*}$ qui traduit le rapport des forces motrices dans le gaz et dans le liquide. La détermination de cette valeur est importante pour calculer la hauteur de garnissage.

Dans les expressions (3) et (4) les fractions molaires x_i^* et y_i^* sont inaccessibles l'expérience. Pour s'affranchir de ces données on adopte parfois une écriture différée les expressions sont alors de la forme:

$$dN = d\dot{m}/dS = K_G (y - y^*) = K_L (x^* - x) \quad (5)$$

$$d\dot{m} = G dy = L dx = K_G (y - y^*) \quad \text{And} \quad dz = K_L (x^* - x) \quad \text{And} \quad z \quad (6)$$

avec K_G et K_L : coefficients d'échange globaux pour les phases gazeuse et [mole/s.m²]

avec $K_L < k$ et $K_G < k_g$

x^* : fraction molaire du soluté dans le liquide qui serait à l'équilibre thermodynamique avec le gaz de fraction molaire y

y^* : fraction molaire du soluté dans le gaz qui serait à l'équilibre thermodynamique avec le liquide de fraction molaire x

avec $(x^* - x) > (x_i^* - x)$ et $(y - y^*) > (y - y_i^*)$

3.3. Relations entre les coefficients k_i , k_g , K_L et K_G

Les relations (3) et (5) d'une part et la valeur de la pente locale (K_F) $m = y_i^* - y^* / x_i^* - x$ d'autre part permettent d'accéder aux relations suivantes selon une procédure évoquée dans la partie I de cet ouvrage :(7)...(8)

Les coefficients de film k , et k_g vont définir la qualité du transfert représenté sur la figure 5 par la pente de la courbe EF qui traduit comment évolue les concentrations le cœur de la phase (point E) et celle à l'interface à l'équilibre (point F).

Le réarrangement de l'équation (3) nous permet d'exprimer la pente de cette droite et... qui traduit le rapport des forces motrices dans le gaz et dans le liquide. La détermination de cette valeur est importante pour calculer la hauteur de garnissage.

4 - DETERMINATION DE LA HAUTEUR DE GARNISSAGE

4.1. Notion d'unité de transfert

En intégrant sur toute la longueur de la colonne les bilans (4) et (6) obtenus sur le tronçon dz , on accède aux hauteurs

$$h = \int_0^H dz = \frac{G}{k_g A \Omega} \int_{y_s}^{y_o} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{k_l A \Omega} \int_{x_o}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} \quad (9)$$

$$\text{et} \quad H = \int_0^H dz = \frac{G}{K_G A \Omega} \int_{y_s}^{y_o} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{K_L A \Omega} \int_{x_o}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} \quad (10)$$

Par analogie à la notion d'étage théorique pour laquelle nous avons

$$H = \text{HEPT} \times \text{NPT} \equiv [\text{hauteur}] \times [\text{grandeur sans dimension}]$$

nous pouvons calculer la hauteur de garnissage nécessaire à l'aide :

$$\text{soit de la relation (9) avec} \quad h_g = \text{hut}_g \cdot \text{nut}_g \quad \text{et} \quad h_l = \text{hut}_l \cdot \text{nut}_l$$

$$\text{soit de la relation (10) avec} \quad H_G = \text{HUT}_G \cdot \text{NUT}_G \quad \text{et} \quad H_L = \text{HUT}_L \cdot \text{NUT}_L$$

Il s'agit donc de calculer au moins une des quatre valeurs suivantes h_g , h_l , H_G et H_L pour conclure sur la hauteur de garnissage à utiliser avec

H_G et H_L : hauteurs du garnissage calculées pour le gaz et le liquide à partir des bilans globaux

$$\text{HUT}_G = \frac{G}{K_G A \Omega} \quad \text{et} \quad \text{HUT}_L = \frac{L}{K_L A \Omega} : \quad \text{hauteurs des unités de transfert global dans le gaz et le liquide [m]}$$

$$\text{NUT}_G = \int_{y_s}^{y_o} \frac{dy}{y - y^*} \quad \text{et} \quad \text{NUT}_L = \int_{x_o}^{x_s} \frac{dx}{x^* - x} : \quad \text{nombre d'unités de transfert global dans le gaz et le liquide [-]}$$

h_g et h_l : hauteurs du garnissage calculées pour le gaz et le liquide à partir des bilans locaux

$$\text{hut}_g = \frac{G}{k_g A \Omega} \quad \text{et} \quad \text{hut}_l = \frac{L}{k_l A \Omega} : \quad \text{hauteurs des unités de transfert de film dans le gaz et le liquide [m]}$$

4- DÉTERMINATION DE LA HAUTEUR DE GARNISSAGE

4.1. Notion d'unité de transfert

En intégrant sur toute la longueur de la colonne les bilans (4) et (6) obtenus sur le tronçon dz, on accède aux hauteurs.....(9) et (10)

Par analogie à la notion d'étage théorique pour laquelle nous avons

$$H = H_{EPTX} N_{PT} = [\text{hauteur}] \times [\text{grandeur sans dimension}]$$

nous pouvons calculer la hauteur de garnissage nécessaire à l'aide :

soit de la relation (9) avec.....

soit de la relation (10) avec.....

Il s'agit donc de calculer au moins une des quatre valeurs suivantes h_g , h_l , H_G et H_L pour conclure sur la hauteur de garnissage à utiliser avec

H_G et H_L : hauteurs du garnissage calculées pour le gaz et le liquide à partir des bilans globaux

H_{UTG} =....hauteurs des unités de transfert global dans le gaz et le liquide [m]

N_{UTG} =....nombre d'unités de transfert global dans le gaz et le liquide [-]

h_g et h_l : hauteurs du garnissage calculées pour le gaz et le liquide à partir des bilans locaux .

h_{utg} = hauteurs des unités de transfert de film dans le gaz et le liquide [m]

$$nut_g = \int_{y_s}^{y_0} \frac{dy}{y - y^{i*}} \text{ et } nut_l = \int_{x_0}^{x_s} \frac{dx}{x^{i*} - x} : \text{ nombres d'unités de transfert de film dans le gaz et le liquide [-]}$$

On note par ailleurs que

$$\frac{K_L}{K_G} = \frac{L}{G} \cdot \frac{HUT_G}{HUT_L} \quad (11)$$

$$\frac{k_l}{k_g} = \frac{L}{G} \cdot \frac{hut_g}{hut_l} \quad (12)$$

Compte tenu des expressions (7) et (8) on obtient également

$$HUT_G = hut_g + m \cdot \frac{G}{L} hut_l \quad (13)$$

$$HUT_L = hut_l + \frac{L}{m \cdot G} hut_g \quad (14)$$

Le groupe mG/L représente le rapport des pentes de la courbe d'équilibre m et de la droite opératoire L/G .

La pente de la droite opératoire L/G est imposée par les caractéristiques du garnissage, le diamètre de la colonne, et les contraintes de productivité ou de pureté. Sa valeur est constante sur toute la hauteur de la colonne compte tenu des hypothèses retenues : transfert d'un seul constituant (le soluté) ou transferts équimolaires pour un binaire et limité aux faibles concentrations.

La pente de la courbe d'équilibre m varie généralement, néanmoins localement on dispose de l'égalité $m = \frac{k_l}{k_g}$. Rappelons que les résistances aux transferts côté gaz et côté

liquide ont pour expression $R_g = \frac{1}{k_g \cdot S}$ et $R_l = \frac{1}{k_l \cdot S}$ et que l'on peut alors étudier les

$$\text{égalités} \quad m = \frac{k_l}{k_g} = \frac{R_g}{R_l} \quad (15).$$

La valeur de HTU de la colonne dépendra donc de la pente locale de la courbe d'équilibre et les relations (7), (8), (11), (12), (13), (14) et (15) permettent d'analyser des situations particulières.

- 1 - Les résistances au transfert de matière des deux phases sont équivalentes ($R_g = R_l$) la valeur de $m \approx 1$ et aucune simplification n'est envisageable. C'est la situation rencontrée lors de l'absorption de SO_2 dans l'acétone ou l'eau. Il est alors nécessaire

de calcul
et G .

2 - La rés
ceci si
($k_l > k_g$)
 HUT_L
valeur
celui

3 - La ré
ceci s
($k_g > k_l$)
 HUT_L
valeur
ou du

Air
l'influence
être obtenu

4.2. Calcul

4.2.1. Intro

Po
globaux o
et (14) m
mérite d
caractéris
trouve qu
peuvent é

4.2.2. Mé

N
liquide e
liquide d

Etape 1

$nutg = \dots$: nombres d'unités de transfert de film dans gaz et le liquide [-]

On note par ailleurs que(11).....(12)

Compte tenu des expressions (7) et (8) on obtient également

$HUTG = \dots$ (13)

$HUTL = \dots$ (14)

Le groupe mG/L représente le rapport des pentes de la courbe d'équilibre m et de la droite opératoire L/G .

La pente de la droite opératoire L/G est imposée par les caractéristiques du garnissage, le diamètre de la colonne, et les contraintes de productivité ou de pureté. valeur est constante sur toute la hauteur de la colonne compte tenu des hypothèses retenues: transfert d'un seul constituant (le soluté) ou transferts équimolaires pour binaire et limité aux faibles concentrations.

La pente de la courbe d'équilibre m varie généralement, néanmoins localement on dispose de l'égalité $m = \dots$. Rappelons que les résistances aux transferts côté gaz et côté liquide ont pour expression $Rg = \dots$ et que l'on peut alors étudier les égalités.....(15).

La valeur de HTU de la colonne dépendra donc de la pente locale de la courbe d'équilibre et les relations (7), (8), (11), (12), (13), (14) et (15) permettent d'analyser 3 situations particulières.

1- Les résistances au transfert de matière des deux phases sont équivalentes ($Rg=RI$): la valeur de $m \approx 1$ et aucune simplification n'est envisageable. C'est la situation rencontrée lors de l'absorption de SO_2 dans l'acétone ou l'eau. Il est alors nécessaire

- 2- La résistance au transfert de matière est plus importante du côté gazeux ($R_g > R_l$) : ceci signifie que la solubilité du soluté est plus élevée dans le liquide que dans le gaz ($k_l > k_g$). Cela se traduit par une valeur de m élevée et corrélativement $K_L = k_l (Z)$ et $HUT_L = hut_l (14)$. L'évaluation de HUT de la colonne reviendra alors à estimer la valeur de $HUT_G > HUT_L$. C'est le cas de l'absorption de NH_3 ou HCl par l'eau et celui de la distillation en général.
- 3- La résistance au transfert de matière est plus importante du côté liquide ($R_l > R_g$) : ceci signifie que la solubilité du soluté est plus élevée dans le gaz que dans le liquide ($k_g > k_l$). Cela se traduit par une valeur de m faible et corrélativement $K_G = k_g (7)$ et $HUT_G = hut_g (13)$. L'évaluation de HUT de la colonne reviendra alors à estimer la valeur de $HUT_L > HUT_G$. C'est le cas de l'absorption des hydrocarbures par l'huile ou du CO_2 par l'eau et parfois de la zone d'épuisement en distillation.

Ainsi lorsque la résistance au transfert est prépondérante dans une phase, l'influence du groupe mG/L est alors réduit. L'évaluation de la hauteur de la colonne peut être obtenue en considérant les valeurs de hut et nut dans la phase résistante.

4.2. Calcul de la hauteur du garnissage

4.2.1. Introduction

Pour calculer cette hauteur, on peut utiliser les expressions obtenues sur les bilans globaux ou celles obtenues sur les bilans locaux autour de l'interface. Les expressions (13) et (14) montrent que les hauteurs des unités de transfert globales HUT_G et HUT_L ont le mérite de s'affranchir des données à l'interface mais présentent chacune des caractéristiques dépendantes à la fois du film liquide (hut_l) et du film gazeux (hut_g). Il se trouve que les hauteurs hut_g et hut_l sont dépendantes de chacune des phases et qu'elles peuvent être estimées indépendamment à l'aide de corrélations.

4.2.2. Méthode retenue pour le calcul de la hauteur h du garnissage

Nous allons donc utiliser les corrélations empiriques pour accéder aux hauteurs liquide et gazeuse des unités de transfert. La démarche consistera donc pour le gaz et le liquide de calculer les valeurs h_l et h_g avec

$$h_l = hut_l \cdot nut_l$$

$$\text{et } h_g = hut_g \cdot nut_g$$

Étape 1 : Calcul de hut_g et hut_l en [cm]

On dispose de la formule de PRATT pour les gaz

de calculer les 2 valeurs HUTL et HUTG ou hutl et hutg compte tenu des valeurs de L et G.

2- La résistance au transfert de matière est plus importante du côté gazeux ($K_L > R$): ceci signifie que la solubilité du soluté est plus élevée dans le liquide que dans le gaz ($k_L > k_G$). Cela se traduit par une valeur de m élevée et corrélativement $K_{OG} = K_L$; (8) et HUT) - hut (14). L'évaluation de HUT de la colonne reviendra alors à estimer la valeur de $HUT > HUTG$. C'est le cas de l'absorption de NH_3 ou HCl par l'eau et celui de la distillation en général.

3- La résistance au transfert de matière est plus importante du côté liquide (RR) ceci signifie que la solubilité du soluté est plus élevée dans le gaz que dans le liquide ($k_G > k_L$). Cela se traduit par une valeur de m faible et corrélativement $K_{OL} = K_G$; (7) et HUTG - hut, (13). L'évaluation de HUT de la colonne reviendra alors à estimer la valeur de $HUT > HUTG$. C'est le cas de l'absorption des hydrocarbures par l'huile ou du CO_2 par l'eau et parfois de la zone d'épuisement en distillation.

Ainsi lorsque la résistance au transfert est prépondérante dans une phase, l'influence du groupe mG/L est alors réduite. L'évaluation de la hauteur de la colonne peut être obtenue en considérant les valeurs de hut et nut dans la phase résistante.

4.2. Calcul de la hauteur du garnissage

4.2.1. Introduction

Pour calculer cette hauteur, on peut utiliser les expressions obtenues sur les bilans globaux ou celles obtenues sur les bilans locaux autour de l'interface. Les expressions (13) et (14) montrent que les hauteurs des unités de transfert globales HUTG et HUT ont le mérite de s'affranchir des données à l'interface mais présentent chacune des caractéristiques dépendantes à la fois du film liquide (hut) et du film gazeux (hut). Il se trouve que les hauteurs hut, et hut, sont dépendantes de chacune des phases et qu'elles peuvent être estimées indépendamment à l'aide de corrélations.

4.2.2. Méthode retenue pour le calcul de la hauteur h du garnissage

Nous allons donc utiliser les corrélations empiriques pour accéder aux hauteurs liquide et gazeuse des unités de transfert. La démarche consistera donc pour le gaz et le liquide de calculer les valeurs hl, et hg, avec

hl = hutl, nutl, et hg = hutg, nutg

Etape 1: Calcul de hutg, et hutl, en [cm]

On dispose de la formule de PRATT pour les gaz

$$hut_g = \frac{1}{C} \frac{\varepsilon}{A} \left(\frac{d_e \cdot G'}{\mu_g \cdot \varepsilon} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_g} \right)^{0,67}$$

avec $\frac{d_e \cdot G}{\mu_g \cdot \varepsilon} \equiv$ nombre de Reynolds modifié pour le gaz

$\frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_g} \equiv$ nombre de Schmidt du gaz

Le calcul est effectué avec les unités du système CGS [centimètre : cm, gramme : g, seconde : s]

avec ε : fraction du vide [-]

A : surface spécifique du garnissage [$\text{cm}^2/\text{cm}^3 \equiv \text{cm}^{-1}$]

d_e : diamètre équivalent du garnissage = $4 \varepsilon / A$ [cm]

G' : débit massique du gaz par unité de surface [$\text{g/s} \cdot \text{cm}^2$] avec $G' = \frac{M_g}{S}$

M_g : débit massique du gaz [g/s]

S : section de la colonne [cm^2] avec $S = \frac{\pi D^2}{4}$

D : diamètre de la colonne [cm]

μ_g : viscosité dynamique du gaz en Poise [g/cm.s]

ρ_g : masse volumique du gaz [g/cm^3]

D_g : coefficient de diffusion du soluté dans la phase gazeuse [cm^2/s]

C : constante [-] valant 0,07 pour les selles de Berl [unité CGS]

0,105 pour les anneaux Rasching empilés en vrac [unité CGS]

0,125 pour les anneaux de Pall [unité CGS]

hut_g : hauteur d'une unité pour le gaz [cm]

Pour le liquide on dispose de la formule de SHERWOOD et HOLLOWAY.

Le calcul est effectué avec les unités du système CGS [centimètre : cm, gramme : g, seconde : s]

$$hut_l = B \left(\frac{L'}{\mu_l} \right)^{0,25} \left(\frac{\mu_l}{\rho_l \cdot D_l} \right)^{0,5} \quad \text{avec } \frac{\mu_l}{\rho_l \cdot D_l} = \dots \text{ du liquide}$$

$hutg = \dots\dots$

avec $\dots\dots$ = nombre de Reynolds modifié pour le gaz

$\dots\dots$ = nombre de Schmidt du gaz

Le calcul est effectué avec les unités du système CGS [centimètre: cm, gramme: seconde : s]

avec ϵ : fraction du vide [-]

A: surface spécifique du garnissage [$\text{cm}^2/\text{cm}^3 = \text{cm}^{-1}$]

de: diamètre équivalent du garnissage = $4 \epsilon / A$ [cm]

G' : débit massique du gaz par unité de surface [$\text{g}/\text{s}.\text{cm}^2$] avec $G' = \dots\dots$

M_g : débit massique du gaz [g/s]

S : section de la colonne [cm^2] avec $S = \pi D^2 / 4$

D: diamètre de la colonne [cm]

H_g : viscosité dynamique du gaz en Poise [$\text{g}/\text{cm}.\text{s}$]

P_g : masse volumique du gaz [g/cm^3]

D_g : coefficient de diffusion du soluté dans la phase gazeuse [cm^2/s]

C: constante [-] valant 0,07 pour les selles de Berl [unité CGS]

0,105 pour les anneaux Rasching empilés en vrac [unité CGS]

0,125 pour les anneaux de Pall [unité CGS]

$hutg$: hauteur d'une unité pour le gaz [cm]

Pour le liquide on dispose de la formule de SHERWOOD et HOLLOWAY.

Le calcul est effectué avec les unités du système CGS [centimètre: cm, gramme: seconde : s]

$hut1 = B \dots\dots$ avec $\dots\dots$ nombre de Schmidt liquide

L' : débit massique du liquide par unité de surface $[g/s.cm^2]$ avec $L' = \frac{M_l}{S}$

M_l : débit massique du liquide $[g/s]$

S : section de la colonne $[cm^2]$ avec $S = \frac{\pi D^2}{4}$

D : diamètre de la colonne $[cm]$

μ_l : viscosité dynamique du liquide en Poise $[g/cm.s]$

ρ_l : masse volumique du liquide $[g/cm^3]$

D_l : coefficient de diffusion du soluté dans la phase liquide $[cm^2/s]$

B : constante $[-]$ valent 0,12 pour les selles de Berl [unité CGS]

0,3 pour les anneaux Rasching [unité CGS]

hut_l : hauteur d'une unité de transfert pour le liquide $[cm]$

Etape 2 : Détermination de la pente $\delta = -\frac{k_l}{k_g}$

Nous avons montré que ce rapport était accessible par la relation (12)

$$\frac{k_l}{k_g} = \frac{L}{G} \cdot \frac{hut_g}{hut_l}$$

Let G : débits molaires des phases liquide et gazeuse en régime permanent $[mol/s]$

La droite EF (figure 5) a une pente δ dont la valeur dépend de celles des résistances relatives au transfert du soluté dans chaque phase. En effet on dispose des relations :

$$\delta = -\frac{k_l}{k_g} = \frac{y - y^{i*}}{x - x^{i*}} = -\frac{R_g}{R_l}$$

si $R_g \approx R_l$ $\delta \rightarrow -1$

si $R_g \gg R_l$ $\delta \rightarrow -\infty$

Si $R_g \ll R_l$ $\delta \rightarrow 0$

Etape 3 : Calcul de nut_g et nut_l

On dispose des expressions suivantes : $nut_g = \int_{y_s}^{y_0} \frac{dy}{y - y^{i*}}$ et $nut_l = \int_{x_0}^{x_s} \frac{dx}{x^{i*} - x}$.

L': débit massique du liquide par unité de surface [g/s.cm²] avec $L' = Ml/S$

Ml: débit massique du liquide [g/s]

S: section de la colonne [cm²] avec $S = \pi D^2/4$

D: diamètre de la colonne [cm]

H: viscosité dynamique du liquide en Poise [g/cm.s]

Pi: masse volumique du liquide [g/cm³]

D: coefficient de diffusion du soluté dans la phase liquide [cm²/s]

B: constante [-] valent 0,12 pour les selles de Berl [unité CGS] 0,3 pour les anneaux Rasching [unité CGS]

hut: hauteur d'une unité de transfert pour le liquide [cm]

Etape 2: Détermination de la pente $\theta = k_1 / \text{kg}$

Nous avons montré que ce rapport était accessible par la relation (12)

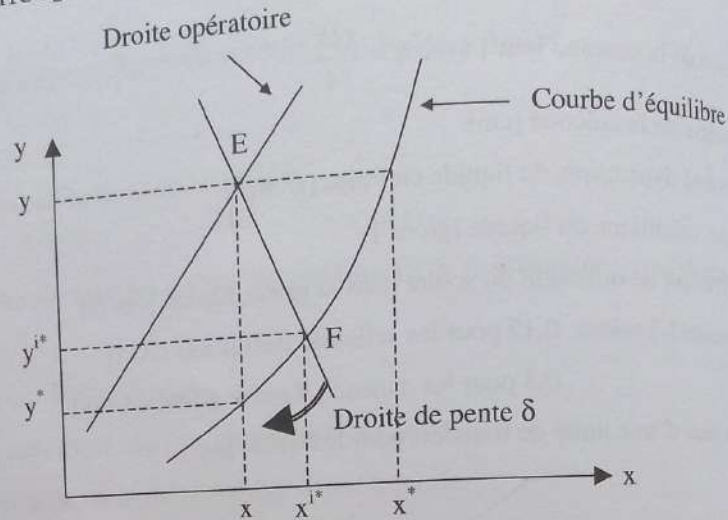
Let G : débits molaires des phases liquide et gazeuse en régime permanent [mol/s]

La droite EF (figure 5) a une pente dont la valeur dépend de celles des résistances relatives au transfert du soluté dans chaque phase. En effet on dispose des relations :

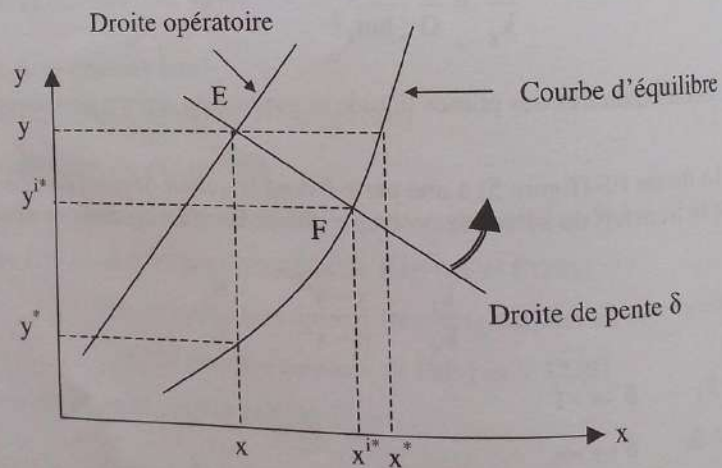
Etape 3: Calcul de $nutg$, et $nutl$

On dispose des expressions suivantes : $nutg = \dots\dots$ et $nutl = \dots\dots$

Si $R_g \gg R_l$ la droite EF tend vers une verticale. La valeur de nut_g diminue car $(y - y^{i*})$ augmente. Simultanément nut_l augmente car $x^{i*} \rightarrow x$. On a par ailleurs $nut_g \approx NUT_G$, $K_L \approx k_l$ et $HUT_L \approx hut_l$.



Si $R_g \ll R_l$ la droite EF tend vers une horizontale. La valeur de nut_l diminue car $(x^{i*} - x)$ augmente. Dans ce cas nut_g augmente car $y^{i*} \rightarrow y$ et $nut_l \rightarrow NUT_L$, $K_G \approx k_g$ et $HUT_G \approx hut_g$.



A partir des tracés de la courbe d'équilibre et de la droite opératoire il est possible d'obtenir des couples de points avec leurs coordonnées $E(x, y)$ et $F(x^{i*}, y^{i*})$ en traçant des droites parallèles de pentes δ .

Le tracé des courbes $1/x^{i*} - x = f(x)$ et $1/y - y^{i*} = f(y)$ et la mesure des surfaces situées sous les courbes obtenues entre x_0 et x_s pour le liquide et y_0 et y_s pour le gaz nous permet d'accéder aux valeurs de nut_l et nut_g comme indiqué sur la figure 6.

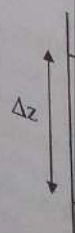


Fig

Etape 4 :

Ai
évaluée et
la valeur
l'imprécis

5 - DE



Si $R_g \gg R_l$ la droite EF tend vers une verticale. La valeur de nut_g , diminue car $(y - y_i^*)$ augmente. Simultanément nut_l , augmente car x_i^* . On a par ailleurs.....

Droite opératoire
Courbe d'équilibre
Droite de pente 8

Si $R_g \ll R_l$ la droite EF tend vers une horizontale. La valeur de nut_l , diminue car $(x_i^* - x)$ augmente. Dans ce cas nut_g , augmente car $y_i^* \rightarrow y$ et $nut_l \rightarrow NUT_l$, $KG \approx kg$ et $HUT_g \approx hut_g$.

Droite opératoire
Courbe d'équilibre
Droite de pente 8

A partir des tracés de la courbe d'équilibre et de la droite opératoire il est possible d'obtenir des couples de points avec leurs coordonnées $E(x, y)$ et $F(x_i^*, y_i^*)$ en traçant des droites parallèles de pentes 8.

Le tracé des courbes $1/x_i^* - x = f(x)$ et $1/y - y_i^* = f(y)$ et la mesure des surfaces situées sous les courbes obtenues entre x_o et x_s pour le liquide et y_o et y_s pour le gaz nous permet d'accéder aux valeurs de nut , et nut , comme indiqué sur la figure 6.

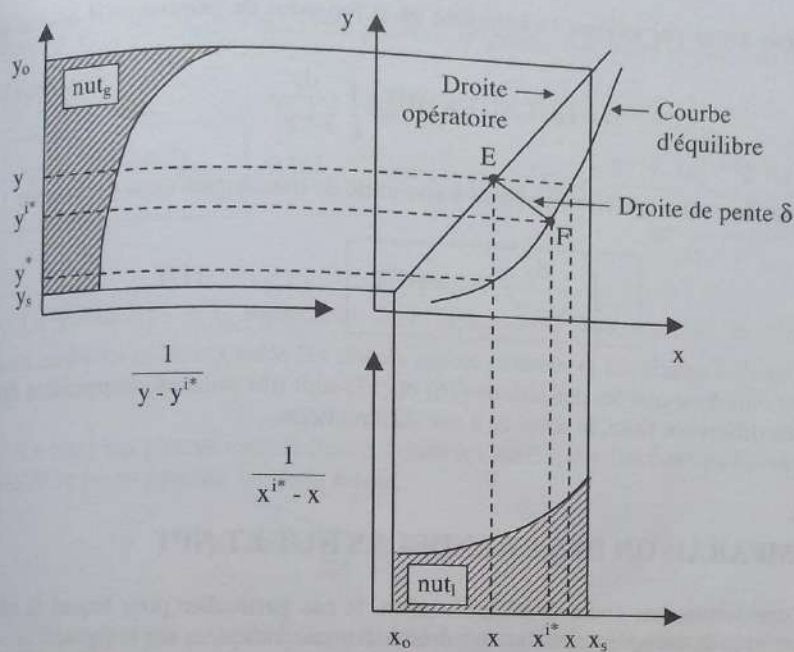
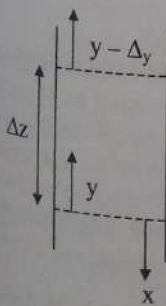


Figure 6 : Calcul du nombre d'unités de transfert par intégration graphique.

Etape 4 : Comparaison des valeurs h_l et h_g obtenues

Ainsi lorsque $R_g \neq R_l$, la hauteur de garnissage nécessaire pour la séparation est évaluée en comparant les valeurs de $h = \text{hut.nut}$ pour le gaz et pour le liquide. On retiendra la valeur la plus élevée et on rajoutera une unité de transfert pour tenir compte de l'imprécision de la méthode graphique.

5 - DEFINITIONS DES GRANDEURS HUT ET HEPT



Rappelons que si la longueur Δz de garnissage est équivalente à un plateau théorique, cela signifie que le gaz de composition $y - \Delta y$ et le liquide de composition x qui sortent du tronçon sont à l'équilibre thermodynamique (égalité des fugacités et des potentiels chimiques). Si y^* est le titre du gaz en équilibre avec x , la définition de la HEPT est donc :

$$y - \Delta y_{\text{HEPT}} = y^* \text{ soit}$$

$$\frac{\Delta y_{\text{HEPT}}}{y - y^*} = 1 = \text{HEPT} \quad (16)$$

Droite opératoire
Courbe d'équilibre
Droite de pente 8

Figure 6: Calcul du nombre d'unités de transfert par intégration graphique.

Etape 4: Comparaison des valeurs h_l , et h_g obtenues

Ainsi lorsque $R_g \neq R_l$, la hauteur de garnissage nécessaire pour la séparation est évaluée en comparant les valeurs de $h = h_{ut.nut}$ pour le gaz et pour le liquide. On retiendra la valeur la plus élevée et on rajoutera une unité de transfert pour tenir compte de l'imprécision de la méthode graphique.

5-DÉFINITIONS DES GRANDEURS HUT ET HEPT

Rappelons que si la longueur A_z de garnissage est équivalente à un plateau théorique, cela signifie que le gaz de composition $y - A_y$ et le liquide de composition x qui sortent du tronçon sont à l'équilibre thermodynamique (l'égalité des fugacités et des potentiels chimiques). Si y est le titre du gaz en équilibre avec x , la définition de la HEPT est donc :

$$y - A_{YHEPT} = y^* \text{ soit.....(16)}$$

Nous avons par ailleurs l'expression de la longueur de garnissage H qui en la forme :

$$H = HUT \cdot NUT = HUT \cdot \int_z \frac{dy}{y - y^*}$$

La longueur de garnissage correspondant à une unité de transfert est donc définie par

$$\int_{HUT} \frac{dy}{y - y^*} = 1 = HUT \quad (17)$$

On voit donc que les définitions (16) et (17) sont très voisines, la première fait appel à une différence finie, la seconde à une différentielle.

6 – COMPARAISON DES GRANDEURS NUT ET NPT

Considérons, par souci de simplification, le cas particulier pour lequel la courbe d'équilibre et la droite opératoire sont des droites comme indiquées sur la figure 7.

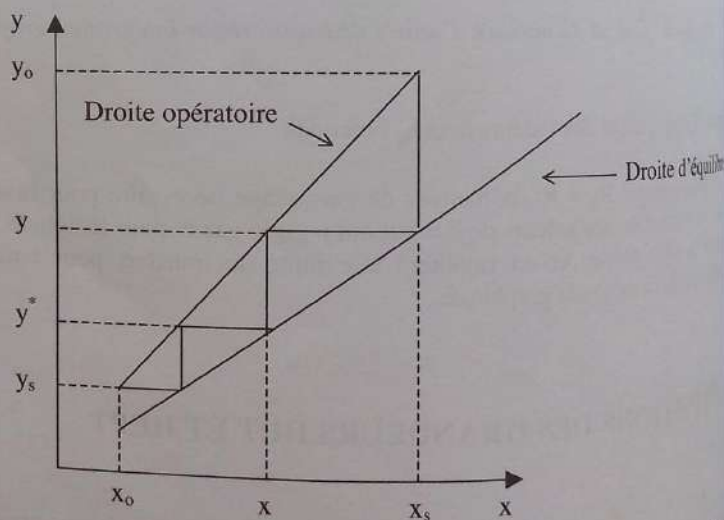


Figure 7 : Cas d'une colonne pour laquelle l'équilibre et les conditions opératoires $\left(\frac{L}{G}\right)$ sont représentées par des droites.

A partir de la définition $NUT_G = \int_{y_s}^{y_0} \frac{dy}{y - y^*}$ et son évaluation graphique, l'équation de la droite d'équilibre $\frac{y^*}{1 - y^*} = \alpha \left(\frac{x}{1 - x} \right)$, et de l'équation de la

Nous avons par ailleurs l'expression de la longueur de garnissage H qui est de la forme:

$$H = H_{UT}.NUT = H_{UT}. [\dots\dots]$$

La longueur de garnissage correspondant à une unité de transfert est donc définie par(17)

On voit donc que les définitions (16) et (17) sont très voisines, la première faisant appel à une différence finie, la seconde à une différentielle.

6- COMPARAISON DES GRANDEURS NUT ET NPT

Considérons, par souci de simplification, le cas particulier pour lequel la cre d'équilibre et la droite opératoire sont des droites comme indiquées sur la figure 7.

Droite opératoire

Droite d'équilibre

Figure 7: Cas d'une colonne pour laquelle l'équilibre et les conditions opératoires (L/G) sont représentées par des droites.

A partir de la définition $NUTG = \dots\dots$ et son évaluation graphique, de l'équation de la droite d'équilibre....., et de l'équation de la droite

opérateur $y = \frac{L}{G}(x - x_0) + y_s$, il est possible d'obtenir une autre expression de NUT_G pour la colonne

$$NUT_G = \frac{y_0 - y_s}{(y - y^*)_{m1}} \quad (18) \quad \text{avec} \quad (y - y^*)_{m1} = \frac{(y - y^*)_{x_s} - (y - y^*)_{x_0}}{\ln \frac{(y - y^*)_{x_s}}{(y - y^*)_{x_0}}}$$

La valeur $(y - y^*)_{m1}$ représente donc la *moyenne logarithmique* de l'écart des fractions molaires gazeuses entre les phases qui se croisent et les phases à l'équilibre sur chaque unité de transfert.

Le tracé des plateaux sur la figure 7 dans les limites des fractions molaires d'entrée et sortie de la phase gazeuse est de la forme

$$y_0 - y_s = \sum_{NPT} (y - y^*)$$

L'écart $\Delta y = y - y^*$ varie le long de la colonne mais on peut considérer que

$$\sum_{NPT} (y - y^*) = NPT \cdot (y - y^*)_{ma}$$

La valeur $(y - y^*)_{ma}$ représente la *moyenne arithmétique* de l'écart des fractions molaires gazeuses entre les phases qui se croisent et les phases à l'équilibre sur chaque plateau théorique.

On obtient donc

$$NPT = \frac{y_0 - y_s}{(y^* - y)_{ma}} \quad (19)$$

La comparaison entre les deux expressions montre qu'il faut s'attendre à ce que NUT et NPT déterminées conduisent à des résultats voisins. C'est effectivement ce que l'on constate à $\pm 10\%$ près.

Lors du dimensionnement de colonnes à distiller à garnissage, certains préfèrent travailler avec la notion de hauteur équivalente à un plateau théorique (HEPT). Ainsi, dans le cas d'un binaire A-B ne présentant pas de trop grandes difficultés de séparation, les points d'ébullition différent d'au moins 10°C , on entend souvent dire par les utilisateurs industriels qu'un garnissage en vrac donne un plateau théorique par mètre de garnissage alors qu'un garnissage ordonné donne 3 à 5 plateaux théoriques. Ce ne sont là que des ordres de grandeur dont le mérite principal est de comparer les garnissages empilés en vrac ou de manière ordonnée.

opérateur $y = L/G (x - x_o) + y_s$, il est possible d'obtenir une autre expression de NUTG pour la colonne

$NUTG = \dots\dots\dots(18)$ avec $(y - y^*)_{mLI} = \dots\dots\dots$

La valeur $(y - y^*)_{mLI}$, représente donc la moyenne logarithmique de l'écart des fractions molaires gazeuses entre les phases qui se croisent et les phases à l'équilibre sur chaque unité de transfert.

Le tracé des plateaux sur la figure 7 dans les limites des fractions molaires d'entrée et sortie de la phase gazeuse est de la forme.....

L'écart $Ay = y - y^*$ varie le long de la colonne mais on peut considérer que.....

La valeur $(y - y^*)_{ma}$ représente la moyenne arithmétique de l'écart des fractions gazeuses entre les phases qui se croisent et les phases à l'équilibre sur chaque plateau théorique.

On obtient donc.....(19)

La comparaison entre les deux expressions montre qu'il faut s'attendre à ce que NUT et NPT déterminées conduisent à des résultats voisins. C'est effectivement ce que l'on constate à ± 10 % près.

Lors du dimensionnement de colonnes à distiller à garnissage, certains préfèrent travailler avec la notion de hauteur équivalente à un plateau théorique (HEPT). Ainsi, dans le cas d'un binaire A-B ne présentant pas de trop grandes difficultés de séparation, les points d'ébullition diffèrent d'au moins 10°C , on entend souvent dire par les utilisateurs industriels qu'un garnissage en vrac donne un plateau théorique par mètre de garnissage alors qu'un garnissage ordonné donne 3 à 5 plateaux théoriques. Ce ne sont là que des ordres de grandeur dont le mérite principal est de comparer les garnissages empilés en vrac ou de manière ordonnée.