

### 3.1 La Colonne à distiller

Une colonne à distiller est un appareil permettant l'échange de matière et de chaleur entre une phase vapeur ascendante et une phase liquide descendante. C'est un contacteur gaz-liquide multi-étagé qui est constitué d'un ensemble de plateaux comme illustré ci-contre. Le mélange à distiller, qu'on appelle l'**alimentation F** (de composition  $z_F$ ), est introduit à un certain niveau de la colonne. Pour obtenir le contre courant gaz-liquide deux pièces d'équipements sont alors très importantes: en pied de colonne, il y a un **rebouilleur** qui permet de vaporiser le liquide alors qu'en tête, il y a un **condenseur** qui permet de condenser le courant vapeur  $V$  sortant. Une partie du liquide récupéré au condenseur est alors retourné dans la colonne: c'est le **reflux, L**. L'autre partie est récupéré est constitue le **distillat, D** (composition  $x_D$ ). En pied de colonne, on récupère le **résidu B** (composition  $x_B$ ). Les zones de la colonne situées respectivement au dessus et en dessous de l'alimentation s'appellent respectivement les zones de rectification (ou d'enrichissement) et d'épuisement (ou d'appauvrissement).

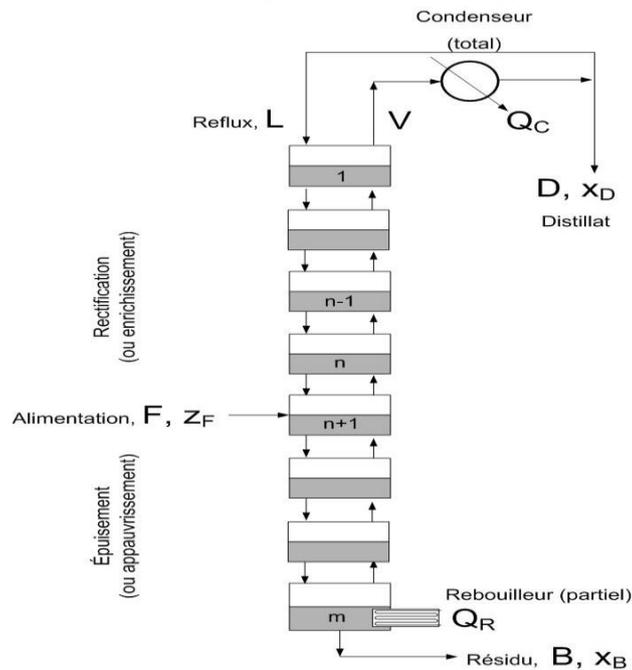


Figure 3.1

On caractérise le reflux par le taux de reflux. Le taux de reflux interne est le rapport du débit liquide retourné en tête,  $L$ , sur le débit de vapeur sortant de la colonne  $V$ . Le taux de reflux externe est le rapport du débit liquide retourné en tête  $L$ , sur le débit de distillat,  $D$ , produit.

$$\text{reflux interne } R = L / V \quad [3 - 1]$$

$$\text{reflux externe } R = L / D \quad [3 - 2]$$

Sachant que  $V = L + D$ , on a donc:

$$\frac{L}{V} = \frac{L}{L+D} = \left(\frac{L+D}{L}\right)^{-1} = \left(1 + \frac{D}{L}\right)^{-1}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{L}{V-L} = \left(\frac{V-L}{L}\right)^{-1} = \left(\frac{V}{L} - 1\right)^{-1}$$

[3 - 3]

Chaque plateau est un contacteur gaz-liquide. Les courants liquide et vapeur qui entrent dans le plateau ne sont pas à l'équilibre. Les courants liquide et vapeur qui sortent du plateau sont à l'équilibre thermodynamique (dans le cas idéal où le plateau est équivalent à un étage théorique). La fonction de chaque plateau est d'amener à l'équilibre les courants qui vont en sortir.

### 3.2 Bilan matière

On distingue sur la figure ci-contre les trois zones sur lesquelles nous allons écrire les bilans matières:

- 1) zone de rectification
- 2) zone d'épuisement
- 3) toute l'unité

Pour chaque zone, le bilan matière total et partiel, en régime permanent, se résume à l'équation simple:

*Ce qui entre = Ce qui sort*

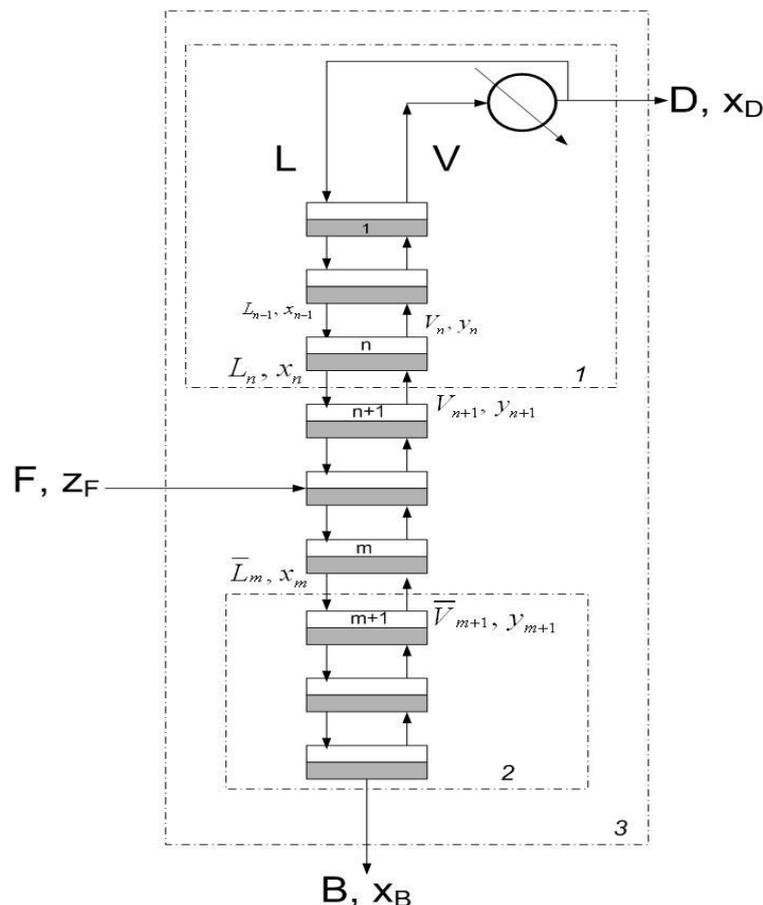


Figure 3.2

### 3.2.1 Bilan sur l'unité

$$\begin{aligned}
 F &= D + B & z_F F &= x_D D + x_B B \\
 z_F F &= x_D D + x_B (F - D) & \Rightarrow & F(z_F - x_B) = D(x_D - x_B) \\
 \frac{D}{F} &= \frac{(z_F - x_B)}{(x_D - x_B)} & & [3 - 4]
 \end{aligned}$$

$$\frac{B}{F} = \frac{(z_F - x_D)}{(x_B - x_D)} \quad [3 - 5]$$

Dans un problème,  $z_F$  et  $F$  étant connus, il faudra calculer les 4 grandeurs  $B$ ,  $D$ ,  $x_D$  et  $x_B$ .

Les bilans matière (total et partiel) donnent 2 équations, l'énoncé du problème doit permettre d'en écrire encore 2 autres. On pourra rencontrer les spécifications suivantes:

- on spécifie  $x_D$  et  $x_B$
- on spécifie les taux de récupérations d'un composé en tête et en pied: ( $x_D D$ ) et ( $x_B B$ )
- on fixe une concentration  $x_D$  (ou  $x_B$ ) et un taux de récupération  $D x_D$  (ou  $B x_B$ ).

### 3.2.2 Bilan dans la zone de rectification

$$\begin{aligned}
 V_{n+1} &= L_n + D & \text{et} & & y_{n+1} V_{n+1} &= x_n L_n + x_D D & \Rightarrow \\
 y_{n+1} &= x_n \frac{L_n}{V_{n+1}} + x_D \frac{D}{V_{n+1}} & & & & & [3 - 6]
 \end{aligned}$$

L'équation 3.6 ci dessus relie la composition du liquide  $x_n$  avec celle de la vapeur  $y_{n+1}$ : il s'agit donc des compositions de **deux courants qui se croisent**. Cette équation définit la ligne opératoire de la zone de rectification. Dans un diagramme  $y$  vs  $x$ , on trouvera sur la ligne opératoire les points de coordonnées  $(x_n, y_{n+1})$  qui correspondent à deux courants qui se croisent.

### 3.2.3 Bilan dans la zone d'épuisement

On obtient ainsi l'équation de la ligne opératoire de la zone d'épuisement.

$$\bar{L}_m = \bar{V}_{m+1} + B \quad \text{et} \quad x_m \bar{L}_m = y_{m+1} \bar{V}_{m+1} + x_B B \quad \Rightarrow$$

$$y_{m+1} = x_m \frac{\bar{L}_m}{\bar{V}_{m+1}} - x_B \frac{B}{\bar{V}_{m+1}} \quad [3 - 7]$$

**Remarque:** Les lignes opératoires ne sont pas des droites (pas encore), car à priori, les débits des courants liquide et vapeur peuvent changer dans la colonne.

### 3.3 Hypothèses simplificatrices de Lewis pour la méthode de McCabe et Thiele.

Les hypothèses simplificatrices de Lewis vont permettre de simplifier les expressions des équations des lignes opératoires. Ces hypothèses, connues en anglais sous le terme "constant molal overflow assumptions" sont les suivantes :

- 1) la colonne est adiabatique
- 2) les chaleurs de mélange des deux composés du binaire sont négligeables
- 3) les chaleurs molaires de vaporisation de deux composés sont égales

Ces 3 hypothèses impliquent donc que lorsqu'une partie de la vapeur se condense sur un plateau, la chaleur ainsi récupérée n'est pas dissipée vers l'extérieur puisque le système est adiabatique, elle est donc disponible pour entraîner la vaporisation d'une partie du liquide. Comme les chaleurs de mélange sont négligeables et que les chaleurs de vaporisation sont égales, la **condensation d'une mole de vapeur conduit à la vaporisation d'une mole du liquide.**

$$L_n = L_{n-1} = \text{Constante} = L \quad V_n = V_{n-1} = \text{Constante} = V$$

$$\bar{L}_m = \bar{L}_{m+1} = \text{Constante} = \bar{L} \quad \bar{V}_m = \bar{V}_{m+1} = \text{Constante} = \bar{V}$$

Dans ces conditions, les lignes opératoires sont alors simplement des **droites opératoires** dont les équations sont les suivantes:

$$\text{rectification} \quad y_{n+1} = \left(\frac{L}{V}\right) x_n + \left(\frac{D}{V}\right) x_D \quad [3 - 8]$$

$$\text{épuisement} \quad y_{m+1} = \left(\frac{\bar{L}}{\bar{V}}\right) x_m - \left(\frac{B}{\bar{V}}\right) x_B \quad [3 - 9]$$

**Sur un diagramme y-x, les courants qui se croisent entre les plateaux sont des points de coordonnées  $[x_n, y_{n+1}]$  ou  $[x_m, y_{m+1}]$  qui appartiennent aux droites opératoires.**

Pour tracer une droite il faut soit connaître deux points, soit connaître un point et la pente.

Nous allons chercher un point particulier de chacune des droites opératoires en trouvant l'intersection de ces droites avec la droite  $y=x$ .

Zone de rectification :

$$y = x = \left(\frac{L}{V}\right) x + \left(\frac{D}{V}\right) x_D \Rightarrow x \left(1 - \frac{L}{V}\right) = \left(\frac{D}{V}\right) x_D \Leftrightarrow x \left(\frac{V-L}{V}\right) = x \left(\frac{D}{V}\right) = \left(\frac{D}{V}\right) x_D \Rightarrow x = x_D$$

La droite opératoire de la zone de rectification passe donc par le point de coordonnées  $[x_D, x_D]$

et a une pente égale à de pente

$$\left(\frac{\bar{L}}{\bar{V}}\right)$$

Zone d'épuisement :

$$y = x = \left(\frac{\bar{L}}{\bar{V}}\right)x - \left(\frac{B}{\bar{V}}x_B\right) \Rightarrow x \left(1 - \frac{\bar{L}}{\bar{V}}\right) = -\left(\frac{B}{\bar{V}}x_B\right) \Leftrightarrow x \left(\frac{\bar{V} - \bar{L}}{\bar{V}}\right) = x \left(\frac{-B}{\bar{V}}\right) = -\left(\frac{B}{\bar{V}}x_B\right) \Rightarrow x = x_B$$

La droite opératoire de la zone d'épuisement passe donc par le point de coordonnées

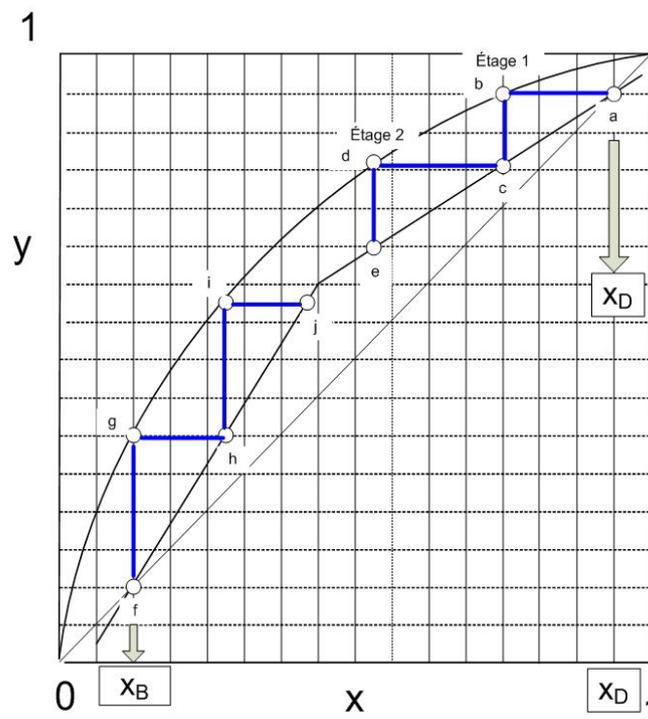
$$[x_B, x_B]$$

et a une pente égale à

$$\left(\frac{\bar{L}}{\bar{V}}\right)$$

### 3.4 Principe de la méthode de Mc Cabe et Thiele

Pour résoudre un problème de distillation, il faut satisfaire des équations d'équilibre liquide-vapeur sur chaque étage et de bilan matière (total et partiel) entre les étages. Sur un graphique y-x. Le principe de la méthode graphique de résolution de Mc Cabe et Thiele est le suivant:

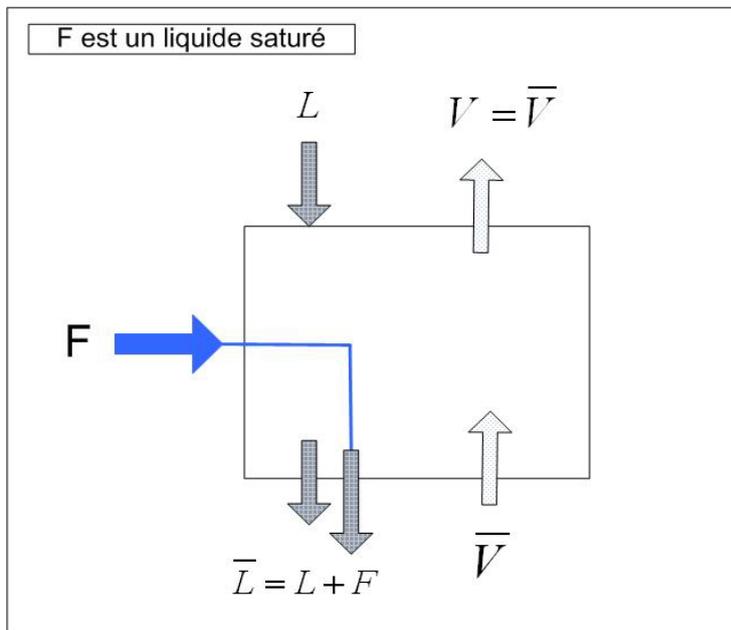


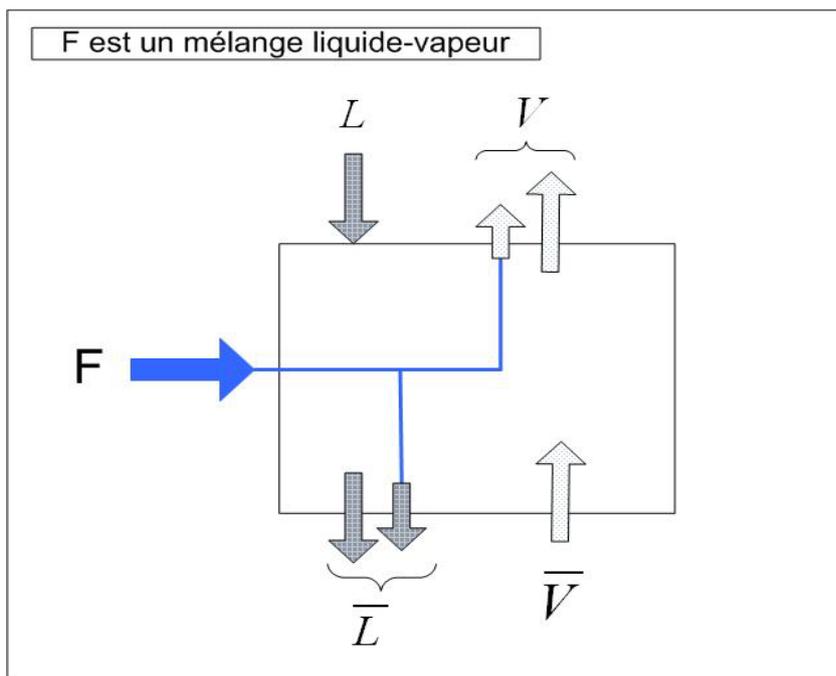
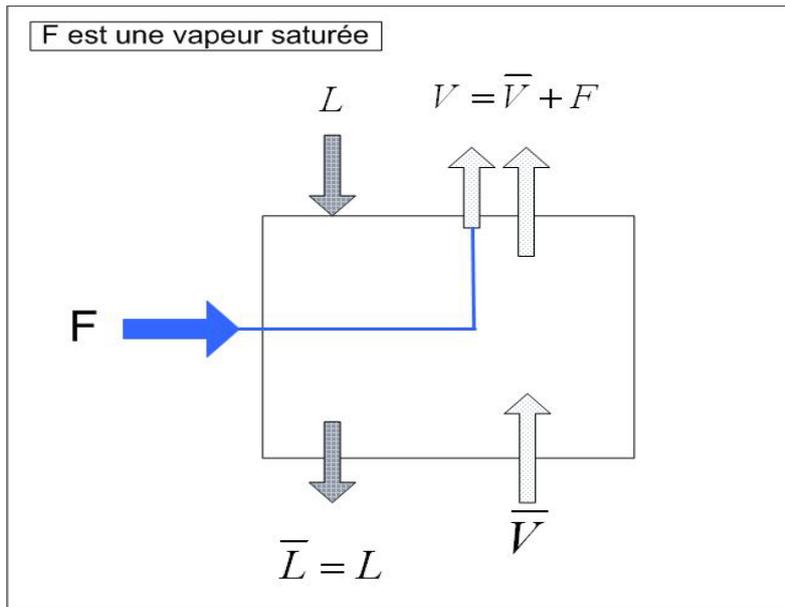
- a) les courants qui sortent d'un étage sont à l'équilibre et correspondent donc à un point de la courbe d'équilibre  
 b) les courants qui se croisent entre les étages correspondent à des points appartenant aux droites opératoires.
- La construction consiste en un tracé en escalier qui passe successivement de la droite opératoire à la courbe d'équilibre.
- On verra plus loin comment se fait le changement de droites opératoires.

### 3.5 Bilan sur le plateau d'alimentation

Sur le plateau d'alimentation, la redistribution du courant d'alimentation dépend des ses conditions thermodynamiques par rapport à celles du plateau. Nous allons voir les différentes situations possibles:

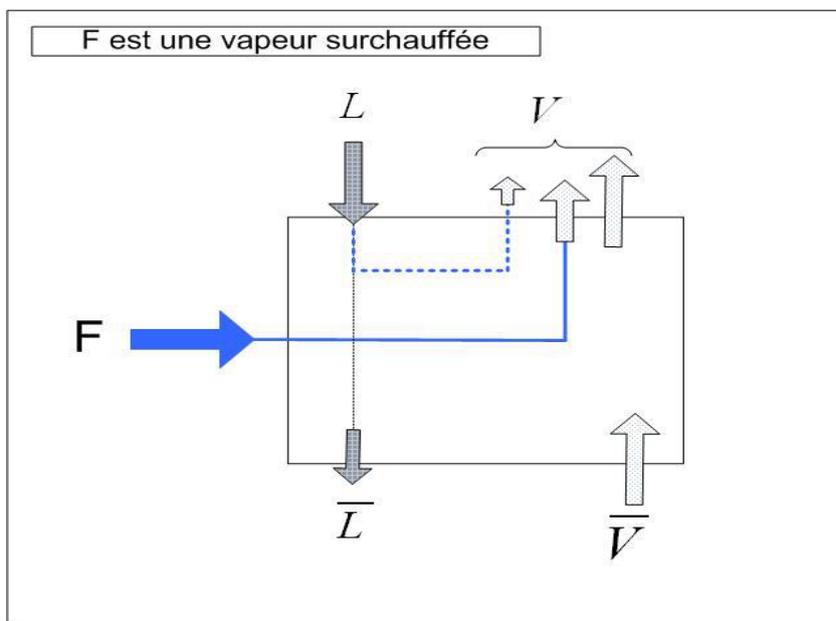
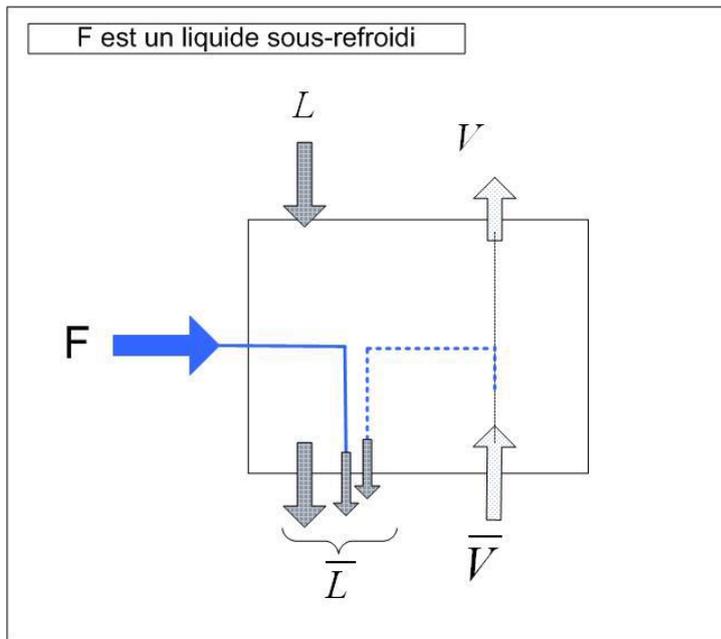
Si l'alimentation est sous forme d'un liquide saturé, tout le débit introduit va redescendre dans la zone d'épuisement. De même, pour une vapeur saturée, elle va monter dans la zone de rectification.





Dans le cas d'une alimentation sous forme d'un mélange gaz-liquide, celui-ci va se répartir dans chacune des zones.

Un liquide sous refroidi, non seulement va descendre dans la zone d'épuisement mais il va aussi entraîner la condensation d'une partie de la vapeur présente sur le plateau. De même, pour une vapeur surchauffée qui entraînera la vaporisation d'une partie du liquide.



Considérons les équations des deux droites opératoires et cherchons l'intersection de ces deux droites. Il faut résoudre:

$$y = \frac{L}{V}x + \frac{D}{V}x_D \quad (e1) \quad \text{et} \quad y = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x - \frac{B}{\bar{V}}x_B \quad (e2)$$

On multiplie (e1) par  $\bar{V}$ , et (e2) par  $\bar{V}$ , et on retranche les 2 relations

$$\begin{aligned} Vy &= Lx + Dx_D & \bar{V}y &= \bar{L}x - Bx_B & \Rightarrow y(V - \bar{V}) &= x(L - \bar{L}) + (Dx_D + Bx_B) \\ \text{mais} & & z_F F &= x_D D + x_B B & \Rightarrow y(V - \bar{V}) &= x(L - \bar{L}) + z_F F \end{aligned}$$

$$y = x \frac{(L - \bar{L})}{(V - \bar{V})} + z_F \frac{F}{(V - \bar{V})} \quad [3 - 10]$$

Ainsi l'intersection des deux droites vérifie l'équation (3.10) qui est l'équation d'une troisième droite qu'on appelle la droite de l'alimentation. On introduit alors le coefficient, q, comme caractérisant les variations du débit liquide entre les zones de rectification et d'épuisement. Cette variation va être quantifiée par rapport au débit F. On appelle q, la fraction de F qui descend sous forme liquide:

$$\bar{L} = L + qF \quad \Leftrightarrow \quad q = \frac{\bar{L} - L}{F} \quad [3 - 11]$$

On a aussi

$$V = \bar{V} + (1 - q)F \quad \Leftrightarrow \quad (1 - q) = \frac{V - \bar{V}}{F} \quad [3 - 12]$$

En utilisant ces relations, l'équation 3.10 de la droite d'alimentation ("q-line" en anglais) s'écrit:

$$y = x \left( \frac{q}{q-1} \right) + \left( \frac{z_F}{1-q} \right) \quad [3 - 13]$$

Un point particulier de la droite d'alimentation s'obtient en cherchant l'intersection avec la droite  $y=x$ :

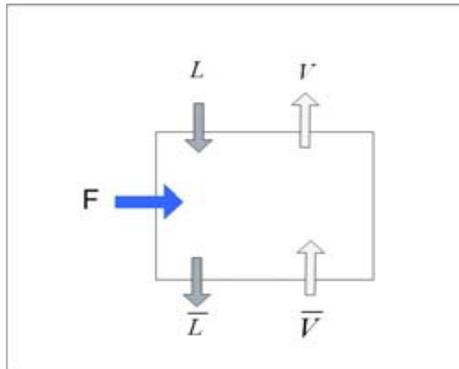
$$y = x = x \left( \frac{q}{q-1} \right) + \left( \frac{z_F}{1-q} \right) \Rightarrow x \left( \frac{q}{q-1} - 1 \right) = \left( \frac{z_F}{q-1} \right) \Rightarrow \left( \frac{x}{q-1} \right) = \left( \frac{z_F}{q-1} \right) \Rightarrow x = z_F$$

La droite d'alimentation passe donc par le point de coordonnées  $[z_F, z_F]$

et sa pente vaut  $\left(\frac{q}{q-1}\right)$ .

Le coefficient  $q$  peut aussi être relié au bilan enthalpique sur l'étage d'alimentation (supposé adiabatique) :

$$FH_F + LH_L + \bar{V}H_{\bar{V}} = \bar{L}H_{\bar{L}} + VH_V \quad [3 - 14]$$



Avec les hypothèses de Lewis, on suppose de plus que

$$H_L = H_{\bar{L}} \text{ et } H_{\bar{V}} = H_V :$$

$$FH_F + LH_L + \bar{V}H_V = \bar{L}H_L + VH_V \Rightarrow FH_F = H_L(\bar{L} - L) + H_V(V - \bar{V})$$

$$\text{et avec 3.11 et 3.12 : } FH_F = H_L qF + H_V(1-q)F \Rightarrow (H_V - H_F) = q(H_V - H_L)$$

$$\Rightarrow q = \frac{(H_V - H_F)}{(H_V - H_L)} \quad [3 - 15]$$

Cette relation permet de calculer  $q$  dans les situations complexes.

Pour une alimentation qui est sous forme d'un liquide sous-refroidi, le terme  $(H_V - H_F)$  correspond à l'énergie nécessaire pour réchauffer le liquide jusqu'à sa température d'ébullition (point de bulle,  $T_b$ ) puis pour le vaporiser. On remarque que

$H_V - H_L$  correspond à la chaleur latente de vaporisation du liquide  $\Delta H_{vap}$ . On a donc l'expression

$$\text{liquide sous-refroidi : } q = 1 + \frac{C_{PL}(T_b - T_F)}{\Delta H_{vap}} \quad [3 - 16]$$

Pour une vapeur surchauffée, le terme  $H_v - H_F$  correspond à l'énergie nécessaire pour refroidir la vapeur jusqu'à sa température de condensation (point de rosée,  $rT$ ). On a donc:

$$\text{vapeur surchauffée : } q = -\frac{C_{PL}(T_F - T_r)}{\Delta H_{vap}} \quad [3 - 17]$$

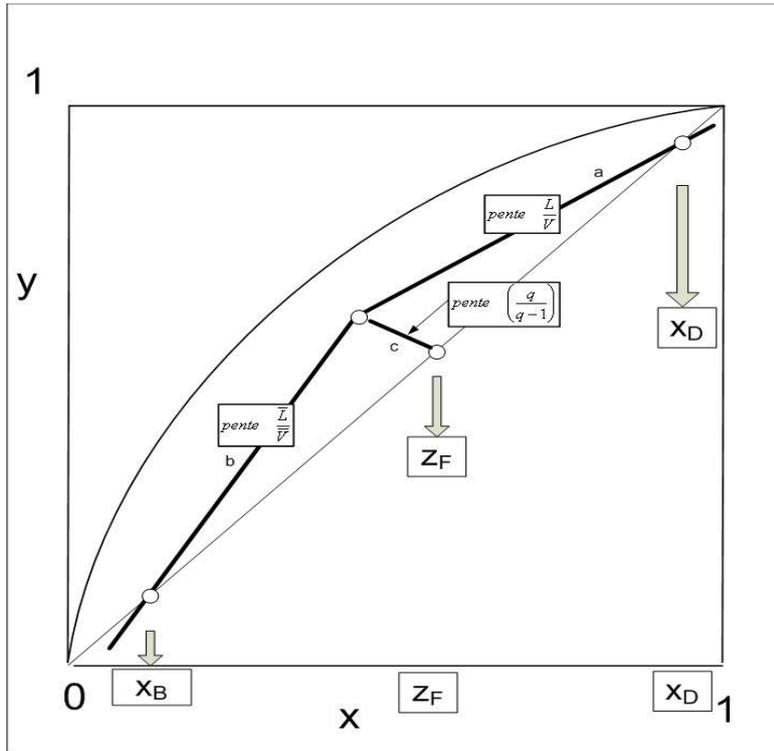
### 3.6 Construction graphique

Les variables connues ou que l'on devra déterminer (analytiquement ou graphiquement) sont :

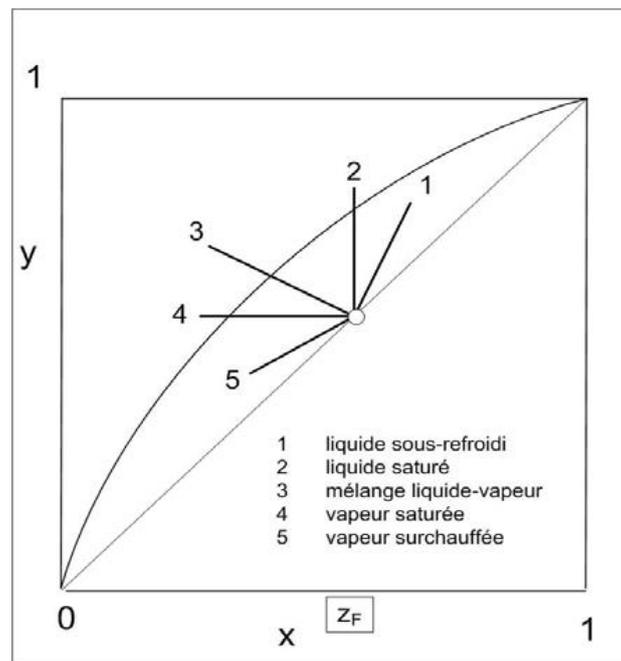
$z_F, F, x_B, x_D, B, D, L, V, \bar{L}, \bar{V}, q$ , nombre d'étage

Le nombre de plateaux nécessaire à la séparation découle des constructions suivantes : (voir figures page suivante) :

- on place le point  $[x_D, x_D]$  et on trace la droite opératoire de pente  $\frac{L}{\bar{V}}$ .
- on place le point  $[x_B, x_B]$  [et on trace la droite opératoire de pente  $\frac{\bar{L}}{\bar{V}}$
- on place le point  $[z_F, z_F]$  et on trace la droite de l'alimentation de pente  $\left(\frac{q}{q-1}\right)$
- on fait la construction en escalier en partant de  $x_B$  ou  $x_D$



On trouvera ci-contre les différentes pentes possibles de la droite d'alimentation en fonction de l'état de l'alimentation.



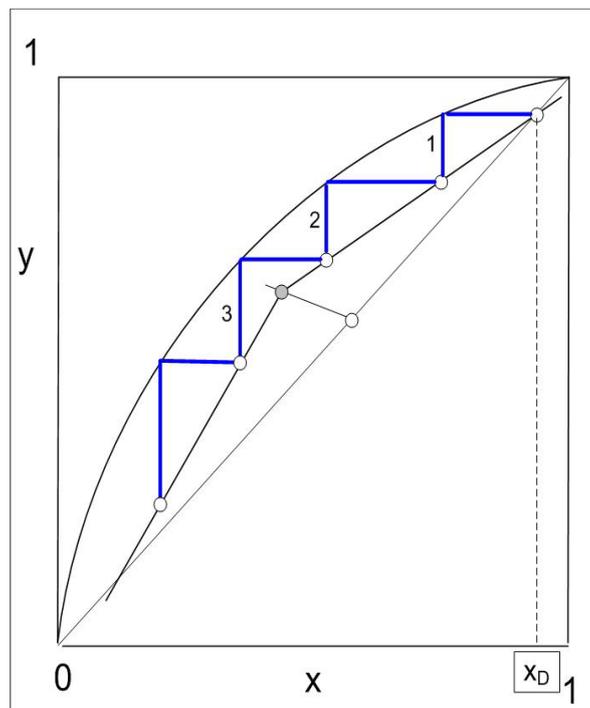
### 3.7 Position optimale de l'alimentation

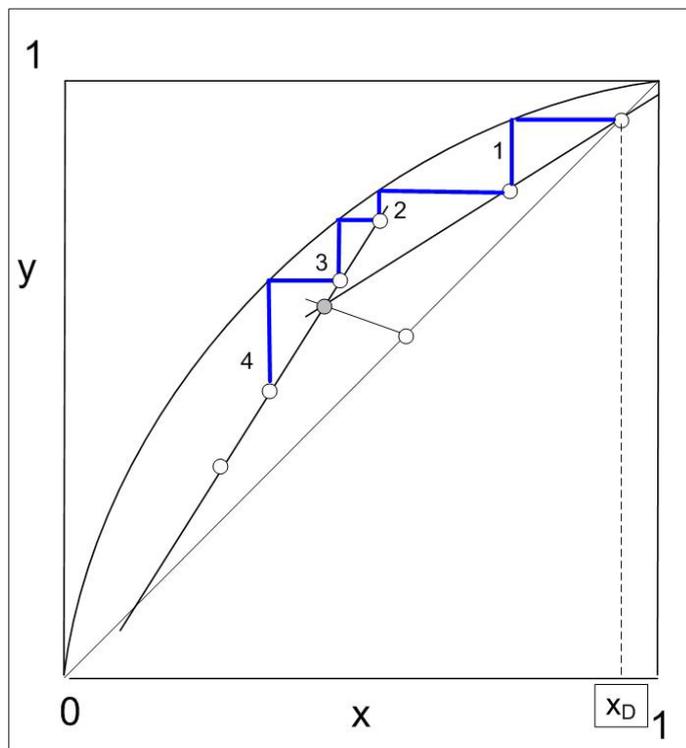
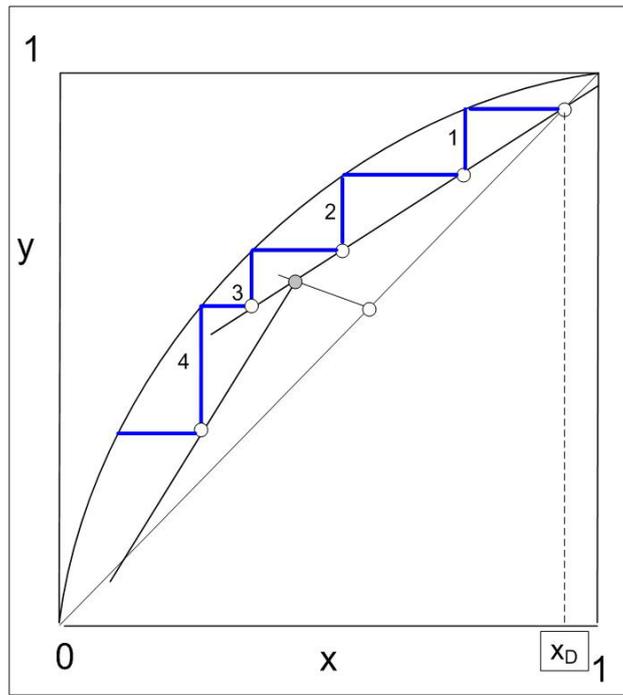
L'alimentation est faite de façon optimale lorsque le point d'intersection des droites opératoires et d'alimentation est localisé, sur le graphique, sous le plateau d'alimentation: ci-contre le plateau 3.

Sur les exemples ci-dessous, l'alimentation est faite :

- trop bas (sur le plateau 4, figure à gauche)
- ou trop haut (sur le plateau 2, figure de droite)

Ceci peut conduire à un nombre de plateaux plus important pour faire une même séparation. Dans ces constructions, on utilise la même droite opératoire jusqu'à ce que l'on dépasse le plateau où se fait l'alimentation.





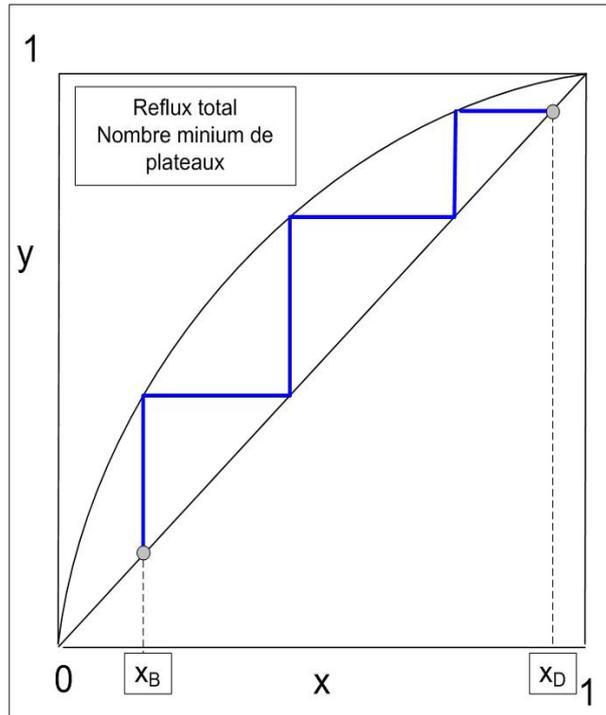
### 3.8 Nombre minimum de plateaux

Le nombre minimum de plateaux s'obtient dans le cas le plus favorable à la séparation: on fonctionne à **reflux total**.

On ferme les courants F,B,D et toute la vapeur en tête est retournée dans la colonne:

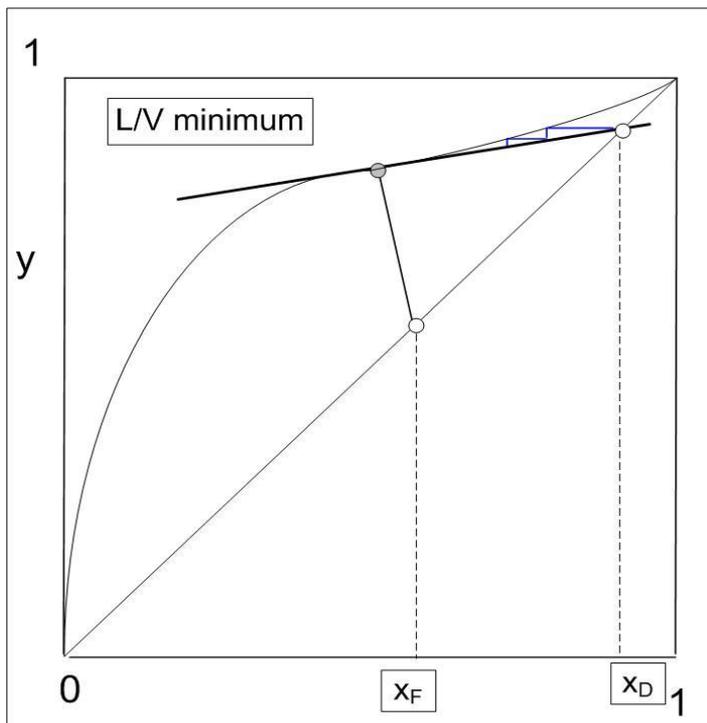
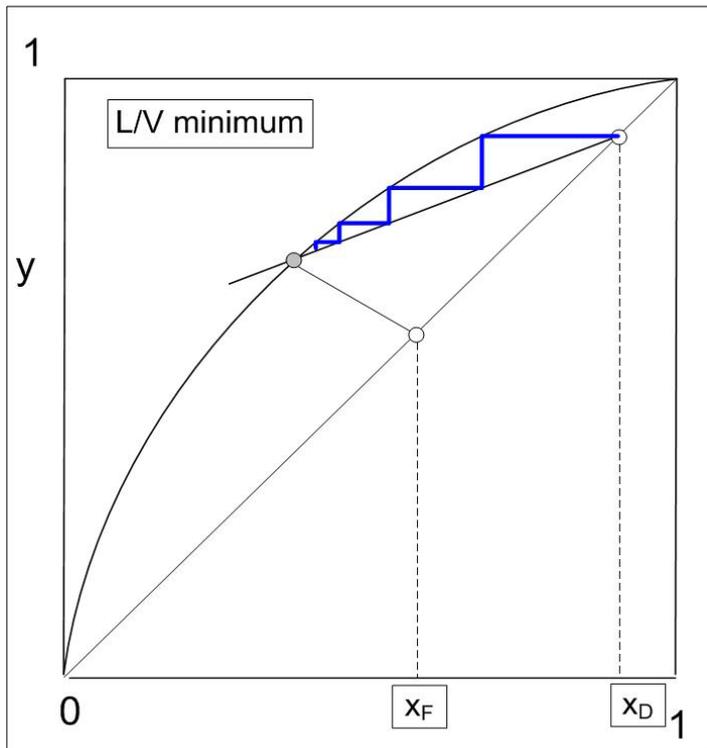
$$L = \bar{L} = V = \bar{V}$$

La pente des droites opératoires qui est donc égale à 1, est maximum dans la zone de rectification et minimum dans la zone d'épuisement.



### 3.9 Reflux minimum

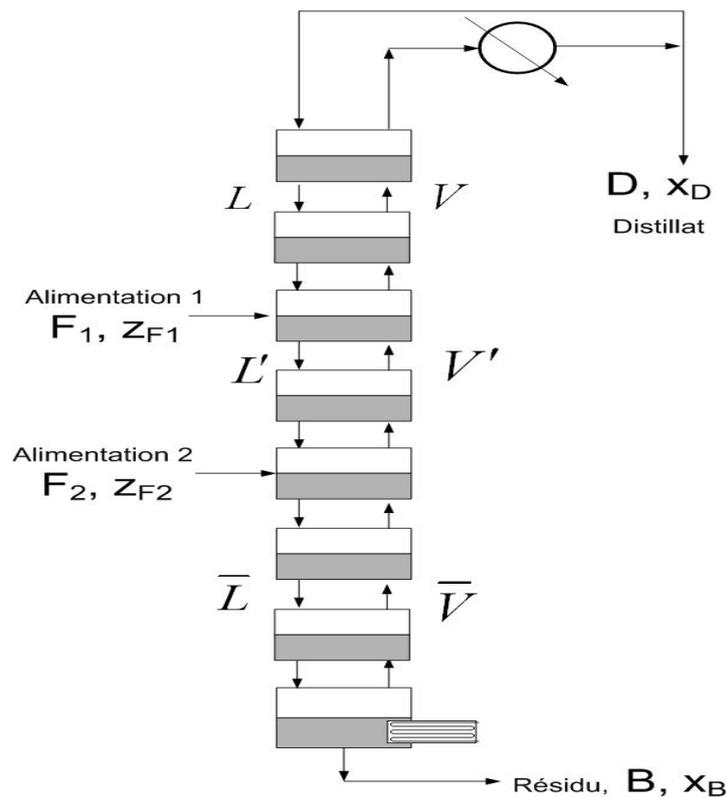
Le reflux minimum à utiliser pour faire une séparation correspond au cas où l'on disposerait d'une colonne idéale munie d'un nombre infini de plateaux. Graphiquement, un nombre de plateau infini s'observe lorsque le point intersection des droites opératoires et d'alimentation devient un point de la courbe d'équilibre. Ceci peut s'observer comme illustré ci-dessous: la droite opératoire de la zone de rectification peut alors soit couper soit être tangente à la courbe d'équilibre.



### 3.10 Situations complexes

#### 3.10.1 Deux alimentations

Souvent on dispose de plusieurs courants de compositions différentes du même mélange binaire. Dans ce cas, plutôt que de mélanger ces deux courants, il peut être très avantageux de les introduire séparément dans la colonne à des étages différents. Le courant le plus riche en produit volatil sera introduit le plus haut dans la colonne. En plus des zones de rectification et d'épuisement, on définit entre les deux alimentations une zone intermédiaire dont les débits des courants liquide et vapeur seront appelés  $L'$  et  $V'$ .

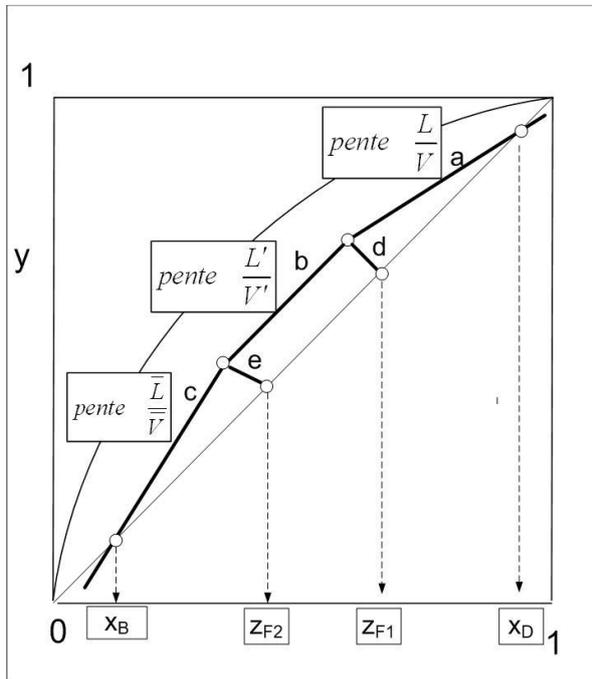


Le principe de la méthode de Mc Cabe et Thiele est identique au cas d'une seule alimentation. Pour chaque alimentation, on va définir la droite d'alimentation correspondante. De plus on va définir une nouvelle droite opératoire dans la zone intermédiaire dont la pente sera  $(L'/V')$ .

Chaque droite d'alimentation est cocourante avec les droites opératoires des zones qui lui sont adjacentes.

Dans le cas particulier où  $F_1$  et  $F_2$  seraient respectivement une vapeur saturée et un liquide saturé, on trouve aisément les valeurs de  $V'$  et  $L'$  en remarquant que:

$$\begin{aligned} V &= V' + F_1 & L &= L' \\ \bar{V} &= V' & \bar{L} &= L' + F_2 \end{aligned}$$

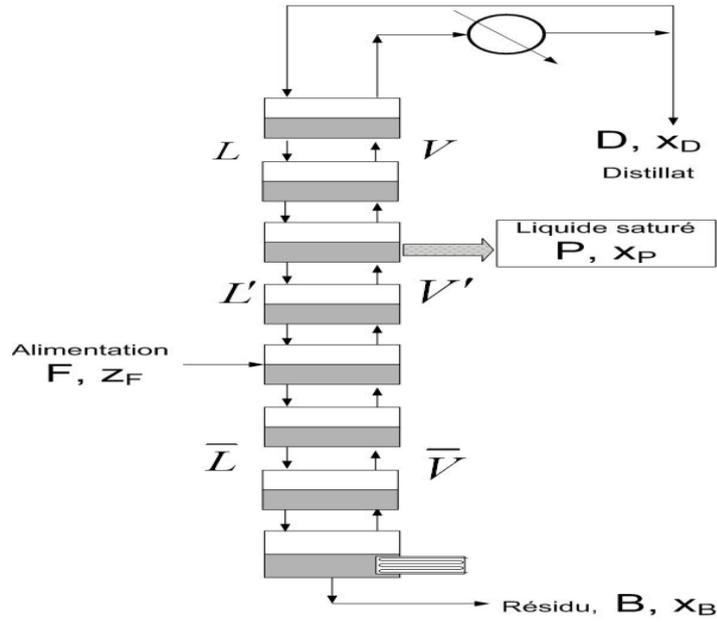


### 3.10.2 Soutirage de liquide

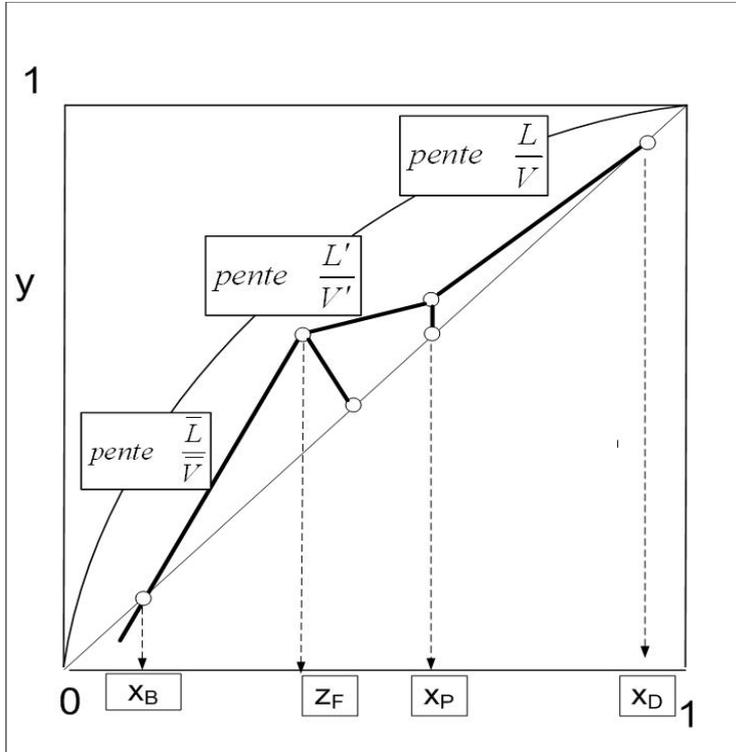
En plus du distillat (très concentré en produit volatil), il peut être parfois intéressant de récupérer aussi sur une unité de distillation des fractions de compositions intermédiaires entre celles de l'alimentation et celles du distillat. Sur un étage particulier, il est possible d'y soutirer le liquide présent. Celui-ci peut donc être assimilé à un liquide saturé et on appelle  $P$ , le débit liquide ainsi récupéré. On a donc :

$$V = V' \quad L' = L - P$$

La construction de McCabe et Thiele est analogue à celle pour plusieurs alimentations.

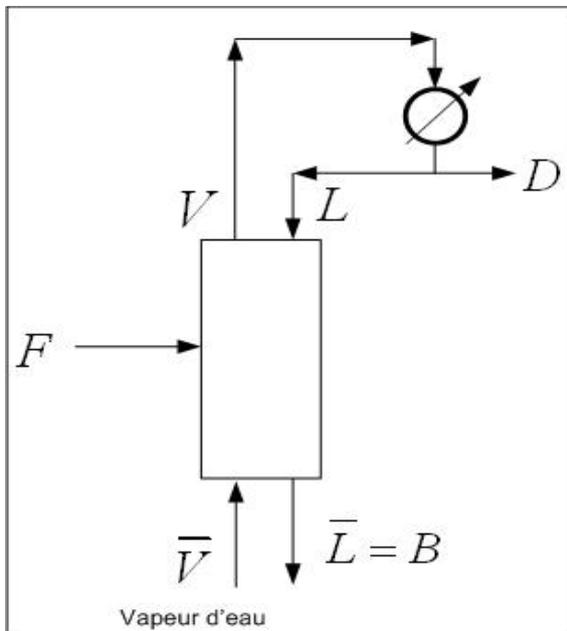
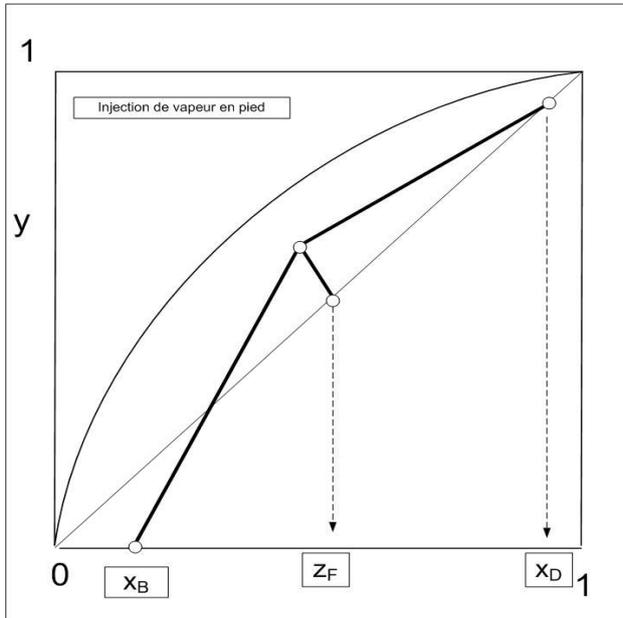


Il faut toutefois remarquer que la pente ( $L'/V'$ ) dans la zone intermédiaire est alors plus faible que la pente ( $L/V$ ) de la zone de rectification.



### 3.10.3 Injection d'une vapeur en pied de colonne

A la place du rebouilleur en pied, il est possible d'injecter directement une vapeur. Dans le cas de mélange aqueux, il est alors très facile d'injecter de la vapeur d'eau. Dans ce cas, un point particulier de la droite opératoire de la zone d'épuisement correspond au croisement des courants en pied de colonne: il s'agit donc du point de coordonnées  $[x_B, 0]$



$$F + \bar{V} = D + B$$

$$z_F F + 0 \times \bar{V} = x_D D + x_B B$$

Les bilans matières total et partiel s'écrivent  
(Remarque : les équations 3.4 et 3.5 ne sont plus applicables.)

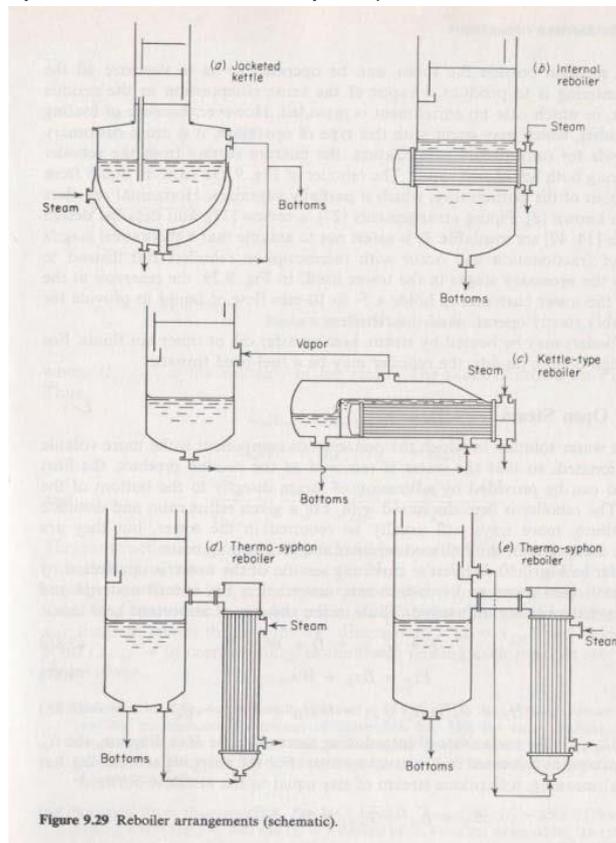
### 3.11 Rebouilleurs et condenseurs

On dit qu'un rebouilleur est total si toute l'alimentation liquide du rebouilleur est vaporisée.

Dans le cas contraire, on dit que le rebouilleur est partiel.

**Un rebouilleur partiel** qui conduit à la formation d'un mélange liquide-vapeur en équilibre **est donc équivalent à un étage théorique**.

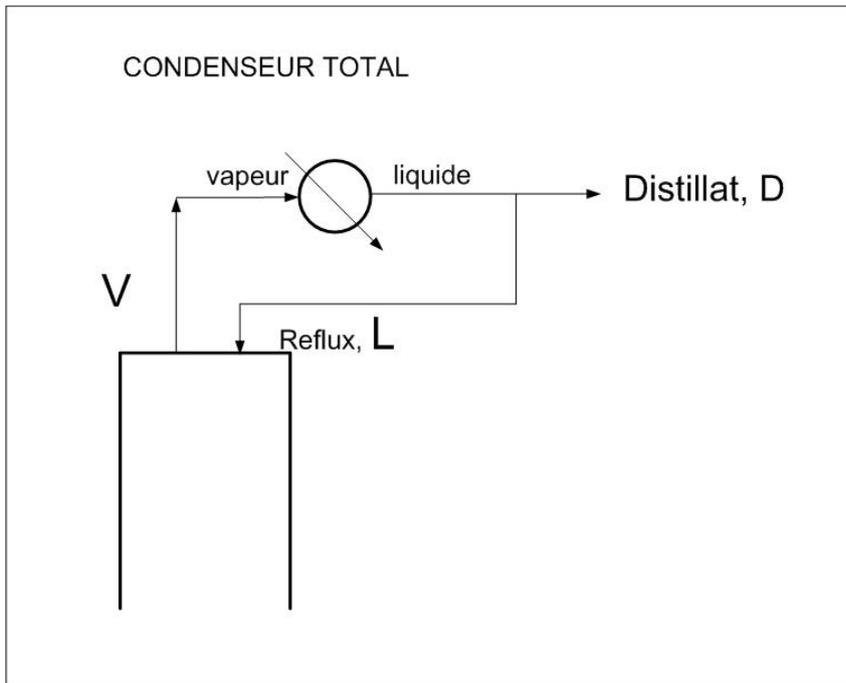
Sur la figure ci-dessous, seul le thermo-siphon (d) est un rebouilleur total (une entrée liquide et une sortie vapeur) et les 4 autres sont des rebouilleurs partiels (une entrée liquide et une sortie liquide + une sortie vapeur).



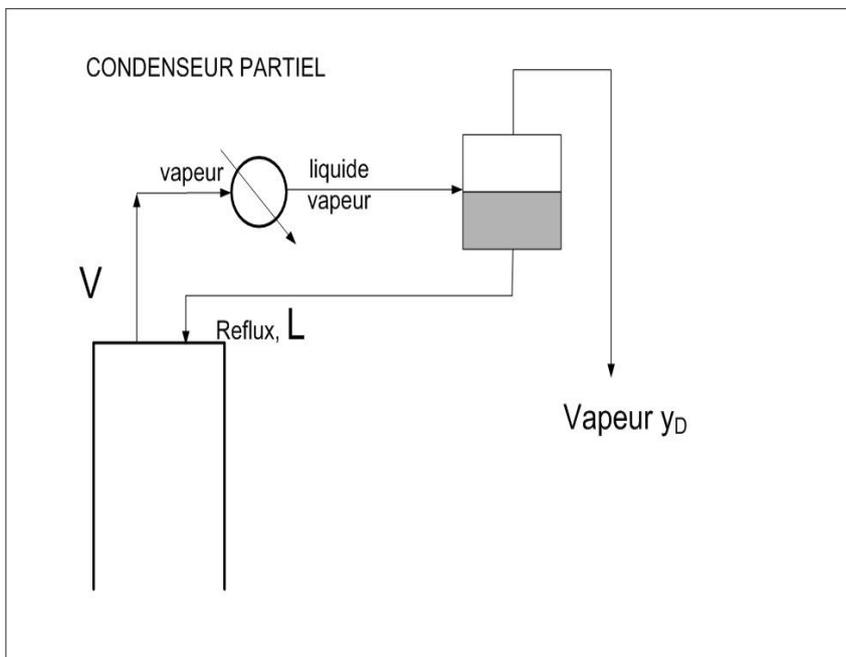
Mass-Transfer operations R. Treybal McGraw-Hill (1987) ISBN 0-07-065176-0 p 393

De même pour les condenseurs, on distingue:

- le condenseur total qui condense tout le courant vapeur sortant de la colonne



- le condenseur partiel qui conduit à la formation d'un mélange liquide-vapeur en équilibre. **Le condenseur partiel est équivalent à un étage théorique.**



Dans le décompte des étages à installer dans une colonne à distiller, il faudra penser aux étages théoriques que représentent un rebouilleur partiel et/ou un condenseur partiel.

Le condenseur et le rebouilleur sont alimentés par des fluides caloporteurs. Afin d'obtenir le transfert de chaleur, il faut une certaine différence de températures entre

les fluides. On trouvera dans les tableaux ci-dessous les différences de températures qui sont en général utilisées en fonction de la nature des fluides caloporteurs utilisés.

Fluide caloporteur du condenseur	gamme de $\Delta T$ ( $^{\circ}\text{C}$ )
système de réfrigération	3-10
eau de refroidissement	6-20
fluide de procédé	10-20
eau bouillante	20-40
air	20-50

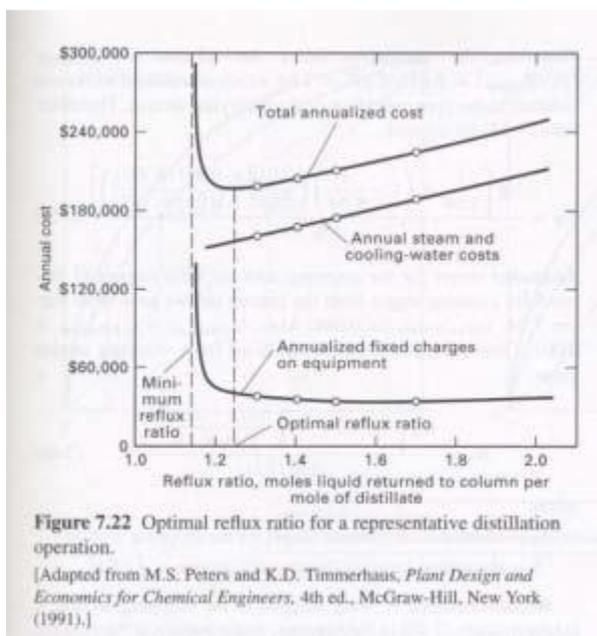
Fluide caloporteur du rebouilleur	gamme de $\Delta T$ ( $^{\circ}\text{C}$ )
fluide de procédé	10-20
vapeur	10-60
huile	20-60

### 3.12 Reflux optimum

Le reflux optimum découle de considérations économiques. En effet, au reflux minimum, il faut un nombre de plateaux infini et le coût de l'installation devient infini !. Si le reflux augmente, le nombre de plateaux diminue et le coût des équipements (frais fixes) diminue. Cependant l'augmentation du reflux engendre une augmentation des frais associés au chauffage du rebouilleur et au refroidissement du condenseur. Il existe donc une valeur optimale du reflux qui minimise les coûts.

Souvent on utilise comme règle

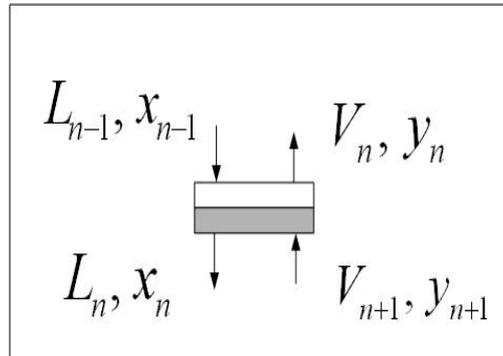
$$R_{optimal} = 1.2 R_{minimum}$$



Separation Processes Principles Seader & Henley Wiley (2006) 2<sup>e</sup> edition ISBN0-471-46480-5 p 271

### 3.13 Efficacité d'un plateau

Le plateau théorique correspond au cas idéal où les courants qui en sortent,  $V_n$  et  $L_n$ , sont à l'équilibre thermodynamique. Dans des conditions réelles, les courants  $V_n$  et  $L_n$  n'atteignent pas toujours cet équilibre.



On caractérise cet écart à l'équilibre en définissant l'**efficacité de Murphree en phase vapeur** par:

$$E_{Mv} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad [3 - 18]$$

où  $y_n^*$  est la composition d'une vapeur hypothétique qui serait en équilibre avec le liquide  $L_n$ .

De même, on définit l'**efficacité de Murphree en phase liquide** par:

$$E_{Ml} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n^* - x_{n-1}} \quad [3 - 19]$$

où  $x_n^*$  est la composition d'un liquide hypothétique qui serait en équilibre avec la vapeur  $V_n$ .

L'efficacité de Murphree n'est pas une constante et peut changer d'un plateau à l'autre. En utilisant les définitions précédentes on peut envisager une version modifiée de la construction de Mc Cabe et Thiele. Sur la figure suivante, on présente les constructions sur la base des efficacités soit en phase vapeur soit en phase liquide. Une vapeur correspondant au point a serait en équilibre avec un liquide correspondant au point b. Le liquide qui sort réellement du plateau avec la vapeur correspond au point c tel que:

$$E_{Ml} = \frac{ac}{ab} \quad [3 - 20]$$



