

Source: <http://www.couplandbell.com/fluid.htm>

MODULE 2:

Les processus d'écoulement des fluides

Module 2.1

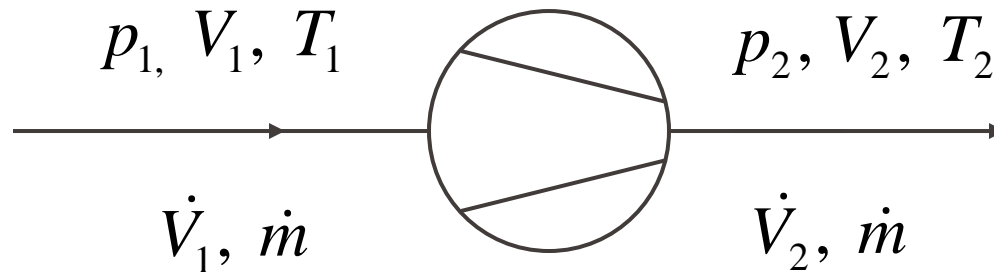
2.1 Le transport des fluides

2.1.1 Le transport des gaz

Ventilateurs	Déplacement de gaz, aspirant et refoulant le flux à une faible pression. La différence de pression se situe entre 1 et 1.3 bars.
Compresseurs	Réduisent significativement le volume de gaz déplacé, avec une chaleur de compression proportionnelle au taux de compression atteint. La pression de refoulement peut atteindre 5000 bars et une puissance de 100 MW.

Les ventilateurs et compresseurs **déplacent** et **augmentent la pression** de gaz.

Les grandeurs d'état mis en jeu sont: *hypothèse des gaz parfaits*

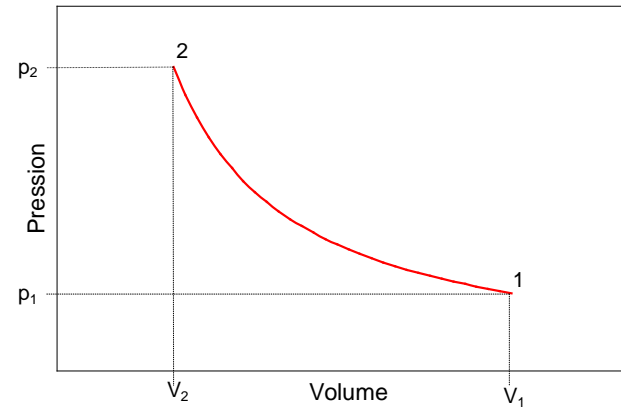
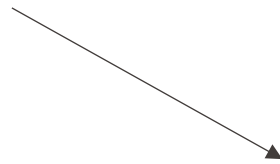


$$\text{Taux de compression} = \frac{p_2}{p_1}$$

Module 2.1.1: Compression Isotherme

Loi des gaz parfaits : $p \cdot V = n \cdot R \cdot T$ Isotherme $p \cdot V = cst \Rightarrow \frac{V_1}{V_2} = \frac{p_2}{p_1}$

$$\partial W_{is} = -pdV$$



Le travail de compression pour passer de l'état 1 à 2 est donné par:

$$W_{is} = p_1 \cdot V_1 \cdot \ln \frac{p_2}{p_1} = p_1 \cdot V_1 \cdot \ln \frac{V_1}{V_2}$$

La puissance de compression est:

$$P_{is} = p_1 \cdot \dot{V}_1 \cdot \ln \frac{p_2}{p_1} = p_1 \cdot \dot{V}_1 \cdot \ln \frac{V_1}{V_2}$$

Module 2.1.1: Compression adiabatique

Pas d'échange de chaleur avec l'extérieur \rightarrow $p \cdot V^\chi = cst$, χ :exposant adiabatique ($\chi=1.4$ pour air)
 $\chi = \frac{C_p}{C_v}$

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{V_1}{V_2} \right)^\chi ; \quad \frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\chi-1}{\chi}}$$

$$W_{ad} = \frac{1}{\chi-1} (p_2 \cdot V_2 - p_1 \cdot V_1) = p_1 \cdot V_1 \cdot \frac{1}{\chi-1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\chi-1}{\chi}} - 1 \right]$$

La puissance de compression est:

$$P_{ad} = p_1 \cdot \dot{V}_1 \cdot \frac{1}{\chi-1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\chi-1}{\chi}} - 1 \right]$$

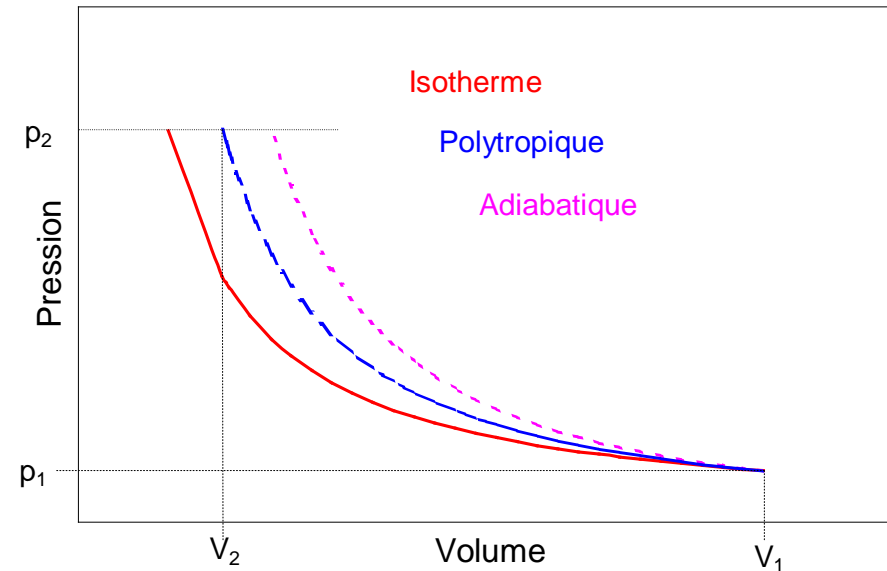
Module 2.1.1: Compression réelle

Le gaz n'est en réalité jamais comprimé **adiabatiquement** car le compresseur est refroidi, **ni de manière isotherme** car le gaz chauffe forcément en traversant la machine.

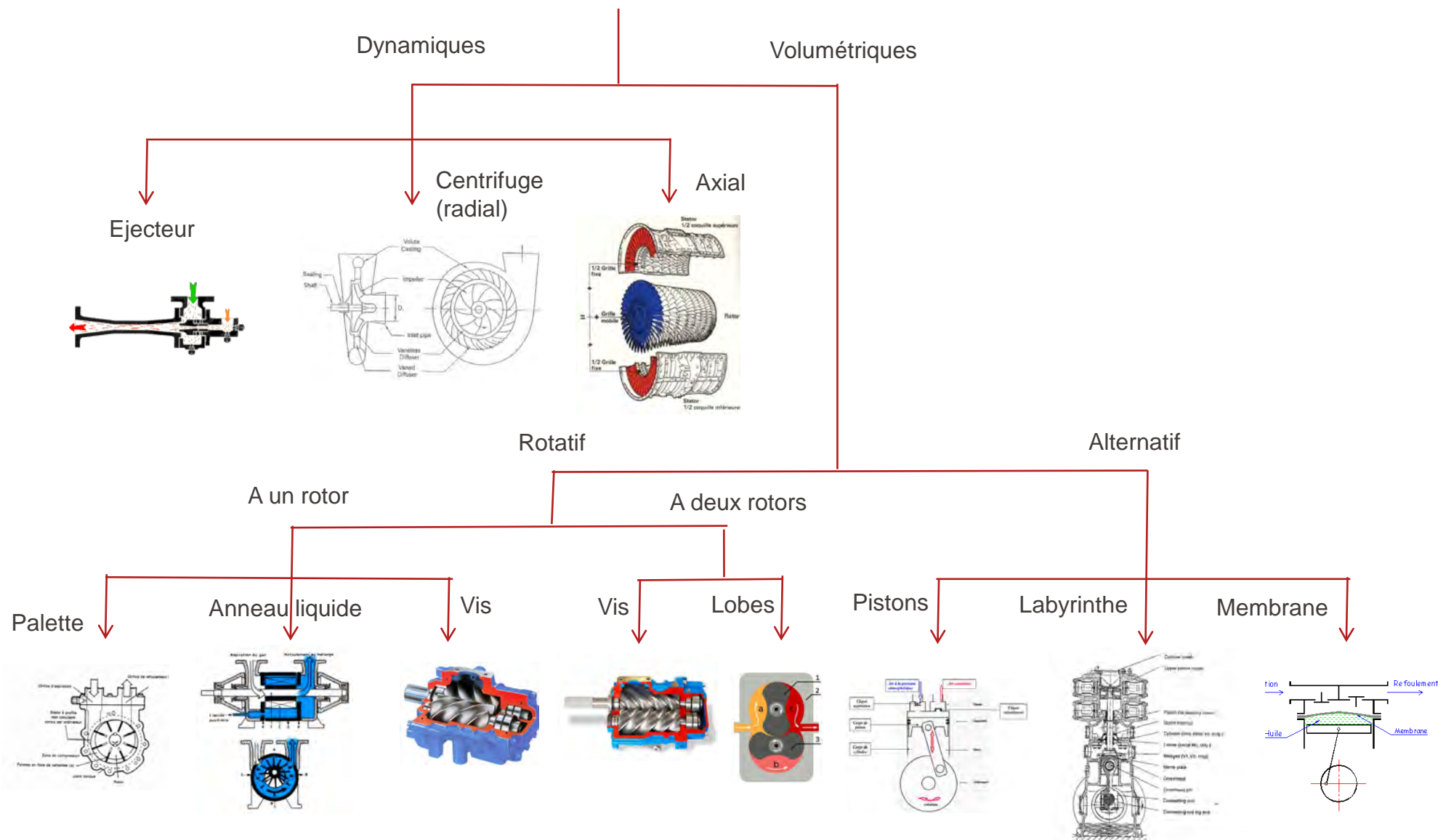
La compression s'effectue effectivement selon une transformation polytrophe obéissant à l'équation: $p \cdot V^n = cst$ n: exposant polytropique $1 < n < \chi$

Efficacité polytropique η_p
caractéristique du compresseur

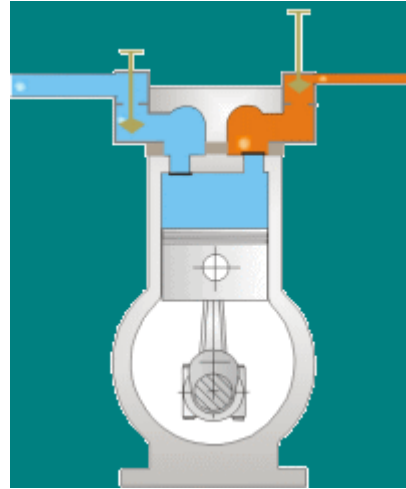
$$\eta_p = \frac{\left(\frac{n}{n-1} \right)}{\left(\frac{\chi}{\chi-1} \right)} = \frac{n(\chi-1)}{\chi(n-1)}$$



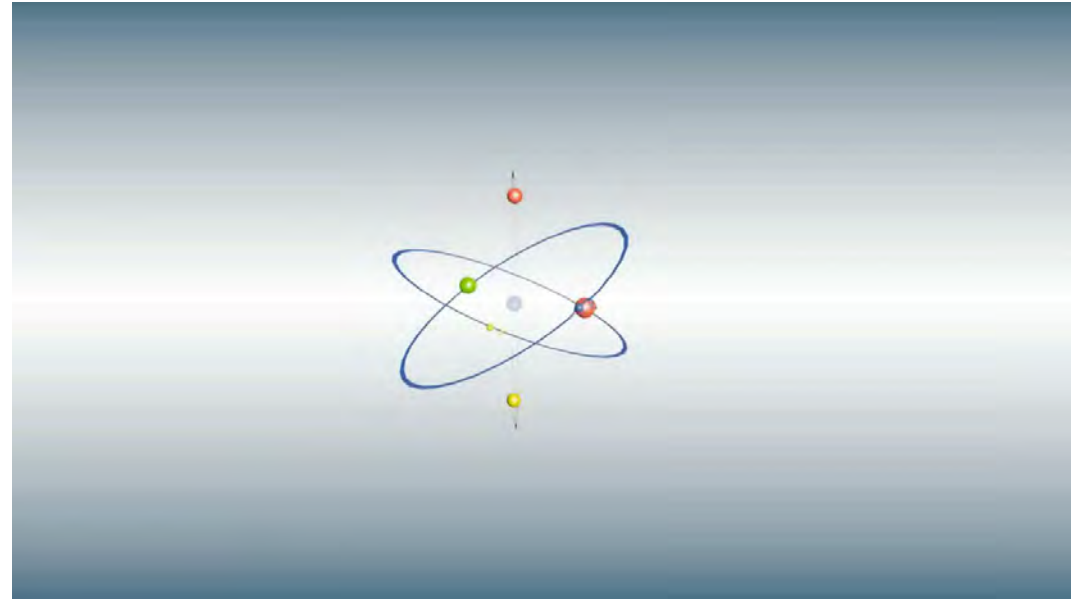
Module 2.1.1: Éléments de compression



Compresseur à piston

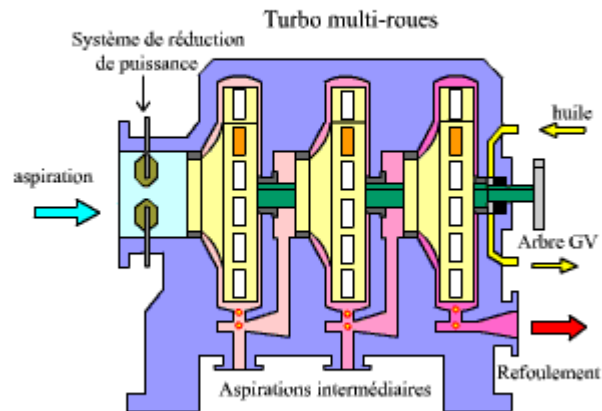


Compresseur à double vis à deux étages



Durée 56''

Turbocompresseur centrifuge



Source: <http://www.iceingenierie.nc>

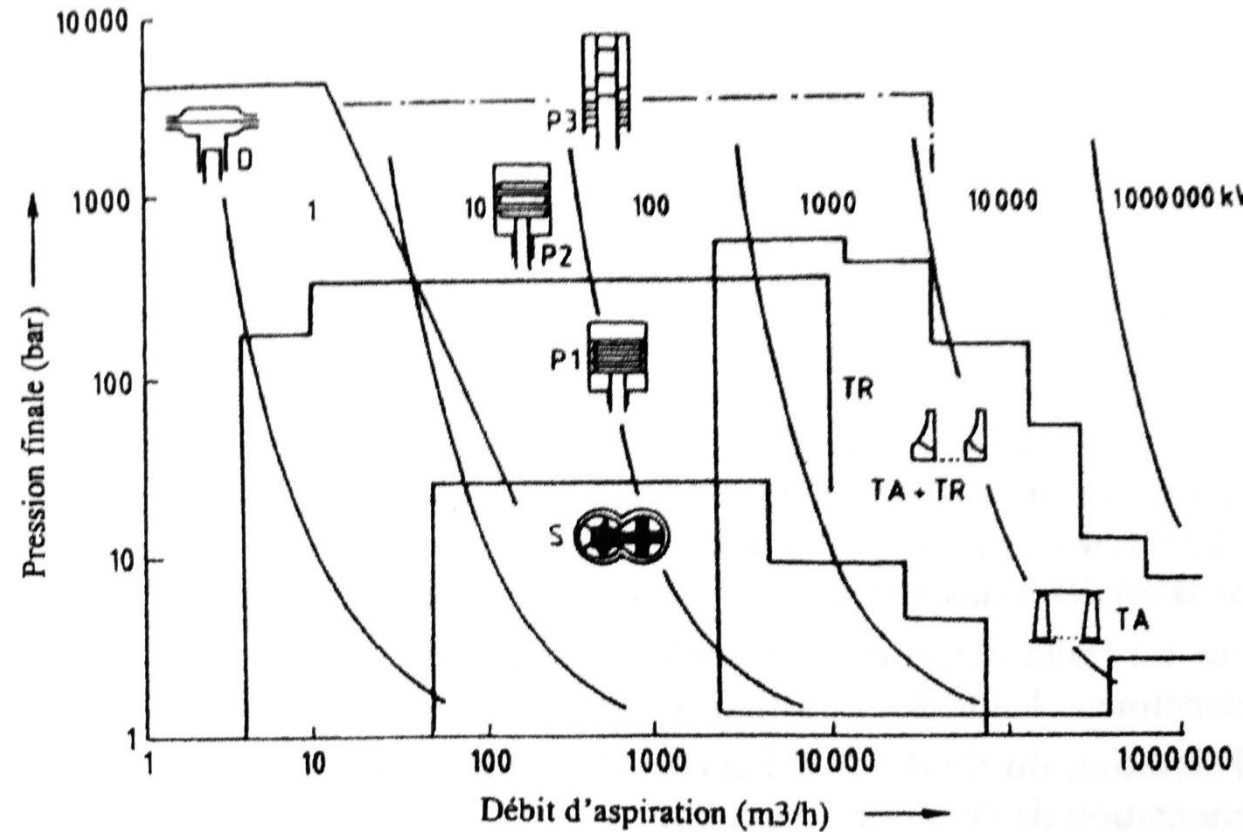
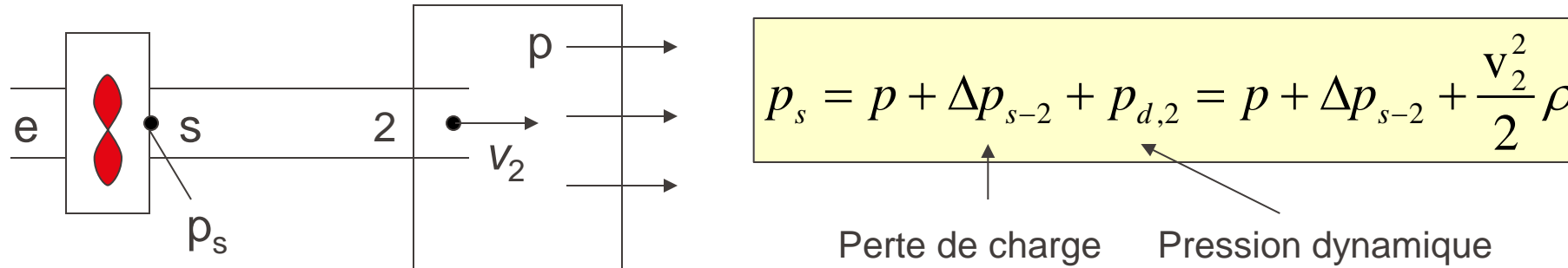


Figure 3.3 – Domaines d'applications de différents types de compresseurs.
 D : compresseur à membrane ; P₁ : compresseurs à piston exempts d'huile ;
 P₂ : compresseur à piston à cylindres lubrifiés ; P₃ : compresseurs à piston
 à très haute pression ; S : compresseurs à vis ; TA : turbocompresseurs axiaux ;
 TR : turbocompresseurs radiaux.

Source: Aide-mémoire du génie chimique, E. Koller, 2013, Dunod

La pression totale que doit fournir un ventilateur à sa sortie est:

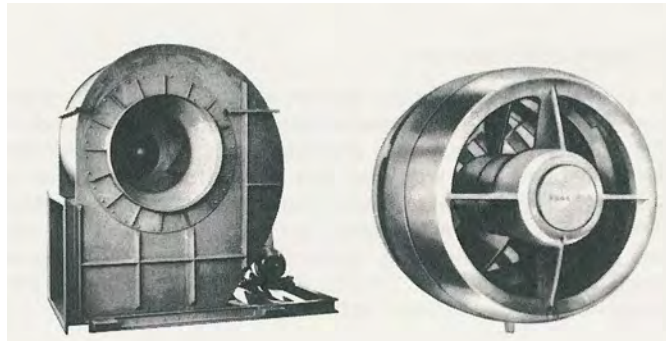


$$p_s = p + \Delta p_{s-2} + p_{d,2} = p + \Delta p_{s-2} + \frac{v_2^2}{2} \rho$$

Perte de charge Pression dynamique

Les ventilateurs peuvent être de deux types:

Radiaux ou Axiaux



Module 2.1.2

2.1 Le transport des fluides

2.1.2 Le transport des liquides

$$P[W] = \Delta p \cdot \dot{V} = [Pa] \cdot \left[\frac{m^3}{s} \right]$$

Δp =(pression de refoulement -
pression d'aspiration)

Il existe deux catégories principales de fonctionnement:

Déplacement positif ou volumétriques: alternatives ou rotatives

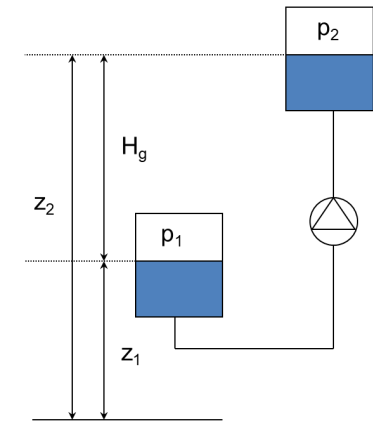
*Les pompes volumétriques déplacent à chaque cycle une quantité constante de liquide.
Haute pression, débit moins important que les pompes centrifuges.*

$$\dot{V} = f(\text{vitesse de rotation, course du piston})$$

Dynamique ou cinétiques : centrifuges, ...

*Une roue à ailettes ou aubes véhicule le liquide sous l'effet de la force centrifuge.
Haut débit, pression moins importante que les pompes volumétriques.*

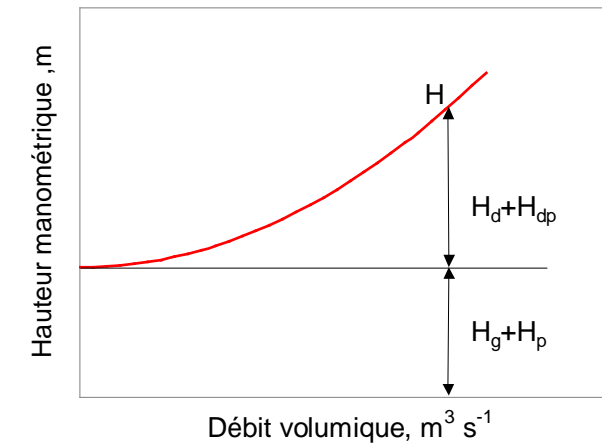
$$\dot{V} = f(\text{hauteur manométrique, diamètre de la roue})$$



Equation de Bernoulli

$$H = (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho \cdot g} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + \frac{\Delta p_{12}}{\rho \cdot g} = H_0 + Cst \cdot \dot{V}^2$$

Hauteur Manométrique en m \uparrow H_g (Hauteur géodésique)
 \uparrow H_p (Hauteur de pression Statique)
 \uparrow H_d (Hauteur dynamique)
 \uparrow H_{dp} (Hauteur de perte de charge totale)



$$P = \dot{m} \cdot g \cdot H = \dot{V} \cdot \rho \cdot g \cdot H \Rightarrow$$

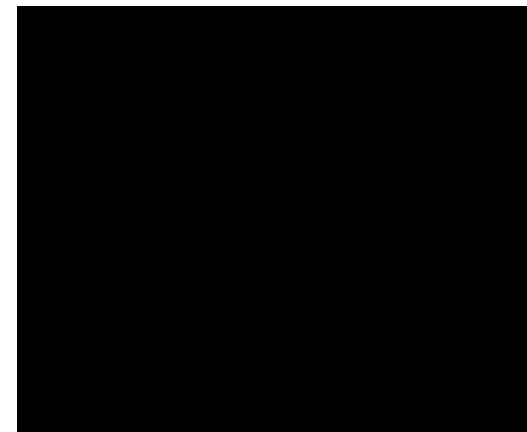
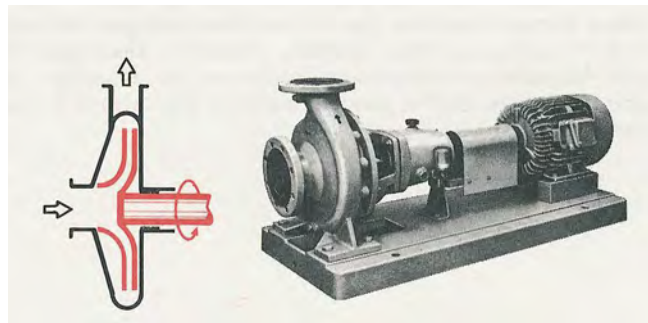
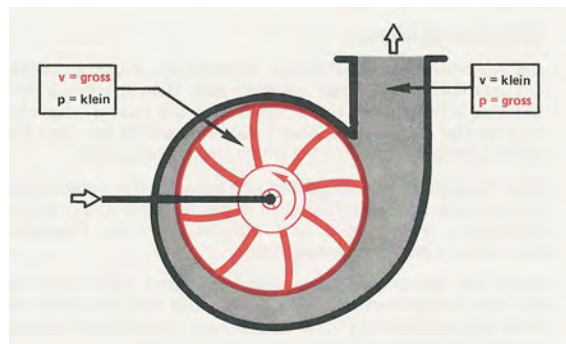
$$P = H'_0 \cdot \dot{V} + Cst' \cdot \dot{V}^3$$

Puissance hydraulique

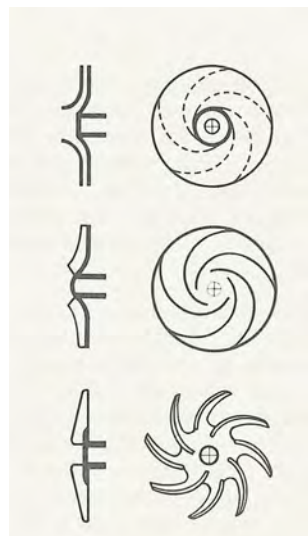
=0 pour un circuit fermé ($H_g = H_p = H_d = 0$, seul H_{dp} reste)

La Hauteur Manométrique = Perte de charge du circuit hydraulique

Module 2.1.2 : Les pompes centrifuges



Durée 28''

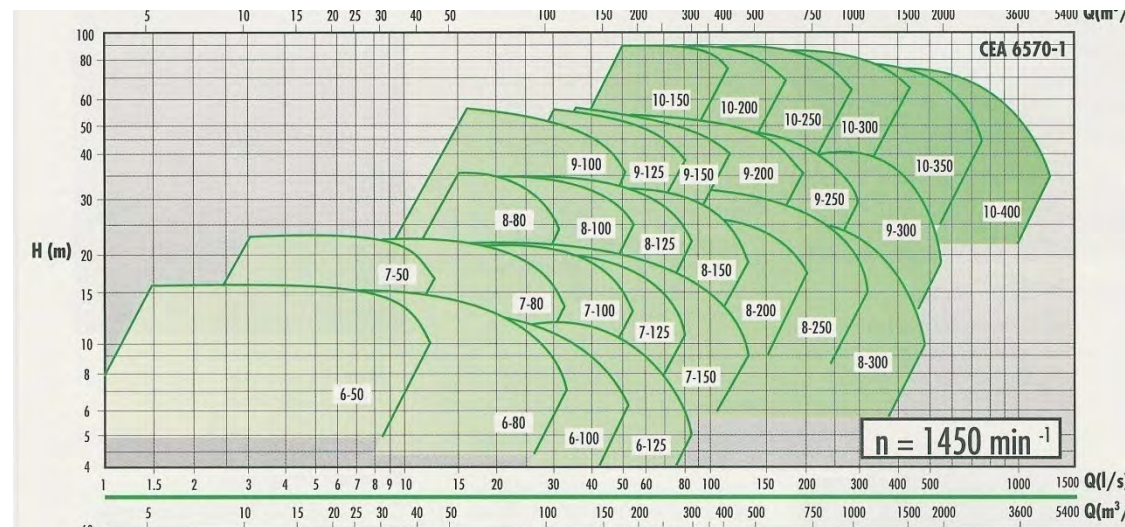


Roue fermée

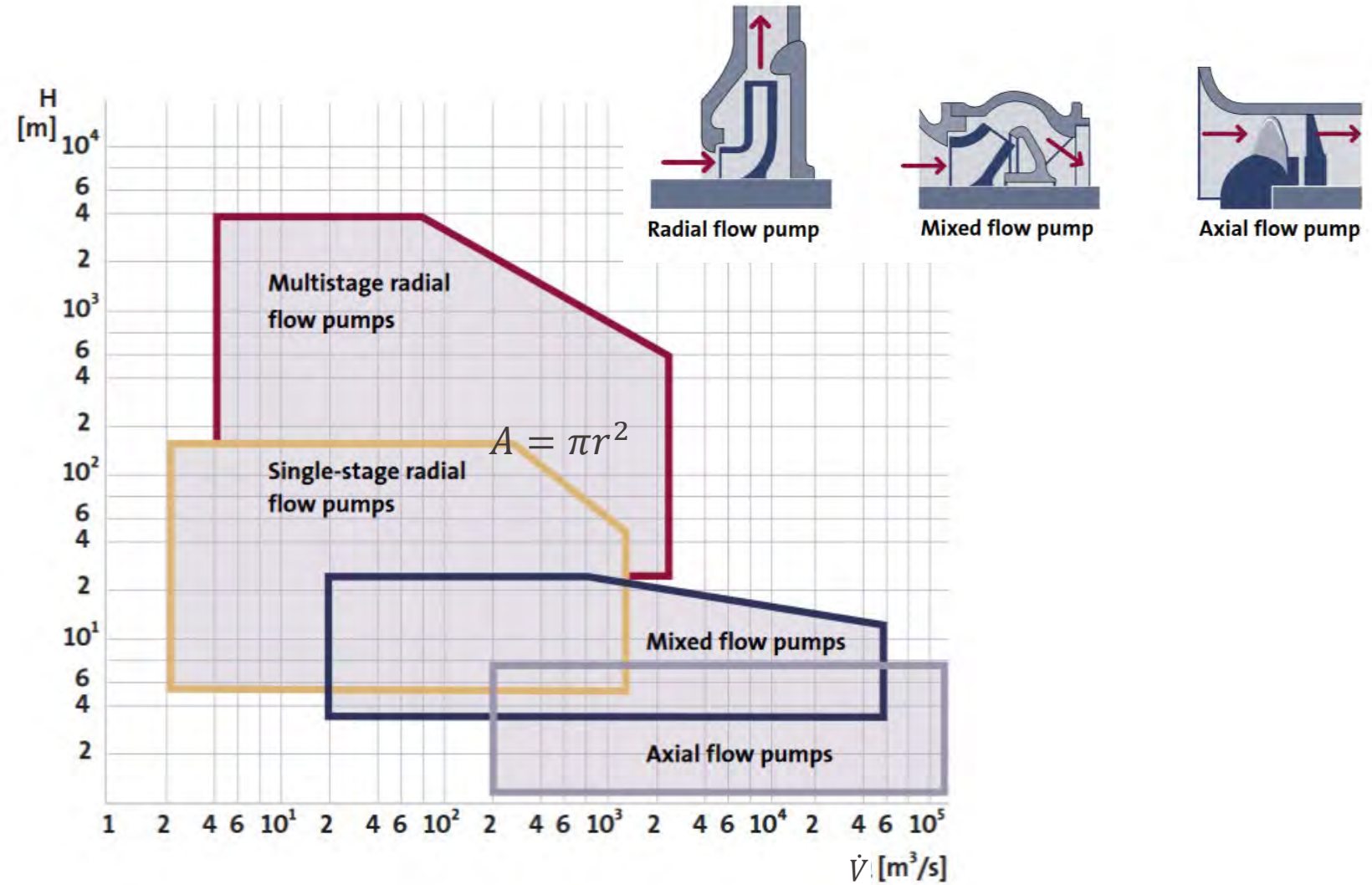
Roue à face ouvertes

Roue ouverte

Caractéristiques d'une pompe centrifuge, Modèle EGGER (E/EO/EOS)



Source images: Chemische Technologie, Ciba-Geigy SA, 1989



L'énergie hydraulique reçue par le fluide s'exprime par:

$$E = \kappa \cdot m \cdot v_{\text{sortie}}^2$$

$$E = m \cdot g \cdot H$$

$$H = \kappa \cdot \frac{v_{\text{sortie}}^2}{g}$$

$$v_{\text{sortie}} = \frac{1}{2} d \cdot \omega$$

κ : facteur de proportionnalité

d : diamètre de la roue

ω : vitesse angulaire (Un tour par minute équivaut à $2\pi/60$, soit $0,105 \text{ rad s}^{-1}$)

$$H = \frac{\kappa}{4 \cdot g} \cdot d^2 \cdot \omega^2$$

Le débit d'une pompe centrifuge peut s'écrire:

$$\dot{V} = \kappa' \cdot d \cdot \omega$$

La puissance hydraulique s'exprime:

$$P = \dot{m} \cdot g \cdot H = \dot{V} \cdot \rho \cdot g \cdot H \Rightarrow$$

$$P \sim d^3 \cdot \omega^3$$

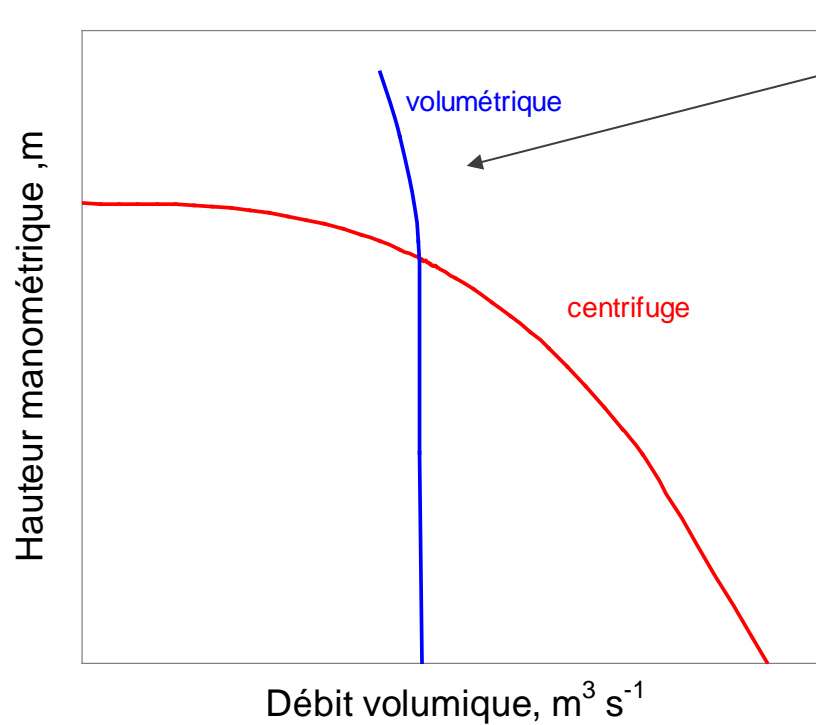
Remarque pour H : 1 bar (10^5 Pascals) correspond à environ 10,19 mCE (à 4°C);
inversement, 1 mCE correspond environ à 98,1 mbar (à la même température).

Module 2.1.2 : Les pompes centrifuges (3)

	Avantages	Inconvénients	Utilisations
Général	Débit stable Faible prix Faible encombrement Fiable	Pas autoamorçante Débit et pression de transport interdépendants Faible rendement	Débits importants Liquides purs et suspensions
A entraînement magnétique	Pas de système d'étanchéité Pas de pollution du liquide	Sensible aux particules Température limitée Puissance limitée	Liquides purs, toxiques, corrosifs
A rotor noyé	Pas de système d'étanchéité Pas de pollution du liquide	Sensible aux particules	Liquides purs, toxiques, corrosifs

Une pompe volumétrique comporte toujours une pièce mobile dans une pièce creuse qui déplace le liquide en variant le volume contenu dans la pièce creuse.

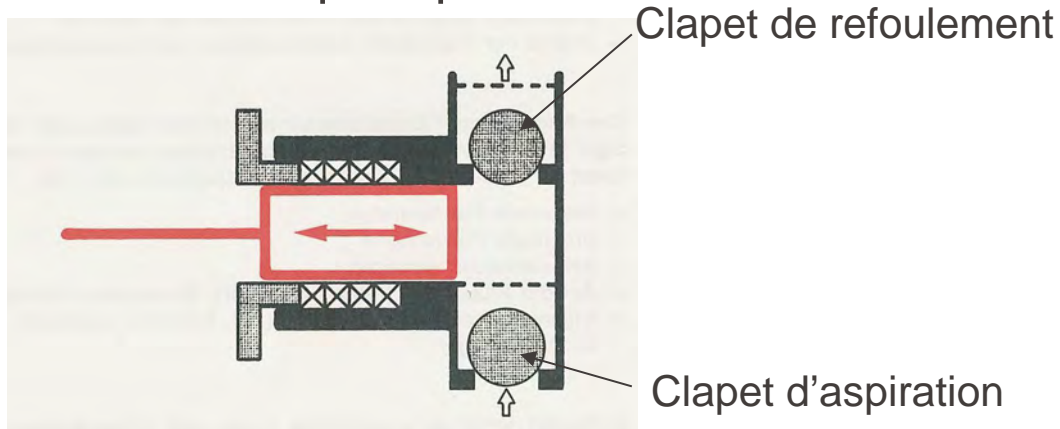
Elles peuvent être de type alternative ou rotatives.



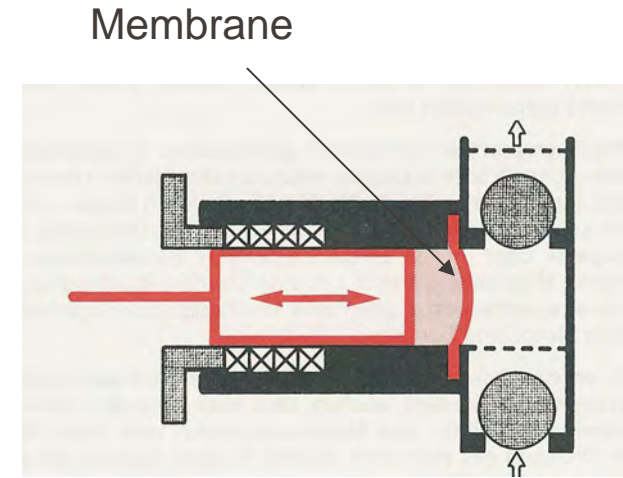
Courbure due à la compressibilité et fuites internes

Le volume refoulé est égal au volume déplacé par le mécanisme de pompage, quelle que soit la pression de refoulement → **relation débit-H rectiligne avec un débit constant.**

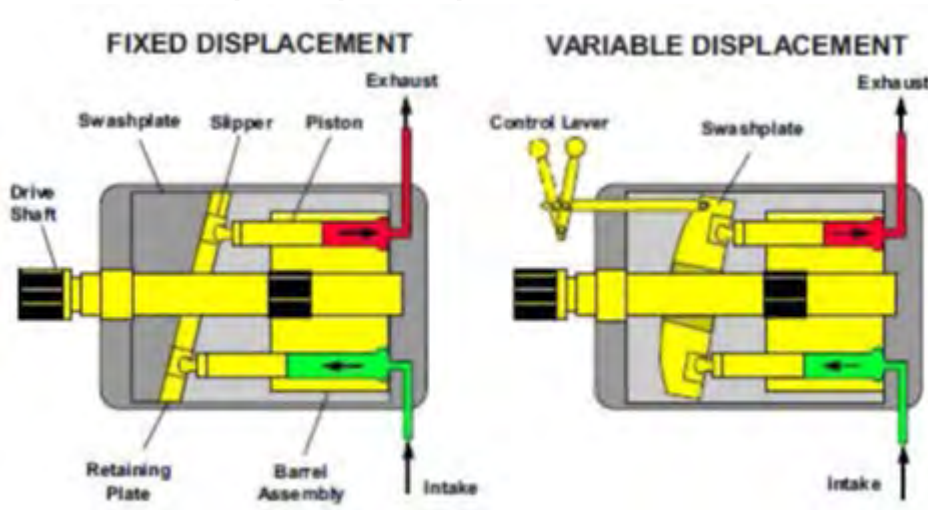
Pompe à piston



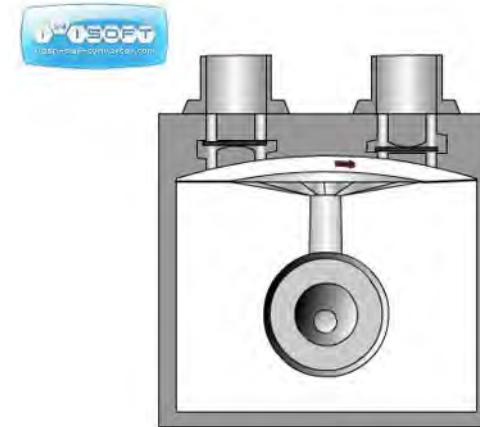
Pompe à membrane



pompe à piston double



Source images: Chemische Technologie, Ciba-Geigy SA, 1989

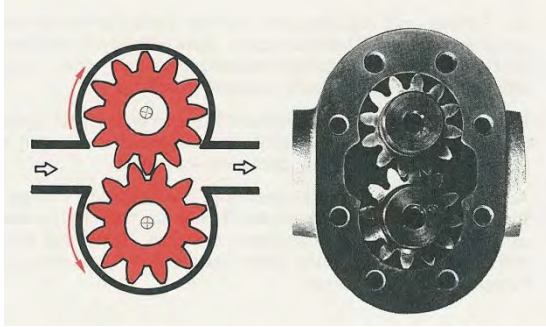


Durée 15''

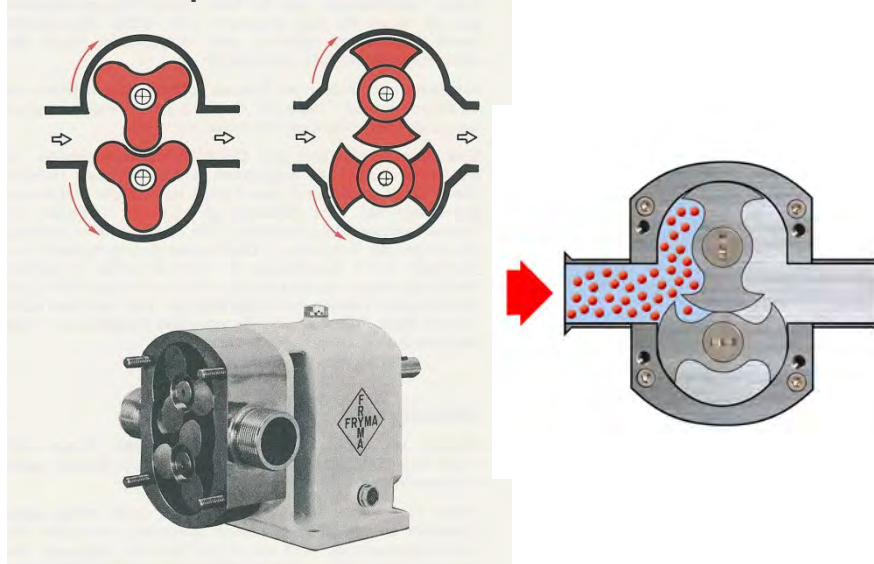
	Avantages	Inconvénients	Utilisations
A piston	Débit précis Débit réglable Rendement élevé	Débit par à-coups Prix élevé Sensible aux particules Résistance chimique limitée	Liquides purs, peu corrosifs, non dangereux $P \rightarrow 1000 \text{ bars}$, $\dot{V} \rightarrow 200 \text{ m}^3/\text{h}$
A membrane	Débit précis Débit réglable Rendement élevé Moins sensible aux particules Très bonne résistance chimique	Débit par à-coups Prix élevé Température de service limitée	Liquides chargés, corrosifs, dangereux $P \rightarrow 300 \text{ bars}$, $\dot{V} \rightarrow 50 \text{ m}^3/\text{h}$

Module 2.1.2 : Les pompes volumétriques rotatives

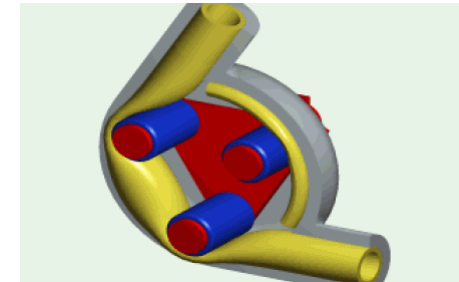
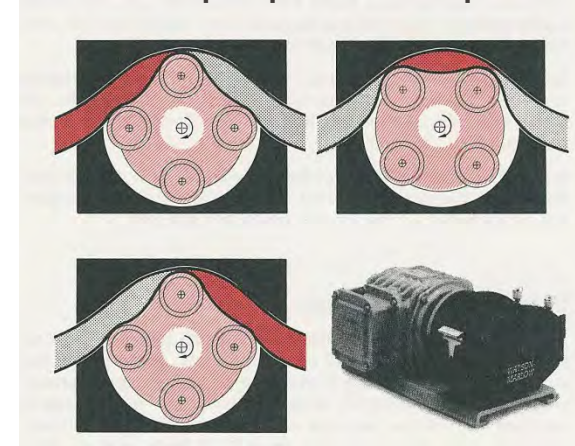
Pompe à engrenages



Pompe à lobes

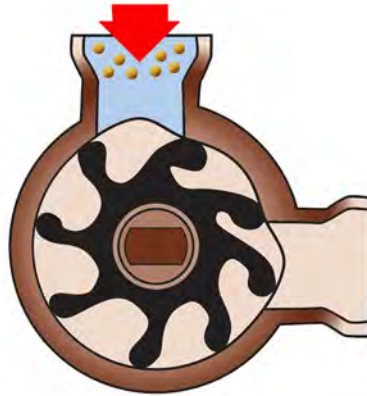


Pompe péristaltique

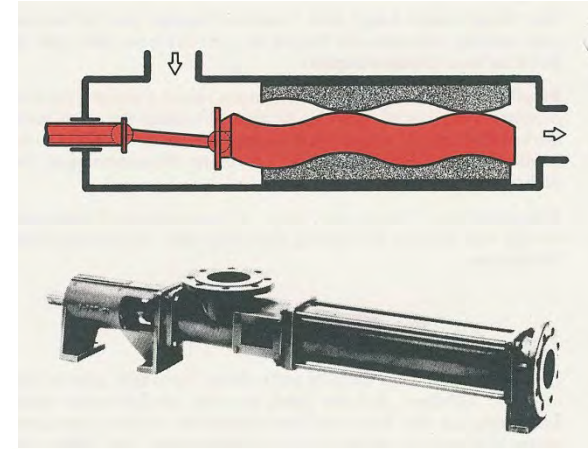


Source images: Chemische Technologie, Ciba-Geigy SA, 1989

pompe à impulseur flexible



pompe à vis excentrique



NEMO[®] Pump

Constant discharge quantity
without pulsation

Durée 50''

Source: <https://pumpen.netzsch.com/>

Module 2.1.2 : Les pompes volumétriques rotatives (3)

	Avantages	Inconvénients	Utilisations
Engrenages Vis Lobes	Débit réglable Débit régulier Précision du débit Rendement élevé Encombrement réduit	Sensibles aux particules Sensible aux liquides corrosifs Mécanique compliquée	Liquides purs et visqueux $P \rightarrow 10 \text{ bars}$, $\dot{V} \rightarrow 200 \text{ m}^3/\text{h}$
Péristaltiques Piston oscillant	Débit réglable Précision du débit Résistant aux liquides corrosifs Autoamorçante Peu sensible aux solides et suspensions	Débites par à-coups Température de service limitée Usure du tuyau ou membrane	Liquides corrosifs et chargés $P \rightarrow 10 \text{ bars}$, $\dot{V} \rightarrow 30 \text{ m}^3/\text{h}$
Vis excentriques	Débit réglable Peu sensible aux solides et suspensions Stator facile à remplacer	Encombrement important Température de service limitée Usure du stator Sensible aux liquides corrosifs	Liquides chargés et visqueux $P \rightarrow 10 \text{ bars}$, $\dot{V} \rightarrow 150 \text{ m}^3/\text{h}$

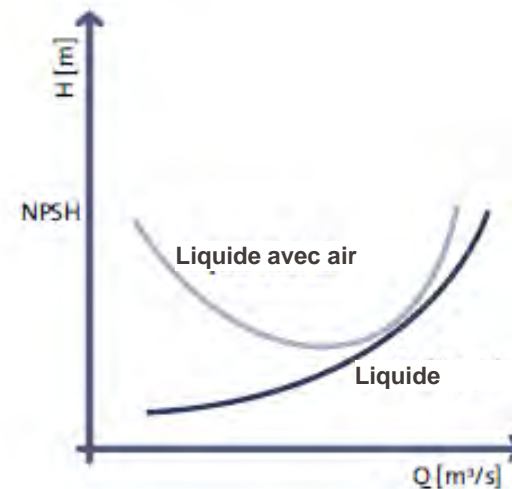
La cavitation (la naissance et l'oscillation radiale de bulles de gaz ou de vapeur dans un liquide soumis à une dépression) à lieu dans la pompe si la pression est inférieure à la pression de vapeur saturante du liquide (P_v).

Pour éviter la cavitation on doit respecter un H maximum donné par:

$$H_{\max} = P_{\text{atm}} - \Delta p_{\text{p, aspiration}} - \text{NPSH} - P_v - H_s$$

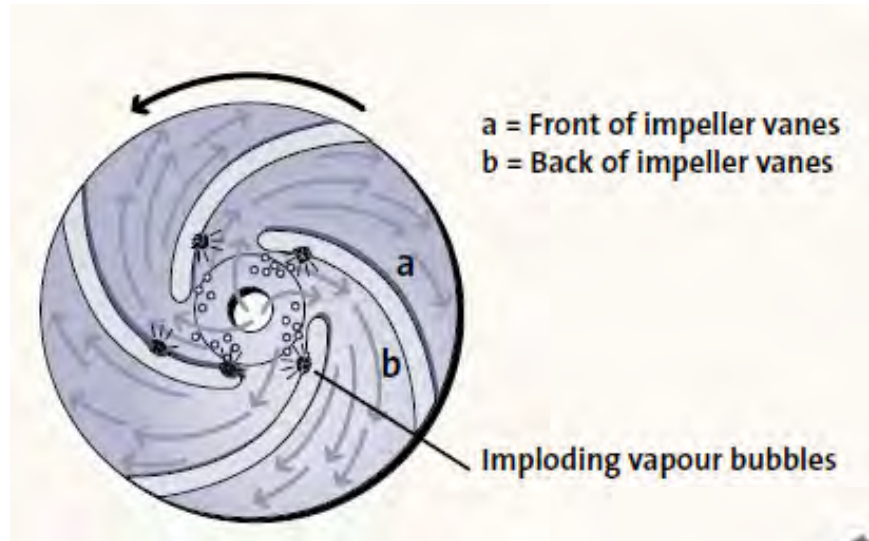
H_s : facteur de sécurité évoluant entre 0.5 et 1 m
(jusqu'à 2 m pour liquides contenant des gaz)

NPSH: voir slide suivant



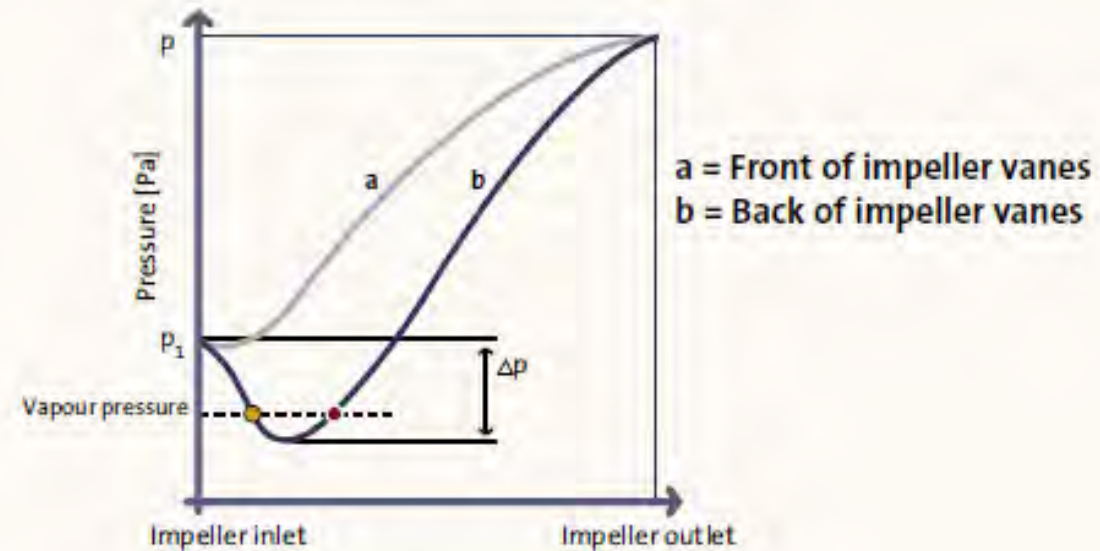
Le NPSH (Net Positive Suction Head) mesure la différence entre la pression du liquide à l'entrée de la pompe et sa pression de vapeur saturante (P_v). C'est la pression minimale supplémentaire nécessaire à l'entrée de la pompe pour éviter que la pression interne ne descende en dessous de P_v (P_e étant la pression à l'entrée de la pompe et v_e la vitesse du fluide à l'entrée).

$$NPSH = \frac{P_e}{\rho g} + \frac{v_e^2}{2g} - \frac{P_v}{\rho g} = \frac{P_{atm}}{\rho g} + \frac{v_{atm}^2}{2g} - \frac{P_v}{\rho g} + (H_{g\acute{e}od\acute{e}sique}) - \Delta_{p,aspiration}$$

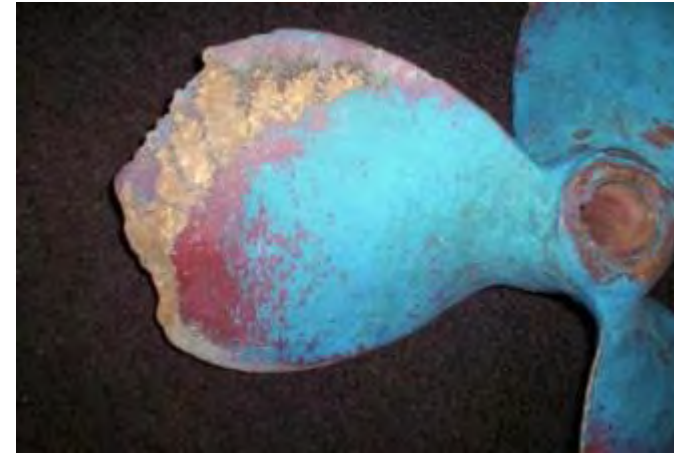


Implosion des bulles de cavitation à l'arrière des pales de la turbine

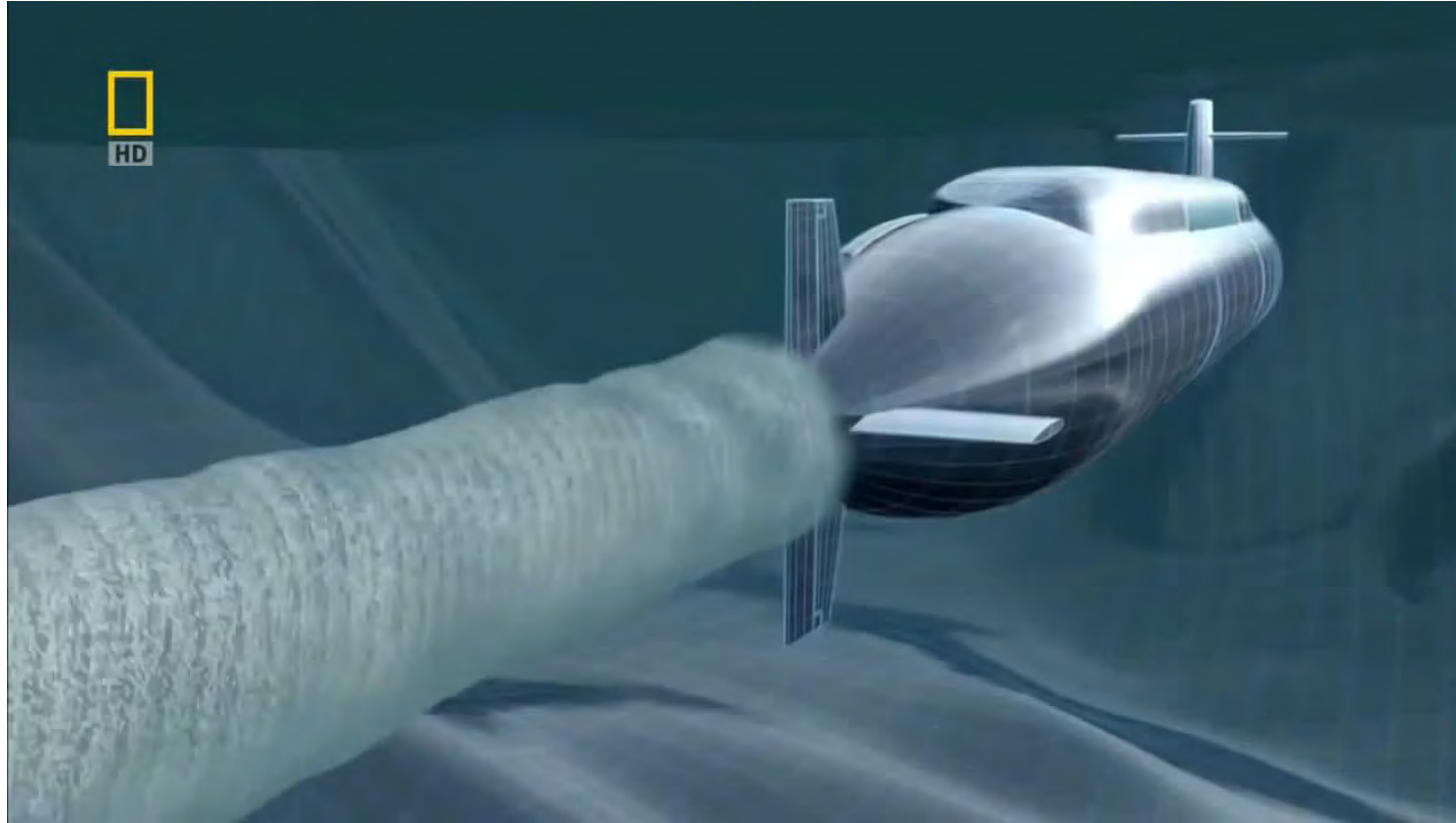
Développement du profil de pression dans une pompe centrifuge



Module 2.1.2 : La cavitation – les dégâts



Module 2.1.2 : La cavitation – explication



Durée 3'02''

Source: <https://www.nationalgeographic.org/society/>

$$\eta = \frac{P_{\text{utile}}}{P_{\text{fournie}}} = \eta_P + \eta_M = \frac{\dot{V} \cdot \rho \cdot g \cdot H}{P_2} \cdot \frac{P_2}{P_1}$$

$$P_1 = U \cdot I \cdot \cos \varphi, \text{ monophasé}$$

$$P_1 = \sqrt{3} \cdot U \cdot I \cdot \cos \varphi, \text{ triphasé}$$

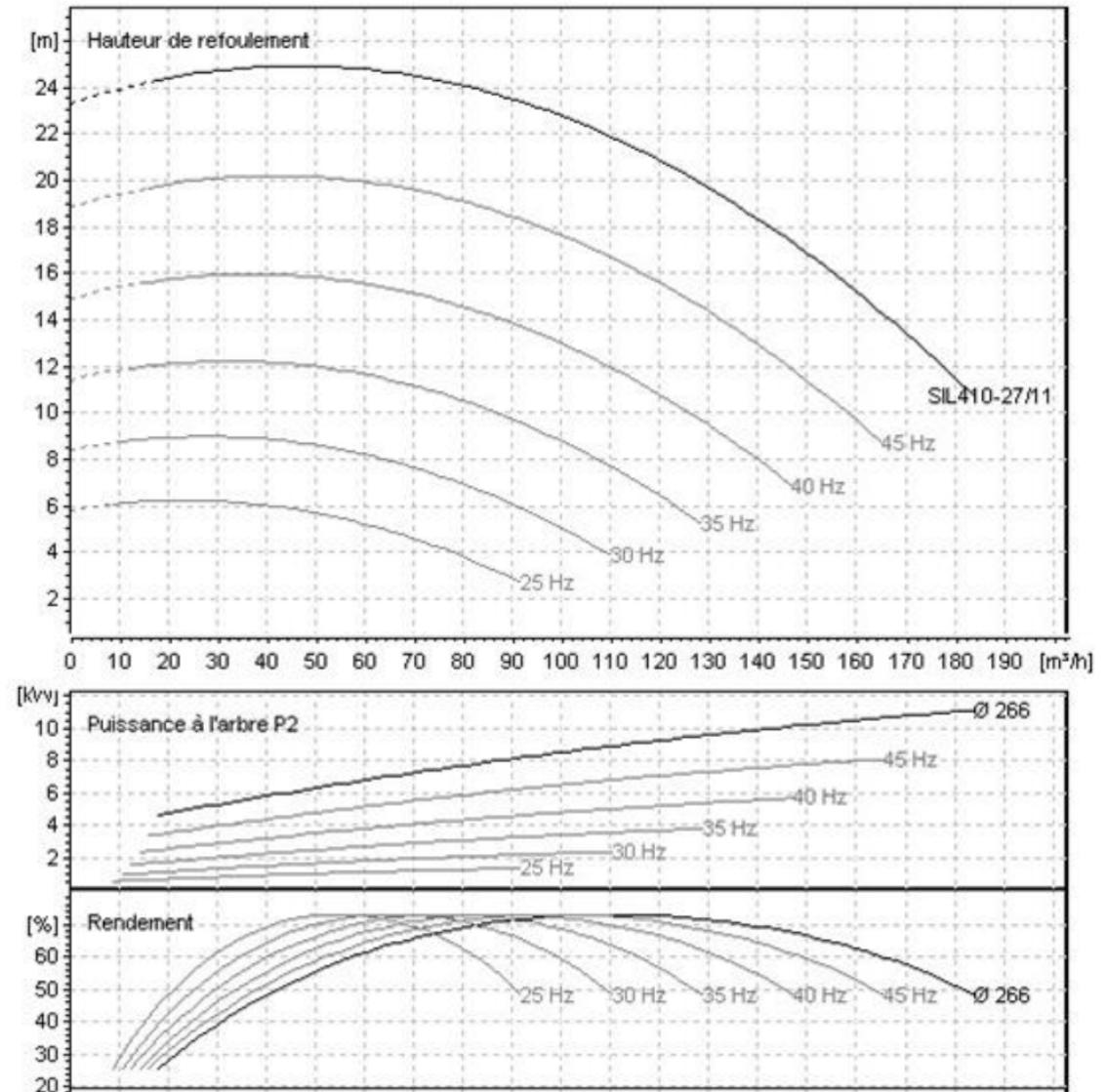
φ : Déphasage entre le courant (I) et la tension (U)
 $\cos \varphi$: Facteur de puissance

Le rendement tient compte des pertes dues aux frottements η_P et du rendement électrique du moteur η_M

- Pompes à piston: $0.6 > \eta > 0.7$
- Pompes centrifuges: $0.4 > \eta > 0.8$

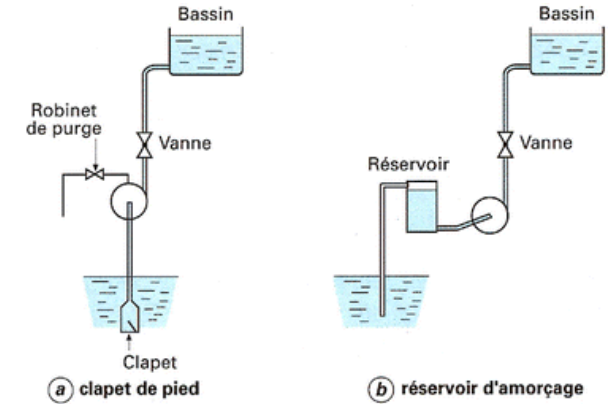
Dans les pompes **dynamiques**, l'essentiel de l'énergie dégradée chauffe le liquide pompé.

Dans les pompes **volumétriques**, l'essentiel de l'énergie dégradée l'est dans les transmissions mécaniques et n'est pas communiquée au liquide.



abaque fournie par Salmson pour une pompe SIL 410 (centrifuge).

Une pompe dynamique ne peut démarrer que si sa roue se trouve remplie d'eau ou immergée dans le fluide qu'elle doit pomper.



Pour cela on dispose de plusieurs stratégies:

- Vanne anti-retour (clapet de pied), éviter que la conduite ne se vide.
- Par une mise sous vide.
- A l'aide d'un réservoir d'amorçage.
- Démarrage progressif lent.
- Démarrage sur un by-pass (ramenant le liquide au bief d'aspiration).
- Installant des pompes en série.

Le réglage du débit d'une pompe peut se faire de différentes manières:

- **Vitesse variable**: ajuster le débit d'une pompe en agissant sur sa vitesse de rotation ou sa course.
- Réglage par **laminage au refoulement**: Il consiste à placer, au refoulement de la pompe, une vanne ou un quelconque système d'étranglement.
- Réglage par **by-pass**: Pour les pompes à grande vitesse de rotation, telles que les pompes centrifuges, le réglage par laminage n'est pas utilisable. Il conduirait en effet à une augmentation considérable de la puissance et nécessiterait un surdimensionnement du moteur et de l'installation électrique. On peut alors utiliser un réglage par by-pass.
- **Caractéristiques** de la pompe (données techniques).

Module 2.2

Le but d'une opération de filtration est la séparation *d'une phase continue* (liquide ou gazeuse) *et d'une phase dispersée* (solide ou liquide), initialement mélangées.

Suivant les cas, on cherche à récupérer :

- La phase continue débarrassée au maximum de la phase dispersée (filtration de l'air ou de l'eau, d'une huile moteur, d'un liquide alimentaire, etc.).
- La phase dispersée (récupération d'un précipité cristallin, de poussières de métal précieux dans des fumées, etc.).
- Soit l'une et l'autre phases si leur intérêt économique le justifie.

Les deux phases en présence peuvent être :

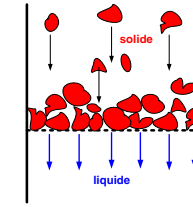
- Un gaz et un solide (fumées).
- Un gaz et un liquide (brouillard).
- Un liquide et un solide (suspension).
- Deux liquides immiscibles (émulsion).

2.2 La filtration

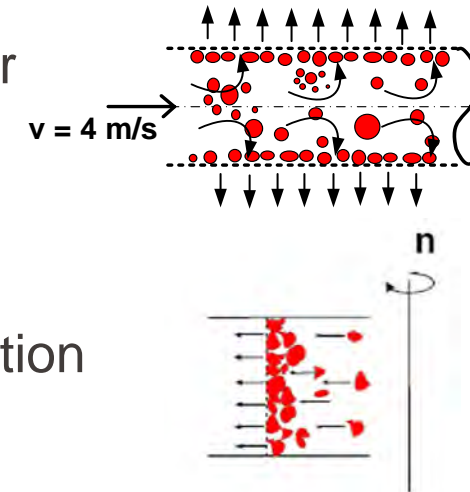
2.2.1 Théorie de la filtration

Module 2.2.1 : Séparation solide - liquide

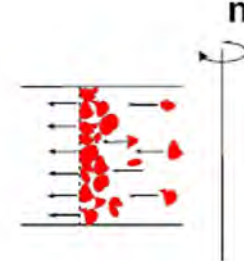
La **filtration frontale** (ou sur support) consiste à faire passer le fluide à filtrer perpendiculairement à la surface du filtre



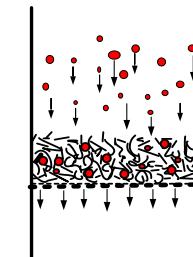
La **filtration tangentielle** consiste à faire passer le fluide à filtrer tangentiellement à la surface du filtre (procédés à membrane)



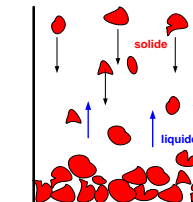
La **centrifugation** (filtration sur support dynamique) allie la filtration frontale avec une accélération dynamique (force centrifuge)



La **filtration en profondeur** dans laquelle les particules sont retenues à l'intérieur du filtre

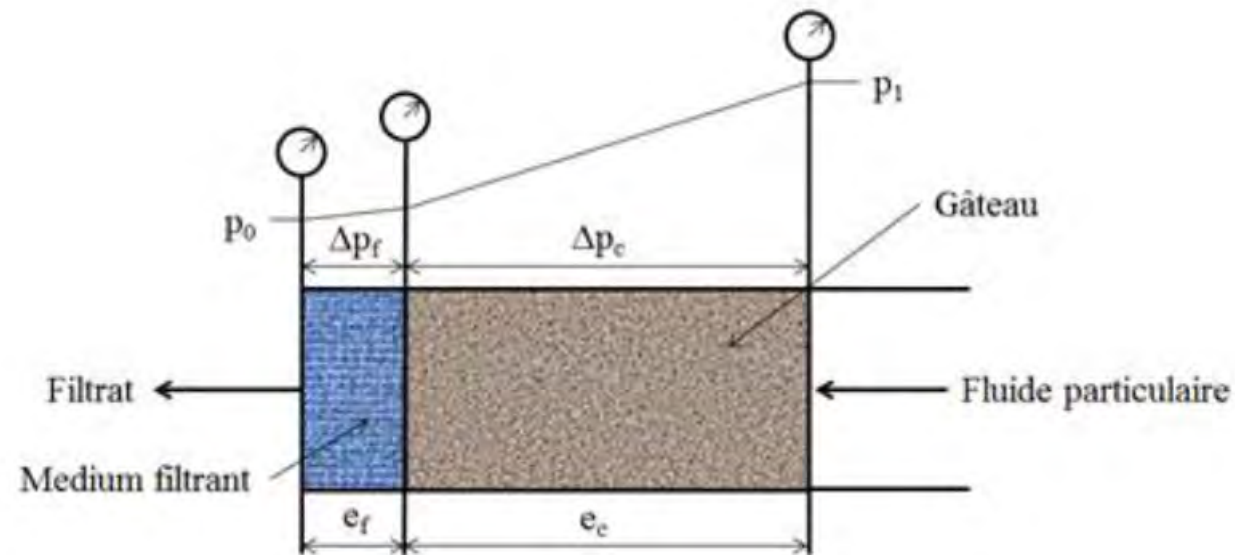


La **sédimentation** dans laquelle les particules vont se déposer au fond du récipient



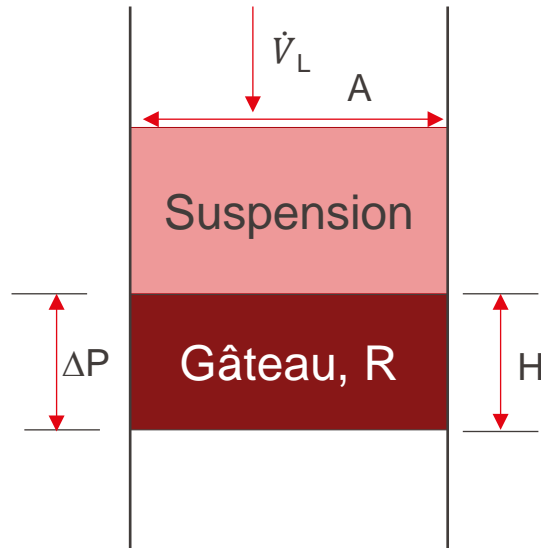
Module 2.2.1 : Filtration – construction du gâteau

Lors de la filtration d'un fluide particulaire, un gâteau se forme progressivement sur le filtre, ce qui augmente les pertes de charge diminuant le débit de la filtration avec le temps.





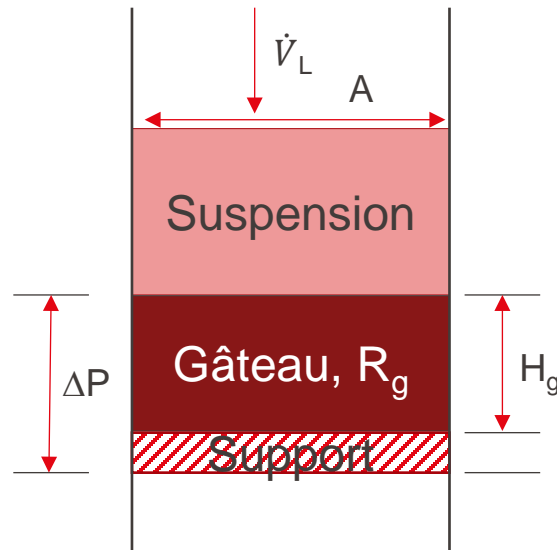
Lorsqu'un fluide s'écoule à travers un lit poreux, on peut admettre que le volume débité \dot{V}_L par unité de surface A est proportionnel à la charge ΔP et inversement proportionnel à l'épaisseur de la couche traversée H et sa viscosité dynamique μ_L ; R : résistance (m^{-2}); V = volume de filtrat.



$$\dot{V}_L = \frac{dV}{dt} = \frac{A \cdot \Delta P}{\mu_L \cdot H \cdot R}$$

$$\Delta P = \left(\frac{\dot{V}_L}{A} \right) \mu_L \cdot H \cdot R$$

La perte de charge dans un milieu poreux est composée de l'addition de la partie provenant du gâteau et du support:



$$\Delta P = \Delta P_g + \Delta P_s$$

$$\Delta P_g = \left(\frac{\dot{V}_L}{A} \right) \mu_L \cdot H_g \cdot R_g \quad (\text{loi de Darcy})$$

$$\Delta P_s = \left(\frac{\dot{V}_L}{A} \right) \mu_L \cdot R_s$$

R_g : Résistance du gâteau, m^{-2}
 R_s : Résistance du support, m^{-1}

Module 2.2.1 : Les fractions massiques

$$s = \frac{m_s}{m_{susp}} = \frac{m_s}{m_s + \rho_L \cdot V} \text{ fraction massique de solide dans la suspension}$$

$$w = \frac{m_s}{m_{s,h}} \text{ fraction massique de solide dans le gâteau}$$

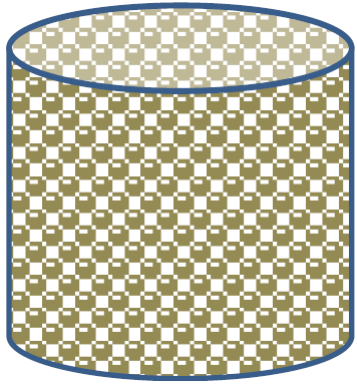
$$\theta_g = \text{masse de gâteau déposé} = \frac{m_s}{V} = \frac{\rho_L \cdot s}{1 - w \cdot s} \approx \rho_L \cdot s$$

m_s : Masse gâteau sec kg

$m_{s,h}$: Masse gâteau humide kg

A: Surface filtrante m^{-2}

θ_g : Masse de gâteau déposé= Rapport de la masse de gâteau/volume de filtrat $kg\ m^{-3}$

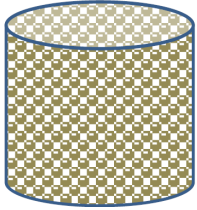


Carman–Kozeny pour des particules sphériques (flux laminaire)

Cas plus proche de la réalité: le milieu poreux est un empilement de particules
N.B. le modèle du faisceau capillaire arrivera aux mêmes conclusions mais avec des hypothèses moins proches de la réalité

$$\varepsilon = \frac{V_{vide}}{V_{total}} = \frac{m_{L,g} / \rho_L}{A \cdot H_g} = \frac{m_{g,h} - m_s}{\rho_L \cdot V_g}$$

ε :	porosité du gâteau
$m_{L,g}$:	masse de liquide dans le gâteau
$m_{g,h}$:	masse de gâteau humide
m_s :	masse de gâteau sec
V_g :	volume du gâteau



Cas plus proche de la réalité: le milieu poreux est un empilement de particules



$$\Delta P = \left(\frac{\dot{V}_L}{A} \right) \mu_L \cdot H_g \cdot h_k \frac{36 \cdot (1 - \varepsilon)^2}{d_{p,s}^2 \cdot \varepsilon^3}$$

- ε : porosité du gâteau
- $d_{p,s}$: diamètre des particules (rapport volume/surface)
- ϕ_v : Facteur de sphéricité , -
- μ_L : Viscosité dynamique du filtrat, $\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$
- h_k : la constante de Kozeny (expérimentalement = $4,5 \pm 1,5$)
- H_g : épaisseur du gâteau

Encore plus proche de la réalité...

$$\Delta P = \left(\frac{\dot{V}_L}{A} \right) \mu_L \cdot H_g \cdot h_k \frac{36 \cdot (1 - \varepsilon)^2}{d_{p,s}^2 \cdot \phi_v^2 \cdot \varepsilon^3}$$

Darcy

Karman/Cozeny

$$\Delta P_g = \left(\frac{\dot{V}_L}{A} \right) \mu_L \cdot H_g \cdot R_g \qquad \Delta P_g = \left(\frac{\dot{V}_L}{A} \right) \mu_L \cdot H_g \cdot h_k \frac{36 \cdot (1 - \varepsilon)^2}{d_{p,s}^2 \cdot \varepsilon^3}$$

$$R_g = h_k \frac{36 \cdot (1 - \varepsilon)^2}{d_{p,s}^2 \cdot \varepsilon^3}$$

$$R_g(t) = \alpha \frac{m_{g,d}(t)}{A} \quad \alpha: \text{résistance spécifique du gâteau}$$

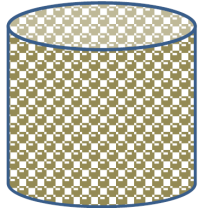
$$R_g(t) = H_g \cdot \alpha (1 - \varepsilon) \rho_s$$

- α : Résistance spécifique du gâteau par rapport à sa masse sèche; m kg^{-1}
 ε : porosité du gâteau
 $d_{p,s}$: diamètre des particules (rapport volume/surface)
 $m_{g,d}$: masse de gâteau sec
 h_k : la constante de Kozeny (expérimentalement = $4,5 \pm 1,5$)
 H_g : épaisseur du gâteau

$$\alpha = h_k \frac{S_v^2 \cdot (1 - \varepsilon)}{\rho_s \cdot \varepsilon^3} = h_k \frac{36 \cdot (1 - \varepsilon)}{\rho_s \cdot d_{p,s}^2 \cdot \varepsilon^3}$$

$$S_v = \frac{6}{d_{p,s}} = \text{surface spécifique du gâteau, } \text{m}^2/\text{m}^3$$

(particule sphérique)



- Carman-Kozeny est applicable en régime laminaire ; en cas de transition vers un régime turbulent, la relation d'Ergun est utilisée.
- Vérifier le nombre de Reynolds des pores par rapport à la valeur du régime laminaire.

ε : porosité du gâteau
 d_{pore} : diamètre des pores
 τ : Tortuosité, -
 v : Vitesse d'écoulement du fluide

$$Re_{ec} = \frac{d_{ec} \cdot \rho_L \cdot v_L}{\mu_L}$$

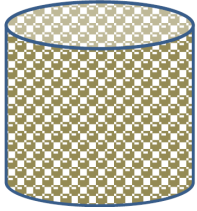
Pores vus comme des canalisations

$$Re_p = \frac{d_{pore} \cdot \rho_L \cdot v_{L,pore}}{\mu_L}$$

Pores = interstices entre particules

$$Re_p = \frac{4\tau \cdot \rho_L \cdot v_{L,int}}{\mu_L \cdot S_v \cdot (1 - \varepsilon)}$$

On vérifie que C-K s'applique bien quand $Re_p < 6$ (avec $4\tau \sim 6$)



Ergun pour des particules sphériques (flux turbulent)

$$\frac{\Delta P}{H_g} = 150 \left(\frac{\dot{V}_L}{A} \right) \frac{(1-\varepsilon)^2}{d_{p,s}^2 \cdot \phi_v^2 \cdot \varepsilon^3} \mu_L + 1.75 \frac{\rho_f}{d_{p,s} \cdot \phi_v} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \mu_L^2$$

- k : perméabilité du gâteau = (unité Darçy) m^2
- ε : porosité du gâteau
- $d_{p,s}$: diamètre des particules (rapport volume/surface)
- ϕ_v : Facteur de sphéricité , -
- H_g : épaisseur du gâteau

Il est défini comme le rapport de la masse de gâteau humide par rapport à celle séchée.

$$x_h = \frac{\text{masse du gâteau humide}}{\text{masse du gâteau séché}} = \frac{\text{masse du gâteau séché} + \text{masse du liquide interstitiel}}{\text{masse du gâteau séché}}$$

$$x_h = 1 + \frac{\varepsilon \cdot \rho_L}{(1 - \varepsilon) \rho_s}$$

Description de la filtration au cours du temps (Darcy)

$$\Delta P = \left(\frac{\dot{V}_L}{A} \right) \mu_L \cdot H \cdot R$$

$$v_L(t) = \frac{\dot{V}_L(t)}{A} = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt}$$

$$\Delta P(t) = \Delta P_g(t) + \Delta P_s(t) = \left(\frac{\dot{V}_L(t)}{A} \right) \mu_L \cdot H_g(t) \cdot R_g + \left(\frac{\dot{V}_L(t)}{A} \right) \mu_L \cdot R_s$$

$$\Delta P(t) = \frac{\mu_L}{A} \left(\frac{\theta_g \cdot \alpha \cdot V(t)}{A} + R_s \right) \frac{dV}{dt}$$

α : Résistance spécifique du gâteau par rapport à sa masse sèche; m kg^{-1}

A : Surface filtrante; m^2

θ_g : Rapport de la masse de gâteau/volume de filtrat; kg m^{-3}

Modèle simple:

- Gâteau incompressible
- Les particules sont parfaitement rigides et ne peuvent pas être tassées
- Porosité constante dans toute l'épaisseur du gâteau
- Mélange homogène

$$\dot{V} = \frac{dV}{dt} = \frac{dm_L}{dt} \cdot \frac{1}{\rho_L} = \frac{A \cdot \Delta P}{\mu_L \cdot \left(\theta_g \cdot \alpha \cdot \frac{V}{A} + R_s \right)}$$

$$\Delta P = \frac{dV}{dt} \left(\frac{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \alpha \cdot V}{A^2} + \frac{\mu_L \cdot R_s}{A} \right)$$

2 équations différentielles pour la filtration à débit constant ou à pression constante

- α : Résistance spécifique du gâteau par rapport à sa masse sèche; m kg^{-1}
 A : Surface filtrante; m^2
 θ_g : Rapport de la masse de gâteau/volume de filtrat; kg m^{-3}

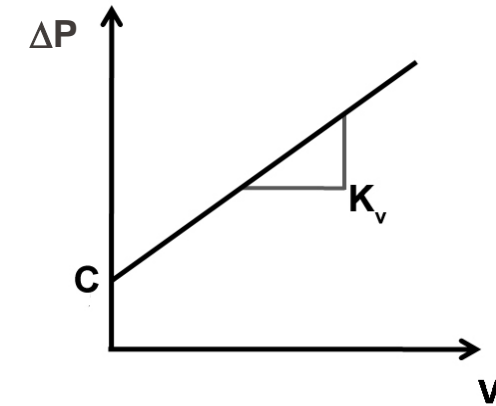
Filtration sous débit constant (gâteau incompressible)
difficile à réaliser et peu économique car $\Delta P \uparrow$ avec t

$$\dot{V} = \frac{dV}{dt} = cst \rightarrow V = \dot{V} \cdot t$$

$$\Delta P = \frac{\mu_L \cdot \theta_s \cdot \alpha \cdot \dot{V}^2}{A^2} \cdot t + \frac{\mu_L \cdot R_s}{A} \dot{V}$$

$$t = \frac{\mu_L \cdot \theta_s \cdot \alpha}{2 \cdot A^2 \cdot \Delta P} \cdot V^2 + \frac{\mu_L \cdot R_s}{A \cdot \Delta P} \cdot V$$

$$\Delta P = K_v \cdot V + C$$



$$C = \frac{\mu_L \cdot R_s}{A} \dot{V}$$

$$K_v = \frac{\mu_L \cdot \theta_s \cdot \alpha \cdot \dot{V}}{A^2} \quad (\text{selon le volume})$$

Filtration sous débit constant (gâteau incompressible)

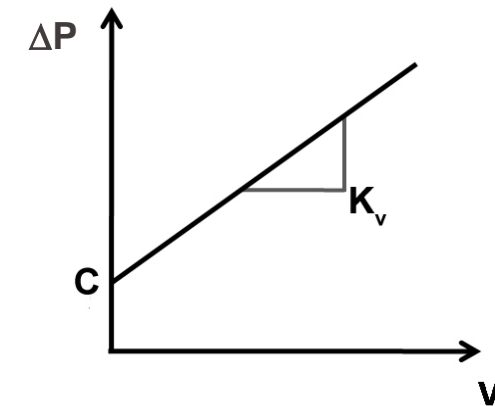
La filtration est arrêtée soit quand la pression a atteint la valeur maximale que peut supporter le filtre, soit quand la capacité où se forme le gâteau (cadres d'un filtre-presse par exemple) est entièrement remplie.

L'épaisseur H_g du gâteau est obtenue en égalant deux expressions de la masse m de gâteau (séché) déposée, w = fraction massique de solide dans le gâteau :

$$m_s = A \cdot H_g (1 - \varepsilon) \rho_s = V \frac{\rho_l \cdot s}{1 - w \cdot s}$$

$$H_g = \frac{1}{(1 - \varepsilon) \rho_s} \left[\sqrt{\left(\frac{R_s}{2 \cdot \alpha} \right)^2 + \frac{2 \cdot \Delta P}{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \alpha} \cdot t} - \frac{R_s}{2 \cdot \alpha} \right]$$

$$\Delta P = K_v \cdot V + C$$



Filtration sous ΔP constant (gâteau incompressible)

En pratique, la pression varie au début de la filtration et l'équation ci-dessous n'est valable que pour les cas où l'établissement de la pression est instantané.

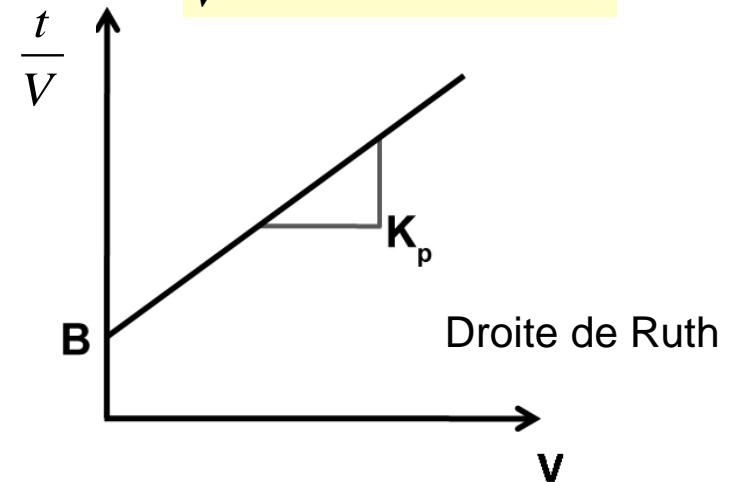
$$\Delta P = cst$$

$$\int_0^t dt = \frac{K \cdot \alpha}{\Delta P \cdot A} \int_0^V V dV + \frac{\mu_L \cdot R_s}{\Delta P} \int_0^V dV$$

$$t = \frac{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \alpha}{2 \cdot A^2 \cdot \Delta P} \cdot V^2 + \frac{\mu_L \cdot R_s}{A \cdot \Delta P} \cdot V$$

$$V = A \cdot \left[\sqrt{\left(\frac{R_s}{\theta_g \cdot \alpha} \right)^2 + \frac{2 \cdot \Delta P}{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \alpha} \cdot t} - \frac{R_s}{\theta_g \cdot \alpha} \right]$$

$$\frac{t}{V} = K_p \cdot V + B$$



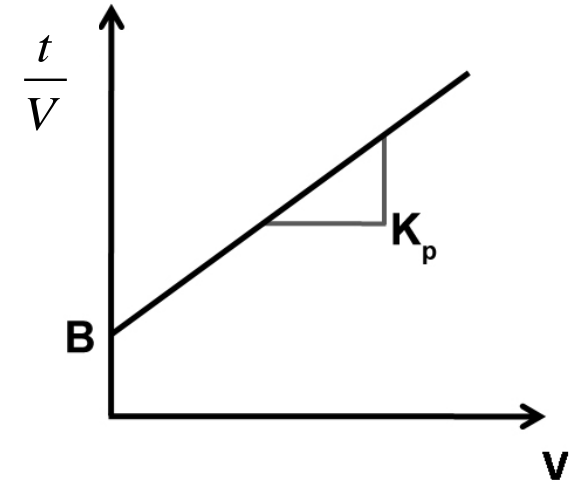
$$B = \frac{\mu_L \cdot R_s}{\Delta P \cdot A}$$

$$K_p = \frac{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \alpha}{2 \cdot \Delta P \cdot A^2} \quad [s \cdot m^{-6}]$$

Filtration sous ΔP constant (gâteau incompressible)

En pratique, la pression varie au début de la filtration et l'équation ci-dessous n'est valable que pour les cas où l'établissement de la pression est instantané.

Dans le cas où la pression est appliquée progressivement, le débit initial doit être modéré pour éviter l'infiltration de particules au travers du support filtrant propre. Cette infiltration de particules contamine le filtrat. Un débit initial modéré permet également d'assurer une distribution uniforme du gâteau sur le filtre.



Filtration sous ΔP constant (gâteau **compressible**)

L'augmentation de la pression engendre une diminution de la porosité et augmente la résistance du gâteau. Pour ces systèmes, une relation empirique reliant la résistance spécifique α aux pertes de charge au travers du gâteau ΔP est souvent utilisée (α_0 résistance à la pression standard P_0).

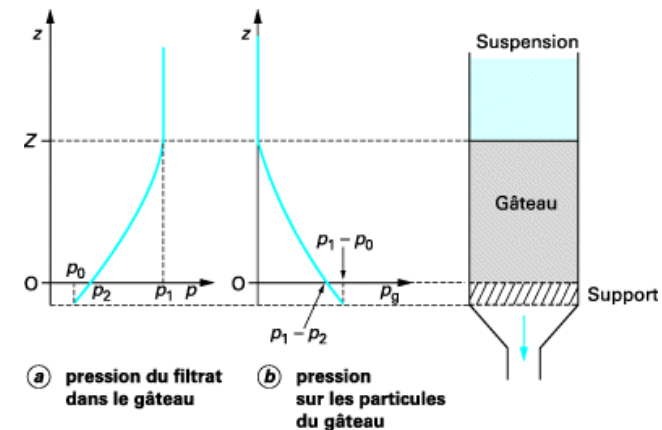
$$\alpha = \alpha_0 \cdot \left(\frac{\Delta P_s}{\Delta P_0} \right)^n \quad n = \text{indice de compressibilité (} = 0 \text{ si incompressible)} ; \text{ voir slide suivant}$$

La résistance spécifique moyenne devient $\alpha_{\text{moy}} = \frac{\alpha_0 \cdot \Delta P^n}{n+1}$

La perte de charge dans le gâteau et le support doivent être séparée

$$\Delta P_s = \frac{\mu_L \cdot R_s \cdot \dot{V}}{A}$$

$$\Delta P_g = \frac{\alpha_{m,0} \cdot \Delta P^n}{n+1} \cdot \frac{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \dot{V} \cdot V}{A^2}$$



Pression dans un gâteau compressible

Filtration sous ΔP constant (gâteau **compressible**)

Démarche expérimentale pour déterminer la compressibilité (n):

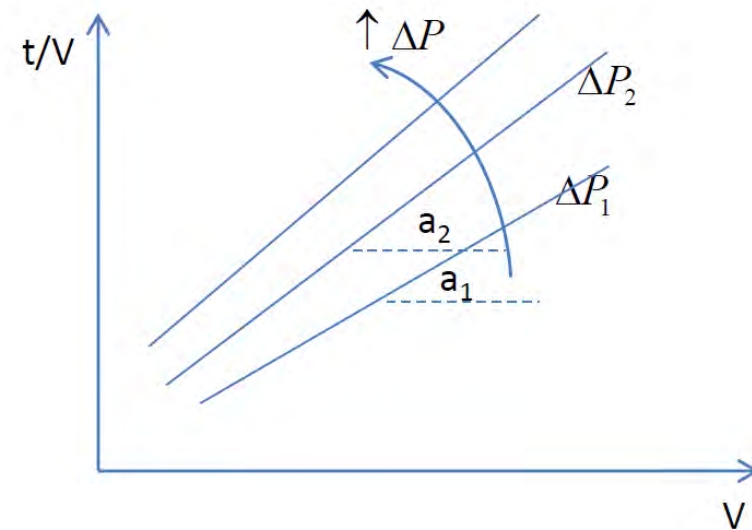
Plusieurs tracés à différents ΔP constants

n est défini par

$$\frac{\alpha_1}{\alpha_2} = \left[\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \right]^n$$

Ce qui équivaut à

$$\frac{a_1}{a_2} = \left[\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \right]^{n-1}$$



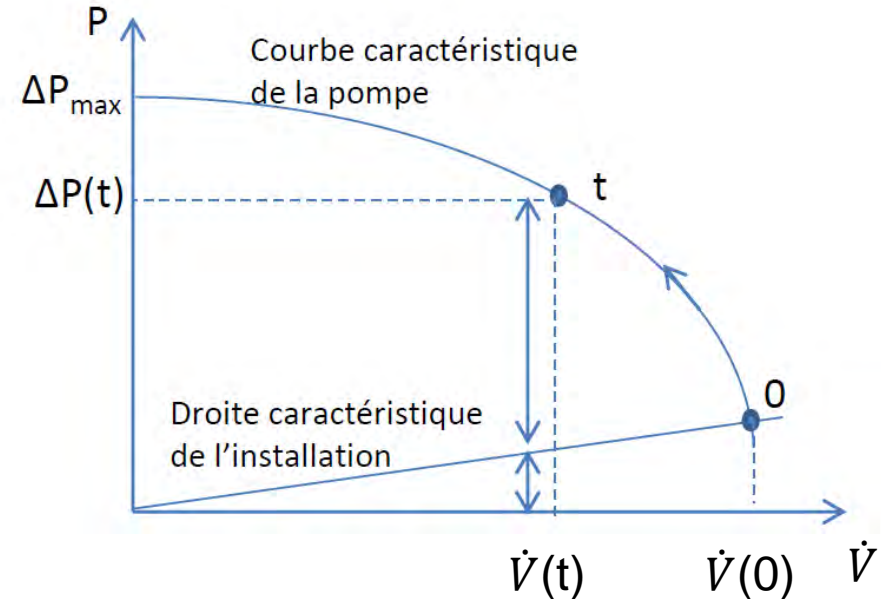
- Courbe caractéristique de la pompe
- Relation caractéristique de l'installation en l'absence de résistance du gâteau

Débit initial donné au point 0

En cours de filtration on va vers le point t

$$\Delta P_{tot} = \Delta P_S + \Delta P_G = \frac{\mu_L \cdot H_S \cdot R_S}{A} \frac{dV}{dt} + \frac{\mu_L \cdot H_G \cdot R_G}{A} \frac{dV}{dt}$$

$$\Delta P_G(t) = \left(\frac{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \alpha}{A^2} \right) \frac{dV}{dt} V(t)$$

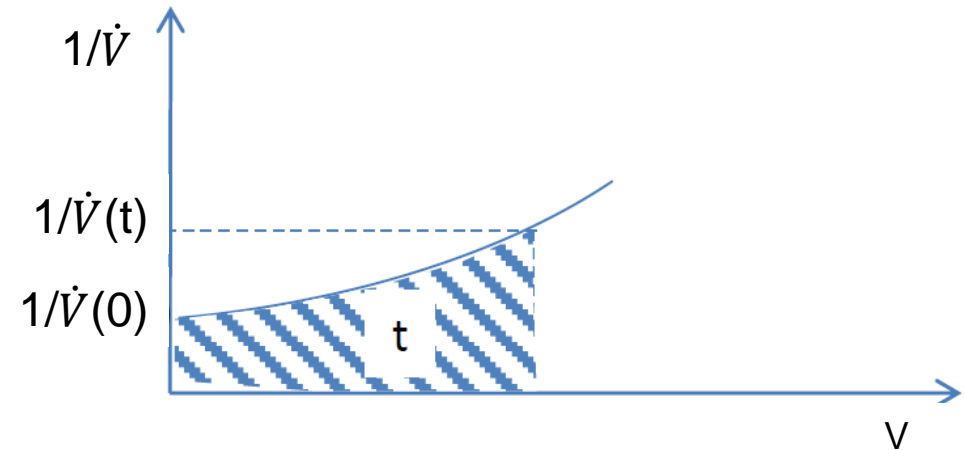


Evolution du volume de filtrat récupéré au cours du temps : La pression (par le ΔP et le débit varient au cours du temps)

$$\dot{V}(t) = \frac{dV}{dt} = \frac{A \cdot \Delta P(t)}{\mu_L \cdot \left(\theta_g \cdot \alpha \cdot \frac{V(t)}{A} + R_s \right)} \stackrel{\text{En négligeant la contribution du support}}{=} \frac{A^2}{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \alpha} \left(\frac{\Delta P(t)}{V(t)} \right)$$

$$V(t) = \frac{A^2}{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \alpha} \left(\frac{\Delta P(t)}{\dot{V}(t)} \right)$$

$$t = \int_0^t dt = \int_0^V \frac{dt}{dV} dV = \int_0^V \frac{1}{\dot{V}(t)} dV$$



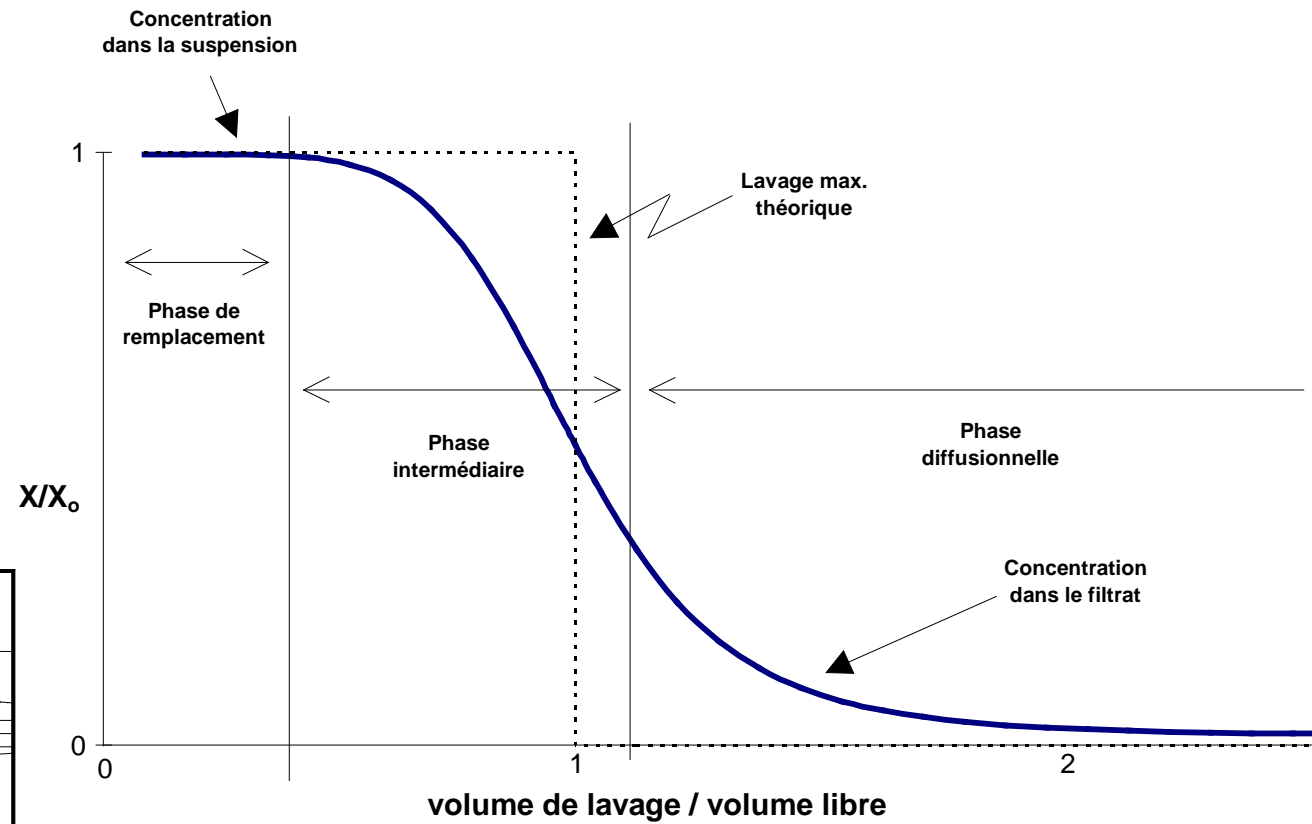
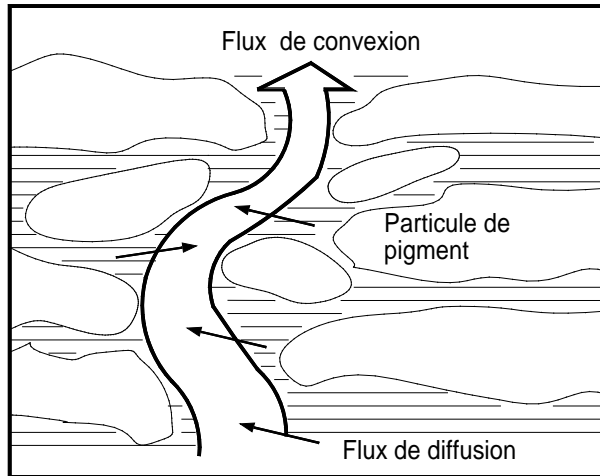
$$V(t) = \frac{A^2}{\mu_L \cdot \theta_g \cdot \alpha} \left(\frac{\Delta P(t)}{\dot{V}(t)} \right)$$

Vue graphique du temps de filtration nécessaire pour obtenir un volume de filtrat donné: Tracer $1/\dot{V}(t)$ en fonction de $V(t)$

Pour augmenter la vitesse de filtration:

- Diminuer la viscosité du fluide → filtrer à chaud
- Augmenter la pression → travailler sur le ΔP
- Diminuer α , résistance spécifique du gâteau → augmenter le diamètre des pores à l'aide d'adjuvants
- Changer le type de filtration

Module 2.2.1 : Courbe de lavage



Module 2.2.2

2.2 La filtration

2.2.2 Technique de filtration

Les procédés de filtration peuvent être classifiés selon différents critères:

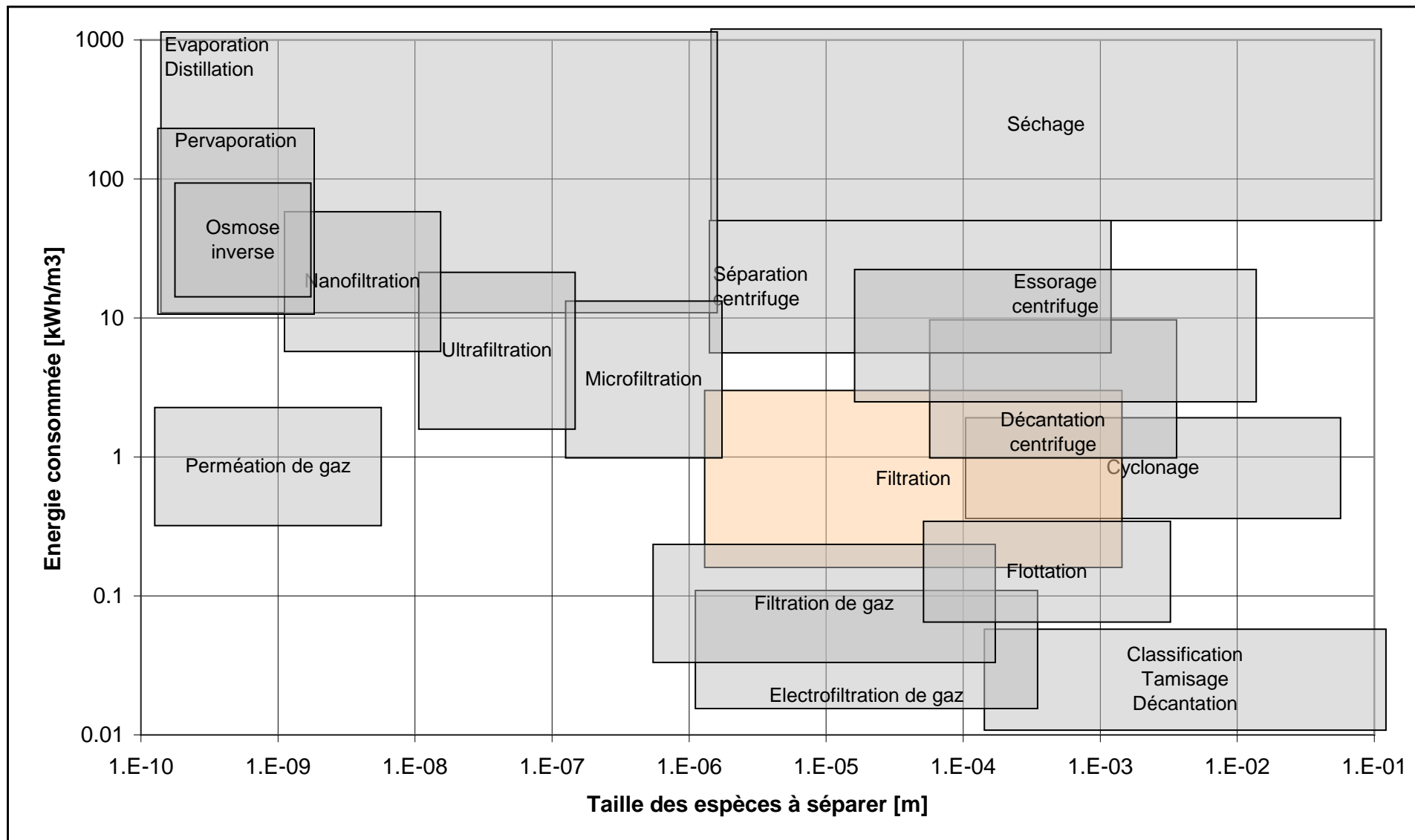
Rétention du solide:	en surface, en profondeur (si faible concentration et $<50 \mu\text{m}$)
Technique de filtration:	gâteau, flux croisés, screening
Force motrice:	pression, vide, force centrifuge, gravité
Opération:	discontinue, continue, semi-continue, automatique, programmée
Type de filtre utilisé:	<ol style="list-style-type: none"> 1. sac, ruban, bougie/cartouche, disque, tambour, plateau, nutsche, filtre-pressé, tube, cyclone 2. horizontal, vertical, simple-élément, multiélément, stationnaire, rotatif 3. ouvert, fermé
Décharge du solide:	raclage, vibration, centrifugation, contre-flux, bascule, manuelle.
Type de suspension filtrée:	Sédimentation rapide, sédimentation lente, clarification de liquides, pâtes, boues et systèmes non fluides.
Quantité de produit à filtrer	<p>Grande à filtrer → grande capacité du filtre</p> <p>Filtration gâteau → filtre avec grand volume</p> <p>Filtration claire → filtre avec volume plus faible</p>

Trois modes de fonctionnement existent:

- discontinu (**batch**) : filtre à bougies, filtres à manches, filtre à plateau, filtre-presse, nutsche, ...
- **semi continu** : filtre-presse automatique, cyclones liquides
- **continu**: cylindre rotatif, filtre à bande, centrifugeuse

Ils peuvent être classés en fonction de la dimension des pores du filtre:

- Tamisage ou criblage si $> 450 \mu\text{m}$
- Filtration clarifiante : diamètre des pores entre 10 et 450 μm
- Microfiltration : diamètre des pores entre 10 ou 20 nm et 10 μm
- Ultrafiltration : diamètre des pores entre 1 ou 2 et 10 ou 20 nm
- Osmose inverse : diamètre des pores entre 0,1 et 1 nm

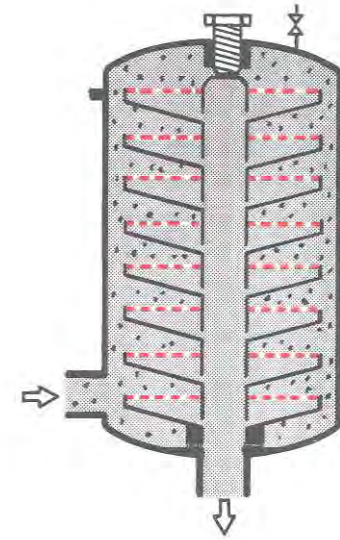
Source : <http://www.ademe.fr>

Module 2.2.2 : Plages d'utilisation

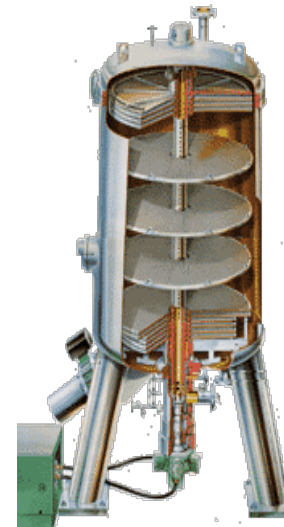
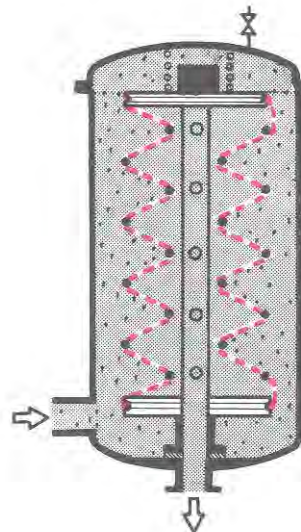
Filtre à	Concentration en solide % masse							
	0.05	0.1	0.5	1	5	10	25	50
Filtres sous pression								
Cartouche	—	—	—					
Membranes de microfiltration tangentielle	—	—	—	—	—	—	—	—
Bougies à nettoyage automatique	—	—	—	—				
Tamis	—	—	—	—				
Tamis automatique	—	—	—	—	—			
Sable à contre-courant	—	—						
Plaques	—	—	—					
Bougies ou empilement de disques	—	—	—	—	—			
Cadres verticaux	—	—	—	—	—	—		
Cadres verticaux continus			—	—	—	—		
Cadres horizontaux (nettoyage manuel)	—	—	—	—	—			
Cadres horizontaux (nettoyage par centrifugation)	—	—	—	—	—	—		
Monoplaque				—	—	—	—	—
Presses			—	—	—	—		
Presses automatiques					—	—	—	—
Tambour					—	—	—	—
Filtre sous vide								
Nutsche (statique)				—	—	—	—	
Disques				—	—	—	—	
Tambour rotatif					—	—	—	
Bande						—	—	—
Plans horizontaux						—	—	—
Godets						—	—	—



Filtre à cadres



Filtre à plateaux

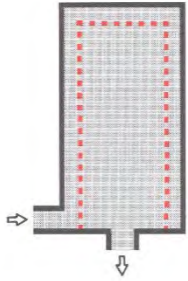


Filtre à spirale

*Surface de filtration 2-90 m²
Sortie du gâteau manuelle ou automatique
Volume ajustable
Système fermé , très utile pour les produits toxiques*

Source images: Chemische Technologie, Ciba-Geigy SA, 1989

Module 2.2.2 : Filtres à bougies



Flux et type de filtre à bougies



Structure de machine d'un filtre à bougies



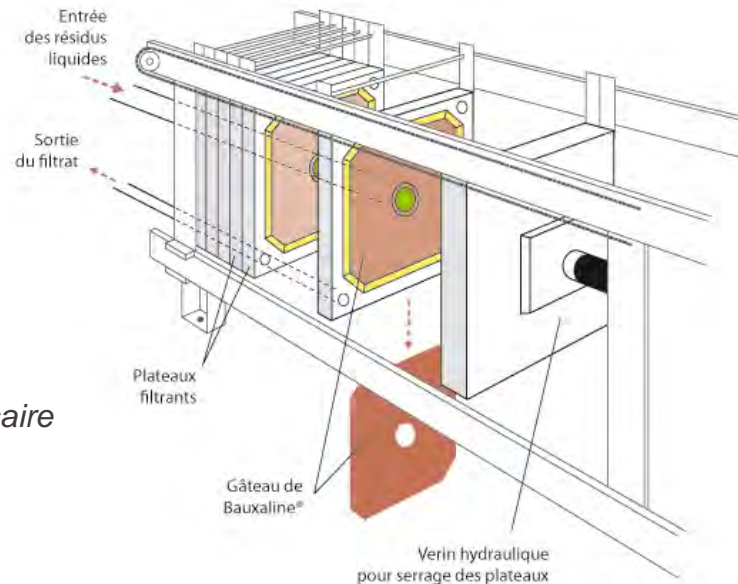
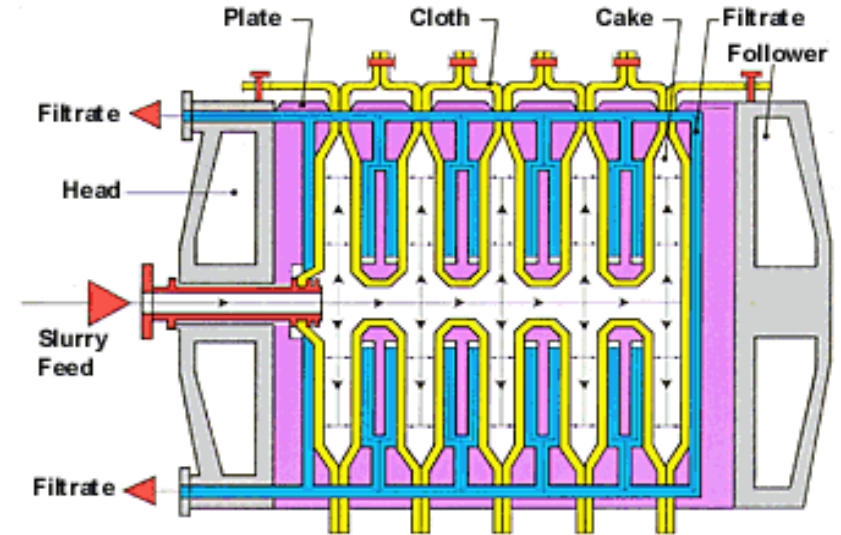
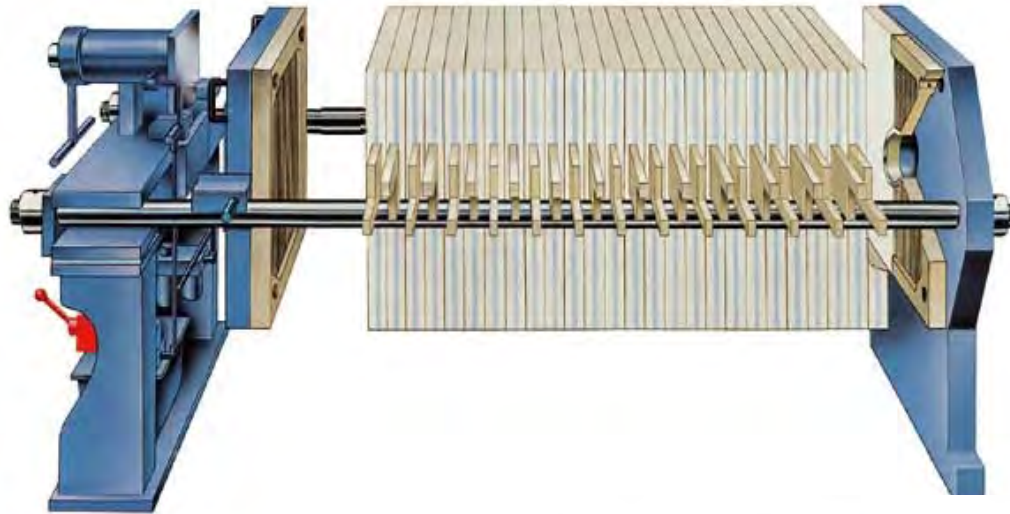
Structure d'une bougie et formation de gâteau



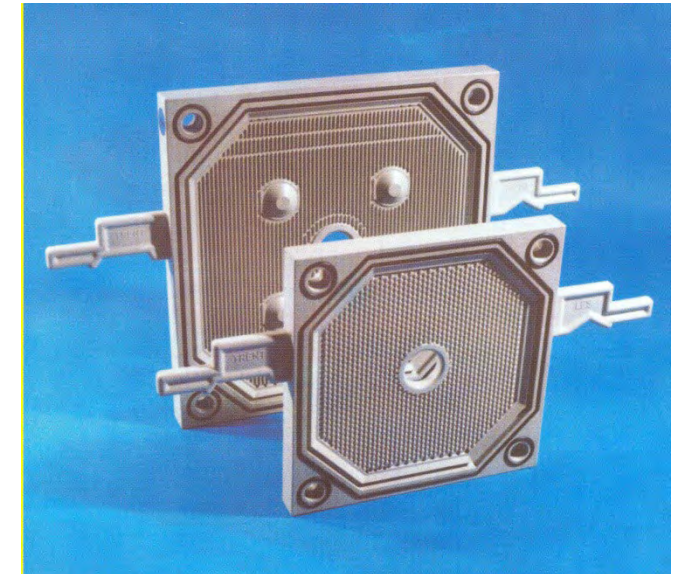
Ejection du gâteau

Max 100 m² par module
Nettoyage à contre-courant
Sensible au colmatage
Montage en série

Module 2.2.2 : Filtre-presse



Jusqu'à 300 m² de surface filtrante
 Volume utile 40% plus grand que nécessaire
 Coût d'entretien faible
 Lavage et essorage (compression)
 Filtration en système ouvert ou fermé



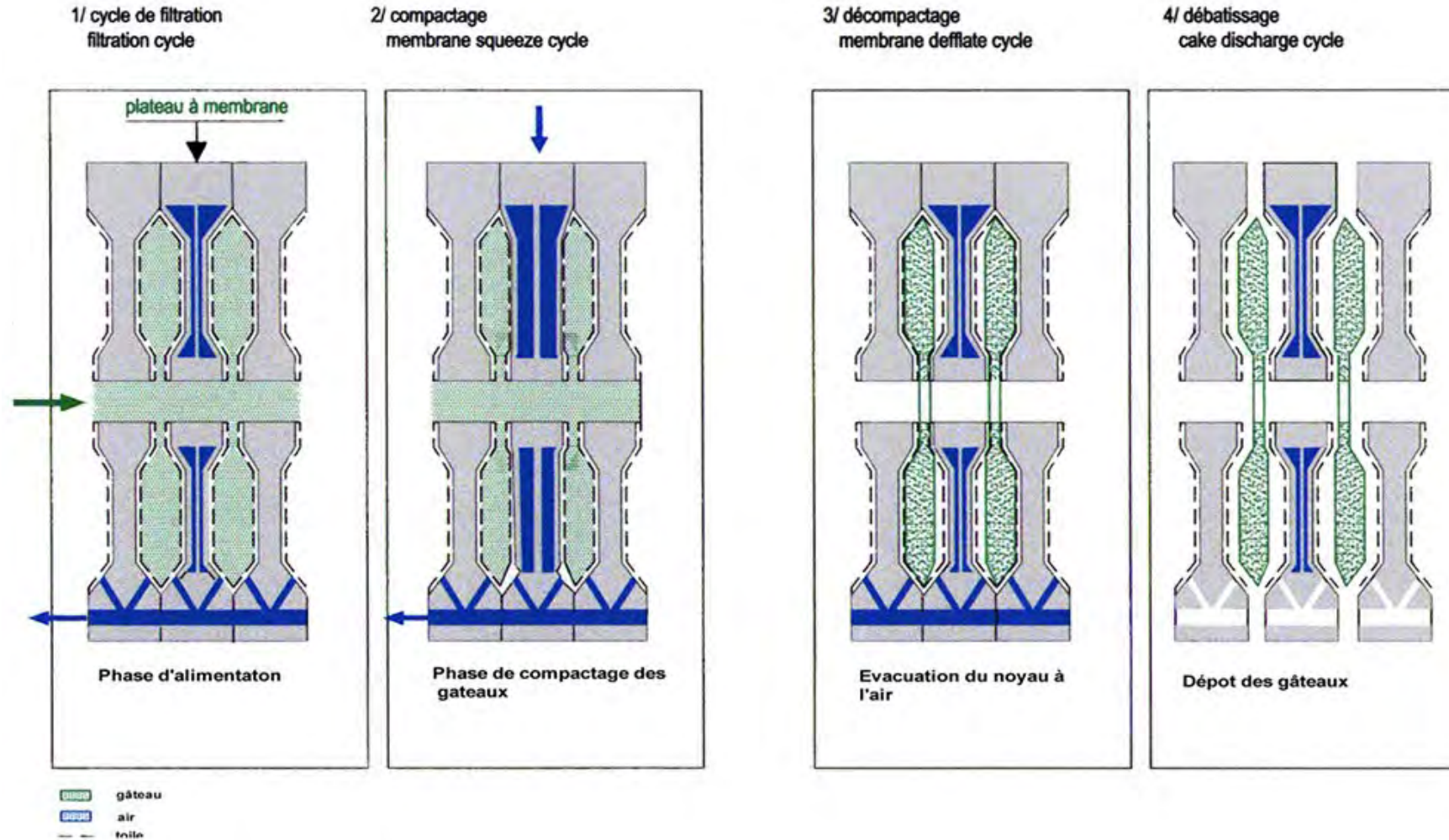
Module 2.2.2 : Filtre-presse automatique



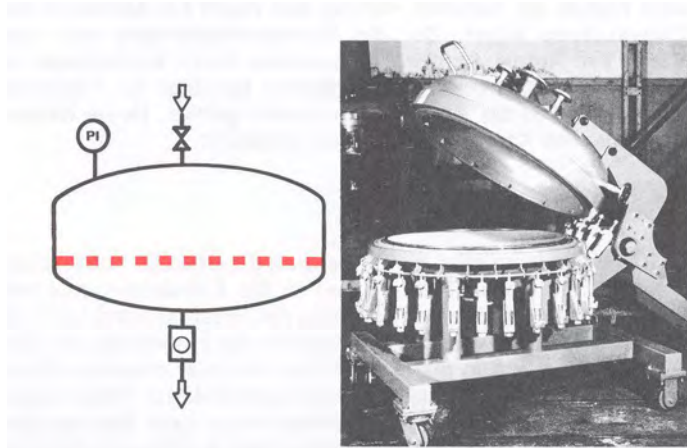
Durée: 2' 10"

Source: <https://www.flsmidth.com/>

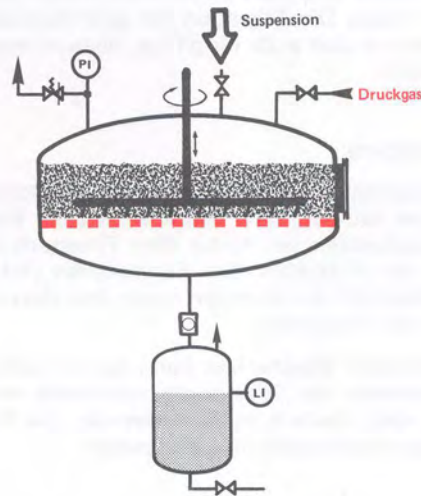
Module 2.2.2 : Fonctionnement du filtre-presse



Module 2.2.2 : Filtre Nutsche - principe



Drucknutsche



Max 15 m²

Souvent utilisé en pharma

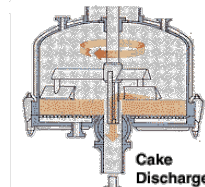
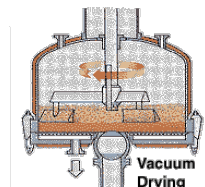
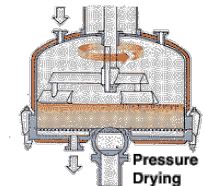
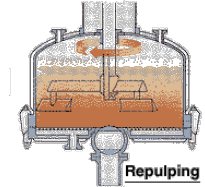
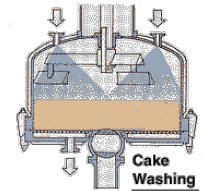
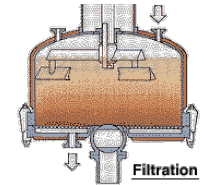
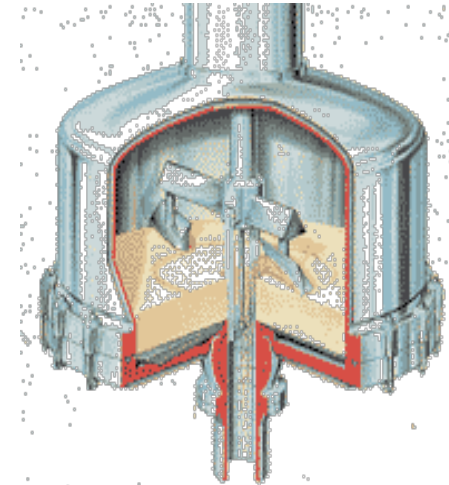
Lissage du gâteau

Décharge manuelle ou automatique

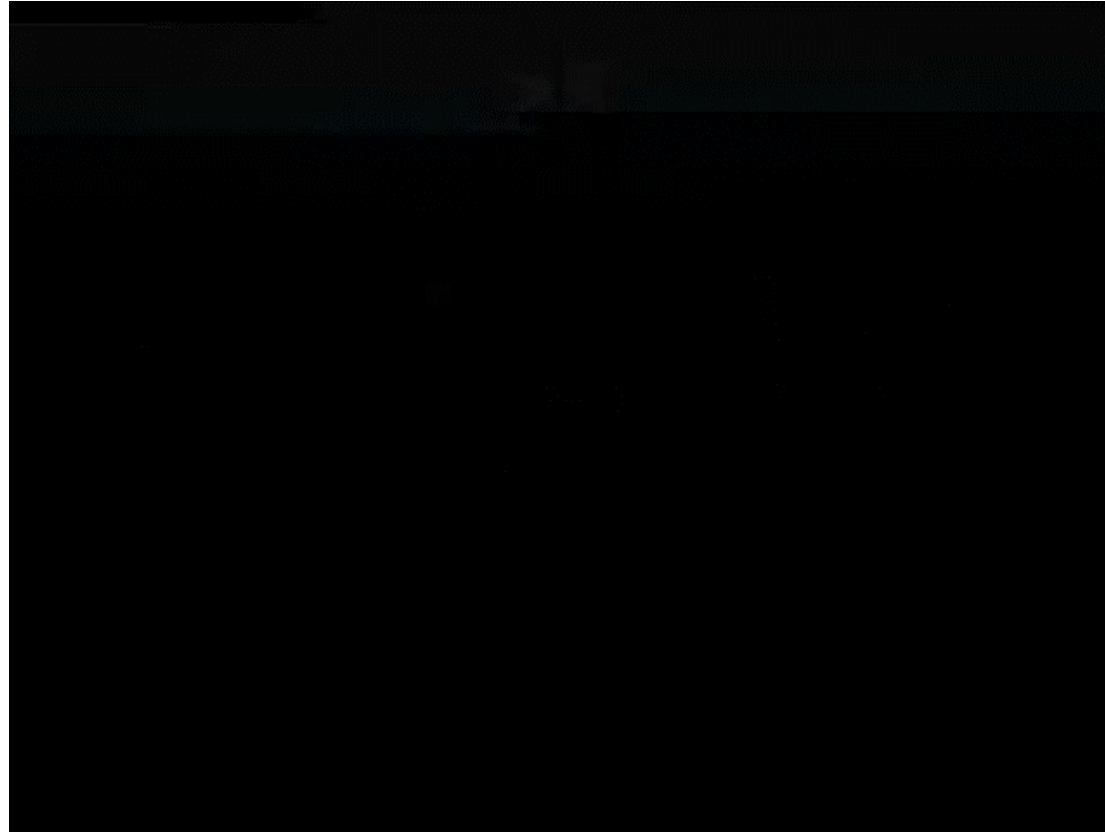
Besoin du vide pour améliorer la performance

Une nutsche est constituée de 4 principaux composants:

- la cuve
- le moyen de filtration, toile tissée, treillis, plaque métallique perforée ou fritte
- le bras de re-suspension pour laver et lisser le gâteau
- le mécanisme de décharge du gâteau

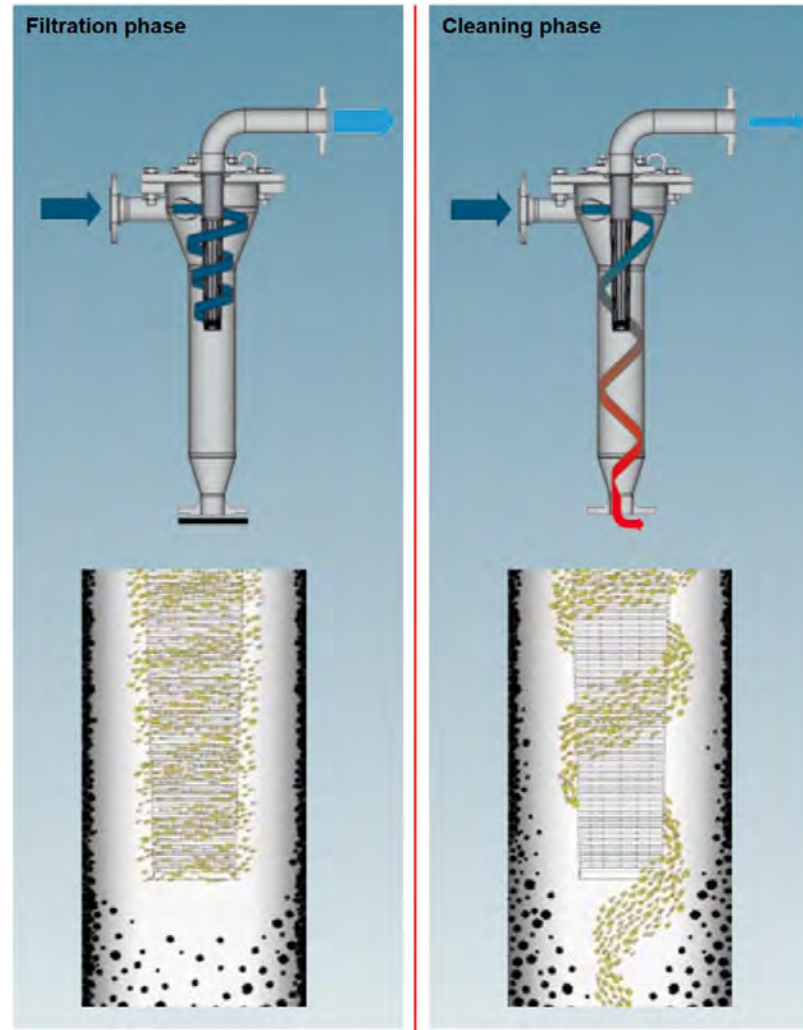


Module 2.2.2 : Filtre Nutsche - fonctionnement



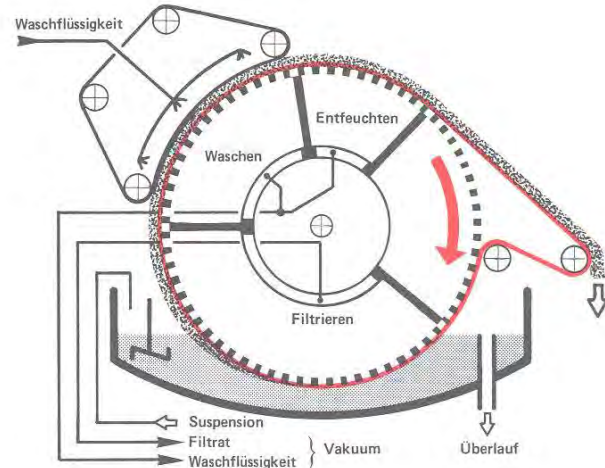
Durée: 2' 22"

Module 2.2.2 : Filtre à cyclone liquide

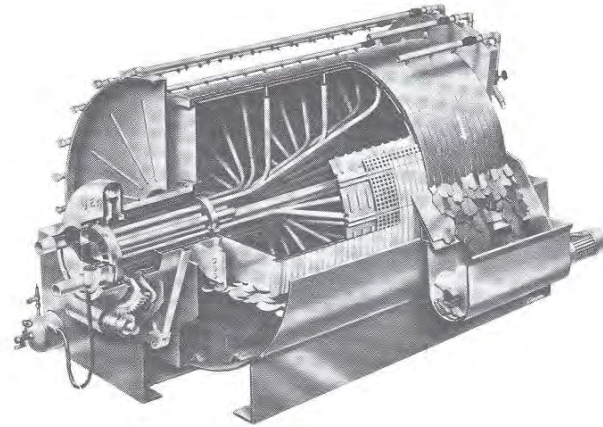


Source: Hydac, twistflow strainer

Module 2.2.2 : Filtre continu (1)



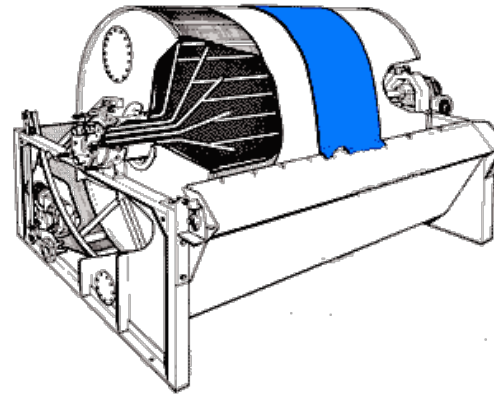
Filtre à tambour



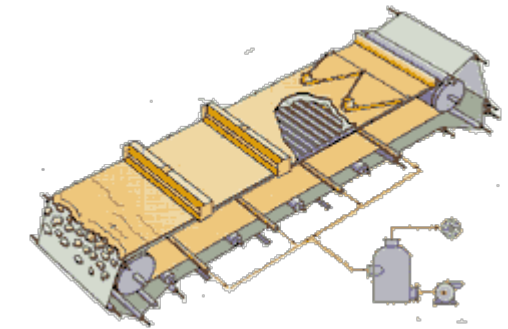
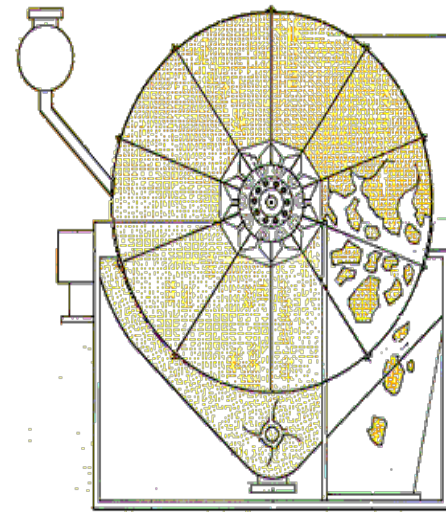
Max 300 m²

D_{disque} 1-5 m

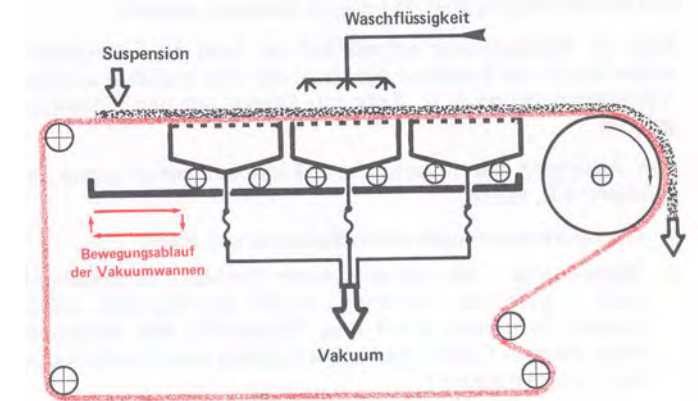
Filtration sous vide (intérieur)



Filtre à disque



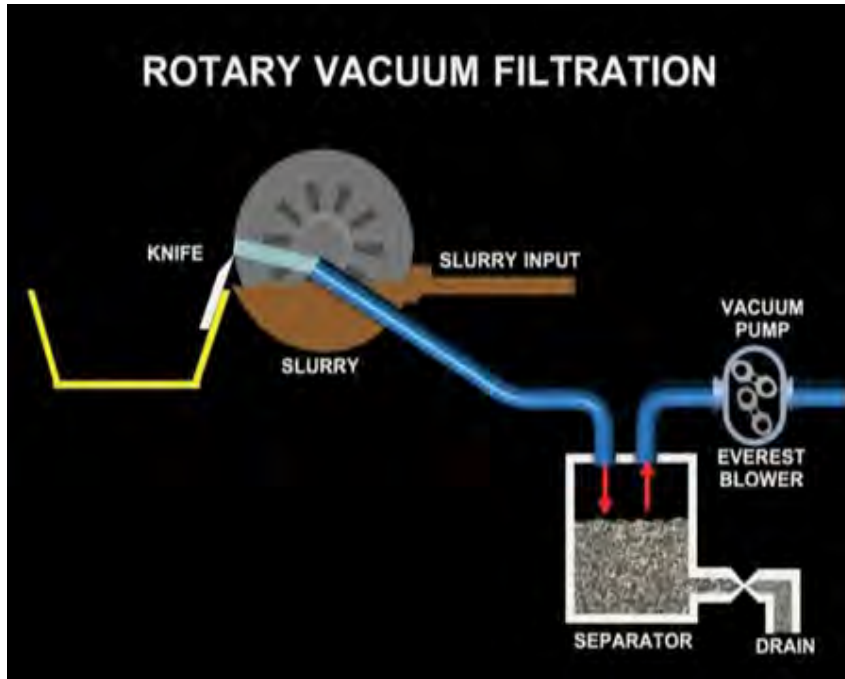
Filtre à bande



Max 120 m²

Lavage et séchage intégré

Source images: Chemische Technologie, Ciba-Geigy SA, 1989

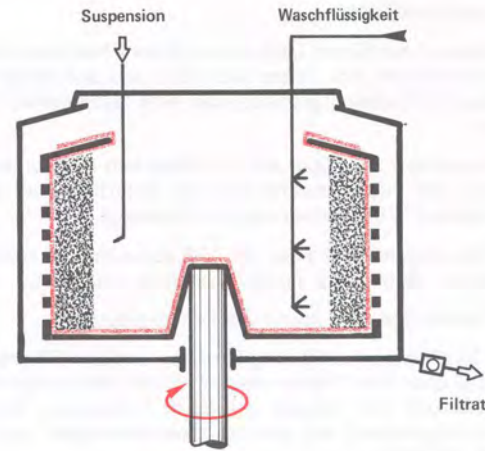


Durée: 20''

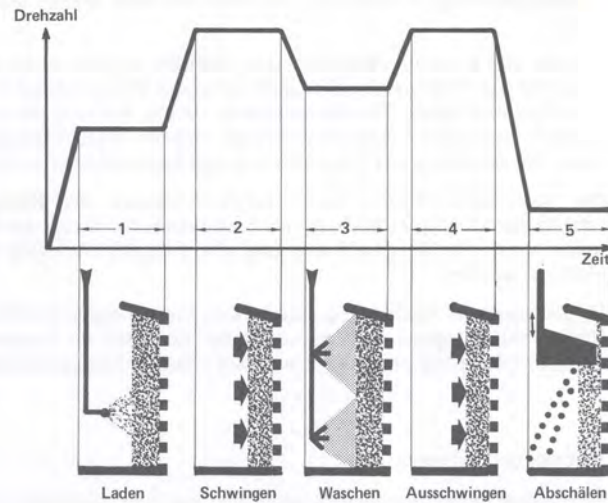


Durée: 21''

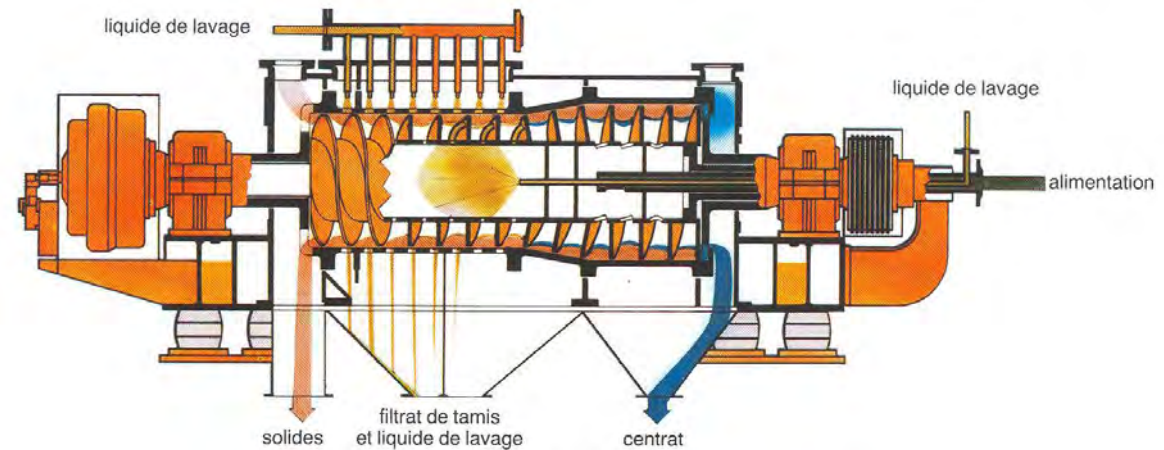
Module 2.2.2 : Filtre continu (2)



Vertikale Siebkorbzentrifuge



Centrifugeuse



Vitesse de rotation 2000-4000 $t \min^{-1}$
Inertage nécessaire
Lavage intégré

Si les opérations de filtrations mettent en œuvre des solvants inflammables ou dangereux pour la santé il convient particulièrement de:

- Mettre à la terre les installations
- Ventiler les équipements
- Connaître les limites d'explosivités des solvants utilisés et leur point éclair
- Travail en zone ATEX si nécessaire ($PE < 30^{\circ}\text{C}$)
- Inerter les installations
- Système de freinage pour les installation rotative
- Soupape de sécurité pour les système sous pression
- Former les personnes aux équipements
- Maintenance préventive

Module 2.3

Les méthodes de séparation membranaire permettent de contrôler le passage sélectif des substances à travers une membrane qui sépare deux milieux.

Le rétentat (ou concentrat) est la partie retenue par la membrane, tandis que le perméat est ce qui la traverse.

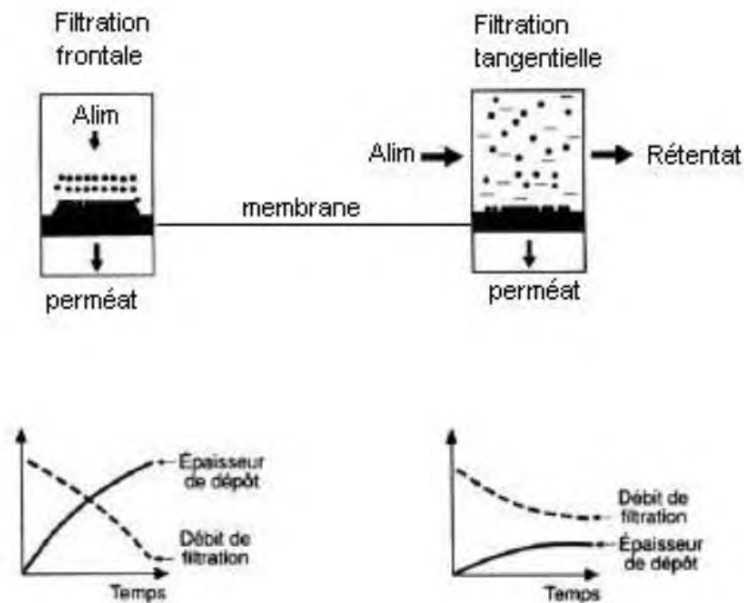
Les membranes sont caractérisées par leur perméabilité (la facilité de passage des substances) et leur sélectivité (la capacité à discriminer entre différentes substances).

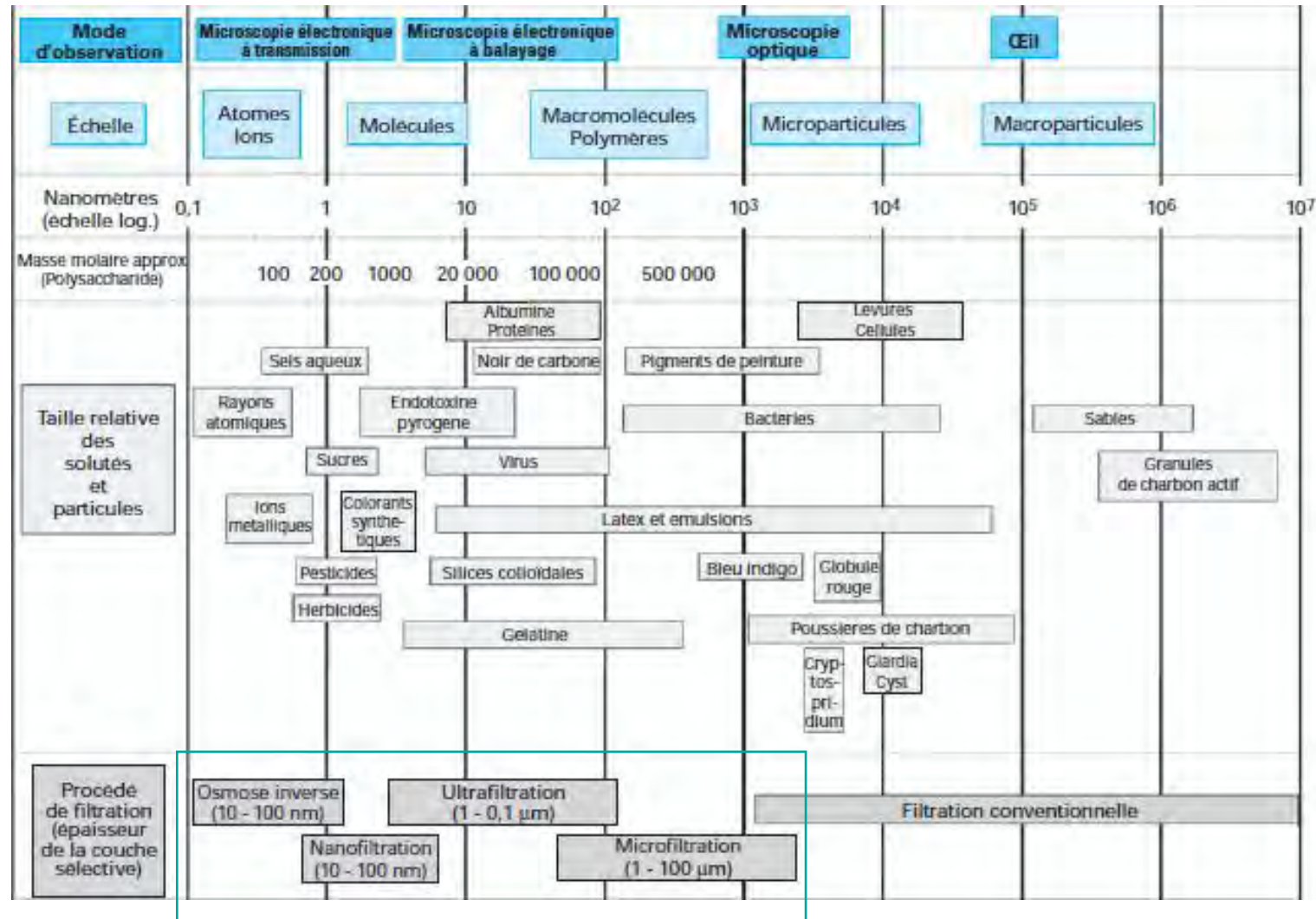
2.3 Séparation par membranes

2.3.1 Classification des techniques membranaires

Les systèmes de filtration sur membranes peuvent fonctionner de deux façons:

- la filtration **frontale** (toute le fluide qui pénètre dans le module est pressé contre la membrane)
- la filtration **tangentielle** (le flux est parallèle à la membrane, seulement une petite partie du fluide d'alimentation est utilisée pour la production de perméat)





Module 2.3.1 : Classification selon la force agissante

Gradient de pression	Gradient de concentration	Gradient de potentiel électrique	Gradient de température
Microfiltration (MF)	Dialyse (D)	Electrodialyse (ED)	Thermo-osmose (TO)
Ultrafiltration (UF)	Pervaporation (PV)	Electro-osmose (EO)	Distillation trans-
Nanofiltration (NF)	Membranes liquides	Electrophorèse (EP)	membranaire (DT)
Osmose inverse (OI)	Séparation de gaz		

Module 2.3.1 : Classification des procédés à membranes

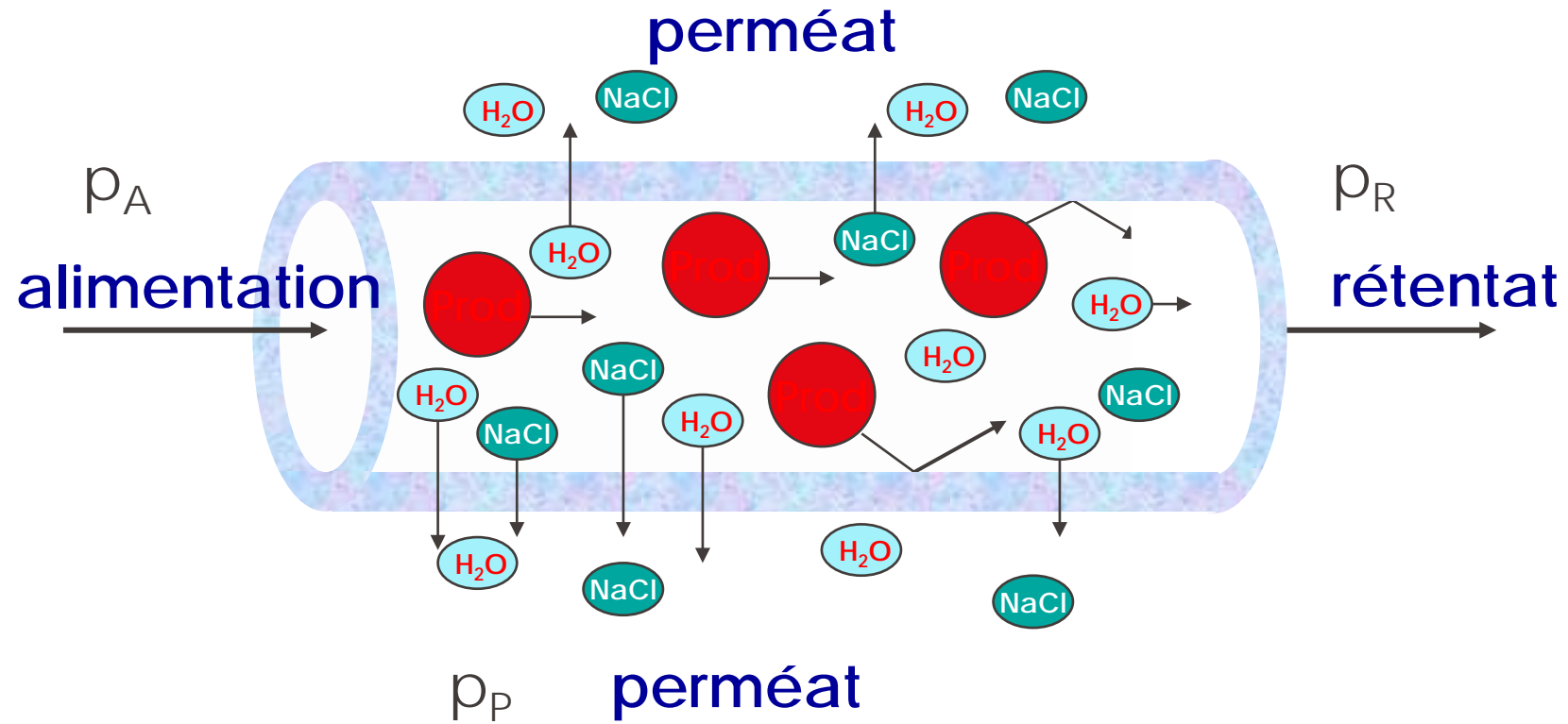
Type	Taille des pores	Pression	Applications
Osmose inverse	0,1 – 1,5 nm	5 – 200 bar	purification d'eau
Nanofiltration	0,8 – 8 nm	5 – 40 bar	séparation de sels minéraux de sucres, de colorants pour papier et textiles, de surfactants
Ultrafiltration	5 – 100 nm	4 – 10 bar	rétention de macromolécules, de pigments, d'émulsion d'huiles
Microfiltration	80 – 5000 nm	1 – 6 bar	rétention de solides fins, de bactéries
Filtration	2000 nm - ∞	0 – 10 bar	séparation de solides

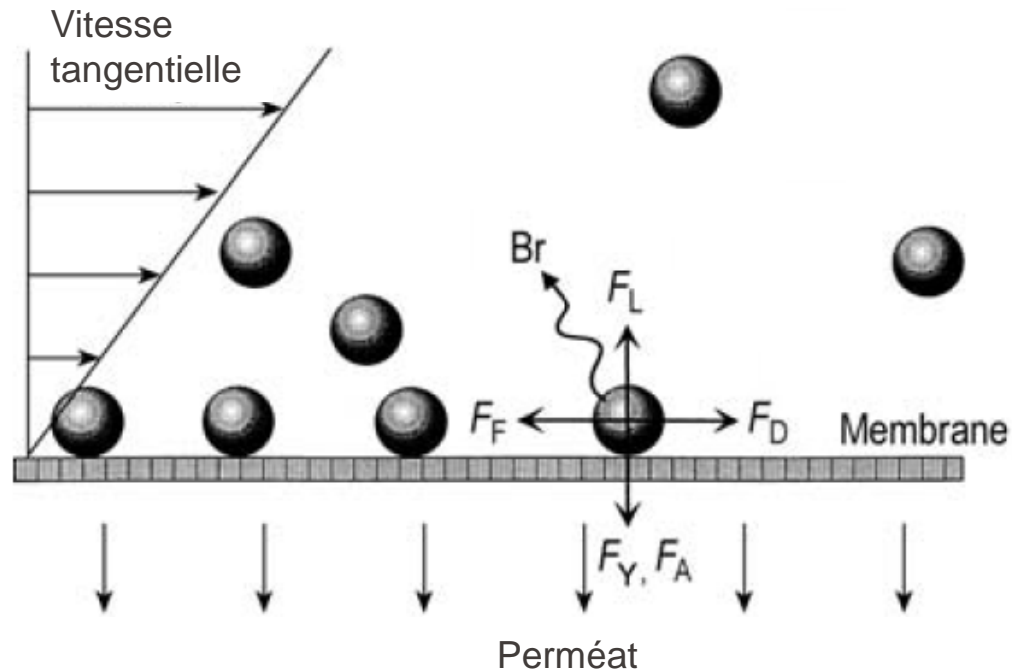
Module 2.3.2

2.3 Séparation par membranes

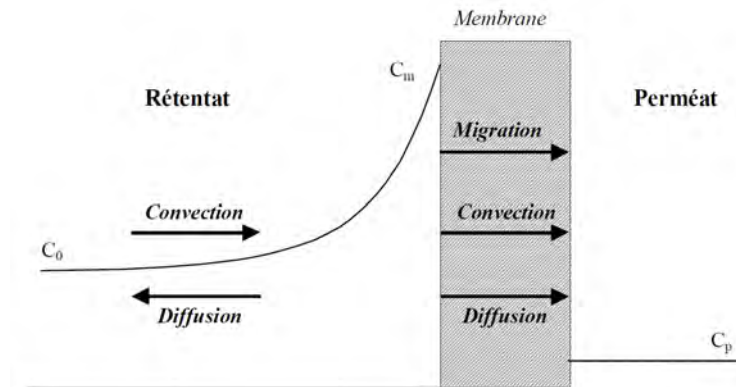
2.3.2 Éléments de théorie de la filtration membranaire

Module 2.3.2 : Modèle de la filtration tangentielle -1-



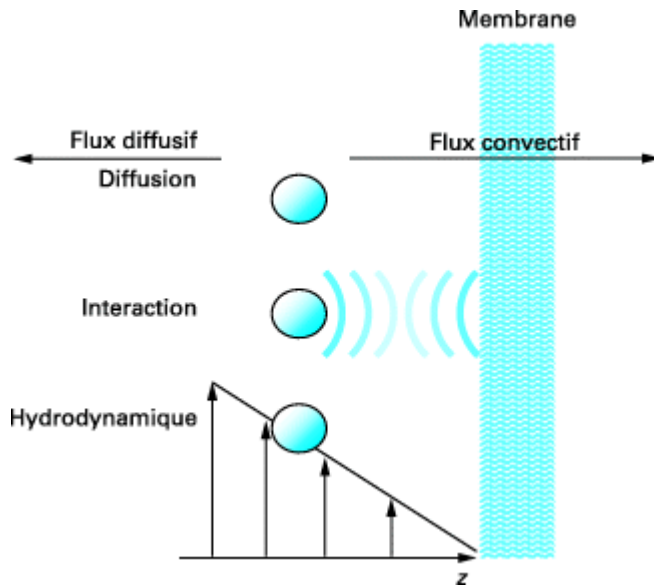


Br = Mouvement Brownien;
 F_A = force d'adhésion à la membrane,
 F_D = force d'écoulement due à la vitesse tangentielle;
 F_F = force de frottement;
 F_L = force de poussée hydrodynamique;
 F_Y = force résultant du perméat



Module 2.3.2 : Principaux paramètres

Paramètre	Signification	Relation
<i>Pression transmembranaire (PTM)</i>	force agissante de l'opération définie par la moyenne des pressions alimentation, P_A , et rétentat, P_R , à laquelle on soustrait la pression du compartiment perméat, P_P .	$PTM = \frac{P_A + P_R}{2} - P_P$
<i>Flux de perméation</i>	productivité du procédé défini par le débit de perméation, \dot{V}_p , divisé par la surface membranaire A . Il représente aussi la vitesse du fluide perpendiculaire à la surface de la membrane.	$J = \frac{\dot{V}_P}{A}$
<i>Taux de rejet (ou taux de rétention)</i>	sélectivité du procédé : un taux de rejet de 1 signifie que le soluté est parfaitement retenu par la membrane (la concentration dans le perméat $C_P=0$) alors qu'un taux de rejet de 0 correspond à un soluté non retenu, concentration identique dans le perméat C_P et le rétentat C_R ($C_P=C_R$).	$R = 1 - \frac{C_P}{C_R}$
<i>Perméabilité de la membrane au solvant, L_p</i>	paramètre intrinsèque de la membrane décrivant sa résistance hydraulique, R_m , vis à vis du solvant: (en $m.s^{-1}.Pa^{-1}$ ou $l.h^{-1}.m^{-2}.bar^{-1}$)	$R_m = \frac{PTM}{J}$
<i>Taux de conversion</i>	fraction de liquide qui traverse la membrane	$Y = \frac{\dot{V}_P}{\dot{V}_A}$



Représentation schématique des phénomènes de transfert de matière à la surface d'une membrane

Le coefficient de diffusion peut être relié au diamètre d_p des espèces filtrées selon la relation de Stokes-Einstein:

$$D = \frac{k_B \cdot T}{6\pi \cdot \mu \cdot \frac{d_p}{2}}$$

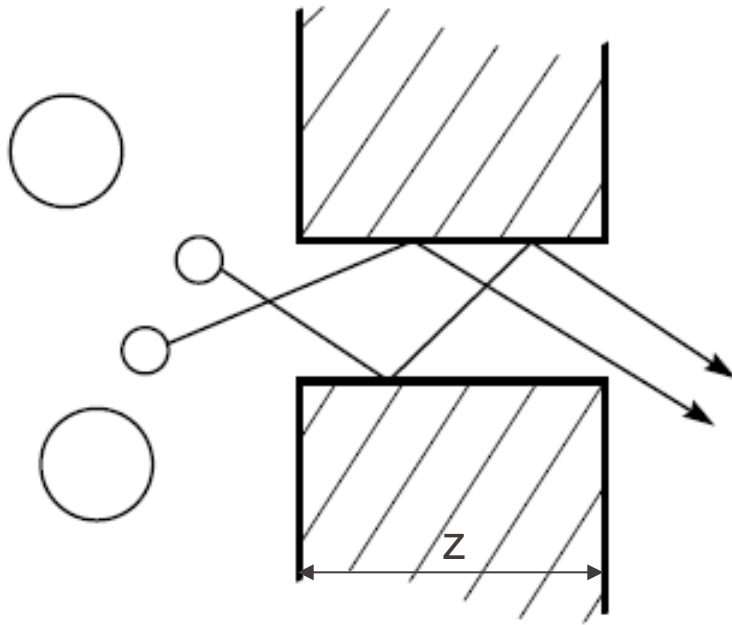
k_B : constante de Boltzmann ($1.38 \cdot 10^{-23} \text{ m}^2 \text{ kg s}^{-2} \text{ K}^{-1}$)

T : température

μ : viscosité dynamique du solvant ($\text{kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$)

Mécanismes de transfert

Modèle de type "filtration capillaire"



Microfiltration et ultrafiltration

Les membranes sont considérées comme un milieu poreux constitué d'une multitude de capillaires. Le flux de solvant est déterminé par l'équation de Poiseuille (indice 1=solvant):

$$J_1 = \frac{\pi \cdot d^4 \cdot N}{128 \cdot \mu} \cdot \frac{\Delta p}{z}$$

$$J_1 = \frac{\varepsilon \cdot d^2}{32 \cdot \mu \cdot \tau} \cdot \frac{\Delta p}{z}$$

$$N = \frac{4 \cdot \varepsilon}{\pi \cdot d^2 \cdot \tau}$$

N nombre de pores par unité de surface

ε porosité

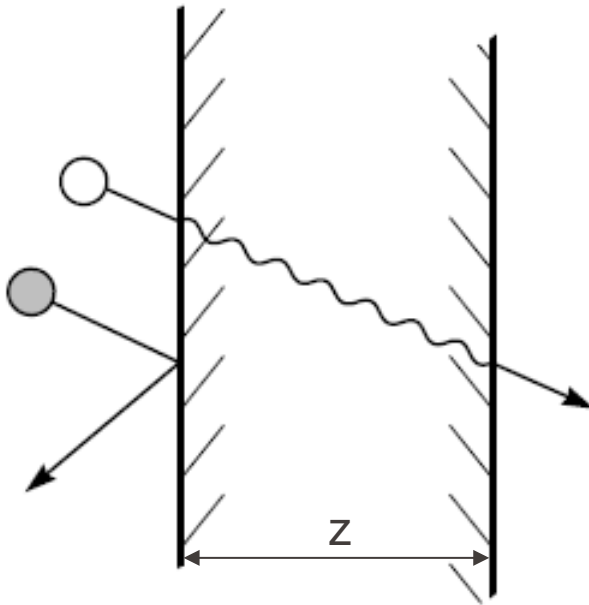
τ Tortuosité

Δp Pression transmembranaire

Mécanismes de transfert

Modèle de type "solubilisation-diffusion"

Toutes les espèces moléculaires (soluté et solvant) se dissolvent dans la membrane et diffusent à l'intérieur de celle-ci comme dans un solide ou un liquide sous l'action d'un gradient de concentration et de pression. Ce modèle est basé sur l'équation de Fick (avec les indices 1 solvant et 2 soluté).



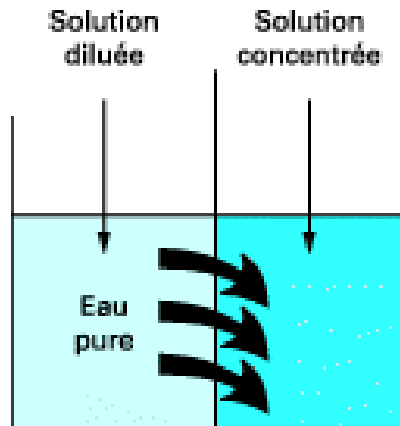
$$J_1 = \frac{\overline{D}_1 \cdot \overline{C}_1 \cdot V_1}{R \cdot T \cdot z} \cdot (\Delta p - \Delta \Pi) \quad J_2 = -\frac{\overline{D}_2}{z} \Delta \overline{C}_2$$

La diffusion étant intrinsèquement un phénomène de transfert lent, on utilise des membranes très fines et un gradient élevé.

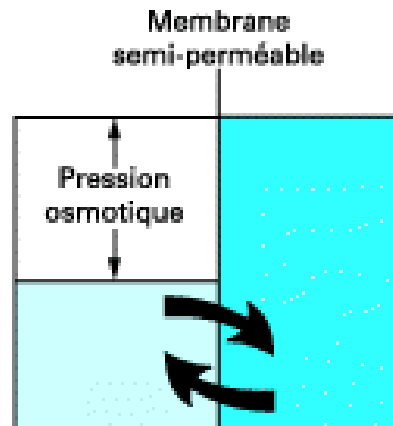
Osmose inverse et pervaporation

Rappel: Loi de Fick : $J_1 = -D_{12} \frac{dC_1}{dz}$; $J_2 = -D_{21} \frac{dC_2}{dz}$

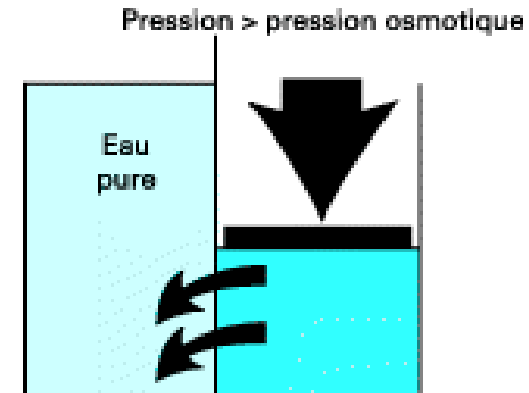




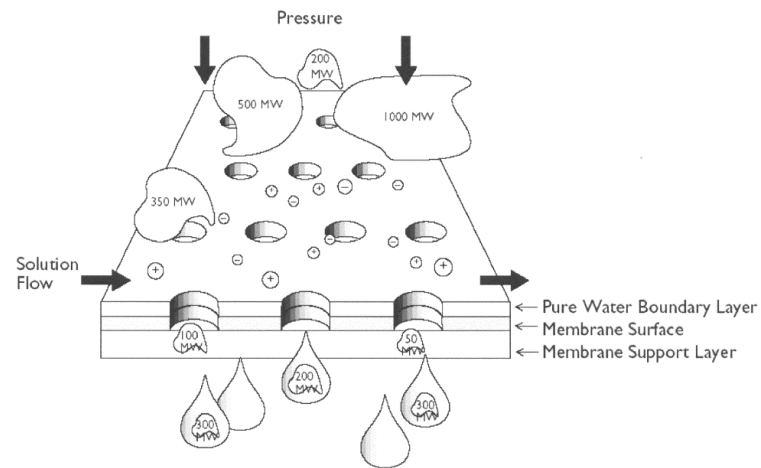
(a) osmose



(b) équilibre osmotique



(c) osmose inverse



$$\Pi = \frac{R \cdot T}{V_m} \ln \left(\frac{p_i}{p} \right)$$

Π = pression osmotique (Pa)

p_i = pression de vapeur du composé i (Pa)

p = pression de vapeur de la solution (Pa)

R = cste. des gaz parfaits ($8.314 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$)

T = température (K)

V_m = volume molaire ($\text{m}^3 \text{ mol}^{-1}$)

- Le coefficient de transfert de masse k_m a été conceptualisé en génie des procédés afin de traduire un flux de matière à une interface.
- k_m a été relié empiriquement, au moyen du nombre de Sherwood, aux paramètres hydrodynamiques (nombre de Reynolds) et physico-chimiques (nombre de Schmidt) du système selon des corrélations adimensionnelles :

$$Sh = a \cdot (Re)^b (Sc)^c$$

d_H : (m) diamètre hydraulique
 v : (m/s) vitesse du fluide
 ρ : (kg/m³) masse volumique du fluide
 μ : (Pa·s) viscosité dynamique du fluide
 k_m : (m/s) coeff. Transfert de masse

$$Sh = \frac{k_m \cdot d_H}{D} = \frac{\text{transfert de masse par convection}}{\text{transfert de masse par diffusion}}$$

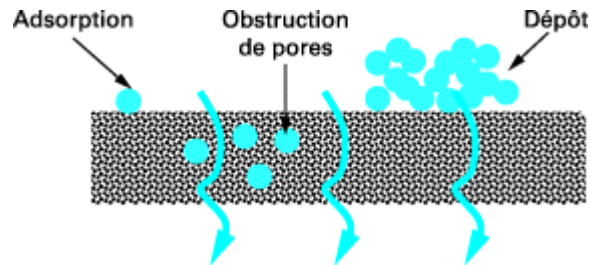
$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d_H}{\mu} = \frac{\text{forces d'inertie}}{\text{forces visqueuses}}$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho \cdot D} = \frac{\text{diffusivité de quantité de mouvement}}{\text{diffusivité massique}}$$

Module 2.3.2 : Coefficient de transfert de matière -2-

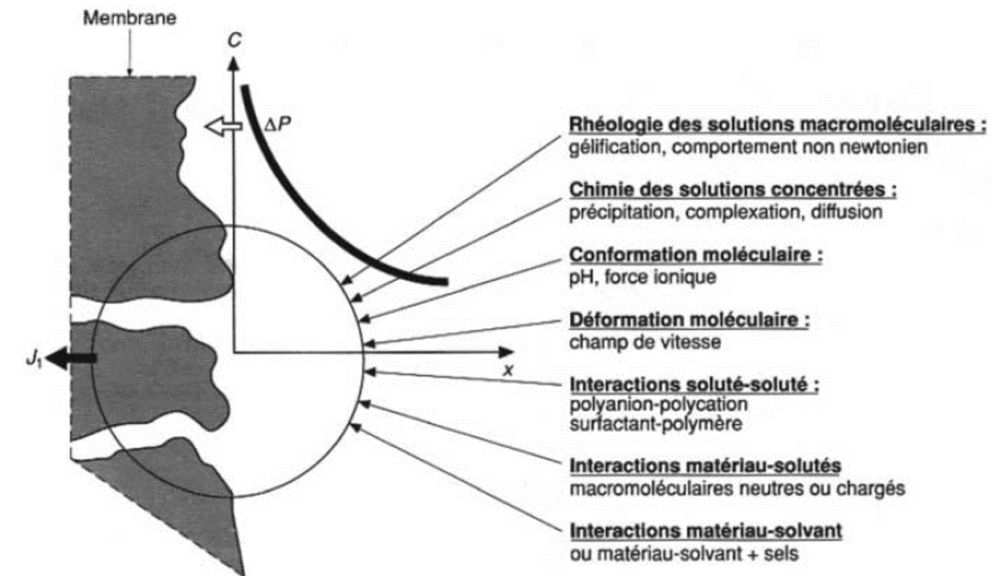
Auteurs	a	b	c	Conditions
Régime turbulent $Sh = a \cdot (Re)^b (Sc)^c$				
Chilton et Colburn	0.023	0.80	0.33	
Harriot et Hamilton	0.0096	0.913	0.346	$Sc > 1000$
Levich	0.015	0.88	0.33	$Sc > 10$
Dworak et Wendt	0.011	0.9	0.33	$Re > 3000$
Sherwood <i>et coll.</i>	0.023	0.33	0.33	
Calderbank et Young	0.082	0.69	0.33	
Régime laminaire $Sh = a \cdot \left(Re \frac{d_H}{L} \right)^b (Sc)^c$				
Bird <i>et coll.</i>	1.86	0.33	0.33	$\begin{cases} 100 < Re \\ Sc \frac{d_H}{L} < 5000 \end{cases}$
Grober <i>et coll.</i>	0.664	0.50	0.33	
Porter	1.62	0.33	0.33	
Blatt <i>et coll.</i>	1.18	0.33	0.33	
Probstein <i>et coll.</i>	1.31	0.33	0.33	

Le fonctionnement d'un procédé de filtration membranaire est conditionné par le colmatage qui est le phénomène qui s'oppose à la filtration.



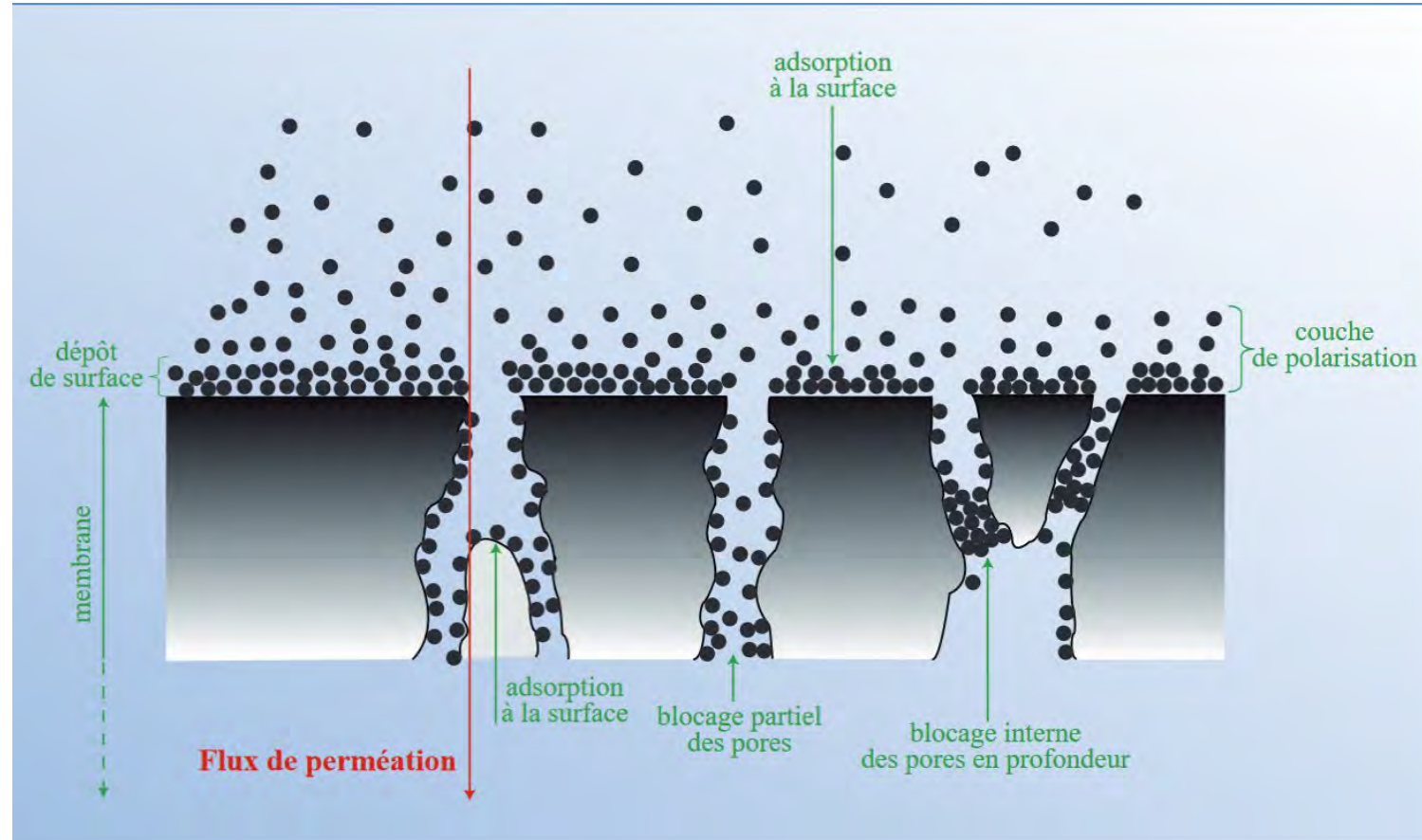
Causes principales:

- la polarisation de concentration : accumulation de matière réversible à la surface entraînant une contre pression osmotique, $\Delta\pi$
- un dépôt irréversible de matière à la surface de la membrane (matière particulaire: dépôt, moléculaire: gel) qui se traduit par une résistance hydraulique supplémentaire, R_c



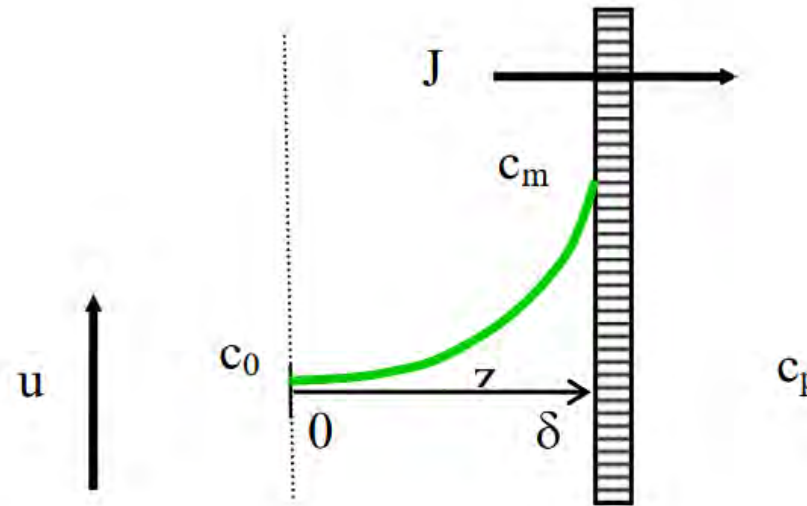
$$J = \frac{PTM - \Delta\pi}{R_m + R_c} R_m$$

N.B. dans le cas de la microfiltration de particules, la pression osmotique $\Delta\pi$ peut être négligée alors que dans le cas de l'osmose inverse de petites molécules c'est la pression osmotique qui est limitante.



Colmatage et Polarisation (surconcentration à la surface)

Evolution de la concentration au voisinage d'une membrane



La séparation induit une accumulation de matière qui, en régime permanent, est décrite par un bilan entre l'apport de matière à la membrane par la perméation, J , et la diffusion, D , qui limite l'accumulation en générant un transfert depuis les zones concentrées à la membrane vers la solution.

$$\frac{C_m - C_P}{C_0 - C_P} = e^{\frac{J\delta}{D}}$$

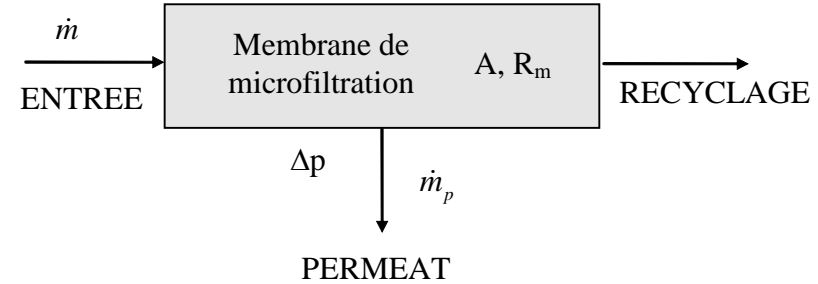
C_m , C_0 et C_P sont respectivement les concentrations en solution, à la membrane et dans le perméat et δ , l'épaisseur de la couche limite de diffusion

Module 2.3.2 : Bilan de matière (1)

$$\frac{dm_{in}}{dt} - \frac{dm_{out}}{dt} = \frac{dm_{acc}}{dt}$$

$$\dot{m}_{in} - \dot{m}_{out} = \frac{dm_{acc}}{dt}$$

$$\dot{m}_{i,l} - \dot{m}_{i,p} = \frac{dm_{i,b}}{dt}; \text{ composé } i, l: \text{lavage}, p: \text{perméat}, b: \text{bulk}$$



Passage aux fraction massiques : $\dot{m}_{i,l} = \dot{m}_l \cdot w_{i,l}$; $\dot{m}_{i,p} = \dot{m}_p \cdot w_{i,p}$; $\dot{m}_{i,b} = \dot{m}_{tot,b} \cdot w_{i,b}$

$$w_{i,l} = \frac{m_{i,l}}{m_{tot,liquides,l}}$$

$$w_{i,p} = \frac{m_{i,p}}{m_{tot,liquides,p}}$$

$$w_{i,b} = \frac{m_{i,b}}{m_{tot,liquides,b} + m_{solide}}$$

$$\dot{m}_l \cdot w_{i,l} - \dot{m}_p \cdot w_{i,p} = \frac{d(m_{tot,b} \cdot w_{i,b})}{dt}$$

Masse de i qui entre
dans le réacteur
pendant l'instant t

Masse de i qui sort
du réacteur pendant
l'instant t

Variation massique
de l'espèce i dans
le réacteur
pendant l'instant t

1er cas: filtration à masse constante

$$\dot{m}_l = \dot{m}_p = \dot{m}$$

$$w_{i,b} = \frac{K - (K - K' \cdot w_{i,b}^o) \cdot \exp(-K' \cdot t)}{K'}$$

L'équation décrit l'évolution du composé i tout au long de la microfiltration.

$$K = \frac{\dot{m} \cdot w_{i,l}}{m_{tot,b}} \quad \text{et} \quad K' = \frac{\dot{m}}{m_{tot,b} - m_{solide}}$$

2ème cas: concentration sans ajout de solvant de lavage

$$\dot{m}_l = 0$$

$$w_{i,b} = \frac{m_{i,b}}{m_{tot,b}} = \frac{w_{i,b}^o \left[m_{tot,b}^o - \left(\frac{m_{tot,b}^o \cdot q_p \cdot t}{m_{tot,b}^o - m_{pi}} \right) \right]}{m_{tot,b}^o - q_p \cdot t}$$

3ème cas: dilution sans perméation
 $\dot{m}_p = 0$

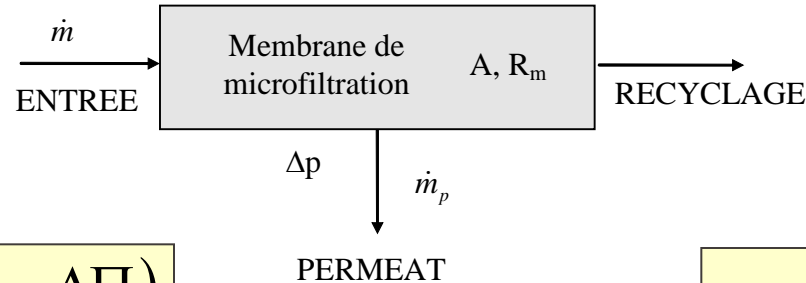
$$w_{i,b} = \frac{m_{i,b}}{m_{tot,b}} = \frac{w_{i,b}^o \cdot m_{tot,b}^o + w_{i,l} \cdot \dot{m}_l \cdot t}{m_{tot,b}^o + \dot{m}_l \cdot t}$$

4ème cas: débits différents
 $\dot{m}_p \neq \dot{m}_l$

$$w_{i,b} = \frac{m_{i,b}}{m_{tot,b}} = \frac{w_{i,b}^o \cdot m_{tot,b}^o + w_{i,l} \cdot \dot{m}_l \cdot t}{m_{tot,b} + \left(\frac{m_{tot,b}}{m_{tot,b} - m_{pi}} \right) \cdot \dot{m}_p \cdot t}$$

5ème cas: débits variables

Il faut intégrer l'équation de bilan numériquement



$$\frac{dm_p}{dt} = \frac{A \cdot \rho \cdot (\Delta p - \Delta \Pi)}{\mu \cdot R_m}$$

$$\Pi = \frac{R \cdot T}{V_m} \ln \left(\frac{p_i}{p} \right)$$

Cette pression osmotique est négligeable dans le cas de la microfiltration, elle peut jouer un rôle en ultrafiltration et devient importante lors de la nanofiltration ou de l'osmose inverse.

m_p = masse de perméat (kg)

A = surface de la membrane (m^2)

R_m = résistance de la membrane (m^{-1})

ρ = masse volumique (kg m^3)

μ = viscosité dynamique (Pa s)

p_i = pression de vapeur du composé i (Pa)

p = pression de vapeur de la solution (Pa)

R = cste. des gaz parfaits ($8.314 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$)

T = température (K)

V_m = volume molaire ($\text{m}^3 \text{ mol}^{-1}$)

Module 2.3.3

2.3 Séparation par membranes

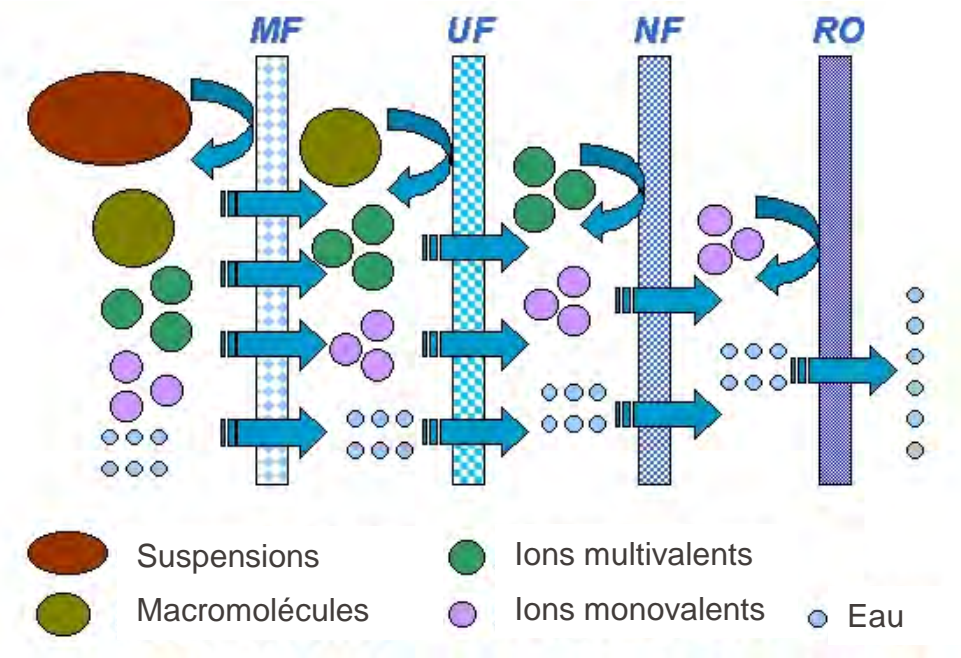
2.3.3 Techniques de filtration membranaire

Module 2.3.3 : Classification des procédés à membranes

Pression hydrostatique	Gradient de concentration	Gradient de potentiel électrique	Gradient de température
Microfiltration Ultrafiltration Osmose inverse	Dialyse Pervaporation Membranes liquides Séparation de gaz	Electrodialyse Electo-osmose Electrophorèse	Thermo-Osmose Distillation trans-membranaire

Modules	Caractéristiques	Avantages	Inconvénients
Plan	<ul style="list-style-type: none"> • Membranes organiques ou minérales • Montage type filtre-presse 	<ul style="list-style-type: none"> • Encombrement réduit • Démontage aisé • Possibilité d'isolement d'une cellule défectueuse 	<ul style="list-style-type: none"> • Peu adapté aux produits présentant une forte charge particulaire • Nettoyage difficile
Spirale	<ul style="list-style-type: none"> • Membranes organiques • Enroulement d'une membrane plane autour d'une axe central 	<ul style="list-style-type: none"> • Très grande compacité • Investissement réduit • Facilité de mise en œuvre 	<ul style="list-style-type: none"> • Intervention difficile • Pas de lavage à contre-courant
Tubulaire	<ul style="list-style-type: none"> • Membranes organiques ou minérales • Tubes cylindriques ou multi-canaux • Possibilité de circulation liquide à vitesse tangentielle élevée 	<ul style="list-style-type: none"> • Démontage et nettoyage aisé 	<ul style="list-style-type: none"> • Dispositif peu compact • Volume mort relativement élevé • Energie de pompage élevée
Fibres creuses	<ul style="list-style-type: none"> • Membranes organiques (ou minérales) • Diamètre de l'ordre du millimètre 	<ul style="list-style-type: none"> • Faible encombrement • Energie de pompage réduite 	<ul style="list-style-type: none"> • Possibilité de points de fragilité

MF = microfiltration
 UF = ultrafiltration
 NF = nanofiltration
 RO = osmose
 inverse



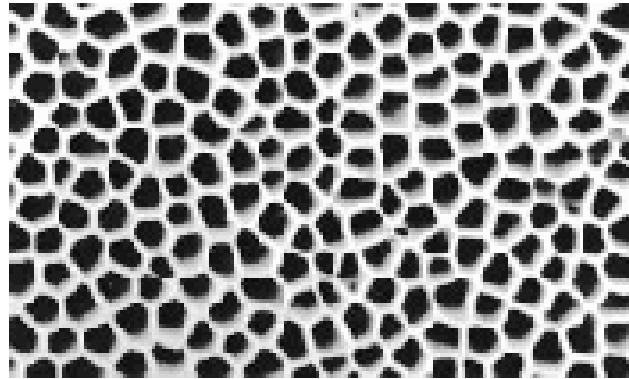
Isotrope (symétrique)

- Propriétés structurelles constantes sur toute leur épaisseur

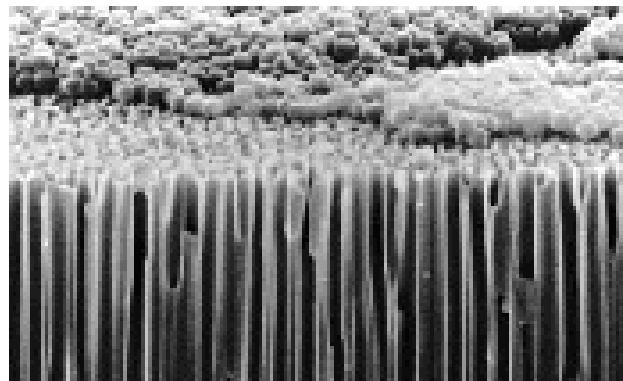
Anisotrope (asymétrique)

- leur structure composite varie de la surface de la membrane vers l'intérieur
- 0.1-1 μm couche sur un support de haute porosité
- Gradient de taille de pores sur l'épaisseur
- Procédé contrôlé par la pression (RO, UF)

Membrane céramique poreuse isotrope
(taille des pores $0.2\ \mu\text{m}$)

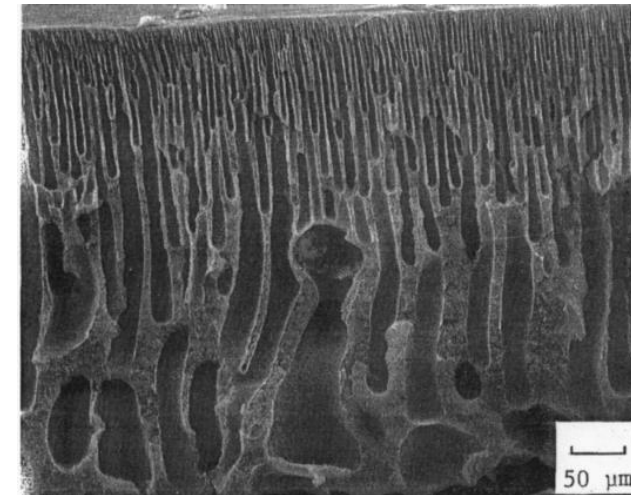


Surface

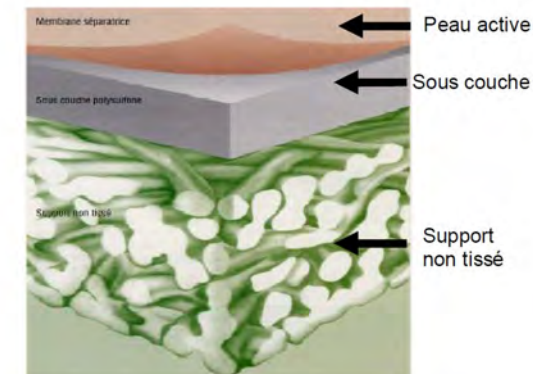


Coupe épaisseur

Membrane anisotrope en polypropylène pour
l'ultrafiltration



Membrane anisotrope organique



Module 2.3.3 : Types de membranes (3)

Membrane	Organique	Minérale	Composite
Type	<ul style="list-style-type: none"> anisotropes 	<ul style="list-style-type: none"> anisotropes isotropes 	<ul style="list-style-type: none"> anisotropes
Composition	<ul style="list-style-type: none"> polysulfone polyamide polypropylènes acétate de cellulose et beaucoup d'autres avec ou sans différents groupes fonctionnels 	<ul style="list-style-type: none"> céramiques (oxyde de Zirconium, Al_2O_3, SiO_2) en plaques, tubes ou éléments multitubulaires métaux (Pd, acier inox, Ti/Ag) en feuilles ou en frittés carbone, verre, etc. 	<ul style="list-style-type: none"> organiques (superposition de polymères organiques différents), organo-minérales ou minérales (association de carbone ou d'alumine comme support et de métaux tels le zircon, l'alumine et le titane)
Avantages	<ul style="list-style-type: none"> bon marché facile à produire (constituent 90 % des membranes UF et MF) 	<ul style="list-style-type: none"> résistance au pH et à la température durée de vie débits transmembranaires élevés 	<ul style="list-style-type: none"> résistance au pH et à la température durée de vie débits transmembranaires élevés
Désavantages	<ul style="list-style-type: none"> résistance limitée à beaucoup de composés chimiques, aux pH faible et élevé, aux hautes températures durée de vie limitée (3 mois à 3 ans) 	<ul style="list-style-type: none"> cher 	<ul style="list-style-type: none"> cher

Module 2.3.3 : Types de membranes (4)

Avantages et inconvénients des membranes organiques suivant leur composition

Matériau	Avantages	Inconvénients
Acétate de cellulose	<ul style="list-style-type: none"> • Perméabilité élevée • Sélectivité élevée • Mise en œuvre assez aisée • Adsorption des protéines faible => colmatage moindre 	<ul style="list-style-type: none"> • Sensible à la température • Sensible au pH • Sensible au chlore • Sensible au compactage • Sensible aux microorganisme
Type polyamide	<ul style="list-style-type: none"> • Bonne stabilité chimique, thermique et mécanique. 	<ul style="list-style-type: none"> • Grande sensibilité au chlore • Faible perméabilité • Phénomènes d'adsorption
Type polysulfone	<ul style="list-style-type: none"> • Bonne stabilité thermique et au pH • Résistance au chlore • 5 mg/l fonctionnement normal • 50 mg/l stockage • 200 mg/l traitement de choc 	<ul style="list-style-type: none"> • Sensible au compactage • Adsorptions
Matériaux acryliques	<ul style="list-style-type: none"> • Bonne stabilité thermique et chimique • Stockage à sec possible 	<ul style="list-style-type: none"> • Faible résistance mécanique • Pores de diamètres assez élevés
Matériaux fluorés	<ul style="list-style-type: none"> • Bonne stabilité thermique et chimique 	<ul style="list-style-type: none"> • Faible perméabilité • Microfiltration uniquement
Membranes composite	<ul style="list-style-type: none"> • Bonnes caractéristiques: perméabilité et sélectivité • Stabilité de pH 2 à 11 • Bonne tenue en température 	

Critères: Perméabilité; Sélectivité; Stabilité chimique ou thermique; Sensibilité au chlore

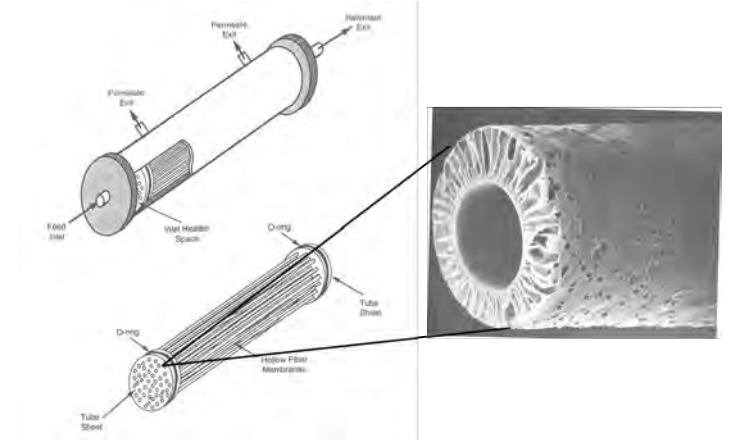
Un module est un support pour membranes.

Ces principales fonctions sont :

- stabilité mécanique des membranes (à pression élevée)
- séparation aisée des flux: gavage, perméat et rétentat

Propriétés importantes :

- aire volumique élevée
- faibles pertes de charge
- stabilité à la température, à la pression et chimique
- facilité de remplacement de membranes
- rinçage et lavage aisés des membranes
- collecte efficace de perméat

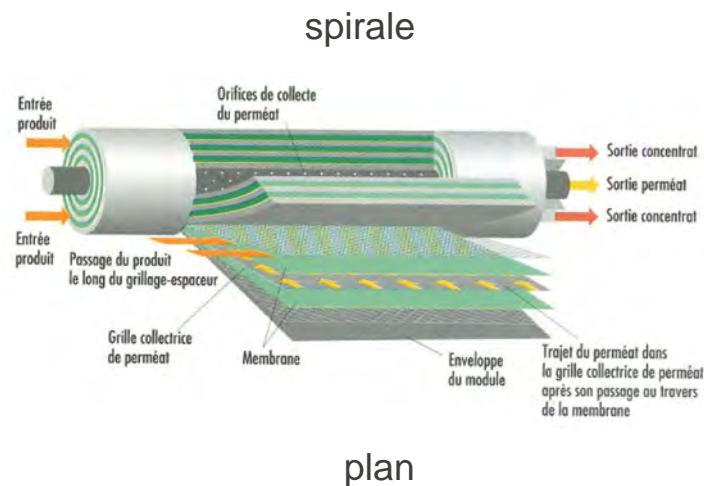


Module 2.3.3 : Modules pour membranes (2)

Membrane	en plaque	tubulaire
Module	<ul style="list-style-type: none"> • "Plans" 50-300 m²/m³ • "Couche" 200-400 m²/m³ • "Spirale" < 1000 m²/m³ 	<ul style="list-style-type: none"> • "Tubulaire" < 80 m²/m³ • "Multi canaux" < 100 m²/m³ • "Capillaire" < 1000 m²/m³ • "Fibre creuse" < 10000 m²/m³



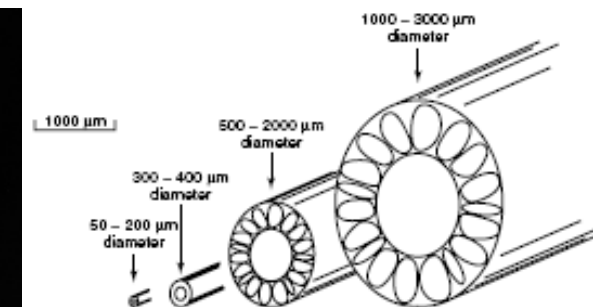
tendance croissante à se bloquer



plan



tubulaire



fibre creuse

Module 2.3.3 : Modules pour membranes (3)

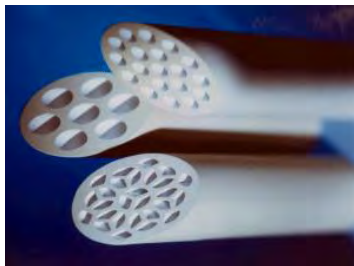
Module tubulaire



Capillaire



Fibre creuse

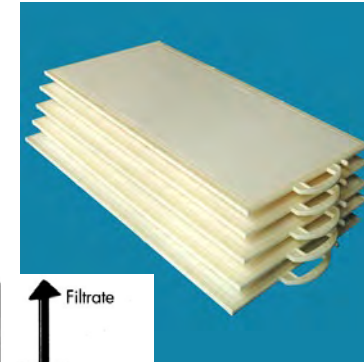


Tubulaire
monolithique

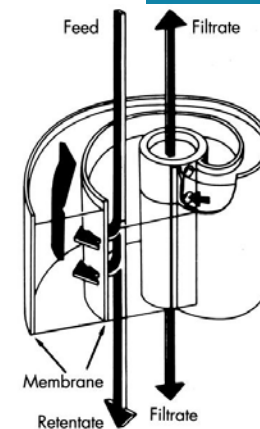
Module plaque



Disque



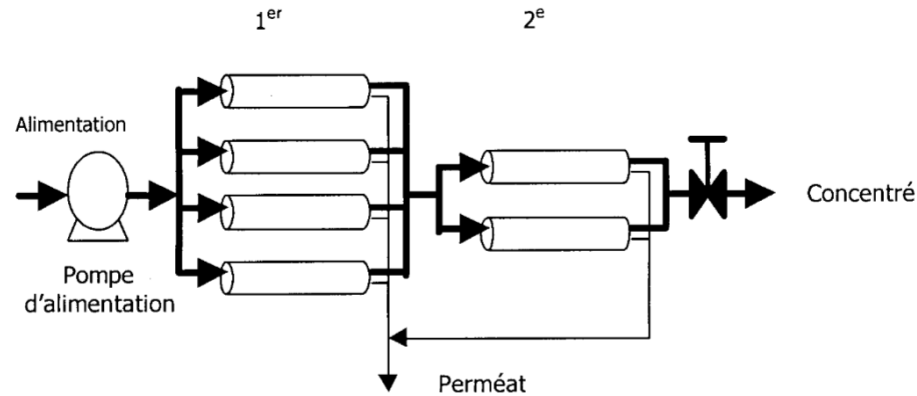
Plan/couche



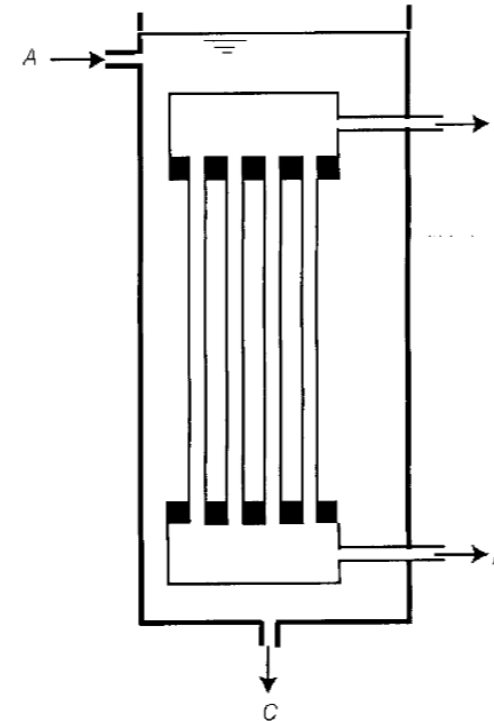
Spirale

configuration multi-étagée

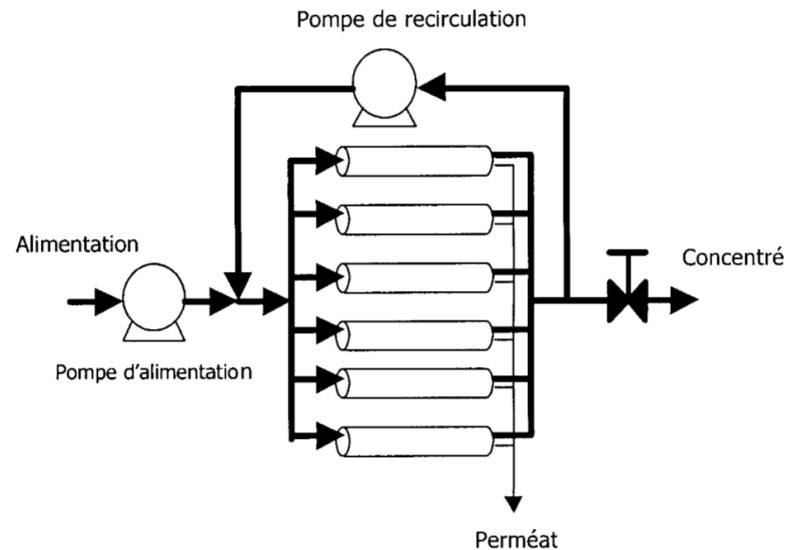
Système sous pression



Système à membranes immergées



configuration avec recirculation



Module 2.3.3 : Technologie d'ultrafiltration



Durée 1' 34"

Source: <https://www.suezwatertechnologies.fr>

Les stratégies sont:

- a) Rechercher le meilleur **compromis membrane/fluide** (adsorption minimisée, taille des pores adaptée à la taille des solutés retenus).
- b) Ajuster les **conditions opératoires** de manière à réduire le colmatage en régime établi.
- c) **Perturber** périodiquement le système de manière à éviter le développement du colmatage.
- d) Procéder périodiquement à des **nettoyages** chimiques.

Les stratégies sont:

a) compromis membrane/fluide

Une fois le type de membrane choisi (type d'opération, de sélectivité, seuil de coupure, etc.), il faut délimiter les conditions de fonctionnement imposées par le procédé (concentrations, pH, présence de solvants, température, pression de service (différente de la pression appliquée)), et comparer ces informations avec les tableaux de compatibilité publiés par la majorité des fabricants de membranes et d'installations.

b) conditions opératoires

Pression, vitesse de circulation, température, concentrations maximales, mise en régime; à appliquer pour limiter le colmatage des membranes sont le résultat de compromis dépendant du fluide, des membranes et des modules utilisés ; elles doivent donc être ajustées pour chaque application. De manière générale, en filtration tangentielle, **une augmentation de vitesse de recirculation permet d'améliorer le flux**, et donc, au prix d'une dépense supplémentaire en énergie, d'augmenter la productivité d'une installation. Par contre, une vitesse très élevée crée une perte de charge le long des modules qui peut être telle que la différence de pression à l'entrée soit trop élevée, provoquant très rapidement des colmatages irréversibles, qui coûtent cher en termes de nettoyage (immobilisation, lessives, retraitement, etc.).

Les stratégies sont:

c) Perturber - Moyens de lutte en ligne

Rétrolavages

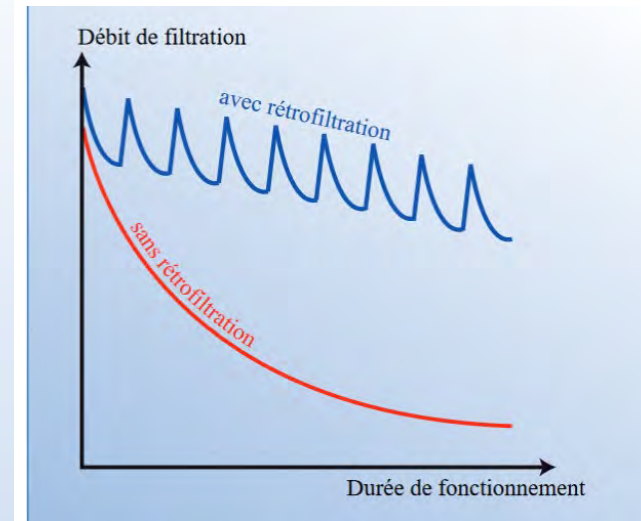
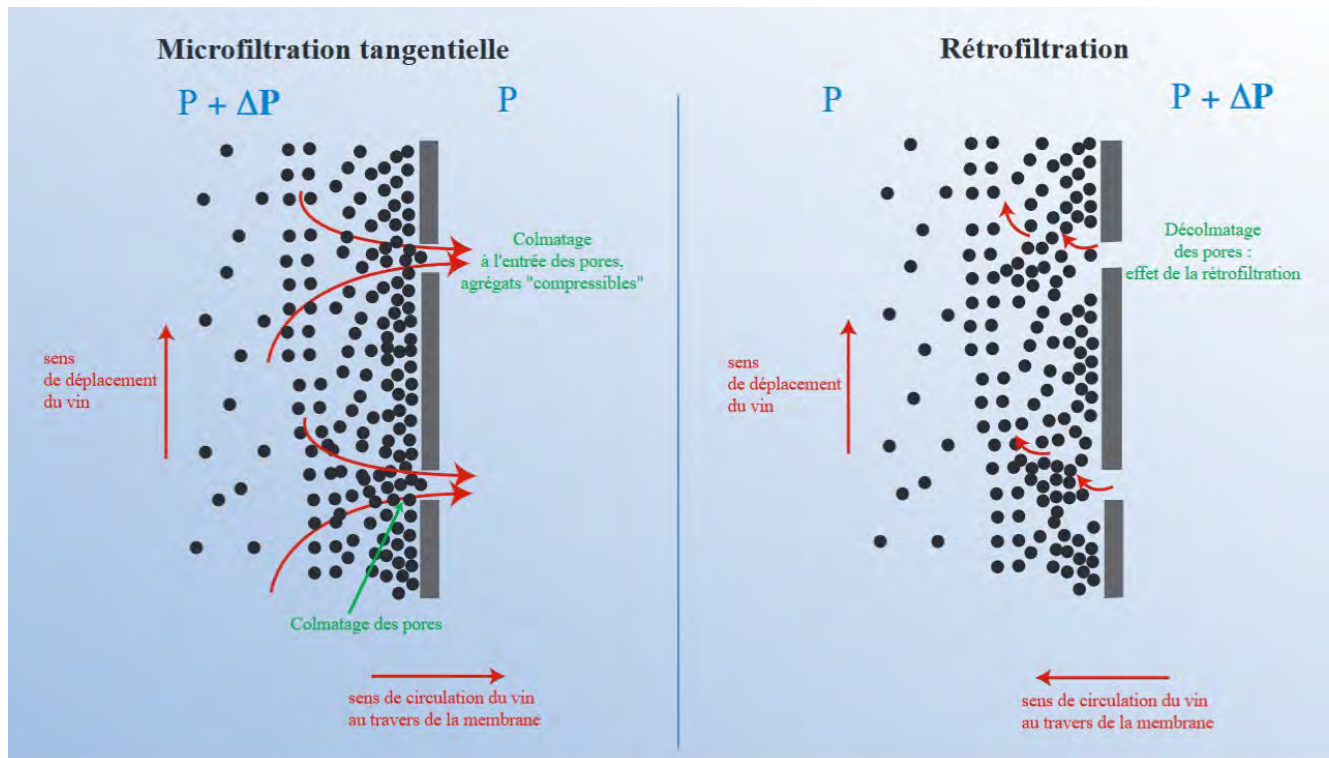
Il s'agit d'**inverser le sens** de la différence de pression périodiquement (typiquement de toutes les dix minutes à toutes les heures), pendant une durée très courte (quelques dizaines de secondes), ce qui a pour effet de pousser un peu du perméat vers le compartiment rétentat, et donc de soulever une partie de la matière déposée sur ou dans la membrane, en l'entraînant dans l'écoulement principal. Une purge du compartiment principal peut être nécessaire à ce moment précis, et on peut profiter de cette opération pour ajouter un désinfectant dans le liquide de rétrolavage (usines de production d'eau potable) pour traiter l'installation et éviter ainsi l'accrochage et le développement de biofilms.

Écoulements diphasiques

Il s'agit ici essentiellement (il y a quelques exceptions) d'injecter en continu ou périodiquement **de l'air dans le rétentat**. L'écoulement tangentiel se présente donc comme un écoulement de trains de bulles ou de poches d'air, qui, en balayant la surface de la membrane, y génèrent des contraintes de cisaillement élevées, contribuant ainsi au décollement de la matière déposée, et à son entraînement dans le courant principal. Ces systèmes sont en particulier utilisés dans les réacteurs à membranes immergées.

Les stratégies sont:

c) Perturber - Moyens de lutte en ligne - Rétrofiltration



Les stratégies sont:

d) Procéder périodiquement à des **nettoyages** chimiques

- Le nettoyage chimique des membranes demeure la solution de recours lorsque le colmatage irréversible, c'est-à-dire réfractaire aux moyens hydrodynamiques et aux perturbations de flux, domine, et que le rendement d'une installation est devenu insuffisant.
- Généralement, les étapes principales d'un nettoyage comportent :
 - Un rinçage de l'installation pour éliminer tous les constituants solubles et non irréversiblement attachés aux membranes. Au cours de ce rinçage, il faut éviter de faire précipiter des sels ou des solutés, et donc ajuster le pH ou la force ionique de manière à ne pas provoquer d'insolubilisation (en d'autres termes, un rinçage à l'eau déminéralisée ou à l'eau du réseau un peu dure ne sont pas forcément les plus adaptés).
 - Une phase de nettoyage acide dynamique (avec circulation des fluides et mise sous pression).
 - Un rinçage jusqu'à neutralisation.
 - Une phase de nettoyage alcalin dynamique (avec circulation des fluides et mise sous pression).

Module 2.3.4

2.3 Séparation par membranes

2.3.4 Cas de la filtration d'un fluide gazeux

Module 2.3.4 : Principe de filtration

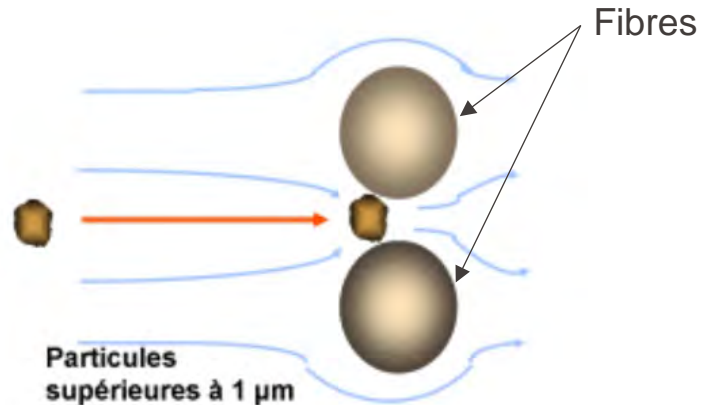


Durée 3' 07''

La capacité d'un filtre à enlever des particules de l'air dépend essentiellement de divers phénomènes physiques et mécaniques: le tamisage, l'inertie, l'interception et la diffusion.

Tamisage

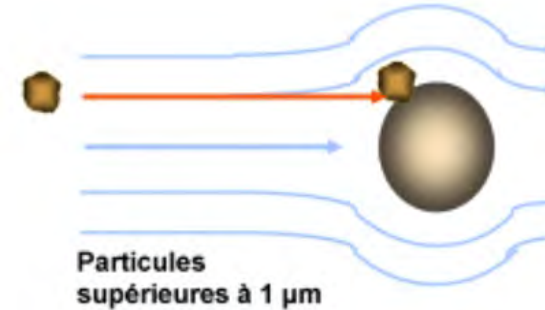
Les particules dont le diamètre est supérieur à la distance entre deux fibres ne pourront pas passer.



Inertie

Les particules plus grosses ont une force d'inertie trop importante pour suivre le flux de l'air quand celui-ci dévie pour contourner une fibre du filtre. Les particules, elles, continuent sur leur lancée linéaire et adhèrent à la face avant de la fibre.

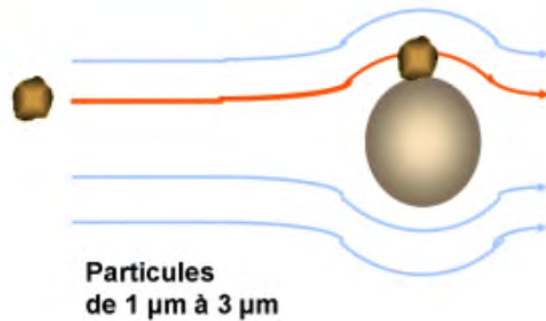
La force d'inertie augmente avec l'accroissement de la vitesse de l'air, du diamètre de la particule et la diminution du diamètre de la fibre.



Interception

Les particules petites et légères suivent le flux d'air autour de la fibre du filtre. Si le centre d'une particule suit un filet d'air qui se rapproche de la fibre de sorte que la distance à la fibre est inférieure au rayon de la particule, la particule est interceptée puis adhère à la fibre.

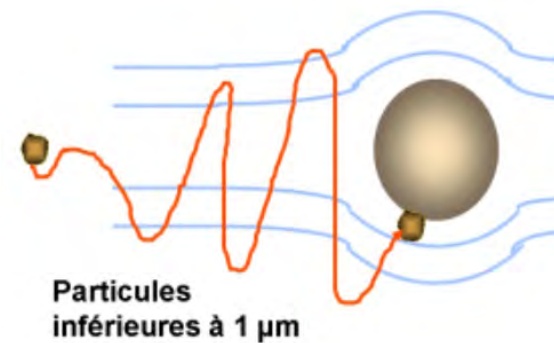
L'effet d'interception ne dépend pas de la vitesse de l'air sauf si la variation est suffisamment importante pour modifier le tracé du flux d'air autour de la fibre. L'effet s'accroît lorsqu'il y a augmentation de la taille de la particule, diminution du diamètre de la fibre et réduction de la distance entre les fibres.



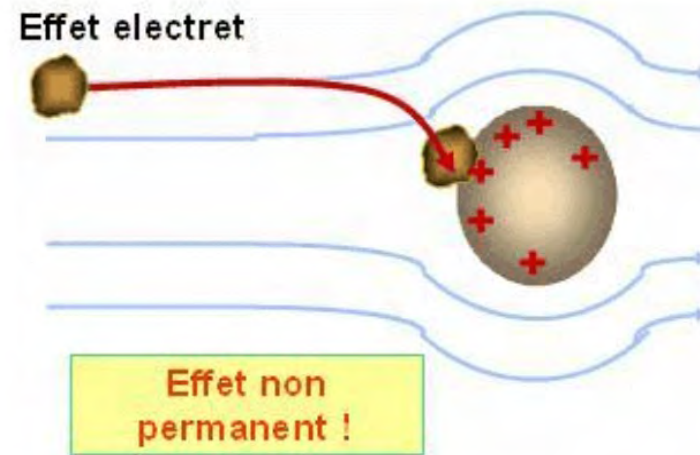
Diffusion

Les particules $< 1 \mu\text{m}$ ne suivent pas les lignes du flux autour de la fibre du filtre. Elles sont influencées par le mouvement brownien des molécules d'air, c'est-à-dire que les molécules d'air font vibrer les particules et si elles entrent en contact avec les fibres du filtre, elles y adhèrent.

La probabilité pour que les particules entrent en contact avec les fibres augmente lorsqu'il y a diminution de la vitesse, du diamètre de la particule et du diamètre de la fibre.



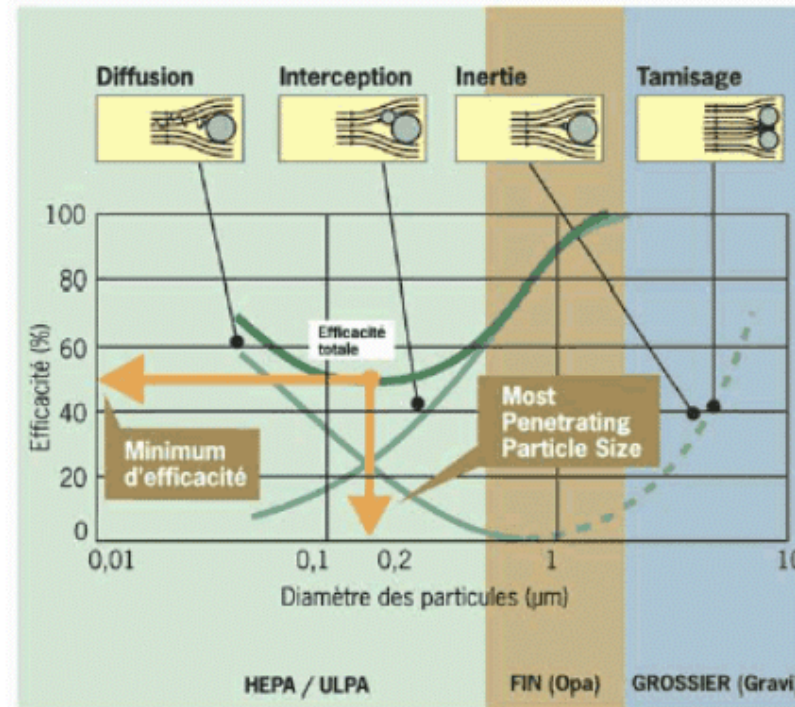
Les fibres polymères sont chargées électrostatiquement. Elles se chargent au cours de la production. Les filtres réalisés dans cette matière utilisent un mécanisme électrostatique au lieu des principes mécaniques. L'effet électrostatique, qui dépend de la charge des fibres et des particules, augmente à une vitesse d'air réduite. Les aérosols présents dans l'atmosphère (particules solides fines, gouttelettes ou gaz) réduiront rapidement la charge électrostatique, et parce que les fibres sont grossières, leur efficacité peut diminuer fortement.

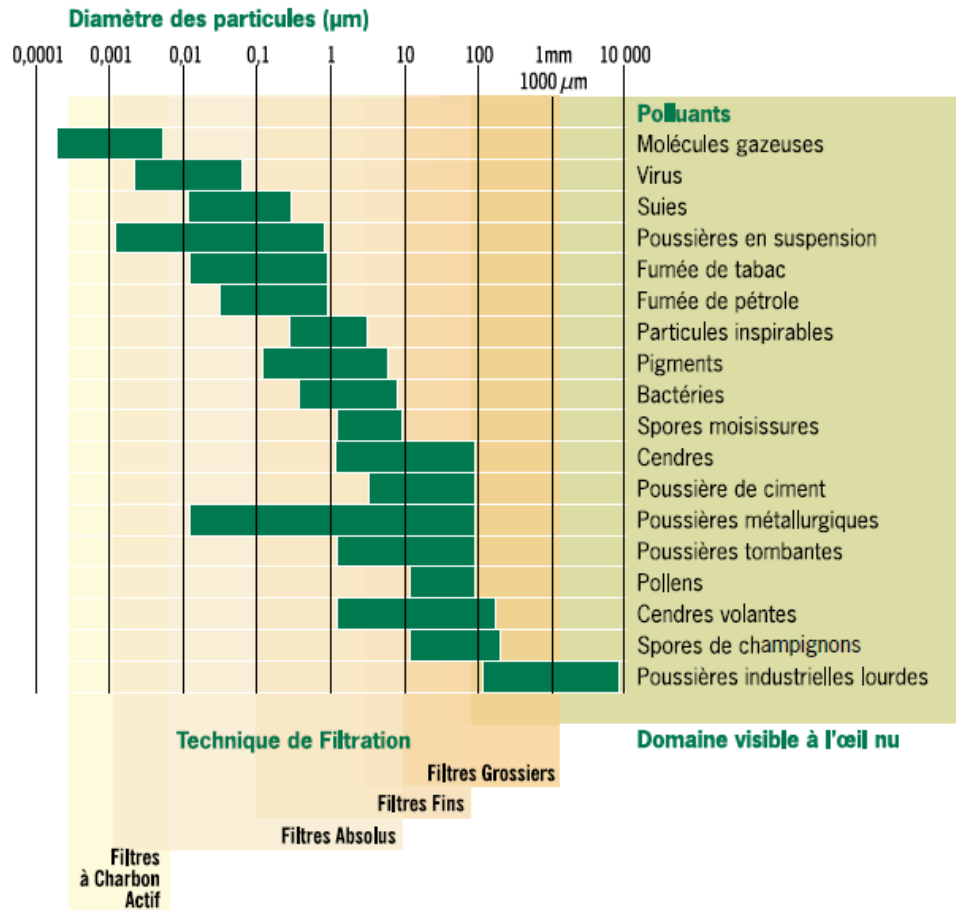


Cet effet n'est pas permanent, et qu'après un certain temps le filtre perd en efficacité à cause de la perte des charges électrostatiques. D'un autre côté, les phénomènes de colmatage et d'encrassement du filtre viennent après un certain temps faire remonter son efficacité.

L'efficacité globale d'un filtre à air résulte de la combinaison des 4 mécanismes de base de la filtration (tamisage, inertie, interception et diffusion), si bien que la courbe d'efficacité du filtre à air prend une allure caractéristique en forme de V présentant un minimum d'efficacité.

A ce minimum d'efficacité correspond une dimension de particule appelée **MPPS** (Most Penetrating Particle Size - dimension de la particule la plus pénétrante). En d'autres termes la MPPS est la dimension particulaire la plus difficile à arrêter. Selon les filtres et les vitesses de passage de l'air dans le média filtrant, la MPPS se situe entre 0.1 et 0.2 μm .





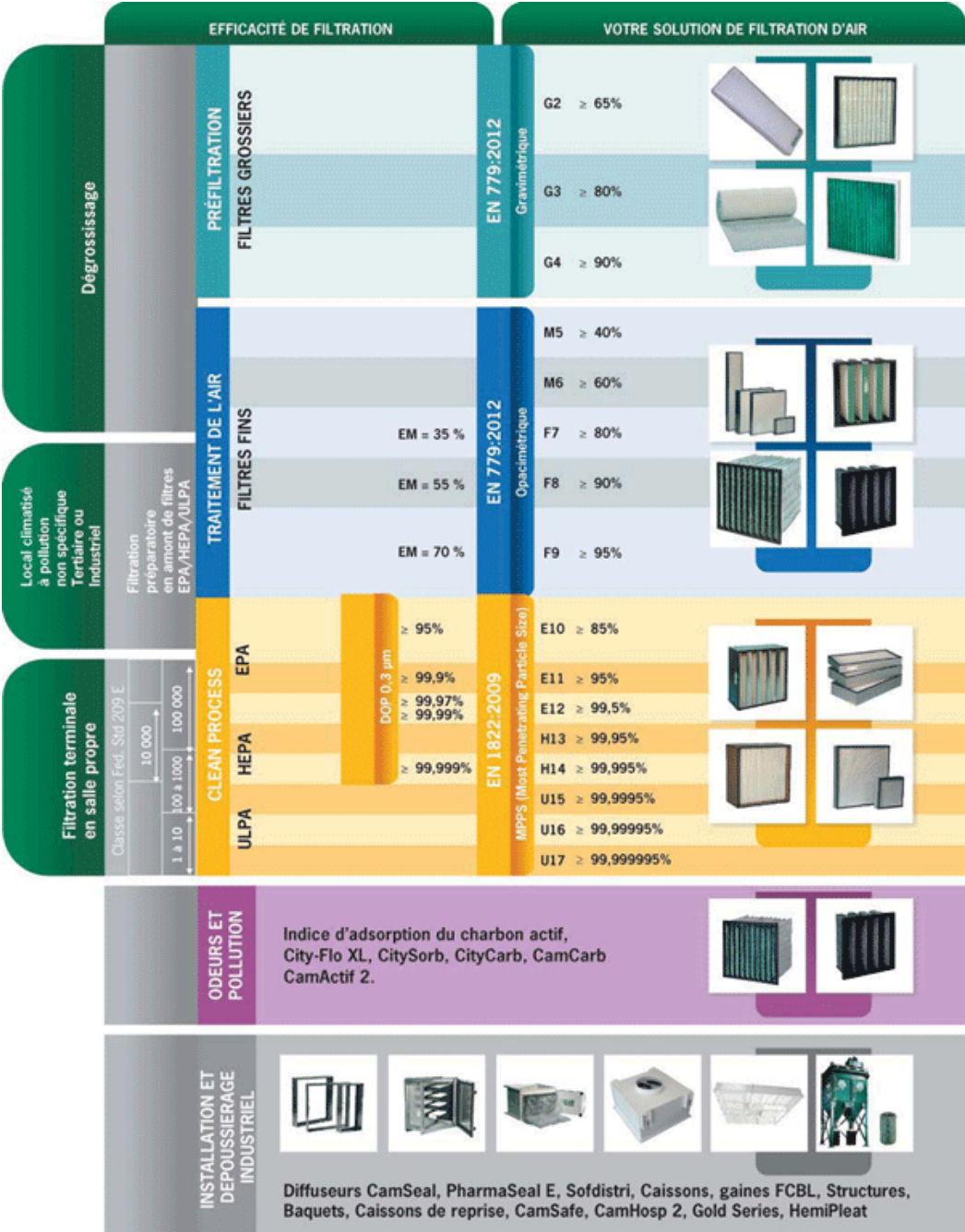
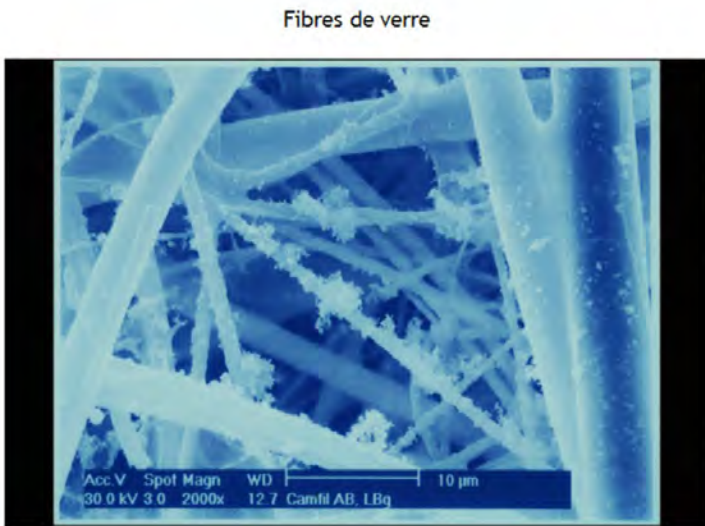
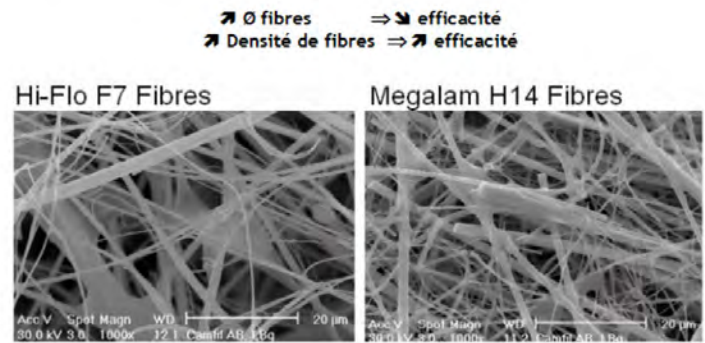
Source: <https://utils.xpair.com/librairie.htm>

- Les filtres **grossiers** : aussi appelés préfiltres, ils sont principalement utilisés en première étape de traitement de l'air et permettent de supprimer de l'air les plus grosses particules. Ils servent également en premier étage de filtration afin de protéger les filtres plus sensibles des étages suivants. Ils sont désignés par la lettre **G** (Filtration jusqu'à 10 μm - exemple : pollens).
- Les filtres **fins** : anciennement appelés filtres Opacimétriques, ils peuvent directement se mettre en premier étage de filtration. Leur principale application est le traitement approfondi de l'air dans les bâtiments de type tertiaire. Ils servent également à protéger efficacement les filtres absolus. Ils sont désignés par la lettre **F** (Filtration jusqu'à 0,1 μm - exemple : spores, bactéries).
- Les filtres **absolus** : ils sont désignés par la lettre **E**, **H** ou **U**. (Filtration jusqu'à 0,001 μm - exemple : fumées, suies).
- Les filtres **à charbon actif** : ils sont utilisés pour arrêter les contaminants au niveau moléculaire. Ils permettent d'arrêter les odeurs (cuisine par exemple), de protéger les process, ou d'assurer la sûreté des installations nucléaires. (Filtration jusqu'à 0,1 nm soit 0,0001 μm - exemple : molécules gazeuses).

EPFL

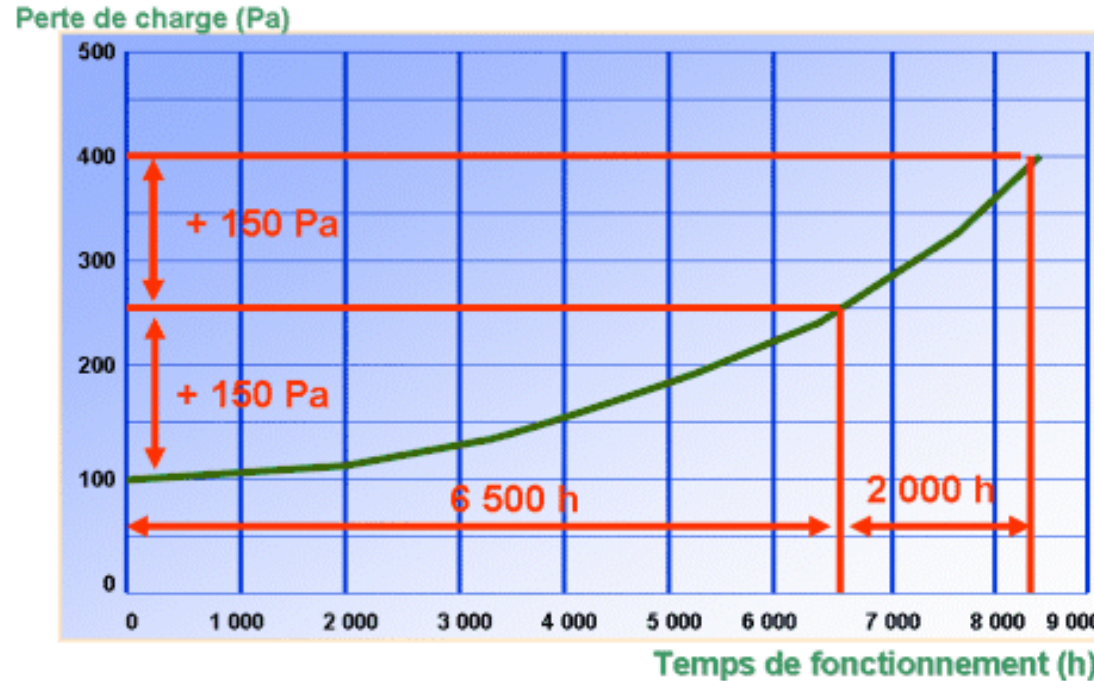
Module 2.3.4 : Les fibres

Le media filtrant (communément appelé le filtre) est composé de fibres synthétiques ou de fibres de verre.



Les facteurs qui influent sur la perte de charge sont la nature du media filtrant d'une part et la structure du filtre (construction) d'autre part. De plus, l'encrassement du filtre tend aussi à faire augmenter ce chiffre (plus le filtre a bloqué des poussières et moins l'air le traverse facilement).

On constate ainsi que la durée de vie du filtre influe directement sur la perte de charge.
Exemple en air atmosphérique :



la perte de charge augmente considérablement (+ 100% de perte en 30 % du temps)

Efficacité du filtre (simple fibre)
est définie par:

$$E = 1 - e^{-E_S S}$$

$$E_S = E_R + E_D$$

$$S = \frac{4 \cdot 10^6 \cdot L \cdot a}{\pi \cdot d_f}$$

$$E_D = 1.6125 \left(\frac{1-a}{F_K} \right)^{\frac{1}{3}} Pe^{-\frac{2}{3}}$$

$$E_R = \frac{1}{\varepsilon} \left(\frac{1-a}{F_K} \right) \left(\frac{N_r^2}{1+N_r} \right)$$

S = surface projetée de la fibre, sans dimension [-]
 E_S = efficacité d'une fibre, fractionnaire [-]
 L = longueur du media en direction du flux [m]
 d_f = diamètre de la fibre, [mm]
 a = fraction volumique du media, [m³/m³]

E_R = efficacité par interception, fractionnaire
 E_D = efficacité par diffusion, fractionnaire
 F_K = facteur hydrodynamique de Kuwabara
 Pe = Nombre de Péclet, sans dimension
 Nr = paramètre d'interception, sans dimension

$$D_d = \sigma \cdot k \cdot T$$

$$N_r = \frac{d_p}{d_f}$$

$$\sigma = \frac{C_h}{3 \cdot 10^{-6} \cdot \pi \cdot \eta \cdot d_p}$$

$$F_K = a - \frac{\left(a^2 + \frac{2}{n \cdot a} + 3 \right)}{4}$$

$$Pe = \frac{10^{-6} \cdot v \cdot d_f}{D_d}$$

$$C_h = 1 + \left(\frac{\lambda}{d_p} \right) \left(2.492 + 0.84 \cdot e^{\frac{-0.435 \cdot d_p}{\lambda}} \right)$$

s = mobilité de la particule, [Ns/m]

k = constante de Boltzman's, 1.3708×10^{-23} [J/K]

T = température, [K]

v = vitesse du fluide, [m/s]

D_d = coefficient de diffusion de la particule, [m²/s]

η = viscosité absolue du gaz, [N·s/m²]

C_h = Facteur de Cunningham, [-]

d_p = diamètre de la particule, μ m

N_r = paramètre d'interception, [-]

a =fraction volumique du media [m³/m³]

ε = facteur de correction pour l'inhomogénéité, [-]

λ = chemin libre moyen de la molécule gaz, [0.067 μ m]

Cas des multifibres (fibres de diamètre différents)

Efficacité du filtre est définie par:

$$\begin{aligned}
 & \boxed{E = 1 - e^{-E_S S}} \\
 & \begin{aligned}
 & \nearrow E_S = E_R + E_D \quad \rightarrow \quad E_D = 1.6125 \left(\frac{1-a}{F_K} \right)^{\frac{1}{3}} Pe^{-\frac{2}{3}} \\
 & \searrow S = \frac{4 \cdot 10^6 \cdot L \cdot a_i}{\pi \cdot d_{f,i}} \quad \rightarrow \quad E_R = \frac{1}{\varepsilon} \left(\frac{1-a}{F_K} \right) \left(\frac{N_r^2}{1+N_r} \right)
 \end{aligned} \\
 & \quad \quad \quad \curvearrowright E_S \cdot S = \sum E_{S,i} \cdot S_i
 \end{aligned}$$

d_{fi} = diamètre de la fibre i

a_i = fraction volumique de la fibre i , [m³/m³]

Module 2.4

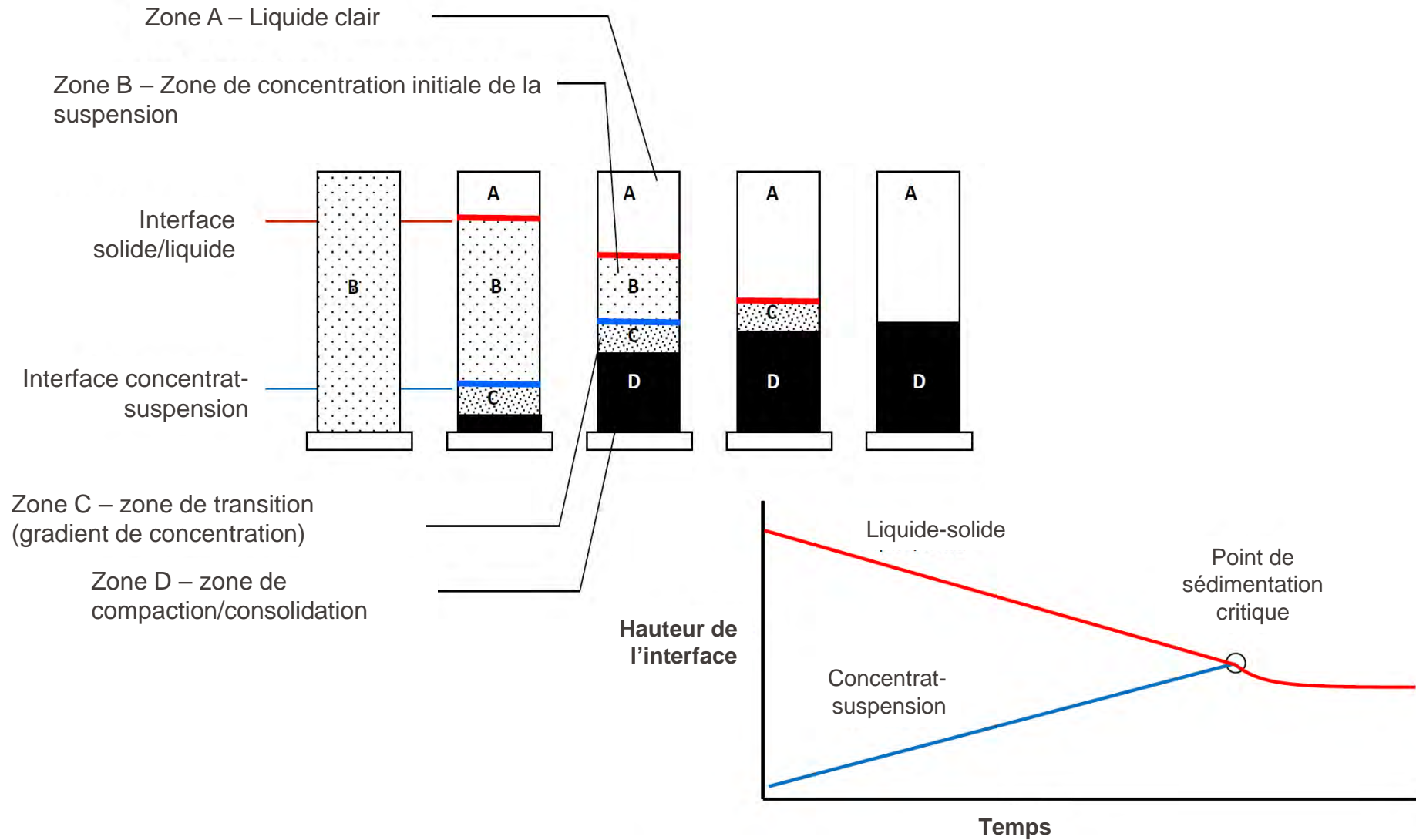
La décantation est une opération de séparation mécanique basée sur la différence de gravité entre des phases non miscibles, dont au moins l'une est liquide.

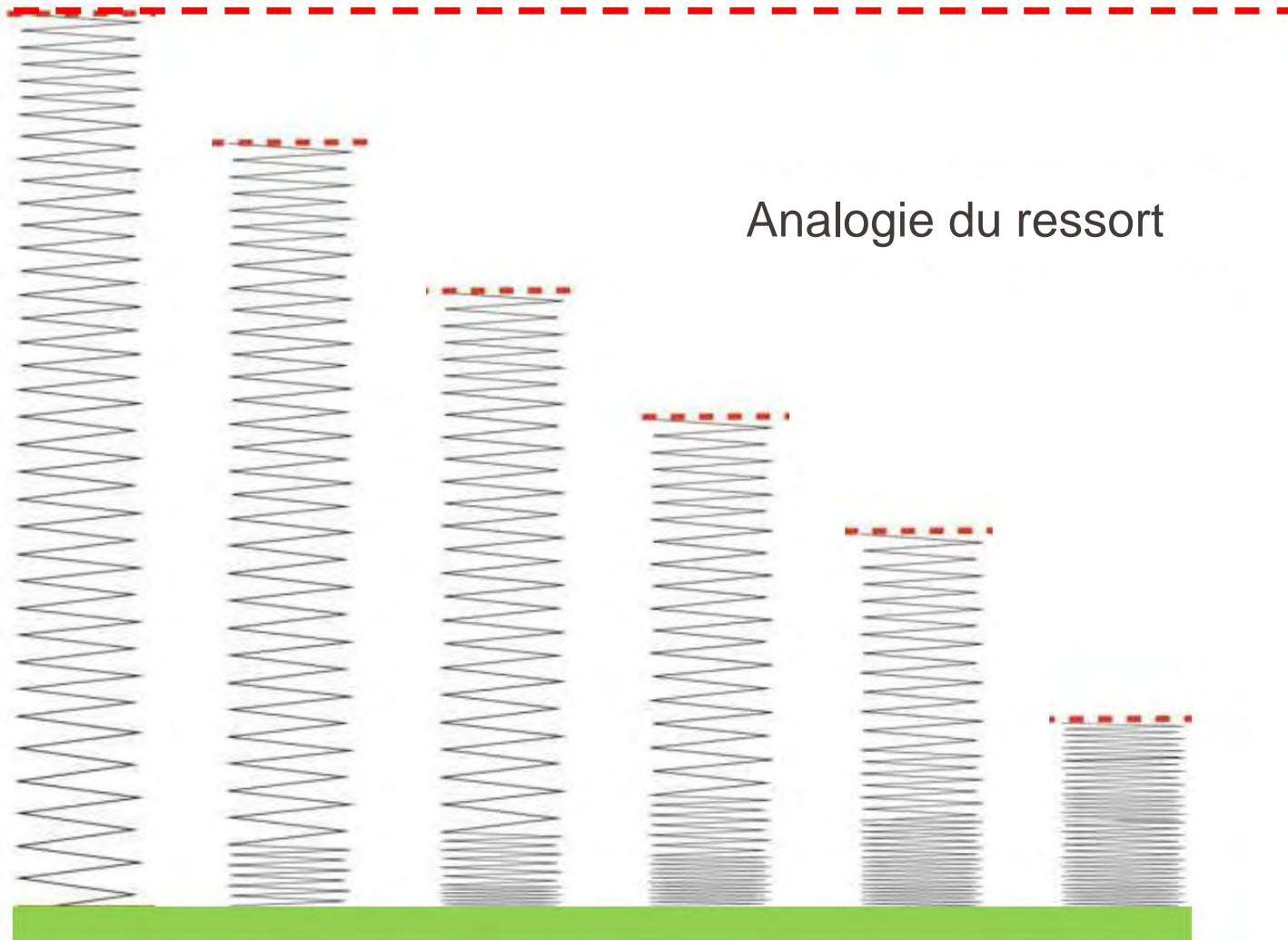
Elle permet de séparer des phases liquides ou de séparer une phase solide en suspension dans une phase liquide..

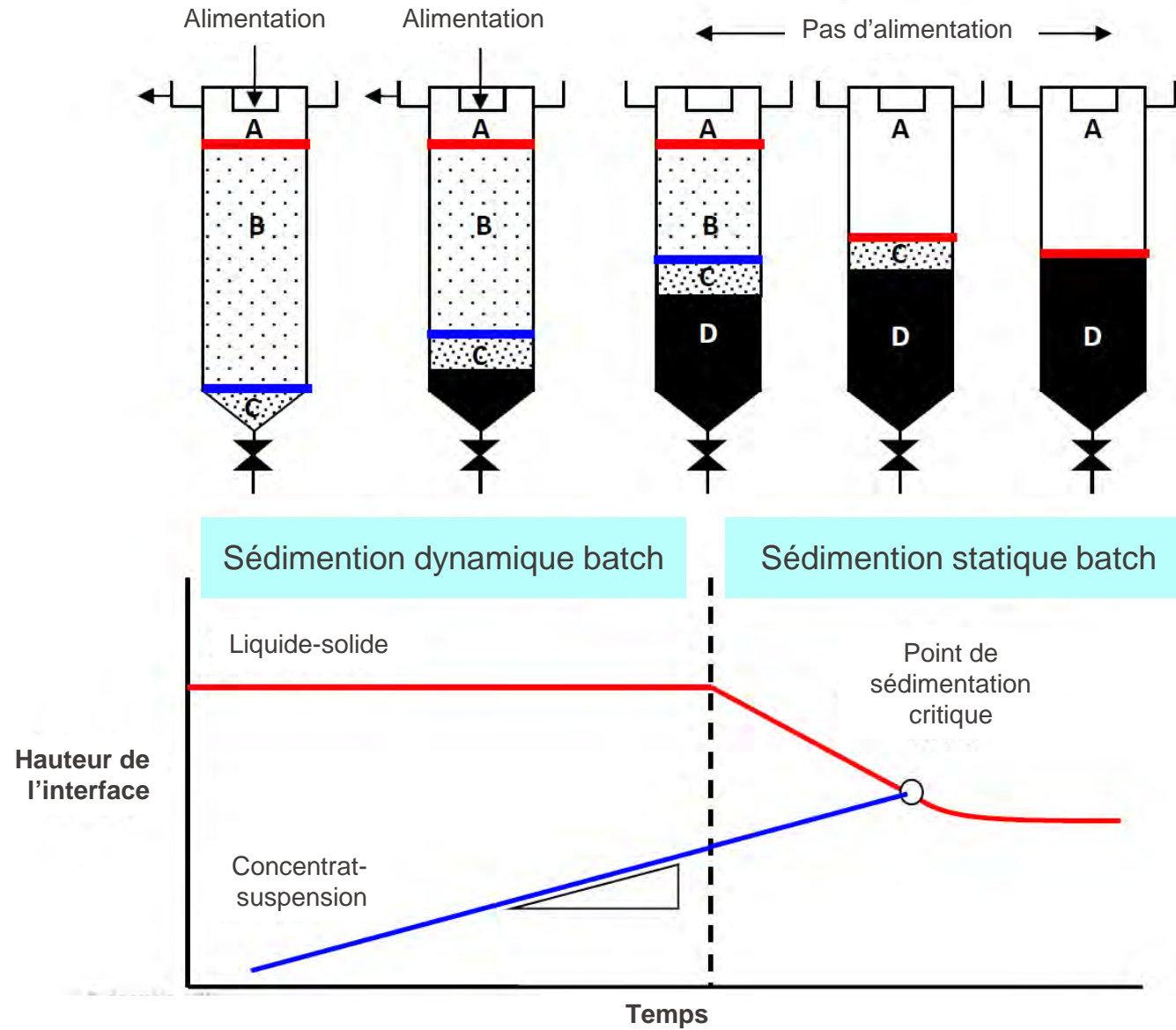
2.4 Sédimentation et décantation

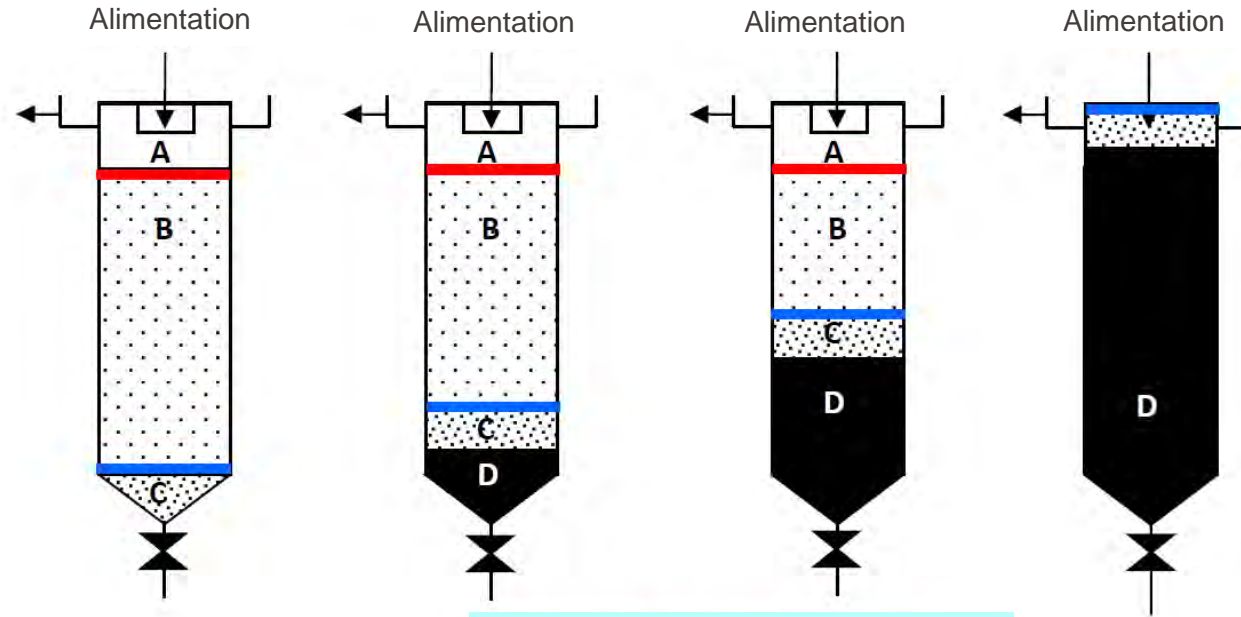
2.4.1 Bases de la sédimentation

Module 2.4.1 : Sédimentation batch statique

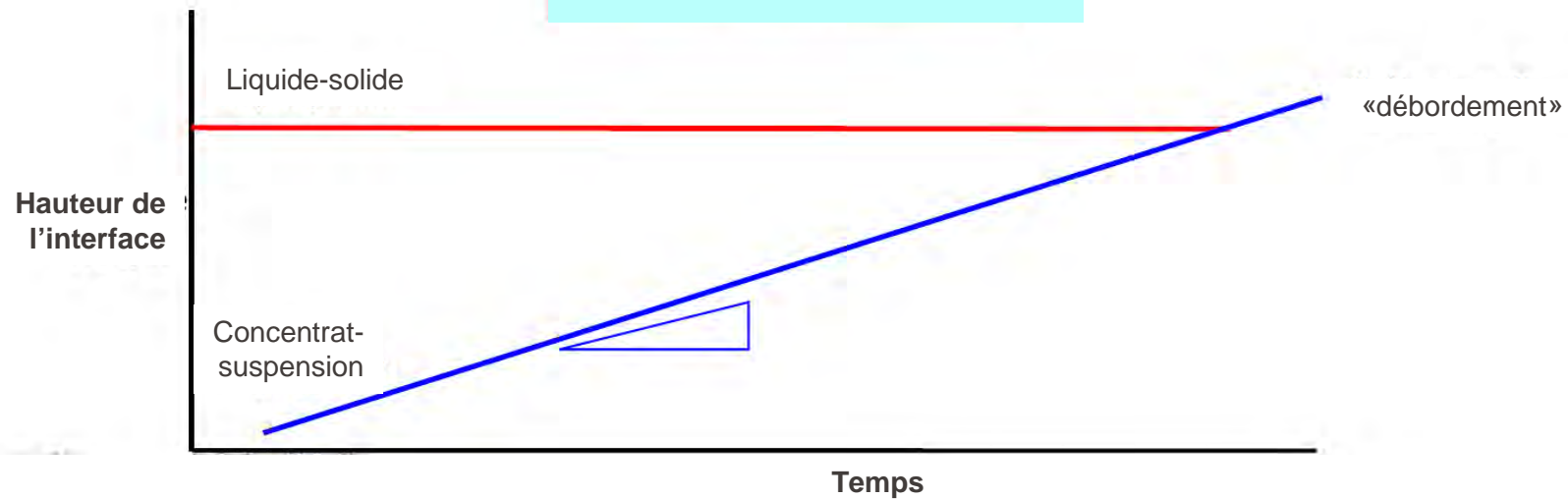


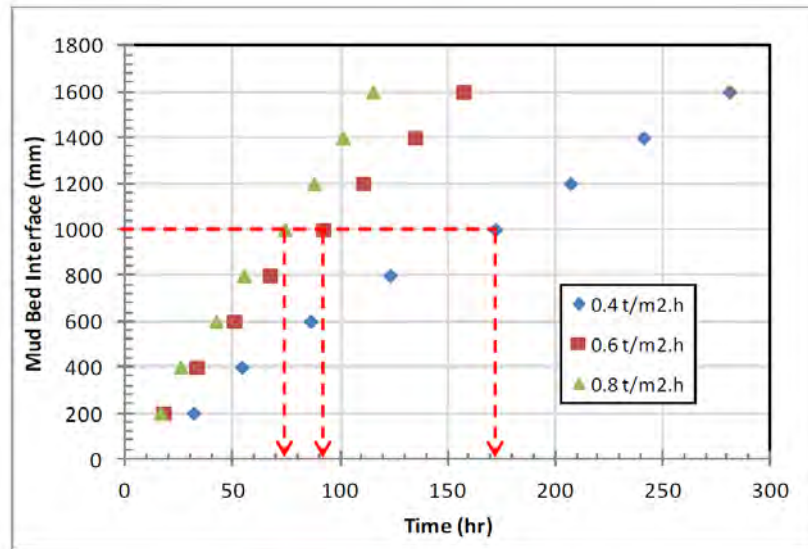




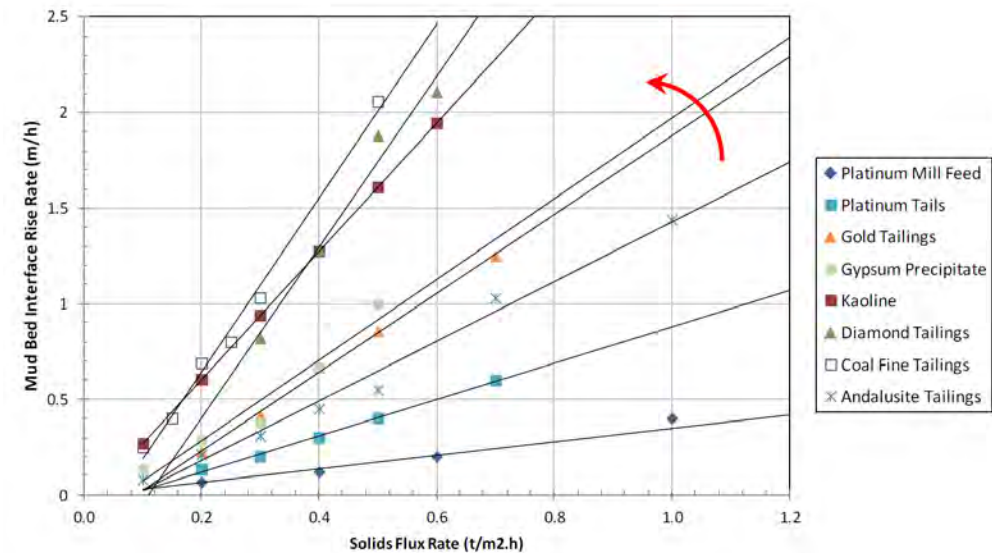


Sédimentation dynamique batch

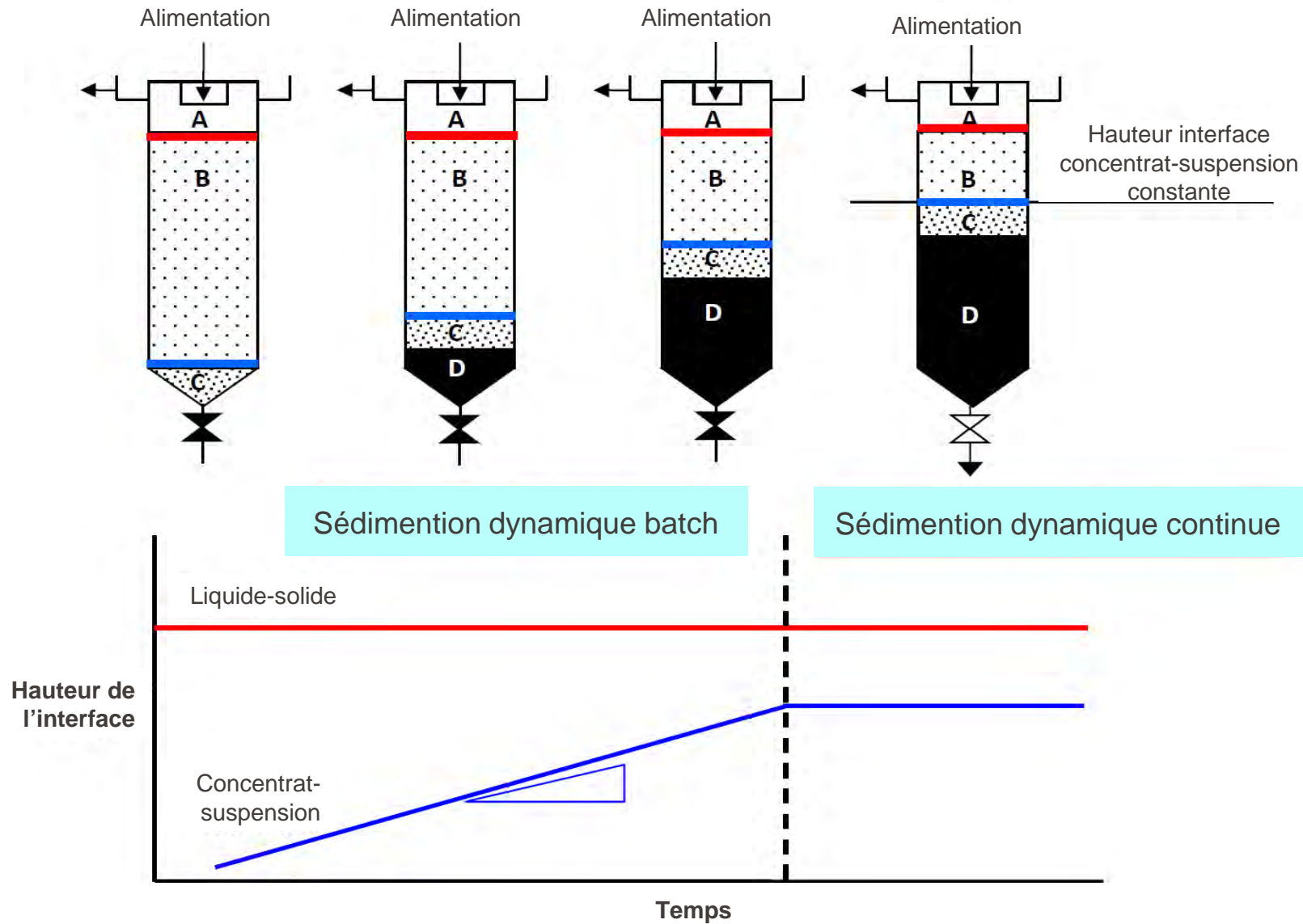


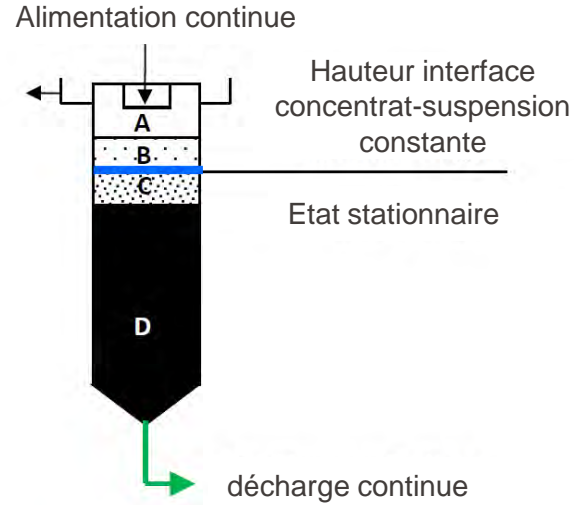


Pour la même suspension la construction du concentrat est fonction de la vitesse d'alimentation

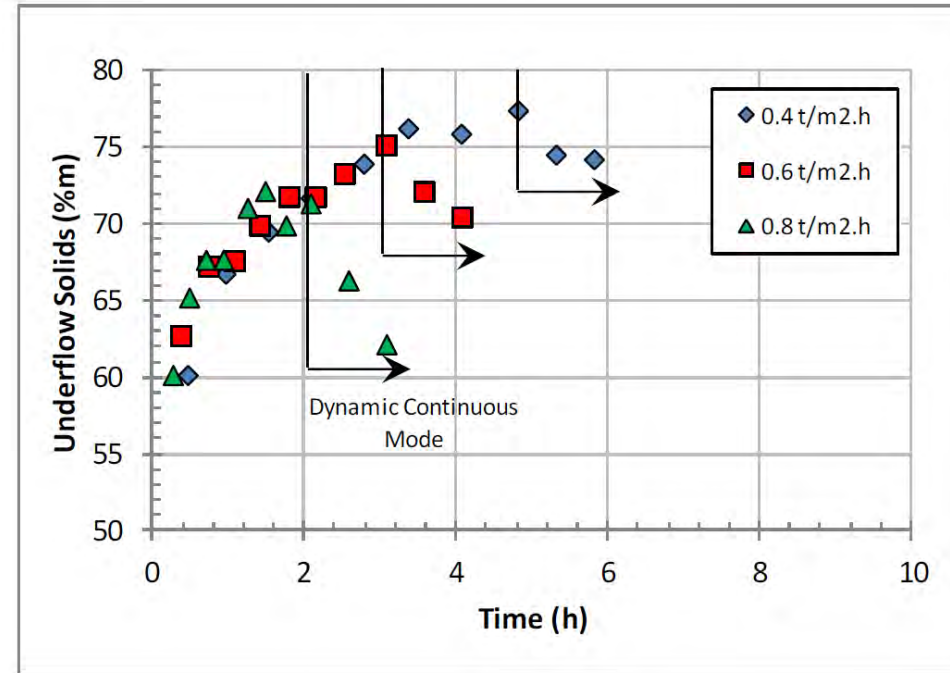


Pour différentes suspensions la construction du concentrat est fonction du type de minéraux

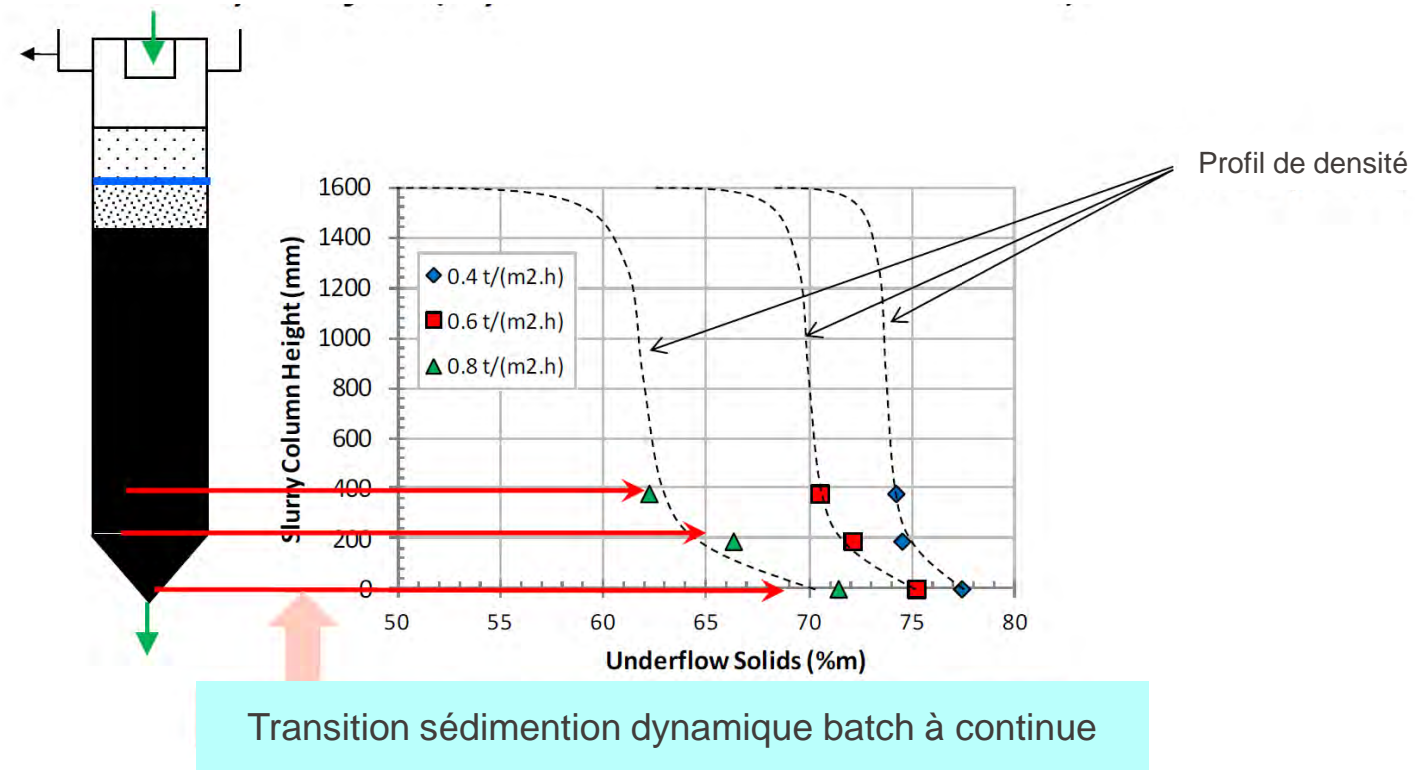




Sédimentation dynamique continue



La construction du concentrat montre une transition entre le mode dynamique batch et continu



Décrit un profil de densité d'un élément de la suspension alors qu'il traverse la colonne de haut en bas en fonction du débit (temps de séjour réel)

Module 2.4.2

2.4 Sédimentation et décantation

2.4.2 Sédimentation

- Le procédé de séparation par sédimentation, arrangement dans un champ de force (gravitationnelle, centrifuge, magnétique, électrique, ...) prend avantage de la différence de densité entre les phases solide et liquide.
- Le solide coule dans le fluide sous des conditions contrôlées. Il constitue une zone plus concentrée ou sédiment.
- Dans le procédé inverse de flottation ("flotation"), les particules s'élèvent dans le liquide, en raison d'une densité naturelle ou induite du solide faible.
- La sédimentation est réalisée sur différents types de matières solides en suspension, parmi lesquelles on peut distinguer deux comportements opposés :
 - celui des particules grenues, qui décantent indépendamment les unes des autres
 - celui des particules plus ou moins floculées, qui ont des vitesses de chute variables, fonction de la taille des floes et de leur abondance.

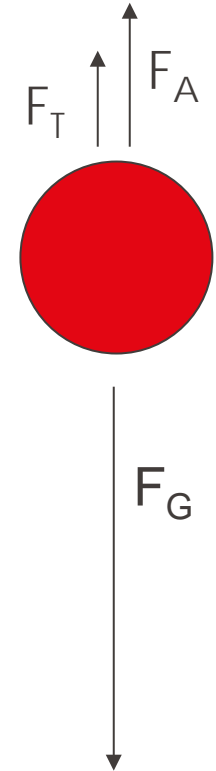
Cas 1: Suspension diluée, particule isolée

loi de Stokes

$$v_{\text{lim}} = \sqrt{\frac{4d}{3C_x} \left(\frac{\rho_s}{\rho_f} - 1 \right) \cdot g}$$

$$\text{Re} = \frac{v_{\text{lim}} \cdot \rho_f \cdot d}{\mu_f}$$

vitesse limite de chute



Dans un fluide, un solide en mouvement libre est soumis à trois forces :

- F_G : son poids, fonction de sa masse volumique (ρ_s), de son volume et de l'accélération gravitaire (g) ;
- F_A : la poussée d'Archimède, fonction de la masse volumique du fluide (ρ_f), du volume du solide et de l'accélération (g) ;
- F_T : les forces de frottement (trainée), fonction du carré de la vitesse relative du solide par rapport au fluide, du maître-couple (surface de la projection, égale à $\pi d^2/4$ pour une sphère de diamètre d) et du coefficient de traînée du solide dans le fluide (C_x), qui varie en fonction de la forme et du nombre de Reynolds (Re) de la particule (μ_f :viscosité dynamique du fluide).

Module 2.4.2 : Vitesse de sédimentation (2)

Re	C_x	V_{lim}	Domaine
$< 10^{-4}$	La loi de Stokes ne s'applique pas, car le mouvement des particules est influencé par le mouvement brownien		
10^{-4} à 1	$24/Re$	$0.545 (\rho_s - \rho_f) \mu_f^{-1} d^2$	Régime laminaire
1 à 10	$26/Re^{0.77}$	$0.57 (\rho_s - \rho_f)^{0.814} \mu_f^{-0.625} d^{1.439}$	Régime de transition
10 à 10^2	$20/Re^{0.65}$	$0.73 (\rho_s - \rho_f)^{0.741} \mu_f^{-0.481} d^{1.222}$	
10^2 à 10^3	$4.92/Re^{0.346}$	$1.81 (\rho_s - \rho_f)^{0.604} \mu_f^{-0.209} d^{0.813}$	
10^3 à $2 \cdot 10^5$	0.44	$5.40 (\rho_s - \rho_f)^{0.5} d^{0.5}$	Régime turbulent

Cas 2: Suspension concentrée, **concentration > 0.5% masse**

Dès que la concentration volumique en solides devient élevée (**> 0,5 %**), les interactions entre particules ne sont plus négligeables. La sédimentation est gênée et la vitesse de décantation freinée. Les particules adhèrent entre elles et la masse décanse en piston avec une interface nette entre les boues et le liquide surnageant.

En régime laminaire ($Re < 1$) et en milieu newtonien, on peut admettre que la viscosité cinématique équivalente d'une suspension (ν_m) et sa masse volumique (ρ_m) s'expriment approximativement à partir de celles du liquide (ν_f et ρ_f). D et D_{lim} , dilutions (volume du liquide par unité de masse de solides) de la suspension et de la boue en fin de sédimentation (tassement), respectivement.

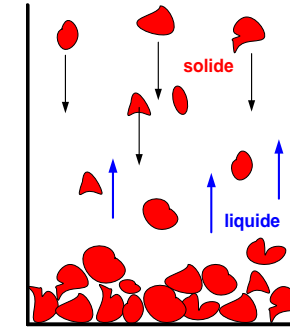
$$\nu_m = \nu_f \frac{D + \left(\frac{1}{\rho_s}\right)}{D - D_{lim}} \quad \text{et} \quad \rho_m = \frac{D \cdot \rho_f + 1}{D + \left(\frac{1}{\rho_s}\right)}$$

$$\nu_{lim} = 0.545 \frac{(\rho_s - \rho_f)(D - D_{lim})d^2}{\left(\frac{1}{D} + \rho_f\right)\left(D + \frac{1}{\rho_s}\right)\nu_f}$$

vitesse limite de chute
loi de Stokes

Souvent, la résolution de l'équation de Stokes est lacunaire, on utilise dans ce cas la corrélation de Hawksley (écoulement laminaire, $Re_p < 2$):

$$v_{\text{lim}} = d^2 \cdot \frac{\rho_s - \rho_L}{18 \cdot \mu_L} \cdot g$$

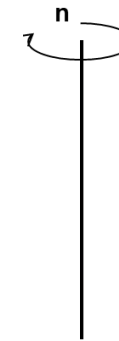


gravité

Pour les systèmes rotatifs cela devient:

$$v_{\text{lim}} = d^2 \cdot \frac{\rho_s - \rho_L}{18 \cdot \mu_L} \cdot r \cdot \omega^2$$

ω : vitesse angulaire



Force centrifuge

Module 2.4.3

2.4 Sédimentation et décantation

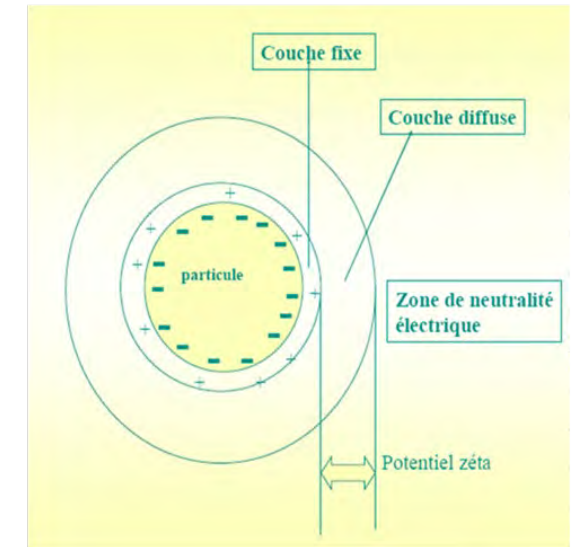
2.4.3 Flocculation

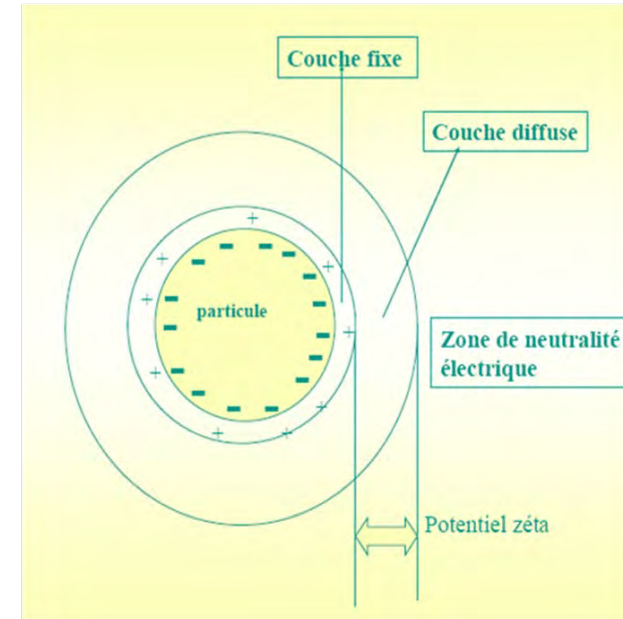
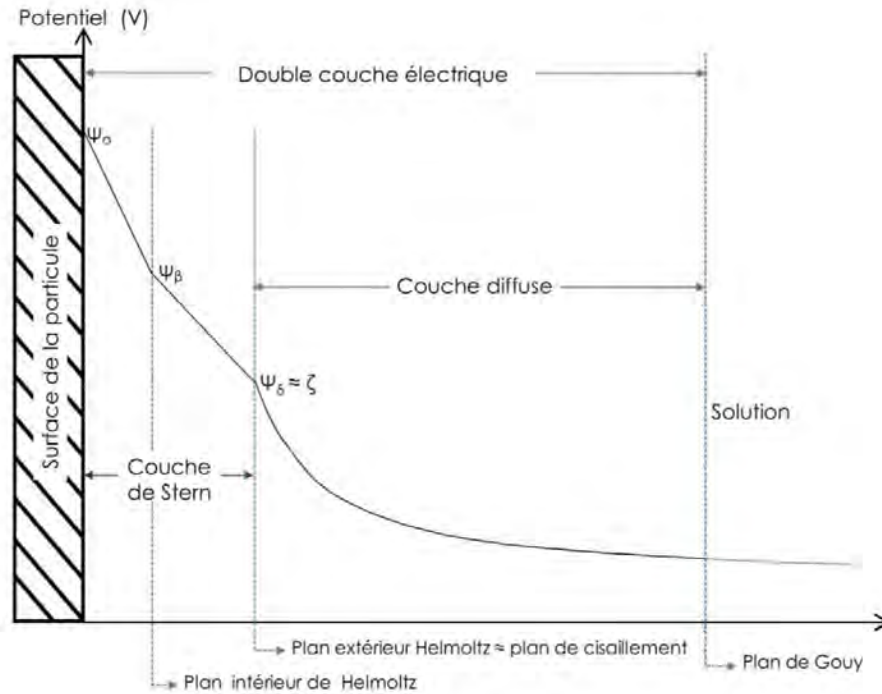
La vitesse de sédimentation est très faible pour les petites particules et les petites différences de densité. Il existe plusieurs options pour l'améliorer :

- agrandissement de la taille des particules (floculation, coagulation, précipitation et cristallisation)
- augmentation de la force agissante (champs de forces centrifuges, magnétiques et électriques)
- diminution du temps de rétention par raccourcissement du trajet de sédimentation ou augmentation de l'aire disponible

Mécanismes de la coagulation :

- **Déstabilisation:** Neutralisation de la charge (en surface) des colloïdes en ajoutant des ions positifs, tels que des sels métalliques ou minéraux.
- Théorie de la **double couche**: Les colloïdes chargés négativement sont entourés d'une couche fixe d'ions positifs, qui se dissipe dans une couche diffuse. Le potentiel diminue progressivement pour atteindre la neutralité dans la solution, ce qui forme le potentiel zêta.
- **Le potentiel Zêta** caractérise les forces de répulsion entre les particules et se détermine en mesurant la vitesse de déplacement d'une particule soumise à un champ électrique (qui doit être annulé).





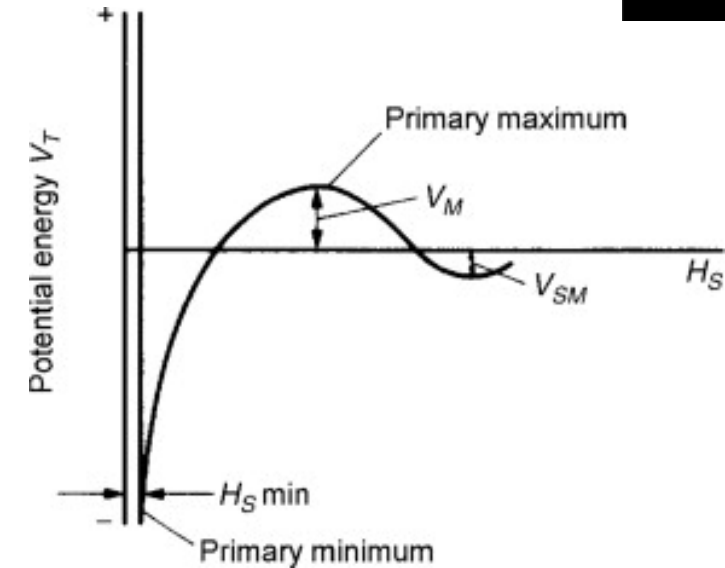
Le modèle de la double couche, suppose un arrangement des ions en deux couches distinctes au voisinage de la particule:

- La première couche est supposée rigide et constituée d'ions (hydratés ou non) fixés à la surface de la particule. Encore appelée couche fixe ou couche de Stern, son épaisseur est faible, de l'ordre du rayon d'un contre-ion hydraté.
- Plus épaisse, l'autre couche appelée couche diffuse, est composée d'ions (co-ions et contre-ions) dont la distribution est déterminée à la fois par les interactions électrostatiques avec la surface de la particule et les mécanismes de diffusion liés à l'agitation thermique. Cette diffusion tend à rétablir l'équilibre ionique entre la couche diffuse et la solution.



L'interaction des forces entre les particules dans les sols lyophobes peut être interprétée en termes de la théorie de Derjaguin et Landau et Verwey et Overbeek. La théorie **DLVO** considère que l'énergie potentielle d'interaction entre une paire de particules se compose de deux composantes:

- A. un composant répulsif V_R résultant du chevauchement des deux couches électriques, et
- B. une composante V_A due à l'attraction van der Waals découlant d'effets électromagnétiques.



$$V_T = V_R + V_A$$

$$V_R = \frac{64\pi \cdot r_p \cdot n_i \cdot k_b \cdot T \cdot \gamma^2 \cdot e^{-\kappa H_s}}{\kappa^2} ; \gamma = \frac{\exp(Z \cdot e_c \cdot \psi_\delta / 2 \cdot k_b \cdot T) - 1}{\exp(Z \cdot e_c \cdot \psi_\delta / 2 \cdot k_b \cdot T) + 1} ; \kappa = \left(\frac{2 \cdot e_c \cdot n_i \cdot Z^2}{\epsilon \cdot k_b \cdot T} \right)^{0.5}$$

$$V_A = -\frac{A \cdot r_p}{12H_s}$$

A : Constante de Hamaker [J]

r_p : rayon de particule [m]

n_i : nombre de ions par unite de volume [m^{-3}]

k_b : Constante de Boltzmann ($= 1.38 \times 10^{-23}$ J/K)

H_s : séparation entre surfaces des particules [m]

ϵ : permittivité [$\text{s}^4\text{A}^2/\text{kg m}^3$]

Z: valence du ion

ψ_δ : potentiel de Stern [V]

La concentration en électrolyte permettant de coaguler un sol est définie par:

$$V_T = 0 \quad \text{et} \quad \frac{dV_T}{dH_s} = 0$$

Ce qui donne

$$C_c = \frac{9.75 B^2 \cdot \varepsilon^3 \cdot k_b^5 \cdot T^5 \cdot \gamma^4}{e_c^2 \cdot N \cdot A^2 \cdot Z^6}$$

B : 3.917×10^{39} coulomb⁻²

N: nombre d'Avogadro (6.023×10^{23} molécules par mol)

Module 2.4.3 : Types de flocculants

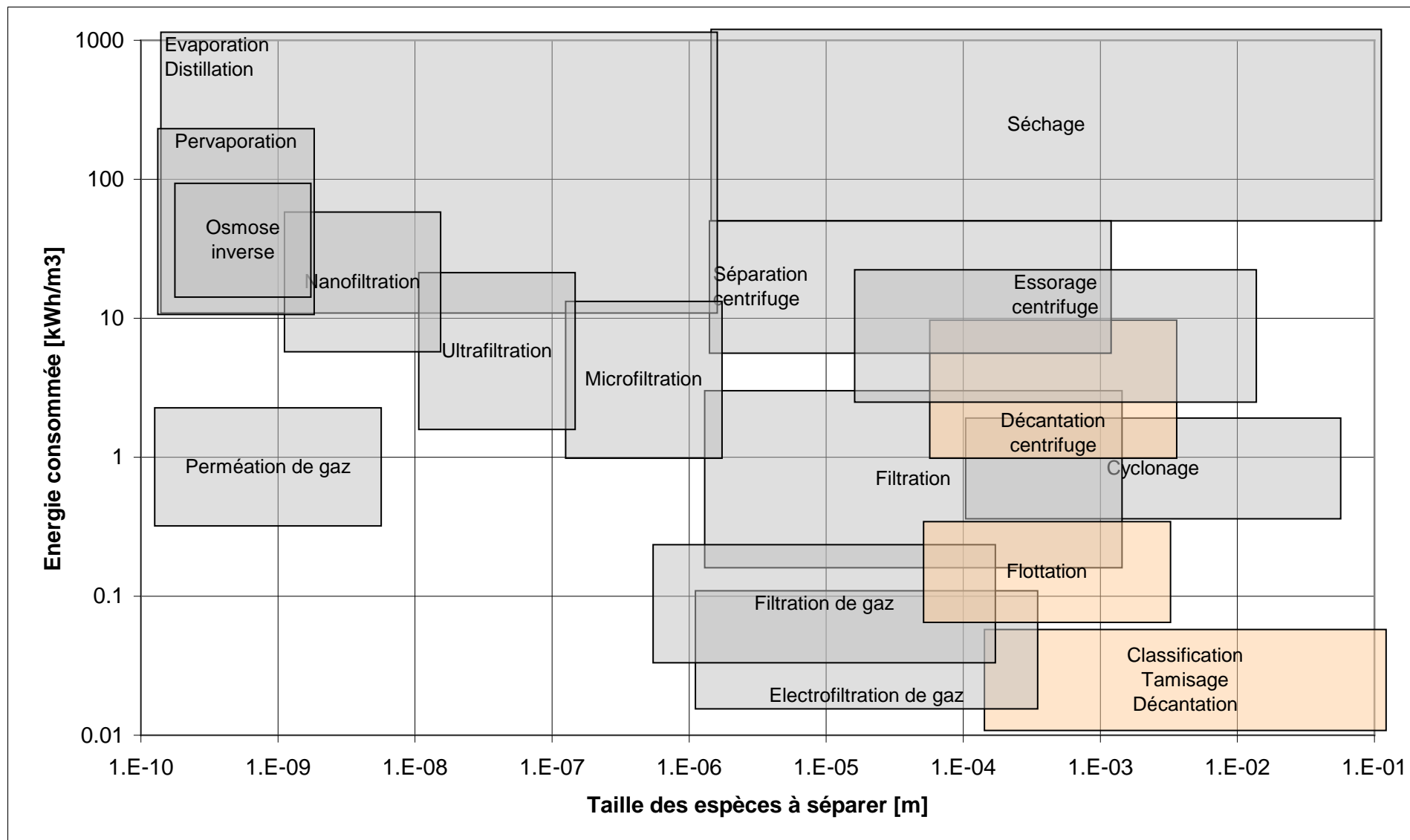
Catégorie	Type	exemple
les coagulants minéraux	sels d'aluminium	<ul style="list-style-type: none"> le sulfate d'aluminium $Al_2(SO_4)_3$ le chlorure d'aluminium $AlCl_3$, l'aluminate Al_2O_3
	polymères d'aluminium	<ul style="list-style-type: none"> polychlorures d'aluminium $(Al_n(OH)_p(Cl)_{3n-p})$ polychlorosulfates d'aluminium $Al_n(OH)_p(Cl)_q(SO_4)_r$
	sels de fer	<ul style="list-style-type: none"> chlorure ferrique $FeCl_3$ sulfate ferrique $Fe_2(SO_4)_3$, le sulfate ferreux $FeSO_4$
adjuvants de floculation «naturels»	silice activée	<ul style="list-style-type: none"> $SiO_2 + H_2SO_4$
	silicoaluminate	
	autres adjuvants minéraux	<ul style="list-style-type: none"> certaines argiles (bentonite, kaolin) carbonate de calcium en poudre charbon actif en poudre sable fin
flocculants organiques (polymères naturels)	alginates	
	amidons	
	polysaccharides naturels	<ul style="list-style-type: none"> dérivés de la cellulose, gommes, tanins, etc
les coagulants organiques de synthèse	Mélatamineformaldéhyde (ou mélatamineformol)	
	épichlorhydrine diméthylamine (ou epi.DMA)	
	poly(chlorure de diallyldiméthyl-ammonium) (ou polyDADMAC)	

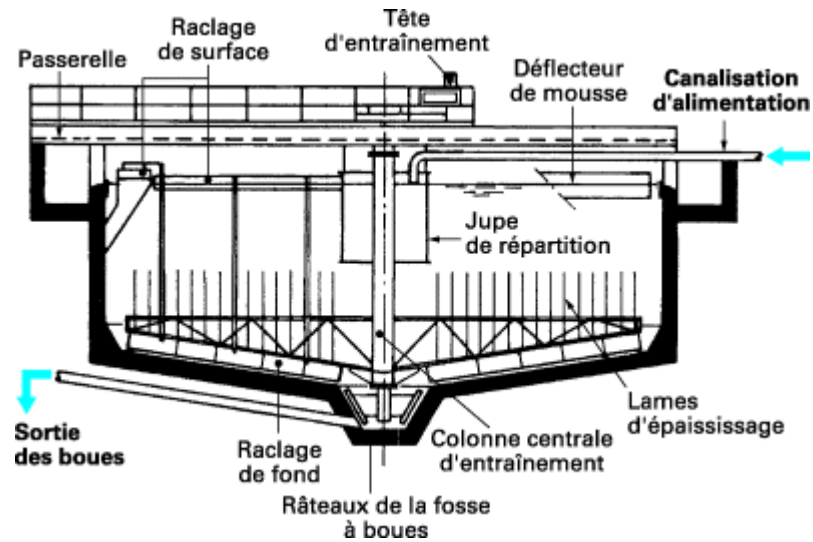
Module 2.4.4

2.4 Sédimentation et décantation

2.4.4 Technologie de sédimentation

Module 2.4.4 : Procédés de séparation



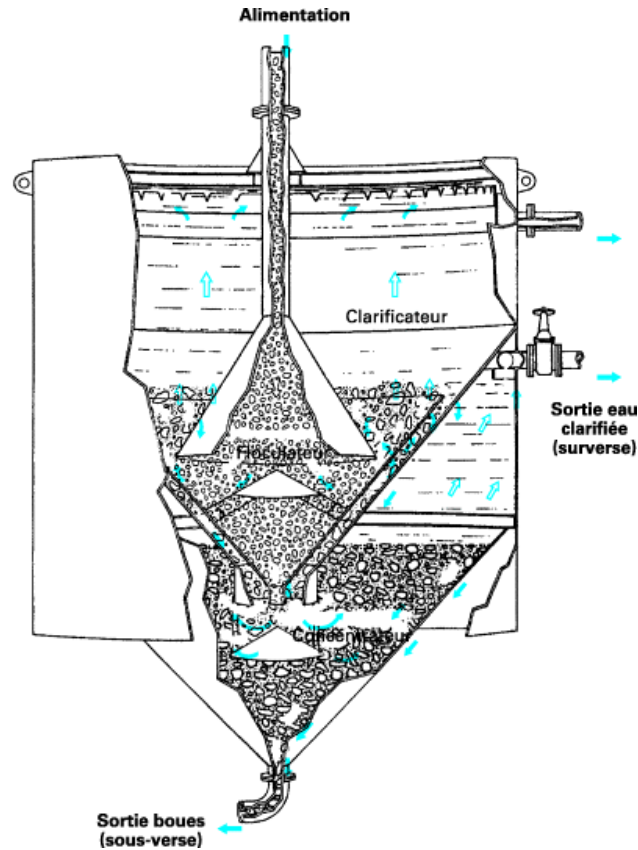


Coupe verticale du clarificateur-épaississeur CPB (Degrémont)

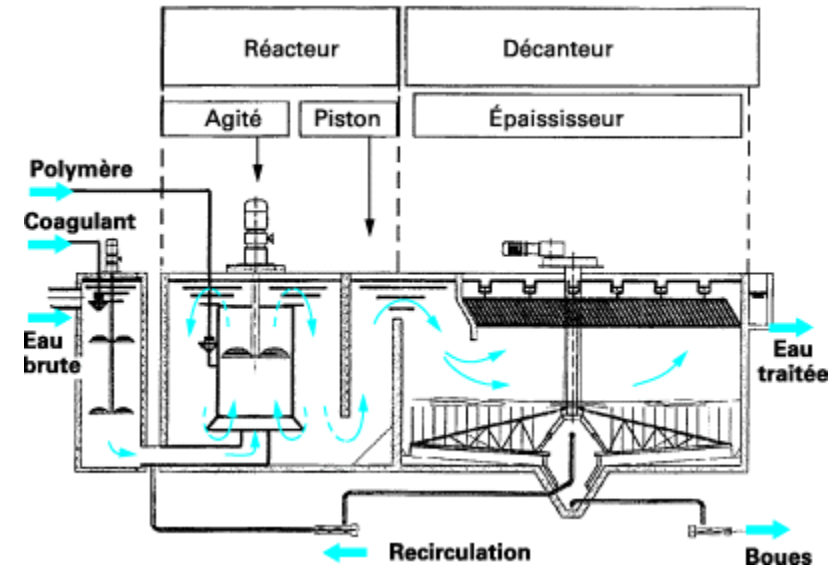
Diamètre → 100 m
Vitesse de rotation 1-30 t/heure
Souvent utilisé pour les eaux usées



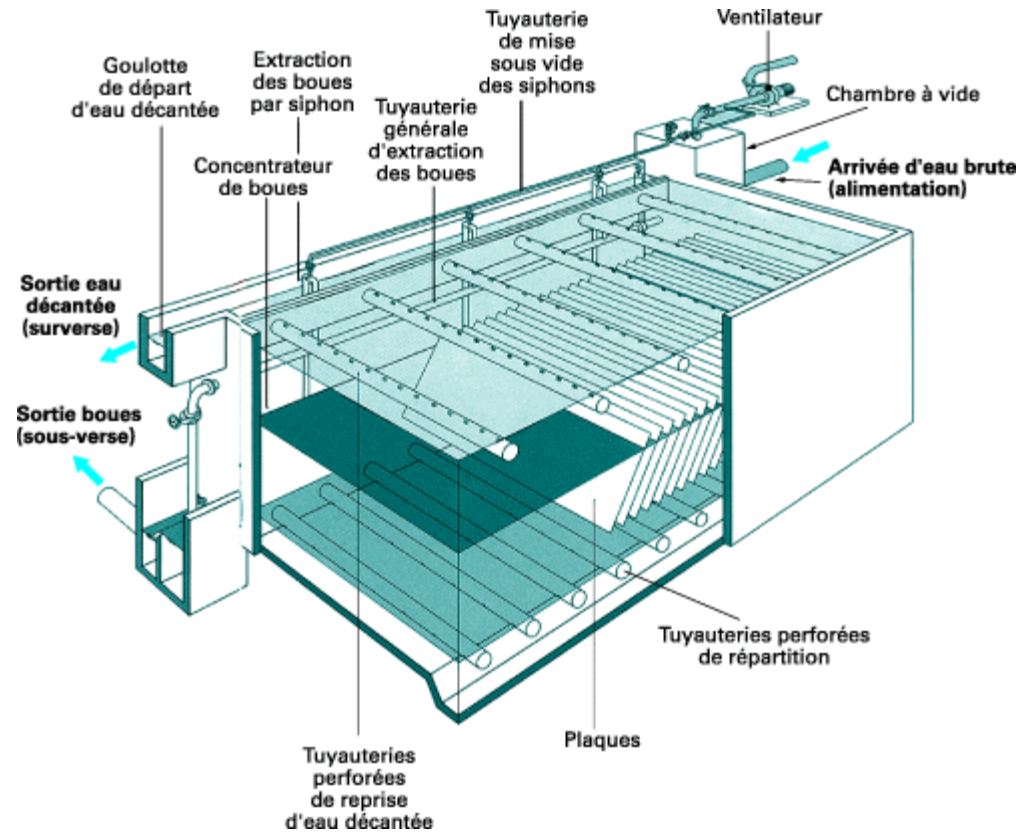
Source: Technique de l'ingénieur, 2024



Coupe verticale du clarificateur-épaississeur à lit de boues Clariflux (Neyrtec)



Coupe verticale du clarificateur-épaississeur à lit de boues Clariflux (Neyrtec)



Vue en perspective du décanteur lamellaire Superpulsator (Degrémont)

Module 2.4.4 : Sédimentation circulaire classique

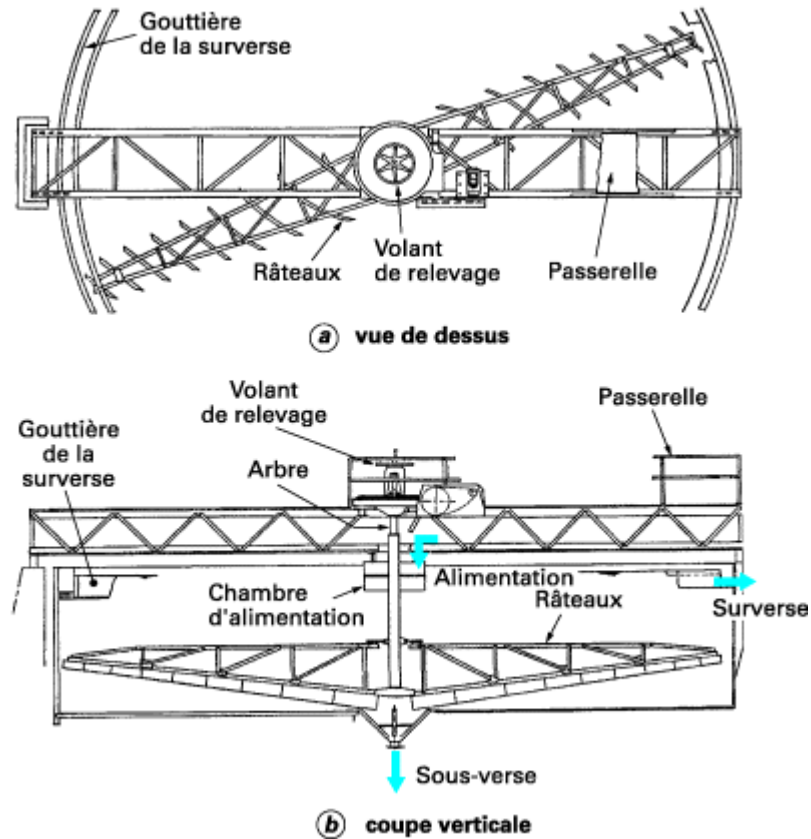
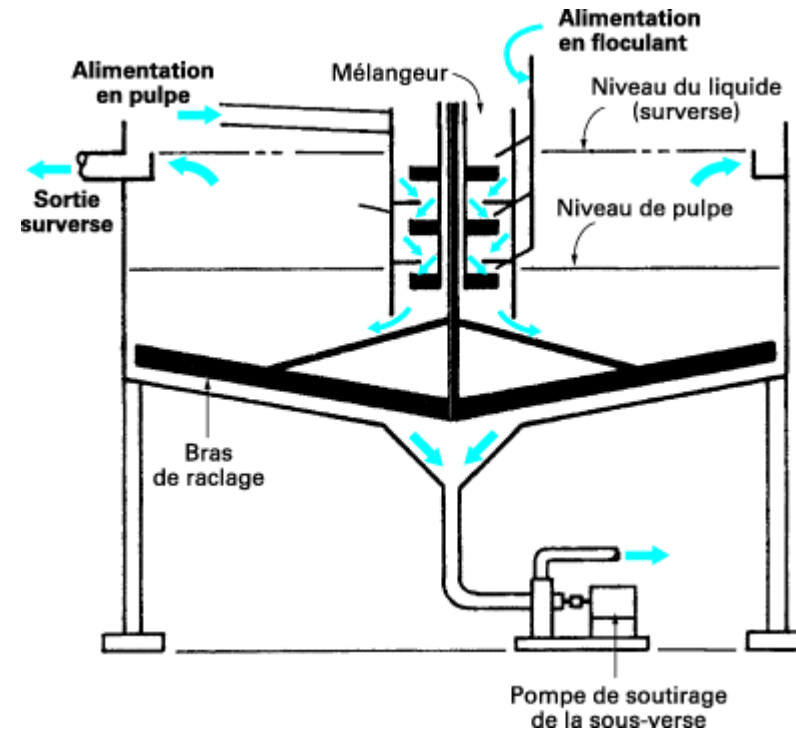
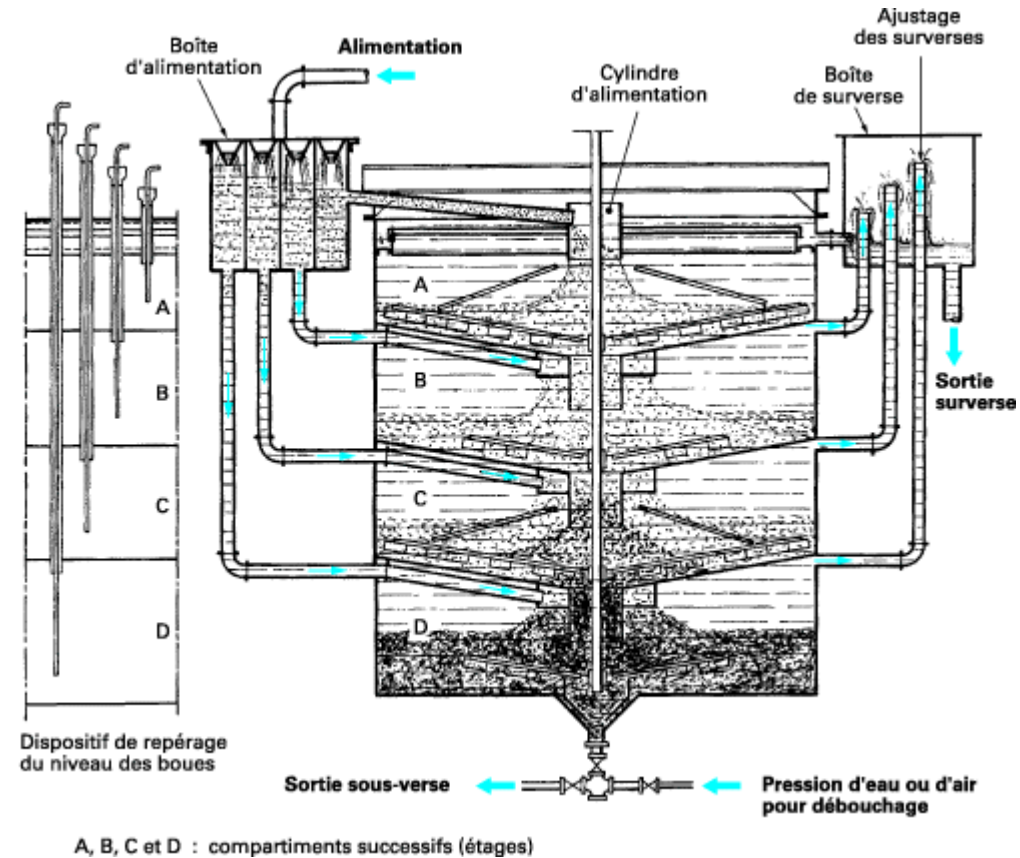


Schéma d'un décanteur circulaire classique
(pour les suspensions concentrées)

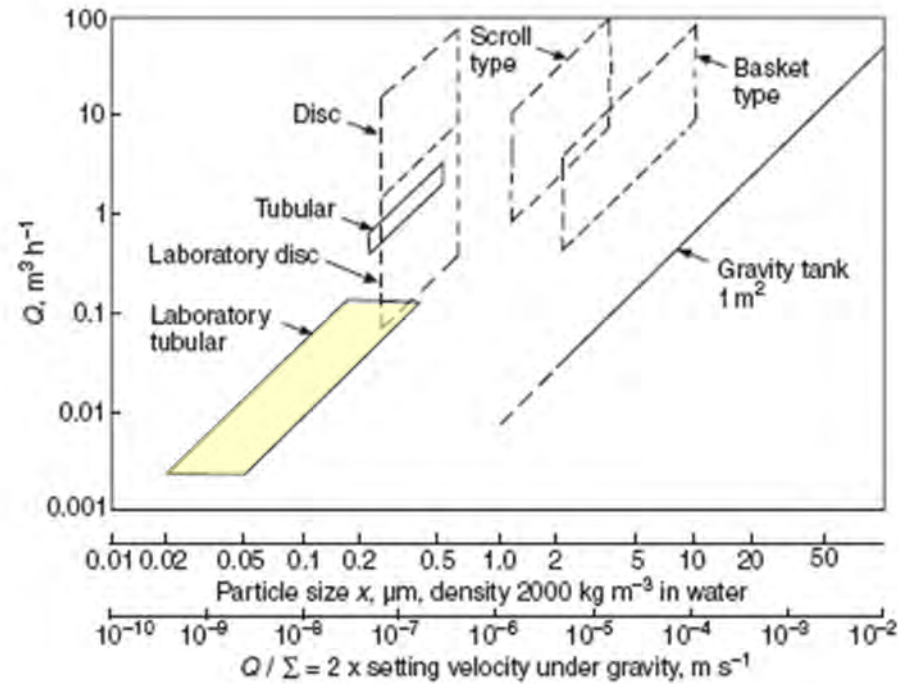


Coupe verticale du décanteur-épaississeur Hi-Capacity
(Eimco) (pour les suspensions concentrées)



Coupe verticale d'un décanteur-épaississeur à étages

Module 2.4.4 : Type de centrifugeuses (1)



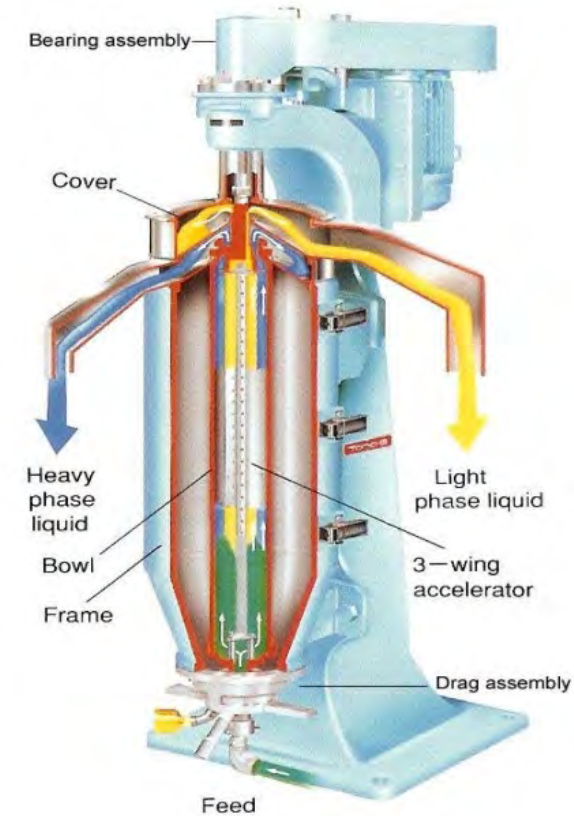
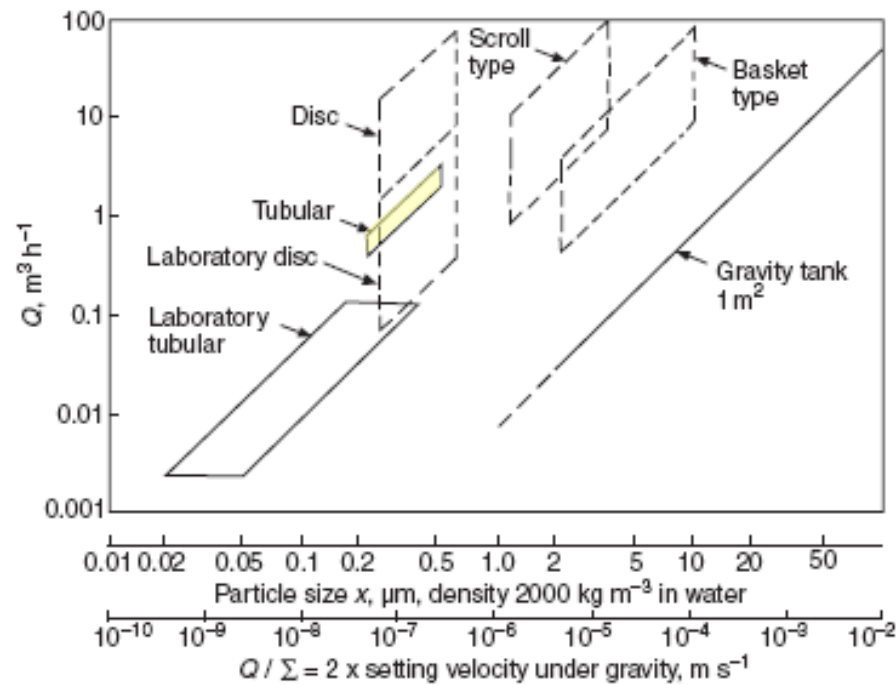
Source :L. Svarovsky, "Solid-liquid separation" et H. Axelsson et B. Madsen, "Centrifuges, Sedimenting" in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry



centrifugeuse tubulaire de laboratoire

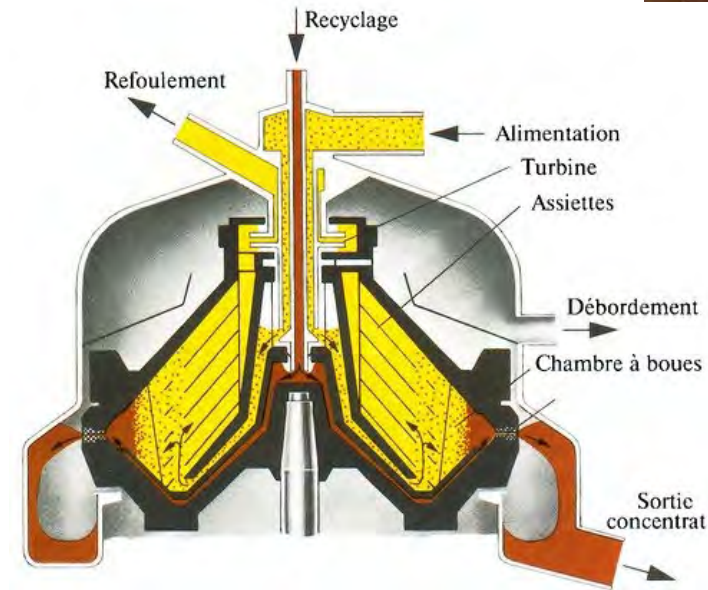
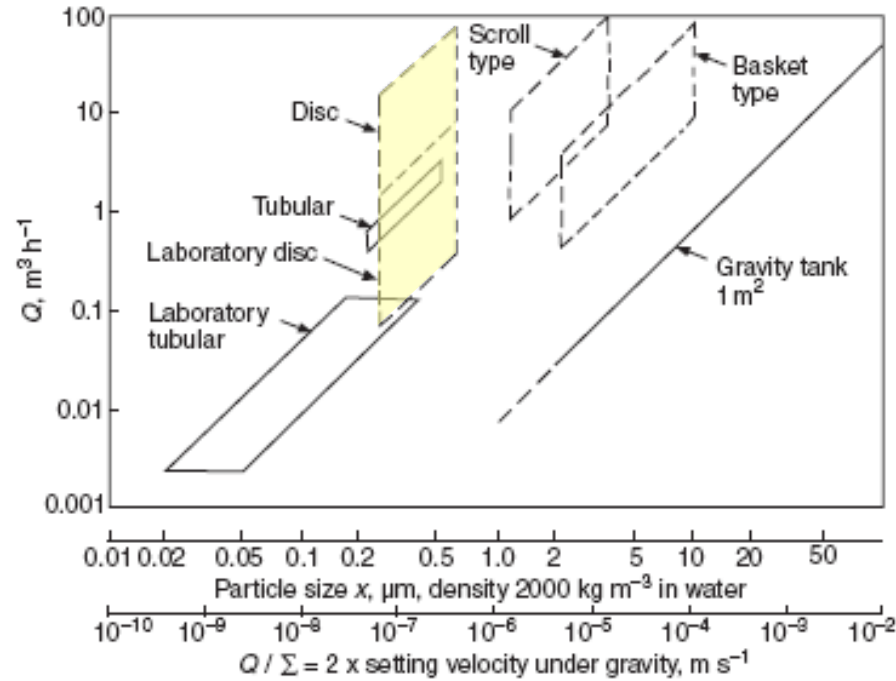
Centrifuge standard:
Vitesse $\rightarrow 5'000 \text{ t/min}$
Accélération $\rightarrow 10'000 \text{ g}$

Ultracentrifuge:
Vitesse $\rightarrow 85'000 \text{ t/min}$
Accélération $\rightarrow 700'000 \text{ g}$



centrifugeuse tubulaire

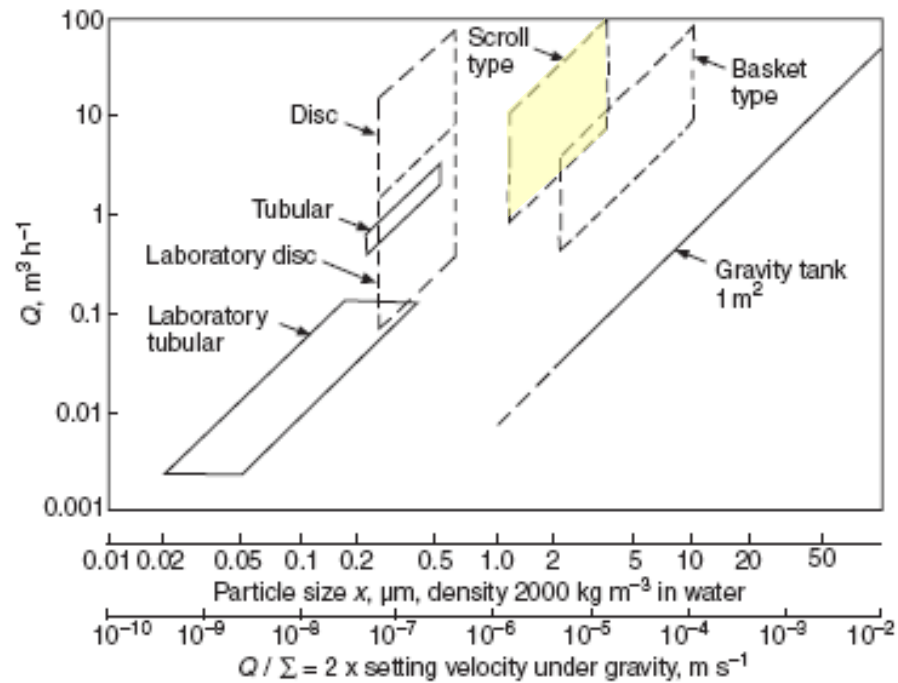
Module 2.4.4 : Type de centrifugeuses (3)



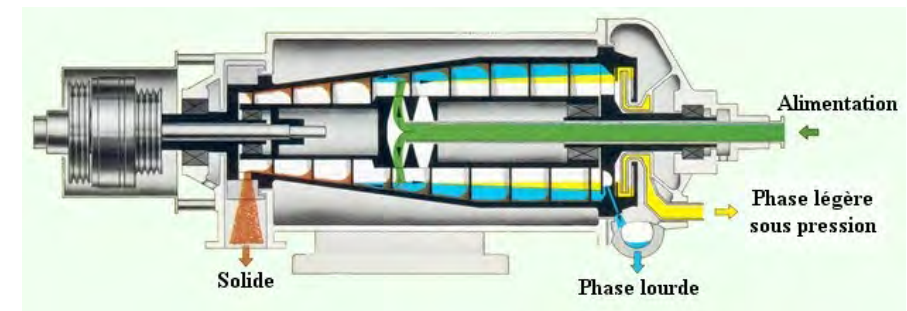
centrifugeuse à disque

Vitesse $\rightarrow 4'500 \text{ t/min}$
 Accélération $\rightarrow 7'000 \text{ g}$

Module 2.4.4 : Type de centrifugeuses (4)

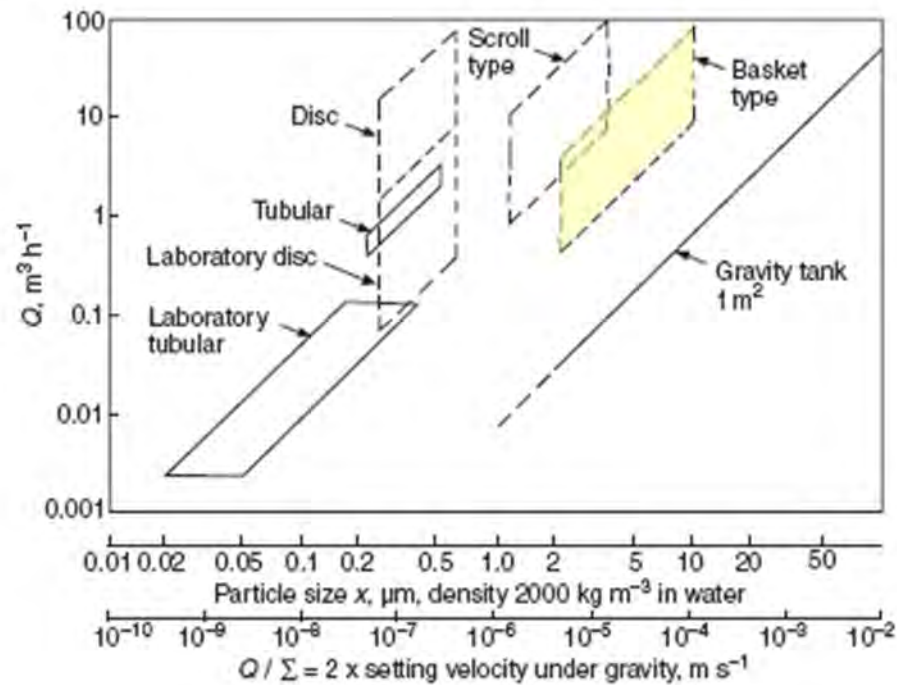


Vitesse $\rightarrow 3'000 \text{ t/min}$
 Accélération $\rightarrow 3'000 \text{ g}$

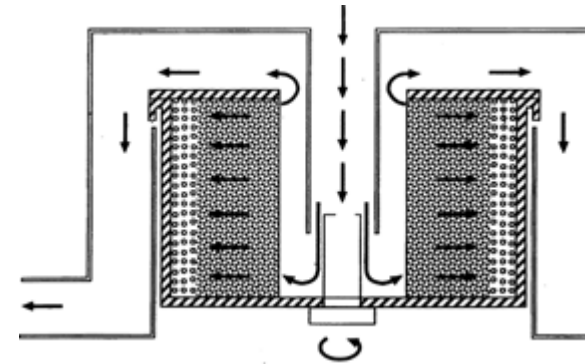


centrifugeuse type décanteur (à bol et vis)

Module 2.4.4 : Type de centrifugeuses (5)



Centrifugeuse horizontale à racloir avec herse ouvrable à 180°
 détail: système de décolmatage de la couche résiduelle à l'extérieur du panier



centrifugeuse à panier

Procédés **statiques** :

- stations d'épuration, procédés biologiques (fermenteur)
- réacteurs avec séparation de phase

Procédés **dynamiques** :

- séparateurs:
 - séparation de phases difficiles (émulsions)
 - clarification de solutions de solide non cristallins
 - séparation de 2 phases liquides contenant des particules de solide plus lourdes
- centrifugeuses:
 - stations d'épuration (concentration de solide dans les boues de 5 à 30%)
 - concentration de suspensions de pigment
 - concentration de boues de Fe et Zn de procédés de réductions (Béchamps)

Si les opérations de décantation et sédimentation mettent en œuvre des solvants inflammables ou dangereux pour la santé il convient particulièrement de:

- Mettre à la terre les installations
- Ventiler les équipements
- Travail en zone ATEX si nécessaire ($PE < 30^{\circ}\text{C}$)
- Connaître les limites d'explosivités des solvants utilisés et leur point éclair
- Inerter les installations (celles qui sont mobiles ou avec de l'électricité)
- Système de freinage pour les installation rotative
- Former les personnes aux équipements
- Maintenance préventive
- Contrôle du niveau de bruit

Module 2.4.5

2.4 Sédimentation et décantation

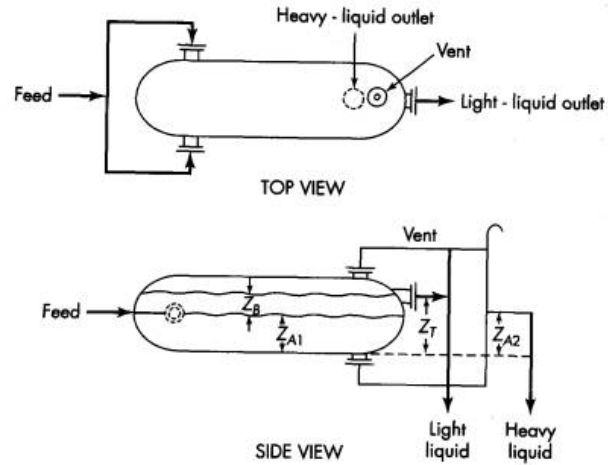
2.4.5 Décantation liquide- liquide

La décantation est le procédé permettant la séparation de deux phases liquides non miscibles de densités différentes. Leur séparation s'effectue sous l'action de la pesanteur (naturelle ou accélérée). Ce n'est pas une extraction liquide-liquide. Les mêmes équations que pour les suspensions sont applicables par gravité et centrifuge.

$$v_{\text{lim}} = d^2 \cdot \frac{\rho_s - \rho_L}{18 \cdot \mu_L} \cdot g$$

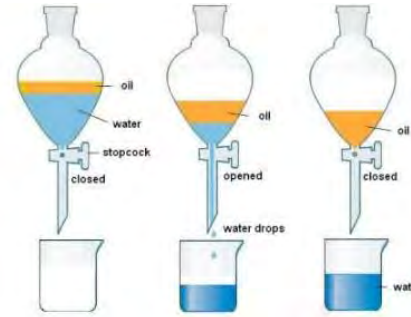
$$v_{\text{lim}} = d^2 \cdot \frac{\rho_s - \rho_L}{18 \cdot \mu_L} \cdot r \cdot \omega^2$$

Module 2.4.5 : Décantation (2)

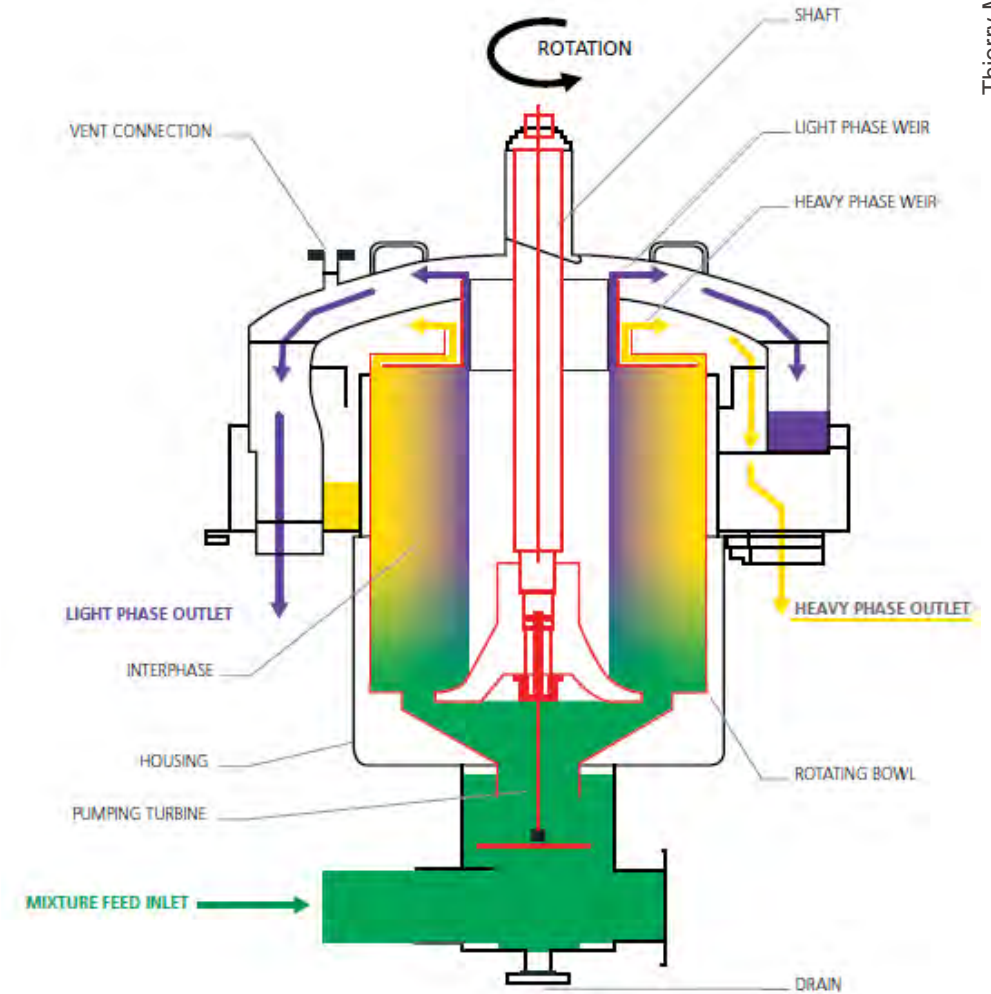


Décanteur par gravité
(continu)

$$Z_{A1} = \frac{\left[Z_{A2} - Z_T \left(\frac{\rho_B}{\rho_A} \right) \right]}{1 - \left(\frac{\rho_B}{\rho_A} \right)}$$



Décanteur par gravité
(laboratoire)



Décanteur centrifuge

Module 2.5

La fluidisation consiste à faire passer une phase fluide (très souvent un gaz) à travers un lit de particules, supportées par une grille, pour les mettre en suspension.

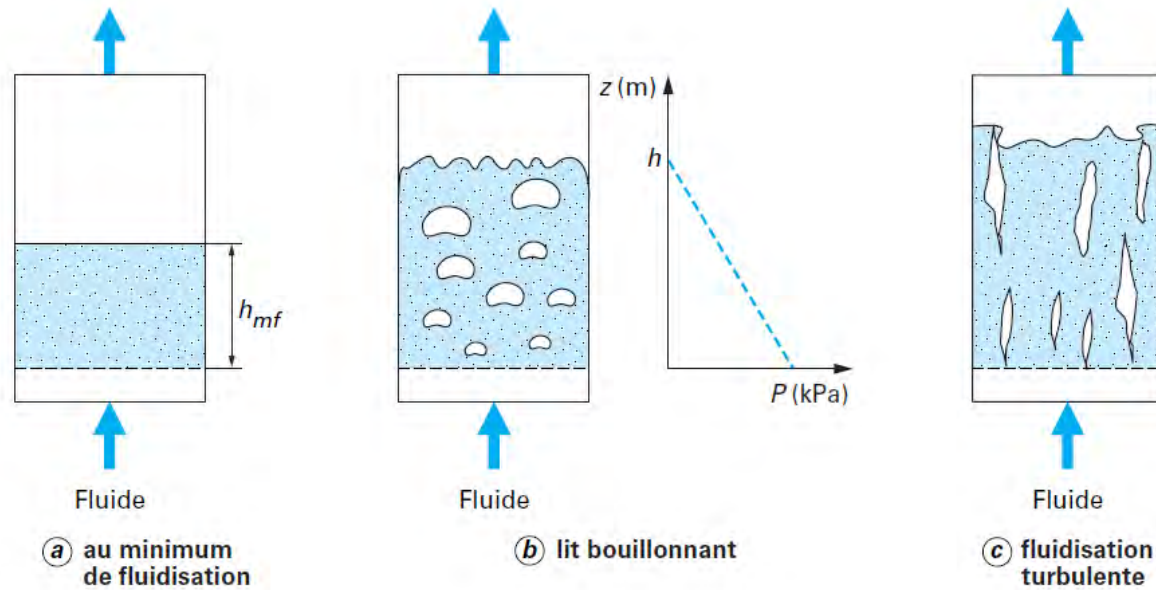
Le terme fluidisation vient du fait que la suspension gaz/solide est amenée dans un état semblable à celui des fluides.

2.5 Fluidisation des solides

2.5.1 Régimes de fluidisation

Pour un lit de particules donné, l'état de la suspension change en fonction de la vitesse de fluidisation:

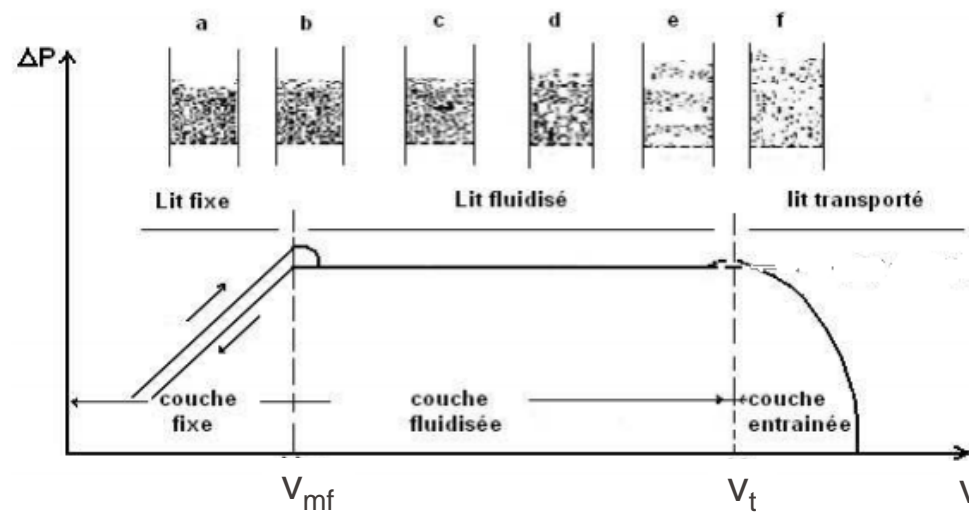
- Aux très faibles vitesses de gaz, les particules sont immobiles. Aucune fluidisation ne se produit.
- A une vitesse v_{mf} (=vitesse minimale de fluidisation), les particules bougent légèrement et se mettent en suspension. La suspension reste homogène et aucune bulle n'apparaît sous cette condition.
- A une vitesse légèrement supérieure à v_{mf} des bulles apparaissent, = la vitesse de bullage v . Sauf pour les particules de grosse taille, cette vitesse est très proche de v_{mf} et peut être confondue avec celle-ci. Généralement on considère que le bullage commence pratiquement au minimum de fluidisation.
- En augmentant la vitesse de fluidisation et sur une plage opératoire relativement large, le lit reste fluidisé. Dans ce régime, les bulles ont une forme régulière, souvent sphérique mais avec une calotte inférieure remplie de particules solides (la traînée). Ce régime de fonctionnement est appelé la fluidisation bouillonnante et correspond à celui qui est le plus souvent utilisé.
- Au fur et à mesure que la vitesse de fluidisation augmente, la taille et le nombre des bulles croissent progressivement et l'agitation de la suspension devient de plus en plus violente. Cette agitation est produite par l'ascension des bulles et par le fait qu'elles entraînent dans leur sillage une partie de la suspension. A des vitesses importantes, la forme des bulles devient irrégulière. On appelle ce régime la fluidisation turbulente.
- Quand on dépasse la vitesse terminale de chute libre des particules (v_t), celles-ci quittent le lit fluidisé avec le courant gazeux. Si l'on empêche la vidange du lit en récupérant les particules dans des dispositifs annexes, pour les réintroduire dans le lit fluidisé, un nouveau régime de fluidisation s'établit. On appelle ce régime le lit transporté. Le système avec recirculation est appelé couramment le lit fluidisé circulant.



Changement d'état d'un lit de particules de masse m au fur et à mesure que la vitesse de fluidisation croît

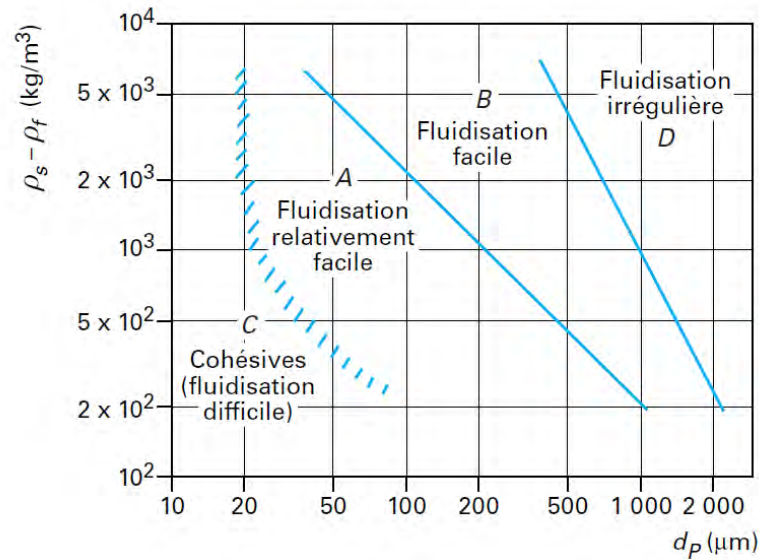
$$\Delta P = \frac{m}{A} g$$

$$h = \frac{\Delta P}{\rho_p (1 - \varepsilon) g}$$



Évolution de la perte de charge totale d'un lit de particules en fonction de la vitesse de fluidisation

Source: Technique de fluidisation, K. Shakourzadeh



Afin de classer les particules de nature diverse selon leur aptitude à la fluidisation, Geldart propose un diagramme empirique dans lequel les solides sont répartis en quatre catégories :

- poudres fines et cohésives, fluidisation difficile (catégorie **C**) ;
- particules fines à fluidisation relativement facile (catégorie **A**) ;
- particules à fluidisation très facile (du type sable – catégorie **B**) ;
- grosses particules dont la fluidisation nécessite une vitesse relativement importante, avec des bulles d'une forme aplatie et irrégulière (catégorie **D**).

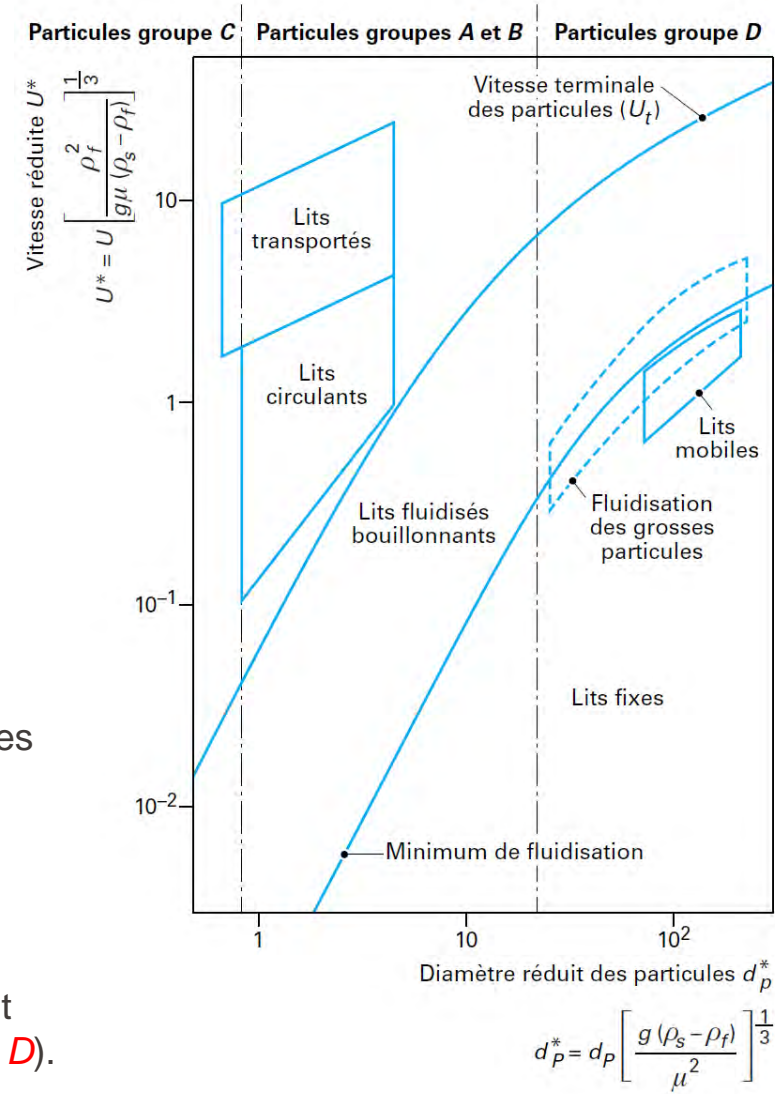
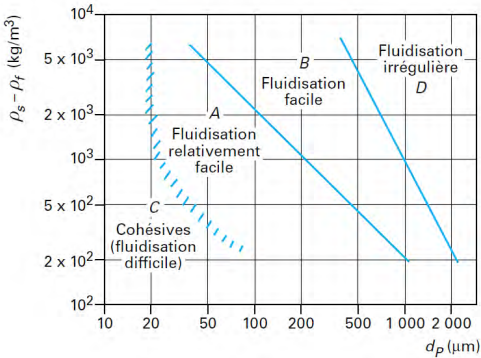


Diagramme de Reh

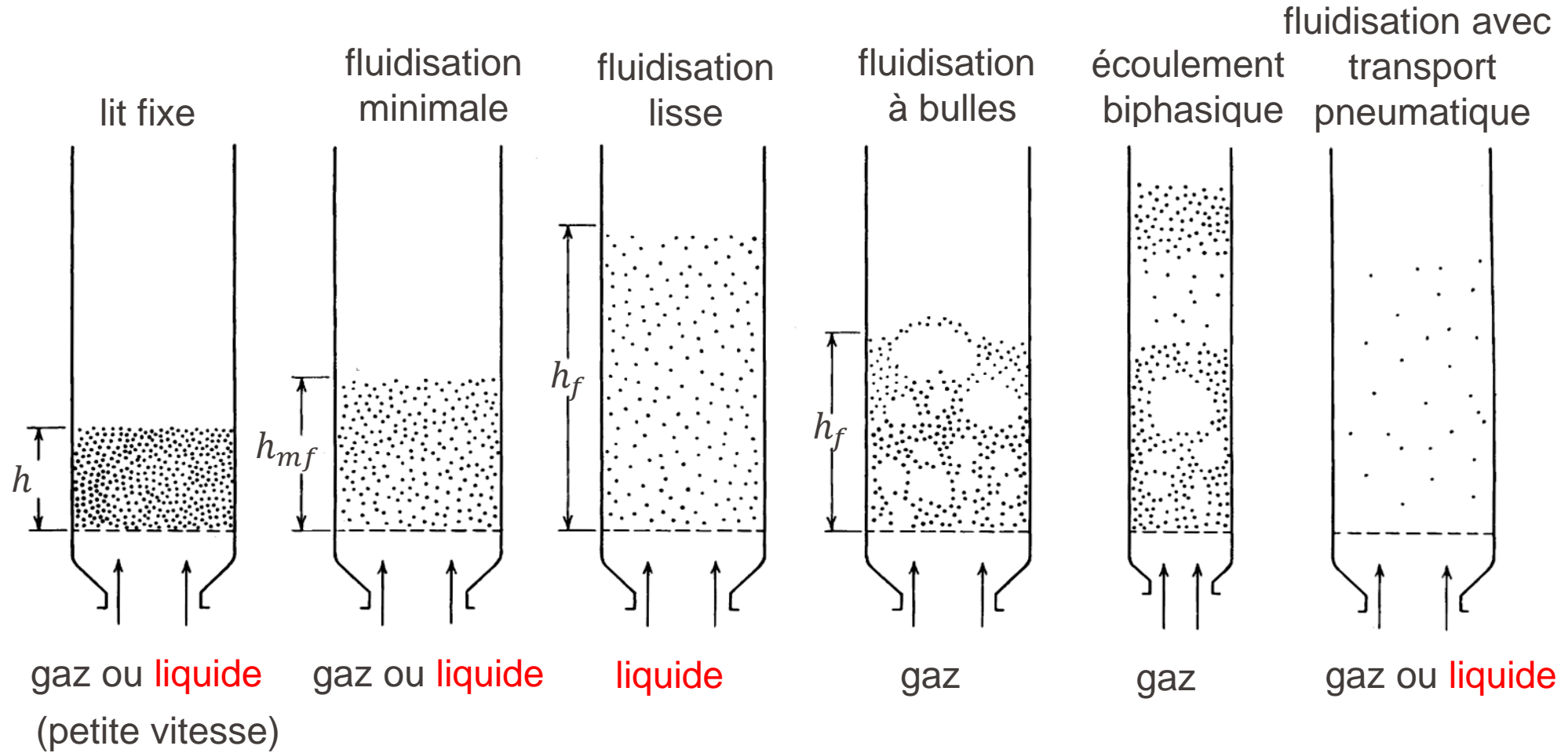


	Groupe C	Groupe A	Groupe B	Groupe D
Exemple	Farine, talc	Catalyseurs de craquage	Sable	Céréales, plombs de chasse
Caractéristiques	poudres fines et cohésives	$\rho < 1500 \text{ kg/m}^3$	$1500 < \rho < 4000 \text{ kg/m}^3$	une densité élevée
Type de fluidisation	Fluidisation très difficile	Fluidisation aisée avec forte expansion, la défluidisation (lorsque arrêt du fluide) est lente.	Fluidisation aisée, La défluidisation est rapide pour cette classe de particules.	Fluidisation possible (irrégulière), mais il est préférable d'utiliser des techniques particulières telles que les lits à jets.
Diamètre des particules	$\leq 30 \text{ }\mu\text{m}$	$30 < d_p \leq 90$	$90 < d_p \leq 800$	$> 800 \text{ }\mu\text{m}$

Module 2.5.2

2.5 Fluidisation des solides

2.5.2 Théorie de fluidisation



Relation entre la vitesse du fluide et la perte de charge

$$v_f = 0.0055 \left(\frac{\varepsilon^3}{1 - \varepsilon} \right) \left(\frac{-\Delta P \cdot d_p^2}{\mu} \right)$$

$$v_f = 0.0055 \left(\frac{\varepsilon^3}{1 - \varepsilon} \right) \left(\frac{d_p^2 (\rho_p - \rho) g}{\mu} \right)$$

Carman-Kozeny
(valable pour régime laminaire)

v_f : vitesse du fluide [ms^{-1}]

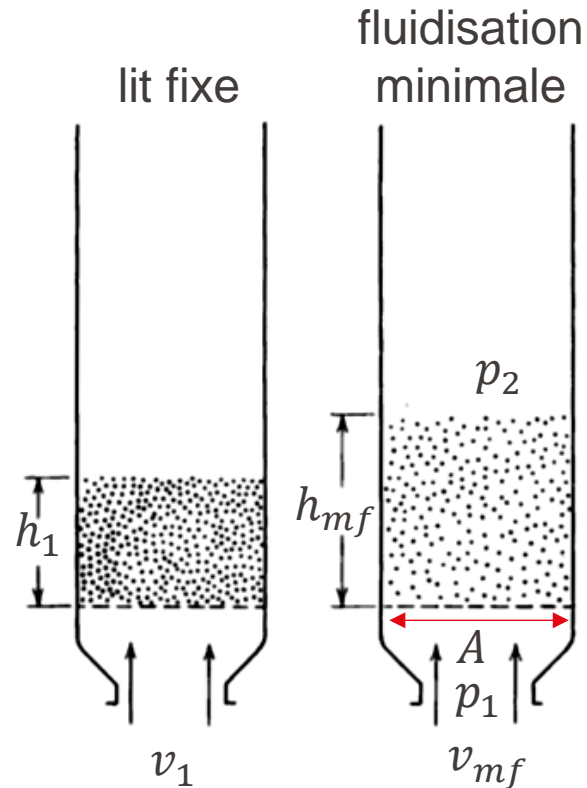
ε : porosité [-]

d_p : diamètre des particules [m]

ρ : masse volumique (particule (s) et fluide) [g m^{-3}]

g : accélération gravité [m s^{-2}]

μ : viscosité dynamique du fluide [$\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$]



$$h_1 A (1 - \varepsilon_1) = h_{mf} A (1 - \varepsilon_{mf})$$

$$\frac{h_1}{h_{mf}} = \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{(1 - \varepsilon_1)}$$

Perte de charge et vitesse minimale de fluidisation (mf) (particules sphériques):

$$(p_1 - p_2) A = \Delta p \cdot A = x_{mf} A (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_p - \rho) g$$

$$\frac{\Delta p}{h_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_s - \rho) g$$

$$(1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_p - \rho) g = 150 \frac{v_{mf} \mu (1 - \varepsilon_{mf})^2}{d_p^2 \varepsilon_{mf}^3} + \frac{7}{4} \frac{\rho v_{mf}^2 (1 - \varepsilon_{mf})}{d_p \varepsilon_{mf}^3}$$

Visqueux

Cinétique

L'équation d'Ergun
(valable pour tous régimes)

données empiriques sont nécessaires

Passage aux nombres adimensionnels:

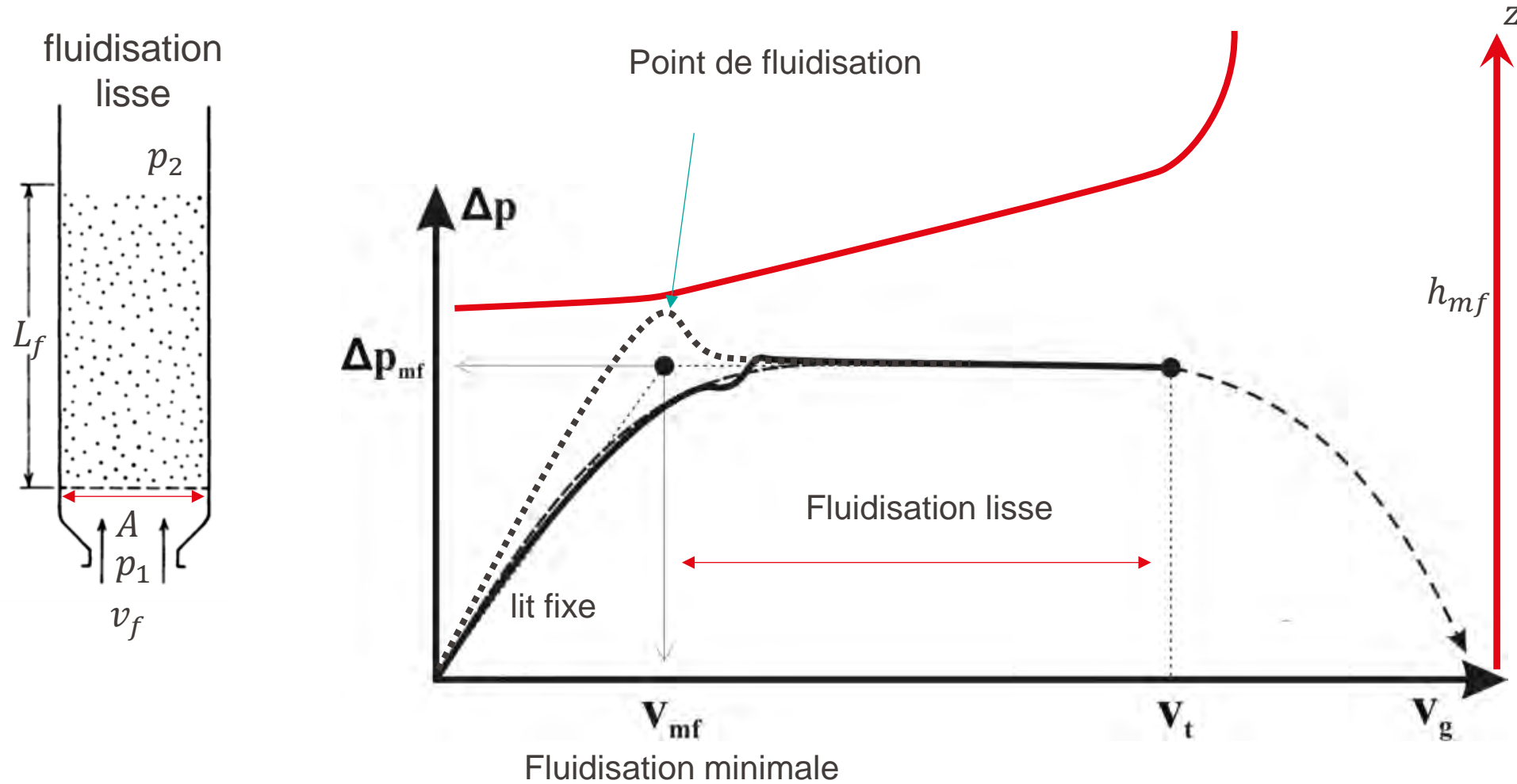
$$Ar = 150 \left(\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3} \right) Re_{mf} + \left(\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3} \right) Re_{mf}^2$$

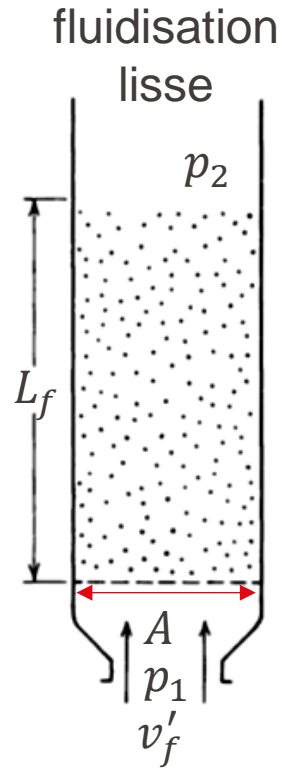
nombre d'Archimède $Ar = \frac{d_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2}$

nombre de Renolds à v_{mf} $Re_{mf} = \frac{v_{mf} d_p \rho}{\mu}$

$$Re_{mf} = \frac{v_{mf} d_p \rho}{\mu} = \left[(33.7)^2 + 0.0408 \frac{d_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{0.5} - 33.7 = \left[(33.7)^2 + 0.0408 \cdot Ar \right]^{0.5} - 33.7$$

$$0.001 < Re_{mf} < 4000 \quad \text{Corrélation de Wen and Yu}$$



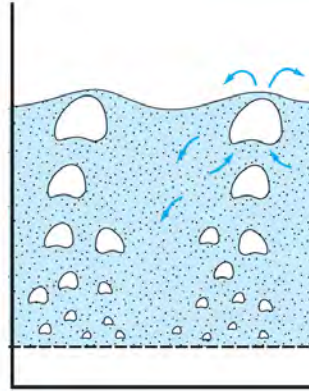
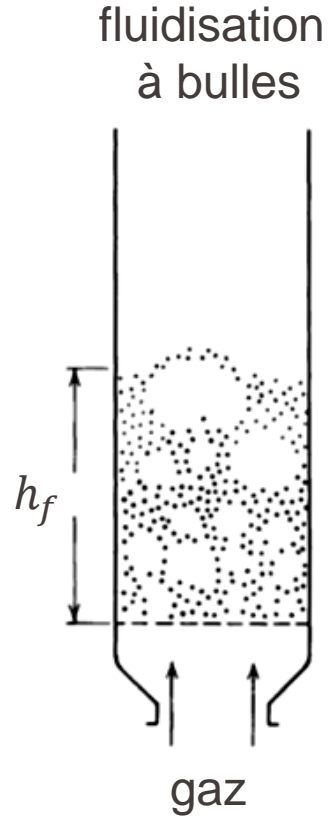


$$(p_1 - p_2) A = \Delta p \cdot A = x_f A (1 - \varepsilon_f) (\rho_p - \rho) g$$

$$\frac{\Delta p}{h_f} = (1 - \varepsilon_f) (\rho_s - \rho) g$$

$$(1 - \varepsilon_f) (\rho_p - \rho) g = 150 \frac{v_f \mu (1 - \varepsilon_f)^2}{d_p^2 \varepsilon_f^3} + \frac{7}{4} \frac{\rho v_f^2 (1 - \varepsilon_f)}{d_p \varepsilon_f^3}$$

L'équation d'Ergun reste valable même dans le cas de liquides

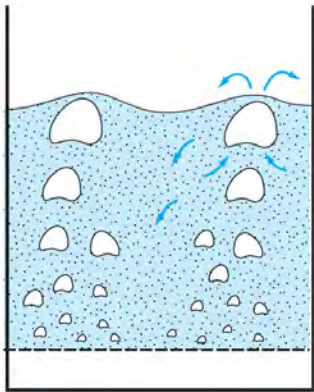


Les bulles, très petites et uniformes au niveau de la grille, coalescent dans leur ascension et grossissent jusqu'à une certaine taille $d_{b,max}$, puis ne changent plus.

$$d_{b,max} = 2.2 \frac{v_t^{*2}}{g}$$

v_t^{*2} vitesse terminale de chute libre des particules ayant une taille moyenne égale à 2.7 fois la taille des particules constituant le lit

Module 2.5.2 : Fluidisation à bulles (2)



$$d_b = 0.54 \left(v - v_{mf} \right)^{0.4} \left(h + 4\sqrt{s^0} \right)^{0.8} g^{-0.2}$$

Selon la hauteur, la taille des bulles par l'équation de Darton*

$$v_b = 0.71 \sqrt{g \cdot d_b} + v - v_{mf}$$

$$v - v_{mf} = v_b \cdot \varepsilon_b$$

La vitesse d'ascension des bulles par l'équation de Davidson

$$\bar{\varepsilon}_p = \varepsilon_{mf} + \frac{v - v_{mf}}{v_p - v_{mf}} (1 - \varepsilon_{mf})$$

La porosité moyenne du lit

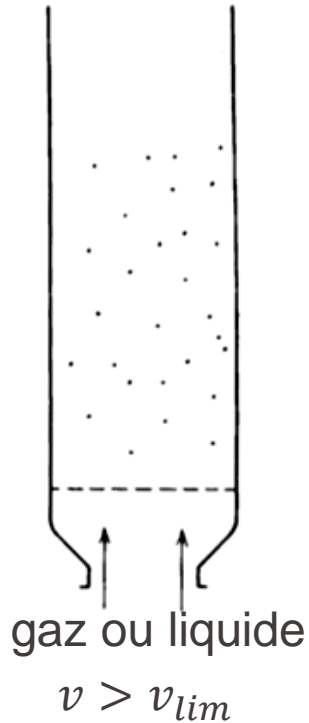
S^0 : Surface de la grille occupée par un seul jet (= surface grille/ n_j) [m^2]

ε_p : fraction volumique des bulles dans le lit fluidisé [m^3/m^3]=porosité

v : vitesse de fluidisation [m/s]

* Il existe bien d'autres corrélations (Werther, Geldart, Rowe, Mori&Wen, etc)

fluidisation avec
transport
pneumatique



$$v_{lim} = \left[\frac{4gd_p(\rho_p - \rho)}{3\rho C_x} \right]^{0.5}$$

avec C_x = coefficient de trainée de la particule

$$C_x = \frac{24}{Re_p} \text{ pour } Re_p < 0.4$$

$$C_x = \frac{10}{\sqrt{Re_p}} \text{ pour } 0.4 < Re_p < 500$$

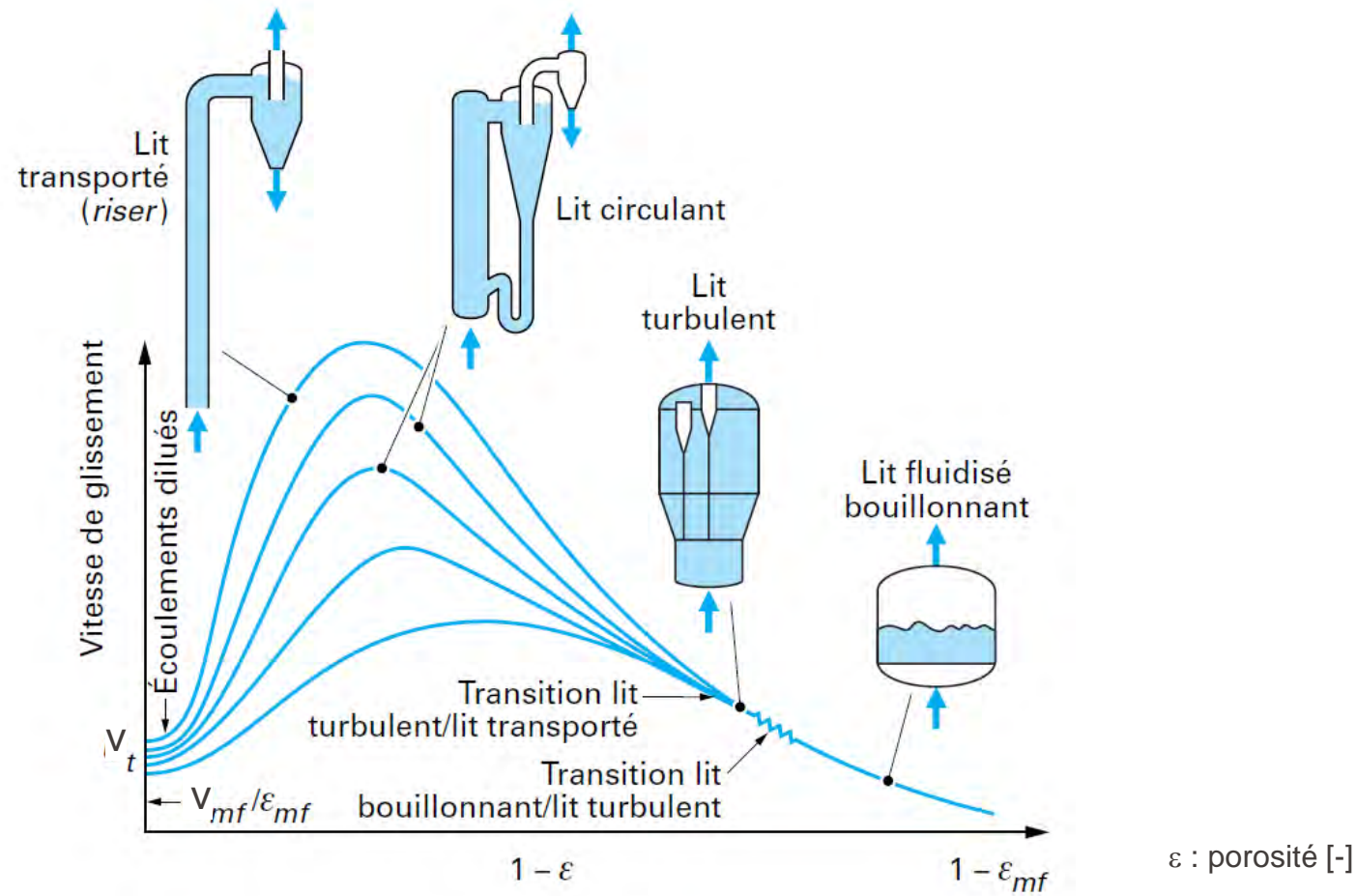
$$C_x = 0.43 \text{ pour } 500 < Re_p < 200'000$$

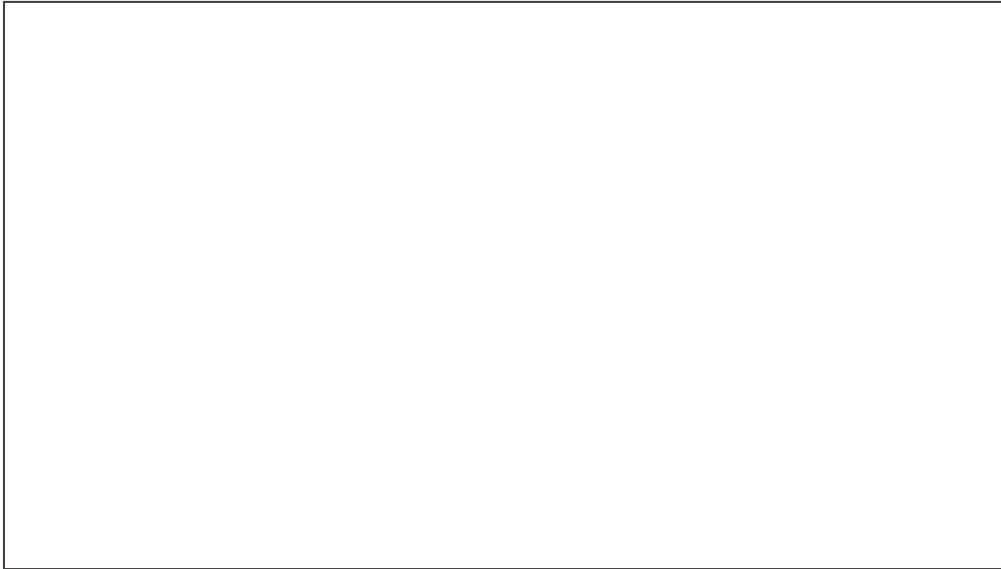
$$Re_p = \frac{d_p v \rho}{\mu}$$

Module 2.5.3

2.5 Fluidisation des solides

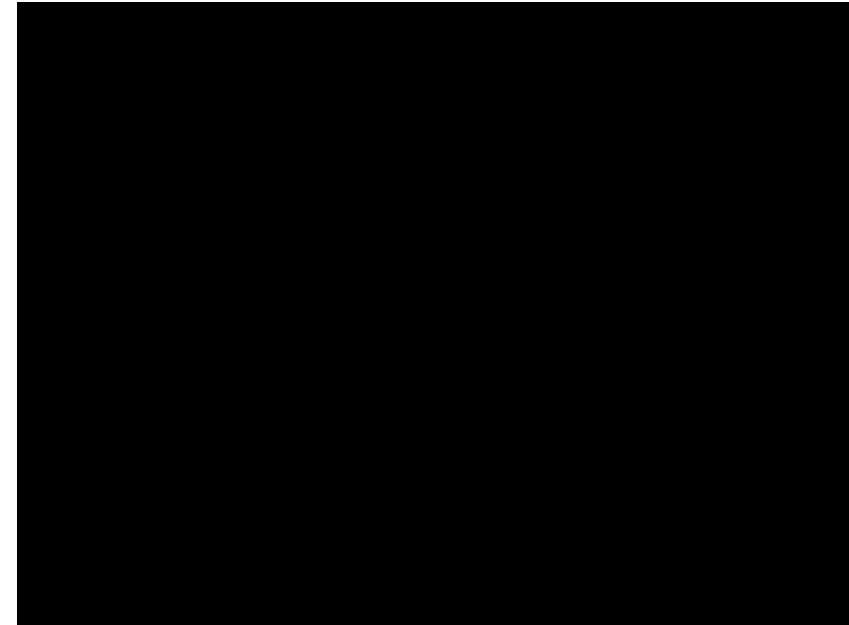
2.5.3 Techniques de fluidisation





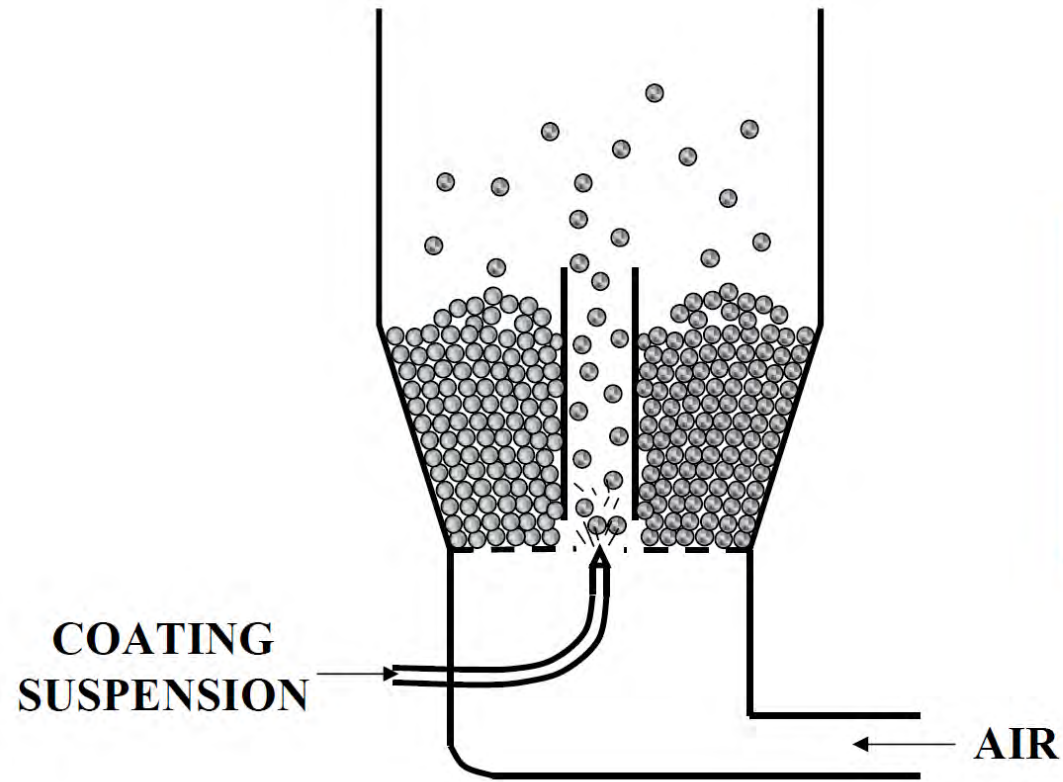
Durée: 2'04''

Source: <https://rheologic.net/>



Durée: 2'35''

Source: <https://netl.doe.gov/>

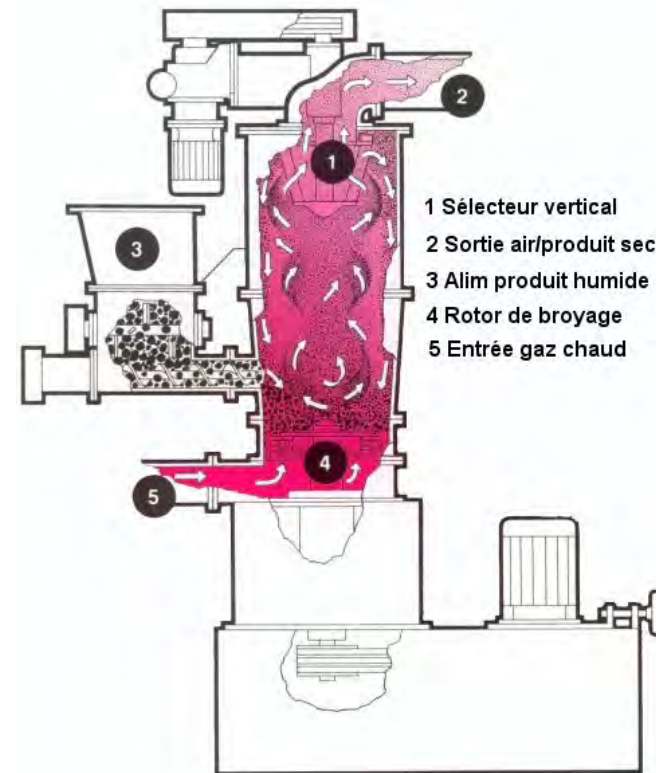


Enrobage multi-couches

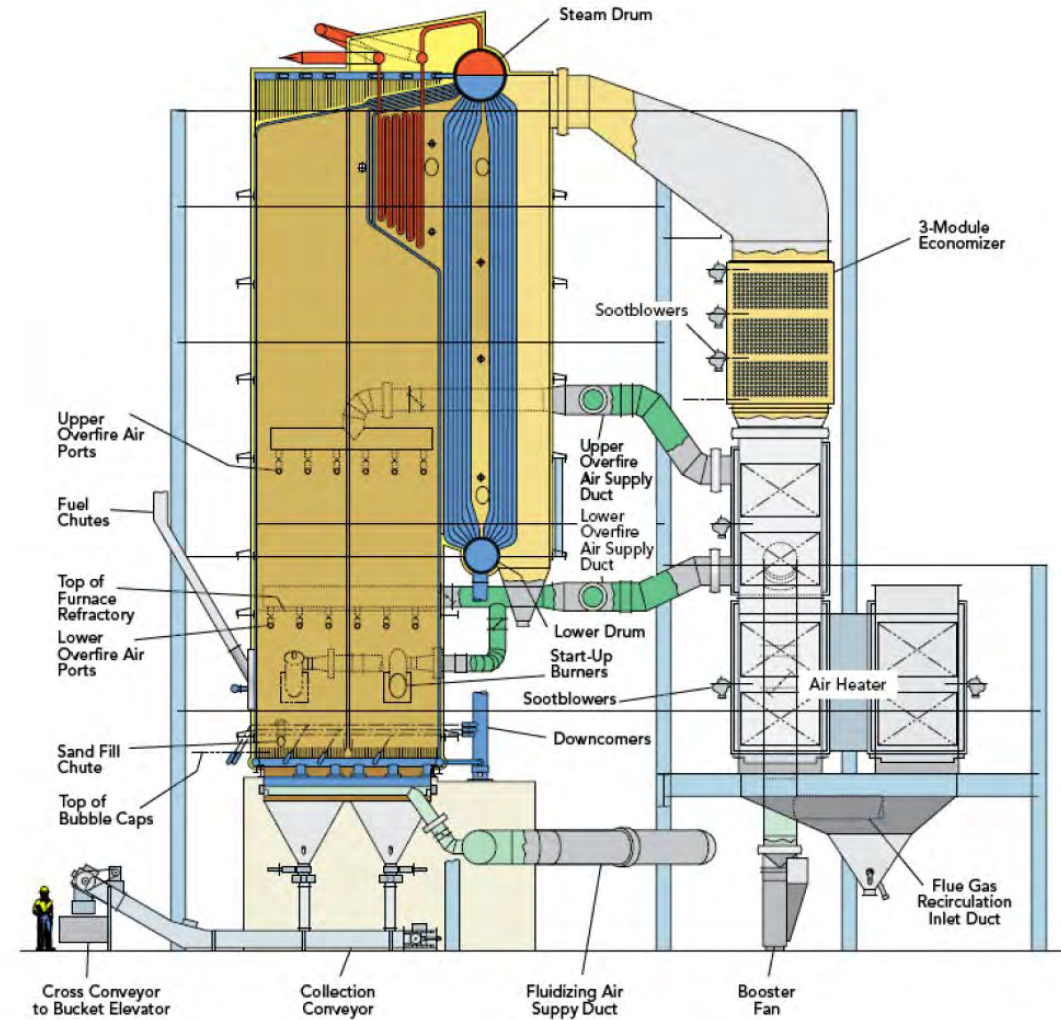


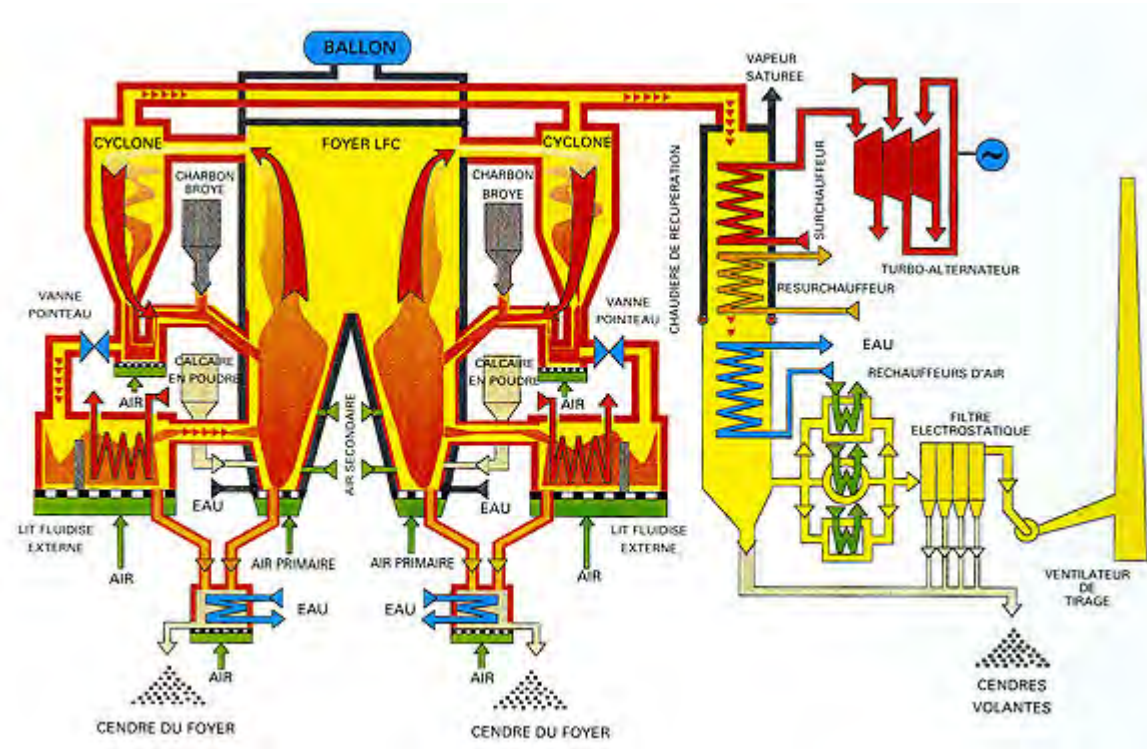
Module 2.5.3 : Applications (2) - séchage

Sécheur Hosokawa

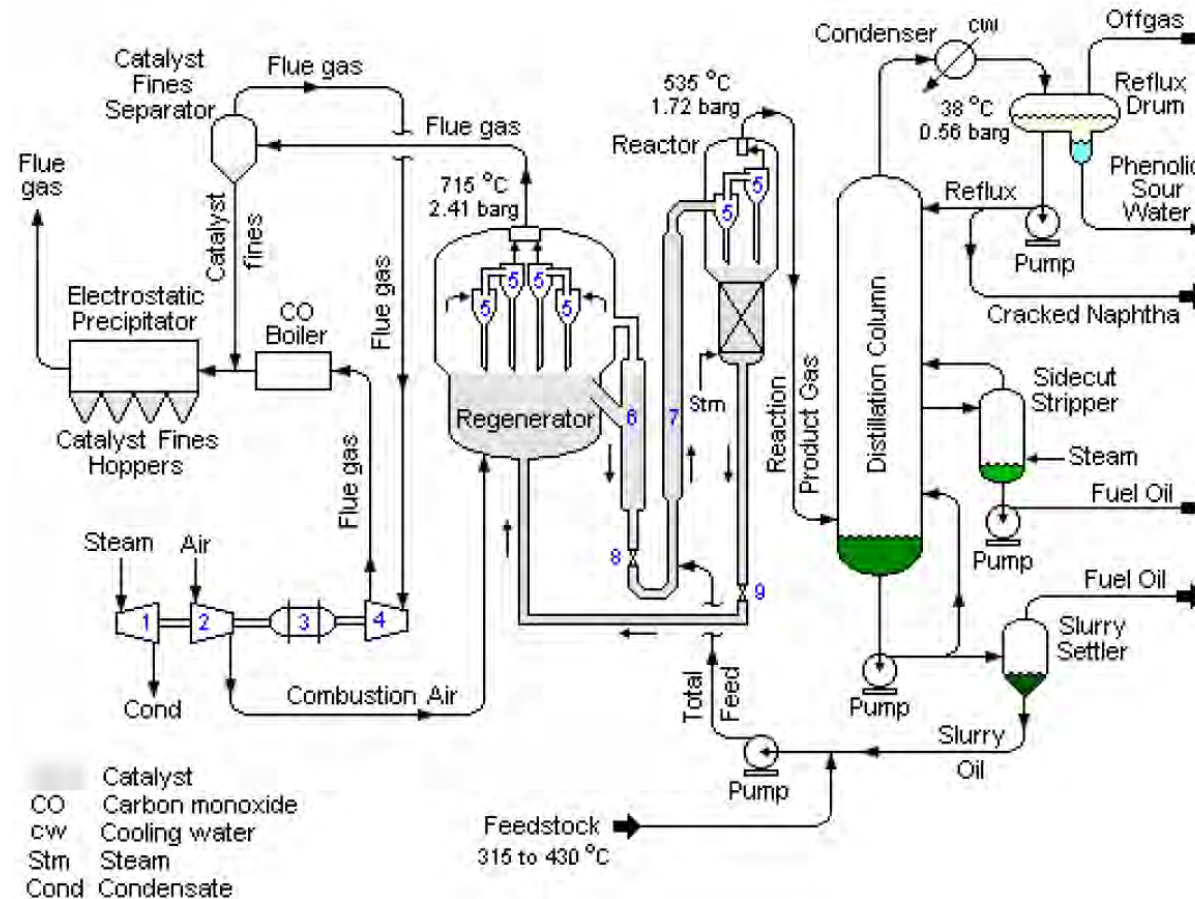


Module 2.5.3 : Applications (3) - combustion



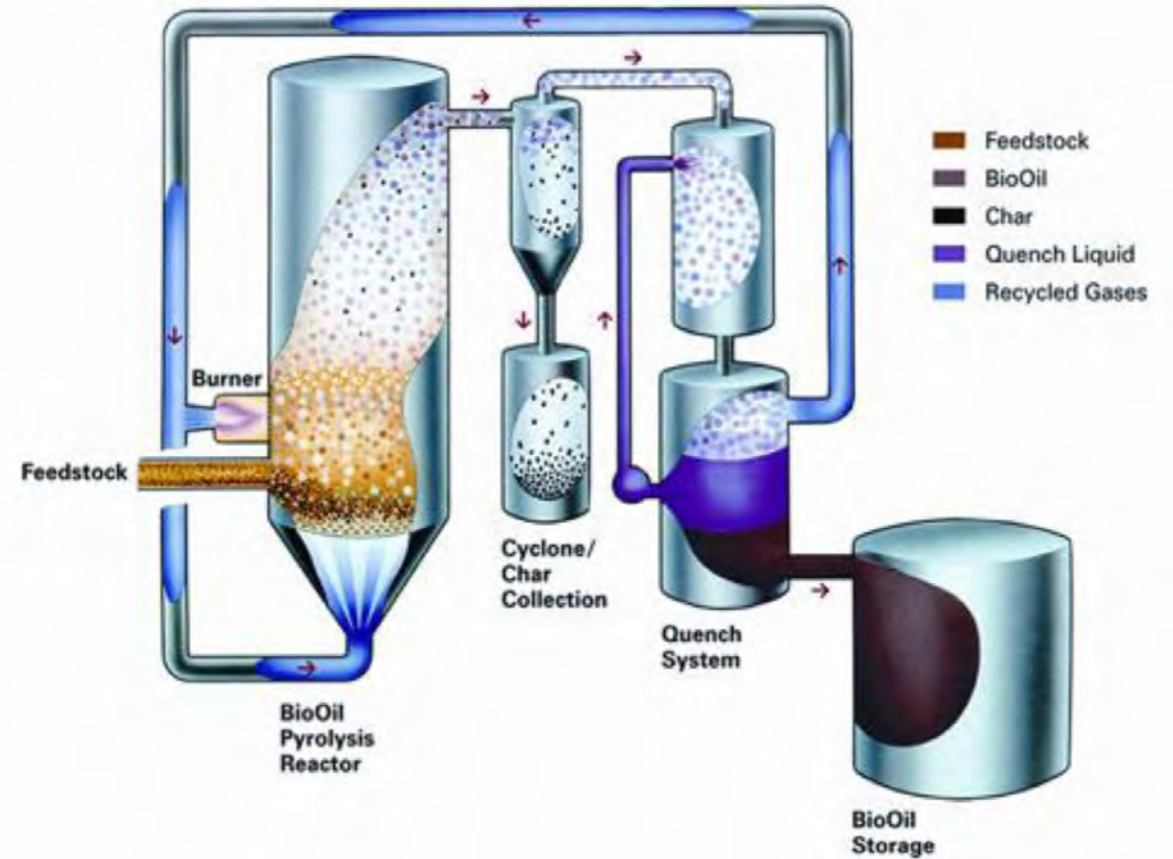


La centrale à lit fluidisé de Gardanne (F) est actuellement une des plus puissante au monde. La technologie du lit fluidisé circulant présente l'intérêt particulier de pouvoir utiliser une large gamme de combustibles.



Source: <https://fr.wikiwebzone.com>

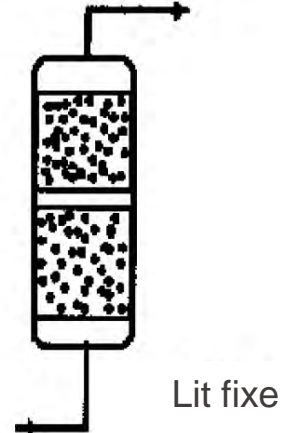
Module 2.5.3 : Applications (6) - pyrolyse



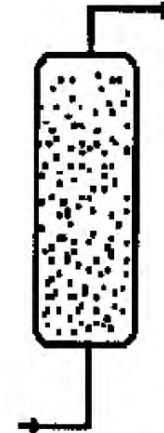
Source: Dynamotive fluidized bed, <https://www.Fbio4products.eu>

Systèmes bi-phasiques

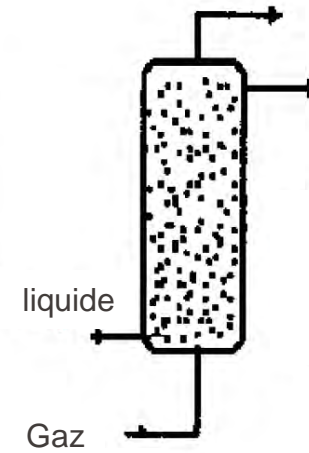
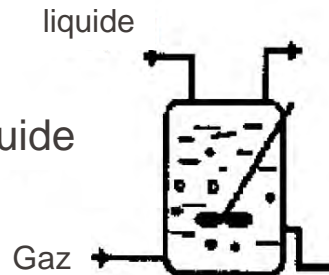
Réacteur
catalytique
gaz/liquide



Lit fluidisé

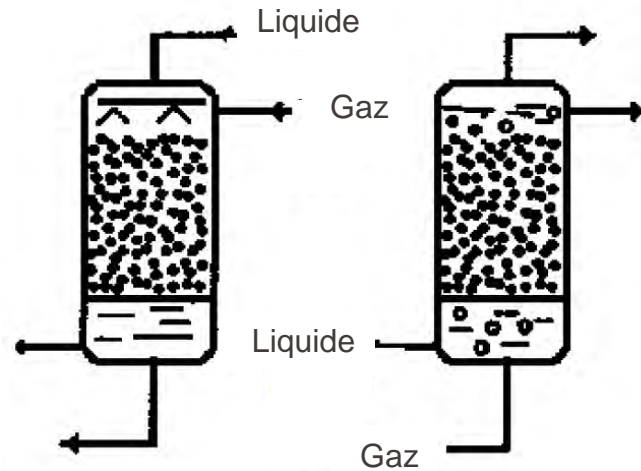


Réacteur gaz/liquide

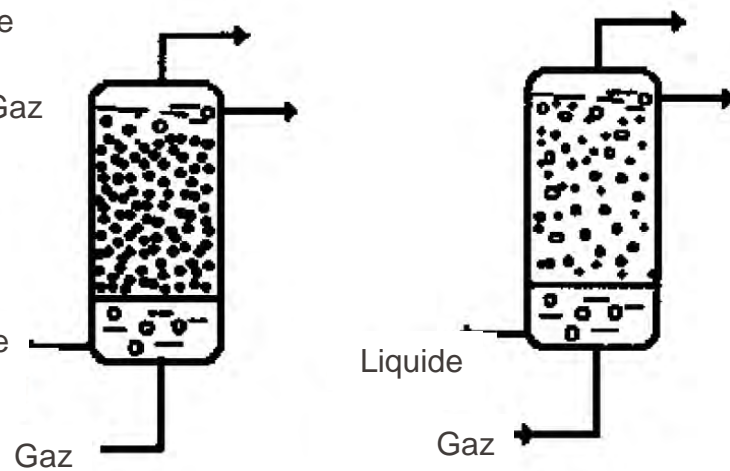


Réacteur à
bulles
gaz/liquide

Systèmes tri-phasiques

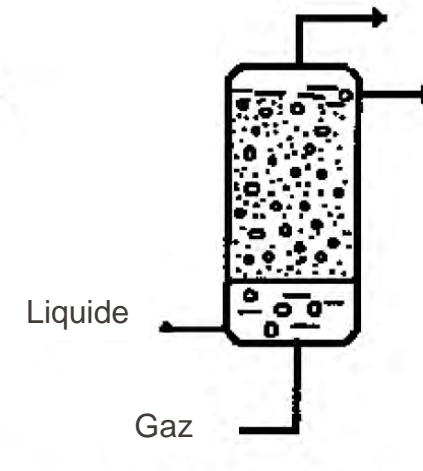


Réacteur Trickle bed
Gaz/liquide sur lit fixe
solide (co- ou contre-
courant), liquide
descend

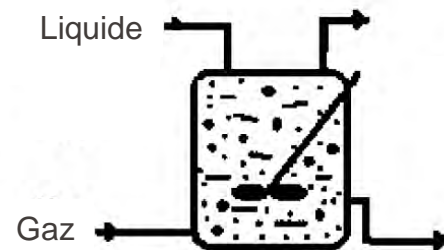


Réacteur co-
courant sur
lit fixe

Colonne à bulles
sur suspension



Système fluidisé à trois
phases



CSTR gaz-liquide à
suspension catalytique

Si les opérations de fluidisation mettent en œuvre des solvants inflammables ou dangereux pour la santé ou des poussières fines il convient particulièrement de:

- Mettre à la terre les installations
- Ventiler les équipements
- Travail en zone ATEX si nécessaire ($PE < 30^{\circ}\text{C}$ ou présences de poussières $< 500\text{ }\mu\text{m}$)
- Connaître les limites d'explosivités des solvants utilisés et leur point éclair
- Inerter les installations (celles qui sont mobiles ou avec de l'électricité)
- Former les personnes aux équipements
- Vérifier le niveau des vibrations des installations et des accouplements
- Maintenance préventive