



HAL
open science

Séparations mécaniques fluide/solide

Marie Debacq

► **To cite this version:**

Marie Debacq. Séparations mécaniques fluide/solide. Licence. CGP109 "Génie des procédés : Opérations unitaires fondamentales", Cnam Paris, France. 2019. cel-02284553

HAL Id: cel-02284553

<https://hal.science/cel-02284553>

Submitted on 11 Sep 2019

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



Distributed under a Creative Commons Attribution - NonCommercial - ShareAlike 4.0 International License

le cnam

Séparations mécaniques fluide/solide

Marie DEBACQ

CGP109

Génie des procédés : Opérations unitaires fondamentales



avant-propos

Ce document constitue une première approche de l'étude des OPÉRATIONS DE SÉPARATION MÉCANIQUE FLUIDE/SOLIDE, support de l'enseignement destiné aux auditeurs en Génie des Procédés au Cnam.

La lecture de cette version améliorée et évolutive pourra être complétée par la consultation des ouvrages de base listés à la fin de ce document.

L'auteure sera particulièrement attentive aux remarques, suggestions et corrections susceptibles d'améliorer le fond et la forme de ce support.

 attention

 remarque

 référence (NOM AUTEUR ensuite)

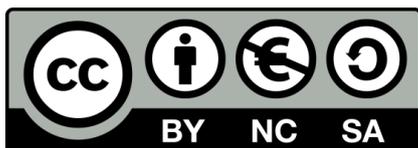
à compléter 

 exercice d'application directe

 exercice d'entraînement

 problème

 exercice avec résolution numérique



attribution – pas d'utilisation commerciale – partage dans les mêmes conditions

table des matières

introduction	5
<hr/>	
Chapitre 1 : décantation	7
1.1. technologie	7
1.2. décantation de particules isolées	8
1.3. décantation homogène de grains uniformes	11
1.4. décantation de suspensions agrégatives	12
1.4.1. description de la sédimentation	12
1.4.2. théorie de KYNCH	12
<hr/>	
Chapitre 2 : centrifugations	15
2.1. décantation centrifuge	15
2.1.1. appareillages	15
2.1.1.1. centrifugeuses à vitesse modérée	15
2.1.1.2. centrifugeuses à grande vitesse	16
2.1.2. dimensionnement global d'une décanteuse centrifuge	17
2.2. cyclone	19
2.2.1. grandeurs caractéristiques	19
2.2.1.1. efficacités	19
2.2.1.2. autres grandeurs caractéristiques	20
2.2.2. dimensionnement d'une batterie de cyclones	21
2.2.2.1. cyclones associés en série	21
2.2.2.2. cyclones associés en parallèle	21
2.3. filtration centrifuge (essorage)	24
<hr/>	
Chapitre 3 : filtrations	25
3.1. filtration sur support	26
3.1.1. technologie	26
3.1.1.1. média filtrant	26
3.1.1.2. pré-traitements	26
3.1.1.3. post-traitements	27
3.1.1.4. appareillages	27
3.1.2. théorie simplifiée de la filtration discontinue	33
3.1.3. conclusion	38
3.2. filtration en profondeur	38
3.2.1. aspects technologiques	38
3.2.1.1. les appareils	38
3.2.1.2. caractéristiques du milieu filtrant	40
3.2.2. fonctionnement d'un filtre rapide	41
3.2.2.1. turbidité & pertes de charge	41
3.2.2.2. optimisation du fonctionnement d'un filtre rapide	42
3.2.2.3. lavage du filtre	42
3.2.3. conclusion	43
<hr/>	
références bibliographiques	44
<hr/>	
ce qu'il faut revenir	44

liste des exercices

 exercice 1 : décantation à flux horizontal.....	9
 exercice 2 : dimensionnement d'un décanteur	9
 exercice 3 : performances d'un clarificateur horizontal	10
 exercice 4 : décanteur lamellaire	10
 exercice 5 : dimensionnement d'une centrifugeuse cylindrique.....	18
 exercice 6 : dimensionnement d'une batterie de cyclones	22
 exercice 7 : filtration de glucose à pression constante	34
 exercice 8 : filtration à pression constante	35
 exercice 9 : filtration à pression et débit variables	36
 exercice 10 : sélection d'un sable	40
 exercice 11 : filtre à sable	43

Commençons par une petite mise au point sur le vocabulaire : le Tableau 1 précise le nom des mélanges biphasiques.

Tableau 1 : Dénomination des mélanges de phases.

phases en présence	nom
solide dispersé dans gaz	fumée
liquide dispersé dans gaz	brouillard
solide dispersé dans liquide	suspension
liquide dispersé dans liquide immiscible	émulsion

Ce cours s'intéresse aux séparations mécaniques fluide/solide. De façon **très** schématique, la décantation sera utilisée pour des suspensions peu concentrées de petites particules (1 à 10 μm) ; la filtration pour la séparation de suspensions concentrées de particules de diverses tailles (5 à 1000 μm) ; la centrifugation pour les cas intermédiaires : concentration moyenne et particules de taille moyenne (10 à 500 μm).

☞ **plan du cours**

Le premier chapitre s'intéressera à la décantation gravitaire.

Le deuxième chapitre sera consacré aux opérations de centrifugation, avec la décantation centrifuge, les cyclones et la filtration centrifuge.

Le troisième et dernier chapitre traitera de l'étude des filtrations classiques : sur support et en profondeur.

☞ **note**

Ce cours s'appuie sur les notions de trainée, nombre de Reynolds particulaire, vitesses terminale de chute et de centrifugation, perte de charge dans les milieux poreux ou granulaires, désormais objets de l'unité d'enseignement UTC106.

Chapitre 1 : décantation

Dans le cas où la chute d'une particule peut être considérée comme non influencée par la présence de particules voisines et de parois, le dimensionnement d'un bassin de décantation est très simple, comme les exercices suivants l'illustreront.

Dans le cas contraire (on parle de suspensions agrégatives), le dimensionnement des décanteurs nécessite des tests de laboratoire et l'utilisation de méthodes de calculs, basées sur l'exploitation graphique des résultats de ces tests (théorie de Kynch notamment), permet d'effectuer un dimensionnement grossier du décanteur. Aujourd'hui des travaux de recherche permettent de développer des méthodes de dimensionnement plus élaborées et plus précises ; elles ne font pas l'objet de ce cours.

1.1. TECHNOLOGIE

Commençons par quelques aspects technologiques.

Les appareils les plus simples sont des bassins de hauteurs variées. L'évacuation du liquide clair s'effectue généralement par trop plein et les boues sont soutirées dans la partie inférieure.

Pour faciliter l'évacuation des boues, il est le plus souvent nécessaire d'installer un système de raclage mécanique comme illustré sur la Figure 1 pour le cas d'un bassin parallélépipédique.

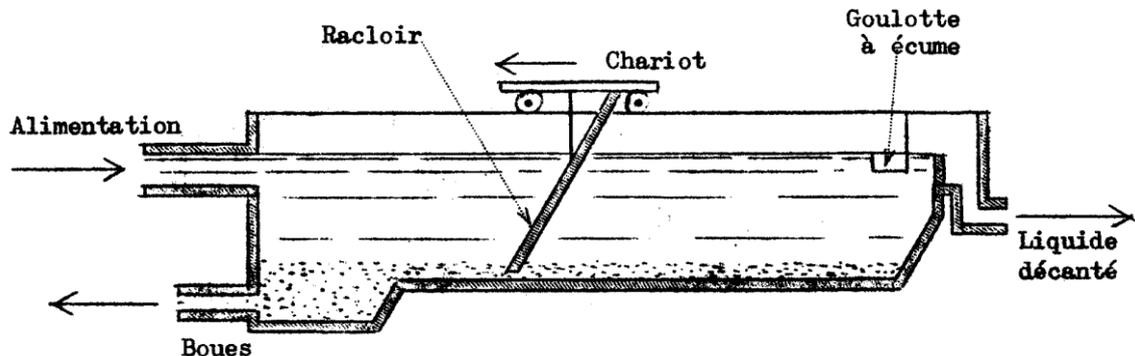


Figure 1 : Décanteur rectangulaire à racloir. ETIENNE

La Figure 3 montre le principe de fonctionnement des bassins cylindriques ou cylindro-côniques et la Figure 2 des exemples de réalisations de décanteurs circulaires, également équipés de racloirs et fonctionnant eux aussi en continu.



Figure 2 : Décanteurs.

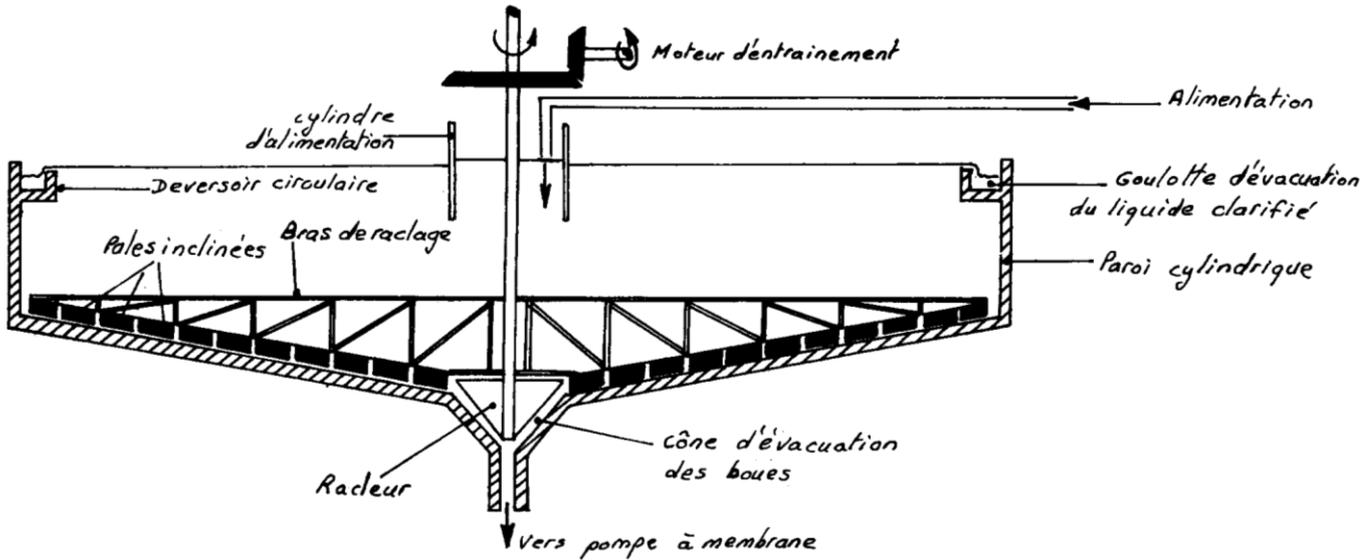


Figure 3 : Principe de fonctionnement d'un décanteur. ANGLARET

Dans certains cas de figure, pour limiter le volume du décanteur, on peut avoir recours à des tubes ou des lamelles pour améliorer les performances du bassin de décantation. Le schéma de principe d'un décanteur lamellaire est montré sur la Figure 4.

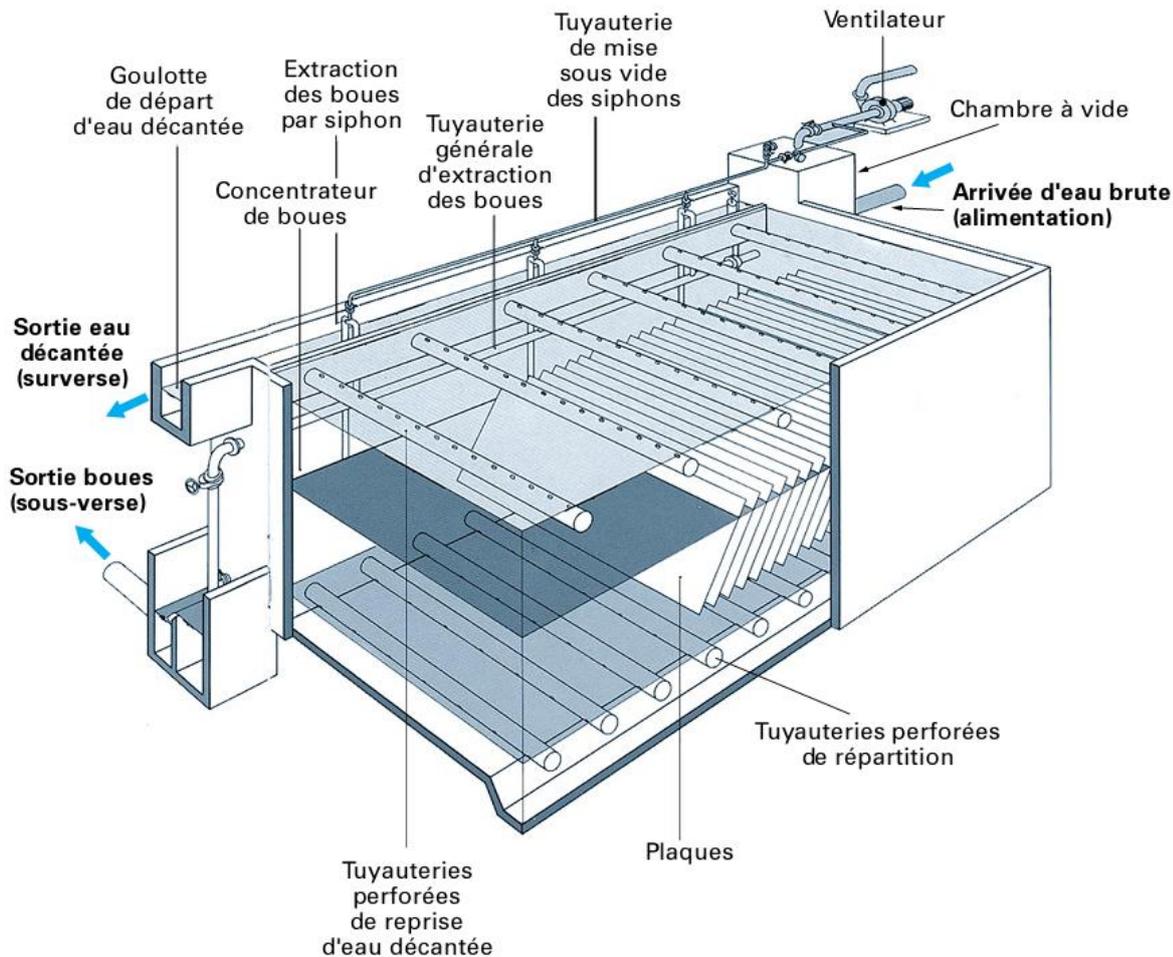


Figure 4 : Décanteur lamellaire. TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR

1.2. DÉCANTATION DE PARTICULES ISOLÉES

La Figure 5 illustre le principe de fonctionnement d'un décanteur dans le cas de particules isolées.



Figure 5 : Principe de fonctionnement de la décantation de particules isolées.

On voit ainsi que la simple comparaison du temps de chute d'une particule isolée et du temps de séjour de la suspension dans le décanteur fonctionnant en continu permet de déterminer s'il y aura décantation ou entraînement de cette particule.



exercice 1 : décantation à flux horizontal

Un décanteur rectangulaire de longueur $L = 4$ m, de largeur $l = 2$ m et de hauteur $H = 2$ m, est traversé uniformément par un débit $Q_v = 1000$ m³/h d'eau chargée de sable. Le sable est constitué de grains sphériques de diamètre $d_p = 300$ μm et de masse volumique $\rho_p = 2500$ kg m⁻³. (Pour l'eau : masse volumique $\rho_f = 1000$ kg m⁻³ ; viscosité $\mu = 10^{-3}$ Pa s)

↳ Calculer la vitesse terminale de chute du sable.

↳ Dans de telles conditions, le sable sera-t-il en totalité décanté ?



On note que le débit pouvant être traité par un décanteur parallélépipédique de longueur L et de largeur l est $Q_v = L \cdot l \cdot u_t$.



exercice 2 : dimensionnement d'un décanteur

Un décanteur de largeur $l = 1$ m et de hauteur $H = 2$ m doit permettre de récupérer des particules de masse volumique $\rho_p = 1,15 \cdot 10^3$ kg m⁻³ et de diamètre $d_p = 0,1$ mm, contenue dans un liquide de masse volumique $\rho_f = 1,01 \cdot 10^3$ kg m⁻³ et de viscosité $\mu = 1,2 \cdot 10^{-3}$ Pa s. Le débit d'alimentation du décanteur est $Q_v = 10$ m³ h⁻¹.

↳ Quelle doit être la longueur minimale du décanteur pour que la séparation ait bien lieu ?

↪ Quelle longueur minimale permettra de décanter des floes de masse volumique $\rho'_p = 1,02 \cdot 10^3 \text{ kg m}^{-3}$ et de diamètre $d'_p = 0,1 \text{ mm}$?



exercice 3 : performances d'un clarificateur horizontal

Un clarificateur horizontal de 6 m de long et de 3 m de large traite un débit de $90 \text{ m}^3/\text{h}$ d'eau contenant des particules quasi-sphériques dont la masse volumique est de 2500 kg m^{-3} .

↪ Quelle est la dimension minimale des particules totalement arrêtées ?

☞ décanteur lamellaire

Le débit que peut traiter un décanteur lamellaire muni de n plaques de dimensions $L' \times l'$ est : $Q_v = n \cdot L' \cdot l' \cdot \cos \alpha \cdot u_t$.



exercice 4 : décanteur lamellaire

On imagine d'effectuer la séparation de particules de vitesse terminale de chute $0,4 \text{ m h}^{-1}$ dans un décanteur lamellaire de dimensions $L = 16 \text{ m}$, $l = 8,5 \text{ m}$ et $H = 3,5 \text{ m}$. Ce décanteur dispose de 35 lamelles de 8,5 m de large et de 3 m de hauteur, faisant un angle $\alpha = 35^\circ$ par rapport à l'horizontale.

↪ Déterminer les débits maxima admissibles en l'absence et en présence des plaques.

1.3. DÉCANTATION HOMOGENÈME DE GRAINS UNIFORMES

On s'intéresse maintenant au cas de la décantation d'une suspension homogène de grains uniformes, c'est-à-dire que les particules ont toutes la même taille et décantent individuellement, sans aggrégation ; en revanche la suspension peut être concentrée.

Pour pouvoir représenter tous les modes de décantation possibles, on définit :

- ✓ u_e la vitesse relative des particules par rapport au liquide ;
- ✓ v la vitesse relative du liquide par rapport aux parois fixes du décanteur ;
- ✓ u_s la vitesse de sédimentation des particules par rapport aux parois.

On a donc $u_s = u_e + v$.

Si ϕ est la fraction volumique de solide dans la suspension et Ω la section du décanteur, alors :

- ✓ le débit de liquide sortant du décanteur dans la surverse vaut $Q_{liq} = \Omega \cdot (1 - \phi) \cdot v$;
- ✓ le débit de solide sortant du décanteur dans la sousverse vaut $Q_s = \Omega \cdot \phi \cdot u_s$.

Par conséquent $u_e = u_s - v = \frac{Q_s}{\Omega \cdot \phi} - \frac{Q_{liq}}{\Omega \cdot (1 - \phi)}$.

En particulier :

- ✓ en sédimentation à fond ouvert (liquide quasiment immobile), $u_s = u_e$;
- ✓ en sédimentation à fond fermé (il remonte un débit liquide équivalent au débit solide qui descend : $Q_{liq} = -Q_s$), $\Omega \cdot (1 - \phi) \cdot v = -\Omega \cdot \phi \cdot u_s$ avec $v = u_s - u_e$, soit $u_s = (1 - \phi) \cdot u_e$.

On définit les vitesses superficielles normées par la vitesse terminale de chute des particules individuelles :

$$U_s = \frac{Q_s}{\Omega \cdot u_t} \text{ et } U_{liq} = \frac{Q_{liq}}{\Omega \cdot u_t}$$

Donc $\frac{u_e}{u_t} = \frac{Q_s}{\Omega \cdot \phi \cdot u_t} - \frac{Q_{liq}}{\Omega \cdot (1 - \phi) \cdot u_t} = \frac{U_s}{\phi} - \frac{U_{liq}}{1 - \phi}$ ou encore $\phi \cdot (1 - \phi) \cdot \frac{u_e}{u_t} = (1 - \phi) \cdot U_s - \phi \cdot U_{liq}$

Or on a vu en UTC106 qu'il est possible de relier (au moins empiriquement) la vitesse terminale des particules individuelles u_t à celle d'un essaim de particules, qui n'est autre ici que u_e :

$$u_e = u_t \cdot f(\phi)$$

Par conséquent $\phi \cdot (1 - \phi) \cdot f(\phi) = (1 - \phi) \cdot U_s - \phi \cdot U_{liq}$. On peut tracer un graphique Y vs ϕ , où $Y_1 = (1 - \phi) \cdot U_s - \phi \cdot U_{liq}$ représente la droite passant par $(0, U_s)$ et $(1, -U_{liq})$; alors que la courbe $Y_2 = \phi \cdot (1 - \phi) \cdot f(\phi)$ est asymétrique et présente un maximum, comme illustré sur la Figure 6.

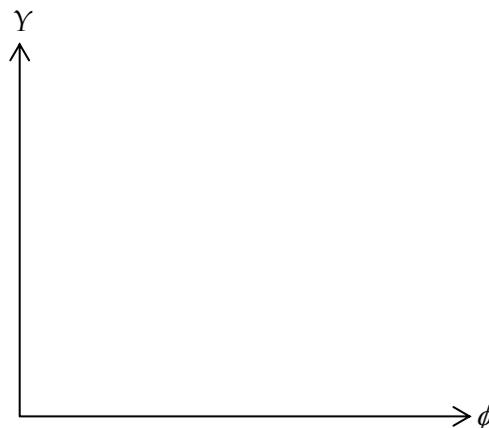


Figure 6 : Points de fonctionnement d'un décanteur pour une suspension homogène de grains uniformes.

On voit apparaître deux points de fonctionnement correspondant à un fonctionnement en lit lâche pour la plus faible valeur de ϕ , et un fonctionnement en lit dense pour la plus grande valeur de ϕ . On remarque également que pour une valeur U_{liq} donnée il existe une valeur de ϕ correspondant à un débit maximum de solide.

1.4. DÉCANTATION DE SUSPENSIONS AGRÉGATIVES

Cette partie est fournie à titre documentaire.

Dans le cas d'une suspension de particules de tailles hétérogènes, il y a une hétérogénéité de vitesses de chute qui entraîne des collisions : selon les forces répulsives (dues à la couche limite chargée électriquement) et les forces de VAN DER WAALS, et selon éventuellement la présence de macromolécules adsorbées en surface des particules, il peut y avoir agrégation des particules.

1.4.1. description de la sédimentation

La Figure 7 montre les différentes zones qui apparaissent dans un tube fermé au cours de la sédimentation.

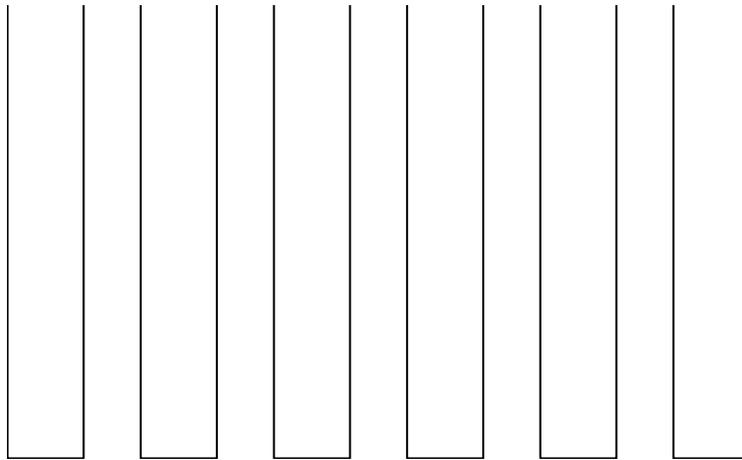


Figure 7 : Évolution de l'aspect d'une suspension en sédimentation dans une éprouvette.

1.4.2. théorie de KYNCH

Cette théorie s'applique à la sédimentation à fond fermée et repose sur les hypothèses suivantes :

- ✓ ϕ est uniforme dans une section horizontale ;
- ✓ u_t est uniforme pour toutes les particules ;
- ✓ u_e dépend seulement de ϕ ;
- ✓ ϕ initial est uniforme dans l'ensemble du tube ;
- ✓ la vitesse de sédimentation u_s tend vers zéro quand ϕ tend vers ϕ_{max} (correspondant à la couche de sédiment dans le fond du tube) ;
- ✓ il n'y a pas d'effet de paroi.

☞ Cette dernière hypothèse est assurée si le rapport entre le diamètre du tube de décantation est au moins cent fois supérieur à celui des particules.

Lorsque ces conditions sont respectées, la courbe de sédimentation, c'est-à-dire le graphique représentant l'évolution temporelle du niveau H de l'interface entre la suspension et le liquide clair, a l'allure illustrée par la Figure 8. La pente de cette courbe donne point par point la vitesse de sédimentation. On représente également sur ce graphique les droites d'iso-concentration.

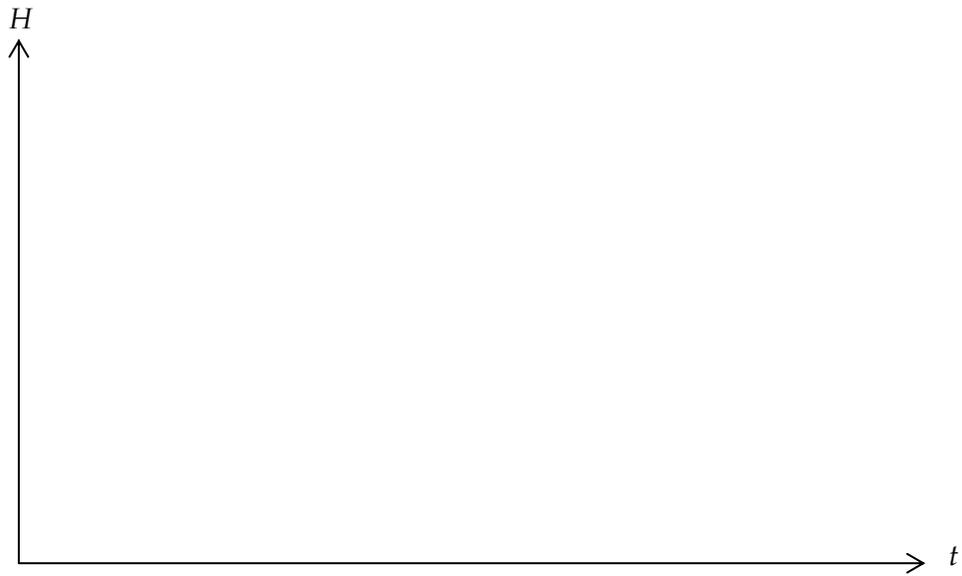


Figure 8 : Courbe de sédimentation avec droites d'iso-concentration (selon les hypothèses de KYNCH).

✍ Afin de déterminer précisément la position des transitions entre les phases de la sédimentation, on trace le même graphique en échelle logarithmique, comme sur la Figure 9.



Figure 9 : Courbe de sédimentation en échelle log-log.



Le tracé des courbes de flux (Figure 10) permet finalement de dimensionner le décanteur.

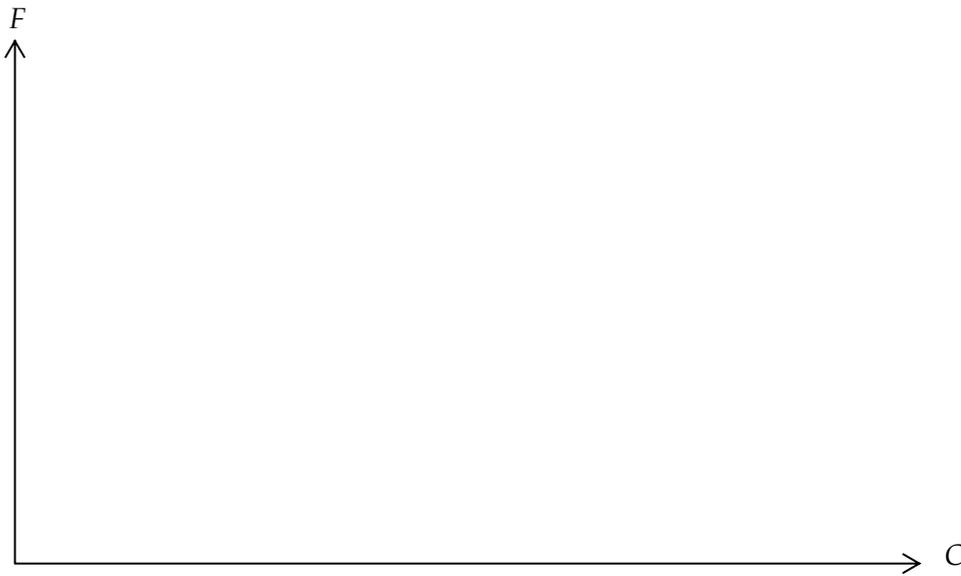


Figure 10 : Courbes de flux.

Chapitre 2 : centrifugations

Dans le cas de la séparation centrifuge, on distingue les systèmes à paroi fixe (cyclones) et les systèmes en rotation (centrifugeuse de sédimentation).

2.1. DÉCANTATION CENTRIFUGE

La décantation centrifuge revient à la décantation gravitaire en remplaçant g par $\omega^2 \cdot r$. Elle est plus rapide que la décantation gravitaire, elle sera utilisée pour :

- ✓ stopper une transformation physico-chimique ou biologique,
- ✓ réaliser des installations compactes,
- ✓ les cas où pression et température doivent être maîtrisées,
- ✓ les produits à forte valeur ajoutée.

La décantation centrifuge est utilisable si les masses volumiques du fluide et des particules sont suffisamment différentes, la viscosité cinématique du fluide n'est pas trop élevée et les particules pas trop petites, c'est-à-dire :

$$\left| \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right| \geq 10\% \quad \nu = \frac{\mu}{\rho} \leq 1,5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1} \quad d_p \geq 0,5 \text{ } \mu\text{m}$$

La décantation centrifuge est très utilisée en agroalimentaire (écrémage du lait ; séparation des moûts de bières ; clarification des jus de fruits), pour la récupération des catalyseurs et des bactéries, ou encore la séparation du latex.

2.1.1. appareillages

Comme on l'a vu au premier chapitre, la vitesse de centrifugation u_c est reliée à la vitesse terminale de chute u_t par l'effet centrifuge $K = \frac{\omega^2 \cdot r}{g}$.

2.1.1.1. centrifugeuses à vitesse modérée

On parle de centrifugeuses à vitesse modérée lorsque l'effet centrifuge K est inférieur à 3000.

2.1.1.1.1. centrifugeuse simple à bol

La Figure 11 montre une centrifugeuse simple à bol (également appelée centrifugeuse tubulaire). Ce type de centrifugeuse est utilisé pour les boues urbaines, ou encore dans les distilleries. Pour un bon fonctionnement, le rapport longueur/rayon doit être compris entre 8 et 16. La suspension doit être très peu concentrée ($\phi < 1\%$). Les débits sont généralement compris entre 0,1 et 5 m³/h et la vitesse est de l'ordre de quelques milliers de tours par minute. Ce type de centrifugeuse permet également la séparation de liquides immiscibles. Enfin elle peut fonctionner en continu (Figure 11-b) ou en discontinu (Figure 11-a).

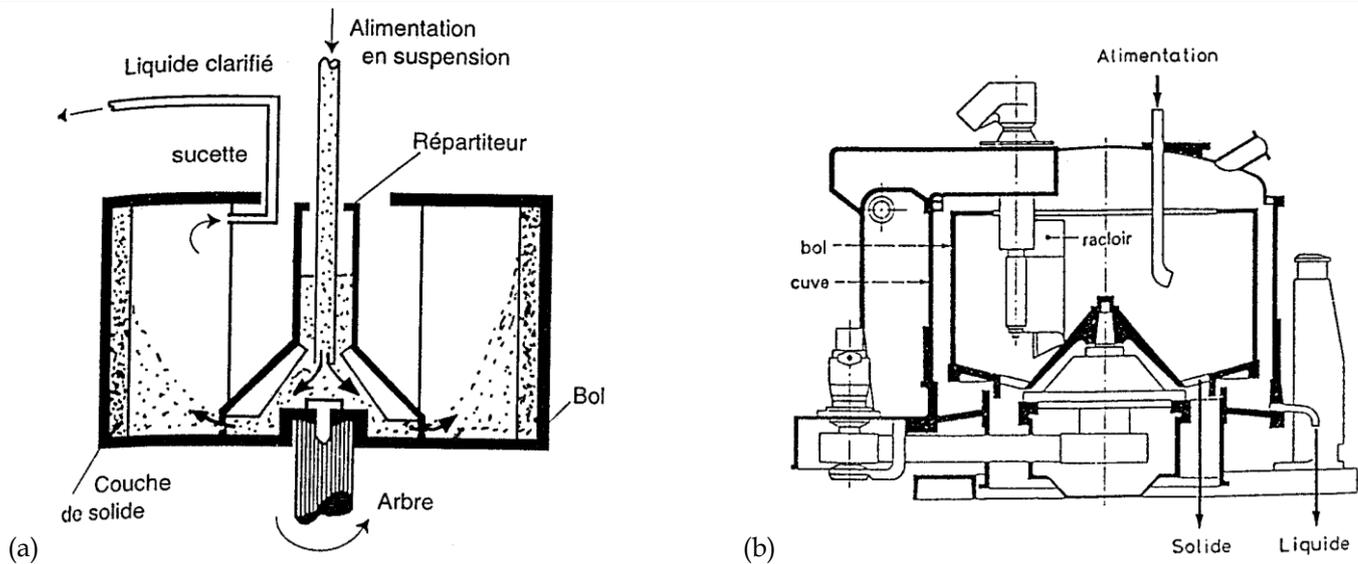


Figure 11 : Centrifugeuse simple à bol. ANGLARET & TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR

2.1.1.1.2. centrifugeuses à raclette

Les centrifugeuses à raclette (Figure 12) sont utilisées pour la concentration en protéines, la clarification des jus de presse de poisson. Le rapport longueur/rayon doit être compris entre 3 et 7. Le bol tourne à quelques milliers de tours par minute et la vis plus lentement (entre 5 et 100 rpm). La suspension peut être relativement concentrée ($\phi = 2$ à 50%).

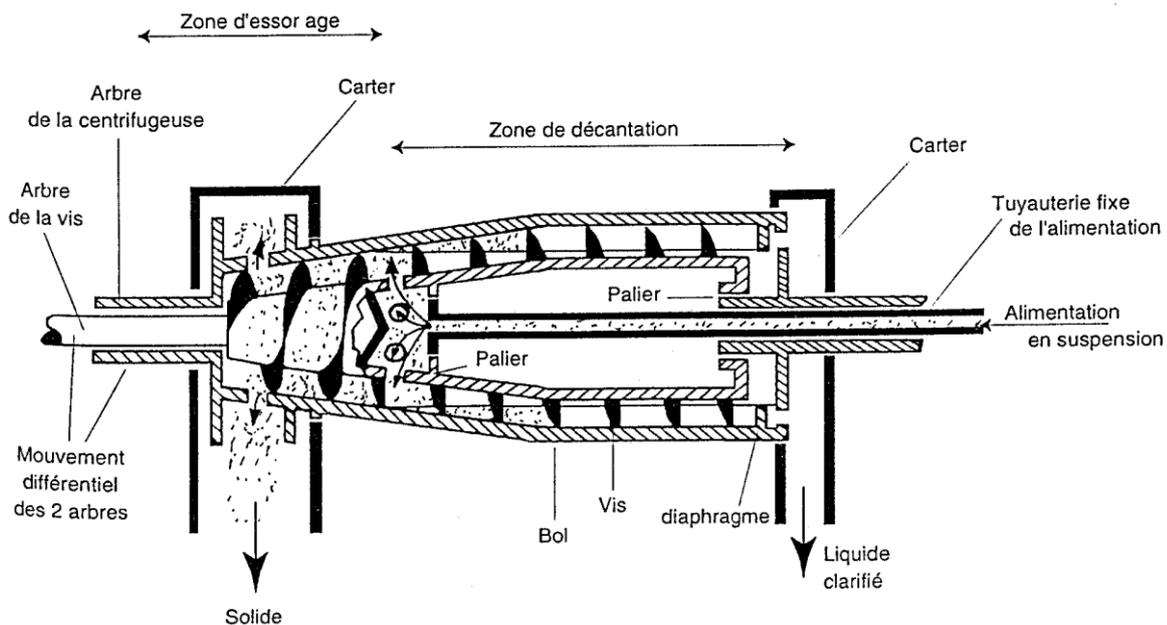


Figure 12 : Centrifugeuse à raclette. ANGLARET

2.1.1.2. centrifugeuses à grande vitesse

Les centrifugeuses à grande vitesse ($K > 3000$) permettent de traiter des suspensions de très fines particules (de l'ordre de $1 \mu\text{m}$) : soit dans une centrifugeuses à bol tubulaire (même géométrie que la Figure 11, mais fonctionnant à grande vitesse) pour l'extraction de bactéries ou encore le traitement du plasma sanguin ; soit dans une centrifugeuse à assiettes (Figure 13), pour l'écémage du lait, la séparation de l'amidon ou la récupération des catalyseurs et des bactéries. Le bol peut faire de 15 cm à 1 m de diamètre et tourner jusqu'à 12 000 tours/min. Le débit maximum est de $100 \text{ m}^3/\text{h}$ et la fraction volumique de solide ne doit pas excéder 15%.

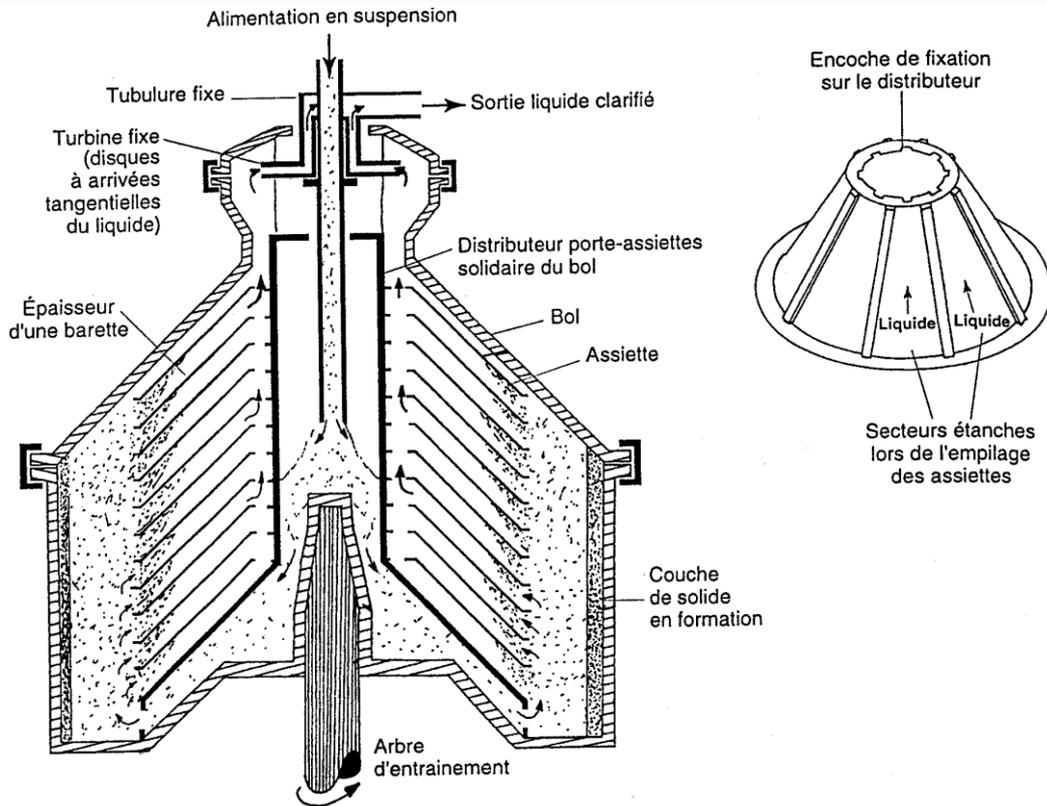


Figure 13 : Centrifugeuse à assiettes. ANGLARET

La Figure 14 fait apparaître l'équivalence entre décantations gravitaire (à gauche) et centrifuge (à droite).

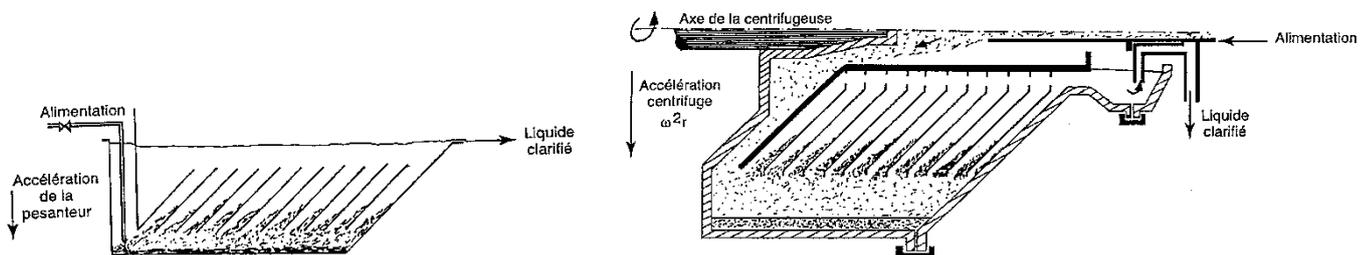


Figure 14 : Équivalence entre décantations gravitaire et centrifuge. ANGLARET

2.1.2. dimensionnement global d'une décanteuse centrifuge

Considérons la configuration de la Figure 15.

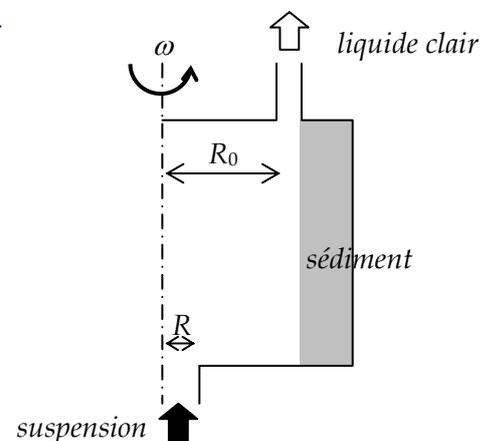


Figure 15 : Principe d'une décanteuse centrifuge.

Ainsi le débit maximum admissible dans une décanteuse centrifuge est :

$$Q_v = \Sigma \cdot u_t \quad \text{avec } \Sigma = \frac{\omega^2 \cdot V}{g \cdot \ln \frac{R_0}{R}}$$

Σ n'est autre que l'aire d'un décanteur gravitaire qui traiterait le même débit avec la même efficacité.

- ✓ pour un centrifugeuse tubulaire : $\Sigma = \frac{\omega^2 \cdot \pi \cdot (R_0^2 - R^2) \cdot L}{g \cdot \ln \frac{R_0}{R}}$
- ✓ pour un centrifugeuse à assiettes : $\Sigma = \frac{\omega^2 \cdot 2\pi \cdot (N-1) \cdot (R_0^2 - R^2)}{3 \cdot g \cdot \tan \theta}$

N : nombre d'assiettes ; θ : inclinaison des assiettes par rapport à l'axe de rotation

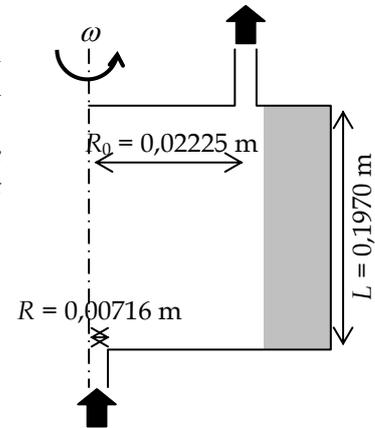
☞ On néglige ici la modification de taille des particules, l'influence des autres particules, les mouvements tourbillonnaires et la convection.



exercice 5 : dimensionnement d'une centrifugeuse cylindrique

On souhaite séparer les particules d'un solvant visqueux par centrifugation. Une centrifugeuse cylindrique, dont les caractéristiques sont portées sur la figure ci-contre, est utilisée. Les particules sont telles que $\rho_p = 1460 \text{ kg m}^{-3}$. La masse volumique du solvant est $\rho_f = 800 \text{ kg m}^{-3}$ et sa viscosité $\mu = 0,1 \text{ Pa s}$.

☞ Calculer le diamètre des particules les plus grosses subsistant dans le liquide de sortie pour une vitesse de rotation de 23000 rpm (révolutions par minutes) et un débit $Q_v = 0,002832 \text{ m}^3/\text{h}$.



☞ Quelles seront les caractéristiques d'une centrifugeuse permettant de traiter avec la même efficacité un débit 100 fois plus important ? On conservera la similitude géométrique des appareils et on extrapolera à accélération constante (c'est-à-dire à $\omega \cdot R_0$ constant).

2.2. CYCLONE

Les cyclones sont utilisés surtout pour la séparation gaz/solide (*cyclones*) et plus rarement pour la séparation liquide/solide (*hydrocyclones*) de petites particules (1 à 100 μm). Ils sont de construction simple (pas de pièce mobile) et n'impliquent qu'un faible coût d'opération. Enfin ils permettent de travailler à haute température (jusqu'à 1000°C) et/ou pression (jusqu'à 500 bar).

Ils sont utilisés pour le dépoussiérage (pour épurer un gaz ou récupérer le solide), mais également pour le dévésiculage (récupération de gouttelettes).

Comme illustré sur la Figure 16, la plupart des cyclones ont une admission tangentielle (avec des vitesses de quelques dizaines de mètres par seconde); les évacuations sont axiales.

Pour assurer un bon fonctionnement du cyclone, divers auteurs recommandent les proportions indiquées dans le Tableau 2.

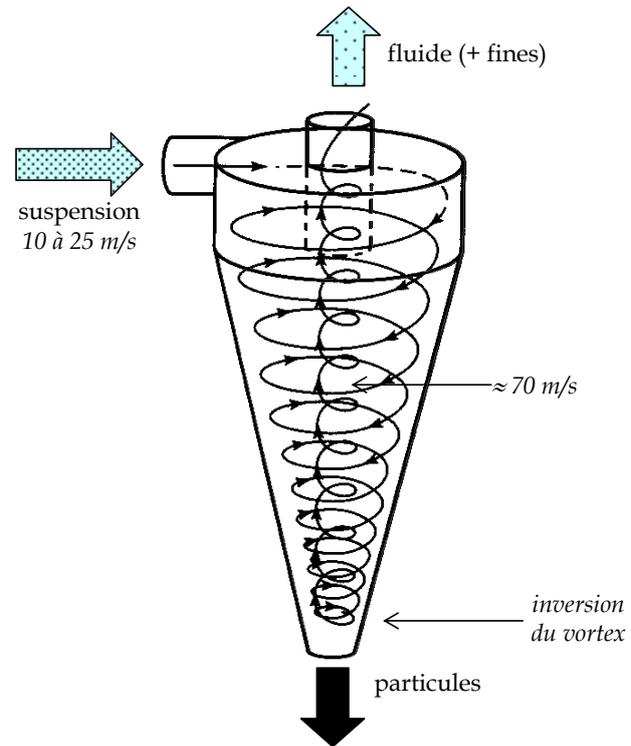
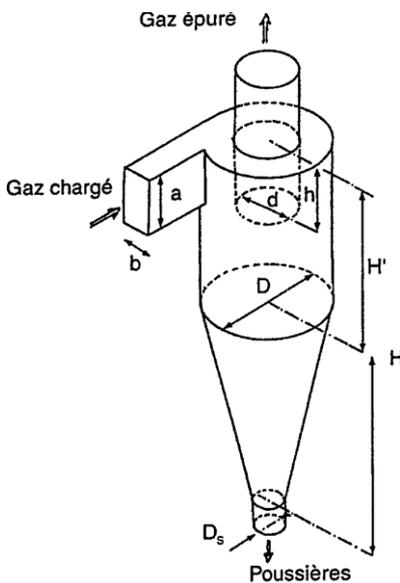


Figure 16 : Schéma de principe d'un cyclone. MCCABE

Tableau 2 : Valeurs classiques de proportions pour un cyclone. ANGLARET & MIDOUX



	séparation standard				haute efficacité	
	LAPPLE	SWIFT	PETERSON	ZENZ	STAIRMAND	SWIFT
a/D	0,5	0,5	0,583	0,5	0,5	0,44
b/D	0,25	0,25	0,208	0,25	0,2	0,21
h/D	0,625	0,6	0,583	0,75	0,5	0,5
d/D	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,4
H'/D	2	1,75	1,333	2	1,5	1,4
H/D	2	2	1,84	2	2,5	2,5
D_s/D	0,25	0,4	0,5	0,25	0,375	0,4
k	0,729	0,729	0,671	0,729	0,659	0,674
K	403	382	330	347	551	699
N_t	4	3,5	2,3	/	3	3,2

2.2.1. grandeurs caractéristiques

Pour caractériser les performances d'un cyclone, on définit plusieurs grandeurs caractéristiques.

2.2.1.1. efficacités

Pour caractériser l'efficacité d'un cyclone, on peut définir son diamètre de coupure, ou bien calculer l'efficacité relative à chaque classe de particules et en déduire l'efficacité globale.

2.2.1.1.1. diamètre de coupure

Le diamètre de coupure, c'est-à-dire le diamètre des plus petites particules retenues par le cyclone, peut être calculé à l'aide de la relation suivante :

$$d_{\text{coupure}} = 1,09 \cdot k \cdot \sqrt{\frac{\mu \cdot D}{N_t \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot U_e}}$$

- ✓ U_e est la vitesse d'entrée du gaz.
- ✓ N_t est le nombre de tours que la particule effectue dans la spirale du vortex entre l'entrée et la cote d'inversion du vortex. N_t est de l'ordre de 3 ; il dépend des proportions du cyclone (cf. Tableau 2) ou peut être calculé à partir de la corrélation $N_t = 0,92 \cdot \sqrt{U_e}$.
- ✓ k est une constante de l'ordre de 0,7, qui dépend des proportions du cyclone (cf. Tableau 2).

2.2.1.1.2. efficacités

On peut définir l'efficacité relative à la classe de particules de diamètre d_i :

$$eff_i = 1 - \exp \left[-2 \cdot \left(K \cdot (n+1) \cdot \frac{\rho_p \cdot d_i^2}{18 \cdot \mu} \cdot \frac{Q_v}{D^3} \right)^{\frac{1}{2n+2}} \right]$$

- ✓ Q_v est le débit volumique ;
- ✓ K est une constante de l'ordre de 450 à 600, qui dépend des proportions du cyclone (cf. Tableau 2) ;
- ✓ n est donné par la relation d'Alexander :

$$n = 1 - 0,182 \cdot T^{0,3} \cdot \left(1 - \frac{2}{3} \cdot D^{0,14} \right) \text{ où } T \text{ est la température en Kelvin}$$

L'efficacité globale est calculée selon :

$$eff = 1 - \frac{\text{teneur en solide en sortie}}{\text{teneur en solide en entrée}} = \sum_i f_i \cdot eff_i$$

où f_i est la fraction massique de la classe i

L'efficacité est d'autant plus importante que :

- ✓ le débit Q_v (ou la vitesse d'entrée U_e) est élevé ;
- ✓ la viscosité du fluide est faible ;
- ✓ la fraction de volume occupée par le solide est importante.

2.2.1.2. autres grandeurs caractéristiques

Les efficacités ne suffisent pas à caractériser un cyclone.

2.2.1.2.1. longueur du vortex

Elle est donnée par la corrélation : $L = 2,3 \cdot \frac{d \cdot D^{2/3}}{(a \cdot b)^{1/3}}$.

2.2.1.2.2. pertes de charge

Les pertes de charge générées par le cyclone sont évaluées à l'aide de l'expression suivante :

$$\Delta P = \xi \cdot \frac{\rho_f \cdot U_e^2}{2}$$

$$\text{Le coefficient } \xi \text{ est donné par : } \xi = \begin{cases} 16 \cdot \frac{a \cdot b}{d^2} & \text{Shepherd \& Lappel} \\ 11,3 \cdot \left(\frac{a \cdot b}{d^2} \right)^2 + 3,33 & \text{Casal \& Martinez} \\ 4,62 \cdot \frac{a \cdot b}{D \cdot d} \cdot \left(\frac{n^{-1} + 0,90 + 0,77 \cdot n^{1,84}}{(d/D)^{2 \cdot n}} - \frac{1-n}{n} \right) & \end{cases}$$

2.2.1.2.3. vitesses caractéristiques

La vitesse à l'entrée est telle que : $U_e = \frac{Q_v}{a \cdot b}$

La vitesse de saltation est définie selon :

$$U_s = 2,1 \cdot \left(\frac{b}{0,03175} \right)^{0,4} \cdot w \cdot N_g^{1/3}$$

N_g étant le "nombre d'accélération disponibles" à l'entrée du cyclone : $N_g = \frac{2 \cdot U_e^2}{g \cdot (D-b)}$

La vitesse caractéristique d'une particule est : $w = \left[\frac{4 \cdot \mu \cdot g \cdot (\rho_p - \rho_f)}{3 \cdot \rho_f^2} \right]^{1/3}$

2.2.2. dimensionnement d'une batterie de cyclones

L'association de cyclones en batterie permet d'augmenter leur efficacité.

2.2.2.1. cyclones associés en série

L'efficacité totale sera telle que $1 - eff_{totale} = (1 - eff_{cyclone 1}) \cdot (1 - eff_{cyclone 2}) \cdot \dots$

2.2.2.2. cyclones associés en parallèle

On limite le débit traité par chaque cyclone, mais aussi leur diamètre, et globalement l'efficacité est améliorée. La méthode de dimensionnement est la suivante :

☞ rassembler les données :

- ✓ $\rho_p, \rho_f, \mu,$
- ✓ distribution granulométrique (f_i, d_i),
- ✓ débit Q_v à traiter ;

☞ se fixer :

- ✓ l'efficacité eff voulue,
- ✓ les proportions géométriques (cf. Tableau 2),
- ✓ le rapport U_e/U_s (généralement autour de 1,25) ;

☞ établir l'expression numérique de D en fonction du nombre N de cyclones en parallèle (permettant de traiter le débit total Q_v) :

☞ dresser un tableau du type :

N	D	U_e	n	ξ	ΔP	eff
1						
2						
...						

☞ choisir le nombre N de cyclones permettant d'obtenir l'efficacité souhaitée.

☞ Si ΔP et/ou U_e ne sont pas raisonnables (c'est-à-dire $\Delta P \geq 2500$ Pa et $U_e \geq 30$ m s⁻¹), ajuster U_e/U_s et les proportions géométriques, en respectant les contraintes suivantes :

- ✓ $a < h$ pour éviter les courts circuits,
- ✓ $b < (D-d)/2$ pour éviter l'étranglement de la veine fluide,
- ✓ $h+L < H+H'$ pour maintenir le vortex dans le cyclone,
- ✓ $U_e/U_s \leq 1,35$ pour éviter les réentrainements et une baisse d'efficacité.



exercice 6 : dimensionnement d'une batterie de cyclones

Une poussière de ciment en suspension dans l'air peut être représentée par la distribution ci-dessous.

d_i [μm]	90	75	60	40	30	20	15	10	7,5	5	2,5
% en masse de taille inférieure	100	94	92	86	79	67	58	44	34	22	8

La teneur en poussière est de $2 \cdot 10^{-4}$ kg m⁻³, les rejets autorisés par la loi sont de $1,2 \cdot 10^{-5}$ kg m⁻³. Les propriétés sont les suivantes : $\rho_p = 1500$ kg m⁻³ ; $\mu = 2,2 \cdot 10^{-5}$ Pa s ; $\rho_f = 0,8825$ kg m⁻³. On souhaite traiter un débit de 22500 m³ h⁻¹ à la température de 400 K. (On choisira des cyclones de type STAIRMAND ; l'expression de Casal & Martinez pour ξ .)

☞ Déterminer le nombre N de cyclones en parallèle nécessaires pour que l'efficacité de l'opération soit de 94% .

Il existe un appareil similaire : le rotoclone (Figure 17). Il est plus compact, mais il présente un champ de vitesse plus intense (ce qui peut poser problème si les particules sont fragiles) et est d'un coût d'entretien plus élevé.

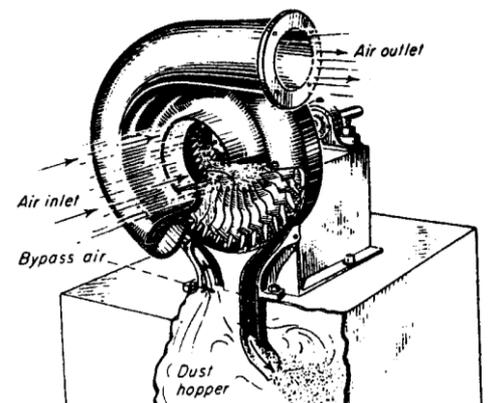


Figure 17 : Rotoclone.  PERRY

2.3. FILTRATION CENTRIFUGE (ESSORAGE)

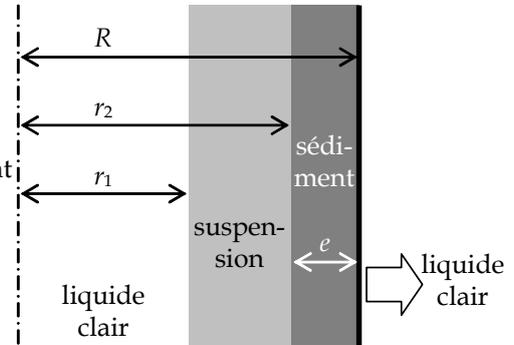
La séparation des constituants s'effectue par le passage de la phase liquide au travers d'un élément filtrant sous l'action d'un champ centrifuge. Cet élément filtrant fixé contre la paroi interne du rotor, est le support sur lequel viennent se déposer les particules solides constituant une couche perméable appelée "gâteau". Il s'agit donc d'une filtration sur support dans laquelle la pression est celle exercée par un anneau liquide en rotation.

Ce type de séparation est utilisé pour l'essorage du sel marin, la préparation de produits cristallins et amorphes en pharmacie, ou encore l'essorage de l'amidon, de féculles, du sucre.

Le temps nécessaire pour obtenir un sédiment d'épaisseur e est :

$$t = \frac{r \cdot \mu}{2 \cdot \chi \cdot \rho_{\text{liquide clair}} \cdot \omega^2} \cdot \frac{1}{R^2 - r_1^2} \cdot \left[(R^2 - r_2^2) \cdot \left(1 + 2 \cdot \frac{e}{R} \right) + 2 \cdot r_2^2 \cdot \ln \left(\frac{r_2}{R} \right) \right]$$

où χ est le volume de sédiment déposé par le passage d'1 m³ de filtrat



La Figure 18 montre le principe d'uneessoreuse.

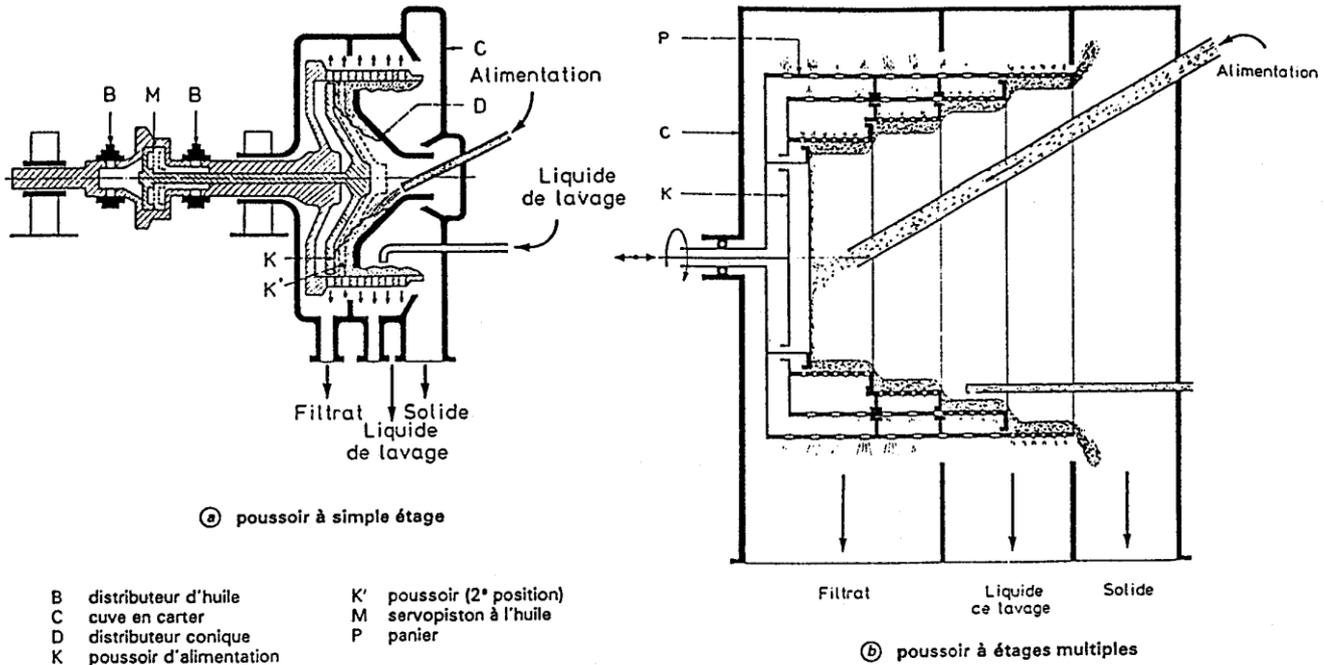


Figure 18 : Essoreuse. TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR

Chapitre 3 : filtrations

La filtration permet de séparer un fluide des particules dont il est chargé plus rapidement que la sédimentation (notamment pour les petites particules), mais elle est plus coûteuse. Il existe plusieurs catégories de filtration, selon la taille des particules, comme illustré sur la Figure 19.

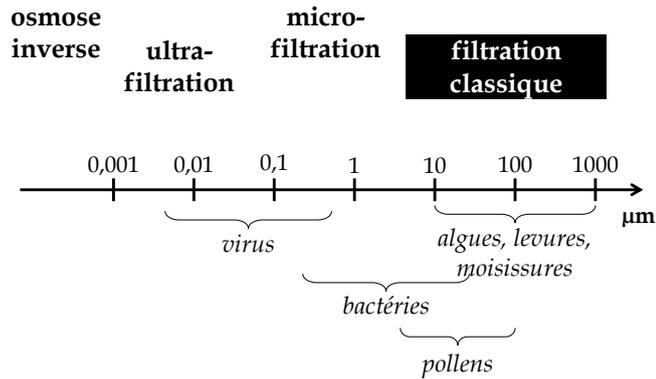


Figure 19 : Catégories de filtration selon la taille des particules.

L'objectif de la filtration est de séparer mécaniquement une phase continue fluide d'une phase dispersée solide. La filtration consiste à faire passer la suspension à travers un milieu filtrant adéquat, capable de retenir les particules par action physique. Nous nous intéresserons essentiellement à la filtration solide/liquide.

On peut effectuer la filtration "dans la masse" ou filtration en profondeur (lit de particules par exemple) : les particules colmatent progressivement le milieu. Cette technique ne sera utilisée que si on ne souhaite pas récupérer les particules (traitement des eaux par exemple) et pour des suspensions peu chargées, en particules de 0,3 à 2,5 mm. On peut également effectuer une filtration sur support (Figure 20) comportant un grand nombre d'orifices. Les particules se déposent en surface du support et s'accumulent sous la forme d'un "gâteau". Cette technique est utilisée pour des suspensions plus chargées et/ou de particules plus petites et/ou si l'on souhaite récupérer le solide.

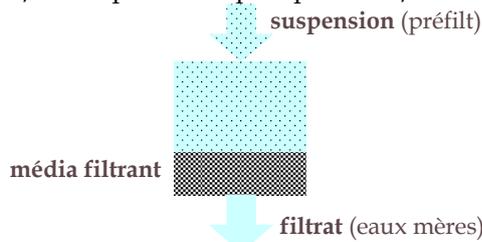


Figure 20 : Principe de la filtration sur support.

Pour fournir l'énergie nécessaire pour que la suspension traverse le filtre, on pourra utiliser une pompe centrifuge (filtration sous pression). La courbe caractéristique d'une telle pompe est représentée sur la Figure 21.

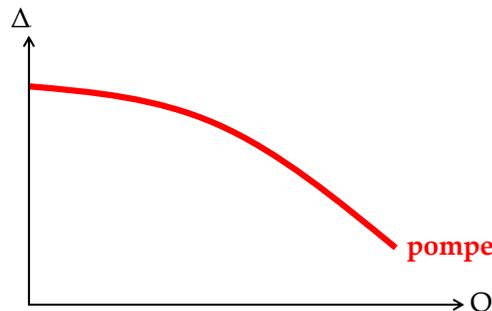


Figure 21 : Courbe caractéristique d'une pompe centrifuge.

3.1. FILTRATION SUR SUPPORT

La filtration sur support est une opération le plus souvent discontinue, même s'il existe des appareils de filtration continue (*voir partie technologie*). Les particules s'accumulent sous forme de gâteau, dont l'épaisseur augmente avec le temps. Parallèlement, les pertes de charge augmentent, et au bout d'un certain temps elles sont telles qu'il n'est plus possible de continuer la filtration : c'est le colmatage. On arrête alors la filtration pour récupérer le solide. Avant cela, pour purifier le gâteau lorsqu'il est récupéré, on effectue souvent un lavage. Il faut en outre éviter qu'il soit trop humide, on procède donc à un essorage.

3.1.1. technologie

Pour faciliter l'opération et augmenter la vitesse de passage du liquide (qui dépend de la perte de charge dans le milieu poreux), on exerce une aspiration en aval du filtre (filtration **sous vide**) ou on augmente la pression en amont (filtration **sous pression** ou **par gravité**). On peut également utiliser la **force centrifuge** (*vu précédemment*).

- ✓ filtration à pression constante : On régule la différence de pression entre l'amont et l'aval du filtre à une valeur constante. L'épaisseur du gâteau augmentant au cours du temps, la vitesse de filtration diminue sous l'effet de l'augmentation de la perte de charge. C'est la filtration la plus utilisée dans l'industrie.
- ✓ filtration à débit constant : On augmente au cours du temps la différence de pression entre amont et aval du filtre afin de maintenir un débit constant malgré l'augmentation de la perte de charge.

3.1.1.1. média filtrant

Il existe de nombreux types de média filtrant : fibres (tissées ou feutres), grilles métalliques ou plaques perforées, papiers, matières poreuses (fritté par ex.), membranes.

Un média filtrant doit présenter un certain nombre de qualités :

- ✓ faible résistance hydraulique
- ✓ résistance mécanique & tenue chimique
- ✓ colmatage tardif
- ✓ décollement aisé du gâteau
- ✓ coût modéré

3.1.1.2. pré-traitements

Comme le montre la Figure 22, on effectue souvent un égouttage avant la filtration afin de épaissir (concentrer) la suspension, et ainsi limiter le débit à traiter.



Figure 22 : Tables d'égouttage & tambour épaisseur.

On peut également utiliser des agents de floculation afin d'agglomérer les petites particules difficilement filtrables sinon. Leur action peut être mécanique ("ponts" entre particules) ou électrique (modification des caractéristiques électriques superficielles des particules). Les floculants les plus employés sont des polyélectrolytes, des hydrates de carbone, des polymères (anioniques, cationiques ou non-anioniques) et des polysaccharides. L'action des floculants dépend du pH ; on les utilise à des concentrations de quelques ppm à quelques mg/L.

Si la floculation est impossible ou trop coûteuse, et si on ne cherche pas à récupérer le solide, plutôt que d'utiliser une toile très fine pour traiter de très fines particules, on utilise des adjuvants. Ces composés de grande perméabilité permettent de retarder le colmatage, et ainsi faciliter la filtration et le nettoyage des filtres. Ils peuvent être disposés

en pré-couche (enduisage) ou ajoutés à la suspension (nourrissage). Les principaux adjuvants sont les Kieselguhrs et les perlites ; on utilise également des fibres de cellulose, des fibres d'amiante, de la poudre de carbone, de la sciure de bois.

- ✓ Kieselguhrs (carapaces siliceuses de diatomées fossiles microscopiques) : Leur porosité atteint 70 à 85 % et leur masse volumique apparente est de l'ordre de 300 à 350 kg m⁻³ ; on les utilise après broyage puis divers traitements (calcination, lavage à l'acide, frittage...).
- ✓ perlites (roches vitreuses volcaniques de la famille des pierres ponce) : On les utilise après broyage, tamisage, chauffage brutal et re-broyage ; leur masse volumique apparente est de l'ordre de 150 à 200 kg m⁻³

3.1.1.3. post-traitements

Afin de récupérer le filtrat ou encore pour que le gâteau en soit exempt, on procède à un lavage, c'est-à-dire à l'élimination du filtrat contenu dans les pores du gâteau par dilution (ou repulpage : on mélange du solide avec le liquide de lavage dans une cuve annexe puis on re-filtre, autant de fois que nécessaire pour atteindre la pureté requise) ou par déplacement (le liquide de lavage déplace, comme un piston, le liquide interstitiel). Cette seconde méthode est en général préférée, mais cela dépend de l'appareillage. Le lavage nécessite de grandes quantités de liquide si on souhaite éliminer les dernières traces de filtrat. Il peut être réalisé dans le même appareil que pour la filtration ou dans un autre (☞ Dans un appareil continu, la fraction de surface requise pour le lavage peut atteindre 70 à 80 %).

L'essorage (ou pressage) permet d'obtenir un gâteau le moins humide possible, afin de réduire les frais de transport et/ou de séchage. On peut procéder soit par écrasement mécanique, soit par passage d'un courant d'air ou de vapeur. Cette seconde méthode est préférée en général, mais il faut que les pores du gâteau soient de taille supérieure à 50 µm environ, avec une perméabilité de 10⁻¹⁰ à 10⁻¹⁵ m².

Enfin le séchage pourra être employé si l'on souhaite récupérer un solide de très faible humidité résiduelle.

3.1.1.4. appareillages

Un tableau récapitulatif est à compléter page 32.

3.1.1.4.1. filtre-presse

Le plus courant des filtres est le filtre-presse. (Figure 23 à Figure 25).

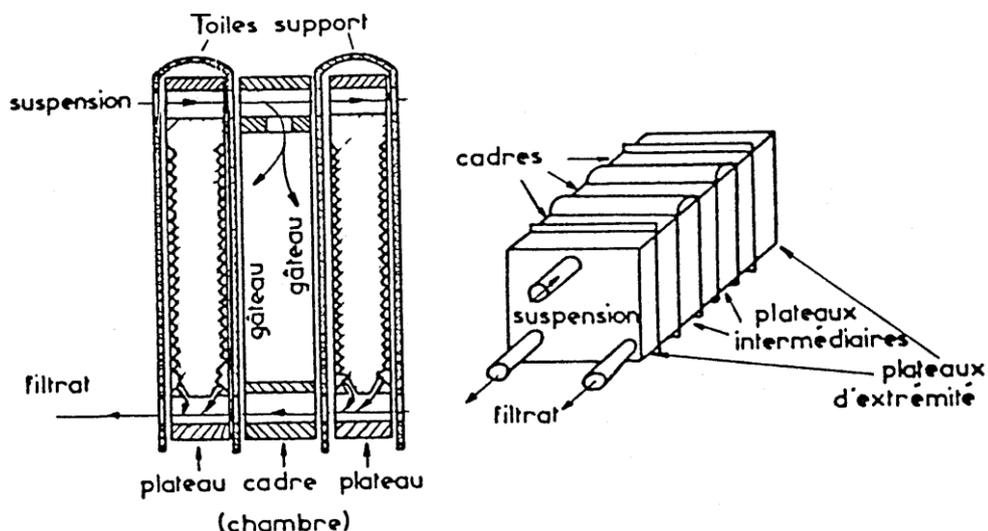


Figure 23 : Principe de fonctionnement du filtre-presse. 📖 MIDOUX

voir démonstration dans les compléments de cours 🧑🏫

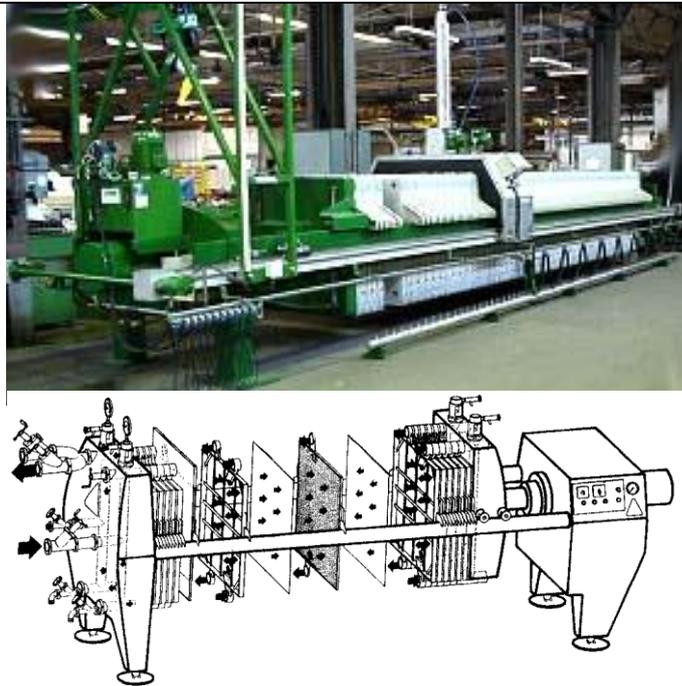


Figure 24 : Filtres-presse.

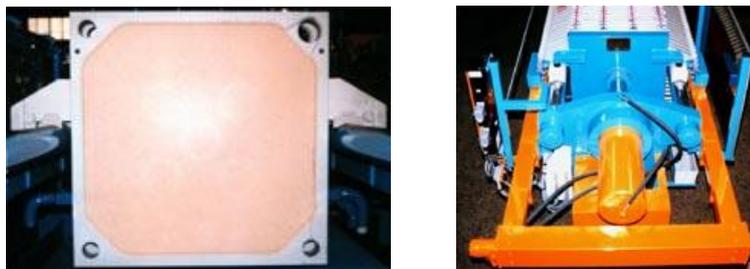
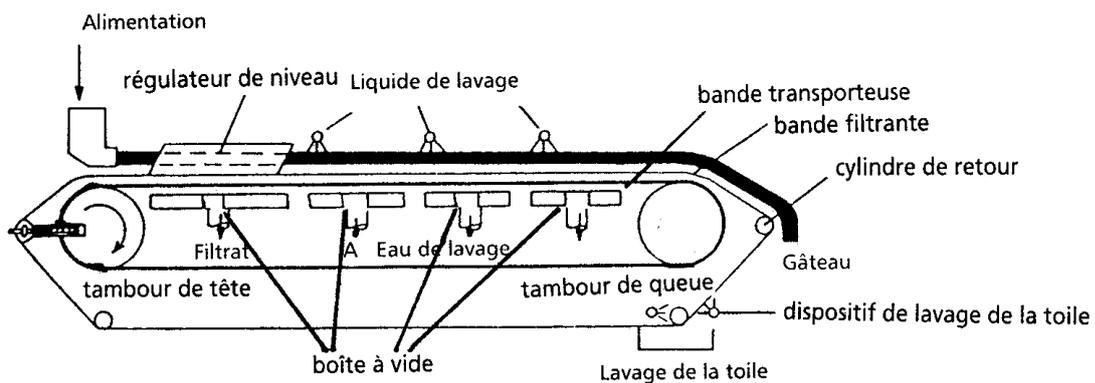


Figure 25 : Détails d'un filtre-presse.

3.1.1.4.2. filtres fonctionnant en continu

Des filtrations continues peuvent être réalisées dans des filtres à bande (Figure 26 & Figure 27), des filtres à tambour (Figure 28) ou à disque (Figure 29 & Figure 30), ou encore des filtres à table tournante (Figure 31).

Figure 26 : Principe de fonctionnement du filtre à bande.  KOLLER

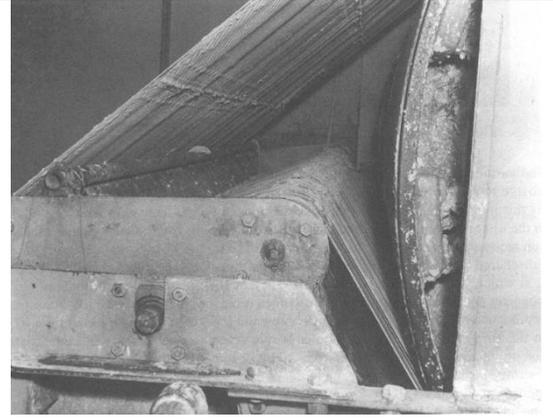
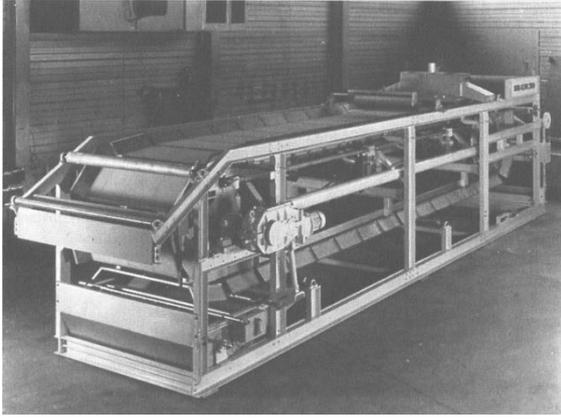


Figure 27 : Filtre à bande. COULSON & RICHARDSON

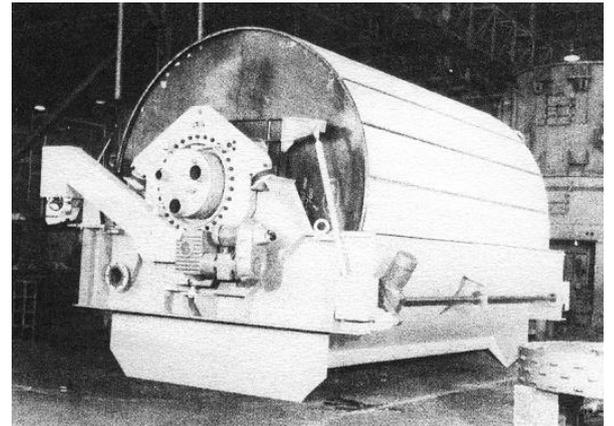
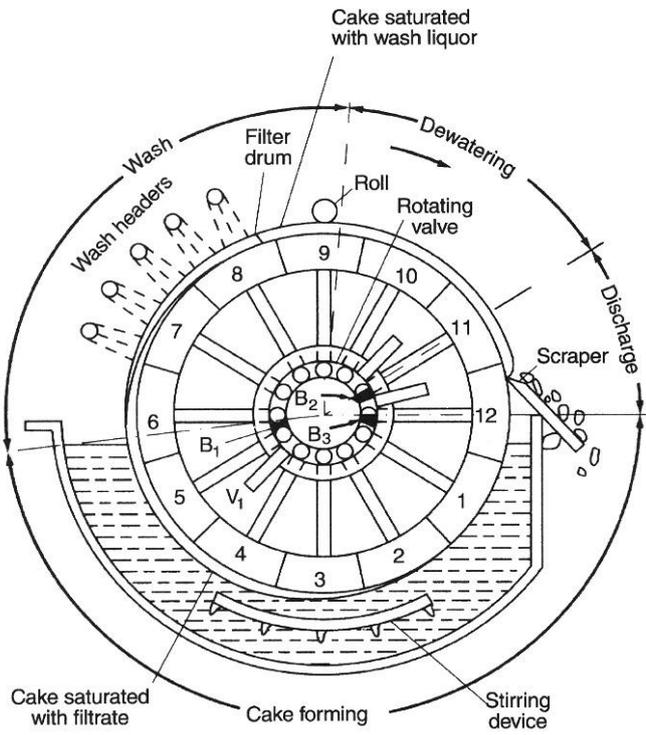


Figure 28 : Filtre à tambour. COULSON & RICHARDSON

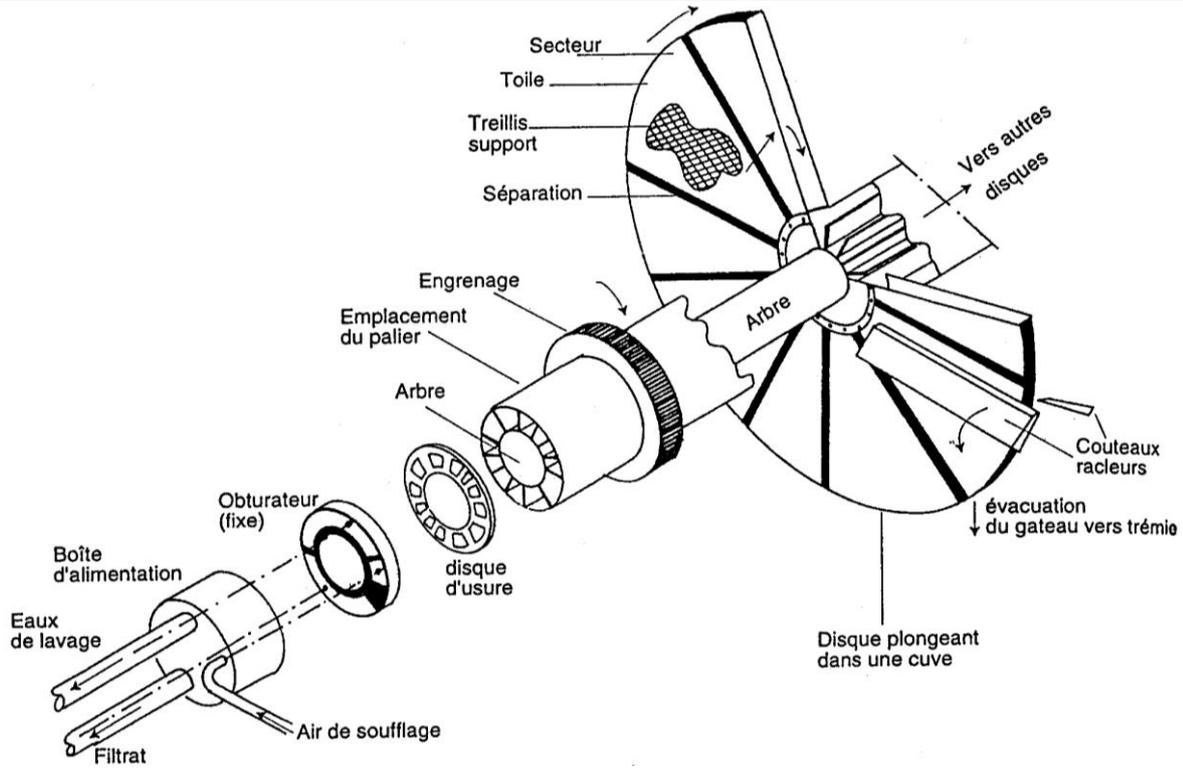


Figure 29 : Principe de fonctionnement du filtre à disques. ANGLARET

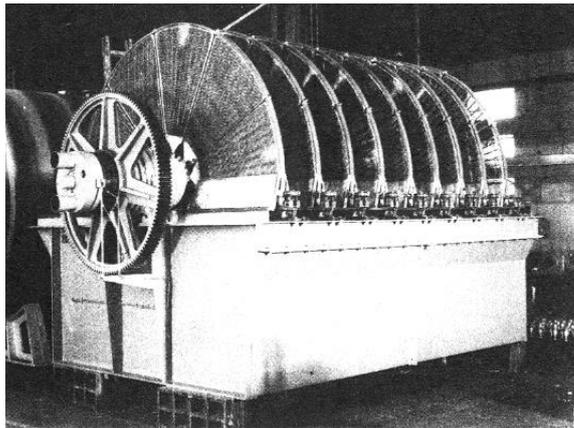


Figure 30 : Filtre à disques. COULSON & RICHARDSON

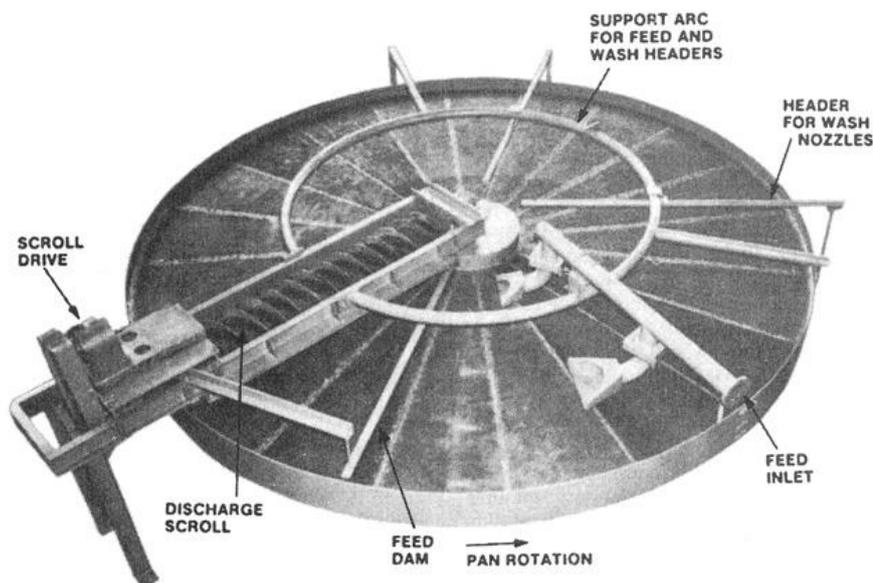


Figure 31 : Filtre à table tournante. PERRY

Les filtres à cartouches (Figure 32 & Figure 33), à poches (Figure 34) ou à manches (Figure 35) peuvent également être utilisés pour la filtration des suspensions gaz/solide.

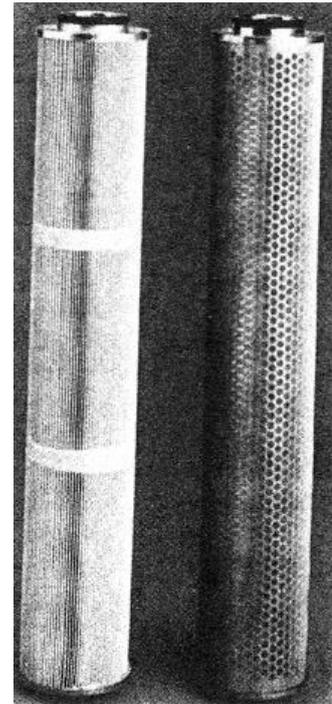
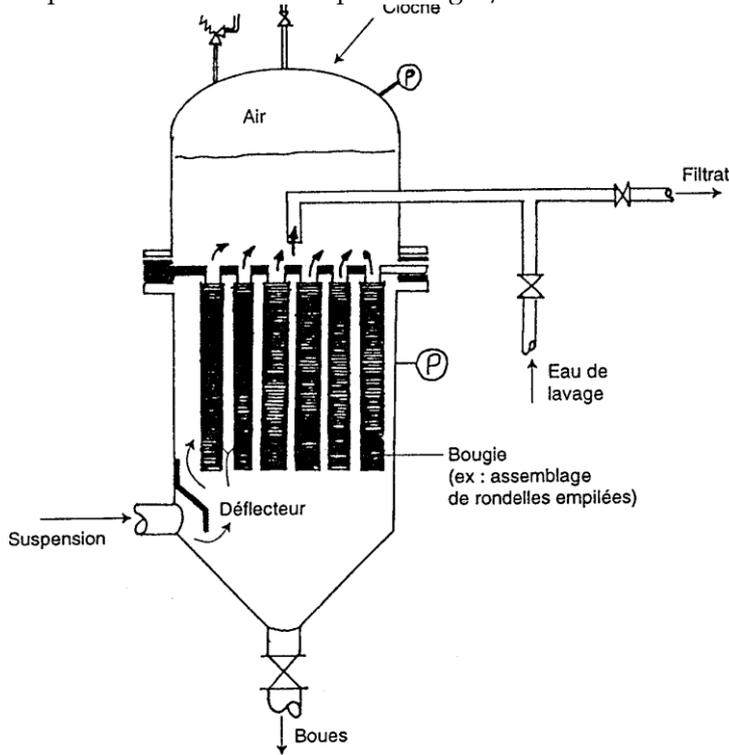


Figure 32 : Filtre à cartouches. ANGLARET

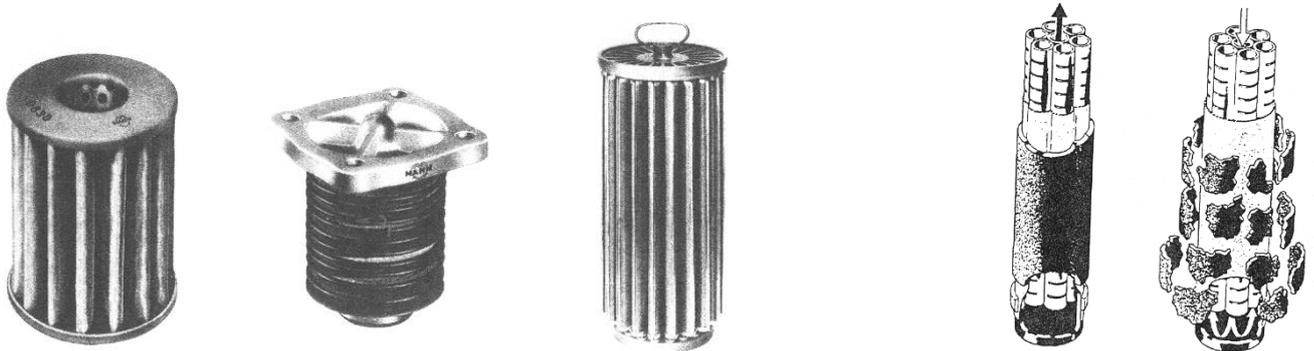


Figure 33 : Cartouches. PERRY

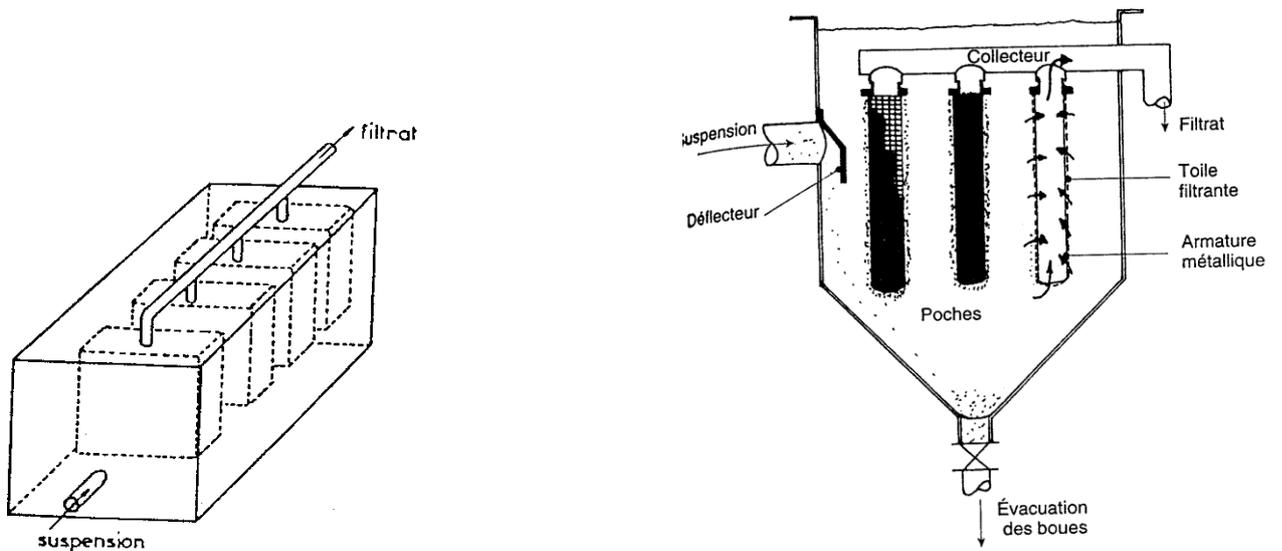


Figure 34 : Filtre à poches. MIDOUX ; ANGLARET

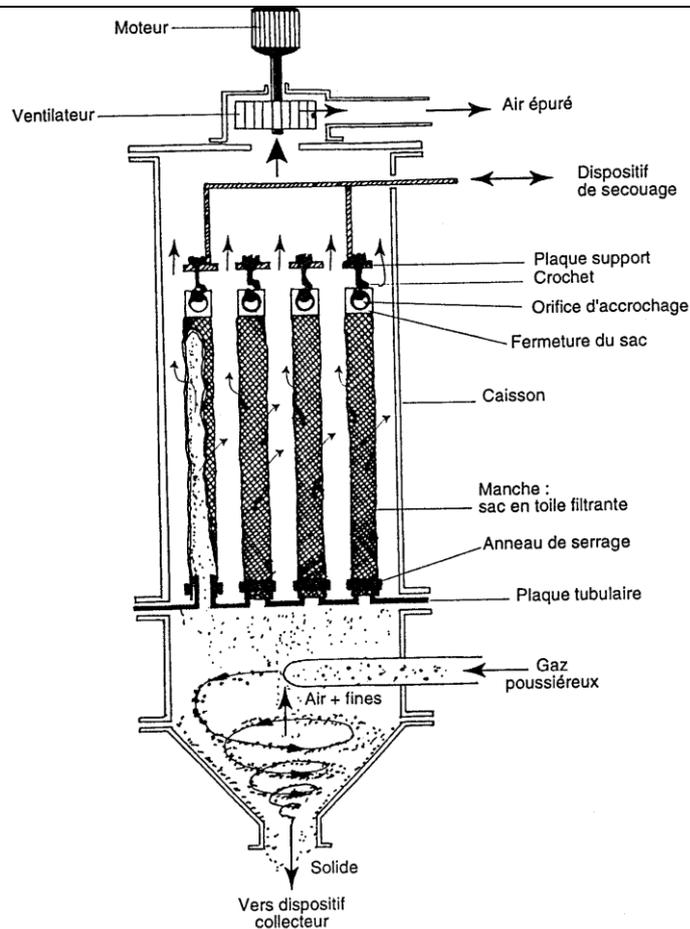


Figure 35 : Filtre à manches. ANGLARET

Le Tableau 3 propose un comparatif des différentes technologies.

Tableau 3 : Comparatif des appareillages de filtration.

filtre	fonctionnement	pression	surface	concentration de la suspension (% en masse)	seuil de coupure (μm)
presse					
bande					
tambour					
disques					
table tournante					
cadres					
bougies					
poches					
manches					

3.1.2. théorie simplifiée de la filtration discontinue

Le débit instantané de filtration est par définition le volume de filtrat obtenu par unité de temps. Il peut aussi être exprimé comme le produit de la vitesse de filtration et de la surface de filtration :

$$\frac{dV}{dt} = \Omega \cdot u$$

- ✓ volume de filtrat recueilli : V
- ✓ temps écoulé depuis de début de la filtration : t
- ✓ vitesse du liquide : u
- ✓ section de passage : Ω

On notera Z l'épaisseur du gâteau.

☛ On suppose que la filtration s'effectue en **régime de Stokes** dans le gâteau, et que celui-ci est **homogène et incompressible**.

Dans ces conditions, la perte de charge est proportionnelle à la vitesse et à la viscosité du fluide (cf. loi de Darcy). On appellera résistance et on notera R le facteur de proportionnalité (unité : m^{-1}).

$$\Delta P = R \cdot \mu \cdot u$$

Cette résistance peut être décomposée selon :

$$R = R_s + R_g$$

La résistance spécifique du gâteau α [$m \text{ kg}^{-1}$] est telle que : $R_g = \alpha \cdot \frac{M}{\Omega}$

Où M est la masse de gâteau sec, $M =$

La perméabilité du gâteau B_0 [m^2] est telle que : $R_g = \frac{Z}{B_0}$



La masse de particules par unité de volume de filtrat est notée w :

$$w = \frac{M}{V} =$$



Le rapport entre masse du gâteau humide et masse du gâteau sec est noté m .

Le titre massique de la suspension en matière solide est noté s .



L'équation différentielle de la filtration est obtenue comme suit :



$$\Delta P = \left(R_s + \frac{\alpha \cdot w}{\Omega} \cdot V \right) \cdot \frac{\mu}{\Omega} \cdot \frac{dV}{dt}$$

☞ filtration à débit constant

$$\Delta P = R_s \cdot \mu \cdot u + \alpha \cdot w \cdot \mu \cdot u^2 \cdot t$$

☞ filtration à pression constante

$$\frac{t}{V} = \frac{R_s \cdot \mu}{\Omega \cdot \Delta P} + \frac{\alpha \cdot w \cdot \mu}{2 \cdot \Omega^2 \cdot \Delta P} \cdot V$$



exercice 7 : filtration de glucose à pression constante

On utilise un filtre presse pour filtrer une suspension de glucose à laquelle on ajoute une faible quantité de kieselgur. Le filtre fournit 5 m³ de filtrat en une heure sous une pression de 1 bar.

☞ *Le kieselgur est incompressible et la résistance de la membrane est négligeable. Quelle sera la production du filtre durant la seconde heure sous la même pression ?*

☞ *À quelle valeur devra-t-on porter ΔP pour que la production de la seconde heure soit également de 5 m³ de filtrat ?*

exercice 8 : filtration à pression constante

Une bouillie aqueuse est filtrée dans un filtre presse. Le titre s de la bouillie est de 0,05 kg de solide par kg de suspension. La surface totale des toiles Ω est de 2 m², tandis que la pression de filtration ΔP est de 2 bar. La densité d_s du solide par rapport à l'eau est de 2 et la viscosité μ du filtrat est de 10⁻³ Pa s. La mesure du volume V de filtrat recueilli en fonction du temps t durant la filtration à pression constante a fourni les résultats ci-dessous :

temps [s]	0	10	20	40	60	90
volume de filtrat [m ³]	0	1,62	2,33	3,34	4,12	5,1

↪ Calculer la résistance à l'écoulement par unité de surface R_s du support.

↪ Calculer la résistance spécifique du gâteau ainsi que sa porosité, sachant que la masse du gâteau totalement séché est égale aux $\frac{3}{4}$ de la masse du gâteau saturé d'eau. On en déduira sa perméabilité B_0 .

↪ Calculer la dimension moyenne des particules solides supposées sphériques de la suspension. (On prendra pour valeur de la constante de KOZENY $h_K = 4,5$.)

↪ Au bout de quel temps t_0 et pour quel volume de filtre V_0 la résistance R_g du gâteau est-elle égale à celle de la membrane R_s ? Quelle est alors l'épaisseur du gâteau ?

↪ filtration à débit et pressions variables

$$\Delta P(t) = \frac{\mu}{\Omega} \cdot (R_s + R_g(t)) \cdot Q_v(t)$$

$$R_g(t) = \frac{\alpha \cdot w}{\Omega} \cdot V(t)$$



exercice 9 : filtration à pression et débit variables

La caractéristique de la pompe amenant la suspension à filtrer peut être considérée comme linéaire avec $\Delta P = 75$ bar si $Q_v = 0$ et $Q_v = 0,09$ m³/min si $\Delta P \rightarrow 0$. Cette pompe alimente un filtre à poche. Des essais ont été conduits sur un filtre de laboratoire équipé de la même toile, de section 10 fois inférieure à celle du prototype. Le débit était maintenu constant égal à $9,0 \cdot 10^{-3}$ m³/min. Après 625 s de filtration la pression était de 35 bar, et 480 s plus tard elle était de 59 bar.

↪ Quels sont le temps nécessaire pour produire 1 m³ de filtrat à l'aide du prototype, et la perte de pression à travers le filtre en fin d'opération ?

Dans le cas de gâteaux compressibles, on peut généralement trouver une puissance n telle que :

$$\alpha = k \cdot (\Delta P_g)^n$$

↳ $0 \leq n \leq 0,8$; et généralement n est de l'ordre de 0,1.

3.1.3. conclusion

Pour optimiser la filtration, on peut ajuster les conditions opératoires :



3.2. FILTRATION EN PROFONDEUR

Cette partie est très largement inspirée du cours d'Olivier CHEDEVILLE.

Pour filtrer des suspensions peu chargées en impuretés solides, la filtration en profondeur (également appelée filtration dans la masse) est bien adaptée. Cette technique consiste à faire circuler la suspension à travers une masse poreuse (souvent un lit de sable). Lors du passage à travers le milieu filtrant, les impuretés se fixent dans les interstices de la masse poreuse ou se collent au matériau granulaire qui la compose. Il y a progressivement encrassement du filtre et le procédé n'est donc pas adapté aux effluents chargés en matières solides.

3.2.1. aspects technologiques

3.2.1.1. les appareils

Il existe plusieurs types de filtre en profondeur, utilisés notamment pour le traitement des eaux : les filtres lents, les filtres rapides et les filtres sous pression.

3.2.1.1.1. filtres lents

Les filtres lents sont les plus simples de construction et de fonctionnement. Ils reproduisent le phénomène naturel de percolation de l'eau à travers le sol. L'avantage de ces filtres est de combiner une action de filtration classique (séparation physique des impuretés) et une épuration biologique. En effet, ces filtres peuvent être colonisés par des bactéries permettant de traiter des substances dissoutes. Les colonies de bactéries peuvent se développer naturellement ou être cultivées et déposées en surface (il faut alors quelques jours pour qu'elles se développent). Ces filtres présentent toutefois l'inconvénient de nécessiter des surfaces de traitement importantes et un long temps de filtration. De plus, ils nécessitent un nettoyage mécanique : la surface sale du filtre doit être périodiquement remplacée (couche d'environ 15 cm).

3.2.1.1.2. filtres sous pression

Les filtres sous pression permettent des vitesses de filtration jusqu'à 10 fois supérieures à celles d'un filtre rapide. Leur principe est d'accélérer la filtration en mettant sous pression le liquide à filtrer : l'écoulement n'est plus gravitaire, mais se fait sous l'action de la force de pression exercée par du gaz, le tout dans une enceinte étanche (Figure 3-36). Cette technique entraîne cependant un surcoût important, et son exploitation se limite à de petites unités de traitement, tels que les modules de traitement des eaux de piscine.

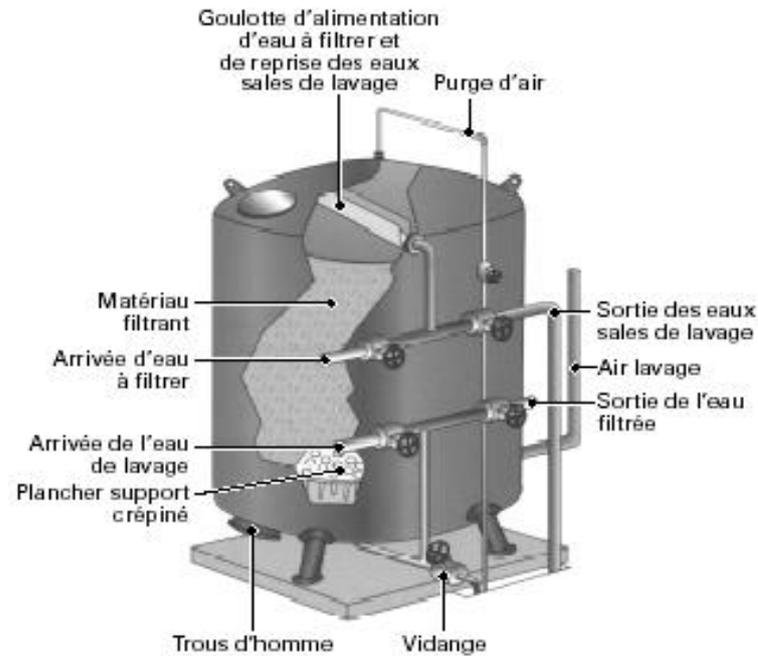


Figure 3-36 : Filtre en profondeur sous pression.

3.2.1.1.3. filtres rapides

Dans les filtres rapides, les vitesses de filtration sont en général comprises entre 5 à $25 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \text{ m}^{-2}$. Ils permettent de filtrer rapidement des effluents peu chargés en particule.

Ce sont les plus couramment utilisés et sont présents dans la plupart des usines de potabilisation de l'eau : après l'étape de coagulation-floculation (filtres à sable pour la clarification), en fin de chaîne (filtres à charbons actifs pour l'affinage du traitement).

Les ouvrages sont en général des parallélépipèdes rectangles, réalisés en béton armé car la structure doit être capable de supporter la masse filtrante et le poids de l'eau. Certains ouvrages possèdent toutefois une forme cylindrique.

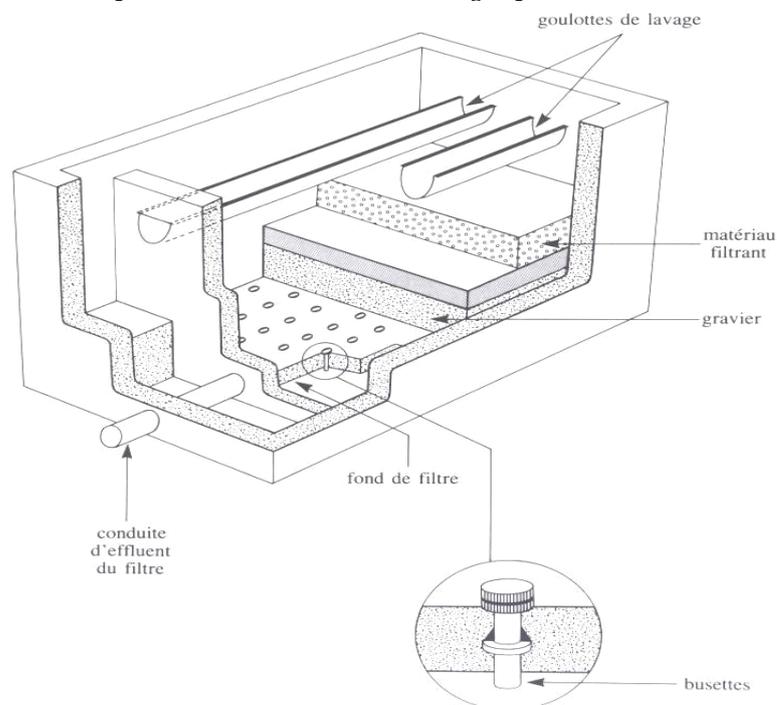


Figure 3-37 : Filtre rapide.

Comme illustré sur la Figure 3-37, les filtres rapides sont composés d'une succession de matériaux au rôle bien déterminé :

- ✓ un fond de filtre, qui permet la séparation de l'eau clarifiée et du milieu filtrant ; il doit aussi permettre d'envoyer de manière homogène sur toute la section du filtre l'eau ou l'air pour le lavage du milieu filtrant ;
- ✓ une couche de gravier (environ 50 cm), qui permet d'améliorer la répartition du fluide de lavage ;

- ✓ le milieu filtrant, constitué en général d'un matériau de granulométrie homogène ; plusieurs types de milieu filtrant existent :
 - le type européen, granulométrie moyenne (0,8 à 15 mm) et d'épaisseur plus élevée (0,9 à 1,2 m);
 - le type américain, de granulométrie fine (0,5 mm) et de faible épaisseur (0,5 m), moins intéressant car il nécessite davantage de précautions lors du lavage.

Il existe aussi des filtres multicouches, c'est-à-dire formés par la superposition de couches de granulométries différentes. Le liquide passe dans un premier temps à travers un milieu de grosse granulométrie, avec une forte rétention des matières en suspension, puis par un milieu plus dense permettant d'affiner la qualité de l'eau. La rétention des particules est plus forte dans ce type de filtre, mais, une fois encore, le nettoyage est beaucoup plus délicat (risque de mélange des deux couches).

3.2.1.2. caractéristiques du milieu filtrant

Il existe de nombreux paramètres permettant de caractériser un milieu filtrant, et ainsi de choisir le plus adapté à un problème donné.

3.2.1.2.1. composition

Le milieu filtrant peut être composé de sable ou de charbon actif. Dans ce dernier cas, le traitement est plus complet, car les charbons actifs présentent des porosités qui leur confèrent d'importantes propriétés d'adsorption. De plus, de même que pour les filtres lents, les filtres à charbon actif peuvent être colonisés par certaines bactéries et par conséquent assurer une épuration biologique.

3.2.1.2.2. diamètre effectif

Le diamètre effectif, DE , est le diamètre des mailles du tamis laissant passer 10% de la masse de l'échantillon de milieu filtrant. Ceci signifie que 90% des grains de la masse filtrante ont un diamètre supérieur à DE . Les diamètres effectifs usuels vont de 0,5 à 1,5 mm.

3.2.1.2.3. coefficient d'uniformité

Le coefficient d'uniformité est le rapport entre le diamètre des mailles du tamis laissant passer 60% de la masse de l'échantillon et le diamètre des mailles du tamis laissant passer 10% de la masse de l'échantillon. Ce coefficient exprime l'homogénéité du matériau. Plus ce coefficient est proche de 1, plus le matériau sera qualifié d'homogène.

3.2.1.2.4. masse unitaire sèche

C'est la masse du matériau filtrant par unité de volume. Cette masse unitaire sèche varie selon le degré de compactage du matériau. Il a alors été défini une masse unitaire sèche maximale et une masse unitaire sèche minimale.

3.2.1.2.5. porosité

La porosité ε d'un matériau est le rapport du volume vide sur le volume total. Il exprime ainsi la fraction de volume laissé libre pour le liquide. Cette porosité évolue au cours du traitement. De même que pour la masse unitaire, une porosité maximale et une porosité minimale sont définies.

3.2.1.2.6. hauteur de la masse filtrante

La hauteur de la masse filtrante est très importante pour le dimensionnement de l'ouvrage. La hauteur de la masse filtrante est un compromis entre la qualité de la filtration et les pertes de charges autorisées.

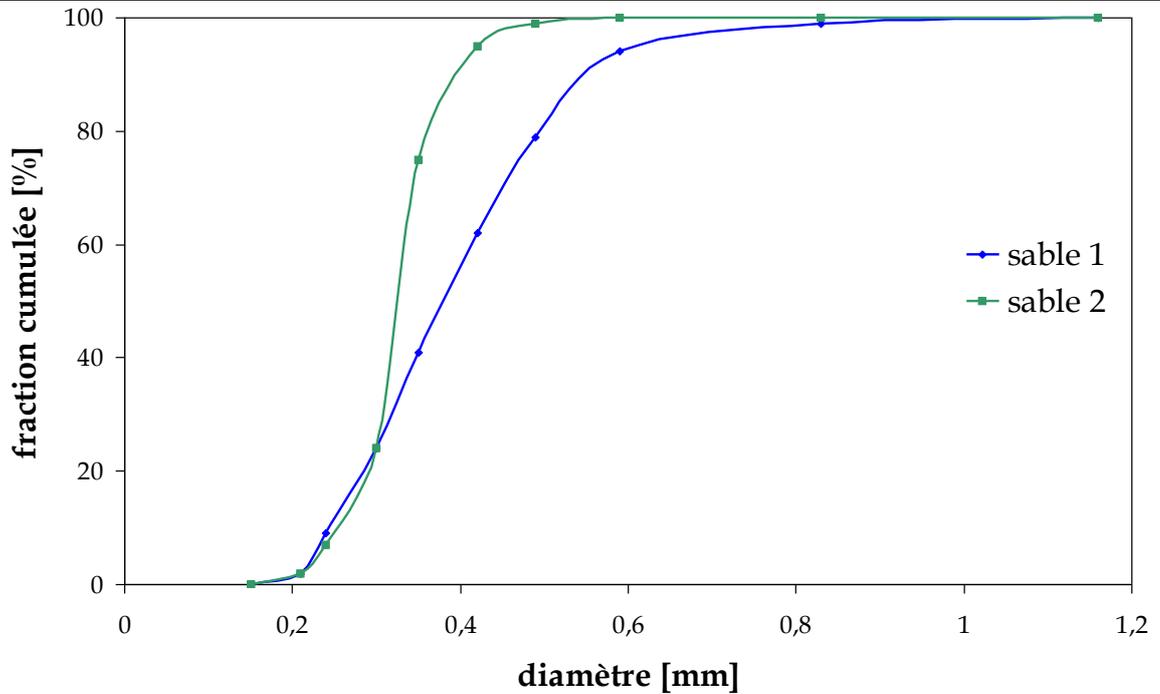
exercice 10 : sélection d'un sable

d'après CHEDEVILLE

Deux sables de granulométrie différente sont disponibles pour réaliser la masse filtrante d'un filtre à sable rapide. La distribution granulométrique de ces deux sables est donnée dans le tableau suivant :

diamètre des mailles (mm)	1,16	0,83	0,59	0,49	0,42	0,35	0,3	0,24	0,21	0,15	
quantité traversant le tamis (%)	sable 1	100	99	94	79	62	41	24	9	2	0
	sable 2	100	100	100	99	95	75	24	7	2	0

↳ Construire la courbe granulométrique (quantité traversant le tamis en fonction du diamètre des mailles de ce tamis) sur le graphique fourni pour chaque sable.



↳ À l'aide de ce graphique, estimer le diamètre effectif et le coefficient d'uniformité de chaque sable.

↳ Quel sable semble le plus approprié pour une filtration en profondeur ?

3.2.2. fonctionnement d'un filtre rapide

On se propose dans cette partie d'étudier le cas d'un filtre rapide.

3.2.2.1. turbidité & pertes de charge

Deux paramètres sont essentiels pour le contrôle de l'opération de filtration : les pertes de charge et la turbidité. En effet, les pertes de charge donnent une indication sur l'état d'encrassement du filtre, tandis que la turbidité indique l'efficacité de la filtration.

3.2.2.1.1. turbidité

La turbidité est la propriété optique de l'eau d'absorber et de diffracter la lumière plutôt qu'à la transmettre. Cette propriété est directement liée à la présence de particules colloïdales dans l'eau. La filtration étant justement une étape de clarification, la turbidité de l'eau en sortie est un indicateur de l'efficacité du traitement.

☞ Pour être consommable, la turbidité d'une eau doit être inférieure à 5 unités néphélométriques de turbidité (NTU).

☞ évolution de la turbidité au cours d'un cycle de filtration

L'évolution classique obtenue lors d'un cycle de filtration est illustrée sur la Figure 3-38. ✍



Figure 3-38 : Évolution de la turbidité au cours d'un cycle du filtre.

En début de cycle, la turbidité de l'effluent en sortie de filtre est relativement importante ; en effet, les petites particules peuvent facilement passer à travers le filtre. Les grosses particules, qui elles sont retenues, vont cependant rapidement aider à retenir les plus petites en diminuant la taille des interstices.

Ensuite, et pendant une période relativement importante, la turbidité est faible et stable. Le niveau et la durée de ce plateau sont liés à plusieurs facteurs : la résistance du floc (formé lors de l'étape précédente), la charge superficielle, l'épaisseur du milieu filtrant, la porosité (plus elle est importante, plus le temps de stabilisation sera important).

En fin de cycle, la turbidité augmente. Le filtre est pollué sur toute sa hauteur, et certaines particules commencent à en sortir. Il peut arriver aussi que le milieu filtrant se crève, avec formation de chemins préférentiels et diminution de l'efficacité du filtre.

3.2.2.1.2. pertes de charge

C'est essentiellement le frottement entre le fluide et le milieu filtrant qui est responsable des pertes de charge.

☞ évolution des pertes de charge au cours d'un cycle de filtration

Comme on l'a vu précédemment, le filtre se charge en particules et se bouche au cours du temps : c'est le colmatage. Ce phénomène s'accompagne d'une augmentation conséquente (linéaire pour les filtres homogènes) des pertes de charge. Cette augmentation est d'autant plus rapide que la charge polluante forte.

Pour l'estimation des pertes de charge, on utilisera les relations du chapitre 1.

3.2.2.2. optimisation du fonctionnement d'un filtre rapide

Optimiser le filtre consiste à dimensionner l'installation et à choisir les caractéristiques du milieu filtrant de sorte que les niveaux critiques de turbidité et de perte de charge se produisent au même moment. Ainsi, si le niveau critique de perte de charge est atteint avant celui de la turbidité, il suffira d'augmenter la charge superficielle ou de choisir un sable au diamètre effectif plus important, et inversement.

3.2.2.3. lavage du filtre

Le procédé est basé sur la séparation physique de l'eau et des particules qu'elle contient. De ce fait, le filtre va progressivement s'encrasser au cours du temps, provoquant une augmentation des pertes de charges. Arrivé à un certain seuil critique, il est nécessaire de laver le filtre.

Le lavage d'un filtre à sable est généralement réalisé à contre courant, par passage successif d'eau, d'air et d'un mélange eau + air. L'utilisation de l'air permet de décoller les impuretés qui adhèrent aux grains. Ces impuretés, plus légères que le sable vont être entraînées par l'eau de lavage et sont éliminées par surverse.

Lors du lavage, le sable est fluidisé, et il peut alors survenir le phénomène de stratification : les grosses particules sont entraînées vers le bas du filtre, tandis que les plus petites se retrouvent dans les couches supérieures. Ce phénomène nuit à l'efficacité du traitement (le filtre n'est plus efficace sur toute sa longueur). Le sable d'un filtre est régénéré tous les 5 à 10 ans en moyenne.

3.2.3. conclusion

La filtration sur sable est donc un procédé :

- ✓ simple à mettre en œuvre : il suffit de choisir les caractéristiques de la masse filtrante en fonction du problème à traiter ;
- ✓ simple d'utilisation : le pilotage d'une installation repose essentiellement sur le suivi de deux paramètres, les pertes de charge et la turbidité.

Toutefois, même si ce procédé est un outil efficace de clarification, il n'est pas adapté au cas de suspensions chargées et/ou contenant de fines particules.



exercice 11 : filtre à sable

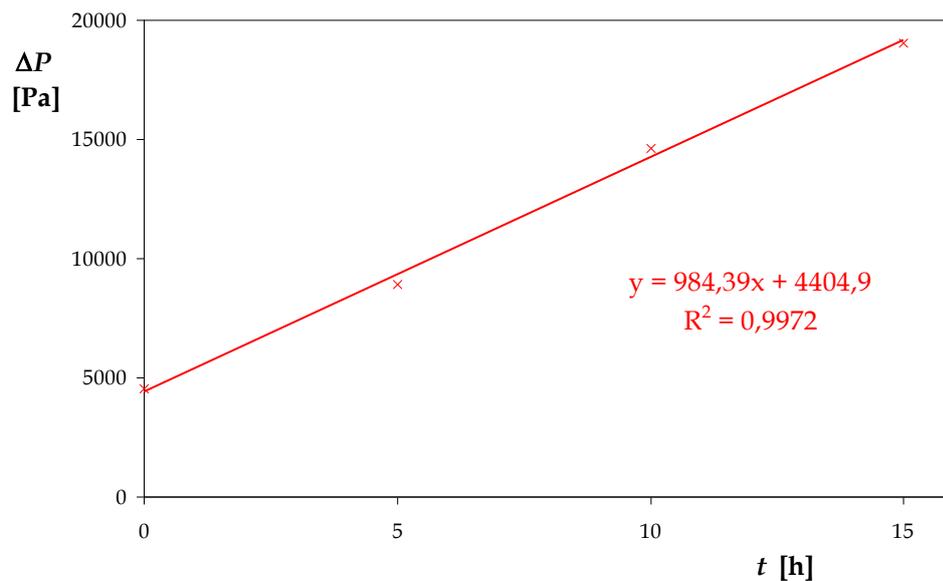
d'après CHEDEVILLE

On reprend l' exercice 10 de la page 40.

L'encrassement du filtre provoque une diminution de la porosité se traduisant par une augmentation progressive des pertes de charge. L'évolution de la porosité en fonction du temps est reportée dans le tableau suivant :

t [h]	0	5	10	15
ε	0,4	0,34	0,3	0,28

↳ Calculer les pertes de charges au bout de 5, 10 et 15 heures et reporter l'évolution des pertes de charge en fonction du temps sur le graphique joint. Sachant que les pertes de charges maximales tolérées sont de 20 000 Pa, estimer, à l'aide des résultats précédents, le temps au bout duquel il sera nécessaire de procéder au lavage du filtre.



références bibliographiques

Paul ANGLARET "Technologie Génie Chimique", Centre Régional de Documentation Pédagogique de l'Académie d'Amiens, 1998

COULSON & RICHARDSON's Chemical Engineering volume 2, 5th edition, Ed. Butterworth Heinemann, Oxford, 2002

Henri FAUDUET, "Mécanique des fluides & des solides appliquée à la chimie", Ed. Tec&Doc - Lavoisier, Paris, 2011.

KIRK-OTHMER "Encyclopedia of Chemical Technology", Ed. John Wiley & Sons, 1980

Emilian KOLLER "Aide-mémoire Génie chimique", Ed. Dunod - L'usine nouvelle, Paris, 2001

Noël MIDOUX, polycopiés de cours d'Opérations Unitaires Mécanique, École Nationale Supérieure des Industries Chimiques (ENSIC), Nancy, 1996

PERRY's "Chemical Engineers' Handbook", 7th edition, Ed. McGraw-Hill, New-York, 1998

TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR : volume J "Génie des procédés", partie "Opérations unitaires", fascicule "Séparation physique de phases"

ULLMANN's Encyclopedia of Industrial Chemistry, Ed. Wiley-VCH, 1999

ce qu'il faut retenir...

savoirs

- 👉 connaître le principe de fonctionnement des décanteurs, l'intérêt des décanteurs lamellaires
- 👉 connaître le principe de fonctionnement des centrifugeuses
- 👉 connaître le principe de fonctionnement des cyclones, quelques caractéristiques
- 👉 connaître le principe des pré- et post-traitements en filtration, leur intérêt
- 👉 connaître les différents appareils de filtration sur support, leur principe de fonctionnement, leurs caractéristiques essentielles
- 👉 connaître le principe de fonctionnement des appareils de filtration en profondeur, leurs applications

savoir-faire

- 👉 savoir dimensionner la hauteur ou la longueur ou la surface au sol d'un décanteur pour la séparation de particules isolées
- 👉 savoir appliquer les lois de dimensionnement des centrifugeuses
- 👉 être capable d'appliquer une méthode de dimensionnement, telle que celle vue pour la batterie de cyclones (*si on vous donne le descriptif de la méthode*)
- 👉 savoir utiliser les lois de la filtration discontinue sur support (*si on vous les donne*)
- 👉 savoir appliquer les notions de distribution granulométrique et calculer les pertes de charge dans un filtre en profondeur