

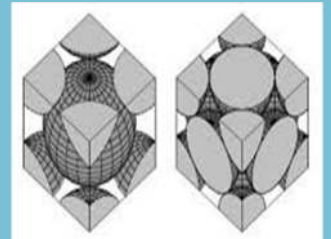
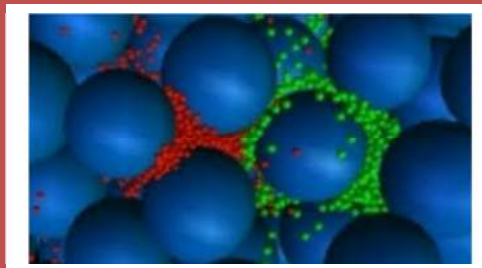
UNIVERSITE DR. MOULAY TAHAR SAIDA



Cours Milieu Poreux & Dispersés

Pour 2eme Année Master
Génie des Procédés des Matériaux

Dr. BOUDINAR Mohamed



2020/2021

Avant propos

Ce polycopié est un aperçu général dans le domaine « **milieu poreux dispersés** » il est destiné aux étudiants deuxième année Master génie des procédés des matériaux, L'objectif de ce cours est de maîtriser les processus d'élaboration de certains polymères à l'échelle industrielle en étudiant leurs propriétés et domaines d'utilisation. et les connaissances requises pour suivre ce module sont la chimie organique, la chimie minérale, la chimie générale, ainsi que la rhéologie.

Ce cours est organisé en sept chapitres : **le premier chapitre** se divise en trois parties, la première partie essentiellement sur le comportement d'un produit pulvérulent qui détermine les caractéristiques physiques des particules comme le diamètre équivalent, dans la deuxième partie consacré aux définitions sur la méthode de tamisage ainsi que la définition des formules de base utilisées pour connaître les caractéristiques des milieux poreux, et des relations utilisées dans ce domaine ensuite une partie pour la méthode de broyage dans le but de réduire des matières solides d'une taille donnée à une taille plus petite, afin de faciliter leur fonctionnement et les dosages pour les analyses physico-chimiques.

Le deuxième chapitre consacré à l'étude d'un écoulement de fluide à travers des solides poreux par plusieurs théorèmes (DARCY, POISEUILLE, KOZENY, ... etc.) en donnant des équations pour calculer la perte de charge d'un écoulement à travers un milieu poreux.

Le troisième chapitre présente un procédé de séparation mécanique qui est la filtration en commençant par une définition générale ainsi les différents types de filtres utilisés dans ce domaine ensuite les expressions mathématiques pour déterminer la perte de charge de gâteau et la perte de charge de support pour différents types de l'écoulement.

Le quatrième chapitre traite le mouvement de grains dans le fluide dans le but de déterminer la vitesse terminale de chute libre de particules pour l'écoulement de Stokes, intermédiaire, et turbulent.

Le cinquième chapitre spécial pour la décantation par gravité, et la centrifugation

Enfin le dernier chapitre est consacré à la fluidisation qui est utilisé au plusieurs domaine comme le séchage des particule ainsi dans les réactions catalytiques.

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I-1 : Résultats d'analyse granulométrique d'un matériau

Tableau IV-1 : Les paramètres des trois régimes de l'équation de Newton.

LISTE DES FIGURES

Fig. I-1 : *Histogramme en fréquence relative*

Fig II-1 : faisceau des pores cylindriques par modèle de Kozeny

Fig II-2 : Modèle du faisceau de pores cylindrique tortueux

Fig. II-3 : forces autour d'un obstacle par modèle d'Ergun

Fig. III-1 : Schéma générale de technique de filtration

Fig. III-2 : Procédé de filtration à gâteau

Fig. IV-1 : Ecoulement d'une particule autour d'un obstacle

Fig. IV-2 : Diagramme $\log f_g = f(\log R_{eg})$

Fig. IV-3 : Mouvement vertical d'un grain

Fig. IV-4 : Forces agissant sur une particule.

Fig. IV-5 : Grains globules en sédimentation

Fig. V-1 : Schéma générale d'un décanteur idéal.

Fig. V-3 : Forces d'une particule au mouvement par centrifugation.

Fig. V-2 : Effet centrifuge par une rotation

Fig. VI-1 : Variation de la perte de charge et de la hauteur du lit en fonction de la vitesse du fluide

Sommaire

Introduction Générale.....	1
<u>Chapitre I : Analyse granulométrique</u>	3
<u>I-1 ; Introduction</u>	3
<u>I-2 : Présentation des Résultats :</u>	3
<u>I-2-1-Diamètre volumique équivalent :</u>	3
<u>I-2-2- Diamètre surfacique équivalent :</u>	3
<u>I-2-3-Diamètre surfaci-volume équivalent : selon l'expression suivante</u>	3
<u>I-3 : Distribution granulométrie :</u>	3
<u>I-4 : Analyse granulométrique par tamisage :</u>	4
<u>I-4-1 : Méthode de tamisage :</u>	4
<u>I-4-1-1 : Tamisage manuelle :</u>	5
<u>I-4-1-2 : Tamisage par machine :</u>	5
<u>I-4-2 : Efficacité du tamisage :</u>	5
<u>I-4-2-1 : Diamètre moyen arithmétique vrai ou diamètre moyen nombre-longueur :</u>	6
<u>I-4-2-2 : Diamètre surfacique ou diamètre moyen nombre de surface :</u>	6
<u>I-4-2-3 : Diamètre moyen en volume ou diamètre moyen nombre de volume :</u>	6
<u>I-4-2-4 : Diamètre moyen en surface spécifique ou diamètre moyen en surface-volume :</u>	6
<u>I-4-2-5 : Diamètre moyen longueur surface :</u>	6
<u>I-4-2-6 : Diamètre moyen longueur volume :</u>	6
<u>I-5 : Analyse granulométrique par broyage :</u>	6
<u>I-5-1 : Définition :</u>	6
<u>I-5-2 : But de broyage:</u>	7
<u>I-5-3 : Les lois énergétiques :</u>	7
<u>I-5-3-1 : Loi de Rettinger :</u>	7
<u>I-5-3-2 : Loi de Kick:</u>	7
<u>I-5-3-3 : Loi de Bond:</u>	8
<u>Conclusion :</u>	8

II-1 : Introduction	9
II-2 : Ecoulement d'un seul fluide à travers un milieu poreux :	9
II-2-1 : La loi de Darcy :	9
II-2-2 : La loi de Poiseuille :	9
II-2-3 : Modèle de Kozeny :	9
II-3-2 cas du régime laminaire	12
II-3 : MODELE DU FAISCEAU DE PORES CYLINDRIQUES TORTUEUX	13
II-3-2 -équation de Burke-Plummer.....	14
II-3-3- équation d'Ergun.....	15
II-3-4 -Conclusion :	17
<u>Chapitre III : Filtration</u>	18
<u>III-1 : Introduction:</u>	18
<u>III-2 : Définition :</u>	18
<u>III-3 : Différents types de filtres</u>	20
<u>III-4 : DESCRIPTION DU PROCEDE DE FILTRATION A GATEAU</u>	21
<u>III-5 : Rappel</u>	
22	
Chapitre IV : Mouvement de grains dans les fluides.....	28
IV-1 : Ecoulement d'un seul fluide autour d'un obstacle :	28
IV-1 -1-Régime de stocks :	29
IV-1 - 2-Régime intermédiaire d'Allen :	29
IV-1 - 3-Régime turbulent :	29
IV-2 : Mouvement verticaux de grains dans un champ de pesanteur :	30
IV-2 -1: Régime laminaire :	31
IV-2 -2- Régime turbulent :	32
IV-3 : Application :	32
IV-3 -1-1 : Cas du régime laminaire (valeur de γ).....	33
IV-3 -1-2 : Cas du régime turbulent.....	33
IV-3 -1-3 : Cas du régime intermédiaire	34
IV-3 -2 : Valeur de X :	34

IV-3 -2-1 : Régime de Stocks.....	34
IV-3 -2-2 : Cas du régime turbulent.....	35
IV-3-2-3 : Cas du régime d'Allen.....	35
IV-4 : Chute Collective :.....	35
IV-4-1 : Masse volumique apparente :.....	36
IV-4-2 : Viscosité apparente :.....	36
IV-4-3 : Vitesse terminal de chute collective :.....	37
IV-5 : Application aux globules :.....	37
IV-6 : Mouvement à Deux Dimensions :.....	38
Chapitre V : DECANTATION	40
V-1 : Introduction :.....	40
V-2 : Définition de sédimentation (décantation).....	40
V-3 : Principe du phénomène.....	40
V-4 : DIMENSIONNEMENT D'UN SEPARATEUR SUIVANT LES LIMITATIONS A.P.I :.....	42
V-5 : Types de décantation.....	43
V-6 : Dimensionnement d'un cyclone à gaz :.....	44
<hr/>	
Conclusion	46
Chapitre VI : Centrifugation	47
VI – 1 : Définition:.....	47
VI.2 : Principe:.....	47
VI.3 : Le matériel :.....	48
VI-4- : Le coefficient de sédimentation	49
VI-5 : La centrifugation différentielle.....	49
VI-6 : Effet centrifuge :.....	51
VI-6-1 : Expression de la force centrifuge :.....	51
VI-6-2 : Expression de rotation dans une centrifugeuse :.....	52
VI-6-2-1-En régime laminaire :.....	52
VI-6-2-2-En régime turbulent :.....	53
VI-6-2-3-En régime intermédiaire :.....	54

Conclusion	55
Chapitre VII : Fluidisation.....	56
VII-1 : Définition :.....	56
VII-2 : ETUDE EXPERIMENTALE	58
VII-3 : Lois de perte de charge d'Ergun :.....	59
VII-4 : perte de charge Macdonald :.....	60
VII .5 : Lit fluidisé.....	62
VII-5-1 : Perte de charge	62
VII-5-2 : Définition et calcul de la vitesse minimale de fluidisation	62
VII-5-3 :L'expansion des lits fluidisés.....	63
Références bibliographiques:	66

Introduction Générale

L'industrie chimique fait appel à des nombreuses opérations unitaires tel que le transfert de matière entre phase constitue l'objectif essentiel et sauvant même étape indispensable à l'acte chimique de tel opération ne peuvent être performante que si elle développe un contact entre phase optimal ou une dispersion maximal d'une phase dans l'autre. Les transferts dans les milieux poreux saturés ont fait l'objet de nombreux travaux théoriques et expérimentaux. En raison de leur importance dans de nombreux domaines naturels tels que le déplacement des eaux dans les nappes aquifères et technologiques comme le séchage.. Par conséquent, il existe des effets qui ont un intérêt significatif sur le transport thermique dans les milieux poreux, on peut citer à titre exemple, la variation de la porosité, la dispersion thermique et massique, la variation des propriétés physiques de fluide comme la viscosité . . . etc.

Le milieu poreux est l'ensemble des grains solides ou d'agrégats autour desquels existent des espaces vides appelés pores, qui peuvent être interconnectés ou non. Ces vides peuvent être occupés par de l'eau, de l'air ou d'autres fluides. Les pores reliés entre eux permettent l'écoulement d'un ou plusieurs fluides, le milieu est dit monophasique et lorsqu'il est occupé par plusieurs phases fluides, le milieu est dit multiphasique.

Dans le domaine du génie chimique, les applications des phénomènes de transferts en poreux sont nombreuses. La séparation des espèces en phase gazeuse. Les procédés de purification de l'eau,. Les catalyseurs, essentiels dans l'industrie chimique pour la synthèse de nombreux composés, sont des solides microporeux. Quantité de procédés industriels mettent en jeu les transferts en poreux, à commencer par l'industrie du séchage, en particulier des produits alimentaires et du bois. L'écoulement en poreux d'une ou plusieurs phases fluides, la filtration, est central dans des activités humaines aussi essentielles que l'exploitation des ressources en eau, du pétrole et du gaz naturel. Le vaste domaine de la physique des sols trouve des applications en hydrologie et en agronomie, laquelle comporte en outre une composante biologique essentielle. La géo mécanique, étude du comportement mécanique des sols et des roches, occupe une place centrale en génie civil. La rhéologie des sols et roches ne découle pas exclusivement des propriétés de la matrice solide. Elle est largement tributaire de l'eau interstitielle et de sa filtration en premier lieu, mais aussi de bien d'autres aspects de la

Introduction Générale

physique des poreux, en particulier les phénomènes inter faciaux qui sont à l'origine de la cohésion des sols.

Le présent cours nous permettra d'étudier quelques opérations unitaires mécaniques et complétera les opérations unitaires physiques

I-1 : Introduction.

Le comportement d'un produit pulvérulent (poudre et grain) est fréquemment déterminé par les caractéristiques physiques des particules qui le constituent à savoir :

-la densité apparente, sa résistance mécanique, la forme des particules, la porosité, la surface spécifique et enfin les dimensions du grain et la distribution dimensionnelle alors l'analyse granulométrique doit aboutir des résultats exploitables d'où la nécessité de la présente graphique.

I-2 : Présentation des Résultats :

Considérons un grain de forme quelconque que l'on veut caractériser par une dimension linéaire d , que nous appellerons diamètre sphérique équivalent, l'évaluation de ce diamètre ne dépend que de la méthode granulométrique utilisée, en effet selon l'on considère le volume, la surface, la vitesse de la chute libreetc. On trouve plusieurs diamètres équivalents :

I-2-1-Diamètre volumique équivalent :

Ce diamètre dépend du volume de particule, suivant l'expression

$$V = \frac{\pi}{6} d_v^3 \rightarrow d_v = \left(\frac{6V}{\pi}\right)^{1/3}$$

Connaissant le volume du grain par une méthode expérimentale pratique on peut calculer le diamètre volumique équivalent.

I-2-2- Diamètre surfacique équivalent :

Ce diamètre dépend de la surface de particule, suivant l'expression

$$S = \pi d_s^2 \rightarrow d_s = \left(\frac{S}{\pi}\right)^{1/2}$$

I-2-3-Diamètre surfaci-volume équivalent : selon l'expression suivante

$$d_{sv} = \frac{6}{ag} \rightarrow d_{sv} = \frac{6V}{S}$$

I-3 : Distribution granulométrique :

La manière la plus simple de présenter ces distributions granulométriques consiste à faire une étude statistique et de mettre sous forme d'histogramme exprimé en fréquence relative et la fréquence cumulée suivant la fonction :

$$\frac{d\phi}{dx} = f(x)$$

$d\phi$: peut exprimer par mètre.

Chapitre I : Analyse granulométrique

Exemple : dans une expérience pour un matériau on a les résultats granulométriques sous forme d'histogrammes.

Tableau I-1 : Résultats d'analyse granulométrique d'un matériau

Classe granulonce $x_1 \rightarrow x_2$ en \square m	Intervalle de taille dx en \square m	Fréquence en nbre dN %	Fréquence en nbre cumulé $N\%$	$\frac{dN}{dX} = f(x)$
2,0 \rightarrow 4,0	2,0	2,7	2,3	1,35
4,0 \rightarrow 8,0	4,0	20,3	23	5,08
8,0 \rightarrow 16,0	8,0	50,8	73,8	6,35
16,0 \rightarrow 32,0	16,0	23,3	97,1	1,46
32,0 \rightarrow 64,0	32,0	2,7	99,8	0,08
64,0 \rightarrow 128,0	64,0	0,20	100	0,00

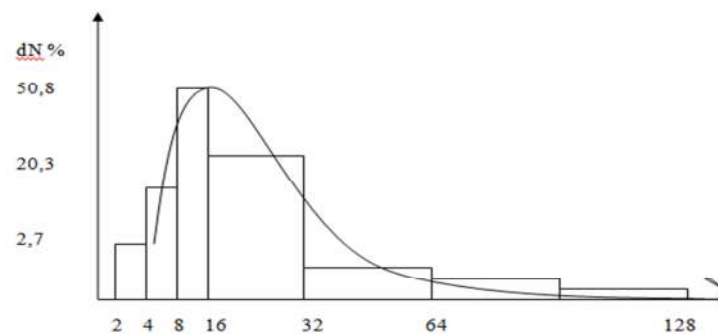


Fig. I-1 : Histogramme en fréquence relative

I-4 : Analyse granulométrique par tamisage :

Le tamisage est une opération de classement dimensionnel des grains avec des dimensions variées. Cette opération se fait par présentation des ces grains sur des surfaces perforées (le vide de maille est compris entre 0.04 et 1 mm) qu'il laisse passer les grains de dimension inférieure aux dimension de la perforation. Le but de tamisage peut être commercial ou technologique.

I-4-1 : Méthode de tamisage :

Le tamisage peut être effectué par voie sèche ou par voie humide, cad manuellement ou par machine (secoueur) mais cette opération est influencée par des facteurs suivants :

- La forme des ouvertures qui en fonction de la forme de grain.
- Changement de tamis.
- Méthode de l'agitation.
- La durée de tamisage.
- La cohésion et la friabilité des grains.
- La forme des particules.

I-4-1-1 : Tamisage manuelle :

Le tamisage manuel est nécessaire pour obtenir des résultats fiables

I-4-1-2 : Tamisage par machine :

Ce type de tamisage serait effectuée en polluant les tamis suivant l'ordre croissant des ouvertures (de bas vers le haut) et en disposant l'alimentation sur le tamis le plus haut tel que la colonne de tamis est composée de cinq à dix tamis dans l'ouverture forme une progression de raison égale au racine de deux. la colonne est mise en vibration à l'aide d'un vibreur (secoueur électrique) pendant un temps bien déterminer et le reflux de chaque tamis est passé, les résultats s'exprime en générale en pourcentage cumulées pour l'ouverture nominale du tamis .

I-4-2 : Efficacité du tamisage :

Pour un tamisage du grain désiré de celui non désiré.

Soit : x_F : fraction massique de produit désiré dans l'alimentation.

x_P : fraction massique de produit désiré dans le produit.

x_R : fraction massique de produit désiré dans le rejet.

On définit dans l'industrie l'efficacité de tamisage par le produit de la fraction des matériaux désiré obtenu ($f_{m.D.O}$) et la fraction du matériau non désiré éliminer ($f_{m.n.D.e}$).

$$f_{m.D.O} = \frac{P x_P}{F x_F}$$

Et

$$f_{m.n.D.e} = \frac{R x_R}{F x_F}$$

Les résultats granulométrique permet de calculer certain grandeur caractéristique et de représenter un groupe de valeur individuelle par un forme simple .afin de permettre la connaissance de ce groupe il est donc très important que cette moyenne représentatif de ce groupe et de ce fait elle doit caractériser une tendance central qui ne soit pas affecter par des valeurs extrêmes. Suivant l'expression de diamètre moyenne est utilisée pour présenter un groupe de particules ayant d'autre moyenne caractéristique que le diamètre proprement dite.

Suivant la forme des particules on peut constater plusieurs formules pour calculer le diamètre moyen :

Soit : N_1, N_2, \dots, N_i Nombre de particule des différents classes.

X_1, X_2, \dots, X_i Diamètre des particules de différentes classes.

I-4-2-1 : Diamètre moyen arithmétique vrai ou diamètre moyen nombre-longueur :

$$X_{NL} = \frac{\sum XiNi}{\sum Ni}$$

I-4-2-2 : Diamètre surfacique ou diamètre moyen nombre de surface :

$$X_{NS} = \left(\frac{\sum NiXi^2}{\sum Ni} \right)^{1/2}$$

I-4-2-3 : Diamètre moyen en volume ou diamètre moyen nombre de volume :

$$X_{NV} = \left(\frac{\sum NiXi^3}{\sum Ni} \right)^{1/3}$$

I-4-2-4 : Diamètre moyen en surface spécifique ou diamètre moyen en surface-volume :

$$X_{SV} = \frac{\sum NiXi^3}{\sum NiXi^2}$$

I-4-2-5 : Diamètre moyen longueur surface :

$$X_{LS} = \frac{\sum NiXi^2}{\sum NiXi}$$

I-4-2-6 : Diamètre moyen longueur volume :

$$X_{LV} = \left(\frac{\sum NiXi^3}{\sum NiXi} \right)^{1/2}$$

I-5 : Analyse granulométrique par broyage :

I-5-1 : Définition :

Le terme de broyage est couramment utilisé pour dénommer l'ensemble des opérations de fragmentation des solides assez durs; il englobe donc les termes qui viennent d'être définis ci-dessus. Le mot « broyage » permet cependant de définir avec une certaine précision la nature de l'opération en le faisant suivre d'un adjectif approprié. C'est ainsi que le « broyage grossier » équivaut au concassage, le « broyage fin » à la pulvérisation, et le « broyage ultrafin » à la micronisation.

I-5-2 : But de broyage:

Le but du broyage est de réduire des matières solides d'une taille donnée à une taille plus petite, en le fragmentant en vue de faciliter leur fonctionnement aussi pour faciliter les dosages et surtout pour la dissolution (sel) afin d'obtenir des résultats physico-chimiques très fiables.

I-5-3 : Les lois énergétiques :

Trois principales théories ont été émises pour décrire la relation liant l'énergie consommée E par le matériau et la réduction de la dimension D de ce matériau lors de la fragmentation. Jusqu'à présent, les hypothèses avancées pour élaborer cette relation ne sont pas rigoureusement prouvées puisque l'on ne sait toujours pas mesurer la quantité d'énergie réellement absorbée par les particules au cours de leur fragmentation. On ne peut mesurer quel 'énergie totale consommée par l'appareil de fragmentation.

I-5-3-1 : Loi de Rettinger :

D'après la théorie avancée par Rettinger, l'énergie de fragmentation (travail, puissance) est proportionnelle à la surface spécifique c'est-à-dire aux diamètres moyens arithmétiques.

$$W_R = K (ag_2 - ag_1)$$

$$W_R = K_R f_c ((1/L_2) - (1/L_1))$$

Avec:

K_R : facteur qui dépend à la machine.

f_c : facteur qui dépend à la matière.

ag_1, ag_2 : surfaces spécifiques (initiale et finale).

L_1, L_2 : diamètres moyens (initial et final).

Remarque:

La loi de Rettinger est valable pour des diamètres inférieurs à 1 mm.

I-5-3-2 : Loi de Kick:

D'après la théorie de kick le travail est proportionnel à la réduction du produit broyé.

$$W_K = K_K f_C \ln L_1/L_2$$

Remarque:

La loi de Kick est valable pour les dimensions environs environ 60 mm.

I-5-3-3 : Loi de Bond:

C'est une loi intermédiaire entre la théorie de Kick et Rettinger,

telque :

$$W_B = K_B f_C (L_2^{2.5} - L_1^{2.5})$$

Conclusion :

On conclusion on peut dire que le broyage et le tamisage sont des opérations les plus courantes dans les industries qui fait réduire les particules solides afin de faciliter les analyses physico-chimiques.

II-1 : Introduction

Les matériaux poreux sont généralement le siège des processus de transfert de matière, chaleur, quantité de mouvement et parfois des réactions chimiques avec le fluide qui les traversent. Les phénomènes peuvent provoquer des modifications structurales et texturales des solides poreux.

En raison de la complexité structurale des solides poreux, l'écoulement d'un fluide à travers un lit des particules a surtout l'objet d'étude expérimentale qui a abouties à des corrélations empiriques, ces corrélations constituent pour l'ingénieur les outils précieux pour estimer raisonnablement les pertes de charges subit par le fluide et le coefficient de transfert entre le fluide et les particules solides.

II-2 : Ecoulement d'un seul fluide à travers un milieu poreux :

II-2-1 : La loi de Darcy :

La loi de Darcy énoncée que la vitesse moyenne d'un fluide de viscosité η d'écoulent en régime laminaire le long de conduite de section droite uniforme est proportionnel au gradient de pression.

$$U_m = \frac{\beta_0}{\eta} \frac{\Delta P}{Z}$$

OU: $\frac{\beta_0}{\eta}$: coefficient de proportionnalité.

β_0 : le perméabilité spécifique du milieu.

Le Darcy représente l'unité de perméabilité, d'après la loi on trouve que :

$$1 \text{Darcy} = 0,987 \cdot 10^{-8} \text{ Cm}^2$$

II-2-2 : La loi de Poiseuille :

Cette loi donne la perte de charge d'un fluide de viscosité η s'écoulent en régime laminaire le long de conduite de section droite uniforme.

$$\Delta P = 32Y \frac{U_m Z \eta}{D^2}$$

D : diamètre de la conduite.

Y : facteur de circularité de la section droite.

II-2-3 : Modèle de Kozeny :

Kozeny assimile le volume poreux a un faisceau des pores cylindriques de diamètre d_p et de longueur Z_p , ces pores supposées identiques et indépendant l'un de l'autre c'est à dire non interconnectés.

D'après son expérience le volume poreux est par la relation entre la surface totale interne de solide et la longueur de la conduite.

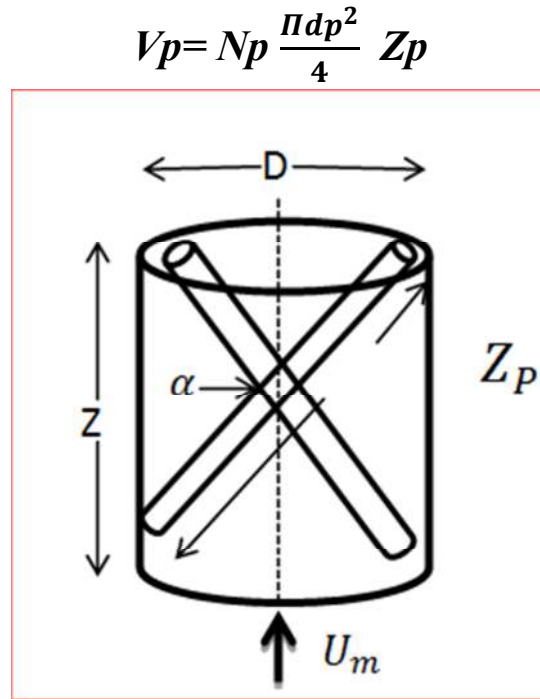


Fig II-1 : faisceau des pores cylindriques par modèle de Kozeny

N_p : nombre des pores.

Et en fonction de la porosité : $V_p = \varepsilon V \rightarrow \varepsilon = \frac{V_p}{V}$ qui est la porosité.

-Calcul du nombre de pores N_p :

Le nombre de pores c'est le total des vides (cavité) qui existe dans le matériau solide, son calcul est lié à la surface de cylindre le volume poreux.

$$N_p = \frac{a_g^2 (1 - \varepsilon)^2 D^2}{16 \varepsilon T}$$

a_g : aire volumiques des grains donc c'est la section total par rapport a un volume poreux.

T : facteur de tortuosité.

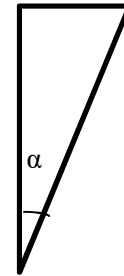
D : diamètre de cylindre.

L'équation de Kozeny est l'application de l'expression de Poiseuille à un pore cylindrique sous la forme :

$$Z_p = Z \cdot T$$

$$\cos \alpha = \frac{Z}{Z_p}$$

$$T = \frac{1}{\cos \alpha}$$



Soit A : surface totale interne du solide contenu dans le volume V.

Solide poreux \Rightarrow nombre de pores de hauteur Z_p

$$A = N_p \cdot \pi d_p z_p$$

A : Surface interne d'un cylindre

- Volume poreux V_p

$$V_p = N_p \cdot \pi \frac{d_p^2}{4} Z_p = V \varepsilon$$

Porosité

- Définissons l'aire volumique de couche

$$a_c = \frac{A}{V}$$

A : surface totale interne

V : volume du fut (colonne)

- Aire volumique occupée par les grains

$$a_g = \frac{A}{V(1-\varepsilon)}$$

$$\frac{A}{\varepsilon V} = \frac{N_p \pi d_p Z_p}{N_p \pi \frac{d_p^2}{4} Z_p} = \frac{4}{d_p}$$

$$\Rightarrow d_p = \frac{4\varepsilon V}{A}$$

$$\frac{V}{A} = \frac{1}{a_g(1-\varepsilon)} \quad \text{D'où} \quad \boxed{d_p = \frac{4\varepsilon}{a_g(1-\varepsilon)}}$$

- Nombre de pores N_p

$$N_p = \frac{A}{\pi d_p Z_p} = \frac{4\varepsilon V}{\pi d_p^2 Z_p}$$

Sachant que $V = \Omega \cdot Z = \pi \frac{D^2}{4} Z$
 \downarrow
 Section du fut

$$N_p = \frac{4\varepsilon \pi \frac{D^2}{4} Z}{\pi d_p^2 Z_p} = \frac{\varepsilon D^2 Z}{\frac{16\varepsilon^2}{a_g^2(1-\varepsilon)^2} Z T}$$

$$N_p = \frac{a_g^2(1-\varepsilon)^2 D^2}{16\varepsilon T}$$

- Vitesse des pores U_{mp}

$$\swarrow Q = \Omega U_m = N_p \Omega_p U_{mp}$$

Débit du fluide à

$$\frac{\pi D^2}{4} U_m = \Omega U_m = \frac{a_g^2(1-\varepsilon)^2 D^2 \pi d_p^2}{16\varepsilon T} \frac{1}{4} U_{mp}$$

$$U_m = U_{mp} \frac{a_g^2(1-\varepsilon)^2}{16\varepsilon T} \frac{16\varepsilon^2}{a_g^2(1-\varepsilon)^2} \Rightarrow U_m = U_{mp} \frac{\varepsilon}{T} \Rightarrow \boxed{U_{mp} = \frac{T U_m}{\varepsilon}}$$

T : facteur de tortuosité

II-2-4- cas du régime laminaire

Appliquons l'équation de poiseuille aux pores (puisque ces dernières sont des conduites cylindriques)

$$\Delta P = 32y\eta U_{mp} Z_p \frac{1}{d_p^2}$$

Conduite circulaire $\Rightarrow y = 1$ (Kozeny)

$$\begin{aligned}\Delta P &= 32y\eta U_m \frac{T}{\varepsilon} Z T \frac{1}{\frac{16\varepsilon^2}{a_g^2(1-\varepsilon)^2}} \\ &= 2y\eta T^2 U_m Z \frac{a_g^2(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}\end{aligned}$$

$$\boxed{\frac{\Delta P}{Z} = 2yT^2\eta a_g^2 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} U_m}$$

$$\boxed{\frac{\Delta P}{Z} = h_k \eta U_m a_g^2 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}}$$

Equation de Kozeny carman

Avec $h_k = 2yT^2$ constante de Kozeny

$$h_k = 4,5 \pm 1,5$$

Généralement dans le cas des grains de même dimension on prend la valeur $h_k = 5$

dans ce modèle nous avons appelées que la tortuosité c'est le rapport entre Z_p et Z car les pores sont droite mais dans le cas ou les pores supposé cylindrique brisé dont la longueur de diamètre du grain chaque coude est le siège dans le quelle une partie d'énergie cinétique de fluide est convertie en chaleur en plus de la chute des pressions par écoulement visqueux sur les parois des pores.

II-3 : MODELE DU FAISCEAU DE PORES CYLINDRIQUES TORTUEUX

II-3-1-Description du modèle

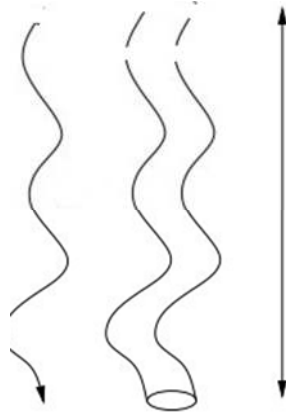


Fig II-2 : Modèle du faisceau de pores cylindrique tortueux

Dans le modèle de Kozeny, nous avons appelé $Z_p/Z = T$ facteur de tortuosité mais en réalité ce terme est très mal choisi puisqu'on avait supposé que le pore était rectiligne et ne comportait aucune tortuosité réelle (coudes, singularités) dans laquelle de l'énergie cinétique serait perdue dans les pores.

Un modèle plus perfectionné consiste à supposer que l'axe de chaque pore cylindrique est une ligne brisée dont la longueur de chaque segment est de l'ordre de la longueur du diamètre du grain.

Chaque coude est le siège dans lequel une partie de l'énergie cinétique du fluide est convertie en chaleur, en plus de la chute de pression par écoulement visqueux sur les parois du pore.

II-3-2 -équation de Burke-Plummer :

la perte de pression due à la perte de l'énergie cinétique.

$$\Delta P = B N c \frac{1}{2} \rho U m p^2$$

CHAPITRE II : Ecoulement de fluide à travers des solides poreux

N_c : Nombre de coudes (perte d'énergie au niveau des coudes)

U_m : vitesse moyenne du fluide à travers le pore

B : coefficient de proportionnalité

Chaque coude est un segment de longueur λd_p

$$N_c = \frac{Z_p}{\lambda d_p}$$

$$\Delta P = B * \frac{Z_p}{\lambda d_p} * \frac{1}{2} \rho U_{mp}^2$$

$$\Delta P = \frac{B \cdot Z \cdot T}{\frac{\lambda 4 \varepsilon}{a_g (1 - \varepsilon)}} \rho \frac{U_m^2 T^2}{2 \varepsilon^2}$$

$$\Delta P = \frac{BT^3}{8\lambda} \rho U_m^2 a_g \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} Z$$

Avec $\frac{BT^3}{8\lambda} = h_B = \text{constante de Burke - Plummer}$

$$\boxed{\frac{\Delta P}{Z} = h_B \frac{a_g (1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \rho U_m^2}$$

II-3-3- équation d'Ergun : cette expression appliquée au régime laminaire et même le régime intermédiaire.

$$\frac{\Delta P}{Z} = h_k \eta a_g^2 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon} U_m + h_B \rho a_g \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3}$$

Sous forme adimensionnelle :

$$\frac{\Delta P}{Z} \frac{\varepsilon^3}{a_g (1 - \varepsilon) \rho U_m^2} = h_k \frac{a_g (1 - \varepsilon)}{\rho U_m} + h_B$$

$$f'_p = h_k / R'_{ep} + h_B$$

D'une façon générale on prend

$$f'_p = 5R'_{ep}{}^{-1} + h_B$$

pour un modèle ou on considère un obstacle sphérique placé dans un écoulement uniforme, cette obstacle est soumis a une force de trainer qui est égale en régime laminaire :

$$F = 3\pi \eta U_m d_g$$

Donc la perte de pression est due au travail fournir, en combinaison plusieurs relations de fluide on trouve :

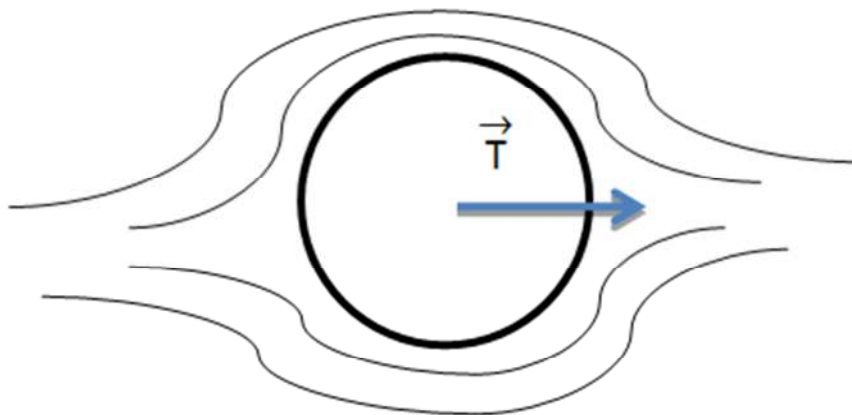


Fig. II-3 : forces autour d'un obstacle par modèle d'Ergun

$$\frac{\Delta P}{Z} = N_c * F$$

N_c : nombre d'obstacle par unité de volume

CHAPITRE II : Ecoulement de fluide à travers des solides poreux

$\frac{\Delta P}{Z}$: Perte de charge par unité de volume

F : force par unité de volume

$$N_c = \frac{1(1-\varepsilon)}{\frac{\pi}{6}d_g^3} \rightarrow \text{Volume occupé par les grains}$$

$V\varepsilon$: volume poreux

$V(1-\varepsilon)$: volume occupé par les grains

$$N_c = \frac{1(1-\varepsilon)}{\frac{\pi}{6}d_g^3} = \frac{6(1-\varepsilon)}{\pi d_g^3} = N_c$$

↓
Nombre d'obstacle

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{6(1-\varepsilon)}{\pi d_g^3} * 3\pi\eta U_m d_g$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 18 \eta U_m (1-\varepsilon) \frac{1}{d_g^2}$$

Cette relation n'est valable qu'en régime laminaire et valable uniquement si les sphères sont suffisamment éloignées les unes des autres.

II-3-4 -Conclusion :

Le modèle de faisceaux de pore tortuosité conduit à un remarquable accord avec l'expression dans le cas d'un empilement de grain isométrique de sphéricité proche de 1 et porosité de 0,7.

Par contre les couches de fibres plus en moins enchevêtrées qu'en suivant des porosités comprise entre 0,7-0,9 ces couches peuvent être représenté précédents.

Lorsque la couche poreuse est constituée par un empilement de grain, on peut exprimer l'équation de Kozeny par le diamètre des grains.

$$a_g = \frac{6}{d_g} \rightarrow \frac{\Delta P}{Z} = 36 h_K \eta U_m \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3 d_g^2}$$

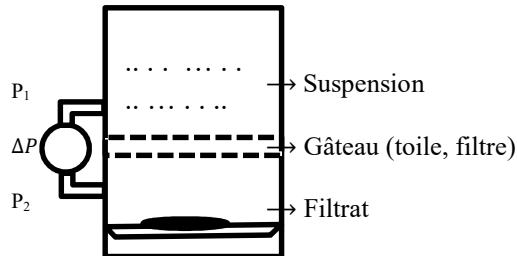
Dans le cas de régime turbulent, d'après l'équation de Reynolds quand la vitesse augmente on a augmentation de débit alors le régime change c'est à dire les pores change de volume dans ce cas il existe un modèle d'après Leva qui a tracé $f_p = f(\text{Reg})$ montre que le régime

CHAPITRE II : Ecoulement de fluide à travers des solides poreux

turbulent s'établie à $Reg' = 0,2$ de se fait Kozeny propose une relation suivante pour vérifier le régime et même de calculer la perte de charge.

$$f'_p = 5 Reg'^{-1} + Reg'^{-0,1}$$

III-1 : Introduction:



$$\Delta P = \Delta P_G + \Delta P_S$$

Fig. III-1 : Schéma générale de technique de filtration

La filtration est un procédé de séparation permettant de séparer les constituants d'un mélange qui possède une phase liquide et une phase solide à travers d'un milieu poreux.

L'utilisation d'un filtre permet de retenir les particules du mélange hétérogène qui sont plus grosses que les trous du filtre (porosité). Le liquide ayant subi la filtration est nommé filtrat, tandis que la fraction retenue par le filtre est nommé résidu, ou gâteau.

Cette technique très utilisée dans le domaine de l'agroalimentaire, de la chimie, de la pharmacie et par de nombreuses espèces animales, principalement aquatiques.

III-2 : Définition :

Une suspension contient de solide et le liquide subit une filtration afin de séparer entre ces deux phases pour obtenir une phase liquide (filtrat) et une phase solide (gâteau). Cette opération est suivie par plusieurs étapes comme le colmatage, lavage du gâteau par l'eau ainsi le séchage par circulation d'un gaz (Air).

Il existe plusieurs façons de filtration qui sont :

- .
- .

- Filtration membranaire
- Filtration sur pré couche
- filtration en profondeur
- Filtration sous pression, sous vide, par gravité
- Filtres clarificateurs : Filtres pour extraction de solides, ou filtres épaisseurs

III-3 : Différents types de filtres

Pour filtrer totalement la suspension de façon efficace on remarque quatre types de filtres:

Les filtres grossiers :

Aussi appelés pré filtres, ils sont principalement utilisés en première étape de traitement de l'air et permettent de supprimer de l'air les plus grosses particules.

Les filtres fins :

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.

Les filtres ultrafins:

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 la protection des processus comme les odeurs (cuisine) et arrêter les contaminants au niveau moléculaire.

En général le problème posé est de :

-Déterminer le temps nécessaire pour filtrer une certaine suspension en fonction de la surface filtrant, en fonction de la densité, température et pression.

III-4 : DESCRIPTION DU PROCEDE DE FILTRATION A GATEAU

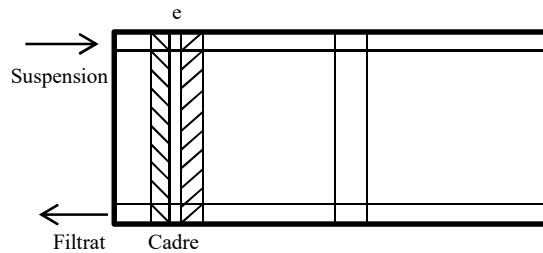


Fig. III-2 : Procédé de filtration à gâteau

Une fois que l'épaisseur du gâteau $Z = \frac{e}{2}$ les gâteaux se rejoint, le liquide ne peut passer, donc la pression augmente, donc on dira qu'on a atteint le maximum de filtration, on enlève le gâteau et on recommence la filtration.

On peut déterminer le temps de filtration de la suspension en fonction de la surface filtrante (Σ surface), en fonction de la densité, de la masse volumique de la suspension, en fonction de température et pression.

En général le problème posé est de :

-Déterminer le temps nécessaire pour filtrer une certaine suspension en fonction de la surface filtrant, en fonction de la densité, température et pression.

-Déterminer la perte de charge qui existe entre l'entrée et la sortie de l'écoulement pour cela on supposera deux hypothèses :

1- L'écoulement est laminaire à travers le milieu poreux.

2- le gâteau est non compressible.

III-5 : Rappel

1- **La perméabilité (β_0):** est défini comme étant facilite de l'écoulement d'un fluide a travers le milieu poreux d'une longueur z telque :

$$\beta_0 = \frac{dz}{dR}$$

Chapitre III: Filtration

dR: Résistance mécanique de la couche (gâteau) cette résistance est proportionnelle a la masse de gâteau par unité de surface tel que

$$dR = \alpha \frac{dM_G}{\Omega}$$

M_G : masse de gâteau.

Ω : surface filtrante.

α : coefficient de proportionnalité.

Expression de perte de charge par l'équation DARCY on veut résoudre la perte de charge de notre système donc égale a la perte de charge de gâteau et la perte de charge de support.

$$\Delta P_T = \Delta P_G + \Delta P_S$$

D'après l'équation de DARCY :

$$\Delta P = \eta \frac{U_m}{\beta_0} Z$$

$$\Delta P_G = -\eta \frac{U_m}{\beta_0} Z$$

$$\partial P_G = -\eta \frac{\partial U_m}{\beta_0} \partial Z = -\eta \frac{\partial U_m}{\partial Z} \partial R \cdot \partial Z$$

$$= -\eta \partial U_m \partial R = -\eta \partial U_m \alpha \frac{\partial M_G}{\Omega}$$

Chapitre III: Filtration

$$\text{On a : } Q = U_m \cdot \Omega = \frac{V}{t}$$

$$\rightarrow U_m = \frac{v}{\Omega t}$$

$$U_m = \frac{1}{\Omega} \cdot \frac{\partial V}{\partial t}$$

$$\partial P_G = -\eta \frac{\partial v}{\Omega \partial Z} \propto \frac{\partial M_G}{\Omega}$$

$$W = \frac{\partial M_G}{\partial v} \text{ et } Q = \frac{\partial V}{\partial t}$$

$$\partial P_G = -\eta \frac{\propto Q}{\Omega^2} \cdot W \partial v$$

$$\partial P_G = -\eta \frac{\propto Q}{\Omega^2} \cdot \partial M_G$$

$$-\Delta P_G = \eta \frac{\propto Q}{\Omega^2} M_G$$

$$-\Delta P_G = \frac{\eta \propto}{\Omega^2} U_m \cdot \Omega \cdot M_G$$

$$-\Delta P_G = \frac{\eta \propto U_m}{\Omega} M_G$$

On pose :

$$R_G = \frac{\alpha \cdot M_G}{\Omega}$$

Par analogie On trouve :

$$-\Delta p_G = \eta \cdot U_m \cdot R_G$$

Et :

$$-\Delta p_s = \eta \cdot U_m \cdot R_s$$

Équation de la perte de charge totale :

$$-\Delta P_T = \eta \cdot U_m \cdot (R_G + R_s)$$

1. à $p = \text{cte}$:

$$U_m = \frac{1}{\Omega} \frac{\partial V}{\partial t} R_G = \frac{\alpha M_G}{\Omega} = \frac{-\alpha w v}{\Omega}$$

$$-\Delta P_t = \eta \frac{1}{\Omega} \frac{\partial V}{\partial t} \left(\frac{\partial w v}{\Omega} + R_s \right)$$

$$-\Delta P_t = \eta \frac{1}{\Omega} \frac{\partial V}{\partial t} \frac{\partial w v}{\Omega} + \eta \frac{1}{\Omega} \frac{\partial V}{\partial t} R_s$$

$$-\Delta P_t = \frac{\eta \alpha w}{\Omega^2} \cdot v \frac{\partial V}{\partial t} + \frac{\eta R_s}{\Omega} \frac{\partial V}{\partial t}$$

$$\partial t = \frac{\eta \alpha w}{(-\Delta P) \Omega^2} v \partial v + \frac{\eta R_s}{\Omega (-\Delta P)} \partial v$$

Par intégration les deux membres on obtient :

$$\frac{t}{v} = \frac{\eta \cdot \alpha \cdot w}{2(-\Delta p) \cdot \Omega^2} \cdot V + \frac{\eta \cdot R_s}{\Omega \cdot (-\Delta p)}$$

$$t = \frac{\eta \cdot \alpha \cdot w}{2(-\Delta P) \cdot \Omega^2} v^2 + \frac{\eta R_s}{\Omega(-\Delta P)} v$$

$$t = v \left(\frac{\eta \cdot \alpha \cdot w}{2(-\Delta P) \cdot \Omega^2} v + \frac{\eta R_s}{\Omega(-\Delta P)} \right)$$

$$\frac{t}{v} = \frac{\eta \cdot \alpha \cdot w}{2(-\Delta P) \cdot \Omega^2} v + \frac{\eta R_s}{\Omega(-\Delta P)}$$

On trace $\frac{t}{v} = f(v)$ on obtient une droite expérimental de laquelle on pourra déduire R_s, α et w .

2. à Q(débit) = constant :

$$\frac{\partial V}{\partial t} = cte \rightarrow \Delta P_t = U_m \eta \left(\frac{\alpha w v}{\Omega} + R_s \right)$$

$$\Delta P = \eta \cdot \alpha \cdot \omega \cdot U m_t^2 t + \eta \cdot U m \cdot R_s$$

Pour déterminer les paramètres constantes (R_s, ω) on trace $\Delta p = f(t)$

Si le gâteau est compressible $\Rightarrow \alpha = f(\Delta P)$

Expression de perte de charge par l'équation de Kozney :

$$\Delta P_T = \Delta P_1 + \Delta P_2$$

$\Delta P_1, \Delta P_2$: les pertes de charges respectivement du aux gâteaux et le filtre.

D'après KOZNEY

$$\Delta P_1 = \eta \cdot 36 \cdot h_k \cdot U_m \cdot \frac{(1-\xi_1)^2}{\xi_1^2 \cdot d_g} \cdot Z_1 = R'_G \cdot U_m \cdot \eta \cdot Z_1$$

$$\Delta P_2 = \eta \cdot 36 \cdot h_k \cdot U_m \cdot \frac{(1-\xi_2)^2}{\xi_2^3 \cdot d_g^2} \cdot Z_2$$

Par définition le volume de gâteau est de la forme :

$$v_G = \frac{v - c}{fa}$$

$$\text{Avec : } Z_1 = \frac{v_G}{\Omega}$$

Alors on trouve :

$$\Delta P = R_s \eta \frac{1}{\Omega} \frac{\partial V}{\partial t} + \alpha \eta c \frac{v}{v^2} \frac{\partial V}{\partial t}$$

1. à $p = \text{cte}$:

$$\frac{t}{v} = \frac{\eta \cdot \alpha \cdot C \cdot V}{2 \cdot \Omega^2 \cdot \Delta p} + \frac{\eta \cdot R_s}{\Omega \cdot \Delta p}$$

2. à Q = cte :

$$\Delta p = R_s \cdot \eta \cdot U_m + \alpha \cdot \eta \cdot C \cdot V \cdot U_m^2 \cdot t$$

On traçant $\Delta P = f(t)$: une droite si le gâteau est compressible.

Si le gâteau est compressible $\Rightarrow \alpha = f(\Delta P)$

IV-1 : Ecoulement d'un seul fluide autour d'un obstacle :

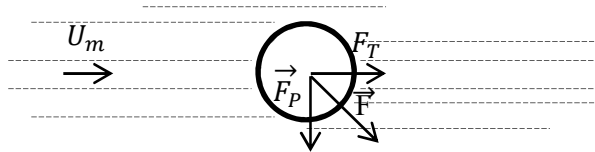


Fig. IV-1 : Ecoulement d'une particule autour d'un obstacle

Considérons un obstacle dans un fluide s'écoulant à une vitesse U_m , les forces qui s'exercent sur cette obstacle sont :

- la forces de frottement due a la viscosité et a la turbulence de fluide et même a la surface.
- la force de résistance due au poids.

Donc F se compose de F_T et F_P

Si la force de trainner (force tangentielle) qui est importante, alors en essayent de comparer cette force a l'énergie cinétique spécifique du fluide. On trouve un nombre adimensionnel qui s'appelle nombre de Newton.

$$Ne = \frac{FT/\Omega}{\frac{1}{2}\rho Um^2} \rightarrow Ne = \frac{8FT}{\rho Um^2 \pi dg^2}$$

A partir de ce Ne , on arrive à savoir le régime d'écoulement du fluide autour de l'obstacle.

L'expérience montre que lors de l'augmentation de vitesse d'écoulement il existe quatre zones sur le diagramme $\log f_g = f(\log Re_g)$ à savoir :

Re_g : Reynolds du grain

$$Re_g = \frac{\rho U_m dg}{\eta}$$

$$f_g = \frac{\tau}{\rho U_m^2} = \frac{F_T/\Omega}{\rho U_m^2} = \frac{4F_T}{\rho U_m^2 \pi dg^2}$$

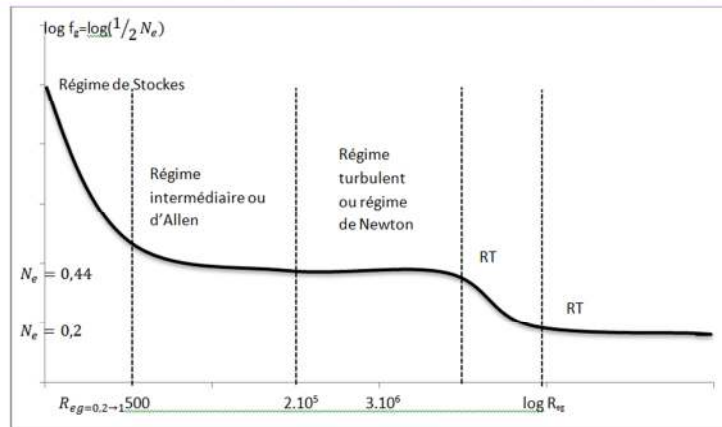


Fig. IV-2 : Diagramme $\log f_g = f(\log Re_g)$

IV-1 -1-Régime de stocks :

Lorsque $Re < 1$ ou $Re = 0,2$ les forces de viscosité sont bien supérieures des forces d'inertie (η), dans ce domaine stocks à demander que cette force tangentielle $F_T = 3\Pi\eta Umdg$ par ailleurs nous avons que le nombre de Newton égale:

$$Ne = \frac{8FT}{\rho U m^2 \Pi dg^2}$$

En remplaçant F_T par sa relation on obtient :

$$Ne = 24 Re g^{-1} \text{ ou } Ne = 2f_g$$

Pour régime laminaire ou de stocks.

IV-1 - 2-Régime intermédiaire d'Allen :

Dans ce domaine le nombre de Reynolds Re est comprise entre 2 et 500, on constate la formation micro turbulence à l'arrière de l'obstacle, les forces de frottement reste constante, donc dans cette région est difficile de déterminer le nombre de Newton, on a donc une expression expérimentale donné par Allen :

$$Ne = 18,5 Re g^{-0,6}$$

IV-1 - 3-Régime turbulent :

Dans ce domaine la résistance de forme l'emporte sur la résistance de frottement, les frottements restent pratiquement constante lorsque Re augmente comme le montre le diagramme.

$$Ne = 0,44$$

En générale on peut écrire que : $Ne = a Reg^{-n}$

Re	Régime	a	n	C_D	Formule
$10^{-4} < Re < 1$	Laminaire	24	1	$24Re^{-1}$	Stokes
$1 < Re < 10^3$	Intermédiaire	18,5	0,6	$18,5Re^{-0,6}$	Allen
$10^3 < Re < 2 \cdot 10^5$	Turbulent	0,44	0	0,44	Newton

Tableau IV-1 : Les paramètres des trois régimes de l'équation de Newton.

IV-2 : Mouvement verticaux de grains dans un champ de pesanteur :

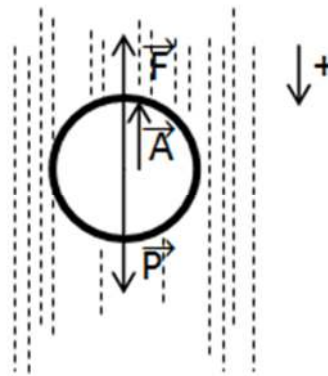


Fig. IV-3 : Mouvement vertical d'un grain

Soit une particule sphérique de masse volumique ρ_s tombant librement dans un fluide immobile de masse volumique ρ_l et de viscosité η , cette particule est soumise au trois forces :

La force de poids, la force de frottement et le pouce d'Archimède

En appliquant la loi de Newton : $\sum F = m \gamma \rightarrow P+F+A = m \gamma = m \frac{dUmT}{dt}$

$$\rightarrow \rho_s \frac{\pi}{6} dg^3 g - \rho_l \frac{\pi}{6} dg^3 g + \rho_l \frac{\pi}{8} dg^2 UmT^2 \quad Ne = \rho_s \frac{\pi}{6} dg^3 \frac{dUmT}{dt}$$

Par simplification on trouve l'équation générale de mouvements :

$$\frac{dUmT}{dt} = g \left(1 - \frac{\rho_l}{\rho_s}\right) - \frac{3}{4} \frac{\rho_l^{1-n}}{\rho_s} a \eta^n \frac{1}{dg^{n+1}} UmT^{2-n}$$

L'objectif de cette démonstration pour déterminer la vitesse terminal de chute libre de particule, dans le cas où on fait lâcher une particule avec une vitesse, on remarque tout d'abord une accélération de particule et au bout de certain temps devient constante, cette vitesse appelée la vitesse terminale de chute libre, l'équation générale devient :

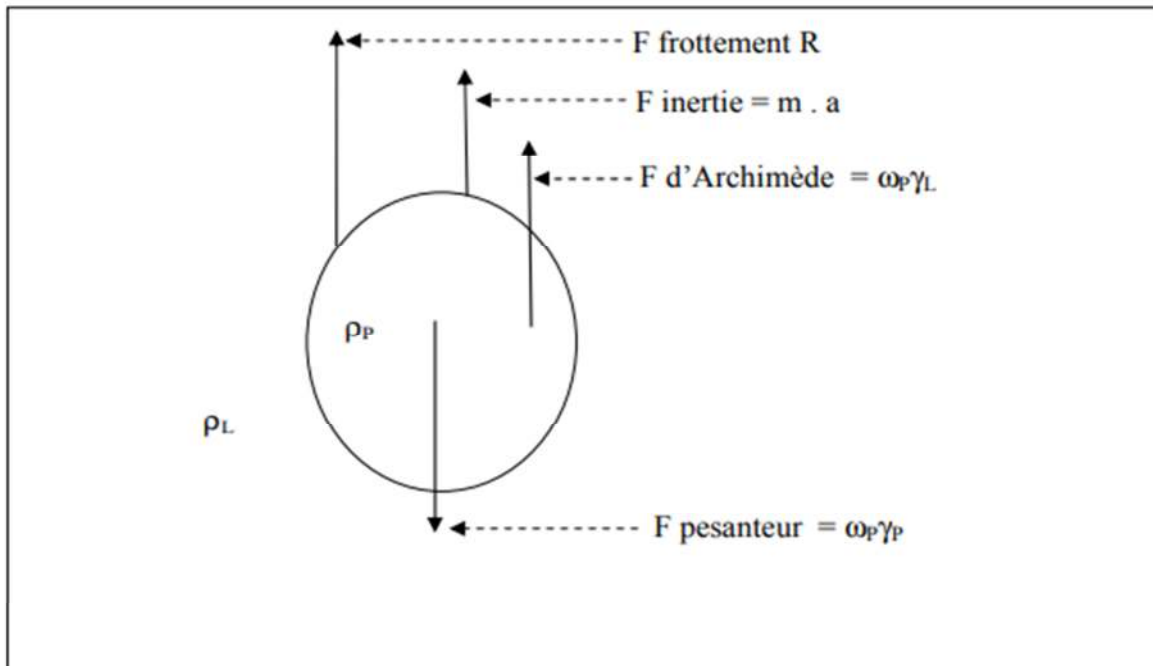


Fig. IV-4 : Forces agissant sur une particule.

Puisque $U_{mt} = \text{constante} \Rightarrow \frac{dU_{mt}}{dt} = 0$

L'équation générale devient :

$$U_{mt}^{2-n} = \frac{4}{3} \frac{d g^{n+1} g (\rho_s - \rho_l)}{\rho_l^{1-n} a \eta^n} \text{ c'est l'équation } G^{\text{elle}} \text{ quelque soit le régime}$$

IV-2 -1: Régime laminaire :

Si on prend le cas de régime laminaire (stocks) :

$$a = 24 \text{ et } n=1$$

$$U_{mt} = \frac{4}{3} \frac{d g^{+2} g (\rho_s - \rho_l)}{24 \eta}$$

$$U_{mt} = \frac{g (\rho_s - \rho_l)}{18 \eta} dg^2$$

La vitesse terminale est en fonction du carré de diamètre de particule en régime de stocks.

IV-2 -2- Régime turbulent :

Dans ce cas : $a = 0,44$ et $n = 0$

$$U_{mt}^2 = 4/3 \frac{dg^{+1} g (\rho_s - \rho_l)}{\rho_l^{1,44}}$$

$$U_{mt}^2 = \frac{3 g (\rho_s - \rho_l)}{\rho_l} dg$$

En régime turbulent la vitesse terminale est proportionnelle à la racine carré de diamètre de la particule.

IV-3 : Application :

Dé fois on trouve un problème à traiter l'un ou l'autre de deux cas suivant :

- 1- On veut calculer le diamètre et on mesure la vitesse expérimentale.
- 2- On veut évaluer la vitesse connaissant le diamètre.

Dans ce cas on ne peut pas vérifier le régime car le nombre de Reynolds est dépend des deux variables donc on définira deux critères adimensionnels qui ne seront en fonction que l'un des deux paramètres.

-Pour trouver le diamètre on applique l'équation suivante :

$$Y = \frac{Reg}{Ne}$$

Avec : $Reg = \frac{\rho_l U_{mt} dg}{\eta}$ Connaissant la relation de Ne du mouvement quand

l'accélération est nulle on peut écrire que :

$$Y = \frac{3}{4} \frac{\rho_l^2}{\eta g (\rho_s - \rho_l)} U_{mt}^3$$

A partir de l'équation générale du mouvement et lorsque la vitesse terminale globale est atteinte c'est-à-dire lorsque l'accélération est nulle, on peut donc déduire que :

$$\frac{dU_{mt}}{dt} = \gamma = 0$$

$$g \left(\frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_s} \right) = \frac{3 U_m^2 \rho_L}{4 d_g \rho_s} N_e \Rightarrow N_e = \frac{4 \rho_s - \rho_L}{3 \rho_L} g \frac{d_g}{U_m^2}$$

$$y = \frac{R_{eg}}{N_e} = \frac{\rho_L U_m d_g}{\eta \frac{4 \rho_s - \rho_L}{3 \rho_L} g \frac{d_g}{U_m^2}} = \boxed{\frac{3 \rho_L^2}{4 \eta g (\rho_s - \rho_L)} U_m^3}$$

$$\boxed{y = k U_m^3}$$

IV-3 -1-1 : Cas du régime laminaire (valeur de y)

$$R_{eg} \leq 0,2 \Rightarrow R_{eg} = 0,2 \text{ (Valeur maximale)}$$

$$N_e = 24 R_{eg}^{-1} \text{ (Régime laminaire)}$$

$$y = \frac{R_{eg}}{N_e} = \frac{R_{eg}}{24 R_{eg}^{-1}} = \frac{R_{eg}^2}{24} = \frac{(0,2)^2}{24}$$

$$y = 1,66 \cdot 10^{-3} \Rightarrow \text{Donc en régime laminaire ou de stockes}$$

$$\boxed{y \leq 1,66 \cdot 10^{-3}}$$

En régime laminaire \Rightarrow

$$d_g = \sqrt{\frac{18 \eta U_m}{g (\rho_s - \rho_L)}}$$

IV-3 -1-2 : Cas du régime turbulent

$$\text{Les conditions du régime turbulent } \begin{cases} N_e = 0,44 \\ R_{eg} \geq 500 \Rightarrow R_{eg} = 500 \end{cases}$$

$$y = \frac{R_{eg}}{N_e} = \frac{500}{0,44} = 1136$$

Lorsque $y \geq 1136 \Rightarrow$ régime turbulent et

$$d_g = \frac{\rho_L U_m^2}{3g(\rho_s - \rho_L)}$$

IV-3 -1-3 : Cas du régime intermédiaire

$$1,66 \cdot 10^{-3} < y < 1136$$

$$N_e = 18,5 R_{eg}^{-0,6}$$

$$y = \frac{1}{18,5} R_{eg}^{1,6}$$

Connaissant y , de $R_{eg} = f(d_g, U_m) \Rightarrow$ on déduit d_g

↓

Connu

IV-3 -2 : Valeur de X :

Deuxième critère pour résoudre la vitesse on applique l'équation suivante :

$$X = N_e \text{ Reg}^2$$

Connaissant la relation de N_e du mouvement quand l'accélération est nulle on peut écrire que :

$$X = \frac{4}{3} \frac{\rho_s - \rho_L}{\eta^2} \rho_L g d_g^3$$

$$X = \frac{\rho_L^2 U_m^2 d_g^2}{\eta^2} * \frac{4 \rho_s - \rho_L}{3 \rho_L} g \frac{d_g}{U_m^2}$$

$$X = \frac{4 (\rho_s - \rho_L)}{3 \eta^2 \rho_L} \rho_L g d_g^3$$

$$X = k d_g^3$$

IV-3 -2-1 : Régime de Stocks : $R_{eg} = 0,2$

$$N_e = 24 R_{eg}^{-1}$$

$$X = 24R_{eg}^{-1} * R_{eg}^2 = 24R_{eg} = 24 * 0,2 = 4,8$$

Lorsque $X \leq 4,8 \Rightarrow$ régime laminaire $\Rightarrow U_m = g \frac{\rho_s - \rho_L}{18\eta} d_g^2$

IV-3 -2-2 : Cas du régime turbulent

$$R_{eg} = 500$$

$$N_e = 0,44$$

$X = 0,44 * 500^2 = 110.000 \Rightarrow$ Régime turbulent, la vitesse est de :

$$U_m = \sqrt{3g \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) d_g}$$

IV-3-2-3 : Cas du régime d'Allen

$$4,8 < X < 110.000$$

$$N_e = 18,5R_{eg}^{-0,6}$$

$$X = N_e R_{eg}^2 = 18,5R_{eg}^{1,4} = X$$

Connaissant X , de $R_{eg} = f(U_m, d_g) \Rightarrow$ on déduit U_m

IV-4 : Chute Collective :

Dans certain opération industriel de sédimentation de décantation on remarque des grains globule parcourus dans le mouvement donc on peut dire qu'il ya des interactions des chocs inter particules qui provoque par une masse volumique apparente et une viscosité apparente.

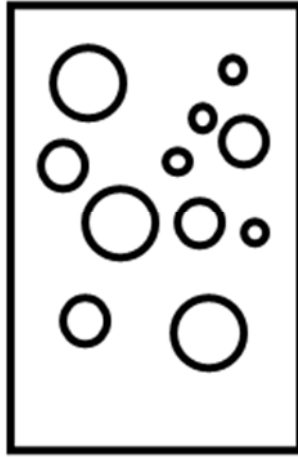


Fig. IV-5 : Grains globules en sédimentation

IV-4-1 : Masse volumique apparente :

$$\rho_a = \beta \rho_D + (1-\beta) \rho_c$$

β : fraction de volume occupé par les particules solides.

D : Dispersés (solide ou particule).

C : continu (liquide ou le milieu).

IV-4-2 : Viscosité apparente :

Dans le cas de dispersion très diluée de sphères rigides uniformes et lisses dans un liquide newtonien, cette démonstration basée sur la relation de Stokes (laminaire) conduit par :

$$\eta_a = \eta_c (1 + 2,5 \beta)$$

Cette relation est valable pour $\beta < 0,02$, l'expérience montre que lors de l'augmentation de vitesse alors la viscosité augmente cependant une autre relation proposée par Wand :

$$\eta_a = \eta_c \text{Exp}(k\beta)$$

Avec k : coefficient déterminé expérimentalement, pour la dispersion est diluée $k=2$, et concentrée $k=6$.

Généralement la relation la plus utilisable de la viscosité apparente de grain sphérique rigide est donnée par :

$$\eta_a = \eta_c \text{Exp} \frac{k\beta}{1-q\beta}$$

Avec : $q = 1/\beta_{\max}$ et $\beta_{\max} = 0,74$ pour arrangement hexagonale.

La relation devient :

$$\eta_a = \eta_c \text{Exp} \frac{4,2 \beta}{1-\beta}$$

IV-4-3 : Vitesse terminal de chute collective :

dans l'équation général de la vitesse terminal on remplace les relations de ρ_a et η_a .

$$\frac{U_{mc}^{2-n}}{U_m} = \frac{(1-\beta) \text{Exp} \left(\frac{4,2 n \beta}{1-\beta} \right)}{[(1-\beta) + \beta \left(\frac{\rho_D}{\rho_c} \right)]}$$

Dans le cas milieu diluée et Régime laminaire on a : $n=1$ et $k=2,5$

$$\frac{U_{mc}}{U_m} = (1-\beta) \text{Exp} \left(\frac{-2,5 \beta}{1-\beta} \right)$$

U_m : vitesse relative d'une particule dans un milieu immobile.

IV-5 : Application aux globules :

Un globule peut être constitué par une circulation interne d'un liquide ou d'un gaz qui va diminuer la vitesse, une expérience proposée par HADAMARD un terme correctif qui tient compte de la circulation interne a l'intérieur de fluide.

$$H = \frac{3(\eta_D + \eta_c)}{2\eta_c + 3\eta_D}$$

Ce terme correctif (H) tient compte de la circulation interne du fluide, qui diminue la traînée et par conséquent la vitesse.

- **Cas particuliers**

- a) Terme correctif (H) pour le brouillard

$$\begin{cases} \eta_D = \eta_{eau} \\ \eta_C = \eta_{air} \\ \eta_C \ll \eta_D \end{cases} \Rightarrow H = 1$$

b) Terme correctif (H) pour le bouillon

$$\begin{cases} \eta_D = \eta_{air} \\ \eta_C = \eta_{eau} \\ \eta_D \ll \eta_C \end{cases} \Rightarrow H = 1,5$$

L'expérience montre que dans le cas des globules dont le diamètre est supérieur à 1mm ne restent pas sphériques et leurs déformations sont telles que les vitesses mesurées sont totalement différentes des vitesses calculées, ces déformations sont difficiles à calculer car dépendent de beaucoup de facteurs

IV-6 : Mouvement à Deux Dimensions :

Soit une particule de masse m parcourait une chambre de décanteur est repéré par les coordonnées x,y .donc on trouve :

-une vitesse sur l'axe xx' : $U_x = x' = \frac{dx}{dt} = Um \cos\alpha$

-une vitesse sur l'axe yy' : $U_y = y' = \frac{dy}{dt} = Um \sin\alpha$

Et meme on a deux forces de frottement suivant les deux axes :

- $F_{Tx} = F_T \cos\alpha = \frac{1}{2} Ne \Omega \rho_l Um^2 \cos\alpha$

- $F_{Ty} = F_T \sin\alpha = \frac{1}{2} Ne \Omega \rho_l Um^2 \sin\alpha$

En remplaçant $\cos\alpha$ et $\sin\alpha$ par leur équation et en appliquant la loi dynamique de NEWTON on obtient :

$$m\gamma_x = mx'' = - \frac{1}{2} Ne \Omega \rho_l x' (x'^2 + y'^2)^{1/2}$$

$$m\gamma_y = my'' = - \frac{1}{2} Ne \Omega \rho_l y' (x'^2 + y'^2)^{1/2}$$

Les deux équations sont un peut difficile à résoudre donc la résolution de ces équations on remplace Ne, Reg, Ω , par ces relations on obtient :

$$mx'' = - 12 \frac{\pi dg^2 \eta}{4 dg} x' = - 3 \pi dg \eta x'$$

$$my'' = - 3 \pi dg \eta y' + mg \left(1 - \frac{\rho_c}{\rho_D}\right)$$

En peut écrire ces équations sous formes différentielles :

$$X'' + AX' = 0 \quad \text{avec} \quad A = \frac{18 \eta}{\rho_D dg^2}$$

$$Y'' + B Y' = 0 \quad \text{avec} \quad B = g \left(1 - \frac{\rho_c}{\rho_D}\right)$$

Par résolution mathématique on trouve que :

$$X = \frac{Ux}{A} (1 - e^{-At})$$

Et :

$$Y = \frac{B}{A} t + \frac{Ul}{A} - \frac{B}{A^2} + \left(\frac{B}{A^2} - \frac{Ul}{A}\right) e^{-At}$$

Chapitre V : DECANTATION

Chapitre V : DECANTATION.....	41
V-1 : Introduction :.....	41
V-2 : Définition de sédimentation (décantation).....	41
V-3 : Principe du phénomène.....	41
V-4 : DIMENSIONNEMENT D'UN SEPARATEUR SUIVANT LES LIMITATIONS A.P.I :	43
V-5 : Types de décantation.....	44
V-6 : Dimensionnement d'un cyclone à gaz :	44
Conclusion.....	46

Partie 1 : Décantation par gravité

V-1 : Introduction :

La décantation est une opération unitaire, parmi les techniques de séparation liquide-solide basées sur le phénomène de sédimentation, qui consiste à séparer d'un liquide les particules en suspension en utilisant les forces gravitaires. Les procédés mis en œuvre diffèrent selon que l'on recherche seulement à augmenter la concentration des solides (épaississement) ou que l'on vise à obtenir un liquide clair à partir d'une suspension diluée (clarification).

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, et celui des particules plus ou moins floculées, qui ont des vitesses de chute variables, fonction de la taille des floes et de leur abondance.

V-1-2 : Définition de sédimentation (décantation)

La décantation est une opération de séparation mécanique, par différence de gravité de phases non-miscibles dont l'une au moins est liquide. On peut séparer des phases liquides, une phase solide en suspension dans une phase liquide.

V-1-3 : Principe du phénomène

Considérons un décanteur idéal où les particules sont supposées sphériques entrées dans la suspension solide dans une phase liquide, on observe que les particules sous l'action de la pesanteur et de la poussée d'Archimède, tendent à tomber vers le fond ou à remonter à la surface selon leur densité et leur taille.

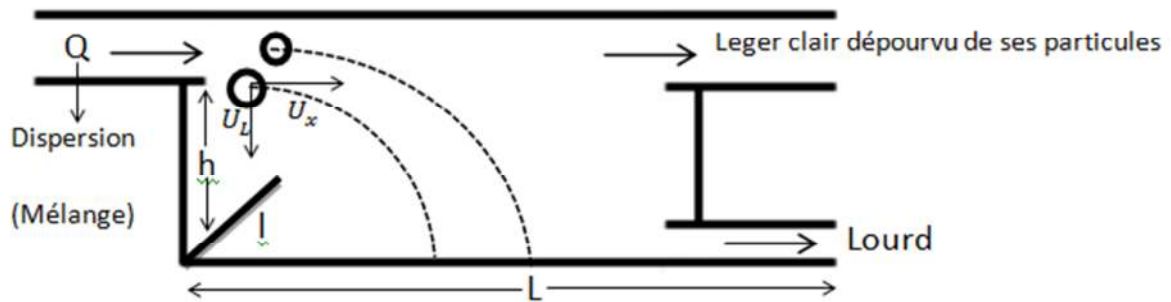


Fig. V-1 : Schéma générale d'un décanteur idéal.

Pour cette raison il faut dimensionner le décanteur de telle façon que le particule (grain) le plus petit puisse tomber au maximum à la fin de décanteur.

- Temps mis par une particule quelconque pour atteindre le fond du séparateur (décanteur)

$$t = \frac{h}{U_L}$$

- Distance horizontale parcourue par une particule avant d'atteindre le fond du séparateur

$$D = U_x \cdot t \text{ (Cas générale)}$$

$$U_x \cdot t \leq L \text{ (Pour le dimensionnement du séparateur)}$$

- **Cas du régime laminaire**

$$U_L = g \frac{\rho_S - \rho_L}{18\eta} d_g^2 \text{ (Vitesse terminale de chute)}$$

$$t = \frac{18\eta h}{g(\rho_S - \rho_L)d_g^2}$$

Longueur maximale du bassin

$$L = U_x \cdot t = \frac{18\eta h U_x}{g(\rho_S - \rho_L)d_g^2}$$

Si on impose une hauteur du bassin (h) (voir contraintes) \Rightarrow longueur du bassin L

V-1-4 : DIMENSIONNEMENT D'UN SEPARATEUR SUIVANT LES LIMITATIONS A.P.I :

Donc les paramètres qui influent sur le dimensionnement de décanteur ou une séparatrice limitation A.P.I sont :

1- $dg = 0,015 \text{ cm}$, dans le cas d'un régime laminaire on a $U_L = \frac{(\rho_s - \rho_l)}{18 \eta} dg^2$

la distance horizontale parcourue pour chaque particule avant atteindre le fond du séparateur est : $D = U_x t$ avec $L = U_x t$ on combinant avec la relation de vitesse on trouve

que $t = \frac{18 \eta h U_x}{g (\rho_s - \rho_l) dg^2}$

alors pour un $dg=0,015 \text{ cm}$ on a $U_L = 0,0125 \frac{(\rho_s - \rho_l)}{\eta}$

ρ_s, ρ_l, η dépend du liquide qu'on veut décanter.

2- $U_x \leq 15 \text{ cm/ sec}$ ou $U_x \leq 15 U_L$

on prendra la plus petite des deux vitesses.

3- $T \leq 60 \text{ min}$ (une bonne décantation au maximum 1heure)

4-Section de décanteur : $\Omega = h l$ doit être inférieur à 15 m^2 avec $\frac{h}{l} \geq 0,3$.

l : largeur du bassin.

5- Dans le cas de régime turbulent (turbulence) on un facteur de correction tel que :

$$K Q = U_L S = U_L l L$$

k = facteur de correction, donné par l'expérience

Avec ces cinq équations on peut dimensionner un décanteur.

V-1-5 : Types de décantation

D'après la forme et la nature des particules il existe quatre types de décantation.

Type 1 : décantation de particules discrètes :

Ce type de décantation est appliqué à la chute des particules; c'est pourquoi les lois classiques de Newton et de Stokes s'appliquent ici, on retrouve ce type de décantation dans les des-sableurs.

Type 2 : Décantation de particules floculantes

Dans ce type de décantation les particules subissent une modification structurelle au cours de leurs chutes. (les usines de traitement des eaux).

Type 3 : Décantation freinée (en piston)

Ce type est caractérisé par une concentration élevée de particules, on retrouve ce type de décantation dans la partie profonde des décanteurs.

Type 4 : Décantation en compression de boue

Dans ce type de décantation, les particules sont en grand, on retrouve ce type de décantation dans les épaisseurs de boues par gravité.

V-1-6 : Dimensionnement d'un cyclone à gaz :

Le gaz et les particules entrent dans le cyclone, progressent en spirale dans la partie cylindrique et réalisent un nombre n de tours qui égale le rapport entre la hauteur de cylindre et le diamètre de la conduite $d_c/2$.

$$N = \frac{H}{\frac{d_c}{2}} = \frac{2 H}{d_c} = 4$$

Soit une particule sphérique (contenue dans le gaz ou l'air) de diamètre d_p et de masse volumique ρ_D , cette particule va se déplacer radialement avec une vitesse relative par rapport au gaz U_R , même si le gaz subit une masse volumique ρ_s .

Pour un régime laminaire cette particule est soumise à deux forces : force de frottement F_T et force centrifuge F_c .

Chapitre V : DECANTATION

Le dimensionnement pour ce type doit suivre les paramètres suivant :

1- La vitesse U_R est obtenue lors de l'égalité de deux forces cad :

$F_T = 3 \Pi \eta dg U_R$ et $F_c = \frac{m V^2}{R}$, v est la vitesse entrée de mélange et elle est constante.

$$U_R = \frac{(\rho_D - \rho_c)}{18 R \eta} dp^2 V^2$$

2- Le temps nécessaire pour qu'une particule de diamètre dp puisse parcourir un élément dR :

$$dt = \frac{dR}{U_R}$$

Le temps mis par la particule le trajet R_2-R_1 est θ qui est la somme de dt (intégration).

Pour un régime laminaire :

$$dt = \frac{dR}{U_R} = \frac{18 \eta R dR}{(\rho_D - \rho_c) dp^2 V^2}$$

Par intégration

$$\theta = \frac{18 \eta}{dp^2 (\rho_D - \rho_c) V^2} \frac{R_2^2 - R_1^2}{2}$$

et sur la spirale cad verticalement : $d = 2 \Pi R_m N = 2 \Pi \left(\frac{R_1 + R_2}{2} \right) N$

donc le temps mis par la particule avant d'atteindre le fond du cyclone

$$t = \frac{2 \Pi (R_1 + R_2) N}{V}$$

on peut déterminer même le diamètre de particule on fait l'égalité de deux temps horizontale et verticale cad :

$$\frac{18 \eta}{dp^2 (\rho_D - \rho_c) V^2} \frac{R2^2 - R1^2}{2} = \frac{2 \Pi (R1+R2) N}{V}$$

On obtient

$$dp = \frac{3}{4} \left(\frac{\eta dc}{\Pi V \rho_D} \right)^{1/2}$$

exemple d'application pour un cyclone de paramètre suivant :

$$V = 14,5 \text{ cm/sec} , dc = 0,7 \text{ m} , \rho_D = 19 \text{ g/cm}^3 , \eta = 0,018 \text{ mNs/m}^2$$

Le diamètre d'une particule décantable est de $dp = 28,6 \mu\text{m}$

On conclue que toutes les particules ayant un diamètre supérieur a $28,6 \mu\text{m}$ seront séparés et celles ayant un diamètre inférieur a $28,6 \mu\text{m}$ ne le seront pas.

Conclusion

La sédimentation est un procédé rapide qui permet d'éliminer la majeure partie des particules en suspension. Pour avoir une bonne décantation par exemple industriel alors il faut bien dimensionner le décanteur pour que les particules arrive à décanter dans le fond de décanteur.

La sédimentation, même combinée à la coagulation-floculation, reste limitée par la taille et la concentration des particules. Pour compléter la séparation, il faut donc utiliser la filtration.

Partie 2 : décantation par Centrifugation

V -2-1 : Définition:

La centrifugation est une opération de séparation mécanique, par action de la force centrifuge, de deux à trois phases entraînées dans un mouvement de rotation.. La centrifugation est réalisée industriellement pour réduire le volume du décanteur et pour augmenter le rendement de la séparation.

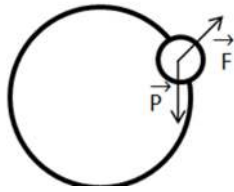


Fig. V-2 : Forces d'une particule au mouvement par centrifugation.

V-2-2 : Principe:

Le procédé de la décantation, est relativement lent pour les très fines particules (sensibles à l'agitation thermique) et les liquides particulièrement visqueux.

Alors il s'agit donc d'entraîner un appareil à grande vitesse, en rotation autour d'un axe. Son accélération, proportionnelle à la distance à l'axe de rotation, varie comme le carré de la vitesse. Pour augmenter l'efficacité de la centrifugation :

- Le diamètre des particules, en utilisant des flocculant.
- la différence de densité.
- la viscosité du fluide, qui diminue avec l'élévation de la température.
- la surface de base du bol.
- la vitesse de rotation, qui laisse la plus grande latitude de réglage.

V-2-3 : Le matériel :

Une centrifugeuse est une machine équipée d'un axe de rotation enfermé dans une enceinte. Par ailleurs, un rotor qui tourne à haute vitesse (jusqu'à 100 000 rpm) possède beaucoup d'énergie cinétique. Les normes actuelles imposent qu'un rotor se détachant de son axe à pleine vitesse de rotation doit rester confiné dans l'enceinte de la centrifugeuse.

Le rotor qui supporte les tubes contenant les échantillons doit à la fois être suffisamment solide pour supporter les forces. Le seul inconvénient est son prix élevé. Chaque rotor possède une vitesse maximum de rotation (donc d'accélération). Il est évident que chaque rotor est adapté à certains modèles de centrifugeuses, qui elles aussi ont une vitesse maximum de rotation.(rotors à angle fixe et godets mobiles).

Chapitre V : DECANTATION

Un rotor doit être parfaitement équilibré (équilibrage), c'est-à-dire que la masse en chaque point doit être idéalement identique à celle du point symétrique par rapport à l'axe de rotation.

V-2-4- : Le coefficient de sédimentation

Lors d'une centrifugation, la vitesse de sédimentation d'une particule va être fonction de sa masse, de son volume et de la densité du solvant (ce qui détermine la poussée d'Archimède), de l'accélération à laquelle elle est soumise, mais également aux forces de frottement liées à son déplacement dans la solution, forces qui vont dépendre de la taille et de la forme de la particule. La vitesse de sédimentation fait donc intervenir de nombreuses variables, c'est pourquoi elle n'est pas calculée mais mesurée expérimentalement. On mesure donc un coefficient de sédimentation exprimé en Svedberg (S) qui correspond à 10^{-13} s. Plus la valeur est élevée, plus la vitesse de sédimentation est importante. Pratiquement, on mesure la vitesse de déplacement d'un front de migration de la particule étudiée.

V-2-5 : La centrifugation différentielle

Dans ce type de centrifugation, on fait la séparation par un cycle de centrifugation on variant l'accélération afin de séparer les constituants pour de pouvoir traiter les solutions complexes.

V-2-6 : Effet centrifuge :

V-2-6-1 : Expression de la force centrifuge :

Elle provient directement de la cinématique classique et des trois lois du mouvement de Newton. Son intensité est donnée par la formule :

$$\mathbf{F}_{\text{cen}} = m \times \omega^2 \times \mathbf{R}$$

Cette relation équivalente est valable dans le Système international d'unités avec les notations et unités suivantes :

- \mathbf{F}_{cen} est la force centrifuge en newtons (N), avec 1 newton voisin de 0,1 kilogramme-force ;
- m est la masse, en kilogramme (kg),
- ω est la vitesse angulaire en radians par seconde (rad/s), donc 1 tour par seconde = 6,28 rad/s et 1 tour par minute = 0,105 rad/s ;
- \mathbf{R} est la distance de l'axe de rotation au centre de gravité de l'objet, c'est-à-dire le rayon de courbure de la trajectoire en mètres (m).

La force centrifuge est représentable par un vecteur qui est perpendiculaire à l'axe instantané de rotation.

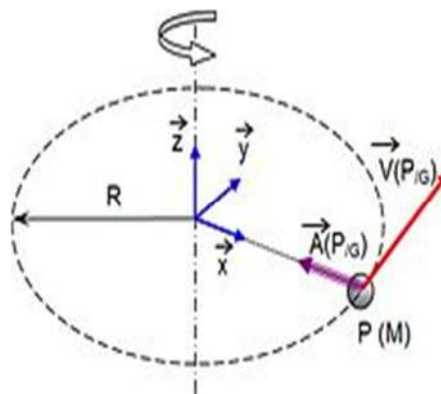


Fig. V-3 : Effet centrifuge par une rotation

L'effet centrifuge est un cas particulier de la force fictive, qui apparaît en physique dans le contexte d'étudier le mouvement des objets dans des référentiels non inertiels. L'effet ressenti est dû au mouvement de rotation de ces référentiels et se traduit par une tendance à éloigner les corps du centre de rotation. C'est par exemple la sensation d'éjection d'un voyageur dans un véhicule qui effectue un virage.

La relation de l'effet centrifuge est donnée par la définition suivante :

$$\mathbf{K} = \frac{F}{p} = \frac{m \times \omega^2 \times R}{m \times g} = \frac{\omega^2 \times R}{g}$$

$$\mathbf{K} = \left(\frac{2\pi N}{60} \right)^2 \times \frac{D}{2g}$$

Tel que :

N représente le nombre de tour par minute

D représente le diamètre de centrifugeuse

V-2-6-2 : Expression de rotation dans une centrifugeuse :

L'objectif de cette partie est de pouvoir déterminer l'expression de la vitesse de rotation et de la comparer avec celle de la décantation.

En régime laminaire :

L'étude du déplacement d'une particule sphérique dans un fluide sous l'action d'une force centrifuge en prenant en considération que ce mouvement s'effectue en régime laminaire et que les dimensions de celles-ci sont faibles, c'est-à-dire pour des valeurs de Re comprises entre 10^{-3} et 2. Dans ce cas la relation liant le Re et le nombre de Newton modifié Ne' est : $Ne' = 24 \cdot Re^{-1}$

Et en tenant compte aussi que la particule sera soumise à deux forces : force de frottement F_t et force de la centrifuge F_C tel que :

$$F_t = \frac{1}{2} N_e \times \omega \times Q_L \times U_{mr}^2$$

Avec :

$$Ne' = 24.Re^{-1} \text{ et } \omega = \frac{\pi dg^2}{4} \text{ et } Re = \frac{Q.dg^2.U_{mr}}{\nu}$$

Alors F_t devient :

$$F_t = 3\pi. \nu. U_{mr}.d_g$$

$$F_c = \frac{m.v^2}{2} = \frac{\pi}{6} \times d_g^3 \times (Q_D - Q_L) \omega^2 \times r.$$

Pour déterminer la vitesse de rotation au point d'équilibre dynamique on fait l'égalité entre les deux forces F_t et F_c , on va trouver que :

$$F_t = F_c$$

$$3\pi. \nu. U_{mr}.d_g = \frac{\pi}{6} \times d_g^3 \times (Q_D - Q_L) \omega^2 \times r$$

$$U_{mr} = \frac{dg^2 \times (Q_D - Q_L) \omega^2 \times r}{18\nu}$$

Remarque 1 : dans une centrifugeuse la vitesse de decantation est multipliée par l'effet centrifuge en régime laminaire.

En régime turbulent :

L'étude du déplacement d'une particule sphérique dans un fluide sous l'action d'une force centrifuge en prenant en considération que se mouvement s'effectue en régime turbulent et que les dimensions de celles-ci sont faibles, c'est-à-dire pour des valeurs de Re comprises entre 10^{-3} et 2. Dans ce cas le nombre de Newton modifié Ne' est : $Ne' = 0.44$

Et en tenant compte aussi que la particule sera soumise à deux forces : force de frottement F_t et force de la centrifuge F_C tel que :

$$F_t = \frac{1}{2} \times 0.44 \times \frac{\pi}{4} \times d_g^2 \times Q_L \times U_{mr}^2$$

$$F_c = \frac{\pi}{6} \times d_g^3 \times (\rho_D - \rho_L) \omega^2 \times r.$$

En état d'équilibre on a :

$$F_t = F_c$$

$$\frac{1}{2} \times 0.44 \times \frac{\pi}{4} \times d_g^2 \times \rho_l \times U_{mr}^2 = \frac{\pi}{6} \times d_g^3 \times (\rho_D - \rho_L) \omega^2 \times r.$$

$$U_{mr} = 8 \times \omega^2 \times r \times \frac{(\rho_D - \rho_L)}{\rho_l} \times \frac{d_g}{2.64}$$

On peut conclure que dans une centrifugeuse la vitesse est multiplié par l'effet centrifuge en régime laminaire.

Remarque 2 : Comparant l'expression de la vitesse de rotation avec celle de la décantation simple en régime turbulent on peut dire que la vitesse de décantation est multipliée par la racine carré de l'effet centrifuge, donc elle est moins efficace que dans le régime laminaire.

En régime intermédiaire :

Lorsqu'on fait l'étude par rapport à un régime intermédiaire on trouve :

$$F_t = \frac{1}{2} \times N_e \times \omega \times \rho_l \times U_{mr}^2$$

Avec :

$$N_e = 18.5 \times Re_g^{-0.6}$$

$$U_{mg}^{1.4} = \frac{4 d_g^{0.6} \times g (\rho_D - \rho_L)}{3 \rho_l^{0.4} \times 18.5 \times \omega^{0.6}}$$

On trouve que :

$$F_t = \frac{18.5}{8} \times d_g^{1.4} \times \rho_l^{0.4} \times \omega^{0.6} \times U_m^{1.4}$$

$$F_c = \frac{\pi}{6} \times d_g^3 \times (\rho_D - \rho_L) \omega^2 \times r.$$

$$F_t = F_c$$

$$\frac{18.5}{8} \times d_g^{1.4} \times Q_l^{0.4} \times \nu^{0.6} \times U_m^{1.4} = \frac{\pi}{6} \times d_g^3 \times (Q_D - Q_L) \omega^2 \times r.$$

$$U_{mr} = \frac{8 \times}{d_g^{1.4} \times 6 Q_l^{0.4} \times \nu^{0.6}} d_g^3 \times (Q_D - Q_L) \omega^2 \times r.$$

On trouve que :

$$U_{mr} = (K) \frac{1}{1.4} \times U_{mg}$$

Conclusion : on conclut que la décantation est moins efficace que la centrifugation par contre en régime turbulent elle est plus.

VI-1- Introduction

Le phénomène de fluidisation est la mise en suspension d'un milieu pulvérulent (solides divisés) par un fluide (gaz ou liquide) à mouvement ascendant. On obtient alors un lit fluidisé qui se comporte comme un corps homogène d'un point de vue thermique et de concentration. Donc les échanges de chaleur et de masse sont très rapides entre solide et fluide. Ce qui va créer un contact intime entre le fluide et le solide, les particules sont donc en agitation intense ce qui ouvre un large champ d'applications à cette opération dans l'industrie.

VI-2- Avantage et inconvénient de la fluidisation

La fluidisation est utilisée dans plusieurs domaines:

- Le chauffage/refroidissement de gaz ou de solides divisés.
- La production ou la récupération d'énergie thermique
- La calcination
- Le séchage des particules
- La gazéification de combustibles solides
- Les réactions catalytiques

Dans la majeure partie des cas, le régime de fluidisation dans les procédés à lit fluidisé, est le régime bouillonnant. Ce régime est atteint dès l'apparition des bulles dans le lit.

Le temps de séjour du gaz dans le lit de particules est élevé dans les lits fixes et très faibles dans les lits transportés.

a) Les lits fluidisés présentent de nombreux avantages:

- Une température homogène au sein du lit du fait d'un bon mélange des particules en régime fluidisé (grande surface d'échange entre le fluide et les particules solides qui ne sont plus compactées en lit).

-A l'opposé le lit fixe est soumis à un fort gradient de température. et Un coefficient de transfert de chaleur solide/fluide très élevé entre 200 et 600 W/ (m² · K), > à celui des échangeurs fluide/fluide qui est de l'ordre de 50 W/ (m².K).

- La phase solide du système peut être aisément renouvelée.

- Facilité de vidange et de nettoyage du lit de particules .

b) Ces applications possèdent aussi des inconvénients.

Lorsque la vitesse du gaz devient très importante (nettement supérieure à la vitesse de bullage), les bulles de gaz quittent rapidement le lit.

Par conséquent, l'échange de chaleur entre les bulles et les particules devient faible compte-tenu du court laps de temps pendant lequel le contact solide/gaz a lieu.

-Les particules solides voient leur diamètre diminué au cours du processus de fluidisation, ceci à cause du frottement qu'elles exercent les unes sur les autres.

-Les particules les plus fines sont alors entraînées par le fluide et peuvent alors quitter le lit, ce qui a pour conséquence de polluer l'aval du système.

Durant le processus de fluidisation, la dimension des particules solides diminue., ceci à cause du frottement qu'elles exercent les unes sur les autres.

Les particules les plus fines sont alors entraînées par le fluide et peuvent alors quitter le lit, ce qui a pour conséquence de polluer l'aval du système.

VI-3- Formation d'un lit fluidisé

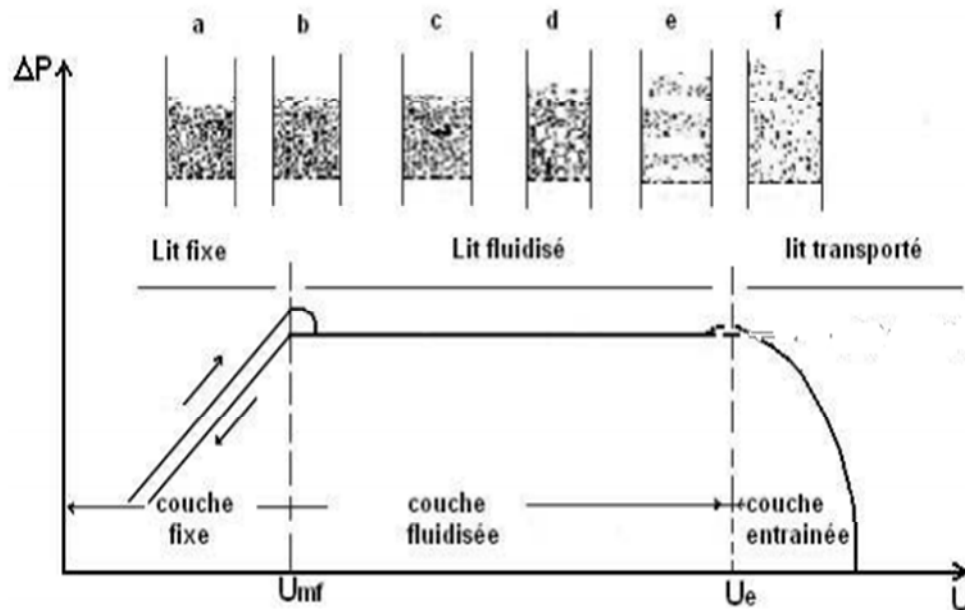


Figure VI-1 : Variation de la perte de charge et de la hauteur du lit en fonction de la vitesse du fluide

La fluidisation consiste à mettre des particules solides en suspension dans un écoulement de fluide ascendant, où le fluide et le solide sont en interaction. Son principe est résumé comme suit : lors de l'écoulement à faible débit les frottements entraînent une perte de charge qui augmente avec la vitesse superficielle du fluide, mais le lit reste fixe (Figure VI.1.a) ; Pour une certaine valeur de vitesse d'écoulement du fluide où la chute de pression égale le poids apparent du lit par unité de surface, le lit se dilate légèrement mais il reste toujours fixe (Figure I.1.b) : c'est le point initial de fluidisation , la vitesse et la porosité correspondantes sont désignées respectivement par la vitesse minimale de fluidisation , U_{mf} , et la porosité au minimum de fluidisation , ϵ_{mf} . Au-delà de cette valeur U_{mf} , le lit va se soulever et les particules vont se détacher légèrement les unes des autres et seront désormais soumises à des mouvements dans toutes les directions. La hauteur du lit va donc augmenter, la perte de charge se stabilise et reste constante et le lit est ainsi fluidisé.

D'après notamment, BOTTERILL , KUNII et LEVENSPIEL , ZABRODSKY, GIBILARO,

l'interprétation de ce phénomène peut s'expliquer de la façon suivante : lorsqu'un courant fluide passe à travers une couche de particules solides (lit fixe), il se produit une perte de charge due aux frottements et interactions du fluide sur la surface des particules, aux frottements du fluide sur lui-même et sur les parois de l'enceinte, causés par les changements de direction imposés par les particules, ces interactions ne sont

pas suffisantes pour équilibrer le poids des particules.

A faible vitesse du courant le lit reste fixe, on a une simple percolation(figureVI.1), lorsque la vitesse augmente, les forces de viscosité augmentent également et deviennent suffisantes pour équilibrer le poids des particules qui ont tendance à être entraînées, le gradient de pression en résultant tend à compenser exactement le poids apparent de la suspension; et les particules solides s'éloignent légèrement les unes des autres et se mettent en suspension, la vitesse minimale de fluidisation ' U_{mf} ' est atteinte, la section de passage de fluide augmente, et la vitesse diminue, ainsi que les frottements, la suspension reste homogène ; les particules qui s'étaient soulevées ont tendance à retomber, diminuant la section de passage donc augmentant la vitesse, et le cycle recommence, les particules forment alors une sorte de couche mobile non jointive et se comportent globalement comme un fluide , d'où l'expression lit fluidisé ; a des vitesses de fluidisation élevées, les particules sont entraînées par le fluide et s'échappent de la colonne. On appelle ce régime le "lit transporté".

VI-4- Définition et calcul de la vitesse minimale de fluidisation :

C'est la vitesse du fluide à partir de laquelle le lit fluidisé s'établit.

Le lit reste fixe:

Le passage d'un courant ascendant de gaz à travers la couche de particules solides (lit) produit une perte de charge Δp . Elle est due aux:

- Frottements du fluide sur la surface des particules,
- Le frottement du fluide sur lui même,
- Frottement du fluide sur les parois de l'enceinte.

Lorsque la vitesse d'écoulement du fluide est faible,

Les écoulements dans les milieux poreux sont a priori très difficiles à modéliser compte tenu de l'extrême complexité de la géométrie de ces milieux. Néanmoins, il est possible d'établir une relation simple entre la vitesse moyenne du fluide U et le gradient de pression moyen.

Chapitre VI : Fluidisation

Beaucoup d'efforts ont été développés dans le but d'établir des expressions prédictives satisfaisantes pour l'écoulement de fluides newtoniens incompressible dans les lits fixes de particules sphériques.

Pour un écoulement en régime établi dans un milieu poreux, on observe expérimentalement et à des faibles nombres de Reynolds de telle manière que les effets d'inertie peuvent être négligés, une relation linéaire entre la chute de pression et la vitesse superficielle du fluide. Cette linéarité a été mise en œuvre par Darcy en 1856, a proposé la loi suivante :

$$U_m = \frac{\beta_0}{\eta} \frac{\Delta P}{Z}$$

Où U_m est la vitesse en fût vide, ΔP est la chute de pression correspondante à un écoulement dans un tronçon de longueur Z , β_0 est la perméabilité du milieu qui dépend de sa structure et de la viscosité dynamique du fluide.

Lit fluidisé:

Lorsque la vitesse augmente jusqu'à atteindre **la vitesse minimale de fluidisation: " U_{mf} "**, les forces de viscosité deviennent assez élevées pour équilibrer le poids des particules.

Ces dernières bougent alors légèrement et se mettent en suspension.

Les particules solides s'éloignent légèrement les unes des autres, la section de passage du fluide augmente, et la vitesse diminue, ainsi que les frottements.

La suspension reste homogène et aucune bulle n'apparaît dans ces conditions; les particules se comportent globalement comme un fluide, d'où le terme "*lit fluidisé*".

Elle est obtenue d'après Leva par l'équation suivante:

$$U_{mf} = 0,005 \frac{d^2 \rho^2}{\mu} g (\rho_s - \rho_f) \frac{\epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_{mf}}$$

Chapitre VI : Fluidisation

ϵ_{mf} : porosité minimale de fluidisation

ρ_s et ρ_f : densité des particules et du fluide

Dans la pratique la valeur de $\epsilon_{mf} = 0,4$. Dans ce cas, l'équation (1) sera écrite:

$$\vartheta_{mf} = 0,006 \frac{d^2 \vartheta^2}{\mu} g(\rho_s - \rho_f)$$

L'équation (2) est valable pour des particules fines dans l'écoulement laminaire $Re' \leq 10$.

-Pour des particules plus larges, Argun a proposé

$$\frac{\Delta p}{L_{mf}} = \frac{150 \mu \vartheta_{mf} (1 - \epsilon_{mf})^2}{\phi_s^2 d_p^2 \epsilon_{mf}^3} + \frac{1,75 \vartheta_{mf}^2 (1 - \epsilon_{mf}) \rho_f^2}{\phi_s d_p \epsilon_{mf}^3}$$

VI-5 : Lois de perte de charge d'Ergun :

La loi d'ERGUN, est couramment utilisée sous une forme locale dans des modèles de couplage fluide solide pour réaliser le transfert de quantité de mouvement entre les deux phases. Cette loi s'obtient par l'addition des lois de Blake-Kozeny et de Burke-Plummer valables respectivement dans le cas limite des écoulements laminaire et turbulent. Le fondement théorique de ces lois provient de l'analogie avec l'expression de la perte de charge dans un tube cylindrique. Cette analogie permet d'obtenir des expressions théoriques corrigées expérimentalement par un facteur multiplicatif proche de '2' en raison de la tortuosité pour donner en définitive les lois respectives de Blake-Kozeny et de Burke-Plummer.

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{\mu_f}{d_p^2} \frac{\epsilon^2}{(1 - \epsilon)^3} U$$

En régime laminaire :

$$\frac{\Delta P}{H} = 1,75 \frac{\rho_f}{d_p} \frac{\varepsilon}{(1 - \varepsilon)^3} U^2$$

La somme des expressions de ces deux lois permet d'obtenir la loi de perte de charge d'ERGUN donnée ci-dessous et vérifiée expérimentalement :

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \frac{\mu_f}{d_p^2} \frac{\varepsilon^2 U}{(1 - \varepsilon)^3} + 1,75 \frac{\rho_f}{d_p} \frac{\varepsilon}{(1 - \varepsilon)^3} U^2$$

Régime de pistonnage:

Si l'on augmente encore la vitesse du gaz, le lit subit une expansion uniforme jusqu'à ce que la vitesse d'écoulement atteigne la ***vitesse minimale de bullage: "9mb"***.

Cette vitesse correspond à la formation de bulles au sein du lit fluidisé. La taille de ces bulles, ainsi que leur vitesse augmente avec la vitesse d'écoulement du fluide et la hauteur du lit. C'est lorsque le diamètre des bulles devient comparable au diamètre de la colonne que l'on parle de "*régime de pistonnage*".

Lit transporté:

Si l'on continue d'augmenter la vitesse d'écoulement, les particules vont à partir d'une certaine vitesse (vitesse de l'écoulement supérieure à la vitesse terminale des particules "9t") être entraînées par le gaz et s'échapper de la colonne. Alors apparaît le régime du "*lit transporté*". Ainsi, on comprend l'importance de la valeur de la vitesse minimale de fluidisation "***9mf***" pour caractériser le phénomène de fluidisation.

VI-6 :L'expansion des lits fluidisés

Les systèmes lit fluidisé solide-liquide sont généralement caractérisés par l'expansion régulière du lit lorsque la vitesse du liquide croît de la vitesse au minimum de fluidisation (porosité au minimum de la fluidisation) jusqu'à la vitesse proche de la vitesse terminale de chute de la particule. L'expansion est caractérisée par la porosité ou le taux de vide.

Une méthode pour calculée la porosité :

Chapitre VI : Fluidisation

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{m_p}{H_{mf} A \rho_p}$$

Une autre méthode est liée à la connaissance de la perte de charge Δp_{mf} entre deux niveaux de la couche distante de Δh MURACHMAN :

L'étude de l'expansion des couches fluidisées par des liquides fait apparaître un comportement différent selon que le degré de vide est inférieur ou supérieur à 0,85. Dans ces deux domaines de degré de vide, les auteurs proposent et comparent entre elles deux formes de relation rendant compte de l'expansion des couches fluidisées.

Par ailleurs, RIBA et coll, ont conclu que certaines formes de fonctions mathématiques conviennent mieux pour représenter le phénomène d'expansion, la plus simple des représentations proposées par ces auteurs s'écrit de la façon suivante :

$$\varepsilon = \lambda Re^\alpha Ga^\beta \left[\frac{\rho_s - \rho}{\rho} \right]^\gamma$$

Par une analyse régressive multilinéaire, les coefficients et les exposants de cette équation ont été déterminés : $\lambda = 1,58$, $\alpha = 0,33$, $\beta = -0,21$, et $\gamma = -0,22$

WEN et YU (1966) se basant sur l'équilibre des forces lors de l'expansion, ils ont proposé la relation suivante :

$$\varepsilon^{4,7} Ar = 18Re + 2,7Re^{1,687}$$

Références bibliographiques:

1. Masson A., 1960. Le broyage, première partie, nature de l'opération, état dimensionnel de la matière broyée, énergie nécessaire au broyage. *Rev. Univers. Mines*, 9^e série, **16**(8), 341- 349.
2. Michaël Temmerman, Énergie nécessaire au broyage de la biomasse et des produits densifiés, Centre wallon de Recherches agronomiques. Département Valorisation des Productions. Unité Biomasse, Bioproduits et énergies. Chaussée de Namur, 146. B-5030 Gembloux (Belgique). aout 2010.
3. DULLEN(F.A.L)-Porous media: fluid transport and pore structure (milieu poreux: transport des fluides et structure poreuse) 1979 Academic Press.New York.
4. Rhodes, M., Introduction to Particle Technology, 2nd Ed., Wiley (2008).
5. Martin Zerner , “Aux origines de la loi de Darcy (1856)”, *Documents pour l’histoire des techniques*, 20 | 2011, 29-40
6. Komiwes¹, P. Mège¹, Y. Meimon¹ et H.J. Herrmann², Sur le volume élémentaire représentatif de la loi de perte de charge d'Ergun V., *Oil & Gas Science and Technology – Rev. IFP*, Vol. 54 (1999), No. 5, pp. 577-585 Copyright © 1999, Éditions Technip
7. Kambiz Vafai (Ed.), *Handbook of Porous Media*. CRC Press, 2015, 959 p.
8. DURAND (R.) et COHEN de LARA (G.), 1953. - Vitesse de chute des grains de sable dans les Avides en milieu finj (Relation entre le coefficient de trainée et le coefficient de forme). - *La Houille Blanche*, 8 (2) p. 254-259
9. Raffinage et Genie Chimique Tome II.P.Wuithier.Editions Technip. Paris 1965.
10. Perry R. H., D. W. Green And J. O. Maloney, "Perry's Chemical Engineers' Handbook " seventh edition, , McGraw Hill, 1999

Références bibliographiques

11. Coulson J.M., J.F Richardson, J.R Backhurst And J.H. Harker, "Chemical Engineering", volume two, Fifth edition, Pergamon Press, 2002.
12. McCabe W.L., J.C. Smith and P. Harriott, "Unit Operations of Chemical Engineering", seventh edition, ed. McGraw-Hill, 2004.
13. Guy Collin, "Chapitre 11 Les états dispersés", documents, 2014
14. Bernard Veynachter et Pascal Pottier, *Centrifugation et décantation*, Techniques de l'ingénieur, F2730, mars 2007
15. Michel Robatel et Philippe Borel, *Centrifugation, généralités. Théorie*. Techniques de l'ingénieur, A5550, Mai 1989
16. Gibilaro, L. G., *Fluidization - Dynamics*, Butterworth - Heinemann (2001).