

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université A. MIRA – BEJAIA
Faculté de Technologie
Département de Génie des Procédés



Mémoire de fin de cycle

Présenté en vue de l'obtention du diplôme de

MASTER

En Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Présenté par :

M^{lle}. Hania BERAZA

M^{lle}. Imane BOUYAHIA

Thème :

L'effet du comportement rhéologique du fluide sur
quelques caractéristiques hydrodynamiques
d'un lit fluidisé solide-liquide

Soutenu le 30 juin 2016

Présenté devant le jury composé de :

M^{me}. BOUROUINA S

M^{me}. HAMAI N

M^{me}. KECHROUD N

M^r. TIGHZERT H

Professeur (U. A. M. Béjaïa)

MCB (U. A. M. Béjaïa)

MCB (U. A. M. Béjaïa)

MCB (U. A. M. Béjaïa)

Présidente

Examinatrice

Promotrice

Co-promoteur

Remerciements

Avant tout on remercie Dieu le tout puissant qui nous a permis de mener à terme ce modeste travail;

Notre gratitude à notre promotrice M^{me} KECHROUD.N Maître de conférence B à l'université de BEJAIA, département de technologie, pour toute son aide, ses encouragements et ses conseils assez utiles et fructueux,

Nous tenons aussi à remercier M^r TIGHZERT.H qui nous a aidée à la réalisation de ce travail ;

Nous remercions aussi la présidente et les membres du jury qui ont accepté d'évaluer ce travail ;

Nous désirons remercier le département de génie des procédés ;

Pour terminer, nos vifs remerciements pour l'ensemble de l'équipe du halle de technologie (M^r Rachide et M^r Rabeh), de l'université de Bejaia et toutes les personnes qui nous ont aidés de près ou de loin.

Dédicaces

C'est avec respect et gratitude que je tiens à exprimer toute ma reconnaissance et ma sympathie à :

- ❖ Mes très chers parents pour votre amour, vos sacrifices, votre dévouement et votre patience inconditionnels Puisse Dieu vous accorder longue vie, santé et bonheur ;*
- ❖ Mes très chers oncles et leurs épouses, tantes et leurs époux vous étiez présents, vous m'avez aidé, encouragé, je voudrais vous dire mon amour fraternel et mon attachement indéfectible;*
- ❖ Mes très cher(e)s sœurs et frères ;*
- ❖ Mes très cher(e)s cousins et cousines ;*
- ❖ Tout mes ami(e)s;*
- ❖ Ma très chère collègue et toute sa famille ;*
- ❖ La mémoire de ma grande mère, que Dieu ait ton âme dans sa sainte miséricorde ;*

Que ce modeste travail soit l'exaucement de vos vœux tant formulés, le fruit de vos innombrables sacrifices, bien que je ne vous en acquitterai jamais assez.

BERAZA Hania

Dédicaces

A mes parents les plus chers, dont leur rêve était toujours de me voir réussir, qu'ils sachent que leur place dans mon cœur et ma pensée, reste et demeure immense.

A ma très chère sœur Liza, et mon cher frère Samy

A ma grand-mère imanana

A toute la famille Ait khelifa, et mes amis

A mon cher Mounir, qui m'a aidé, et soutenu pendant toutes ces longues années

A ma chère collègue hania, et toute sa famille

A la mémoire de Imaha, et vava el hadj, qui m'ont tant encourager pour en arriver là, que dieu les accueille dans son vaste paradis

BOUYAHIA Imane

Sommaire :

Liste des ABREVIATIONS

Liste des Figures

Liste des TABLEAUX

Introduction Générale	2
PARTIE I : ETUDE BIBLIOGRAPHIQUE	
Chapitre I : Généralités sur la fluidisation	
I.1 Généralités sur la fluidisation.....	5
I.2 Historique.....	5
I.3 Théorie de la fluidisation.....	6
I.3.1 Description et interprétation du phénomène de fluidisation.....	6
I.3.1.1 Vitesse minimale de fluidisation.....	8
I.3.1.2 Vitesse terminale de chute	8
I.3.1.3 Expansions des lits fluidisés.....	8
I.3.2 Régimes de fluidisation	9
I.3.3 Le concept au minimum de fluidisation.....	10
I.3.4 Pertes de charge.....	10
I.4 Propriétés des particules.....	11
I.5 Avantages et inconvénients des lits fluidisés.....	13
Chapitre II : Généralités sur la Rhéologie	
II.1 Rhéologie des solutions et suspensions.....	16
II.1.1 Contrainte de cisaillement.....	16
II.1.2 Déformation et vitesse de cisaillement	17
II.1.3 Contrainte seuil.....	18
II.1.4 Seuil d'écoulement.....	19
II.1.5 Equation d'état	19
II.2. Typologie de l'écoulement.....	20
II.2.1 Fluides indépendants du temps	20
II.2.1.1 Fluides newtoniens.....	20
II.2.1.2 Fluides non newtoniens.....	21
II.2.2 Fluides dépendant du temps.....	23
II.2.2.1 Fluides thixotropes.....	23

II.2.2.2. Fluides rhéopexes.....	24
II.2.3. Fluides viscoélastiques.....	24
II.3. Modèles rhéologiques.....	24
II.3.1 Modèles avec contrainte seuil.....	25
II.3.2 Modèle sans contrainte seuil.....	26
II.4 Viscosité	28
II.4.1 Paramètre influençant la viscosité.....	29
II.5 Mesure des caractéristiques rhéologiques des fluides.....	30
II.5.1 Rhéomètre plan- plan	30
II.5.2 Rhéomètre de couette.....	31
II.5.3 Rhéomètre cône-plan	33
II.5.4 Autres type de rhéomètre.....	33
II.6. Présentation de la glycérine	34
II.7 Présentation de la CMC.....	35
II.8 Conclusion.....	36
Chapitre III : Synthèses Bibliographiques	
III.1 Vitesse au minimum de fluidisation.....	38
III.1.1 Fluidisation newtonienne.....	38
III.1.1.1 Corrélation de Wen et Yu (1966).....	39
III.1.1.2 Corrélation de Riba et al. (1978).....	39
III.1.1.3 Corrélation de Coltters et Rivas (2004).....	39
III.1.2 Fluidisation non newtonienne.....	40
III.1.2.1 Corrélation de Yu et al. (1968).....	40
III.1.2.2 Corrélation de Brea et al. (1976).....	41
III.1.2.3 Corrélation de Machac et al.(1993).....	41
III.2.Porosité et expansion du lit	42
III.2.1 Fluidisation newtonienne.....	42
III.2.1.1 Corrélation de Richardson et Zaki (1954).....	42
III.2.1.2 Corrélation de Wen et Yu (1966)	43
III.2.1.3 Corrélations de Riba et al. (1977).....	43
III.2.2 Fluidisation non newtonienne.....	44
III.2.2.1 Corrélations de Machac et al. (1993)	44
III.2.2.2 Corrélation de Miura et al. (2000).....	44

III.3 Conclusion.....	45
PARTIE II : PARTIE EXPERIMENTALE	
Chapitre IV : Dispositif expérimental et méthodes d'analyse	
IV.1 Installation expérimentale.....	51
IV.1.1 Circuit d'alimentation.....	51
IV.1.2 Colonne de fluidisation.....	51
IV.1.3 Système de distribution du liquide.....	51
IV.2. Techniques de mesures.....	52
IV.2. 1. Mesure de débits	52
IV.2.2 Mesure et régulation de température.....	52
IV.2. 3 Mesure de pression	52
IV.2. 4 Mesure de la porosité du lit	52
IV.2.5 Mesure de la vitesse de chute des particules.....	53
IV.3 Propriétés physiques des deux phases solide et liquide.....	53
IV.3. 1. La phase solide	53
IV.3.2 La phase liquide	54
IV.3.3 Mesure des paramètres rhéologiques.....	54
IV.4 Mode opératoire	57
Chapitre V : Résultats et discussions	
V.1 Evolution des pertes de charge	6
V.2 Détermination de la vitesse minimale de fluidisation.....	61
V.2.1 Fluidisation newtonienne.....	61
V.2.2 Fluidisation non newtonienne.....	63
V.2.3 Comparaison aux corrélations de la littérature.....	64
V.3 Expansion et porosité du lit	67
V.3.1 Fluidisation newtonienne.....	67
V.3.1.1 L'effet de la viscosité du fluide sur l'expansion du lit.....	68
V.3.1.2 Comparaison des résultats expérimentaux avec les corrélations de la littérature.....	69
V.3.2 Fluidisation non newtonienne.....	75
V.3.2.1 Comparaison aux corrélations de la littérature.....	76
Conclusion	81
Références bibliographiques	84

*LESTE DES
ABBREVIATIONS*

Nombres caractéristiques adimensionnels :

Nombre de Reynolds généralisé : $Re_g = \frac{\rho d^n U_0^{2-n}}{K}$

Nombre de Reynolds au minimum de fluidisation : $Re_{mf} = \frac{\rho U_{mf} d}{\mu_f}$

Nombre de Reynolds terminal : $Re_t = \frac{\rho U_t d}{\mu_f}$

Nombre d'Archimède : $Ar = \frac{d^3 \rho g (\rho_s - \rho)}{\mu^2}$

Nombre de Froude : $Fr = \frac{U^2}{g d_p}$

Nombre de Galilée : $Ga = \frac{g d_p^3}{\nu^2}$

Nombre de Galilée modifié : $N_{Ga} = \frac{\rho^{n/(2-n)} (\rho_s - \rho) d^{(2+n)/(2-n)}}{k^{2/(2-n)}} g$

Nombre de masse volumique : $Mv = \frac{\rho_s - \rho}{\rho}$

Lettres latines

A, Ω	Section de l'enceinte (m ²)
M	masse des particules solides (kg)
W	Poids apparent des particules (Kg m S ⁻²)
t	Temps parcouru par la particule (s)
U_t	Vitesse terminale de chute (m/s)
U_{mf}	Vitesse minimale de fluidisation (m/s)
S_p	Surface de la particule (m ²)
Z	Coefficient de Richardson et Zaki
H	Hauteur du lit (m)
H_{mf}	Hauteur du lit au minimum de fluidisation(m)
g	Accélération due à la pesanteur (m/s ²)
d	Diamètre des particules (m)
D	Diamètre de la colonne(m)
L	Longueur de la colonne(m)

n	Indice d'écoulement
K	La consistance (Pa.s ⁿ)

Lettres grecques :

\mathcal{E}	Porosité du lit
\mathcal{E}_{mf}	Porosité du lit au minimum de la fluidisation
ϕ_s	Facteur de forme
ΔP	Perte de pression (Pa)
ΔP_{mf}	Perte de charge au minimum de fluidisation (Pa)
ρ_f	Masse volumique du fluide (Kg/m ³)
ρ_s	Masse volumique des particules solide (Kg/m ³)
μ	Viscosité du fluide (Pa.s)
γ	Contrainte de cisaillement
$\dot{\gamma}$	La vitesse de cisaillement (s ⁻¹)
μ_a	viscosité apparente dépendant de la vitesse de déformation (Pa.s)
τ_0	Contrainte seuil (Pa)

Liste

DES FIGURES

Liste des figures

Chapitre I :

Figure I.1 : Boucle fermée de la fluidisation liquide-solide	7
Figure I.2 : Lits fluidisés (vitesses croissantes de fluide de gauche à droite)	7
Figure I.3 : Le point de fluidisation minimum	8
Figure I.4 : Evolution de la perte de charge totale d'un lit de particules en fonction de la vitesse de fluidisation	11
Figure I.5 : Classification des particules solide selon Gáldart	13

Chapitre II :

Figure II.1 : forces agissant sur deux éléments de couches voisines (Fourar K)	17
Figure II.2 : mouvement laminaire de cisaillement entre deux plans parallèles (Fourar .K)	18
Figure II.3 : courbe d'écoulement pour un fluide newtonien.	21
Figure II.4 : courbe d'écoulement de fluide présentant une contrainte critique.	22
Figure II.5 : courbes d'écoulement des principales catégories de fluide sans contrainte critique	23
Figure II.6 : Boucle d'hystérésis obtenue pour les fluides thixotropes (Benslimane (2012))	24
Figure II.7 : Lois de comportements rhéologiques usuelles	28
Figure II.8 : Rhéomètre plan-plan	31
Figure II.9 : Cylindres coaxiaux	32
Figure II.10 : Géométrie con-plan	33
Figure II.11 : Utilisation de la glycérine brute dans plusieurs produits (Farri (2011))	34

Chapitre IV :

Figure IV.1 : Schéma général du montage expérimental	49
Figure IV.2 : L'ensemble du dispositif expérimental	50
Figure IV.4 : Viscosimètre à chute de billes	53
Figure IV.5 : Schéma général du viscosimètre rotatif VT500/501	55
Figure IV.6 : dispositif de mesure MVDIN	55

Chapitre V :

Figure V.1 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement (solution aqueuse de glycérol 70 % volumique)	60
Figure V.2 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de l'eau	61

Figure V.3 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de la solution de glycérol 50 % volumique	62
Figure V.4 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de la solution de glycérol 70 % volumique	62
Figure V.5 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de la solution de CMC 0.8 % massique	64
Figure V.6 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de la solution de CMC 1 % massique	64
Figure V.7: Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement (solution aqueuse de glycérol 70%)	68
Figure V.8 : Porosité du lit en fluidisation newtonienne	68
Figure V.9 : Comparaison des données d'expansion du lit à celles prédites par les corrélations de Riba et al. (1977) (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par l'eau)	70
Figure V.10 : Comparaison des données d'expansion du lit à celles prédites par les corrélations de Riba et al. (1977) (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par le glycérol 50 %)	70
Figure V.11: Comparaison des données d'expansion du lit à celles prédites par les corrélations de Riba et al. (1977) (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par le glycérol 70 %)	71
Figure V.12 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Wen et Yu. (1966) et Richardson et Zaki (1954) (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par l'eau)	73
Figure V.13: Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Wen et Yu. (1966) et Richardson et Zaki (1954) (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par le glycérol 50 %)	74
Figure V.14 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Wen et Yu. (1966) et Richardson et Zaki (1954) (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par le glycérol 70 %)	74
Figure V.15 : Porosité du lit en fluidisation non newtonienne	76
Figure V.16 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Machac et al. (1993) et Miura et al. (2000) (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par la CMC 0.8 %)	76
Figure V.17 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Machac et al.	77

(1993) et Miura et al. (2000) (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par la CMC 1 %)

Figure V.18 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Machac et al. 78
(1993) et Miura et al. (2000) (eau)

Figure V.19 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Machac et al. 78
(1993) et Miura et al. (2000) (glycérol 70%)

Figure V.20 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Machac et al. 79
(1993) et Miura et al. (2000) (glycérol 50%)

Liste

DES TABLEAUX

Liste des tableaux

Chapitre II :

Tableau II.1 : Quelques ordres de grandeur des valeurs de viscosité de différents matériaux à température ambiante	19
Tableau II.2 : Modèles rhéologiques décrivant l'écoulement de fluides à contrainte critique	25
Tableau II.3 : Lois rhéologiques de fluides ne présentant pas de contrainte critique (d'après Midoux (1988))	27
Tableau II.4: Modèles de comportement newtonien, de Bingham et loi de puissance	28

Chapitre III :

Tableau III.1 : Corrélations de la littérature pour la prédiction de la vitesse minimale de fluidisation newtonienne	43
Tableau III.2 : Corrélations de la littérature pour la prédiction de la vitesse minimale de fluidisation non newtonienne	46
Tableau III.3 : Corrélations proposées par Riba et al. (1977)	46
Tableau III.4 : Corrélations de la littérature pour la prédiction de la porosité de fluidisation newtonienne	47
Tableau III.5 : Corrélations de la littérature pour la prédiction de la porosité de fluidisation non newtonienne	47

Chapitre IV :

Tableau IV.1: Propriétés physiques des solutions aqueuses de (eau ; glycérol ; CMC) à 20 ± 1 °C	57
--	----

Chapitre V :

Tableau V.1 : Paramètres d'écoulement de la présente étude - fluidisation newtonienne	59
Tableau V.2 : Paramètres d'écoulement de la présente étude - fluidisation non newtonienne	60
Tableau V.3 : Valeurs expérimentales de U_{mf}	63
Tableau V.4 : Ecarts relatifs entre la vitesse minimale de fluidisation expérimentale et celle prédite par les corrélations de la littérature	65
Tableau V.5: Ecarts relatifs entre la vitesse au minimum de fluidisation expérimentale et celle calculée à partir des corrélations choisies (newtonienne)	66

Tableau V.6 : Ecart relatifs entre la vitesse minimale de fluidisation expérimentale et celle prédite par les corrélations choisies (non newtonienne)	67
Tableau V.7 : Ecart relatifs entre nos données d'expansion et celles prédites par les corrélations de Riba et al. (1977)	72
Tableau V.8 : Valeurs expérimentales de U_t et indices de fluidisation	72
Tableau V.9 : Ecart relatifs aux prédictions de la littérature	75
Tableau V.10 : Comparaison aux travaux de la	77

INTRODUCTION

GENERALE

La fluidisation est un procédé de mise en contact d'une phase granulaire et d'une phase fluide (liquide et/ ou Gaz) qui permet de maintenir les particules en suspension. Le terme « fluidisation » vient du fait que la suspension fluide-solide est amenée à un état semblable à celui d'un liquide (Leturia (2014))

En tant que procédé industriel, la fluidisation solide-liquide est beaucoup moins répandue que la fluidisation gazeuse. Cependant, l'utilisation de lits fluidisés liquides recouvre une variété étendue d'opérations de transfert de masse, comme la cristallisation, la réaction catalytique hétérogène, ou encore le lavage ou la lixiviation des particules. De même, la classification de minéraux par la taille constitue une autre application de la fluidisation liquide. Les procédés de traitement des eaux usées mettent également en jeu les lits fluidisés liquides, notamment pour favoriser la croissance des bio-films. (Corona (2008))

La fluidisation liquide solide suscite aujourd'hui un intérêt industriel marquant pour la réalisation de certaines applications en biotechnologie comme, par exemple, la récupération des protéines de milieux colmatant tels que le lactosérum.

L'étape cruciale dans la désignation et la conception des réacteurs à lits fluidisés est la détermination des conditions minimales de mise en fluidisation d'une charge de particules solides et la caractérisation de l'expansion du lit, qui constituent des données absolument indispensables pour tout calcul prévisionnel d'appareillage.

Les travaux relevés de la littérature indiquent que ces caractéristiques hydrodynamiques ont largement été étudiées en fluidisation newtonienne, une synthèse de ces travaux est présentée par Miura et al. (2000). Cependant, les travaux relatifs à la fluidisation non newtonienne sont moins nombreux (Abukhalifeh (2009)).

L'objectif de ce travail est d'étudier l'effet du comportement rhéologique du fluide sur quelques caractéristiques hydrodynamiques, telles que la vitesse au minimum de fluidisation et l'expansion du lit. Les résultats obtenus seront confrontés à des modèles de corrélation de la littérature.

Ce mémoire se compose de cinq chapitres:

Le premier chapitre est consacré à une présentation des généralités sur la fluidisation. Sont définis dans ce chapitre les différents paramètres caractérisant les lits fluidisés, ainsi que les propriétés physiques des particules solides.

Le second chapitre présente quelques généralités sur la rhéologie des fluides. Nous avons présenté aussi les propriétés et les domaines d'application du glycérol et du carboxyméthylcellulose (CMC), utilisés dans notre travail expérimental.

Dans le chapitre trois, nous avons présenté une synthèse bibliographique dans laquelle nous avons détaillé les principaux travaux de recherche concernant la fluidisation solide-liquide newtonienne et non newtonienne.

L'installation expérimentale conçue et réalisée ainsi que la procédure expérimentale ont été décrites dans le chapitre quatre.

Les résultats expérimentaux et leurs interprétations ont fait l'objet du chapitre cinq. La détermination de la vitesse au minimum de fluidisation et la caractérisation de l'expansion de particules sphériques par un liquide newtonien et non newtonien sont présentées. Ces résultats expérimentaux sont confrontés aux estimations des modèles proposés par différents auteurs.

Une conclusion générale qui rappelle les différents résultats obtenus termine ce mémoire.

Chapitre I
Généralités Sur La
Fluidisation

I.1 Généralités sur la fluidisation

La fluidisation permet de réaliser un contact intime entre une phase dispersée se présentant sous forme de grains et une phase fluide (phase continue). Cette technique, connue depuis fort longtemps, permet de réaliser de nombreuses opérations unitaires. Elle connaît actuellement un regain d'intérêt dans les industries de transformation de la matière, de la production d'énergie et de l'environnement. (Faure et al (2000) et Boudrahem (2011))

Devant la complexité des mécanismes physiques mis en jeu et la multiplicité des différentes échelles existants dans ces systèmes, de nombreux travaux sont nécessaires pour mieux comprendre les phénomènes mis en jeu. La fluidisation permet de faire passer une phase fluide (très souvent un gaz) à travers un lit de particules solides, supportées par une grille, pour les mettre en suspension.

Le terme fluidisation vient du fait que la suspension gaz/solide ou liquide/solide est amenée dans un état semblable à celui des fluides. Par exemple, si l'on incline le lit fluidisé, la surface de la suspension restera horizontale et ne suivra pas le mouvement du récipient.

De nombreuses technologies industrielles mettent en œuvre des procédés à lit fluidisé dans lesquels on cherche à maîtriser de plus en plus finement des phénomènes physiques multiples et complexes. (Boudrahem (2011), Shakourzadeh (2002) et Fernandez (2009))

I.2 Historique

La technique des lits fluidisés a commencé au XV^e siècle avec le développement des industries liées au charbon puis celles liées au pétrole, les lits fluidisés ont été utilisés pour la purification des minerais ; il s'agissait de mettre en suspension de petits grains de minerais dans une cuve d'eau fortement agitée, cette opération rendait possible la séparation de la gangue du minerai métallique plus lourd, cependant cette technique était purement artisanale et parfaitement discontinue. (Randrianarivelo (2005))

Au XIX^e siècle, la fluidisation a trouvé d'autres usages tels que la purification des eaux résiduaires qui consistait à faire passer l'eau usée à travers une couche de sable, une fois le filtre saturé d'impuretés, la couche filtrante est alors rendue à nouveau perméable par inversion de l'écoulement: la couche de sable dilaté et agitée forme un lit fluidisé et les impuretés sont entraînées. (Dumont (1980))

Le premier brevet a été déposé par Philips et Buttell en 1910, il s'agit d'un réacteur à lit fluidisé avec circulation continue de solide, c'est l'ancêtre des craquages catalytiques en lit fluidisé.

La première application industrielle de la fluidisation a vu le jour en 1922 appliquée par Wincler, dans la gazéification du charbon mais le rendement de cette méthode était faible.

Ensuite dans les années 40 le craquage d'hydrocarbures en phase gazeuse a marqué le grand démarrage industriel des lits fluidisés aux Etats Unis. Depuis, le champ d'application des lits fluidisés s'est élargi. (Di Felice (1995))

Actuellement, la préservation et la protection de l'environnement constituant un réel enjeu politique et économique d'importance croissante, le développement des techniques diminuant les rejets nocifs est de première importance. L'utilisation des lits fluidisés est une solution alternative intéressante pour les usines d'incinération d'ordures ménagères car elle permet une combustion plus complète des déchets et limite ainsi les rejets nocifs dans l'atmosphère. Ce procédé est également utilisé dans les usines de retraitement des eaux usées. Un lit de boues contenant les bactéries responsables de la dégradation des polluants est fluidisé par l'eau à traiter. Grace aux lits fluidisés, l'action des bactéries est améliorée car celles-ci sont en contact plus direct avec l'eau à traiter. (Randrianarivelo (2005))

I.3 Théorie de la fluidisation

I.3.1 Description et interprétation du phénomène de fluidisation

Dans la fluidisation, on considère une couche (lit) de particules solides, fines reposant sur une grille poreuse horizontale à l'intérieur d'une colonne assimilable à un cylindre vertical figure I.1.

Le lit initialement stationnaire, est apporté à un état fluidisé par l'écoulement ascendant du fluide (éventuellement du liquide ou du gaz) qui circule à travers la couche de particules.

Comme le montre la figure I.2, avec l'augmentation progressive du débit de fluide, on réalise que pour les plus faibles vitesses, la couche de solide reste sur la grille sans mouvements visibles, les particules forment un lit fixe. A partir d'une certaine vitesse, les forces de frottement deviennent suffisantes pour équilibrer le poids du solide par unité d'aire de section droite, la couche de particules se dilate légèrement mais le lit reste fixe : c'est le point initial de fluidisation. La vitesse correspondant est désignée par la vitesse minimale de fluidisation (U_{mf}). Au delà de ce seuil, le lit se soulève, les particules se décolent légèrement les unes des autres et sont soumises à des mouvements dans toutes les directions, on note une expansion de la couche en atteignant ainsi la transition entre l'état fixe et l'état fluidisé du lit de particules.

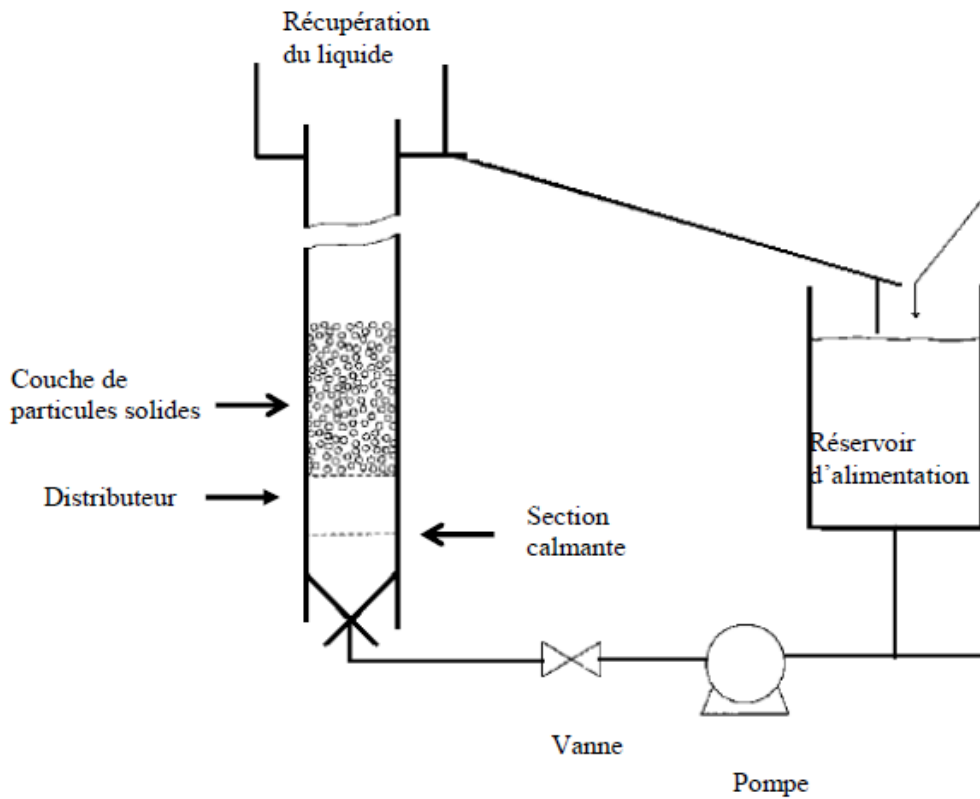


Figure I.1 : Boucle fermée de la fluidisation liquide-solide

La hauteur du lit augmente, la couche est donc fluidisée. Tant que le débit augmente la fluidisation existe toujours, mais avec une expansion plus importante du lit qui peut entraîner les particules à un certain débit. (Kechroud (2000))

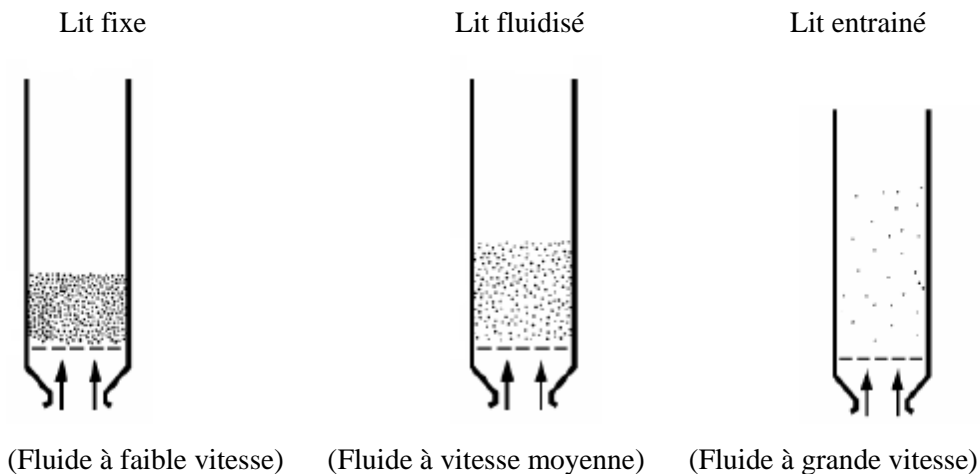


Figure I.2: Lits fluidisés (vitesses croissantes de fluide de gauche à droite)

La fluidisation est donc un phénomène qui ne se produit que sur une plage bien précise de débits, bornée pour les faibles valeurs, par le débit minimum de fluidisation qui marque la transition entre les états fixe et fluidisé, et du côté des fortes valeurs, par le débit maximum qui repère le passage de l'état fluidisé au transport hydraulique. (Epstein (2000))

La fluidisation des particules est fonction de leurs tailles, de leurs masses volumiques et du débit de fluidisation : la vitesse du fluide (U_f) doit être comprise entre la vitesse minimale de fluidisation (U_{mf}) et la vitesse terminale de chute des particules (U_t) (figure I.3).

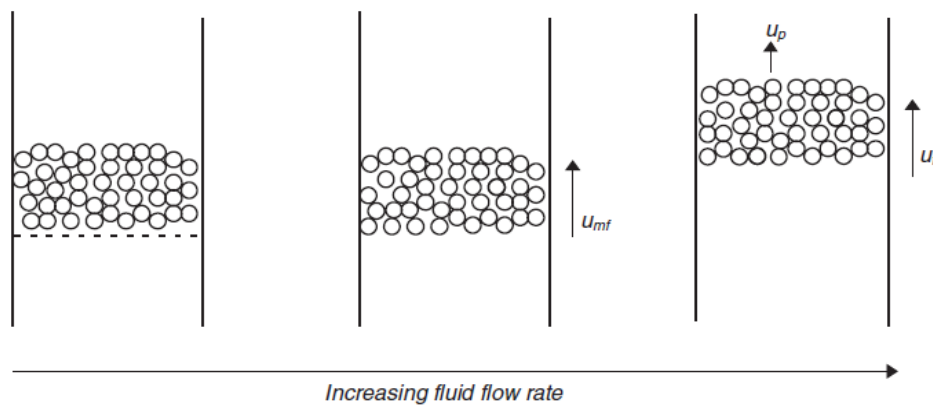


Figure I.3 : le point de fluidisation minimum (Gibilaro (2001))

I.3.1.1 Vitesse minimale de fluidisation

La vitesse au minimum de fluidisation est un paramètre fondamentale très important pour caractériser le procédé de fluidisation, c'est la limite minimale de la vitesse d'écoulement des lits fluidisés, autrement dit c'est l'intermédiaire en l'état fluidisé et l'état fixe du lit, elle peut être influencée par des paramètres expérimentaux et géométriques. (Bouguerra (2011))

I.3.1.2 Vitesse terminale de chute

La vitesse terminale de chute des particules est la vitesse maximale de fluidisation, au de la de cette vitesse d'écoulement, les particules sont entraînées par le fluide et commencent à quitter la colonne, on parle alors du phénomène d'entraînement ou transport pneumatique.

I.3.1.3 Expansions des lits fluidisés

Un lit fluidisé solide-liquide peut être caractérisé par l'expansion régulière du lit à partir de la vitesse au minimum de fluidisation jusqu'à la vitesse terminale de chute des

particules. L'augmentation de la vitesse engendre une augmentation de la hauteur du lit, c'est ce qu'on appelle le phénomène d'expansion. (Bouguerra (2011))

I.3.2 Régimes de fluidisation

Le lit fluidisé est un système qui met en jeu plusieurs phases: une phase solide constituée des particules en interaction avec une phase fluide (au sens général qui peut être un gaz et/ ou un liquide) en mouvement. Les particules solides sont soulevées par le courant fluide ascendant, et sont ainsi 'fluidisées'. Elles sont mises en suspension et restent en "lévitation" sous l'action du fluide. Cet état résulte de la compensation du poids des particules par l'action du fluide sur celles-ci. Les phénomènes physiques mis en jeu dans les lits fluidisés dépendent en grande partie de la nature gazeuse ou liquide de la phase fluide et des caractéristiques de l'écoulement. (Randrianarivelo (2005))

Dans de tels systèmes, on distingue généralement deux comportements différents, la fluidisation particulaire (ou homogène) et agrégative (ou hétérogène). (Kechroud (2000))

➤ Fluidisation agrégative

C'est la fluidisation où la porosité ε n'est pas uniforme à travers le lit. Ce régime de fonctionnement est généralement observé lorsque les particules solides sont fluidisées par un gaz. La couche fluidisée est le siège de mouvements à la fois rapides et désordonnés qui rappellent grossièrement l'agitation des bulles de vapeur au sein d'une masse liquide en ébullition. On remarquera que dans certains cas de fluidisation par un liquide (lorsque le diamètre des particules ou la différence de masse volumique entre le solide et le liquide sont très grands), la fluidisation sera de type agrégative. (Bounaceur (2008))

➤ Fluidisation particulaire

Ce type de fluidisation est caractérisé par l'uniformité de la porosité dans tout le lit ; c'est le type de fonctionnement généralement observé lorsque les particules solides sont fluidisées par un liquide. Les lits fluidisés liquide-solide sont fréquemment utilisés dans différents procédés, en particulier, pour augmenter le taux de transfert de matière et de chaleur. L'avantage essentiel de cette technique est dû à l'agitation continue du fluide par les particules, qui modifient en permanence les couches limites laminaires que l'on rencontre en lit fixe autour des grains et des parois du réacteur. En transfert de chaleur il s'en suivra une transmission calorifique intense et un équilibre de température quasi parfait entre solide et fluide en tout point de l'échangeur, ainsi qu'un échange fortement accéléré avec les parois. En transfert de

matière la diffusion entre fluide et solide sera également nettement accrue ce qui est intéressant en particulier dans le processus de catalyse hétérogène. (Randrianarivelo (2005), Cicéron (2002) et Bounaceur (2008))

I.3.3 Le concept au minimum de fluidisation

Le seuil de fluidisation est habituellement présenté comme la transition entre l'état fixe et l'état fluidisé, caractérisée par une valeur particulière (U_{mf}) de la vitesse U du liquide et une valeur particulière (ϵ_{mf}) du degré de vide ϵ du milieu. La détermination pratique de ces deux grandeurs s'effectue généralement à partir d'enregistrements des variations de la perte de charge ΔP subie par le liquide et du degré de vide du milieu ϵ en fonction de la vitesse superficielle d'écoulement du liquide. U_{mf} est la vitesse minimale de fluidisation, à partir de laquelle le lit fluidisé s'établit.

L'équation (I.1) d'Ergun est l'une des premières équations utilisées pour obtenir la vitesse au minimum de fluidisation. (Fernandez (2009) et Riba (1978))

$$(1 - \epsilon_{mf})(\rho_s - \rho) = \frac{150(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\mu}{\phi^2 L^2} U_{mf} + 1,75 = \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\rho}{L\phi} U_{mf}^2 \quad (I.1)$$

Avec

L : longueur de la colonne (m), Φ : facteur de sphéricité, μ : viscosité dynamique du fluide (Pa.s), ρ : masse volumique du fluide (kg/m^3), ρ_s : masse volumique du solide (kg/m^3).

ϵ_{mf} : porosité au minimum de fluidisation, U_{mf} : vitesse au minimum de fluidisation (m/s).

Ou sous la forme adimensionnelle :

$$\frac{Ar}{Re_{mf}} = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \phi^2} + 1,75 \frac{Re_{mf}}{\epsilon_{mf}^3 \phi} \quad (I.2)$$

Ar : Nombre d'Archimède.

Re_{mf} : Nombre de Reynolds au minimum de fluidisation.

Pour utiliser ce genre de relation, il faut connaître parfaitement la porosité au minimum de fluidisation pour éviter une imprécision dans les calculs.

I.3.4 Pertes de charge

La fluidisation est un phénomène intermédiaire entre l'état fixe et le transport, elle se produit dans une gamme de vitesses comprises entre la vitesse au minimum de fluidisation (U_{mf}) et la vitesse terminale de chute (U_t) des particules. Le mode usuel de mise en évidence d'un état fluidisé est la mesure de la perte de charge ΔP subie par le fluide à la traversée du lit en fonction de la vitesse du fluide. Cette courbe est appelée diagramme de perte de charge. Une représentation est donnée sur la figure I.4. Tant que la vitesse superficielle du fluide U est inférieure à U_{mf} , le lit est fixe, la masse de solide conserve son aspect compact, en traversant la couche poreuse, le fluide subit une perte de charge ΔP proportionnelle à U , liée principalement aux frottements avec la surface des grains. (Ouaterra (2011))

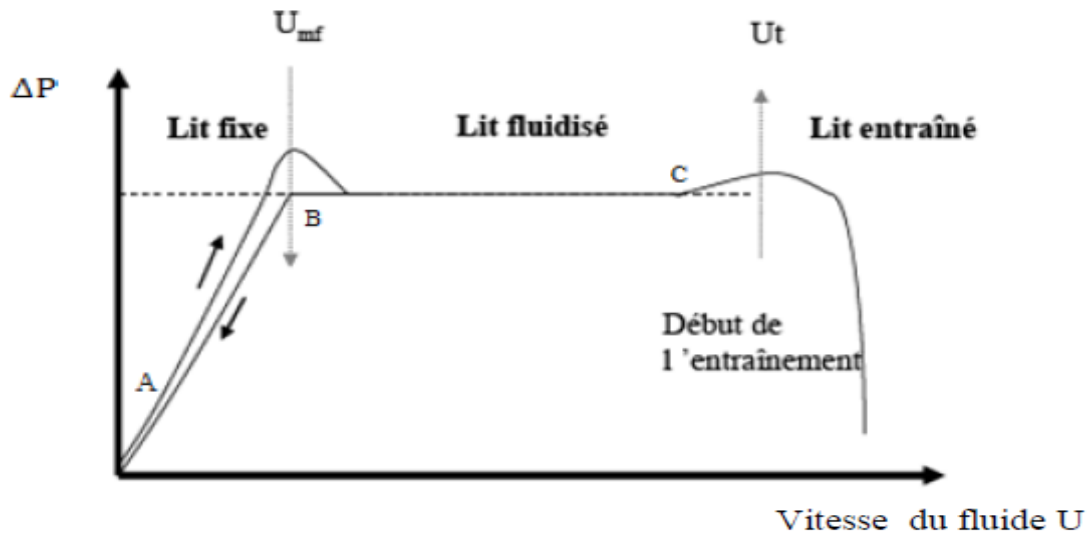


Figure I.4 : Evolution de la perte de charge totale d'un lit de particules en fonction de la vitesse de fluidisation

I.4 Propriétés des particules

La caractérisation des particules solides est la première tâche nécessaire requise dans un processus impliquant leurs utilisations. La caractérisation nécessaire comprend non seulement les paramètres intrinsèques statiques, tels que la taille, la densité, la forme et la morphologie, mais aussi leur comportement dynamique par rapport à l'écoulement du fluide, comme le coefficient de traînée et la vitesse terminale. (Yang (2003))

La masse volumique et la taille des particules ont une influence importante sur leur aptitude à la fluidisation. La taille des particules utilisées dans les lits fluidisés industriels peut varier de 15 à 6000 μm , la masse volumique de ces particules ainsi que celle du fluide varient

également dans une large gamme. La vitesse nécessaire à la fluidisation des grosses particules sera largement supérieure à celle pour les particules de plus faibles diamètres.

En se basant sur ces caractéristiques de fluidisation, Geldart (Epstein (2000)) a classifié les particules en quatre groupes distincts suivant leur différence de densité avec le fluide et leur diamètre :

- **Classe A** : les particules sont de taille petite et de masse volumique faible et facile à fluidiser (polystyrène). Les particules appartenant à cette catégorie ont les caractéristiques suivantes :

$$\rho_s < 1400 \text{ kg/m}^3 \quad ; \quad 20 \text{ } \mu\text{m} < d < 100 \text{ } \mu\text{m}$$

- **Classe B** : cette catégorie regroupe la majeure partie des solides fluidisables. Il s'agit de poudres dont les caractéristiques sont les suivantes :

$$1400 \text{ kg/m}^3 < \rho_s < 4000 \text{ kg/m}^3 \quad ; \quad 40 \text{ } \mu\text{m} < d < 600 \text{ } \mu\text{m}$$

- **Classe C** : ce sont des poudre adhésives, difficiles à fluidiser (farine, ciment), ces particules sont de très faibles dimensions

$$d < 30 \text{ } \mu\text{m}$$

- **Classe D** : cette catégorie rassemble les grosses particules dont la vitesse de fluidisation est relativement importante

$$d > 600 \text{ } \mu\text{m}$$

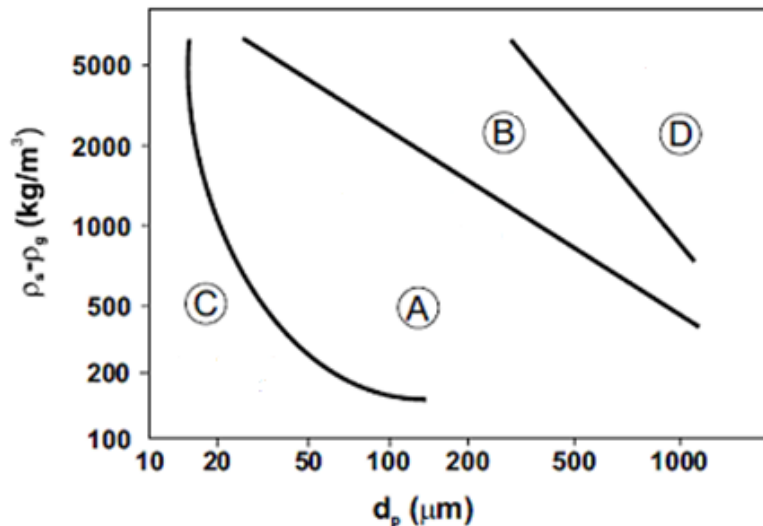


Figure I.5 : Classification des particules solide selon Geldart (1973)

I.5 Avantages et inconvénients des lits fluidisés

Cette technique de mise en contact présente un certain nombre d'avantages qui sont à la base de son véritable développement dans les années qui ont suivi la seconde guerre mondiale. Les propriétés les plus avantageuses de la fluidisation sont :

- la phase solide est parfaitement mélangée au sein de la suspension. De ce fait, le lit fluidisé est tout à fait homogène en température. Cette homogénéité donne aux lits fluidisés un avantage indéniable par rapport aux fixes qui sont souvent soumis à un fort gradient de température ;
- Le lit fluidisé peut fonctionner en mode opératoire discontinu (batch) ou continu (semi batch ou ouvert). En effet, étant donné la facilité de prélèvement et d'ajout de particules solides dans le lit fluidisé pendant sa marche, la phase solide peut être au besoin renouvelée continuellement ;
- Les lits fluidisés permettent de réaliser des échanges très rapides de chaleur entre solide et fluide, donc de conduire à des appareillages, de taille limitée ;
- La rapidité du transfert de masse ;
- La vidange et le nettoyage des lits se font très facilement, comme pour un réservoir d'eau.

Néanmoins, elle possède quelques inconvénients :

- Les particules les plus fines sont souvent entraînées par le fluide. Il est alors nécessaire d'investir dans des équipements très onéreux pour séparer le fluide des particules à l'extérieur du lit, un cyclone par exemple ;

- La présence de bulles (zones dépourvues de particules) nuit à l'efficacité des réactions car les temps de séjour des particules dans le lit peuvent varier fortement ;
 - Les particules érodent prématurément les surfaces avec lesquelles elles sont en contact (parois des conduites, récipients, électrodes...) ;
 - Les tuyauteries et les réacteurs peuvent être sérieusement érodées par le passage des particules ;
 - La réalisation de lits fluidisés homogènes de très grand diamètre est délicate ;
 - Les particules peuvent s'agglomérer, à haute température.

Chapitre II
Généralités sur la
Rhéologie

La rhéologie vient du mot grec 'rheo' qui veut dire couler et 'logos' qui signifie étude. Le concept 'rheology' a été introduit en 1929 par Eugène Cook Bingham, lorsque la société américaine de rhéologie a été créée.

C'est la science qui étudie les déformations et écoulements de la matière, (sous l'effet d'une contrainte appliquée). Elle est apparue pour palier l'impuissance de la théorie de l'élasticité et de la mécanique des fluides à décrire les propriétés de matériaux intermédiaires entre solide et liquide. (Benchabane (2006) et Salloum (2008))

Son domaine d'application couvre l'ensemble des fluides complexes, tels que les polymères, les suspensions colloïdales, les émulsions et les tensioactifs. Il est nécessaire de connaître le comportement de ces matières pour leur mise en œuvre. (Ben Azzouz (2012)) Les mesures rhéologiques sont utilisées dans l'industrie afin de caractériser de nombreux types de suspension, notamment dans les secteurs de l'agroalimentaire, de la pharmacie, de la cosmétique, de la chimie des peintures ou des polymères. Une des principales applications de la rhéologie est la détermination de la viscosité des matériaux dans différentes conditions et sous l'influence de contraintes variables tels que le cisaillement, température, ... etc. (Tixier (2001))

II.1 Rhéologie des solutions et suspensions

Un matériau soumis à un ensemble de forces est susceptible de se déformer, les mouvements des différents points du matériau dépendant bien entendu de la répartition et de l'intensité des forces appliquées. Un mouvement laminaire de cisaillement est engendré pour certaines distributions de ces forces. Au cours d'un tel mouvement, on considère que le matériau présente une structure en lamelles, en couches adjacentes.

La déformation du matériau, s'effectue par glissement relatif des différentes couches, sans qu'il y ait transfert de matière d'une couche à l'autre. Les mouvements laminaires de cisaillement sont engendrés à l'aide de rhéomètres. C'est à partir de tels mouvements que peuvent être déterminés les paramètres rhéologiques des fluides. (Midou (1985) et Tixier (2001))

II.1.1 Contrainte de cisaillement

La contrainte de cisaillement (τ) est la grandeur dynamique fondamentale en rhéologie. Au cours d'un mouvement laminaire de cisaillement, deux couches successives au contact l'une de l'autre se déplacent relativement l'une par rapport à l'autre. Il apparaît à l'interface

de ces deux couches des forces de frottement qui s'exercent tangentiellement à la surface de la couche, elles sont appelées forces de cisaillement figure II.1.

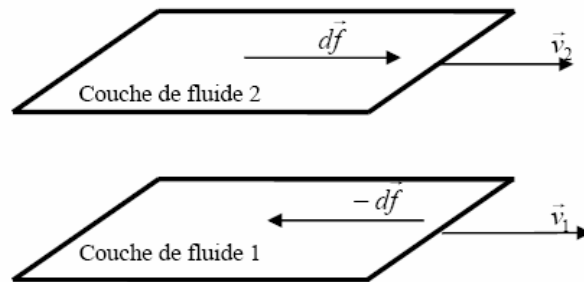


Figure II.1 : forces agissant sur deux éléments de couches voisines (Fourar (2007))

En supposant que la couche (1) est animée d'une vitesse v_1 supérieure à la vitesse v_2 de la couche (2), la couche (1) exerce sur la couche (2) une force de cisaillement dF parallèle au mouvement et tendant à accélérer la couche (2). Celle-ci exerce pour sa part sur la couche (1), une force de cisaillement $-dF$ tendant à la freiner. En rapportant ces forces de cisaillement à l'unité de surface, on définit la contrainte de cisaillement τ :

$$\tau = \frac{dS}{dF} \quad (\text{II. 1})$$

τ représente une force par unité de surface, elle s'exprime en Newton par m^2 ou bien plus commodément en pascal (Pa) et dS est la surface élémentaire de l'unité considérée.

Il est à noter que dans le calcul de la résultante des forces, les forces de pression s'exerçant perpendiculairement à la surface ne sont pas prises en compte, du fait de leur faible valeur en comparaison des forces de cisaillement. (Fall (2008) et Loulachi (2009))

II.1.2 Déformation et vitesse de cisaillement

Par définition, la vitesse de cisaillement est la dérivée par rapport au temps de la déformation de cisaillement. Autrement dit c'est le rapport de la différence de vitesse entre deux lames et la distance qui les sépare (Tixier (2001)). Ces deux grandeurs constituent les grandeurs cinématiques fondamentales en rhéologie. La définition de la déformation de cisaillement est présentée dans le cas particulier le plus simple d'un mouvement de cisaillement présentant une symétrie plane. Le matériau est cisailé entre deux plans parallèles Figure II.2, l'un mobile, l'autre immobile. (Loulachi (2009) et Boudrahem (2011))

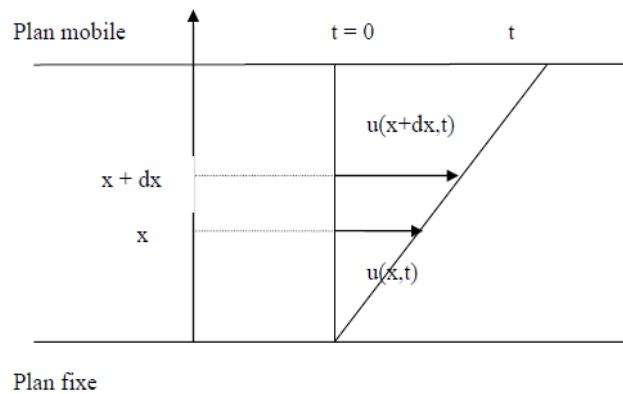


Figure II.2 : mouvement laminaire de cisaillement entre deux plans parallèles (Fourar (2007))

On considère arbitrairement que les particules de matière de deux couches adjacentes se trouvent à l'instant $t = 0$ dans une section droite. A l'instant t postérieur, les particules auront parcouru la distance $u(x,t)$ pour la particule située à l'abscisse x et $u(x+dx,t)$ pour la particule située à l'abscisse $x+dx$.

La déformation de cisaillement est définie par l'équation suivante :

$$\dot{\gamma} = \frac{du}{dx} \quad (\text{II. 2})$$

$\dot{\gamma}$ a la dimension de l'inverse d'un temps et s'exprime en s^{-1}

II.1.3 Contrainte seuil

Si la suspension colloïdale est concentrée, un réseau d'interaction fort peut alors exister à travers l'ensemble de la suspension et les forces électrostatiques peuvent devenir considérables. Pour provoquer l'écoulement de la suspension, il faut briser ce réseau : il y'a existence d'un seuil d'écoulement. Comme la suspension concentrée est le siège d'une compétition entre les mouvements browniens et les forces colloïdales, le seuil d'écoulement ne sera résistant que si les effets de l'agitation thermique deviennent négligeables. (Benslimane (2012) et Ghelaimi(2012))

Pour quelques auteurs, le vrai seuil d'écoulement est très controversé (Barnes (1999)), même si cette notion est toujours utilisée et reste un élément de base pour les raisonnements concernant les matériaux dit à seuil. (Ben Chaabane (2006)).

II.1.4 Seuil d'écoulement

La contrainte appliquée doit dépasser une valeur critique τ_c , pour que l'écoulement commence à se produire. De nombreux auteurs ont précisé cette notion de contrainte seuil. (Barnes et Walters (1989))

II.1.5 Equation d'état

Contrainte de cisaillement et déformation de cisaillement sont deux grandeurs importantes qui permettent de définir l'équation rhéologique d'état du matériau ($\dot{\gamma} = f(\tau), \tau = f(\dot{\gamma})$), les rhéogrammes sont les courbes traduisant graphiquement l'équation rhéologique d'état du matériau. La représentation la plus courante consiste à exprimer la variation de la contrainte de cisaillement avec celle de la vitesse de cisaillement.

La détermination de ces paramètres permet entre autre d'obtenir la viscosité du fluide étudié (dans le cas des fluides newtoniens), grandeur suffisant bien souvent à caractériser de manière précise le comportement rhéologique du matériau étudié. La viscosité s'exprime en Pa.s, elle est notée μ .

Le tableau II.1 représente des valeurs de viscosité de substances usuelles à température ambiante. (Coussot et Grossiord (2001))

Tableau II.1 : quelques ordres de grandeur des valeurs de viscosité de différents matériaux à température ambiante

Matériau	Viscosité (Pa.s)
Air	10^{-5}
Eau	10^{-3}
Huile d'olive	10^{-1}
Glycérine	1
Miel	10
Polymère fondus	10^3
Bitume	10^8

II.2. Typologie de l'écoulement

Le cas le plus simple que l'on puisse trouver est l'écoulement des fluides newtoniens. La vitesse de cisaillement et la contrainte de cisaillement sont reliées par une loi linéaire, la pente de la droite obtenue est la viscosité du fluide.

La majorité des fluides présentent toutefois des comportements non newtoniens qui font appel à l'utilisation des modèles rhéologiques plus complexes pour décrire leur comportement en écoulement.

Rhéologiquement, on peut classer les fluides suivant la nature des paramètres influençant leur comportement rhéologique, on trouve trois catégories de fluide : les fluides indépendants du temps, les fluides dépendants du temps et les fluides viscoélastiques. (Fourar (2007))

II.2.1 Fluides indépendants du temps

Ce sont des fluides à contrainte de cisaillement τ qui dépend seulement de la vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$, leur comportement rhéologique est indépendant de la durée d'application de la contrainte. Ce type de fluide est subdivisé en fluide newtonien et fluide non newtonien. (Fourar (2007))

II.2.1.1 Fluides newtoniens

Ce sont les fluides qui ont une viscosité indépendante de la contrainte appliquée. Exemple : eau, la plupart des solvants, les huiles minérales. (Saloum (2008))

Ils sont caractérisés par l'équation rhéologique d'état

$$\tau = \mu \cdot \dot{\gamma} \quad (\text{II. 3})$$

τ : Contrainte de cisaillement (Pa)

μ : Viscosité dynamique du fluide (Pa.s)

$\dot{\gamma}$: Vitesse de cisaillement (s^{-1}).

La viscosité dynamique est indépendante de la contrainte appliquée et du temps. Elle ne dépend que de la température, de la pression et de la nature du fluide.

L'allure de la courbe d'écoulement (courbe de la contrainte en fonction du taux de cisaillement) d'un fluide newtonien est montrée sur la figure II.3. Cette courbe met en exergue la première propriété newtonienne suivant laquelle la viscosité est la constante de proportionnalité entre la contrainte τ et le taux de cisaillement $\dot{\gamma}$. (Huang (2007))

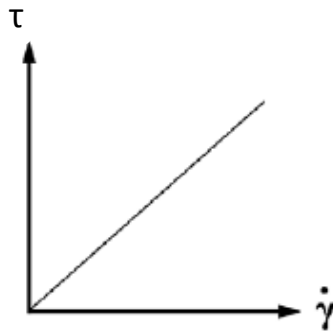


Figure II.3 : courbe d'écoulement pour un fluide newtonien

II.2.1.2. Fluides non newtoniens

Pour tous les fluides non newtoniens, la relation entre la contrainte de cisaillement τ et la vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ n'est pas proportionnelle. Les raisons du caractère non newtonien d'un fluide sont liées à la taille des particules, leurs concentrations dans la phase continue, leur nature, leur forme, leur aptitude à la déformation ou encore la réactivité physico-chimique de la phase continue notamment dans le cas de suspension colloïdales. On dit d'un fluide qu'il est non newtonien, lorsque sa courbe d'écoulement est non linéaire, c'est-à-dire que la viscosité n'est plus constante, mais dépend des conditions d'écoulement, du taux de cisaillement, et parfois même de l'histoire de l'élément fluide. (Fourar (2007))

La caractérisation rhéologique d'un fluide consiste à établir la relation qui existe entre sa déformation et la contrainte qui lui est appliqué. Ils sont caractérisés par la relation générale suivante :

$$\tau = \mu_a \cdot \dot{\gamma} \quad (\text{II. 4})$$

avec

τ : Contrainte de cisaillement (Pa)

$\dot{\gamma}$: Vitesse de cisaillement (s^{-1}).

μ_a : viscosité apparente dépendant de la vitesse de déformation (Pa.s)

Parmi les fluides non newtoniens indépendants du temps, on distingue les fluides à contrainte critique et les fluides sans contrainte critique.

➤ **Fluide à contrainte critique**

Cette catégorie de fluide est aussi communément désignée par l'appellation fluide plastique, la figure II.4 représente les courbes d'écoulement les caractérisant. Il s'agit de fluides ne

s'écoulant pas avant qu'il leur soit appliqué une contrainte de cisaillement minimale appelée seuil d'écoulement τ_c . (Boudrahem (2011))

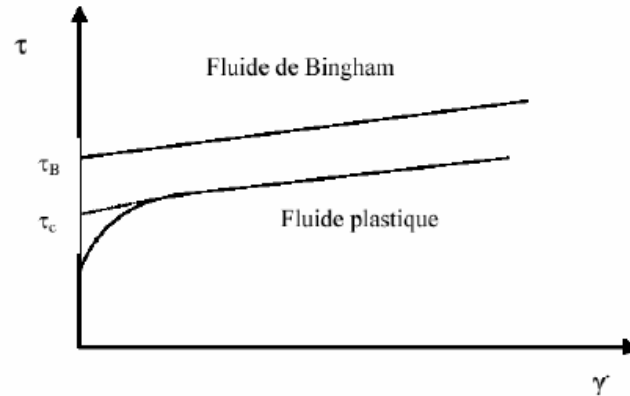


Figure II.4 : courbe d'écoulement de fluide présentant une contrainte critique.

➤ **Fluide sans contrainte critique**

Les deux courbes d'écoulement des deux principales catégories de fluides sans contrainte critique sont représentées sur la figure II.5, à savoir les fluides pseudo-plastiques (ou rhéofluidifiants) et les fluides dilatants (ou rhéoépaississants).

Le fluide pseudoplastique est le type le plus commun et qui est de loin le plus fréquent, le comportement rhéofluidifiant, caractérisé par une diminution de la viscosité avec l'augmentation du taux de cisaillement : le fluide devient moins visqueux. Ce phénomène peut être dû à l'orientation des particules en suspension, à leur déformation ou leur réorganisation sous l'effet du cisaillement.

Le comportement rhéoépaississant (à l'opposé du précédent) est plus rarement observé. La viscosité augmente à mesure que le taux de cisaillement croît : le liquide devient plus visqueux, et donc plus épais. (Fourar (2007) et Benslimane (2012))

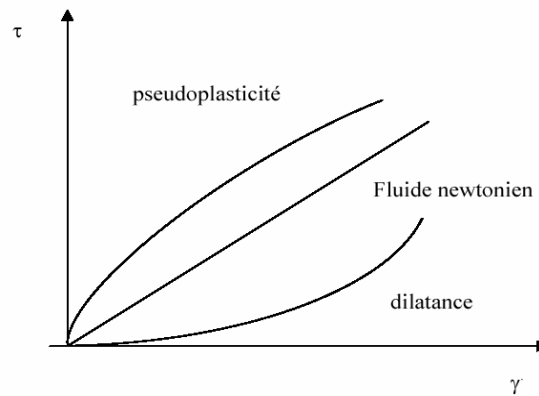


Figure II.5 : courbes d'écoulement des principales catégories de fluides sans contrainte critique

II.2.2 Fluides dépendant du temps

Le comportement des fluides dépendant du temps est caractérisé par l'évolution de leur structure interne. Cette modification peut être très rapide ; ici le temps n'intervient pas de manière apparente dans les équations d'écoulement et la viscosité apparente est fixée uniquement pour une valeur donnée de la contrainte ou de la vitesse de cisaillement. Par contre, si la modification de la structure interne du fluide est lente, les caractéristiques de l'écoulement du fluide seront influencées par les traitements antérieurs et la viscosité apparente dépendra dans ce cas d'un autre paramètre, qui est le temps.

On distingue dans ce type de fluide deux catégories, les fluides thixotropes et les fluides rhéopexes. (Boudrahem (2011))

II.2.2.1 fluides thixotropes

La thixotropie a été définie comme étant la variation de la contrainte de cisaillement (taux de cisaillement) avec le temps lorsque le fluide est soumis à un temps de cisaillement expliqué par une rupture progressive de la structure des particules sous cisaillement.

A la notion de thixotropie est associé un caractère de réversibilité de la destruction, c'est-à-dire qu'après un temps de repos suffisant, le matériau doit retrouver sa structure initiale. La caractérisation de tels matériaux demeure difficile, elle se doit en tout les cas d'être réalisée strictement dans les mêmes conditions expérimentales afin de pouvoir réaliser des comparaisons entre échantillons. (Mewis (1979) et Benslimane (2012))

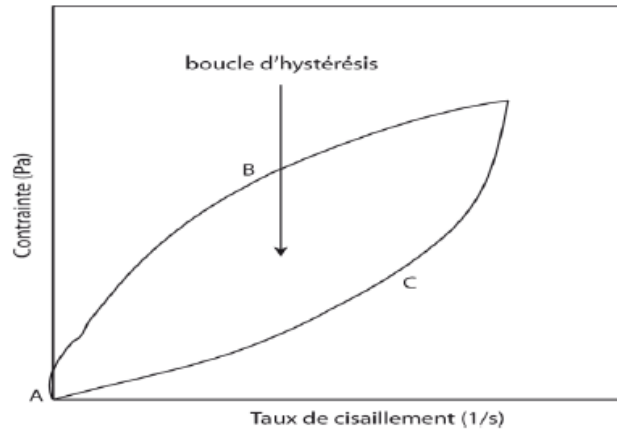


Figure II.6 : Boucle d'hystérésis obtenue pour les fluides thixotropes (Benslimane (2012))

II.2.2.2 fluides rhéopexes

Cette catégorie de fluide présente un comportement contraire aux fluides thixotropes. Lorsqu'ils sont soumis à un faible cisaillement, leur structure interne s'organise et par conséquent conduit à une augmentation de la viscosité. (Midoux (1985))

II.2.3 Fluides viscoélastiques

Le mot viscoélastique veut dire l'existence simultanée des propriétés élastiques et visqueuses dans un matériau. Tous les liquides présentent des propriétés visqueuses, certains possédants une structure complexe peuvent également présenter des propriétés élastiques. Ce comportement se manifeste notamment lorsqu'on applique ou lorsqu'on supprime brutalement un cisaillement par l'apparition d'un régime transitoire pendant lequel la structure de l'échantillon évolue avant de se stabiliser. La détermination des propriétés viscoélastiques de certains matériaux passent par la mise en place d'une analyse oscillatoire. Ce type de test consiste à imposer à l'échantillon un cisaillement oscillatoire de pulsation donnée ω . Lors de ces tests, la contrainte $\eta(t)$ et la vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}(t)$ évoluent sinusoidalement au cours du temps. (Midoux (2006))

II.3 Modèles rhéologiques

Le comportement rhéologique des fluides peut être décrit par plusieurs modèles, à l'aide des fonctions $\tau(\dot{\gamma})$ ou $\dot{\gamma}(\tau)$ permettant de définir la viscosité non newtonienne sous la forme :

$$\mu(\dot{\gamma}) = \frac{\tau(\dot{\gamma})}{\dot{\gamma}} \quad (\text{II. 5})$$

Ou :

$$\mu(\tau) = \frac{\tau}{\dot{\gamma}(\tau)} \quad (\text{II. 6})$$

μ : la viscosité dynamique (Pa.s).

τ : Contrainte de cisaillement (Pa)

$\dot{\gamma}$: Vitesse de cisaillement (s^{-1}).

II.3.1 Modèles avec contrainte seuil

Les fluides à seuil sont des matériaux qui se comportent comme un solide si la contrainte appliquée est inférieure à la contrainte seuil (τ_0). Au-delà de cette contrainte seuil, ils commencent à s'écouler. (Tixier (2001) et Fourar(2007))

Le tableau suivant récapitule les principales lois d'écoulement rhéologiques utilisées pour décrire le comportement de tels fluides.

Tableau II.2 : Modèles rhéologiques décrivant l'écoulement de fluides à contrainte critique

Modèle	Loi rhéologique
Bingham	$\tau = \tau_B + \mu_B \cdot \dot{\gamma}$
Herschel-Bulkley	$\tau = \tau_H + K \cdot \dot{\gamma}^n$
Casson général	$\tau^n = \tau_C^n + (k_c \cdot \dot{\gamma})^n$
Casson	$\tau^{1/2} = \tau_C^{1/2} + (k_c \cdot \dot{\gamma})^{1/2}$

➤ Modèle d'Herschel-Bulkley

C'est le modèle qui permet de décrire la plupart des fluides plastiques, la courbe d'écoulement de tels fluides finit par devenir rectiligne au-delà d'une certaine contrainte critique appliquée.

Il est décrit par la loi :

$$\tau = \tau_0 + k \dot{\gamma}^n \quad (\text{II. 7})$$

Avec :

k : consistance du fluide.

n : indice d'écoulement.

μ : la viscosité dynamique (Pa.s).

τ : Contrainte de cisaillement (Pa)

τ_0 : contrainte seuil (pa)

$\dot{\gamma}$: Vitesse de cisaillement (s^{-1}).

Si $n < 1$ le fluide est rhéofluidifiant ; si $n > 1$ le fluide est rhéoépaississant.

➤ **Modèle de Bingham**

C'est le plus simple parmi ces modèles, le fluide de Bingham s'écoule lorsqu'un seuil minimale de contrainte τ_B est dépassé. Ce modèle permet de décrire le comportement rhéologique de nombreux matériaux (boue de forage, peinture à l'huile, certaines graisses...)

Il est décrit par la loi

$$\tau = \tau_0 + \eta_{pl}\dot{\gamma} \quad (\text{II. 8})$$

τ : Contrainte de cisaillement (Pa)

τ_0 : Contrainte seuil (pa)

$\dot{\gamma}$: Vitesse de cisaillement (s^{-1}).

η_{pl} : la viscosité plastique.

II.3.2 Modèle sans contrainte seuil

Les principales lois rhéologiques décrivant le comportement de tels fluides sont présentées dans le tableau suivant II.3. (Benslimane (2012) et Ben Azouz (2012))

➤ **Modèle loi de puissance**

Aussi appelé fluide d'Ostwald, leur comportement rhéologique est décrit par une loi de puissance du type :

$$\tau = k \dot{\gamma}^{n-1} \dot{\gamma} \quad (\text{II. 9})$$

$\dot{\gamma}$: le deuxième invariant du tenseur des taux de déformations(s^{-1}).

k : consistance du fluide (pa.sⁿ).

n : indice d'écoulement.

τ : Contrainte de cisaillement (Pa)

Selon les valeurs de l'indice d'écoulement, ces fluides peuvent présenter un comportement rhéofluidifiant ($n < 1$), rhéoépaississant ($n > 1$) ou newtonien ($n = 1$).

➤ **Modèle de crosse (1965)**

Ce modèle, comme celui de Carreau-Yasuda tient compte des limites rhéologiques. Aux faibles contraintes de viscosité appelée viscosité à cisaillement nul et désignée par η_∞ (Pa.s). (Bird (1985))

Le modèle de Cross s'écrit

$$\frac{\eta - \eta_\infty}{\eta_0 - \eta_\infty} = \frac{1}{1 + (\lambda \cdot \dot{\gamma})^n} \quad \text{(II. 10)}$$

n : indice d'écoulement.

$\dot{\gamma}$: Vitesse de cisaillement (s^{-1}).

λ : Temps caractéristique de relaxation (s).

η_0 et η_∞ : sont respectivement les viscosités à cisaillement nul et infini (pa.s).

Tableau II.3 : Lois rhéologiques de fluides ne présentant pas de contrainte critique (d'après Midoux (1988))

Modèle loi rhéologique	Lois Rhéologiques
Ostwald de Waele	$\tau = k \cdot \dot{\gamma}^n$
Ellis	$\tau = [\mu_0 / (1 + (\tau / \tau_{1/2})^{\alpha-1})] \cdot \dot{\gamma}$
Sisko	$\tau = \mu_0 \cdot \dot{\gamma} + k \cdot \dot{\gamma}^n$
Reiner Phillipoff	$\tau = [\mu_\infty + ((\mu_0 - \mu_\infty) / (1 + \tau / \tau_s)^2)] \cdot \dot{\gamma}$
Prandtl-Eyring	$\tau = \tau_0 \text{sh}^{-1}(\tau_0 \cdot \dot{\gamma})$
Carreau	$\tau = [\mu_\infty + (\mu_0 - \mu_\infty) \cdot (1 + (\lambda \dot{\gamma})^2)^{(n-1)/2}] \cdot \dot{\gamma}$
Crosse	$\tau = [\mu_\infty + (\mu_0 - \mu_\infty) / (1 + \dot{\gamma} t_1)^p] \cdot \dot{\gamma}$

La figure II.7 représente les rhéogrammes (courbes τ en fonction de $\dot{\gamma}$ pour les différents comportements usuels décrit ci-dessus).

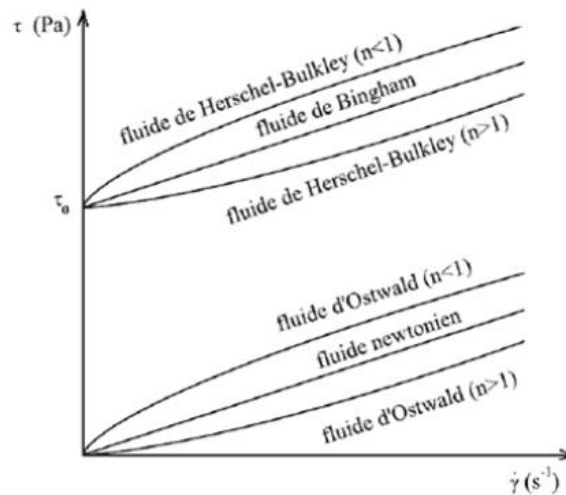


Figure II.7 : Lois de comportements rhéologiques usuelles

Le tableau suivant récapitule la gamme de k et n pour quelques types de fluide. (Benslimane (2012))

Tableau II.4 : Modèles de comportement newtonien, de Bingham et loi de puissance

modele	K	n	τ_0
Rhéofluidifiant	> 0	$0 < n < 1$	0
Rhéopépaississant	> 0	$1 < n < \infty$	0
Bingham	> 0	1	> 0
Newtonien	> 0	1	0

II.4 Viscosité

La notion de viscosité traduit une résistance à la déformation ou bien au glissement relatif des couches adjacentes du fluide les unes par rapport aux autres. C'est une grandeur d'intérêt capital en rhéologie notée μ ; sa connaissance suffit parfois à caractériser de façon précise le comportement rhéologique du matériau. Cette force de résistance peut être calculée par la formule de Newton relative à l'écoulement laminaire d'un fluide entre une surface mobile animée d'une vitesse V et une surface fixe. Entre ces deux surfaces les différentes « pellicules » de fluide vont également se déplacer à des vitesses V différentes variant de 0 à V (écoulement de Couette). (Boudrahem (2011))

On définit différents coefficients de viscosité :

➤ **La viscosité dynamique ou apparente μ_a**

C'est le rapport de la contrainte par la vitesse de cisaillement correspondant

$$\mu_a = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad (\text{II.11})$$

μ_a : viscosité dynamique apparente (Pa.s).

$\dot{\gamma}$: le deuxième invariant du tenseur des taux de déformations (s^{-1}).

τ : Contrainte de cisaillement (Pa).

➤ **La viscosité cinématique**

$$\nu = \frac{\mu_a}{\rho} \quad (\text{II.12})$$

ν : viscosité cinématique (m^2/s).

ρ : masse volumique du fluide (Kg/m^3).

μ_a : viscosité dynamique apparente (Pa.s).

II.4.1 Paramètre influençant la viscosité

- **La pression**

Les fluides ne sont jamais parfaitement incompressibles et un accroissement de pression, provoque une diminution de volume de ces fluides. Il en résulte donc un rapprochement des molécules et en cas de mouvement du fluide, un accroissement des forces de frottement entre les couches laminaires de liquide en déplacement relatif ou, si l'on préfère, un passage des quantités de mouvement d'une couche à l'autre. (Boudrahem (2012))

- **La température**

La température est l'un des facteurs susceptible d'avoir une forte influence sur les caractéristiques rhéologiques de nombreux matériaux.

L'accroissement de la température provoque une diminution de la viscosité des liquides. Le transfert des quantités de mouvement d'une couche à l'autre se fait surtout par chocs moléculaires. Le volume propre des molécules constitue la part la plus importante du volume spécifique du liquide, le volume libre constituant le reste. (Tixier (2001))

Au moment d'un choc le transfert de la quantité de mouvement d'une molécule à l'autre se fait de centre à centre, ce qui correspond à un déplacement de celle-ci beaucoup plus important que le libre parcours moyen des molécules qui est très réduit dans les liquides.

Le nombre de chocs est directement lié à ce libre parcours moyen qui augmente relativement vite avec la température, le libre parcours moyen croît, de même que l'intervalle de temps entre chocs. La quantité de mouvement transmise et la viscosité diminuent. (Barraud (2001))

Par exemple l'eau :

à 20 °C, $\mu = 1,008.10^{-3}$ Pa.s.

à 40 °C, $\mu = 0,660.10^{-3}$ Pa.s.

On conclue qu'on doit régler la température lorsqu'on veut la précision dans mesures de viscosité.

II.5 Mesure des caractéristiques rhéologiques des fluides

Pour mesurer les caractéristiques rhéologiques d'un fluide, il suffit de mesurer la relation entre la contrainte et le taux de déformation du fluide en fonction du temps. Le rhéomètre est l'appareil conçu spécialement pour ces mesures. Il est à noter que pour un fluide newtonien, il ne suffit qu'un point de mesure, alors que pour un fluide non newtonien, il est nécessaire de prendre plusieurs points de mesure. (Deboeuf (2008)) Il existe une variété de rhéomètres, nous citons les trois rhéomètres suivants :

II.5.1 Rhéomètre plan- plan

Dans un rhéomètre plan-plan, le fluide est entre deux disques circulaires de rayon R coaxiaux séparés par un entrefer comme présenté sur la figure II.8. Leur surface peut être lisse ou rugueuse (permet d'éviter le glissement aux parois). Le disque inférieur est fixe, l'écoulement dans cette géométrie est généré par la rotation du cylindre supérieur.

Calculer les propriétés d'écoulement d'un fluide avec ce type de géométrie est compliqué car contrainte et taux de cisaillement dépendent de la distance à l'axe de rotation. L'utilisation de la géométrie plan-plan se justifie pleinement pour les suspensions granulaires. En effet, il est possible d'adapter la taille de l'entrefer en fonction du type de fluide utilisé et donc en fonction de la taille des particules et on ne rencontre pas de problèmes liés à la pointe. On se place en coordonnées cylindriques par raison de symétrie. Quand l'écoulement est suffisamment lent pour n'avoir qu'un écoulement azimutal, lorsque les effets inertiels sont négligeables, le taux de cisaillement et la contrainte de cisaillement dans l'entrefer s'écrivent en $r = R$ pour un fluide newtonien :

$$\dot{\gamma}(R) = \frac{R\Omega}{e} \quad (\text{II. 13})$$

Et

$$\mu (R) = \frac{2M}{\pi R^3} \quad (\text{II. 14})$$

μ : viscosité dynamique (pa.s)

M : le moment du couple mesuré par un transducteur sur l'axe

Ω : la vitesse de rotation de l'axe (tr/s)

R : le rayon du disque (m)

M est une contrainte apparente pour calculer une viscosité apparente. La variation du taux de cisaillement dans l'échantillon peut induire la migration de particules dans l'échantillon. De plus le rhéomètre plan-plan permet de mesurer des contraintes normales. (Bonnoit (2009))

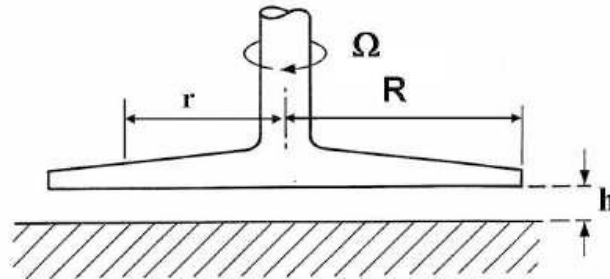


Figure II.8 : Rhéomètre plan-plan

II.5.2 Rhéomètre de couette

Dans le rhéomètre de Couette, le fluide est placé dans l'entrefer de deux cylindres coaxiaux de rayons R_1 et R_2 avec $R_2 = R_1 + dR$ et de hauteur h . le cylindre intérieur tourne à la vitesse de rotation Ω . figure II.9. Il est à noter que c'est souvent le cylindre intérieur qui tourne, bien que cela puisse induire la formation d'une instabilité de Taylor-Couette au-delà d'une vitesse de rotation critique. On peut soit imposer cette vitesse angulaire et mesurer le moment M du couple appliqué pour maintenir, soit appliquer un couple donné et mesurer la vitesse angulaire prise par le cylindre mobile. (Bonnoit (2009), Amoura et al (2015)). Figure II.11

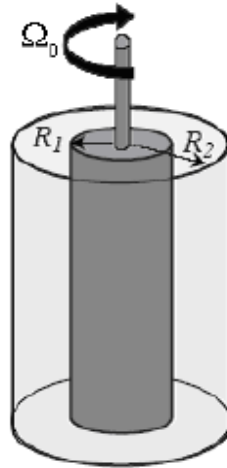


Figure II.9 : Cylindres coaxiaux

Les rayons des cylindres varient de un à quelques centimètres et entrefers de un dixième à quelques millimètres (mais des dispositifs de plus grande taille sont nécessaires pour analyser des suspensions de grosses particules). Dans le cas où les rayons intérieur R_1 et extérieur R_2 sont proches (en pratique cela correspond à $(R_2 - R_1)/R_1 < 0,15$), on a alors $dR \ll R$ et le rayon moyen R s'écrit $R = (R_1 + R_2) / 2$. Le système équivaut alors à un cisaillement entre deux plaques.

Pour des cylindres de hauteur h , le taux de cisaillement $\dot{\gamma}$ et la contrainte τ sont homogènes dans le volume de l'entrefer et vérifient pour un fluide newtonien :

$$\dot{\gamma}(R) = \frac{R\Omega}{\Delta R} \quad (\text{II. 15})$$

Et

$$\mu(R) = \frac{2M}{2\pi R^2 h} \quad (\text{II. 16})$$

Ω : est la vitesse de rotation du cylindre intérieur.

M : est le moment du couple appliqué au cylindre.

μ : la viscosité dynamique.

h : hauteur du cylindre.

R : rayon du cylindre.

Les expressions ci-dessus sont utilisées pour calibrer le rhéomètre. La viscosité mesurée n'est alors valable que dans le cas d'un faible entrefer.

L'inconvénient de ce type de géométrie est la nécessité d'un volume important d'échantillon ainsi que l'impossibilité de mesurer des viscosités élevées.

II.5.3 Rhéomètre cône-plan

La partie supérieure est constituée d'un cône d'angle θ dont le sommet est tronqué figure II.10. Le plan inférieur est un plateau fixe. Le rhéomètre impose la rotation d'angle θ et l'écoulement est un mouvement laminaire de cisaillement. Ce type de géométrie permet d'obtenir dans tout l'échantillon une contrainte et une vitesse constante. Elle permet de travailler avec de faibles volumes d'échantillon et des vitesses de cisaillement élevées. Cependant, lorsque l'échantillon est une suspension ou une émulsion, la troncature induit une déplétion et un confinement. Si la taille des particules n'est pas inférieure au dixième de la troncature, alors les mesures ne sont pas reproductibles. (Springinsfeld (2009))

Les grandeurs rhéologiques pour cette géométrie s'expriment de la façon suivante :

$$\gamma = \frac{\theta}{\tan \alpha} \quad (\text{II. 17})$$

$$\mu = \frac{3}{2\pi R^3} C \quad (\text{II. 18})$$

μ : la viscosité dynamique (Ps.s).

θ : angle de rotation.

α : angle que fait le cône avec le plan.

C : couple donnée.

R : rayon du cylindre (m).

Lorsque le diamètre du cône diminue, pour un couple donné, la contrainte accessible est plus élevée.

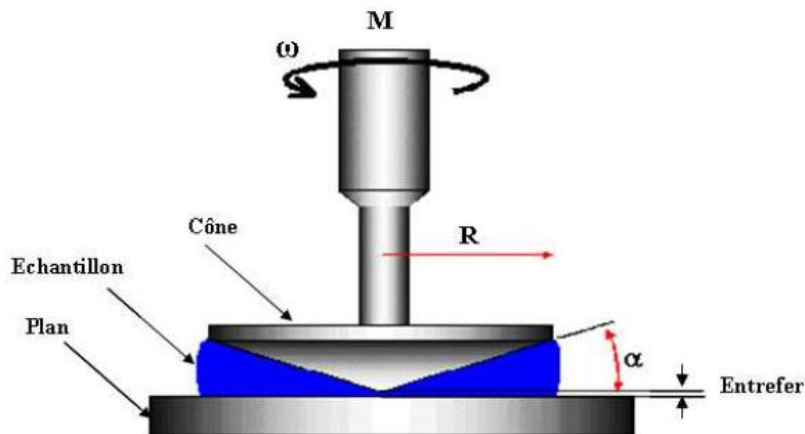


Figure II.10 : Géométrie con-plan

II.5.4 Autres type de rhéomètre

D'autres types de rhéomètres comme le rhéomètre de type poiseuille et le viscosimètre à chute sont également utilisés. Mais ils ne donnent des résultats satisfaisants que pour des fluides newtoniens. (Guazzeli (2001))

Dans notre cadre de travail, les fluides utilisés pour la fluidisation de particules sphériques sont la glycérine et le CMC. Dans ce qui suit nous allons les définir, et donner leurs domaines d'applications

II.6 Présentation de la glycérine

La glycérine est un produit transparent, visqueux, incolore, inodore, non toxique et au goût sucré. Elle provient d'une source naturelle ou pétrochimique. Les propriétés chimiques de la glycérine pure ou brute se caractérisent par une densité de 1.26 g/ml, un point de fusion de 17,9 °C (sous 1 bar) et un point d'ébullition de 290 °C. (Farri (2011))

La glycérine est utilisée dans plusieurs produits. Figure II.11 Son application s'étale sur une large variété de produits, comme : adhésifs, ciments, céramiques, produits de nettoyage, fluides hydrauliques, lubrifiants, vernis, préservation du bois, solvant, substrat de fermentation, édulcorant, plastifiant, antigel. Aussi, elle est utilisée dans de nombreux domaines : pharmaceutique, cosmétique, agroalimentaire et chimique.

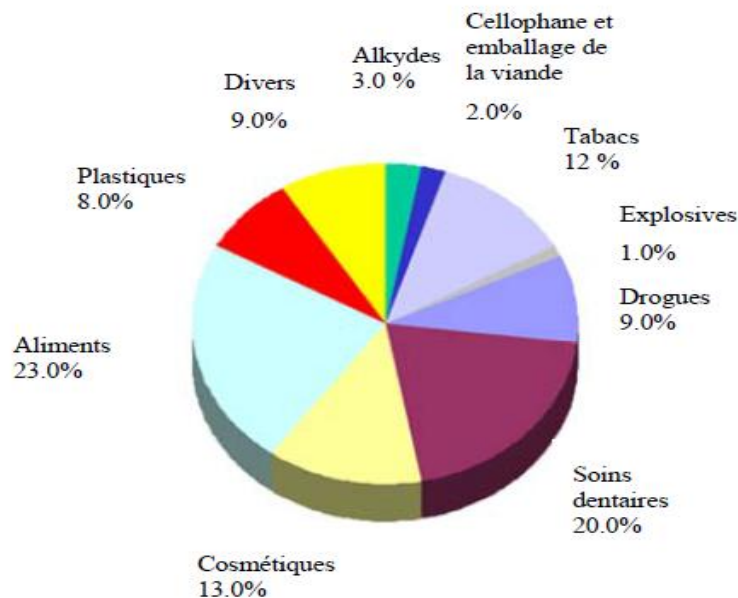


Figure II.11 : Utilisation de la glycérine brute dans plusieurs produits (Farri (2011))

II.7 Présentation de la CMC

Le carboxyméthylcellulose (CMC) est un polymère linéaire dérivé de la cellulose naturelle (bois, maïs, coton,...), il est préparé par modification chimique de cette dernière. Le CMC pur est une substance granulaire blanche grisâtre, présentée en poudre non-toxique, inodore, anionique, et biodégradable. Il ne favorise pas de réactions allergiques chez l'homme. Contrairement à la cellulose, le CMC peut être dissous en eau chaude ou froide. Le CMC est disponible à différents niveaux de viscosité. Parmi les propriétés les plus importantes qui le rendent utile dans plusieurs applications, est la possibilité d'obtenir une grande viscosité à de basses concentrations, sa capacité d'agir en tant qu'épaississant, et en tant qu'agent tensio-actif. Le CMC est considéré comme un fluide non newtonien. (Ben Azouz (2012), Krishnaya (2009) et Benyounes (2007))

Le CMC est très utilisé dans différents domaines. (Fourar (2007), Benchaabane (2006) et Subhash (2005))

- Le CMC est très utilisé dans l'industrie pharmaceutique essentiellement dans les produits cosmétiques.
- L'application du CMC dans l'industrie des détergents comme colloïde de protection;
- Le CMC est également rencontré dans les détergents, les savons, les épaississants.
- Dans l'industrie alimentaire, on l'ajoute comme épaississant ou comme stabilisateur d'émulsion à certains produits tels que la laiterie congelée, les préparations sèches pour boissons, le glaçage, les sirops et les aliments cuits au four.
- Le CMC fonctionne comme agent pour prolonger la période d'expiration des produits alimentaires ;
- Le CMC est également employé dans les applications céramiques et d'autres utilisations biologiques qui nécessitent des propriétés viscosifiantes.
- Dans l'industrie textile, le CMC améliore la force d'adhésion sur les fibres ;
- Dans l'industrie papeterie, le CMC est utilisé comme agglomérant de pigment, il améliore la rétention des fibres et augmente la fermeté du papier.
- Dans les émulsions de résine de peinture et les encres d'imprimeries.
- Le CMC est utilisé dans la fabrication de colle.
- Dans le domaine pétrolier en raison de son fort pouvoir de rétention de l'eau, il est employé dans les boues de forage pour augmenter leur stabilité et éviter le gonflement des couches argileuses ;
- Il est choisi de préférence du fait de ses fortes propriétés d'épaississement et d'agent stabilisant.

II.8 Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons rappelé les principales définitions des paramètres rhéologiques ainsi que les différents types d'écoulement des fluides et différents types de fluides généralement utilisés. Nous avons aussi présenté les propriétés et les domaines d'application de la glycérine et du carboxyméthylecellulose CMC.

Chapitre III

Synthèses bibliographiques

Les lits fluidisés liquide – solide sont de plus en plus utilisés dans les processus biologiques tel que la fermentation et le traitement des eaux usées. L'étape cruciale dans la désignation et la conception des réacteurs à lits fluidisés est la caractérisation appropriée de l'hydrodynamique. La vitesse au minimum de fluidisation, et l'expansion comptent parmi les différents facteurs qui influent sur les conditions dynamiques des lits fluidisés. Prendre connaissance de ces caractéristiques est donc d'une grande importance dans tout calcul prévisionnel d'appareillage. C'est certainement pourquoi ce sujet a suscité et continue à susciter le développement de nombreux travaux de recherche.

Les travaux relevés de la littérature indiquent que ces caractéristiques hydrodynamiques ont largement été étudiées en fluidisation newtonienne, une synthèse de ces travaux est présentée par Miura et al. (2000). Cependant, les travaux relatifs à la fluidisation non newtonienne sont moins nombreux.

Dans ce chapitre, nous allons présenter et discuter brièvement certaines corrélations proposées pour prédire la vitesse minimale de fluidisation et l'expansion en fluidisation solide – liquide.

III.1 Vitesse au minimum de fluidisation

III.1.1 Fluidisation newtonienne

Le seuil de fluidisation est habituellement présenté comme la transition entre l'état fixe et l'état fluidisé, caractérisé par une valeur particulière (U_{mf}) de la vitesse U du liquide et une valeur particulière (ε_{mf}) du degré de vide ε du milieu. Comme le seuil de fluidisation correspond à une transition entre états fixe et fluidisé, il peut en première analyse être considéré comme appartenant à l'un ou l'autre état.

Beaucoup d'auteurs ont ainsi choisi d'utiliser au minimum de fluidisation des corrélations relatives à l'état fixe. L'évaluation de U_{mf} devient possible en attribuant à la perte de charge sa valeur caractéristique en couche fluidisée ($\Delta P/L = (1 - \varepsilon) (\rho_s - \rho) \cdot g$) et en donnant au degré de vide la valeur particulière ε_{mf} . La corrélation semi-empirique d'Ergun (1952), qui constitue la base de toutes les autres corrélations proposées par la suite, a été établie à partir de cette procédure de calcul (voir paragraphe I.3.3).

Cette procédure d'une utilisation très fréquente dans la pratique, présente l'inconvénient de nécessiter la connaissance de ε_{mf} et le facteur de sphéricité Φ . Par ailleurs, plusieurs auteurs (ex : Coltters et al.(2004)) ont critiqué le principe de cette méthode.

Certains auteurs ont établi des corrélations plus simples en évitant l'introduction de ε_{mf} et Φ dans leurs équations, il s'agit par exemple de Wen et Yu (1966), Riba et al. (1978) et Coltters et al. (2004). Dans ce qui suit, nous allons présenter ces corrélations, les conditions opératoires de leur élaboration étant regroupées dans le tableau III.1.

III.1.1.1 Corrélation de Wen et Yu (1966)

En raison du manque de précision pour l'estimation du facteur de forme (Φ) et du degré de vide au minimum (ε_{mf}), Wen et Yu (1966) ont proposé, à partir de la compilation de 134 valeurs de la littérature concernant la fluidisation gazeuse et liquide, la corrélation suivante :

$$Re_{mf} = \sqrt{[(33,7)^2 + 0,00408Ar]} - 33,7 \quad (\text{III. 1})$$

Avec :

$$Re_{mf} = \frac{\rho U_{mf} d}{\mu} \quad \text{Et} \quad Ar = \frac{d^3 \rho (\rho_s - \rho) g}{\mu^2}$$

III.1.1.2 Corrélation de Riba et al. (1978)

D'autres corrélations empiriques sont basées sur l'analyse dimensionnelle des résultats expérimentaux pour l'estimation de la vitesse minimale de fluidisation. En particulier la relation de Riba et al. (1978), qui ont étudié la fluidisation des particules sphériques par un liquide. L'intérêt de cette méthode d'analyse réside dans une formulation originale du problème conduisant à une corrélation plus simple que les précédentes. A partir de 16 systèmes étudiés par ces auteurs et 26 systèmes retenus dans la littérature (Riba et al. (1978), ils ont établi une corrélation (équation III.2) qui fait intervenir le nombre de Galilée (Ga) et le nombre de masse volumique (Mv) :

$$Re_{mf} = 1,54 \cdot 10^{-2} \cdot Ga^{0,66} Mv^{0,7} \quad (\text{III. 2})$$

Où Ga et Mv sont définis par :

$$Ga = \frac{d^3 \rho g}{\mu^2} \quad \text{Et} \quad Mv = \frac{\rho_s - \rho}{\rho}$$

III.1.1.3 Corrélation de Coltters et Rivas (2004)

Coltters et Rivas (2004) ont rassemblé 189 mesures expérimentales de la littérature, relatives à environ 89 matériaux différents (sable, charbon, polymères, verre etc...), fluidisés

par une phase gazeuse. Pour chaque matériau, une corrélation très différente de celles habituellement rencontrées dans la littérature a été établie par ces auteurs.

Pour prédire U_{mf} dans le cas des particules de verre de diamètre moyen compris entre 569 μm et 3000 μm , les auteurs proposent la corrélation suivante :

$$U_{mf} = (2,4624 \cdot 10^{-3}) X^{(0,46943 \pm 0,01190)} \quad (\text{III. 3})$$

avec :

$$X = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{\mu} \left(\frac{\rho_s}{\rho}\right)^{1,23} \quad (\text{III. 4})$$

Comme le montre cette équation, la connaissance précise des ϵ_{mf} et ϕ n'est pas nécessaire, ce qui est très importants étant donné les difficultés expérimentales pour déterminer ces paramètres.

III.1.2 Fluidisation non newtonienne

La fluidisation de particules solides par un liquide non newtonien a fait l'objet d'un nombre limité de travaux, une synthèse de ces travaux a été effectuée par Chhabra (2002).

La plupart des corrélations proposées dans la littérature est basée sur une généralisation de l'équation d'Ergun aux fluides obéissant à une loi puissance. Parmi ces corrélations, nous pouvons citer celles de Yu et al.(1968) et Brea et al. (1976). Un autre type de corrélations basé sur la vitesse de chute des particules a également été proposé pour prédire la vitesse minimale de fluidisation pour un fluide à comportement non newtonien, il s'agit par exemple de la corrélation de Machac et al. 1993.

Le tableau III.2 regroupe les conditions opératoires dans lesquelles ces corrélations ont été établies.

III.1.2.1 Corrélation de Yu et al. (1968)

En partant du fait qu'au début de la fluidisation, la perte de charge du fluide est égale au poids des particules fluidisées, ces auteurs montrent que la vitesse minimale de fluidisation est donnée par l'équation suivante :

$$U_{mf} = \left(\frac{K}{\rho d^n}\right)^{\frac{1}{2-n}} (\delta N_{Ga})^{\frac{1}{n}} \quad (\text{III. 5})$$

Avec :

N_{Ga} : le nombre de Galilée modifié

$$N_{Ga} = \frac{\rho^{n/(2-n)} (\rho_s - \rho) d^{\frac{(2+n)}{(2-n)}}}{k^{2/(2-n)}} g$$

et δ : une constante caractéristique d'un système de fluidisation donné

$$\delta = \frac{\phi \varepsilon_{mf}^{1+2n}}{12,5 \left[\frac{(9n+3)(1-\varepsilon_{mf})}{\phi n} \right]^n}$$

III.1.2.2 Corrélation de Brea et al. (1976)

Brea et al. (1976) ont modifié l'équation d'Ergun en substituant le terme visqueux constant (150) par 160 pour le minimum de fluidisation et en modifiant le nombre de Reynolds (avec l'introduction des paramètres rhéologiques du fluide : l'indice d'écoulement n et la consistance k). La corrélation proposée par les auteurs est la suivante :

$$(\rho_s - \rho)g = \frac{40}{3} \left(\frac{9n+3}{n} \right)^n \frac{(1-\varepsilon)^n}{\varepsilon^{2n+1}} \frac{K}{d^{n+1}} U_0^n + \frac{1,75}{\varepsilon^3} \frac{\rho}{d} U_0^2 \quad (\text{III. 5})$$

III.1.2.3 Corrélation de Machac et al. (1993)

Ces auteurs ont étudié la fluidisation des particules sphériques par des solutions polymères pour une large gamme de Re_{tn} , de n et de ε_{mf} (voir Tableau III.2).

Sur la base de leurs résultats expérimentaux, ils ont établi une corrélation prévisionnelle de U_{mf} qui dépend de Re_{tn} , Selon les auteurs :

Pour $Re_{tn} < 0.3$:

$$\frac{U_{mf}}{U_t} = 0,018 \quad (\text{III. 6})$$

Pour $0.3 \leq Re_{tn} \leq 165$

$$\frac{U_{mf}}{U_t} = 0,024 Re_{tn}^{0,20} \quad (\text{III. 7})$$

Machac et al. (1993) ont noté des écarts relativement faibles, compris entre 5 % et 19 %.

III.2 Porosité et expansion du lit

Les systèmes à lit fluidisé solide-liquide sont généralement caractérisés par une expansion régulière du lit avec l'augmentation de la vitesse du liquide. L'expansion est caractérisée par la porosité ou le taux de vide.

Une des méthodes utilisables pour la détermination de la porosité ou le degré de vide est basée sur la mesure de la hauteur d'expansion H .

$$\varepsilon = 1 - \frac{m_p}{HA\rho_s} \quad (\text{III. 8})$$

De nombreux travaux ont été réalisés sur l'expansion d'une couche fluidisée par un liquide newtonien et cela pour différentes formes et tailles de particules. Entre autres, nous pouvons citer les travaux de Richardson et Zaki (1954), Wen et Yu (1966) et Riba et al. (1977). Cependant, les résultats expérimentaux relatifs à la fluidisation des particules sphériques par des liquides non newtoniens sont très limités. Parmi ces travaux, nous pouvons citer ceux de Machac et al. (1993) et Miura et al. (2000). Nous résumons dans le tableau III.3 les conditions opératoires dans lesquelles ces corrélations ont été élaborées.

III.2.1 Fluidisation newtonienne

III.2.1.1 Corrélation de Richardson et Zaki (1954)

Sur un plan général, le comportement de l'expansion des lits fluidisés est souvent représenté par une corrélation entre la porosité du lit et le rapport entre la vitesse superficielle du liquide U et la vitesse limite de chute U_t qu'atteindrait une des particules constituant la couche si elle était isolée :

$$U = U_t \varepsilon^Z \quad (\text{III. 9})$$

Malgré l'absence de toute justification physique, la corrélation de Richardson et Zaki (1954) reste jusqu'à présent la base des analyses empiriques et théoriques.

Ces auteurs ont montré que pour des particules uniformes, l'indice de fluidisation Z dépend seulement des effets de parois pour les deux régimes laminaire et turbulent, et des effets de parois et de la valeur du nombre de Reynolds de chute Re_t (basé sur la vitesse terminale de chute d'une particule isolée) dans le régime intermédiaire (Riba et al. (1977)).

$$Z = 4,65 + 20 \left(\frac{d}{D} \right) \quad \text{pour } Re_{t\infty} \leq 0,2$$

$$Z = \left(4,4 + 18 \left(\frac{d}{D} \right) \right) Re_{t\infty}^{-0,03} \quad \text{pour } 0,2 \leq Re_{t\infty} \leq 1$$

$$Z = \left(4,4 + 18 \left(\frac{d}{D}\right)\right) Re_{t\infty}^{-0,1} \quad \text{pour } 1 \leq Re_{t\infty} \leq 200$$

$$Z = 4,4 Re_{t\infty} \quad \text{pour } 200 < Re_{t\infty} < 500$$

$$Z = 2,4 \quad \text{pour } 500 < Re_{t\infty}$$

III.2.1.2 Corrélation de Wen et Yu (1966)

Depuis les travaux de Richardson et Zaki en (1954), un certain nombre d’auteurs ont apporté des améliorations à la modélisation du phénomène d’expansion des couches fluidisées par des liquides. Riba et al. (1977) rapportent que Wen et Yu (1966), en se basant sur l’équilibre des forces lors de l’expansion, ont proposé le modèle théorique suivant :

$$\varepsilon^{-4,7} = \frac{Ga.Mv}{18 Re + 2,70 Re^{1,687}} \quad \text{(III. 10)}$$

III.2.1.3 Corrélations de Riba et al. (1977)

Riba et al. (1977) ont montré que l’étude de l’expansion des couches fluidisées par des liquides fait apparaitre 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 trois formes de relations rendant compte de l’expansion des couches fluidisées (voir tableau III.4).

Tableau III. 3 : Corrélations proposées par Riba et al. (1977)

N° Equation	–	pour $\varepsilon < 0,85$	pour $\varepsilon > 0,85$
(III.11)	Si $GaMv < 18$	$\varepsilon = 1,58 Re^{0,33} Ga^{-0,21} Mv^{-0,22}$ (1)	$\varepsilon = 1,20 Re^{0,17} Ga^{-0,11} Mv^{-0,13}$
(III.12)	Si $18 < GaMv < 10^5$	$\frac{Ga.Mv}{18.Re+2,7.Re^{1,637}} = 1,9. \varepsilon^{-3,77}$ (2)	$\frac{Ga.Mv}{18.Re + 2,7. Re^{1,637}} = 1,3. \varepsilon^{-6,17}$
(III.13)	18 < GaMv	$\frac{Ga.Mv}{18.Re} = 1,21 \phi(\varepsilon)^{1,28}$ (3)	$\frac{Ga.Mv}{18.Re} = 0,77 \phi(\varepsilon)^{-2,7}$
(III.14)		$\frac{Ga.Mv}{13,9.Re^{1,4}} = [1,21 \phi(\varepsilon)^{1,28}]^{1,4}$ (3)	$\frac{Ga.Mv}{13,9.Re^{1,4}} = [0,77 \phi(\varepsilon)^{-2,7}]^{1,4}$
(III.15)		$\frac{3Ga.Mv}{Re^2} = [1,21 \phi(\varepsilon)^{1,28}]^2$ (3)	$\frac{Ga.Mv}{18.Re} = [0,77 \phi(\varepsilon)^{-2,7}]^2$

Avec :

Ga : Nombre de Galilée

Mv : Nombre de masse volumique

Re : Nombre de Reynolds

\emptyset : Facteur de sphéricité

ε : Porosité du lit (degré de vide)

III.2.2.2 Fluidisation non newtonienne

III.2.2.1 Corrélations de Machac et al. (1993)

Ces auteurs ont testé les équations empiriques de Richardson et Zaki (1954) utilisées pour l'expansion généralement obtenue avec des liquides newtoniens. Pour ces différents auteurs le comportement non newtonien des liquides est pris en compte dans le calcul du nombre de Reynolds de chute $Re_{nt\infty}$. L'indice de fluidisation Z (Re_{nt} , d/D) tient compte du comportement rhéologique du liquide par l'intermédiaire du nombre de Reynolds ce qui leur paraît suffisant. Selon ces auteurs :

Pour les écoulements rampants : $10^{-3} < Re_{nt} < 0,3$

$$\varepsilon = \left(\frac{U_0}{U_{t\infty}}\right)^{0,218-0,404\left(\frac{d}{D}\right)} - 0,862(1-n)\left(\frac{U_0}{U_{t\infty}}\right)^{0,802-1,35\left(\frac{d}{D}\right)} \quad (\text{III. 16})$$

Pour les écoulements intermédiaires : $0,3 < Re_{t\infty} \leq 165$

$$U_0 = U_{t\infty}\varepsilon^Z \quad \text{avec} \quad Z = \left(4,7 + 8,8\frac{d}{D}\right)Re_{nt}^{-0,1} \quad (\text{III. 17})$$

III.2.2.2 Corrélation de Miura et al. (2000)

Miura et al. (2000) ont examiné les caractéristiques d'expansion d'une couche de verre fluidisée par un liquide newtonien (eau et glycérol) et par un liquide non newtonien (carboxyméthylcellulose (CMC) et de gomme de xanthan).

Pour un nombre de Reynold terminal allant de 8,14 à 3947 et un indice d'écoulement n allant de 1 à 0,625, les auteurs proposent la corrélation suivante :

$$\varepsilon = \left\{ \left(18 \frac{KU^n}{d^{1+n}} + 3 \sqrt{\frac{K\rho U^{2+n}}{d^{2+n}}} + 0,3 \frac{\rho U^2}{d} \right) \frac{1}{(\rho_s - \rho)} \right\}^{\frac{1}{3,8n+1}} \quad (\text{III. 18})$$

III.3 Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons effectué une compilation de quelques recherches traitant de la fluidisation de particules sphériques par des liquides newtoniens et non newtoniens.

Plusieurs corrélations sont utilisées pour exprimer la vitesse minimale de fluidisation et l'expansion du lit en fluidisation newtonienne. Par contre un nombre limité de travaux a été consacré à la fluidisation non newtonienne. D'une manière générale les corrélations relevées de la littérature montrent que les caractéristiques hydrodynamiques étudiées dépendent des conditions expérimentales (types de particules, types de fluides, régime d'écoulement etc...). Nous avons également constaté que parmi les corrélations utilisées par les auteurs précités, seule celle de Miura et al. (2000) permet de prédire de manière très satisfaisante l'expansion du lit fluidisé par les liquides newtoniens et non newtoniens.

Nous nous proposons dans le chapitre V, à partir de nos résultats expérimentaux, de tester les équations et les modèles proposés pour la détermination de la vitesse minimale de fluidisation et l'expansion du lit.

Tableau III.1 : Corrélations de la littérature pour la prédiction de la vitesse minimale de fluidisation newtonienne

Auteurs	d (mm)	D (mm)	ρ_s (kg/m ³)	ρ (kg/m ³)	Re	Ga	Mv	solide	fluide
Wen et Yu (1966)	2,032-6,35	–	2360-2450	1000	10-1000	8,227.10 ⁴ -2,52.10 ⁶	1,36-1,45	Sphères en verre	Eau
Riba et al (1978)	0,6-6	94	2610	1000	10-1000	2120-2,118.10 ⁶	1,61	Sphères en verre	Eau
Coltters et Riva(2004)	0,569-3	–	–	–	–	–	–	Sphères en verre	Gaz (air)

Tableau III.2 : Corrélations de la littérature pour la prédiction de la vitesse minimale de fluidisation non newtonienne

Auteurs	d (mm)	D (mm)	ρ_s (kg/m ³)	ρ (kg/m ³)	H (mm)	Re	n	k	Phase solide	Phase fluide
Yu et al (1968)	2 - 5	1219	2450 – 1114	–	233,7	0,251-1,58	0.936 et 0.81	0,0133 et 0,0236	Cubes en plastique Billes en nylon Billes en plastique	Polyox-301 Polyox-205
Brea et al (1976)	1,1-3,1	50	1200-2500	–	1000	10 ⁻² - 1,7.10 ³	0,4 -1	–	Poudre (dioxyde de titane)	Eau
Machac et al (1993)	1,465-4,117	24 et 80	2506-11195	996,8-1250	1900, 1650, et 1400	10 ⁻³ -165	0,353-1	9,54-1,95	Particules sphériques (plomb, verre, acier)	Glycérol, CMC,polyox,separan, kerafloc,hercofloc,lovosa,cellosize,xanthan

Tableau III.4 : Corrélations de la littérature pour la prédiction de la porosité pour la fluidisation newtonienne

Auteurs	d(mm)	D(mm)	$\rho_s(\text{kg/m}^3)$	$\rho(\text{kg/m}^3)$	H(mm)	Re	Phase solide	Phase fluide
Richardson et Zaki(1954)	1,17-5	23,30 et 40	1280-2500	998-1275	500	4,65-2,39	Particules sphériques (Acétate, verre, téflon, delrin, zircone)	glycérol
Wen et Yu(1966)	0,803-3,97	–	2535-2710	1000	–	10-2000	Particules sphériques en verre	Eau
Riba et al(1977)	2,03-6,35	94	2360-2450	–	–	10-2000	Billes de verre	Eau

Tableau III.5 : Corrélations de la littérature pour la prédiction de la porosité pour la fluidisation non newtonienne

Auteurs	d(mm)	D (mm)	ρ_s (kg/m ³)	ρ (kg/m ³)	H (mm)	Re	n	k	Phase solide	Phase fluide
Machac et al(1993)	1,465-4,117	24-80	2506-11195	996,8-1250	1900, 1650, 1400	0,3-165	0,353-1	9,54-1,95	Particules sphériques (plomb, verre, acier)	Glycérol, CMC, polyox, Separan, kerafloc, hercofloc, lovosa, cellosize, xanthan
Miura et al(2000)	3,5 et 7	68	2500	997-1000	1100	–	0,629-1	0,0009-0,594	Particules sphériques	CMC, Glycérol, gomme de xanthan

Chapitre IV

Dispositif expérimental et méthodes d'analyses

Dans ce chapitre nous allons décrire le montage expérimental et présenter les techniques de mesure utilisées lors de cette étude.

Pour réaliser une étude expérimentale sur la fluidisation solide-liquide, il est nécessaire d'élaborer un montage expérimental répondant aux exigences suivantes :

1- Visualisation aisée du phénomène, à savoir ; le commencement de la fluidisation, la circulation des particules et l'expansion du lit.

2- Possibilité de charge et décharge facile des particules solides.

3- Mesure des paramètres hydrodynamiques tels que les pertes de charges et l'expansion.

Pour répondre à ces exigences, nous avons conçu et réalisé le dispositif expérimental schématisé sur la Figure IV.1 et présenté dans la photographie Figure IV.2, au sein de notre laboratoire.

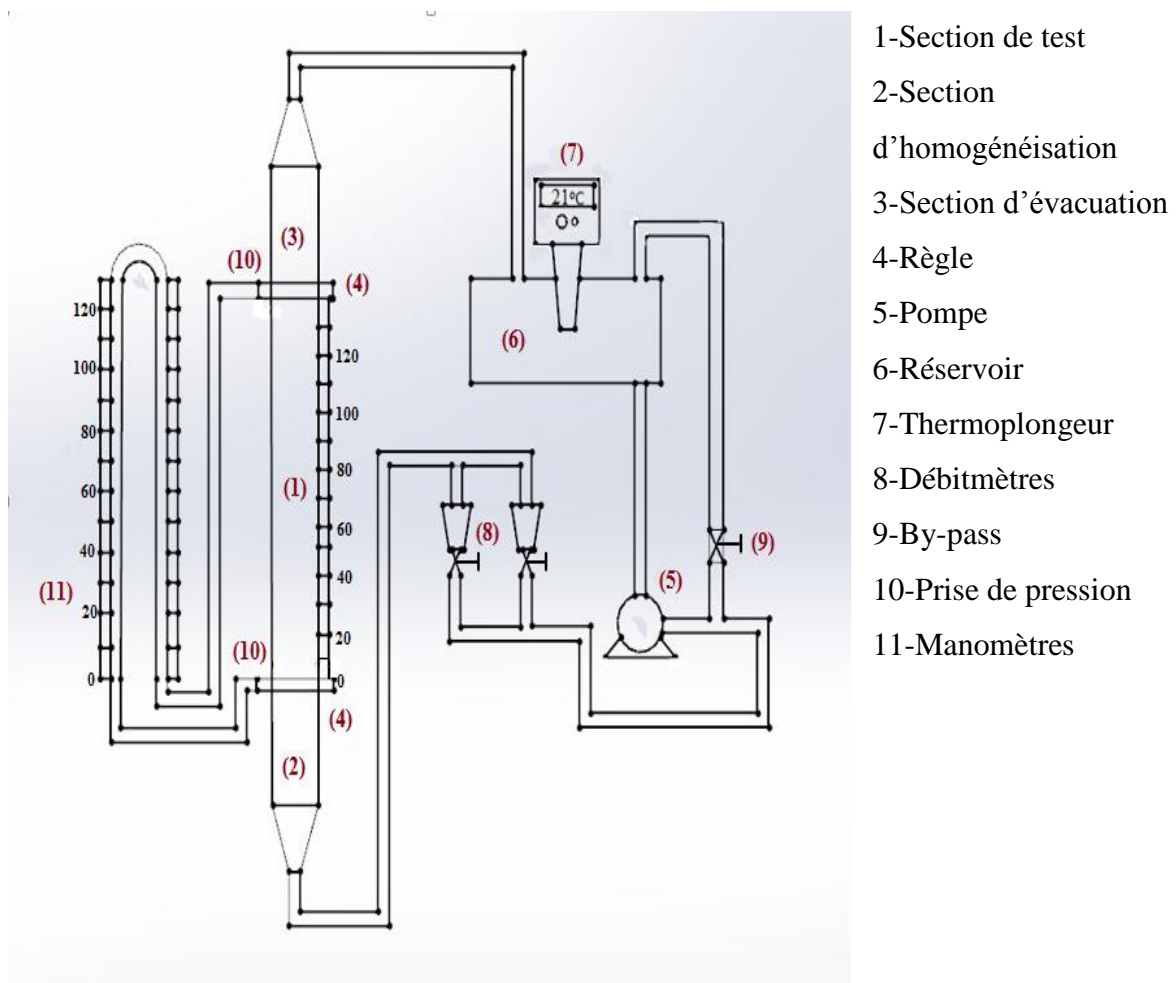
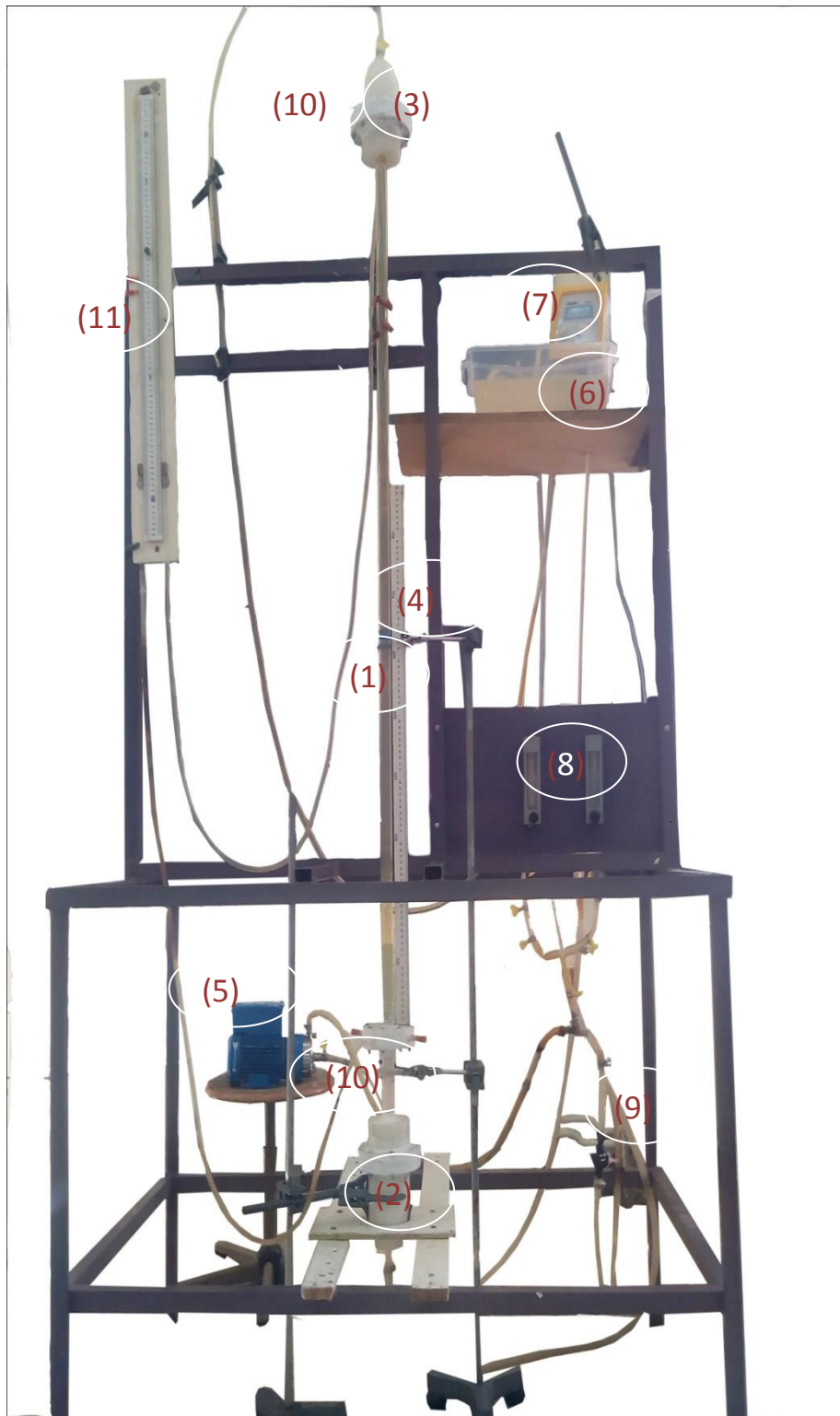


Figure IV.1 : Schéma général du montage expérimental



- 1-Section de test
- 2-Section d'homogénéisation
- 3-Section d'évacuation
- 4-Règle millimétrée
- 5-Pompe
- 6-Réservoir
- 7-Thermoplongeur
- 8-Débitmètres
- 9-By-pass
- 10-Prise de pression
- 11-Manomètres

Figure IV.2 : L'ensemble du dispositif expérimental

IV.1 Installation expérimentale

Un schéma d'ensemble du dispositif expérimental est présenté sur la figure IV.1 (et IV.2). Cette installation est composée d'un circuit d'eau, une colonne de fluidisation, une section d'homogénéisation et un distributeur.

IV.1.1 Circuit d'alimentation

Le liquide est mis en mouvement par une pompe (3) depuis un bac de stockage (4) d'une capacité de 15 l, vers la colonne de fluidisation (1). Deux débitmètres placés en amont de la pompe permettent de mesurer le débit de fluidisation ajusté au moyen des vannes (2). En sortie de la colonne, le liquide est redirigé vers le bac de stockage, constituant ainsi un circuit fermé.

IV.1.2 Colonne de fluidisation

La fluidisation est réalisée dans une colonne cylindrique en verre de 20 mm de diamètre intérieur et 1500 mm de hauteur. Elle repose sur un distributeur composé d'une grille à mailles fines, précédée d'une section d'homogénéisation en téflon, de 120 mm de hauteur et de même diamètre que la colonne de fluidisation.

Celle-ci est munie à sa partie supérieure, d'une grille prévue pour empêcher l'échappement des particules (transport, entraînement) dans le cas des conditions de travail élevées.

Un système de brides, maintenues par serrage 'goujon-écrou' permet l'assemblage en série de la colonne de fluidisation et de la section d'homogénéisation.

IV.1.3 Système de distribution du liquide

Dans les conditions idéales de fluidisation, le débit du liquide est distribué de manière uniforme dans toute la section droite du lit. En pratique ce comportement est difficile à obtenir et on constate la présence de passages préférentiels. D'après les travaux de la littérature, (Bascoul (1989), Kechroud (2012)), ces passages préférentiels peuvent être évités si l'on choisit correctement le système de distribution du liquide. Dans ce cas la section d'homogénéisation qui repose sur une partie de forme intérieure conique (collecteur) peut être soit vide, soit remplie d'un garnissage.

IV. 2 Techniques de mesures

IV.2. 1 Mesure de débits

Pour mesurer les débits ou vitesses superficielles du liquide, un débitmètre est utilisé. Son étalonnage étant indispensable pour chaque fluide étudié, des mesures ont été faites et les résultats ainsi que les courbes d'étalonnage sont présentés en Annexe.

IV.2.2 Mesure et régulation de température

A cause de la circulation du fluide à travers la pompe, une augmentation de la température en fonction du temps est engendrée, ce qui entrainerait évidemment une variation des propriétés physiques du fluide pour une même série d'expériences. Pour cela un thermoplongeur est utilisé pour réguler la température, celle-ci est contrôlée à l'aide d'un thermomètre plongé dans le réservoir d'alimentation.

IV.2. 3 Mesure de pression

Cinq prises de pressions sont vissées sur les brides, dont quatre sont réparties régulièrement à 90° les une des autres à l'entrée de la colonne, ce qui permet de détecter la présence des passages. L'autre prise de pression est implantée à la sortie de la colonne de fluidisation. Pour mesurer la variation de la pression entre l'entrée et la sortie de la colonne, ces prises de pressions sont reliées à des tubes manométriques

IV.2. 4 Mesure de la porosité du lit

Pour un débit fixé, nous avons enregistré la hauteur H du lit en expansion, dans le cas des grands débits d'écoulement, les couches solides étant fortement expansées, la hauteur retenue est la moyenne des deux expansions minimale et maximale.

La porosité moyenne ε du milieu est alors déduite de la hauteur enregistrée H, à partir de l'expression suivante :

$$\varepsilon = 1 - \frac{M}{\Omega \rho_s H} \quad (\text{IV. 1})$$

M : masse des particules solides (kg)

Ω : section de la colonne (m²)

ρ_s : masse volumiques des particules solides (kg / m³).

IV.2.5 Mesure de la vitesse de chute des particules

Pour mesurer la vitesse de chute des particules, nous avons utilisé un viscosimètre à chute de billes. Le principe consiste à faire chuter une bille dans le fluide visqueux contenu dans un tube gradué de diamètre très grand devant celui de la bille (voir figure IV.3).



On mesure le temps de chute (t) entre deux points fixes, 10 cm au-dessous de la surface libre du tube et 10 cm au dessus du fond du tube, afin d'éviter les effets d'accélération. La longueur de déplacement étant $L = 15.85$ cm, on a effectué une dizaine de mesures pour augmenter la précision.

La vitesse de chute des particules est calculée à partir de l'équation suivante :

$$U_t = \frac{L}{t} \quad (\text{IV. 2})$$

Figure IV.3 : Viscosimètre à chute de billes

IV.3 Propriétés physiques des deux phases solide et liquide

IV.3. 1. La phase solide

Ce sont des particules sphériques en verre dont la masse volumique est 2554 kg/m^3 et le diamètre moyen est 2 mm. Les propriétés physiques de ces sphères ont été déterminées au cours des travaux précédents (Azerradj (1996) et Kechroud (2012))

Le diamètre des particules a été déterminé en utilisant un pied à coulisse et la masse volumique des particules a été déterminée par méthode picnométrique résumée ci-dessous : on pèse une certaine quantité de particules (m_s), qu'on déverse ensuite dans une éprouvette contenant un volume initial d'eau. Le volume des particules (V_s) se calcule par la différence entre le nouveau volume obtenu et le volume d'eau précédent (initial, sans particules). La masse volumique se déduit alors :

$$\rho_s = \frac{m_s}{V_s} \quad (\text{IV. 3})$$

IV.3.2 La phase liquide

Nous avons utilisé de l'eau et des solutions de glycérol à 50% et 70% volumique comme fluides newtoniens. Des solutions de carboxy-methylcellulose (CMC) à 0.8% et 1 % massique sont utilisés en tant que fluides non newtoniens.

Les solutions de glycérol et de CMC sont préparées en ajoutant le volume nécessaire d'eau distillée et laissées sous agitation à vitesse constante, pendant une durée suffisante pour un mélange complet (2 h pour le glycérol et 24 h pour le CMC). On laisse chaque solution préparée se reposer pendant 24 heures pour que les bulles formées pendant l'agitation puissent s'échapper.

Leurs propriétés physiques intervenant dans l'exploitation des résultats : à savoir la masse volumique (ρ) et la viscosité dynamique (μ), sont déterminées pour chaque condition opératoire.

La masse volumique du fluide est déterminée par la méthode pycnométrique à une température égale à $20 \pm 1^\circ\text{C}$ avant et après chaque expérience de fluidisation.

IV.3.3 Mesure des paramètres rhéologiques

➤ Fluides newtoniens

La viscosité est définie pour un fluide newtonien comme étant le rapport de la contrainte de cisaillement, sur la vitesse de cisaillement :

$$\mu = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad (\text{IV. 4})$$

Elle représente la résistance à l'écoulement d'un fluide (Amiroudine et Battaglia (2011)). Les viscosités des deux solutions newtoniennes de glycérol utilisées à différents pourcentages, ont été mesurées à l'aide d'un rhéomètre HAAKE, schématisé sur la figure IV.4. Ce dernier a une géométrie de Couette et constitué principalement de deux cylindres coaxiaux MVDIN.

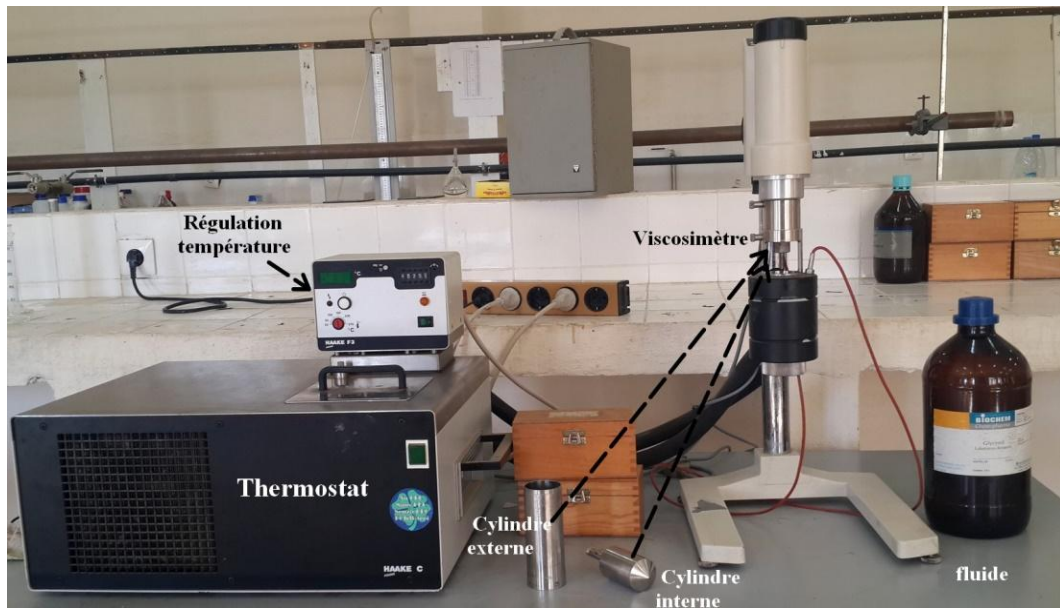


Figure IV.4 : Schéma général du viscosimètre rotatif VT500/501

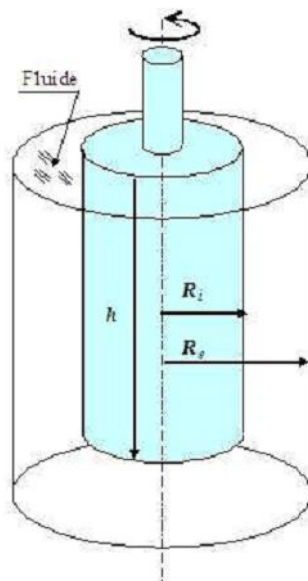


Figure IV.5 : dispositif de mesure MVDIN

Le rhéomètre est lié à son tour à un bain thermostaté qui permet de maintenir la température constante lors des mesures.

Pour déterminer expérimentalement la viscosité de notre fluide, on introduit celui-ci entre les deux cylindres du rhéomètre en respectant le volume nécessaire de remplissage (50 ml), l'un étant en rotation par rapport à l'autre (voir figure IV.5) grâce à l'application d'une force. Il se produit alors un écoulement en cisaillement simple. Dans un tel dispositif, on

mesure la contrainte appliquée (force tangentielle divisée par l'aire du fluide) en fonction du gradient de vitesse.

Le dispositif de mesure MV-DIN s'utilise pour les échantillons de faible viscosité tels que les huiles, les solutions diluées, les jus de fruits, etc..., dans des domaines de cisaillement moyens, et comme notre fluide fait parti de cette gamme, alors on a choisi ce dispositif qui est le plus approprié pour les solutions de glycérol étudiées.

Une fois l'échantillon placé, on fixe la température du bain thermostaté à une valeur bien définie (dans le cas du présent travail, la température est fixée à $20 \pm 1^\circ \text{C}$), et on la laisse se stabiliser, pendant ce temps on démarre le logiciel de travail à partir du répertoire HAAKE, en introduisant les précisions concernant le type du dispositif choisi, le fluide à étudier, les paramètres de mesure comme la vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ notée D sur le logiciel en (s^{-1}), la température T en ($^\circ\text{C}$) et le temps de mesure t en (s).

Nos mesures ont été effectuées à taux de cisaillement 0 s^{-1} jusqu'à 750 s^{-1} et un temps fixé à deux minutes ($t = 2 \text{ min}$).

➤ Fluides non newtoniens

Le fluide est non-newtonien lorsque la viscosité varie avec le taux de déformation (ou taux de cisaillement). Pour décrire ce comportement dans le cas d'un écoulement simplement cisailé, on utilise la loi-puissance, ou loi d'Ostwald qui exprime la viscosité en fonction du taux de cisaillement sous la forme :

$$\tau = k\dot{\gamma}^n \quad (\text{IV.5})$$

K est appelée consistance du liquide et s'exprime en $\text{Pa}\cdot\text{s}^n$. Le paramètre n ($n \leq 1$) est appelé indice d'écoulement (ou indice de pseudo plasticité) et on notera que :

Si $n = 1$, on retrouve le comportement newtonien.

Si $n = 0$, le comportement est plastique, c'est-à-dire que le fluide évolue en bloc comme s'il était devenu solide.

Si $n < 1$, le fluide est qualifié de rhéo-fluidifiant (ou pseudo-plastique).

Nous avons regroupé les propriétés physiques des fluides étudiés dans le tableau IV.1.

Tableau IV.1: Propriétés physiques des solutions aqueuses de (eau ; glycérol ; CMC) à 20 ± 1 °C

Fluide	Eau	Glycérol 50 %	Glycérol 70 %	CMC 0.8%	CMC 1%
ρ (Kg/m ³)	1000	1137	1188	999.09	999.89
μ (Pa.s)	0.001	0.014	0.037	0.021	0.026
n	1	1	1	0.957	0.898
K (Pa. s ⁿ)	0.001	0.014	0.037	0.0144	0.0226

Nous avons utilisé le dispositif de mesure MV-DIN pour déterminer les paramètres d'écoulement du CMC, mais les valeurs de n et k obtenues sont très différentes de celles observées dans la littérature, ce qui est probablement dû au fait que le dispositif utilisé ne convient pas aux fluides à caractère rhéologique non newtonien. De ce fait, nous avons choisi d'utiliser les paramètres d'écoulement indiqués dans la littérature. (Abulkhalifeh (2009))

IV.4 Mode opératoire

Pour chaque système (solide-liquide) étudié, nous avons commencé par faire circuler à grand débit, le fluide dans le pilote pendant le temps nécessaire afin de chasser l'air emprisonné lors du remplissage de la colonne de fluidisation. Pendant cette durée, les particules sont en suspension et on laisse le fluide circuler jusqu'à ce que la chute de pression se stabilise. On fait ensuite décroître le débit en relevant pour chaque valeur, la hauteur moyenne du lit correspondante. La mesure de la hauteur du lit est effectuée une fois la surface de la couche poreuse stabilisée, nous avons donc enregistré l'évolution de la hauteur du lit en fonction du débit. Dans la région de transition entre le lit fluidisé et le lit à l'état fixe, On fait décroître le débit très progressivement afin de mieux couvrir cette zone. Pour chaque lit à fluidiser, les expériences ont été effectuées deux fois et en réalisant les mesures dans les deux sens de variation de débits pour vérifier la reproductibilité de celles-ci.

Chapitre V

Résultats et discussions

Nous présentons dans ce chapitre les différents résultats liés à l'analyse de certaines caractéristiques hydrodynamiques d'une couche fluidisée solide – liquide. Nous rappelons que nous avons étudié la fluidisation d'une couche de particules sphériques de verre (2 mm de diamètre) par un liquide newtonien (l'eau et deux solutions aqueuses de glycérol 50% et 70% volumiques) et par un liquide non newtonien (carboxyméthyl-cellulose (CMC) 0,8 % et 1% massiques). Pour chaque système étudié, nous avons déterminé la vitesse minimale de fluidisation et les caractéristiques d'expansion.

Les phénomènes rencontrés dans les écoulements à lits fluidisés sont trop complexes pour qu'on puisse réaliser une analyse rigoureuse du problème. Il paraît, en conséquence, plus réaliste de laisser de côté tout souci de justification théorique et de conclure simplement que certaines formes de fonctions mathématiques conviennent mieux pour représenter les caractéristiques hydrodynamiques étudiées. A cet effet, les résultats expérimentaux obtenus dans la présente étude sont comparés à ceux prédits par les corrélations de la littérature dans le cas de sphères fluidisées par un fluide newtonien et d'autres dans le cas de sphères fluidisées par un fluide non newtonien purement visqueux. Ces résultats sont synthétisés ci-dessous.

Les paramètres d'écoulement de cette étude sont regroupés dans les tableaux V.1 et V.2 respectivement pour la fluidisation newtonienne et non newtonienne.

Tableau V.1 : Paramètres d'écoulement de la présente étude - fluidisation newtonienne-

Phase liquide	μ (Pa.s)	ρ (kg/m ³)	U (m/s)	Re	ε	Ar	Ga	Mv
Eau	0,001	1000	0,0127-0,089	25,36–177,26	0,37-0,68	1,22.10 ⁵	78480	1,55
Glycérol 50% Volumique	0,014	1137	0,0018–0,041	0,29–6,75	0,38–0,65	645,1	517,6	1,24
Glycérol 70% Volumique	0,038	1188	0,001 –0,0189	0,08–1,18	0,38–0,70	88,2	76,9	1,15

$$Ar = \frac{d^3 \rho (\rho_s - \rho) g}{\mu^2} \quad ; \quad Ga = \frac{d^3 \rho^2 g}{\mu^2} \quad ; \quad Re_p = \frac{\rho U d}{\mu} \quad ; \quad Mv = \frac{\rho_s - \rho}{\rho}$$

On note que les nombre adimensionnels d'Archimède (Ar), de Reynolds des particules (Re), le nombre de Galilée (Ga) et le nombre de masse volumique présentés dans ce tableau sont calculés en utilisant le diamètre moyen et la masse volumique des particules sphériques ($d = 2$ mm et $\rho_s = 2554$ kg/m³).

Tableau V.2 : Paramètres d'écoulement de la présente étude - fluidisation non newtonienne -

Phase liquide	ρ (kg/m ³)	n	K (Pa.s ⁿ)	U (m/s)	ε	U _t (m/s)	Re _{tn}
CMC 0.8 %	999,09	0,957	0,0144	0,0016-0,026	0,38-0,72	0,0857	13.89
CMC 1 %	999,89	0,899	0,0266	0,0013-0,02	0.38-0,72	0,0755	8.067

Rappelons que les valeurs de l'indice d'écoulement n et du paramètre de consistance k sont relevées de la littérature. (Abukhalifeh et al (2009))

$$Re_{tn} = \frac{\rho d^n U^{2-n}}{K}$$

V.1 Evolution des pertes de charge

La figure V.1 montre l'évolution type des pertes de charges en fonction de la vitesse superficielle du liquide. Les mesures sont menées à débit croissant (aller) jusqu'à la limite maximale de fluidisation, puis à débit décroissant (retour).

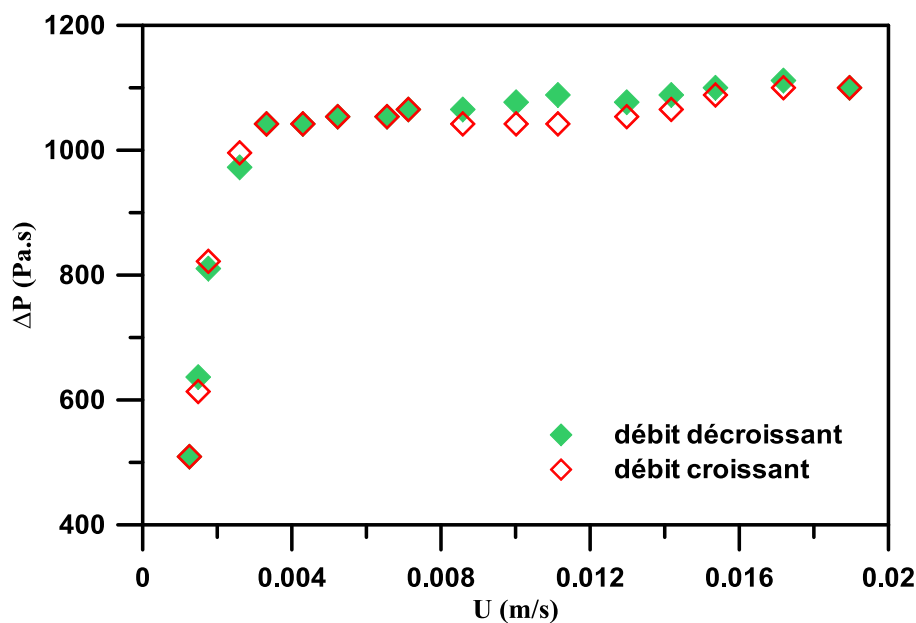


Figure V.1 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement (solution aqueuse de glycérol 70 % volumique)

On observe que pour les faibles vitesses d'écoulement, les particules restent immobiles et la perte de charge subit par le liquide à la traversée de la couche augmente avec le débit, c'est ce qu'on appelle 'lit fixe'. Pour une valeur caractéristique du débit, les particules solides sont mises en suspension. Toute augmentation de ce paramètre entraîne une expansion de la couche et une augmentation de la hauteur. A partir de ce débit, la perte de charge tend à se stabiliser et reste sensiblement constante.

V.2 Détermination de la vitesse minimale de fluidisation

V.2.1 Fluidisation newtonienne

Pour chaque système étudié, nous avons déterminé la vitesse minimale de fluidisation, U_{mf} , en utilisant la méthode classique préconisée par Richardson (Davidson *et* Harrison (1991)). Elle est déduite de la courbe de variation des pertes de charge avec la vitesse de fluidisation obtenue à débit décroissant. La vitesse minimale de fluidisation correspond au point d'intersection de la courbe linéaire (lit fixe) avec le palier correspondant au lit fluidisé. Les figures V.2, V.3 et V.4 présentent les résultats obtenus pour la fluidisation des particules de verre avec l'eau, la solution aqueuse de glycérol 50% et 70 % respectivement.

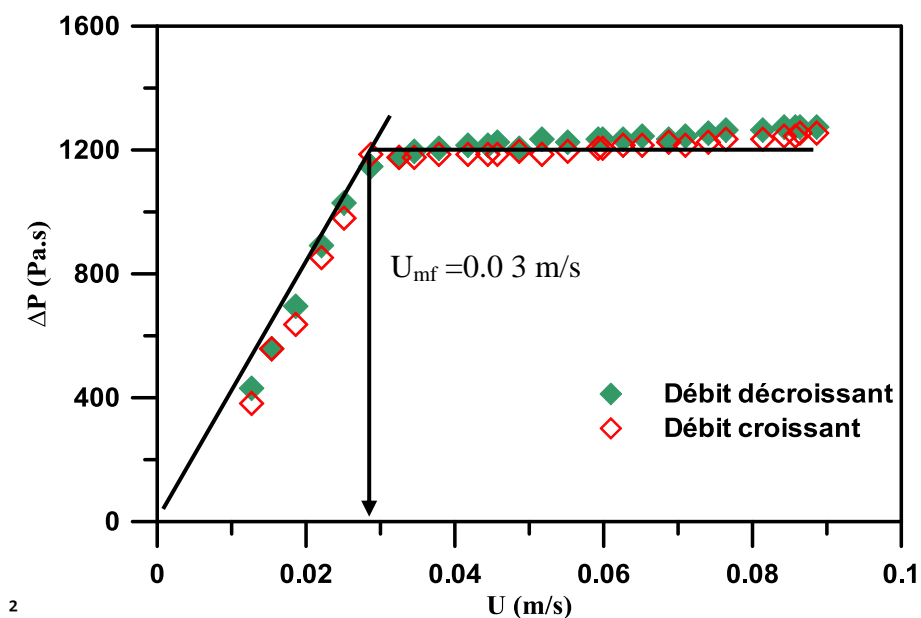


Figure V.2 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de l'eau

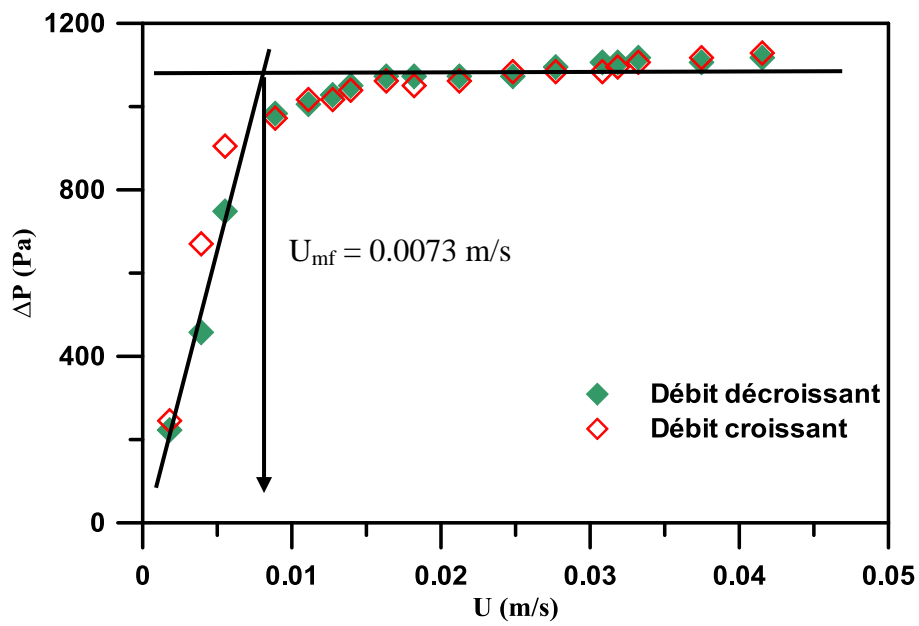


Figure V.3 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de la solution de glycérol 50 % volumique

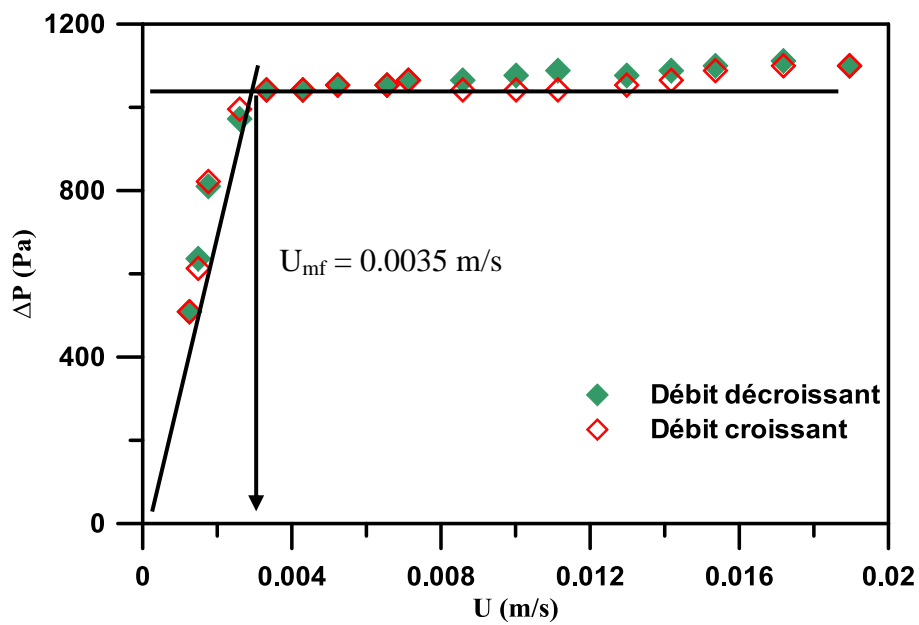


Figure V.4 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de la solution de glycérol 70 % volumique

Les vitesses minimales de fluidisation déterminées graphiquement pour les trois fluides newtoniens étudiés sont reportées dans le tableau V.3.

Tableau V.3 : Valeurs expérimentales de U_{mf}

Phase liquide	μ (Pa.s)	ρ (kg/m ³)	U_{mf} (m/s)	Re_{mf}
eau	0,001	1000	0,03	61
Glycérol 50% volumique	0,014	1137	0,0073	1,59
Glycérol 70% volumique	0,038	1188	0,0035	0,17

Les résultats obtenus montrent que lorsque la viscosité de la solution augmente, la vitesse minimale de fluidisation diminue. Cette diminution de U_{mf} pourrait être expliquée par le fait que les forces visqueuses deviennent importantes pour supporter le poids apparent des particules, et un faible débit d'écoulement sera suffisant pour les mettre en suspension.

V.2.2 Fluidisation non newtonienne

Les figures V.5 et V.6 présentent les graphiques classiques de la perte de charge en fonction du débit d'écoulement pour les deux solutions aqueuses de CMC 0.8 % et 1 % massique. On ne note pas de différence de comportement entre ces liquides non newtoniens et les solutions d'eau et de glycérol à comportement rhéologique newtonien. Graphiquement nous avons déterminé la vitesse minimale de fluidisation en utilisant la méthode de Richardson. Les vitesses expérimentales de U_{mf} ainsi obtenues sont 0,0032 m/s et 0,0024 m/s respectivement pour les solutions de CMC 0.8% et 1%.

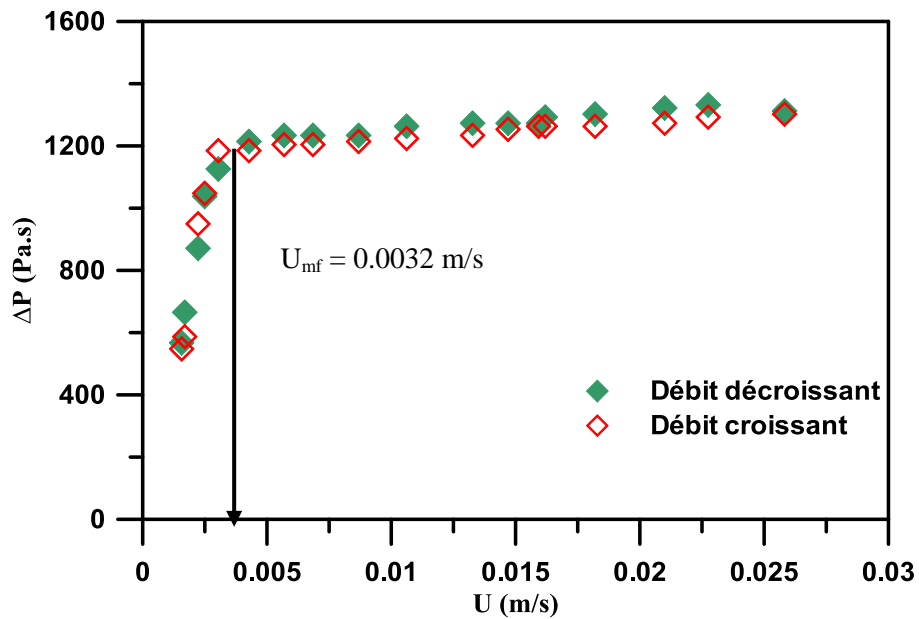


Figure V.5 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de la solution de CMC 0.8 % massique

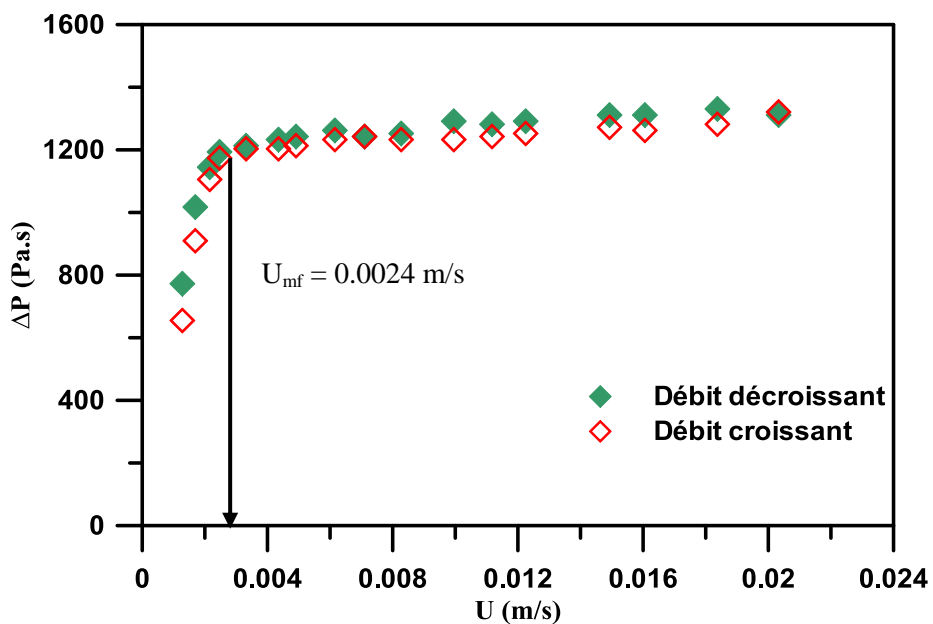


Figure V.6 : Evolution des pertes de charge en fonction de la vitesse d'écoulement de la solution de CMC 1 % massique

V.2.3 Comparaison aux corrélations de la littérature

Nous avons choisi de comparer nos résultats expérimentaux avec les vitesses au minimum de fluidisation calculées en utilisant les trois corrélations de Wen et Yu (1966), Riba et al (1978) et Coltters et Rivas (2004). Ces prédictions relatives à la fluidisation newtonienne sont confrontées à nos résultats expérimentaux, en évaluant les écarts relatifs

entre les valeurs de U_{mf} calculées à partir des relations empiriques et les valeurs expérimentales :

$$E\% = \frac{|U_{mfexp} - U_{fcal}|}{U_{mfexp}} * 100$$

Le tableau V.4 présente les écarts relatifs entre la vitesse expérimentale et celle calculée à partir des corrélations choisies pour les trois systèmes étudiés.

Tableau V.4 : Ecarts relatifs entre la vitesse minimale de fluidisation expérimentale et celle prédite par les corrélations de la littérature

Phase liquide	$U_{mf\ exp}$ (m/s)	Wen et Yu (1966)			Riba et al (1978)			Coltters et Rivas (2004)		
		Re_{mf}	U_{mf}	E%	Re_{mf}	U_{mf}	E%	Re_{mf}	U_{mf}	E%
Eau	0,03	44,49	0,022	27	35,59	0,018	40	58,28	2,91	3
Glycérol 50% volumique	0,0073	0,39	0,0024	67	1,11	0,0068	6,8	1,22	0,75	2,7
Glycérol 70% Volumique	0,0035	0,05	0,0008	77	0,0	0,0048	37	0,29	0,43	22,8

Les résultats rassemblés dans le tableau V.4 montrent que la précision de la corrélation de Coltters et Rivas (2004) est nettement supérieure à celle des autres corrélations, puisque les écarts relatifs enregistrés ne dépassent pas 23%. Nous rappelons que Coltters et Rivas (2004) ont établi leur corrélation en testant 33 séries de données expérimentales dont la phase solide concerne uniquement des particules sphériques de verre de diamètre moyen compris entre 0.569 mm et 3 mm. Ajoutons à cela le fait que l'établissement de cette corrélation ne fait pas intervenir le degré de vide (ϵ_{mf}) au seuil de fluidisation.

En ce qui concerne les solutions aqueuses de CMC à comportement rhéologique non newtonien, nous avons comparé nos résultats expérimentaux aux valeurs prédites par les corrélations de Yu et al (1968), Brea et al (1976) et Machac et al (1993).

Pour calculer U_{mf} à partir de la corrélation de Brea et al (1976) obtenue par modification de l'équation d'Ergun, nous avons utilisé les valeurs de ε_{mf} expérimentales (0,42 et 0.41 pour les solutions de CMC 1% et 0.8 % massique respectivement).

Les valeurs de U_{mf} estimées à partir des corrélations choisies sont rassemblés dans le tableau V.5, sont également présentés dans ce tableau les écarts relatifs entre les valeurs prédites de U_{mf} et nos valeurs expérimentales.

Tableau (V.5) : Ecart relatifs entre la vitesse au minimum de fluidisation expérimentale et celle calculée à partir des corrélations choisies

Phase liquide : CMC (%massique)	$U_{mf\ exp}$ (m/s)	Yu et al (1968)		Brea et al (1975)		Machac et al (1993)	
		U_{mf} (m/s)	% E	U_{mf} (m/s)	% E	U_{mf} (m/s)	% E
0,8	0,0032	0,0036	12,5	0,0036	12,5	0,0035	9,4
1	0,0024	0,0021	12,5	0,0026	8,3	0,0027	12,5

On constate que les trois corrélations proposées offrent des écarts relativement faibles, toujours inférieures à 12,5% et représentent donc de façon satisfaisante nos données expérimentales.

Rappelons que la corrélation de Brea et al (1976) dont la résolution se fait numériquement, nécessite la connaissance de la porosité au minimum de fluidisation, qui est un paramètre très difficile à déterminer en pratique. Contrairement aux corrélations de Machac et al (1993) et Yu et al (1968) qui ne font pas intervenir ce paramètre et dont la résolution est plus facile.

Nous nous sommes proposé de calculer, à partir de ces trois corrélations, la vitesse minimale de fluidisation de l'eau et des solutions de glycérol. Dans ce cas, l'indice d'écoulement $n = 1$ et le paramètre de consistance $k = \mu$. Les résultats obtenus ainsi que les écarts relatifs enregistrés par rapport aux valeurs expérimentales sont regroupés dans le tableau V.6.

Tableau V.6 : Ecart relatif entre la vitesse minimale de fluidisation expérimentale et celle prédite par les corrélations choisies

Phase liquide :	$U_{mf\ exp}$ (m/s)	Yu et al (1968)		Brea et al (1975)		Machac et al (1993)	
		U_{mf} (m/s)	% E	U_{mf} (m/s)	% E	U_{mf} (m/s)	% E
Eau	0,03	0,0433	44	0,0223	25.6	0,022	26,7
Glycérol 50 % 1	0,0073	0,0028	61	0,0026	64	0,0056	23,3
Glycérol 70 %	0,0035	0,001	71	0,001	71	0,0022	37,1

On remarque que les corrélations de Yu et al (1976) et Brea et al (1976) donnent des écarts relatifs très importants (entre 25 % et 71%). Par ailleurs, les prédictions de la corrélation de Machac et al (1993) sont relativement meilleurs, avec un écart relatif maximal de 37 %, largement accepté dans ce domaine.

V.3 Expansion et porosité du lit

V.3.1 Fluidisation newtonienne

La figure V.7 présente un exemple d'évolution de la porosité en fonction de la vitesse d'écoulement du fluide. On note que les valeurs de la porosité obtenues à débit croissant sont très proches de celles enregistrées à débit décroissant, l'écart relatif calculé pour tous les systèmes étudiés ne dépasse pas 0.1 %.

On remarque que la porosité reste relativement constante jusqu'au minimum de fluidisation, au-delà de cette valeur, le degré de vide croît avec l'augmentation de la vitesse, ce qui engendre une expansion progressive de la couche des particules.

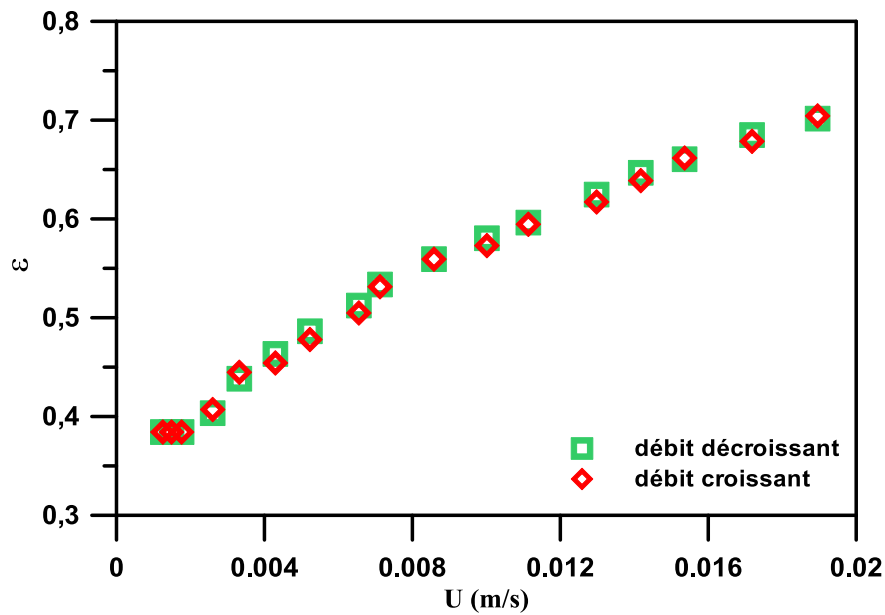


Figure V.7 : Variation de la porosité du lit en fonction de la vitesse d'écoulement (solution aqueuse de glycérol 70%)

V.3.1.1 L'effet de la viscosité du fluide sur l'expansion du lit

Nous présentons sur la figure V.8 l'évolution de la porosité en fonction de la vitesse d'écoulement pour les trois fluides newtoniens étudiés : l'eau et les solutions aqueuses de glycérol 50 % et 70 % volumique.

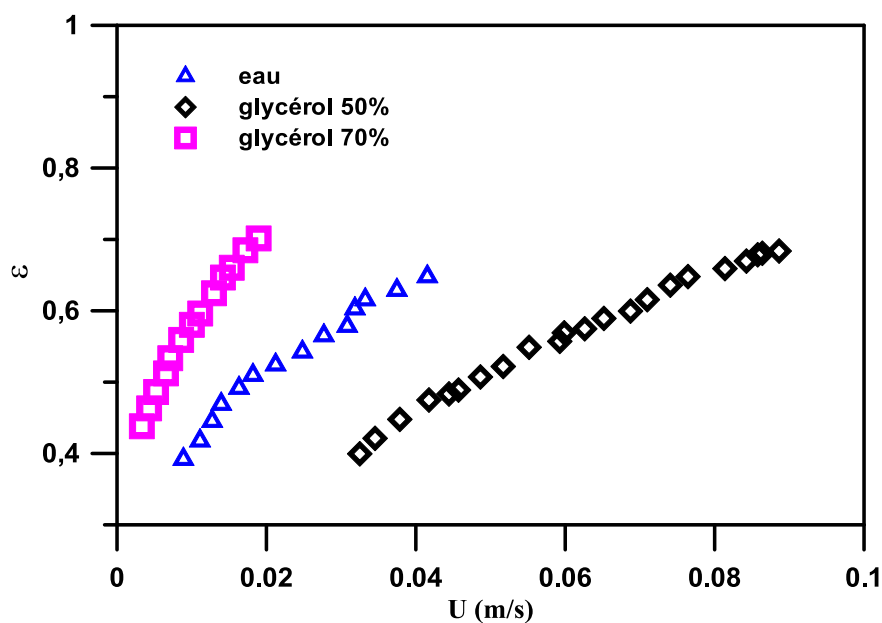


Figure V.8 : Porosité du lit en fluidisation newtonienne

Comme le montre cette figure, la porosité enregistrée dans le lit des particules de verres de 2 mm de diamètre fluidisées par les liquides newtoniens, augmente avec l'augmentation de la vitesse d'écoulement du fluide. On constate par ailleurs que pour une vitesse d'écoulement donnée, la porosité du lit augmente avec la viscosité du fluide.

Nos résultats expérimentaux sont très comparables à ceux de Miura et al (2000), rappelons que ces auteurs ont étudié la variation de la porosité d'une couche de particules de verre de 3 mm de diamètre fluidisée par l'eau et des solutions aqueuses de glycérol 60 % , 75 % et 83 % massique.

V.1.6 Comparaison des résultats expérimentaux avec les corrélations de la littérature

Il existe dans la littérature un bon nombre de corrélations permettant de prédire l'expansion (ou la porosité) du lit fluidisé. Certaines sont indépendantes de la vitesse terminale de chute des particules, c'est le cas des corrélations établies par Riba et al (1977) et Wen et Yu (1966). D'autres au contraire, en dépendent, il s'agit par exemple de la corrélation de Richardson et Zaki (1954) (voir tableau V.8).

Nous avons comparé nos résultats expérimentaux à ceux prédits par les corrélations de Riba et al (1977). Ces auteurs ont étudié l'expansion des couches fluidisées par des liquides, leurs résultats expérimentaux font apparaître un comportement différent selon que le degré de vide (ou porosité) est inférieur ou supérieur à 0,85. Dans ces deux domaines de porosité, les auteurs proposent trois formes de relations rendant compte de l'expansion des couches fluidisées.

Nous avons confronté nos résultats expérimentaux à ceux prédits par les corrélations (1), (2) et (3) proposées par Riba et al (1977) pour des porosités inférieures à 0,85 (voir figures V.9 – V.11).

En observant ces courbes, on constate que les valeurs des prédictions théoriques de la corrélation (3) de Riba et al (1997) sont plus proches de nos valeurs expérimentales.

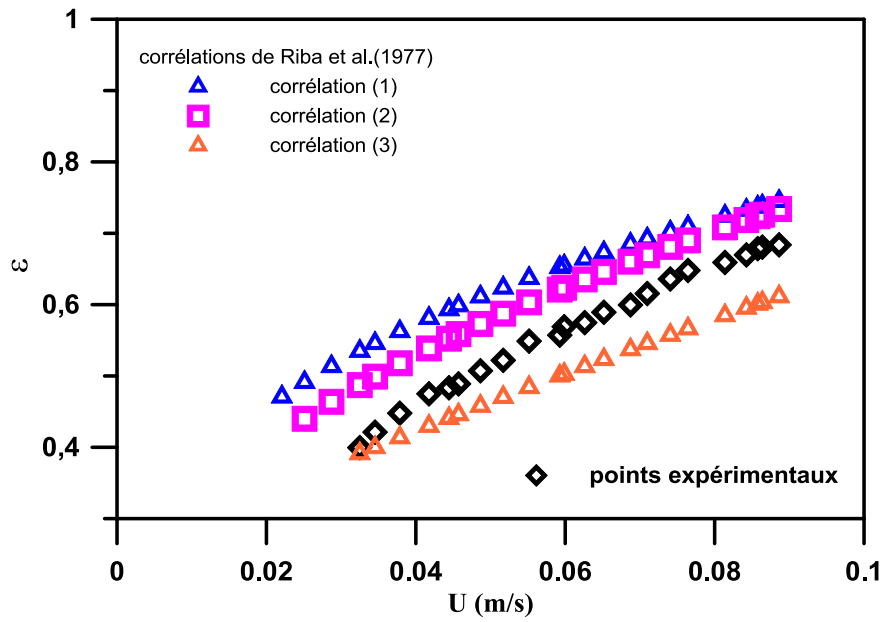


Figure V.9 : Comparaison des données d’expansion du lit à celles prédites par les corrélations de Riba et al (1977)
 (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par l’eau)

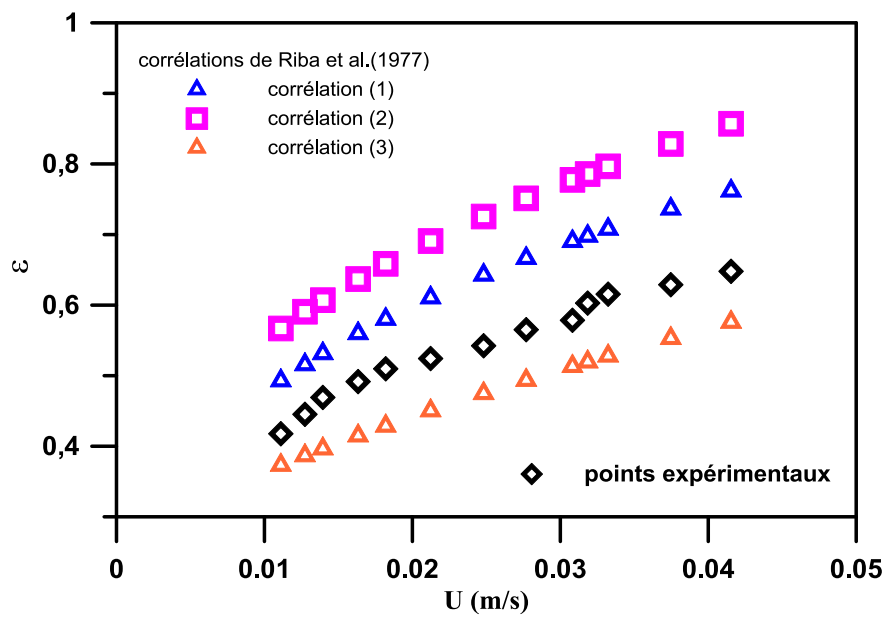


Figure V.10 : Comparaison des données d’expansion du lit à celles prédites par les corrélations de Riba et al (1977)
 (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par le glycérol 50 %)

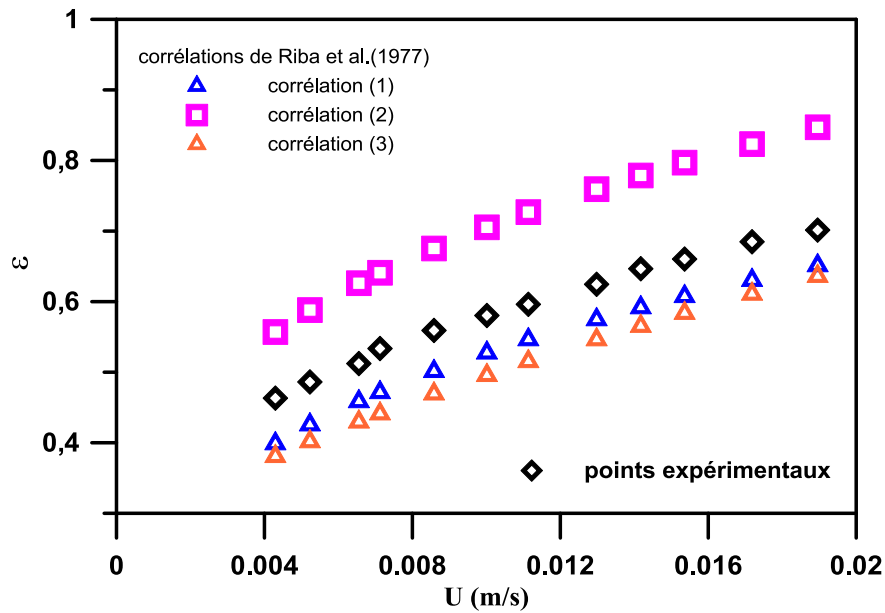


Figure V.11 : Comparaison des données d'expansion du lit à celles prédites par les corrélations de Riba et al (1977)
(Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par le glycérol 70 %)

Nous avons évalué les écarts relatifs entre nos valeurs expérimentales et celles prédites par les corrélations de Riba et al (1977) en utilisant la formule ci-dessous. Les résultats rassemblés dans le tableau V.7 montrent que la précision de la corrélation (3) est supérieure à celle des autres corrélations, puisque les écarts enregistrés ne dépassent pas 14%.

$$E\% = \frac{1}{N} \sum_{n=1}^N \frac{|U_{mfexp} - U_{fcal}|}{U_{mfexp}} * 100$$

Tableau V.7 : Ecart relatifs entre nos données d'expansion et celles prédites par les corrélations de Riba et al. (1977)

Phase liquide	Corrélations de Riba et al. (1977)		
	E (%) (1)	E (%) (2)	E (%) (3)
Eau	17	11	10
Glycérol 50% volumique	16	32	13
Glycérol 70% volumique	10	21	14

Nous avons également comparé nos résultats à ceux calculés à partir de la corrélation de Wen et Yu (1966) et Richardson et Zaki (1954).

Pour obtenir les caractéristiques d'expansion prédites par la corrélation de Richardson et Zaki, nous avons calculé les indices Z de fluidisation (ou indices de Richardson et Zaki) qui dépendent de la valeur de Re_t . Les valeurs ainsi obtenues sont présentées dans le tableau V.8.

Au regard des courbes d'expansion (voir figures V.12 –V.14), nous pouvons constater la bonne adéquation entre les points expérimentaux et la courbe définissant le modèle de Richardson et Zaki (1954) pour l'eau. Contrairement à la corrélation de Riba et al (1977) qui semble plus adéquate pour les solutions aqueuses de glycérol.

Tableau V.8 : Valeurs expérimentales de U_t et indices de fluidisation

Phase liquide	U_t (m/s)	Re_t	Z
Eau	0.26	528.2	2.4
Glycérol 50% volumique	0.127	20.59	4,58
Glycérol 70% volumique	0.07	4.3	5,36

Pour rendre compte de ce phénomène, nous avons déterminé l'écart relatif moyen entre la porosité expérimentale et celle calculée avec les corrélations choisies. Dans le tableau V.9, nous avons résumé les écarts relatifs pour chaque corrélation et chaque système.

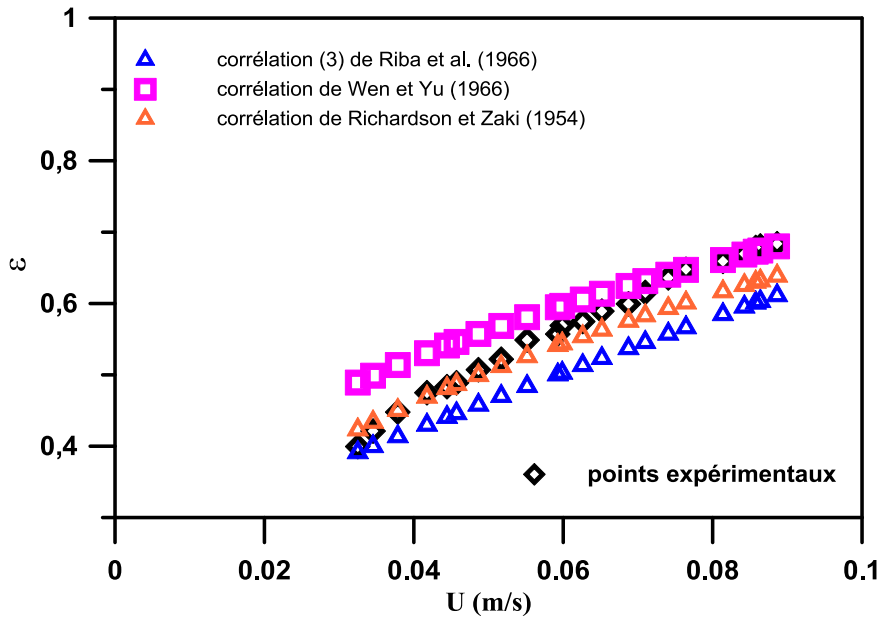


Figure V.12 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Wen et Yu (1966) et Richardson et Zaki (1954)
 (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par l'eau)

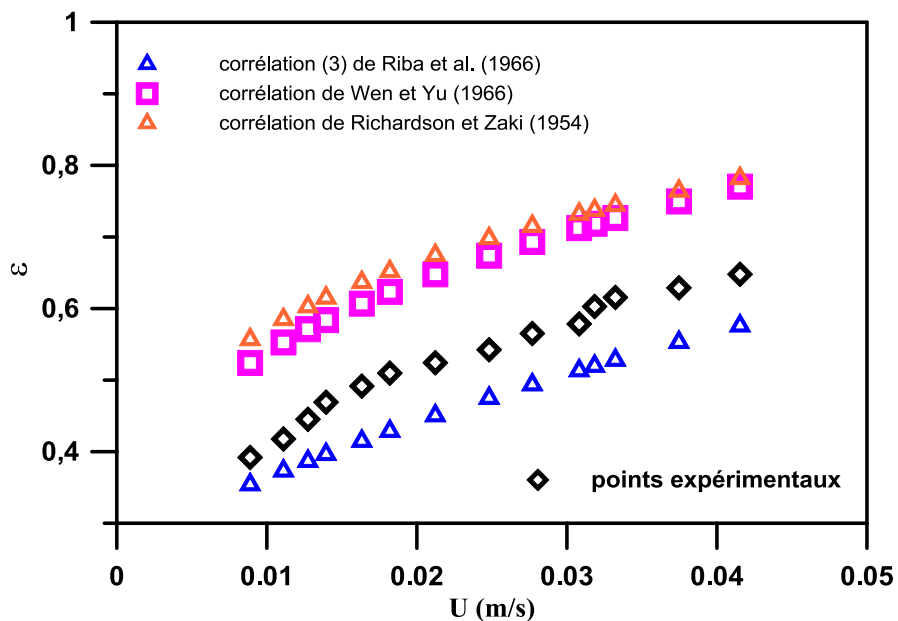


Figure V.13 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Wen et Yu (1966) et Richardson et Zaki (1954)
 (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par le glycérol 50 %)

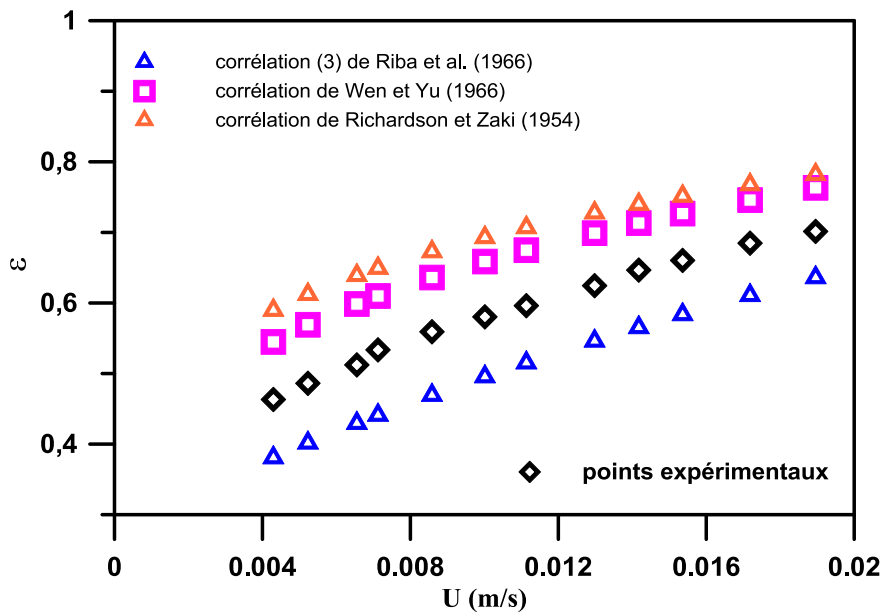


Figure V.14 : Comparaison des données d’expansion du lit aux corrélations de Wen et Yu (1966) et Richardson et Zaki (1954)
 (Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par le glycérol 70 %)

Tableau V.9 : Ecart relatif aux prédictions de la littérature

Phase liquide	Corrélation de (3) de Riba et al. (1977) E %	Corrélation de Wen et Yu (1966) E %	Corrélation de Richardson et Zaki(1954) E %
Eau	10	7	4
Glycérol 50% volumique	13	24	29
Glycérol 70% volumique	14	13	19

D’après les résultats nous pouvons constater que la précision des corrélations de Wen et Yu (1966) et Richardson et Zaki (1954) est supérieure pour l’eau (l’écart relatif enregistré est

respectivement de 7 % et 4 %). Cependant la corrélation (3) de Riba et al (1977) donne des écarts très acceptables pour les solutions de glycérol, puisqu'ils ne dépassent pas 14%.

V.3.2 Fluidisation non newtonienne

Nous présentons sur la figure V.13 les données d'expansion du lit en fonction du débit d'écoulement, obtenues pour les solutions aqueuses de CMC. A titre de comparaison, nous avons présenté sur la même figure les données relatives à l'eau.

Comme le montre cette figure, la porosité augmente avec la diminution de l'indice d'écoulement n (ou avec l'avec l'augmentation du paramètre de consistance k).

Ce comportement est analogue à celui observé en fluidisation newtonienne (voir figure V.8), la vitesse de fluidisation affecte la porosité du lit de façon significative pour les liquides purement visqueux. Les mêmes constatations sont présentées par Miura et al (2000) dans leur étude concernant des solutions aqueuses de CMC de pourcentage massique allant de 0.03% à 0.5%.

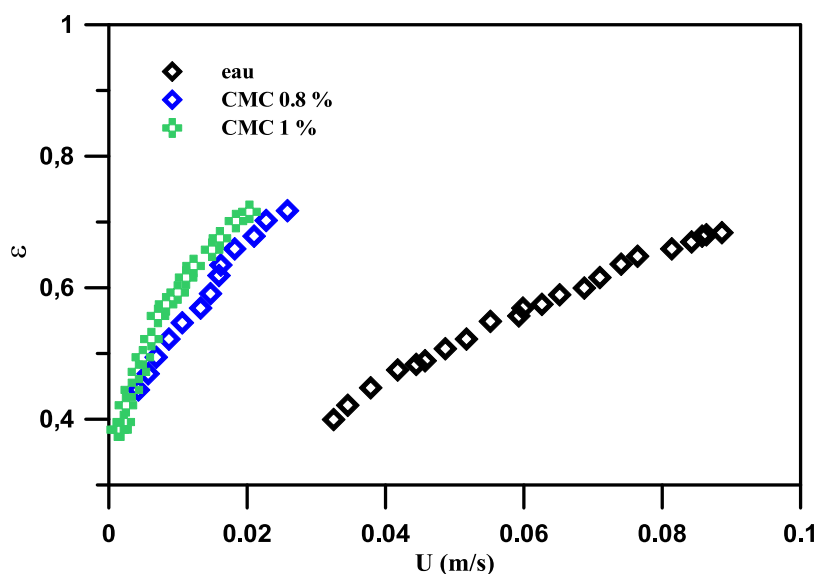


Figure V.15 : Porosité du lit en fluidisation non newtonienne

V.3.2.1 Comparaison aux corrélations de la littérature

Pour comparer nos résultats expérimentaux aux travaux de la littérature nous avons choisi les corrélations de Machac et al (1993) et Miura et al (2000).

Les données d'expansion ainsi obtenues à partir de ces corrélations sont représentées sur les figures V.14 et V.15 respectivement pour les solutions aqueuses de CMC 0.8 % et 1 %.

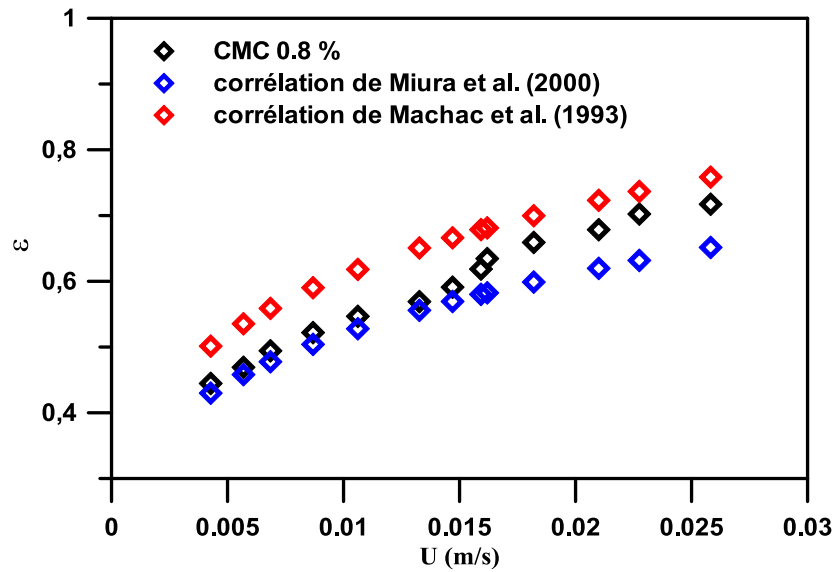


Figure V.16 : Comparaison des données d’expansion du lit aux corrélations de Machac et al (1993) et Miura et al (2000)

(Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par la CMC 0.8 %)

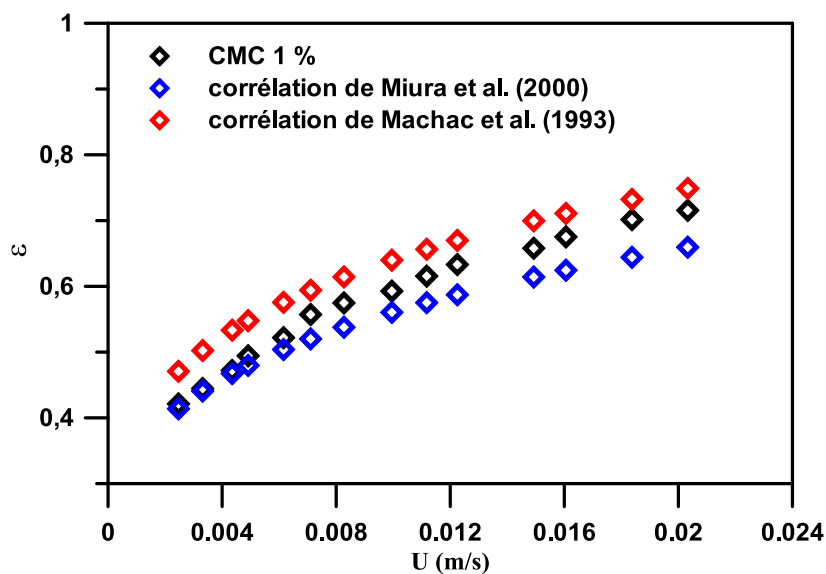


Figure V.17 : Comparaison des données d’expansion du lit aux corrélations de Machac et al (1993) et Miura et al (2000)

(Particules de verre de 2 mm de diamètre fluidisée par la CMC 1 %)

Les écarts relatifs estimés entre les données expérimentales et les corrélations testées sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau V.10 : Comparaison aux travaux de la littérature

Phase liquide Solution aqueuse de CMC	Corrélation de Machac et al (1975) E %	Corrélation de Miura et al (2000)
0.8 % massique	10,3	5,6
1 % massique	8,1	5,2

Les deux modèles proposés sont satisfaisants, puisque les écarts relatifs moyens ne dépassent pas 10 % pour les deux systèmes étudiés. Toutefois, la corrélation de Miura et al (2000) donne une meilleure précision avec un écart relatif moyen de 5 à 6 %.

Nous avons comparé nos résultats relatifs aux fluides newtoniens (l'eau et les solutions de glycérol) aux corrélations de Machac et al (1993) et Miura et al (2000).

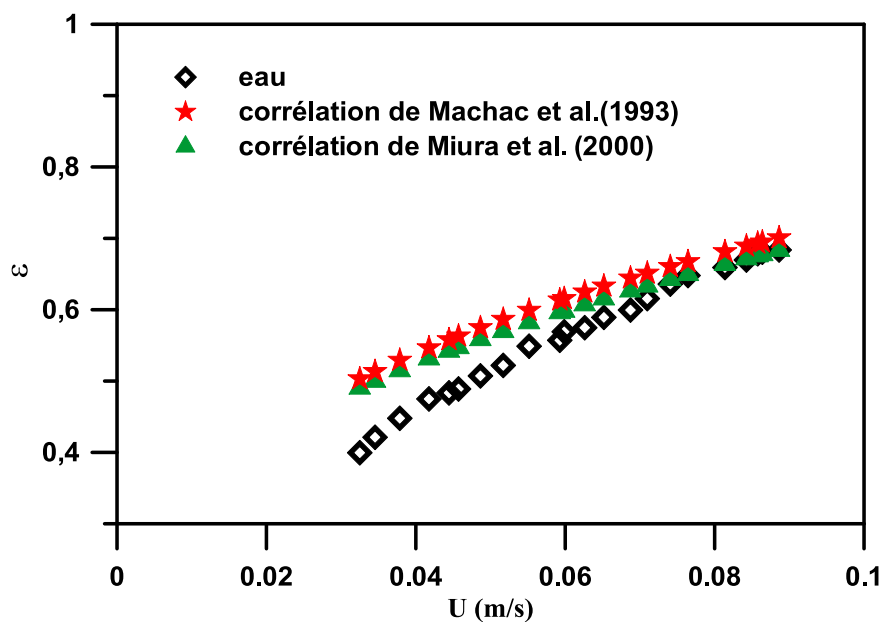


Figure V.18 : Comparaison des données d'expansion du lit aux corrélations de Machac et al (1993) et Miura et al (2000) (eau)

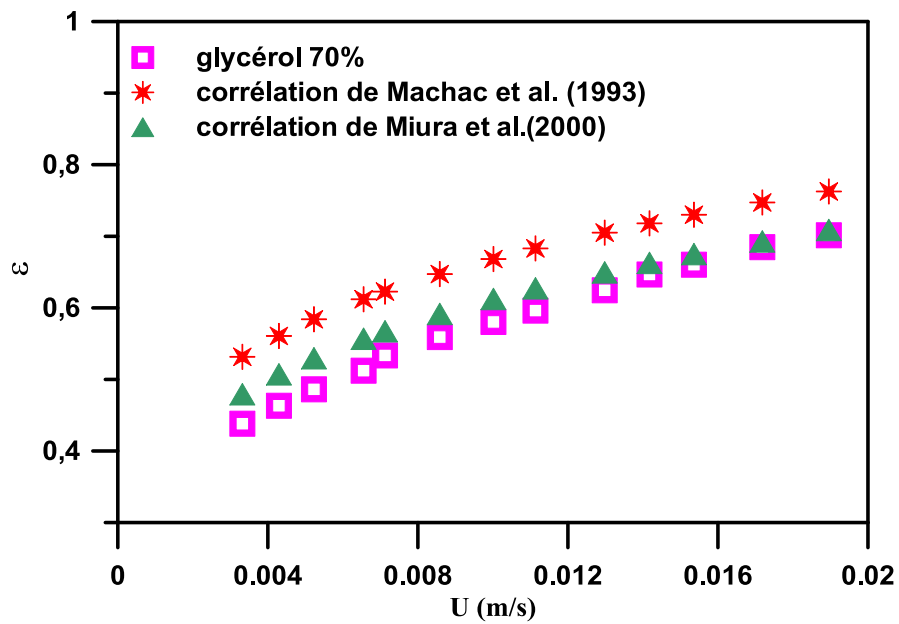


Figure V.19 : Comparaison des données d’expansion du lit aux corrélations de Machac et al (1993) et Miura et al (2000) (glycérol 70%)

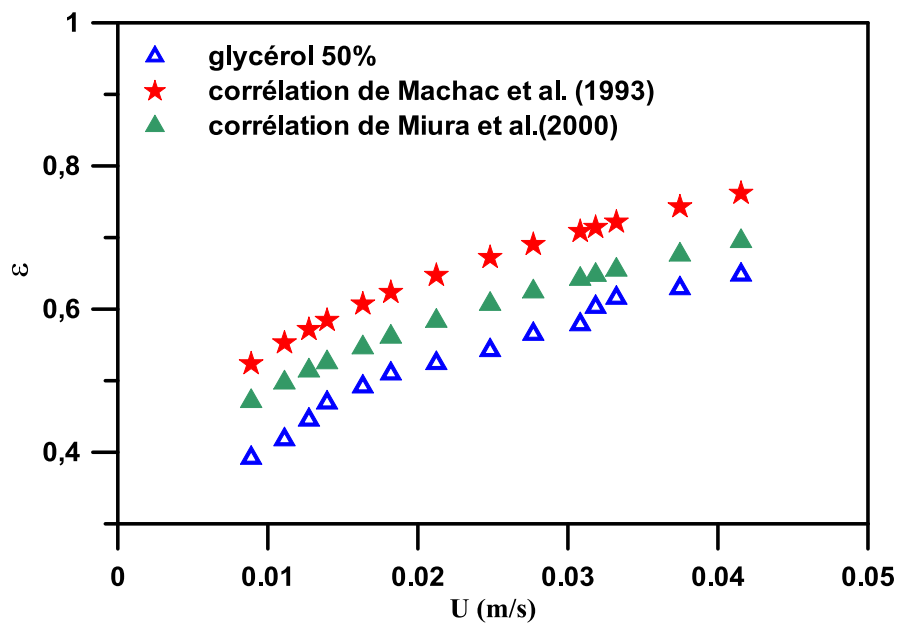


Figure V.20 : Comparaison des données d’expansion du lit aux corrélations de Machac et al (1993) et Miura et al (2000) (glycérol 50%)

Les résultats obtenus montrent clairement que la corrélation de Miura et al. (2000) est la plus adéquate à nos valeurs expérimentales. Les écarts relatifs entre nos valeurs expérimentales et valeurs prédites par cette corrélation ne dépassent pas 11%. Toutefois, les écarts relatifs

enregistrés par rapport à la corrélation de Machac et al (2000) sont acceptables (inférieurs à 25%).

Nos conclusions sont en bon accord avec celles de Miura et al (2000) qui ont précisé que leur corrélation prédit de manière très satisfaisante leurs données expérimentales relatives à la fluidisation de particules sphériques en verre par un liquide newtonien (eau et glycérol) et par un liquide non newtonien (CMC et gomme de xanthan).

CONCLUSION

Dans ce travail, nous avons étudié l'effet du comportement rhéologique du liquide, sur quelques caractéristiques hydrodynamiques d'un lit de particules du groupe D de la classification de Geldart. A cet effet, nous avons utilisé l'unité de fluidisation conçue et réalisée dans notre laboratoire, pour fluidiser des particules sphériques de verre de 2 mm de diamètre par un liquide newtonien (l'eau et deux solutions aqueuses de glycérol 50 % et 70 % volumique) et un liquide non newtonien (deux solutions aqueuses de CMC 0,8 % et 1 % massique).

Pour chaque système étudié nous avons déterminé la vitesse minimale de fluidisation et les caractéristiques d'expansion du lit. Les résultats obtenus nous ont permis de tirer les conclusions suivantes :

➤ La vitesse minimale de fluidisation, U_{mf} , diminue avec l'augmentation de la viscosité du liquide fluidisant.

➤ Les valeurs expérimentales de U_{mf} obtenues pour les liquides newtoniens (l'eau et les solutions de glycérol 50 % et 70 % volumique) sont comparables à celles prédites par la corrélation de Coltters et Rivas (2004), les écarts relatifs enregistrés étant inférieurs à 25 %.. Concernant les liquides à comportement rhéologique non newtonien (CMC 0,8 % et 1 % massique), les trois corrélations proposées, à savoir, Yu et al (1968), Brea et al (1976) et Machac et al (1993) offrent des écarts relativement faibles, toujours inférieures à 12,5% et représentent donc de façon satisfaisante nos données expérimentales.

Les prédictions de la corrélation de Machac et al (1993), qui fait intervenir la vitesse de chute des particules, l'indice d'écoulement et le paramètre de consistance du fluide sont aussi comparables aux valeurs de U_{mf} , déterminées pour les liquides newtoniens (avec un écart relatif maximal de 37 %, largement accepté dans ce domaine).

➤ la porosité enregistrée dans le lit fluidisé augmente avec l'augmentation de la vitesse d'écoulement du fluide. On constate par ailleurs que pour une vitesse d'écoulement donnée, la porosité du lit augmente avec la viscosité du liquide, qu'il soit newtonien ou non newtonien.

➤ La corrélation de Miura et al (2000), qui fait intervenir la vitesse de chute des particules, l'indice d'écoulement et le paramètre de consistance du fluide, permet de caractériser l'expansion de tous les systèmes étudiés avec des prédictions très satisfaisantes et des écarts relatifs moyens qui ne dépassent pas 6 % pour les fluides non newtoniens et 11 % pour les fluides newtoniens.

Pour développer cette étude, il serait intéressant :

- d'étudier plusieurs systèmes solide-liquide de différentes caractéristiques physiques (particules et fluides de propriétés diverses) et l'influence de la géométrie de la colonne sur les caractéristiques hydrodynamiques de la fluidisation (colonne rectangulaire).
- Effectuer des mesures locales de la vitesse du fluide dans différentes conditions opératoires nous permettra une caractérisation approfondie du comportement dynamique des lits fluidisés.

Références

Bibliographiques

A

Abukhalifeh H., Fayed M. E., Dhib R., (2009). « Hydrodynamics of TBC with non-Newtonian liquids : liquid holdup ». *Chemical Engineering and Processing*, vol 48, pp 1222–122.

Amiroudine S., Battaglia J., (2011). « Mécanique des fluides ». Université de Bordeaux 1.

Amoura M., Zeraibi N., Gareche M., Benzaoui A., (2015). « Modélisation expérimentale et théorique d'une substance complexe ». *Revue algérienne de physique* volume 2, page 96-100.

Azzeradj S., (1998). « Contribution à l'étude expérimentale de la fluidisation liquide-solide en milieu polydispersé ». Thèse de magister, Université A. Mira Bejaia.

B

Braud, J. (2001). « La ségrégation et la migration des liquides de fusion lors de la déformation des migmatites : modélisation analogique, numérique et exemples de terrain ». Thèse de doctorat de l'Université Joseph Fourier de Grenoble.

Barnes H.A., Hutton J.F., Walters K., (1989). « An introduction to rheology ». Elsevier Science Publishers, Amsterdam.

Bascoul A., Couderc J.P., Delmas H., (1992). « Mouvement des particules solides en fluidisation liquide solide ». *Chem Eng*, 51, 135-150.

Ben Azouz Ahmed, K., (2010). « Relations entre propriétés rhéologiques et structure microscopique de dispersions de particules d'argile dans des solutions de polymères ». Thèse de doctorat de l'Université de strasbourg.

Benchabane A., (2006). « Etude du comportement rhéologique de mélange argiles-polymères. Effets de l'ajout de polymères ». Université Louis Pasteur-Strasbourg I.

Benslimane A., (2012). « Rhéologie et écoulement de fluides chargés : Application aux réseaux d'assainissement urbains. Etude expérimentale et modélisation ». Thèse de doctorat de université de Strasbourg.

Benyounes K., Benchabane A., Mellak A., (2007). « Effet de l'ajout de polyanionique et de KCl sur le comportement rhéologique de la suspension de bentonite de Maghnia (Algérie) ». université de boumerdes35000 (Algérie), 18^{ème} Congrès français de mécanique.

Benyounes K., Benmounah A., (2012). « Rheological and electrokinetic properties of carboxymethylcellulose-water dispersions in the presence of salts ». International journal of physical sciences vol.7(11) 1790-1998.

Bonnoit, C., (2009). « Ecoulement de suspensions granulaires modèles ». Thèse de doctorat de l'université Paris 6.

Botton, R., (2014). « Classement et propriétés des poudres et des lits fluidisés ». 69006 Lyon (France).

Boudrahem, N., (2012). « Analyse du comportement hydrodynamique global de particules fluidisées par un fluide on-newtonien ». Mémoire de magistère de l' Université A. Mira (Bejaia).

Bouguerra N., (2011). « Etude de quelques caractéristiques hydrodynamiques globales de la fluidisation de particules sous l'effet de la variation de la viscosité du fluide ». Mémoire de magistère de l' Université A-Mira de Bejaia.

Bounacer A., (2008). « Interaction lit fluidisé de particules solides-rayonnement solaire concentré pour la mise au point d'un procédé de chauffage de gaz à plus de 1000 K ». Thèse de doctorat, Ecole Nationale Supérieure des Mines à Paris.

Brea F. M., Edwards M. F., Wilkinson W.L., (1976). « The flow of non-newtonian slurries through fixed and fluidized beds ». Chemical Engineering Science, volume 31, pp 329-336, University of broadford (England).

C

Chhabra R.P., (1995). « Estimation of the minimum fluidization velocity for beds of spherical particles fluidized by power law liquids ». Indian institute of Technology, 208 016 Kanpur (India).

Colters R., Rivas A. L., (2004). « Minimum fluidisation velocity correlations in particulate systems ». Powder Technology, Vol 147, Issues 1-3; PP34-38.

Coussot P., Grossiord J.L., (2001). « Comprendre la rhéologie : de la circulation du sang à la prise du béton ». EDP science, Paris.

D

Debœuf A., (2008). « Interactions Hydrodynamiques Dans Les Suspensions Macroscopiques ». Thèse de doctorat de Mari-Curie

Di Felice., (1995). « Hydrodynamics of liquid fluidization ». Chem. Eng. Sci. 50, 8, 1213-1245.

F

Fall A., (2008). « Rhéophysique des fluides complexes : Ecoulement et Blocage de suspensions concentrées ». Thèse doctorat de l'Université de Paris 7.

Epstein N., (2000). « Liquid–solids fluidization », Chapter 26. Handbook of fluidization and fluid–particle systems ». Marcel Dekker. New York. 705– 764.

Fall A., (2008). « Rhéophysique des fluides complexes, Ecoulement et Blocage de suspensions concentrées ». Thèse doctorat de l'Université paris 7.

Farrie Y., (2011). « Conversion catalytique de la glycérine en acroléine dans un lit fluidisé ». Thèse doctorat de l'Université de Montréal.

Fernandez Moguel L., (2009). « Modélisation par CFD de la précipitation du carbonate de baryum en réacteur à lit fluidisé ». Thèse doctorat de l'Institut national polytechnique de lorraine.

Fourar K., (2012). « Amélioration des propriétés rhéologiques des fluides de forage a base de biopolymères : Application aux puits horizontaux ». Thèse de doctorat, l'université M'hamed Bougara Boumerdes, 2007.

G

Geldart D., (1973). « type of gaz fluidization », Powder Tech., 7,5, 285-292, 1973.

Ghelaymi A., (2012). « Observation des defaults lors de la fabrication de la céramique par la caractérisation physic-chimique et rhéologique ». Mémoire magistère de L'université Mohamed BOUDIAF.

Gibilaro L. G., (2001). « Fluidization dynamique: the formulation and application of a predictive theory for the fluidized state ». University of l'Aquila, Italy.

Guazzeli E., (2001). « Rhéologie des fluides complexes ». Laboratoire IUSTI, CNRS UMR 7343. Marseille (France).

H

Huang N., (2006). « Rhéologie des pates granulaires ». Thèse de doctorat de l'université paris 6 Pierre et Marie Curie.

J

Jimenez Munguia M. T., (2007). « Agglomération de particules par voie humide en lit fluidisé ». Thèse de doctorat, Ecole Nationale Supérieure des Industries Agricoles et Alimentaires.

K

Kechroud N., (2000). « Contribution a l'étude de la structure de l'écoulement a la sortie d'un lit fluidisé liquide-solide par vélocimétrie laser », Mémoire de Magister Université de Bejaia, Algérie..

Kechroud N., (2010). « Caractérisation du comportement dynamique de la phase continue d'un lit fluidisé liquide-solide par anémométrie laser et analyse temps-fréquence ». powder technology, vol 200, pp 149-157, 2010.

Krishnaya D., (2009). « Synthesis and characterization of carboxymethyle cellulose from palm kernel cake ».University These doctorat de Malaysia sabah.

Kunii D and Levenspiel., (1991). « Fluidization Engineering », Butterworth-Heinemann, Boston.

L

Leturia, M. et Saleh, K., (2014). Fluidisation gaz-solide. Powder technologie, université et technologie de Compiègne.

Loulachi A., (2009). « Etude des performances dans un système mixte tensioactif-polymère dans les fluides de forage ». Aspect stabilité des argiles et endommagement du réservoir.memoire de fin d'étude de l'université M'Hamed bouguara (boumerdes).

M

Machac I., Mikulashk P., Ulbrichova I., (1993). « Non-Newtonian fluidization of spherical-particles beds ». Chemical Engineering Science, vol 41, N° 11, pp 2109-2118.

Mewis J., Wagner N.J., (2012). « Colloidal suspension rhéology. cambridge » new York, Cambridge university.

Midoux N., (1985). « Mécanique et rhéologie des fluides en génie chimique, technique et documentation », Lavoisier, France.

Miura H., Takahashi T., Ichikawa J., Kawase Y., (2000). « Bed expansion in liquid-solid two-phase fluidized beds with Newtonian and Non-Newtonian fluids over the wide range of Reynolds numbers. Biochemical engineering research center », powder technology 117 239-246, Toyo university, Kawagoe, saitama 350-8585, Japan.

Mouhoubi S., Khaled G., (2013). « Réalisation, mise au point et étude des caractéristiques hydrodynamiques d'un réacteur à lit fluidisé liquide-solide de section rectangulaire ». Mémoire de fin d'étude de l'Université A. Mira-Bejaia.

O

Ouattara D., (2011). « Etude des propriétés rhéologiques de résidus miniers densifiés ». Mémoire de fin d'étude de l'Université de Montréal.

R

Randrianarivelo T. N., (2005). « Etude numérique des interactions hydrodynamiques fluides/solide : application aux lits fluidisés ». Thèse de doctorat, université Bordeaux.

Riba J.P. & Couderc J.P., 1977. « Expansion de couches fluidisées par des liquides », Can. J. Chem. Eng. 55 118-121.

Riba J.P., Routie R., Couderc J. P., (1978). « Conditions minimales de mise en fluidisation par un liquide ». The Camdim Journal of Chemical Engineering, Vol. 56.

Richardson J. F., Zaki W.N., (1954). « Sedimentation and fluidization. Part ». Trans. Inst. Chem. Eng. 32 35-53.

S

Safouane M., (2003). « Drainage des mousses aqueuses : role de la rhéologie du fluide moussant ». thèse de doctorat, Université PARIS XI UFR SCIENTIFIQUE D'ORSAY.

Salloum Z., (2008). « Etude mathématique d'écoulement de fluides viscoélastiques dans des domaines singuliers ». Thèse de doctorat de l'Université Paris-Est.

Shakourzadeh K., (2002). « Technologie de fluidisation. Docteur d'Etat en Sciences physiques », Enseignant chercheur au département de génie des procédés industriels de l'Université de Technologie de Compiègne, Technique de l'ingénieur Techniques d'ingénieur.

Springinsfeld F., (2009). « Mécanismes de gélification et comportement rhéologique d'émulsions d'alcane partiellement cristallisés ». Thèse de doctorat de l'Université Pierre et Marie-Curie.

Subhash N et al., (2006). « New model for single spherical partical settling velocity in power law 'visco-inelastique) fluids ». International journal of multiphase flow 33 51-66, chem ing , Indian institute of technology, Kanpur 208 016, India.

T

Tixier N., (2003). « Approche des propriétés rhéologiques de suspensions biologiques floculées ». Thèse de doctorat, l'université de Limoge.

W

Wen Cing Yang., (2003). « Particle characterization and dynamics ». New York. Basel.

Wen C. Y., Yu Y. H., (1966). « A generalized method for predicting the minimum fluidization Velocity », American Institute of chemical engineers, 610-612.

Y

Yu Y. H., Wen C. Y., Bailie R. C., (1968). « Power law fluids flow through multiparticle system ». *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 46, pp. 149-154.

Annexes

Annexe : Etalonnage du débitmètre

L'étalonnage du débitmètre est obtenu de la manière suivante : pour chaque graduation indiquant une position stable du flotteur, on recueille avec une éprouvette, un volume du fluide fixé, en enclenchant le chronomètre. On note le temps nécessaire à l'obtention de ce volume. La relation qui suit permet de calculer le débit, pour chaque position du flotteur :

$$Q_V = V/t$$

Q_V : débit volumique (m^3/s)

V : volume recueilli (m^3)

t : temps (s)

Les résultats ainsi obtenus pour chaque fluide étudié sont présentés sur les figures suivantes

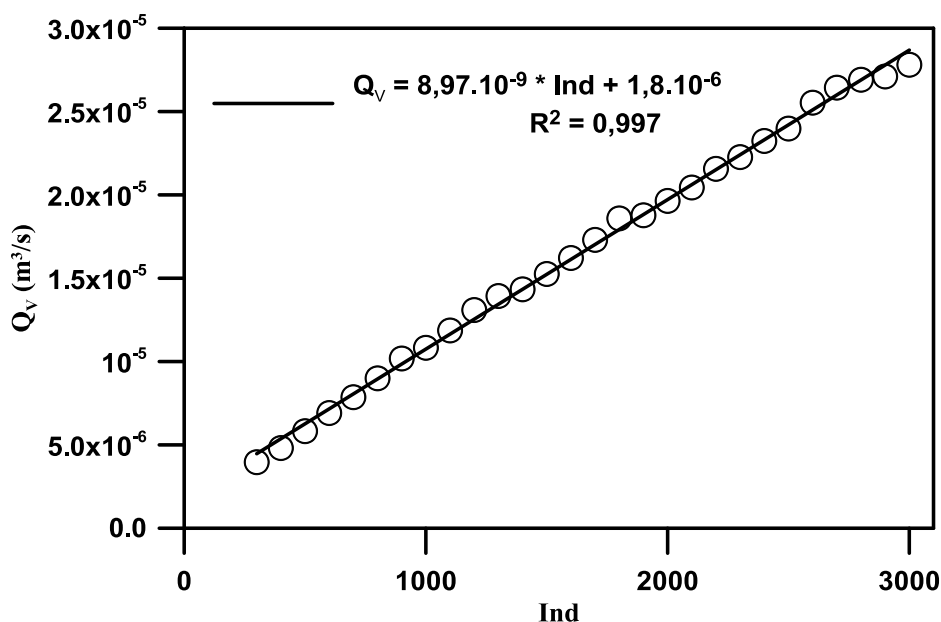


Figure A.1 : Courbe d'étalonnage de l'eau

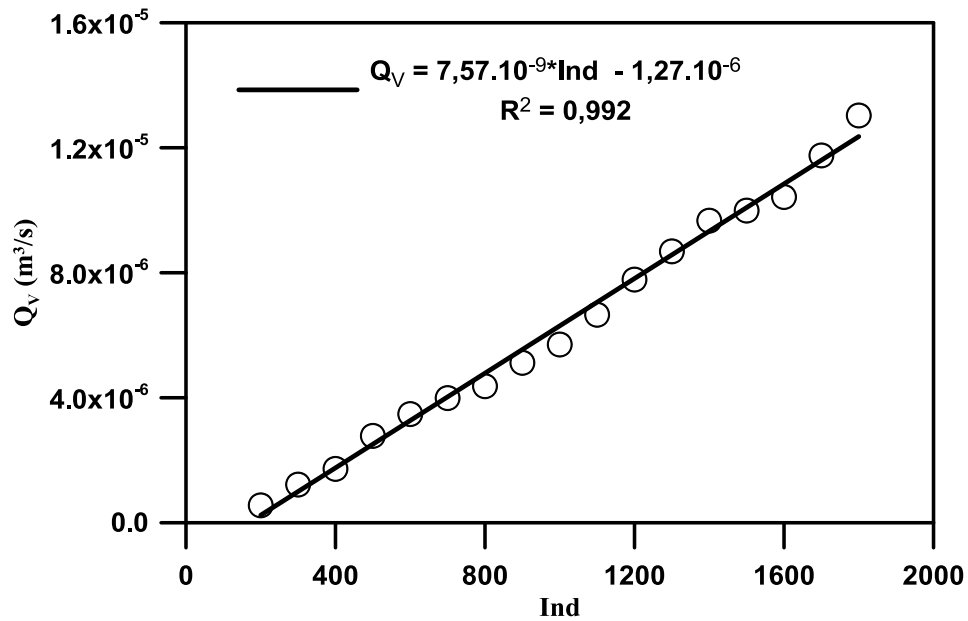


Figure A.2 : Courbe d'étalonnage du glycérol 50% volumique

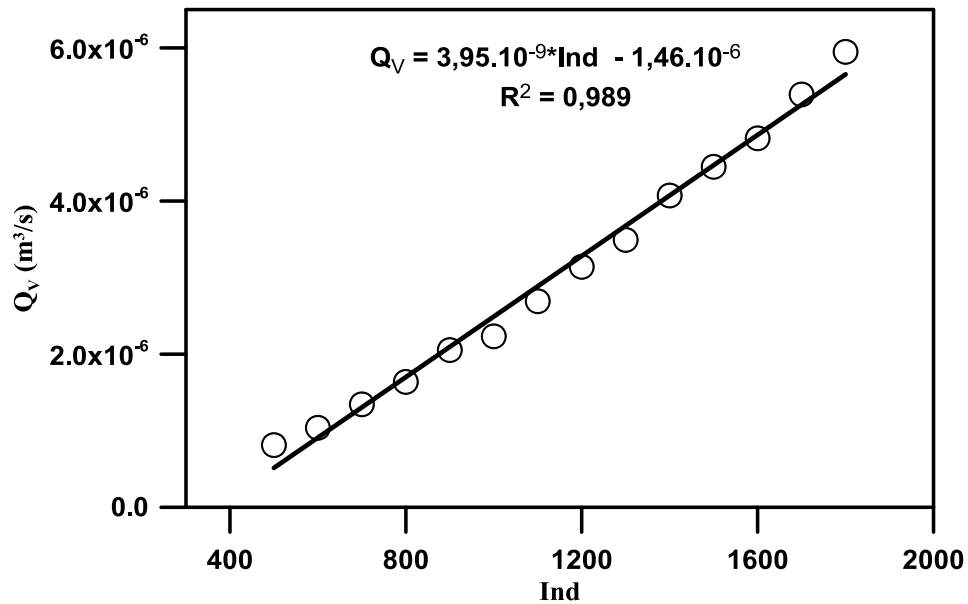


Figure A.3 : Courbe d'étalonnage du glycérol 70% volumique

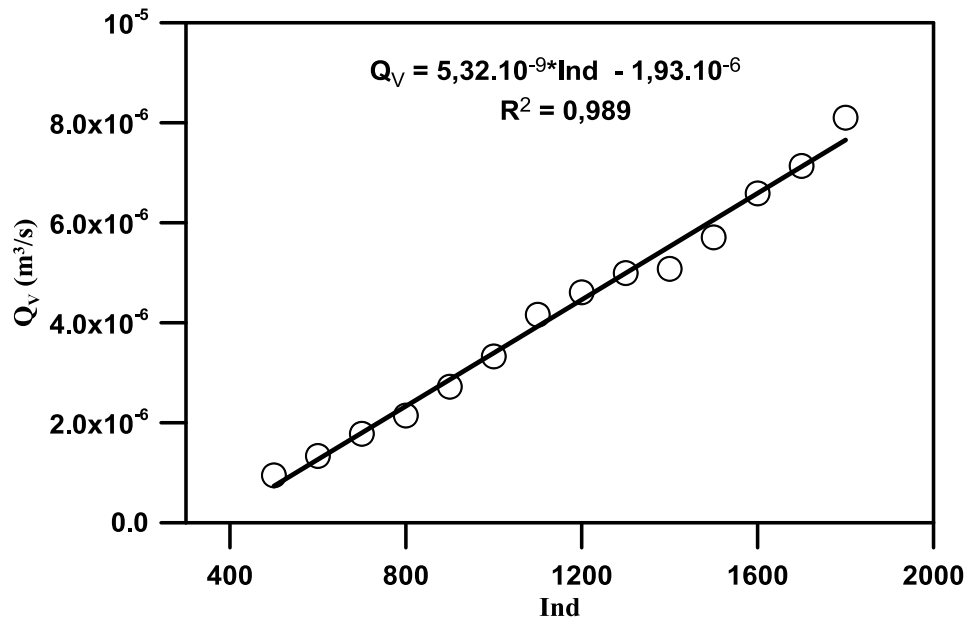


Figure A.4 : Courbe d'étalonnage du CMC 0,8 % massique

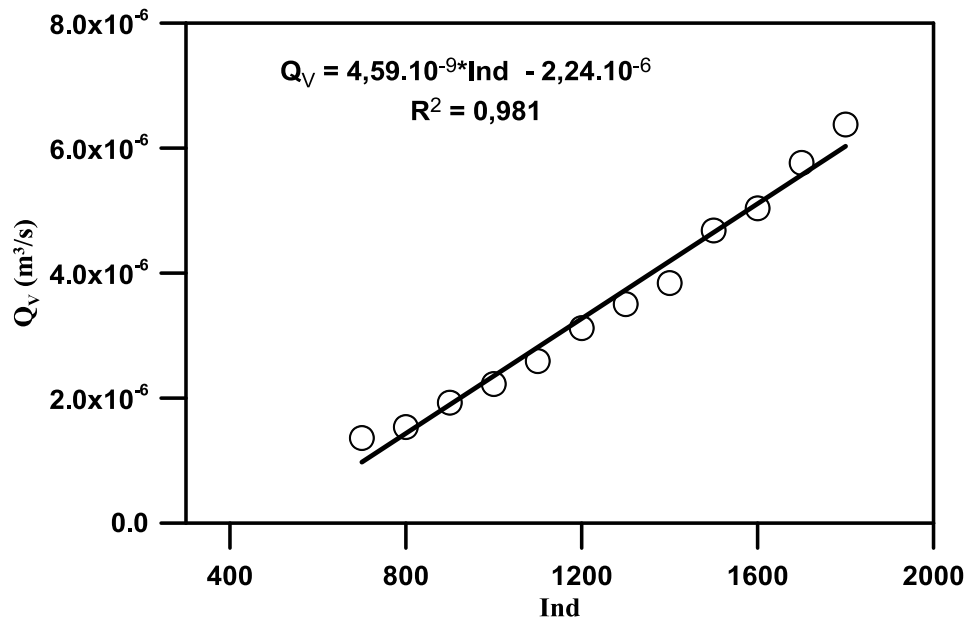


Figure A. : Courbe d'étalonnage du CMC 1 % massique

Résumé

Ce manuscrit présente les résultats expérimentaux obtenus concernant la vitesse au minimum de fluidisation et l'expansion. Ces résultats sont confrontés aux différentes corrélations de la littérature. Certains modèles permettent une détermination satisfaisante de la vitesse au minimum de fluidisation U_{mf} , ainsi qu'une bonne caractérisation de l'expansion ϵ .

Nous avons travaillé avec un lit de billes de verre de diamètre $d=2\text{mm}$ fluidisées par des fluides Newtoniens «eau et solutions aqueuses de glycérol à 70%, 50% volumique» et Non-Newtoniens « solutions aqueuses de carboxyméthylcellulose (CMC) à 8g/l et 10g/l » dans une colonne cylindrique de diamètre intérieur $D=20\text{mm}$ et de hauteur $H=1500\text{mm}$. L'objectif principal de ce travail est d'étudier l'effet du comportement rhéologique du fluide sur quelques caractéristiques hydrodynamiques telles que la vitesse au minimum de fluidisation et l'expansion du lit.

Mots clés : Fluidisation liquide-solide ; vitesse minimale de fluidisation ; porosité ; fluide newtonien ; fluide Non-Newtonien.

Abstract

This manuscript presents experimental results concerning the minimum fluidization velocity and the bed expansion which were confronted with different correlations of literature. Some models showed a satisfactory determination of the minimum fluidization velocity U_{mf} and a good characterization of the bed expansion ϵ .

We have worked with a bed of $d = 2\text{mm}$ diameter glass beads fluidized by Newtonian fluids " water and aqueous solutions in glycerol 70% , 50 % in volume" and Non-Newtonian fluids " aqueous solutions of carboxymethylcellulose (CMC) at 8 g / l and 10 g / l", in a cylindrical column of inside diameter $D = 20\text{ mm}$ and height $H = 1500\text{mm}$. The main aim of this work is to study the effect of the rheological behavior of the fluid on some hydrodynamic characteristics such as the minimum fluidization velocity and bed expansion.

Key words: Liquid-solid fluidization; minimum fluidization velocity; bed voidage; Newtonian fluid; Non-Newtonian fluid