

**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

**BOUDJEMA Lamia**

**ISSAIDEN Assia**

Thème

***Modélisation de l'hydrodynamique de la phase liquide  
dans un réacteur à lit fluidisé***

Soutenu le 11 octobre 2021

Présenté devant :

Mme. BOUROUINA S

Présidente

Mr. TIGHZERT H

Examineur

Mme. KECHROUD N

Promotrice

Mme. HAMAIIDI N

Co-promotrice

## ***Remerciements***

*Nous tenons tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant et miséricordieux qui nous a donné la force et la patience d'accomplir ce modeste travail.*

*En second lieu, nous tenons à remercier notre promotrice madame **KECHROUD.N** pour avoir dirigé ce travail, sa disponibilité et ses conseils nous ont été d'un grand profit.*

*Nos remerciements vont également aux membres du jury pour avoir accepté d'examiner ce travail.*

*Enfin, nous tenons également à remercier toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.*

## ***Dédicaces***

*A la mémoire de ma très chère grand-mère.*

*A mes très chers parents qui m'ont guidé durant les moments les plus pénibles de ce long chemin, merci mes parents.*

*A mes très chers frères **Boussaad** et **Rayane**.*

*A mon aimable sœur **Cylia**, pour son encouragement permanent, et son soutien moral*

*A ma meilleure amie **Mounia**, merci d'être l'épaule sur laquelle je peux toujours compter.*

*A mon binôme **Assia** et sa famille.*

*A tous ceux qui me sont chers.*

***Lamia***

## ***Dédicaces***

*Je dédie ce travail à :*

*Ma très chère mère qui m'a tant donné et à qui je ne rendrais jamais assez, celle qui a tant prié pour moi.*

*Mon très cher père, à qui j'ai tout le respect.*

*Vous, sources de ma fierté, trouvez dans ce travail, l'expression de mon profond amour, que Dieu vous garde.*

*Mon cher mari **Bilal**, qui m'a beaucoup soutenu.*

*Ma sœur **Maya** et frère **Halim** et sa femme **Feryal**.*

*A ma nièce **Nourhane** et mon neveu **Nourdine**.*

*Ma belle- mère, beau- père et mes belles-sœurs **Wissame**, **Nounou**.*

*A mes ami(e)s : **Linda**, **Yasmine**, **Hannan**, **Imane**, **Nesrine**, **Hinane**.*

*A mon binôme **Lamia** et sa famille.*

*A tous eux qui sont chers à mon égard de prêt ou de loin.*

# *Sommaire*



## *Sommaire*

Liste des Abréviations.....	I
Liste des Figures.....	II
Liste des tableaux.....	III
Introduction générale.....	1

### *Chapitre I : Généralité sur la fluidisation*

I.1 Introduction.....	3
I.2 Description du phénomène de fluidisation.....	3
I.3 Bref historique.....	5
I.4 Caractéristiques des lits fluidisés. ....	6
I.5 Régimes de la fluidisation. ....	7
I.6 Classification des particules solides. ....	8
I.6.1 Classification des poudres de Baeyens et Geldart (1973). ....	8
I.6.2 Classification des poudres de Saxena et Ganzha (1984). ....	9
I.7 Avantages et inconvénients des lits fluidisés.....	10
I.8 Application des lits fluidisés.....	11
I.9 Caractérisation de la dynamique des lits fluidisés. ....	12
I.9.1 Vitesse minimale de fluidisation.....	12
I.9.2 Expansion dans un lit fluidisé. ....	13
I.9.3 Vitesse maximale de fluidisation. ....	14

### *Chapitre II : Caractérisation de l'écoulement basée sur la mesure de la DTS*

II.1 Introduction .....	15
II.2 Caractérisation hydrodynamique .....	15
II.2.1 Notion de distribution des temps de séjour (DTS) .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
II.2.2 Les moments de la DTS .....	16
II.2.2 Méthodes expérimentales de caractérisation de la DTS.....	17
II.2.1 Les types d'injection .....	17
II.2.2 Les méthodes de traçage.....	18

II.3 Modélisation des écoulements non idéaux par DTS.....	19
II.3.1 Le modèle des n cuves agitées.....	19
II.3 Le modèle piston avec dispersion axiale.....	20
II.4 Le modèle basé sur la combinaison des réacteurs idéaux.....	23
II.5 Mesure de la DTS dans un lit fluidisé solide-liquide.....	24

### ***Chapitre III : Présentation et traitement des résultats expérimentaux***

III.1 Procédure expérimentale.....	26
III.2 Test de reproductibilité .....	27
III.3 L'évolution de la DTS en fonction de la porosité .....	30
III.4 Comparaison des résultats expérimentaux aux modèles d'écoulement.....	31
III.4.1 Modèle piston- dispersion axiale.....	31
III.4.2 Modèle des n cuves agitées .....	34
III.4.3 Modèle combiné basé sur l'association en série d'un réacteur à écoulement piston (REP) et d'un réacteur parfaitement agité ouvert(RAO).....	37
III.5 Comparaison des trois modèles testés dans la présente étude.....	40
Conclusion.....	42
Références bibliographique.....	44



## *Liste des abréviations*

***Nombres caractéristiques adimensionnels***

- $Ar$  : Nombre d'Archimède  
 $Ar_{mf}$  : Nombre d'Archimède au minimum de fluidisation  
 $Re_{mf}$  : Nombre de Reynolds au minimum de fluidisation  
 $Re_p$  : Nombre de Reynolds particulaire

***Lettres latines***

- $A$  : section de la colonne [ $m^2$ ]  
 $C(t)$  : concentration de l'espèce mesurée à l'instant « t » [ $mol.m^{-3}$ ]  
 $C_A$  : Concentration du traceur [ $mol.m^{-3}$ ]  
 $C_D$  : est le coefficient de traînée  
 $D_{ax}$  : Coefficient de dispersion axiale de la phase liquide [ $m^2.s^{-1}$ ]  
DTS : distribution des temps de Séjour [ $s^{-1}$ ]  
 $dp$  : diamètre des particules [m]  
 $E(t)$  : fonction de distribution des temps de séjour [ $s^{-1}$ ]  
 $F$  : le flux axial [ $mol.m^{-2}.s^{-1}$ ]  
 $g$  : accélération gravitationnelle [ $m.s^{-2}$ ]  
 $H$  : Hauteur du lit [m]  
 $H_{mf}$  : Hauteur du lit au minimum de fluidisation [m]  
 $m_p$  : Masse d'une particule [kg]  
 $n$  : coefficient de Richardson – Zaki  
 $N$  : Nombre de cuves agitées en série  
 $u_{mf}$  : vitesse minimale de fluidisation [ $m.s^{-1}$ ]  
 $u_t$  : vitesse terminale de chute des particules [ $m.s^{-1}$ ]  
 $U$  : la vitesse débitante de fluidisation [ $m.s^{-1}$ ]  
 $U_z$  : Vitesse axiale moyenne. [ $m.s^{-1}$ ]

Pe : nombre de Peclet

RMSE : racine de la moyenne de la somme des carrés des erreurs

$t_s$  : Temps de séjour [s]

$t_0$  : Temps à l'entrée [s]

$\bar{t}_{exp}$  : Temps de séjour moyen expérimental [s]

$\bar{t}_s$  : Moyenne de la DTS à l'entrée de la colonne [s]

Z : coordonnée spatiale dans le sens de l'écoulement. [m]

$\tau$  : Temps de passage [s]

### *Lettres grecques*

$\Delta P$  : Perte de charge [N.m<sup>-2</sup>]

$\mu$  : La viscosité. [pa.s]

$\rho_f$  : Masse volumique du fluide [kg.m<sup>-3</sup>]

$\rho_p$  : Masse volumique des particules [Kg.m<sup>-3</sup>]

$\varepsilon$  : le degré de vide

$\varepsilon_{mf}$  : Porosité moyenne de fluidisation

$\phi_s$  : Facteur de sphéricité

$\theta$  : Variable adimensionnelle

$\sigma_t^2$  : La variance de la DTS

# *Liste des figures*

## *Listes des figures*

### *Chapitre I*

<b>Figure I.1</b> : Boucle fermée de fluidisation [Davidson, 1963] .....	4
<b>Figure I.2</b> : Lit fluidisé (vitesses croissantes de gauche à droite) [Davidson, 1963].....	5
<b>Figure I.3</b> : Passages préférentiels.....	8
<b>Figure I.4</b> : Classification des particules selon Geldart. ....	8
<b>Figure I.5</b> : Classification de Saxena et Ganzha. ....	10
<b>Figure I.6</b> : Spectre de fluidisation et diagramme de perte de charge. ....	12

### *Chapitre II*

<b>Figure II.1</b> : Impulsion de Dirac et réponse .....	17
<b>Figure II.2</b> : Impulsion Echelon et réponse.....	18
<b>Figure II.3</b> : Représentation du modèle n cuves agitées .....	19
<b>Figure II.4</b> : Courbes de DTS en fonction du nombre de cuves agitées .....	20
<b>Figure II.5</b> : Système ouvert à la dispersion .....	22
<b>Figure II.6</b> : Système fermé à la dispersion .....	22
<b>Figure II.7</b> : Système semi-ouvert à la dispersion.....	22
<b>Figure II.8</b> : Réacteur réel modélisé par un RAO et un REP placés en série.....	24

### *Chapitre III*

<b>Figure III.1</b> : L'évolution de la DTS expérimentale en fonction du temps .....	
U= 5c m/s ; $\varepsilon = 0,55$ .....	27
<b>Figure III.2</b> : L'évolution de la DTS en fonction du temps .....	
U= 7cm/s ; $\varepsilon = 0,64$ .....	28
<b>Figure III.3</b> : L'évolution de la DTS en fonction du temps .....	
U= 8,2 cm/s ; $\varepsilon = 0,69$ .....	28
<b>Figure III.4</b> : L'effet de la vitesse d'écoulement et de la porosité sur la DTS.....	30

<b>Figure III.5</b> : L'évolution de la DTS en fonction de $\theta$ et comparaison au modèle piston- dispersion en système fermé : $U= 5 \text{ cm/s}$ ; $\varepsilon = 0,55$ .....	32
<b>Figure III.6</b> : L'évolution de la DTS en fonction de $\theta$ et comparaison au modèle piston- dispersion en système fermé : $U= 7 \text{ cm/s}$ ; $\varepsilon = 0,64$ .....	33
<b>Figure III.7</b> : L'évolution de la DTS en fonction de $\theta$ et comparaison au modèle piston- dispersion en système fermé : $U= 8,2 \text{ cm/s}$ ; $\varepsilon = 0,69$ .....	33
<b>Figure III.8</b> : L'évolution de la DTS en fonction de $\theta$ et comparaison au modèle n cuves agitées $U= 5 \text{ cm/s}$ ; $\varepsilon = 0,55$ .....	35
<b>Figure III.9</b> : L'évolution de la DTS en fonction de $\theta$ et comparaison au modèle n cuves agitées $U= 7 \text{ cm/s}$ ; $\varepsilon = 0,64$ .....	36
<b>Figure III.10</b> : L'évolution de la DTS en fonction de $\theta$ et comparaison au modèle n cuves agitées $U= 8,2 \text{ cm/s}$ ; $\varepsilon = 0,69$ .....	36
<b>Figure III.11</b> : Réacteur réel modélisé par un REP suivi d'un RAO .....	37
<b>Figure III.12</b> : L'évolution de la DTS en fonction de $\theta$ et comparaison au modèle combiné .... $U= 5 \text{ cm/s}$ ; $\varepsilon = 0,55$ .....	38
<b>Figure III.13</b> : L'évolution de la DTS en fonction de $\theta$ et comparaison au modèle combiné .... $U= 7 \text{ cm/s}$ ; $\varepsilon = 0,64$ .....	39
<b>Figure III.14</b> : L'évolution de la DTS en fonction de $\theta$ et comparaison au modèle combiné .... $U= 8,2 \text{ cm/s}$ ; $\varepsilon = 0,69$ .....	49

# *Liste des tableaux*

## *Liste des tableaux*

### *Chapitre II*

**Tableau II.1** : Expressions des moments d'ordre 1 et 2 pour chaque condition aux limites

### *Chapitre III*

**Tableau III.1** : Paramètres d'écoulement de la présente étude.....26

**Tableau III.2** : Valeurs expérimentales des moments d'ordre 1 et d'ordre 2 pour chaque essai expérimental.....29

**Tableau III.3** : Valeurs du temps de passage,  $\tau$ , pour chaque condition opératoire.....31

**Tableau III.4** : Valeurs expérimentales  $Pe$ .....32

**Tableau III.5** : Valeurs du temps de séjours moyen et de la variance du modèle piston-dispersion.....34

**Tableau III.6** : Valeurs expérimentales de  $N$  pour chaque condition opératoire.....35

**Tableau III.7** : Valeurs du temps de séjours moyen et de la variance du modèle  $N$  cuves agitées.....37

**Tableau III.8** : Résultats de l'analyse du modèle combiné REP+ RAO.....40

**Tableau III.9** : Valeurs de la RMSE pour tous les modèles testés.....41



*Introduction*  
*générale*

La fluidisation est un procédé d'écoulement mettant en jeu des systèmes granulaires et un fluide (gaz et/ou liquide). Un exemple courant de ce type d'écoulements dans la nature est le sable mouillé ou encore l'évolution du relief des fonds marins ou lagunaires, dû au charriage des sédiments par l'eau en mouvement (Gevrin, 2001).

Actuellement, ce procédé connaît diverses applications à l'échelle industrielle, notamment dans les domaines tels que la pétrochimie, la métallurgie, la biochimie, l'agroalimentaire et le traitement des déchets. Dans ces différents domaines, ces applications sont nombreuses et variées, citons à titre d'exemples, l'enrobage de particules, le séchage et la cristallisation. Les échanges de chaleur et de matière dans ces lits sont fortement influencés par l'hydrodynamique de tels écoulements. Par conséquent, il est important de comprendre et de caractériser ces écoulements pour améliorer les performances des installations utilisant ce phénomène.

Contrairement aux systèmes de réacteurs idéaux (par exemple les réacteurs fermés ou à écoulement piston) où l'on suppose que les temps de séjour des fluides sont égaux, un réacteur à lit fluidisé présente une large gamme de distribution de ces temps de séjour (DTS). Ce qui peut être un sérieux inconvénient si, comme dans de nombreuses applications commerciales, on souhaite un bon contrôle du mélange des solides, une vitesse de réaction rapide, une activation rapide du catalyseur et un traitement uniforme des solides. La connaissance de la DTS dans les réacteurs à lit fluidisé est donc nécessaire pour la caractérisation de l'écoulement dans ces systèmes de mélange non-idéal.

Parmi les travaux consacrés à l'utilisation de la méthode de DTS pour étudier le phénomène de dispersion axiale dans les réacteurs à lit fluidisé, nous pouvons citer ceux de Kikuchi et al. (1984), Asif et al. (1992) et Behin et al. (2011). A l'exception de ceux de Kikuchi et al. (1984), ces travaux sont réalisés dans des réacteurs de grand diamètre (5 à 9 cm de diamètre). Les auteurs ont montré que l'équation du modèle piston-dispersion permet de décrire d'une manière très satisfaisante le comportement des lits fluidisés étudiés.

Dans le même cadre d'études, Chemache et Messouaf (2016) ont réalisé des mesures expérimentales dans un réacteur de faible diamètre (2 cm de diamètre interne) conçu et réalisé au laboratoire d'hydrodynamique de l'université de Bejaia. Pour évaluer expérimentalement la dispersion axiale de la phase liquide au sein de la couche fluidisée, ces auteurs ont déterminé le coefficient de dispersion axiale à partir de la détermination de la DTS. Leur étude a montré que les résultats obtenus sont qualitativement comparables à ceux de Kikuchi et al. (1984).

Ce présent travail s'inscrit dans le cadre d'une continuation des travaux de Chemache et Messouaf (2016), il s'agit d'utiliser leurs mesures de DTS réalisées pour différentes conditions opératoires afin de modéliser l'hydrodynamique du réacteur à lit fluidisé.

Ce manuscrit s'articule autour de trois chapitres, nous présentons dans le premier chapitre quelques généralités sur la fluidisation liquide-solide. Le second chapitre est consacré aux modèles d'écoulement utilisés pour modéliser l'hydrodynamique des réacteurs à lit fluidisé. Enfin, le dernier chapitre présente les résultats de la modélisation de l'hydrodynamique des systèmes de fluidisation étudiés. Une conclusion résumant ces résultats sera présentée à la fin de ce mémoire.

# **Chapitre I**

## *Généralités sur la fluidisation*

### ***1.1 Introduction***

On appelle lit fluidisé une couche de particules solides en interaction qui sont soulevées par un fluide ascendant, elles sont fluidisées, puis restent en suspension sous l'effet de la vitesse du fluide. Lorsque ce fluide est un liquide ou un gaz, on parle de lit fluidisé diphasique. Il arrive que la phase fluide soit constituée d'un gaz et d'un liquide, dans ce cas on parle de fluidisation triphasique.

Actuellement, cette technique connaît un regain d'intérêt dans les industries de transformation de la matière, de la production d'énergie et de l'environnement (Boudrahem, 2012).

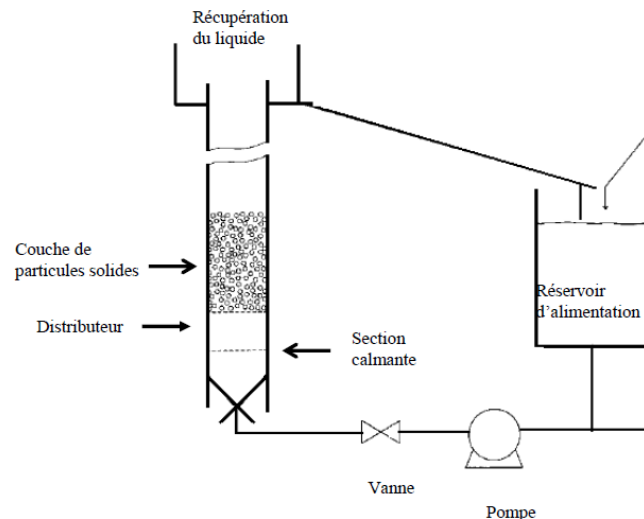
L'interface entre les particules et le fluide, constituée de l'ensemble des surfaces des particules d'un lit fluidisé, représente une aire de contact considérable, ce qui rend les opérations de transferts de chaleur et de matière très efficaces. Cette caractéristique est à l'origine du succès des lits fluidisés auprès de nombreuses industries (Randrianarivelo, 2005).

La fluidisation dépend de la nature du fluide (sa densité et sa viscosité) et de la vitesse d'écoulement du fluide. Si celle-ci n'est pas assez élevée, les particules ne seront pas mises en suspension, car leur poids ne sera pas compensé par la vitesse du liquide. Cette force minimale nécessaire à appliquer pour la mise en suspension des particules se caractérise par une vitesse minimale de fluidisation notée  $U_{mf}$ . La fluidisation dépend également de la nature des particules comme la densité et la surface. En effet, une particule avec une densité élevée sera difficilement mise en suspension, de même qu'une particule lisse aura plus de mal à se soulever qu'une particule rugueuse.

Même si un lit fluidisé liquide n'est pas le siège de mélanges chaotiques comme le phénomène de bullage, et ne présente pas des transitions de régime d'écoulement aussi marquées qu'en fluidisation gazeuse (régime oscillant, à bulles et turbulent), il ne peut cependant être considéré comme un cas de fluidisation homogène (Kechroud, 2012).

### ***1.2 Description du phénomène de fluidisation***

La fluidisation consiste à faire passer une phase fluide (gaz ou liquide) à travers un lit de particules, retenues par une grille à l'intérieur d'une colonne assimilable à un cylindre vertical (Figure I.1) pour les mettre en suspension.



**Figure I.1** Boucle fermée de fluidisation [Davidson, 1963]

A l'état initialement stationnaire, les particules sont compactées dans le fond de la colonne. Pour les plus faibles vitesses d'écoulement du fluide, la couche de solide reste sur la grille sans mouvements visibles, les particules forment un lit fixe (Figure I.2(a)). 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 pour aller dans tous les sens, 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.2(b)). La hauteur du lit augmente, la couche est alors fluidisée. A débit encore plus important, on observe toujours la fluidisation, mais accompagnée d'une expansion progressive du lit qui peut aller jusqu'à l'entraînement des particules, passant ainsi d'un régime fluidisé à un régime hydraulique (Figure I.2(c)). La fluidisation est donc un phénomène dit borné qui ne se produit que dans certaines conditions et dont les limites sont l'état fixe et le transport de matière (Fernandez, 2009).

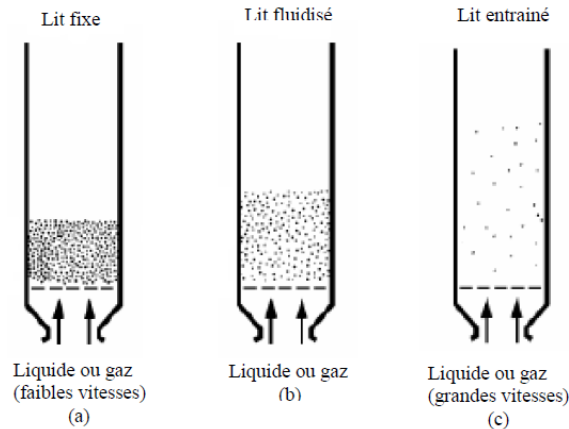


Figure I.2 : Lit fluidisé (vitesses croissantes de gauche à droite) [Davidson, 1963]

### I.3 Bref historique

Les premières applications de la fluidisation remontent jusqu'au moyen âge, dès le XV<sup>e</sup> siècle les lits fluidisés ont été utilisés pour la purification des minerais ; de petits grains de minerais étaient mis en suspension dans une cuve d'eau fortement agitée, ce qui permettait la séparation de la gangue du minerai métallique plus lourd. Cependant cette technique était purement artisanale et parfaitement discontinue.

Au XIX<sup>e</sup> siècle, la fluidisation a trouvé d'autres utilisations 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 est saturé d'impuretés la couche filtrante est alors rendue à nouveau perméable par inversion de l'écoulement : la couche de sable dilatée et agitée forme un lit fluidisé et les impuretés sont entraînées.

En 1910, le premier brevet sur la fluidisation a été déposé par Philips et Bulteel ; il s'agit d'un réacteur en lit fluidisé avec circulation continue de solide, c'est l'ancêtre des craquages catalytiques en lit fluidisé. Grâce à WINCLER, la première application industrielle de la fluidisation a vu le jour en 1922 dans la gazéification du charbon mais le rendement de cette méthode était faible. Ensuite vers les années 40 le craquage d'hydrocarbures en phase gazeuse aux Etats Unis a marqué le grand démarrage industriel des lits fluidisés, depuis le champ d'application des lits fluidisés c'est élargi (Trambouze, Euzen, 2002).

Actuellement dans le secteur du génie chimique, la fluidisation est utilisée pour favoriser les réactions chimiques au sein d'un réacteur ainsi que les traitements thermiques, les échangeurs et les appareils de combustions ou de séchage. La protection de l'environnement constitue un secteur qui est à la recherche des techniques diminuant les rejets

nocifs d'où l'utilisation des lits fluidisés qui est une solution pour les usines d'incinérations d'ordures ménagères et de traitement des eaux (Randrianarivelo, 2005).

La technique de fluidisation s'impose donc dans plusieurs domaines : pétrole et pétrochimie, chimie organique et chimie minérale, agroalimentaire, métallurgie, matériaux de construction et bien d'autres domaines.

#### *1.4 Caractéristiques des lits fluidisés*

Lorsqu' une couche de particules est fluidisée, elle adopte des caractéristiques particulières qui la rendent attractive à plus d'un titre pour certaines applications industrielles. Les particules fluidisées se comportent comme un fluide, et par conséquent, certaines des lois et des caractéristiques des liquides sont applicables et conférées au lit fluidisé.

- La phase dense dans un lit fluidisé se comporte comme un liquide, ou précisément un liquide au début de l'ébullition.
- Ce comportement remarquable a servi de point de départ à l'intérêt scientifique porté au phénomène de fluidisation ainsi qu'à ses premières applications pratiques.
- Lorsque l'on incline le lit fluidisé, la surface limite supérieure reste horizontale.
- Lorsqu'on introduit un objet dans le lit, il flotte.
- Lorsqu'un orifice est pratiqué au-dessus de la plaque supporté du lit fluidisé, les particules s'écoulent à la façon d'un liquide.
- Si une quantité de particules réagissant exothermiquement avec le fluide, est injectée dans le lit fluidisé, la chaleur dégagée par la réaction sera dispersée avec rapidité et efficacité à toutes les particules présentes dans la couche fluidisée. Ainsi, les particules non réactives agissent comme un ballast thermique qui encaissent la chaleur dégagée par les quelques particules réactives et il est alors possible de réaliser des réactions chimiques à une température quasiment constante et homogène, en évitant des points chauds et ce qu'on appelle l'emballement thermique.



### ***1.5 Régimes de la fluidisation***

Entre le régime fixe et le régime hydraulique se trouve le régime de fluidisation. Ce dernier peut avoir différentes natures selon le fluide utilisé ou le type d'écoulement.

- ***La fluidisation particulière***

Dans ce cas, le lit présente une densité moyenne de particules à peu près constante d'un point à un autre. À l'échelle macroscopique, on peut considérer le lit comme homogène : il n'existe pas de zones sans solides, et pas de bulles, ce type de fluidisation se rencontre surtout lorsque le fluide est un liquide ou lorsque la fluidisation par un gaz est réalisée avec des très fines particules.

- ***La fluidisation agrégative***

Dans ce cas il y a apparition de bulles pratiquement exemptes de solide. C'est la situation la plus fréquemment rencontrée en fluidisation gaz-solide. Les bulles apparaissent juste après que la vitesse de fluidisation soit atteinte dans un mélange solide-gaz, et leur taille est proportionnelle à la vitesse du fluide : plus la vitesse est élevée et plus les bulles sont grosses. Dans un mélange solide-liquide, les bulles apparaissent après le régime turbulent. Lorsque le réservoir est de petite dimension, si les bulles atteignent un diamètre très élevé, il se forme des bouchons d'air. Le lit gonfle et diminue d'épaisseur en fonction de l'évacuation des bulles d'air : c'est un régime à piston (Trambouze, Euzen, 2002).

- ***La fluidisation à passages préférentiels***

La fluidisation à passage préférentiel peut se réaliser dans les deux régimes de fluidisation vus précédemment. Ces chemins préférentiels sont caractérisés par une circulation du fluide plus facilement à l'image d'une galerie dans une fourmilière. Les passages préférentiels sont principalement dus à la distribution du fluide qui n'est pas uniforme.

Ce type de fluidisation est néfaste pour la séparation solide-liquide, car le contenu du réservoir n'est pas homogène et des risques de blocage de matière ou de siphon peuvent survenir. Un moyen de supprimer ce passage préférentiel est d'optimiser la diffusion du liquide de fluidisation en uniformisant son écoulement sur toute la surface du réservoir (Grillot, 2020).

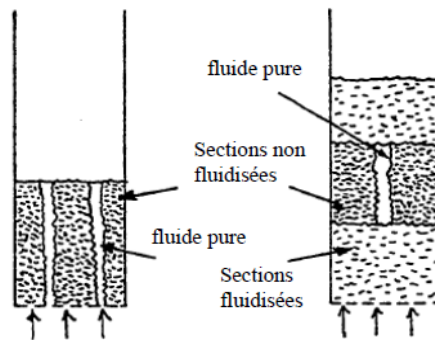


Figure I.3 : Passages préférentiels

### I.6 Classification des particules solides

Le comportement hydrodynamique des matériaux dépend de plusieurs facteurs, entre autres, la nature et la taille des particules. Plusieurs classifications ont été citées dans la littérature. Les plus pertinentes sont celle de Baeyens et Geldart qui font figure de référence et celle de Sexana et Ganzha qui est plus récente (Bounacer, 2008).

#### I.6.1 Classification des poudres de Baeyens et Geldart (1973)

Les caractéristiques physico-chimiques propres des solides divisés affectent leur aptitude à la fluidisation. Baeyens et Geldart ont classé les poudres en quatre catégories : A, B, C, et D. Cette classification est basée sur la taille et la masse volumique des particules, ainsi que sur la nature de la transition des phénomènes de bullage, suivant l'état de fluidisation des particules par de l'air à température ambiante et à pression atmosphérique (Bounacer, 2008).

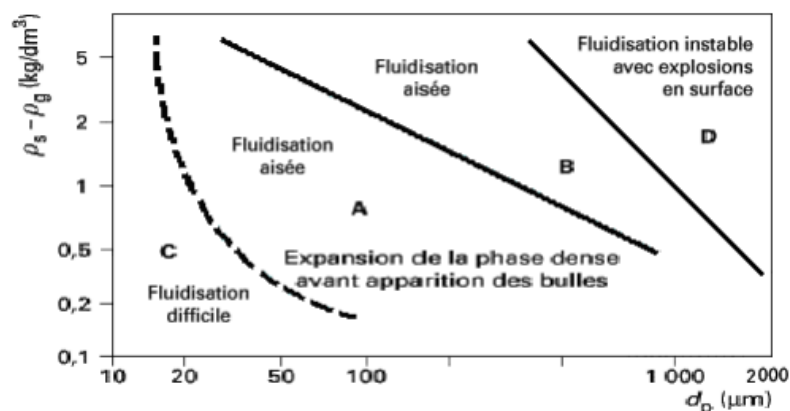


Figure I.4 : Classification des particules selon Geldart

- **La catégorie A :**

Elle regroupe les solides divisés de faible diamètre moyen ( $d_p = 30-150 \mu m$ ) et/ou de faible masse volumique ( $< 1400 \text{ Kg/m}^3$ ) par exemple, des catalyseurs de cracking. Ces poudres s'expansent fortement et la vitesse de gaz, correspondant à l'apparition de bulles, y est supérieure à la vitesse minimale de fluidisation, de sorte qu'ils peuvent être fluidisés de manière homogène, ou particulière. Après l'apparition de bullage, à débit gazeux croissant, on passe en régime de fluidisation hétérogène, ou agrégative. Le milieu étant alors traversé des bulles de petites dimensions ( $< 4 \text{ cm}$ ), entraînant une agitation du milieu de type convective.

- **La catégorie B :**

Elle regroupe la majeure partie des solides fluidisables, de type sableux de diamètre appartenant à l'intervalle :  $150 \mu m < d_p < 500 \mu m$ , et de masse volumique dans la gamme :  $1400 \text{ Kg/m}^3 < \rho_p < 4000 \text{ Kg/m}^3$ . Ce type de solide divisé fluidise de manière hétérogène dès la vitesse minimale de fluidisation, et l'expansion du lit est limitée. L'agitation des solides étant alors liée au mouvement ascendant des bulles qui coalescent entre elles, avant de venir éclater à la surface du lit.

- **La catégorie C :**

Elle est constituée de particules fines ( $d_p < 30 \mu m$ ) et cohésives, qui fluidisent très difficilement. Elles sont le siège de pistonnage dans les lits de petites sections droites ou de (renardage) dans les lits de grande section. Les forces inter particulaires y sont de même ordre de grandeur que les forces de traînée gaz-particule.

- **La catégorie D :**

Elle concerne les grosses particules ( $d_p > 500 \mu m$ ) et/ou celles de masse volumique élevée, formant des poudres granuleuses. Leur vitesse minimale de fluidisation est élevée, et le courant gazeux y pénètre sous forme de jets (lit geyser/ spouted bed), avec explosion de bulles en surface haute du lit. Avec l'augmentation de la vitesse du gaz, les particules atteignent, quel que soit leur groupe, un régime de fluidisation turbulent, puis à vitesse croissante, un régime de fluidisation rapide, suivi d'un régime de transport pneumatique (Ben Yaya, Ben Dania, 2010)

### ***1.6.2 Classification des poudres de Saxena et Ganzha (1984)***

Une autre classification a été proposée par Saxena et Ganzha, basée sur l'analyse de l'écoulement autour d'une particule isolée. Les transitions sont traduites par des valeurs du nombre de Reynolds au minimum de fluidisation ( $Re_{mf}$ ), en fonction du nombre d'Archimède

(Ar), en utilisant la relation d'Ergun, au minimum de fluidisation. Pour cette classification, les poudres sont réparties en quatre groupes définis suivant les valeurs du Reynolds ( $Re_{mf}$ ) et d'Archimède ( $Ar_{mf}$ ) au minimum de fluidisation (Bounacer, 2008).

Groupe	$Re_{mf}$	Ar	Régime
Groupe I	$1 \leq Re_{mf} \leq 10$	$3,35 \leq Ar \leq 21700$	Régime laminaire
Groupe IIA	$10 \leq Re_{mf} \leq 40$	$21700 \leq Ar \leq 1,3.10^5$	Régime transitoire 1
Groupe IIB	$40 \leq Re_{mf} \leq 200$	$1,3.10^5 \leq Ar \leq 1,3.10^6$	Régime transitoire 2
Groupe III	$Re_{mf} > 200$		Régime turbulent

Avec :

$$Re_{mf} = \frac{\rho U_{mf} dp}{\mu} \tag{I.1}$$

$$Ar = \frac{dp^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f) g}{\mu_f^2} \tag{I.2}$$

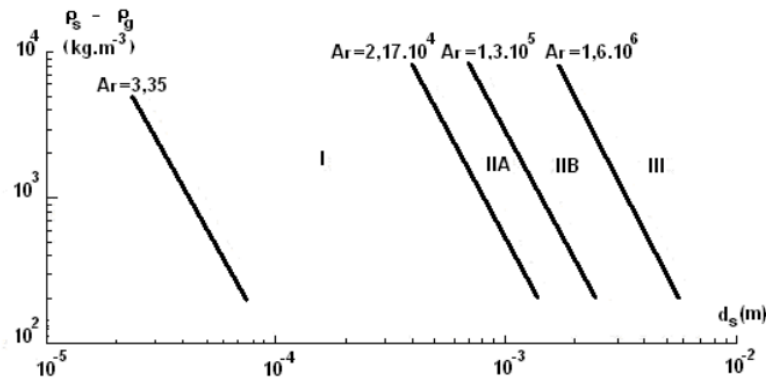


Figure I.5 : Classification de Saxena et Ganzha

### I.7 Avantages et inconvénients des lits fluidisés

Le champ d'application des lits fluidisés est très vaste. L'explication réside dans les nombreux avantages que procure cette technique, à savoir (Randrianarivelo, 2005) (Bounacer, 2008) (Chemeche, Messouaf, 2017)

- Le comportement régulier, voire quasi liquide de l'écoulement des particules, favorise l'injection ou l'extraction des solides de manière continue.

- La température du lit est très uniforme grâce aux brassages qui favorisent le mélange rapide des particules.
- Les coefficients d'échanges thermiques entre le lit et les surfaces immergées sont très élevés comparés aux autres méthodes de mise en contact.
- La vidange et le nettoyage du lit des particules se font très facilement.
- La phase solide du système peut être aisément renouvelée.
- Sur un grand choix de propriétés des particules et sur un taux élevé de mélange de solides, à cet effet les opérations peuvent être contrôlées de façon simple et sécurisée.

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.
- Diminution du diamètre des particules au court du processus de fluidisation, ceci à cause du frottement qu'elles exercent les unes sur les autres.
- La fluidisation nécessite une consommation d'énergie pour maintenir les particules en suspension.
- Les particules érodent prématurément les surfaces avec lesquelles elles sont en contact (parois des conduites, récipients, électrodes,...).
- 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 tuyauteries et les réacteurs peuvent être sérieusement érodés 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.

### ***1.8 Application des lits fluidisés***

Les applications industrielles utilisant la fluidisation tirent notamment parti des propriétés suivantes (Delebarre, 2001).

- Un comportement fluide qui facilite la manipulation lors des opérations contrôlées en continu et automatiquement.
- Un mélangeage rapide des solides qui assure des conditions isothermes dans le réacteur.

- Une facilité de circulation permettant de transférer d'un réacteur à un autre de fortes quantités de chaleur ou de masse.
- Une extrapolation convenant aux grands réacteurs.
- Un bon transfert entre la phase fluide et la phase solide.
- Un coefficient d'échange de chaleur élevé entre un objet immergé et le lit de solides.

### 1.9 Caractérisation de la dynamique des lits fluidisés

Le domaine de vitesse à utiliser pour fluidiser un lit des particules (Figure I.6) correspond à des vitesses comprises entre la vitesse minimale  $U_{mf}$  de fluidisation, et la vitesse terminale de chute des particules  $U_t$  (Jimenez Munguia, 2007).

#### 1.9.1 Vitesse minimale de fluidisation

La vitesse minimale de fluidisation est définie comme étant la vitesse pour laquelle s'effectue la transition de l'état fixe à l'état fluidisé (Azzeradj, 1998). C'est un paramètre indispensable à la caractérisation du phénomène de fluidisation.

Cette vitesse de fluidisation est généralement décrite dans la littérature comme la petite vitesse superficielle du fluide pour laquelle la chute de pression du fluide à la traversée lit est égale au poids de solides par unité de surface (Bouzidi, Ayadi, 2017).

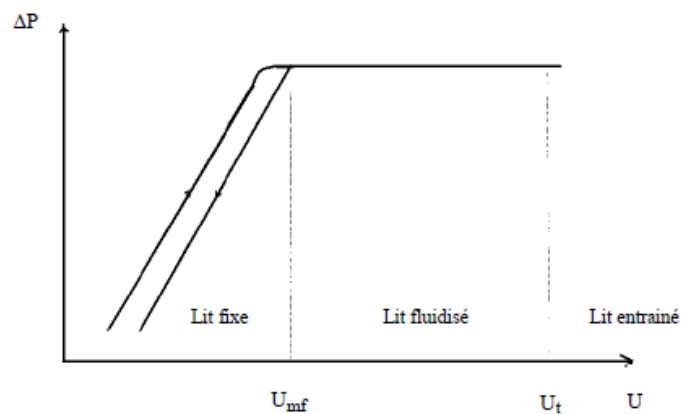


Figure I.6 : Spectre de fluidisation et diagramme de perte de charge

La vitesse minimale de fluidisation correspond au point d'intersection entre la courbe de montée en pression et le palier lors de la fluidisation. Au-delà de la vitesse terminale de chute des particules, une brusque dépression apparaît due à l'entraînement du solide qui n'offre plus de résistance. L'ensemble du comportement du lit est représenté à la Figure I.6.

Nombreuses sont les corrélations de la littérature qui permettent de calculer la vitesse minimale de fluidisation  $U_{mf}$  selon les conditions opératoires. La corrélation semi-empirique d'Ergun constitue la base de toutes les autres corrélations proposées par la suite.

Cette corrélation permet de calculer la perte de charge subie par un fluide à travers un lit fixe de particules identiques. La vitesse minimale de fluidisation est alors définie comme celle à partir de laquelle cette perte de charge est égale au poids du lit par unité de section droite de la colonne (Tannous, 1994). Elle est basée sur des données expérimentales couvrant des gammes de taille et de forme très larges. En appliquant cette corrélation aux conditions minimales de fluidisation, nous obtenons (Bounacer, 2008) :

$$\frac{\Delta P_{mf}}{H_{mf}} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu U_{mf}}{\phi_s^2 d_p^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_f U_{mf}^2}{\phi_s d_p} \quad (I.3)$$

$H_{mf}$  (m) est la hauteur d'un lit fixe de particules.

$d_p$  (m) est le diamètre des particules.

$\mu$  (Pa.s) est la viscosité du fluide.

$\varepsilon_{mf}$  est la porosité du lit au minimum de la fluidisation.

$\rho_f$  (kg/m<sup>3</sup>) est la masse volumique du fluide.

$\phi_s$  facteur de sphéricité défini par :

$$\phi_s = \left( \frac{S_{sphère}}{S_{particule}} \right)_{de\ meme\ volume} \quad (I.4)$$

Le premier terme, en  $U_{mf}$ , correspond à la dissipation d'énergie visqueuse, il prédomine pour les écoulements laminaires ( $Re_{mf} < 10$ ). Le deuxième terme, représente la dissipation d'énergie cinétique et prédomine pour les écoulements turbulents ( $Re_{mf} > 200$ ).

### 1.9.2 Expansion dans un lit fluidisé

Dans un lit de particules en repos, la fraction de volume du lit occupée par le solide est  $\varepsilon_p$ . Lorsqu'on fait circuler un fluide de bas en haut à travers le lit de particules, en faisant croître la vitesse superficielle, on n'observe pas de variation de hauteur du lit jusqu'à une valeur seuil ou le lit se détasse brusquement. La perte de charge totale du lit stabilise ensuite à une valeur correspondant au poids apparent de la colonne de fluidisation.

Lorsque l'on augmente encore la vitesse superficielle, on peut s'attendre à une expansion du lit se traduisant par une augmentation de la hauteur du lit et une diminution de  $\varepsilon_p$ .

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 de la couche fluidisée. (Davidson, 1963)

$$\varepsilon = 1 - \frac{m_p}{H A(\rho_p - \rho_f)} \quad (I.5)$$

Le taux d'expansion d'une couche peut être aussi exprimé par son degré de vide  $\varepsilon$  global selon la relation suivante (Richardson Zaki, vites min et expan)

$$\varepsilon^n = \frac{U}{U_t} \quad (I.6)$$

Avec n appelé exposant de Richardson Zaki.

### ***1.9.3 Vitesse maximal de fluidisation***

Cette vitesse correspond à la vitesse limite maximale du fluide au-delà de laquelle les particules sont entièrement entraînées dans le courant liquide. Cette vitesse peut être assimilée à la vitesse de chute libre des particules.

Elle est calculée en prenant en considération, les forces de gravitation, d'Archimède et de frottements.

En concordance avec différents régimes d'écoulement, la relation suivante est proposée (Azeradj, 1998) :

$$U_t = \left[ \frac{4gd_p(\rho_p - \rho_f)}{3C_D \rho_f} \right]^{0,5} \quad (I.7)$$

Où :  $C_D$  est le coefficient de traînée qui est fonction du nombre de Reynolds rapporté à la particule.

$$\text{Si } Re_p < 0,4 : \quad C_D = \frac{24}{Re_p}$$

$$\text{Pour } 0,4 < Re_p < 500 : \quad C_D = \frac{10}{\sqrt{Re_p}}$$

$$\text{Pour } 500 < Re_p < 200000 : \quad C_D = 0,43$$





## **Chapitre II**

*Caractérisation de l'écoulement basée sur  
la mesure de la DTS*

## II.1 Introduction

Les réacteurs à lit fluidisé sont largement utilisés dans de nombreuses opérations unitaires tels que ; l'industrie chimique, pétrolière, pharmaceutique, les industries alimentaires et biochimiques, les chambres de combustion à lit fluidisé et le craquage catalytique à lit fluidisé (Brakchi, 2015). Le principe fondateur d'un réacteur à lit fluidisé est le suivant : un fluide circulant de bas en haut traverse un lit de particules en le soulevant. Dans un réacteur réel, les molécules séjournent dans le volume réactionnel pendant des temps «  $t_s$  » qui dépendent notamment du profil hydrodynamique, et de la géométrie du réacteur (Bensouici, 2007).

Ces temps peuvent s'écarter notablement du temps de séjour théorique, donc il existe une distribution des temps de séjour (DTS) et cette dispersion exerce une influence sur les performances chimiques du réacteur (Bensouici, 2007).

La notion de temps de séjour est utilisée en génie des procédés pour caractériser l'hydrodynamique globale des installations traversées par un fluide en circulation. Cette notion a été introduite en 1953 par Danckwerts qui a proposé une approche systématique pour décrire le comportement des fluides dans les réacteurs réels (Clémence, 2015).

Aujourd'hui, le concept de DTS est très largement utilisé dans le domaine du génie chimique, comme, par exemple, pour le dimensionnement des réacteurs, mais aussi dans de nombreux autres domaines comme l'hydrologie, la physiologie ou le génie climatique (Ahmed, 2014).

## II.2 Caractérisation hydrodynamique

### II.2.1 Notion de distribution des temps de séjour (DTS)

La DTS est une méthode statistique de la répartition des temps de séjour des molécules circulant dans un réacteur. Cette méthode permet de caractériser le comportement hydrodynamique d'un système par une approche systémique, par opposition à l'approche conventionnelle consistant en l'écriture de bilan de matière et de quantité de mouvement.

Dans le cas d'un réacteur idéal de type piston, les molécules injectées à un temps  $t_0$  à l'entrée du réacteur ressortent toutes de celui-ci au temps  $t_0 + \tau$ . Le temps  $\tau$  correspond au temps de passage dans le réacteur. Pour un réacteur idéal piston, ce temps de passage est identique pour toutes les molécules. Dans le cas d'un réacteur réel, les mêmes molécules injectées au temps  $t_0$  ont chacune un temps de séjour différent dans le réacteur, la DTS représente la répartition statistique de ces temps de séjour autour d'un temps de séjour moyen.

La géométrie du réacteur et les conditions hydrodynamiques peuvent entraîner des chemins préférentiels, des courts-circuits, des volumes stagnants appelés aussi des volumes morts (Danckwerts, 1953). Tous ces phénomènes sont responsables de la dispersion axiale des

molécules en sortie du réacteur et donc, de l'écart à l'idéalité. La DTS permet donc l'obtention d'informations globales sur l'écoulement dans le réacteur étudié.

L'équation utilisée pour déterminer la DTS dans un réacteur est la fonction de distribution  $E(t)$ . Il s'agit d'une fonction normalisée de la concentration d'une espèce mesurable.

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} = \frac{C_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (II.1)$$

Où  $c(t)$  est la concentration de l'espèce mesurée à l'instant  $t$  en mol/m<sup>3</sup>.

A partir de cette fonction, il est possible d'obtenir des informations importantes sur l'hydrodynamique qui, couplées aux modèles cinétiques chimiques, donnent accès aux profils de concentrations des composés dans le réacteur et permettent donc de prédire des rendements et des sélectivités de réactions.

Très souvent, le caractère idéal piston d'un réacteur est favorable à l'obtention de bons rendements et à une sélectivité accrue (Nagy et al., 2012). Dans le cas d'un réacteur à écoulement piston, la concentration en composé est homogène dans toute la section droite du réacteur. Si le réacteur ne se comporte pas comme tel, on peut alors quantifier son écart au comportement idéal, à travers le calcul des premiers moments de la DTS.

### II.2.2 Les moments de La DTS

La fonction de distribution des temps de séjour  $E(t)$  possède les propriétés usuelles des distributions. En particulier on peut définir les moments de cette distribution (Debacq. 2019)

- **Le temps de séjour moyen  $\bar{t}_s$**

Le moment d'ordre 1 est appelé moyenne ou temps de séjours moyen, son expression est :

$$\bar{t}_s = \frac{\int_0^{\infty} tC(t)dt}{\int_0^{\infty} C(t)dt} = \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} = \sum t_i E(t_i) \Delta t_i \quad (II.2)$$

- **La Variance  $\sigma_t^2$**

Le moment d'ordre 2 est appelé variance, il représente l'étalement autour du temps de séjour moyen, son expression est :

$$\sigma_t^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{t}_{exp})^2 C(t)dt}{\int_0^{\infty} C(t)dt} = \sum (t_i - \bar{t}_{exp})^2 E(t_i) \Delta t_i \quad (II.3)$$

Plusieurs méthodes de caractérisation peuvent être utilisées pour confirmer le caractère piston ou non d'un réacteur. Toutes ces méthodes expérimentales font appel à l'injection d'un traceur et exigent l'analyse de la DTS.

## II.2.2 Méthodes expérimentales de caractérisation de la DTS

### II.2.1 Les types d'injection

Deux types d'injection du traceur sont possibles : l'injection impulsion et l'injection échelon (Debacq, 2019).

- **L'injection impulsion**

Elle consiste à injecter une faible quantité de traceur dans un temps le plus court possible. Dans le cas d'une injection impulsion parfaite, le temps d'injection est nul, la fonction d'injection est alors du type fonction de Dirac. En pratique, il est impossible de s'affranchir de ce temps d'injection (si petit soit-il), souvent pratiqué à l'aide d'une seringue. La réponse associée prend la forme représentée sur la Figure II.1

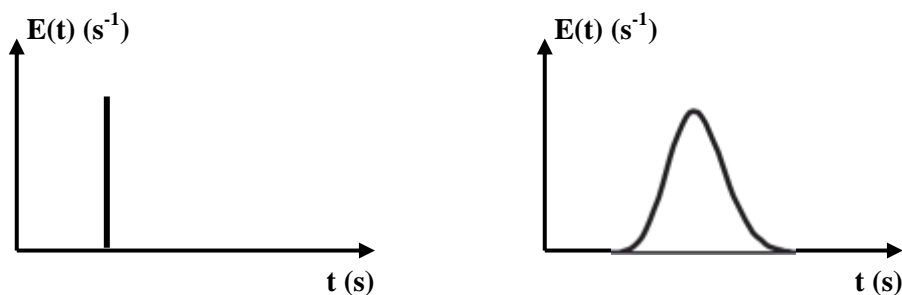


Figure II.1 : Impulsion de Dirac et réponse

- **L'injection-échelon**

Elle est réalisée en injectant une concentration constante de traceur sur la durée de l'analyse. En pratique, il faut un léger temps de réponse du système pour que la concentration atteigne son palier. Expérimentalement, ce type d'injection est réalisé en basculant l'alimentation du réacteur du bac initial d'alimentation à un bac chargé de solution de traceur à la concentration désirée. La réponse associée est généralement de la forme représentée sur la Figure II.2.

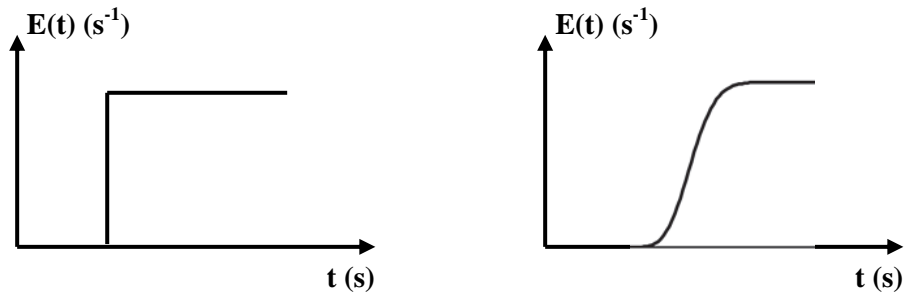


Figure II.2 : Impulsion Echelon et réponse

### II.2.2 Les méthodes de traçage

La méthode des traceurs consiste à "marquer" des molécules entrant dans le système, et à les dénombrer dans le courant de sortie en fonction du temps. Ainsi on applique, à l'aide d'un traceur, un certain signal à l'entrée du système et on examine sa réponse en sortie, pour en déduire des renseignements sur le comportement interne du fluide sous la forme d'une fonction de transfert ; c'est donc une méthode systémique.

Le traçage de la phase liquide peut être réalisé par différentes méthodes, nous pouvons citer : la conductimétrie, la mesure de radioactivité, la thermométrie et la spectrophotométrie.

Les traceurs radioactifs sont rarement utilisés car ils sont peu pratiques et dangereux, le traçage thermique est une méthode intrusive puisqu'elle exige de placer des sondes dans le réacteur étudié et peut donc engendrer des perturbations de l'écoulement et conduire à des mesures erronées. Par contre, les méthodes couramment utilisées sont basées sur l'analyse conductimétrique ou spectrophotométrique. Les temps de réponse caractéristiques des conductimètres sont généralement supérieurs à ceux des spectrophotomètres. Ainsi, la spectrophotométrie est une méthode particulièrement adaptée aux réacteurs-échangeurs étudiés, caractérisés par des temps de passage courts.

Le traceur ne doit pas perturber l'écoulement et doit donc posséder des propriétés similaires à celles du fluide étudié (densité, viscosité, etc.). Dans le cas de l'analyse conductimétrique, les mesures de DTS en phase liquide sont réalisées par des traçages salins. La mesure de conductivité d'un traceur, beaucoup plus conducteur que la phase liquide étudiée, est très simple et permet une bonne précision de mesures avec un simple conductimètre. De nombreux auteurs ont choisi cette technique de traçage salin pour la réalisation des mesures de DTS dans différents réacteurs (Brakchi, 2015).

### II.3 Modélisation des écoulements non idéaux par DTS

Plusieurs types de modèles plus ou moins compliqués peuvent être utilisés pour se rendre compte de la forme de la DTS déterminée expérimentalement à l'aide d'un modèle hydrodynamique simple. Parmi ces modèles, nous pouvons citer le modèle des  $n$  cuves agitées, le modèle à dispersion axiale et le modèle combiné qui associe en série ou en parallèle des zones actives en écoulement piston et parfaitement agitées.

#### II.3.1 Le modèle des $n$ cuves agitées

Dans le modèle des  $n$  cuves agitées, le réacteur est assimilé à une succession de bacs parfaitement agités dont la somme des volumes est égale au volume total du réacteur (Levenspiel, 1999). La Figure II.3 donne une représentation de ce modèle.

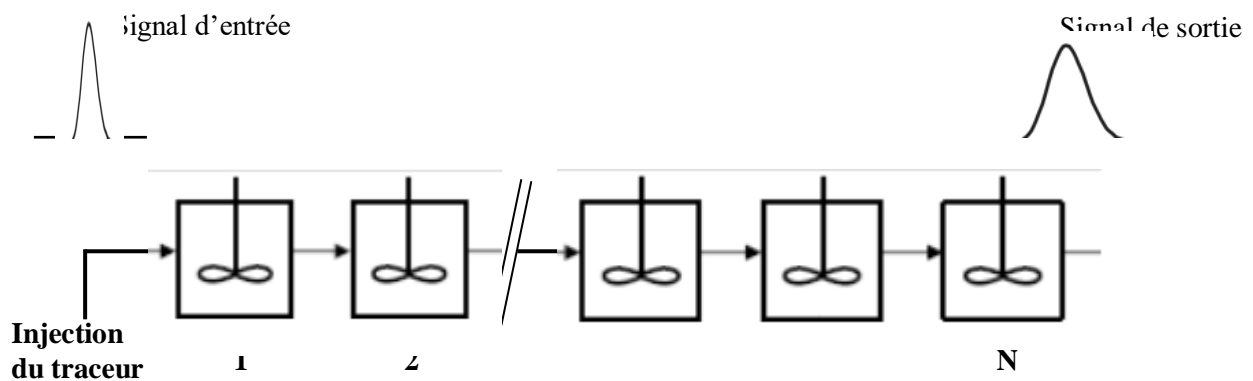


Figure II.3 : Représentation du modèle  $n$  cuves agitées

Pour une injection supposée impulsion Dirac parfaite, on peut en déduire, à l'aide de relations simples (Levenspiel, 1999), le temps de séjour moyen dans le réacteur ainsi que le nombre de cuves en série par lequel il peut être modélisé. Pour une longueur et une vitesse moyenne de fluide données, plus le nombre de cuves est important, plus le comportement du réacteur se rapproche de l'écoulement piston. Théoriquement, pour un nombre infini de cuves, on parle de réacteur piston.

Ce modèle présente une solution unique car il n'y a pas de multiplicité des conditions aux limites. La distribution des temps de séjour de cet ensemble de  $n$  cuves agitées en série s'écrit :

$$E(t) = \left( \frac{N}{\bar{t}_{exp}} \right)^N \frac{t^{N-1}}{(N-1)!} \exp\left( -\frac{Nt}{\bar{t}_{exp}} \right) \quad (II.4)$$

Sous forme adimensionnelle la DTS dépend du seul paramètre N :

$$E(\theta) = \bar{t}_{exp} * E(t) = N \frac{(N\theta)^{N-1} e^{-N\theta}}{(N-1)!} \quad (II.5)$$

La variance de cette distribution est fonction du paramètre N de ce modèle :

$$\sigma_t^2 = \frac{\bar{t}_{exp}^2}{N} \text{ ou } \sigma_\theta^2 = \frac{1}{N} \quad (II.6)$$

$\theta$  est la variable adimensionnelle, son expression est donnée par l'équation suivante :

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}_{exp}} \quad (II.7)$$

Comme le montre la figure suivante, on retrouve le cas du mélangeur parfait pour  $N = 1$ , et le piston parfait pour  $N$  infini (dans la pratique pour  $N > 100$ ).

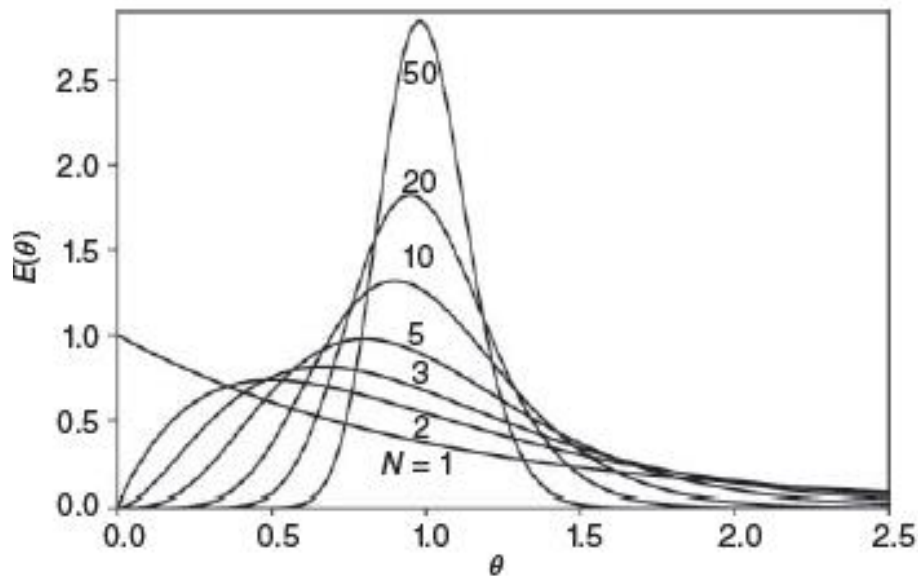


Figure II.4 : Courbes de DTS en fonction du nombre de cuves agitées

### II.3 Le modèle piston avec dispersion axiale

Lorsqu'on réalise une injection impulsion d'un traceur à l'entrée d'un réacteur tubulaire, l'impulsion se propage lors de son passage le long de ce réacteur. Cette propagation peut être caractérisée selon le modèle piston-dispersion. Ce modèle qui s'applique dans le cas d'un



faible écart à l'écoulement piston suppose la superposition d'un écoulement piston convectif de vitesse axiale  $U_z$  une dispersion aléatoire dans le sens de l'écoulement due aux fluctuations locales de la composante axiale de vitesse obéissant à la loi de Fick (Bensouici, 2007). Dont le flux axial est donné par :

$$F = U_z C_A - D_z \frac{\delta C_A}{\delta Z} \quad (II.8)$$

Avec :

$D_z$  ( $m^2/s$ ) : coefficient de dispersion axiale ou longitudinale dépendant des conditions d'écoulement

$U_z$  (m/s) : Vitesse axiale moyenne

$C$  ( $mol/m^3$ ) : concentration du traceur

$Z$  (m) : coordonnée spatiale dans le sens de l'écoulement

Les variations de la concentration du traceur en fonction du temps sont décrites par l'équation du bilan de matière suivante :

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} = D_z \frac{\partial^2 C_A}{\partial Z^2} - \bar{U}_z \frac{\partial C_A}{\partial Z} \quad (II.9)$$

La résolution de cette équation dépend des conditions aux limites régnant au point d'injection du traceur ( $Z=0$ ) et au point de mesure de la réponse ( $Z=L$ ), trois configurations sont ainsi possibles pour le réacteur :

- Système dit ouvert/ouvert à la dispersion
- Système dit fermé/fermé à la dispersion
- Système dit fermé/ ouvert ou ouvert/fermé à la dispersion

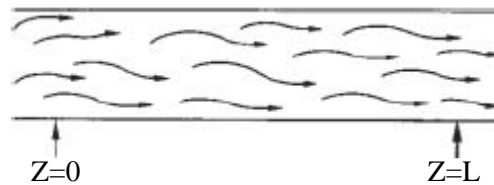
Dans le cas des conditions aux limites ouvert/ouvert, il existe une solution analytique à l'équation de transport et la fonction DTS s'écrit :

$$E(t) = 0.5 \left( \frac{Pe}{\pi \cdot t \cdot \bar{t}_{exp}} \right)^{0.5} \exp \left[ -\frac{Pe(\bar{t} - t)^2}{4 \cdot t \cdot \bar{t}_{exp}} \right] \quad (II.10)$$

Dans les autres cas, il n'y a pas de solution analytique. Cependant, les moments de la fonction DTS peuvent être calculés à l'aide des valeurs de la DTS expérimentale.

- **Écoulement dit ouvert à la dispersion**

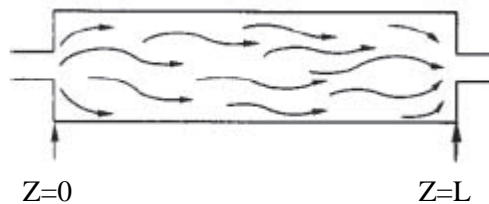
Le phénomène de dispersion axiale dans ce cas s'étend aux zones situées respectivement avant le détecteur d'entrée et après le détecteur de sortie. En d'autres termes, il n'y a aucune discontinuité du flux de dispersion à l'entrée et à la sortie (figure II.5).



**Figure II.5 : Système ouvert à la dispersion**

- **Écoulement dit fermé à la dispersion**

La dispersion axiale est limitée à la région située entre les deux détecteurs. Le fluide dans ce cas n'est transporté que par convection pure.



**Figure II.6 : Système fermé à la dispersion**

- **Écoulement dit semi-ouvert**

Le réacteur est semi-ouvert à la dispersion soit vers l'amont, soit vers l'aval (voir figure II.7)



**Figure II.7 : Système semi-ouvert à la dispersion**

L'équation de la DTS sous forme adimensionnée est :

$$E(\theta) = \bar{t}_{exp} E(t) = \frac{0.5}{\theta} \left( \frac{Pe}{\pi \cdot \theta} \right)^{0.5} \exp \left[ -\frac{Pe(1-\theta)^2}{4 \cdot \theta} \right] \quad (II.11)$$

Avec  $Pe$ , le nombre de Pecklet défini par l'expression suivante :

$$Pe = \frac{Udp}{D_L} \tag{II.12}$$

Le tableau suivant regroupe les expressions du temps de séjours moyen ainsi que relations qui relie le temps de séjour moyen et la variance pour chaque condition aux limites.

**Tableau II.1 : Expressions des moments d'ordre 1 et 2 pour chaque condition aux limites**

Système	Moment d'ordre2	Moment d'ordre1	
		$\bar{t}$	$\theta$
ouvert/ouvert	$\frac{\sigma_{exp}^2}{\bar{t}_{exp}^2} = \frac{2}{Pe} + \frac{8}{Pe^2}$	$\bar{t}_{oo} = \bar{t}_{exp}(1 + \frac{2}{Pe})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}_{oo}}$
fermé/fermé	$\frac{\sigma^2}{\bar{t}_{exp}^2} = \frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2}(1 - e^{-Pe})$	$\bar{t}_{ff} = \bar{t}_{exp}$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}_{ff}}$
fermé/ouvert ou ouvert/fermé	$\frac{\sigma_{exp}^2}{\bar{t}_{exp}^2} = \frac{2}{Pe} + \frac{3}{Pe^2}$	$\bar{t}_{fo} = \bar{t}_{exp}(1 + \frac{1}{Pe})$	$\theta = \frac{t}{\bar{t}_{fo}}$

**II.4 Le modèle basé sur la combinaison des réacteurs idéaux**

Certains réacteurs à lit fluidisé présentent une zone fortement agitée qui peut être modélisée par un réacteur continu parfaitement agité (RAO). Les particules solides ou le fluide peuvent suivre un chemin tortueux après ou avant la zone de mélange parfait. Ces chemins tortueux peuvent être modélisés comme un réacteur à écoulement piston. On peut donc modéliser ce type d'écoulement par une association en série d'un REP suivi d'un RAO ou inversement (Fogler, 2006. Kiadhi, 2019).

Kiadhi (2019) rapporte que selon Kunii et Levenspiel (1991), les équations qui rendent compte de la DTS dans un RAO unique et un REP unique sont :

$$E(t) = \frac{1}{\tau} e^{-\frac{t}{\tau}} \tag{II.13} \quad \text{Pour le RAO}$$

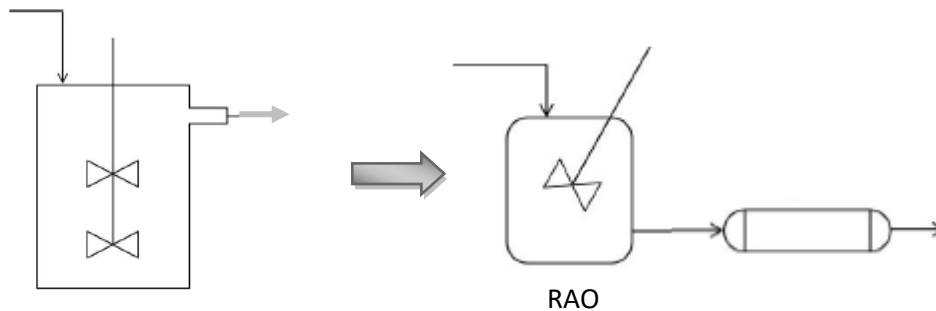
$$E(t) = \delta(T - \tau) \tag{II.14} \quad \text{Pour le REP}$$

Les temps de séjour moyens dans le RAO et le REP seront notés respectivement  $\tau_s$  et  $\tau_p$ . Pour une injection du traceur type impulsion, la concentration en traceur à la sortie du RAO est donnée en fonction de la concentration initiale de ce traceur par l'équation suivante :

$$c = c_0 e^{\frac{-t}{\tau_s}} \quad (II.15)$$

La concentration de sortie décroît d'un temps  $\tau_p$  à la sortie de la section à écoulement piston du système (RAO+REP en série). Par conséquent, la distribution du temps de séjour moyen du système peut être obtenue par l'équation suivante (Fogler, 2006).

$$E(t) = \begin{cases} 0 & t < \tau_p \\ \frac{e^{\frac{-(t-\tau_p)}{\tau_s}}}{\tau_s} & t \geq \tau_p \end{cases} \quad (II.16)$$



**Figure II.8 : Réacteur réel modélisé par un RAO et un REP placés en série**

Fogler (2006) et Levenspiel (1972) ont montré que la somme des temps de séjour moyens pour le REP et le RAO dans des réacteurs en série est indépendante de la disposition des réacteurs. Les résultats de la DTS pour le RAO en série avec le REP ou le REP en série avec le RAO sont identiques.

### II.5 Mesures de la DTS dans un lit fluidisé solide-liquide

Pour prendre connaissance du phénomène de dispersion dans les réacteurs à lits fluidisés, certains auteurs ont utilisé la distribution du temps de séjour (DTS) du fluide dans ces réacteurs. Parmi ces eux, nous pouvons citer Kikuchi et al (1984), qui ont étudié le coefficient de la dispersion axiale, pour des particules de polystyrène et de verre fluidisées par

l'eau dans une colonne de 3,4 cm de diamètre interne. Ces auteurs ont constaté que, pour les faibles nombres de Reynolds étudiés, le diamètre de la colonne ainsi que la masse des particules n'ont aucun effet sur la dispersion axiale, par contre, pour une porosité du lit compris entre 0,7 et 0,8 le coefficient de dispersion axiale est maximal.

Asif et al. (1992) ont également utilisé la DTS pour étudier l'influence de la distance entre le point d'injection du tracteur et le point de mesure de la réponse d'injection. Ils ont montré que le coefficient de dispersion axiale augmente avec l'augmentation de la distance entre les deux points.

Par ailleurs, Behin et al (2011) ont étudié la distribution des temps de séjour de la phase liquide dans un lit fluidisé et l'influence de la vitesse du fluide sur l'hydrodynamique du lit de particules de grande densité dans une colonne de 5 cm de diamètre et 1,2 m de longueur. Ils ont montré que le coefficient de dispersion axiale augmente avec la vitesse superficielle du liquide.

Une étude récente réalisée au laboratoire d'hydrodynamique de l'université de Bejaia par les étudiantes K.Chemache & R.Messouaf (2017) dans un réacteur de 2 cm de diamètre et 91 cm de hauteur a montré, que le coefficient de dispersion axiale de la phase liquide déterminé pour des lits de particules sphériques de verre de 2 cm et 4 cm de diamètre fluidisées par l'eau de robinet, présente un maximum à une porosité comprise entre 0,6 et 0,7.

Les auteurs cités ci-dessus ont précisé que le modèle piston-dispersion permet de représenter de façon satisfaisante le comportement hydrodynamique des systèmes étudiés.



# **Chapitre III**

*Présentation et traitement des  
résultats expérimentaux*

### III.1 Procédure expérimentale

Dans ce chapitre, nous allons exploiter les données expérimentales obtenues dans le cadre de la préparation d'un mémoire de master en Génie des Procédés réalisé en 2017, au laboratoire d'hydrodynamique de l'université A/Mira de Béjaia par les étudiantes K.Chemache et R.Messouaf. L'objectif de ce travail était d'étudier la dispersion axiale de la phase liquide dans un réacteur à lit fluidisé transparent de 2 cm de diamètre interne et de 91 cm de hauteur.

Les étudiantes ont procédé à des mesures de la distribution des temps de séjour (DTS) en phase liquide par la technique de traçage salin. La méthode retenue par ces étudiantes a été d'injecter à la base de la colonne (injection type impulsion) 10 ml d'une solution de chlorure de sodium (NaCl) de concentration 100 g/l, et à suivre l'évolution dans le temps de sa concentration à la sortie de la colonne. Le choix de NaCl comme traceur a été fait en raison de sa simplicité d'emploi et sa facilité de détection à l'aide d'une simple sonde conductimétrique. Les courbes d'étalonnage (conductivité-concentration de NaCl), établies à partir de plusieurs solutions étalons préparées avec l'eau de robinet ont permis d'obtenir la concentration de la solution de NaCl à partir de la conductivité mesurée.

Pour un débit fixé, les étudiantes ont suivi par enregistrement vidéo, l'évolution de la conductivité en fonction du temps, d'une couche de particules de verre sphériques de 2 mm de diamètre fluidisées par l'eau de robinet. L'acquisition des données a été faite avec un pas de temps de 3 s.

Les paramètres d'écoulement de cette étude sont regroupés dans le tableau suivant.

**Tableau III.1 : Paramètres d'écoulement de la présente étude**

dp (mm)	$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_l$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (Pa.s)	U (cm/s)	$Rep = \frac{\rho_l U d_p}{\mu}$	$\varepsilon$
2	1554	1000	0,001	5,00	100	0,55
				7,00	140	0,64
				8,20	170	0,69

U (cm/s) est la vitesse débitante de fluidisation,  $\rho_s$ (kg/m<sup>3</sup>) et  $\rho_l$ (kg/m<sup>3</sup>) sont respectivement la masse volumique de la phase solide et la phase fluide,  $\mu$  (Pa.s) est la viscosité dynamique du fluide, dp (mm) est le diamètre des particules solides et  $\varepsilon$  est la porosité du lit. Rep est le



nombre de Reynolds particulière, ce nombre adimensionnel est le rapport entre les forces d'inertie et les forces visqueuses.

Pour chaque vitesse de fluidisation, deux essais sont effectués pour relever la variation de la conductivité de la solution à la sortie de la colonne de fluidisation. Après transformation de chacune de ces conductivités en concentration, il a été possible de déduire la DTS expérimentale en utilisant l'équation suivante :

$$E(t) = \frac{C_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (III.1)$$

Le temps de séjour moyen expérimental  $\bar{t}$ , la variance  $\sigma_t^2$  et la variance adimensionnelle  $\sigma_\theta^2$  sont alors calculés par les relations suivantes :

$$\bar{t} = \sum t_i E(t_i) \Delta t_i \quad (III.2)$$

$$\sigma_t^2 = \sum (t_i - \bar{t})^2 E(t_i) \Delta t_i \quad (III.3)$$

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma_t^2}{\bar{t}^2} \quad (III.4)$$

### III.2 Test de reproductibilité

Nous avons porté sur les figures III.1 à III.3 l'évolution de la DTS expérimentale en fonction du temps pour les vitesses de fluidisation correspondant respectivement à 5 cm/s, 7 cm/s et 8,2 cm/s. A ces vitesses d'écoulement correspondent respectivement les porosités suivantes : 0,55 ; 0,64 et 0,69. Sur chacune des figures est représentée l'évolution de la DTS en fonction du temps des deux tests effectués pour chaque porosité étudiée.

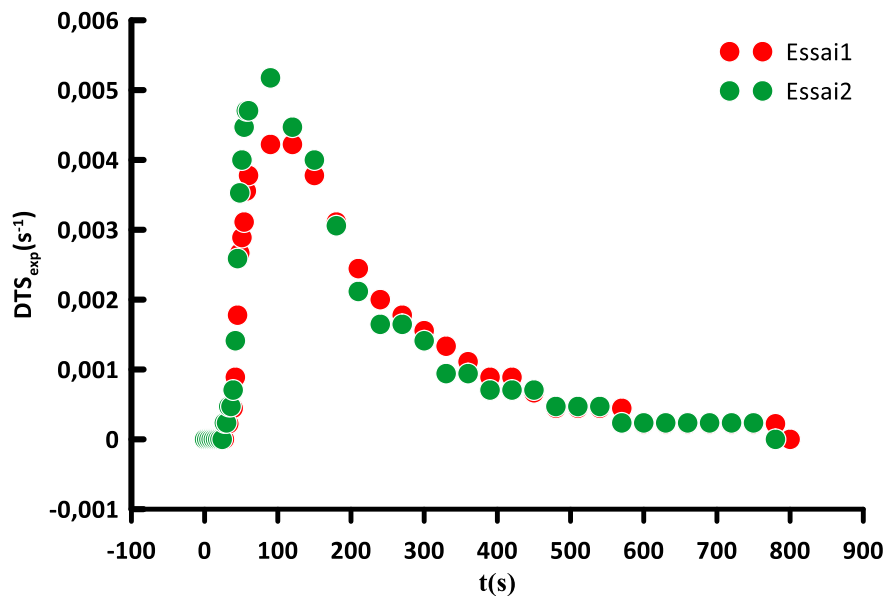


Figure III.1 : L'évolution de la DTS expérimentale en fonction du temps

$$U = 5 \text{ m/s} ; \varepsilon = 0,55$$

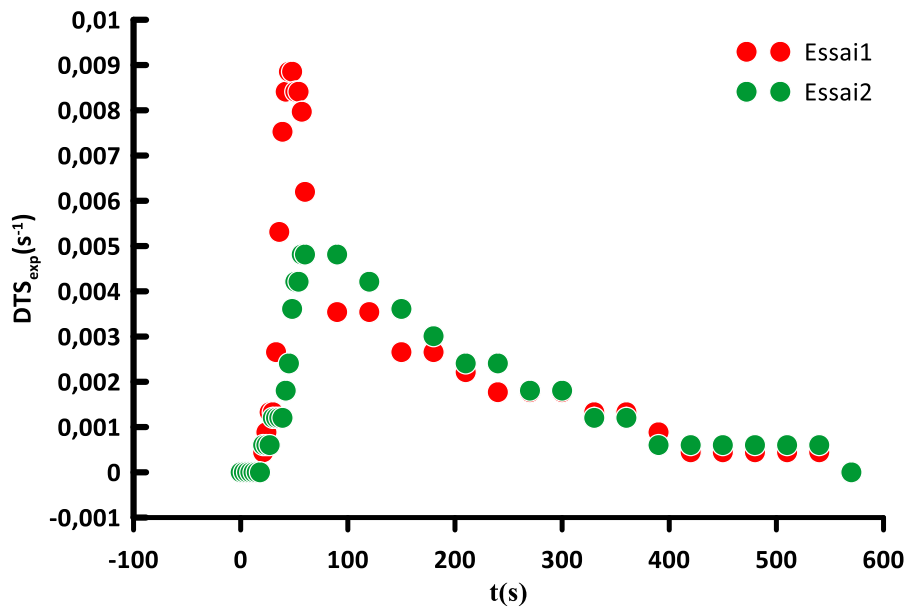


Figure III.2 : L'évolution de la DTS en fonction du temps

$U = 7 \text{ cm/s}$  ;  $\varepsilon = 0,64$

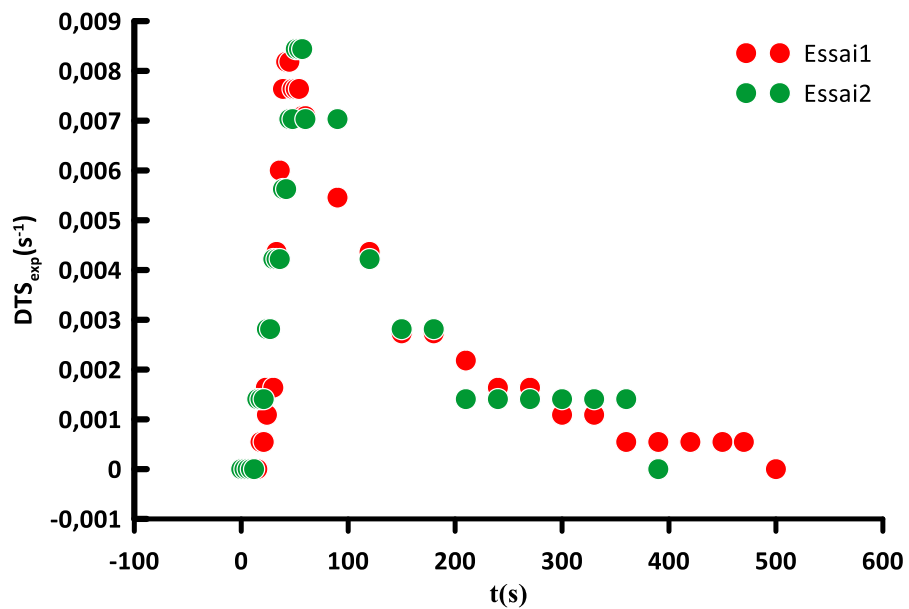


Figure III.3 : L'évolution de la DTS en fonction du temps

$U = 8,2 \text{ cm/s}$  ;  $\varepsilon = 0,69$

D'un point de vue qualitatif, on remarque que les valeurs de la DTS expérimentales sont reproductibles, à l'exception de celles obtenues pour une porosité de 0,64.

Pour chaque condition opératoire, nous avons estimé les écarts entre les deux essais de la variance adimensionnelle  $\sigma_{\theta}^2$ . Les résultats ainsi obtenues sont regroupés dans le tableau

**Tableau III.2 : Valeurs expérimentales des moments d'ordre 1 et d'ordre 2 pour chaque essai expérimental**

Essai	$\bar{t}$	$\sigma_t^2$	$\sigma_{\theta}^2$	Ecart en (%)
<b><math>\varepsilon = 0.55</math></b>				
1(1)	237,71	25491,24	0,451	10
2(2)	220,4	24273,3	0,500	
<b><math>\varepsilon = 0.64</math></b>				
1(2)	186	16289,07	0,471	21
2(3)	204	15451,16	0,371	
<b><math>\varepsilon = 0.69</math></b>				
1(1)	161,57	12331,46	0,472	10
2(3)	144,78	7186,4	0,426	

Au vu de ces valeurs, nous pouvons dire que les résultats sont reproductibles avec un écart relatif qui ne dépasse pas 10%, à l'exception de celles obtenues pour une porosité de 0,64 où l'écart relatif atteint 21%.

### III.3 L'évolution de la DTS en fonction de la porosité

Sur la figure III.5, nous avons présenté l'évolution de la DTS expérimentale en fonction de la vitesse d'écoulement du liquide (ou de la porosité du lit fluidisé).

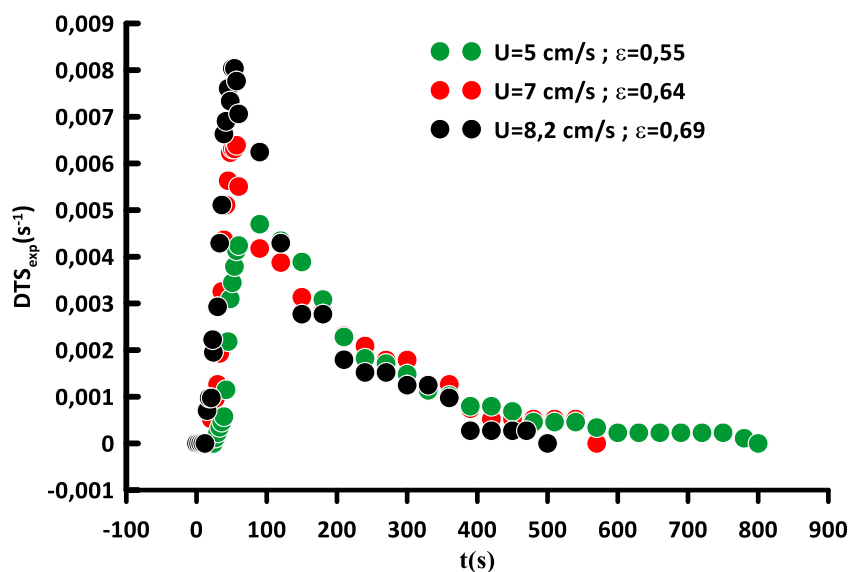


Figure III.4 : L'effet de la vitesse d'écoulement et de la porosité sur la DTS

D'une manière générale, les courbes expérimentales de DTS présentent un pic de concentration en traceur à un temps qui varie de 50 secondes à 1 minute 30. Le pic est suivi d'une décroissance exponentielle de cette concentration, qui s'étale sur un temps équivalent à 40 à 50 fois le temps de passage. L'allure de ces courbes est typique d'une réponse intermédiaire entre celle d'un réacteur tubulaire à écoulement laminaire et celle d'une association en série d'un réacteur piston et d'un réacteur parfaitement agité.

L'une des principales utilisations de l'analyse de la DTS est de déterminer s'il existe ou non des volumes morts ou des chemins préférentiels dans le réacteur étudié. Dans ce but, nous avons comparé le temps de séjours moyen expérimentale (il s'agit ici de la moyenne du temps de séjour expérimentale calculée à partir des deux essais pour chaque condition opératoire) au temps de passage,  $\tau$  ( $\tau = \frac{V_r}{Q_o}$ ) calculé pour chaque condition opératoire (voir tableau III.3).

Cela peut indiquer l'existence de passages préférentiels ou d'un court-circuit.

Tableau III.3 : Valeurs du temps de passage,  $\tau$ , pour chaque condition opératoire

$\varepsilon$	U(cm/s)	$\bar{t}$ (s)	$Q_0$ (cm <sup>3</sup> /s)	$\tau$ (s)
0,55	5	229,06	15,84	16,69
0,64	7	195,00	21,88	12,14
0,69	8,2	153,24	25,82	10,27

Comme le montre le tableau III.3, on remarque que le temps de séjour moyen ( $\bar{t}$ ) dans le réacteur diminue avec l'augmentation de la vitesse superficielle (ou de la porosité). Il est à noter aussi qu'avec l'augmentation de la vitesse de fluidisation, la hauteur du pic augmente et celui-ci est décalé vers des temps plus courts, de plus la DTS devient de plus en plus étroite.

### III.4 Comparaison des résultats expérimentaux aux modèles d'écoulement

#### III.4.1 Modèle piston- dispersion axiale

Pour les réacteurs dits 'fermés' à la dispersion, ce qui est le cas dans la présente étude, une expression analytique pour  $E(t)$  n'est pas disponible. Cependant, à partir de la variance adimensionnelle, on peut déduire le nombre de Peclet axial ( $Pe$ ) à partir des paramètres de la DTS.

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2} (1 - e^{-Pe}) \quad (III.6)$$

Dans le cas de faibles étendues de dispersion, la DTS du système sous forme adimensionnelle s'écrit :

$$E(\theta) = \bar{t} * E(t) = \frac{0.5}{\theta} \left( \frac{Pe}{\pi \cdot \theta} \right)^{0.5} \exp \left[ -\frac{Pe(1 - \theta)^2}{4 \cdot \theta} \right] \quad (III.7)$$

$\theta$  étant la variable adimensionnelle donnée par l'équation suivante :

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}} \quad (III.8)$$

Connaissant les valeurs expérimentales des moments d'ordre 1 et d'ordre 2 pour chaque condition opératoire, nous avons calculé le nombre adimensionnel de Peclet ( $Pe$ ) en utilisant Solveur. Les valeurs ainsi trouvées sont regroupées dans le tableau III.4.

Tableau III.4 : Valeurs expérimentales  $Pe$ 

$\varepsilon$	U(cm/s)	$\bar{t}$ (s)	$\sigma_t^2$	$\sigma_\theta^2$	Pe
0,55	5	229,06	24957,16	0,474	2,807
0,64	7	195,00	15951,14	0,417	3,450
0,69	8,2	153,24	9758,93	0,416	3,462

Sur les figures III.6 à III.7, sont présentés les résultats de la comparaison des différentes mesures de DTS expérimentale à celles obtenues en système fermé.

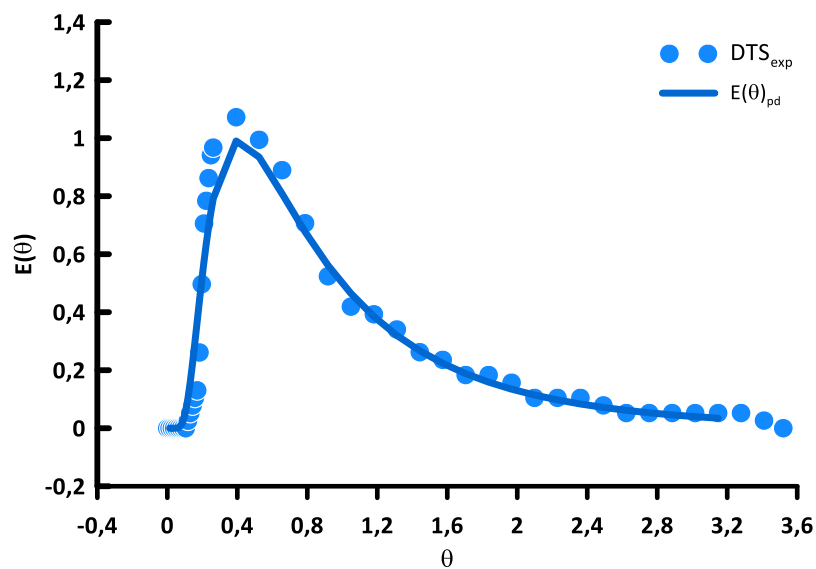


Figure III.5 : L'évolution de la DTS en fonction de  $\theta$  et comparaison au modèle piston-dispersion en système fermé :  $U=5$  cm/s ;  $\varepsilon=0,55$

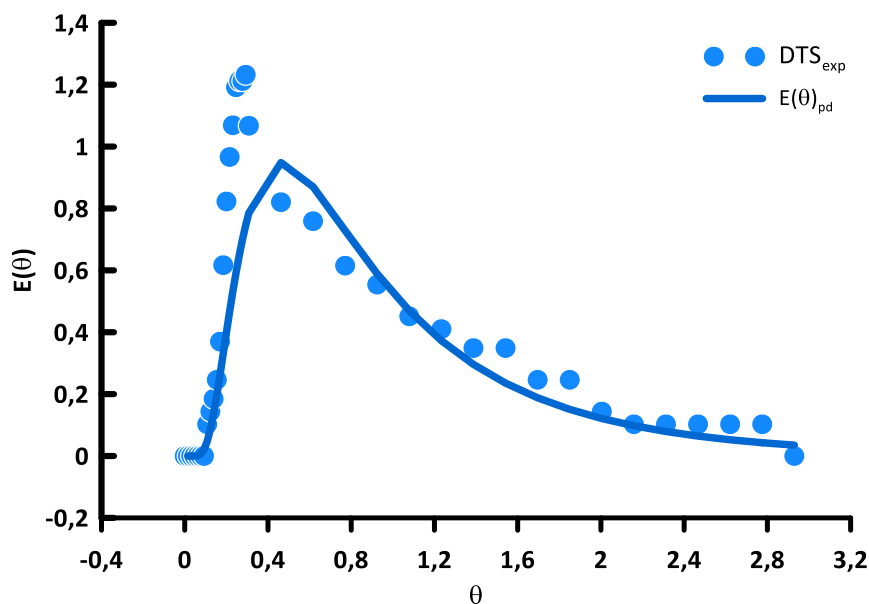


Figure III.6 : L'évolution de la DTS en fonction de  $\theta$  et comparaison au modèle piston-dispersion en système fermé :  $U = 7 \text{ cm/s}$  ;  $\varepsilon = 0,64$

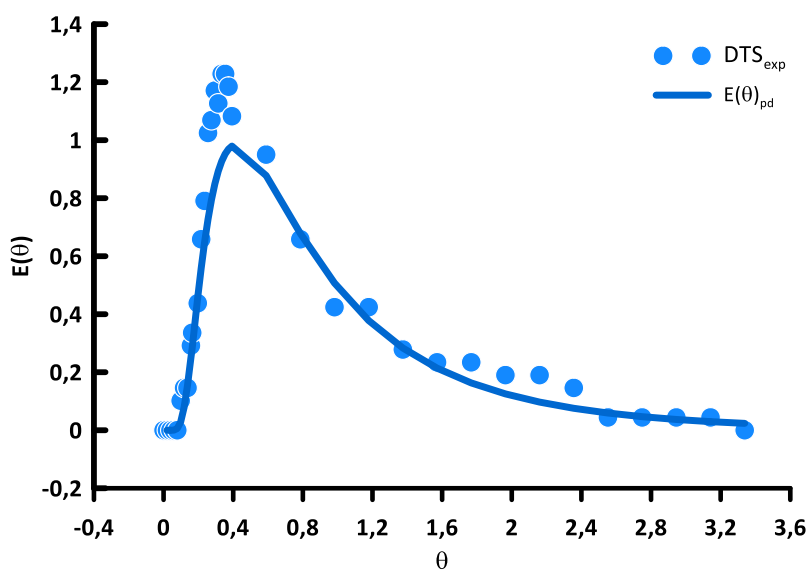


Figure III.7 : L'évolution de la DTS en fonction de  $\theta$  et comparaison au modèle piston-dispersion en système fermé :  $U = 8,2 \text{ cm/s}$  ;  $\varepsilon = 0,69$

A partir de ces courbes, nous remarquons que les valeurs prédites par le modèle testé sont en bon accord avec les valeurs expérimentales pour la vitesse de fluidisation de  $5 \text{ cm/s}$  correspondant à une porosité de  $0,55$ . Ce qui n'est pas le cas pour les deux autres vitesses de fluidisation :  $7 \text{ cm/s}$  et  $8,2 \text{ cm/s}$  correspondant respectivement à la porosité du lit de  $0,64$  et

0,69. Nous avons calculé le temps de séjour moyen de la DTS obtenue pour le modèle piston fermé à la dispersion, les valeurs ainsi obtenues sont regroupées dans le tableau III.5. On constate en effet que le temps de séjour moyen du modèle testé est très proche du temps de séjour expérimental pour la porosité de 0,55 avec un écart relatif de 4%. Pour les deux autres porosités l'erreur relative est plus grande (12%).

**Tableau III.5 : Valeurs du temps de séjours moyen et de la variance du modèle piston-dispersion**

$\varepsilon$	U (cm/s)	$\bar{t}$ (s)	$\bar{t}_{pd}$ (s)	L'erreur relative (%)
0,55	5,0	229,06	219,61	4,13
0,64	7,0	195,00	171,23	12,19
0,69	8,2	153,24	134,12	12,48

### III.4.2 Modèle des n cuves agitées

Dans ce cas l'écoulement du fluide dans le réacteur à lit fluidisé peut être assimilé à une à une cascade de N réacteurs identiques parfaitement agités. Ce modèle présente une solution unique car il n'y a pas de multiplicité des conditions aux limites.

La distribution des temps de séjour de cet ensemble de N cuves agitées en série s'écrit :

$$E(t) = \left(\frac{N}{\bar{t}}\right)^N \frac{t^{N-1}}{(N-1)!} \exp\left(-\frac{Nt}{\bar{t}}\right) \quad (\text{III.8})$$

Sous forme adimensionnelle la DTS dépend du seul paramètre N :

$$E(\theta) = \bar{t} * E(t) = N \frac{(N\theta)^{N-1} e^{-N\theta}}{(N-1)!} \quad (\text{III.9})$$

La variance de cette distribution est fonction du paramètre N de ce modèle :

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N} \Rightarrow N = \frac{1}{\sigma_{\theta}^2} \quad (\text{III.10})$$

Le tableau suivant regroupe les valeurs du nombre de cuves agitées obtenue pour chaque condition opératoire.



Tableau III.6 : Valeurs expérimentales de  $N$  pour chaque condition opératoire

$\varepsilon$	U (cm/s)	$\sigma_\theta^2$	N
0,55	5	0,474	2,11
0,64	7	0,417	2,40
0,69	8,2	0,416	2,40

Les figures III.8 à III.10 illustrent la comparaison des valeurs de la DTS expérimentales à celles obtenues par le modèle des  $n$  cuves agitées pour les trois vitesses de fluidisation étudiées. Les valeurs de  $N$  montrent que notre réacteur à lit fluidisé peut être assimilé à une cascade de deux réacteurs ouverts parfaitement agités de volumes identiques.

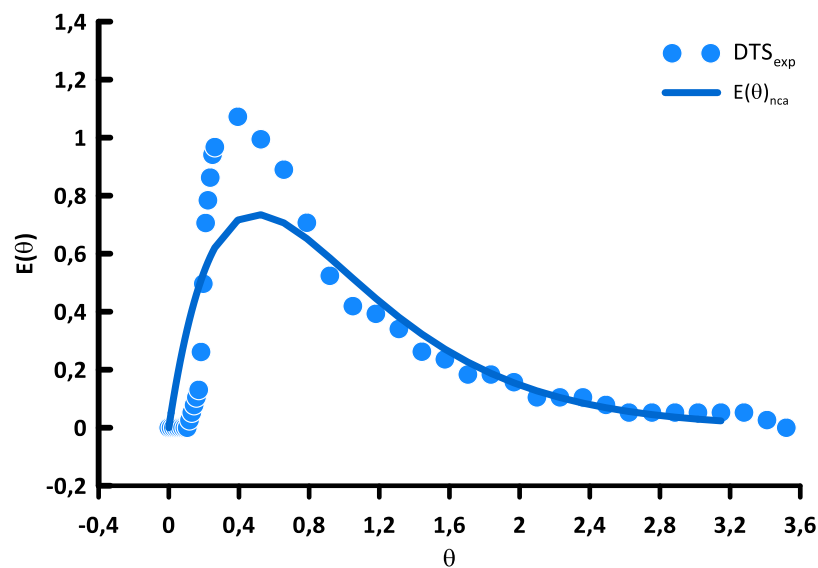


Figure III.8 : L'évolution de la DTS en fonction de  $\theta$  et comparaison au modèle  $n$  cuves agitées  $U=5$  cm/s ;  $\varepsilon=0,55$

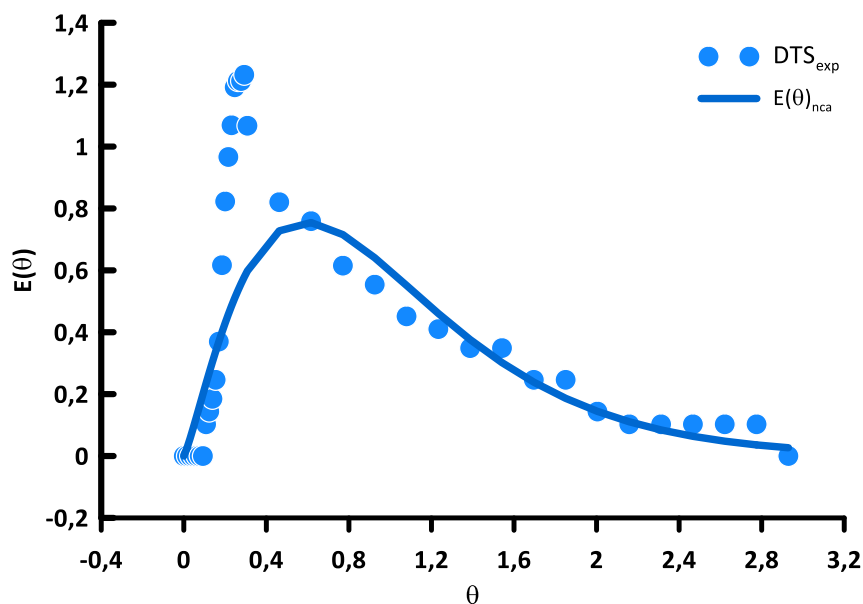


Figure III.9 : L'évolution de la DTS en fonction de  $\theta$  et comparaison au modèle  $n$  cuves agitées  $U=7$  cm/s ;  $\varepsilon=0,64$

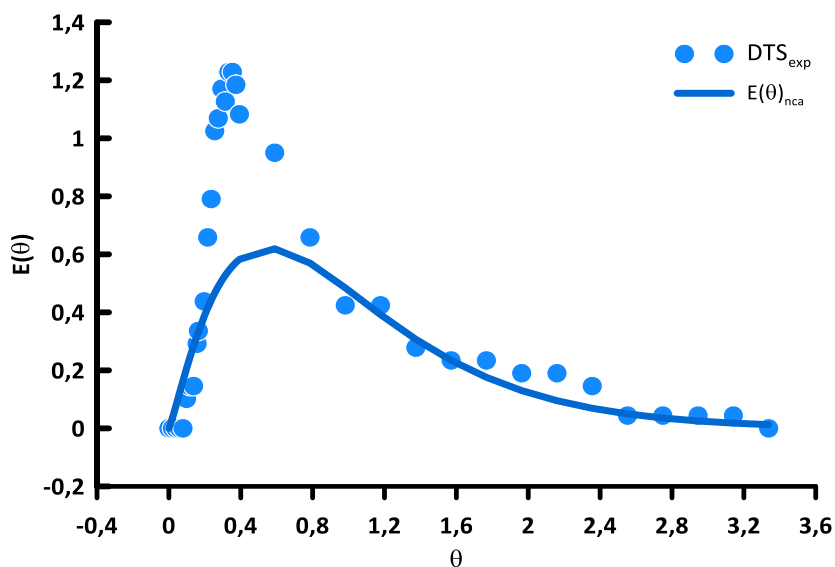


Figure III.10 : L'évolution de la DTS en fonction de  $\theta$  et comparaison au modèle  $n$  cuves agitées  $U=8,2$  cm/s ;  $\varepsilon=0,69$

Les courbes obtenues montrent clairement que ce modèle n'est pas représentatif des valeurs expérimentales. Cependant les valeurs du temps de séjour moyen calculé pour toutes

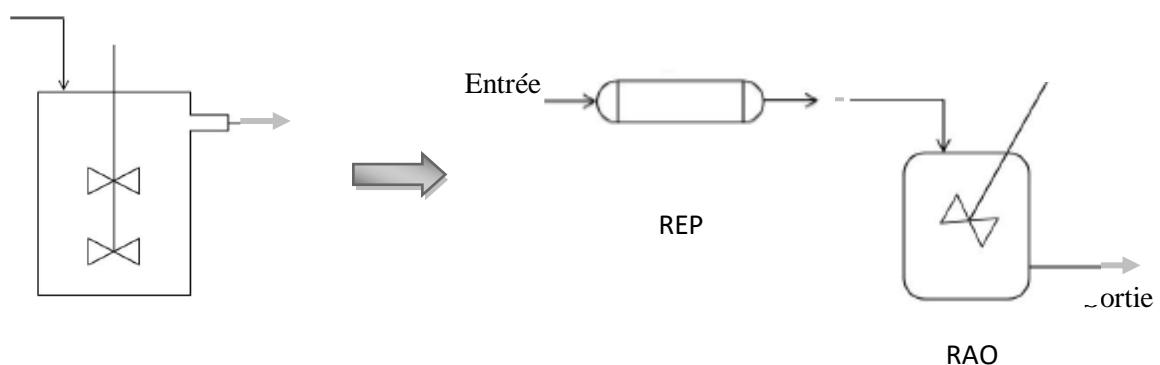
les conditions opératoires présentées dans le tableau III.7, montrent que l'écart relatif est très faible pour  $U = 5 \text{ cm/s}$  (3,5 %), qui correspond à une porosité de 0,55, alors qu'il est de 15,54% pour  $U = 7 \text{ cm/s}$  ( $\varepsilon = 0,64$ ) et 20,69% pour  $U = 8,2 \text{ cm/s}$  ( $\varepsilon = 0,69$ ),

**Tableau III.7 : Valeurs du temps de séjours moyen et de la variance du modèle N cuves agitées**

$\varepsilon$	U (cm/s)	$\bar{t}$ (s)	$\bar{t}_{nca}$ (s)	L'erreur relative (%)
0,55	5,0	229,06	220,96	3,5
0,64	7,0	195,00	164,70	15,54
0,69	8,2	153,24	121,53	20,69

### III.4.3 Modèle combiné basé sur l'association en série d'un réacteur à écoulement piston (REP) et d'un réacteur parfaitement agité ouvert (RAO)

Comme nous l'avons décrit dans le paragraphe III.3, toutes les courbes de la DTS expérimentale montrent que la concentration en traceur augmente et atteint rapidement un pic à un temps qui varie de 50 secondes à 90 secondes. Cette augmentation rapide de la concentration est caractéristique d'un écoulement piston. Après cette augmentation, le traceur ne disparaît qu'après un long moment (500 à 800 secondes). Cette décroissance exponentielle de la concentration est caractéristique d'un réacteur ouvert parfaitement agité. Ce type d'évolution de la DTS peut être modélisé par une association en série d'un réacteur à écoulement piston suivi d'un réacteur ouvert parfaitement agité (Kiadehi, 2019).



**Figure III.11 : Réacteur réel modélisé par un REP suivi d'un RAO**

L'équation de la DTS dans ce cas est donnée par l'équation suivante :

$$E(t) = \begin{cases} 0 & t < \tau_p \\ e^{-\frac{(t-\tau_p)}{\tau_s}} & t \geq \tau_p \end{cases} \quad (III.11)$$

En absence de zones stagnantes dans le réacteur, le temps de séjour moyen  $\bar{t}$  s'écrit :

$$\bar{t} = \tau_p + \tau_s \quad (III.12)$$

$\tau_s$  et  $\tau_p$  étant respectivement les temps de séjour moyens dans le RAO et le REP.

Les courbes comparant les valeurs expérimentales de la DTS à celles obtenues par le modèle combiné (REP + RAO) pour chaque condition opératoire sont présentées ci-dessous.

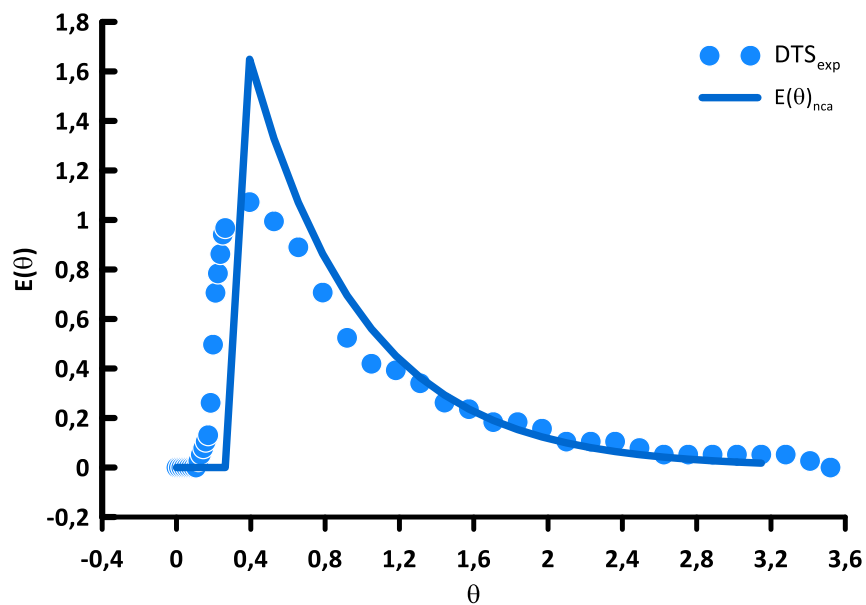


Figure III.12 : L'évolution de la DTS en fonction de  $\theta$  et comparaison au modèle combiné

$$U = 5 \text{ cm/s} ; \varepsilon = 0,55$$

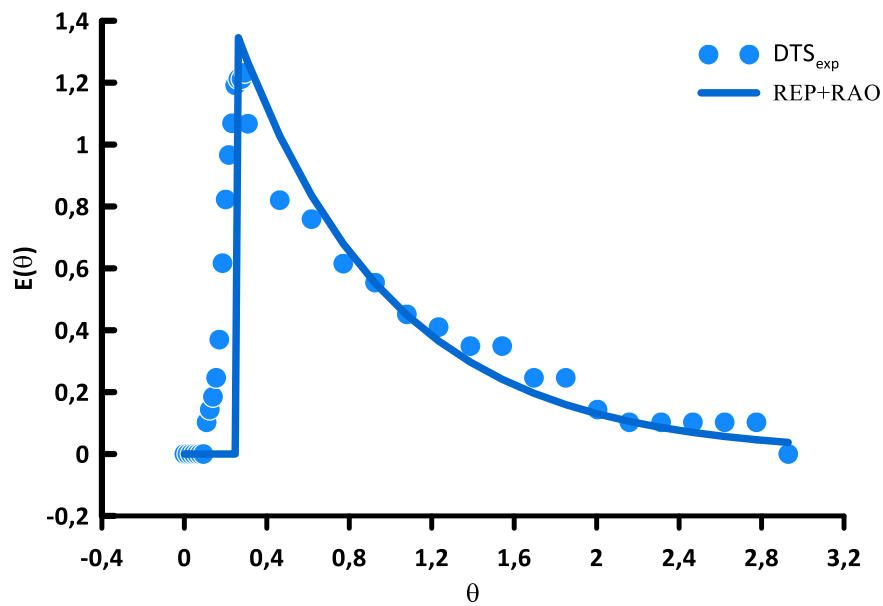


Figure III.13 : L'évolution de la DTS en fonction de  $\theta$  et comparaison au modèle combiné

$$U = 7 \text{ cm/s} ; \varepsilon = 0,64$$

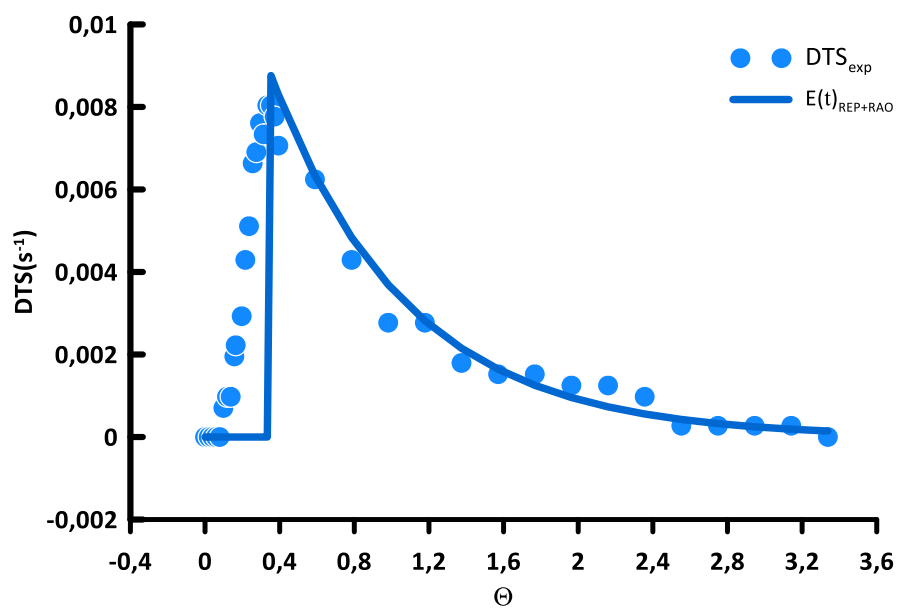


Figure III.14 : L'évolution de la DTS en fonction de  $\theta$  et comparaison au modèle combiné

$$U = 8,2 \text{ cm/s} ; \varepsilon = 0,69$$

Comme le montre les figures ci-dessus, les valeurs de la DTS prédites par le modèle combiné sont en très bon accord avec les résultats expérimentaux obtenus pour les grandes

vitesses d'écoulement (7 et 8,2 cm/s) relatives aux grandes porosités du lit fluidisé (0,64 et 0,69). Dans le tableau III.8, nous avons porté les résultats de l'analyse du modèle combiné REP+RAO. Au vu de ces valeurs, on remarque que lorsque la vitesse de fluidisation passe de 5 cm/s ( $\varepsilon=0,55$ ) à 7 cm/s ( $\varepsilon=0,64$ ), il se produit un fort mixing ( $\frac{\tau_{RAO}}{\tau}$ ) et un faible comportement de l'écoulement piston ( $\frac{\tau_{REP}}{\tau}$ ). La situation est inversée lorsque la vitesse de fluidisation passe de 7 cm/s ( $\varepsilon=0,64$ ) à 8,2 cm/s ( $\varepsilon=0,69$ ).

**Tableau III.8 Résultats de l'analyse du modèle combiné REP+ RAO**

$\varepsilon$	U(cm/s)	$\bar{t}$	$\tau$	$\tau_{REP}$	$\tau_{RAO}$	$\frac{\tau_{RAO}}{\tau}$	$\frac{\tau_{REP}}{\tau}$
0,55	5	229,06	233,58	90	136,06	0,58	0,38
0,64	7	195,00	172,61	51	144	0,83	0,29
0,69	8,2	153,24	145,50	51	102	0,70	0,35

D'après ces résultats, on constate que le mixing est maximum à une porosité de 0,64. Ce résultat est à rapprocher de certains travaux de la littérature, notamment ceux de Kikuchi et al. (1984) qui ont mesuré le coefficient de la dispersion axiale, pour des particules de polystyrène et de verre dont le diamètre varie de 0,2 à 1,7 mm fluidisée par l'eau dans une colonne cylindrique de 1,7 m de hauteur et 3, 4 cm de diamètre interne. Ces auteurs ont montré que le coefficient de dispersion axiale de la phase liquide augmente avec l'augmentation de la porosité et atteint un maximum à une porosité comprise entre 0,7 et 0,8. Les résultats expérimentaux de Chemache et Messouaf (2017) montrent également que le coefficient de dispersion augmente avec la taille des particules fluidisées avec la présence d'un maximum de dispersion à une porosité comprise entre 0,6 et 0,7.

### III.5 Comparaison des trois modèles testés dans la présente étude

Pour définir le modèle le mieux adéquat, nous avons calculé la racine carrée de l'erreur quadratique moyenne RMSE (Root Mean Square Error) ((Kiadehi, 2019) définie comme suit:

$$RMSE = \sqrt{\sum (E(t) - E_m(t))^2 \Delta t} \quad (III. 13)$$

Dans cette équation  $E(t)$  est la DTS expérimentale et  $E_m(t)$  est la DTS du modèle testé. Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant.

**Tableau III.9 : Valeurs de la RMSE pour tous les modèles testés**

U(cm/s)	$\varepsilon$	RMSE		
		Modèle piston- dispersion	Modèle n cuves agitées	Modèle combiné
5	0,55	0,0000033	0,000235	0,00055
7	0,64	0,000091	0,000121	0,000022
8.2	0,69	0,000126	0,000606	0,000049

D'après les valeurs des erreurs RMSE, on constate que le modèle piston-dispersion est le plus adéquat pour prédire les valeurs de la DTS pour la vitesse de fluidisation la plus faible ( $U=3,9$  cm/s). Pour les vitesses de fluidisation les plus élevées (7 et 8,2 cm/s), le modèle le plus approprié est celui basé sur une association en série d'un REP suivi d'un RAO.

# *Conclusion*



Dans ce travail, nous nous sommes fixée pour objectif d'étudier la distribution des temps de séjour (DTS) d'un traceur salin à la sortie d'un réacteur cylindrique à lit fluidisé, de 2 cm de diamètre interne et 91 cm de hauteur. Le système de fluidisation étudié consiste en une couche de particules sphériques de 2 mm de diamètre fluidisées par de l'eau de robinet, à des vitesses d'écoulement du liquide de 5, 7 et 8,2 cm/s correspondant respectivement à des porosités de 0,55 ; 0,64 et 0,69.

Les résultats de cette étude ont permis de tirer quelques conclusions que nous résumons ci-dessous :

- les valeurs de la DTS expérimentales sont reproductibles, à l'exception de celles obtenues pour une porosité de 0,64.
- l'allure des courbes de la DTS est typique d'une réponse intermédiaire entre celle d'un réacteur tubulaire à écoulement laminaire et celle d'une association en série d'un réacteur piston suivi d'un réacteur parfaitement agité.
- Le temps de séjour moyen est bien supérieur au temps de passage, ce qui indique a priori l'absence de volume mort (ou de zones stagnantes) dans la zone de mélange.
- Le temps de séjour moyen  $\bar{t}$  dans le réacteur diminue avec l'augmentation de la vitesse superficielle (ou de la porosité). Il est à noter aussi qu'avec l'augmentation de la vitesse de fluidisation, la hauteur du pic augmente et celui-ci est décalé vers des temps plus courts, de plus la DTS devient de plus en plus étroite.
- La Comparaison des résultats expérimentaux aux modèles d'écoulement montre que :
  - Les valeurs de la DTS prédites par le modèle piston-dispersion sont en bon accord avec les valeurs expérimentales de la DTS obtenues pour la plus faible vitesse d'écoulement ( $U = 5$  cm/s et  $\varepsilon=0,55$ ).
  - Pour les deux autres vitesses d'écoulement, à savoir 7 et 8,2 cm/s (les porosités respectives sont 0,64 et 0,69), c'est le modèle basé sur une association en série d'un REP et un RAO qui est plus adéquat pour prédire les valeurs de la DTS.

- Le mixing est maximum à une porosité de 0,64, ce résultat est à rapprocher de certains travaux de la littérature, notamment ceux de Kikuchi et al (1984) et les résultats expérimentaux de Chemache et Messouaf (2017).

*Références  
bibliographiques*

**A**

**Ahmed Bellil, 2014.** « Méthodologie spécifique globale de caractérisation des écoulements gaz/solides pour l'optimisation d'enceintes thermiques ». Thèse de doctorat.

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

**B**

**Bensouici Moumtez, 2007.** « Modélisation numérique des écoulements dans un réacteur métallurgique À ». Mémoire de magistère de l'Université Mentouri. Constantine.

**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).

**Ben Yaya A, Ben Dania S, 2010.** « Hydrodynamique des lits fluidisés : approche expérimentale ». Université Kasdi Merbah Ouargla.

**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.

**Bouzidi S. Ayadi N, 2017.** « Sur l'expansion d'un lit fluidisé solide-liquide -Etude expérimentale- ». Projet de fin d'étude, Génie chimique. Université A. MIRA Béjaia

**Brakchi Linda, 2015.** « Conception et Réalisation d'un bioréacteur en lit fluidisé ». Mémoire de magistère de l'Université Houari Boumediène.

**C**

**Chemeche K, Messouaf R, 2017.** « Etude expérimentale de la dispersion axiale d'un liquide dans un réacteur à lit fluidisé ». Mémoire de magistère de l'Université A. Mira (Bejaia).

**Clémence Lambert, 2015.** « Mesure de la distribution des temps de séjour de la Poudre dans le procédé de granulation par extrusion ». Thèse de doctorat de l'Université Joseph Fourier.

**D**

**Dankwerts.P.V.1953,** Continuous flow systems, Distribution of residence time, chemical Engineering Science.

**Davidson J., F., Harrison D.,** 1963. "Fluidized particles", Cambridge University Press, Cambridge.

**Debacq Marie, 2019.** « Génie de la Réaction Chimique : réacteurs homogènes ». Cnam Paris, France. 2016. Cel- 01487790v2.

**Delebarre A, 2001.** « Archétypes et pratiques de l'innovation : le cas des lits fluidisés ». École de Mines de Nantes.

***F***

**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.

**Fogler,** 2006. Elements of chemical Reaction Engineering. 4<sup>th</sup> Edition, prentice-hall Inc, new jersey

**F.Gevrin,** 2001.modélisation dynamique de la fluidisation solide-liquide (toulouse.INPT.2002)

***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.

***G***

**Grillot Th., 2020.** « Étude du comportement hydrodynamique et diphasique d'un classificateur à lit fluidisé ». Thèse de doctorat. Université du Québec à Chicoutimi.

***K***

**Kechroud N, 2012.** « Caractérisation du comportement dynamique de la phase continue d'un lit fluidisé liquide-solide par anémométrie laser et analyse temps-fréquence ». Thèse de doctorat. Université Ferhat Abbas. Sétif.

**Kiadehi.D, 2019.**Development of a new technique for determining the RTD of a dispersed solid phase and its application in a deep fluidized bed.

**Levenspiel,** 1999. Chemical Reaction Engineering

***N***

**Nagy, K.D., Shen, B., Jamison, T.F., Jensen, K.F., 2012.** Mixing and Dispersion in Small Scale Flow Systems. Org. Process Res. Dev. 16, 976981.

*T*

**Tannous.K, Hemati.M, Laguerie.C. 1994** "Caractéristiques au minimum de fluidisation et expansion des couches fluidisées de particules de la catégorie D de geldart" Powder Technology, 80 55-72.

**T.N. Randrianarivelo,** 2005. Étude numérique des interactions hydrodynamiques fluides/solides : Application aux lits fluidisés". Thèse de doctorat. Université Bordeaux.

**Trambouze P, Euzen J .P,** 2002. « Les réacteurs chimiques de la conception à la mise en œuvre » .Edition Technip Paris. France. Page 414-472-473