

République algérienne démocratique et populaire  
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique  
Université A. Mira de Bejaia



Faculté de Technologie  
Département de Génie des procédés  
Laboratoire de Génie de l'Environnement

**Mémoire**  
**EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME DE**  
**Master**

**Domaine: Science et Technologie Filière: Génie des Procédés**  
**Spécialité: Génie Chimique**

Présenté par

**CHENNA Amina & KHERRAZ Manel**

*Thème*

**Caractérisation de l'hydrodynamique d'un réacteur chimique par la méthode de la DTS: comparaison aux modèles théoriques**

Soutenu le 04/07/2023 Devant le jury composé de:

Nom et Prénom	Grade	Université	Nature
Mr TIGHZERT Hamid	MCA	Université A.MIRA de Bejaia	Président
Mme BELAID Taous	MCA	Université A.MIRA de Bejaia	Examinatrice
Mme HAMAIDI- MAOUCHE Nassima	MCA	Université A.MIRA de Bejaia	Encadrante
Mme KECHROUD Nassima	MCA	Université A.MIRA de Bejaia	Co- Encadrante

**Année Universitaire: 2022-2023**

# *Remerciements*

*Tout d'abord, nous tenons à exprimer notre gratitude envers Dieu, le tout puissant, pour nous avoir donné la force, la patience et la détermination nécessaire pour accomplir ce modeste travail.*

*Nous tenons à remercier notre promotrice madame **HAMAIDI** et notre co-promotrice madame **KECHROUD** pour leur confiance, leur soutien et leurs précieux conseils tout au long de notre travail. Leur expertise et leur engagement ont été des sources d'inspiration pour nous, et nous sommes honorées d'avoir travaillé avec des personnes aussi compétentes et nous sommes reconnaissantes pour leur contribution à notre réussite.*

*Nous tenons à remercier chaleureusement les membres du jury pour leur intérêt envers notre recherche et leur contribution inestimable à notre travail.*

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



*C.Amina & K.Manel -*

# *Dédicace*

*Avec l'expression de ma reconnaissance, je dédie ce modeste travail  
à:*

*A mes parents, c'est avec une profonde émotion que je vous adresse  
cette dédicace, c'est grâce à votre éducation bienveillante et votre  
encouragement que j'ai pu mener ce projet à bien, chaque ligne de ce  
mémoire porte l'empreinte de votre influence et de votre  
enseignements, Que dieu vous protège et vous donne une longue  
vie. que ce travail traduit ma gratitude et mon affection .*

*A mon grand père et ma tante qui sont malheureusement plus  
présent à mes cotés, mais leurs esprit continue à briller dans mon  
cœur. Reposez en paix mes chers .*

*A mes très chères grand-mère votre présence à mes coté ont toujours  
été ma source de force et de réussite. Que dieu vous protège.*

*A ma chère soeur kamilia et mon chère frère mustapha, ma  
précieuse offre de dieu à qui je souhaite du succès dans leurs vies et  
que dieu vous protège mes chers.*

*A mes très chère tante et mon très chère oncle sofiane, et à mes  
cousin qui m'ont toujours soutenue et encouragé durant toute ces  
années d'étude.*

*A mes très chères amies amina, hanane zahra lilia tinhinane, et  
souhila pour leur conseil précieux, leur encouragement et leur aide  
tout au long de mon parcours.*

*Et à ma binôme Manel pour sa compréhension tout au long de ce  
travail*



*C.Amina -*

# *Dédicace*

*Je dédie ce modeste travail accompagné d'un profond amour:  
À mes parents aimants, qui m'ont soutenu chaque jour et m'ont aidé  
à devenir la personne que je suis aujourd'hui, mon père incroyable  
**Lounas**, qui m'a appris à être courageuse, à travailler dur et à  
poursuivre mes rêves, ma mère aimante **Zohra**, qui m'a enseigné la  
valeur de l'amour, de la compassion et de la persévérance.*

*À ma grand-mère chérie **Djamila**, qui a toujours été mon plus grand  
soutien et ma plus grande inspiration.*

*À mon cher grand-père **Rabah**, tu as laissé une marque indélébile  
sur ma vie. Ton amour et ta bonté ont illuminé mon existence et  
m'ont aidé à devenir la personne que je suis aujourd'hui. Repose en  
paix.*

*Vous êtes les personnes les plus importantes de ma vie, et je vous suis  
éternellement reconnaissante de m'avoir donné les outils pour  
réussir. Merci pour votre amour, votre soutien et votre inspiration.*

*À mes sœurs **Amel** et **Roumaïssa** et mon frère **Fayçal** qui ont été  
mes compagnons de vie depuis le début. Vous m'avez vu grandir,  
m'avez soutenu dans les moments difficiles et avez partagé les  
moments de joie avec moi.*

*À mon cher beau-frère **Zinedine** Merci pour tes conseils sages, ton  
soutien inconditionnel et ta gentillesse.*

*À ma nièce bien-aimée **Ayline**, qui apporte de la joie et de la lumière  
dans ma vie.*

*A ma binôme **Amina** et sa famille.*

*A mes deux meilleures copines mes sœurs de cœur **Nesrine** et  
**Meriem** vous m'avez encouragé à poursuivre mes rêves, à  
surmonter les obstacles et à devenir la meilleure version de moi-  
même. Vous m'avez inspiré à viser haut, à travailler dur et à ne  
jamais abandonner, peu importe les difficultés que j'ai rencontrées.*

*À mes camarades **Khadidja**, **Farah**, **Nacera** et **Samah**, qui ont  
partagé avec moi tous les moments de cette aventure incroyable.*

*Vous êtes des personnes incroyables, talentueuses et inspirantes.*

*Nous avons connu ensemble des moments de stress, de joie, de  
réussite et de défi. Je suis tellement reconnaissant de vous avoir  
dans ma vie.*



*K.Manef -*

# *Sommaire*

# Sommaire

---

Remerciements

**Dédicace**

**Sommaire**

Liste d'abréviation

Liste des tableaux

Liste des figures

**Introduction Générale .....1**

## **Chapitre I**

### **Notions sur les réacteurs chimiques**

I.1. Introduction .....	4
I.2. Définition d'un réacteur chimique.....	4
I.3. Classification des réacteurs chimiques .....	4
I.3.1. Classification selon le type de réacteur.....	4
A. Réacteur cuve.....	4
B. Réacteur tube ou réacteur tubulaire.....	5
I.3.2. Classification selon le type d'opération.....	5
I.3.3. Classification des réacteurs selon le type de réaction .....	5
I.4. Critère du choix d'un réacteur chimique.....	6
I.5. Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique .....	6
I.6. Bilans de matière dans les réacteurs chimiques idéaux .....	7
I.6.1. Formulation générale .....	7
I.7. Association de réacteurs idéaux: .....	12
I.7.1. Cascade de réacteurs parfaitement agités continus (RAO): .....	12
I.7.2. Réacteurs en écoulement piston identiques (REP) en parallèle .....	14

## **Chapitre II**

### **Généralités sur la distribution des temps de séjour: DTS**

II.1. Ecoulement dans les réacteurs .....	16
II.2. Notion sur la distribution de temps de séjour .....	16
II.2.1. Hypothèses de la DTS.....	16
II.2.2. Objectifs de la DTS .....	17
II.2.3. Détermination expérimentale de la DTS au moyen d'un traceur .....	17
II.3. La fonction de distribution des temps des séjours.....	17
II.3.1. Les moments de cette distribution .....	19
II.4. Forme adimensionnelle (réduite) de la DTS .....	20
II.5. Injection impulsion.....	21
II.6. Interprétation hydrodynamique des mesures de DTS. Diagnostics du mauvais fonctionnement : .....	22
II.6.1. Zone stagnante ou volume mort .....	23
II.6.2. Court -circuit .....	24
II.7. Modèles d'écoulement dans les réacteurs réels: .....	24
II.7.1. Modèle piston -dispersion axiale système ouvert.....	24
II.7.2. Le modèle des N cuves agitées :.....	25

## *Sommaire*

---

II.7.3. Modèle combiné basé sur l'association en série d'un réacteur à écoulement piston et d'un réacteur parfaitement agité ouvert .....	26
---	----

### **Chapitre III**

#### **Procédure expérimentale avec résultats et discussions**

Introduction .....	28
III.1. Technique de mesure .....	28
III.2. Paramètres opératoires .....	28
III.3. Dispositif expérimental .....	29
III.4. Répétabilité des essais .....	30
III.4.1. Cas d'un seul réacteur agité ouvert .....	30
III.4.2. Cas de deux réacteurs agités ouverts .....	33
III.4.3. Cas de trois réacteurs agités ouverts .....	34
III.5. Effet des conditions opératoires sur les performances du réacteur .....	36
III.5.1. Evolution de la DTS en fonction de la concentration du sel .....	36
III.5.2. Evolution de la DTS en fonction de débit .....	39
III.5.3. Evolution de la DTS en fonction de nombre de réacteur en série .....	41
III.6. Interprétation hydrodynamique des mesures de la DTS .....	43
III.7. Comparaison des résultats expérimentaux aux modèles théoriques .....	45
<b>Conclusion Générale .....</b>	<b>49</b>
<b>Références bibliographiques .....</b>	<b>52</b>

## *Liste d'abréviation*

---

### Liste d'abréviation

Symbole	Grandeur	Unité de mesure
$C_0$	Concentration initiale du traceur	$[\text{mol.m}^{-3}]$
$C(t)$	Concentration de l'espèce mesurée à l'instant « t »	$[\text{mol.m}^{-3}]$
D	Coefficient de dispersion	$[\text{m}^2/\text{s}]$
DTS	Distribution des temps de Séjour	$[\text{s}^{-1}]$
$E(t)$	Fonction de distribution des temps de séjour	$[\text{s}^{-1}]$
L	Longueur du réacteur	[m]
N	Nombre de cuves agitées en série	
Pe	Nombre de Peclet	
RMSE	Racine de la moyenne de la somme des carrés des erreurs	
$Q_0$	<i>Debit d'alimentation à l'entrée</i>	[L/s]
$Q_a$	Débit accessible	[L/s]
$Q_c$	<i>Debit de court – circuit</i>	[L/s]
$r_A$	Vitesse de disparition du réactif A	[m/s]
$r$	Vitesse de la réaction	[mol/L.s]
$t_s$	Temps de séjour	[s]
$t_0$	Temps à l'entrée	[s]
$\bar{t}_s$	temps de séjour moyen	[s]
U	Vitesse de l'écoulement piston convectif	[m/s]
V	Volume réactionnel	[L]
$V_R$	Volume de réacteur	[L]
$X_{A_0}$	Taux de conversion à l'instant initial	

## *Liste d'abréviation*

---

$X_{Af}$	Taux de conversion à l'instant final.	
$X_{As}$	Taux de conversion à la sortie.	
$Z$	Coordonnée spatiale dans le sens de l'écoulement [m]	
$\Delta t_i$	Le pas du temps	[s]
$\tau$	Temps de passage	[s]
$\tau_p$	Temps du pic	[s]
$t_s$	Temps de séjour moyens dans le REP	[s]

### **Lettres grecques**

$\theta$  Variable adimensionnelle

$\sigma^2_t$  Variance de la DTS [s<sup>-2</sup>]

$\sigma^2_\theta$  Variance adimensionnelle

$\rho$  Masse volumique [kg.m<sup>-3</sup>]

**Liste des tableaux**

<b>Tableau III.1:</b> Paramètres opératoires .....	28
<b>Tableau III.2:</b> Comparaison des essais pour un seul réacteur en fonction du débit. ....	31
<b>Tableau III.3:</b> Comparaison des essais pour un seul réacteur en fonction de la concentration du sel injecté .....	32
<b>Tableau III.4:</b> Comparaison des essais pour deux réacteurs en fonction du débit. ....	33
<b>Tableau III.5:</b> Comparaison des essais pour deux réacteurs en série en fonction de la concentration du sel injecté .....	34
<b>Tableau III.6:</b> Comparaison des essais pour trois réacteurs en série en fonction du débit	35
<b>Tableau III.7:</b> Comparaison des essais pour trois réacteurs en série en fonction de la concentration du sel injecté .....	35
<b>Tableau III.8:</b> Valeurs expérimentales de $t_s$ et $\tau_p$ pour les différents systèmes étudiés en fonction de concentration. ....	38
<b>Tableau III.9:</b> Valeurs expérimentales de $t_s$ et $\tau_p$ pour les différents systèmes étudiés en fonction du débit d'alimentation. ....	40
<b>Tableau III.10:</b> Valeurs expérimentales de $t_s$ $\tau_p$ pour les différents systèmes étudiés en fonction du nombre de réacteurs pour différents débit et concentrations .....	43
<b>Tableau III.11:</b> Valeurs des fractions du court-circuit ou du volume mort pour différents systèmes étudié (C=100g/L).....	44
<b>Tableau III.12:</b> Valeurs de $\sigma\theta_2$ et N pour le modèle de N cuves agitées. ....	45
<b>Tableau III.14:</b> Valeurs de la RMSE pour tous les modèles testés.....	48

## Liste des figures

<b>Figure I.1.</b> Réacteur cuve .....	5
<b>Figure I.2.</b> Réacteur tubulaire.....	5
<b>Figure I.3:</b> Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique .....	7
<b>Figure I.4 :</b> Bilan matière dans une zone réactionnelle. ....	7
<b>Figure I.5:</b> Représentation schématique d'un Réacteur agité fermé: RAF .....	8
<b>Figure I.6:</b> Représentation schématique d'un réacteur agité continu. ....	10
<b>Figure I.7:</b> Représentation schématique d'un réacteur en écoulement piston : REP.....	11
<b>Figure I.8 :</b> Représentation schématique d'association en série de RAO. ....	12
<b>Figure I.9 :</b> Représentation schématique d'une série de N réacteurs agités.....	13
<b>Figure I.10:</b> Représentation schématique d'une série de REP identiques en parallèle.....	14
<b>Figure II.1: Fonction de distribution des temps de séjours</b> .....	18
<b>Figure II.2:</b> Représentation schématique du temps de séjours d'une molécule de traceur dans un réacteur .....	19
Figure II.3: Réponse à une injection impulsion.....	22
<b>Figure II.4:</b> Représentation schématique de la fraction du fluide stagnant.....	23
<b>Figure II.5:</b> Représentation schématique du court-circuit .....	24
<b>Figure II.6:</b> Réacteur ouvert à la dispersion axiale.....	25
<b>Figure III.1:</b> Schéma de l'installation pour un seul RAO.....	29
<b>Figure III.2:</b> Courbe de calibrage du débitmètre.....	29
<b>Figure III.3:</b> Courbe d'étalonnage du conductimètre.....	30
<b>Figure III.4:</b> Evolution de la DTS en fonction du temps dans 1 RAO pour $Q = 0,03$ L/s et $C = 100$ g/L .....	32
<b>Figure III.5:</b> Evolution de la DTS en fonction du temps dans deux RAO placés en série pour $Q = 0,019$ L/s et $C = 10$ g/L.....	33
<b>Figure III.6:</b> Evolution de la DTS en fonction du temps dans trois RAO en série pour $Q = 0,001$ L/s et $C = 100$ g/L.....	36
<b>Figure III.7:</b> Influence de la concentration de sel injectée sur la DTS: Cas d'un RAO .....	37
<b>Figure III.8:</b> Influence de la concentration de sel injectée sur la DTS: Cas de deux RAO en série. ....	37
<b>Figure III.9:</b> Influence de la concentration de sel injectée sur la DTS: Cas de trois RAO en série. ....	38
<b>Figure III.10:</b> Influence du débit d'alimentation sur la DTS: Cas d'un RAO .....	39

## *Liste des figures*

---

<b>Figure III.11:</b> Influence du débit d'alimentation sur la DTS: Cas de deux RAO en série.	39
<b>Figure III.12:</b> Influence du débit d'alimentation sur la DTS: Cas de trois RAO en série.	40
<b>Figure III.13:</b> Courbes de la DTS expérimentale en fonction du temps obtenues pour les différents systèmes étudiés (débit d'alimentation $Q = 0,019$ L/s ; concentration du traceur = 10g/L).....	41
<b>Figure III.14:</b> Courbes de la DTS expérimentale en fonction du temps obtenues pour les différents systèmes étudiés (débit d'alimentation $Q = 0,019$ L/s ; concentration du traceur = 50g/L).....	42
<b>Figure III.15:</b> Courbes de la DTS expérimentale en fonction du temps obtenues pour les différents systèmes étudiés (débit d'alimentation $Q = 0,019$ L/s ; concentration du traceur = 100g/L).....	42
<b>Figure III.16:</b> Comparaison entre les valeurs expérimentales de la DTS et celles obtenues par les modèles Cas d'un RAO.....	46
<b>Figure III.17:</b> Comparaison entre les valeurs expérimentales de la DTS et celles obtenues par les modèles: Cas de deux RAO .....	47
<b>Figure III.18:</b> Comparaison entre les valeurs expérimentales de la DTS et celles obtenues par les modèles: Cas de trois RAO .....	47

# *Introducción General*

## *Introduction Générale*

---

Le génie de réaction est une branche importante du génie des procédés qui vise à comprendre les mécanismes réactionnels, concevoir des réacteurs chimiques, modéliser la cinétique de réaction, optimiser les conditions de réaction et mettre à l'échelle les procédés. Les réacteurs chimiques sont essentiels dans l'industrie chimique et sont utilisés dans de nombreuses industries, telles que l'industrie pharmaceutique, l'industrie pétrochimique, l'industrie alimentaire et l'industrie de la production d'énergie.

Les réacteurs chimiques sont conçus pour optimiser les conditions de réaction, telles que la température, la pression et la concentration des réactifs, afin d'obtenir le produit souhaité avec un rendement élevé. Le réacteur continu agité (RCA) est le type de réacteur le plus couramment utilisé.

La distribution de temps de séjour est une mesure de la distribution des temps qu'il faut pour que les réactifs traversent un réacteur chimique. Elle est importante pour comprendre comment les réactions se déroulent dans les réacteurs chimiques et pour concevoir des réacteurs chimiques efficaces. La distribution de temps de séjour est influencée par de nombreux facteurs, tels que la géométrie du réacteur, la vitesse d'écoulement des réactifs, les propriétés des réactifs et les conditions de réaction. Les ingénieurs de réaction utilisent souvent des modèles mathématiques pour prédire la distribution de temps de séjour dans les réacteurs chimiques et pour optimiser les conditions de réaction. En somme, la distribution de temps de séjour est un paramètre clé pour comprendre et optimiser les réactions chimiques dans les réacteurs chimiques.

Il est crucial de comprendre les caractéristiques hydrodynamiques d'un réacteur chimique, notamment les pertes de charge, la conductivité hydraulique et la Distribution des Temps de Séjour (DTS). Ces propriétés sont décrites en détail dans plusieurs ouvrages de synthèse et sont une étape préliminaire nécessaire pour la mise en place de n'importe quel processus.

L'objectif principal du présent travail est de contribuer à l'étude hydrodynamique d'un réacteur agité ouvert. Nous allons étudier les caractéristiques de la distribution du temps de séjours (DTS).

Cet outil est largement utilisé pour décrire de manière quantitative le comportement d'un système en écoulement, permet de déterminer le temps de séjour au sein du réacteur.

## *Introduction Générale*

---

Ce manuscrit s'articule autour de trois chapitres :

Le premier chapitre aborde les différents types de réacteurs chimiques, tels que les réacteurs agités ouverts, les réacteurs fermés et les réacteurs à piston. Le bilan de matière est également expliqué dans ce chapitre, qui est un outil essentiel pour mesurer les quantités de matière qui entrent et sortent du réacteur afin de déterminer la réaction chimique qui se produit et d'optimiser le processus.

Le deuxième chapitre explique la distribution de temps de séjour dans les réacteurs chimiques, son importance et comment elle est mesurée et contrôlée et aborde la modélisation des réactions chimiques, en expliquant les différents types de modèles.

Le troisième chapitre aborde l'installation expérimentale utilisée pour mesurer la DTS, ainsi que les techniques de calcul et de mesure employées. Nous présentons également les résultats expérimentaux obtenus à partir de différents systèmes sous des conditions opératoires diverses.

Nous terminons ce travail par une conclusion qui résume l'ensemble des résultats auxquels nous avons abouti.

*Chapitre I*  
*Notions sur les réacteurs*  
*chimiques*

## **I.1. Introduction**

Le Génie de la Réaction Chimique (GRC) peut être défini, selon les mots du Professeur Jacques VILLERMAUX dans le premier chapitre de son ouvrage du même nom, comme étant une branche du génie des procédés qui se penche sur l'utilisation rationnelle de transformations de la matière et des appareils nécessaires pour conduire des réactions chimiques.

## **I.2. Définition d'un réacteur chimique**

Les réacteurs chimiques sont des systèmes utilisés pour l'utilisation des principes fondamentaux de la chimie pour transformer une variété de substances chimiques en d'autres produits.

Les réacteurs chimiques sont généralement construits à partir de matériaux résistants à la chaleur et peuvent être conçus pour fonctionner à des températures et des pressions élevées. Ils peuvent également être équipés de diverses technologies de sécurité et de contrôle pour aider à assurer le bon fonctionnement et l'efficacité des opérations.

La structure générale des réacteurs est une cuve avec un système de contrôle de température où il existe différentes configurations pour ce contrôle. Parmi ces configurations, un manteau (jacket) situé tout autour de la cuve où circule le fluide caloporteur (généralement l'eau).

## **I.3. Classification des réacteurs chimiques**

L'union réacteur-réaction chimique va être principalement conditionnée par trois facteurs spécifiques, à savoir le réacteur, l'opération et le type de réaction

### **I.3.1. Classification selon le type de réacteur**

Actuellement, il est considéré qu'il y a deux types fondamentaux de réacteur industriel. Ce sont la cuve et le tube.

#### **A. Réacteur cuve**

C'est un récipient où les trois dimensions sont comparables (Fig.I.1). Il est presque toujours muni d'un dispositif qui assure une agitation du mélange réactionnel. Le rapport surface sur volume n'est pas très grand [1].

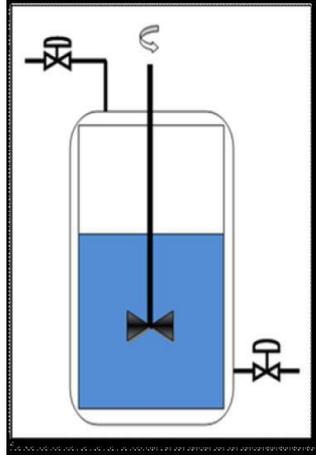


Figure I.1. Réacteur cuve

### B. Réacteur tube ou réacteur tubulaire

Le réacteur est un tube caractérisé par une certaine longueur où le mélange réactionnel se déplace à la manière d'un piston. (FIG.I.2). Le rapport surface sur volume est assez grand.

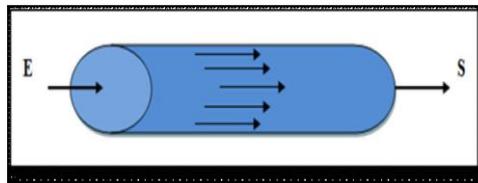


Figure I.2. Réacteur tubulaire

### I.3.2. Classification selon le type d'opération

Il est reconnu qu'un réacteur peut fonctionner selon trois sortes d'opérations, à savoir:

- Opération continue.
- Opération discontinue
- Opération semi-continue.

### I.3.3. Classification des réacteurs selon le type de réaction

Il existe plusieurs espèces de réactions chimiques industrielles. Ces dernières peuvent se dérouler totalement en phase vapeur ou liquide, il est alors dit que la réaction a lieu en phase homogène. Si les réactions se déroulent dans deux ou plusieurs phases, c'est-à-dire des

combinaisons entre les phases vapeur, liquide(s) et solide(s), alors les réactions se déroulent en phase hétérogène [1].

#### **I.4. Critère du choix d'un réacteur chimique**

Pour concevoir le meilleur réacteur possible afin de réaliser une réaction donnée, il faut d'abord choisir le ou les facteurs que l'on a intérêt à privilégier, qui peuvent être:

- Le taux de conversion d'un réactif donné.
- Le rendement en produit cherché, c'est-à-dire la sélectivité dans le cas très fréquent où la réaction recherchée est accompagnée d'une ou de plusieurs réactions parasites.
- La minimisation de la formation d'une impureté très difficile à séparer, ou susceptible de créer des problèmes (pour la sécurité, l'environnement).
- La sécurité du fonctionnement.
- La qualité du produit obtenu.
- La nature des réactifs et des produits de la réaction. Le réacteur ne peut en effet être le même selon qu'il s'agit d'une réaction en milieu homogène entre gaz ou entre liquides, ou d'une réaction entre deux phases liquides, entre un gaz et un liquide, entre des liquides mais avec production d'un gaz, et aussi entre des solides fondus.

#### **I.5. Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique**

Les principaux facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique sont d'abord les données physico- chimiques sur la nature des transformations mises en jeu: vitesse des réactions thermicité, présence d'équilibres, influence de la pression de la température, de l'état de dilution sur ces paramètres. Ce sont ensuite les données hydrodynamiques sur l'écoulement des phases et leur mode de mélange et de mise au contact.

L'hydrodynamique est à son tour étroitement liée aux phénomènes de transfert et de transport de chaleur, de matière et de quantité de mouvement qui accompagnent les réactions. Les données de transfert à l'intérieur d'une phase, entre phases ou entre les mélanges réactionnels et la paroi du réacteur, relevant de la cinétique physique, jouent un rôle aussi important que les vitesses de transformations proprement dites, qui sont du domaine de la cinétique chimique ou biologique [1].

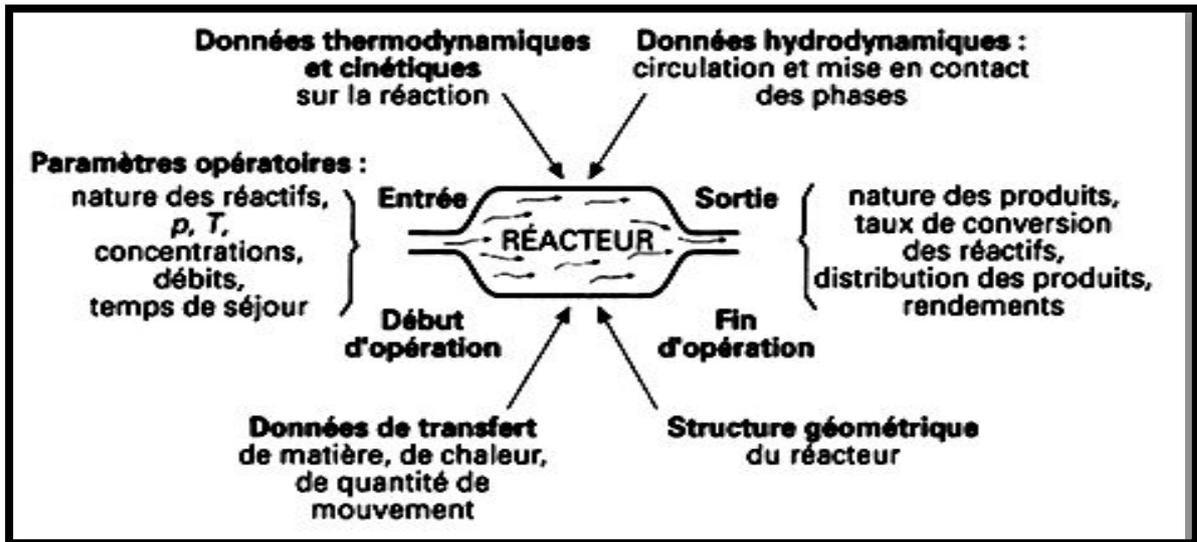


Figure I.3: Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique

## I.6. Bilans de matière dans les réacteurs chimiques idéaux

### I.6.1. Formulation générale

Considérons une zone réactionnelle (volume ou élément de volume) siège d'une transformation chimique et susceptible d'échanger de la matière avec le milieu extérieur (flux d'entrée /sortie). La conservation de la matière exige qu'à chaque instant, existe la relation: [2]

D'une manière explicite:

$$\left( \begin{matrix} \text{Flux de} \\ \text{matière} \\ \text{entrant} \end{matrix} \right) + \left( \begin{matrix} \text{Débit de} \\ \text{production} \\ \text{de matière} \end{matrix} \right) = \left( \begin{matrix} \text{Flux de} \\ \text{matière} \\ \text{sortant} \end{matrix} \right) + \left( \begin{matrix} \text{Flux} \\ d'accumulation \\ \text{de matière} \end{matrix} \right)$$

Ce bilan est appliqué à chaque constituant du mélange.

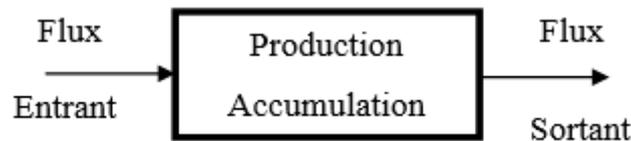


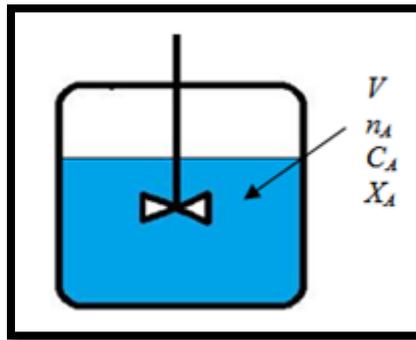
Figure I.4 : Bilan matière dans une zone réactionnelle.

Cas d'un réacteur agité fermé

Il est aussi appelé réacteur discontinu agité, en anglais 'Batch reactor'. C'est une cuve agitée dans laquelle on charge au départ une quantité donnée de matière qu'on laisse ensuite évoluer en fonction du temps.

Dans ce cas, il n'y a ni flux d'entrée ni flux de sortie, le bilan matière se réduit alors à:

Production = accumulation



**Figure I.5:** Représentation schématique d'un Réacteur agité fermé: RAF

Dans le cas d'une réaction simple:  $A \rightarrow \text{Produits}$

On écrira:

$$\frac{dn_A}{dt} = r_A V \Rightarrow \int_0^{t_s} dt = \int_{n_{A0}}^{n_A} \frac{dn_A}{r_A V} = t_s \quad I.1$$

Le temps de séjour  $t_s$  est le temps pendant lequel le mélange réactionnel doit rester dans le réacteur pour atteindre la conversion désirée.

Avec  $n_{A0}$  et  $n_A$ : le nombre de moles du constituant A respectivement à l'instant  $t$  et à  $t = 0$ .

$V$ : le volume réactionnel (L).

$r_A$ : vitesse de disparition du réactif A,

$r$ : vitesse de la réaction.

$K$ : la constante de vitesse.

$$r = -r_A = kC_A \quad \text{I. 2}$$

Si les équations sont exprimées par rapport à un réactif clé A, on obtient les formes équivalentes:

$$r_A V = -n_{A0} \frac{dX_A}{dt} \quad \text{I. 3}$$

Dans le cas de la phase liquide (densité constante), nous avons  $V=V_0$ .

$$t_s = C_{A0} \int_{X_{A0}}^{X_{Af}} \frac{dX_A}{-r_A} \quad \text{I. 4}$$

Avec  $X_A$ , le taux de conversion défini par:

$$X_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}} \quad \text{I. 5}$$

$X_{A0}$  et  $X_A$ : le taux de conversion respectivement à l'instant initial et final.

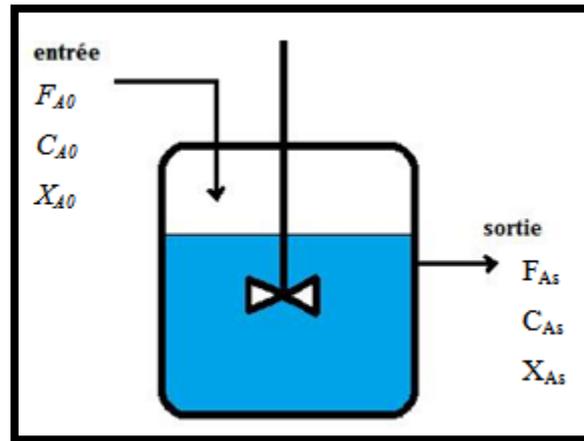
Avec:

$C_{A0}$  et  $C_A$ : la concentration du constituant A respectivement à l'instant t et à t = 0.

$$C_A = \frac{n_A}{V} \quad \text{et} \quad C_{A0} = \frac{n_{A0}}{V} \quad \text{I. 6}$$

### **Cas d'un réacteur parfaitement agité continu (RPAC) en régime permanent**

Un réacteur parfaitement agité continu, RPAC ou tout simplement réacteur agité ouvert RAO (en Anglais continuous stirred tank reactor CSTR); se caractérise par une composition (concentrations) et une température du mélange réactionnel parfaitement uniformes dans tout son volume, y compris en sortie du réacteur [1] .



**Figure I.6:** Représentation schématique d'un réacteur agité continu.

Dans le cas d'un débit constant  $Q_0 = Q_s$  ( $\rho = \text{constante}$ ). Le bilan matière pour le réactif A en régime permanent s'écrit:

**Flux de A entrant = flux de A Sortant + Consommation de A**

$$F_{A0} = F_{As} - r_A V \Rightarrow -r_A = \frac{F_{A0} - F_{As}}{V} \quad I.7$$

$$\begin{cases} F_{As} = C_{As} Q_0 = Q_0 C_{A0} (1 - X_{As}) \\ F_{A0} = C_{A0} Q_0 = Q_0 C_{A0} (1 - X_{A0}) \end{cases} \quad I.8$$

Le temps de passage  $\tau_a$  est défini par :

$$\tau_a = \frac{V}{Q_0} \quad I.9$$

En remplaçant les expressions des flux dans l'équation de bilan, on obtient:

$$-r_A = \frac{Q_0 C_{A0} (X_{A0} - X_{As})}{V} = \frac{C_{A0} (X_{As} - X_{A0})}{\tau_a} \quad I.10$$

Ou bien :

$$\tau_a = \frac{C_{A0} (X_{As} - X_{A0})}{-r_A} \quad I.11$$

Si  $X_{A0} = 0$ , on aura :

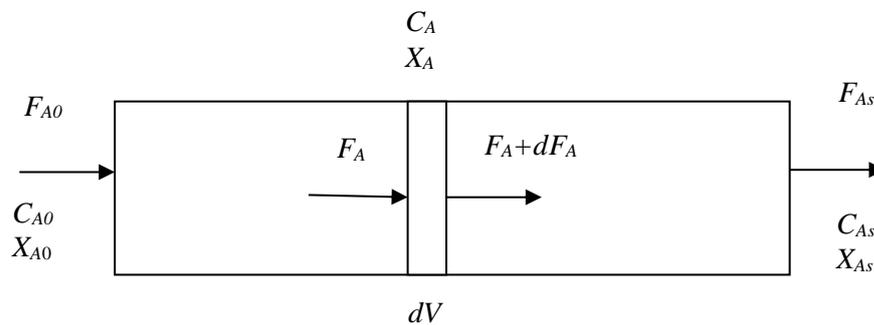
$$\tau_a = \frac{C_{A0} X_{As}}{-r_A} \quad I.12$$

En fonction des concentrations, on écrira :

$$\tau_a = \frac{V}{Q_0} = \frac{C_{A0} - C_{As}}{-r_A} \quad I.13$$

### Réacteur à écoulement piston (REP) en régime permanent:

Un réacteur est en écoulement piston REP (en anglais, plug flow reactor ou piston flow reactor) quand le mélange réactionnel y progresse par tranches parallèles et indépendantes n'échangeant pas de matière entre elles à la manière d'un piston dans un cylindre. Tous les éléments du fluide mettent donc le même temps à traverser le réacteur (temps de séjour  $t_s$  identiques) et passent à travers la même séquence de pression, température et concentrations.



**Figure I.7:** Représentation schématique d'un réacteur en écoulement piston : REP

Le bilan s'effectue pour une tranche de réacteur de volume  $dV$  perpendiculaire à l'écoulement (voir figure I.7). Dans cette tranche, les valeurs  $T$ ,  $P$  et  $C_i$  sont uniformes. Si le réacteur est en régime permanent, le terme accumulation est nul.

Pour le réactif A, on écrira:

Flux Entrant dans  $V$  = Flux Sortie de  $V+dV$  + Consommation de A dans le volume  $dV$

Ainsi pour un volume  $dV$  aura:

$$F_A = F_A + dF_A - r_A dV \quad I.14$$

D'où l'équation de bilan pour A:

$$r_A = + \frac{dF_A}{dV} \quad I.15$$

En introduisant le taux de conversion  $X_A$  et en remplaçant  $F_{A0}$  par  $Q_0 C_{A0}$ , on obtiendra:

$$-r_A = \frac{F_{A0} dX_A}{dV} = \frac{Q_0 C_{A0} dX_A}{dV} \quad I.16$$

Le volume du réacteur dans lequel la conversion de A passe de  $X_{A0}$  à  $X_{As}$  est donc :

$$V = Q_0 C_{A0} \int_{X_{A0}}^{X_{As}} \frac{dX_A}{-r_A} \quad I.17$$

Pour un débit constant, le temps de passage  $\tau_p$  est défini par :

$$\tau_p = \frac{V}{Q_0} = C_{A0} \int_{X_{A0}}^{X_{As}} \frac{dX_A}{-r_A} \quad I.18$$

## I.7. Association de réacteurs idéaux :

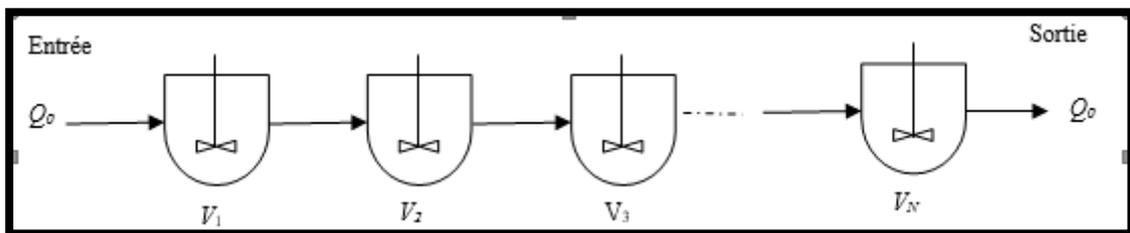
Dans l'association en série, un même débit circule dans tous les réacteurs. À chaque passage dans un autre réacteur, l'avancement (ou la conversion) de la réaction augmente ainsi :  $X_1 < X_2 < \dots < X_N$ .

Dans l'association en parallèle, la conversion n'est pas améliorée ; cependant le débit de production sera augmenté. Ainsi pour atteindre le taux de conversion le plus élevé, il faut choisir la bonne répartition des débits dans chaque branche [4] .

### I.7.1. Cascade de réacteurs parfaitement agités continus (RAO) :

Considérons la réaction d'ordre 1 de type :  $A \rightarrow \text{Produits}$

Sans dilution et à l'entrée il n'y a que le réactif A pur.



**Figure I.8 :** Représentation schématique d'association en série de RAO.

Le bilan de matière pour le constituant A au niveau du  $i^{\text{ème}}$  réacteur s'écrit (pour alléger la notation, ici la concentration de A dans ce réacteur  $C_{Ai}$  est notée  $C_i$ ) :

$$Q_0 C_{A_{i-1}} - Q_0 C_{A_i} + r_{A_i} V_i = 0 \quad I.19$$

Avec :

$$r_{A_i} = -k C_{A_i} \quad \text{et} \quad \tau_i = \frac{V_i}{Q_0} \quad I.20$$

Ainsi la concentration à la sortie du réacteur d'ordre N est donnée par:

$$C_{A_N} = \frac{C_{A_0}}{\prod_{i=1}^N (1 + k\tau_i)} \quad I.22$$

Le temps de passage par:

$$\tau_t = \sum_{i=1}^N \frac{V_i}{Q_0} = \sum_{i=1}^N \tau_i = \frac{V_t}{Q_0} \quad I.23$$

$$C_{A_{i-1}} = C_{A_i} (1 + k\tau_i) \Rightarrow C_{A_i} = \frac{C_{A_{i-1}}}{(1 + k\tau_i)} \quad I.21$$

Si on utilise une infinité de RAO, on obtient la même conversion que celle obtenue à la sortie d'un REP ; alors que la conversion obtenue par un seul RAO (de volume égal à la somme des volumes des RAO de la cascade) est beaucoup moindre.

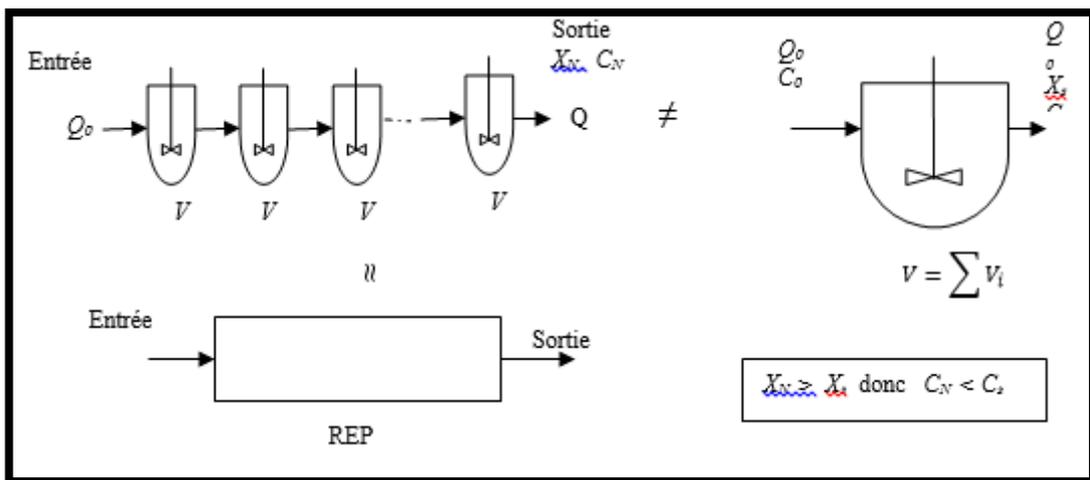


Figure I.9 : Représentation schématique d'une série de N réacteurs agités

Si les volumes des RAO en série sont identiques :

$$C_{AN} = \frac{C_{A0}}{\prod_{i=1}^N (1 + k\tau_i)} = \frac{C_{A0}}{(1 + k\tau_i)^N} = \frac{C_{A0}}{(1 + k\frac{\tau_i}{N})^N} \quad I.24$$

Le taux de conversion XN se calcule par:

$$X_{AN} = \frac{C_{A0} - C_{AN}}{C_{A0}} = 1 - \frac{C_{AN}}{C_{A0}} = 1 - \frac{1}{(1 + k\tau_i)^N} = 1 - (1 + k\tau_i)^{-N} \quad I.25$$

Quand  $N \rightarrow \infty$ ,  $X_{AN} \rightarrow 1 - \exp(-k\tau_i) = X_{REP}$

La conversion est meilleure quand le nombre de réacteurs RAO en série augmente

### I.7.2. Réacteurs en écoulement piston identiques (REP) en parallèle

La condition précédente impose que les  $\tau_i$  soit identiques, puisque les volumes sont identiques ( $V_1 = V_2 = \dots = V_N$ ) ce qui conduit à obtenir des conversions identiques  $X_{A1} = X_{A2} = \dots = X_{AN}$ .

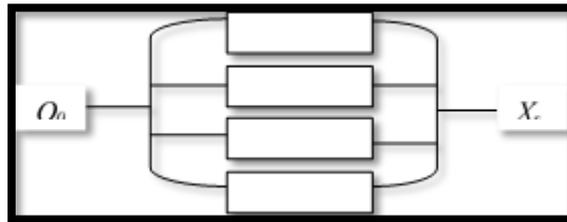


Figure I.10: Représentation schématique d'une série de REP identiques en parallèle

*Chapitre II*

*Généralités sur la*  
*distribution des temps de*  
*séjour: DTS*

## II.1. Écoulement dans les réacteurs

La notion de « réacteur idéal » fait appel à deux types d'écoulements simples dans les réacteurs en régime permanent:

- L'écoulement de type piston: toutes les molécules injectées dans le réacteur ont le même temps de séjours est le fluide avance en bloc sans se mélanger.
- L'écoulement avec mélange parfait: la composition du fluide est uniforme dans tout l'appareil.

Dans ces réacteurs idéaux, le temps disponible pour la réaction est assimilé au « temps de passage ».

Pour caractériser ces écoulements et pour les reconnaître, quand le réacteur ne se comporte pas comme un réacteur idéal, il serait intéressant de quantifier cet écart par rapport à l'idéalité, pour cela qu'on utilise la notion de distribution des temps de séjours [3].

## II.2. Notion sur la distribution de temps de séjour

Cette notion a été introduite en 1953 par Danckwerts en proposant une approche systématique pour décrire le comportement des fluides dans les réacteurs réels. Le principe général de détermination de la DTS consiste à injecter, dans le système dynamique étudié, un constituant dont on détecte la présence ou dont on mesure la concentration en fonction du temps [3].

### II.2.1. Hypothèses de la DTS

La distribution de temps de séjour DTS est une approche statistique pour caractériser l'écoulement. En effet, on considère un élément du fluide à son entrée dans le réacteur et on mesure le temps que ce dernier met pour atteindre la sortie. Si on répète l'expérience ou on considère plusieurs éléments en même temps, on constatera que les résultats ne sont pas identiques. On peut dès lors établir une distribution des temps de séjour, le plus souvent représentée par une distribution de fréquences appelée habituellement E. Pour ce faire, certaines hypothèses sont posées:

- Écoulement en régime permanent.
- Le fluide est incompressible.
- Écoulement déterministe.
- L'écoulement à travers les sections d'entrée E et de sortie S se fait uniquement par convection forcée, à l'exclusion de toute diffusion et de tout mélange en retour.

- Les conduites d'entrée / sortie sont de petit diamètre devant les dimensions du réacteur [2].

### II.2.2. Objectifs de la DTS

La distribution des temps de séjour est une mesure statistique qui permet d'analyser et de comprendre la durée pendant laquelle les molécules de traceur restent dans le réacteur, elle a pour objectifs:

- Identifier les défauts d'écoulement de mélange.
- Représenter le réacteur par un modèle idéal.
- Caractériser l'état de mélange d'un réacteur (RAO ou REP).
- Prévoir les performances d'une réaction.

### II.2.3. Détermination expérimentale de la DTS au moyen d'un traceur

On utilise un traceur, un colorant ou toute autre substance:

- Qui ne doit pas perturber les propriétés physicochimiques des molécules.
- Qui a les mêmes propriétés hydrodynamiques que le fluide.
- Soit détectable à la sortie par des appareils de mesure: conductimètre, pH-mètre, chromatographie, etc.
- L'injection du traceur à l'entrée du réacteur, la détection à la sortie.
- Utilisation de signaux faciles (impulsion, échelon...).
- Pas de réaction durant cette étude.

## II.3. La fonction de distribution des temps des séjours

Considérons un système de volume constant  $V$ , parcouru en régime permanent par un débit volumique incompressible  $Q$ . Le temps de séjour  $t$  d'une fraction de matière est égal au temps qu'il lui a fallu pour parcourir la distance comprise entre les sections d'entrée et de sortie du système. A l'entrée du système, considérons l'injection instantanée d'une masse  $m$  d'un traceur qui se conserve au cours de l'écoulement, et qui n'était pas présent initialement. La fraction du fluide qui séjourne durant un intervalle de temps donné dans le système est donnée par la valeur  $E(t) dt$ . [6].

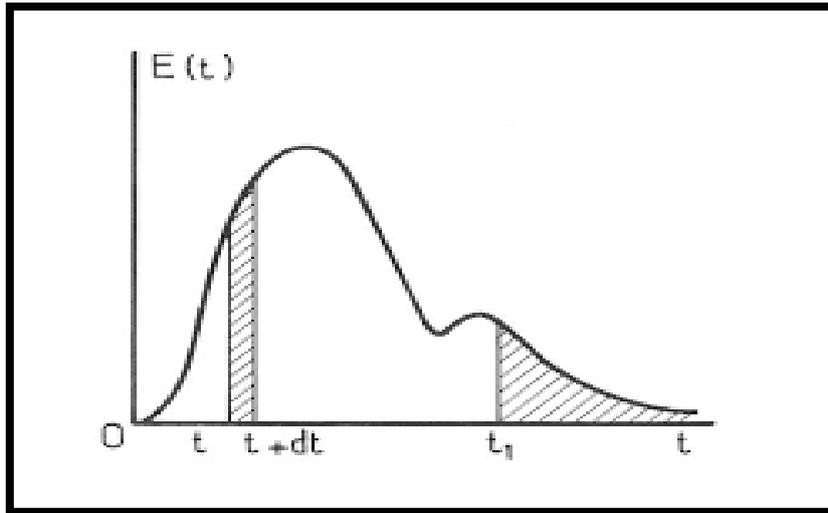


Figure II.1: Fonction de distribution des temps de séjours

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \approx \frac{C(t_i)}{\sum_1 C(t_i)\Delta t_i} \text{ avec } \Delta t_i: \text{ le pas du temps II. 1}$$

La fraction du fluide qui séjourne durant un intervalle de temps donné dans le système est donnée par la valeur  $E(t) dt$ .

On définit ainsi:

–La condition de normalisation:

$$\int_0^{\infty} E(t)dt = 1 \quad \text{II.2}$$

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

La fonction  $E(t)$  est toujours positive, son unité est  $t^{-1}$ .

– La fraction du fluide qui quitte le réacteur avec un âge plus jeune que  $t$

$$F(t) = \int_0^t E(t)dt \quad \text{II.3}$$

D'où:

$$E = \frac{dF}{dt} \quad \text{II.4}$$

La fraction de fluide ayant séjourné plus longtemps que  $t$  dans le réacteur.

- Pour une molécule de traceur, on définit
- Son temps de séjours ou temps total passé dans le réacteur  $t_s$ .
- Son âge interne  $\alpha$ .
- Son espérance de vie  $\lambda$

$$t_s = \alpha + \lambda$$

Tel que:

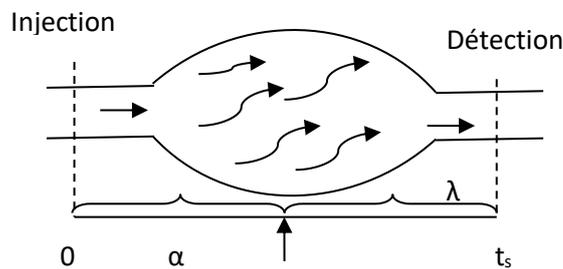


Figure II.2: Représentation schématique du temps de séjours d'une molécule de traceur dans un réacteur

### II.3.1. Les moments de cette distribution

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 [4]:

- Le moment d'ordre  $n$  autour de l'origine par:

$$\mu_n = \int_0^{\infty} t^n E(t) dt \approx \sum_{i=1}^n t_i^n E(t_i) \Delta t_i \quad II.6$$

- Le moment d'ordre  $n$  autour de la moyenne ou moment centré par:

$$\mu'_n = \int_0^{\infty} (t - \bar{t}_s)^n E(t) dt \approx \sum_{i=1}^n (t_i - \bar{t}_s)^n E(t_i) \Delta t_i \quad II.7$$

- La moyenne de la distribution, qui correspond à la moyenne des temps de séjour, est donnée par le premier moment de la distribution (moment d'ordre 1).

$$\mu_1 = \bar{t}_s = \int_0^{\infty} t E(t) dt \approx \sum_1 t_i E(t_i) \Delta t_i \quad II.8$$

Pour un réacteur idéal (cuve parfaitement mélangée ou réacteur tubulaire (à écoulement piston), le temps de séjour moyen du fluide est égal au temps de passage  $\tau$  dans le réacteur ( $\tau = V/Q$ ) [4].

$$\bar{t}_s = \tau = \frac{V}{Q} \quad II.9$$

▪ Les moments centrés d'ordre supérieur à 1 fournissent des informations non-négligeables sur le comportement de la fonction  $E(t)$ . Par exemple, le moment centré d'ordre 2 indique la dispersion autour de la moyenne, c.-à-d. la variance centrée  $\sigma^2$ .

$$\mu'_2 = \sigma_t^2 = \int_0^{\infty} (t - \bar{t}_s)^2 E(t) dt \approx \sum_{i=1}^n (t_i - \bar{t}_s)^2 E(t_i) \Delta t_i \quad II.10$$

Comme on peut écrire aussi:

$$\mu'_2 = \sigma_t^2 = \mu_2 - \bar{t}_s^2 \quad II.11$$

#### II.4. Forme adimensionnelle (réduite) de la DTS

On définit le temps réduit par:

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}_s} \quad II.12$$

On a alors:

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\mu_2}{\bar{t}_s^2} - 1 \quad \text{ou bien} \quad \sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma_t^2}{\bar{t}_s^2} \quad II.13$$

Comme on peut aussi écrire:

$$\sigma_{\theta}^2 = \int_0^{\infty} (\theta - 1)^2 E(\theta) d\theta \quad II.14$$

Et:

$$E(\theta) = \bar{t}_s E(t)$$

On a aussi:

$$\int_0^{\infty} E(\theta) d\theta = 1 \quad \text{II.15}$$

### II.5. Injection impulsion

Cette méthode d'injection consiste à injecter une faible quantité de traceur (n mole) à l'entrée du réacteur, dans une durée très courte devant le temps de passage. Si C(t) est la concentration de traceur relevée à la sortie. A l'instant t, la quantité de traceur qui est sortie de réacteur depuis le début de l'expérience est celle qui a un temps de séjour inférieur à t:

Le bilan de matière donne pour un débit constant:

$$n_0 = Q \int_0^{\infty} C(t) dt \quad \text{II.16}$$

La quantité  $m_0$  du traceur par:

$$m_0 = Q \int_0^{\infty} C_m(t) dt \quad \text{II.17}$$

Avec  $C_m$  la concentration massique.

Le temps de séjour moyen dans le réacteur par:

$$\bar{t}_s = \frac{\int_0^{\infty} t C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} = \frac{\int_0^{\infty} t E(t) dt}{\int_0^{\infty} E(t) dt} = \int_0^{\infty} t E(t) dt \quad \text{II.18}$$

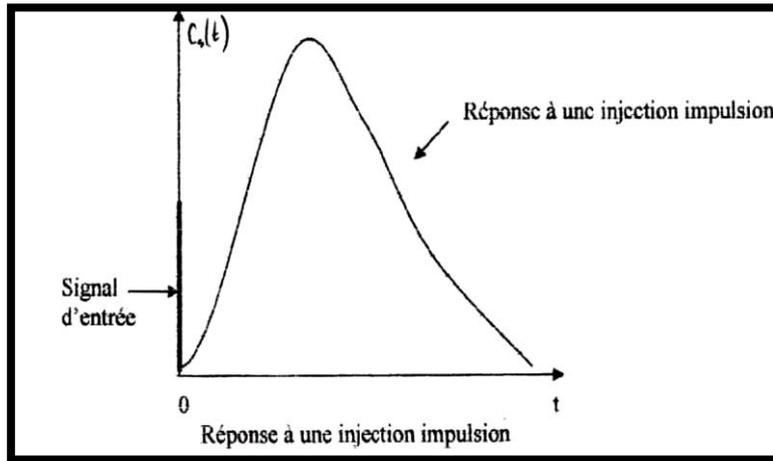


Figure II.3: Réponse à une injection impulsion

Pour des valeurs discrètes:

$$\bar{t}_s = \frac{\sum_1 t_i C(t_i) \Delta t_i}{\sum_1 C(t_i) \Delta t_i} = \sum_1 t_i E(t_i) \Delta t_i \quad II.19$$

La DTS par:

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^\infty C(t) dt} \quad II.20$$

Cas des valeurs discrètes :

$$E(t_i) = \frac{C(t_i)}{\sum_1 C(t_i) \Delta t_i} \quad II.21$$

## II.6. Interprétation hydrodynamique des mesures de DTS. Diagnostics du mauvais fonctionnement :

La mesure de la DTS par la méthode des traceurs peut conduire à des indications précieuses sur les dysfonctionnements des réacteurs. Ainsi l'existence de zones mortes (stagnantes) ou de court-circuit peut être facilement détectée.

Dans le cas ou:  $\bar{t}_s = \tau \Rightarrow$  écoulement idéal

Et le volume accessible au fluide est égal au volume géométrique c'est-à-dire:

$$V_a = V_R$$

### II.6.1. Zone stagnante ou volume mort

Si le temps de séjour mesuré est inférieur au temps de passage: mauvaise estimation du volume offert au fluide c'est-à-dire une partie du volume géométrique n'est pas accessible au traceur donc au réactif. On remarque ainsi une traînée de courbe: diffusion vers les zones stagnantes [2].

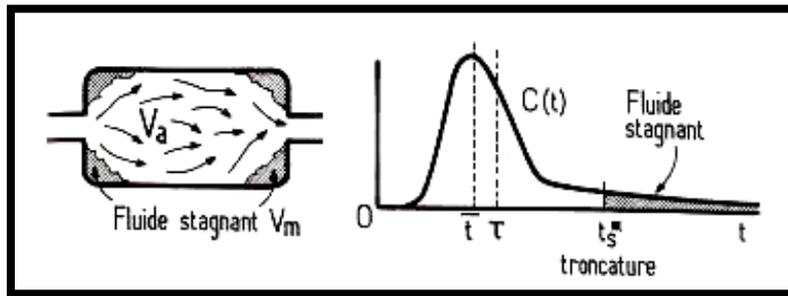


Figure II.4: Représentation schématique de la fraction du fluide stagnant

$$\bar{t}_s < \tau \Rightarrow V_a < V_R \Rightarrow \text{existence de volume mort } V_m$$

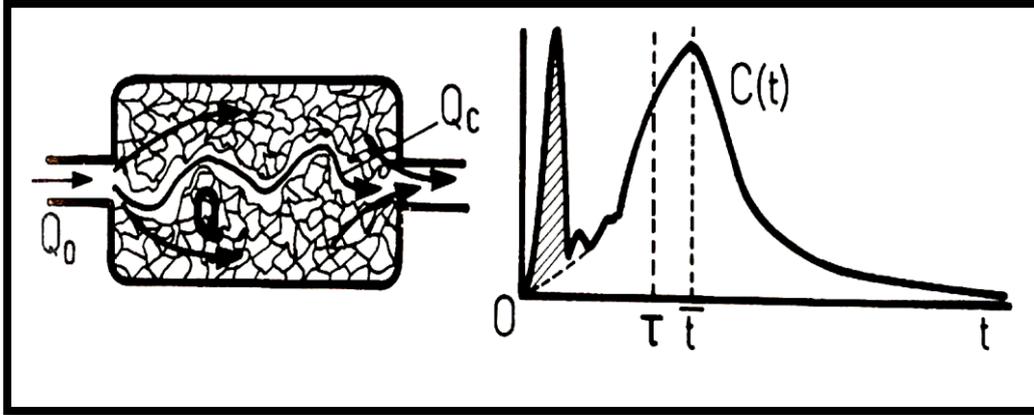
$$\begin{cases} V_R = Q\tau \\ V_a = Q\bar{t}_s \\ V_m = V_R - V_a \end{cases} \Rightarrow V_m = Q(\tau - \bar{t}_s) = Q\tau\left(1 - \frac{\bar{t}_s}{\tau}\right) = V_R\left(1 - \frac{\bar{t}_s}{\tau}\right) \quad II.22$$

La fraction du volume mort est égale à:

$$\frac{V_m}{V_R} = 1 - \frac{\bar{t}_s}{\tau} \quad II.23$$

**II.6.2. Court -circuit**

Si le temps de séjour mesuré est supérieur au temps de passage: existence de court-circuit. Et le premier pic trop fin correspond à la sortie du débit de court-circuit.



**Figure II.5:** Représentation schématique du court-circuit

$$\bar{t}_s > \tau \Rightarrow Q_0 = Q + Q_c \tag{II.24}$$

$Q_c$ : débit du court-circuit.

$$\begin{cases} Q = \frac{V_R}{\bar{t}_s} \\ Q_0 = \frac{V_R}{\tau} \\ Q_c = Q_0 - Q \end{cases} \Rightarrow Q_c = \frac{V_R}{\tau} \left(1 - \frac{\tau}{\bar{t}_s}\right) = Q_0 \left(1 - \frac{\tau}{\bar{t}_s}\right) \Rightarrow \frac{Q_c}{Q_0} = 1 - \frac{\tau}{\bar{t}_s} \tag{II.25}$$

La fraction de débit de court-circuit est:

$$\frac{Q_c}{Q_0} = 1 - \frac{\tau}{\bar{t}_s} \tag{II.26}$$

**II.7. Modèles d'écoulement dans les réacteurs réels:**

**II.7.1. Modèle piston -dispersion axiale système ouvert**

On suppose à l'écoulement piston une dispersion axiale analogue à une diffusion. Cette dispersion axiale n'est pas une caractéristique du fluide comme la diffusivité, car elle dépend à la fois du fluide, du régime d'écoulement et de la structure géométrique du réacteur [7].

On distingue le type de dispersion selon les conditions aux limites qui règnent au point d'injection du traceur ( $Z=0$ ) et le point de mesure de la réponse ( $Z=L$ ). S'il n'y a aucune

discontinuité de flux de dispersion à l'entrée et à la sortie, on dit que le réacteur est ouvert à la dispersion.

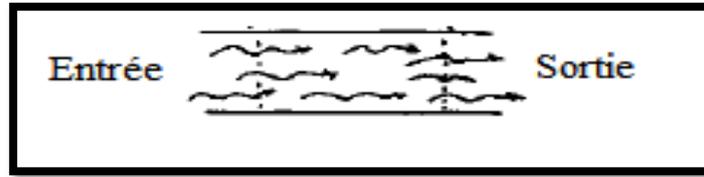


Figure II.6: Réacteur ouvert à la dispersion axiale.

Pour les réacteurs dits 'ouverts' à la dispersion, l'expression de  $E(t)$  est exprimée par:

$$E(\theta) = \bar{t} \times E(t) = \frac{1}{2} \left( \frac{Pe}{\pi\theta} \right)^{0.5} \exp \left[ -\frac{Pe(1-\theta)^2}{4\theta} \right] \quad II.27$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{2}{Pe} + \frac{8}{Pe^2} \quad II.28$$

Avec  $Pe$ , le nombre de Peclet définit par:

$$Pe = \frac{UL}{D} = \frac{1}{B_0} \quad II.29$$

$B_0$ : nombre de Bodenstein dit aussi nombre de dispersion.

$U$ : vitesse de l'écoulement piston convectif (m/s)

$L$ : longueur du réacteur (m)

$D$ : coefficient de dispersion ( $m^2/s$ )

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

$$\theta = \frac{t}{\bar{t}} \quad II.30$$

### II.7.2. Le modèle des N cuves agitées :

Dans ce cas l'écoulement du fluide dans le réacteur à lit fluidisé peut être assimilé 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 [8]

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

$$E(t) = \left(\frac{N}{\bar{t}}\right)^N \frac{t^{N-1}}{(N-1)!} \exp\left(-\frac{Nt}{\bar{t}}\right) \quad II.31$$

Sous forme adimensionnelle:

$$E(\theta) = \bar{t} \times E(t) = N \frac{(N\theta)^{N-1} e^{-N\theta}}{(N-1)!} \quad II.32$$

Avec

$$N = \frac{1}{\sigma_{\theta}^2}$$

### II.7.3. Modèle combiné basé sur l'association en série d'un réacteur à écoulement piston et d'un réacteur parfaitement agité ouvert

L'équation de la DTS dans ce cas est donnée par l'équation suivante [3,7]:

$$E(t) = \begin{cases} 0 & t < \tau_p \\ \frac{e^{-\frac{t-\tau_p}{\tau_s}}}{\tau_s} & t \geq \tau_p \end{cases} \quad II.33$$

En absence de zones stagnantes dans le réacteur, le temps de séjour moyen  $\tau_s$  s'écrit:

$$\bar{t} = \tau_p + \tau_s \quad II.34$$

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

## *Chapitre III*

### *Procédure expérimentale avec résultats et discussions*

## Introduction

Dans cette étude nous voulons étudier l'influence de plusieurs paramètres sur la DTS, à savoir: le volume du réacteur, le nombre de réacteur en cascade, la concentration de traceur injectée par impulsion, le débit d'entrée le type de réacteur et enfin la combinaison des réacteurs. Ainsi nous avons réalisé plusieurs installations.

### III.1. Technique de mesure

Pour toutes nos expériences nous avons utilisé l'eau de robinet, comme traceur le sel Na Cl. Des solutions à différentes concentrations sont préparées, la quantité injectée par impulsion est de 5ml. Les réacteurs de volumes identiques

(V=340 ml) sont posés en série sur des plaques chauffantes afin d'assurer une agitation magnétique de façon isotherme. À la sortie du système un conductimètre est placé pour mesurer la concentration à la sortie le long de l'expérience. Des vidéos ont été prises, et à la fin de chaque expérience la lecture de la conductivité est effectuée à différents pas de temps. Afin de vérifier la reproductibilité des résultats chaque expérience est répétée deux fois.

### III.2. Paramètres opératoires

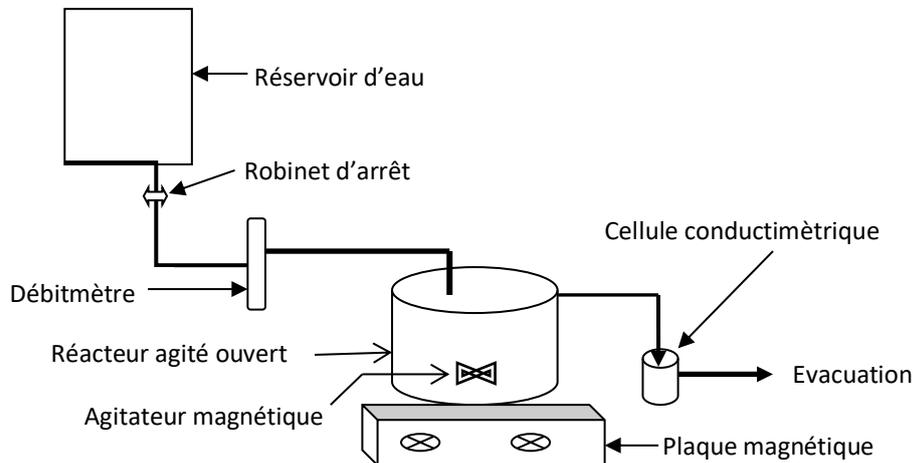
Dans le tableau ci-dessus nous avons regroupé tous les paramètres que nous avons variés durant nos expériences.

**Tableau III.1:** Paramètres opératoires

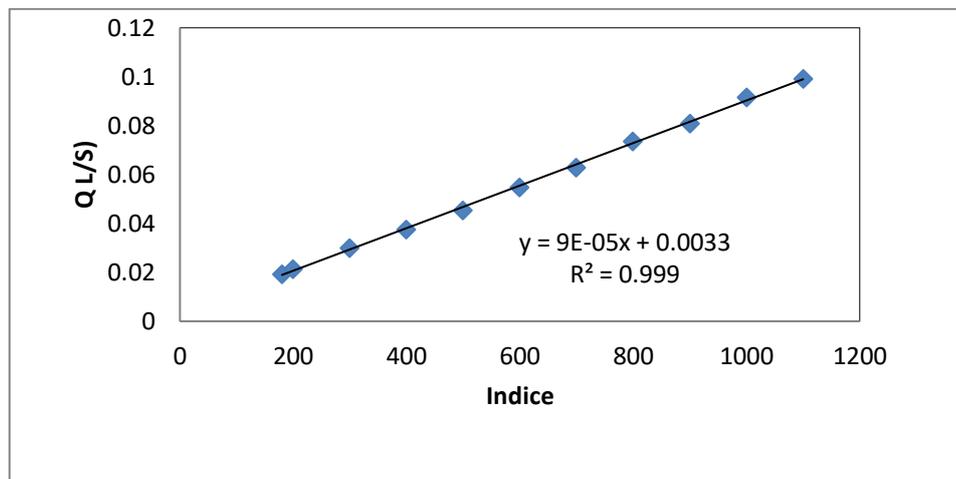
Paramètres			
Nombre de réacteurs dans la cascade	RAO	2 RAO	3RAO
Débit: L/s	0.03	0.019	0.001
Concentration du sel: g/L	10	50	100

### III.3. Dispositif expérimental

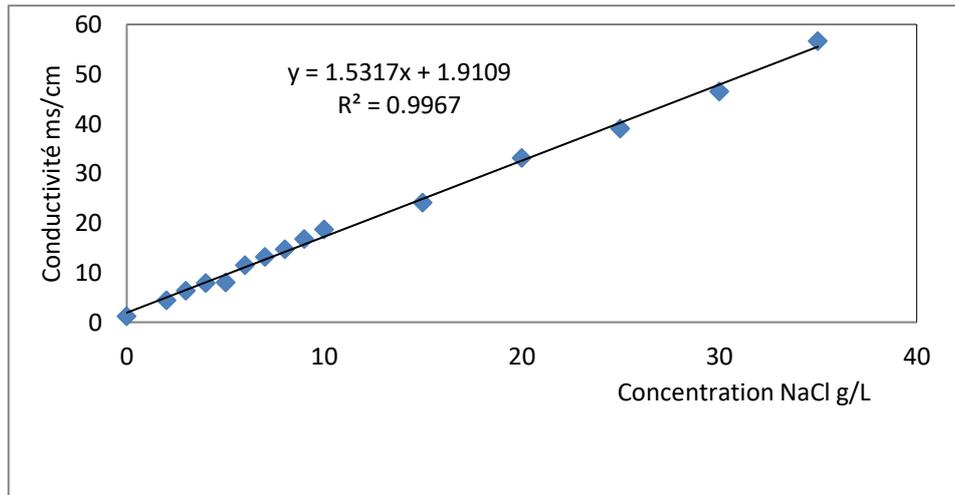
Sur le schéma ci-dessous nous avons représenté le dispositif utilisé pour un seul réacteur agité ouvert. Le principe est le même pour les autres dispositifs utilisés lors de nos expériences c'est juste le nombre de réacteurs en cascades qui change.



**Figure III.1:** Schéma de l'installation pour un seul RAO



**Figure III.2:** Courbe de calibration du débitmètre.



**Figure III.3:** Courbe d'étalonnage du conductimètre

### III.4. Répétabilités des essais

Comme nous l'avons déjà indiqué chaque expérience est répétée deux fois, on vérifie ainsi la reproductibilité des essais en comparant les variances adimensionnelles par le calcul de l'erreur relative entre les deux essais.

#### III.4.1. Cas d'un seul réacteur agité ouvert

Pour une concentration en sel fixée à 100 g/L, nous avons varié le débit ; sur le tableau III.2 nous avons représenté l'erreur relative calculée entre deux essais.

Sur le tableau III.3 sont présentés les écarts relatifs dans le cas du débit fixé le à 0.019L/s et les concentrations qui varient.

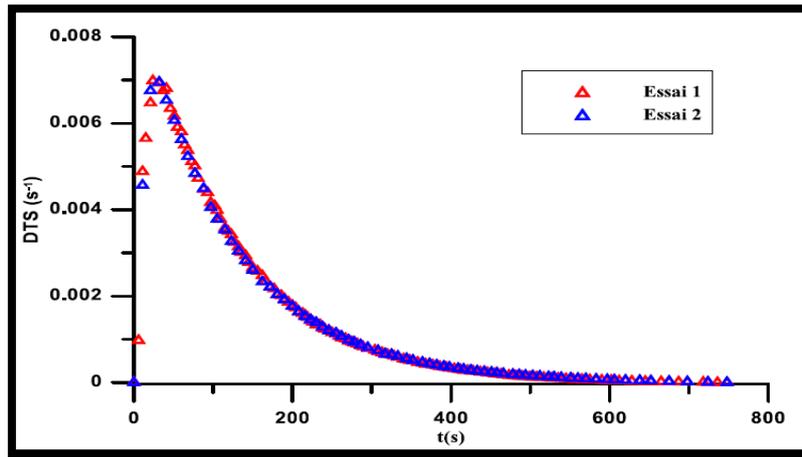
**Tableau III.2:** Comparaison des essais pour un seul réacteur en fonction du débit.

Essai	$\bar{t}_s$ (s)	$\sigma_t^2$ (s <sup>2</sup> )	$\sigma_\theta^2$	Ecart relatif (%)
<b>Q = 0,03 L/s</b>				
1	129,742	12259,021	0,728	6
2	131,943	13484,259	0,775	
<b>Q = 0,019 L/s</b>				
1	219,773	36167,343	0,749	5
2	219,411	38194,597	0,793	
<b>Q = 0,001 L/s</b>				
1	374,719	113353,603	0,807	12
2	372,598	127395,096	0,918	

En examinant les valeurs des erreurs relatives calculées entre deux essais pour chacune des expériences, on remarque que celles-ci varient de 5 à 12%.

Les deux courbes sur la figure III.4 sont presque superposées. On peut donc affirmer que certains essais sont reproductibles à quelques erreurs près.

Dans le cas de la variation des concentrations des solutions de sel injectées, l'écart relatif varie de 2 à 9% (voir tableau III.2), on peut dire que la reproductibilité de ces expériences est meilleure.



**Figure III.4:** Evolution de la DTS en fonction du temps dans 1 RAO pour  $Q = 0,03 \text{ L/s}$  et  $C = 100 \text{ g/L}$

**Tableau III.3:** Comparaison des essais pour un seul réacteur en fonction de la concentration du sel injecté  $Q = 0,019 \text{ L/s}$ .

Essai	$\bar{t}_s$	$\sigma_t^2$	$\sigma_\theta^2$	Ecart relatif (%)
<b>C = 100 g/L</b>				
1	219,773	36167,343	0,749	5
2	219,411	38194,597	0,793	
<b>C = 50 g/L</b>				
1	222,418	39739,737	0,803	9
2	211,051	39560,808	0,888	
<b>C = 10 g/L</b>				
1	213,124	35839,808	0,789	2
2	229,966	40696,887	0,769	

III.4.2. Cas de deux réacteurs agités ouverts

Nous avons suivi la même procédure que précédemment :

Tableau III.4: Comparaison des essais pour deux réacteurs en fonction du débit.

Essai	$\bar{t}_s$	$\sigma_t^2$	$\sigma_\theta^2$	Ecart relatif (%)
<b>Q = 0,03 L/s</b>				
1	257,151	27671,636	0,418	13
2	267,996	26224,843	0,365	
<b>Q = 0,019 L/s</b>				
1	397,889	66504,663	0,420	3
2	403,7154	70652,489	0,433	
<b>Q = 0,001 L/s</b>				
1	630,478	177576,937	0,447	2
2	643,058	180561,298	0,437	

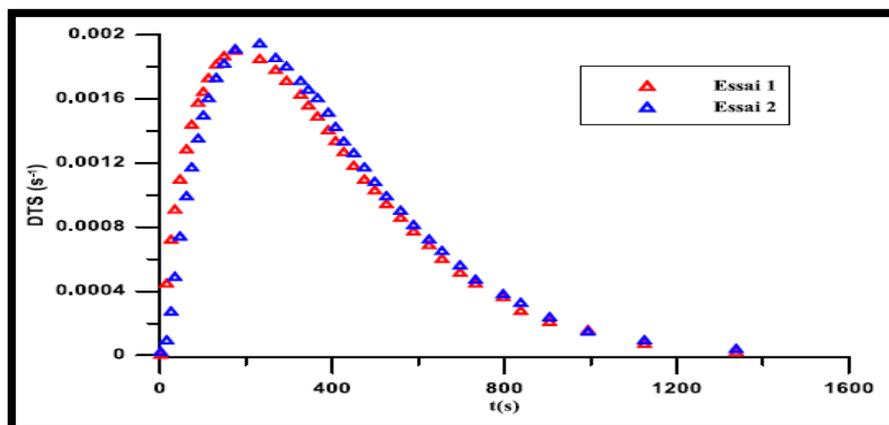


Figure III.5: Evolution de la DTS en fonction du temps dans deux RAO placés en série pour Q = 0,019 L/s et C = 10 g/L

**Tableau III.5:** Comparaison des essais pour deux réacteurs en série en fonction de la concentration du sel injecté

Essai	$\bar{t}_s$	$\sigma_t^2$	$\sigma_\theta^2$	Ecart relatif (%)
<b>C = 100 g/L</b>				
1	397,889	66504,663	0.420	2
2	403,715	70652,488	0,433	
<b>C = 50 g/L</b>				
1	414,132	74279,912	0,433	3
2	438,287	81717,172	0,425	
<b>C = 10 g/L</b>				
1	370,731	67799,732	0,493	19
2	387,050	59438,783	0,396	

Les résultats représentés dans les tableaux III .4 et III.5 pour une cascade de deux réacteurs montre que la reproductibilité est presque la même que dans un seul réacteur. Sur la figure III.6, les courbes des deux essais sont très proches.

### III.4.3. Cas de trois réacteurs agités ouverts

Pour une cascade de trois réacteurs agités ouverts, les écarts sont présentés dans les tableaux III.6 et III.7.

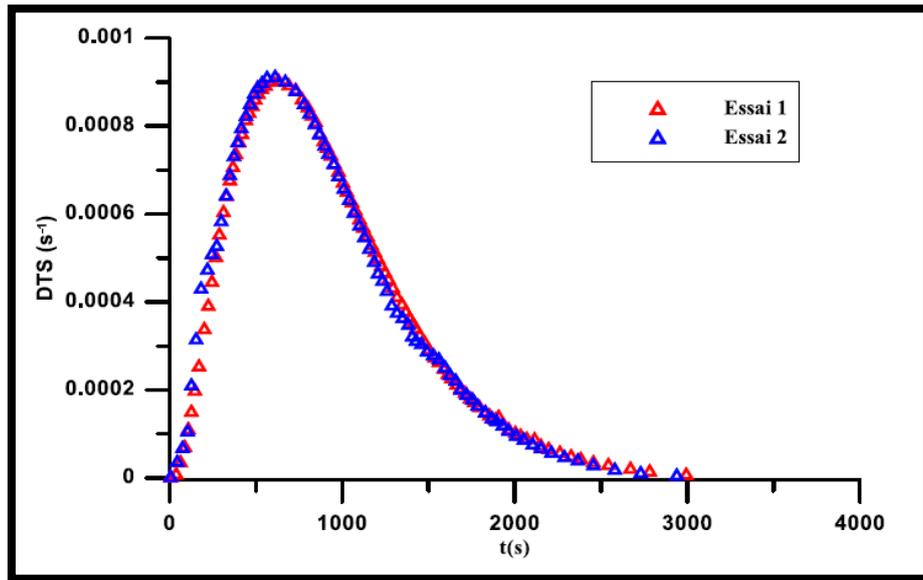
On observant, les résultats obtenus, on remarque que quelque soit le nombre de réacteurs en cascade l'écart relatif est inférieur ou égal à 19%. On observe que les plus petits écarts sont obtenus pour la cascade de trois réacteurs ou l'écart relatif ne dépasse pas 3%. En conclusion on peut dire que les tests sont plus au mois répétables. Cela est aussi observable sur la figure.

Tableau III.6: Comparaison des essais pour trois réacteurs en série en fonction du débit

Essai	$\bar{t}_s$	$\sigma_t^2$	$\sigma_\theta^2$	Ecart relatif (%)
<b>Q=0,03 L/s</b>				
1	406,950	56432,8275	0,346	1
2	365,964	46375,4688	0,346	
<b>Q=0,019 L/s</b>				
1	590,812	103683,885	0,297	3
2	660,885	126084,858	0,288	
<b>Q=0,001 L/s</b>				
1	916,885	257082,652	0,306	2
2	890,284	249026,374	0,314	

Tableau III.7: Comparaison des essais pour trois réacteurs en série en fonction de la concentration du sel injecté

Essai	$\bar{t}_s$	$\sigma_t^2$	$\sigma_\theta^2$	Ecart relatif (%)
<b>C = 100 g/L</b>				
1	590,812	103683,885	0,297	2
2	660,885	126084,858	0,288	
<b>C = 50 g/L</b>				
1	606,245	115285,687	0,313	3
2	671,815	128959,956	0,285	
<b>C = 10 g/L</b>				
1	370,731	67799,732	0,493	19
2	387,050	59438,783	0,396	



**Figure III.6:** Evolution de la DTS en fonction du temps dans trois RAO en série pour  $Q = 0,001$  L/s et  $C = 100$  g/L

### III.5. Effet des conditions opératoires sur les performances du réacteur

Dans ce qui suivra, nous pondrons en considération la moyenne des deux essais pour chaque expérience.

#### III.5.1. Evolution de la DTS en fonction de la concentration du sel

Pour un débit d'alimentation fixé à  $0.019$  L/s, nous avons varié la concentration de la solution de sel injectée en impulsion à l'entrée de chaque système étudié. Les figures III.6 à III.8, montrent que quel que soit le nombre de réacteurs utilisés en série la concentration injectée n'influe pas sur la DTS, les trois graphes sont superposés pour chaque figure. Autrement dit la hauteur du pic est la même pour les trois concentrations utilisées et cela pour chaque système étudié. Les valeurs du temps du pic ( $\tau_p$ ) représentées dans le tableau III.9 sont presque constantes pour chaque concentration de sel injectée.

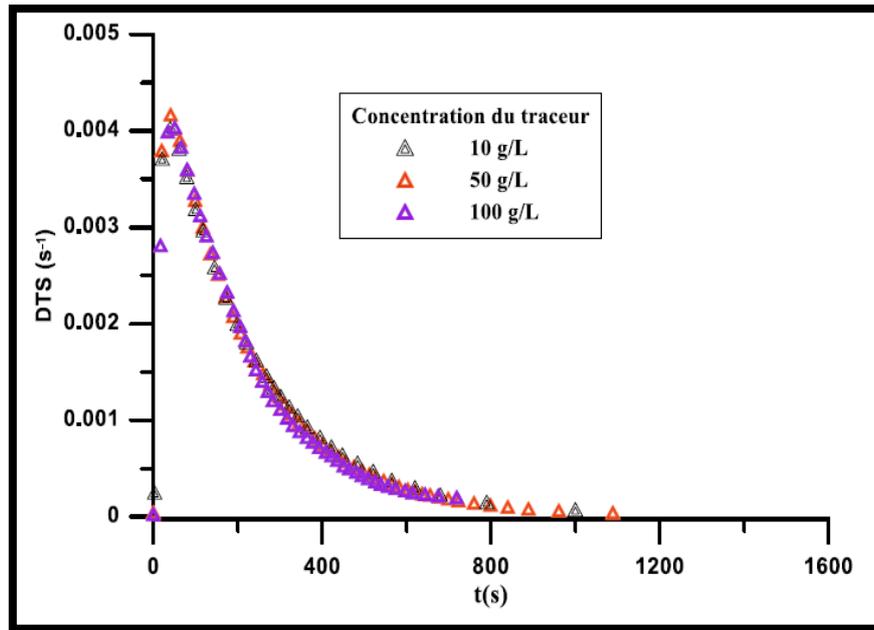


Figure III.7: Influence de la concentration de sel injectée sur la DTS: Cas d'un RAO

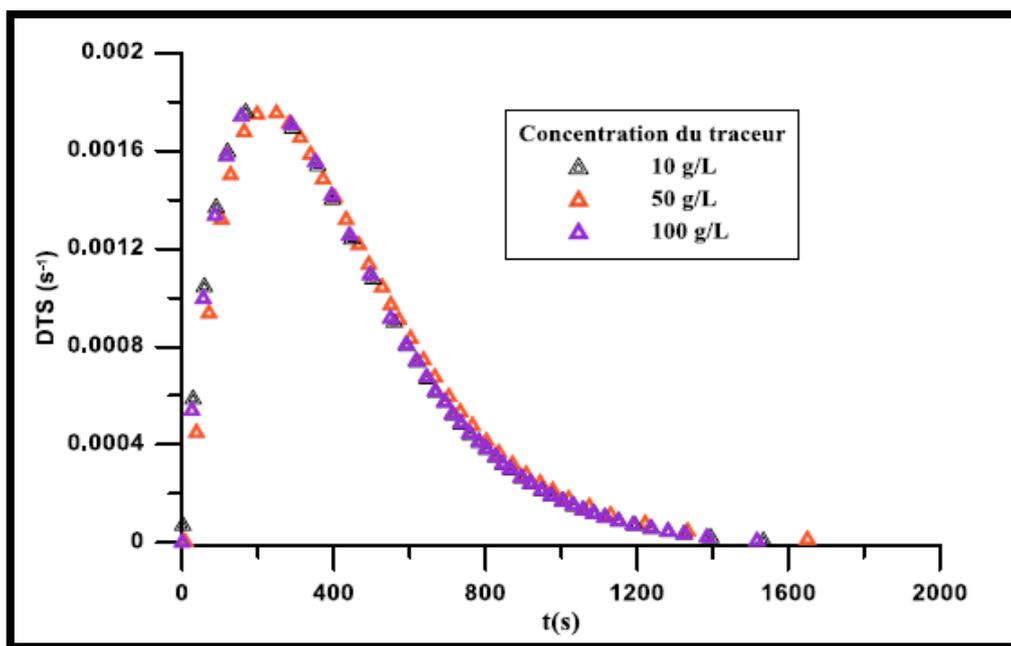
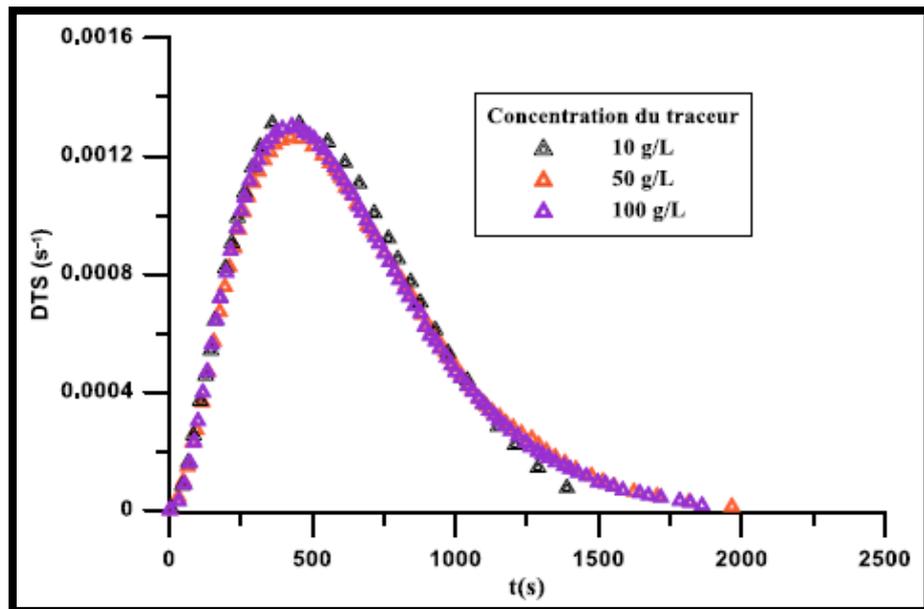


Figure III.8: Influence de la concentration de sel injectée sur la DTS: Cas de deux RAO en série.



**Figure III.9:** Influence de la concentration de sel injectée sur la DTS: Cas de trois RAO en série.

**Tableau III.8:** Valeurs expérimentales de  $\bar{t}_s$  et  $\tau_p$  pour les différents systèmes étudiés en fonction de concentration.

C (g/L)	$\bar{t}_s$ (s)	$\tau_p$ (s)
<b>1 RAO</b>		
100 g/L	219,592	40
50 g/L	216,735	43
10 g/L	221,542	40
<b>2 RAO</b>		
100 g/L	400,803	193
50 g/L	426,250	246
10 g/L	383,488	276
<b>3 RAO</b>		
100 g/L	625,839	423
50 g/L	639,059	439
10 g/L	594,300	382

### III.5.2. Evolution de la DTS en fonction de débit

Dans ce cas nous avons fixé la concentration du sel à 100g/L et nous avons varié le débit d'alimentation. Les figures III.9 à III.11, nous montrent que la hauteur du pic est proportionnelle au débit d'alimentation, tandis que la largeur de la courbe diminue quand le débit augmente. Sur tableau III.9, on remarque que les temps de séjours et de pic sont inversement proportionnels au débit.

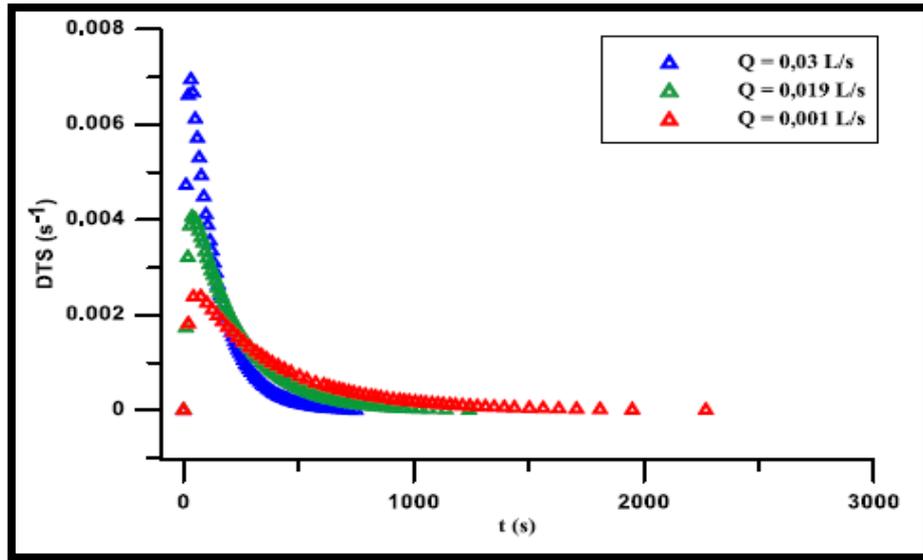


Figure III.10: Influence du débit d'alimentation sur la DTS: Cas d'un RAO

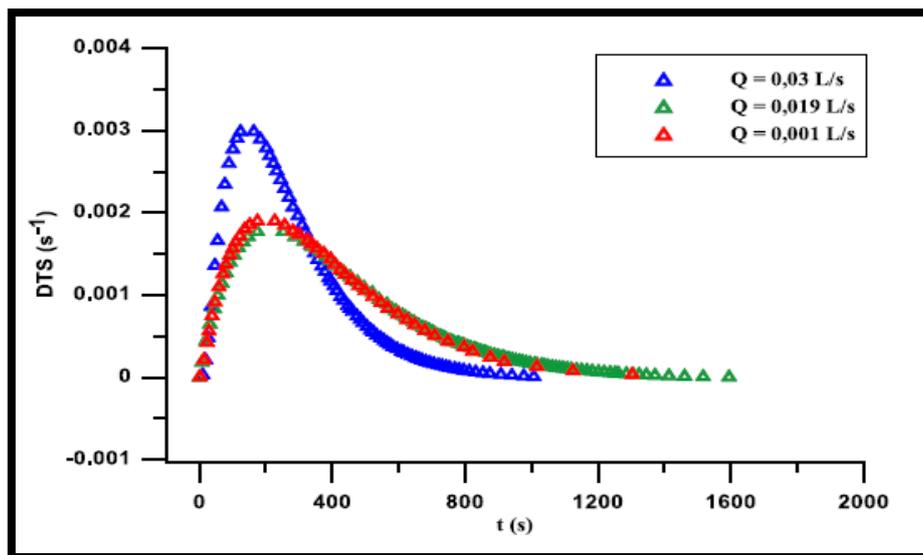
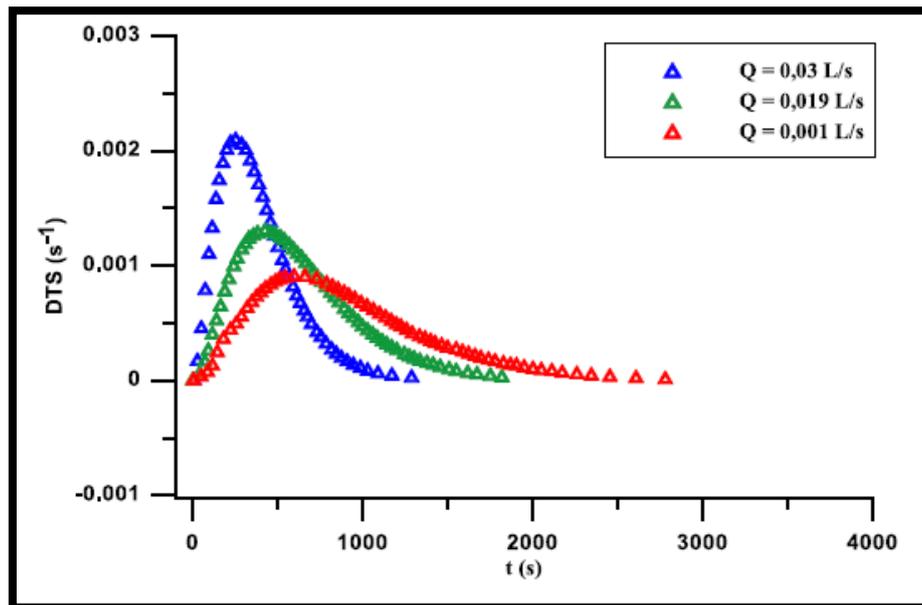


Figure III.11: Influence du débit d'alimentation sur la DTS: Cas de deux RAO en série.



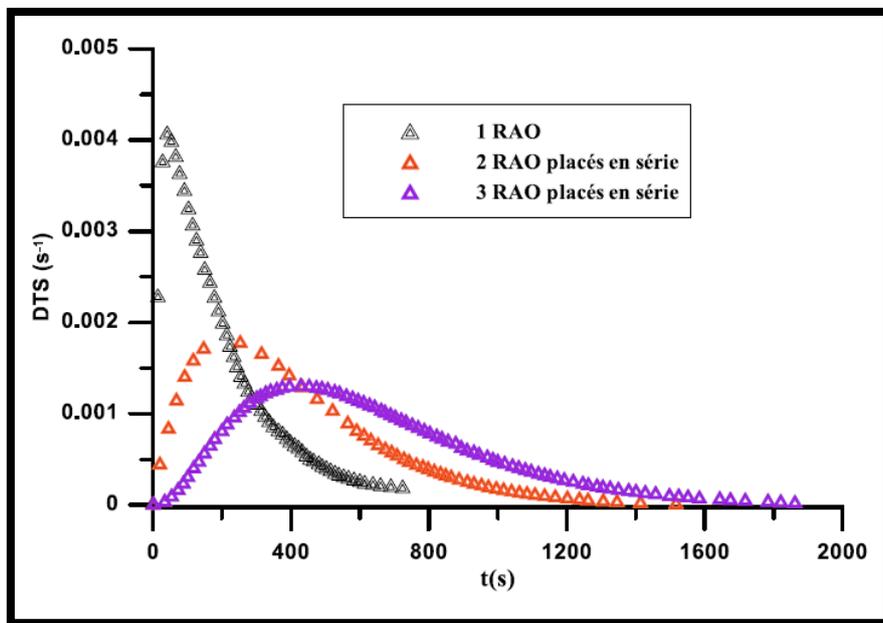
**Figure III.12:** Influence du débit d'alimentation sur la DTS: Cas de trois RAO en série

**Tableau III.9:** Valeurs expérimentales de  $\bar{t}_s$  et  $\tau_p$  pour les différents systèmes étudiés en fonction du débit d'alimentation.

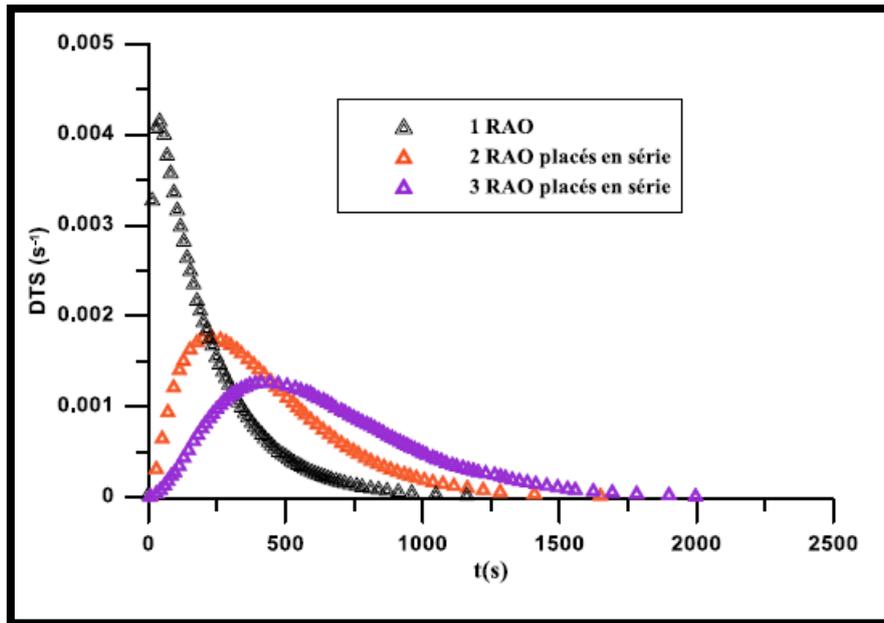
$Q$ (L/s)	$\bar{t}_s$ (s)	$\tau_p$ (s)
<b>1 RAO</b>		
0,001	373,657	61
0,019	219,592	40
0,03	130,839	32
<b>2 RAO</b>		
0,001	636,764	327
0,019	400,803	193
0,03	262,573	159
<b>3 RAO</b>		
0,001	903,244	640
0,019	625,839	423
0,03	386,464	237

### III.5.3. Evolution de la DTS en fonction de nombre de réacteur en série

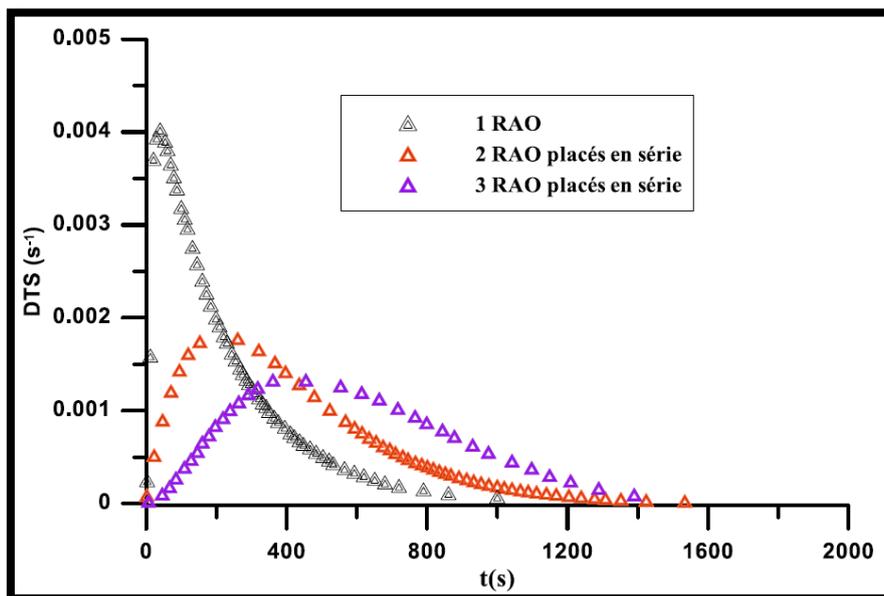
Sur les graphiques III.13 à III.15, ou nous avons représenté l'évolution de la DTS en fonction du nombre de réacteurs en série, nous remarquons que la hauteur du pic est inversement proportionnelle au nombre de réacteur ce qui suggère une meilleure homogénéité de la distribution de temps de séjour. Sur le tableau III.10, nous observons que les valeurs du temps de séjours moyen et du temps du pic augmentent en fonction du nombre de réacteurs mis en série. Nous remarquons aussi que la largeur du graphe augmente avec un éventuel volume mort quand le nombre de réacteurs augmente. Nous déduisons ainsi que travailler avec un seul réacteur est meilleur pour ces réacteurs réels utilisés.



**Figure III.13:** Courbes de la DTS expérimentale en fonction du temps obtenues pour les différents systèmes étudiés (débit d'alimentation  $Q = 0,019$  L/s ; concentration du traceur = 10g/L)



**Figure III.14:** Courbes de la DTS expérimentale en fonction du temps obtenues pour les différents systèmes étudiés (débit d'alimentation  $Q = 0,019$  L/s ; concentration du traceur = 50g/L)



**Figure III.15:** Courbes de la DTS expérimentale en fonction du temps obtenues pour les différents systèmes étudiés (débit d'alimentation  $Q = 0,019$  L/s ; concentration du traceur = 100g/L)

**Tableau III.10:** Valeurs expérimentales de  $\bar{t}_s$   $\tau_p$  pour les différents systèmes étudiés en fonction du nombre de réacteurs pour différents débit et concentrations

Système	$\bar{t}_s$ (s)	$\tau_p$ (s)
<b>Q = 0,019 L/s ; C = 10g/L</b>		
1 RAO	221,542	40
2 RAO	383,488	276
3 RAO	594,300	382
<b>Q = 0,019 L/s ; C= 50g/L</b>		
1 RAO	216,735	43
2 RAO	426,250	246
3 RAO	639,059	439
<b>Q = 0,019 L/s ; C= 100g/L</b>		
1 RAO	219,592	40
2 RAO	400,803	193
3 RAO	625,839	423

### III.6. Interprétation hydrodynamique des mesures de la DTS

La comparaison du temps de séjour moyen et du temps du passage dans le système de réacteurs que nous avons étudié nous permet de vérifier s'il existe des zones stagnantes (volume mort) ou un éventuel court-circuit.

Ainsi en utilisant les équations II.23 et II.26 (voir chapitre II), on détermine la fraction du volume mort et du court-circuit s'il y a lieu.

**Tableau III.11:** Valeurs des fractions du court-circuit ou du volume mort pour différents systèmes étudié (C=100g/L)

$Q_0$ (L/s)	$\bar{t}_s$ (s)	$\tau$ (s)	Q (L/s)	$Q_c$ (L/s)	$\frac{Q_c}{Q_0}$	$V_a$ (L)	$V_m$ (L)	$\frac{V_m}{V_R}$
<b>1 RAO</b>								
0,001	373,657	340	$9,099 \times 10^{-4}$	$9,01 \times 10^{-5}$	0,090	/	/	/
0,019	219,592	17,895	$1,548 \times 10^{-3}$	0,017	0,895	/	/	/
0,03	130,839	11,333	$2,598 \times 10^{-3}$	0,027	0,9	/	/	/
<b>2 RAO</b>								
0,001	636,764	680	/	/	/	0,6367	0,0433	0.0637
0,019	400,803	35,789	$1,696 \times 10^{-3}$	0,017	0,894	/	/	/
0,03	262,573	22,667	$2,589 \times 10^{-3}$	0,016	0,533	/	/	/
<b>3RAO</b>								
0,001	903,244	1020	/	/	/	0,903	0,117	0.1147
0,019	625,839	53,684	$1,629 \times 10^{-3}$	0,017	0,894	/	/	/
0,03	386,464	34	$2,639 \times 10^{-3}$	0,016	0,533	/	/	/

Les résultats du tableau III.11 montrent que, pour un RAO, quel que soit le débit d'entrée, les temps de séjours moyens sont supérieurs au temps de passage en raison de la présence d'un court-circuit. Comme on peut remarquer que la fraction du court-circuit augmente en fonction du débit, c'est-à-dire un grand nombre de molécules de sel passe directement à la sortie sans être mélangées dans le réacteur. Toutefois, quand le nombre de réacteur augmente, le court-circuit a lieu uniquement dans le cas de grands débits. Pour un faible débit et pour deux et trois réacteurs en série, il y a apparition de zones stagnantes, et

la fraction du volume mort est plus importante pour la série de trois réacteurs. On remarque aussi que la fraction du court circuit dans le cas de la cascade de deux et trois réacteurs diminue quand le débit augmente. Les molécules de sels sont mieux mélangées dans les réacteurs.

### III.7. Comparaison des résultats expérimentaux aux modèles théoriques

Pour  $C = 50\text{g/L}$  et  $Q = 0.019\text{L/s}$  ; nous avons comparé, les valeurs expérimentales réduites de la DTS avec celles calculées en utilisant les trois modèles cités dans la théorie à savoir le modèle à N cuves agitées, piston –dispersion système ouvert et celui combiné.

Les valeurs de N du tableau III.12, montrent que chaque valeur N calculée par le modèle des N cuves agitées correspond au système réel étudié.

**Tableau III.12:** Valeurs de  $\sigma_{\theta}^2$  et N pour le modèle de N cuves agitées.

Système étudié	$\sigma_{\theta}^2$	N
1 RAO	0,845	1, 183
2 RAO	0, 430	2, 325
3 RAO	0,302	3, 314

Sur les figures III.16 à III.18, nous avons représenté pour chaque système étudié, les différents modèles de la théorie cités plus haut avec les valeurs expérimentales réduites de la DTS.

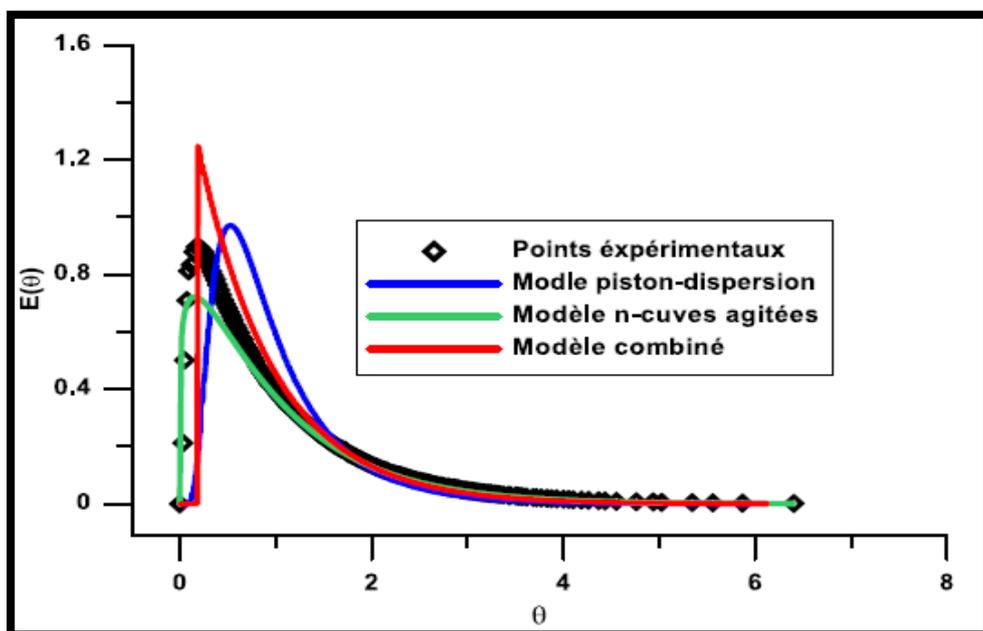
- Pour un et deux RAO, le modèle le mieux représentatif est celui de N cuves agitées suivi de celui piston dispersion.
- Pour trois RAO; le modèle le mieux représentatif est celui de N cuves agitées suivi de celui combiné.

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

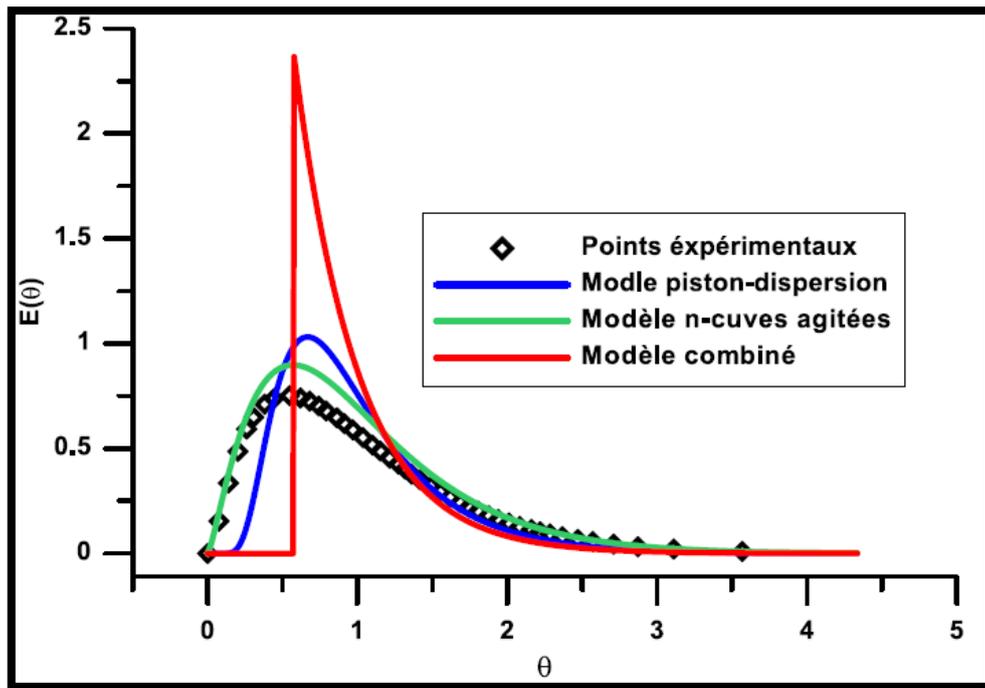
$$\text{RMSE} = \left( \sum_{i=1}^N \left( \frac{E(\theta)_{\text{exp}} - E(\theta)_{\text{mod}}}{N} \right)^2 \right)^{\frac{1}{2}} \quad (\text{III.1})$$

Dans cette équation  $E(\theta)_{\text{exp}}$  est la DTS expérimentale et  $E(\theta)_{\text{mod}}$  est la DTS du modèle testé.

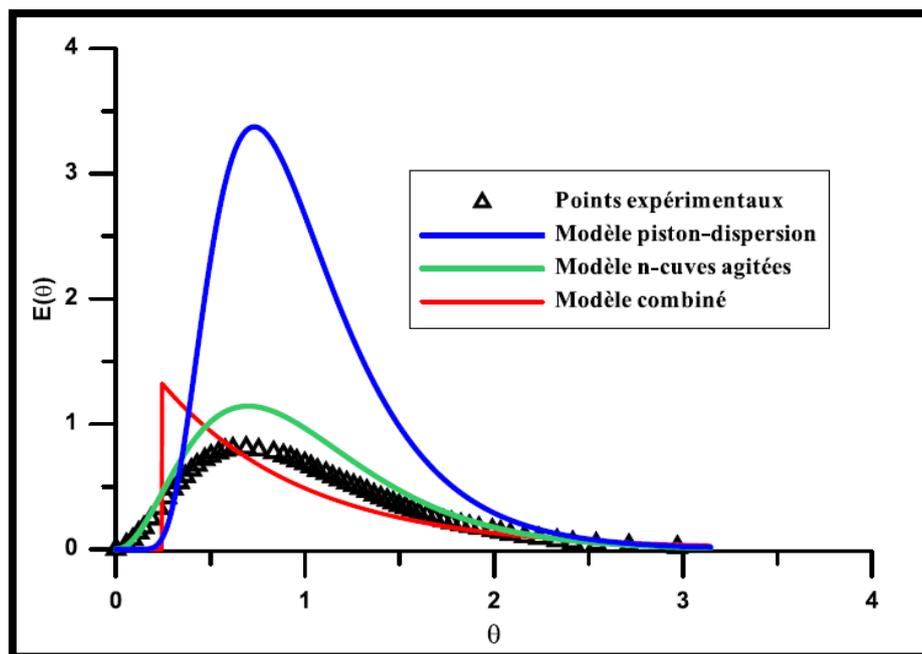
Les résultats figurants dans le tableau III.14, indiquent que les valeurs des erreurs RMSE sont plus faibles pour modèle N-cuves agitées ce qui confirme ce que nous avons déduit à partir des figures relatives à ces modèles. On peut donc dire que le modèle N-cuves agitée est le plus adéquat pour prédire les valeurs de la DTS expérimentales.



**Figure III.16:** Comparaison entre les valeurs expérimentales de la DTS et celles obtenues par les modèles Cas d'un RAO



**Figure III.17:** Comparaison entre les valeurs expérimentales de la DTS et celles obtenues par les modèles: Cas de deux RAO



**Figure III.18:** Comparaison entre les valeurs expérimentales de la DTS et celles obtenues par les modèles: Cas de trois RAO

**Tableau III.14:** Valeurs de la RMSE pour tous les modèles testés

Système étudié	RMSE		
	Modèle n-cuves agitées	Modèle piston-dispersion axiale	Modèle combiné
1 RAO	0,062	0,206	0,172
2 RAO	0,082	0,177	0,442
3 RAO	0,066	1,168	0,237

..

## *Conclusion Générale*

## *Conclusion Générale*

---

Dans ce présent travail, on nous avons étudié la distribution des temps de séjour pour différents systèmes à savoir un réacteur agité ouvert(RAO) une série de deux et de trois RAO.

En premier lieu, nous avons vérifié la répétabilité des essais il en ressort que pour tous les systèmes étudiés l'écart relatif entre les deux essais ne dépasse pas 19%.

De l'étude de l'influence des paramètres opératoires sur la DTS nous avons déduit que:

- La concentration du sel injecté n'a aucun effet sur la DTS quelque soit le système étudié ou le débit utilisé.
- Quand le nombre de réacteurs augmente dans la cascade, la hauteur du pic diminue, tandis que la largeur de la courbe, le temps de séjours moyen et le temps du pic augmentent
- L'augmentation du débit d'alimentation engendre la diminution du temps de séjours moyen, celui du pic ainsi que la largeur du graphe et la partie constante de la courbe (la trainée) par contre la hauteur du pic augmente.

La comparaison du temps de séjour moyen et du temps du passage dans le système de réacteurs que nous avons étudié nous a permet de déduire que:

- Pour un seul RAO quelque soit le débit d'entrée, il y a un court circuit dont la plus grande fraction (0.9) est attribuée au plus grand débit.
- Pour deux et trois RAO le court circuit a lieu uniquement dans le cas de grands débits. pour un faible débit des zones stagnantes apparaissent dont la fraction est plus importante pour trois réacteurs en série.

Les valeurs expérimentales de la DTS réduite comparées aux modèles théoriques révèlent que:

- Pour un et deux RAO, le modèle le mieux représentatif est celui de N cuves agitées une RMSE ne dépassant pas 0.8 suivi de celui piston dispersion.
- Pour trois RAO; le modèle le mieux représentatif est celui de N cuves agitées suivi de celui combiné.

## *Conclusion Générale*

---

En perspectives, il est souhaitable d'étudier d'autres systèmes et combinaisons afin de sélectionner un meilleur arrangement pour une éventuelle étude qui nécessite une réaction chimique pour atteindre une meilleure conversion..

*Références  
bibliographiques*

## *Références bibliographiques*

---

- [1] Sakhri Rabiaa « Etude d'un bio-réacteur semi-continu de production de levure de boulangerie (*Saccharomyces cerevisiae*) » université abderrahmane mira 2020
- [2] JacquesVillermoux « Génie de la réaction chimique - Conception et fonctionnement des réacteurs » Tec & Doc 1993.
- [3] Octave Levenspiel: Chemical reaction engineering ; John Wily & Sons (1999).
- [4] Hamaidi nassima « cours réacteur homogène » université abderrahmane mira
- [5] C. R. Girish, V. Ramachandra Murty « residence time distribution studies and modelling of phenol adsorption onto lantana camara in packed bed » International Journal of Civil Engineering and Technology (IJCIET) Volume 8, Issue 10, October 2017, pp. 1728–1738,
- [6] A. Kayode Coker: Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design, Gulf Professional publishing (2001
- [7] M. Faure M. Furman ; S. Corbel, MC. Carré, F. Gérardin, O. Zahraa Séminaire 2008 de l'Ecole Doctorale RP2E « Ingénierie des Ressources, Procédés, Produits et Environnement»,Nancy, 17 janvier 2008– ISBN 2-9518564-6-6
- [8] M.RAFIK EL HADI Mémoire Master « étude hydrodynamique d'un photobioréacteur application à l'élimination du diclopinac » université Blida 1 2018.
- [9] OCTAVE levenspiel « tracer technology: modeling the flow of fluids » volume 6, Springer New York Dordrecht Heidelberg London2012.

# *Caractérisation de l'hydrodynamique d'un réacteur chimique par la méthode de la DTS: comparaison aux modèles théoriques*

## *Résumé*

L'étude de l'hydrodynamique d'un réacteur agité ouvert revêt une grande importance. En effet, une bonne compréhension de l'hydrodynamique permet d'optimiser le fonctionnement du réacteur, d'améliorer l'efficacité des réactions chimiques et de garantir des conditions de réaction homogènes.

L'objectif de cette étude était d'analyser l'hydrodynamique d'un réacteur agité ouvert afin de déterminer expérimentalement ses performances en utilisant la méthode de la Distribution des Temps de Séjour (DTS) en combinaison avec la conductimétrie. Pour cela, le chlorure de sodium (NaCl) a été utilisé comme traceur.

Plusieurs paramètres ont été examinés, tels que la concentration des réactifs, le débit d'alimentation et le nombre de réacteurs. Des simulations ont été effectuées en utilisant différents modèles, notamment le modèle de N réacteurs parfaitement agités ouverts, le modèle piston dispersion et le modèle combiné, afin d'évaluer les performances et les possibilités de ce réacteur.

Cette approche permet de mieux comprendre l'hydrodynamique du réacteur et d'optimiser ses performances dans diverses conditions expérimentales.

## *Abstract*

The study of the hydrodynamics of an open stirred reactor is of great importance. Indeed, a good understanding of the hydrodynamics allows for optimizing the reactor's operation, improving the efficiency of chemical reactions, and ensuring homogeneous reaction conditions.

The objective of this study was to experimentally analyze the hydrodynamics of an open stirred reactor using the Residence Time Distribution (RTD) method in combination with conductivity measurement. Sodium chloride (NaCl) was used as a tracer for this purpose.

Several parameters were examined, including the reactant concentration, feed rate, and number of reactors. Simulations were conducted using different models, including the perfectly mixed N reactors model, the piston dispersion model, and the combined model, to evaluate the performance and possibilities of this reactor.

This approach helps to better understand the hydrodynamics of the reactor and optimize its performance under various experimental conditions.