



République Algérienne Démocratique et Populaire

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA

RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE HOUARI

Département de Génie Chimique et Cryogénie

MEMOIRE présenté pour l'obtention du diplôme de
MAGISTER

En Génie des Procédés

Spécialité : Procédés chimiques et environnement

Par : **NEFFAH Zohra**

**Caractérisation de l'écoulement et du mélange
dans un réacteur de forme carrée
en présence de solutions visqueuses**

Soutenu le 24-04-2005, devant le jury composé de :

Mr. S. BELAADI , Professeur, USTHB .

Président

Mme. A. BENSMAILI, Professeur, USTHB .

Dteur de Thèse

Mr. k. DAOUD, Maître de conférences, USTHB .

Examineur

Mr. S. HANNINI, Maître de conférences, USTHB .

Examineur

Remerciements

Au terme de ce travail, j'exprime ma profonde gratitude :
A madame le professeur **BENMAILI AICHA** pour son aide et ses précieux conseils tout au long de ce travail ainsi que pour le temps qu'elle m'a consacré.

Je tiens à remercier Monsieur **S.BELAADI**, Professeur à la faculté de Génie Mécanique et de Génie des Procédés ,d'avoir bien voulu accepter la présidence du jury.

J'adresse mes remerciements à Monsieur **K.DAOUD**, Maître de conférences à la faculté de Génie Mécanique et de Génie des Procédés et à Monsieur **S.HANNINI** Maître de conférences à l'université de Médéa d'avoir accepter d'examiner ce modeste travail.

Mes remerciements vont également à l'ensemble du personnel et les techniciens de la faculté de Génie Mécanique et de Génie des Procédés ainsi que ceux de la faculté de Génie Civil pour l'aide qu'ils m'ont apporté.

Que tous ceux et celles qui m'ont aidé de près ou de loin, trouvent ici l'expression de ma sympathie et ma profonde gratitude.

DEDICACES

A la mémoire de ma mère

A mon père

A mes frères et sœurs

A toutes mes amies

Nomenclature

B_o : Nombre de bodenstein ($B_o = U_c L_t / D_{ax}$)
 C : Concentration du traceur, mol l^{-1}
 D_{ax} : Coefficient de dispersion axiale, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
 D_t : Diamètre intérieur du réacteur, m
 d_1 : Diamètre externe de l'hélice, m
 d_2 : Diamètre de la tige du mobile d'agitation, m
 $E(t)$: Fonction de distribution des temps des séjour

$G(s)$: Fonction de transfert
 L_t : Longueur moyenne du réacteur, m
 N : Vitesse du mobile d'agitation, tr.s^{-1}
 N_θ : Nombre de circulation, $N_\theta = t_m / t_c$
 Q_c : Débit de circulation, $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
 Q : Débit d'alimentation, $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
 Q_{cf} : Débit de circulation en système fermé, $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
 Q_{co} : Débit de circulation en système ouvert, $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
 R : Taux de recyclage [-]
 R_e : Nombre de Reynolds d'écoulement, $R_e = U_c D_t / \nu$ [-]
 R_{em} : Nombre de Reynolds de mélange, $R_{em} = N d_1^2 / \nu$ [-]
 R_t : Rayon de courbure du réacteur, m
 t : Temps, s
 t_c : Temps de circulation, s
 t_m : Temps de mélange, s
 U_c : Vitesse moyenne de circulation, m s^{-1}
 V_R : Volume du réacteur, m^3

Lettres grecques

θ : Temps réduit
 μ : Viscosité dynamique du fluide, pa s
 ν : Viscosité cinématique du fluide, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
 ψ : Angle d'inclinaison des pales du mobile d'agitation, degré
 ρ : Masse volumique du fluide, kg.m^3
 τ : Temps de séjour moyen, s
 σ : Variance, s^2

SOMMAIRE

Introduction générale	1
Chapitre I : Caractérisation du mélange et de l'écoulement d'un fluide visqueux dans un réacteur à boucle en configuration ouverte	
I. Introduction	2
II. Travaux antérieurs	2
III. Etude expérimentale	4
III.1. Matériels et méthodes	4
III.1.1 Dispositif expérimental	4
III.1.2 Réacteur	4
III.1.3 Technique expérimentale	7
III.1.3.1 Détermination expérimentale de la distribution des temps de séjour	7
III.1.3.2. Choix du traceur	7
III.1.3.3. Solution visqueuses	8
III.1.3.4. La méthode conductimétrique	9
III.1.3.4.1. Etalonnage de la sonde conductimétrique	9
III.1.4. Définition des paramètres hydrodynamique et de mélange	11
IV. Résultats et discussions	12
IV.1 Influence des caractéristiques du mobile d'agitation	13
IV.2 Influence du débit d'alimentation et de la viscosité en fonction de la vitesse d'agitation	15
IV.3 Influence du débit d'alimentation sur le nombre de circulation	19
IV.4 Corrélation des résultats expérimentaux	21
IV.5 Caractérisation global du mélange	21
V. Conclusion	23
Références bibliographiques	24
Annexes	27
Chapitre II : Influence des longueurs droites sur le comportement hydrodynamique et sur le mélange	
II.1 Introduction	41
II.2 Travaux antérieurs	41
II.3 Caractérisation du dispositif expérimental	41
II.4 Résultats expérimentaux et discussion	43
II.4.1. Influence des longueurs droites sur le nombre de circulation	46
II.4.2. Influence des longueurs droites sur la vitesse de circulation	47
II.4.3 Influence des longueurs droites sur le produit NT_m	48
III. Conclusion	49
Références bibliographiques	50
Annexes	54
Chapitre III : Modélisation de l'écoulement dans un réacteur à boucle continu de forme carrée	
III.1 Introduction	59
III.2 Etude bibliographique	59
III.3 Modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel	60
III.4. Modélisation du réacteur à boucle avec les longueurs droites	65
IV. Conclusion	69
Références bibliographiques	70
Annexes	71
Conclusion générale	73

CHAPITRE I

Caractérisation du mélange et de l'écoulement d'un fluide visqueux dans un réacteur à boucle en configuration ouverte

I- Introduction générale

Depuis plusieurs années, les recherches dans le domaine du génie des procédés ont pris une importance grandissante en ce qui concerne la conversion des matières premières et des économies d'énergie. Les faibles rendements de certains procédés et l'augmentation des prix de revient des produits finaux ont entraînés les industriels et les scientifiques dans de nouvelles voies de recherche. Ces dernières permettent d'améliorer les procédés existants et de développer de nouveaux réacteurs plus performants.

Les réacteurs de forme toroïdales sont considérés comme des réacteurs à boucles qui, de par leur construction simple ; leurs conditions d'écoulement à peu près identiques en tout point, les faibles taux de cisaillement et chutes de pression qu'ils induisent, apparaissent comme une alternative prometteuse aux réacteurs « classiques » de type cuve agitée ou réacteur piston.

Le but de ce travail est la caractérisation du mélange et de l'écoulement d'une solution visqueuse dans un réacteur à boucle de forme carrée et la comparaison de ses performances avec l'introduction des longueurs droites. La réalisation de cet objectif a été effectuée au laboratoire de génie de la réaction.

Cette étude s'articule en trois chapitres :

Le premier chapitre est consacré dans un premier temps à une synthèse bibliographique relative aux différents travaux effectués dans les réacteurs à boucles. Dans un second temps à la détermination des caractéristiques hydrodynamiques du réacteur en fonctionnement fermé et ouvert, à l'aide de mesures expérimentales.

Les caractéristiques hydrodynamiques sont déterminées expérimentalement à l'aide de la mesure de l'évolution de la concentration d'un traceur dans le réacteur en fonctionnement fermé et par la détermination de la distribution des temps de séjour en fonctionnement continu à l'aide d'une méthode conductimétrique.

L'influence des longueurs droites dans le réacteur à boucle est étudiée dans le deuxième chapitre. Elle permet en outre une comparaison des performances du réacteur en termes d'écoulement et de mélange.

Le troisième chapitre a porté sur la modélisation de l'écoulement à l'aide de réacteur piston avec dispersion axiale et recirculation partielle. Le coefficient de dispersion axiale et le taux de recyclage sont obtenus

Enfin, notons que nous avons conçu un autre réacteur de forme rectangulaire de volume de un litre en verre. L'objectif est d'analyser les performances de ce réacteur par la mise en œuvre d'une application, néanmoins le manque des réactifs nous ne a pas permis d'effectuer cette application

I. Introduction

Les inconvénients rencontrés dans les réacteurs agités ont conduit à rechercher de nouveaux types de réacteurs qui présentent une circulation homogène et nécessitant une faible puissance d'entraînement. Dans ce contexte, le réacteur à boucle apparaît comme une alternative prometteuse pour mener certaines réactions sous des conditions hydrodynamiques mieux maîtrisées.

Plus tard des études ont été entreprises dans des réacteurs à boucle pour des procédés mettant en oeuvre des fluides très visqueux tels que la polymérisation en suspension de styrène qui a été étudiée en continu [7] et en discontinu [5].

II. Travaux antérieurs

Des études ont été effectuées sur des réacteurs de forme toroïdale pour des solutions visqueuses et des applications biochimiques :

Tanaka et O'shima [1] ont utilisé un réacteur à boucle de forme rectangulaire pour la polymérisation en suspension de styrène. Ils ont étudié la dispersion des gouttes au cours de la réaction ensuite ils ont montré que ce réacteur est aussi performant pour la production de particule de taille uniforme que le réacteur agité.

Der Yang et Coll [2] ont suivi dans un réacteur à boucle ouvert le processus cinétique de latex obtenu de la polymérisation de styrene. Comparé avec le réacteur agité ouvert, le réacteur à boucle a une large surface spécifique de transfert de chaleur.

La polymérisation de styrène a été étudié par Hosogai et Tanaka [3] dans un réacteur à boucle de forme circulaire. Ils ont étudié la distribution des tailles de particules finales en fonction du mobile d'agitation.

Abad et Coll [4] ont étudié la copolymérisation en émulsion de l'acétate de vinyle dans un réacteur à boucle ouvert et dans un réacteur agité. Dans le but de comparer les similitudes et les différences entre ces deux réacteurs, les réactions sont réalisées dans les mêmes conditions (la même vitesse d'agitation et la même composition de l'alimentation). Ils ont constaté que Le comportement de ces deux réacteurs est le même .

Iabbadène et Bataille [5] se sont basés sur l'étude de la polymérisation en émulsion de l'acétate de vinyle dans un réacteur à boucle rectangulaire. Ils ont montré que l'agitation a un effet important sur la réaction Ils ont constaté que la présence des ions d'argent favorise la réaction .

Sokol et Migiro [6] ont étudié la dégradation du phénol dans un bioréacteur. Ils ont suivi l'évolution de la dégradation de phénol sur la base de la vitesse de dilution .

L'étude effectuée sur l'acétylation de l'isolat de pois par J.Legrand et Coll [7] a montré que l'acétylation qui agit sur le groupe amino de protéines, permet d'augmenter la solubilité et les propriétés d'émulsifiant de pea isolé. Ils ont constaté que le degré maximum d'acétylation atteint dans le réacteur torique est élevé par rapport au réacteur agité.

L'application de l'hydrolyse enzymatique des gliadines totales de blé entamé par Nouri et coll [8] a permis de faire la comparaison des performances des bioréacteurs fermés agités et toriques. Ils ont montré que la vitesse d'agitation qui favorise le degré d'hydrolyse est plus importante dans le réacteur torique que dans le réacteur agité, ceci repose sur le fait que tout le volume du réacteur torique est occupé par le milieu réactionnel.

Le fonctionnement fermé et ouvert a été utilisé par benkhelifa [9] pour l'étude et la modélisation de l'écoulement avec des solutions visqueuses. Le réacteur torique a été utilisé pour la transformation de protéines à l'aide d'enzymes immobilisées sur des billes. L'auteur a comparé les paramètres cinétiques de l'enzyme immobilisée à ceux de l'enzyme libre.

La solution visqueuse de la glycérine a été étudiée par Moussous [10] dans un réacteur torique fermé. Il a comparé les performances du réacteur torique par rapport au réacteur agité fermé sur la base du temps de mélange et du temps de circulation.

B.Haut and coll [11] ont étudié expérimentalement et théoriquement les écoulements turbulents. Ils ont montré que le bioreacteur Taylor –Couette est recommandé pour l'étude hydrodynamique et le transfert de matière et ceci pour la culture de cellules animales en suspension.

L'étude de l'influence du pH initial sur les caractéristiques de transfert d'oxygène ou les limitations des vitesses du processus qui sont en relation avec les vitesses de réactions intracellulaires sont étudiées dans la réaction de fermentation (serine alcaline protéase (PAS) à pH 6.8-7.25 par Pinar calik [12]. L'application a été effectuée dans des bioreacteurs fermés.

Giorgia Spino et coll [13] ont sélectionné une race de bactérie *Aspergillus niger* qui permet de dégrader l'hexane, polluant de l'air, dans un bioreacteur. Ils ont constaté que le modèle appliqué est en accord avec les résultats expérimentaux, néanmoins ils recommandent d'effectuer un grand nombre d'expériences afin de vérifier la validité du modèle car ce dernier comporte beaucoup de paramètres qu'il faudra exploiter.

S.R.Lamping and coll [14] ont conçu un nouveau bioreacteur gaz-liquide. Ils ont étudié le transfert de matière et la fermentation théoriquement et expérimentalement et grâce à sa performance, ils ont déduit qu'on peut le considérer comme un fermenteur.

Le tableau I.1 donne les principales études effectuées dans les réacteurs à boucles.

Tableau I.1 :Les différentes applications dans les réacteurs à boucles

Type de réacteur	Volume(L)	Etude effectuée	Références
Réacteur à boucle rectangulaire	22	Détermination des pertes de charges	Sato et Coll (1979) [15]
Réacteur à boucle rectangulaire	360	Polymérisation des oléfines	Norwood et Coll (cité dans [1]) [16]
Bioréacteur à boucle torique	20, 100, 1001	L'effet de mélange et la production de la biomasse	Laederach.H.Widmer.F (1984) [17]
Gazosiphon	26, 23	Transfert de masse avec les fluides newtoniens et non newtoniens	Y.Kawase N.Mashiguchi (1995) [18]
Réacteur torique fermé	8	Saponification de l'acétate d'éthyle par la soude	Rihani (2002) [19]

III. Etude expérimentale

III. 1.Matériels et méthodes

III. 1.1. Dispositif expérimental

III. 1. 2.Réacteur

Le réacteur utilisé est un réacteur à boucle de forme carrée, formé de quatre coudes en PVC à 90° reliés par des brides. Il est placé horizontalement et comporte un mobile d'agitation à débit axial. Ce réacteur a été conçu et réalisé lors de cette étude. Le montage expérimental est donné dans l'annexe I-1 .La figure 1 représente le schéma du réacteur.

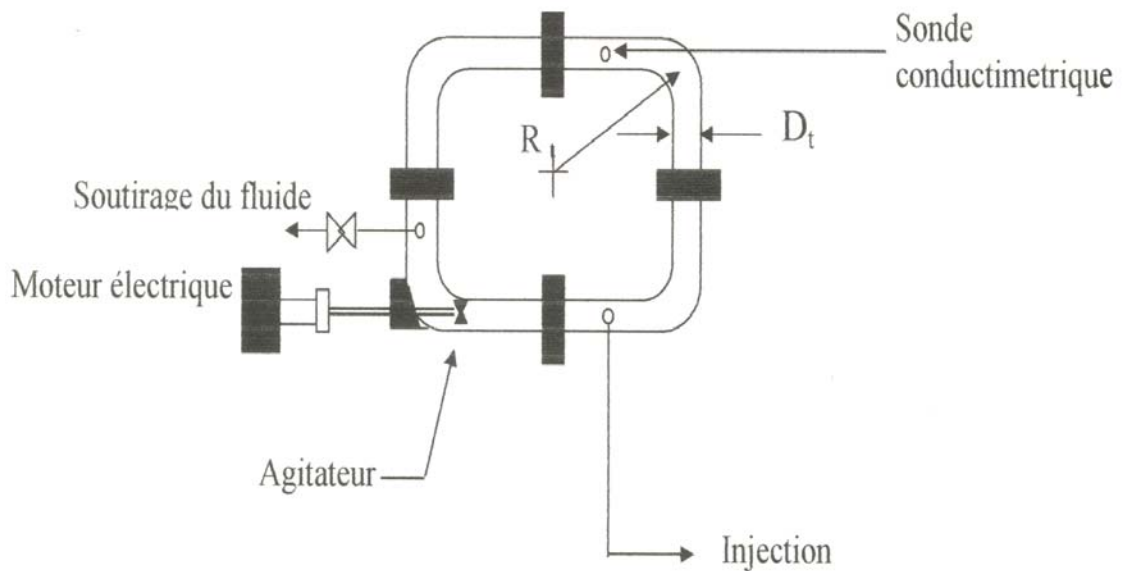


Figure 1-1 : schéma du réacteur

a-Le circuit hydraulique contient:

- Un bac de stockage
- Une pompe péristaltique
- Une vanne pour le recyclage du fluide

b-Le circuit électrique comporte

- Une sonde conductimétrique TACUSSEL.
- Un enregistreur TACUSSEL
- Un conductimètre de marque CD 6 N TACUSSEL
- Un moteur électrique M B 25

Le schéma du dispositif en circuit ouvert est donné sur la figure I 2.

Les caractéristiques géométriques des mobiles d'agitation sont rassemblés dans le tableau I.2 :

Tableau I 2 :Caractéristiques géométriques des mobiles d'agitation.

Mobiles	Type	d_1 (m)	d_2 (m)	θ (degré)
Mobiles I	Hélice marine	0,050	0,012	30
Mobiles II	Hélice marine	0,050	0,012	45
Mobiles III	Turbine à pales inclinées	0,050	0,015	45

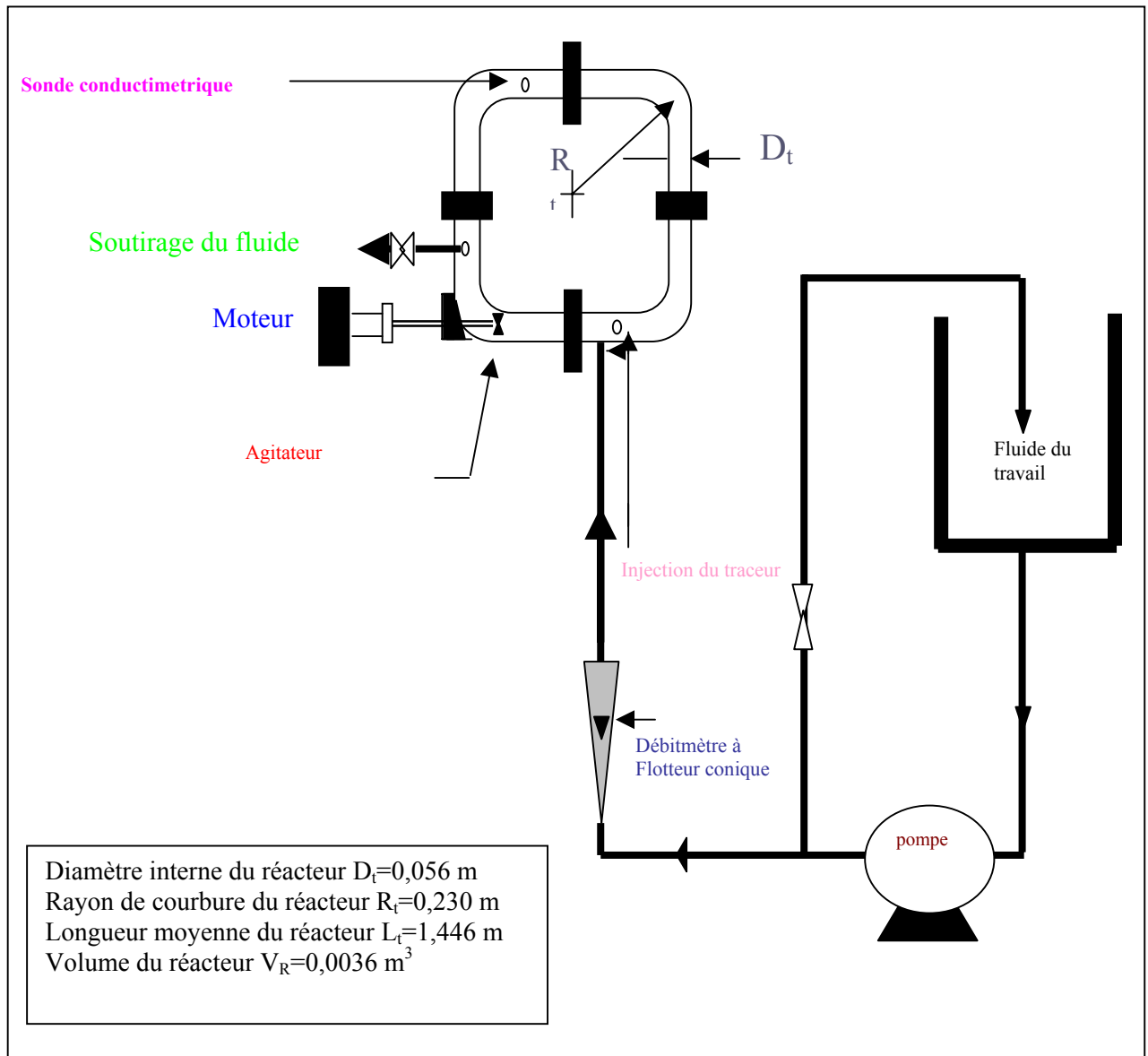


Figure I 2:Schéma descriptif du réacteur à boucle en configuration ouverte

Les caractéristiques géométriques du réacteur sont données sur le tableau I.3

Tableau I. 3 :Caractéristiques géométriques du réacteur à boucle

Rayon de courbure du réacteur $R_t(m)$	Diamètre intérieur $D_t(m)$	Volume total du réacteur $V_R(m^3)$	Longueur du réacteur $L_t(m)$
0,240	0,056	0,0036	1,446

III.1.3. Technique expérimentale

III. 1.3.1. Détermination expérimentale de la distribution des temps de séjour.

Dans les réacteurs réels, les éléments fluides ou les molécules séjournent dans le volume réactionnel pendant des temps de séjour qui dépendent notamment des caractéristiques hydrodynamiques et de la géométrie du réacteur. Ces temps de séjour dans les réacteurs peuvent être très écartés du temps de séjour moyen .Il existe donc une distribution des temps de séjour (DTS) désignée par la fonction $E(t_s)$.

Le concept de la distribution de temps de séjour introduit par Danckwerts[20] donne une information plus globale sur la circulation du fluide que celle que fournit la mécanique de fluide.

L'utilisation de modèles mathématiques [21], représentant l'écoulement dans le réacteur et faisant appel à la distribution des temps de séjour permet de rendre compte du fonctionnement hydrodynamique des réacteurs.

III.1.3.2. Choix du traceur :

On utilise différents traceurs colorant ou non colorant qui doivent avoir les mêmes propriétés physiques que le fluide et qui doivent être décelables par une propriété physique caractéristique comme par exemple la conductivité. Le traceur est injecté à l'aide d'une seringue dans la tubulure d'entrée et il est détecté à la sortie du réacteur.

Les conduites d'entrée et de sortie sont de petit diamètre et l'injection et la détection se font dans des zones rétrécis, où règne un fort critère de Reynolds qui permet une turbulence spontanée assurant la condition de mélange.

Le tableau I 4 donne les différents traceurs utilisés

Tableau I 4 :Les différents traceurs utilisés dans les réacteurs à boucles

Auteurs	Traceurs	Fluide utilisé	Type de réacteur
Nouri [8]	MgSO ₂	Glycérine	Réacteur torique
Atmani [26]	NaOH	Eau	Réacteur torique
Benkhelifa [9]	Nacl	Glucose	Réacteur torique
Kaoua [22]	KOH	Eau	Réacteur torique

III.1.3.3. Solutions visqueuses

La solution visqueuse est le saccharose ou le sucre :C'est le sucre proprement dit , préparé à partir de la betterave ou de la canne à sucre, il est très répandu dans les sucs et dans les tissus des plantes vertes, bien qu'il ne soit pas le premier produit formé au cours de la photosynthèse[24]. Le produit obtenu sous forme cristallisée a pour formule brute $C_{12}H_{22}O_{11}$ (M :342g/mol).

Les viscosités des solutions ainsi que les vitesses et débits ont été choisis de façon à balayer la gamme des nombres de Reynolds de manière continue sur un intervalle le plus large possible . La masse volumique a été mesurée avec la méthode pycnométrique. La description de la méthode est donnée en annexe I-2.

A partir de plusieurs solutions visqueuses dont les propriétés physiques qui sont rassemblées dans le tableau I 5, nous avons étudié l'influence de la viscosité sur le mélange et l'écoulement.

Tableau I 5 :Propriétés physiques des différentes solutions de saccharose.

% massique	0	22	28	36	44	52	58	66	74
$\rho(\text{kg/m}^3)$	1000	1174	1158	1139	1125	1118	1113	1094	1075
$\mu(\text{mpa s})$	1	2,15	3,31	4,11	6,25	10,00	13,30	15,60	18,00

La viscosité dynamique de chaque solution a été déterminée à l'aide d'un viscosimètre de type CONTRAVES.L'analyse du comportement rhéologique a été effectuée sur l'ensemble des solutions visqueuses, nous constatons d'après la figure I-3 que, la variation de la contrainte de cisaillement en fonction du gradient de vitesse est linéaire et par conséquent la viscosité de la solution reste quasiment constante quel que soit le gradient de vitesse.

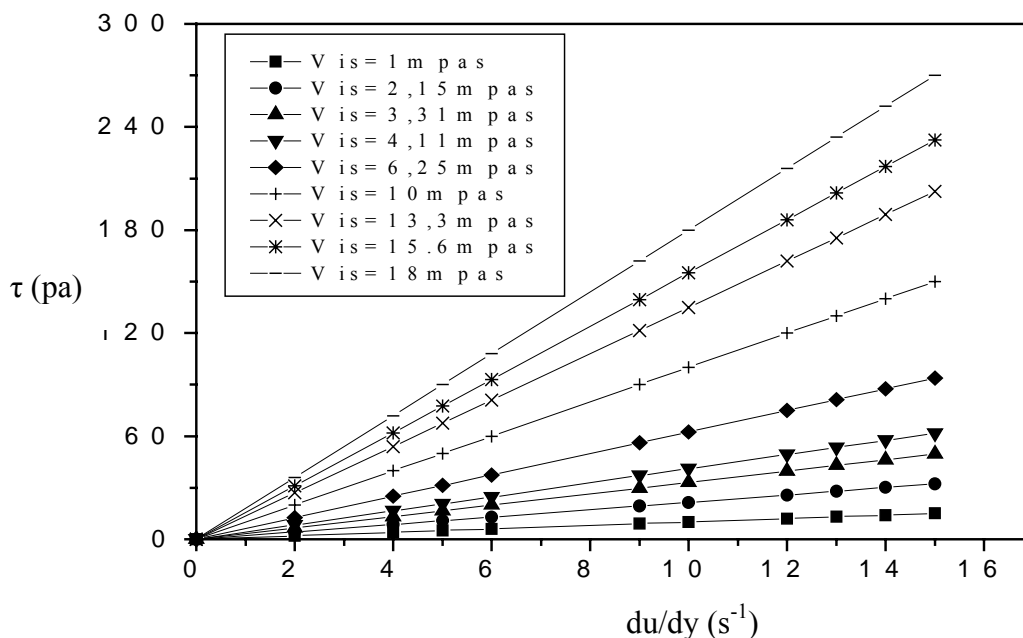


Figure I- 3:Caractérisation du comportement rhéologique de la solution de saccharose

III.1.3.4 La méthode conductimétrique

La détermination expérimentale de la DTS est obtenue par la méthode conductimétrique avec un seul point de mesure [22, 26]. Elle consiste à enregistrer l'évolution temporelle de la conductivité électrique d'une solution concentrée d'un électrolyte fort (acide ou base) injecté sous forme d'impulsion ou d'échelon, de façon à ne pas perturber l'écoulement. La conductivité électrique étant directement proportionnelle à la concentration, cette mesure permet l'obtention de la concentration du traceur, représentative de la distribution de temps de séjours [20].

Un exemple de courbe expérimentale du réacteur est représenté sur la figure I 4.

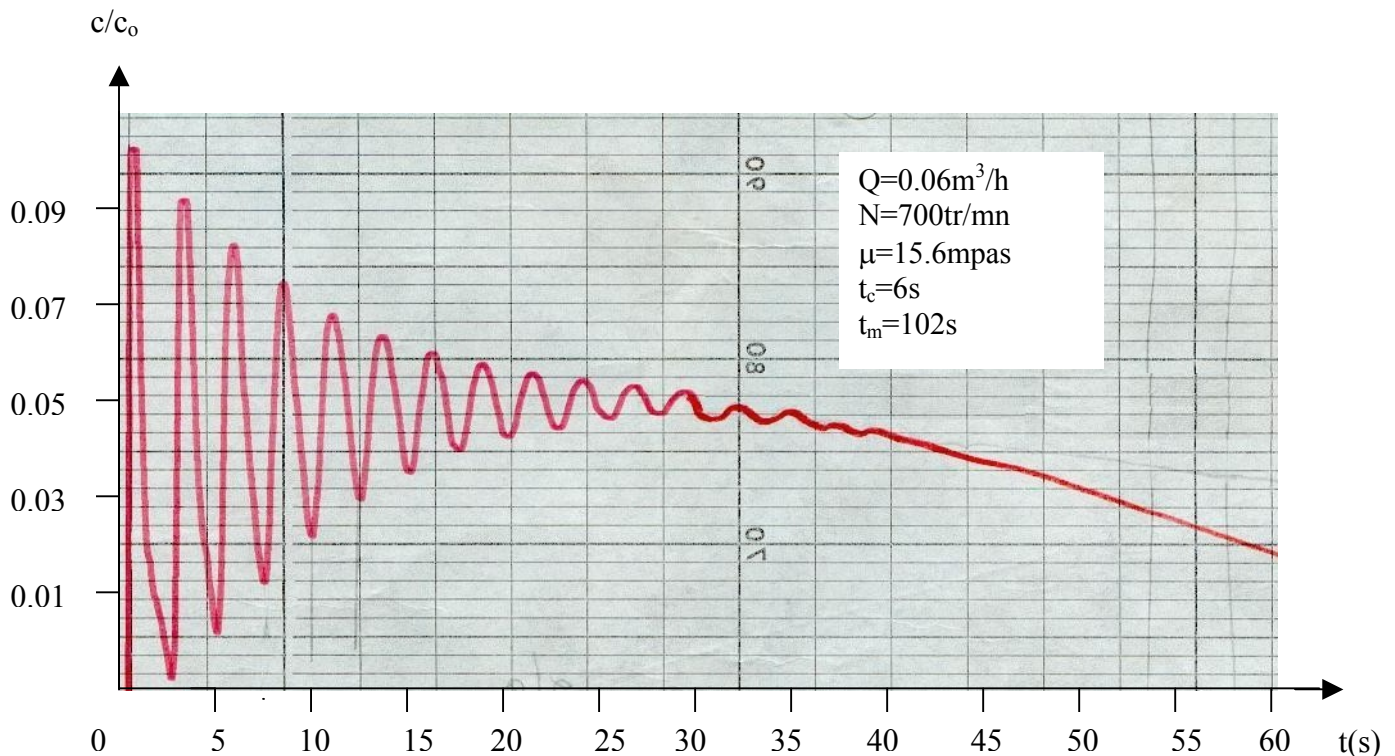


Figure I 4 :Exemple d'une courbe expérimentale de DTS.

Les autres courbes de DTS sont représentées en annexe I.3

III.1.3.4.1. Etalonnage de la sonde conductimétrique

La mesure de la conductivité est effectuée à l'aide d'un conductimètre (TACUSSEL). Une courbe d'étalonnage de la sonde est alors nécessaire afin de relier la mesure de la conductance à la concentration dans la solution.

On constate d'après les figures I 5-a et I 5-b que la conductance est reliée linéairement à la concentration pour une fréquence de 3000Hz.

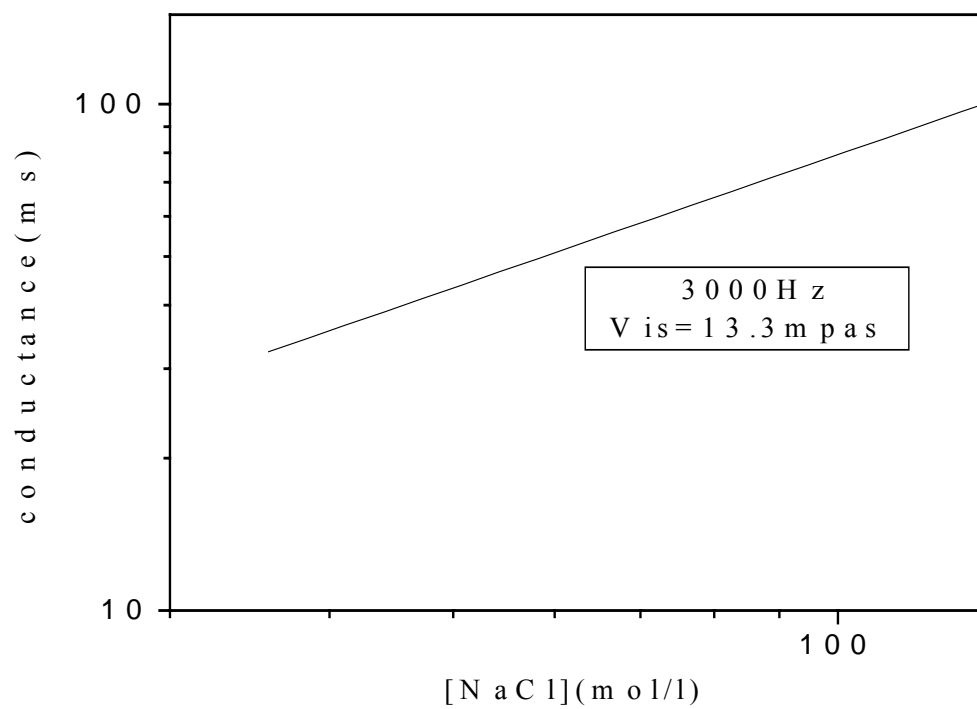


Figure I 5- a :Exemple de courbe d'étalonnage de la sonde conductimétrique

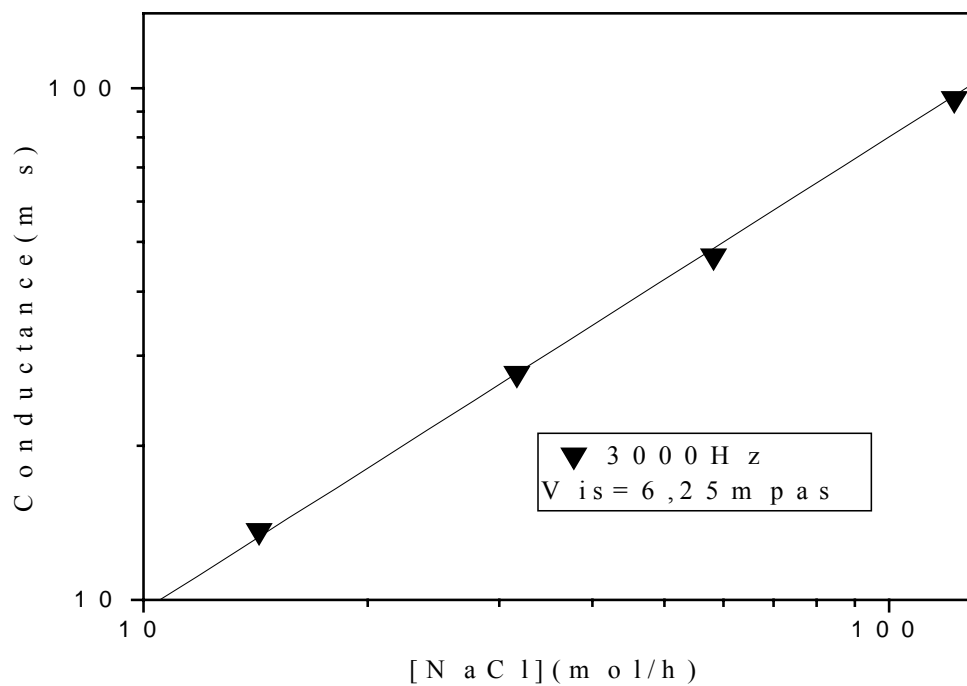


Figure I 5- b :Exemple de courbe d'étalonnage de la sonde conductimétrique

III.1.4. Définition des paramètres hydrodynamique et de mélange

a-Temps de mélange t_m : est défini comme étant le temps nécessaire à l'obtention d'un degré d'homogénéisation(k) donné dans des conditions d'agitation bien déterminées

b-Temps de circulation t_c : est défini comme le temps nécessaire à un élément fluide pour parcourir une circulation complète dans le réacteur à boucle. A partir de la courbe figure I- 6 ,Il correspond à l'intervalle de temps séparant deux pics ou deux vallées de la courbe.

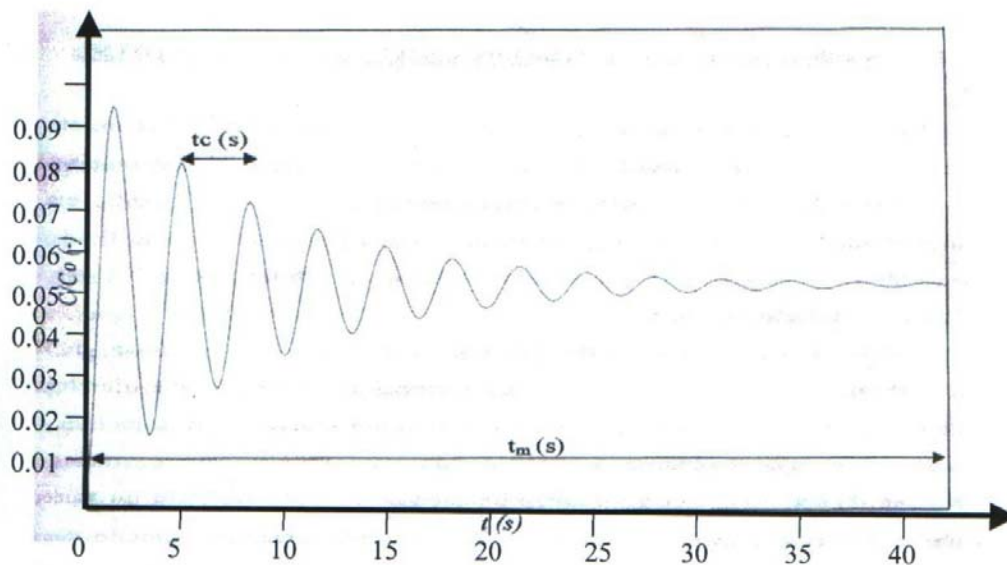


Figure 1- 6 : schéma représentatif d'une courbe de DTS à configuration fermée

La vitesse de circulation est obtenue grâce à la valeur moyenne des temps de circulation :

$$U = \frac{L_t}{t_c} \quad (2)$$

La caractérisation de l'écoulement peut être définie grâce au nombre de Reynolds de l'écoulement Re et au nombre de Reynolds de mélange Rem .

$$Re = \frac{\rho U D_t}{\mu} \quad (3)$$

$$R_{em} = \frac{N \rho d_1^2}{\mu} \quad (4)$$

c-Taux de recyclage

Le taux de recyclage est défini comme le rapport du débit de recirculation Q_c au débit total dans le système :

$$R = \frac{Q_c}{Q_c + Q} \quad (5)$$

Compte tenu des positions respectives de l'alimentation et du soutirage (figure I-7) , deux zones peuvent être définies dans le réacteur :

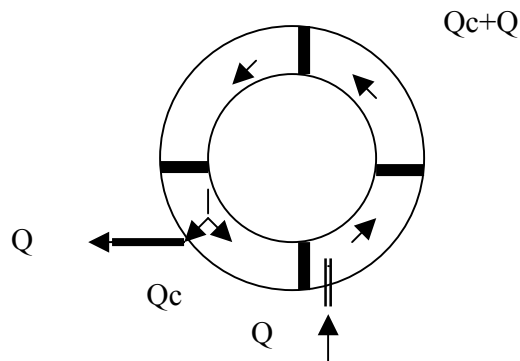


Figure I-7 :Représentation de la recirculation dans le réacteur en configuration ouverte

Zone I :Correspond à la partie de réacteur traversée par le débit Q_c où se produit la recirculation. Cette zone représente pour le réacteur étudié un volume égal au quart du volume total du réacteur.

Zone II :représente le débit d'entrée-sortie qui s'ajoute au débit de recirculation Q_c et correspond à un volume égal au trois quarts du volume total du réacteur.

Le temps de recirculation dans le réacteur à boucle continu est défini d'après Benkhalifa [9] de la manière suivante :

$$t_c = \frac{1/4V}{Q_c} + \frac{3/4V}{Q_c + Q} \quad (6)$$

Quand le débit d'entrée-sortie Q est dix fois inférieur au débit de recirculation on a alors le débit de recirculation qui est défini par :

$$Q_c = \frac{V}{t_c} \quad (7)$$

IV. Résultats et discussions

La détermination des conditions opératoires optimales pour nos expériences a été effectuée sur différents paramètres énumérés ci après :

- Le volume et la concentration du traceur.
- La position du mobile d'agitation à l'intérieur du réacteur.
- La position circonférentielle de la sonde de détection du traceur à l'intérieur du réacteur.
- La position radiale de la sonde conductimétrique

Les résultats expérimentaux sont donnés en Annexe I-4

Ces résultats expérimentaux nous ont montré que :

- Le volume injecté du traceur et la concentration du traceur n'influent pas sur le temps de mélange et de circulation.
- La position du mobile d'agitation n'influe pas sur l'écoulement et le mélange
- Aucune influence n'est observée sur le temps de mélange et le temps de circulation en fonction de la position longitudinale de la sonde de détection du traceur.

-Il n'existe pratiquement aucune variation des paramètres hydrodynamiques en fonction de la position de la sonde conductimétrique le long du réacteur.

Les paramètres d'études sont :

- Le type du mobile d'agitation
- Le débit d'alimentation
- La viscosité de la solution
- La vitesse d'agitation

IV.1. Influence des caractéristiques du mobile d'agitation

Nous avons représenté la variation des temps de circulation t_c et de mélange t_m figures (I-8- a et I-8- b et I-9- a et I-9- b) en fonction des vitesses d'agitation et ceci pour différents mobiles d'agitation et différentes viscosités. Les résultats expérimentaux ont montré que les temps de circulation et de mélange diminuent avec l'augmentation du diamètre du mobile d'agitation et de l'angle d'inclinaison des pales dans le cas de l'hélice marine. Pour la turbine nous avons constaté que les temps de circulation et de mélange sont supérieurs à ceux de l'hélice marine. Sur la base de ces conclusions nous avons opté pour l'hélice marine [II] pour la suite de notre travail. Nos résultats sont en accord avec les travaux de [8 ,23 ,25 ,27].

Les résultats expérimentaux sont donnés en Annexe I-5.

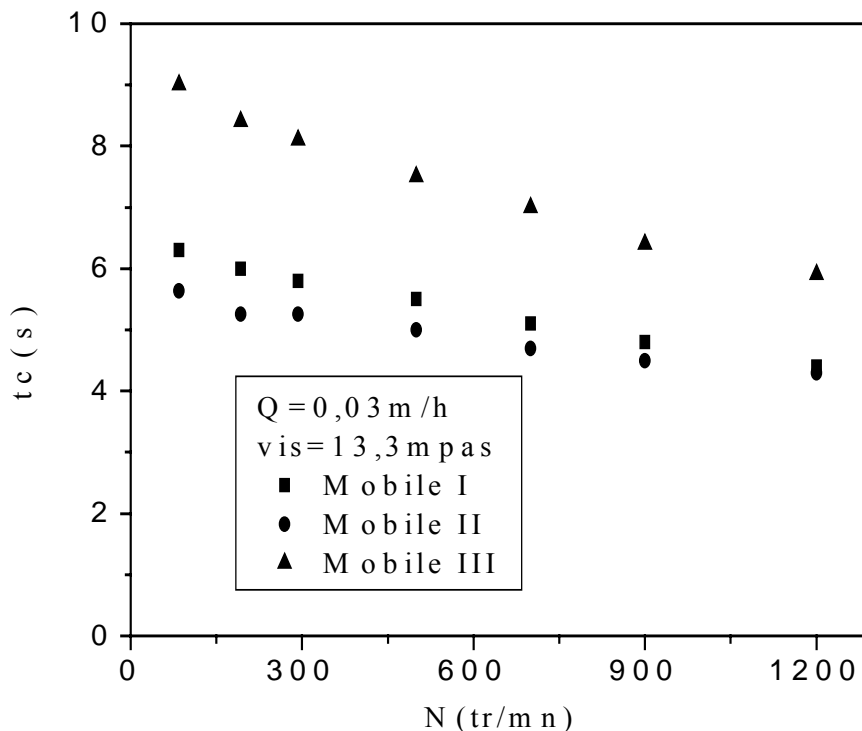


Figure I- 8- a :Variation du temps de circulation en fonction de la vitesse d'agitation

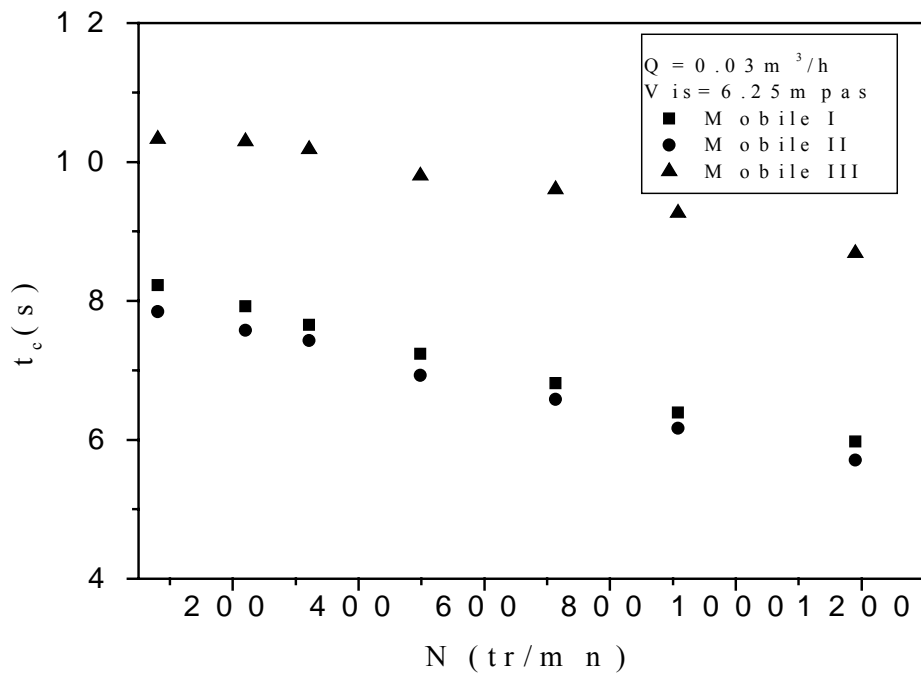


Figure I- 8- b :Variation du temps de circulation en fonction de la vitesse d'agitation

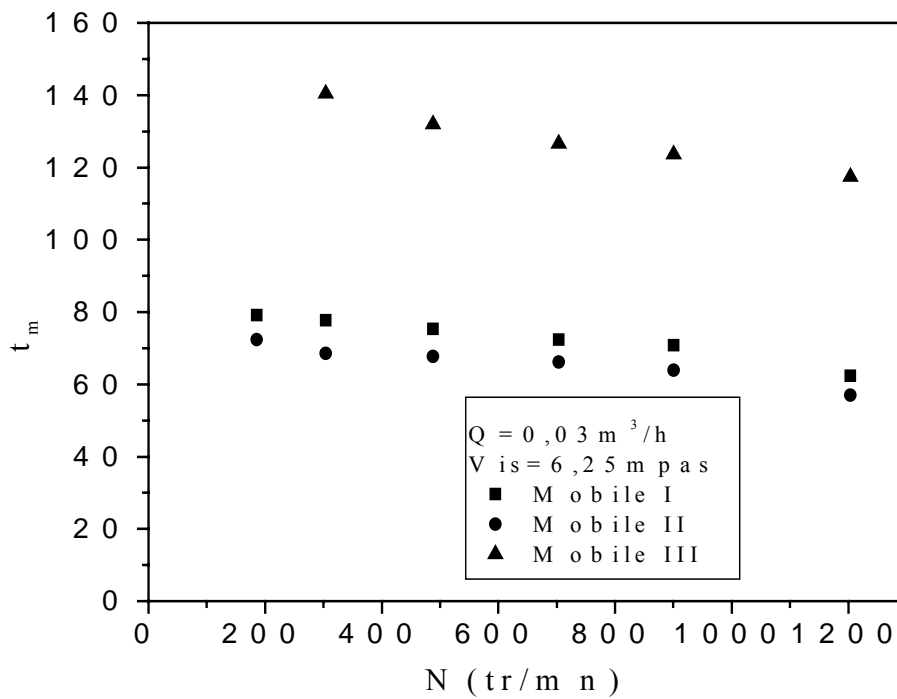


Figure I- 9- a :Variation du temps de mélange en fonction de la vitesse d'agitation

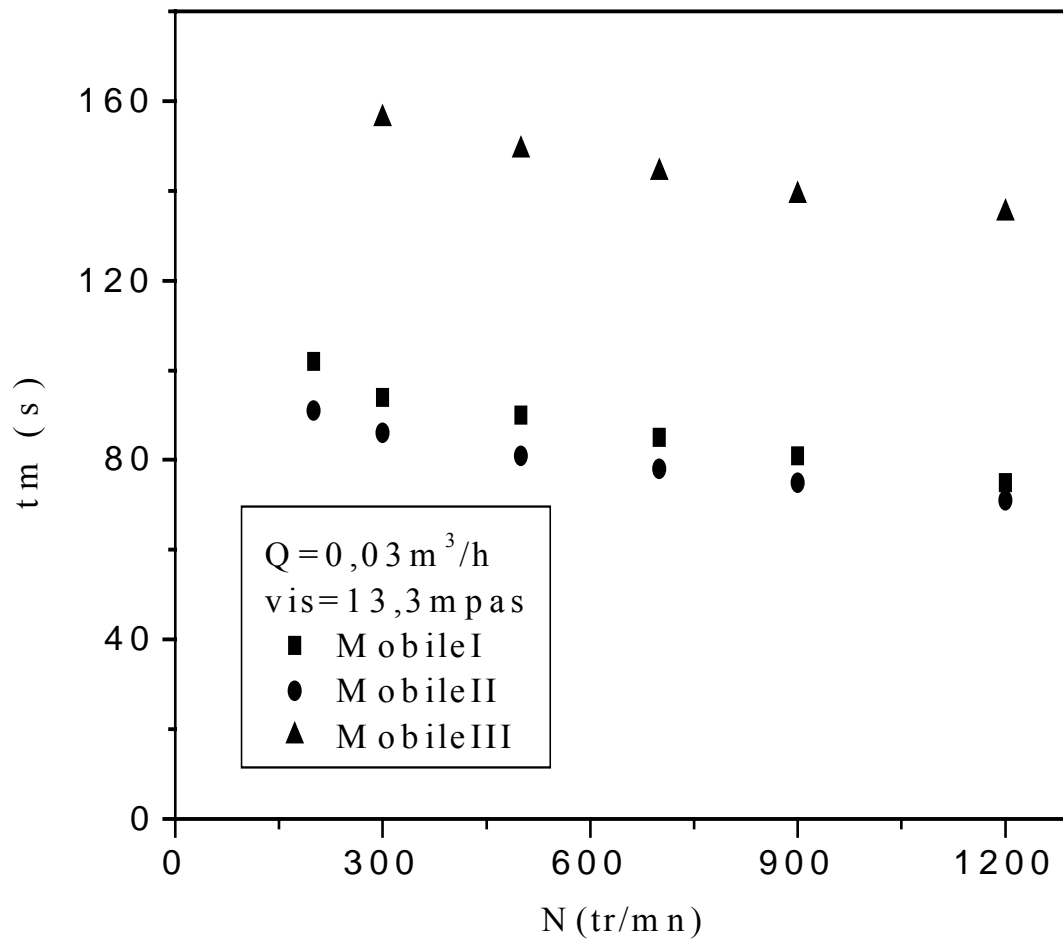


Figure I- 9- b:Variation du temps de mélange en fonction de la vitesse d'agitation

IV. 2. Influence du débit d'alimentation et de la viscosité en fonction de la vitesse d'agitation:

La variation du temps de mélange en fonction de la vitesse d'agitation est représentée sur les figures I -10-a , I -10-b Pour différentes viscosités. Nous avons constaté que pour une vitesse d'agitation donnée le temps de mélange décroît au fur et a mesure que la viscosité diminue. Les résultats expérimentaux sont donnés en Annexe I-5

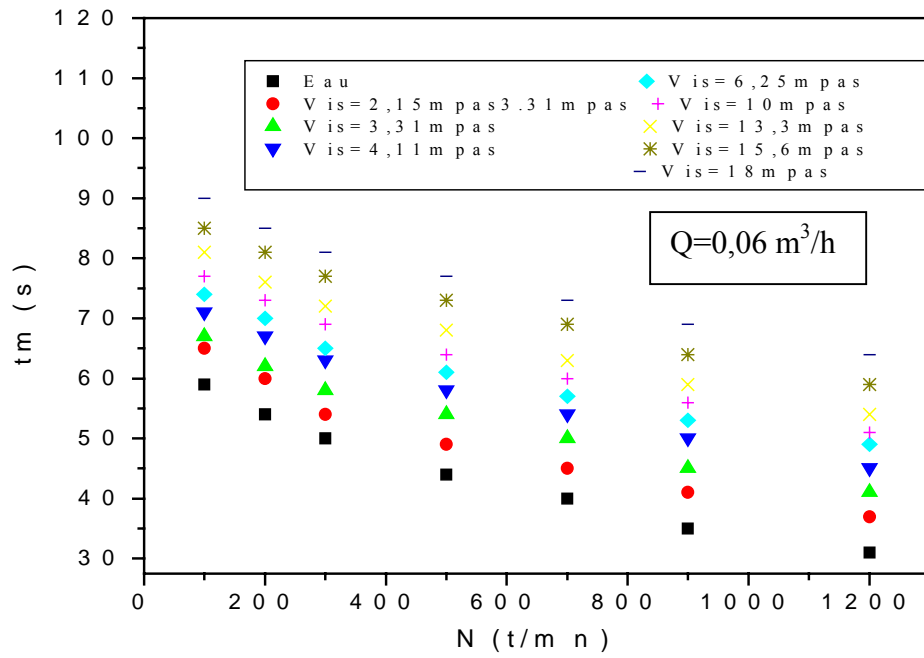


Figure I-10-a : Variation du temps de mélange en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes viscosités

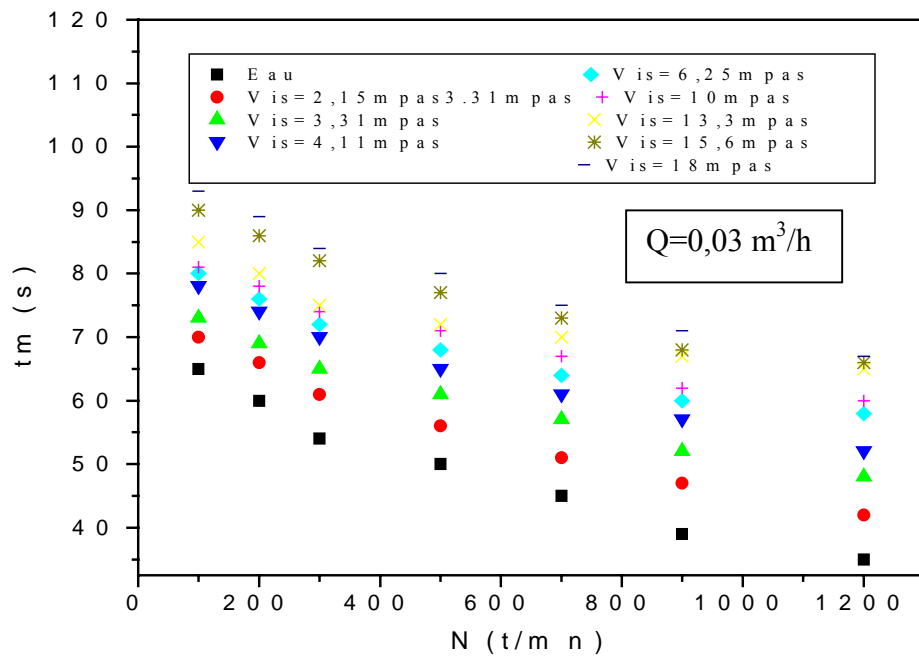


Figure I-10-b: Variation du temps de mélange en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes viscosités

Par ailleurs, nous avons suivi l'évolution du temps de mélange de la solution visqueuse pour différents débits (figures 1-11-c et I-11-d). Il ressort de ces figures que, pour une vitesse d'agitation donnée le temps de mélange diminue d'une façon sensible avec l'augmentation du débit.

Nos résultats sont en accord avec les travaux de Nouri [8] et de Benkhelifa [9].

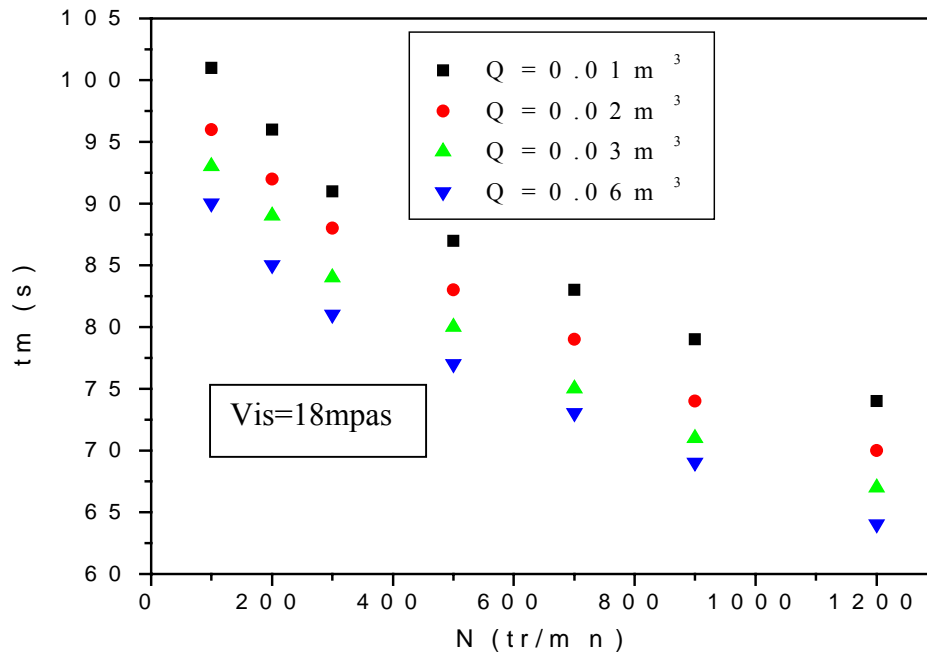


Figure I-11-c :Variation du temps de mélange en fonction de la vitesse d'agitation pour différents débits

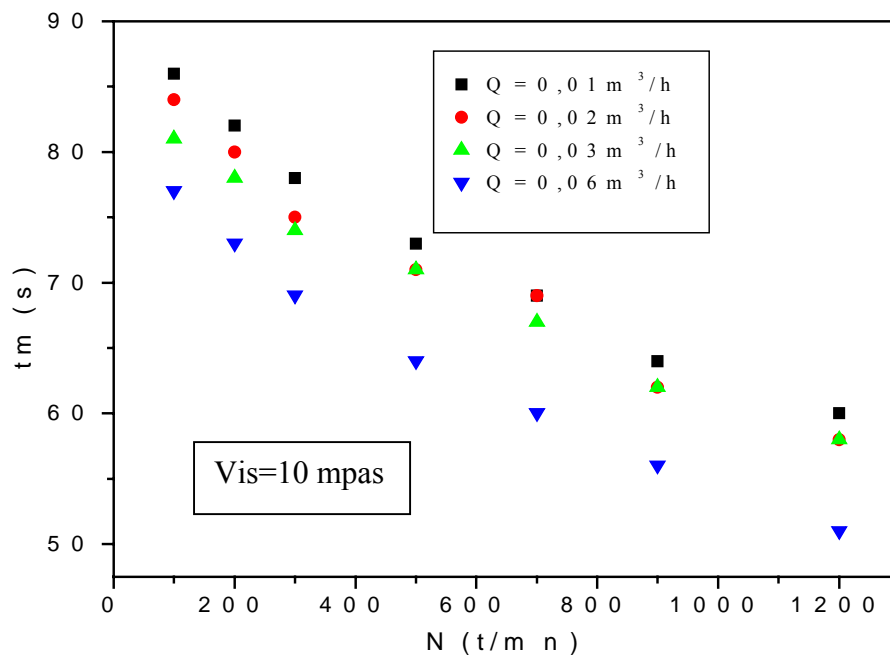


Figure I-11-d :Variation du temps de mélange en fonction de la vitesse d'agitation pour différents débits

La représentation graphique du temps de circulation (t_c) en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes viscosités (figure I-12-a) montre que le temps de circulation varie pratiquement de façon linéaire et ceci avec toutes les viscosités considérées .D'autre part, pour une vitesse d'agitation donnée, le temps de circulation diminue avec la diminution de la viscosité.

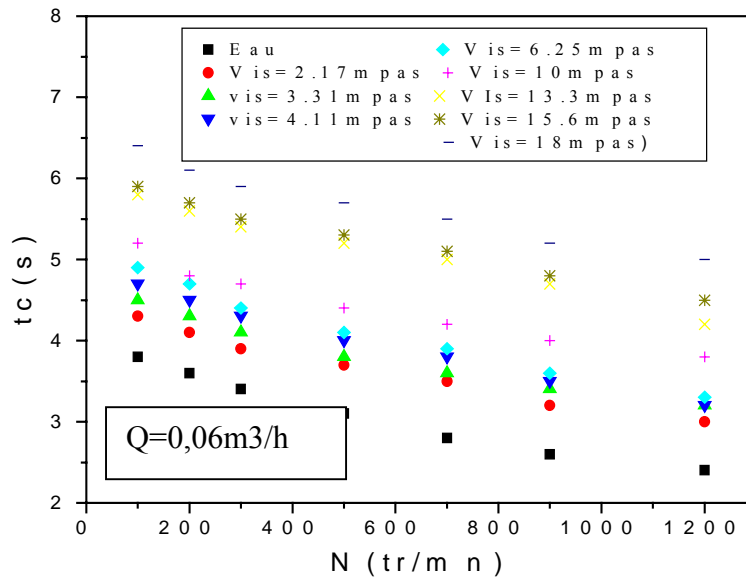


Figure I-12-a : Variation du temps de circulation en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes viscosités

D'après les figures I -12-b et I-12-c , nous constatons que le temps de circulation diminue progressivement avec l'augmentation du débit. Nos résultats expérimentaux sont en accord avec les travaux de Nouri et Benkhelifa [8 ,9].

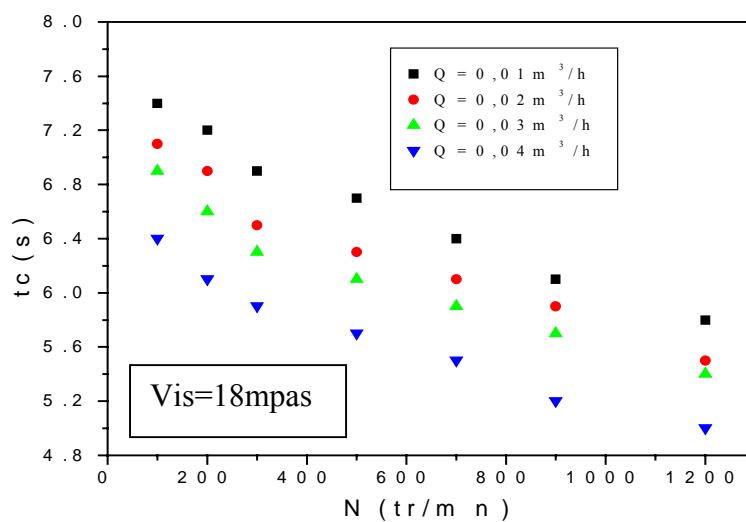
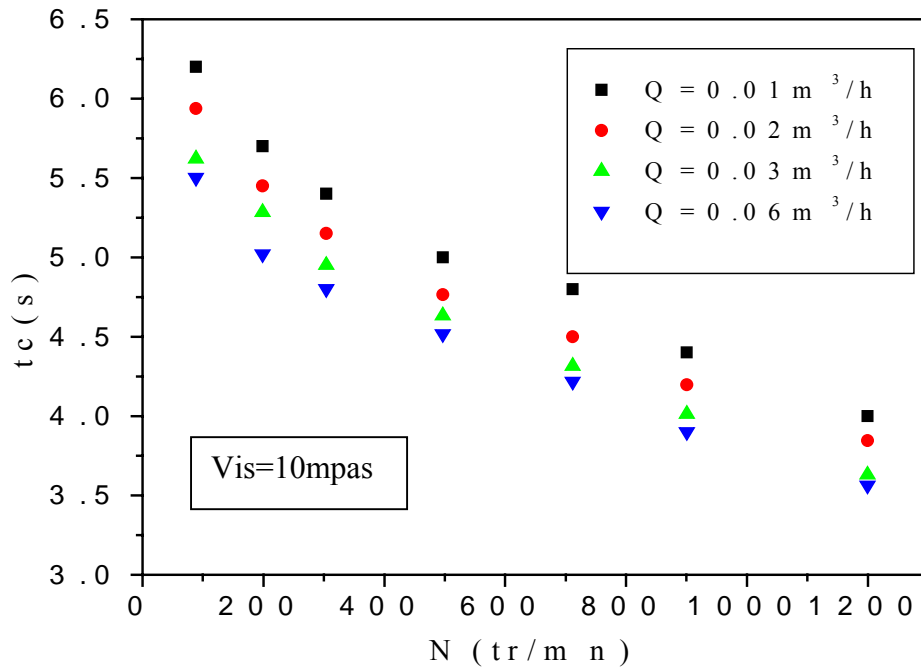


Figure I -12-b :Variation du temps de circulation en fonction de la vitesse d'agitation Pour différents débits



**Figure I -12-c :Variation du temps de circulation en fonction de la vitesse d'agitation
Pour différents débits**

IV. 3. Influence du débit d'alimentation sur le nombre de circulation

Afin d'expliquer l'écart observé dans les deux configurations "ouvert" et "fermé" sur la circulation, nous avons représenté l'évolution du nombre de circulation en fonction du rapport τ/t_c , où τ est le temps de passage. Ce dernier est un paramètre important pour la comparaison des résultats obtenus en réacteurs continu et fermé. D'après les figures I- 13- a et I -13- b on constate que le débit a de l'influence sur les caractéristiques du mélange pour $\tau/t_c < 150$ et $\tau/t_c < 140$ par contre au dessus de ces valeurs les caractéristiques du mélange du réacteur fermé et continu sont conservées.

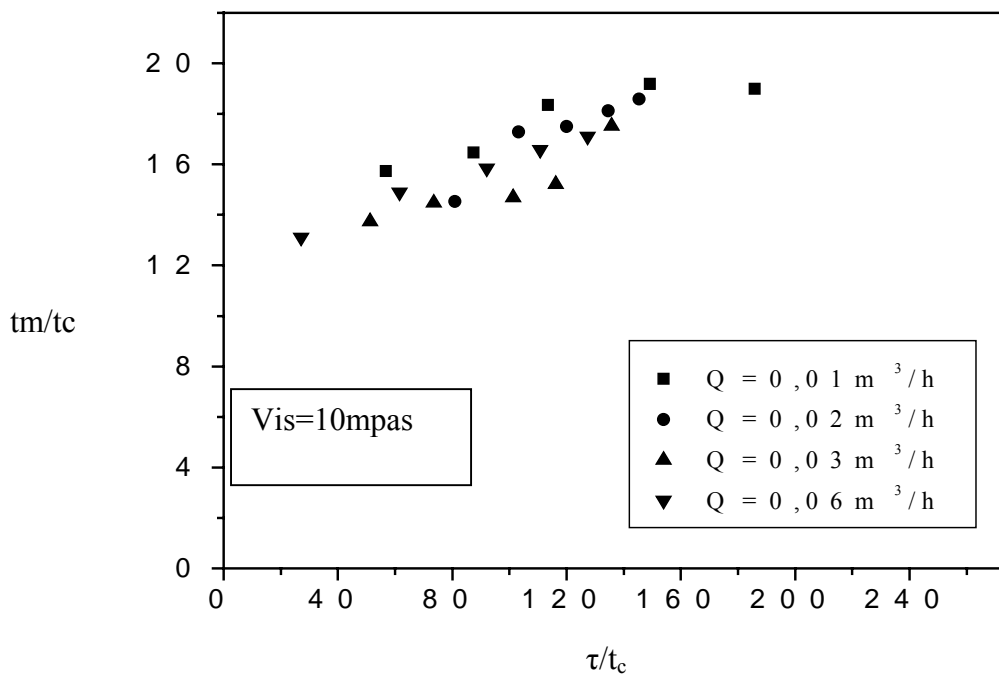


Figure I-13 -a :Variation de t_m/t_c en fonction de τ/t_c pour différents débits d'entrée

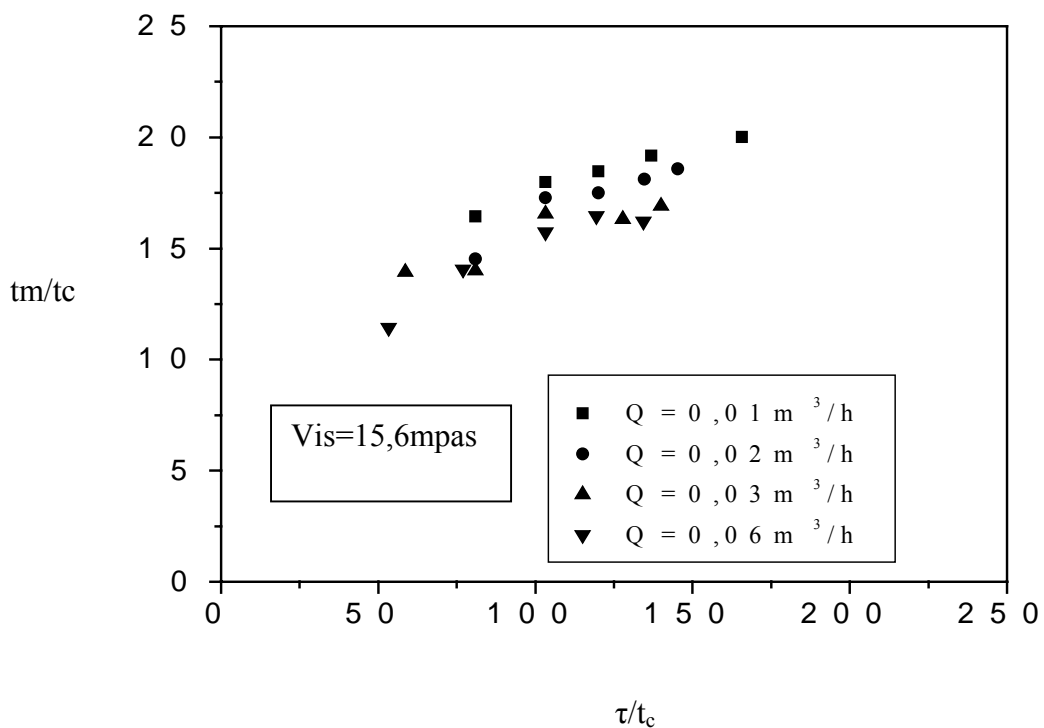


Figure I-13 b :Variation de t_m/t_c en fonction de τ/t_c pour différents débits d'entrée

IV. 4. Corrélation des résultats expérimentaux :

Afin d'établir une relation adimensionnelle entre la vitesse moyenne de circulation et la vitesse d'agitation, nous avons introduit le nombre de Reynolds $Re=(U_c D_t/\nu)$. La figure I -14 donne la variation du nombre de Reynolds d'écoulement en fonction du nombre de Reynolds de mélange Re_m dans un domaine de débit compris entre $0,01\text{m}^3/\text{s}$ et $0,06\text{m}^3/\text{s}$. La viscosité de la solution a été de 1m pa s à 18m pa s . Le nombre de points expérimentaux effectués est de 50.

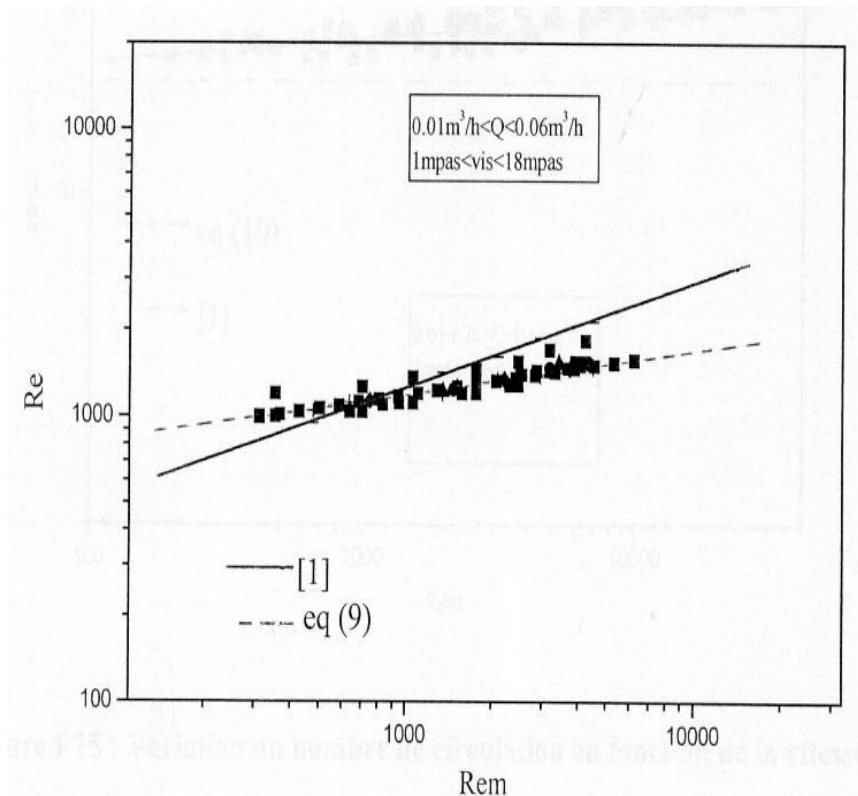


Figure I- 14 : Variation du nombre de Reynolds en fonction du nombre de Reynolds de mélange

Pour $300 < Re < 5000$, on obtient une corrélation de la forme suivante :

$$Re = (2,16 \mp 0,04) Re_m^{(0,15 \mp 0,01)} \quad (9)$$

A notre connaissance il n'y a pas de travaux portant sur l'étude hydrodynamique en fonctionnement continu pour des solutions visqueuses néanmoins, nous avons comparé nos résultats avec ceux de Nouri [8] en système fermé avec des solutions visqueuses et nous avons constaté que pratiquement nos résultats sont du même ordre de grandeur .

IV. 5. Caractérisation globale du mélange

L'introduction du paramètre, $N_\theta = (t_m / t_c)$ caractérise d'une autre façon le mélange. L'évolution de N_θ en fonction du nombre de Reynolds de mélange, dans les mêmes domaines d'intervalle du débit et de la viscosité est représenté sur la figure I-15. Le nombre de points expérimentaux effectué dans ce cas est de 108. La corrélation empirique ci dessous a été obtenue :

$$N_0 = (1,1 \mp 0,01) \text{Rem}^{0,028} \mp 0,003 \quad (10)$$

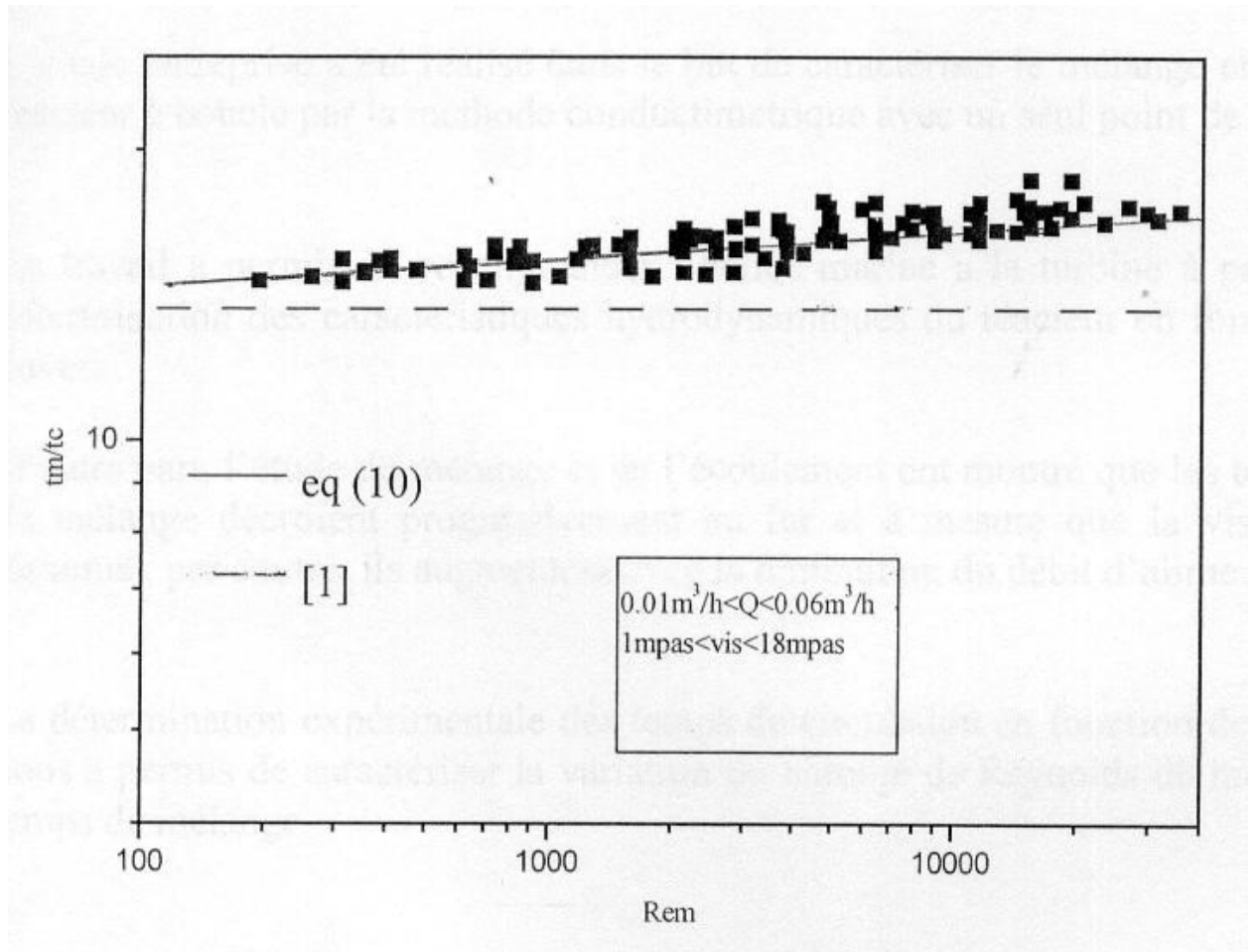


Figure I -15 : Variation du nombre de circulation en fonction de la vitesse d'agitation

D'après les résultats expérimentaux , nous pouvons constater que , les résultats obtenus par [8] dans le cas d'une solution aqueuse dans un réacteur torique sont assez proche des notres.

Conclusion

L'étude entreprise a été réalisée dans le but de caractériser le mélange et l'écoulement dans le réacteur à boucle par la méthode conductimétrique avec un seul point de mesure.

Ce travail a permis de recommander l'hélice marine à la turbine à pales inclinées dans la détermination des caractéristiques hydrodynamiques du réacteur en fonctionnement fermé et ouvert .

D'autre part, l'étude du mélange et de l'écoulement ont montré que les temps de circulation et de mélange décroissent progressivement au fur et à mesure que la viscosité de la solution diminue , par contre ils augmentent avec la diminution du débit d'alimentation.

La détermination expérimentale des temps de circulation en fonction de la vitesse d'agitation nous a permis de caractériser la variation du nombre de Reynolds de mélange en fonction du temps de mélange.

A travers cette étude, nous avons corrélé les résultats expérimentaux des temps de circulation et de mélange par des équations qui tiennent compte des conditions d'agitation et des caractéristiques géométriques du réacteur ce qui permettra d'évaluer les paramètres hydrodynamiques.

-Une corrélation entre le nombre de Reynolds d'écoulement et le nombre de Reynolds de mélange a été proposée pour $300 < Re < 5000$

-Une relation empirique permettant de déterminer le nombre de circulation N_0 a été également établie.

Par ailleurs, l'étude de l'influence du débit d'alimentation sur le mélange au sein du réacteur est importante, les résultats expérimentaux obtenus ont montré que ,pour un τ/t_c supérieur à 130 et 150, la valeur de t_m/t_c est pratiquement indépendante du débit d'alimentation. Au dessous de ces valeurs , les caractéristiques du mélange dans le réacteur ouvert et fermé ne sont plus conservées.

Références bibliographiques

- [1] **Tanaka M., O'Shima E.** « Dispersing behaviour of droplets in suspension polymerization of styrene in loop reactor », *Can. Chem. Eng.*, Vol 66, PP 29-35, (1988).
- [2] **Der-Yang L., Kuo J-F., Wang J-H., Chen C-Y.** « The performance of a loop tubular reactor for emulsion polymerization of styrene », *J. Chem. Eng.*, Vol 23, PP 290-96, (1990).
- [3] **Hosogai K., Tanaka M.** « Study of suspension polymerization of styrene with a circular loop reactor », *Polymer Eng. Sci.* Vol 32, N°6, PP 431-437, (Mars. 1992).
- [4] **Abad C., De la Cal J c., Asua J M.** « Emulsion copolymerization of vinyl esters in continuous reactors: Comparaison between loop and continuous stirred tank reactors », *J. Applied Polymer. Sci.* Vol 51, PP 503-511, (1991).
- [5] **Iabbadene A., Bataille P.** « Emulsion polymerization of vinyl Acetate in tubular loop reactor », *J. Applied Polymer. Sci.* Vol 51, PP 503-511, (1994).
- [6] **Sokol W., Migiro C.L.C.** « Controlling a continuous stirred –tank bioreactor degrading phenol in the stability range », *Chem. Eng. J.* Vol. 62, PP 67-72 (1996).
- [7] **Legrand J., Gueguen J., Berot S., Popineau Y., Nouri.** « Acetylation of pea isolate in a torus microreactor », *Biotech. Bioengin.* Vol 53, N°4, PP 409-414, (February 20, 1997).
- [8] **Nouri.** « Etude des performances du réacteur torique –Application à l'hydrolyse enzymatique des protéines végétales », Thèse de doctorat L'I.U.T. de saint Nazaire (France), (1994).
- [9] **Benkhelifa H.** « Etude du réacteur torique : Modélisation et application à la transformation de protéines », Thèse de doctorat L'I.U.T. de saint Nazaire (France), (2000).
- [10] **Moussous S.** « Etude d'un réacteur torique : Application aux solutions visqueuses », Mémoire de Magister E.M.P (2001).
- [11] **B.Haut H., Ben Amor., L.coulon., A.Jacquet., V., Halloin.** « Hydrodynamique and mass transfert in couete –taylor bioreactor for the culture of animals cell », *Chem. Eng. Sci.* Vol 5, PP 777-784 (2003).

- [12] **Pinar calik .,Esra Bilar.,Guzidz calik.,Tuncer H.O zdamar.**, « Bioreactor operation parameters a tools for metabolic regulation in fermentation processes:Influence of ph conditions », Chem.Eng. Sci.Vol 58,PP 739-746 (2003).
- [13] **Giorgia Spino.,Claudio Pagella.,M.Daria Fumi.,Roberto Molteni .,D.Marco de Faveri.**, « Design of a prtotype miniature bioreactor for hight throughput automated bioprocessing », Chem.Eng. Sci.Vol 58,PP 747-758 (2003).
- [14] **S.R.Lamping .,H.Zhang.,B.Allen.,P.Ayazi Shamlou.**, « Bioreactor operation parameters a tools for metabolic regulation in fermentation processes:Influence of ph conditions », Chem.Eng. Sci.Vol 58,PP 747-758 (2003).
- [15] **Sato .,Murkami Y.,Hirose T.**, Hashiguchi Y., Onos., Ichikawa M.,« Flow pattern, circulation velocity and pressure loss in loop reactor », J.Chem.Eng. Japan.Vol 12, N°6 P 448, (1979).
- [16] **Norwood D., et coll.**, Japan, Showa.Vl.37, 10087,'1992).(cité dans [1].
- [17] **Laederach H.,Widmer F.**,Diss,Nr,6410 ETH ,Zurich, (1997).
- [18] **Kawase Y.,Omori N.,Tsujiura M.**, « Liquid – phase mixing in external – loop airlift bioreactor»,J.Chem.Tech.Biotechnol.Vol 61,PP 49-55,(1994).
- [19] **Rihani R.**, « Etude de la cinétique de la réaction de saponification dans un réacteur torique –Comparaison avec le réacteur fermé agité», Mémoire de Magister E.M.P (2002).
- [20] **Danckwerts P.V.**, « Continuou flow systems distribution of residence times», Chem.Eng. Sci.Vol2,N°1 PP 1-13 (1953).
- [21] **Villermoux J.**, « Génie de la réaction chimique,conception et fonctionnement de réacteurs», Edition technique et documentation ,Lavoisier (1982).
- [22] **Gibson C.H.,Schartz W.H.**, « Detecton of conductivity fluctuations n a turbulent flow field»,J.fluid.Mech.Vol 16,P 357,(1993).
- [23] **Kaoua.G.H.**, « Caractérisation et modélisation de l'écoulement et du mélange dans un réacteur à boucle de forme torique»,Mémoire de Magister ,USTHB (2000).

[24] **Aubert J P. ,Dubert J.M.,Gros F. ,Tavlitzkij.**, « Introduction à la biochimie», Ed Graw Hill.Paris,P 429 (1998).

[25] **Khalid.A.**, « Etude de l'écoulement généré par une hélice dans un réacteur de forme toroidale », Thèse de doctorat L'I.U.T. de saint Nazaire (France), (1993).

[26] **Brodberger J.F.,Valentin G.,Stock G.**, « Conductimetric method for the study of mixin phenomenea in liquid»,Acta.Vol. 28.N°5.P 619,(1983).

[27] **Atmani,F.**, « Etude d'un réacteur torique ouvert –Comparaison avec un réacteur agité continu», Mémoire de Magister ,USTHB (2002).

Annexe I-1

Montage expérimental

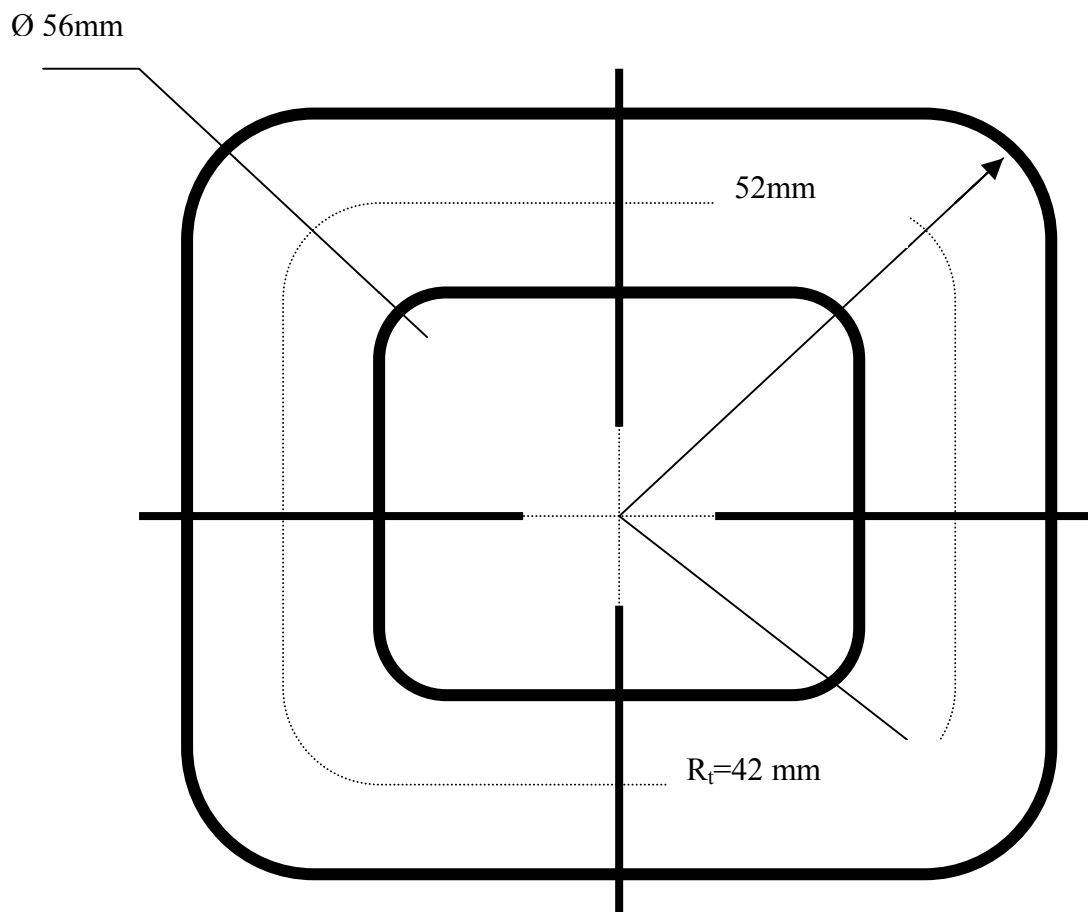


Schéma de la conception du réacteur a boucle de forme carrée

Annexe I.2

Méthode pycnometrique

La méthode consiste à suivre les étapes suivantes :

-Peser le pycnomètre vide avec son bouchon après l'avoir séché

P_1 =Poids du pycnomètre

-Peser le pycnomètre rempli d'eau à 18°C en séchant soigneusement toutes les bulles d'air à l'aide de son bouchon

P_2 =Poids du pycnomètre+Poids d'eau logée

-Vider le pycnomètre, sécher le , ensuite introduisez l'échantillon solide.

P_3 =Poids du pycnomètre+Poids de l'échantillon solide

-Remettre de l'eau après dégazage par ébullition durant 15 à 20mn, ensuite remplir le pycnomètre avec de l'eau puis peser.

P_4 =Poids du pycnomètre+Poids de l'échantillon solide+Poids de l'eau

Il est évident que la masse d'eau représentant la phase solide de l'échantillon est

$(P_2 + P_{\text{échantillon solide}} - P_4)$

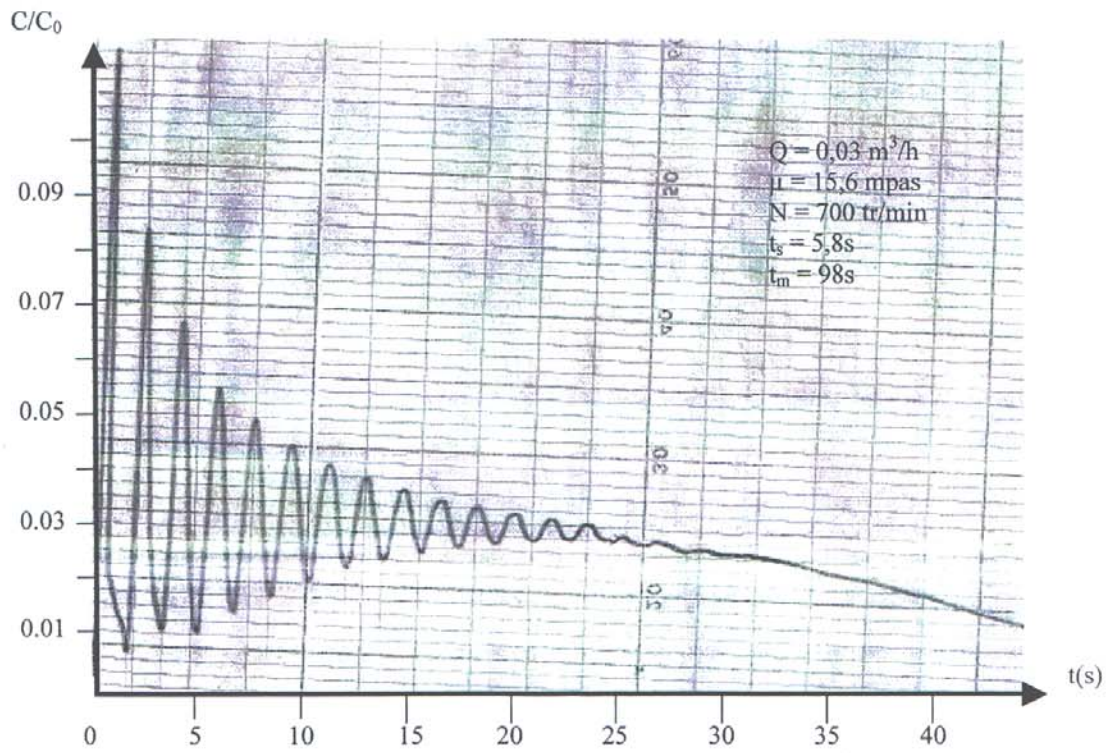
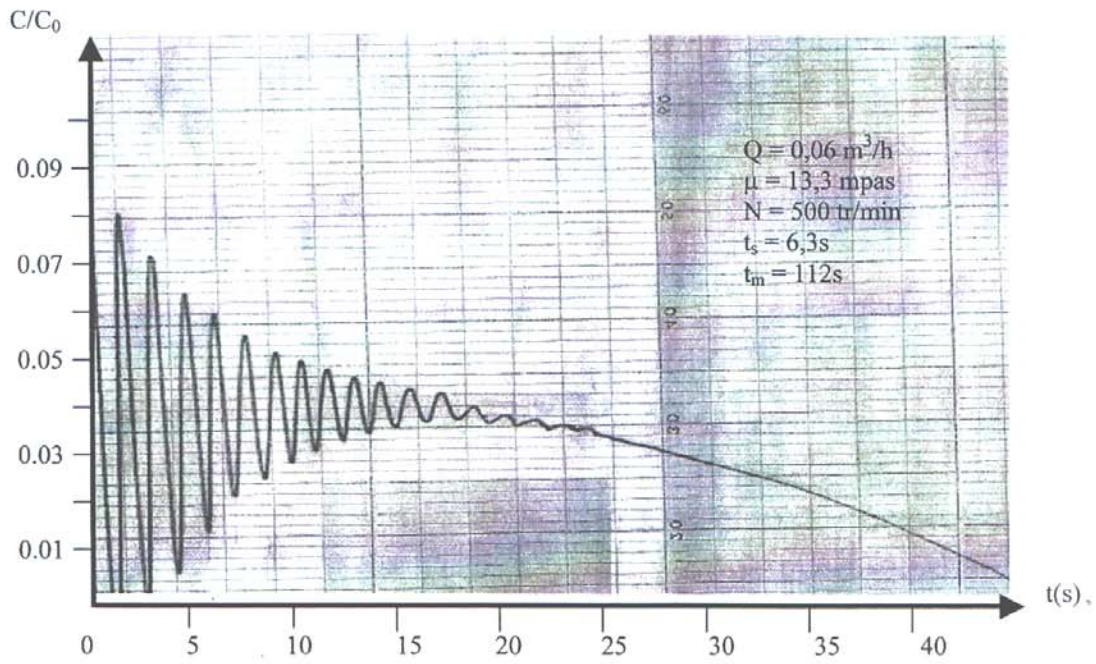
L'équation de la masse volumique est représenté par :

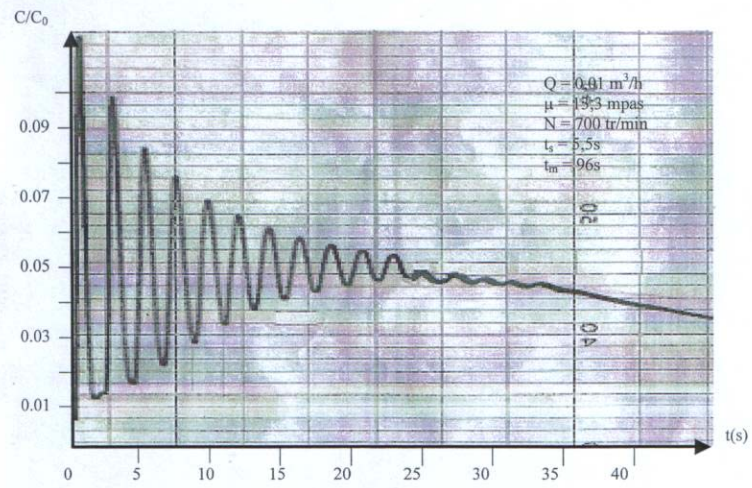
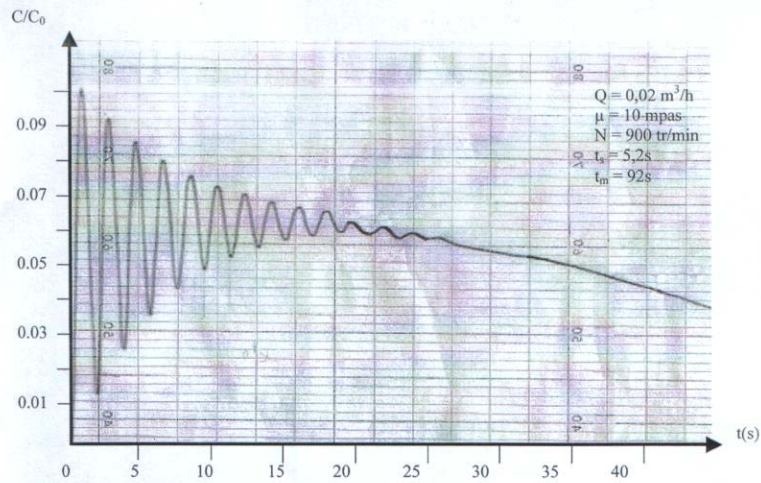
$$\rho = \frac{P_{\text{échantillon solide}}}{P_2 + P_{\text{échantillon solide}} - P_4} \quad (8)$$

Avec $P_3 - P_1 = P_{\text{échantillon solide}}$

Annexe 1-3

Représentation graphique des courbes expérimentales pour différentes viscosités et débit d'alimentation en fonction de la vitesse d'agitation





Annexe I-4
Etude préliminaire

Détermination des conditions opératoires pour un fonctionnement optimal des expériences effectuées.

I. Détermination de la concentration du traceur :

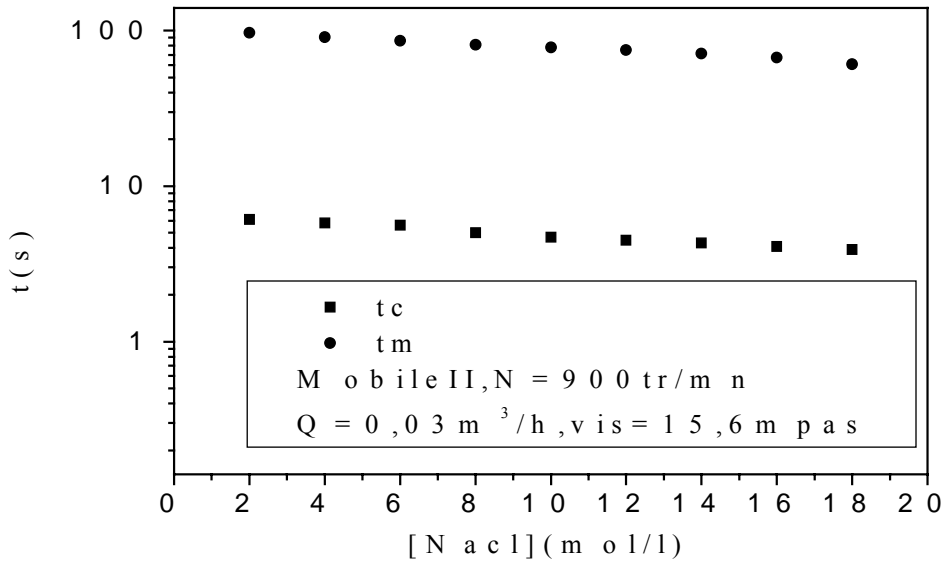


Figure I- 2-a :Influence de la concentration du traceur injecté sur t_c et t_m

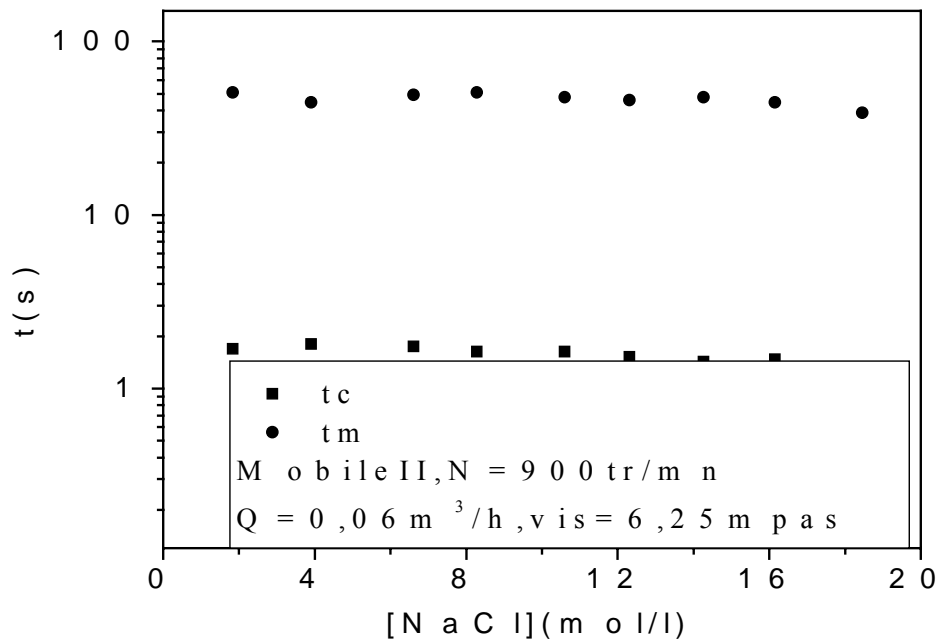


Figure I- 2-b :Influence de la concentration du traceur injecté sur t_c et t_m

II. Détermination du volume injecté :

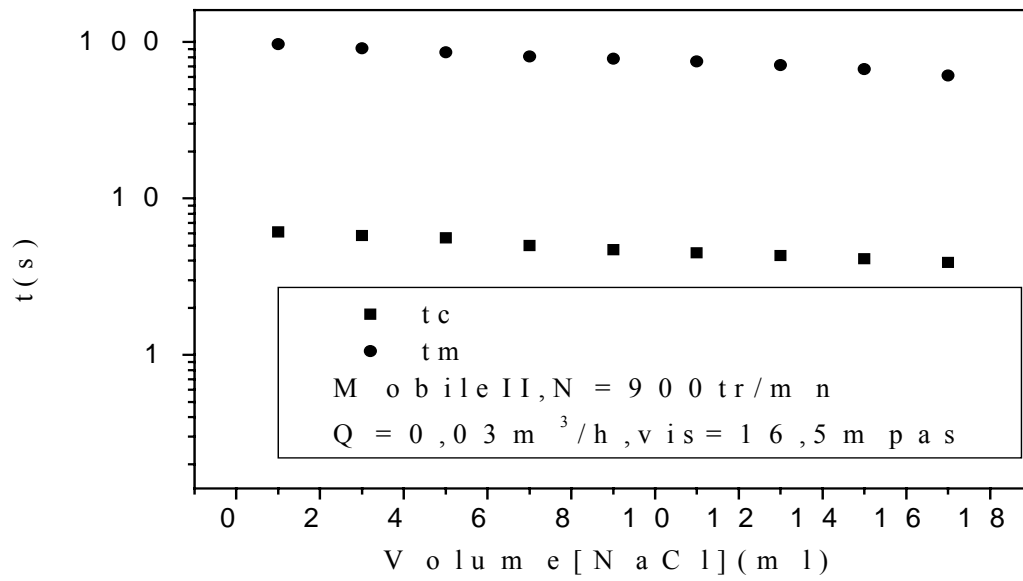


Figure I-3-a : Influence du volume du traceur injecté sur t_c et t_m

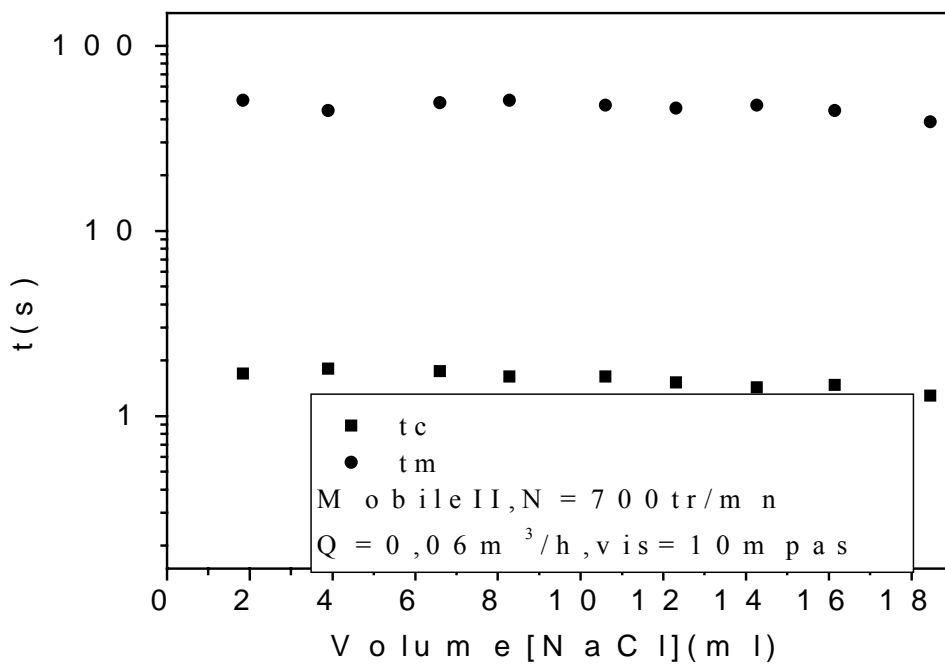


Figure I-3-b : Influence du volume du traceur injecté sur t_c et t_m

III . Influence de la profondeur de l'agitateur :

Nous constatons d'après les figures I-4-a et I-4-b qui donne les temps de circulation et de mélange pour chaque position du mobile que cette dernière est pratiquement indépendante des paramètres hydrodynamiques

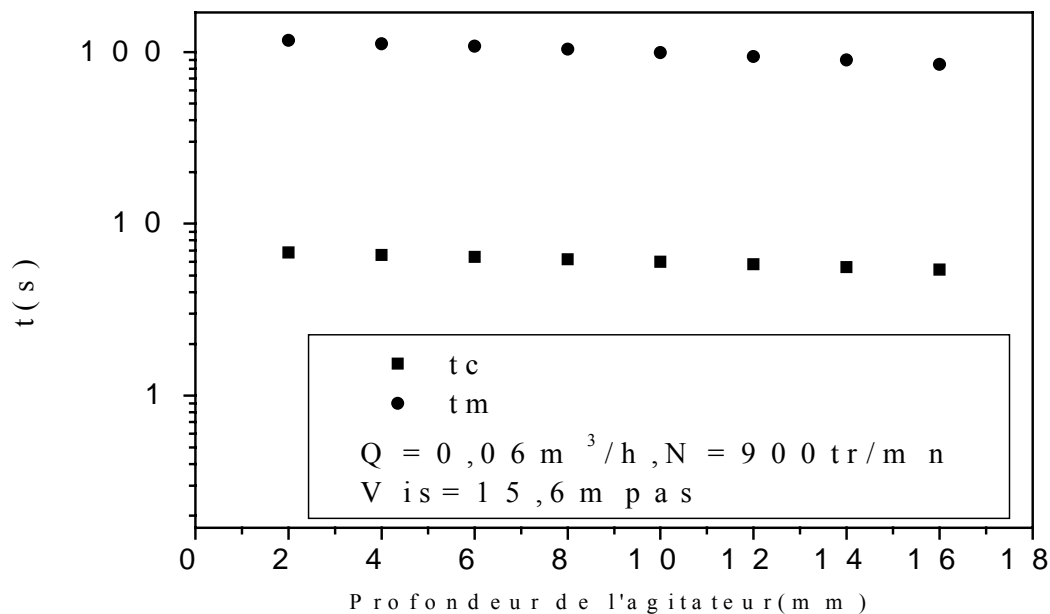


Figure I- 4- a :Influence de la position de la sonde sur t_c et t_m

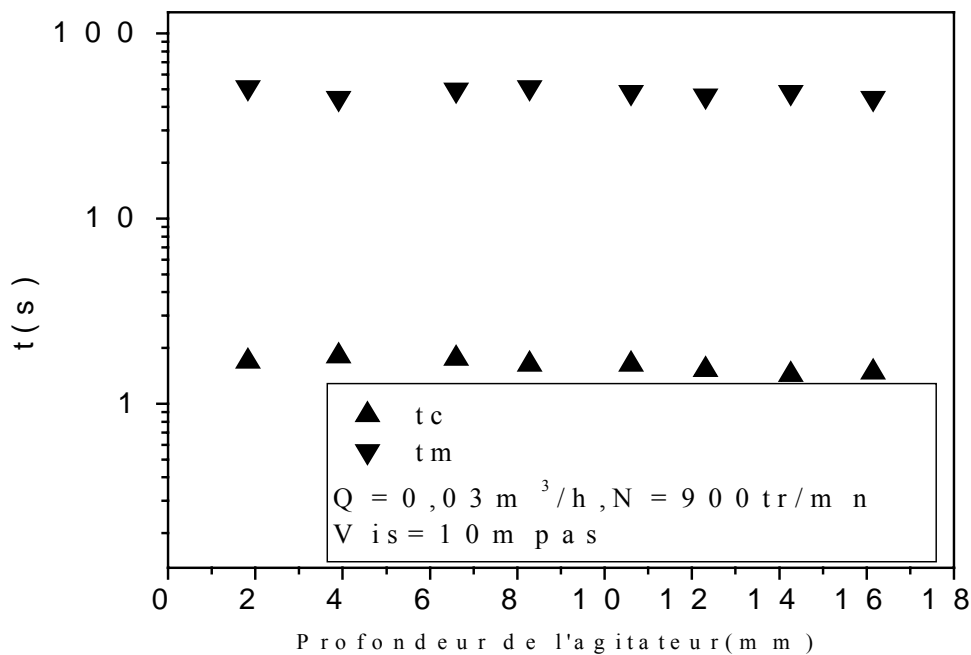


Figure I- 4- b :Influence de la position de la sonde sur t_c et t_m

III . Influence de la position circonférentielle de l'élément de mesure

Nous avons effectuées les mesures du temps de mélange et de circulation pour deux positions l'une a 800 mm et l'autre a 1000mm par rapport au mobile d'agitation. Les figures I- 5- a et I-5- b montre que la position longitudinale de la sonde conductimétrique n'a pas d'influence sur l'hydrodynamique et le mélange.

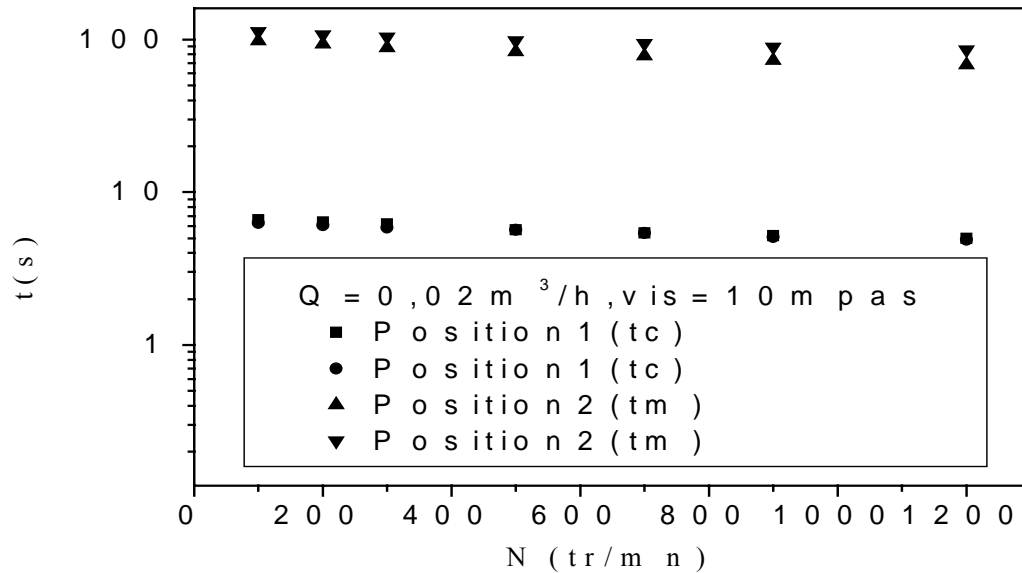


Figure I- 5- a:Influence de la position de la sonde sur t_c et t_m

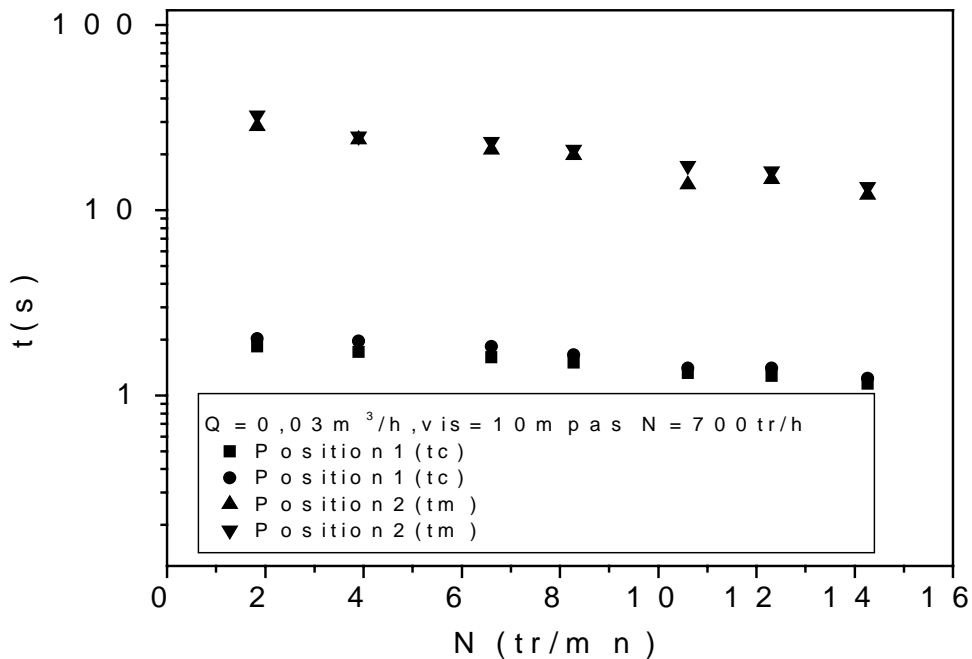


Figure I-5- b:Influence de la position de la sonde sur t_c et t_m

IV. Influence de la position de l'élément de mesure

On définit le mélange radial par son aptitude à la direction radiale. Il est déterminé en plaçant la sonde dans différentes positions radiales.

On constate d'après les figures I- 6- a et I- 6- b qu'il n'existe pratiquement aucune variation du temps de mélange et de l'écoulement. Ce résultat est en accord avec les travaux [8, 25, 26, 27].

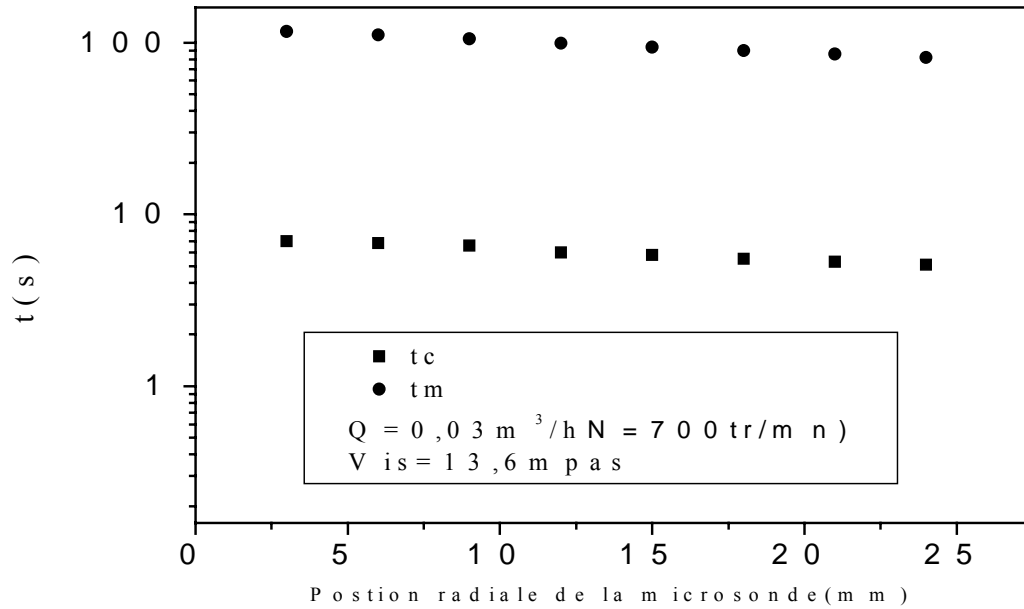


Figure I- 6 -a :Influence de la position radiale de la sonde sur t_c et t_m

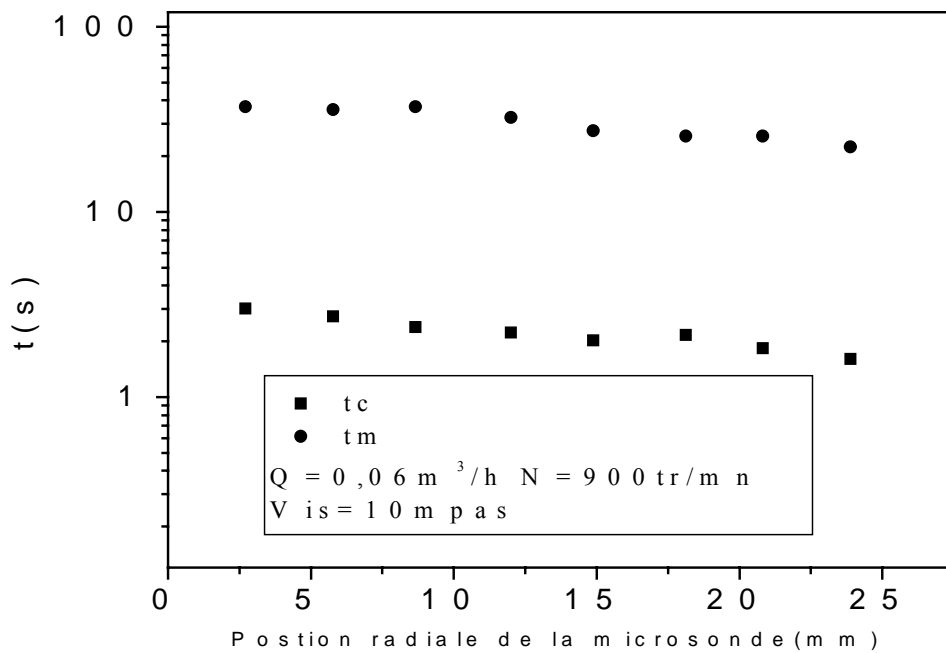


Figure I- 6- b :Influence de la position radiale de la sonde sur t_c et t_m

Annexe I-5

Résultats expérimentaux

Tableaux N° : Valeurs expérimentales du temps de circulation t_c et du temps du mélange t_m pour tous les mobiles d'agitation utilisés .

$Q= 0.03 \text{ m}^3/\text{h}$

Mobile I		Mobile II		Mobile III	
t_c	t_m	t_c	t_m	t_c	t_m
6,3	-	6,1	-	9	-
6	102	5,8	-	8,4	-
5,8	94	5,6	86	8,1	156
5,5	90	5	81	7,5	149
5,1	85	4,7	78	7	144
4,8	81	4,5	75	6,4	139
4,4	75	4,3	71	5,9	135

Annexe I-6

Résultats expérimentaux :

Variation du temps de circulation et de mélange pour différents débits d'alimentation et différentes viscosités en utilisant l'agitateur II.

$\mu=1 \text{ pas}$ 10^3	tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	4,8	4,5	4,1	3,8	3,5	3,1	3,1
0,02	4,4	4,1	3,9	3,6	3,4	3,2	3
0,03	4,1	3,8	3,6	3,3	3	2,8	2,6
0,06	3,8	3,6	3,4	3,1	2,8	2,6	2,4

$\mu=2,15 \text{ pas}$ 10^3	tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	5	4,7	4,5	4,1	3	3,5	3,1
0,02	4,7	4,4	4,1	3,8	3,5	3,1	2,9
0,03	4,5	4,2	4	3,7	3,4	3,2	3
0,06	4,3	4,1	3,9	3,7	3,5	3,2	3

$\mu=3,31 \text{ pas}$ 10^3	tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	5,4	5	4,7	4,4	4,1	3,8	3,5
0,02	4,8	4,6	4,3	4,1	3,8	3,5	3,2
0,03	4,7	4,3	3,9	3,7	3,1	2,8	2,4
0,06	4,5	4,3	4,1	3,8	3,6	3,4	3,2

$\mu=4,11 \text{ pas}$ 10^3	tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	5,7	5,4	5,1	4,8	4,5	4,1	3,8
0,02	5	4,9	4,5	4,2	3,8	3,5	3,1
0,03	4,9	4,7	4,4	4	3,8	3,6	3,3
0,06	4,1	3,8	3,6	3,3	3	2,8	2,6

$\mu=6,25$ pas 10^3	tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	5,8	5,5	5,1	4,8	4,5	4,1	3,8
0,02	5,1	4,8	4,5	4,1	3,8	3,5	3,2
0,03	4,4	4,2	4	3,8	3,6	3,3	3,1
0,06	4	3,8	3,6	3,3	3	2,8	2,6

$\mu=10$ pas 10^3	tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	6,2	5,7	5,4	5	4,8	4,4	4
0,02	5,5	5,3	5,1	4,9	4,7	4,5	4,2
0,03	5,2	5	4,8	4,5	4,1	3,9	3,5
0,06	4,5	4,3	4	3,8	3,6	3,3	3,1

$\mu=13,3$ pas 10^3	tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	6,4	6	5,7	5,4	5	4,7	4,4
0,02	5,8	5,4	5,1	4,8	4,5	4,1	3,8
0,03	5,5	5,1	4,8	4,5	4,3	4	3,8
0,06	5	4,8	4,5	4,2	3,9	3,7	3,4

$\mu=15,6$ pas 10^3	tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	6,7	6,4	6	5,7	5,4	5,1	4,8
0,02	6,1	5,8	5,4	4,7	4,4	4,1	3,8
0,03	6	5,8	5,4	5	4,7	4,2	3,9
0,06	5,8	5,6	5,3	5	4,8	4,6	4,3

$\mu=18$ pas 10^3	tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	7,4	7,2	6,9	6,7	6,4	6,1	5,8
0,02	6,4	6,2	6	5,8	5,5	5,3	5
0,03	6,3	6	5,8	5,5	5,2	5	4,8
0,06	6,1	5,8	5,6	5	4,7	4,5	4,3

$\mu=1\text{pas}$ 10^3	tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	73	68	63	58	53	48	44
0,02	68	64	61	58	55	50	48
0,03	65	60	54	50	45	39	35
0,06	59	54	50	44	40	35	31

$\mu=2,15\text{pas}$ 10^3	tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	76	71	67	63	59	53	49
0,02	71	68	65	61	58	55	51
0,03	70	66	61	56	51	47	42
0,06	65	60	54	49	45	41	37

$\mu=3,31\text{pas}$ 10^3	tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	79	73	68	64	59	54	50
0,02	75	71	68	64	60	56	51
0,03	73	69	65	61	57	52	48
0,06	67	62	58	54	50	45	41

$\mu=4,11\text{pas}$ 10^3	tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	81	78	73	68	64	60	57
0,02	77	73	69	65	61	58	54
0,03	78	74	70	65	61	57	52
0,06	71	67	63	58	54	50	45

$\mu=6,25\text{pas}$ 10^3	tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	85	81	77	72	67	63	58
0,02	82	78	74	69	65	61	57
0,03	80	76	72	68	64	60	58
0,06	74	70	65	61	57	53	49

$\mu=10\text{pas}$ 10^3	tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	86	82	78	73	69	64	60
0,02	84	80	75	71	67	62	58
0,03	81	85	81	76	71	67	62
0,06	77	73	69	64	60	56	51

$\mu=13,3\text{pas}$ 10^3	tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	90	85	81	76	70	65	59
0,02	87	84	80	76	71	68	64
0,03	85	80	75	71	64	59	55
0,06	81	76	72	68	63	59	54

$\mu=15,6\text{pas}$ 10^3	tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	97	92	88	83	79	74	70
0,02	94	90	85	80	74	70	65
0,03	90	86	82	77	73	68	64
0,06	85	81	77	73	69	64	59

$\mu=18\text{pas}$ 10^3	tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,01	101	96	91	87	83	79	74
0,02	96	92	88	83	79	74	70
0,03	93	89	84	80	75	71	66
0,06	90	85	81	77	73	69	64

CHAPITRE II

Influence des longueurs droites sur le comportement hydrodynamiques et sur le mélange

II.1. Introduction:

II.2.Travaux antérieurs

Les réacteurs à boucle avec longueur droite en système continu ont fait l'objet de peu d'études expérimentales. Seuls quelques travaux leur ont été consacrés pour la mise en œuvre de réaction de fermentation ou de polymérisation.

L'influence des longueurs droites dans le réacteur sera étudiée dans ce chapitre. Elle permettra d'une part d'augmenter le volume réactionnel et d'autre part de faire une comparaison des performances du réacteur en terme d'écoulements et de mélange.

La polymérisation des oléfines a été étudiée par Norwood [1] dans un réacteur à boucle rectangulaire. Depuis il a été utilisé par différents auteurs pour la polymérisation de styrène.

Tanaka et-Coll [2] ont réalisé la polymérisation en suspension du styrène dans un réacteur à boucle de forme rectangulaire. Ils ont corrélié la taille moyenne des particules avec les conditions opératoires.

Der-Yang et Coll [3] ont étudié la polymérisation de styrène dans un réacteur rectangulaire continu.

Ils ont constaté que la taille des particules (polystyrène) varie proportionnellement en fonction du temps de séjour.

Murakami et Coll [4] ont étudié la puissance dissipée dans un réacteur à boucle de forme rectangulaire. Ils ont constaté que la puissance dissipée dans le réacteur est légèrement supérieure comparativement au réacteur fermé.

Khalid [5] a caractérisé l'écoulement tourbillonnaire dans un réacteur rectangulaire. Ensuite, il a adopté la technique de visualisation laser par chronophotographie pour suivre l'évolution de l'écoulement sur une boucle de circulation. D'autre part il s'est consacré à l'étude locale de cisaillement pariétal dans le réacteur torique. Enfin, les dimensions caractéristiques des structures ont été corrélées aux paramètres d'agitation.

Nouri [6] a étudié l'écoulement et le mélange dans des réacteurs toriques et de forme carrée. Il a montré que la qualité du mélange dans les réacteurs de forme torique est meilleure que celle du réacteur à boucle de forme carrée.

II. 3.Caractérisation du dispositif expérimental:

Le réacteur utilisé pour cette étude est représenté schématiquement sur la figure II 1. C'est le même que celui décrit dans le chapitre I. Afin d'augmenter le volume du réacteur tout en maintenant la même forme géométrique, nous avons procédé à l'ajout de longueurs droites de même diamètre que celle du réacteur principal.

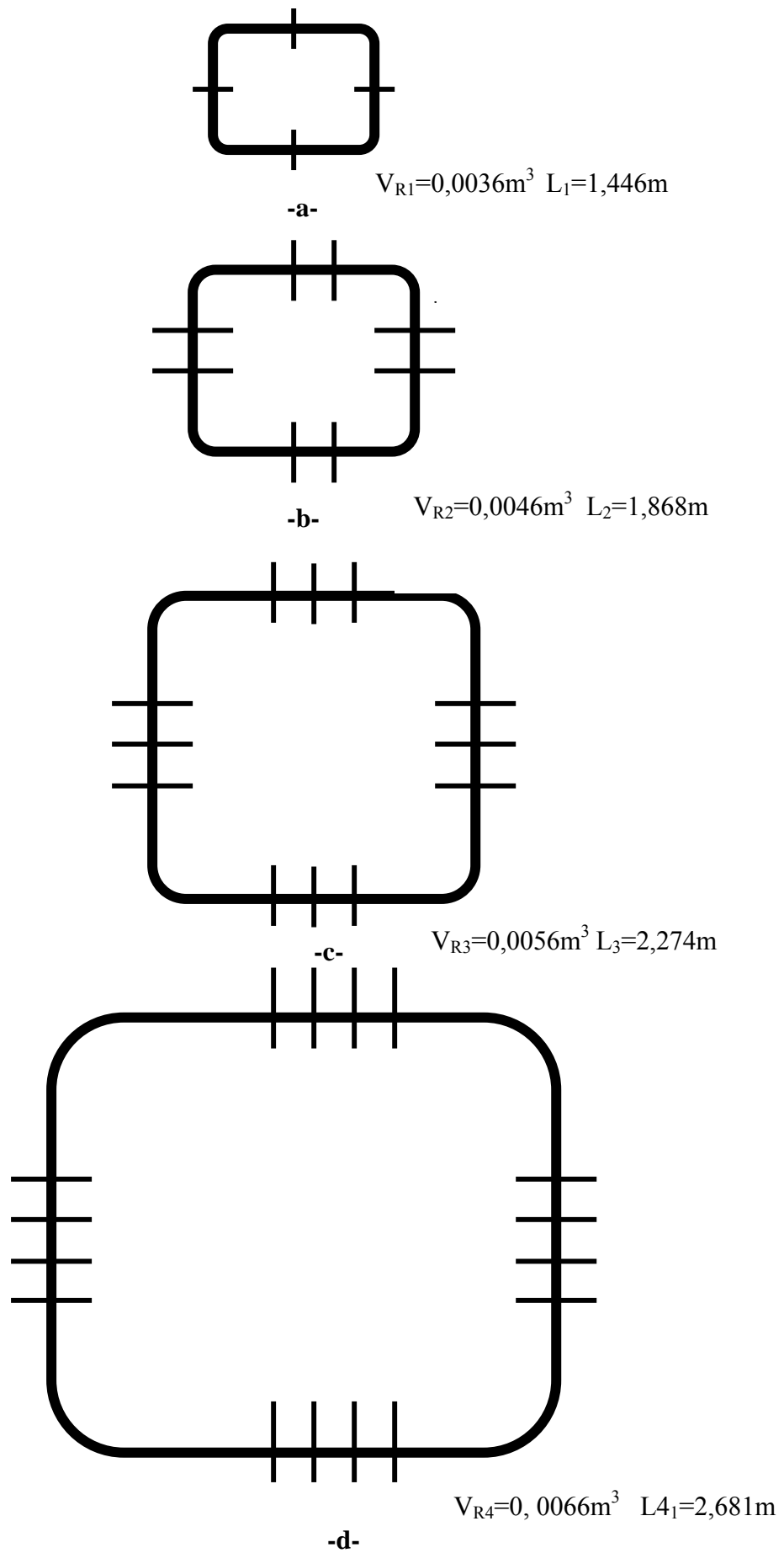


Figure II- 1 :schéma représentatif du réacteur à boucle avec les différentes longueurs droites a, b, c, d

L'introduction de ces longueurs droites dans le réacteur est d'une part pour étudier l'hydrodynamique et le mélange dans un réacteur plus grand et d'autre part de déterminer les analogies et les différences qui existent entre les différentes formes du réacteur.

Les caractéristiques géométriques du réacteur sont données sur le tableau II 1

Tableau II 1 :Caractéristiques géométriques du réacteur à boucle

Rayon de courbure du réacteur $R_t(m)$	Nombre de longueur droite	Volume total du réacteur $V_R(m^3)$	Longueur du réacteur $L_t(m)$
0,24	0	0,0036	1,44
0,42	4	0,0046	1,86
0,67	8	0,0056	2,27
0,89	12	0,0066	2,68

Le mobile d'agitation utilisée est l'hélice marine à trois pales recommandé dans le chapitre I

En configuration continue, la détermination expérimentale de la DTS est effectuée à l'aide de la méthode à un seul point de mesure avec une injection impulsion de traceur. Cinq fluides de viscosités différentes ont été utilisé pour chaque type de réacteur.

Les propriétés physiques des fluides utilisés sont données dans le tableau II 2.

Tableau II 2 :Propriétés physiques des différentes solutions de saccharose.

% massique	0%	52%	58%	66%	74%
$\rho(kg/m^3)$	1000	1118	1113	1094	1075
$\mu(pas)10^3$	1	10	13,3	15,6	18

II. 4. Résultats expérimentaux et discussion:

Les figures II- 2-a , II 2-b illustrent les résultats obtenus dans les mêmes conditions opératoires pour deux longueurs droites. Nous constatons que les temps de circulation et de mélange diminuent progressivement au fur et à mesure que les longueurs droites augmentent , ceci est peut être dû à la dégénérescence des structures tourbillonnaires qui est favorisé par l'éloignement de l'agitateur .

L'ensemble des courbes expérimentales est donné en annexe II-1

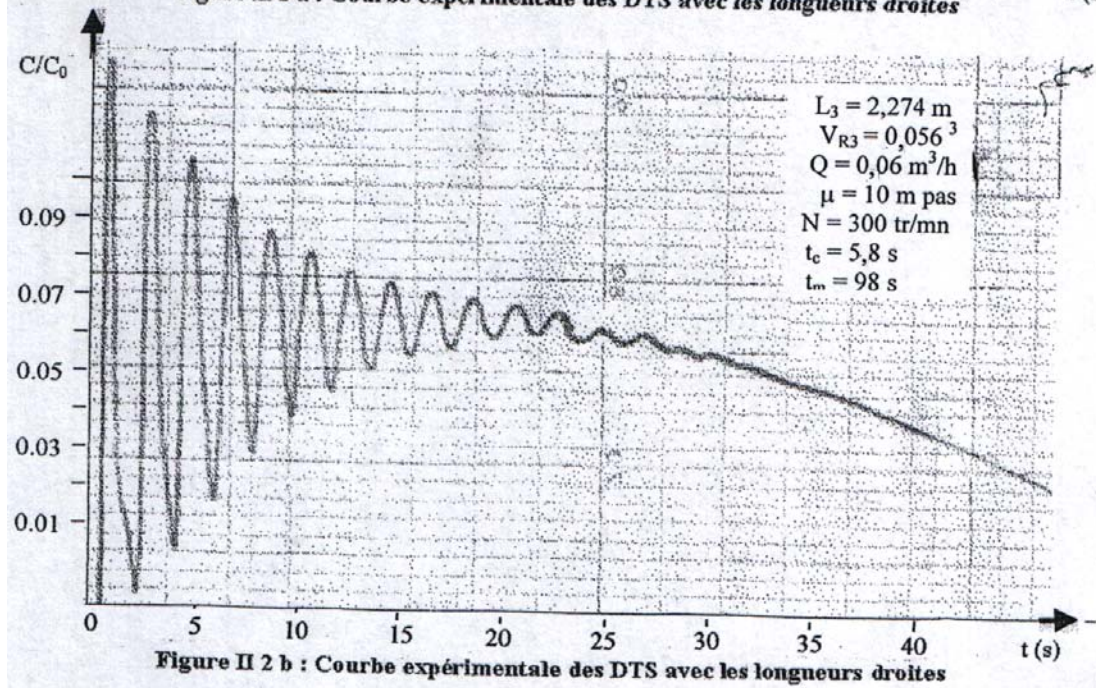
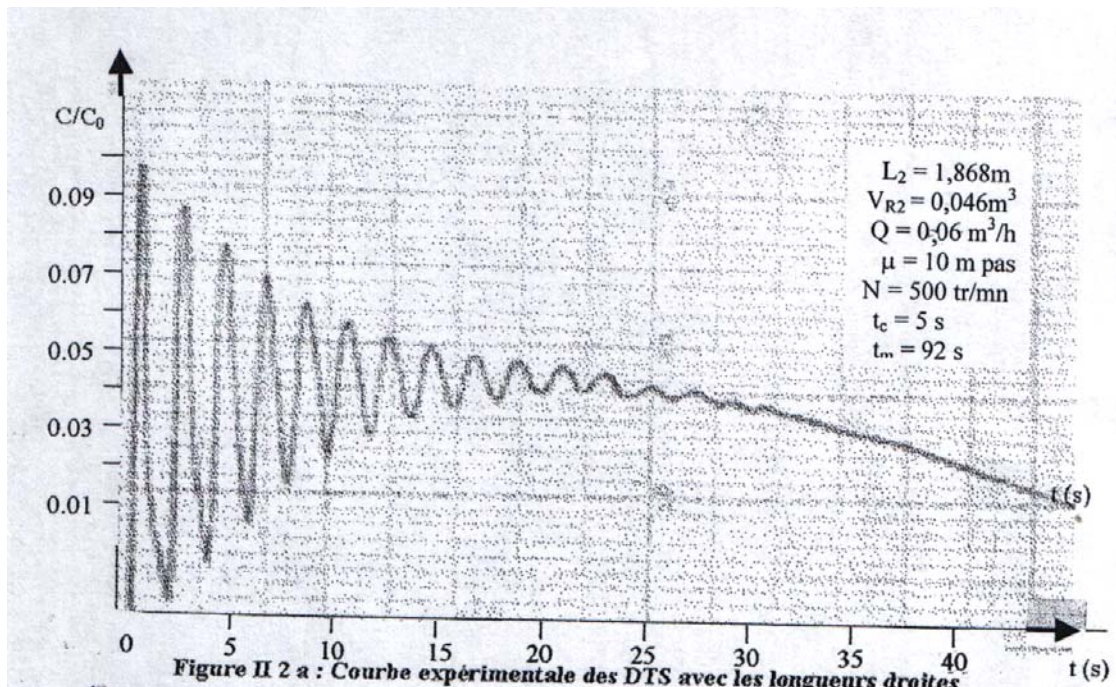


Tableau II 3 : Résultats expérimentaux pour différents longueurs droites et différents débits et viscosités en fonction de la vitesse d'agitation.

$\mu=1\text{pas}$ 10^3	$L_2=1,868\text{m } t_c(\text{s})$						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,02	5,3	5,1	4,9	4,7	4,5	4,3	4,1
0,03	4,8	4,6	4,4	4,2	4	3,7	3,5
0,06	4,4	4,2	4	3,8	3,5	3,3	3,1

$\mu=1\text{pas}$ 10^3	$L_3=2,274\text{m } t_c(\text{s})$						
tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,02	5,4	5,2	5	4,8	4,5	4,3	4,1
0,03	5,3	5	4,8	4,6	4,4	4,1	3,9
0,06	5	4,8	4,6	4,4	4,2	4	3,8

$\mu=1\text{pas}$ 10^3	$L_4=2,681\text{m } t_c(\text{s})$						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,02	6,9	6,7	6,5	6,3	6,1	5,9	5,6
0,03	6,2	6	5,8	5,6	5,4	5,2	5
0,06	5,4	5,2	5	4,8	4,6	4,4	4,2

$\mu=1\text{pas}$ 10^3	$L_2=1,868\text{m } t_m(\text{s})$						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,02	72	68	63	58	52	47	42
0,03	70	65	61	56	51	45	40
0,06	68	64	57	54	48	42	37

$\mu=1\text{pas}$ 10^3	$L_3=2,274\text{ m } t_m (\text{s})$						
tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m ³ /h)							
0,02	80	75	71	65	60	64	60
0,03	75	70	66	61	56	50	45
0,06	73	66	63	57	55	51	40

$\mu=1\text{pas}$ 10^3	$L_4=2,681\text{m}$ t_m (s)						
$N(\text{tr/mn})$	100	200	300	500	700	900	1200
$Q(\text{m}^3/\text{h})$							
0,02	84	79	74	70	65	61	56
0,03	80	75	69	65	60	55	51
0,06	78	71	66	61	57	50	46

La suite des résultats expérimentaux est donnée dans l'annexe II- 2

II.3.1. Influence des longueurs droites sur le nombre de circulation:

En introduisant le nombre de circulation expérimental N_θ , nous avons obtenu une représentation graphique figure II-5, qui permet de caractériser le mélange global dans le réacteur avec différentes longueurs droites.

Nous avons obtenu une relation de N_θ en fonction de Re_m sous forme suivante :

$$N\theta=(1,37\pm 0,01)Re_m^{(-0,06\pm 0,005)} \quad (1)$$

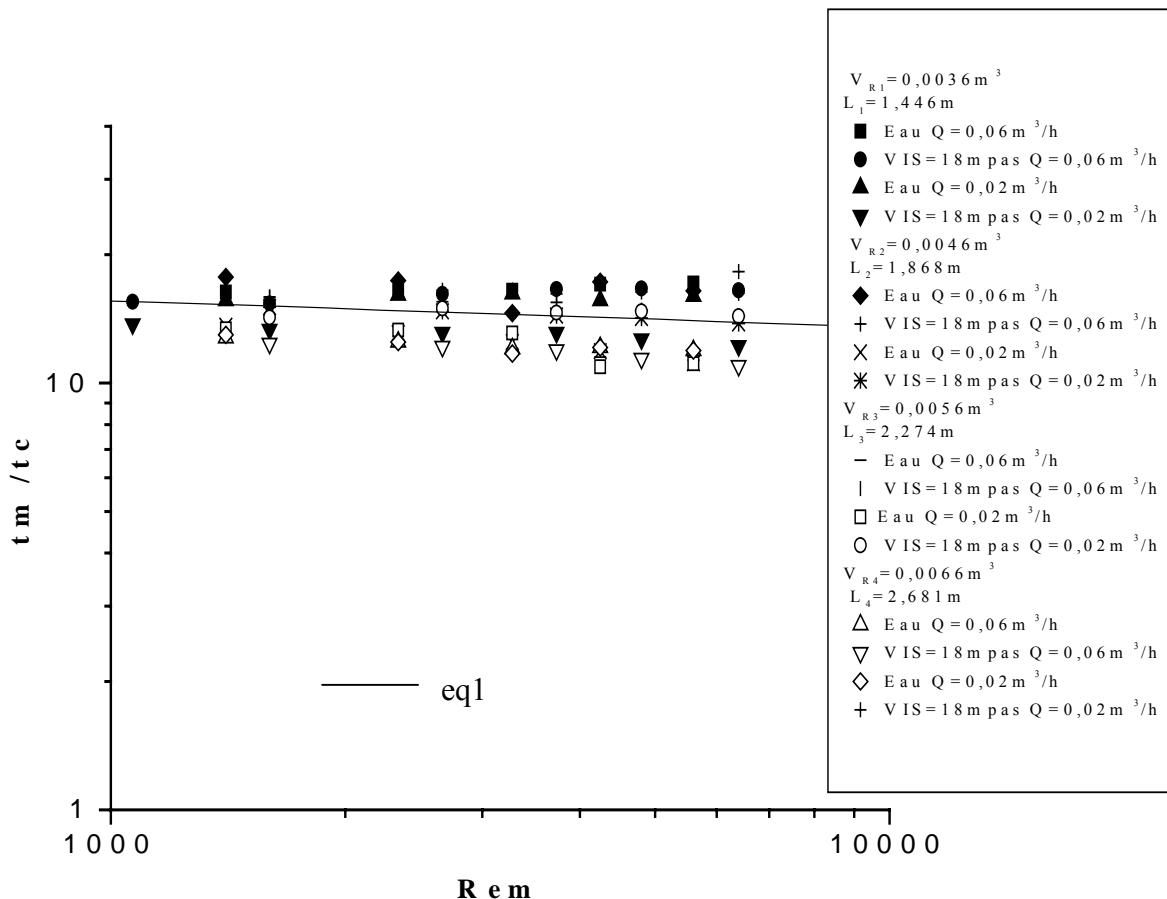


Figure II -5: Variation du nombre de circulation en fonction du nombre de Reynolds pour différents débits et différentes viscosités

II.4.2. Influence des longueurs droites sur la vitesse de circulation:

Nous avons représenté sur les figures II- 6- a et II- 6 -b la variation de la vitesse moyenne de circulation dans le réacteur avec différentes longueurs droites en fonction du nombre de mélange.

Nous constatons d'après ces figures , que la vitesse de circulation augmente au fur et a mesure que les longueurs droites diminuent ce qui favorise l'apparition des tourbillons qui s'accroissent de plus en plus .

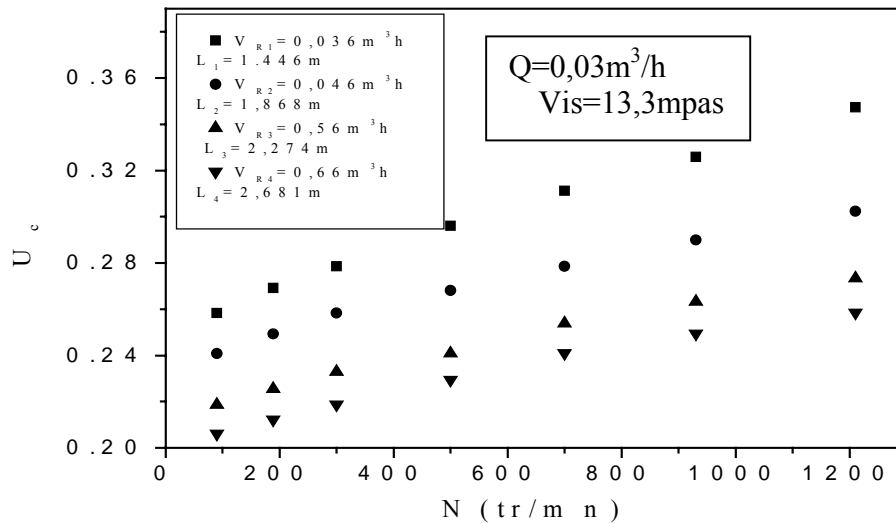


Figure II- 6- a :Variation de la vitesse de circulation en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes longueurs droites

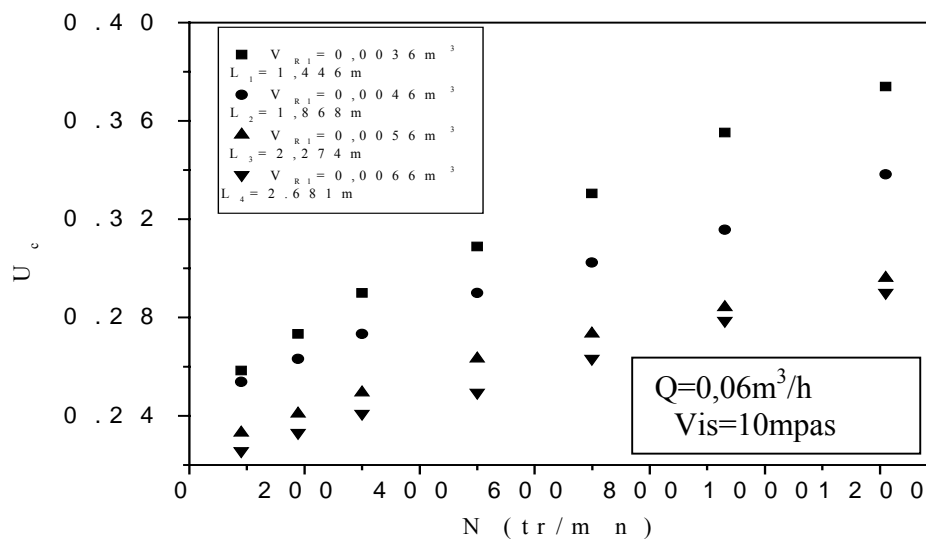


Figure II- 6- b :Variation de la vitesse de circulation en fonction de la vitesse d'agitation pour différentes longueurs droites

II.4-3. Influence des longueurs droites sur le produit NT_m :

Une autre façon de caractériser le mélange par l'introduction du produit NT_m . Ce dernier a été très étudié par différents auteurs. Belleville et Coll [7] ont trouvé une relation empirique en fonction du mobile d'agitation.

Hammani [8] a montré que pour $Rem > 10^4$, le produit NT_m est relativement constant Et il est égal à 25.

Par ailleurs Atmani et coll [9] ont trouvé que ce produit est relativement constant à partir de $Rem > 20000$.

L'évolution de NT_m en fonction du nombre de Reynolds dans le réacteur avec les différentes longueurs droites (figure II 7) nous a permis d'avoir une corrélation qui est donnée par l'équation suivante:

$$NT_m = (1,76 \pm 0,05) Rem^{(0,5 \pm 0,01)} \quad (2)$$

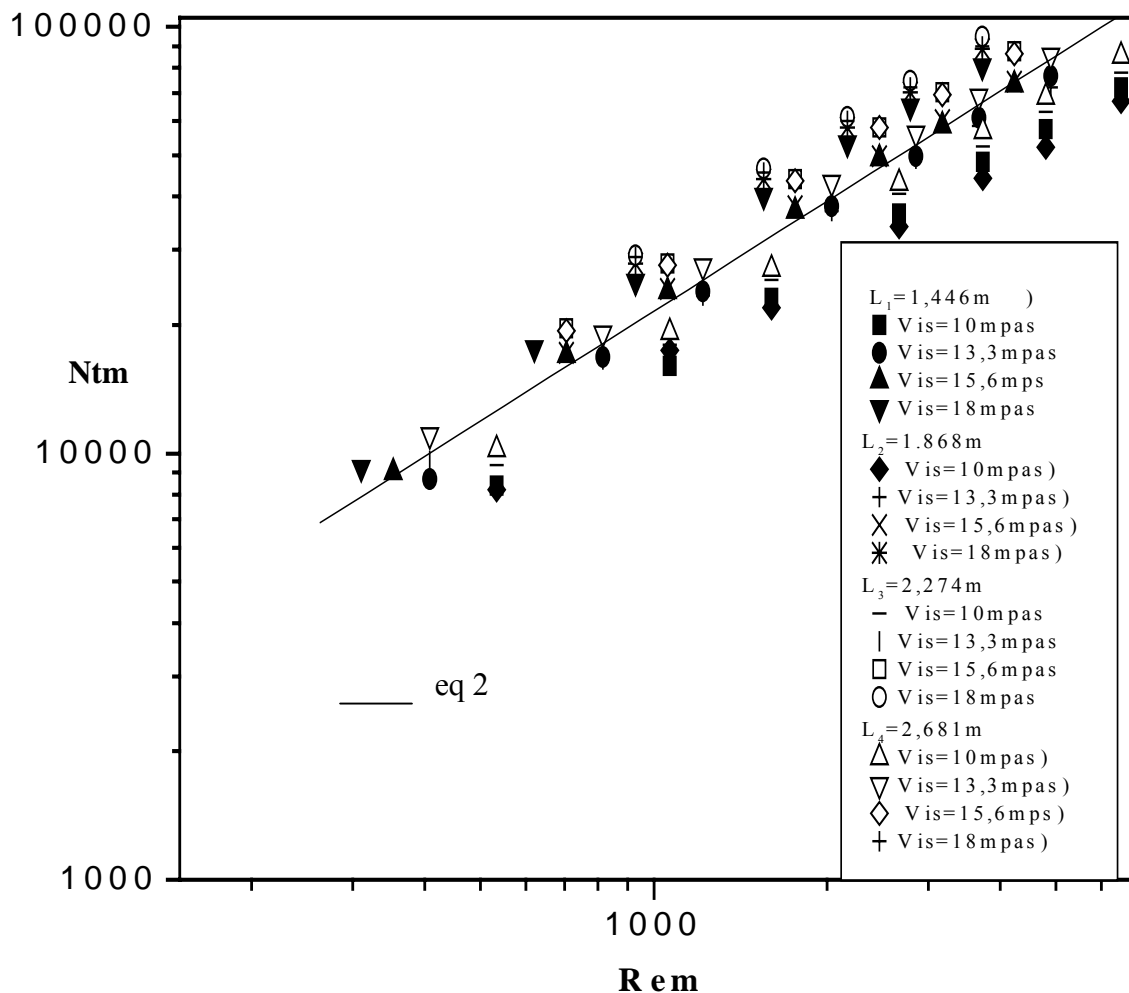


Figure II- 7 : Variation du NT_m en fonction du nombre de Reynolds avec différentes longueurs droites

Conclusion

L'objet de ce travail est d'étudier l'influence des longueurs droites sur les paramètres hydrodynamiques et du mélange.

La vitesse de circulation a été caractérisée par une variation linéaire ce qui confirme les résultats de la littérature [3,10].

Sur la base du temps de mélange, les résultats expérimentaux nous ont permis de proposer une corrélation reliant le produit Nt_m et le nombre de Reynolds de mélange pour l'ensemble des résultats (sans et avec longueurs droites).

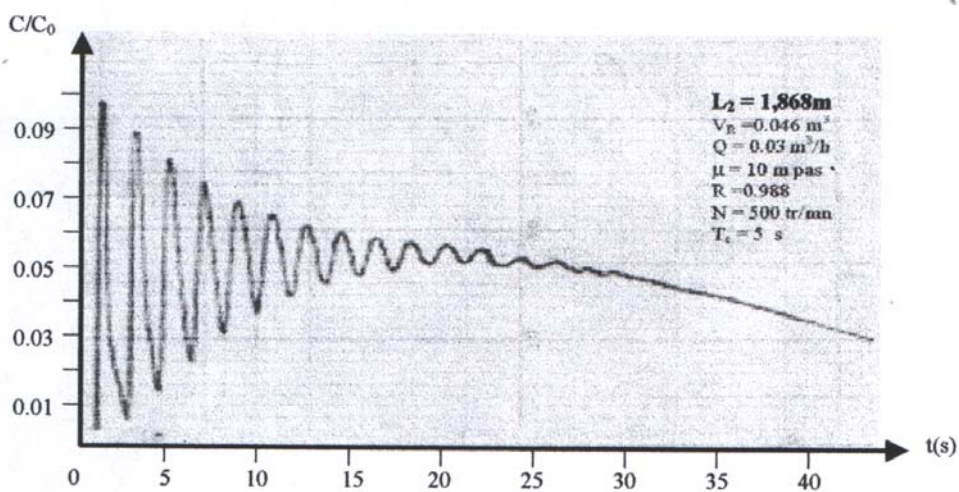
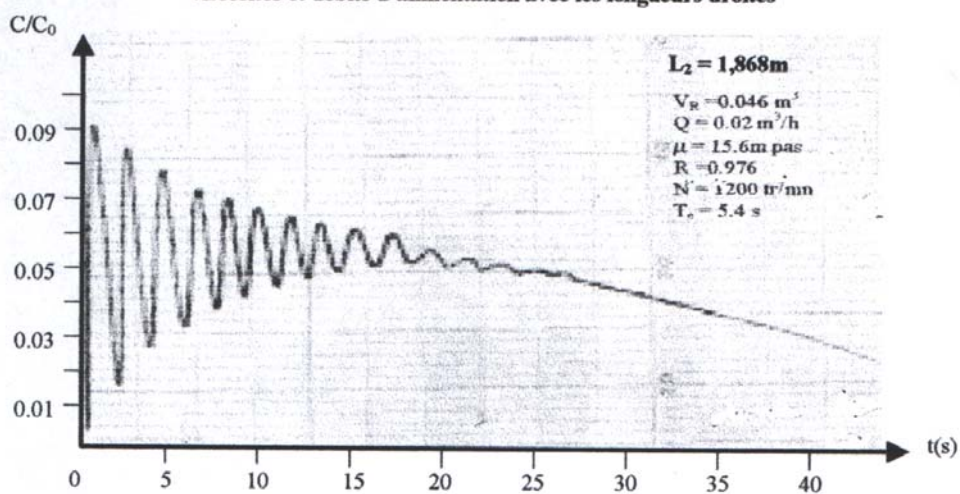
D'autre part une corrélation a été établie pour le nombre de circulation en fonction du nombre de Reynolds de mélange, également pour l'ensemble des résultats.

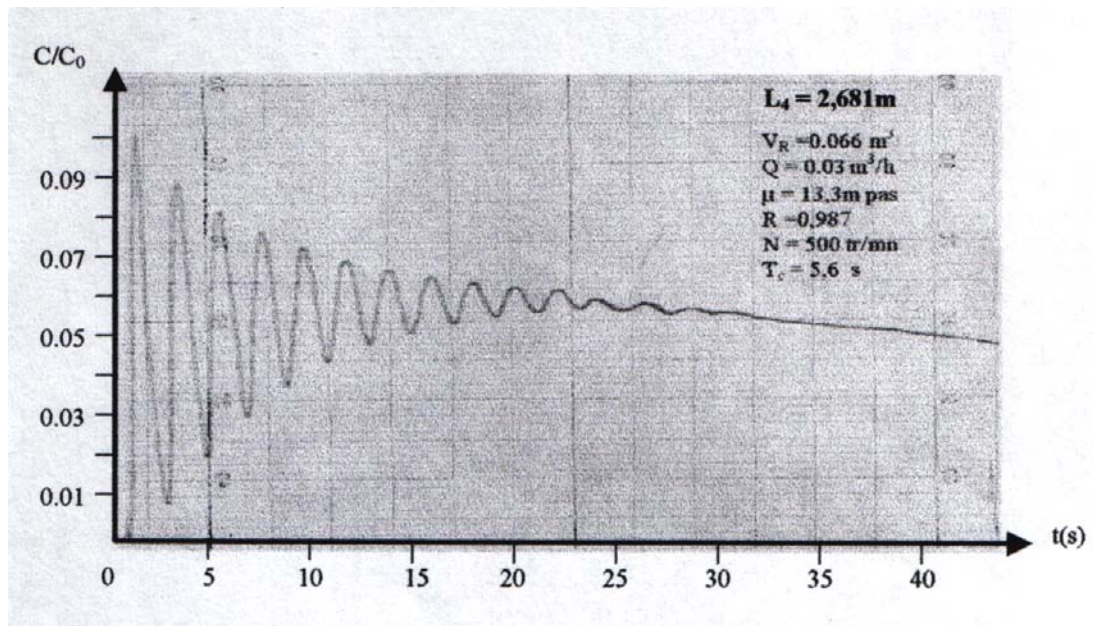
Références Bibliographiques

- [1] **Norwood D., et coll.**, Japan, Showa.VI.37, 10087, '1992).
- [2] **Tanaka M.O'Shima E.** « Dispersing behaviour of droplets in supenion polymerization of styrene in loop réacteur »,Can.Chem.Eng,Vol66,PP 29-35,(1988).
- [3] **Der-Yang L.,Kuo J-F.,Wang J-H.,Chen C-Y.**, « The performance of a loop tubular reactor for emulsion polymerization of styrene »,J.Chem.Eng,Vol 23,PP 290-296,(1990).
- [4] **Murakami Y.,Hirose T.,Ono S.,Eitoku H.,Nishijima T.**, «Power consupcion and pumping characteristics in a loop reactor »,Ind.Eng.Chem.Process.Des.Dev, Vol 21,PP 503-511,(1982).
- [5] **Khalid. A.**, « Etude de l'écoulement généré par une hélice dans un réacteur de forme toroïdale»,Thèse de doctorat, Ecole centrale de Nantes-Université de Nantes, Décembre (1993).
- [6] **Nouri.**, « Etude des performances du réacteur torique –Application à l'hydrolyse enzymatique des protéines végétales », Thèse de (doctorat) L'I.U.T. de saint Nazaire (France), (1994).
- [7] **Belleville P.,Nouri L.,Legrand J.**, « Mixing characteristics in the the torus reactor »,Chem.Eng.Technol.Vol 15, P282 (1992).
- [8] **Hamani S.**, « Caractérisation de l'écoulement et du mélange dans un réacteur torique», Mémoire de Magister E.M.P,Bordj EL Bahri (1999).
- [9] **Atmani,F.**, « Etude d'un réacteur torique ouvert –Comparaison avec un réacteur agité continu», Mémoire de Magister ,USTHB (2002).
- [10]**Tanaka M., SendaiT.,Hosogai K.**, « Flowing characteristics in a circular loop réacteur »,Chem.Eng.Res.Des,Vol 67,PP 423-427,(July1989).

Annexe II 1

Représentation graphique des courbes expérimentales de DTS pour différentes viscosités et débits d'alimentation avec les longueurs droites





Annexe II -2

$\mu=10\text{pas}$ 10^3	L2=1,868m tc(s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	5,4	5,2	5	4,8	4,5	4,3	4,1
0,03	5,3	5	4,8	4,6	4,4	4,1	3,9
0,06	5	4,8	4,6	4,4	4,2	4	3,8

$\mu=10\text{pas}$ 10^3	L3=2,274m tc (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	6,1	5,9	5,7	5,5	5,3	5	4,8
0,03	5,8	5,6	5,3	5,1	4,9	4,7	4,5
0,06	5,6	5,4	5,2	4,9	4,7	4,5	4,2

$\mu=10\text{pas}$ 10^3	L4=2,681m tc (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	6,9	6,7	6,4	6,2	5,7	5,4	5,1
0,03	6,8	6,6	6,4	6,1	5,9	5,6	5,4
0,06	6,3	6,1	5,9	5,7	5,4	5,1	4,9

$\mu=13,3\text{pas}$ 10^3	L2=1,868m tc (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	6,6	6,4	6,2	5,9	5,7	5,4	5,2
0,03	6,5	6,3	6,1	5,9	5,6	5,4	5,2
0,06	6,1	5,8	5,6	5,3	5,1	4,9	4,7

$\mu=13,3\text{pas}$ 10^3	L3=2,274m tc (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	6,3	6,1	5,9	5,7	5,4	5,1	4,8
0,03	6,1	5,9	5,7	5,5	5,3	5,1	5
0,06	5,8	5,6	5,5	5,1	4,9	4,7	4,5

$\mu=13,3\text{pas}$ 10^3	L4=2,681m							tc (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	7,1	6,9	6,7	6,5	6,3	6	5,9	
0,03	6,9	6,7	6,5	6,3	6,2	5,9	5,7	
0,06	6,6	6,4	6,2	5,7	5,4	5,2	5	

$\mu=15,6\text{pas}$ 10^3	L2=1,868m							tc (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	6,7	6,5	6,3	6,1	5,9	5,7	5,5	
0,03	6,4	6,2	6	5,8	5,5	5,2	5	
0,06	6,1	5,9	5,7	5,5	5,2	5	4,8	

$\mu=15,6\text{pas}$ 10^3	L3=2,274m							tc (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	6,8	6,6	6,4	6,1	5,9	5,7	5,4	
0,03	6,7	6,5	6,3	6,1	5,8	5,6	5,4	
0,06	6,2	6	5,7	5,5	5,3	5	4,8	

$\mu=15,6\text{pas}$ 10^3	L4=2,681m							tc (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	7,4	7,2	7	6	6,5	6,2	5,9	
0,03	7,1	6,9	6,7	6,5	6,2	6	5,7	
0,06	6,8	6,6	6,4	5,1	4,8	4,6	4,4	

$\mu=18\text{pas}$ 10^3	L2=1,868m							tc (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	7	6,7	6,5	6,3	6,1	5,9	5,7	
0,03	6,7	6,5	6,3	6,1	5,9	5,7	5,5	
0,06	6,3	6	5,8	5,6	5,3	5,1	4,8	

$\mu=18\text{pas}$ 10^3	L3=2,274m tc (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	7,1	6,7	6,5	6,3	6	5,8	5,5
0,03	6,8	6,6	6,4	6,2	6	5,8	5,6
0,06	6,6	6,4	6,2	6	5,8	5,6	5,6

$\mu=18\text{pas}$ 10^3	L4=2,681m tc (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	7,7	7,4	7,2	7	6,7	6,5	6,3
0,03	7,3	7,1	6,9	6,7	6,4	6,1	5,9
0,06	6,9	6,8	6,6	6	5	5,5	5,3

$\mu=10\text{pas}$ 10^3	L2=1,868m tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	80	75	71	65	60	64	60
0,03	75	70	66	61	56	50	45
0,06	73	69	64	60	55	51	45

$\mu=10\text{pas}$ 10^3	L3=2,274m tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	94	90	85	81	75	70	65
0,03	90	85	80	74	71	67	62
0,06	84	80	75	71	67	62	58

$\mu=10\text{pas}$ 10^3	L4=2,681m tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	103	99	94	90	85	81	75
0,03	99	94	89	85	80	74	70
0,06	94	90	85	81	75	70	65

$\mu=13,3\text{pas}$ 10^3	L2=1,868m tm (s)						
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200
Q(m³/h)							
0,02	92	87	82	77	73	68	64
0,03	90	85	81	76	72	67	62
0,06	87	83	78	74	70	65	60

$\mu=13,3\text{pas}$ 10^3	L3=2,274m							tm (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	99	95	90	85	81	75	70	
0,03	98	94	90	86	80	75	71	
0,06	89	84	80	75	71	65	60	

$\mu=13,3\text{pas}$ 10^3	L4=2,681m							tm (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	105	100	94	90	85	81	75	
0,03	100	95	90	84	80	75	71	
0,06	96	91	87	82	78	73	68	

$\mu=15,6\text{pas}$ 10^3	L2=1,868m							tm (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02		90	85	80	75	71	65	
0,03			84	80	75	70	64	
0,06		86	81	76	71	67	62	

$\mu=15,6\text{pas}$ 10^3	L3=2,274m							tm (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	102	98	93	89	84	80	75	
0,03	96	91	86	81	77	73	68	
0,06	94	90	85	81	75	70	64	

$\mu=15,6\text{pas}$ 10^3	L4=2,681m							tm (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	107	102	97	94	88	84	79	
0,03	103	99	94	90	85	81	75	
0,06	99	94	90	85	81	75	70	

$\mu=18\text{pas}$ 10^3	L2=1,868m							tm(s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	72	68	63	58	52	47	42	
0,03	70	65	61	56	51	47	41	
0,06	68	64	60	54	50	45	40	

$\mu=18\text{pas}$ 10^3	L3=2,274m							tm(s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	106	102	87	82	78	74	70	
0,03	98	94	89	85	81	75	70	
0,06	96	92	87	83	79	74	70	

$\mu=18\text{pas}$ 10^3	L4=2,681m							tm (s)
N(tr/mn)	100	200	300	500	700	900	1200	
Q(m³/h)								
0,02	109	104	99	94	90	85	81	
0,03	107	102	98	94	90	85	81	
0,06	102	98	93	88	84	80	75	

CHAPITRE III

Modélisation de l'écoulement dans un réacteur à boucle continu de forme carrée

III.1. Introduction:

L'objectif de cette étude est la caractérisation de l'écoulement au sein du réacteur à l'aide d'un modèle représentatif. L'utilisation de modèles mathématiques représentant l'écoulement dans le réacteur a le double avantage de permettre la connaissance d'autres paramètres non accessibles expérimentalement tels que le coefficient de dispersion axiale qui est défini par le processus de mélange qui est dû principalement aux différences de vitesse des éléments fluides, au trajet parcouru par ces éléments, aux actions de mélange local dues au mobile d'agitation, aux tourbillons secondaires le long de la boucle de circulation principale et aussi aux phénomènes de diffusion turbulente et de diffusion moléculaire. De plus, ce modèle peut servir de base à l'extrapolation du réacteur

III.2. Etude bibliographique:

La caractérisation du mélange et de l'écoulement a été étudiée par de nombreux auteurs où ils ont fait appel à un modèle représentatif et ceci en système fermé et ouvert qui caractérise le coefficient de dispersion axiale en fonction des conditions d'agitation.

a. Système fermé:

L'écoulement est représenté par un modèle piston avec dispersion axiale et recirculation totale.

Harrel et Coll [1] ont utilisé ce modèle pour caractériser le mélange de l'écoulement dans un réacteur à boucle.

La représentation de l'écoulement par ce modèle a été utilisée notamment par Voncken et Coll [2] dans un réacteur agité.

Takao et coll [3] ont utilisé le même modèle dans un réacteur à boucle.

La caractérisation de l'hydrodynamique représentée par ce modèle est étudiée par Verlaan [4] dans un gazosiphon.

Ce modèle repose sur la superposition d'un écoulement convectif de vitesse axiale U_z et d'une dispersion aléatoire obéissant formellement à la loi de Fick. Le flux axial (F_k) est donné par :

$$F_k = U_z C - D_{ax} \frac{\partial C}{\partial Z} \quad (1)$$

Le réacteur est considéré comme illimité et ouvert à la dispersion, l'équation de la dispersion s'écrit :

$$D_{ax} \frac{\partial^2 C}{\partial Z^2} = \frac{\partial C}{\partial t} \quad (2)$$

La solution de l'équation 2 est :

$$\frac{C}{C_0} = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{B_0}{\pi\theta}} \exp\left(-\frac{B_0(1-\theta)^2}{4\theta}\right) \quad (3)$$

Avec $\theta = t/t_c$: Temps réduit

Et $B_0 = U_c L_t / D_{ax}$

Le traceur injecté est j fois détecté à la position de mesure , la concentration réduite totale est :

$$\frac{c}{c_0} = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{B_0}{\pi\theta}} \cdot \sum_{j=0}^{\infty} \exp\left[-\frac{B_0(j-\theta)^2}{4\theta}\right] \quad (4)$$

J: le nombre de passage dans le réacteur.

Ce modèle permet de déterminer le nombre de Bodenstein qui peut être considéré comme le rapport entre la vitesse de transport par convection et la vitesse de transport par dispersion dont la signification peut être divisée en deux :

-Lorsque B_0 tend vers l'infini , la dispersion est négligeable par rapport à la convection donc écoulement de type piston.

-Lorsque B_0 tend vers zéro , la convection est beaucoup plus faible que la dispersion nous avons alors un mélange global de type parfaitement agité dans la région d'écoulement.

b. Système ouvert:

Le modèle représentatif de l'écoulement utilisé est le modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel

III.3. Modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel:

On a considéré que l'écoulement est représenté par le modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel figure 1.

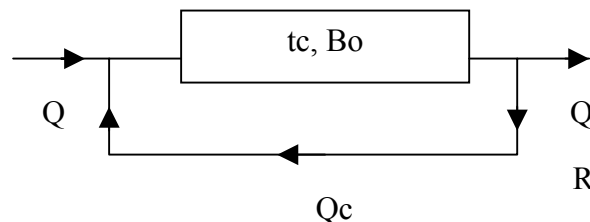


Figure III 1 :Modèle de l'écoulement piston avec dispersion axial et recyclage partiel

La fonction de transfert de ce modèle est:

$$G(s) = \frac{(1-R).g(s)}{1-R.g(s)} \quad (5)$$

$$g(s) = \frac{e^{B_0/2}}{\cosh\left(\frac{B_0}{2} w\right) + \frac{1}{2} \left(w + \frac{1}{w}\right) \sinh\left(\frac{B_0}{2} w\right)}$$

avec:

$$w = \sqrt{1 + 4.t_c . B_0^{-1}}$$

$g(s)$: représente la fonction de transfert d'un réacteur tubulaire avec dispersion axial

Le modèle mathématique développé par Warneke [8] caractérisant la distribution des temps de séjour à l'intérieur du réacteur est donnée par :

$$E(t) = a_0 \exp(s_0 t) + 2\lambda \exp(-xt) \cos(y t + \Phi) \quad (6)$$

Avec $y = 2\pi/t_c$: Période

R : Taux de recyclage

Φ : Déphasage

Les paramètres $a_0, s_0, \lambda, x, \Phi$ qui sont des coefficients sont déterminés graphiquement à partir des courbes expérimentales (figure III 2) :

L'exploitation graphique des courbes expérimentales est donné dans l'annexe III-1

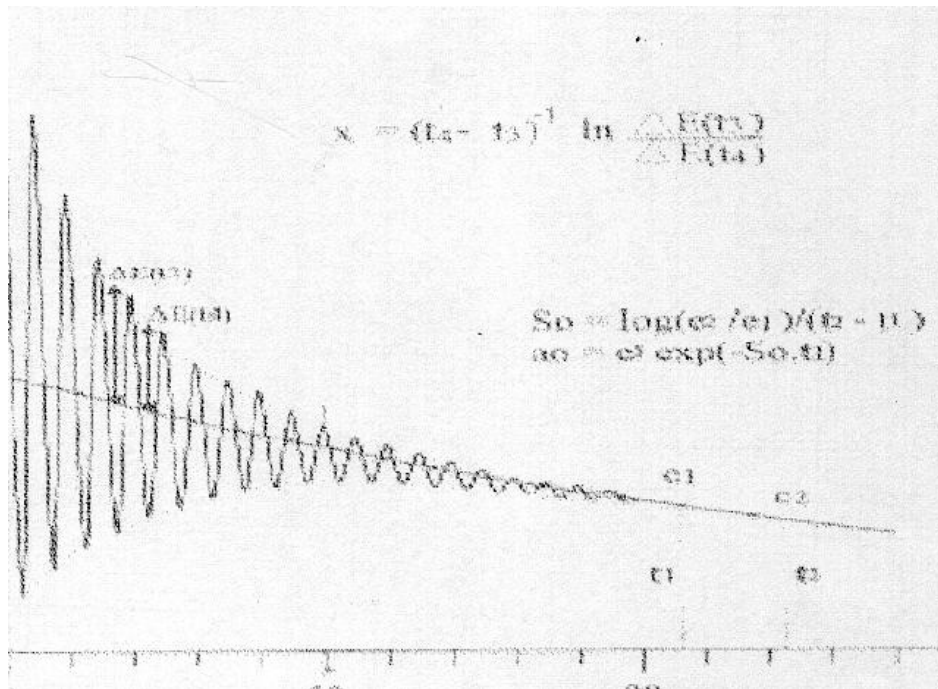


Figure III-2: Courbe expérimentale de DTS en système ouvert

L'équation de la variance est donnée par :

$$\sigma^2 = (x + s_0) / 2 \pi^2 t_c^3 \quad (7)$$

Cette équation permet de déterminer le nombre de Bodenstein par la relation suivante :

$$\sigma^2 = 2 (t_c / Bo)^2 [\exp(-Bo) + Bo - 1] \quad (8)$$

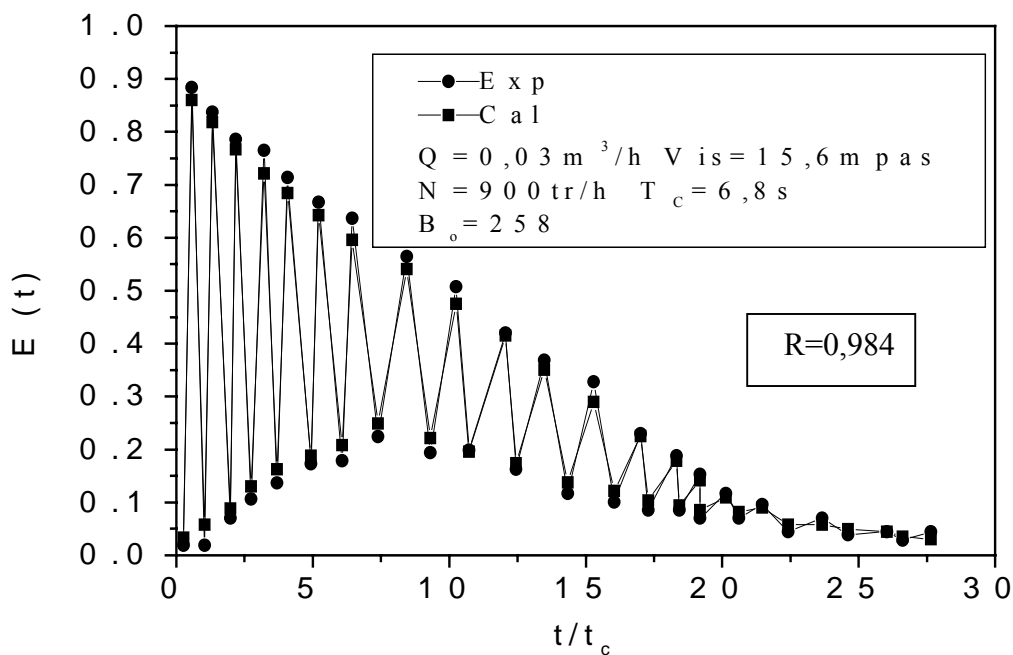
Finalement la détermination du coefficient de dispersion axiale est donnée par l'équation suivante :

$$Bo = U_c L_t / D_{ax} = L_t^2 / t_c D_{ax} \quad (9)$$

L'organigramme pour la détermination de Bo est donné en Annexe III -2

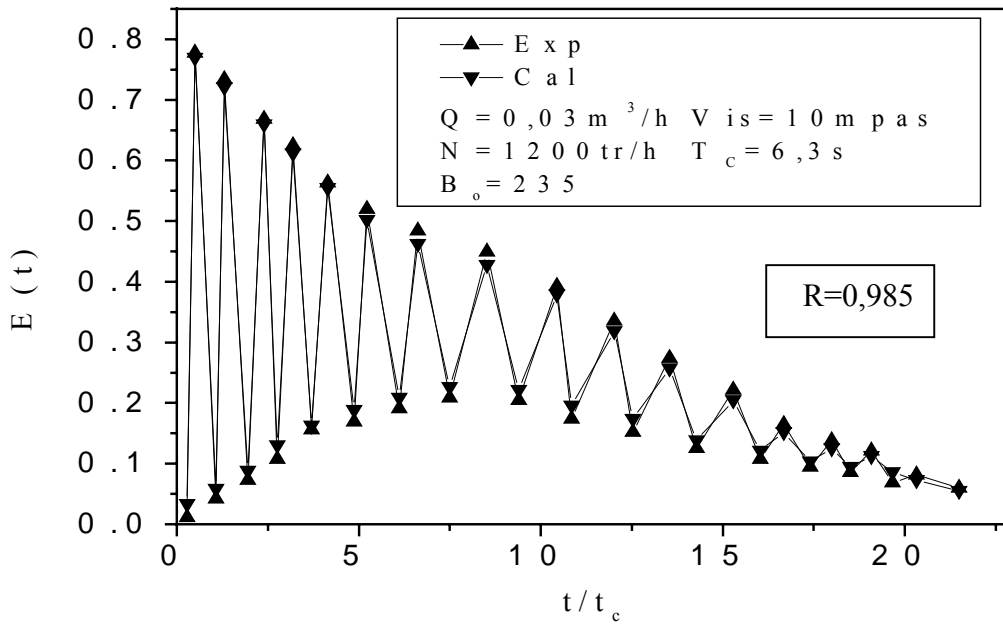
Les courbes expérimentales obtenues avec les solutions visqueuses à différentes vitesses d'agitation et différents débits d'alimentation sont modélisées à l'aide du modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel.

Des exemples de courbes expérimentales et calculées sont représentés sur les (figures III 3 -a, 3- b, 3- c, 3- d). Le taux de recyclage R caractérise la décroissance exponentielle de la concentration du traceur.

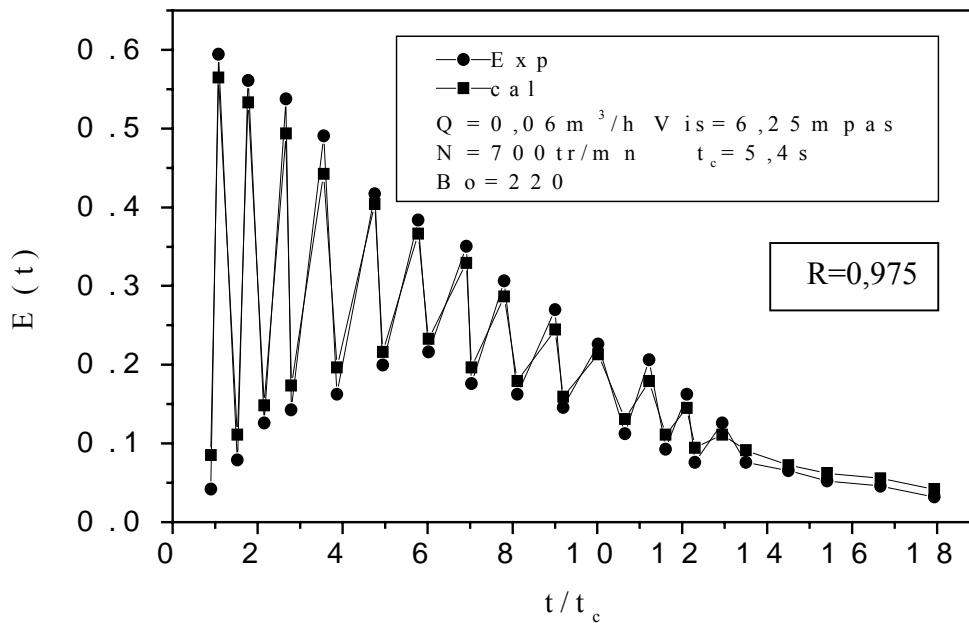


a

Figure III 3-a : Exemple de Modélisation de la DTS par un modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel pour V_{R1}, l_1

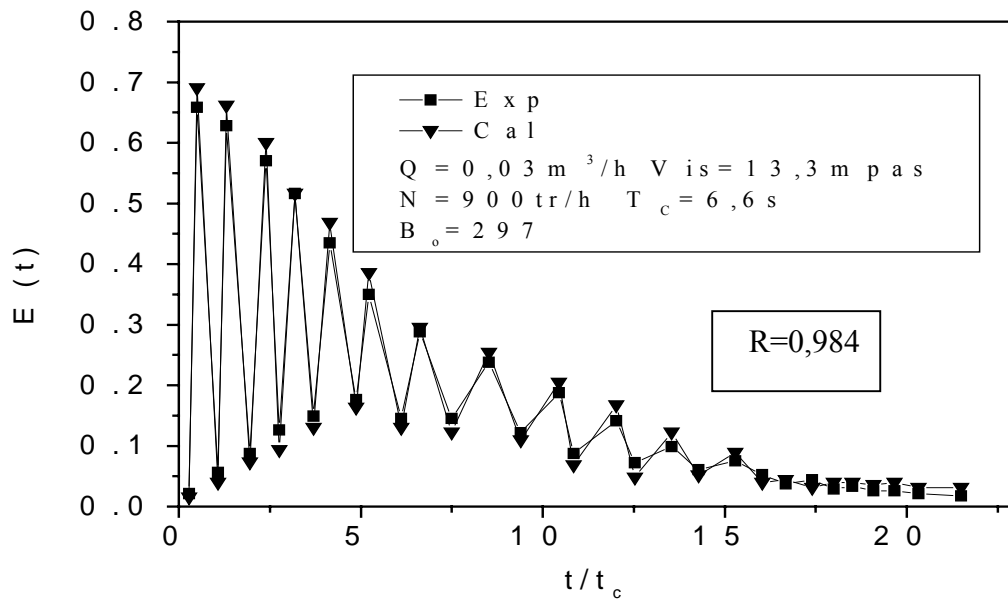


b



c

Figures III 3-b, 3-c: Exemple de Modélisation de la DTS par un modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel pour V_{R1}, l_1



d

Figures III 3-d:Exemple de Modélisation de la DTS par un modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel pour V_{RI}, l_1

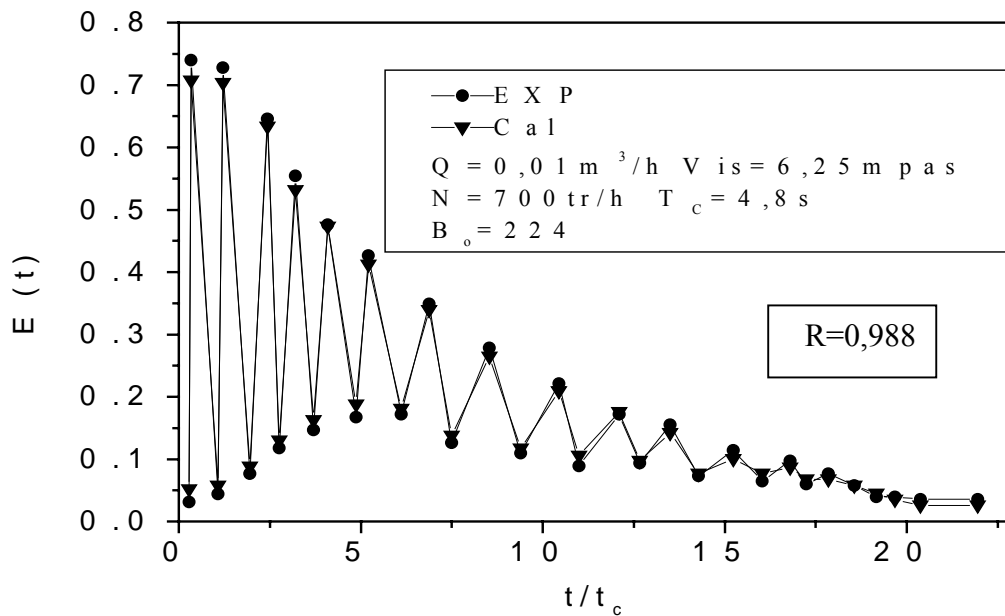
Nous constatons sur les figures III 3-a,-b,-c,-d que les courbes calculées se superposent aux valeurs expérimentales montrant ainsi la validité du modèle choisi. Les résultats expérimentaux sont de même ordre de grandeur avec les travaux [5, 6]. L'ensemble des résultats est donné dans le tableau 1.

Tableau III-1:Résultats expérimentaux de la modélisation pour les solutions visqueuses

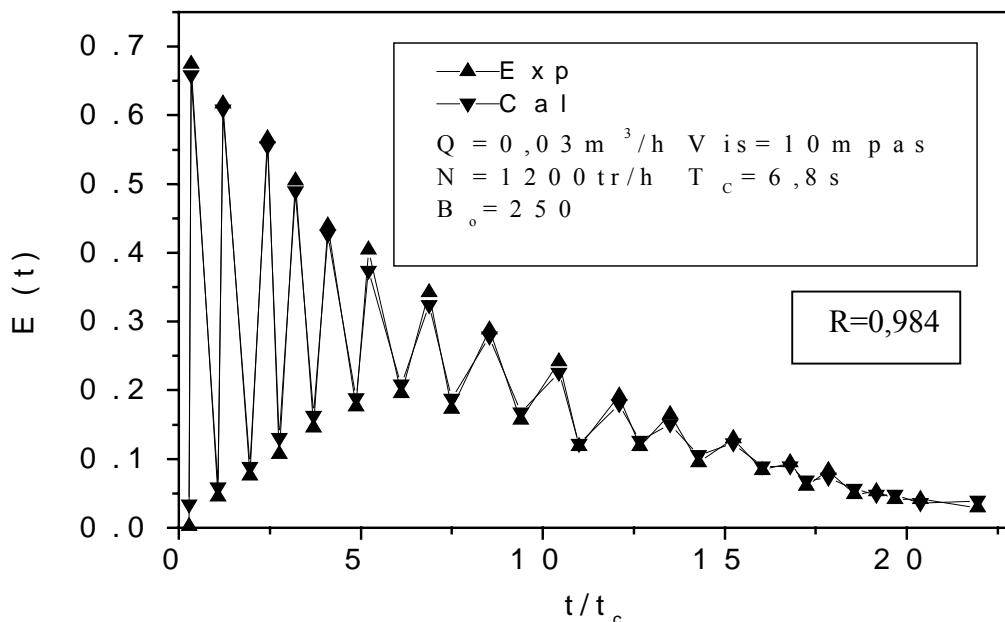
μ (pas) 10^3	N(tr/s)	Q($m^3 \cdot h^{-1}$)	t_c (s)	R	B_o	$D_{ax}(m^2 \cdot s^{-1})$
1	300	0,02	3,9	0,995	140	$3,82 \cdot 10^{-3}$
	700	0,06	3,7	0,926	132	$4,28 \cdot 10^{-3}$
2,25	700	0,01	4,1	0,997	173	$2,94 \cdot 10^{-3}$
	700	0,03	3,1	0,994	162	$4,16 \cdot 10^{-3}$
3,15	200	0,02	4,8	0,994	178	$2,44 \cdot 10^{-3}$
	500	0,02	4,2	0,994	170	$2,92 \cdot 10^{-3}$
4,25	700	0,01	4,5	0,997	181	$2,56 \cdot 10^{-3}$
	1200	0,06	3,9	0,986	176	$3,04 \cdot 10^{-3}$
6,15	300	0,02	4,8	0,994	188	$2,31 \cdot 10^{-3}$
	900	0,03	3,7	0,993	182	$1,02 \cdot 10^{-3}$
10	200	0,01	6	0,996	194	$1,17 \cdot 10^{-3}$
	700	0,01	5	0,996	189	$2,21 \cdot 10^{-3}$
13,3	500	0,02	4,8	0,994	202	$2,15 \cdot 10^{-3}$
	1200	0,06	3,9	0,986	195	$2,74 \cdot 10^{-3}$
15,6	500	0,03	5	0,991	220	$1,90 \cdot 10^{-3}$
	900	0,06	4,2	0,985	211	$2,35 \cdot 10^{-3}$
18	200	0,03	6,7	0,988	235	$1,32 \cdot 10^{-3}$
	900	0,06	5,3	0,981	219	$1,80 \cdot 10^{-3}$

III.4. Modélisation du réacteur à boucle avec les longueurs droites :

L'application du modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel au réacteur avec des longueurs droites est représenté respectivement sur les figures III 4-a,4-b, III 5-a,5-b, III 6-a, III 6- b à différents débits d'alimentation et viscosités.

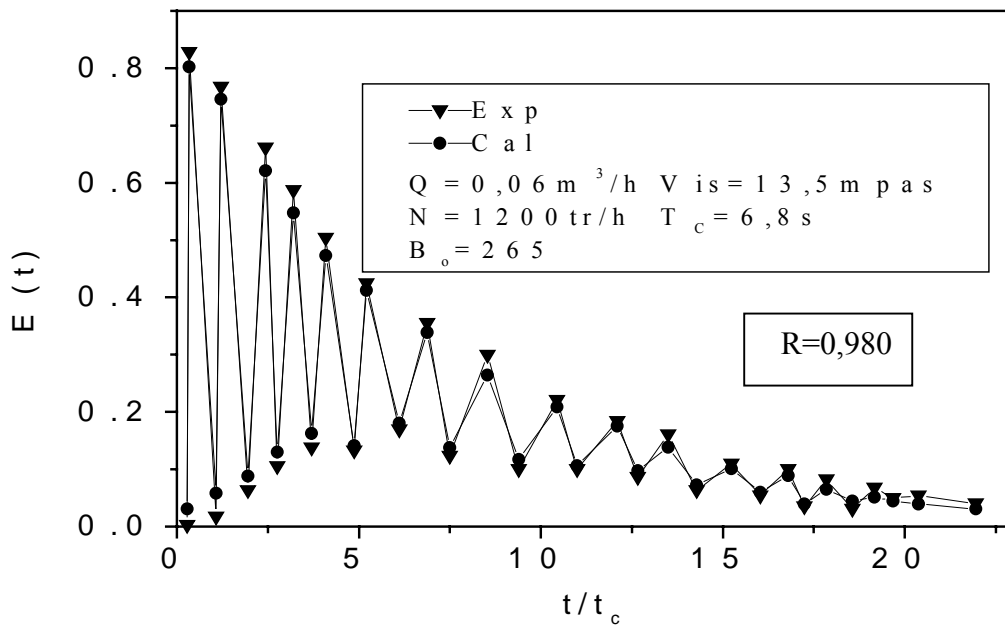


a

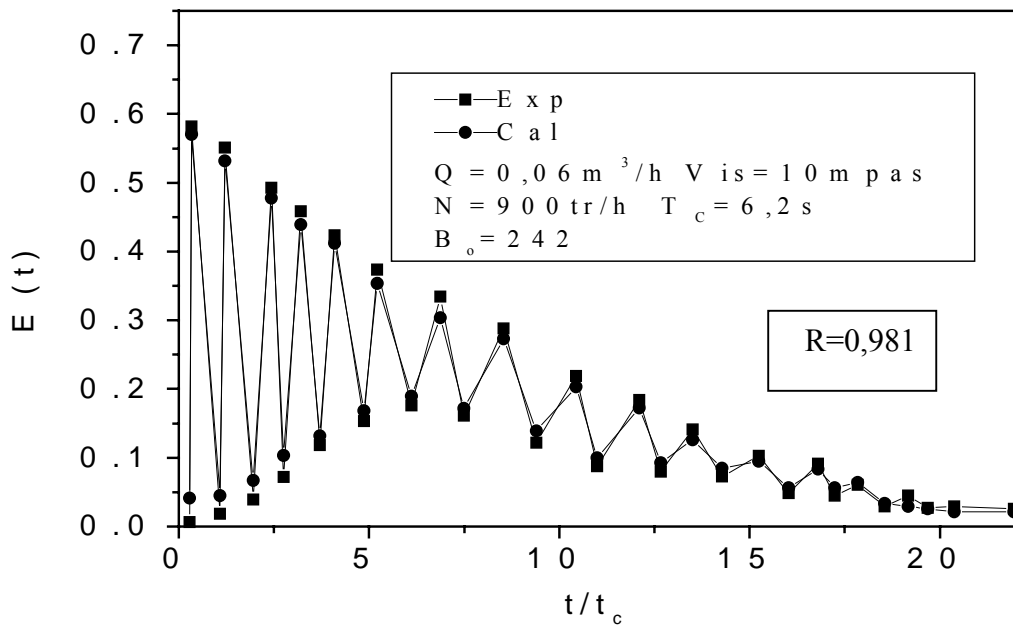


b

Figure III 4-a ,4-b:Exemple de Modélisation de la DTS par un modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel pour $V_{R2,l2}$

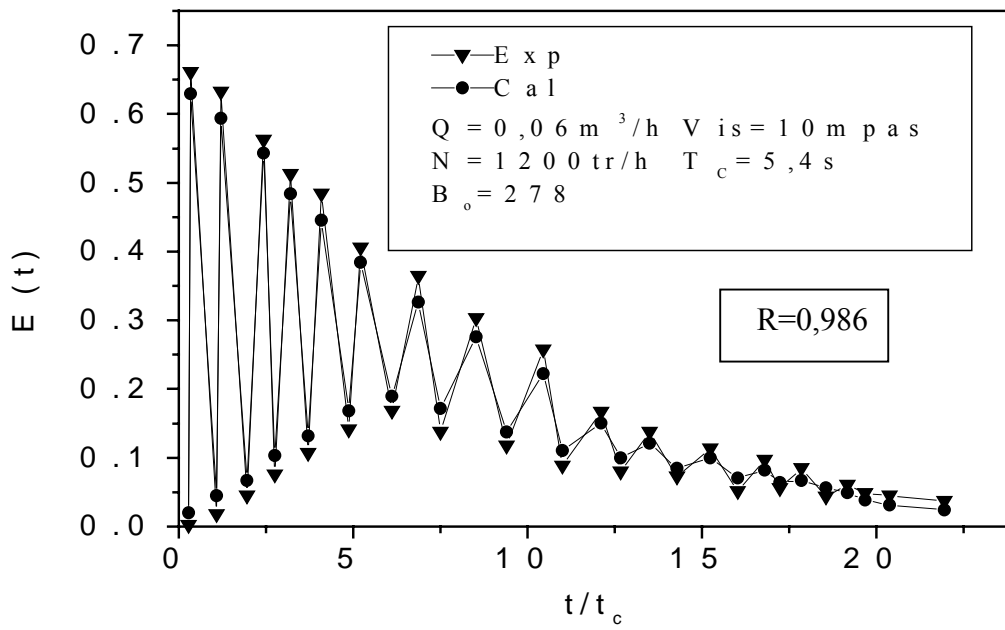


a

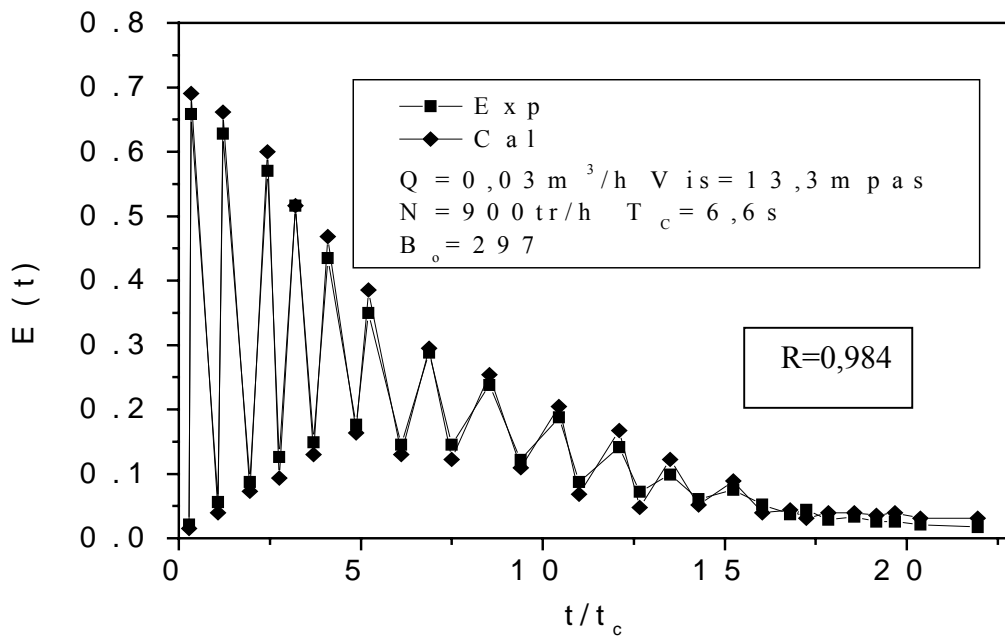


b

Figure III 5-a ,5-b:Exemple de Modélisation de la DTS par un modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel pour $V_{R3,l3}$



a



b

Figure III 6-a ,6-b:Exemple de Modélisation de la DTS modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel pour V_{R4},I_4

On observe une bonne adéquation entre les courbes expérimentales et calculées

L'ensemble des résultats est donné dans le tableau III 2.

Tableau III 2: Valeurs des paramètres obtenus par le modèle

$V_R(m^3)$	$\mu(mpas)$	$N(tr/s)$	$Q(m^3 \cdot h^{-1})$	$t_c(s)$	R	B_O	$D_{ax}(m^2 \cdot s^{-1})$
0,046	13,3	200	0,02	6,1	0,995	140	$3,82 \cdot 10^{-3}$
		700	0,03	5	0,926	132	$4,28 \cdot 10^{-3}$
		900	0,06	4,9	0,997	173	$2,94 \cdot 10^{-3}$
0,056	15,6	500	0,01	6,3	0,994	162	$4,16 \cdot 10^{-3}$
		700	0,03	5,8	0,994	178	$2,44 \cdot 10^{-3}$
		1200	0,06	5	0,994	170	$2,92 \cdot 10^{-3}$
0,066	18	300	0,02	6,7	0,997	181	$2,56 \cdot 10^{-3}$
		700	0,02	6,5	0,986	176	$3,04 \cdot 10^{-3}$
		900	0,03	6,1	0,994	188	$2,31 \cdot 10^{-3}$

Conclusion

L'étude de l'écoulement a été représentée par le modèle piston avec dispersion axiale et recirculation partielle où le coefficient de dispersion axiale et le taux de recyclage ont été déterminés pour chaque solution visqueuse.

Le réacteur avec longueur droite a été également représenté par le même modèle que précédemment.

Globalement, le modèle piston avec dispersion axiale et recirculation partielle est en bon accord avec nos résultats expérimentaux obtenus dans le réacteur de forme carrée (sans et avec longueurs droites).

Références bibliographiques:

- [1] **Harrel J E; Perona J J**; "Mixing of fluids in tanks of large length – to diameter ratio by recirculation". I.E.C. proc. Des. and Dev., Vol 7, N° 3, pp 464 – 468, 1968.
- [2] **Voncken R M., Holmen D B, Den Hartog H W.**, "fluid flow turbine-stirred, baffled tanks – II Dispersion during circulation", chem.. Eng. Sci, Vol 19, pp 209-213, 1964.
- [3] **Takao M., Onos., Hiroset. Et Murakami Y**, "A mathematical solution for response of tracer pulse in a loop reactor with open boundary and recycle" chem. Eng. Sci, Vol 37, PP 796-798 (1982).
- [4] **Verlaan P., Vane Ecjs A.M.M., Tramper J.**, Van't Riet K. et Luyben K. ch "estimation of axial dispersion in individual sections of an airlift-loop reactor" chem. Eng sci. Vol 44, pp 1135-1146 (1989).
- [5] **Nouri.**, « Etude des performances du réacteur torique –Application à l'hydrolyse enzymatique des protéines végétales », Thèse de (doctorat) L'I.U.T. de saint Nazaire (France), (1994).
- [6] **Benkhelifa.H., Legrand.J., Legentilhomme,P., Montillet,A.**
"Study of the hydrodynamic behaviour of the batch and continuous torus reactor in laminar and turbulent flow regime by means of tracer methods"., Chem. Eng. Sci ,Vol 55,1871-1882.(2000).
- [7] **Villermaux J.**, « Génie de la réaction chimique, conception et fonctionnement de réacteurs», Edition technique et documentation ,Lavoisier (1982).
- [8] **Wanecke H. ,J. Pruss J. Langemann H.**, « On a mathematical model for loop reactors. PartII.Estimation of parameters », chem.Eng. Sci,Vol 40,N°12,PP 2327-2331, (1985).

Annexe III-1

Détermination des paramètres a_0 , s_0 et x_0

Les paramètres, s_0 et a_0 peuvent être déterminés graphiquement à partir des courbes expérimentales

$$E(t) = a_0 \exp(s_0 t) + 2\lambda \exp(-xt) \cos(yt + \Phi) \quad (1)$$

, la fonction $E(t)$ peut s'écrire sous la forme : $\rightarrow \infty$ Pour t

$$(2) E(t) = a_0 e^{s_0 t}$$

On déduit les valeurs de s_0 et a_0 à partir des résultats obtenus sur la partie non oscillante des courbes

$$E(t_1) = e_1 = a_0 e^{s_0 t_1}$$

$$E(t_2) = e_2 = a_0 e^{s_0 t_2}$$

$$\frac{e_1}{e_2} = e^{s_0(t_1 - t_2)}$$

$$\ln \frac{e_2}{e_1} = s_0(t_2 - t_1)$$

$$(3) s_0 = \frac{1}{t_2 - t_1} \ln \frac{e_2}{e_1} \text{ d'ou}$$

finalement on aura

$$(4) a_0 = e_1 e^{(-s_0 t_1)}$$

Pour deux pics successifs correspondant à $t_3 < t_4$ on a :

$$\cos(yt_j + \phi) \approx 1$$

Appliquons l'équation (1)

$$e_3 = a_0 e^{s_0 t_3} + 2\lambda e^{(-xt_3)}$$

$$e_4 = a_0 e^{s_0 t_4} + 2\lambda e^{(-xt_4)}$$

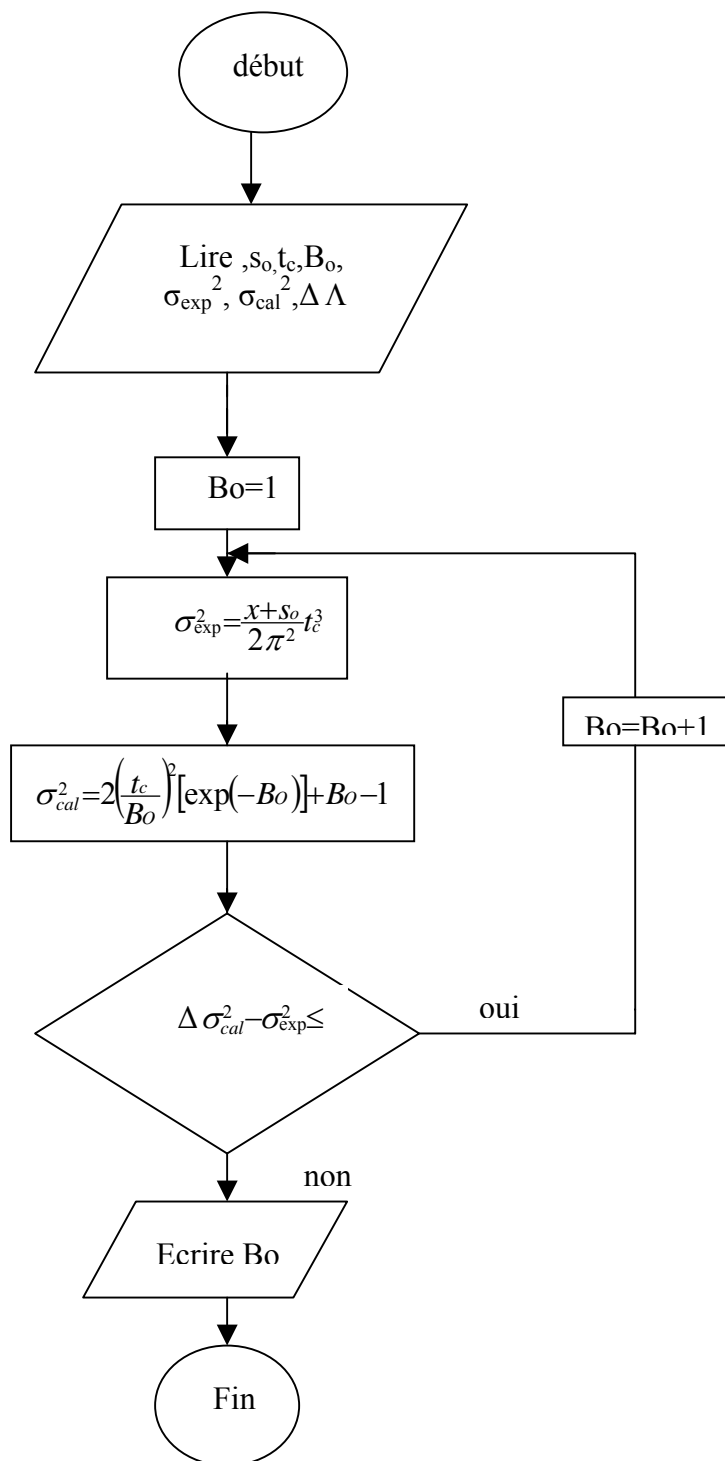
$$x(t_4 - t_3) = \ln \frac{e_3 - a_0 e^{(s_0 t_3)}}{e_4 - a_0 e^{(s_0 t_4)}}$$

$$x = \frac{1}{t_4 - t_3} \ln \frac{\Delta E(t_3)}{\Delta E(t_4)} \quad (5) \quad \text{avec}$$

$$\Delta E(t_j) = e_j - a_0 e^{(s_0 t_j)} \quad \text{et} \quad e_j = E(t_j)$$

Annexe III-II

L'organigramme de détermination des coefficients de bodenstein B_0



Conclusion générale

L'étude entreprise a été réalisée dans le but de caractériser le mélange et l'écoulement d'une solution visqueuse dans le réacteur à boucle en système fermé et ouvert avec la méthode conductimétrique.

Les courbes de DTS sont obtenues avec un traceur qui a les mêmes caractéristiques que le fluide de travail.

Ce travail nous a permis de mettre en évidence différents points :

-Les résultats expérimentaux caractérisant l'écoulement et le mélange dans le réacteur ont été corrélés, permettant ainsi d'évaluer le temps de circulation et le temps de mélange .

Sur la base du temps de mélange et de l'écoulement, les résultats obtenus dans le réacteur montrent que l'écoulement et le mélange sont influencés par la viscosité du fluide

L'étude de l'écoulement et du mélange a été complétée par une étude de l'influence des longueurs droites .Les résultats expérimentaux obtenus montrent que l'efficacité du mélange et de l'écoulement s'améliore avec la diminution des longueurs droites et ceci est en accord avec les travaux de la littérature.

Ces résultats ont permis également de corréler le nombre de circulation au nombre de Reynolds de mélange d'autre part,l'influence du débit d'alimentation nous a permis d'avoir une comparaison des caractéristiques d'écoulement entre le réacteur fermé et le réacteur ouvert pour des valeurs $\tau/t_c > 130$ et $\tau/t_c > 150$, les caractéristiques du mélange sont conservées dans les réacteurs ouvert et fermé.

Par ailleurs, l'étude comparative des deux modèles représentant l'écoulement dans le réacteur a montré que le modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel est en bon accord avec les résultats expérimentaux obtenus.

Le modèle piston avec dispersion axiale et recyclage partiel est appliqué de manière satisfaisante au réacteur avec et sans longueurs droites .

Enfin nous proposons, qu'il serait préférable de mener d'autres études complémentaires sur le comportement hydrodynamiques pour des solutions visqueuses dans des réacteurs fermés et ouverts .

D'autre part, l'approfondissement de la relation entre les caractéristiques du mélange et les paramètres hydrodynamiques est nécessaire, pour les fluides visqueux.

En conclusion, le domaine d'investigation sur les réacteurs à boucle montre leur intérêt pour l'amélioration des procédés industriels et particulièrement ceux de l'agro-alimentaire .

Résumé

Le but de ce travail est d'étudier la caractérisation du mélange et de l'écoulement d'un fluide visqueux dans un réacteur à boucle continu de forme carrée. Les courbes de DTS ont été obtenues par la méthode conductimétrique avec un traceur qui a les mêmes caractéristiques que le fluide de travail. L'influence de la viscosité sur le temps de mélange et de l'écoulement pour différents débits et ainsi que l'influence du débit d'alimentation pour différentes viscosités ont été examinés. La détermination expérimentale des temps de circulation en fonction de la vitesse d'agitation nous a permis de caractériser le comportement du réacteur du point de vue écoulement et mélange. Les résultats expérimentaux obtenus ont été corrélés par des équations qui tiennent compte des caractéristiques du réacteur et des conditions d'agitation. Afin de compléter cette étude, nous avons également examiné l'influence des différentes longueurs droites sur le comportement hydrodynamique et de mélange.

Enfin, nous avons caractérisé l'écoulement dans les différentes configurations par un modèle représentatif caractérisé par un modèle piston avec dispersion axiale et recirculation partielle. Les résultats obtenus ont été comparés à ceux obtenus dans d'autres configurations différentes telles que les réacteurs toriques et les réacteurs de forme rectangulaire.

Mots clés

Réacteur à boucle, fluide visqueux, mélange, dispersion axial, modélisation

Abstract

The aim of this work is to study the characteristics of the mixing and the flow of viscous fluid in the open loop reactor. The figures of the RTD was obtained by conductimetric method with a tracer witch has got the same characteristics of the working fluid. The effect of the viscous on the mixing time and the flow are examined. The experimental determination of the circulation and the mixing time as function as the rotation speed allowed us to characterise the behaviour of the flow and the mixing of the reactor. The experimental results have been correlated by the equations witch considered the characteristics of the reactor and the condition of the agitation. We have completed our study by the effect of the different straight length on the flow and the mixing.

Finally, we have characterised the flow in the reactor by a representatif model: the plug flow with the axial dispersion and partial circulation. The results was compared with different configurations as the torus reactor and rectangular reactor

Key word :

Loop reactor, viscous fluid, mixing, axial dispersion, modelling