

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉTUDE DE LA PERFORMANCE DU MÉLANGEUR « MAXBLEND »
À DIFFÉRENTES ÉCHELLES

GUILLAUME THOMÉ
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CHIMIQUE)
NOVEMBRE 2006

© Guillaume Thomé, 2006



Library and
Archives Canada

Bibliothèque et
Archives Canada

Published Heritage
Branch

Direction du
Patrimoine de l'édition

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence
ISBN: 978-0-494-47688-8
Our file Notre référence
ISBN: 978-0-494-47688-8

NOTICE:

The author has granted a non-exclusive license allowing Library and Archives Canada to reproduce, publish, archive, preserve, conserve, communicate to the public by telecommunication or on the Internet, loan, distribute and sell theses worldwide, for commercial or non-commercial purposes, in microform, paper, electronic and/or any other formats.

The author retains copyright ownership and moral rights in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

AVIS:

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque et Archives Canada de reproduire, publier, archiver, sauvegarder, conserver, transmettre au public par télécommunication ou par l'Internet, prêter, distribuer et vendre des thèses partout dans le monde, à des fins commerciales ou autres, sur support microforme, papier, électronique et/ou autres formats.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur et des droits moraux qui protègent cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

In compliance with the Canadian Privacy Act some supporting forms may have been removed from this thesis.

Conformément à la loi canadienne sur la protection de la vie privée, quelques formulaires secondaires ont été enlevés de cette thèse.

While these forms may be included in the document page count, their removal does not represent any loss of content from the thesis.

Bien que ces formulaires aient inclus dans la pagination, il n'y aura aucun contenu manquant.


Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

ÉTUDE DE LA PERFORMANCE DU MÉLANGEUR « MAXBLEND »
À DIFFÉRENTES ÉCHELLES

présenté par : THOMÉ Guillaume

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

M. PARIS Jean, Ph.D., président

M. TANGUY Philippe, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. HENRY Olivier, Ph.D., membre

À Marion, pour l'incalculable soutien
qu'elle m'a apporté au cours de ce projet.

REMERCIEMENTS

J'aimerais tout d'abord remercier mon directeur de recherche, Monsieur Philippe Tanguy, pour la confiance qu'il m'a accordée en m'accueillant au sein de son unité de recherche et le soutien financier qu'il m'a accordé.

J'adresse mes remerciements à l'entreprise Sumitomo Heavy Industries Mechanical & Equipment inc. et plus spécialement à Messieurs Yatomi et Takenaka pour leur collaboration dans ce projet.

Je remercie Louis Fradette pour les conseils et les relectures qu'il m'a apportés et Christophe Devals pour son partenariat numérique sur le projet .

Je pense bien évidemment à Marlène et Josianne, charmantes secrétaires, toujours de bonne humeur et prêtes à me rendre service.

Je suis également extrêmement reconnaissant envers Jean Huard et Gino Robin pour leurs conseils et leur assistance technique tout au long du projet.

J'adresse également mes remerciements à Mélina Hamdine pour sa patience et sa disponibilité durant mon apprentissage au laboratoire de rhéologie.

Je remercie naturellement Sylvain, François, Avinash et Jean Philippe sans lesquels l'ambiance au laboratoire n'aurait pas été ce qu'elle était : chaleureuse et stimulante.

RÉSUMÉ

Des recherches ont été menées afin de caractériser hydrodynamiquement le mélangeur Maxblend en présence de fluides visqueux. Les régimes d'écoulement laminaires, transitoires et turbulents ont été étudiés avec des fluides visqueux newtoniens et non newtoniens rhéofluidifiants. La démarche expérimentale visait à obtenir les courbes de puissance, la constante de Metzner-Otto, la cinétique et les temps de mélange. Une méthode de coloration/décoloration jumelée à un logiciel d'analyses d'images a été utilisée pour déterminer la cinétique et les temps de mélange de la façon la plus objective possible. Des mélangeurs de différente taille ont été étudiés afin de déterminer l'influence de l'échelle sur la consommation de puissance et l'efficacité du mélange. Une analyse approfondie du mélangeur Maxblend sera présentée, soulignant le fort potentiel de cette technologie de mélange dans le domaine de la polymérisation notamment avec des considérations d'échelle. Les résultats ont montré que les courbes de puissance et de temps de mélange ne dépendent pas de l'échelle considérée. La consommation de puissance du Maxblend est du même ordre de grandeur que celle d'une ancre mais réduite par rapport à celle du double ruban hélicoïdal. Les constantes de puissance et de cisaillement, K_p et K_s , sont très sensibles à de légères variations des espacements inférieurs et latéraux. Le temps de mélange adimensionnel, Nt_m , s'est révélé décroître avec l'inverse du nombre de Reynolds dans le régime d'écoulement laminaire.

ABSTRACT

Physical investigations have been carried out to characterize the mixing hydrodynamics for viscous fluids in a vessel equipped with a Maxblend impeller. Both the laminar, the transition and the turbulent flow regimes were investigated using viscous Newtonian and non-Newtonian shear-thinning fluids. The experimental work consisted in obtaining the power consumption and the mixing kinetics from which Np versus Re curve, shear constant K_s and mixing time T_m were obtained. For the determination of the mixing times, a coloration-discoloration method was used in conjunction with image analysis to remove the subjectivity of the eventual mixing time values. Various sizes of vessels were investigated to determine the influence of the scale on the mixing efficiency and the power consumption. It was shown that the power and the mixing time curves do not depend on the scale. The power consumption is almost the same with that of an anchor but far lower than that of a double helical ribbon impeller. The Maxblend power and shear constants, K_p and K_s , were found very sensible to small variations in bottom and wall clearances. The results indicated that the dimensionless mixing time, Nt_m , decreases with the reciprocal of the Reynolds number in the laminar flow region.

TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE	IV
REMERCIEMENTS.....	V
RÉSUMÉ.....	VI
ABSTRACT	VII
TABLE DES MATIÈRES	VIII
LISTE DES TABLEAUX.....	X
LISTE DES FIGURES	XI
NOMENCLATURE.....	XIV
CHAPITRE 1. : INTRODUCTION	1
CHAPITRE 2. : REVUE DE LITTÉRATURE.....	8
2.1. Introduction.....	8
2.2. Consommation de puissance	9
2.2.1. Analyse dimensionnelle.....	10
2.2.2. Cisaillement global	12
2.2.3. Effet des chicanes	16
2.3. Temps de mélange.....	19
2.3.1. Définition.....	19
2.3.2. Techniques	20
2.4. Ruban hélicoïdal et Maxblend	23
2.4.1. Écoulements générés	23
2.4.2. Consommation de puissance et temps de mélange	25
2.4.3. Influence des paramètres géométriques	29

2.5.	Le SuperBlend.....	30
2.5.1.	Présentation	30
2.5.2.	Résultats	31
2.6.	Objectifs spécifiques	33
CHAPITRE 3. : MATÉRIELS ET MÉTHODES.....		34
3.1.	Cuves d'agitation et systèmes de mélange.....	34
3.2.	Mesure des paramètres et estimation des constantes	37
3.3.	Fluides utilisés : description et caractérisation rhéologique	38
3.4.	Technique de coloration/décoloration pour les temps de mélange	42
CHAPITRE 4. : MAXBLEND HYDRODYNAMICS WITH NEWTONIAN AND NON-NEWTONIAN FLUIDS.....		45
4.1	Abstract	46
4.2	Introduction.....	46
4.3	Materials and methods	48
4.4	Results and discussion.....	52
4.4.1	Power consumption	52
4.4.2	Mixing Time.....	57
4.5	Conclusions.....	67
4.6	Acknowledgments.....	67
CHAPITRE 5. : DISCUSSION GENERALE, CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS.....		68
RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....		70

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1-1– Domaines d’application du mélangeur MAXBLEND (SHI Mechanical & Equipment, 2001).....	6
Tableau 2-1 – Quelques valeurs du facteur de puissance K_p pour des systèmes d'agitation classiques (sans chicane).....	12
Tableau 2-2 – Quelques valeurs du facteur K_s pour des systèmes d'agitation classiques	16
Tableau 2-3– Données de temps de mélange pour les rubans hélicoïdaux simples en régime laminaire.....	27
Tableau 3-1 – Tableau des dimensions des trois mélangeurs Maxblend	35
Tableau 3-2 – Tableau des dimensions des espacements latéraux des trois mélangeurs Maxblend	35
Tableau 4-1 – Rheological properties of fluids used	49

LISTE DES FIGURES

Figure 1-1 – Mobiles disperseurs classiques:.....	1
Figure 1-2 – Mobiles de proximité classiques:	2
Figure 1-3 – Réacteur Maxblend (Sumitomo Heavy Industry Mechanical & Equipment, 2001)	4
Figure 1-4 – Schéma du mélangeur MAXBLEND.....	5
Figure 1-5 – Plaque d'efficacité du mélangeur MAXBLEND (SHI Mechanical & Equipment, 2001).....	5
Figure 1-6 – Mécanisme de mélange (SHI Mechanical & Equipment, 2001).....	6
Figure 2-1 – Détermination de la constante K_s reliée au taux de cisaillement effectif..	14
Figure 2-2 – Schéma des chicanes (vue de dessus et profil).....	17
Figure 2-3 – Formes des courants créés par un mobile à débit axial (Roustan <i>et al.</i> , 1999)	17
Figure 2-4 – Courbe de puissance caractéristique.....	18
Figure 2-5 – Temps de mélange pour le ruban hélicoïdal simple, (Brito de la Fuente, 1992)	26
Figure 2-6 – Temps de mélange adimensionnel en fonction du nombre de Reynolds pour le Maxblend et le double ruban hélicoïdal (Takahashi <i>et al.</i> , 2006).....	27
Figure 2-7 – Agitateurs type rubans hélicoïdaux	28
Figure 2-8 – Schéma du montage co-axial Maxblend – Double ruban hélicoïdal (SHI Mechanical Equipment, 2006)	30
Figure 2-9 – Temps de mélange adimensionnels en fonction de la puissance volumique pour le Maxblend (MB), le double ruban hélicoïdal (WHR) et le Superblend (DM), (SHI Mechanical Equipment, 2006)	32
Figure 3-1 – Schéma des 3 mélangeurs Maxblend à l'échelle.....	34
Figure 3-2 – Photo du dispositif expérimental, mélangeur Maxblend de 200 L.....	36
Figure 3-3 – Solutions de gomme de Xanthan à diverses concentrations.....	39

Figure 3-4 – Indices de consistance m et de loi de puissance n des fluides non newtoniens utilisés	39
Figure 3-5 – Solutions de Cmc à diverses concentrations	40
Figure 3-6 – Mélange de carbopol et de sirop de glucose.....	40
Figure 3-7 – Solutions de Cmc et influence acide/base	41
Figure 3-8 – Dispositif expérimental, lumière et acquisition vidéo.....	43
Figure 3-9 – Temps de mélange reproductibles, $Re=30$, Maxblend 50L.....	44
Figure 4-1 – Schematic of the three Maxblend mixers	47
Figure 4-2 – Mixing rig.....	48
Figure 4-3 – Experimental light and video acquisition set up	52
Figure 4-4 – Power curves for Newtonian and non-Newtonian fluids, 200 L	52
Figure 4-5 –Power curves for Newtonian and non-Newtonian fluids, 100L.....	53
Figure 4-6 – Power curves for Newtonian and non-Newtonian fluids, 50L	53
Figure 4-7 – Influence of bottom clearance on power consumption, 50 and 100L	55
Figure 4-8 – Influence of power law index “ n ” on shear constant, 200 L	56
Figure 4-9 – Influence of bottom clearance on shear constant, 50 and 100 L	57
Figure 4-10 – Kinetic curves for Maxblend 200L with baffles, $c=c_0$, Newtonian fluids.....	58
Figure 4-11 – Analysis window for image processing – excluding segregated zones...	59
Figure 4-12 – Mixing times obtained with Newtonian fluids, Maxblend 50, 100 and 200L with nominal bottom clearance with baffles.....	60
Figure 4-13 – Mixing times obtained with non Newtonian fluids (CMC 1.0% and 1.5%), Maxblend 50, 100 and 200L with nominal bottom clearance	61
Figure 4-14 – Newtonian mixing times for Maxblend 50L and effect of bottom clearance.....	64
Figure 4-15 – Segregated zones for Maxblend 200L with baffles at various Reynolds numbers	65

Figure 4-16 – Effect of bottom clearance on segregation zones for Maxblend 50L with
baffles at various Reynolds numbers 66

NOMENCLATURE

Symbole	Description	Unité
S	Aire	(m^2)
CMC	Carboxyméthylcellulose	$(-)$
D	Diamètre de l'agitateur	(m)
L	Diamètre de la cuve	(m)
df	Force de cisaillement	$(Newton)$
dS	Surface élémentaire où la force est appliquée	(m^2)
F	Force de traînée	$(Newton)$
F_r	Nombre de Froude	$(-)$
g	Accélération gravitationnelle	(m/s^2)
H	Hauteur du fluide dans la cuve de mélange	(m)
k	Indice de consistance du fluide	$(Pa.s^n)$
M	Couple moteur	$(N.m)$
M_c	Couple corrigé	$(N.m)$
M_m	Couple mesuré	$(N.m)$
n	Indice de loi de puissance	$(-)$
N	Vitesse d'agitation	(rps)
P	Puissance	(W)
Q	Débit de circulation du fluide dans la cuve	(m^3/s)
t	Temps	(s)
T	Diamètre de la cuve de mélange	(m)
t_c	Temps de circulation	(s)
tm	Temps de mélange	(s)
V	Volume	(m^3)

SYMBOLES GRECS :

Symbole	Description	Unité
τ	Contrainte de cisaillement	(Pa)
$\dot{\gamma}$	Taux de cisaillement	(s^{-1})
$\dot{\gamma}_a$	Taux de cisaillement apparent	(s^{-1})
μ, η	Viscosité	$(Pa.s)$
μ_{app}, η_{app}	Viscosité apparente	$(Pa.s)$
ρ	Densité	(kg / m^3)

NOMBRES SANS DIMENSION

Symbole	Description	Unité
K_p	Constante de puissance d'agitation (fluide newtonien)	$(-)$
$K_p(n)$	Constante de puissance d'agitation (fluide non newtoniens)	$(-)$
K_s	Constante de Metzner et Otto	$(-)$
N_p	Nombre de puissance	$(-)$
R_e	Nombre de Reynolds	$(-)$
R_{ec}	Nombre de Reynolds critique	$(-)$
R_{eg}	Nombre de Reynolds généralisé	$(-)$
R_{ep}	Nombre de Reynolds « loi de puissance »	$(-)$

CHAPITRE 1. : INTRODUCTION

Le mélange est une opération très répandue industriellement, souvent réalisée par l'agitation mécanique. Présent dans des domaines aussi variés que l'industrie alimentaire, pétrochimique, papetière, pharmaceutique; le mélange joue aussi un rôle important dans le traitement des déchets industriels, le traitement des eaux usées et le contrôle de la pollution de l'air (absorption de dioxyde de soufre pour le traitement des pluies acides). La géométrie du système d'agitation dépend essentiellement du type d'application, c'est-à-dire le mélange de fluides de haute ou basse viscosité, la préparation de suspensions concentrées en matière solide, la dispersion gazeuse, etc.

Pour effectuer le mélange de liquides à basse viscosité, des turbines pouvant tourner à très haute vitesse sont fréquemment utilisées dans des cuves équipées de contre pales, on parle aussi couramment de mobiles disperseurs (Figure 1-1).

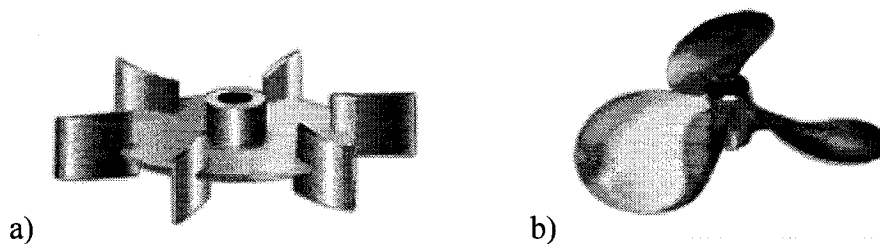


Figure 1-1 – Mobiles disperseurs classiques:
turbine Rushton (a) et hélice marine (b)

Cependant pour les fluides de haute viscosité, un mélange efficace s'obtient lorsqu'un mouvement de circulation permet une homogénéisation dans la cuve. Ce mouvement de circulation est obtenu avec des mobiles raclants de type ruban hélicoïdal, Paravisc

ou ancre (appelés aussi mobiles de proximité). Ce sont des mobiles distributeurs qui assurent un mouvement d'ensemble dans la cuve. Il est à noter que le ruban hélicoïdal et le Paravisc ont de bonnes capacités de pompage contrairement à l'ancre. L'ancre s'avère efficace uniquement pour racler les parois de la cuve.

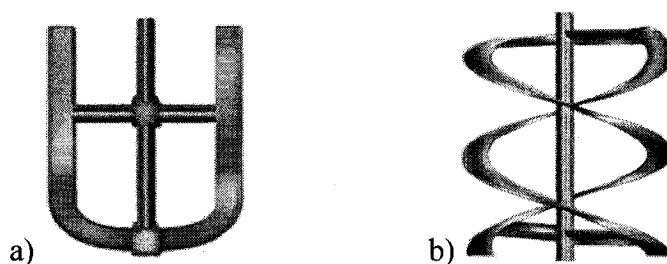


Figure 1-2 – Mobiles de proximité classiques:
ancre (a) et double ruban hélicoïdal (b)

Dans de nombreux procédés impliquant le mélange, les propriétés rhéologiques du milieu évoluent au cours du mélange (Tatterson, 1991). La modification de la rhéologie du milieu s'explique souvent par une réaction chimique ou un changement physique dans la structure de la solution. La viscosité du produit final est souvent plus élevée que celle du produit de départ. Des propriétés non newtoniennes peuvent apparaître, selon la nature des réactifs mis en jeu. Les procédés concernés se rencontrent souvent en polymérisation, fermentation, ou production de sauces de couchage à forte concentration de solides. Un type spécifique d'agitateur (disperseur ou distributeur) ne peut convenir pour ce type de procédés. En effet, il est rarement aisé de modifier les agitateurs en cours de réaction.

Les spécialistes du mélange sont donc toujours à la recherche d'agitateurs polyvalents, qui pourraient répondre aux exigences de ces procédés aux propriétés rhéologiques évolutives. La voie couramment empruntée pour répondre à ce type de demandes consiste à associer deux types de mobiles : l'un reconnu pour ses capacités dispersives

(turbine) et l'autre pour ses capacités distributives ou de pompage (ruban hélicoïdal, paravisc). Une autre voie consiste en la combinaison de plusieurs mobiles disperseurs. De nombreux systèmes d'agitation complexes sont ainsi présents dans l'industrie (Tanguy et al., 1997):

- Mélangeur planétaire
- Mélangeur coaxial

Ces agitateurs sont relativement coûteux, notamment le mélangeur planétaire qui témoigne d'une complexité importante. Le mélangeur coaxial pose un problème dans l'industrie : il nécessite pour sa mise en œuvre de modifier l'ensemble du système d'agitation (mise en place d'un axe avec deux arbres de transmission concentriques). Une voie explorée actuellement est donc le décentrage de la turbine dispersive, ce qui réduit considérablement le coût d'implantation du mélangeur.

Pour répondre aux besoins de ces procédés aux propriétés rhéologiques évolutives, une autre voie est explorée depuis quelques années par un groupe japonais appartenant à l'entreprise Sumitomo Heavy Industries, Ltd. Ce groupe de recherche a mis au point une technologie de mélange innovante dénommée MAXBLEND (pour un maximum de mélange). Le mélangeur MAXBLEND rompt avec le design des agitateurs classiques (turbines ou systèmes raclants), voir la Figure 1-3. L'ensemble des caractéristiques de cet agitateur peuvent être retrouvées sur le site internet de l'entreprise japonaise consacré au Maxblend: <http://www.shi.co.jp/maxblendclub/e-index.html>.



Figure 1-3 – Réacteur Maxblend (Sumitomo Heavy Industry Mechanical & Equipment, 2001)

Très présent au Japon, notamment dans l'industrie pétrochimique (synthèse de polymères), le mélangeur MAXBLEND se révèle être très polyvalent. Il se présente comme un large agitateur très fonctionnel, une technologie entièrement nouvelle basée sur un design original loin des formes et tailles des agitateurs traditionnels. La force de cet agitateur semble, selon SHI Mechanical Equipment inc., résider dans sa capacité duale à réaliser un pompage et un cisaillement élevé. Le schéma de l'agitateur est présenté ci-dessous (Figure 1-4) :

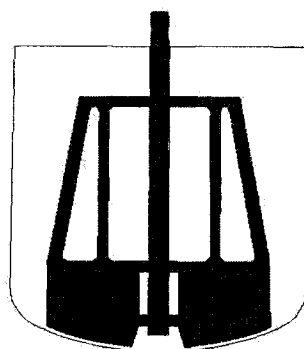


Figure 1-4 – Schéma du mélangeur MAXBLEND

De nombreux procédés dans l'industrie voient leur viscosité évoluer au cours de la phase de mélange. Selon SHI Mechanical Equipment inc., le mélangeur MAXBLEND est efficace sur une large plage de viscosités (Figure 1-5). La technologie MAXBLEND permettrait donc de conserver une efficacité élevée de mélange pour ces nombreux procédés, indépendamment des modifications de viscosité des différents liquides à mélanger.

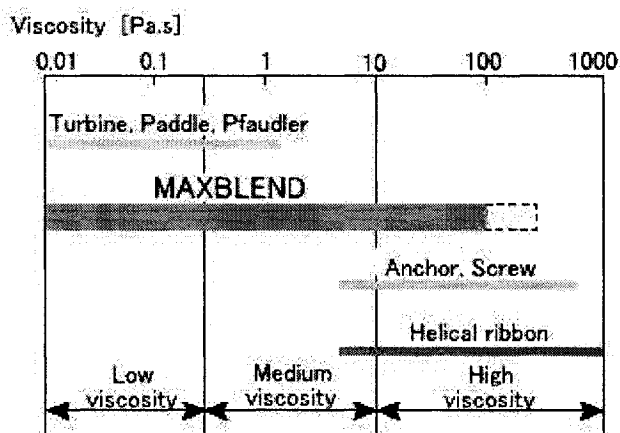


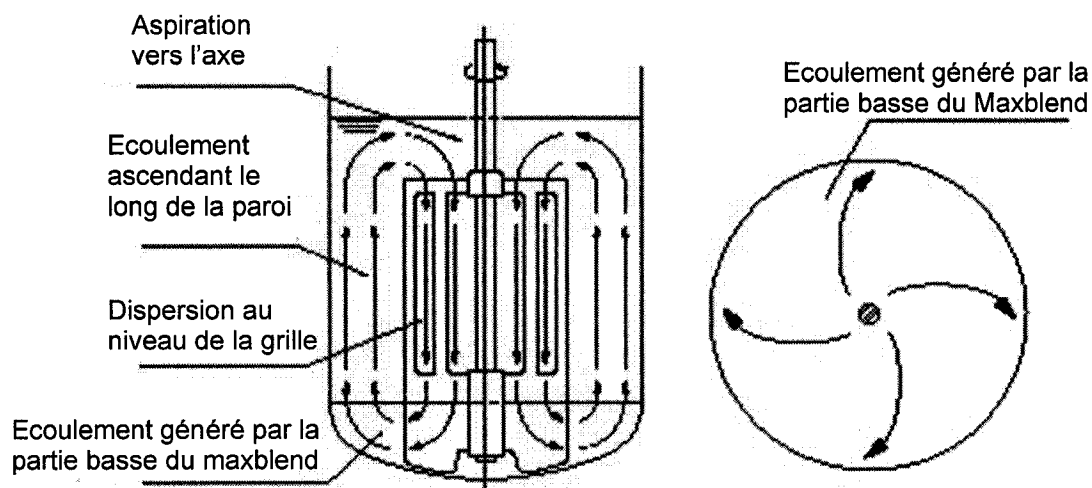
Figure 1-5 – Plage d'efficacité du mélangeur MAXBLEND (SHI Mechanical & Equipment, 2001)

Les différents domaines d'application du mélangeur MAXBLEND sont présentés ci-après (Tableau 1-1).

Tableau 1-1– Domaines d'application du mélangeur MAXBLEND (SHI Mechanical & Equipment, 2001)

Type de mélange	Procédé	Product/Application Example
Solide - Liquide	Polymérisation	PVC, PS, Water Adsorbent Polymer
	Crystallisation	Cooling, Reaction, Condensation
	Dissolution de poudre	PVA, CMC, Lignin
Liquide - Liquide	Polymérisation Emulsion	ABS, Paste PVC, Vinyl Acetate, Acrylic Emulsion
	Polymérisation Solution	AS, BR, Thermoplasticity Elastomer
	Polymérisation en volume	PS, PMMA, Spandex
	Polymérisation Condensation	Biodegradable Polymer
Gaz - Liquide	Hydrogenation	Polymer Hydrogenation, Oils and Fats
	EO, PO Addition Réaction	Surfactant
	High Viscosity Gas Absorption	Thermoplastic Elastomer etc.

Le mécanisme de mélange opéré par le mélangeur Maxblend est illustré sur la figure suivante(Figure 1-6).



C'est un véritable partenariat qui s'est établi ces dernières années entre l'Unité de Recherche en Procédés des Écoulements Industriels (URPEI) de l'Université de Montréal et l'entreprise Sumitomo Heavy Industries Mechanical & Equipment inc. basée à Toyo et spécialisée dans l'équipement des procédés de mélange. L'objectif de la collaboration est d'appliquer l'ensemble des méthodes de caractérisation développées par l'URPEI au mélangeur MAXBLEND. On distingue notamment les méthodes numériques des méthodes expérimentales.

Le projet consiste à caractériser expérimentalement à plusieurs échelles le mélangeur MAXBLEND en milieu newtonien et non newtonien pour les régimes laminaires, transitoires et turbulents.

CHAPITRE 2. : REVUE DE LITTÉRATURE

Un mélangeur se caractérise hydrodynamiquement en terme de consommation de puissance et de temps de mélange. La revue de littérature détaille ces méthodes dans un premier temps puis se focalise sur les travaux qui ont été menés jusqu'à présent sur le mélangeur Maxblend. La comparaison fréquente avec le double ruban hélicoïdal et l'apparition récente du nouveau mélangeur coaxial faisant intervenir les deux mélangeurs précédemment cités sont abordées. L'introduction rappelle les différents régimes d'écoulement rencontrés dans le domaine du mélange.

2.1. Introduction

Il est d'usage courant de définir la nature d'un écoulement en évaluant le nombre de Reynolds qui le régit :

$$Re = \frac{\rho LV}{\mu} = \frac{\text{force_d'inertie}}{\text{force_visqueuse}} \quad (2-1)$$

Dans le domaine du mélange, l'écoulement se caractérise de la façon suivante :

- Pour des vitesses d'agitation faibles et des fluides hautement visqueux, le régime d'écoulement est laminaire, le nombre de Reynolds est petit ($0,1 < Re < 10-50$). Les couches de fluide glissent les unes sur les autres dans la direction de l'écoulement.
- Pour des vitesses très élevées, les particules de fluides bougent aléatoirement dans toutes les directions, même à contre courant, l'écoulement est turbulent. Le nombre de Reynolds est important ($Re > 500$).
- Enfin, le passage du régime laminaire au régime turbulent n'est pas brutal. Il y a un régime intermédiaire où se produisent des variations de vitesse de faible

amplitude. Ce régime est nommé transitoire, la présence d'instabilités montre que l'écoulement n'est ni laminaire ni turbulent.

Quand la viscosité est faible, le régime turbulent est atteint rapidement et un vortex se forme dans la cuve. Ainsi, pour ce régime, le diamètre de l'agitateur (type turbine Rushton ou hélice marine) est typiquement égal au quart ou à la moitié du diamètre de la cuve (Gogate *et al.* 2000). De plus il est possible de contrer la formation de vortex en utilisant un système de chicanes approprié (Foucault, 2004).

Quand la viscosité est élevée et que l'écoulement est laminaire, il est nécessaire de créer un mouvement de circulation du fluide afin d'éviter la formation de zones mortes. En général, pour l'écoulement laminaire, le diamètre de l'agitateur (type grille, herse, cadre, barrière, ancre, ruban ou Maxblend) approche le diamètre de la cuve de mélange (Gogate *et al.* 2000). Ainsi, il est possible dans ce cas d'utiliser des agitateurs racants tels que l'ancre ou le ruban hélicoïdal (Foucault, 2004).

L'étude de la consommation de puissance et du temps de mélange est menée de façon générale dans un premier temps puis appliquée au mélangeur Maxblend®.

2.2. Consommation de puissance

La consommation de puissance correspond à l'énergie transmise par unité de temps de l'agitateur au fluide. Cette consommation d'énergie est l'une des principales grandeurs utilisées pour décrire l'efficacité du mélange. L'étude de la consommation de puissance en régime laminaire repose sur les fondements de la mécanique des fluides et de l'analyse dimensionnelle.

2.2.1. Analyse dimensionnelle

Le raisonnement se base sur l'énoncé suivant : le mélange peut être décrit selon des corrélations dépendant du nombre minimum de variables indépendantes dans le système. L'analyse dimensionnelle permet de réduire le nombre de variables expérimentales qui doivent permettre d'élaborer la corrélation.

La puissance consommée par un agitateur dans une cuve agitée dépend de la vitesse de rotation de l'agitateur, des propriétés du fluide et de l'ensemble des paramètres géométriques du mélangeur (cuve + agitateur). L'analyse dimensionnelle aboutit à l'équation de consommation de puissance :

$$N_p = K_p (R_e)^x (F_r)^y (Rapports_géométriques)^{\alpha_i} \quad (2-2)$$

L'équation (2-2) est l'équation générale qui relie les variables physiques les plus souvent rencontrées dans le mélange liquide. Les rapports géométriques définissent une configuration géométrique particulière, si ces rapports restent constants, l'équation (2-2) devient :

$$N_p = K_p (R_e)^x (F_r)^y \quad (2-3)$$

En l'absence de vortex, $Fr=1$, l'équation (2-3) se simplifie :

$$N_p = K_p (R_e)^x \quad (2-4)$$

L'exposant x fut tout d'abord déterminé expérimentalement, valant -1 (Nagata, 1975; Holland et Chapman, 1966). Cependant l'analyse des forces de viscosité en régime laminaire permet d'évaluer physiquement et non expérimentalement cet exposant. En régime laminaire, les forces de viscosité peuvent s'écrire :

$$F \propto \mu VL \quad (2-5)$$

En régime laminaire, les forces d'inertie sont négligeables devant les forces de viscosité.

Dans le cas de la cuve agitée, la longueur caractéristique L est souvent prise égale au diamètre de l'agitateur D . La puissance peut être représentée comme le produit de la force par la vitesse :

$$P \propto FV \quad (2-6)$$

Puis en combinant les équations (2-5) et (2-6), la vitesse prise proportionnelle à NL :

$$P \propto \mu N^2 D^3 \quad (2-7)$$

D'où :

$$\frac{P}{\mu N^2 D^3} = K_p \quad (2-8)$$

En utilisant les nombres adimensionnels suivants :

$$R_e = \frac{\rho N D^2}{\mu}, \quad N_p = \frac{P}{\rho N^3 D^5} \quad (2-9)$$

Le raisonnement aboutit en régime laminaire à :

$$N_p = K_p R_e^{-1} \quad (2-10)$$

À titre d'exemples, quelques valeurs représentatives de constantes K_p pour des mobiles utilisés en régime laminaire sans chicane sont reportées ci-dessous (Tableau 2-1).

Tableau 2-1 – Quelques valeurs du facteur de puissance K_p pour des systèmes d'agitation classiques (sans chicane)

Références	Géométrie de l'agitateur	K_p
Rushton et al. (1950)	Hélice marine	40 à 50
Rushton et al. (1950)	Turbine à 6 pales droites	66 à 76
Ho et Kwong (1973)	Ancre $\frac{t}{d} = 1,11; \frac{w}{d} = 0,1; \frac{l}{d} = 0,9$	215
Ho et Kwong (1973)	Ruban $\frac{t}{d} = 1,05; \frac{w}{d} = 0,1; \frac{l}{d} = 1; \frac{s}{d} = 1; Nr = 2$	273
SHI (2001)	Maxblend	200
Takahashi et al. (2006)	Ruban $\frac{t}{d} = 1,11; \frac{w}{d} = 0,16; \frac{l}{d} = 1,25; \frac{s}{d} = 1; Nr = 2$	>200
Brito de la Fuente(1992)	Ruban $\frac{t}{d} = 1,13; \frac{w}{d} = 0,16; \frac{l}{d} = 1,14; \frac{s}{d} = 1; Nr = 1$	135

w : largeur du ruban;
 s : pas de l'hélice (cas des agitateurs hélicoïdaux) ;
 N_r : nombre de rubans. ;
 t : diamètre de la cuve
 l : hauteur de l'agitateur.

Ce raisonnement adimensionnel permet d'extraire la constante K_p à partir de la courbe de puissance pour un fluide newtonien. Cependant l'évaluation de la consommation de puissance pour un fluide non newtonien nécessite d'introduire le concept de cisaillement global.

2.2.2. Cisaillement global

Pour les fluides newtoniens, il est aisé d'estimer la consommation de puissance. En effet la viscosité constante permet de connaître le nombre de Reynolds de l'écoulement (ρ , N et D connus) et de tracer la courbe de puissance Np versus Re . L'ordonnée à l'origine est une estimation de la constante de puissance K_p . Pour un fluide non

newtonien, ce raisonnement ne fonctionne plus : la viscosité n'est pas constante durant l'agitation et varie à priori avec le cisaillement inconnu. Le nombre de Reynolds est inconnu pour les fluides de type loi de puissance $\eta = k|\dot{\gamma}|^{n-1}$.

Metzner et Otto (1957) proposent alors une méthode qui consiste à utiliser une viscosité apparente ou viscosité de procédé valable sur l'ensemble de la cuve agitée. Ils émettent l'hypothèse que la vitesse de cisaillement est reliée à la viscosité apparente par une constante de proportionnalité (analogie de Couette) :

$$\dot{\gamma}_a = K_s.N \quad (2-11)$$

où N est la vitesse de rotation de l'agitateur et K_s une constante qui dépend de la géométrie du système. L'approche graphique de Metzner et Otto se déroule de la façon suivante:

- Pour une vitesse de rotation donnée (N), déterminer la puissance d'agitation (P) et le nombre de puissance (Np') pour le fluide non newtonien.
- Connaissant la valeur du nombre (Np'), on obtient la valeur du nombre de Reynolds (Re') à partir de la courbe du nombre de puissance pour des fluides newtoniens. On en déduit donc la viscosité apparente (η_a).
- À partir de la courbe de viscosité en fonction de la vitesse de déformation obtenue en rhéométrie, on cherche le taux de déformation associé à cette viscosité apparente. Connaissant la vitesse de rotation de l'agitateur, on détermine alors, à l'aide de l'équation $\dot{\gamma}_a = K_s.N$, la constante K_s .

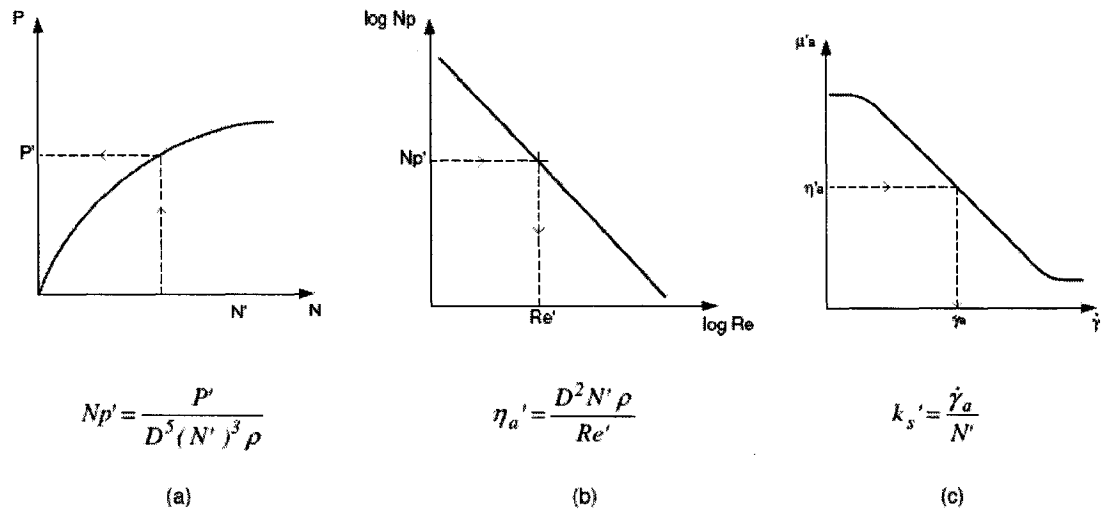


Figure 2-1 – Détermination de la constante Ks reliée au taux de cisaillement effectif.

- (a) Puissance d'agitation en fonction de la vitesse de rotation pour un fluide non newtonien ;
- (b) Courbe de puissance pour un fluide newtonien;
- (c) Courbe d'écoulement viscosimétrique.

L'expression de la viscosité apparente devient avec le modèle de la loi de puissance :

$$\eta_a = k(Ks.N)^{n-1} \quad (2-12)$$

avec k et n les paramètres de la loi de puissance décrits plus hauts.

Connaissant la viscosité de procédé pour différentes vitesses de rotation, on peut déterminer un nombre de Reynolds généralisé qui permet d'obtenir une courbe maîtresse de la consommation de puissance pour les fluides non newtoniens de type rhéofluidifiant.

$$R_{egen} = \frac{\rho N^{2-n} D^2}{k \cdot K_s^{n-1}} \quad (2-13)$$

Rieger et Novak (1973) ont proposé une autre approche pour déterminer la constante K_s . Ils ont défini un nombre de Reynolds qui s'applique uniquement aux fluides de type loi de puissance :

$$R_{epi} = \frac{\rho N^{2-n} D^2}{k} \quad (2-14)$$

Le nombre de puissance N_p se calcule aisément :

$$N_p = \frac{K_p}{R_e} = \frac{K_p k (K_s N)^{n-1}}{\rho N D^2} = \frac{K_p K_s^{n-1}}{R_{epi}} \quad (2-15)$$

En remplaçant le nombre de Reynolds loi de puissance, on obtient la constante K_s , propre à chaque agitateur.

$$K_p(n) = K_p K_s^{n-1} \text{ d'où } K_s = \left(\frac{K_p(n)}{K_p} \right)^{\frac{1}{n-1}} \quad (2-16)$$

Le Tableau 2-2 donne à titre indicatif quelques valeurs du facteur K_s mentionnées par différents auteurs pour différents types de mobiles.

Tableau 2-2 – Quelques valeurs du facteur K_s pour des systèmes d'agitation classiques

Références	Géométrie de l'agitateur	K_s
Novak et Rieger (1975)	Vis d'Archimède avec tube de tirage	16,8
Metzner et al. (1961)	Hélice marine	10
	Turbine à 6 pales droites	11,5
	Turbine à 6 pales droites	11,8
Nagata et al. (1971)	Ancre	25
	Ruban	30
SHI (2001)	Maxblend	20
Chowdhury et Tiwari (1979)	Vis hélicoïdale	30,6

La consommation de puissance est par ailleurs affectée par la présence de chicanes.

2.2.3. Effet des chicanes

Les chicanes sont utilisées pour prévenir tout mouvement solide (écoulement tangentiel dominant) dans le mélangeur (Figure 2-2). Elles contrent la formation de vortex, réduisent le temps de mélange et augmentent la puissance consommée. Dans un système agité muni de chicanes, la composante verticale de l'écoulement se trouve renforcée or celle-ci favorise l'homogénéisation en créant une circulation du fluide dans la cuve (Zlokarnik, 2000). Les chicanes standards sont constituées de quatre lames de métal, plates, longeant verticalement la cuve et espacées de 90 degrés à la périphérie du réacteur.

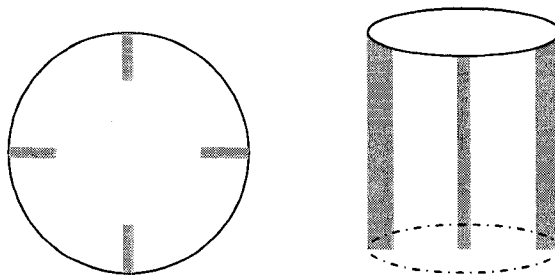


Figure 2-2 – Schéma des chicanes (vue de dessus et profil)

Les cuves non munies de chicanes sont rarement utilisées parce qu'elles présentent l'inconvénient d'avoir un écoulement à très forte composante tangentielle. En effet à haute vitesse de rotation, l'apparition d'un vortex peut déformer la surface (Figure 2-3). A très haute vitesse, la profondeur du vortex est importante et l'interface air - liquide autorise l'aspiration d'air.

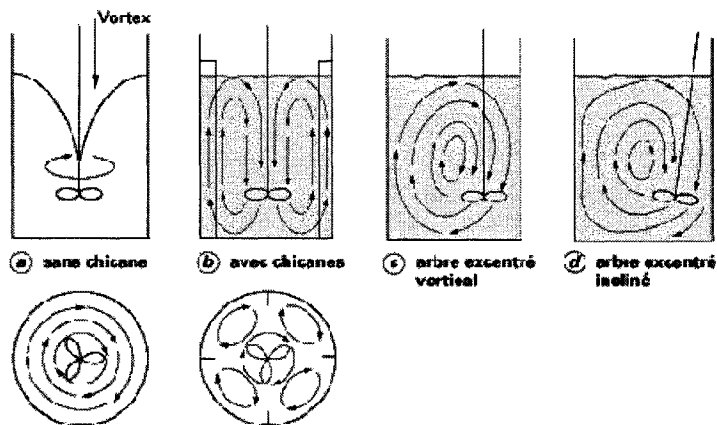


Figure 2-3 – Formes des courants créés par un mobile à débit axial (Roustan *et al.*, 1999)

La présence de chicanes fixées sur les parois de la cuve empêche la formation d'un vortex (Figure 2-3). En général, on dispose 3 ou 4 chicanes de largeur $b = 10^{-1} D$ (avec D diamètre de la cuve agitée), collées ou décollées de la paroi (distance de la chicane à

la paroi : $b' = 2 \times 10^{-2} D$) (Roustan et al., 1999). On peut aussi, pour éviter la formation d'un vortex dans une cuve exempte de chicanes, disposer l'arbre d'agitation excentré mais vertical (Figure 2-3) ou bien incliné sur la verticale.

Les forces d'inertie deviennent de plus en plus importantes et ne peuvent plus être négligées lorsque la vitesse d'agitation est élevée. Il est donc nécessaire d'introduire le nombre de Froude (Fr) dans le calcul de la puissance.

Le nombre de Froude (Fr) compare les forces d'inertie aux forces de gravité.

$$F_r = \frac{\text{force_d'inertie}}{\text{force_gravitationnelle}} = \frac{N^2 D}{g} \quad (2-17)$$

Il est relié au nombre de puissance Np par la relation suivante:

$$N_p = K_p Re^a Fr^b \quad (2-18)$$

Cette équation définit une courbe caractéristique pour chaque mobile d'agitation. La Figure 2-4 montre la forme général des courbes de puissance d'un système d'agitation en présence et en l'absence de chicanes.

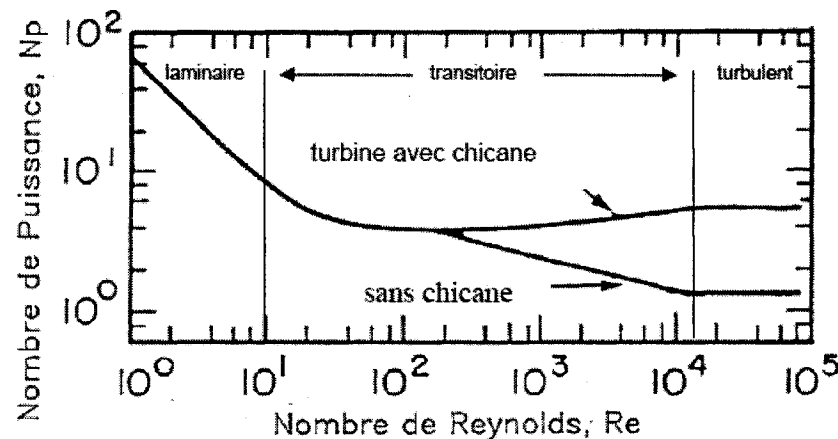


Figure 2-4 – Courbe de puissance caractéristique

Cette courbe souligne 3 régimes d'agitation: laminaire ($Re < 10$), transition ($10 < Re < Re_c$) et turbulent ($Re > Re_c$). Le nombre de Reynolds critique (Re_c), correspond au début du régime turbulent, il dépend du type d'agitateur. Souvent, pour un agitateur à écoulement radial, $Re_c = 10\ 000$ et pour un agitateur à écoulement axial $Re_c = 100\ 000$ (Foucault, 2004).

2.3. Temps de mélange

Les méthodes utilisées pour mesurer les temps de mélange sont nombreuses et variées. Il n'existe pas de méthode unique acceptée par tous. Ces méthodes sont bien expliquées par Ford *et al.* (1972) et Hackl *et al.* (1979).

2.3.1. Définition

Le temps de mélange est un paramètre très utile pour caractériser les performances des agitateurs dans des cuves agitées. Il se définit comme le temps nécessaire pour atteindre une homogénéité donnée après perturbation pour un système miscible. Le temps de circulation quant à lui est défini de la façon suivante :

$$t_c = \frac{V}{Q} \quad (2-19)$$

où V est le volume total du fluide agité et Q le débit de circulation, c'est à dire le débit de fluide que l'agitateur est capable de mettre en mouvement. Le temps de circulation correspond au temps nécessaire à une particule de fluide pour effectuer une boucle de la circulation créée par l'agitateur. Le temps de mélange est relié au temps de circulation de la façon suivante :

$$t_m = \alpha t_c \quad (2-20)$$

avec $\alpha > 1$.

L'homogénéité se caractérise par un indice de mélange M , la variance d'une concentration dans l'état initial non mélangé est notée σ_0^2 et dans un état de mélange σ^2 (Desplanches et al., 1999).

$$M = 1 - \frac{\sigma^2}{\sigma_0^2} \quad (2-21)$$

Cet indice variant entre 0 et 1, le temps de mélange se définit souvent comme le temps nécessaire pour atteindre $M = 0,99$.

Le temps de mélange est habituellement étudié sous forme adimensionnelle Ntm , avec N la vitesse de rotation en s^{-1} et tm le temps de mélange en s. Une valeur constante de Ntm signifie que le nombre de tours de l'agitateur nécessaires pour atteindre une homogénéité fixée est constant quelle que soit la vitesse d'agitation.

Il existe de nombreuses méthodes physiques et chimiques qui ont été développées pour déterminer le temps de mélange. Cependant aucune d'entre elles n'est universelle. On peut les ordonner en deux groupes dépendant du volume de fluide étudié pour la mesure. Il existe des méthodes locales et des méthodes globales (Delaplace *et al.*, 2000).

2.3.2. Techniques

Méthodes locales :

- Conductimétrie

Souvent utilisée pour déterminer le temps de mélange des fluides peu visqueux (Germain, 1979), la méthode consiste à suivre l'évolution de la conductivité électrique

du mélange auquel a été ajouté préalablement une solution conductrice miscible (sel, acide ou base). La courbe donnant la conductivité en fonction du temps est une sinusoïde amortie, le temps de circulation (t_c) correspond à la période de cette sinusoïde. Cette méthode a l'avantage d'éliminer toute subjectivité de l'opérateur, mais la mesure est locale et ne représente pas nécessairement fidèlement le mélange se produisant en dehors de la zone de mesure.

- *pH*

Les sondes de *pH* sont utilisées de la même façon que les sondes conductimétriques. Il s'agit de mesurer l'évolution du degré d'acidité localement dans la cuve au cours d'une réaction acide/base. L'inconvénient réside dans le temps de réponse assez long des sondes de *pH*.

- Méthode thermique

La chaleur est utilisée comme traceur, la température est traitée de la même manière que la concentration. Cette méthode ne peut être utilisée pour mesurer des temps de mélange courts, puisque le temps de réponse des sondes thermiques devient important vis-à-vis des temps mesurés (Ruszkowski, 1985). De plus la méthode fonctionne correctement avec les fluides de basse viscosité uniquement (Delaplace et *al.*, 2000). L'avantage est qu'aucun produit chimique n'est introduit dans la cuve, donc aucun risque de contamination.

Méthodes globales :

- Coloration/décoloration

La technique de coloration/décoloration est basée sur une réaction rapide acide fort - base forte proposée par Lamberto et *al.* (1996). Cette technique visuelle permet d'évaluer le temps de mélange en observant le changement de couleur d'un indicateur

coloré. Cabaret *et al.* (2006) ont développé cette méthode qui permet désormais de connaître la cinétique du macro-mélange d'un agitateur dans une cuve transparente en suivant la décoloration. Il s'agit d'enregistrer numériquement les images vidéo de la réaction de coloration/décoloration dans un système agité et d'utiliser l'analyse d'images pour interpréter les résultats (Cabaret *et al.*, 2006). Le changement de couleur est quantifié grâce à la détermination d'un seuil issu du modèle de couleurs RVB.

- Méthode de Schlieren

Cette méthode, utilisée lors du mélange de deux ou plusieurs constituants de nature différente, est basée sur le suivi de l'indice de réfraction du liquide hétérogène à homogénéiser au sein de la cuve. Le temps de mélange est le temps au bout duquel le fluide dans la cuve offre un indice de réfraction constant dans le temps et homogène au sein de la cuve. Cette méthode intrusive a été très peu utilisée du fait de la complexité de sa mise en œuvre (Van de Vusse *et al.*, 1955; Zlokarnik *et al.*, 1967). De plus, il s'avère que les valeurs de temps de mélange mesurées par cette méthode sont toujours fortement supérieures à celles obtenues par les autres méthodes.

Tel que proposé par Moo-Young *et al.* (1976), le temps de mélange peut être défini comme une fonction du nombre de Reynolds par la corrélation suivante :

$$N \cdot t_m = A(\text{Re})^a \quad (2-22)$$

où a et A sont les coefficients de la régression.

En régimes laminaire et turbulent, et pour les nombres de Froude négligeables (équation (2-17)), Nt_m ne dépend pas du nombre de Reynolds.

Les techniques de consommation de puissance et de temps de mélange ont été explicitées, l'accent est désormais mis sur les travaux qui ont été réalisés sur le Maxblend jusqu'à aujourd'hui.

2.4. Ruban hélicoïdal et Maxblend

Les agitateurs de proximité (ruban, ancre, Maxblend) peuvent être classés en deux grandes catégories :

- ceux qui génèrent un écoulement principalement tangentiel : c'est le cas des ancres, des barrières, des agitateurs bipales. Ces agitateurs plans verticaux ont des performances d'homogénéisation du même ordre de grandeur que celles des agitateurs de petit diamètre.
- ceux qui garantissent un pompage vertical en plus du mouvement tangentiel. Ces deux caractéristiques en font des agitateurs de choix pour homogénéiser des fluides visqueux. Dans cette catégorie, on retrouve les rubans hélicoïdaux et le Maxblend.

Seuls les agitateurs raclants (ruban hélicoïdal et Maxblend) qui créent un pompage axial élevé sont abordés ici.

2.4.1. Écoulements générés

Nagata (1956) fut l'un des premiers à décrire qualitativement l'écoulement généré par les agitateurs à ruban. La rotation du mobile a pour effet de faire remonter (ou descendre selon le sens de rotation) le fluide situé le long de la paroi de la cuve jusqu'à la surface. Ce fluide revient alors vers le centre de la cuve et redescend (ou monte selon le sens) le long de l'axe jusqu'au fond de la cuve. Le fluide quitte alors le centre et retourne vers la périphérie.

Pour le Maxblend, Takahashi *et al.* (2006) décrivent le mouvement comme suit, l'agitateur Maxblend générerait l'écoulement en créant une différence de pression dans la direction axiale et ceci grâce à la structure très particulière du Maxblend. La partie basse de l'agitateur créerait une forte pression en amont de la palette. Cette palette pousserait le fluide vers la paroi de la cuve et l'inciterait ainsi à remonter vers la partie haute de la cuve. Le fluide serait alors aspiré par la partie centrale de la cuve et redescendrait en longeant l'axe de la cuve (voir Figure 1-6), aspiré par la partie avale de la palette en dépression. Une circulation globale du fluide serait alors générée dans le mélangeur. L'apparition du mouvement dans le cas du ruban hélicoïdal et dans le cas du Maxblend serait donc expliquée par deux phénomènes différents.

La majorité des études montrent que l'écoulement principal généré par le ruban varie très peu avec la rhéologie du fluide étudié qu'il soit newtonien, pseudoplastique ou présente des propriétés élastiques modérées selon Bourne et Butler (1965 et 1969) et Carreau *et al.* (1976). Carreau *et al.* (1976) mentionnent néanmoins une diminution très nette de la composante axiale de vitesse dans le cas de fluides aux propriétés élastiques importantes. A ce jour, aucune étude de ce type n'a été menée sur le Maxblend.

Yao *et al.* (2001) ont comparé le ruban hélicoïdal double et le Maxblend. Leur étude numérique se concentre sur les capacités dispersives et distributives des deux agitateurs. La capacité distributive d'un mélangeur dépend de son aptitude à créer un mouvement de recirculation du fluide important, c'est un phénomène global. La capacité dispersive quant à elle, est liée à l'aptitude d'un mélangeur à produire un cisaillement élevé en une position précise de la cuve, c'est un phénomène local. Yao *et al.* dégagent trois conclusions de leur étude. La circulation totale de fluide créée dans un réacteur équipé d'un ruban hélicoïdal double est élevée. Cependant, l'écoulement élongationnel est faible (faible capacité à étirer ou cisailer les particules de fluide), par conséquent le double ruban hélicoïdal n'est pas un agitateur efficace en terme de

dispersion. Un mélangeur Maxblend a la capacité de produire un écoulement élongationnel fort, particulièrement dans la zone « grille » (qui surmonte la palette, voir Figure 1-4). A nombre de Reynolds modéré, le Maxblend est un agitateur qui possède une très forte capacité dispersive. Cependant, à faible nombre de Reynolds, la circulation totale est fort réduite à cause du faible débit de pompage axial. Par conséquent, la capacité dispersive élevée du Maxblend ne peut pas être mise à profit à faible nombre de Reynolds. Enfin, ces conclusions ne sont basées que sur des simulations numériques, la validité de ces résultats doit être confirmée par des études expérimentales.

2.4.2. Consommation de puissance et temps de mélange

Expérimentalement, des données de puissance sont disponibles pour les agitateurs à ruban et le Maxblend. Le Maxblend, avec une constante de puissance Kp estimée à 200, a une consommation de puissance comprise entre celle du ruban hélicoïdal simple ($Kp=135$) et celle du ruban hélicoïdal double ($Kp=275$) [SHI Mechanical Equipment (2001), Brito de la Fuente (1992), Ho et Kwong *et al.* (1973), voir Tableau 2-1].

En terme de temps de mélange, le produit Ntm pour le ruban hélicoïdal simple est constant en régime laminaire, $Ntm \approx 47$, voir la Figure 2-5 (Brito de la Fuente, 1992).

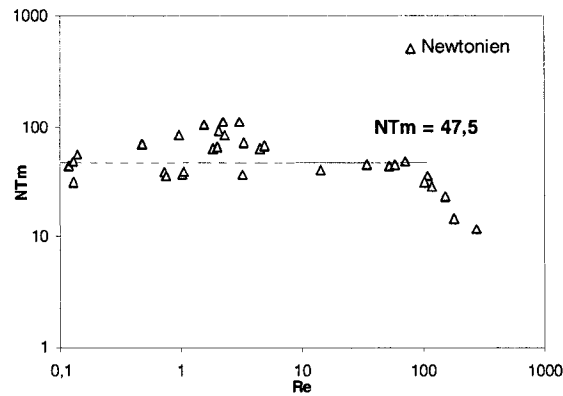


Figure 2-5 – Temps de mélange pour le ruban hélicoïdal simple, (Brito de la Fuente, 1992)

Le ruban hélicoïdal est donc très efficace en terme de temps de mélange pour les faibles nombres de Reynolds, comparativement à un mobile de proximité de type ancre par exemple. Pour le Maxblend, Takahashi *et al.*(2006) ont reporté que le temps de mélange adimensionnel décroissait expérimentalement et numériquement avec l'inverse du nombre de Reynolds en régime laminaire. Ce qui conférerait au Maxblend une efficacité supérieure à celle du ruban hélicoïdal en terme de temps de mélange à partir d'un nombre de Reynolds dit « critique » R_{ec} . Le ruban hélicoïdal serait plus efficace dans la région laminaire profonde ($R_e < R_{ec}$) et le Maxblend dans une région laminaire avancée ($R_e > R_{ec}$) avec un nombre de Reynolds « critique » R_{ec} défini entre les deux régions. Takahashi *et al.*(2006) estiment ce nombre de Reynolds R_{ec} à 20 environ (Figure 2-6).

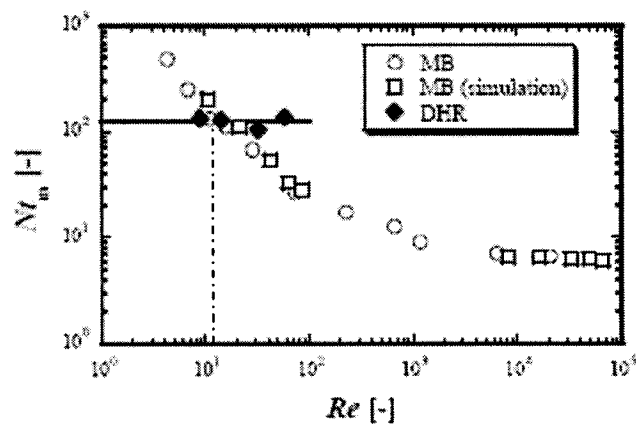


Figure 2-6 – Temps de mélange adimensionnel en fonction du nombre de Reynolds pour le Maxblend et le double ruban hélicoïdal (Takahashi *et al.*, 2006)

Le plateau $Ntm=constante$ varie beaucoup d'un auteur à l'autre. Brito de la Fuente (1992) estime ce plateau à 47 environ pour un ruban hélicoïdal simple tandis que Takahashi *et al.* (2006) l'estiment à 120 environ pour un ruban hélicoïdal double. Or la valeur de ce plateau apparaît déterminante pour la comparaison des deux agitateurs en terme de temps de mélange et la détermination du nombre de Reynolds critique Re_c . Les données concernant la valeur du plateau Ntm pour le ruban hélicoïdal simple sont reportées ci-dessous (Tableau 2-3).

Tableau 2-3– Données de temps de mélange pour les rubans hélicoïdaux simples en régime laminaire

Auteur	Ntm en laminaire	Commentaires
Gray (1963)	25	$20 < \mu < 60$
Zlokarnik (1967)	38-72	$1 < Re < 100$
Ho et Kwong (1973)	90-126	$Re < 20$ et $0,5 < s/d < 1,0$
Novak et Rieger (1975)	40	$Re < 40$
Bourne et al.(1979)	45-53	Régime laminaire

La majeure partie des auteurs s'accorde pour fixer une valeur inférieure à 60 pour ce plateau. La théorie selon laquelle le ruban hélicoïdal est efficace en terme de temps de mélange pour les faibles nombres de Reynolds ($Re < Re_c$) et le mélangeur Maxblend pour des nombres de Reynolds plus élevés ($Re > Re_c$) resterait valable.

Par ailleurs, il peut être intéressant de savoir quel est le ruban hélicoïdal possédant la meilleure capacité de mélange. De la Villéon *et al.* (1998) ont étudié numériquement la capacité de mélange de trois rubans hélicoïdaux : simple, double et double muni d'une vis. Le schéma des différents rubans est présenté Figure 2-7.

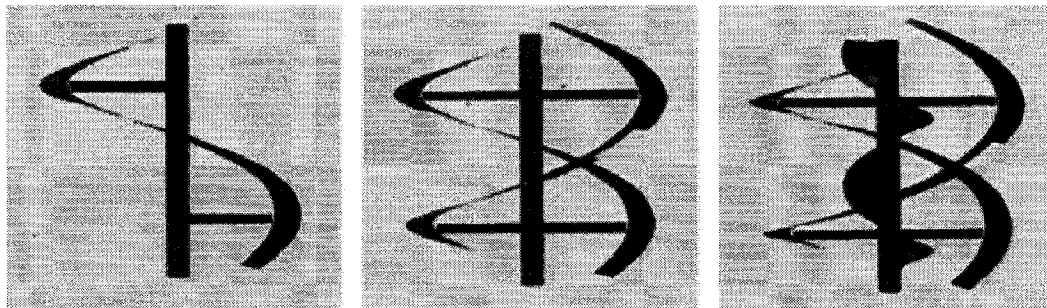


Figure 2-7 – Agitateurs type rubans hélicoïdaux

Leur conclusion est que le double ruban hélicoïdal (DHR) est le plus efficace en terme de capacité dispersive et distributive. L'ajout d'une vis centrale n'améliore pas sensiblement les performances de mélange. L'étude n'a pas porté sur la consommation de puissance ni sur le temps de mélange proprement dit.

Enfin, il est fréquent d'étudier l'influence des paramètres géométriques tels que l'entrefer sur la consommation de puissance et les temps de mélange.

2.4.3. Influence des paramètres géométriques

L'influence de l'entrefer a déjà été étudiée pour les systèmes d'agitation à ruban. Murakami *et al.* (1972) et Carreau (1993) ont montré clairement que l'efficacité d'un agitateur de proximité en milieu visqueux dépendait de deux processus. Premièrement, l'intensité des gradients de vitesses générés par l'agitateur dans l'entrefer, ce mécanisme contribue à étaler le produit à mélanger et force celui-ci à devenir plus homogène à des échelles de plus en plus fines. Deuxièmement, l'importance des mouvements convectifs générés par l'agitateur à l'intérieur de la cuve (débit de pompage axial), ce mécanisme permet le renouvellement du produit à cisailer dans l'entrefer. Si un tel processus est absent, il n'y a pas d'échange entre le produit situé dans la zone centrale (faiblement cisailé) et dans l'entrefer (fortement cisailé). De ce fait, les performances du système d'agitation sont plus faibles et contrôlées principalement par la vitesse de diffusion du produit entre ces deux zones.

D'après cette analyse, il est clair qu'il existe une taille d'entrefer optimale pour minimiser le temps de mélange. Un faible entrefer garantit un taux de cisaillement important mais, paradoxalement, un trop faible entrefer peut nuire aux performances de mélange de l'équipement. En effet, si l'entrefer est trop étroit, il va réduire l'efficacité du débit de pompage généré par la mise en rotation de l'agitateur (Käppel, 1979). Dans ce cas, il se peut que les composantes de vitesse tangentielle du produit soient très supérieures aux composantes de vitesse axiale. Le produit est alors soumis principalement à un écoulement tangentiel et le renouvellement du produit dans l'entrefer reste faible, retardant ainsi l'homogénéisation du milieu. Aucune donnée n'est disponible sur l'influence de l'entrefer sur le temps de mélange concernant le Maxblend.

La complémentarité soulignée ici entre le ruban hélicoïdal double et le Maxblend en terme de temps de mélange a amené les chercheurs Japonais de SHI Mechanical

Equipment à proposer une nouvelle version de mélangeur coaxial impliquant à la fois le Maxblend et le double ruban hélicoïdal, dénommée Superblend.

2.5. Le SuperBlend

2.5.1. Présentation

Récemment (2006), un brevet a été déposé par l'entreprise SHI Mechanical & Equipment Inc. sur un montage coaxial faisant intervenir un mélangeur Maxblend et un double ruban hélicoïdal.

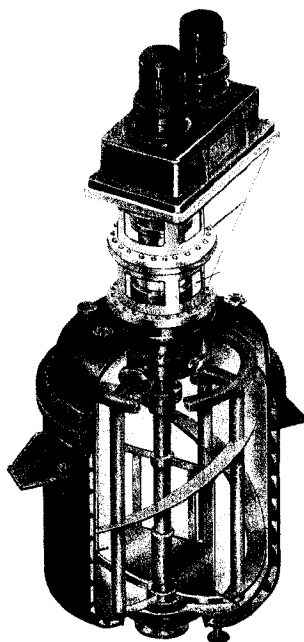


Figure 2-8 – Schéma du montage co-axial Maxblend – Double ruban hélicoïdal (SHI Mechanical Equipment, 2006)

Au vu de la revue de littérature précédente, ce montage apparaît très judicieux. Le ruban hélicoïdal double et le mélangeur Maxblend sont complémentaires dans le régime d'écoulement laminaire en terme de temps de mélange (Takahashi *et al.*, 2006).

Les deux mélangeurs créent un mouvement distributif global élevé, le premier pour les nombres de Reynolds faibles et le second pour les nombres de Reynolds plus élevés. A faible nombre de Reynolds, le mouvement distributif est produit par le double ruban hélicoïdal, le Maxblend a le rôle de disperseur. Pour les nombres de Reynolds plus élevés, le Maxblend assure à la fois un mouvement distributif efficace et une bonne dispersion des particules de fluide. Des études expérimentales ont déjà été menées sur ce mélangeur co-axial.

2.5.2. Résultats

L'entreprise SHI Mechanical & Equipment inc. a dévoilé les premiers résultats de ce montage co-axial en 2006. La courbe présentée montre l'évolution du temps de mélange adimensionnel $\theta_M = Ntm$ en fonction de la puissance volumique Pv en kw/m^3 pour le Maxblend, le ruban hélicoïdal double et le montage co-axial Superblend. Le fluide utilisé est newtonien et possède une viscosité élevée. Le mélangeur co-axial fonctionne en mode contra-rotatif, le sens de rotation des deux mobiles coaxiaux est donc opposé.

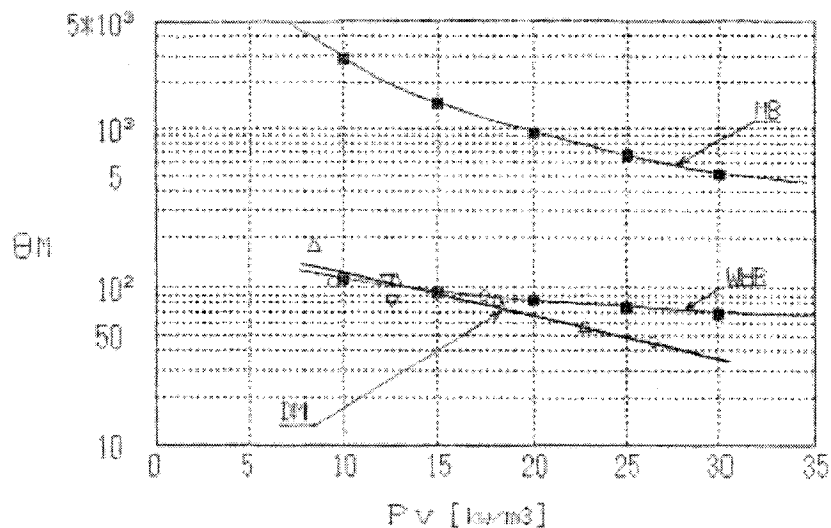


Figure 2-9 – Temps de mélange adimensionnels en fonction de la puissance volumique pour le Maxblend (MB), le double ruban hélicoïdal (WHR) et le Superblend (DM), (SHI Mechanical Equipment, 2006)

Les résultats montrent que pour une même consommation de puissance volumique le Maxblend simple est caractérisé par un temps de mélange adimensionnel toujours plus élevé que ceux caractérisant le ruban hélicoïdal double et le mélangeur co-axial Superblend. La viscosité du fluide utilisé est telle que le nombre de Reynolds est bien plus petit que le nombre de Reynolds critique défini plus haut, $Re < Re_c$ (voir paragraphe 2.4.2). Par ailleurs, le double ruban hélicoïdal a le même comportement que le mélangeur co-axial Superblend en terme de temps de mélange lorsque la puissance volumique consommée est inférieure à 15 kw/m^3 . Enfin, le mélangeur co-axial Superblend apparaît plus performant en terme de temps de mélange par rapport au double ruban hélicoïdal dès que la puissance volumique est supérieure à 15 kw/m^3 . Ces résultats témoignent de l'efficacité du mélangeur Superblend pour les écoulements régis par les nombres de Reynolds très faibles.

2.6. Objectifs spécifiques

À la lumière de ces observations, il apparaît intéressant de comprendre expérimentalement l'efficacité du mélangeur Maxblend® en termes de mouvement dispersif et distributif. Ces mouvements peuvent être quantifiés par la détermination des constantes de puissance et de cisaillement d'une part, et des temps de mélange adimensionnels d'autre part. L'étude portera sur trois mélangeurs de taille différente afin de déterminer l'influence de l'échelle sur ces grandeurs.

Pour ce faire, nous proposons d'atteindre les objectifs spécifiques suivants :

- Caractérisation expérimentale de la consommation de puissance newtonienne et non-newtonienne des trois systèmes pour tous les régimes d'écoulement (laminaire, transitoire et turbulent).
- Caractérisation expérimentale de l'efficacité d'homogénéisation des trois systèmes pour un fluide newtonien et non newtonien.

La partie suivante se concentre sur les matériels et méthodes utilisés au cours de ce projet.

CHAPITRE 3. : MATÉRIELS ET MÉTHODES

3.1. Cuves d'agitation et systèmes de mélange

Les expériences ont été réalisées sur trois mélangeurs à l'échelle. Les proportions des différents éléments constitutifs de chaque mélangeur sont donc les mêmes. La famille de mélangeurs Maxblend est schématisée ci-dessous (Figure 3-1).

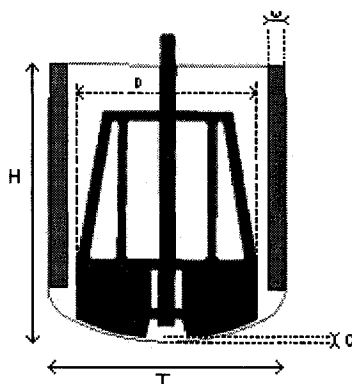


Figure 3-1 – Schéma des 3 mélangeurs Maxblend à l'échelle

Les dimensions nominales respectives des cuves et agitateurs sont récapitulées ci-dessous (Tableau 3-1). La position de l'agitateur est la valeur nominale recommandée par le fournisseur.

Tableau 3-1 – Tableau des dimensions des trois mélangeurs Maxblend

Système de mélange	Dimensions cuve	Agitateur	Position agitateur
<i>Petit Maxblend</i>	$T=0,343\text{ m}$ $H=0,409\text{ m}$ $w=0,026\text{ m}$ $V=35,4\text{ L}$	$D=0,255\text{ m}$	$Co=5,7\text{ mm}$
<i>Maxblend Intermédiaire</i>	$T=0,445\text{ m}$ $H=0,533\text{ m}$ $w=0,035\text{ m}$ $V=77\text{ L}$	$D=0,333\text{ m}$	$Co=7,4\text{ mm}$
<i>Grand Maxblend</i>	$T=0,60\text{ m}$ $H=0,72\text{ m}$ $w=0,047\text{ m}$ $V=190\text{ L}$	$D=0,45\text{ m}$	$Co=10\text{ mm}$

L'espacement latéral correspond à l'espace entre l'extrémité de l'agitateur et le bord de la cuve. D'après le schéma du Maxblend, il peut s'écrire $s = \frac{T-D}{2}$. Les données nominales et réelles sur l'espacement latéral sont reportées dans le tableau suivant (Tableau 3-2) :

Tableau 3-2 – Tableau des dimensions des espacements latéraux des trois mélangeurs Maxblend

Système de mélange	Espacement latéral nominal	Espacement latéral réel
Petit Maxblend	$so=44\text{ mm}$	$s=50\text{ mm}$
Maxblend Intermédiaire	$so=56\text{ mm}$	$s=61\text{ mm}$
Grand Maxblend	$so=75\text{ mm}$	$s=75\text{ mm}$

La cuve et l'agitateur sont une partie du banc d'expérimentation. La cuve repose sur un chariot fixe surélevé par rapport au niveau du sol grâce à 4 bagues élévatrices. Un arbre entraîné par un moteur (5HP, 110V) fait tourner l'agitateur dans la cuve. Une base solide scellée au sol (en bleu sur la Figure 3-2) permet de fixer l'arbre et le moteur au dessus de la cuve.

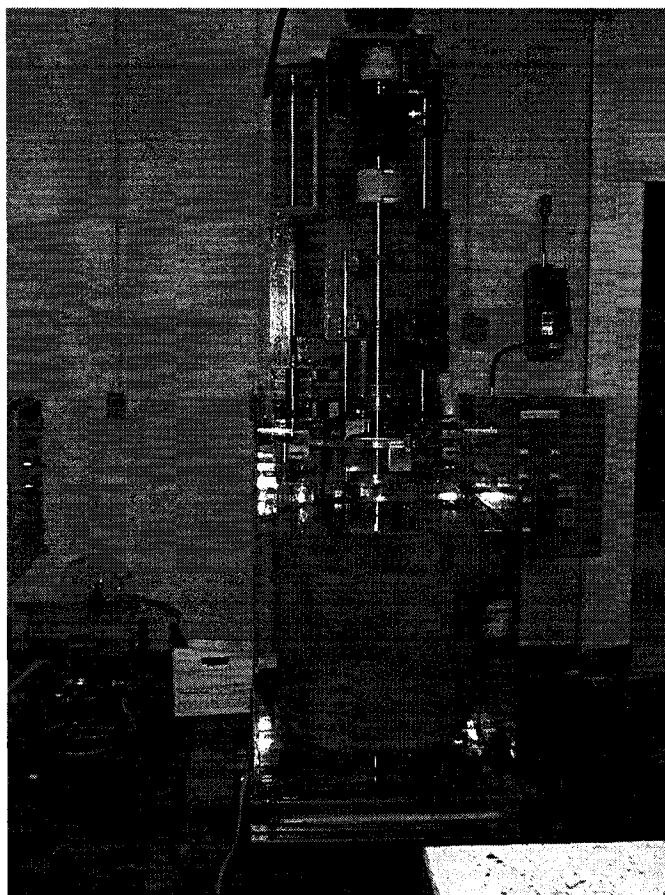


Figure 3-2 – Photo du dispositif expérimental, mélangeur Maxblend de 200 L

Les bancs expérimentaux pour les cuves de taille inférieure sont quasiment identiques. Seul le chariot maintenant la cuve en place est modifié, il est remplacé par une table élévatrice.

3.2. Mesure des paramètres et estimation des constantes

Couple et vitesse de rotation

Le banc expérimental est équipé d'un couple-mètre opérant sur la gamme 1-40 N.m. L'incertitude sur la mesure du couple est de 0,50 N.m quel que soit le couple mesuré (Miosaki inc). Le relevé de la vitesse de rotation s'effectue en tours par minute, la précision est de +/-0,5rpm quelque soit la vitesse de rotation.

Viscosité et densité

La viscosité est mesurée grâce à deux rhéomètres utilisant la géométrie Couette (précision~2%): Bohlin et AR2000. La densité des solutions utilisées est mesurée par prise d'échantillon dans un erlenmeyer puis pesée sur balance, la précision est de l'ordre de 1%.

Estimation du Kp

La constante de puissance Kp est estimée à partir d'un ensemble de « n » points expérimentaux appartenant de façon certaine au régime d'écoulement laminaire. Ces points expérimentaux forment des couples de coordonnées (Re_i, Np_i) avec Re_i le nombre de Reynolds du point i et Np_i le nombre de puissance du point i, $i \in [1, n]$. La constante de puissance Kp minimise la somme des carrés des écarts suivante :

$$\text{Min} \sum_{i=1}^n \left[1 - \frac{Kp}{Np_i Re_i} \right]^2 \quad (3.1)$$

Cette minimisation revient à effectuer une régression linéaire sur l'ensemble des « n » points expérimentaux en imposant une pente de -1 à la droite de régression, ce qui est conforme à la théorie relative aux agitateurs centrés.

3.3. Fluides utilisés : description et caractérisation rhéologique

Fluides newtoniens

Les expériences en milieu newtonien sont réalisées avec du sirop de glucose. La température a une forte influence sur la viscosité du glucose. Cette dépendance peut être exprimée par une loi de type Arrhénius :

$$\eta = A \exp \left(B \left[\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right] \right) \quad (3.2)$$

Cette équation n'a pas de fondement théorique, mais empiriquement la viscosité des solutions de glucose pure ainsi que diluées suit ce type de comportement. Cependant pour des raisons pratiques, les viscosités ont été mesurées à chaque expérience et la température contrôlée. Toute variation de la température implique une nouvelle mesure ou une correction de la viscosité.

Fluides non newtoniens

Trois fluides non newtoniens ont été utilisés : gomme de Xanthan, CMC (Carboxyméthylcellulose) et mélange Carbopol 940/sirop de glucose pur. Les solutions de gomme de Xanthan ont été étudiées à 0,5%, 1%, 1,5% et 2%. Les solutions de CMC étaient concentrées à 1% et 1,5%. Enfin le carbopol a été préparé avec du citrate de sodium (2g/L) afin de stabiliser sa viscosité. Le citrate de sodium a également pour effet d'augmenter fortement la viscosité du carbopol. La structure du réseau des chaînes polymériques est modifiée en sa présence, l'aspect gélatineux est renforcé. Il a

donc été mélangé avec du sirop de glucose pur afin de fluidiser l'ensemble. Les caractérisations rhéologiques des différents fluides non newtoniens utilisés sont présentées ci-dessous (Figure 3-3, Figure 3-4, Figure 3-5 et Figure 3-6) :

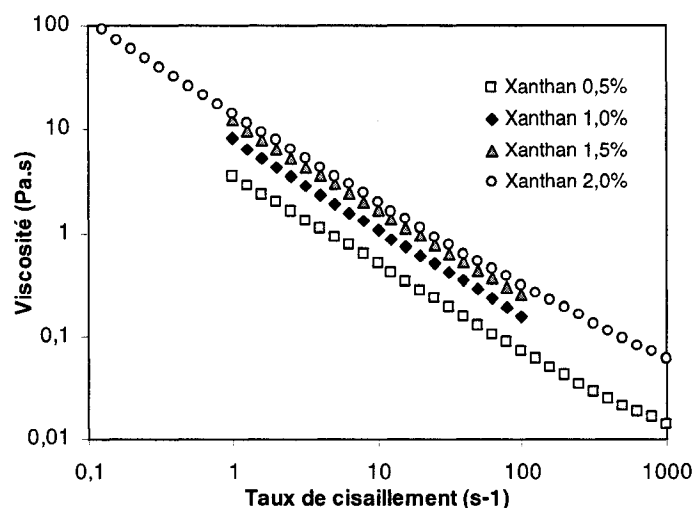


Figure 3-3 – Solutions de gomme de Xanthan à diverses concentrations

Fluide	% dans l'eau	m	n
Glucose	90-98%	0,8-16,0	1
Xanthan	0,5%	3,3	0,18
	1,0%	7,6	0,16
	1,5%	11,6	0,16
	2,0%	14,4	0,18
Cmc	1,0%	3,95	0,48
	1,5%	14,5	0,39
Carbopol	28%	3,6	0,70

Figure 3-4 – Indices de consistance m et de loi de puissance n des fluides non newtoniens utilisés

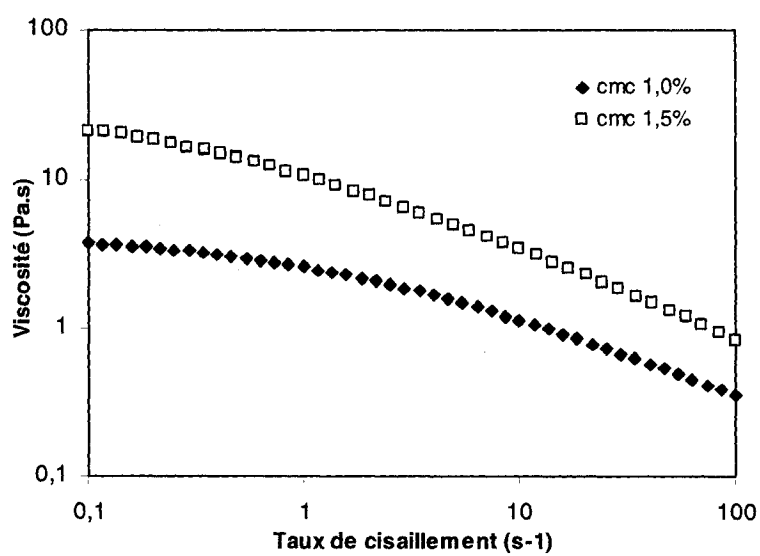


Figure 3-5 – Solutions de Cmc à diverses concentrations

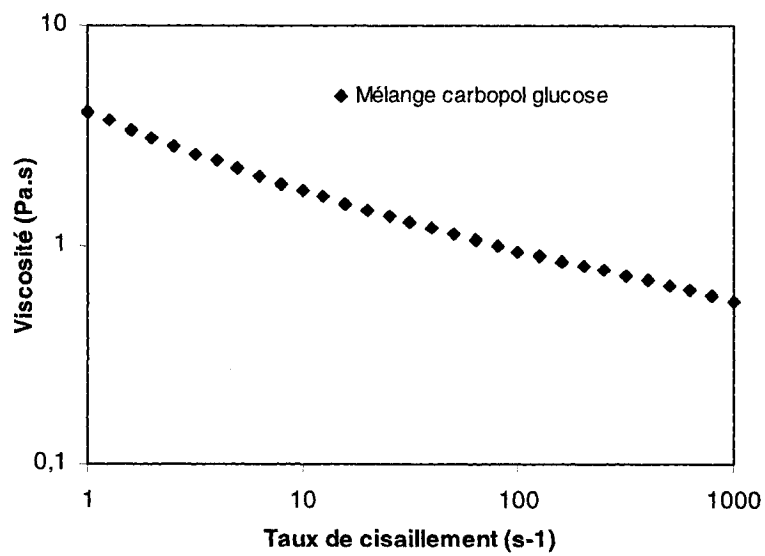


Figure 3-6 – Mélange de carbopol et de sirop de glucose

Les fluides non newtoniens utilisés permettent de balayer une large gamme d'indices de rhéofluidifiante de 0,16 à 0,70. La plage de cisaillement sur laquelle fonctionne le Maxblend est : 3 - 40s⁻¹. Cette plage est déterminée grâce à l'évaluation du cisaillement effectif dans la cuve $K_s N$, avec K_s donnée SHI (Tableau 2-2) et N la vitesse de rotation en tours par seconde. Il est utile de noter la transparence du CMC qui permet d'effectuer des mesures de temps de mélange par la méthode de coloration/décoloration. La gomme de Xanthan est opaque et n'est utilisée que pour estimer la consommation de puissance en milieu non newtonien. Les propriétés acido-basiques du CMC sont décrites ci-dessous.

Influence acido-basique sur la rhéologie des solutions à base de CMC

Il est important de noter que le CMC est une base faible, sa structure est légèrement modifiée à chaque réaction acido basique. La viscosité du cmc est vérifiée régulièrement (en pratique toutes les cinq réactions acido basiques).

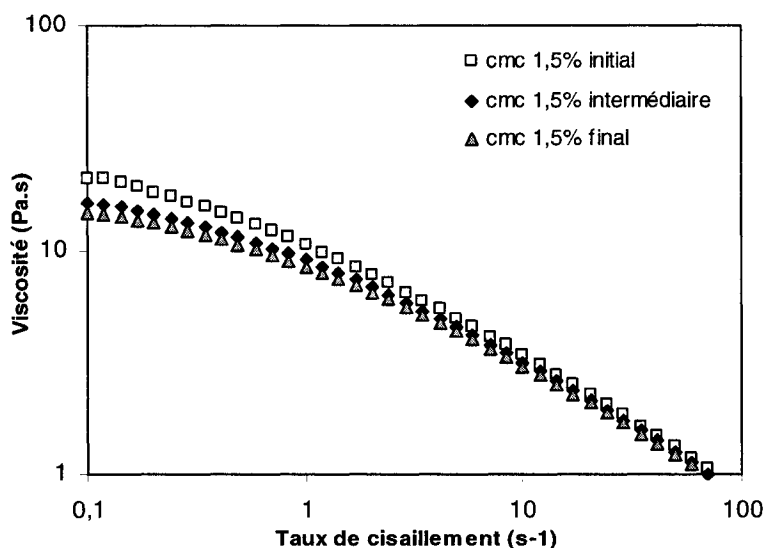


Figure 3-7 – Solutions de Cmc et influence acide/base

Sur le graphique ci-dessus est représentée l'évolution de la viscosité du CMC à trois instants :

- Initial : avant la 1^{ère} réaction acido-basique
- Intermédiaire : après 5 réactions acido-basiques
- Final : après 10 réactions acido-basiques

Comme le graphique le montre, la viscosité évolue légèrement après quelques réactions acide/base, des corrections sont donc portées à la viscosité pour chaque expérience.

La technique de coloration/décoloration utilisée pour estimer les temps de mélange est décrite ci-dessous.

3.4. Technique de coloration/décoloration pour les temps de mélange

Le dispositif expérimental est présenté sur la Figure 3-8. La cuve de mélange est disposée dans un réservoir transparent rempli d'eau afin de minimiser les distorsions optiques dues à la courbure de la cuve de mélange. Une feuille de papier blanche tient le rôle de diffuseur de lumière. Une caméra numérique raccordée à un ordinateur (Digital Handycam DCR-PC101, Sony) filme l'évolution du mélange. Dans les expériences, l'indicateur coloré utilisé est une solution de bromocresol (0,08% w/w dans l'eau). La détermination de la cinétique du mélange nécessite de suivre l'évolution de la couleur de la solution du pourpre (milieu basique) au jaune (milieu acide). L'addition d'acide chlorhydrique (10mol/L) dans la solution est faite de la façon suivante: 1mL d'acide pour 10L de solution aqueuse de glucose et 6mL d'acide pour 10L de solution de cmc à 1%. Celle-ci s'effectue toujours au même endroit, à la surface du liquide à mi distance entre la paroi latérale et l'axe du mélangeur. Le carboxyméthylcellulose (CMC) est une base faible, ainsi la réaction acide/base nécessite plus d'acide.

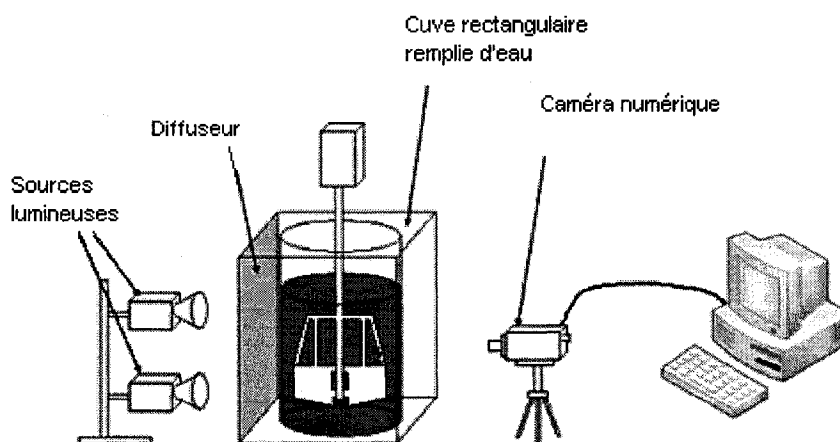


Figure 3-8 – Dispositif expérimental, lumière et acquisition vidéo

La réaction de coloration/décoloration (Cabaret *et al.*, 2006) fournit un grand nombre d'images numériques décrivant la réaction de décoloration dans la cuve agitée. Chaque image est repérée par le temps qui la sépare de l'instant d'injection. Le traitement numérique consiste à analyser chaque image de façon à déterminer pour chaque pixel l'intensité de coloration dans le modèle RVB. Une fois cette étape réalisée, le seuil de décoloration est déterminé dans le bleu, le rouge et le vert pour chaque pixel de l'image. Pour l'évaluer, deux images sont nécessaires, la première de la séquence correspondant à l'instant d'injection et la dernière de la séquence correspondant à un système entièrement mélangé ou décoloré. Le seuil de décoloration pour un pixel quelconque est pris égal à la demi-somme de l'intensité dans une des trois couleurs du modèle RVB pour l'image de début et l'image de fin. La dernière étape consiste à établir la courbe de décoloration du mélange. Elle s'obtient en évaluant pour chaque image la proportion de pixels se situant au-dessus du seuil de décoloration pour le rouge, le vert ou le bleu. Trois courbes de décoloration sont finalement obtenues correspondant à des séparations sur le rouge, le vert et le bleu. Le choix de la couleur de séparation dépend de l'indicatif coloré utilisé pour la réaction de

coloration/décoloration. Dans le cas présent, l'indicateur coloré utilisé est du bromocresol, pourpre en milieu basique et jaune en milieu acide. La séparation par le vert se révèle idéale pour cet indicateur coloré. La robustesse de cette méthode a été testée afin d'évaluer la reproductibilité des expériences.

Reproductibilité des expériences

La reproductibilité des expériences est testée avec le mélangeur de 50L. Le dégagement inférieur est positionné à sa valeur nominale, les chicanes sont montées. Quatre expériences de temps de mélange sont successivement reproduites. L'injection d'acide s'effectue toujours de la même façon, à mi distance entre la paroi et l'axe de rotation du Maxblend. Les quatre courbes de cinétique se superposent parfaitement. Un temps de mélange unique est défini lorsque le taux de décoloration atteint 100%, il est évalué ici à 135 secondes (Figure 3-9). La méthode d'évaluation des cinétiques et temps de mélange apparaît robuste et reproductible.

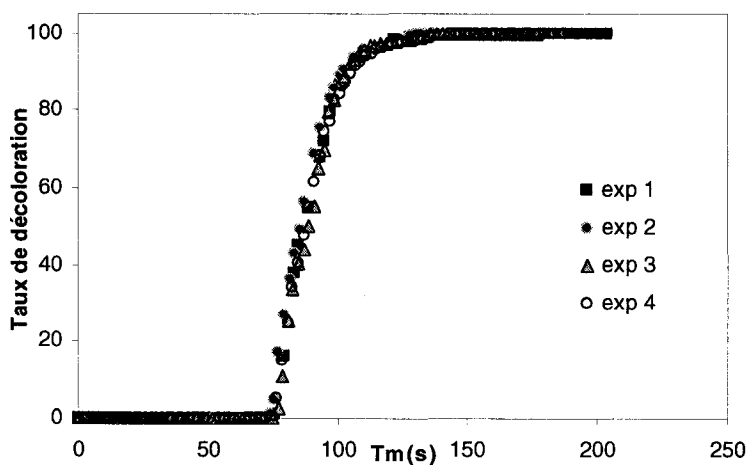


Figure 3-9 – Temps de mélange reproductibles, $Re=30$, Maxblend 50L

CHAPITRE 4. : MAXBLEND HYDRODYNAMICS WITH NEWTONIAN AND NON-NEWTONIAN FLUIDS

Guillaume Thomé (a), Louis Fradette (a), Philippe A. Tanguy (a)
Katsuhide Takenaka (b)

(a)Department of Chemical Engineering, URPEI, Ecole Polytechnique, Montreal, Canada

(b)Sumitomo Mechanical Equipment, Toyo City, Ehime, Japan

Keywords: Power consumption, Mixing time, Maxblend impeller, Scale-up.

Submitted: Chemical Engineering Science (October 2006)

4.1 Abstract

Physical experiments have been carried out to characterize the mixing hydrodynamics for viscous fluids in a vessel equipped with a Maxblend impeller. Both the laminar, the transition and the turbulent flow regimes were investigated using viscous Newtonian and non-Newtonian shear-thinning fluids. The experimental work consisted in the determination of the power curve, the shear constant and the mixing time. For the determination of the mixing time, a coloration-discoloration method was used in conjunction with image analysis to remove the subjectivity of the eventual mixing time values. Three vessel sizes were investigated to determine the influence of the scale on the mixing efficiency and the power consumption. It was shown that the power and the mixing time curves do not depend on the scale. The power consumption is comparable to that of an anchor but far lower than that of a double helical ribbon impeller. The Maxblend power and shear constants, K_p and K_s , were found very sensible to small variations in bottom and wall clearances. The results indicated that the dimensionless mixing time, Nt_m , decreases with the reciprocal of the Reynolds number in the laminar flow region.

4.2 Introduction

Mixing operations involving highly viscous fluids are commonly encountered in the chemical industries. To respond to the needs of numerous industrial processes, various impellers have been developed in recent years. The Maxblend impeller (Sumitomo Mechanical Equipment) shown in Figure 1 is one of the most promising impellers of the new generation of wide impellers coming from Japan due to its good mixing performance, lower dissipation, simple geometry making it easy to clean, and its capacity of operating over a wide range of Re numbers (Mishima (1992), Kuratsu *et al.* (1995)). The Maxblend mixer is composed of the combination of a bottom paddle surmounted by a grid. The paddle was designed to generate flow circulation acting as a

pump and the grid to provide capacity for dispersing a second liquid, a gas, or a solid. The Maxblend impeller represents an interesting alternative to close-clearance impellers. However, little information is available to understand and explain its good performance in many difficult mixing processes. A numerical investigation on dispersive mixing involving the Maxblend and a comparison with double helical ribbon impeller has been carried out (Yao *et al.*, 2001). The results indicate that the standard Maxblend exhibits satisfactory local dispersive mixing performance. However, the double helical ribbon impeller is unable to generate local mixing, although it can induce efficient top-to-bottom pumping in the vessel. A numerical characterization of 3D mixing hydrodynamics of Maxblend highlighted that homogeneous mixing cannot be easily achieved for highly viscous fluid (Iranshahi *et al.*, 2005). However no experimental mixing characteristics on Maxblend are available in the open literature. Therefore, the objectives of the present work are to determine the mixing characteristics of the Maxblend impeller at various scales, namely the mixing behavior and the power consumption in the laminar, transient and turbulent regimes with homogeneous Newtonian and non-Newtonian fluids.

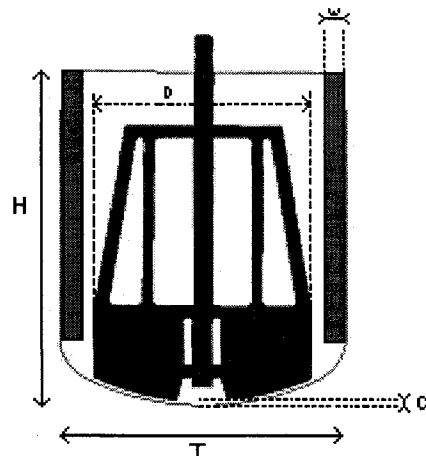


Figure 4-1 – Schematic of the three Maxblend mixers

4.3 Materials and methods

The mixing rig used in the experiments is shown in Figure 4-2.

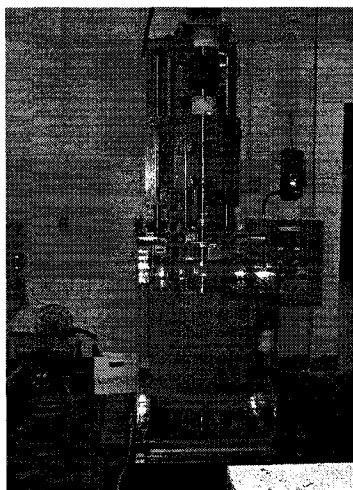


Figure 4-2 – Mixing rig

Three Maxblend impellers have been used with identical shape but various dimensions (see Figure 4-1 and Tableau 3-1). All proportions are kept constant upon the change of scale except the side wall clearance. These impellers are mounted on a shaft driven by a variable speed motor (3,7kW) allowing the rotational speed to be varied between 0 and 120 RPM. The power consumption of the impeller is derived from torque (Torque Subaki CR6018J) and speed measurements.

Several fluids were prepared to establish the power curve and the mixing time performance in this mixer, namely three Newtonian fluids based on glucose syrup aqueous solutions (Glucose Enzose 62DE, Univar) and two shear-thinning fluids consisting of aqueous solutions of xanthan gum and carboxymethylcellulose (CMC). The rheological properties of Newtonian fluids and non-Newtonian fluids were

determined with a viscometer (Bohlin and a AR2000) equipped with a Couette configuration. Rheological properties are listed below in Tableau 4-1 .

Tableau 4-1 – Rheological properties of fluids used

Fluid	Percentage in water	m	n
Glucose	90-98%	0,8-16,0	1
Xanthan	0,5%	3,3	0,18
	1,0%	7,6	0,16
	1,5%	11,6	0,16
	2,0%	14,4	0,18
Cmc	1,0%	3,95	0,48
	1,5%	14,5	0,39

In addition to the above fluids, a mixture consisting of 65% glucose syrup and 35% carbopol at 1,5% in water, was used to obtain a shear-thinning fluid with a power law index $n=0,72$ and a consistency index of $m=3,6$. The carbopol was stabilized with 2g/L of sodium citrate. The fluids did not exhibit viscoelastic properties. Experiments were carried out while changing the bottom clearance from the nominal value recommended by the supplier towards larger gaps.

The power consumption of an agitator is usually expressed as a $Np-Re$ plot where Np and Re are the power and Reynolds numbers, respectively, defined as:

$$Np = P / \rho N^3 D^5 \quad (4-1)$$

$$Re = \rho N D^2 / \mu \quad (4-2)$$

In the present work, the power consumption of the impeller was derived from torque measurements. The torque meter was carefully calibrated by applying known torques to the impeller shaft. Because the shaft guiding system induces a residual torque, the

torque value must therefore be corrected by subtracting the torque due to the friction from the measured torque for every measurement:

$$M_c = M_m - M_r \quad (4-3)$$

where M_c , M_m , and M_r are respectively the corrected, measured and residual torques (expressed in $N.m$). The power dissipated by the agitator in the tank was calculated by:

$$P = 2\pi N M_c \quad (4-4)$$

In the case of non-Newtonian fluids the viscosity is a function of the shear rate, therefore the expression for Re has to be modified according to the fluid rheology. In this work, we adopted the method of Rieger and Novak (1975), which consists of evaluating the effective viscosity of the fluid at a shear rate equal to the speed of rotation. Using the power law viscosity model, this yields:

$$Re = \frac{\rho N^{2-n} D^2}{\mu} \quad (4-5)$$

The shear constant is easily obtained using:

$$K_s = \left(\frac{K_p(n)}{K_p} \right)^{\frac{1}{n-1}} \quad (4-6)$$

Mixing times were characterized using advanced image analysis (Cabaret *et al.*, 2006). This technique consists of capturing on video a color change process based on a fast acid-base indicator reaction in a mixer and using image analysis for the interpretation. The color change is quantified by means of a threshold on the RGB color model and provides a direct assesment of the evolution of the degree of macro-mixing. This technique is robust, has a high degree of reliability and repeatability, and can yield an

accurate mixing time by considering the possible presence of dead zones. Moreover, the discoloration curves bring additional information about mixing efficiency.

In the experimental set up, the cylindrical mixing tanks were put in a rectangular water-filled chamber in order to minimize optical distortions due to the curvature of the tank. A white sheet of paper was used as light diffuser on the rectangular vessel. The mixing process was filmed with a digital camera (Digital Handycam DCR-PC101, Sony) linked to a computer. In our experiments we used a solution of purple bromocresol (0,08% w/w in water) as the indicator. In all the experiments we followed the color evolution from the purple (alkaline color) towards the yellow (acid color) because it is far easier and more reliable to detect purple unmixed zones in a yellow liquid than the opposite. Addition of acid (10mol/L) in the tank was as follows: 1mL acid for 10L of glucose solution and 6mL acid for 10L of 1% cmc solution. Carboxymethylcellulose (cmc) is a weak base, thus the acid/base reaction requires more acid. The videos captured by the digital camera were sampled frame by frame and analysed using an in-house program coded in java. The individual pixel for each frame was read and the intensity of the green color of the RGB model compared to the threshold value. The threshold value for decolorisation was defined as the half sum of the green intensity of pixel ij in the first frame and pixel ij in the last frame ($1 < i < 512$, $1 < j < 256$). The kinetics curve reports the proportion of discoloured pixels as a function of time.

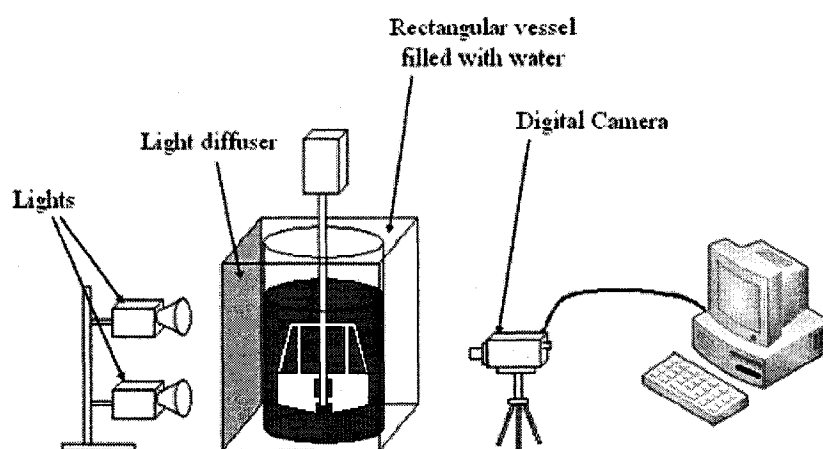


Figure 4-3 – Experimental light and video acquisition set up

4.4 Results and discussion

4.4.1 Power consumption

Figure 4-4, Figure 4-5 and Figure 4-6 show the Newtonian and non-Newtonian experimental power curves for the three Maxblend scales with and without baffles.

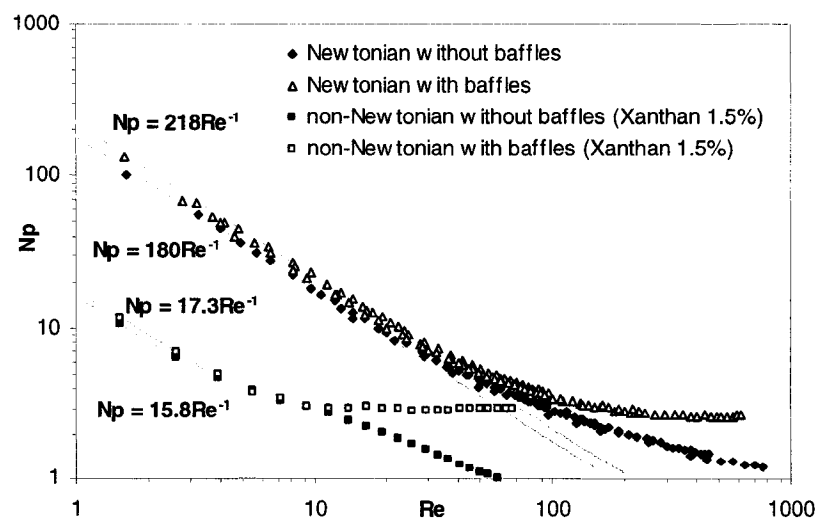


Figure 4-4 – Power curves for Newtonian and non-Newtonian fluids, 200 L

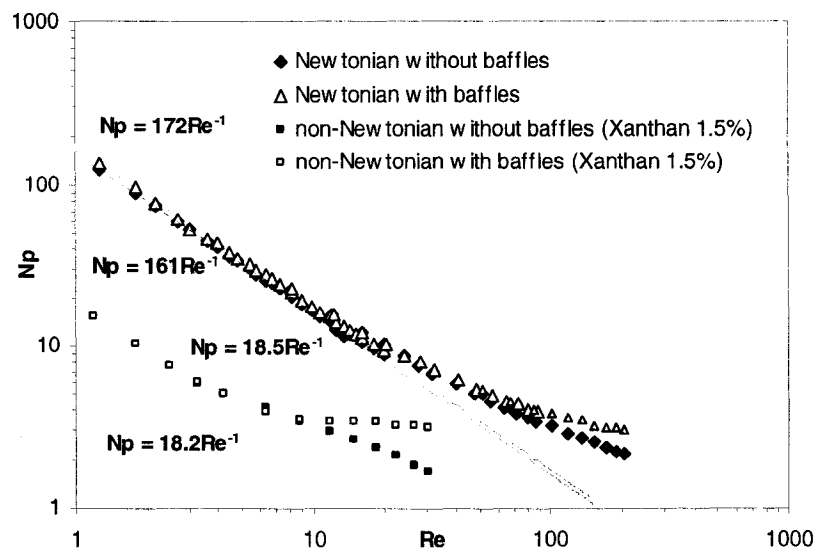


Figure 4-5 –Power curves for Newtonian and non-Newtonian fluids, 100L

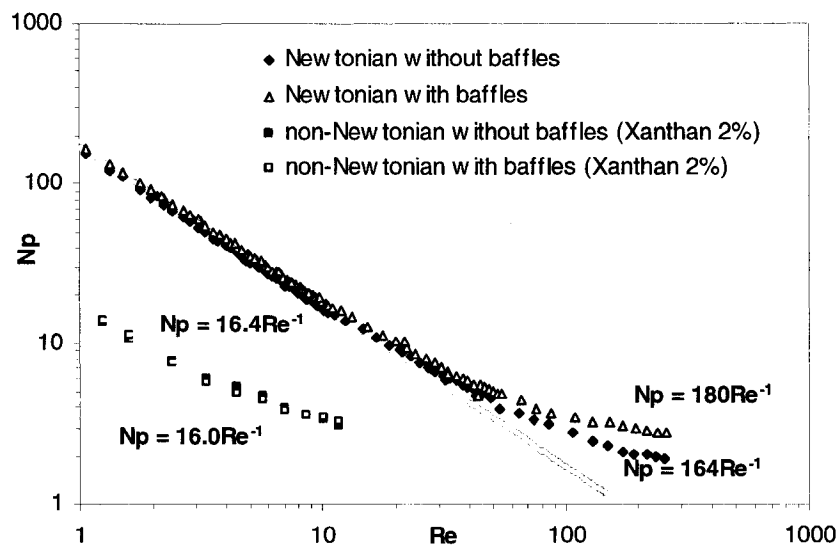


Figure 4-6 – Power curves for Newtonian and non-Newtonian fluids, 50L

The power number is here defined with *Eq. (4.1)* and the Reynolds number with *Eq. (4.2)*. As Figure 4-4, Figure 4-5 and Figure 4-6 show, the Maxblend impeller mounted with baffles operates in the laminar region for Re lower than 40 and the regime becomes transitional from this point on, irrespective of the scale investigated. The flow regime can be considered turbulent for Re higher than 300. However, without baffles the regime remains laminar until Re reaches 50. When using Newtonian fluids, at low Re (laminar regime), the mixing theory based on dimensional analysis is satisfied as the power curves are parallel and their slope is -1. Kp values range between 161 and 180 for the configuration without baffles and between 172 and 218 for the configuration with baffles. Those differences are first explained by the uncertainties on torque, viscosity and rotational speed which overall contribute to about 5% of error. The second reason is the wall clearance which is not kept in proportion for the three scales. The effect of the bottom clearance on the power consumption has also been investigated plotting the ratio $Kp(c)/Kp(co)$ versus the bottom clearance c , where $Kp(c)$ is Kp value at a given clearance “ c ” and $Kp(co)$ is Kp value at a nominal clearance “ co ” (see Figure 4-7).

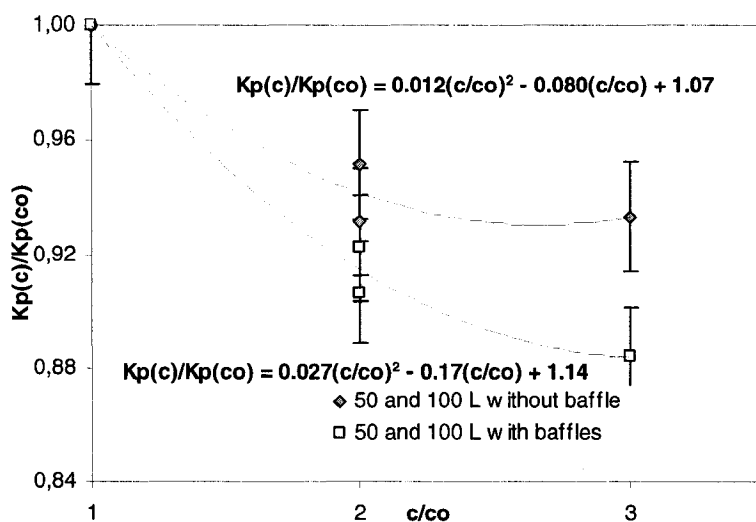


Figure 4-7 – Influence of bottom clearance on power consumption, 50 and 100L

The drop on power consumption due to the increase of the bottom clearance “ c ” is quite significant, especially when the Maxblend impeller is mounted with baffles. This drop can reach 12% of the initial Kp value based on the non Newtonian power consumption curves of Figure 4-4, Figure 4-5 and Figure 4-6. The dispersive capability of the Maxblend® may thus be located at the bottom of the impeller, where the velocity gradient is very important and the power mainly consumed. This result is in contradiction with the expected idea that the grid part of the Maxblend® was responsible for the dispersive capability. Power constants $Kp(n)$ have been determined and allowed the shear constant Ks calculation. The influence of power law index “ n ” on shear constant Ks has been characterized (see Figure 4-8).

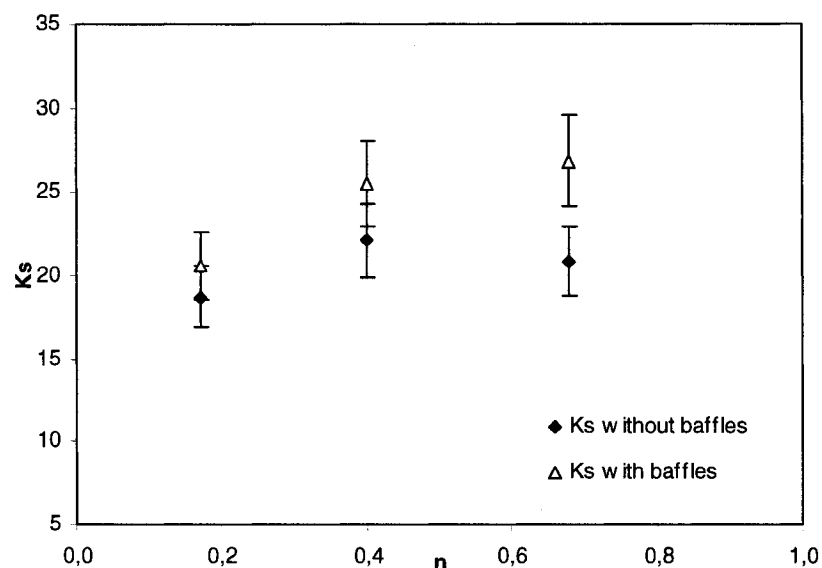


Figure 4-8 – Influence of power law index “n” on shear constant, 200 L

The shear constant K_s tends to increase with n . The lowest values for K_s were obtained with $n=0.17$, K_s was equal to 18.7 in the configuration without baffles and 20.6 in the configuration with baffles. De La Fuente *et al.* (1992) observed the same effect with helical ribbon impellers: K_s increases with n . The effect of bottom clearance on the shear constant K_s has been investigated also. The decreasing trend is similar to that observed for the K_p value variation (Figure 4-7, Figure 4-9).

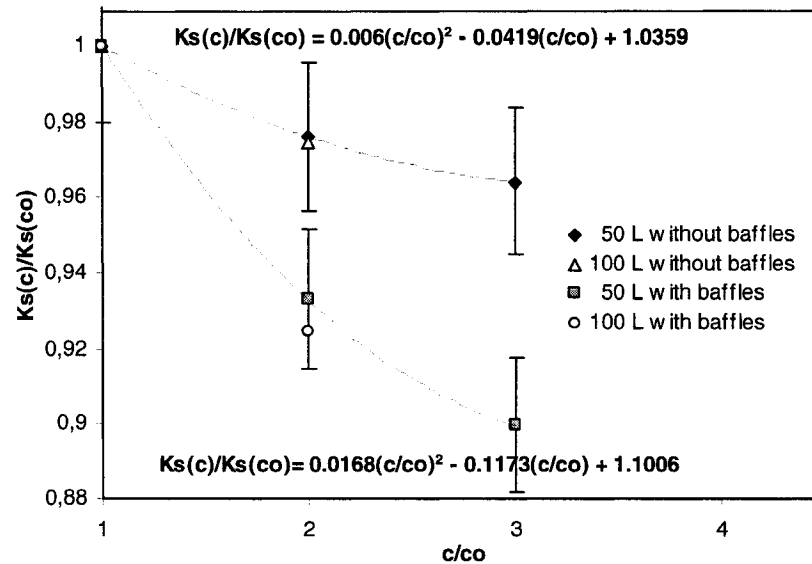


Figure 4-9 – Influence of bottom clearance on shear constant, 50 and 100 L

The Ks drop due to a large bottom clearance “ c ” can reach as much as 10% of the initial Ks value.

4.4.2 Mixing Time

Mixing times were evaluated using advanced image analysis (F. Cabaret *et al.* [6]). Kinetic curves have been established to determine mixing times and are reported on Figure 4-10.

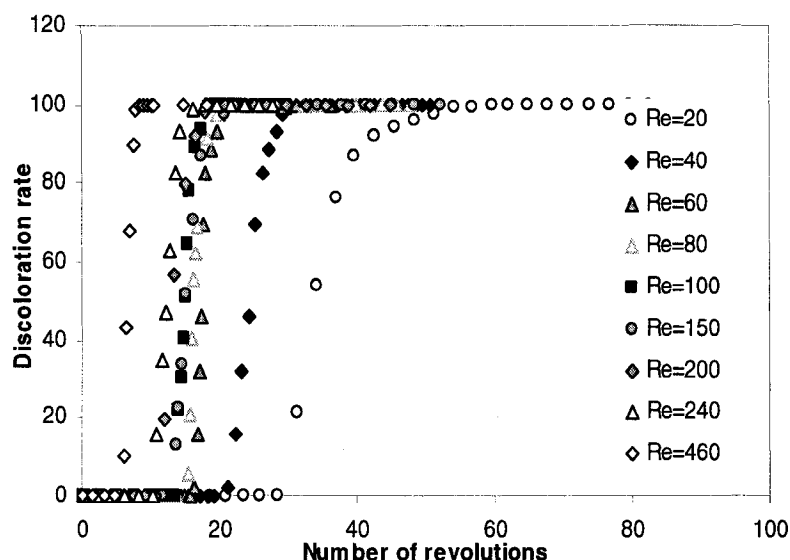


Figure 4-10 – Kinetic curves for Maxblend 200L with baffles, $c=c_o$, Newtonian fluids

The discoloration rate is plotted versus the number of revolutions of the Maxblend impeller. This graph clearly shows that the dimensionless mixing time is not constant for Reynolds numbers lower than 40, otherwise kinetic curves corresponding to $Re < 40$ would be identical. The product NTm is not constant in laminar flow with the Maxblend impeller contrary to the observations made with classical open turbines. It can be seen that the shape of the kinetic curve does not depend on the flow regime, only mixing times vary from one flow regime to another. From the kinetic curves, mixing times are determined when the discoloration rate reaches 100%. Segregated zones are not considered in the mixing time determination, the maximum value for the discoloration is 100% rather than 90% if segregated zones had been considered. But the kinetic and the mixing time of the reaction are not modified. The interrogation area chosen for mixing analysis is shown in Figure 4-11, the pixels of this area are analysed using the technique from Cabaret *et al.* (2006).



Figure 4-11 – Analysis window for image processing – excluding segregated zones

Ntm versus Re curves were determined both for Newtonian and non Newtonian fluids. Newtonian mixing times reported in Figure 4-12 show that the theory requiring a constant Ntm in the laminar regime is not satisfied. Indeed it can be seen that Ntm decreases with the inverse of the Reynolds number Re for values lower than 60 (laminar regime). In this regime, the pumping efficiency of the Maxblend (axial motion) increases with Re . Then, Ntm is slowly decreasing as $Re^{-0,10}$ for Re between 60 and 180: this regime belongs to the transient regime. The “chaotic” flow patterns for the three regimes (laminar, transient and turbulent) are illustrated in Figure 4-12.

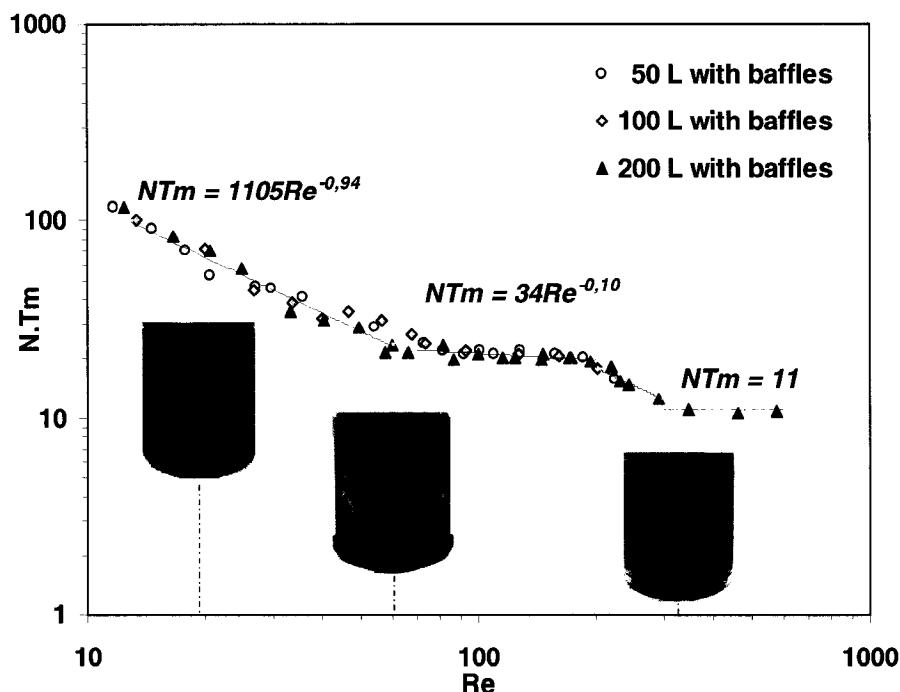


Figure 4-12 – Mixing times obtained with Newtonian fluids, Maxblend 50, 100 and 200L with nominal bottom clearance with baffles

The distributive motion occurring in the transient regime is described as follows: the paddle is pumping the fluid through the vessel, the fluid goes downward along the shaft and upward close to the wall. The grid part of the Maxblend seems to drive the fluid through this recirculation loop. Mixing is mostly achieved by axial pumping. The transient regime occurs for Re comprised between 60 and 300. Eventually the turbulent regime starts at $Re=300$ and the product NTm reaches a constant value of 11. Due to the logarithmic scale, no significant difference was found concerning the dimensionless mixing times for the three configurations. Indeed, mixing times estimated for the 50 and 100L systems were expected to be slightly higher than those observed for the 200L

configuration due to their lower power consumption previously established. Mixing times were also investigated with non Newtonian fluids.

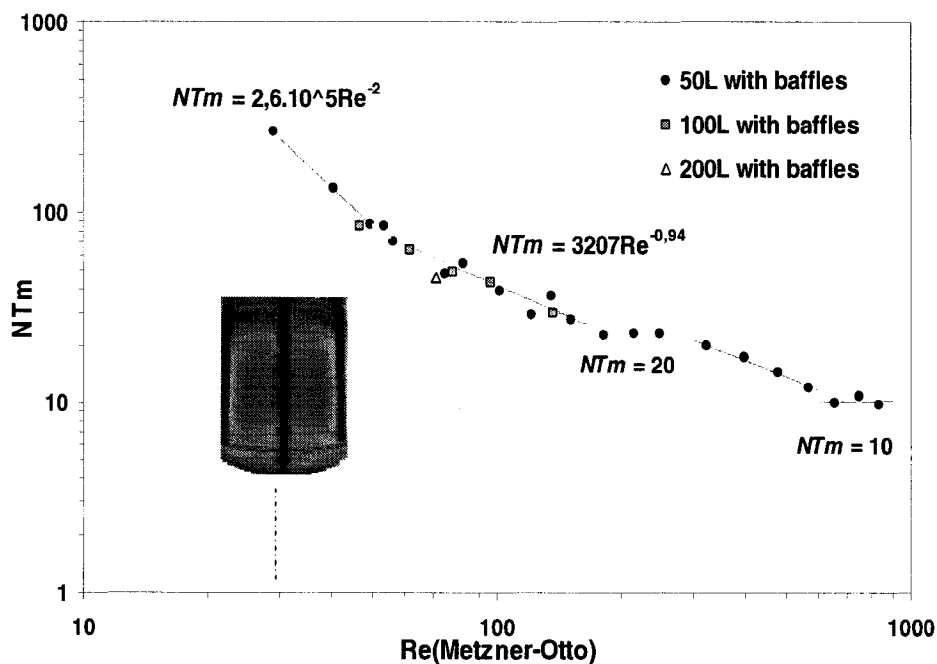


Figure 4-13 – Mixing times obtained with non Newtonian fluids (CMC 1.0% and 1.5%), Maxblend 50, 100 and 200L with nominal bottom clearance

The dimensionless mixing time is reported versus the Reynolds number $Re_{Metzner-Otto}$ defined in Eq(4.5). The trend is the same as that observed with Newtonian fluids.

The slope of the NTm vs Re curve is -1 in the laminar regime (except for $Re_{Metzner-Otto} < 40$ due to slow-to-mix volumes). The distributive motion is identical with that observed for Newtonian fluids for $Re_{Metzner-Otto}$ lower than 180. However the volume of fluid surrounding the shaft is not located in the circulation loop and thus tends to increase significantly the mixing time compared to the Newtonian fluid. This slow-to-

mix volume explains the large value of the NTm vs Re curve slope when $Re_{Metzner-Otto}$ is lower than 40. This slow-to-mix volume is not well sheared and, as a result, the local viscosity is quite high compared to the rest of the liquid, making this volume harder to mix. However, for Reynolds numbers between 40 and 180, the trend is exactly the same as that observed with Newtonian fluids: the dimensionless mixing time varies with the reciprocal of the Reynolds number. Above this Reynolds value of 180, the flow regime becomes transitional up to $Re=300$, in this range NTm is approximately 20. For Reynolds numbers in between 300 and 600, the product NTm drops significantly until it reaches the turbulent value $NTm=10$ after $Re_{Metzner-Otto}=600$.

Power consumption and mixing times in the laminar regime may be linked to explain the dimensionless mixing time variations. The front side of the paddle at the bottom creates an overpressure and pushes the fluid close to the wall in the upward direction. The liquid at the top of the tank is sucked at the same time by the low pressure created at the bottom of the tank, the liquid goes downward along the shaft. The pressure drop created by the paddle at the bottom of the vessel may be written as follows (dimensional analysis):

$$\Delta P \propto \rho V^2 \quad (4-7)$$

with ρ the density of the stirred liquid, V the velocity written $V = ND$, N the rotational speed and D the impeller diameter. The downward flow rate Q_z^- may be proportional to the pressure drop ΔP :

$$Q_z^- \propto \Delta P \quad (4-8)$$

This relation may remain valid for the laminar regime only.

The mixing time Tm may be made proportional to the reciprocal of Q_z^- ,

$$Tm \propto \frac{D^3}{Q_z^-} \quad (4-9)$$

The dimensionless mixing time can hence be written as follows:

$$NTm \propto 1/Re, Re \in \text{laminar regime} \quad (4-10)$$

Given this relation, NTm for Newtonian fluids should decrease with the reciprocal of the Reynolds number for Re lower than 60, which is observed experimentally ($NTm \propto Re^{-0.94}$). The same trend is observed with non Newtonian fluids in the laminar regime ($40 < Re_{Metzner-Otto} < 180$).

The effect of bottom clearance on mixing efficiency has also been investigated for various Reynolds number Re (see Figure 4-14).

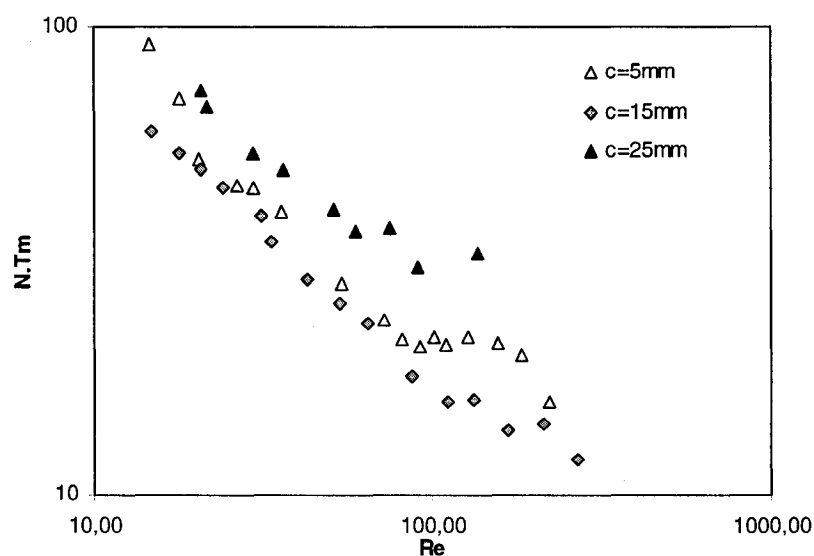


Figure 4-14 – Newtonian mixing times for Maxblend 50L and effect of bottom clearance

A wider bottom clearance ($c=3c_0$) seems to improve mixing efficiency in the transient regime ($60 < Re < 180$). This configuration tends to reduce both the mixing time and the power consumption. However the bottom clearance has a negative influence on the mixing time when it reaches five times the nominal value for the vessel of 50L mounted with Maxblend impeller. Such a high value for the bottom clearance results in increasing the dimensionless mixing time and breaking the pumping efficiency of the paddle located at the bottom of the vessel.

The possible presence of segregated regions was also investigated. For Reynolds numbers lower than 80, segregated regions were observed at the bottom of the tank.

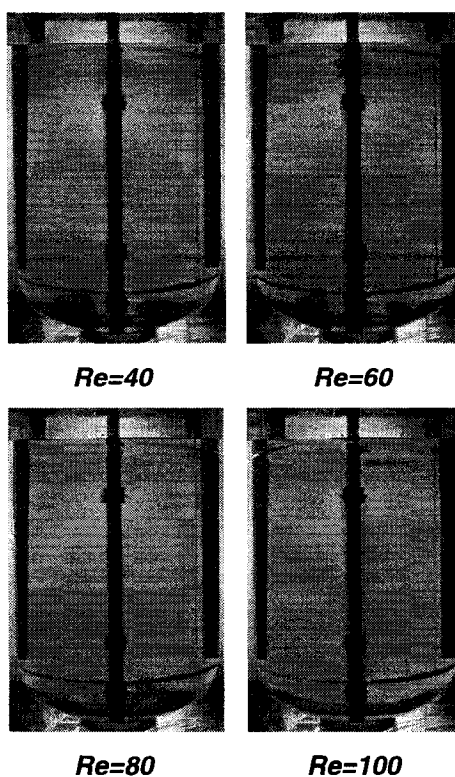


Figure 4-15 – Segregated zones for Maxblend 200L with baffles at various Reynolds numbers

Two segregation zones occur at the bottom of the vessel on each side of the paddle when the flow is laminar. Their size decreases when the Reynolds number increases. For Re larger than 80, these segregated zones completely disappear. The effect of the bottom clearance on the presence of segregated zones has been investigated (Figure 4-16).

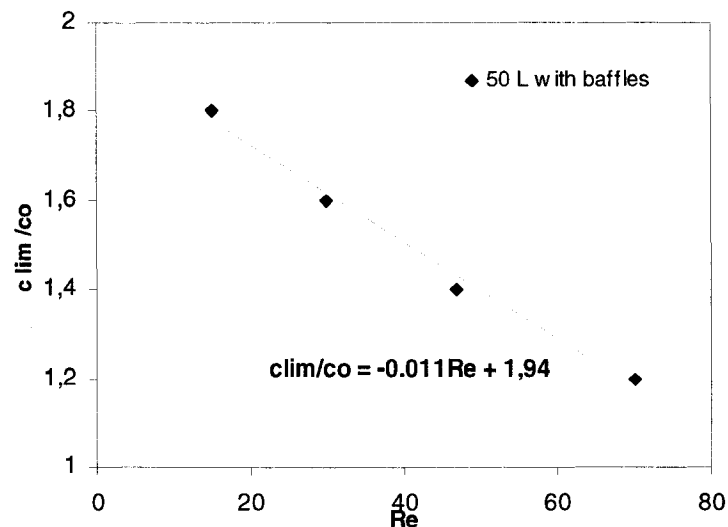


Figure 4-16 – Effect of bottom clearance on segregation zones for Maxblend 50L with baffles at various Reynolds numbers

In Figure 4-16, c_o is the standard clearance recommended by the supplier. We define a minimum bottom clearance c_{lim} which allows dissipation of segregated zones for a given Reynolds number, no segregated zone was observed for and above this limit value. There is a linear relation between this limit clearance and the Reynolds number. The minimum clearance c_{lim} may allow the fluid to move back and forth of the bottom paddle. This bottom motion may eliminate segregated zones.

4.5 Conclusions

The hydrodynamics of Maxblend mixer was experimentally investigated with Newtonian and non Newtonian fluids. The uniqueness of the power consumption and dimensionless mixing time charts apart from the scale has been observed, as expected. The particular shape of the Maxblend impeller (paddle at the bottom surmounted by a grid) was demonstrated as very efficient to promote fluid motion at low power consumption. The dimensionless mixing time depends on the pressure drop created by the paddle. The shape of the paddle creates large pressure variations inside the vessel and can be held responsible for the excellent flow motion. The product NTm varies with the inverse of the Reynolds number in the laminar flow regime ($Re < 60$) with Newtonian fluids. However with non Newtonian fluids NTm decreases with the inverse of the Reynolds number for $40 < Re < 180$, slow-to-mix volumes appear for $Re < 40$. Bottom clearance has significant influence on power consumption, up to 10%, and allow for the elimination of dead zones. Increasing the bottom clearance, up to three times the nominal value, may reduce both the power consumption and the mixing times.

4.6 Acknowledgments

The financial contribution of the national Science and Engineering Research Council of Canada (NSERC) is gratefully acknowledged.

CHAPITRE 5. : DISCUSSION GENERALE, CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

La performance du mélangeur Maxblend a été étudiée expérimentalement en milieu newtonien et non newtonien à différentes échelles. L'unicité des courbes de consommation de puissance et de temps de mélange a été observée indépendamment de l'échelle. Les constantes de puissance et de cisaillement effectif ont été déterminées. Il a été montré que les dégagements inférieurs et latéraux ont une influence significative sur celles-ci. Une part importante de la puissance transmise à l'agitateur est consommée au niveau du dégagement inférieur, alimentant ainsi la capacité dispersive du Maxblend. Une tendance à la hausse de la constante de cisaillement avec l'indice de rhéofluidifiante a également été observée. La forme originale du mélangeur Maxblend (palette à la base surmontée par une grille) s'est révélée très efficace pour assurer un mouvement global au fluide tout en maintenant une consommation de puissance raisonnable. Si la palette du Maxblend réalise le pompage du fluide, la partie grille quant à elle semble guider le fluide au sein de la recirculation globale, favorisant ainsi la capacité distributive du mélangeur. L'attrait majeur du mélangeur Maxblend réside dans sa capacité à effectuer un mélange efficace en régime laminaire ($Re > 10$ en milieu newtonien et $Re_{(Metzner-Otto)} > 40$ en milieu non newtonien). La décroissance du temps de mélange adimensionnel proportionnellement à l'inverse du nombre de Reynolds a été observée. C'est la forme particulière de la palette qui permet de créer une différence de pression importante entre les faces amont et aval de celle-ci et assure un excellent écoulement au sein du mélangeur. L'augmentation du dégagement inférieur d'un facteur deux à trois par rapport à la valeur nominale a permis de réduire le temps de

mélange et d'établir une tolérance sur ce même dégagement. Les zones ségrégées présentes au fond de la cuve en milieu newtonien ont disparu avec cette élévation du Maxblend. Aucune zone ségrégée n'a été observée en milieu non newtonien, cependant un volume difficile à mélanger est apparu autour de l'axe parce que peu cisailé et donc fortement visqueux.

Il pourrait être intéressant de mener une étude hydrodynamique similaire sur un mélangeur Maxblend d'envergure industrielle (plusieurs m^3) afin de vérifier l'effet du dégagement inférieur sur le temps de mélange et les zones ségrégées et valider la tolérance établie sur celui-ci. Il serait alors pertinent d'étudier les temps de mélange adimensionnels en fonction de la puissance volumique consommée puisqu'un facteur d'échelle important ne permet pas à priori de conserver le même régime d'écoulement. D'autre part, la caractérisation hydrodynamique du mélangeur coaxial SuperBlend constitué d'un mélangeur Maxblend et d'un double ruban hélicoïdal permettrait de vérifier la complémentarité de ces deux mélangeurs.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

BIRD (R.B.), STEWART (W.E.), LIGHTFOOT (E.N.). – Interphase transport in isothermal systems, *Transport Phenomena*. 2nd edition, p178, (2001).

BOURNE (J.R.), BUTLER (H.). - An analysis of the flow produced by helical ribbon impellers. *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, 47 , pp. 11-17 (1969).

BOURNE (J.R.), BUTLER (H.). - Some characteristics of helical impellers in viscous liquids. *AIChE Symposium Series*, 10 , pp. 89-96 (1965).

CABARET (F.), FRADETTE (L.), TANGUY (P.A.). - Characterization of macro-mixing kinetics using advanced image analysis, 12th *European Conference on Mixing*, Bologna, 27-30 June 2006.

CAUSSANEL-LAURENT (O.). - Agitation industrielle de fluides visqueux newtoniens et pseudoplastiques : Approches expérimentale et numérique. *Thèse de doctorat ès sciences physiques*, INP Toulouse, France (1990).

CHAVAN (V.V.), MASHELKAR (R.A.). - Mixing of viscous Newtonian and non-Newtonians fluids. *Adv. Transport Process*, 1 , pp. 210-252 (1980).

CHOWDHURY (R.), TIWARI (K.K.). - Power consumption studies of helical ribbon-screw mixers. *Ind. Eng. Chem. Process Des. and Dev.*, 18 , p. 228-31 (1979).

DE LA FUENTE (E.B.). - Mixing of rheological complex fluids with helical ribbon and helical screw ribbon impellers, *Thèse présentée à l'Université Laval pour l'obtention du grade de Philosophiae Doctor (Ph.D.)*, (1992).

DELAPLACE (G.), BOUVIER (L.), MOREAU (A.), GUERIN (R.), LEULIET (J.-C.). - Determination of mixing time by colourimetric diagnosis - Application to a new mixing system, *Experiments in fluids*, 36, 437-443, (2004).

DELAPLACE (G.), LEULIET (J.C.), RELANDEAU (V.). - Circulation and mixing times for helical ribbon impellers – review and experiments. *Experiments in Fluids*, 28, p. 170-82 (2000).

DELAPLACE (G.). - Agitation de fluides fortement visqueux, newtoniens ou non, par des agitateurs de proximité types ancre et rubans hélicoïdaux. *Doctorat en Énergétique et mécanique, université de Nancy* (1998).

DELAPLACE (G.), GUERIN (R.). – Mélange des produits pâteux - Caractéristiques d'un système agité, *Techniques de l'ingénieur, dossier F3350* (2006).

DESPLANCHES (H.), CHEVALIER (J.L.). - Mélange des milieux pâteux de rhéologie complexe : théorie, *Techniques de l'ingénieur, dossier J3860* (1999).

DESPLANCHES (H.), CHEVALIER (J.L.). - Mélange des milieux pâteux de rhéologie complexe : pratique, *Techniques de l'ingénieur, dossier J3861* (1999).

FOUCAULT (S.). – Caractérisation expérimentale de l'hydrodynamique d'un mélangeur coaxial. *Mémoire de maîtrise présentée à l'Ecole Polytechnique de Montréal*, (2004).

FOUCAULT (S.), ASCANIO (G.) and TANGUY (P.A.). -Coaxial Mixer Hydrodynamics with Newtonian and non-Newtonian Fluids, *Chem. Eng. Technol.*, 27, p324-329, (2004).

GERMAIN (E.). – Choix d'un agitateur lorsque la viscosité varie de 1 centipoise à 2000 poises. *Entropie*, (88), pp54-59, (1979).

GOGATE (P.R.), BEENACKERS (A.), PANDIT (A.B.). - Multiple-impeller systems with a special emphasis on bioreactors: a critical review, *Biochemical Engineering*, pp 109-144 (2006).

HO (F.), KWONG (A.). - A guide to designing. *Chem. Eng.*, pp. 95-104 (1973).

HOLLAND (F.A.), CHAPMAN (F.S.). - Liquid mixing and processing in stirred tanks, *Reinhold Pub. Co.*, (1966).

IRANSHAHI (A.), HENICHE (M.) , TANGUY (P.A.), YATOMI (R.), MORINAGA (S.), TAKENAKA (K.). - Numerical Investigation of 3D Mixing Hydrodynamics of Maxblend, *fourth International Conference on CFD in the Oil and Gas, Metallurgical & Process Industries SINTEF/NTNU Trondheim, Norway, 6-8 June 2005*.

KÄPPEL (M.). - Development and application of a method for measuring the mixture quality of miscible liquids – I. State of research and theoretical principles. *Int. Chem. Eng.*, 19 , pp. 196-215 (1979).

KURATSU (M.), YATOMI (R.) and SATOH (H.). - Design of versatile reactors, *Chem. Equipment.* , 8, pp. 86-92 (1995).

LAFON (P.). - Mélange laminaire de fluides miscibles en cuve agitée. *Thèse de doctorat, INP. Toulouse, France (1989)*.

LAMBERTO (D.J), MUZZIO (F.J.), SWANSON (P.D.), TONKOVICH (A.L .). - Using time dependent RPM to enhance mixing in stirred vessels *Chem. Eng. Sci.* , 51, pp.733-741 (1996).

MELTON (L.A.), LIPP (C.W.), SPRADLING (R.W.), PAULSON (K.A.), DISMT - Determination of mixing time through color changes, *Chemical Engineering Communications*, 189(3), 322-338, (2002).

METZNER (A.B.), FEEHS (R.H.), RAMOS (H.L.), OTTO (R.E.), TUTHILL (J.D.). - Agitation of viscous newtonian and non-newtonian fluids. *AIChE J.*, 7 , pp. 3-9 (1961).

METZNER (A.B.), OTTO (R.E.). - Agitation of non-newtonian fluids. *AIChE J.*, 3 , pp. 3-10 (1957).

MISHIMA (M.). - New trend of mixing vessel, *Chem. Eng. Jpn.*, 56, pp.131-137 (1992).

MURAKAMI (Y.), FUJIMOTO (K.), SHIMADA (T.), YAMADA (A.), ASANO (K.). - Evaluation of performance of mixing aparatus for high viscosity fluids. *J. of Chem. Eng. of Japan*, 5 , 3 , pp. 297-303 (1972).

NAGATA (S.). - Mixing: principles and applications, *Kodansha Ltd. And John Wiley & Sons, N.Y.* (1975).

NAGATA (S.). - NISHIKAWA (M.), HISAYUKI (T.), GOTOH (S.). - Power consumption of mixing impellers in pseudoplastic liquids. *J. of Chem. Eng. of Japan*, 4 , pp. 72-76 (1971).

NAGATA (S.), YANAGIMOTO (M.), YOKOYAMA (T.). - Studies on the mixing of high viscous liquids. *Memoirs of the faculty of engineering – Kyoto University*, 18, p. 444-60 (1956).

NOVAK (V.), RIEGER (F.). - Homogenization efficiency of helical ribbon and anchor agitators. *Chem. Eng. J.*, 9, pp. 63-70 (1975).

ROUSTAN (M.), PHARAMOND (J.C.), LINE (A.). - Agitation. Mélange - Concepts théoriques de base, *Techniques de l'ingénieur, dossier J3800* (1999).

RUSHTON (J.H.), COSTICH (E.W.), EVERETT (H.J.). - Power characteristics of mixing impellers. *Chem. Eng. Progress*. 46, 9, p. 467-76 (1950).

RUSZKOWSKI (S.W.). - Liquid blending measuring techniques. *Fluid Mixing Processes Report, Bedford, U.K.*, (1985).

TAKAHASHI (K.), HORIGUCHI (H.), MISHIMA (M.), YATOMI (R.). – Mixing characteristics in a vessel agitated by large paddle impeller Maxblend. *12th European Conference on Mixing, Bologna, 27-30 June 2006*.

TAKAHASHI (K.), YOKOTA (T.), KONNO (H.). - Mixing of pseudoplastic liquid in a vessel equipped with a variety of helical ribbon impellers. *J. of Chem. Eng. of Japan*, 21, 1, pp. 63-68 (1988).

TANGUY (P.A.), THIBAUT (F.), BRITO DE LA FUENTE (E.), ESPINOSA-SOLARES (T.), TECANTE (A.). – Mixing performance induced by coaxial flat blade-helical ribbon imellers rotating at different speeds. *Chemical Engineering Science*, 52(11), pp. 1733-1741 (1997).

TATTERSON (G.B). – Fluid mixing and gas dispersion in agitated tanks. *New York: McGraw-Hill, Inc. (1991).*

THIBAUT (F.). – Analyse du procédé de mélange solide-liquide: application à la préparation des sauces de couchage du papier. *Ph.D. Thesis, Ecole Polytechnique of Montreal (1999)*

VAN DE VUSSE (J.G.). - Mixing by agitation of miscible liquids. *Chem. Eng. Sci.*, 4 , pp. 178-200 (1955).

YAO (W.), MISHIMA (M.), TAKAHASHI (K.), Numerical Investigation on dispersive mixing characteristics of Maxblend and double helical ribbons, *Chem. Eng. Journal*, 84, p565-571, (2001).

ZLOKARNICK (M.). - Suitability of stirrers for the homogenization: Eignung von rührern zum homogenisieren von flüssigkeitsgemischen *Chemie Ing. Techn.*, 39 , p. 539-48 (1967).