

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

UNE MÉTHODE EXPÉRIMENTALE D'ÉVALUATION GLOBALE DU
POMPAGE D'UN AGITATEUR

APPLICATION AU MÉLANGEUR MAXBLEND™ EN MILIEUX NEWTONIEN ET NON -
NEWTONIEN

YOANN GUNTZBURGER
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

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

JUIN 2012

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

UNE MÉTHODE EXPÉRIMENTALE D'ÉVALUATION GLOBALE DU
POMPAGE D'UN AGITATEUR

APPLICATION AU MÉLANGEUR MAXBLEND™ EN MILIEUX NEWTONIEN ET NON-
NEWTONIEN

présenté par : GUNTZBURGER Yoann

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès Science Appliquées

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

M. CICOIRA Fabio, Ph.D., président

M. FRADETTE Louis, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. BERTRAND François, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

Mme HEUZEY Marie-Claude, Ph.D., membre

« Panta Rei » - Héraclite

REMERCIEMENTS

Je remercie tout particulièrement mes deux directeurs de recherches, les Professeurs Louis Fradette et François Bertrand, ainsi que le Professeur Philippe Tanguy, pour la confiance qu'ils m'ont accordée bien avant le début de cette maîtrise, ainsi que leur indéfectible soutien et leurs encouragements lors de ce projet et de mes récentes décisions. Merci infiniment pour tout.

Je remercie également la compagnie Sumitomo Heavy Industries Process Equipment Co. pour leur soutien matériel. Je remercie tout spécialement Messieurs Yatomi-san et Nishimi-san pour leur accueil lors de mon séjour au sein de la compagnie et les agréables moments passés ici et là-bas.

J'adresse mes plus affectueuses pensées à nos deux secrétaires Diane et Damienne. Merci pour vos sourires, votre gentillesse et votre bonne humeur.

J'adresse également mes sincères remerciements à toute l'équipe technique du département et particulièrement à Martine Lamarche, Gino Robin, Jean Huard, Carol Painchaud et Robert Delisle. Merci à vous tous.

Je remercie spécialement Vincent Stobiac pour sa gentillesse, son soutien et surtout sa patience lors de nos études numériques.

J'adresse également une pensée particulière à mes amis et partenaires de bureau: Paul Mosser, André Fontaine et Simon Archambault sans qui cette maîtrise n'aurait sûrement pas été la même.

Un grand merci également à toute l'équipe passée et actuelle de l'URPEI: Laetitia, Nick, Christophe, Florian, Julie, Cyrille, Hamed et Ebrahim.

Finalement, je remercie spécialement Luc Sagnières ainsi que Pierre Monnier pour leur aide dans différentes parties du projet.

RESUME

Une méthode expérimentale permettant l'évaluation du pompage global d'un agitateur et basée sur la technique de décoloration a été développée dans cette étude. Actuellement, les méthodes expérimentales les plus utilisées pour déterminer localement le pompage d'un agitateur sont la vélocimétrie par image de particules (PIV) et la vélocimétrie laser (LDV), méthodes coûteuses et complexes. Cette nouvelle méthode proposée ici est simple d'utilisation, peu coûteuse et peut être utilisée afin de rapidement combler les manques dans la littérature relatifs aux effets de la géométrie de l'agitateur ou de la rhéologie du fluide sur le pompage généré par un système de mélange. Cette méthode a tout d'abord été validée en évaluant le pompage généré par des agitateurs bien documentés dans la littérature. Ces agitateurs sont une turbine Rushton à six pales (RT), une turbine à pales inclinées (PBT) et un hydrofoil à trois pales (HP). Ces agitateurs ont été testés en milieu newtonien. La capacité de pompage du Maxblend™ a par la suite été évaluée en milieu newtonien et non-newtonien, en régime transitoire et turbulent, puis comparée aux précédents agitateurs. Ainsi, si l'on considère la capacité de pompage normalisée par la puissance consommée, l'hydrofoil est l'agitateur le plus performant en turbulence complète ($Nq_g^* = 2,8$) grâce à sa faible consommation de puissance, suivit par la turbine à pales inclinées ($Nq_g^* = 0,94$), le Maxblend™ ($Nq_g^* = 0,77$) et finalement la turbine Rushton ($Nq_g^* = 0,4$). Cependant, le mélangeur Maxblend™ génère les meilleurs résultats en termes de temps de mélange sur la gamme complète de nombre de Reynolds testée. Finalement, la rhéologie du fluide ne semble que peu affecter les performances du mélangeur Maxblend™ en termes de temps de mélange et de capacité de pompage en régime transitoire et turbulent. En revanche, pour des nombres de Reynolds inférieur à 10, le Maxblend™ a généré des situations de mélange pathologiques avec le fluide non newtonien.

Mots clefs: méthode expérimentale, capacité de pompage global, mélangeur Maxblend™, fluides newtoniens et non-newtoniens.

ABSTRACT

This investigation introduces an experimental method to determine the macro pumping capacity of an impeller in a transparent vessel using a decolorization method, contrary to commonly used experimental methods such as Particle Image Velocimetry (PIV) and Laser Doppler Velocimetry (LDV). This new inexpensive and easy-to-use method can be employed to quickly fill the lack of data available in the literature about geometrical effects on the global pumping efficiency of an impeller. This method was first applied to three well-known mixing systems and a Newtonian fluid to assess its reliability and accuracy: a six blades Rushton turbine (RT), a pitched blade turbine (PBT) with four 45° blades, and a three-blade hydrofoil propeller (HP). The global pumping capacity of the Maxblend™ impeller is then evaluated for both Newtonian and non-Newtonian fluids and compared to the other impellers in the transient to the turbulent regime. As results, considering the global pumping number normalized by the power consumption (Nq_g^*), the hydrofoil appears to be the most efficient ($Nq_g^* = 2.8$) in the fully turbulent regime. However, in terms of mixing time, the Maxblend™ impeller shows the best results over the entire range of Reynolds numbers. Finally, the shear-thinning behavior of the non-Newtonian fluid used does not affect the Maxblend™ impeller pumping and mixing capacity for Reynolds numbers below 80.

Keywords: experimental method, global pumping capacity, Maxblend™ impeller, Newtonian, non-Newtonian.

TABLE DES MATIERES

REMERCIEMENTS	IV
RESUME.....	V
ABSTRACT	VI
TABLE DES MATIERES	VII
LISTE DES TABLEAUX.....	IX
LISTE DES FIGURES.....	X
LISTE DES ABREVIATIONS ET DES SYMBOLES	XIII
CHAPITRE 1: INTRODUCTION	1
CHAPITRE 2: REVUE DE LITTERATURE.....	8
2.1. Rhéologie des liquides	8
2.1.1. Transfert de quantité de mouvements	8
2.1.2. Comportements rhéologiques.....	10
2.1.3. Modèles mathématiques	14
2.1.4. Effet de la température sur la viscosité	16
2.2. Puissance d'un agitateur	17
2.2.1. Caractérisation d'un écoulement.....	17
2.2.2. Consommation de puissance en régime laminaire	18
2.2.3. Consommation de puissance en régime turbulent.....	19
2.2.4. Évaluation de la puissance dans le cas non newtonien	21
2.2.5. Impact de l'énergie inertielle	22
2.3. Temps de mélange.....	24
2.3.1. Définition du mélange.....	24
2.3.2. Techniques de mesure	26
2.4. Pompage	29
2.5. Le Maxblend™.....	31
2.5.1. Applications	31
2.5.2. Caractérisation de la consommation de puissance, du pompage et du temps de mélange du Maxblend™	35

2.5.3.	Écoulements générés par le Maxblend™	35
2.5.4.	Impact de la configuration géométrique	36
2.5.5.	Le Superblend™	37
2.6.	Problématique et objectifs spécifiques de l'étude	39
CHAPITRE 3: METHODOLOGIE		40
3.1.	Étude de la performance du Maxblend™ et de son pompage	40
3.1.1.	Système de mélange	40
3.1.2.	Fluides utilisés	42
3.1.3.	Mesure de puissance	44
3.1.4.	Mesure du temps de mélange	46
3.2.	Tomographie par résistance électrique	48
3.2.1.	Méthode ERT	49
CHAPITRE 4: RESULTATS		51
4.1.	Présentation de l'article et des résultats complémentaires	51
4.2.	An experimental method to evaluate global pumping in a mixing system: application to the Maxblend™ for Newtonian and non-Newtonian fluids	52
4.2.1.	Abstract	52
4.2.2.	Introduction	53
4.2.3.	Materials and method	54
4.2.4.	Results and discussion	63
4.2.5.	Conclusion	82
4.2.6.	Acknowledgements	83
4.2.7.	Nomenclature	83
4.2.8.	Literature cited	84
4.3.	Résultats complémentaires: Tomographie par résistance électrique	87
4.3.1.	Reproductibilité des mesures	87
4.3.2.	Comparaison entre ERT et décoloration	88
CHAPITRE 5: DISCUSSIONS, CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS		90
CHAPITRE 6: BIBLIOGRAPHIE		92

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1. Principaux modèles rhéologiques.....	15
Tableau 2.2. Avantages et inconvénients des méthodes de mesure locales et globales du temps de mélange.	28
Tableau 2.3. Constantes caractéristiques d'une turbine Rushton, d'un Maxblend (de type Wedge), d'un ruban hélicoïdal et du Superblend™	38
Tableau 3.1. Dimension des systèmes de mélange utilisés.....	42
Tableau 3.2. Valeurs des paramètres du modèle de Carreau-Yasuda en fonction de la teneur en sel de la solution de Steol.....	44
Tableau 3.3. Dimension du banc expérimental d'ERT.....	50
Tableau 4.1. Dimensions of the four mixing systems.....	55
Tableau 4.2. Values of the Carreau-Yasuda parameters as a function of salt concentration.....	58
Tableau 4.3. Mixing times for RT and water at $Re = 7000$ and $Re = 21\ 000$	65
Tableau 4.4. Comparison between flow number values from the literature and the values of Nq_g obtained in this study for RT, PBT and HP.....	67
Tableau 4.5. Normalized global flow numbers for the Maxblend™, RT, PBT and HP impellers	72

LISTE DES FIGURES

Figure 1.1. Exemple de mobile dispersif: Turbine Rushton à 6 pales.....	1
Figure 1.2. Exemple de mobile dispersif à décharge axiale: l'hélice marine	2
Figure 1.3. Exemple de mobiles raclant: a) Double ruban hélicoïdal, b) ancre	2
Figure 1.4. Mélangeur Maxblend (Modèle Wedge).....	4
Figure 1.5. Comparaison de temps de mélange adimensionnel du Maxblend™ et de divers agitateurs (SHI, 2008)	4
Figure 1.6. Comparaison du coefficient de transfert thermique du Maxblend™ et de divers agitateurs en fonction du nombre de Reynolds (SHI, 2008)	5
Figure 1.7. Comparaison du pourcentage massique de particules brisées lors de la mise en suspension solide par le Maxblend™ et une turbine (SHI, 2008)	5
Figure 1.8. Comparaison du coefficient de transfert de masse entre le Maxblend™ et une double turbine en fonction de la consommation de puissance (SHI, 2008).....	6
Figure 1.9. Patron d'écoulement (Plan yz) généré par le Maxblend™, $Re = 68$ (Devals <i>et al.</i> , 2008).....	6
Figure 2.1. Fluide d'épaisseur Y , au repos, compris entre deux plaques.	8
Figure 2.2. Fluide en mouvement entre une plaque de vitesse V et une plaque au repos.	9
Figure 2.3. Représentation schématique de l'effet Weissenberg	12
Figure 2.4. Rhéogramme de différents comportements rhéologiques.....	12
Figure 2.5. Photographie illustrant l'effet de Kaye.....	13
Figure 2.6. Courbe typique de la viscosité en fonction du taux de cisaillement pour un fluide pseudo-plastique (Paul <i>et al.</i> , 2004, p. 151).....	15
Figure 2.7. Représentation schématique de la dispersion et la distribution lors d'un mélange (Manas - Zloczower, 1997).	24
Figure 2.8. Concentration d'un traceur en fonction du temps (Coulson <i>et al.</i> , 1999).	25
Figure 2.9. Modèle droit du Maxblend™ (Type Maxblend™ fermentor®).....	32
Figure 2.10. Représentation schématique du mélangeur de type porte-turbine et du Maxblend™ (Kouda <i>et al.</i> , 1997).....	33
Figure 2.11. Vue schématique de face et dessus du mélangeur Fullzone (Dohi <i>et al.</i> , 2006).....	33

Figure 2.12. Illustration des écoulements axiaux générés par le Maxblend™ (Re = 40): a) Méthode expérimentale (Fradette <i>et al.</i> (2007)), b) et c) Méthode numérique (b) Iranshahi <i>et al.</i> (2007), c) devals <i>et al.</i> (2008)).....	36
Figure 2.13. Représentation schématique du mélangeur Superblend™.....	37
Figure 3.1. Schéma des systèmes de mélange à l'étude: a) Maxblend™, b) turbine Rushton (RT), c) turbine à pales inclinées (PBT) et d) hydrofoil (HP)	40
Figure 3.2. Schéma du banc expérimental Maxblend™.	41
Figure 3.3. Formule topologique du Lauryl-éther-sulfate d'ammonium.	43
Figure 3.4. Rhéogramme du Steol en fonction de la concentration massique de sel. Les lignes pleines représentent le model de Carreau-Yasuda associé.....	43
Figure 3.5. Schéma du banc expérimental d'acquisition des temps de mélange	46
Figure 3.6. Courbe de décoloration typique pour le Maxblend™ avec exemple d'images.....	47
Figure 3.7. Influence de la décoloration sur la viscosité du Stéol à 1 % massique en sel.....	48
Figure 3.8. Schéma du Maxblend™ à fond plat (a)) et de la cuve de tomographie (b)).....	50
Figure 4.1. Mixing systems: a) Maxblend™, b) Rushton Turbine (RT), c) pitched blade turbine (PBT) and d) hydrofoil propeller (HP).....	55
Figure 4.2. Shear viscosity of the non-Newtonian fluid for varying salt concentrations (w/w %). The continuous line represents fits of the Carreau-Yasuda model (Eq. 4.1). The dashed lines represent the operating range of the Maxblend™ impeller.....	57
Figure 4.3. Power curves for the Maxblend™ impeller in the case of Newtonian (Re) and non-Newtonian fluids (Re _g from Eq. 4.3).....	60
Figure 4.4. Typical decolorization curve for the Maxblend™ impeller.....	62
Figure 4.5. Decolorization curves for the reproducibility tests: RT with water at Re = 7000	64
Figure 4.6. Decolorization curves for the reproducibility tests: RT with water at Re = 21 000 ...	65
Figure 4.7. Values of Nq _g for RT, PBT and HP with respect to the Reynolds number. The lines represents the fits obtained with equation (4.12)	66
Figure 4.8. Pumping curves of the Maxblend™ impeller and the Rushton turbine in the case of the Newtonian fluids	69
Figure 4.9. Normalized global flow number with respect to the Reynolds number in the case of the Newtonian fluids	71

Figure 4.10. Pumping curves of the Maxblend™ impeller in the case of the Newtonian (Re) and non-Newtonian fluids (Re_g from Eq. 4.3)	73
Figure 4.11. Pathological mixing situation illustrated by the decolorization method after 750 impeller revolutions at $Re_g = 8$: a) tracer injected on top, b) tracer injected at the bottom. The dashed line represents the limit between the two segregated regions	74
Figure 4.12. Comparison of the dimensionless mixing times for the Maxblend™, RT, PBT and HP impellers	75
Figure 4.13. Decolorization curves for the Maxblend™ impeller and the Newtonian fluid at $Re = 10$, for two rotational speeds, two viscosities and two tracer injection points (top or inner)	77
Figure 4.14. The top and inner injection points, and the two flow patterns generated by the Maxblend™ impeller at $Re = 10$	78
Figure 4.15. Decolorizations at five different dimensionless times and the corresponding mixing times for the six experiments	79
Figure 4.16. Local mixing efficiency index λ for the straight Maxblend™ at $Re = 32$ (Yao <i>et al.</i> , 2001)	80
Figure 4.17. Tests de reproductibilité: a) conductivité moyenne standardisée, b) déviation standard moyenne de la conductivité	87
Figure 4.18. Comparaison des temps de mélange typiques obtenus simultanément par décoloration et par ERT	88

LISTE DES ABREVIATIONS ET DES SYMBOLES

Abréviations Signification

ERT	<i>Electrical Resistance Tomography</i> - Tomographie par Résistance Électrique
LDV	<i>Laser Doppler Velocimetry</i> - Vélocimétrie Lazer Doppler
PIV	<i>Particle Image Velocimetry</i> - Vélocimétrie par Image de Particules
URPEI	Unité de Recherche en Procédés d'Écoulements Industriels

Symboles	Signification	Unité
a	Paramètre d'ajustement du modèle rhéologique de Carreau-Yasuda	(-)
A	Aire	(m^2)
c	Entrefer	(m)
D	Diamètre de l'agitateur	(m)
E_A	Énergie d'activation d'Arrhenius	(J/mol)
F	Force	(N)
F_μ	Forces visqueuses	(N)
F_ρ	Forces d'inertie	(N)
g	Accélération gravitationnelle	(m/s^2)
h	Espace inter-annulaire de la cuve à ERT	(m)
H	Hauteur de la cuve	(m)
m	Indice de consistance du fluide	($Pa.s^n$)
M	Indice de mélange	(%)
n	Indice de loi de puissance	(-)
N	Vitesse d'agitation	(rps)
p	Pression	(Pa)

P	Puissance	(W)
Q	Débit de circulation de fluide dans la cuve	(m ³ /s)
R	Constante des gaz parfaits	(J/mol.K)
t	Temps	(s)
t _c	Temps de circulation	(s)
t _m	Temps de mélange	(s)
T	Diamètre de la cuve	(m)
T _m	Couple mesuré	(N.m)
T _r	Couple résiduel	(N.m)
u	Vecteur des vitesses	(m/s)
V	Vitesse caractéristique	(m/s)
w	Largeur des contre-pales	(m)

Symboles Grecs:

Symboles	Signification	Unité
$\dot{\gamma}$	Taux de cisaillement	(s ⁻¹)
$\eta(\dot{\gamma}), \mu$	Viscosité	(Pa.s)
λ	Temps caractéristique du modèle rhéologique de Carreau-Yasuda	(s)
ρ	Masse volumique	(kg/m ³)
τ	Contrainte de cisaillement	(Pa)
τ_c	Contrainte critique d'écoulement des fluides plastiques	(Pa)

Nombres sans dimension:

Symboles	Signification
De	Nombre de Déborah
Fr	Nombre de Froude
K _P	Constante de puissance d'agitation (fluides newtoniens)

$K_P(n)$	Constante de puissance d'agitation (fluides non newtoniens)
K_{PT}	Paramètre laminaire du modèle mathématique des courbes de puissance d'agitation
K_s	Constante de Metzner et Otto
N_P	Nombre de puissance
N_{PT}	Paramètre turbulent du modèle mathématique des courbes de puissance d'agitation
N_q	Nombre de pompage
Nq_g	Nombre global de pompage
Nq_g^*	Nombre global de pompage normalisé
Nt_m, θ_m	Temps de mélange adimensionnel
Re	Nombre de Reynolds newtonien
$Re_{\eta(\dot{\gamma})}$	Nombre de Reynolds non newtonien
Re_g, Re_{Pr}	Nombre de Reynolds généralisé
W_i	Nombre de Weissenberg

CHAPITRE 1: INTRODUCTION

Le mélange, opération unitaire visant à réduire l'inhomogénéité d'un milieu en vue d'obtenir un produit aux spécifications données, est essentiel dans l'industrie (Paul *et al.*, 2004). On en retrouve des exemples dans plusieurs types de procédés, qu'ils soient alimentaires, pétroliers, miniers, ou encore pharmaceutiques, où le mélange joue un rôle prépondérant dans le transfert de matière ou de chaleur. C'est un procédé également important dans le traitement des eaux usées et des déchets, et de la pollution atmosphérique. Le mélange industriel est un procédé ancien. Des références à l'agitation mécanique à l'échelle industrielle sont faites dans plusieurs documents officiels Belges datant du début du XIX^{ème} siècle. Pourtant c'est un procédé encore mal connu, et les pertes économiques associées restent considérables (Paul *et al.*, 2004).

Le choix de telle ou telle technologie de mélange se fait essentiellement selon le type d'application: émulsion, dispersion solide-liquide ou gaz-liquide par exemple, et les propriétés physiques des corps à mélanger, comme leur viscosité. Si celle-ci est faible, de petits agitateurs, appelés mobiles dispersifs, tournant à très haute vitesse et placés dans une cuve munie de contre-pales, permettront d'obtenir l'homogénéité désirée. La turbine Rushton (Figure 1.1) est un exemple typique de cette famille d'agitateur.

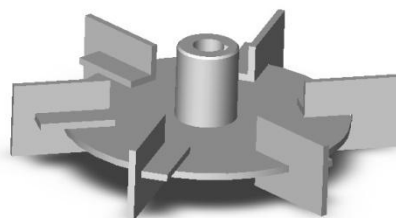


Figure 1.1. Exemple de mobile dispersif: Turbine Rushton à 6 pales¹

Notons qu'il existe principalement deux familles de mobiles dispersifs. Ceux à décharge radiale, comme la turbine Rushton, en opposition aux mobiles à décharge axiale comme l'hélice marine (Figure 1.2)

¹ <http://www.postmixing.com/mixing%20forum/impellers/rt.htm>, page visitée le 11 avril 2011

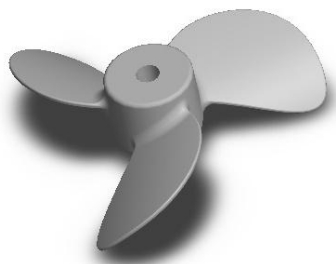


Figure 1.2. Exemple de mobile dispersif à décharge axiale: l'hélice marine²

Inversement, si la viscosité du milieu est importante, de grands agitateurs, appelés agitateurs raclant ou de proximité et tournant à faible vitesse, seront employés. Les exemples classiques de ce type d'agitateur sont l'ancre et le ruban hélicoïdal (Figure 1.3).



Figure 1.3. Exemple de mobiles raclant: a) Double ruban hélicoïdal³, b) ancre⁴

Notons ici que si ces deux agitateurs sont de la même catégorie, ils se distinguent très clairement par leur performance. En effet, la géométrie du ruban hélicoïdal induit un effet de pompage vertical bien supérieur à celui généré par l'ancre. Les procédés où les fluides utilisés présentent des viscosités extrêmes, comme dans le cas des pâtes alimentaires ou de suspensions solides

² <http://www.postmixing.com/mixing%20forum/images/prup.jpg>, page visitée le 11 avril 2011

³ <http://www.northlandengineering.net/chemineer/impellers.htm>, page visitée le 11 avril 2011

⁴ <http://www.postmixing.com/mixing%20forum/images/anchor1.jpg>, page visitée le 11 avril 2011

hautement chargées, requièrent l'emploi d'une troisième catégorie de mélangeurs : les malaxeurs, ou mélangeurs planétaires. Ces mélangeurs sont nommés ainsi du fait de leur double niveau de rotation, sur eux même et autour du centre de la cuve, l'intégralité de la cuve étant alors balayée par l'agitateur (Tanguy *et al.*, 1999). Cette technologie permet de développer une grande puissance d'agitation, avantage certain pour le mélange de milieux hautement visqueux. Néanmoins, la complexité de son système d'engrenage épicycloïdal reste son principal inconvénient (Lynwander, 1983).

Il existe de nombreux procédés où l'utilisation seule de mélangeurs dispersifs ou raclant n'est pas suffisante. La mise en suspension solide (Hicks *et al.*, 1997) ainsi que la polymérisation (Gerstenberg *et al.*, 1983) en sont des exemples. En effet, la première phase de la mise en suspension solide consiste à décoller les particules du fond de la cuve. Ce mélange dense de particules et de fluide possède alors une viscosité élevée qui diminuera au fur et à mesure du décollage du solide. Les propriétés physiques du milieu évoluent donc au cours du procédé ce qui nécessiterait un changement de type d'agitation, passant du raclant au dispersif. Dans le cas de la polymérisation, le changement de propriétés physiques se là aussi fait progressivement, au cours d'une même réaction. La viscosité du produit final est généralement plus élevée que celle des réactifs initiaux et peut en outre suivre d'autres comportements rhéologiques. Dans un cas comme dans l'autre, il est nécessaire de combiner dès le départ les deux familles d'agitateur afin de profiter de leurs avantages respectifs, le changement de mobiles d'agitation n'étant que très difficilement réalisable pendant la réaction (Tanguy *et al.*, 1997). L'amélioration de ces systèmes d'agitation multiples, agitateur planétaires ou coaxiaux, est donc essentielle pour les compagnies les utilisant. Cependant la mise en place de telles unités d'agitation reste coûteuse, compte tenu de leur complexe système de motorisation. Pour palier à ce problème, le groupe Japonais Sumitomo Heavy Industries Process Equipment Co. Ltd, a mis au point en 1986 le mélangeur MaxblendTM. Celui-ci, d'une géométrie relativement simple, est composé de deux parties distinctes: une grille supérieure permettant une bonne dispersion à faible viscosité, ainsi qu'une plaque inférieure induisant un fort pompage à haute viscosité (Figure 1.4).

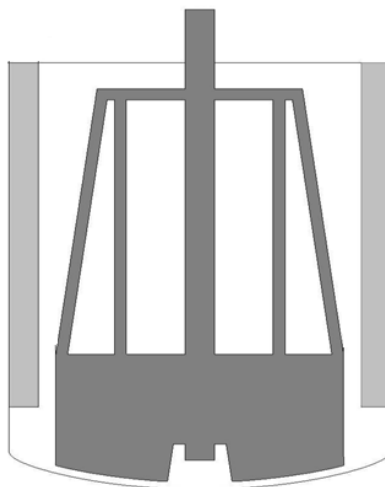


Figure 1.4. Mélangeur Maxblend (Modèle Wedge)

C'est donc un mélangeur hybride, à mi-chemin entre les mobiles dispersifs et raclant. Grâce à cette configuration, le MaxblendTM peut être utilisé dans des procédés dont la viscosité des fluides à mélanger varie de 1mPa.s à 100 Pa.s. Ce mélangeur semble en outre supplanter les mélangeurs conventionnels en mélange liquide-liquide (Figure 1.5), transfert de chaleur (Figure 1.6), dispersion solide (Figure 1.7) et distribution gazeuse (Figure 1.8).

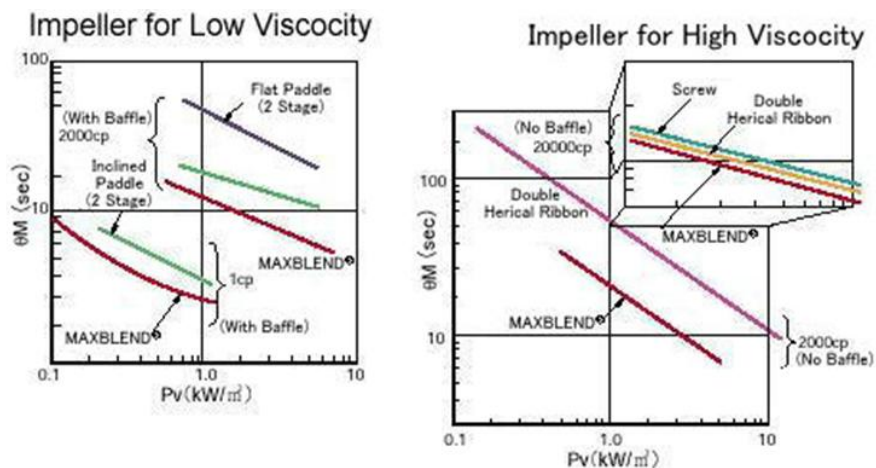


Figure 1.5. Comparaison de temps de mélange adimensionnel du MaxblendTM et de divers agitateurs (SHI, 2008)

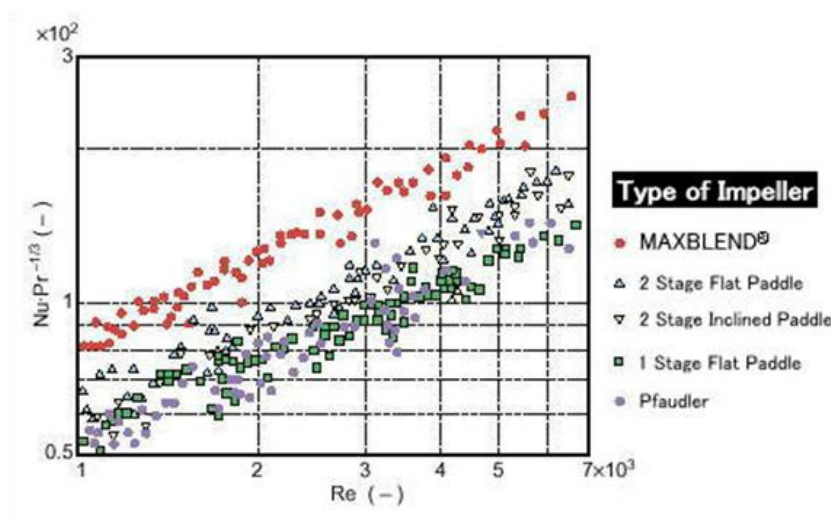


Figure 1.6. Comparaison du coefficient de transfert thermique du Maxblend™ et de divers agitateurs en fonction du nombre de Reynolds (SHI, 2008)

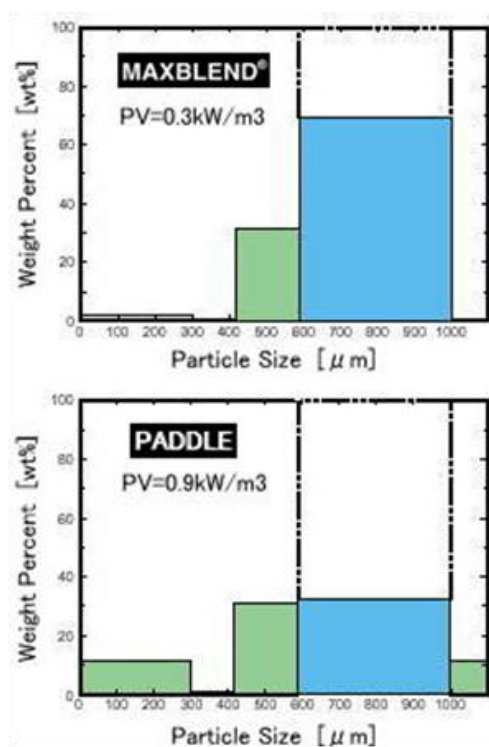


Figure 1.7. Comparaison du pourcentage massique de particules brisées lors de la mise en suspension solide par le Maxblend™ et une turbine (SHI, 2008)

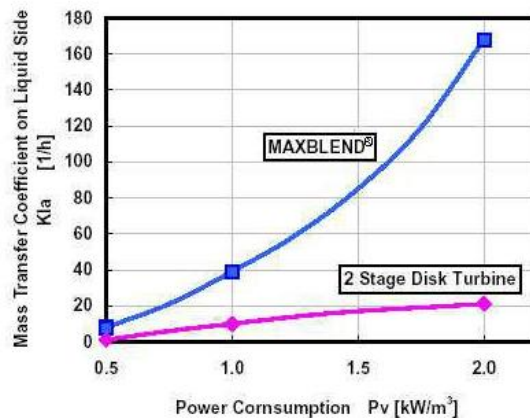


Figure 1.8. Comparaison du coefficient de transfert de masse entre le MaxblendTM et une double turbine en fonction de la consommation de puissance (SHI, 2008)

Grâce à l'action conjointe des deux parties constituant le MaxblendTM, un écoulement principalement axial est généré lors de son fonctionnement. Ce phénomène est illustré par la Figure 1.9.

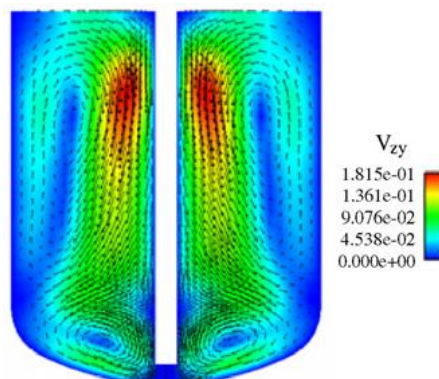


Figure 1.9. Patron d'écoulement (Plan yz) généré par le MaxblendTM, $Re = 68$ (Devals *et al.*, 2008).

Son design simple et ses bonnes performances le rendent très intéressant commercialement. Plus de 1000 réacteurs MaxblendTM étaient ainsi en fonctionnement en 2008 dans divers procédés de mélange liquide-liquide, solide-liquide et liquide-gaz (SHI, 2008).

L'Unité de Recherche en Procédés d'Écoulements Industriels (URPEI), dirigée par le Prof. François Bertrand, de l'École Polytechnique de Montréal, est spécialisée dans l'étude de l'écoulement de milieux complexes depuis bientôt 20 ans. Ce groupe possède une forte réputation internationale. Plus de 100 articles ont déjà été publiés, portant sur les résultats d'études tant numériques qu'expérimentales, la plupart en partenariat avec des compagnies industrielles. L'entreprise Sumitomo Heavy Industries Process Equipment Co. Ltd s'est associée à l'URPEI depuis plusieurs années, le premier article conjoint datant de 2006. Cette association a pour but, au travers de diverses investigations, de comprendre et d'améliorer le fonctionnement du mélangeur Maxblend™.

Ce projet consiste d'une part à développer une méthode expérimentale permettant l'évaluation du pompage global d'un agitateur et à la valider sur des agitateurs simples, et dont les caractéristiques sont bien documentées, et d'autre part à l'appliquer au mélangeur industriel Maxblend™ avec des fluides newtoniens et non newtoniens.

CHAPITRE 2: REVUE DE LITTERATURE

Tous les mélangeurs ne fonctionnent pas de la même manière, et ne sont pas utilisés pour les mêmes applications. Le temps ainsi que la puissance consommée nécessaires pour atteindre un même degré d'homogénéité sont donc différents d'un agitateur à l'autre pour des conditions d'opérations semblables. Il est nécessaire de pouvoir quantifier ces propriétés afin de déterminer quel agitateur est le plus adapté à telle ou telle application. Les notions de consommation de puissance, de temps de mélange ainsi que de capacité de pompage d'un agitateur seront donc développées dans ce chapitre. Une analyse complète des études expérimentales ainsi que numériques menées sur le Maxblend™ sera également présentée au cours de cette section. Un retour sur les fondamentaux de la rhéologie, essentiels à la compréhension de cette étude, sera effectué en introduction.

2.1. Rhéologie des liquides

2.1.1. Transfert de quantité de mouvements

Considérons un fluide d'épaisseur Y compris entre deux plaques de surface A , initialement au repos, comme illustré par la Figure 2.1.

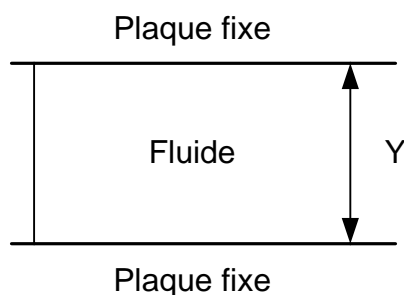


Figure 2.1. Fluide d'épaisseur Y , au repos, compris entre deux plaques.

La plaque supérieure étant maintenue fixe, une force constante F est appliquée sur la plaque inférieure. Une fois le régime permanent atteint, celle-ci atteint une vitesse constante V et le profil de vitesse du fluide est complètement établi et linéaire entre les deux plaques. La vitesse du fluide est nulle à la paroi supérieure tandis qu'elle est égale à V au niveau de la plaque inférieure. Ceci est représenté par la Figure 2.2.

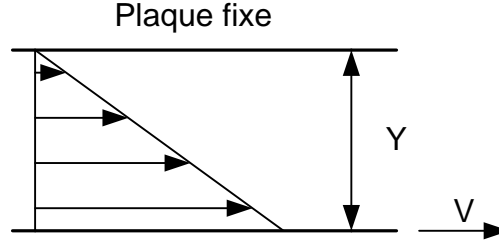


Figure 2.2. Fluide en mouvement entre une plaque de vitesse V et une plaque au repos.

Ce phénomène peut être traduit mathématiquement par la formule macroscopique suivante :

$$\frac{F}{A} = \mu * \frac{V}{Y}, \quad (2.1)$$

où μ , qui représente physiquement une résistance au mouvement du fluide, est la viscosité. Le terme F/A s'appelle la contrainte de cisaillement et est noté τ_{yx} (Pa). Il représente la force de frottement appliquée tangentiellement entre les couches. L'équation 2.1 peut être réécrite sous forme différentielle pour aboutir à la loi de Newton:

$$\tau_{yx} = -\mu * \frac{dV_x}{dy} = -\mu * \dot{\gamma}. \quad (2.2)$$

Le terme $\dot{\gamma}$ (s^{-1}) correspond à la vitesse de cisaillement, ou encore au gradient de vitesse dans le cas d'écoulements symétriques (plans ou tubulaires) (Coussot *et al.*, 2001). Notons que dans le cas d'un système en trois dimensions, le terme de contrainte de cisaillement devient le tenseur de contraintes (équation 2.3) :

$$\tau_{ij} = \begin{bmatrix} \tau_{xx} & \tau_{xy} & \tau_{xz} \\ \tau_{yx} & \tau_{yy} & \tau_{yz} \\ \tau_{zx} & \tau_{zy} & \tau_{zz} \end{bmatrix}. \quad (2.3)$$

L'exemple précédent en deux dimensions n'est donc qu'un cas particulier où $\tau_{xz} = \tau_{zx} = 0$, $\tau_{yz} = \tau_{zy} = 0$ et $\tau_{xy} = \tau_{yx}$. Les contraintes τ_{xx} , τ_{yy} , et τ_{zz} sont appelées les contraintes normales (Coussot *et al.*, 2001).

Les mouvements de cisaillement sont donc engendrés, entre autres, par le déplacement d'une surface solide, mais celles-ci ne sont en revanche pas toujours planes. C'est le cas de la majeure partie des rhéomètres, appareils permettant de caractériser les propriétés d'écoulement d'un fluide, qui possèdent des systèmes de types cylindriques coaxiaux rotatifs, plan-plan rotatifs ou encore cône-plan rotatifs. Une différence de pression peut également engendrer un mouvement de cisaillement. C'est le cas notamment pour les rhéomètres capillaires, ou encore le cœur. Soumis à un tel cisaillement, tous les fluides ne s'écoulent pas de la même manière et peuvent présenter des comportements rhéologiques très différents les uns des autres.

2.1.2. Comportements rhéologiques

Les propriétés physiques et chimiques d'un fluide influent grandement sur son comportement lors d'un écoulement. Si le coefficient de viscosité, qui correspond au rapport de la contrainte et de la vitesse de cisaillement, présente une relation linéaire stable dans le temps avec cette dernière, nous parlerons de fluides newtoniens et leur viscosité sera notée μ . De bons exemples de fluides newtoniens sont l'eau, l'huile ou encore les solutions aqueuse de glucose. En revanche, si la viscosité d'un fluide dépend du cisaillement, nous parlerons de fluides non newtoniens et leur viscosité sera notée $\eta(\dot{\gamma})$.

Tous les liquides ayant une viscosité dépendante du taux de cisaillement sont donc considérés comme non newtoniens et peuvent être regroupés selon trois catégories distinctes (Coussot *et al.*, 2001):

Les fluides dont le comportement est indépendant du temps : la viscosité de tels fluides n'est certes pas indépendante du taux de cisaillement, mais cette relation ne varie pas dans le temps;

Les fluides dont le comportement est dépendant du temps : c'est le cas des fluides dits thixotropes. Leur viscosité varie selon le temps, à cisaillement fixe. Ce phénomène s'explique par la destruction de la structure interne des particules composant le fluide, destruction qui peut être totalement ou partiellement réversible. L'encre, la peinture ou encore certaines crèmes cosmétiques en sont de très bons exemples. Il existe également des fluides appelés anti-

thixotropes, ou encore rhéopectiques, dont la viscosité augmentera avec le temps. Certaines suspensions huileuses d'oxydes ferriques présentent des propriétés rhéopexiques (Huang, 2006).

Les fluides viscoélastiques : les fluides qui possèdent une structure suffisamment complexe peuvent présenter un comportement élastique en plus de leurs propriétés visqueuses. Ils se comportent alors à la fois comme un solide et comme un liquide. Soumis à un cisaillement, ils subissent d'abord une déformation élastique instantanée, puis une deuxième déformation, continue, comme un fluide visqueux. Une fois le cisaillement stoppé, la structure déformée tend à retrouver sa position initiale. Cette phase de retour à l'équilibre nécessite un temps minimal, appelé temps de relaxation. Il est alors possible de définir le nombre adimensionnel suivant, appelé nombre de Déborah⁵:

$$De = \frac{Temps_{relaxation}}{Temps_{solicitation}}. \quad (2.4)$$

Ce nombre permet de déterminer si le fluide se comportera de façon solide élastique ($De > 1$) ou de façon liquide visqueux ($De < 1$) lors d'une déformation en régime non-permanent. En d'autres termes, dans le cas de déformations constantes dans le temps, le temps de sollicitation devient infini et le nombre de Déborah, égal à zéro (Dealy *et al.*, 2006). En revanche, en régime permanent où les déformations sont indépendantes du temps, c'est le nombre de Weissenberg qui sera utilisé, nombre défini de la façon suivante dans le cas de cisaillements simples:

$$Wi \equiv \tau * \dot{\gamma}. \quad (2.5)$$

Le paramètre τ est le temps caractéristique, propre au fluide et lié aux contraintes normales, et $\dot{\gamma}$ le taux de déformation de l'expérience. Ces deux nombres sont parfois étroitement liés, ce qui créé une confusion chez de nombreux auteurs. Un nombre de Weissenberg supérieur à 1 entraîne l'apparition d'effets caractéristiques tels que l'effet Weissenberg, illustré par la Figure 2.3:

⁵ Ce nombre fût nommé ainsi par Marcus Reiner en 1964. C'est une référence biblique à la prêtresse Déborah qui proclamait que "Tout s'écoule devant le Seigneur".

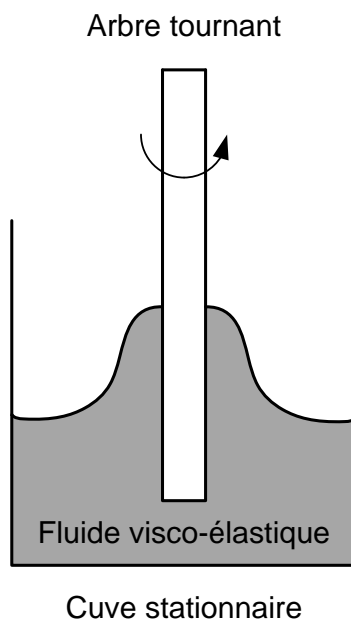


Figure 2.3. Représentation schématique de l'effet Weissenberg

Le rhéogramme présenté en Figure 2.4 illustre, entre autres, trois comportements principaux de fluides non newtoniens appartenant à la catégorie des fluides non dépendants du temps.

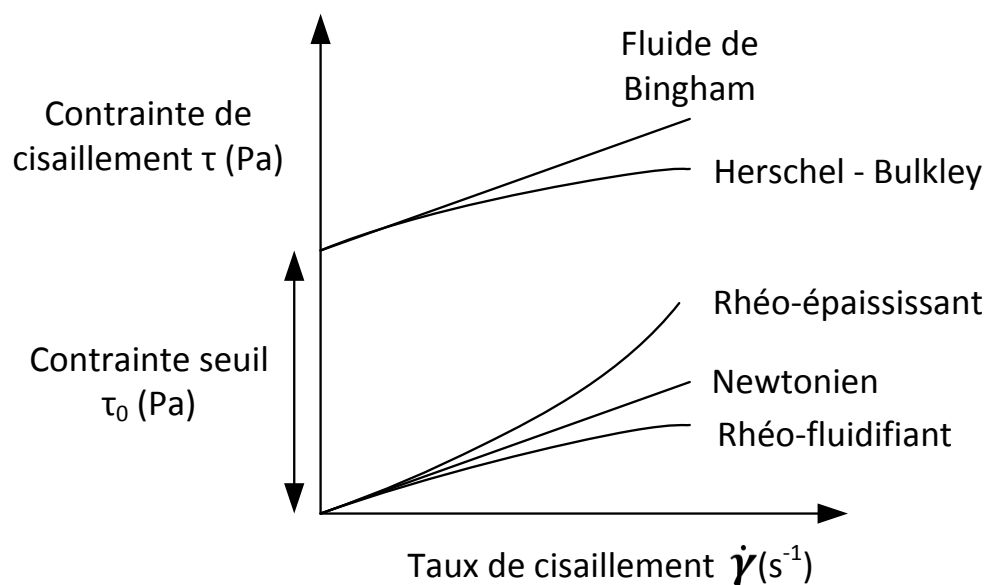


Figure 2.4. Rhéogramme de différents comportements rhéologiques

Il est possible d'y distinguer (Coussot *et al.*, 2001):

Les fluides rhéofluidifiants ou pseudo-plastiques : la viscosité de ces fluides diminue lorsque le taux de cisaillement augmente. C'est le cas notamment des solutions dont les particules qui les constituent sont de longues chaînes, comme les surfactants. Le réarrangement de ces chaînes dans le sens du cisaillement diminue la viscosité apparente. Un phénomène intéressant peut être observé avec des fluides rhéofluidifiants: l'effet de Kaye, du nom de Arthur Kaye qui l'observa le premier en 1963. Ce phénomène, représenté par la Figure 2.5, s'illustre par le rebondissement d'une veine du fluide versée suffisamment fort sur une fine couche de ce même fluide. Longtemps considéré comme une propriété des fluides viscoélastiques, ce phénomène n'est en fait dû qu'aux seules propriétés rhéofluidifiantes d'un fluide donné (Versluis *et al.*, 2006).

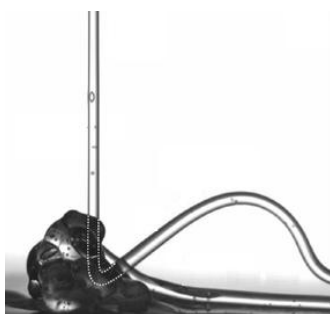


Figure 2.5. Photographie illustrant l'effet de Kaye⁶.

Les fluides rhéoépaississants ou dilatants : leur viscosité croît avec le taux de cisaillement. C'est souvent le comportement des solutions hautement chargées en particules (Barnes, 1989) comme, par exemple, les solutions d'amidon de maïs. Osborne Reynolds, en 1885, a mis en évidence, grâce à du sable et de l'eau, le phénomène de dilatance permettant d'expliquer le comportement des fluides rhéoépaississants. Des particules de sable, soumises à une certaine pression, se réarrangent, créant plus d'espace entre elles. Le système absorbe alors plus d'eau et sa viscosité augmente. Cette explication fut démentie (Metzner *et al.*, 1958), mais on s'accorde toutefois à expliquer la rhéoépaississance par la formation d'agrégats de particules, les conditions de formations de ces agrégats étant différentes d'une solution à l'autre (Larson,

⁶<http://devins.tumblr.com/post/365761162/freshphotons-the-kaye-effect-is-a-property-of>, page visitée le 20/08/2011.

1989). Les fluides dilatants sont plus rares en industrie et leur utilisation, avec des mélangeurs ou des pompes, est souvent problématique.

Les fluides à seuil : ces fluides ne s'écoulent que lorsqu'ils sont soumis à une contrainte suffisamment grande. C'est le cas, par exemple, du ketchup. Ces fluides, une fois en écoulement, peuvent présenter un comportement de type newtonien (fluides de Bingham) ou rhéofluidifiant (fluides de Casson ou d'Herschel-Bulkley).

Dans un procédé, la valeur du taux de cisaillement peut varier de plusieurs ordres de grandeur, selon que le fluide se trouve en écoulement dans un tuyau ou dans une cuve mélangée. Il est donc primordial de pouvoir prédire le comportement des fluides en présence en fonction des différents cisaillements et ce, grâce à différents modèles.

2.1.3. Modèles mathématiques

Plusieurs modèles mathématiques sont proposés afin de corrélérer le plus justement possible les différents comportements physiques (Coussot *et al.*, 2001), (Paul *et al.*, 2004). Les modèles les plus couramment utilisés sont regroupés dans le Tableau 2.1. La Figure 2.6 présente l'évolution typique de la viscosité d'un fluide pseudo-plastique en fonction du taux de cisaillement.

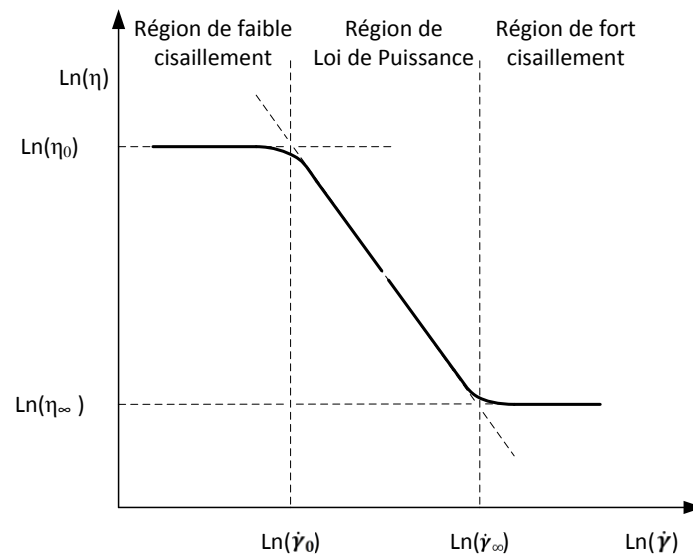


Figure 2.6. Courbe typique de la viscosité en fonction du taux de cisaillement pour un fluide pseudo-plastique (Paul *et al.*, 2004, p. 151).

Tableau 2.1. Principaux modèles rhéologiques

Type de fluide	Type de loi	Expression mathématique
Rhéofluidifiants	Loi de Puissance ($0 < n < 1$)	$\eta(\dot{\gamma}) = m \dot{\gamma}^{n-1}$ (2.6)
	Loi de Carreau-Yasuda	$\eta(\dot{\gamma}) = \eta_{\infty} + (\eta_0 - \eta_{\infty}) \left[1 + (\lambda \dot{\gamma})^a \right]^{\frac{n-1}{a}}$ (2.7)
Rhéopaisissants	Loi de Puissance ($n > 1$)	$\eta(\dot{\gamma}) = m \dot{\gamma}^{n-1}$ (2.8)
Plastiques	Loi de Bingham	$\eta(\dot{\gamma}) = \left(\frac{\tau_c}{\dot{\gamma}} \right) + \mu$ (2.9)
	Loi de Herschel-Bulkley	$\eta(\dot{\gamma}) = \left(\frac{\tau_c}{\dot{\gamma}} \right) + m \dot{\gamma}^{n-1}$ (2.10)

Le modèle de Loi de Puissance permet de décrire le comportement du fluide dans la région homonyme du rhéogramme. L'indice m est l'indice de consistance du fluide alors que l'indice n s'appelle l'indice de Loi de Puissance. Sa valeur est inférieure à 1 pour un fluide rhéofluidifiant et supérieure à 1 pour un fluide rhéoépaississant. Le modèle de Carreau-Yasuda permet de prendre en compte les deux plateaux observés dans les zones de faible et de fort cisaillement. L'indice η_0 correspond à la viscosité à cisaillement nul et η_∞ à la viscosité à cisaillement infini, λ représente un temps caractéristique tel que $1/\lambda$ est égal à $\dot{\gamma}_0$, a permet d'ajuster la transition entre les zones de faible cisaillement et de Loi de Puissance. Les lois de Bingham et de Herschel-Bulkley sont respectivement des ajustements du comportement newtonien et de la Loi de Puissance, pour des fluides plastiques. Le terme τ_c correspond à la valeur seuil de contrainte nécessaire à l'écoulement. Notons ici que les conditions d'opérations, en particulier la température, ont également une influence importante sur la viscosité d'un fluide.

2.1.4. Effet de la température sur la viscosité

Une grande variation de température peut être rencontrée dans un procédé, comme lors d'une réaction chimique par exemple. Cette variation a un effet non négligeable sur la viscosité des liquides, qui diminuera lorsque la température augmentera. Il existe de nombreux modèles permettant de prédire l'évolution de la viscosité d'un fluide en fonction de la température, comme le modèle de Reynolds, proposé en 1886, ou encore ceux de Vogel (1921), Fulcher (1925) ou Walther (1928, 1931) pour ne citer qu'eux. Ces différents modèles sont recensés exhaustivement dans (Seeton, 2006). L'évolution de la viscosité en fonction de la température peut cependant, pour une plage de températures donnée, être correctement prédite par un modèle d'Arrhenius, selon l'équation 2.4 (Goh Eng Giap, 2010)

$$\eta(\dot{\gamma}) = \eta(\dot{\gamma})_0 * e^{-\left(\frac{E_A}{R*T}\right)}, \quad (2.11)$$

où E_A est l'énergie d'activation.

La performance d'un agitateur donné ne sera pas la même si il est utilisé avec des fluides Newtoniens ou non-Newtoniens. Un certain nombre de critères permettent de caractériser cette

performance, la puissance consommée par l'agitateur, le temps de mélange ou encore sa capacité de pompage.

2.2. Puissance d'un agitateur

La puissance d'un agitateur correspond à l'énergie que celui-ci va pouvoir transmettre au fluide, sur un temps donné, afin de mettre celui-ci en mouvement et donc de créer un écoulement.

2.2.1. Caractérisation d'un écoulement

Le nombre de Reynolds est un nombre adimensionnel mis en évidence par Osborne Reynolds en 1883 et qui permet de caractériser le régime d'écoulement d'un système. Il s'exprime de la façon suivante:

$$Re = \frac{\rho * V * D}{\mu} = \frac{Forces_{inertielles}}{Forces_{visqueuses}}. \quad (2.12)$$

ρ et μ sont respectivement la masse volumique et la viscosité du fluide, V est la vitesse caractéristique du fluide et D le diamètre caractéristique du système. Dans le cas d'une cuve agitée, il s'écrira donc de la façon suivante:

$$Re = \frac{\rho * N * D^2}{\mu}, \quad (2.13)$$

où N est la vitesse de l'agitateur en tours par seconde et D son diamètre. Il est possible de distinguer trois régimes d'écoulement:

le régime laminaire: $Re < 10 - 50$, les forces visqueuses prédominent sur les forces inertielles. C'est l'écoulement caractéristique d'un fluide hautement visqueux à faible vitesse. Son déplacement se fait par glissement des couches de fluides les unes sur les autres.

le régime turbulent: $Re > 1000$, les forces inertielles prédominent sur les forces visqueuses. C'est l'écoulement caractéristique d'un fluide peu visqueux à haute vitesse. Son déplacement se fait aléatoirement dans toutes les directions. Notons ici que le régime turbulent pleinement développé se situe à un $Re = 10^5$.

le régime transitoire: $10 - 50 < Re < 1000$. C'est une transition entre les deux régimes précédents. Le fluide peut se déplacer à la fois par couches et aléatoirement.

Le mélange d'un fluide hautement visqueux se fera donc en régime laminaire selon trois mécanismes simultanés, soit l'étirement, le repli et la cassure des différentes couches de fluide (Coulson *et al.*, 1999). Il sera alors nécessaire d'utiliser des mélangeurs de proximité, tournant à faible vitesse, comme l'ancre, le ruban ou le Maxblend™, dont le diamètre sera proche de celui de la cuve. Notons ici qu'il est aussi possible d'employer des mélangeurs planétaires, des mélangeurs en ligne de type extrudeurs ou mélangeurs statiques (Delaplace *et al.*, 2006). Inversement, le mélange d'un fluide peu visqueux se fera en régime turbulent par dispersion turbulente. Des mélangeurs dispersifs tournant à haute vitesse, comme les turbines Rushton ou les hélices marines, seront employés. Ces conditions de mélange entraînent cependant la formation d'un vortex dans la cuve, la mise en rotation solide du fluide ainsi qu'une forte absorption d'air. Ces phénomènes peuvent être évités par l'utilisation de contre-pales, aussi appelées chicanes, ou en désaxant l'arbre d'agitation. Cependant, l'utilisation de chicanes n'est pas le choix idéal dans le cas de procédés nécessitant un nettoyage régulier de la cuve, et la décentralisation de l'axe d'agitation entraîne une instabilité mécanique pouvant endommager le système de mélange (Paul *et al.*, 2004). L'impact de l'utilisation de chicanes sera abordé dans un point subséquent. Le nombre de Reynolds permet donc de caractériser de manière adimensionnelle un écoulement. La consommation de puissance, en régime laminaire et turbulent, peut également être exprimée de façon adimensionnelle.

2.2.2. Consommation de puissance en régime laminaire

Considérons tout d'abord l'équation de Navier-Stokes suivante (2.14), équation de bilan de quantité de mouvement en régime stationnaire pour un fluide newtonien:

$$-\mu\Delta\mathbf{u} + \rho\mathbf{u}\cdot\mathit{gradu} + \mathit{grad} p = \mathbf{f} [=] \frac{N}{m^3} . \quad (2.14)$$

Par analyse dimensionnelle, et dans le cas laminaire où les forces visqueuses prévalent, cette équation peut se simplifier de la façon suivante :

$$-\mu\Delta\mathbf{u} \sim \frac{F_\mu}{D^3} [=] \frac{N}{m^3}, \quad (2.15)$$

où F_μ représente les forces visqueuses, divisées par une distance caractéristique au cube, ici le diamètre de l'agitateur, afin de rester homogène.

Or, il est également possible de réécrire le terme de l'équation correspondant aux forces visqueuse de la façon suivante :

$$-\mu\Delta\mathbf{u} \sim \mu V/D^2 [=] \frac{N}{m^3}, \quad (2.16)$$

où V est une vitesse caractéristique, ici celle de l'agitateur. Donc, finalement, l'équation 2.15 peut être réécrite comme suit :

$$F_\mu \sim -\mu\Delta\mathbf{u}D^3 \sim \mu VD [=] N. \quad (2.17)$$

Pour un tel système, il est donc possible de définir la puissance de la façon suivante :

$$P \sim F_\mu V \sim \mu V^2 D = \mu N^2 D^3 [=] W, \quad (2.18)$$

puisque $V = ND$ pour un agitateur.

Il est alors possible de définir le nombre suivant, appelé constante de puissance :

$$K_p = \frac{P}{\mu N^2 D^3}. \quad (2.19)$$

Ce paramètre adimensionnel est constant en régime laminaire et identique pour tous les systèmes d'agitation géométriquement semblables. Le même raisonnement peut être effectué pour le régime turbulent.

2.2.3. Consommation de puissance en régime turbulent

Dans le cas turbulent, ce sont les forces inertielles qui prévalent, l'équation 2.14 peut alors se simplifier de la façon suivante:

$$\rho \mathbf{u} \cdot \mathbf{gradu} \sim \frac{F_\rho}{D^3} [=] \frac{N}{m^3} , \quad (2.20)$$

où F_ρ représente les forces d'inertie. Or, il est également possible de réécrire le terme de l'équation correspondant aux forces d'inertie de la façon suivante:

$$\rho \mathbf{u} \cdot \mathbf{gradu} \sim \rho V^2 / D [=] \frac{N}{m^3} . \quad (2.21)$$

L'équation 2.20 peut alors être réécrite comme suit:

$$F_\rho \sim \rho \mathbf{u} \cdot \mathbf{gradu} D^3 \sim \rho V^2 D^2 [=] N . \quad (2.22)$$

Donc finalement, pour la puissance:

$$P \sim F_\rho V \sim \rho V^3 D^2 = \rho N^3 D^5 [=] W . \quad (2.23)$$

Il est alors possible de définir le nombre adimensionnel suivant, appelé nombre de puissance :

$$N_P = \frac{P}{\rho N^3 D^5} . \quad (2.24)$$

Ce paramètre-ci est constant en régime turbulent et identique pour tous les systèmes géométriquement semblables. Les deux paramètres de puissance, K_P et N_P ne sont pas indépendants, et peuvent être liés par la relation suivante:

$$N_P = \frac{K_P}{Re} . \quad (2.25)$$

Ces nombres représentant une consommation de puissance, plus leur valeur respective sera faible pour un système d'agitation donné, plus celui-ci sera considéré performant. Ces paramètres peuvent être déterminés expérimentalement en mesurant directement la puissance. Cette analyse dimensionnelle de l'équation de Navier-Stokes n'a pu être faite qu'en considérant la viscosité comme constante. Une telle démarche ne peut donc pas être réalisée pour des fluides non-Newtoniens. Une autre approche doit alors être envisagée.

2.2.4. Évaluation de la puissance dans le cas non newtonien

Les fluides non-Newtoniens ont une viscosité dépendante du taux de cisaillement. Celui-ci n'ayant pas une valeur homogène en tout point de la cuve, il n'est donc pas possible, a priori, de calculer un nombre de Reynolds, ni la constante K_P . Prenons le cas d'un fluide ayant un comportement rhéologique de type Loi de Puissance. Il est alors possible, par analyse dimensionnelle, de redéfinir le modèle correspondant de la façon suivante:

$$\eta(\dot{\gamma}) = m \dot{\gamma}^{n-1} \sim m \left(\frac{V}{D}\right)^{n-1} \sim m N^{n-1}. \quad (2.26)$$

Dès lors, un nombre de Reynolds type Loi de Puissance peut être défini comme suit:

$$Re_{\eta(\dot{\gamma})} = \frac{\rho N D^2}{\eta(\dot{\gamma})} \sim \frac{\rho N D^2}{m N^{n-1}} = \frac{\rho N^{2-n} D^2}{m}. \quad (2.27)$$

Le nombre de puissance n'étant pas fonction des forces visqueuses, il est donc possible d'en utiliser l'expression pour redéfinir un nouveau K_P appelé $K_P(n)$:

$$K_P(n) = N_P * Re_{\eta(\dot{\gamma})} = \frac{P}{\rho N^3 D^5} * \frac{\rho N^{2-n} D^2}{m} = \frac{P}{m N^{n+1} D^3}. \quad (2.28)$$

Ces définitions seules ne permettent pas de caractériser précisément l'écoulement d'un fluide non newtonien engendré par un agitateur. Il est en effet nécessaire d'utiliser un outils complémentaire: le concept développé par Metzner et Otto (Metzner *et al.*, 1957). Ce concept se base sur l'analogie de Couette qui consiste à considérer le mélangeur comme un simple cylindre dont le cisaillement n'est fonction que de sa géométrie et de sa vitesse:

$$\dot{\gamma} = K_S N. \quad (2.29)$$

K_S s'appelle la constante de Metzner et Otto et est propre à chaque système d'agitation. Il est alors possible de redéfinir un nombre de Reynolds généralisé:

$$Re_{pr} = \frac{\rho N D^2}{m (K_S N)^{n-1}} = \frac{\rho N^{2-n} D^2}{m K_S^{n-1}}. \quad (2.30)$$

Le nombre de puissance reste défini comme suit:

$$N_p = \frac{K_P}{Re_{pr}} = \frac{K_P m (K_S N)^{n-1}}{\rho N D^2} = \frac{K_P K_S^{n-1}}{Re_{\eta(\dot{\gamma})}}. \quad (2.31)$$

Or, $N_p Re_{\eta(\dot{\gamma})} = K_P(n)$ donc il est possible de définir le paramètre K_S de la façon suivante:

$$K_S = \left[\frac{K_P(n)}{K_P} \right]^{\frac{1}{n-1}}. \quad (2.32)$$

Puisque K_P et $K_P(n)$ peuvent être obtenus expérimentalement sur le même système, il est alors aisé d'obtenir la valeur de la constante de Metzner et Otto propre à celui-ci.

L'utilisation du concept de Metzner et Otto permet donc de prévoir la consommation de puissance d'un système d'agitation avec un fluide de type Loi de Puissance en se basant uniquement sur la courbe établie en conditions newtoniennes, considérée alors comme une courbe maitresse.

Tous les paramètres définis dans cette section sont donc caractéristiques d'un système de mélange ayant une configuration géométrique propre. Toute modification de cette configuration, comme l'installation de chicanes, aura nécessairement un impact sur ces paramètres et la consommation de puissance du système.

2.2.5. Impact de l'énergie inertielle

Le mélange en régime turbulent se fait essentiellement par dispersion turbulente. Dans ce régime, la force d'inertie prévaut sur la force visqueuse du fluide. Si l'écoulement est suffisamment turbulent ($Re > 300$), l'inertie entraîne la mise en rotation solide du fluide et donc la formation d'un vortex. Dès lors, le nombre de puissance N_p dépendra également du nombre adimensionnel de Froude, caractérisant ce phénomène, qui s'exprime de la façon suivante:

$$F_r = \frac{N^2 D}{g} = \frac{Accélération_{inertielle}}{Accélération_{gravitationnelle}}. \quad (2.33)$$

L'expression de N_p dans ces conditions devient:

$$N_p = \frac{K_p * F_r^\alpha}{Re} \quad (2.34)$$

où $\alpha = (a - \log_{10} Re)/b$, avec a et b dépendants de la géométrie du système. En outre, si $Re < 300$, alors $\alpha = 0$.

L'utilisation de chicanes permet d'éviter ce phénomène en transformant la circulation tangentielle du fluide en circulation verticale. Typiquement, la largeur des contre-pales correspond à 10% du diamètre de la cuve et ne sont pas directement collées à la paroi de celle-ci. Un espace correspondant à 1,5% du diamètre de la cuve les y en séparent afin de minimiser la présence de zones mortes (Paul *et al.*, 2004). Elles sont souvent de forme rectangulaire, mais leur géométrie peut varier en fonction des besoins du procédé. Certaines peuvent être rondes, permettant ainsi le passage d'un fluide caloporteur à l'intérieur, ou encore perforées afin de favoriser la dispersion de gaz dans les systèmes gaz-liquides. Certaines chicanes sont rétractables, notamment dans les systèmes réactionnels où la viscosité change au cours du temps, le régime d'écoulement étant laminaire en fin de réaction (Paul *et al.*, 2004). Un trop grand nombre de chicanes installées peut cependant nuire à la qualité du mélange (Lu *et al.*, 1997). Elles sont donc généralement au nombre de quatre, trois ou deux, installées toujours de manière symétrique afin de conserver la stabilité mécanique du mélangeur. Toutefois, l'installation de contre-pales n'est pas la solution unique pour contrer la formation d'un vortex. Il est en effet possible de désaxer l'arbre d'agitation mais également de le faire pénétrer la cuve par le coté (Oldshue *et al.*, 1956). En outre, il est également possible d'envisager l'utilisation d'une cuve carrée, les angles de celle-ci jouant alors le rôle de chicanes (Paul *et al.*, 2004).

Il vient d'être établi que l'utilisation de contre-pales a un impact certain sur la consommation de puissance puisqu'elles modifient le patron d'écoulement du fluide dans la cuve. Une telle modification aura nécessairement des impacts sur le temps de mélange.

2.3. Temps de mélange

Avant de définir ce qu'est le temps de mélange, il est important de préciser ce qu'est le mélange et comment on le caractérise.

2.3.1. Définition du mélange

Il est nécessaire de distinguer en premier agitation et mélange. L'agitation correspond à la mise en mouvement d'une quantité de fluide dans une cuve par un agitateur. Le mélange correspond quant à lui à l'interpénétration d'au moins deux phases initialement séparées (Bertrand, 2009). Il a été montré précédemment que les mécanismes de mélange ne sont pas les mêmes pour le régime laminaire et le régime turbulent mais le but reste le même: celui de disperser et distribuer les particules de fluide. Un milieu homogène correspond donc à un milieu dont les particules sont à la fois bien dispersées et bien distribuées (Manas - Zloczower, 2009). La Figure 2.7 illustre les différents cas possibles.

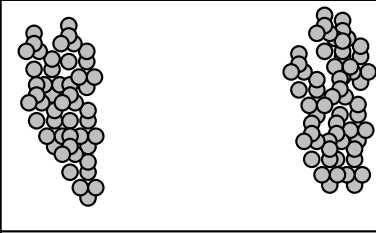
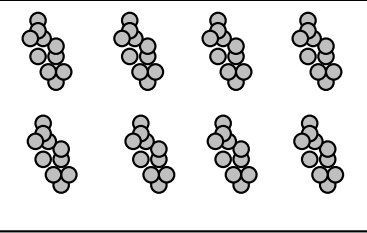
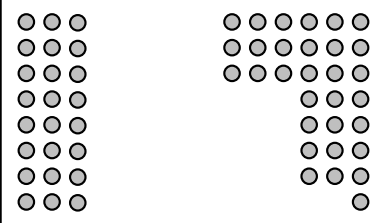
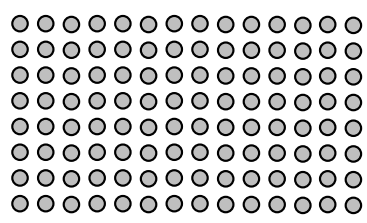
	
Mauvaise Dispersion Mauvaise Distribution	Mauvaise Dispersion Bonne Distribution
	
Bonne Dispersion Mauvaise Distribution	Bonne Dispersion Bonne Distribution

Figure 2.7. Représentation schématique de la dispersion et la distribution lors d'un mélange (Manas - Zloczower, 1997).

Notons ici que le mélange s'effectue à trois échelles différentes (Paul *et al.*, 2004):

Macromixing: le mélange est effectué à la plus haute échelle de mouvement du fluide dans la cuve et est caractérisé par le temps de mélange global;

Mésomixing: le mélange s'effectue à une échelle plus petite que le mouvement général précédent, c'est-à-dire à des tailles inférieures au diamètre de la cuve. Le mélange à cette échelle se rencontre principalement aux points d'alimentation des réacteurs par exemple;

Micromixing: le mélange s'effectue des plus petites échelles du mouvement du fluide, (échelle de Kolmogorov) jusqu'à la diffusion moléculaire (échelle de Batchelor). Le mélange à l'échelle micro est la principale limitation des réactions chimiques.

Les échelles de mélange considérées dans cette étude sont l'échelle macro et méso. Le temps de mélange sera donc le temps nécessaire pour atteindre l'homogénéité à ces niveaux. Il est supérieur et directement proportionnel au temps de circulation d'une particule dans la cuve agitée. Ce temps de circulation correspond au temps nécessaire à une particule pour revenir à sa position initiale en suivant une ligne de courant et est mathématiquement défini de la façon suivante:

$$t_c = V/Q , \quad (2.35)$$

où Q est le débit de fluide généré par le mélangeur. La Figure 2.8 illustre schématiquement la relation entre le temps de circulation et le temps de mélange obtenu par le suivi d'un traceur.

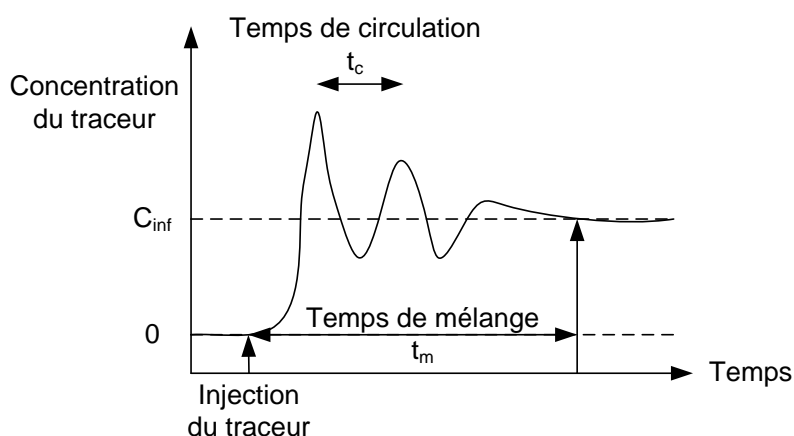


Figure 2.8. Concentration d'un traceur en fonction du temps (Coulson *et al.*, 1999).

L'homogénéité d'un milieu se définit par un indice de mélange noté M ainsi que par un indice de ségrégation noté S (Zlokarnik, 2001). Ce dernier représente le rapport entre la variance d'une concentration d'un état en cours de mélange, notée σ^2 , et d'un état initial, notée σ_0^2 (Danckwerts, 1952). S varie donc nécessairement entre 0 et 1 et M se définit alors:

$$M = 1 - S = 1 - \frac{\sigma^2}{\sigma_0^2}. \quad (2.36)$$

La valeur de M correspondant à un état mélangé est donc choisie arbitrairement et sera de 99% pour cette étude. Le temps de mélange peut également être défini adimensionnellement de la façon suivante:

$$\theta_m = N \cdot t_m. \quad (2.37)$$

Pour un système donné, le paramètre θ_m est constant en régime laminaire. Sa valeur atteint également un palier constant en régime turbulent après une diminution régulière en régime transitoire. En outre, plus sa valeur est faible, plus le système sera considéré performant. De nombreuses méthodes ont été développées afin de déterminer le temps de mélange d'une cuve agitée sans qu'aucune ne fasse l'unanimité. Il est possible de classer ces méthodes en deux catégories: les méthodes locales et les méthodes globales (Delaplace *et al.*, 2000).

2.3.2. Techniques de mesure

Les méthodes locales permettent d'obtenir le temps de mélange en un point donné de la cuve par l'intermédiaire d'une sonde placée dans la cuve. Les méthodes de ce type le plus couramment utilisées sont: la méthode thermique, la conductimétrie, la pHmétrie ou encore la fluorimétrie (Cabaret *et al.*, 2007). Ces méthodes sont qualifiées d'intrusives car l'utilisation d'une sonde de prise de mesure modifie l'écoulement du fluide et donc la mesure elle-même. En outre, le fait de mesurer le temps en un point unique n'est pas représentatif de l'état de mélange global de la cuve. L'utilisation de plusieurs sondes en différents endroits permet d'en améliorer l'estimation mais amplifie les perturbations. En revanche, ces méthodes permettent une mesure directe du temps de mélange et peuvent donc être utilisées pour suivre l'état du mélange en temps réel. Finalement, elles limitent les problèmes de subjectivité souvent reprochés aux méthodes globales.

Les méthodes globales, contrairement à celles énumérées précédemment, permettent d'obtenir le temps de mélange en tout point de la cuve au même moment, celui-ci étant de fait mieux estimé. Ce sont en général des méthodes optiques, basées sur l'analyse d'un changement de couleur, pour les méthodes colorimétriques, de changement de température, pour la thermographie (Lee *et al.*, 1997) ou sur la différence d'indices de réfraction pour la méthode de Schlieren, cette dernière n'étant que très peu utilisée de par sa complexité (Thomé, 2006). Ces méthodes sont qualifiées de non-intrusives puisqu'elles ne modifient pas l'écoulement qu'elles mesurent mais nécessitent en revanche l'utilisation de cuves et de fluides transparents. Les méthodes colorimétriques, basées sur le changement de couleur dû à une réaction rapide, par exemple une réaction acide/base avec indicateur coloré, sont soumises à la subjectivité de l'utilisateur ce qui limite fortement leur reproductibilité. Afin de palier ce problème, Cabaret *et al.* (2007) proposent une méthode d'analyse des images basée sur la variation des couleurs primaires (soient le rouge, le vert et le bleu, appelé système RGB), entre l'état initial et final du mélange, et ce pour chaque pixel de l'image étudiée. Le Tableau 2.2 présente une comparaison des principaux avantages et des inconvénients des méthodes locales et globales énumérées précédemment, cette liste n'étant, par ailleurs, pas exhaustive.

Tableau 2.2. Avantages et inconvénients des méthodes de mesure locales et globales du temps de mélange.

	Méthodes locales	Méthodes globales
Exemples	pH, conductimétrie, température, fluorimétrie	Méthodes colorimétriques, thermographie, méthode de Schlieren
Avantages	Objectives, accès direct à l'information, coût faible	Mesurent un temps de mélange global au système, ne modifient pas l'écoulement, permettent l'identification des zones mortes
Inconvénients	Ne mesurent le temps de mélange qu'en un point, intrusives, ne permettent pas l'identification de zones mortes si sonde fixe, réaction possible entre fluide et traceur	Nécessite une analyse: accès différé à l'information, la cuve et le fluide doivent être transparents (sauf thermographie), réaction possible entre fluide et traceur, coût en général plus élevé

Notons ici qu'il existe la méthode de mesure du temps de mélange par tomographie par résistance électrique (ERT) (Holden *et al.*, 1998). Cette méthode n'est pas intrusive, bien qu'elle nécessite l'emploi de sondes, puisque celles-ci sont plates et intégrées à la paroi de la cuve, ne modifiant donc pas l'écoulement. L'ERT se situe entre les méthodes locales et globales (Giguère *et al.*, 2008). En effet, le nombre important de sondes utilisées (4 anneaux de 16 sondes) simule une mesure globale du temps de mélange. Elle fournit un accès direct à la mesure, ne nécessite pas l'emploi ni d'une cuve, ni d'un fluide transparent et permet la visualisation des zones mortes présentes dans la cuve. Cette méthode, ainsi que la méthode de décoloration mise en place par (Cabaret *et al.*, 2007), étant utilisées dans cette étude, les principes de fonctionnement de celles-ci seront pleinement expliqués dans le chapitre suivant.

Le temps de mélange, tout comme la puissance consommée par un agitateur, est un critère important dans l'analyse de sa performance. Un autre de ces critères est la capacité du mélangeur à mettre en mouvement l'ensemble du fluide de la cuve et est appelé pompage.

2.4. Pompage

Un mélangeur peut être vu comme une pompe puisqu'il sert à mettre en mouvement une certaine quantité de fluide. Plus le débit de fluide mis en mouvement est important, plus l'agitateur est considéré comme ayant une bonne capacité de pompage. Cette capacité est caractérisée par le nombre de pompage, défini de la façon suivante:

$$N_Q = \frac{Q}{ND^3}. \quad (2.38)$$

Ce nombre étant adimensionnel, deux systèmes de mélange géométriquement semblables auront un nombre de pompage identique. La mesure d'un débit généré par un agitateur est très complexe expérimentalement. Le nombre de pompage est donc souvent obtenu grâce à des outils numériques. Cependant, chaque agitateur ayant sa propre géométrie et donc générant sa propre hydrodynamique, plusieurs méthodes existent pour calculer le pompage d'un agitateur. Une première technique consiste à créer une enveloppe autour de l'agitateur et à calculer le débit entrant, ou sortant puisqu'ils sont égaux (Guida *et al.*, 2010). Il est aussi possible de considérer le débit passant au travers un plan circulaire horizontal, juste au dessous de l'agitateur. Cette méthode est privilégiée dans le cas d'agitateur à écoulement axial (Bugay *et al.*, 2002), (Cavadas *et al.*, 2004). Dans le cas d'un agitateur à écoulement radial, le débit considéré sera celui traversant un cylindre vertical entourant l'agitateur. Ce cylindre peut être à une distance fixe entre la paroi de la cuve et l'agitateur (Rice *et al.*, 2006) ou à une distance variable (Lamberto *et al.*, 1999). Dans ce cas, c'est la valeur maximale de débit ainsi calculée qui sera considérée pour évaluer le nombre de pompage. Finalement, dans le cas d'agitateur raclant, comme les rubans hélicoïdaux ou le Maxblend™, le débit est calculé au travers de différent plans, situés le long de l'axe vertical de la cuve. Dans ce cas-ci, la valeur moyenne de débit sera utilisée dans le calcul du pompage de la façon suivante (Iranshahi *et al.*, 2007), (Devals *et al.*, 2008):

$$Q_z^+(z) = \frac{1}{H} \int_0^H \left(\int_A v_z^+ dA \right) dz, \quad (2.39)$$

où A représente la surface balayée par l'agitateur en rotation et v_z^+ la vitesse axiale positive des particules de fluide. Le nombre de pompage obtenu à partir de cette définition caractérise donc uniquement le pompage axial (Nq_z) du mélangeur. La même formule pourra donc être utilisée pour définir le pompage tangentiel (Nq_θ) ainsi que le pompage radial (Nq_r). Le pompage global peut alors être défini à partir des trois composantes précédentes selon l'équation suivante :

$$Nq = \sqrt{Nq_z^2 + Nq_r^2 + Nq_\theta^2}. \quad (2.40)$$

Les méthodes expérimentales de PIV, *Particle Image Velocimetry*, ou de LDV *Laser Doppler Velocimetry*, permettent également d'obtenir les champs de vitesses nécessaires au calcul du débit (Zadghaffari *et al.*, 2009). Ceux-ci sont obtenus par analyse de deux images successives du fluide en mouvement chargé de traceurs réfléchissant mis en évidence par un laser dans le cas de la PIV. Pour le LDV, les champs de vitesses sont obtenus par comparaison entre l'onde laser incidente dont la fréquence est parfaitement connue et l'onde réfléchie après diffusion de celle-ci par les particules présentes dans le fluide ensemencé. Ces techniques restent cependant difficiles et coûteuses à mettre en place. Aucune méthode expérimentale simple n'existe à ce jour pour déterminer le nombre de pompage d'un agitateur.

Finalement, Machado *et al.* (2011) utilise également le nombre de Moment (Mo) qui est dérivé de la force de poussée axiale exercée par le fluide quittant l'agitateur sur l'arbre d'agitation et qui illustre donc adimensionnellement l'inertie axiale transmise au fluide par l'agitateur. Selon Kresta *et al.* (2004), ce nombre est plus intéressant que le nombre de pompage, car contrairement au débit, la quantité de moments reste constante lorsque le courant principal entraîne le fluide environnant vers la paroi ou le fond de la cuve. Ce nombre, par ailleurs directement lié au carré du nombre de pompage, reste uniquement défini pour les agitateurs purement axiaux.

2.5. Le Maxblend™

Le choix d'un mélangeur est une étape cruciale dans la conception d'un procédé nécessitant une cuve ou un réacteur agité. Celui-ci doit être performant dans les conditions opératoires considérées, ces dernières pouvant changer au cours du temps, comme lors de réaction de polymérisation. Ainsi, depuis une vingtaine d'années, de nouveaux agitateurs à larges pales, comme le Paravisc® ou le Fullzone® entre autres pouvant fonctionner sur une vaste gamme de conditions hydrodynamiques, ont été conçus, développés et appliqués sur des procédés commerciaux (Kuratsu *et al.*, 1995; Mishima, 1992; Sumi *et al.*, 2001; Yamamoto *et al.*, 1998). C'est également dans cet esprit que le Maxblend™ a été créé en 1986, celui-ci offrant de très bonnes performances de mélange, à la fois dans la dispersion et la distribution, ainsi qu'une faible consommation et ce sur une large gamme de nombre de Reynolds (Kuratsu *et al.*, 1987; Kuratsu *et al.*, 1995; Mishima, 1992). L'étude de la performance hydrodynamique de ce mélangeur a été menée expérimentalement ou numériquement par un certain nombre d'auteurs, afin de mieux cerner son mode de fonctionnement, ses paramètres géométriques optimaux ainsi que ses limitations. La revue de littérature suivante permet de regrouper les analyses pertinentes relatives au Maxblend™ sur différents aspects du mélangeur.

2.5.1. Applications

Historiquement, le Maxblend™ a d'abord été étudié dans le cadre d'applications spécifiques, en comparaison avec d'autres types de mélangeurs. Une version différente de celle présentée précédemment par la Figure 1.4 et illustrée par la Figure 2.9 et appelée Maxblend™ fermentor®, a été employée dans un procédé de fermentation dans deux études différentes (Hiruta *et al.*, 1996; Yokoi *et al.*, 1993).

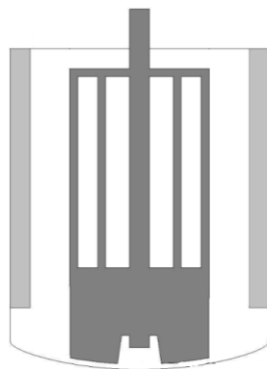


Figure 2.9. Modèle droit du Maxblend™ (Type Maxblend™ fermentor®)

Le mélangeur, utilisé conjointement avec un distributeur de gaz spiralé, a montré dans les deux cas de bien meilleurs résultats que le système à turbines multi-étagé auquel il été comparé tant au niveau du transfert de masse entre le gaz et le liquide, que sur la consommation de puissance. Le temps de mélange, caractérisé par une méthode pHmétrique, était également plus court dans le cas du Maxblend™. Ces études ont également démontré que ce type de mélangeur offrait un cisaillement homogène dans la cuve, mis en évidence par la distribution de taille uniforme de billes d'acide formées au cours de la fermentation. Finalement, les auteurs de ces études ont démontré que ce type de fermenteur était idéal pour la culture de cellules, même sensibles au cisaillement. Des résultats similaires sont également reportés par Hasegawa *et al.* (1999). Dans des conditions expérimentales similaires, Kouda *et al.* (1997) comparent un Maxblend™ de type droit, avec un agitateur à deux turbines, un ruban hélicoïdal, un mélangeur de type vis-tube et un mélangeur de type porte avec une turbine. Cette étude ne parvient pas à départager le Maxblend™ du mélangeur de type porte-turbine. Les mélangeurs présentent des résultats de transfert de masse, de puissance et de temps de mélange très comparables, ceci pouvant s'expliquer par leur géométrie très semblable, ainsi que l'illustre la Figure 2.10.

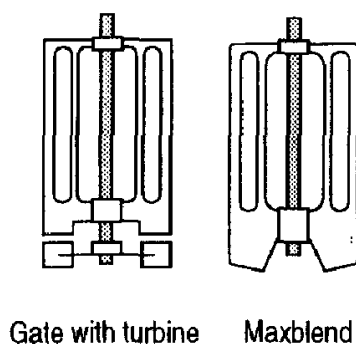


Figure 2.10. Représentation schématique du mélangeur de type porte-turbine et du Maxblend™
(Kouda *et al.*, 1997)

Les auteurs montrent toutefois que les deux mélangeurs ont des performances bien supérieures à celles des autres agitateurs utilisés lors de l'étude.

Dohi *et al.* (2006) comparent, dans un contexte de dispersion solide, le mélangeur Maxblend™ à un autre agitateur à large pales, le mélangeur Fullzone de la compagnie Japonaise Shinko Pantec Co. Ltd. La géométrie du mélangeur Fullzone est illustrée par la Figure 2.11.

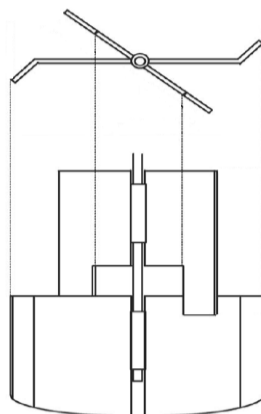


Figure 2.11. Vue schématique de face et dessus du mélangeur Fullzone (Dohi *et al.*, 2006)

Aucune supériorité du Maxblend™, que ce soit sur le Fullzone ou les mélangeurs de référence (turbines de type paddle et Rushton), n'a pu être démontrée, les deux mélangeurs à larges pales présentant des performances de dispersion gazeuse et de transfert de masse comparables aux références, à une vitesse donnée. En revanche, Yatomi *et al.* (2008) affirment toutefois que le Maxblend™ possède, dans le même contexte, des performances supérieures aux turbines de type

Rushton et à pales inclinées. Takahashi *et al.* (2006) ont réalisé une étude similaire mais dans un contexte de réacteurs à fluides bouillants. Les auteurs montrent que le Maxblend™ a des performances supérieures au Fullzone ainsi qu'aux turbines à pales droites de référence, en termes de temps de mélange et de génération de vapeur par nucléation. Dohi *et al.* (2003) et Tagawa *et al.* (2006) présentent deux études sur la dispersion solide menées avec les mélangeurs Maxblend™, de type droit, et le Fullzone. Dans les deux cas, le Maxblend™ est supérieur au Fullzone, présentant une dispersion solide plus uniforme et requérant moins de puissance. En revanche, Miki *et al.* (2005) montrent que le Maxblend™ est moins efficace qu'une turbine Rushton dans un contexte de cristallisation non amorcée. Néanmoins, ce n'est plus le cas si la réaction est amorcée, le régime permanent étant atteint plus rapidement et avec moins d'énergie avec le Maxblend™.

Yao *et al.* (2001) ont les premiers mené une étude numérique sur le Maxblend™ en le comparant à un double ruban hélicoïdal (DHR), dans un contexte de mélange liquide-liquide de fluides newtoniens à faible nombre de Reynolds. Les auteurs montrent que le Maxblend™, grâce à sa partie supérieure en forme de grille, permet une excellente et uniforme efficacité de mélange dispersif pouvant entraîner, à certains endroits, un écoulement purement élongationnel. Cette performance n'est en revanche valable que pour un régime d'écoulement laminaire faible ou transitoire. En régime laminaire plus profond, le Maxblend™ ne crée pas suffisamment d'écoulement axial, ce qui entraîne une faible dispersion. L'auteur conclut donc que le Maxblend™ n'est pas approprié pour une utilisation à faible nombre de Reynolds. Ces résultats ont par la suite été confirmés par Takahashi *et al.* (2006) lors d'une étude expérimentale et numérique. Finalement, Patel *et al.* (2011) compare le Maxblend™ avec une ancre et deux mélangeurs dispersifs axiaux dans un contexte de mélange continu de fluides rhéofluidifiant à seuil de contrainte. Dans cette étude, les auteurs montrent que le Maxblend™ permet une meilleure homogénéisation du système tout en consommant moins d'énergie que les autres agitateurs.

2.5.2. Caractérisation de la consommation de puissance, du pompage et du temps de mélange du Maxblend™

Fradette *et al.* (2007), dans une étude expérimentale à plusieurs échelles en milieu newtonien et non newtonien, confirment la plage idéale de fonctionnement du Maxblend™ de type Wedge et propose pour la première fois une valeur de K_p ($K_p = 180$) pour le mélangeur utilisé avec des contre-pales, ainsi qu'une valeur de K_s ($K_s \approx 20$), celle-ci étant toutefois fonction de l'indice n du fluide ($K_s \approx 15$ si $n = 0,1$). Les auteurs mentionnent et illustrent également la présence de zones de recirculation nuisant au mélange, placées derrière les palettes inférieures à faibles nombres de Reynolds. Iranshahi *et al.* (2007) confirment ces résultats et ces observations, lors d'une étude numérique et proposent également une valeur de N_q global ($N_q = 0,21$) et de N_q axial ($Nq_z^+ = 0,025$) pour une configuration avec contre-pales. Devals *et al.* (2008) proposent en revanche une valeur moins élevée du pompage axial ($Nq_z^+ = 0,08$) pour un fluide Newtonien à Reynolds = 10. Ces auteurs démontrent également que le pompage est fortement fonction de l'indice n du fluide et confirment par ailleurs les résultats et observations de Fradette *et al.* (2007). Les valeurs de K_p sont également confirmées par Coesnon *et al.* (2008) lors de l'application d'une nouvelle méthode de calcul numérique ainsi que par Guntzburger *et al.* (2009). Dernièrement, Patel *et al.* (2011) ont comparé les performances du Maxblend™ avec une ancre, un agitateur radial (Scaba 6RSGT) et un agitateur axial (Lightnin A320) dans un procédé de mélange en continu d'un fluide non-newtonien à seuil d'écoulement. Leur étude a conclu que la consommation de puissance du Maxblend™ était largement inférieure à celle des autres agitateurs testés, pour la même qualité de mélange.

2.5.3. Écoulements générés par le Maxblend™

Plusieurs études, numériques et expérimentales, ont mis en évidence l'écoulement généré par le Maxblend™, permettant ainsi une meilleure compréhension de celui-ci. Yao *et al.* (2001), dans sa comparaison avec le DHR, a le premier illustré numériquement cet écoulement, l'amenant aux conclusions précédemment évoquées. Fradette *et al.* (2007), dans son étude expérimentale, donne également une bonne appréciation de l'écoulement généré par le Maxblend™, en milieu newtonien, grâce à la méthode de décoloration. Ces résultats sont par la suite confirmés par

l'étude numérique de Iranshahi *et al.* (2007) puis celle de Devals *et al.* (2008) tels qu'illustrés par la Figure 2.12. L'utilisation de la méthode PIV permet également d'obtenir l'écoulement du Maxblend™ (Ascanio *et al.*, 2009) ainsi que les champs de pression (Mancilla *et al.*, 2010).

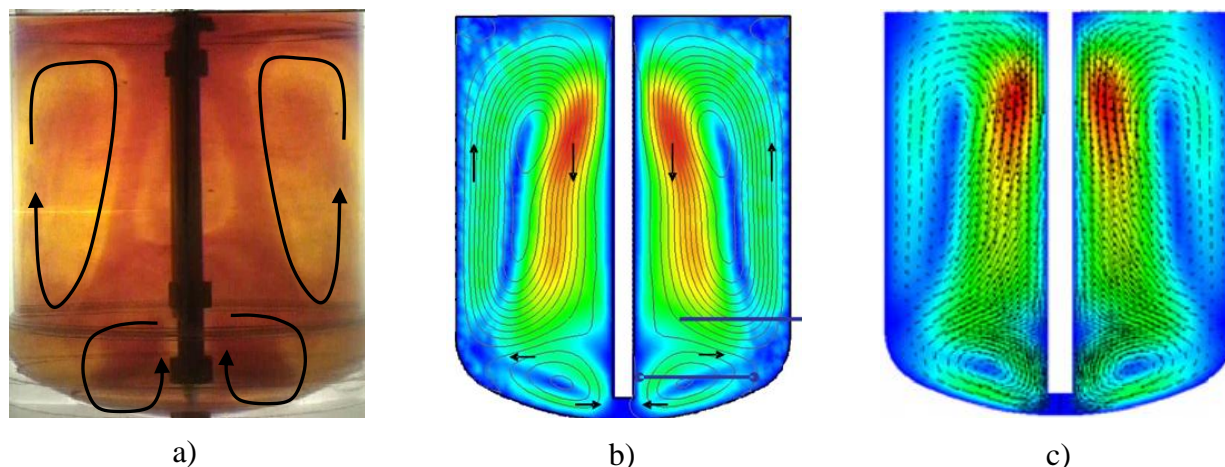


Figure 2.12. Illustration des écoulements axiaux générés par le Maxblend™ ($Re = 40$): a) Méthode expérimentale (Fradette *et al.* (2007)), b) et c) Méthode numérique (b) Iranshahi *et al.* (2007), c) devals *et al.* (2008))

2.5.4. Impact de la configuration géométrique

Fradette *et al.* (2007) présentent également dans leur étude l'impact de la taille de l'entrefer entre le Maxblend™ et le fond de la cuve sur la consommation de puissance et le K_s . Les deux paramètres diminuent selon la même tendance lorsque l'entrefer augmente. L'effet d'échelle est également présenté dans cette étude, celui-ci n'ayant pas d'impact sur la consommation de puissance et le temps de mélange. Guntzburger *et al.* (2009) présentent quant à eux l'impact du nombre de contre pales sur ces paramètres et recommandent alors l'utilisation de deux contre-pales avec le Maxblend™. De nouvelles géométries du mélangeur sont également proposées dans cette étude permettant de supprimer les zones mortes mises en évidence par Fradette *et al.* (2007) et Devals *et al.* (2008) sans impact notable sur la consommation de puissance. Les Maxblend™ Wedge et droit sont aussi comparés entre eux dans cette étude, ce dernier présentant une moins bonne performance tant sur la puissance que sur le mélange.

2.5.5. Le Superblend™

L'étude menée par Yao *et al.* (2001) montre clairement que pour de faibles nombres de Reynolds, le Maxblend™ est moins efficace qu'un ruban hélicoïdal. Afin de conjuguer les propriétés de ces deux agitateurs, un mélangeur coaxial formé par un Maxblend™ et un DHR a donc été créé par Sumitomo: le Superblend™ dont la géométrie est illustrée par la Figure 2.13.

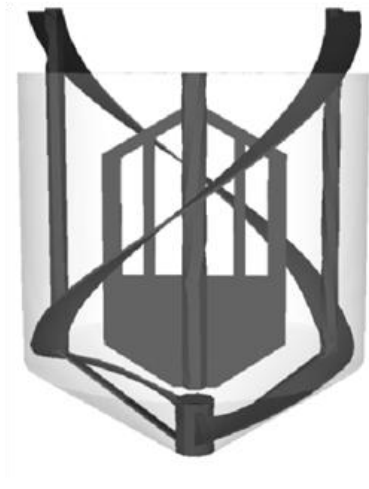


Figure 2.13. Représentation schématique du mélangeur Superblend™.

Celui-ci a d'abord été analysé expérimentalement par Farhat *et al.* (2009) qui démontre sa supériorité sur les autres agitateurs du même type et propose son mode de fonctionnement optimal. Ces résultats sont par la suite confirmés par l'étude numérique de Riviera *et al.* (2009).

Le Tableau 2.3 regroupe les valeurs des différents paramètres caractéristiques du Maxblend™ ainsi que du Superblend™ pouvant être extraits de ces différentes études. Les paramètres d'une turbine de type Rushton ainsi que d'un ruban hélicoïdal sont également présentés à titre de comparaison.

Tableau 2.3. Constantes caractéristiques d'une turbine Rushton, d'un Maxblend (de type Wedge), d'un ruban hélicoïdal et du Superblend™

	Turbine Rushton	Maxblend™ (avec chicanes)	Ruban hélicoïdal	Superblend™
Kp	65-75 (Rushton <i>et al.</i> , 1950)	180-200 (Fradette <i>et al.</i> , 2007)	135 (La Fuente <i>et al.</i> , 1997)	112 Co-rotatif 144 Contre-rotatif (Rivera <i>et al.</i> , 2009)
Np	5 (Rushton <i>et al.</i> , 1950)	2 (Guntzburger <i>et al.</i> , 2009)	Fct(Re)	2 (Rivera <i>et al.</i> , 2009)
Nq	0,7 (Lane <i>et al.</i> , 1997)	0,2 (Devals <i>et al.</i> , 2008)	0,04-0,5 (Paul <i>et al.</i> , 2004)	0,07 Co-rotatif 0,11 Contre-rotatif (Rivera <i>et al.</i> , 2009)
Ks (n=1)	10 (Foucault <i>et al.</i> , 2004)	25 (Fradette <i>et al.</i> , 2007)	35 (La Fuente <i>et al.</i> , 1997)	-

2.6. Problématique et objectifs spécifiques de l'étude

L'agitateur Maxblend™ semble donc être le mélangeur de choix pour cette étude grâce à sa versatilité d'une part, ainsi que son importante utilisation commerciale, particulièrement sur le marché asiatique, d'autre part. Il est également intéressant d'approfondir l'étude de cet agitateur en régime laminaire, et ce en dépit de ses performances hydrodynamiques plus faibles dans ces conditions, puisque l'utilisation d'un mélangeur unique reste moins onéreuse que celle d'un système à arbres multiples comme le Superblend™. Cette revue de littérature permet donc de mettre en lumière les manques relatifs à la compréhension du fonctionnement du Maxblend™. En effet, si ce mélangeur a été étudié d'une manière complète en milieu visqueux newtonien (Guntzburger *et al.*, 2009) et faiblement non-newtonien (Fradette *et al.*, 2007), sa performance n'a jamais été quantifiée avec des fluides ayant un comportement rhéologique très spécifique. En outre, la capacité de pompage du Maxblend™ n'a jamais été évaluée en régime turbulent, faute de méthode expérimentale simple à mettre en œuvre. Finalement, Cabaret *et al* (2007) avancent un lien direct avec la courbe de décoloration obtenue grâce à sa méthode et le pompage d'un agitateur. Ces constats permettent donc d'établir la problématique suivante:

Est-il possible de développer une méthode expérimentale simple à partir de la méthode de décoloration afin de quantifier la performance du mélangeur Maxblend™ en milieux newtonien et hautement non-newtonien?

Afin de répondre à cette problématique, les objectifs généraux suivants ont été définis:

1- Développer une méthode expérimentale permettant d'évaluer le pompage d'un agitateur à partir de la méthode de décoloration de Cabaret *et al* (2007);

2- Quantifier la performance du mélangeur Maxblend™ par son pompage, sa consommation de puissance ainsi que son temps de mélange en milieu hautement non-newtonien.

Un objectif complémentaire a également été défini afin d'élargir cette étude:

3- Évaluer si la méthode d'ERT peut être appliquée au Maxblend™ en la confrontant à la méthode de décoloration;

La section suivante présente la méthodologie utilisée afin répondre aux objectifs fixés.

CHAPITRE 3: METHODOLOGIE

3.1. Étude de la performance du Maxblend™ et de son pompage

Afin de répondre aux objectifs principaux relatifs à la problématique, une démarche spécifique a été adoptée:

1- Analyser les paramètres de la courbe de décoloration afin d'établir un lien possible avec la capacité de pompage d'un agitateur et le définir mathématiquement;

2- Valider la méthode mise en place avec des agitateurs conventionnels en milieu newtonien,

3- Évaluer la capacité de pompage de mélangeur Maxblend™ en milieu newtonien et non-newtonien de même que sa consommation de puissance et son temps de mélange en milieu non-newtonien;

4- Effectuer une analyse comparative des résultats obtenus.

Les outils et méthodes utilisés dans cette démarche vont maintenant être détaillés.

3.1.1. Système de mélange

Les expériences ont été réalisées sur quatre systèmes de mélange différents. La performance du Maxblend™ ainsi que sa capacité de pompage ont été évaluées sur le banc expérimental illustré par la Figure 3.1 et dont les dimensions sont regroupées dans le Tableau 3.1.

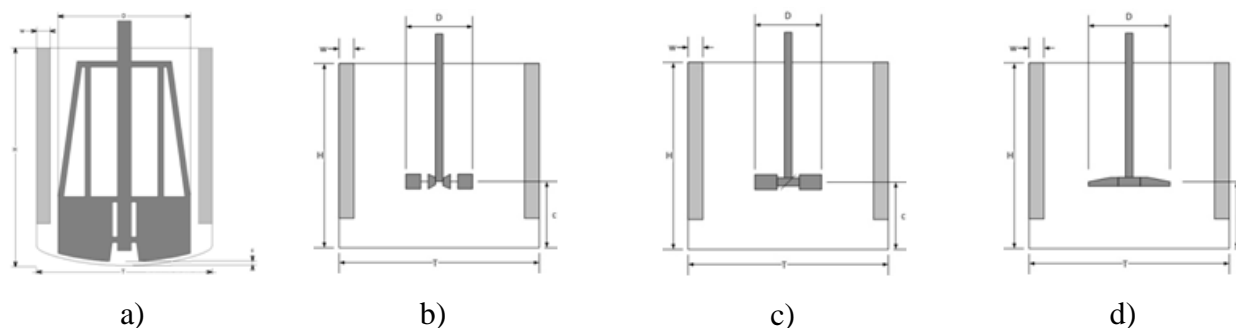


Figure 3.1. Schéma des systèmes de mélange à l'étude: a) Maxblend™, b) turbine Rushton (RT), c) turbine à pales inclinées (PBT) et d) hydrofoil (HP)

La cuve à fond courbe de 35,4 L du système Maxblend™, entièrement fabriquée en polycarbonate transparent et muni de deux contre-pales, repose sur une table élévatrice permettant l'ajustement de sa position. Le moteur (3,7 kW, 220 V, Sumitomo Heavy Industries), entraînant l'arbre de rotation de l'agitateur, est fixé sur un support hydraulique permettant de régler sa hauteur. Le support hydraulique lui-même repose sur un socle en acier scellé au sol. L'ensemble du système d'agitation ainsi décrit est schématisé par la Figure 3.2.

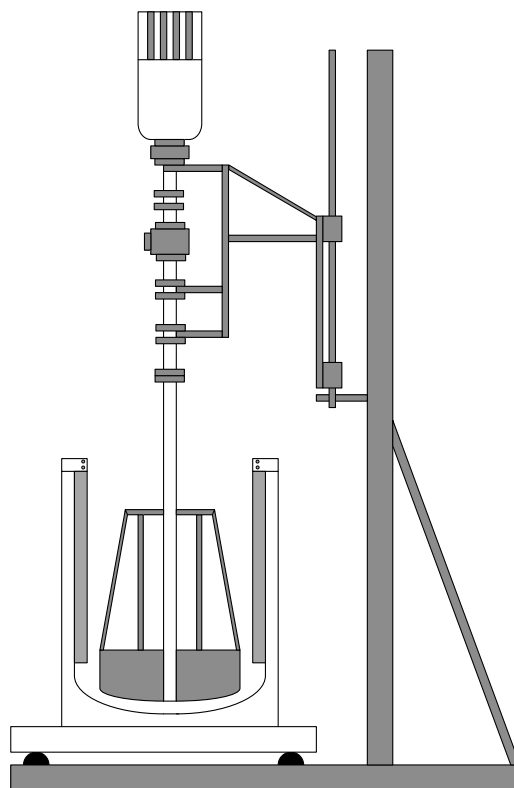


Figure 3.2. Schéma du banc expérimental Maxblend™.

Une cuve cylindrique à fond plat de 3,6 L, transparente et muni de 4 contre-pales, a été utilisée afin de réaliser les expériences avec les agitateurs autres que le Maxblend™

Tableau 3.1. Dimension des systèmes de mélange utilisés.

Système de mélange	Agitateur	Cuve	Entrefer
Maxblend™	D = 0.255 m	T = 0.354 m H = 0.409 m w = 0.026 m	c = 0.005 m
RT	D = 0.065 m	T = 0.165 m	c = 0.055 m
PBT		H = 0.165 m	
HP	D = 0.080 m	w = 0.01 m	

3.1.2. Fluides utilisés

Les expériences permettant d'évaluer la capacité de mélange de différents agitateurs ont été effectuées en milieu newtonien. Les fluides utilisés pour atteindre le régime laminaire ainsi que le régime transitoire étaient différentes solutions aqueuses de glucose (Glucose Enzone 62DE, Univar, viscosité variant de $\mu = 32$ Pa.s à $\mu = 0.1$ Pa.s) ainsi que différentes solutions aqueuses de glycérine (Glycerine Technical Grade, Univar, viscosité variant de $\mu = 1$ Pa.s à $\mu = 0.02$ Pa.s). Le régime turbulent a été atteint en utilisant de l'eau. Les propriétés rhéologiques des différents fluides ont été obtenues grâce à un viscosimètre permettant le contrôle de la température (Bohlin Visco88 and TA-Instruments AR2000). La masse volumique de chaque solution a été évaluée en pesant avec précision 10 ml (balance APX 402, Denver Instrument). Notons ici que les solutions de glucose et de glycérine sont très sensibles à l'hygrométrie ambiante ainsi qu'à la température. Les mesures de viscosité ont donc été répétées de manière systématique afin de limiter tout biais dû aux conditions expérimentales.

Le fluide hautement non newtonien utilisé afin d'évaluer la performance du Maxblend™ était une solution aqueuse à environ 30% massique de Lauryl-éther-sulfate d'ammonium dont la formule topologique est présentée à la Figure 3.3.

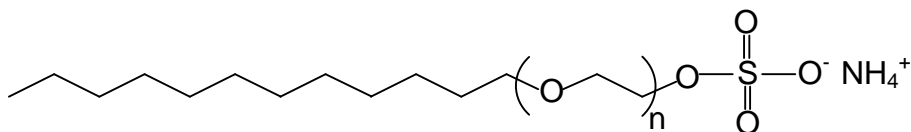


Figure 3.3. Formule topologique du Lauryl-éther-sulfate d'ammonium.

Ce fluide, aussi appelé Stéol, est commercialement utilisé comme surfactant dans l'industrie cosmétique, en particulier pour les shampooings. Il est possible de modifier sa viscosité en ajoutant du sel (chlorure de sodium). La Figure 3.4 présente les différents rhéogrammes du fluide en fonction de la concentration massique de sel.

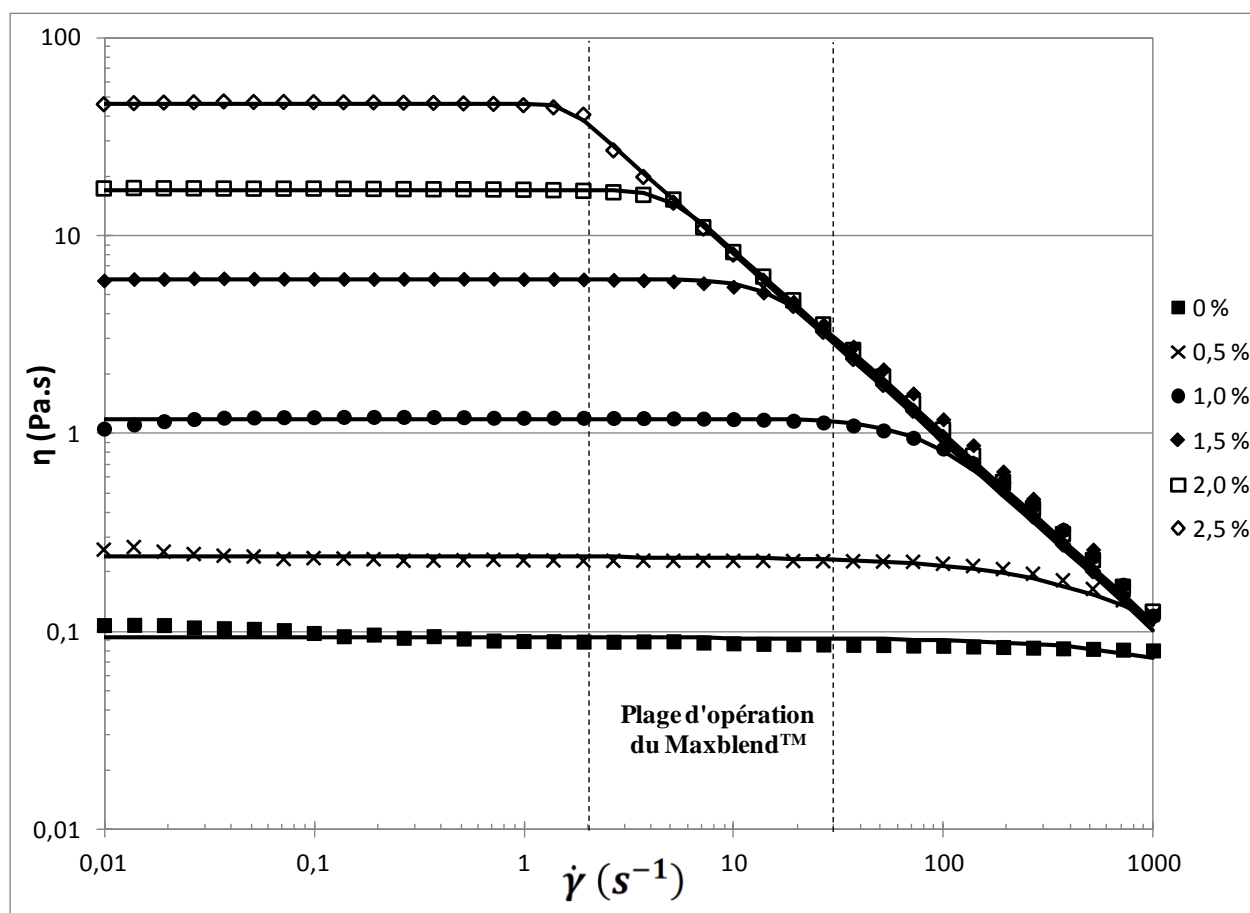


Figure 3.4. Rhéogramme du Steol en fonction de la concentration massique de sel. Les lignes pleines représentent le model de Carreau-Yasuda associé.

La rhéologie du fluide peut être modélisée par la loi de Carreau-Yasuda à quatre variables. Le Tableau 3.2 regroupe les valeurs des différents paramètres du modèle pour chaque concentration de sel. Notons ici que la plage de cisaillement du mélangeur Maxblend™ est de 0,25 à 30 s⁻¹. Ce cisaillement effectif est évalué par la formule KsN , avec Ks égal à 15 pour un indice de rhéofluidifiante n de 0,1 (Fradette *et al.*, 2007) et N couvrant une gamme de 0,2 à 2 tours par seconde.

Tableau 3.2. Valeurs des paramètres du modèle de Carreau-Yasuda en fonction de la teneur en sel de la solution de Steol

Concentration massique de sel (%)	Paramètres du modèle de Carreau-Yasuda			
	η_0 (Pa.s)	λ (s)	n (-)	a (-)
0	0,1	0,00029	0,05	0,9
0,5	0,2	0,0012	0,05	1,4
1,0	1,2	0,012	0,05	2,4
1,5	6,0	0,066	0,05	3,5
2,0	17,0	0,20	0,05	5,1
2,5	46,5	0,63	0,05	10,0

Notons ici que les valeurs des paramètres sont calculées par la méthode des moindres carrés selon la formule suivante:

$$\sum_{i=0}^n (f(x_{i,m}, \theta_m) - y_i)^2, \quad (3.1)$$

où f représente le modèle rhéologique de Carreau-Yasuda indexé de plusieurs paramètres Θ , et y les valeurs correspondantes mesurées. Les paramètres optimaux sont donc ceux qui minimisent ce terme.

3.1.3. Mesure de puissance

La puissance a directement été calculée à partir du couple selon la formule suivante:

$$P = 2\pi N (T_m - T_r), \quad (3.2)$$

où T_m est la valeur du couple mesurée et T_r la valeur du couple résiduel du Maxblend™ pour une vitesse N donnée. Le couple a été obtenu grâce à un couple-mètre (Ono Sokki, convertisseur: TS-2700, détecteur: SS-200) dont la gamme de mesure s'étend de 1 à 20 N.m avec 0,2 N.m d'erreur qu'elle que soit la valeur mesurée. La vitesse de rotation a été lue en tours par minutes (Tachymètre à détecteur magnétique, Ono Sokki, MP981) avec une erreur fixe de 0,5 rpm.

Dans les conditions expérimentales non-newtoniennes, le nombre de Reynolds a été évalué en utilisant une méthode similaire au concept de Metzner-Otto. Le terme visqueux a été exprimé directement par le modèle de Carreau-Yasuda, et le cisaillement calculé grâce à la constante de Metzner-Otto $K_s = 15$ (Fradette *et al.*, 2007):

$$Re_{gen} = \frac{\rho N D^2}{\eta_0 [1 + (\lambda K_s N)^a]^{\frac{n-1}{a}}}. \quad (3.3)$$

Compte tenu de l'équation (2.25) la valeur du K_p du Maxblend™ a été calculée sur l'ensemble n des mesures de puissance en régime laminaire par minimisation de la formule de régression suivante:

$$\sum_{i=0}^n \left(\frac{\left(1 - \left(\frac{K_p}{N p_i Re_i} \right) \right)^2}{erreur_{N p_i}^2} \right). \quad (3.4)$$

Afin de modéliser la consommation de puissance sur l'ensemble des Reynolds étudiés, la formule suivante a été utilisée (Guntzburger *et al.*, 2009):

$$N_p = \frac{K_{pT}}{Re} + N_{pT}, \quad (3.5)$$

où N_{pT} est la valeur constante de N_p en régime turbulent complet. En régime laminaire, N_{pT} est faible et $K_{pT} \approx K_p$. Les paramètres de ce modèle ont été obtenus par minimisation de la régression suivante:

$$\sum_{i=0}^n \left(\frac{(N_p - N_{pi})^2}{error_{N_{pi}}^2} \right), \quad (3.6)$$

où N_p est la valeur calculée et N_{pi} la valeur mesurée.

3.1.4. Mesure du temps de mélange

La méthode de mesure des temps de mélange utilisée est celle décrite par Cabaret *et al.*(2007). Le banc expérimental est représenté schématiquement par la Figure 3.5. Les cuves des mélangeurs ont été placées dans des enceintes rectangulaires remplies d'eau afin de corriger la distorsion de la lumière. Une source lumineuse a été placée derrière un écran diffuseur et permettait d'éclairer le montage de façon homogène.

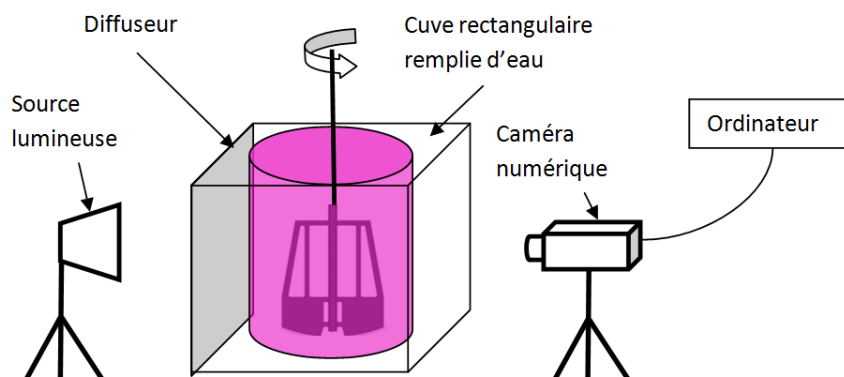


Figure 3.5. Schéma du banc expérimental d'acquisition des temps de mélange

Une solution aqueuse de bromocrésol pourpre à 0,08 % massique a été ajoutée au fluide afin de servir d'indicateur coloré. Le changement de couleur est alors initié par une réaction rapide acide-base, passant du violet pour un pH basique à jaune pour un pH acide. La méthode n'est pas sensible au sens de la réaction, mais il est plus évident, pour l'expérimentateur, de voir des zones ségréguées violettes dans le fluide jaune que l'inverse, c'est la raison pour laquelle les expériences se font toujours du violet vers le jaune. La quantité de solution aqueuse de HCl 10M, servant ici de traceur, a été déterminée au préalable, et été de 6 ml pour la solution de glucose et de glycérine, de 30 ml pour le Stéol et de 3 ml pour l'eau. Dans le cas des expériences en milieu newtonien, l'acide a d'abord été dilué dans un échantillon du fluide étudié. Ceci a été effectué afin de limiter les différences de viscosité et de densité entre le traceur et le liquide agité.

L'échantillon ainsi préparé a été par la suite versé rapidement dans la cuve, au milieu entre la paroi et l'arbre d'agitation, mais en limitant sa pénétration dans le fluide. Pour les expériences en milieu non-newtonien, la solution de Stéol étant fortement sensible à l'acide, le traceur a été dilué dans 30 ml de solution aqueuse de glucose ayant la même viscosité que celle du fluide étudié à cisaillement nul.

Le changement de couleur a été enregistré par caméra (Digital Handycam DCR-PC101, Sony). Les images présentant le Maxblend™ confondu avec l'axe d'agitation ont par la suite été extraites du film ainsi obtenu et analysées pixel par pixel. Un exemple d'image traitée et de courbe type de décoloration obtenu après analyse sont présentés en Figure 3.6.

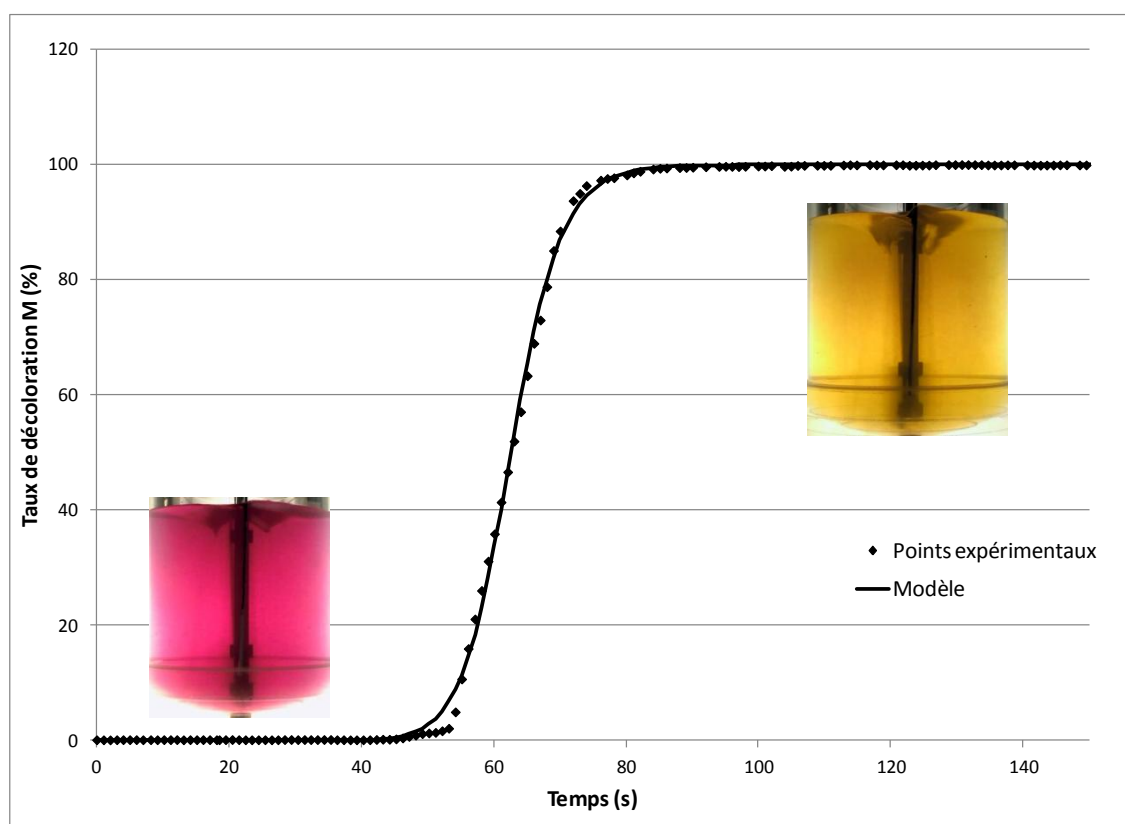


Figure 3.6. Courbe de décoloration typique pour le Maxblend™ avec exemple d'images

La robustesse ainsi que la reproductibilité de cette méthode ont été largement démontrées par Cabaret *et al.*(2007), mais uniquement pour le régime laminaire.

Notons finalement que cette méthode a un impact direct, quoi que minime, sur la viscosité du Stéol puisque du sel NaCl est créé lors de la réaction acide-base, chaque décoloration augmentant la concentration en sel de 0,05%. Cet effet est illustré par la Figure 3.7. Cependant, celui-ci étant relativement faible, il est posé comme hypothèse qu'au cours d'une même décoloration, les propriétés du fluide demeurent constantes.

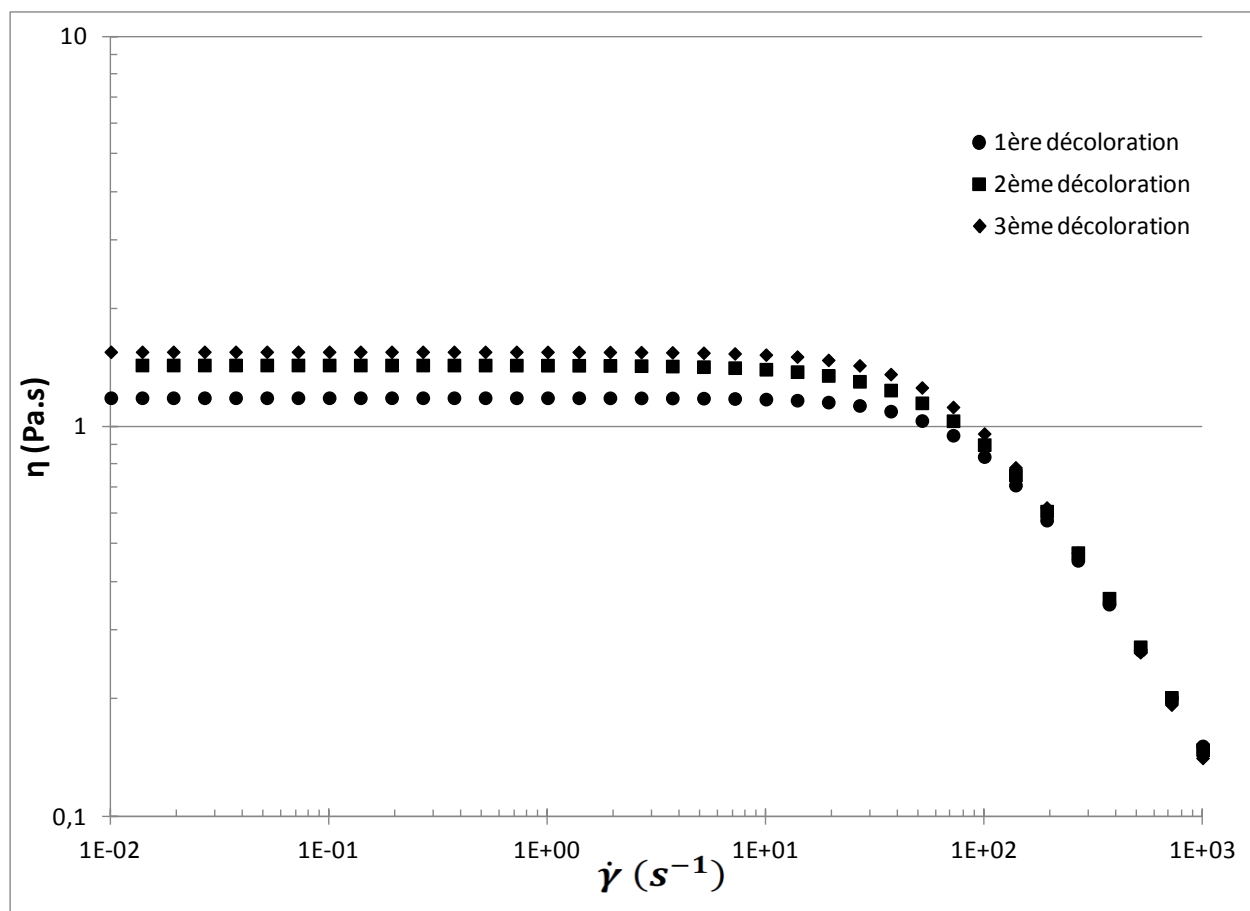


Figure 3.7. Influence de la décoloration sur la viscosité du Stéol à 1 % massique en sel

3.2. Tomographie par résistance électrique.

Une étude complémentaire a été menée afin d'élargir le champ d'investigation de cette étude:

Validation de la méthode ERT pour l'obtention de temps de mélange: vérifier le degré d'interférence entre le Maxblend™ et le système de mesure; analyser les résultats de temps de

mélange obtenus par tomographie en les comparant à ceux de la décoloration, en milieu Newtonien, pour le même système expérimental.

Les détails de cette méthode sont présentés dans le chapitre suivant.

3.2.1. Méthode ERT

La méthode ERT ou *Electrical Resistance Tomography*, permet la visualisation de l'écoulement d'un mélange polyphasique solide-liquide, gaz-liquide ou encore solide-gaz-liquide, d'une façon non-intrusive et globale, en réacteur agité (Mann *et al.*, 1997) ou dans des conduites (Giguère *et al.*, 2008). L'ERT a également l'avantage d'être une technique plus sécuritaire pour l'expérimentateur et moins onéreuse que la tomographie nucléaire, utilisée en imagerie médicale notamment (Dyakowski, 1996) et permet également de détecter les situations de mélange pathologiques (Holden *et al.*, 1999). La tomographie à résistance électrique permet l'obtention de la répartition de la résistance sur un plan dans le domaine d'intérêt et ainsi, au travers d'un algorithme de résolution, l'image d'un objet en deux dimensions. Si plusieurs plans sont utilisés, il est alors possible de reconstruire une image en trois dimensions du domaine. Puisque la méthode ERT est basée sur des mesures de résistance électrique, il est alors possible, par injection d'un traceur modifiant la conductivité d'une solution, d'obtenir à la fois le temps de mélange global (sur l'ensemble des plans) et le temps de mélange local (sur un seul plan) (Pakzad, 2007).

L'obtention des temps de mélange par la méthode de décoloration restreint considérablement le nombre de fluides pouvant être utilisés puisque ceux-ci doivent être transparents, tout comme la cuve de mélange. Lier la méthode ERT avec la décoloration dans ce contexte permet alors d'élargir les possibilités expérimentales.

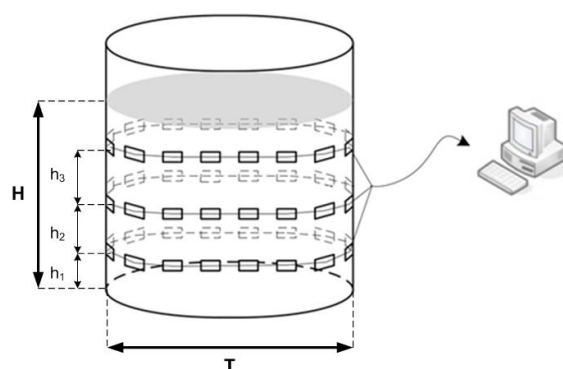
Le système expérimental utilisé dans cette étude était composé d'une cuve à fond plat et de 3 anneaux de 16 électrodes réceptives ainsi que d'une électrode émettrice, fixées à sa surface interne. Compte tenu de la géométrie de la cuve, le Maxblend™ utilisé était lui aussi à fond plat. L'ensemble des électrodes était connecté à un système d'acquisition de données (DAS) (Itoms, P2+) lui-même connecté à un ordinateur afin de traiter les données ainsi récupérées. La Figure 3.8 schématise le système de mélange Maxblend™ utilisé lors des expériences et le Tableau 3.3 en regroupe les dimensions.

Tableau 3.3. Dimension du banc expérimental d'ERT.

Système de mélange	Dimension du système
Maxblend™ ERT	$D = 0,264 \text{ m}$ $T = 0,379 \text{ m}$ $H = 0,328 \text{ m}$ $h_1 = 0,130 \text{ m}$ $h_2 = 0,090 \text{ m}$ $h_3 = 0,090 \text{ m}$ $c = 5 \text{ mm}$ Volume cuve = 37,0 L



a)



b)

Figure 3.8. Schéma du Maxblend™ à fond plat (a) et de la cuve de tomographie (b))

Les expériences de tomographie ont été réalisées avec une solution aqueuse de glucose ayant une viscosité de 0,3 Pa.s. Le traceur utilisé était de la saumure injectée directement dans la cuve à l'aide d'une seringue, à raison de 10 ml par injection.

CHAPITRE 4: RESULTATS

4.1. Présentation de l'article et des résultats complémentaires

Cet article, soumis à la revue *Chemical Engineering Journal*, porte sur l'élaboration d'une méthode expérimentale simple permettant l'évaluation du pompage global généré par un agitateur. Elle a été développée à partir de la méthode de décoloration développée par Cabaret *et al.* (2007). En effet, la courbe résultante de l'utilisation de cette méthode, représentant l'évolution de critère de mélange en fonction du temps et illustrée par la Figure 3.6, est composée de trois parties: le plateau initial, le plateau final et la droite de transition. La pente de cette droite représente un pourcentage de décoloration de la cuve par seconde et peut donc être comparée à un pompage. Une nouvelle expression du nombre adimensionnel de pompage a donc été proposée afin d'inclure ce paramètre.

Cette nouvelle méthode a, dans un premier temps, servi à évaluer le pompage global d'agitateurs classiques dans la littérature: la turbine Rushton, la turbine à pales inclinées et l'hydrofoil. Étant donné que la méthode de décoloration capte l'écoulement global du fluide dans la cuve, les valeurs de pompage obtenues sont légèrement supérieures à celles de la littérature, calculées à partir d'un écoulement unidirectionnel. Cependant, les valeurs de pompage relatives entre les agitateurs, ainsi que l'évolution de ces valeurs en fonction du nombre de Reynolds sont parfaitement similaires à la littérature. Ceci confirme donc la validité de la méthode. Finalement, le pompage global du mélangeur Maxblend™ a été estimé, en milieux newtonien et non-newtonien. La consommation de puissance ainsi que le temps de mélange ont également été évalués dans ces conditions. Un nombre de pompage normalisé par la consommation de puissance a également été proposé afin de classer les différents agitateurs. Selon ce critère, l'hydrofoil semble le plus performant grâce à sa très faible consommation de puissance.

Cette nouvelle méthode étant basée sur une technique optique d'obtention des temps de mélange, elle en possède les principales limitations, soit la nécessité de matériels transparents ainsi que de fluide transparents et non réactifs au traceur. Une courte étude a ainsi été menée sur la tomographie par résistance électrique afin d'évaluer la possibilité de remplacement de la méthode de décoloration par cette dernière.

4.2. An experimental method to evaluate global pumping in a mixing system: application to the Maxblend™ for Newtonian and non-Newtonian fluids

Auteurs: Yoann Guntzburger, André Fontaine, Louis Fradette and François Bertrand

Research Unit for Industrial Flow Processes (URPEI), Department of Chemical Engineering, Ecole Polytechnique, P.O. box 6079, Station CV, Montreal, CANADA, H3C 3A7

Keywords: experimental method, global pumping, Maxblend™ impeller, Newtonian, non-Newtonian.

4.2.1. Abstract

This work introduces an experimental method to determine the global pumping capacity of an impeller in a transparent vessel using a decolorization method. Contrary to commonly used experimental methods such as Particle Image Velocimetry (PIV) and Laser Doppler Velocimetry (LDV), this new inexpensive and easy-to-use method can be employed to quickly fill the lack of data in the literature about the impact of impeller geometry on the pumping efficiency. The new method was first applied to three well-known mixing systems and a Newtonian fluid to assess its reliability and accuracy: a six-blade Rushton turbine, a pitched blade turbine with four 45° blades, and a three-blade hydrofoil propeller. It was then applied to evaluate the global pumping capacity of the Maxblend™ impeller in the case of Newtonian and non-Newtonian fluids. The results obtained show that, for Newtonian fluids, this impeller outperforms the other three impellers in the transitional regime and has a similar pumping capacity than that of the pitched blade turbine (PBT) and the Rushton turbine (RT) in the fully turbulent regime. It was observed that the extreme shear-thinning behavior of the non-Newtonian fluid used does not significantly affect the pumping generated by the Maxblend™ impeller in the transitional regime, that is for Reynolds number larger than 80. A global flow number, normalized by the power draw, is also introduced. Based on this criterion, the hydrofoil is shown to perform the best in the fully turbulent regime. Mixing times evaluated by means of the decolorization method also reveal that the Maxblend™ impeller is the most efficient for all regimes.

4.2.2. Introduction

Three important parameters are commonly used to characterize impeller performance: the power consumption, the mixing time and the pumping capacity. The power consumption is the amount of energy necessary to rotate an impeller at a given speed in a fluid. The mixing time is the time needed to achieve a certain degree of homogeneity in a stirred tank. The pumping capacity measures the ability of an impeller to discharge a fluid in a stirred tank. There are many experimental techniques available to determine power consumption and mixing time. The pumping capacity is more difficult to evaluate because measuring the flow field is not straightforward. Particle Image Velocimetry (PIV) and Laser Doppler Velocimetry (LDV) have been used for this purpose (Paul *et al.*, 2004), but these techniques remain expensive and rather difficult to set up and utilize.

Flow fields can also be obtained using computational fluid dynamics (CFD). Impellers have specific shapes and impart characteristic flow patterns. Therefore, methods have been developed to calculate their pumping capacity. One common technique is to create an envelope around the impeller and calculate the amount of flow exiting (or entering as both amount are equal) this envelope (Guida *et al.*, 2010). Another method is to consider the flow going through a horizontal and circular plane close to the impeller (Bugay *et al.*, 2002; Cavadas *et al.*, 2004). A third technique is to use a vertical and cylindrical surface around the impeller. This surface can be at a given distance between the wall of the tank and the edge of the mobile (Rice *et al.*, 2006), or moving between them, the maximum flow value being then used to calculate the pumping capacity of the impeller (Lamberto *et al.*, 1999). Finally, when close clearance impellers are used, such as a helical ribbon or the Maxblend™, the flow can be investigated by means of a set of horizontal planes placed along the height of the tank, and the pumping can be quantified using this information (Devals *et al.*, 2008; Iranshahi *et al.*, 2007).

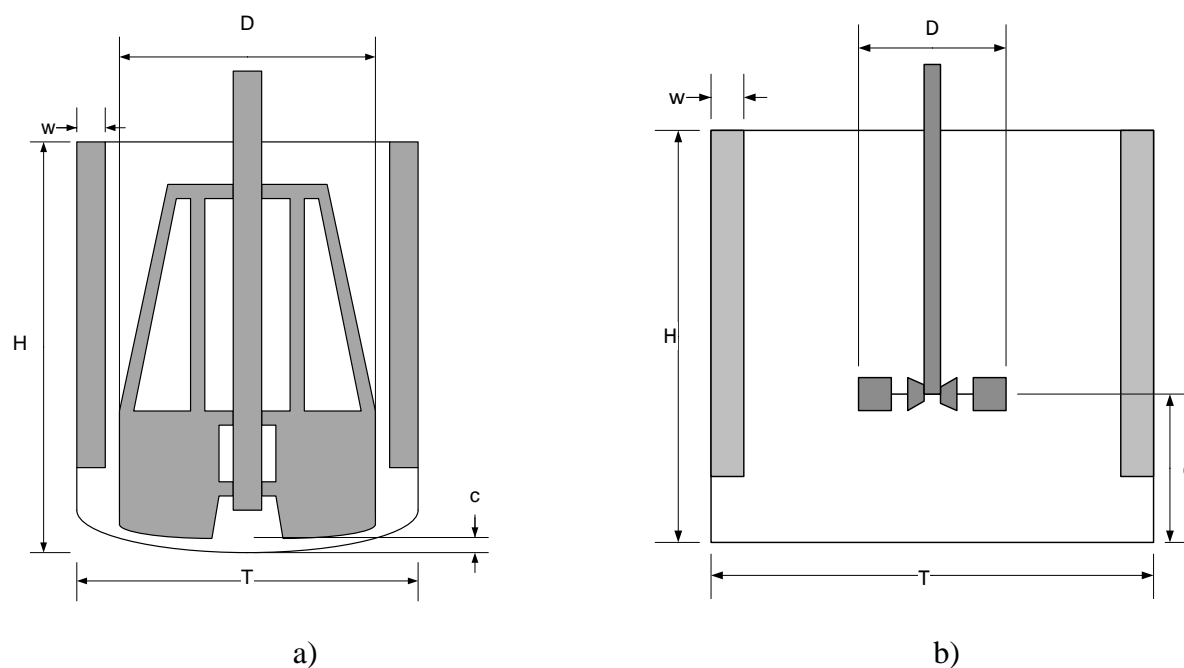
The purpose of this paper is to propose a versatile, inexpensive and global technique to measure experimentally the pumping capacity of an impeller. This technique, which relies on a decolorization method, considers the whole volume of the tank. Therefore, it is not dependent on the location of observation planes or envelopes as in the case of the above-mentioned techniques.

The method, which is fully described in the next section, is first assessed for its reliability and accuracy using results obtained for three common impellers (a six-blade Rushton turbine, a pitched blade turbine with four 45° blades, and a hydrofoil propeller) and a Newtonian fluid. Next, using the same conditions, the global pumping capacity of the Maxblend™ impeller is compared to that of the other three impellers. Afterwards, the experiments with the Maxblend™ are repeated with a highly non-Newtonian fluid and the results are then compared with that of the Newtonian case. Finally, mixing times for these four impellers are evaluated with the decolorization method and compared for the sake of completeness.

4.2.3. Materials and method

4.2.3.1 Equipment

The four mixing systems used are depicted in Figure 4.1. Experiments involving the Maxblend™ (wedge model) were conducted in a cylindrical two-baffled 35.4 L tank with a semi-ellipsoidal bottom and an open top. A cylindrical fully-baffled flat-bottom 3.6L vessel was used for the RT, PBT and HP experiments. These two tanks are made in polycarbonate. The dimensions of these mixing systems are given in Table 4.1.



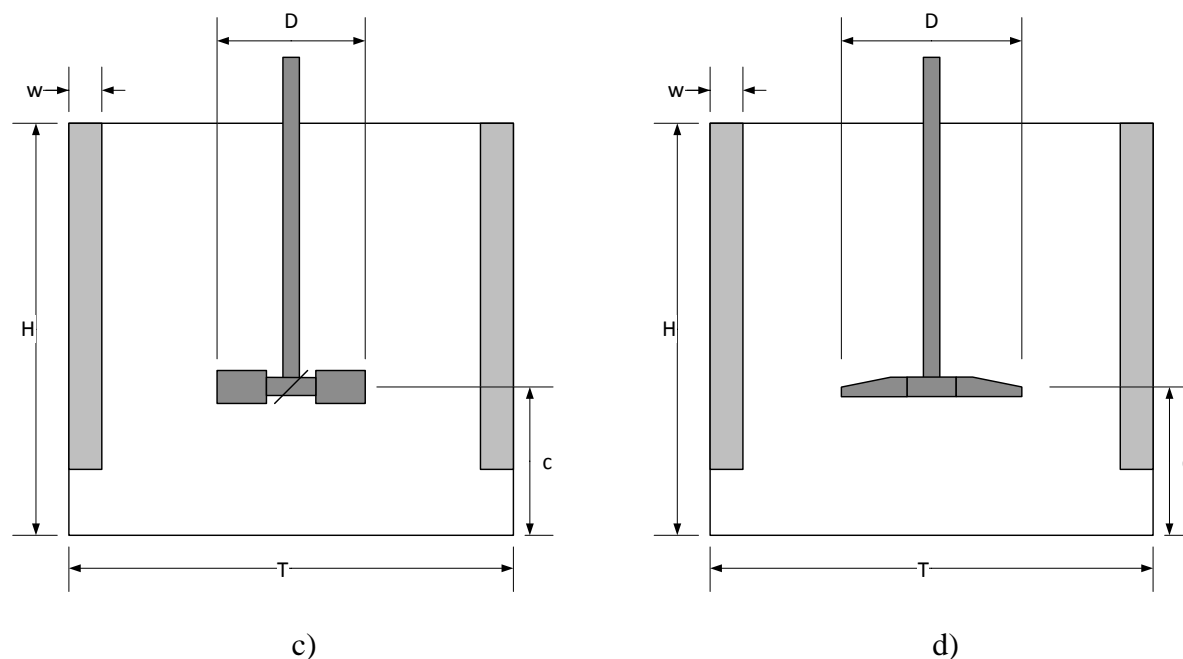


Figure 4.1. Mixing systems: a) Maxblend™, b) Rushton Turbine (RT), c) pitched blade turbine (PBT) and d) hydrofoil propeller (HP)

Table 4.1. Dimensions of the four mixing systems

Mixing system	Impeller (m)	Vessel (m)	Bottom clearance (m)
Maxblend™	$D = 0.255$	$T = 0.354$ $H = 0.409$ $w = 0.026$	$c = 0.005$
RT	$D = 0.065$	$T = 0.165$	$c = 0.055$
PBT		$H = 0.165$	
HP		$w = 0.01$	
	$D = 0.080$		

4.2.3.2 Fluids

Both Newtonian and non-Newtonian fluids were used in the experiments. Three Newtonian fluids were employed: aqueous solutions of glucose (Glucose Enzone 62DE, Univar, viscosity from $\mu = 32$ to 0.1 Pa.s) and aqueous solutions of Glycerol (Univar, viscosity from $\mu = 1$ to 0.02 Pa.s), which covered the laminar and transitional regimes, as well as water to reach the turbulent regime. The rheological properties of these fluids were measured using viscosimeters with integrated temperature control (Bohlin Visco88 and TA-Instruments AR2000). The solution densities were obtained by weighing 10 ml of each solution (APX 402 scale, Denver Instrument). An aqueous solution of 24-26 wt% ammonium laureth sulfate (Steol CA-230-D) was used as the non-Newtonian fluid. It is highly shear-thinning and a four-parameter Carreau-Yasuda model can be used to characterize its rheological behavior:

$$\eta(\dot{\gamma}) = \eta_0 [1 + (\lambda \dot{\gamma})^a]^{\frac{n-1}{a}}, \quad (4.1)$$

where η_0 is the zero-shear rate viscosity, n the power-law slope, λ the characteristic time of the fluid such that $1/\lambda$ represents the shear rate value at which the transition between the zero-shear rate viscosity and the power-law region begins, and a , a parameter that adjusts the breadth of this transition.

The rheological properties of this fluid can be chemically modified by adding sodium chloride. The rheogram in Figure 4.2 shows the effect of the sodium chloride concentration on the shear viscosity while the corresponding Carreau-Yasuda parameters are grouped in Table 4.2. The salt concentration does not affect the power law index, which remains constant at $n = 0.05$. However, increasing the salt concentration exponentially raises the zero-shear rate viscosity (η_0), the characteristic time of the fluid (λ) and the breadth of the transition (a). The operating shear rate ($\dot{\gamma}$) range of the Maxblend™ impeller extends from 2.5 to 30 s^{-1} , as estimated by the product of the Metzner-Otto constant (K_s) and the Maxblend™ rotational speed ($10 - 120 \text{ rpm}$) (Metzner *et al.*, 1957). A K_s value of 15 was estimated by Fradette *et al.* (2007) for a power-law fluid with an index equal to 0.1 . This value is used here because the n values are in the same range. It can be seen in Figure 4.2 that, within this operating range of $\dot{\gamma}$, the higher the salt concentration, the more significant the shear-thinning effects. Note that small amplitude oscillatory shear test

described in previous work (Fontaine *et al.*, 2012) revealed that these solutions can be considered inelastic.

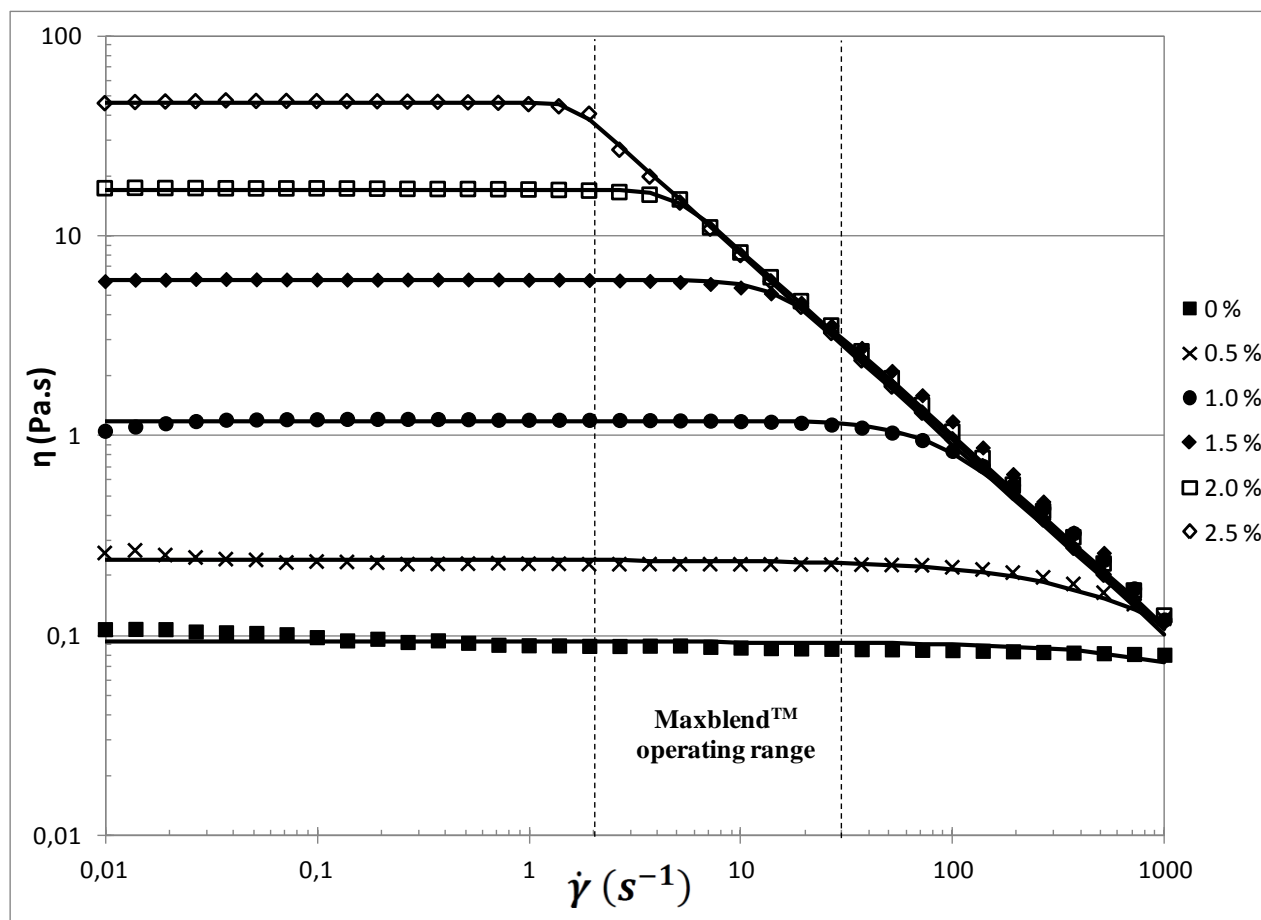


Figure 4.2. Shear viscosity of the non-Newtonian fluid for varying salt concentrations (w/w %).

The continuous line represents fits of the Carreau-Yasuda model (Eq. 4.1). The dashed lines represent the operating range of the Maxblend™ impeller

Table 4.2. Values of the Carreau-Yasuda parameters as a function of salt concentration

Sodium chloride concentration (w/w %)	Carreau-Yasuda model parameters			
	η_0 (Pa.s)	λ (s)	n (-)	a (-)
0	0.1	0.00029	0.05	0.9
0.5	0.2	0.0012	0.05	1.4
1.0	1.2	0.012	0.05	2.4
1.5	6.0	0.066	0.05	3.5
2.0	17.0	0.20	0.05	5.1
2.5	46.5	0.63	0.05	10.0

Finally, both Newtonian and non-Newtonian solutions were prepared and poured in the tanks at least 24h before the experiments to ensure that the solutions were bubble-free.

4.2.3.3 Methods

In mixing, the power consumption, the mixing time and the pumping capacity are represented in a dimensionless manner as a function of the Reynolds number. The Reynolds number characterizes the global flow in the vessel and is defined for a Newtonian fluid as:

$$Re = \frac{\rho ND^2}{\mu}, \quad (4.2)$$

where N stands for the impeller speed in rotations per second and D is the impeller diameter. In the non-Newtonian case, the Reynolds number can be defined through the concept of Metzner and Otto (1957) :

$$Re_g = \frac{\rho ND^2}{\eta_0 [1 + (\lambda K_s N)^a]^{\frac{n-1}{a}}}, \quad (4.3)$$

where K_s is the Metzner-Otto constant mentioned in section 4.2.3.2. For the non-Newtonian case, a Reynolds number range from 0.5 to 1600 was obtained by changing the salt concentration of the Steol solution and the rotational speed of the Maxblend™ impeller (0 - 120 rpm).

The power consumption P is expressed by the power number N_p , which can be evaluated from torque measurements:

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D^5} = \frac{2\pi(M_m - M_r)}{\rho N^2 D^5}, \quad (4.4)$$

where M_m is the measured torque value and M_r the corresponding residual torque value. The torque was measured using a well-calibrated torque meter and a torque converter (Ono Sokki, converter: TS-2700, detector: SS-200), in the range of 0 to 20 N.m with a constant error of 0.20 N.m. The impeller speed was obtained using a magnetic tachymeter (Ono Sokki, MP981), in the range of 0 to 120 rpm with a constant error of 0.5 rpm. The power number is related to the Reynolds number as follows:

$$N_p = \frac{K_p}{Re}. \quad (4.5)$$

For a given mixing system, K_p is constant in the laminar regime while N_p is constant in the turbulent regime. The following expression can also be used (Guntzburger *et al.*, 2009):

$$N_p = \frac{K_{p_T}}{Re} + N_{p_T}, \quad (4.6)$$

where N_p equals the constant N_{p_T} value in the fully turbulent regime. In the laminar regime, N_{p_T} is small and $K_p \approx K_{p_T}$. The values of N_{p_T} and K_{p_T} can be obtained using a weighted least square regression, each experimental data point being weighted by its uncertainty.

Figure 4.3 shows the power curves for the Maxblend™ impeller and both Newtonian and non-Newtonian fluids. It illustrates that using $K_s = 15$, following Fradette *et al.* (2007), allows the non-

Newtonian power consumption curve to superimpose over the Newtonian curve, meaning that the latter can be used as a master curve.

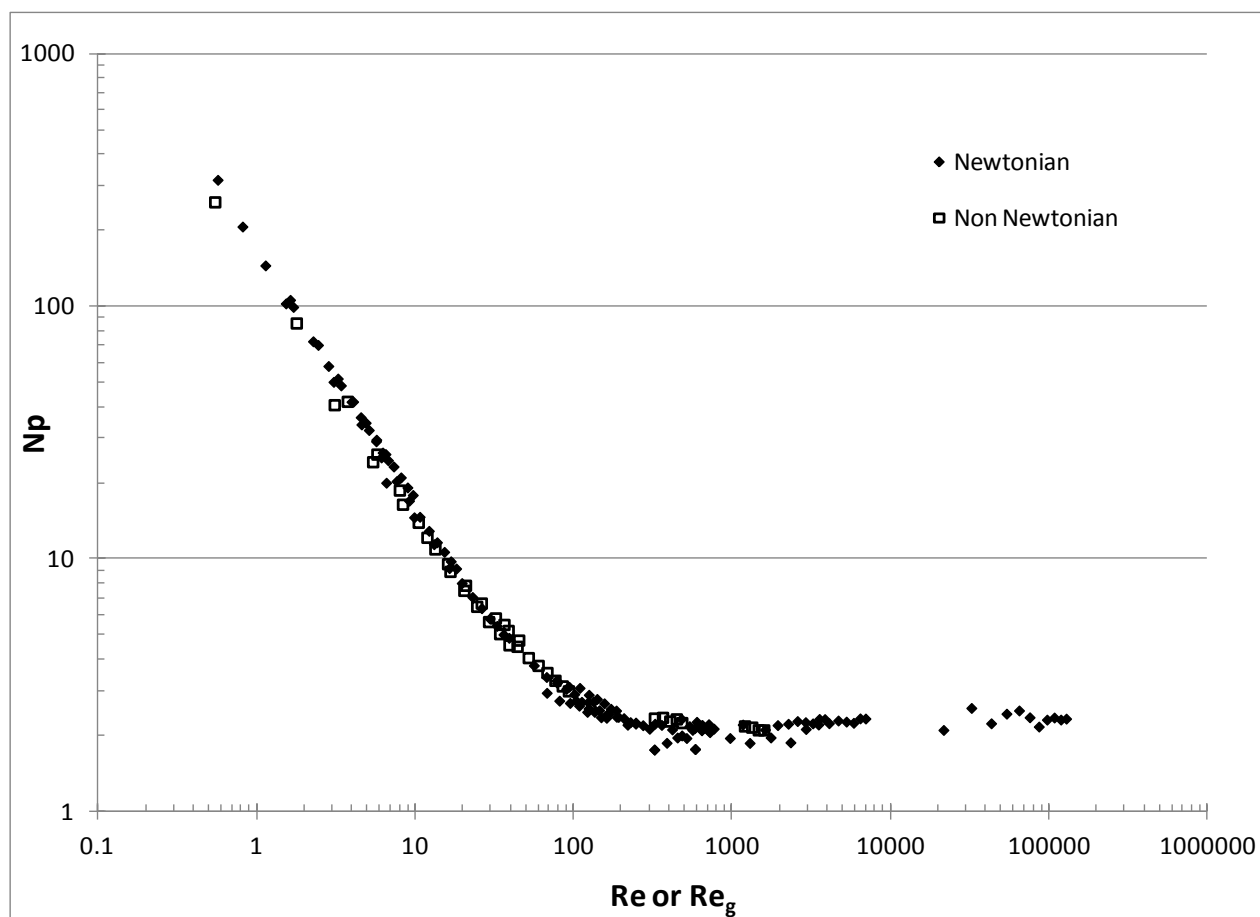


Figure 4.3. Power curves for the Maxblend™ impeller in the case of Newtonian (Re) and non-Newtonian fluids (Re_g from Eq. 4.3)

The mixing time t_M was estimated by the decolorization method developed by Cabaret *et al* (2007) and fully explained by Guntzburger *et al* (2009). Thanks to a pH indicator (bromocresol purple, 0.08 w/w% in an aqueous solution) previously poured in the tank and mixed with the experimental fluid, a change of color can be induced by adding an acidic (HCL 10 mol/l) or a basic (NaOH 10 mol/l) tracer. This change of color is recorded (Digital Handycam DCR-PC101, Sony) and the resulting video can then be sampled frame by frame. When using the Maxblend™ impeller, only frames for which the agitator is perpendicular to the camera and in line with the shaft are treated in order to minimize the size of the area where the impeller is

visible. This restriction arises only with the Maxblend™ since it is a flat-blade impeller. The resulting frames are analyzed using in-house image analysis software coded in java. The threshold of decolorization used to evaluate the mixing time was set to 95% for this study. The dimensionless mixing time was calculated by simply multiplying the rotational speed of the impeller by the corresponding mixing time.

The pumping capacity of an impeller is generally expressed by the dimensionless flow number, Nq :

$$Nq = \frac{Q}{ND^3}, \quad (4.7)$$

where Q is the flowrate generated by the impeller. As mentioned before, there is no simple experimental way to calculate this macroscopic quantity.

The following expression is proposed to estimate the global pumping capacity of the impeller:

$$Nq_g = \frac{V_{Tank}}{ND^3} * \theta, \quad (4.8)$$

where θ is a time parameter in s^{-1} , and V_{Tank} is the filled volume of the mixing tank. The decolorization method developed by Cabaret *et al* (2007) can be used to estimate this parameter. Indeed, the decolorization curve obtained using this technique, illustrated in Figure 4.4 for the Maxblend™ impeller, expresses the global evolution from a non-mixed state to a well-mixed state, which can be directly linked to the global pumping capacity of the impeller.

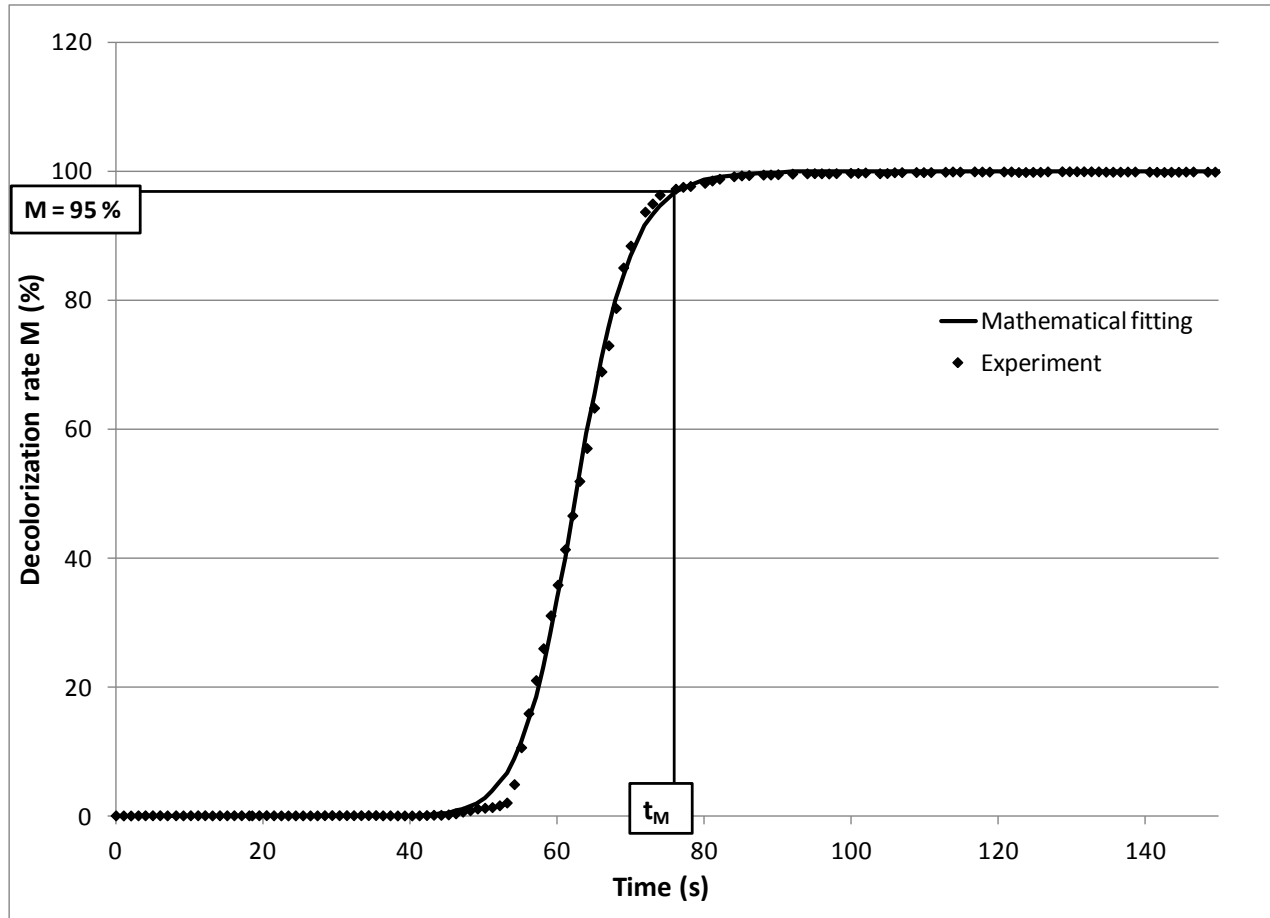


Figure 4.4. Typical decolorization curve for the Maxblend™ impeller

Cabaret *et al* (2007) proposed the following expression to fit such a curve:

$$M(t) = M_{\infty} \left[1 - (1 + (\lambda t)^a)^{\frac{s}{a}} \right], \quad (4.9)$$

where M_{∞} is the maximum decolorization rate, ideally equal to 100%, $1/\lambda$ is the time at which the decolorization kicks off, a represents the curvature degree, and s is the slope of the transition region. Even though this mathematical fitting is accurate, as can be readily noticed in Figure 4.4, the numerical values of the parameters, which were obtained here using a least square regression, are not suitable for the direct evaluation of the pumping capacity because they are too sensitive. This means that the same data points can be fitted by different parameter values in equation (4.9). Therefore, this equation was only used to smooth the data, and the slope of the transition region

(hereafter called the linear slope n_l) was calculated on the linear part of the curve where the decolorization rate varies between 20% and 80%.

Two parameters can be used for evaluating θ in equation (4.8): the linear slope n_l and the mixing time t_M . Using the reciprocal of the mixing time t_M is not appropriate because the resulting flow number would then be directly correlated to the dimensionless mixing time Nt_M and would therefore not provide more information than this quantity:

$$Nq_g = \frac{V_{Tank}}{D^3} * \frac{1}{Nt_M}. \quad (4.10)$$

On the other hand, the linear slope n_l represents the speed of decolorization, expressed in % per second. The product of the reciprocal of the rotational speed by this parameter indicates the percentage of decolorization per impeller rotation, which is directly related to the global pumping efficiency. Therefore, we propose to quantify the global pumping capacity of an impeller by the following expression:

$$Nq_g = \frac{V_{Tank}}{D^3} * \frac{n_l}{N}. \quad (4.11)$$

This dimensionless number, hereafter called the global flow number Nq_g , indicates the capacity for a mixing system to displace and pump the fluid in the tank at a given impeller speed.

4.2.4. Results and discussion

4.2.4.1 Validation of the method

The robustness of the decolorization technique, which is the base of this new pumping capacity calculation method, was assessed by Cabaret *et al* (2007) at low Reynolds number ($Re = 20$) for different mixing systems. In order to confirm its robustness at higher Reynolds number, experiments were conducted using the Rushton turbine (RT) in a tank filled with water. Figure 4.5 shows the mixing curves for 6 experiments at $Re = 7000$. The same experiments were conducted at $Re = 21\ 000$, and the resulting decolorization curves are shown in Figure 4.6. The corresponding mixing times for both experiments are grouped in Table 4.3.

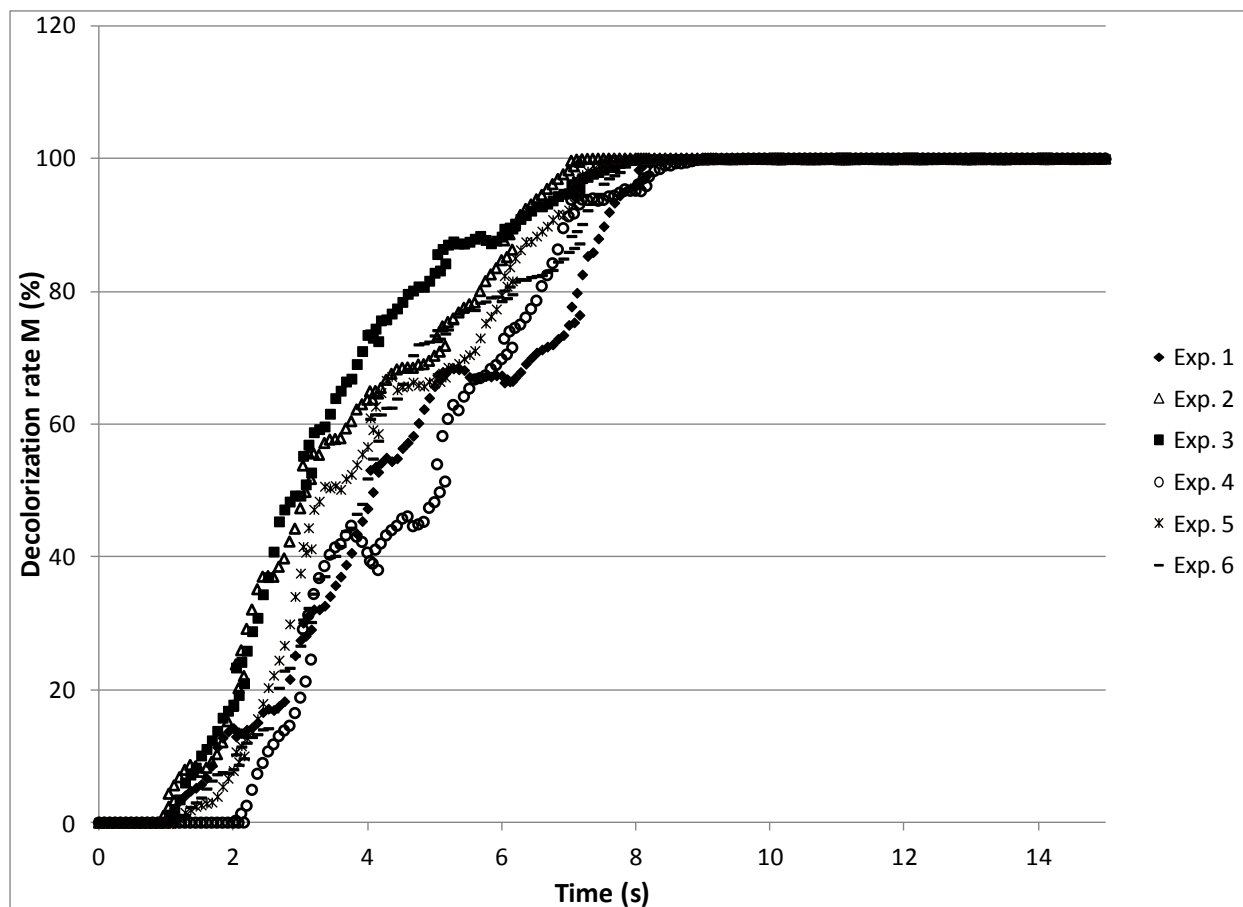


Figure 4.5. Decolorization curves for the reproducibility tests: RT with water at $Re = 7000$

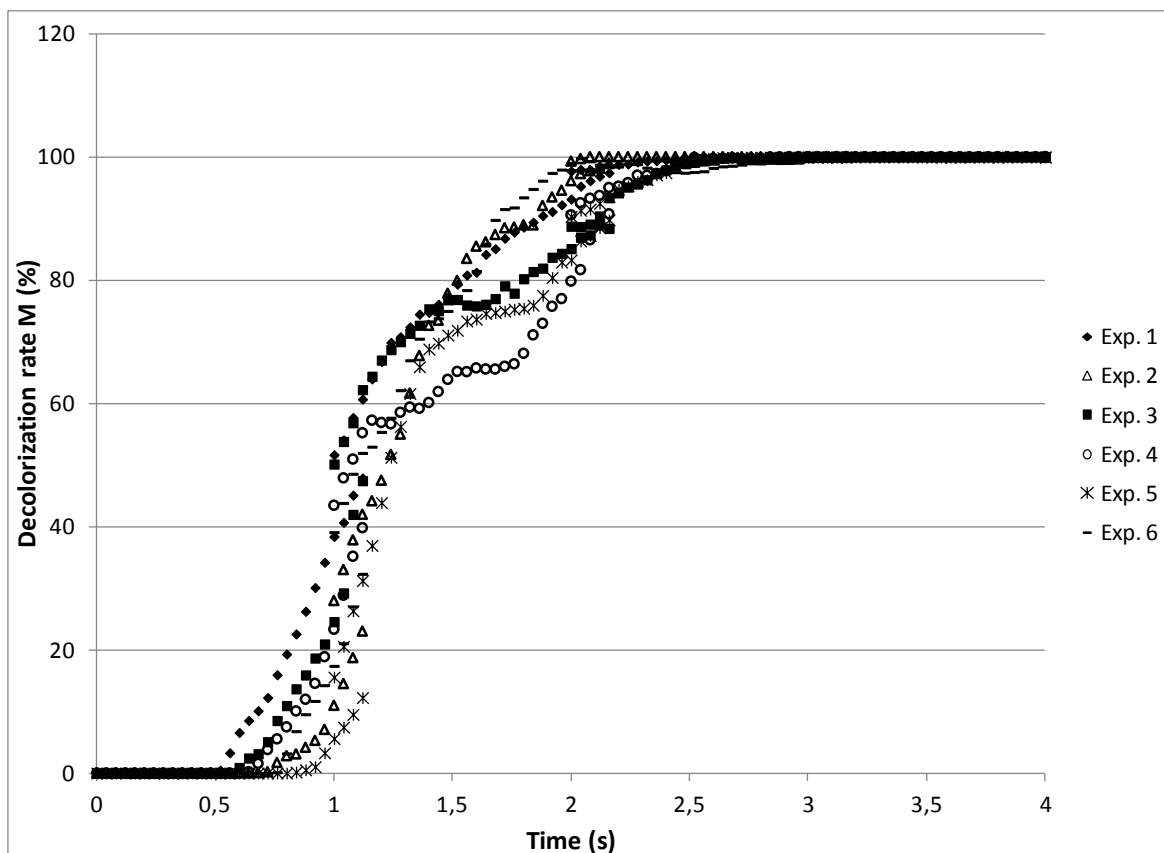


Figure 4.6. Decolorization curves for the reproducibility tests: RT with water at $Re = 21\ 000$

Table 4.3. Mixing times for RT and water at $Re = 7000$ and $Re = 21\ 000$

Mixing times (s)		
Experiment	$Re = 7000$	$Re = 21\ 000$
1	7.82	2.22
2	6.64	2.04
3	7.07	2.24
4	7.78	2.16
5	7.11	2.48
6	7.46	1.85
Average	7.31	2.16
Std deviation	6.3 %	9.8 %

The reproducibility of these tests is good with standard deviations of 6.3 % and 9.8% with respect to the average mixing times at $Re = 7000$ and $Re = 21\,000$, respectively. The data points are more dispersed than in the tests of Cabaret *et al* (2007) because the flow regime is not laminar. The standard deviation is higher at $Re = 21\,000$ than at $Re = 7000$ owing to the increased turbulence and a more chaotic flow. To maximize the error relative to the use of this method, an error of 10 % will be considered hereafter.

In order to verify that the global pumping capacity measured is indeed related to the effective pumping capacity of an impeller, values of Nq_g , as defined by equation (4.11), are plotted with respect to the Reynolds number for RT, PBT and HP. The fluid used was water. The results are compared in the graph of Figure 4.7.

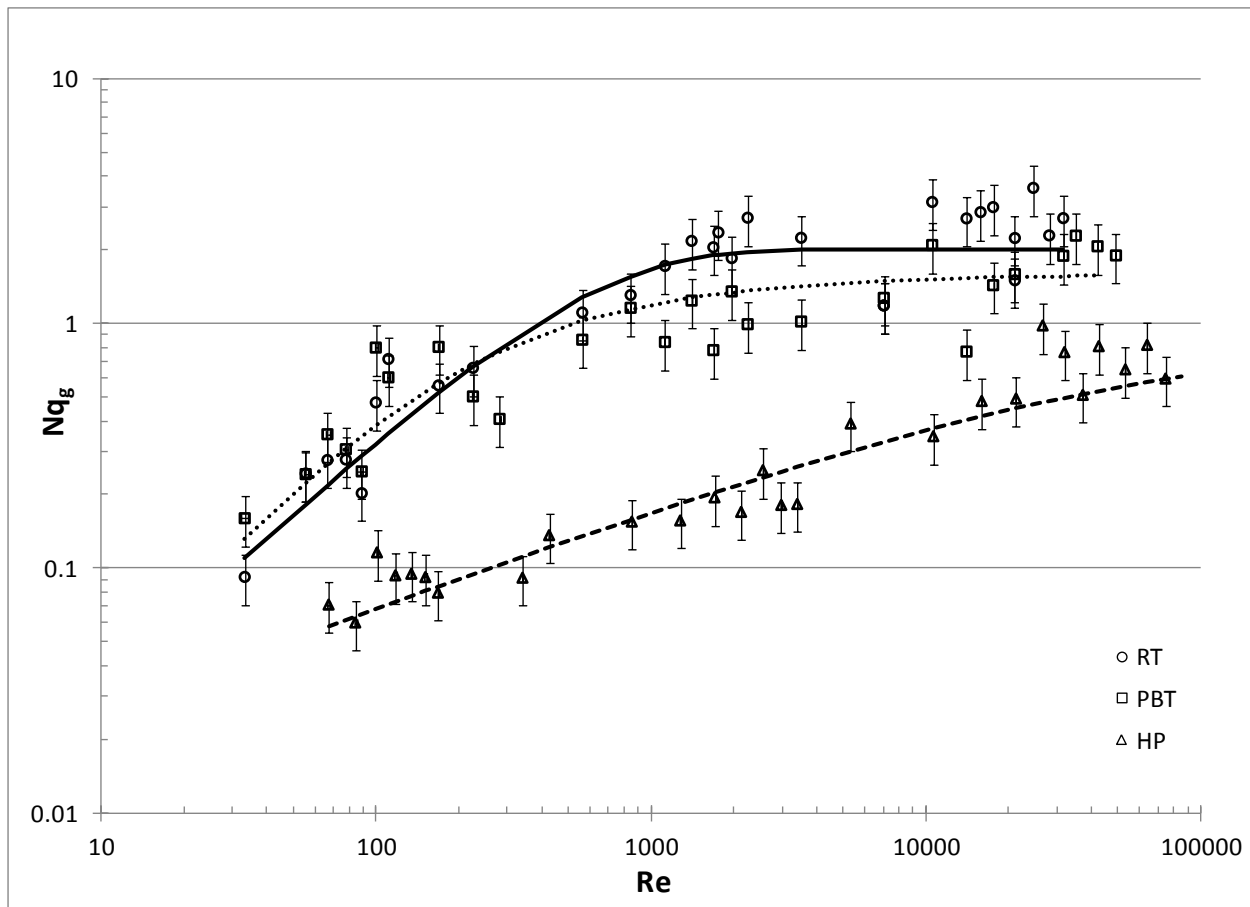


Figure 4.7. Values of Nq_g for RT, PBT and HP with respect to the Reynolds number. The lines represents the fits obtained with equation (4.12)

These data points were fitted using the following 4-parameter expression:

$$Nq_g = Nq_{g\infty} \left[1 - (1 + (\delta Re)^\alpha)^{\frac{\beta}{\alpha}} \right]. \quad (4.12)$$

Table 4.4 compares the values of Nq_g obtained in this work to flow number values from the literature.

Table 4.4. Comparison between flow number values from the literature and the values of Nq_g obtained in this study for RT, PBT and HP

Mixing System	Nq	Nq_g
RT	0.75 - 0.8 (Ranade, 1997)	2
PBT	0.6 - 0.7 (Paul <i>et al.</i> , 2004)	1.6
HP	0.5 - 0.6 (Couper <i>et al.</i> , 2010)	0.85

These values of Nq and Nq_g have been obtained in the turbulent regime. As explained in the introduction, the commonly used methods evaluate the pumping capacity by integration of one single component of the flow, which is axial for an axial impeller or radial for a radial impeller. Therefore, the corresponding pumping capacity represents only one part of the global pumping capacity. On the other hand, the proposed method evaluates pumping globally by implicitly considering the radial, axial and tangential components of the flow. It then comes as no surprise that the values of Nq_g in Table 4.4 are higher than the values of Nq reported in the literature. Figure 4.7 shows that the global flow number for a RT increases constantly until it reaches a value of 2 for Reynolds number larger than 1 000. A similar trend has been reported for the standard flow number (Ranade, 1997). The same observation can be made for PBT and HP. As reported by Paul *et al.* (2004), the PBT flow number increases for values of Re up to 1×10^4 , above which it reaches a constant value $Nq = 0.7$. Figure 4.7 shows the same behavior with a

final global flow number $N_{q_g} = 1.6$. Moreover, Couper *et al* (2010) noticed that the flow number of a hydrofoil increases slowly for values of Re up to 5×10^5 and then levels off to $N_q = 0.45$. According to Figure 4.7, the slope of the curve for HP also decreases, although an asymptotic value is not yet reached at $Re = 10^5$. The trend indicates that N_{q_g} would stabilize somewhere between 0.9 and 1.0. This value is less than those for PBT and HP, which are close at around 2. These findings comply with the literature.

The results discussed above show that the proposed method is adequate for measuring the pumping capacity of an impeller. Moreover, it is way less expensive and much easier to use than experimental methods such as PIV or LDV.

4.2.4.2 Pumping efficiency of the Maxblend™ impeller

The pumping efficiency of the Maxblend™ impeller was evaluated using the method introduced in the previous section for both Newtonian and highly non-Newtonian fluids in all flow regimes.

4.2.4.2.1 Newtonian fluids

Figure 4.8 shows the pumping curves of the Maxblend™ impeller and the Rushton turbine with respect to the Reynolds number for Newtonian fluids. The pumping capacity of the Rushton turbine is used as a reference as it is the most efficient of the three impellers previously tested.

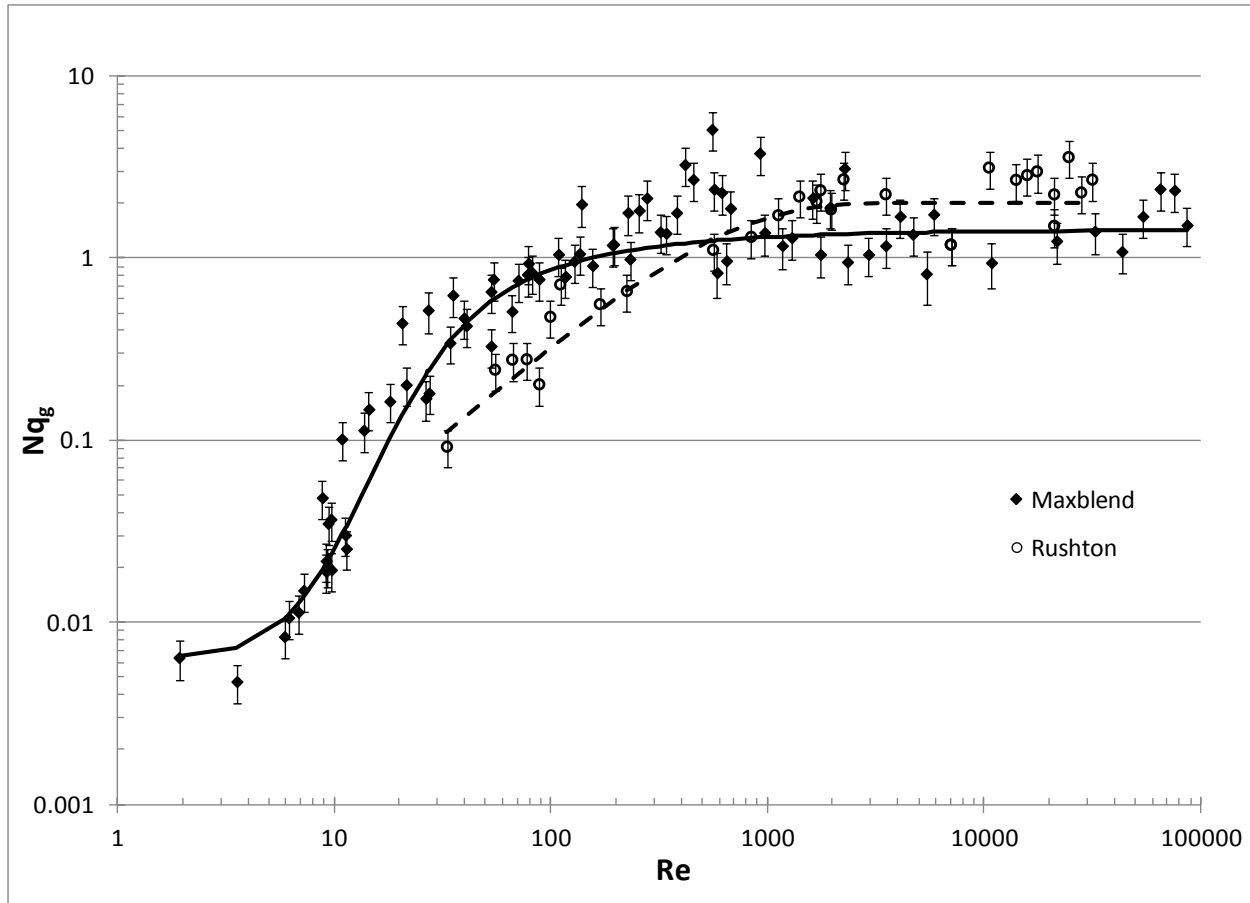


Figure 4.8. Pumping curves of the Maxblend™ impeller and the Rushton turbine in the case of the Newtonian fluids

The pumping generated by the Maxblend™ impeller reaches a constant value $Nq_g = 1.5$ above $Re = 2 \times 10^2$, whereas in the case of the Rushton turbine, Nq_g levels off to a value around 2 above $Re = 1 \times 10^4$. Thus, while the pumping generated by the Rushton turbine seems to be slightly higher than the one generated by the Maxblend™ impeller in the turbulent regime, the latter is more efficient in the transitional regime and keeps its maximum capacity over a wider range of the Reynolds number than the Rushton turbine. Moreover, it seems that the pumping capacity of the Maxblend™ impeller reaches a constant value of Nq_g around 0.07 in the laminar flow regime, which is expected, but more experiments in the deep laminar regime would be necessary to confirm this result. However, doing experiments in the deep laminar regime is particularly time consuming and technically difficult because of the small impeller rotational speeds and long

mixing times. Furthermore, in the deep laminar regime, pathological mixing behaviors are expected, as further discussed below. One has to keep in mind that the Maxblend™ impeller was not designed for the deep laminar regime.

It is also interesting to compare the power required to promote global pumping by dividing the global flow number by the power number:

$$Nq_g^* = \frac{Nq_g}{Np}. \quad (4.13)$$

Figure 4.9 displays the graph of this normalized global flow number with respect to the Reynolds number for the Maxblend™ impeller in the case of the Newtonian fluids.

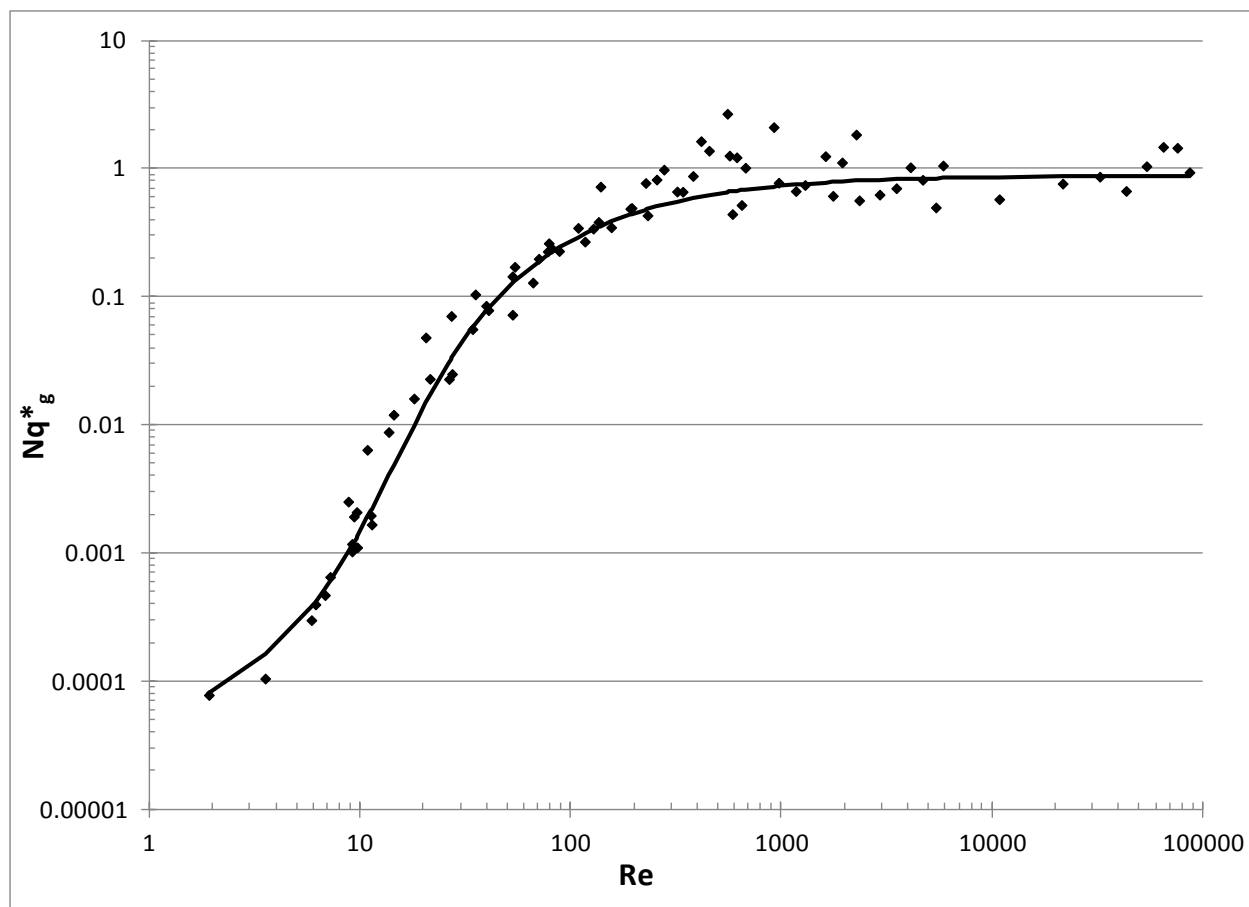


Figure 4.9. Normalized global flow number with respect to the Reynolds number in the case of the Newtonian fluids

It can be observed that Nq_g^* tends to a constant value around 0.9 for a Reynolds number larger than 10^3 . Using N_p values reported in the literature, it is possible to compare the performance of the four impellers of this work on the basis of this dimensionless number. Values of Nq_g , N_p and Nq_g^* are given in Table 4.5.

Table 4.5. Normalized global flow numbers for the Maxblend™, RT, PBT and HP impellers

Mixing System	N_p	Nq_g	Nq_g^*
Maxblend™	2 (Guntzburger <i>et al.</i> , 2009)	1.5	0.77
RT	5 (Rushton <i>et al.</i> , 1950)	2	0.4
PBT	1.7 (Paul <i>et al.</i> , 2004)	1.6	0.94
HP	0.3 (Paul <i>et al.</i> , 2004)	0.85	2.8

It can be readily seen that the hydrofoil impeller and its Nq_g^* value of 2.8 promotes pumping in the complete turbulent regime much more efficiently than the other impellers in spite of its low pumping capacity ($Nq_g^* = 0.85$). This is due to its very low power number. The Maxblend™ and the PBT impellers show similar Nq_g^* values and RT is the least efficient.

4.2.4.2.2 *Non-Newtonian fluid*

Figure 4.10 shows the pumping curves of the Maxblend™ impeller for Newtonian fluids and the highly non-Newtonian fluid.

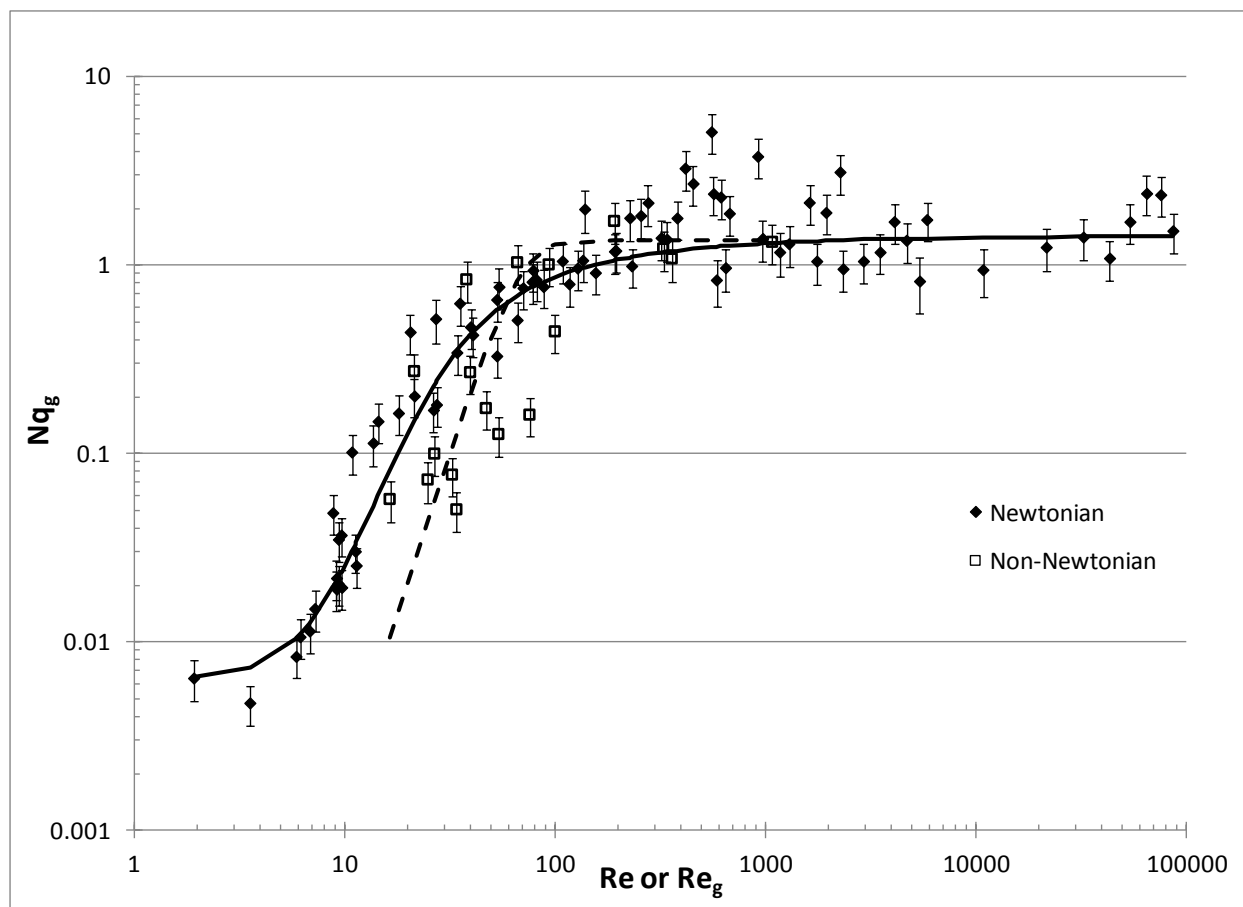


Figure 4.10. Pumping curves of the Maxblend™ impeller in the case of the Newtonian (Re) and non-Newtonian fluids (Re_g from Eq. 4.3)

For a Reynolds number larger than $Re_g = 10^2$, the Maxblend™ pumping capacity is similar for both fluids. This is explained by the fact that the larger the Reynolds number, the less important the impact of rheology. At low Reynolds number, more precisely for Re_g lower than 80, the pumping capacity significantly decreases for the non-Newtonian fluid. Moreover, the experimental data points are particularly dispersed in this region of the curve. This is due to an increasingly pathological mixing situations that are triggered by the increase of rheological effects as Re_g is decreased. Indeed, the lowest Reynolds numbers were reached using the most salt-concentrated Steol solution. At such concentration, 2.5 wt%, the fluid is not only very viscous, but its shear-thinning region is clearly in the range of shear rates of the Maxblend™, as show in Figure 4.2. Because of local shear rate variations for this impeller, numerous fluid

behaviors are then encountered in the different parts of the tank. The most spectacular pathological mixing situation is illustrated in Figure 4.11, which shows the extent of decolorization in the tank at $Re_g = 8$ after 750 impeller revolutions.

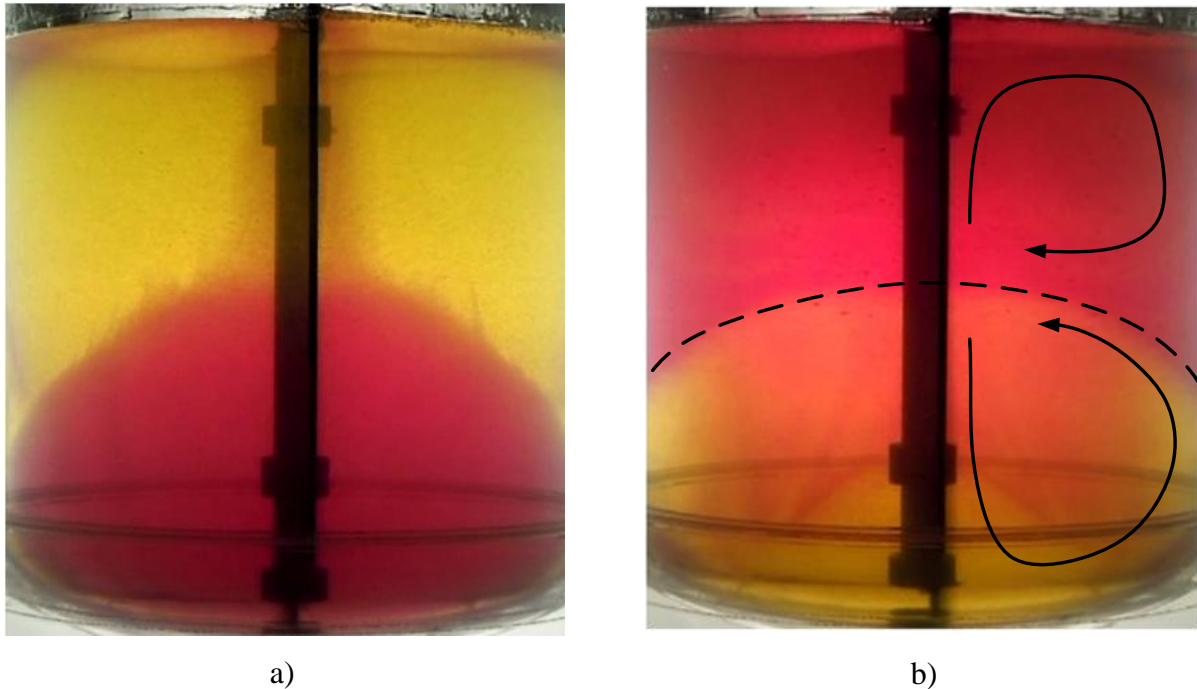


Figure 4.11. Pathological mixing situation illustrated by the decolorization method after 750 impeller revolutions at $Re_g = 8$: a) tracer injected on top, b) tracer injected at the bottom. The dashed line represents the limit between the two segregated regions

In Figure 4.11a, the tracer was injected at the top of the tank. It can be observed that only the upper part of the tank was mixed, as indicated by the change of color from purple to yellow. In Figure 4.11b, the tracer was injected at the bottom of the tank. In this case, only the bottom part appears to be mixed. This clearly indicates that, with this very viscous highly shear-thinning fluid, the Maxblend™ impeller creates two segregated regions, with almost no fluid exchange between them. The arrowed lines illustrate the flow patterns observed during this experiment. The boundary between these two flow regions, as represented by the dashed line, is a low-shear area where the apparent viscosity of the fluid is higher than in the rest of the vessel. This explains the low fluid exchange across this zone and indicates that the Maxblend™ impeller does not generate a homogeneous shear rate in these conditions.

4.2.4.3 Dimensionless mixing time

It was shown above that the rheology of Steol solutions is responsible for the occurrence of pathological flow situations that may alter the pumping capacity of the Maxblend™. It is also clear from Figure 4.11 that these flow anomalies may have an impact on the mixing time.

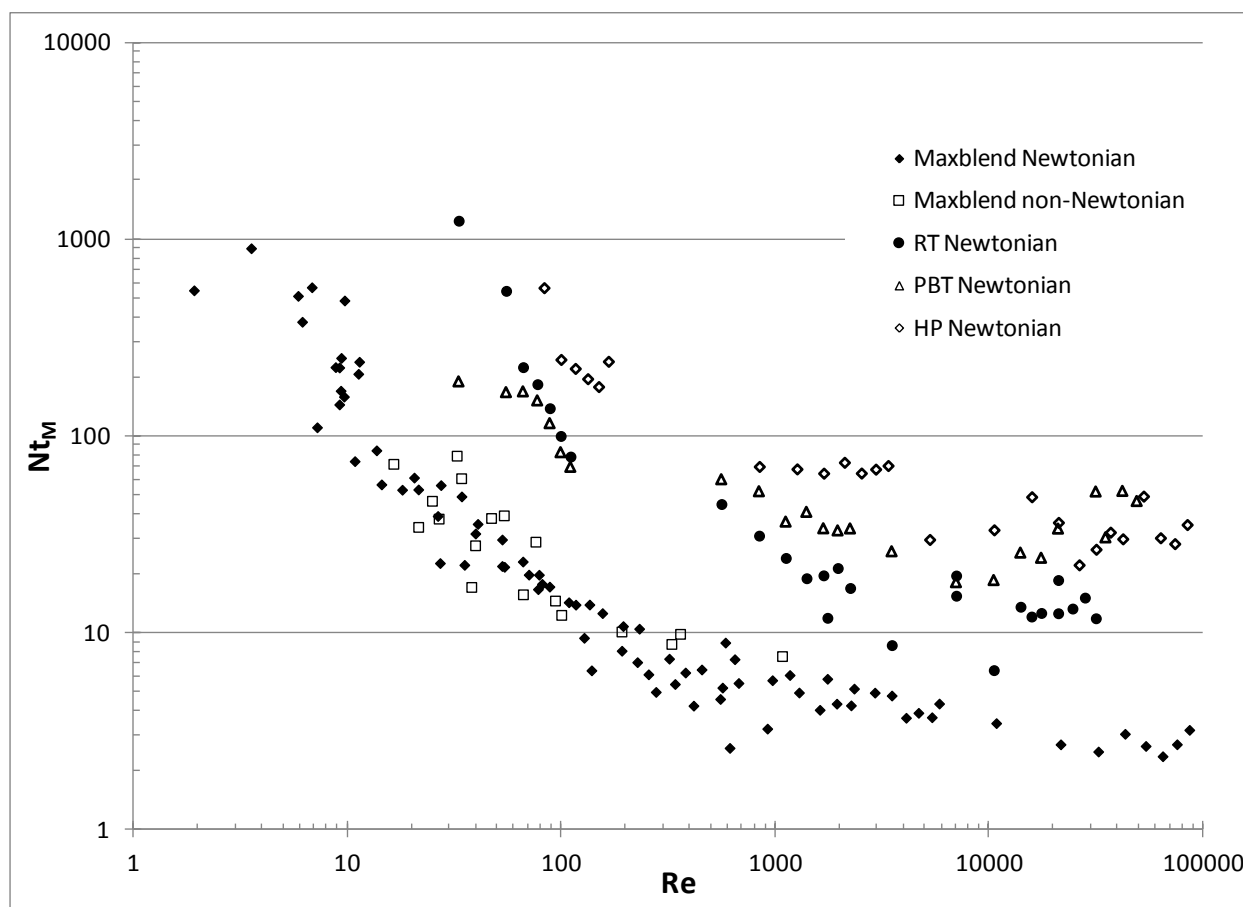


Figure 4.12. Comparison of the dimensionless mixing times for the Maxblend™, RT, PBT and HP impellers

Figure 4.12 displays the dimensionless mixing times for the Maxblend™ (Newtonian and non-Newtonian fluids) as well as the RT, PBT and HP impellers (Newtonian fluid only). These results were obtained by means of the decolorization method and tracer injections at the top of the tank. The turbulent mixing times measured are in good agreement with McCabe *et al.* (2001) for RT and PBT, and Hari-Prajitno *et al.* (1998) for HP. One may also notice that the Newtonian and the non-Newtonian dimensionless mixing times are similar with the Maxblend™ impeller. In

particular, these results show that, for Re_g larger than 10, mixing times could be measured for the non-Newtonian fluid, as the segregated regions illustrated in Figure 4.11 were either inexistent or not well-established. In contrast, no mixing times could be obtained for Re_g less than 10 owing to a lack of transfer between these regions. Consequently, no experimental data points were plotted in such cases, as the 95% threshold in the decolorization curves was not attained. Moreover, despite the fact that RT and PBT have pumping capacities similar to that of the Maxblend™ in the turbulent regime, the latter has a smaller dimensionless mixing time over the complete range of Reynolds numbers. One can also observe a rather important dispersion of the experimental data points at $Re = 10$ for the Maxblend™ impeller and the Newtonian fluid. Light can be shed on this phenomenon by relating the corresponding decolorization curve (Figure 4.13) to the flow patterns and the color change evolution in the tank. More precisely, Figure 4.13 displays various mixing curves with respect to the dimensionless time ($N.t$) at $Re = 10$. Two experiments were conducted at $N_1 = 60$ rpm and $\mu_1 = 10$ Pa.s (Exp.1 and 2) and two others at $N_2 = 100$ rpm and $\mu_2 = 16.5$ Pa.s (Exp. 3 and 4). Two additional experiments were done with the tracer injection point not on top but inside the tank, as illustrated in Figure 4.14.

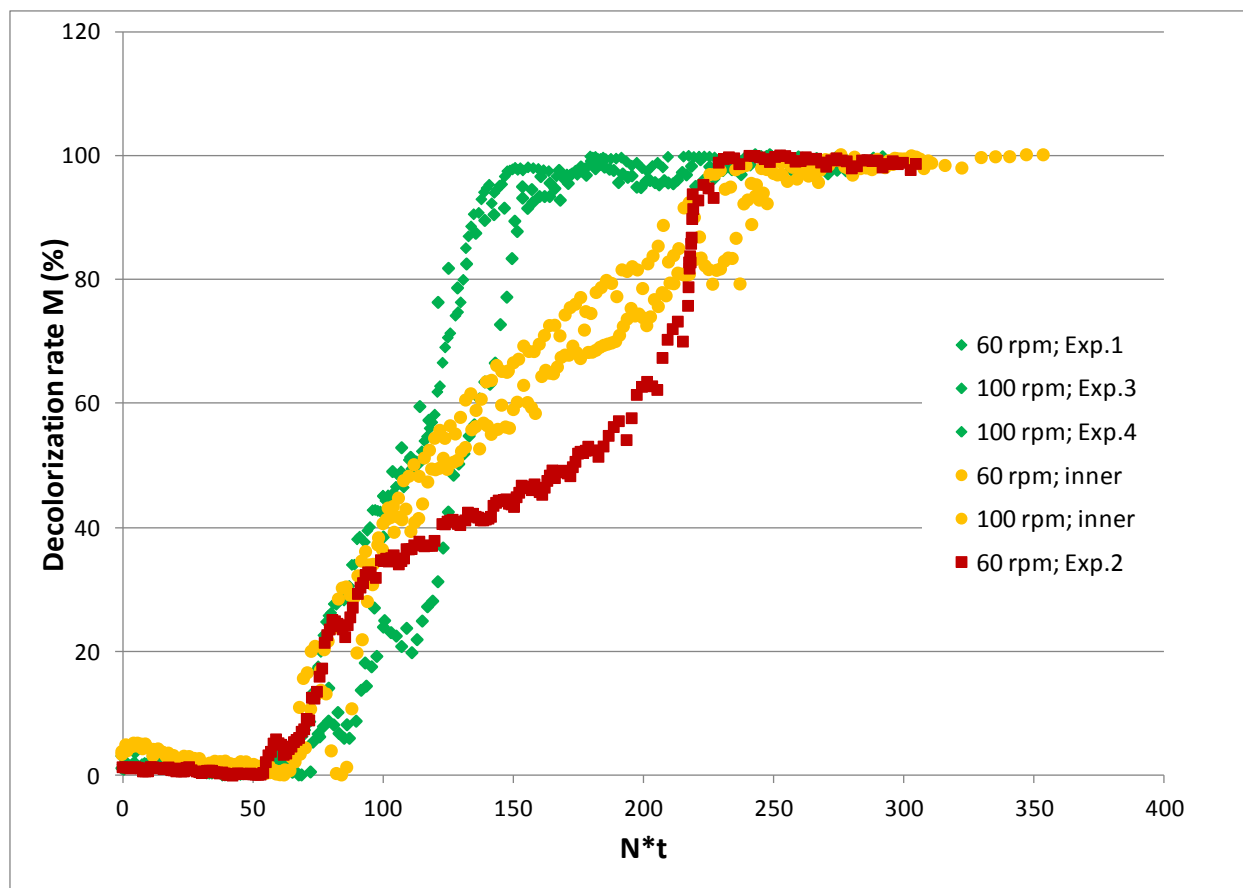


Figure 4.13. Decolorization curves for the Maxblend™ impeller and the Newtonian fluid at $Re = 10$, for two rotational speeds, two viscosities and two tracer injection points (top or inner)

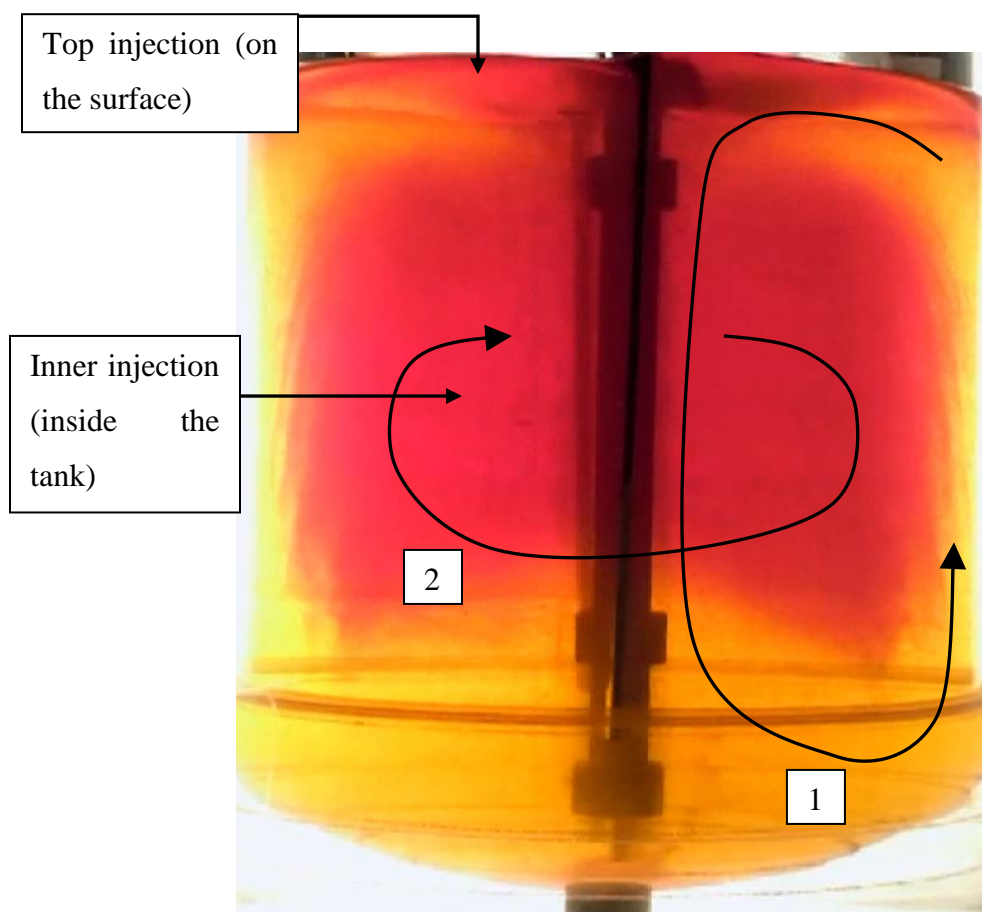


Figure 4.14. The top and inner injection points, and the two flow patterns generated by the Maxblend™ impeller at $Re = 10$































	Ntm	Nt = 50	Nt = 100	Nt = 150	Nt = 200	Nt = 250
60 rpm Exp.1 a)	145					
60 rpm Exp.2 b)	223					
100 rpm Exp.3 c)	170					
100 rpm Exp.4 d)	159					
60 rpm (inner) e)	224					
100 rpm (inner) f)	250					

Figure 4.15. Decolorizations at five different dimensionless times and the corresponding mixing times for the six experiments

Figure 4.15 groups images illustrating the decolorization state at five dimensionless times for each experiment, and gives the corresponding mixing times. Figure 4.14 highlights that two different flow patterns, indicated by two arrowed lines and white squares, are generated by the

Maxblend™ impeller at $Re = 10$. The first one is induced by the large paddle at the bottom of the impeller, which creates the pumping and allows the fluid to circulate downward along the shaft and upward at the wall. The second one is generated by the grid above the paddle and is mainly rotational. The corresponding area is shaped like a torus and the first flow pattern goes down through its center, which is not clear in Figure 4.14 as the image is two-dimensional. The simultaneous presence of a rotational flow and an elongational flow for the Maxblend™ was demonstrated by Yao *et al.* (2001) in a numerical study, as shown in Figure 4.16. It displays the contours of the mixing efficiency criterion λ defined as :

$$\lambda = \frac{|\dot{\gamma}|}{|\dot{\gamma}| + |\omega|}, \quad (4.14)$$

which stipulates that elongational flow ($|\omega| = 0$) yields better dispersive mixing than rotational flow. The experimental conditions were slightly different in that work as the Maxblend™ used was straight and $Re = 32$. Yet the similarities with some decolorizations of Figure 4.15 are striking.

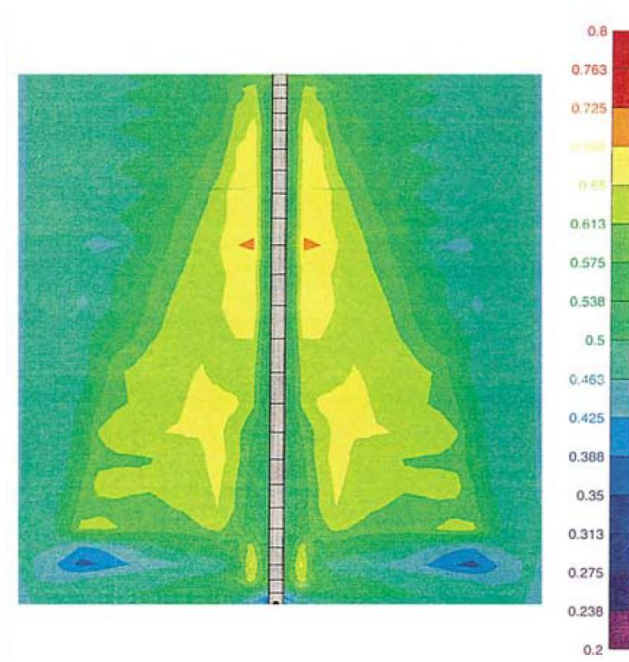


Figure 4.16. Local mixing efficiency index λ for the straight Maxblend™ at $Re = 32$ (Yao *et al.*, 2001)

Figure 4.15abcd shows that a tracer injected at the top of the tank follows preferentially flow pattern #1 in Figure 4.14, which results in a slow decolorization of the (upper part) grid area of the impeller at both rotational speeds (60 and 100 RPM). When the tracer is injected inside the tank, it flows according to pattern #2 in Figure 4.14. Consequently, the decolorization in the (bottom) paddle area of the MaxblendTM is weaker, even after 250 revolutions (Figure 4.15ef). The different decolorizations summarized in Figure 4.15 are linked to specific decolorization curves in Figure 4.13. While all these curves exhibit comparable slopes early on (the first 100 revolutions), they then lose their steepness, more or less depending on the type of experiment, and level off to values around 100% at different times. In particular, it can be noticed that the (yellow) curves for the tracers injected inside the tank remain close to each other and result in similar dimensionless mixing times (224 and 250 revolutions). In the same manner, the three (green) curves with the steepest slopes and lowest dimensionless mixing times (145, 159 and 170 revolutions) are related to tracer injections at the top of the tank. Surprisingly, the (red) curve corresponding to experiment #2 (60 RPM, top injection) behaves in a drastically different way, with the smallest slope of all curves and a rather large dimensionless mixing time of 223 revolutions. One possible explanation for this behavior is that mixing in such a system is chaotic so that a slight change in the injection point of a tracer may result in a significant alteration of its trajectory. Indeed, it has previously been shown by De la Villéon *et al.* (1998) that chaotic mixing can occur with close-clearance impellers in the laminar regime. In fact, this latter curve in all likelihood belongs to the group of (yellow) curves related to the inner injection point; while this tracer was injected on top of the tank, it quickly veered away from its expected trajectory – that of the other three (green) curves corresponding to the top injection point – and converged after around 100 revolutions to pattern #2 followed by the tracers injected inside the tank. More work of experimental or computational (CFD) nature would be required to confirm this.

4.2.5. Conclusion

This study introduced an inexpensive and easy-to-use experimental method, based on a decolorization technique, to estimate the global pumping generated by an impeller. This method was first applied on Rushton turbine, pitched blade turbine and hydrofoil impeller systems to assess its reliability and accuracy. As the physical phenomena accounted for by this technique are global as compared to commonly used methods, larger values of pumping were obtained with it. Moreover, it was shown that the relationship between the so-called global pumping capacity with respect to the Reynolds number, and the ranking of the tested impellers, comply with the literature, thus confirming the adequacy of the proposed method to measure efficiently the pumping generated by an impeller.

The pumping capacity of the Maxblend™ impeller was next investigated using the proposed method for both Newtonian and non-Newtonian fluids. It was found that the Maxblend™ impeller outperforms the other three impellers in the transitional regime and has a similar pumping capacity than those of the PBT and the RT in the complete turbulent regime, for the Newtonian fluid. The shear-thinning behavior of the non-Newtonian fluid was observed not to affect significantly the pumping generated by the Maxblend™ for generalized Reynolds numbers larger than 80. It was also shown that a pathological flow situation, whereby two segregated zones are created, can occur at very low Reynolds numbers in the case of very viscous non-Newtonian fluids.

Dimensionless mixing times were calculated for both Newtonian and non-Newtonian fluids for the Maxblend™, and for Newtonian fluids only in the case of the other three impellers. The results obtained reveal that the non-Newtonian behavior of the fluid does not affect the mixing capacity of the Maxblend™ in all flow regimes. They also indicate that the Maxblend™ impeller outperforms the other impellers on the basis of the dimensionless mixing time. A normalized flow number was also introduced to take into account the power required for pumping. Using this number, it was shown that the hydrofoil is far more efficient than the other impellers for Newtonian fluids in the complete turbulence regime because of its low power number.

Finally, future work will include the use of CFD to shed light on the flow patterns and segregation phenomena observed in this work.

4.2.6. Acknowledgements

The financial support of Sumitomo Heavy Industries (SHI), Procter & Gamble and the National Sciences and Engineering Research Council of Canada (NSERC) is gratefully acknowledged. We also thank Pierre Monnier for his participation in the processing of the experimental data.

4.2.7. Nomenclature

a	=	Carreau-Yasuda parameter (-)
c	=	Bottom clearance (<i>m</i>)
D	=	Impeller diameter (<i>m</i>)
H	=	Tank height (<i>m</i>)
m	=	Consistency index (<i>Pa.sⁿ</i>)
M	=	Mixing index (%)
n	=	Power law parameter (-)
N	=	Rotational speed (<i>rotations / s</i>)
P	=	Power (<i>W</i>)
Q	=	Flowrate (<i>m³/s</i>)
t	=	Time (<i>s</i>)
T	=	Tank diameter (<i>m</i>)
M _m	=	Measured torque (<i>N.m</i>)
M _r	=	Residual torque (<i>N.m</i>)
w	=	Baffle diameter (<i>m</i>)

Greek letters

$\dot{\gamma}$	=	Shear rate (<i>s⁻¹</i>)
μ	=	Newtonian viscosity (<i>Pa.s</i>)
$\eta(\dot{\gamma})$	=	Generalized non-Newtonian viscosity (<i>Pa.s</i>)
η_0	=	Zero-shear rate viscosity for the Carreau-Yasuda model (<i>Pa.s</i>)
λ	=	Relaxation time for the Carreau-Yasuda model (<i>s</i>)
ρ	=	Density (<i>kg/m³</i>)

4.2.8. Literature cited

- Bugay, S., Escudié, R., & Liné, A. (2002). Experimental analysis of hydrodynamics in axially agitated tank. *AIChE Journal*, 48(3), 463-475.
- Cabaret, F., Bonnot, S., Fradette, L., & Tanguy, P. A. (2007). Mixing Time Analysis Using Colorimetric Methods and Image Processing. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 46, 5032-5042.
- Cavadas, A. S., & Pinho, F. T. (2004). Some Characteristics of Stirred Vessel Flows of Dilute Polymer Solutions Powered by a Hyperboloid Impeller. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 82(2), 289-302.
- Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M. (2010). Chemical Process Equipment - Selection and Design (3rd Edition) (pp. 285): Elsevier.
- De la Villéon, J., Bertrand, F., Tanguy, P. A., Labrie, R., Bousquet, J., & Lebouvier, D. (1998). Numerical Investigation of Mixing Efficiency of Helical Ribbons. *AIChE Journal*, 44(4), 972 - 977.
- Devals, C., Heniche, M., Takenaka, K., & Tanguy, P. A. (2008). CFD analysis of several design parameters affecting the performance of the Maxblend impeller. *Computers and Chemical Engineering*, 32, 1831-1841.
- Fontaine, A., Guntzburger, Y., Bertrand, F., Fradette, L., & Heuzey, M.-C. (2012). Experimental Investigation of the Flow Dynamics of Rheologically Complex Fluids in a Maxblend Impeller System Using PIV. *Submitted to: Chemical Engineering Research and Design*.
- Fradette, L., Thomé, G., Tanguy, P. A., & Takenaka, K. (2007). Power and mixing time study involving a maxblend impeller with viscous Newtonian and Non-Newtonian fluids. *Trans IChem E*, 85, 1514-1523.
- Guida, A., Nienow, A. W., & Barigou, M. (2010). The effects of the azimuthal position of the measurement plane on the flow parameters determined by PIV within a stirred vessel. *Chemical Engineering Science*, 65(8), 2454-2463.

- Guntzburger, Y., Fradette, L., Farhat, M., Heniche, M., Tanguy, P. A., & Takenaka, K. (2009). Effect of the geometry on the performance of the Maxblend impeller with viscous Newtonian fluids. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 4, 528-536.
- Hari-Prajitno, D., Mishra, V. P., Takenaka, K., Bujalski, W., Nienow, A. W., & Mckemmie, J. (1998). Gas-liquid mixing studies with multiple up and down-pumping hydrofoil impellers: Power characteristics and mixing times. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 76(6), 1056 - 1068.
- Iranshahi, A., Devals, C., Heniche, M., Fradette, L., Tanguy, P. A., & Takenaka, K. (2007). hydrodynamics characterization of the Maxblend impeller. *Chemical Engineering Science*, 62, 3641-3653.
- Lamberto, D. J., Alvarez, M. M., & Muzzio, F. J. (1999). Experimental and computational investigation of the laminar flow structure in a stirred tank. *Chemical Engineering Science*, 54(7), 919-942.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2001). *Unit operations of chemical engineering*: McGraw Hill.
- Metzner, A. B., & Otto, R. E. (1957). Agitation of non-Newtonian fluids. *AIChE Journal*, 3(1), 3-10.
- Paul, E. L., Atiemo-Obeng, V. A., & Kresta, S. M. (2004). *Handbook of Industrial Mixing*. Wiley-Interscience.
- Ranade, V. V. (1997). An efficient computational model for simulating flow in stirred vessels: a case of Rushton turbine. *Chemical Engineering Science*, 52(24), 4473-4484.
- Rice, M., Hall, J., Papadakis, G., & Yianneskis, M. (2006). Investigation of laminar flow in a stirred vessel at low Reynolds numbers. *Chemical Engineering Science*, 61(9), 2762-2770.
- Rushton, J. H., Costich, E. W., & Everett, H. J. (1950). Power characteristics of mixing impellers. *Chem. Eng. Progr.*, 46, 395-404.

Yao, W., Mishima, M., & Takahashi, K. (2001). Numerical investigation on dispersive mixing characteristics of MAXBLEND and double helical ribbons. *Chemical Engineering Journal*, 84(3), 565-571.

4.3. Résultats complémentaires: Tomographie par résistance électrique

La méthode de quantification de pompage global possède cependant certaines limitations inhérentes à la technique de décoloration dont elle est issue. En effet, cette dernière étant une technique optique, demande l'utilisation de fluides et d'équipement parfaitement transparents. En outre, le fluide utilisé ne doit pas être sensible à la réaction acide-base nécessaire à la décoloration. La tomographie par résistance électrique (ERT) semble, à cet effet, être une alternative intéressante. La similitude des résultats obtenus par ERT et par décoloration doit cependant être validée.

4.3.1. Reproductibilité des mesures

Afin de démontrer la reproductibilité des mesures de conductivité en présence du mélangeur Maxblend™, 4 injections ont été réalisées à $Re = 200$. Le graphe a) de la Figure 4.17 montre la conductivité normalisée, moyenne sur les 3 anneaux de mesure. Le graphe b) de la Figure 4.17 illustre la déviation standard de cette même conductivité par rapport à la valeur moyenne.

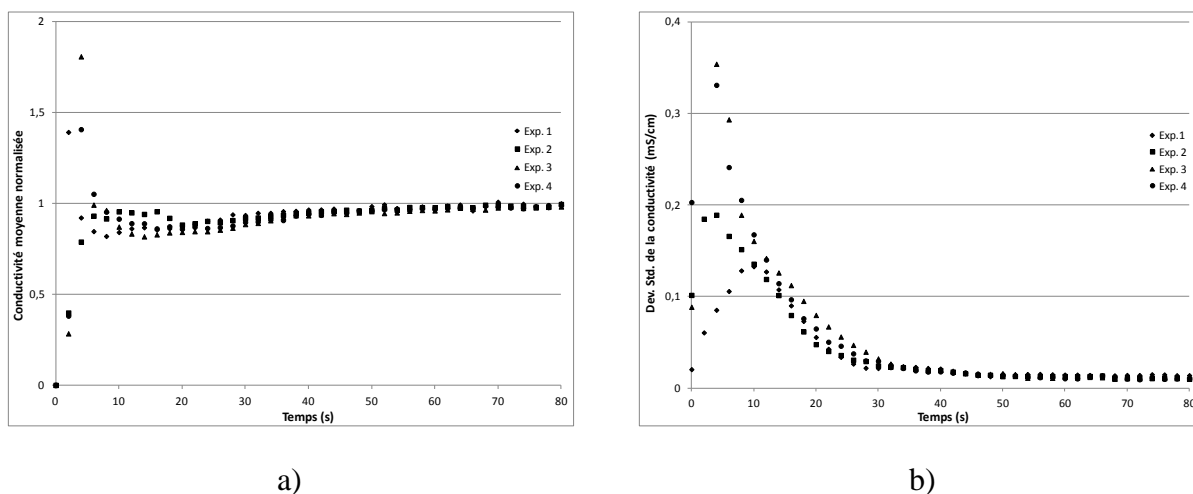


Figure 4.17. Tests de reproductibilité: a) conductivité moyenne standardisée, b) déviation standard moyenne de la conductivité

Une nette dispersion des valeurs mesurées est visible sur les deux images, entre 0 et 10 secondes. Ces expériences ont été réalisées en régime d'écoulement transitoire, et malgré la méthode

systematique d'injection, il est normal que le traceur n'est pas suivi les même lignes de courants à chaque expérience. La conductivité mesurée n'était donc pas la même ce qui explique cette dispersion. En revanche, celle-ci s'atténue clairement entre 10 et 20 secondes et la conductivité atteint la zone de 95 % de la valeur moyenne (0,4 mS/cm) vers 40 secondes pour les quatre expériences ce qui illustre une bonne reproductibilité des mesures.

4.3.2. Comparaison entre ERT et décoloration

Afin de pouvoir confronter les deux méthodes, des temps de mélange ont été mesurés simultanément par ERT et décoloration. En effet, la réaction acide-base nécessaire à la décoloration génère du chlorure de sodium, servant ainsi de traceur pour la tomographie.

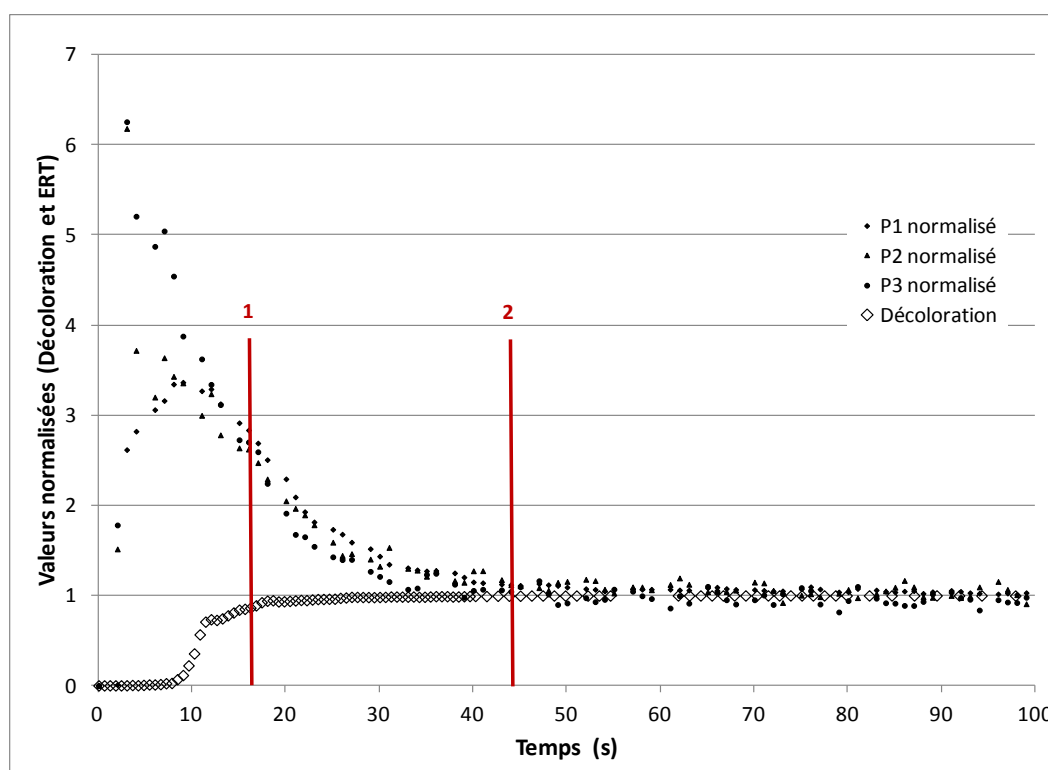


Figure 4.18. Comparaison des temps de mélange typiques obtenus simultanément par décoloration et par ERT

La Figure 4.18 illustre les temps de mélange typiques obtenus par décoloration et ERT simultanées. Le jalon 1 représente le temps de mélange (t_{m1}) obtenu par décoloration pour $M = 95$

% . Le jalon 2 représente le temps nécessaire pour obtenir un signal constant avec la tomographie (t_{m2}) et est environ trois fois plus important que le temps de mélange obtenu par décoloration. En revanche, il est possible d'observer qu'au temps t_{m1} , les conductivités normalisées des trois anneaux se rejoignent, ce qui indique une similitude entre le phénomène mesuré par décoloration et celui mesuré par ERT. La différence de temps de mélange obtenus par des méthodes chimiques, comme la décoloration, et des méthodes physiques, comme la conductimétrie, a fait l'objet de plusieurs recherches. Dans leur étude, Ruzkowski *et al.* (1985) ont obtenu des temps de mélange plus court dans le cas des méthodes chimiques que dans le cas de méthodes physiques sans pour autant fournir d'explications théoriques. Cette différence semble toutefois pouvoir s'expliquer par la différence du volume pris en compte lors des mesures. Thyn *et al.* (1976) ont par ailleurs montré que plus le volume mesuré est grand plus le temps de mélange est court. Ceci est en parfaite adéquation avec ce qui est observé ici. La méthode de décoloration considère un volume bien supérieur à l'ensemble même des électrodes de l'ERT, c'est pourquoi le temps de mélange ainsi obtenu est plus court. Manna (1997) a par ailleurs démontré théoriquement et expérimentalement que les temps de mélange obtenus par décoloration et conductimétrie peuvent être égaux si le volume considéré est identique. Ainsi la méthode ERT semble tout à fait pertinente à l'acquisition des temps de mélange. En outre, il serait possible de réduire l'écart entre les résultats des méthodes en augmentant le nombre d'électrodes.

CHAPITRE 5: DISCUSSIONS, CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Une méthode expérimentale permettant l'évaluation du pompage global d'un agitateur et basée sur la technique de décoloration a été proposée dans cette étude. Cette nouvelle méthode à tout d'abord été validée par l'évaluation du pompage d'agitateurs documentés dans la littérature soit une turbine Rushton (RT), une turbine à pales inclinées (PBT) et un hydrofoil (HP) dans le régime transitoire et turbulent et avec un fluide newtonien. La capacité de pompage du mélangeur Maxblend™ a par la suite été évaluée en utilisant cette méthode, dans le régime laminaire, transitoire et turbulent, en milieu newtonien. En comparant les différents résultats des agitateurs, et en considérant le pompage global normalisé par la puissance d'agitation, il apparaît que l'hydrofoil est l'agitateur le plus performant en turbulence complète avec un $Nq^*_g = 2,8$. Viennent par la suite la turbine à pales inclinées ($Nq^*_g = 0,94$), le Maxblend™ ($Nq^*_g = 0,77$) et la turbine Rushton ($Nq^*_g = 0,4$). La performance de l'hydrofoil s'explique par sa très faible consommation de puissance en régime turbulent. En revanche, en régime transitoire et laminaire et en considérant le nombre global de pompage non-normalisé, le mélangeur Maxblend™ possède une capacité de pompage bien supérieure aux autres agitateurs, ce qui est cohérent avec ses critères de conception. Par la suite, les performances hydrodynamiques de l'agitateur Maxblend™ ont également été testées en milieu fortement non newtonien et en régime laminaire, transitoire et turbulent. La forte rhéofluidifiante du fluide utilisé ne semble pas affecter les performances du mélangeur Maxblend™ pour des nombre de Reynolds supérieurs à 80. En outre, le temps de mélange adimensionnel du Maxblend™ ne semble pas être affecté par la rhéologie du fluide hormis en régime laminaire où des situations de mélange pathologiques peuvent apparaître. Ceci explique également la dégradation de la capacité de pompage pour ce régime d'écoulement et semble indiquer que le Maxblend™ génère un cisaillement non homogène sur l'ensemble de la cuve. La méthode de décoloration a également permis de mettre en lumière de façon qualitative les patrons d'écoulement particuliers que le mélangeur Maxblend™ génère en laminaire et avec un fluide newtonien.

La méthode proposée dans cette étude permettrait donc de rapidement tester les effets de la géométrie ou de la rhéologie sur les capacités de pompage du mélangeur Maxblend™ et d'autres agitateurs. Cependant, cette méthode possède les limitations inhérentes à la technique de décoloration soit l'utilisation de cuves et de fluides transparents. En outre, ces derniers ne doivent également pas être sensibles à la réaction acide - base nécessaire pour obtenir la décoloration. Ainsi la méthode de tomographie à résistance électrique a été proposée pour l'obtention des temps de mélange. Celle-ci permet d'obtenir des temps de mélange homogènes à ceux fournis par la décoloration. Il serait donc intéressant de maintenant vérifier si la capacité de pompage d'un agitateur peut également être déduite des courbes de tomographie. En outre, il serait également pertinent de mener une étude numérique sur le Maxblend™, ainsi que les autres échangeurs utilisés ici, dans laquelle le pompage pourrait être évalué globalement par estimation des pompes axiaux, radiaux et tangentiels. Ceci renforcerait l'explication permettant de justifier l'écart entre les valeurs de pompage global présentées dans cette étude et celles de la littérature. Finalement, une étude approfondie des écoulements générés par le mélangeur Maxblend™ à des nombres de Reynolds inférieurs à 10 semble nécessaire.

CHAPITRE 6: BIBLIOGRAPHIE

- Ascanio, G., Yatomi, R., Zenit, R., Hidalgo-Millan, A., Palacios, C., & Tanguy, P. A. (2009). *Visualisation of flow patterns with the Maxblend*. Paper presented at the 8th World Congress of Chemical Engineering, Montréal, Canada.
- Barnes, H. A. (1989). Shear-thickening ("dilatancy") in suspensions of nonaggregating solid particles dispersed in Newtonian liquids. *Journal of Rheology*, 33.
- Bertrand, F. (2009). *Mécanique des fluides appliquées*: Presses Internationales de Polytechniques.
- Bugay, S., Escudié, R., & Liné, A. (2002). Experimental analysis of hydrodynamics in axially agitated tank. *AIChE Journal*, 48(3), 463-475.
- Cabaret, F., Bonnot, S., Fradette, L., & Tanguy, P. A. (2007). Mixing Time Analysis Using Colorimetric Methods and Image Processing. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 46, 5032-5042.
- Cavadas, A. S., & Pinho, F. T. (2004). Some Characteristics of Stirred Vessel Flows of Dilute Polymer Solutions Powered by a Hyperboloid Impeller. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 82(2), 289-302.
- Coesnon, B., Heniche, M., Devals, C., Bertrand, F., & Tanguy, P. A. (2008). A fast and robust fictitious domain method for modelling viscous flows in complex mixers: The exemple of propellant make-down. *International Journal for Numerical Methods in Fluids*, 58, 427-449.
- Coulson, J. M., Richardson, J. F., Harker, J. H., & Backhurst, J. R. (1999). *Chemical Engineering, Fluid flow, Heat transfert and Mass transfert, Volume 1, Sixième édition* (Vol. 1).
- Coussot, P., & Grossiord, J. L. (2001). *Comprendre la rhéologie - De la circulation du sang à la prise de béton*.
- Danckwerts. (1952). Definition and measurement of some characteristics of mixtures. *Applied scientific research*, 3(4), 279-293.
- Dealy, J. M., & Larson, R. G. (2006). *Structure and rheology of molten polymers : from structure to flow behavior and back again*. Munich: Hanser Publishers.
- Delaplace, G., & Guérin, R. (2006). Mélange de produits pâteux, Caractéristiques d'un système agité. *Techniques de l'ingénieur, F3 350 - 1*.

- Delaplace, G., Leuliet, J. C., & Relandeau, V. (2000). Circulation and mixing times for helical ribbon impellers. Review and Experiments. *Experiments in Fluids*, 28(2), 170-182.
- Devals, C., Heniche, M., Takenaka, K., & Tanguy, P. A. (2008). CFD analysis of several design parameters affecting the performance of the Maxblend impeller. *Computers and Chemical Engineering*, 32, 1831-1841.
- Dohi, N., Takahashi, T., Minekawa, K., & Kawase, Y. (2003). Power consumption and solid suspension performance of large-scale impellers in gas-liquid-solid three-phase stirred tank reactors. *Chemical Engineering Journal*, 97(2-3), 103-114.
- Dohi, N., Takahashi, T., Minekawa, K., & Kawase, Y. (2006). Gas-liquid mass transfer characteristics of large-scale impellers: empirical correlations of gas holdups and volumetric mass transfer coefficients in stirred tanks. *Chem. Eng. Comm.*, 193, 689-701.
- Dyakowski, T. (1996). Process tomography applied to multi-phase flow measurement. *Measurement Science and Technology*, 7(3), 343.
- Farhat, M., Fradette, L., Horiguchi, H., Yatomi, R., & Tanguy, P. A. (2009). Experimental investigation of Superblend Coaxial Mixer. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 42(11), 797-803.
- Foucault, S., Ascanio, G., & Tanguy, P. A. (2004). Coaxial Mixer Hydrodynamics with Newtonian and non-Newtonian Fluids. *Chemical Engineering & Technology*, 27(3), 324-329.
- Fradette, L., Thomé, G., Tanguy, P. A., & Takenaka, K. (2007). Power and mixing time study involving a maxblend impeller with viscous Newtonian and Non-Newtonian fluids. *Trans IChem E*, 85, 1514-1523.
- Gerstenberg, H., Sckuhr, P., & Steiner, R. (1983). Stirred tank reactors for polymerization. *German Chemical Engineering*, 6, 129-141.
- Giguère, R., Fradette, L., Mignon, D., & Tanguy, P. A. (2008). Characterization of slurry flow regime transitions by ERT. *Chemical Engineering Research and Design*, 86(9), 989-996.
- Goh Eng Giap, S. (2010). The Hidden Property of Arrhenius-type Relationship: Viscosity as a Function of Temperature. *Journal of Physical Science*, 21(1), 29-39.
- Guida, A., Nienow, A. W., & Barigou, M. (2010). The effects of the azimuthal position of the measurement plane on the flow parameters determined by PIV within a stirred vessel. *Chemical Engineering Science*, 65(8), 2454-2463.
- Guntzburger, Y., Fradette, L., Farhat, M., Heniche, M., Tanguy, P. A., & Takenaka, K. (2009). Effect of the geometry on the performance of the Maxblend impeller with viscous Newtonian fluids. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 4, 528-536.

- Hasegawa, S., Nagatsuru, M., Shibutani, M., Yamamoto, S., & Hasebe, S. (1999). Productivity of concentrated hyaluronic acid using a Maxblend® fermentor. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 88(1), 68-71.
- Hicks, M. T., Myers, K. J., & Bakker, A. (1997). Cloud Height in Solids Suspension Agitation. *Chem. Eng. Comm.*, 160, 137-155.
- Hiruta, O., Yamamura, K., Takebe, H., Fuamura, T., Iinuma, K., & Tanaka, H. (1996). Application of Maxblend fermentor for microbial processes. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 83(1), 79-86.
- Holden, P. J., Wang, M., Mann, R., Dickin, F. J., & Edwards, R. B. (1998). Imaging stirred-vessel macromixing using electrical resistance tomography. *AIChE Journal*, 44(4), 780-790.
- Holden, P. J., Wang, M., Mann, R., Dickin, F. J., & Edwards, R. B. (1999). On Detecting Mixing Pathologies Inside a Stirred Vessel Using Electrical Resistance Tomography. *Chemical Engineering Research and Design*, 77(8), 709-712.
- Huang, N. (2006). *Rhéologie des pâtes granulaires*. Pierre et Marie Curie, Paris
- Iranshahi, A., Devals, C., Heniche, M., Fradette, L., Tanguy, P. A., & Takenaka, K. (2007). hydrodynamics characterization of the Maxblend impeller. *Chemical Engineering Science*, 62, 3641-3653.
- Kouda, T., Yano, H., & Yoshinaga, F. (1997). Effect of agitator configuration on bacterial cellulose productivity in aerated and agitated culture. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 83(4), 371-376.
- Kresta, S. M., Anthieren, G. L., & Parsiegla, K. (2004). Mixing Effects in Silver Halide Precipitation: Linking Theory with Practice Using a Multi-mechanism Model. *Chemical Engineering Research and Design*, 82(9), 1117-1136.
- Kuratsu, M., Nishimi, H., Mishima, M., & Kamota, T. (1987). New Type Mixing Vessel "Maxblend". *Sumitomo Juukikai Gihou*, 35(104), 74-78.
- Kuratsu, M., Yatomi, R., & Satoh, H. (1995). Design of versatil reactors. *Chem. Equipment*, 8, 86-92.
- La Fuente, E. B.-D., Choplin, L., & Tanguy, P. A. (1997). Mixing with Helical Ribbon impellers: Effect of highly shear thinning behaviour and impeller geometry. *Trans IChem E*, 75, 45-52.
- Lamberto, D. J., Alvarez, M. M., & Muzzio, F. J. (1999). Experimental and computational investigation of the laminar flow structure in a stirred tank. *Chemical Engineering Science*, 54(7), 919-942.

- Lane, G. L., & Koh, P. T. L. (1997). *CFD Simulation of a Rushton Turbine in a Baffled Tank*. Paper presented at the The 1st International Conference on CFD in the Mineral & Metal Processing and Power Generation Industries, Melbourne, Australia.
- Larson, R. G. (1989). *The structure and rheology of complex fluids*. Oxford University Press, New York.
- Lee, K. C., & Yianneskis, M. (1997). A Liquid Crystal Thermographic Technique for the Measurement of Mixing Characteristics in Stirred Vessels. *Chemical Engineering Research and Design*, 75(8), 746-754.
- Lu, W.-M., Wu, H.-Z., & Ju, M.-Y. (1997). Effects of baffle design on the liquid mixing in an aerated stirred tank with standard Rushton turbine impellers. *Chemical Engineering Science*, 52(21-22), 3843-3851.
- Lynwander, P. (1983). *Gear Drive Systems: Design and Application*. Marcel Dekker, New York.
- Machado, M. B., Nunhez, J. R., Nobes, D., & Kresta, S. M. (2011). Impeller characterization and selection: Balancing efficient hydrodynamics with process mixing requirements. *AIChE Journal*, n/a-n/a.
- Manas - Zloczower, I. (1997). Analysis of mixing in polymer processing equipment. *Rheology Bulletin*, 66(1). Retrieved from
- Manas - Zloczower, I. (2009). *Mixing and compounding of polymers: Theory and practice*. Munich: Hanser.
- Mancilla, E., Yatomi, R., Soto, E., Horiguchi, H., Zenit, R., & Ascanio, G. (2010). *Pressure gradients from PIV measurements on the Maxblend Impeller in a Newtonian Fluid and Laminar Regime* Paper presented at the The 13th Asia Pacific Confederation of Chemical Engineering Congress, Taipei.
- Mann, R., Dickin, F. J., Wang, M., Dyakowski, T., Williams, R. A., Edwards, R. B., . . . Holden, P. J. (1997). Application of electrical resistance tomography to interrogate mixing processes at plant scale. *Chemical Engineering Science*, 52(13), 2087-2097.
- Manna, L. (1997). Comparison between physical and chemical methods for the measurement of mixing times. *Chemical Engineering Journal*, 67(3), 167-173.
- Metzner, A. B., & Otto, R. E. (1957). Agitation of non-Newtonian fluids. *AIChE Journal*, 3(1), 3-10.
- Metzner, A. B., & Whitlock, M. (1958). Flow behaviour of concentrated (dilatant) suspensions. *Transaction of the Society of Rheology*, 2.

- Miki, H., T., T., Asakuma, Y., Maeda, K., & Fukui, K. (2005). Inclusion of mother liquor inside KDP crystals in a continuous MSMPR crystallizer. *Separation and Purification Technology*, 43, 71-76.
- Mishima, M. (1992). New trend of mixing vessel. *Chem. Eng. Jpn.*, 56, 131-137.
- Oldshue, J. Y., Hirschland, H. E., & Gretton, A. T. (1956). Blending of low-viscosity liquids with side entering mixers. *Chemical Engineering Progress*, 52(11), 481-484.
- Pakzad, L. (2007). *Using electrical resistance tomography (ERT) and computational fluid dynamics (CFD) to study the mixing of pseudoplastic fluids with a SCABA 6SRGT impeller*. M.Sc.A, Ryerson University, Toronto.
- Patel, D., Ein-Mozaffari, F., & Mehrvar, M. (2011). Improving the dynamic performance of continuous-flow mixing of pseudoplastic fluids possessing yield stress using Maxblend impeller. *Chem. Eng. Res. Des.*
- Paul, E. L., Atiemo-Obeng, V. A., & Kresta, S. M. (2004). *Handbook of Industrial Mixing. Wiley-Interscience.*
- Rice, M., Hall, J., Papadakis, G., & Yianneskis, M. (2006). Investigation of laminar flow in a stirred vessel at low Reynolds numbers. *Chemical Engineering Science*, 61(9), 2762-2770.
- Rivera, C. A., Heniche, M., Takenaka, K., & Tanguy, P. A. (2009). Finite element modeling of the laminar and transition flow of the Superblend dual shaft coaxial mixer on parallel computers. *Chemical Engineering Science*, 64(21), 4442-4456.
- Rushton, J. H., Costich, E. W., & Everett, H. J. (1950). Power characteristics of mixing impellers. *Chem. Eng. Progr.*, 46, 395-404.
- Ruszkowski, S. M., & Muskett, M. J. (1985, 10 - 12 June 1985). *Comparative mixing times for stirred tank agitators*. Paper presented at the 5th European Conf. on Mixing Wurzburg.
- Seeton, C. J. (2006). Viscosity - temperature correlation for liquids. *Tribology Letters* 22(1).
- SHI, S. H. I. P. E. C. L. (2008). MaxblendClub
- Sumi, Y., & Kamiwano, M. (2001). Development and mixing characteristics of a multistage impeller for agitating highly viscous fluids. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 34, 485-492.
- Tagawa, A., Dohi, N., & Kawase, Y. (2006). Dispersion of Floating Solid Particles in Aerated Stirred Tank Reactors: Minimum Impeller Speeds for Off-Surface and Ultimately Homogeneous Solid Suspension and Solids Concentration Profiles. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 45, 818-829.

- Takahashi, K., Horiguchi, H., Mishima, M., & Yatomi, R. (2006). *Mixing characteristics in a vessel agitated by large paddle impeller Maxblend*. Paper presented at the 12th European Conference on Mixing, Bologna, Italy.
- Takahashi, T., Tagawa, A., Atsumi, N., Dohi, N., & Kawase, Y. (2006). Liquid-phase mixing time in boiling stirred tank reactors with large cross-section impellers. *Chemical Engineering and Processing*, 45(4), 303-311.
- Tanguy, P. A., Thibault, F., Dubois, C., & Ait-Kadi, A. (1999). Mixing Hydrodynamics in a double Planetary Mixer. *Trans IChem E*, 77, 318-324.
- Tanguy, P. A., Thibault, F., La Fuente, E. B.-D., Espinoza-Solares, T., & Tecante, A. (1997). Mixing performance induced by coaxial flat blade-helical ribbon impellers rotating at different speeds. *Chemical Engineering Science*, 52, 1733-1741.
- Thomé, G. (2006). *Étude de la performance du mélangeur Maxblend à différentes échelles*. École Polytechnique de Montréal, Montréal.
- Tbyn, J., Novak, V., & Pock, P. (1976). Effect of the measured volume size on the homogenization time. *Chem. Eng. J.*, 12, 211 - 217.
- Versluis, M., Blom, C., Van Der Meer, D., Van Der Weele, K., & Lohse, D. (2006). Leaping shampoo and the stable Kaye effect. *Journal of Statistical Mechanics*, P07007.
- Yamamoto, K., Abe, K., Tarumoto, A., Nishi, K., Kaminoyama, M., & Kamiwano, M. (1998). Development and Evaluation of Large-Scale Impeller Generating Strong Circulation Flow Suitable for Wide Viscosity Range in Reactor with Cooling Coil. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 31(3), 355-365.
- Yao, W., Mishima, M., & Takahashi, K. (2001). Numerical investigation on dispersive mixing characteristics of MAXBLEND and double helical ribbons. *Chemical Engineering Journal*, 84(3), 565-571.
- Yatomi, R., Takenaka, K., Takahashi, K., & Tanguy, P. A. (2008). Mass-transfer characteristics by surface aeration of large paddle impeller: Application to a polymerization reactor with liquid level change. *Chemical Engineering Research and Design*, 86, 1345-1349.
- Yokoi, H., Koga, J., Yamamura, K., Seike, Y., & Tanaka, H. (1993). High density cultivation of plant cells in a new aeration-agitation type fermentor, Maxblend Fermentor. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 75(1), 48-52.
- Zadghaffari, R., Moghaddas, J. S., & Revstedt, J. (2009). A mixing study in a double-Rushton stirred tank. *Computers & Chemical Engineering*, 33(7), 1240-1246.
- Zlokarnik, M. (2001). *Stirring: Theory and Practice*: Wiley-VCH.