



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE DJILLALI LIABES – SIDI BEL ABBES
FACULTE DE TECHNOLOGIE
DEPARTEMENT DE GENIE MECANIQUE

THESE

Présentée pour l'obtention du diplôme de **DOCTORAT EN SCIENCES**

Par : **Embarek DOUROUM**

Spécialité : Génie Mécanique

Option : Transfert et conversion d'énergie

Analyse par CFD de l'effet pariétal de la géométrie sur l'amélioration hydrodynamique et thermique du mélange des fluides

Soutenue le 30-06-2021 devant le jury composé de : Messieurs

MAKHLOUF Mohammed	Professeur	UDL. Sidi Bel Abbès	Président
BENZAZZA Abdelylah	Professeur	UDL. Sidi Bel Abbès	Directeur de thèse
LAOUEDJ Samir	Professeur	UDL. Sidi Bel Abbès	Co- Directeur de thèse
RETIEL Nouredine	Professeur	UAB. Mostaganem	Examineur
SAIM Rachid	Professeur	UBB. Tlemcen	Examineur
MEDBBER Mohamed Amine	M.C.A	UMS. Mascara	Examineur

Année universitaire 2020-2021

Dédicaces

A mes très chers parents.

A ma femme et mes petites filles.

A mes frères et sœurs.

A mes amis

Remerciements

Tout d'abord, j'adresse mes vifs remerciements au Professeur Abdelylah BENZAZZA, mon directeur de thèse, de m'avoir accordé sa confiance, et pour ses précieux conseils. Je lui suis reconnaissant de son soutien sans faille et de son optimisme constant quant à l'aboutissement de ce travail.

Je tiens à remercier particulièrement Professeur Samir Laouedj, mon Co- directeur de thèse pour ses conseils toujours judicieux, sa disponibilité, son aide inestimable durant l'élaboration de ce document, je voudrais qu'il trouve ici l'expression de ma gratitude et toute ma sympathie.

Je tiens à remercier très chaleureusement monsieur Mohammed MAKHLOUF, Professeur à l'université de Sidi Bel Abbès, pour son assistance et ses conseils précieux. Je tiens aussi à lui remercier d'avoir accepté la présidence du jury.

Mes remerciements sont aussi destinés aux membres du jury: Monsieur RETTEL Noureddine, Professeur à l'Université de Mostaganem, Monsieur SAJM Rachid, Professeur A à l'université de Tlemcen, et Docteur MEDDBER Mohamed Amine, Maître de Conférences A à l'université de Mascara, qui ont accepté de juger ce travail.

Je tiens également à remercier mon collègue Docteur Amar KOUADRI, pour le soutien et les encouragements.

Je remercie toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Enfin et surtout, je voudrais remercier mes parents, ma grande et ma petite famille, pour leurs affections, encouragements et aussi pour leurs compréhensions, leurs patiences et leurs prières.

Table des matières

Nomenclature	i
Liste des figures	iv
Liste des tableaux	ix
INTRODUCTION GÉNÉRALE	1

CHAPITRE I. ÉTAT DE L'ART

I.1. Introduction.....	3
I.2. Microfluidique.....	3
I.2.1. Avantages de la microfluidique.....	4
I.2.2. Applications de la microfluidique.....	4
I.2.3. Écoulement à travers les microdispositifs.....	5
I.3. Mélange des fluides.....	6
I.3.1. Mélange chaotique.....	6
I.4. Micromélangeurs.....	9
I.4.1. Micromélangeurs planaires (2D)	9
I.4.2. Micromélangeurs tridimensionnels (3D)	20
I.4.3. Micromélangeurs à deux couches de canaux croisés.....	26
I.5. Mélange des fluides non-Newtoniens.....	31
I.6. Mélange thermique des fluides non-Newtoniens.....	38
I.7. Conclusion.....	40

CHAPITRE II. Formulation mathématique et modélisation numérique

II.1. Introduction.....	41
II.2. Présentation des géométries utilisées dans l'étude	41
II.2.1. Géométries des micromélangeurs conçues pour l'optimisation.....	41
II.2.2. Géométries des micromélangeurs conçues pour la comparaison	43
II.3. Grandeurs physiques employées pour la caractérisation des micromélangeurs.....	44
II.3.1. Caractérisation de l'efficacité du mélange hydrodynamique.....	44
II.3.2. Caractérisation de l'efficacité du mélange thermique	44
II.3.2.1. Degré de mélange thermique.....	45
II.3.2.2. Fonction de densité de probabilité PDF	45
II.3.3. Caractérisation des pertes de charge.....	45
II.3.4. Caractérisation des coûts énergétiques de mélange	45
II.4. Modélisation mathématique et approches numériques.....	46

II.4.1. Formulation mathématique.....	46
II.4.2. Comportement rhéologique des fluides.....	47
II.4.2.1. Rhéofluidifiant	49
II.4.2.2. Rhéoépaississant	49
II.4.2.3. Fluide à seuil	49
II.4.3. Modèle de transport des espèces.....	49
II.4.4. Caractéristiques des fluides utilisés.....	50
II.4.5. Expression du nombre de Reynolds généralisé	51
II.4.5.1. Expression du nombre de Reynolds généralisé choisie.....	52
II.5. Procédure numérique	54
II.5.1. Conditions aux limites	54
II.5.2. Méthodes de discrétisation numérique	55
II.5.3. Sensibilité des résultats aux maillages	57
II.5.4. Génération du maillage pour les micromélangeurs considérés	58
II.6. Conclusion.....	60

CHAPITRE III. OPTIMISATION GÉOMÉTRIQUE ET COMPORTEMENT HYDRODYNAMIQUE DE MÉLANGE

III.1. Introduction.....	61
III.2. Validation quantitative et qualitative du code de calcul	61
III.3. Optimisation géométrique et aspect hydrodynamique de mélange du micromélangeur TLCCM	63
III.4. Transition du régime de diffusion au régime de convection.....	65
III.5. Comportement hydrodynamique et structure d'écoulement dans les plans transversaux	67
III.6. Optimisation géométrique pour les performances thermiques de mélange	72
III.7. Evaluation des pertes de charge	74
III.8. Performances de mélange du micromélangeur optimal comparées avec celles des micromélangeurs étudiés précédemment	76
III.9. Conclusion.....	77

CHAPITRE IV. PERFORMANCES HYDRODYNAMIQUES ET THERMIQUES DES MICROMÉLANGEURS PROPOSÉS POUR LES FLUIDES NEWTONIENS

IV.1. Introduction.....	78
IV.2. Validation du code de calcul	78
IV.3. Performances hydrodynamiques de mélange du micromélangeur TLCCM	80
IV.4. Performances de mélange du micromélangeur optimal ($l / W = 1$) comparé aux	

autres micromélangeurs	82
IV.5. Structures des écoulements dans les micromélangeurs considérés.....	86
IV.6. Performances thermiques de mélange des micromélangeurs proposés.....	88
IV.7. Evaluation des pertes de charge et des coûts énergétiques de mélange.....	92
IV.8. Conclusion.....	94
CHAPITRE V. MÉLANGE DES FLUIDES NON-NEWTONIENS DANS LES MICROMÉLANGEURS PROPOSÉS	
V.1. Introduction.....	96
V.2. Validation quantitative du code CFD.....	96
V.3. Comportement hydrodynamique et structure des écoulements secondaires du Micromélangeur optimal ($l/W = 1$)	97
V.4. Performances de mélange du micromélangeur optimal ($l/W = 1$) comparées aux autres micromélangeurs proposés	101
V.5. Performances de mélange thermique des micromélangeurs proposés.....	108
V.6. Evaluations des coûts énergétiques de mélange.....	115
V.7. Conclusion.....	116
CONCLUSION GÉNÉRALE.....	118
RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES	120

Nomenclature

Symboles latins

b	Largeur du canal diagonal	[m]
c	Capacité calorifique massique	[J.kg ⁻¹ .K ⁻¹]
C_i	Fraction massique de l'espèce "i"	-
\bar{C}	Fraction massique moyenne du mélange	-
d	Hauteur du canal diagonal	[m]
D_i	Coefficient de diffusion	[m ² · s ⁻¹]
D_h	Diamètre hydraulique	[m]
D_m	Degré de mélange	-
D_{mt}	Degré de mélange thermique	-
C_f	Coefficient de frottement	-
H	Largeur du micromélangeur	[m]
J_i	Flux de diffusion massique de l'espèce "i"	[kg · m ⁻² · s ⁻¹]
L_t	Longueur totale du micromélangeur	[m]
l	Longueur du croisement allongé	-
l/W	Rapport d'aspect	-
m	Indice de consistance	[Pa · s ⁿ]
MEC	Coût énergétique de mélange	-
n	Indice de comportement rhéologique	-
N	Nombres de points dans une section transversale	-
P	Pas entre les canaux transversaux	[m]
P	Pression	[Pa]
Q	Débit volumique	[m ³ · s ⁻¹]
Re	Nombre de Reynolds	-
Re_g	Nombre de Reynolds généralisé	-
Re_c	Nombre de Reynolds critique	-
T	Température	[K]
\bar{T}	Température moyenne dans une section transversale	[K]
T_i	Température au nœud i	[K]
V_x, V_y, V_z	Composantes cartésiennes de la vitesse	[m · s ⁻¹]
\bar{u}	Vitesse moyenne à l'entrée	[m · s ⁻¹]
W	Largeur du canal diagonal	[m]
X, Y, Z	Coordonnées cartésiennes	[m]

Symboles grecques

ξ	Paramètre géométrique	-
$\dot{\gamma}$	Taux de déformation	$[s^{-1}]$
ε_{ij}	Tenseur du taux de déformation	$[s^{-1}]$
λ	Conductivité thermique	$[W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}]$
μ_{app}	Viscosité apparente	$[Pa \cdot s]$
∇	Opérateur nabla	-
ρ	Masse volumique	$[kg \cdot m^{-3}]$
σ	Déviatoin standard	-
σ_0	Déviatoin standard maximale	-
τ_{ij}	Tenseur des contraintes visqueuses	$[Pa]$
τ	Contrainte de cisaillement	$[Pa]$
I_2	Deuxième invariant du tenseur du taux de déformation	-

Indices et exposants

app	Apparente
avg	Average
g	Généralisé
h	Hydraulique
i	Espèce, nœud
m	Moyen, mélange
0	Indice de référence
mt	Mélange thermique

Abréviations

CFD	Computational Fluid Dynamics
CMC	Carboxy Methyl Cellulose
PDF	Probability Density Function
QUICK	Quadratic Upwind Interpolation for Convective Kinetics
SAR	Splitting and recombination
SIMPLEC	Semi Implicit Method for Pressure Linked Equations Consistent
TLCCM	Two Layer Crossing Channels Micromixer
MEMS	Micro Electro Mechanical Systems
μ-TAS	Micro Total Analysis Systems
PCR	Polymerase chain reaction
LOC	Laboratory on a chip

Liste des figures

CHAPITRE I

Figure I.1	Evolution d'une paire de particules, initialement très proches l'une de l'autre, les particules se séparent de manière exponentielle (Système chaotique)	7
Figure I.2	L'étirement et le pliage des éléments fluides conduisent à un bon mélange et donc à une homogénéité.....	8
Figure I.3	(a) Photo du micromélangeur fabriqué. (b) l'évolution de la déviation standard le long du micromélangeur pour différentes valeurs de nombre de Reynolds. (Li, et al., 2012).....	10
Figure I.4	Configuration géométrique du micromélangeur proposé par (Santana, et al., 2019).....	10
Figure I.5	(a) Contours de concentration le long du micromélangeur et aux plans transversaux. (b) Qualité de mélange en fonction de la vitesse angulaire. (Shamloo, et al., 2017).....	11
Figure I.6	(a) Description détaillée du micromélangeur proposé. (b) Efficacité de mélange locale pour différents débits volumiques. (Lu, et al., 2010).....	11
Figure I.7	(a) Schéma du micromélangeur convergent-divergent avec les vitesses d'entrée ($\varphi = 180^\circ$ and $St = 0,139$). (b) Variation du degré de mélange avec le nombre de Strouhal à $Re = 0,5$. (c) Distributions de la fraction massique pour différentes phases. (Afzal, et al., 2015).....	12
Figure I.8	(a), (b), et (c) Illustrations du micromélangeur fabriqué et étudié. (d) Résultats expérimentaux et numériques pour les distributions de la fraction massique pour $Re = 1$ et 8 . (Li, et al., 2013).....	13
Figure I.9	(a) Schémas des micromélangeurs proposés. (b) Comparaison d'efficacités de mélange de différents micromélangeurs. (Huanhuan, et al., 2020).....	13
Figure I.10	(a) Schéma du micromélangeur de type T. (b) Lignes de courant de différents angles d'entrée : $\theta = 30^\circ$, $\theta = 90^\circ$, et $\theta = 135^\circ$. (Soleymani, et al., 2008).....	14
Figure I.11	((a) Micromélangeurs planaires : canal courbé, canal à ondulation carrée, et canal en zig-zag. (b) Efficacité de mélange des micromélangeurs. (c) Comparaison des pertes de pression pour les micromélangeurs. (Hossain,	

	et al., 2009).....	14
Figure I.12	(a) Schémas des micromélangeurs considérés. (b) La variation du degré de mélange pour chaque cas. (c) Les pertes de pression en fonction du nombre de Reynolds. (Ansari, et al., 2010).....	15
Figure I.13	(a) Schémas du micromélangeur étudié. (b) Evaluation de l'efficacité de mélange et des pertes de pression. (Tsai, et al., 2011).....	16
Figure I.14	(a) Micromélangeurs de différentes formes de chambres. (b) Les différentes formes d'obstacles. (c) Evaluation de l'efficacité de mélange et des pertes de pression pour le micromélangeur RCR-S. (Cheri, et al., 2013).....	17
Figure I.15	(a) Micromélangeurs à T-jonction : droit et ondulé. (b) Performances de mélange de 0,018 pour le droit et 0,578 pour l'ondulé. (c) Degré de mélange en fonction de nombres de Reynolds. (Solehati, et al., 2014).....	17
Figure I.16	(a) Schéma du modèle à écoulement inversé, (b) Variations du degré de mélange avec différents nombres de Reynolds à la sortie des micromélangeurs. (Chen, et al., 2017).....	18
Figure I.17	(a) Illustration du micromélangeur en spirale. (b) Qualité de mélange calculée pour la spirale et le microcanal droit avec un nombre de Reynolds différent. (Vatankhah, et al., 2018).....	18
Figure I.18	(a) Micromélangeur muni de nervures incurvées utilisées comme obstacles. (b) Variation des degrés de mélange le long du canal ayant un nombre différent de modules. (Borgohain, et al., 2018).....	19
Figure I.19	(À droite) Illustration schématique des micromélangeurs à obstacles rectangulaires (trois et cinq structures elliptiques). (À gauche) le degré de mélange en fonction de Re pour différentes configurations. (Shi, et al., 2021).....	19
Figure I.20	(a) Géométrie du micromélangeur proposé. (b) Les variations des intensités de mélange en fonction de Re. (Liu, et al., 2000).....	20
Figure I.21	(a) Géométries des micromélangeurs 2D et 3D. (b) Résultat expérimental et numérique. (Beebe, et al., 2001).....	21
Figure I.22	(a) Géométrie 3D de forme L. (b) L'effet de paramètres dimensionnels sur l'évolution locale du degré de mélange à $Re = 1$. (Ansari, et al., 2009).....	21
Figure I.23	Micromélangeurs remplis : T, O, et H. (Nimafar, et al., 2012).....	22

Figure I.24	(a) Géométries des micromélangeurs proposés. (b) Les variations du degré de mélange en fonction de Re . (Alam, et al., 2013).....	22
Figure I.25	(En haut) Géométrie du micromélangeur proposé. (En bas) Les variations du degré de mélange en fonction de Re . (The, et al., 2015).....	23
Figure I.26	(À gauche) Géométries des micromélangeurs proposés (a) TSMC, (b) TSML, (c) GSMMO, (d) GSMMT and (e) GSMUT. (À droite) Les variations du degré de mélange et de pertes de pression en fonction de Re . (Lin., 2015).....	23
Figure I.27	(a) Géométries des micromélangeurs proposés SESM et FESM. (b) Les variations du degré de mélange et de pertes de pression en fonction de Re . (Chen, et al., 2017).....	24
Figure I.28	(a) Configurations géométrique des mélangeurs proposés. (b) Concentration de la fraction massique. (Ruijin, et al., 2017).....	25
Figure I.29	(a) Configurations géométriques des Micromélangeurs proposés. (b) Evolutions du degré de mélange. (Kanaris, et al., 2015).....	25
Figure I.30	(a) Configurations des micromélangeurs proposés : TLCCM (A), TLCCM (B), et 3D C-shape. (b) Distributions de la fraction massique dans les plans méridiens et transversaux de TLCCM (B), et 3D C-shape. (Xia, et al., 2005).....	26
Figure I.31	(a) Modèle fabriqué du micromélangeur XH, (b) Evolution du degré de mélange le long des micromélangeurs considérés à $Re = 0,6$ et $Re = 6$ respectivement. (Feng, et al., 2013).....	27
Figure I.32	(a) Micromélangeur avec unités de mélange de forme OH. (b) Variations du degré de mélange en fonction de Re . (Hossain, et al., 2015).....	28
Figure I.33	(a) Micromélangeur avec unités de mélange de forme OX. (b) Evaluations du degré de mélange le long du micromélangeur. (c) Lignes de courant à l'intérieur du micromélangeur proposé à $Re = 0,1$. (Raza, et al., 2018).....	28
Figure I.34	(En haut) Configurations des micromélangeurs proposés : M1, M2, M3, et Basique. (En bas) Variations du degré de mélange et la Perte de pression en fonction de Re . (Raza, et al., 2018).....	29
Figure I.35	(a) Schémas du micromélangeur à deux couches de canaux croisés. (b) Effets de Wc/H et D/H sur les performances de mélange à la sortie du micromélangeur à $Re = 0,2$. (c) Effets des paramètres de conception sur	

	les pertes de pression pour $Re = 0,2$. (Hossain, et al., 2016).....	29
Figure I.36	(a) Géométrie du micromélangeur à deux couches à canaux croisés avec neuf et quatre unités de mélange. (b) Comparaison des degrés de mélange aux sorties de différentes configurations des micromélangeurs à $Re = 0,2$ à 120. (c) Variations de la perte de pression en fonction de Re . (Hossain, et al., 2017).....	30
Figure I.37	(En haut) Configuration géométrique du micromélangeur proposé. (En bas) Les degrés de mélange obtenus pour chaque nombre d'unités. (Wang, et al., 2019).....	31
Figure I.38	Distribution de la fraction massique pour un fluide non-Newtonien dans un micromélangeur à jonction en T de canal droit et serpentin. (a) Plan méridien et à la sortie. (b) Evolution du degré de mélange en fonction du débit. (Afzal, et al., 2014).....	32
Figure I.39	Mélange des fluides rhéofluidifiants : (a) Géométrie des micromélangeur. (b) Résultats obtenus. (Tsai, et al., 2015).....	33
Figure I.40	Mélange actif des fluides non-Newtoniens : (a) Degré de mélange. (b) Schéma du micromélangeur avec la distribution de la fraction massique. (Shamsoddini et al. 2016).....	33
Figure I.41	Mélange des fluides rhéofluidifiants : degré de mélange en fonction de Re , pour ($n = 1$ et $n = 0,49$). (Islami et al., 2016).....	34
Figure I.42	Mélange des fluides non-Newtoniens : (a) Schéma du micromélangeur CIG. (b) Degré de mélange en fonction de De . (Islami et al., 2017).....	34
Figure I.43	Mélange ACET des fluides non-Newtoniens : (a) Géométrie du micromélangeur. (b) Profils de concentration à la sortie. (c) Distribution de la fraction massique. (d) Evolutions du degré de mélange et du débit volumique en fonction de n . (Kunti, et al., 2017).....	35
Figure I.44	Mélange des fluides non-Newtoniens : (a) Géométrie du micromélangeur. (b) Variations du degré de mélange. (Bordbar, et al., 2017).....	36
Figure I.45	Mélange des fluides non-Newtoniens : (a) Variations du degré de mélange avec le nombre de Reynolds. (b) Pertes de charge. (Lobasov, et al., 2018)	36
Figure I.46	Mélange des fluides non-Newtoniens : (a) Schéma du micromélangeur DBEM-3. (b) Fraction massique. (c) Degré de mélange en fonction de Re . (He, et al., 2019)	37

Figure I.47	Mélange des fluides non-Newtoniens : (a) Variation du degré de mélange à la sortie. (b) Géométrie du micromélangeur TLCCM. (Kouadri, et al., 2019)	38
Figure I.48	(a) Géométrie du mélangeur à deux tiges. (b) Contours de température aux instants $t = 120$ s. (El Omari et al., 2010).....	39
Figure I.49	Mélange thermique des fluides non-Newtoniens : (a) Variation du degré de mélange thermique à la sortie. (b) Géométries des micromélangeurs utilisés. (Naas, et al., 2020).....	39

CHAPITRE II

Figure II.1	Le modèle géométrique du micromélangeur : (a) Différents rapports d'aspect. (b) Vue en perspective du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$). (c) Vue en dessus du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$).....	43
Figure II.2	Géométries des micromélangeurs proposés : (a) TLCCM ($l/W = 1$), (b) L, (c) OH, (d) OX.....	43
Figure II.3	Comportement rhéologique des fluides selon la loi de puissance.....	48
Figure II.4	Courbe générale de la viscosité.....	49
Figure II.5	Variation du degré de mélange pour différents schéma numérique de discrétisation.....	56
Figure II.6	Fraction massique dans les plans de sortie pour divers schémas de discrétisation.....	56
Figure II.7	Maillage pour le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$)	57
Figure II.8	Test de sensibilité au maillage ($Re = 30$; $l/W = 1$): (a) Evolutions de la déviation standard le long du micromélangeur. (b) Evolutions de la fraction massique sur une ligne méridienne du plan de sortie.....	58
Figure II.9	Maillage pour les différents micromélangeurs.....	59

CHAPITRE III

Figure III.1	Validations qualitatives et quantitatives avec des travaux antérieurs ($Re = 0, 2$): (a) Distributions de la fraction massique dans différents plans transversaux. (b) Distributions de la fraction massique au plan méridien du micromélangeur TLCCM. (c) Evolutions de la déviation standard le long du micromélangeur TLCCM.....	62
Figure III.2	Comparaison du degré de mélange thermique (D_{mt}) avec les résultats précédents en utilisant deux types de micromélangeurs.....	63
Figure III.3	(a) Variation du degré de mélange à la sortie des micromélangeurs avec	

	les nombres de Reynolds considérés pour différents rapports d'aspect. (b) Distributions de la fraction massique à la sortie des micromélangeurs pour différents rapports d'aspect.....	64
Figure III.4	Comparaison des valeurs du degré de mélange entre le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) et le micromélangeur TLCCM ($l/W = 0$) utilisé par (Hossain, et al., 2017).....	65
Figure III.5	Distributions de la fraction massique dans les plans transversaux P_1 - P_5 du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) pour différents nombres de Reynolds	66
Figure III.6	Distributions de la fraction massique aux différents plans transversaux du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) : (a) $Re = 0,2$. (b) $Re = 15$	67
Figure III.7	Vecteurs de vitesse sur le plan $y-z$ aux différents plans transversaux du micromélangeur TLCCM ($l/W=1$) : (a) $Re = 0,2$. (b) $Re = 15$	69
Figure III.8	Profils de vitesse au 4 ^{ème} croisement du micromélangeur TLCCM ($l/W=1$) pour $Re = 15$. (a) V_y . (b) V_z	70
Figure III.9	Lignes de courant colorées par la fraction massique pour $Re = 15$: (a) $l/W = 0$. (b) $l/W = 1$	72
Figure III.10	(a) Variation du degré de mélange thermique à la sortie du micromélangeur en fonction du nombre de Reynolds pour différents rapports d'aspect. (b) Nombre de Reynolds critique avec les rapports d'aspect. (c) Contours de distributions de température à la sortie du micromélangeur pour différents rapports d'aspect.	74
Figure III.11	Variations des pertes de pression et du coefficient de frottement avec le nombre de Reynolds : (a) Comparaison de la perte de pression entre le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) et ceux proposés par (Hossain, et al., 2015) et (Raza, et al., 2018). (b) Variation du coefficient de frottement pour différentes configurations.....	75

CHAPITRE IV

Figure IV.1	Comparaison du degré de mélange avec les résultats expérimentaux de (Hossain, et al., 2017).....	79
Figure IV.2	Comparaison du degré de mélange avec les résultats numériques de (Raza, et al., 2018).....	79
Figure IV.3	(a) Evolutions du degré de mélange pour les sections transversales médianes du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$). (b) Evolutions de la fraction massique le long de la ligne méridienne de chaque plan de croisement : pour différents nombres de Reynolds	82

Figure IV.4	Comparaison des micromélangeurs proposés : TLCCM ($l/W = 1$), L, OH et OX : (a) Variations du degré de mélange en fonction du nombre de Reynolds. (b) Distributions de la fraction massique au plan de sortie.....	83
Figure IV.5	Distributions de la fraction massique dans les plans méridiens et dans les plans des sorties de différents micromélangeurs pour $Re = 1, 15, 30$ et 60	84
Figure IV.6	Évolutions du degré de mélange le long de différents micromélangeurs pour différents nombres de Reynolds	85
Figure IV.7	Distributions de la fraction massique le long de la ligne méridienne à la sortie de différents micromélangeurs pour $Re = 1; 15; 30$ et 60	85
Figure IV.8	Lignes de courants colorées par la fraction massique pour différents micromélangeurs : $Re = 1$ et 30	86
Figure IV.9	Vecteurs et contours de vitesse aux différents plans de la dernière unité pour différents micromélangeurs ($Re = 15$).....	87
Figure IV.10	(a) Degré de mélange thermique à la sortie des différents micromélangeurs. (b) Évolution du degré de mélange thermique le long des micromélangeurs étudiés	89
Figure IV.11	Contours de distribution de température à la sortie et dans les plans méridiens des micromélangeurs étudiés pour différents nombres de Reynolds	90
Figure IV.12	La fonction de densité de probabilité PDF (%) à la sortie des micromélangeurs étudiés pour différents nombres de Reynolds	91
Figure IV.13	Évolutions du coefficient de frottement avec le nombre de Reynolds dans les différents micromélangeurs	92
Figure IV.14	Variation des coûts énergétiques de mélange en fonction de Reynolds pour le micromélangeur TLCCM et celui de (Gidde, et al., 2019).....	93

CHAPITRE V

Figure V.1	Validation quantitative avec le travail de (Tsai, et al., 2015) pour $n = 0,8229$	97
Figure V.2	Contours et vecteurs de vitesse dans les plans Y-Z de la dernière unité : ($Re_g = 1$).....	98
Figure V.3	Contours et vecteurs de vitesse dans les plans Y-Z de la dernière unité : ($Re_g = 70$).....	98
Figure V.4	Variations de la viscosité apparente sur la ligne méridienne au plan de sortie	99

Figure V.5	Profils de vitesse dans le plan P_4 du dernier croisement pour différents indices de comportement n	100
Figure V.6	Profils de vitesse le long de la ligne méridienne pour différents indices de comportement n	101
Figure V.7	Variations du degré de mélange et du débit à la sortie du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) en fonction de l'indice de comportement n	102
Figure V.8	Contours de la fraction massique et lignes de courant ($n = 0,49$).....	103
Figure V.9	Contours de la fraction massique et lignes de courant ($n = 1$).....	104
Figure V.10	Evolutions du degré de mélange le long des micromélangeurs pour $n = 0,49$	105
Figure V.11	Evolutions du degré de mélange le long des micromélangeurs pour $n = 1$...	106
Figure V.12	Variations du degré de mélange à la sortie des micromélangeurs considérés en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement n	107
Figure V.13	Evolutions du degré de mélange thermique le long des micromélangeurs à quatre nombres de Reynolds généralisé pour $n = 0,49$	108
Figure V.14	Evolutions du degré de mélange thermique le long des micromélangeurs à quatre nombres de Reynolds généralisé pour $n = 1$	109
Figure V.15	Variations du degré de mélange thermique à la sortie des micromélangeurs en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement n	110
Figure V.16	Distributions de la température sur un plan méridien des différents micromélangeurs	111
Figure V.17	Contours de température à la sortie des micromélangeurs pour différents indices de comportement n	113
Figure V.18	Les intervalles de la température à la sortie des micromélangeurs pour différents nombres de Reynolds généralisés pour $n = 0,49$	114
Figure V.19	Les intervalles de la température à la sortie des micromélangeurs pour différents nombres de Reynolds généralisés pour $n = 1$	115
Figure V.20	Comparaison en termes de coûts énergétiques de mélange en fonction des nombres de Reynolds généralisés entre les micromélangeurs considérés....	116

Liste des Tableaux

CHAPITRE II

Tableau II.1	Modèles rhéologiques des fluides non-Newtoniens.....	47
Tableau II.2	Propriétés rhéologiques des fluides (Fellouah, et al., 2010 ; Pinho et al., 1990).....	50
Tableau II.3	Propriétés des fluides (Srisamran, et al., 2006), (Li, et al., 2016).....	51
Tableau II.4	Constantes géométriques a^* et b^* pour des conduites de section rectangulaires.....	52
Tableau II.5	Comparaison du paramètre v déterminé par les deux méthodes, et le paramètre géométrique ξ	54
Tableau II.6	Erreurs de la déviation standard avec la grille de 1 069 680 Cellules.....	58

CHAPITRE III

Tableau III.1	Comparaison du degré de mélange entre le micromélangeur proposé TLCCM ($l/W = 1$) et les autres micromélangeurs étudiés par d'autres auteurs	76
---------------	--	----

CHAPITRE IV

Tableau IV.1	Erreurs relatives du degré de mélange	80
Tableau IV.2	Comparaison des coûts énergétiques de mélange des différents micromélangeurs	93
Tableau IV.3	Comparaison du degré de mélange et des coûts énergétiques	94

Introduction générale

Introduction générale

Le mélange des fluides dans des dispositifs microfluidiques est un domaine de recherche très intéressant. Il concerne l'écoulement des fluides de types Newtoniens et non-Newtoniens dans des géométries complexes qui sont les micromélangeurs. Le mélange des fluides est couramment utilisé dans différents domaines, par exemple la synthèse chimique, les réactions chimiques, les processus d'émulsion, la polymérisation, l'extraction et la purification.

L'écoulement des fluides dans les micromélangeurs s'effectue en régime laminaire à de faibles nombres de Reynolds à cause de leurs dimensions réduites. Ce qui pose un défi pour le mélange des fluides. Par conséquent, pour ces dispositifs microfluidiques, il est essentiel de concevoir et de développer des micromélangeurs permettant un mélange rapide, homogène mais avec un faible coût énergétique de mélange.

Les micromélangeurs sont généralement classés en deux catégories : passifs et actifs. Les micromélangeurs passifs reposent uniquement sur l'énergie de pompage des fluides et le rôle important est joué par leurs géométries, tandis que les micromélangeurs actifs dépendent d'une source d'énergie externe pour réaliser le mélange (Gambhire et al., 2016 ; Cai, et al., 2017) ce qui entraîne une augmentation défavorable des coûts énergétiques de mélange. D'autre part, l'utilisation des micromélangeurs passifs qui offrent une amélioration de la diffusion moléculaire et de l'advection chaotique des fluides entraîne une amélioration de la qualité de mélange même à faibles nombres de Reynolds (Nguyen, et al., 2005).

Les micromélangeurs passifs sont initialement classés en deux types selon leurs dimensions structurelles : micromélangeurs planaires et micromélangeurs tridimensionnels. Il est logique que la fabrication des micromélangeurs passifs planaires soit plus simple que les micromélangeurs tridimensionnels à cause de la complexité de la géométrie de ces derniers. Par contre les micromélangeurs tridimensionnels peuvent offrir un mélange efficace plus rapide à très faibles nombres de Reynolds, notamment les micromélangeurs à deux couches de canaux croisés qui ont montré des performances de mélange élevées pouvant atteindre 99 % d'efficacité dans certains cas (Xia, et al., 2005 ; Hossain, et al. 2017).

Pour avoir des micromélangeurs fiables et robustes, une optimisation des paramètres structurels doit être effectuée par les chercheurs et les fabricants pour obtenir des paramètres de conception optimaux. Sur la base de la structure géométrique du micromélangeur, les performances de mélange du micromélangeur sont affectées par le nombre d'unités de mélange, la longueur, la forme d'unité, les dimensions des canaux, les rapports d'aspect...etc. L'influence de ces paramètres sur les performances de mélange du micromélangeur doit être analysée et

optimisée en respectant la règle de meilleur rendement (mélange efficace) avec moins de consommation énergétique (pertes de pression).

Dans cette optique, la CFD est devenue un outil de modélisation très efficace. Elle est utilisée dans l'investigation des systèmes de mélange industriels pour bien comprendre l'écoulement et le mélange dans les micromélangeurs à la fois qualitativement et quantitativement. L'objectif de cette thèse est la conception d'un micromélangeur d'efficacité améliorée basée sur la modification de certains paramètres géométriques en utilisant l'outil CFD.

Cette thèse est organisée en cinq chapitres :

Le premier chapitre, présente une revue bibliographique des principaux travaux numériques et expérimentaux publiés dans le domaine des micromélangeurs passifs, en présentant l'effet de la géométrie des canaux sur les performances hydrodynamique et thermique de mélange des fluides Newtoniens et non-Newtoniens.

Le deuxième chapitre est consacré à la présentation des configurations géométriques des micromélangeurs utilisés, ainsi qu'aux équations régissant le phénomène de mélange. Nous présentons par la suite l'approche numérique adoptée, et enfin l'étude de la sensibilité au maillage pour le choix d'un maillage adéquat.

Le troisième chapitre est la partie principale de ce travail, il fait l'objet d'une étude paramétrique pour l'optimisation géométrique du micromélangeur TLCCM proposée et conçu par (Hossain, et al., 2017), en effectuant une modification dans sa structure afin de réduire sa longueur. L'optimisation géométrique est basée sur une analyse détaillée du degré de mélange hydrodynamique, thermique et des pertes de pression dans les différentes configurations géométriques conçues.

Une étude comparative des performances de mélange hydrodynamique et thermique des micromélangeurs proposés a été réalisée dans le quatrième chapitre. La comparaison a été effectuée entre le micromélangeur optimal choisi avec des micromélangeurs similaires étudiés récemment qui sont : L (Ansari, et al., 2009), OH (Hossain, et al., 2015) et OX (Raza, et al., 2017). L'évaluation des performances de mélange, des pertes de pression et du coût énergétique de mélange dans les micromélangeurs considérés a été réalisée pour le mélange des fluides Newtoniens.

Le cinquième chapitre est consacré à l'étude de mélange et du comportement rhéologique de fluides non-Newtoniens de type rhéofluidifiant dans les micromélangeurs proposés en considérant cinq indices de comportement. Plusieurs paramètres d'évaluation ont été considérés dans cette comparaison tels que : le degré de mélange hydrodynamique D_m , thermique D_{mt} , et la fonction de densité de probabilité PDF %.

En conclusion générale, nous ferons un résumé des principaux résultats obtenus dans ce travail avec une présentation de quelques perspectives.

CHAPITRE I :

État de l'art

CHAPITRE I

Etat de l'art

I.1. Introduction

Dans ce chapitre, une synthèse des travaux publiés dans la littérature sur les différents types de micromélangeurs conçus et modélisés est présentée. La première partie concerne une présentation détaillée des micromélangeurs et des écoulements engendrés dans le domaine microfluidique. Dans la deuxième partie les travaux analytiques, expérimentaux et numériques pour le mélange hydrodynamique des fluides non-Newtoniens ainsi que l'amélioration du mélange thermique et du transfert de chaleur pour l'écoulement laminaire dans le cas des fluides non-Newtoniens sont traités en détail.

I.2. Microfluidique

Des progrès considérables ont été réalisés dans le domaine de la miniaturisation des dispositifs dans les dernières années. Il est désormais possible de miniaturiser tous les types de dispositifs, tels que les systèmes mécaniques, fluidiques, électromécaniques ou thermiques. Dans les années 80, ces réalisations ont donné naissance à un nouveau domaine connu sous le nom de MEMS (systèmes micro-électromécaniques). Plus tard, dans les années 1990, ce domaine s'est considérablement diversifié, les dispositifs MEMS étant fabriqués pour des applications chimiques, biologiques et biomédicales. Ces systèmes utilisaient des écoulements de fluides fonctionnant dans des conditions inhabituelles et inexplorées, ce qui a naturellement conduit à la nécessité de créer une nouvelle discipline qui est : la microfluidique (Gravesen, et al., 1993).

La microfluidique est à la fois la science des fluides et l'ingénierie des systèmes qui étudie la conception, la fabrication et le fonctionnement de systèmes de canaux microscopiques d'une part et décrit l'écoulement des fluides dans des dispositifs ayant des dimensions allant du millimètre au micromètre et capables de traiter des volumes de fluide de l'ordre du microlitre d'autre part. Par rapport aux systèmes fluidiques standard, les dispositifs microfluidiques sont typiquement petits, ayant des dimensions allant de quelques micromètres à des dizaines ou des centaines de microns. Le pompage des fluides à travers des microcanaux se produit généralement à faibles vitesses. Dans ce contexte, les dimensions réduites signifient que les forces visqueuses dominent sur les forces inertielles. Par conséquent, l'écoulement des fluides à l'échelle microscopique peut le plus souvent être décrit par des équations d'écoulement basées sur une simple proportionnalité entre la vitesse de l'écoulement et l'amplitude de la force qui entraîne l'écoulement (Squires, et al., 2005).

I.2.1. Avantages de la microfluidique

Les dispositifs microfluidiques réalisent souvent un transport de fluide avec peu de composants mécaniques, ce qui peut réduire considérablement la complexité et la consommation d'énergie d'un essai par rapport à un dispositif à l'échelle macroscopique. De plus, la réduction de la consommation de réactifs peut entraîner moins de déchets, cette consommation réduite de réactifs devient particulièrement avantageuse pour de nombreuses applications biologiques où les réactifs peuvent être très coûteux, car les dispositifs microfluidiques nécessitent généralement 100 à 1000 fois moins de volume d'échantillon que les tests conventionnels. Parce qu'ils sont très étroits, les canaux microfluidiques présentent également des écoulements avec de très faibles nombres de Reynolds, ce qui signifie que le régime d'écoulement est laminaire. Dans ce dernier, la diffusion moléculaire est plus importante à des échelles plus petites et peut être avantageuse pour des applications de mélange. De plus les écoulements à faibles nombres de Reynolds réduisent la dispersion des échantillons dans les applications biologiques. En termes d'amélioration thermique, le rapport élevé entre la surface et le volume des canaux microfluidiques augmente considérablement la dissipation thermique, ce qui permet des changements de température rapides et un contrôle précis de la température. En plus de tous ces avantages, les systèmes microfluidiques sont caractérisés par la sécurité et facilité d'utilisation, la fiabilité, la rapidité de réponse, et le transport avec moins d'erreur humaine. Ces avantages ont favorisé le développement de l'utilisation des « LOC » et « μ TAS », où la réalisation de toutes les opérations de manipulation des fluides s'effectue dans une seule petite puce.

I.2.2. Applications de la microfluidique

La microfluidique a des applications dans de nombreux domaines biologiques, médicales, chimiques et industriels. Les applications actuelles de la microfluidique comprennent la détection et le contrôle des réactions chimiques, la préparation d'échantillons, divers capteurs tels que les capteurs de débit, les capteurs de pression et les capteurs chimiques, divers actionneurs tels que les microvannes, les micropompes, les amplificateurs microfluidiques, le contrôle d'écoulement dans divers microdispositifs comme LOC et μ -TAS pour le diagnostic biologique, l'analyse de l'ADN par PCR (réaction de polymérisation en chaîne), la préparation d'échantillons de sang pour extraire l'ADN, la détection des bactéries et les virus, et le dépistage des canaux ioniques...etc.

Le grand rapport de la surface par rapport au volume fait des microdispositifs des excellents outils pour les échangeurs de chaleur compacts et les piles à combustible, qui fournissent une plate-forme puissante pour la gestion thermique des microprocesseurs à haute densité de puissance et des téléphones portables.

Un certain nombre d'applications microfluidiques en biologie, biochimie analytique et chimie se sont développées à mesure qu'une gamme de nouveaux composants et nouvelles techniques ont été développés et mis en œuvre pour la distribution, le mélange, le pompage et le stockage de fluides dans des canaux microfluidiques.

L'aiguille d'une seringue est l'un des instruments biomédicaux les plus courants et les plus simples. Traditionnellement, les aiguilles sont utilisées pour injecter des médicaments et aspirer des fluides corporels à travers la peau humaine. Les plus petites aiguilles fabriquées par des procédés d'usinage conventionnels ont un diamètre minimum de l'ordre de 300 μm . La technologie de micro-usinage est capable de fabriquer des micro-aiguilles plus petites que la limite de 300 μm qui peuvent être utilisées pour l'injection des médicaments sans douleur à travers la peau, et le prélèvement d'échantillons en analyse chimique et biochimique.

Les microréacteurs sont des dispositifs microfluidiques dans lesquels des réactions chimiques ont lieu dans un confinement avec des dimensions latérales inférieures à 1 mm. La principale caractéristique des réacteurs microstructures est le rapport (surface/volume) élevé par rapport aux réacteurs chimiques conventionnels. Le coefficient de transfert de chaleur dans les réacteurs à microcanaux est significativement plus élevé que celui des échangeurs de chaleur traditionnels. L'efficacité d'échange thermique élevée permet de réaliser des réactions dans des conditions isothermes. Outre le transfert de chaleur, le transfert de masse est également considérablement amélioré dans les réacteurs microstructures. De plus, les paramètres de procédé tels que la pression, la température, le temps de séjour et le débit sont plus facilement contrôlés dans ce microréacteur. Grâce à une capacité de transfert de masse améliorée, les microréacteurs peuvent être utilisés efficacement pour synthétiser un matériau.

La technologie des micro-échangeurs de chaleur exploite un transfert de chaleur amélioré résultant des écoulements structurellement contraignants à s'écouler dans des microcanaux, ce qui réduit la résistance au transfert de chaleur. Avec les micro-échangeurs de chaleur des coefficients de transfert de chaleur convectifs élevés sont obtenus (10000 à 35000 $\text{W}/\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}$, soit environ un ordre de grandeur plus élevé que celui généralement observé dans les échangeurs de chaleur conventionnels). Cette technologie a un potentiel élevé d'utilisation dans une variété d'applications, comme le refroidissement de l'électronique.

I.2.3. Ecoulement à travers les microdispositifs

Les microcanaux sont des canaux de dimensions inférieures à 1 mm et supérieures à 1 μm . Pour les canaux de taille supérieure à 1 mm, l'écoulement présente un comportement similaire à celui des écoulements macroscopiques. Tandis que, pour les canaux de taille inférieure à 1 μm , l'écoulement est caractérisé comme nanoscopique. La plupart des microcanaux utilisés aujourd'hui dans divers applications microfluidiques ont des dimensions entre 30 et 300 μm .

Un exemple réussi de l'application des microcanaux est dans le domaine des systèmes bio-microélectromécaniques (Bio-MEMS) pour les analyses biologiques et chimiques. Le débit des microdispositifs biologiques et chimiques est généralement beaucoup plus lent que ceux des microdispositifs de transfert de chaleur et de réacteurs chimiques.

L'écoulement dans les dispositifs microfluidiques est presque toujours dans la limite de faibles nombres de Reynolds, et donc en régime laminaire. Cela signifie que l'écoulement est stable et que toute réduction des échelles de longueur de diffusion doit provenir de conditions aux limites géométriques complexes, et ne se produit pas naturellement de l'instabilité de l'écoulement comme dans le cas des grands systèmes à nombre de Reynolds élevé. Cependant, il est évident que l'écoulement laminaire joue un rôle important et efficace dans le mélange des fluides et des particules, ce sujet est un domaine de recherche actif au cours des dernières décennies avec un intérêt et des développements dans des domaines industriels tels que la microfluidique destinée pour le mélange des fluides.

Indépendamment de l'échelle « macroscopique ou microscopique », un écoulement de fluide est dit laminaire lorsque les forces visqueuses dominent les forces d'inertie. Dans ce cas, la turbulence ne peut pas se développer et les lignes de courant de l'écoulement du fluide sont, au moins localement, parallèles. D'autre côté, un écoulement turbulent présente des sommets aléatoires fluctuants, même à de très petites échelles. Ainsi les micro écoulements seront principalement laminaires, car il existe une forte limitation du développement des sommets et du caractère aléatoire en raison de la proximité des parois solides. Un point important ici est que l'apparition des vortex lors de l'écoulement ne signifie pas nécessairement que l'écoulement est turbulent.

I.3. Mélange des fluides

Au niveau macroscopique, le mélange est classiquement réalisé par l'écoulement turbulent, ce qui permet la ségrégation du fluide dans de petits domaines, conduisant ainsi à une augmentation de la surface de contact et une diminution du trajet de mélange. Comme discuté précédemment, le nombre de Reynolds est petit dans les systèmes microfluidiques, ce qui implique que l'instabilité hydrodynamique ne se développe pas, par conséquent, les écoulements ne peuvent pas être turbulents. En raison de cette limitation, le mélange dans des dispositifs microfluidiques est généralement réalisé en tirant parti de la petite longueur appropriée, ce qui augmente considérablement l'effet de diffusion et d'advection.

I.3.1 Mélange chaotique

Dans des conditions laminaires le mélange peut être difficile car les entités fluides ont tendance à s'écouler en couches et nécessitent plus de travail pour surmonter les forces visqueuses dominantes.

(Alvarez, et al., 2002) considèrent souvent le mélange dans un régime à faible nombre de Reynolds comme le plus difficile problème de mélange. Par conséquent, le mélange en écoulement laminaire conduira à une inhomogénéité spatiale. Cependant, il a été établi que le mélange dans des écoulements d'extension laminaires peut s'avérer plus efficace que le mélange turbulent (Erwin, 1978). Il existe des approches pour obtenir un mélange efficace même avec des faibles nombres de Reynolds. Celles-ci incluent l'introduction du « chaos » dans le système fluide, la promotion de la diffusion résultant du cisaillement et la génération des écoulements secondaires. (Szalai, et al., 2004) mentionnent que le mélange en régime laminaire est un art, car l'état actuel de la compréhension du processus nécessite beaucoup d'avancées.

Dans le contexte du mélange chaotique, la position de la particule d'espèce se développe en fonction du champ de vitesse local, qui peut être obtenu avec l'équation suivante :

$$\frac{dx}{dt} = u(x, t) \quad (\text{I.1})$$

Ces équations de position définissent donc un système d'équations que nous appelons un « système dynamique ». En général, les solutions du système (I.1) peuvent être vues comme des trajectoires de la particule de coordonnée $X(t)$ dans l'espace physique, le référentiel étant le système de coordonnées (X, Y, Z) . Une solution est considérée comme chaotique si elle possède la propriété de « sensibilité aux conditions initiales » c.à.d deux particules situées sur des trajectoires voisines initialement divergent à une vitesse exponentielle. Cette situation est représentée schématiquement sur la figure I.1.

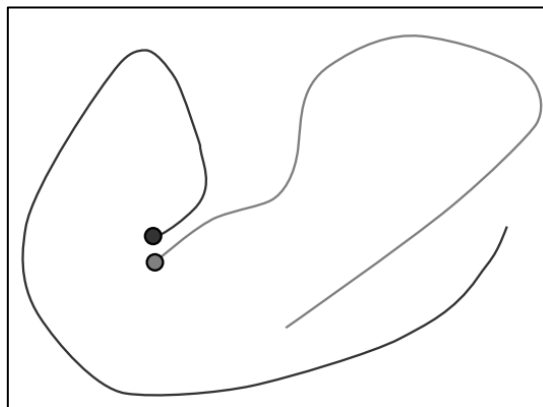


Figure I.1. Evolution d'une paire de particules, initialement très proches l'une de l'autre, les particules se séparent de manière exponentielle (Système chaotique).

Le mouvement intensif de l'espèce dans le fluide environnant conduit aux forts échanges diffusifs entre les espèces entraînant ainsi un mélange efficace. En advection régulière, le transport des espèces a lieu parallèle à la direction d'écoulement principale et il n'y a pas de transport transversal des espèces. Tandis que l'advection chaotique conduit au transport dans d'autres directions et pourrait ainsi améliorer considérablement le mélange.

L'advection chaotique peut être induite soit passivement par une modification appropriée de la géométrie pour fournir une tridimensionnalité, soit activement par une excitation externe pour fournir une variation temporelle dans le champ d'écoulement. Selon la conception, l'advection chaotique s'installe à différents nombres de Reynolds. Des obstacles, des rainures droites, un canal en serpentin et des rainures à chevrons sont utilisés pour tordre l'écoulement et générer une advection chaotique même à faibles nombres de Reynolds.

Il est important d'identifier que la plupart des mélangeurs chaotiques reposent sur l'étirement et le pliage répétitifs des éléments fluides (Figure I.2). L'étirement, le pliage, la division et la recombinaison augmentent la zone de contact entre différents fluides conduisant à l'homogénéité.

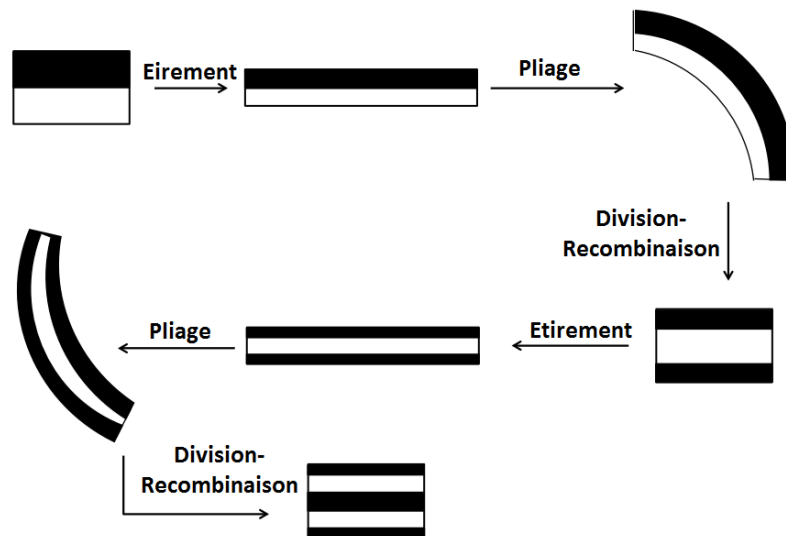


Figure I.2. L'étirement et le pliage des éléments fluides conduisent à un bon mélange et donc à une homogénéité.

Pour mélanger un écoulement, l'agitation non diffusive de l'interface doit être complétée par diffusion. Naturellement, à mesure que la zone de contact entre les fluides augmente, la diffusion moléculaire devient prééminente. Ce type d'étirement et de pliage est réalisé au moyen d'éléments géométriques de mélangeurs, qui provoquent des torsions et des tourbillons périodiques, à la fois dans le temps et dans l'espace.

Il est important de noter que l'advection chaotique n'est pas de la turbulence. Pour un système d'écoulement sans perturbation, les composantes de vitesse de l'advection chaotique en un point de l'espace restent constantes dans le temps, tandis que les composantes de vitesse de la turbulence sont aléatoires. Les lignes de courant de l'advection chaotique régulière se croisent, provoquant le changement de trajectoire des particules. Dans l'advection chaotique, les trajectoires des particules divergent de manière exponentielle et améliorent le mélange entre les écoulements des fluides.

I.4. Micromélangeurs

Les micromélangeurs fonctionnent généralement dans une plage de nombres de Reynolds comprise entre 0,001 et 1000 où le régime d'écoulement est laminaire. En général les processus de mélange à l'intérieur de ces dispositifs microfluidiques sont dominés par la diffusion, ils ne sont pas rapides et exigent des canaux de grandes longueurs. Donc, un mélange efficace sur une courte longueur de canal est une tâche difficile à réaliser.

De façon générale, les micromélangeurs peuvent être classés en deux catégories, qui sont les micromélangeurs actifs (basés sur l'énergie externe et la stimulation) et les micromélangeurs passifs (basés sur des modifications géométriques). Les micromélangeurs actifs améliorent les performances de mélange en appliquant des forces externes aux écoulements pour accélérer le processus de diffusion (Meijer, et al., 2009). Tandis que, les micromélangeurs passifs ne reposent pas sur des mécanismes ou des sources externes d'énergie et offrent les avantages d'une conception simple et d'une fabrication facile. Pour cette catégorie, la modification pariétale de la géométrie du micromélangeur consiste à augmenter la surface de contact entre les espèces de mélange de sorte que les espèces soient pliées plusieurs fois lorsqu'elles s'écoulent le long du canal du micromélangeur (Lee, et al., 2016).

Ce travail se concentre sur la présentation du développement de conceptions efficaces et robustes des micromélangeurs passifs.

I.4.1. Micromélangeurs planaires (2D)

Des investigations numériques et expérimentales ont été menées par (Li, et al., 2012) en utilisant des micromélangeurs planaires 2D à vortex de Dean qui sont : en forme de S simple, en forme de S avec deux tours de 90 ° et en forme de S avec un tour de 180 °. La comparaison a montré que la troisième configuration a la meilleure efficacité de mélange. Après cela, ils ont conçu un micromélangeur à labyrinthe plan et ont comparé son efficacité de mélange avec celle d'un micromélangeur planaire à serpentine dans une plage de nombres Reynolds de (2,5-30), ils ont trouvé qu'un mélange rapide et homogène peut être obtenu en utilisant le micromélangeur à labyrinthe où une amélioration obtenue dépasse 38% pour $Re = 5$ et 79% pour $Re = 30$.

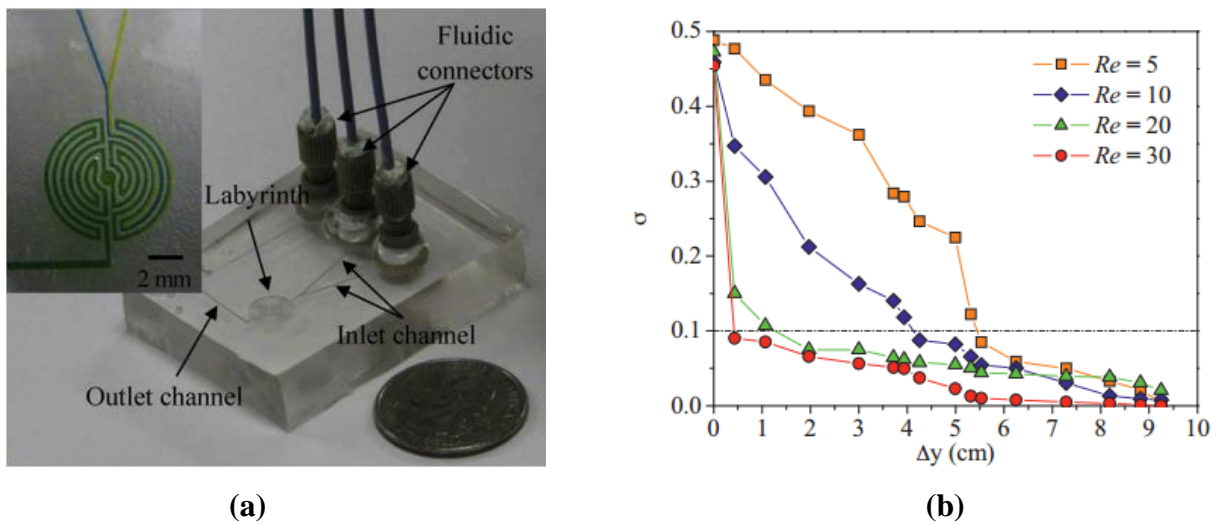


Figure I.3. (a) Photo du micromélangeur fabriqué. (b) l'évolution de la déviation standard le long du micromélangeur pour différentes valeurs de nombre de Reynolds. (Li, et al., 2012).

(Santana, et al., 2019) ont proposé un nouveau micromélangeur avec des chicane triangulaires et des obstructions circulaires, ils ont essayé de mélanger de l'huile/éthanol et de l'eau/éthanol pour un nombre de Reynolds allant de 0,01 à 200. Un degré de mélange élevé de 0,99 a été obtenu pour le mélange huile/éthanol avec des hauteurs de canal de micromélangeur (200 μm - 2000 μm) et des largeurs (1500 μm - 3000 μm). La géométrie avec une largeur de canal de 3000 μm et une hauteur de 400 μm) a fourni une conversion d'huile maximale de 92,67% pour un temps de séjour de 30 s.

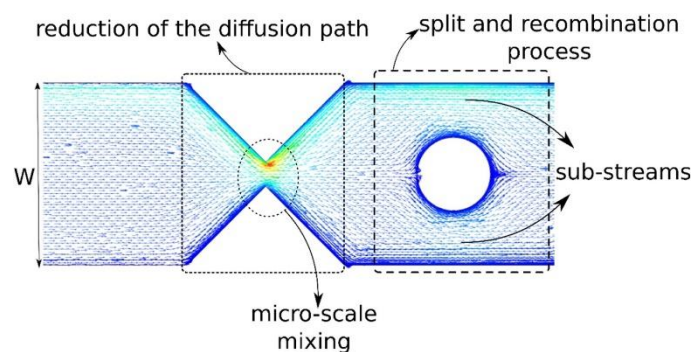


Figure I.4. Configuration géométrique du micromélangeur proposé par (Santana, et al., 2019).

(Shamloo, et al., 2017) ont effectué une étude numérique sur la qualité du mélange des fluides dans un micromélangeur incurvé, ils ont étudié l'influence de la vitesse angulaire des fluides et du rayon d'ouverture en tant que paramètre géométrique. Ils ont montré qu'après le régime de diffusion qui correspond à une vitesse angulaire de 50 rad/s, la qualité de mélange a été améliorée par l'augmentation des valeurs de cette vitesse, d'autre part, le rayon d'ouverture n'affecte pas la qualité du mélange.

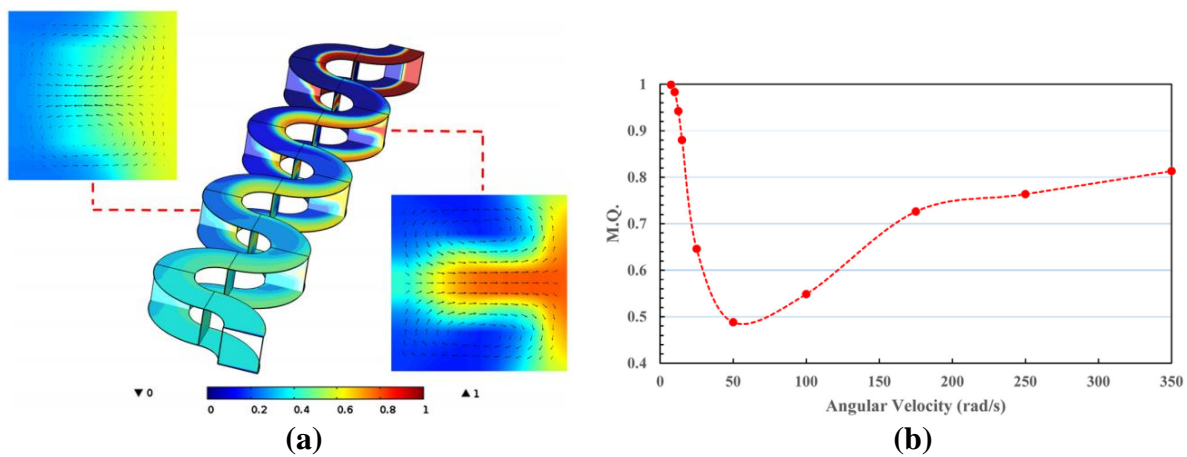


Figure I.5. (a) Contours de concentration le long du micromélangeur et aux plans transversaux. (b) Qualité de mélange en fonction de la vitesse angulaire. (Shamloo, et al., 2017).

Une étude numérique a été réalisée par (Lu, et al., 2010) en utilisant des simulations CFD, ils ont étudié l'influence du débit sur les performances de mélange d'un micromélangeur planaire 2D caractérisé par deux entrées en forme de T et quatre unités en forme de papillon, leurs résultats ont montré qu'une amélioration du mélange a été obtenue en utilisant ce micromélangeur où le degré de mélange dépasse 97 % pour un débit de $5 \mu\text{L/s}$ obtenu en seulement 0,49 ms. Après la fabrication du modèle physique de leur micromélangeur, ils ont confirmé leurs résultats de simulation par une validation expérimentale.

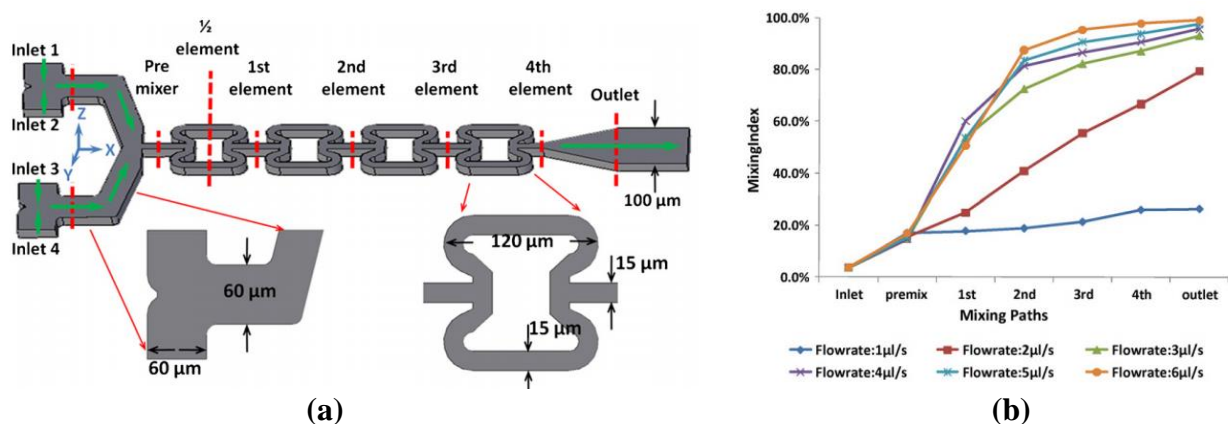


Figure I.6. (a) Description détaillée du micromélangeur proposé. (b) Efficacité de mélange locale pour différents débits volumiques. (Lu, et al., 2010).

(Afzal, et al., 2015) ont examiné cinq géométries de micromélangeurs, par le couplage des écoulements pulsés (périodiques). Ils ont étudié les effets des pulsations sinusoïdales sur les performances de mélange dans le microcanal convergent-divergent. Le nombre de Reynolds, le nombre de Strouhal et le rapport entre l'amplitude des pulsations et la vitesse d'écoulement ont été utilisés pour évaluer les performances de mélange. Leur micromélangeur a montré des comportements de mélange intéressants en termes de modèles de mélange instantanés ainsi que des performances de mélange globales.

Le micromélangeur avec entrées pulsées a atteint un degré de mélange de 0,92 après deux périodes des parois sinusoïdales. Le micromélangeur convergent-divergent proposé combiné à des entrées pulsées permet d'obtenir un mélange efficace sur une courte durée.

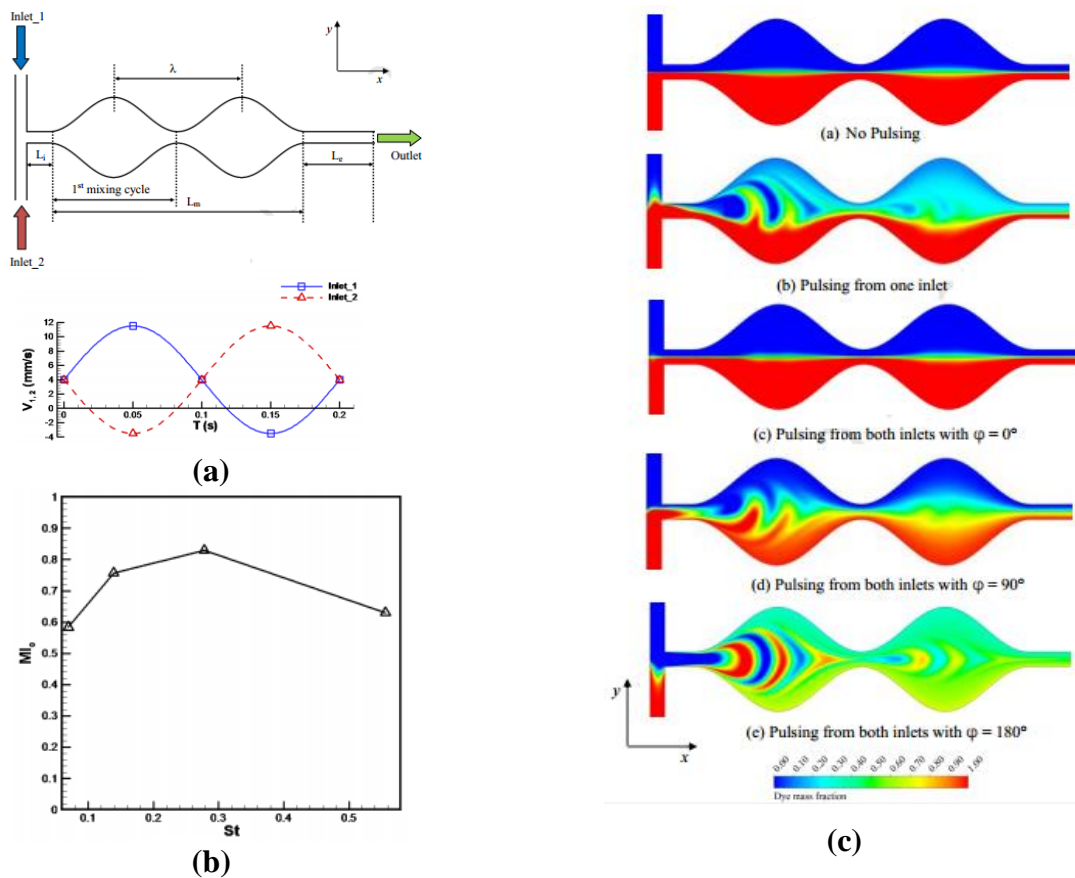


Figure I.7. (a) Schéma du micromélangeur convergent-divergent avec les vitesses d'entrée ($\varphi = 180^\circ$ and $St = 0,139$). (b) Variation du degré de mélange avec le nombre de Strouhal à $Re = 0,5$. (c) Distributions de la fraction massique pour différentes phases. (Afzal, et al., 2015).

À l'aide d'études numériques et expérimentales, un micromélangeur caractérisé par division-recombinaison modifié a été examiné par (Li, et al., 2013), dans une gamme de nombres de Reynolds de (1-100). Ils ont évalué les performances de mélange en disloquant les sous-canaux du micromélangeur à l'aide d'un rapport d'aspect de largeur. Ils ont constaté que ce paramètre géométrique affecte clairement les performances de mélange.

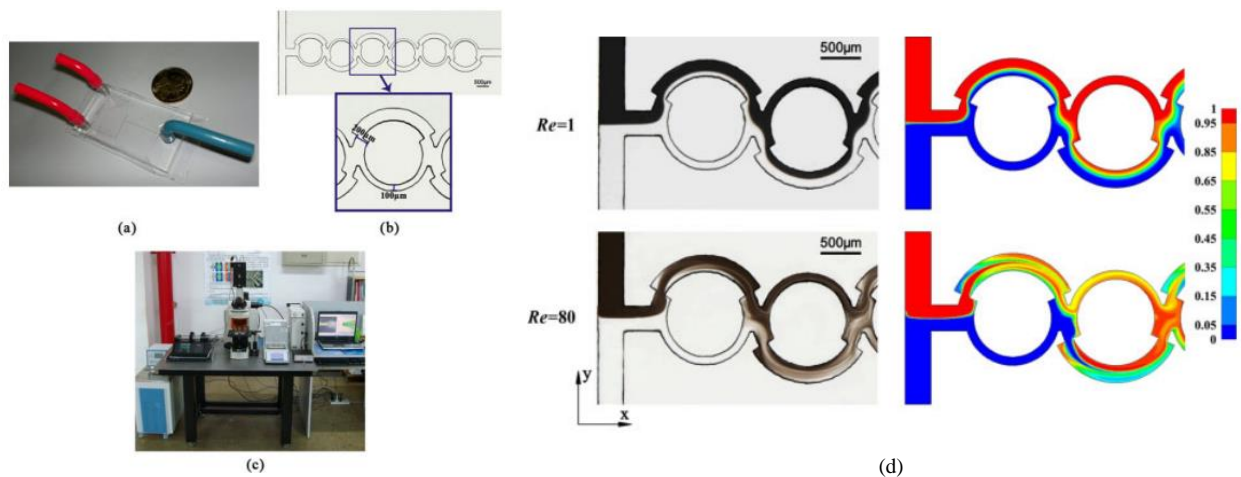


Figure I.8. (a), (b), et (c) Illustrations du micromélangeur fabriqué et étudié. (d) Résultats expérimentaux et numériques pour les distributions de la fraction massique pour $Re = 1$ et 8 . (Li, et al., 2013).

Une investigation numérique a été menée par (Huanhuan, et al., 2020) pour étudier l'effet d'écoulement secondaire généré par la structure latérale semi-circulaire. Ils ont examiné les micromélangeurs en forme de T, Zig-zag et de division-recombinaison. Une amélioration importante du mélange a été observée pour les micromélangeurs en forme de T et en Zig-zag, mais quelques promotions pour les micromélangeurs de division-recombinaison.

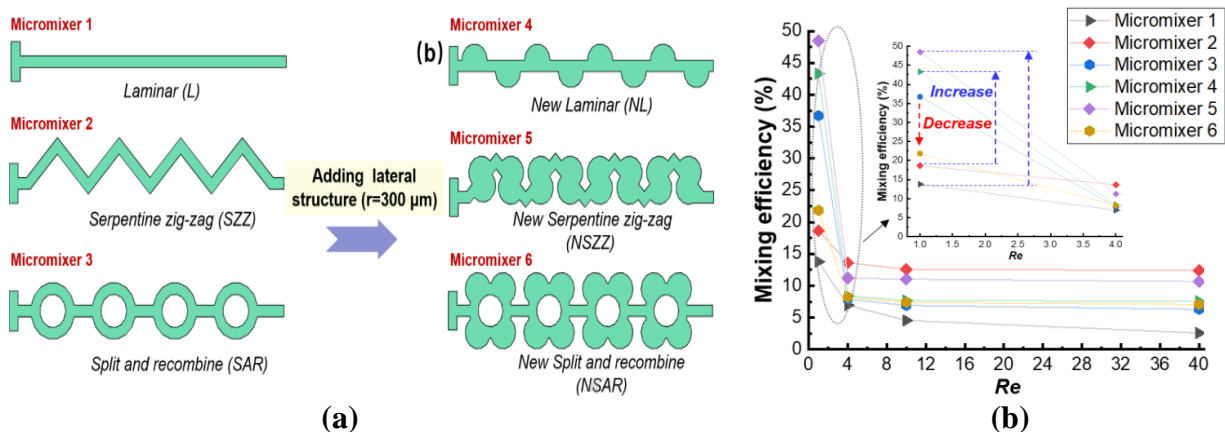


Figure I.9. (a) Schémas des micromélangeurs proposés. (b) Comparaison d'efficacité de mélange de différents micromélangeurs. (Huanhuan, et al., 2020).

Le degré de mélange élevé a été obtenu avec $Re = 1$ (proche de 100% avec huit unités de mélange du nouveau mélangeur zig-zag serpentin). Le micromélangeur serpentin à ondulations carrées avec structure latérale a été utilisé avec succès pour la préparation de nanoparticules de liposomes.

(Soleymani, et al., 2008) ont étudié le développement de tourbillons dans un micromélangeur de type-T où les valeurs du nombre de Reynolds sont prises entre 12 et 240. Ils ont examiné l'effet de l'angle de la jonction d'entrée, du rapport d'aspect et de l'étranglement sur le mélange.

Leurs résultats révèlent que la qualité du mélange est améliorée par l'apparition des tourbillons générés par l'augmentation du débit et également par les paramètres géométriques.

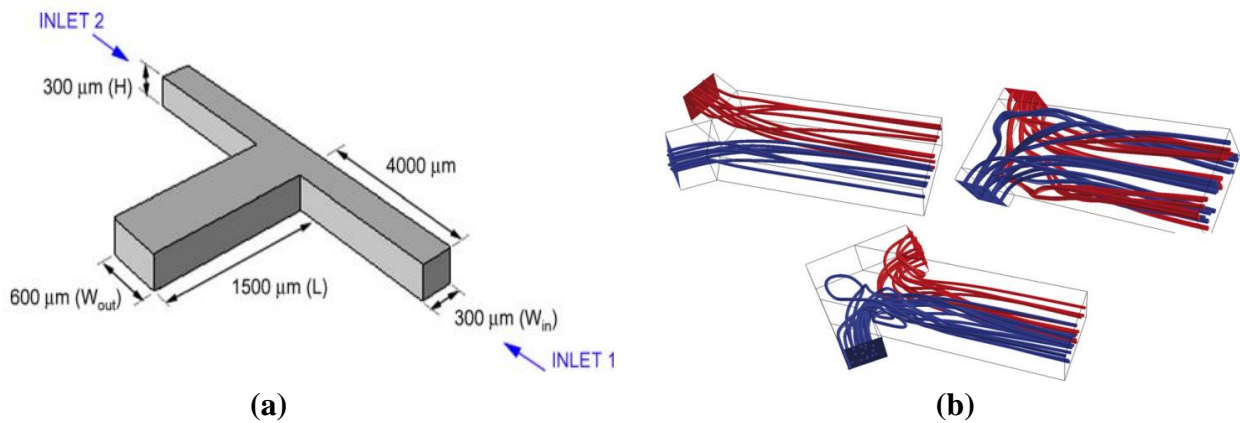


Figure I.10. (a) Schéma du micromélangeur de type T. (b) Lignes de courant de différents angles d'entrée : $\theta = 30^\circ$, $\theta = 90^\circ$, et $\theta = 135^\circ$. (Soleymani, et al., 2008).

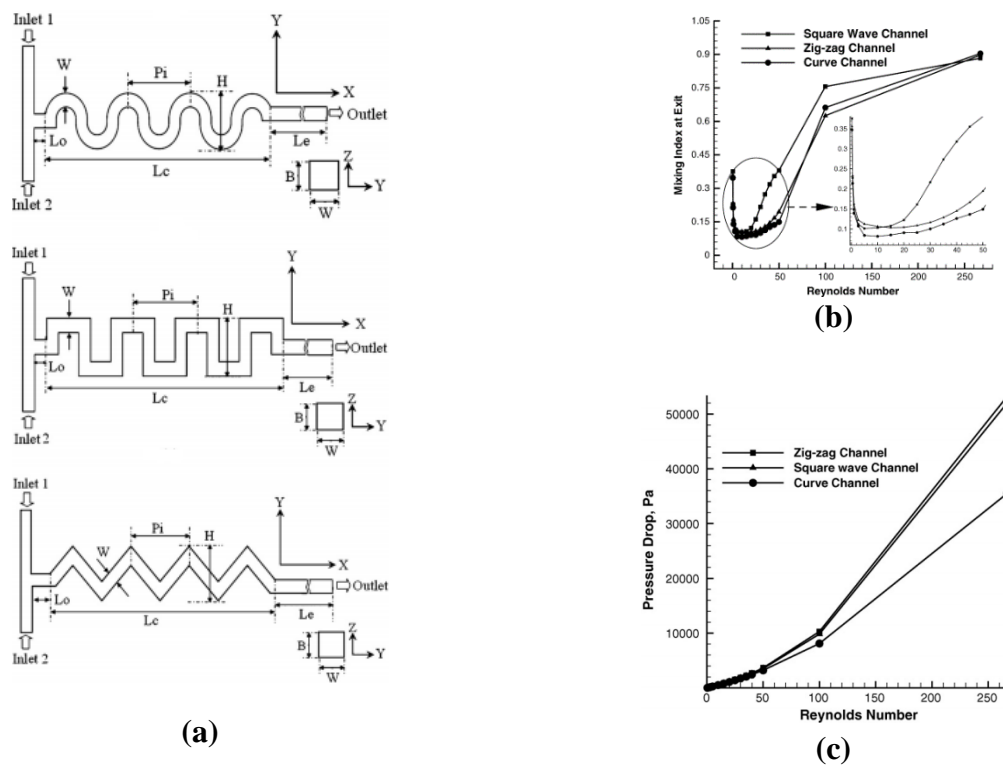


Figure I.11. (a) Micromélangeurs planaires : canal courbé, canal à ondulation carrée, et canal en zig-zag. (b) Efficacité de mélange des micromélangeurs. (c) Comparaison des pertes de pression pour les micromélangeurs. (Hossain, et al., 2009).

Différentes géométries de micromélangeur : canal incurvé ; canal à ondulations carrées ; et le canal en zig-zag, ont été étudiés numériquement en utilisant un code CFD par (Hossain, et al., 2009), dans une gamme de nombres de Reynolds de (0,267 - 267). Ils ont constaté que le micromélangeur à ondulations carrées donne la meilleure qualité de mélange tandis que le micromélangeur à canal incurvé montre une faible perte de charge.

L'efficacité de mélange a été analysée par (Ansari, et al., 2010) pour des micromélangeurs planaires 2D à division-recombinaison avec des sous-canaux rhombiques et circulaires où les nombres de Reynolds sont compris entre 1 et 80. Ils ont constaté que les géométries déséquilibrées ont une qualité de mélange supérieure par rapport aux géométries équilibrées, en particulier, les géométries des sous-canaux circulaires où la perte de charge est également faible.

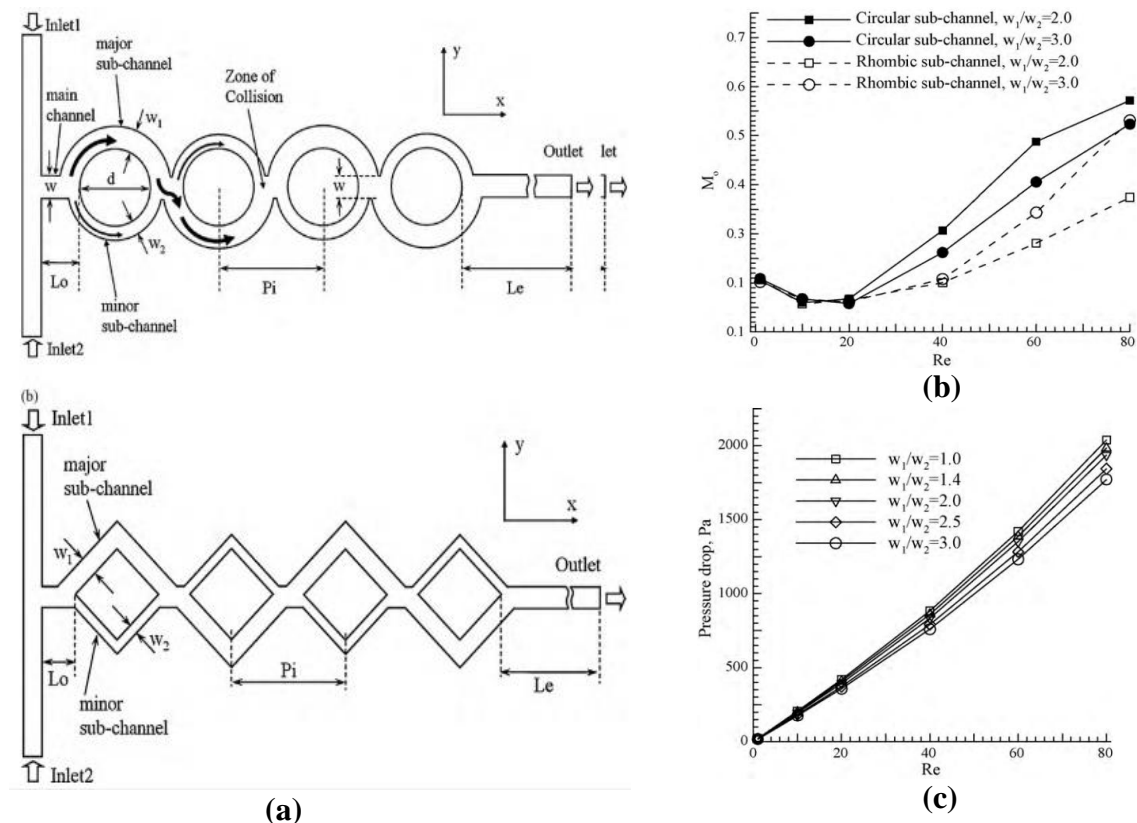


Figure I.12. (a) Schémas des micromélangeurs considérés. (b) La variation du degré de mélange pour chaque cas. (c) Les pertes de pression en fonction du nombre de Reynolds. (Ansari, et al., 2010).

Un micromélangeur planaire avec un canal incurvé en forme de C muni de chicane radiales qui génèrent des tourbillons multidirectionnels a été examiné par (Tsai, et al., 2011) dans la plage du nombre de Reynolds de 0,054 à 81. Leurs résultats indiquent que les performances de mélange du micromélangeur avec le premier déflecteur lié au cylindre interne et le second lié au cylindre externe sont meilleures que celles du micromélangeur avec la disposition inverse des chicanes, tandis que les pertes de pression sont assez fortes.

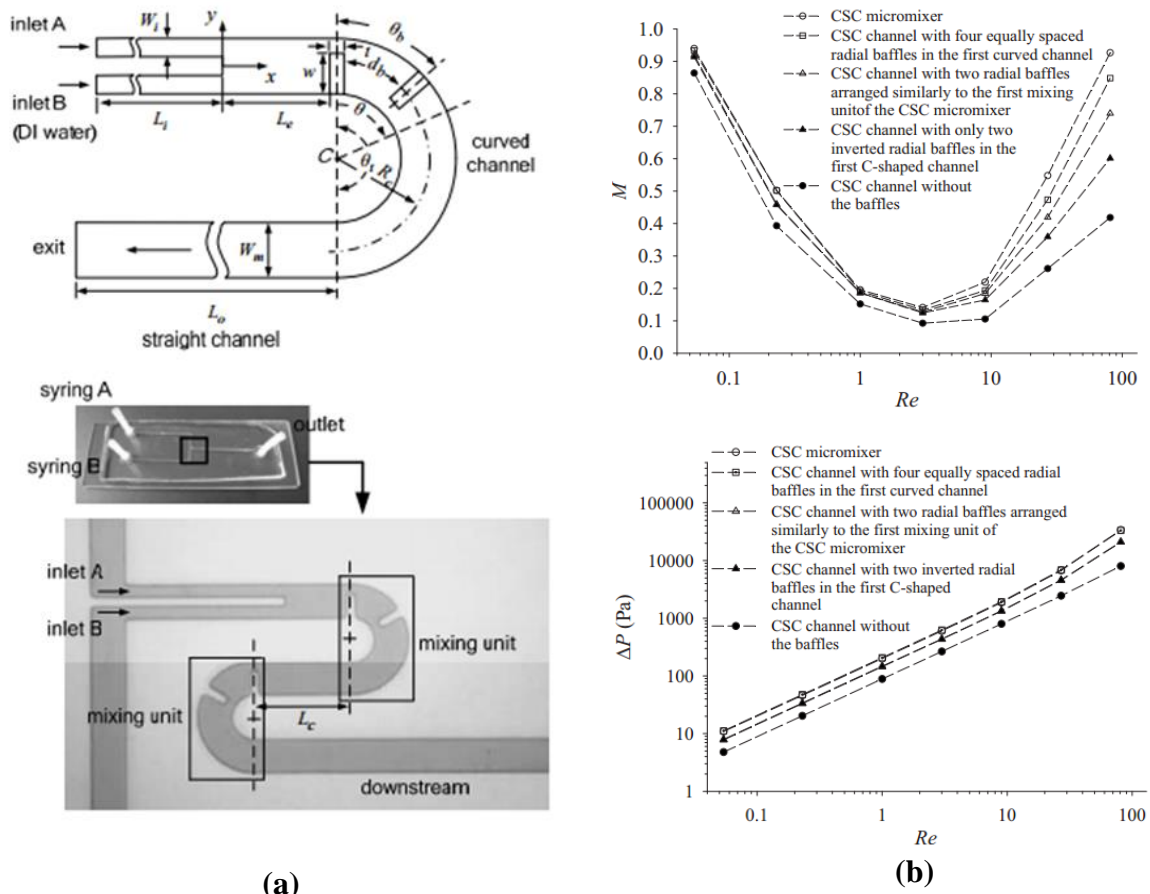


Figure I.13. (a) Schémas du micromélangeur étudié. (b) Evaluation de l'efficacité de mélange et des pertes de pression. (Tsai, et al., 2011).

Une étude numérique et expérimentale sur huit micromélangeurs planaires a été réalisée par (Cheri, et al., 2013) dans une gamme de nombres de Reynolds allant de 0,1 à 40. Les résultats montrent que le meilleur degré de mélange est obtenu avec le micromélangeur caractérisé par une chambre rectangulaire à coin rond et un obstacle inséré de forme droite où le rapport entre le degré de mélange et la perte de pression est maximal.

(Solehati, et al., 2014) ont réalisé une étude numérique pour analyser les performances de mélange du microcanal à structure ondulée par rapport au microcanal droit en utilisant divers nombres de Reynolds allant de 1 à 200. Ils ont constaté que le microcanal à structure ondulée offre des performances de mélange plus élevées que celle du microcanal droit en raison de l'apparition d'un écoulement chaotique créé par la structure de courbes ondulées.

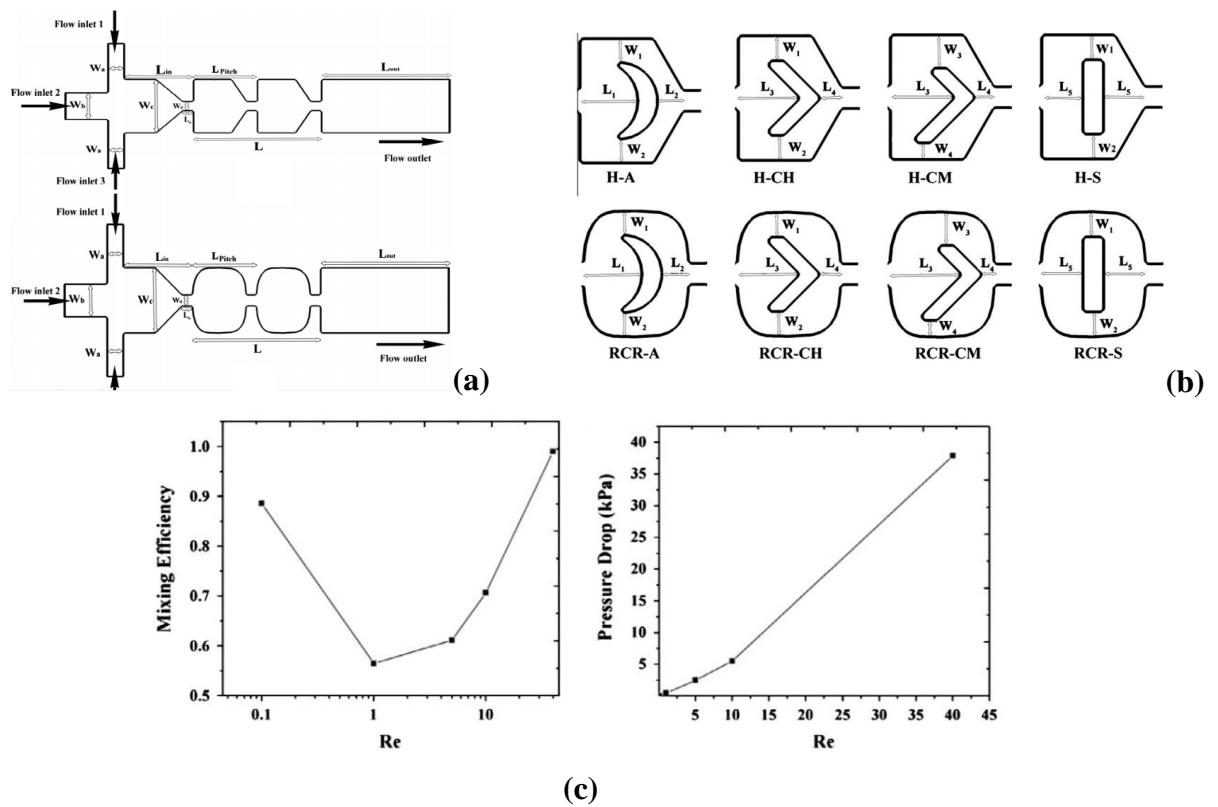


Figure I.14. (a) Micromélangeurs de différentes formes de chambres. (b) Les différentes formes d'obstacles. (c) Evaluation de l'efficacité de mélange et des pertes de pression pour le micromélangeur RCR-S. (Cheri, et al., 2013).

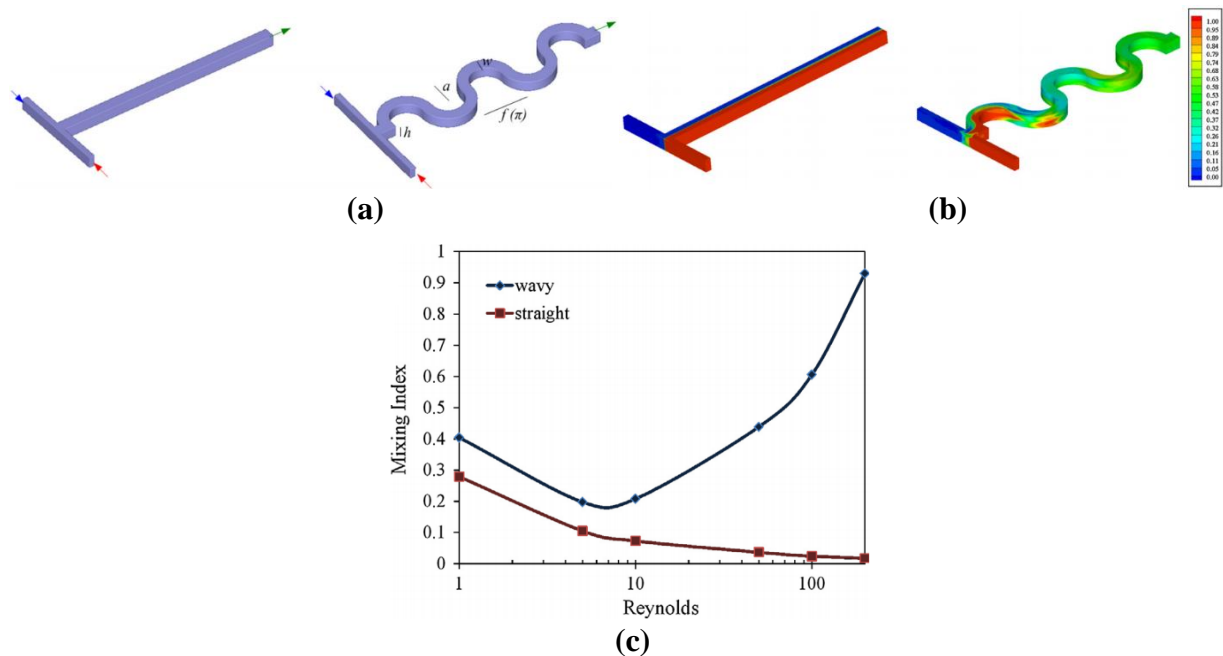


Figure I.15. (a) Micromélangeurs à T-jonction : droit et ondulé. (b) Performances de mélange de 0,018 pour le droit et 0,578 pour l'ondulé. (c) Degré de mélange en fonction de nombres de Reynolds. (Solehati, et al., 2014).

Un micromélangeur planaire en zigzag modifié a été étudié numériquement par (Chen, et al., 2017) sur une large gamme de nombres de Reynolds de (0,1-100), ils ont constaté que l'écoulement inverse généré par la modification en zigzag permet d'améliorer de manière significative le degré de mélange par rapport au micromélangeur en zigzag, mais la perte de pression dans le micromélangeur en zigzag modifié est plus élevée que dans le micromélangeur en zigzag.

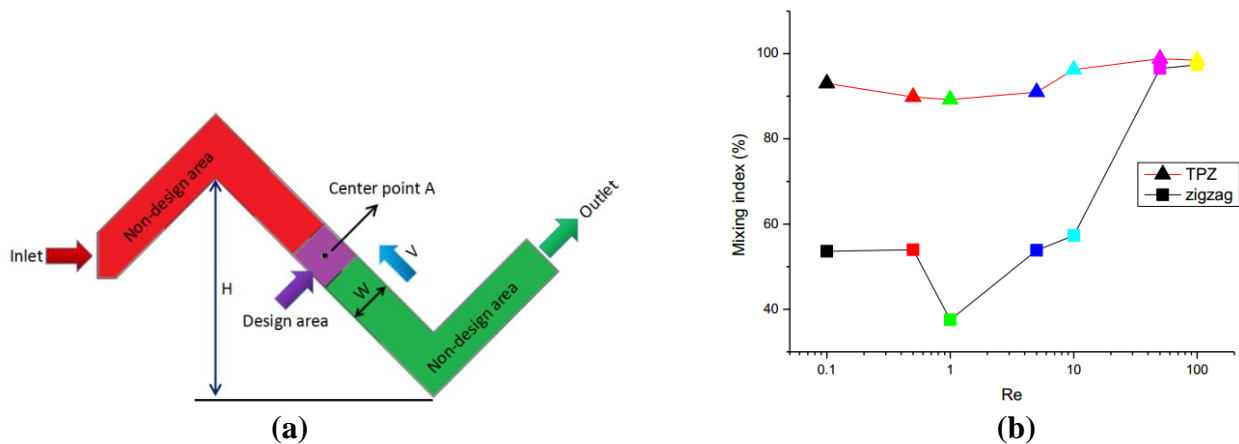


Figure I.16. (a) Schéma du modèle à écoulement inversé, (b) Variations du degré de mélange avec différents nombres de Reynolds à la sortie des micromélangeurs. (Chen, et al., 2017).

Un micromélangeur planaire à microcanal en spirale a été proposé par (Vatankhah, et al., 2018), qui ont mené une étude numérique paramétrique de l'influence de la distance centre à centre des canaux successifs sur le mélange. Ils ont constaté que la diminution de ce paramètre permet d'améliorer le degré de mélange.

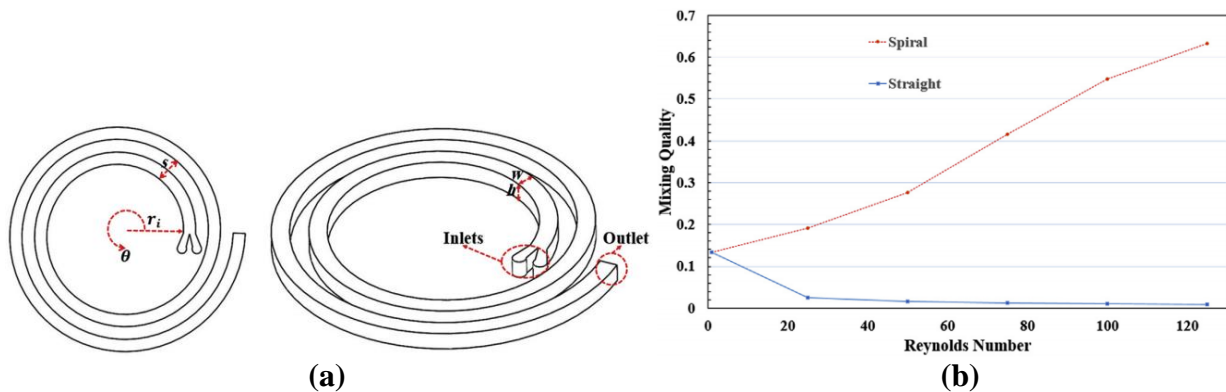


Figure I.17. (a) Illustration du micromélangeur en spirale. (b) Qualité de mélange calculée pour la spirale et le microcanal droit avec un nombre de Reynolds différent. (Vatankhah, et al., 2018).

A l'aide d'un code CFD, (Borghain, et al., 2018) ont étudié numériquement l'effet du placement des obstacles conçus sous forme de fines nervures incurvées sur les performances de mélange d'un micromélangeur en forme de T. Leurs résultats montrent que l'inclusion d'obstacles courbes le long du canal offre une meilleure géométrie qui améliore l'efficacité de mélange dans le microcanal.

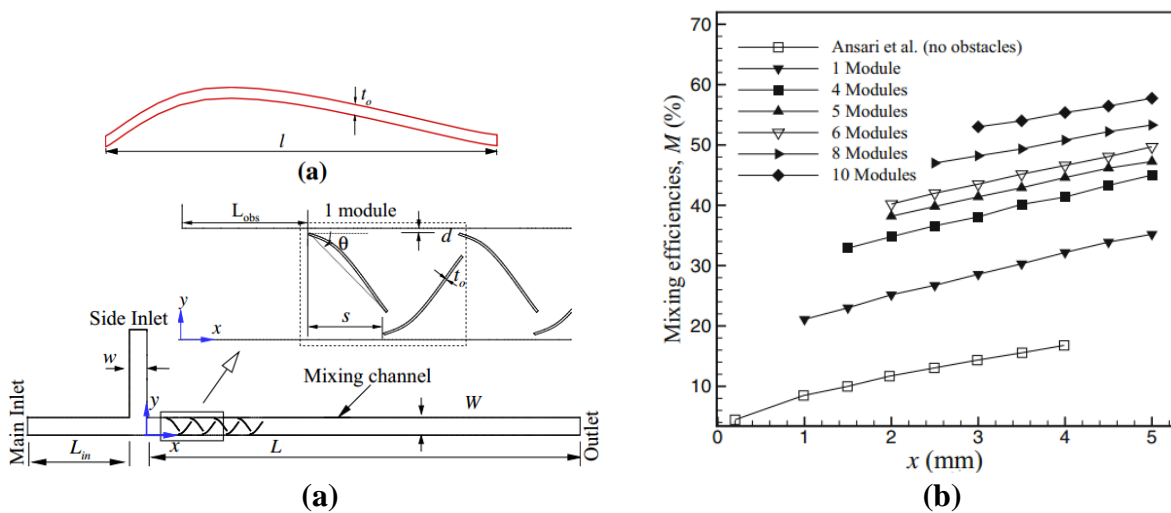


Figure I.18. (a) Micromélangeur muni de nervures incurvées utilisées comme obstacles. (b) Variation des degrés de mélange le long du canal ayant un nombre différent de modules. (Borghain, et al., 2018).

(Shi, et al., 2021) ont effectué une étude numérique comparative des micromélangeurs de structures elliptiques munis des obstacles de différentes formes : rectangulaires, cylindriques, triangulaires gauches et triangulaires droits pour des nombres de Reynolds variant de 0,1 et 100. Les résultats de la simulation numérique montrent que le micromélangeur muni des obstacles rectangulaires offre les meilleurs degrés de mélange, notamment le micromélangeur à cinq structures elliptiques où le degré de mélange dépasse 95% à $Re = 100$.

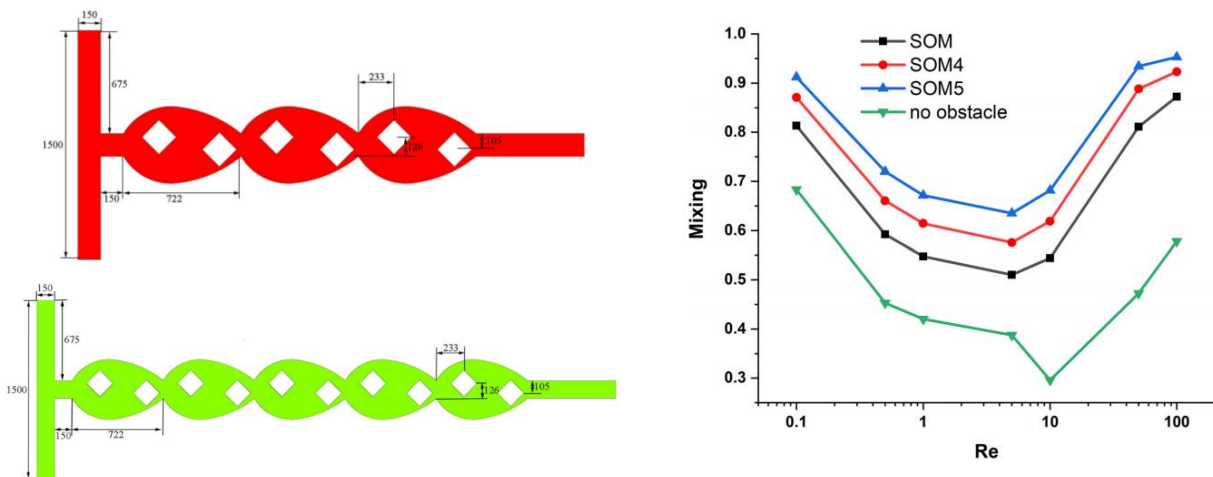


Figure I.19. (À droite) Illustration schématique des micromélangeurs à obstacles rectangulaires (trois et cinq structures elliptiques). (À gauche) le degré de mélange en fonction de Re pour différentes configurations. (Shi, et al., 2021).

I.4.2. Micromélangeurs tridimensionnels (3D)

La nécessité de générer une advection chaotique pour des régimes d'écoulement moyen a suscité l'intérêt de plusieurs chercheurs qui ont réalisés des travaux numériques et expérimentaux afin de concevoir des géométries adéquates pouvant générer des écoulements tridimensionnels.

En premier (Liu, et al., 2000) ont conçu et fabriqué un micromélangeur 3D composé d'unités répétitives en forme de C, ils ont comparé ses performances de mélange à un canal à ondulations carrées et un canal droit dans une plage du nombre de Reynolds de (6-70). Leurs comparaisons ont montré qu'à $Re = 70$, les performances de mélange du micromélangeur 3D en forme de C sont meilleures 16 fois que celles du canal droit et 1,6 fois que celles du micromélangeur à ondulation carrée.

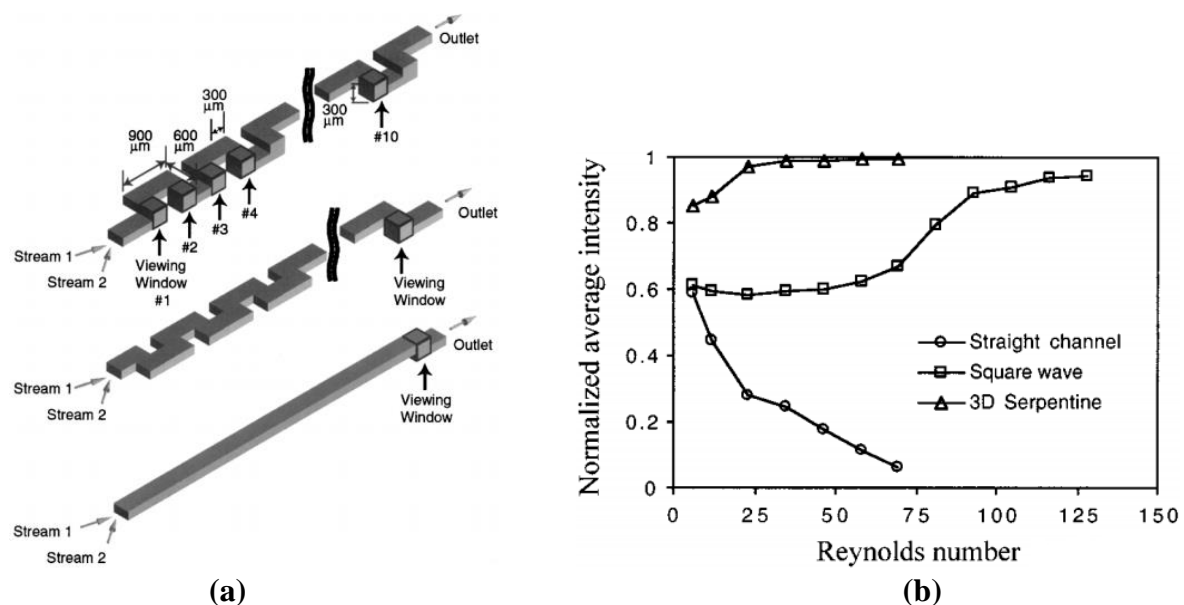


Figure I.20. (a) Géométrie du micromélangeur proposé.

(b) Les variations des intensités de mélange en fonction de Re . (Liu, et al., 2000).

(Beebe, et al., 2001) ont effectué une analyse qualitative des performances de mélange d'un micromélangeur tridimensionnel par une étude à la fois expérimentale et numérique dans une plage de nombres de Reynolds de 1 à 20. La géométrie conçue est constituée d'unités répétitives en forme de « L ». Leurs résultats montrent que l'efficacité de mélange du micromélangeur tridimensionnel est nettement supérieure à celle du micromélangeur à ondulations carrées.

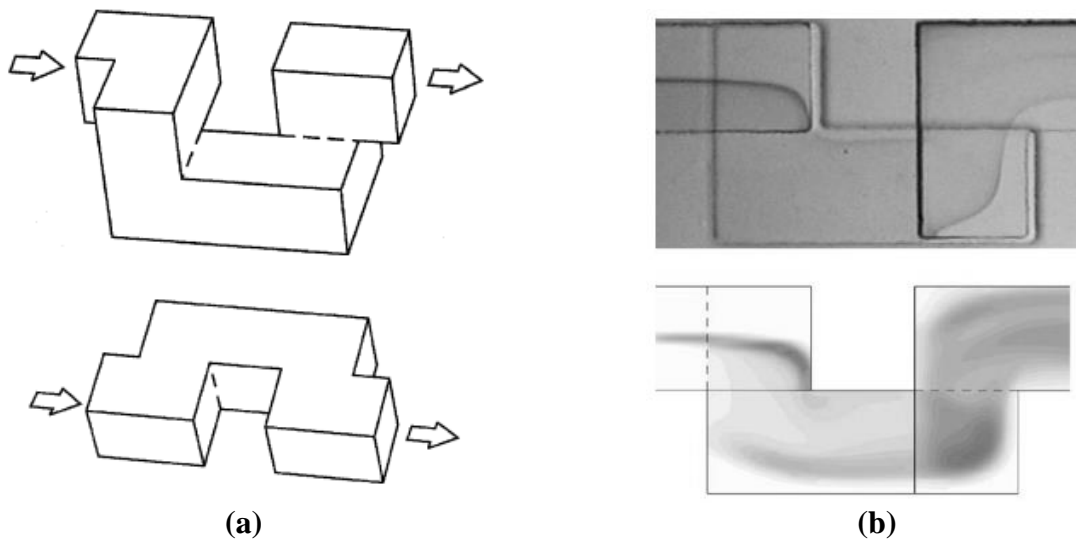


Figure I.21. (a) Géométries des micromélangeurs 2D et 3D. (b) Résultat expérimental et numérique. (Beebe, et al., 2001).

Une étude paramétrique de l'efficacité du mélange dans un micromélangeur 3D constitué de répétition de motifs en forme de « L » a été réalisée numériquement par (Ansari, et al., 2009). Les nombres de Reynolds varient de 1 à 70. Le degré de mélange et les valeurs de perte de pression ont été examinés. Les résultats montrent de bonnes performances de mélange avec une faible perte de pression.

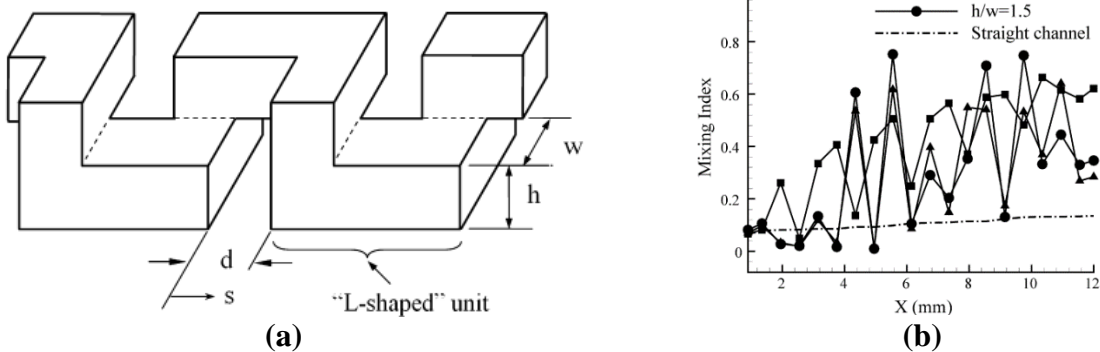


Figure I.22. (a) Géométrie 3D de forme L. (b) L'effet de paramètres dimensionnels sur l'évolution locale du degré de mélange à $Re = 1$. (Ansari, et al., 2009).

(Nimafar, et al., 2012) ont mené une étude expérimentale comparative de trois micromélangeurs H, O et T à faible nombre de Reynolds (0,08-4,16), ils ont constaté que le micromélangeur H a les meilleures performances de mélange par rapport aux deux autres micromélangeurs.

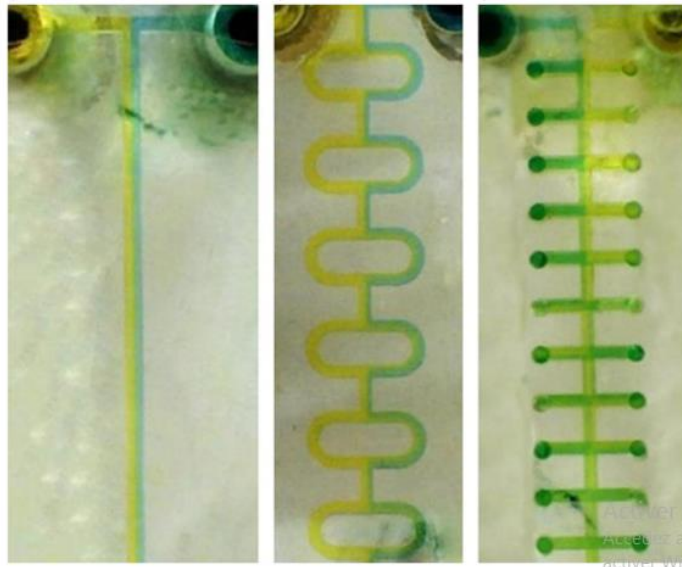


Figure I.23. Micromélangeurs remplis : T, O, et H. (Nimafar, et al., 2012).

Une étude numérique comparative des micromélangeurs à division-recombinaison avec des chambres de mélange circulaires a été réalisée par (Alam, et al., 2013). Ils ont comparé leur micromélangeur proposé avec trois autres en examinant leurs performances de mélange ainsi que la perte de pression dans la plage du nombre de Reynolds de (0,1-100). Leur micromélangeur a montré une bonne efficacité de mélange, mais uniquement pour les très faibles nombres de Reynolds ($Re < 10$), il a également des valeurs de pertes de pression plus faibles que les autres micromélangeurs.

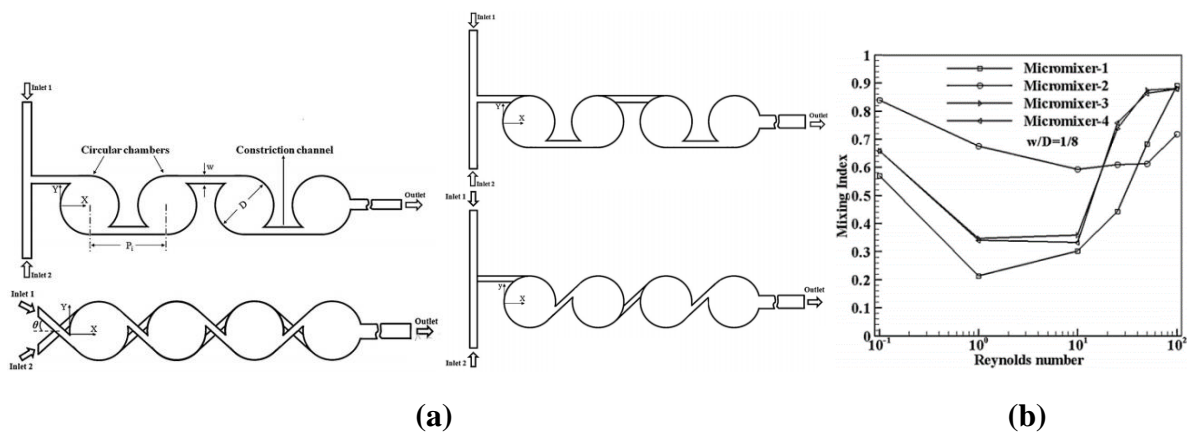


Figure I.24. (a) Géométries des micromélangeurs proposés.
(b) Les variations du degré de mélange en fonction de Re . (Alam, et al., 2013).

Des investigations expérimentales et numériques ont été menées par (The, et al., 2015) pour évaluer l'efficacité de mélange du micromélangeur 3D à divers nombres de Reynolds de 0,5 à 100, la valeur du degré de mélange la plus élevée obtenue dans cette gamme était de 95% avec une perte de pression légèrement élevée.

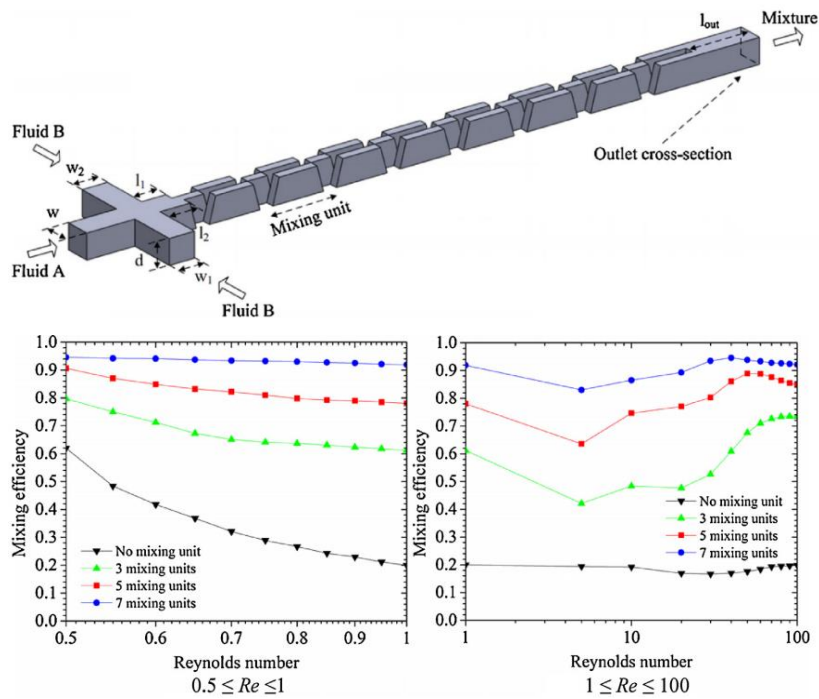


Figure I.25. (En haut) Géométrie du micromélangeur proposé. (En bas) Les variations du degré de mélange en fonction de Re . (The, et al., 2015).

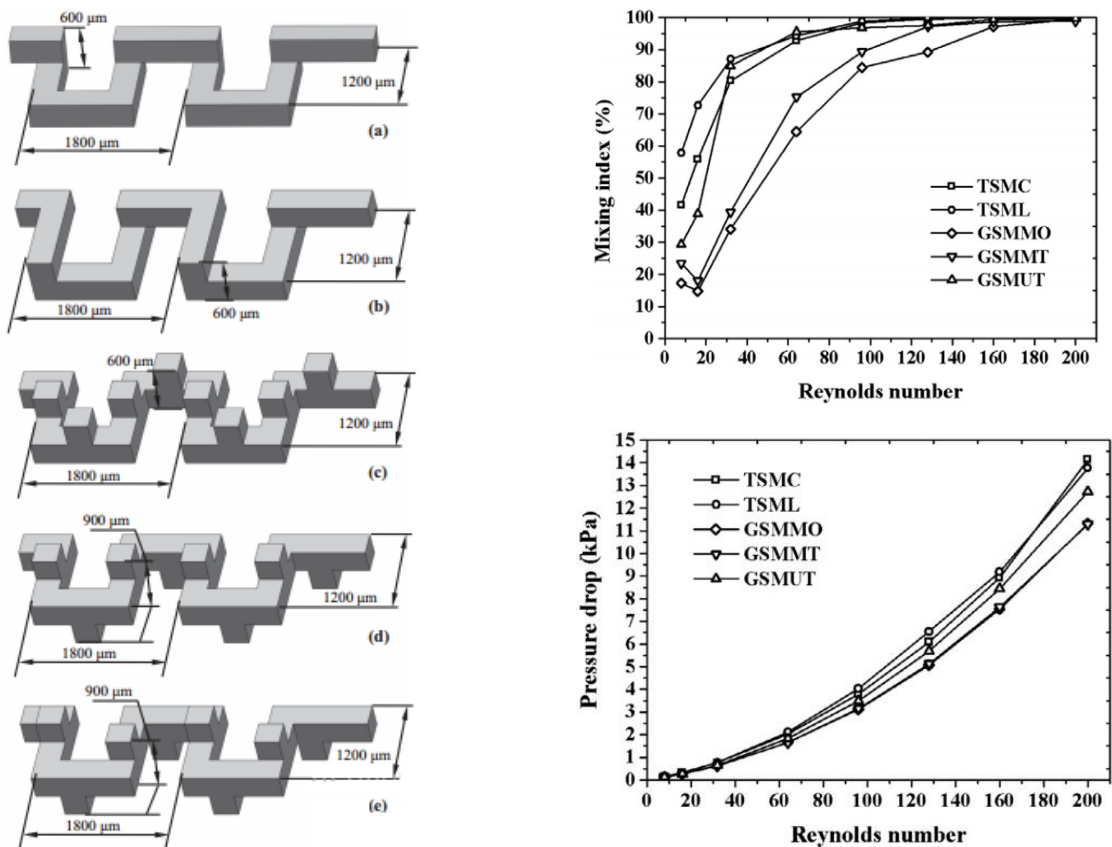


Figure I.26. (À gauche) Géométries des micromélangeurs proposés (a) TSMC, (b) TSML, (c) GSMMO, (d) GSMMT and (e) GSMUT. (À droite) Les variations du degré de mélange et de pertes de pression en fonction de Re . (Lin., 2015).

Cinq micromélangeurs 3D en forme de serpents ont été examinés numériquement par (Lin., 2015) pour une large plage du nombre de Reynolds (8 à 160). Le mécanisme d'advection chaotique comme la rotation, la rotation continue et l'étirement tridimensionnel ont été identifiés afin de connaître également leur influence sur les performances de mélange. L'effet de l'ajout de rainures et de leurs positions a été aussi examiné. La perte de pression de tous les micromélangeurs était similaire et significativement élevée.

Les effets des mécanismes de division-recombinaison et d'advection chaotique ont été examinés par (Chen, et al., 2017) en utilisant deux types de micromélangeurs avec des unités répétitives en forme de E. Leurs résultats montrent que le degré de mélange a atteint 0,96 mais la perte de pression a augmenté fortement.

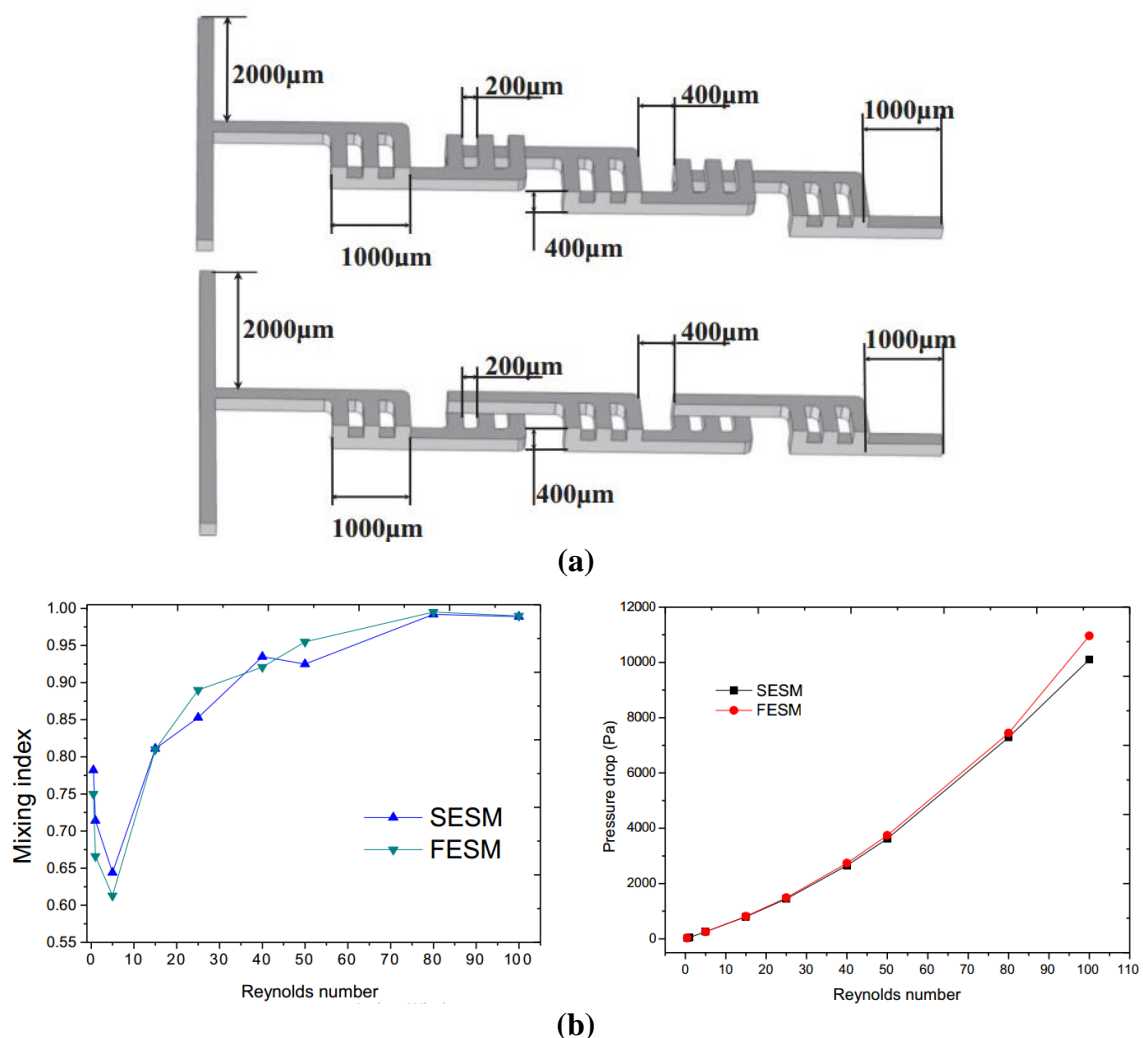


Figure I.27. (a) Géométries des micromélangeurs proposés SESM et FESM. (b) Les variations du degré de mélange et de pertes de pression en fonction de Re. (Chen, et al., 2017).

(Ruijin, et al., 2017) ont réalisé une étude numérique comparative, ils ont évalué les performances de mélange et les pertes de pression de trois mélangeurs 3D basés sur le mécanisme chaotique (mélangeur Baker, mélangeur Smale et mélangeur hélicoïdal). Cette évaluation a été réalisée pour une large gamme du nombre de Reynolds de (0,01-10).

Leurs résultats ont montré que le mélangeur Baker donne les meilleures performances de mélange grâce à une meilleure stratification, tandis que la perte de pression dans ce mélangeur était plus importante que les autres. Ils ont également vérifié leurs résultats de simulation par validation expérimentale.

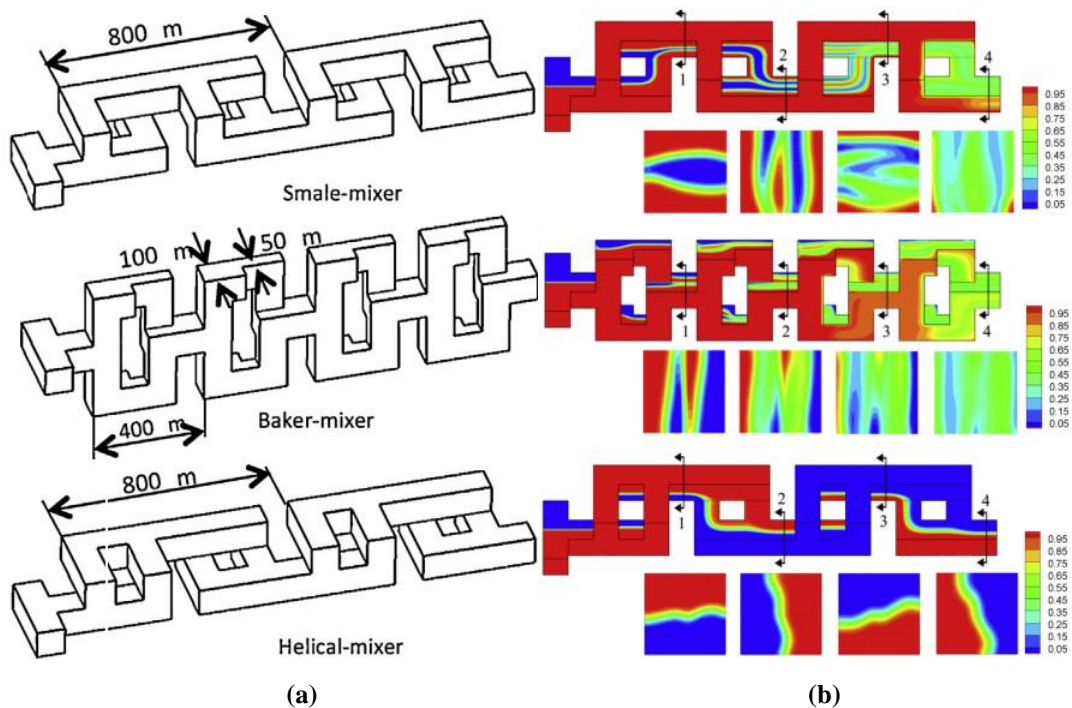


Figure I.28. (a) Configurations géométrique des mélangeurs proposés. (b) Concentration de la fraction massique. (Ruijin, et al., 2017).

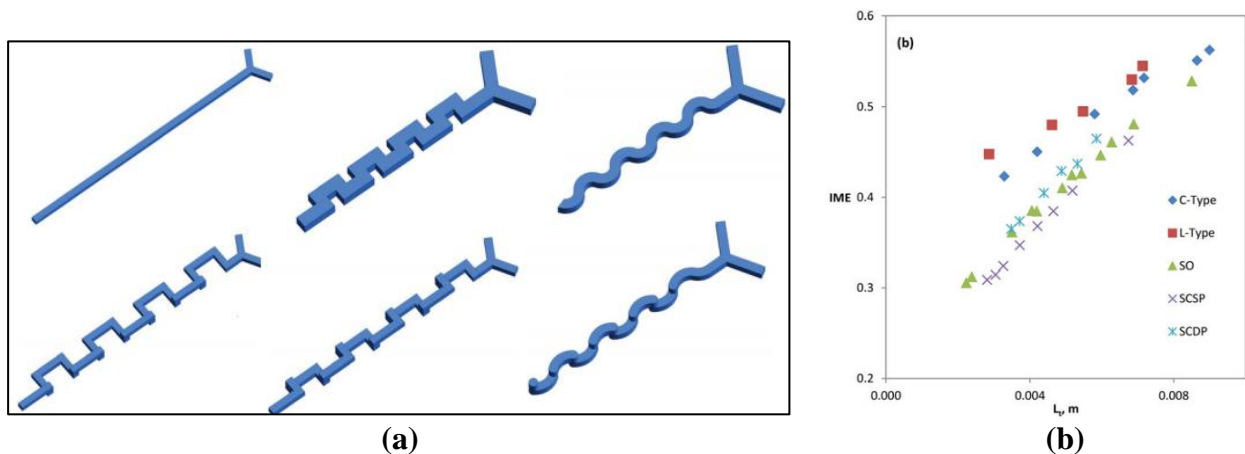


Figure I.29. (a) Configurations géométriques des Micromélangeurs proposés. (b) Evolutions du degré de mélange. (Kanaris, et al., 2015).

Une étude numérique comparative a été réalisée par (Kanaris, et al., 2015) en analysant l'efficacité de mélange et la perte de pression de six micromélangeurs : trois micromélangeurs (en forme de C, en L et courbé en 3D) et trois micromélangeurs planaires (canal droit, canal carré et courbé planaire).

Leurs résultats ont montré que tous les micromélangeurs ont presque les mêmes pertes de pression, tandis que la meilleure efficacité de mélange a été observée dans les micromélangeurs 3D, en particulier avec le micromélangeur en forme de L (Figure I.29).

I.4.3. Micromélangeurs à deux couches de canaux croisés

L'un des micromélangeurs passifs les plus attractifs pour le mélange de fluides miscibles est le micromélangeur à deux couches de canaux croisés. Ce micromélangeur se compose de deux couches avec des canaux croisés, ce qui lui procure une excellente performance de mélange même à de faibles nombres de Reynolds. L'advection chaotique est générée par duplication, agrandissement, recombinaison et pliage ce qui améliore la qualité de mélange. (Xia, et al., 2005).

Les premiers travaux sur ces micromélangeurs passifs chaotiques caractérisés par deux couches de canaux croisés ont été suggérés et étudiés numériquement et expérimentalement par (Xia, et al., 2005). Leur étude comparative avec un micromélangeur en forme de C a été réalisée à faibles nombres de Reynolds. Ils ont montré que les micromélangeurs à deux couches de canaux croisés présentent une efficacité de mélange largement supérieur à celle du micromélangeur en forme de C. Ces micromélangeurs peuvent offrir un mélange rapide même à de faibles nombres de Reynolds, par exemple un degré de mélange élevé de 0,96 a été atteint même avec un très faible Nombre de Reynolds de 0,2.

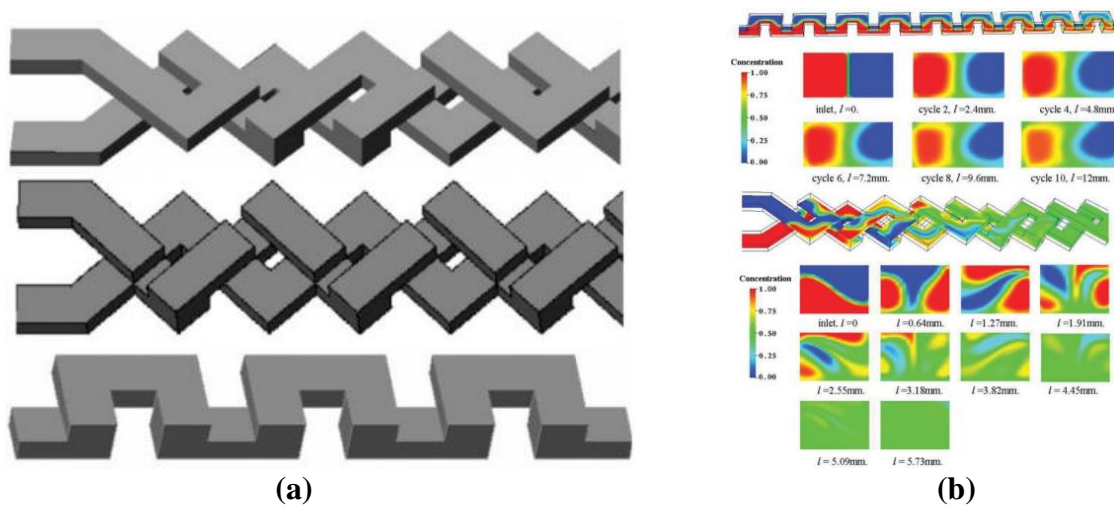
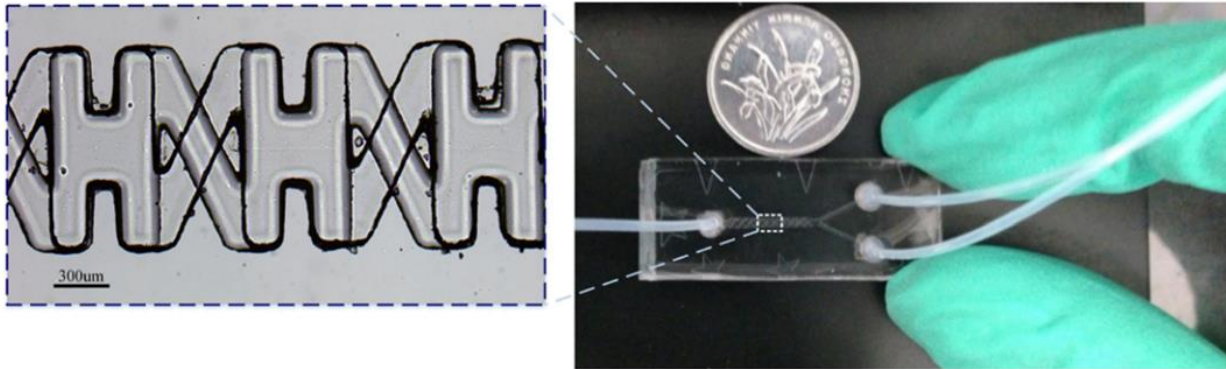


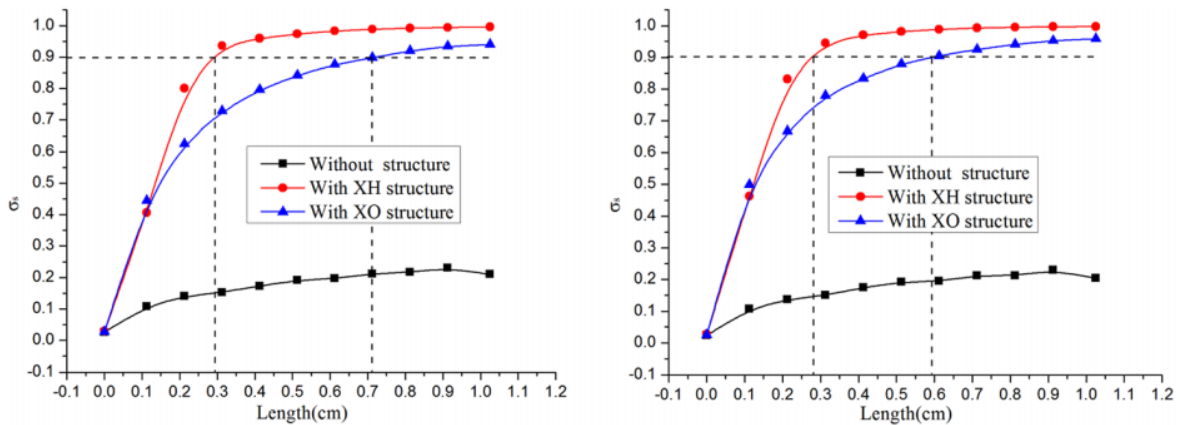
Figure I.30. (a) Configurations des micromélangeurs proposés : TLCCM (A), TLCCM (B), et 3D C-shape. (b) Distributions de la fraction massique dans les plans méridiens et transversaux de TLCCM (B), et 3D C-shape. (Xia, et al., 2005).

(Feng, et al., 2013) ont réalisé des études à la fois numériques et expérimentales pour évaluer les performances de mélange de micromélangeurs passifs à deux couches basés sur la division et la recombinaison de l'écoulement (SAR), ils ont comparé le degré de mélange des modèles de micromélangeurs de formes XO et XH avec un canal droit.

Dans leurs études, le nombre de Reynolds varie de 0,3 à 60. Leurs résultats montrent que le mécanisme de division et de recombinaison a un effet significatif sur l'amélioration de l'efficacité du mélange, où un degré de mélange élevé a été obtenu (72,9% à 91,8%), avec les deux modèles de micromélangeurs SAR notamment le micromélangeur de forme XH.



(a)



(b)

Figure I.31. (a) Modèle fabriqué du micromélangeur XH, (b) Evolution du degré de mélange le long des micromélangeurs considérés à $Re = 0,6$ et $Re = 6$ respectivement. (Feng, et al., 2013).

Un micromélangeur 3D à division-recombinaison composé d'unités répétitives en forme de OH a été proposé par (Hossain, et al., 2015). Après une analyse paramétrique dans une plage de nombres de Reynolds de (0,1-120), ils ont déterminé les dimensions optimales qui ont donné plus de 0,88 de performances de mélange à partir de $Re = 30$. Malheureusement, ils n'ont pas pris en compte l'évaluation des pertes de pression.

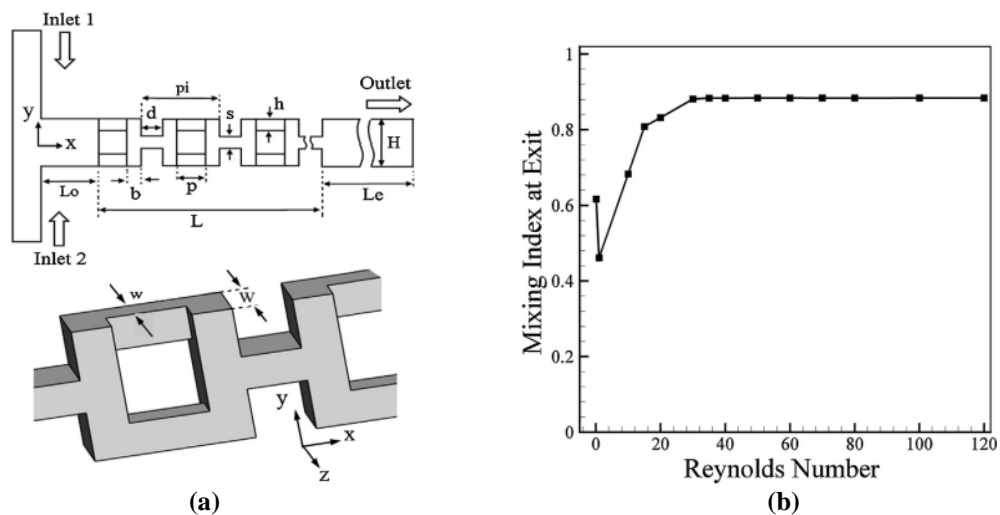


Figure I.32. (a) Micromélangeur avec unités de mélange de forme OH. (b) Variations du degré de mélange en fonction de Re . (Hossain, et al., 2015).

Un nouveau micromélangeur 3D à division-recombinaison a été proposé par (Raza, et al., 2018), caractérisé par des unités répétitives en forme de OX et une courte longueur (1,5 mm). Ils ont évalué numériquement les performances de mélange en termes de distributions de fraction massique dans les plans transversaux pour des nombres de Reynolds de 0,1 à 200. Ils ont étudié l'effet de différents paramètres géométriques sur l'efficacité du mélange. Une géométrie optimale a donnée de bonnes valeurs de degré de mélange (entre 0,87 et 0,99) dans toute la gamme du nombre Reynolds (0,1 à 200). Malheureusement, ils n'ont pas évalué la perte de pression dans leur étude.

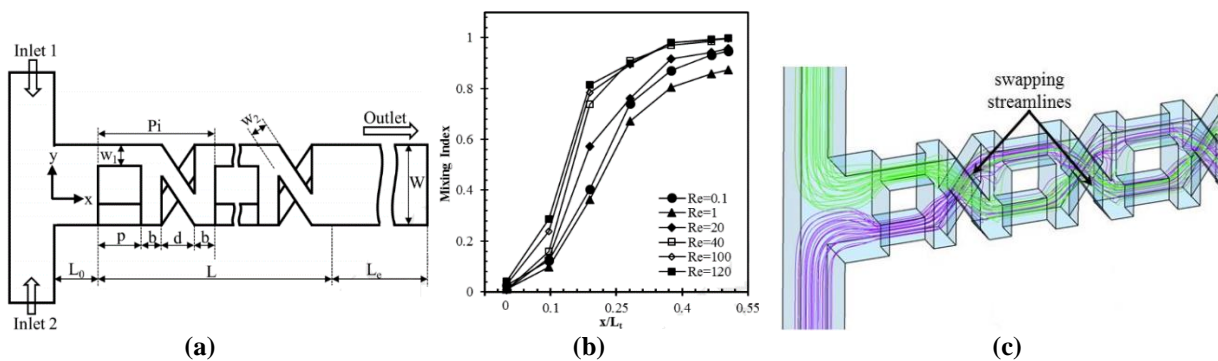


Figure I.33. (a) Micromélangeur avec unités de mélange de forme OX. (b) Evaluations du degré de mélange le long du micromélangeur. (c) Lignes de courant à l'intérieur du micromélangeur proposé à $Re = 0,1$. (Raza, et al., 2018).

(Raza, et al., 2018) ont suggéré un micromélangeur passif à division-recombinaison caractérisé par des unités répétitives circulaires avec des collisions déséquilibrées. Ils ont étudié numériquement les performances de mélange et les pertes de pression en variant différents paramètres géométriques dans une large gamme de nombres de Reynolds de (0,1-120). Selon leurs résultats, la forme adéquate des unités circulaires et les dimensions optimales pour une excellente performance de mélange ont été déterminés.

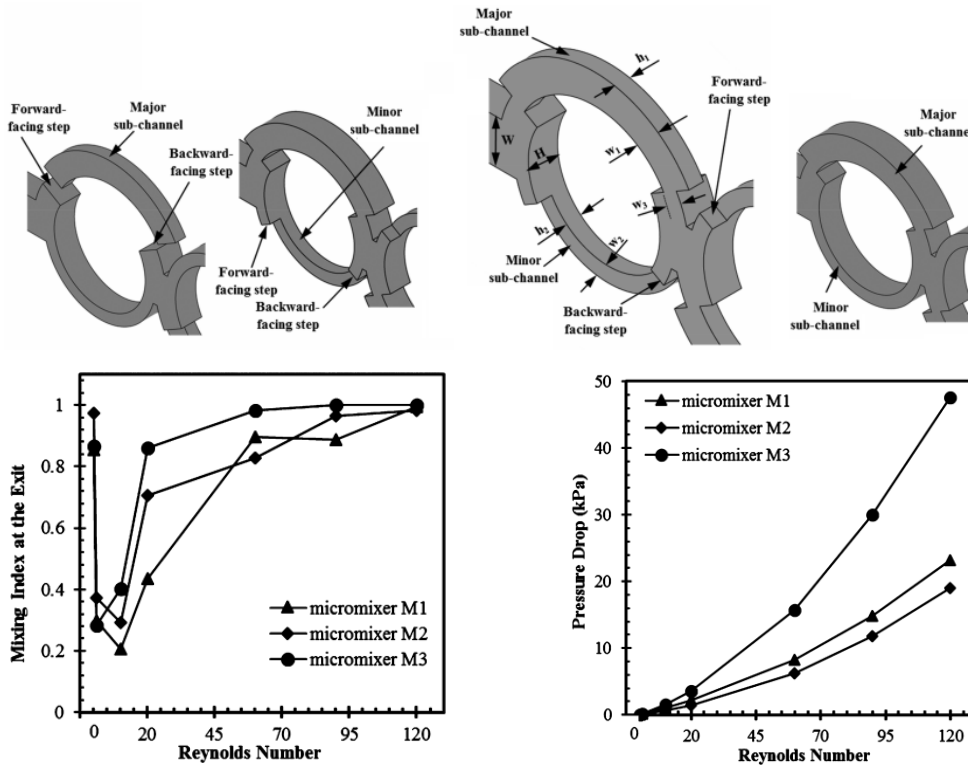


Figure I.34. (En haut) Configurations des micromélangeurs proposés : M1, M2, M3, et Basique. (En bas) Variations du degré de mélange et la Perte de pression en fonction de Re. (Raza, et al., 2018).

L'un des micromélangeurs proposés par (Xia, et al., 2005) a fait l'objet d'une étude paramétrique par (Hossain, et al., 2016) afin d'améliorer ses performances de mélange. Ils ont examiné l'influence de deux paramètres géométriques sur l'efficacité de mélange du micromélangeur et la perte de pression à faibles nombres de Reynolds (0,2 à 40). Leurs résultats ont montré que les performances de mélange et la perte de pression sont très sensibles aux paramètres géométriques, en particulier pour des nombres de Reynolds très faibles.

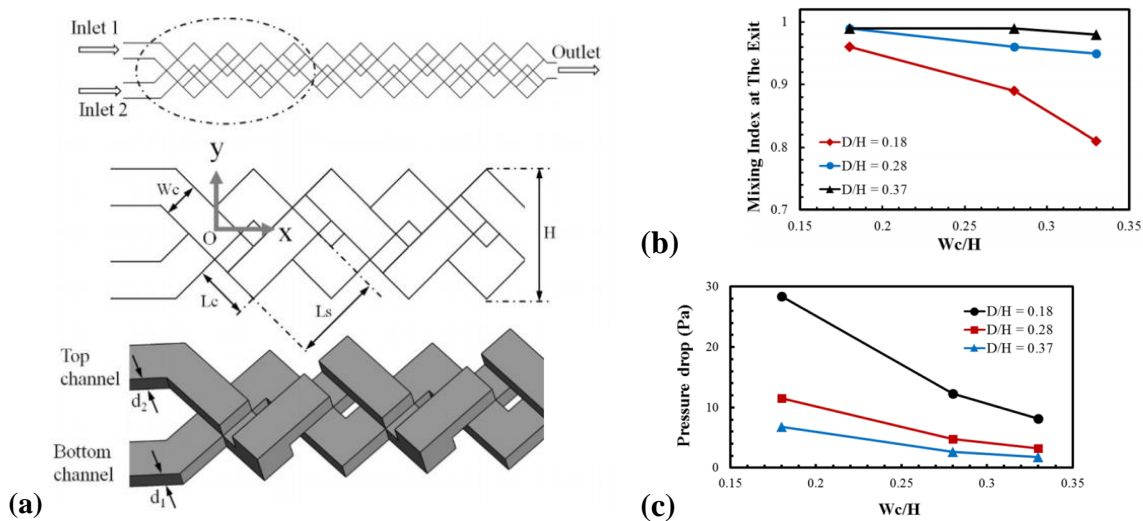


Figure I.35. (a) Schémas du micromélangeur à deux couches de canaux croisés. (b) Effets de W_c/H et D/H sur les performances de mélange à la sortie du micromélangeur à $Re = 0,2$. (c) Effets des paramètres de conception sur les pertes de pression pour $Re = 0,2$. (Hossain, et al., 2016).

(Hossain, et al., 2017) ont suggéré un nouveau micromélangeur à deux couches de canaux croisés de 7,5 mm de longueur, pour une plage de nombres de Reynolds entre 0,2 et 120. Leur étude à la fois numérique et expérimentale a évalué les performances de mélange et les pertes de pression du micromélangeur proposé par rapport à celles d'autres micromélangeurs précédemment cités. Des performances de mélange élevées ont été obtenues notamment pour $Re < 10$, avec une différence de perte de pression de faible valeur.

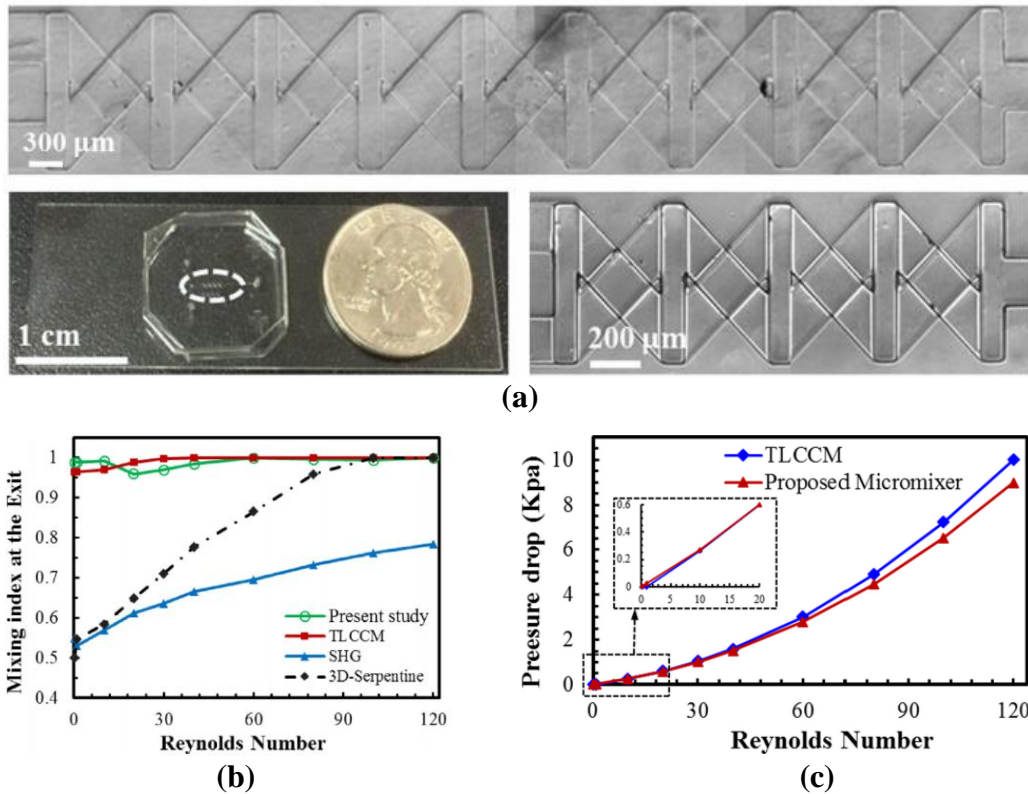


Figure I.36. (a) Géométrie du micromélangeur à deux couches à canaux croisés avec neuf et quatre unités de mélange. (b) Comparaison des degrés de mélange aux sorties de différentes configurations des micromélangeurs à $Re = 0,2$ à 120. (c) Variations de la perte de pression en fonction de Re . (Hossain, et al., 2017).

(Wang, et al., 2019) ont proposé un nouveau micromélangeur à deux couches, caractérisé par des chambres de mélange périodiques, qui permettent de générer des vortex de Dean et de développer l'advection chaotique afin d'améliorer l'efficacité de mélange à de faibles nombres de Reynolds. Les résultats numériques et expérimentaux montrent que ce micromélangeur a une meilleure efficacité de mélange pour des nombres de Reynolds allant de 0,5 à 100.

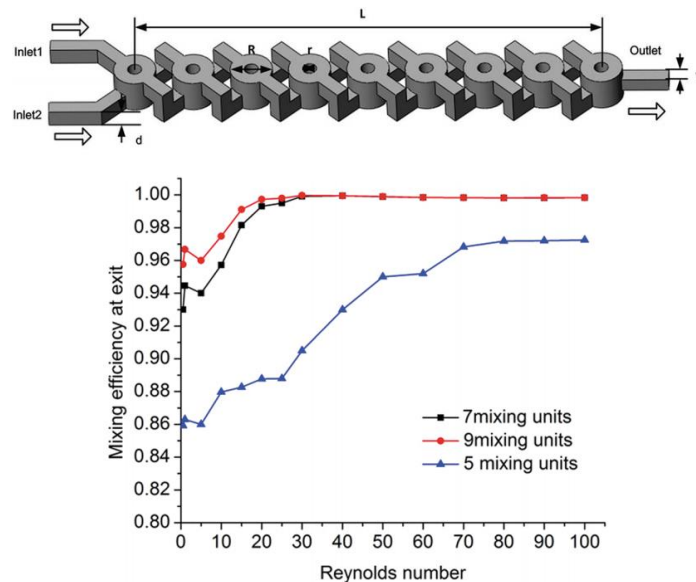


Figure I.37. (En haut) Configuration géométrique du micromélangeur proposé. (En bas) Les degrés de mélange obtenus pour chaque nombre d'unités. (Wang, et al., 2019).

I.5. Mélange des fluides non-Newtoniens

Le mélange des fluides non-Newtoniens a suscité l'intérêt des chercheurs qui ont concentré leurs efforts sur la conception et la réalisation de micromélangeurs fonctionnant en régime d'advection chaotique, en particulier dans le cas des fluides non-Newtoniens. Peu d'études ont été menées sur le mélange de fluides non-Newtoniens, alors que de nombreuses études ont été réalisées sur le mélange de fluides Newtoniens dans divers dispositifs microfluidiques.

(Nieder Korn et al., 1994), ont utilisé le modèle de viscosité de Carreau pour caractériser le mélange de fluides non-Newtoniens et ont montré que le comportement rhéologique des fluides diminue la vitesse d'écoulement.

(Anderson, et al., 2000) ont également utilisé le modèle de Carreau pour l'étude du mélange de fluides non-Newtoniens dans des cavités 2D et 3D périodiquement agitées, en fonction des paramètres rhéologiques des fluides et ont rapporté des résultats similaires.

Un mélangeur actif a été utilisé par (Ascanio, et al., 2004) pour l'amélioration de mélange des fluides rhéofluidifiants dans des cuves agitées. Il a été constaté qu'autour de la turbine, le mélange est amélioré et s'avère être une alternative efficace au mélange écoulement continu. Les meilleurs résultats ont été obtenus pour les faibles vitesses de rotation de la turbine. Cependant, une attention particulière a été accordée à l'utilisation d'une vitesse de rotation élevée des rotors pour éviter un temps de mélange plus long et une dépense d'énergie plus élevée.

(Srisamran, et al., 2006) ont réalisé des simulations numériques utilisant des fluides rhéofluidifiants pour analyser le comportement d'écoulement et du mélange de fluides en régime stationnaire, bidimensionnel, laminaire et confiné. Les effets de divers paramètres, comme le nombre de Reynolds de l'entrée du jet (10-200) et l'indice de comportement des fluides (0,6161-1), sur les écoulements et les comportements de mélange des fluides ont été étudiés.

La température du mélange de fluide a été utilisée comme traceur passif pour surveiller la qualité du mélange.

(Cho, et al., 2012) ont adopté le modèle de loi de puissance pour décrire le comportement rhéologique des fluides non Newtonien. Ils ont étudié les effets de divers paramètres sur les performances de mélange tels que l'indice de comportement, l'amplitude d'ondulation, la longueur de la section ondulée et l'intensité du champ électrique appliqué. Concernant ces types de fluides, les auteurs ont constaté que les performances de mélange augmentaient soit en augmentant l'amplitude de l'onde, soit en allongeant la longueur de la section de paroi ondulée ou en diminuant la force du champ électrique.

(Afzal, et al., 2014) ont étudié le comportement hydrodynamique et le mélange de fluides Newtoniens et non-Newtoniens dans un micromélangeur de jonction en T avec un canal droit et un autre en serpentin. Les propriétés de l'eau et du sang ont été prises en considération pour la simulation des fluides Newtoniens et non-Newtoniens, respectivement. Il s'est avéré que le canal serpentin offrait de meilleures performances de mélange pour tous les débits et la perte de charge pour l'eau était inférieure à celle du sang aux mêmes débits.

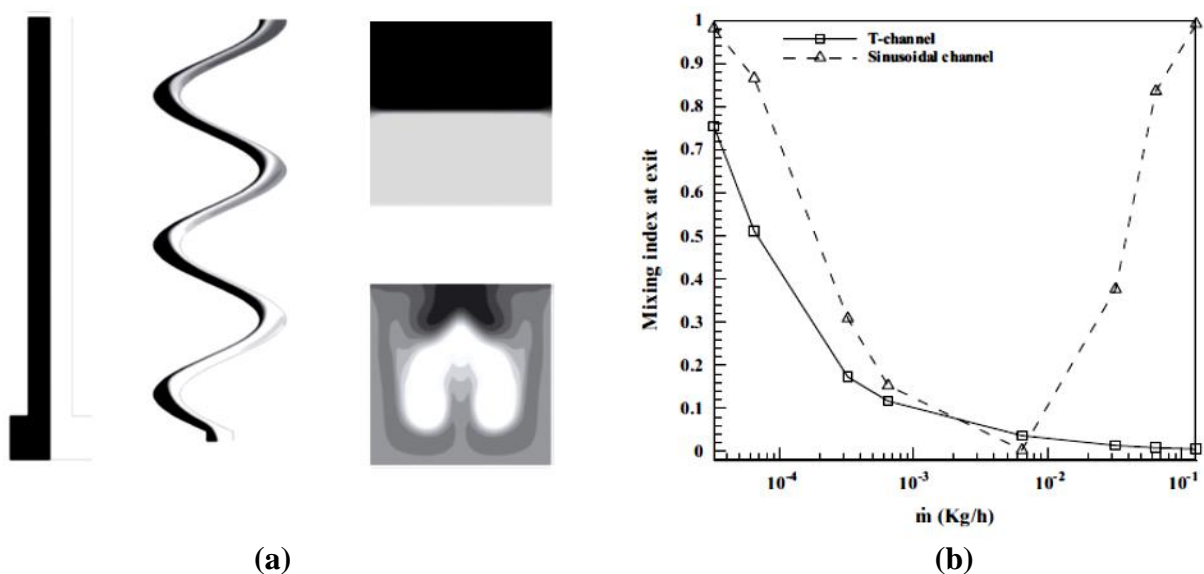


Figure I.38. Distribution de la fraction massique pour un fluide non-Newtonien dans un micromélangeur à jonction en T de canal droit et serpentin. (a) Plan méridien et à la sortie. (b) Evolution du degré de mélange en fonction du débit. (Afzal, et al., 2014).

(Tsai, et al., 2015) ont étudié le comportement de mélange de solutions d'eau désionisée (DI) et de solutions de carboxyméthylcellulose dans trois micromélangeurs de type courbé composés des unités répétées en forme de C. L'efficacité de mélange d'un micromélangeur ayant des unités répétitives semi-circulaires en forme de C avec un petit rayon de ligne médiane est meilleure que celle d'un micromélangeur ayant des unités répétitives de segment en forme de C avec un grand rayon de ligne médiane. Le mélange de fluide a été efficacement amélioré par les tourbillons induits par la courbure.

La viscosité apparente moyenne d'une solution de CMC à 500 ppm est inférieure à celle d'une solution de CMC à 100 ppm et le mélange de solution de CMC à 500 ppm est meilleur que la solution de CMC à 100 ppm.

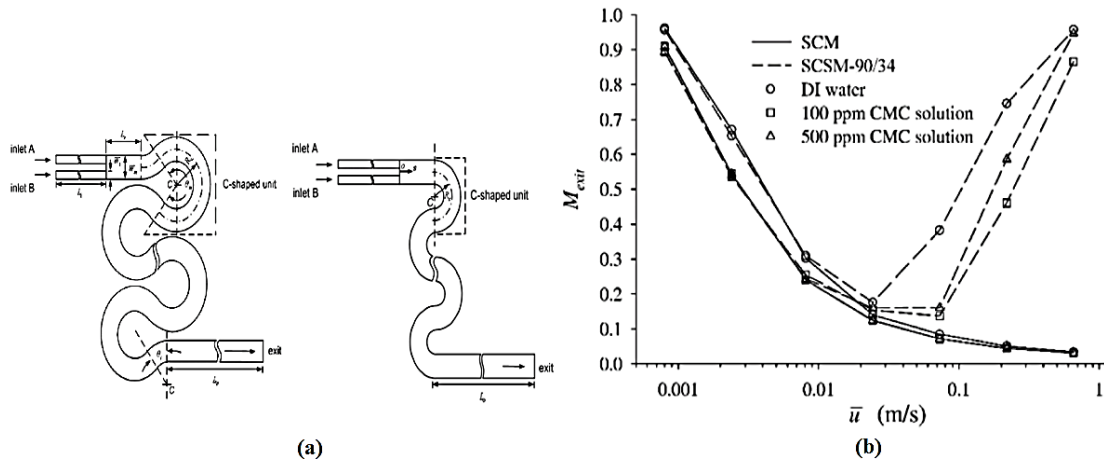


Figure I.39. Mélange des fluides rhéofluidifiants : (a) Géométrie des micromélangeur. (b) Résultats obtenus. (Tsai, et al., 2015).

Une investigation numérique a été menée par (Shamsoddini, et al., 2016) pour étudier les effets de l'indice de comportement et de la fréquence de l'agitateur sur le mélange de fluide non-Newtonien avec un micromélangeur actif ayant une barre oscillante comme agitateur. Ils ont considéré deux nombres de Reynolds (20 et 72), leurs résultats montrent que ce micromélangeur actif n'est pas utile pour les fluides rhéoépaississants. Cependant, le mélange est plus efficace et plus rapide pour les fluides rhéofluidifiants, de sorte que le degré de mélange augmente régulièrement avec l'augmentation de l'indice de comportement.

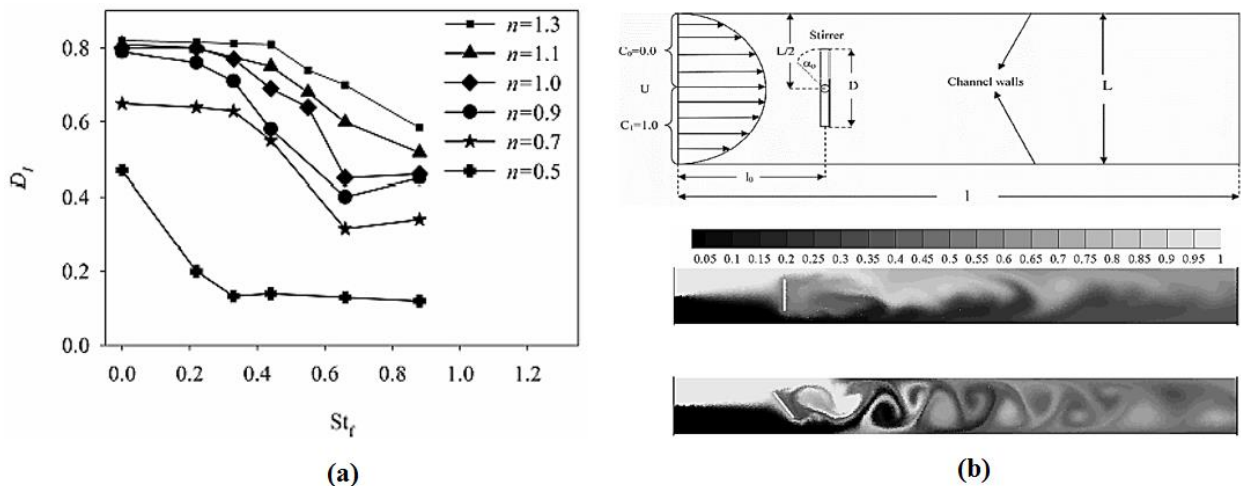


Figure I.40. Mélange actif des fluides non-Newtoniens : (a) Degré de mélange. (b) Schéma du micromélangeur avec la distribution de la fraction massique. (Shamsoddini et al. 2016).

(Islami, et al., 2016) ont réalisé une étude numérique sur le mélange de fluides rhéofluidifiants, en utilisant six modèles de micromélangeurs courbés, à de faibles nombres de Reynolds.

Ils ont constaté que la géométrie des micromélangeurs n'a pas d'impact significatif sur le mélange pour les fluides avec un indice de comportement proche de 1. À mesure que l'indice de comportement est réduit, cet effet est devenu important. Leurs résultats montrent également que l'intensité des écoulements secondaires augmente lorsque le nombre de Reynolds augmente, à l'inverse elle diminue quand le rayon de courbure augmente.

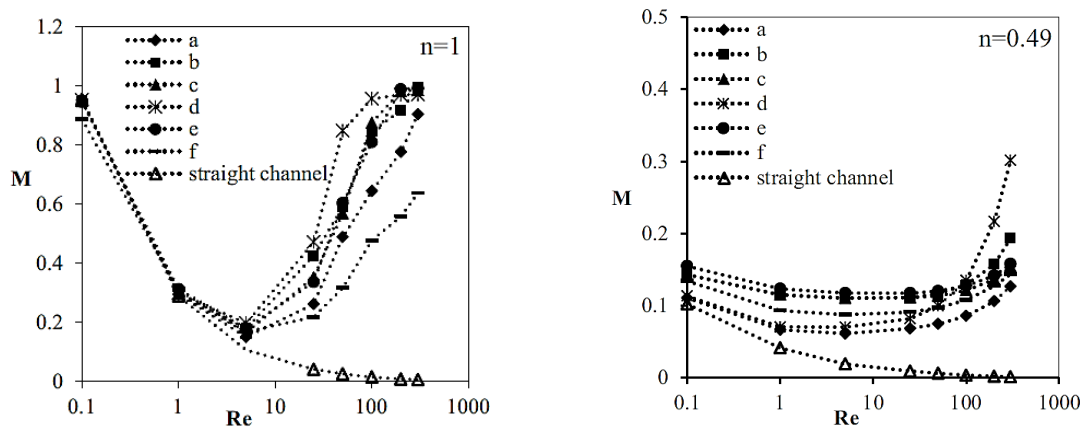


Figure I.41. Mélange des fluides rhéofluidifiants : degré de mélange en fonction de Re , pour ($n = 1$ et $n = 0,49$). (Islami et al., 2016).

(Islami, et al., 2017) ont étudié numériquement le mélange de fluides Newtoniens et non-Newtoniens dans un micromélangeur courbé muni de rainures placées sur la partie inférieure du canal. Ils ont montré que les rainures provoquent une advection chaotique et améliorent les performances de mélange mais n'ont pas d'effet significatif sur la perte de charge. De plus, les rainures avec un angle de 30° présentaient un meilleur degré de mélange pour toutes les valeurs de l'indice de comportement.

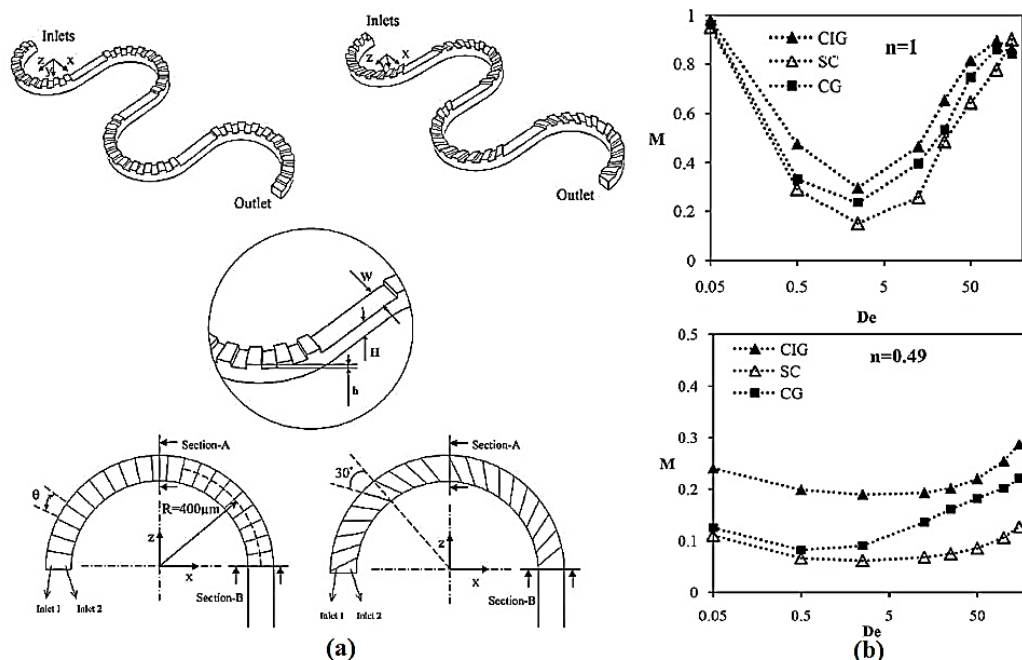


Figure I.42. Mélange des fluides non-Newtoniens : (a) Schéma du micromélangeur CIG. (b) Degré de mélange en fonction de De . (Islami et al., 2017).

(Kunti, et al., 2017) ont proposé un micromélangeur électrothermique à courant alternatif (ACET), qui rassemble les caractéristiques des micromélangeurs passifs et actifs en combinant des micro-rainures à motifs sur la paroi inférieure avec des paires d'électrodes. Une étude numérique 2D a été réalisée pour caractériser l'effet de la viscosité apparente des fluides non-Newtoniens ($n = 0,6-1,4$) sur l'efficacité du mélange et le débit. Leurs résultats montrent que la qualité du mélange et le débit dépendent fortement de la viscosité des fluides. Ils ont constaté que pour des paramètres spécifiques, un mélange plus uniforme et homogène est obtenu avec l'augmentation de l'indice de comportement des fluides. Ainsi, la combinaison électrothermique avec les éléments passifs dans ce dispositif microfluidique a une efficacité plus élevée dans le cas de fluides rhéoépaississants que pour les fluides Newtoniens et rhéofluidifiants.

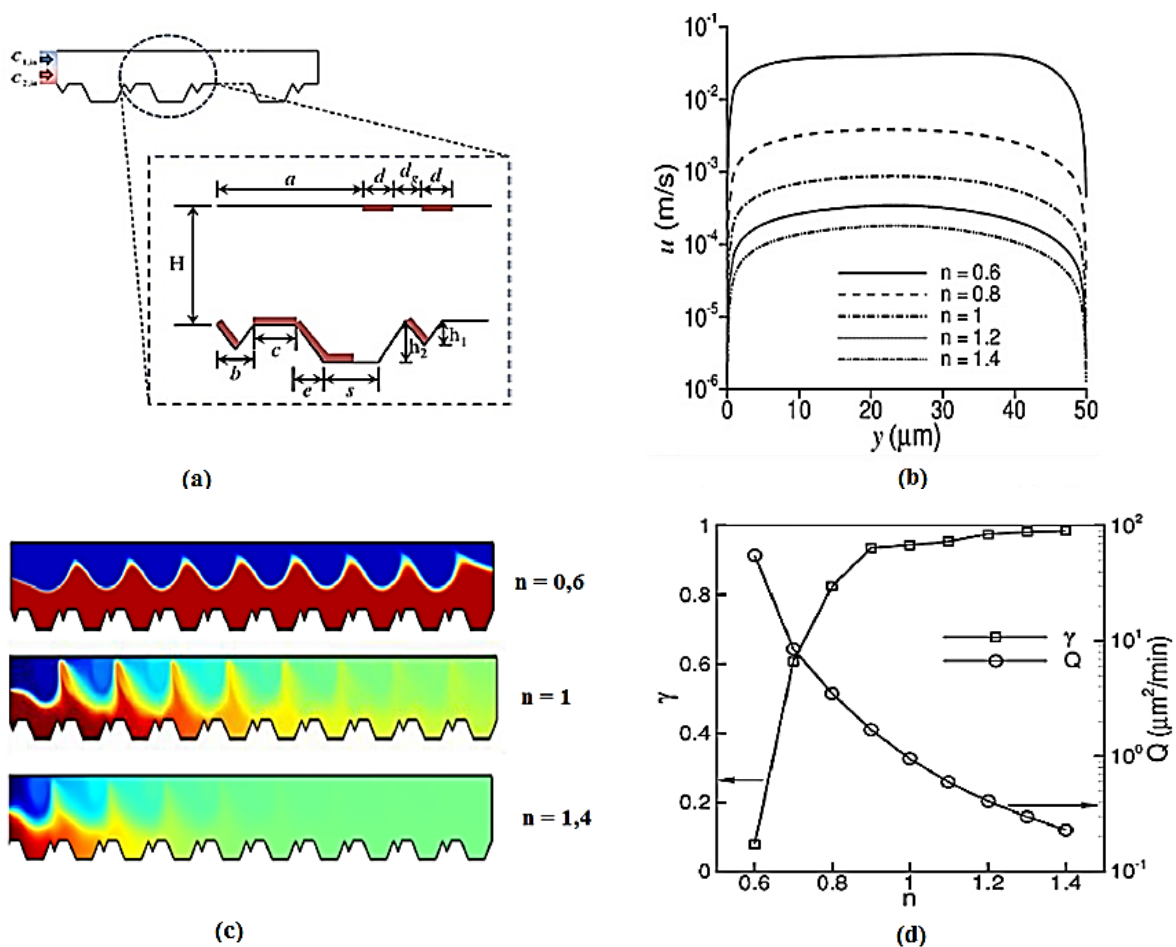


Figure I.43. Mélangement ACET des fluides non-Newtoniens :

(a) Géométrie du micromélangeur. (b) Profils de concentration à la sortie. (c) Distribution de la fraction massique. (d) Evolutions du degré de mélange et du débit volumique en fonction de n . (Kunti, et al., 2017).

Une étude numérique a été réalisée par (Bordbar, et al., 2017) pour évaluer les performances de mélange d'un micromélangeur planaire optimisé en utilisant divers indices de comportement allant de 0,6 à 1,4. Les simulations numériques ont été réalisées dans la plage $0,001 \leq Re \leq 10$.

Leurs résultats ont révélé que dans la plage considérée du nombre de Reynolds, les fluides rhéoépaississants présentent des performances élevées en régime de diffusion. Alors que, les fluides rhéofluidifiants présentent de meilleures performances pour des nombres de Reynolds faibles et élevés de la plage.

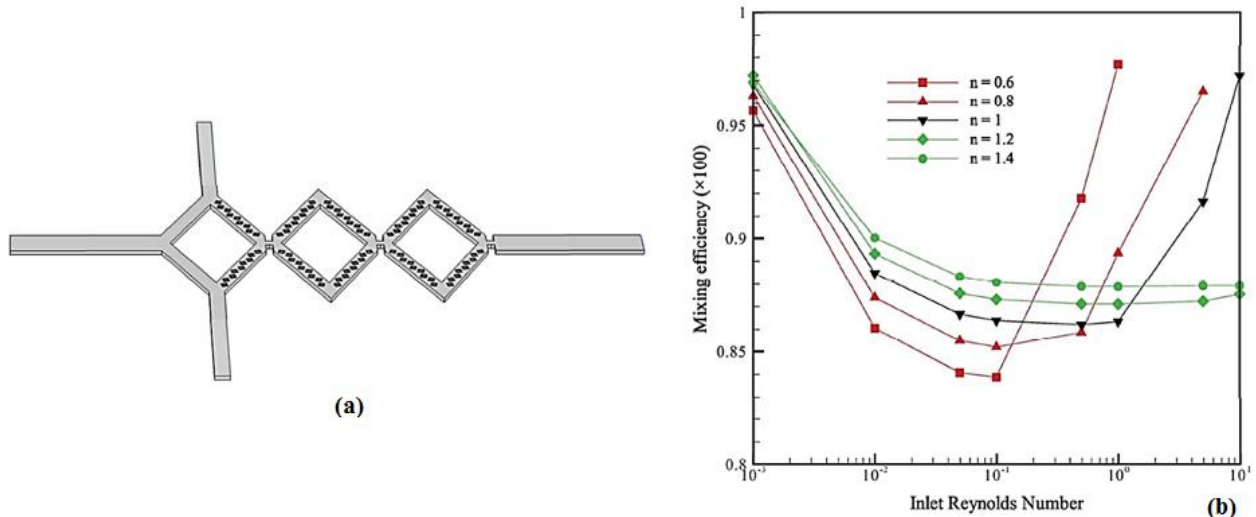


Figure I.44. Mélange des fluides non-Newtoniens : (a) Géométrie du micromélangeur. (b) Variations du degré de mélange. (Bordbar, et al., 2017).

Une investigation numérique a été menée par (Lobasov, et al., 2018) pour étudier les effets des comportements rhéologiques des fluides miscibles sur les structures d'écoulement et l'efficacité du mélange dans un micromélangeur en forme de T. Les simulations numériques ont été effectuées dans l'intervalle des nombres de Reynolds variant entre 1 et 250, pour trois valeurs de l'indice de comportement : 0,3, 0,5 et 0,8. Leurs résultats montrent que l'efficacité de mélange dans le régime d'écoulement symétrique diminue avec la diminution de l'indice de comportement, tandis que, dans le régime d'écoulement asymétrique, elle est presque indépendante du comportement rhéologique.

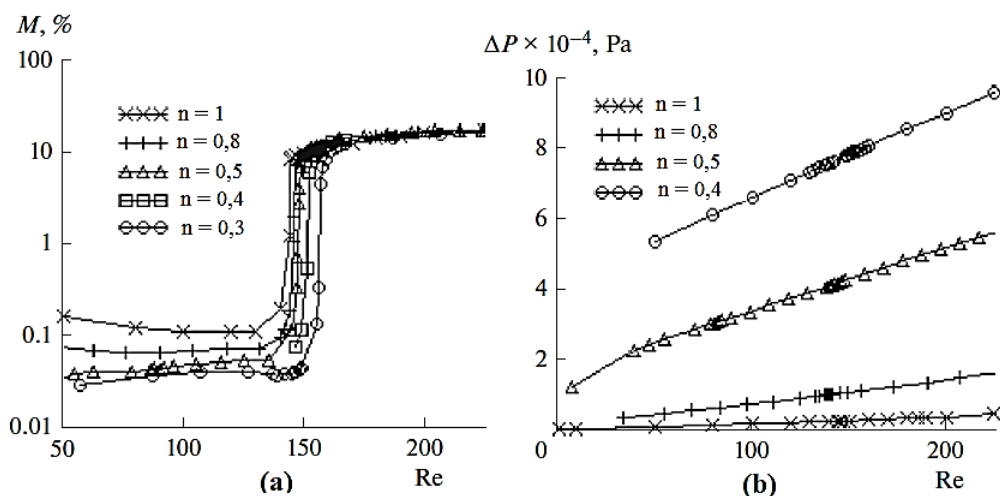


Figure I.45. Mélange des fluides non-Newtoniens : (a) Variations du degré de mélange avec le nombre de Reynolds. (b) Pertes de charge. (Lobasov, et al., 2018).

Récemment, (He, et al., 2019) ont étudié numériquement les performances de mélange de six micromélangeurs avec division et recombinaison (SAR) ayant des motifs en forme de E. Les fluides de travail sont de l'eau pour les fluides Newtoniens et les fluides rhéofluidifiants pour les fluides non-newtoniens. Leurs résultats montrent que le micromélangeur optimal nommé DBEM-3 a une excellente efficacité de mélange dépassant 95% dans la plage $Re = 0,5-100$, pour trois types de fluides ayant des valeurs d'indice de comportement de : 0,69 ; 0,80 et 1.

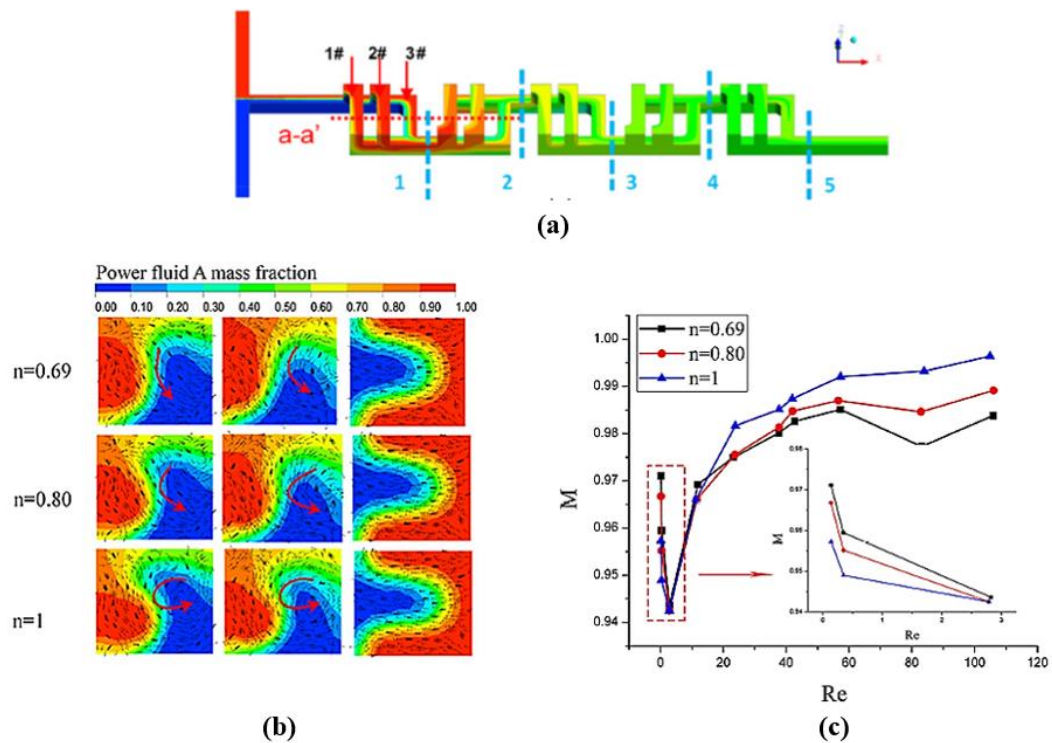


Figure I.46. Mélange des fluides non-Newtoniens :
 (a) Schéma du micromélangeur DBEM-3. (b) Fraction massique.
 (c) Degré de mélange en fonction de Re . (He, et al., 2019).

Dans une étude numérique, (Kouadri, et al., 2019) ont analysé l'efficacité de mélange du micromélangeur à deux couches de canaux croisés, dans le cas de fluides rhéofluidifiants, avec un indice de comportement allant de 0,73 à 1 et à des nombres de Reynolds allant de 0,1 à 50. Des performances de mélange élevées ont été obtenues avec un degré de mélange qui dépasse 96% pour tous les indices de comportement même à nombres de Reynolds.

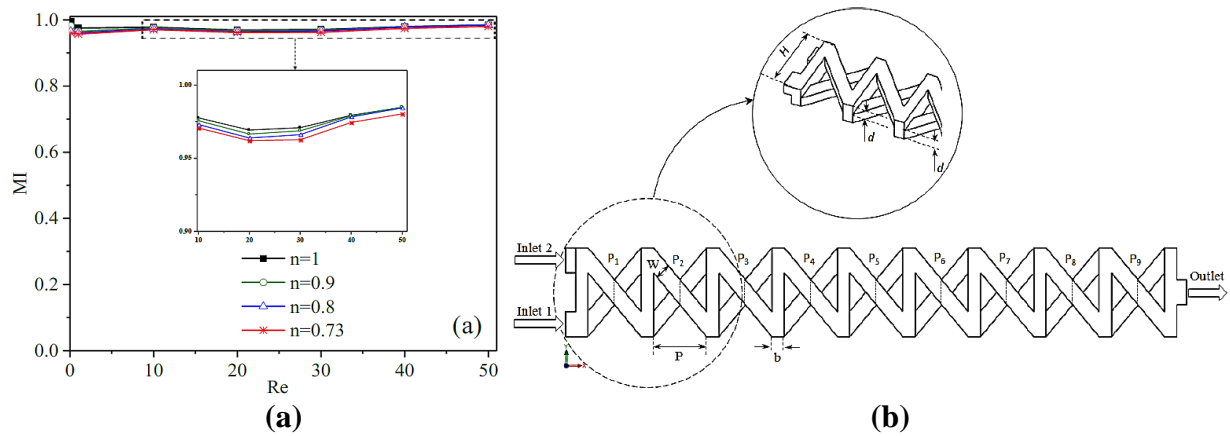


Figure I.47. Mélange des fluides non-Newtoniens : (a) Variation du degré de mélange à la sortie. (b) Géométrie du micromélangeur TLCCM. (Kouadri, et al., 2019).

I.6. Mélange thermique des fluides non-Newtoniens

Plusieurs chercheurs se sont intéressés à l'utilisation de l'advection chaotique pour l'amélioration du transfert de chaleur. Étant donné que la majorité des fluides impliqués dans les processus industriels ne sont pas Newtoniens, il est important de se concentrer sur l'étude du mélange thermique des fluides non-Newtoniens dans les micromélangeurs complexes.

(El Omari et al., 2010) ont étudié numériquement l'amélioration du mélange et du transfert de chaleur dans un mélangeur à deux tiges pour les fluides Newtoniens et non-Newtoniens (rhéofluidifiants, rhéoépaississants). Des écoulements chaotiques ont été obtenus en imposant une évolution temporelle des vitesses de rotation des parois. Ils ont confirmé que le mélange chaotique convient aux fluides rhéoépaississants pour lesquels on observe une nette amélioration du mélange thermique (mélange homogène).

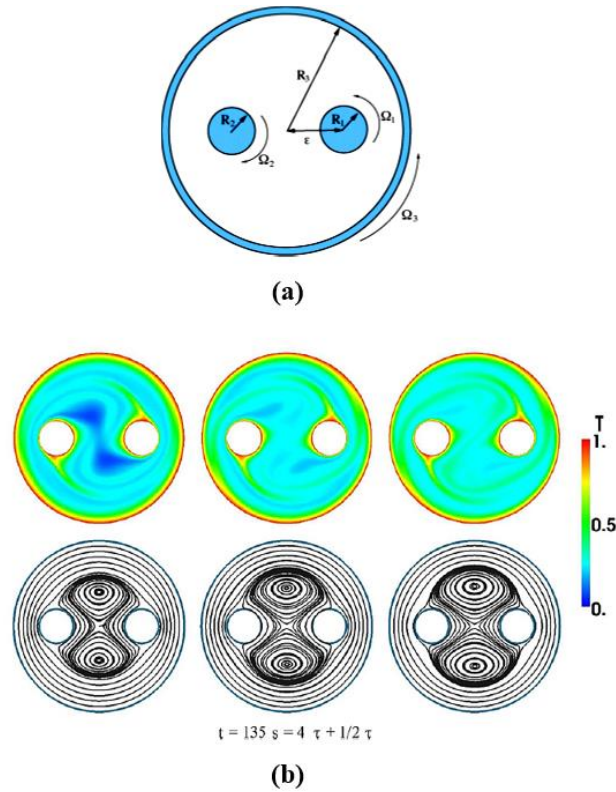


Figure I.48. (a) Géométrie du mélangeur à deux tiges. (b) Contours de température aux instants $t = 120 \text{ s}$. (El Omari et al., 2010).

Récemment (Naas, et al., 2020) ont étudié numériquement, le mélange thermique de fluides Newtoniens et non-Newtoniens dans les micromélangeurs : TLCCM, C et Serpentine 2D, pour une large gamme de nombres de Reynolds généralisés allant de 0,1 à 50 et des valeurs d'indice de comportement comprises entre 0,73 et 1. Ils ont examiné la qualité du mélange thermique dans les géométries considérées où les deux fluides sont injectés à 303 K et 333 K. Leurs résultats montrent que le micromélangeur TLCCM donne des performances de mélange thermique élevées en termes d'homogénéisation de la température.

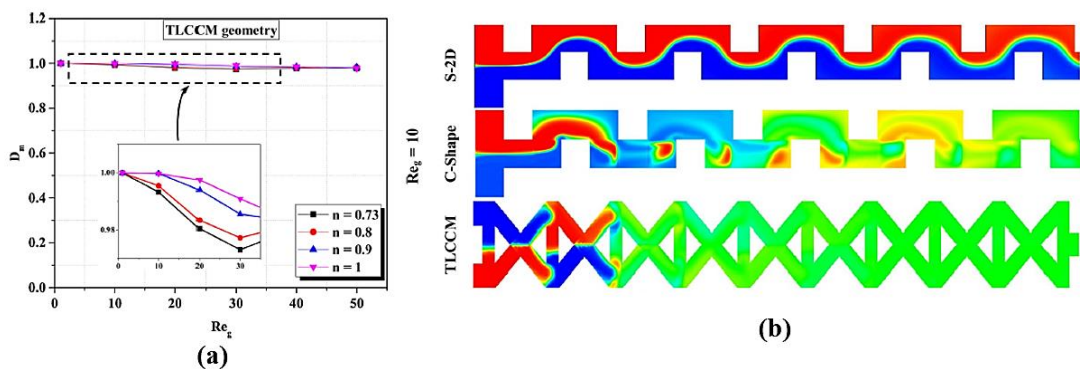


Figure I.49. Mélange thermique des fluides non-Newtoniens : (a) Variation du degré de mélange thermique à la sortie. (b) Géométries des micromélangeurs utilisés. (Naas, et al., 2020).

I.7. Conclusion

Le nombre élevé des travaux recensés ci-dessus montre l'importance des micromélangeurs dans les applications industrielles. Bien que des progrès significatifs aient été réalisés dans la technologie du micromélangeur ces dernières années, il semble probable que le micromélange continuera à prospérer en tant que domaine de recherche actif pendant des années à venir.

La présente revue bibliographique a illustré plusieurs travaux de recherche analytiques, numériques et expérimentaux dans le mélange des fluides Newtoniens et non-Newtonien dans des micromélangeurs planaires simples et 3D complexes. La plupart des études expérimentales et numériques concernent le mélange hydrodynamique et thermique en exploitant le mécanisme d'advection chaotique, ainsi que l'effet du comportement rhéologique des fluides. Une attention particulière est prise sur l'effet pariétal de la géométrie des micromélangeurs sur l'amélioration du mélange.

Le micromélangeur à deux couches de canaux croisé présente d'excellentes performances hydrodynamique et thermique en termes de mélange dans le cas des fluides Newtoniens et non-Newtoniens notamment à faible nombre de Reynolds.

CHAPITRE II :

*Formulation mathématique et
modélisation numérique*

CHAPITRE II

Formulation mathématique et modélisation numérique

II.1. Introduction

Les micromélangeurs à deux couches de canaux croisés sont largement utilisés dans différentes applications industrielles. Le mélange en régime laminaire et à faible nombre de Reynolds a une importance majeure dans certains processus. L'exploitation du phénomène physique de l'advection chaotique pour l'amélioration du mélange est une technique bien établie, par conséquent, les écoulements secondaires résultants de cette technique sont très intenses et agissent au niveau microscopique sur l'homogénéisation du mélange.

Dans ce chapitre, on présente en premier le modèle géométrique du micromélangeur conçu et utilisé dans cette thèse avec ses dimensions détaillées, ainsi que les micromélangeurs utilisés pour l'étude comparative. Les grandeurs physiques employées pour caractériser le mélange hydrodynamique et thermique et le coût énergétique de mélange (MEC) sont aussi définies.

La formulation mathématique des équations gouvernantes avec les conditions aux limites associées sont présentées, le modèle de transport des espèces adopté pour caractériser le mélange est aussi décrit. Plusieurs expressions du nombre de Reynolds généralisé correspondant à la loi de comportement des fluides non-Newtoniens sont citées. Ensuite, le choix de la méthode de discrétisation est défini et argumenté. Une étude de la sensibilité du maillage a été effectuée qui nous a permis de générer le maillage approprié pour les différents micromélangeurs.

II.2. Présentation des géométries utilisées dans l'étude

Dans cette partie, on présente les géométries des micromélangeurs utilisés dans l'étude paramétrique et celles des micromélangeurs proposées pour l'étude comparative.

II.2.1. Géométries des micromélangeurs conçues pour l'optimisation

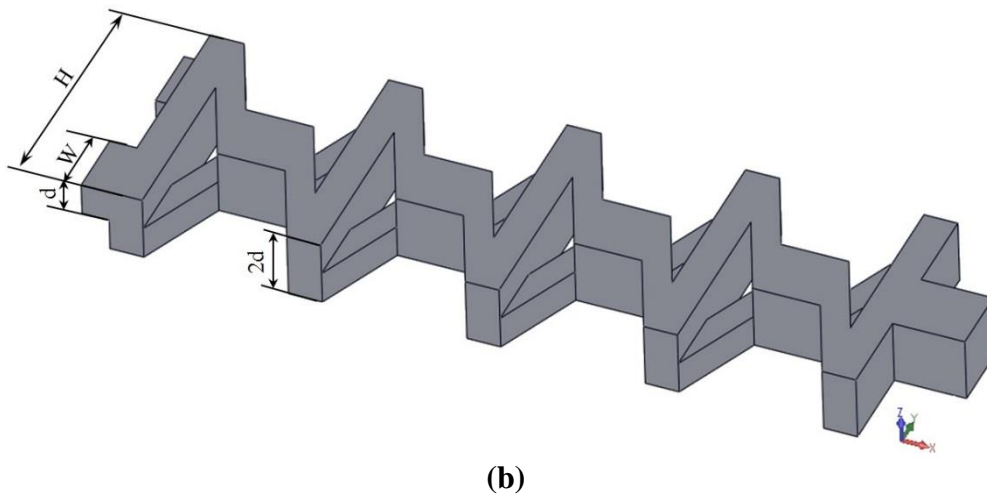
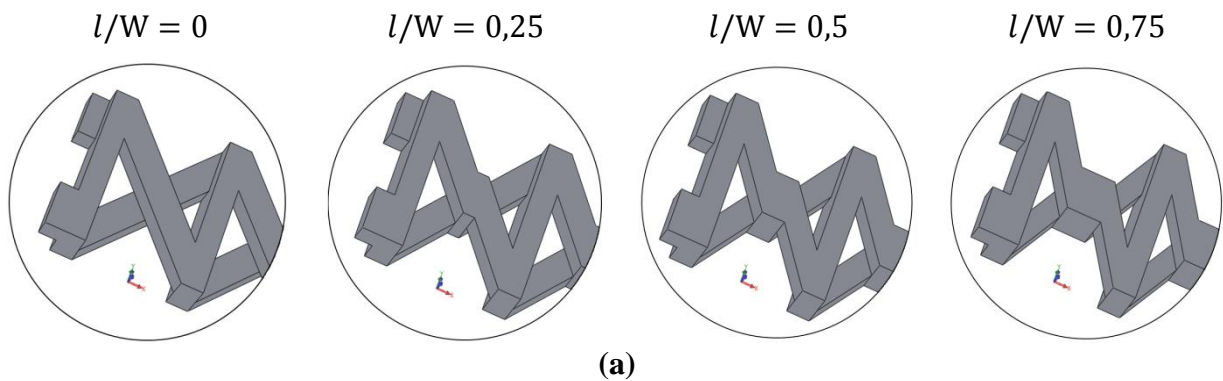
Le modèle géométrique de base est celui de (Hossain, et al., 2017). Notre idée est d'exploiter l'allongement de la zone de croisement qui est défini par un rapport d'aspect (l/W), où $l/W = 0$ représente le cas de référence (Hossain, et al., 2017). Notre géométrie est composée de deux couches de canaux superposées, avec deux entrées décalées, l'entrée 1 est liée à la couche supérieure tandis que l'entrée 2 est liée à la couche inférieure.

La figure II.1 illustre une description détaillée de la géométrie du micromélangeur étudiée. La figure II.1 (a) représente le modèle d'allongement du croisement de la première unité de mélange pour les quatre rapports d'aspect considérés dans cette étude : 0,25, 0,5, 0,75 et 1. Alors que la figure II.1 (b) montre une vue en perspective 3D du micromélangeur qui correspond au cas $l/W=1$ comme exemple.

Une vue de dessus de la géométrie est représentée en 2D qui montre les deux entrées et la sortie ainsi que les quatre croisements avec les plans transversaux : entrée, centre et sortie du croisement. Les différentes dimensions de notre géométrie sont illustrées dans la figure II.1 (b) et (c), tel que : la largeur W , la hauteur d'une couche d , la largeur du micromélangeur H , la longueur du canal vertical b , le pas S et la longueur de chaque unité de mélange ($b + S$), sont respectivement : 300 μm , 150 μm , 1070 μm , 150 μm , 640 μm , 790 μm . Les dimensions de section des entrées et de la sortie sont respectivement de 150 \times 300 μm et 300 \times 300 μm , et la longueur totale du micromélangeur à quatre unités de mélange est 3750 μm .

Le diamètre hydraulique est défini par :

$$D_h = \frac{2d \cdot W}{d + W} \quad (\text{II.1})$$



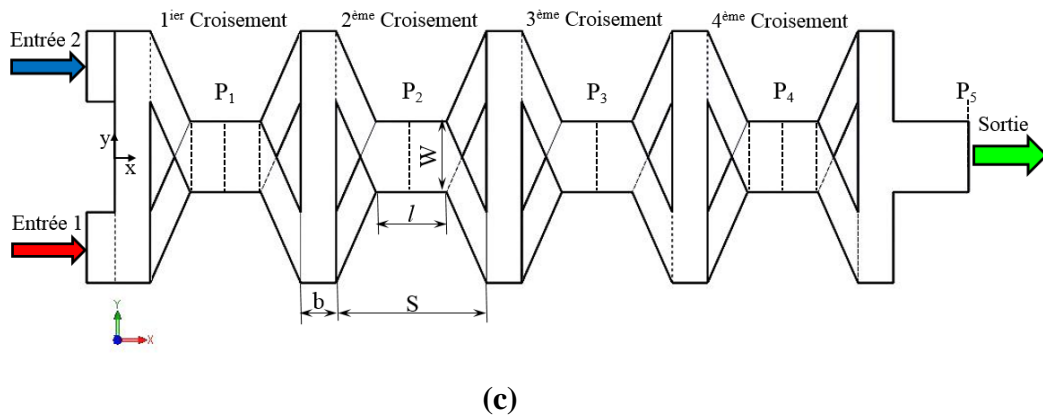


Figure II.1. Le modèle géométrique du micromélangeur :

- (a) Différents rapports d'aspect. (b) Vue en perspective du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$).
- (c) Vue en dessus du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$).

II.2.2. Géométries des micromélangeurs conçues pour la comparaison

Pour montrer l'efficacité du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$), par rapport à ceux proposés dans des travaux d'autres chercheurs, toutes les géométries des micromélangeurs sont conçues avec le même diamètre hydraulique ($200 \mu\text{m}$) avec une longueur équivalente égale à ($3750 \mu\text{m}$). La figure II.2 illustre les configurations géométriques tridimensionnelles de tous les micromélangeurs proposés, ainsi que leurs dimensions détaillées. Figues. II.2 (a), (b), (c) et (d) montrent respectivement des vues en perspective 3D des micromélangeurs proposés : TLCCM avec $l/W = 1$, L, OH et OX.

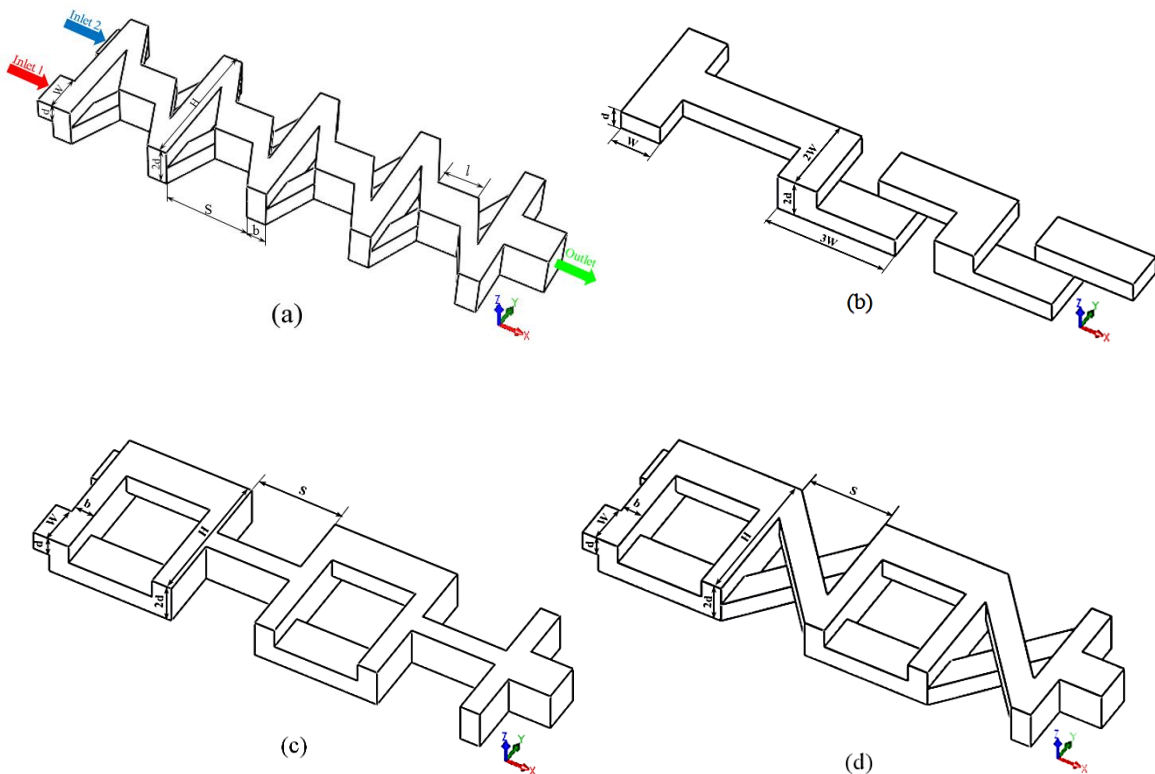


Figure II.2. Géométries des micromélangeurs proposés : (a) TLCCM ($l/W = 1$). (b) L. (c) OH. (d) OX.

II.3. Grandeurs physiques employées pour la caractérisation des micromélangeurs

Afin de quantifier les performances hydrodynamiques et thermiques de mélange des micromélangeurs proposés dans cette étude, le degré de mélange (D_m), le degré de mélange thermique (D_{mt}), le coefficient de frottement (C_f), la fonction de densité de probabilité (PDF %) et le cout énergétique de mélange (MEC) sont définis et présentés dans ce qui suit.

II.3.1. Caractérisation de l'efficacité du mélange hydrodynamique

Pour analyser l'efficacité de mélange des différents micromélangeurs étudiés, il est nécessaire de quantifier la qualité du mélange. Le degré de mélange est donné par l'équation II.2, basé sur la déviation standard de la concentration moyenne dans une section transversale.

Le degré de mélange D_m dans chaque section transversale du micromélangeur est calculé comme suit :

$$D_m = 1 - \frac{\sigma}{\sigma_0} \quad (\text{II. 2})$$

Où σ représente la déviation standard de la concentration moyenne de mélange dans une section transversale, qui est calculé à l'aide de la fonction intégrée du logiciel de post-traitement du code CFD :

$$\sigma^2 = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (C_i - \bar{C})^2 \quad (\text{II. 3})$$

La valeur de la déviation standard a été considérée comme maximale pour les fluides non mélangés et minimale pour les fluides complètement mélangés. N désigne le nombre total de cellules dans une section transversale et \bar{C} est la concentration moyenne.

On considère que le mélange se produit lorsque les fractions massiques des deux fluides sont égales (c'est-à-dire que les deux atteignent la valeur de 0,5).

La déviation standard maximale σ_0 sur la plage de données est calculé par :

$$\sigma_0^2 = \bar{C}(1 - \bar{C}) \quad (\text{II. 4})$$

Le degré de mélange $D_m = 1$ indique un état parfaitement mélangé ($\sigma = 0$), et $D_m = 0$ indique un état complètement non mélangé ($\sigma = \sigma_0$). Une valeur de D_m plus élevée indique une concentration plus homogène et des meilleures performances de mélange obtenues.

II.3.2. Caractérisation de l'efficacité du mélange thermique

Nous utilisons le degré de mélange thermique (D_{mt}) et la fonction de densité de probabilité (PDF%) pour évaluer les performances de mélange thermique et l'homogénéité du mélange obtenu dans les différents micromélangeurs.

II.3.2.1. Degré de mélange thermique

Le degré de mélange thermique (D_{mt}) de deux fluides (chaud et froid), est un paramètre approprié pour quantifier le mélange thermique, qui est défini par l'expression suivante :

$$D_{mt} = 1 - \frac{\sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (T_i - \bar{T})^2}}{\sigma_0} \quad (\text{II. 5})$$

Où N est le nombre de cellules dans une section transversale, T_i est la température au nœud i , \bar{T} est la température moyenne de la section transversale, et σ_0 est la déviation standard maximale à la section d'entrée. Les valeurs de D_{mt} varient entre zéro (pas de mélange thermique) et 1 (pour le mélange thermique complet).

II.3.2.2. Fonction de densité de probabilité PDF

La fonction de densité de probabilité PDF (%) est la probabilité (en %) que la température scalaire T soit présente entre deux valeurs ; le PDF (T) dans un intervalle $[T_a, T_b]$ à la sortie est égal au nombre de nœuds dans lesquels les valeurs de T sont incluses dans $[T_a, T_b]$ divisé par le nombre total de nœuds sur la section de sortie.

II.3.3. Caractérisation des pertes de charge

Le coefficient de frottement est un autre paramètre important pour caractériser l'écoulement dans les micromélangeurs qui représente les pertes de pression et donc la puissance de pompage nécessaire pour déplacer les fluides. Pour évaluer ses valeurs, la différence de pression entre les deux entrées et la sortie du micromélangeur est calculée et introduite dans l'expression suivante :

$$C_f = \frac{\Delta P}{\frac{1}{2} \rho U_m^2} \frac{D_h}{L} \quad (\text{II. 6})$$

Où ΔP est la différence de pression entre les sections d'entrée et de sortie du micromélangeur, tandis que D_h est le diamètre hydraulique et U_m est la vitesse moyenne d'écoulement.

II.3.4. Caractérisation des coûts énergétiques de mélange

Pour choisir la meilleure géométrie du micromélangeur, un autre paramètre est introduit qui combine les deux grandeurs (efficacité de mélange et puissance de pompage) afin d'évaluer la performance d'un micromélangeur en termes d'un rapport basé sur la puissance de pompage nécessaire pour véhiculer les fluides et le degré de mélange du micromélangeur (Mondal, et al., 2019). Par conséquent, un faible coût énergétique de mélange, traduit une faible puissance de pompage avec des performances de mélange élevées (Gidde, et al., 2020).

Le coût énergétique de mélange est défini par (Javaid, et al., 2018) :

$$MEC = \frac{\text{Puissance de pompage}}{\text{Degré de mélange}} = \frac{Q \times \Delta P}{D_m} \quad (\text{II. 7})$$

Avec Q représente le débit des fluides (m^3/s).

II.4. Modélisation mathématique et approches numériques

Dans cette partie, les équations gouvernantes avec leurs conditions aux limites associées, l'expression du nombre de Reynolds généralisé sont présentés. La description du modèle rhéologique, du modèle de transport des espèces et de la caractérisation de l'efficacité du mélange sont également présentées.

II.4.1. Formulation mathématique

Les équations qui régissent le phénomène physique étudié sont exprimés par la conservation de la masse (Eq II.8 et II.9), la quantité de mouvement (Eq II.10, II.11, II.12, et II.13) et l'énergie (Eq II.14 et II.15). En régime permanent et incompressible et dans un système de coordonnées cartésiennes ces équations sont données par :

$$\nabla \cdot \vec{V} = 0 \quad (\text{II. 8})$$

Ce qui peut être développée comme suit :

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0 \quad (\text{II. 9})$$

$$\rho(\vec{V} \cdot \nabla)\vec{V} = -\nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau} \quad (\text{II. 10})$$

Sa notation développée s'exprime par :

$$\left(u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z}\right) = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} + \frac{1}{\rho} \left[\frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{xy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{xz}}{\partial z} \right] \quad (\text{II. 11})$$

$$\left(u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} + w \frac{\partial v}{\partial z}\right) = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial y} + \frac{1}{\rho} \left[\frac{\partial \tau_{yx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{yy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial z} \right] \quad (\text{II. 12})$$

$$\left(u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z}\right) = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial z} + \frac{1}{\rho} \left[\frac{\partial \tau_{zx}}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{zy}}{\partial y} + \frac{\partial \tau_{zz}}{\partial z} \right] \quad (\text{II. 13})$$

$$\rho c \vec{V} \cdot \nabla T = \lambda \nabla^2 T \quad (\text{II. 14})$$

La notation développée de l'équation de l'énergie s'écrit comme suit :

$$\left(u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} + w \frac{\partial T}{\partial z}\right) = \frac{1}{\rho c} \left[\frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\lambda \frac{\partial T}{\partial z} \right) \right] \quad (\text{II. 15})$$

Dans les notations compactes, les grandeurs V , ρ , P et $\bar{\tau}$ représentent respectivement, la vitesse du fluide, la densité du fluide, la pression statique, et le tenseur de contrainte de cisaillement.

Et dans l'équation de l'énergie (Eq II.14) : les grandeurs c , λ , et T représentent respectivement, la capacité calorifique, la conductivité thermique et la température des fluides.

Pour les équations (II.11), (II.12), et (II.13), τ_{ij} représente le tenseur des contraintes visqueuses, et pour un fluide rhéofluidifiant et selon le modèle de la loi de puissance ce tenseur s'écrit sous la forme :

$$\tau_{ij} = \mu_{app} \varepsilon_{ij} \quad (\text{II. 16})$$

Où μ_{app} et ε_{ij} représentent respectivement la viscosité apparente et le tenseur du taux de déformation. Ce dernier s'exprime par :

$$\varepsilon_{ij} = \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \quad (II.17)$$

La viscosité apparente est donnée par :

$$\mu_{app} = m\dot{\gamma}^{n-1} \quad (II.18)$$

Où $\dot{\gamma}$ est le taux de cisaillement qui est donné par :

$$\dot{\gamma} = \sqrt{\frac{(\varepsilon_{ij} : \varepsilon_{ij})}{2}} = \sqrt{\frac{I_2}{2}} \quad (II.19)$$

Avec I_2 est le deuxième invariant du tenseur du taux de déformation.

Et la viscosité apparente μ_{app} peut être liée au ce deuxième invariant par la relation suivante :

$$\mu_{app} = m \left(\frac{I_2}{2} \right)^{\frac{n-1}{2}} \quad (II.20)$$

Avec :

$$\frac{I_2}{2} = 2 \left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial w}{\partial z} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)^2 \quad (II.21)$$

II.4.2. Comportement rhéologique des fluides

Pour la description du comportement rhéologique d'un fluide non-Newtonien, la viscosité du fluide peut être représentée à partir de différents modèles.

Tableau II.1. Modèles rhéologiques des fluides non-Newtoniens

Comportement rhéologique	Nom du modèle	Modèle
Pseudo-plastique ou dilatant	Loi de puissance (Ostwald)	$\mu = m \dot{\gamma} ^{n-1}$
Pseudo-plastique ou dilatant	Ellis	$\mu = \frac{\mu_0}{1 + \left \frac{\sigma}{\sigma_{1/2}} \right ^{\alpha-1}}$
Pseudo-plastique	Carreau	$\mu = \frac{\mu_0}{[1 + (\lambda\dot{\gamma})^2]^{\frac{1-n}{2}}}$
Pseudo-plastique	Cross-Williamson	$\mu = \frac{\mu_0}{1 + \lambda\dot{\gamma} ^{1-n}}$
Pseudo-plastique	Carreau à 4 paramètres	$\frac{\eta - \eta_\infty}{\eta_0 - \eta_\infty} = \frac{1}{[1 + (\lambda\dot{\gamma})^2]^{\frac{1-n}{2}}}$
Pseudo-plastique	Carreau-Yasuda	$\frac{\eta - \eta_\infty}{\eta_0 - \eta_\infty} = \frac{1}{[1 + (\lambda\dot{\gamma})^\alpha]^{\frac{1-n}{\alpha}}}$
Fluide à seuil	Bingham	$\begin{cases} \sigma = -\eta_0\dot{\gamma} \pm \sigma_0 & si \sigma > \sigma_0 \\ \dot{\gamma} = 0 & si \sigma \leq \sigma_0 \end{cases}$
Fluide à seuil	Herschel-Bulkley	$\begin{cases} \eta = \frac{\sigma_0}{ \dot{\gamma} } + m \dot{\gamma} ^{n-1} & si \sigma > \sigma_0 \\ \dot{\gamma} = 0 & si \sigma \leq \sigma_0 \end{cases}$

Le comportement rhéologique de chaque fluide va permettre la sélection du modèle approprié. Les principaux modèles et le type de comportement qu'ils peuvent modéliser sont présentés dans le tableau précédent (tableau II.1).

Certains paramètres des modèles précédents ont une signification physique. Le paramètre n est l'indice de loi de puissance (ou de comportement) et m le coefficient de consistance du fluide.

Selon la valeur de n , on distingue trois cas :

- $n < 1$, le fluide est rhéofluidifiant (pseudoplastique),
- $n = 1$, le fluide est Newtonien,
- $n > 1$, le fluide est rhéoépaississant (dilatant).

Pour décrire la viscosité des fluides rhéofluidifiants ($n < 1$), le modèle de la loi de puissance (ou Ostwald De-Waele) s'avère plus adéquat pour modéliser le comportement rhéologique des solutions CMC dans une plage limitée du taux de cisaillement. Il est fréquemment employé dans différents travaux de recherche en raison de sa simplicité.

$$\tau = m\dot{\gamma}^n \quad (\text{II. 22})$$

La relation qui relie la contrainte de cisaillement τ et le taux de déformation $\dot{\gamma}$ des fluides dont le comportement se traduit par la loi de puissance est représentée sur la figure II.3.

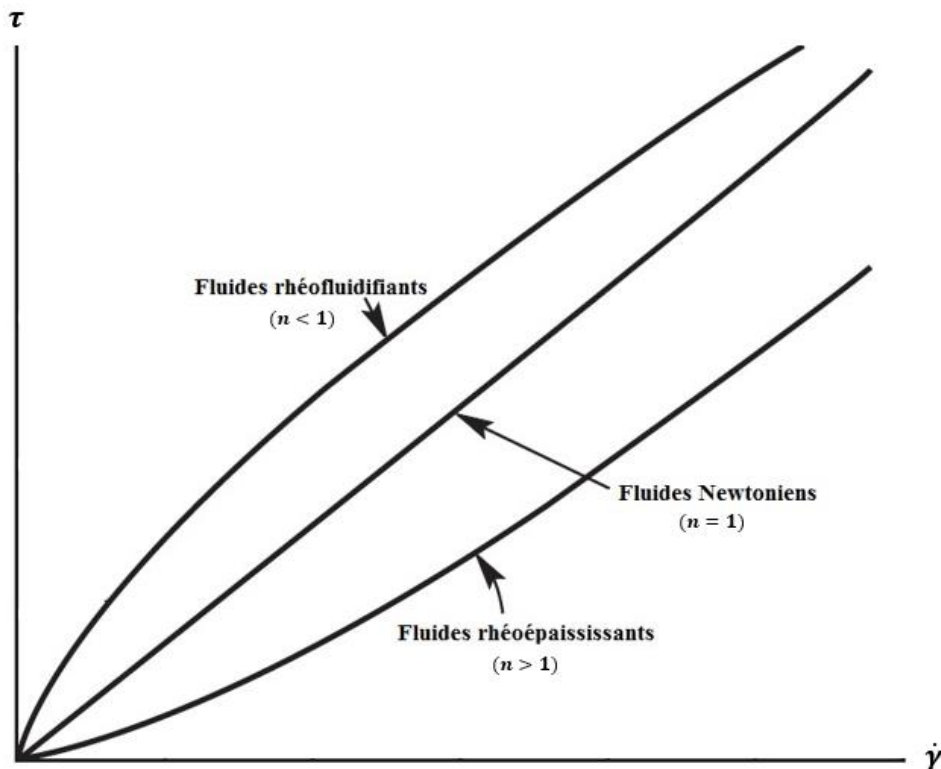


Figure II.3. Comportement rhéologique des fluides selon la loi de puissance.

II.4.2.1. Rhéofluidifiant

Certains fluides sont de type rhéofluidifiants (pseudo-plastiques). Ces fluides se caractérisent par une viscosité qui diminue lorsque le taux de cisaillement augmente. Cette diminution de viscosité est due à une réorganisation des molécules qui facilite son écoulement, à titre d'exemple on distingue : les solutions de polymères à faible concentration, les émulsions et les gels...etc.

II.4.2.2. Rhéoépaississant

Les fluides rhéoépaississant (dilatant) se caractérisent par une augmentation de la viscosité avec une augmentation du taux de déformation. Ce comportement est souvent observé avec des solutions chargées en particules. Lorsque les particules subissent une contrainte, elles s'entassent et la résistance à l'écoulement croît. Ce comportement peut parfois être soudain, ce qui entraîne la rupture de l'arbre d'agitation et peut provoquer le dommage aux équipements.

II.4.2.3. Fluide à seuil

Les fluides à seuil ne s'écoulent pas tant que la contrainte appliquée ne dépasse pas la contrainte seuil du fluide. C'est notamment le cas du ketchup. Cette apparence solide est due à une organisation moléculaire qui s'installe lorsque le fluide est au repos. Ces fluides peuvent également être rhéofluidifiants.

La courbe de variation de la viscosité apparente comporte trois domaines comme le montre la figure II.4. La loi de puissance est parfaitement valable dans le domaine pseudoplastique pour lequel la viscosité diminue lorsque le taux de déformation augmente.

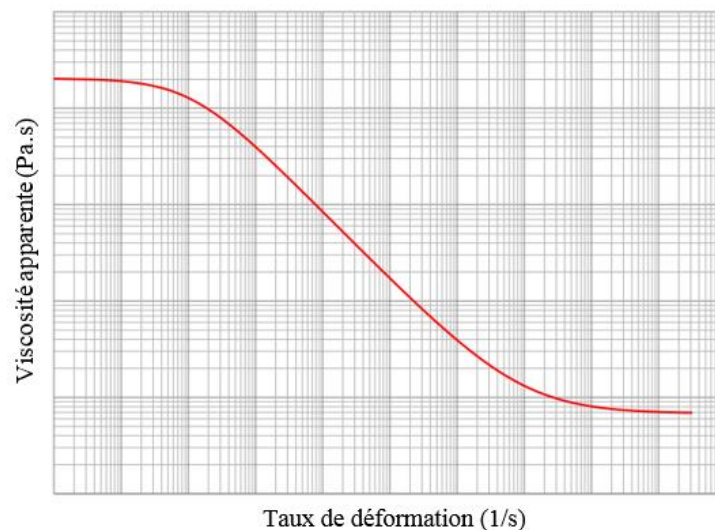


Figure II.4. Courbe générale de la viscosité.

II.4.3. Modèle de transport des espèces

Le code utilisé dans nos simulations numériques ANSYS Fluent offre différents modèles pour la caractérisation du mélange. Le modèle de transport d'espèces est largement utilisé dans le cas du mélange de fluides miscibles en tenant compte du coefficient de diffusion massique.

Ce code CFD permet de modéliser le mélange et le transport d'espèces fluides en résolvant les équations de conservation des termes de convection et de diffusion pour chaque espèce. Il est évident que la somme des fractions massiques de toutes les espèces " i " est égale à 1.

L'équation de conservation des espèces fluides est exprimée sous la forme générale suivante :

$$\nabla \cdot (\rho V C_i) = -\nabla \cdot J_i \quad (\text{II. 23})$$

Avec J_i définit le flux de diffusion massique des espèces fluides. Ce flux est lié aux gradients de concentration, et aux gradients de pression qui produit le mouvement diffusif dans le mélange. Pour modéliser la diffusion massique due aux gradients de concentration, le code CFD emploie l'approximation diluée (loi de Fick).

Le flux de diffusion massique s'écrit sous la forme :

$$J_i = -D_i \nabla (\rho C_i) \quad (\text{II. 24})$$

Où D_i représente le coefficient de diffusion massique de l'espèce " i " dans le mélange.

L'équation de transport des espèces pour un fluide de propriétés physiques constantes s'écrit donc :

$$(V \cdot \nabla) C_i = D_i \nabla^2 C_i \quad (\text{II. 25})$$

Cette équation s'écrit dans les coordonnées cartésiennes sous la notation développée suivante :

$$u \frac{\partial C_i}{\partial x} + v \frac{\partial C_i}{\partial y} + w \frac{\partial C_i}{\partial z} = D_i \left(\frac{\partial^2 C_i}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_i}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_i}{\partial z^2} \right) \quad (\text{II. 26})$$

Le coefficient de diffusion D_i est égale à 1×10^{-11} m²/s dans le cas des fluides Newtoniens (Xia, et al., 2005), et $3,6 \times 10^{-10}$ m²/s dans le cas des fluides non-Newtoniens (Das, et al., 2009).

II.4.4. Caractéristiques des fluides utilisés

Pour la simulation des écoulements de fluides non-Newtoniens, le fluide utilisé est la solution CMC. Les propriétés rhéologiques des solutions CMC comme : le coefficient de consistance et l'indice de comportement sont indiqués dans le tableau II.2.

Tableau II.2. Propriétés rhéologiques des fluides (Fellouah, et al., 2010), (Pinho et al., 1990).

CMC (%)	n (-)	m (Pa.s ⁿ)
0	1	0,000902
0,1	0,93	0,0066
0,2	0,85	0,0252
0,25	0,75	0,097
0,7	0,49	2,75

Les propriétés des fluides tels que la conductivité thermique, la densité, et la capacité calorifique sont indiquées dans le tableau II.3.

Tableau II.3. Propriétés des fluides (Srisamran, et al., 2006), (Li, et al., 2016).

λ (W/m.K)	ρ (kg/m ³)	c (J/Kg.K)
0,6069	1000	4 181,7

II.4.5. Expression du nombre de Reynolds généralisé

Le mélange des fluides se caractérise par plusieurs paramètres et à l'aide de divers outils. Parmi cela, l'hydrodynamique générée par l'interaction des fluides avec les parois des canaux, le degré d'homogénéité et le coût énergétique de mélange. Préalablement à tout cela, il est impératif de définir la nature de l'écoulement, car celle-ci définit les phénomènes dominants. Dans notre étude on s'intéresse uniquement au régime laminaire. Le régime laminaire représente un écoulement où les couches de fluides s'écoulent les unes sur les autres. Des tourbillons sont générés, à cause de la structure complexe des micromélangeurs et ils dissipent leurs énergies au niveau moléculaire. Le principal critère qui permet de prédire la nature de l'écoulement est le nombre de Reynolds. Le nombre de Reynolds représente le rapport des forces inertielles sur les forces visqueuses du système.

L'expression du nombre de Reynolds pour l'écoulement laminaire des fluides Newtoniens dans les conduites rectangulaires est donnée par :

$$Re = \frac{\rho U_{avg} D_H}{\eta} \quad (\text{II. 27})$$

Pour les fluides non-Newtoniens, la viscosité varie en fonction du taux de déformation. Il est indispensable de développer une expression du nombre de Reynolds généralisé en incluant les paramètres rhéologiques des fluides. Dans le cas de sections de forme quelconques (circulaire, rectangulaire, elliptique ...etc), plusieurs expressions du nombre de Reynolds généralisé ont été développé dans la littérature.

En utilisant le modèle rhéologique de loi de puissance et pour des cas simples (plaques parallèles circulaires ou infinies), il est possible de résoudre l'équation de mouvement et d'obtenir le nombre de Reynolds généralisé défini par (Metzner, et al., 1955) :

$$Re_g = \frac{\rho U_{avg}^{2-n} D_H^n}{k \phi(n) \xi^{n-1}} \quad (\text{II. 28})$$

Où ξ est le produit du coefficient de frottement et du nombre de Reynolds pour un fluide Newtonien dans des conditions d'écoulement laminaire. La fonction $\phi(n)$ est une simple fonction hyperbolique de l'indice de comportement du fluide. Pour les conduites circulaires :

$$\phi(n) = \frac{3n + 1}{4n} \quad (\text{II. 29})$$

Pour deux plaques parallèles :

$$\phi(n) = \frac{2n + 1}{3n} \tag{II. 30}$$

D'une manière générale, la fonction $\phi(n)$ est donc décrite par la forme hyperbolique suivante :

$$\phi(n) = \frac{vn + 1}{(v + 1)n} \tag{II. 31}$$

Avec v est un paramètre géométrique dépend de la section transversale des conduites cylindriques (Kozicki, et al., 1966).

Par conséquent, une seule équation de courbe de frottement commune pour les fluides Newtoniens et rhéofluidifiants :

$$\frac{f}{2} Re_g = \xi \tag{II. 32}$$

Une approche différente a été adoptée par (Kozicki, et al., 1966), qui ont généralisé l'équation de Rabinowitsch-Mooney pour couvrir les fluides non-Newtoniens incluant le cas particulier des fluides rhéofluidifiants dans des conduites quelconques de section constante. Ces auteurs ont introduit un nouveau nombre de Reynolds :

$$Re_g = \frac{\rho U^{2-n} d_h^n}{\left[8^{n-1} \left(b^* + \frac{a^*}{n} \right)^n K \right]} \tag{II. 33}$$

Tableau II.4. Constantes géométriques a^* et b^* pour des conduites de section rectangulaires.

α^*	a^*	b^*	c	α^*	a^*	b^*	c
1,00	0,2121	0,6771	14,227	0,45	0,2538	0,7414	15,922
0,95	0,2123	0,6774	14,235	0,40	0,2659	0,7571	16,368
0,90	0,2129	0,6785	14,261	0,35	0,2809	0,7750	16,895
0,85	0,2139	0,6803	14,307	0,30	0,2991	0,7954	17,512
0,80	0,2155	0,6831	14,378	0,25	0,3212	0,8183	18,233
0,75	0,2178	0,6870	14,476	0,20	0,3475	0,8444	19,071
0,70	0,2208	0,6921	14,605	0,15	0,3781	0,8745	20,042
0,65	0,2248	0,6985	14,772	0,10	0,4132	0,9098	21,169
0,60	0,2297	0,7065	14,980	0,05	0,4535	0,9513	22,477
0,55	0,2360	0,7163	15,236	0,00	0,5000	1,0000	24,000
0,50	0,2439	0,7278	15,548				

Il est noté que pour les fluides Newtoniens,

$$c = f . Re = 16(a^* + b^*) \tag{II. 34}$$

Les valeurs de a^* et b^* dépendent de la géométrie du canal. Le tableau II.4 présente ces valeurs pour un canal de section rectangulaire en fonction du rapport d'aspect α^* . Il est intéressant de noter que a^* et b^* varient entre 0,25 et 0,75 pour les conduites circulaires et que le nombre de Reynolds généralisé Re_g devient identique à celui proposé par (Metzner, et al., 1955).

II.4.5.1. Expression du nombre de Reynolds généralisé choisie

L'expression du nombre de Reynolds généralisé utilisée dans ce travail est celle proposée par (Delplace, et al., 1995).

$$Re_g = \frac{\rho U_{avg}^{2-n} D_H^n}{k \{(24n + \xi)/(24 + \xi)n\}^n \xi^{n-1}} \quad (\text{II. 35})$$

Le grand avantage de cette expression est qu'un seul paramètre géométrique (ξ) est nécessaire pour définir le nombre de Reynolds généralisé. De plus, ce paramètre géométrique est connu théoriquement ou expérimentalement pour un grand nombre de conduites de différentes formes. Cette expression est identique à celle présentée dans l'équation (II.26), où la relation entre les paramètres ξ et ν est donnée par :

$$\nu = \frac{24}{\xi} \quad (\text{II. 36})$$

Pour les différentes géométries présentées dans le tableau suivant (Tableau II.5) qui est donné par (Delplace, et al., 1995), l'évolution de la fonction ϕ avec l'indice de comportement du fluide ($0,05 \leq n \leq 1$) a été étudiée et comparée aux résultats de (Kozicki, et al., 1966).

Les rapports d'aspect E , K , A , et β sont respectivement : le rapport du côté mineur au côté principal de conduite rectangulaire (sans dimension), le rapport du rayon intérieur au rayon extérieur de l'anneau (sans dimension), l'angle d'ouverture de conduite triangulaire isocèle (deg ou rad), et le rapport du petit au grand axe de l'ellipse (sans dimension).

Dans notre cas, le canal du micromélangeur est de section rectangulaire, et le rapport d'aspect E est donc : $E = \frac{d}{W} = \frac{0,00015}{0,00030} = 0,50$.

D'après le tableau II.5, le paramètre géométrique ξ qui correspond cette valeur du rapport d'aspect est : $\xi = 7,774$

Tableau II.5. Comparaison du paramètre ν déterminé par les deux méthodes, et le paramètre géométrique ξ .

Géométrie	Rapport d'aspect	ξ (Shah, et al., 1978)	ν (Kozicki, et al., 1966)	$\nu = \frac{24}{\xi}$
Conduites circulaires	-	8	3	3
Plaques parallèles infinies	-	12	2	2
Conduites rectangulaires	$E = 1,00$	7,113	3,190	3,374
	$E = 0,75$	7,238	3,152	3,316
	$E = 0,50$	7,774	2,982	3,087
	$E = 0,25$	9,116	2,547	2,633
Anneaux concentriques	$K = 0,90$	11,998	2,001	2,000
	$K = 0,50$	11,906	2,015	2,016
	$K = 0,10$	11,171	2,135	2,148
	$K = 0,05$	10,783	2,196	2,226
Conduites triangulaires isocèles	$A = 10^\circ$	6,237	4,058	3,848
	$A = 40^\circ$	6,611	3,490	3,630
	$A = 60^\circ$	6,667	3,446	3,600
	$A = 90^\circ$	6,576	3,494	3,650
Conduites elliptiques	$\beta = 0,90$	8,011	2,999	2,996
	$\beta = 0,50$	8,411	3,000	2,853
	$\beta = 0,30$	8,948	3,000	2,682
	$\beta = 0,10$	9,657	3,000	2,485

II.5. Procédure numérique

Dans cette partie, nous décrivons l'approche numérique adoptée : les conditions aux limites appropriés, le schéma de discrétisation numérique choisi ainsi que l'étude de sensibilité du maillage pour choisir le maillage optimal afin de générer le maillage pour tous les micromélangeurs.

II.5.1. Conditions aux limites

Différentes conditions aux limites sont imposées, qu'on peut les citer comme suit :

1. Une condition d'adhérence sur les parois, où les composantes de la vitesse sont nulles : $U = V = W = 0$.
2. Pour les deux entrées de fluides, des vitesses uniformes sont imposées : $U = C^{te}$.
3. La fraction massique du fluide 1 à l'entrée 1 est égale à 1 et celle de l'entrée 2 est égale à 0, et l'inverse pour le fluide 2.

4. Une pression atmosphérique à la sortie,
5. Pour le cas du mélange thermique, les températures des deux fluides chaud et froid sont respectivement : 330 K et 300 K.
6. Toutes les parois sont considérées adiabatiques ($\delta Q = 0$).

II.5.2. Méthodes de discrétisation numérique

Le choix de la méthode de discrétisation des équations régissant les écoulements à une importance majeure sur la qualité des résultats. Le code CFD-Fluent utilise la méthode des volumes finis comme procédé de discrétisation, cette méthode est basée sur une approche de type volume de contrôle qui par sa propriété conservative offre l'avantage de la conservation de la masse et de la quantité de mouvement sur chaque volume de contrôle et dans tout le domaine de calcul. Pour obtenir des résultats concrets, une étude numérique a été réalisée à l'aide de trois méthodes de discrétisation : Premier ordre, Second ordre et Quick, la géométrie utilisée dans cette étude est celle de (Hossain, et al., 2017) avec un rapport d'aspect $l/W = 0$ (sans allongement) pour des nombres de Reynolds allant de 0,2 à 80. Les résultats obtenus par les simulations numériques ont été représentés en termes quantitatifs par le degré de mélange et qualitativement par les contours de la fraction massique. La figure II.5 montre la variation du degré de mélange aux plans de sortie en fonction des nombres de Reynolds pour les trois méthodes de discrétisation. On peut voir que les méthodes de discrétisation du second ordre et Quick ont les mêmes valeurs du degré de mélange dans toute la gamme du nombre de Reynolds, tandis que la méthode du premier ordre donne des résultats différents mais avec des valeurs supérieures à celles obtenues avec les deux autres méthodes. La distribution des fractions massiques aux plans de sortie pour les trois méthodes dans la gamme de nombres de Reynolds est illustrée dans la Figure II.6, les contours de la fraction massique pour les méthodes Second Ordre et Quick sont identiques et similaires, ce qui confirme les résultats obtenus précédemment avec le degré de mélange. Par conséquent, l'utilisation de la méthode du premier ordre nous a permis d'obtenir une excellente qualité de mélange, qui vient de la diffusion numérique ce qui affecte clairement les résultats.

Notre choix dans cette étude est donc basé sur la méthode de discrétisation du second ordre pour obtenir des résultats concrets avec un temps de calcul relativement réduit.

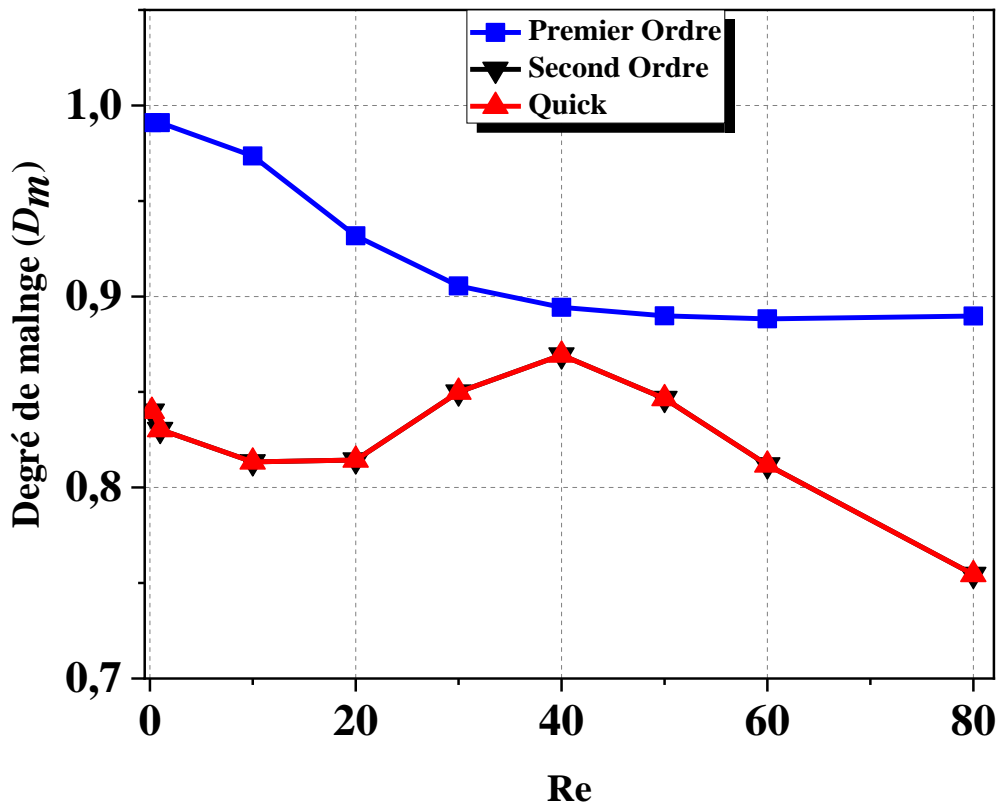


Figure II.5. Variation du degré de mélange pour différents schéma numérique de discrétisation.

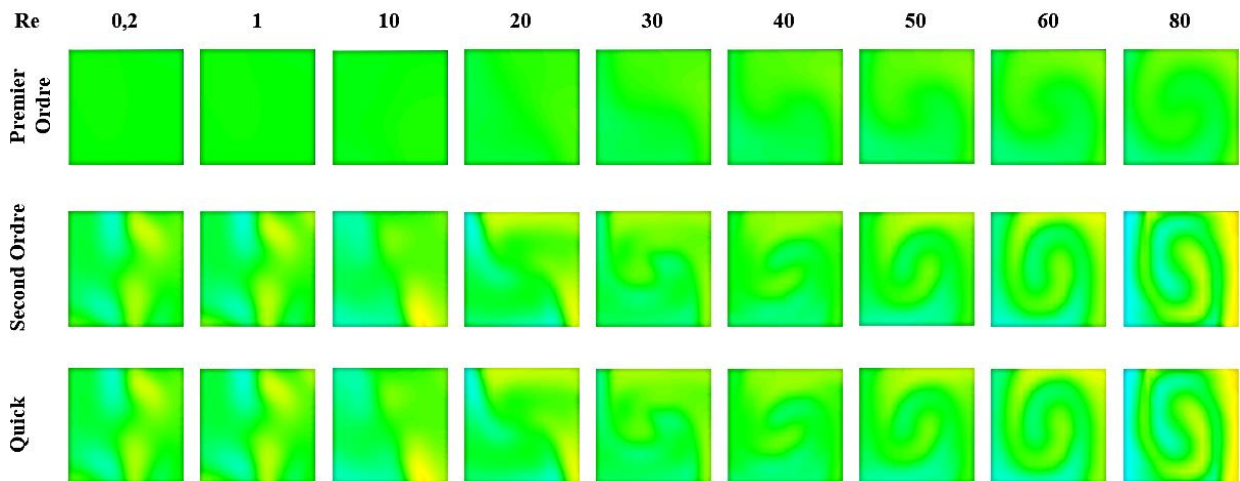


Figure II.6. Fraction massique dans les plans de sortie pour divers schémas de discrétisation.

Afin de justifier la précision et la stabilité des résultats numériques pour prédire les performances de mélange hydrodynamique et thermique. Un schéma de discrétisation de second ordre a été utilisé pour la discrétisation des termes convectifs des équations de mouvement, de transport d'espèces et de l'équation d'énergie. Dans notre étude, qui est consacrée au mélange de fluides en régime laminaire dans lequel la convergence est limitée par le couplage pression-vitesse, une solution convergente et stable a été obtenue à l'aide de l'algorithme SIMPLEC.

Avec SIMPLEC, la correction de pression est assurée par des facteurs de sous-relaxation qui sont fixées à 0,3, ce qui facilite l'accélération de la convergence. Dans notre cas, l'augmentation de la correction de pression de sous-relaxation à 1,0 peut conduire à une instabilité. La convergence des calculs itératifs est obtenue lorsque la valeur des résidus est inférieure à 10^{-6} .

II.5.3. Sensibilité des résultats aux maillages

Afin de vérifier la sensibilité des résultats au raffinement du maillage et de déterminer la taille du maillage appropriée, un maillage non structuré et uniforme avec des cellules tétraédriques a été utilisé (Figure II.7). Quatre grilles de mailles, allant de 221×10^3 à 1069×10^3 , sont testées dans le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$). Dans ces tests, le nombre de Reynolds est pris égal à 30. Les évolutions de la déviation standard sur différentes sections transversales le long du micromélangeur pour quatre grilles de maillage sont représentées dans la figure II.8 (a). La différence entre les grilles de maillage (637 022 et 1 069 680) ne dépasse pas 12,7% (voir tableau II.6).

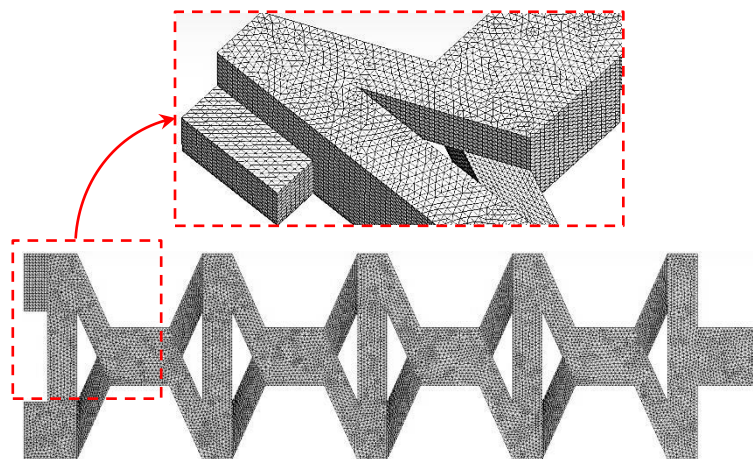


Figure II.7. Maillage pour le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$).

Pour soutenir le choix du maillage approprié, il est intéressant de présenter les évolutions de la fraction massique sur une ligne méridienne au plan de sortie (Figure. II.8 (b)). On peut observer que la courbe d'évolution avec une grille de 637 022 cellules suit à proximité la courbe de la grille avec 1 069 680 cellules. Ainsi, à partir des résultats des tests de sensibilité au maillage, la grille de 637 022 cellules correspondant à une taille de cellule $16 \mu\text{m}$, est suffisamment raffinée pour obtenir des résultats précis avec un temps de calcul réduit. A la suite des résultats de cette étude de sensibilité au maillage, des grilles correspondant à la taille de cellule de $16 \mu\text{m}$ ont été générées pour les trois autres micromélangeurs.

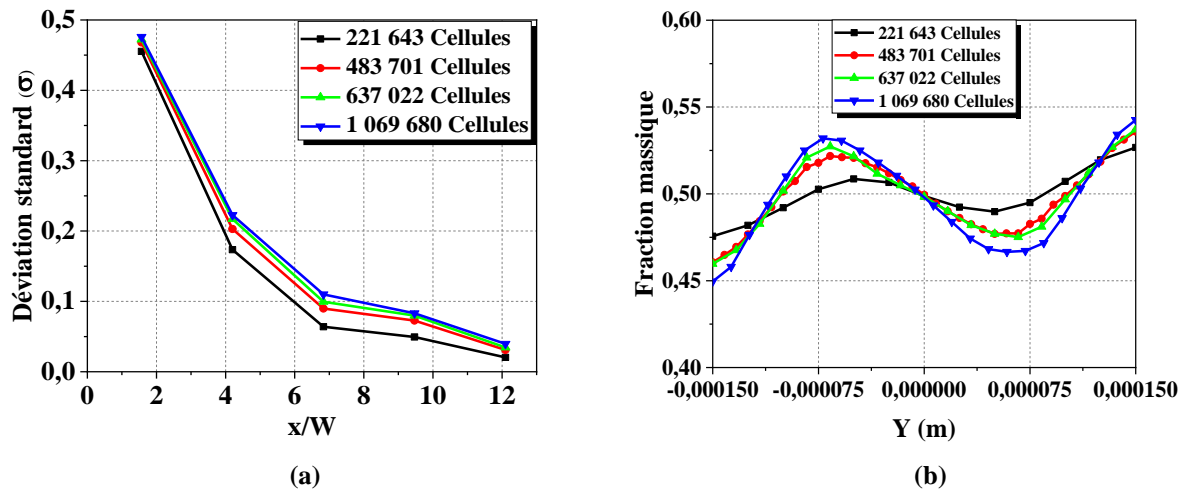


Figure II.8. Test de sensibilité au maillage ($Re = 30$; $l/W = 1$): (a) Evolutions de la déviation standard le long du micromélangeur. (b) Evolutions de la fraction massique sur une ligne méridienne du plan de sortie.

Tableau II.6. Erreurs de la déviation standard avec la grille de 1 069 680 Cellules.

Planes	Erreur (%) (221 643 Cellules)	Erreur (%) (483 701 Cellules)	Erreur (%) (637 022 Cellules)
P ₁	4,35696	1,68690	0,79408
P ₂	22,0940	8,85735	2,51078
P ₃	41,8182	18,3545	9,60008
P ₄	40,5109	12,4232	3,92818
Sortie	48,6752	21,7007	12,7176

II.5.4. Génération du maillage pour les micromélangeurs considérés

Grâce aux résultats de l'étude du maillage effectuée précédemment, des grilles correspondantes à un pas de $16 \mu\text{m}$ ont été générées, comme cela est indiqué dans la figure II.9.

Pour les quatre géométries considérées, la taille des éléments est identique. Pour les deux micromélangeurs TLCCM et OX qui présentent des angles aigus, un maillage non structuré et uniforme avec des éléments tétraédriques a été généré, tandis que pour les deux autres micromélangeurs L et OH on a utilisé un maillage structuré uniforme avec des éléments hexaédriques.

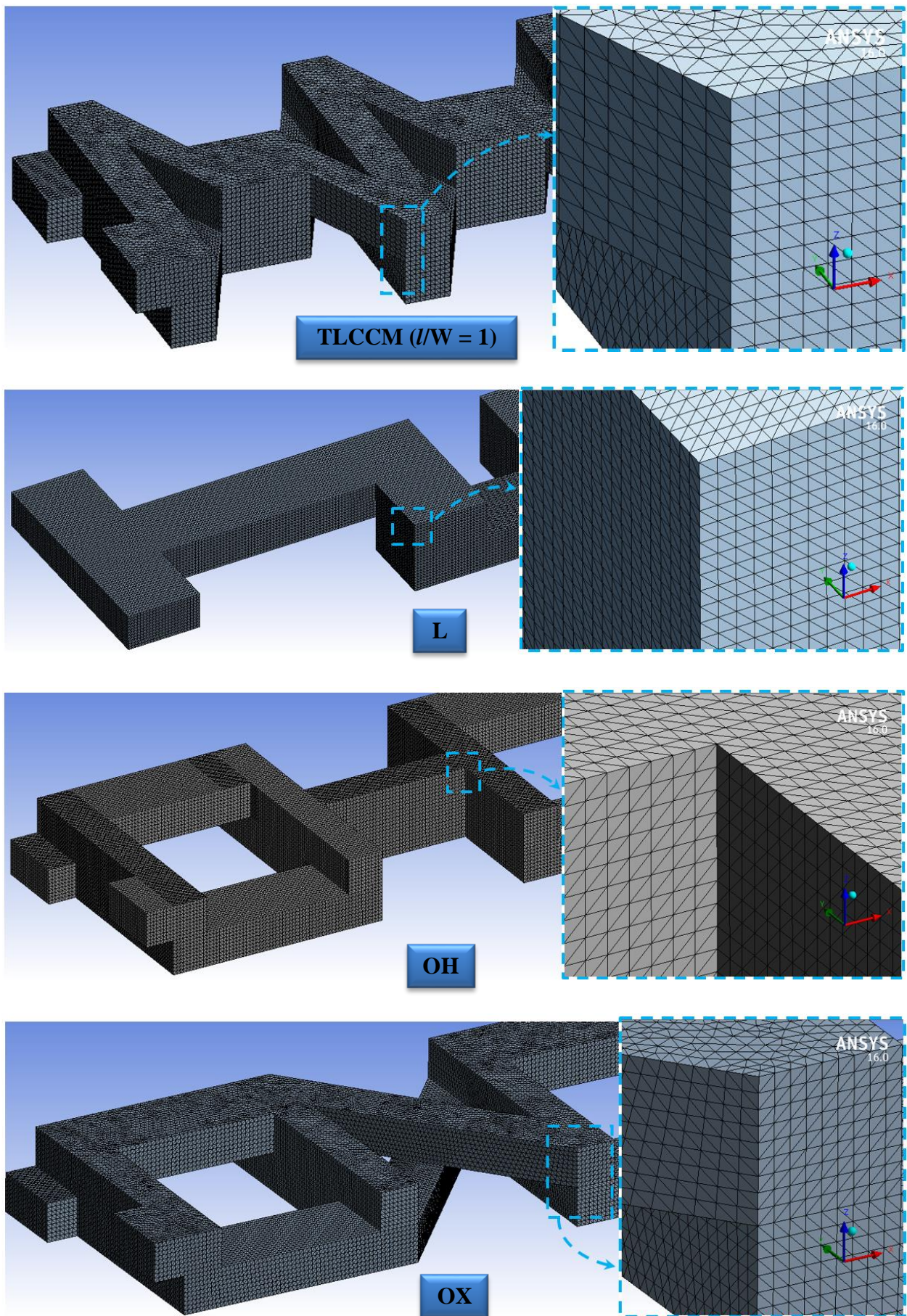


Figure II.9. Maillage pour les différents micromélangeurs.

II.6. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons en premier lieu présenté les différentes configurations géométriques des micromélangeurs proposés à l'étude, avec des schémas détaillés et des vues en perspectives. La formulation mathématique adoptée, et l'approche numérique utilisée pour la simulation du comportement hydrodynamique et thermique des différents micromélangeurs sont présentées et analysées.

Nous avons également présenté l'étude de la sensibilité au maillage pour le mélange hydrodynamique en termes de l'évolution de la déviation standard et les profils d'évolution de la fraction massique sur une ligne méridienne du plan de sortie. La taille du maillage optimal est choisie et ensuite utilisée pour générer le maillage des autres micromélangeurs considérées dans cette thèse. Les paramètres hydrodynamiques et thermiques utilisés pour évaluer les performances des micromélangeurs considérés ont été définis et présentés.

CHAPITRE III :

*Optimisation géométrique et
comportement
hydrodynamique de mélange*

CHAPITRE III

Optimisation géométrique et comportement hydrodynamique de mélange

III.1. Introduction

L'objectif envisagé dans ce chapitre est d'optimiser la géométrie du micromélangeur à deux couches de canaux croisés TLCCM, proposé par (Hossain, et al., 2017) afin d'améliorer son efficacité de mélange hydrodynamique et thermique, en réalisant une étude paramétrique. La modification de la zone de croisement et la réduction de la longueur de moitié sont les clés de cette étude. Il s'agit principalement d'analyser le comportement hydrodynamique et thermique du mélange des fluides Newtoniens au sein du micromélangeur en examinant l'effet de plusieurs rapports d'aspect de sa géométrie dont la longueur est de 3,75 mm. Des simulations numériques ont été effectuées pour évaluer l'efficacité de mélange de fluides Newtoniens en utilisant un code CFD. Le degré de mélange hydrodynamique et thermique, les contours de distribution de la fraction massique, les contours de température, les profils de vitesse dans différentes géométries, et les lignes de courant sont présentés.

La comparaison entre les géométries de différents rapports d'aspect en termes d'efficacité de mélange hydrodynamique et thermique nous permet d'obtenir un micromélangeur optimal de longueur réduite (3,75 mm) et d'un rapport d'aspect de $l/W = 1$, qui montre la meilleure performance de mélange avec une faible perte de pression.

III.2. Validation quantitative et qualitative du code de calcul

Afin de valider les résultats de la simulation numérique, des comparaisons qualitatives et quantitatives ont été effectuées avec les résultats obtenus de deux études réalisées par (Xia, et al., 2005) et (Hossain, et al., 2016) en utilisant le même micromélangeur. Pour l'enrichissement de cette partie de validation, différentes illustrations ont été présentées sur la figure III.1, où la figure III.1 (a) montre la comparaison des distributions de la fraction massique dans différents plans transversaux successifs du micromélangeur considéré pour $Re = 0,2$. On constate une grande similarité entre nos résultats et ceux des autres travaux pour tous les plans transversaux. Il faut noter ici que (Hossain, et al., 2016) n'ont montré que les quatre premiers plans transversaux dans leur étude. Les distributions de la fraction massique dans le plan méridien du micromélangeur sont illustrées pour $Re = 0,2$ sur la figure III.1 (b). Cette figure montre que les distributions de la fraction massique obtenues dans notre cas sont très similaires à celles de (Xia, et al., 2005) et (Hossain, et al., 2016).

Sur la figure III.1 (c) est présentée la comparaison des valeurs de la déviation standard calculée le long du micromélangeur considéré pour $Re = 0,2$. Cette comparaison montre un bon accord entre les résultats des trois travaux en termes d'évolution et de valeurs tout le long du micromélangeur.

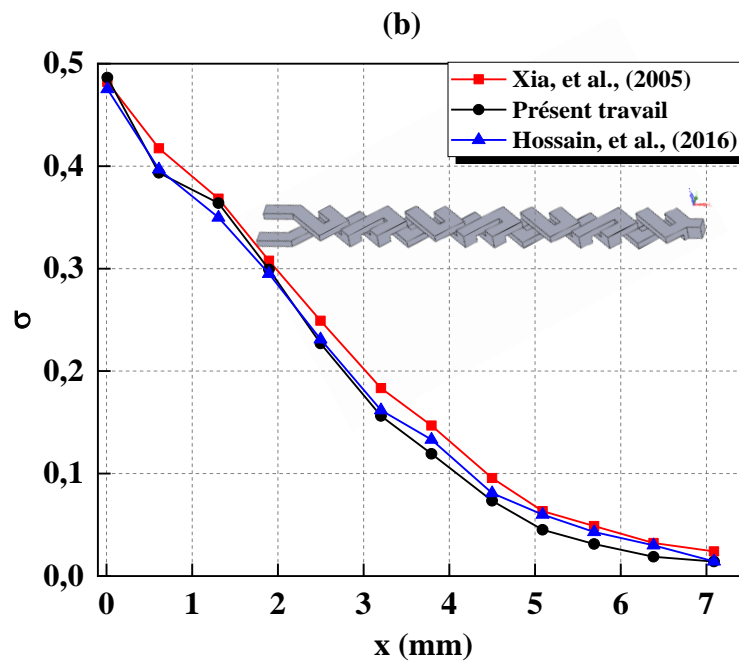
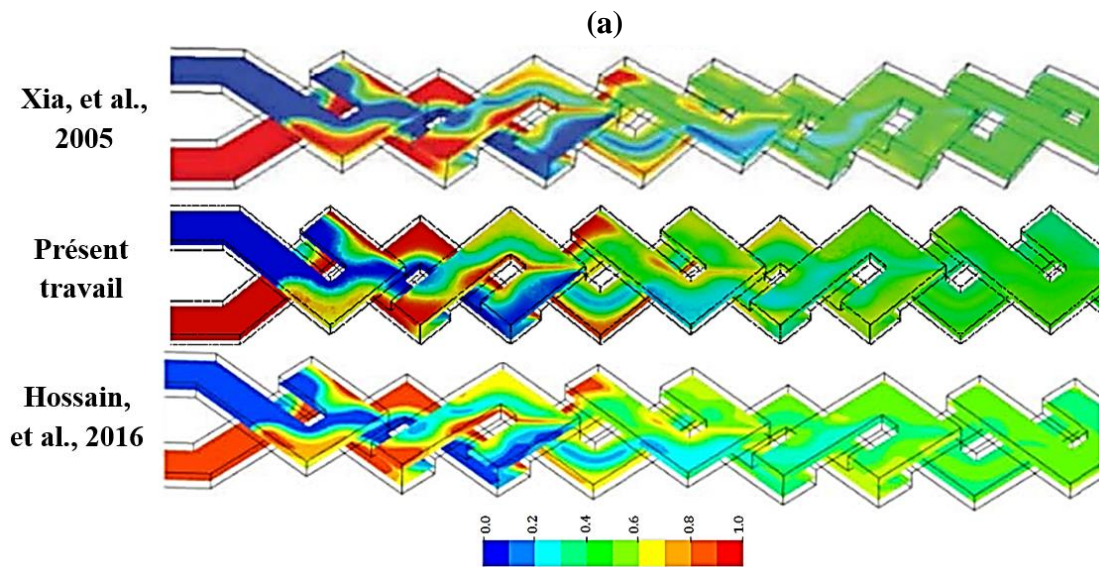
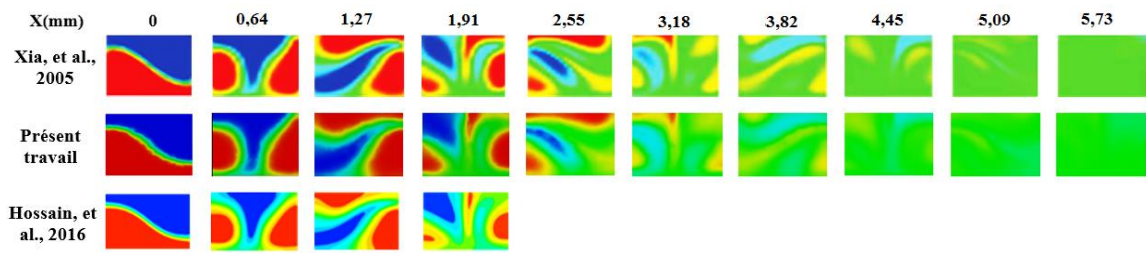


Figure. III.1. Validations qualitatives et quantitatives avec des travaux antérieurs ($Re = 0, 2$): (a) Distributions de la fraction massique dans différents plans transversaux. (b) Distributions de la fraction massique au plan méridien du micromélangeur TLCCM. (c) Evolutions de la déviation standard le long du micromélangeur TLCCM.

Une autre validation quantitative a été réalisée en reproduisant les travaux de (Naas, et al., 2020) avec notre approche numérique et le code de calcul utilisé. La figure III.2 montre la variation du degré de mélange thermique (D_{mt}) à la sortie de deux micromélangeurs (TLCCM et C-Shape) en fonction du nombre de Reynolds pour les fluides Newtoniens. Cette figure montre clairement une parfaite similarité des résultats obtenus à partir de notre simulation numérique, avec ceux de (Naas, et al., 2020).

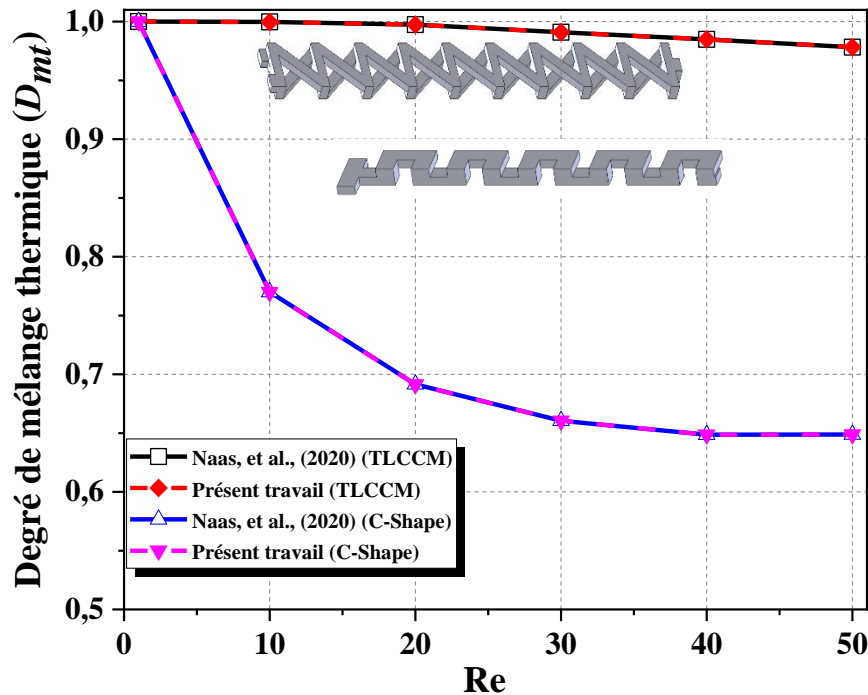


Figure. III.2. Comparaison du degré de mélange thermique (D_{mt}) avec les résultats précédents en utilisant deux types de micromélangeurs.

III.3. Optimisation géométrique et aspect hydrodynamique de mélange du micromélangeur TLCCM

Afin de choisir une géométrie appropriée avec une demi-longueur de celle de (Hossain, et al., 2017) qui se compose de quatre unités de mélange, quatre rapports d'aspect $l/W = 0,25; 0,5; 0,75$ et 1 ont été considérés. Les résultats obtenus par simulation numérique sont présentés en termes de degré de mélange et de distribution de fraction massique dans le plan de sortie. La figure III.2 (a) montre l'évolution du degré de mélange dans le plan de sortie pour un nombre de Reynolds variant de 0,2 à 70. Cette figure montre clairement que la géométrie caractérisée par un rapport d'aspect de $l/W = 1$ présente les meilleurs résultats sur toute la gamme des nombres de Reynolds considérés. En effet le degré de mélange commence avec une valeur proche de 85% à très faibles nombres de Reynolds (0,2- 5), atteint une valeur de 90% à partir de $Re = 20$, et continue sa progression jusqu'à 98% pour des nombres de Reynolds supérieurs à 40.

Les distributions de la fraction massique au niveau du plan de sortie pour les géométries de différents rapports d'aspect sont illustrées sur la figure III.2 (b).

Il est clair d'après la figure que la qualité de mélange dépend du nombre de Reynolds et essentiellement du rapport d'aspect l/W . On remarque qu'à faibles nombres de Reynolds (0,2 - 5) toutes les géométries ont presque la même qualité de mélange, et à partir de $Re = 20$ la qualité de mélange s'améliore avec l'allongement de la zone de croisement c'est à dire l'augmentation du rapport d'aspect jusqu'à $l/W = 1$ pour lequel la qualité de mélange est excellente. Ainsi le rapport d'aspect de $l/W = 1$ est suffisant pour obtenir de très bonnes performances de mélange, ce qui nous limite à ne pas dépasser la valeur de $l/W = 1$.

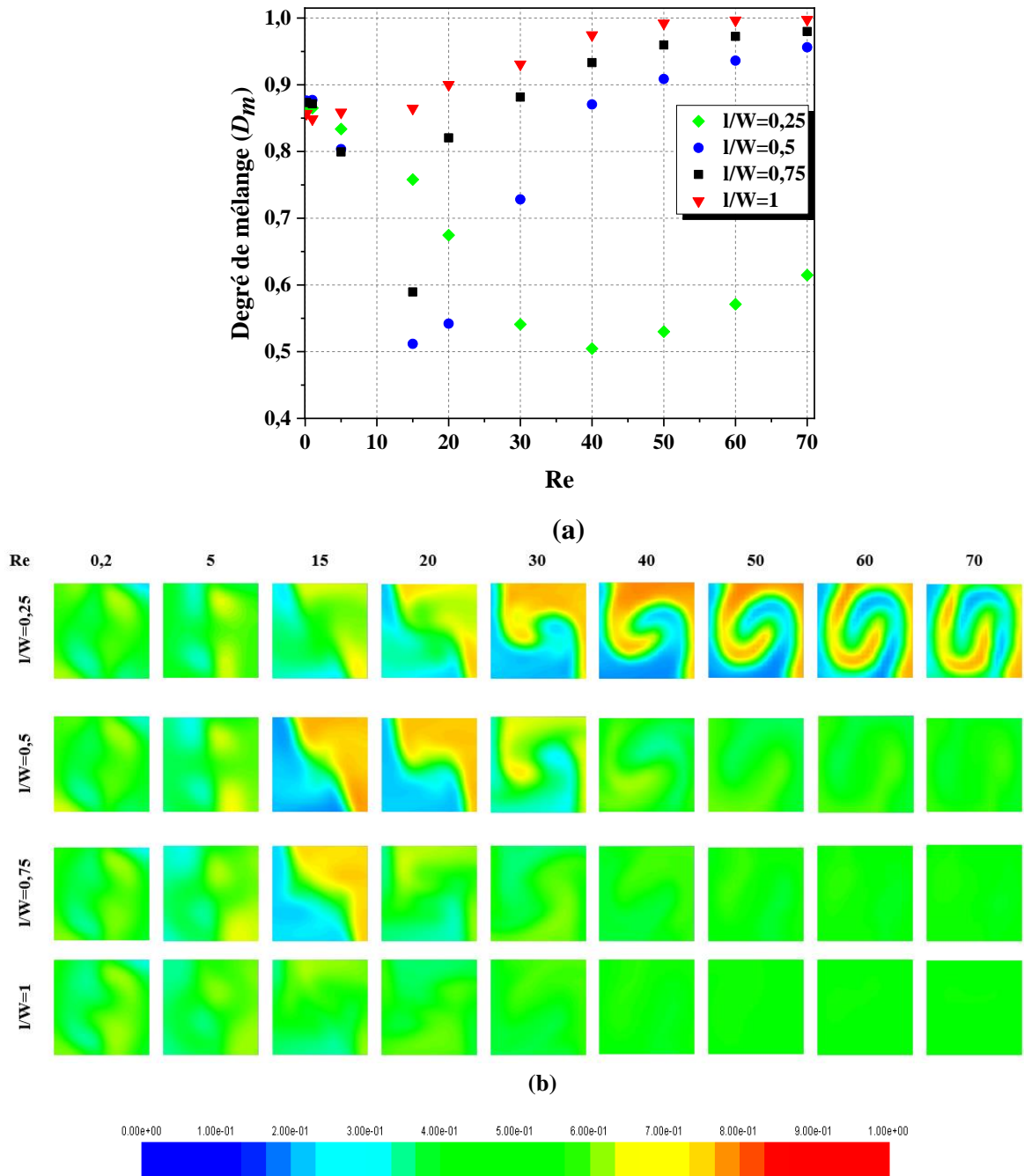


Figure. III.3. (a) Variation du degré de mélange à la sortie des micromélangeurs avec les nombres de Reynolds considérés pour différents rapports d'aspect. (b) Distributions de la fraction massique à la sortie des micromélangeurs pour différents rapports d'aspect.

D'un autre côté, des simulations numériques ont été effectuées en variant aussi le nombre d'unité de mélange pour trois géométries : la géométrie choisie ($l/W = 1$) et la géométrie de $l/W = 0$ avec quatre unités de mélange chacune et la géométrie de $l/W = 0$ avec neuf unités de mélange. On note que les deux premières configurations de quatre unités de mélange ont la même longueur qui représente la moitié de celle de neuf unités. La figure III.4 illustre les évolutions du degré de mélange en fonction du nombre de Reynolds pour les trois géométries considérées. Sur la plage de nombres de Reynolds de (0,2 à 20), la géométrie avec $l/W = 0$ de neuf unités de mélange a des valeurs de degré de mélange légèrement plus élevées que la géométrie optimale de ($l/W = 1$) avec une différence de 5 à 10%, tandis qu'à partir de $Re = 30$, la géométrie proposée ($l/W = 1$) présente de meilleurs résultats. Donc une configuration à allongement de $l/W = 1$ et avec seulement quatre unités de mélange, peut amener à d'excellentes résultats en qualité de mélange par rapport aux autres géométries étudiées.

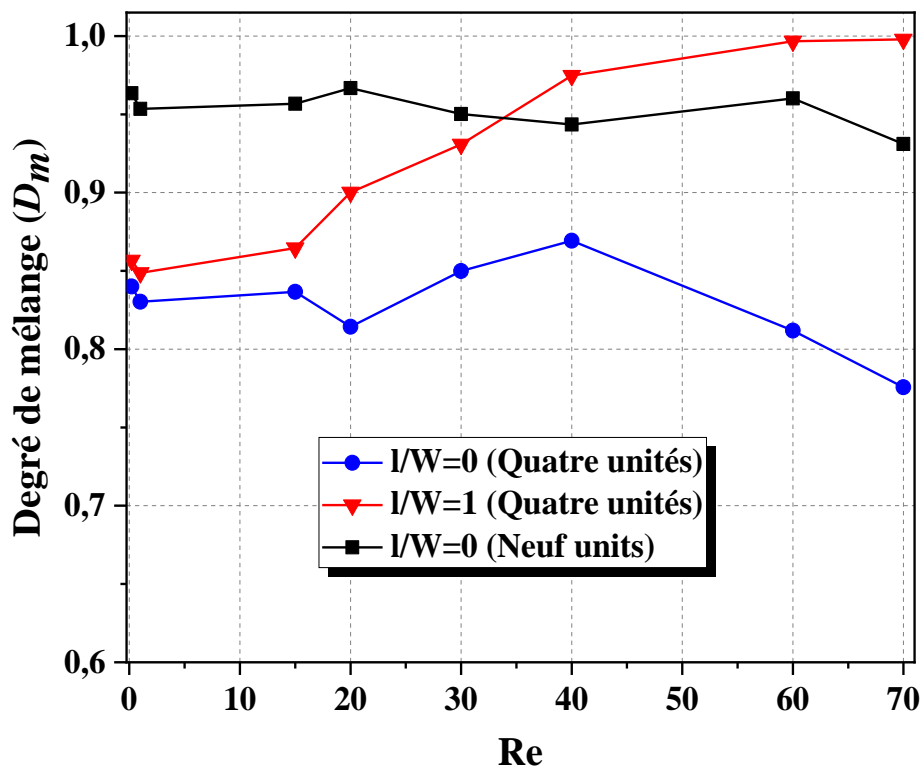


Figure. III.4. Comparaison des valeurs du degré de mélange entre le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) et le micromélangeur TLCCM ($l/W = 0$) utilisé par (Hossain, et al., 2017).

III.4. Transition du régime de diffusion au régime de convection

Il est évident de distinguer deux régimes dans l'écoulement laminaire, ces régimes sont le régime de diffusion pour des nombres de Reynolds très faibles et le régime d'advection chaotique pour des nombres de Reynolds moyens. Pour clarifier la transition entre les deux régimes dans les plages du nombre de Reynolds considérées, les résultats sont représentés sous forme de contours de la fraction massique dans les différents plans transversaux de P_1 à P_5 sur la figure III.5.

On constate que le comportement d'écoulement présenté par les contours de la fraction massique montre que les couches de fluide pour $Re = 0,2$ et $Re = 5$ évoluent d'une manière identique le long des plans de croisement, et ce n'est qu'à partir du troisième plan de croisement que la qualité du mélange commence à se développer. Ceci étant interprété par le phénomène de diffusion moléculaire. Alors qu'à partir du $Re = 15$, les couches fluides subissent des déformations traduites par la rotation, la compression et l'étirement, ce phénomène explique bien l'advection chaotique. Pour distinguer les mécanismes de diffusion et d'advection chaotique, il est important d'illustrer les distributions de la fraction massique des trois plans de chaque croisement (l'entrée, le centre et la sortie du croisement).

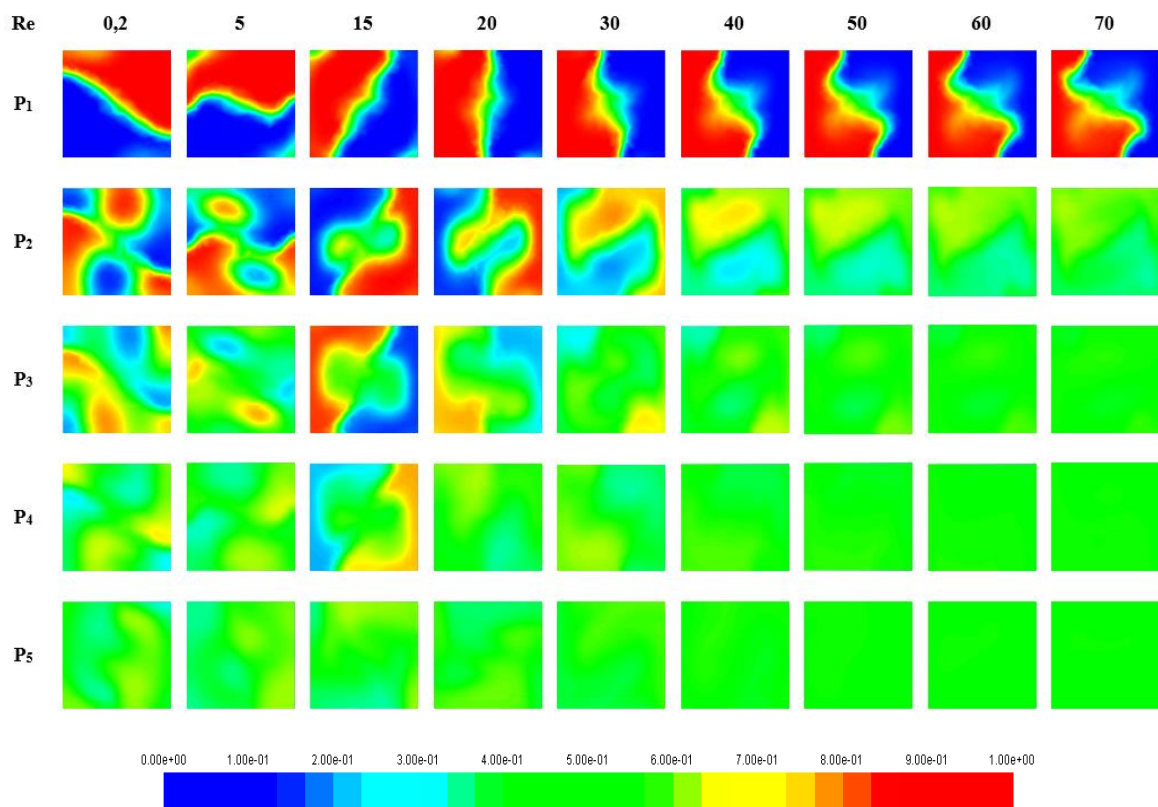


Figure. III.5. Distributions de la fraction massique dans les plans transversaux P_1 - P_5 du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) pour différents nombres de Reynolds.

D'après la figure III.6.a ($Re = 0,2$), le comportement des couches fluides dans chaque croisement subit une évolution relativement faible en termes de déformation où le mélange est régi par la diffusion moléculaire. Par contre sur la figure III.6.b ($Re=15$), on peut voir que le positionnement des couches fluides subit une déformation remarquable, notamment entre l'entrée et le centre du croisement où les couches fluides font une rotation de 70° puis une rotation de 50° dans le plan de sortie du premier croisement. Dans le second croisement les fluides ont le même comportement où ils continuent leurs rotations avec les mêmes angles. On peut voir aussi précisément un agrandissement de la ligne de séparation qui devient une zone de mélange sous la forme de deux cellules attachées se développant dans les deux plans, le centre et la sortie du croisement.

Ces cellules se détachent et augmentent la zone de mélange et continuent d'occuper un espace important notamment dans le plan de sortie du deuxième croisement. Cette évolution se traduit clairement par l'augmentation brutale du degré de mélange à partir de la sortie du deuxième croisement.

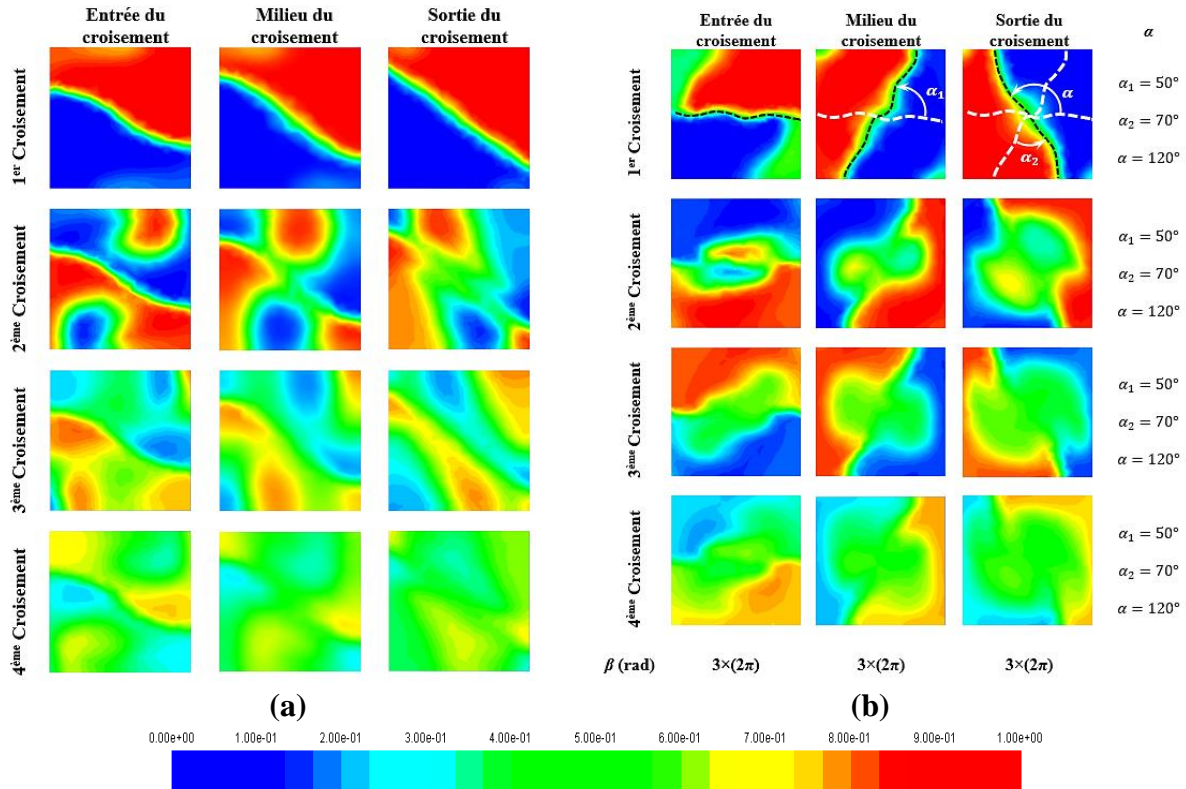


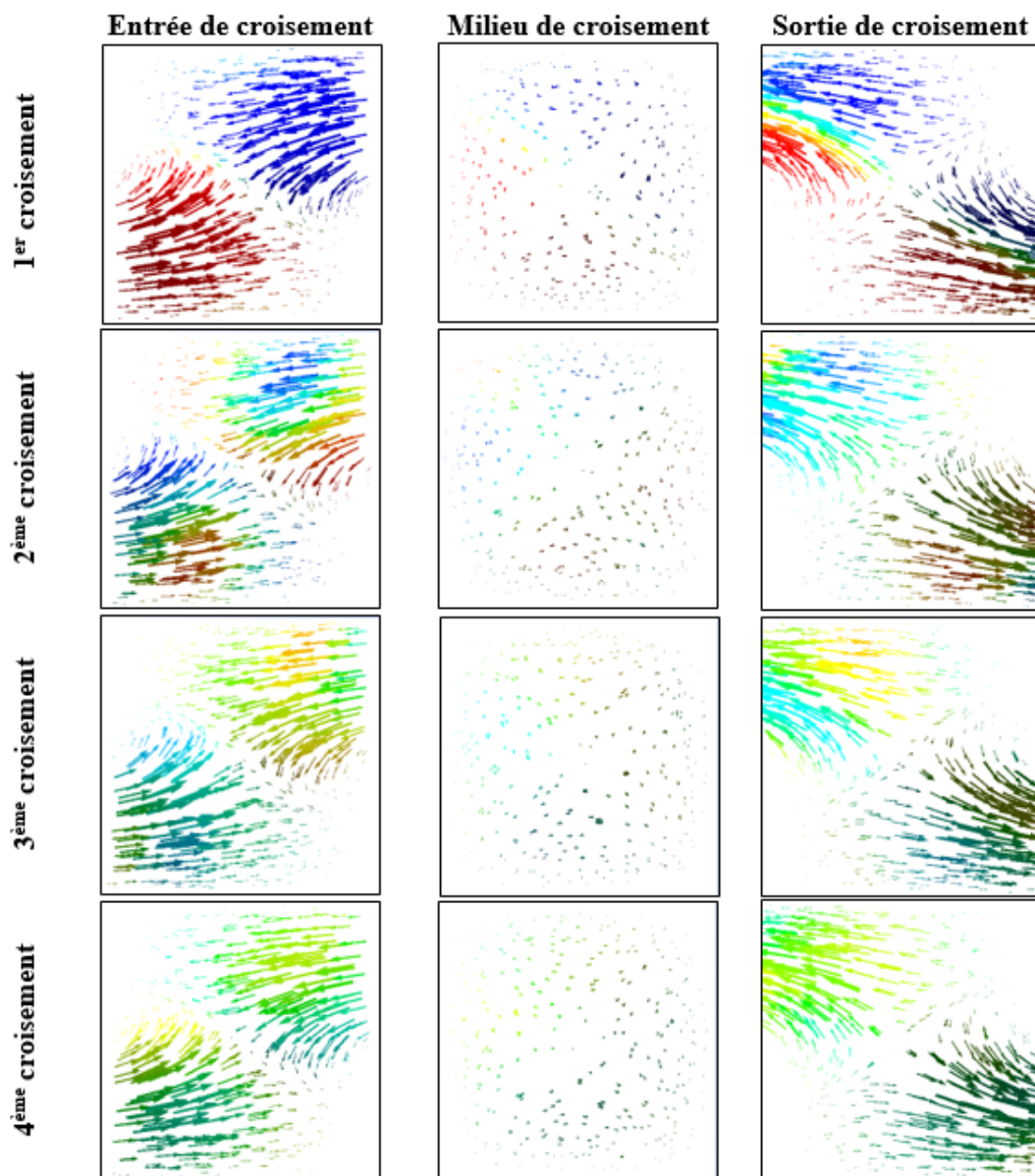
Figure. III.6. Distributions de la fraction massique aux différents plans transversaux du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) : (a) $Re = 0,2$. (b) $Re = 15$.

Dans l'ensemble, les deux fluides effectuent trois rotations entre le premier et le quatrième croisement, tel que dans deux croisements successifs et précisément dans des plans similaires les fluides subissent une rotation de 2π , ce qui améliore significativement la qualité de mélange en même temps. En utilisant cette configuration géométrique ($l/W = 1$), l'allongement de la zone du croisement a fourni une région de contact suffisante et optimale qui permet de donner plus de rotations des couches fluides sous l'effet de l'apparition de l'advection chaotique ce qui améliore la qualité du mélange.

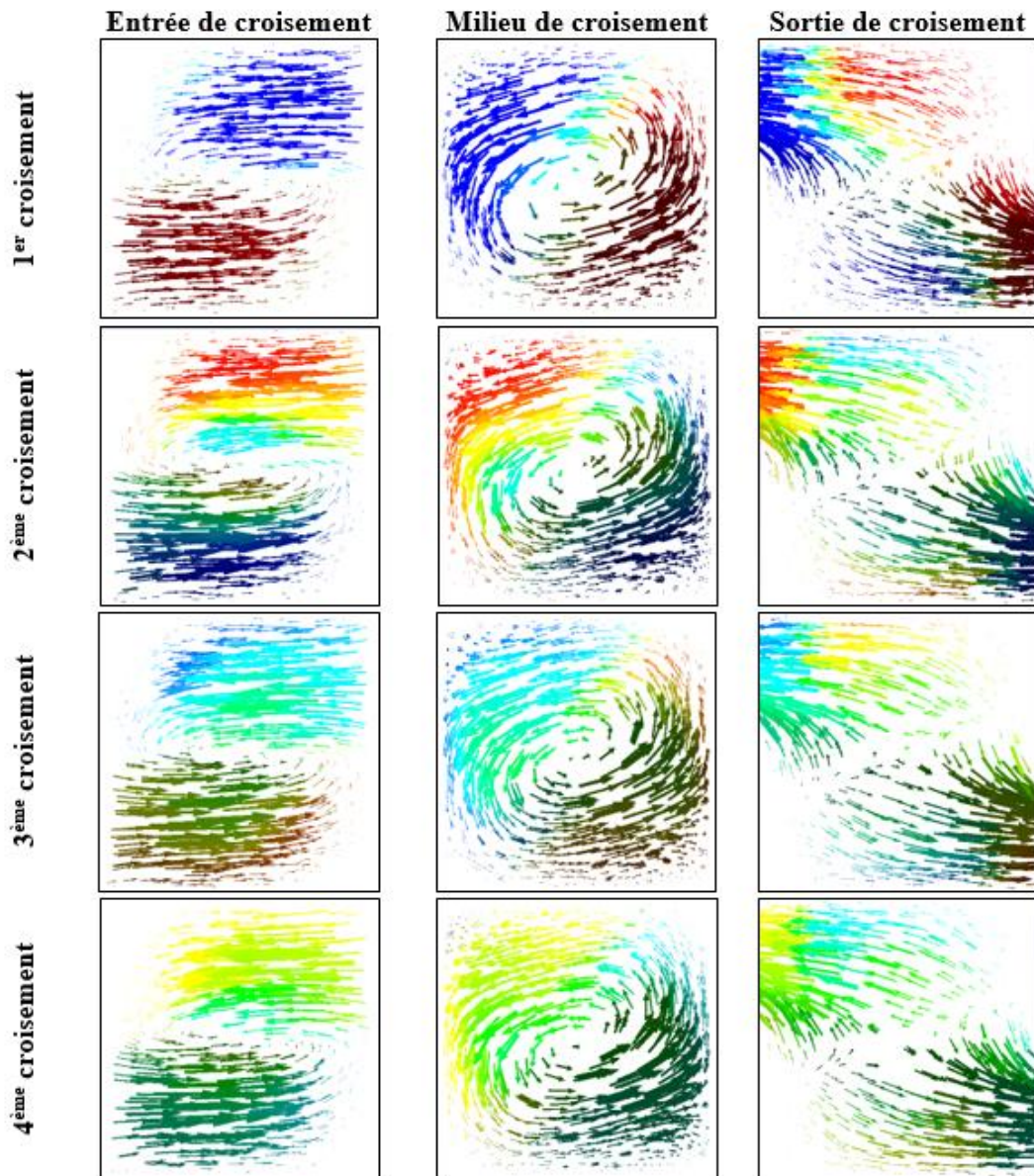
III.5. Comportement hydrodynamique et structure d'écoulement dans les plans transversaux

La figure III.7 montre la structure d'écoulement dans le micromélangeur choisi ($l/W = 1$), les vecteurs de vitesse sont représentés dans les trois plans transversaux de chaque croisement. À très faible nombre de Reynolds ($Re = 0,2$), la structure d'écoulement dans les trois plans de croisement est similaire pour les quatre croisements.

À l'entrée de croisement, les deux fluides entrent par les coins diagonalement symétriques, puis on peut voir dans les plans des centres des croisements que l'écoulement devient unidirectionnel le long de la zone de croisement, ce qui indique qu'il n'y a pas d'écoulement secondaire. Après cela, les fluides quittent la zone de croisement par les deux autres coins comme illustré dans la figure III.7 (a). Dans le cas de $Re = 15$ (figure III.7 (b)), la structure de l'écoulement est modifiée d'une manière importante, ce qui est clairement illustré dans le plan d'entrée de la zone de croisement où on constate deux écoulements opposés en haut et en bas. Ces derniers se développent en créant dans le plan central de la zone de croisement un vortex qui tourne autour de l'axe du micromélangeur. Par la suite, les fluides sortent par les deux coins diagonaux de la même manière que le cas de $Re = 0,2$. Cette structure d'écoulement à $Re=15$ montre le mouvement de rotation que subit des deux fluides lors de leur passage à travers la zone d'allongement. Alors que le mélange à faible nombre de Reynolds ($Re = 0,2$) est assuré par la diffusion moléculaire.



(a)



(b)

Figure. III.7. Vecteurs de vitesse sur le plan $y-z$ aux différents plans transversaux du micromélangeur TLCCM ($l/W=1$) : (a) $Re = 0,2$. (b) $Re = 15$.

Pour montrer l'intensité de l'écoulement secondaire dans la zone d'allongement et son utilité dans l'amélioration de la qualité du mélange, les profils de vitesse (V_y) et (V_z) ont été tracés dans les trois plans du quatrième croisement à titre d'exemple. D'après la figure III.8 (a), la composante de vitesse (V_y) présente un profil symétrique avec des extremums très importants dans le plan d'entrée du croisement par rapport aux plans du centre et de sortie du croisement. Alors que sur la figure III.8 (b), la composante de vitesse (V_z) à l'entrée du croisement est très faible, cela est dû à la dominance de l'écoulement (V_y), et prend au centre de croisement un profil identique à celui de la vitesse (V_y). Cette similarité est due vortex homogène créé dans la zone d'allongement. A la sortie du croisement, la composante de vitesse (V_z) prend des valeurs opposées à celle du centre, ceci est dû à l'enchevêtrement des lignes de courant comme vu précédemment.

Par conséquent, l'allongement de la zone du croisement donne un espace suffisant aux fluides pour créer des écoulements secondaires importants accompagnés de vortex qui affectent directement l'efficacité du mélange.

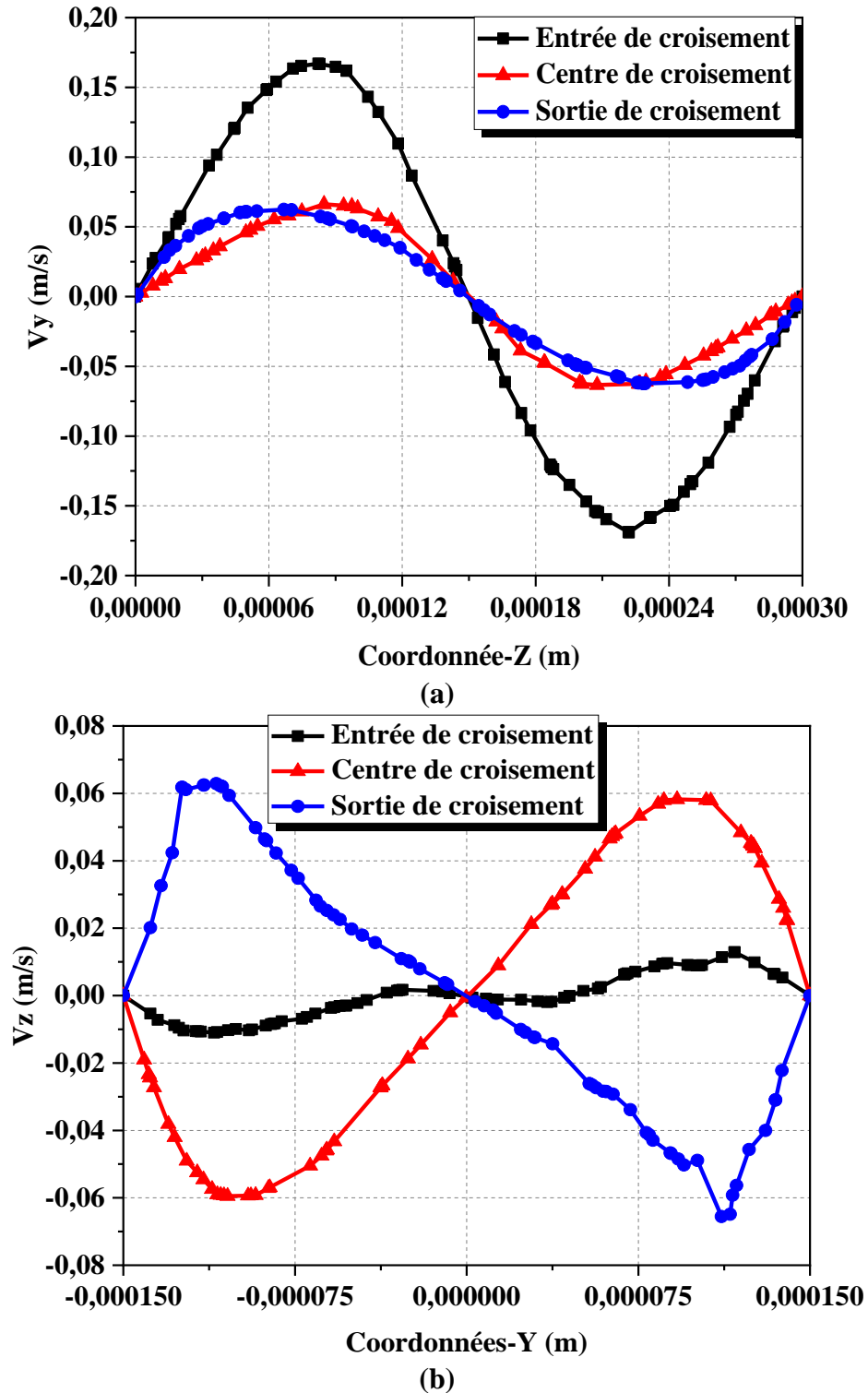
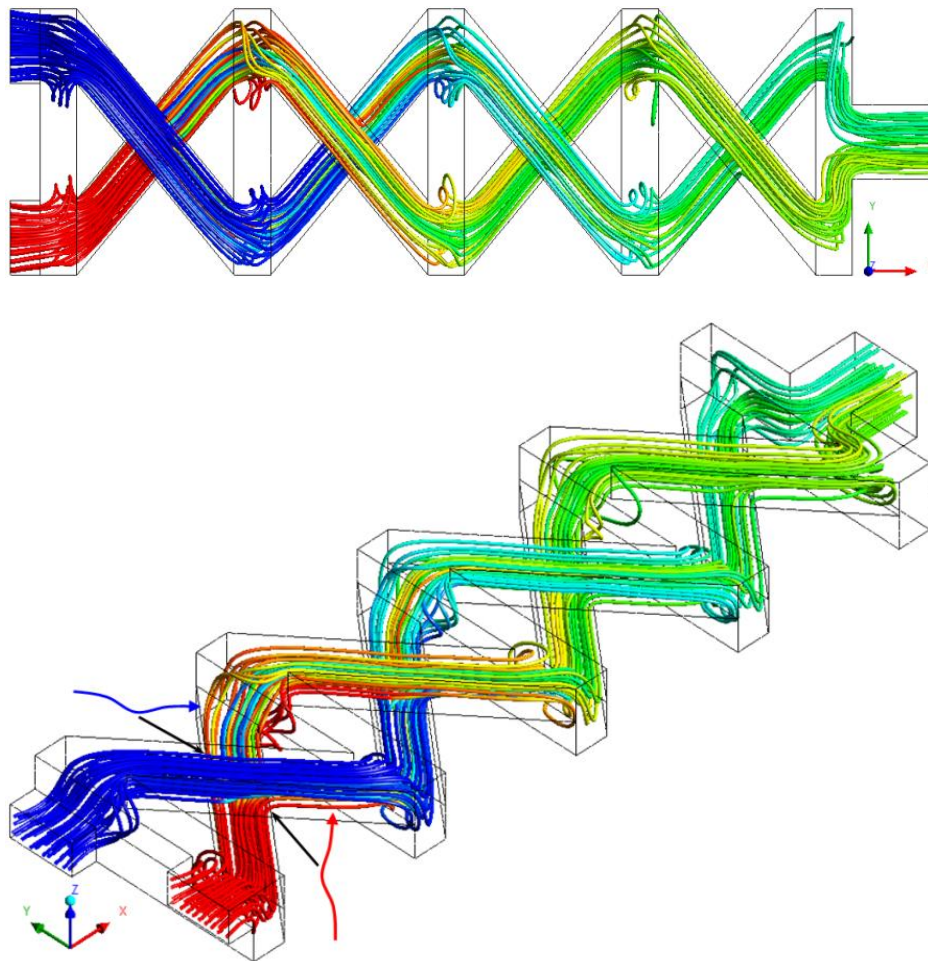


Figure. III.8. Profils de vitesse au 4^{ème} croisement du micromélangeur TLCCM ($l/W=1$) pour $Re = 15$. (a) V_y . (b) V_z .

Pour montrer l'effet de l'allongement de la zone du croisement sur les écoulements secondaires générés lors du passage des fluides à travers les micromélangeurs, les lignes de courant sont présentées sur la figure III.9 (a) pour $l/W = 0$ et la figure III.9 (b) pour $l/W = 1$ à $Re = 15$. Il est perceptible que le micromélangeur avec $l/W = 1$ permet de créer des enchevêtrements des lignes de courant dans les zones de croisement et aussi des tourbillons dans les côtés des canaux verticaux qui favorisent l'advection chaotique. Tandis que dans la géométrie avec $l/W = 0$, les tourbillons créés dans les canaux verticaux sont moins intenses et le passage dans les nœuds de croisements se fait sans enchevêtrement. Par conséquent, les écoulements secondaires qui génèrent des enchevêtrements et des tourbillons dans le micromélangeur proposé de ($l/W = 1$) contribuent fortement à l'amélioration du mélange par rapport au micromélangeur basique de ($l/W = 0$).



(a)

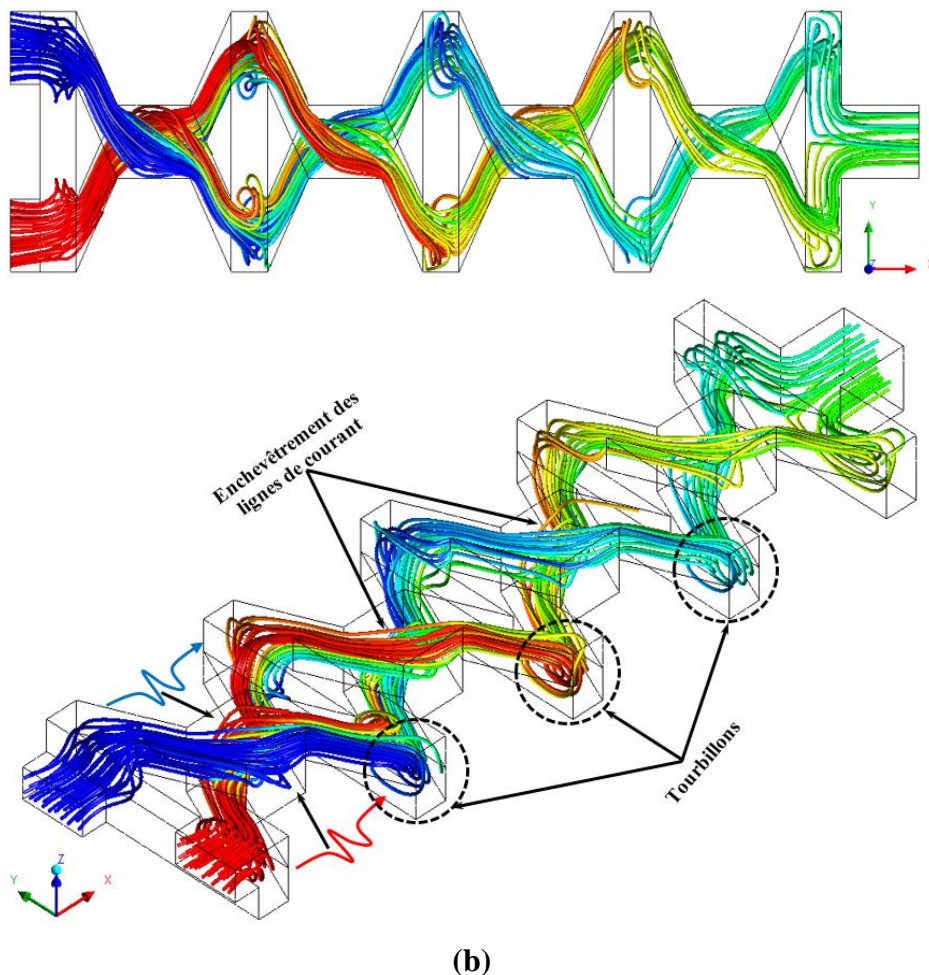


Figure. III.9. Lignes de courant colorées par la fraction massique pour $Re = 15$:
 (a) $l/W = 0$. (b) $l/W = 1$.

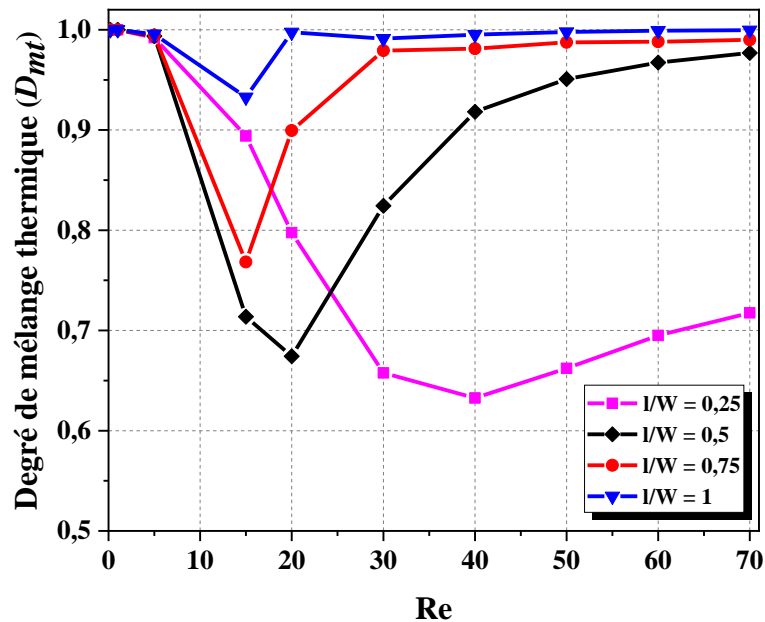
III.6. Optimisation géométrique pour les performances thermiques de mélange

Une autre étude paramétrique des performances du micromélangeur TLCCM en termes d'efficacité de mélange thermique a été réalisée pour choisir une géométrie de micromélangeur caractérisée par un rapport d'aspect l/W pouvant offrir les meilleurs résultats de mélange thermique sur toute la gamme du nombre de Reynolds considérée.

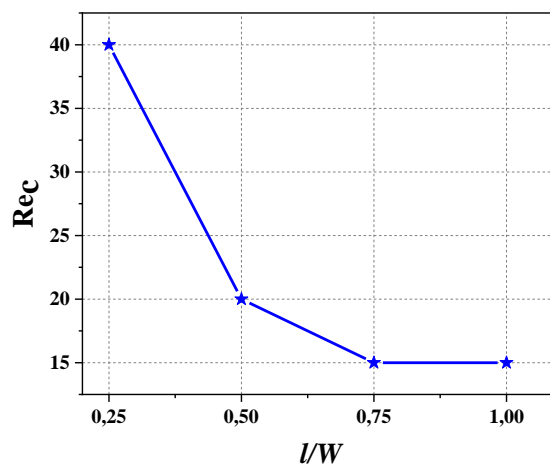
La figure III.10 (a) présente la variation du degré de mélange thermique (D_{mt}) en fonction du nombre de Reynolds pour différentes configurations géométriques du micromélangeur TLCCM de rapports d'aspect ($l/W = 0,25, 0,5, 0,75$ et 1). A partir de cette figure, on observe que les courbes de variation du degré de mélange thermique évoluent de manière similaire pour ces différentes configurations géométriques. Les structures d'écoulement nous ont déjà confirmé l'existence de deux régimes d'écoulement : le régime de diffusion pour les faibles nombres de Reynolds et le régime de convection pour les nombres de Reynolds moyens, ces deux régimes sont séparés par des nombres de Reynolds critiques (Re_c). Sur la figure III.10 (b) on peut voir que le nombre de Reynolds critique diminue avec l'augmentation du rapport d'aspect. De même la zone (plage de Reynolds) de transition se rétrécit avec l'augmentation du rapport d'aspect.

Ce résultat est très intéressant car lorsque l'intervalle de transition est petit, le passage devient très rapide. Ceci est obtenu avec la configuration qui a un rapport d'aspect de ($l/W = 1$), Elle offre de meilleures performances de mélange thermique sur toute la gamme du nombre de Reynolds où son degré de mélange thermique a un minimum de 0,932 et atteint une valeur maximale de 0,999 à partir de $Re = 20$.

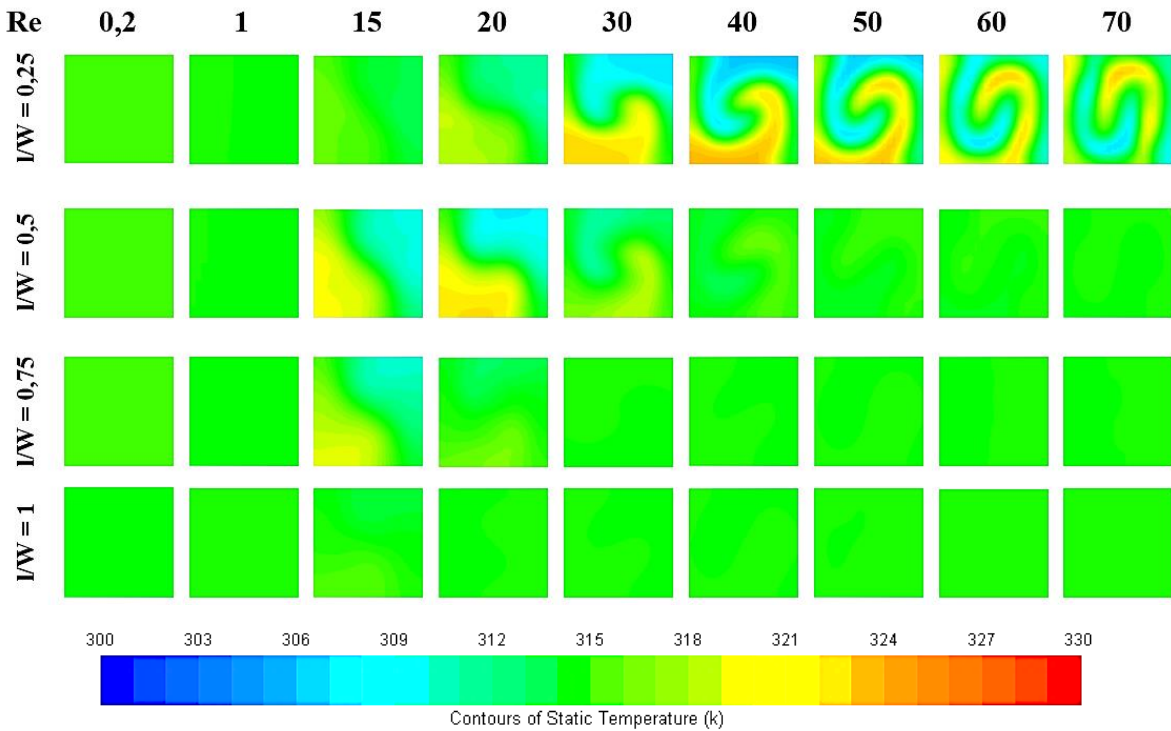
Une comparaison qualitative a été effectuée pour vérifier l'homogénéité du mélange thermique pour toutes les configurations géométriques considérées. Pour cela, les contours de température à la sortie des micromélangeurs sont représentés sur la figure III.10 (c). À partir de cette figure on constate que la qualité du mélange thermique s'améliore avec l'augmentation du rapport d'aspect et la meilleure qualité de mélange est obtenue avec la configuration ($l/W = 1$) pour tous les nombres de Reynolds considérés. Ce qui confirme d'une part les résultats obtenus quantitativement et les résultats de l'étude paramétrique du mélange hydrodynamique d'autre part.



(a)



(b)

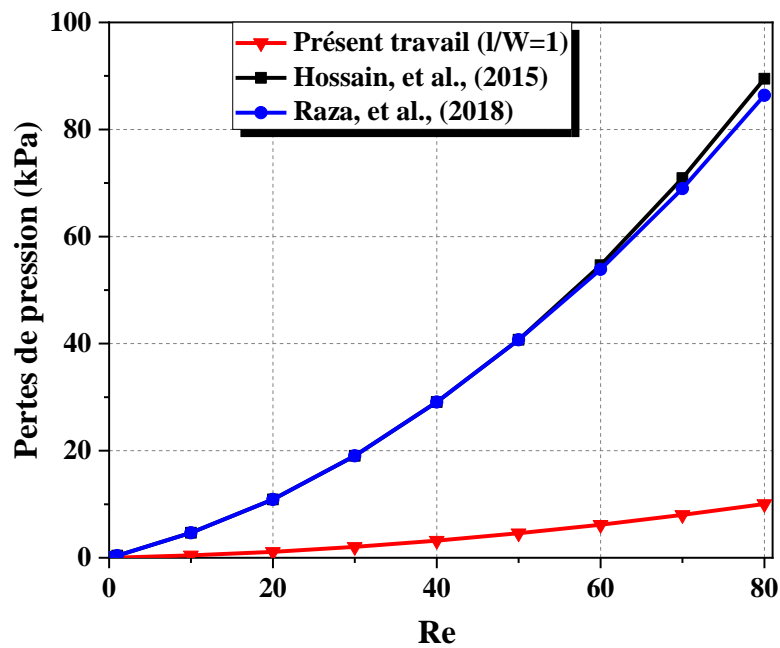


(c)

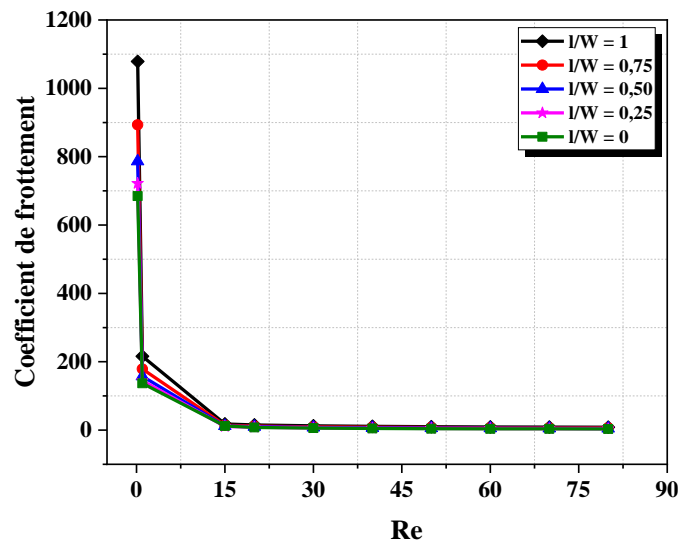
Figure. III.10. (a) Variation du degré de mélange thermique à la sortie du micromélangeur en fonction du nombre de Reynolds pour différents rapports d'aspect. (b) Nombre de Reynolds critique avec les rapports d'aspect. (c) Contours de distributions de température à la sortie du micromélangeur pour différents rapports d'aspect.

III.7. Evaluation des pertes de charge

Une autre caractéristique importante de l'écoulement des fluides au sein du micromélangeur représente la puissance de pompage permettant d'assurer l'écoulement des fluides. Les pertes de charge entre les deux entrées du micromélangeur et sa sortie a été évaluée comme une différence entre les valeurs moyennes pondérées de la pression totale. Sur la figure III.11 (a), on présente une comparaison entre les valeurs des pertes de pression dans le micromélangeur proposé de 3,75 mm avec celles des micromélangeurs de (Hossain, et al., 2015) et de (Raza, et al., 2018) de longueur 2,975 mm, pour des nombres de Reynolds de 0,2 à 70. On constate que le micromélangeur optimal présente des pertes de charge plus faibles que les deux autres micromélangeurs sur toute la gamme du nombre de Reynolds considérée.



(a)



(b)

Figure. III.11. Variations des pertes de pression et du coefficient de frottement avec le nombre de Reynolds : (a) Comparaison de la perte de pression entre le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) et ceux proposés par (Hossain, et al., 2015) et (Raza, et al., 2018). (b) Variation du coefficient de frottement pour différentes configurations.

La figure III.11 (b) montre les évolutions du coefficient de frottement en fonction du nombre de Reynolds pour les cinq rapports d'aspect ($l/W = 0; 0,25; 0,5; 0,75$ et 1). On remarque que le coefficient de frottement diminue avec l'augmentation du nombre de Reynolds et ses valeurs sont presque identiques pour toutes les géométries des micromélangeurs considérés. On en déduit donc que l'allongement de la zone du croisement n'a pas d'effet considérable sur le coefficient de frottement.

III.8. Performances de mélange du micromélangeur optimal comparées avec celles des micromélangeurs étudiés précédemment

Les micromélangeurs typiques pour les fluides newtoniens sont bien connues, certains d'eux sont caractérisés par deux couches avec des unités de mélange en forme de OH (Hossain, et al., 2015), des unités en forme de X (Hossain, et al., 2017), et des unités en forme de OX (Raza, et al., 2018). Une comparaison des valeurs de degré de mélange du micromélangeur optimal avec ceux des études précédentes et récentes pour divers micromélangeurs est présentée dans le tableau III.1. Il est indiqué que le degré de mélange peut atteindre 0,99 uniquement pour les micromélangeurs caractérisés par deux couches de canaux pour certains nombres de Reynolds.

Cependant, le présent micromélangeur de courte longueur a des valeurs de degré de mélange élevées qui varient de 0,8567 à 0,9985 à des nombres de Reynolds très faibles, ce qui montre clairement que ce micromélangeur est meilleur que les autres.

Tableau III. 1. Comparaison du degré de mélange entre le micromélangeur proposé TLCCM ($l/W = 1$) et les autres micromélangeurs étudiés par d'autres auteurs.

Micromélangeurs	Fluides	L_t (mm)	Re	D_m	Auteurs	Année
TLCCM	Glycérol et colorant alimentaire liquide	12	0,01–60	0,99	Xia, et al.,	2005
3D de forme « L »	Eau et éthanol	12,9	1–70	0,62–0,82	Ansari, et al.,	2009
Deux couches de canaux avec unités de forme « OH »	Eau et éthanol	4,35	0,1–120	0,46–0,88	Hossain, et al.,	2015
3D de forme « E »	Eau et encre dans l'eau	9,7	0,1–100	0,73–0,96	Chen, et al.,	2017
TLCCM ($l/W=0$), neuf unités de mélange de forme « X »	Eau et colorant	7,5	0,2–120	0,96–0,99	Hossain, et al.,	2017
Deux couches de canaux avec unités de forme « OX »	Eau et colorant	2,975	0,1–120	0,87–0,99	Raza, et al.,	2018
3D unités déséquilibrés «Division et Recombinaison»	Eau et colorant	7,9	0,1–120	0,28–0,99	Raza, et al.,	2019
TLCCM ($l/W=1$)	Eau et colorant	3,75	0,2–80	0,85–0,99	Présent travail	-

III.9. Conclusion

Des simulations numériques du mélange de fluides Newtoniens ont été effectuées dans un micromélangeur chaotique à deux couches de canaux croisés modifiés. Les résultats numériques concordaient bien avec ceux des études récentes présentés dans la bibliographie. Le micromélangeur TLCCM proposé avec quatre unités de mélange réalise un degré de mélange d'au moins 85% à $Re = 0,2$ et dépasse 90% pour $Re = 20$ pour atteindre plus de 99,22% à partir de $Re = 50$. Une étude numérique paramétrique a été réalisée pour quatre rapports d'aspect ($l/W = 0,25$; $0,5$; $0,75$ et 1), l'analyse quantitative et qualitative des résultats montre que le micromélangeur avec $l/W = 1$ montre un excellent degré de mélange dans une large gamme de nombres de Reynolds ($0,2-80$). Les performances de mélange du micromélangeur choisie ($l/W=1$) ont été comparées à celles des deux micromélangeurs sans allongement de quatre et de neuf unités de mélange. Cette comparaison a montré la dominance du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) par rapport aux autres. La présentation des distributions de la fraction massique le long de la géométrie dans des plans transversaux pour différents nombres de Reynolds nous a permis de distinguer la transition du régime de diffusion au régime de convection, et aussi de comprendre le mécanisme de mélange en utilisant l'advection chaotique.

Le micromélangeur choisi présente aussi les pertes de pression les plus faibles par rapport aux autres micromélangeurs étudiés. Dans l'ensemble, Ce micromélangeur était très efficace pour toutes les valeurs du nombre de Reynolds considérées dans cette étude ce qui nous amène à suggérer cette géométrie modifiée du micromélangeur proposé pour avoir un mélange rapide à de faibles nombres de Reynolds. Cependant, ce micromélangeur proposé représente une contribution préliminaire à la conception d'un micromélangeur optimal qui nécessite un support par des travaux expérimentaux.

CHAPITRE IV :

*Performances hydrodynamiques
et thermiques des
micromélangeurs proposés pour
les fluides newtoniens*

CHAPITRE IV

Performances hydrodynamiques et thermiques des micromélangeurs proposés pour les fluides Newtoniens

IV.1. Introduction

Ce chapitre consiste à étudier numériquement l'effet des parois des micromélangeurs sur les performances hydrodynamiques et thermiques du mélange en utilisant différentes configurations, qui sont respectivement : TLCCM avec un rapport d'aspect $l/W = 1$, L, OH et OX. Les simulations numériques ont été réalisées pour de faibles nombres de Reynolds allant de 0,2 à 70. L'efficacité de mélange hydrodynamique est évaluée en calculant le degré de mélange (D_m), par ailleurs l'efficacité thermique est évaluée en calculant le degré de mélange thermique (D_{mt}), dans différentes sections transversales et à la sortie des micromélangeurs. Pour analyser les résultats de la simulation numérique, les contours de la fraction massique, les contours de température, les contours et vecteurs de vitesse, la structure des écoulements secondaires générés et le coût énergétique de mélange (MEC), sont déterminées et présentés dans différents plans et positions.

IV.2. Validation du code de calcul

Pour valider notre modèle numérique avec les résultats expérimentaux de la littérature, les valeurs du degré de mélange ont été calculé à la sortie du micromélangeur TLCCM pour une large gamme de nombres de Reynolds comprise entre 0,2 et 120, et comparés avec les résultats expérimentaux de (Hossain, et al., 2017) comme le montre la Figure IV.2. Les deux courbes se superposent parfaitement ainsi la différence est très faible. L'erreur relative maximale avec les résultats expérimentaux est de 4,59%. La différence entre les différentes évolutions reste dans la plage de précision de la méthode numérique.

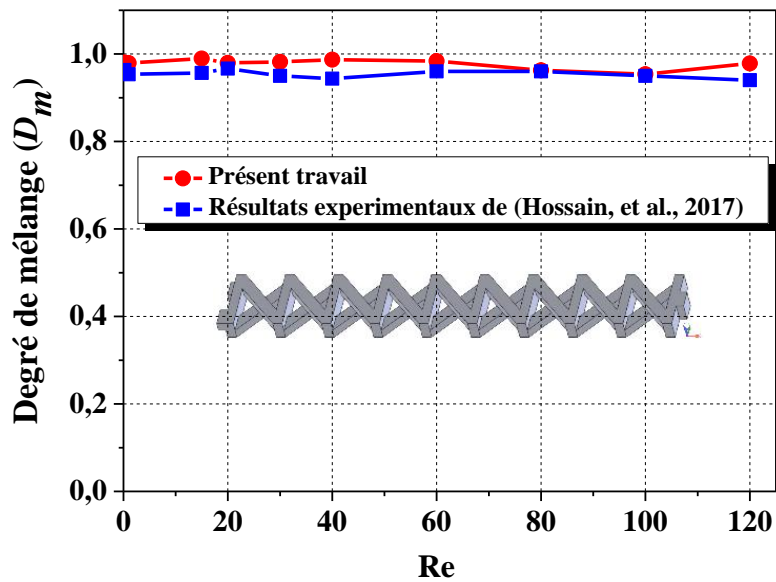


Figure IV.1. Comparaison du degré de mélange avec les résultats expérimentaux de (Hossain, et al., 2017).

Une comparaison quantitative pour une autre configuration de micromélangeur a été réalisée avec un travail récent de (Raza, et al., 2018). Les valeurs du degré de mélange dans le plan de sortie du micromélangeur pour toutes les valeurs du nombre de Reynolds ont été comparées comme le montre la Figure IV.2. Il est constaté que les valeurs du degré de mélange ont la même évolution sur toute la gamme du nombre de Reynolds et que nos résultats agrément très bien avec les résultats de (Raza et al. 2018).

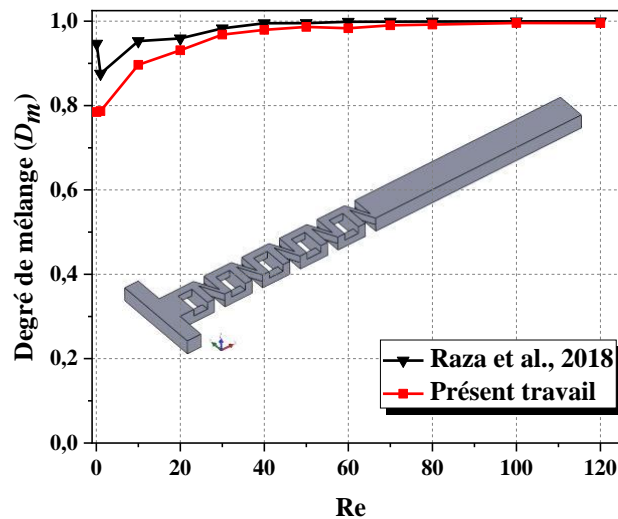


Figure IV.2. Comparaison du degré de mélange avec les résultats numériques de (Raza, et al., 2018).

Pour clarifier cette comparaison, l'erreur relative entre nos résultats et ceux de (Raza, et al., 2018) a été calculée et illustrée ci-dessous dans le tableau IV.1. Cette erreur commence par des valeurs de l'ordre de 10% en régime de diffusion dans l'intervalle ($Re = 0,2 \sim 1$) puis devient très faible en régime de convection ($Re > 10$).

Tableau IV.1. Erreurs relatives du degré de mélange.

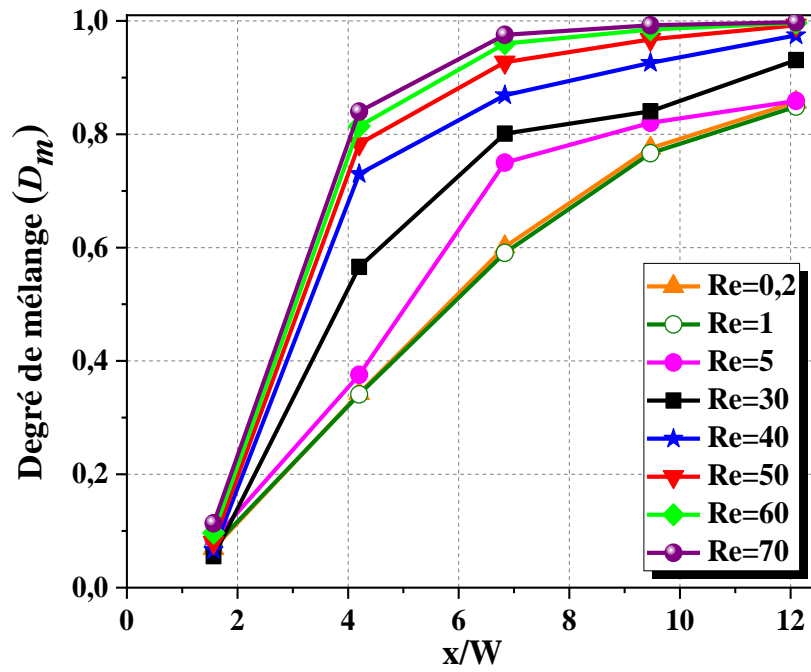
Re	D_m (Raza, et al., 2018)	D_m (Présent travail)	ERREUR (%)
0,1	0,946713	0,784620380	17,12162186
1	0,875523	0,786915060	10,12057250
10	0,952880	0,896372684	5,93016077
20	0,959056	0,931009160	2,92442151
30	0,983036	0,968076446	1,52177072
40	0,995138	0,979387198	1,58277566
50	0,995379	0,986486769	0,89335128
60	0,998579	0,983267795	1,53329930
70	0,998811	0,990143794	0,86775234
80	0,999053	0,991869510	0,71902994
100	0,999526	0,995846213	0,36815322
120	0,999526	0,995496569	0,40313415

IV.3. Performances hydrodynamiques de mélange du micromélangeur TLCCM

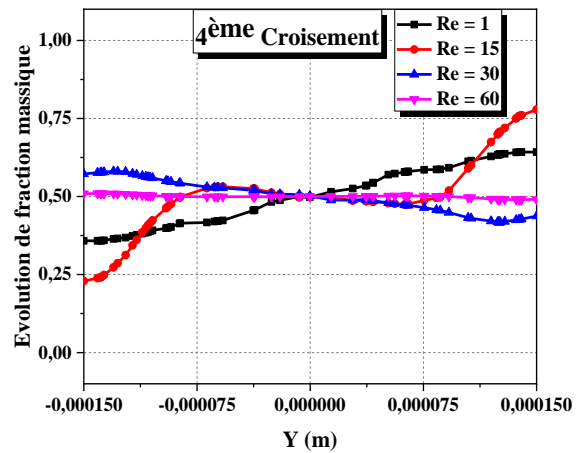
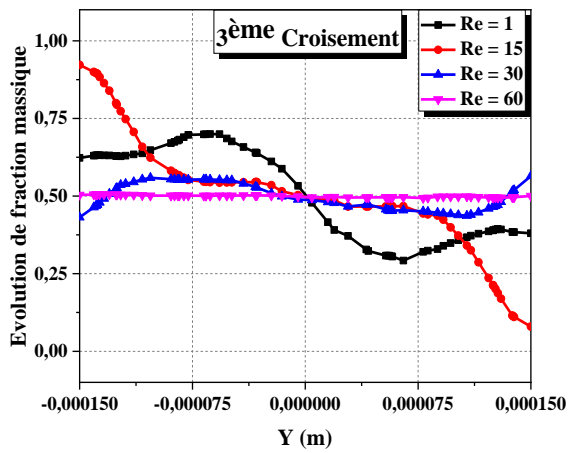
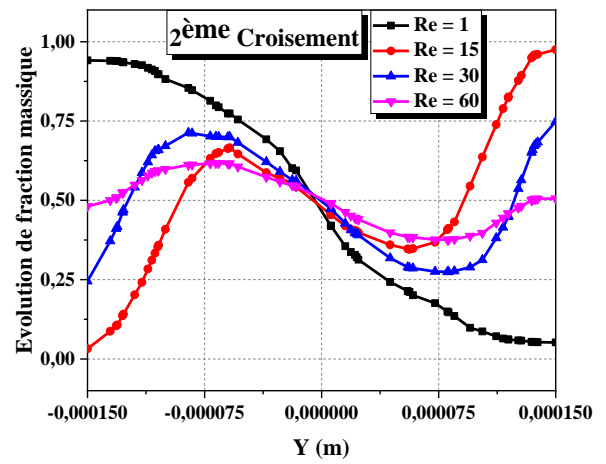
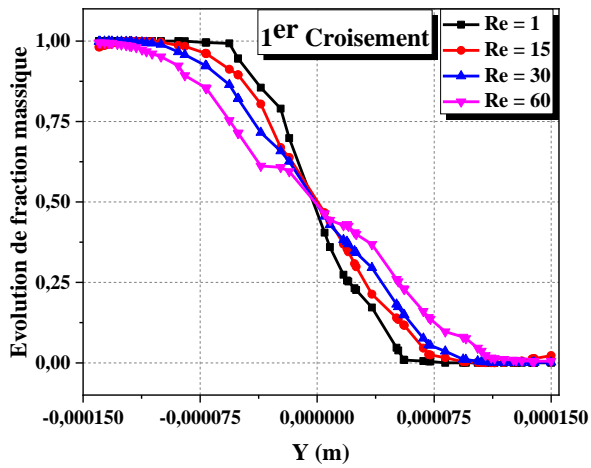
Afin de montrer les performances hydrodynamiques de mélange du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$), il est intéressant de représenter le degré de mélange local dans chaque plan médian du croisement le long du micromélangeur pour différents nombres de Reynolds. De la figure IV.3 (a), on constate qu'à partir du deuxième plan de croisement le degré de mélange varie progressivement pour tous les nombres de Reynolds, et que les courbes d'évolution se superposent parfaitement pour les deux nombres de Reynolds ($Re = 0,2$ et $Re = 1$). De plus, à partir du centre du troisième croisement, le degré de mélange dépasse la valeur de 0,6 et devient supérieur à 0,84 au plan de sortie, ce qui montre les performances de mélange élevées de ce micromélangeur précisément à de faibles nombres de Reynolds.

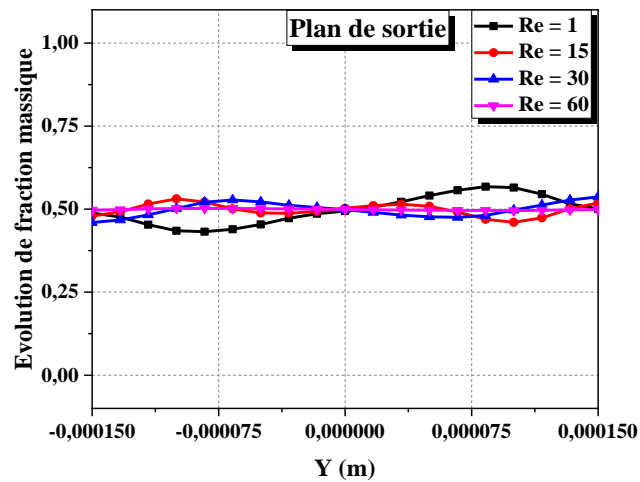
Pour vérifier l'homogénéité du mélange obtenu dans chaque plan médian du croisement, les profils de variation de la fraction massique ont été tracés le long d'une ligne méridienne au milieu des plans centraux des croisements et à la sortie. La figure IV.3 (b) montre que dans le premier centre de croisement, la fraction massique varie avec des profils similaires pour tous les nombres de Reynolds et avec des valeurs relativement très proche, alors qu'à partir du deuxième centre de passage, la distribution a clairement changée.

La comparaison des profils d'évolution de la fraction massique pour le troisième centre de croisement, le quatrième centre de croisement et la sortie montre que ses profils présentent plusieurs fluctuations autour de la valeur de 0,5. Cependant, dans le plan de sortie, les profils de la fraction massique évoluent avec de faibles fluctuations très proches de la valeur de 0,5 pour les différents nombres de Reynolds, ce qui montre l'homogénéité obtenue à la sortie. Ce résultat confirme les performances de mélange élevées obtenues précédemment pour le degré de mélange.



(a)





(b)

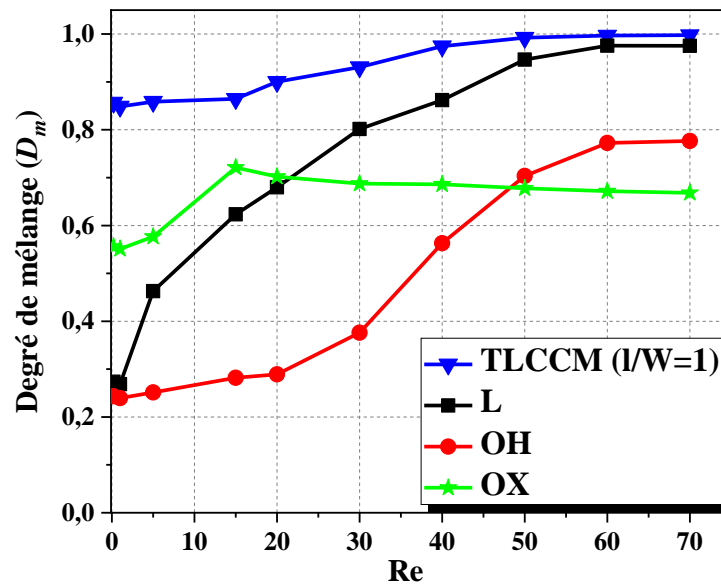
Figure IV.3. (a) Evolutions du degré de mélange pour les sections transversales médianes du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$). (b) Evolutions de la fraction massique le long de la ligne méridienne de chaque plan de croisement : pour différents nombres de Reynolds.

IV.4. Performances de mélange du micromélangeur optimal ($l/W = 1$) comparé aux autres micromélangeurs

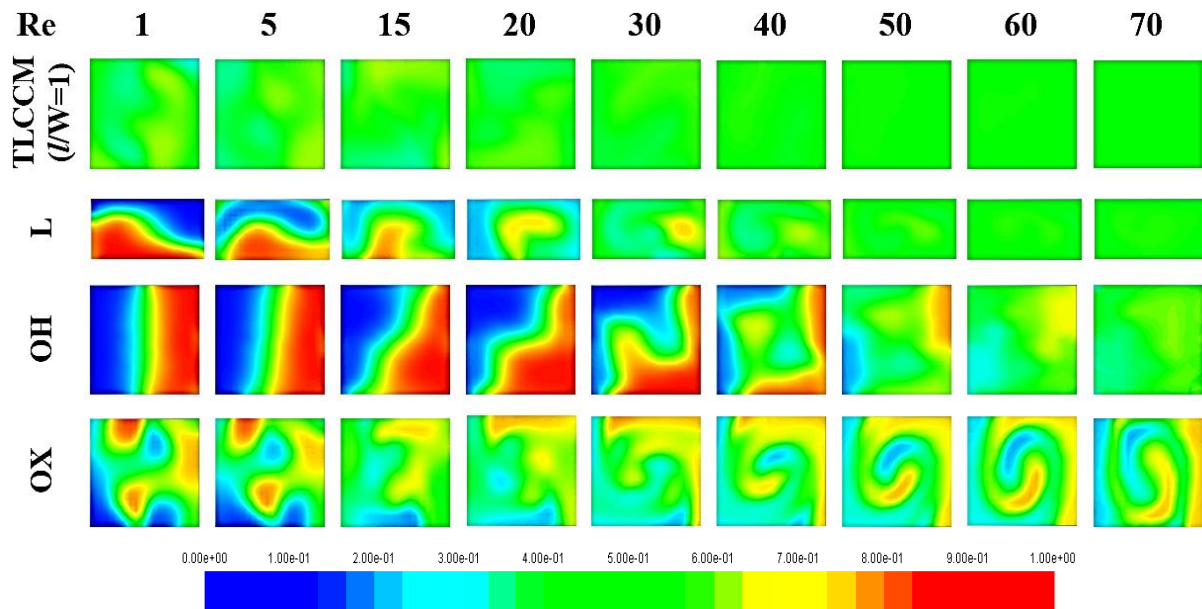
Le micromélangeur TLCCM caractérisé par deux couches de canaux croisés avec un rapport d'aspect ($l/W = 1$), a montré une efficacité de mélange élevée, ce qui nous a motivé à comparer ses performances avec ceux d'autres micromélangeurs : L (Ansari, et al., 2009), OH (Hossain, et al., 2015) et OX (Raza, et al., 2018).

La figure IV.4 (a) présente la variation du degré de mélange à la sortie des différents micromélangeurs considérés pour une large gamme de nombres de Reynolds allant de 0,2 à 70. Cette figure montre des valeurs du degré de mélange du micromélangeur proposé TLCCM ($l/W=1$) supérieur à ceux des autres micromélangeurs dans la gamme des nombres de Reynolds considérée. En particulier, la valeur du degré de mélange du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) commence de 0,85 et progresse vers 1. Alors que dans les autres micromélangeurs, le degré de mélange dans le meilleur des cas commence par la valeur de 0,55 et atteint 0,85 avec le micromélangeur L pour $Re = 40$.

Une comparaison qualitative a été réalisée en représentant les distributions des fractions massiques à la sortie des micromélangeurs étudiés pour différents nombres de Reynolds (figure IV.4 (b)). Les distributions de la fraction massique montrent l'homogénéité du mélange obtenu à l'aide du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) pour tous les nombres de Reynolds, cette homogénéité correspond à une fraction massique de valeur 0,5, tandis que les autres micromélangeurs ont une qualité de mélange pas très bonne surtout pour les faibles nombres de Reynolds.



(a)



(b)

Figure IV.4. Comparaison des micromélangeurs proposés : TLCCM ($l/W = 1$), L, OH et OX : (a) Variations du degré de mélange en fonction du nombre de Reynolds. (b) Distributions de la fraction massique au plan de sortie.

La figure IV.5 montre les distributions de la fraction massique aux plans méridiens et à la sortie des différents micromélangeurs étudiés pour trois nombres de Reynolds ($Re = 1$; $Re = 15$; $Re=30$; $Re=60$). Dans le cas du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$), la couche séparant les deux fluides le long de chaque croisement subit un malaxage des deux fluides puis elle se développe spatialement en allant vers le plan de sortie pour tous les nombres de Reynolds considérés. La structure de l'allongement du croisement permet donc d'intensifier le mélange. En revanche, cette couche n'a pas subi d'évolution considérable pour les autres micromélangeurs.

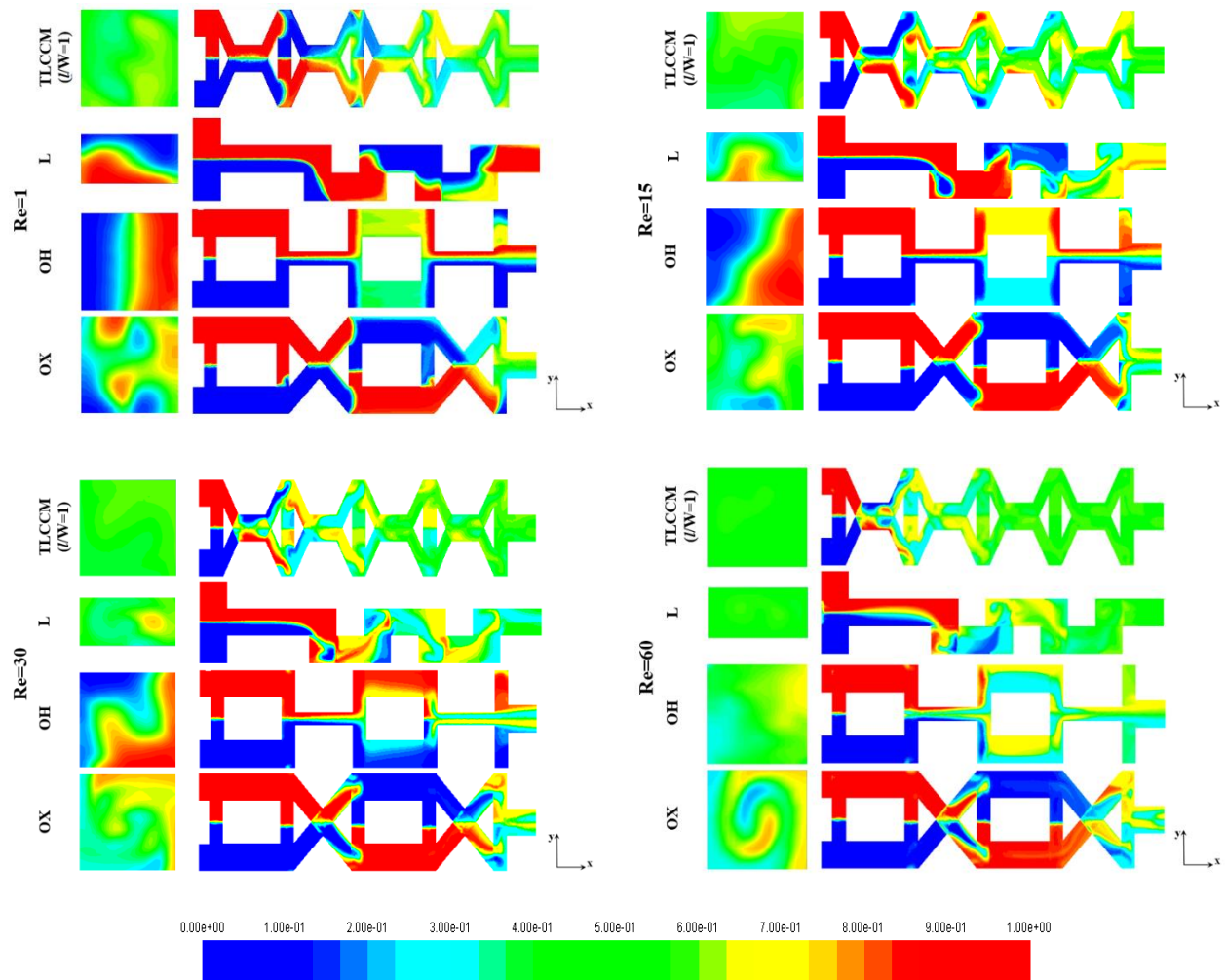


Figure IV.5. Distributions de la fraction massique dans les plans méridiens et dans les plans des sorties de différents micromélangeurs pour $Re = 1, 15, 30$ et 60 .

L'évolution du degré de mélange local le long des micromélangeurs étudiés pour différents nombres de Reynolds est présentée sur la figure IV.6. On constate que le degré de mélange évolue progressivement le long du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$). Cette évolution a des valeurs élevées par rapport à celles des autres micromélangeurs. Ceci est due à l'advection chaotique générée par les croisements allongés du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$), qui améliore efficacement le degré de mélange.

L'homogénéité du mélange obtenu le long d'une ligne méridienne à la sortie des différents micromélangeurs est représentée par les profils de distribution des fractions massiques tracés sur la figure IV.7. Des fluctuations significatives des valeurs de la fraction massique sont observées dans le cas des micromélangeurs (L, OH et OX) pour tous les nombres de Reynolds considérés. Alors que le profil de distribution de la fraction massique du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) évolue très proche de la valeur de 0,5, ce qui représente une meilleure qualité de mélange obtenue à la sortie du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$).

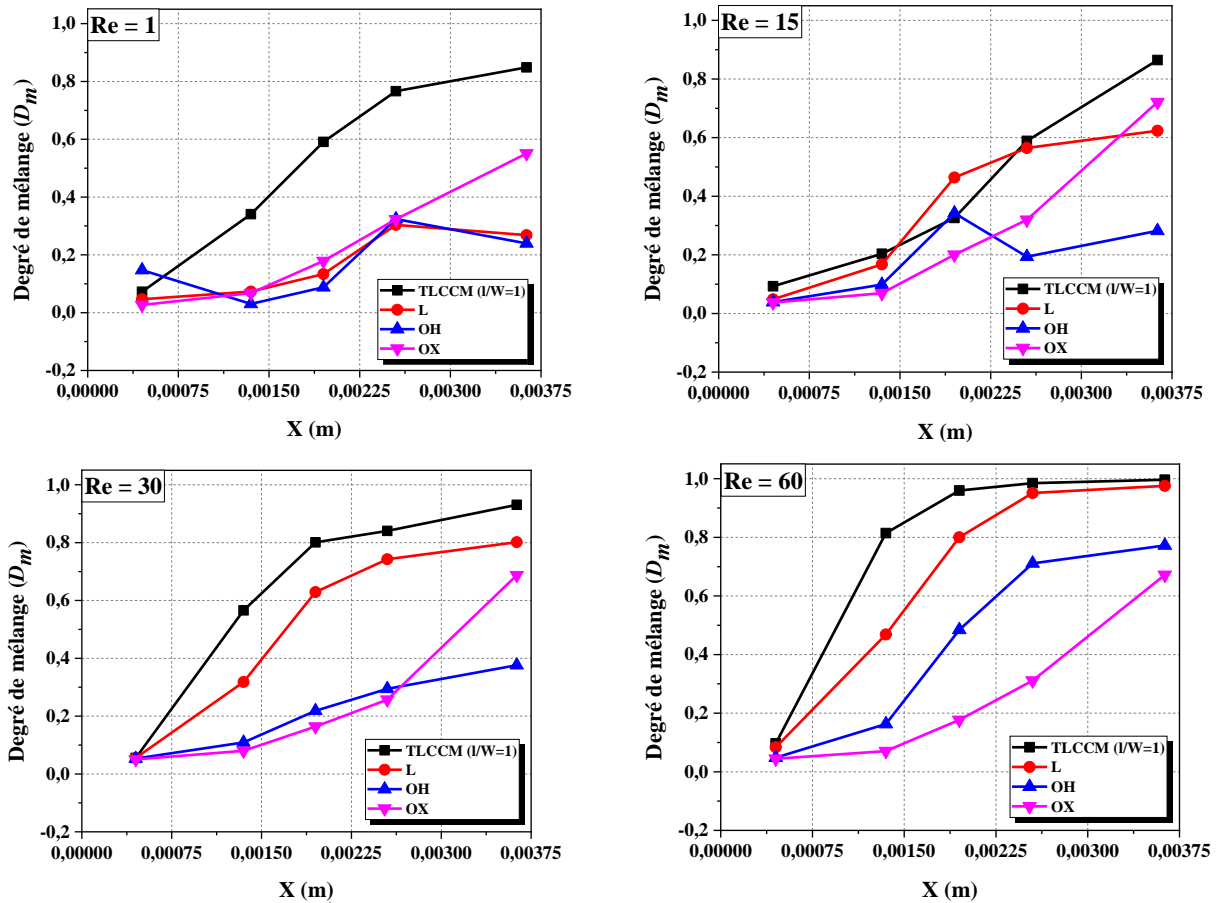


Figure IV.6. Évolutions du degré de mélange le long de différents micromélangeurs pour différents nombres de Reynolds.

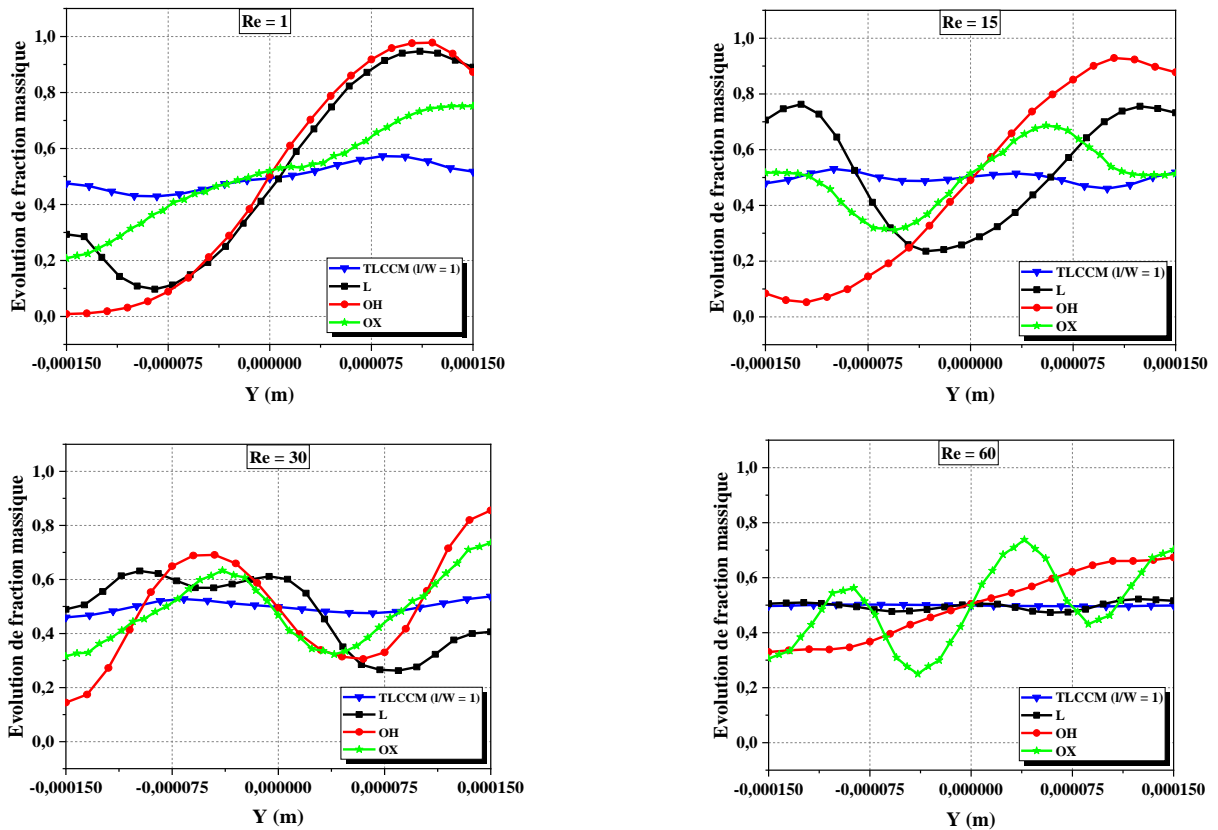


Figure IV.7. Distributions de la fraction massique le long de la ligne méridienne à la sortie de différents micromélangeurs pour $Re = 1; 15; 30$ et 60 .

IV.5. Structures des écoulements dans les micromélangeurs considérés

La structure des écoulements est mise en évidence et décrite dans un plan méridien en utilisant les lignes de courant comme présentée sur la figure IV.8 pour $Re = 1$ et $Re = 30$. Dans le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$), l'écoulement se divise à la sortie de la structure de croisement et se recombine dans les canaux verticaux. Les lignes de courant sont regroupées aux intersections. Une partie du fluide provenant du canal de la couche supérieure pénètre dans le canal de la couche inférieure pour rejoindre l'écoulement principal et vice versa. Ceci est illustré par l'apparition des deux lignes de courant de couleurs différentes après le premier nœud du croisement allongé. La structure du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) caractérisée par l'allongement permet donc de créer un enchevêtrement des lignes de courant dans l'allongement des croisements et également des tourbillons sur les côtés des canaux verticaux, ce qui favorisent l'advection chaotique et par conséquent une contribution utile à l'amélioration du mélange. Cependant, dans les trois autres micromélangeurs, les deux fluides entrent en contact et se rencontrent dans le canal principal puis poursuivent leurs trajectoires en couches quasi parallèle jusqu'à la sortie du canal, malgré la présence de structures de division et de recombinaison dans les micromélangeurs OH et OX. Une amélioration légère de l'enchevêtrement des lignes de courant a été observée dans le micromélangeur en forme de L pour $Re = 30$.

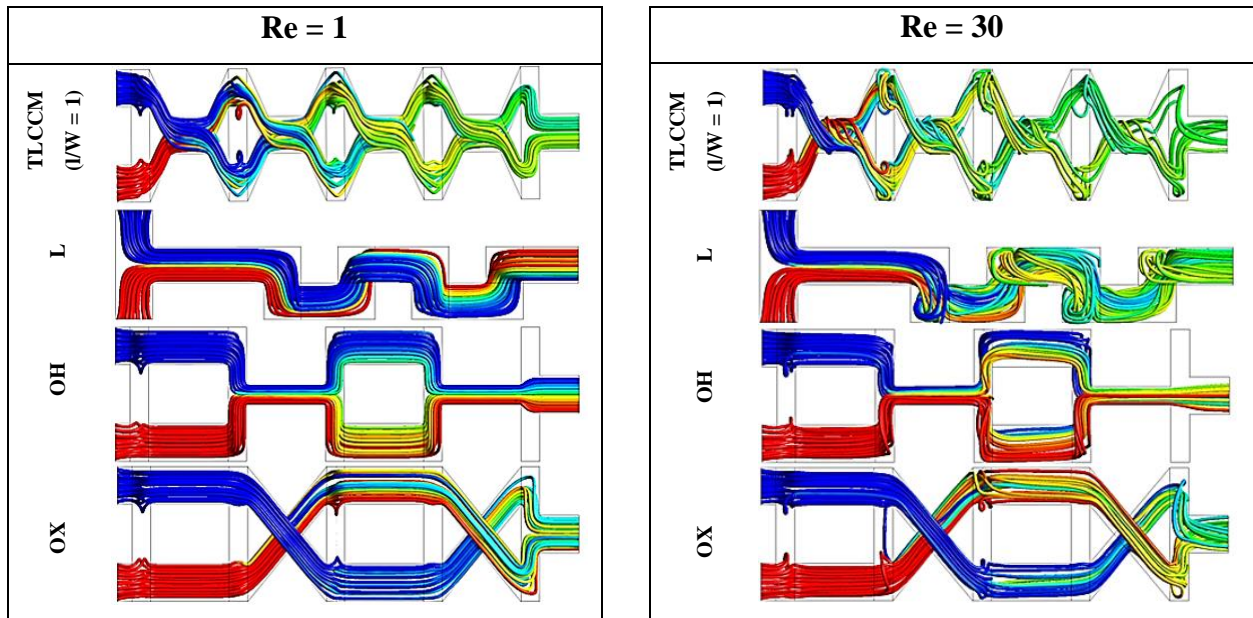


Figure IV.8. Lignes de courants colorées par la fraction massique pour différents micromélangeurs : $Re = 1$ et 30 .

Les contours et les vecteurs de vitesse dans les plans Y-Z à différentes positions de la dernière unité de mélange sont représentés sur la figure IV.9 pour un nombre de Reynolds $Re=15$. Les contours et les vecteurs de vitesse décrivent à la fois le comportement des écoulements secondaires et la formation de tourbillons dans les différents plans transversaux.

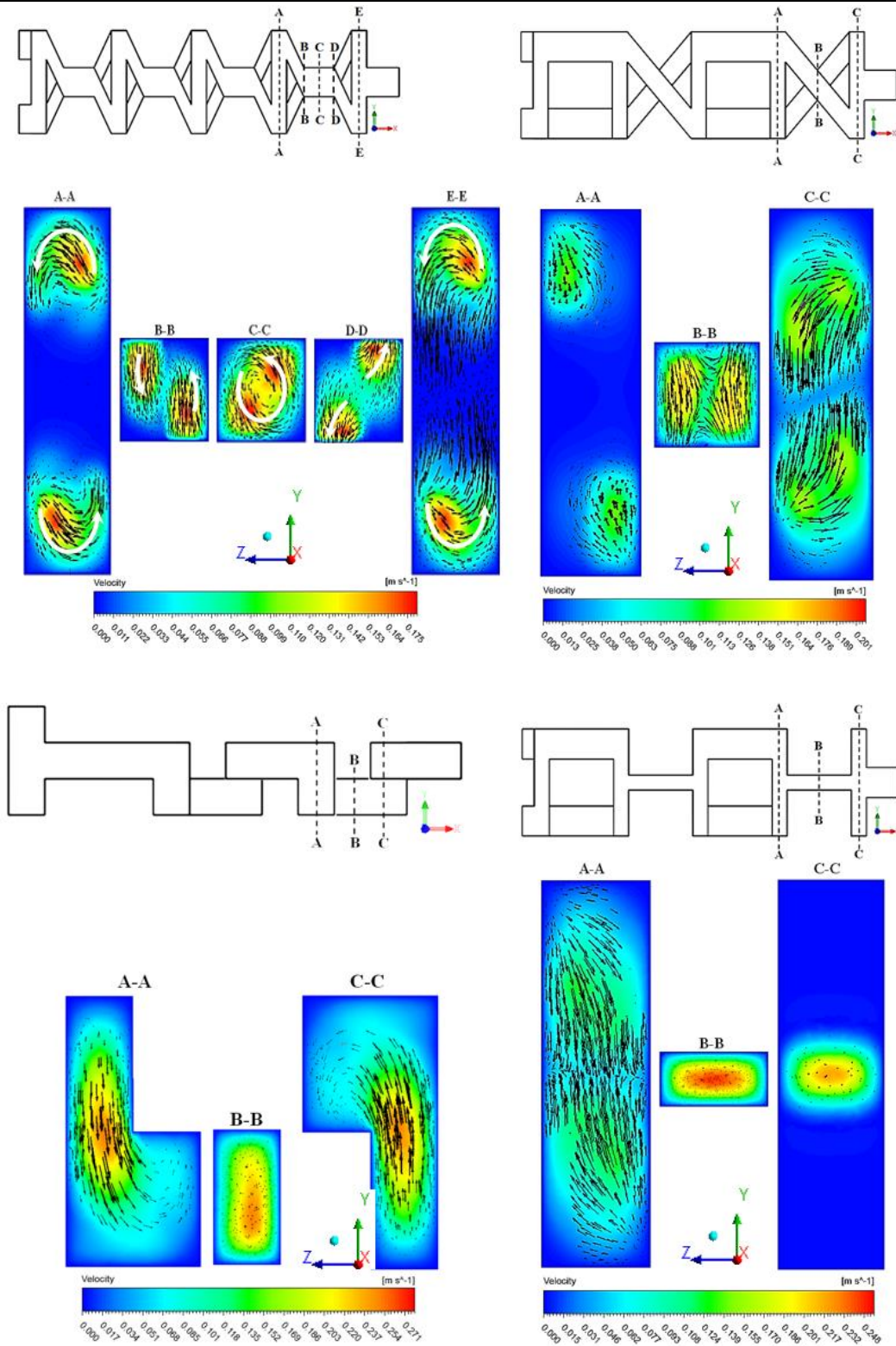


Figure IV.9. Vecteurs et contours de vitesse aux différents plans de la dernière unité pour différents micromélangeurs ($Re = 15$).

Les coupes A-A et E-E du micromélangeur TLCCM ($l/W=1$) montrent la présence de deux tourbillons sur les côtés des canaux verticaux. Dans l'allongement, pour les plans B-B, C-C et D-D, l'écoulement des fluides subit une rotation due à la structure de croisement allongé qui provoque aussi l'étirement et la compression des fluides.

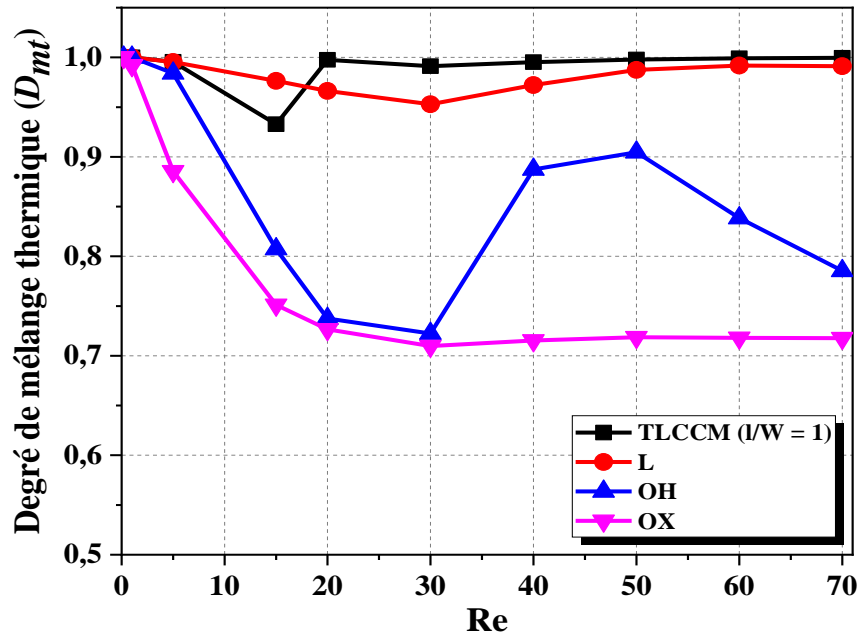
Les fluides sont comprimés dans la section B-B, tandis que dans la section D-D ils subissent un étirement, comme le montre la direction des vecteurs de vitesse. Ce phénomène de compression et d'étirement est le mécanisme clé d'expansion des couches interfaciales des fluides, qui améliorent effectivement le mélange. Par conséquent, les fortes intensités des structures d'écoulement aux nœuds des canaux de croisement ont donné d'excellentes performances de mélange pour notre micromélangeur. La structure d'écoulement dans les autres micromélangeurs (L, OH et OX) montre de faibles écoulements secondaires générés, de sorte que le passage des fluides dans le canal de mélange des différents micromélangeurs est assuré par l'écoulement principal.

IV.6. Performances thermiques de mélange des micromélangeurs proposés

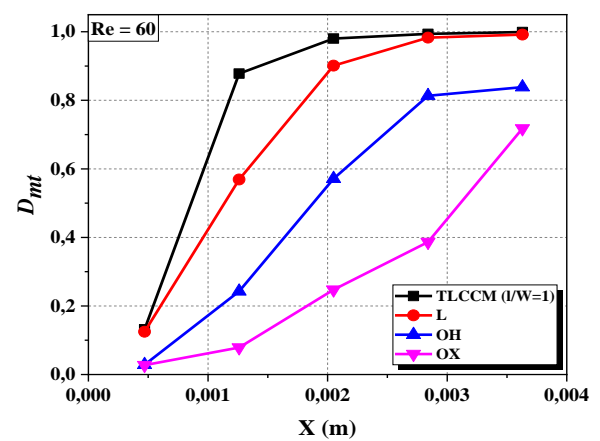
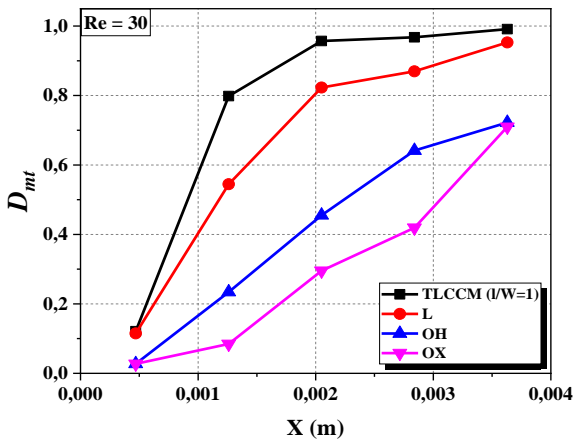
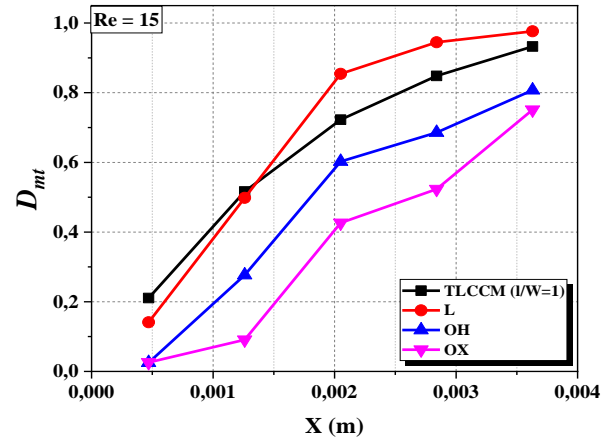
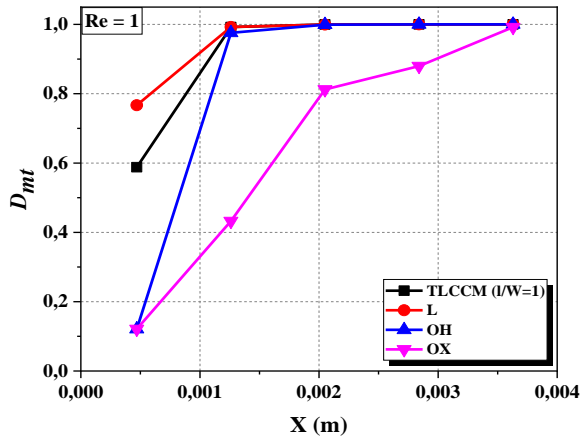
La figure IV.10 (a) présente la variation du degré de mélange thermique (D_{mt}) à la sortie des micromélangeurs considérés en fonction du nombre de Reynolds. Le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) présente des valeurs très intéressantes du degré de mélange thermique. Dans ce micromélangeur l'agitation est plus intense du fait de la forte advection chaotique ainsi que de l'existence de zones d'étirement et de compression dans l'écoulement qui sont dues à l'allongement croisé.

Ce comportement contribue considérablement à l'amélioration des performances de mélange thermique par rapport aux micromélangeurs en forme de L, OH et OX, qui présentent une agitation relativement faible. Au fur et à mesure que le nombre de Reynolds augmente, le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) présente des performances de mélange thermique élevées qui restent stables proches de la valeur de 1.

La figure IV.10 (b) illustre les évolutions du degré de mélange thermique le long des micromélangeurs proposés pour quatre valeurs du nombre de Reynolds (1, 15, 30 et 60). On constate que le degré de mélange thermique augmente le long de tous les micromélangeurs et évolue progressivement pour le micromélangeur ($l/W = 1$) où il dépasse 0,5 et atteint plus de 0,8 juste après la deuxième unité. En revanche, on observe que le degré de mélange thermique des trois autres micromélangeurs évolue le long de courbes avec des pentes inférieures à celles du micromélangeur TLCCM à l'exception de $Re = 15$ où le micromélangeur L enregistre des valeurs élevées.



(a)



(b)

Figure IV.10. (a) Degré de mélange thermique à la sortie des différents micromélangeurs. (b) Évolution du degré de mélange thermique le long des micromélangeurs étudiés.

La Figure IV.11 montre les contours de la température dans le plan de sortie et dans les plans méridiens des micromélangeurs considérés pour quatre valeurs du nombre de Reynolds ($Re = 1, 15, 30$ et 60). On observe que la qualité du mélange thermique est influencée par deux paramètres essentiels qui sont la géométrie du micromélangeur et le nombre de Reynolds. Comme on peut le voir sur cette figure pour $Re = 1$, une amélioration significative est observée pour tous les micromélangeurs et le mélange thermique est principalement dû à la diffusion moléculaire, en particulier le micromélangeur TLCCM offre les performances de mélange thermique les plus élevées pour ce régime d'écoulement et ceci est clairement visible juste après le milieu du premier croisement. Pour $Re = 15$, qui est le nombre de Reynolds critique, d'après les contours de la température du micromélangeur TLCCM il s'avère que la qualité du mélange thermique subit une légère diminution puis elle augmente rapidement après une courte zone de transition. La distribution de température dans le plan méridien et dans les plans de sortie des différents micromélangeurs montre que les trois micromélangeurs L, OH et OX présentent des performances de mélange thermique relativement moins importantes, en particulier pour leurs nombres de Reynolds critiques.

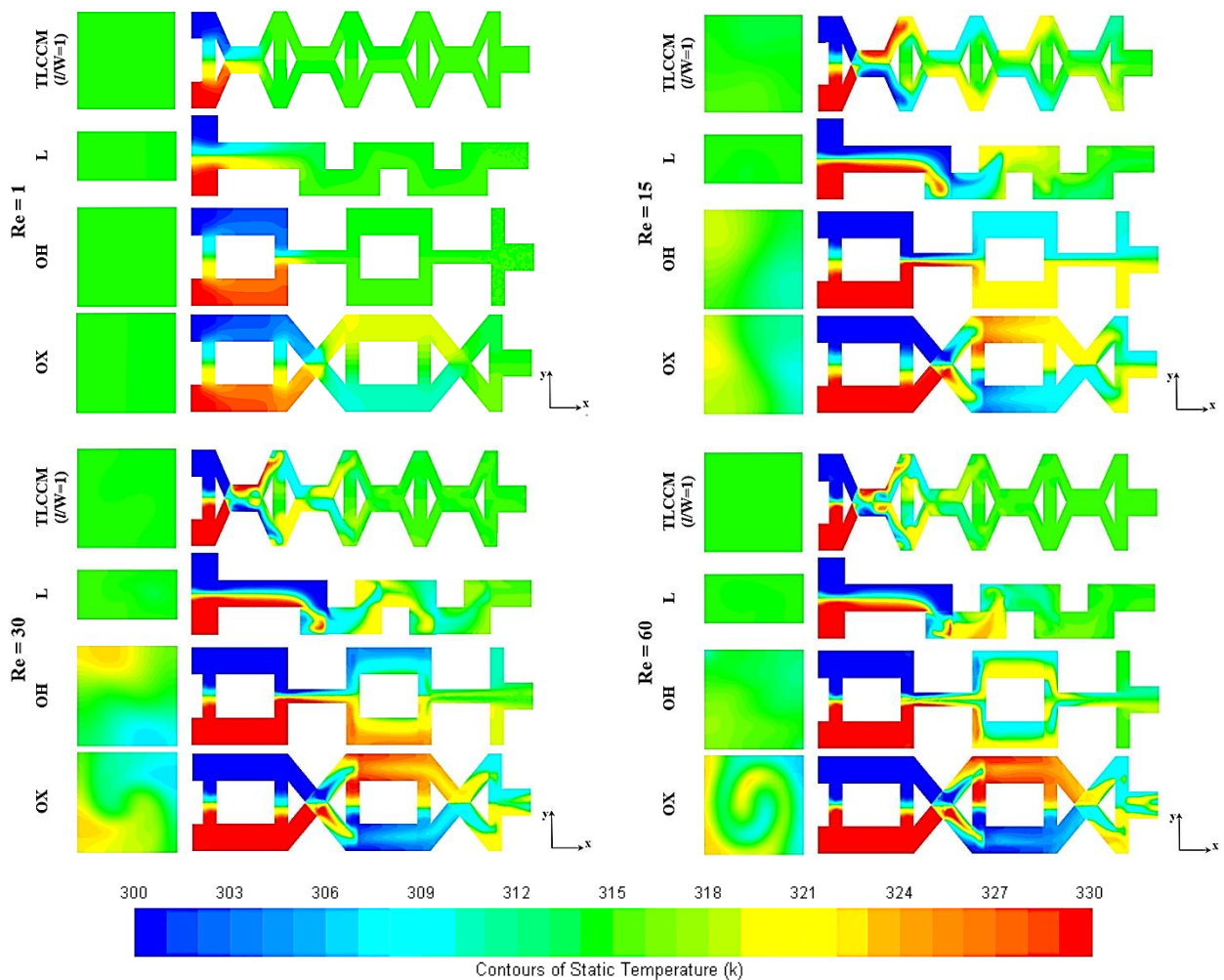


Figure IV.11. Contours de distribution de température à la sortie et dans les plans méridiens des micromélangeurs étudiés pour différents nombres de Reynolds.

La distribution de la température dans une section transversale est affectée par le mécanisme de l'advection chaotique comme indiqué précédemment pour les micromélangeurs étudiés. Un autre critère important est utilisé pour vérifier l'homogénéisation de la distribution de température à la sortie des différents micromélangeurs qui est la fonction de densité de probabilité PDF (%). La figure IV.12 montre la distribution de la fonction de densité de probabilité PDF (%) à la sortie de chaque micromélangeur, pour différentes valeurs du nombre de Reynolds ($Re = 1, 15, 30$ et 60).

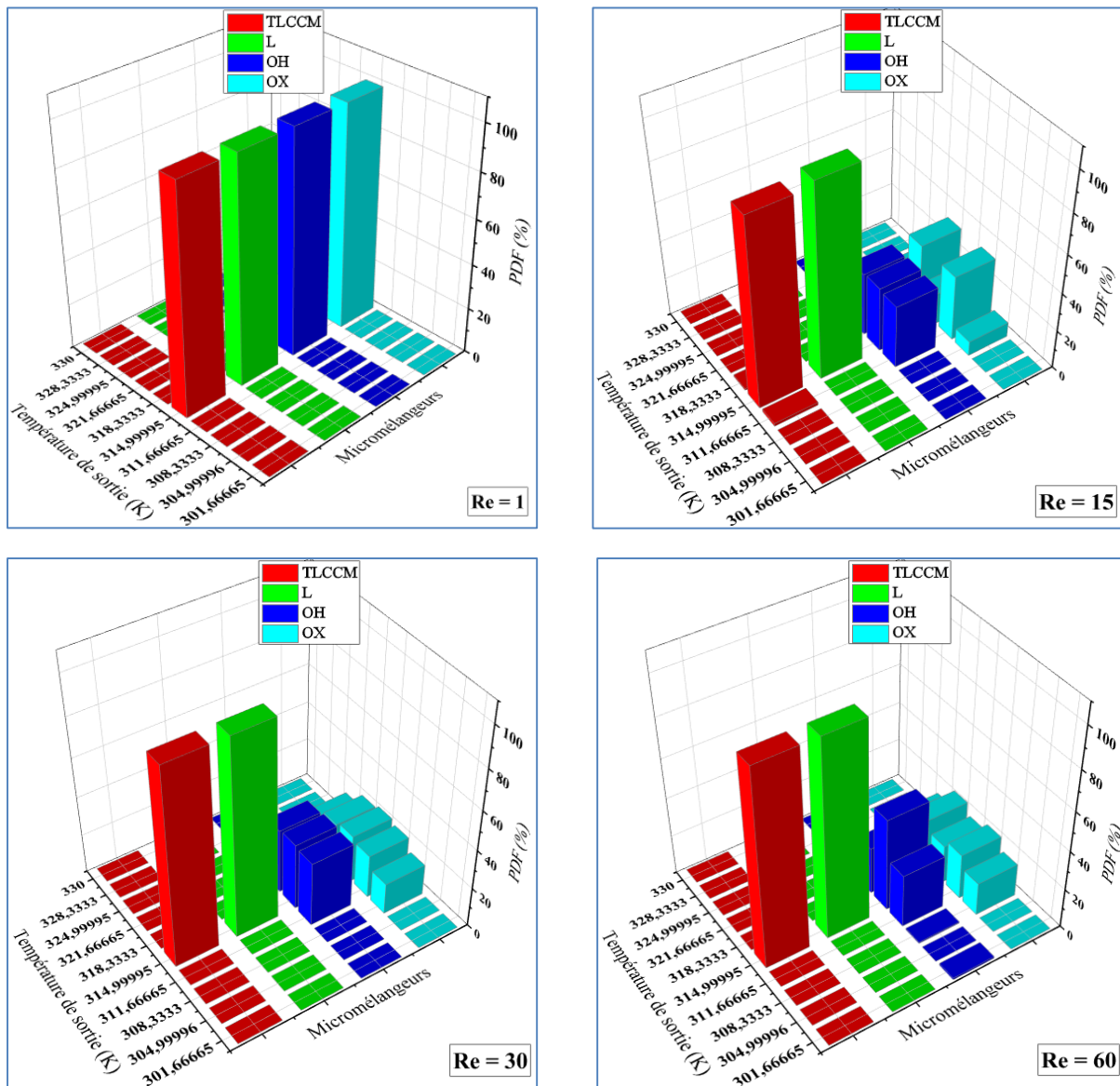


Figure IV.12. La fonction de densité de probabilité PDF (%) à la sortie des micromélangeurs étudiés pour différents nombres de Reynolds.

La cartographie des températures montre clairement que pour les micromélangeurs OH et OX, la distribution de température à la sortie reste dispersée dans plusieurs plages de température et notamment pour le micromélangeur OX qui présente la mauvaise qualité de mélange. Cela indique que l'utilisation des micromélangeurs OH et OX dans le processus de mélange de deux fluides chaud et froid à de faibles nombres de Reynolds n'est pas le choix approprié.

Lorsque les fluides (chaud et froid) traversent le micromélangeur TLCCM, ils ont tendance à s'homogénéiser sous l'effet des mécanismes d'advection chaotique au sein de ce micromélangeur. Les valeurs de la fonction PDF montrent que le champ de température à la sortie du micromélangeur TLCCM est concentré dans un seul intervalle où le pic de cette distribution correspond à la meilleure température de mélange souhaitée (315 K) quelle que soit la valeur du nombre de Reynolds.

IV.7. Evaluation des pertes de charge et des coûts énergétiques de mélange

La Figure IV.13 montre les évolutions du coefficient de frottement en fonction du nombre de Reynolds pour différents micromélangeurs. On observe que le coefficient de frottement diminue avec l'augmentation du nombre de Reynolds et ces valeurs sont presque identiques pour tous les micromélangeurs considérés.

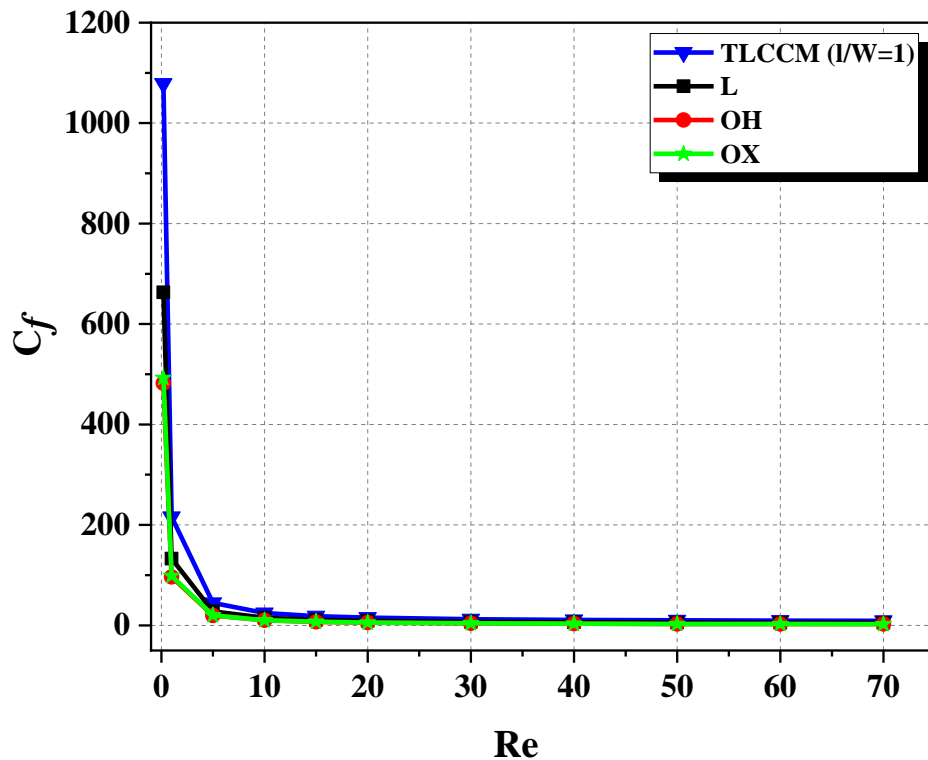


Figure IV.13. Évolutions du coefficient de frottement avec le nombre de Reynolds dans les différents micromélangeurs.

La perte de charge doit être prise en compte avec le degré de mélange et le débit lors de l'évaluation des performances globales des micromélangeurs. Pour cela, il est important de présenter le coût énergétique de mélange « MEC ».

Pour le choix d'un micromélangeur qui présente les meilleures performances de mélange avec le moindre coût énergétique de mélange, le tableau IV.2 illustre une comparaison du coût énergétique de mélange des micromélangeurs proposés pour une gamme de nombres de Reynolds allant de 0,2 à 70.

On observe que pour les très faibles nombres de Reynolds le micromélangeur TLCCM a de faibles valeurs du coût énergétique de mélange par rapport aux autres micromélangeurs. Par ailleurs, pour des valeurs supérieures du nombre de Reynolds, ce micromélangeur a des valeurs relativement élevées que celles des autres micromélangeurs, mais ces valeurs sont globalement d'ordre de grandeur faible quelques microwatts.

Tableau IV.2. Comparaison des coûts énergétiques de mélange des différents micromélangeurs.

Re	MEC (μW)			
	TLCCM ($l/W=1$)	L	OH	OX
0,2	0,00036409	0,000700871	0,00057279	0,000256211
1	0,00920765	0,017904621	0,01456881	0,006468959
5	0,23600690	0,270077926	0,35175646	0,156630501
15	2,57302820	2,14578674	3,02371758	1,206900483
20	4,91157073	3,82479298	5,47677709	2,296251289
30	12,9995807	8,63111393	10,3922741	5,734306417
40	25,9662949	16,5993786	13,5274923	11,07444274
50	45,7432874	27,0427474	18,4567754	18,93007952
60	73,8599597	42,6602933	26,2588345	29,60631727
70	111,487560	64,7632739	40,9753349	43,49569309

Les résultats présentés dans le tableau IV.3 permettent de comparer la perte de pression (ΔP), le degré de mélange (D_m) et le coût énergétique de mélange (MEC) du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) avec ceux d'autres micromélangeurs de la littérature pour un nombre de Reynolds de 70. On constate que le micromélangeur TLCCM a la valeur du degré de mélange la plus élevée (99,78%), des pertes de pression plus faibles et un coût énergétique de mélange plus faible, ce qui montre clairement qu'il est le plus efficace.

Figure IV.14 présente la variation du coût énergétique de mélange en fonction du nombre de Reynolds pour le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) et celui de (Gidde, et al., 2019). On peut voir que le micromélangeur TLCCM a des coûts énergétiques de mélange inférieurs à ceux du micromélangeur étudié par (Gidde, et al., 2019) pour tous les nombres de Reynolds considérés.

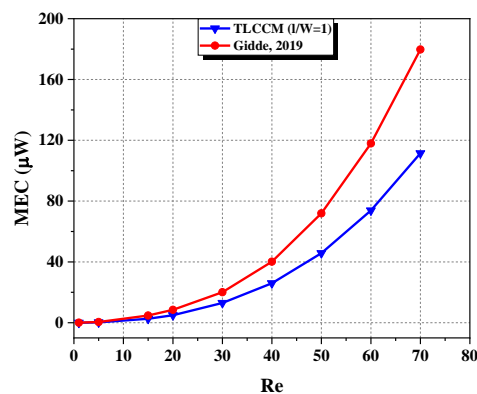


Figure IV.14. Variation des coûts énergétiques de mélange en fonction de Reynolds pour le micromélangeur TLCCM et celui de (Gidde, et al., 2019).

Tableau IV.3. Comparaison du degré de mélange et des coûts énergétiques.

Re	Micromélangeurs	Unités	L (mm)	ΔP (Pa)	D_m	MEC (μW)	Références
70	Passive split and recombination micromixer with convergent-divergent walls	6	10,66	16500	0,83	210,2534	Afzal, et al., 2012
70	Convergent-divergent micromixer with triangular obstacles	6	11,00	14000	0,94	209,5584	Heshmatnezhad, et al., 2017
70	Micromixer with rectangular obstacles with $\alpha = 2$	5	8,00	12542	0,98	179,7589	Gidde, 2019
	Micromixer with triangular obstacles with $\alpha = 2$	5	8,00	11485	0,93	175,3824	
	Micromixer with teardrop obstacles with $\alpha = 2$	5	8,00	10908	0,94	163,2270	
70	TLCCM ($l/W = 1$)	4	3,75	8002,1158	0,9978	111,4875	Présent travail

IV.8. Conclusion

Une investigation numérique détaillée des performances de mélange hydrodynamique et thermique a été réalisée dans ce chapitre des résultats quantitatives et qualitatives ont été présentées et analysées. Ces résultats ont montré que le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) a les meilleures performances de mélange, où le degré de mélange dépasse 0,85 et le degré de mélange thermique atteint 0,932 pour toutes les valeurs du nombre de Reynolds. Les distributions de fractions massiques dans les plans méridiens et à la sortie des micromélangeurs étudiés pour différents nombres de Reynolds nous ont permis de comparer les performances de mélange du micromélangeur TLCCM avec trois micromélangeurs proposés (L, OH et OX). Il a été montré que les évolutions de la fraction massique à la sortie du micromélangeur TLCCM évoluent au voisinage de la valeur de 0,5 ce qui représente le cas d'un mélange parfait et homogène. La présentation des contours et vecteurs de vitesse dans les dernières unités de mélange des micromélangeurs étudiés permet d'illustrer la structure des écoulements secondaires et leurs influences sur les performances de mélange.

Sur le plan du mélange thermique, le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) offre les meilleures performances de mélange thermique en termes de distribution de température qui devient de plus en plus homogène. La qualité du mélange est aussi estimée par deux critères qui sont le degré de mélange thermique (D_{mt}) et la fonction de densité de probabilité PDF, ces critères ont confirmé que les capacités du micromélangeur TLCCM en termes d'homogénéisation de la température sont les plus élevées. Le micromélangeur TLCCM a les coûts énergétiques de mélange les plus bas par rapport aux autres micromélangeurs de la littérature, ce qui prouve l'efficacité énergétique du micromélangeur TLCCM en particulier à de faibles nombres de Reynolds.

CHAPITRE V :

Mélange des fluides non-Newtoniens dans les micromélangeurs proposés

CHAPITRE V

Mélange des fluides non-Newtoniens dans les micromélangeurs proposés

V.1. Introduction

Le mélange des fluides non-Newtoniens dans les géométries complexes est largement utilisé dans divers procédés de transport des espèces en microfluidique. La simulation numérique est un outil fiable est moins couteux, qui nous permet de trouver des solutions pour améliorer l'homogénéisation hydrodynamique et thermique du mélange des fluides non-Newtoniens de type rhéofluidifiant, en minimisant le coût énergétique du mélange.

Néanmoins, en raison des dimensions réduites de ces dispositifs qui sont généralement de l'ordre de quelques centaines de micromètre, il est difficile d'accélérer le processus de diffusion moléculaire. Par conséquent, en raison d'un mauvais mélange des fluides non-Newtoniens, l'amélioration du taux de transfert de chaleur et de l'homogénéisation hydrodynamique est limitée. Afin d'obtenir un meilleur mélange pour les fluides non-Newtoniens, les géométries chaotiques potentielles qui ont été étudiées dans le chapitre précédent sont examinées dans cette partie pour évaluer leurs performances hydrodynamiques et thermiques dans le cas de ces fluides non-Newtoniens. Les effets du nombre de Reynolds généralisé, de l'indice de comportement, et l'effet pariétal des géométries sur le mélange des fluides rhéofluidifiants sont présentés et analysés.

V.2. Validation quantitative du code CFD

La validation dans ce chapitre e été effectué en comparant la courbe de variation du degré de mélange des fluides non-Newtoniens en fonction du nombre de Reynolds généralisé avec celle obtenue par (Tsai, et al., 2015), pour un indice de comportement ($n = 0,8229$). A partir de la figure V.1, on constate qu'il y'a une grande similarité entre les valeurs des deux courbes.

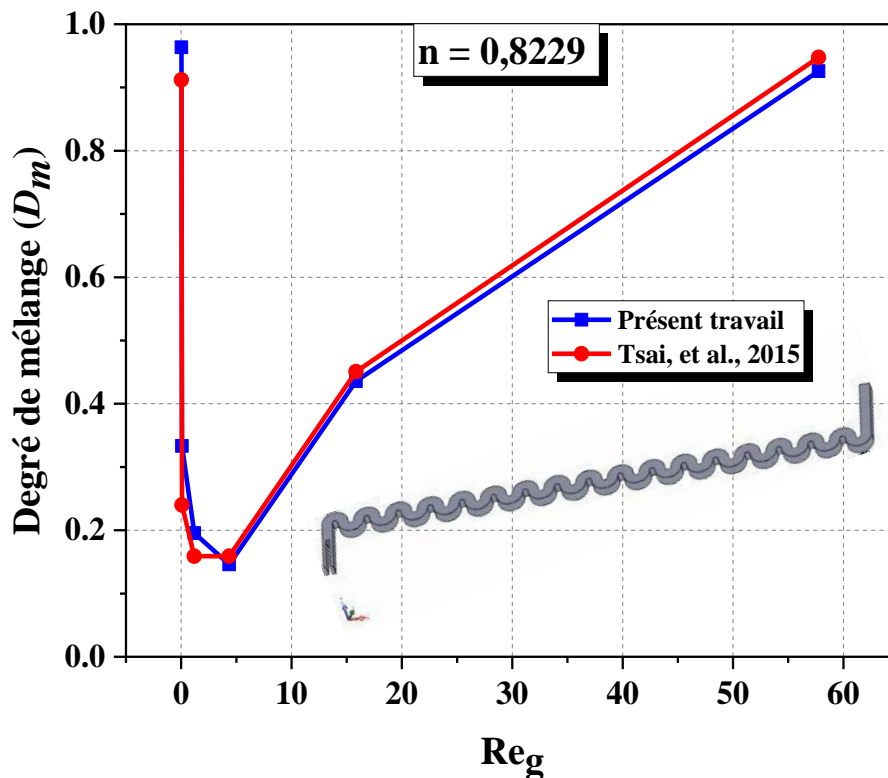


Figure. V.1. Validation quantitative avec le travail de (Tsai, et al., 2015) pour $n = 0,8229$.

V.3. Comportement hydrodynamique et structure des écoulements secondaires du micromélangeur optimal ($l/W = 1$)

Pour illustrer l'effet des écoulements secondaires générés au sein du micromélangeur optimal ($l/W = 1$) sur le mélange, il est intéressant de présenter qualitativement les contours des vitesses et les vecteurs vitesses dans les plans transversaux de la dernière unité du micromélangeur.

Pour un faible nombre de Reynolds généralisé ($Re_g = 1$), on peut voir sur la figure V.2 que pour les fluides Newtoniens ($n=1$) et non-Newtoniens ($n=0,49$), la structure de l'écoulement est presque identique en termes de distributions des vecteurs de vitesse dans toutes les sections malgré la différence observée dans les valeurs de la vitesse. Ceci est dû au régime d'écoulement qui est caractérisé par la diffusion moléculaire (écoulement rampant).

Par contre pour une valeur supérieure du nombre de Reynolds généralisé ($Re_g = 70$), la structure de l'écoulement sur la figure V.3 est complètement différente par rapport au régime de diffusion moléculaire ($Re_g = 1$) d'une part et d'autre part elle varie aussi selon l'indice de comportement pour ce régime d'advection chaotique ($Re_g = 70$).

L'intensité de l'écoulement secondaire pour les fluides Newtoniens augmente à $Re_g = 70$ ce qui est traduit par l'apparition des structures tourbillonnaires dans toutes les sections notamment dans le plan médian de l'allongement. Le régime d'advection chaotique ($Re_g = 70$) favorise clairement le mélange dans le cas des fluides Newtoniens où l'agitation est devenue plus facile.

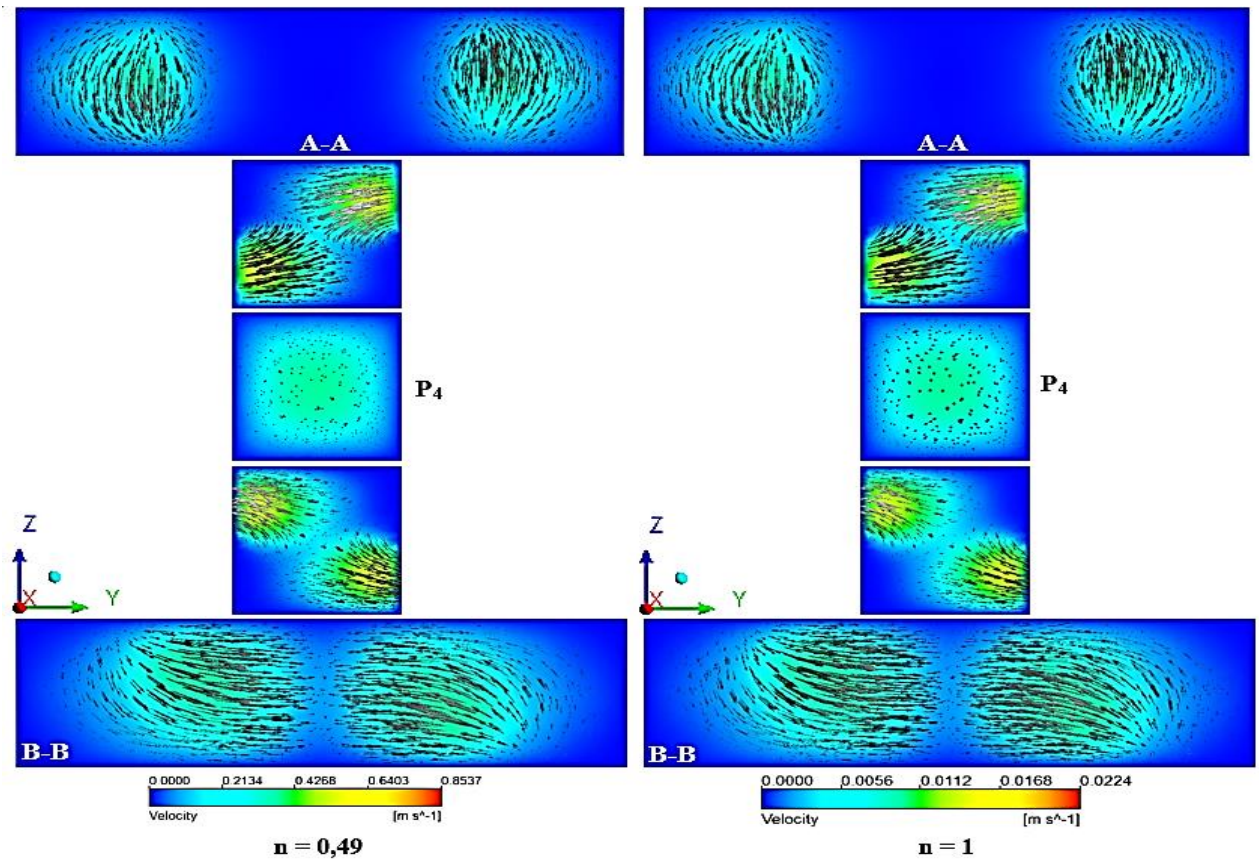


Figure V.2. Contours et vecteurs de vitesse dans les plans Y-Z de la dernière unité : ($Re_g = 1$).

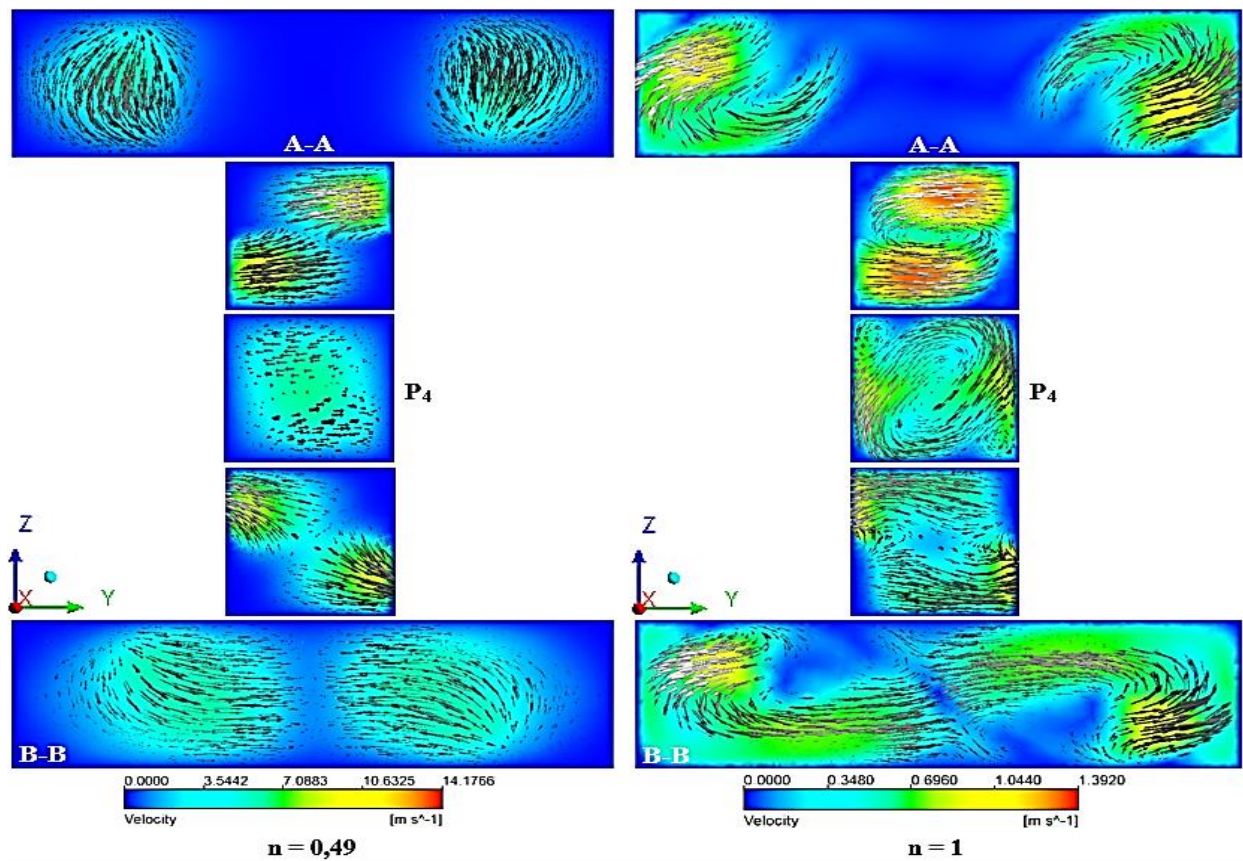


Figure V.3. Contours et vecteurs de vitesse dans les plans Y-Z de la dernière unité : ($Re_g = 70$).

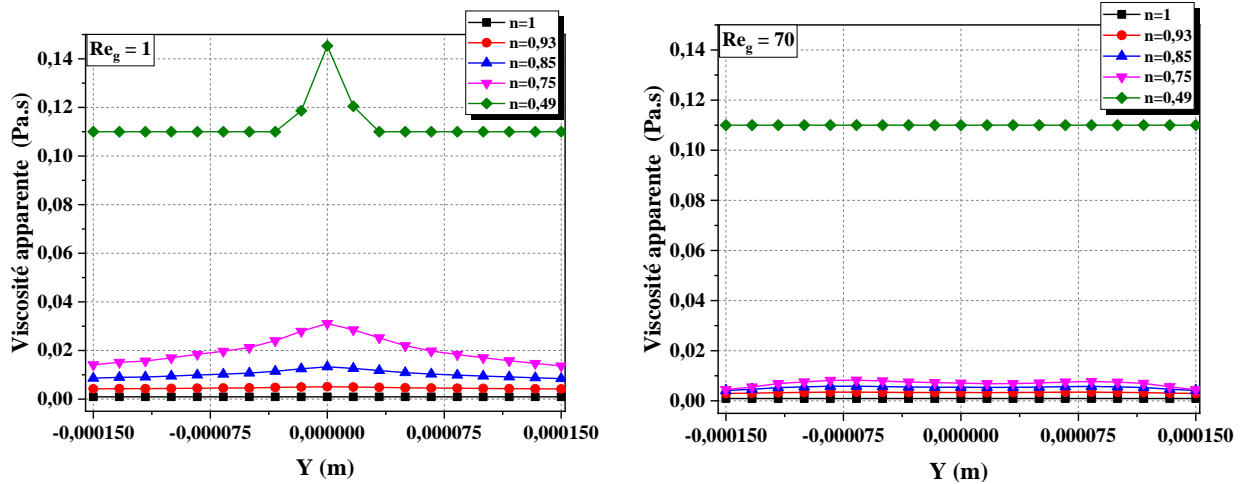


Figure V.4. Variations de la viscosité apparente sur la ligne méridienne au plan de sortie.

La figure V.4 montre la variation de la viscosité apparente suivant l'axe y dans le plan de sortie pour deux valeurs du nombre de Reynolds généralisé ($Re_g = 1$ et 70). Il est clair que la viscosité apparente est inversement proportionnelle à l'indice de comportement. Les fluides non-Newtoniens présentent des valeurs de viscosité apparente plus élevées ce qui défavorise le mélange car l'agitation devient plus difficile. Tandis que les fluides Newtoniens présentent des valeurs faibles ce qui favorise le mélange car l'agitation devient plus facile.

Les profils de vitesses (V_y) et (V_z) dans le plan P_4 du dernier croisement sont représentés sur la figure V.5 pour deux valeurs du nombre de Reynolds généralisé ($Re_g = 1$ et 70). Cette figure montre que la vitesse est inversement proportionnelle à l'indice de comportement. Pour les deux nombres de Reynolds le fluide Newtonien présente des valeurs de vitesse inférieures à celles des fluides Newtoniens. A $Re_g=1$ le fluide rhéofluidifiant ($n = 0,49$) présente des valeurs de vitesse élevées qui diminuent au fur et à mesure que n augmente pour atteindre des valeurs relativement faibles dans le cas d'un fluide Newtonien ($n=1$). On constate aussi que l'écoulement (V_z) est ascendant d'un côté et descendant de l'autre côté par rapport à la ligne médiane horizontale, et dirigé vers deux sens opposés par rapport à la ligne méridienne verticale, ce comportement explique bien la rotation que subit les fluides lors de leurs passages à travers le croisement allongé. La comparaison des valeurs des composantes de vitesses montre que la composante V_y est relativement supérieure à la composante V_z , cette supériorité est due aux jets fluides qui viennent des deux couches supérieure et inférieure.

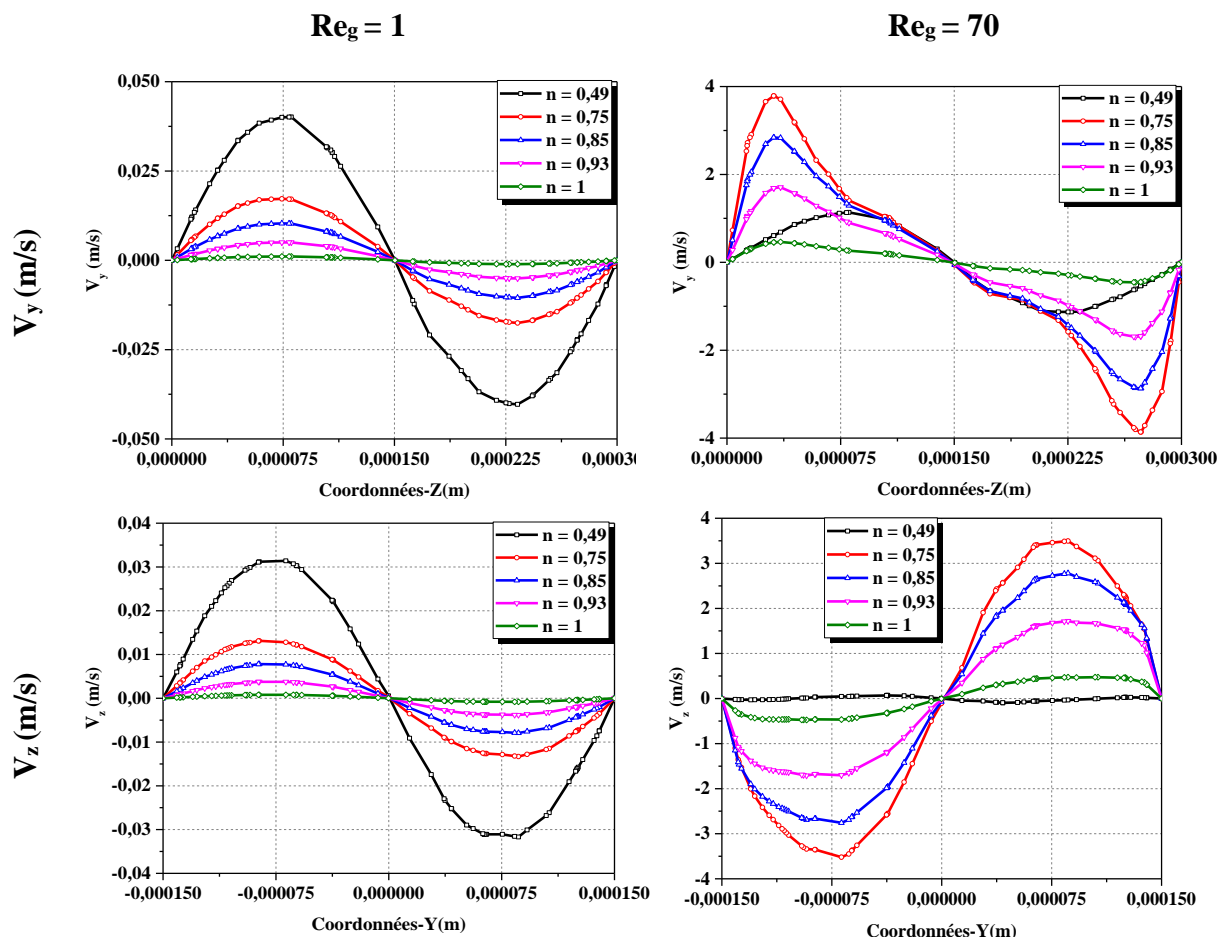


Figure V.5. Profils de vitesse dans le plan P_4 du dernier croisement pour différents indices de comportement n .

La figure V.6 présente l'évolution des profils de vitesse (V_y) et (V_z) le long du micromélangeur pour différents indices de comportement et pour deux valeurs du nombre de Reynolds généralisé. On constate que les vitesses ont des valeurs presque nulles en dehors des zones de croisement du micromélangeur, il est clair que les écoulements secondaires sont générés dans les zones des croisements allongés, où les vitesses prennent des valeurs non nulles. Les vitesses varient aussi en fonction de l'indice de comportement, donc l'intensité de l'écoulement secondaire varie avec n . Pour un fluide rhéofluidifiant $n = 0,49$ et $Re_g = 70$ l'écoulement primaire est plus dominant par rapport aux écoulements secondaires ce qui explique la diminution des valeurs des composantes V_y et V_z de la vitesse.

La figure V.7 présente les variations du débit et du degré de mélange en fonction de l'indice n . Comme illustré précédemment, un fluide Newtonien ($n=1$) présente des valeurs de vitesse plus faibles par rapport à un fluide non-Newtonien, ce qui explique la diminution du débit avec l'augmentation de l'indice de comportement. Par contre le degré de mélange s'accroît avec l'augmentation de l'indice de comportement pour toutes les valeurs considérées du nombre de Reynolds généralisé.

D'après cette figure le fluide non-Newtonien est caractérisé par un débit important donc un temps de séjour faible mais présente des performances de mélange relativement faibles par rapport au fluide Newtonien qui est caractérisé par un débit faible et donc un temps de séjour plus élevé.

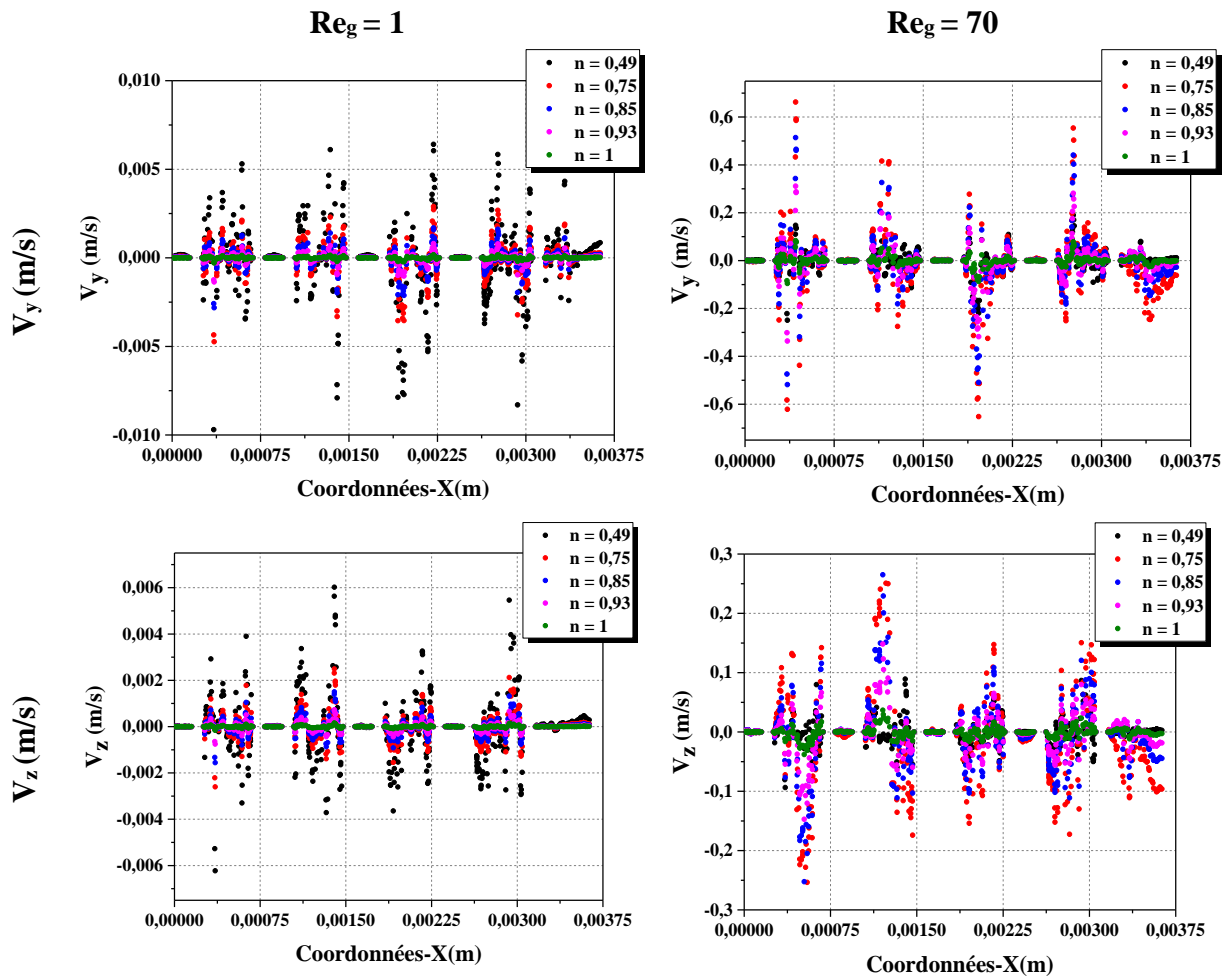


Figure V.6. Profils de vitesse le long de la ligne méridienne pour différents indices de comportement n.

V.4. Performances de mélange du micromélangeur optimal ($l/W = 1$) comparées aux autres micromélangeurs proposés

Dans cette partie on va comparer les performances du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) avec celles des trois micromélangeurs considérés précédemment (L, OH, et OX).

Les Figures V.8 et V.9 présentent les contours de distribution de la fraction massique et les lignes de courant dans les micromélangeurs considérés pour les indices $n=1$ et $n=0.49$ à trois nombres de Reynolds Re_g (1, 30, 70). La structure de l'écoulement et la qualité de mélange sont similaires pour tous les micromélangeurs dans le cas des écoulements rampants ($Re_g = 1$). Tandis que pour les valeurs du nombre de Reynolds généralisé élevées ($Re_g = 30$ et 70), une amélioration significative du mélange est constatée particulièrement pour les micromélangeurs TLCCM et L, avec l'apparition des structures tourbillonnaires illustrées par les lignes de courant.

Ces structures jouent un rôle important dans l'amélioration du mélange. On remarque aussi l'occurrence des structures torsadées qui se forment dans les zones de croisement allongées du micromélangeur TLCCM dans le cas des fluides Newtoniens qui disparaissent dans cas des fluides non-Newtoniens ($n = 0,49$).

La structure complexe du micromélangeur TLCCM caractérisée par la division-recombinaison et l'allongement du croisement favorise fortement l'advection chaotique par rapport aux autres micromélangeurs (L, OH, et OX) qui présentent une intensité faible du phénomène d'advection chaotique.

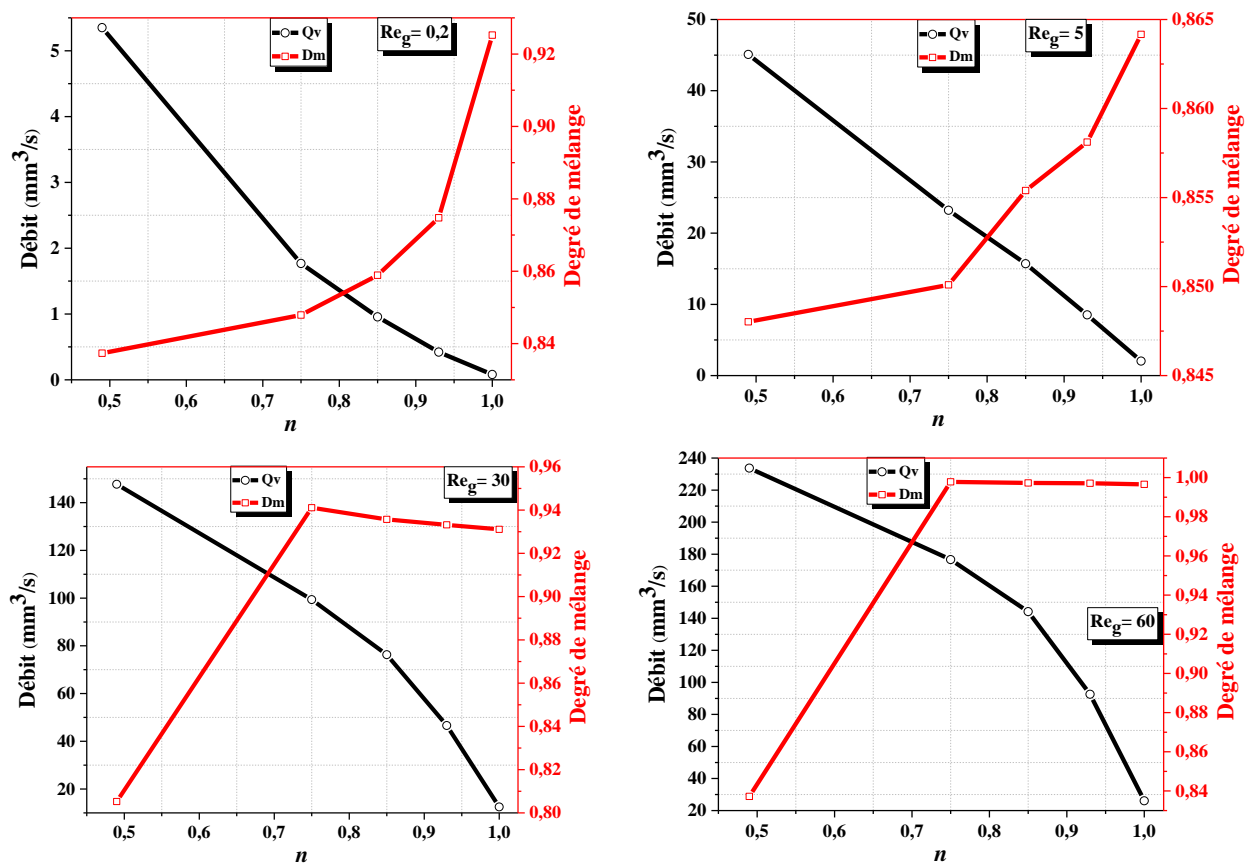


Figure V.7. Variations du degré de mélange et du débit à la sortie du micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) en fonction de l'indice de comportement n .

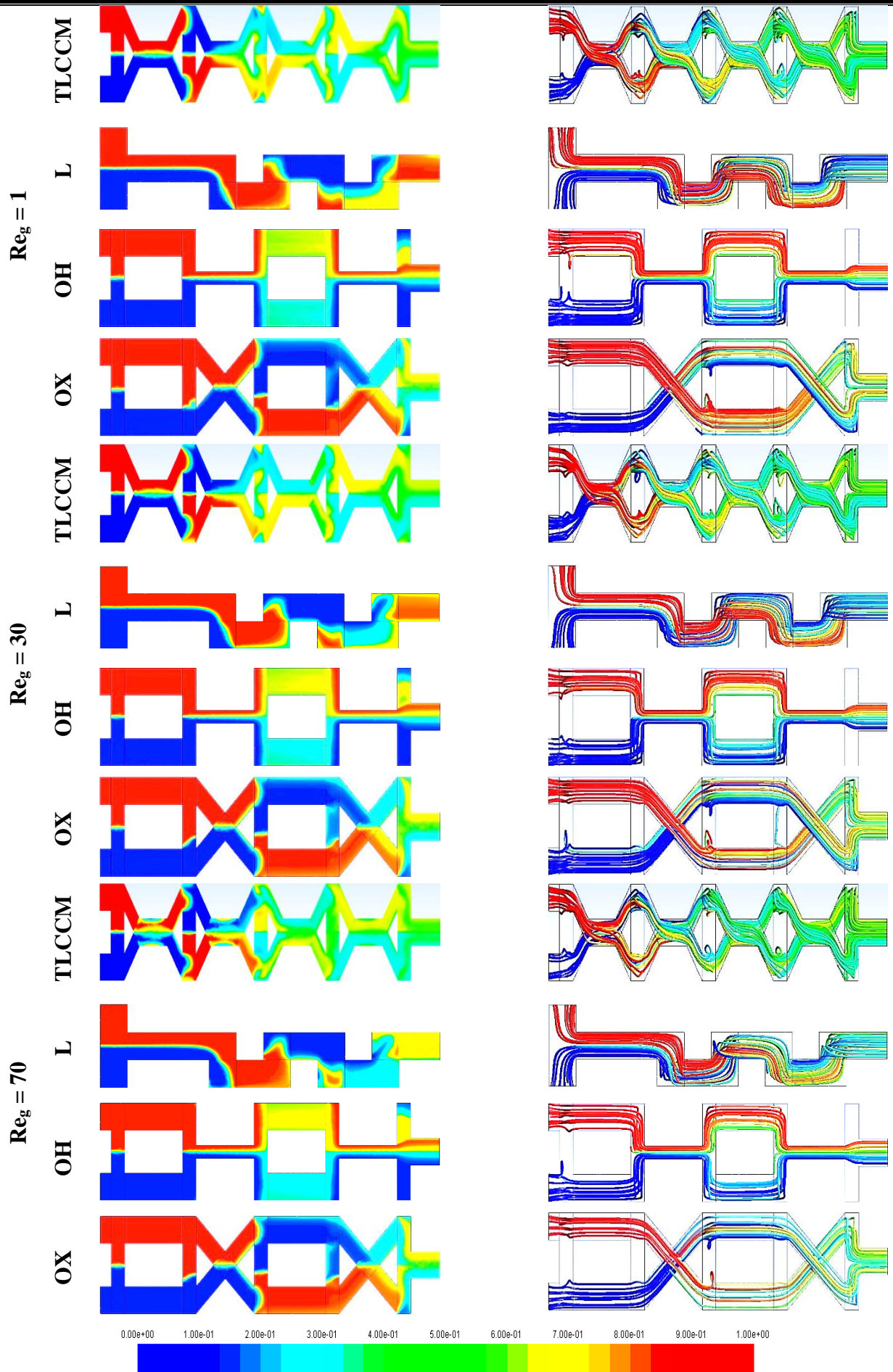


Figure V.8. Contours de la fraction massique et lignes de courant ($n = 0,49$).

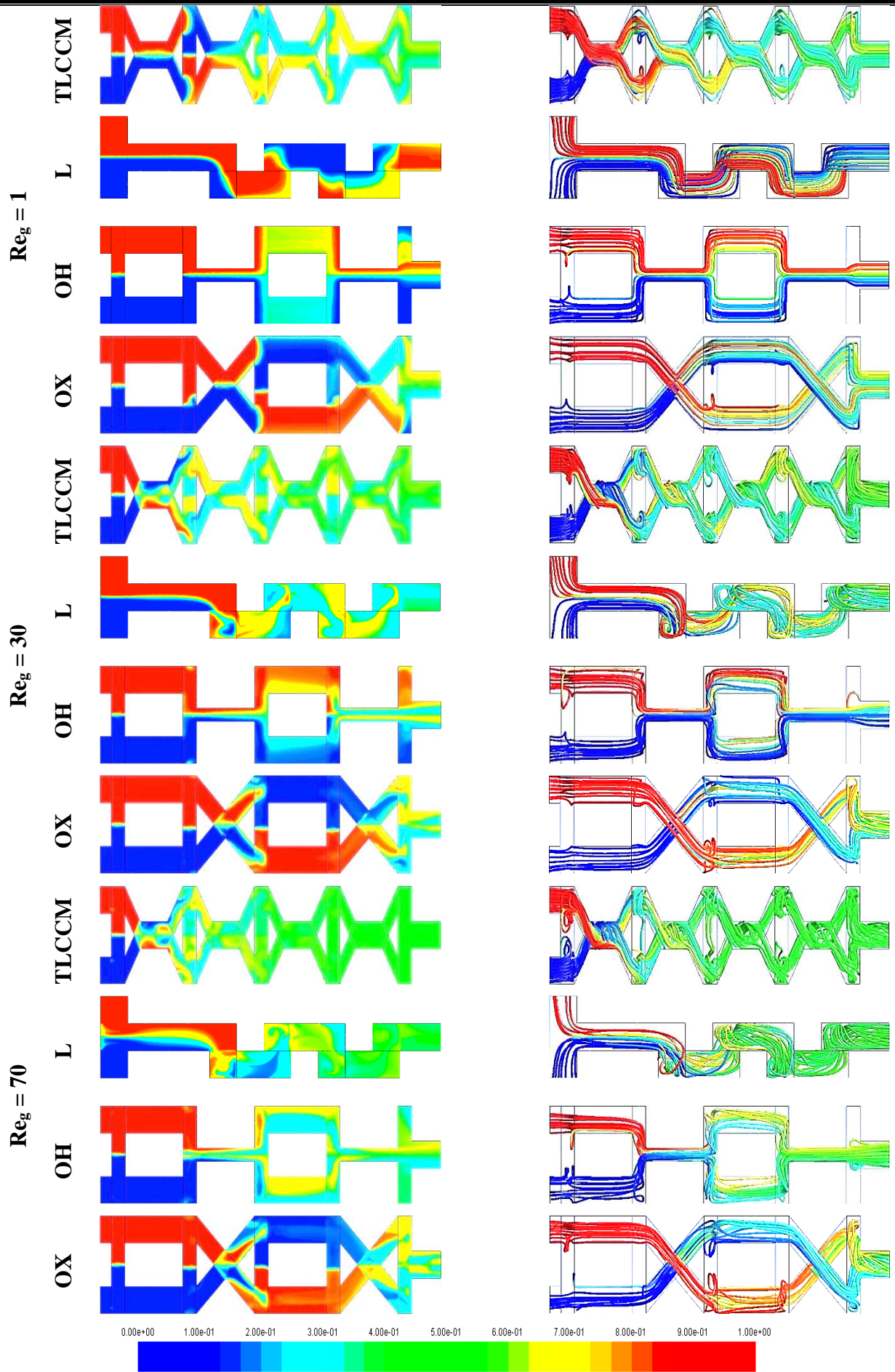


Figure V.9. Contours de la fraction massique et lignes de courant ($n = 1$).

Les figures V.10 et V.11 présentent l'évolution du degré de mélange D_m le long des micromélangeurs considérés pour les indices $n=1$ et $n=0,49$ à quatre nombres de Reynolds Re_g (1, 15, 30, 70). D'après ces figures, on remarque que le degré de mélange augmente d'une manière progressive le long du micromélangeur TLCCM, pour les deux indices n . En effet le degré de mélange atteint des valeurs supérieures à 50% et à 80% pour les fluides non-Newtoniens ($n=0,49$) et les fluides Newtoniens ($n = 1$) respectivement à partir de la moitié de sa longueur. Par conséquent, les valeurs du degré de mélange local dans différentes sections des micromélangeurs considérés montrent la supériorité du micromélangeur TLCCM pour les deux indices de comportement n et sur toute la gamme du nombre de Reynolds généralisé testée.

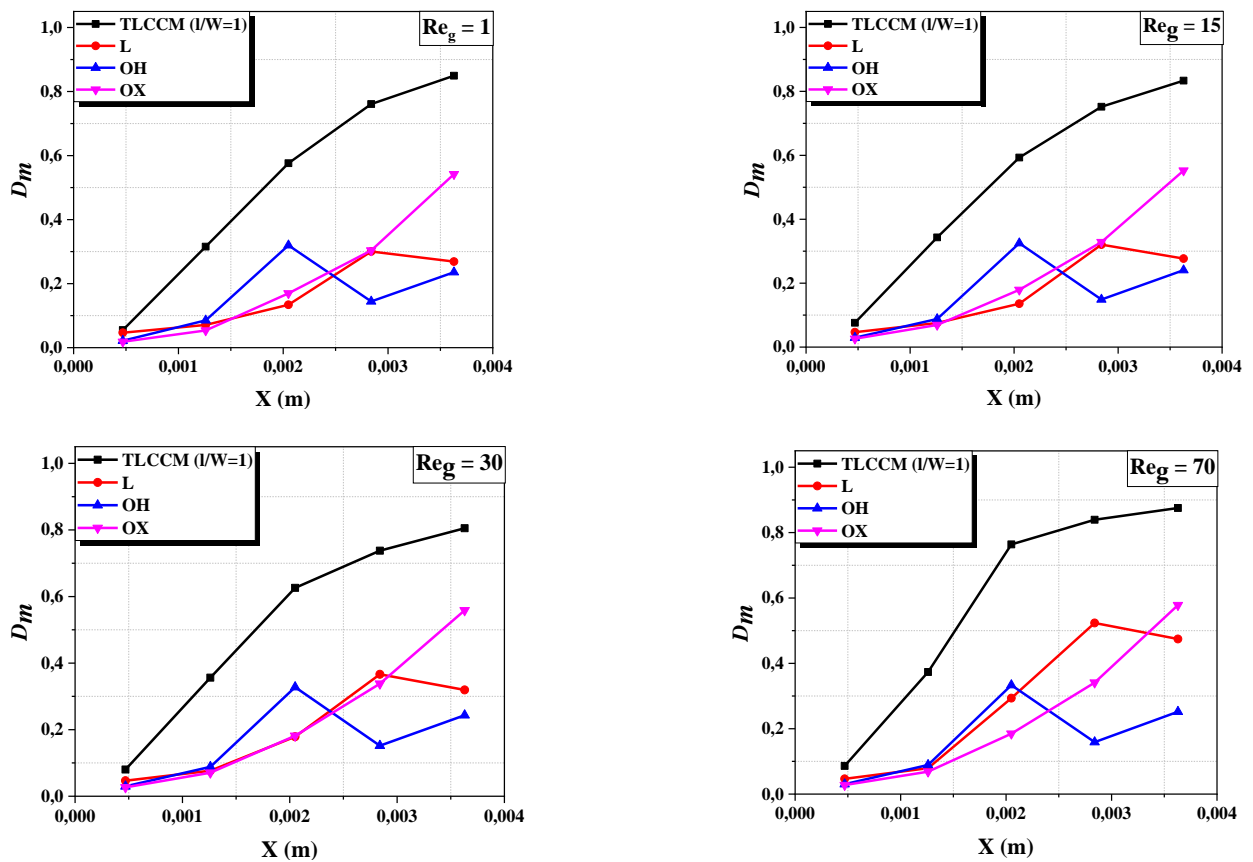


Figure V.10. Evolutions du degré de mélange le long des micromélangeurs pour $n = 0,49$.

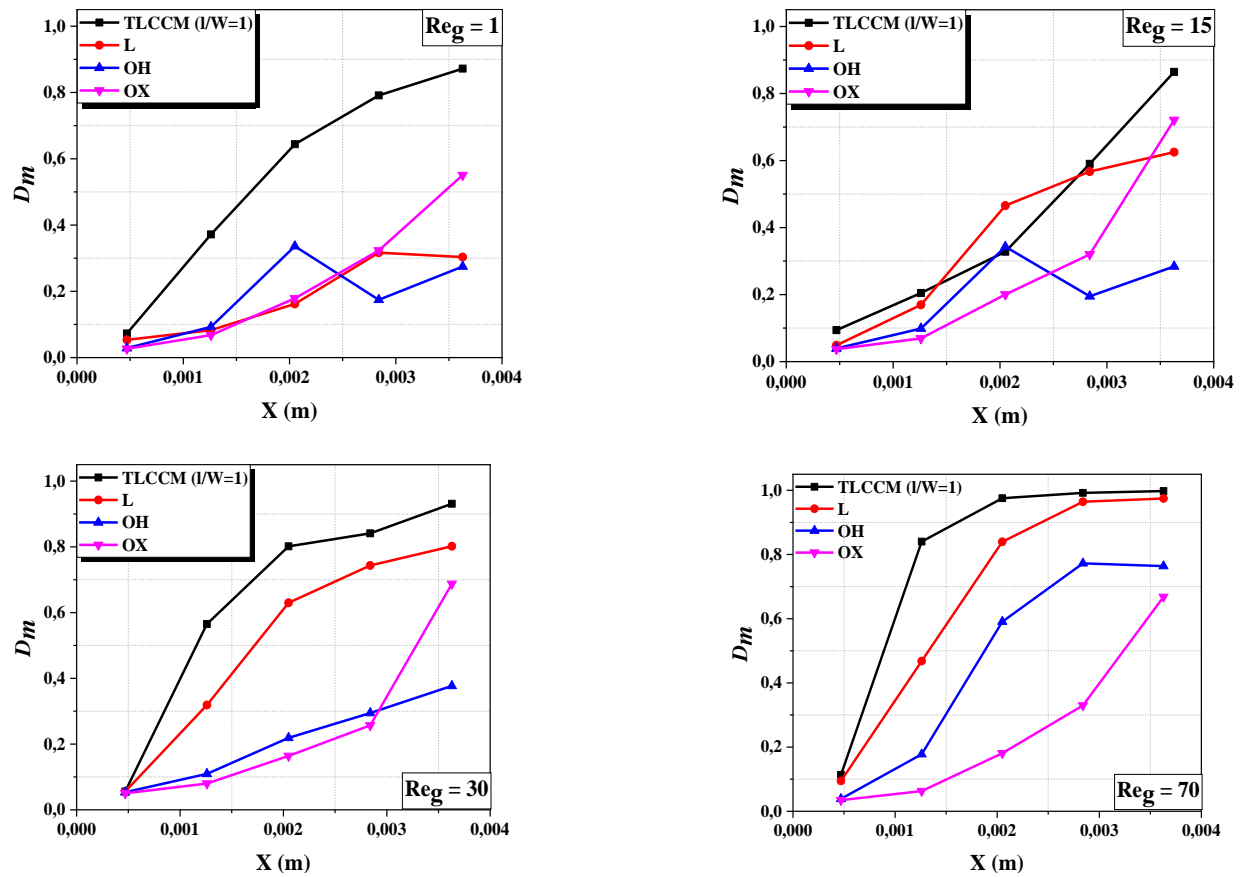


Figure V.11. Evolutions du degré de mélange le long des micromélangeurs pour $n = 1$.

Une vue globale de l'effet combiné de l'indice de comportement avec le nombre de Reynolds généralisé permet d'examiner d'une façon claire l'effet de la géométrie des micromélangeurs sur les performances hydrodynamiques de mélange. La figure V.12 montre la variation du degré de mélange dans les micromélangeurs considérés en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour toute une gamme de valeurs de l'indice de comportement.

Le micromélangeur TLCCM présente des valeurs élevées (plus de 80 %) sur toute la gamme du nombre de Reynolds généralisé et quel que soit l'indice de comportement du fluide, notamment pour un fluide très rhéofluidifiant ($n = 0,49$) et pour de faibles nombres de Reynolds généralisé.

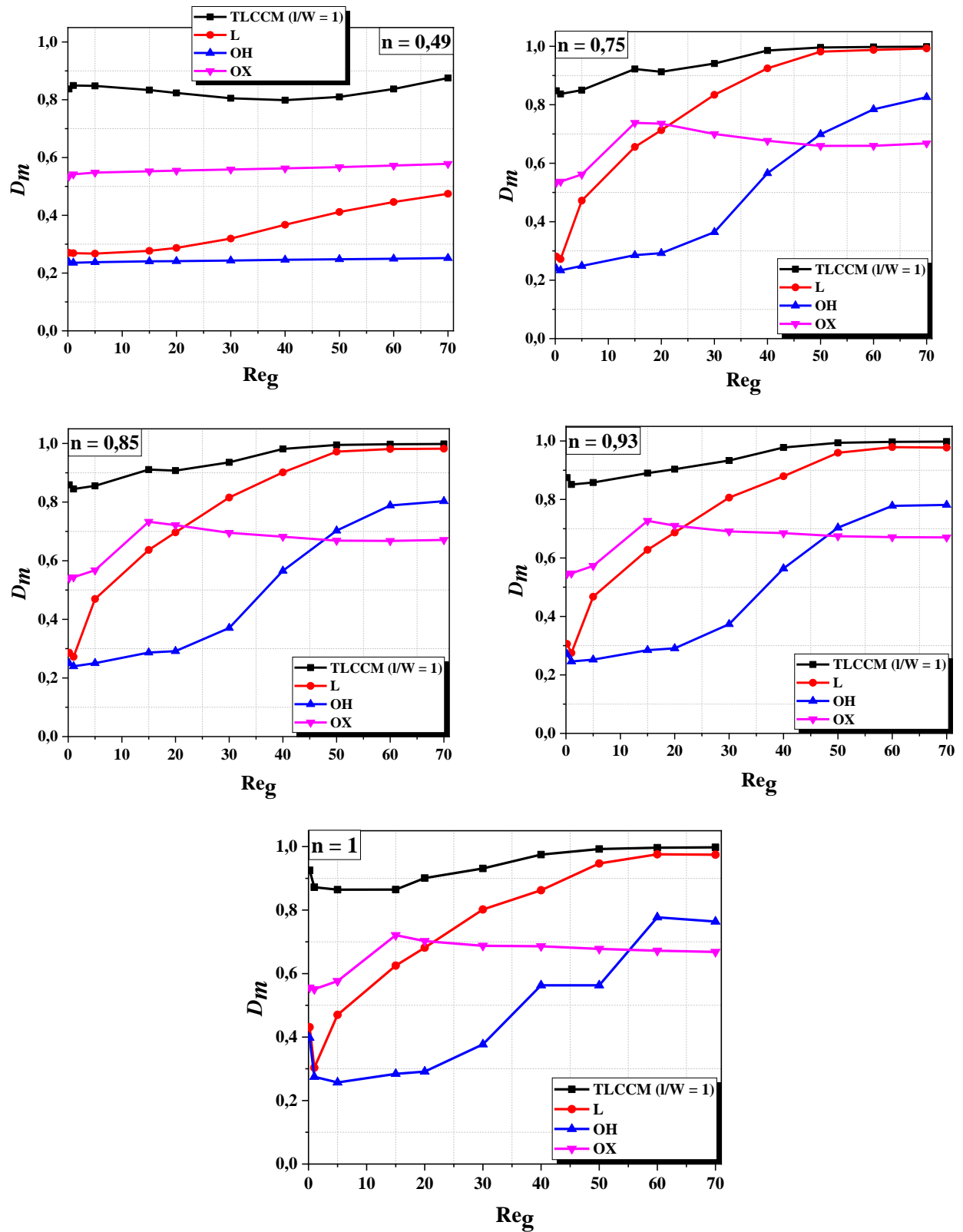


Figure V.12. Variations du degré de mélange à la sortie des micromélangeurs considérés en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement n .

V.5. Performances de mélange thermique des micromélangeurs proposés

On a vu dans le chapitre III que dans le cas des fluides Newtoniens, le micromélangeur TLCCM ($l/W = 1$) possède de très bonnes performances de mélange thermique et hydrodynamique par rapport aux autres micromélangeurs étudiés. Dans cette partie on s'intéresse à la comparaison de ses performances de mélange thermique dans le cas des fluides non-newtoniens avec celles des autres micromélangeurs considérés. Les figures V.13 et V.14 présentent l'évolution du degré de mélange thermique le long des micromélangeurs pour quatre valeurs du nombre de Reynolds généralisé, et pour deux cas d'indice de comportement ($n = 0,49$ et 1). D'après ces figures, le degré de mélange thermique évolue d'une manière progressive le long du micromélangeur TLCCM pour les fluides Newtoniens et non-Newtoniens. Il est remarquable qu'une meilleure qualité de mélange thermique est enregistrée dans le cas du micromélangeur TLCCM notamment pour les fluides non-Newtoniens ($n = 0,49$). La variation du degré de mélange thermique à la sortie des micromélangeurs en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différentes valeurs de l'indice de comportement est présentée sur la figure V.15. Comme dans l'étude du mélange hydrodynamique on constate que le micromélangeur TLCCM présente les performances de mélange thermique les plus élevées, avec une différence remarquable dans le cas des fluides non-Newtoniens ($n = 0,49$).

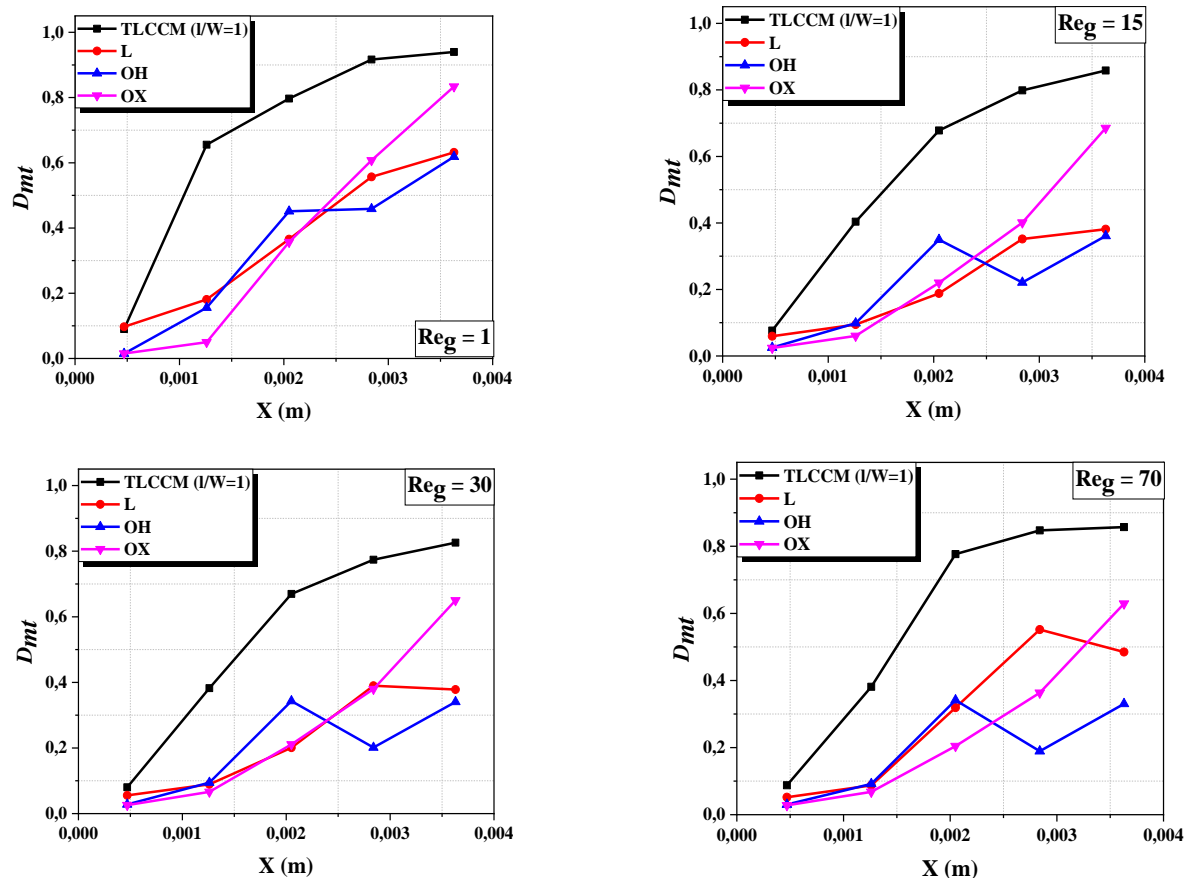


Figure V.13. Evolutions du degré de mélange thermique le long des micromélangeurs à quatre nombres de Reynolds généralisé pour $n = 0,49$.

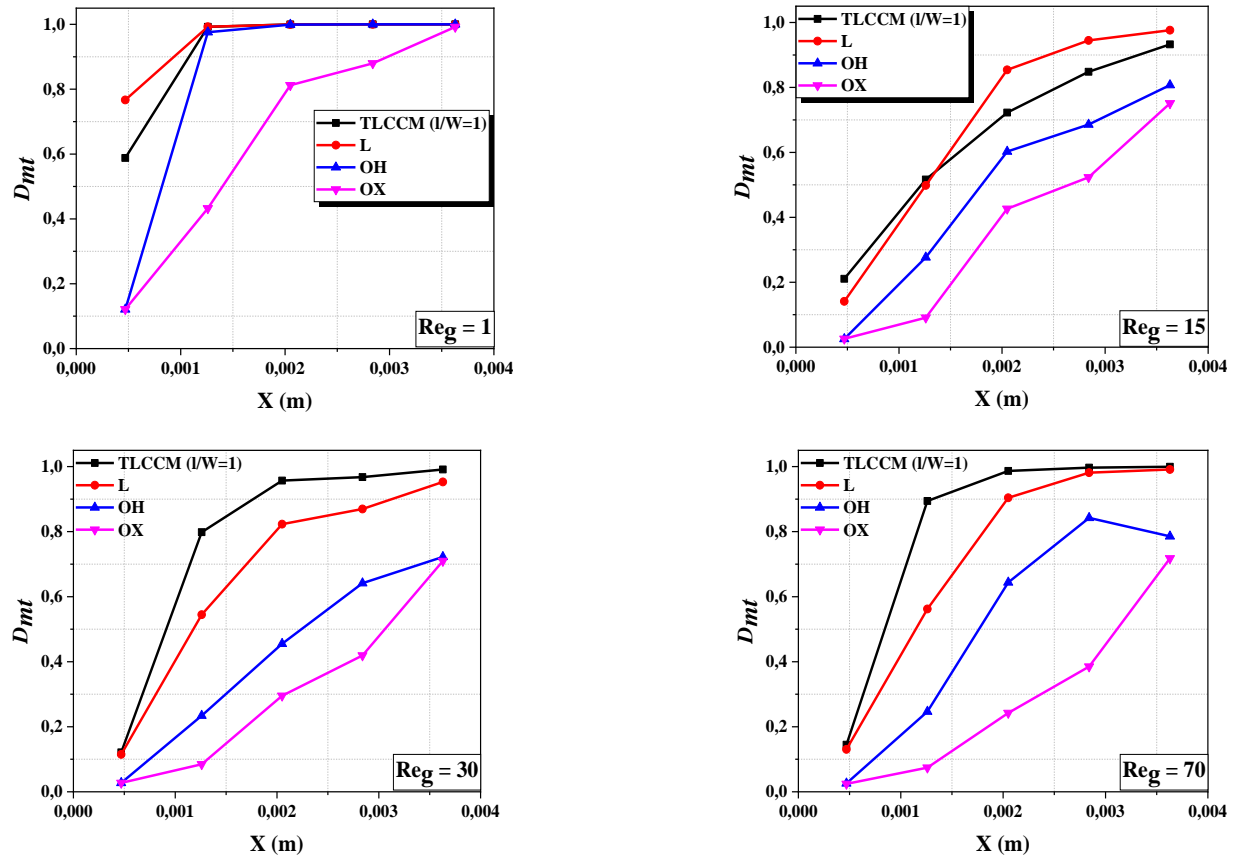
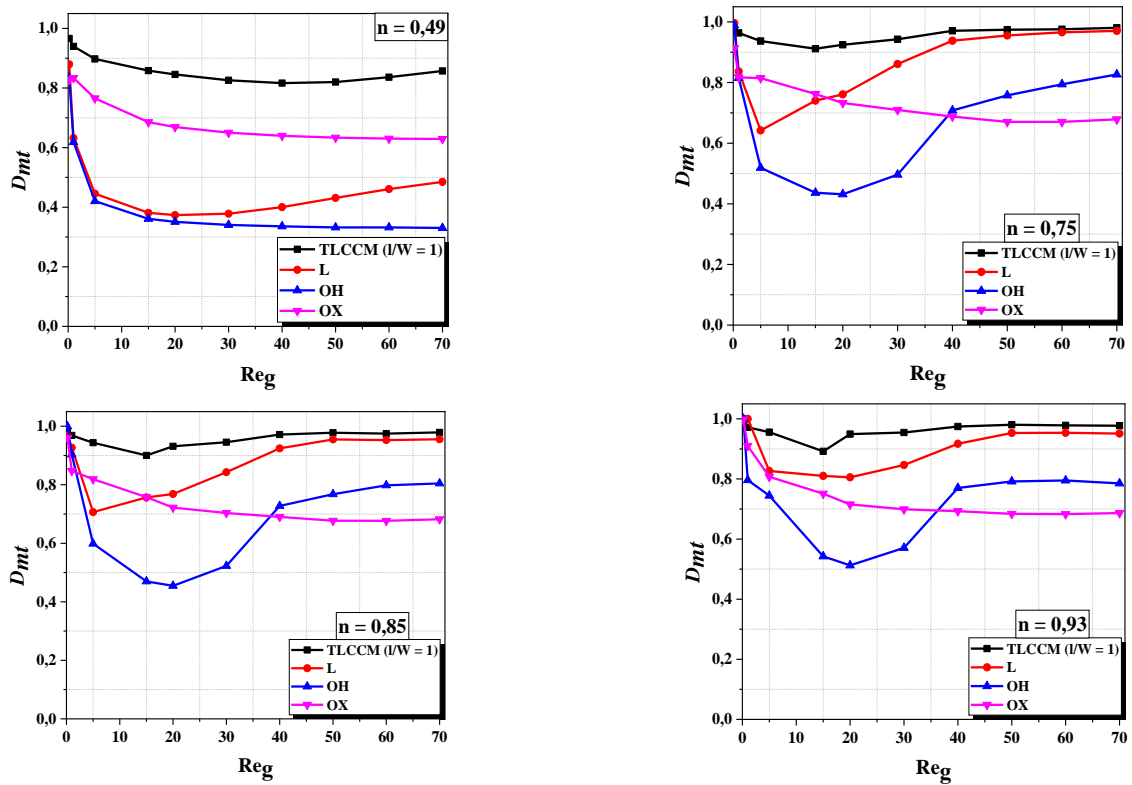


Figure V.14. Evolutions du degré de mélange thermique le long des micromélangeurs à quatre nombres de Reynolds généralisé pour $n = 1$.



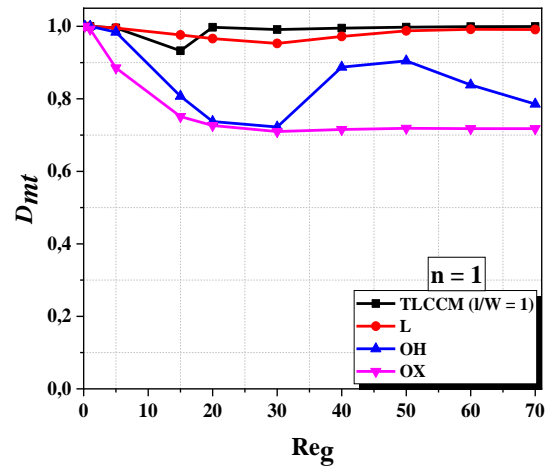


Figure V.15. Variations du degré de mélange thermique à la sortie des micromélangeurs en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement n .

La figure V.16 qui présente la distribution de température sur un plan méridien le long des micromélangeurs permet de visualiser la qualité de mélange thermique obtenue dans les micromélangeurs considérés dans cette étude, pour deux valeurs de l'indice de comportement ($n = 0,49$ et 1) et pour trois valeurs du nombre de Reynolds généralisé ($Re_g = 1, 30$, et 70).

La qualité de mélange thermique obtenue à l'aide du micromélangeur TLCCM est meilleure par rapport aux trois autres micromélangeurs. La différence apparaît clairement dans le cas des fluides non-Newtoniens où le mélange thermique s'améliore à partir de son deuxième croisement. Pour les fluides Newtoniens et à faible régime d'écoulement (diffusion moléculaire), tous les micromélangeurs présentent des performances de mélange thermique élevées par rapport au régime d'advection chaotique ($Re_g > 1$) où le micromélangeur TLCCM présente de meilleures performances.

La figure V.17 présente les contours de la température dans les plans de sortie des différents micromélangeurs sur toute la gamme de l'indice de comportement considérée et pour trois valeurs du nombre de Reynolds généralisé. Une vue globale permet de conclure que ces contours confirment les résultats et analyses illustrées précédemment à savoir l'efficacité du micromélangeur TLCCM dans les deux régimes d'écoulement et quel que soit la nature du fluide.

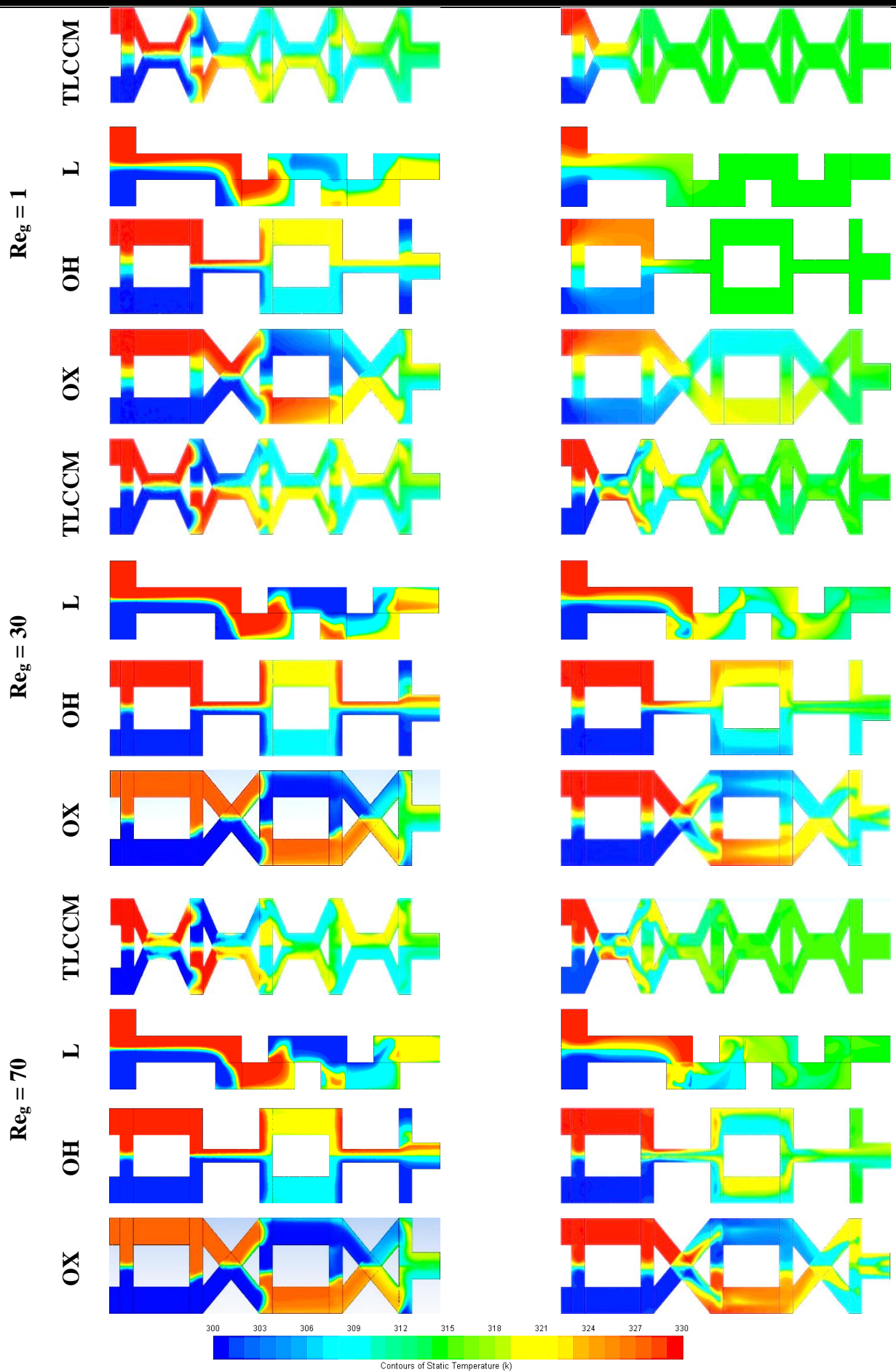
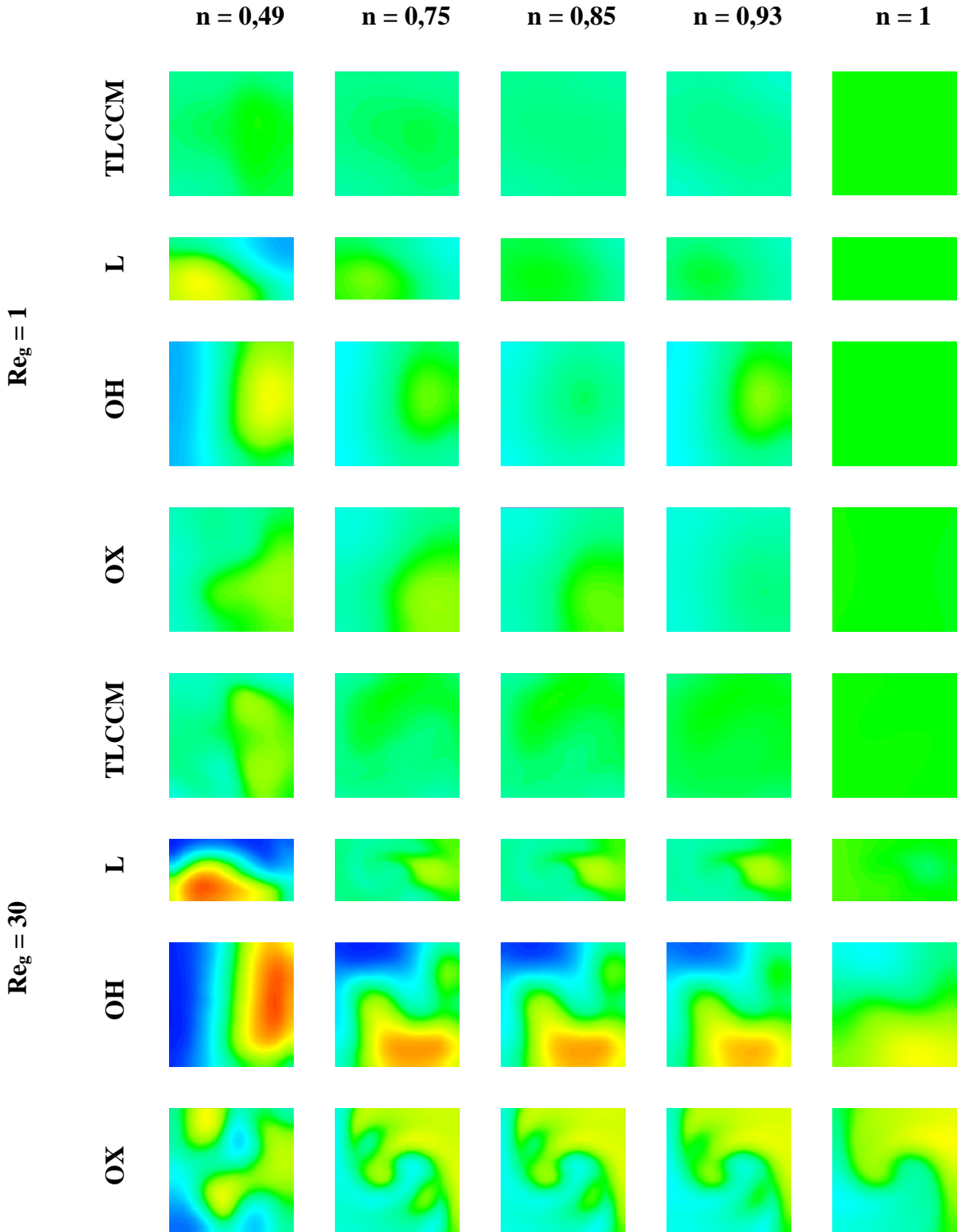


Figure V.16. Distributions de la température sur un plan méridien des différents micromélangeurs : (à droite) pour $n = 0,49$; (à gauche) pour $n = 1$.



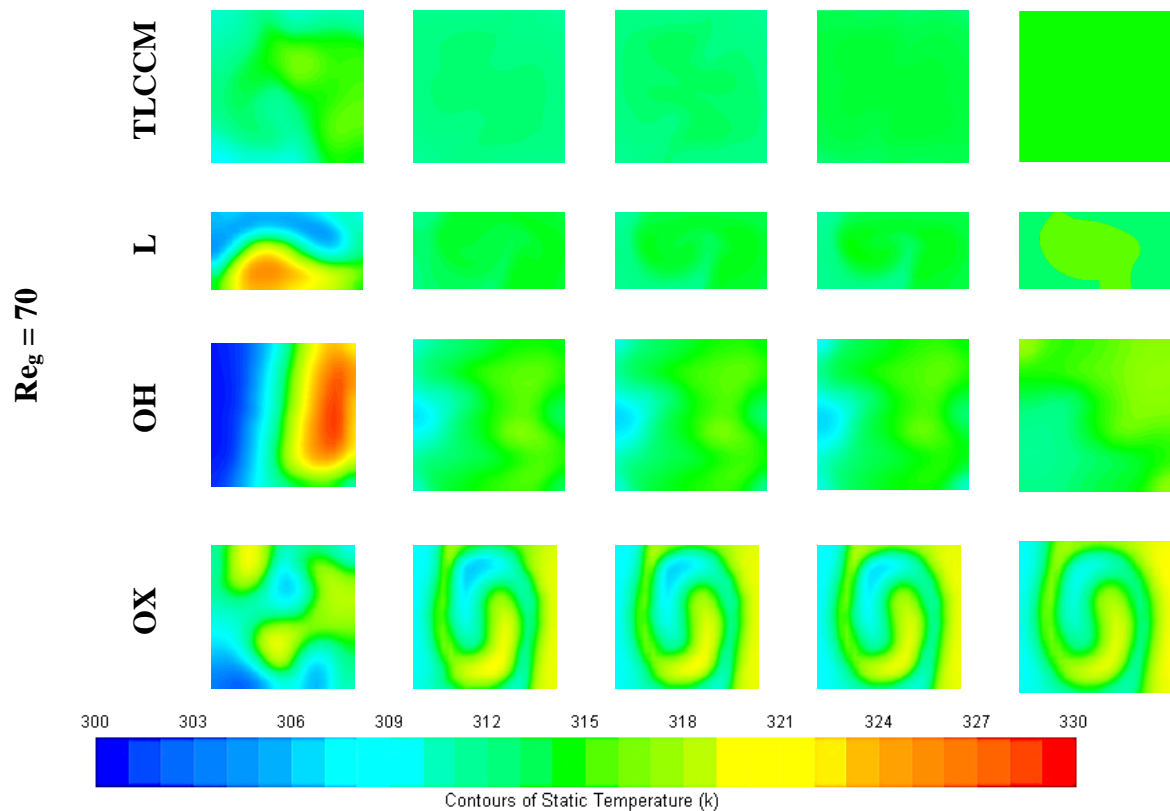


Figure V.17. Contours de température à la sortie des micromélangeurs pour différents indices de comportement n .

Un autre critère important qui permet d'évaluer les performances de mélange thermique et donc de confirmer ou non les résultats obtenus en termes de degré de mélange thermique et des contours de température est défini par la fonction de densité de probabilité (PDF %). Ce paramètre permet d'estimer les plages de température du mélange des fluides dans la section de sortie des micromélangeurs. La figure V.18 et V.19 présentent la distribution de la fonction de densité de probabilité PDF (%) à la sortie de chaque micromélangeur, pour deux valeurs extrêmes de l'indice de comportement et quatre valeurs du nombre de Reynolds généralisé Re_g (1, 15, 30, 70). On constate que pour les fluides non-Newtoniens le micromélangeur TLCCM présente des pics qui correspondent à la température du mélange souhaitée de 315 K, alors que les autres micromélangeurs présentent plusieurs intervalles dispersés de température et particulièrement pour les faibles nombres de Reynolds généralisé ($Re_g = 1$). Pour les fluides Newtoniens et dans le régime de diffusion moléculaire, tous les micromélangeurs présentent un seul pic qui correspond à la valeur de la température de mélange souhaitée, tandis que pour le régime d'advection chaotique le micromélangeur TLCCM présente un mélange thermique homogène traduit par un seul pic d'intervalle de température de mélange de 315 K pour toute la gamme des nombres de Reynolds.

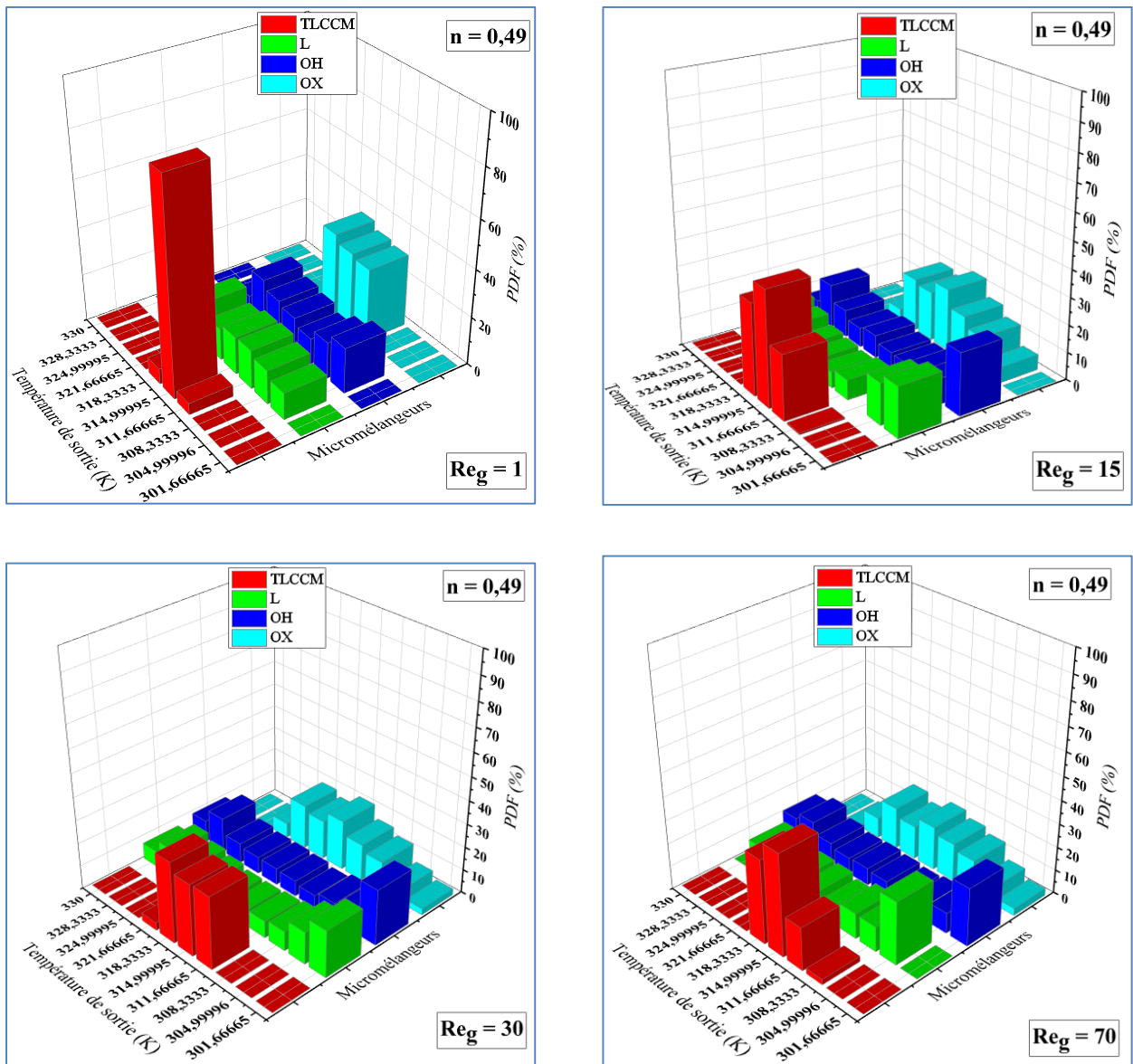


Figure V.18. Les intervalles de la température à la sortie des micromélangeurs pour différents nombres de Reynolds généralisés pour $n = 0,49$.

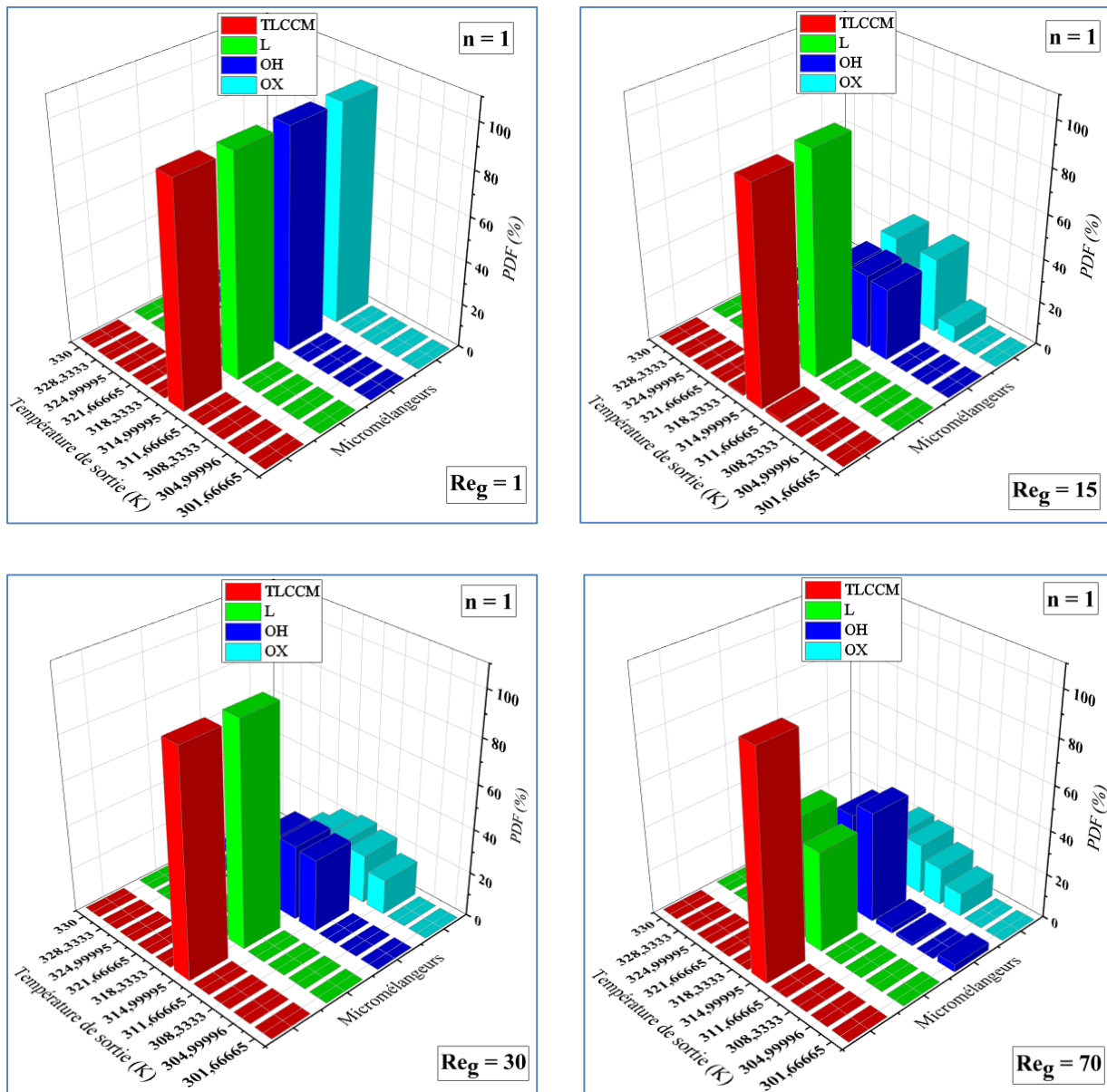


Figure V.19. Les intervalles de la température à la sortie des micromélangeurs pour différents nombres de Reynolds généralisés pour $n = 1$.

V.6. Evaluations des coûts énergétiques de mélange

Afin de choisir la meilleure géométrie du micromélangeur, un autre paramètre est introduit pour combiner les deux grandeurs (efficacité de mélange et puissance de pompage) pour évaluer la performance d'un micromélangeur en termes d'un rapport basé non seulement sur les pertes de pression mais plus globalement sur la puissance de pompage nécessaire au transport des fluides à travers le micromélangeur (Mondal, et al., 2019). Ceci est traduit par le paramètre coût énergétique de mélange "MEC" qui a été défini dans le chapitre IV. Il est estimé en termes de puissance (mW). La variation du coût énergétique de mélange "MEC" des quatre micromélangeurs considérés en fonction du nombre de Reynolds généralisé est représentée sur la figure V.20 pour deux valeurs extrêmes de l'indice de comportement ($n = 0,49$ et 1).

On observe que ce paramètre augmente avec l'augmentation du nombre de Reynolds généralisé pour tous les micromélangeurs, car les conditions hydrodynamiques sont affectées par la vitesse d'écoulement qui influe directement sur le débit. Généralement, le coût énergétique de mélange est plus faible pour les faibles nombres de Reynolds généralisés, par exemple à $Re_g \leq 20$. En revanche, le coût énergétique de mélange dépend fortement de l'indice de comportement, où ses valeurs augmentent lorsque l'indice de comportement diminue ($n=0,49$). Ceci est lié aux comportements rhéologiques des fluides : car l'augmentation de l'indice de comportement induit une diminution de la viscosité apparente qui facilite l'agitation des fluides. Par conséquent, le degré de mélange augmente fortement, ce qui conduit à la diminution du coût énergétique de mélange. En outre, tous les micromélangeurs ont des valeurs très faibles du coût énergétique de mélange dans l'ordre de quelques milliwatts.

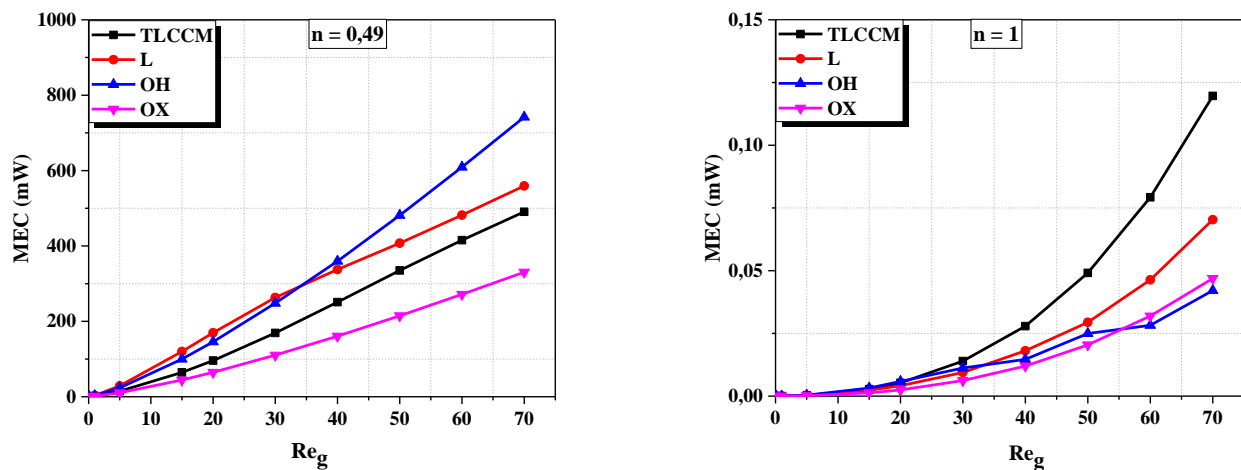


Figure V.20. Comparaison en termes de coûts énergétiques de mélange en fonction des nombres de Reynolds généralisés entre les micromélangeurs considérés.

V.7. Conclusion

Des investigations numériques ont été effectuées pour examiner le comportement rhéologique des fluides au sein des micromélangeurs considérés (TLCCM, L, OH, et OX) et les performances hydrodynamiques et thermiques de mélange. La structure des écoulements secondaires générés au sein du micromélangeur TLCCM caractérisée par l'occurrence des tourbillons dans les sections transversales ainsi que des lignes de courant torsadées dans les zones de croisement allongés permet de conclure que l'intensité des écoulements secondaires représente l'origine du phénomène d'advection chaotique qui favorise fortement le mélange. L'influence du temps de séjour sur les performances hydrodynamiques de mélange a été investiguée par la confrontation de l'efficacité de mélange et le débit volumique en fonction de l'indice de comportement des fluides.

Ce qui explique clairement que pour un fluide Newtonien caractérisé par un débit faible donc un temps de séjour important permet d'obtenir un bon mélange, par contre pour un fluide non-Newtonien caractérisé par un fort débit donc un faible temps de séjour et une qualité de mélange réduite.

L'étude comparative réalisée en termes des degrés de mélange hydrodynamique et thermique, des distributions de la fraction massique, des contours de température, le long et à la sortie des micromélangeurs, nous a permis de confirmer l'efficacité du micromélangeur TLCCM pour le mélange des fluides Newtoniens et non-Newtoniens. L'homogénéisation du mélange thermique a été montré en utilisant la fonction de densité de probabilité (PDF %). En effet le micromélangeur TLCCM présente des valeurs pics qui correspondent à la température de mélange souhaitée.

Conclusion générale

Conclusion générale

Le mélange des fluides dans des dispositifs microfluidiques concerne l'écoulement des fluides de types Newtoniens et non-Newtoniens dans des géométries complexes qui sont les micromélangeurs. C'est un domaine de recherche très intéressant, particulièrement la conception et la modélisation des micromélangeurs passifs.

Des simulations numériques de mélange de fluides Newtoniens ont été effectuées dans un micromélangeur à deux couches de canaux croisés en utilisant le code CFD ANSY-Fluent, les validations menées montrent que nos résultats issus de la simulation numérique concordent bien avec ceux d'autres travaux numériques et expérimentaux de la littérature. Une étude numérique paramétrique a été réalisée pour des géométries du micromélangeur TLCCM avec quatre rapports d'aspect ($l/W = 0,25 ; 0,5 ; 0,75$ et 1), l'analyse quantitative et qualitative des résultats ont montré que le micromélangeur avec ($l/W = 1$), présente un degré de mélange élevé dans une large gamme de nombres de Reynolds ($0,2 - 70$). La présentation des fractions massiques le long du micromélangeur dans des sections transversales pour différents nombres de Reynolds nous ont permis de distinguer la transition du régime de diffusion au régime de convection, et aussi de comprendre le mécanisme de mélange à l'aide de l'advection chaotique. La présentation des vecteurs et des profils de vitesse dans des sections transversales du croisement allongé permet d'illustrer la structure des écoulements secondaires générés et ces influences sur les performances de mélange.

Une investigation numérique détaillée du processus de mélange hydrodynamique et thermique du micromélangeur TLCCM ($l/W=1$) et de trois autres micromélangeurs (L-Shape, OH et OX) a été réalisée pour comparer leurs performances. Nos résultats ont montré que le micromélangeur TLCCM ($l/W=1$) a les meilleures performances de mélange, où le degré de mélange dépasse $0,85$ et le degré de mélange thermique atteint $0,932$ pour toutes les valeurs du nombre de Reynolds. Il a été montré que les valeurs de la fraction massique à la sortie du micromélangeur TLCCM étaient au voisinage de la valeur de $0,5$ ce qui représente le cas d'un mélange parfait et homogène. De plus notre micromélangeur a les coûts énergétiques de mélange les plus bas par rapport aux autres micromélangeurs étudiés. Dans l'ensemble, le micromélangeur TLCCM choisi était très efficace, pour le mélange hydrodynamique et thermique avec un coût énergétique de mélange relativement faible.

Des investigations numériques ont été menées pour examiner les performances de mélange des fluides non-Newtoniens (rhéofluidifiants) au sein des micromélangeurs considérés (TLCCM, L, OH, et OX).

L'étude comparative réalisée en termes des degrés de mélange hydrodynamique et thermique, des distributions de la fraction massique, des contours de température, le long et à la sortie des micromélangeurs, nous a permis de conclure que le micromélangeur TLCCM présente aussi les meilleures performances de mélange des fluides non-Newtoniens que les autres micromélangeurs. L'homogénéisation du mélange thermique a été prouvée par les valeurs du paramètre fonction de densité de probabilité (PDF %), où le micromélangeur TLCCM avait des valeurs pics pour la température de mélange souhaitée (315 K).

Néanmoins, cette étude est une contribution préliminaire à la conception d'un micromélangeur optimal qui offre un mélange rapide pour de faibles nombres de Reynolds. L'étude du mélange dans le micromélangeur proposé peut également être étendue aux fluides non-Newtoniens de type rhéoépaississant, qui on projette quelle sera à la fois numérique et expérimentale.

*Références
bibliographiques*

Références Bibliographiques

- Afzal, A., & Kim, K. Y. (2014). Flow and mixing analysis of non-Newtonian fluids in straight and serpentine microchannels. *Chemical Engineering Science*, 116, 263–274.
- Afzal, A., Kim, K.Y. (2015). Convergent–divergent micromixer coupled with pulsatile flow. *Sens. Actuators B Chem.*, 211, 198–205.
- Alam, A., & Kim, K. Y. (2013). Mixing performance of a planar micromixer with circular chambers and crossing constriction channels. *Sensors and Actuators B*, 176, 639– 652.
- Alvarez, M.M, Zalc, J.M, Shinbrot, T, Arratia, P.E, Muzzio, F.J. (2002). Mechanisms of mixing and creation of structure in laminar stirred tanks. *AIChE Journal*, 48 (10):2135–2148.
- Anderson, P.D., Galaktionov, O.S., Peters, G.W.M., van de Vosse, F.N., & Meijer, H.E.H. (2000). Mixing of non-Newtonian fluids in time-periodic cavity flows. *J. non-Newtonian Fluid Mech.*, 93, 265–286.
- Ansari, M.A., Kim, K.Y. (2009). Parametric study on mixing of two fluids in a three-dimensional serpentine microchannel. *Chemical Engineering Journal*, 146, 439–448.
- Ansari, M.A., Kim, K.Y. (2010). Mixing performance of unbalanced split and recombine micromixers with circular and rhombic sub-channels. *Chemical Engineering Journal.*, 162, 760–767.
- Aref, H. (1984). Stirring by chaotic advection. *J. Fluid Mech.*, 143, 1–21.
- Cai, G., Xue, L., Zhang, H., & Lin, J. (2017). A review on Micromixers. *Micromachines*, 8(274), 1–27.
- Ascanio, G., Castro, B., Galindo, E. (2004). Measurement of Power Consumption in Stirred Vessels—A Review. *Chemical Engineering Research and Design*, 82(9), 1282–1290.
- Beebe, D. J., Adrian, R. J., Olsen, M. G., Stremmer, M. A., Aref, H., & Jo, B. H. (2001). Passive mixing in microchannels: Fabrication and flow experiments. *Mec. Ind.*, 2, 343–348.
- Bordbar, A, Taassob, A, Kamali, R. (2017). Diffusion and Convection Mixing of Non-Newtonian Liquids in an Optimized Micromixer. *The Canadian J of Chem Eng.*, 96(8):1829–1836.
- Borgohain, P., Dalal, A., Natarajan, G., Gadgil, H.P. (2018). Numerical assessment of mixing performances in cross-T microchannel with curved ribs. *Microsyst Technol.*, 24, 1949–1963.
- Chen, X., Li, T. (2017). A Novel Passive Micromixer Designed by Applying an Optimization Algorithm to The Zigzag Microchanne. *Chemical Engineering Journal.*, 313, 1406–1414.
- Chen, X., Shen, J. (2017). Numerical analysis of mixing behaviors of two types of E-shape micromixers. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 106, 593–600.
- Cheri, M.S., Latifi, H., Moghaddam, M.S., Shahraki, H. (2013). Simulation and experimental investigation of planar micromixers with short-mixing-length. *Chemical Engineering Journal.*, 234, 247–255.

- Cho, C.C., Chen, C.L., Chen, C.K. (2012). Mixing enhancement of electrokinetically-driven non-Newtonian fluids in microchannel with patterned blocks. *Chemical Engineering Journal*, 191, 132–140.
- Das, T., Chakraborty, S. (2009). Recent trends and future challenges. *Biomicrofluidics, Sadhana*, 34(4), 573–590.
- Delplace, F., Leuliet, J. C. (1995). Generalized Reynolds number for the flow of power law fluids in cylindrical ducts of arbitrary cross-section. *Chemical Engineering Journal*, 56, 33–37.
- El Omari, K., Le Guer, Y. (2010). Thermal chaotic mixing of power-law fluids in a mixer with alternately rotating walls. *J. Non-Newtonian Fluid Mech.*, 165, 641–651.
- Erwin L. (1978). Theory of mixing sections in single screw extruders. *Polymer Engineering & Science*, 18 (7):572–576.
- Fellouah, H., Castelain, C., Ould-El-Moctar, A., Peerhossaini, H. (2010). The Dean instability in power-law and Bingham fluids in a curved rectangular duct. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 165, 163–173.
- Gambhire, S., Patel, N., Gambhire, G., & Kale, S. (2016). A Review on Different Micromixers and its Micromixing within Microchannel. *International Journal of Current Engineering and Technology*, 4(4), 409–413.
- Gidde, R.R. (2019). Concave wall-based mixing chambers and convex wall-based constriction channel micromixers. *Int J Environ Anal Chem*, 101(4), 561–583.
- Gidde, R.R., Pawar, P.M. (2020). Flow feature and mixing performance analysis of RB-TSAR and EB-TSAR micromixers. *Microsyst Technol*, 26:517–530.
- Gravesen, P., Branebjerg, J., Jensen, O.S. (1993). Microfluidics—A Review, *Journal of Micromechanics and Microengineering*, 3, 168–182.
- He, M., Li, W., Zhang, M., Zhang, J. (2019). Numerical investigation on the efficient mixing of overbridged Split and Recombine micromixer at low Reynolds number. *Microsystem Technologies*, 25(9), 3447–3461.
- Hossain, S., Ansari, M.A., Kim, K.Y. (2009). Evaluation of the mixing performance of three passive micromixers. *Chemical Engineering Journal.*, 150, 492–501.
- Hossain, S., Kim, K.Y. (2015). Mixing analysis in a three-dimensional serpentine split-and-recombine micromixer. *Chemical Engineering Research and Design*, 100, 95–103.
- Hossain, S., Kim, K.Y. (2016). Parametric investigation on mixing in a micromixer with two-layer crossing channels. *SpringerPlus*, 5:794, 1–16.
- Hossain, S., Lee, I., Kim, S. M., & Kim, K. Y. (2017). A micromixer with two layer serpentine crossing channels having excellent mixing performance at low Reynolds numbers. *Chemical Engineering Journal*, 327, 268–277.
- Islami, S.B., Khezerloo, M., Gharraei, R. (2016). The effect of chaotic advection on mixing degree and pressure drop of non-Newtonian fluids flow in curved micromixers. *J. Braz. Soc. Mech. Sci. Eng.*, 10, 1–19.

- Islami, S.B., Khezerloo, M. (2017). Enhancement of Mixing Performance of non-Newtonian Fluids using Curving and Grooving of Microchannels. *Journal of Applied Fluid Mechanics*, 10(1), 127–141.
- Kanaris, A. G., Stogiannis, I. A., Mouza, A. A., Kandlikar, S. G. (2015). Comparing the Mixing Performance of Common Types of Chaotic Micromixers: A Numerical Study. *Heat Transfer Engineering*, 36(13), 1122–1131.
- Kouadri, A, Lasbet, Y, Makhlof, M. (2019). High mixing performances of shear-thinning fluids in two-layer crossing channels micromixer at very low Reynolds numbers. *J Mech Eng Sci*,13(4):5938–5960.
- Kunti, G., Bhattacharya, A., Chakraborty, S. (2017). Analysis of micromixing of non-Newtonian fluids driven by alternating current electrothermal flow. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 247, 123–131.
- Lee, C.Y, Wang, W.T, Liu, C.C, Fu, L.M. (2016). Passive mixers in microfluidic systems: A review. *Chemical Engineering Journal*, 288, 146–160.
- Li, J., Xia, G., Li, Y, (2013). Numerical and experimental analyses of planar asymmetric split-and-recombine micromixer with dislocation sub-channels. *J Chem Technol Biotechnol.*, 88, 1757–1765.
- Lin, Y. (2015). Numerical characterization of simple three dimensional chaotic micromixers. *Chemical Engineering Journal*. 277, 303–311.
- Li, P., Cogswell, J., Faghri, M. (2012). Design and test of a passive planar labyrinth micromixer for rapid fluid mixing. *Sens. Actuators B Chem.*, 174, 126–132.
- Li, P., Xie, Y., Zhang, D. (2016). Laminar flow and forced convective heat transfer of shearthinning power-law fluids in dimpled and protruded microchannels. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 99, 372–382.
- Liu, R., Stremmer, M., Sharp, K., Olsen, M., Santiago, J., Adrian, R., Aref, H., & Beebe, D. (2000). Passive mixing in a three dimensional serpentine microchannel. *J. Microelectromech. Syst.*, 9, 190–197.
- Lobasov, A.S., Minakov, A.V., Rudyak, V. (2018). Flow Modes of Non-Newtonian Fluids with Power-Law Rheology in a T-Shaped Micromixer. *Theo Foun of Chem Eng*, 52(3):393–403.
- Lu, Z., McMahan, J., Mohamed, H., Barnard, D., Shaikh, T.R., Mannella, C.A., Wagenknecht, T., Lu, T.M, (2010). Passive microfluidic device for submillisecond mixing. *Sens. Actuators B Chem.*, 144, 301–309.
- Meijer, H.E.H.; Singh, M.K.; Kang, T.G.; den Toonder, J.M.J.; Anderson, P.D. (2009). Passive and active mixing in microfluidic devices. *Macromol. Symp*, 279, 201–209.
- Metzner, A. B., & Reed, J. C. (1955). Flow of non-Newtonian fluids: correlation of the laminar, transition, and turbulent-flow regions. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 1(4), 434–440.
- Mondal, B., Mehta, K.S., Patowari, K.P., Pati S. (2019). Numerical study of mixing in wavy micromixers: comparison between raccoon and serpentine mixer. *Chem Eng & Proc: Proc Int*,136:44–61.

- Naas, T.T., Kouadri, A., Khelladi, S., Laib, L. (2020). Thermal mixing performances of shear-thinning non-Newtonian fluids inside Two-Layer Crossing Channels Micromixer using entropy generation method: Comparative study, *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification*, 156, 108096.
- Nieder Korn, T., Ottino, J. (1994). Chaotic mixing of shear-thinning fluids. *AIChE journal*, 40(11), 1782–1793.
- Nimafar, M., Viktorov, V., Martinelli, M. (2012). Experimental comparative mixing performance of passive micromixers with H-shaped sub-channels. *Chemical Engineering Science*, 76, 37–44.
- Pinho, F. T., Whitelaw, J. H. (1990). Flow of non-Newtonian fluids in a pipe. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 34, 129–144.
- Raza, W., Hossain, S., Kim, K.Y. (2018). Effective mixing in a short serpentine split-and-recombination micromixer. *Sensors and Actuators B*, 258, 381–392.
- Raza, W., Kim, K.Y. (2020). Unbalanced split and recombine micromixer with three-dimensional steps. *Ind. Eng. Chem. Res.* 59 (9), 3744–3756.
- Ruijin, W., Beiqi, L., Dongdong, S., Zefei, Z. (2017). Investigation on the splitting-merging passive micromixer based on Baker's transformation. *Sensors and Actuators B*, 249, 395–404.
- Santana, H. S., João, L.S.J., Osvaldir, P. T. (2019). Optimization of micromixer with triangular baffles for chemical process in millidevices. *Sens. Actuators B Chem.*, 281, 191–203.
- Shamloo, A., Vatankhah, P., Akbari, A. (2017). Analyzing mixing quality in a curved centrifugal micromixer through numerical simulation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 116, 9–16.
- Shamsoddini, R., Sefid, M., Fatehi, R. (2016). Incompressible SPH modeling and analysis of non-Newtonian power-law fluids, mixing in a microchannel with an oscillating stirrer. *Journal of Mechanical Science and Technology*, 30 (1), 307–316.
- Shia, H., Zhao, Y., Liu, Z. (2020). Numerical Investigation of the Secondary Flow Effect of Lateral Structure of Micromixing Channel on Laminar Flow. *Sens. Actuators B Chem.*, 321, 128503.
- Solehati, N., Bae, J., Sasmito, A.P. (2014). Numerical investigation of mixing performance in microchannel T-junction with wavy structure. *Computers & Fluids*, 96, 10–19.
- Soleymani, A., Kolehmainen, E., Turunen, I. (2008). Numerical and experimental investigations of liquid mixing in T-type micromixers. *Chemical Engineering Journal*, 135S, S219–S228.
- Squires, T.M. Quake, S.R. (2005). *Rev. Mod. Phys.*, 77, 977–1026.
- Srisamran, C., Devahastin, S. (2006). Numerical simulation of flow and mixing behavior of impinging streams of shear-thinning fluids. *Chemical Engineering Science*, 61, 4884–4892.
- Szalai, E.S., Alvarez, M.M., Muzzio, F.J. (2004). Laminar Mixing: A Dynamical Systems Approach. In: Paul EL, Atiemo-Obeng V, Kresta SM (eds) *Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice*. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, 89–144.

- The, H. L., Thanh, H. L., Dong, T., Ta, B. Q., Tran-Minh, N., & Karlsen, F. (2015). An effective passive micromixer with shifted trapezoidal blades using wide Reynolds number range. *Chemical Engineering Research and Design*, 93, 1–11.
- Tsai, R.T., Wu, C.Y. (2011). An efficient micromixer based on multidirectional vortices due to baffles and channel curvature. *BIOMICROFLUIDICS.*, 5, 014103.
- Tsai, R.T., Wu, C.Y., Chang, C.Y., Kuo, M.Y. (2015). Mixing Behaviors of Shear-Thinning Fluids in Serpentine Channel Micromixers. *International Journal of Mechanical, Aerospace, Industrial, Mechatronic and Manufacturing Engineering*, 9(7), 1329–1335.
- Vatankhah, P., Shamloo, A. (2018). Parametric study on mixing process in an in-plane spiral micromixer utilizing chaotic advection. *Analytica Chimica Acta.*, 1022, 96–105.
- Wang, J., Liu, G., Li, X., He, F., Ma, X. (2019). A Micromixer with Two-Layer Crossing Microchannels Based on PMMA Bonding Process. *Int J of Chem Rea Eng*, 17(8):1–12.
- Xia, H. M., Wan, S. Y. M., Shu, C., & Chew, Y. T. (2005). Chaotic micromixers using two-layer crossing channels to exhibit fast mixing at low Reynolds numbers. *The Royal Society of Chemistry, Lab on a Chip* 5, 748–755.
- Xianchun, S., Shaofu, H., Long W., Feng L. (2021). Numerical analysis of passive micromixer with novel obstacle design, *Journal of Dispersion Science and Technology*, 42:3, 440–456.

ملخص:

يعتبر خلط السوائل في أجهزة الخلط الدقيقة مجال بحث مثير للاهتمام. حيث تصنف أجهزة الخلط الدقيق بشكل عام إلى فئتين: ساكن ونشط. في أجهزة الخلط الدقيقة الساكنة يحدث جريان السوائل النيوتونية وغير النيوتونية وفق نظام رقائقي بأعداد رينولدز منخفضة بسبب أبعادها الصغيرة جدا وهذا ما يشكل تحديا كبيرا لخلط السوائل. الهدف من هذه الأطروحة هو تصميم جهاز خلط دقيق ذو كفاءة محسنة على أساس تعديل خصائص هندسية معينة باستخدام برنامج CFD. يتم استخدام هذا الأخير لحل المعادلات التي تحكم الظاهرة الفيزيائية لخلط السوائل. تم إجراء دراسة بارامترية لجهاز الخلط الدقيق ذو طبقتين من القنوات المتقاطعة (TLCCM) من خلال تعديل منطقة التقاطع واختصار طوله الى النصف، مما أدى إلى تحسين أداءاته. تمت مقارنة أداءات جهاز الخلط الدقيق الأمثل الذي تم الحصول عليه من هذه الدراسة البارامترية مع أجهزة خلط دقيقة أخرى تم اقتراحها سابقا من طرف مؤلفين آخرين L ، OH و OX حيث أظهرت نتائج المقارنة أن جهاز الخلط الدقيق الأمثل له أعلى أداء للخلط الهيدروديناميكي والحراري مع أقل خسارة للضغط وأيضاً أقل تكلفة لطاقة الخلط. تم إجراء تحقيقات عديدة لفحص أداء الخلط للسوائل غير النيوتونية (سوائل ترقق القص) داخل أجهزة الخلط الدقيق (TLCCM ، L ، OH ، و OX). المقارنة التي تم إجراؤها من حيث درجات الخلط الهيدروديناميكي والحراري، وتوزيعات الأجزاء الكتلية، وخطوط درجة الحرارة، على طول وفي مخارج أجهزة الخلط الدقيقة، سمحت لنا باستنتاج أن جهاز الخلط الدقيق TLCCM لديه أيضاً أفضل أداءات. لخلط السوائل غير النيوتونية مقارنة بالأجهزة الأخرى.

الكلمات المفتاحية: خلط الموائع، الخلط الحراري، أرقام رينولدز ضعيفة، جهاز خلط دقيق ساكن، ضياع الضغط، التكلفة الطاقوية للخلط، ديناميكا الموائع الحسابية، الهندسة المعقدة، التأفق الفوضوي.

Résumé :

Le mélange des fluides dans des dispositifs micromélangeurs est un domaine de recherche très intéressant. Les micromélangeurs sont généralement classés en deux catégories : passifs et actifs. Dans les micromélangeurs passifs, l'écoulement des fluides Newtoniens et non-Newtoniens s'effectue en régime laminaire à de faibles nombres de Reynolds à cause de leurs dimensions réduites. Ce qui pose un défi pour le mélange des fluides. L'objectif de cette thèse est la conception d'un micromélangeur d'efficacité améliorée basée sur la modification de certains paramètres géométriques en utilisant l'outil CFD. Un code commercial CFD est utilisé pour la résolution des équations qui gouvernent le phénomène physique de mélange de fluides. Une étude paramétrique a été menée pour un micromélangeur à deux couches de canaux croisés de type TLCCM en modifiant la zone de croisement et en réduisant sa longueur de moitié, ce qui a conduit à une amélioration de leurs performances. Le micromélangeur optimal obtenu à partir de cette étude paramétrique a été comparé avec d'autres micromélangeurs proposés par d'autres auteurs (L, OH et OX). Les résultats de la comparaison ont montré que le micromélangeur optimal a les performances de mélange hydrodynamique et thermique les plus élevées avec la plus faible perte de pression et présente aussi le coût énergétique de mélange le plus bas.

Des investigations numériques ont été menées pour examiner les performances de mélange des fluides non-Newtoniens (rhéofluidifiants) au sein des micromélangeurs considérés (TLCCM, L, OH, et OX). L'étude comparative réalisée en termes des degrés de mélange hydrodynamique et thermique, des distributions de la fraction massique, des contours de température, le long et à la sortie des micromélangeurs, nous a permis de conclure que le micromélangeur TLCCM présente aussi les meilleures performances de mélange des fluides non-Newtoniens que les autres micromélangeurs.

Mots clés : Mélange de fluides, Mélange thermique, Faible nombre de Reynolds, Micromélangeur passif, Perte de pression, Coût énergétique de mélange, CFD, Géométrie complexe, Advection chaotique.

Abstract:

The mixing of fluids in micromixers is a very interesting field of research. Micromixers are generally classified into two categories: passive and active. In Passive Micromixers The flow of Newtonian and non-Newtonian fluids occurs in a laminar regime at low Reynolds numbers because of their small dimensions. This poses a challenge for the mixing of fluids. The objective of this thesis is the design of an improved efficient micromixer based on the modification of some geometric parameters using the CFD tool. CFD commercial code is used for solving the equations that govern the physical phenomenon of mixing fluids. A parametric study was carried out for two-layer crossing channels micromixer (TLCCM) by modifying the crossing zone and reducing its length to the half, which led to an improvement in its performances. The optimal micromixer obtained from this parametric study was compared with other micromixers proposed by other authors (L, OH and OX). The results of the comparison showed that the optimal micromixer has the highest hydrodynamic and thermal mixing performances with the lowest pressure drop and also with the lowest mixing energy cost.

Numerical investigations were carried out to examine the mixing performances of non-Newtonian fluids (shear thinning) within the considered micromixers (TLCCM, L, OH, and OX). The comparative study carried out in terms of hydrodynamic and thermal mixing degrees, mass fraction distributions, temperature contours, along and at the outlet of the micromixers, allowed us to conclude that the TLCCM micromixer also has the best performance. For the mixing of non-Newtonian fluids than other micromixers.

Keywords: Fluid mixing, Thermal mixing, Low Reynolds number, Passive micromixer, Pressure drop, Mixing energy cost, CFD, Complex geometry, Chaotic advection.
