



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTRE 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 **DOCTEUR EN SCIENCES**

Par : **Amar KOUADRI**

Spécialité : Génie Mécanique

Option : Energétique

Modélisation numérique de mélange de fluides dans une géométrie complexe

Devant le jury composé de : Messieurs

BENZAZZA Abdelylah	Professeur	UDL. Sidi Bel Abbès	Président
LASBET Yahia	M.C.A	UZA. Djelfa	Directeur de thèse
MAKHLOUF Mohammed	Professeur	UDL. Sidi Bel Abbès	Co- Directeur de thèse
MOHAMMEDI Kamal	Professeur	UMB. Boumerdès	Examineur
TEGGAR Mohamed	M.C.A	UAT. Laghouat	Examineur
LAOUEDJ Samir	M.C.A	UDL. Sidi Bel Abbès	Examineur

Année universitaire 2019-2020

Dédicaces

A mes chers parents.

A mes frères et sœurs.

A ma femme et mes enfants.

Remerciements

Tout d'abord, je tiens à exprimer mes vifs remerciements et ma gratitude au Docteur LASBET Yahia, mon directeur de thèse, pour son obligation et sa grande disponibilité lors de la réalisation de ce travail. Je lui présente les témoignages de ma sincère reconnaissance.

J'adresse ma profonde reconnaissance au Professeur MAKHLOUF Mohammed, mon Co- directeur de thèse pour ses conseils toujours judicieux, sa disponibilité, son aide inestimable durant l'élaboration de ce document.

Je remercie également Mme Cathy CASTELAIN, Chargée de Recherche au CNRS Directrice adjointe du laboratoire de thermocinétique de l'école polytechnique de l'université de Nantes (France), pour m'avoir invité et offert la chance et la confiance d'effectuer un stage de huit mois, dans le cadre d'une bourse PNE, au sein du laboratoire LTeN du Département Thermique-Énergétique. Je la remercie pour son aide précieuse, pour m'avoir autorisé à accéder au laboratoire à tout moment mais également pour la grande confiance qu'elle m'a accordée.

Je tiens aussi à remercier Docteur KEZRANE Cheikh, le chef de département du génie mécanique pour sa sympathie ses encouragements ainsi que tous mes collègues du département.

J'exprime ma profonde gratitude à monsieur BENZAZZA Abdelylah, Professeur à l'université de Sidi Bel Abbès, qui m'a fait l'honneur de présider le jury.

Mes remerciements sont aussi destinés aux membres du jury : Monsieur MOHAMMEDI Kamal, Professeur à l'Université M'hamed Bougara de Boumerdès, Docteur TEGGAR Mohamed, Maître de Conférences A à l'université Amar Telidji de Laghouat et LAOUEDJ Samir, Maître de Conférences A à l'université de Sidi Bel Abbès, qui ont accepté de juger ce travail.

Je tiens également à remercier mes collègues NAAS Toufik Tayeb, DOUROUM Embarek, ZOUGGAR Kamel, pour le soutien et les encouragements.

Que toutes les personnes ayant contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce travail, soient chaleureusement remerciées.

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 à la microfluidique.....	5
I.2. Développement des systèmes microfluidiques.....	6
I.2.1. Les microsystèmes.....	6
I.2.2. Miniaturisation et conséquences.....	7
I.3. Mécanismes du mélange.....	8
I.4. Mélange par advection chaotique.....	9
I.4.1. Notions sur l'advection chaotique.....	9
I.4.2. Différentes approches de mise en évidence de l'advection chaotique.....	10
I.4.2.1. Sensibilité aux conditions initiales.....	10
I.4.2.2. Caractérisations topologiques – Points particuliers.....	11
I.4.2.3. Transformation du boulanger.....	11
I.4.2.4. Transformation de type fer à cheval.....	12
I.5. Principaux types de micromélangeurs.....	12
I.5.1. Micromélangeurs actifs.....	12
I.5.1.1. Micromélangeurs à pression perturbatrice.....	13
I.5.1.2. Micromélangeurs à champ électrohydrodynamique.....	14
I.5.1.3. Micromélangeurs à actionnement acoustique / ultrasonique.....	15
I.5.1.4. Micromélangeurs à champ magnétique.....	15
I.5.1.5. Micromélangeurs à champ thermique.....	16
I.5.2. Micromélangeurs passifs.....	16
I.5.2.1. Micromélangeurs à obstacles.....	17
I.5.2.2. Micromélangeurs à collision déséquilibrée.....	18
I.5.2.3. Micromélangeurs à spirale.....	19
I.5.2.4. Autres structures de micromélangeurs (carrées, ondulées, zig-zag).....	20
I.5.2.5. Structures en serpentin de différents motifs.....	21
I.5.2.6. Micromélangeurs à structures divisées et recombinaisons 3D(SAR).....	23
I.5.2.7. Micromélangeurs à base de stratification (multicouches).....	25
I.5.2.8. Micromélangeurs à chambres.....	25

I.5.2.9. Micromélangeurs à deux couches de canaux croisés.....	26
I.5.2.10. Micromélangeurs à rainures et enflures.....	28
I.6. Mélange hydrodynamique des fluides non-Newtoniens.....	29
I.7. Mélange thermique des fluides non-Newtoniens.....	34
I.8. Génération de l'entropie pour les fluides Newtoniens et non-Newtoniens.....	36
I.8.1. Fluides Newtoniens.....	36
I.8.2. Fluides non-Newtoniens.....	39
I.9. Conclusion.....	41
 CHAPITRE II. MODÉLISATION MATHÉMATIQUE ET APPROCHE NUMÉRIQUE	
II.1. Introduction.....	43
II.2. Géométries des micromélangeurs.....	43
II.3. Grandeurs physiques utilisées pour la caractérisation des micromélangeurs.....	46
II.3.1. Caractérisation du mélange (MI) : analyse numérique de l'efficacité du Mélange.....	46
II.3.2. Caractérisation de l'efficacité du mélange thermique.....	47
II.3.2.1. Fonction de densité de probabilité PDF (T)	47
II.3.2.2. Degré de mélange (Dm)	47
II.3.3. Caractérisation des pertes de charge : coefficient de frottement et nombre de Poiseuille.....	47
II.3.4. Caractérisation thermodynamique des échanges thermiques.....	48
II.4. Modélisation mathématique et numérique de l'écoulement.....	49
II.4.1. Equations gouvernantes.....	49
II.4.2. Choix du modèle rhéologique de fluide.....	50
II.4.3. Choix du modèle de mélange.....	51
II.4.4. Expression de l'équation de transport des espèces.....	51
II.4.5. Propriétés physiques des fluides.....	52
II.4.6. Expressions du nombre de Reynolds généralisé.....	53
II.4.7. Conditions aux limites.....	54
II.5. Méthodologie numérique.....	55
II.5.1. Choix de la méthode de la discrétisation numérique.....	55
II.6. Etude de la sensibilité au maillage.....	57
II.6.1. Sensibilité au maillage pour le mélange des fluides non-Newtoniens.....	57
II.6.2. Sensibilité au maillage pour le mélange thermique des fluides non-Newtoniens	59
II.7. Conclusion.....	61

CHAPITRE III. STRUCTURE DE L'ÉCOULEMENT ET PERFORMANCES HYDRODYNAMIQUES DE MÉLANGE

III.1. Introduction.....	63
III.2. Validation du code CFD.....	63
III.3. Comportement hydrodynamique et structure de l'écoulement.....	65
III.4. Performances de mélange du micromélangeur TLCCM.....	74
III.5. Synthèse des résultats obtenus à l'aide du micromélangeur TLCCM et d'autres micromélangeurs récents.....	78
III.6. Pertes de charge dans le micromélangeur TLCCM.....	79
III.7. Conclusion.....	81

CHAPITRE IV. PERFORMANCES DE MÉLANGE DU MICROMÉLANGEUR TLCCM COMPARÉ AVEC CELLES DES AUTRES MICROMÉLANGEURS

IV.1. Introduction.....	83
IV.2. Comparaison des performances du mélange des micromélangeurs étudiés.....	83
IV.3. Comportements hydrodynamiques et structures de l'écoulement dans les micromélangeurs étudiés.....	86
IV.4. Pertes de charge dans les micromélangeurs étudiés.....	92
IV.5. Conclusion.....	95

CHAPITRE V. ÉTUDE DES PERFORMANCES THERMODYNAMIQUES DU MÉLANGE

V.1. Introduction.....	97
V.2. Validation numérique du code CFD.....	97
V.3. Comportement hydrodynamique et structures des écoulements secondaires.....	98
V.4. Performances thermiques du mélange des micromélangeurs étudiés.....	101
V.5. Génération de l'entropie et efficacité thermique des micromélangeurs étudiés.....	106
V.6. Conclusion.....	113

CONCLUSION GÉNÉRALE.....	115
---------------------------------	------------

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....	118
---	------------

Nomenclature

Symboles latins

a^*	Paramètre géométrique	-
b^*	Paramètre géométrique	-
b	Hauteur du canal diagonal	$[m]$
Be	Nombre de Bejan	-
Be_{moy}	Nombre de Bejan moyen	-
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	$[m^2 \cdot s^{-1}]$
D_h	Diamètre hydraulique	$[m]$
D_m	Degré de mélange thermique	-
$f(s)$	Coefficient de frottement local	-
f_m	Coefficient de frottement moyen	-
h	Coefficient de convection	$[W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}]$
H	Largeur du micromélangeur	$[m]$
I	Intensité de l'écoulement secondaire	-
J_i	Flux de diffusion massique de l'espèce " i "	$[kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}]$
L	Longueur totale du micromélangeur	$[m]$
m	Indice de consistance	$[Pa \cdot s^n]$
MI	Indice de mélange	-
n	Indice de comportement rhéologique du fluide	-
N	Nombres de points dans une section transversale	-
Nu_{moy}	Nombre de Nusselt moyen	-
P	Pas entre les canaux transversaux	$[m]$
P	Pression	$[Pa]$
Po	Nombre de Poiseuille local	-
Po_m	Nombre de Poiseuille moyen	-
Q	Débit volumique	$[m^3 \cdot s^{-1}]$
q''	Flux de chaleur échangée	$[W \cdot m^{-2}]$
Re	Nombre de Reynolds	-
Re_g	Nombre de Reynolds généralisé	-
s	Coordonnée curviligne	$[m]$

S'''_{gen}	Entropie totale générée	$[W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1}]$
$S'''_{gen,moy}$	Entropie moyenne générée	$[W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1}]$
S'''_p	Entropie locale générée par les frottements	$[W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1}]$
$S'''_{moy,p}$	Entropie moyenne générée par les frottements	$[W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1}]$
S'''_T	Entropie locale générée par les échanges thermiques	$[W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1}]$
$S'''_{moy,T}$	Entropie moyenne générée par les échanges thermiques	$[W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1}]$
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	$[m \cdot s^{-1}]$
\bar{u}	Vitesse moyenne à l'entrée	$[m \cdot s^{-1}]$
V	Vecteur vitesse	$[m \cdot s^{-1}]$
$ V $	Module de vitesse	$[m \cdot s^{-1}]$
W	Largeur du canal diagonal	$[m]$
W^s	Comportement stable	-
W^u	Comportement instable	-
X, Y, Z	Coordonnées cartésiennes	$[m]$

Symboles grecques

α^*	Rapport d'aspect	-
ξ	Paramètre géométrique	-
$\dot{\gamma}$	Taux de déformation	$[s^{-1}]$
$\bar{\dot{\gamma}}$	Tenseur du taux de déformation	-
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	L'écart type	-
σ_0	L'écart type maximale	-
τ	Contrainte de cisaillement	$[Pa]$
$\bar{\tau}$	Tenseur de contrainte de cisaillement	-

Indices et exposants

a, app	Apparente
g	Généralisé
h	Hydraulique
i	Espèce, nœud
m	Moyen, mélange
s	Désigne stable
T	Opérateur transposé
u	Désigne instable
0	Indice de référence

Abréviations

ACET	Alternating Current Electrothermal flow
CFD	Computational Fluid Dynamics
CG	Curved Grooves
CMC	Carboxy Methyl Cellulose
DBEM	Double-Bridge E-shape Micromixer
FBFSs	Forward and Backward Facing Steps
MEMS	Micro Electro-Mechanical Systems
MHD	Magnétohydrodynamique
NEMS	Nano Electro-Mechanical Systems
OBM	Overbridge-shaped Micromixer
PDF	Probability Density Function
PDMS	Polydiméthylsiloxane
PMMA	Polyméthacrylate de méthyle
QUICK	Quadratic Upwind Interpolation for Convective Kinetics
SAR	Splitting and recombination
SC	Serpentine Circular
SCSM-90	Semi-Circular Serpentine Micromixer
SIMPLEC	Semi Implicit Method for Pressure Linked Equations Consistent
TLCCM	Two Layer Crossing Channels Micromixer
VOF	Volume of Fluid

Liste des figures

CHAPITRE I

Figure I.1	Répartition statistique des articles publiés dans le domaine du micromélange par type d'application (Lee, et al., 2018).....	6
Figure I.2	Déformation chaotique par un écoulement instationnaire. (Aref, et al., 1984).....	10
Figure I.3	Ligne d'écoulement dans le cas où deux agitateurs à position fixe tournent en même temps (écoulement stationnaire), (Aref, et al., 1984)....	11
Figure I.4	Représentation schématique de la transformation du boulanger.....	12
Figure I.5	Représentation schématique de la transformation du fer à cheval.....	12
Figure I.6	Catégories des micromélangeurs actifs.....	13
Figure I.7	Modèles d'un micromélangeur à perturbations par pression avec un ou plusieurs canaux latéraux (Niu, et al., 2003).....	13
Figure I.8	Banc d'essai utilisé pour l'amélioration du mélange par advection chaotique pulsée (Mojtaba, et al., 2013).....	14
Figure I.9	Configuration d'un micromélangeur à champ électrohydrodynamique (Ould El Moctar, et al., 2003).....	14
Figure I.10	Schéma des dispositifs du mélange acoustofluidique. (Ahmed, et al., 2009 ; Huang, et al., 2013).....	15
Figure I.11	Schéma des micromélangeurs magnéto-hydrodynamiques. (Nouri, et al., 2017).....	16
Figure I.12	Schéma d'un système microfluidique à champ thermique. (Cai, et al., 2017).....	16
Figure I.13	Catégories des micromélangeurs passifs.....	17
Figure I.14	Micromélangeurs serpents à obstacles.....	18
Figure I.15	Schéma des micromélangeurs à collisions déséquilibrées	19
Figure I.16	Schémas des micromélangeurs à spirale.....	20
Figure I.17	Schémas des différentes formes de micromélangeurs : carrée, ondulée et zigzag (Hossain, et al., 2009).....	20
Figure I.18	Schéma des micromélangeurs en serpentin (Liu, et al., 2000).....	21
Figure I.19	Géométries des micromélangeurs étudiées (Beebe, et al., 2001).....	21
Figure I.20	Géométrie d'un micromélangeur en serpentin avec motifs en forme de "L" (Ansari, et al., 2009).....	22
Figure I.21	Géométrie des micromélangeurs en serpentin de différentes formes (Kanaris, et al., 2015).....	22
Figure I.22	Géométrie du micromélangeur avec motifs en forme de "H" (Victorov, et al., 2016).....	23
Figure I.23	Géométries des micromélangeurs à structures divisées et recombinaisons 3D (SAR).....	24

Figure I.24	Géométrie du micromélangeur avec sous-canaux circulaires 3D comprenant des marches orientées vers l'avant et vers l'arrière (FBFSs)....	24
Figure I.25	Schéma du micromélangeur à base de stratification (Lim, et al., 2011).....	25
Figure I.26	Schéma du micromélangeur à base de chambres.....	26
Figure I.27	Géométries des micromélangeurs à deux couches de canaux (Xia, et al., 2005).....	26
Figure I.28	Géométrie du micromélangeur TLCCM avec l'évolution de l'indice de mélange en fonction du nombre de Reynolds (Hossain, et al., 2017).....	27
Figure I.29	Géométrie du micromélangeur de type OX à deux couches (Raza, et al., 2018).....	27
Figure I.30	Micromélangeur à deux couches de canaux croisés (Wang, et al., 2019)...	28
Figure I.31	Schéma du micromélangeur à rainures chaotiques (Stroock, et al., 2002)..	28
Figure I.32	Géométrie du micromélangeur à enflures (Lin, et al., 2015).....	28
Figure I.33	Mélange des fluides non-Newtoniens (Afzal, et al., 2014).....	30
Figure I.34	Mélange des fluides non-Newtoniens (Tsai, et al., 2015).....	30
Figure I.35	Mélange actif des fluides non-Newtoniens (Shamsoddini, et al., 2016)....	31
Figure I.36	Mélange des fluides non-Newtoniens (Islami, et al., 2016).....	31
Figure I.37	Mélange des fluides non-Newtoniens (Islami, et al., 2017).....	32
Figure I.38	Mélange ACET des fluides non-Newtoniens (Kunti, et al., 2017).....	33
Figure I.39	Mélange des fluides non-Newtoniens (He, et al., 2019).....	33
Figure I.40	Mélange thermique des fluides non-Newtoniens (Luo, et al., 2019).....	35
Figure I.41	Mélange thermique des fluides non-Newtoniens (Maurya, et al., 2019).....	35
Figure I.42	Évolutions du degré de mélange en fonction du nombre de Reynolds généralisé (Naas, et al., 2020).....	36
Figure I.43	Les effets du nombre de Dean sur la production d'entropie induite par le transfert de chaleur (S^*_T) et la perte par frottement (S^*_P) (Ko et al., 2006).....	38
Figure I.44	Représentation schématique des géométries (Kurnia, et al., 2016).....	38
Figure I.45	Relation de la génération d'entropie due au transfert de chaleur avec le débit massique (Jiangfeng, et al., 2012).....	39
Figure I.46	Génération de l'entropie pour les fluides non-Newtoniens (Yang et al., 2016).....	40
CHAPITRE II		
Figure II.1	Schéma des micromélangeurs étudiés	45
Figure II.2	Rhéogrammes des fluides selon la loi de puissance.....	50
Figure II.3	Allure générale d'une courbe d'écoulement.....	51
Figure II.4	Effet du schéma numérique de discrétisation sur l'indice de mélange.....	55
Figure II.5	Fraction massique aux plans des croisements pour divers schémas de discrétisation.....	56

Figure II.6	Capture de maillage pour le micromélangeur TLCCM.....	58
Figure II.7	Etude de maillage pour l'évolution de l'indice de mélange ($Re_g = 50$, $n = 0,49$).....	58
Figure II.8	Capture des mailles pour les différentes géométries.....	59
Figure II.9	Evolution de l'indice de mélange le long de la géométrie pour différentes grilles de maillage pour $n = 0,49$; $Re_g = 50$	60
Figure II.10	Capture de maillage des géométries considérées.....	60

CHAPITRE III

Figure III.1	Validation quantitative du modèle employé dans le cas d'un fluide Newtonien (Hossain, et al., 2017).....	64
Figure III.2	Validation quantitative du modèle employé dans le cas d'un fluide non- Newtonien (Tsai, et al., 2015)	65
Figure III.3	Illustration du système dynamique	66
Figure III.4	Vecteurs de vitesse aux plans de croisement y-z à $Re_g = 0,1$ et $n = 1$	66
Figure III.5	(a) Vecteurs de vitesse, (b) Contours de vitesse dans les plans y-z.....	68
Figure III.6	(a) Vecteurs de vitesse, (b) Contours de vitesse dans les plans y-z.....	69
Figure III.7	Profils de vitesse tangentielle dans le plan P_5 pour $n = 0,73$ à 1.....	70
Figure III.8	Profils de vitesse radiale dans le plan P_5 pour $n = 0,73$ à 1.....	70
Figure III.9	Profils de vitesse axiale dans le plan P_5 pour $n = 0,73$ à 1.....	70
Figure III.10	Variations de l'indice de mélange et du débit volumique en fonction de l'indice de comportement du fluide à la sortie du micromélangeur pour $Re_g = 0,1$ et $Re_g = 50$	71
Figure III.11	Profils de la fraction massique sur une ligne méridienne au milieu et à la sortie du micromélangeur pour $Re_g = 0,1$ et $Re_g = 50$	72
Figure III.12	Evolutions de la fraction massique sur la mi-hauteur le long du micromélangeur pour $Re_g = 0,1$ et $Re_g = 50$	73
Figure III.13	Évolutions de l'intensité I dans le plan P_5 en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.....	73
Figure III.14	(a) Evolution de l'indice de mélange à la sortie. De (b) à (h) Evolutions de l'indice de mélange le long de la géométrie pour différents indices de comportement.....	75
Figure III.15	Contours de la fraction massique aux différents plans pour différents indices de comportement.....	76
Figure III.16	La viscosité apparente sur la ligne méridienne à la sortie du micromélangeur pour différents indices de comportement	76
Figure III.17	Profils des taux de déformation sur la ligne méridienne au plan de sortie pour différents indices de comportement.....	77
Figure III.18	La viscosité apparente sur la ligne méridienne au plan de sortie du micromélangeur pour différents indices de comportement.....	77
Figure III.19	Variation des chutes de pression avec les nombres de Reynolds généralisés pour différents indices de comportement.....	79
Figure III.20	Evolution du coefficient de frottement en fonction du nombre de Reynolds pour différents indices de comportement.....	80

Figure III.21	Evolution du nombre de Poiseuille en fonction du nombre de Reynolds pour différents indices de comportement.....	81
---------------	--	----

CHAPITRE IV

Figure IV.1	Variations de l'indice de mélange avec le nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement dans les micromélangeurs étudiés.....	84
Figure IV.2	Contours de la fraction massique dans le plan méridien et à la sortie des micromélangeurs étudiés pour $n = 1$; $Re_g = 1$	85
Figure IV.3	Contours de la fraction massique dans le plan méridien et à la sortie des micromélangeurs étudiés pour $n = 0,73$; $Re_g = 1$	86
Figure IV.4	Lignes de courant colorées par la fraction massique des micromélangeurs étudiés : $n = 1$; $Re_g = 1$	87
Figure IV.5	Lignes de courant colorées par la fraction massique des micromélangeurs étudiés: $n = 0,73$; $Re_g = 1$	87
Figure IV.6	Contours de la fraction massique avec les vecteurs de vitesse à la sortie des micromélangeurs étudiés pour $Re_g = 1$	88
Figure IV.7	Profils de vitesse tangentielle aux plans milieu dans les géométries étudiées pour différents n ($Re_g = 1$).....	90
Figure IV.8	Profils de vitesse radiale aux plans milieu dans les géométries étudiées pour différents n ($Re_g = 1$).....	91
Figure IV.9	Variation de la chute de pression avec le nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.....	93
Figure IV.10	Variation du rapport Po/MI avec le nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.....	94

CHAPITRE V

Figure V.1	Validation quantitative du coefficient de transfert de chaleur pour l'écoulement des fluides rhéofluidifiants dans une géométrie complexe MMC.....	97
Figure V.2	Validation quantitative du nombre de Nusselt moyen en fonction du nombre de Reynolds généralisé dans une géométrie C-shape.....	98
Figure V.3	Taux d'écoulements secondaires dans la géométrie TLCCM en fonction des coordonnées pour $Re_g = 1$	99
Figure V.4	Taux d'écoulements secondaires dans la géométrie C-shape en fonction des coordonnées pour $Re_g = 1$	99
Figure V.5	Taux d'écoulements secondaires dans la géométrie Serpentin 2D en fonction des coordonnées pour $Re_g = 1$	100
Figure V.6	Sections de Poincaré pour les géométries TLCCM et C-shape : $Re_g = 1$; $n = 0,73$	101
Figure V.7	Evolution du degré de mélange thermique au plan de sortie en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.....	102

Figure V.8	Evolution du degré de mélange thermique au plan de sortie de la géométrie TLCCM en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.....	102
Figure V.9	Distribution de la température dans des sections transversales et dans des plans méridiens des micromélangeurs ($n = 0,73$).....	104
Figure V.10	Distribution de la température dans des sections transversales et dans des plans méridiens des micromélangeurs ($n = 1$).....	105
Figure V.11	Evolution de l'entropie générée par transfert thermique en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour les différentes géométries et pour chaque indice de comportement.....	107
Figure V.12	Evolution de l'entropie générée par les chutes de pression en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour les différentes géométries et chaque indice de comportement	108
Figure V.13	Evolution de la génération d'entropie globale en fonction du nombre de Reynolds généralisé dans les différentes géométries pour chaque indice de comportement.....	109
Figure V.14	Evolution du taux de génération d'entropie : cas de la géométrie TLCCM par rapport à celui de la géométrie C-shape pour n allant de 0,73 à 1.....	110
Figure V.15	Evolution du nombre de Bejan en fonction du nombre de Reynolds généralisé dans le cas des différentes géométries pour chaque indice de comportement.....	111
Figure V.16	La fonction de densité de probabilité PDF (%) à la sortie des géométries considérées pour différents n ($Re_g = 1$).....	112

Liste des Tableaux

CHAPITRE II

Tableau II.1	Propriétés physiques des fluides (Fellouah, et al. 2010 ; Pinho, et al., 1990).	52
Tableau II.2	Propriétés thermodynamiques des fluides.....	52
Tableau II.3	Paramètres géométriques a^* et b^* en fonction de différents rapports d'aspect α^*	53
Tableau II.4	Paramètre géométrique ξ en fonction de différents rapports d'aspect α^*	54
Tableau II.5	Nombre d'itérations effectuées pour différents schémas numériques.....	56

CHAPITRE III

Tableau III.1	Comparaison de l'indice de mélange du TLCCM avec d'autres micromélangeurs récents.....	78
---------------	--	----

Introduction Générale

Introduction générale

Les micromélangeurs sont largement utilisés dans les différentes applications industrielles et en particulier dans les domaines de la bio-ingénierie et l'ingénierie chimique. Ils représentent des composants importants dans les systèmes microfluidiques. Le mélange en régime laminaire et à des faibles nombres de Reynolds est couramment utilisé, par exemple dans la synthèse chimique, les procédés d'émulsion, la polymérisation, l'analyse d'ADN, la détection et dans l'analyse du contenu chimique ou biochimique (Lee, et al., 2018).

Les micromélangeurs peuvent être utilisés dans les systèmes microfluidiques et permettant d'effectuer des mélanges efficaces et d'analyser rapidement les produits obtenus. Le contrôle du processus du mélange nécessite la maîtrise de deux processus fondamentaux : le mélange optimal et le contrôle de la température en tout point du micromélangeur.

Les micromélangeurs sont généralement classés en deux catégories : actifs et passifs (Hessel, et al., 2005 ; Lee, et al., 2011; Gambhire et al., 2016 ; Cai, et al., 2017). Les micromélangeurs actifs ont besoin d'énergie externe pour accentuer le processus du mélange, ces types de micromélangeurs sont plus efficaces. Cependant, ils sont plus complexes et plus coûteux que les types passifs, et ils nécessitent une fabrication plus détaillée tandis que le mélange dans les micromélangeurs passifs est la conséquence de la cinématique de l'écoulement dans une telle géométrie. Les micromélangeurs passifs ont une importance particulière en raison de leurs structures simple et leurs fabrications faciles (Liu, et al., 2000 ; Beebe et al., 2001 ; Lee, et al., 2011; Gambhire et al., 2016).

En microfluidique, le mélange peut être assuré par le phénomène physique d'advection chaotique, ainsi les écoulements secondaires résultants de l'advection chaotique sont très intenses et génèrent de nombreux tourbillons agissant au niveau microscopique sur l'homogénéisation et par conséquent, l'amélioration de l'efficacité du mélange (Aref, et al., 1984 ; Aref, et al., 2002 ; Niu, et al., 2003). Toutes ces raisons encouragent les chercheurs à concentrer leurs efforts sur la conception et la réalisation de nouveaux micromélangeurs fonctionnant en régime d'advection chaotique, en particulier dans le cas où le fluide de travail est un fluide non-Newtonien car c'est le plus utilisé dans l'industrie (Nieder Korn, et al., 1994 ; Srisamran, et al., 2006 ; Afzal, et al., 2014 ; Tsai, et al., 2015 ; Naas et al., 2016 ; Islami, et al., 2017 ; He, et al., 2019).

De nombreux travaux de recherche ont été effectués sur le mélange des fluides Newtoniens, mais peu d'entre eux ont été consacrés aux fluides non-Newtoniens. Ces travaux concernaient divers types de micromélangeurs passifs.

Nous tenons à préciser qu'au départ, nous avons été motivés par les travaux de (Xia, et al., 2005), ces derniers ont proposé l'un des micromélangeurs passifs les plus intéressants pour le mélange des fluides Newtoniens, ce qui leur a permis d'obtenir un bon mélange à des faibles nombres de Reynolds. Le micromélangeur est constitué de deux couches de canaux croisés, leurs études numériques et expérimentales ont montré que le micromélangeur est plus efficace, et un indice de mélange élevé de 0,96 a été atteint même avec un faible nombre de Reynolds de 0,2 (écoulement rampant). Ensuite (Hossain, et al. 2017), ont inventé un modèle amélioré de ce dernier et qui peut atteindre un indice de mélange plus élevé de 0,99 avec des nombres de Reynolds moins de 10. La supériorité de ce micromélangeur a été démontrée à la fois numériquement et expérimentalement.

Dans ce travail, le modèle géométrique de base envisagé, est un micromélangeur constitué de deux couches de canaux croisés appelé TLCCM. Cette configuration typique est inspirée de celle proposée par (Hossain, et al., 2017), qui offre des performances élevées de mélange pour les fluides Newtoniens. En outre, dans cette géométrie complexe, diverses structures secondaires complexes peuvent coexister en se superposant à l'écoulement de base comme par exemple, celles liées aux phénomènes d'advection chaotique.

Le présent travail consacre une attention particulière au mélange des fluides non-Newtoniens à caractère rhéofluidifiant en utilisant le micromélangeur TLCCM après avoir prouvé ses grandes capacités pour le mélange des fluides Newtoniens. Sachant que l'analyse bibliographique a montré que l'indice de mélange obtenu aux faibles nombres de Reynolds (0,1 - 50) dans les différentes géométries proposées précédemment ne dépasse pas 50% dans le meilleur des cas.

Motivés par ces considérations, nous nous intéressons à analyser et caractériser numériquement le processus du mélange, exclusivement en régime stationnaire à l'aide de l'outil numérique CFD en utilisant le code ANSYS Fluent pour caractériser le mélange des fluides à caractère rhéofluidifiant. Les fluides considérés sont une solution de carboxyméthylcellulose (CMC). La viscosité est décrite par une loi de puissance où l'indice de comportement (n) varie de 0,73 à 1 et le nombre de Reynolds généralisé variant de 0,1 à 50. Les résultats obtenus sont comparés pour des différents indices de comportement afin de caractériser celui de l'écoulement et de la performance du mélange de ce micromélangeur.

Les caractéristiques remarquables du micromélangeur TLCCM en terme du mélange nous ont motivé de les comparer avec des micromélangeurs étudiés récemment et exclusivement pour le mélange des fluides rhéofluidifiants. Les géométries examinées sont : SCSM-90 (Tsai, et al., 2015), CG (Islami, et al., 2016) et C-Shape (Lasbet, et al., 2008 ; Naas, et al., 2016 & 2020).

Les résultats obtenus par la simulation numérique (calcul de l'indice de mélange MI) ont permis d'évaluer les performances du mélange de notre micromélangeur TLCCM et ceux des trois autres micromélangeurs cités précédemment. Enfin des comparaisons directes des pertes de charges et du rapport Po/MI ont été présentées.

D'autres comparaisons, concernant le mélange thermique, ont été effectuées. Dans le présent travail, on vise à montrer la pertinence de la géométrie TLCCM utilisée dans le cas de cet échangeur de chaleur pour les fluides rhéofluidifiants.

Des simulations numériques du mélange de deux fluides de températures différentes au sein de notre micromélangeur ainsi que deux autres : C-shape et Serpentin 2D, ont également été menées et les résultats obtenus ont été comparés. L'investigation de la génération d'entropie à cause des transferts de chaleur et les pertes de charge, a permis d'évaluer l'irréversibilité des échanges thermiques et d'interpréter les performances du mélange thermique des différentes géométries étudiées.

La présente thèse, est subdivisée en cinq chapitres dont le premier est consacré à la revue bibliographique, relative aux différentes applications de la microfluidique et aux travaux numériques et expérimentaux, concernant le mélange des fluides Newtoniens et non-Newtoniens précisément ceux à caractère rhéofluidifiant. Les configurations géométriques, le modèle mathématique, le formalisme adopté ainsi que l'approche numérique sont présentés dans le chapitre II.

L'étude des performances du mélange du micromélangeur TLCCM, appuyée sur des validations avec des études numérique et expérimentale dans le cas des fluides Newtoniens et non-Newtoniens a été traitée dans le chapitre III. Dans le chapitre IV, l'étude sera concentrée sur l'influence de la géométrie des canaux et la performance du mélange des micromélangeurs proposés. Des grandeurs caractéristiques des micromélangeurs comme : l'indice de mélange, le comportement rhéologique, la chute de pression et le rapport Po/MI, ont été présentées et confrontées avec celles de notre micromélangeur TLCCM. Le chapitre V est consacré aux performances du mélange thermique des géométries proposées, tels que: le degré de mélange thermique D_m , la génération de l'entropie et la fonction de densité de probabilité PDF. La conclusion présente une synthèse des principaux résultats issus de cette étude et les différentes perspectives qui restent à développer.

CHAPITRE I :

État de l'art

CHAPITRE I

Etat de l'art

I.1. Introduction à la microfluidique

La microfluidique est une branche relativement nouvelle de la science et de la technologie qui a fait des progrès considérables au cours des dernières années, les systèmes microfluidiques traitent du domaine de l'écoulement des fluides en quantités réductives, dans des dispositifs ayant des dimensions allant de centaines de micromètres à quelques millimètres dans un système miniaturisé. Des travaux pionniers sur les micropompes ont commencé dans les années 70 et des développements basés sur la technologie de microfabrication ont été effectués par la suite.

Il est difficile de désigner tel ou tel système comme étant le premier élément microfluidique jamais fabriqué. Cependant, deux systèmes apparaissent régulièrement dans la littérature comme des précurseurs. En 1978, l'équipe de Little a développé un microsystème réfrigérant de gaz mixtes pouvant descendre à la température de 80 K en quelques minutes avec un cycle de Joule-Thomson, les échanges thermiques étant grandement accrus grâce à la miniaturisation. En 1979, le premier système de chromatographie miniaturisé a été réalisé pour séparer des hydrocarbures en phase gazeuse en moins de 10 secondes, mais il a fallu attendre près de 20 ans pour assister à un réel développement de la microfluidique (Khelifaoui, et al., 2007). On peut expliquer ce retard par la technicité nécessaire à la fabrication des microsystèmes et aux cloisonnements existants entre technologues, mécaniciens, physiciens et chimistes. Le transfert des connaissances s'est déroulé grâce à la multiplication des centres d'usinages (micro-fabrication) au sein des grandes universités.

La redécouverte des micromélangeurs permit à des physiciens d'étudier des phénomènes fondamentaux, puis des chimistes et des biologistes commencèrent à utiliser la microfluidique à partir du milieu des années 90, et depuis l'an 2000, plus de 2300 articles ont été publiés sur le thème des micromélangeurs. En outre, ces articles ont fait l'objet de plus de 40 000 citations (Janvier 2010-Juin 2017 : ISI Web of Science). Parmi ces articles, environ 20 à 25 % concernent les applications de la technologie du micromélange, tandis que le reste porte sur le développement d'éléments fondamentaux ou l'amélioration des performances de mélange des micromélangeurs. La figure I.1 présente une simple classification statistique des recherches publiées (de 2004 à 2017, mais surtout au cours des dix dernières années). Comme indiqué, les principaux domaines d'application sont les réacteurs chimiques (18 %), l'analyse biologique (17 %) et la synthèse chimique (16 %).

Dans l'ensemble, les résultats présentés dans la figure I.1 confirment l'importance des micromélangeurs pour les applications dans différents secteurs de l'industrie.

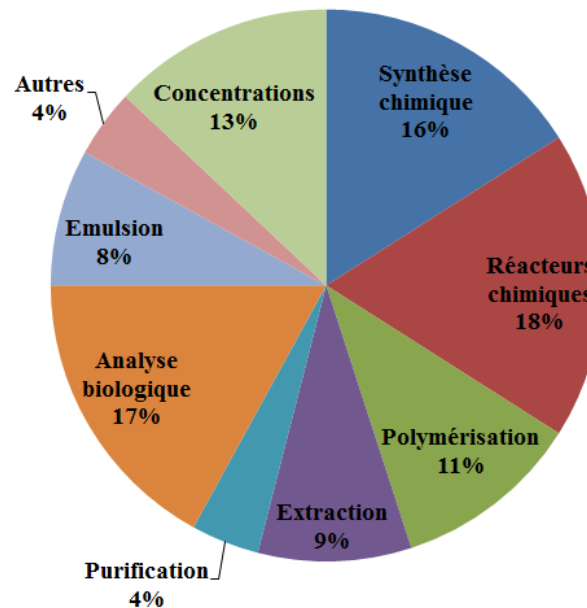


Figure I.1. Répartition statistique des articles publiés dans le domaine du micromélange par type d'application (Lee, et al., 2018).

I.2. Développement des systèmes microfluidiques

I.2.1. Les microsystèmes

Un microsystème est une combinaison optimisée d'éléments miniaturisés remplissant plusieurs fonctions complémentaires. C'est un dispositif dont les éléments principaux sont de taille micrométrique. Avec l'évolution des technologies de fabrication à l'échelle du micromètre et en dessous, le champ d'application des microsystèmes s'élargit vers de nouveaux horizons. Ces dix dernières années ont vu une incroyable évolution de la microélectronique ainsi que l'émergence rapide de la technologie des systèmes micro et nano électromécaniques (MEMS et NEMS). En raison de la technologie MEMS et NEMS, la fabrication de dispositifs médicaux de taille miniature et de haute performance est devenue possible pour rassembler les exigences médicales critiques. En parallèle, les nanotechnologies suscitent une attention considérable dans la communauté scientifique et donnent lieu à de nouvelles attentes pour le développement de technologies de fabrication à l'échelle du nanomètre.

Les limitations physiques et technologiques des dispositifs actuels, qui seront atteintes d'ici une dizaine d'années, annoncent en effet l'émergence de nouveaux matériaux, de nouveaux dispositifs et circuits quantiques.

Ainsi, les recherches en cours conduiront vraisemblablement à de nouveaux concepts de micro laboratoires pour des applications touchant la plupart des secteurs économiques.

I.2.2. Conséquences de la miniaturisation

Dans les dispositifs microfluidiques, la miniaturisation peut être extrêmement poussée. Les microsystèmes permettent par exemple d'effectuer des analyses chimiques complexes sur des échantillons de volume inférieur au nanolitre. Les imprimantes à jet d'encre de dernière génération manipulent des gouttes dont le volume est de l'ordre du picolitre. Par comparaison avec les systèmes macroscopiques, ces dispositifs offrent beaucoup d'avantages, permettant notamment de réaliser des réactions chimiques beaucoup plus rapidement et sur des échantillons de taille très réduite.

La préoccupation majeure est de voir l'impact de cette miniaturisation poussée sur le comportement des écoulements internes. Bien évidemment, la réduction d'échelle ne se résume pas à une seule homothétie, et le fonctionnement des microsystèmes à fluides ne se déduit pas de celui des organes hydrauliques ou pneumatiques conventionnels par une simple règle de proportionnalité et ceci pour plusieurs raisons. Tout d'abord, la forme même des microsystèmes est généralement assez éloignée de ce qu'on connaît à une échelle traditionnelle, les techniques de fabrication étant elles-mêmes bien différentes. Ensuite, les écoulements sont régis par une série de paramètres qui pour la plupart ne sont pas simplement proportionnels à une longueur caractéristique.

Aussi, si certaines conséquences de la miniaturisation ne se résument qu'à des effets d'échelle, qui peuvent conduire à donner plus ou moins d'importance à certains phénomènes physiques, on peut également considérer que la miniaturisation nécessite la prise en compte de véritables micro-effets. En dehors de ces véritables micro-effets, la forte diminution du nombre de Reynolds apparaît comme un simple effet d'échelle qui a pour conséquence de laminariser les écoulements, lesquels ne seront qu'exceptionnellement turbulents dans les microsystèmes.

Cette forte baisse du nombre de Reynolds et des effets d'inertie associés ne remettent pas en cause la modélisation des micro-écoulements, mais comme nous le verrons dans les chapitres suivants, ils jouent un rôle considérable sur les possibilités de mélanger efficacement des fluides, puisque dans des systèmes de taille conventionnelle, le mélange s'avère surtout efficace grâce à la turbulence des écoulements.

I.3. Mécanismes de mélange

Le mélange de fluides est une opération très commune, que ce soit dans la vie courante et l'usage domestique ou bien dans le domaine industriel où cette opération est présente dans une majorité de procédés. Parmi les industries qui ont recours à des opérations de mélange, on peut citer les industries agroalimentaires, chimiques, pétrolières, pharmaceutiques, cosmétiques, biotechnologiques ou de transformation des polymères... etc. Le mélange est un phénomène physique qu'on peut le rencontrer aussi dans la nature, comme par exemple la dispersion des polluants et autres particules dans l'atmosphère, le mélange des courants marins ou encore le mélange du magma dans les couches souterraines.

Le mélange peut concerner des scalaires (concentration, température), ou plusieurs fluides ou des produits entre eux (poudres, particules ou polymères fondus). Dans chacune des situations, une stratégie de mélange spécifique doit être mise au point, selon les mécanismes physiques mis en jeu dans chaque procédé industriel. Cette diversité de situation est reflétée par le grand nombre de mélangeurs différents disponibles sur le marché. Une bonne compréhension des mécanismes physiques rencontrés est donc la clef pour concevoir un procédé de mélange efficace.

Dans un procédé de mélange, le point de départ est un état dit ségrégé (deux fluides introduits dans un réservoir par exemple), et l'état final est un état dit « homogène ». Le degré de cette homogénéité finale est lié à l'efficacité du procédé de mélange, ou bien à un degré jugé suffisant pour l'application considérée. Un état de mélange peut être considéré comme homogène à une certaine échelle spatiale, tout en étant non homogène lorsqu'il est observé à une échelle inférieure (une émulsion par exemple).

Le mélange en réalité tend à améliorer l'homogénéité des fluides en contact où les différentes zones du fluide sont réorientées, étirées et repliées, ce qui augmente le gradient du scalaire dans le fluide, par la création de couches de plus en plus fines. Un autre mécanisme de mélange qui résulte de l'action de diffusion (moléculaire ou thermique) tend à réduire ces gradients.

Ainsi, le but du mélange est souvent d'éliminer les gradients de concentration ou de température par l'intensification des transferts de quantité de mouvement, de masse ou de chaleur, soit par des écoulements turbulents, soit par l'advection chaotique laminaire. Le mécanisme d'intensification des transferts par la turbulence, repose sur la présence de tourbillons (ou vortex) multiples qui sont créés dans l'écoulement et qui se combinent ou disparaissent continuellement. Les grandes fluctuations générées dans le champ des vitesses causent les étirements et les repliements des particules de fluide nécessaires au mélange.

Néanmoins, atteindre dans l'écoulement un niveau de turbulence suffisant n'est pas toujours aisé, notamment dans le cas de fluides très visqueux pour lesquels le recours à des écoulements turbulents serait très énergivore. De plus, les propriétés ou la texture de certains fluides délicats pourraient être dégradées par un écoulement trop cisailant, comme le cas de certains fluides biologiques ou fluides polymériques aux longues chaînes moléculaires.

Dans de telles situations, le recours au mélange par advection chaotique est une meilleure alternative. Donc nous allons voir dans ce qui suit, la définition de l'advection chaotique et son impact sur l'amélioration des transferts de chaleur et de masse.

I.4. Mélange par advection chaotique

Dans les années 80, de nombreux mécaniciens des fluides et physiciens ont exploré et analysé les régimes chaotiques de certains écoulements, et ont décrit comment ces régimes pouvaient favoriser le mélange.

I.4.1. Notions sur l'advection chaotique

Les premiers travaux sur le terme « advection chaotique » ont été présentés la première fois par (Aref, et al., 1984). Ils ont démontré à l'aide d'une expérience numérique l'amélioration drastique en termes de qualité du mélange par un écoulement instationnaire, dans un domaine fini. Ils ont considéré un écoulement généré par la rotation alternée de deux rotateurs, créant un champ de vitesse instationnaire (Figure I.2), appelé le 'Blinking Vortex Flow'. L'impact sur le mélange est considérable puisque le traceur s'étire très rapidement sous forme de stries régulièrement redistribuées dans tout le domaine. L'épaisseur de ces lamelles diminue exponentiellement à mesure qu'elles s'allongent, jusqu'à n'être plus distinctes lorsque l'homogénéisation du mélange est atteinte. En conséquence, les trajectoires des traceurs sont spatialement chaotiques et pourtant obtenues à partir des champs de vitesse initialement simples.

La particularité de l'advection chaotique est qu'elle apparaît en régime laminaire. L'advection chaotique peut être mise en évidence dans les systèmes bidimensionnels dépendant du temps ou dans les systèmes tridimensionnels stationnaires.

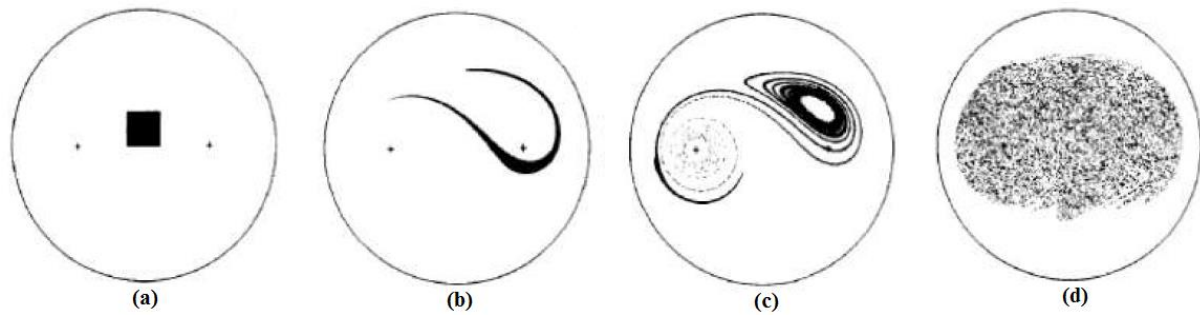


Figure I.2. Déformation chaotique par un écoulement instationnaire. Les deux agitateurs (représentés par des points) sont mis en fonction alternativement. Le champ de concentration est représenté à plusieurs temps (a) $t = 0$ s, (b) $t = 1$ s, (c) $t = 2$ s, (d) $t = 12$ s, (Aref, et al., 1984).

Il existe deux approches différentes pour étudier toutes sortes d'écoulements en mécanique des fluides parmi lesquelles l'écoulement chaotique.

L'approche Lagrangienne, où les propriétés de l'écoulement sont étudiées en suivant chaque particule dans son mouvement, et l'approche Eulérienne, où on s'intéresse au champ complet plutôt qu'aux particules.

I.4.2. Différentes approches de mise en évidence de l'advection chaotique

La méthode de mise en évidence du chaos est directement liée à l'approche choisie (Lagrangienne ou Eulérienne) pour étudier l'écoulement :

I.4.2.1. Sensibilité aux conditions initiales

Un système chaotique est un système dynamique non-linéaire présentant une très grande sensibilité aux conditions initiales. Le mélange chaotique est la théorie du chaos appliquée à la mécanique des fluides. Pratiquement, deux particules de fluide placées initialement très proches l'une de l'autre dans un écoulement chaotique verront leur trajectoire diverger exponentiellement dans le temps, selon:

$$l(t) \sim l_0 e^{\lambda_\infty t} \quad (\text{I.1})$$

L'exposant de Lyapunov (λ_∞) exprime le taux de divergence ou de convergence des trajectoires et ainsi il détermine le degré du chaos de l'écoulement. Cet exposant est défini par :

$$\lambda_\infty \approx \lim_{t \rightarrow \infty} \frac{1}{t} \ln \frac{l(t)}{l_0} \quad (\text{I.2})$$

Toute déformation sub-exponentielle rendra un exposant de Lyapunov nul. Un exposant $\lambda > 0$ est ainsi une condition nécessaire et suffisante pour l'existence du chaos, dont la valeur quantifie l'amplitude du chaos.

I.4.2.2. Caractérisations topologiques – Points particuliers

La technique des sections de Poincaré dans un écoulement tridimensionnel consiste à observer les points d'intersection des trajectoires considérées avec les plans à des temps ou des abscisses périodiques. Des points elliptiques et des points hyperboliques sont parmi les points particuliers qui peuvent exister dans la structure des écoulements. La figure I.3 présente ces deux points particuliers.

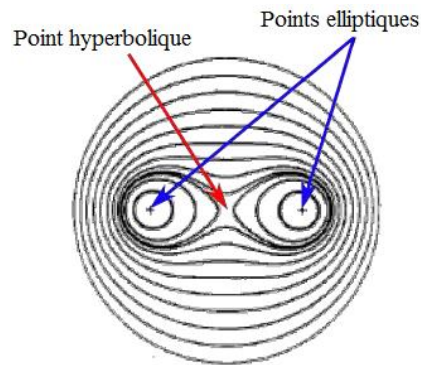


Figure I.3. Ligne d'écoulement dans le cas où deux agitateurs à position fixe tournent en même temps (écoulement stationnaire), (Aref, et al., 1984).

Le fluide qui entoure un point elliptique, circule autour de lui mais n'échange que peu de matière avec le reste de l'écoulement. La zone autour d'un point elliptique n'est pas favorable pour un mélange. Par contre, si un point hyperbolique existe dans la structure d'un écoulement, le fluide s'approche de ce point selon une direction et s'en éloigne selon une autre. Ainsi une partie de la zone autour d'un point hyperbolique est étirée dans une direction et une autre partie de cette zone est contractée dans une autre direction. Par conséquent, les points hyperboliques sont plus favorables pour le processus de mélange. La formation et la disparition de ces points est une méthode de mise en évidence du chaos. Cette méthode est utilisée dans le chapitre III de notre étude.

I.4.2.3. Transformation du boulanger

On montre qu'un écoulement chaotique est une succession d'étirements et de repliements du fluide. Pour l'illustrer, on utilise l'exemple classique de la transformation du boulanger. Cette expression est tirée de la comparaison avec les manipulations d'un boulanger effectuant plusieurs fois le geste d'étirer sa pâte puis de la replier sur elle-même. Le processus est schématisé sur la Figure I.4, rapportée à deux dimensions. Un carré de côté 1 est aplati parallèlement à son côté horizontal : il devient un rectangle de largeur 10 et de hauteur 1/10. Il est ensuite divisé en 10 morceaux (10 rectangles de largeur 1 et de hauteur 1/10).

Ces morceaux sont empilés (et non « repliés » les uns sur les autres, ce qui implique des inversions de sens que l'on évite pour simplifier). Un carré de 1 sur 1 est ainsi reconstitué. On l'aplatit à nouveau, et le processus peut se répéter à loisir.

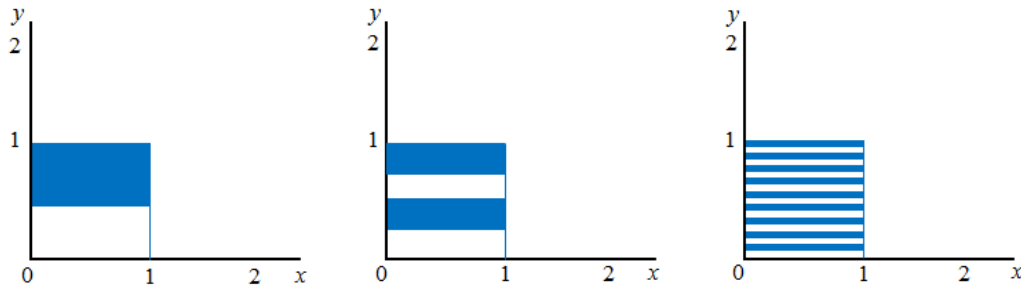


Figure I.4. Représentation schématique de la transformation du boulanger.

I.4.2.4. Transformation de type fer à cheval

La transformation du fer à cheval (Figure I.5) est une transformation du boulanger dans laquelle le morceau n'est plus empilé mais replié.

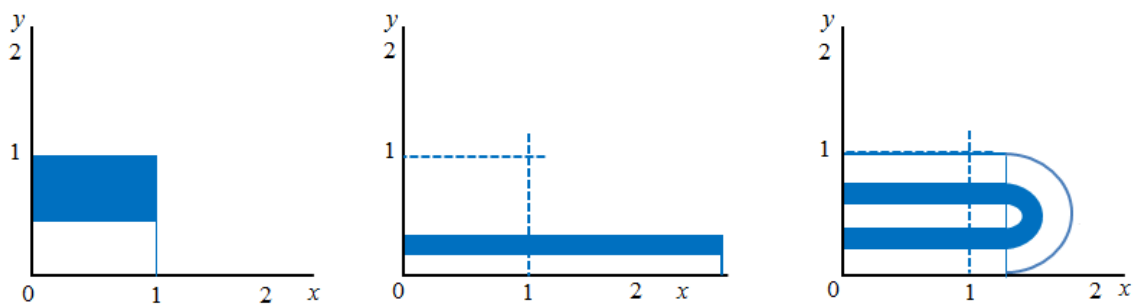


Figure I.5. Représentation schématique de la transformation du fer à cheval.

I.5. Principaux types de micromélangeurs

I.5.1. Micromélangeurs actifs

Généralement, les micromélangeurs actifs ont besoin de différentes sources d'énergie externes pour accélérer le processus du mélange qui a pour objet de perturber les fluides, augmenter la zone de contact, améliorant ainsi l'effet du mélange. Les micromélangeurs actifs peuvent être classés en fonction des types de sources d'énergie externes tels que le champ de pression, le champ thermique, le champ électrique, le champ magnétohydrodynamique et le champ acoustique (voir figure I.6). Avec les champs externes et les composants intégrés correspondants, les structures des micromélangeurs actifs sont souvent compliquées et nécessitent des processus de fabrication complexe. De plus, des sources d'alimentation externes sont nécessaires pour le fonctionnement des micromélangeurs actifs.

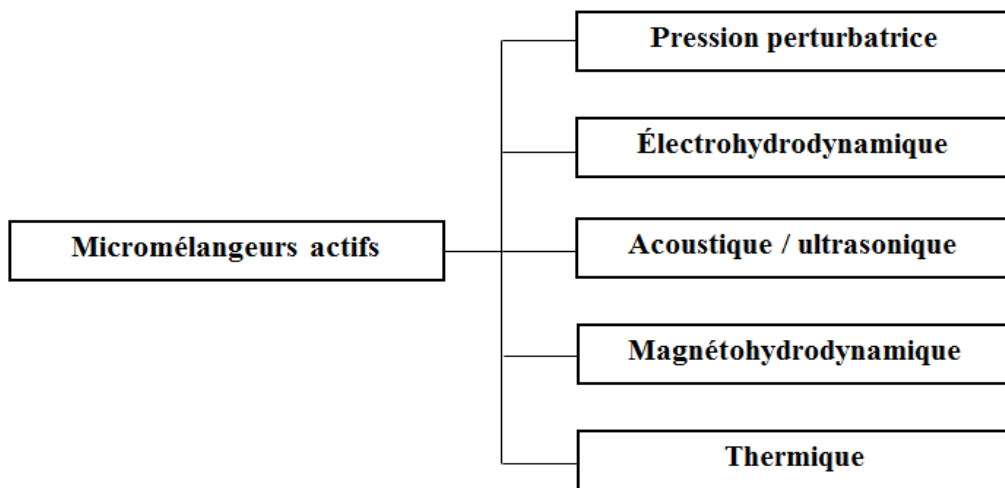


Figure I.6. Catégories des micromélangeurs actifs.

I.5.1.1. Micromélangeurs à pression perturbatrice

Dans les micromélangeurs à pression perturbatrice, les perturbations dans les lignes de courants du fluide sont générées par des impulsions de vitesse (Niu, et al., 2003). Dans un dispositif typique, le mélangeur comprend un seul canal principal et plusieurs canaux latéraux, et les fluides à l'intérieur du canal principal sont agités par pulsation de vitesse des fluides traversant les canaux latéraux (voir figure I.7). L'étirement et le pliage des fluides dans les canaux principal et latéraux qui en résultent, induisent un effet d'advection chaotique qui améliore le mélange des espèces.

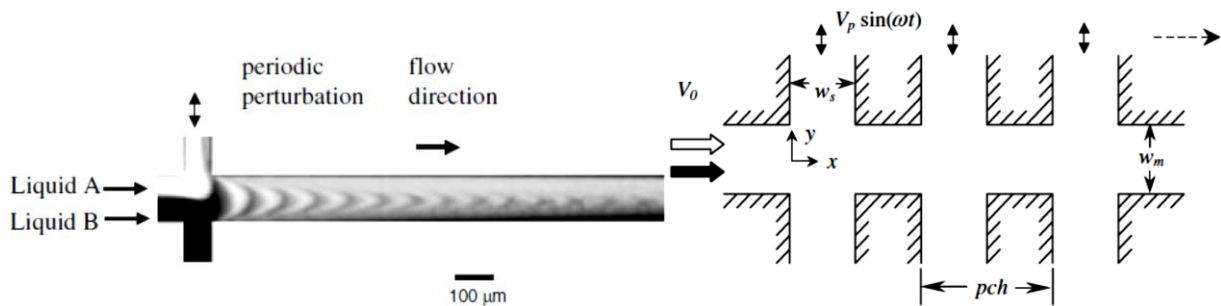


Figure I.7. Modèles d'un micromélangeur à perturbations par pression avec un ou plusieurs canaux latéraux (Niu, et al., 2003).

Un autre type de mélangeur à champ de pression (Mojtaba, et al., 2013), qui est basé sur une perturbation alternative assurée par un écoulement pulsatile pour améliorer le mélange des fluides en utilisant un système piston-cylindre (Figure I.8).

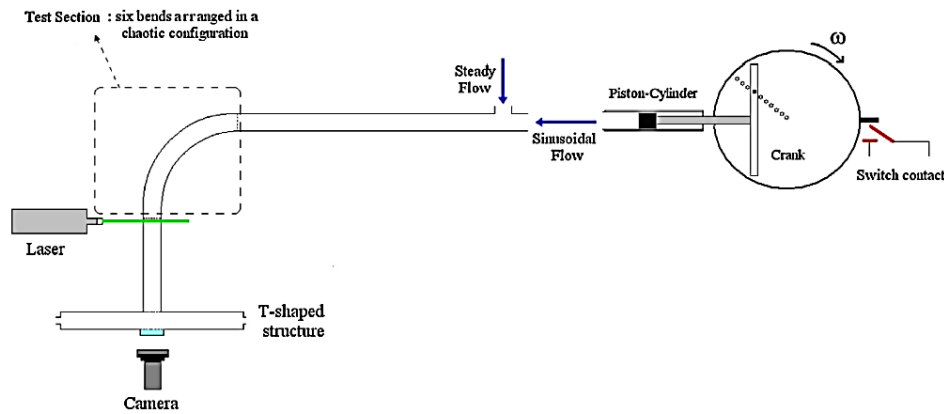


Figure I.8. Banc d'essai utilisé pour l'amélioration du mélange par advection chaotique pulsée (Mojtaba, et al., 2013).

I.5.1.2. Micromélangeurs à champ électrohydrodynamique

Dans le micromélangeur présenté par (Ould El Moctar, et al., 2003), comme le montre la figure I.9, deux fluides de viscosité et de densité identiques mais de propriétés électriques différentes, ont été injectés par des pompes à seringue, et les électrodes ont été disposées de telle sorte que le champ électrique soit perpendiculaire à l'interface entre les couches du fluide, créant un écoulement secondaire transversal. Les effets des champs électriques DC et AC ont été étudiés dans une série d'essais expérimentaux. Les résultats ont révélé qu'en appliquant une tension et une fréquence appropriées aux électrodes, une performance du mélange satisfaisante pouvait être obtenue après moins de 0,1 seconde sur une courte distance du mélange, et ce, même avec un nombre de Reynolds faible de 0,02.

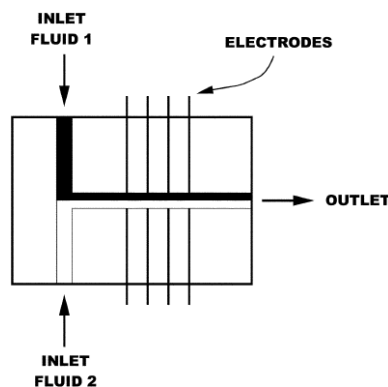


Figure I.9. Configuration d'un micromélangeur à champ électrohydrodynamique (Ould El Moctar, et al., 2003).

I.5.1.3. Micromélangeurs à actionnement acoustique / ultrasonique

Les micromélangeurs à champ sonore sont basés sur une perturbation de résonance acoustique. (Ahmed, et al., 2009) ont développé un micromélangeur acoustique à base d'une bulle unique illustré dans la figure I.10-a, et ont vérifié qu'ils pouvaient réaliser un mélange complet en 7 millisecondes (ms) en piégeant les bulles d'air dans la structure en "fer à cheval" pour produire un micro-courant dans le microcanal du mélange. (Huang, et al., 2013) ont signalé l'oscillation des arêtes vives des parois latérales pour induire une diffusion acoustique afin d'obtenir un excellent mélange en 180 ms (Figure I.10-b).

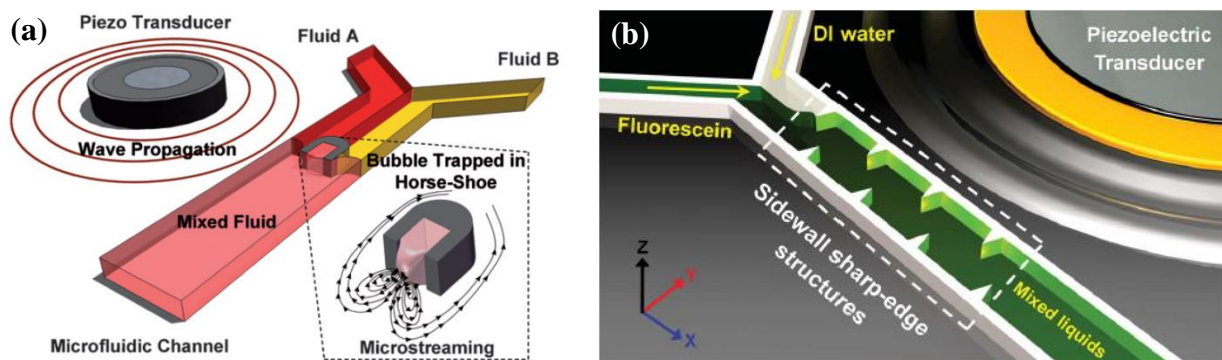


Figure I.10. Schéma des dispositifs du mélange acoustofluidique (Ahmed, et al., 2009 ; Huang, et al., 2013).

I.5.1.4. Micromélangeurs à champ magnétique

Ces micromélangeurs sont principalement basés sur la magnétohydrodynamique (MHD) et l'agitation magnétique. Les micromélangeurs MHD (Figure I.11-a) utilisent souvent des champs électriques AC ou DC et des champs magnétiques pour générer des forces de Lorentz sur les magnéto-fluides, ce qui peut induire des écoulements secondaires pour l'agitation et le mélange. Le micromélangeur magnétique à base de ferrofluide développé par (Cai, et al., 2017), utilise un champ magnétique hybride généré par certains micro-aimants et un champ magnétique uniforme AC externe pour appliquer des forces magnétiques périodiques sur le ferrofluide, atteignant ainsi une efficacité de mélange élevée (97%) en 8 s à une distance de 600 μm de l'entrée du canal de mélange. La figure I.11-b, montre un autre mélangeur magnétique à base de ferrofluide développé par (Nouri, et al., 2017), utilisant un microcanal en Y avec un aimant permanent pour mélanger l'eau désionisée et le ferrofluide : le ferrofluide a migré du côté inférieur du canal vers le côté supérieur sous l'effet du champ magnétique généré par l'aimant permanent, entraînant le mélange des deux fluides.

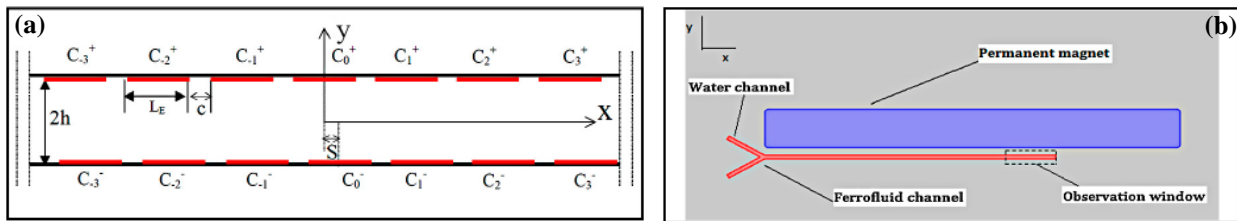


Figure I.11. Schéma des micromélangeurs magnétohydrodynamiques (Nouri, et al., 2017).

I.5.1.5. Micromélangeurs à champ thermique

Les micromélangeurs à champ thermique dépendent souvent de l'utilisation de bulles thermiques pour le mélange. (Cai, et al., 2017) ont présenté une puce microfluidique actionnée par bulle thermique avec microvanne, micropompe et micromélangeur, basée sur un processus simple avec une plaquette d'isolement de silicium (SOI) (Figure I.12), ce qui permet de générer ainsi un écoulement turbulent dans les fluides et une efficacité de mélange accrue.

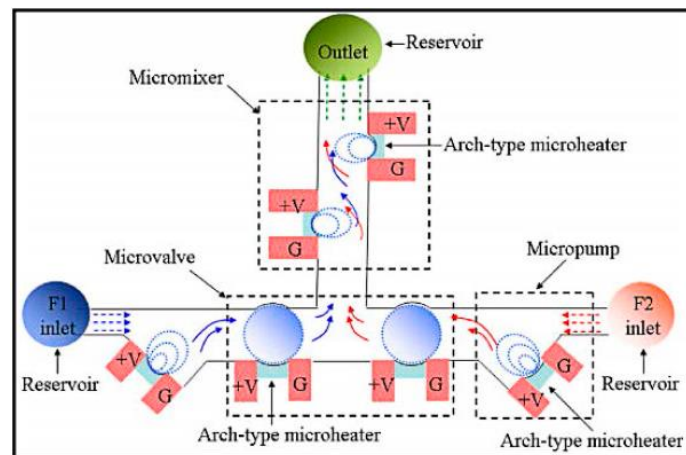


Figure I.12. Schéma d'un système microfluidique à champ thermique (Cai, et al., 2017).

I.5.2. Micromélangeurs passifs

Les micromélangeurs passifs ne contiennent aucune pièce mobile et ne nécessitent aucun apport d'énergie externe, à l'exception des têtes de pression utilisées permettant de maintenir un débit constant de fluide. Les structures passives sont souvent simples et robustes. Elles sont stables en fonctionnement et s'intègrent facilement dans un système plus complexe. Le processus du mélange repose entièrement sur des effets d'advection chaotique, réalisés en maintenant l'écoulement laminaire dans les microcanaux ou en améliorant la diffusion moléculaire en augmentant la surface de contact et le temps de séjour entre les différentes espèces du mélange.

La figure I.13 résume les principales formes de processus du mélange microfluidiques passifs (Cai, et al., 2017 ; Gambhire, et al., 2016 ; Hessel, et al., 2005 ; Lee, et al., 2011 ; Lee, et al., 2016 ; Nguyen, et al., 2005).

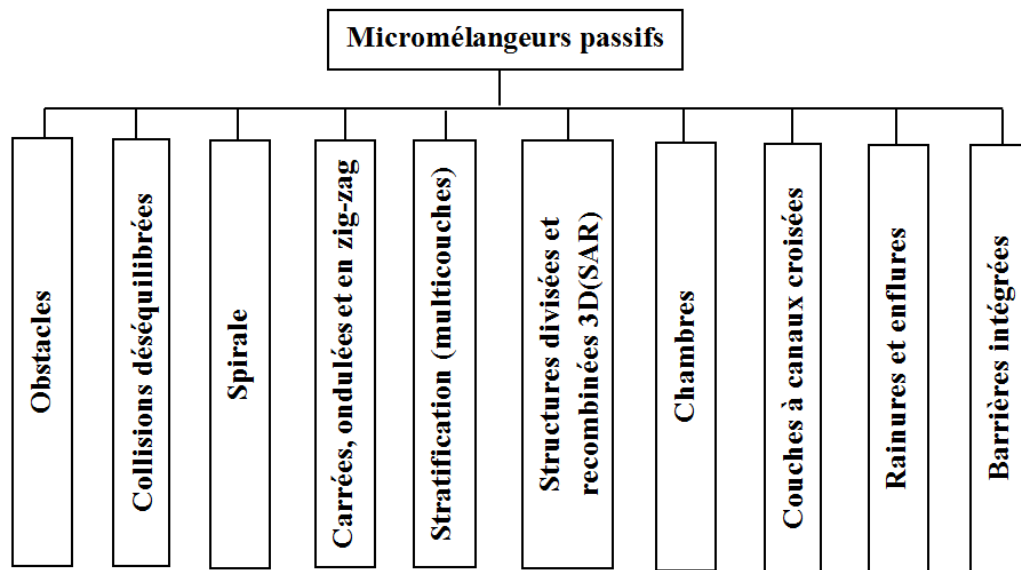


Figure I.13. Catégories des micromélangeurs passifs.

I.5.2.1. Micromélangeurs à obstacles

Les micromélangeurs à base d'obstacles sont principalement combinés avec diverses barrières intégrées de différentes formes et hauteurs. Un micromélangeur à obstacles typiques avec barrières a été proposé pour la première fois par (Bhagat, et al., 2007), qui ont étudié l'effet de la hauteur et de la forme des obstacles sur l'efficacité du mélange. Les résultats de la simulation ont montré que l'efficacité du mélange augmente lorsque les obstacles les plus élevés sont utilisés, ainsi l'efficacité pourrait atteindre 77%. Des recherches similaires ont été effectuées également par (Haghighinia, et al., 2019), (Gidde, et al., 2019), et par (Li, et al., 2017), qui ont présenté des études numériques et expérimentales sur la comparaison des comportements du mélange du micromélangeur qui ont été conçus avec différents types d'obstacles. Ils ont montré qu'en augmentant le nombre et la longueur des obstacles rectangulaires, on pouvait potentiellement améliorer l'efficacité du mélange sur une courte longueur dans les microcanaux, comme le montre la figure I.14.

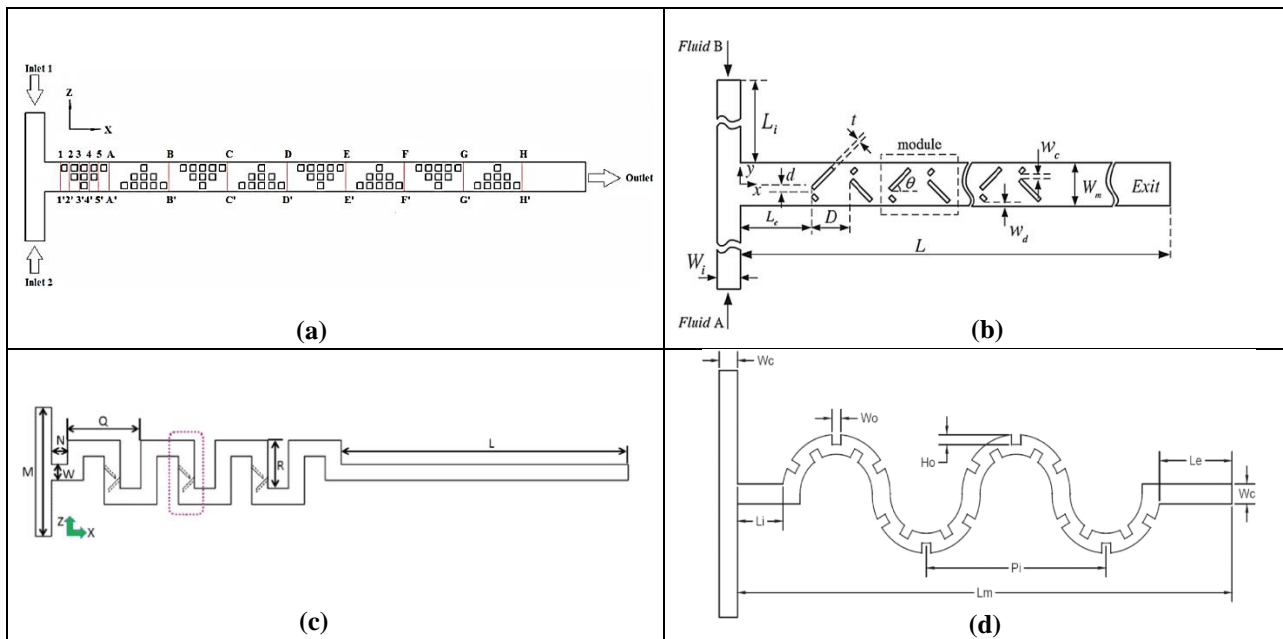


Figure I.14. Micromélangeurs serpentine à obstacles : (a) Bhagat, et al., 2007, (b) Haghghinia, et al., 2019, (c) Li, et al., 2017, (d) Gidde, et al., 2019.

I.5.2.2. Micromélangeurs à collisions déséquilibrées

Ils sont basés sur les collisions dépendant souvent de la structure asymétrique du canal et du débit différent des fluides. Un micromélangeur basé sur une collision déséquilibrée typique est indiqué sur la figure I.15-a et est basé sur le concept des divisions déséquilibrées et de collisions croisées des fluides, (Ansari, et al., 2010) ont été les premiers à l'étudier. Le mélange était principalement dû à l'effet combiné des collisions déséquilibrées et des tourbillons de Dean.

Ils ont montré que la meilleure efficacité du mélange peut atteindre 65% pour un rapport de forme de $w_1/w_2 = 2,0$, avec des nombres de Reynolds allant de 10 à 80. (Xia, et al., 2011) ont développé un micromélangeur circulaire déséquilibré utilisant des cavités en forme d'éventail dans le sous-canal principal (Figure I.15-b), et ceci pour générer des structures convergentes-divergentes ce qui leurs permet d'atteindre une efficacité du mélange de 78%.

La structure en quinconce a été réalisée à l'extrémité du sous-canal majeur dans le mélangeur proposé par (Li, et al., 2013) comme le montre la figure I.15-c. Ils ont obtenu une efficacité du mélange plus élevée de 86%. De plus, un micromélangeur similaire, de losanges déséquilibrés avec trois sous-canaux a été développé par (Hossain, et al., 2014). Pour un nombre de Reynolds de 60, les résultats de la simulation numérique ont montré que l'efficacité du mélange du micromélangeur avec trois sous-canaux atteint 86%, qui était environ de 1,44 fois supérieure à celle du micromélangeur de losanges déséquilibrés avec deux sous-canaux (Figure I.15-d).

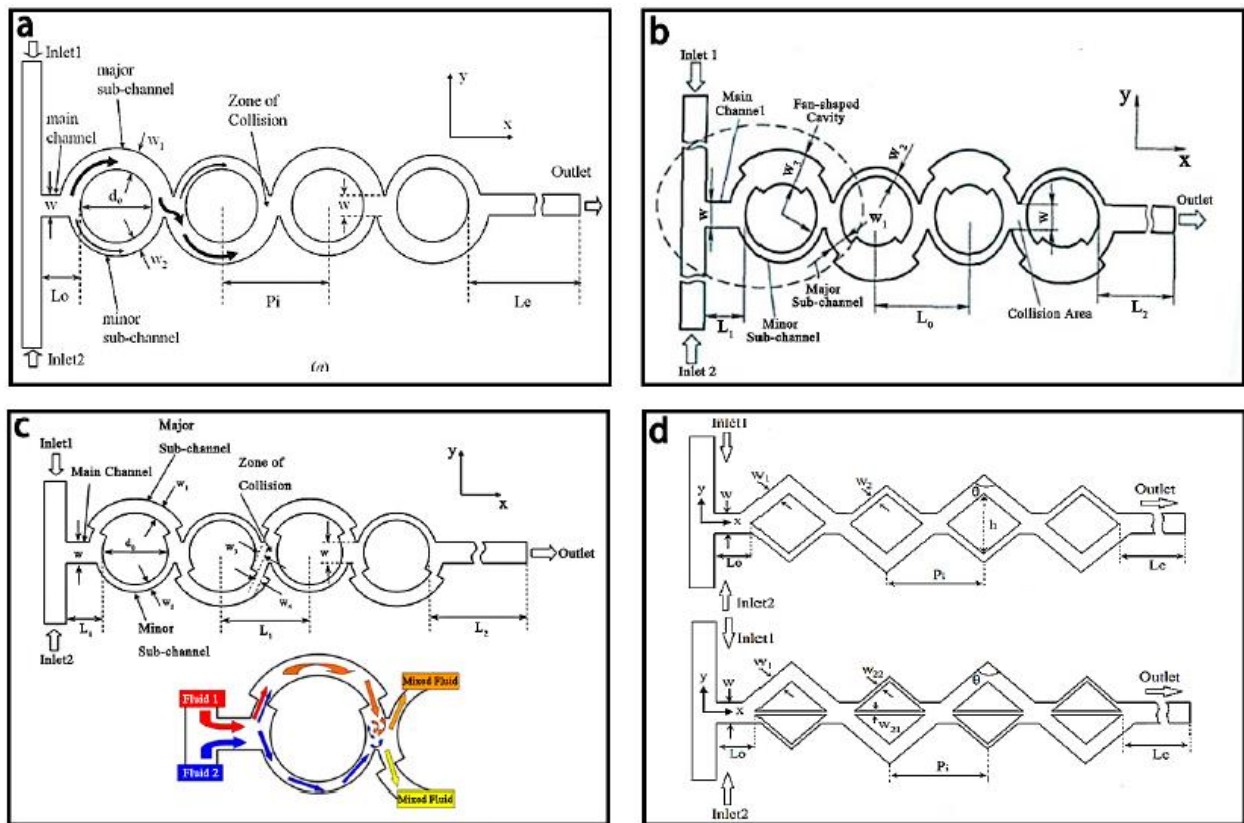


Figure I.15. Schéma des micromélangeurs à collisions déséquilibrées (a) Géométrie de base, (b) Géométrie avec des cavités en éventail dans les sous-canaux, (c) Géométrie avec structures en quinconce, (d) Géométrie avec losanges à deux sous-canaux et trois sous-canaux.

I.5.2.3. Micromélangeurs à spirale

Le micromélangeur à spirale (Figure I.16-a) a été proposé pour la première fois par (Schönfeld, et al., 2004). Ultérieurement, (Sheu, et al., 2012) ont combiné ce micromélangeur typique à spirale avec des collisions déséquilibrées pour développer un micromélangeur laminaire avec des canaux courbes (Figure I.16-b). Les tourbillons de Dean apparaissent dans les canaux courbes par les forces centrifuges, ainsi les structures divisées des canaux entraînent une répartition déséquilibrée de l'écoulement principal et la réduction de la distance de diffusion de deux fluides.

La figure I.16-c, montre un autre type de micromélangeur intéressant qui est semblable à un dédale, à spirales multiples. Le mélange complet peut être obtenu rapidement en 9,8 s à 32 s avec des nombres de Reynolds compris entre 2,5 et 30 (Li, et al., 2012). De même, (Al-Halhouli, et al., 2015) ont présenté deux micromélangeurs à spirales avec des demi-cercles et des canaux en forme d'oméga qui s'emboîtent respectivement (Figure I.16-d, e). Un mélange parfait peut être obtenu pour une large gamme de Reynolds entre 0,01 et 50 dans chaque micromélangeur.

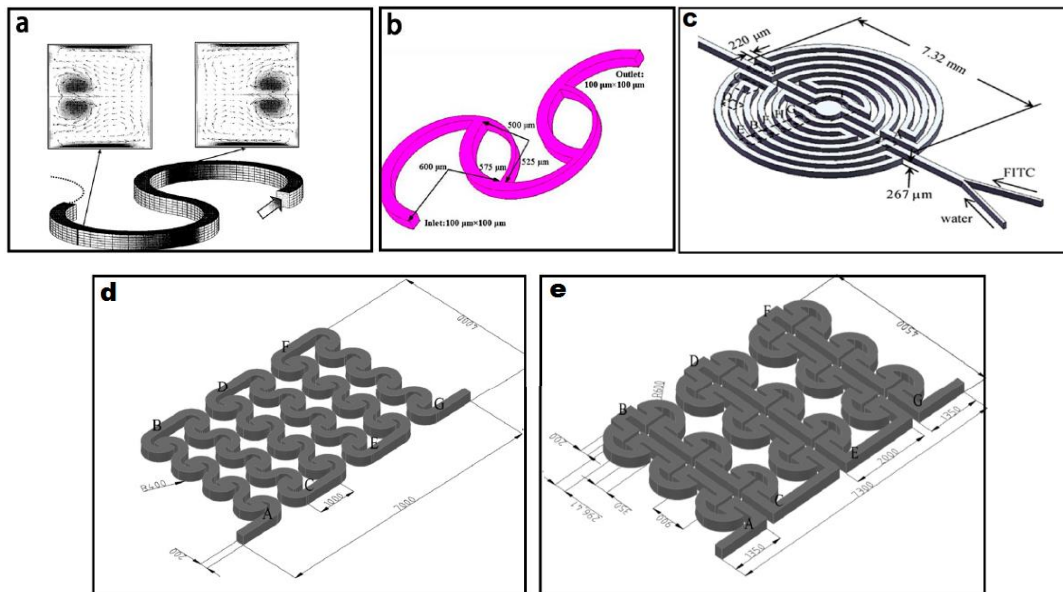


Figure I.16. Schémas des micromélangeurs à spirales, (a) Géométrie simple, (b) Géométrie à collisions déséquilibrées, (c) Géométrie à spirales multiples en forme de dédale, (d) Géométrie avec demi-cercles imbriqués, (e) Géométrie avec canaux en forme d'oméga.

I.5.2.4. Structures carrées, ondulées et en zig-zag

Dans une étude numérique comparative, (Hossain, et al., 2009) ont effectué une investigation des performances du mélange de trois micromélangeurs de différentes formes (zigzag, ondulée et carrée) comme illustrées dans la figure I.17, utilisant deux fluides miscibles, l'eau et l'éthanol. L'analyse du mélange et de l'écoulement a été effectuée pour une large gamme du nombre de Reynolds allant de 0,267 à 267.

Leurs résultats montrent que le micromélangeur de forme carrée offre la meilleure performance du mélange, tandis que le micromélangeur de forme ondulée présente la plus faible perte de pression par rapport aux deux autres.

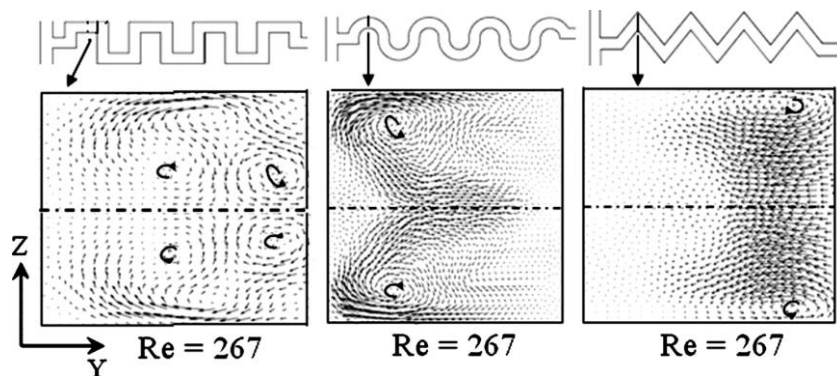


Figure I.17. Schémas des différentes formes de micromélangeurs : carrée, ondulée et zigzag (Hossain, et al., 2009).

I.5.2.5. Structures en serpentins de différents motifs

La nécessité de générer l'advection chaotique avec des régimes d'écoulement moyens a suscité l'intérêt de plusieurs chercheurs ayant des travaux numériques et expérimentaux pour concevoir des géométries adéquates pouvant générer des écoulements secondaires. Parmi les premiers travaux, nous indiquons ceux de (Liu, et al., 2000). Ils ont mené une étude numérique et expérimentale en évaluant l'efficacité du mélange dans un micromélangeur tridimensionnel avec des motifs en forme C ou en forme canal droit (figure I.18). Ils ont constaté, pour une gamme de nombres de Reynolds comprise entre 6 et 70 que le micromélangeur avec des motifs en forme de "C" a un indice de mélange nettement supérieur à celui des deux autres micromélangeurs.

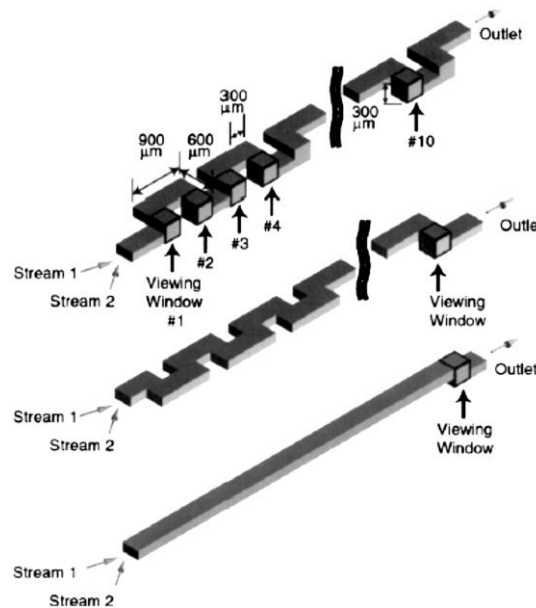


Figure I.18. Schéma des micromélangeurs en serpentins (Liu, et al., 2000).

(Beebe, et al., 2001) ont effectué une analyse qualitative des performances du mélange d'un micromélangeur en PDMS tridimensionnel, par une étude expérimentale et numérique pour de nombres de Reynolds allant de 1 à 20. La géométrie conçue est constituée d'unités répétitives en forme de "L". Leurs résultats montrent que l'efficacité du mélange du micromélangeur avec des motifs en forme de "L" est nettement supérieure à celle du micromélangeur à ondes carrées (voir figure I.19).

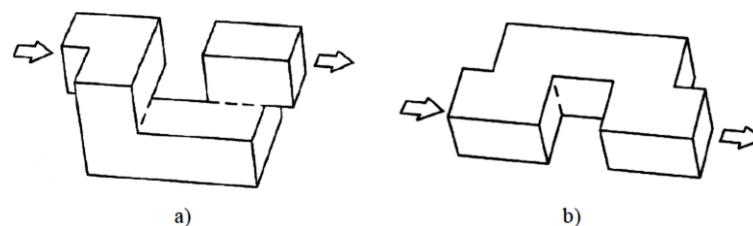


Figure I.19. Géométries des micromélangeurs étudiées par (Beebe, et al., 2001) : a) micromélangeur avec motifs en forme de "L", b) micromélangeur à ondes carrées.

Une étude paramétrique de mélange dans un micromélangeur chaotique consistant en des motifs répétitifs en forme de "L" a été réalisée numériquement par (Ansari, et al., 2009) (Figure I.20). Pour des nombres de Reynolds variant de 1 à 70, l'indice de mélange et les pertes de pression ont été évalués dans des intervalles optimaux où la performance du mélange obtenue est significativement meilleure avec une faible perte de pression.

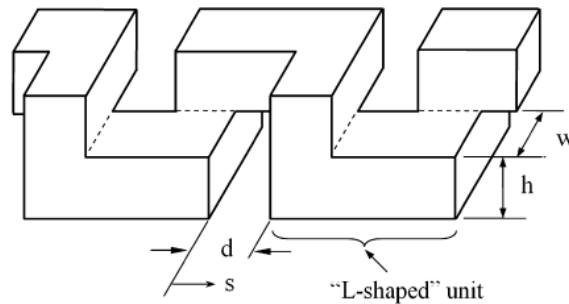


Figure I.20. Géométrie d'un micromélangeur en serpentin avec motifs en forme de "L" (Ansari, et al., 2009).

Dans une autre étude numérique, (Kanaris, et al., 2015) ont comparés dans les mêmes conditions les performances du mélange de six micromélangeurs de différentes formes (Figure I.21). Ils ont investigué l'effet des paramètres géométriques sur l'efficacité du mélange et sur la perte de pression correspondante. Leurs résultats montrent que le micromélangeur de type L a tendance à avoir une meilleure performance du mélange et présente une faible perte de pression comparé aux autres géométries.

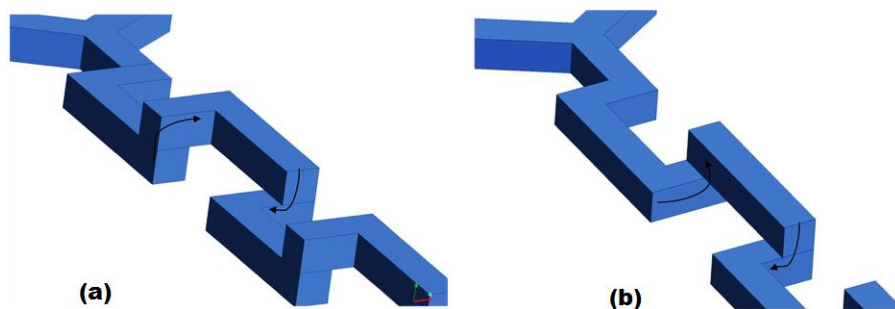


Figure I.21. Géométrie des micromélangeurs en serpentin de différents motifs (Kanaris, et al., 2015) : (a) L-Shape et (b) C-Shape.

(Victorov, et al., 2016) ont réalisé une étude expérimentale comparative de trois micromélangeurs H, O et T (Figure I.22) à des faibles nombres de Reynolds (0,08-4,16). Ils ont constaté que le micromélangeur H possède une meilleure performance du mélange par rapport aux deux autres.



Figure I.22. Géométrie du micromélangeur avec motifs en forme de "H" (Victorov, et al., 2016).

I.5.2.6. Micromélangeurs à structures divisées et recombinaées 3D (SAR)

Les mélangeurs à structures divisées et recombinaées 3D (SAR) créent des modes à stratification multiple et séquentielle. Pour ce faire, trois étapes sont nécessaires : la séparation de l'écoulement, sa recombinaison et son réarrangement. De nombreuses études ont porté sur les micromélangeurs à structures divisées et recombinaées.

(Fang, et al., 2009) ont menés des études numériques et expérimentales sur un dispositif microfluidique rotatif dont le nombre de Reynolds varie de 0,01 à 100. Ils ont pu montrer que le mécanisme du mélange basé sur le concept SAR crée une advection chaotique et entraîne une meilleure performance du mélange pour des nombres de Reynolds relativement élevés. (Viktorov, et al., 2013) ont présenté un nouveau micromélangeur SAR tridimensionnel (3D) appelé "micromélangeur en chaîne". Ils ont effectué une validation expérimentale et une investigation numérique de la structure de l'écoulement pour de faibles nombres de Reynolds dans la plage : $0,083 \leq Re \leq 4,166$. Leurs résultats expérimentaux ont montré que l'efficacité du micromélangeur atteignait 98% grâce au procédé SAR.

Une étude précédente effectuée par (Nimafar, et al., 2012) sur un micromélangeur en forme de H basé sur le processus SAR a montré que l'efficacité du micromélangeur est très élevée pour un faible nombre de Reynolds ($Re = 0,083$).

Dans différents travaux, plusieurs chercheurs ont utilisé des micromélangeurs basés sur le processus SAR 3D comme l'indique la figure I.23. Le principe commun est de diviser et de plier à plusieurs reprises les fluides. Les sous-placettes (I), (II) et (III) et ceci dans toutes les géométries testées, montrent les interfaces fluides développées aux différentes coupes transversales sélectionnées en aval du micromélangeur. On peut voir que le gradient de concentration latéral est doublé après une paire d'opérations de division/recombinaison. Après plusieurs processus de division/recombinaison, les couches de fluide développées seront suffisamment petites pour permettre un mélange rapide.

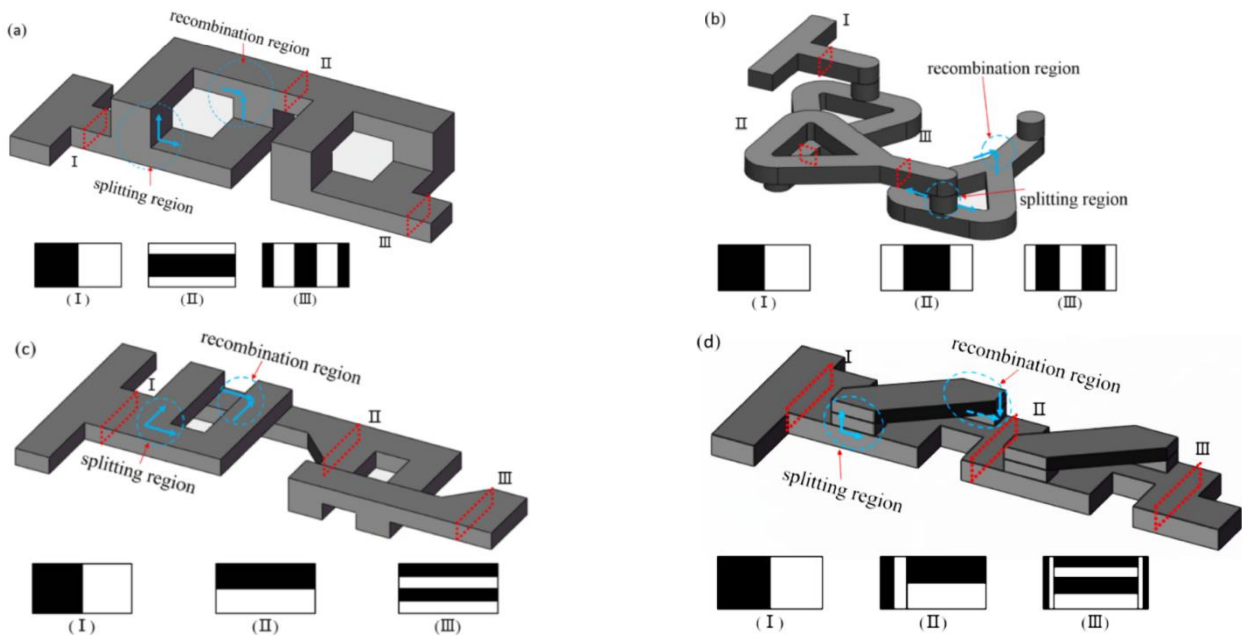


Figure I.23. Géométries des micromélangeurs à structures divisées et recombinaison 3D (SAR): (a) Micromélangeur topologique (Chen, et al., 2004), (b) Micromélangeur en forme de goutte d'eau (Chen, et al., 2009), (c) micromélangeur intégré en forme F (Kim, et al., 2005) et (d) Micromélangeur à passerelle (OBM) (Li, et al., 2015).

(Raza, et al., 2020) ont proposé un nouveau micromélangeur passif d'une structure 3D (SAR) avec des collisions déséquilibrées (Figure I.24). La performance du mélange des trois types de géométrie a été investigué numériquement dans une large gamme de nombres de Reynolds allant de 0,1 à 120. La configuration du micromélangeur comprenant des marches orientées vers l'avant et vers l'arrière (FBFSs) dans les deux sous-canaux a montré une meilleure efficacité de mélange supérieure à 0,86 pour $Re \geq 20$ et 0,95 pour $Re \geq 50$.

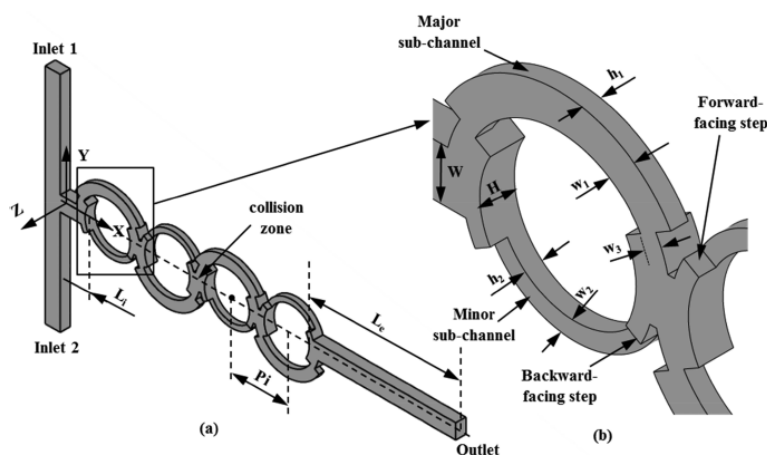


Figure I.24. Géométrie du micromélangeur avec sous-canaux circulaires 3D comprenant des marches orientées vers l'avant et vers l'arrière (FBFSs) (Raza, et al., 2020).

I.5.2.7. Micromélangeurs à base de stratification (multicouches)

Les micromélangeurs à base de stratification comprennent généralement des structures multicouches et peuvent obtenir un excellent mélange dans un temps très réduit. Le premier micromélangeur typique basé sur la stratification a été étudié par (Branebjerg, et al., 1996).

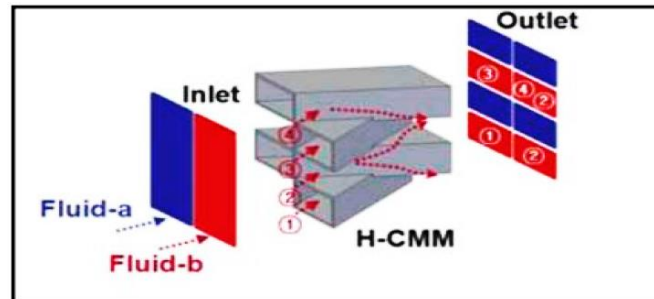


Figure I.25. Schéma du micromélangeur à base de stratification (Lim, et al., 2011).

(Lim, et al., 2011) ont proposé un autre micromélangeur, également appelé micromélangeur à collecteur croisé (Figure I.26). Ce dernier possède une microstructure tridimensionnelle avec une configuration séquentielle de faisceaux de tubes qui se croisent horizontalement et verticalement, l'efficacité du mélange pouvant atteindre 90 % dans une longueur de 250 mm.

I.5.2.8. Micromélangeurs à chambres

Les micromélangeurs à chambres sont souvent utilisés pour améliorer sensiblement l'efficacité du mélange. Un micromélangeur amélioré avec des chambres trapézoïdales décalées avec une longueur totale de mélange de 5000 μm a été étudiée par (The, et al., 2015) comme l'illustre dans la figure I.26-a. Les résultats de la simulation ont montré que l'efficacité du mélange était supérieure à 80 % pour une valeur du nombre de Reynolds allant de 0,5 à 100.

Un autre micromélangeur typique à huit chambres circulaires et deux canaux de constriction pour relier les chambres adjacentes (Figure I.26-b), a été proposé par (Alam, et al., 2013). Leurs résultats de simulation ont montré que ce micromélangeur pouvait atteindre une efficacité de 88% à un faible nombre de Reynolds ($Re = 0,1$) où la diffusion dominait le mélange fluide.

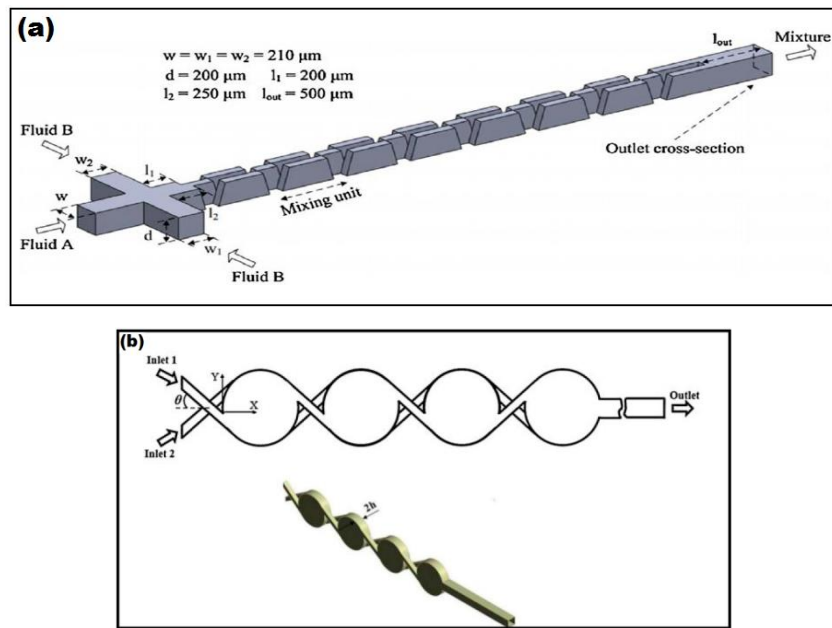


Figure I.26. Schéma du micromélangeurs à base de chambres : (a) chambres trapézoïdales décalées (The, et al., 2015), (b) chambres circulaires (Alam, et al., 2013).

I.5.2.9. Micromélangeurs à deux couches de canaux croisés

Le micromélangeur à deux couches de canaux croisés représente l'un des micromélangeurs passifs le plus intéressant pour mélanger des fluides miscibles. Ce micromélangeur se compose de deux couches à canaux croisés (Figure I.27), qui présente d'excellentes performances de mélange dans une large plage de nombres de Reynolds.

L'advection chaotique est générée par le dédoublement, l'agrandissement, la recombinaison et le repliement. Ce type de micromélangeur a été conçu pour la première fois par (Xia, et al., 2005), pour lequel un indice de mélange élevé de 0,96 a été atteint même avec un faible nombre de Reynolds de 0,2.



Figure I.27. Géométries des micromélangeurs à deux couches de canaux croisés (Xia, et al., 2005).

Dans une étude suivante (Xia, et al., 2006), ont effectué une analyse sur les performances de mélange des trois modèles différents de micromélangeurs, utilisant la méthode de l'exposant de Lyapunov (λ) et les informations cartographiques de Poincaré.

(Hossain, et al., 2017) ont élaboré un modèle en améliorant celui de (Xia, et al., 2005). (voir figure I.28), dont le mélange peut atteindre un indice de 0,99 avec des nombres de Reynolds inférieurs à dix. La supériorité de ce micromélangeur a été démontrée à la fois numériquement et expérimentalement.

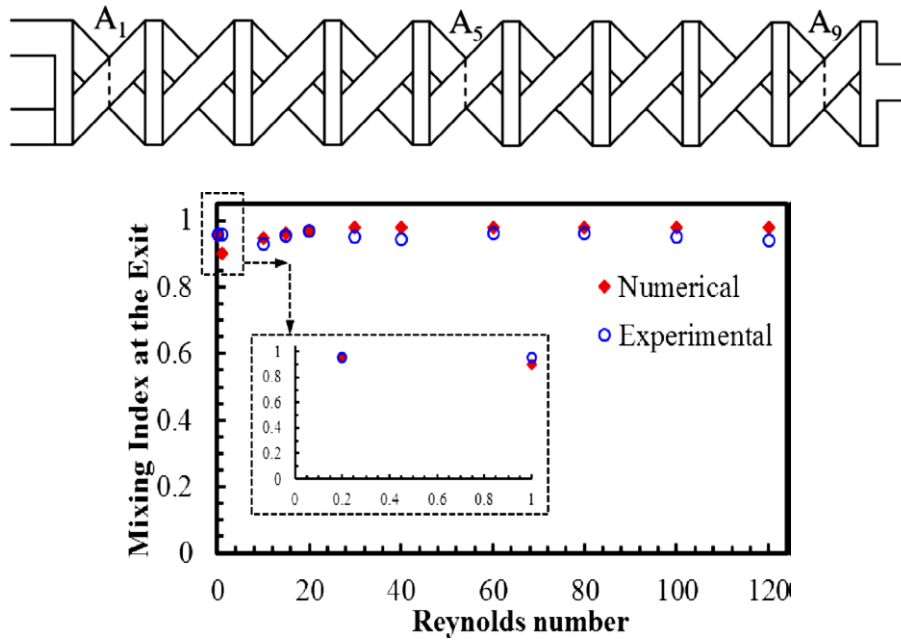


Figure I.28. Géométrie du micromélangeur TLCCM avec l'évolution de l'indice de mélange en fonction du nombre de Reynolds (Hossain, et al., 2017).

Un nouveau micromélangeur de type OX à deux couches de canaux croisés (Figure I.29), caractérisé par une très courte longueur (1500 μ m) a été proposé par (Raza, et al., 2018). Une étude paramétrique a été réalisée en utilisant cinq paramètres géométriques pour évaluer leurs effets sur les performances du mélange. L'indice de mélange obtenu varie de 0,87-0,99 dans une large gamme de Reynolds (0,1-120).

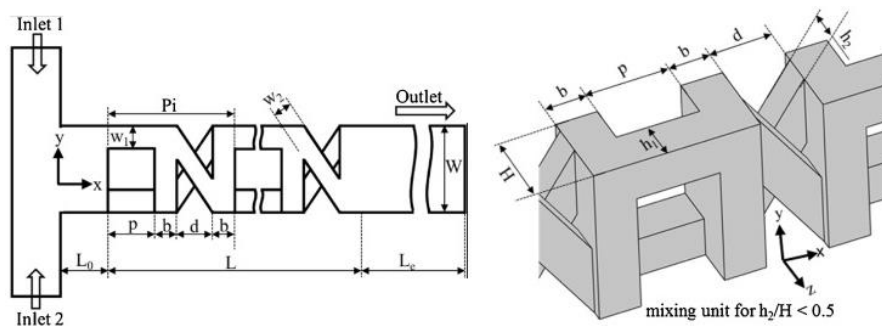


Figure I.29. Géométrie du micromélangeur de type OX à deux couches (Raza, et al., 2018).

Récemment, (Wang, et al., 2019) ont proposé un nouveau micromélangeur à deux couches de canaux croisés (Figure I.30). Une liaison PMMA intégrée aux croisements permet de générer des vortex de Dean et l'advection chaotique afin d'améliorer l'efficacité du mélange à des faibles nombres de Reynolds. Les résultats numériques et expérimentaux montrent que ce micromélangeur présente une bonne efficacité de mélange pour des nombres de Reynolds allant de 0,5 à 100.

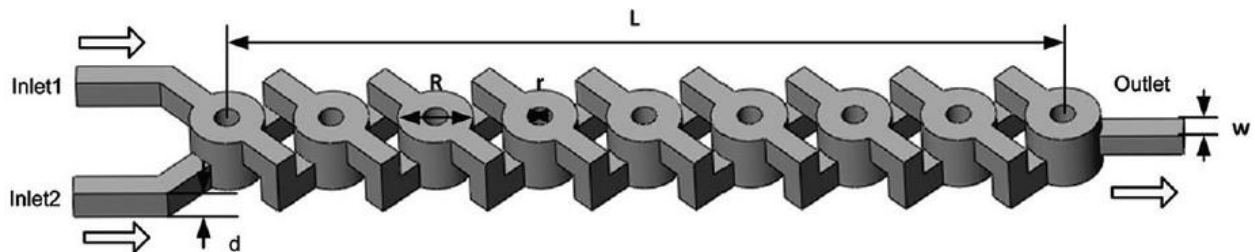


Figure I.30. Micromélangeur à deux couches de canaux croisés (Wang, et al., 2019).

I.5.2.10. Micromélangeurs à rainures et enflures

Avec la même idée de créer des structures favorisant le chaos passif, le groupe de Whitesides (Stroock, et al., 2002) a travaillé sur des microcanaux dont le fond comprend des rainures en forme de chevrons adéquatement placés pour engendrer de l'advection chaotique (Figure I.31).

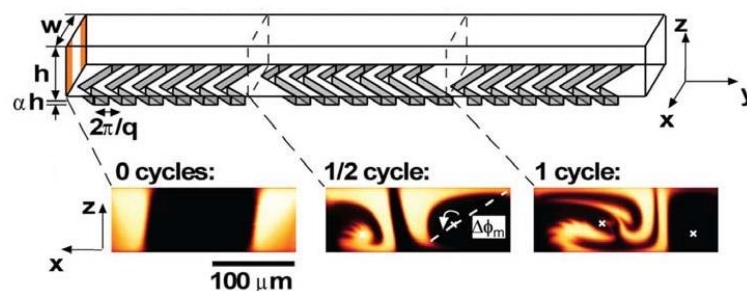


Figure I.31. Schéma du micromélangeur à rainures chaotiques (Stroock, et al., 2002).

(Lin, et al., 2015) ont effectué une investigation numérique sur cinq modèles de micromélangeurs de structures à ondes carrées, parmi eux trois à enflures cubiques (Figure I.32). Dans un large intervalle de nombres de Reynolds : 8–160, les géométries à enflures en haut et en bas montrent des performances élevées du mélange dues à l'amplification de l'advection chaotique.

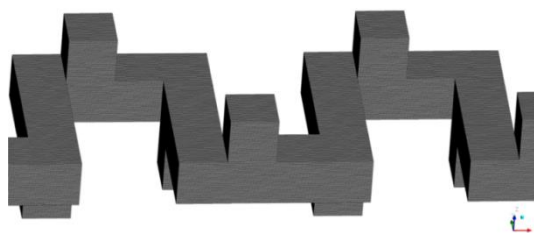


Figure I.32. Géométrie du micromélangeur à enflures (Lin, et al., 2015).

I.6. Mélange hydrodynamique des fluides non-Newtoniens

Plusieurs études ont été réalisées sur le mélange des fluides non-Newtoniens et encore plus nombreuses sont celles se reportant aux fluides Newtoniens et ceci dans divers types de micromélangeurs.

(Niederkorn, et al., 1994), ont utilisé le modèle de viscosité de Carreau pour caractériser le mélange des fluides non-Newtoniens et ont montré que le caractère rhéofluidifiant du fluide fait diminuer la vitesse de l'écoulement ainsi étendue le mélange dans un écoulement périodique 2D entre deux cylindres excentriques. (Anderson, et al., 2000) ont aussi utilisé le modèle de Carreau pour l'investigation du mélange des fluides dans des cavités 2D et 3D agitées périodiquement en fonction des paramètres rhéologiques du fluide et ont rapporté des conclusions similaires.

Un mélangeur actif a été utilisé par (Ascanio, et al., 2004) pour améliorer le mélange des fluides rhéofluidifiants dans des cuves agitées. Il a été constaté que c'est autour de la turbine que le mélange est amélioré et s'est révélée avoir alternative efficace au mélange continu, avec de meilleurs résultats obtenus pour les fluides rhéofluidifiants à basse vitesse. Cependant, une attention particulière est accordée à l'utilisation de rotors tournants à grande vitesse afin d'éviter une durée de mélange plus longue et des dépenses énergétiques plus élevées.

Une étude numérique du mélange dû à l'écoulement entraîné par l'énergie électrocinétique dans un microcanal en forme de serpent inondulé, on utilisant les fluides non-Newtoniens rhéoépaississants et rhéofluidifiants a été réalisée par (Cho, et al., 2012). Ils ont adopté le modèle de loi de puissance pour décrire le comportement non-Newtonien de ces fluides. Ils ont étudié les effets de divers paramètres sur la performance du mélange tels que l'indice de comportement, l'amplitude de l'ondulation, la longueur de la section ondulée, et la force du champ électrique appliquée. A propos de ces deux types de fluides les auteurs ont constaté que la performance du mélange s'élevée soit en augmentant l'amplitude de l'onde, soit en allongeant la longueur de la section de paroi ondulée ou bien en diminuant la force du champ électrique.

(Afzal, et al., 2014) ont étudié le comportement hydrodynamique et le mélange des fluides Newtoniens et non-Newtoniens dans les microcanaux de jonction-T du canal droit et du canal en serpent in (Figure I.33). Les propriétés de l'eau et du sang ont été prise en considération pour la simulation des fluides Newtoniens et non-Newtoniens, respectivement.

Il s'avère alors que le canal en serpent in offre une meilleure performance du mélange pour tous les débits et que la chute de pression pour l'eau était inférieure à celle du sang pour les mêmes débits.

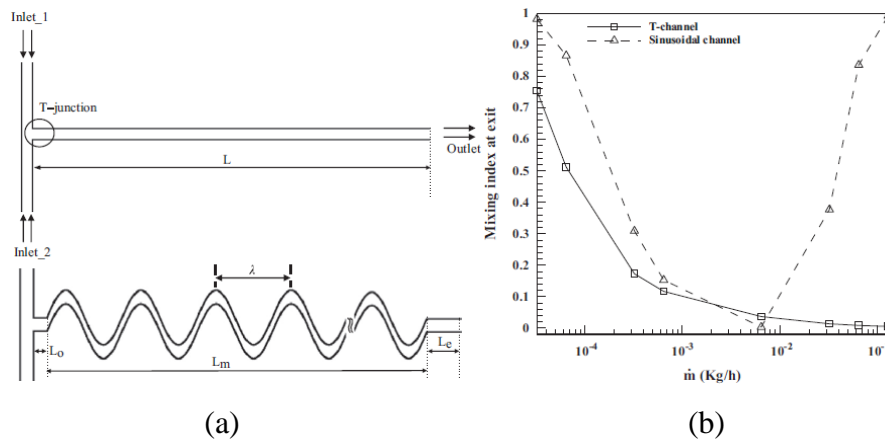


Figure I.33. Mélange des fluides non-Newtoniens (Afzal, et al., 2014) :
 (a) Géométries des micromélangeurs, (b) Résultats obtenus.

(Tsai, et al., 2015), ont étudié les comportements de mélange des solutions d'eau désionisée (DI) et de carboxyméthylcellulose (CMC) dans trois micromélangeurs de type serpentin composé des unités en forme de C répétées (Figure I.34). L'efficacité du mélange d'un micromélangeur composé d'unités répétitives semi-circulaires en forme de C avec un rayon de ligne médiane plus faible, est meilleure que celle d'un micromélangeur constitué d'unités répétitives de segments avec un rayon de courbure de ligne médiane plus grand. Le mélange des fluides se trouve ainsi amélioré efficacement par les vortex induits par la courbure.

De plus, bien que l'effet de la convection latérale soit significatif sur le mélange des fluides, la viscosité apparente moyenne de 500 ppm de solution CMC est inférieure à celle de 100 ppm de solution CMC et le mélange de 500 ppm de solution CMC est plus grand que 100 ppm de solution CMC.

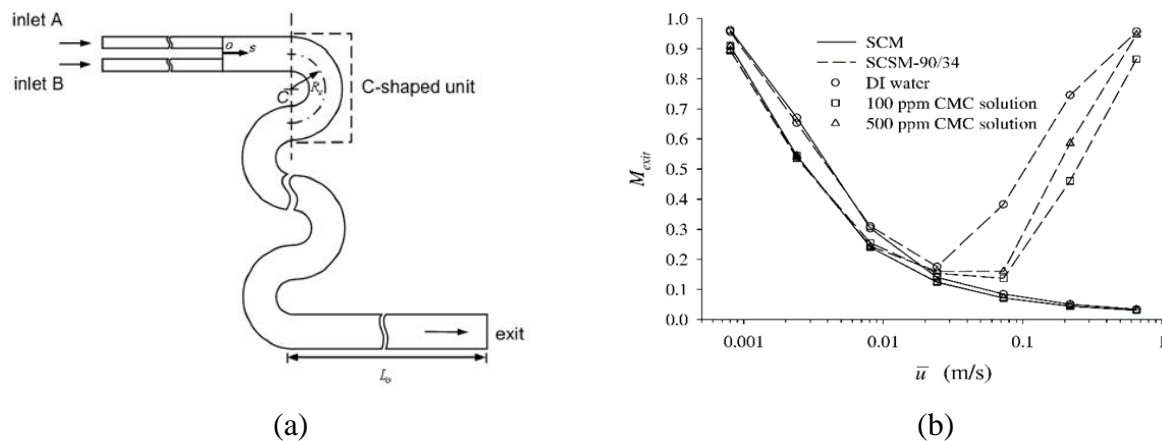


Figure I.34. Mélange des fluides non-Newtoniens (Tsai, et al., 2015) : (a) Géométrie du micromélangeur SCSM-90/34, (b) Résultats obtenus.

Une étude numérique a été menée par (Shamsoddini, et al., 2016) pour étudier les effets de l'indice de comportement et la fréquence de l'agitateur sur le mélange de fluides non-Newtoniens dans un micromélangeur actif utilisant un barreau oscillant (Figure I.35). 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 rapide pour les fluides rhéofluidifiants, ainsi l'indice de mélange augmente régulièrement avec l'augmentation de l'indice de comportement.

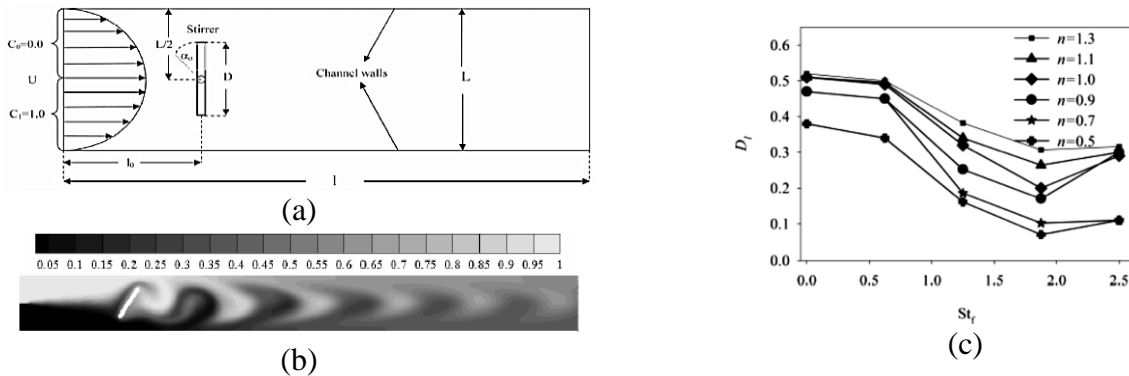


Figure I.35. Mélange actif des fluides non-Newtoniens (Shamsoddini et al. 2016) : (a) Schéma du micromélangeur (b) Fraction massique (c) Degré de mélange.

(Islami et al., 2016), ont effectué une étude numérique sur le mélange des fluides non-Newtoniens de type rhéofluidifiant, utilisant six modèles de micromélangeurs courbés (Figure I.36), à des faibles nombres de Reynolds, ils ont trouvé que la géométrie des micromélangeurs n'a pas d'impact significatif sur l'indice de mélange pour les fluides ayant des indices de comportement proche de 1. Alors qu'on diminue l'indice de comportement, cet effet devient considérable. Leurs résultats montrent en plus que l'intensité des écoulements secondaires se renforce quand on diminue le rayon de la courbure et on augmente le nombre de Reynolds.

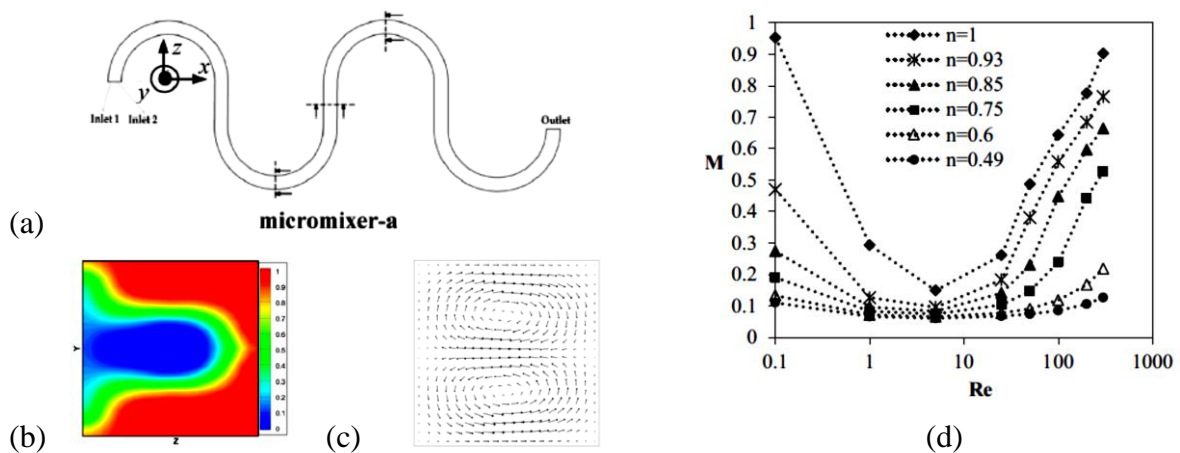


Figure I.36. Mélange des fluides non-Newtoniens (Islami et al., 2016) : (a) Schéma du micromélangeur-a, (b) Contours de la fraction massique, (c) Vecteurs de vitesse, (d) Indice de mélange en fonction de Re .

(Islami et al., 2017), ont étudié numériquement le mélange de fluides Newtoniens et non-Newtoniens dans un micromélangeur courbe avec des rainures intégrées sur la partie inférieure du canal (Figure I.37). Ils ont montré que les rainures provoquaient une advection chaotique et amélioraient les performances du mélange mais n'avaient pas d'effet significatif sur la chute de pression adimensionnelle. De plus, les rainures avec un angle de 30° présentaient un meilleur indice de mélange pour toutes les valeurs des indices de comportement.

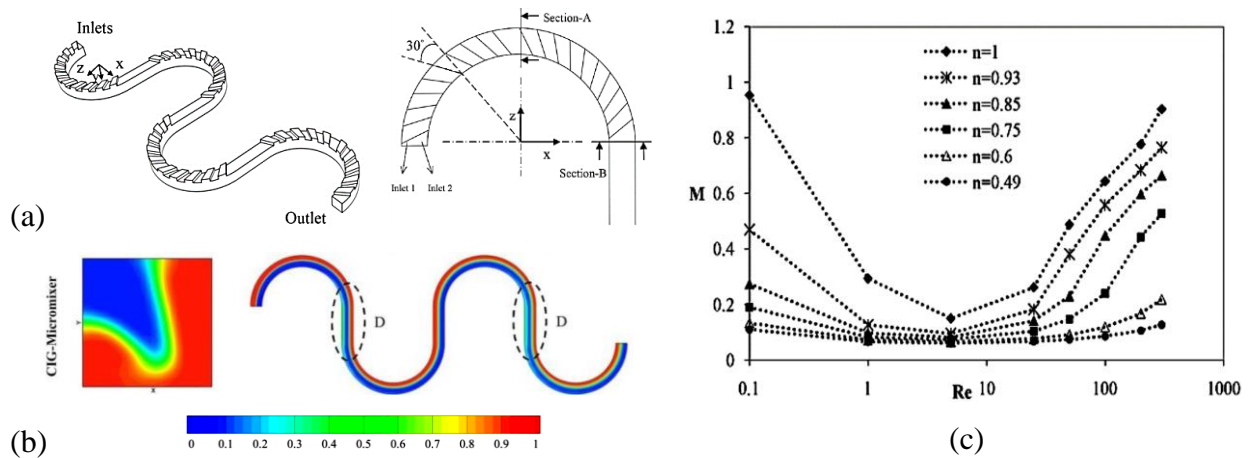


Figure I.37. Mélanges de fluides non-Newtoniens (Islami et al., 2017) :
 (a) Schéma du micromélangeur CIG, (b) Contours de la fraction massique,
 (c) Indice de mélange en fonction de Re.

(Kunti, et al., 2017) ont proposé un micromélangeur électrothermique à courant alternatif (ACET), qui rassemble les caractéristiques des micromélangeurs passifs et actifs par la combinaison des microrainures à motifs sur la paroi inférieure avec des paires d'électrodes (Figure I.38). Une étude numérique 2D a été réalisée pour la caractérisation de l'effet de la viscosité apparente des fluides non-Newtoniens ($n = 0,6-1,4$) sur l'efficacité du mélange et le débit volumique. 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, le mélange électrothermique dans ce dispositif microfluidique a une efficacité supérieure dans le cas des fluides dilatants que pour les fluides Newtoniens et pseudo-plastiques.

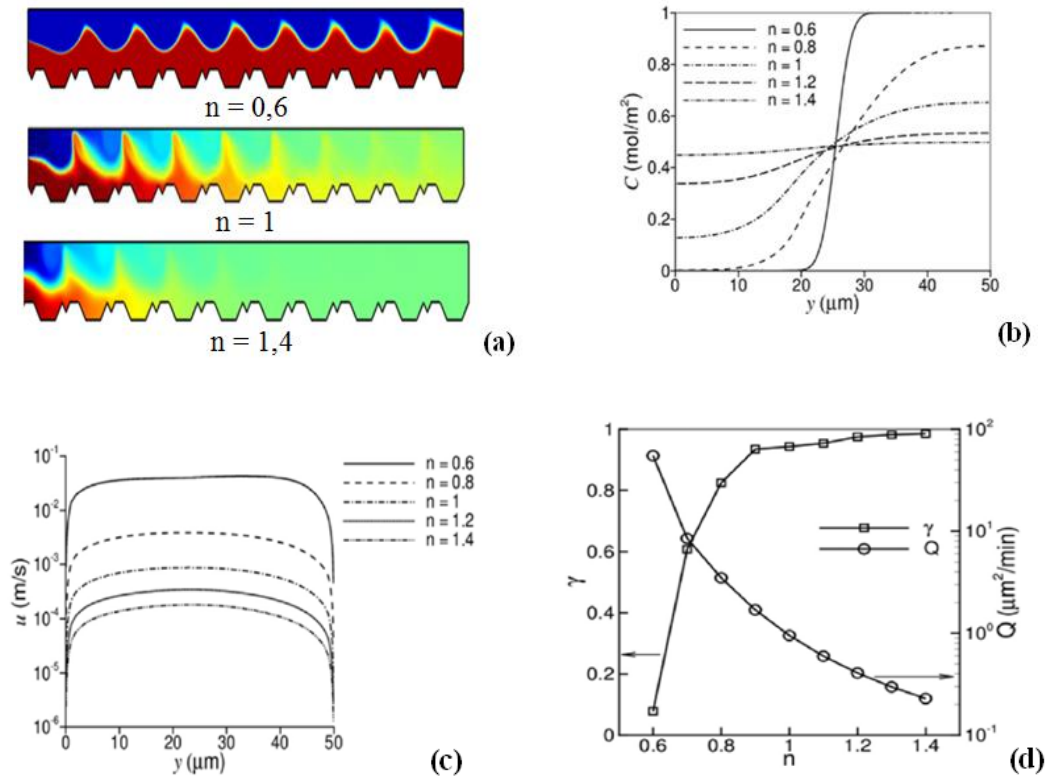


Figure I.38. Mélanges ACET des fluides non-Newtoniens (Kunti, et al., 2017) :

(a) Distributions de la concentration, (b) Profils de concentration à la sortie, (c) Profils de vitesse et (d) Evolutions de l'indice de mélange et du débit volumique.

Récemment, (He, et al., 2019) ont étudié numériquement les performances du mélange de six micromélangeurs à structures divisées et recombinaées 3D (SAR) avec des motifs en forme de E (Figure I.39), les fluides de travail sont de l'eau pour les fluides Newtoniens et des fluides de loi de puissance pour les fluides non-Newtoniens. Leurs résultats montrent que le micromélangeur optimal nommé DBEM-3 a une excellente efficacité du mélange dépassant 95% dans la plage de $Re = 0,5-100$, pour trois types de fluides ayant des indices de comportement variant de 0,69 ; 0,80 et 1.

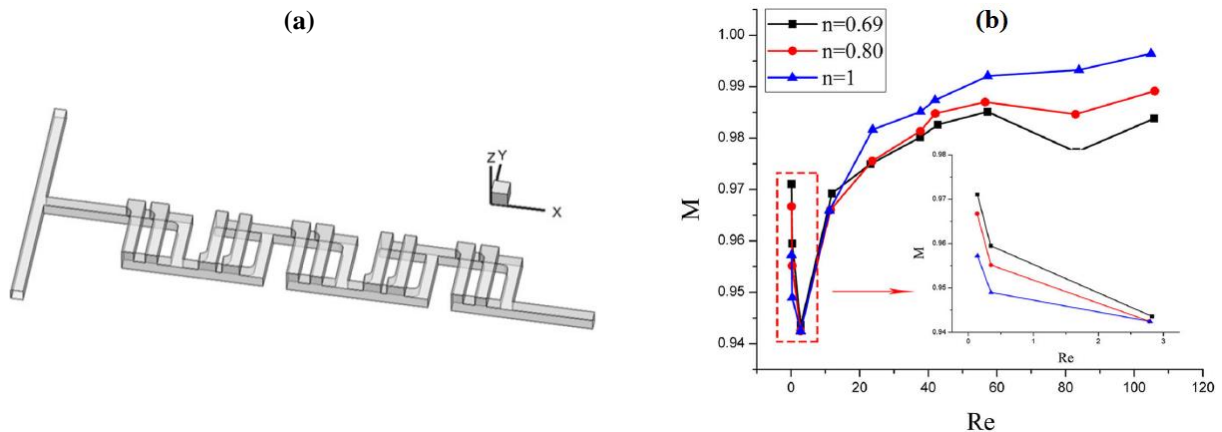


Figure I.39. Mélanges de fluides non-Newtoniens (He, et al., 2019) :

(a) Schéma du micromélangeur DBEM-3 (b) Indice de mélange en fonction de Re.

I.7. Mélange thermique des fluides non-Newtoniens

Depuis les années 90, c'est-à-dire quelques années après l'introduction de la notion d'advection chaotique, plusieurs chercheurs se sont intéressés à l'utilisation des écoulements d'advection chaotique pour l'amélioration des transferts thermiques. Deux classes principales d'études d'écoulements ont été considérées (mode actif) : ceux impliquant des éléments rotatifs comme des cylindres (El Omari, et al., 2010) et le mode passif pour ceux impliquant une succession de conduites courbées. La seconde classe d'écoulement correspond à des procédés de mélange en continu avec des écoulements 2D ou 3D ne nécessitant pas de paroi mobile. De ce fait, leur équipement de dispositif chauffant (ou refroidissant) étant plus aisé, ceci a facilité leur étude expérimentale.

(Srisamran, et al., 2006) ont effectué des simulations numériques en utilisant des fluides rhéofluidifiants pour analyser le comportement de l'écoulement et du mélange des fluides stationnaires, bidimensionnels, laminaires et confinés. Les effets de différents paramètres, le nombre de Reynolds du jet d'entrée (10-200) et l'indice de comportement des fluides (0,6161-1), sur le comportement de l'écoulement et du mélange des courants incidents ont été étudiés. La température du fluide du mélange a été utilisée comme traceur passif pour surveiller la qualité de celui-ci.

Des simulations numériques et des expériences ont été menées par (Mendels, et al., 2008), pour la détermination de la concentration en eau dans un mélange méthanol/eau-méthanol et de la température du mélange dans un micromélangeur de jonction T. Deux températures différentes ont été considérées aux entrées de 30 et 60 °C avec un débit égal à 10 ; 25 ; 50 ; 75 $\mu\text{l} \cdot \text{min}^{-1}$. La combinaison de la microscopie d'imagerie à fluorescence (FLIM) et de la CFD a été utilisée pour mesurer les coefficients de diffusion thermique. Leurs résultats ont montré que le processus du mélange et des échanges thermiques pourraient être attribués à l'interaction entre deux mécanismes du mélange: la diffusion et l'advection. Dans une étude numérique, (Mashaei, et al., 2014) ont analysé le comportement thermique et hydrodynamique du mélange des fluides non-Newtoniens dans une géométrie 2D à jonction-T, leurs résultats ont montré une amélioration du mélange thermique due à une augmentation du nombre de Reynolds et de l'indice de comportement des fluides. Néanmoins, l'augmentation de l'indice de comportement a entraîné une augmentation de mélange thermique le long du canal. L'angle de la jonction-T n'a pas eu d'effet significatif sur le mélange thermique le long du canal, mais avec l'augmentation de l'angle d'impact, ce mélange s'était amélioré dans cette zone. Récemment, (Luo, et al., 2019), ont effectué des simulations numériques directes dans un micromélangeur à jonction-T de section carré (Figure I.40), utilisant un fluide Newtonien et un fluide non-Newtonien.

Ils ont constaté que pour les fluides rhéofluidifiants, le mélange est favorisé plus efficacement dans le "régime d'impact" (*impinging*) que dans le "régime de déviation" (*deflecting*). Ainsi une structure d'écoulement clairement différente se trouve entre le "régime de déviation" et le "régime d'impact".

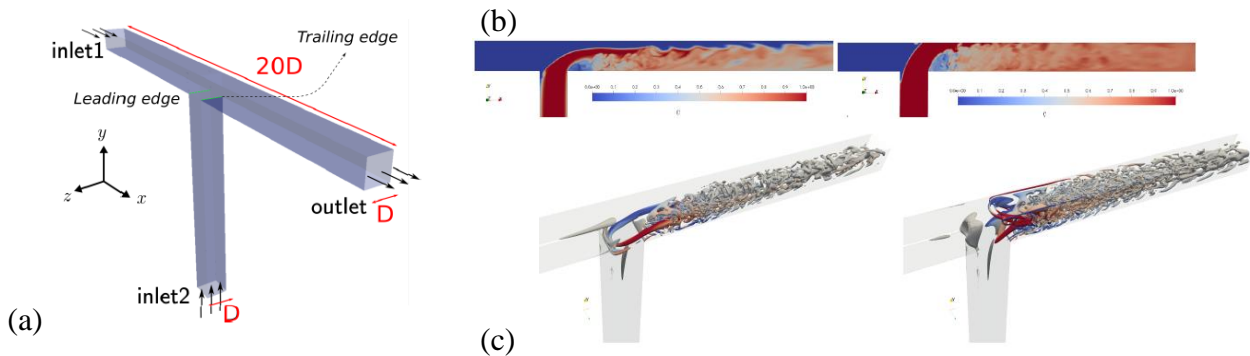


Figure I.40. Mélange thermique des fluides non-Newtoniens (Luo, et al., 2019) :
 (a) Schéma du micromélangeur de jonction-T, (b) Contours de la fraction massique,
 (c) Visualisation des vortex basée sur les iso-surfaces.

Une investigation numérique d'un écoulement laminaire et stationnaire a été menée par (Maurya, et al., 2019) utilisant un micromélangeur 2D de jonction-T à deux entrées et une seule sortie située symétriquement de part et d'autre de la zone d'impact (Figure I.41). L'effet du nombre de Reynolds (10 - 50), de l'indice de comportement (0,6161 - 1), et de la différence de température ($\Delta T = 10$ K) sur le comportement du mélange des fluides rhéofluidifiants a été étudié. Un indice de mélange élevé est obtenu dans une courte distance avec des indices de comportement élevé ($n = 1$) mais à faibles nombres de Reynolds, tandis que dans la zone d'impact, une diminution plus rapide de l'indice de mélange a été observée ainsi il est constaté que le nombre de Nusselt et la différence de températures n'exercent qu'une faible influence.

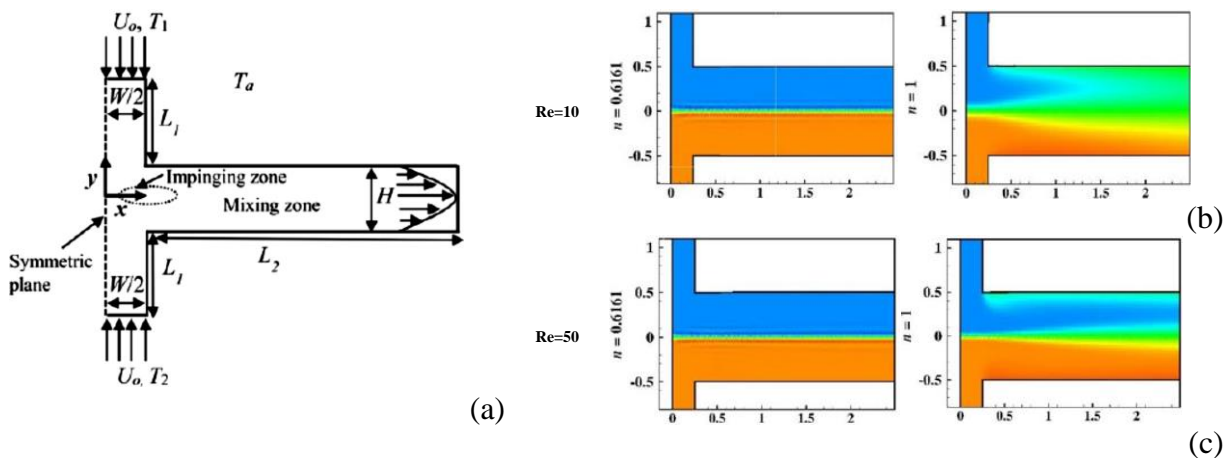


Figure I.41. Mélange thermique des fluides non-Newtoniens (Maurya, et al., 2019) :
 (a) Schéma du micromélangeur 2D de jonction-T, (b) et (c) Contours de la fraction massique.

Le mélange thermique de deux fluides rhéofluidifiants dans les géométries C-Shape et canal droit a été étudié numériquement par (Naas, et al., 2020), pour une large gamme du nombre de Reynolds généralisé allant de 50 à 200 et les valeurs de l'indice de comportement entre 0,5 et 1 (voir figure I.42).

Ils ont examiné la qualité du mélange thermique dans les deux géométries où la section d'entrée de chacune est composée de deux parties, horizontale et verticale, dans chacune les deux fluides sont injectés à 300 K et 330 K. Leurs résultats montrent que la géométrie chaotique C-Shape par rapport à celle du canal droit, donne de bonnes performances en termes d'homogénéisation de température. De plus, le temps du mélange ne dépasse pas une seconde dans la géométrie C-Shape, alors que dans celle du canal droit il est de l'ordre de quelques minutes.

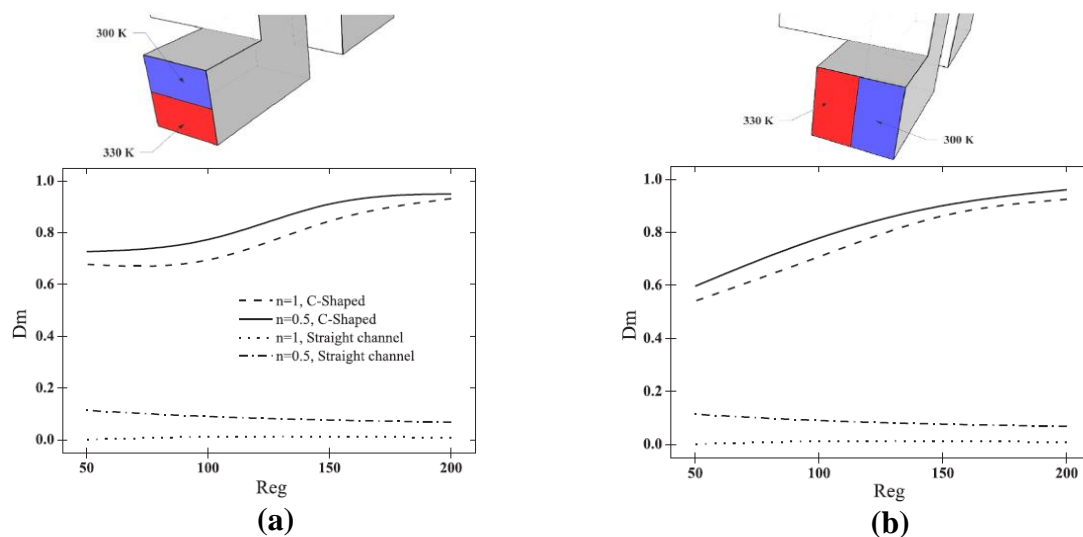


Figure I.42. Évolutions du degré de mélange en fonction du nombre de Reynolds généralisé : (a) injection horizontale, (b) injection verticale (Naas, et al., 2020).

I.8. Génération de l'entropie pour les fluides Newtoniens et non-Newtoniens

I.8.1. Fluides Newtoniens

Récemment, la génération d'entropie a été utilisée comme indice pour évaluer l'importance de l'irréversibilité liée au transfert de chaleur et au frottement des fluides au processus thermique. Sur la base du concept d'utilisation efficace de l'énergie et du principe de génération d'entropie minimale, des conceptions optimales de systèmes thermodynamiques ont été largement proposées du point de vue du second principe de la thermodynamique (Bejan, 1982). Afin d'améliorer l'efficacité du transfert de chaleur des fluides Newtoniens dans les micromélangeurs, le taux de génération d'entropie doit être contrôlé efficacement. (Bejan, 1982) a présenté une méthode de calcul de l'entropie dans un champ d'écoulement et a proposé un principe de génération d'entropie minimale.

La génération d'entropie et l'analyse du second principe pour l'écoulement laminaire passant par un canal droit ont été étudiées par (Yilbas, et al., 1999). Ces auteurs ont développé des variables adimensionnelles pour la génération d'entropie, le transfert de chaleur et l'irréversibilité, et ils ont trouvé que l'irréversibilité augmente avec le nombre de Prandtl.

(Zimparov, 2000) a développé des critères de performance étendus, basés sur l'augmentation de l'entropie pour les échanges thermiques à travers des surfaces soumises à une température imposée et constante.

Au sein des géométries complexes comme les échangeurs de chaleur, les microcanaux chaotiques présentent des performances thermiques les plus efficaces afin que l'énergie transmise puisse à être utilisée efficacement. Cependant, l'amélioration du transfert de chaleur dans un système thermique s'accompagne toujours d'augmentations des pertes par frottement.

Citons quelques exemples typiques : l'analyse de l'irréversibilité dans diverses géométries complexes pour des fluides Newtoniens à flux thermique constant imposé à la paroi et avec un écoulement laminaire réalisée par (Sahin, 1996 ; Sahin, 1998), ainsi que l'optimisation des canaux serpents hélicoïdaux ou des canaux à double sinusöide effectuée par (Ko, 2006 ; Ko, et al., 2006). La génération d'entropie utilisant un code CFD pour la simulation numérique a été étudiée par (Ko et al., 2006) pour l'écoulement des fluides rhéofluidifiants dans une conduite rectangulaire courbée et chauffée. Ils ont présenté les effets de trois facteurs importants, le nombre de Dean, le flux de chaleur à travers les parois externes et le rapport d'aspect de la section transversale, sur l'entropie générée par l'irréversibilité (frottement et transfert de chaleur). Leurs résultats révèlent que la principale source de génération d'entropie dans les champs d'écoulement avec un nombre de Dean plus élevé et un flux thermique de paroi plus faible provient de l'irréversibilité par frottement; alors que pour les champs d'écoulement avec un nombre de Dean plus petit et un flux thermique de paroi plus important, la génération d'entropie est dominée par l'irréversibilité du transfert de chaleur, comme le montre la figure I.43.

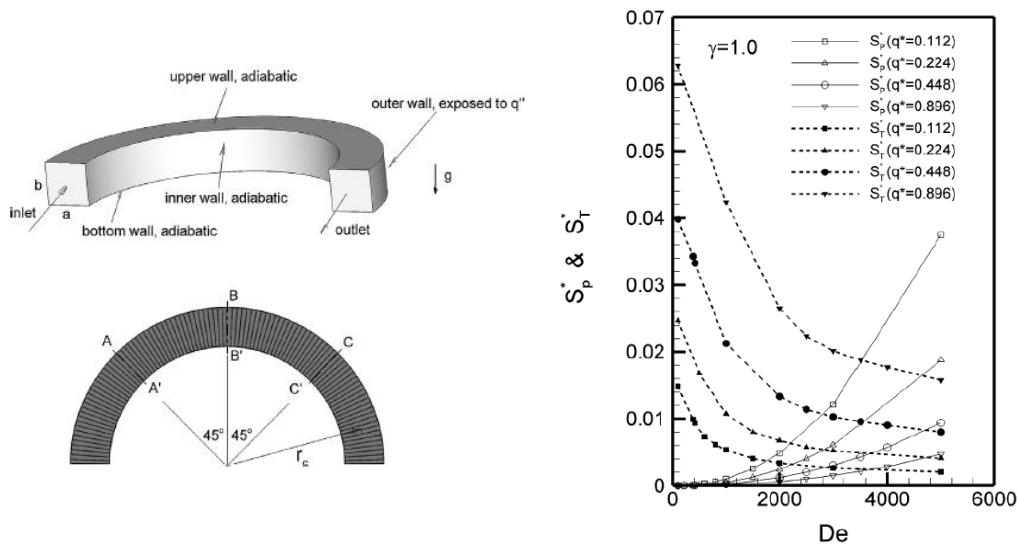


Figure I.43. Les effets du nombre de Dean sur la production d'entropie induite par le transfert de chaleur (S^*_T) et la perte par frottement (S^*_p) (Ko et al., 2006).

(Zimparov, et al., 2006) ont optimisé les performances de plusieurs catégories d'écoulement laminaire entièrement établi, dans des micromélangeurs de jonction-T et de jonction-Y, les performances thermodynamiques maximales sont obtenues en minimisant la production d'entropie pour chaque géométrie. (Kurnia, et al., 2016) ont évalué les performances thermiques et la génération d'entropie de l'écoulement laminaire dans six modèles de tubes droits et enroulés de sections transversales similaires (voir figure I.44). Plusieurs paramètres ont été examinés : la forme des géométries, la température de paroi, le nombre de Reynolds et le mode de chauffage/refroidissement ainsi que le rapport entre le taux de transfert de chaleur et la puissance de pompage requise. Leurs résultats indiquent que les tubes enroulés offrent un taux de transfert de chaleur plus élevé avec un faible taux de génération d'entropie par rapport aux tubes droits; tandis que la section carrée génère l'entropie la plus élevée, suivie de l'ellipse et du cercle.

Ainsi ils ont trouvé que la production d'entropie à partir de la contribution du transfert de chaleur est deux fois supérieure à celle de la contribution d'entropie à partir de la dissipation visqueuse. Ils ont conclu que leur étude peut fournir des directives pratiques afin de concevoir un échangeur de chaleur à serpentin plus efficace.

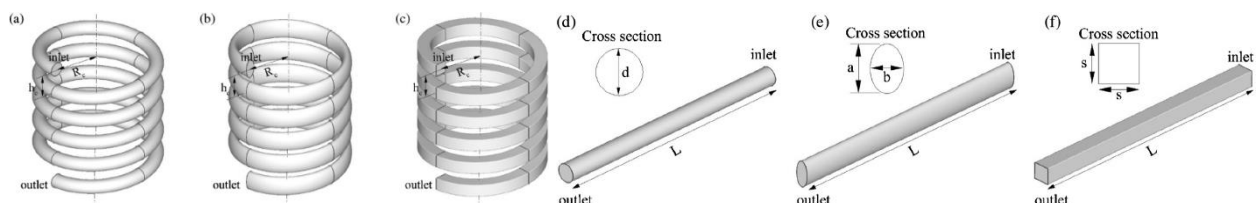


Figure I.44. Représentation schématique des géométries (Kurnia, et al., 2016) : (a) cercle hélicoïdal, (b) ellipse hélicoïdale, (c) carré hélicoïdal, (d) cercle droit, (e) ellipse droite et (f) tubes carrés droits.

I.8.2. Fluides non-Newtoniens

Comme il existe de nombreuses applications liées aux fluides non-Newtoniens, l'évaluation de leurs caractéristiques de transfert de chaleur est essentielle à la réussite de la conception de systèmes thermiques. (Mahmud, et al., 2002 ; Mahmud, et al., 2006) ont analysé les effets du transfert de chaleur pour les fluides non-Newtoniens et (Luna, et al., 2002) ont rapporté une analyse en régime permanent d'un fluide rhéofluidifiant dans la région d'entrée d'un écoulement établi avec un flux de chaleur uniforme.

La production d'entropie due à l'écoulement d'un fluide non-Newtonien à viscosité variable dans une conduite droite a été réalisée par (Yilbas et al., 2005), Ils ont présenté des solutions analytiques pour les distributions de vitesse et de température. Ensuite, ils ont évalué la génération d'entropie pour différents paramètres rhéologiques comme la viscosité et le nombre de Brinkman. L'effet de la viscosité dépendante de la température sur les performances thermodynamiques d'un microcanal courbé de section carré en régime laminaire est étudié par (Jiangfeng, et al., 2012). Ces auteurs ont montré que la génération d'entropie due au transfert de chaleur et au frottement, est plus faible dans le cas de la viscosité dépendante que dans celui de la viscosité constante lorsque l'aniline est chauffée. Cependant, ils ont constaté l'inverse lorsque l'aniline est refroidie. Ils ont constaté aussi que la génération d'entropie due au transfert de chaleur diminue à mesure que le débit massique augmente.

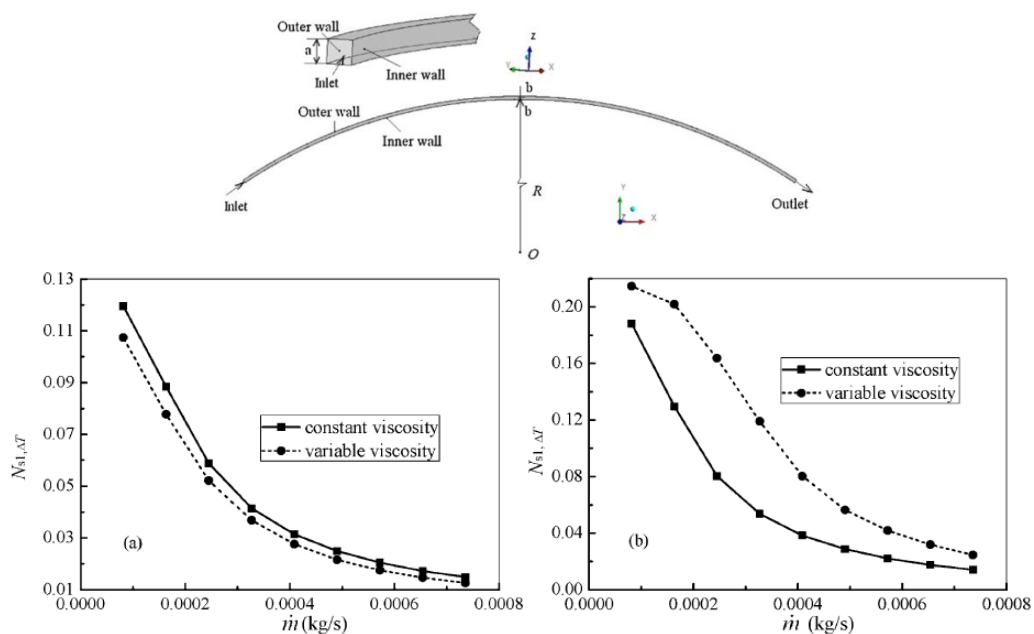


Figure I.45. Relation de la génération d'entropie due au transfert de chaleur avec le débit massique dans les cas: (a) Aniline chauffée et (b) Aniline refroidie (Jiangfeng, et al., 2012).

(Yang et al., 2016) ont effectué une caractérisation numérique d'écoulement et de performance du transfert de chaleur des solutions aqueuses de carboxyméthylcellulose (CMC) dans les micro-canaux avec quatre structures de contrôle d'écoulement, pour différents débits et concentrations de la solution CMC. Leurs résultats révèlent que le microcanal à ailettes a la distribution de température la plus uniforme sur les parois structurées, et que la température moyenne sur la paroi structurée atteint la valeur minimale dans les microcanaux à rainures cylindriques pour le même débit et la même concentration CMC. Il s'avère que, CMC2000 est la concentration recommandée des solutions aqueuses CMC (avec différents débits et structures de contrôle).

Les microcanaux à rainures sont préférés dans les cas de faible débit, tandis que les micro-canaux à rainures en V ont la génération d'entropie relative minimale S'/S'_0 et la meilleure performance thermique TP à CMC2000 dans les cas de débit élevé.

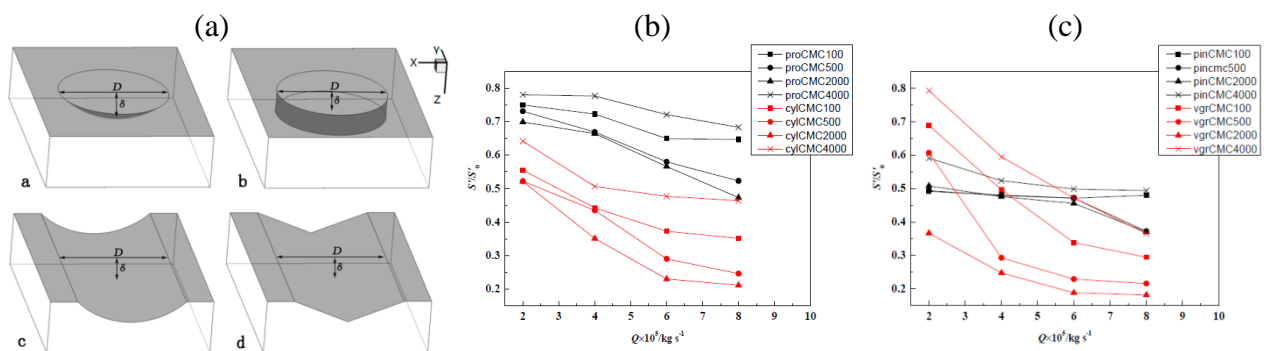


Figure I.46. Génération de l'entropie pour les fluides non-Newtoniens (Yang et al., 2016) : (a) Configurations géométriques du champ d'écoulement, (b) et (c) Variations de S'/S'_0 avec le débit des fluides dans différents microcanaux à rainures.

I.9. Conclusion

Les micromélangeurs continuent de faire l'objet d'une attention particulière dans le domaine de la recherche. Dans l'ensemble, les résultats présentés ci-dessus confirment l'importance de la technologie des micromélangeurs en raison des avantages considérables qu'ils apportent.

Cette revue bibliographique a illustré un grand nombre de travaux analytiques, numériques et expérimentaux pour l'écoulement laminaire des fluides Newtoniens et non-Newtoniens de type rhéofluidifiant comme fluides de travail dans des géométries simples et complexes. Les fluides rhéofluidifiants sont souvent rencontrés dans les procédés industriels. Il est donc intéressant d'étudier leur comportement au sein des micromélangeurs passifs. La plupart des études expérimentales et numériques concernent l'effet du comportement des fluides sur l'hydrodynamique et le mélange thermique par advection chaotique, comme elle concerne aussi l'effet de la géométrie des canaux sur l'amélioration du transfert de chaleur.

Des analyses relatives au second principe de la thermodynamique ont également été présentées. Nous constatons que la littérature est très riche avec des articles qui traitent le comportement des fluides Newtoniens en géométrie droite et complexe alors que les articles qui traitent le comportement des fluides non-Newtoniens en géométrie complexe sont peu nombreux.

Notre contribution dans ce thème consiste à décrire le comportement des fluides rhéofluidifiants en géométrie complexe particulièrement celles à deux couches de canaux croisées (TLCCM) avec de faibles nombres de Reynolds. Il faut noter que cette géométrie présente des performances en terme de mélange de deux fluides Newtoniens à très bas nombre de Reynolds (écoulements rampants) où l'indice de mélange atteint 95% à $Re = 0,2$ (Hossain, et al., 2017).

CHAPITRE II :

Modélisation mathématique et approche numérique

CHAPITRE II**Modèle mathématique et approche numérique****II.1. Introduction**

La structure des écoulements engendrés au sein de la géométrie à deux couches de canaux croisés TLCCM peut être étudiée numériquement, au moyen d'une analyse par CFD utilisant le code commercial Fluent.

La plupart des études expérimentales et numériques utilisant les micromélangeurs TLCCM, et qui ont été recensées précédemment dans le premier chapitre s'intéressent aux mélanges des fluides Newtoniens. Cependant, dans la réalité, les fluides utilisés dans les dispositifs microfluidiques sont de comportement non-Newtonien, donc un mélange homogène dans un temps de séjour réduit représente l'objet de notre travail à travers la simulation numérique.

Un mélange rapide à des faibles nombres de Reynolds mais aussi avec de faible perte de charge, présente un double intérêt, académique et technologique. Par ailleurs, la géométrie TLCCM est adoptée fréquemment pour la simulation du mélange chaotique des fluides rhéofluidifiants en raison de sa performance prouvée avec les fluides Newtoniens.

Ce chapitre a pour objectif de présenter les bases théoriques, la formulation mathématique et les méthodes numériques. Les caractéristiques géométriques des différents micromélangeurs adoptés dans cette étude sont tout d'abord présentées, suivi par les équations gouvernantes et les conditions aux limites associées.

II.2. Géométries des micromélangeurs

Le micromélangeur TLCCM utilisé dans cette étude (Figure II.1-a) est similaire à celui proposé par (Hossain, et al., 2017). Il est composé de deux couches de canaux croisés de dimensions identiques, les canaux supérieur et inférieur sont disposés de manière périodique. Les fluides dans les canaux sont interconnectés à travers les milieux des unités de forme «X» et dans des sections transversales. La disposition successive des unités de mélange aboutit à des motifs répétitifs de division et de recombinaison des couches du fluide.

Les dimensions de la géométrie du micromélangeur : largeur du micromélangeur (H), largeur du canal diagonal (w), hauteur du canal diagonal (b), pas entre les canaux transversaux (P), hauteur du canal diagonal (d) et le nombre d'unités de mélange sont respectivement : 1,07 mm, 0,30 mm, 0,15 mm, 0,64 mm, 0,15 mm et 9. Ainsi, les dimensions des sections des deux entrées et de la sortie sont respectivement de $0,15 \times 0,3$ mm et $0,3 \times 0,3$ mm.

En vue de montrer l'efficacité de notre micromélangeur TLCCM, comparé à ceux proposés dans des travaux antérieurs, toutes les géométries ont été construites avec le même diamètre hydraulique et aussi une longueur dépliée équivalente. La figure II.1 illustre la configuration géométrique tridimensionnelle de tous les micromélangeurs étudiés ainsi que leurs dimensions détaillées. Les figures II.1-b, II.1-c, II.1-d, et II.1-e montrent une vue en perspective 3D des micromélangeurs respectifs : SCSM-90, CG, C-Shape et Serpentin 2D, les différentes dimensions de ces derniers sont illustrées dans la capture de la première période.

Le diamètre hydraulique de toutes les géométries est défini par : $D_h = \frac{2d \cdot w}{d+w}$, et est égal à 0,2 mm.

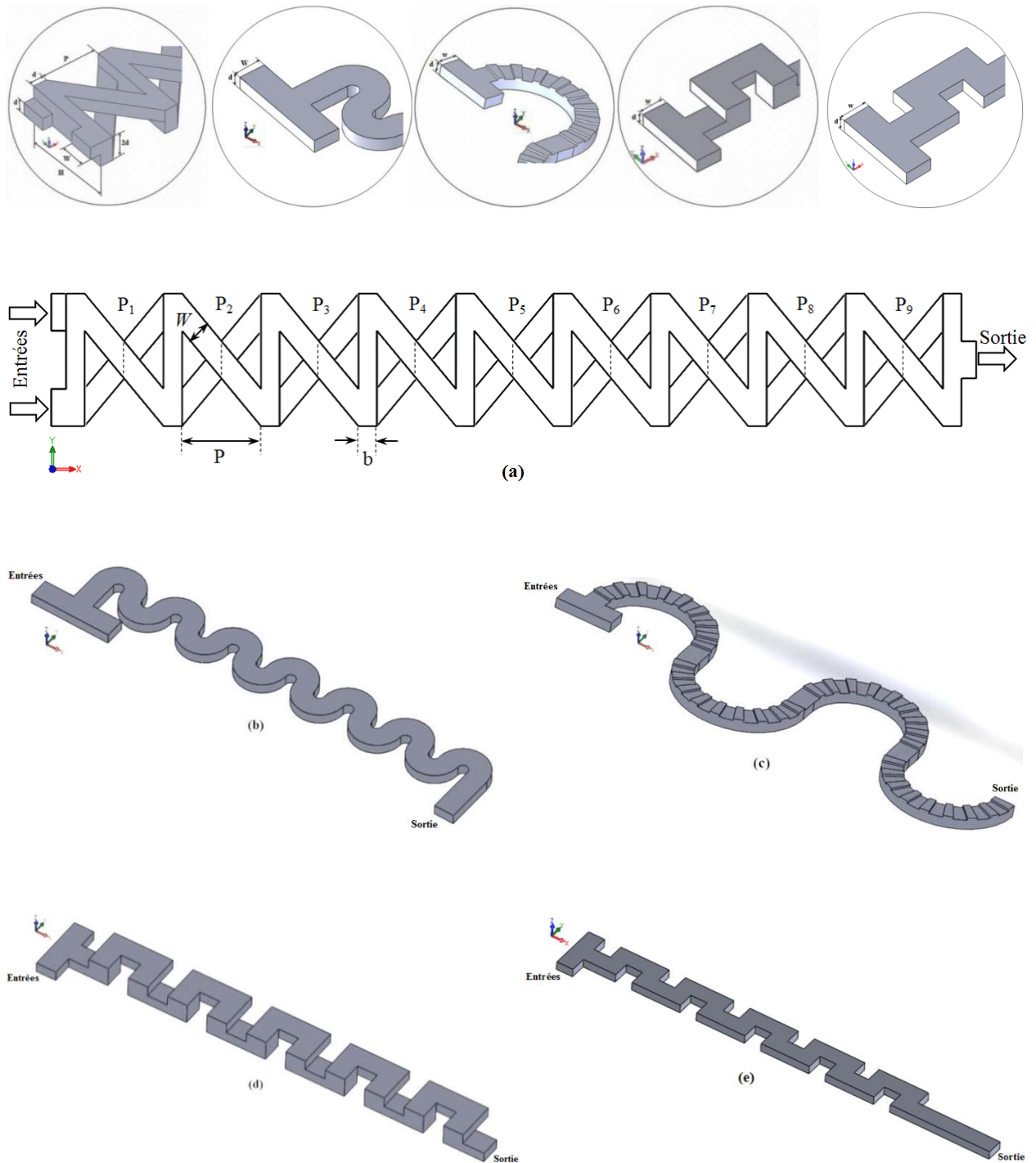


Figure II.1. Schéma des micromélangeurs étudiés :
 (a) TLCCM, (b) SCSM-90, (c) CG, (d) C-Shape, et (e) Serpentin 2D.

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

Afin de mettre en évidence les performances hydrodynamiques et thermiques de mélange des micromélangeurs considérés dans cette étude, nous nous intéresserons au indice de mélange (MI), le degré de mélange (D_m), le coefficient de frottement (f) et la génération d'entropie. Ces grandeurs nous permettront de quantifier l'amélioration des performances de mélange ainsi que la pénalité engendrée en termes de pertes de charge des micromélangeurs étudiés.

II.3.1. Caractérisation du mélange (MI) : analyse numérique de l'efficacité du mélange

Afin de comparer l'efficacité du mélange des différents micromélangeurs étudiés, il est nécessaire de quantifier la qualité du mélange. Dans la majorité des études, soit expérimentales (Bhagat, et al., 2007 ; Nimafar et al., 2012), ou numériques (Athanasios, et al., 2015 ; Hossain, et al., 2009), un indice d'efficacité de mélange (MI) est introduit, basé sur l'écart type de la fraction massique de la concentration moyenne dans une section transversale : Dans cette approche, la section transversale est divisée en plusieurs cellules (dans notre cas, les éléments de la grille de chaque section transversale), et ainsi la concentration est calculée dans chaque cellule.

Les deux fluides à mélanger étant injectés avec la même vitesse, le mélange parfait correspond donc à une répartition homogène et en proportion égale des particules issues des deux branches en tout point du mélange dans une section transversale. Les particules fluides sont affectées d'une fraction massique 1 lorsqu'elles proviennent d'un des deux fluides à mélanger et sont affectées d'une fraction massique 0 lorsqu'elles proviennent de l'autre fluide. Le mélange parfait doit donc se traduire par une équirépartition des particules d'indices 0 et 1.

L'indice de mélange MI, dans chaque section transversale du micromélangeur est calculé par la relation suivante :

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

où σ représente l'écart type de la fraction massique du mélange dans une section transversale qui est calculé à l'aide de la fonction intégrée du logiciel de post-traitement du code CFD (ANSYS CFD-Post) :

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

La valeur de l'écart type a été prise pour être maximale pour les fluides non mélangés et minimale pour les fluides complètement mélangés.

N désigne le nombre total des cellules d'une section et \bar{C} est la fraction massique 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 0,5).

L'écart type maximal σ_0 sur la plage de données est calculé par:

$$\sigma_0^2 = \bar{C}(1 - \bar{C}) \quad (\text{II. 3})$$

L'indice de mélange : MI = 1 indique un état parfaitement mélangé ($\sigma = 0$), et MI = 0 indique un état complètement non mélangé ($\sigma = \sigma_0$). Une valeur de MI plus élevée indique une concentration plus homogène et une meilleure performance du mélange.

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

II.3.2.1. Fonction de densité de probabilité PDF (T)

La fonction de densité de probabilité PDF (T) (Naas, et al., 2020) est la probabilité (en %) pour que la température scalaire T soit présente entre deux valeurs; la PDF (T) dans un intervalle $[T_a, T_b]$ à la sortie est égale au nombre de mailles dans lesquelles les valeurs de T sont comprises dans $[T_a, T_b]$ divisé par le nombre total de mailles de la section transversale de sortie.

II.3.2.2. Degré de mélange (D_m)

Le degré de mélange (D_m) des deux fluides (chaud et froid), est un paramètre approprié pour quantifier le mélange thermique, il est défini par l'expression suivante :

$$D_m = 1 - \frac{\sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (T_i - \bar{T})^2}}{\sigma_0} \quad (\text{II. 4})$$

où N est le nombre de points dans une section transversale, T_i est la température au nœud i , \bar{T} est la température moyenne à la section transversale et σ_0 est l'écart type à la section d'entrée. Les valeurs de D_m vont de zéro (pas de mélange) à 1 (mélange complet).

II.3.3. Caractérisation des pertes de charge : coefficient de frottement et nombre de Poiseuille

Les pertes de charge dans les micromélangeurs : à deux couches de canaux croisés (TLCCM), en serpentin semi-circulaire (SCSM-90), courbé à rainures (CG), et C-Shape, sont évaluées par :

- L'évolution du coefficient de frottement local $f(s)$, qui est défini en fonction de la coordonnée curviligne s , par :

$$f(s) = -\frac{dP}{ds} \frac{D_h}{\frac{1}{2} \rho U_m^2} \quad (\text{II. 5})$$

Le coefficient de frottement moyen est donné par la formule suivante :

$$f_m = \frac{1}{L} \int_0^L f(s) ds \quad (\text{II. 6})$$

- Le nombre de Poiseuille local, qui est égal au produit du coefficient de frottement local $f(s)$ et le nombre de Reynolds généralisé Re_g selon l'équation suivante :

$$Po(s) = f(s) \cdot Re_g \quad (\text{II. 7})$$

Ainsi, le nombre de Poiseuille moyen est calculé par la formule suivante :

$$Po_m = f_m \cdot Re_g \quad (\text{II. 8})$$

II.3.4. Caractérisation thermodynamique des échanges thermiques

En se basant sur la distribution de la température et de la vitesse du champ d'écoulement, la génération d'entropie locale due à l'irréversibilité du transfert de chaleur (S_T''') et l'irréversibilité due aux frottements des fluides (S_P''') sont données pour un écoulement tridimensionnel comme suit (Ko, et al., 2006) :

$$S_T''' = \frac{\lambda}{T^2} \left[\left(\frac{\partial T}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right)^2 \right] \quad (\text{II. 9})$$

$$S_P''' = \frac{\mu_{app}}{T} \left[2 \left(\left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial w}{\partial z} \right)^2 \right) + \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)^2 \right] \quad (\text{II. 10})$$

On peut exprimer la génération totale de l'entropie dans le champ d'écoulement par :

$$S_{gen}''' = S_T''' + S_P''' \quad (\text{II. 11})$$

La génération d'entropie moyenne $S_{gen,moy}'''$ est la somme des deux taux moyens de génération d'entropie : $S_{moy,T}'''$ (dû au transfert de chaleur) et $S_{moy,P}'''$ (dû aux interactions des écoulements des fluides). L'ensemble du système d'équations de génération de l'entropie est défini par :

$$S_{moy,T}''' = \frac{1}{V} \int S_T''' dV \quad (\text{II. 12})$$

$$S_{moy,P}''' = \frac{1}{V} \int S_P''' dV \quad (\text{II. 13})$$

$$S_{gen,moy}''' = \frac{1}{V} \int S_{gen}''' dV \quad (\text{II. 14})$$

où V est le volume total de la géométrie.

Le nombre de Bejan est défini comme étant le rapport entre la génération de l'entropie due au transfert de chaleur et la génération totale de l'entropie, exprimé (Ko, et al., 2006) par:

$$Be = \frac{S_T'''}{S_{gen}'''} \quad (\text{II. 15})$$

La valeur de Be varie de 0 à 1. Qui sont les deux valeurs limites représentant l'irréversibilité dominée respectivement par le frottement des fluides et du transfert de chaleur.

Le nombre de Bejan moyen (Be_{moy}) est défini comme suit :

$$Be_{moy} = \frac{S'''_{moy,T}}{S'''_{gen,moy}} \quad (II.16)$$

II.4. Modélisation mathématique et numérique de l'écoulement

II.4.1. Equations gouvernantes

Dans ce travail, les simulations numériques de l'écoulement et du mélange ont été effectuées en utilisant le code CFD ANSYS-Fluent 16.0.

Les équations régissant l'écoulement du fluide ont été résolues en régime stationnaire au moyen des modèles numériques inclus. L'équation de continuité, l'équation de conservation de la quantité de mouvement (Navier-Stokes) avec le tenseur de contrainte de cisaillement, et l'équation d'énergie sont exprimées par :

- *Equation de continuité*

$$\nabla \cdot V = 0 \quad (II.17)$$

- *Equation de conservation de la quantité de mouvement*

$$\rho(V \cdot \nabla)V = -\nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau} \quad (II.18)$$

- *Equation de conservation de l'énergie*

$$\rho c V \cdot \nabla T = \lambda \nabla^2 T \quad (II.19)$$

où 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 c , T , et λ représente respectivement, la capacité calorifique, la température et la conductivité thermique des fluides.

Le tenseur de contrainte de cisaillement s'écrit sous la forme :

$$\bar{\tau} = \mu_a \bar{\gamma} \quad (II.20)$$

où $\bar{\gamma}$ est le tenseur du taux de déformation

$$\bar{\gamma} = \nabla V + \nabla V^T \quad (II.21)$$

L'exposant T indique l'opérateur transposé.

Le taux de déformation $\dot{\gamma}$ est défini comme

$$\dot{\gamma} = \sqrt{1/2(\bar{\gamma} : \bar{\gamma})} \quad (II.22)$$

II.4.2. Choix du modèle rhéologique de fluide

Plusieurs modèles rhéologiques ont été proposés dans la littérature pour décrire le comportement rhéofluidifiant d'un fluide non-Newtonien. Différents modèles mathématiques peuvent être utilisés. Parmi eux, le modèle de la loi de puissance (ou d'Ostwald De-Waele) est largement utilisé en raison de sa simplicité. Le modèle a été utilisé pour décrire le comportement rhéologique des solutions CMC dans un intervalle limité du taux de déformation.

$$\tau = m\dot{\gamma}^n \quad (\text{II. 23})$$

avec m et n , l'indice de consistance du fluide et l'indice de comportement (indice d'écoulement).

Selon la valeur de n , on distingue trois cas :

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

La relation entre la contrainte de cisaillement et le taux de déformation des fluides dont le comportement se traduit par la loi de puissance sont représentées sur la figure II.2.

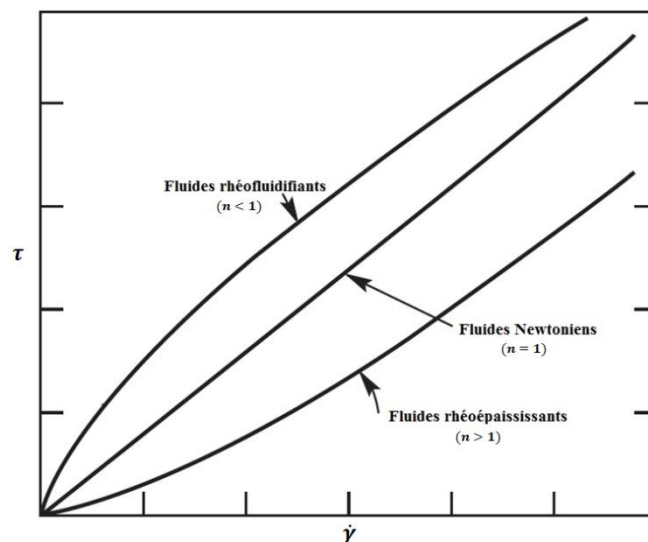


Figure II.2. Rhéogrammes des fluides selon la loi de puissance.

La viscosité apparente pour un fluide rhéofluidifiant est donnée par:

$$\mu_a = m\dot{\gamma}^{n-1} \quad (\text{II. 24})$$

L'allure de la viscosité apparente présente trois domaines comme indiqué sur la figure II.3. La loi de puissance est parfaitement valable dans le domaine pseudoplastique pour lequel la viscosité diminue lorsque le taux de déformation augmente.

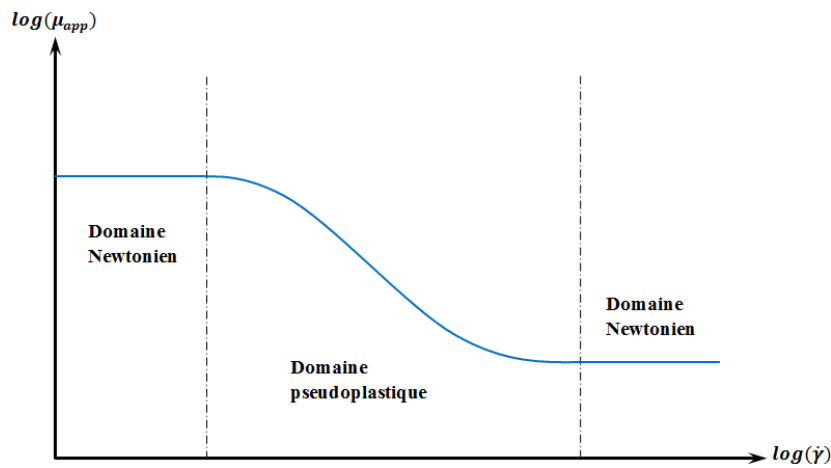


Figure II.3. Allure générale d'une courbe d'écoulement.

II.4.3. Choix du modèle de mélange

ANSYS Fluent propose plusieurs modèles pour caractériser le mélange des deux fluides. Trois modèles multiphasiques basés sur l'approche Eulérienne sont disponibles : le modèle de mélange ou Mixture, le modèle d'Euler et le modèle VOF (Volume Of Fluid), ainsi que le modèle de transport des espèces ou species model.

Le modèle VOF est conçu pour la simulation hydrodynamique de deux ou plusieurs fluides non miscibles (eau-air par exemple) c'est-à-dire lorsqu'il n'y a pas d'interpénétration entre fluides, ce modèle permet de localiser l'interface entre deux domaines fluides différents. Les applications du modèle VOF comprennent les écoulements stratifiés, à surface libre et le mouvement de grosses bulles dans un liquide.

Contrairement au modèle VOF, les deux modèles de mélange et d'Euler permettent de simuler des écoulements où les phases fluides peuvent s'interpénétrer. L'inconvénient de ces deux approches de mélange ce qu'elles ne prennent pas en considération le coefficient de diffusion massique des fluides.

Le modèle de transport des espèces est le plus utilisé dans le cas du mélange des fluides miscibles où le coefficient de diffusion massique est pris en considération.

II.4.4. Expression de l'équation de transport des espèces :

ANSYS Fluent peut modéliser le mélange et le transport d'espèces fluides en résolvant les équations de conservation décrivant les sources de convection et de diffusion pour chaque espèce constituante. Bien entendu, la somme des fractions massiques de toutes les espèces " i " vaut un. Lorsqu'on choisit de résoudre les équations de conservation des espèces fluides, ANSYS Fluent prédit la fraction de masse locale C_i de chaque espèce par la résolution d'une équation de convection-diffusion pour la $i^{\text{ème}}$ espèce.

Cette équation de conservation prend la forme générale suivante :

$$\nabla \cdot (\rho V C_i) = -\nabla \cdot J_i \quad (\text{II. 25})$$

où J_i représente le terme de flux de diffusion massique des espèces fluides. Ce flux est le résultat de deux mécanismes : le premier vient de la présence de gradients de concentration, le second est lié aux gradients de pression qui peut provoquer un mouvement diffusif dans le mélange.

Par défaut, ANSYS Fluent utilise l'approximation diluée (également appelée loi de Fick) pour modéliser la diffusion de masse due aux gradients de concentration, le flux de diffusion s'écrit comme suit:

$$J_i = -D_i \nabla(\rho C_i) \quad (\text{II. 26})$$

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

L'équation de transport des espèces pour un fluide de densité et de viscosité constantes devient :

$$(V \cdot \nabla) C_i = D_i \nabla^2 C_i \quad (\text{II. 27})$$

Le coefficient de diffusion égal à $3,6 \times 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$ (Das, et al., 2009). Aussi, par cette hypothèse, le mélange est gouverné principalement par l'advection chaotique qui est le mécanisme le plus dominant.

II.4.5. Propriétés physiques des fluides

Dans cette étude, la solution CMC est utilisée pour la simulation des écoulements de fluides non-Newtoniens. La densité des solutions CMC (Srisamran, et al., 2006) est de 1000 kg/m^3 . Le coefficient de consistance et l'indice de comportement des solutions CMC sont listés dans le tableau II.1.

Tableau II.1. Propriétés physiques des fluides (Fellouah, et al., 2010 ; Pinho et al., 1990).

CMC (%)	n (-)	m (Pa.s ⁿ)
0	1	0,000902
0,1	0,9	0,0075
0,2	0,8	0,06
0,3	0,73	0,15

La conductivité thermique et la capacité calorifique des fluides sont indiquées dans le tableau II.2.

Tableau II.2. Propriétés thermodynamiques des fluides.

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

II.4.6. Expressions du nombre de Reynolds généralisé

On sait que pour les fluides Newtoniens, le nombre de Reynolds est indispensable pour étudier l'écoulement laminaire dans les conduites rectangulaires. La définition du nombre de Reynolds fait intervenir la viscosité du fluide. Celle-ci est constante pour les fluides Newtoniens.

Le problème pour les fluides non-Newtoniens vient du fait que leur viscosité varie en fonction du taux de déformation. Pour cela, un nombre de Reynolds généralisé est défini en incluant les paramètres rhéologiques du fluide concerné.

Dans le cas de sections rectangulaires, plusieurs formules ont été proposées pour le nombre de Reynolds généralisé.

(Kozicki, et al., 1966) ont proposé une méthode paramétrique pour la généralisation du nombre de Reynolds à des sections complexes. Cette méthode est basée sur la généralisation de l'équation de Rabinowich-Mooney avec deux paramètres géométriques. Ils ont proposé le nombre de Reynolds généralisé suivant :

$$Re_g = \frac{\rho \bar{u}^{2-n} D_h^n}{\left[8^{n-1} \left(b^* + \frac{a^*}{n} \right)^n m \right]} \quad (\text{II. 28})$$

où \bar{u} représente la vitesse moyenne de l'écoulement, a^* et b^* sont les paramètres géométriques qui sont donnés en fonction de différents rapports d'aspect ($\alpha^* = \frac{d}{w}$) dans le tableau II.3.

Tableau II.3. Paramètres géométriques a^* et b^* en fonction de différents rapports d'aspect α^* .

α^*	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
a^*	0,5	0,4132	0,3475	0,2991	0,2659	0,2439	0,2297	0,2208	0,2155	0,2129	0,2121
b^*	1,0	0,9098	0,8444	0,7954	0,7571	0,7278	0,7065	0,6921	0,6831	0,6785	0,6771

(Tachibana, et al., 1986) ont étudié numériquement et expérimentalement l'écoulement permanent et laminaire, de fluides rhéofluidifiants dans les conduites rectangulaires.

Ils ont proposé le nombre de Reynolds généralisé en fonction du rapport d'aspect. Ce nombre est donné par la relation suivante :

$$Re_g = \left(\frac{4 \frac{b}{a}}{\frac{b}{a} + 1} \right)^n \frac{\rho \bar{u}^{2-n} b^{n-1}}{m} \quad (\text{II. 29})$$

(Elliot, et al., 1998) ont étudié numériquement l'écoulement permanent et laminaire, d'un fluide d'Ostwald dans une conduite horizontale de section rectangulaire du rapport d'aspect élevé ($b \gg a$). Ils ont établi le nombre de Reynolds généralisé qui est basé sur l'épaisseur de la section "a" :

$$Re_g = \frac{\rho \bar{u}^{2-n} a^{n-1}}{m} \quad (\text{II. 30})$$

Le nombre de Reynolds généralisé basé sur la construction proposé par (Metzner, et al., 1955) est le seul qui peut être utilisé dans le cas d'un fluide Newtonien ou rhéofluidifiant pour une section rectangulaire quel que soit le rapport d'aspect. L'utilisation de ce nombre permet de réaliser des comparaisons en faisant varier le comportement rhéologique du fluide et la géométrie d'étude.

(Delplace, et al., 1995), ont utilisé la relation de (Metzner, et al., 1955) pour établir une relation du nombre de Reynolds généralisé Re_g dans le cas du modèle d'une loi de puissance pour des sections rectangulaires de différents rapports d'aspect α^* . Ce nombre est donné par l'expression suivante :

$$Re_g = \frac{\rho \bar{u}^{2-n} D_h^n}{m \{(24n + \xi)/(24 + \xi)n\}^n \xi^{n-1}} \quad (\text{II. 31})$$

Tableau II.4. Paramètre géométrique ξ en fonction de différents rapports d'aspect α^* .

α^*	0,25	0,5	0,75	1,0
ξ	9,116	7,774	7,238	7,113

Le paramètre géométrique ξ choisi dans notre cas est celui qui correspond à un rapport d'aspect α^* tel que : $\alpha^* = \frac{d}{w} = 0,5$; $\xi = 7,774$.

II.4.7. Conditions aux limites

Les conditions aux limites sont :

- La condition d'adhérence sur les parois,
- La vitesse uniforme imposée aux entrées,
- La fraction massique du fluide à l'entrée 1 est égale à 1 et celle de l'entrée 2 est égale à 0.
- La pression atmosphérique à la sortie,
- Pour le cas du mélange thermique, les températures des deux fluides chaud et froid sont respectivement : 333 K et 303 K.
- Toutes les parois sont considérées adiabatiques.

II.5. Méthodologie numérique

II.5.1. Choix de la méthode de la discrétisation numérique

Le choix de la méthode de la discrétisation numérique des équations régissant l'écoulement s'avère un paramètre important influant sur la qualité des résultats obtenus par la simulation numérique. Le code de calcul ANSYS-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.

Plusieurs schémas de discrétisation sont disponible, donc nous avons testé quatre schémas numériques différents: premier ordre, power-law, second ordre et QUICK, pour un nombre de Reynolds généralisé $Re_g = 0,1$ et un indice de comportement $n = 0,73$. Les résultats obtenus ont été représentés quantitativement par l'évolution de l'indice de mélange et qualitativement par la distribution de la fraction massique. La figure II.4, montre l'évolution de l'indice de mélange le long de la géométrie pour les quatre méthodes de discrétisation considérées.

Comme on peut le voir clairement, les résultats issus des schémas du premier ordre et du power-law d'une part et les schémas du second ordre et QUICK de l'autre part se superposent parfaitement. Les deux schémas du premier ordre et power-law ont tendance à surestimer les performances du mélange en raison de l'augmentation de l'erreur de discrétisation numérique (diffusion numérique), tandis que les deux autres schémas de second ordre et QUICK donnent des résultats concrets et précis.

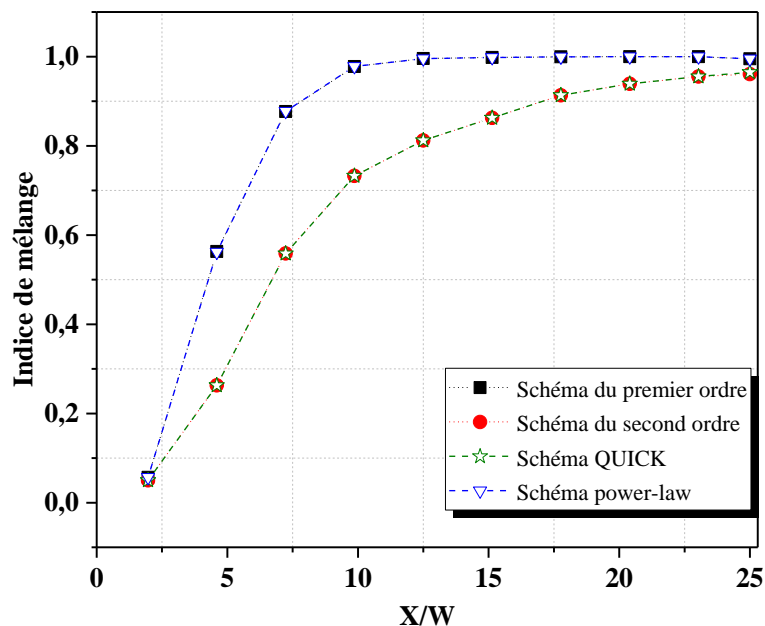


Figure II.4. Effet du schéma numérique de discrétisation sur l'indice de mélange.

Les distributions de la fraction massique au niveau des plans transversaux des croisements pour les quatre méthodes sont représentées dans la figure II.5. Ces distributions sont identiques et similaires pour les schémas, premier ordre et power-law et aussi pour les schémas second ordre et QUICK, ce qui confirme les résultats obtenus précédemment avec l'indice de mélange. Il est clair, que le choix judicieux de la méthode de discrétisation numérique est un facteur important pour prédire avec précision les performances du mélange, ainsi dans notre cas, le schéma de second ordre se révèle suffisant en raison du moindre coût de calcul (voir ci-dessous tableau II.5).

Tableau II.5. Nombre d'itérations effectuées pour différents schémas numériques.

Schémas	Schéma Premier ordre	Schéma Power-law	Schéma Second ordre	Schéma QUICK
N ^{bre} d'itérations	3762	3651	4160	4172

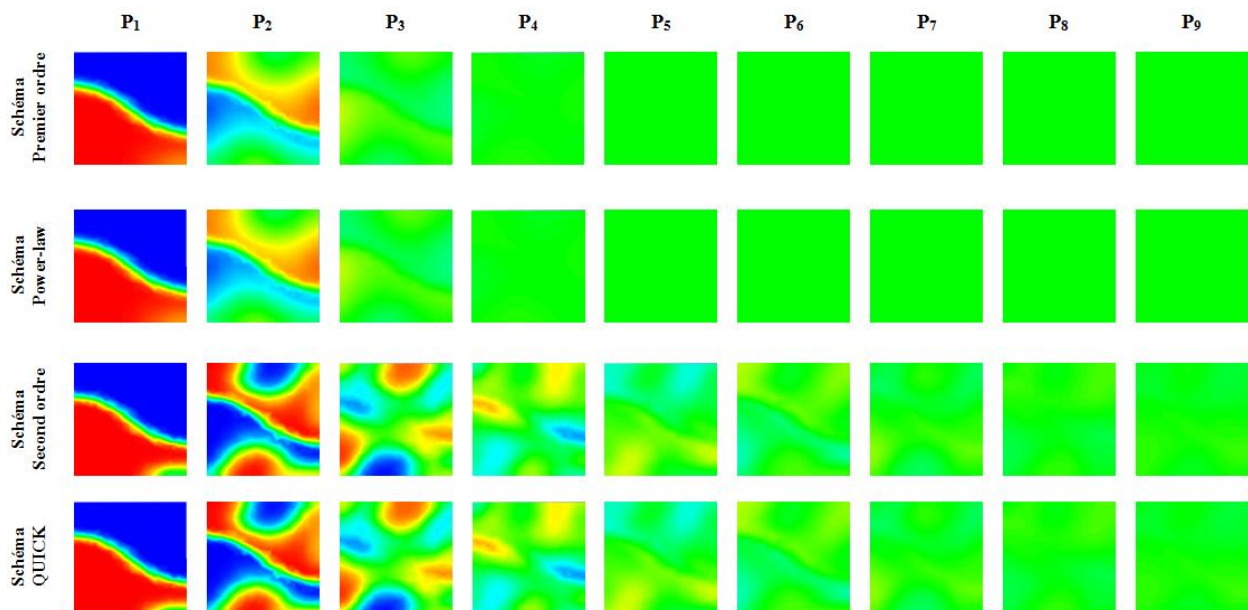


Figure II.5. Fraction massique aux plans des croisements pour divers schémas de discrétisation.

Par conséquent, un schéma d'approximation upwind de second ordre est utilisé pour discrétiser les termes convectifs des équations du mouvement, du transport des espèces ainsi que l'équation de l'énergie. L'algorithme SIMPLEC (Van-Doormaal, et al., 1985) est utilisé pour résoudre les équations couplées Pression-Vitesse. Avec SIMPLEC, le facteur de sous-relaxation de correction de pression est généralement fixé à 0,3, ce qui facilite l'accélération de la convergence. Cependant, dans certains problèmes, l'augmentation de la sous-relaxation de correction de pression à 1,0 peut entraîner une instabilité. La convergence est quantifiée par l'intermédiaire de résidus normalisés. Ils permettent de suivre la convergence des calculs au fur et à mesure des itérations. Comme critère de convergence, les calculs ont été effectués pour converger une fois que tous les résidus soient inférieurs à 10^{-6} .

II.6. Etude de la sensibilité au maillage

II.6.1. Sensibilité au maillage pour le mélange des fluides non-Newtoniens

Afin de vérifier la sensibilité des résultats au raffinement du maillage et de trouver la taille de cellule appropriée, un maillage non structuré et uniforme avec des cellules tétraédriques a été utilisé (figure II.6). Cinq mailles de grille, allant de 437×10^3 à 1534×10^3 , sont testées dans le micromélangeur TLCCM. Dans cet examen, l'indice de comportement et le nombre de Reynolds généralisé sont pris égaux à 0,49 et 50. Pour ce faire, des évolutions de l'indice de mélange sur différentes sections transversales le long du canal pour différentes grilles de mailles sont présentées dans la figure II.7. La différence entre les grilles de mailles (1 534 339 et 1 323 058) ne dépasse pas 1% et par la suite, le choix est attribué à la grille à 1 323 058 cellules.

En outre, selon les résultats des tests de sensibilité, la grille de 1 323 058 cellules correspond à 16 μm de taille de cellule, est suffisamment raffinée pour trouver des résultats précis avec un temps de calcul réduit.

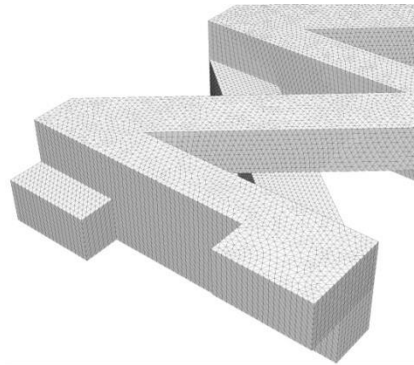


Figure II.6. Capture de maillage pour le micromélangeur TLCCM.

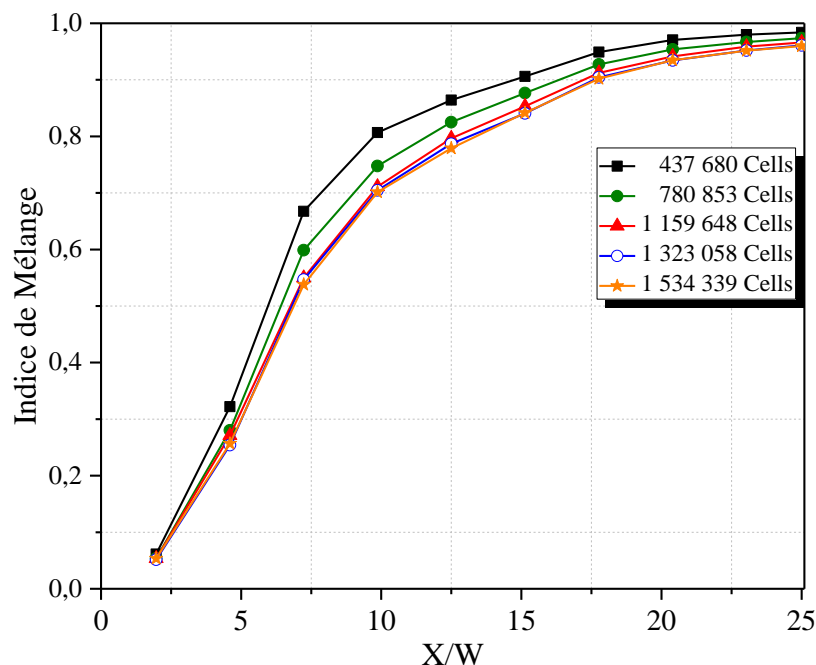


Figure II.7. Etude de maillage pour l'évolution de l'indice de mélange ($Re_g = 50$, $n = 0,49$).

II.6.1.1. Structure de maillage des géométries considérées

Grâce aux résultats de l'étude du maillage effectuée précédemment, des grilles correspondantes à un pas de 16 μm ont été générées, comme cela est indiqué dans la figure II.8.

Dans les quatre géométries considérées, la taille des éléments est identique. Pour les deux géométries TLCCM et CG qui présentent des angles aigus, un maillage non structuré et uniforme avec des éléments tétraédriques a été généré, tandis que pour les deux autres géométries SCSM-90 et C-shape on a utilisé un maillage structuré uniforme avec des éléments hexaédriques.

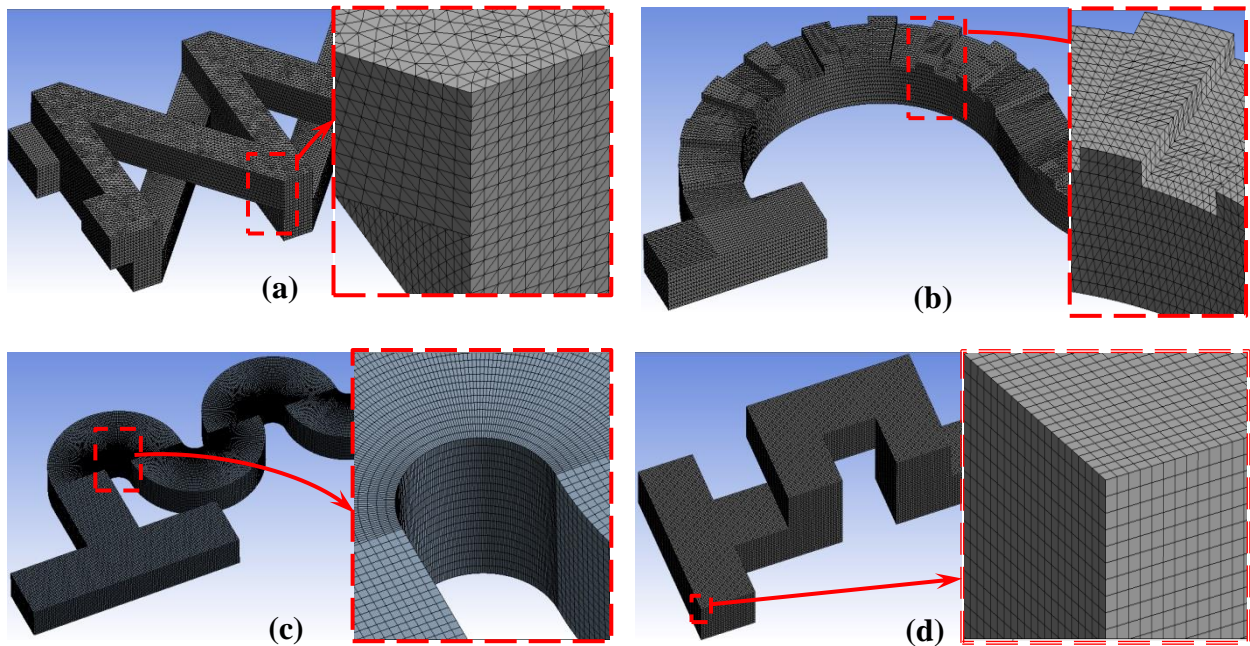


Figure II.8. Capture des mailles pour les différentes géométries

II.6.2. Sensibilité au maillage pour le mélange thermique des fluides non-Newtoniens

Il est indispensable de procéder une autre vérification de la sensibilité des résultats au maillage pour le mélange thermique des fluides non-Newtoniens. Pour simuler l'écoulement des fluides rhéofluidifiants dans la géométrie TLCCM, on a pris pour ce fluide rhéofluidifiant les paramètres suivant $n = 0,49$ et $Re = 50$ avec les températures des deux fluides chaud et froid égales respectivement à 333 K et 303 K. Aussi cinq différentes grilles de maillage non structurés et uniformes avec un nombre de cellules allant de 437 680 à 1 534 339 ont été testés dans cette partie. L'indice de mélange thermique, qui mesure l'efficacité de celui-ci, a été évalué au niveau des différentes sections transversales le long du canal avec un nombre croissant de cellules maillées, comme s'est illustré dans la Figure II.9. D'après les résultats de la sensibilité au maillage, une grille de 1 323 058 cellules correspond à une taille de maille de 16 μm est choisie.

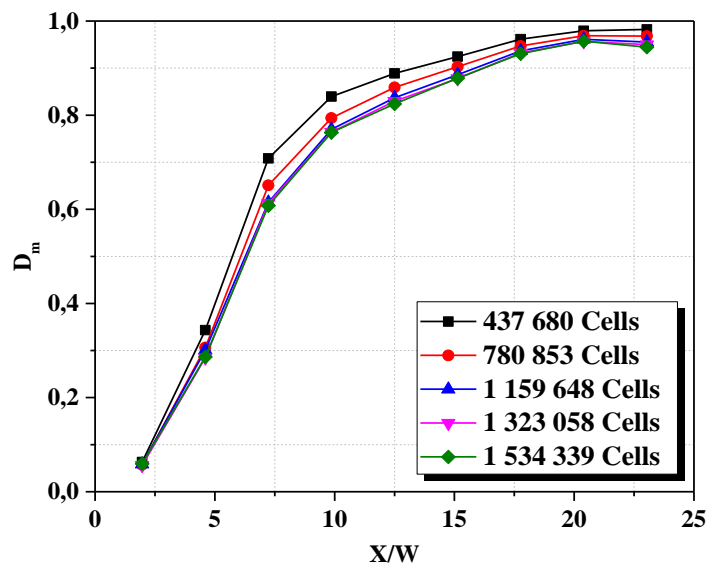


Figure II.9. Evolution de l'indice de mélange le long de la géométrie pour différentes grilles de maillage pour $n = 0,49$; $Re_g = 50$.

II.6.2.1. Structure de maillage des géométries considérées

A partir des résultats de l'étude de la sensibilité au maillage présentés dans la figure II.9, des grilles correspondantes à un pas de $16 \mu m$ ont été utilisées pour générer les grilles de maillage des trois géométries des micromélangeurs considérés dans cette partie (voir figure II.10). Pour les deux géométries C-shape et Serpentin 2D, un maillage structuré et uniforme avec des éléments hexaédriques a été généré, tandis que pour la géométrie TLCCM qui présente des angles aigus, on a utilisé un maillage non structuré et uniforme avec des éléments tétraédriques.

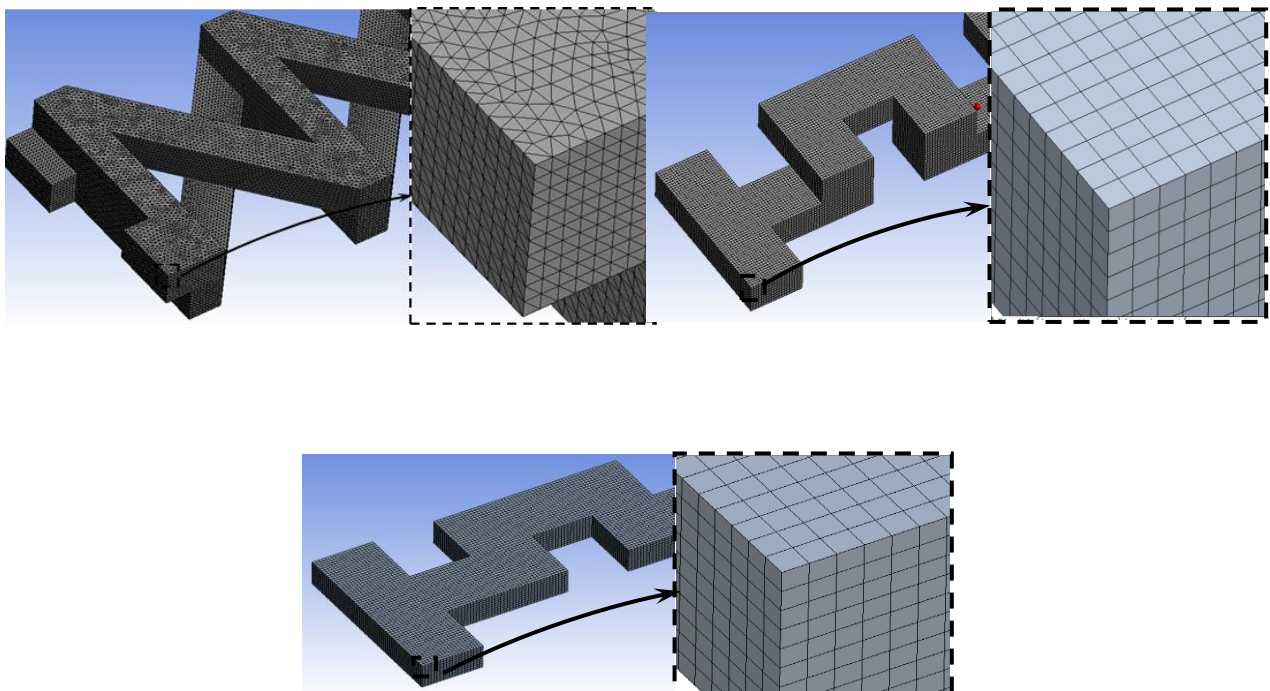


Figure II.10. Capture de maillage des géométries considérées.

II.7. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons présenté, les principaux modèles géométriques, le formalisme adopté, et la méthode numérique utilisée pour la simulation du comportement hydrodynamique et thermique des différentes géométries chaotiques proposées, en utilisant le code commercial Fluent.

Nous avons également présenté l'étude de la sensibilité au maillage pour le mélange hydrodynamique en terme de l'évolution de l'indice de mélange MI et aussi le mélange thermique à l'aide du degré de mélange D_m . La taille du maillage optimal est utilisée pour générer le maillage des autres géométries utilisées dans les études comparatives, tous les paramètres de contrôle hydrodynamique et thermique étant exprimés et présentés.

CHAPITRE III :

Structure de l'écoulement et performances hydrodynamiques de mélange

CHAPITRE III**Structure de l'écoulement et performances hydrodynamiques de mélange****III.1. Introduction**

L'objectif envisagé dans ce chapitre est d'analyser l'efficacité du micromélangeur à deux couches de canaux croisés TLCCM, proposé par (Hossain, et al., 2017) dans le cas de fluides non-Newtoniens (rhéofluidifiants), avec ($n = 0,73-1$) et à des nombres de Reynolds allant de 0,1-50, à l'aide d'une étude numérique CFD. Il s'agit principalement d'étudier le comportement hydrodynamique de la géométrie que nous avons décrite dans le deuxième chapitre. Des simulations numériques ont été effectuées pour ce micromélangeur en tenant compte de la solution CMC comme fluide de travail pour l'étude dynamique de l'écoulement et les performances du mélange à l'intérieur du canal. Le profil de vitesse dans les microcanaux influence sur le champ de concentration résultant, chaque paramètre affectant la distribution de vitesse entraîne des changements dans le processus du mélange dans une certaine mesure.

L'effet de l'indice de comportement du fluide sur la distribution de la fraction massique a été analysé en traçant les profils de celle-ci sur des lignes méridiennes dans des sections transversales et le long du micromélangeur. Les résultats de l'étude sont comparés pour différents indices de comportement afin de caractériser l'écoulement et la performance du mélange ainsi que les pertes de charge générées dans ce micromélangeur.

III.2. Validation du code CFD

Avant d'utiliser le logiciel CFD, des tests de validation ont été effectués pour garantir la fiabilité du choix des paramètres de calcul, et ceci pour les fluides Newtoniens et non-Newtoniens. Une comparaison quantitative a été faite avec les résultats existants dans la littérature concernant l'indice de mélange et la viscosité apparente moyenne (pour les différentes géométries). Pour les fluides Newtoniens, l'indice de mélange calculé à la sortie du micromélangeur TLCCM pour des nombres de Reynolds compris entre 0,2 et 120 a été comparé avec les valeurs numériques et expérimentales des résultats obtenus par (Hossain, et al., 2017), voir figure III.1. Les trois évolutions sont parfaitement superposées et la différence observée est à peine remarquable. L'erreur relative maximale avec les résultats numériques est de 6,16% et celle avec les résultats expérimentaux est de 4,59%. L'écart entre les différentes évolutions reste dans la fourchette de précision de la méthode numérique.

En ce qui concerne le cas des fluides non-Newtoniens, le rapport entre la viscosité apparente moyenne des solutions CMC et la viscosité de l'eau déionisée (fluide Newtonien) ainsi que l'indice de mélange ont été calculés et comparés à ceux évalués par (Tsai, et al., 2015) dans le micromélangeur SCSM-90/34, voir figure III.2-a. Cette comparaison est effectuée pour une solution CMC de 500 ppm avec $n = 0,8229$.

L'évolution du rapport de la viscosité apparente moyenne en fonction de la vitesse moyenne est présentée sur la figure III.2-b. Les deux évolutions sont totalement identiques et la différence entre les deux courbes n'est pratiquement pas décelable, l'erreur relative maximale est observée et seulement pour la dernière valeur de la vitesse qui est égale à 5,17%.

La figure III.2-c présente l'évolution de l'indice de mélange à la sortie de chaque motif de la forme C pour une vitesse moyenne $\bar{u} = 0,2187$ m/s dans le micromélangeur SCSM-90/34. De plus, les courbes sont en très bon accord avec une valeur maximale d'erreur relative égale à 12,47% et par conséquent, la pertinence des tests de validation est prouvée.

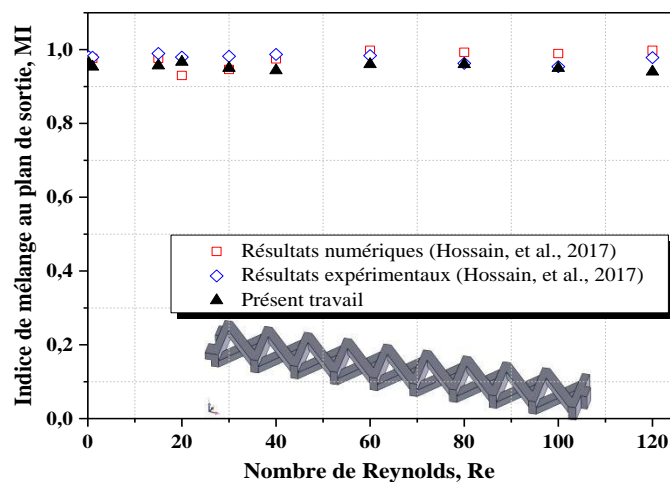


Figure III.1. Validation quantitative du modèle employé dans le cas d'un fluide Newtonien (Hossain, et al., 2017).

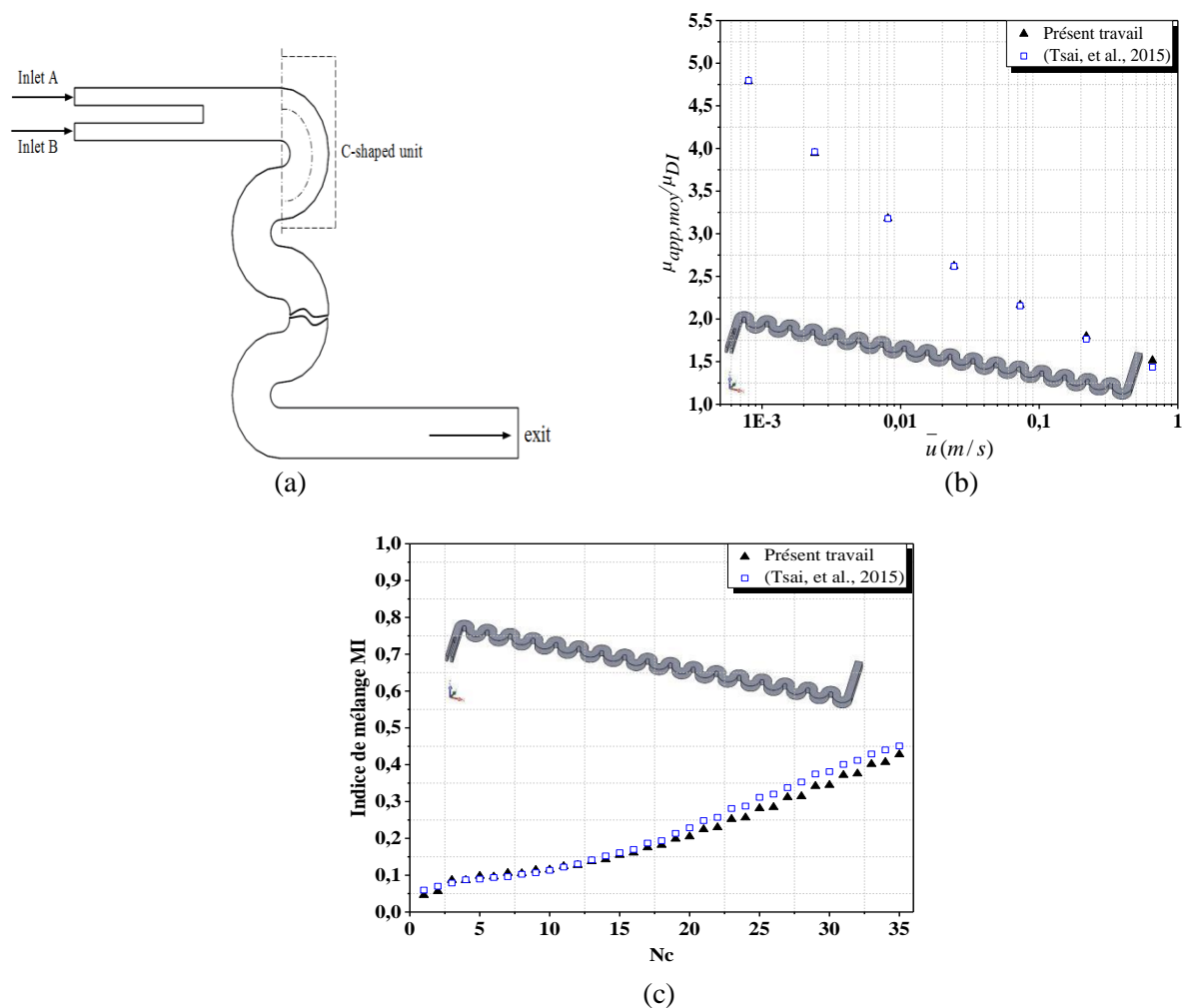


Figure III.2. Validation quantitative du modèle employé dans le cas d'un fluide non-Newtonien (Tsai, et al., 2015) : (a) Géométrie du micromélangeur, (b) Rapport de la viscosité apparente moyenne, (c) Variation de l'indice de mélange à la sortie de chaque motif de forme C avec $\bar{u} = 0,2187 \text{ m/s}$.

III.3. Comportement hydrodynamique et structure de l'écoulement

Dans la théorie des systèmes dynamiques, la structure des écoulements est complexe s'il y a au moins un élément instable quelque part dans l'espace de la phase. Ces éléments instables dans l'espace de la phase sont des points hyperboliques, contrairement aux points elliptiques. Les points hyperboliques et elliptiques sont schématisés dans la figure III.3 (Aref, et al., 1984). La région formée par un point elliptique et son entourage représente un obstacle qui défavorise le mélange, tandis que pour le point hyperbolique, on associe deux comportements locaux : l'un W^s stable et l'autre W^u instable, ("s" désigne stable et "u" désigne instable). Les directions stables, W^s et instables, W^u correspondent respectivement aux directions physiques de compression et d'étirement.

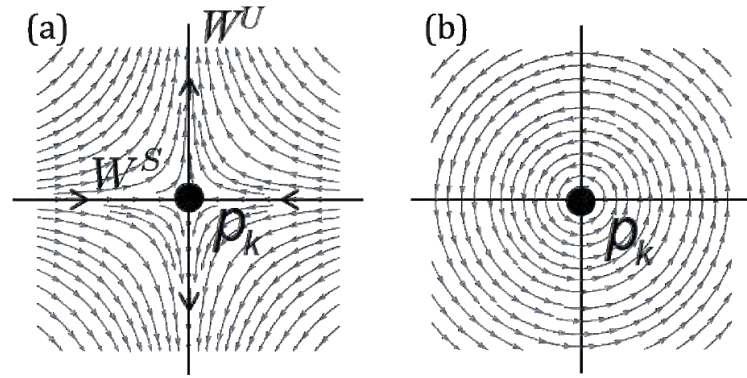


Figure III.3. Illustration du système dynamique: (a) Point hyperbolique; (b) Point elliptique.

Ce comportement est un signe fort de l'apparition d'une advection chaotique dans l'écoulement. L'intersection des éléments stables et instables dans les trois plans, P_1 , P_5 , et P_9 même à des faibles nombres de Reynolds est clairement visualisée dans notre micromélangeur (voir la figure III.4), où les vecteurs de vitesse sont tracés sur les plans y - z aux nœuds des sections transversales dans le canal de mélange pour $Re_g = 0,1$ et $n = 1$. Cette figure visualise le modèle d'écoulement avec une forme de selle (Xia, et al., 2005), qui est un facteur important dans la formation d'une advection chaotique. La forme en selle consiste en une structure hyperbolique qui se divise en quatre zones de l'écoulement du fluide, avec deux segments paraboliques (haut et bas) et deux modèles d'écoulement hélicoïdaux (gauche et droite), résultant ainsi du croisement des deux couches pendant que les fluides sont entraînés du canal de la couche inférieure au canal de la couche supérieure et inversement, il provoque l'étirement et la compression des fluides. Dans tous les plans (P_1 - P_9), l'interface fluide est compressée le long de la ligne diagonale, tandis que celle de l'autre ligne diagonale est étirée, comme le montre le sens des vecteurs de vitesse, ce phénomène de compression et d'étirement est l'un des mécanismes clés d'expansion de la couche inter-faciale des fluides, ce qui améliore le mélange. Par conséquent, les fortes structures d'écoulement aux nœuds des canaux de croisement ont donné d'excellentes performances de mélange pour le présent micromélangeur. Cette figure révèle également que la distribution des vecteurs de vitesse dans tous les plans de croisement reste presque identique et stable.

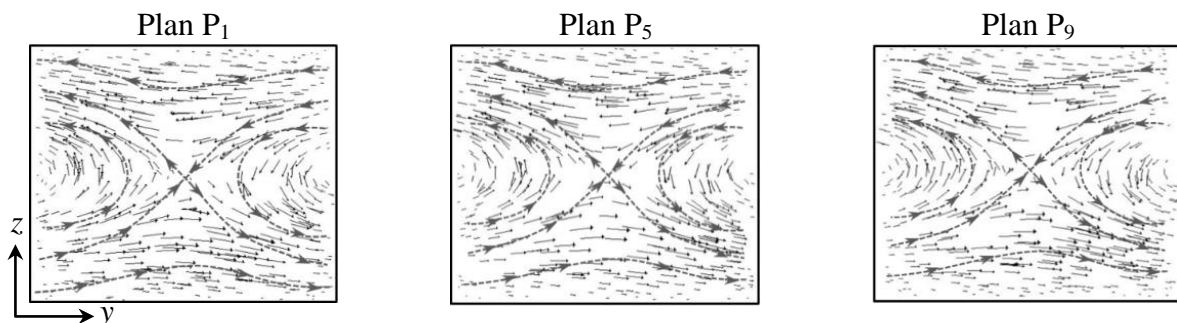


Figure III.4. Vecteurs de vitesse aux plans de croisement y - z pour $Re_g = 0,1$ et $n = 1$.

Les figures III.5 et III.6 montrent les écoulements secondaires dans les plans 5, les sections AA et BB pour deux indices de comportement 0,73 et 1 et deux nombres de Reynolds généralisés 0,1 et 50. Les contours et les vecteurs de vitesse décrivent à la fois le croisement des écoulements secondaires dans le plan 5 arrivant du haut et du bas du canal et la formation des deux grands tourbillons dans les sections AA et BB, même à de faibles indices de comportement et des faibles nombres de Reynolds généralisés (écoulements rampants). Les écoulements entrants qui se croisent ressemblent à la collision de deux jets de fluides. Les jets de fluides sont des moyens très efficaces pour améliorer le mélange de manière rapide, même à de faibles nombres de Reynolds (Xia, et al., 2006).

En augmentant le nombre de Reynolds, les tourbillons formés aux sections transversales sont plus intenses et ont une structure différente (Hossain, et al., 2017). Le croisement des lignes de courant et les écoulements descendants et ascendants sont exprimés par les profils de vitesse tangentielle et radiale, comme le montrent les figures III.7 et III.8 respectivement. En outre, le maximum de la vitesse est situé près de la paroi pour tous les cas d'études considérés. Cela explique que les fluides stagnants à proximité des parois se déplacent vers le cœur de la section transversale. Les profils de vitesse axiale montrent que l'écoulement est décéléré au centre de la conduite et accéléré près des parois latérales. Cela révèle que le flux secondaire est généré et qu'il est plus ou moins important selon les valeurs du nombre de Reynolds et de l'indice de comportement (voir figure III.9).

Dans toutes les figures III.7, III.8 et III.9, Il convient de préciser que les différences observées dans les profils de vitesse sont directement liées aux valeurs de la vitesse élevée à faible indice de comportement, tandis que les valeurs les plus élevées de l'indice de comportement des fluides sont accompagnées par des vitesses plus faibles, suscitons la notion des effets du temps de séjour des fluides.

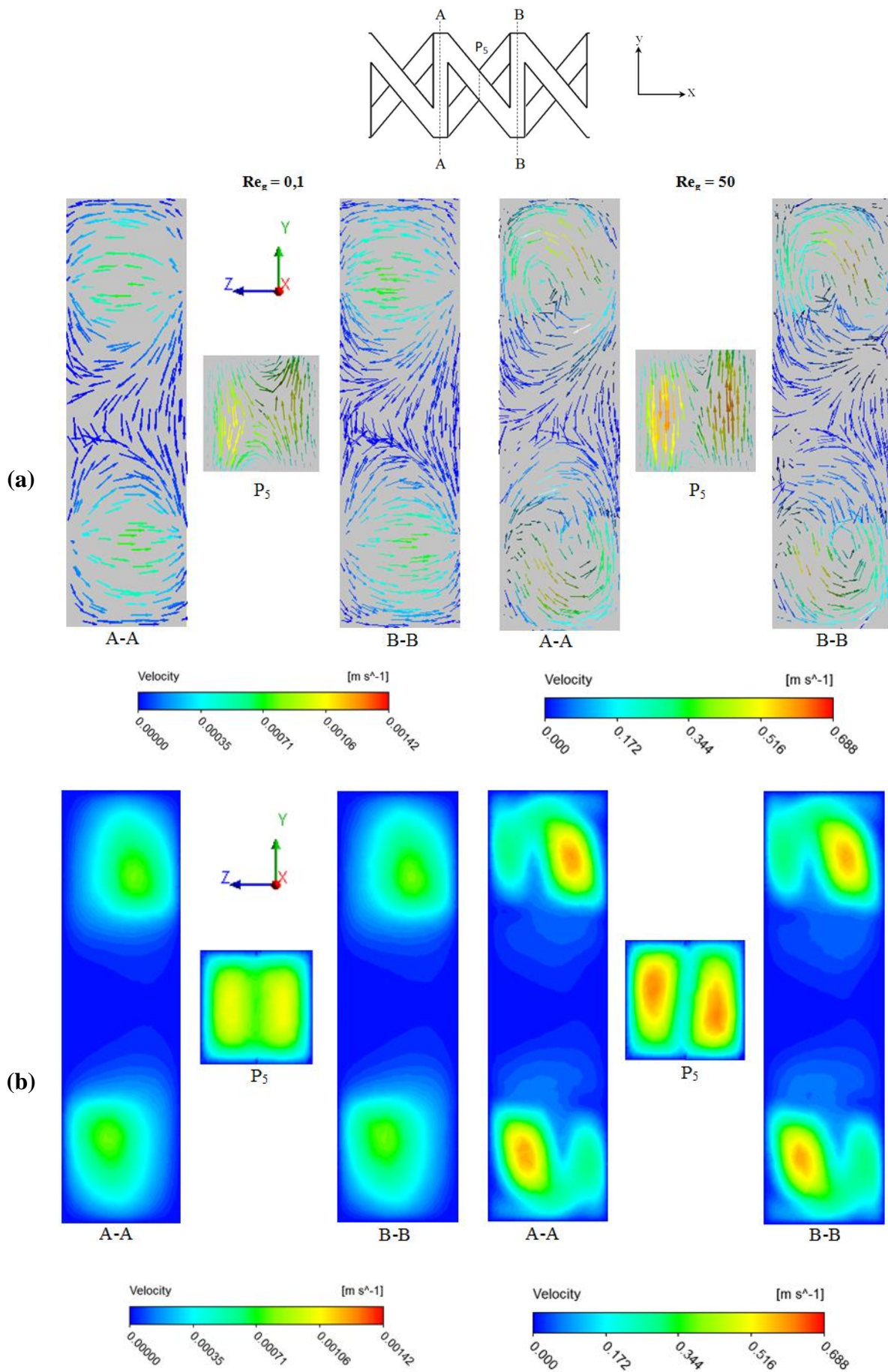


Figure III.5. (a) Vecteurs de vitesse, (b) Contours de vitesse dans les plans y-z : (n = 1).

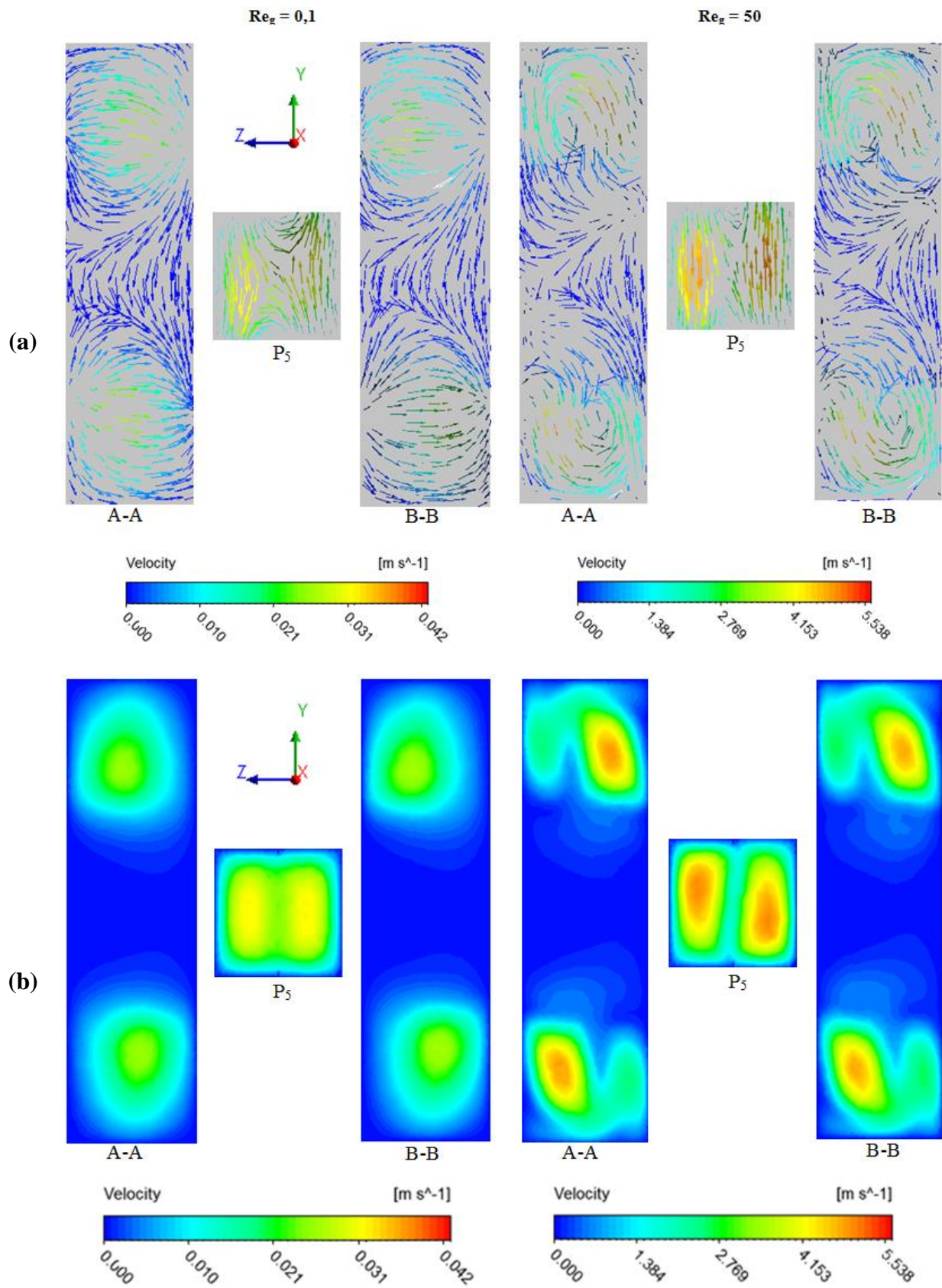
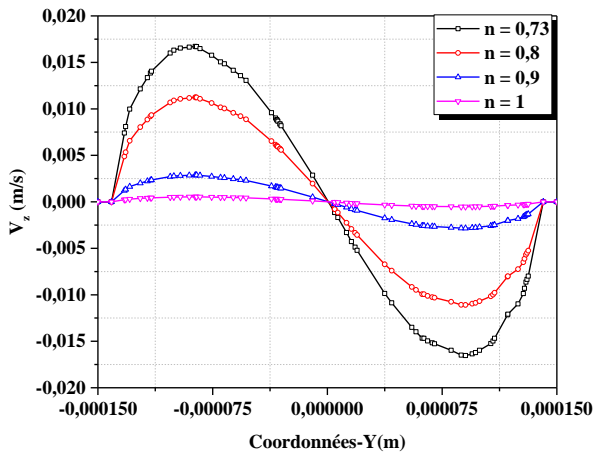
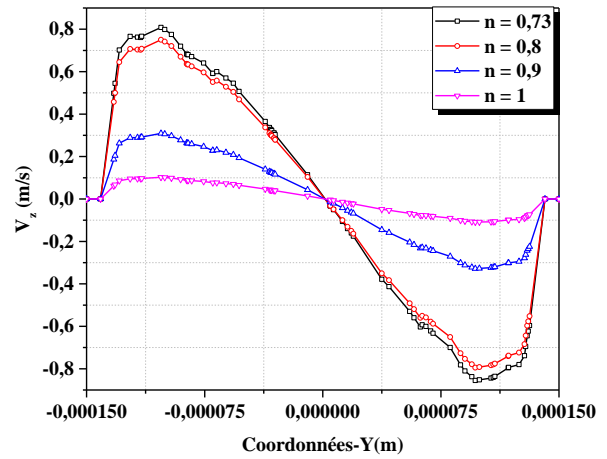


Figure III.6. (a) Vecteurs de vitesse, (b) Contours de vitesse dans les plans y-z : ($n = 0,73$).

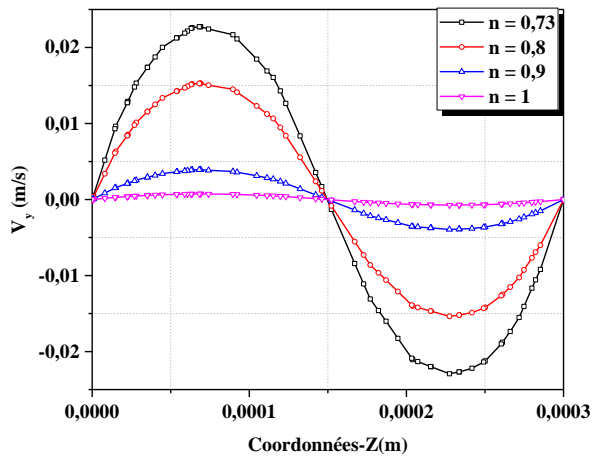


(a)

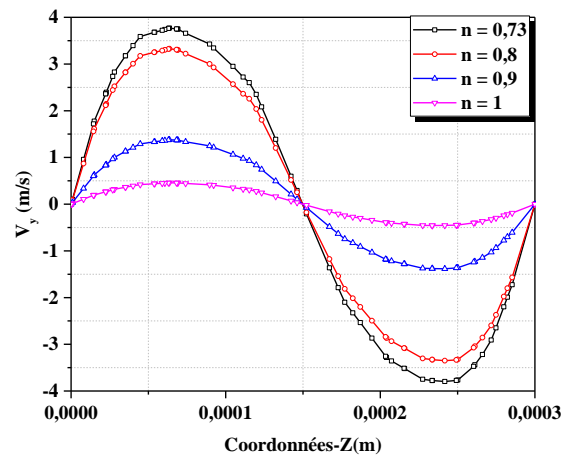


(b)

Figure III.7. Profils de vitesse tangentielle dans le plan P_5 pour $n = 0,73$ à 1 ;
(a) $Re_g = 0,1$; (b) $Re_g = 50$.

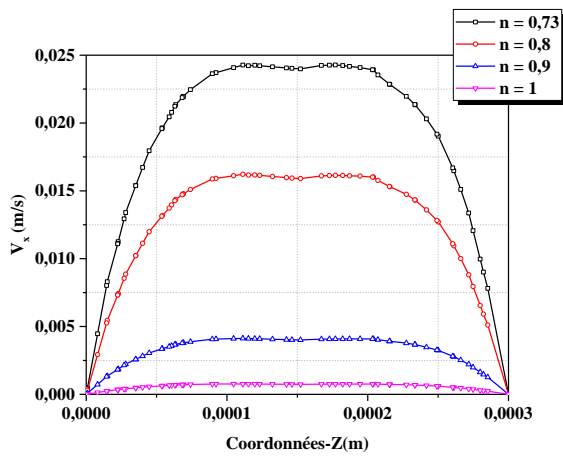


(a)

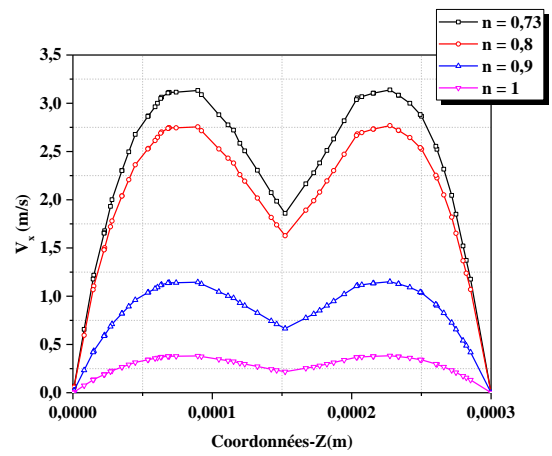


(b)

Figure III.8. Profils de vitesse radiale dans le plan P_5 pour $n = 0,73$ à 1 ;
(a) $Re_g = 0,1$; (b) $Re_g = 50$.



(a)



(b)

Figure III.9. Profils de vitesse axiale dans le plan P_5 pour $n = 0,73$ à 1 ;
(a) $Re_g = 0,1$; (b) $Re_g = 50$.

Il est important d'avoir un mélange homogène avec un processus de transport rapide. Cependant, ces deux phénomènes sont généralement opposés car un débit plus élevé (transport) ne permet pas un temps de séjour adéquat requis pour un bon mélange et vice versa. Les variations de l'indice de mélange et du débit volumique en fonction de l'indice de comportement du fluide à la sortie du micromélangeur sont présentées dans la figure III.10. Cette figure montre une large gamme de l'indice de mélange et du débit volumique dans un intervalle d'indices de comportement allant de 0,73 à 1. Dans cet intervalle, le débit présente une grande variation pour les mêmes valeurs de Re_g . Par exemple, pour $Re_g = 0,1$, un débit d'un fluide rhéofluidifiant ($n = 0,73$) est 32 fois supérieur à celui du fluide Newtonien ($n = 1$).

Un débit élevé dans les microcanaux nécessite un faible temps de séjour des fluides, ce qui conduit à une efficacité du mélange réduite. Ceci explique le faible indice de mélange des fluides rhéofluidifiants. Avec l'augmentation de l'indice de comportement des fluides, le débit diminue, augmentant ainsi le temps de séjour et par conséquent le mélange devient plus homogène.

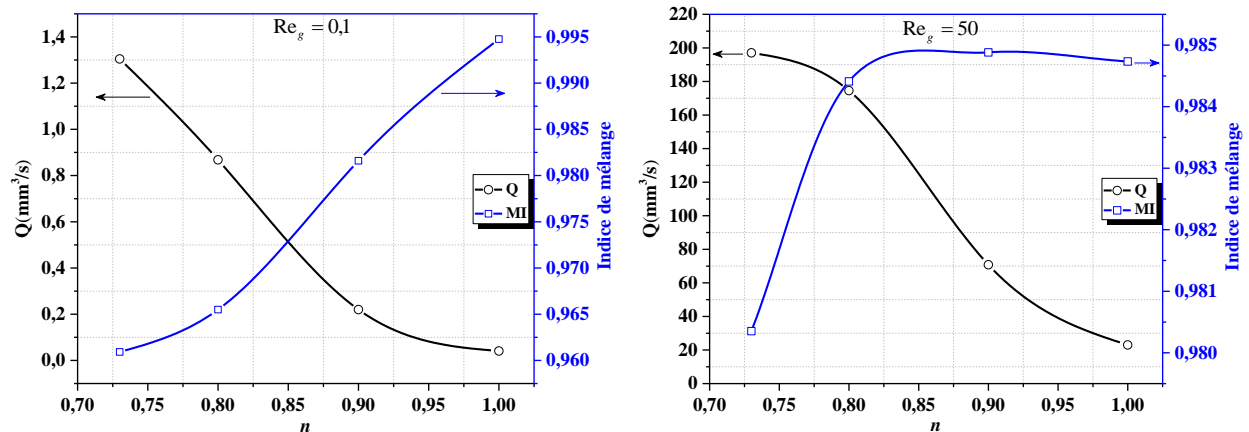


Figure III.10. Variations de l'indice de mélange et du débit volumique en fonction de l'indice de comportement du fluide à la sortie du micromélangeur pour $Re_g = 0,1$ et $Re_g = 50$.

Les figures III.11 et III.12, où les profils de la fraction massique au milieu et à la sortie du micromélangeur et la variation de la fraction massique le long de la mi-hauteur du micromélangeur sont représentés, permettent de mieux comprendre l'effet de l'indice de comportement des fluides sur la performance du mélange dans différentes sections. En raison des valeurs élevées de la vitesse à un faible n , comme noté précédemment, un gradient prononcé dans les profils de fraction massique est observé le long d'une ligne méridienne (direction y) du milieu du micromélangeur pour les deux valeurs de Re_g (0,1 et 50), tandis qu'au niveau de la sortie, les profils de la fraction massique sont presque confondus et prennent des valeurs proches de 0,5, ce qui explique l'homogénéité du mélange.

Avec l'augmentation de l'indice de comportement des fluides, le mélange devient d'autant plus homogène qui se rapproche de la sortie. Un mélange parfait est obtenu pour $n = 1$.

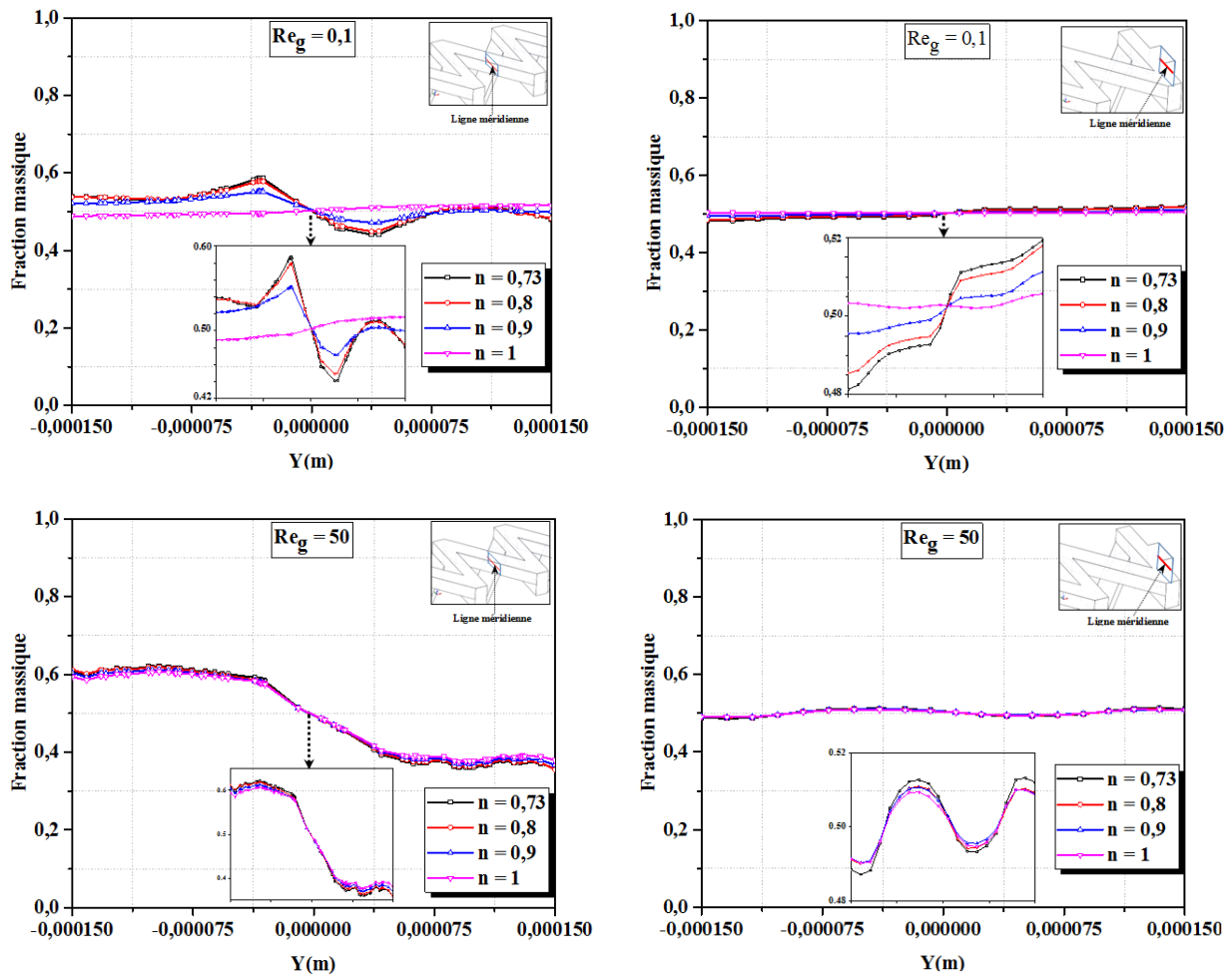


Figure III.11. Profils de la fraction massique sur une ligne méridienne au milieu et à la sortie du micromélangeur pour $Re_g = 0,1$ et $Re_g = 50$.

Les évolutions de la fraction massique le long de la mi-hauteur du micromélangeur sont présentées dans la figure III.12 pour différents indices de comportement (0,73-1). Les fluides sont mélangés le long des microcanaux, tendant progressivement vers une valeur uniforme de la fraction massique (0,5). L'homogénéité du mélange se réalise lorsque la valeur finale au niveau de la ligne centrale se rapproche à la valeur souhaitée de 0,5. Comme le montre la figure III.12, la fraction massique du fluide avec ($n = 1$) se rapproche de cette valeur au début tandis que pour les fluides rhéofluidifiants, la valeur est atteinte juste après la moitié de la longueur du micromélangeur. Comme prévu, le fluide Newtonien présente le meilleur comportement du mélange.

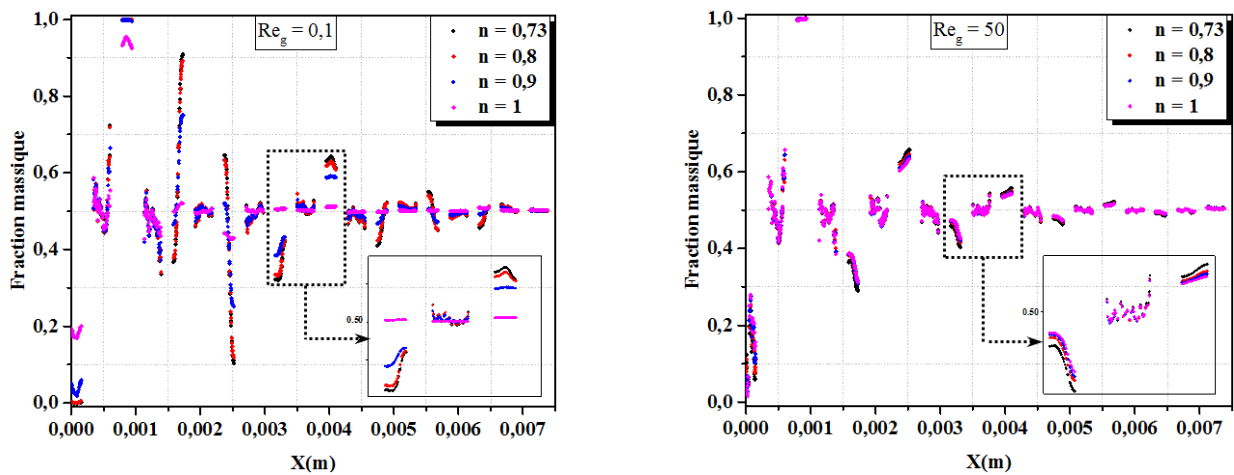


Figure III.12. Evolutions de la fraction massique sur la mi-hauteur le long du micromélangeur pour $Re_g = 0,1$ et $Re_g = 50$.

L'intensité est définie par la relation suivante :

$$I = \frac{\sqrt{V_y^2 + V_z^2}}{|V|} \quad (\text{III. 1})$$

L'équation (III.1) permet d'estimer le degré d'agitation des écoulements dans une section transversale. Elle représente un critère local pour caractériser de combien l'écoulement axial est diminué (voir figure III.13). Ce paramètre montre que l'écoulement secondaire représente plus de 80 % de l'écoulement total et ceci est vrai pour toutes les valeurs du nombre de Reynolds et de l'indice de comportement, avec une légère accentuation de l'écoulement secondaire pour des petites valeurs de n donc pour des grandes valeurs de la viscosité apparente. L'augmentation des écoulements secondaires pour les grandes valeurs de viscosité apparente s'explique par le fait que la viscosité décélère l'écoulement par le frottement. Ainsi, la viscosité permet aux particules du fluide de se déplacer en bloc. Dans les écoulements de faible viscosité (fluide parfait par exemple), les particules du fluide se déplacent individuellement et librement.

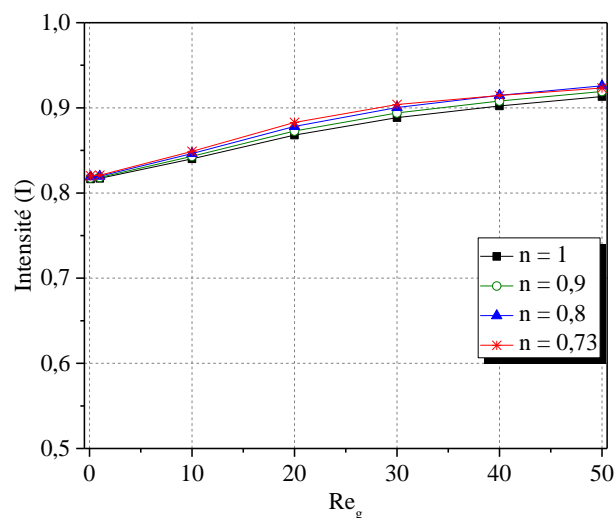


Figure III.13. Évolutions de l'intensité I dans le plan P_5 en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement ($n = 0,73$ à 1).

III.4. Performances de mélange du micromélangeur TLCCM

La figure III.14-a montre les évolutions de l'indice de mélange avec les nombres de Reynolds généralisés qui varient de 0,1 à 50 à la section de sortie du micromélangeur TLCCM pour différentes valeurs de l'indice de comportement allant de 0,73 à 1. On peut voir qu'une qualité de mélange élevée est atteinte même avec un très faible nombre de Reynolds généralisé (à partir de 0,1). La figure III.14 (b-h) illustre les évolutions locales de l'indice de mélange le long du canal pour toutes les valeurs des nombres de Reynolds généralisés et des indices de comportement. De façon remarquable, les courbes qui correspondent à chaque n sont distantes les unes des autres particulièrement pour les valeurs 0,1 et 1 de Re_g où la qualité du mélange est maximale pour les grandes valeurs de n . En augmentant le nombre de Reynolds, les courbes se rapprochent car le mouvement des particules par advection est plus accentué et plus intense, de sorte que la différence entre les courbes est à peine décelée et que l'effet de n est négligeable.

Les différents contours de la fraction massique en plusieurs sections pour deux nombres de Reynolds généralisés (0,1 et 1) pour un indice de comportement inférieur à 1, sont représentés dans la figure III.15. En suivant le canal, le mélange se produit après une courte distance parcourue par le fluide dans ce dernier. Ainsi, ces contours révèlent manifestement l'efficacité du mélange même en écoulement rampant pour des plans proches de l'entrée.

En outre, le mélange est proportionnel à l'indice de comportement, comme indiqué ci-dessous dans les figures III.14 et III.15. Ceci s'explique par le fait que l'augmentation de l'indice de comportement induit une diminution de la viscosité apparente et que, par conséquent, l'agitation du fluide devient plus aisée, voir figure III.16. La diminution de la viscosité (augmentation de n) introduit dans l'écoulement de faibles taux de déformation (Figure III.17), qui font augmenter la qualité et le processus du mélange.

Cependant, la valeur de la viscosité apparente pour un fluide Newtonien demeure presque constante quel que soit le nombre de Reynolds (Figure III.18).

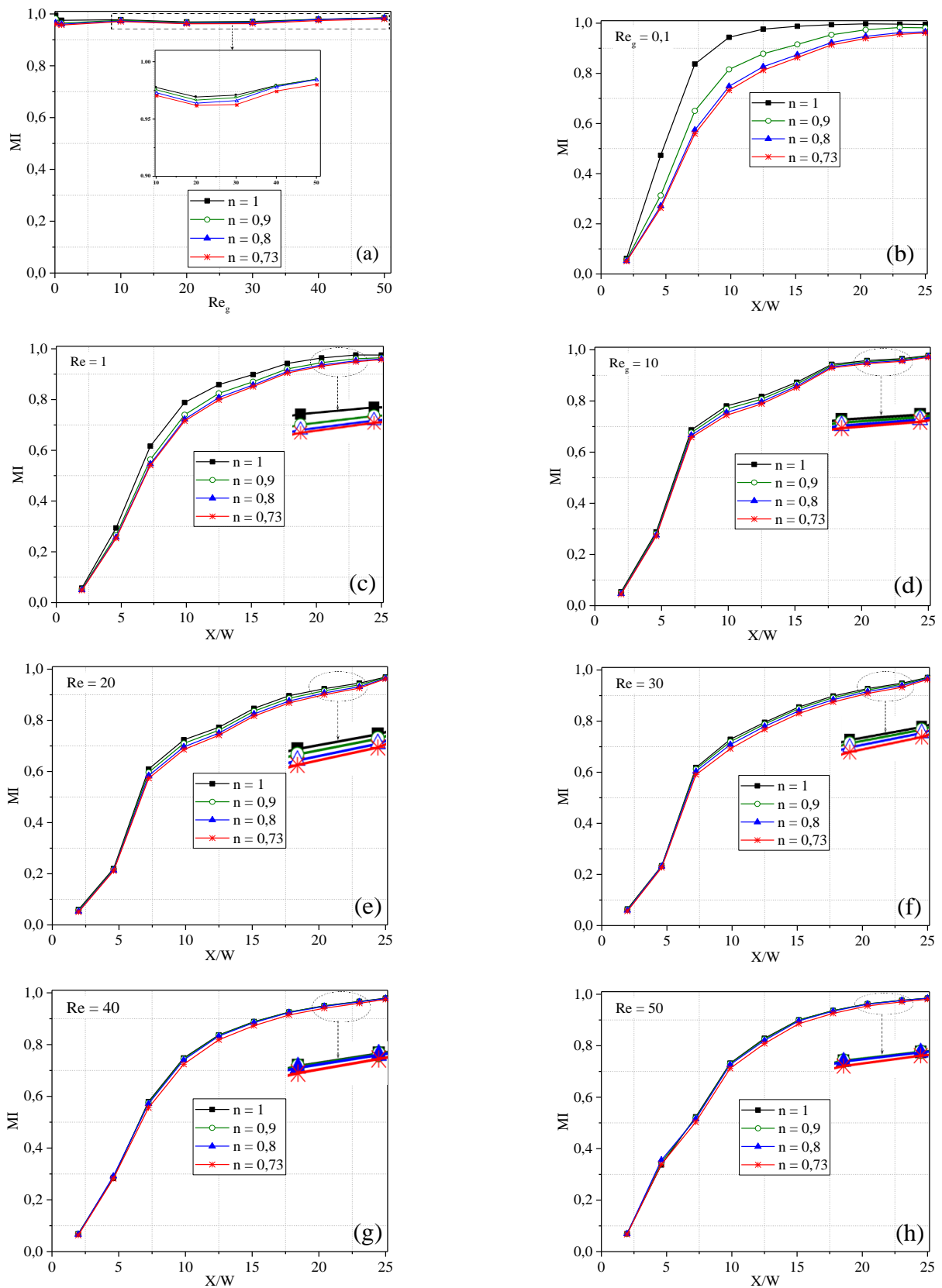


Figure III.14. (a) Evolution de l'indice de mélange à la sortie. De (b) à (h) Evolutions de l'indice de mélange le long de la géométrie pour différents indices de comportement.

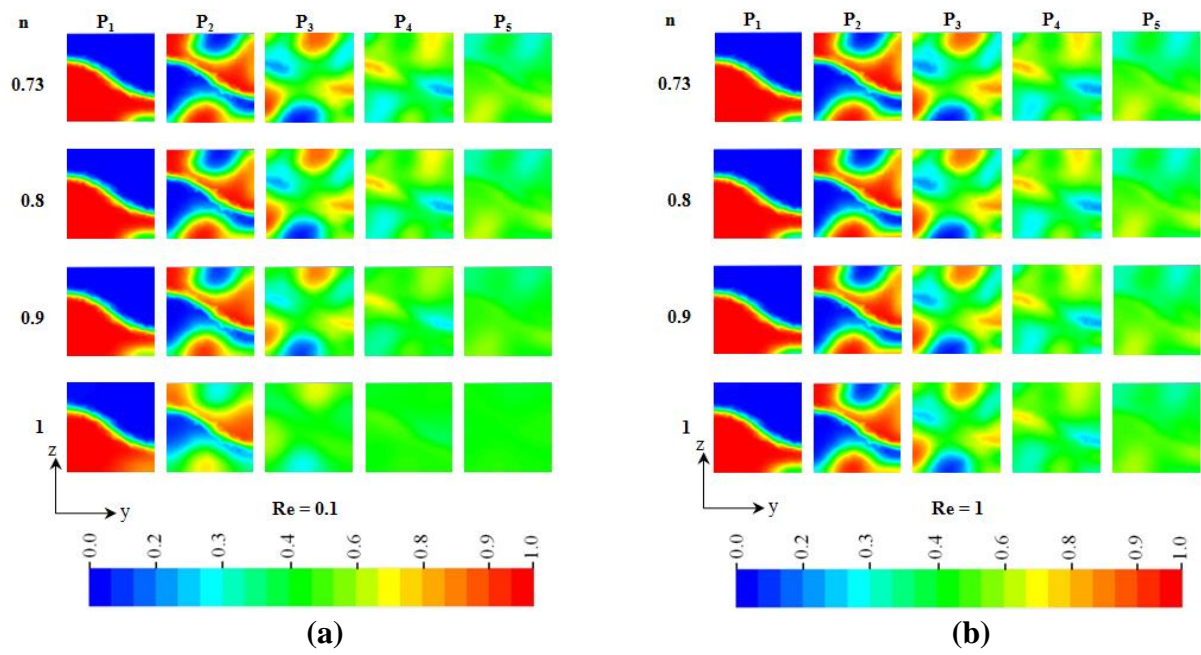


Figure III.15. Contours de la fraction massique aux différents plans pour différents indices de comportement, (a) $Re_g = 0,1$; (b) $Re_g = 1$.

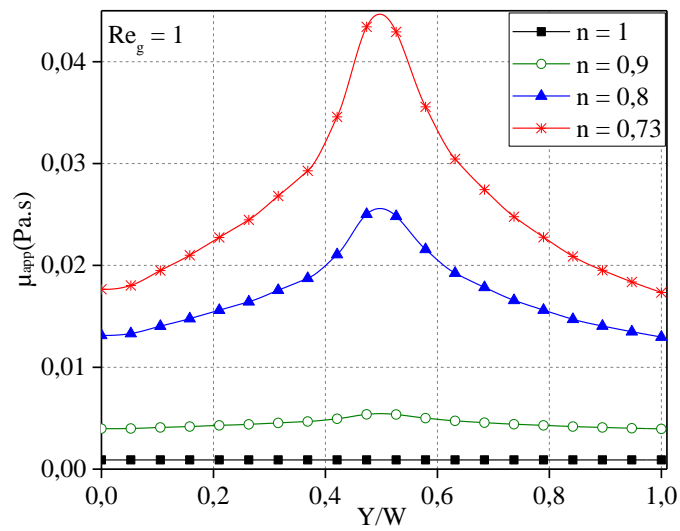


Figure III.16. La viscosité apparente sur la ligne méridienne à la sortie du micromélangeur pour différents indices de comportement.

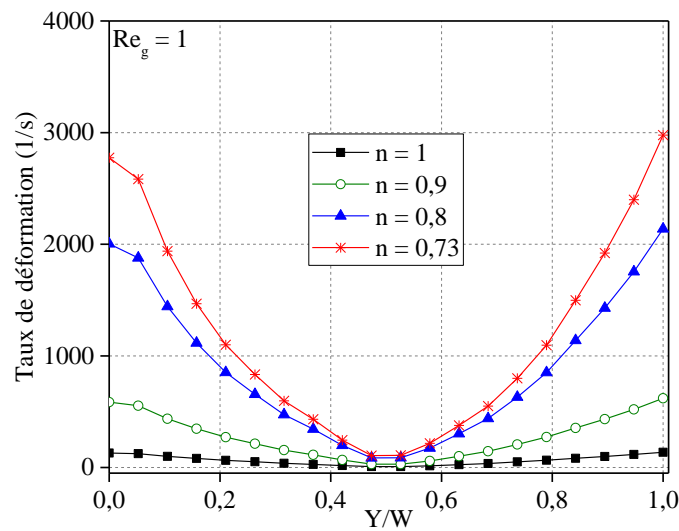


Figure III.17. Profils des taux de déformation sur la ligne méridienne au plan de sortie pour différents indices de comportement.

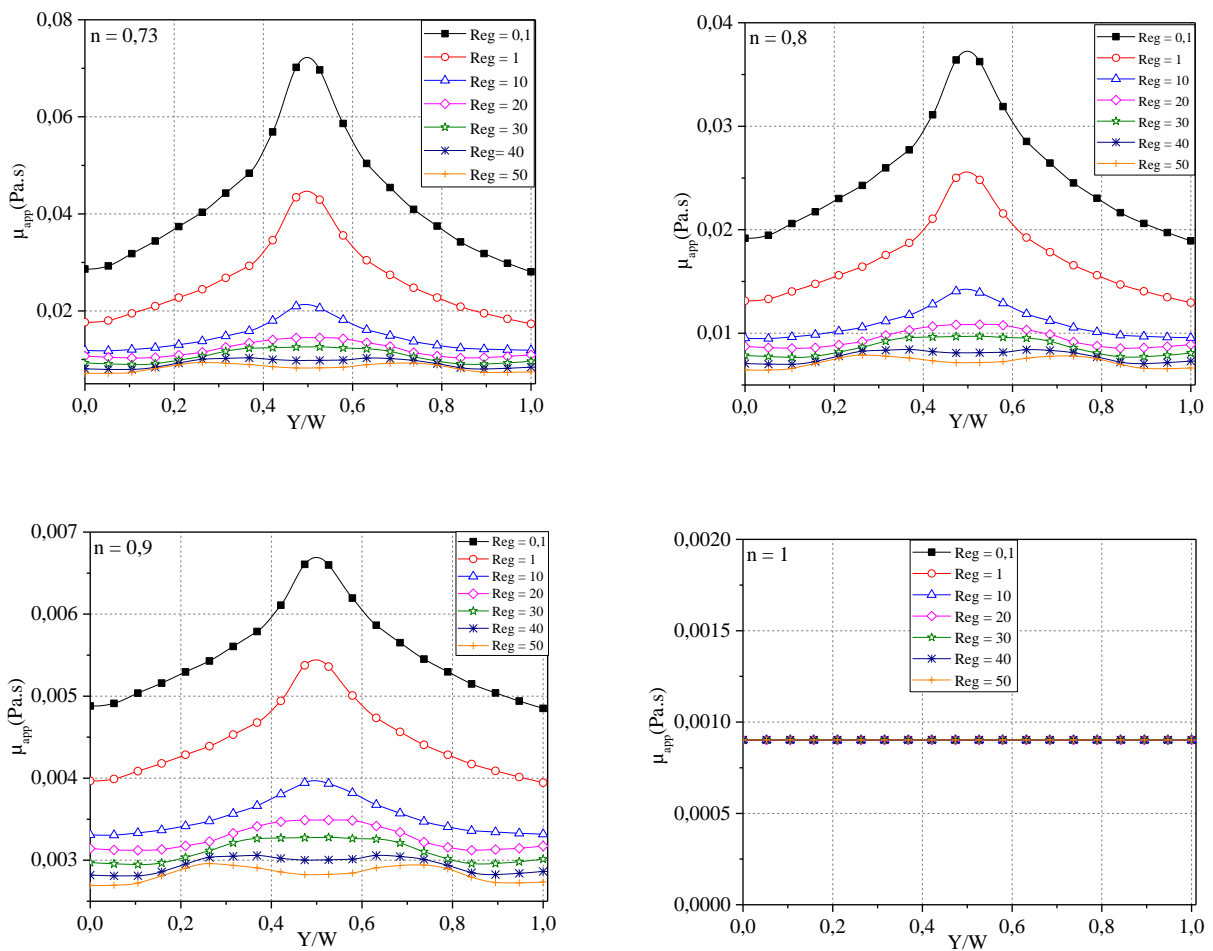


Figure III.18. La viscosité apparente sur la ligne méridienne au plan de sortie du micromélangeur pour différents indices de comportement.

III.5. Synthèse des résultats obtenus à l'aide du micromélangeur TLCCM et d'autres micromélangeurs récents

Les performances de mélange des autres micromélangeurs typiques contiennent des fluides rhéofluidifiants impliquant des microcanaux à une jonction T de canal droit et Serpentin (Afzal, et al., 2014), des micromélangeurs avec des motifs en forme C (Tsai, et al., 2015), des micromélangeurs avec des motifs courbes (Islami, et al., 2016), des micromélangeurs avec des motifs courbes rainurés (Islami, et al., 2017), des micromélangeurs avec des motifs en forme E avec division et recombinaison (He, et al., 2019), et des micromélangeurs a fluides Newtoniens contenant deux couches avec des motifs en forme OH (Hossain, et al., 2017), et récemment avec deux couches de canaux croisées constitués des motifs en forme OX (Raza, et al., 2018).

Les résultats présentés dans le tableau III.1 permettent de comparer quantitativement l'indice de mélange de notre micromélangeur avec ceux d'une littérature récente sur divers micromélangeurs. On y voit que l'indice de mélange peut être supérieur à 90% pour un certain nombre de Reynolds pour ces micromélangeurs. Cependant, notre micromélangeur présente des valeurs d'indice de mélange plus élevées variant de 0,96 à 0,99 à des nombres de Reynolds très faibles et modérés ($Re \geq 1$), ce qui prouve clairement la supériorité de notre micromélangeur.

Tableau III.1. Comparaison de l'indice de mélange du TLCCM avec d'autres micromélangeurs récents.

Micromélangeurs	n	Re	MI	Auteurs
T-shaped and serpentine	($n < 1$)	0,05–100	0,37–0,98	Afzal, et al., 2014
C-shaped units	0,82–0,95	0,021–57,76	0,14–0,94	Tsai, et al., 2015
Curved units	0,49–1	0,1–300	0,07–0,99	Islami, et al., 2016
Curved and Grooved units	0,49–1	0,1–300	0,05–0,97	Islami, et al., 2017
E-shaped split-and-recombine	0,69–1	0,05–100	0,95–0,99	He, et al., 2019
Two layers with OH-shaped units	1	0,1–120	0,61–0,88	Hossain, et al., 2015
Two layers with OX-shaped units	1	0,1–120	0,87–0,99	Raza, et al., 2018
TLCCM	0,73–1	0,1–50	0,96–0,99	Présent travail

III.6. Pertes de charge dans le micromélangeur TLCCM

Une haute performance du mélange du micromélangeur s'accompagne généralement d'une chute de pression. La différence de pression entre les sections d'entrée et de sortie du micromélangeur a été calculée et présentée en fonction du nombre de Reynolds pour les différentes valeurs de l'indice de comportement, comme le montre la figure III.19. En augmentant le nombre de Reynolds, la chute de pression augmente, tandis qu'elle diminue avec l'augmentation de l'indice de comportement (diminution de la viscosité apparente). Elle est en rapport inverse avec la viscosité apparente. Celle-ci génère des frottements entre les couches de fluide d'une part et d'autre part entre le fluide et la paroi. La contribution de la viscosité apparente à l'augmentation du frottement est illustrée précédemment.

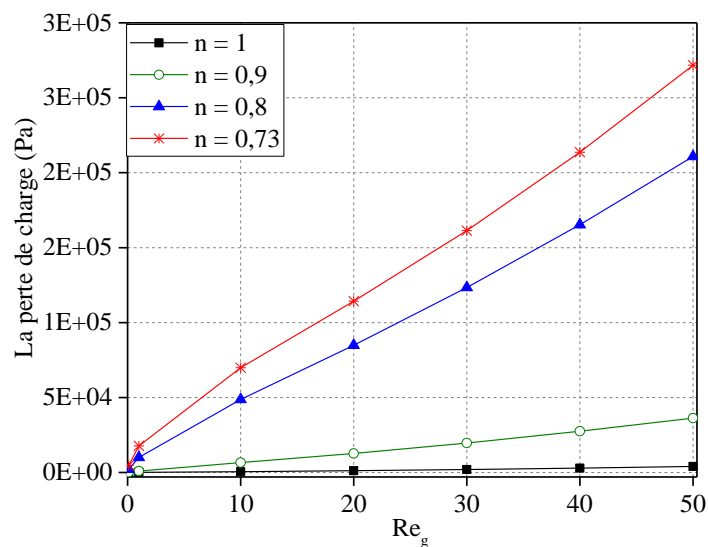


Figure III.19. Variation des chutes de pression avec les nombres de Reynolds généralisés pour différents indices de comportement.

Pour bien observer la variation de la chute de pression avec l'énergie cinétique, il est utile de calculer le coefficient de frottement f qui est défini par les équations (II.19) et (II.20).

La figure III.20 montre l'évolution du coefficient de frottement avec le nombre de Reynolds pour différents indices de comportement. On observe que le coefficient de frottement diminue avec l'augmentation du nombre de Reynolds et ces valeurs sont presque identiques pour tous les fluides considérés.

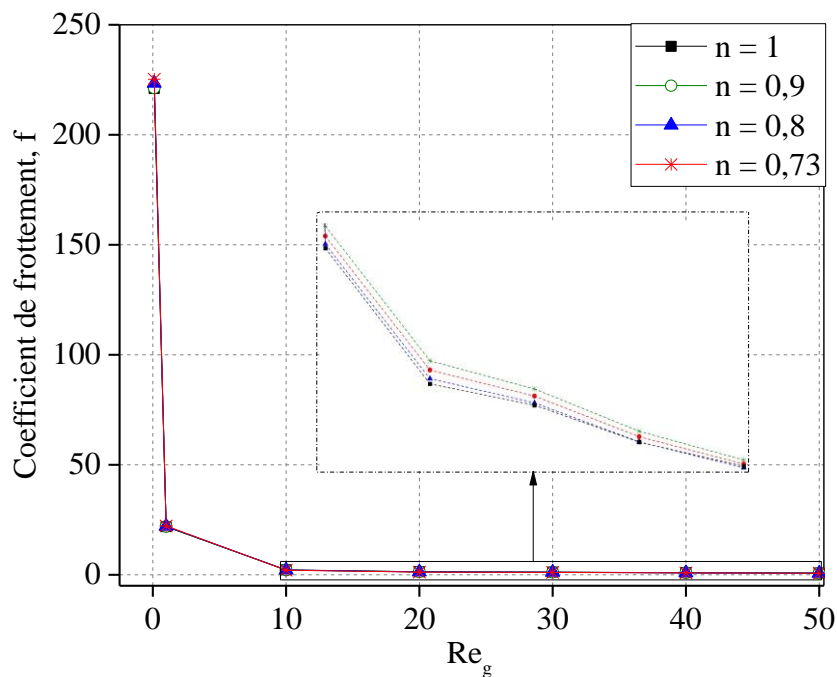


Figure III.20. Evolution du coefficient de frottement en fonction du nombre de Reynolds pour différents indices de comportement.

Le nombre de Poiseuille est largement utilisé pour la caractérisation des pertes de charge. Il représente le produit entre le coefficient de frottement global f et le nombre de Reynolds généralisé Re_g selon les équations (II.21) et (II.22).

La figure III.21 présente l'évolution du nombre de Poiseuille avec le nombre de Reynolds pour différentes valeurs de l'indice de comportement n . Cette courbe a révélé que le nombre de Poiseuille évolue continuellement avec l'indice de comportement et inversement avec la viscosité apparente. Nous pouvons également observer que l'évolution du nombre de Poiseuille commence par des valeurs faibles qui correspondent aux nombres de Reynolds variant entre 0,1 et 10 puis augmente rapidement. Dans le cas de cette géométrie, le nombre de Poiseuille calculé ne dépasse pas 40 alors que le nombre de Poiseuille d'un canal droit de section carrée est égale à 60. Par conséquent, les pertes de charge pour la géométrie TLCCM ne sont pas considérables.

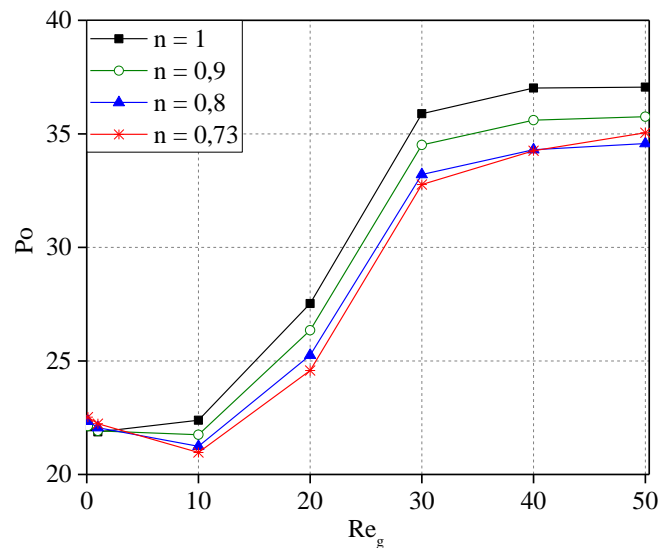


Figure III.21. Evolution du nombre de Poiseuille en fonction du nombre de Reynolds pour différents indices de comportement.

III.7. Conclusion

L'étude du comportement dynamique de l'écoulement montre l'existence de points hyperboliques dans l'écoulement même à des faibles nombres de Reynolds, de l'ordre de 0,1. Ceci reflète la sensibilité de cet écoulement aux conditions initiales et par la suite, l'écoulement est considéré comme chaotique. Le mélange est quantifié par l'indice de mélange MI. Dans notre micromélangeur, cet indice dépasse 96 % pour toutes les simulations considérées dans cette étude. Notre système est donc d'une grande efficacité même à l'écoulement rampant (Reynolds très faible).

Il a été montré que le débit dépend fortement de l'indice de comportement du fluide et de la viscosité apparente. Pour les fluides rhéofluidifiants, un débit volumique plus important diminue les performances et la qualité du mélange (homogénéité) au plan de sortie. Dans les mêmes conditions, les fluides Newtoniens montrent un mélange presque complet (parfait) à la sortie du mélangeur.

Les pertes de charge présentées par le nombre de Poiseuille, évaluées dans ce micromélangeur ne présentent pas vraiment d'inconvénient car elles sont, dans le pire des cas, moins importantes que celles mesurées dans un tube droit dans le cas d'un écoulement établi.

CHAPITRE IV :

**Performances de mélange
du micromélangeur TLCCM
comparé avec celles des
autres micromélangeurs**

CHAPITRE IV

Performances de mélange du micromélangeur TLCCM comparé avec celles des autres micromélangeurs

IV.1. Introduction

Ce chapitre consiste à étudier numériquement l'influence de la géométrie des canaux sur les performances de mélange des micromélangeurs proposés, les géométries examinées étant successivement, à deux couches de canaux croisés (TLCCM), Serpentin semi-circulaire (SCSM-90), courbée à rainure (CG), et avec motifs en forme C (C-Shape). Toutes les géométries ont le même diamètre hydraulique et possèdent une longueur dépliée équivalente. Les simulations numériques ont été effectuées avec des faibles nombres de Reynolds. Les fluides non-Newtoniens utilisés sont de caractère rhéofluidifiant avec un indice de comportement allant de 0,73 à 1 et le nombre de Reynolds généralisé variant entre 0,1 et 50. L'efficacité du mélange est évaluée en calculant l'indice de mélange (MI) dans différentes sections transversales. Pour analyser les résultats de la simulation numérique, les contours de la fraction massique, les vecteurs de vitesse, les profils de vitesse et les pertes de charge ont été présentés dans différents plans et positions.

IV.2. Comparaison des performances du mélange des micromélangeurs étudiés

La figure IV.1, illustre les évolutions de l'indice de mélange avec le nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement dans les micromélangeurs proposés. Pour les différentes valeurs de l'indice de comportement ($n = 0,73-1$), le micromélangeur à deux couches de canaux croisés (TLCCM) présente les meilleurs indices de mélange (supérieur à 0,96), et conserve une valeur maximale sur toute la gamme des nombres de Reynolds.

Pour les trois autres micromélangeurs (SCSM-90, CG et C-Shape), on constate que l'indice de mélange est affecté par la nature d'écoulement où l'on possède deux régimes : le régime de diffusion moléculaire ($Re_g \leq 1$), et le régime de d'advection ($Re_g > 1$). Durant le régime de diffusion ($n = 1$; $Re_g = 0,1$), l'indice de mélange MI atteint ses valeurs maximales de 0,716 ; 0,544 et 0,437 respectivement pour les géométries C-Shape, CG et SCSM-90, puis il diminue jusqu'à $n = 0,73$ et ses valeurs deviennent pour les mêmes géométries: 0,187 ; 0,168 et 0,093.

Dans le régime de l'advection et pour ($Re_g > 1$) l'indice de mélange croît progressivement avec l'augmentation de Re_g , ainsi le micromélangeur C-Shape possède les meilleurs valeurs de l'indice de mélange par rapport à deux autres micromélangeurs (CG et SCSM-90), pour toutes les valeurs de l'indice de comportement n (0,73-1).

Donc le micromélangeur à deux couches de canaux croisés (TLCCM) offre des performances de mélange élevées où il possède des valeurs maximales pour les deux régimes d'écoulement quel que soit l'indice de comportement du fluide.

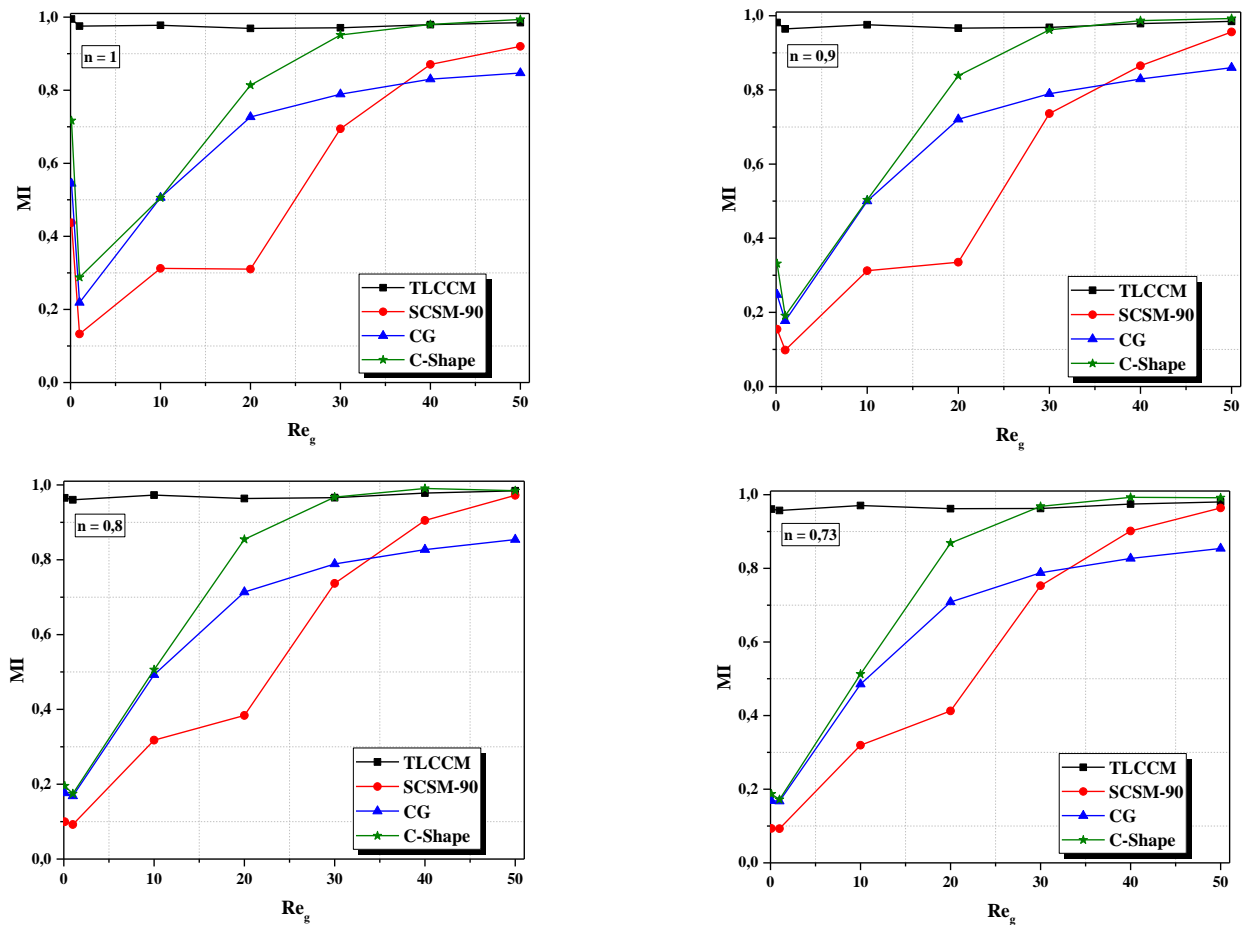


Figure IV.1. Variations de l'indice de mélange avec le nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement dans les micromélangeurs étudiés.

Les figures IV.2 et IV.3 illustrent la distribution de la fraction massique des fluides pour les quatre micromélangeurs étudiées TLCCM, SCSM-90, CG et C-Shape. Cette distribution est représentée dans le plan de sortie et le plan méridien des quatre micromélangeurs pour $n = 1$ et $n = 0,73$ avec $Re_g = 1$.

On constate que la présence des nœuds de croisement dans la géométrie TLCCM favorise le développement de l'étirement et la compression dans les plans transversaux ce qui aboutit à un mélange plus homogène à partir de la quatrième période de cette géométrie, tel le cas des deux indices de comportement $n = 0,73$ et $n = 1$ pour lequel la distribution de la fraction massique demeure presque identique aux deux ensembles de plans méridiens et de sortie.

La comparaison de distribution de la fraction massique pour les trois autres géométries : SCSM-90, CG et C-Shape montre que l'interface entre les deux fluides reste mince le long du canal de mélange de chaque géométrie, tandis qu'une légère amélioration est observée pour C-Shape, ceci est visible dans le plan de sortie où les couches fluides subissent une petite déformation, tandis que pour les géométries SCSM-90 et CG les deux fluides sortent d'une manière parallèles et sans déformation. L'interface qui sépare les deux fluides devient peu épaisse pour les fluides Newtoniens ($n = 1$), que pour les fluides non-Newtoniens ($n = 0,73$).

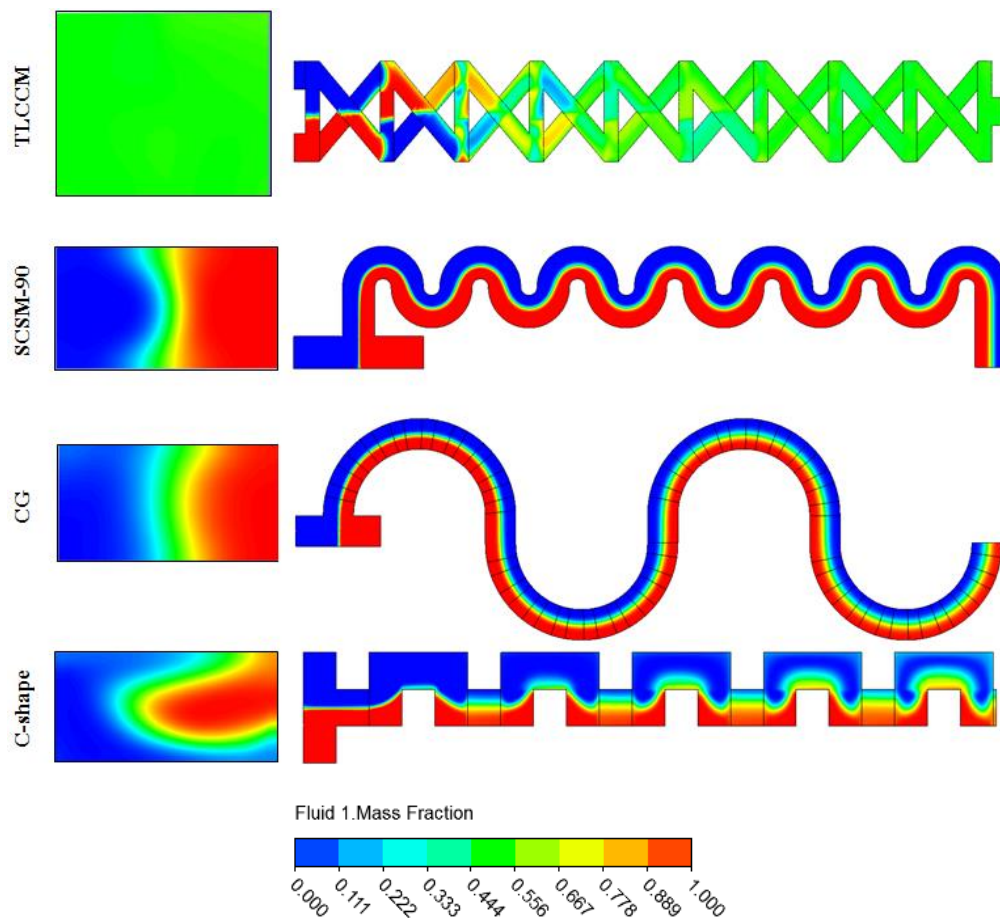


Figure IV.2. Contours de la fraction massique dans le plan méridien et à la sortie des micromélangeurs étudiés pour $n = 1$; $Re_g = 1$.

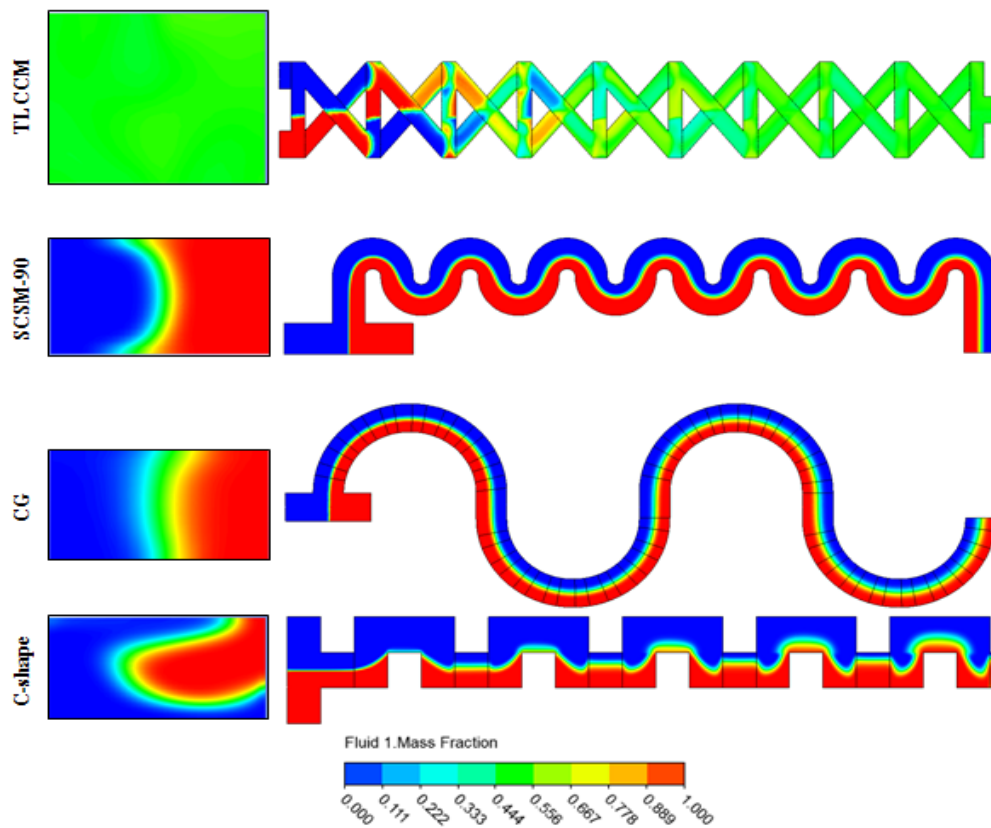


Figure IV.3. Contours de la fraction massique dans le plan méridien et à la sortie des micromélangeurs étudiés pour $n = 0,73$; $Re_g = 1$.

IV.3. Comportements hydrodynamiques et structures de l'écoulement dans les micromélangeurs étudiés

La structuration de l'écoulement est mise en évidence et décrite dans un plan méridien, à l'aide des lignes de courant comme le montre, les figures IV.4 et IV.5, pour $Re_g = 1$ et ($n = 0,73$ et 1). L'écoulement est divisé par la structure en X et se recombine dans les canaux verticaux. Les lignes de courant se regroupent aux intersections. Une partie de fluide du canal de la couche supérieure pénètre dans le canal de la couche inférieure pour rejoindre l'écoulement dans le canal inférieur, et vice versa. Cela ressort clairement de l'apparence des deux lignes de courant de couleurs différentes après avoir traversé le premier nœud du croisement, on produisant un étirement et un pliage de l'interface fluide. Il est évident que la géométrie du micromélangeur TLCCM permet de créer des enchevêtrements des lignes de courant dans les croisements et aussi des tourbillons sur les côtés des canaux verticaux qui favorisent l'advection chaotique et qui a une contribution utile sur l'efficacité du mélange. Cependant, dans les trois autres géométries, les deux fluides entrent en contact et se rejoignent dans le canal principal au niveau de la jonction en T puis continuent parallèlement jusqu'à la sortie du canal. Une légère déflexion des lignes de courant a été constatée dans la géométrie C-Shape.

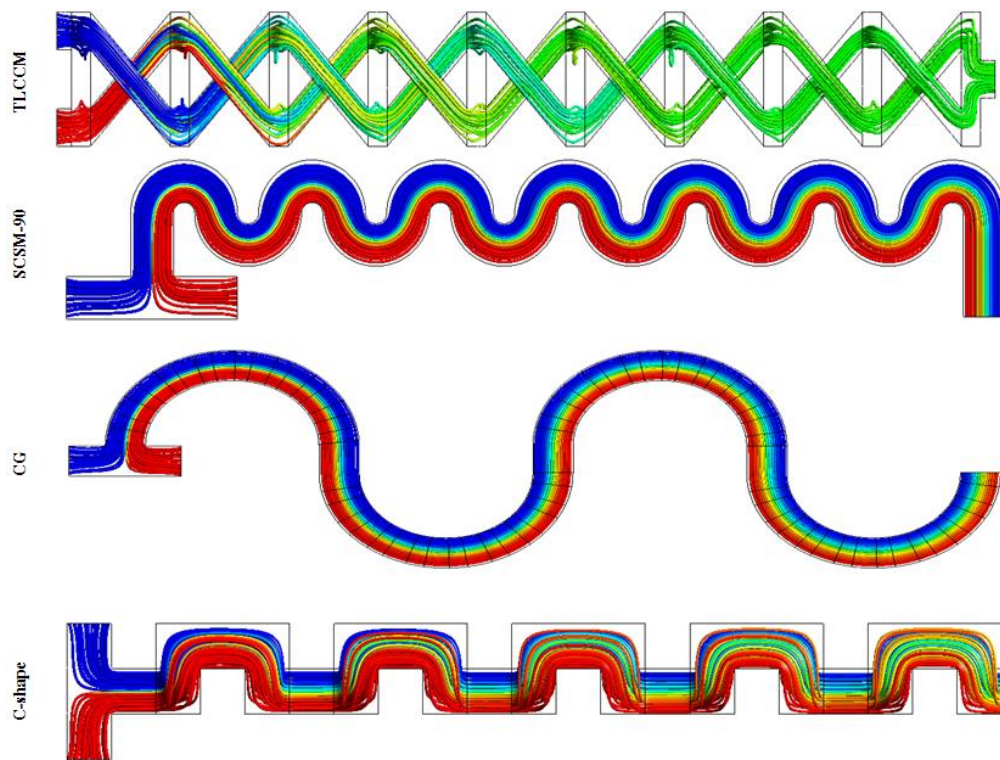


Figure IV.4. Lignes de courant colorées par la fraction massique des micromélangeurs étudiés :
 $n = 1$; $Re_g = 1$.

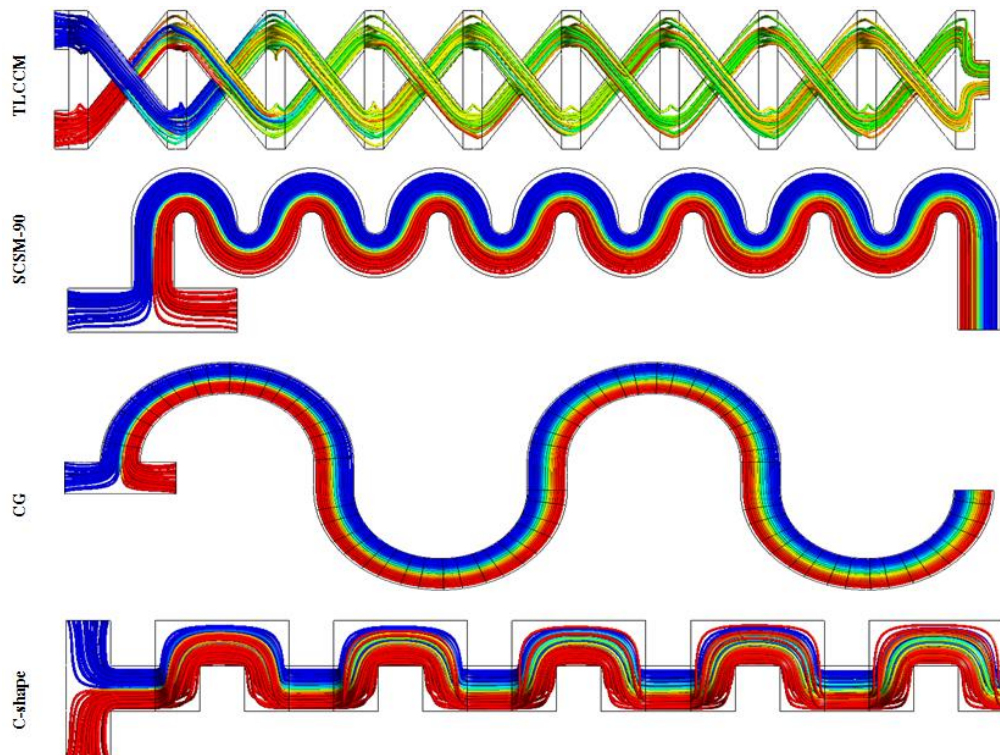


Figure IV.5. Lignes de courant colorées par la fraction massique des micromélangeurs étudiés:
 $n = 0,73$; $Re_g = 1$.

La figure IV.6, montre la structure de l'écoulement secondaire généré dans le plan milieu des micromélangeurs étudiés pour $Re_g = 1$ ($n = 1$ et $0,73$), représentée par les contours de la fraction massique avec les vecteurs de vitesse.

À un nombre de Reynolds très faible ($Re_g = 1$), la structure de l'écoulement dans les trois micromélangeurs (SCSM-90, CG et C-Shape) est similaire dans le plan milieu, on observe l'absence totale des écoulements secondaires, donc le passage des fluides dans le canal de mélange est assuré par l'écoulement principal axial. Dans la géométrie TLCCM, la structure de l'écoulement est complètement différente, ceci est visible dans le plan milieu du croisement où l'on observe deux écoulements opposés (en haut et en bas) qui se développent en créant deux vortex dans les côtés, un étirement et une compression dans les deux diagonales. Cette structure montre clairement l'intensité de l'écoulement secondaire généré dans cette géométrie. On note que l'indice de comportement n a pas d'effet considérable sur la structure de l'écoulement sauf un léger élargissement de la couche qui sépare les deux fluides, et ceci pour les trois autres géométries considérées (SCSM-90, CG et C-Shape).

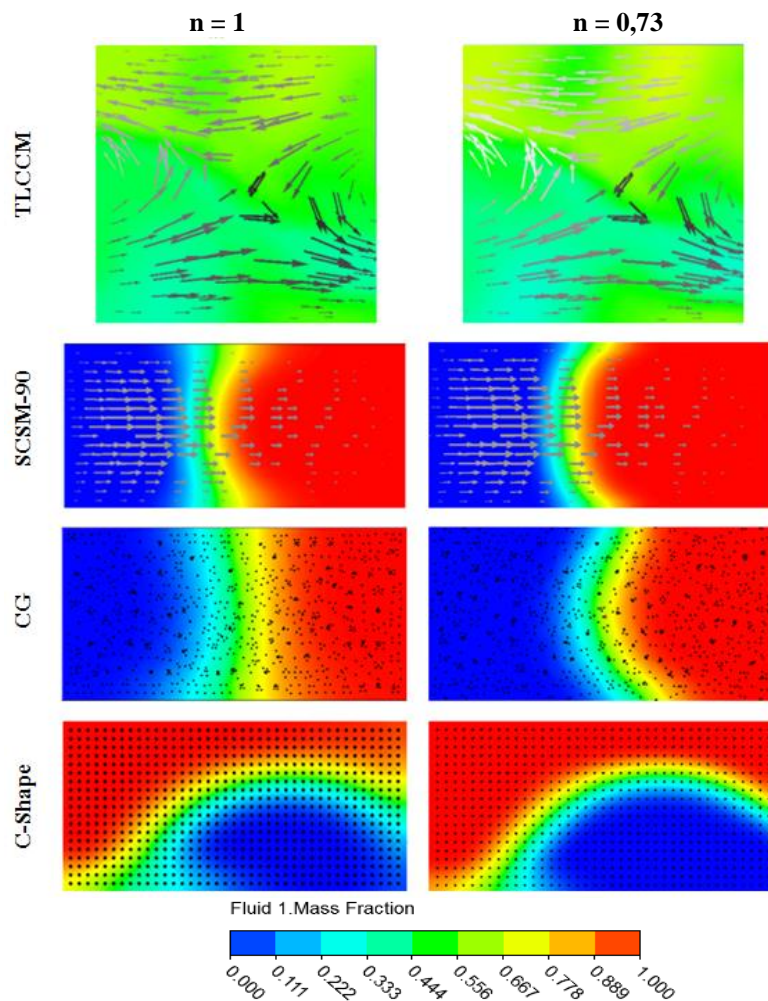


Figure IV.6. Contours de la fraction massique avec les vecteurs de vitesse au plan milieu des micromélangeurs étudiés pour $Re_g = 1$.

La structure tridimensionnelle chaotique des géométries considérées donnent naissance à un écoulement secondaire, dans les plans transversaux. Une vue globale de cet écoulement secondaire est donnée par le tracé des profils de la vitesse tangentielle (Figure IV.7) et radiale (Figure IV.8) au niveau des plans milieux des micromélangeurs.

Sous l'effet des contraintes visqueuses, le fluide subit une circulation tangentielle à l'intérieur du canal vertical qui recombine les deux couches des canaux croisés (TLCCM) ; cette circulation est ascendante dans un côté et descendante dans l'autre à cause des écoulements qui viennent successivement de la couche du bas et du haut. Les profils se superposent selon les valeurs de l'indice de comportement. L'intensité de la vitesse tangentielle est inversement proportionnelle à l'indice de comportement (n), et des faibles valeurs sont enregistrées pour les fluides Newtoniens ($n = 1$).

La comparaison des profils de vitesse tangentielle dans le plan du croisement et celui du plan du canal vertical, montre l'effet des deux structures sur la génération des écoulements secondaires ainsi l'intensité reste presque identique pour les deux.

On constate que l'intensité des écoulements secondaires générés dans les trois autres géométries est très faible devant celle proposée, avec un avantage constaté pour la géométrie C-Shape mais reste très faible devant la géométrie TLCCM. L'intensité de la vitesse tangentielle est aussi affectée par les valeurs de l'indice de comportement (n).

La traversée des écoulements des fluides qui arrivent des deux canaux s'explique par les profils de vitesse radiale comme l'indique la figure IV.8. On remarque que le maximum de la vitesse radiale a lieu dans la géométrie TLCCM plus précisément aux plans des croisements, par contre les écoulements secondaires sont relativement faibles pour les trois autres géométries considérées. Les profils de vitesse radiale montrent que l'écoulement secondaire est dominant dans les plans du croisement de notre géométrie (Figure IV.8).

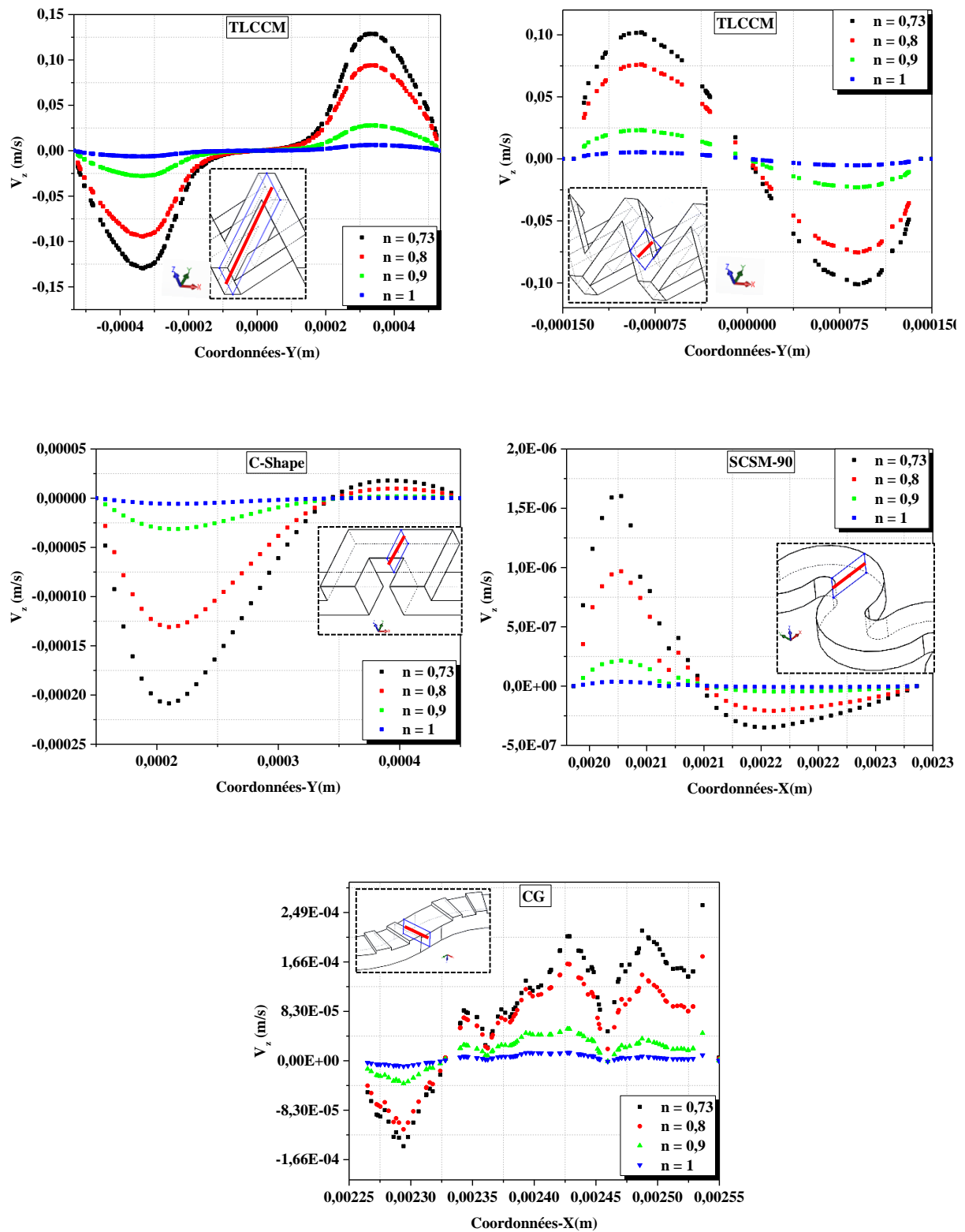


Figure IV.7. Profils de vitesse tangentielle aux plans milieux dans les géométries étudiées pour différents n ($Re_g = 1$).

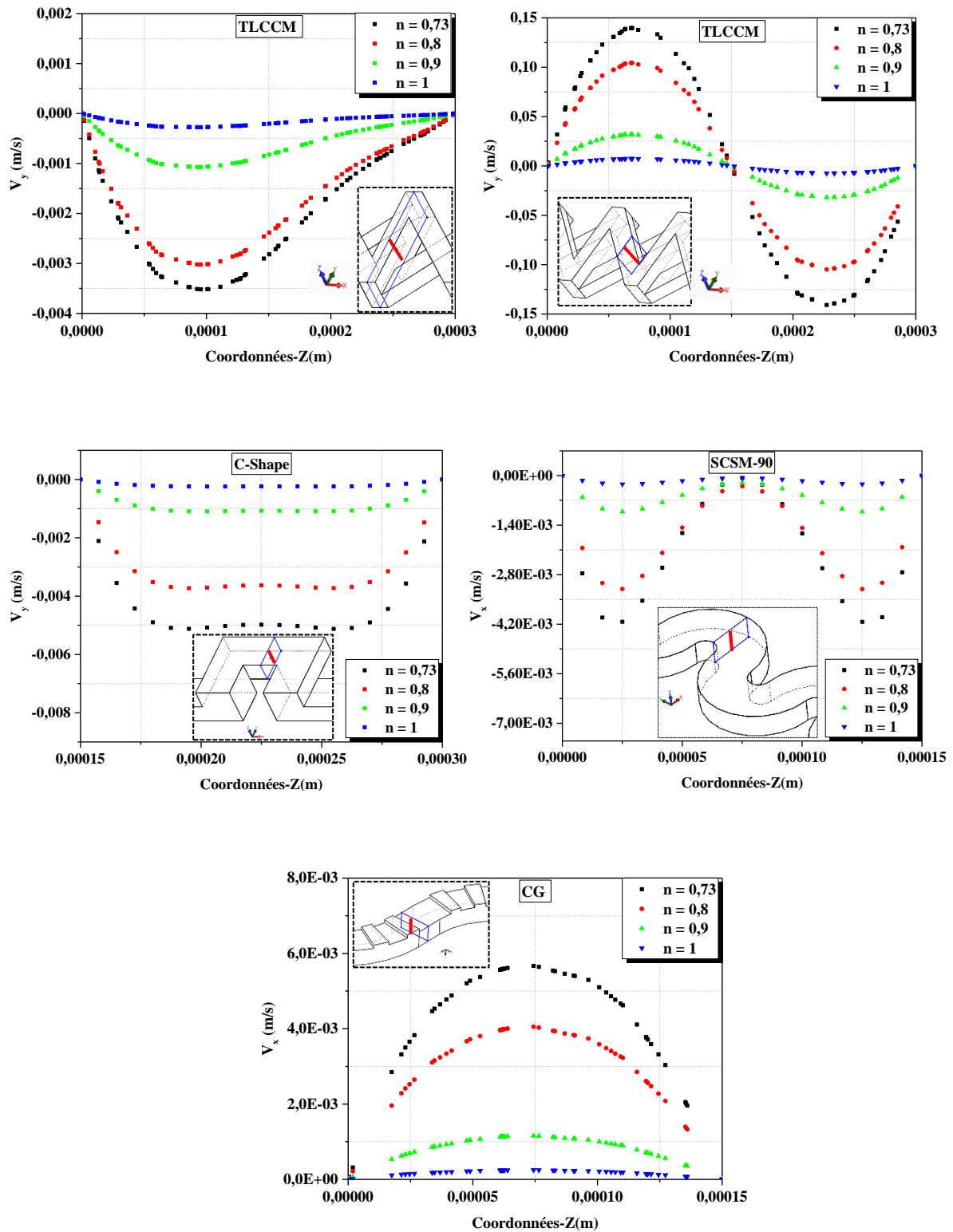


Figure IV.8. Profils de vitesse radiale aux plans milieux dans les géométries étudiées pour différents n ($Re_g = 1$).

IV.4. Pertes de charge dans les micromélangeurs étudiés

La figure IV.9 montre les variations de la chute de pression dans les micromélangeurs étudiés en fonction du nombre de Reynolds généralisé. Il est évident, qu'un mélange parfait s'accompagne généralement d'une chute de pression. Une chute de pression élevée provoque une perte d'énergie importante qui affectera les résultats réels des expériences. Cette caractéristique est importante dans la conception d'une pompe utilisée pour entraîner des fluides à l'intérieur d'un micromélangeur.

Les chutes de pression augmentent rapidement et de façon non linéaire avec le nombre de Reynolds dans tous les micromélangeurs. Cette augmentation rapide de la perte de charge est principalement attribuable à la formation des recirculations et aux interactions des particules fluides avec les parois qui sont dues aux écoulements secondaires générés au sein des géométries.

La chute de pression maximale a été constatée dans le cas du micromélangeur SCSM-90 sur toute la gamme du nombre de Reynolds, alors que pour les autres micromélangeurs TLCCM et CG montrent des chutes de pression très proches. Lorsque le nombre de Reynolds est inférieur à environ 30, les chutes de pression sont presque identiques pour les micromélangeurs TLCCM, CG et C-Shape. Pour des nombres de Reynolds dépassant 30, les chutes de pression du micromélangeur C-Shape augmentent rapidement et dépasse celles des micromélangeurs TLCCM et CG avec un certain avantage de la géométrie CG (faibles chutes de pression).

La chute de pression doit être prise en compte avec l'indice de mélange lors de l'évaluation des performances globales de la fiabilité des micromélangeurs. Pour cela il est indispensable de présenter le rapport du nombre de Poiseuille "Po" avec l'indice de mélange MI (Po/MI). Pour le choix du micromélangeur présentant les meilleures performances avec moins pertes de charges. L'évolution de ce paramètre en fonction du nombre de Reynolds dans différentes géométries est illustrée dans la figure IV.10.

On constate que le micromélangeur TLCCM présente le rapport (Po/MI) le plus faible par rapport aux autres micromélangeurs, en particulier pour des faibles nombres de Reynolds ($Re < 10$).

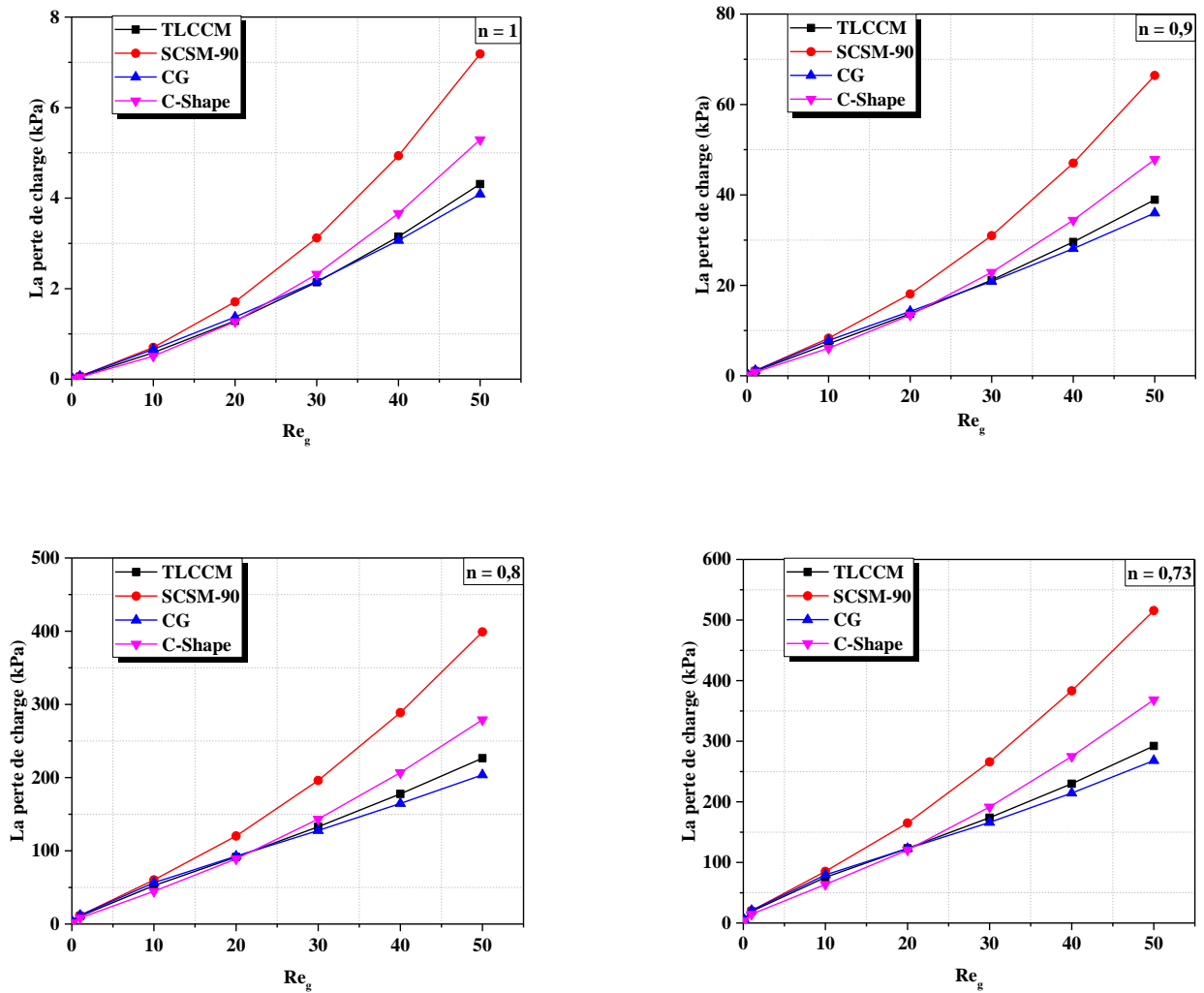


Figure IV.9. Variation de la chute de pression avec le nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.

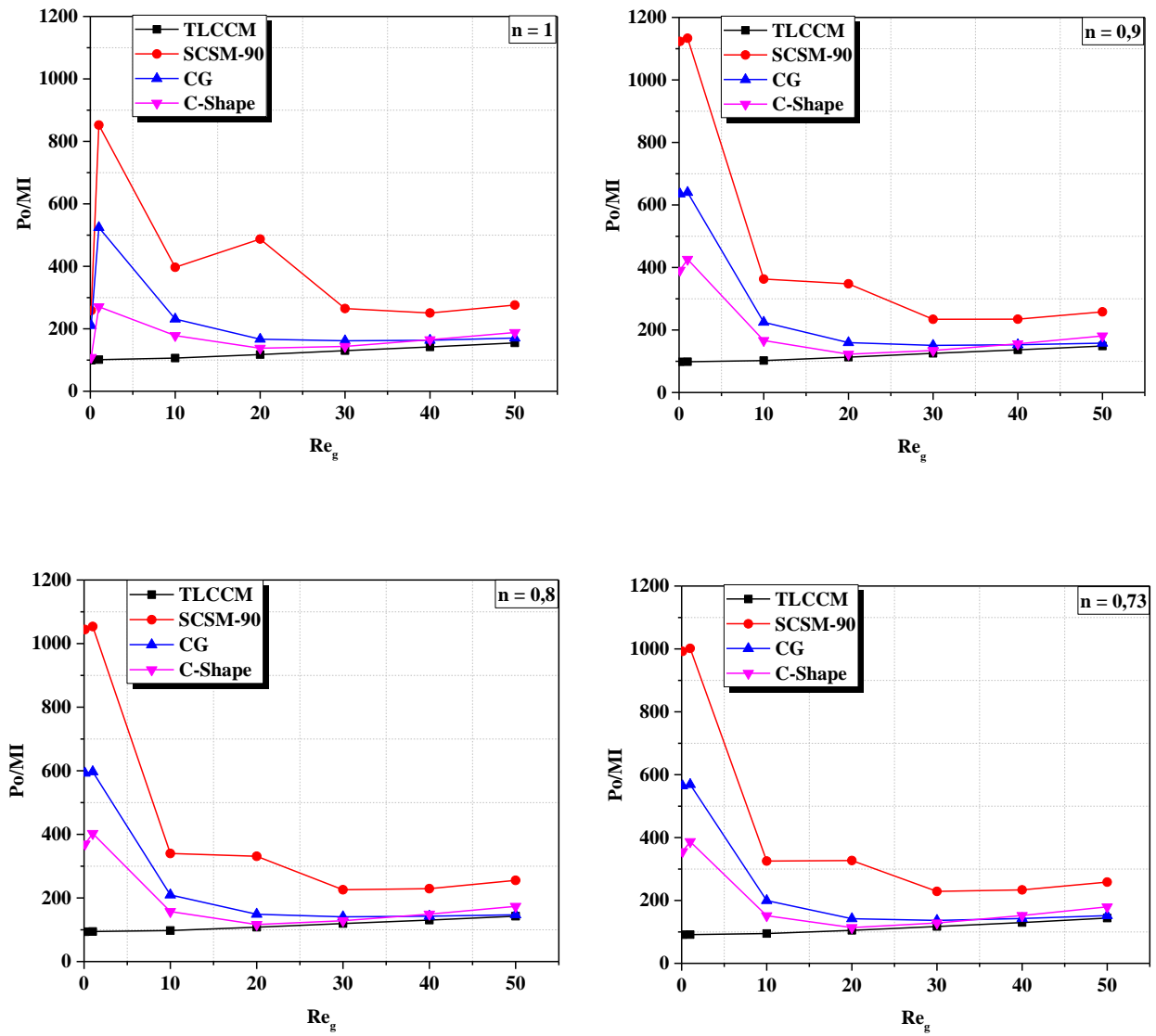


Figure IV.10. Variation du rapport Po/MI avec le nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.

IV.5. Conclusion

L'étude proposée dans ce chapitre est axée sur une analyse détaillée de l'hydrodynamique et une investigation numérique des performances du mélange basée sur la structure des écoulements secondaires générés, l'indice de mélange, la chute de pression, et le rapport Po/MI . La distribution de la fraction massique dans les plans méridiens et à la sortie des micromélangeurs étudiés pour différents indices de comportement et différents nombres de Reynolds nous a permis de comparer la performance du mélange du micromélangeur TLCCM avec les trois autres micromélangeurs proposés (SCSM-90, CG et C-Shape). Cette comparaison montre la dominance de notre micromélangeur.

La présentation des vecteurs et des profils de vitesse dans des plans milieux permet d'illustrer la structure des écoulements secondaires et leurs influences sur la performance du mélange.

Le micromélangeur TLCCM possède de faibles pertes de charge par rapport aux autres micromélangeurs étudiés. Ce qui se traduit par un faible taux de Po/MI , et qui prouve l'efficacité énergétique de ce micromélangeur et particulièrement pour de faibles nombres de Reynolds.

CHAPITRE V :

Etude des performances thermodynamiques du mélange

CHAPITRE V

Etude des performances thermodynamiques du mélange

V.1. Introduction

Dans ce chapitre, les performances du mélange thermique et l'attribution de la génération d'entropie aux écoulements des fluides rhéofluidifiants dans la géométrie TLCCM seront évaluées. Les effets des paramètres tels que le nombre de Reynolds et l'indice de comportement sur la thermique du mélange des fluides rhéofluidifiants sont rapportés et analysés en détail.

V.2. Validation numérique du code CFD

Tout d'abord, une validation quantitative a été effectuée afin d'évaluer et d'assurer la précision des résultats de la simulation numérique avec ceux obtenus par (Li, et al., 2016). Ces résultats présentent le coefficient de transfert de chaleur en fonction du nombre de Reynolds. La comparaison est satisfaisante et a révélé le bon accord entre nos résultats et ceux de la littérature, qui sont présentés dans la figure V.1.

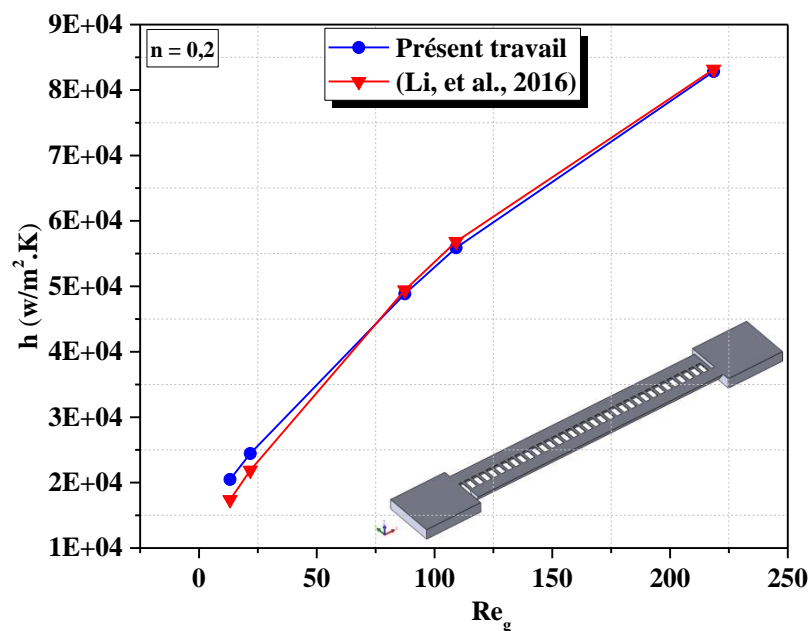


Figure V.1. Validation quantitative du coefficient de transfert de chaleur pour l'écoulement des fluides rhéofluidifiants dans une géométrie complexe MMC.

Une autre validation quantitative a été effectuée en reproduisant le travail de (Naas, et al., 2016) la figure V.1 présente l'évolution du nombre de Nusselt moyen en fonction du nombre de Reynolds pour un fluide rhéofluidifiant avec $n = 0,9$. Elle montre bien la coïncidence parfaite de nos résultats (issus de la simulation avec le code CFD) avec ceux de (Naas, et al., 2016), ce qui confirme leur exactitudes.

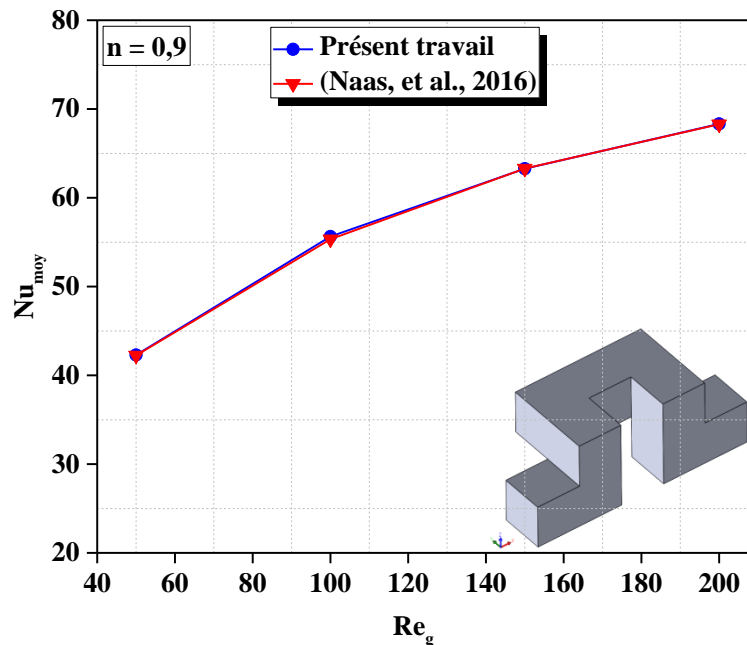


Figure V.2 .Validation quantitative du nombre de Nusselt moyen en fonction du nombre de Reynolds généralisé dans une géométrie C-Shape.

V.3. Comportement hydrodynamique et structures des écoulements secondaires

Pour une meilleure description de la structure des écoulements secondaires, il est intéressant de représenter le champ d'écoulement dans une section transversale, A cet effet les profils des taux de vitesse dans différentes géométries sont reportées dans les figures V.3, V.4 et V.5, pour un nombre de Reynolds généralisé $Re_g = 1$ et un indice de comportement allant de 0,73 à 1. La comparaison des taux de vitesse radiale et tangentielle au milieu de toutes les géométries considérées montre la supériorité du taux de vitesse radiale qui atteint 25 fois le taux de vitesse tangentielle pour la géométrie C-Shape et 100 fois pour la géométrie Serpentin 2D, tandis que ce taux reste très proche pour la géométrie TLCCM (environ 1,7 fois).

Ainsi, le taux de vitesse radiale généré au sein de la géométrie TLCCM est de 71,29 à 78.26 fois plus grand que celui généré dans la géométrie C-Shape et 357,91 à 385,18 26 fois plus grand que celui généré dans la géométrie Serpentin 2D.

Les particules fluides dans les zones de croisement de la géométrie TLCCM ont une forte dynamique d'échange (compression et étirement) par rapport aux autres zones des géométries comparées en raison de l'advection chaotique.

On peut constater aussi qu'une symétrie des profils des taux de vitesse radiale et tangentielle est obtenue avec la géométrie TLCCM ; cette symétrie est capable de fournir un avantage supplémentaire dans l'amélioration des performances hydrodynamiques et thermiques du mélange par rapport aux autres configurations C-Shape et Serpentin 2D, comme le montrent les figures ci-dessous.

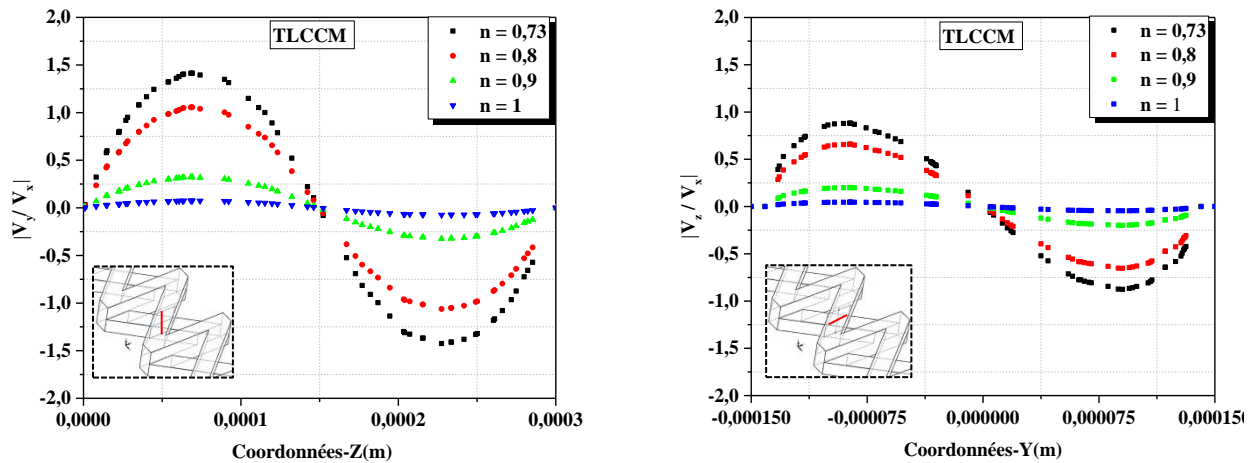


Figure V.3. Taux d'écoulements secondaires dans la géométrie TLCCM en fonction des coordonnées pour $Re_g = 1$.

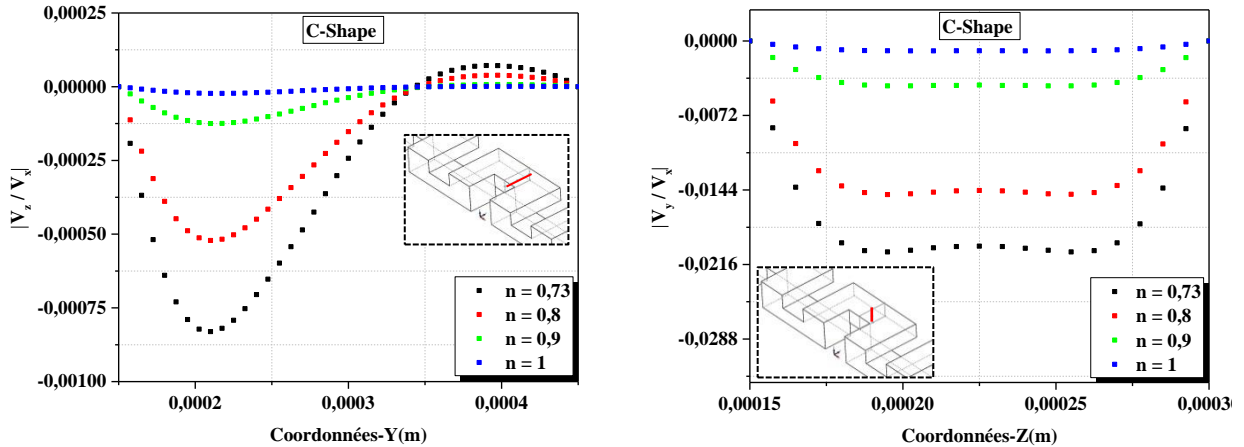


Figure V.4. Taux d'écoulements secondaires dans la géométrie C-Shape en fonction des coordonnées pour $Re_g = 1$.

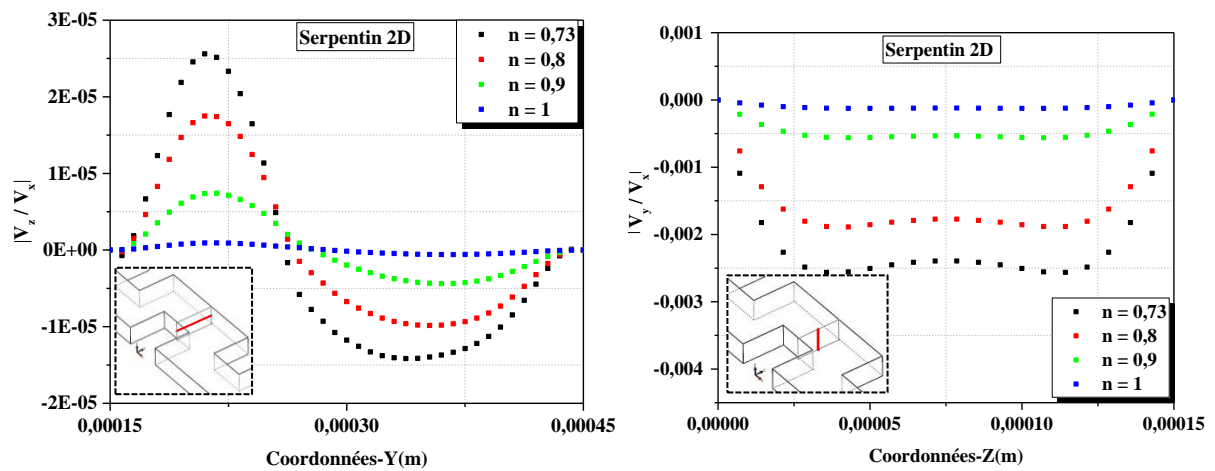


Figure V.5. Taux d'écoulements secondaires dans la géométrie Serpentin 2D en fonction des coordonnées pour $Re_g = 1$.

La section de Poincaré est utilisée pour décrire la distribution des traces des particules fluides dans les géométries TLCCM et C-Shape, qui se forme dans chaque zone de perturbation particulièrement aux sections milieu et sortie de chaque géométrie (voir figure V.6). Les points en rouge et en bleu sont les particules considérées des deux fluides, qui se sont mélangées le long des micromélangeurs pour un indice de comportement donné ($n = 0,73$) et à un nombre de Reynolds généralisé égal à 1.

On peut clairement voir que dans la géométrie TLCCM, les traces des particules fluides ont occupé globalement toute l'aire des sections transversales par rapport à la géométrie C-Shape, ainsi une homogénéité remarquable est constatée dans les sections considérées de la géométrie TLCCM, c'est le contraire dans la géométrie C-Shape qui présente une mauvaise dispersion. Ces observations traduisent les performances élevées du mélange dans le cas de la géométrie TLCCM, ceci est dû à la forte dynamique issue de l'advection chaotique.

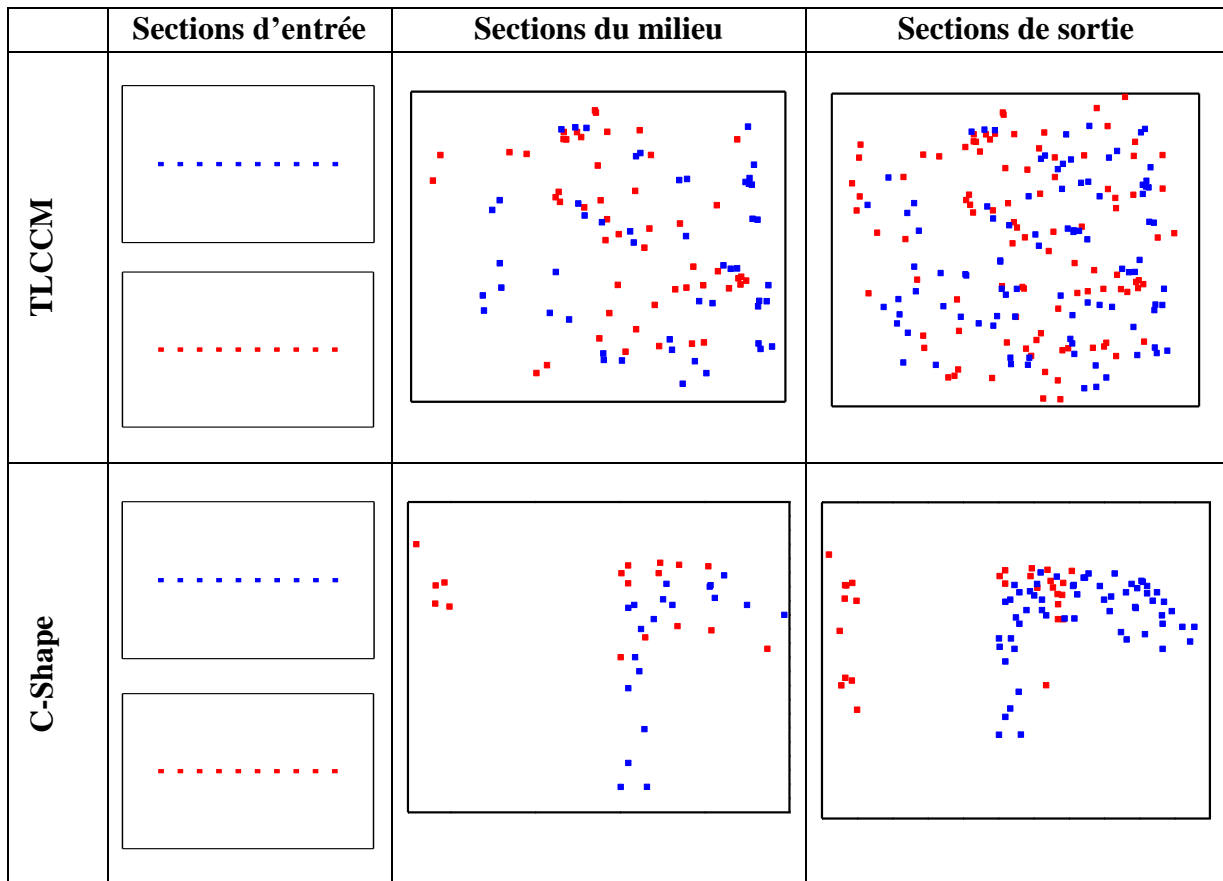


Figure V.6. Sections de Poincaré pour les géométries TLCCM et C-Shape : $Re_g = 1$; $n = 0,73$.

V.4. Performances thermiques du mélange des micromélangeurs étudiés

Afin de quantifier l'efficacité thermique du mélange, les effets de l'indice de comportement et du nombre de Reynolds généralisé sur le degré de mélange thermique pour chaque géométrie du micromélangeur sont présentés dans les figures V.7 et V.8.

La figure V.7 montre l'évolution du degré de mélange D_m en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour les configurations géométriques proposées. Dans le micromélangeur TLCCM, l'agitation est plus marquée en raison de l'advection chaotique ainsi que l'existence de zones d'étirement et de compression intenses dans l'écoulement. Ce comportement contribue considérablement à l'amélioration des performances du mélange thermique par rapport à la géométrie C-Shape et Serpentin 2D, qui présentent une agitation plus faible. Lorsque l'indice de comportement augmente, le mélange devient plus homogène et le degré de mélange évolue rapidement, de sorte que la meilleure qualité du mélange thermique soit atteinte. Pour la géométrie TLCCM, on remarque qu'il y a à peine des différences entre les degrés de mélange obtenus pour tous les indices de comportement allant de 0,73 à 1 (voir figure V.8).

On peut clairement voir que pour la géométrie TLCCM, le degré de mélange atteint des valeurs maximales pour tous les indices de comportement par rapport aux autres géométries.

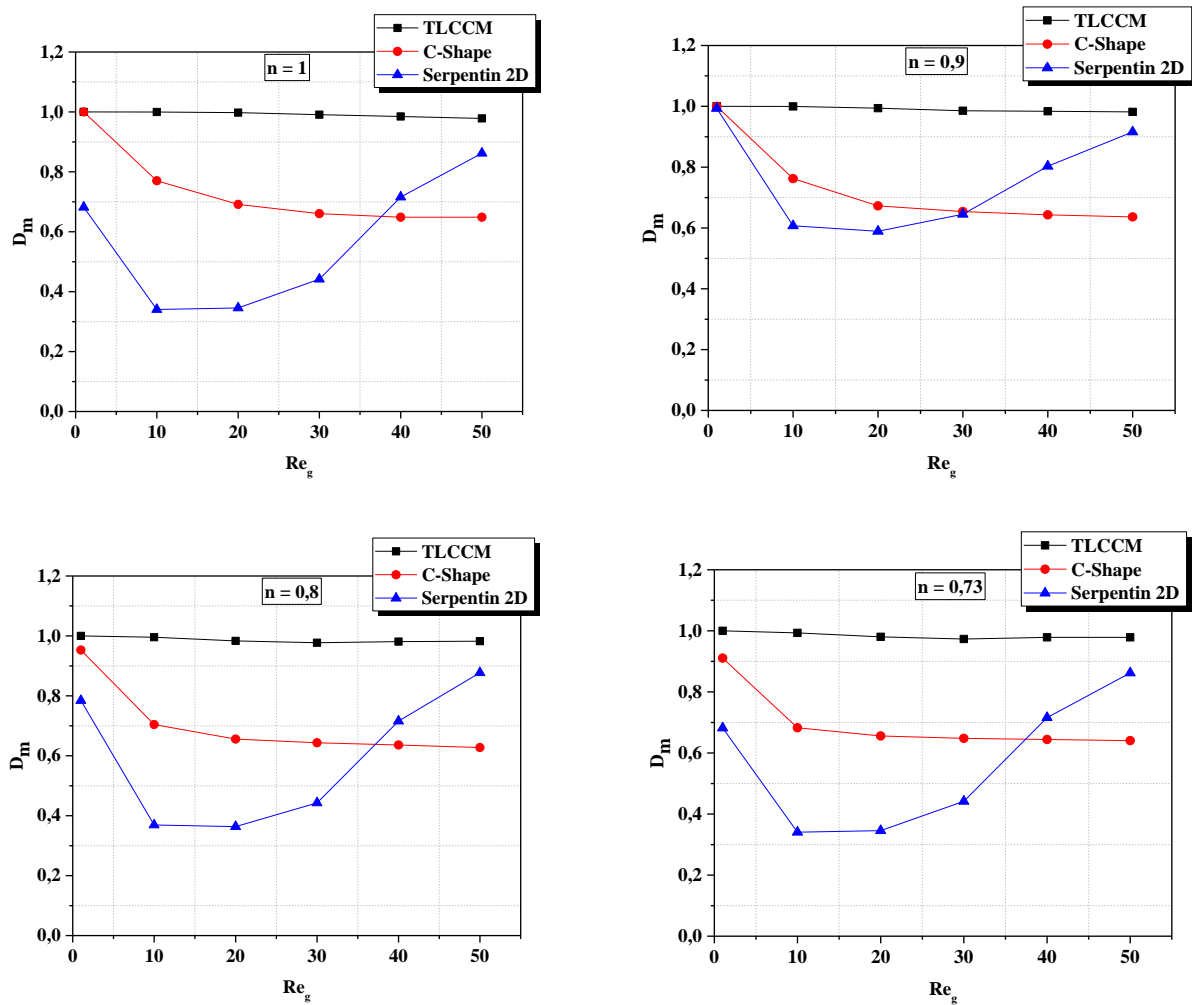


Figure V.7. Evolution du degré de mélange thermique au plan de sortie en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.

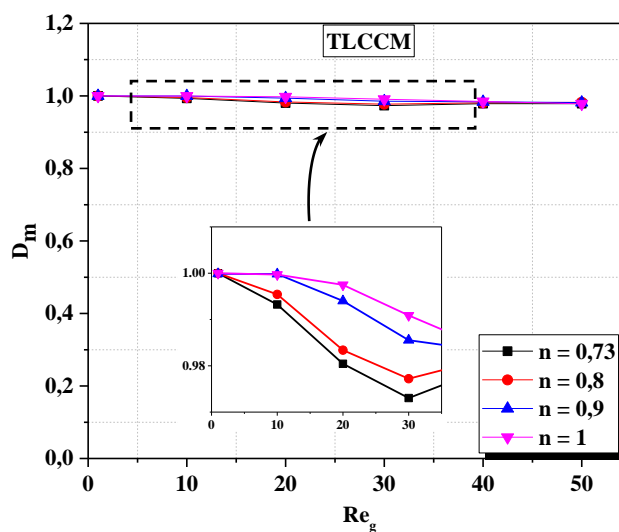


Figure V.8. Evolution du degré de mélange thermique au plan de sortie de la géométrie TLCCM en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.

Les figures V.9 et V.10 présentent les contours de distribution de la température dans des sections transversales et dans les plans méridiens des micromélangeurs considérés, pour différents indices de comportement ($n = 0,73$ et 1) et pour deux valeurs de nombres de Reynolds généralisés ($Re_g = 1$ et 20).

Le mélange thermique est influencé par l'indice de comportement du fluide ainsi que par le nombre de Reynolds.

Comme on peut le voir dans la figure V.9 et pour $n = 0,73$, la distribution de la température au plan méridien et dans les sections transversales des micromélangeurs montre que les deux géométries Serpentin 2D et C-Shape présentent des performances du mélange relativement faibles, surtout à $Re_g = 20$ qui correspond au régime d'advection chaotique, tandis que pour $Re_g = 1$, une amélioration significative est observée dans le cas de ces deux géométries et le mélange est dû à la diffusion moléculaire, par contre le micromélangeur TLCCM offre des performances du mélange les plus élevées pour les deux régimes d'écoulement.

Pour le cas des fluides Newtoniens où $n = 1$ (voir figure V.10), toutes les géométries présentent des performances de mélange élevées à faible nombre de Reynolds ($Re_g = 1$), tandis que la qualité de mélange diminue légèrement avec $Re_g = 20$. La géométrie Serpentin 2D présente une efficacité de mélange faible par rapport aux deux autres géométries C-Shape et TLCCM qui sont dominantes en termes d'efficacité de mélange thermique.

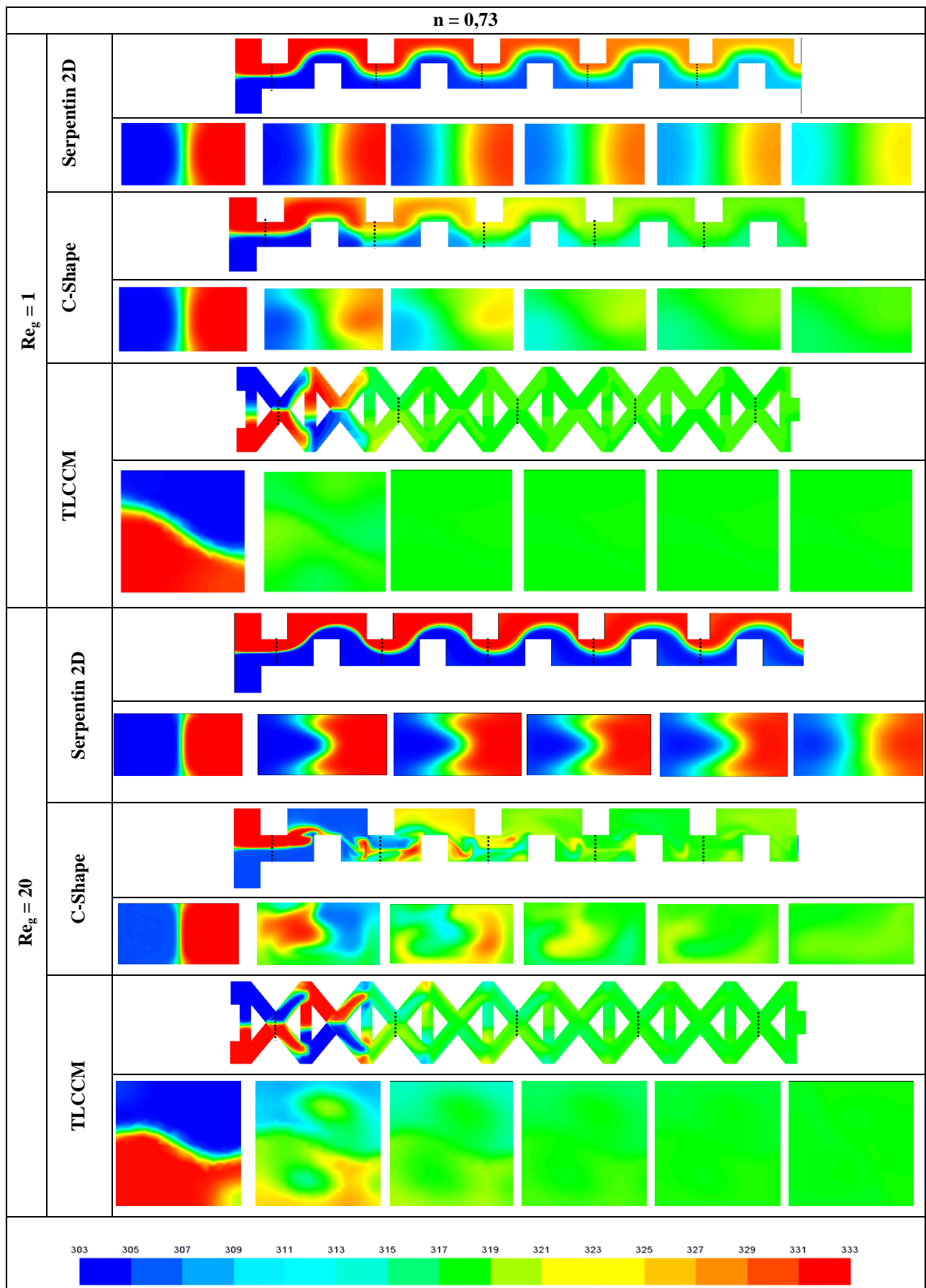


Figure V.9. Distribution de la température dans des sections transversales et dans des plans méridiens des micromélangeurs ($n = 0,73$).

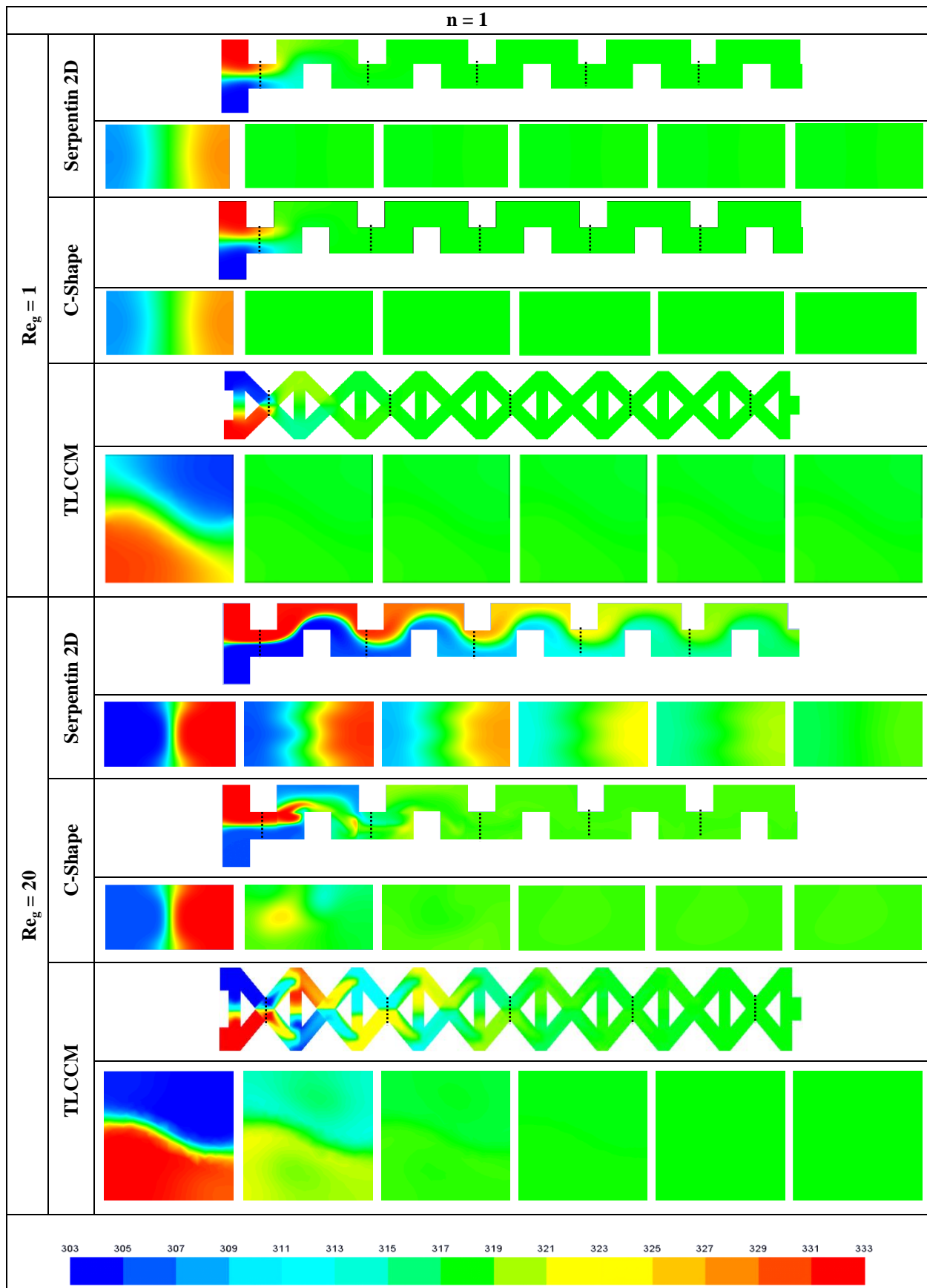


Figure V.10. Distribution de la température dans des sections transversales et dans des plans méridiens des micromélangeurs ($n = 1$).

V.5. Génération de l'entropie et efficacité thermique des micromélangeurs étudiés

La génération d'entropie est une dégradation d'énergie qui se produit lorsque l'énergie est transformée en chaleur ou échangé entre deux espèces fluides à des températures différentes.

La génération d'entropie associée à l'écoulement des fluides est induite par des mécanismes visqueux et thermiques, impliquant des gradients de vitesses et de températures. La performance du mélange thermique au sein des micromélangeurs étudiés, mettant en jeu ces différents types d'écoulements, est étroitement liée à la minimisation de la création de cette entropie et par conséquent cela constitue une motivation suffisante pour une meilleure connaissance des différents mécanismes qui sont à l'origine de la création de cette entropie.

Nous évoquons dans cette partie, la production de l'entropie ou l'irréversibilité dues aux transferts thermiques, et aux chutes de pression des fluides en fonction des nombres de Reynolds généralisés pour différents indices de comportement. La figure V.11 présente l'évolution globale de la production d'entropie due aux transferts thermiques, pour les différentes configurations géométriques des micromélangeurs considérés : TLCCM, C-Shape, et Serpentin 2D. On constate que pour le micromélangeur TLCCM, la production d'entropie due au transfert thermique dans tous les cas de fluides non-Newtoniens est inférieure à celle des autres configurations géométriques et que sa valeur diminue à mesure que l'indice de comportement de l'écoulement augmente. Plus le nombre de Reynolds généralisé est élevé, plus la génération d'entropie augmente.

Ces résultats confirment à nouveau que l'écoulement chaotique peut effectivement améliorer les performances thermodynamiques dues aux échanges thermiques en diminuant le nombre de Reynolds généralisé et en augmentant l'indice de comportement. La production maximale d'entropie se produit dans le cas d'un fluide à faible indice de comportement ($n = 0,73$). Ces résultats montrent aussi que lors du mélange thermique, l'entropie thermique créée dans l'écoulement dans notre micromélangeur est celle la moins importante comparée aux autres géométries. Donc, une dégradation d'énergie d'origine thermique nettement plus petite.

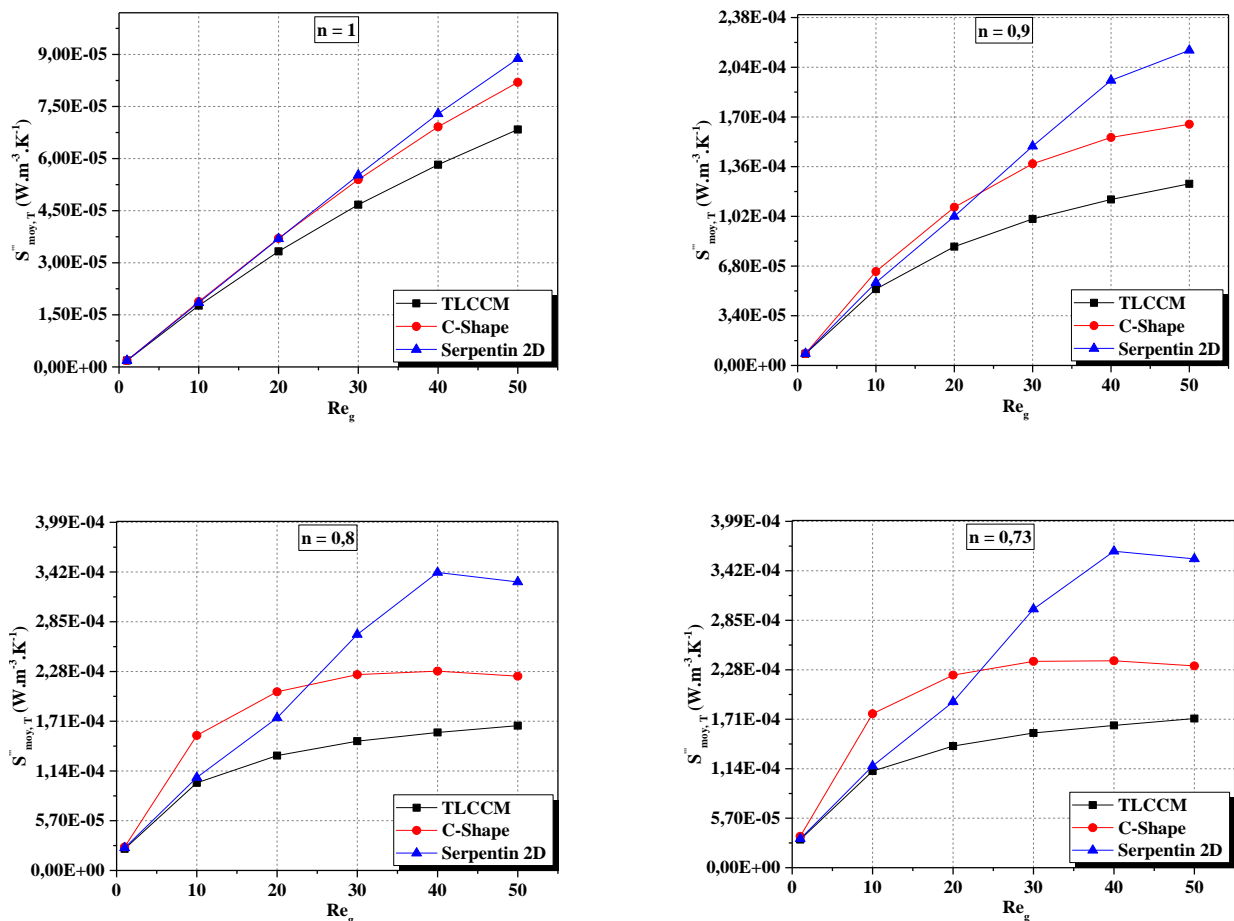


Figure V.11. Evolution de l'entropie générée par transfert thermique en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour les différentes géométries et pour chaque indice de comportement.

La figure V.12 présente l'effet du nombre de Reynolds généralisé sur le taux de génération de l'entropie due aux chutes de pression des fluides pour les micromélangeurs considérés, pour différentes valeurs de l'indice de comportement. Lorsque l'indice de comportement des fluides augmente, $S'''_{moy,P}$ diminue évidemment. Cependant, les effets du nombre de Reynolds généralisé, qui peuvent être détectés dans le cas des géométries étudiées, sont relativement faibles. Nous constatons alors que les courbes d'évolution du taux de génération d'entropie des différentes géométries sont très proches. Le même constat est observé pour la plupart des indices de comportement de 0,73 à 1. Notamment, on peut le voir sur la figure V.12 : la génération de l'entropie due aux chutes de pression présente des valeurs légèrement inférieures dans le cas de la géométrie TLCCM que celle observée pour les autres géométries. En Plus, l'entropie créée dues aux frottements est très petite, ceci est vrai dans le cas d'un régime laminaire notamment dans les écoulements rampants.

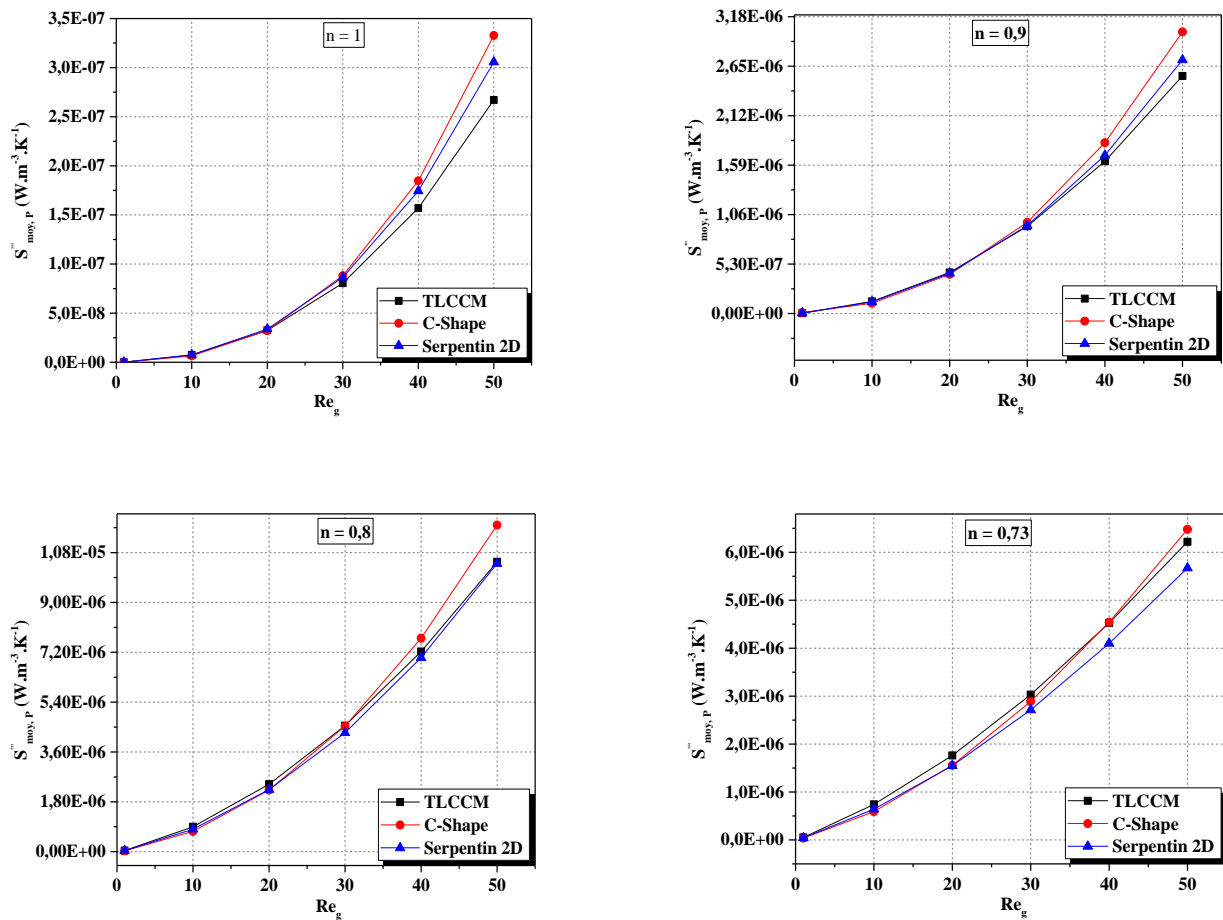


Figure V.12. Evolution de l'entropie générée par les chutes de pression en fonction du nombre de Reynolds généralisé pour les différentes géométries et chaque indice de comportement.

Les variations de la production de l'entropie globale avec l'indice de comportement pour différentes valeurs du nombre de Reynolds généralisé sont reportées dans la figure V.13. Pour toutes les géométries, la production de l'entropie globale croit avec l'augmentation du nombre de Reynolds généralisé, mais diminue à mesure que l'indice de comportement augmente. La raison de cette tendance est le fait que les gradients de température à l'intérieur de l'écoulement augmentent. En outre, le taux de génération de l'entropie globale dans les géométries : C-Shape et Serpentin 2D est plus élevé que celui pour la géométrie TLCCM, ce qui conduit à l'amélioration des performances du mélange thermique relatif à la géométrie TLCCM.

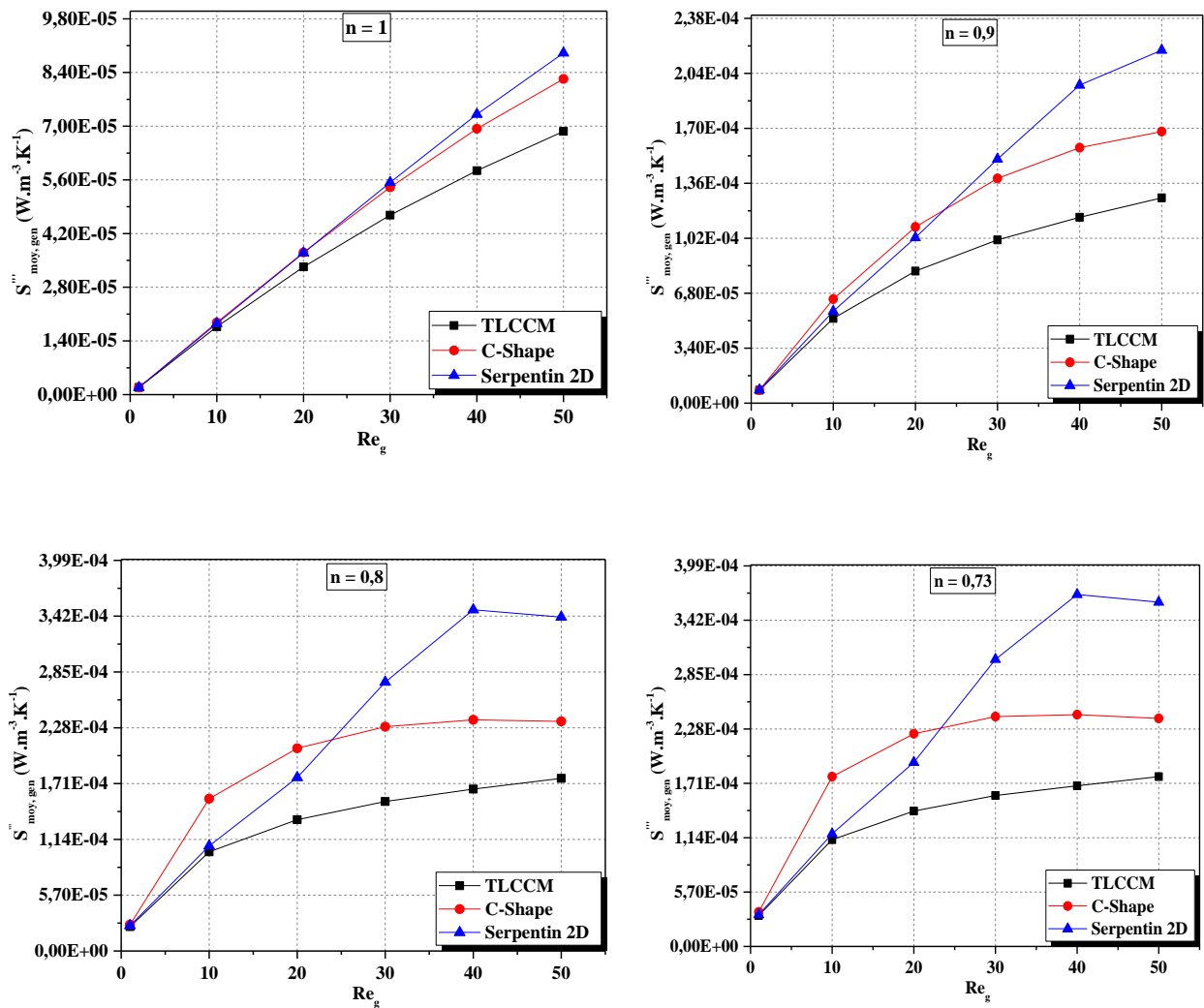


Figure V.13. Evolution de la génération d'entropie globale en fonction du nombre de Reynolds généralisé dans les différentes géométries pour chaque indice de comportement.

La figure V.14 présente l'évolution du rapport de la production d'entropie globale de la géométrie TLCCM avec celle de la géométrie C-Shape pour différents indices de comportement. La première remarque qu'on peut tirer à partir du graphe ; c'est que toutes les valeurs du rapport d'entropie global sont inférieures à l'unité quel que soit l'indice de comportement ; ce constat montre que la géométrie C-Shape favorise de plus en plus la génération de l'entropie globale par rapport à la géométrie TLCCM. L'intervalle de variation des rapports d'entropie globale entre les indices extrêmes $n = 0,73$ et $n = 1$ est plus large, ainsi cette différence élevée est aussi apparue dans l'entropie globale. Par conséquent, dans le cas de la forme géométrique TLCCM la génération de l'entropie prend des valeurs faibles et ceci d'autant que les valeurs de l'indice de comportement sont faibles. En conséquence, on peut affirmer que le mélange est dominant dans le cas de cette géométrie qui présente la meilleure performance du mélange avec des nombres de Reynolds relativement faibles.

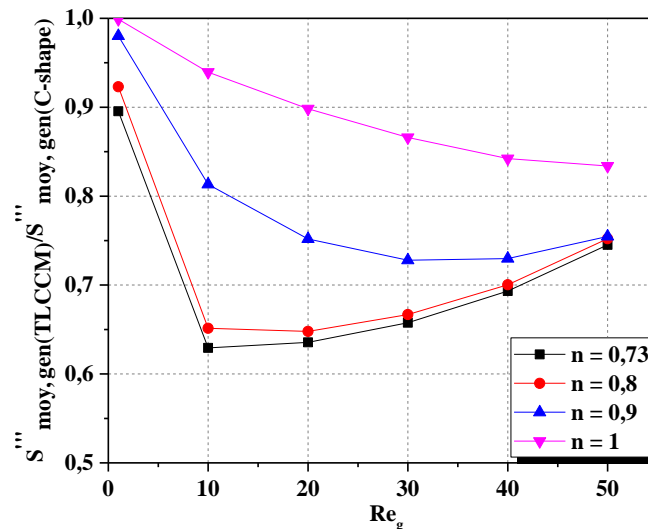


Figure V.14. Evolution du taux de génération d'entropie : cas de la géométrie TLCCM par rapport à celui de la géométrie C-Shape pour n allant de 0,73 à 1.

Afin d'observer l'importance relative de la génération d'entropie par transfert thermique par rapport à la génération d'entropie globale dans toutes les géométries proposées, la figure V.15 montre les variations du nombre de Bejan avec le nombre de Reynolds généralisé pour différents indices de comportement.

Pour toutes les géométries considérées, les valeurs du nombre de Bejan sont supérieures à 0, et se rapproche de la limite supérieure, ce qui est un résultat fiable indiquant que la génération d'entropie est dominée par l'irréversibilité du transfert thermique. Ceci est dû au fait que les gradients de température sont plus élevés que les gradients de vitesse.

Dans notre étude comparative, l'irréversibilité due aux frottements des couches fluides est moins importante, ce qui conduit à un nombre de Bejan plus élevé dans le cas de toutes les géométries, donc la génération d'entropie dans les conditions d'écoulement actuelles est dominée par l'irréversibilité du transfert thermique. Par conséquent, notre micromélangeur TLCCM, présente des performances du mélange élevées avec un nombre de Reynolds relativement faible et ceci quel que soit l'indice de comportement.

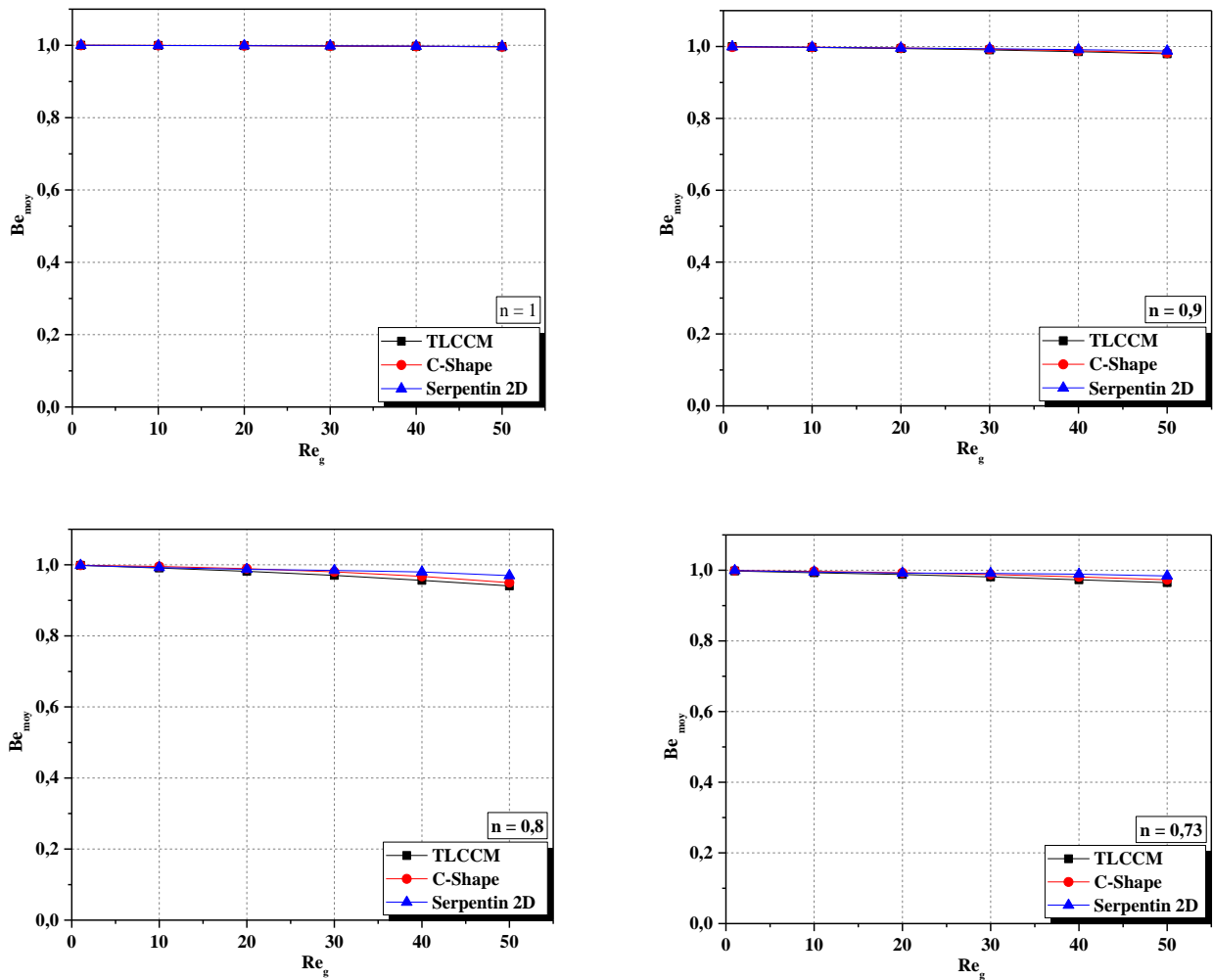


Figure V.15. Evolution du nombre de Bejan en fonction du nombre de Reynolds généralisé dans le cas des différentes géométries pour chaque indice de comportement.

La distribution de la température dans une section transversale est affectée par le champ de vitesse comme s’est montré précédemment pour les formes géométriques étudiées. Un autre critère important est utilisé pour vérifier l’homogénéisation de la distribution de température en aval des micromélangeurs étudiés. La figure V.16 présente la fonction de densité de probabilité PDF (%) à la section de sortie de chaque géométrie, pour différentes valeurs de l’indice de comportement (0,73 à 1), et pour un nombre de Reynolds généralisé est égal à 1.

La cartographie de la température montre clairement que pour les géométries C-Shape et Serpentin 2D, la distribution de température à la section de sortie reste dispersée dans plusieurs plages de température et surtout pour la forme Serpentin 2D qui présente la mauvaise qualité du mélange. Ceci indique que l’utilisation des géométries C-Shape et Serpentin 2D dans le processus de mélange des fluides pour des écoulements à faible nombre de Reynolds n’est pas le choix approprié.

En ce qui concerne la géométrie chaotique du micromélangeur TLCCM, la distribution de la température est complètement différente de celle obtenue avec les géométries C-Shape et Serpentin 2D. Lorsque les fluides (chaud et froid) traversent la géométrie, ils sont bien mélangés et ont tendance à être homogénéisés sous l'effet du comportement chaotique de l'écoulement au sein de cette géométrie. Ainsi, la distribution de la température à la section de sortie du micromélangeur TLCCM est concentrée dans une plage étroite où le pic de cette distribution correspond à la température du mélange souhaitée de 318 K quelle que soit la valeur de l'indice de comportement allant de 0,73 à 1.

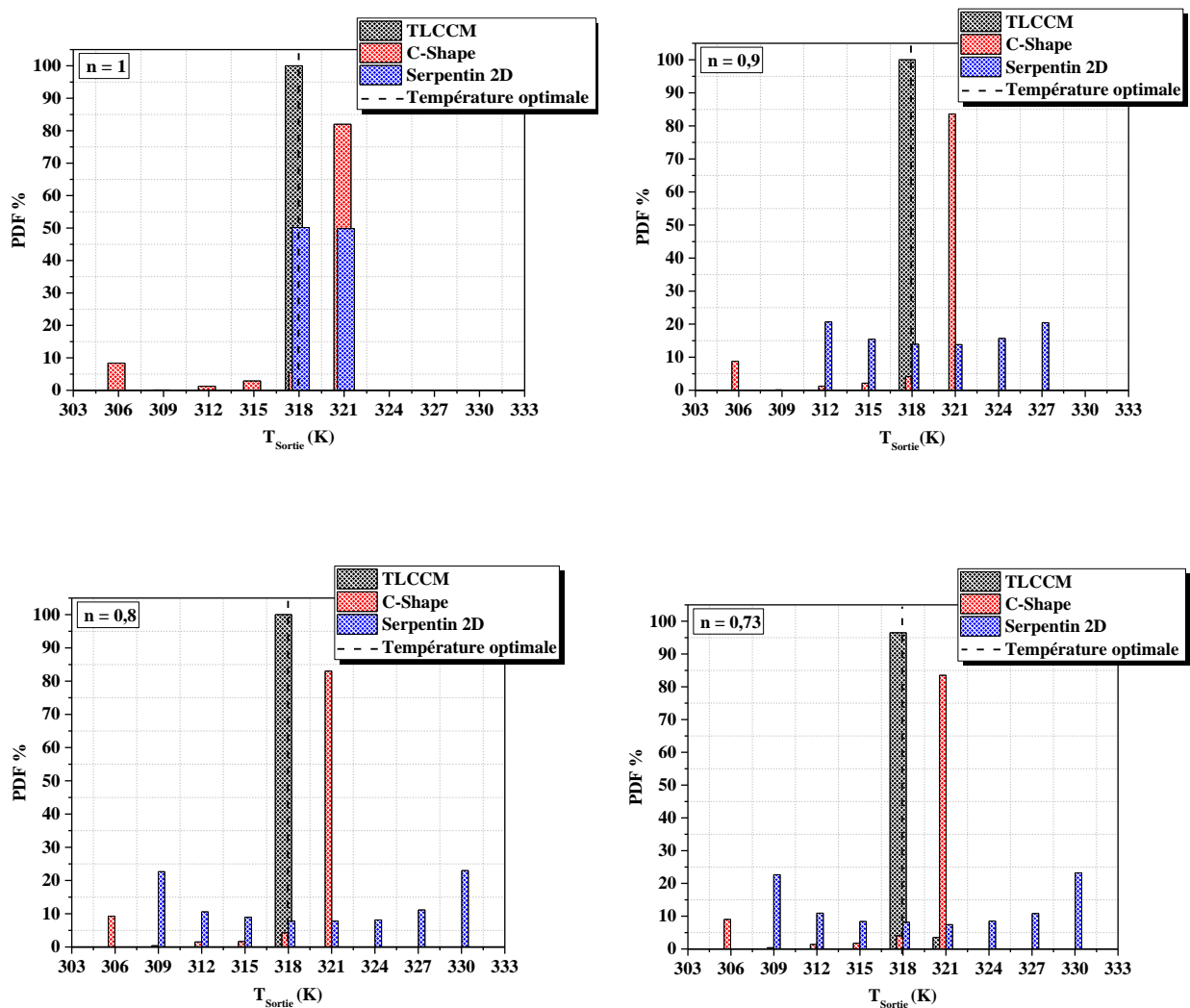


Figure V.16. La fonction de densité de probabilité PDF (%) à la sortie des géométries considérées pour différents n ($Re_g = 1$).

V.6. Conclusion

Une étude numérique détaillée a été menée pour étudier l'hydrodynamique, l'intensité des écoulements secondaires, les performances du mélange thermique, la génération d'entropie et l'homogénéisation de la température des fluides rhéofluidifiants dans trois géométries : Serpentin 2D, C-Shape et TLCCM, pour un nombre de Reynolds généralisé allant de 1 à 50, et pour des valeurs d'indice de comportement de 0,73 à 1.

La géométrie TLCCM présente une forte dynamique d'échange à travers la compression et l'étirement, comparée aux autres géométries en raison de l'advection chaotique, ce qui donne un avantage supplémentaire pour cette forme dans l'amélioration des performances hydrodynamiques de mélange par rapport aux autres géométries. La géométrie TLCCM affiche la meilleure amélioration du transfert thermique en termes de distribution qualitative de température qui devient de plus en plus homogène ; ainsi la génération d'entropie dans cette géométrie est dominée par l'irréversibilité due au transfert thermique.

La qualité du mélange est mise en évidence par deux critères qui sont caractérisés par le degré de mélange D_m et la fonction de densité de probabilité PDF. Ces critères ont confirmé que les capacités de la géométrie TLCCM en terme d'homogénéisation de température de fluides rhéofluidifiants dans l'écoulement sont nettement meilleures. L'évaluation du degré de mélange thermique D_m indique qu'un mélange homogène est atteint dans la géométrie chaotique TLCCM qui évolue à proximité de la limite supérieure. De plus, il est prouvé par la fonction PDF que le champ de température à la section de sortie du micromélangeur TLCCM est concentrée dans un seul intervalle où le pic de cette distribution correspond à la température du mélange souhaitée quelle que soit la valeur de l'indice de comportement du fluide, contrairement aux géométries C-Shape et Serpentin 2D dans le cas desquelles le champ de température est très dispersé à la section de sortie.

Par conséquent, les performances thermiques du mélange et les caractéristiques thermodynamiques sont plus importantes pour la géométrie TLCCM, comparées aux deux autres formes géométriques : C-Shape et Serpentin 2D.

Conclusion Générale

Conclusion générale :

Dans ce travail, nous avons pu proposer un micromélangeur à deux couches de canaux croisés très efficace en termes de performances thermiques, dynamiques, de mélange et thermodynamiques fonctionnant en régime laminaire chaotique ($0,1 < Re_g < 50$) pour un fluide non-Newtonien ($n < 1$).

Le micromélangeur étudié est de dimensions réduites, de l'ordre du millimètre, ce qui facilite son insertion dans les différentes applications industrielles. L'étude du comportement dynamique de l'écoulement montre l'existence de points hyperboliques dans l'écoulement même à faibles nombres de Reynolds de l'ordre de 0,1. Ceci reflète la sensibilité de cet écoulement aux conditions initiales et par la suite, l'écoulement est considéré comme chaotique. Le mélange est quantifié par un paramètre appelé indice de mélange MI. L'indice MI est limité par deux valeurs 0 et 1 (pour un mélange parfait MI tendant vers 1). Dans notre micromélangeur, ce critère dépasse 0,96 (96 %) pour toutes les valeurs adoptées du nombre de Reynolds généralisé et pour les valeurs de l'indice de comportement dans cette étude. Notre système est donc d'une grande performance même aux écoulements rampants (Reynolds très faible). Les pertes de charge présentées par le nombre de Poiseuille, évaluées dans ce micromélangeur, ne présentent pas vraiment d'inconvénient car elles sont dans le pire des cas, moins importantes que celles mesurées dans un tube droit dans le cas d'un écoulement établi.

L'analyse du comportement de l'écoulement, résultant des différentes géométries adoptées, TLCCM, SCSM-90, CG, et C-Shape, nous a amené à accorder une attention particulière aux structures des écoulements secondaires qui se développent au niveau des plans de croisement pour la géométrie TLCCM et dans des sections transversales pour toutes les géométries considérées, et cela à l'aide des profils de vitesse, des vecteurs de vitesse ainsi que les contours de la fraction massique.

Les résultats obtenus montrent que le micromélangeur TLCCM possède les meilleurs indices de mélange, qui dépassent 0,96 pour toutes les valeurs du nombre de Reynolds généralisé et de l'indice de comportement considéré dans cette étude. Il est le siège des pertes de charge relativement faibles par rapport aux autres géométries étudiées. Par conséquent, le micromélangeur TLCCM présente un taux Po/MI le plus bas, ce qui montre son efficacité.

Par ailleurs, et dans ce même contexte, on a exploité la forme géométrique TLCCM dans le cas du mélange thermique. Ce dernier a été caractérisé au sein de notre micromélangeur, ainsi que dans les micromélangeurs C-Shape et Serpentin 2D, en calculant le degré du mélange (D_m) de deux fluides ayant deux températures différentes pour diverses valeurs de nombres de Reynolds généralisés ($Re_g = 0,1-50$) et de l'indice de comportement ($n = 0,73-1$).

Les conditions aux limites thermiques des parois des canaux sont adiabatiques. Les résultats ont révélé, clairement, que la géométrie TLCCM améliore plus efficacement le degré du mélange par rapport aux deux autres géométries C-Shape et Serpentin 2D, en raison de l'intensité des écoulements secondaire générés dans celle-ci.

En outre, il convient de noter que l'indice de comportement (n) des fluides a un effet significatif sur les performances du mélange thermique. Les fluides non-Newtoniens ont en particulier une efficacité du mélange thermique plus faible. Pour l'ensemble de l'indice de comportement (n), le meilleur degré du mélange thermique est obtenu avec un nombre de Reynolds généralisé élevé ($Re_g = 50$).

Le second principe de la thermodynamique a été utilisé afin de montrer les performances thermodynamiques. L'entropie générée par l'irréversibilité du transfert de chaleur et l'irréversibilité par frottement est analysée. Les résultats ont montré que l'augmentation du nombre de Reynolds généralisé provoque la réduction de la contribution du transfert de chaleur et l'augmentation de celle de la chute de pression, c'est-à-dire que la génération d'entropie due au transfert de chaleur diminue alors que celle due à l'augmentation du frottement augmente. Lorsque l'indice de comportement diminue, la production entropique globale est dominée par l'irréversibilité du transfert de chaleur. Comme l'indice de comportement augmente, la production entropique globale est dominée par l'irréversibilité du frottement. Dans le cas des fluides non-Newtoniens, l'augmentation de la valeur de l'indice de comportement montre que la contribution du transfert de chaleur diminue alors que celle de la chute de pression augmente.

Enfin, ce travail a permis de présenter une géométrie chaotique d'un système de mélange thermique très efficace et de meilleures performances thermiques, pour les fluides Newtoniens et non-Newtoniens.

On peut conclure alors, que les résultats liés à la caractérisation hydrodynamique et thermique du mélange des fluides rhéofluidifiants au sein des micromélangeurs étudiés sont concluants.

Comme perspective, l'étude du mélange dans ce type de micromélangeur peut être élargie aux autres types de fluides non-Newtoniens tels que : Herschel-Bulkley, fluides de Bingham, effet instationnaire du champ des vitesses...etc. Ces considérations présentent sans doute une étude intéressante pour compléter notre étude.

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.
- Ahmed, D., Mao, X., Shi, J., Juluri, B. K. & Huang, T. J. (2009). A millisecond micromixer via single-bubble-based acoustic streaming. *The Royal Society of Chemistry, Lab on a Chip*, 9, 2738–2741.
- 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.
- Al-Halhouli, A.A., Alshare, A., Mohsen, M., Matar, M., Dietzel, A., Büttgenbach, S. (2015). Passive micromixers with interlocking semi-circle and omega-shaped modules: Experiments and simulations. *Micromachines*, 6, 953–968.
- 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.
- Aref, H. (2002). The development of chaotic advection. *Phys. of Fluids*, 14(04), 1315–1325.
- 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.
- Bejan, A. (1982). Entropy Generation Through Heat and Fluid Flow. *Wiley, New York*.
- Bhagat, A. A. S., Peterson, E. T. K., & Papautsky, I. A. (2007). Passive planar micromixer with obstructions for mixing at low Reynolds numbers. *J. Micromech. Microeng.*, 17, 1017–1024.
- Branbjerg, J., Gravesen, P., Krog, J. P., Nielsen, C. R. (1996). Fast mixing by lamination. *In Proceedings of the Micro Electro Mechanical Systems*. San Diego, CA, USA, 441–446.
- Cai, G., Xue, L., Zhang, H., & Lin, J. (2017). A review on Micromixers. *Micromachines*, 8(274), 1–27.
- Chen, H., & Meiners, J. C. (2004). Topologic mixing on a microfluidic chip. *Appl. Phys. Lett.*, 84(12), 2193–2195.
- 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.

- Chen, X., & Zhao, Z. (2017). Numerical investigation on layout optimization of obstacles in a three-dimensional passive micromixer. *Analytica Chimica Acta*, 964, 142–149.
- Chen, Z., Bown, M. R., Sullivan, B. O., MacInnes, J. M., Allen, R. W. K., Blom, M., & van't Oever, R. (2009). Performance analysis of a folding flow micromixer. *Microfluidics Nanofluidics*, 6(6), 763–774.
- 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. *The Chemical Engineering Journal*, 56, 33–37.
- Elliott, L., Ingham, D. B., & Wood, J. D. (1998). A two-dimensional model of the three dimensional mixed convection flow of Newtonian and non-Newtonian fluids in a rectangular duct. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 41, 33–44.
- 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.
- Fang, W. F. & Yang, J. T. (2009). A novel microreactor with 3D rotating flow to boost fluid reaction and mixing of viscous fluids. *Sens. Actuators B, Chem.*, 140(2), 629–642.
- 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.
- Ghanem, A., Lemenand, T., Valle, D. D., & Peerhossaini H. (2014). Static mixers : Mechanisms, applications, and characterization methods : A review. *Chemical Engineering Research and Design*, 92, 205–228.
- Gidde, R. R., Pawar, P. M., Ronge, B. P., Shinde, A. B., Misal, N. D., & Wangikar, S. S. (2018). Flow field analysis of a passive wavy micromixer with CSAR and ESAR elements. *Microsystem Technologies*, 25(3), 1017–1030.
- Haghighinia, A., & Movahedirad, S. (2019). Fluid micro-mixing in a passive microchannel: Comparison of 2D and 3D numerical simulations. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 139, 907–916.

- 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.
- Hessel, V., Löwe, H., & Schönfeld, F. (2005). Micromixers: A review on passive and active mixing principles. *Chemical Engineering Science*, 60, 2479–2501.
- 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. (2014). Mixing Analysis of Passive Micromixer with Unbalanced Three-Split Rhombic Sub-Channels. *Micromachines*, 5, 913–928.
- 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., 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.
- Huang, P. H., Xie, Y., Ahmed, D., Rufo, J., Nama, N., Chen, Y., Chan, C. Y., & Huang, T. (2013). An acoustofluidic micromixer based on oscillating sidewall sharp-edges. *The Royal Society of Chemistry, Lab on a Chip* 13(19), 1–6.
- 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.
- 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.
- Jiangfeng, G., Mingtian, X., Yujia, T. & Xiulan, H. (2012). The effect of temperature-dependent viscosity on entropy generation in curved square microchannel. *Chemical Engineering and Processing*, 52, 85–91.
- 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.
- Khelfaoui, R. (2007). Micromélangeurs : Etude expérimentale et numérique. De solutions techniques adaptées aux microsystèmes. France: Thèse de doctorat, Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse- Toulouse.
- Kim, D. S., Lee, S. H., Kwon, T. H., & Ahn, C. H. (2005). A serpentine laminating micromixer combining splitting/recombination and advection. *The Royal Society of Chemistry, Lab on a Chip*, 5, 739–747.
- Ko, T. H. (2006). Numerical analysis of entropy generation and optimal Reynolds number for developing laminar forced convection in double-sine ducts with various aspect ratios. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 49, 718–726.

- Ko, T. H., & Ting, K. (2006). Entropy generation and optimal analysis for laminar forced convection in curved rectangular ducts: A numerical study. *International Journal of Thermal Sciences*, 45, 138–150.
- Kozicki, W., Chou, C. H., & Tiu, C. (1966). Non-newtonian Flow in Ducts of Arbitrary Cross-Sectional Shape. *Chemical Engineering Science*, 21, 665–679.
- 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.
- Kurnia, J. C., Sasmito, A. P., Shamim, T., & Mujumdar, A. S. (2016). Numerical investigation of heat transfer and entropy generation of laminar flow in helical tubes with various cross sections. *Applied Thermal Engineering*, 102, 849–860.
- Lasbet, Y., Auvity, B., Castelain, C., & Peerhossani, H. (2006). A chaotic heat-exchanger for PEMFC cooling applications. *Journal of Power Sources*, 156, 114–118.
- Lasbet, Y., Auvity, B., Castelain, C., & Peerhossani, H. (2007). Thermal and hydrodynamic performances of chaotic mini-channel: application to the fuel cell cooling. *Heat Transfer Engineering*, 28(8-9), 795–803.
- Lasbet, Y. (2008). Performances hydrodynamiques, thermiques et énergétiques de géométries chaotiques. Application au refroidissement des PEMFC. France: Thèse de doctorat, Ecole Polytechnique de l'Université de Nantes - Nantes.
- Lee, C. Y., Chang, C. L., Wang, Y. N. & Fu, L. M. (2011). Microfluidic Mixing: A Review. *Int. J. Mol. Sci.*, 12, 3263–3287.
- Lee, C. Y., & Fu, L. M. (2018). Recent advances and applications of micromixers. *Sensors and Actuators B*, 259, 677–702.
- 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.
- Li, L., Chen, Q., & Tsai, C. T. (2014). Three Dimensional Triangle Chaotic Micromixer. *Advanced Materials Research*, 875(877), 1189–1193.
- 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 shear-thinning power-law fluids in dimpled and protruded microchannels. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 99, 372–382.
- Li, S. N., Zhang, H. N., Li, X. B., Li, Q., Li, F. C., Qian, S., & Joo, S. W. (2017). Numerical study on the heat transfer performance of non-Newtonian fluid flow in a manifold microchannel heat sink. *Applied Thermal Engineering*, 115, 1213–1225.

- Li, T., Chen, X. (2017). Numerical investigation of 3D novel chaotic micromixers with obstacles. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 115, 278–282.
- Li, X., Chang, H., Liu, X., Ye, F., & Yuan, W. (2015). A 3D Overbridge-Shaped Micromixer for Fast Mixing Over a Wide Range of Reynolds Numbers. *Journal of Microelectromechanical Systems*, 24 (5), 1–9.
- Lim, T.W., Son, Y., Jeong, Y. J., Yang, D. Y., Kong, H. J., Lee, K. S., Kim, D. P. (2011). Three-dimensionally crossing manifold micro-mixer for fast mixing in a short channel length. *Lab Chip*, 11, 100–103.
- Lin, Y. (2015). Numerical characterization of simple three dimensional chaotic micromixers. *Chemical Engineering Journal*, 277, 303–311.
- 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.
- Luna, N., Mendez, F., & Trevino, C. (2002). Conjugated heat transfer in circular ducts with a power law laminar convection fluid flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 45, 655–666.
- Luo, H., Delache, A. & Simoëns, S. (2019). Direct Numerical Simulation of a shear-thinning fluid in a T-junction cross flow. *24^{ème} Congrès Français de Mécanique*, 1-5.
- Mahmud, S., & Fraser, R. A. (2002). Inherent irreversibility of channel and pipe flows for non-Newtonian fluids. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, 29, 577–587.
- Mahmud, S., & Fraser, R. A. (2006). Second law analysis of forced convection in a circular duct for non-Newtonian fluids. *Energy*, 31, 2226–2244.
- Mashaei, P. R., Hosseinalipour, S. M., & Esmailpour, K. (2014). Numerical investigation of thermal mixing of shear thinning fluids in one-way opposing jets. *Journal of Computational and Applied Research in Mechanical Engineering*, 3(2), 95–103.
- Maurya, A., Tiwari, N., & Chhabra, R. P. (2019). Thermal Mixing of Impinging Laminar Streams of Shear-Thinning Fluids. *Heat Transfer Engineering*, 1–20.
- Mendels, D., Graham, E. M., Magennis, S. W., Jones, A. C., & Mendels, F. (2008). Quantitative comparison of thermal and solutal transport in a T-mixer by FLIM and CFD. *Microfluid Nanofluid*, 5, 603–617.
- 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.
- Mojtaba, J., Castelain, C., & Peerhossaini, H. (2013). Mixing enhancement by pulsating chaotic advection. *Chemical Engineering and Processing*, 74, 1–13.
- Mouza, A. A., Patsa, C. M., & Schönfeld, F. (2008). Mixing performance of a chaotic micro-mixer. *Chemical Engineering Research and Design*, 86, 1128–1134.

- Murthy, J. Y., & Mathur, S.R. (2002). Numerical Methods in Heat, Mass, and Momentum Transfer. *Draft Notes ME 608, School of Mechanical Engineering, Purdue University, Spring*, 1–196.
- Naas, T. T., Lasbet, Y., Benzaoui, A. & Loubar, K. (2016). Characterization of Pressure Drops and Heat Transfer of Non-Newtonian Power-Law Fluid Flow Flowing in Chaotic Geometry. *International Journal of Heat and Technology*, 34(2), 251–260.
- Naas, T. T., Lasbet, Y., Aidaoui, L., Boukhalkhal, A. L., Loubar, K. (2020). High performance in terms of thermal mixing of non-Newtonian fluids using open chaotic flow: numerical investigations. *Thermal Science and Engineering Progress*. 16, (Article sous presse).
- Naik-Nimbalkar, V. S., Patwardhan, A. W., Banerjee, I., Padmakumar, G., & Vaidyanathan, G. (2010). Thermal mixing in T-junctions. *Chemical Engineering Science*, 65, 5901–5911.
- Nguyen, N. T., & Wu, Z. (2005). Micromixers: A review. *Journal of Micromechanics and Microengineering*, 15, 1–16.
- Niederhorn, T., & Ottino, J. (1994). Chaotic mixing of shear-thinning fluids. *AIChE journal*, 40(11), 1782–1793.
- Nimafar, M., Viktorov, V., & Martinelli, M. (2012). Experimental investigation of split and recombination micromixer in confront with basic T- and O-type micromixers. *Int. J. Mech. Appl.*, 2 (5), 61–69.
- Niu, X., & Lee, Y. K. (2003). Efficient spatial-temporal chaotic mixing in microchannels. *J. Micromech. Microeng.*, 13, 454–462.
- Nouri, D., Zabihi-Hesari, A., Passandideh-Fard, M. (2017). Rapid mixing in micromixers using magnetic field. *Sens. Actuators A: Phys.*, 255, 79–86.
- Okuducu, M. B., & Aral, M. M. (2019). Novel 3-D T-Shaped Passive Micromixer Design with Helicoidal Flows. *Processes*, 7(637), 1–20.
- Ould El Moctar, A., Aubry. N. & Batton, J. (2003). Electro-hydrodynamic micro-fluidic mixer. *The Royal Society of Chemistry, Lab on a Chip*, 3, 273–280.
- Pinho, F. T., & Whitelaw, J. H. (1990). Flow of non-Newtonian fluids in a pipe. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, 34, 129–144.
- Qiang, Y., Wei, L., Luo, X., Jian, H., Wang, W., & Li, F. (2018). Heat Transfer and Flow Structures of Laminar Confined Slot Impingement Jet with Power-Law non-Newtonian Fluid. *Entropy*, 20(10), 800, 1–15.
- 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.
- Rohsenow, W. M., Hartnett. J. P., & Cho, Y. I. (1998). *McGraw-Hill, Handbook of Heat Transfer, 3rd Ed. non-Newtonian fluids*, 1–53.

- 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.
- Sahin, A. Z. (1996). Thermodynamics of laminar viscous flow through a duct subjected to constant heat flux. *Energy*, 21(12), 1179–1187.
- Sahin, A. Z. (1998). Irreversibilities in various duct geometries with constant wall heat flux and laminar flow. *Energy*, 23(6), 465–473.
- Schönfeld, F., Hardt, S. (2004). Simulation of helical flows in microchannels. *AIChE J.*, 50, 771–778.
- Shaha, I., Kim, S. W., Kim, K., Doh, Y. H., & Choi, K. H. (2019). Experimental and numerical analysis of Y-shaped split and recombination micromixer with different mixing units. *Chemical Engineering Journal*, 358, 691–706.
- 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.
- Sheu, T. S., Chen, S. J., Chen, J. J. (2012). Mixing of a split and recombine micromixer with tapered curved microchannels. *Chemical Engineering Science*, 71, 321–332.
- 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*. 135, 219–228.
- 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.
- Stroock, A. D., Dertinger, S. K., Ajdari, A., Mezic, I., Stone, H. A., Whitesides, G. M. (2002). Chaotic mixer for microchannels. *Science*, 295, 647–651.
- Tachibana, M., & Kawabata, N. (1986). Steady Laminar Flow of Power-Law Fluids in the Inlet Region of Rectangular Ducts. *Journal of Rheology*, 30, 517–538.
- Thakur, R. K., Vial, C., Nigam, K. D. P., Nauman, E. B., & Djelveh, G. (2003). Static mixers in the process industries: A review. *Trans IChemE, Part A, Chemical Engineering Research and Design*, 81, 787–826.
- 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., 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.
- Van-Doormaal, J. P., & Raithby, G. D. (1985). Enhancement of the SIMPLE method for predicting incompressible fluid flows. *Numerical Heat Transfer*, 7, 147–163.

- Viktorov, V., Mahmud, M. R., & Visconte, C. (2016). Numerical study of fluid mixing at different inlet flow-rate ratios in tear-drop and chain micromixers compared to a new h-c passive micromixer. *Eng. Appl. Comput. Fluid Mech*, 10, 182–192.
- Viktorov, V., & Nimafar, M. (2013). A novel generation of 3D SAR-based passive micromixer: efficient mixing and low pressure drop at a low Reynolds number. *J. Micromech. Microeng*, 23(055023), 1–13.
- Viktorov, V., Visconte, C., & Mahmud, M. R. (2016). Analysis of a Novel Y-Y Micromixer for Mixing at a Wide Range of Reynolds Numbers. *J. Fluids Eng.*, 138(9), 091201, 1–9.
- Wang, J., Liu, G., Li, X., He, F., & Ma, X. (2019). A Micromixer with Two-Layer Crossing Microchannels Based on PMMA Bonding Process. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 17 (8), 1–12.
- Wiggins, S., & Ottino, J. M. (2017). Foundations of chaotic mixing. *Philos. Trans. A. Math. Phys. Eng. Sci.*, 362(1818), 937–970.
- Xia, G., Li, J., Wu, H., Zhou, M. (2011). Mixing performance of asymmetric split and recombine micromixer with fan-shaped cavity. *CIESC J.*, 62, 1219–1225.
- Xia, H. M., Shu, C., Wan, S. Y. M., & Chew, Y. T. (2006). Influence of the Reynolds number on chaotic mixing in a spatially periodic micromixer and its characterization using dynamical system techniques. *J. Micromech. Microeng.*, 16, 53–61.
- 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.
- Xu, B., Wong, T. N., Nguyen, N. T., Che, Z., & Chai, J. C. K. (2010). Thermal mixing of two miscible fluids in a T-shaped microchannel. *Biomicrofluidics*, 4, 044102, 1–13.
- Xu, J., & Chen, X. (2019). Numerical study on mixing performance of 3D passive micromixer with scaling elements. *Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences and Engineering*, 41(453), 1–9.
- Yang, K., Zhang, D., Xie, Y., & Xie, G. (2016). Heat Transfer and Entropy Generation of Non-Newtonian Laminar Flow in Microchannels with Four Flow Control Structures. *Entropy*, 18(302), 1–19.
- Yilbas, B. S., Shuja, S. Z. & Budair, M. O. (1999). Second law analysis of a swirling flow in a circular duct with restriction. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 42, 4027–4041.
- Yilbas, B. S. & Pakdemirli, M. (2005). Entropy generation due to the flow of a non-Newtonian fluid with variable viscosity in a circular pipe, *Heat Transfer Engineering*, 26, 80–86.
- Zimparov, V. (2000). Extended performance evaluation criteria for enhanced heat transfer surfaces: heat transfer through ducts with constant wall temperature. *International Journal of Heat Mass Transfer*, 43, 3137–3155.
- Zimparov, V., Silva, A. K., & Bejan, A. (2006). Thermodynamic optimization of tree-shaped flow geometries. *International Journal of Heat Mass Transfer*, 49, 1619–1630.

ملخص:

تم التحقيق في خلط موائع غير نيوتونية تترقق مع معدل القص باستخدام ميكرومكسر ذو طبقتين بقتوات متقاطعة. يتم حل معادلات نافيه-ستوكس، معادلات انحفاظ الكتلة ومعادلة نقل الأنواع باستخدام برنامج CFD. كما أن النموذج المعتمد لتوصيف الخلط هو نموذج نقل الأنواع. يتمتع هذا الميكرومكسر بإمكانيات حقيقية لتحسين أداء الخلط لأن الخصائص الحركية تكون فوضوية تمامًا مع الحفاظ على نظام تدفق صفائحي. الموائع التي تم أخذها بعين الاعتبار في المحاكاة هي محلول كربوكسي ميثيل سليولوز التي تم تصميمها من خلال نموذج قانون الطاقة حيث تتراوح مؤشرات قانون الطاقة من 0.73 إلى 1 ورقم رينولدز المعمم بين 0.1 و 50. تم تصميم أشكال هندسية مختلفة من ميكرومكسرات تمت دراستها مسبقًا: متموج نصف دائري (SCSM-90)، أخاديد منحنية (CG)، أنماط على شكل C (شكل-C)، و متموج ثنائي الأبعاد. تتم مقارنة أداء الخلط الهيدروديناميكي والحراري مع الميكرومكسر الخاص بنا. تظهر نتائج المحاكاة العددية أن الميكرومكسر المقترح لديه أفضل مؤشر خلط. وبالتالي، الميكرومكسر المقترح لديه أدنى كسر بوازوي/معامل خلط. ويظل الحل الأفضل هو ميكرومكسر ذو طبقتين بقتوات متقاطعة للحصول على أداء خلط مثالي ولكن مع خسائر ضغط منخفضة نسبيًا. علاوة على ذلك، تم إجراء خلط حراري للمائعين (ساخن و بارد) بداخل أشكال هندسية مختلفة. لقد وجدنا أن المرح الحراري في هندسة ذو طبقتين بقتوات متقاطعة يقدم أفضل النتائج مقارنة بالأشكال الهندسية الأخرى. تمت دراسة هذه الأشكال الهندسية من حيث توليد الاضطراب والناجم عن الانتقال الحراري والهيدروديناميكي. في هذه الهندسة، يكون معدل نقل الحرارة أكثر أهمية من معدل توليد الاضطراب في حالة السوائل النيوتونية و غير النيوتونية. أخيرًا، يمكن استخدام الميكرومكسر المقترح في أنظمة ميكروفلويديك التي تتطلب خلطًا سريعًا ولكن بأعداد رينولدز جد منخفضة.

الكلمات المفتاحية: هندسة معقدة، النمذجة العددية، الحمل الفوضوي، سائل غير نيوتوني، مؤشر الخلط، إنتاج الاضطراب، رقم بيجان، رقم رينولدز منخفض.

Résumé:

Le mélange des fluides non-Newtoniens à caractère rhéofluidifiant en utilisant un micromélangeur à deux couches de canaux croisés a été investigué. Les équations de Navier-Stokes, de conservation de la masse et les équations de transport des espèces sont résolues numériquement à l'aide d'un code CFD. Ainsi, le modèle adopté pour caractériser le mélange est le Species Transport Model. Ce micromélangeur présente un potentiel réel afin d'améliorer les performances du mélange tout en gardant le régime d'écoulement laminaire. Les fluides considérés sont de la solution CMC qui est modélisée par une loi de puissance avec des indices de comportement allant de 0,73 à 1 et le nombre de Reynolds généralisé variant de 0,1 à 50.

Différentes configurations géométriques des micromélangeurs étudiés précédemment, ont été construites: Serpentin semi-circulaire (SCSM-90), courbée à rainure (CG), avec motifs en forme C (C-Shape), et Serpentin 2D. Leurs performances de mélange hydrodynamiques et thermiques sont confrontées avec notre micromélangeur. Les résultats issus des simulations numériques montrent que le micromélangeur proposé présente les meilleures performances du mélange. Ainsi, notre micromélangeur a le taux Po/MI le plus faible. Par conséquent, la meilleure solution reste le micromélangeur TLCCM, pour un mélange parfait mais avec des pertes de charge relativement faibles.

Par ailleurs, le mélange thermique de deux fluides (chaud et froid) dans les différentes géométries considérées, a été effectué. Il est constaté que le mélange thermique dans la géométrie TLCCM offre les meilleures performances par rapport aux autres géométries. Ainsi, ces géométries sont caractérisées en termes de production d'entropie qui est due aux irréversibilités thermiques et hydrodynamiques. Dans la géométrie TLCCM, les performances du mélange thermique et les caractéristiques thermodynamiques montrent que notre micromélangeur devance les autres géométries pour les fluides Newtoniens et non-Newtoniens. Donc, le micromélangeur proposé présente une solution réelle dans les systèmes microfluidiques qui nécessitent un mélange rapide à des très faibles nombres de Reynolds.

Mots clés : Géométrie complexe, modélisation numérique, advection chaotique, fluide non-Newtonien, indice de mélange, production d'entropie, nombre de Bejan, faible nombre de Reynolds.

Abstract :

The mixing of non-Newtonian shear thinning fluids using a Two Layer Crossing Channels Micromixer (TLCCM) was investigated. Steady Navier-Stokes equations, mass conservation equations and species transport equation are numerically solved using a CFD code. As well the model adopted to characterize the mixing was the Species Transport Model. This micromixer had real potential to improve the mixing performance because the kinematic properties are totally chaotic while keeping the laminar flow regime. The fluids considered in the simulations are the CMC solutions which are modeled by the power-law model with power-law indices ranging from 0.73 to 1 and the generalized Reynolds number between 0.1 and 50. Different geometrical configurations of the previously studied micromixers have been constructed: Semi-Circular Serpentine (SCSM-90), Curved with Grooves (CG), with C-Shape patterns (C-Shape), and 2D serpentine. Their hydrodynamic and thermal mixing performances are compared with our micromixer. Results from numerical simulations show that the proposed micromixer has the best mixing index. Thus, our micromixer has the lowest Po/MI. Consequently, the best solution remains the TLCCM micromixer, for perfect mixing but with relatively low pressure losses. Furthermore, thermal mixing of two fluids (hot and cold) in different considered geometries was carried out. It is found that the thermal mixing in the TLCCM geometry offers the best performances compared to the other geometries. So, these geometries are characterized in terms of entropy production which is due to the thermal and hydrodynamic irreversibilities.

In TLCCM geometry, the thermal mixing performances and thermodynamic characteristics show that our micromixer is ahead of other geometries for Newtonian and non-Newtonian fluids. Therefore, the proposed micromixer presents a real solution in microfluidic systems that require rapid mixing at very low Reynolds numbers.

Keywords: Complex geometry, numerical modeling, chaotic advection, non-Newtonian fluid, mixing index, entropy production, Bejan number, low Reynolds number.
