

N° d'ordre:

année 1990

2/90

THESE

PRÉSENTÉE À

L'ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

(ALGER)

EN VUE DE L'OBTENTION

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

DU GRADE DE DOCTEUR D'ÉTAT
SPÉCIALITÉ : HYDRAULIQUE

PAR

Ahmed KETTAB

ÉCOULEMENTS DIPHASIQUES EN CONDUITES VERTICALES ET INCLINÉES

Soutenue publiquement le 25 Juin 1990 devant le jury composé de :

MM. - R. BELABBES	Professeur ENP	Président
- L. MASBERNAT	Professeur INPT	Rapporteur
- R. KHERBACHI	Professeur ENP	Examineur
- B. CAUSSADE	Direct. Rech. CNRS	Examineur
- M. BOUHADEF	Professeur USTHB	Examineur
- B. UPPALURI	Maître Conf. ENP	Invité

N° d'ordre:

année 1990

THESE

PRÉSENTÉE À

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

L'ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

(ALGER)

EN VUE DE L'OBTENTION

DU GRADE DE DOCTEUR D'ETAT
SPÉCIALITÉ : HYDRAULIQUE

PAR

Ahmed KETTAB

ÉCOULEMENTS DIPHASIQUES EN CONDUITES VERTICALES ET INCLINÉES

Soutenue publiquement le 25 Juin 1990 devant le jury composé de :

MM. - R. BELABBES	Professeur ENP	Président
- L. MASBERNAT	Professeur INPT	Rapporteur
- R. KHERBACHI	Professeur ENP	Examineur
- B. CAUSSADE	Direct. Rech. CNRS	Examineur
- M. BOUHADEF	Professeur USTHB	Examineur
- B. UPPALURI	Maître Conf. ENP	Invité

SOMMAIRE

NOMENCLATURE

INTRODUCTION



CH. 1: BIBLIOGRAPHIE

- 1.1. GÉNÉRALITÉS
- 1.2. ÉQUATIONS GÉNÉRALES
- 1.3. ÉTUDE DE LA RÉPARTITION DES DIAMETRES
- 1.4. CARACTÉRISATION RHÉOLOGIQUE DE L'HUILE BAYOL
 - 1.4.1. INTRODUCTION
 - 1.4.2. DÉFINITIONS
 - 1.4.3. TESTS D'ÉCOULEMENTS
 - 1.4.4. CONCLUSION
- 1.5. MOUVEMENT D'UNE BULLE OU GOUTTE DANS UN LIQUIDE
- 1.6. COEFFICIENTS DE FROTTEMENTS

CH. 2: MODELISATION EN ECOULEMENTS DIPHASIQUES

- 2.1. INTRODUCTION
- 2.2. DÉFINITIONS
 - 2.2.1. ÉCOULEMENT INTERMITTENT
 - 2.2.2. ZONE À PHASE DISPERSÉE
 - 2.2.3. ZONE À PHASE SÉPARÉE
- 2.3. CRITERE DE TRANSITION

2.4. BASES DE LA MODÉLISATION

2.4.1. ÉQUATIONS LOCALES DE CONSERVATION D'UNE DENSITÉ MASSIQUE TENSORIELLE Ψ

2.4.2. HYPOTHESES DES MOYENNES

2.4.3. APPLICATIONS AUX ÉQUATIONS DE LA CONSERVATION DE LA MASSE

2.4.4. APPLICATIONS AUX ÉQUATIONS DE QUANTITÉ DE MOUVEMENT

2.4.5. ÉQUATIONS DE BASE DU MODELE

2.4.6. LOIS DE FERMETURE

2.5. CÉLÉRITÉ DES FRONTS DE POCHE

CH. 3: INSTALLATION EXPERIMENTALE-INSTRUMENTATION

3.1. DESCRIPTION GÉNÉRALE

3.2. SÉPARATION HUILE-EAU

3.3. CARACTÉRISTIQUES DE L'HUILE

3.4. CONDUITES VERTICALES

3.5. COUT DE L'INSTALLATION

3.6. MÉTHODOLOGIE EXPÉRIMENTALE

3.7. MESURES DES DÉBITS

3.8. MÉBITS D'HUILE

3.9. MÉBITS D'EAU

3.10. MESURES DES FRACTIONS VOLUMIQUES

3.11. MESURES DES PRESSIONS

CH. 4: EXPERIMENTATION

4.1. OBJECTIFS

4.2. ÉCOULEMENTS ÉTUDIÉS

4.3. MESURES DES TAUX DE PRÉSENCE D'HUILE MOYEN

4.4. MESURES DES PRESSIONS MOYENNES

4.5. OBTENTION DU GLISSEMENT MOYEN

CH. 5: RESULTATS EXPERIMENTAUX - INTERPRETATION

- 5.1. VITESSE MOYENNE DE LA PHASE K EN FONCTION DE LA VITESSE DU MÉLANGE
- 5.2. GLISSEMENT
 - 5.2.1. GLISSEMENT EN FONCTION DU TAUX D'INJECTION D'EAU
 - 5.2.2. GLISSEMENT EN FONCTION DE UES*
- 5.3. TAUX DE PRÉSENCE DE PHASE
 - 5.3.1. TAUX DE PRÉSENCE D'HUILE EN FONCTION DE QT
 - 5.3.2. TAUX DE PRÉSENCE D'EAU EN FONCTION WE
 - 5.3.3. TAUX DE PRÉSENCE D'EAU EN FONCTION UES
 - 5.3.4. TAUX DE PRÉSENCE D'EAU EN FONCTION UES*
- 5.4. GRADIENT DE PRESSION
 - 5.4.1. GRADIENT DE PRESSION EN FONCTION DE LA VITESSE DE L'EAU
 - 5.4.2. GRADIENT PAR FROTTEMENT EN FONCTION DE LA VITESSE DE L'EAU
 - 5.4.3. GRADIENT DE PRESSION EN FONCTION DE RE
- 5.5. FROTTEMENTS
 - 5.5.1. FROTTEMENT PARIÉTAL EN FONCTION DE LA VITESSE DE L'EAU
 - 5.5.2. FROTTEMENT PARIÉTAL EN FONCTION DU TAUX DE PRÉSENCE D'EAU
 - 5.5.3. FROTTEMENT INTERFACIAL EN FONCTION DE LA VITESSE DE L'EAU
 - 5.5.4. FROTTEMENT INTERFACIAL EN FONCTION DU TAUX DE PRÉSENCE D'EAU

CH. 6: FROTTEMENT INTERFACIAL - FROTTEMENT PARIETAL.

- 6.1. INTRODUCTION
- 6.2. ÉCRITURES DES ÉQUATIONS
- 6.3. APPROCHES DIPHASIQUES

- 6.4. FROTTEMENT PARIÉTAL
6.5. FROTTEMENT INTERFACIAL
6.6. ÉTUDES COMPARATIVES
6.7. CONCLUSIONS

CH. 7: MODELISATION

- 7.1. PRÉSENTATION GÉNÉRALE
7.2. MODELE DRIFT-FLUX
7.3. MODELE DEUX FLUIDES
7.4. TEST DES MODELES

BILAN ET PERSPECTIVES

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

ANNEXES

ANNEXES 1 : BANQUES DE DONNEES EN LIQUIDE-LIQUIDE

ANNEXES 2 : MODELES LIQUIDE-LIQUIDE

ANNEXES 3: PROGRAMME DE CALCUL DES DEBITS

ANNEXES 4 : TESTS D'ECOULEMENTS

AVANT - PROPOS

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Les travaux consignés dans ce document ont été réalisés à l'Institut de Mécanique des Fluides de Toulouse (équipe " Ecoulements Multifluides - Environnement ") de l'Ecole Nationale Supérieure d'Electrotechnique, d'Electronique, d'Informatique et d'Hydraulique de Toulouse .

Je tiens tout d'abord à remercier toutes les personnes qui m'ont aidé de près ou de loin à finaliser ce travail, en particulier :

Monsieur le professeur L. MASBERNAT, Professeur à l'Institut National Polytechnique de Toulouse (INPT), et Directeur de l'Institut de Mécanique des Fluides de Toulouse (IMFT), qui avant mon entrée au laboratoire a accepté de diriger mes recherches. Grâce à ses conseils et ses critiques, il fut pour moi, le guide sûr et efficace de mes travaux. Je tiens à lui exprimer ma sincère gratitude et ma profonde reconnaissance.

Monsieur A. LINE, Maître de Conférence à l'INPT, qui par son soutien scientifique continu, eut pour moi à maints égards, une valeur exemplaire de relation humaine et de travail d'équipe. Pour ces actions, pour les nombreux conseils donnés, je tiens à lui exprimer ma profonde gratitude et de l'assurer de ma sincère amitié.

Monsieur R. BELABBES, Professeur à l'Ecole Nationale Polytechnique d'Alger qui m'a fait l'honneur d'accepter la présidence du jury, et de m'avoir prodigué des encouragements pour la poursuite de mes recherches. Je le prie d'accepter ma très respectueuse reconnaissance.

Monsieur B. CAUSSADE, Directeur de Recherche au CNRS qui pendant tout mon séjour à Toulouse n'a cessé de me prodiguer ses encouragements et, pour les discussions fructueuses que nous avons eues. Je lui suis très obligé d'avoir accepté d'être l'un des rapporteurs de nos recherches.

Je suis également très reconnaissant à Monsieur R. KHERBACHI, Professeur à l'ENP d'avoir accepté de participer à ce jury. Je le remercie sincèrement et amicalement.

Je suis particulièrement sensible à la présence dans ce jury de Monsieur M. BOUHADF, Professeur à l'Université Scientifique et Technique Houari-Boumédiène.

Mes remerciements vont aussi à Monsieur B. UPPALURI, maître de conférence à l'ENP d'avoir bien voulu participer à ce jury.

Ce travail n'aurait pas pu être mené à bien sans l'aide efficace de Monsieur R. POUJOL, qui par sa compétence, le sérieux mis dans le travail, et l'aide efficace, m'a facilité grandement la partie installation expérimentale. Qu'il trouve ici mes sincères remerciements.

Je tiens à exprimer mes remerciements à Monsieur J. FABRE, Professeur à l'INPT et C. SUZANNE pour l'intérêt qu'ils ont manifesté pour mon travail et les discussions que nous avons pu avoir.

Je tiens à rendre un hommage particulier à un certain nombre de membres du personnel technique et administratif, qui par le sérieux mis dans leur travail, leurs qualités humaines et professionnelles, ont contribué à me créer de bonnes conditions pour le déroulement de mes recherches:

- Madame J. RAMBOUIL, pour toutes les opérations de reproduction tant durant mon séjour pour les articles, reliure ... que pour le tirage de la thèse.

- Monsieur G. CLARIA pour l'aide en matière de documentation.

- Messieurs G. DOURNES; C. JEAN; G. LEBLANC, pour l'aide à la maîtrise de l'outil informatique.

- A travers Monsieur F. ELIAS, tout le personnel de l'atelier de laboratoire.

- Monsieur M. BRUNATO, pour la réalisation des clichés photographiques.

- A travers Monsieur J. BOURREL, tout le personnel du laboratoire d'électronique.

- Mesdames D. BARRAU; F. ALQUIER; L. CAEN; T. BOURREL pour la frappe de divers documents techniques et administratifs.

Durant mon séjour au laboratoire de l'IMFT, j'ai su apprécier les qualités humaines, les discussions tant scientifiques que de caractère générale de :

J.P. CHEVAILLER (Maître de Conférence à l'UPS); J. GEORGE (Maître de Conférence INPT) et L. PERESSON (Ingénieur CNRS) qu'ils trouvent ici l'expression de ma sincère amitié.

Je dédie ce travail :

- A MON PERE ET À MA MERE

en témoignage de ma reconnaissance et mon affection.

- A MA FEMME ET MES ENFANTS

avec tout mon amour.

- A MES BEAUX PARENTS

Nomenclature

A	:	Aire de la section de la conduite .
A_F	:	Aire du film .
A_{Fl}	:	Aire de la zone du film à gradient de vitesse
B_0	:	Nombre de bond .
c	:	Facteur de calibration de l'anémomètre .
D	:	Diamètre intérieur de la conduite .
d	:	Diamètre des bulles .
E	:	Vecteur directeur de l'axe de la conduite .
e_F	:	Epaisseur du film .
e_{Fl}	:	Epaisseur de la zone de film à gradient de vitesse .
e_i	:	Vecteur directeur du rayon laser incident .
e_s	:	Vecteur directeur du rayon laser dispersé .
f_i	:	Fréquence du rayon laser incident .
f_s	:	Fréquence du rayon laser dispersé .
f_D	:	Fréquence Doppler .
F	:	Tenseur des forces extérieures .
F_r	:	Nombre de Froud .
f_i	:	Facteur de friction interfaciale .
$f_{W\beta}$:	Facteur de frottement pariétal dans la configuration β .
G	:	Glissement moyen du gaz dans le bouchon .
g	:	Accélération de la pesanteur .
K	:	Indice de phase .
K_I	:	Rugosité interfaciale .
K_W	:	Rugosité de la paroi .
J_A	:	Trace des interfaces dans A .
M_I	:	Densité du flux massique à travers l'interface .
n_C	:	Fréquence cellulaire .
N_{IK}	:	Normale à l'interface dirigée de K vers KM .
N_P	:	Normale de la paroi dirigée vers l'extérieur .
P	:	Pression .
P_A	:	Périmètre de la conduite .
$P_{K\beta}$:	Périmètre mouillé par la phase K dans la configuration β .
$P_{I\beta}$:	Périmètre interfacial dans la configuration β .
Q	:	Débit .

Re	:	Nombre de Reynolds .
Re_I	:	$U_I^* \cdot K_I / \nu_G$.
Re_{WF}	:	$U_{WF} \cdot e_F / \nu_F$.
R	:	Rayon intérieur de la conduite .
R_K	:	Taux global de présence de la phase K .
$R_{K\beta}$:	Taux de présence de la phase K moyen dans la configuration β .
$R_{K\beta}(\theta)$:	Taux de présence de la phase K à l'abscisse θ (ou X') de la configuration β .
$t_{\beta l}$:	Instant du passage du front de l'évènement l de la configuration β .
T	:	Durée d'observation .
T_C	:	Période cellulaire .
U	:	Célérité des poches .
U_K	:	Vitesse superficielle de la phase K .
$U_{K\beta}$:	Vitesse superficielle de la phase K dans la configuration β .
U_I^*	:	Vitesse de frottement interfacial $(\tau_I / \rho_G)^{1/2}$.
U_{WF}	:	Vitesse de frottement pariétal dans le film $(\tau_W / \rho_L)^{1/2}$.
$V_{K\beta}$:	Vitesse phasique de la phase K dans la configuration β .
$V'_{K\beta}$:	Vitesse phasique relative à la célérité U .
V'_{FS0}	:	Vitesse du film dans le noyau liquide .
V'_{PS0}	:	Vitesse de poche dans le noyau gazeux .
X	:	Axe de la conduite .
X'	:	Variable spatiale d'évolution dans la configuration ($X' = U \cdot \theta$) .
y	:	Coordonnée dans le plan de section de la conduite (normale à X) .
z	:	Coordonnée dans le plan de section de conduite normale à X et Y .
α_β	:	Taux de présence de la configuration β .
α_C	:	Rapport de cisaillement dans le film .
β	:	Indice de configuration (Sou D) .
γ	:	Inclinaison par rapport à l'horizontale .
$\varphi_{K\beta}$:	Flux massique relatif de la phase K dans la configuration β .
φ	:	Densité du flux diffusif de ψ .
θ	:	Variable temporelle d'évolution de la configuration β .
$\theta_{\beta l}$:	Durée de passage d'évènement "l" dans la configuration β .
λ	:	Longueur d'onde de la lumière cohérente du laser .
μ_K	:	Viscosité dynamique de la phase K .
ν_K	:	Viscosité cinématique de la phase K .
ψ	:	Tenseur de densité de masse .
ρ_K	:	Masse volumique de la phase K .
σ	:	Tension superficielle .

- Σ' : Tenseur des contraintes tangentielles .
 $\tau_{IK\beta}$: Cisaillement interfacial de la phase K sur K+1 dans la configuration β .
 $\tau_{WK\beta}$: Cisaillement parietal .
 χ_K : Fonction de la présence de phase K .

INDICES :

- B : Bouchon .
 D : Dispersé .
 F : Film .
 G : Gaz .
 I : Interface .
 L : Liquide .
 I : Compteur d'évènement .
 P : Poche .
 S : Séparé .
 W : Paroi .

OPERATEUR :

- : Moyenne temporelle .
 < > : Moyenne spatiale .

	Dc=5cm	dc=10cm
● U_H	0,06	0,02
○ U_H	0,12	0,04
■ U_H	0,24	0,07
□ U_H	0,47	0,14
▲ U_H	0,71	0,21
△ U_H	0,95	0,28

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

INTRODUCTION



1. INTRODUCTION

Les écoulements diphasiques en particulier gaz-liquide sont depuis longtemps un pôle de réflexion pour plusieurs secteurs industriels, en particulier le génie chimique; le génie de l'environnement; le génie nucléaire; et la production pétrolière.

Ainsi, pour le génie chimique, il s'agit de déterminer les meilleures conditions d'échanges de masse entre phases; pour le génie de l'environnement, la compréhension des échanges entre océans et air; pour le génie nucléaire, d'assurer la sécurité et le fonctionnement d'un réacteur lors d'une surchauffe accidentelle.

Dans notre étude, nous développons particulièrement les écoulements diphasiques (liquide-liquide), afin de mieux comprendre certains phénomènes essentiels en écoulements diphasiques. Ces problèmes sont fréquemment rencontrés en génie pétrolier (à l'intérieur des puits), où de plus en plus l'exploitation de gisements d'hydrocarbures sous-marins est prise à plusieurs centaines de kilomètres du continent.

En général, en mer peu profonde, le transport intégral de la production d'un gisement s'effectue en recueillant en surface les hydrocarbures, sur des installations assurant la séparation et la recompression des phases liquide et gazeuse. Chacune des phases est transportée à la côte par des conduites distinctes. Le transport simultané dans une conduite de deux effluents non miscibles correspond pour certaines installations industrielles à des exigences économiques ou technologiques.

Les installations sont coûteuses, et les dépenses énergétiques importantes. La meilleure solution économique actuellement consiste à utiliser une seule conduite pour le transport simultané de deux phases jusqu'à la côte, ce qui permettrait de minimiser les installations coûteuses en surface, et l'exploitation en mer profonde (1000 m) en utilisant au mieux les possibilités énergétiques. Cependant ces risques existent, dûs notamment à de brusques fluctuations de pression. Actuellement, il n'existe pas encore de théories de lois de prédétermination des pressions, du taux de présence de phase. Pour cela, une bonne connaissance de la structure de l'écoulement est indispensable.

Depuis ces dix dernières années, en raison des grandes insuffisances des modèles de prédiction empiriques, des études à caractères théoriques sont

menées par les industriels du génie pétrolier, et qui hélas, au vu de la compétitivité et du secret industriel, très peu d'études ont été publiées.

Ces modèles théoriques de production nécessitent des expérimentations et des mesures bien définies, et sur des diamètres de conduite assez proches de la réalité (de l'ordre de quelques centimètres), et non des petites conduites de laboratoires (de l'ordre de quelques millimètres).

Des approches sont donc faites d'abord à partir de ce qui est connu en écoulement monophasique, et on fait intervenir par exemple les notions propres aux écoulements à deux phases, tel que l'interface qui les sépare par exemple.

Nous noterons que plusieurs auteurs tel que DELHAYE, ISHII, FITREMAN, MASBERNAT, posent les équation générales des écoulements diphasiques et mettent en évidence la nécessité d'étudier séparément chaque régime d'écoulement pour mettre des hypothèses simplificatrices, indispensables pour le moment, pour trouver des lois de fermetures correctes.

Les modèles ainsi trouvés devraient permettre de voir dans quel régime d'écoulement l'on se situe, de prédéterminer le gradient de pression, le taux de présence de phase, ainsi que la stabilité de l'écoulement pour un couple de fluide donné.

Les modèles existant actuellement sont assez décevants, si l'on juge d'après les prédictions des différents modèles proposés. Ainsi par exemple à partir de 96 points de mesure, FERSCHNEIDER sur six modèles essayés, montre que trois d'entre eux donnent plus de 50% d'échecs.

Dans cette étude, on s'est attaché particulièrement aux écoulements diphasiques (eau-huile) ascendants en conduites verticales et légèrement inclinées.

La synthèse du travail de recherche est présentée dans sept chapitres. Dans le chapitre 1 et 2, nous avons fait :

- une synthèse sur les connaissances actuelles du sujet
- l'étude de viscosité diphasique
- un modèle théorique en gaz-liquide, où les équations de bases sont écrites ainsi que les lois de fermetures
- une approche des différents coefficients de frottements.

Dans le chapitre 3, nous avons présenté l'installation expérimentale, et l'instrumentation. L'installation de par le diamètre des conduites (5 et 10 cm) et la hauteur (sur 5 étages) est très importante, et représente assez fidèlement la réalité.

Dans le chapitre 4, nous avons présenté notre méthodologie expérimentale, avec les différents essais réalisés.

Le chapitre 5 est consacré aux résultats expérimentaux, et leurs interprétations. Les équations diphasiques pour notre écoulement, ainsi qu'une approche diphasique des différentes lois de fermetures sont explicitées dans le chapitre 6. Dans le chapitre 7, nous présentons deux modèles, le premier appelé " Drift-Flux", et le deuxième " Deux-Fluides ", que nous avons élaborés et testés sur nos résultats expérimentaux. Ces modèles proposés représentent assez fidèlement nos résultats expérimentaux.

Une conclusion, avec un bilan des principaux résultats, et les perspective sont faits.

Afin de ne pas alourdir le texte, et le document, seules quelques annexes sont faites (les principales nécessaires à la compréhension du document)

Ce travail a été entièrement réalisé à l'Institut de Mécanique des Fluides (I.M.F.T.), de l'Ecole Nationale Supérieure d'Electronique, d'Electrotechnique, d'Informatique, et d'Hydraulique (E.N.S.E.E.I.H.T.) - Institut National Polytechnique de TOULOUSE.

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

CHAPITRE 1

BIBLIOGRAPHIE

1. BIBLIOGRAPHIE

	7
1.1. Généralités	7
1.2. Equations générales	8
1.3. Etude de la répartition des diamètres	11
1.4. Caractérisation rhéologique de l'huile Bayol	14
1.4.1. Introduction	14
1.4.2. Définitions	15
1.4.2.1. Viscosité	15
1.4.2.2. Influence de différents paramètres sur la viscosité	17
2.4.2.2.1. Paramètres concernant la phase dispersée:	17
2.4.2.2.2. Facteurs liés à la phase continue	17
2.4.2.2.3. Agent émulsifiant	17
2.4.2.2.4. Agents additionnels de stabilisation	17
1.4.2.3. Fluide Newtonien	18
1.4.2.4. Fluide non Newtonien	18
1.4.2.5. Modèles empiriques	19
1.4.2.6. Viscosité diphasique	20
1.4.3. Tests d'écoulements	23
1.4.3.1. Huile avant coloration	23
1.4.3.2. Huile après coloration	23
1.4.4. Conclusion	23
1.5. Mouvement d'une bulle ou goutte dans un liquide	23
1.5.1. Cas où la bulle est sphérique	28
1.5.1.1. Paroi rigide	28
1.5.1.2. Paroi mobile	29
1.5.2. Cas où la bulle est autre forme	30
1.6. Coefficients de frottements	31
1.6.1. Calcul d'un coefficient de traînée standard	35
1.6.2. Différents régimes d'écoulements	36
1.6.2.1. Régime visqueux	37
1.6.2.2. Régime de NEWTON	39
1.6.2.3. Régime à particules fluides déformées	39
1.6.2.4. Régime churn-turbulent	40
1.6.3. Analyse du frottement interfacial	41
1.6.4. Applications et comparaisons	42
1.6.5. conclusion	44

1. BIBLIOGRAPHIE

1.1. Généralités

En écoulements verticaux à deux phases, liquide-liquide, peu d'études ont été faites. Toutes celles faites sur les écoulements diphasiques concernent le gaz-liquide, et ne sont pas directement transposables en liquide-liquide. Ce n'est que ces dernières années que quelques études ont été faites (FRECHOU et al (1985); CHENAIS et al (1988); SHEAN). A noter que les travaux de FRECHOU (1986), de SHEAN sont surtout orientés vers les écoulements triphasiques (eau-huile-air). L'un des premiers à s'intéresser aux écoulements verticaux huile-eau est GOVIER (1961), où il propose une carte des écoulements.

Les études des écoulements diphasiques eau-huile en conduites verticales et inclinées sont faites afin de mieux comprendre certains phénomènes essentiels dans les écoulements diphasiques eau-huile co-courants ascendants, établis.

Ces problèmes sont fréquemment rencontrés dans le génie pétrolier, à l'intérieur des puits, en particulier cette dernière décennie, où la course à l'énergie a rendu compétitive l'exploitation des gisements d'hydrocarbures sous-marins situés parfois à plusieurs centaines de kilomètres du continent. Ces études permettront d'avoir des moyens de calcul appropriés du gradient de pression et du taux de présence de phase à l'intérieur des puits, et donc de dimensionner beaucoup mieux les installations, d'où une diminution du coût de production.

Le transport simultané de deux effluents non miscibles correspond pour certaines installations industrielles à des exigences économiques ou technologiques. La plupart des machines thermiques ne peuvent être optimisées que par une bonne connaissance de la structure interne de l'écoulement, et en particulier des propriétés statistiques des aires interfaciales, grandeurs contrôlant les mécanismes de transport entre phases. La prise en compte de façon globale de tous les phénomènes mis en jeu, conduit à une approche très complexe et très dépendante des connaissances actuelles, encore relativement réduites, particulièrement dans les écoulements diphasiques liquide-liquide.

L'élaboration d'un modèle physique ne peut pas faire abstraction de la configuration à laquelle se rattache le mélange. Cette donnée géométrique qualifie les conditions aux limites et sélectionne les mécanismes à prendre en compte. Nous noterons que si la recherche d'une représentation la plus universelle pour les cartes de configurations en gaz-liquide a fait l'objet de nombreux travaux (DUKLER et al 1983, 1985; BARNEA 1987; LINE et al 1985, ...) relatives à la compilation des

divers points expérimentaux disponibles, en liquide-liquide, très peu d'études ont été faites (GOVIER et al 1958,1961) La mécanique des écoulements diphasiques s'attache à décrire les mécanismes d'interaction entre deux fluides de constitution différente, délimités par des surfaces déformables (interfaces) et rigides (parois). Les modèles physiques s'appuient le plus souvent sur les lois connues en écoulement monophasique en ramenant la zone diphasique à une interface définie par ses propriétés moyennes.

La définition des propriétés n'est pas un problème évident (voir annexe). l'intérêt pratique des modèles réside essentiellement dans leur faculté de prévoir les deux grandeurs globales suivantes:

- Taux de présence de phase (propriétés géométriques de l'interface)
- Gradient de pression (prix énergétique du transport)

De nombreuses technologies anciennes, ou récentes sont souvent tributaires des progrès réalisés dans la connaissances de ces écoulements; à titre d'exemple:

- Le génie nucléaire (sûreté, échanges thermiques,...)
- Le génie chimique (transferts aux interfaces)
- Le génie pétrolier (extraction et transport des hydrocarbures)
- Le génie de l'environnement (phénomènes de renouvellement de la couche superficielle des océans, l'absorption de gaz dissous)
- Le génie hydraulique (pompage,...)

Si nous prenons par exemple le domaine du génie pétrolier, nous remarquerons que l'intérêt économique et technique a conduit bien souvent à réduire les unités de traitement en haute mer, en acheminant vers la côte les hydrocarbures sous forme liquide et gazeuse. Ce type de transport s'effectuant sur une longue distance , une forte différence de pression entre le puits et l'unité de traitement apparait, et doit prendre en compte les propriétés thermodynamiques du mélange diphasique .De plus les interventions sur la ligne de transport , ou sur les unités de traitement, et les fluctuations sur le circuit de distribution font que des écoulements transitoires peuvent apparaître au cours de fonctionnement (FITREMAN 1979)

1.2. Equations générales

Pour le dimensionnement des installations industrielles, au début,on était obligé d'éviter les écoulements diphasiques, en raison des problèmes techniques que cela posait. Ensuite petit à petit , on a commencé à s'accommoder en essayant d'en tirer intuitivement le parti le moins néfaste.

De ce fait l'accumulation d'expériences heureuses ou malheureuses, ainsi que de

nombreuses observations, ont permis de fabriquer des corrélations empiriques pour mieux calculer, et dimensionner les nouvelles installations. Dans les problèmes diphasiques, le nombre élevé de paramètres adimensionnels à respecter pour vérifier les conditions de similitude limite cependant la portée de cette procédure purement expérimentale. En parallèle les études théoriques ont porté sur la formulation exacte des principes de la thermodynamiques et des théorèmes généraux de conservation en mécanique des milieux continus appliqués aux écoulements polyphasiques. L'une des difficultés principale rencontrée dans cette approche rationnelle concerne la prise en compte des termes d'interface.

L'utilisation de diverses procédures mathématiques permet de moyenniser les équations locales instantanées en variable d'Euler (DELHAYE 1970, ISHII 1975, FITREMANN 1977); écrites sous des formes différentes suivant le modèle adopté par les conditions d'interface. Cela nous permet d'avoir des relations exploitables en mettant en évidence des grandeurs moyennes accessibles à la mesure. Pour cela, trois outils classiques peuvent être distingués :

-Moyenne temporelle (ISHII 1975) :

Pour une fonction f , elle est défini comme suit:

$$\bar{f} = \frac{1}{T} \int_{(T)} f \cdot dt$$

-Moyenne spatiale (DELHAYE 1970, FITREMANN 1977) :

Pour fonction f , elle est définie sur une variété v de dimension 1, 2, ou 3 (corde, surface, volume)

$$\langle f \rangle = \frac{1}{V} \int_{(V)} f \cdot dv$$

-Moyenne statistique :

On prend des conditions initiales, et on réalise N expériences classées par l'indice j de 1 à N , la fonction locale instantanée f prend la valeur f_j au N_j -ieme essai. La moyenne statistique de f :

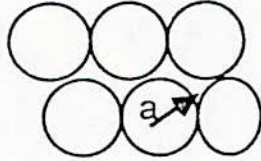
$$\bar{f} = \lim_{N \rightarrow \infty} \frac{1}{N} \sum_{j=1}^N f_j$$



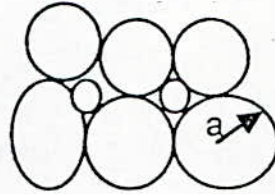
Dans le cadre de notre étude et pour notre écoulement diphasique nous avons défini nos équations de bases qui sont explicites

1.3. Etude de la répartition des diamètres

On s'intéresse en premier lieu, aux répartition bidiamètres. On détermine le rayon "a" des particules pouvant s'insérer dans un réseau cubique, monodisque de rayon A

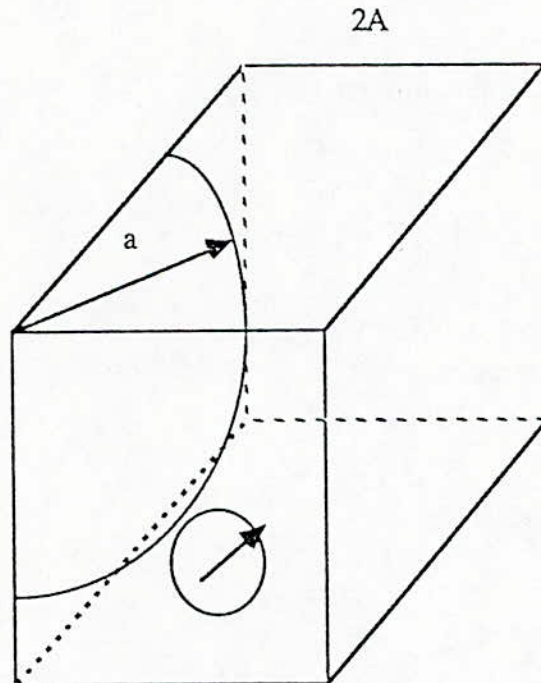


Réseau cubique



Réseau cubique avec interstices comblés

Le sommet du rayon "A" de la grande sphère et du rayon "a" de la distance D du centre du cube d'arête $2A$ à l'un des sommets. D est aussi la diagonale d'un cube d'arête A, et donc 2 sommets sont le centre de chacune des 2 sphères en présence.



Par conséquent:



$$D = A \sqrt{3} \quad (1)$$

$$A + a = A \sqrt{3} \quad (2)$$

et on déduit:

$$a = A (\sqrt{3} - 1) = 0,732.A \quad (3)$$

Sachant que chaque sphère de rayon A est interceptée sur $1/8$ de son volume par le cube arête $2A$, que son centre est sur un des sommets du cube qui en comprend 8, on en déduit le remplissage maximal en monodiamètre pour un réseau cubique :

$$R = \frac{\frac{4}{3} \pi A^3}{(2A)^3} = \frac{\pi}{6} = 0,524 \quad (4)$$

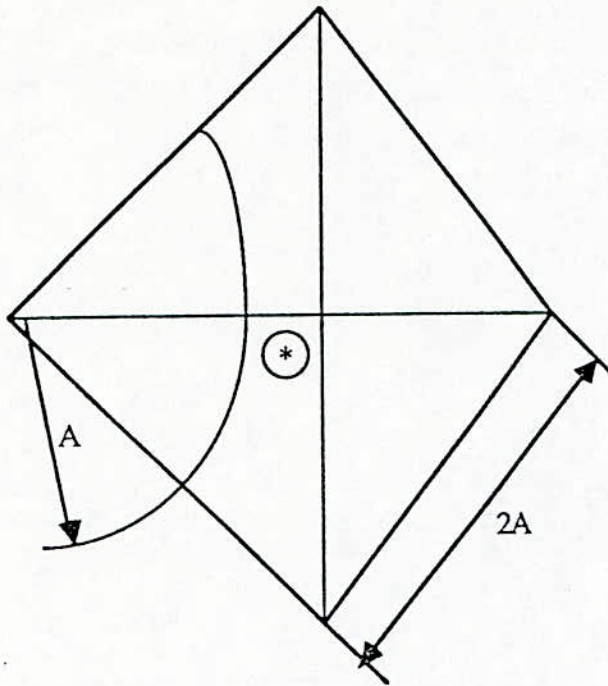
pour un réseau bidiamètre, avec des petites sphères de rayon a , on doit ajouter le volume d'une de ces dernières dans chaque cube, cela fait :

$$R = \frac{\frac{4}{3} \pi A^3 + \frac{4}{3} \pi a^3}{(2A)^3} \quad (5)$$

Et en utilisant la formule [3], on a :

$$R = \frac{\pi}{6} [1 + (\sqrt{3} - 1)^3] = 0,729 \quad (6)$$

On peut effectuer la même démarche dans le cas d'un réseau hexagonal compact. Les centres des grandes sphères de rayon A sont répartis sur 4 sommets d'un tétraèdre régulier d'arête $2A$



La particule de rayon a , comblant les interstices des sphères de rayon A est placée en son centre. La somme $(a + A)$ vaut donc la distance D' du centre dudit tétraèdre à l'un des sommets.

Comme on sait que $D' = 3/4$ de la hauteur h' du tétraèdre; et que, les relations dans le triangle étant :

$$h' = 2A \sqrt{\frac{2}{3}} \quad (7)$$

La distance sommet-centre vaut donc :

$$D = \frac{3}{4} \cdot 2A \sqrt{\frac{2}{3}} = \frac{\sqrt{6}}{2} A \quad (8)$$

Soit :

$$A + a = \frac{\sqrt{6}}{2} A \quad (9)$$

Et donc :

$$a = A \left[\frac{\sqrt{6}}{2} - 1 \right] = 0,224.A \quad (10)$$

Sachant que chaque sphère de rayon A est interceptée sur 1/24 de son volume par un tétraèdre dont un des sommets est situé en son centre, que le volume du tétraèdre (comportant 4 sommets) est de $\frac{2}{3} A^3 \sqrt{2}$, on en déduit le remplissage maximal monodiamètre du réseau :

$$R' = \frac{\frac{4}{3} \pi A^3 \frac{1}{6}}{\frac{2}{3} A^3 \sqrt{2}} = \frac{\pi \sqrt{2}}{6} = 0,74 \quad \{11\}$$

En bidiamètre, on ajoute, dans chaque tétraèdre, le volume d'une petite sphère de rayon a

$$R' = \frac{\frac{4}{3} \pi A^3 \frac{4}{24} + \frac{4}{3} \pi a^3}{\frac{2}{3} A^3 \sqrt{2}} \quad \{12\}$$

d'où :

$$R' = \frac{\pi}{3\sqrt{2}} + \pi\sqrt{2} \left[\frac{\sqrt{6}}{2} - 1 \right]^3 = 0,791 \quad \{13\}$$

- a : Rayon de sphères comblant le réseau formé par celles du rayon A
- A : Rayon de grandes sphères formant un réseau cubique ou tétraédrique
- D : Diagonal d'un cube d'arête A
- D' : Distance du centre du tétraèdre à un de ses sommets
- R; R' : Coefficient de remplissage pour les réseaux cubiques et hexagonal compact, respectivement

1.4. Caractérisation rhéologique de l'huile Bayol

1.4.1. Introduction

Nous présentons dans cette partie une étude rhéologique de l'huile BAYOL

82 utilisé lors de notre expérimentation. Cette étude a été faite sur deux échantillons d'huile, le premier sur une huile transparente (HUILE TRA), et le deuxième sur la même huile, colorée avec de l'organol (HUILE COL)

1.4.2. Définitions

1.4.2.1. Viscosité

La viscosité est une grandeur physique qui joue un rôle important dans notre étude. Plusieurs viscosités peuvent être définies, dont les principales sont:

a - Viscosité dynamique:

$$\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad [\text{Pa.S}]$$

avec τ : contrainte de cisaillement [Pa]
 $\dot{\gamma}$: Vitesse de cisaillement [S⁻¹]

Nous noterons que pour les fluides non Newtoniens, elle est appelée viscosité apparente.

b - Viscosité cinématique

$$\mu = \frac{\eta}{\rho} \quad [\text{M}^2.\text{S}^{-1}]$$

avec ρ : masse volumique

c - Viscosité relative

$$\eta_{\text{rel}} = \frac{\eta}{\eta_0}$$

avec η_0 = viscosité dynamique du solvant, dans le cas d'une suspension.

d - Viscosité spécifique

$$\eta_{sp} = \frac{\eta - \eta_0}{\eta_0} = \eta_{rel} - 1$$

e - Viscosité réduite

$$\eta_{red} = \frac{\eta_{sp}}{\phi}$$

avec ϕ : concentration de la solution

f - Viscosité intrinsèque

$$[\eta] = \lim_{\substack{\phi \rightarrow 0 \\ \dot{\gamma} \rightarrow 0}} [\eta_{sp}/\phi] = \lim_{\substack{\phi \rightarrow 0 \\ \dot{\gamma} \rightarrow 0}} [\eta_{red}]$$

La viscosité dépend de cinq paramètres indépendants:

$$\eta = f(S, T, P, G, t)$$

S : Paramètre qui désigne la nature physico-chimique de la substance. ex: eau, huile, benzène, etc...

T : Paramètre lié à la température de la substance, car la viscosité est très influencée par les variations de température (voir courbes)

P : Paramètre " Pression " , dont l'influence sur la viscosité n'a pas été beaucoup étudiée, mais en général quand la pression augmente, la viscosité augmente.

G : Paramètre " Gradient de vitesse " : c'est le facteur décisif, qui influence la viscosité de très nombreux matériaux. L'augmentation du gradient de vitesse provoque l'élévation ou la diminution de la viscosité des fluides non Newtoniens.

t : Paramètre " temps " : la viscosité de certaines substances, (généralement des dispersions) dépend de la durée pendant laquelle elle est soumise à cisaillement constant, ou maintenue au repos.

1.4.2.2. Influence de différents paramètres sur la viscosité

Plusieurs facteurs associés à l'émulsion peuvent influencer le comportement rhéologique.

2.4.2.2.1. Paramètres concernant la phase dispersée:

- Concentration volumique (α), la formule d'EINSTEIN donne la viscosité moyenne :

$$\mu_m = \mu_c (1 + a\alpha) ; \text{ avec } a = 2,5$$

- Viscosité de la phase dispersée (μ_d) : déformation des gouttes dans le cisaillement.
- Taille des particules et distribution des tailles
- Constitution chimique

2.4.2.2.2. Facteurs liés à la phase continue

- Viscosité (μ_c), et autre propriétés rhéologiques
- Constitution chimique, polarité, PH, énergie potentielle d'interaction avec les gouttes
- Concentration en électrolytes dans le cas d'un milieu polarisé

2.4.2.2.3. Agent émulsifiant

- Constitution chimique
- Concentration et solubilité dans chaque phase
- Epaisseur du film
- Effet électrovisqueux

2.4.2.2.4. Agents additionnels de stabilisation

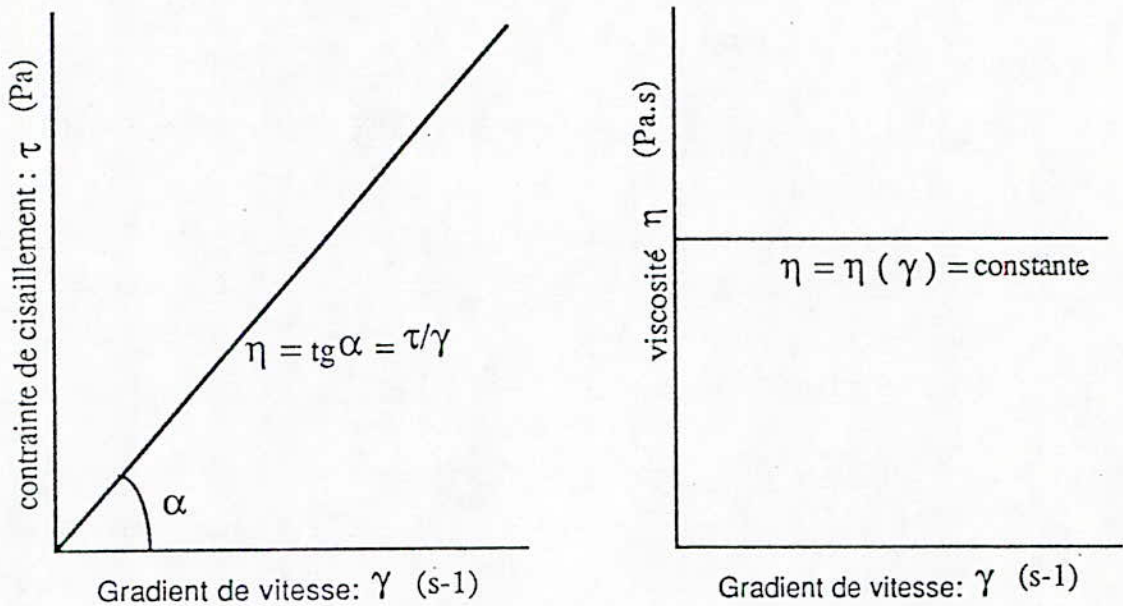
Pigments, hydrocolloïdes, oxydes aqueux.

1.4.2.3. Fluide Newtonien

En écoulement laminaire, un fluide est Newtonien, si sa viscosité ne dépend, que de la matière (S), de la température (T), et de la pression (P), c'est à dire, sa viscosité est indépendante du gradient de vitesse (G), et du facteur temps (t).

$$\eta = f (S, T, P)$$

Le rhéogramme d'un fluide Newtonien est donné dans les figures ci dessous.



1.4.2.4. Fluide non Newtonien

Tous les fluides, dont le comportement rhéologique ne répond pas à la définition précédente, sont dénommés " fluides non Newtonien ". On peut classer les " fluides non Newtoniens " en trois catégories bien distinctes, et une catégorie un peu particulière puisqu'elle est la combinaison de deux comportements:

- Fluides non Newtoniens, dont le comportement est indépendant du temps
- Fluides non Newtoniens, dont le comportement dépend du temps
- Fluides viscoélastiques
- Fluides élasto-thixotropiques

1.4.2.5. Modèles empiriques

Le fluide plastique est généralement une dispersion concentrée dans un milieu continu pour des contraintes de cisaillements inférieures au seuil d'écoulement; la substance se comporte comme un corps solide et se déforme élastiquement.

Le fluide plastique de BINGHAM est un fluide de comportement Newtonien ayant en plus un seuil de plasticité : il a un comportement plastique idéal.

Le modèle rhéologique d'un fluide plastique de BINGHAM, est caractérisé par deux paramètres:

$$\tau = \tau_c + \eta_p \cdot \varepsilon$$

τ_c = Contrainte seuil ou seuil d'écoulement

η_p = Viscosité plastique

Le fluide plastique de CASSON est un fluide à comportement fluidifiant, présentant en plus un seuil de plasticité. Il a un comportement plastique non idéal.

Le modèle rhéologique d'un fluide plastique de CASSON est caractérisé par deux paramètres:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\tau_c} + \sqrt{\eta_p \cdot \varepsilon}$$

τ_c = seuil d'écoulement

η_p = Viscosité plastique

La viscosité apparente d'un fluide plastique idéal ou d'un fluide plastique non idéal décroît avec l'augmentation de la vitesse de cisaillement.

Nous noterons, que la plupart des modèles utilisés pour la description du comportement des fluides Newtoniens indépendant du temps sont assez empiriques. Plusieurs modèles, qui donnent la relation entre contrainte de cisaillement et vitesse de cisaillement sont utilisés (Modèle plastique de BINGHAM; loi de puissance de OSTWALD DEWAELE; EYRING; REINER-PHILLIPOF; ELLIS; METER; CROSS; WILLIAMS...)

Plusieurs modèles ont été testés pour le cas de notre huile (voir Ch 6 suivant)

1.4.2.6. Viscosité diphasique

Plusieurs auteurs ont élaboré des lois donnant le comportement rhéologique d'une émulsion diluée de deux fluides Newtoniens. La phase dispersée est constituée de gouttelettes, mais souvent de particules sphériques. La taille de ces gouttelettes ou particules est très petite.

THOMAS (1961) a par exemple étudié les suspensions floculées en régime laminaire, avec comme principaux paramètres le diamètre des particules (0,35 à 13 μm) et la concentration (0,02 à 0,23). Il trouve que la contrainte de seuil τ_y est proportionnelle au cube du taux de présence:

$$\tau_y = k_1 \alpha^3$$

$$\frac{\mu_m}{\mu_c} = \exp(k_2 \alpha)$$

$$\text{avec } k_2 = 2,5 + \frac{14}{\sqrt{d}} \cdot \psi_2$$

$$\psi_2 = 1 \text{ pour les petits diamètres}$$

C'est EINSTEIN (1906), qui pour une émulsion diluée, contenant des particules sphériques indéformables et non interagissantes proposa une formule donnant la viscosité moyenne :

$$\mu_m = \mu_c (1 + a_1 \cdot \alpha) \text{ avec } a_1 = 2,5$$

TAYLOR (1932), pour des gouttes sphériques en concentration très faible, a proposé un modèle théorique permettant de calculer une viscosité apparente du mélange, en fonction du titre volumique, et des viscosités des phases:

$$\mu_m = \mu_c \left[1 + 0,5 r_d \frac{2\mu_c + 5\mu_d}{\mu_d + \mu_c} \right]$$

Par la suite GUTH et SIMHA (1936) améliorèrent la formule d'EINSTEIN (1906) en posant :

$$\frac{\mu_m}{\mu_c} = 1 + 2,5\alpha + 14,1\alpha^2$$

Pour les fortes concentrations, on utilise aussi la relation d'EILERS (1941) qui donne des résultats comparables à ceux de THOMAS.

$$\mu_m = \mu_c \left[1 + \frac{1,25r_d}{1 - 1,3r_d} \right]^2$$

Ce développement peut être continué par des termes en $a_3.\alpha^3 + a_4.\alpha^4.....$

SHERMAN (1968) résumant plusieurs publications propose différentes valeurs pour ces coefficients. THOMAS (1967) propose d'ajouter aux $\sum a_i \alpha^i$, un terme exponentiel, soit : $a_e \cdot \text{Exp}(b_e \alpha)$, d'ou :

$$\frac{\mu_m}{\mu_c} = 1 + 2,5\alpha + 10,05\alpha^2 + 0,00273 \text{ Exp}(16,6\alpha)$$

avec $\alpha < 0,6$

BRINKMAN (1947) propose l'équation:

$$\frac{\mu_m}{\mu_c} = (1 - \alpha)^{-a''} \quad \text{avec } a'' = 2,5$$

Tandis que HATSCHEK (1911) a étudié les émulsions non newtoniennes et a trouvé que lorsque $\alpha < 0,5$ la partie linéaire de la courbe contrainte-déformation pouvait être présentée par:

$$\frac{\mu_m}{\mu_c} = (1 - \alpha^{1/3})^{-1}$$

TAYLOR (1934) a étudié le traitement hydrodynamique d'EINSTEIN pour des suspensions de sphères solides et des gouttes liquides. Il a pris comme hypothèses que le film émulsifiant autour des gouttelettes n'altérerait pas la transmission des contraintes tangentielles et normales de la phase continue à la phase dispersée, et qu'il n'y avait pas de glissement à l'interface. Il propose:

$$\text{LOG} \frac{\mu_m}{\mu_c} = 1 + a_1 \frac{\mu_d + \frac{2}{5}\mu_c}{\mu_d + \mu_c} \alpha$$

Nous voyons que lorsque μ_d est très supérieur à μ_c , on retrouve la formule d'EINSTEIN.

La loi précédente de TAYLOR a été étendue à des suspensions plus concentrées ($\alpha < 0,4$) et on trouve:

$$\text{LOG} \frac{\mu_m}{\mu_c} = a_1 \frac{\mu_d + \frac{2}{5}\mu_c}{\mu_d + \mu_c} (\alpha + \alpha^{5/3} + \alpha^{11/3})$$

Certains auteurs ont analysé le changement de viscosité en rapport avec la taille des particules. Ainsi LEVITON et LEIGHTON (1936) ont observé que la viscosité d'émulsions diluées huile-eau ne changeait pas si le diamètre des gouttes passait de 3 à $0,7\mu\text{m}$, et ils ont suggéré que la taille des particules n'avait que peu d'effets, lorsque celles-ci n'étaient pas serrées les unes contre les autres, c'est à dire ($\alpha < 0,5$). Par contre RICHARDSON (1953) restreint son attention aux émulsions huile-eau concentrées ($\alpha < 0,75$), il remarque que le produit $\mu_m \cdot d_m$ était constant, lorsque la distribution des diamètres est autour de d_m (diamètre moyen), n'est pas trop dispersée (d_m variant entre $0,55$ et $2,4\mu\text{m}$).

Nous noterons que rares sont les équations de viscosité dans la littérature faisant intervenir la taille des particules. La taille des gouttes exerce une influence prononcée sur la viscosité des émulsions d'huile-eau ou eau-huile stabilisées avec des tensio-actifs non ioniques, pour une large gamme de taux de présence. Les gouttes de $16\mu\text{m}$ de diamètre environ des émulsions huile-eau sont déformées pour des cisaillement élevés, mais elles se déforment aussi à cause de l'empaquage ou l'empilement.

Nous remarquerons que les auteurs cités ont travaillé sur des particules solides, ou des gouttelettes, mais à des diamètres très petits (de l'ordre du micron), alors que dans notre cas, le diamètre des gouttes est de l'ordre du mm. C'est pour cela qu'après de vaines tentatives d'applications de ces lois, nous avons déduit que ces lois ne sont pas directement applicables dans notre cas, mais nous donnent une façon d'approche du problème. Nous avons proposé des lois applicables à notre cas, et qui sont très satisfaisantes (KETTAB et al 1989a, KETTAB et al 1989b, CHENAIS et al 1988)

$$\mu_m = \mu_c^{(1-\alpha)} * \mu_d^\alpha$$

$$\frac{1}{\eta_m} = \frac{(1-\alpha)}{\eta_c} + \frac{\alpha}{\eta_d}$$

Nous noterons aussi qu'aucune théorie n'a été faite à notre connaissance, en vue de l'étude de l' influence de la répartition des diamètres, et donc du diamètre moyen sur le comportement rhéologique de la suspensions, mais seules des théories relatives à l'influence de la concentration ont été faites.

1.4.3. Tests d'écoulements

1.4.3.1. Huile avant coloration

(voir graphiques en annexes)

1.4.3.2. Huile après coloration

(voir graphiques en annexes)

1.4.4. Conclusion

Les deux huiles présentent les mêmes caractéristiques rhéologiques, et les modèles polynomial et de BINGHAM représentent le mieux cette huile, car le coefficient de dispersion est le plus faible, et le coefficient de régression est presque égal à l'unité (0,9998)

Dans notre cas, l'utilisation du modèle de BINGHAM est beaucoup mieux car les termes représentent des paramètres physiques, contrairement au modèle polynomial.

Dans le modèle de BINGHAM, le τ_c est très petit, et donc on peut considérer que le comportement de notre huile est NEWTONIEN, de viscosité égale à 0,030 Pa.s

1.5. Mouvement d'une bulle ou goutte dans un liquide

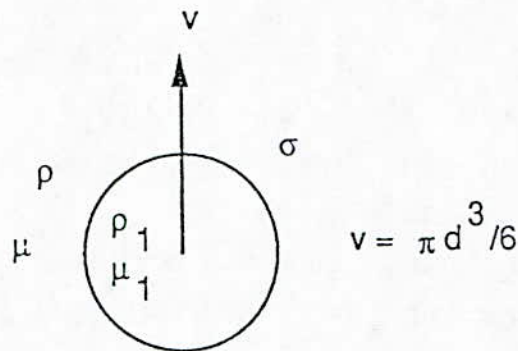
Le mouvement libre d'une bulle de gaz dans un liquide, d'une goutte d'un liquide dans un autre liquide non miscible pose des problèmes difficiles à résoudre, car la forme de la bulle ou de la goutte varie, et les comportements à l'interface ne sont pas connus. Selon certaines conditions, la forme peut-être une sphère, une ellipsoïde, ou une calotte sphérique. Cette forme dépend en général de plusieurs

facteurs, principalement les forces d'inertie, de viscosité, de pesanteur, et de la tension interfaciale. L'interface peut se comporter comme une paroi sur laquelle les fluides en présence peuvent plus ou moins glisser, et dépend aussi de l'état de pureté des fluides en présence.

On sait depuis longtemps que la bulle ou goutte a un aspect sphérique pour les petites diamètres, un aspect ellipsoïdal, ou lenticulaire quand il augmente, et dans le cas de grosse bulle de gaz, l'aspect d'une calotte sphérique. (voir études faites par BENFRATELLO 1954; HABERMAN et MORTON 1956)

De nombreux auteurs (PARLANGE 1973; HARPER 1972 CLIFT et GRACE 1978); ont consacré leurs études à la forme géométrique de ces bulles. Ces études ont été axées principalement sur la détermination de la vitesse limite de la bulle, et on retrouve des formules dans la littérature dans ce sens. Ainsi WALLIS (1974); par exemple a donné le principe de calcul universel pour déterminer la vitesse de la bulle.

Soit un fluide au repos, et considérons le mouvement d'une bulle ou goutte dans un autre fluide non miscible. (voir fig. ci-dessous)



Considérons que cette bulle a atteint sa vitesse limite, et soit d le diamètre de la même sphère v que la bulle, (d : diamètre de la sphère équivalente).

On a donc:

$$v = \pi d^3 / 6 \quad (1)$$

Afin que les paramètres physiques caractérisant les fluides, à savoir masse volumique, viscosité, tension interfaciale, ne dépendent que de la température, nous

considérons que les fluides en présence sont incompressibles et Newtoniens. Les données d (ou v); ρ ; μ ; ρ_1 ; μ_1 ; σ ; g ; nous permettent de déterminer la vitesse V de la bulle, et on peut écrire :

$$V = f_1(d; \rho; \mu; \rho_1; \mu_1; \sigma; g) \quad \{2\}$$

$$\text{ou } g_1(V; d; \rho; \mu; \rho_1; \mu_1; \sigma; g) = 0 \quad \{3\}$$

Si nous considérons cela du point de vue adimensionnelle, nous aurons:

$$\psi \left[\frac{\rho V d}{\mu}, \frac{V^2}{dg}, \frac{\rho V^2 d}{\sigma}, \frac{\rho_1}{\rho}, \frac{\mu_1}{\mu} \right] = 0 \quad \{4\}$$

$$\text{Soit, } \psi(Re; Fr; We; \rho_1/\rho; \mu_1/\mu) = 0 \quad \{5\}$$

avec les définitions classiques :

$$Re = \frac{\rho V d}{\mu} \quad \text{nombre de Reynolds} \quad \{6\}$$

$$Fr = \frac{V^2}{dg} \quad \text{nombre de Froude} \quad \{7\}$$

$$We = \frac{\rho V^2 d}{\sigma} \quad \text{nombre de Weber} \quad \{8\}$$

Nous noterons que V , d , sont dans les trois équations (6; 7; 8). On peut écrire aussi :

$$Fr = \phi \left[Re, We, \frac{\rho_1}{\rho}, \frac{\mu_1}{\mu} \right] \quad \{9\}$$

Nous remarquerons qu'avec les 6 paramètres (V ; d ; ρ ; μ ; σ ; g) nous pouvons constituer 3 groupements indépendants, sans dimensions (Re ; We ; Fr), mais on peut aussi construire d'autres groupements sans dimensions:

$$B_o = \frac{\rho g d^2}{\sigma} = \frac{We}{Fr} \quad \text{nbre de Bond, ou Eötvös, ou de Laplace} \quad \{10\}$$

$$L = \frac{\mu V}{\sigma} = \frac{We}{Re} \quad \text{nbre de Levitch} \quad \{11\}$$

$$P_o = \frac{\mu V}{\rho g d^2} = \frac{Fr}{Re} \quad \text{nbre de poiseuille} \quad \{12\}$$

$$M_o = \frac{g \mu^4}{\rho \sigma^3} = \frac{We^3}{Fr \cdot Re^4} \quad \text{nbre de Morton} \quad \{13\}$$

Le nombre de Morton ne contient ni V , ni d , mais uniquement les paramètres physiques qui caractérisent le fluide et le champs de force. Dans certains cas ceci pourrait être très intéressant à exploiter.

On pourrait aussi étudier le coefficient de traînée (C_x) de la goutte ou bulle. Ce coefficient est donné par définition comme suit:

$$[\rho - \rho_1] v \cdot g = C_x \rho_s \frac{V^2}{2} \quad \{14\}$$

En exprimant l'égalité des forces hydrostatiques et des forces de résistances hydrodynamiques et visqueuses

$$C_x = \frac{2 [\rho - \rho_1] v \cdot g}{\rho_s V^2} \quad \{15\}$$

$$\text{et } v/s = \alpha \cdot d \quad \{16\}$$

s : maître-couple du globule

α : coefficient sans dimensions ne dépendant que de la forme géométrique de la bulle et de son orientation vis-à-vis de V

Nous noterons que $\alpha = 2/3$ pour les bulles sphériques. On peut écrire l'équation précédente sous forme de :

$$\frac{v^2}{dg} = \frac{[\rho - \rho_1]}{\rho} \cdot \frac{2\alpha}{C_x} \quad \{17\}$$

or $\frac{v^2}{d \cdot g} = Fr \quad \{18\}$

donc : $Fr = \frac{[\rho - \rho_1]}{\rho} \cdot \frac{2\alpha}{C_x} \quad \{19\}$

Connaissant le nombre de Froude, ρ , ρ_1 , on peut déterminer C_x/α , ou C_x si la forme de la bulle est connue.

$$C_x = \frac{[\rho - \rho_1]}{\rho} \cdot \frac{2\alpha}{Fr} \quad \{20\}$$

Si l'on suppose que $\frac{\rho_1}{\rho}$ est très petit devant l'unité, nous aurons :

$$C_x = \frac{2\alpha}{Fr} \quad \{21\}$$

Nous pourrions étudier le mouvement en supposant qu'il y a deux grands domaines, l'un où les bulles sont sphériques, et l'autre où les bulles ont une autre forme (éllipsoïde aplati, calotte sphérique, ...)

Dans le domaine 1, la tension interfaciale σ , impose la forme de la bulle, mais n'intervient pas dans le mouvement, et $\frac{\rho_1}{\rho}$, $\frac{\mu_1}{\mu}$, n'interviennent pas du tout et donc {21} devient:

$$Fr = \phi_1(We) \quad \{22\}$$

Par contre dans le domaine 2, la trajectoire n'est pas toujours rectiligne, la forme des bulles étant très variable, mais $\frac{\rho_1}{\rho}$ et $\frac{\mu_1}{\mu}$ n'interviennent toujours pas:

$$Fr = \phi_2(We) \quad \{23\}$$

1.5.1. Cas où la bulle est sphérique

Dans le cas où la bulle est sphérique, nous avons $\alpha = 2/3$, et plusieurs études ont été faites, et ce en fonction que l'interface se comporte comme une paroi rigide, ou paroi mobile

1.5.1.1. Paroi rigide

Nous avons la formule suivante:

$$Fr = \frac{V^2}{d \cdot g} = \frac{4}{3 \cdot Cx} \quad [24]$$

Cx est une fonction de Re comme montré dans la figure ci-dessous

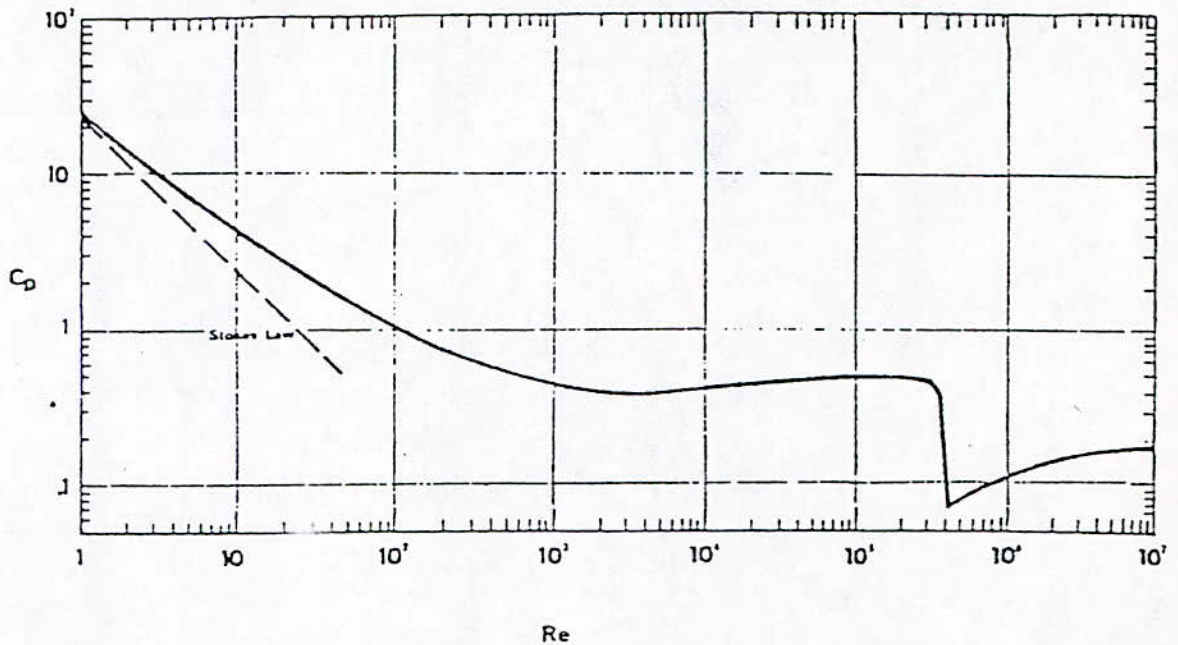


FIG. Drag coefficient of a sphere as a function of Reynolds number (standard drag curve).

$$Re < 1 \quad Cx = \frac{24}{Re} \quad \text{formule de Stockes} \quad [25]$$

$$0 < Re < 5000 \quad Cx = \frac{24}{82} \left[1 + \frac{82^{1/2}}{Re} \right]^2 \quad \text{formule d'Abraham} \quad [26]$$

$$10^3 < Re < Re_c = 10^5 \text{ à } 2 \cdot 10^5 \quad Cx = 0.45 \quad [27]$$

En combinant ces équations avec l'équation de C_x {24}, on obtient:

$$Fr = \frac{Re}{18} \quad \{28\}$$

soit:

$$V = \frac{g}{18\nu} \cdot d^2 \quad \{29\}$$

Nous noterons que Oseen a proposé une formule similaire à Stokes:

$$C_x = \frac{24}{Re} + 4,5 = \frac{24}{Re} \left[1 + \frac{3}{16} Re \right] \quad \{30\}$$

1.5.1.2. Paroi mobile

Dans ce cas, l'interface de la bulle est mobile, et les contraintes tangentielles se conservent de part et d'autre de la sphère. On peut admettre que ces mouvements internes ont un effet négligeable sur la bulle. HADAMARD (1912) et RYBCZYNSKI (1911) ont proposé pour une sphère fluide en mouvement en rampant, l'expression:

$$C_x = \frac{24}{Re} \frac{\frac{2}{3} + \frac{\mu_1}{\mu}}{1 + \frac{\mu_1}{\mu}} \quad \{31\}$$

WINNIKOV et CHAO (1966) ont aussi proposé une expression générale:

$$C_x = \frac{48}{Re} \frac{\frac{2}{3} + \frac{\mu_1}{\mu}}{1 + \left[\frac{\rho_1 \mu_1}{\rho \mu} \right]^{1/2}} \cdot \left[1 + \frac{0,814}{Re^{1/2}} \right] \quad \{32\}$$

on peut écrire quand $Re < 1$, et grâce à la formule de HADAMARD (1912) et RYBCZYNSKI (1911):

$$C_x = \frac{16}{Re} \quad \{33\}$$

et quand Re est grand, mais inférieure à 10^3

$$C_x = \frac{32}{Re} \cdot \left[1 + \frac{0,814}{Re^{1/2}} \right] \quad \{34\}$$

Cette formule dérive de l'expression générale donnée par WINNIKOV et CHAO.(1966) Ainsi en utilisant les expressions de C_x et l'équation {24}, on a :

$$Fr = \frac{Re}{12} \quad \{35\}$$

et

$$V = \frac{g}{12\nu} \cdot d^2 \quad \{36\}$$

Il est à noter qu'il est difficile de savoir si l'on est dans le cas de sphère à interface rigide ou de la sphère à interface mobile. Ainsi plus le diamètre est petit, ou la bulle petite, et plus on peut considérer que l'on est dans le cas d'une sphère rigide, et ce jusqu'à un certain diamètre critique ($d_c = 0,06$ cm).

En général, quand la bulle est petite, et sphérique, son mouvement est analogue à celui d'une sphère solide, et on admet que l'interface a un comportement comme une paroi rigide, mais une telle hypothèse n'est pas retenue si le diamètre de la bulle dépasse le diamètre critique cité plus haut.

Dans certains cas, on peut passer de l'interface rigide à l'interface mobile, et plusieurs auteurs (COMOLET 1979; CLIFT et GRACE 1978; ...) ont travaillé sur le sujet qui est encore loin d'être résolu; Ainsi que d'ailleurs le passage de la forme sphérique à la forme elliptique.

1.5.2. Cas ou la bulle est autre forme

Dans ce cas, la bulle n'est plus assimilable à une sphère, et en fonction de l'augmentation du diamètre de la bulle ou goutte, on a une ellipsoïde aplati, puis une calotte sphérique.

Dans ce domaine, l'étude du C_x ne semble pas d'un grand intérêt. Les variations de V et d peuvent être représentées par une loi : $Fr = \phi_2(We)$, où n'intervient pas le Reynolds ni $\left[\frac{\rho_1}{\rho}, \frac{\mu_1}{\mu} \right]$. La vitesse d'ascension ne dépend plus de la viscosité

du fluide ambiant, mais dépend surtout de la tension interfaciale (σ).

1.6. Coefficients de frottements

Plusieurs auteurs (SHILLER et NAUMAN 1935; BRINKMAN 1952; ROSCOE 1952; ...) ont travaillé sur les coefficients de frottement et ont proposé différentes formulations; qui hélas souvent ne concernent que leurs cas particuliers.

pour un régime laminaire, à partir de l'équation de continuité :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon \rho_c) = - \nabla \cdot \varepsilon \rho_c \mu_c$$

$$\frac{\partial}{\partial t} ((1-\varepsilon)\rho_d) = - \nabla \cdot (1-\varepsilon)\rho_d \mu_d$$

on tire l'équation suivante :

$$\varepsilon \rho_c \frac{\partial \mu_c}{\partial t} + (1-\varepsilon)\rho_d \frac{\partial \mu_d}{\partial t} = - \nabla \cdot \tau - \nabla \cdot P - g [\varepsilon \rho_c + (1-\varepsilon)\rho_d]$$

et en écrivant l'équation d'une particule sphérique rigide

$$F_f = \frac{\pi}{6} d^3 \left(\rho_d g + \frac{\partial P}{\partial z} \right)$$

on obtient :

$$\frac{\partial P}{\partial z} = - g (\varepsilon \rho_c + (1-\varepsilon)\rho_d)$$

d'où :

$$F_f = \frac{\pi}{6} d^3 \Delta \rho \cdot g \cdot \varepsilon$$

or par définition :

$$F_f = \frac{\pi}{4} d^2 \frac{1}{2} \rho_c \cdot V_s^2 \cdot f$$

avec f , le coefficient de traînée.

Il vient alors :

$$V_s^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{d \cdot \Delta \rho \cdot g}{\rho_c} \cdot \frac{\varepsilon}{f}$$

Des hypothèses supplémentaires sont prises à savoir :

* Le coefficient de traînée d'une particule dans une suspension est le même que dans un fluide de même viscosité apparente.

* La viscosité apparente ne dépend que du taux de phase.

Il vient :

$$\frac{V_s}{V_t} = \frac{(1 + 0,15 R_{e0}^{0,687}) \cdot \varepsilon^{3,5}}{1 + 0,15 \left(R_{e0} \cdot \frac{V_s}{V_t} \right)^{0,687} \cdot \varepsilon^{1,72}}$$

avec V_t = vitesse terminale d'une particule

$S = V_s/V_t$ slip velocity ratio

Pour HARMATHY (1960) en écoulements turbulents, le coefficient de traînée des particules rigides de formes identiques est pratiquement indépendant du nombre de Reynolds sur une grande gamme. En fluide-fluide, pour des particules déformables, le coefficient de traînée dépend de la déformation.

$$C = \frac{F}{\frac{1}{2} \rho_c \cdot U^2 \cdot A}$$

ou du diamètre équivalent d'une particule comme longueur de référence caractéristique:

$$C^* = \frac{F}{\frac{1}{2} \rho_c \cdot U^2 \cdot \frac{\pi d^2}{4}}$$

si l'on pose :

$$\beta = \left(\frac{A}{\frac{\pi d^2}{4}} \right)^{1/2}$$

alors :

$$C^* = \beta^2 \cdot C$$

pour une sphéroïde :

$$\beta = 3 \sqrt{\frac{a}{b}}$$

pour une calotte :

$$\beta = \frac{\frac{a}{b}}{3 \sqrt{1 + \frac{3}{4} \left(\frac{a}{b} \right)^2}}$$

La vitesse terminale de la particule u :

$$F = \frac{\pi}{6} d^3 \Delta \rho \cdot g$$

donne:

$$u = K \sqrt{\frac{\Delta \rho \cdot g \cdot d}{\rho_c}}$$

ou:

$$K = \sqrt{\frac{4}{3C^*}} = \frac{1}{\beta} \sqrt{\frac{4}{3C}}$$

pour une sphère, $\beta = 1$; $C_{s\infty} = 0,44$; $K_{s\infty} = 1,74$

L'effet de forme

$$\frac{U_{\infty}}{U_{s\infty}} = \frac{1}{\beta} \sqrt{\frac{C_{s\infty}}{C_{\infty}}} = \phi_1$$

or la forme de la particule dépend du nombre d'EÖTVÖS
d'où

$$\frac{U_{\infty}}{U_{S\infty}} = \phi_2(N_{EO})$$

ou

$$\frac{C_{\infty}^*}{C_{S\infty}} = \frac{1}{[\phi_2(N_{EO})]^2} = \phi_3(N_{EO})$$

on peut tracer $\frac{C_{\infty}^*}{C_{S\infty}}$ par rapport à N_{EO} , et HABERMAN - MORTON (1956) notent qu'aux faibles N_{EO} , $\frac{C_{\infty}^*}{C_{S\infty}} < 1$ on a des effets de circulations internes. N_{EO} est plus fort en gaz-liquide qu'en liquide-liquide, et ceci est dû à l'absence d'amortissement de la viscosité de la particule sur l'oscillation de forme d'après LICHT et al.

En général, les gouttes liquides n'atteignent jamais les configurations de calottes sphériques (qui commencent à $N_{EO} = 40$)

Certaines corrélations ont été proposées :

$$\frac{C_{\infty}^*}{C_{S\infty}} = 1,29 N_{EO}^{1/2} \quad N_{EO} < 13$$

$$\frac{U_{\infty}}{U_{S\infty}} = \frac{0,88}{N_{EO}^{1/4}}$$

$$U_{\infty} = 1,53 \left[\frac{g \Delta \rho \sigma}{\rho_c^2} \right]^{1/4}$$

Dans le cas d'écoulement turbulent, la vitesse terminale des particules liquides est indépendante de la taille

$$\frac{U_{\infty}}{U_{S\infty}} = 0,411 \quad N_{EO} > 40$$

Pour $N_{EO} < 15$, la forme des particules fluides est sphérique, par contre pour $N_{EO} > 40$; on a des calottes sphériques.

Pour des bulles sphériques et gouttes, on a :

$$u = \lambda \cdot \sqrt{\frac{g \cdot D \cdot \Delta \rho}{\rho_c}}$$

avec λ d'après DUMITRESCU (1923) fonction du nombre de BOND comme suit:

$$B_0^{1/2} = D \cdot \sqrt{\frac{g \cdot \Delta \rho}{\sigma}} = (N_{E0}^D)^{1/2}$$

En général λ est de l'ordre de 0,35. HATTOIN (1935) parle de diamètre de tube critique, et propose $N_{E0}^D = 3,36$

L'étude du régime à particules déformées, pour les particules fluides est très important, car la notion d'écoulement, de viscosité de mélange sont différentes de celles des particules non déformables (particules fluides)

On considère que l'on a 2 phases; donc 2 champs de vitesse, et nous pouvons faire soit un modèle à deux fluides, soit un modèle de mélange.

Le modèle à deux fluides est basé sur le transfert de quantité de mouvement interfacial.

Ces modèles sont appliqués dans plusieurs domaines, telle que la fluidisation, la sédimentation, l'extraction, ...

Il existe plusieurs corrélations empiriques, ou analytiques donnant la vitesse relative tel que celle de RICHARDSON et ZAKI (1954) pour le cas des particules solides.

1.6.1. Calcul d'un coefficient de traînée standard

On peut considérer qu'en l'absence de paroi, et sans changement de phase, en écoulement monophasique dominé par la gravité, et stationnaire, et en négligeant les effets des tensions superficielles, on a :

$$\frac{\partial P}{\partial z} = -\rho_m g$$

et posons C_D défini par la relation $F_D = -C_D \cdot \frac{1}{2} \cdot \rho_c \cdot v_r \cdot [v_r] \cdot A_d$

A_d = aire projetée ; et $v_r = v_d - v_c$

et $F_D = M_{id} \cdot B_d / \alpha_d$

B_d = le volume de la particule

M_{id} = La force de traînée généralisée

$$= \alpha_k \rho_k g + \alpha_k \frac{\partial P}{\partial z}$$

Il vient donc:

$$v_r [v_r] = \frac{8}{3} \frac{r_d}{C_D \rho_c} (\rho_c - \rho_d) \cdot g \cdot (1 - \alpha_d)$$

r_d = rayon moyen d'une particule

$$= \frac{3 B_d}{4 A_d}$$

Pour le cas d'une sphère unique en milieu infini :

$$v_{r\infty} [v_{r\infty}] = \frac{8}{3} \frac{r_d}{C_{D\infty} \rho_c} (\rho_c - \rho_d) \cdot g$$

$v_{r\infty}$ = Vitesse terminale

$C_{D\infty}$ = Coefficient de traînée

Or on sait $C_{D\infty} = C_{D\infty}(N_{Re\infty})$

ou :
$$N_{Re\infty} = \frac{2 r_d \rho_c [v_{r\infty}]}{\mu c}$$

1.6.2. Différents régimes d'écoulements

pour une particule solide sphérique, nous avons :

* Le régime visqueux où la dépendance $C_{D\infty} / N_{Re\infty}$ est prononcée

* Le régime de Newton où $C_{D\infty}$ est indépendant du Reynolds

Pour des particules fluides propres, $C_{D\infty}$ peut être réduit d'environ 30% par rapport à $C_{D\infty}$ des particules solides. Ceci s'explique par les circulations internes, mais il suffit de quelques impuretés pour que ce pourcentage soit modifié. C'est

pour cela qu'en général la traînée d'une particule fluide est de même ordre de grandeur que celle d'une particule solide, et ce jusqu'à une certaine taille de la particule bien sûr, car au-delà, la forme est distordue, le mouvement irrégulier. Dans le régime à particules fluides déformées, C_D ne dépend pas de la viscosité, mais augmente avec l'augmentation du rayon de la particule. Pour cause d'instabilité hydrodynamique, il y a une limite supérieure à $C_{D\infty}$, car la particule atteint les conditions de calotte, ou bien de taille de goutte maximum (condition donnée par le Weber critique). La vitesse terminale est alors fonction du rayon de la particule. Nous avons :

$$C_{D\infty}(N_{Re\infty}) = C_D(N_{Re}) \left[\frac{v_r}{v_{r\infty}} \right]^2 \frac{1}{1 - \alpha_d}$$

$$N_{Re} = \frac{2 r_d \rho_c [v_r]}{\mu_m}$$

Nous avons vu plus haut que la viscosité moyenne a été définie par plusieurs auteurs. L'utilisation de cette viscosité moyenne dans le groupe adimensionnel N_{Re} est expliqué comme suit (BURGERS 1941, 1942; ZUBER 1964;):

* Quand une particule seule évolue dans un mélange diphasique dispersé, elle imprime un mouvement à la phase continue.

* Quand le fluide coule, sa déformation cause des mouvements de rotation et de translation aux autres particules.

Or on sait que les particules sont plus rigides que le fluide continu (vis-à-vis des déformations), les particules imposent un système de forces qui réagit sur le fluide. Les résultats de ces contraintes supplémentaires est que la particule originale voit croître la résistance à son mouvement, ce qui équivaut à un accroissement de viscosité, d'où le concept de viscosité de mélange.

Ainsi plusieurs auteurs ont travaillé sur cette viscosité de mélange et ont proposé des corrélations (voir 2.4.)

1.6.2.1. Régime visqueux

Dans ce régime, on suppose qu'une similitude complète existe entre $C_{D\infty}(N_{Re\infty})$ et $C_D(N_{Re})$, alors :

$$C_D = \frac{24 (1 + 0,1 N_{Re}^{0,75})}{N_{Re}}$$

La solution approchée de v_r vérifiant les comportements asymptotiques

$$\frac{v_r}{v_{r\infty}} = (1 - \alpha_d)^{1/2} f(\alpha_d) \frac{(1 + 0,1 N_{Re}^{0,75})}{1 + 0,1 N_{Re}^{0,75} [f(\alpha_d)]^{6/7}}$$

$$\text{où : } f(\alpha_d) = (1 - \alpha_d)^{1/2} \frac{\mu_c}{\mu_m}$$

$$\text{Quand } N_{Re} \text{ ----> } 0 \quad \frac{v_r}{v_{r\infty}} = (1 - \alpha_d)^{1/2} f(\alpha_d)$$

$$\text{Quand } N_{Re} \text{ ----> } \infty \quad \frac{v_r}{v_{r\infty}} = (1 - \alpha_d)^{1/2} f(\alpha_d)^{1/7}$$

$$\text{or : } f(\alpha_d) = (1 - \alpha_d)^{1/2} \frac{\mu_c}{\mu_m} \# \frac{(1 - \alpha_d)^{1/2}}{(1 - \alpha_d)^{-5/2}} = (1 - \alpha_d)^3$$

Donc;

$$\text{Quand } N_{Re} \text{ ----> } 0 \quad \frac{v_r}{v_{r\infty}} \# (1 - \alpha_d)^{7/2}$$

$$\text{Quand } N_{Re} \text{ ----> } \infty \quad \frac{v_r}{v_{r\infty}} \# (1 - \alpha_d)^{13/14} \# 1 - \alpha_d$$

Nous noterons que dans le modèle à "Flux de Dérive" de ZUBER (1967); ISHII et al (1976), la vitesse "drift", c'est à dire la vitesse relative de la phase dispersée est importante.

$$V_{dj} = v_d - j = (1 - \alpha_d) \cdot v_r = U_H - (U_{HS} + U_{ES})$$

$$V_{dj} = v_{r\infty} (1 - \alpha_d)^{3/2} f(\alpha_d) \frac{1 + \psi(r_d^0)}{1 + \psi(r_d^0) [f(\alpha_d)]^{6/7}}$$

$$\psi(r_d^0) = 0,55 \left[(1 + 0,08 \cdot (r_d^0)^3)^{4/7} - 1 \right]^{3/4} \text{ en régime}$$

visqueux

et,
$$r_d^0 = r_d \left[\frac{\rho_c \cdot g \cdot \Delta \rho}{\mu_c^2} \right]^{1/3}$$

1.6.2.2. Régime de NEWTON

Dans ce cas, on a $r_d^0 \geq 34,65$, et donc en posant $r_d^0 = 34,65$ dans l'expression précédente, il vient :

$$V_{dj} = v_{r\infty} (1 - \alpha_d)^{3/2} f(\alpha_d) \frac{18,67}{1 + 17,67 [(f(\alpha_d))^{6/7}]}$$

et quand $\mu_d \gg \mu_c$, on peut prendre :

$$V_{dj} = 2,43 \sqrt{g \cdot r_d \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho_c}}$$

1.6.2.3. Régime à particules fluides déformées

Dans ce régime C_D dépend uniquement du rayon de la particule, et des propriétés du fluide, mais ni de la vitesse, ni de la viscosité.

$$C_{D\infty} = \frac{4}{3} r_d \sqrt{g \cdot \frac{\Delta \rho}{\sigma}} \quad (\text{HARMATHY 1960})$$

pour une particule de r_d fixe, $C_{D\infty}$ est constant, mais la présence d'autres particules affecte C_D . Par analogie au régime de NEWTON, on suppose que C_D croît.

il vient :

$$\text{quelque soit } r_d \rightarrow V_{dj} = v_{r\infty} (1 - \alpha_d)^{2,25} \quad \mu_d \gg \mu_c$$

$$\text{où } v_{r\infty} = \sqrt{2} \left[\frac{g \cdot \sigma \cdot \Delta \rho}{\rho_c^2} \right]^{1/4}$$

$$\text{quand } N\mu \geq 0,11 \cdot \frac{1 + \psi}{\psi^{8/3}}$$

avec
$$N\mu = \frac{\mu c}{\left[\rho_c \cdot \sigma \sqrt{\frac{\sigma}{g\Delta\rho}} \right]^{0,5}}$$

1.6.2.4. Régime churn-turbulent

Quand le rayon de la particule croît, du fait du sillage et de la couche, une particule peut influencer à la fois le fluide environnant, et les autres particules, et ainsi l'entraînement d'une particule dans le sillage d'autres particules devient possible. (En gaz-liquide la transition est à $\alpha_d = 0,3$)

En régime churn, dans la définition du coefficient de traînée et dans la loi de similitude, la vitesse de dérive est prise de préférence à la vitesse de glissement.

$$F_D = - C_D' \frac{1}{2} \cdot \rho_c \cdot V_{dj} \cdot [V_{dj}] \cdot \pi \cdot r_d^2$$

Dans le régime churn-turbulent, les inclusions ont atteint la limite au régime à calotte (en gaz-liquide) ou à la désintégration de la goutte (en liquide-liquide). Cette limite peut-être donnée en extension du critère de Weber (WALLIS 1969), avec la vitesse de dérive comme référence de vitesse.

$$\frac{2 \rho_c V_{dj}^2 r_d}{\sigma} = 8 \text{ (pour une bulle) ; et } 12 \text{ (pour une goutte)}$$

Donc compte tenu de l'entraînement des particules dans le sillage d'autres particules plus grosses, de la coalescence et rupture induite par la turbulence, le mouvement moyen est largement gouverné par les particules qui vérifient ce critère. Le coefficient de traînée effectif est $C_D = 8/3$ et F_D se réécrit:

$$F_D = -\frac{8}{3} (1 - \alpha_d)^2 \frac{1}{2} \cdot \rho_c \cdot V_r \cdot [V_r] \cdot \pi \cdot r_d^2$$

D'où le coefficient de traînée apparent $C_D = \frac{8}{3} (1 - \alpha_d)^2$

et il vient alors :

$$V_{dj} = \sqrt{2} \left[\frac{\sigma \cdot g \cdot \Delta \rho}{\rho_c^2} \right]^{1/4} (1 - \alpha_d)^{1/4}$$

PILCH et ERDMAN (1987) donnent un Weber critique comme suit :

$$We_c = 12 (1 + 1,077 O_n^{1,6})$$

$$\text{Ohnesoye number : } O_n = \frac{\mu_d}{(\rho_d \cdot d \cdot \sigma)^{0,5}}$$

O_n étant de l'ordre de 1%, le Weber critique est de l'ordre de 12.

1.6.3. Analyse du frottement interfacial

$$\tau_E = \left[- \frac{\partial P}{\partial x} - \rho_m \cdot g \cdot \cos \theta \right] \frac{Dc}{4}$$

$$\tau_I = \left[\frac{4 \cdot \tau_W \cdot R_H}{Dc} + (\rho_E - \rho_H) \cdot R_E \cdot R_H \cdot g \cdot \cos \theta \right] \frac{A}{P_I}$$

$$\text{avec : } \frac{A}{P_I} = \frac{Dc}{6R_H} \quad \text{en fine dispersion}$$

$$\frac{A}{P_I} = \frac{Dc}{4R_H} \quad \text{en calotte}$$

On obtient la traînée en écrivant :

$$F_D A_{\text{pojeté}} = \Delta \rho \cdot g \cdot \cos(\theta) \cdot v \cdot R_E$$

$$F_D \frac{\pi d^2}{4} = \Delta \rho \cdot g \cdot \cos(\theta) \frac{\pi d^3}{6} R_E$$

$$\frac{3}{2d} F_D = \Delta \rho \cdot g \cdot \cos(\theta) \cdot R_E$$

$$\tau_I = \left[\frac{4 \cdot \tau_W \cdot R_H}{Dc} + \frac{3}{2d} F_D \cdot R_H \right] \frac{d}{4R_H}$$

$$\tau_I = \tau_W \frac{d}{D_C} + \frac{3}{8} F_D.$$

et si l'on suppose $\tau_W \frac{d}{D_C} \ll \frac{3}{8} F_D.$

$$\frac{1}{2} \rho_H f_I (GR_E)^2 = \frac{3}{8} \frac{1}{2} \rho_E C_D (GR_E)^2$$

$$f_I = \frac{3}{8} \frac{\rho_E}{\rho_H} C_D$$

Dans la zone churn;

$$C_D = \frac{8}{3} R_E^2$$

$$f_I = \frac{\rho_E}{\rho_H} R_E^2$$

1.6.4. Applications et comparaisons

D'après ce qui précède, nous avons :

le bilan de vitesses de dérive

* Régime de Stokes :

$$V_{dj} = G(1 - \alpha_d) = \frac{2}{9} g \frac{\Delta \rho}{\mu_c} r_d^2 (1 - \alpha_d)^2$$

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} \quad \text{avec} \quad N_{Re} = 2.r.\rho_c.G./\mu_m$$

$$V_{dj} = v_{r\infty} (1 - \alpha_d)^{3/2} (1 - \alpha_d)^{1/2} \frac{\mu_c}{\mu_m} \frac{1 + \psi}{1 + \psi \left[\frac{\mu_c}{\mu_m} (1 - \alpha_d)^{1/2} \right]^{6/7}}$$

$$r_d^0 = r_d \left[\frac{g \cdot \rho_c \cdot \Delta \rho}{\mu_c^2} \right]^{1/3}$$

$$v_d^0 = v_r \left[\frac{\rho_c^2}{\mu_c g \cdot \Delta \rho} \right]^{1/2}$$

On montre (voir annexe) :

$$v_{r\infty}^0 = \frac{4,86}{r_d^0} \left[\frac{\psi}{0,55} \right]^{4/3}$$

$$v_{r\infty} = \frac{\mu_c \psi^{1/3}}{\rho_c \cdot r_d} \cdot \frac{4,86}{0,55^{4/3}}$$

* Régime de particules déformées :

$$V_{dj} = v_{r\infty} (1 - \alpha_d)^n$$

n = 2 ---> $\mu_c \sim \mu_d$
n = 2,25 ---> $\mu_c \ll \mu_d$

$$v_{r\infty} = \sqrt{2} \left[\frac{g \cdot \sigma \cdot \Delta \rho}{\rho_c^2} \right]^{1/4}$$

* Régime churn-turbulent :

$$v_{r\infty} = \sqrt{2} \left[\frac{g \cdot \sigma \cdot \Delta \rho}{\rho_c^2} \right]^{1/4} \cdot (1 - \alpha_d)^{1/4}$$

Le bilan des coefficients de traînée est :

* Régime de Stokes :

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} \quad N_{Re} = 2 \cdot r_d \cdot \rho_c \cdot \frac{v_r}{\mu_m}$$

* Régime de particules non déformées

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} [1 + N_{Re}^{0,75}]$$

* Régime de particules déformées

$$C_D = \frac{4}{3} r_d \sqrt{\frac{g \Delta \rho}{\sigma}} (1 - \alpha_d)^2 \quad \text{avec } n = -1 \quad \rightarrow \mu_c$$

$\sim \mu_d$

$$n = -1,5 \quad \rightarrow \mu_c \ll \mu_d$$

* Churn

$$C_D = \frac{8}{3} (1 - \alpha_d)^2$$

et: $\frac{2 \rho_c V_{dj}^2 r_d}{\sigma} = 8$ (pour une bulle); et 12 (pour une goutte)

1.6.5.conclusion

Nous avons fait dans cette partie, une analyse du frottement interfacial; des coefficients de traînée, et ce pour différents régime d'écoulements

CHAPITRE 2

MODELISATION EN ECOULEMENTS DIPHASIQUES

2.MODELISATIONS EN ECOULEMENTS DIPHASIQUES	47
2.1- INTRODUCTION	47
2.2- DEFINITIONS	47
2.2.1. Ecoulement intermittent	47
2.2.2. Zone à phase dispersée	47
2.2.3. Zone à phase séparée	47
2.3- CRITERE DE TRANSITION	49
2.4- BASES DE LA MODELISATION	51
2.4.1. Equations locales de conservation d'une densité massique tensorielle ψ	51
2.4.2. Hypothèses des moyennes	53
2.4.2.1. Moyenne temporelle classique	53
2.4.2.2. Moyenne sur une configuration b	54
2.4.2.3. Equation moyenne sur la section A de la conduite	54
2.4.2.4. Moyenne spatio-temporelle de l'équation de conservation	55
2.4.2.5. Moyenne spatio-temporelle par configuration	55
2.4.3. Applications aux équations de la conservation de la masse	56
2.4.3.1. Moyenne spatio-temporelle classique	56
2.4.3.2. Moyenne par configuration	57
2.4.4. Applications aux équations de quantité de mouvement	57
2.4.4.1. Moyenne spatio-temporelle classique	58
2.4.4.2. Moyenne par configuration	58
2.4.5. Equations de base du modèle	59
2.4.5.1. Equations de bases dans la poche	59
2.4.5.2. Equations de bases dans le bouchon	61
2.4.5.3. Célérité des poches	62
2.4.6. Lois de fermeture	64
2.4.6.1. Loi de cisaillement interfacial	64
2.4.6.2. Loi de cisaillement à la paroi	66
2.4.6.3. Loi de glissement de gaz dans le bouchon	72
2.4.6.4. Loi de cisaillement pariétal dans le bouchon	73
2.4.6.5. Taux de présence de la configuration	73
2.5- CELERITE DES FRONTS DE POCHE	74

2. MODELISATIONS EN ECOULEMENTS DIPHASIQUES

2.1- INTRODUCTION

Les écoulements diphasiques gaz-liquide sont très importants pour le Génie-chimique, Génie-nucléaire et production pétrolière. Pour la production pétrolière en mer, on recueille en surface, la production du gisement, on fait la séparation et recompression des phase liquide et gazeuses. Chacune de ces phases est transportée par une conduite. Une solution économique serait d'avoir une conduite unique pour le transport, mais cela présente des risques (fluctuations de pression; blocage conduite par ségrégation dans les points bas, ...). Actuellement, il n'y a pas de théorie pour prévoir ces phénomènes ainsi que la perte de pression, ce qui entraîne une diminution de la production.

Etant donné que les modèles empiriques existants sont insuffisants, on doit faire des études à caractères théoriques, ce qui nécessite une expérimentation très fine et des mesures bien définies. Ces théories ont comme base les écoulements monophasiques et font intervenir les notions propres aux écoulements à deux phases, telle que l'interface qui les sépare. La géométrie de cette interface permet de distinguer différents types de régimes d'écoulements que nous définissons ci-dessous.

2.2- DEFINITIONS

2.2.1. Ecoulement intermittent

c'est le régime où les deux phases gaz et liquide sont distribuées alternativement en configuration à phases séparées.

2.2.2. Zone à phase dispersée

appelée " Bouchon ", est une portion de l'écoulement où la phase liquide est continue, le gaz étant dispersé sous forme de bulles.

2.2.3. Zone à phase séparée

C'est une zone de l'écoulement, où le gaz constitue une longue bulle (bulle de Taylor), appelée " Poche ". Le liquide étant réparti à la paroi sous forme de film liquide contenant éventuellement des bulles.

Plusieurs types de configurations peuvent se présenter, lorsque deux phases gaz-liquide s'écoulent dans une conduite, et les différents auteurs retiennent actuellement 4 régimes d'écoulements :

à bulles ;

à poches et à bouchons ;

annulaire ;

transition entre l'intermittent et l'annulaire .

Ainsi certains auteurs , tels que DUKLER , GOVIER et ROS proposent des cartes d'écoulements en fonction des vitesses superficielles du gaz et du liquide (U_G et U_L) , afin de déterminer le régime d'écoulement . Il est évident que ces cartes d'écoulement sont différentes d'un auteur à un autre et ce en raison de plusieurs paramètres :

. Subjectivité de chaque expérimentateur dans l'observation et la qualification de chaque régime ;

. Dans les conditions d'écoulement et d'expérimentation de chaque auteur , la corrélation n'est pas évidente ;

. La détermination de ces cartes ne tient compte que des vitesses superficielles du gaz et du liquide .

Nous schématisons ci-dessous différents types de régimes d'écoulements (Fig.1) et une carte d'écoulement (Fig.2) .

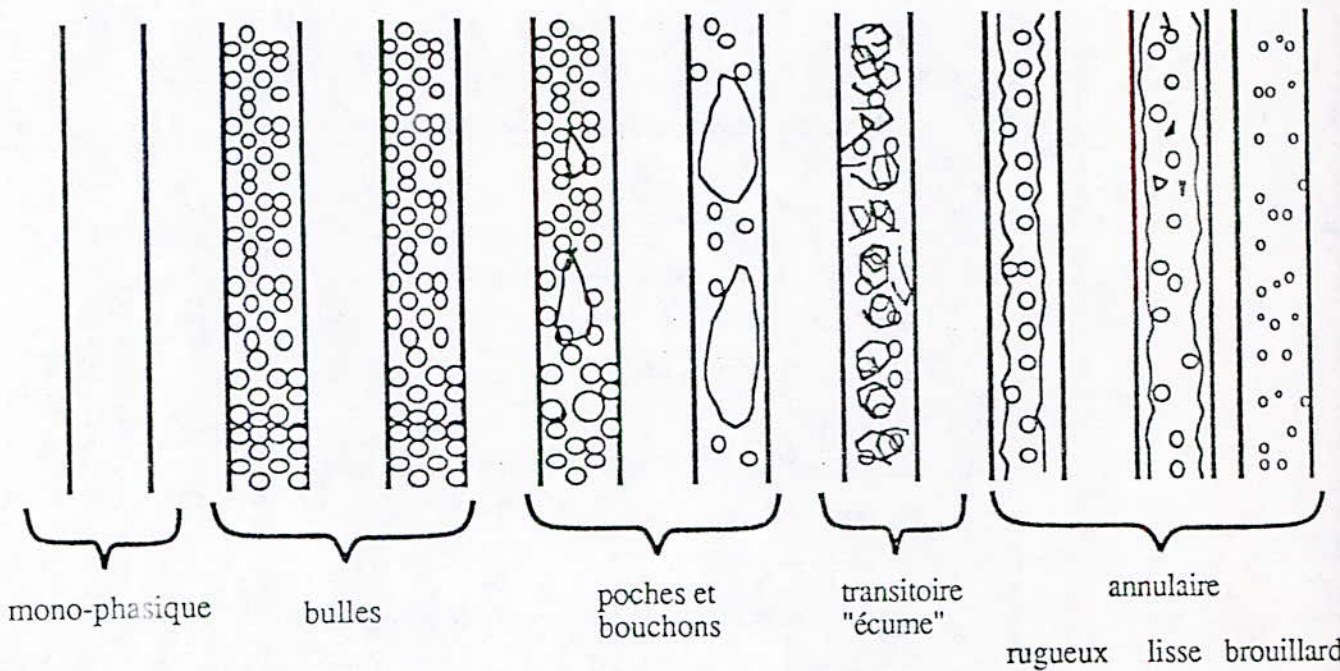


Fig.2.1.

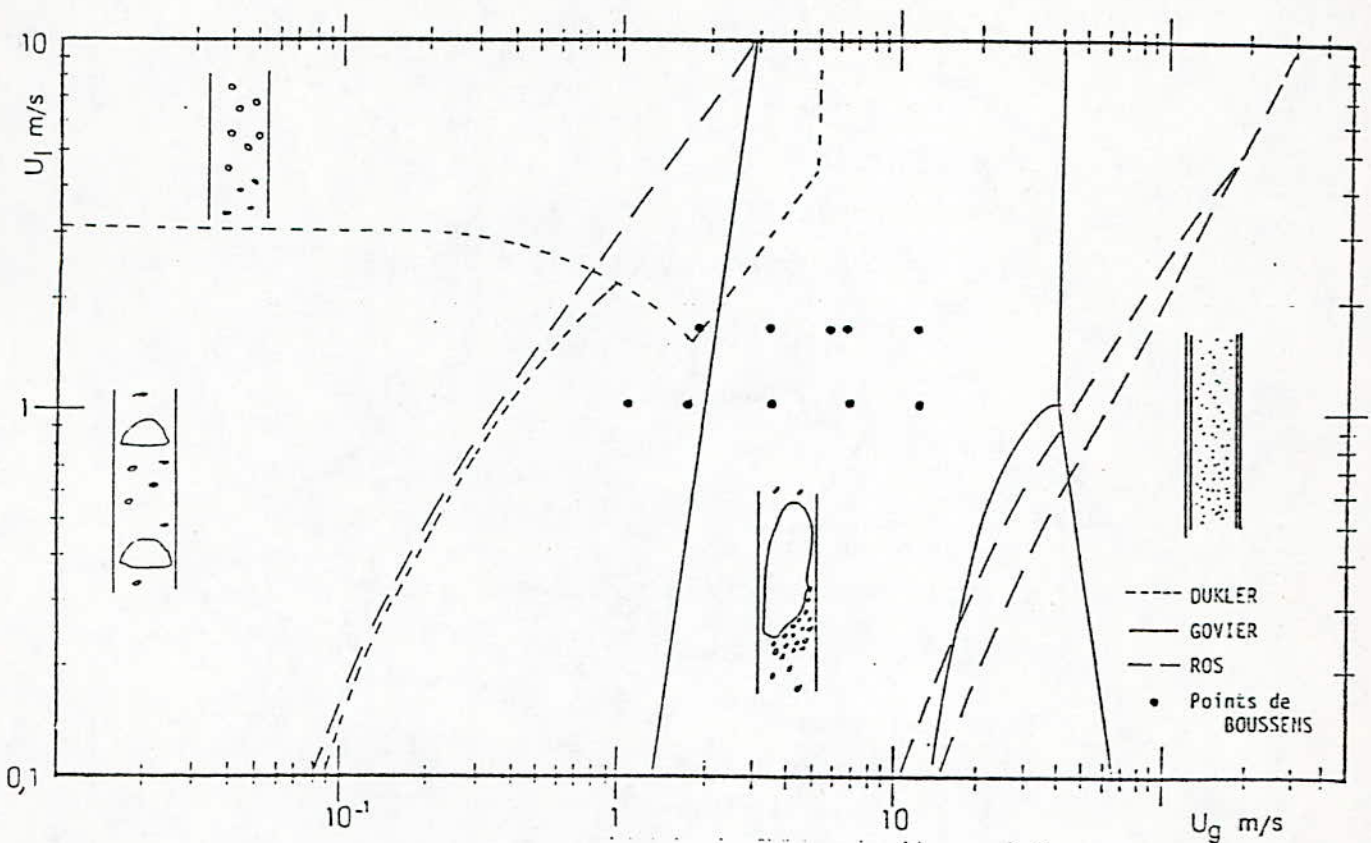


Fig2.2.:

2.3- CRITERE DE TRANSITION

En fonction des instruments de mesures expérimentales, des critères de transition ont été définies par certains auteurs. Ainsi certains parlent de coalescence, d'autres des groupes adimensionnels. Nous voyons ci-dessous quelques critères de transition :

3.1.- GOVIER et AZIZ :

Bulle =====> Poche
Poche =====> Ecume

Phénomène de coalescence .
Instabilité du film .

$$Y = \left[\frac{\rho_L \sigma_{wA}}{\rho_W \sigma} \right]^{1/4}$$

$$X = \left[\frac{\rho_G}{\rho_A} \right]^{1/3} * Y$$

L et G relatives aux liquides et aux gaz .

W et A relatives à l'eau et à l'air .

$$\text{Bulles / Poches} \quad : \quad Y \cdot U_L = 0,01 \cdot (1,96 \cdot X \cdot U_G)^{5,81}$$

$$\text{Poches / Ecumes} \quad : \quad Y \cdot U_L = 0,263 \cdot (X \cdot U_G - 8,61) \quad \text{si } Y \cdot U_L < 4$$

$$\begin{array}{ll} \text{Ecume / Annulaire} & : \quad Y.U_L = 0,01.(X.U_G / 70)^{-5,81} \quad \text{si } Y.U_L < 4 \\ \text{Poche / Annulaire} & : \quad X.U_G = 26,5 \quad \text{si } Y.U_L > 4 \end{array}$$

3.2.- ROS (1961):

Il introduit d'autres groupes adimensionnels :

$$\bullet \text{ nombre de vitesse liquide : } N = U_L (\rho / g\sigma_L)^{1/4}$$

$$\bullet \text{ nombre de vitesse gaz : } RN = U_G (\rho / g\sigma_L)^{1/4}$$

$$\bullet \text{ nombre de diamètre : } N_d = D (\rho_L g / \sigma)^{1/2}$$

$$\text{- bulle / poche : } RN < L1 + L2.N$$

$$\text{- poche / écume : } RN < 50 + 36 N$$

$$\text{- écume / annulaire : } RN > 75 + 84 N^{0,75}$$

$L1$ et $L2$ sont déterminés à partir d'abaques en fonction de N_d .

3.3.- GRIFFITH et WALLIS (1961):

$$\text{Ils utilisent des nombres adimensionnels : } N Fr_m = \left[\frac{Q_G + Q_L}{A} \right]^2 / gD$$

$$\frac{Q_G}{Q_G + Q_L}$$

La transition bulle-bouchon étant définie par :

$$\frac{Q_G}{Q_G + Q_L} < L \quad \text{avec } L > 0,13$$

$$\text{et } L = 1,071 - \frac{0,2218}{D} \left[\frac{Q_G + Q_L}{A} \right]^2$$

3.4.- TAITEL - BORNEA et DUKLER (1958):

Deux zones d'écoulements à bulles sont déterminées :

. Aux faibles débits de liquide : Transition bulle - poche par coalescence avec % de gaz à la transition $\alpha_T = 25\%$. Au vu des travaux de HARMATHY (1960), nous avons :

$$U_L = 3 U_G - 1,15 \left[\frac{g \cdot \Delta \rho \cdot \sigma}{\rho_L^2} \right]^{1/4}$$

. Aux forts débits liquides, la turbulence dans le liquide détruit les zones de bulles :

$$U_L + U_G = 4,0 \left(\frac{D^{0,429} (\sigma / \rho_L)^{0,089}}{V_L^{0,072}} \left[\frac{g \cdot \Delta \rho}{\rho_L} \right]^{0,446} \right)$$

Cette transition est valable tant que le taux de gaz reste inférieur au taux de tassement : $\alpha_T = 52\%$.

2.4- BASES DE LA MODELISATION

La finalité de toutes les méthodes de calculs des écoulements diphasiques en conduite est de déterminer d'abord le taux de gaz R_G et le gradient de pression dP / dx . Beaucoup de corrélations ont été développées par certains auteurs . En réalité la structure cellulaire de l'écoulement compromet une telle approche , car l'écoulement est à phase séparée et dispersée . On doit donc introduire des lois spécifiques aux poches et bouchons .

Trois types de moyennes temporelles sont appliqués à une grandeur phasique (phase K) déjà moyennée dans la section d'abscisse x , soit $\langle G_K(x,t) \rangle$ une telle grandeur

a) moyenne temporelle $\overline{G}(x,t)$:

$$\overline{G}_K = \frac{1}{T} \int_1^{1+T} \langle G_K(x,t') \rangle dt'$$

b) moyenne par configuration $G_{K\beta}$:

$$G_{K\beta} = \overline{\langle G_K \chi_\beta(x,t) \rangle}$$

c) moyenne cellulaire :

$$\overline{G}_{K\beta} = \langle G_K(x,t) \delta_\beta(x,t,\theta) \rangle$$

Les équations de base sont obtenues par moyenne cellulaire des équations de conservation de la masse et de la quantité de mouvement .

2.4.1. Equations locales de conservation d'une densité massique tensorielle ψ

L'équation de la conservation de la masse s'écrit :

$$\frac{\partial \rho \psi}{\partial t} + \frac{\partial (\rho \psi V + \phi)}{\partial x} = \rho F \quad \{1\}$$

multiplions {1} par χ_k :

$$\chi_k \left(\frac{\partial \rho \psi}{\partial t} \right) + \chi_k \left(\frac{\partial (\rho \psi V + \varphi)}{\partial x} \right) = \rho F \chi_k \quad [2]$$

avec :

$$\frac{\partial \rho \psi}{\partial t} = \text{taux de variation de } \psi$$

$$\rho \psi V = \text{flux convectif}$$

$$\varphi = \text{flux diffusif}$$

$$\rho F = \text{effets extérieurs}$$

de l'équation {2} , décomposons les termes du 1^{er} membre :

$$* \chi_k \left(\frac{\partial \rho \psi}{\partial t} \right) = \frac{\partial (\chi_k \rho \psi)}{\partial t} - \rho \psi \frac{\partial \chi_k}{\partial t} \quad [3]$$

$$* \chi_k \frac{\partial (\rho \psi V + \varphi)}{\partial x} = \frac{\partial (\chi_k \rho \psi V + \varphi \chi_k)}{\partial x} - (\rho \psi V + \varphi) \frac{\partial \chi_k}{\partial x} \quad [4]$$

$$\text{Soit : } \frac{\partial (\chi_k \rho \psi)}{\partial t} - \rho \psi \frac{\partial \chi_k}{\partial t} + \frac{\partial (\chi_k \rho \psi V + \varphi \chi_k)}{\partial x} - (\rho \psi V + \varphi) \frac{\partial \chi_k}{\partial x} = \rho F \chi_k \quad [5]$$

$$\text{or l'on sait : } \frac{\partial \chi_k}{\partial t} = - U_I \text{grad } \chi_k \quad [6]$$

$$\frac{\partial \chi_k}{\partial x} = - N_{IK} \delta_I \quad [7]$$

$$\text{grad } \chi_k = - N_K \delta_I \quad [8]$$

L'équation {5} devient :

$$\frac{\partial (\chi_k \rho \psi)}{\partial t} + \frac{\partial (\chi_k \rho \psi V + \varphi \chi_k)}{\partial x} = \rho F \chi_k + \rho \psi \frac{\partial \chi_k}{\partial t} + (\rho \psi V + \varphi) \frac{\partial \chi_k}{\partial x} \quad [9]$$

d'après {7} , {8} et {9} nous avons :

$$\rho \psi \frac{\partial \chi_k}{\partial t} = \rho \psi (- U_I \text{grad } \chi_k) = \rho \psi (U_I N_{IK} \delta_I) = \rho \psi U_I N_{IK} \delta_I \quad [10]$$

$$(\rho \psi V + \varphi) \frac{\partial \chi_k}{\partial x} = - (\rho \psi V + \varphi) N_{IK} \delta_I = - \rho \psi V N_{IK} \delta_I - \varphi N_{IK} \delta_I \quad [11]$$

l'équation {9} devient :

$$\begin{aligned} \frac{\partial \chi_k \rho \psi}{\partial t} + \frac{\partial (\chi_k \rho \psi V + \varphi \chi_k)}{\partial x} &= \rho F \chi_k + \rho \psi U_I N_{IK} \delta_I - \rho \psi V N_{IK} \delta_I - \varphi N_{IK} \delta_I \\ &= \rho F \chi_k + (\rho \psi U_I - \rho \psi V - \varphi) N_{IK} \delta_I \\ &= \rho F \chi_k + [\rho \psi (U_I - V) - \varphi] N_{IK} \delta_I \end{aligned} \quad \{12\}$$

$$\text{posons : } M_I = \rho (V - U_I) \quad \{13\}$$

l'équation {12} devient :

$$\frac{\partial (\chi_k \rho \psi)}{\partial t} + \frac{\partial (\chi_k \rho \psi V + \varphi \chi_k)}{\partial x} = \rho F \chi_k - [\psi M_I + \varphi] N_{IK} \delta_I \quad \{14\}$$

2.4.2. Hypothèses des moyennes

2.4.2.1. Moyenne temporelle classique

On effectue les moyennes temporelles sur un temps T , correspondant au passage de N cellules. Soit $\theta_{\beta i}$ la durée de passage à l'abscisse x de l'événement i ($i = 1, N$) de la configuration β (Sou D)

$$T = \sum_{i=1}^N (\theta_{si} + \theta_{Di}) \quad \Rightarrow \quad T = N \theta_{\beta} \quad \{15\}$$

avec l'opérateur de moyenne d'ensemble défini par :

$$\theta_B = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \theta_{\beta i} \quad \{16\}$$

$$\text{alors : } T = T_S + T_D = N (\theta_S + \theta_D) \quad \{17\}$$

la fréquence cellulaire de l'écoulement notée n_c est définie par :

$$n_c = \frac{1}{(\theta_S + \theta_D)} \quad \{18\}$$

on définit la moyenne temporelle sur un intervalle T beaucoup plus grand que la période cellulaire $T \gg 1/n_c$

$$\bar{f} = \frac{1}{T} \int_t^{t+T} f(x, t') \cdot dt' \quad \{19\}$$

2.4.2.2. Moyenne sur une configuration β

$$\bar{f}^\beta = \frac{1}{T^\beta} \int_{[T^\beta]} f(x, t') dt' \quad (20)$$

$[T^\beta]$ est la réunion des intervalles de temps de présence de la configuration β à l'abscisse x .

Cet opérateur permet de tenir compte du caractère intermittent de l'écoulement, et de définir :

$$\begin{aligned} \frac{d\rho}{dx}^\beta &: \text{gradient de pression moyen dans la configuration } \beta. \\ \overline{R_K}^\beta &: \text{taux de présence de la phase K, moyen dans la configuration } \beta. \\ \text{avec} &: \overline{R_G}^S + \overline{R_L}^S = 1 \end{aligned} \quad (21)$$

$$\overline{R_G}^D + \overline{R_L}^D = 1 \quad (22)$$

et α_β le taux de présence de la configuration β avec

$$\alpha_S + \alpha_D = 1 \quad (23)$$

2.4.2.3. Equation moyenne sur la section A de la conduite

On suppose que le transfert de masse à l'interface est nul donc :

$$V_K = U_I = V_{Kn} \quad ==> \quad M_I = 0 \quad (24)$$

et l'équation {14} devient :

$$\frac{\partial(\chi_k \rho \psi)}{\partial t} + \frac{\partial(\chi_k \rho \psi V + \phi \chi_k)}{\partial x} = \rho F \chi_k - \phi N_{IK} \delta_I \quad (25)$$

et si par définition, le taux de présence de la phase K sur la section A s'écrit :

$$\langle R \rangle_K = \frac{1}{A} \int_A \chi_k \delta_A \quad (26)$$

et la moyenne phasique de ψ notée $\langle \psi \rangle_K$ s'écrit :

$$\langle R \rangle_K \langle \psi \rangle_K = \frac{1}{A} \int_A \chi_k \psi \delta_A \quad (27)$$

l'équation {25} devient :

$$\begin{aligned}
 & \frac{\partial(\rho_K \langle R \rangle_K \langle \psi \rangle_K)}{\partial t} + \frac{\partial[\langle R \rangle_K (\rho_K \langle \psi V \rangle_K + \langle \varphi \rangle_K) \cdot E]}{\partial x} = \\
 & = \rho_K \langle F \rangle_K \langle R \rangle_K - \frac{1}{A} \int_{JA} \frac{\varphi N_{IK} \delta_I}{N_{IK} K_{IK}} - \frac{1}{A} \int_{PA} \varphi N_p \chi_k dS_p
 \end{aligned} \quad [28]$$

- E Vecteur directeur de x
- K_{IK} Projection de N_{IK} dans le plan (y,z) de A
- JA Trace de toutes les interfaces dans A
- PA Frontière de la section A
- N_p Normale à la paroi dirigée vers l'extérieur.

2.4.2.4. Moyenne spatio-temporelle de l'équation de conservation

$$\text{Posons} \quad P_I \cdot \varphi_{IK} = \int_{JA} \overline{\varphi_K N_{IK} \frac{dS_I}{N_{IK} K_{IK}}} \quad [29]$$

$$P_I = \int_{JA} dS_I \quad : \text{ périmètre interfacial} \quad [30]$$

$$\rho_K = \int_{PA} \overline{\chi_k dS_p} \quad : \text{ périmètre mouillé par la phase K} \quad [31]$$

$$P_K \cdot \varphi_{pK} = \int_{PA} \overline{\varphi N_p \chi_k dS_p} \quad [32]$$

L'équation (28) devient :

$$\begin{aligned}
 & \frac{\partial(\overline{\rho_K \langle R \rangle_K \langle \psi \rangle_K})}{\partial t} + \frac{\partial(\overline{\rho_K \langle \psi V \cdot E \rangle_K \langle R \rangle_K + \langle \varphi \cdot E \rangle_K \langle R \rangle_K})}{\partial x} = \\
 & = \rho_K \overline{\langle F \rangle_K \langle R \rangle_K} - \frac{P_I}{A} \varphi_{IK} - \frac{P_K}{A} \varphi_{pK}
 \end{aligned} \quad [33]$$

2.4.2.5. Moyenne spatio-temporelle par configuration

Multiplions la relation (28) par χ_B :

$$\begin{aligned} & \chi_B \frac{\partial(\rho_K \langle R \rangle_K \langle \psi \rangle_K)}{\partial t} + \frac{\partial[\langle R \rangle_K (\rho_K \langle \psi V \rangle_K + \langle \rho \rangle_K) \cdot E]}{\partial x} \chi_B = \\ & = \left[\rho_K \langle F \rangle_K \langle R \rangle_K - \frac{1}{A} \int_{JA} \frac{\varphi N_{IK} \delta_I}{N_{IK} K_{IK}} - \frac{1}{A} \int_{PA} \varphi N_p \chi_k dS_p \right] \chi_B \end{aligned} \quad (34)$$

Cette relation moyennée donne :

$$\begin{aligned} & \frac{\partial(\rho_K \alpha_\beta \overline{\langle R \rangle_K \langle \psi \rangle_K}^\beta)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_K \alpha_\beta \overline{\langle R \rangle_K \langle \psi V \cdot E \rangle_K}^\beta)}{\partial x} + \frac{\partial(\alpha_\beta \overline{\langle \varphi \cdot E \rangle_K \langle R \rangle_K}^\beta)}{\partial x} = \\ & = \rho_K \alpha_\beta \overline{\langle R \rangle_K \langle F \rangle_K}^\beta - \frac{\alpha_\beta P_{KB}}{A} \varphi_{PK\beta} - \frac{\alpha_\beta P_{IP}}{A} \varphi_{IK\beta} - \\ & \quad - \frac{\alpha_\beta P_{IB}}{A} (\psi M_I)_{IK\beta} - n_C \left[\left(\frac{q_{KB1}}{U_{\beta 1}} \right) - \left(\frac{q_{KB0}}{U_{\beta 0}} \right) \right] \end{aligned} \quad (35)$$

$$\text{Avec} \quad q_{K\beta} = \langle [\rho \psi (U_\beta - V) - \varphi] \cdot E \rangle_K \langle R \rangle_K \quad (36)$$

On l'écrit sous la forme $q_{K\beta i}(U_i)$ avec $i=0$ en début de configuration et $i=1$ en bout de configuration .

$$\text{Et} \quad \alpha_\beta P_{KB} \varphi_{PK\beta} = \overline{\chi_\beta \int_{PA} \varphi N_p \chi_k dS_p} \quad (37)$$

$$P_{K\beta} = \overline{\int_{PA} \chi_k dS_p}^\beta \quad (38)$$

2.4.3. Applications aux équations de la conservation de la masse

Dans ce chapitre , nous allons faire une application à la conservation de la masse des différentes équations écrites précédemment , et le sens physique de chaque terme sera précisé .

La conservation de la masse correspond aux valeurs de ψ , φ , F suivantes :

$$\psi = 1 \quad \varphi = 0 \quad F = 0$$

2.4.3.1. Moyenne spatio-temporelle classique

En régime permanent et établi , nous avons :

$$\frac{\partial}{\partial t} = 0 \quad \implies \quad \frac{\partial \rho_K \langle \overline{R} \rangle_K \langle \overline{V} \rangle_K}{\partial x} = \text{Cste} = \rho_K U_K \quad \{39\}$$

U_K est la vitesse superficielle de la phase K .

La conservation de la masse correspond à $\psi = 1$; $\varphi = 0$; $F = 0$, l'équation (33) devient :

$$\frac{\partial (\rho_K \langle \overline{R} \rangle_K)}{\partial t} + \frac{\partial (\rho_K \langle \overline{R} \rangle_K \langle \overline{V} \rangle_K)}{\partial x} = 0 \quad \{40\}$$

La relation (39) suppose l'absence de transfert de masse à l'interface soit $M_I = 0$,

donc $V_K = U_I = V_{KN}$

2.4.3.2. Moyenne par configuration

Soit $\rho_{K\beta i}$ le flux massique de la phase K aux extrémités ($i = 0$ et $i = 1$) de la configuration β .

L'équation (35) devient :

$$\frac{\partial (\rho_K \alpha_\beta \langle \overline{R} \rangle_K^\beta)}{\partial t} + \frac{\partial (\rho_K \alpha_\beta \langle \overline{R} \rangle_K \langle \overline{V} \rangle_K^\beta)}{\partial x} = -n_C \left[\left(\frac{\varphi_{K\beta 1}}{U_{\beta 1}} \right) - \left(\frac{\varphi_{K\beta 0}}{U_{\beta 0}} \right) \right] \quad \{41\}$$

Or d'après (39) , le membre de gauche s'annule :

$$\text{donc : } \left(\frac{\varphi_{K\beta 1}}{U_{\beta 1}} \right) = \left(\frac{\varphi_{K\beta 0}}{U_{\beta 0}} \right) \quad \{42\} \quad \text{et} \quad \varphi_{K\beta i} = \langle \rho (U_{\beta i} - V_i) \rangle_K \langle \overline{R} \rangle_K \quad \{43\}$$

La relation (42) exprime que le flux de la phase K entrant est égal au flux de la phase K sortant

et ce bien sur pour un régime établi .

2.4.4. Applications aux équations de quantité de mouvement

Dans l'équation du bilan de quantité de mouvement , le tenseur φ s'écrit $\varphi = P - \Sigma'$, avec Σ' le tenseur des contraintes visqueuses .

Dans notre cas , nous allons négliger les effets de tension de surface , et nous prendrons $P = PI$, I étant le tenseur unité , et P la pression .

Les équations de la conservation de la quantité de mouvement s'écrivent avec les valeurs de :

$$\psi = V \quad ; \quad \varphi = PI - \Sigma' \quad ; \quad F = g$$

2.4.4.1. Moyenne spatio-temporelle classique

L'équation (33) devient :

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_K \overline{\langle R \rangle_K \langle V \rangle_K})}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_K \overline{\langle V \cdot V \rangle_K \langle R \rangle_K} + \overline{\langle (PI - \Sigma') \rangle_K \langle R \rangle_K})}{\partial x} = \\ = \rho_K g \overline{\langle R \rangle_K} - \frac{P_I}{A} (PI - \Sigma')_{IK} - \frac{P_K}{A} (PI - \Sigma')_{PK} \end{aligned} \quad (44)$$

2.4.4.2. Moyenne par configuration

L'équation (35) devient :

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\rho_K \alpha_\beta \overline{\langle R \rangle_K \langle V \rangle_K}^\beta)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_K \alpha_\beta \overline{\langle R \rangle_K \langle V \cdot V \cdot E \rangle_K}^\beta)}{\partial x} + \frac{\partial(\alpha_\beta \overline{\langle (PI - \Sigma') \cdot E \rangle_K \langle R \rangle_K}^\beta)}{\partial x} = \\ = \rho_K \alpha_\beta g \overline{\langle R \rangle_K}^\beta - \frac{\alpha_\beta P_{K\beta}}{A} (PI - \Sigma')_{PK\beta} - \frac{\alpha_\beta P_{I\beta}}{A} (PI - \Sigma')_{IK\beta} - \frac{\alpha_\beta P_{I\beta}}{A} (V \cdot M_I)_{IK\beta} - \\ - n_C \left[\left(\frac{q_{K\beta 1}}{U_{\beta 1}} \right) - \left(\frac{q_{K\beta 0}}{U_{\beta 0}} \right) \right] \end{aligned} \quad (45)$$

$$\text{Avec} \quad q_{K\beta} = \overline{\langle [\rho V (U_\beta - V) - (PI - \Sigma')] \cdot E \rangle_K \langle R \rangle_K} \quad (46)$$

Si on considère que l'écoulement est établi ($\frac{\partial}{\partial x} = 0$ et $dp/dx = \text{Cste}$) et

permanent ($\frac{\partial}{\partial t} = 0$) , l'équation (45) devient :

$$\begin{aligned} \overline{\left(\frac{dp}{dx} \right) \langle R \rangle_K}^\beta = - \rho_K g R_K \sin(y) + \frac{P_{I\beta}}{A} \tau_{IK\beta} - \frac{P_{WK\beta}}{A} \tau_{WK\beta} \\ + \frac{1}{\theta} \left[\left(\frac{q_{K\beta 1}}{U} \right) - \left(\frac{q_{K\beta 0}}{U} \right) \right] \end{aligned} \quad (47)$$

$\tau_{IK\beta}$ = Cisaillement interfacial de K+1 sur K

$\tau_{WK\beta}$ = Cisaillement pariétal : action de la paroi sur K .

$Q_{K\beta} = \varphi_{K\beta} V_{K\beta}$

Y = Angle d'inclinaison par rapport à l'horizontale .

2.4.5. Equations de base du modèle

Nous supposons que l'écoulement est permanent et établi dans la configuration β , nous avons $\beta = P$ ou $\beta = B$ et $K=L$ ou $K=G$.

Les relations de bases issues des lois de conservation sont au nombre de cinq :

$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{K\beta} = -\rho_K g - \frac{P_{I\beta} \tau_{IKW}}{A.R_{K\beta}} - \frac{P_{WK\beta} \tau_{WK\beta}}{A.R_{K\beta}} \quad (48)$$

$$q_{K\beta} = AR_{K\beta} V'_{K\beta} \quad \Rightarrow \quad \text{avec } V'_{K\beta} = U - V_{K\beta} \quad (49)$$

$$R_{K\beta} + R_{(K+1)\beta} = 1 \quad (50)$$

Nous avons donc 5 équations pour la configuration β , avec 5 inconnues qui sont :

$$R_{K\beta} ; R_{(K+1)\beta} ; V'_{K\beta} ; V'_{(K+1)\beta} ; \text{ et } \left(\frac{dp}{dx}\right)_{\beta} = \left(\frac{dp}{dx}\right)_{K\beta} = \left(\frac{dp}{dx}\right)_{(K+1)\beta}$$

$$R_{K\beta} \text{ et } R_{(K+1)\beta} = \text{taux de phase dans } \beta$$

$$V'_{K\beta} \text{ et } V'_{(K+1)\beta} = \text{vitesse de phase dans } \beta$$

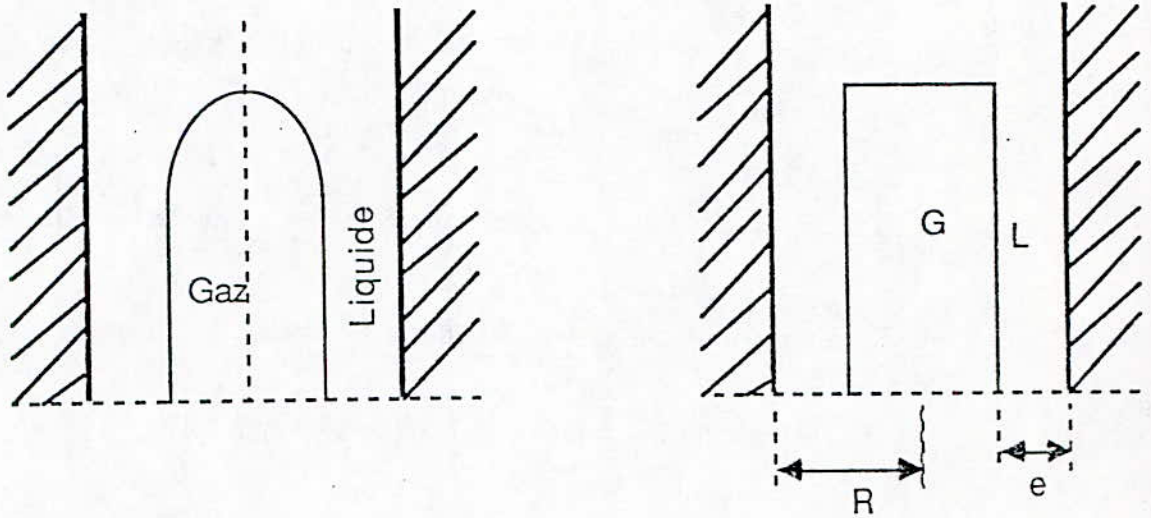
$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{\beta} = \left(\frac{dp}{dx}\right)_{K\beta} = \left(\frac{dp}{dx}\right)_{(K+1)\beta} = \text{gradient de pression dans } \beta$$

A ces équations, nous devons ajouter des lois de fermeture pour :

$$P_{I\beta} ; \tau_{IKW} ; P_{WK\beta} ; \tau_{WK\beta}$$

2.4.5.1. Equations de bases dans la poche

Dans la poche, nous avons le schéma suivant :



Nous tirons les 5 équations dans la poche des équations 48 ; 49 et 50 :

$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{GP} = -\rho_G g + \frac{P_{IG}\tau_{IGP}}{A.R_{GP}} - \frac{P_{WGP}\tau_{WGP}}{A.R_{GP}} \quad [51]$$

$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{LP} = -\rho_L g + \frac{P_{IL}\tau_{ILP}}{A.R_{LP}} - \frac{P_{WLP}\tau_{WLP}}{A.R_{LP}} \quad [52]$$

$$q_{LP} = A R_{LP} V'_{LP} \quad [53]$$

$$q_{GP} = A R_{GP} V'_{GP} \quad [54]$$

$$R_{LP} + R_{GP} = 1 \quad [55]$$

A ces 5 équations dans la poche , nous ajoutons des lois de fermeture pour :

$$P_{WGP} ; P_{WLP} ; P_{IG} ; \tau_{WGP} ; \tau_{ILP} ; \tau_{WLP}.$$

Nous avons :

$$P_{WGP} = 0 \quad \implies \quad \tau_{WGP} = 0 \quad \{56\}$$

$$P_{WLP} = 2.\pi.R \quad \{57\}$$

$$P_{IG} = 2.\pi.(R - e) \quad \{58\}$$

$$P_{IG} = 2.\pi.R \sqrt{R_{GP}} \quad \{59\}$$

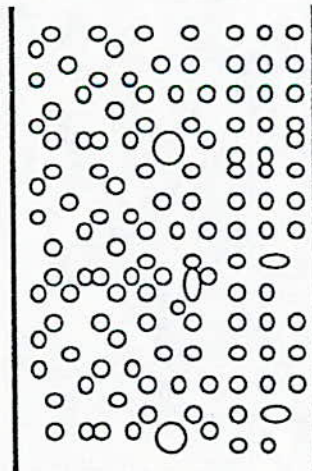
$$\text{Donc :} \quad R_{GP} = \frac{(R - e)^2}{R^2} \quad \{60\}$$

Il reste à déterminer τ_{ILP} et τ_{WLP} en fonction de la littérature , sachant qu'en monophasique , la formule de Blasius donne :

$$\tau = \frac{1}{2} \rho f (V)^2 \quad \{61\}$$

2.4.5.2. Equations de bases dans le bouchon

Dans le bouchon , nous avons le schéma suivant :



et les équations suivantes :

$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_\beta = - (\rho_G R_{GB} + \rho_L R_{LB}) - \frac{P_{WLB} \tau_{WLB}}{A} \quad \{62\}$$

$$q_{G\beta} = A R_{G\beta} V'_{G\beta} \quad \{63\}$$

$$q_{L\beta} = A R_{L\beta} V'_{L\beta} \quad \{64\}$$

$$R_{G\beta} + R_{L\beta} = 1 \quad \{65\}$$

Nous avons 4 équations à 5 inconnues , nous ajoutons une équation supplémentaire sur le Glissement :

$$G = V_{G\beta} - V_{L\beta} \quad \{66\}$$

A ces 5 équations dans le bouchon , nous ajoutons des lois de fermeture pour :

$$P_{WL\beta} ; \tau_{WL\beta} ; G ; V'_{K\beta} ; \frac{dp}{dx} ; R_K .$$

$$\text{Nous avons : } P_{WL\beta} = 2.\pi.R \quad \{68\}$$

$$V'_{K\beta} = U - V_{K\beta} \quad \{69\}$$

$$\frac{dp}{dx} = \alpha_{\beta} \left(\frac{dp}{dx} \right)_{\beta} + (1 - \alpha_{\beta}) \left(\frac{dp}{dx} \right)_{\beta+1} \quad \{70\}$$

$$R_K = \alpha_{\beta} R_{K\beta} + (1 - \alpha_{\beta}) R_{K\beta+1} \quad \{71\}$$

2.4.5.3. Célérité des poches

A partir des bilans de masse du gaz et du liquide , en repère lié à la poche , la célérité des poches s'écrit :

$$U_P = \frac{U_{LB0}}{U_{LB}} (U_{GS} + U_{LS}) + V_{LB0} - \frac{U_{LB0}}{U_{LB}} R_{GB} G_B \quad \{72\}$$

U_{LB0} = Vitesse moyenne du liquide sur l'axe en amont de la poche .

U_{LB} = Vitesse moyenne du liquide en amont de la poche .

$C_0 = \frac{U_{LB0}}{U_{LB}}$ = Coefficient de profil de vitesse du liquide .

V_{LB0} = Vitesse du liquide sur l'axe , relative à la poche .

$R_{GB} G_B$ = Terme qui tient compte de la présence de bulles dans le bouchon .

G_B : étant le glissement apparent du gaz par rapport au liquide .

R_{GB} : fraction du gaz dans le bouchon .

$$V_{LB0} = 0,35 \sqrt{g.D(\Delta\rho/\rho_L)} \quad \{73\}$$

$$U_P = C_0 (U_{GS} + U_{LS}) + C_\infty \sqrt{g \cdot D(\Delta\rho/\rho_L)} - C_0 R_{GB} G_B + \Delta U_P \quad \{74\}$$

Un terme de transfert de masse au front (ΔU_P) est ajouté à cette équation. Le terme ΔU_P a été évalué par ZAI-SHA-MAO & DUKLER.

$$\Delta U_P = \phi_G / R_{GP} = (U_P - U_{GB}) (R_{GB} / R_{GP}) \quad \{75\}$$

Dans cette approche, la coalescence est négligée. Ajoutons à cette équation, un coefficient de coalescence (k):

$$\Delta U_P = k (U_P - U_{GB}) (R_{GB} / R_{GP}) \quad \{76\}$$

avec $k \leq 1$ et $k = k(d_B/e)$

d_B = diamètre moyen des bulles calculé par relation analogue à la loi de HINZE (1955), ou mesuré ou estimé.

Nous avons :

$$\rho_L \bar{U}^2 d_B = \sigma \quad \{77\}$$

\bar{U}^2 = Energie d'agitation.

$$\text{On prendra } V_{LB0} = U_\infty = 0,35 \sqrt{g \cdot D(\Delta\rho/\rho_L)} = C_\infty \sqrt{g \cdot D(\Delta\rho/\rho_L)} \quad \{78\}$$

La relation finale proposée serait :

$$U_P = C_0 (U_{GS} + U_{LS}) + C_\infty \sqrt{g \cdot D(\Delta\rho/\rho_L)} + C_0 R_{GB} G_B + k (U_P - U_{GB}) (R_{GB} / R_{GP}) \quad \{79\}$$

Nous prendrons :

$$\begin{array}{lll} k = 1 & \text{si} & d_B \geq e \\ k = 0 & \text{si} & d_B < e \end{array}$$

$$\text{et } C_0 = 1 + \frac{0,70}{1 + 10^{-8} Re^{2,55}} + \frac{0,30}{1 + 0,005 Re^{0,42}} \quad \{80\}$$

La relation (79) peut être beaucoup simplifiée comme l'on fait certains auteurs.

2.4.6. Lois de fermeture

2.4.6.1. Loi de cisaillement interfacial

On peut interpréter les concepts de turbulence de paroi, dans le gaz, comme si l'interface liquide, est une paroi mobile.

Supposons : * V'_{FS0} = la vitesse du liquide est la vitesse de la paroi. Dans ce cas, les résultats classiques des écoulements turbulents en conduite circulaire s'appliquent au gaz contenu dans la poche.

$$* V'_{PS(Y)} = \text{vitesse locale de la pseudo-phase poche à l'abscisse } Y \\ \text{à l'interface (} Y=0 \text{)} \implies V'_{PS(0)} = V'_{FS0} \\ \text{au centre de la conduite : (} Y=R_I \text{)} \implies V'_{PS(R_I)} =$$

V'_{PS0}

avec $R_I = R - e_F$ (e_F épaisseur du film).

On cherche à établir une loi de variation du frottement qui dépend de Re_I , de la rugosité de la paroi (K_I) et de l'épaisseur moyenne du film (e_F).

Nous avons :

$$U_I^* = \left[\frac{I\tau_I I}{\rho_G} \right]^{1/2} \quad : \quad \text{est la vitesse de frottement interfacial}$$

construit sur

le cisaillement interfacial

τ_I .

On choisit :

- une loi de paroi universelle :

$$\frac{V'_{PS(Y)}}{U_I^*} = \frac{V'_{FS0}}{U_I^*} - A \ln \left(\frac{Y}{K_I} \right) - a (Re_I^*) \quad \{81\}$$

$A = 2,46$ constante universelle.

- une loi déficitaire :

$$\frac{V'_{PS(Y)}}{U_I^*} = \frac{V'_{PS0}}{U_I^*} - 2,46 \ln \left(\frac{Y}{R_I} \right) \quad \{82\}$$

- une loi de frottement :

$$\frac{V'_{PS0}}{U_I^*} = \frac{V'_{FS0}}{U_I^*} - 2,46 \ln \left(\frac{R_I}{K_I} \right) - a (Re_I^*) \quad \{83\}$$

V'_{PS} : la valeur de la vitesse moyenne dans la section de la poche est égale :

$$V'_{PS} = \frac{2}{R_I} \int_0^{R_I} \left(1 - \frac{Y}{R_I} \right) V'_{PS}(Y) dY \quad \{84\}$$

De la relation (84) et (81), on a :

$$\frac{V'_{PS}}{U_I^*} = \frac{V'_{FS0}}{U_I^*} - 2,5 \ln \left(\frac{R_I}{K_I} \right) - a (Re_I^*) - \alpha_0 \quad \{85\}$$

Le cisaillement interfacial s'écrit :

$$\tau_I = -\frac{1}{2} \rho_G f_I (V'_{FS0} - V'_{PS})^2 \quad \{86\}$$

f_I est donné par la loi de Cole Brook :

$$\frac{1}{2(f_I)^{1/2}} = 1,74 - 2 \log \left(\frac{K_I}{R_I} + \frac{18,7}{2 Re_p(f_I)^{1/2}} \right) \quad \{87\}$$

$$\text{avec } Re_p = \frac{2[V'_{FS0} - V'_{PS}]R_I}{V_G} \quad \{88\}$$

et $a (Re_I^*)$ s'écrit d'après (86) :

$$\left[\frac{I\tau_I I}{\rho_G} \right]^{1/2} = \left[\frac{f_I}{2} \right]^2 [V'_{FS0} - V'_{PS}] \quad \{89\}$$

or d'après (85) :

$$\frac{\overline{V}'_{PS} - V'_{FS0}}{U_I^*} = - 2,5 \ln \left(\frac{R_I}{K_I} \right) - a (Re_I^*) - \alpha_0 \quad (90)$$

d'où :

$$\begin{aligned} U_I^* &= \frac{1}{- 2,5 \ln \left(\frac{R_I}{K_I} \right) - a (Re_I^*) - \alpha_0} (V'_{PS} - V'_{FS0}) \\ &= \frac{1}{\left[2,5 \ln \left(\frac{R_I}{K_I} \right) + a (Re_I^*) - 3,75 \right]^{1/2}} (V'_{FS0} - V'_{PS}) \end{aligned}$$

Soit la relation suivante :

$$\frac{1}{2(f_I)^{1/2}} = \frac{1}{2(2)^{1/2}} \left[2,5 \ln \left(\frac{R_I}{K_I} \right) + a (Re_I^*) - 3,75 \right]^{1/2} \quad (91)$$

De la relation (87), on tire :

$$Re_P(f_I)^{1/2} = 2(2)^{1/2} \frac{R_I}{K_I} Re_I^* \quad \text{avec} \quad Re_I^* = \frac{U_I^* K_I}{V_G} \quad (92)$$

alors ,

$$\frac{1}{2(f_I)^{1/2}} = 1,74 - 2 \log \left(\frac{K_I}{R_I} \right) - 2 \log \left(1 + \frac{18,7}{4(2)^{1/2} Re_I^*} \right) \quad (93)$$

De la relation (91) et (93), on déduit $a (Re_I^*)$:

$$a (Re_I^*) = 8,5 - 4 (2)^{1/2} \log \left(1 + \frac{18,7}{4(2)^{1/2} Re_I^*} \right) \quad (94)$$

2.4.6.2. Loi de cisaillement à la paroi

$\tau_{WLP} = \tau_F$ pour simplifier les écritures .

Le bilan de quantité de mouvement appliqué au film liquide en écoulement parallèle donne la relation suivante :

$$\tau_F (1 - \xi') = \tau_I (1 - \xi'_I) + (\rho_F g - \frac{dp}{dx}) R (\xi'_I - \xi') \left(1 - \frac{\xi'_I + \xi'}{2} \right) \quad (95)$$

$$\text{avec} \quad \xi' = \frac{Y'}{R} \quad \text{et} \quad \xi'_I = \frac{e_F}{R}$$

Soit τ_F :

$$\tau_F = \tau_I \left(\frac{1 - \xi'_I}{1 - \xi'} \right) + (\rho_F g - \frac{dp}{dx}) R \left(\frac{\xi'_I - \xi'}{1 - \xi'} \right) \left(1 - \frac{\xi'_I + \xi'}{2} \right) \quad (96)$$

A la paroi, nous avons $\xi' = 0$, donc $\tau_F = \tau_{WF}$ où τ_{WF} est le cisaillement pariétal et l'équation (96) devient :

$$\tau_{WF} = \tau_I (1 - \xi'_I) + (\rho_F g - \frac{dp}{dx}) R \xi'_I \left(1 - \frac{\xi'_I}{2} \right) \quad (97)$$

Des équations (96) et (97), on déduit :

$$\tau_F = \tau_I \left(\frac{1 - \xi'_I}{1 - \xi'} \right) + \frac{[\tau_{WF} - \tau_I (1 - \xi'_I)]}{\xi'_I \left(1 - \frac{\xi'_I}{2} \right)} \left(\frac{\xi'_I - \xi'}{1 - \xi'} \right) \left(1 - \frac{\xi'_I + \xi'}{2} \right)$$

{98}

On suppose que ξ' et ξ'_I sont des infiniment petits et l'expression (98) devient :

Si $\xi' \rightarrow 0$ et $\xi'_I \rightarrow 0$ alors

$$\begin{aligned} \tau_F^{(0)} &= \tau_I + (\tau_{WF} - \tau_I) \left(1 - \frac{\xi'}{\xi'_I} \right) \\ \tau_F &= \tau_I + (\tau_{WF} - \tau_I) \left(1 - \frac{Y'}{e_F} \right) \end{aligned} \quad (99)$$

Nous avons au second ordre :

$$\tau_F = \tau_F^{(0)} + \tau_F^{(1)}$$

$$\text{et} \quad \tau_F^{(1)} = (\tau_{WF} - \tau_I) \frac{\xi'}{2} \left(1 - \frac{\xi'}{\xi'_I} \right) \quad (100)$$

Donc :

$$\tau_F = \tau_F^{(0)} + \tau_F^{(1)} + \dots$$

Notons $\alpha_C = \frac{\tau_I}{\tau_{WF}}$, le rapport du cisaillement, et nous pourrions calculer :

$$\frac{\tau_F^{(0)}}{\tau_{WF}} = \alpha_C + (1 - \alpha_C) \left(1 - \frac{Y'}{e_F}\right)$$

$$\frac{\tau_F^{(1)}}{\tau_{WF}} = \frac{e_F}{R} \left[(1 - \alpha_C) \frac{Y'}{2e_F} \left(1 - \frac{Y'}{e_F}\right) \right] \quad [101]$$

* Cas de l'écoulement laminaire :

Nous avons le profil de vitesse qui est solution de la relation suivante :

$$\rho_F V_F \frac{dV'_F}{dY'} = \tau_F(Y') \quad [102]$$

$$\begin{aligned} \text{posons : } U^*_{WF} &= \left[\frac{|\tau_F|}{\rho_F} \right] ; & \text{Re}^*_{WF} &= \\ \frac{U^*_{e_F}}{V_F} ; & v_F^+ = \frac{V'_F}{U^*_{WF}} \end{aligned}$$

$$U^+ = \frac{U}{U^*_{WF}} \quad \text{et} \quad \beta = \frac{Y'}{e_F}$$

d'après la relation (101) :

$$\text{Re}^{*-1}_{WF} (v_F^+ - U^+) = \underbrace{\alpha_C \beta}_I + (1 - \alpha_C)^2 \left(\beta - \frac{\beta}{2} \right) + \underbrace{(1 - \alpha_C) \frac{e_F}{2R} \left(\frac{\beta^2}{2} - \frac{\beta^3}{3} \right)}_{II} \quad [103]$$

le premier terme I = $V_F^{+(0)} / \text{Re}^*_{WF}$

le second terme II = $V_F^{+(1)} / \text{Re}^*_{WF}$

$$\text{Soit} \quad \text{Re}^{*-1}_{WF} (v_F^+ - U^+) = \frac{V_F^{+(0)}}{\text{Re}^*_{WF}} + \frac{V_F^{+(1)}}{\text{Re}^*_{WF}} \quad [104]$$

Si nous intégrons (103) sur la surface du film, nous obtenons la vitesse V'_{FS} :

$$V'_{FS} = \frac{1}{s_F} \int_0^{e_F} 2\pi (R - Y') V'_F(Y') dY' \quad \text{avec} \quad s_F = 2\pi R e_F \left(1 - \frac{\xi_I}{2}\right) \quad [105]$$

d'où :

$$V'_{FS} = \left(1 + \frac{\xi_I}{2}\right) \int_0^1 (1 - \beta \cdot \xi_I) V'_F(\beta) d\beta \quad \{106\}$$

Injectons (103) dans (106), nous avons :

$$\frac{V'_{FS} - U}{Re^*_{WF} U^*_{WF}} = \frac{1}{3 \alpha_0} \quad \text{avec} \quad \alpha_0 = \frac{1}{1 + \frac{\alpha_C}{2} - \frac{\alpha_C}{4} \xi_I} \quad \{107\}$$

posons $Re_F = 4 e_F \frac{[V'_{FS} - U]}{v_F}$

le cisaillement pariétal s'exprime par la relation :

$$\tau_{WF} = \frac{1}{2} \rho_F f_{WF} (V'_{FS} - U) [V'_{FS} - U]$$

{108}

et une loi de frottement :

$$f_{WF} = 24 \alpha_0 Re_F^{-1} \quad \{109\}$$

on peut obtenir une relation entre V'_{FS} et V'_{FS0} en posant $\beta = 1$ dans l'équation (103), soit :

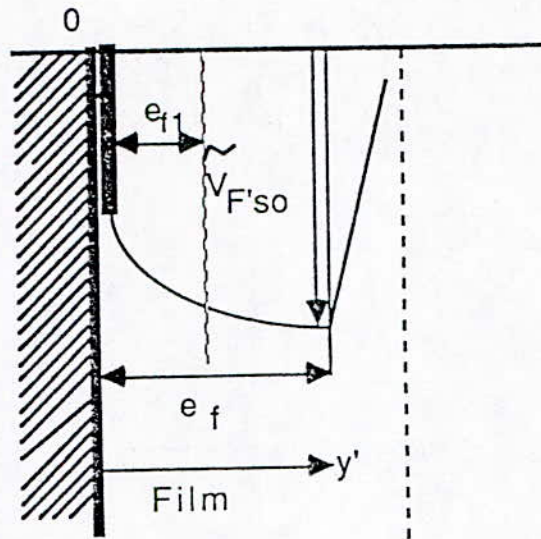
$$\frac{V'_{FS0} - U}{Re^*_{WF} U^*_{WF}} = \frac{1}{2} \left[1 + \frac{\alpha_C}{2} + \frac{\xi_I}{6} (1 - \alpha_C) \right] \quad \{110\}$$

et en comparant (110) à (107), nous obtenons :

$$\frac{V'_{FS0} - U}{V'_{FS} - U} = \frac{3}{2} \frac{\left[1 + \alpha_C + \frac{\xi_I}{6} (1 - \alpha_C) \right]}{1 + \frac{\alpha_C}{2} - \frac{\xi_I}{4} \alpha_C} = \frac{3}{2} \frac{1 + \alpha_C + \frac{\xi_I}{6} (1 - \alpha_C)}{\alpha_0} \quad \{111\}$$

* Cas de l'écoulement turbulent :

La structure particulière de la turbulence dans cette région est responsable de la génération d'écoulements secondaires dans le film, de ce fait, l'équation (98) ne serait plus valable. De plus, à l'étape actuelle, nous n'avons pas d'informations expérimentales précises sur ce point. Pour cela, nous acceptons, pour le moment, le bilan de quantité de mouvement en écoulement parallèle.



Dans le schéma ci-dessus, nous distinguons dans le film une zone de paroi à gradient de vitesse ($0 < Y' < e_{F1}$).

Dans cette zone, le profil de vitesse est supposé logarithmique et nous introduisons une zone d'interface ($e_{F1} < Y' < e_F$) qu'on suppose à vitesse constante.

Soient les lois logarithmiques entre $0 < Y' < e_{F1}$:

$$\text{- loi de paroi : } \frac{V'_{FS}(Y') - U}{U_{WF}^*} = 2,5 \ln \frac{Y'}{K_W} + a(\text{Re}_{WF}^*) \quad \{112\}$$

$$\text{- loi déficitaire : } \frac{V'_{FS}(Y') - V'_{FS0}}{U_{WF}^*} = 2,5 \ln \frac{Y'}{e_{F1}} \quad \{113\}$$

$$\text{- loi de frottement : } \frac{V'_{FS1} - U}{U_{WF}^*} = 2,5 \ln \frac{e_{F1}}{K_W} + a(\text{Re}_{WF}^*) \quad \{114\}$$

$$\text{et entre } e_{F1} < Y' < e_F, \text{ vue la vitesse constante : } V'_{FS}(Y') = V'_{FS0} \quad \{115\}$$

Intégrons le profil de vitesse dans le film et nous aurons :

$$V'_{FS} = \frac{1}{A_F} \int_{A_F} V'_{FS} dA_F = \frac{A_{F1}}{A_F} V'_{FS1} + \left(1 - \frac{A_{F1}}{A_F}\right) V'_{FS0} \quad \{116\}$$

$$\text{avec } \frac{A_{F1}}{A_F} = \frac{e_{F1}}{e_F} \left(1 + \frac{e_{F1} - e_F}{R}\right)$$

$$V'_{FS1} = \frac{1}{A_{F1}} \int_{A_{F1}} V'_{FS} dA_F$$

On peut tirer de la relation (114) une loi de frottement pariétal :

$$\tau_{WFS} = \frac{1}{2} f_{WFS1} \rho_F (V'_{FS1} - U) (|V'_{FS1} - U|) \quad (117)$$

avec f_{WFS1} donné par une formule de type Colebrook :

$$\frac{1}{2(f_{WFS1})^{1/2}} = 1,74 - 2 \log \left[\frac{K_W}{2 e_{F1}} + \frac{18,7}{2 Re_{FS1} (f_{WFS1})^{1/2}} \right] \quad (118)$$

$$\text{avec} \quad Re_{FS1} = \frac{4 e_{FS1} |V'_{FS1} - U|}{\nu_F}$$

Nous noterons que sur le schéma ci-dessus, l'épaisseur e_{F1} délimite la zone de validité de profil logarithmique vis à vis de la zone à vitesse uniforme dominée par la turbulence interfaciale.

On peut admettre dans l'écoulement contre-courant, que e_{F1} est défini par le point où le cisaillement s'annule, soit d'après (99) :

$$1 - \frac{e_{F1}}{e_F} = \frac{-\tau_I}{\tau_{WF} - \tau_I}$$

$$\text{d'où} \quad \frac{e_{F1}}{e_F} = \frac{1}{1 + |\alpha_C|} \quad (119)$$

Afin de tenir compte de la décroissance de la turbulence interfaciale, on prend aussi l'équation (118) pour l'écoulement co-courant.

Notre modèle constitutif de cisaillement interfacial sera synthétisé par les relations (112); (113); (114); (116); (118) et (119) qui établissent un lien entre V'_{FS} ; V'_{FS1} ; V'_{FS0} ; τ_{WF} et τ_I et permettent aussi de calculer les vitesses V'_{FS1} et V'_{FS0} moyennes sur les zones avec ou sans gradient de vitesse.

$$V'_{FS0} = V'_{FS} + 2,5 U_{WF}^* \frac{(4R - e_{F1}) e_{F1} (2R - e_{F1})}{2(2R - e_F) e_F (2R - e_{F1})} \quad (120)$$

$$V'_{FS1} = V'_{FS} - 2,5 U_{WF}^* \frac{(4R - e_{F1}) e_{F1} (2R - e_{F1})}{2 (2R - e_F) e_F (2R - e_{F1})} \quad \{121\}$$

ou si l'on veut :

$$V'_{FS1} = V'_{FS0} - 2,5 U_{WF}^* \frac{(4R - e_{F1})}{2 (2R - e_{F1})} \quad \{122\}$$

Il est à noter que la validité du modèle est limitée à : $-10 < \alpha_C < 10$ {123}

et que dans les autres cas ; on prendra $\tau_{WF} = 0$

2.4.6.3. Loi de glissement de gaz dans le bouchon : G_β

DUKLER et al (1983) identifient le glissement dans le bouchon , comme le glissement relatif entre le gaz et le liquide dans les écoulements à bulles :

$$G_B = 1,53 (1 - R_{GB})^{1/2} \left[\sigma_g \frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \quad \{124\}$$

D'après les résultats expérimentaux de Vicent , Liné et Masbernat (1985) , et Frechou (1986) ; cette relation n'est pas entièrement vérifié .

Si le terme $\left[\sigma_g \frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{1/4}$ paraît correct , le terme $1,53 (1 - R_{GB})^{1/2}$ est

à modifier car :

$$V_{LB} = (U_G + U_L) - G R_{GB} \quad \{124\}'$$

On sait expérimentalement qu'à U_L constant , quand $U_G \uparrow \implies V_{LB} \uparrow$ et $R_{GB} \uparrow$

or d'après (124)' si $V_{LB} \uparrow, \implies U_G \uparrow$ mais $G R_{GB} \downarrow$

or $R_{GB} \uparrow$ donc G doit \downarrow plus vite que R_{GB}

On sait que d'après la formule de Wallis :

$$G = C \left[\sigma \cdot g \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \quad \text{avec } C = 1,53 (1 - R_{GB})^{1/2}$$

Il faudrait peut être revoir le terme C en fonction des résultats expérimentaux .

2.4.6.4. Loi de cisaillement pariétal dans le bouchon: $\tau_{w\beta}$

Si l'on suppose que seule la phase liquide mouille la paroi, on peut exprimer le cisaillement pariétal par une loi de type monophasique :

$$\tau_{WLB} = \frac{1}{2} f_{WLB} \rho_L V_{LD}^2 \quad \{125\}$$

le facteur de friction f_{WLB} est calculé par une loi de type Colebrook en fonction de la rugosité de la paroi (K_W/R) et du nombre de Reynolds :

$$Re_D = \frac{D \cdot V_{LD}}{v_L}$$

{125}'

avec $V_{LD}^2 = (U - V'_{LD})^2 \quad \{126\}$

donc $\tau_{WLB} = \frac{1}{2} f_{WLB} (U - V'_{LD})^2 \quad \{127\}$

$$Re_D = \frac{D \cdot [U - V'_{LD}]}{v_L} \quad \{128\}$$

et $f_{WLB} = f \left(\frac{K_W}{R}, Re_D \right) \quad \{129\}$

2.4.6.5. Taux de présence de la configuration $\beta = \alpha_\beta$

Nous avons $R_G = \alpha_S R_{GS} + \alpha_D R_{GD} \quad \{130\}$

α_S = taux de présence dans la zone à phase séparée (poche)

α_D = taux de présence dans la zone à phase dispersée (bouchon)

avec $\alpha_S + \alpha_D = 1 \quad \{131\}$

On peut tirer α_S ou α_D en substituant l'équation (130) et (131) :

$$\alpha_D = \frac{R_G - R_{GS}}{R_{GD} - R_{GS}} \quad \{132\}$$

ou

$$\alpha_S = \frac{R_G - R_{GD}}{R_{GS} - R_{GD}} \quad \{133\}$$

L'équation (132) ou (133) nécessite la mise en place d'une équation supplémentaire correspond à une inconnue α_S ; R_{GD} ou R_G .

Nous traiterons au paragraphe suivant en détail, cette inconnue supplémentaire .

Remarquons que certains auteurs Taitel et al (1980), Govier et Aziz (1977), Mc Quillan et Whalley (1985) proposent de prendre $R_{GD} = 0,25 \quad \{134\}$

Taitel et al proposent aussi un autre modèle où ils déterminent la fraction du gaz R_{GB} à partir de la modélisation de l'entraînement de gaz dans le bouchon .

$$\Phi_{GC} = \left(1 - \frac{2 e_G + e_F}{D} \right)^2 \frac{\Phi_{Ge}}{\Phi_{Ge} + \Phi_L} \cdot U_B \quad \{135\}$$

e_G = épaisseur de la couche de gaz entraîné dans la poche .

Φ_{GC} = flux du gaz réinjecté dans la poche par agitation turbulente et des forces Archimède .

Φ_{Ge} = flux de gaz entraîné dans le bouchon par interaction dynamique entre le film et le gaz .

U_B = taux d'intensité turbulente .

$$\text{avec} \quad U_B = 0,25 (U_P - 1,15 U_{LP}) \quad \{136\}$$

Pour fermer le système d'équations , Duckler et al utilisent une relation empirique de Brötz (1954) pour relier l'épaisseur du film liquide et le flux relatif de liquide Φ_L

$$\delta_L \left(\frac{g}{v_L^2} \right)^{1/3} = \left(\frac{3 Re_F^2}{590} \right)^{1/3} \quad \{137\}$$

Re_F = nombre de Reynolds du film liquide .

δ_L = épaisseur du film liquide .

$$Re_F = \frac{\delta_L U_{LP}}{v_L} \quad \{138\}$$

d'où en substituant (137) et (138) on obtient :

$$U_{LP}^2 = 196,7 g \delta_L \quad \{139\}$$

$$\delta_L = \frac{D}{2} (1 - R_{GB}^{1/2}) \quad \{140\}$$

d'où de l'équation (139) et (140) , nous avons :

$$U_{LP} = 9,916 [g D (1 - \sqrt{R_{GB}})]^{1/2} \quad \{141\}$$

2.5- CELERITE DES FRONTS DE POCHE

La loi de vitesse de poche s'exprime en fonction des vitesses superficielles par :

$$U = C1 (U_G + U_L) + C2 \left[gD \frac{\Delta\rho}{\rho_L} \right]^{0,5}$$

C2 est une constante , et est fonction de l'inclinaison du nombre de BOND , B_0 , de l'écoulement :

$$B_0 = \frac{\Delta\rho \cdot g \cdot D}{\sigma}$$

C2 est donné par le diagramme de ZUKOSKI . Ces valeurs sont confirmées par STEWART et DAVIDSON et acceptées par tous les auteurs . Par contre C1 varie :

DUKLER	$U = 1,29 (U_G + U_L) + 0,35 (g \cdot D)^{1/2}$
NICKLIN	$U = 1,20 (U_G + U_L) + 0,35 (g \cdot D)^{1/2}$
KOECK	$U = 1,20 (U_G + U_L) + 0,35 (g \cdot D)^{1/2}$
COLLINS	$U = 1,22 (U_G + U_L) + 0,35 (g \cdot D)^{1/2}$
LINE	$U = 1,20 (U_G + U_L) + 0,35 \left[g \cdot D \frac{\Delta\rho}{\rho_L} \right]^{1/2}$

CHAPITRE 3

INSTALLATION EXPERIMENTALE-
INSTRUMENTATION

3. INSTALLATION EXPERIMENTALE - INSTRUMENTATION 78

3.1.	Description generale	78
3.2.	Separation huile-eau	78
3.3.	Caracteristiques de l'huile	78
3.4.	Conduites verticales	79
3.5.	Cout de l'installation	79
3.6.	Methodologie experimentale	80
3.7.	Mesures des debits	80
3.8.	Debits d'huile	81
3.9.	Débits d'eau	81
3.10.	Mesures des fractions volumiques	82
3.11.	Mesures des pressions	82

3. INSTALLATION EXPERIMENTALE - INSTRUMENTATION

3.1. Description générale

La description générale de la boucle verticale (fig.1) a été déjà largement exposée dans l'étude de l'écoulement vertical gaz-liquide que nous avons effectuée (KETTAB et al 1987)

-Adjonction de la troisième phase : huile

L'alimentation de la boucle verticale (fig.2) par l'huile est assurée par un groupe électropompe MOINEAU à variateur de vitesse:

-pompe de type volumétrique à deux engrenages hélicoïdaux

- puissance moteur triphasé 4 KW à 1400 tr/mn

- variateur de vitesse à commande manuelle 235-1374 tr/mn

Un by-pass pompe a été monté pour élargir la plage de débits huile aux faibles valeurs. Le débitmètre huile est débitmètre à piston rotatif en acier inox ajoutant très peu de pertes de charges à l'installation. La conversion en signal électrique est opérée par un capteur inductif-aimant permanent avec relais ILS-émetteur d'impulsions

- la gamme de débits : 270-9100 l/h

- la fréquence d'impulsions : 2 imp/l

Une injection triphasique est mise en place.

3.2. Séparation huile-eau

Le séparateur principal (fig.3) est conçu pour une utilisation en diphasique ou triphasique. Le retour des 2 phases liquides est assuré par un dispositif de tranquillisation. Les 2 aspirations "liquides" sont munies de filtres nylon. Un cône divergent diminue l'énergie cinétique du gaz à la cuve. On visualise la séparation à travers une glace en plexiglas transparent fermant le trou-d'homme. Cette visualisation nous permet de déterminer le volume minimum et maximum d'huile, et d'éviter l'aspiration d'air par vortex.

3.3. Caractéristiques de l'huile

Les 2 fluides utilisés sont de l'eau de ville, et une huile minérale de type MAYOLINE. Les propriétés de cette huile sont:

$$\rho = 845. \text{ Kg /m}^3$$

$$\nu = 30.E-6 \text{ m}^2/\text{s} \quad \text{à } T^\circ = 20^\circ\text{C}$$

$$\sigma_{\text{huile-eau}} = 22 \text{ dynes/cm}$$

$$\sigma_{\text{huile-air}} = 29 \text{ dynes/cm}$$

Pour distinguer les 2 phases liquides, un colorant rouge (organol) pour l'huile est utilisé. Un produit anti-algue est aussi utilisé. La courbe de la viscosité est donné en (fig.10).

3.4. Conduites verticales

Deux conduites verticales inclinables de 5 et 10 cm de diamètre intérieur sont disponibles (fig.4). Elles peuvent être déviés jusqu'à 13° par rapport à la verticale. Les connexions sont réalisées à l'aide de tuyaux flexibles, et l'installation est inaltérable au kérosène. Les joints sont en viton, et les tuyaux en Néoprène.

-Conduites verticales de 5 cm de ϕ

Elle est constitué d'un tube verticale en chlorure de polyvinyle transparent, de section circulaire, et de diamètre intérieur $D=0,0536 \text{ m}$ et de longueur totale $L=12.5 \text{ m}$ résistant à une pression de 10 Bar. Les conditions d'écoulement ($L/D=230$) sont largement satisfaites. Pour des raisons de facilité de montage et de démontage, la conduite est constitué par des tronçons de 5 m assemblés par des raccords. Le centrage des éléments successifs est bien fait grâce aux alésages internes des raccords. Le tronçon de mesure est d'une longueur de 2,508 m, et est limité à ses extrémités par deux vannes à ouverture et fermeture simultanées permettant de l'isoler. Lorsque les vannes sont fermées, l'écoulement est dérivé à partir d'un clapet de décharge (fig.5) et (fig.6). Le tarage du clapet étant pour une pression d'un bar. Le tronçon de déviation constitue en acier galvanisé comprend un tronçon transparent en chlorure de polyvinyle afin de s'assurer d'un éventuel défaut de fonctionnement du clapet. Nous disposons d'un injecteur diphasique (fig.8) et d'un injecteur triphasique (fig.7).

3.5. Coût de l'installation

Le coût de l'installation à été de l'ordre de 100.000 FF HT.

3.6. Méthodologie expérimentale

- Les débits des phases eau et huile sont mesurés à l'entrée

* Le débit eau est mesuré par diaphragme associé aux transmetteurs rosemont à effets capacitif. La tension est lue sur des indicateurs de tableau à trois digits. Un filtrage passe bas 0,1 HZ est nécessaire à intégrer les fluctuations de débits. Un voltmètre moyennneur est aussi utilisé

* Le débit d'huile est mesuré par débitmètre volumétrique auquel on associe un compteur d'impulsion. La température d'huile par une sonde de platine, résistante de 100 ohms dans une enveloppe de verre associé à un ohmmètre étalonné par une lecture directe de la température.

-Mesure de la fraction volumique

Elle est effectuée dans un tronçon de conduite isolable (fig.9). La mesure consiste à relever les différentes hauteurs des différentes phases. Il est à noter que le temps de décantation est plus ou moins long en fonction du régime d'écoulement. Un certain nombre d'essai (10 à 30) est fait, pour chaque point, jusqu'à convergence de la moyenne.

- Nous avons mesuré aussi les pressions pour chaque type d'écoulement. La tension est lue sur un voltmètre moyennneur, et est convertie en gradient de pression grâce aux courbes d'étalonnage que nous avons fait (fig.15, fig.16)

3.7. Mesures des débits

Grâce à une série de diaphragmes (trois pour l'eau: grand, moyen, petit; et quatre pour l'air: grand, moyen, petit, mini), on sélectionne le débit du liquide et de l'air voulu. Deux transmetteurs de pression ROSEMONT nous indiquent la différence de pression P générée par les diaphragmes, et lié au débit Q par une relation du type $Q = \sqrt{P}$.

L'erreur relative commise est:

$$\frac{\Delta Q}{Q} = \frac{\Delta P}{2.P} < \epsilon$$

ϵ est de l'ordre $\approx 2\%$.

La tension U délivré par les transmetteurs de pression est lié à la différence de pression P par la relation

$$1. U_0 + \alpha P$$

et,

$$\frac{\Delta P}{P} = \frac{\Delta(U-U_0)}{U-U_0} + \frac{\Delta\alpha}{\alpha} < 2\varepsilon$$

$\Delta\alpha/\alpha$ est donné par le constructeur, et, est égale à: $\pm 0,2\%$

et, $\frac{\Delta(U-U_0)}{U-U_0} \# \frac{\Delta U}{U-U_0}$ est l'erreur commise à la lecture du voltmètre: $2 \cdot 10^{-3}$ V.

Nous noterons que la tension mesurée doit vérifier:

$$U > \frac{\Delta U}{2\varepsilon - \Delta\alpha/\alpha} + U_0$$

3.8. Débits d'huile

Un débitmètre volumique muni d'un piston rotatif permet de mesurer les débits d'huile allant de $0,37 \text{ m}^3/\text{h}$ à $9,6 \text{ m}^3/\text{h}$, avec une erreur relative de 1%.

3.9. Débits d'eau

Nous avons étalonné les 3 diaphragmes destinées à mesurer les débits d'eau. Les points expérimentaux obtenus ont été comparés aux valeurs prévus par les normes et aux étalonnages fait précédemment. A partir des points expérimentaux que nous avons trouvés, on a déterminé le coefficient K par un lissage logarithmique. Les courbes d'étalonnages obtenues sont les suivantes:

$$\text{- Diaphragme G } d=40\text{mm } D=53\text{mm } Q=0,429 P^{0,502} \text{ (fig.11)}$$

$$\text{- Diaphragme M } d=21\text{mm } D=53\text{mm } Q=0,1006 P^{0,499} \text{ (fig.12)}$$

$$\text{- Diaphragme P } d=9,25\text{mm } D=21,8\text{mm } Q=0,0148 P^{0,5944} \text{ (fig.13)}$$

avec:

1. débit massique d'eau (kg/s)
2. pression différentielle (mbar)

Le transmetteur ROSEMONT présente la courbe d'étalonnage suivante:

$$3. 3,95 P + 200 \text{ (fig14)}$$

U en mv et, P en Bar. Afin de respecter la precision, il faut que $U > 256 \text{mv}$.

3.10. Mesures des fractions volumiques

On mesure les fractions volumiques sur le tronçon de conduites isolables par la fermeture simultanée de deux vannes couplées en rotation (fig.9). Le principe consiste à relever les différentes hauteurs de la phase choisie après séparation gravitaire. Compte tenu du caractère aléatoire de la distribution spatio-temporelle du mélange, on est conduit à répéter la mesure plusieurs fois jusqu'à obtention de la convergence de l'estimateur moyenne.

3.11. Mesures des pressions

Nous avons utilisé en différentiel des capteurs valydine P305 liquide-liquide à mutuelle inductance. Ils sont installés comme décrit dans la fig. Deux capteurs sont disposés dans la zone de mesure à environ 10 mètres du point d'injection. Les prises de pression de ces deux capteurs sont respectivement placées sur les génératrices des parties inférieures et supérieures de la conduite. Du fait de la longueur de la conduite et, du placement des capteurs, nous pourrions vérifier que le gradient de pression était bien mesuré sur un écoulement établi, et qu'il était constant dans une même section de conduite. Ces capteurs sont reliés à un voltmètre moyennier (SOLARTRON JM 1860). nous avons étalonné ces capteurs avant leurs installations sur notre tronçon de mesure, et les courbes d'étalonnages sont données en (fig.15, et, fig.16)

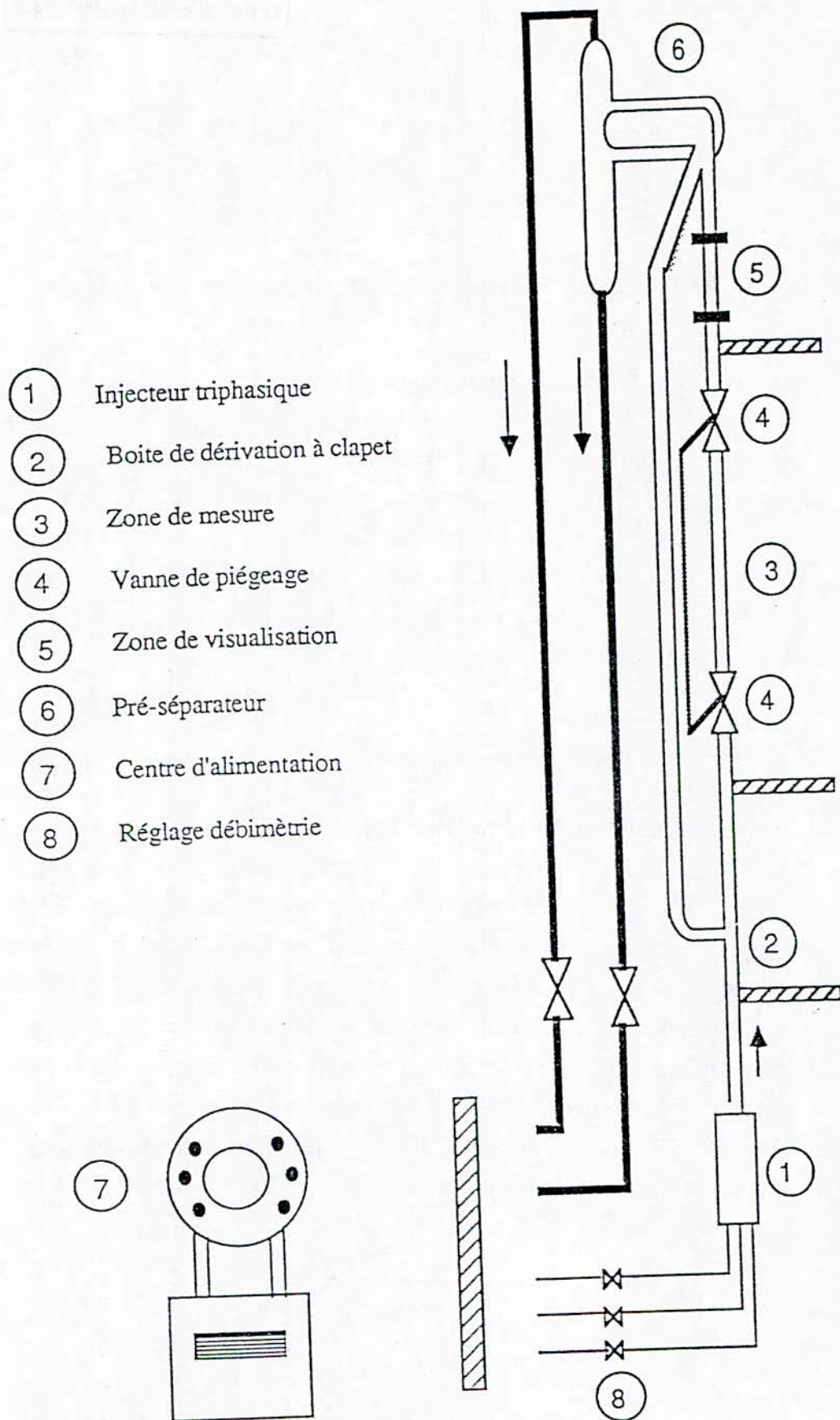
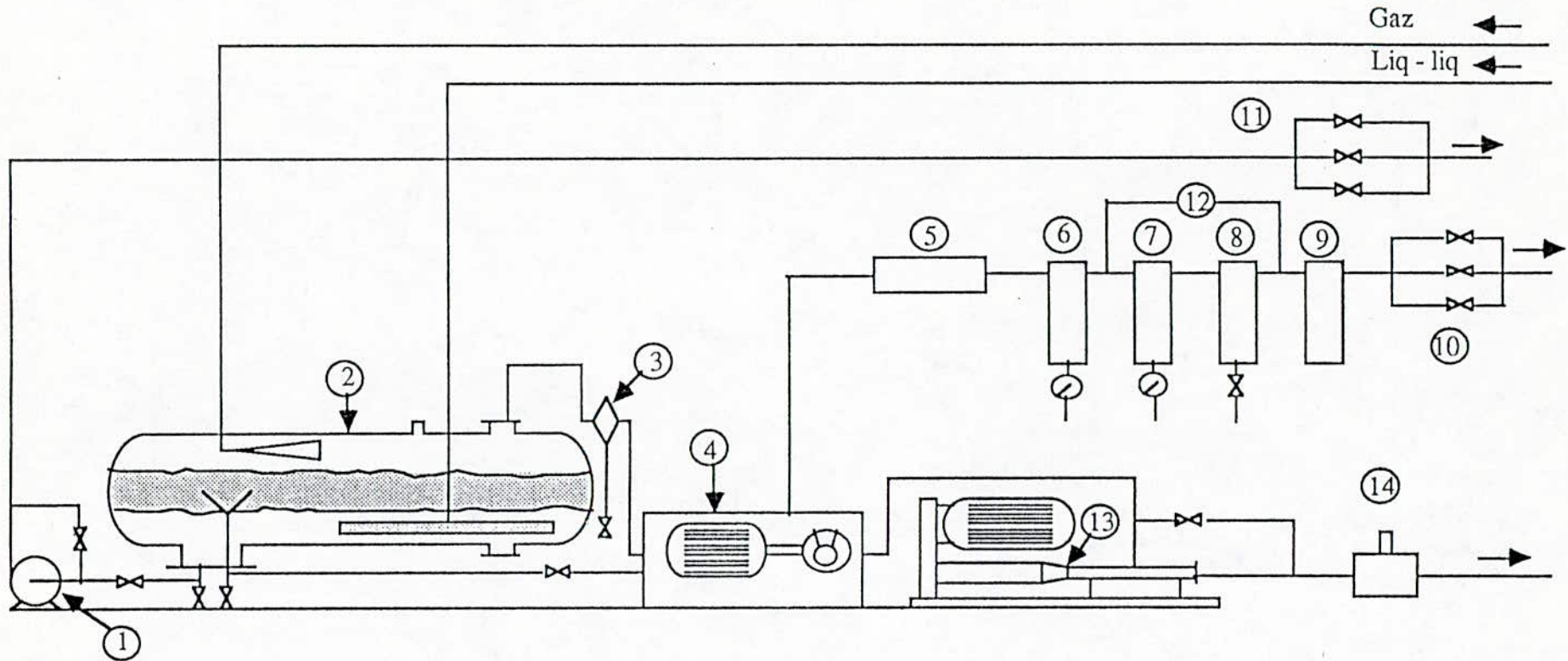


Figure 1 : Boucle diphasique liquide-liquide I.M.F.T.

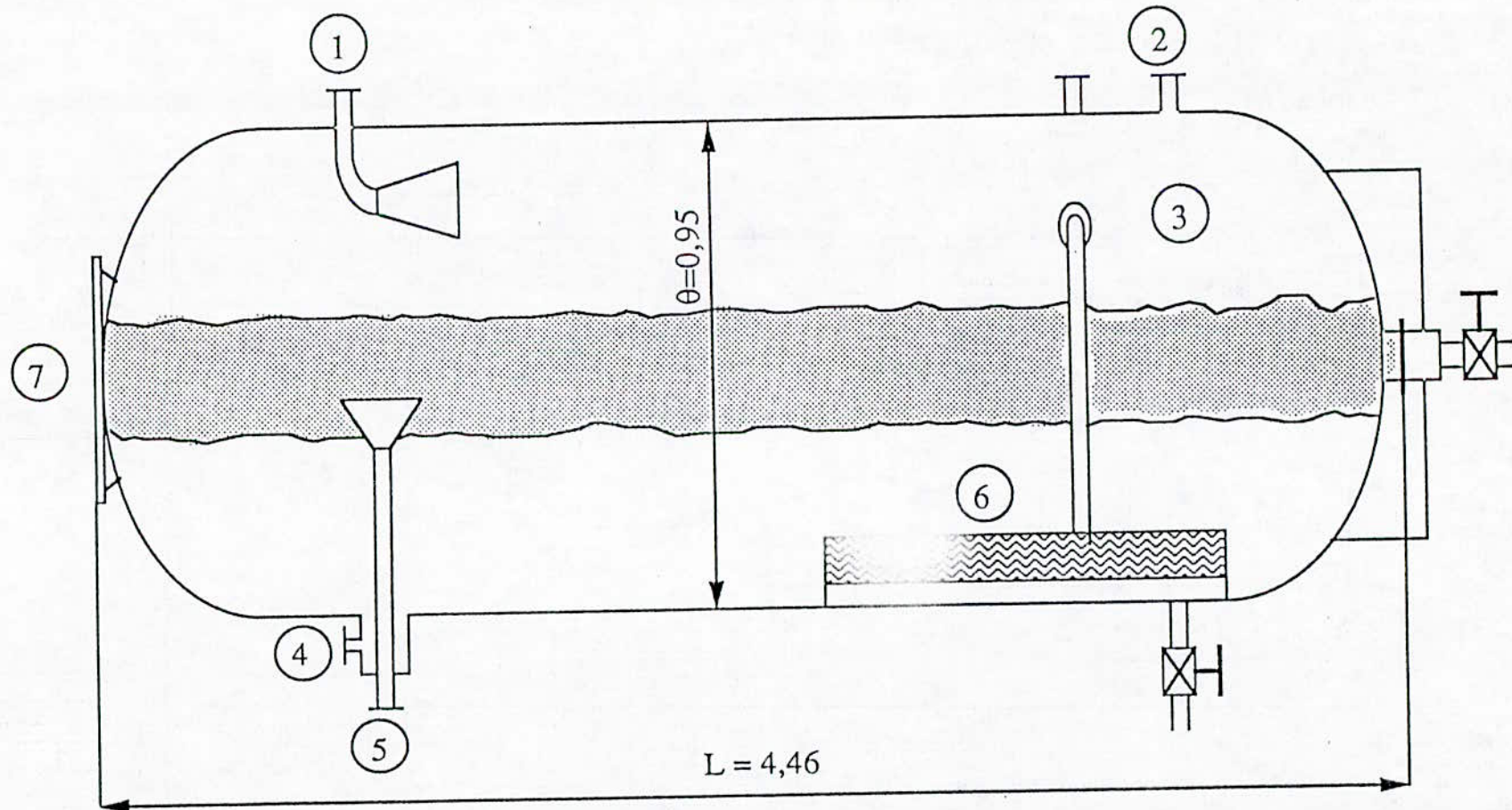
CENTRALE D'ALIMENTATION



- | | | | | |
|---------------------------|---------------------------|---------------------|---------------|--------------------------------|
| ① Pompe à eau | ② Séparateur triphasique | ③ Filtre | ④ Compresseur | ⑤ Refroidisseur |
| ⑥ Séparateur de condensat | ⑦ Préfiltre | ⑧ Filtre coalesceur | ⑨ Déshuileur | ⑩ Indicateur de teneur d'huile |
| ⑪ Diaphragme | ⑫ Indicateur de colmatage | ⑬ Pompe à huile | ⑭ Débitmètre | |

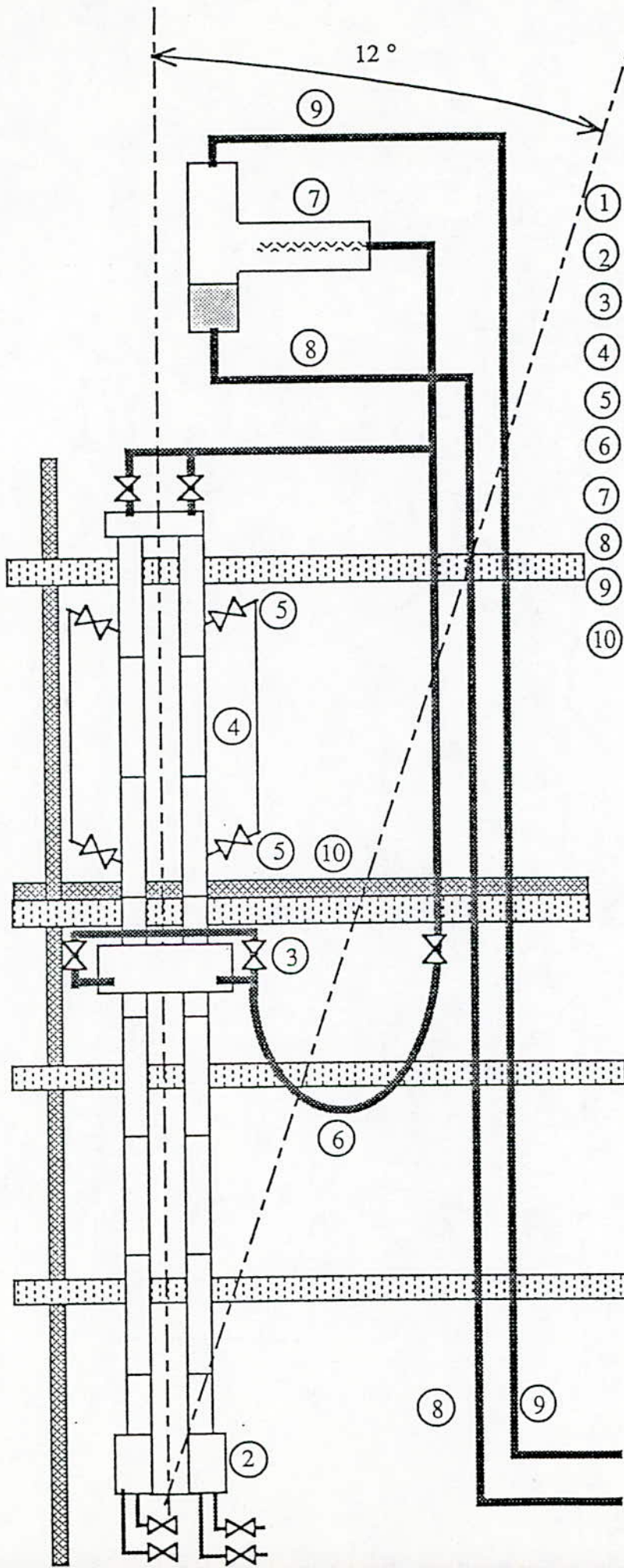
Figure : 2

SEPARATEUR TRIPHASIQUE PRINCIPAL



- | | | | |
|----------------|--------------------|----------------------------|--------------|
| ① Retour gaz | ② Départ gaz | ③ Retour liq liq | ④ Départ eau |
| ⑤ Départ huile | ⑥ Tranquillisateur | ⑦ Fenêtre de visualisation | |

Figure : 3



- ① Rails guideurs verticaux
- ② Injecteur diphasique liquide-liquide
- ③ Boitiers de dérivation
- ④ Section de mesure
- ⑤ Vannes de piégeage
- ⑥ Tuyau flexible inalterable au kérosène
- ⑦ Préséparateur
- ⑧ Conduite de retour pour la phase liquide
- ⑨ Conduite de retour pour la phase gazeuse
- ⑩ Rails de guidage horizontaux

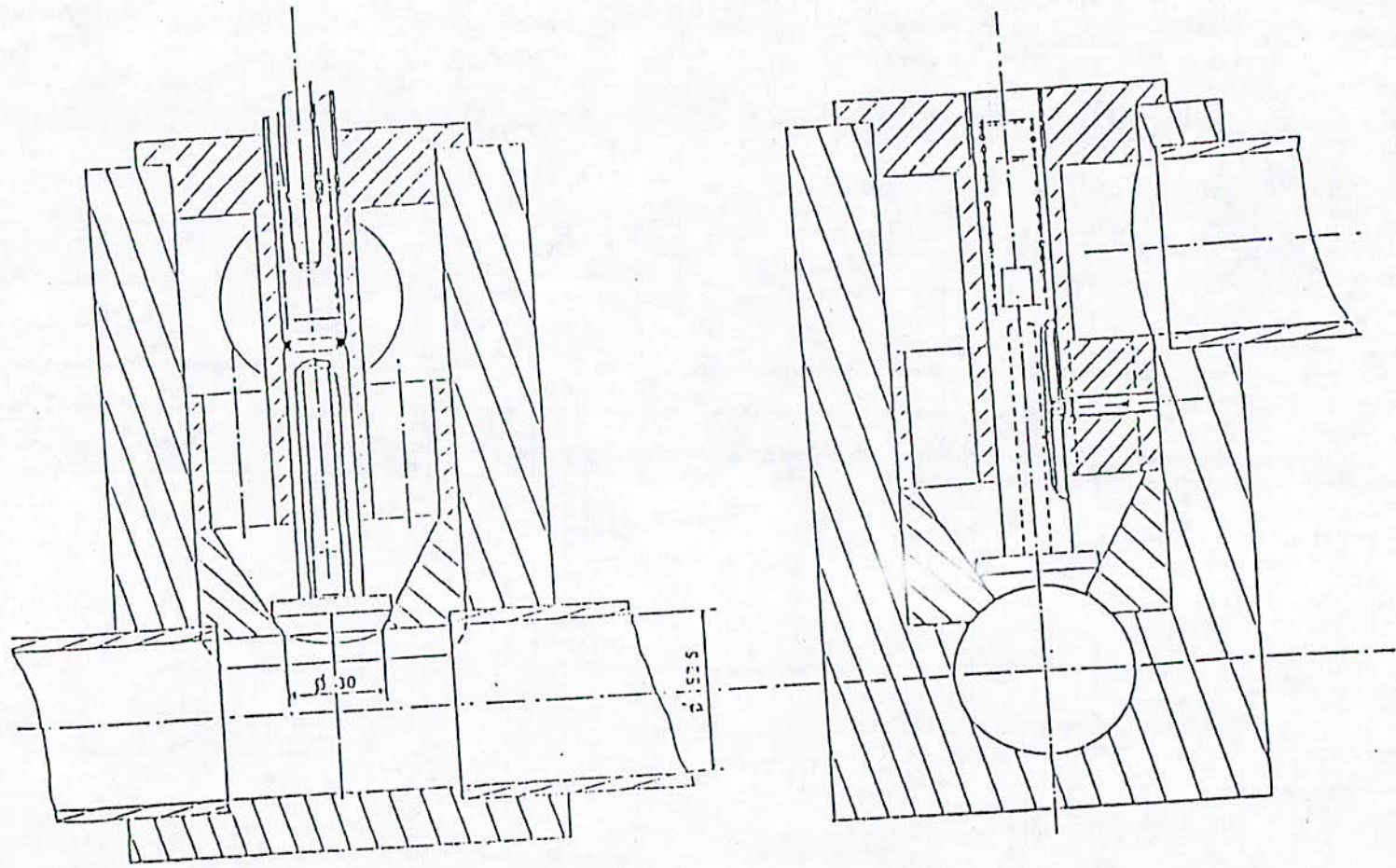


Figure 5. : Clapet de dérivation

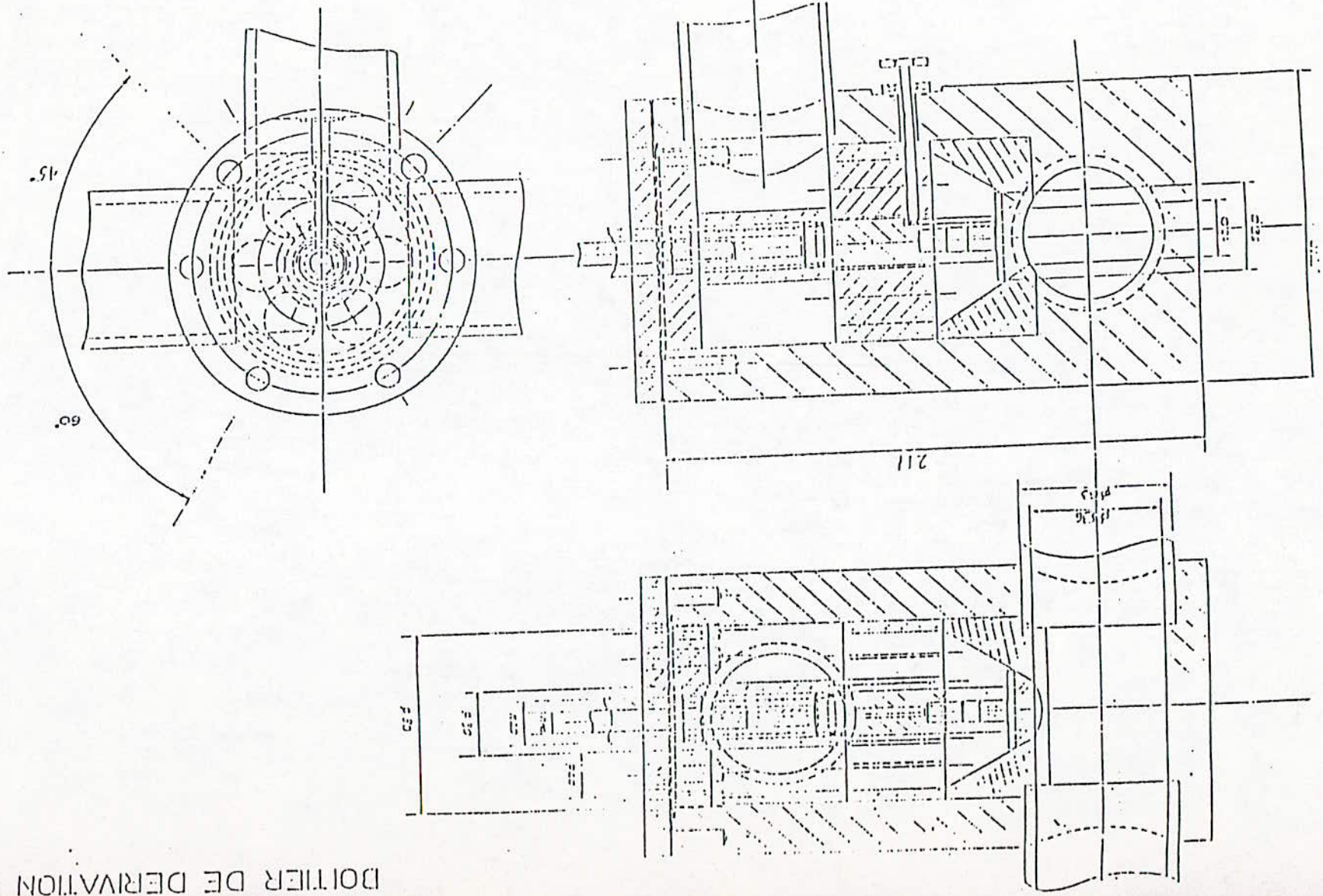
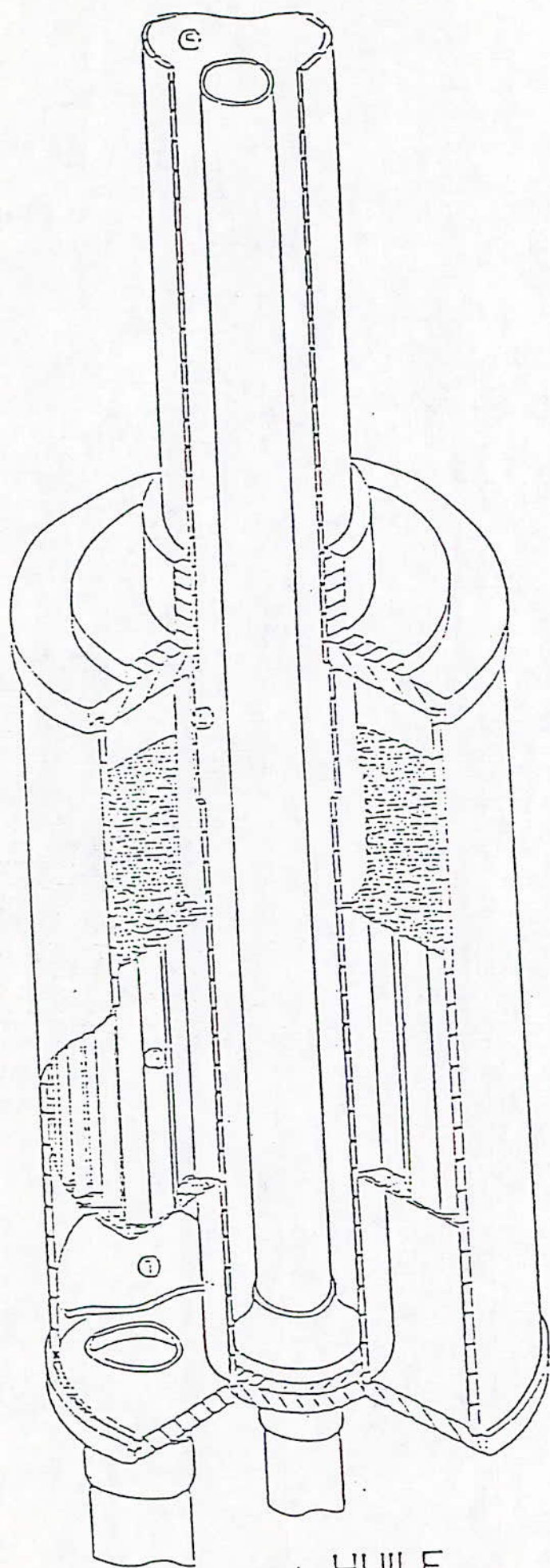


FIGURE 6

INJECTEUR DIPHASIQUE LIQUIDE-LIQUIDE



- 1 Plaque d'alignement.
- 2 Plaque verrouillée de I II.
- 3 Vis d'écrouille.
- 4 Joints labiales.
- 5 Joint de serrage de l'eau et de l'huile.

EAU

HUILE

FIGURE 7

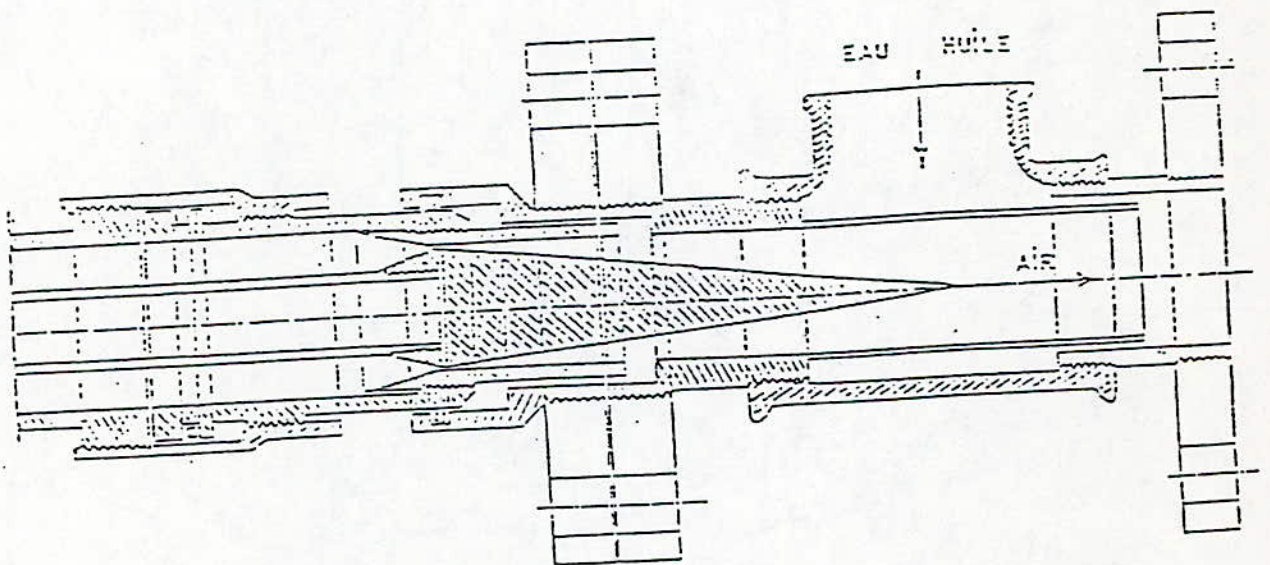


Figure 8 : Injecteur triphasique

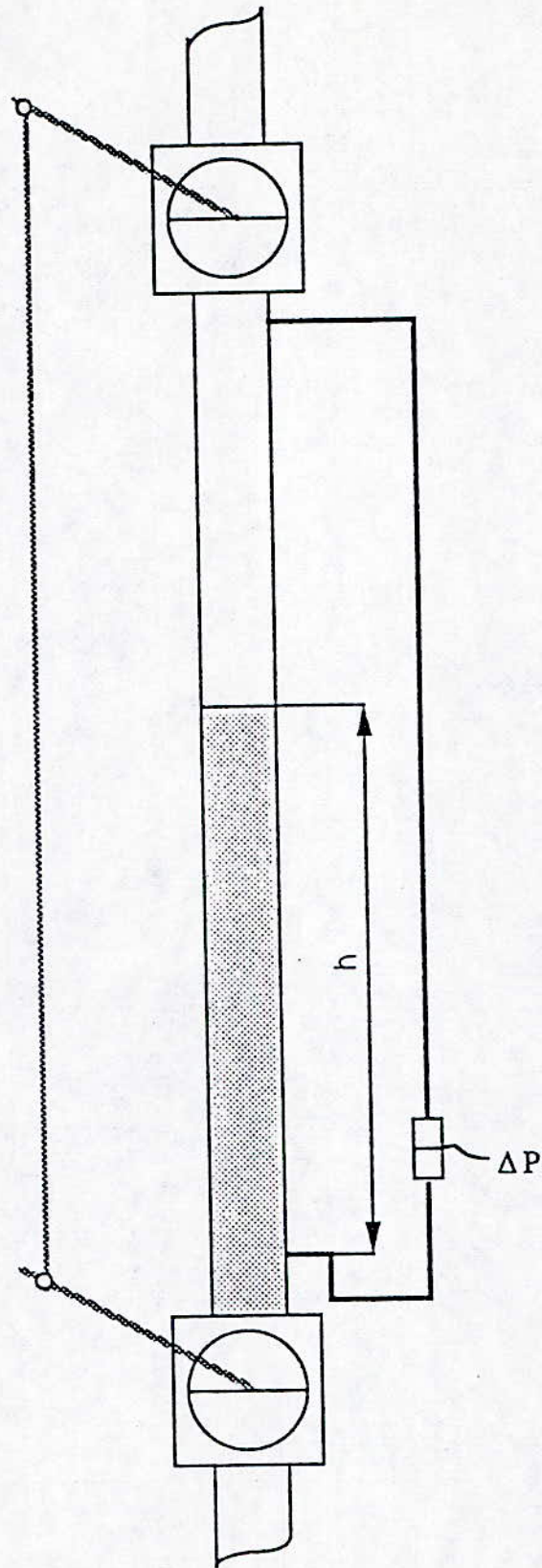


Figure 9 : Tronçon isolable

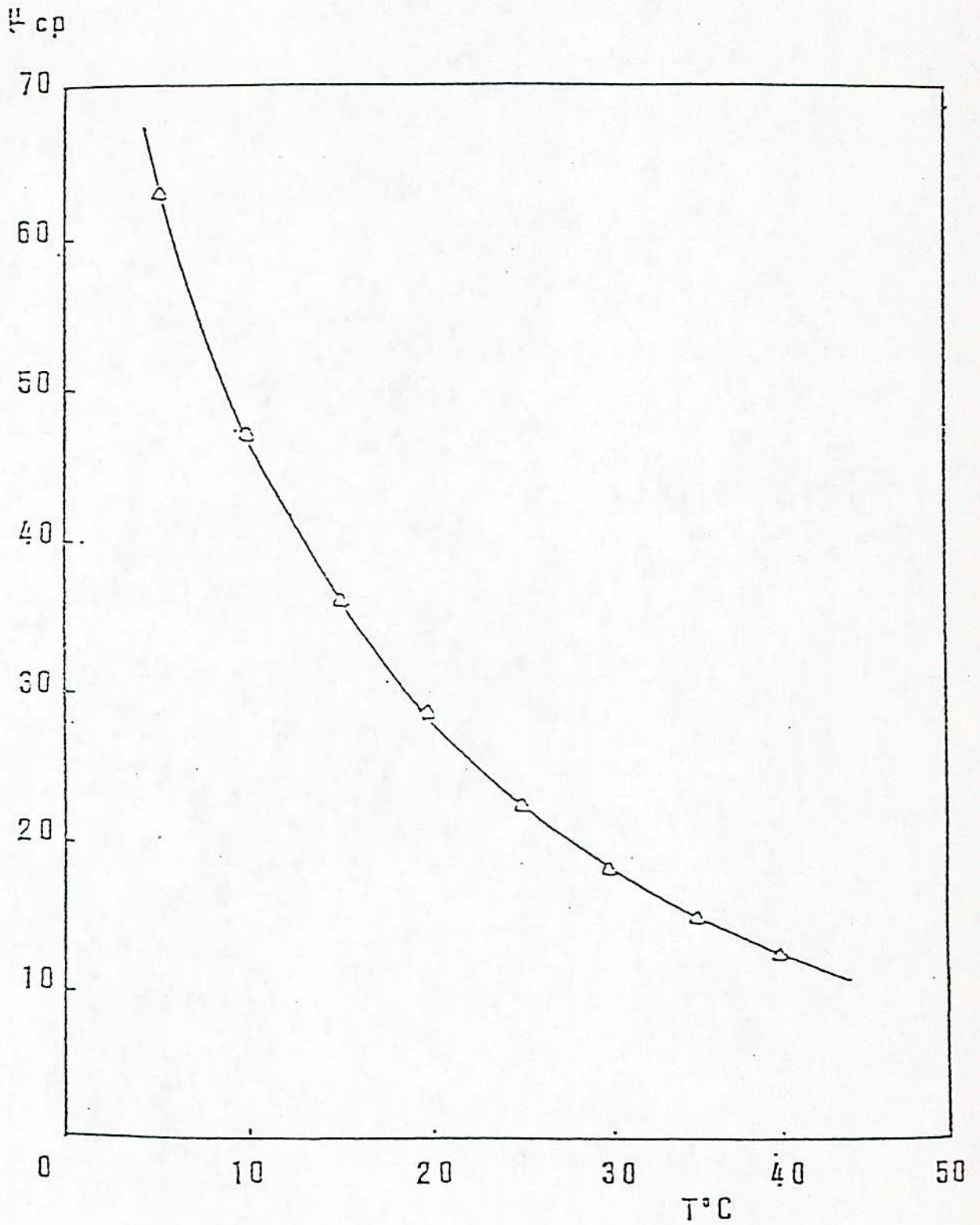


Figure 10: Variations de la viscosité de l'huile avec la température

Fig 11 : Gros diaphragme

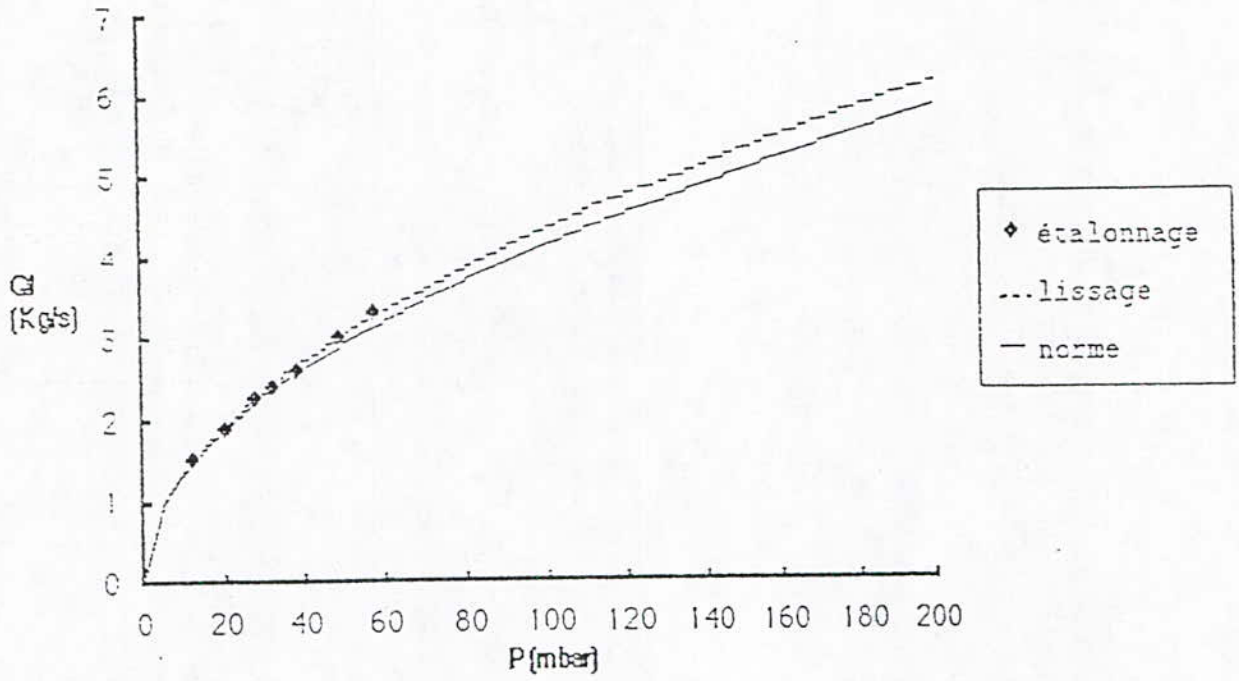


Fig 12 : Moyen diaphragme

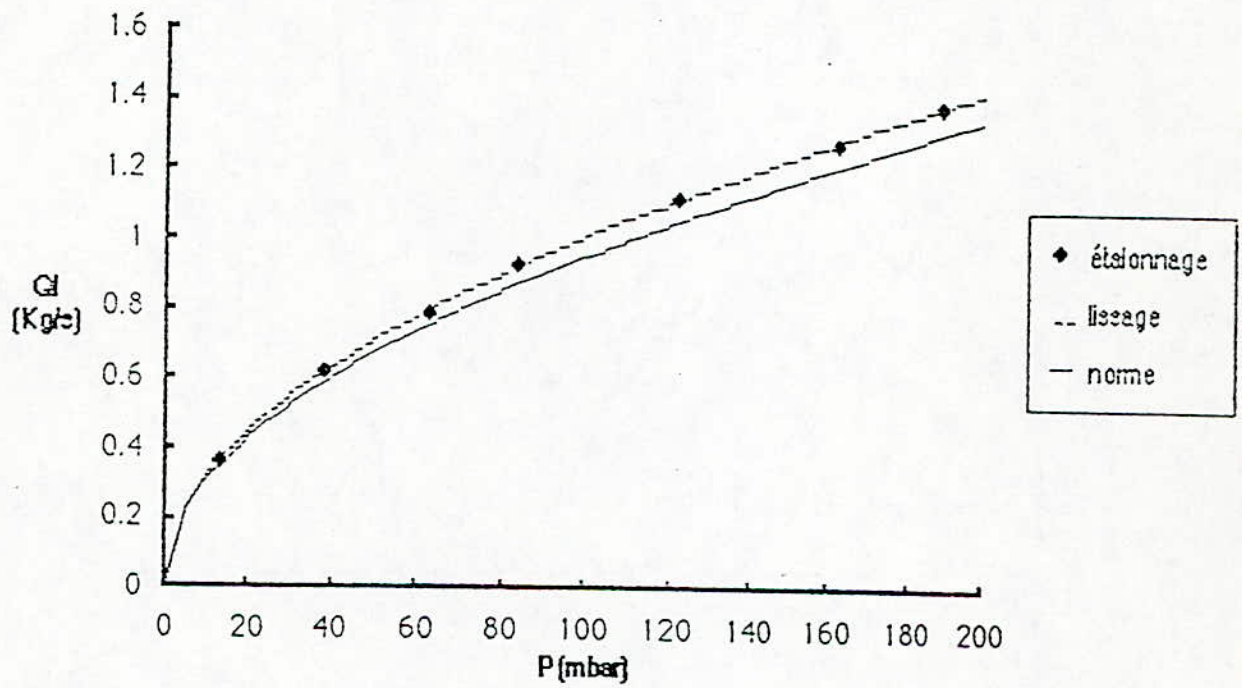


Fig 13 : Petit diaphragme

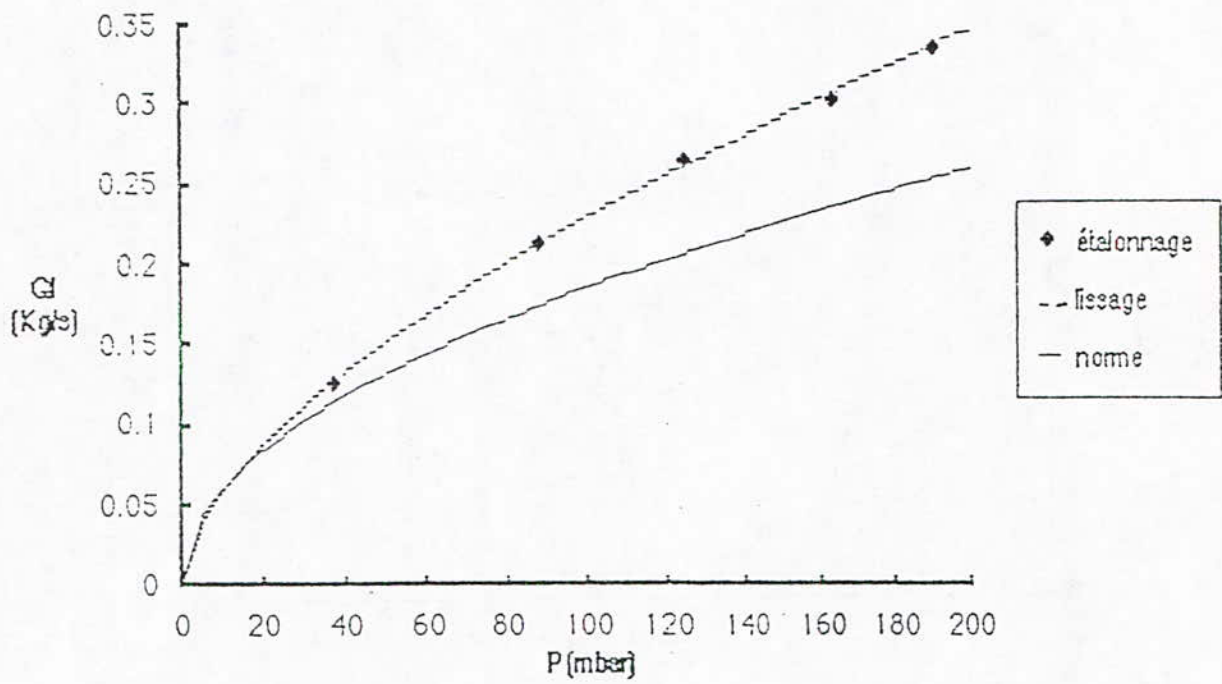


Fig 14 : Etalonnage Rosemount eau

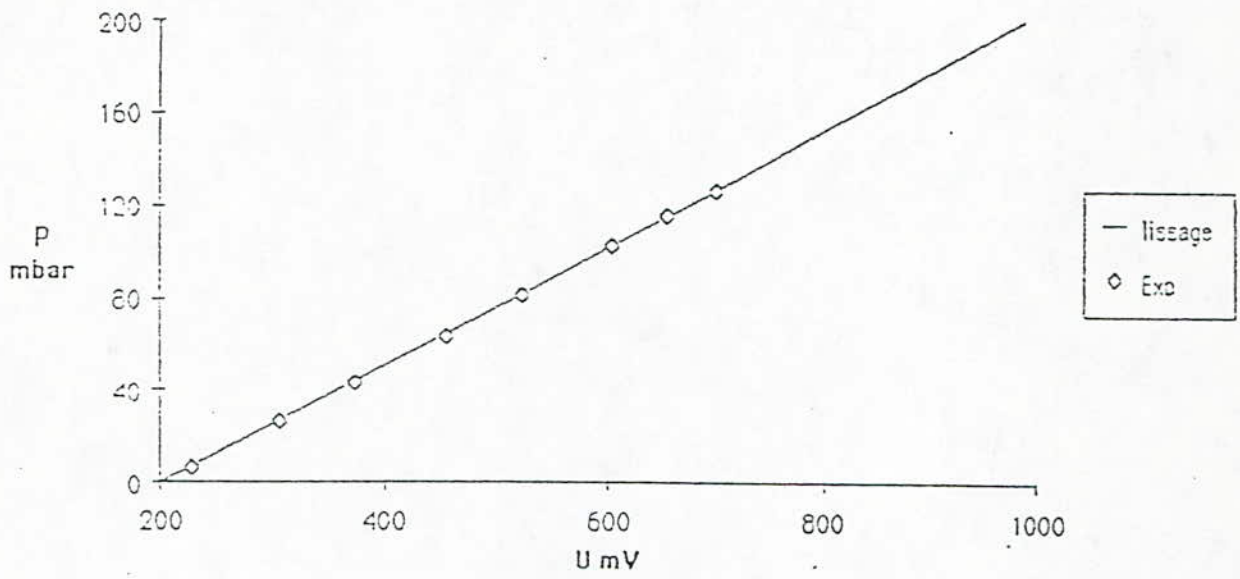


Fig 15 :Etalonnage capteurs de pression (C3;N°66845)

$$Y=11.21X+0.01$$

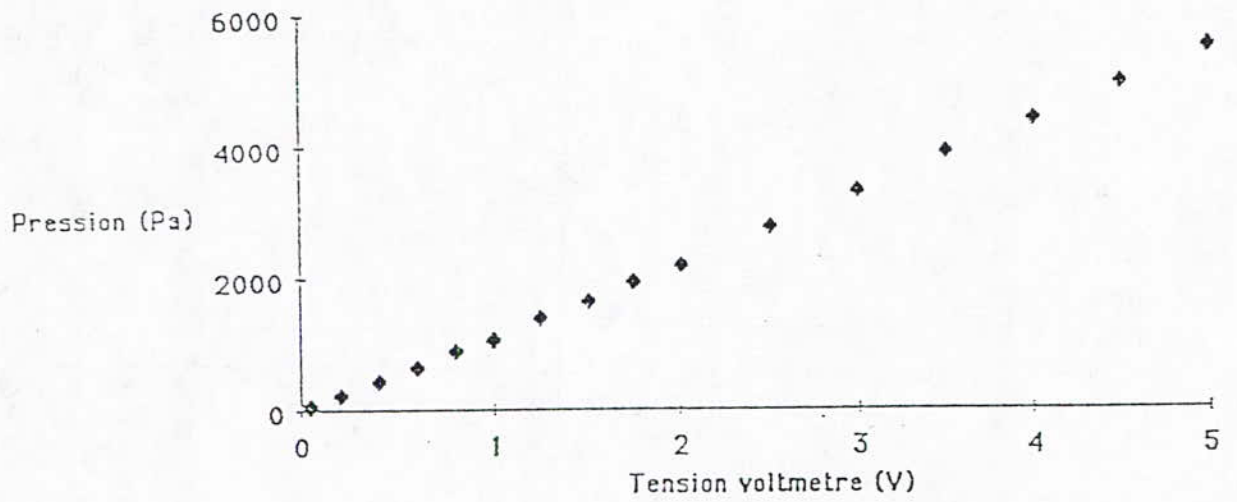
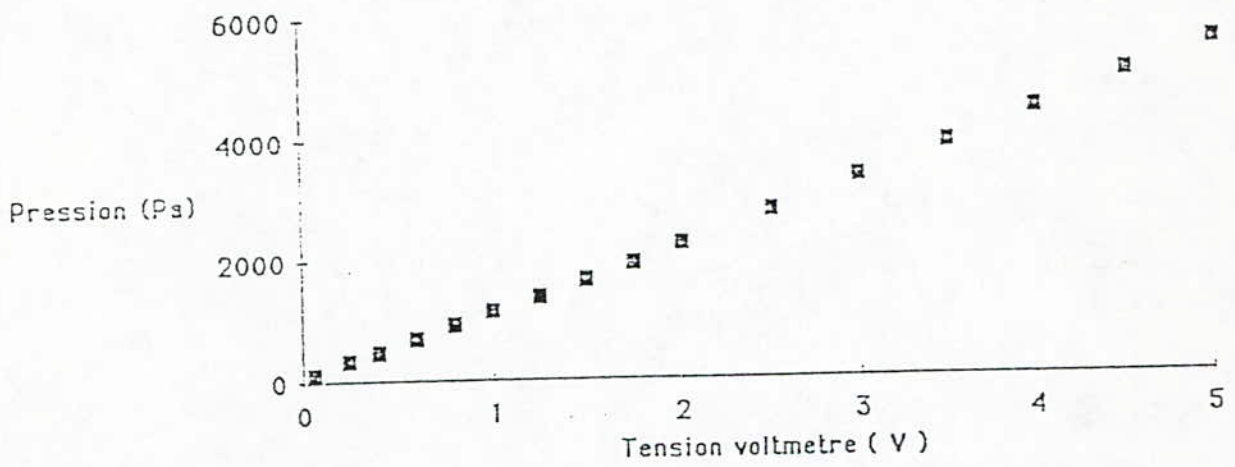


Fig 16 :Etalonnage capteurs de pression (C4;N°65128)

$$Y=11.28X-0.15$$



CHAPITRE 4

EXPERIMENTATION

4. EXPERIMENTATION	102
4.1. Objectifs	102
4.2. Ecoulements étudiés	102
4.3. Mesures des taux de présence d'huile moyen	102
4.4. Mesures des pressions moyennes	103
4.5. Obtention du glissement moyen	104

4. EXPERIMENTATION

4.1. Objectifs

L'étude de l'écoulement diphasique liquide-liquide nous conduit à nous préoccuper du phénomène d'inversion entre phase dispersée et phase continue afin d'étudier le mécanisme de transfert de quantité de mouvement. Les mesures de taux de présence d'huile, de gradient de pression, de glissement sont nécessaires pour une meilleure compréhension du mécanisme, et de l'établissement d'un modèle.

4.2. Ecoulements étudiés

Nous avons réalisé des essais sur 144 types d'écoulements (6 débits d'huile x 6 débits d'eau x 4 inclinaisons). Les 4 inclinaisons sont: 0° ; 2° ; 7° ; 12° . Pour ces 144 types d'écoulements, la fraction volumique de phase a été mesurée, ainsi que les gradient de pression. Ainsi nous avons parcouru une plage de vitesse débitante totale de 17 à 200 cm/s, des taux de présence volumique de 3 à 95 %, des débits d'huile de 0,5 à 8 m³/h, et des débits d'eau de 0,6 à 8,27 m³/h. (Voir tableau de mesure en annexe)

4.3. Mesures des taux de présence d'huile moyen

Lors des différents types d'écoulements, nous avons observés 3 types d'écoulement:

- 1 - Ecoulements gouttes d'huile dans de l'eau: $0 < RH < 70 \div 80 \%$
- 2 - Ecoulements gouttes d'eau dans l'huile : $RH > 70 \div 80 \%$
- 3 - Ecoulements intermittent: $70 < RH < 80 \%$

Il est à noter qu'en raison du faible diamètre de la conduite et donc des fortes vitesses aux grands débits, les écoulements sont difficilement différenciés. Pour chaque type d'écoulement, une série de mesures est faite jusqu'à convergence de la moyenne (15 à 20). La zone de transition est encore plus large, lorsque la conduite est dévié, et donc que la répartition du taux de présence n'est plus homogène. Nous noterons qu'il n'existe pas un taux de présence d'huile critique parfaitement définie pour lequel il y a inversion de continuité de phases, mais plutôt une large plage ($70 \div 80 \%$ pour inclinaison 0° par exemple), ou nous observons des zones où l'huile est continue, et des zones où l'huile est sous

forme d'essaims de gouttes. La taille caractéristiques des gouttes d'huile est de l'ordre de 2 à 8 mm, et que plus le débit d'eau est fort, donc la vitesse élevé, et plus la taille des gouttes est petite. Le temps de décantation entre les deux phases est plus ou moins grand en fonction du taux de présence d'huile (5 à 30 mn). Plus le taux de présence d'huile est grand, et plus le temps de décantation est grand.

4.4. Mesures des pressions moyennes

Nous avons utilisé des capteurs de pression Valydine liquide-liquide à mutuelle inductance. Ces capteurs sont reliés à un voltmètre moyennneur (voir fig. ci-dessous).

$$P_1 = P_A - \rho_E \cdot g \cdot H_1 \cdot \cos \theta$$

$$P_2 = P_B - \rho_E \cdot g \cdot H_2 \cdot \cos \theta$$

$$\Delta P_{(1,2)\text{mesuré}} = (P_A - P_B) - \rho_E \cdot g \cdot (H_1 + H_2) \cos \theta$$

$$P_A - P_B = P_{\text{mesuré}} - \rho_E \cdot g \cdot H \cdot \cos \theta$$

$$\Delta P = P_{\text{mesuré}} - \rho_E \cdot g \cdot H \cdot \cos \theta$$

La variation de pression comprend l'effet du poids de la colonne de la perte par frottement :

$$-\Delta P = [\Delta P]_F + \rho_E \cdot g \cdot H \cdot \cos \theta$$

$$[\Delta P]_F = \rho_E \cdot g \cdot H \cdot \cos \theta - -\Delta P_M$$

$[\Delta P]_F$ peut être déterminé avec suffisamment de précision pour des fractions d'huile > 20%. Aux grandes valeurs des fractions des fractions d'eau (> 90%), la perte par frottement est très faible, est donc sa détermination manque de précision. Aux grandes fractions d'huile ($R_H > 85\%$), les valeurs de la pression sont difficiles à lire en raison de la phase huile continue qui mouille la paroi, et donc les lignes de courant se remplissent d'huile.

4.5. Obtention du glissement moyen

Nous définissons le glissement comme la différence des deux vitesses débitantes phasiques:

$$G = U_H - U_E = \frac{U_{HS}}{1-R_E} - \frac{U_{ES}}{R_E}$$

$$U_{ES} = \frac{Q_H}{A} \quad \text{et} \quad U_{HS} = \frac{Q_E}{A}$$

$$G = \frac{Q_H}{A.(1-R_E)} - \frac{Q_E}{A.R_E}$$

et en posant le taux d'injection d'eau comme suit :

$$W_c = \frac{Q_E}{(Q_E+Q_H)} = \frac{Q_E}{Q_T}$$

$$G = \frac{Q_T}{A} \left[\frac{1 - W_c}{R_H} - \frac{W_c}{R_E} \right]$$

Cette formulation nous permet de comparer directement le taux de présence volumique de la phase huile, ou eau en fonction du taux d'injection d'huile ou d'eau.

Les figures (17; 18) montrent l'évolution du glissement moyen en fonction du taux de présence d'eau, et ce pour différentes inclinaisons. A débit d'huile constant le glissement augmente avec l'augmentation du débit d'eau, donc de la fraction volumique d'eau. Quand le débit d'eau est constant, et qu'on augmente le débit d'huile, donc la fraction volumique d'huile, nous remarquons que le glissement diminue dans un premier temps, ensuite il augmente. Ceci s'explique par le fait qu'au début on introduit de nouvelles gouttes d'huiles séparées, et donc le glissement diminue, et ensuite il y a formation d'essaims de gouttes, d'ou un grand diamètre, et la vitesse ascensionnelle est supérieure à celle d'une goutte d'huile isolée, et par conséquent le glissement a augmenté.

Nous noterons aussi que le glissement moyen augmente au fur et à mesure que l'inclinaison de la conduite augmente.

CHAPITRE 5

RESULTATS EXPERIMENTAUX -
INTERPRETATION

5. RESULTATS EXPERIMENTAUX - INTERPRETATION	107
5.1. Vitesse moy. de la phase K en fonction de la V du mélange	107
5.2. Glissement	107
5.2.1. Glissement en fonction du taux d'injection	107
5.2.2. Glissement en fonction de U_{es}^*	108
5.3. Taux de présence de phase	108
5.3.1. Taux de présence d'huile en fonction de Q_t	108
5.3.2. Taux de présence d'eau en fonction We	109
5.3.3. Taux de présence d'eau en fonction U_{es}	109
5.3.4. Taux de présence d'eau en fonction U_{es}^*	109
5.4. Gradient de pression	110
5.4.1. Gradient de pression en fonction. vitesse de l'eau	110
5.4.2. Gradient par frottement en fonction. vitesse de l'eau	110
5.4.3. Gradient de pression fonction. RE	110
5.5. Frottements	111
5.5.1. Frottement pariétal en fonction. de la Vitesse de l'eau	111
5.5.2. Frottement pariétal en fonction. du taux de présence d'eau	111
5.5.3. Frottement interfacial en fonction de la vitesse de l'eau	112
5.5.4. Frottement interfacial en fonction. du taux de présence d'eau	112

5. RESULTATS EXPERIMENTAUX - INTERPRETATION

5.1. Vitesse moy. de la phase K en fonction de la V du mélange

Dans la conduite de 5cm, la vitesse de l'eau varie de 0,08 m/s à 1,02 m/s; et dans la conduite de 10 cm, elle varie de 0,02 m/s à 0,29 m/s. La vitesse d'huile varie respectivement de 0,06 m/s à 0,95 m/s et de 0,02 à 0,28 m/s.

Ainsi dans la conduite de 5cm nous arrivons à avoir des vitesses totales variant de 0,14 m/s à 1,74m/s; tandis que dans la conduite de 10cm, la vitesse totale varie de 0,04 m/s à 0,58 m/s.

Les figures 5.1 et 5.2 montrent les variations de la vitesse de l'eau en fonction de la vitesse totale pour la conduite 5cm et 10cm de diamètre; tandis que les figures 5.3 et 5.4 montrent la variation de la vitesse de l'huile en fonction de la vitesse totale et ce, respectivement pour la conduite de 5 cm et 10 cm de diamètre.

Ces figures nous montrent clairement la gamme des débits d'eau et d'huile utilisé, ainsi que la validation des essais expérimentaux.

5.2. Glissement

5.2.1. Glissement en fonction du taux d'injection

Nous avons défini précédemment le glissement moyen comme suit:

$$G = \frac{Q_t}{A} \left[\frac{1-W_e}{RH} - \frac{W_e}{RE} \right]$$

Cette formulation nous permet de comparer directement le taux de présence volumique de la phase huile ou eau, en fonction du taux d'injection d'huile ou d'eau. Les figures 5.5 et 5.6 montre l'évolution du glissement moyen en fonction du taux d'injection d'eau respectivement pour la conduite de 5 cm et 10 cm, et pour une inclinaison de 0°; et les figures 5.7 et 5.8 pour l'inclinaison de 12°.

Nous remarquons qu'à débit d'huile constant, le glissement augmente avec l'augmentation du débit d'eau. Quand le débit d'eau est constant, et que l'on augmente le débit d'huile, donc la fraction volumique d'huile, nous remarquons que le glissement diminue dans un premier temps, puis augmente. Ceci s'explique par le fait qu'au début on introduit de nouvelles gouttes d'huiles séparées, et donc le

glissement diminue, et ensuite il y a formation d'amas, " d'essaims " de gouttes, donc un grand diamètre, et la vitesse ascensionnelle est supérieure à celle d'une goutte d'huile isolée, et par conséquent le glissement augmente.

Nous noterons aussi que le glissement moyen augmente au fur et à mesure que l'inclinaison de la conduite augmente, ainsi que le taux de présence volumique d'huile. Ceci s'expliquerait par le fait que la conduite étant inclinée, l'huile a tendance à se rassembler dans la partie supérieure de la conduite, le champ de vitesse se cisaille, et le glissement augmente donc.

Nous remarquerons aussi que dans la conduite de 10 cm le glissement moyen varie entre 10 cm et 30 cm, et que dans la conduite de 5 cm seuls aux faibles débits d'huile, le glissement est de cet ordre là. Pour ces glissement mesurés, on peut les comparer à la vitesse terminale d'une bulle en milieu infini, dont le coefficient de traînée est pris égal à l'unité, a savoir :

$$G = \sqrt{\frac{\Delta\rho}{\rho_E} \cdot g \cdot d} = 9,6 \text{ cm/s}$$

pour un diamètre de gouttes de l'ordre de 6 mm

5.2.2. Glissement en fonction de U_{es}^*

Les figures 5.9 et 5.10 montrent l'évolution du glissement moyen en fonction de U_{es}^* défini comme suit :

$$U_{es}^* = \frac{U_{es}}{\sqrt{g \cdot D_c}}$$

Le taux de présence d'eau (RE) augmente en fonction de l'augmentation de U_{es}^* (Fig. 5.33; 5.34), et quand U_{es}^* est constant, on remarque que plus le débit d'huile est faible est plus RE est grand.

5.3. Taux de présence de phase

5.3.1. Taux de présence d'huile en fonction de Q_t

Les figures 5.21; 5.22 décrivent l'influence du débit total sur le taux de présence d'huile. Nous voyons que plus le débit total est grand et plus le taux de présence d'huile est petit, et ce pour un débit d'huile fixé. Ceci peut s'expliquer par le fait que le glissement d'une certaine structure de gouttes de phases dispersée, dépend assez peu de la vitesse débitante de la phase continue.

Des écarts relatifs existent entre le temps de séjour de l'eau, et le temps de séjour de l'huile dans la conduite.

Le taux de présence d'eau moyen décroît et tend vers le taux d'injection, quand on augmente le débit total.

5.3.2. Taux de présence d'eau en fonction We

Les figures 5.25 et 5.26 nous montrent l'évolution du taux de présence moyen d'eau en fonction du taux d'injection. L'huile de par sa faible densité par rapport à l'eau, va plus vite et passe moins de temps dans la conduite que ne le fait l'eau. Ainsi le taux de présence moyen d'eau (RE) sera toujours $<$ aux taux d'injection d'eau (We).

Ce phénomène est accentué en inclinant la conduite comme on le voit dans les figures 5.27 et 5.28, et que le taux de présence est une fonction croissante du taux d'injection, et ce indépendamment du débit total, ou de l'inclinaison.

5.3.3. Taux de présence d'eau en fonction Ues

Les figures 5.29 et 5.30 décrivent l'évolution du taux de présence d'eau en fonction de la vitesse de l'eau. Nous voyons qu'à débit d'huile constant, plus la vitesse de l'eau est grande est plus le de présence est grand. Nous remarquons qu'à un débit d'huile constant, le fait d'incliner la conduite, on contribue à augmenter le taux de présence d'eau, ceci s'explique par le fait que lorsque on incline la conduite, les gouttes d'huile vont progressivement vers la partie supérieure de la conduite, et s'agglomèrent pour former des gouttes supérieures à celles de gouttes isolées. Ces gouttes glissent plus vite par rapport à l'eau, ce qui explique un glissement moyen plus important, et donc le taux de présence d'eau plus grand.

5.3.4. Taux de présence d'eau en fonction U_{es}^*

Le taux de présence d'eau augmente en fonction de l'augmentation de U_{es}^* (Fig. 5.33; 5.34), et quand U_{es}^* est constant, on remarque que plus le débit d'huile est faible, est plus RE est grand.

5.4. Gradient de pression

5.4.1. Gradient de pression en fonction. vitesse de l'eau

Les figures 5.37; 5.38 et 5.39; 5.40 montrent l'évolution du gradient de pression en fonction de la vitesse de l'eau et ce respectivement pour l'inclinaison 0° et 12° . Pour un débit d'huile donné, le gradient de pression diminue avec l'augmentation de la vitesse de l'eau, et que pour un débit d'eau donné, le gradient de pression augmente avec l'augmentation du débit d'huile.

5.4.2. Gradient par frottement en fonction. vitesse de l'eau

Le gradient de pression par frottement en fonction de la vitesse de l'eau sont représentés dans les figures 5.41; 5.42; et 5.43; 5.43.

En plus des remarques que nous avons faites sur les gradients de pression au 5.41, nous pouvons ajouter que plus la vitesse de l'eau est importante, et plus le gradient de pression par frottement est le même, et ce malgré que les débits d'huile ont varié. Par contre c'est l'inverse que l'on remarque quand le débit d'eau est petit. Cette première remarque est beaucoup plus justifié quand l'inclinaison augmente.

5.4.3. Gradient de pression fonction. RE

En écoulements liquide-liquide dispersée, les fluctuations de pression sont peu importantes par rapport à l'écoulement gaz-liquide (poche-bouchon)

En utilisant un voltmètre moyennneur, nous voyons la moyenne du signal convergeait très rapidement (quelques secondes), pour se stabiliser définitivement au bout de quelques minutes. Il est à remarquer que le temps de stabilisation est d'autant plus long que le taux de présence d'huile est élevé (2 à 10 mn). Les capteurs de pression fournissant pratiquement les mêmes valeurs, ce qui montre que notre écoulement est bien établis.

Les figures 5.45; 5.46 et 5.47; 5.48 montrent l'évolution du gradient de pression longitudinale en fonction du taux de présence d'eau. Nous remarquons que pour des taux de présence d'eau inférieures à 20%, donc des taux de présence d'huile supérieures à 80%, la phase continue étant l'huile, la paroi étant donc mouillée par l'huile, les lignes se remplissent d'huile et la lecture devient impossible. Nous voyons dans ces figures que le gradient de pression longitudinal ne dépend que du taux de présence d'eau, et non du débit total, et que de plus, il, varie presque linéairement.

5.5. Frottements

5.5.1. Frottement pariétal en fonction. de la Vitesse de l'eau

Le frottement pariétal diminue avec l'augmentation de la vitesse de l'eau (Fig. 5.53; 5.54) à débit d'huile constant.

Quand le débit d'huile augmente et la vitesse de l'eau reste constante, le frottement pariétal augmente. Quand on incline la conduite (Fig. 5.55; 5.56) le frottement pariétal varie légèrement.

5.5.2. Frottement pariétal en fonction. du taux de présence d'eau

Nous remarquons que lorsque RE tend vers 1, le frottement à la paroi tend à s'annuler (Fig. 5.57; 5.58). Comme nous l'avons vu modélisé au Ch. 6, le frottement pariétal s'écrit :

$$\tau_{E,paroi} = \left[\frac{-\partial P}{\partial x} + \rho_m \cdot g \cdot \cos\theta \right] \cdot \frac{D_c}{4}$$

Nous pouvons dire que la chute de pression est uniquement due au poids de la colonne et au frottement à la paroi.

Nous remarquons que les coefficients de frottements sont plus élevés dans la conduite de 5 cm que la conduite de 10 cm, ceci s'explique par le fait que les gradients de pression sont plus importants dans la petite conduite que la grande.

Quand on augmente le débit d'huile, et à débit d'eau constant, le frottement pariétal augmente, car le fait de mettre plus d'huile, nous avons une homogénéisation du

profil de vitesse global et donc un accroissement des gradients transversaux de profil de vitesse longitudinale près des parois.

Nous noterons aussi que le frottement pariétal augmente avec l'inclinaison de la conduite, les gradients transversaux de vitesse longitudinales observés dans la partie supérieure de la conduite deviennent importants (les gouttes d'huile glissent plus vite dans la partie supérieure de la conduite).

Le frottement pariétal augmente pratiquement quasi linéairement en fonction du taux de présence d'huile (Fig. 5.59; 5.60).

5.5.3. Frottement interfacial en fonction de la vitesse de l'eau

Le frottement interfacial est directement proportionnel à la vitesse de l'eau pour un débit d'huile donné (Fig. 5.61; 5.62).

Pour un débit d'eau donné, et lorsque on augmente le débit d'huile, le frottement interfacial diminue. Quand la conduite est inclinée (Fig. 5.63; 5.64), le frottement interfacial varie légèrement.

5.5.4. Frottement interfacial en fonction. du taux de présence d'eau

Le frottement interfacial est calculé comme nous l'avons modélisé dans le Ch. 6, à savoir :

$$\tau_I = \left[\frac{4 \cdot \tau_{E, \text{paroi}} \cdot R_H}{D_c} + (\rho_E - \rho_H) \cdot R_E \cdot R_H \cdot g \cdot \cos \theta \right] \frac{d_g}{4 \cdot R_H}$$

Nous remarquons de suite le frottement pariétal intervient dans le frottement interfacial.

Le frottement interfacial est directement proportionnel aux taux de présence d'eau comme nous le voyons aux figures 5.65 et 5.66; ainsi quand le taux de présence d'eau tend vers zéro, le frottement interfacial tend à s'annuler.

Le frottement interfacial est moins sensible que le frottement pariétal quand on incline la conduite (Fig. 5.67; 5.68), car le frottement interfacial s'effectue au

milieu de la conduite (contrairement au frottement pariétal), donc un phénomène local moins sensible à la déviation.

Fig. 5.1 : Vitesses superficielles de l'eau en fonction des vitesses totales
($D_c=5\text{cm}$)

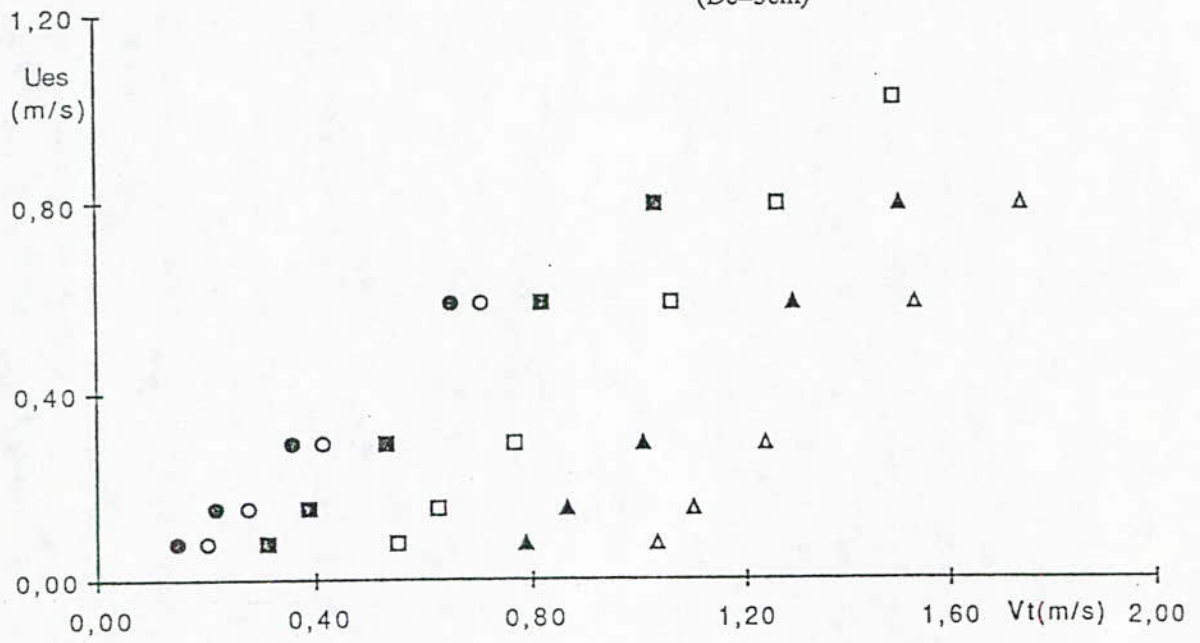
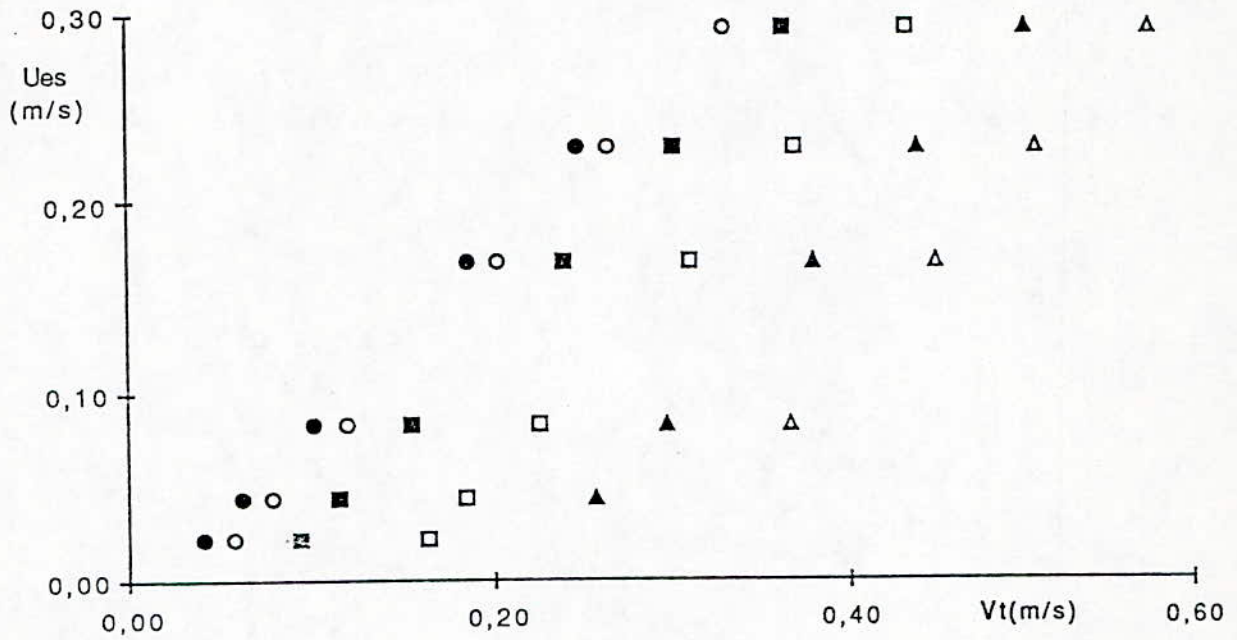


Fig. 5.2 : Vitesses superficielles de l'eau en fonction des vitesses totales
 ($D_c=10\text{cm}$)



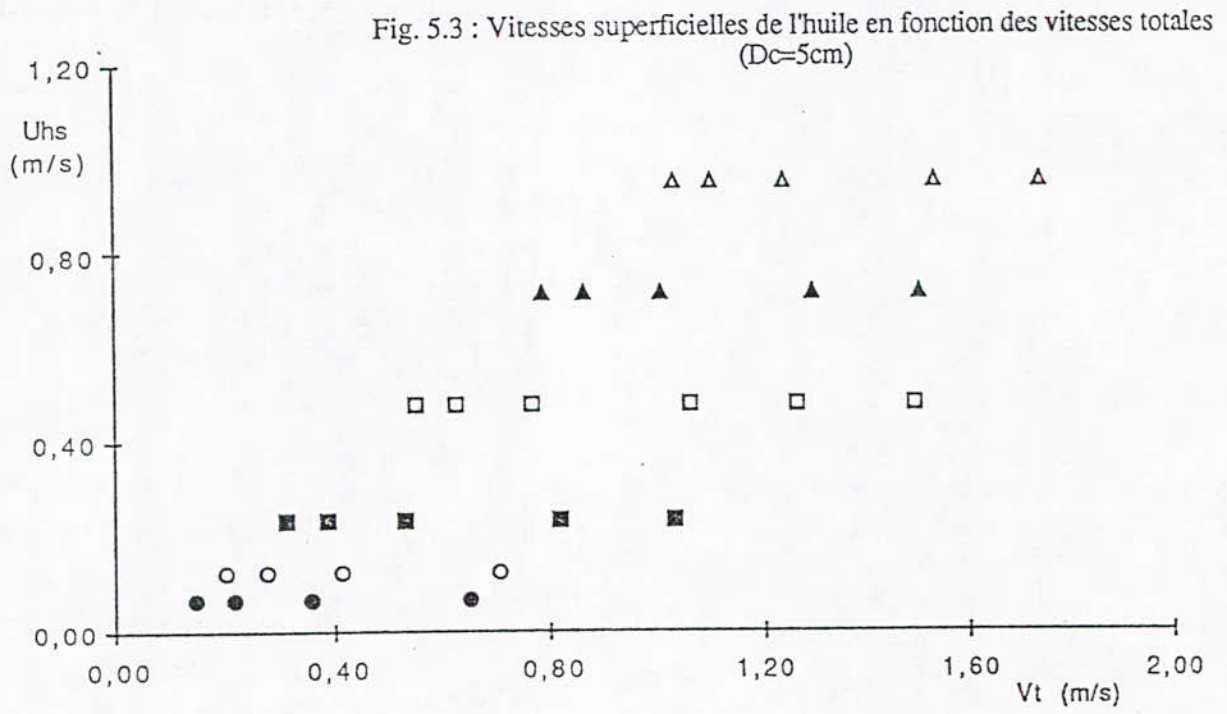
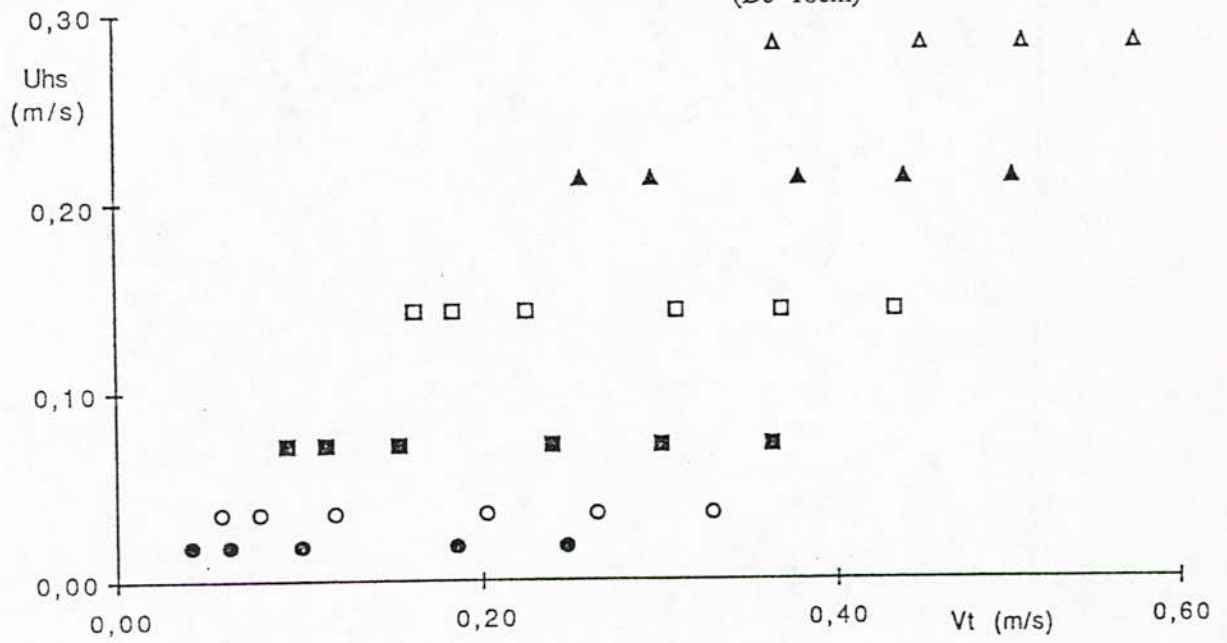


Fig. 5.4 : Vitesses superficielles de l'huile en fonction des vitesses totales
($D_c=10\text{cm}$)



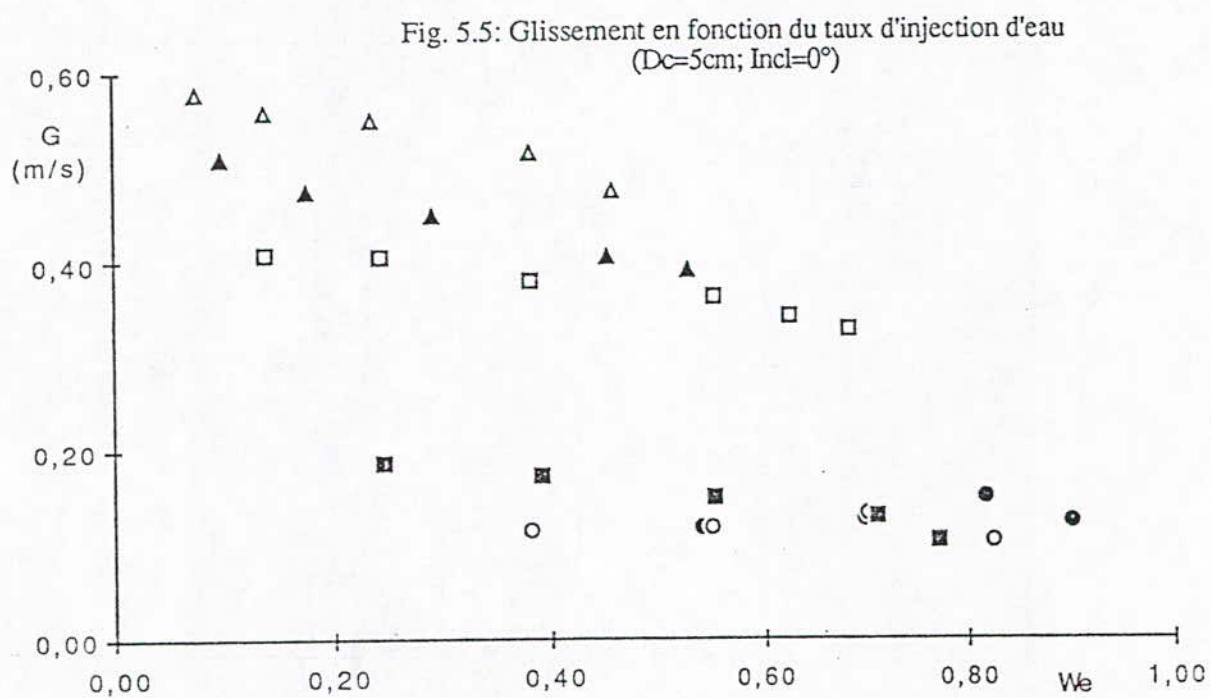
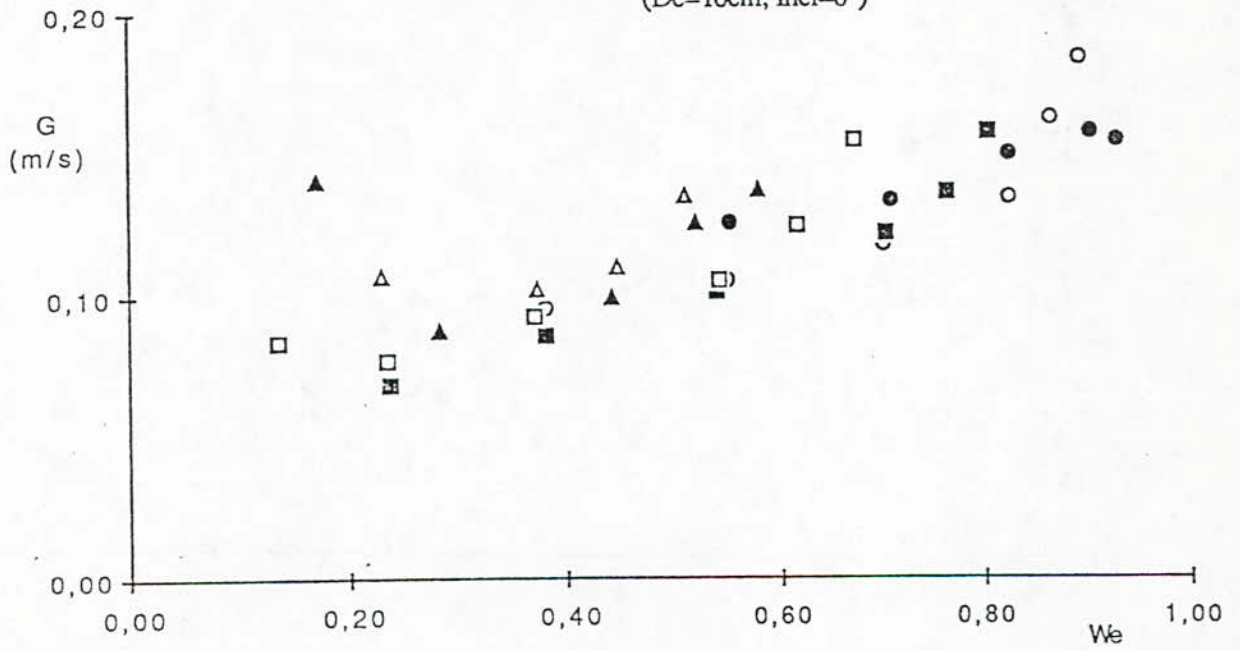
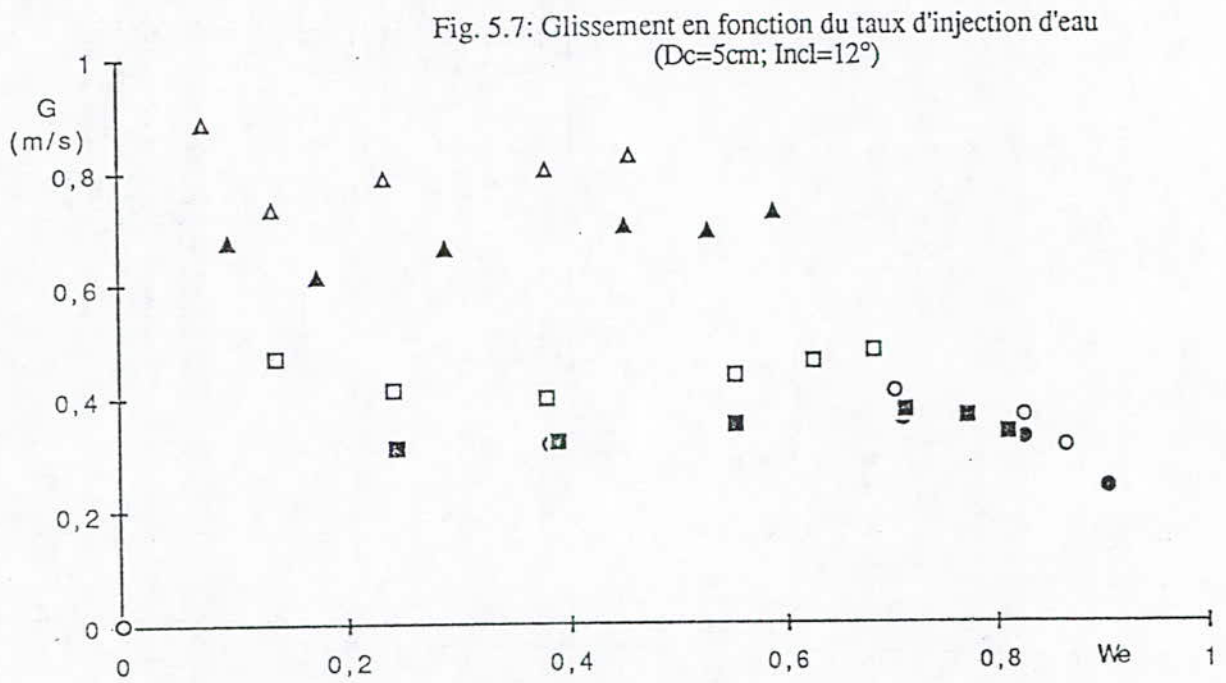
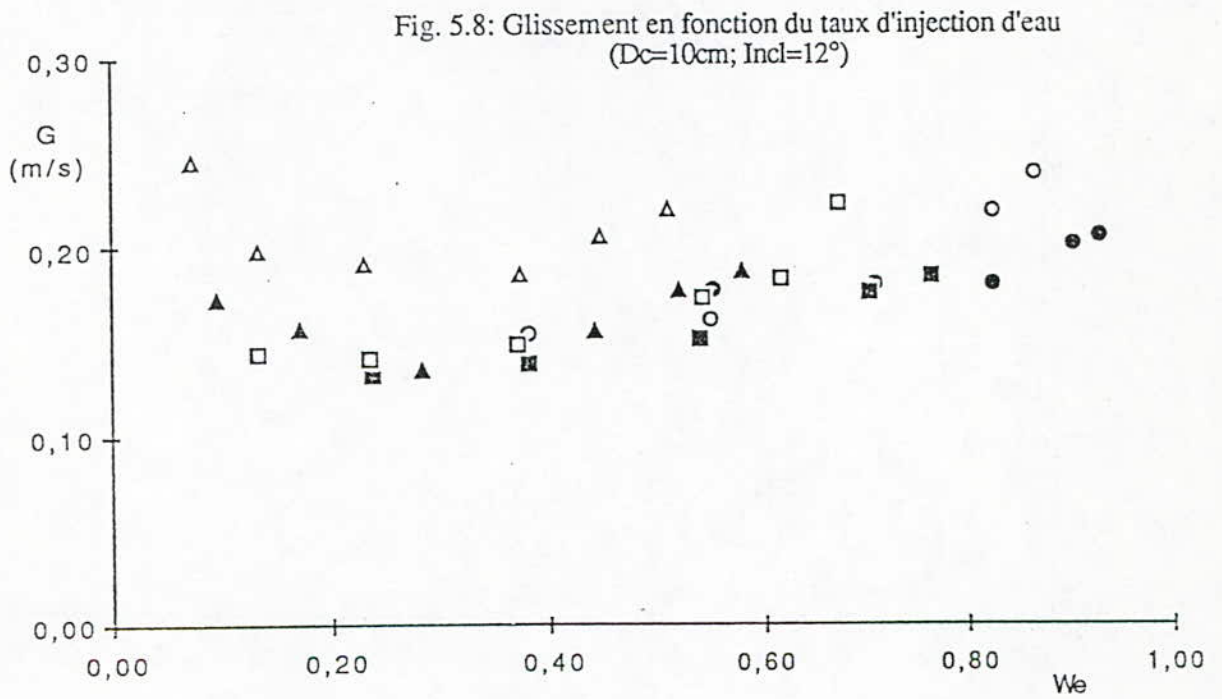
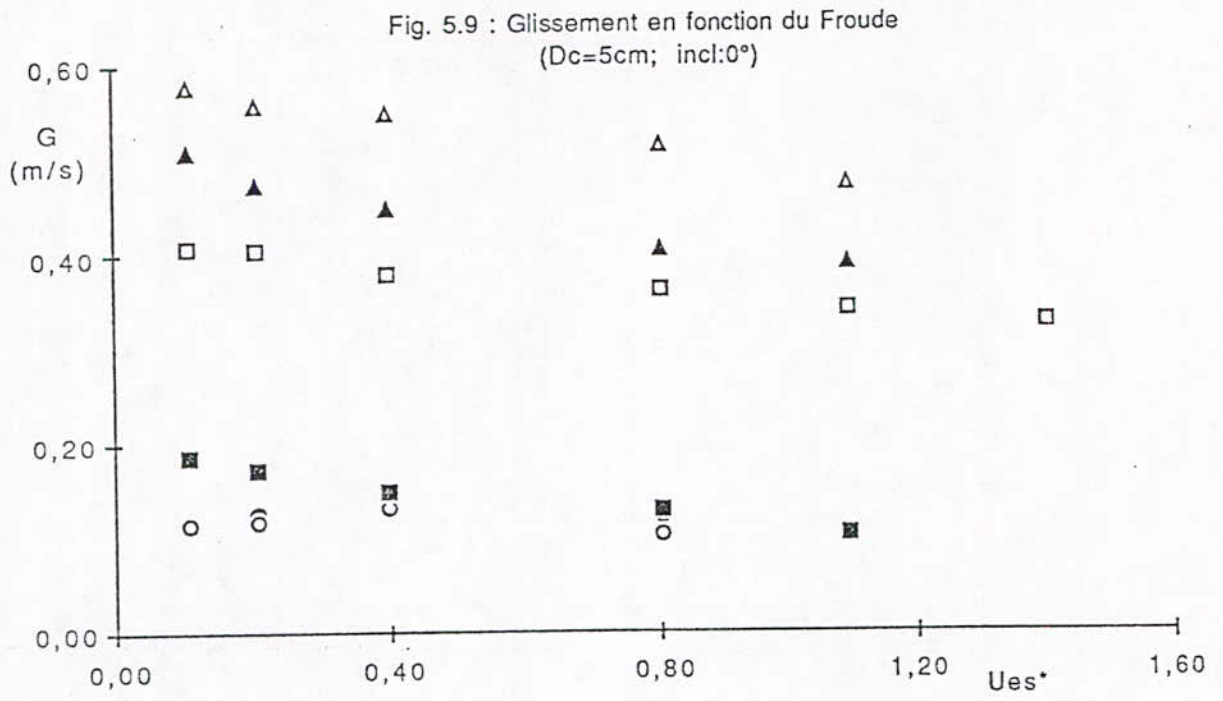


Fig. 5.6: Glissement en fonction du taux d'injection d'eau
($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)









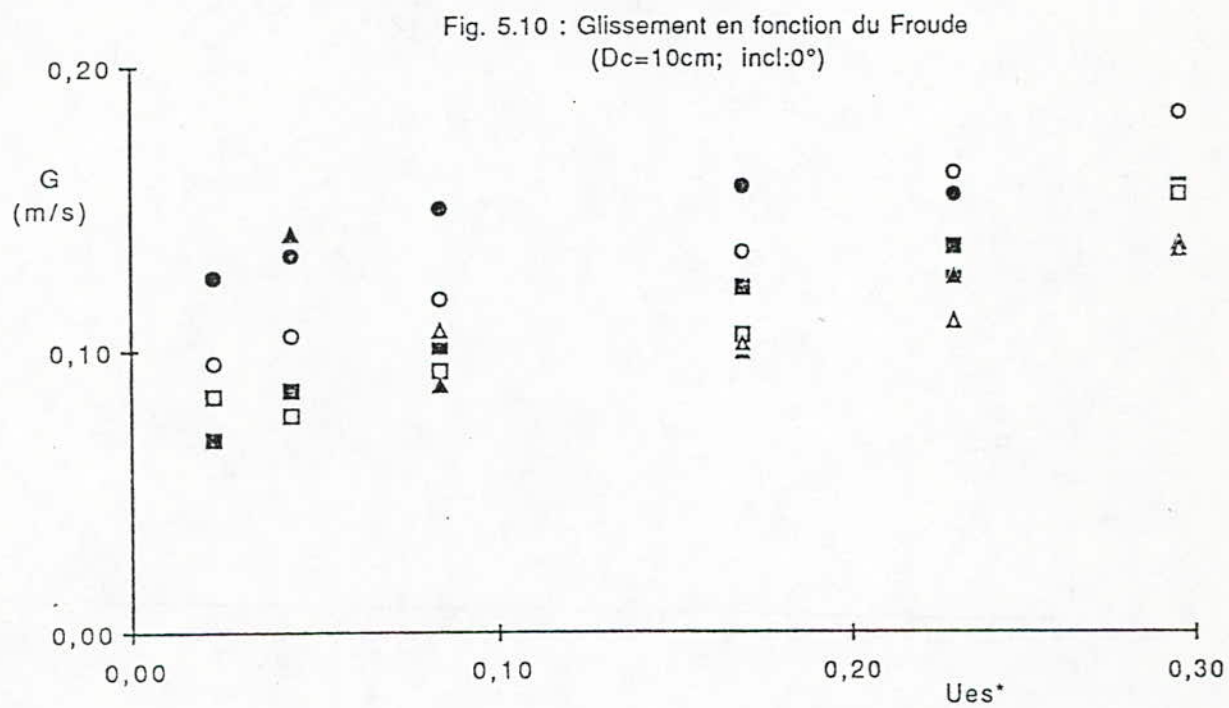


Fig. 5.11 : Glissement en fonction du Froude
($D_c=5\text{cm}$; $\text{incl}:12^\circ$)

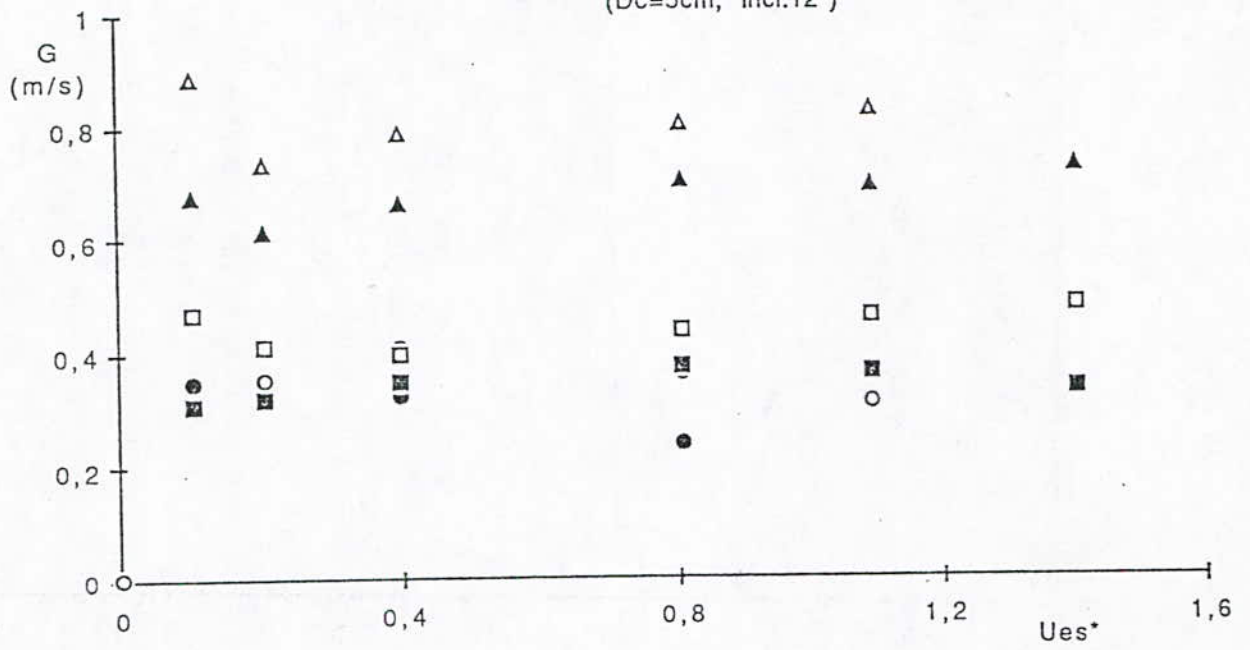
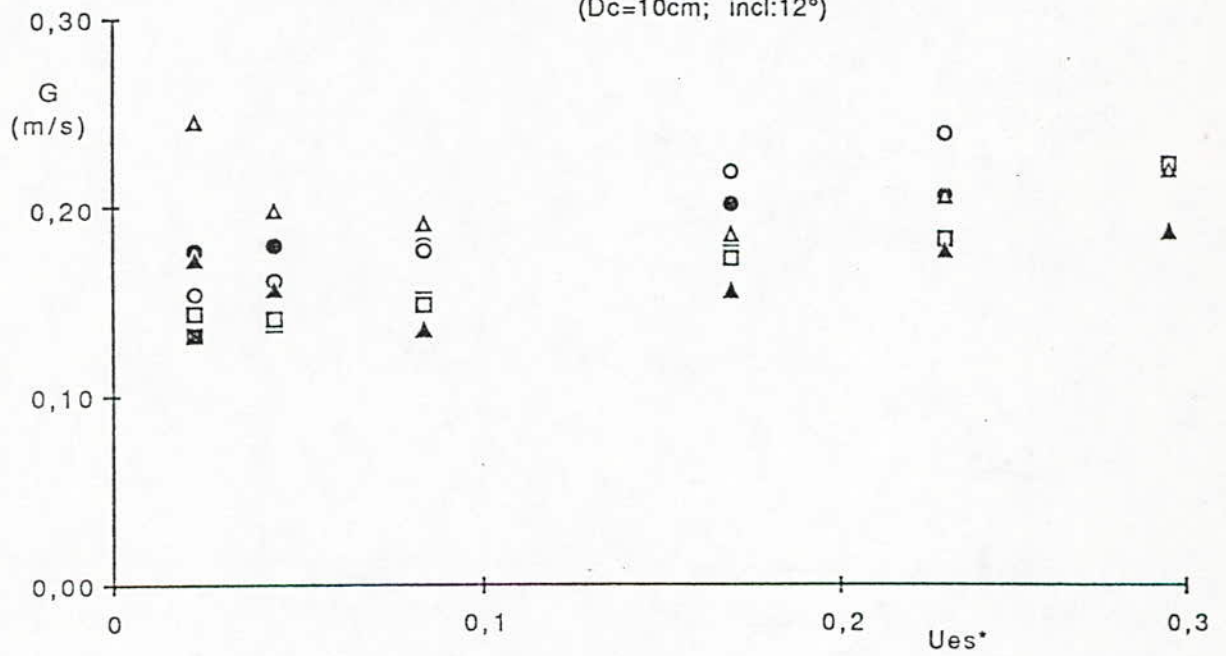
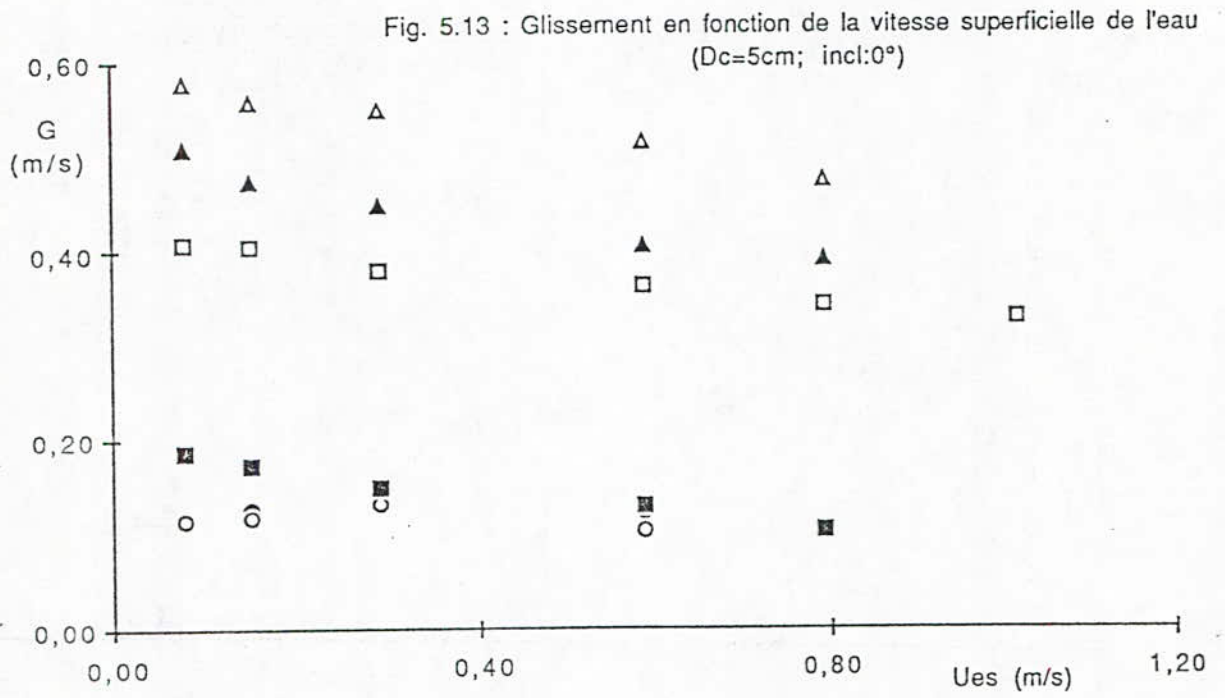
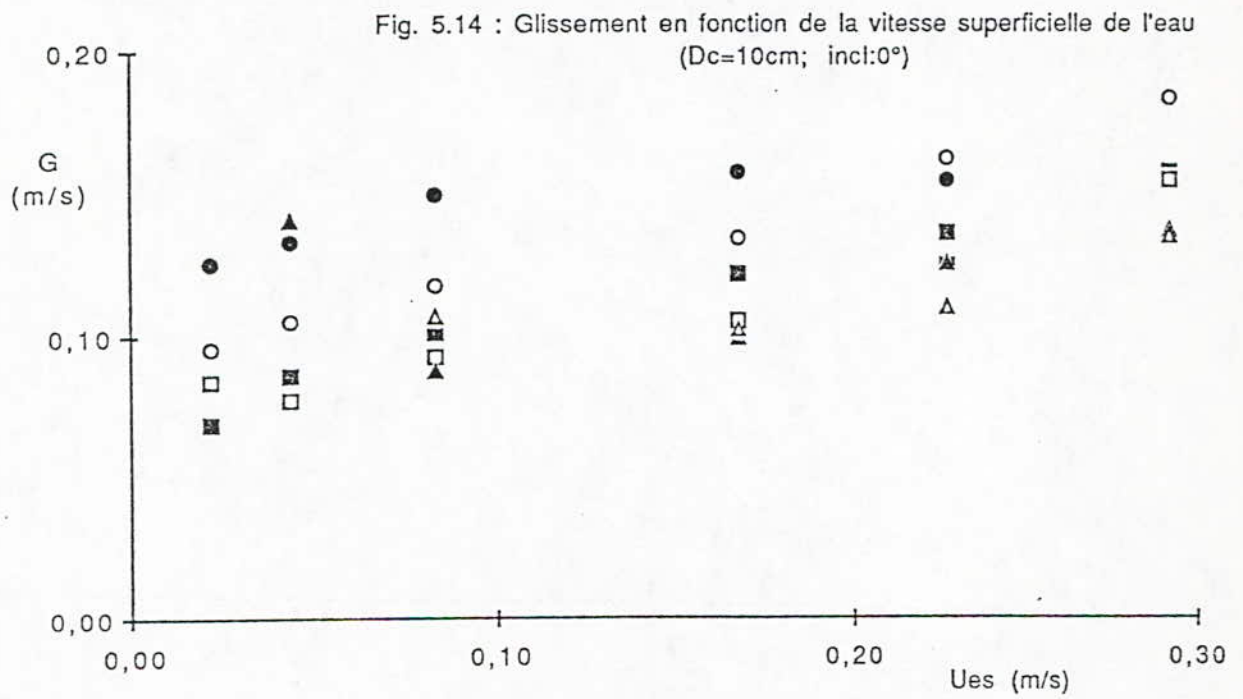
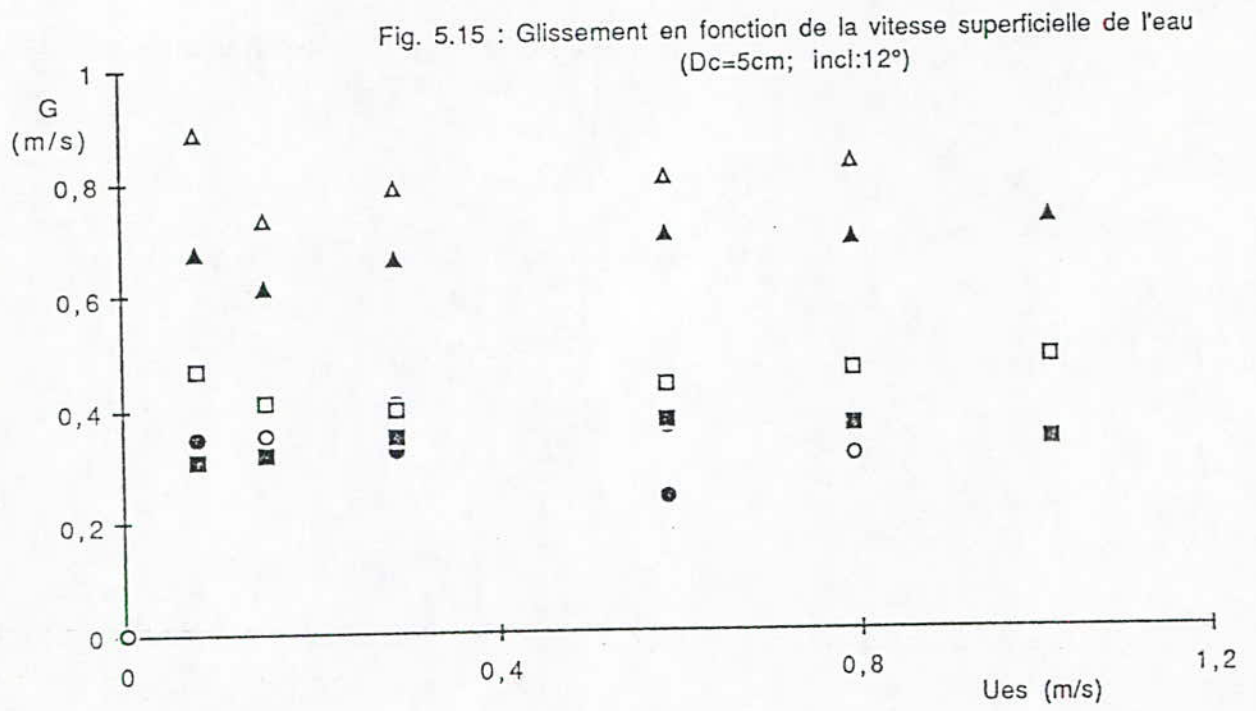


Fig. 5.12 : Glissement en fonction du Froude
($D_c=10\text{cm}$; $\text{incl}:12^\circ$)









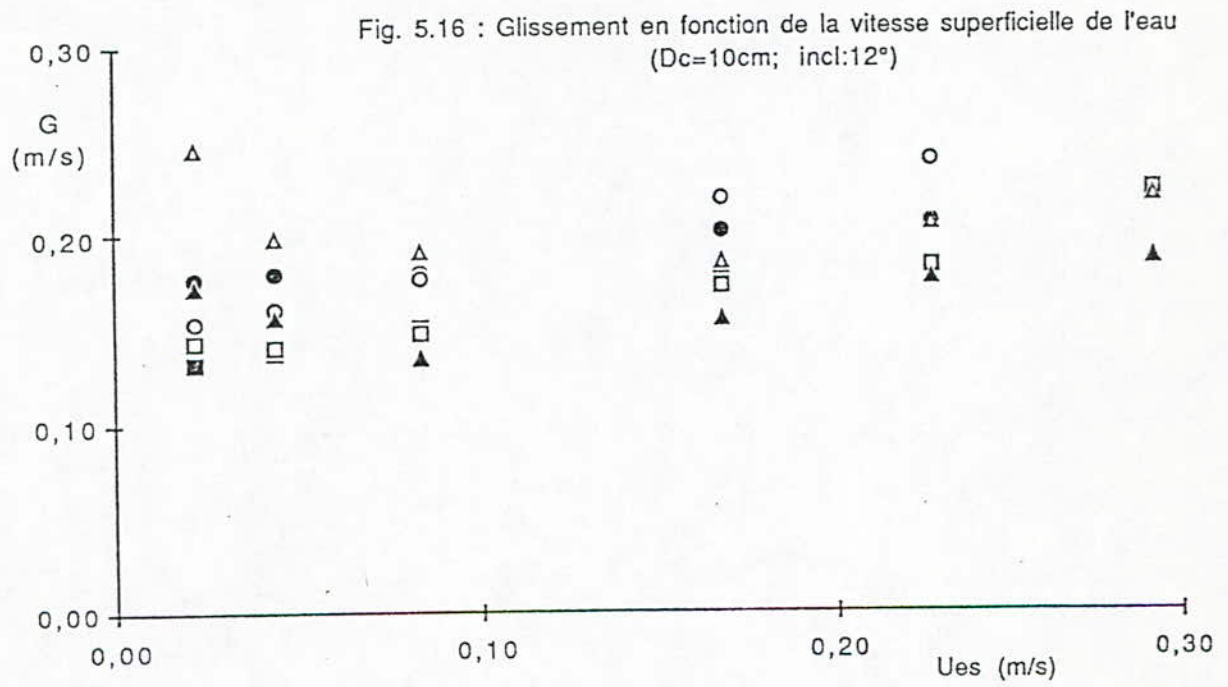
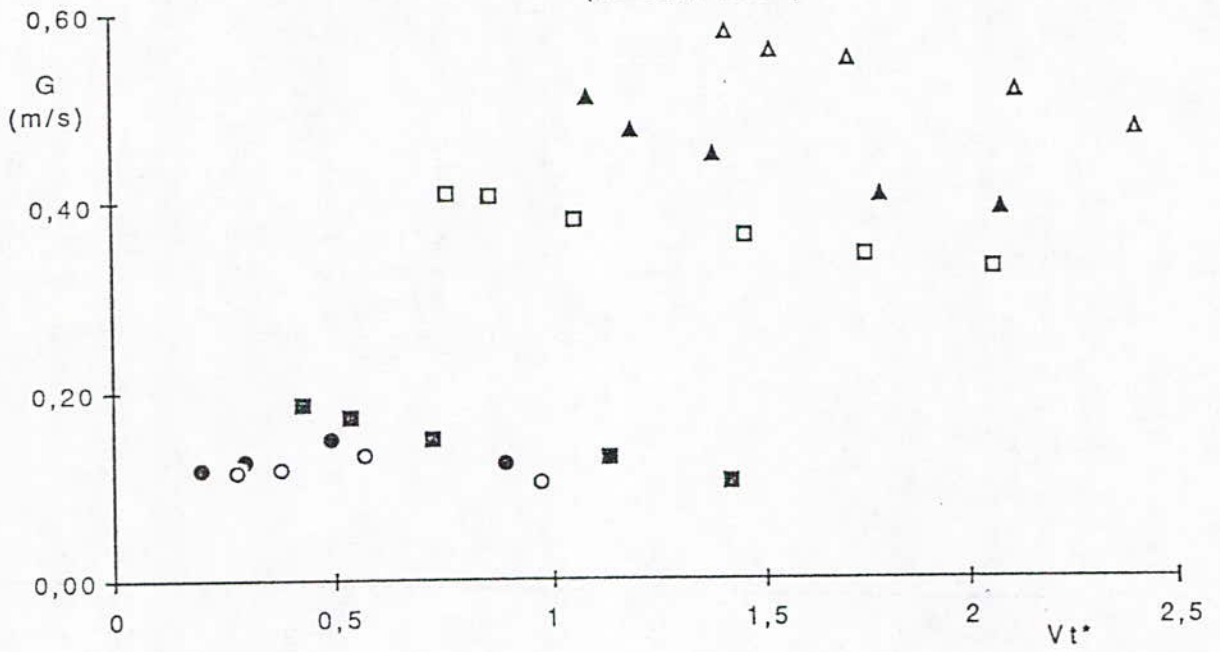


Fig. 5.17 : Glissement en fonction de Vt^*
($D_c=5\text{cm}$; $\text{incl}:0^\circ$)



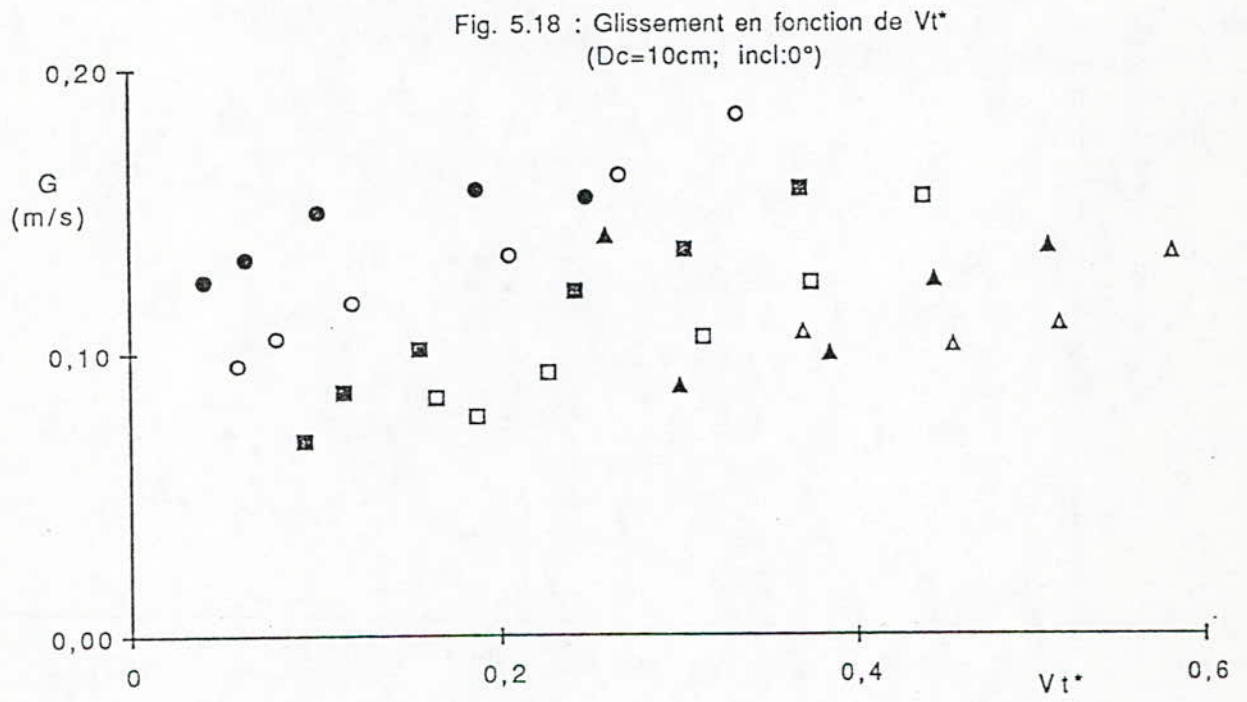
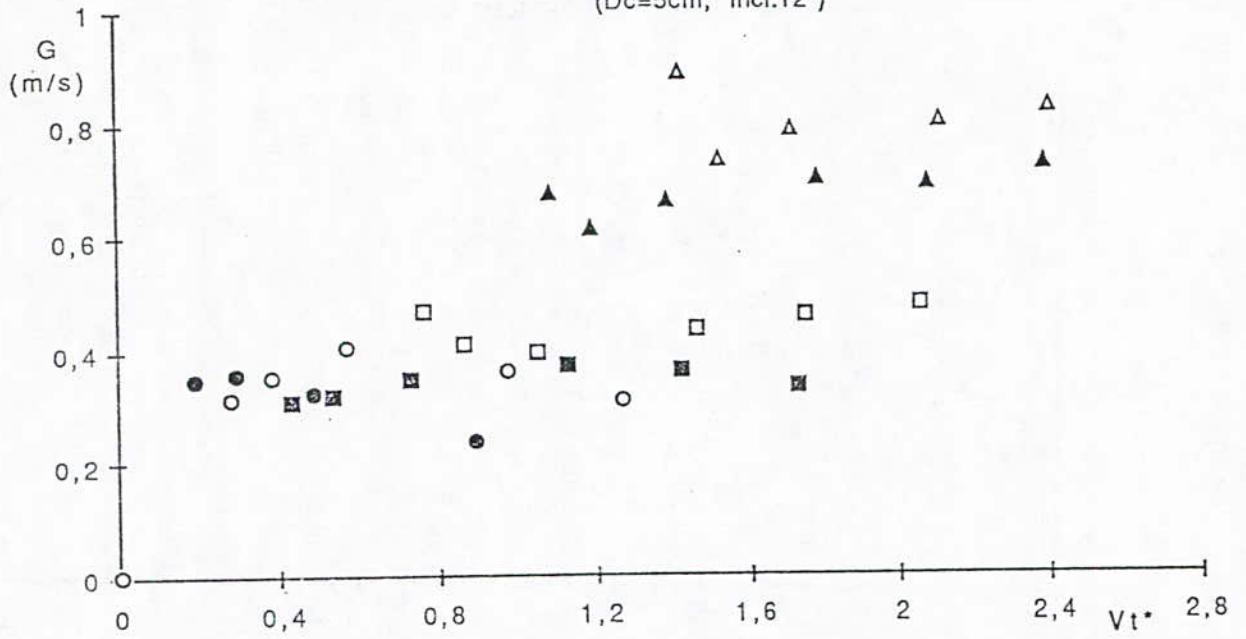


Fig. 5.19 : Glissement en fonction de V_t^*
($D_c=5\text{cm}$; $\text{incl}:12^\circ$)



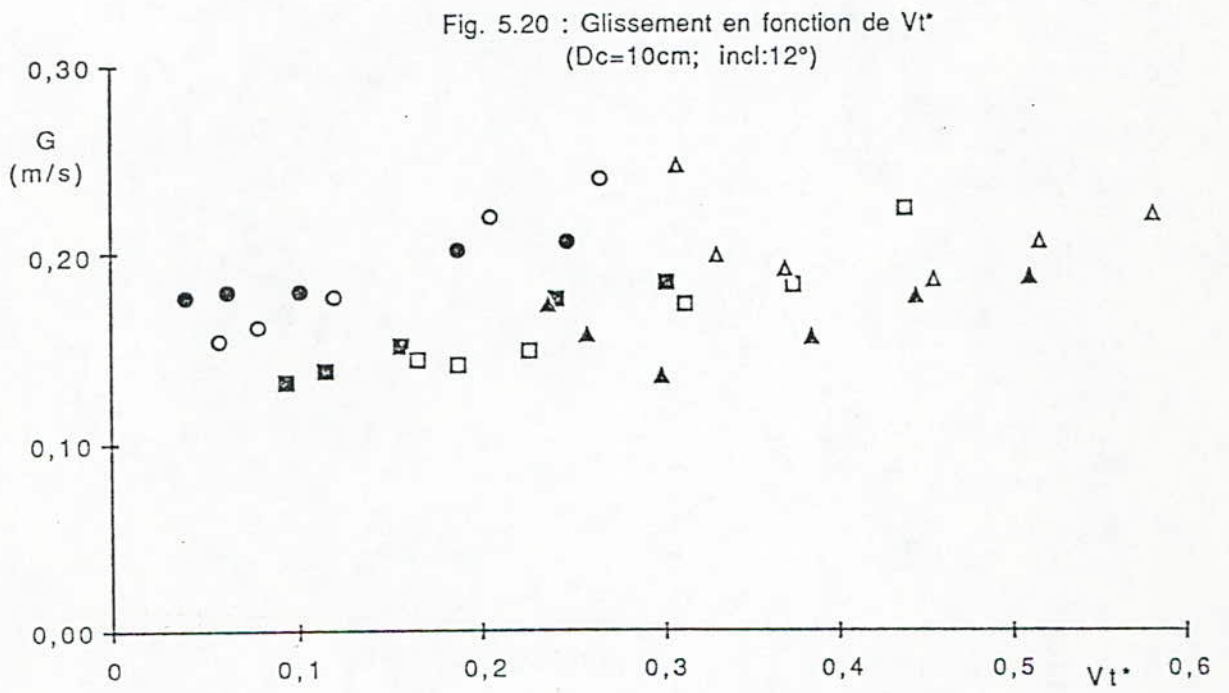


Fig. 5.21: Débit total en fonction du taux de présence d'huile
($D_c=5\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)

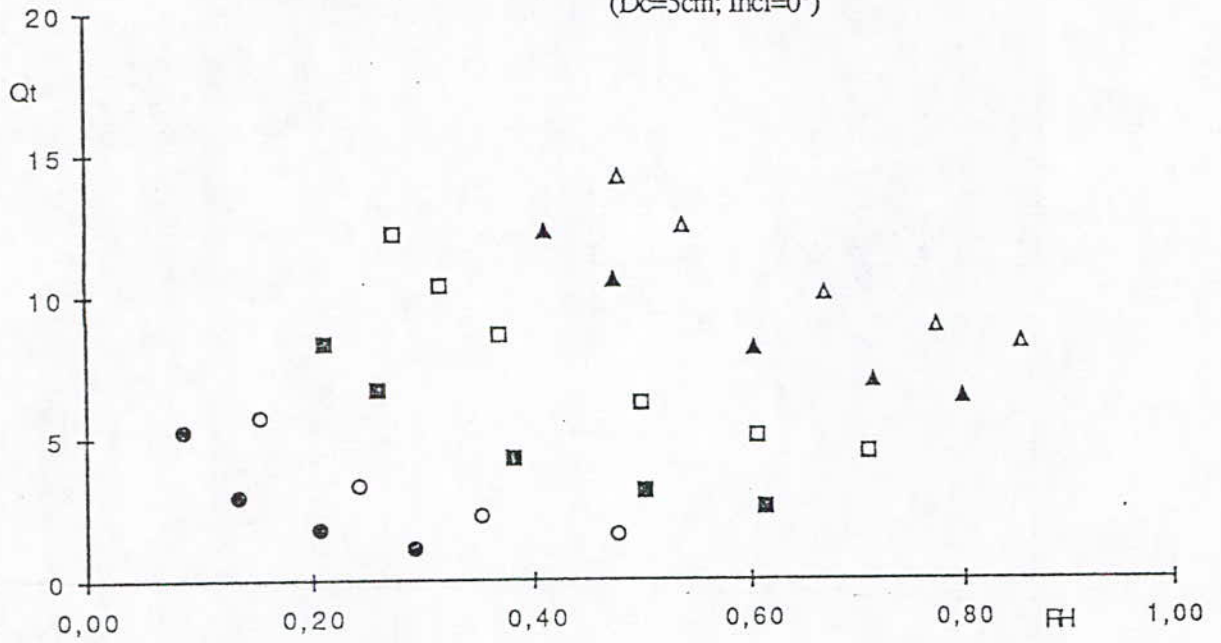
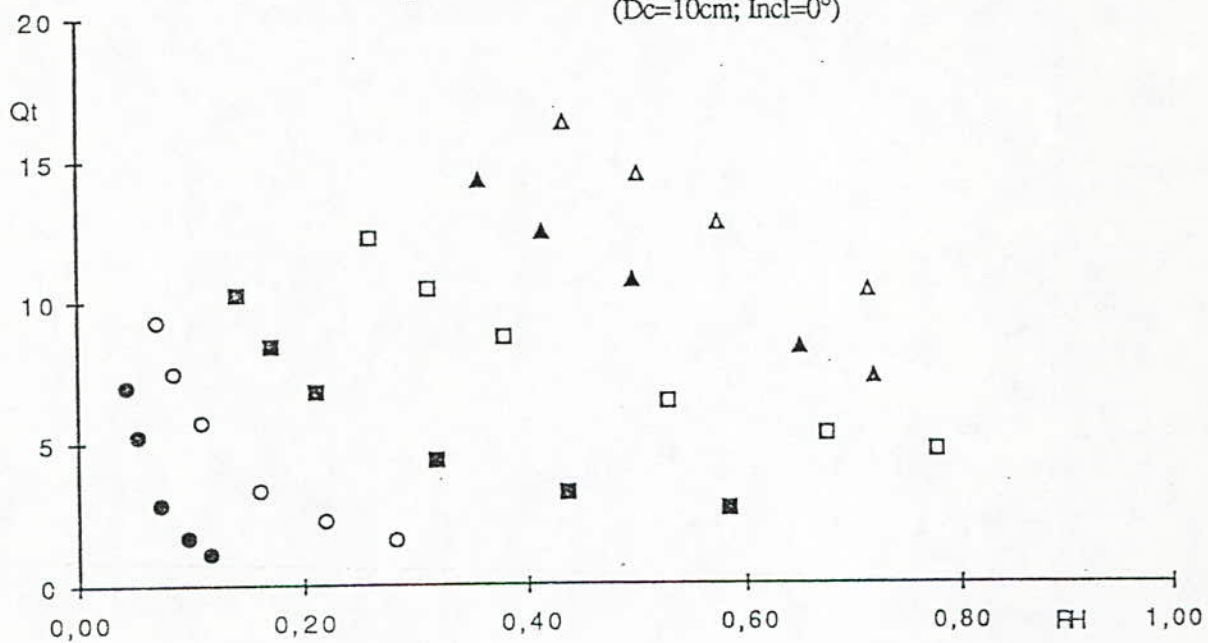
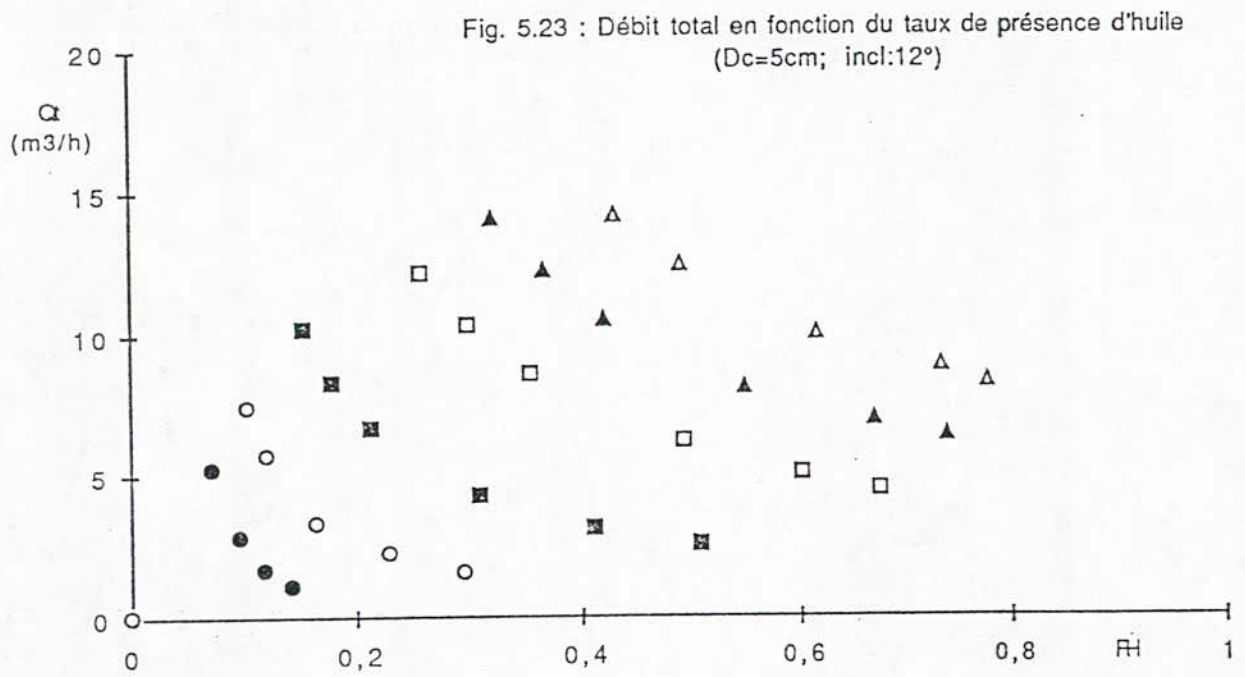


Fig. 5.22: Débit total en fonction du taux de présence d'huile
($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)





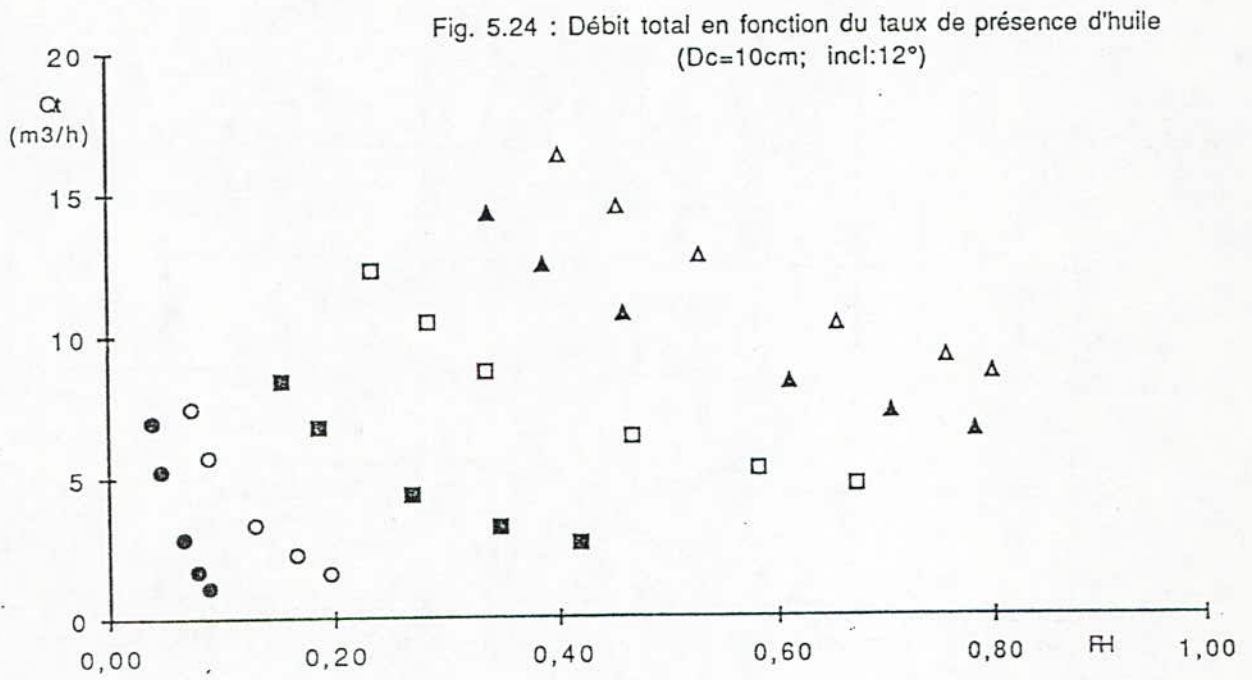


Fig. 5.25: Taux d'injection d'eau en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=5\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)

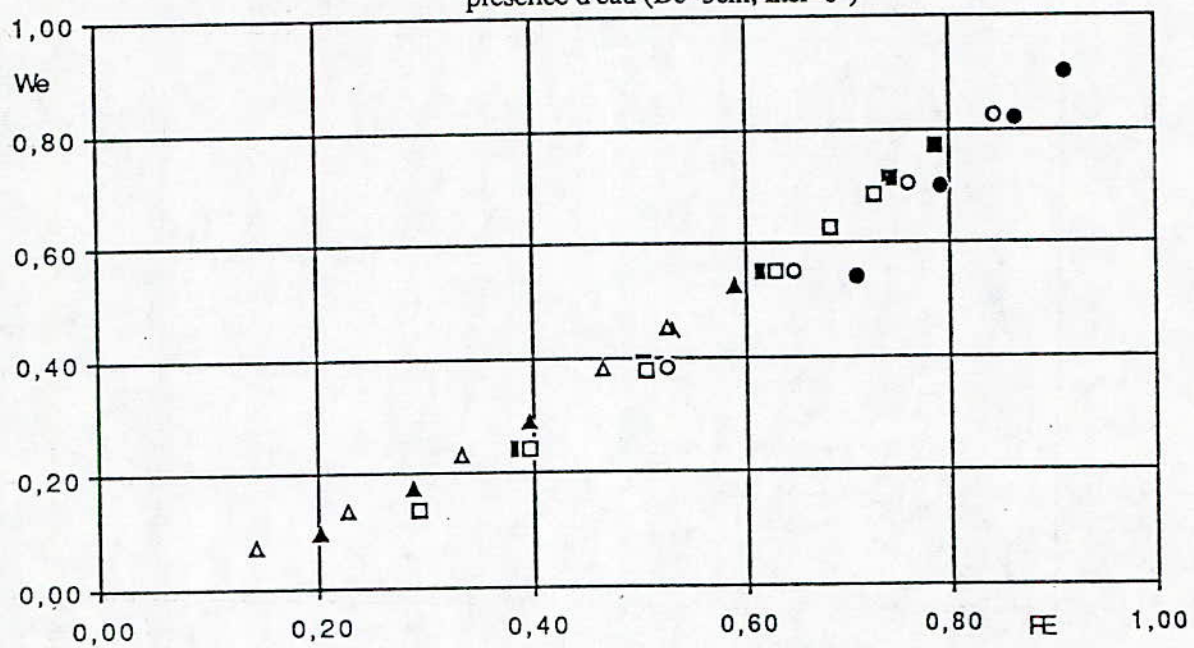


Fig. 5.26: Taux d'injection d'eau en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)

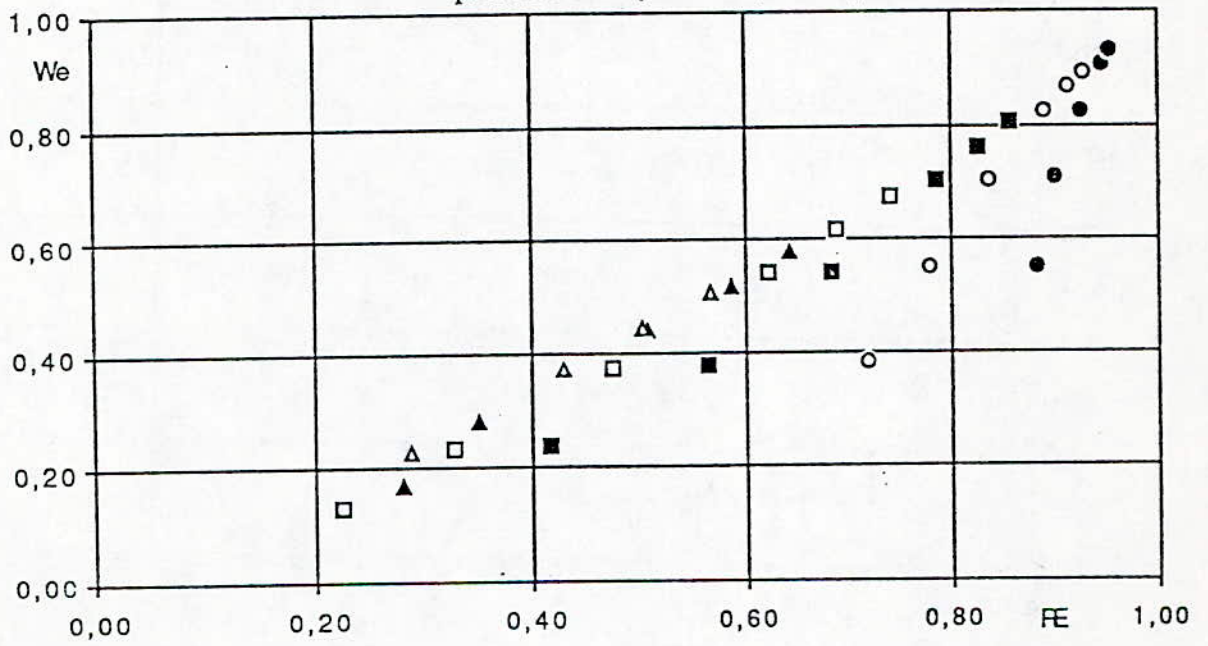


Fig. 5.27: Taux d'injection d'eau en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=5\text{cm}$; $\text{Incl}=12^\circ$)

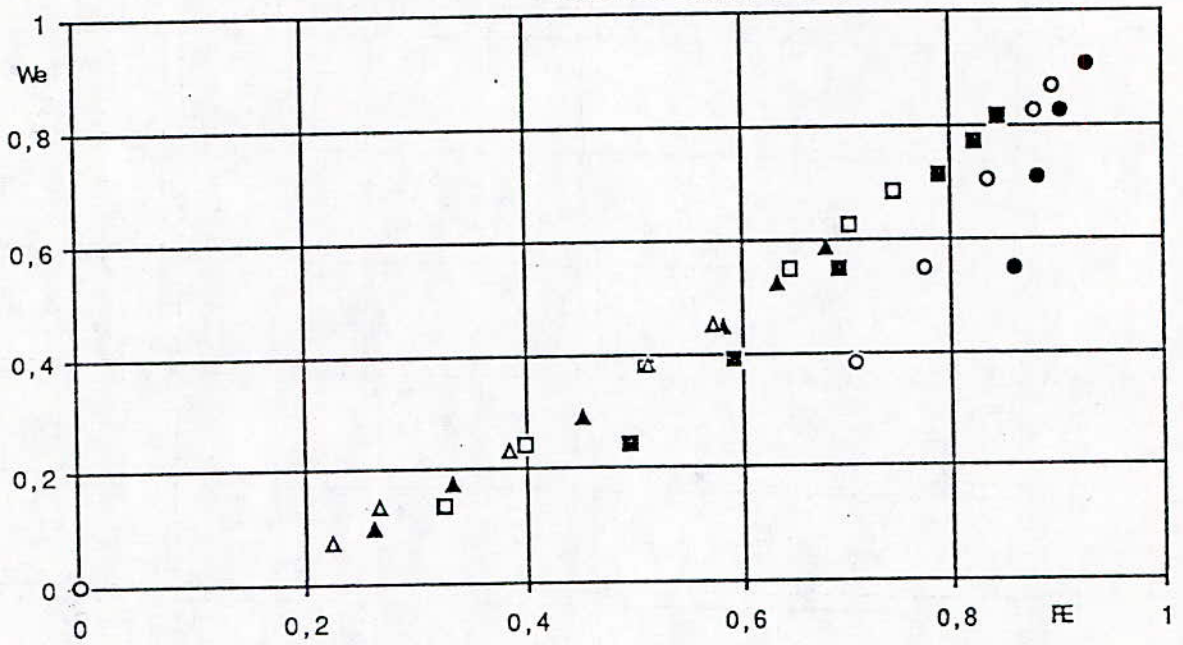


Fig. 5.28: Taux d'injection d'eau en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=12^\circ$)

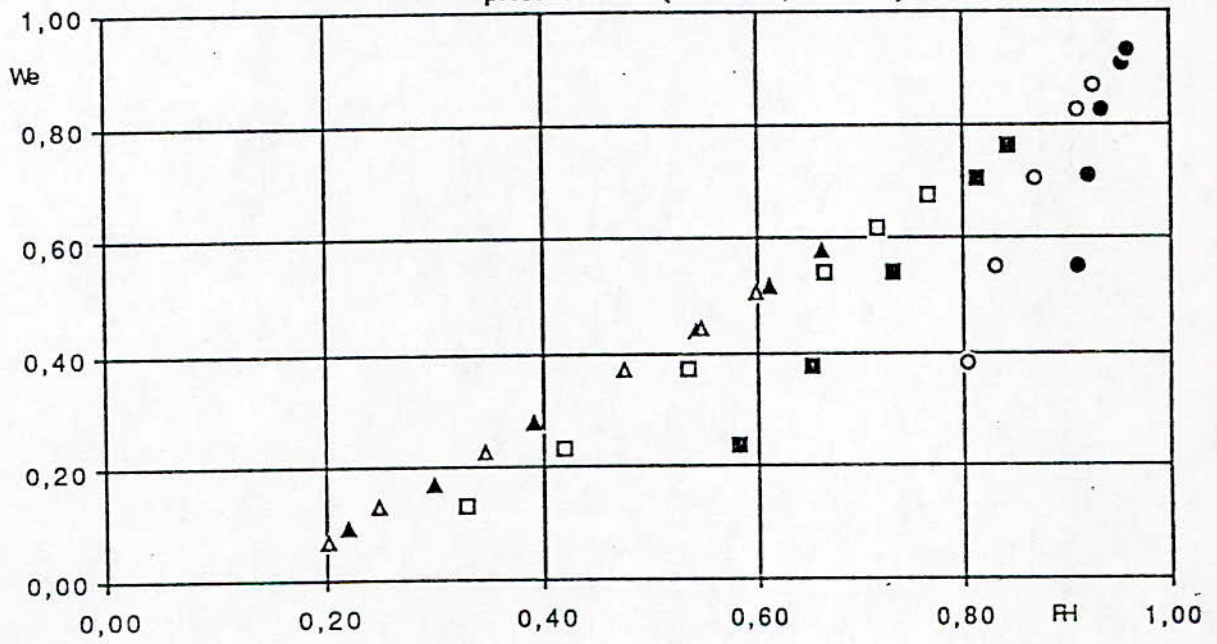


Fig. 5.29: Vitesses superficielles de l'eau en fonction du taux de présence d'eau
($D_c=5\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)

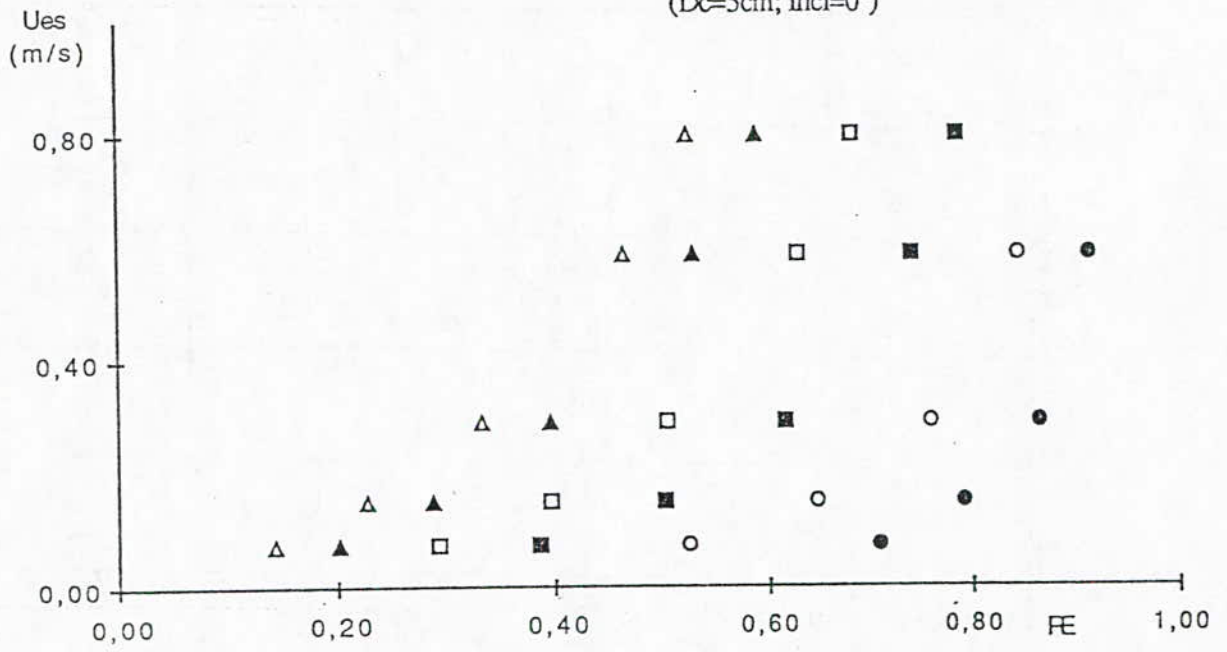


Fig. 5.30: Vitesses superficielles de l'eau en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)

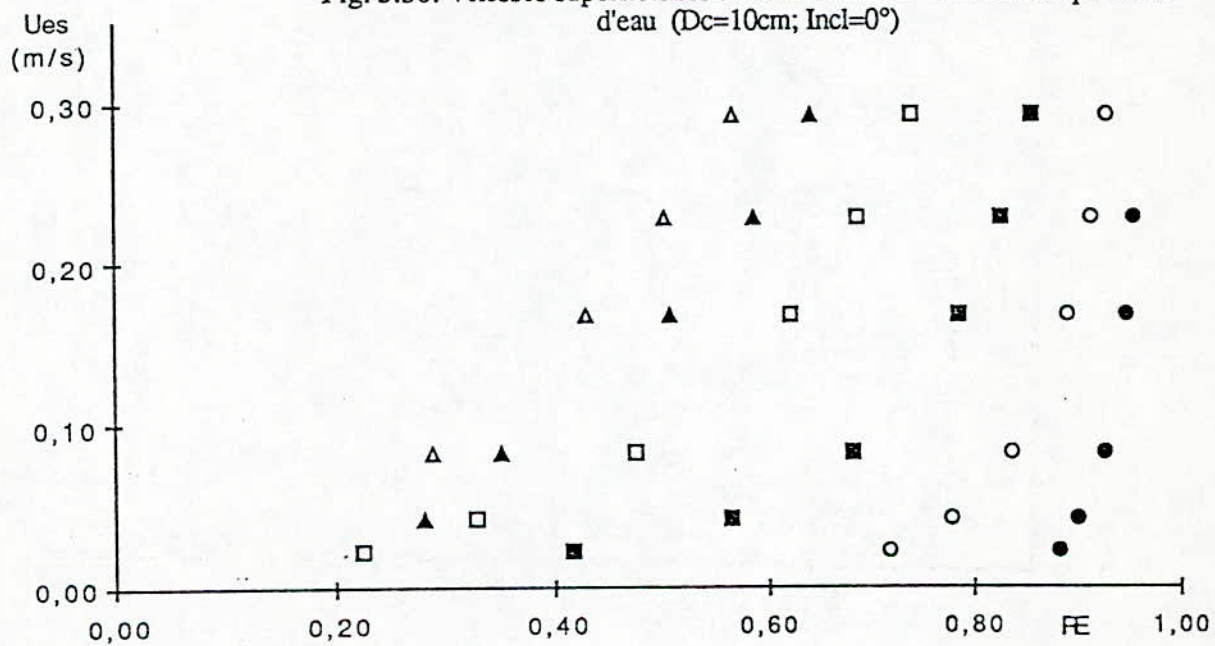


Fig. 5.31 : Vitesse superficielle de l'eau en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=5\text{cm}$; $\text{incl}:12^\circ$)

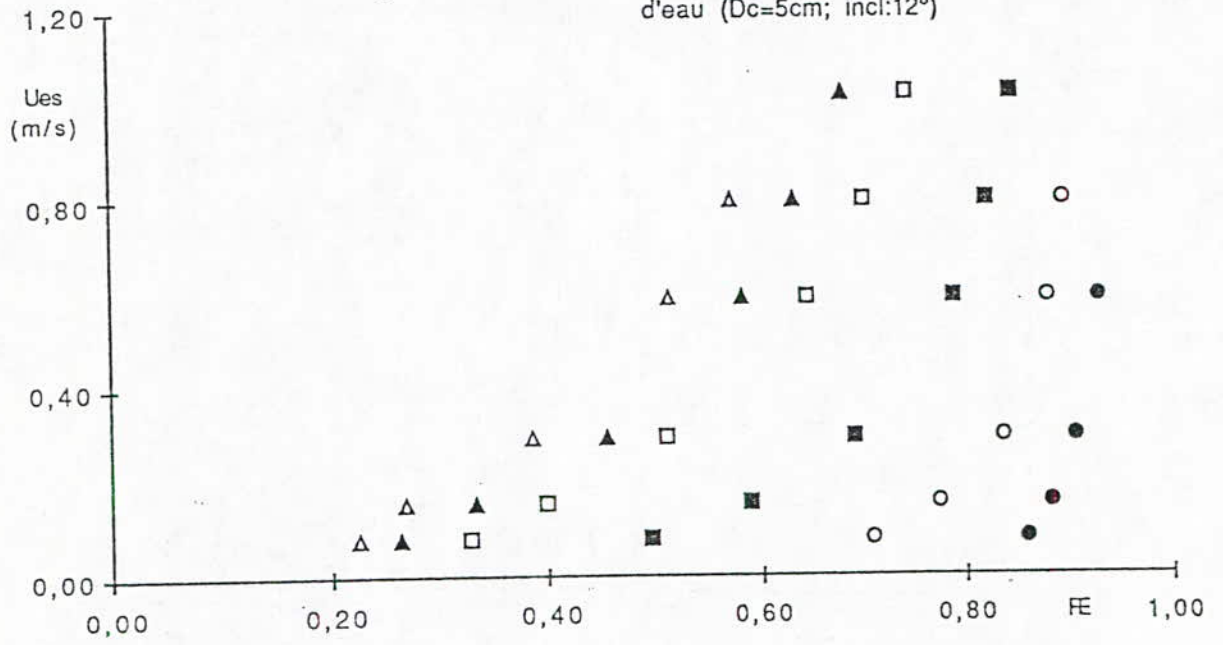


Fig. 5.32 : Vitesse superficielle de l'eau en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; incl:12°)

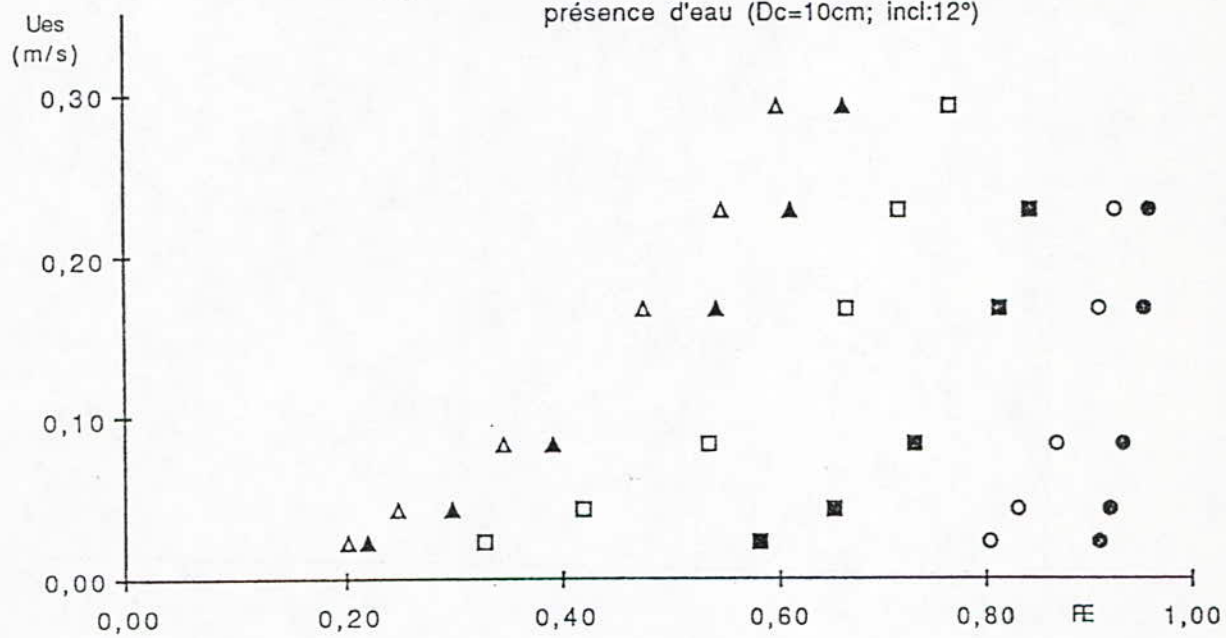
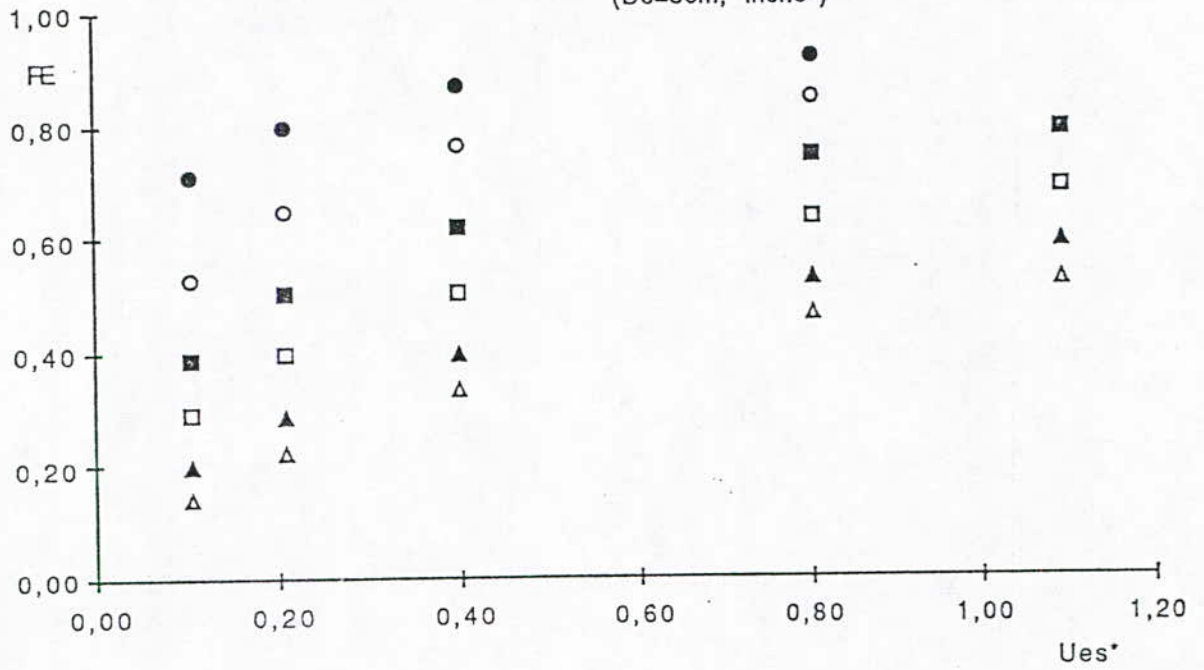


Fig. 5.33 : Taux de présence d'eau en fonction du Froude
($D_c=5\text{cm}$; $\text{incl}:0^\circ$)



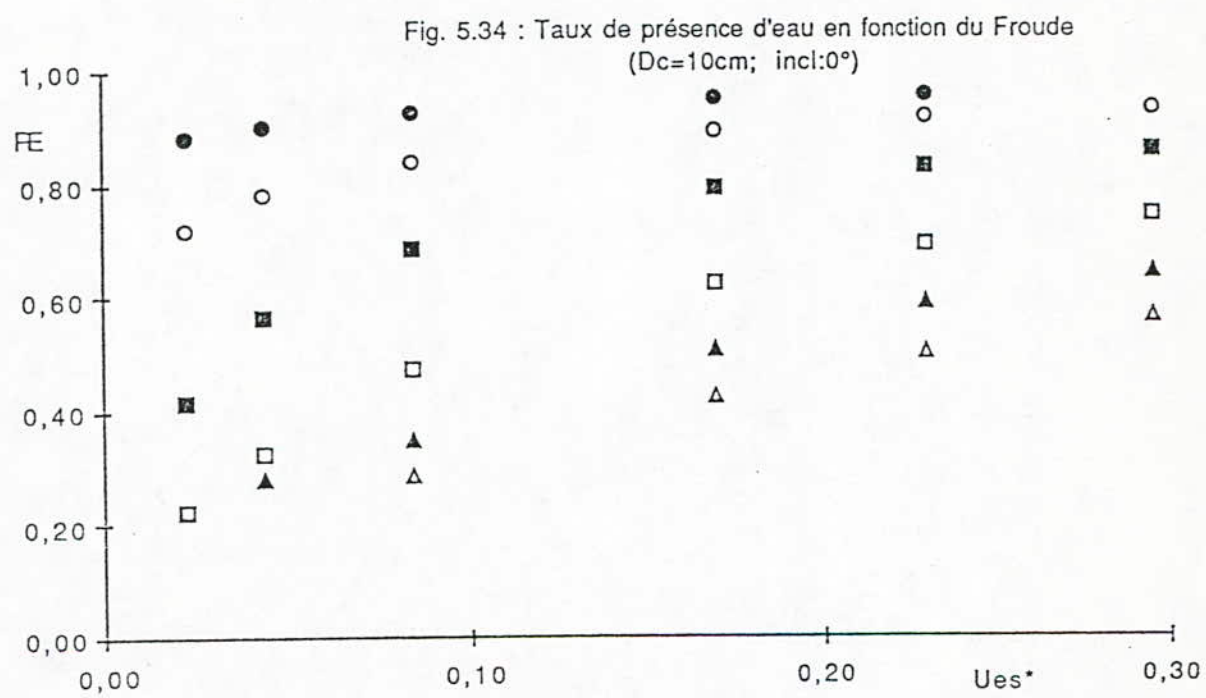


Fig. 5.35 : Taux de présence d'eau en fonction du Froude
($D_c=5\text{cm}$; $\text{incl}:12^\circ$)

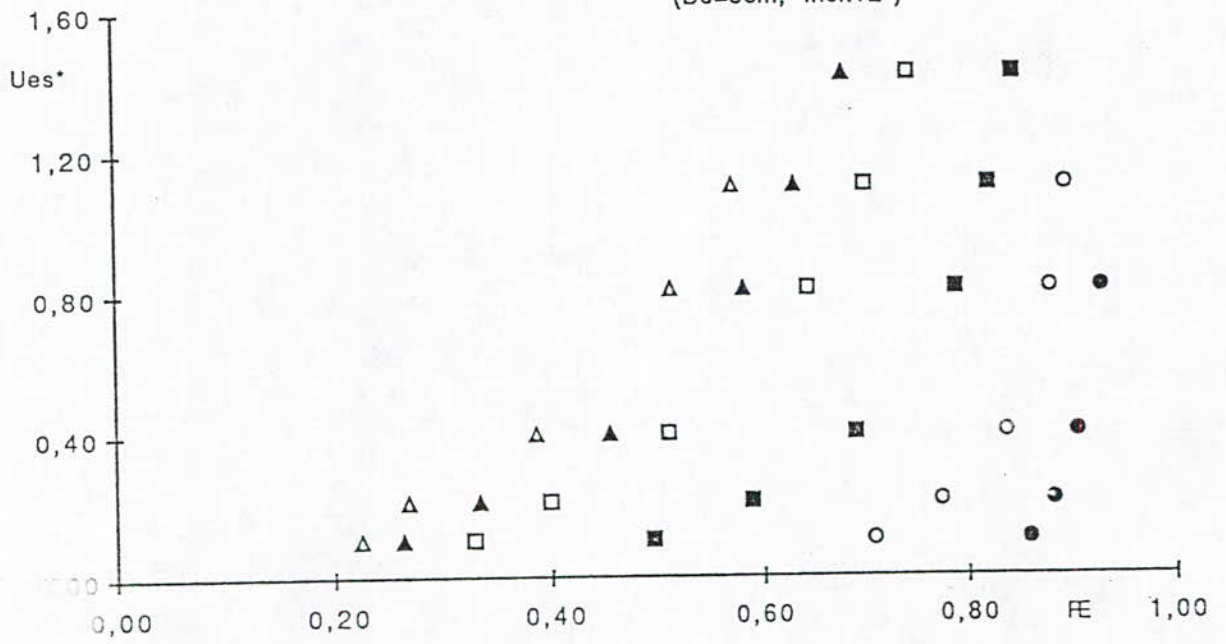
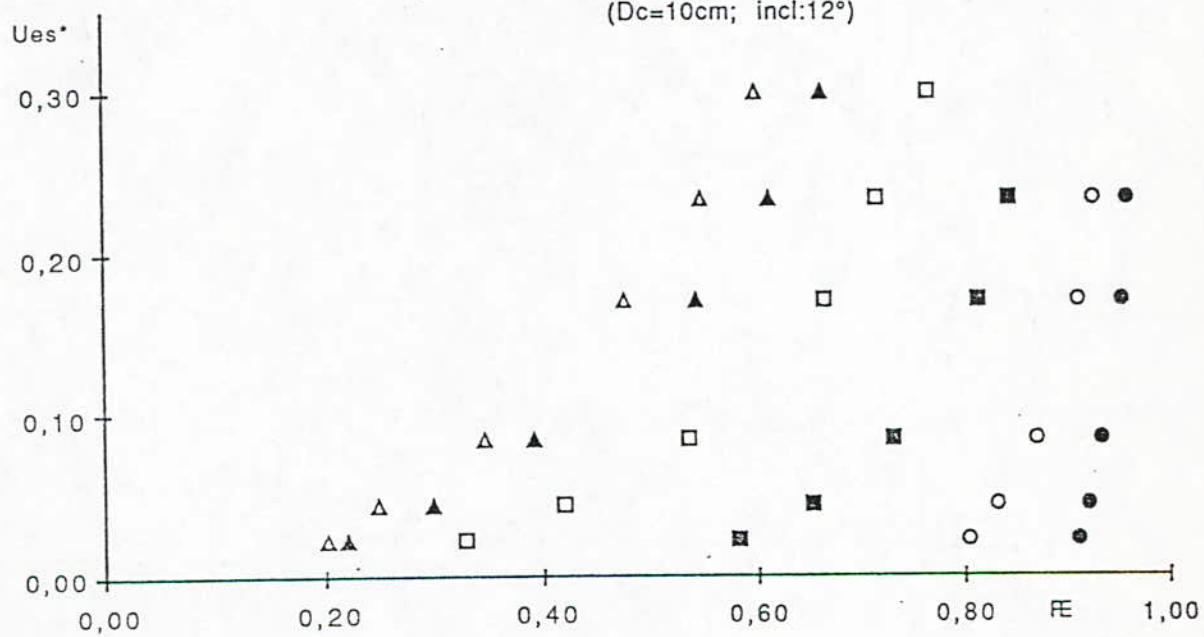
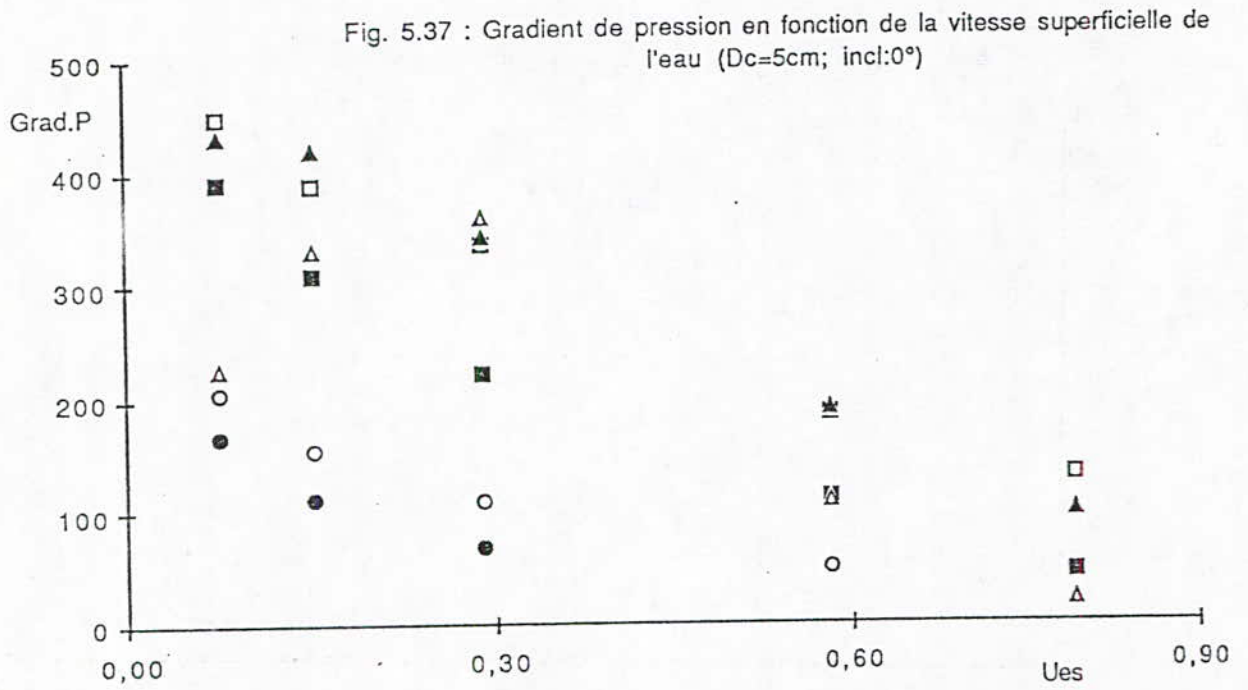
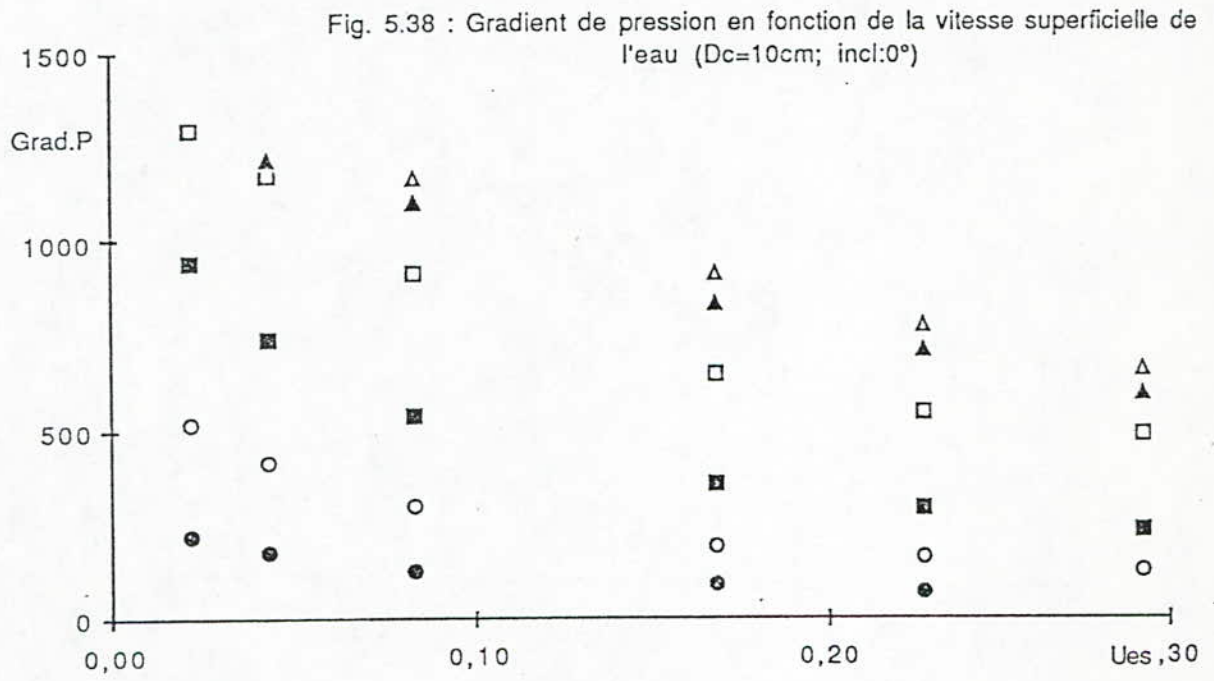


Fig. 5.36 : Taux de présence d'eau en fonction du Froude
($D_c=10\text{cm}$; incl: 12°)







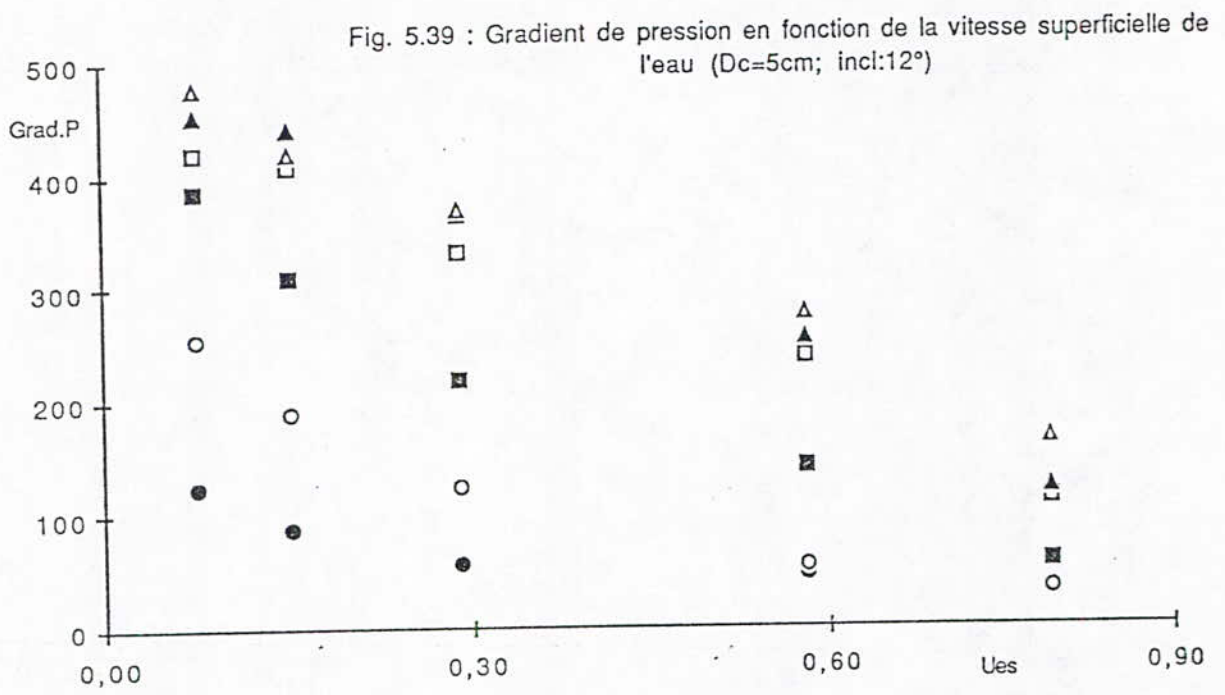
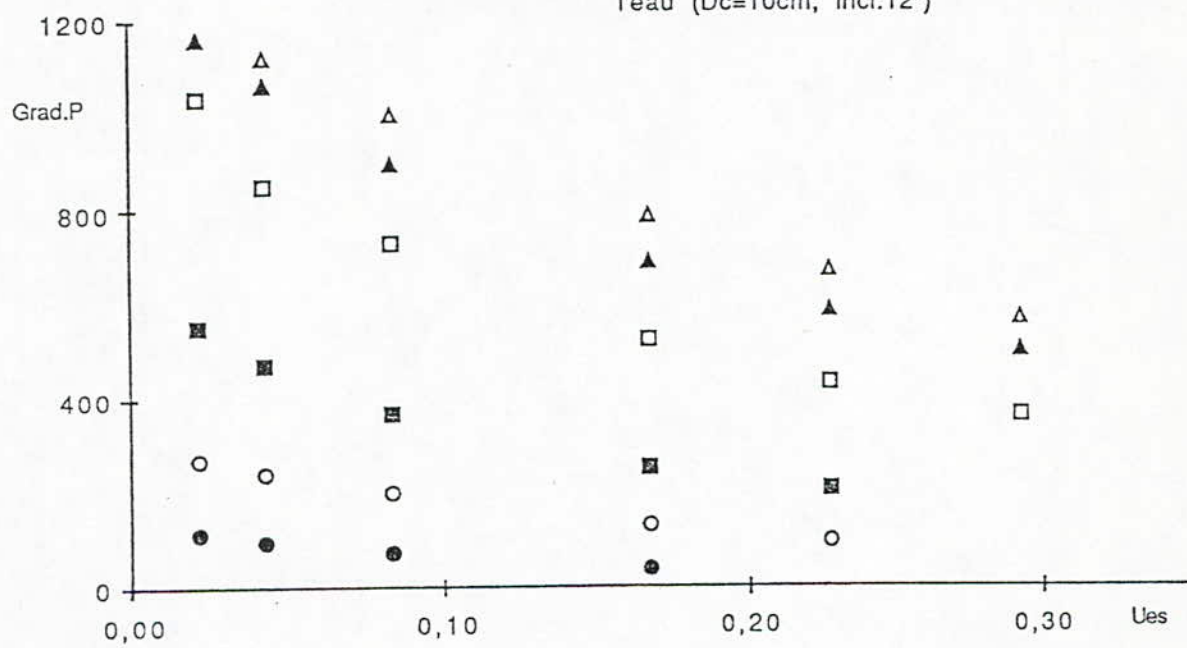
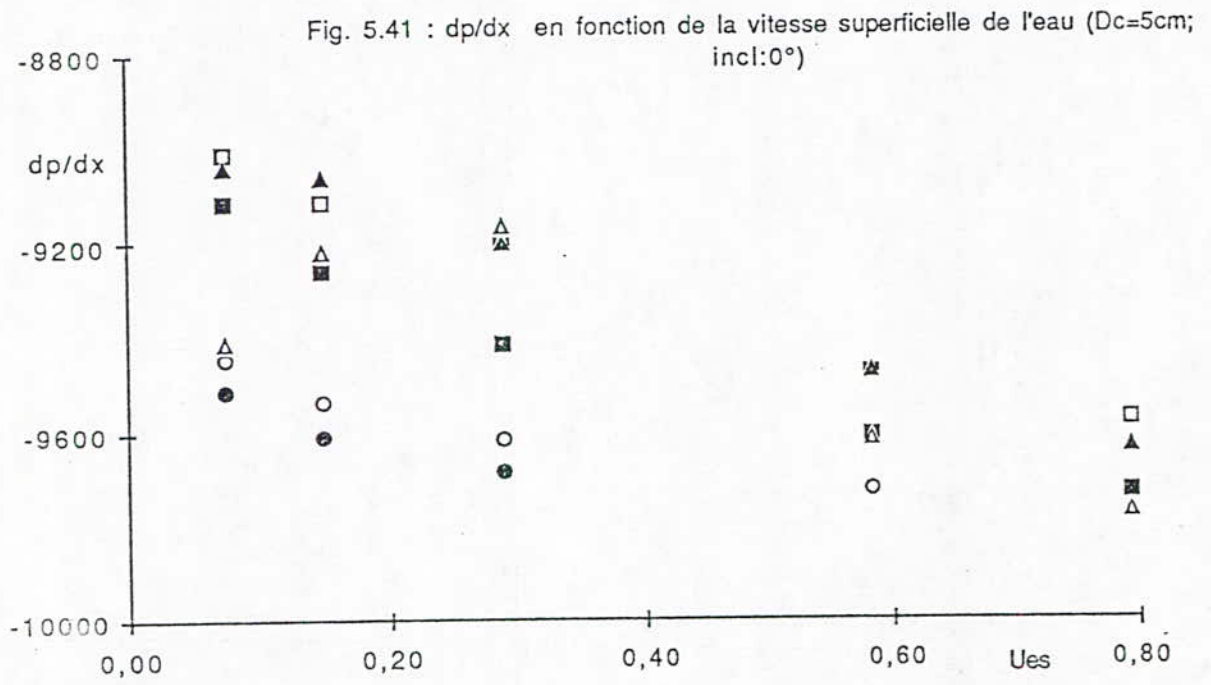


Fig. 5.40 : Gradient de pression en fonction de la vitesse superficielle de l'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{incl}:12^\circ$)





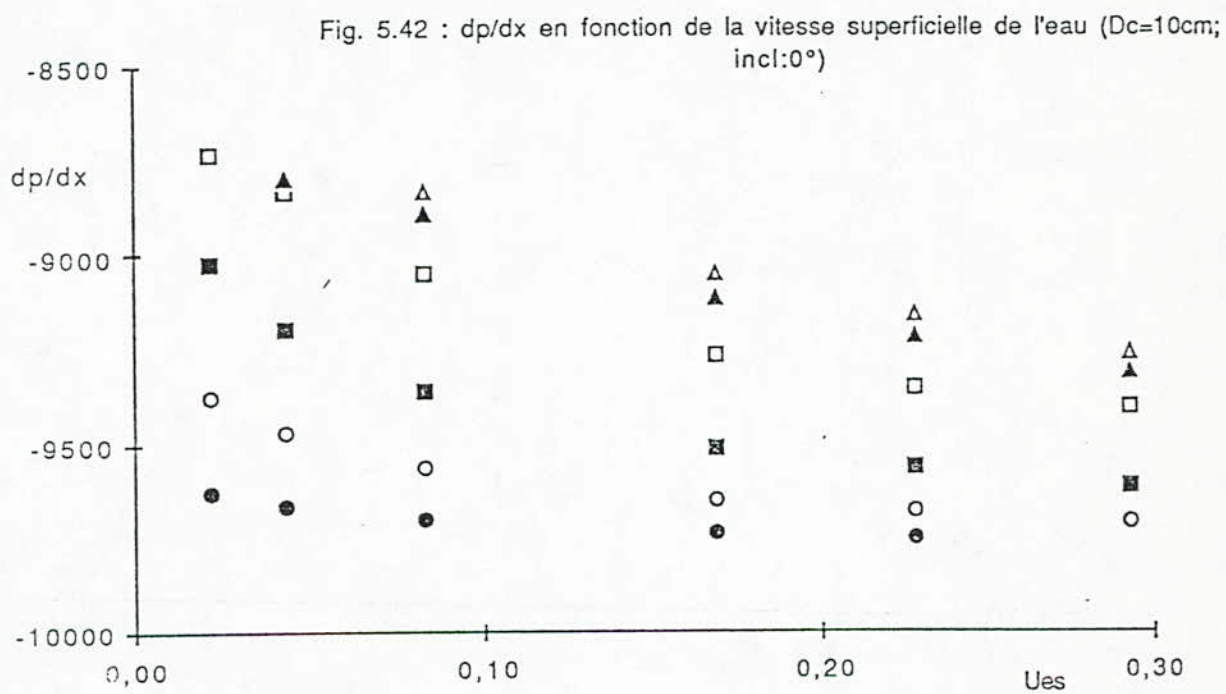
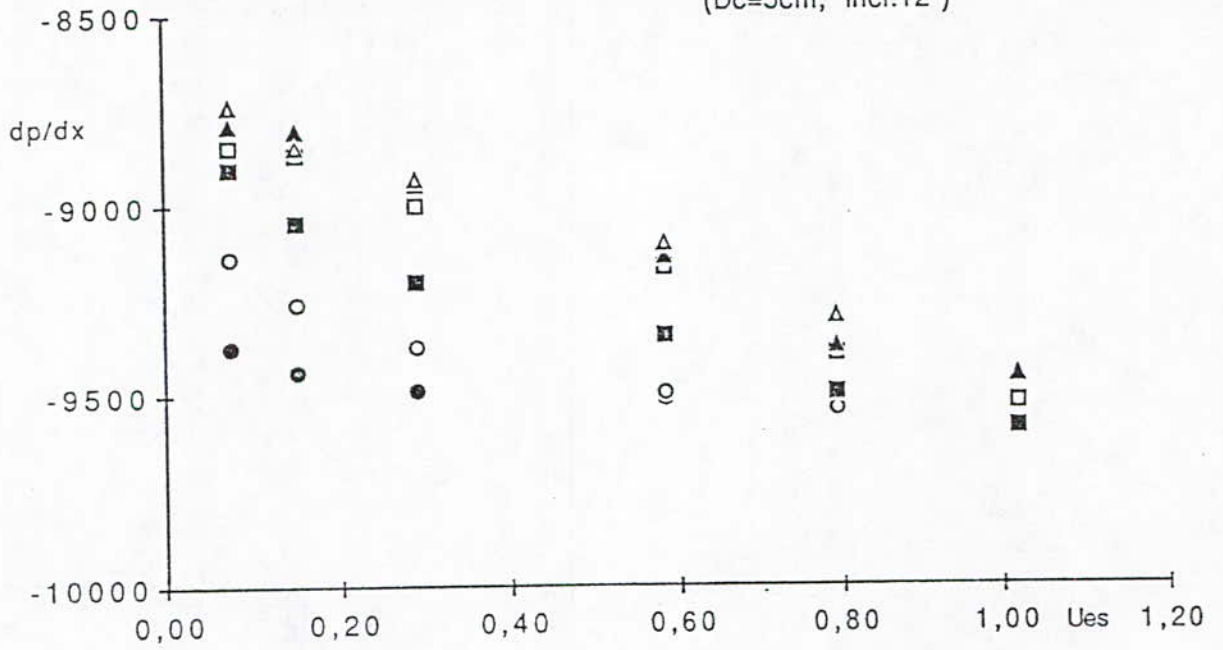


Fig. 5.43 : dp/dx en fonction de la vitesse superficielle de l'eau
($D_c=5\text{cm}$; $\text{incl}:12^\circ$)



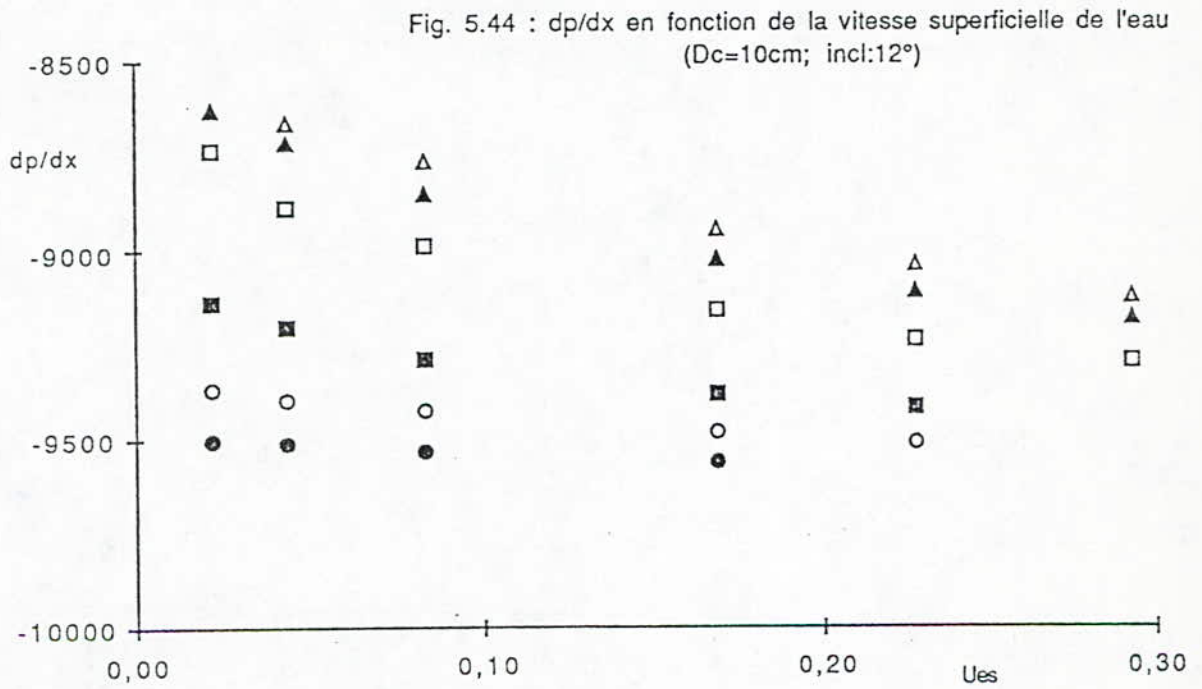


Fig. 5.45: Gradient de pression en fonction du taux de presence d'eau ($D_c=5\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)

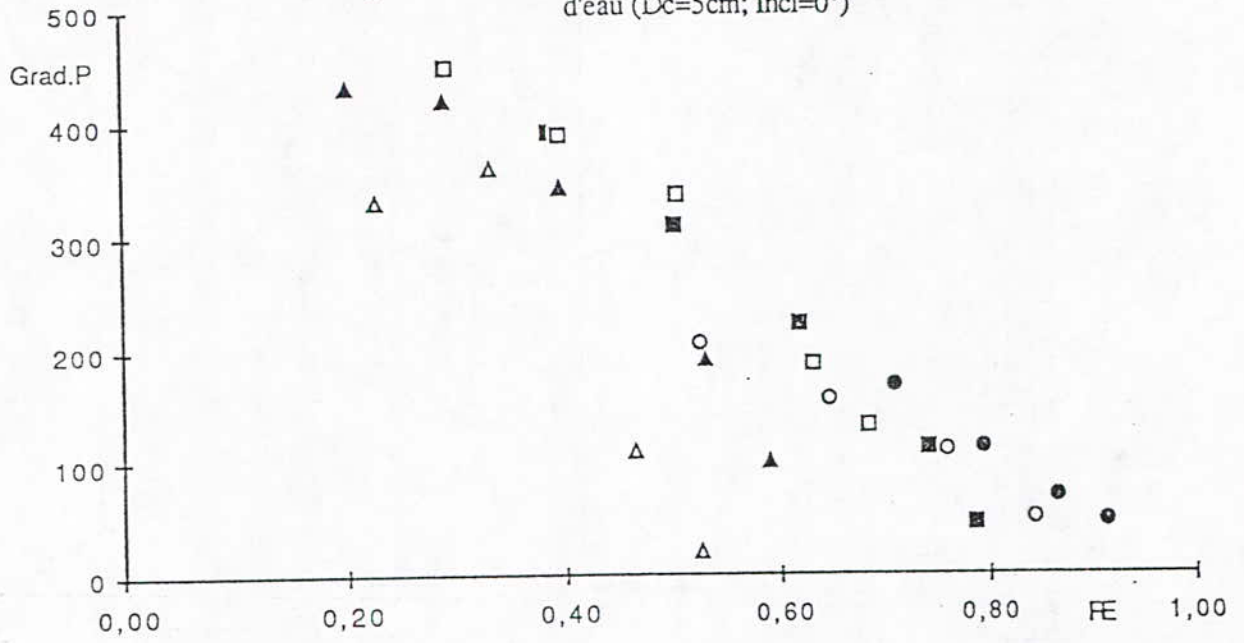
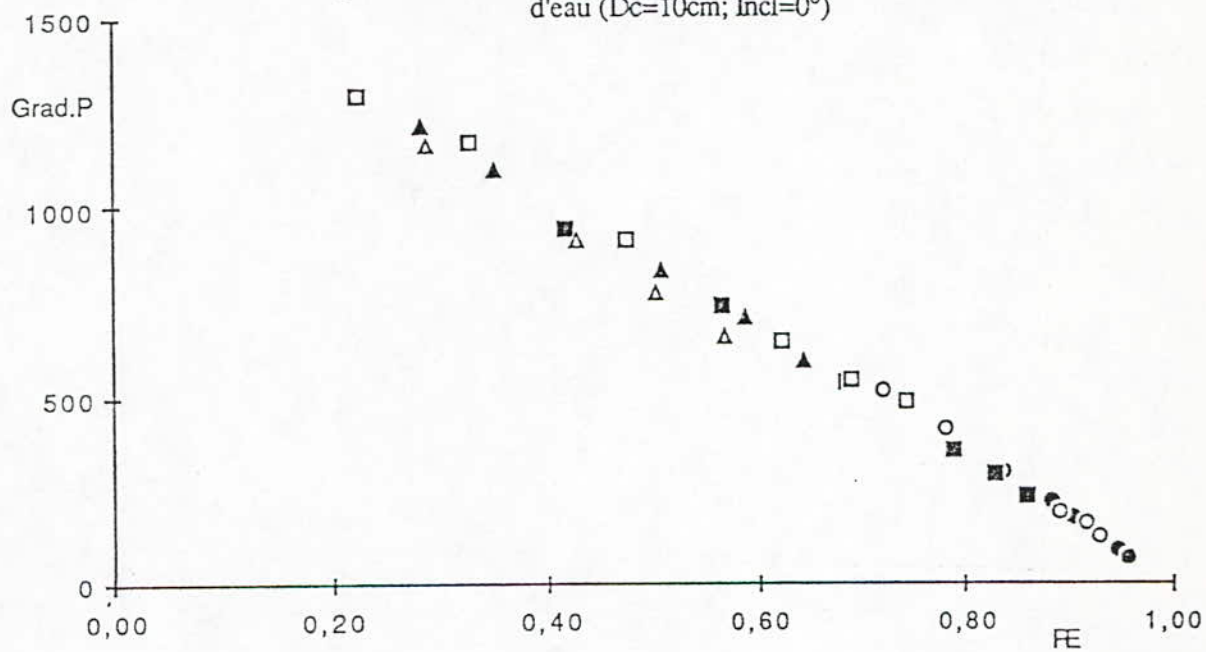


Fig. 5.46: Gradient de pression en fonction du taux de presence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)



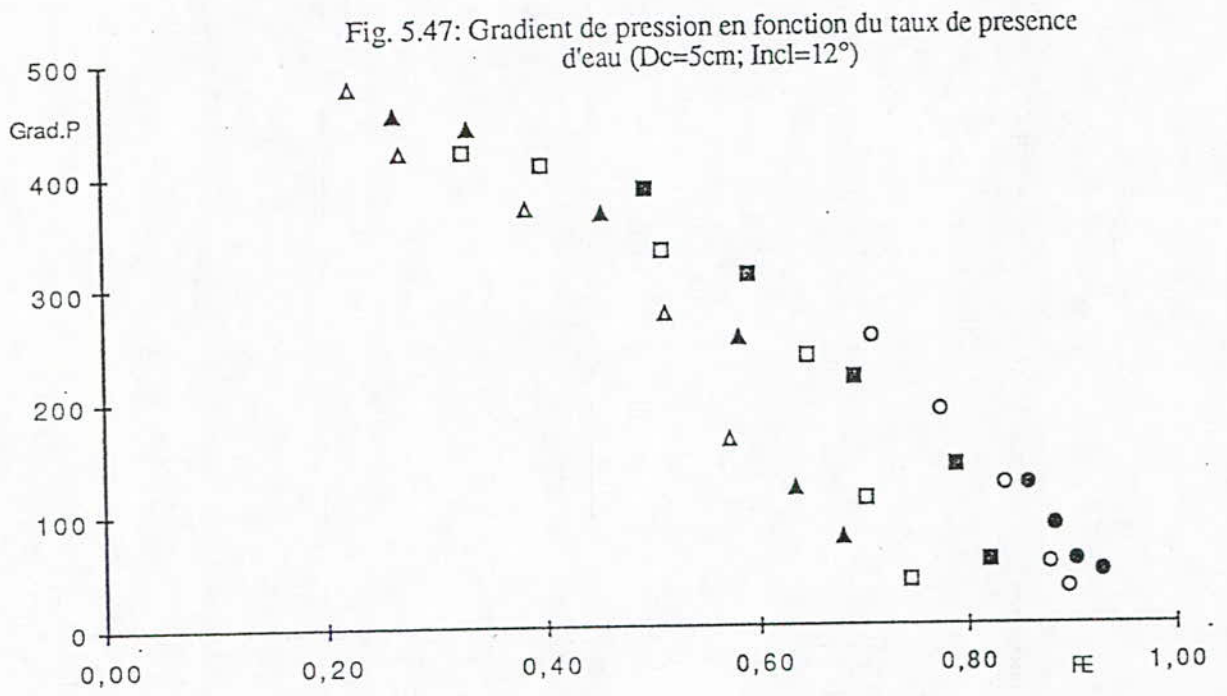


Fig. 5.48: Gradient de pression en fonction du taux de presence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=12^\circ$)

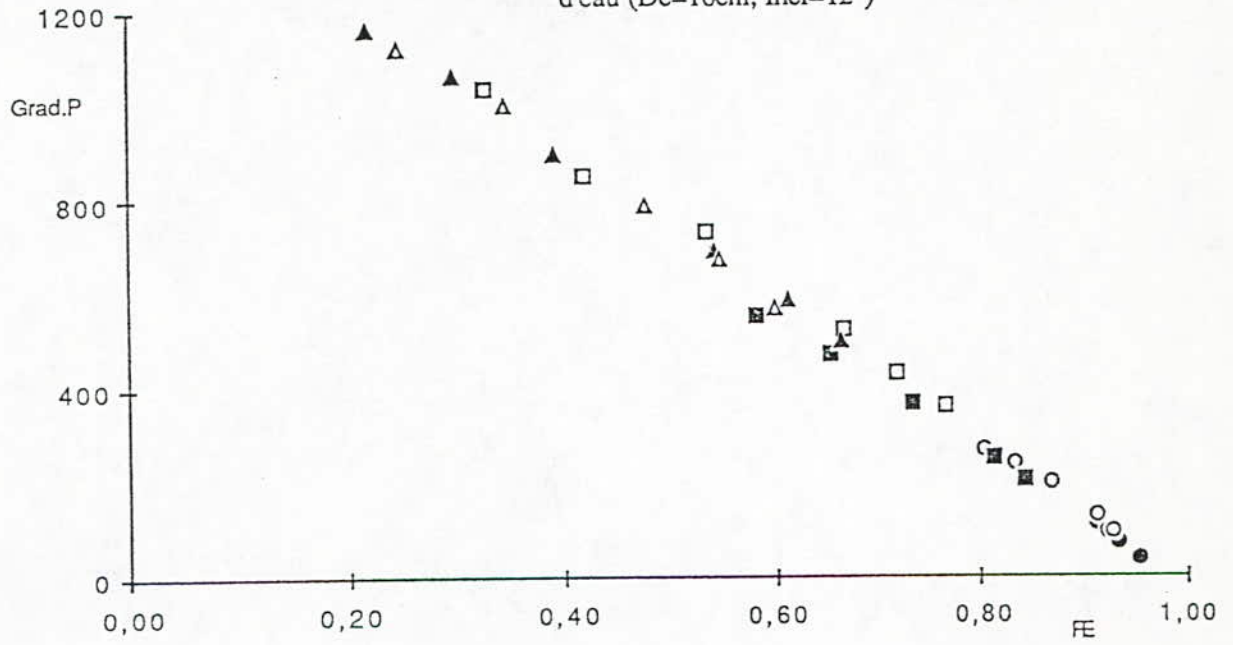
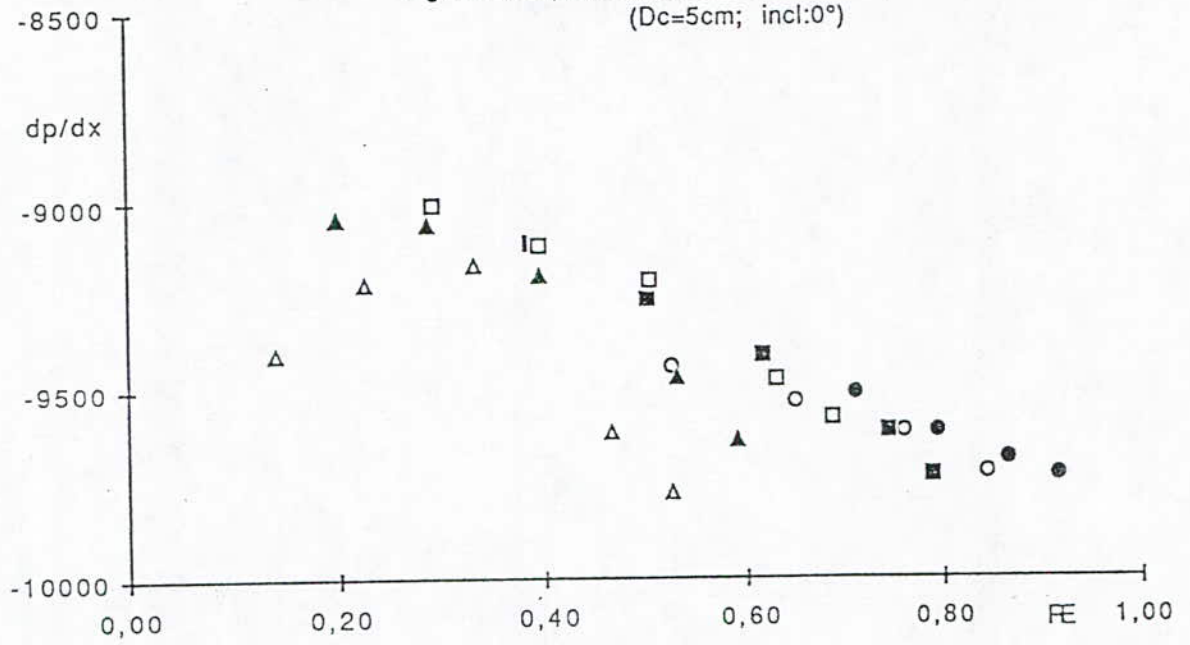


Fig. 5.49 : dp/dx en fonction du taux de présence d'eau
($D_c=5\text{cm}$; $\text{incl}:0^\circ$)



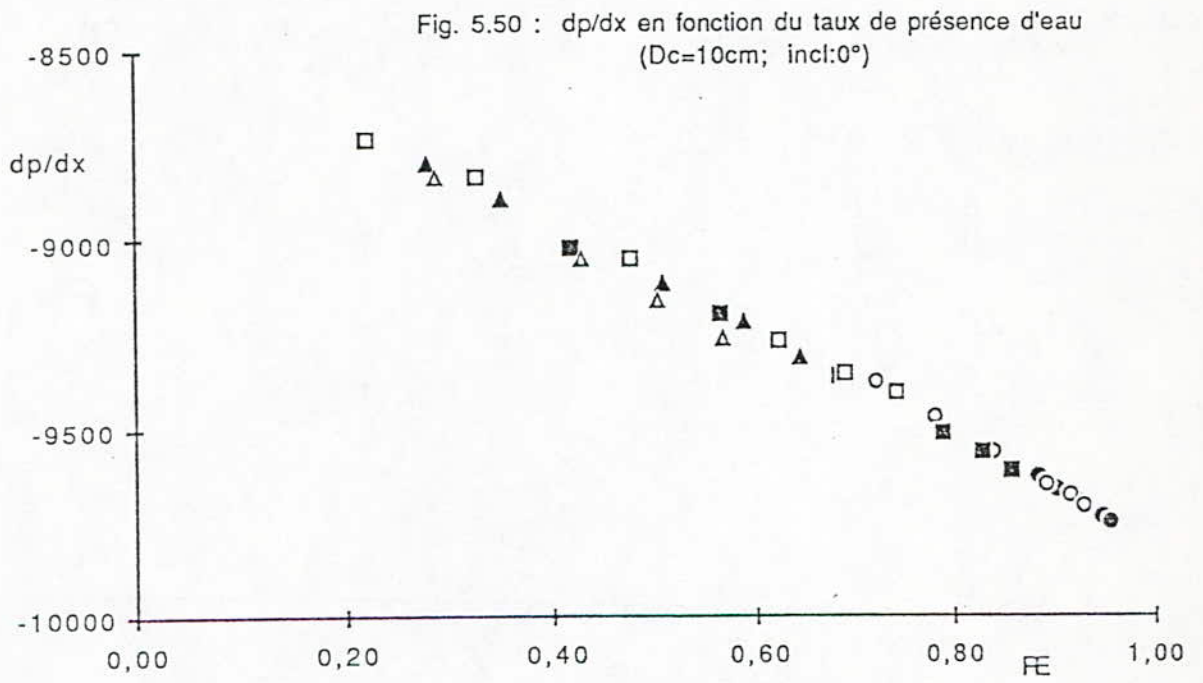
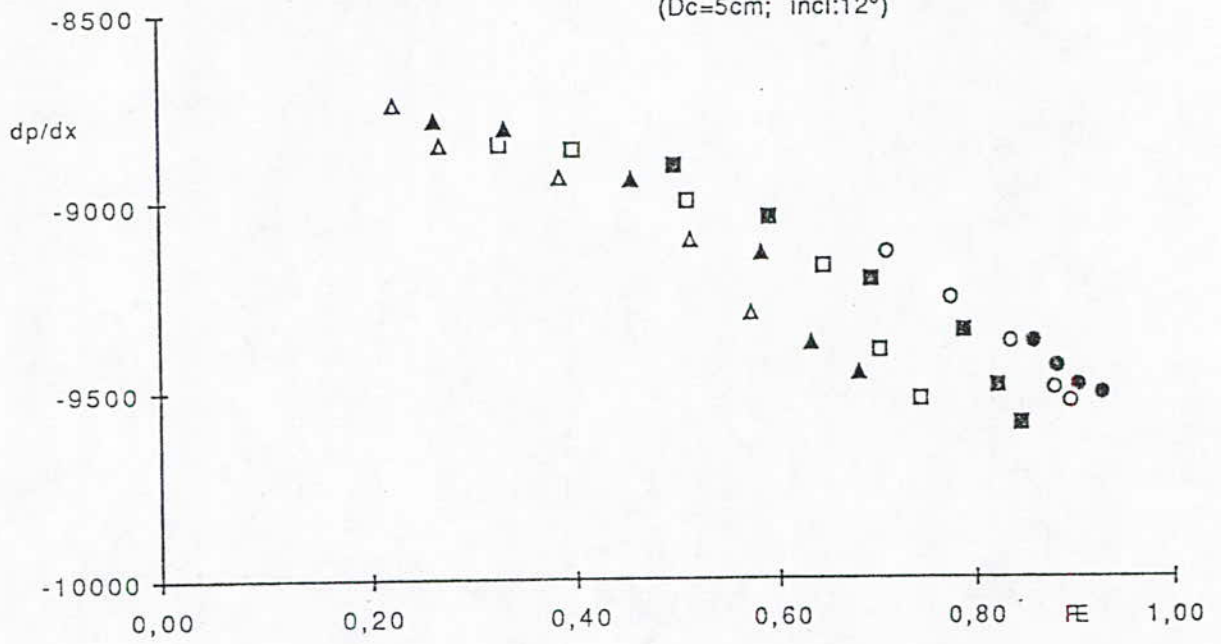


Fig. 5.51 : dp/dx en fonction du taux de présence d'eau
($D_c=5\text{cm}$; incl:12°)



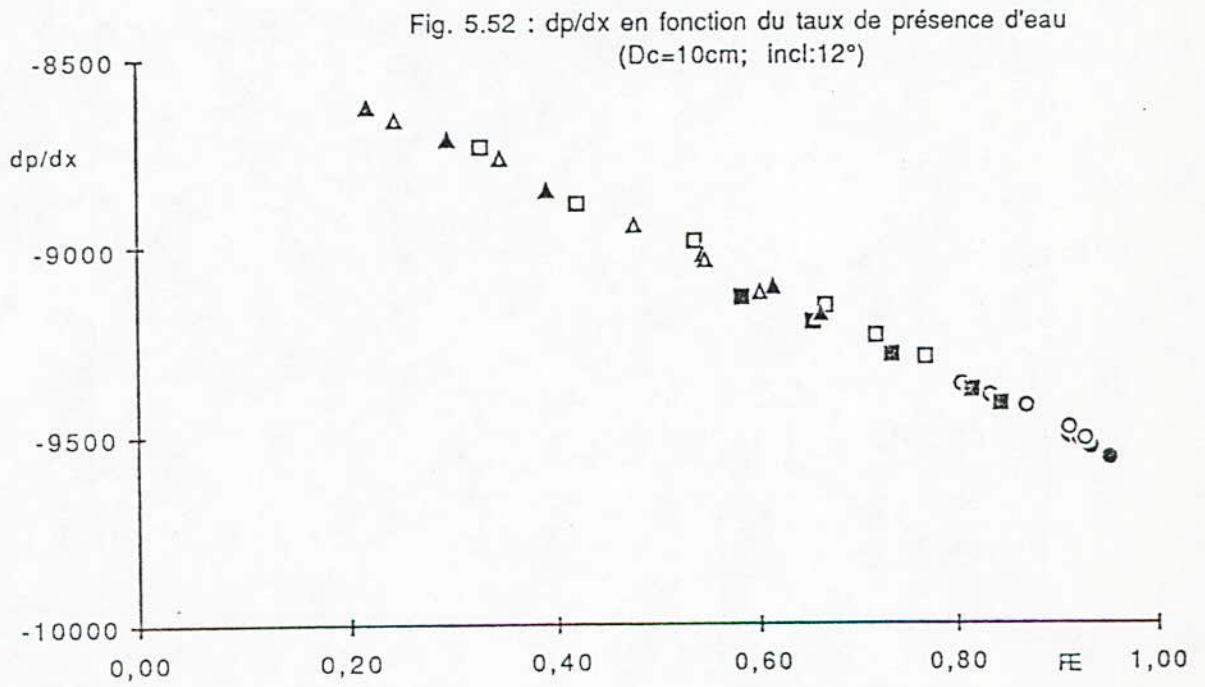


Fig. 5.53 : Frottement pariétal en fonction de la vitesse superficielle de l'eau ($D_c=5\text{cm}$; $\text{incl}:0^\circ$)

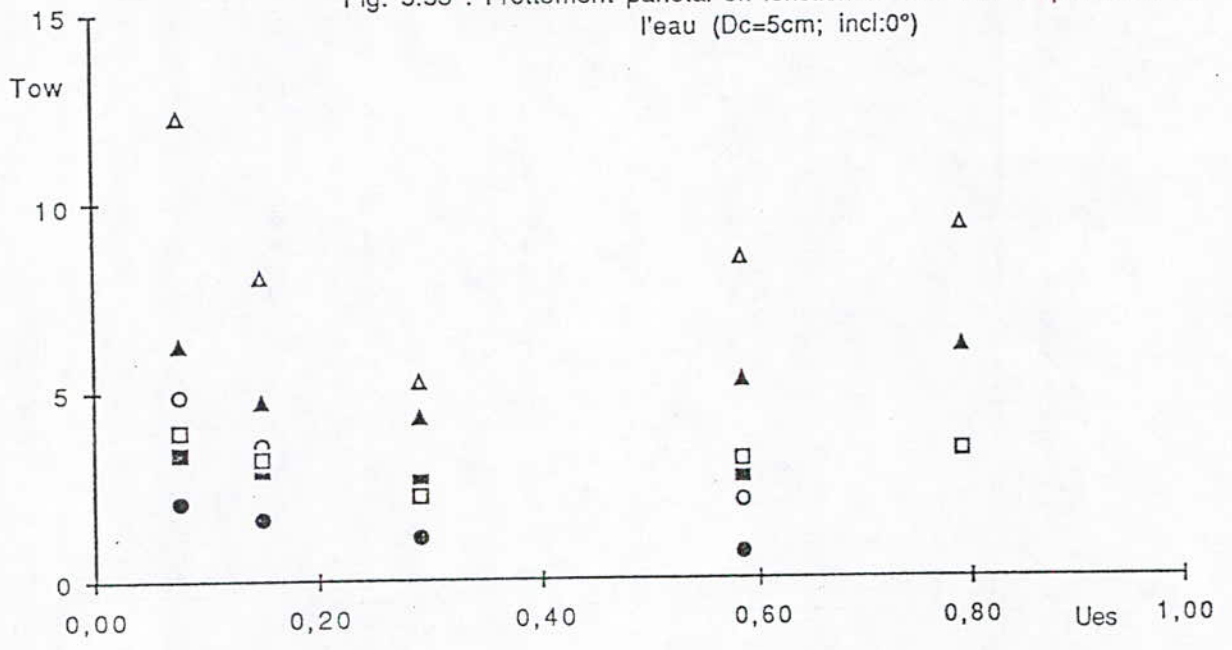
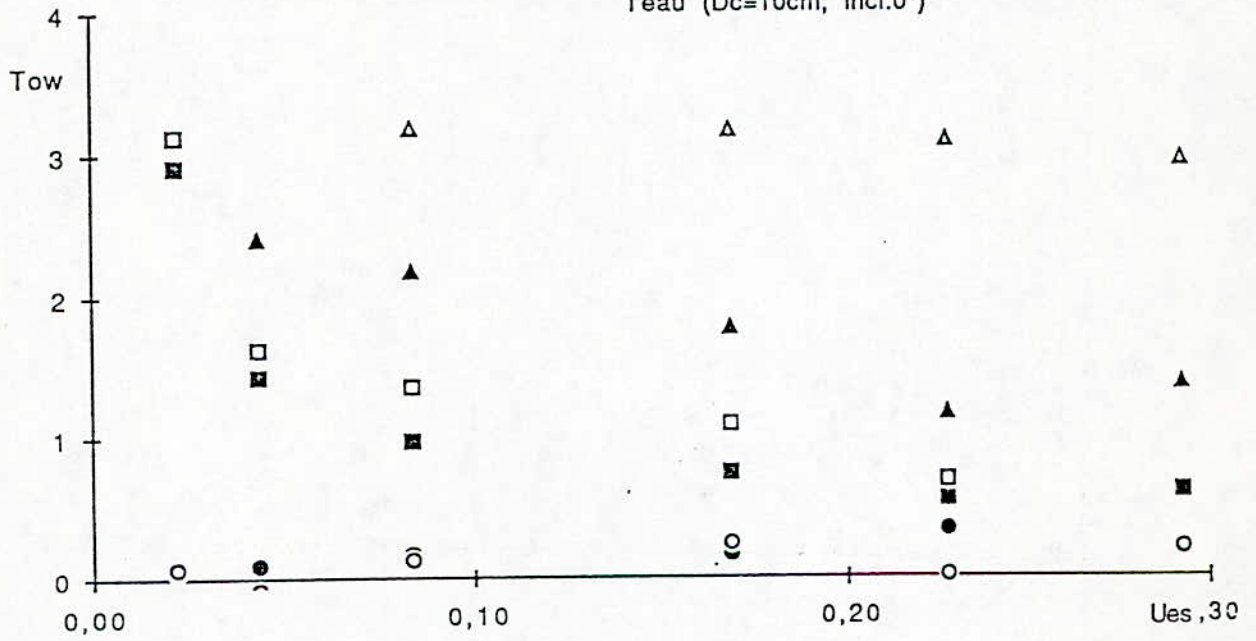


Fig. 5.54 : Frottement pariétal en fonction de la vitesse superficielle de l'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{incl:}0^\circ$)



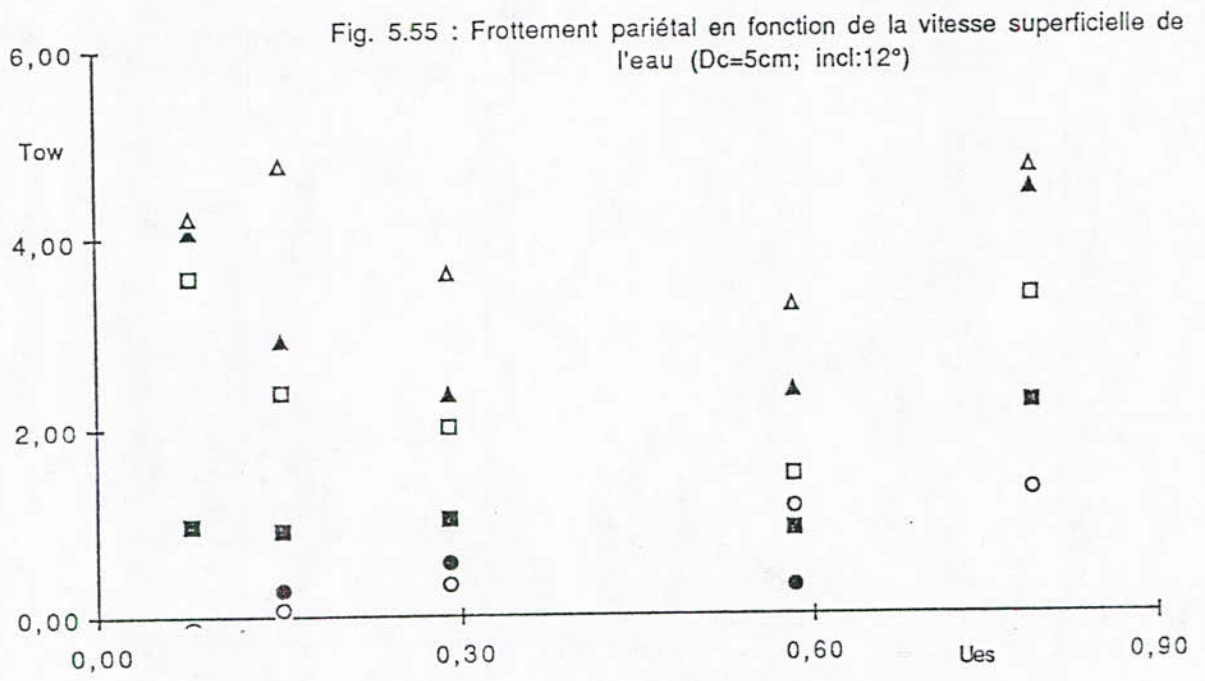


Fig. 5.56 : Frottement pariétal en fonction de la vitesse superficielle de l'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{incl}:12^\circ$)

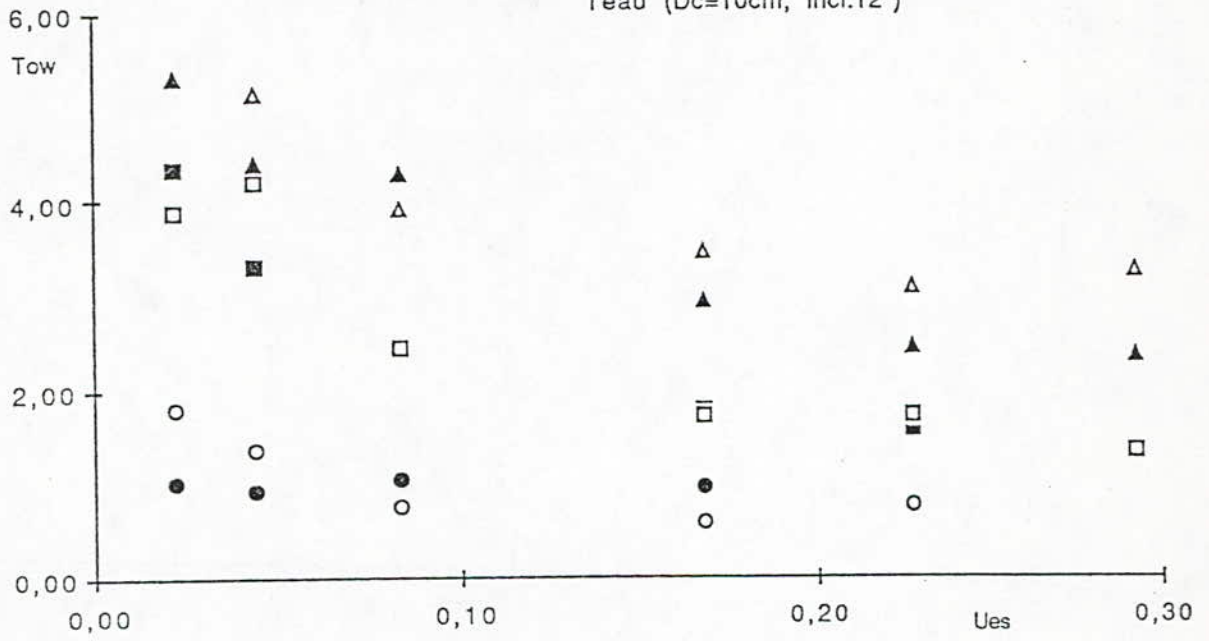


Fig. 5.57: Frottement pariétal en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=5\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)

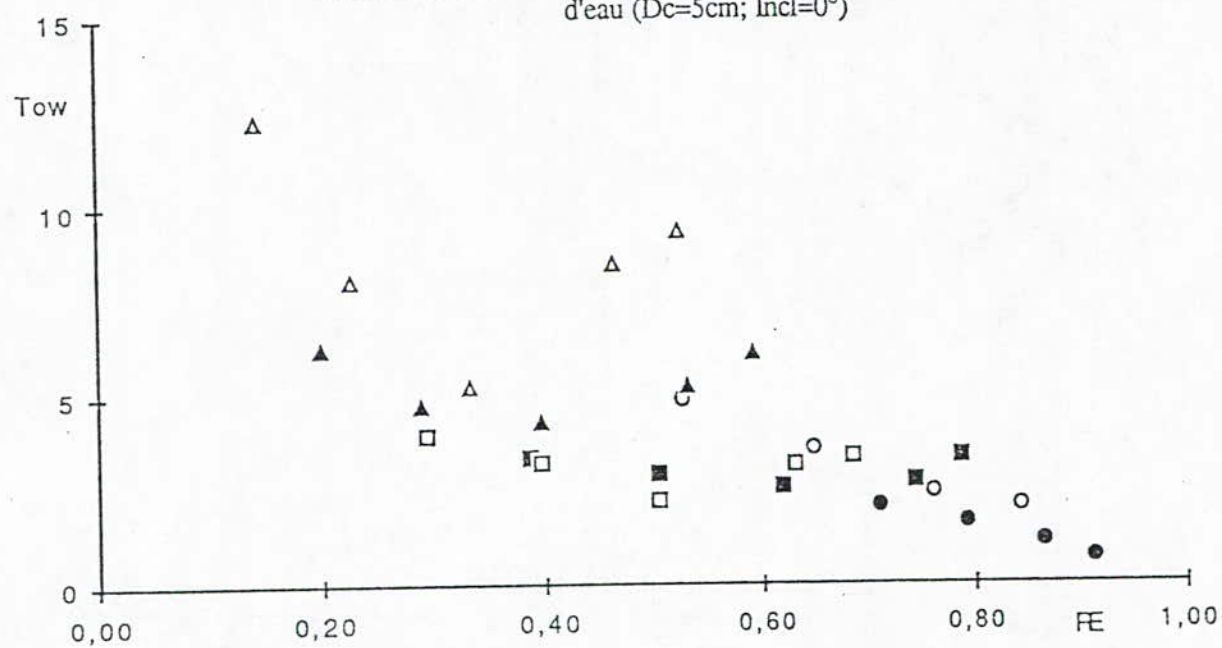
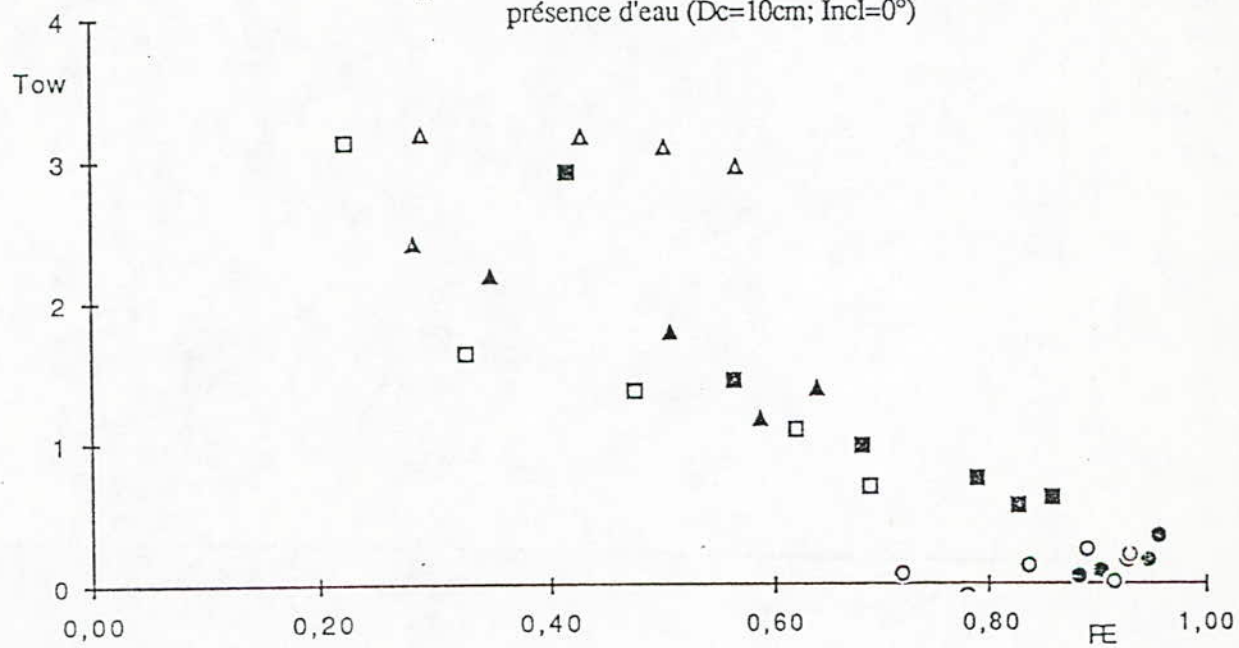


Fig. 5.58: Frottement pariétal en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)



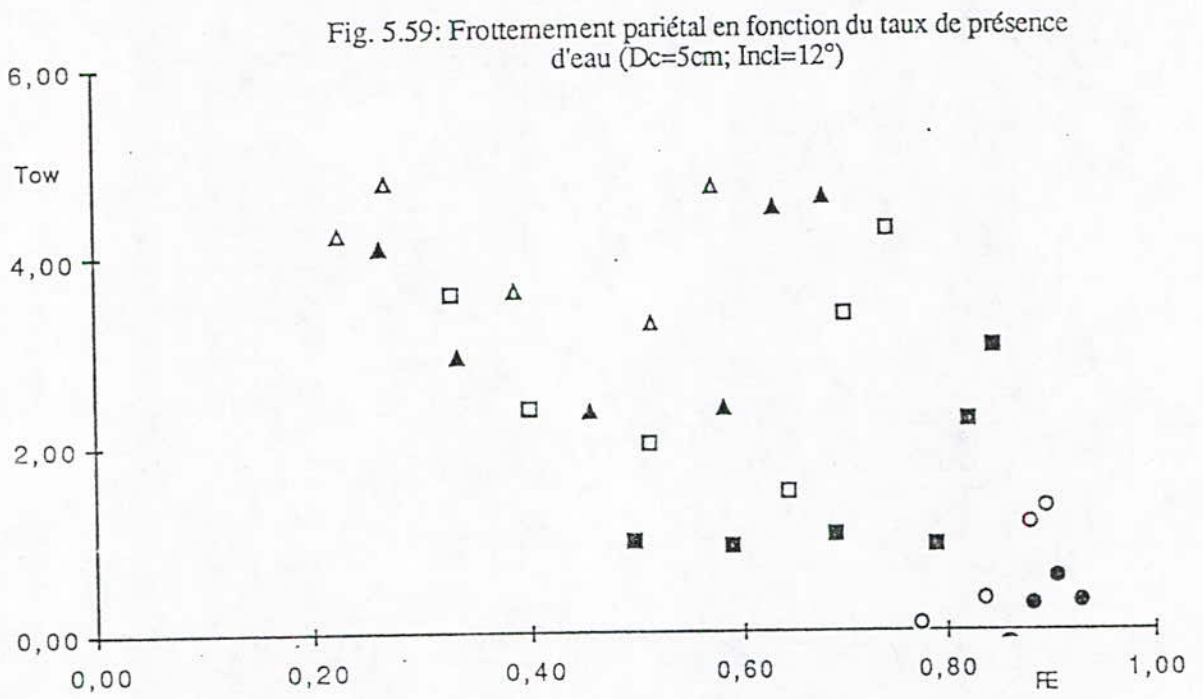


Fig. 5.60: Frottement pariétal en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=12^\circ$) 10cm ; 12°

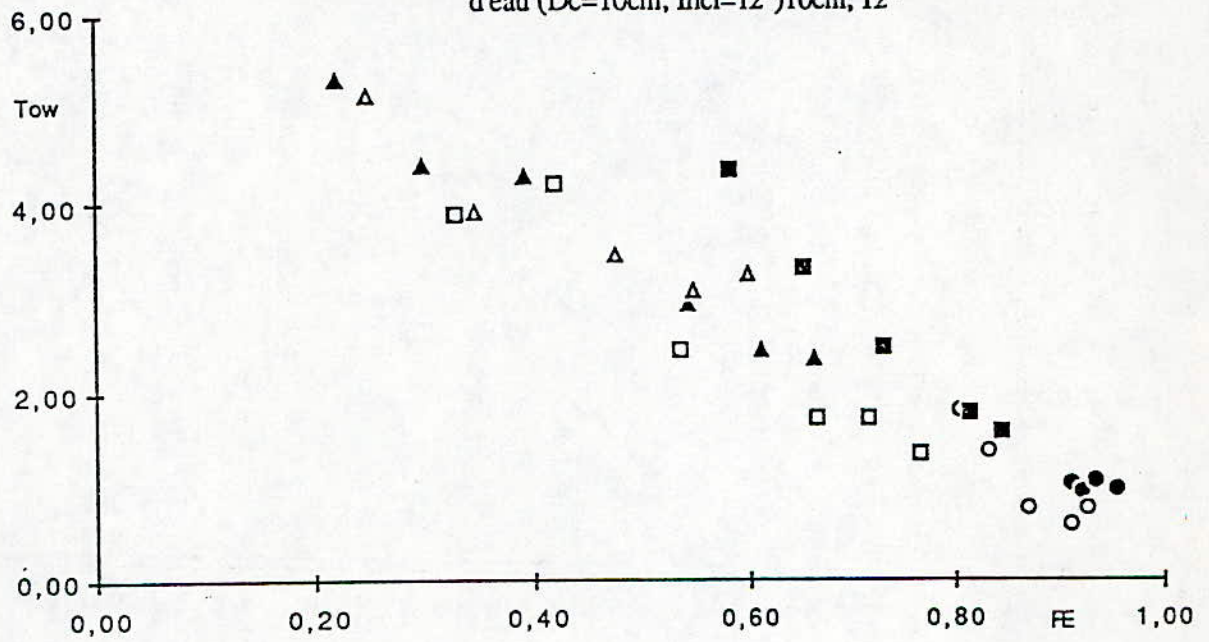
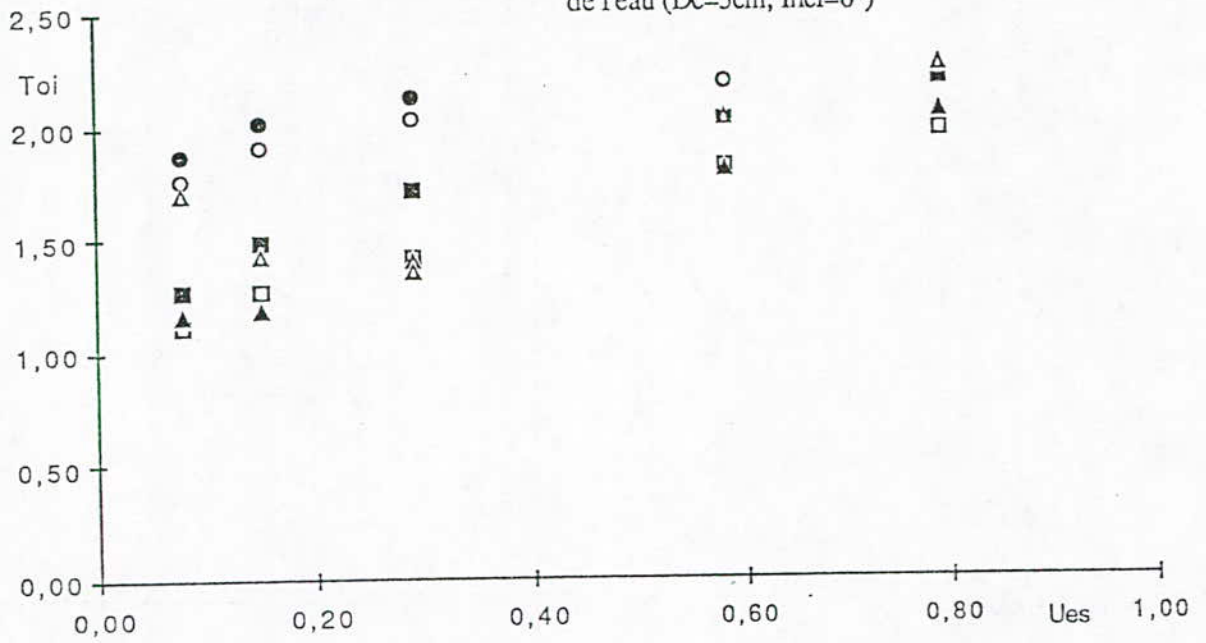
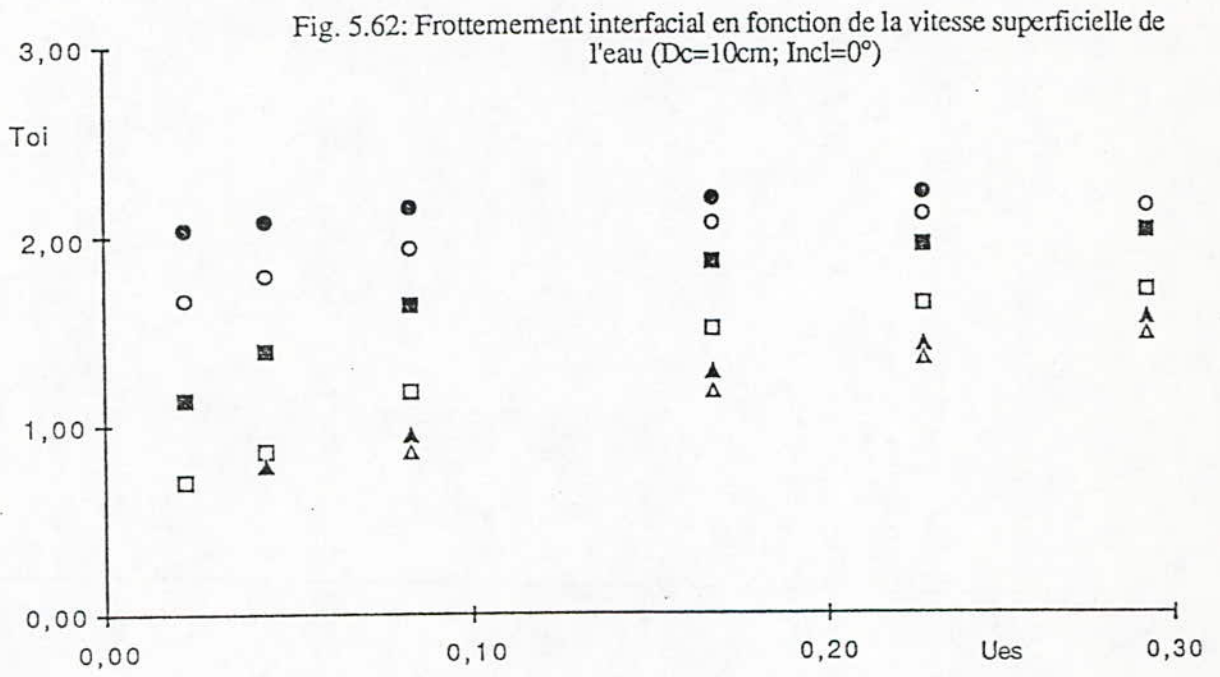
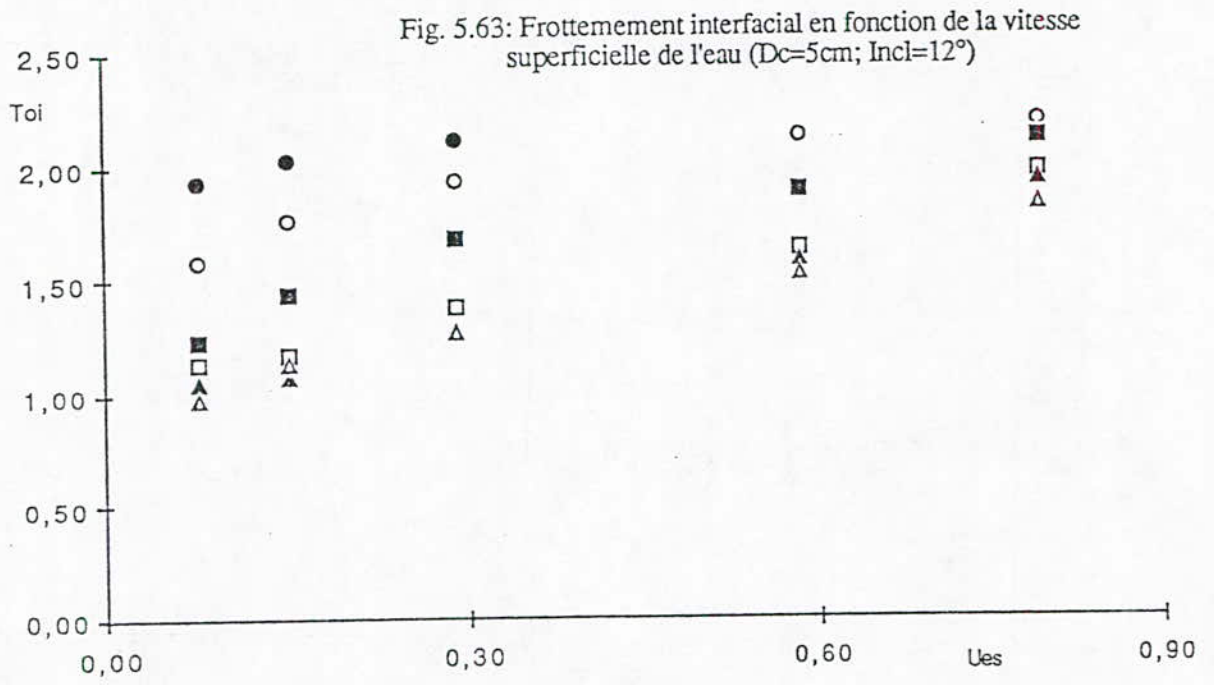




Fig. 5.61: Frottement interfacial en fonction de la vitesse superficielle de l'eau ($D_c=5\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)







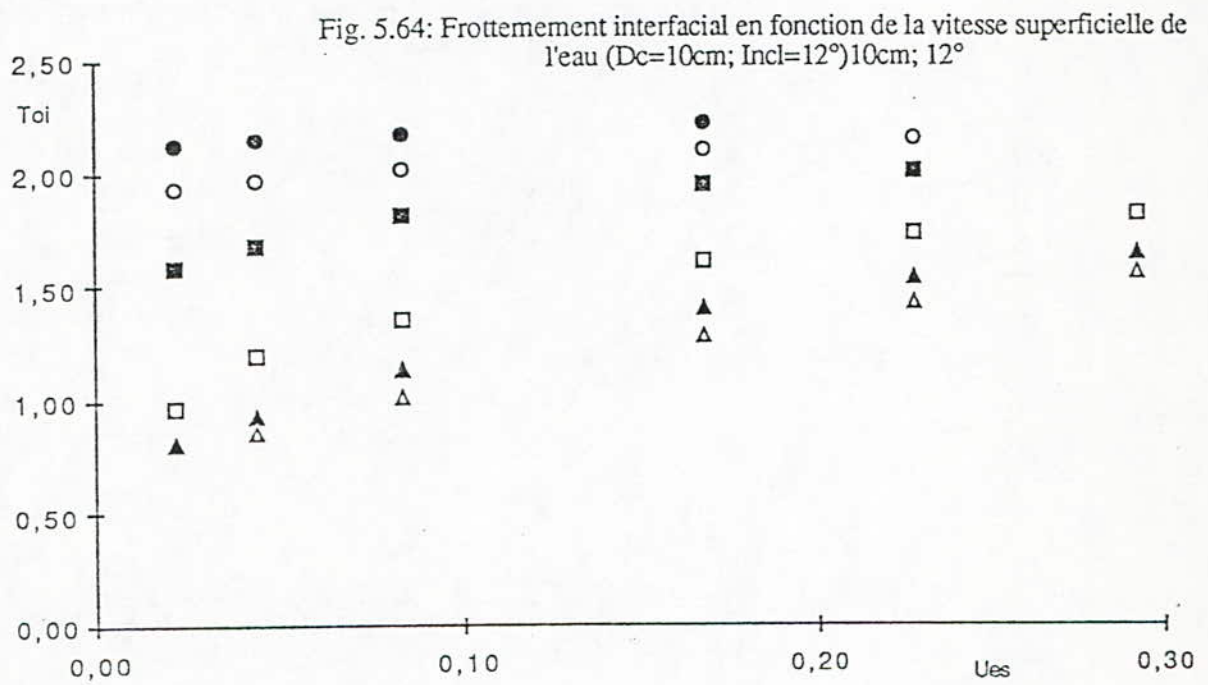


Fig. 5.65: Frottement interfacial en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=5\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)

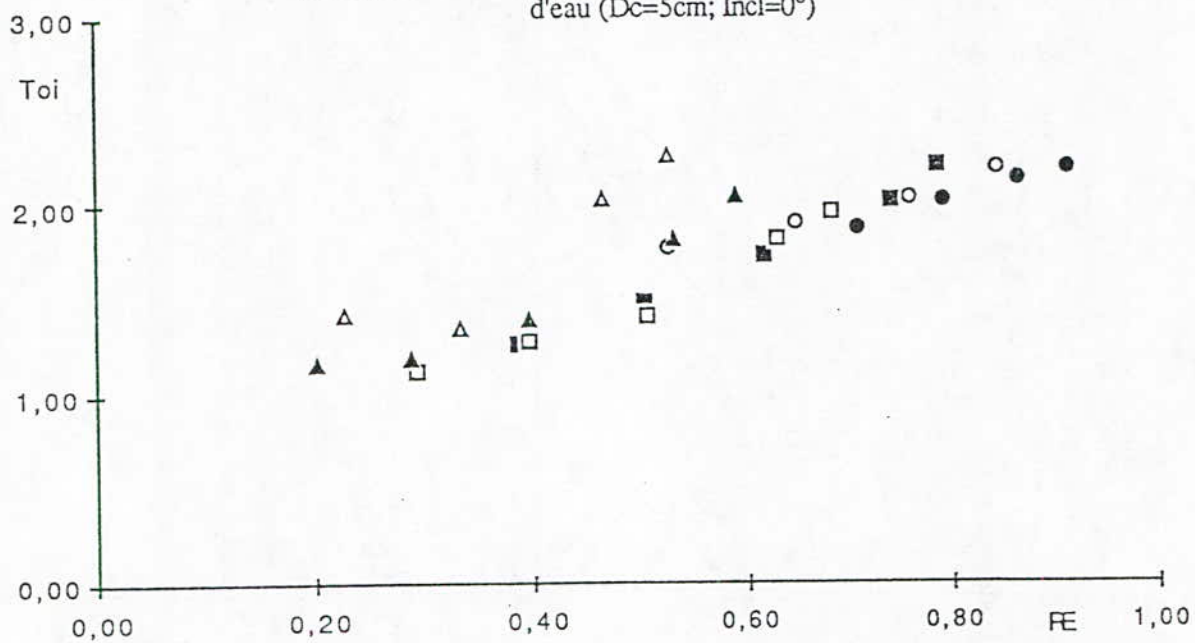


Fig. 5.66: Frottement interfacial en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=0^\circ$)

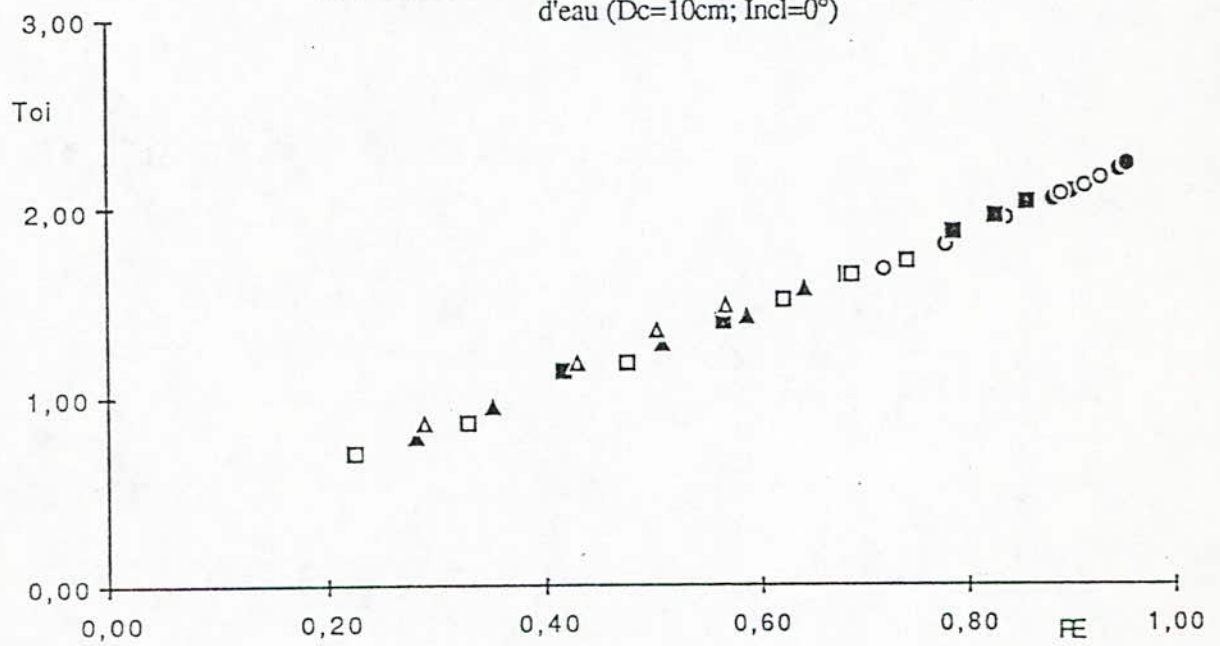


Fig. 5.67: Frottement interfacial en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=5\text{cm}$; $\text{Incl}=12^\circ$)

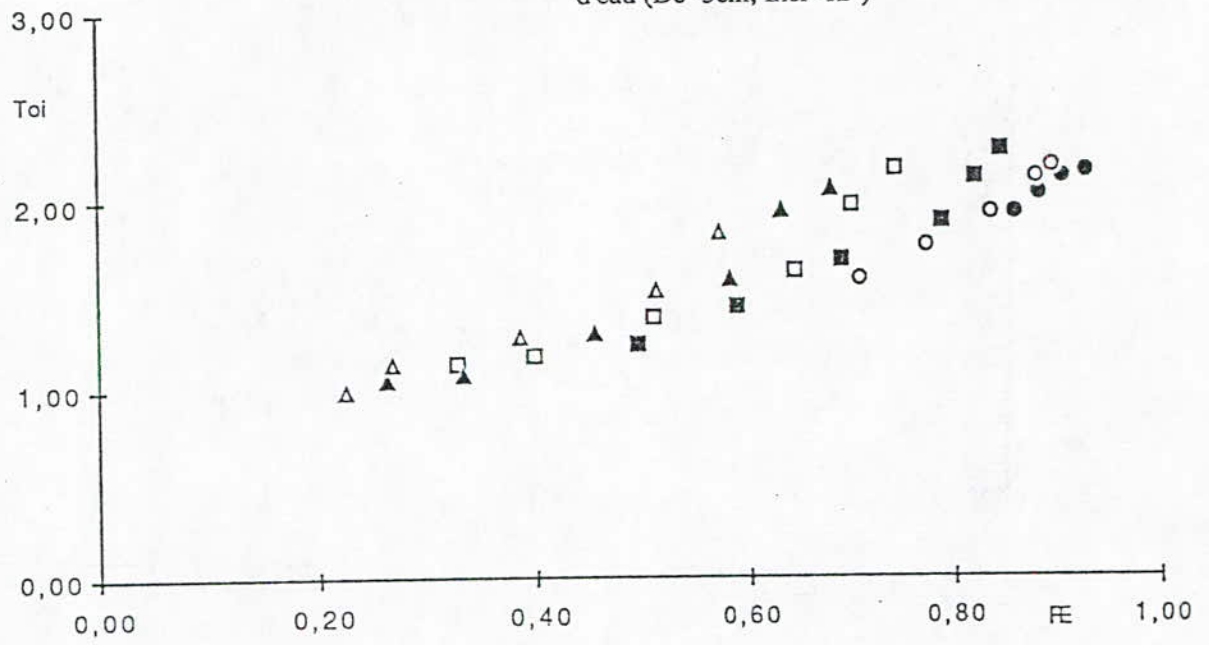
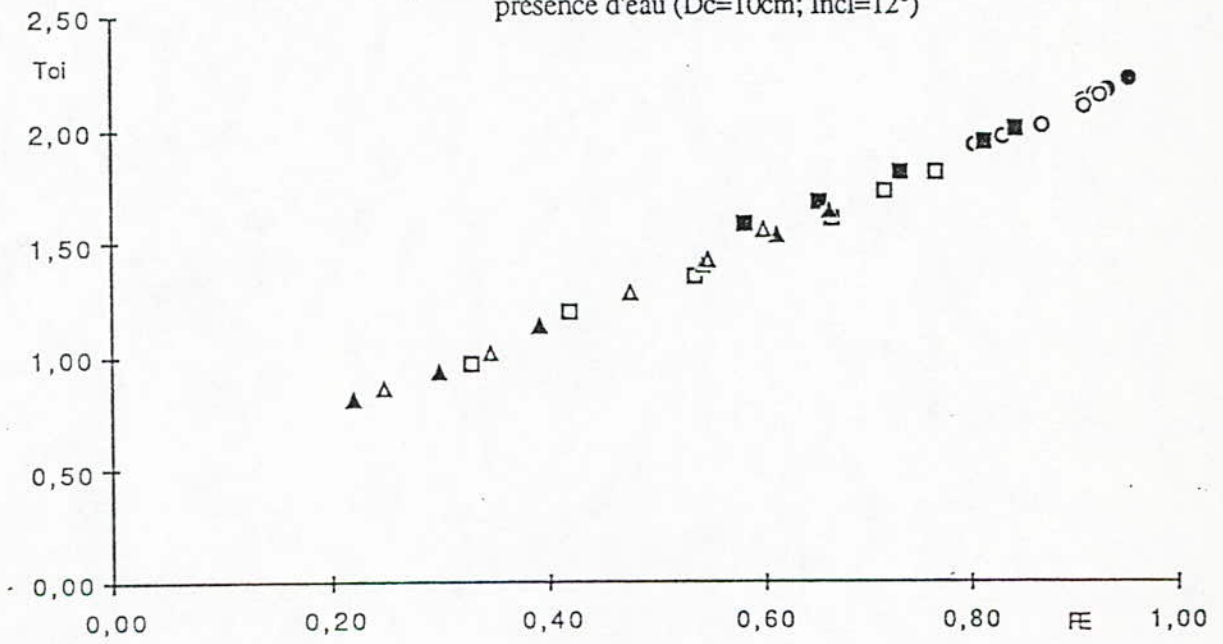


Fig. 5.68: Frottement interfacial en fonction du taux de présence d'eau ($D_c=10\text{cm}$; $\text{Incl}=12^\circ$)



CHAPITRE 6

**FROTTEMENT INTERFACIAL -
FROTTEMENT PARIETAL**

6. FROTTEMENT PARIÉTAL-FROTTEMENT INTERFACIAL	184
6.1. Introduction	184
6.2. Ecritures des équations	184
6.3. Approches diphasiques	187
6.4. Frottement pariétal	189
6.5. Frottement interfacial	190
6.6. Etudes comparatives	190
6.7. Conclusions	190

6. FROTTEMENT PARIETAL-FROTTEMENT INTERFACIAL

6.1. Introduction

Le bilan de quantité de mouvement longitudinale dans chacune des deux phases d'un écoulement diphasique en conduite fait apparaître un système de deux équations à sept inconnues (voir annexe 2). Les sept inconnues sont les deux gradients de pression moyenne phasique, le taux de présence moyen de l'une des deux phases, le frottement de chacune des deux phases sur la paroi, le périmètre interfacial.

Pour notre cas les deux gradients de pression sont égaux, et pour les écoulements étudiés, une seule phase mouille la paroi. De ce fait , nous ramenons le nombre d'inconnues à cinq ($\frac{\partial p}{\partial x}$; R_E ; P_I ; τ_E ; τ_I), et nous n'avons besoin que de trois lois de fermetures, puisque le gradient de pression et les taux de présence volumiques de phases sont mesurés. Le périmètre de contact peut être modélisé avec une bonne estimation, par contre le frottement interfacial et le frottement pariétal sont difficilement modélisables, et le choix de grandeurs diphasiques doit être bien fait pour la construction de nombres adimensionnels. Les nombres adimensionnels tel que le coefficient de frottement interfacial; le coefficient de frottement pariétal; le nombre de Reynolds; doivent être bien choisis, et nous le verrons plus loin, le choix de ces grandeurs de référence, et la construction de ces nombres adimensionnels ne sont pas évidents.

6.2. Ecritures des équations

En écoulements permanents, établis, quand l'eau est la phase mouillante de la paroi, les équations de base du modèle de prédétermination du gradient de pression, des fractions de phases et des vitesses phasiques s'écrivent comme suit:

* Pour la phase continue:

$$-R_c \frac{\partial P}{\partial x} = \frac{4 \cdot \tau_{c, \text{paroi}}}{D} - \frac{4 \cdot \tau_I \cdot P_I}{\pi \cdot D^2} + R_c \cdot \rho_c \cdot g \cdot \cos \theta \quad \{1\}$$

* pour la phase dispersée :

$$-(1-R_c) \frac{\partial P}{\partial x} = \frac{4 \cdot \tau_I \cdot P_I}{\pi \cdot D^2} + (1-R_c) \cdot \rho_d \cdot g \cdot \cos \theta \quad \{2\}$$

Soit pour les deux phases :

$$-\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{4 \cdot \tau_{c, \text{paroi}}}{D} + (R_c \cdot \rho_c + (1-R_c) \cdot \rho_d) \cdot g \cdot \cos \theta = \left[\frac{-\partial P}{\partial x} \right]_f + \left[\frac{-\partial P}{\partial x} \right]_g \quad \{3\}$$

Soit en explicitant :

$$-\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{4 \cdot \tau_{E, \text{paroi}}}{D_c \cdot R_E} - \frac{4 \cdot \tau_I \cdot P_I}{\pi \cdot D_c^2 \cdot R_E} + \rho_E \cdot g \cdot \cos \theta \quad \{4\}$$

$$-\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{4 \cdot \tau_I \cdot P_I}{\pi \cdot D^2 \cdot R_H} + \rho_H \cdot g \cdot \cos \theta \quad \{5\}$$

Nous avons un système de deux équations (4 et 5) avec 5 inconnues :

$$-\frac{\partial P}{\partial x}; R_E; P_I; \tau_{E, \text{paroi}} \text{ et } \tau_I.$$

D'après les équations {4} et {5}, nous avons :

$$-\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{4 \cdot \tau_{E, \text{paroi}}}{D_c} + (\rho_E \cdot R_E + \rho_H \cdot R_H) \cdot g \cdot \cos \theta \quad \{6\}$$

$$\rho_m = \rho_E \cdot R_E + \rho_H \cdot R_H \quad \{7\}$$

$$-\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{4 \cdot \tau_{E, \text{paroi}}}{D_c} + \rho_m \cdot g \cdot \cos \theta \quad \{8\}$$

$$\text{Le diamètre interfacial est défini par : } D_I = \frac{4 \cdot A}{P_I} \quad \{9\}$$

$$-\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{4 \cdot \tau_{E, \text{paroi}}}{D_c \cdot R_E} - \frac{4 \cdot \tau_I \cdot P_I}{D_I \cdot R_E} + \rho_E \cdot g \cdot \cos \theta \quad \{10\}$$

$$-\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{4 \cdot \tau_I}{D_I \cdot R_H} + \rho_H \cdot g \cdot \cos \theta \quad (11)$$

Des équations {10} et {11}, on déduit :

$$\frac{4 \cdot \tau_{E, \text{paroi}}}{D_c} = -\frac{\partial P}{\partial x} - \rho_m \cdot g \cdot \cos \theta \quad (12)$$

$$\frac{4 \cdot \tau_I}{D_I} = \frac{4 \cdot \tau_{E, \text{paroi}} \cdot R_H}{D_c} + (\rho_E - \rho_H) \cdot R_E \cdot R_H \cdot g \cdot \cos \theta \quad (13)$$

Le périmètre interfacial est modélisé comme suit :

$$R_H = \frac{A_H}{A} = \frac{n \cdot a_H}{A} \quad (14)$$

$$P_I = n \cdot \pi \cdot d_H \quad (15)$$

$$\text{avec : } a_H = \frac{\pi \cdot d_g^2}{4} \quad \text{et} \quad A = \frac{\pi \cdot D_c^2}{4}$$

$$R_H = \frac{n \cdot a_H}{A} = \frac{n \cdot d_g^2}{D_c^2}, \text{ d'ou } n = R_H \frac{D_c^2}{d_g^2} \quad (16)$$

$$P_I = \pi \cdot R_H \frac{D_c^2}{d_g^2} \quad (17)$$

$$D_I = \frac{d_g}{R_H} \quad (18)$$

En injectant {18} dans {12} et {13}, nous déduisons les frottement pariétal et interfacial :

$$\tau_{E, \text{paroi}} = \left[- \frac{\partial P}{\partial x} - \rho_M \cdot g \cdot \cos \theta \right] \cdot \frac{D_c}{4} \quad \{19\}$$

$$\tau_I = \left[\frac{4 \cdot \tau_{E, \text{paroi}} \cdot R_H}{D_c} + (\rho_E - \rho_H) \cdot R_E \cdot R_H \cdot g \cdot \cos \theta \right] \frac{d_g}{4 \cdot R_H} \quad \{20\}$$

6.3. Approches diphasiques

Nous savons qu'en écoulement monophasique, le coefficient de frottement est inversement proportionnel au Reynolds.

$$C_f = A \cdot \text{Re}^{-1} \quad \text{pour } \text{Re} < 2200$$

$$C_f = B \cdot \text{Re}^{-1/4} \quad \text{pour } \text{Re} > 2200$$

Partant de cela, nous avons étudié les variations d'un coefficient de frottement défini par :

$$C_f = \frac{\tau_{E, \text{paroi}}}{\frac{1}{2} \rho_m \cdot U_t^2}$$

en fonction d'un nombre de Reynolds défini :

$$\text{Re} = \frac{D \cdot U_t}{\nu_E}$$

avec ρ_m densité moyenne définie comme suit :

$$\rho_m = \rho_E \cdot R_E + \rho_H \cdot R_H$$

et U_t , la vitesse totale débitante de l'écoulement. Les résultats de cela sont complètement contradictoires avec ceux connus jusqu'à maintenant. Plusieurs autres tentatives sur différents paramètres n'ont pas abouti, cela prouve que les grandeurs de références que nous avons utilisées n'étaient pas les bonnes.

Nous avons d'abord pris la viscosité de la phase continue, soit l'eau, en pensant que l'eau, constituant la phase continue, gère l'évolution dynamique de l'écoulement, et de ce fait nous n'avons pas tenu compte des propriétés physiques de l'huile, en pensant qu'elle était inerte dynamiquement. Nous déduisons que les gouttes d'huile, dont la viscosité dynamique est 30 fois supérieure à celle de l'eau acceptent sûrement l'énergie cinétique, due aux fluctuations de vitesse, en provenance de l'eau, pour les dissiper à l'intérieur d'elles mêmes. Il est donc important de prendre en compte cela pour définir la viscosité cinématique de référence, lors de la construction du nombre de Reynolds. Nous avons testé plusieurs viscosités de mélange proposées par la littérature (voir Ch. 1), mais hélas aucun résultats satisfaisant n'a pu être obtenu.

Nous avons remarqué expérimentalement, que les écoulements restent dispersés d'huile dans l'eau jusqu'à un taux de présence de l'ordre de 80%. Ceci peut nous amener à faire l'analogie avec les écoulements observés dans les milieux poreux. Nous pensons que l'huile forme une matrice qui guide et réduit les possibilités de débattements de l'eau. De ce fait la longueur de référence à prendre en compte serait :

- Le diamètre entre les gouttes, "diamètre intergouttes"
- Le diamètre des gouttes

On peut estimer " $d_{\text{intergouttes}}$ " de plusieurs façons (voir Ch.1) :

$$R_H = \frac{\pi \cdot d_g^3}{6 \cdot d_{\text{intergouttes}}^3}$$

$$d_{\text{intergouttes}} = \left[\frac{\pi \cdot d_g^3}{6 \cdot R_H} \right]^{1/3}$$

avec d_g , diamètre moyen des gouttes d'huile, et $d_{\text{intergouttes}}$, la distance entre 2 gouttes d'huile voisines. Cela nous amène à dire que lors de la construction de nos nombres, ce n'est pas le diamètre de la conduite qu'on fera intervenir, mais le diamètre entre les gouttes, ou le diamètre des gouttes. Nous pouvons prendre la vitesse phasique de l'eau, puisqu'on ne tient compte que du mouvement de l'eau, car on assimile l'huile à une source extérieure de guidage, et laminarise l'écoulement.

Après avoir essayé vainement plusieurs formules proposés dans la littérature

(surtout en écoulement gaz-liquide), et après avoir fait plusieurs tentatives pour la définition de la viscosité diphasique, celle qui nous a semblé la plus correcte est :

$$V_{\text{moyen}} = V_E^{\text{RE}} \cdot V_H^{\text{RH}}$$

Il est évident qu'en définissant $d_{\text{intergouttes}}$, nous supposons aussi que la distance entre une goutte et la paroi est la même qu'entre deux gouttes voisines, malgré la présence de l'épaisseur d'un film d'eau existant entre la paroi et la zone diphasique. Cela suppose, et explique entre autre pourquoi certains points sur les graphes, peuvent être dispersés.

6.4. Frottement pariétal

Nous avons étudié l'évolution du coefficient de frottement pariétal en fonction du nombre de Reynolds. Nous avons pris :

$$C_{f,p} = \frac{\tau_{E,\text{paroi}}}{\frac{1}{2} \rho_m U_E^2}$$

avec : $\rho_m = \rho_E \cdot R_E + \rho_H \cdot R_H$

U_E : vitesse débitante phasique de l'eau

et,

$$Re_{\text{moy,intergouttes,eau}} = \frac{d_{\text{intergouttes}} \cdot U_E}{V_m}$$

avec :

$$V_{\text{moyen}} = V_E^{\text{RE}} \cdot V_H^{\text{RH}}$$

Les figures 6.1; 6.2; 6.3; 6.4; montrent l'évolution du coefficient de frottement pariétal en fonction du nombre de Reynolds.

Nous remarquons que $C_{f,p}$ varie entre 0,001 et 1; et le Reynolds entre 100 et 10000. La droite de régression est de la forme $C_{f,p} = \alpha \cdot Re^{-1}$. Le coefficient de frottement diminue sensiblement avec l'inclinaison de la conduite pour les faibles Reynolds.

Nous remarquons aussi que plus le débit d'huile est fort, et plus le frottement pariétal est faible (ceci est beaucoup plus évident à 0°, qu'à l'inclinaison 12°).

6.5. Frottement interfacial

Les figures 6.6; 6.8; montrent l'évolution du coefficient de frottement interfacial en fonction du Reynolds moyen, intergouttes.

Le Reynolds est modélisé comme suit:

$$Re_{\text{moy,intergouttes}} = \frac{d_{\text{int.}} \cdot G \cdot \rho_E}{\eta_m}$$

avec :

$$\frac{1}{\eta_m} = \frac{R_E}{\eta_E} + \frac{R_H}{\eta_H}$$

Sachant que le diamètre des gouttes est un paramètre important, nous avons essayé de déterminer ce diamètre par l'intermédiaire de l'abaque de GRACE (1979). Cette abaque (fig.6.11) en fonction des propriétés physiques des fluides, et des paramètres de l'écoulement, permet de déterminer le diamètre des gouttes. Nous nous sommes rendus compte que si cet abaque peut s'appliquer aux écoulements gaz-liquide sans difficulté, il est inapplicable en écoulement liquide-liquide, du moins dans notre cas, en écoulement eau-huile.

Nous noterons que l'on a fait les mêmes tentatives de détermination de diamètre d'après les équations proposées par COMOLET (1979)

6.6. Etudes comparatives

Les figures 6.10; et 6.11 montrent l'évolution du coefficient du frottement pariétal en fonction du Reynolds pariétal, pour la conduite de 5 cm et 10 cm.

Nous voyons que le frottement pariétal dans les deux conduites est du même ordre de grandeurs pour l'inclinaison 0°. Pour l'inclinaison 12°, le frottement pariétal est plus important qu'à 0°

6.7. Conclusions

Nous avons montré dans ce chapitre, l'évolution du frottement pariétal en fonction d'un nombre de Reynolds, ainsi que l'évolution du frottement interfacial en fonction d'un Reynolds bâti.

Nous avons montré aussi que l'introduction de grandeurs de références spécifiques aux écoulements dispersés est indispensable pour interpréter les frottements fluide-fluide, et fluide-paroi, et ainsi donc pour pouvoir élaborer des modèles (voir ch. 7)

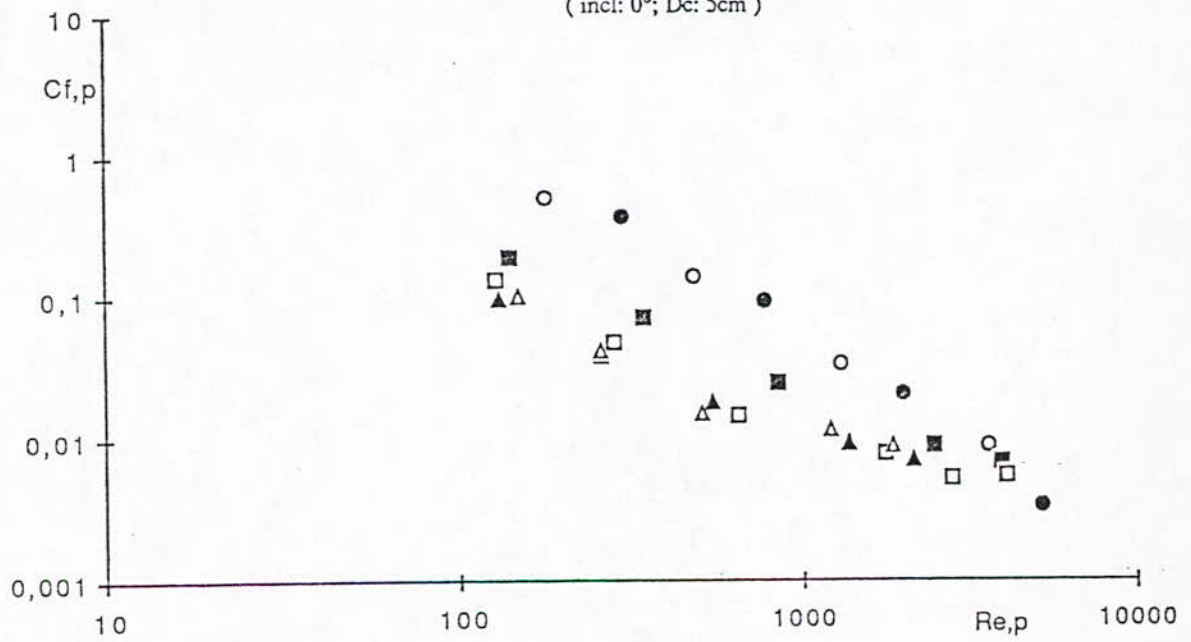
De ce fait :

- Une viscosité moyenne diphasique a été élaborée, tenant compte des propriétés physiques de l'huile, de l'eau, et des caractéristiques de l'écoulement.
- Un coefficient de frottement pariétal, et interfacial, sont construits.
- Un Reynolds " diphasique " a été construit

Nous avons constaté que si effectivement, le diamètre de la conduite n'est pas toujours la bonne grandeur et qu'une autre grandeur de référence pouvait être modélisée.

Le diamètre des gouttes peut être déterminé théoriquement par le Weber critique, mais une connaissance expérimentale du diamètre des gouttes aurait été souhaitable, mais hélas, les moyens matériels et la technique actuellement disponibles (laser, film chaud,...) ne permettent pas de le faire. Néanmoins, nous avons pris les diamètres de gouttes visuellement, et le diamètre moyen est de l'ordre de 5 à 6 mm

Fig. 6.1: Coefficient de frottement pariétal en fonction du Reynolds pariétal
(incl: 0°; Dc: 5cm)



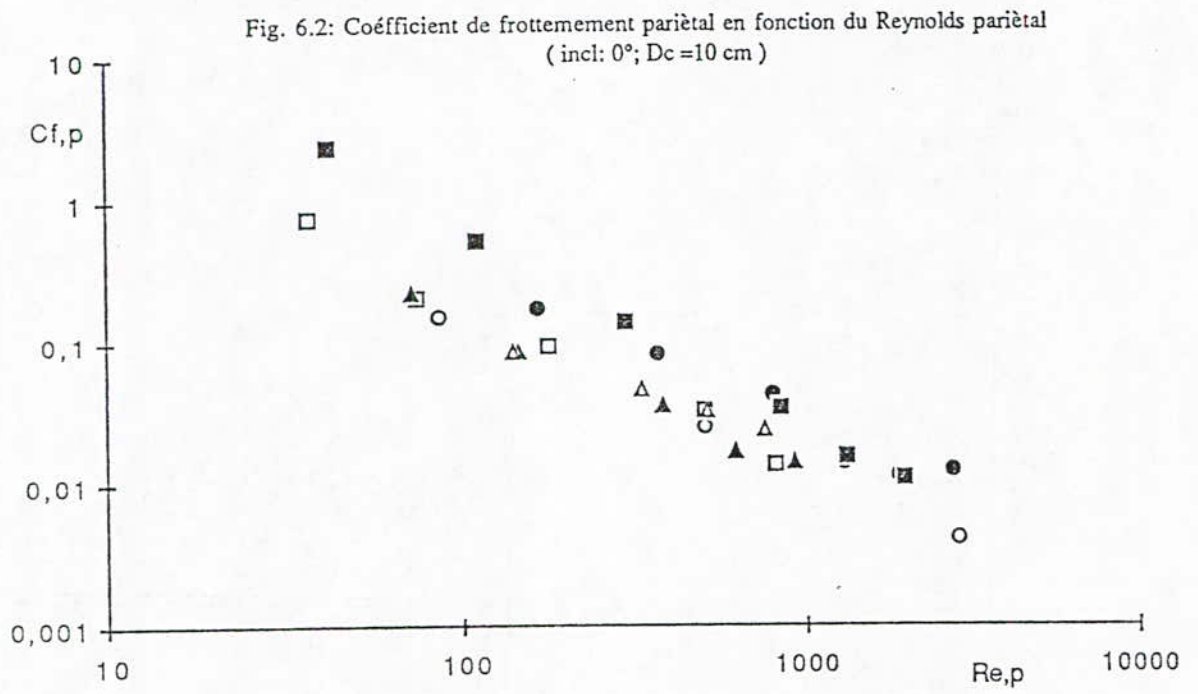


Fig. 6.3: Coefficient de frottement pariétal en fonction du Reynolds pariétal
(incl: 12°; Dc = 5cm)

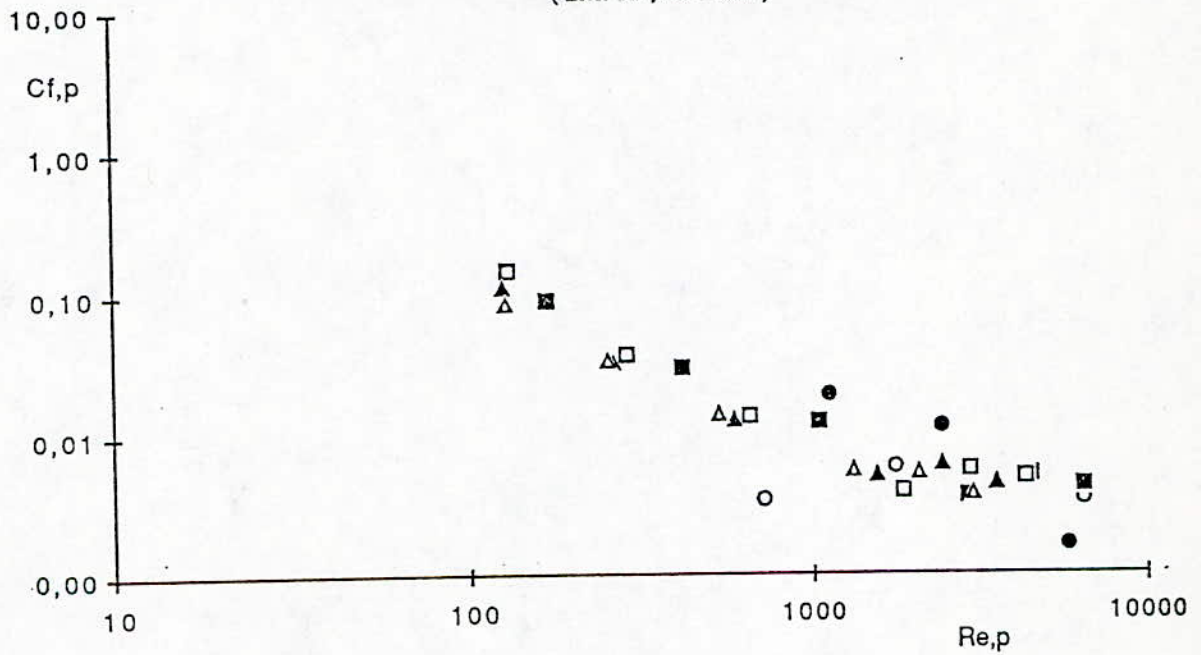
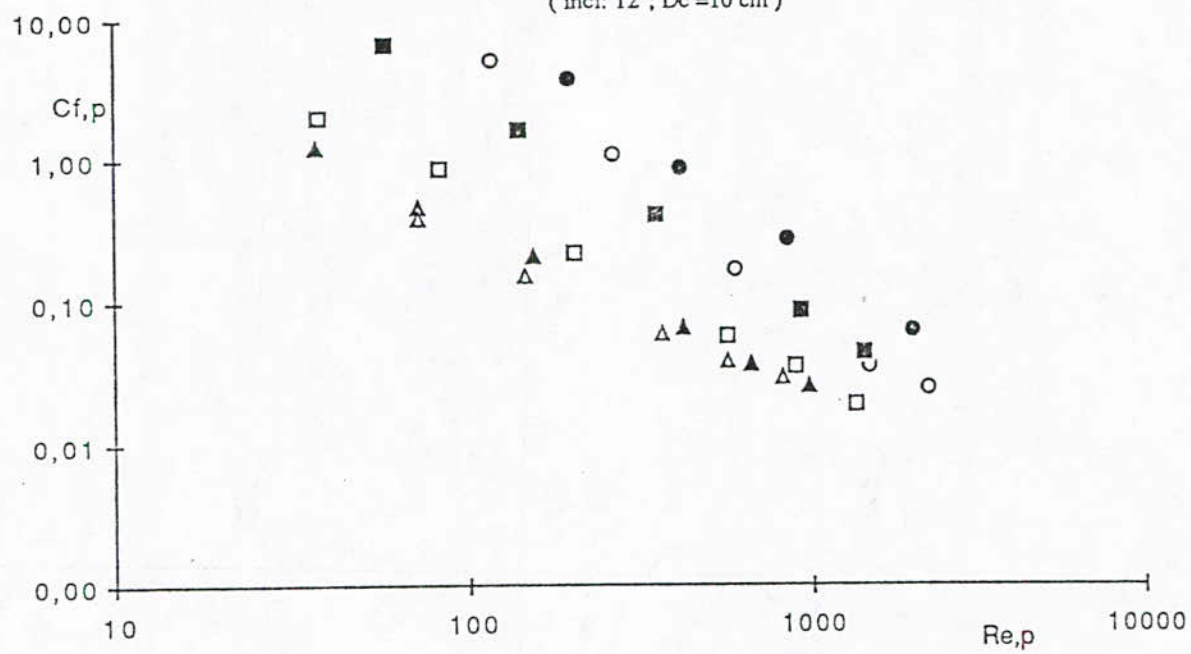


Fig. 6.4: Coefficient de frottement pariétal en fonction du Reynolds pariétal
(incl: 12°; Dc = 10 cm)



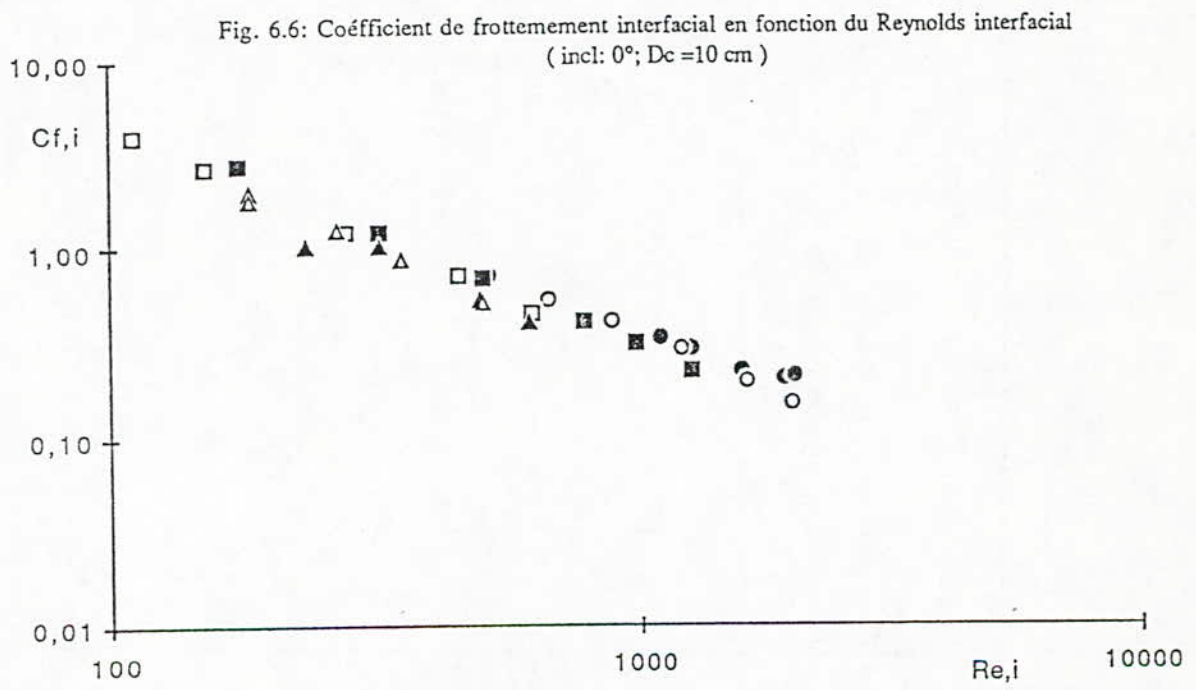


Fig. 6.8: Coefficient de frottement interfacial en fonction du Reynolds interfacial
(incl: 12°; Dc = 10 cm)

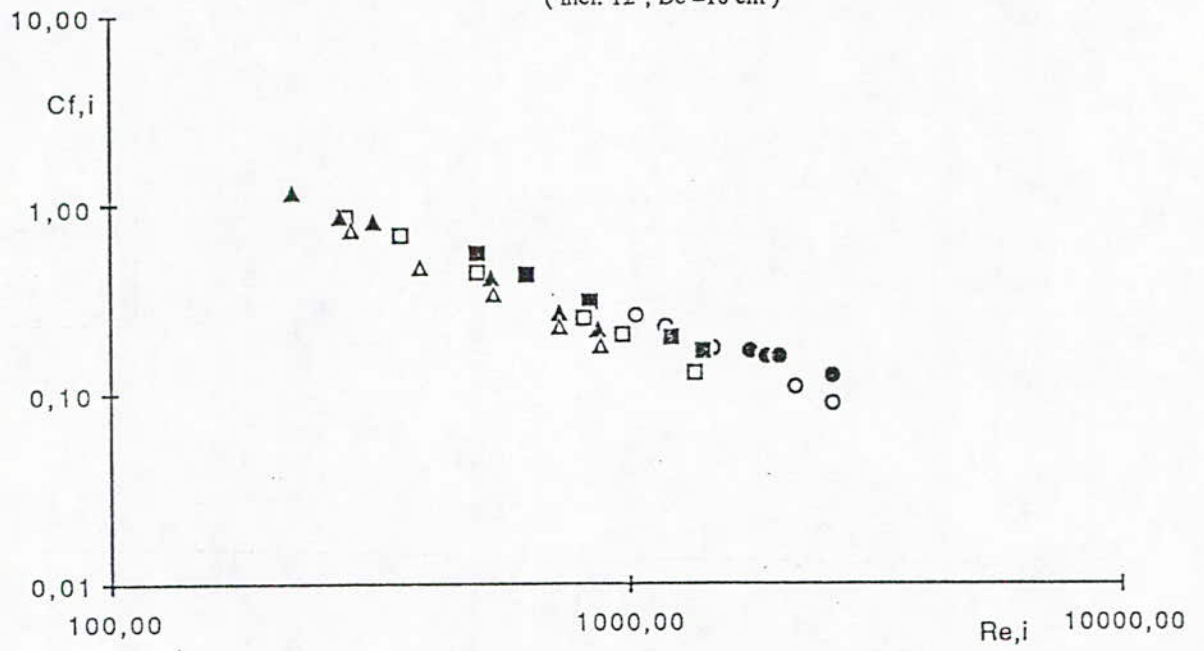


Fig. 6.9: Coefficient de frottement pariétal en fonction du Reynolds pariétal
(incl: 0°)

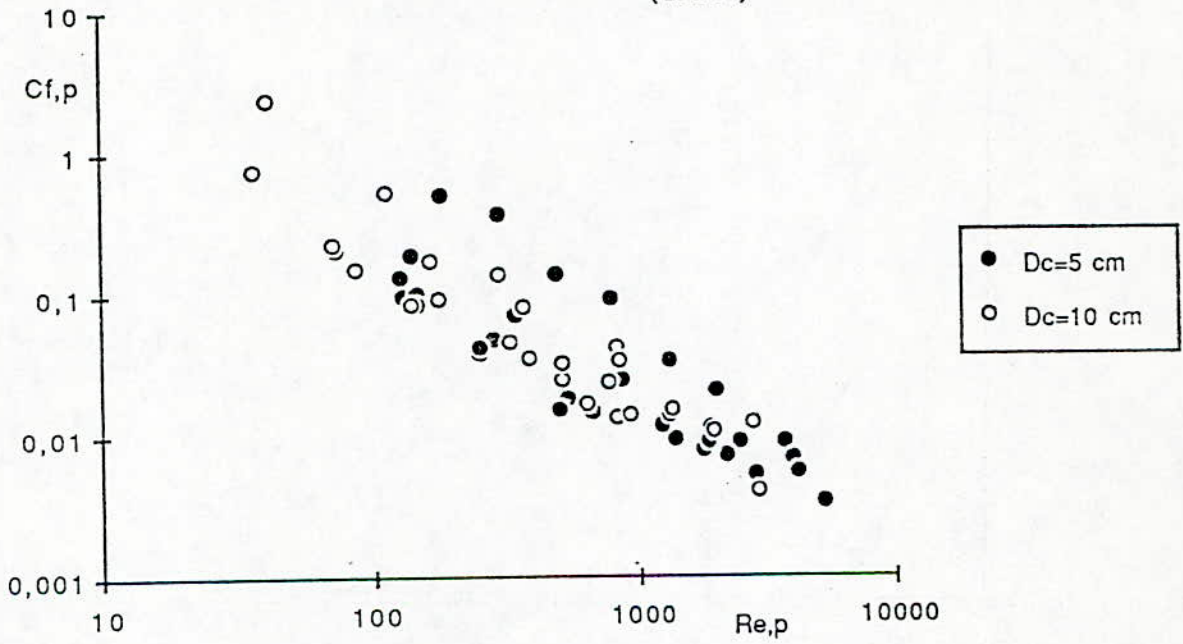
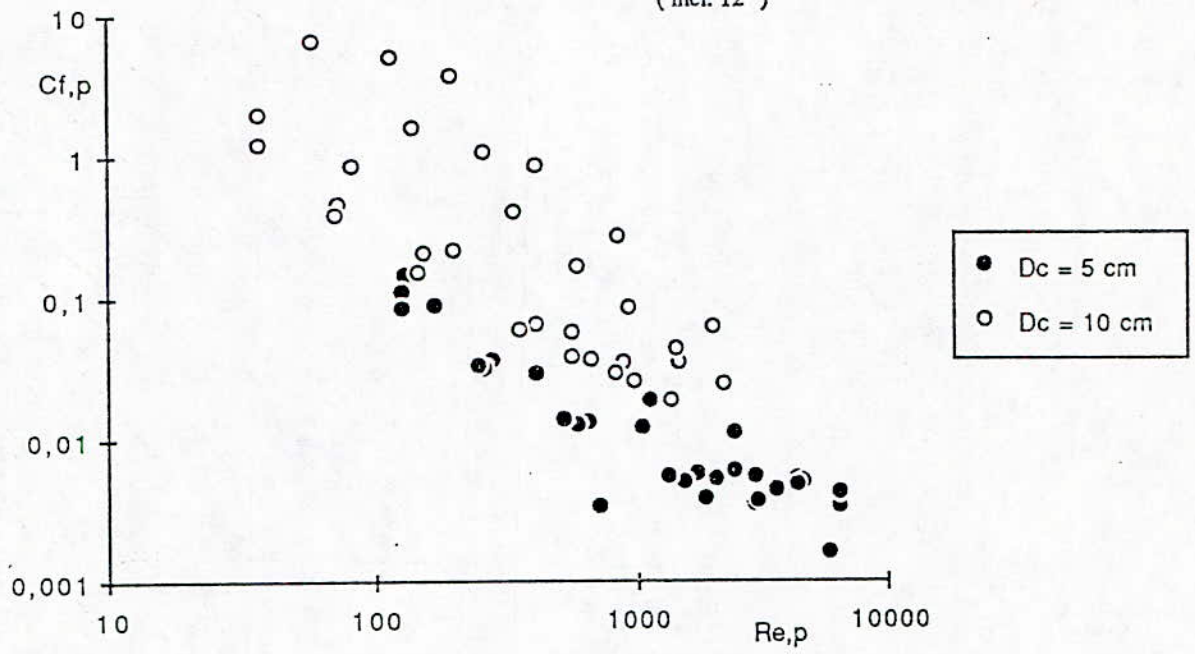


Fig. 6.10: Coefficient de frottement pariétal en fonction du Reynolds pariétal
(incl: 12°)



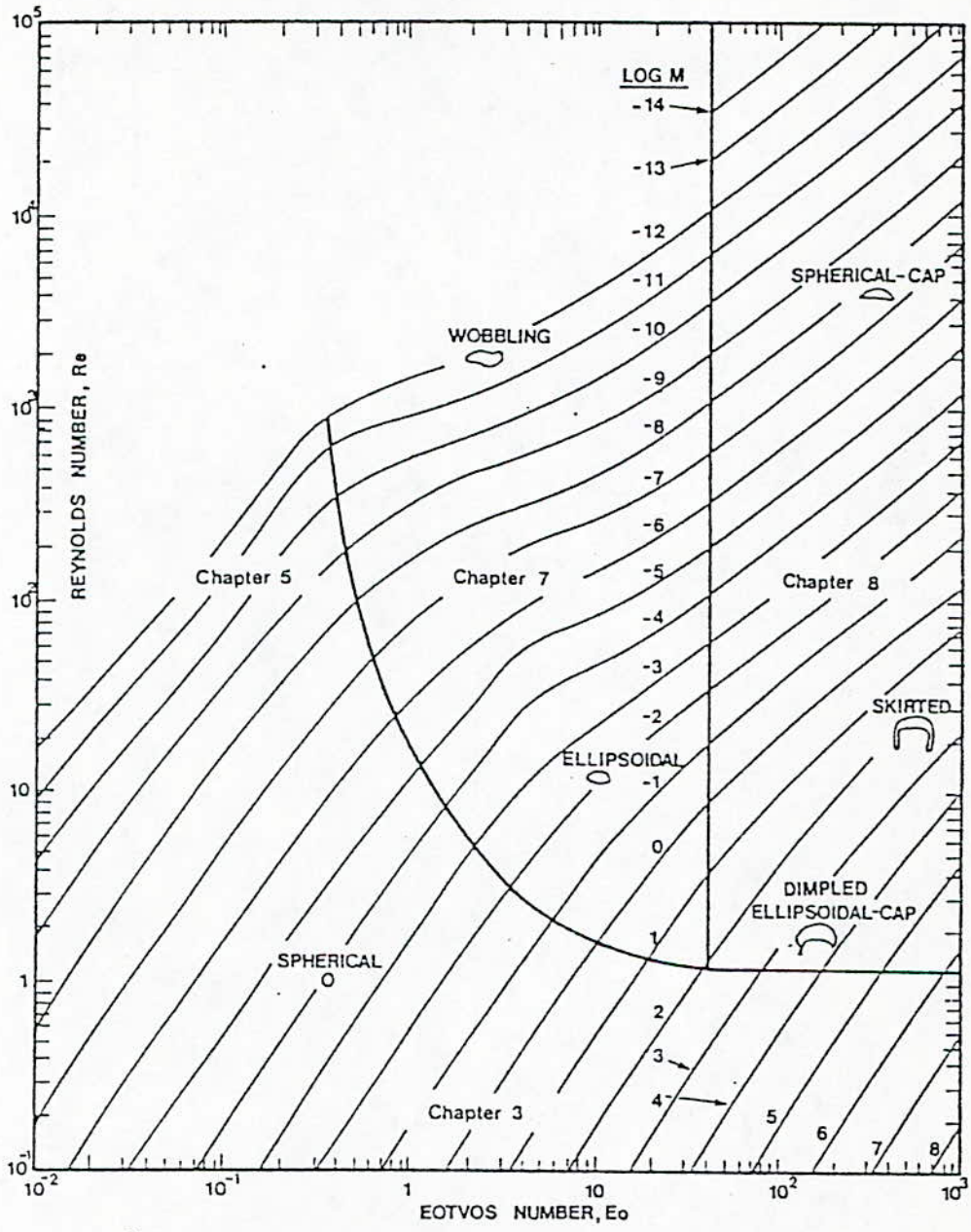


FIG. 6.11 Shape regimes for bubbles and drops in unhindered gravitational motion through liquids.

7. MODELISATION	203
7.1. présentation générale	203
7.2. modèle drift-flux	203
7.2.1. équations du modèle	203
7.3. modèle deux fluides	204
7.3.1. équations du modèle	204
7.4. test des modèles	206

CHAPITRE 7

MODELISATION

7. MODELISATION

7.1. présentation générale

Nous présentons dans ce chapitre le modèle " Drift-Flux " et le modèle à deux fluides.

Nous avons élaboré ces modèles pour un écoulement liquide-liquide dispersé permettant de prédéterminer le gradient de pression, et le taux de présence de phase.

7.2. modèle drift-flux

7.2.1. ÉQUATIONS DU MODELE

On prend un modèle à 3 équations qu'on se propose de tester sur nos données expérimentales. Le modèle s'écrit :

$$U_{ES} = R_E \cdot U_E$$

$$U_{HS} = R_H \cdot U_H$$

$$\frac{dp}{dx} = \frac{4 \tau_w}{D} + (\rho_E \cdot R_E + \rho_H \cdot R_H) \cdot g \cdot \cos(\theta)$$

$$\text{avec :} \quad \begin{aligned} R_E + R_H &= 1 \\ G &= U_H - U_E \end{aligned}$$

Nous prenons comme lois de fermetures :

$$f_w = \frac{2 \tau_w}{\rho_m U_m}$$

données par la loi de CHURCHILL, et le glissement comme suit :

$$G = 1,57 \left[\frac{\sigma g \Delta \rho}{r_E^2} \right]^{1/4}$$

Les figures 7.1; 7.2; 7.3; 7.4; représentent la comparaison des résultats du

modèle et les résultats expérimentaux, pour le taux de présence d'eau et le gradient de pression total.

Nous avons testé le modèle sur la conduite de 5 cm et 10 cm, ainsi qu'aux différentes inclinaisons.

Les résultats sont très satisfaisants, ce qui confirme qu'en est bien en régime d'écoulement dispersé homogène.

7.3. modèle deux fluides

7.3.1. ÉQUATIONS DU MODELE

On se propose de tester un modèle à 4 équations sur nos données expérimentales acquises au laboratoire.

$$U_{ES} = R_E \cdot U_E$$

$$U_{HS} = R_H \cdot U_H$$

$$\left[- \frac{dP}{dx} \right] R_E = \frac{4 \tau_w}{D} - \frac{P_I \tau_I}{A} + \rho_E \cdot R_E g \cdot \cos(\theta)$$

$$\left[- \frac{dP}{dx} \right] R_H = \frac{P_I \tau_I}{A} + \rho_H \cdot R_H g \cdot \cos(\theta)$$

$$\text{avec : } R_E + R_H = 1$$

$$f_W = \frac{2 \tau_w}{\rho_m U_m}$$

Pour fermer le terme de frottement interfacial, on introduit le coefficient de frottement interfacial f_I en utilisant comme échelle de vitesse, le contraste de vitesse entre l'eau et l'huile.

$$f_I = \frac{2 \tau_I}{\rho_E G^2}$$

En écoulement dispersé homogène, ISHII et ZUBER, proposent de modéliser f_I par une relation de régime visqueux

$$f_I = \frac{24}{R_{EI}} \quad \text{avec :} \quad R_{EI} = \frac{G \cdot d}{\nu_H}$$

Par ailleurs, comme nous l'avons démontré dans les chapitres précédent, nous avons :

$$\frac{P_I}{A} = \frac{4 R_H}{d}$$

Dans notre cas, on a pris un diamètre de gouttes moyen de 6 mm, pour une population monogouttes. On peut calculer empiriquement aussi le diamètre des gouttes par le Weber critique comme nous l'avons expliqué dans le chapitre 2. Nous noterons qu'en éliminant le gradient de pression entre les deux équations de conservation de la quantité de mouvement, on obtient :

$$0 = \frac{4 \tau_w}{R_E \cdot D} - \left[\frac{1}{R_E} + \frac{1}{R_H} \right] \frac{P_I \tau_I}{A} + \Delta \rho g \cdot \cos(\theta)$$

et en négligeant le terme de frottement pariétal, nous aurons :

$$\frac{P_I \tau_I}{A} = R_E \cdot R_H \Delta \rho g \cos(\theta)$$

d'où :

$$f_I G^2 = \frac{1}{2} R_E g d \frac{\Delta \rho}{\rho_E} \cos(\theta)$$

avec : $f_I = \frac{24}{R_{EI}}$,

et d constant, on obtient :

$$G = \frac{1}{48\nu} \frac{\Delta \rho}{\rho} g d^2 \cos(\theta)$$

Cette formulation nous donnent de bons résultats pour la conduite de 10 cm, ainsi que pour les faibles débits dans la conduite de 5 cm. Ceci s'explique qu'aux

forts débits d'huile, il y a formations d'essaims de gouttes, le diamètre de ces essaims étant grand, de l'ordre du diamètre de la conduite.

Dans ce cas, on prend :

$$G = \frac{\sqrt{g D \frac{\Delta \rho}{\rho}}}{R_E}$$

et alors :

$$f_I = \frac{1}{2} R_E^3$$

Les figures 7.5; 7.6; 7.7; 7.8; représentent la comparaison des résultats obtenus par le modèle et les résultats expérimentaux.

7.4. test des modèles

Nous avons testés ces deux modèles sur notre banque de données expérimentale, soit sur 300 points expérimentaux. (6 U_{HS} * 6 U_{ES} * 4 inclinaisons * 2 diamètres)

l'intérêt de ce modèle est de pouvoir accéder aux grandeurs du gradient de pression, et du taux de présence de phase.

Les figures 7.1 et 7.2 représentent la comparaison entre le taux de présence de phase calculer par le modèle , et le taux de présence de phase expérimental, tandis que les figures 7.3 et 7.4 , le gradient de pression calculé par le modèle en fonction du gradient de pression expérimental.

Nous voyons que ce modèle reflète assez bien les résultats expérimentaux du taux de présence de phase. Le gradient de pression est aussi bien représenter pour l'inclinaison 0° ; 2° ; 7° ; 12°

Fig. 7.1a : Comparaison fraction d'eau RE expérimental et théorique
 (modèle à drift flux)
 $D=53\text{mm}$ $\theta=0^\circ$

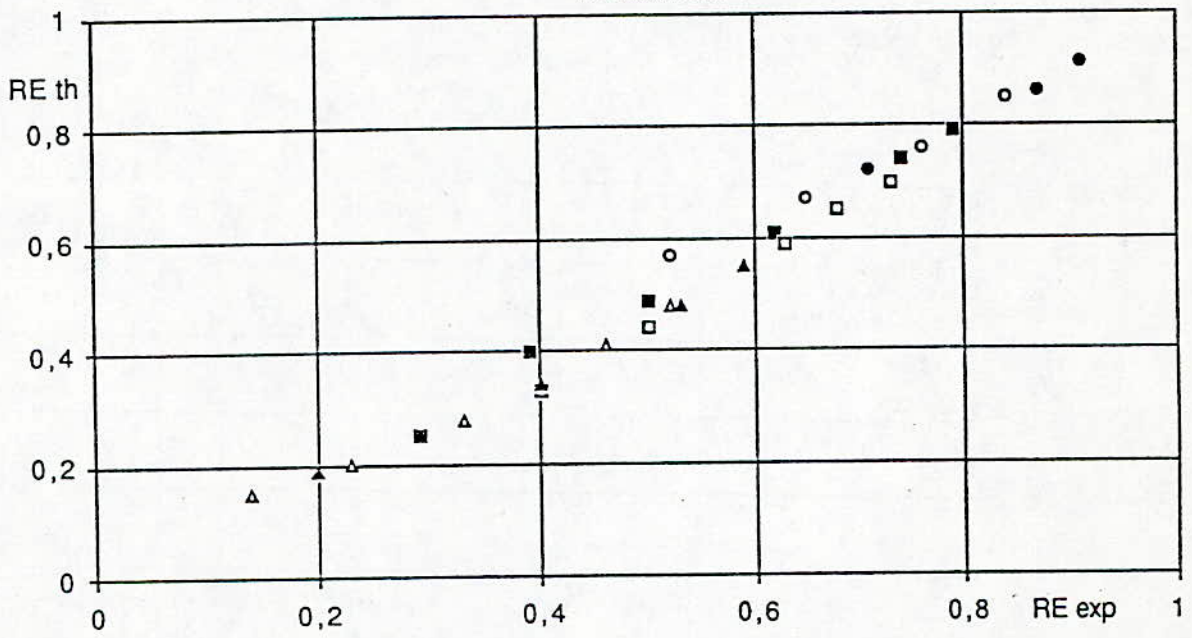


Fig. 7.1b : Comparaison fraction d'eau RE experimental et théorique
(modèle à drift flux)
D=100mm $\theta=0^\circ$

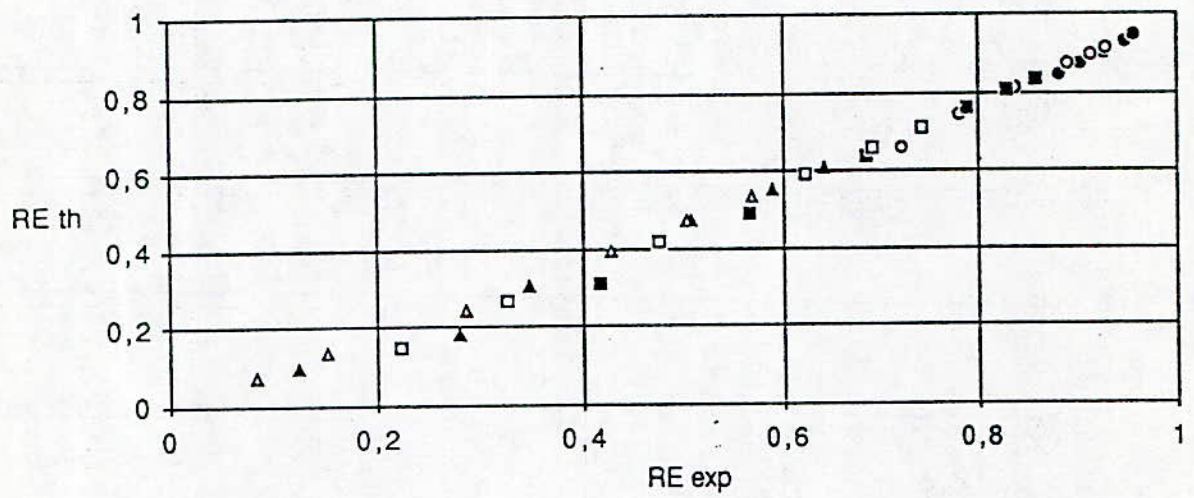


Fig. 7.2a : Comparaison fraction d'eau RE expérimental et théorique
(modèle à drift flux)
 $D=53\text{mm}$ $\theta=12^\circ$

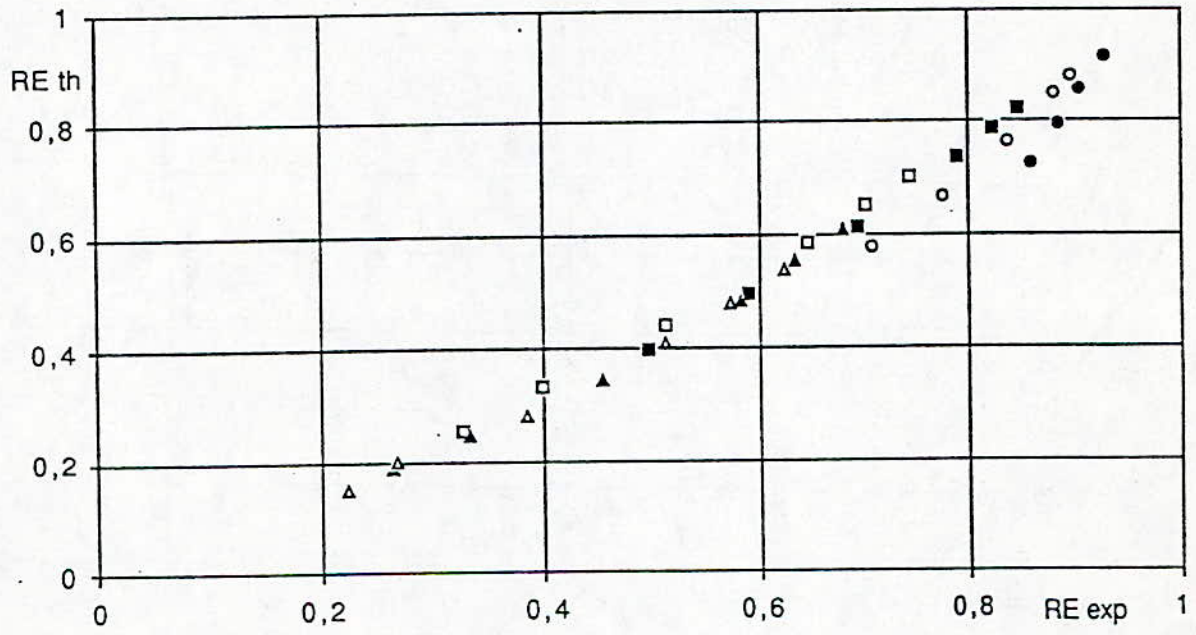


Fig. 7.2b : Comparaison fraction d'eau RE experimental et théorique
(modèle à drift flux)
D=100mm $\theta=0^\circ$

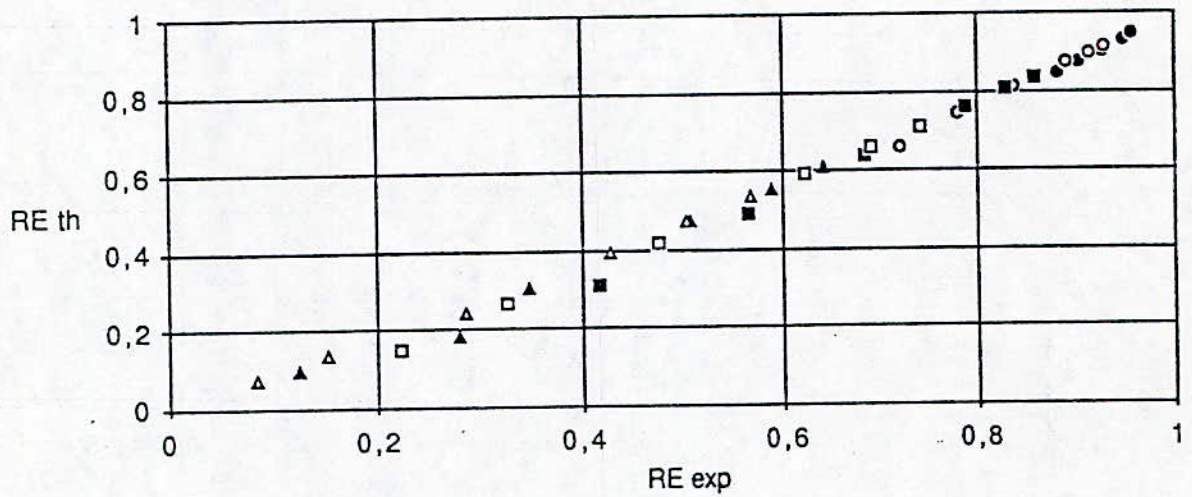


Fig. 7.03a : Comparaison dp/dx expérimental et
théorique
(modèle drift flux)
D 53mm $i\theta = 0^\circ$

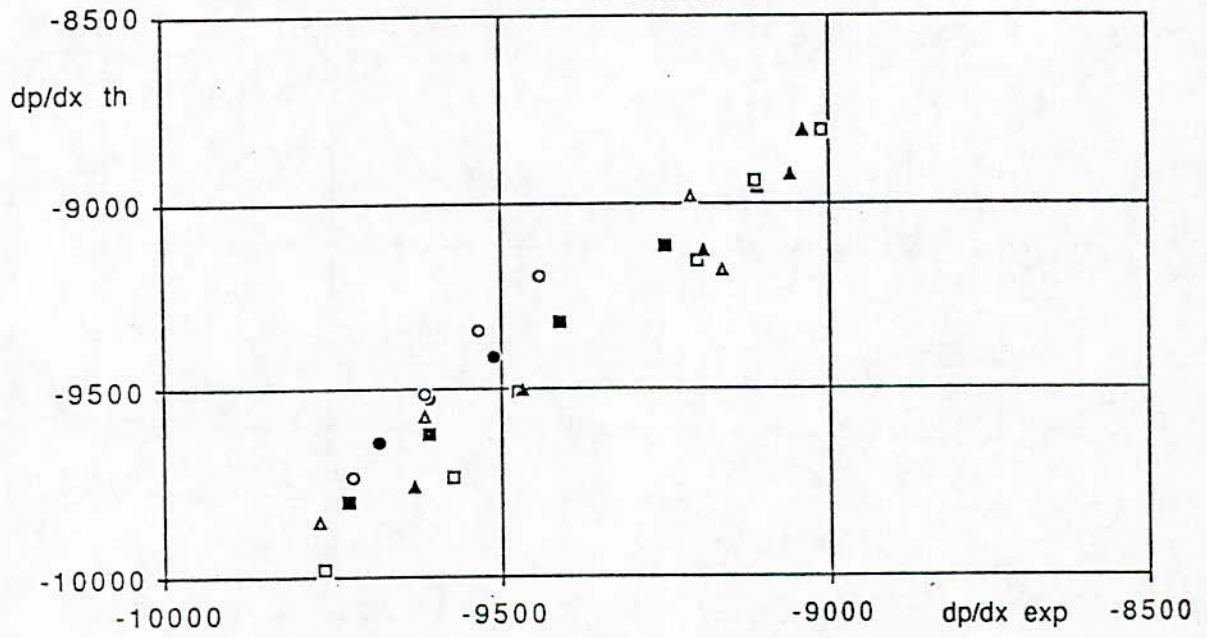


Fig. 7.04a : Comparaison dp/dx expérimental et théorique
(modèle drift flux)
D 53mm $\theta=12^\circ$

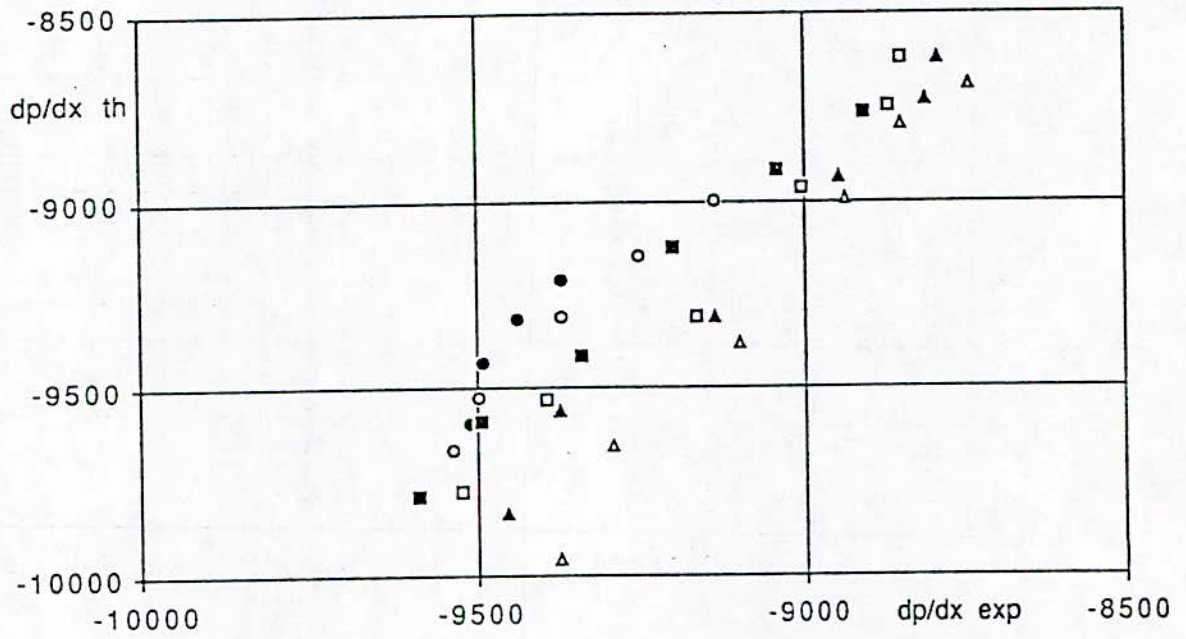


Fig. 7.05a : Comparaison fraction d'eau RE expérimental et théorique
 (modèle deux fluides)
 $D=53\text{mm}$ $t\acute{e}ta=0^\circ$

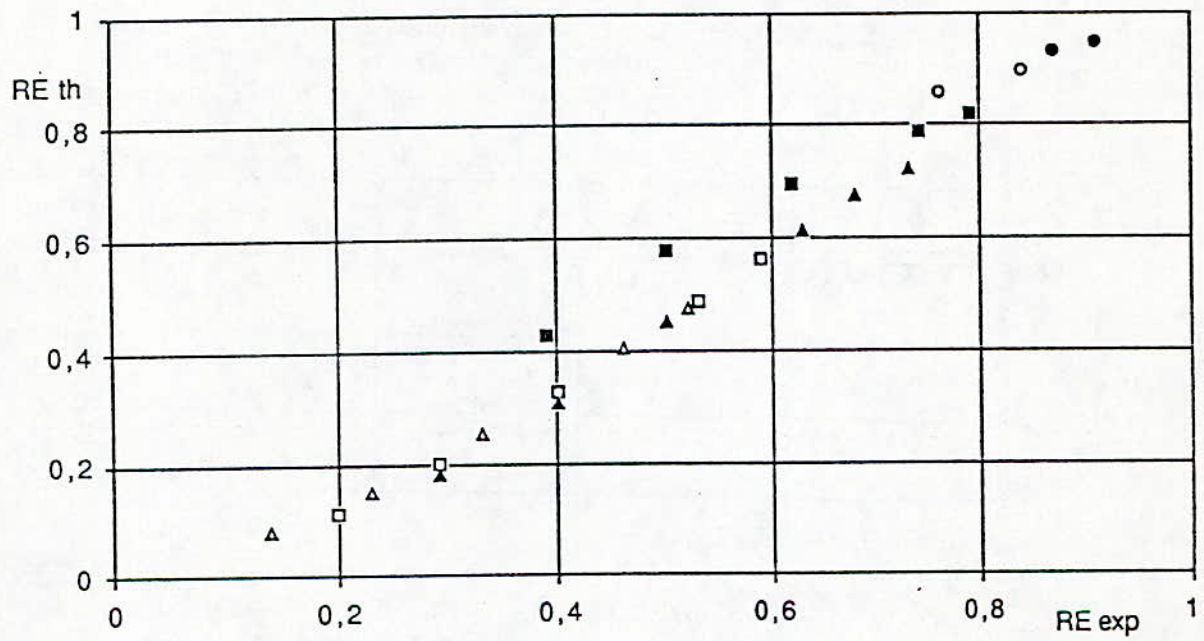


Fig. 7.5b : Comparaison fraction d'eau RE experimental et théorique
(modèle à deux fluides)
 $D=100\text{mm}$ $\text{teta}=0^\circ$

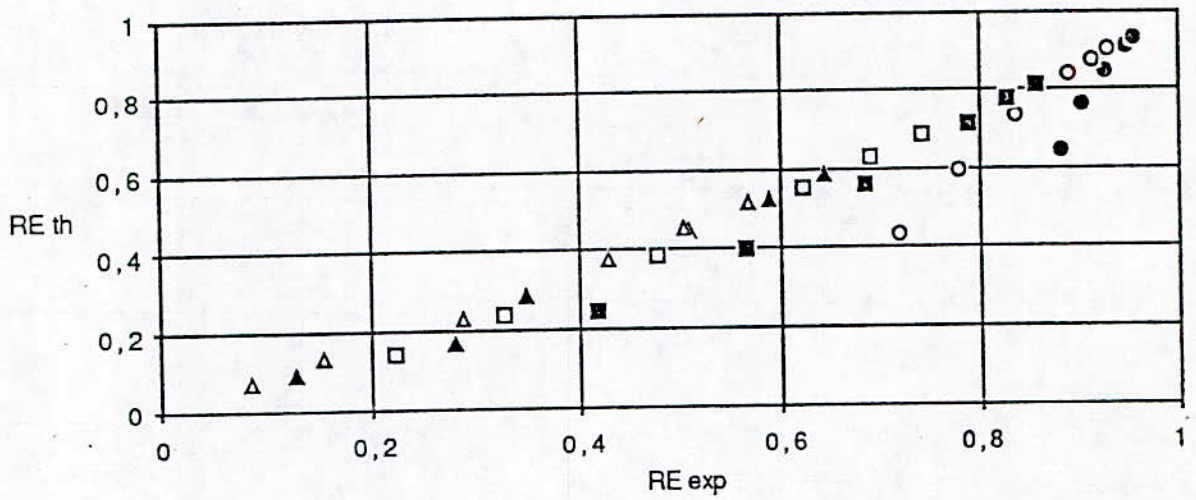


Fig. 7.06a : Comparaison fraction d'eau RE expérimental et théorique
 (modèle deux fluides)
 $D=53\text{mm}$ $\alpha=12^\circ$

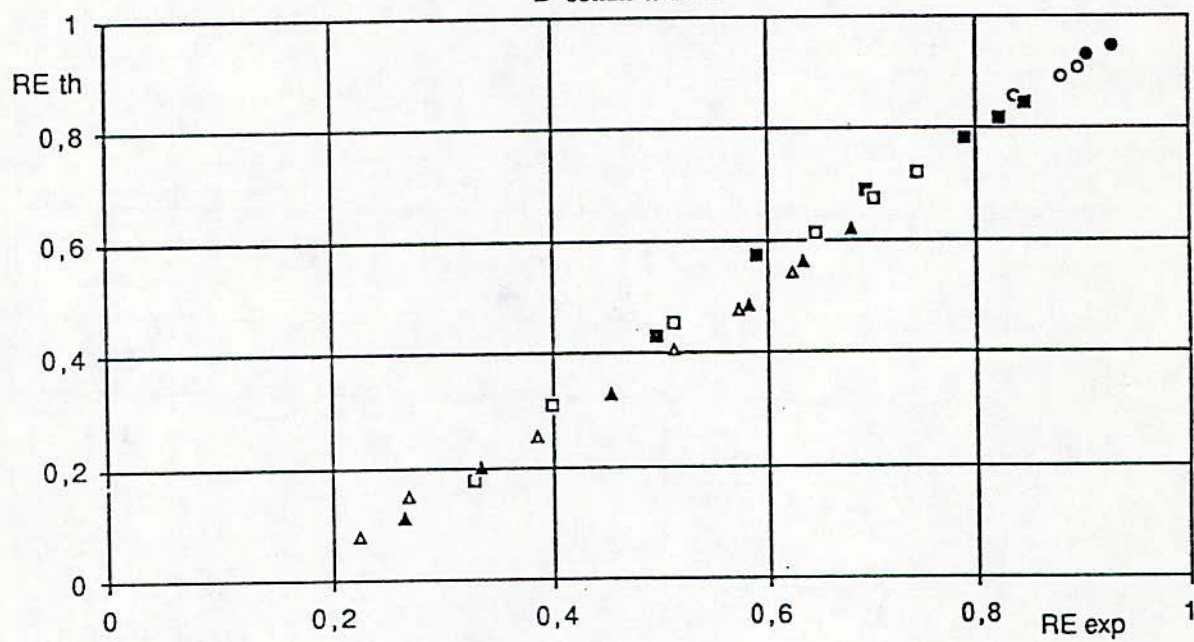


Fig.7.07a : Comparaison dp/dx expérimental et théorique
(modèle deux fluides)
 $D=53\text{mm}$ $t\theta=0^\circ$

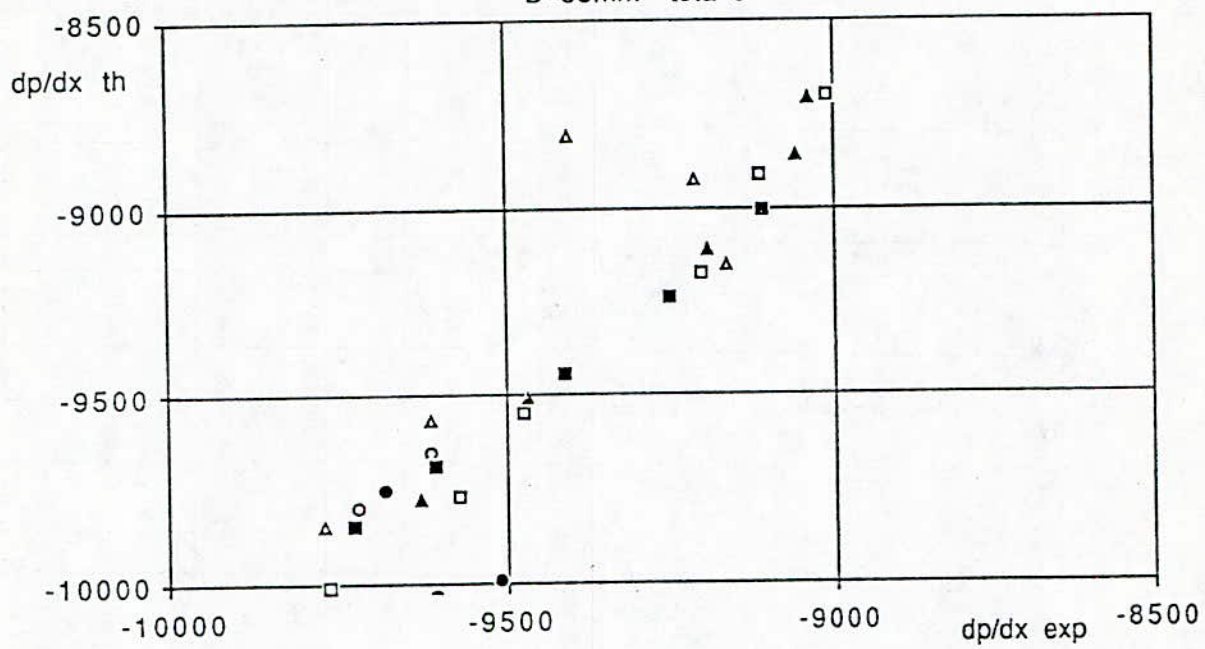


Fig. 7.7b : Comparaison dP/dx expérimental et théorique
(modèle à deux fluides)
 $D=100\text{mm}$ $\theta=0^\circ$

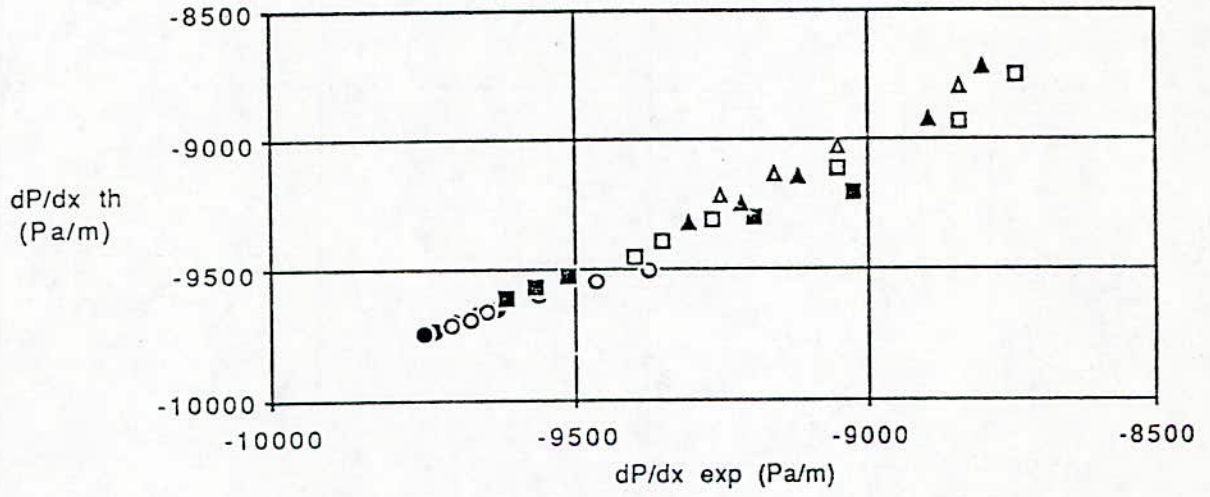


Fig.7.08a : Comparaison dp/dx expérimental et théorique
(modèle deux fluides)
 $D=53\text{mm}$ $\alpha=12^\circ$

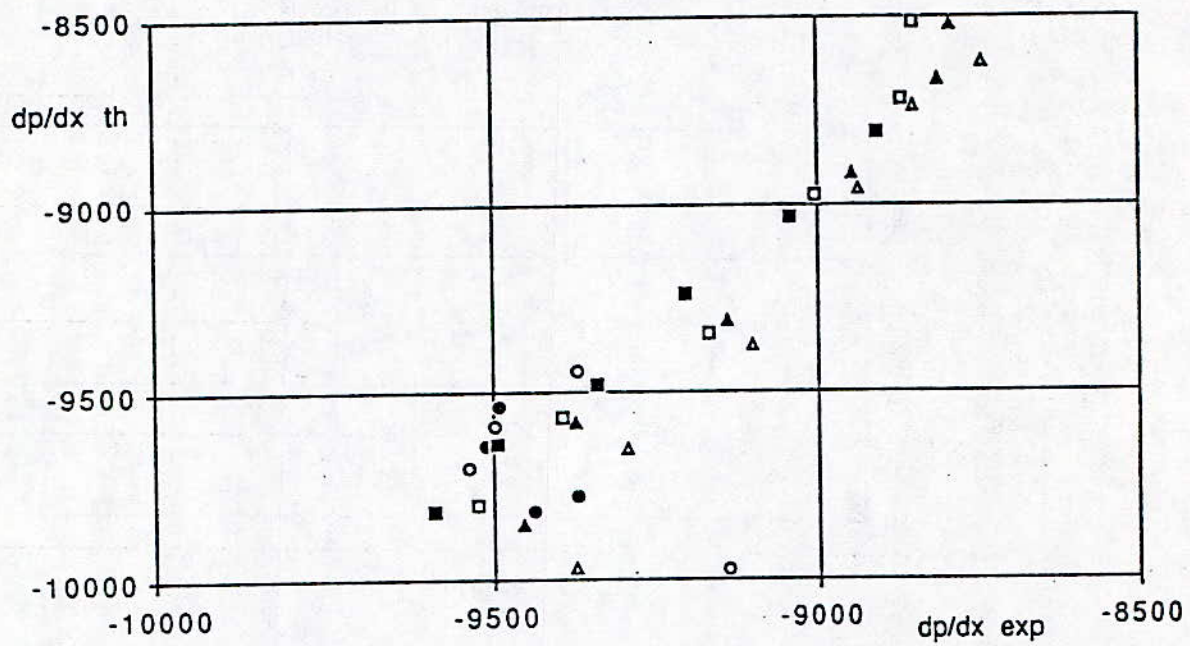


Fig. 7.9a : Comparaison fraction d'eau RE
expérimental et théorique
(modèle à drift flux)
D=53mm $\theta=7^\circ$

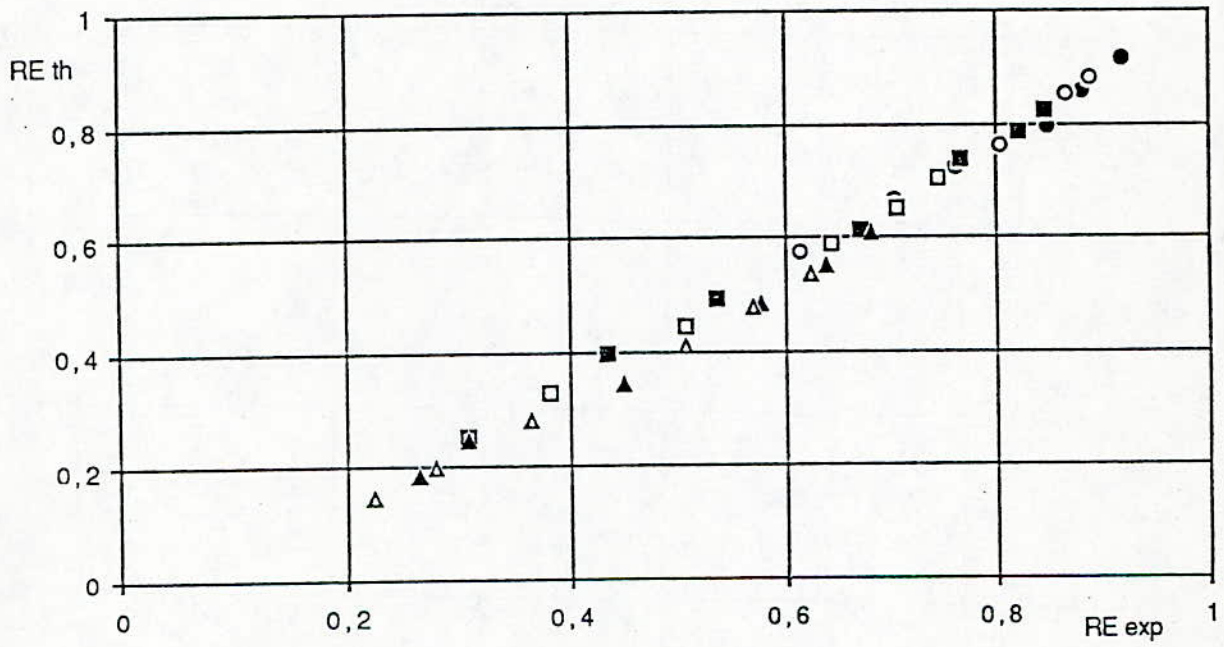


Fig. 7.11a : Comparaison dP/dx expérimental et théorique
 (modèle drift flux)
 D 53mm $\alpha=7^\circ$

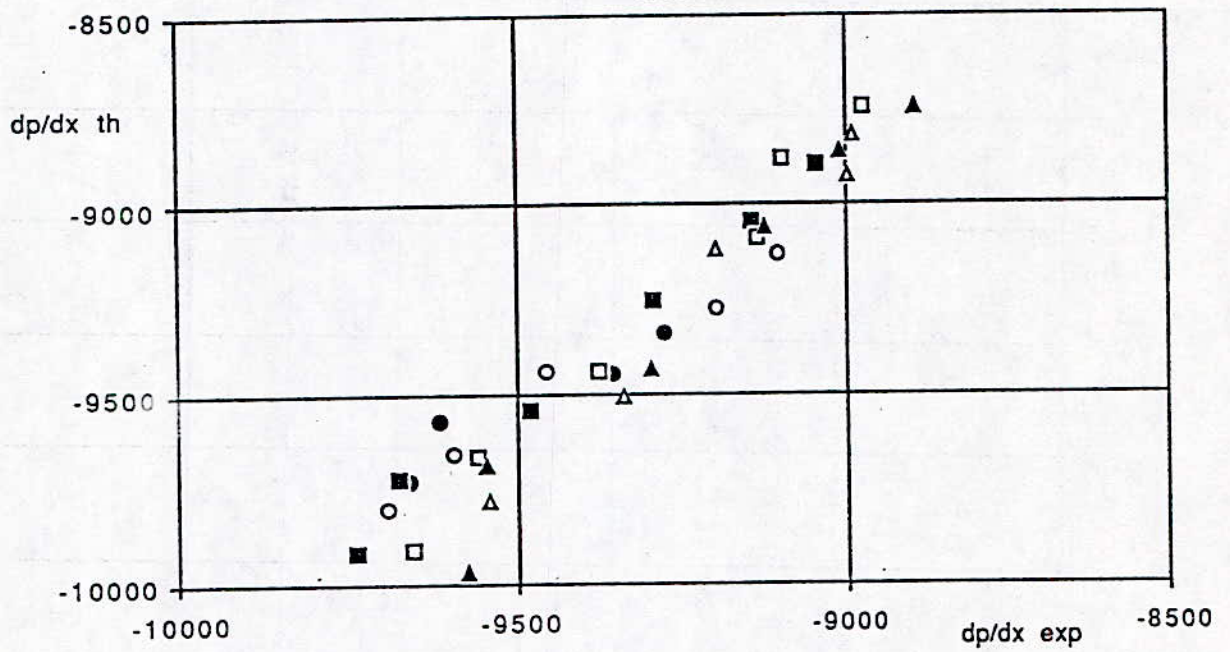


Fig. 7.13a : Comparaison fraction d'eau RE expérimental et théorique
(modèle deux fluides)
 $D=53\text{mm}$ $\alpha=7^\circ$

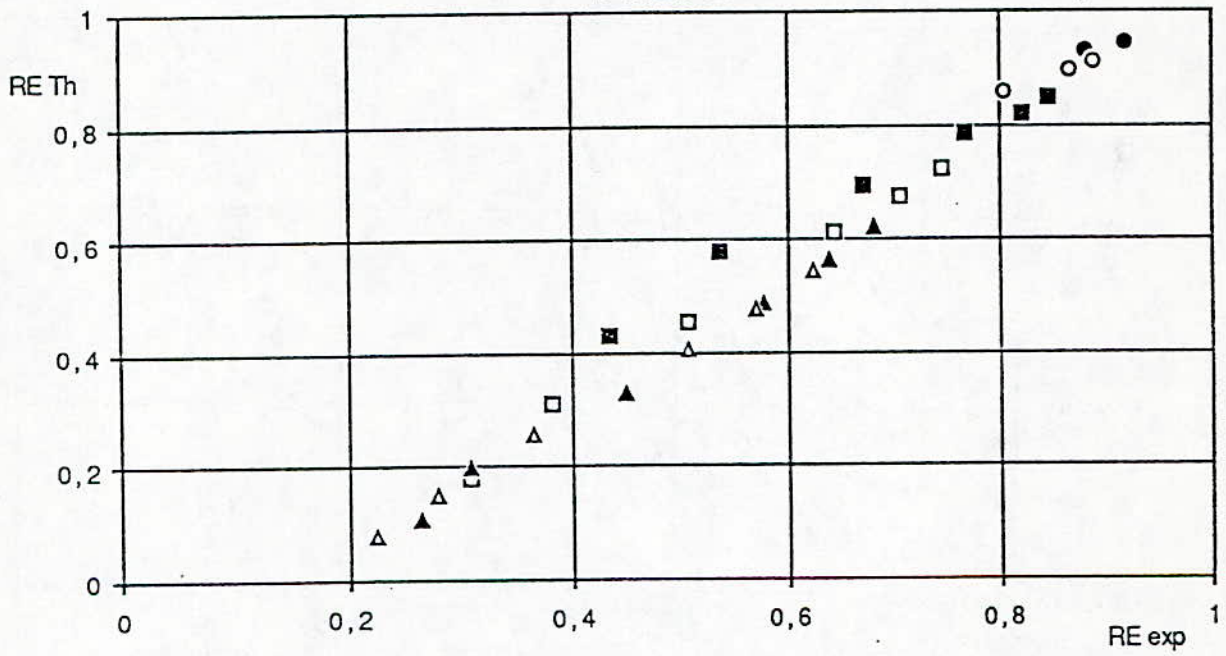
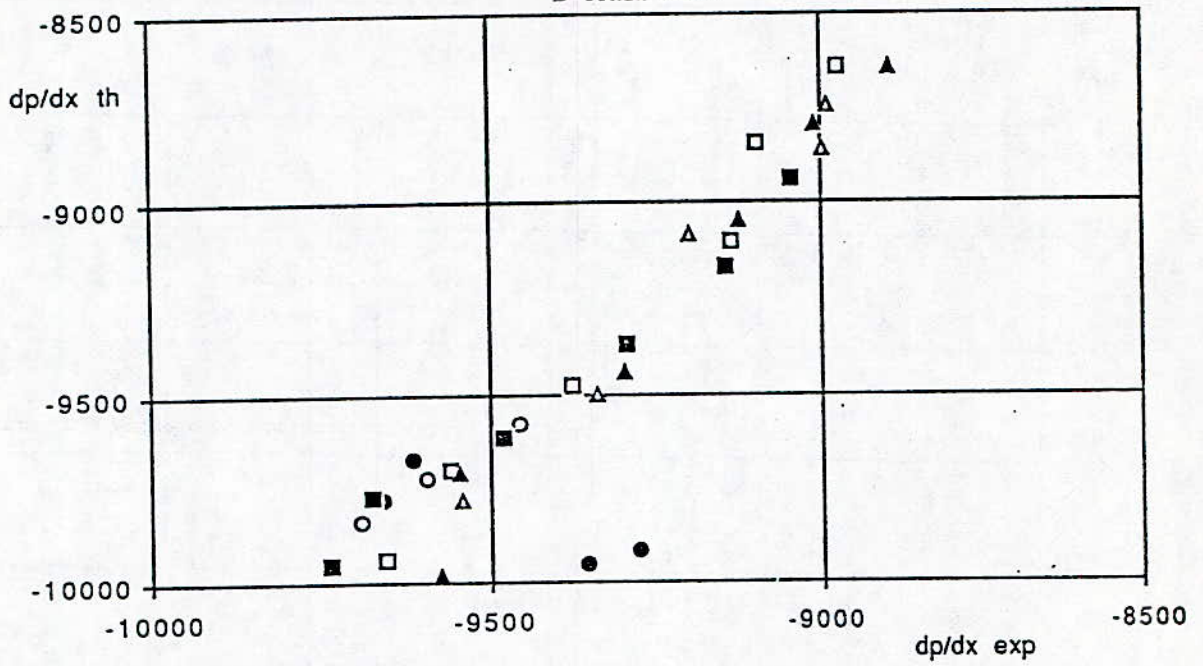


Fig.7.15a : Comparaison dP/dx expérimental et théorique
 (modèle deux fluides)
 $D=53\text{mm}$ $t\acute{e}ta=7^\circ$



BILAN ET PERSPECTIVES

BILAN ET PERSPECTIVES

Au terme de ce travail, il paraît utile de tenter de dégager les principaux résultats obtenus, et d'indiquer quels prolongements paraissent souhaitables.

Ce travail a abouti à un quadruple objectif :

1 - Une analyse bibliographique détaillée sur les écoulements diphasiques par une synthèse des connaissances actuelles.

2 - Une partie théorique par le développement des équations de conservation de masse et de quantité de mouvement, ainsi que les lois de fermetures en écoulements diphasiques (gaz-liquide) est faite

3 - Une partie expérimentale assez importante qui présente l'originalité d'avoir été réalisé dans les conditions proches des conditions pétrolières industrielles.

4 - La formulation d'un modèle "drift flux ", et d'un modèle " deux fluides " est proposé. Ces modèles permettent de prédéterminer le gradient de pression et le taux de présence de phases. Ces modèles en les incluant dans un programme de calcul des conduites permettent de contribuer à dimensionner les installations de transport pétrolier diphasiques.

Dans l'étude bibliographique, la formulation des coefficients de frottement pariétal et interfacial, les équations générales, le mouvement d'une bulle dans le liquide, la répartition des diamètres ont été développés. Il ressort que souvent les formules proposés ne sont applicables qu'en gaz-liquide, et que pour notre cas, des formulations des coefficients de frottement devraient être faites.

Nous avons développé une partie théorique sur les écoulements diphasiques gaz-liquide, où des lois de conservation de masse et de quantité de mouvement sont établis, ainsi que des lois de fermetures.

Les nombreux résultats expérimentaux acquis, ont permis la création d'une banque de données très importante pour la modélisation, la compréhension et l'interprétation de certains phénomènes physiques présent dans l'écoulement liquide-liquide, et non en gaz-liquide, tel que :

la formation des "essaims de gouttes" quand le taux de présence d'huile est assez fort.

Le changement de régime d'écoulement, où l'on voit que jusqu'à des taux de présence d'huile de 80%, c'est la phase huile qui est dispersé dans l'eau.

Le rôle de l'inclinaison de la conduite

A partir des résultats expérimentaux, nous avons développé deux modèles pour prédéterminer le taux de présence de phase, et le gradient de pression. Ces modèles vérifient très bien nos résultats expérimentaux, et sont un bon code de calcul pour les industriels. Ainsi pour ces deux modèles, nous avons défini des grandeurs de références adéquates aux écoulements liquide-liquide.

Il serait intéressant pour la suite de ce travail, d'étudier :

- La transition entre l'écoulement dispersé à gouttes d'huile dans l'eau, et l'écoulement dispersé à gouttes d'eau dans l'huile.

- La détermination expérimentale du diamètre des gouttes d'huile.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- ABRAHAM F.S. - 1970 - " functional dependance of drag coefficient of a sphere on Reynolds number" The physics of fluids; tome 2; pp. 2194-2195.
- ACHARJEE D. K., MITRA A. K., ROY A. N. - 1978 - " Cocurrent flow liquid-liquid ternary mass transfer in ejectors" Indian Journal of Technology, Vol. 16, July, pp.262-267.
- BARNEA D. , D. SHOHAM , Y. TAITEL;A.E.DUCKLER - 1985 - " Gaz - liquid flow in inclined tubes : flow pattern transition for upward flow " Ch. Engng. Sci. Vol 40, N° 1 , PP 131-136.
- BARNEA D. , N. BRAUNER - 1985 - " Holdup of the liquid slug in two phase intermittent flow " Int. Journal. Multiphase Flow .Vol 11. N° 1. pp. 43-49.
- BARNEA D. - 1986 - " Transition from annular flow and from dispersed bubble flow unified models for the whole range of pipe inclinations " Int. J. Multiphase Flow. Vol. 12 N° 5 . pp. 733-744.
- BARNEA D. - 1987 - "A unified model for predicting flow-pattern transitions for the whole range of pipe inclination" Int. J. Multiphase Flow, Vol. 13, N° 1, pp. 1-12
- BENFRATELLO G. - 1954 - " moto di una bolla d'ario entro un liquido in quiete". L'energia elettrica; part. 1; fevrier 1953, pp. 80-97; part. 2; aout 1953; pp.486-512; part. 3; juillet 1954, pp. 481-494.
- BEYERLEIN S.W., RAINER K.C., HORST J. R. - 1985 - "Prediction of bubbly concentration profiles in vertical turbulent two phase flow", Int. J. Multiphase Flow, Vol. 11, N°. 5, pp. 629-641.
- BONNECAZE R.H., J.R. ERSKINE and E.J. GRESKOVICH - 1971 -" Holdup and pressure drop for two phase slug flow in inclined pipelines " AiCHE Journal Vol. 17, N° 5 .
- BRAUNER N. and D. BARNEA - 1986 - " Slug / Churn transition in upward gaz-liquid flow" Ch. Engng. Sci. Vol 41 N° 1 , PP 159-163.

- BRINKMAN H. C. - 1947 - " A calculation of the viscous force exerted by a flowing fluid on a dense swarm of particles " Appl. Sci. Res., Vol. A, pp. 27.
- CHARLES M.E., GOVIER G.W., HODGSON G. W. - 1961 - Can. J. Chem. Eng., 39, 27.
- CLIFT R- GRACE J.R. - 1978 - " Bubbles, drops, and particles " Academic Press - New-York.
- CLIFT R. - J.R. GRACE - V. SOLLAZO - 1974 - " Continuous slug flow in vertical tubes " Journal of heat transfer - August .pp. 371- 376.
- COLLINS R. , F.F. MORAES , J.F. DAVIDSON et D. HARRISON - 1978 - " The motion of large gas bubbles rising through liquid flowing in a tube " J. Fluid. Mech. 89 , pp.497-514.
- COMOLET R. - 1979 - "Sur le mouvement d'une bulle de gaz dans un liquide" La houille blanche, N° 1.
- DELHAYE J.M. - 1970 - Thèse de doctorat es-science, université de GRENOBLE 1
- DUKLER A.E. - Y. TAITEL - 1983 - " Two phase gas - liquid flow " A short Course by University of Houston.
- DUKLER A.E., MARON D.M., BRAUNER N. - 1985 - "A physical model for predicting the minimum stable slug length" , 40, pp.1379-1385.
- EILERS. M. - 1941 - "The viscosity of emulsions of high viscosity material as function of concentration" Kolloid, 2; 97; 313.
- EINSTEIN A. - 1906 -Annals. Phys. Vol. 19, pp.289.
- FABRE J. - 1982 -" Ecoulements diphasiques " Cours photocopiés à l'I.M.F.T / I.N.P.T.
- FABRE J. - G. FERSCHNEIDER - L. MASBERNAT - 1983 - " Intermittent gaz-liquid flow modelisation in horizontal or weakly inclined pipes" International Conference of the Physical modelling of Multiphase flow . 19-21 April - Coventry U.K.
- FABRE J., FRECHOU D., MASBERNAT L., PERESSON L. - 1983 - "Structure et modélisation d'écoulements multifluides en conduites verticales" I.M.F.T.
- FERNANDEZ R.C. , R. SEMIAT , A.E. DUKLER - 1983 - "Hydrodynamic model for gas - liquid slug flow in vertical tubes " AIChE Journal , Vol 29 , N° 6 , PP. 981 - 989.

- FERRE D. - 1979 - " Ecoulements diphasiques à poches en conduite horizontale " Revue de l'Institut Français du Pétrole (I.F.P.) . Vol XXXIV , N° 1 . 79004.
- FERSCHNEIDER - 1982 - " Ecoulements gaz-liquide à poches et à bouchons dans les conduites de section circulaire "Thèse de Docteur Ingénieur I.M.F.T. / I.N.P.T.
- FITREMAN J.M. - 1977 - Thèse de doctorat d'état es-science, PARIS VI
- FITREMAN J.M. - 1979 - La houille blanche, N° 617, pp. 341.
- 10 FRECHOU D. - 1986 - " Etude de l'écoulement vertical ascendant à trois fluides en conduites verticale" Thèse de Doctorat de l'Institut National Polytechnique de Toulouse - Institut de Mécanique des Fluides .
- FRECHOU D.,RAMIO J., FABRE J. - 1985 - " Etude expérimentale des écoulements gaz-liquide ascendants à 3 phases" Actes du 7^{eme} congrès de mécanique de Bordeaux.
- GOLDING J.A.- C.C. MAH - 1974 - " The effect of mass transfer on flow characteristics in vertical two phase unstable flow " The Canadian Journal of Chemical Engineering , Vol.52 February .
- GOVIER G.W.; AZIZ K.; FOGARASI M. - 1972 - " pressure drops in wells producing oil and gaz". J. of. Can. Petr., July, pp. 38-46.
- GRACE J. R. - 1973 - "Shapes and velocities of bubbles rising in infinite medium" Trans. Inst. Chem. Eng., Vol. 51, pp. 116-120.
- GRACE J.R., CLIFT R. - 1979 - "Dependance of slug rise velocity on tube Reynolds number in vertical gaz-liquide flow" Chem. Engng. Science, Vol. 34, pp. 497.
- GRIFFITH P. and G.B. WALLIS - 1961 - " Two phase slug flow "Journal of Heat Transfer of ASME . August .pp 307-320.
- GUENIN R. - 1980 - " Etude expérimentale et théorique d'un écoulement diphasique en conduites verticales et quasi-horizontales , Applications " Thèse de Docteur 3^{eme} Cycle à l'Université Pierre et Marie Curie - Paris VI .
- GUTH E. et R. SIMHA - 1936 -Kolloidzeitschrift, Vol. 74, pp.266.
- HABERMAN W.B.; MORTON R.K. - 1956 -" an experimental study of bubbles moving in liquids " Am. soc.of civil eng. transactions; Vol.121;pp. 227-252.
- 10 HADAMARD J. - 1912 - " mouvement permanent lent d'une sphère liquide et visqueuse dans un liquide visqueux" C. R. Ac. Sc. t.152; (1912); pp. 1375-1738; t. 154; (1912); pp.109.

- HARMATY T.Z.- 1960 - " Velocity of large drops and bubbles in media of infinite or restricted extend " AICHE Journal , 6 , 281.
- HARPER J.F. - 1972 - " the motion of bubbles an drops through liquids". Advances in applied.
- HARTLAND S., VOHRA D. K. - 1978 - "Koaleszenz in vertikalen dishtgepockten dispersion" Chem. Ing. Tech. 50, N° 9, pp.673-682.
- HATSCHEK E.- 1911 -Kolloidzeitschrift, Vol. 8, pp. 34.
- ISHII M. - 1975 - "Thermo-fluid dynamic theory of two phase flows" Ed. EYROLLES.
- KETTAB A. ; P. CHENAIS ;L. MASBERNAT - 1988 -" Upward oil water flows in vertical or slightly inclined pipes " EUROMECH 234. Turbulent two phase flow systems. May.
- KETTAB A. ; L. LINE; L. MASBERNAT - 1989 b-" Modèles d'écoulements eau-huile en conduites verticales ou faiblement déviées". Actes du 2^{eme} Colloque Maghrébin sur les Modèles Numériques de l'Ingénieur (C.M.M.N.I.2.); pp. 169-179.; Rabat-Maroc.
- KETTAB A., LINE, A., MASBERNAT, L.-1990 a- "Ecoulements diphasiques en conduites verticales " Part. I : "Ecoulements liquide-liquide en conduites verticales et légèrement déviées." A paraître JOURNAL OF TECHNOLOGY.- Ed. O.P.U.
- KETTAB A., LINE, A., MASBERNAT, L.-1990 d- "Upward oil water two-phase flow in vertical and weakly inclined pipes." A soumettre à INT JOURNAL MULTI-PHASE FLOW.
- ΛO KETTAB A., LINE, A., MASBERNAT, L.-1990b-"Ecoulements diphasiques en conduites verticales " Part. II : "Modélisations en écoulements gaz-liquide en conduites verticales et légèrement déviées". A paraître JOURNAL OF TECHNOLOGY - Ed. O.P.U.
- KETTAB A., LINE, A., MASBERNAT, L.-1990c-"Modélisations du frottement interfacial et pariétal en écoulement liquide-liquide." A soumettre au JOURNAL DE l' I.F.P.
- KETTAB A.-1988 - "The problems of water quality." A scientific periodical issued twice a year THE ARAB JOURNAL OF SCIENCE, N° 11; April; pp. 69-74.
- KETTAB A.; L. LINE; L. MASBERNAT - 1989 a-" Ecoulements eau-huile en conduites verticales ou faiblement déviées " R.I. N° 415; I.M.F.T. septembre.

- KOECK C. - 1980 - " étude du frottement pariétal dans un écoulement diphasique vertical ascendant". Thèse de Docteur-Ingénieur. Univ. P & M Curie. Paris VI centre d'Orsay.
- KOECK C. - 1980 - " Etude du frottement pariétal dans un écoulement diphasique vertical ascendant " Thèse de Docteur Ingénieur - Université de Paris VI.
- LEVITON A. et A. LEIGHTON - 1936 -J. Phys. Chem., Vol. 40 ; PP. 71.
- LIN P.Y. - T.J. HANRATTY - 1986 - " Prediction of the initiation of slugs with linear stability theory " Int. J. Multiphase Flow . Vol.12 , N° 1 . PP.79-98.
- LINE A., L. MASBERNAT - 1985 - Ecoulements intermittents de gaz et de liquide en conduite verticale " Revue de l'Institut Français du Pétrole (I.F.P.) - Vol.40 N° 3.
- LINE A., MASBERNAT L. - 1985 - "Ecoulement intermittent de gaz et de liquide en conduite verticale" Revue de l'Institut Français de Pétrole, Vol. 40, N° 3, pp. 323-328.
- 10 LINE A.- 1983 -" Ecoulement intermittent de gaz et de liquide en conduite verticale " Thèse de Docteur Ingénieur I.M.F.T / I.N.P.T.
- MACQUILLAN K.W., WHALLEY P.B. - 1985 - "Flow patterns in vertical two phase flow" Int. J. Multiphase Flow, Vol. 11, N° 2, pp.161-175.
- MASBERNAT L. - 1988 -" Mécaniques des fluides " Cours photocopiés à l'I.M.F.T / I.N.P.T.
- McQUILLAN K.W. - P.B. WHALLEY - 1985 - " Flow patterns in vertical two phase flow "Int. J. Multiphase Flow. Vol 11. N° 2. PP.161-175.
- MISHIMA K. - M. ISHI - 1984 - " Flow regime transition criteria for upward two-phase flow in vertical tubes "
- NICKLIN D.J. ; DAVIDSON J.F. - 1970 - " the outset of instability on two phase slud flow". Inst. Mech. Eng. (London). Proc. of. Symp. on two phase flow (paper 4)
- OTTEN L. and S. FAYED - 1977 - "Slug velocity and slug frequency measurements in concurrent air / non-newtonian slug flow " Trans . Inst . Chem. Engrs., Vol 55 - pp. 65-67.
- PURSLEY W. C., HUMPHREYS J.S. - 1979 - "Two phase flow measurement at nel" Fluid mechanics silver jubilee conference - Glasgow - G.B.R. ed. Glasgow
- RICHARSON E. G. - 1953 -Kolloidzeitschrift, Vol. 5 ; pp. 404 (1950) et Vol. 8 ; pp. 367.

- ROS N.C.J. - 1961 - " simultaneous flow of gaz and liquid as encountered in well tubing". J. Pet. Tech. 13. pp.1037-1049.
- 10 ROSANT J. L. - 1986 - "Méthode de calcul d'un écoulement diphasique stratifié et laminaire en conduite circulaire" C. R. Acad. Sc. Paris, t. 302, série 2, N° 5, pp. 97-100.
- RUSSEL T. W. C., HODGSON G. W., GOVIER G. W. - 1959 - Can. J. Chem. Eng., 37, 9.
- RYBCZYNSKI W. - 1911 - " sur le mouvement de translation d'une goutte isolée dans un milieu visqueux" Bull. Int. Acad. Pol. Sci.; série A; pp. 40-46.
- SAMUEL MARTIN C. - 1976 - "Vertically downward two phase slug flow "Journal of Fluids Engineering - December - PP.715 - 722.
- SHERMAN P. - 1968 Emulsion science Edited by. P. Sherman, Académic Press (London et New-york)
- SPEEDING P.L.- V.T. NGUYEN - 1979 - " Regime maps for air-water two phase flow" Chem.Eng.Sci.Vol 35 , PP 779-793.
- TAITEL Y. , D. BORNEA , A.E. DUCKLER - 1980 - " Modelling flow pattern transitions for steady upward gaz-liquid in vertical tubes " AIChE Journal, Vol 3, pp. 345 - 354.
- TAITEL Y. - A.E. DUKLER - 1977 - " A model for slug frequency during gaz-liquid flow in horizontal and near horizontal pipes " Int.J.Multiphase Flow. Vol 3, pp.585-596.
- TAYLOR G. I. - 1934 -Proc. Roy. Soc. (London), Vol. A 146; pp. 501.
- TAYLOR. G. I. - 1932 -" The transport of vorticity and heat through fluids in turbulent motion " Pro. Roy. Soc. London. A135, N° 828; pp.685-706.
- 10 THOMAS D. G.- 1961 -" Laminar-flow properties of flocculated suspensions" A.I.C.H.E. Journal, Vol 7 n° 3, pp. 431-437.
- THOMAS D. G.- 1967 - " Transport characteristics of suspensions of uniform spherical particals " J. Colloid. Sci., Vol. 20, pp. 267.
- THOMAS G. G. - 1981 -" Bubble coalescence in turbulent flows "Int. J. M. Flow Vol. N° 6; pp. 709-717.

- TRIKI T. - 1978 - " Etude expérimentale de l'écoulement vertical ascendant d'un mélange gaz-liquide en configurations à poches " Thèse de Docteur Ingénieur à l'Université Pierre et Marie Curie - Paris VI.
- TUTU N.K. - 1984 - " Pressure drop fluctuations and bubble - slug transition in a vertical two phase air - water flow " Int . J. Multiphase Flow. Vol 10. N° 2 . PP.211-216.
- VANDEN-BROECK J.M. - 1984 - " Bubbles rising in a tube and jets falling from a nozzle " Phys.Fluids . 27. (5).
- VERMEULEN L.R. and J.T. RYAN - 1971 - " Two-phase slug flow in horizontal and inclined tubes " The Canadian Journal of Chemical Engineering , Vol.49.
- WALLIS G.B. - 1974 - " the terminal speed of single drops of bubbles in an infinite medium " Int. J. Multiphase flow; Vol. 1; pp.491-511.
- WALLIS G.B.- 1969 - " One dimensional two-phase flow " Mac Graw Hill Book CO., New York.
- WEGENER P.; PARLANGE J.Y. - 1973 - " spherical cap bubbles " Annual Review of Fluid Mechanics; Vol.5; pp.79-100.
- 10 WEISMAN J. - S.Y. KANG - 1981 - "Flow pattern transition in vertical and upwardly inclined lines " Int. J. Multiphase Flow , Vol. 7 . PP. 271-291.
- WHITE E. T. and R.H. BEARDMORE - 1962 - " The velocity of rise of single cylindrical air bubbles through liquids contained in vertical tubes " Ch.Engng.Sci.; 17, PP.351-361.
- WINNIKOV S.; CHAO B.T. - 1966 - " droplet motion in purified systems". The physics of fluids, Vol. 9; pp. 50-61.
- 3 ZUKOSKI E.E. - 1966 - " influence of viscosity, surface tension, and inclination angle on motion of long bubbles in closed tubes" J. Fluid. Mech. vol.25 part. 4, pp.821-837.

ANNEXES

ANNEXES 1 : BANQUES DE DONNEES EN LIQUIDE-LIQUIDE

ANNEXES 2 : MODELES LIQUIDE-LIQUIDE

ANNEXES 3 : PROGRAMME DE CALCUL DES DEBITS

ANNEXES 4 : TESTS D'ECOULEMENTS

ANNEXES 1

BANQUES DE DONNEES LIQUIDE-LIQUIDE

A.1.1. BANQUE 0°

A.1.2. BANQUE 2°

A.1.3. BANQUE 7°

A.1.4. BANQUE 12°

	A	B	C	D	E	F
1	N°de Code	RE nouv	Rh nouv	Rh	teta	Dp
2	K0°	0,71	0,29	0,2743	0	0,56
3	K0°	0,79	0,21	0,189	0	0,56
4	K0°	0,87	0,13	0,1148	0	0,56
5	K0°	0,91	0,09	0,065	0	0,56
6						
7						
8	K0°	0,52	0,48	0,4637	0	0,56
9	K0°	0,65	0,35	0,3381	0	0,56
10	K0°	0,76	0,24	0,2233	0	0,56
11	K0°	0,84	0,16	0,1363	0	0,56
12						
13						
14	K0°	0,39	0,61	0,6053	0	0,56
15	K0°	0,50	0,50	0,4876	0	0,56
16	K0°	0,62	0,38	0,3684	0	0,56
17	K0°	0,74	0,26	0,2412	0	0,56
18	K0°	0,79	0,21	0,1946	0	0,56
19						
20	K0°	0,29	0,71	0,7018	0	0,56
21	K0°	0,40	0,60	0,5956	0	0,56
22	K0°	0,50	0,50	0,4855	0	0,56
23	K0°	0,63	0,37	0,3549	0	0,56
24	K0°	0,68	0,32	0,3002	0	0,56
25	K0°	0,73	0,27	0,2576	0	0,56
26	K0°	0,20	0,80	0,7959	0	0,56
27	K0°	0,29	0,71	0,7065	0	0,56
28	K0°	0,40	0,60	0,5951	0	0,56
29	K0°	0,53	0,47	0,46	0	0,56
30	K0°	0,59	0,41	0,397	0	0,56
31						
32	K0°	0,14	0,86	0,8541	0	0,56
33	K0°	0,23	0,77	0,7699	0	0,56
34	K0°	0,33	0,67	0,6611	0	0,56
35	K0°	0,46	0,54	0,5259	0	0,56
36	K0°	0,52	0,48	0,4653	0	0,56

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 0°

	A	B	C	D	E	F
37	C0°	0,88	0,12	0,114	0	1,202
38	C0°	0,90	0,10	0,094	0	1,202
39	C0°	0,93	0,07	0,07	0	1,202
40	C0°	0,95	0,05	0,049	0	1,202
41	C0°	0,96	0,05	0,041	0	1,202
42	C0°	0,72	0,28	0,277	0	1,202
43	C0°	0,78	0,22	0,216	0	1,202
44	C0°	0,84	0,16	0,159	0	1,202
45	C0°	0,89	0,11	0,106	0	1,202
46	C0°	0,91	0,09	0,082	0	1,202
47	C0°	0,93	0,07	0,067	0	1,202
48	C0°	0,42	0,58	0,58	0	1,202
49	C0°	0,56	0,44	0,432	0	1,202
50	C0°	0,68	0,32	0,313	0	1,202
51	C0°	0,79	0,21	0,208	0	1,202
52	C0°	0,83	0,17	0,168	0	1,202
53	C0°	0,86	0,14	0,138	0	1,202
54	C0°	0,22	0,78	0,774	0	1,202
55	C0°	0,33	0,67	0,67	0	1,202
56	C0°	0,47	0,53	0,523	0	1,202
57	C0°	0,62	0,38	0,374	0	1,202
58	C0°	0,69	0,31	0,307	0	1,202
59	C0°	0,74	0,26	0,254	0	1,202
60						
61	C0°	0,28	0,72	0,716	0	1,202
62	C0°	0,35	0,65	0,647	0	1,202
63	C0°	0,51	0,49	0,49	0	1,202
64	C0°	0,59	0,41	0,409	0	1,202
65	C0°	0,64	0,36	0,354	0	1,202
66						
67						
68	C0°	0,29	0,71	0,709	0	1,202
69	C0°	0,43	0,57	0,569	0	1,202
70	C0°	0,50	0,50	0,496	0	1,202
71	C0°	0,57	0,43	0,43	0	1,202

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 0°

	G	H	I	J	K	L
1	Qe(m3/h)	Dc(m)	Pr	Dg(m)	Qt(m3/h)	Wc
2	0,616	0,0536	166	0,006	1,143	0,54
3	1,22	0,0536	111	0,006	1,747	0,70
4	2,35	0,0536	69	0,006	2,877	0,82
5	4,73	0,0536	46	0,006	5,257	0,90
6						
7						
8	0,616	0,0536	206	0,006	1,616	0,38
9	1,22	0,0536	154	0,006	2,22	0,55
10	2,35	0,0536	108	0,006	3,35	0,70
11	4,73	0,0536	48	0,006	5,73	0,83
12						
13						
14	0,616	0,0536	390	0,006	2,528	0,24
15	1,22	0,0536	309	0,006	3,132	0,39
16	2,35	0,0536	222	0,006	4,262	0,55
17	4,73	0,0536	111	0,006	6,642	0,71
18	6,44	0,0536	44	0,006	8,352	0,77
19						
20	0,616	0,0536	447	0,006	4,462	0,14
21	1,22	0,0536	388	0,006	5,066	0,24
22	2,35	0,0536	336	0,006	6,196	0,38
23	4,73	0,0536	186	0,006	8,576	0,55
24	6,44	0,0536	131	0,006	10,286	0,63
25	8,27	0,0536	23	0,006	12,116	0,68
26	0,616	0,0536	430	0,006	6,396	0,10
27	1,22	0,0536	419	0,006	7	0,17
28	2,35	0,0536	342	0,006	8,13	0,29
29	4,73	0,0536	190	0,006	10,51	0,45
30	6,44	0,0536	99	0,006	12,22	0,53
31						
32	0,616	0,0536	226	0,006	8,33	0,07
33	1,22	0,0536	331	0,006	8,934	0,14
34	2,35	0,0536	359	0,006	10,064	0,23
35	4,73	0,0536	108	0,006	12,444	0,38
36	6,44	0,0536	20	0,006	14,154	0,45

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 0°

	G	H	I	J	K	L
37	0,616	0,1	216	0,006	1,116	0,55
38	1,22	0,1	177	0,006	1,72	0,71
39	2,35	0,1	129	0,006	2,85	0,82
40	4,73	0,1	90	0,006	5,23	0,90
41	6,44	0,1	67	0,006	6,94	0,93
42	0,616	0,1	517	0,006	1,616	0,38
43	1,22	0,1	412	0,006	2,22	0,55
44	2,35	0,1	296	0,006	3,35	0,70
45	4,73	0,1	192	0,006	5,73	0,83
46	6,44	0,1	159	0,006	7,44	0,87
47	8,27	0,1	122	0,006	9,27	0,89
48	0,616	0,1	941	0,006	2,616	0,24
49	1,22	0,1	738	0,006	3,22	0,38
50	2,35	0,1	540	0,006	4,35	0,54
51	4,73	0,1	357	0,006	6,73	0,70
52	6,44	0,1	292	0,006	8,44	0,76
53	8,27	0,1	234	0,006	10,27	0,81
54	0,616	0,1	1290	0,006	4,616	0,13
55	1,22	0,1	1170	0,006	5,22	0,23
56	2,35	0,1	911	0,006	6,35	0,37
57	4,73	0,1	648	0,006	8,73	0,54
58	6,44	0,1	543	0,006	10,44	0,62
59	8,27	0,1	488	0,006	12,27	0,67
60						
61	1,22	0,1	1217	0,006	7,22	0,17
62	2,35	0,1	1100	0,006	8,35	0,28
63	4,73	0,1	829	0,006	10,73	0,44
64	6,44	0,1	709	0,006	12,44	0,52
65	8,27	0,1	597	0,006	14,27	0,58
66						
67						
68	2,35	0,1	1167	0,006	10,35	0,23
69	4,73	0,1	909	0,006	12,73	0,37
70	6,44	0,1	777	0,006	14,44	0,45
71	8,27	0,1	662	0,006	16,27	0,51

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 0°

	M	N	O	P	Q	R
1	FE	sect(m2)	Ue	Glis	Rho	Gradpx
2	0,71	2,26E-03	0,11	0,12	954	-9514
3	0,79	2,26E-03	0,19	0,12	968	-9612
4	0,87	2,26E-03	0,33	0,15	979	-9687
5	0,91	2,26E-03	0,64	0,12	987	-9728
6						
7						
8	0,52	2,26E-03	0,14	0,11	925	-9442
9	0,65	2,26E-03	0,23	0,12	945	-9535
10	0,76	2,26E-03	0,38	0,13	962	-9617
11	0,84	2,26E-03	0,69	0,10	976	-9724
12						
13						
14	0,39	2,26E-03	0,20	0,19	904	-9114
15	0,50	2,26E-03	0,30	0,17	922	-9258
16	0,62	2,26E-03	0,47	0,15	940	-9414
17	0,74	2,26E-03	0,78	0,13	960	-9612
18	0,79	2,26E-03	1,01	0,10	967	-9731
19						
20	0,29	2,26E-03	0,26	0,41	889	-9012
21	0,40	2,26E-03	0,38	0,40	905	-9117
22	0,50	2,26E-03	0,57	0,38	922	-9210
23	0,63	2,26E-03	0,92	0,36	942	-9478
24	0,68	2,26E-03	1,16	0,34	950	-9576
25	0,73	2,26E-03	1,40	0,33	957	-9769
26	0,20	2,26E-03	0,38	0,51	874	-9042
27	0,29	2,26E-03	0,52	0,48	888	-9062
28	0,40	2,26E-03	0,73	0,45	905	-9199
29	0,53	2,26E-03	1,10	0,41	926	-9471
30	0,59	2,26E-03	1,34	0,39	936	-9633
31						
32	0,14	2,26E-03	0,53	0,58	865	-9406
33	0,23	2,26E-03	0,67	0,56	878	-9219
34	0,33	2,26E-03	0,87	0,55	895	-9169
35	0,46	2,26E-03	1,26	0,52	916	-9617
36	0,52	2,26E-03	1,52	0,48	925	-9774

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 0°

	M	N	O	P	Q	R
37	0,88	7,85E-03	0,02	0,13	981	-9630
38	0,90	7,85E-03	0,05	0,13	985	-9663
39	0,93	7,85E-03	0,09	0,15	988	-9703
40	0,95	7,85E-03	0,18	0,16	992	-9735
41	0,96	7,85E-03	0,24	0,15	993	-9754
42	0,72	7,85E-03	0,03	0,10	956	-9380
43	0,78	7,85E-03	0,06	0,11	965	-9467
44	0,84	7,85E-03	0,10	0,12	974	-9564
45	0,89	7,85E-03	0,19	0,13	983	-9650
46	0,91	7,85E-03	0,25	0,16	986	-9678
47	0,93	7,85E-03	0,31	0,18	989	-9709
48	0,42	7,85E-03	0,05	0,07	908	-9027
49	0,56	7,85E-03	0,08	0,09	932	-9196
50	0,68	7,85E-03	0,12	0,10	950	-9361
51	0,79	7,85E-03	0,21	0,12	967	-9513
52	0,83	7,85E-03	0,28	0,14	973	-9567
53	0,86	7,85E-03	0,34	0,16	978	-9615
54	0,22	7,85E-03	0,10	0,08	878	-8737
55	0,33	7,85E-03	0,13	0,08	894	-8837
56	0,47	7,85E-03	0,18	0,09	917	-9052
57	0,62	7,85E-03	0,27	0,11	941	-9271
58	0,69	7,85E-03	0,33	0,12	951	-9358
59	0,74	7,85E-03	0,39	0,15	959	-9404
60						
61	0,28	7,85E-03	0,15	0,14	887	-8798
62	0,35	7,85E-03	0,24	0,09	898	-8895
63	0,51	7,85E-03	0,33	0,10	922	-9120
64	0,59	7,85E-03	0,39	0,13	935	-9220
65	0,64	7,85E-03	0,46	0,14	944	-9313
66						
67						
68	0,29	7,85E-03	0,29	0,11	888	-8839
69	0,43	7,85E-03	0,39	0,10	910	-9054
70	0,50	7,85E-03	0,46	0,11	922	-9164
71	0,57	7,85E-03	0,52	0,14	932	-9259

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 0°

	S	T	U	V	W	X
1	Thow	Cfp	Viscop	Dint	Remp	Thoi
2	2,017	0,370	2,683E-06	7,30E-03	291	1,87
3	1,612	0,093	2,021E-06	8,18E-03	766	2,01
4	1,120	0,020	1,579E-06	9,44E-03	1999	2,13
5	0,666	0,003	1,338E-06	1,10E-02	5222	2,19
6						
7						
8	4,882	0,505	5,037E-06	6,20E-03	178	1,76
9	3,592	0,141	3,318E-06	6,84E-03	479	1,90
10	2,376	0,034	2,265E-06	7,78E-03	1308	2,02
11	2,056	0,009	1,696E-06	9,00E-03	3657	2,18
12						
13						
14	3,336	0,191	8,067E-06	5,69E-03	138	1,27
15	2,900	0,070	5,454E-06	6,10E-03	335	1,48
16	2,576	0,025	3,669E-06	6,66E-03	850	1,72
17	2,666	0,009	2,404E-06	7,60E-03	2480	2,01
18	3,328	0,007	2,059E-06	8,11E-03	3963	2,19
19						
20	3,920	0,131	1,112E-05	5,42E-03	127	1,11
21	3,188	0,049	7,811E-06	5,72E-03	278	1,27
22	2,211	0,015	5,416E-06	6,11E-03	648	1,41
23	3,165	0,008	3,508E-06	6,74E-03	1773	1,81
24	3,377	0,005	2,925E-06	7,10E-03	2813	1,96
25	5,102	0,005	2,538E-06	7,45E-03	4112	2,25
26	6,225	0,099	1,52E-05	5,21E-03	130	1,16
27	4,684	0,039	1,129E-05	5,41E-03	251	1,19
28	4,279	0,018	7,798E-06	5,72E-03	536	1,39
29	5,190	0,009	4,976E-06	6,21E-03	1376	1,80
30	6,096	0,007	4,035E-06	6,51E-03	2168	2,05
31						
32	12,281	0,101	1,845E-05	5,09E-03	146	1,70
33	8,069	0,041	1,394E-05	5,26E-03	252	1,42
34	5,204	0,015	9,712E-06	5,53E-03	497	1,35
35	8,482	0,012	6,195E-06	5,95E-03	1206	2,02
36	9,365	0,009	5,064E-06	6,19E-03	1852	2,26

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 0°

	S	T	U	V	W	X
37	0,051	0,170	1,494E-06	9,86E-03	163	2,04
38	0,092	0,082	1,396E-06	1,05E-02	359	2,09
39	0,166	0,042	1,286E-06	1,15E-02	804	2,15
40	0,169	0,011	1,198E-06	1,29E-02	1899	2,20
41	0,339	0,012	1,165E-06	1,36E-02	2782	2,23
42	0,067	0,152	2,601E-06	7,38E-03	86	1,67
43	-0,098	-0,066	2,113E-06	8,01E-03	210	1,80
44	0,120	0,025	1,741E-06	8,85E-03	505	1,94
45	0,242	0,014	1,454E-06	1,01E-02	1305	2,07
46	0,004	0,000	1,34E-06	1,10E-02	2037	2,11
47	0,196	0,004	1,273E-06	1,17E-02	2888	2,16
48	2,915	2,340	7,289E-06	5,78E-03	42	1,14
49	1,438	0,528	4,406E-06	6,38E-03	111	1,39
50	0,975	0,139	2,939E-06	7,09E-03	294	1,64
51	0,738	0,034	2,057E-06	8,11E-03	837	1,86
52	0,550	0,015	1,795E-06	8,69E-03	1332	1,95
53	0,601	0,011	1,621E-06	9,27E-03	1949	2,02
54	3,126	0,739	1,41E-05	5,26E-03	37	0,70
55	1,617	0,207	9,899E-06	5,51E-03	74	0,85
56	1,344	0,095	6,004E-06	5,99E-03	175	1,17
57	1,077	0,032	3,617E-06	6,69E-03	497	1,50
58	0,681	0,013	2,88E-06	7,14E-03	819	1,63
59	-0,216	-0,003	2,405E-06	7,60E-03	1245	1,70
60						
61	2,411	0,229	1,158E-05	5,39E-03	72	0,79
62	2,188	0,086	9,154E-06	5,58E-03	145	0,94
63	1,779	0,035	5,367E-06	6,12E-03	377	1,28
64	1,156	0,016	4,074E-06	6,49E-03	618	1,43
65	1,368	0,014	3,379E-06	6,81E-03	918	1,57
66						
67						
68	3,181	0,085	1,13E-05	5,41E-03	139	0,85
69	3,157	0,045	7,021E-06	5,82E-03	325	1,18
70	3,092	0,032	5,477E-06	6,09E-03	507	1,34
71	2,942	0,024	4,376E-06	6,39E-03	754	1,48

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 0°

	Y	Z	AA	AB	AC	AD
1	Cfi	Etam	Remi	Vme(m/s)	Vmh(m/s)	Vt (m/s)
2	0,54	1,39E-03	615	0,08	0,06	0,14
3	0,41	1,25E-03	815	0,15	0,06	0,22
4	0,26	1,15E-03	1226	0,29	0,06	0,35
5	0,36	1,09E-03	1221	0,58	0,06	0,65
6						
7						
8	0,98	1,84E-03	385	0,08	0,12	0,20
9	0,66	1,51E-03	530	0,15	0,12	0,27
10	0,41	1,30E-03	786	0,29	0,12	0,41
11	0,57	1,18E-03	791	0,58	0,12	0,71
12						
13						
14	0,48	2,44E-03	437	0,08	0,24	0,31
15	0,40	1,92E-03	547	0,15	0,24	0,39
16	0,41	1,58E-03	622	0,29	0,24	0,52
17	0,44	1,33E-03	733	0,58	0,24	0,82
18	0,68	1,26E-03	660	0,79	0,24	1,03
19						
20	0,16	3,13E-03	709	0,08	0,47	0,55
21	0,10	2,38E-03	969	0,15	0,47	0,62
22	0,08	1,91E-03	1208	0,29	0,47	0,76
23	0,07	1,55E-03	1568	0,58	0,47	1,06
24	0,07	1,43E-03	1694	0,79	0,47	1,27
25	0,08	1,36E-03	1792	1,02	0,47	1,49
26	0,22	4,32E-03	614	0,08	0,71	0,79
27	0,13	3,17E-03	812	0,15	0,71	0,86
28	0,09	2,38E-03	1077	0,29	0,71	1,00
29	0,08	1,83E-03	1379	0,58	0,71	1,29
30	0,08	1,65E-03	1540	0,79	0,71	1,50
31						
32	0,50	5,66E-03	520	0,08	0,95	1,03
33	0,18	3,91E-03	753	0,15	0,95	1,10
34	0,08	2,79E-03	1086	0,29	0,95	1,24
35	0,07	2,06E-03	1488	0,58	0,95	1,53
36	0,07	1,85E-03	1594	0,79	0,95	1,74

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 0°

	Y	Z	AA	AB	AC	AD
37	0,33	1,13E-03	1094	0,02	0,02	0,04
38	0,29	1,10E-03	1260	0,04	0,02	0,06
39	0,23	1,08E-03	1596	0,08	0,02	0,10
40	0,20	1,05E-03	1918	0,17	0,02	0,18
41	0,20	1,05E-03	2009	0,23	0,02	0,25
42	0,71	1,37E-03	515	0,02	0,04	0,06
43	0,53	1,27E-03	666	0,04	0,04	0,08
44	0,40	1,19E-03	879	0,08	0,04	0,12
45	0,29	1,12E-03	1205	0,17	0,04	0,20
46	0,19	1,09E-03	1629	0,23	0,04	0,26
47	0,15	1,07E-03	1994	0,29	0,04	0,33
48	2,78	2,28E-03	175	0,02	0,07	0,09
49	1,19	1,72E-03	318	0,04	0,07	0,11
50	0,68	1,44E-03	500	0,08	0,07	0,15
51	0,41	1,26E-03	784	0,17	0,07	0,24
52	0,31	1,20E-03	988	0,23	0,07	0,30
53	0,22	1,16E-03	1259	0,29	0,07	0,36
54	4,06	3,96E-03	111	0,02	0,14	0,16
55	2,66	2,84E-03	151	0,04	0,14	0,18
56	1,22	2,02E-03	274	0,08	0,14	0,22
57	0,70	1,57E-03	449	0,17	0,14	0,31
58	0,45	1,43E-03	622	0,23	0,14	0,37
59	0,26	1,33E-03	881	0,29	0,14	0,43
60						
61	1,02	3,24E-03	234	0,04	0,21	0,26
62	2,00	2,67E-03	184	0,08	0,21	0,30
63	1,02	1,90E-03	318	0,17	0,21	0,38
64	0,52	1,66E-03	493	0,23	0,21	0,44
65	0,40	1,52E-03	613	0,29	0,21	0,50
66						
67						
68	1,80	3,17E-03	183	0,08	0,28	0,37
69	1,24	2,22E-03	267	0,17	0,28	0,45
70	0,88	1,92E-03	349	0,23	0,28	0,51
71	0,51	1,71E-03	503	0,29	0,28	0,58

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	A	B	C	D	E	F
1	N°de Code	RE nouv	Rh nouv	Rh	teta	Dp
2	K2°	0,7480	0,2520	0,2352	0,03491	0,56
3	K2°	0,8209	0,1791	0,1607	0,03491	0,56
4	K2°	0,8781	0,1219	0,1021	0,03491	0,56
5	K2°	0,9164	0,0836	0,063	0,03491	0,56
6	K2°	0,9301	0,0699	0,049	0,03491	0,56
7	K2°	0,9464	0,0536	0,0323	0,03491	0,56
8	K2°	0,6957	0,3043	0,2887	0,03491	0,56
9	K2°	0,7488	0,2512	0,2344	0,03491	0,56
10	K2°	0,8173	0,1827	0,1643	0,03491	0,56
11	K2°	0,8742	0,1258	0,1061	0,03491	0,56
12	K2°	0,8914	0,1086	0,0885	0,03491	0,56
13	K2°	0,9125	0,0875	0,067	0,03491	0,56
14	K2°	0,4603	0,5397	0,5295	0,03491	0,56
15	K2°	0,5519	0,4481	0,4358	0,03491	0,56
16	K2°	0,6692	0,3308	0,3158	0,03491	0,56
17	K2°	0,7624	0,2376	0,2205	0,03491	0,56
18	K2°	0,8061	0,1939	0,1758	0,03491	0,56
19	K2°	0,8385	0,1615	0,1427	0,03491	0,56
20	K2°	0,3067	0,6933	0,6866	0,03491	0,56
21	K2°	0,3808	0,6192	0,6108	0,03491	0,56
22	K2°	0,5036	0,4964	0,4852	0,03491	0,56
23	K2°	0,6435	0,3565	0,3421	0,03491	0,56
24	K2°	0,6941	0,3059	0,2903	0,03491	0,56
25	K2°	0,7351	0,2649	0,2484	0,03491	0,56
26	K2°	0,2361	0,7639	0,7588	0,03491	0,56
27	K2°	0,3016	0,6984	0,6918	0,03491	0,56
28	K2°	0,4446	0,5554	0,5455	0,03491	0,56
29	K2°	0,5659	0,4341	0,4215	0,03491	0,56
30	K2°	0,6357	0,3643	0,3501	0,03491	0,56
31	K2°	0,6786	0,3214	0,3062	0,03491	0,56
32	K2°	0,2033	0,7967	0,7923	0,03491	0,56
33	K2°	0,2692	0,7308	0,7249	0,03491	0,56
34	K2°	0,4100	0,5900	0,5809	0,03491	0,56
35	K2°	0,5070	0,4930	0,4817	0,03491	0,56
36	K2°	0,5464	0,4536	0,4414	0,03491	0,56
37	K2°	0,5986	0,4014	0,388	0,03491	0,56

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	A	B	C	D	E	F
38	C ² °	0,8890	0,1110	0,107	0,03491	1,202
39	C ² °	0,9070	0,0930	0,089	0,03491	1,202
40	C ² °	0,9290	0,0710	0,067	0,03491	1,202
41	C ² °	0,9500	0,0500	0,046	0,03491	1,202
42	C ² °	0,9580	0,0420	0,038	0,03491	1,202
43	C ² °	0,7230	0,2770	0,273	0,03491	1,202
44	C ² °	0,7820	0,2180	0,214	0,03491	1,202
45	C ² °	0,8440	0,1560	0,152	0,03491	1,202
46	C ² °	0,8940	0,1060	0,102	0,03491	1,202
47	C ² °	0,9130	0,0870	0,083	0,03491	1,202
48	C ² °	0,9290	0,0710	0,067	0,03491	1,202
49	C ² °	0,4290	0,5710	0,567	0,03491	1,202
50	C ² °	0,5650	0,4350	0,431	0,03491	1,202
51	C ² °	0,6840	0,3160	0,312	0,03491	1,202
52	C ² °	0,7870	0,2130	0,209	0,03491	1,202
53	C ² °	0,8250	0,1750	0,171	0,03491	1,202
54	C ² °	0,8600	0,1400	0,136	0,03491	1,202
55	C ² °	0,2430	0,7570	0,753	0,03491	1,202
56	C ² °	0,3290	0,6710	0,667	0,03491	1,202
57	C ² °	0,4730	0,5270	0,523	0,03491	1,202
58	C ² °	0,6180	0,3820	0,378	0,03491	1,202
59	C ² °	0,6810	0,3190	0,315	0,03491	1,202
60	C ² °	0,7310	0,2690	0,265	0,03491	1,202
61	C ² °	0,1440	0,8560	0,852	0,03491	1,202
62	C ² °	0,2840	0,7160	0,712	0,03491	1,202
63	C ² °	0,3590	0,6410	0,637	0,03491	1,202
64	C ² °	0,5060	0,4940	0,49	0,03491	1,202
65	C ² °	0,5850	0,4150	0,411	0,03491	1,202
66	C ² °	0,6410	0,3590	0,355	0,03491	1,202
67	C ² °	0,1100	0,8900	0,886	0,03491	1,202
68	C ² °	0,1740	0,8260	0,822	0,03491	1,202
69	C ² °	0,2880	0,7120	0,708	0,03491	1,202
70	C ² °	0,4210	0,5790	0,575	0,03491	1,202
71	C ² °	0,5040	0,4960	0,492	0,03491	1,202
72	C ² °	0,5650	0,4350	0,431	0,03491	1,202

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	G	H	I	J	K	L
1	Qe(m ³ /h)	Dc(m)	Pr	Dg(m)	Qt(m ³ /h)	Wc
2	0,616	0,0536	160	0,006	1,143	0,54
3	1,22	0,0536	132	0,006	1,747	0,70
4	2,35	0,0536	91	0,006	2,877	0,82
5	4,73	0,0536	49	0,006	5,257	0,90
6	6,44	0,0536		0,006	6,967	0,92
7	8,27	0,0536		0,006	8,797	0,94
8	0,616	0,0536	243	0,006	1,616	0,38
9	1,22	0,0536	232	0,006	2,22	0,55
10	2,35	0,0536	122	0,006	3,35	0,70
11	4,73	0,0536	53	0,006	5,73	0,83
12	6,44	0,0536	5	0,006	7,44	0,87
13	8,27	0,0536		0,006	9,27	0,89
14	0,616	0,0536	445	0,006	2,528	0,24
15	1,22	0,0536	342	0,006	3,132	0,39
16	2,35	0,0536	238	0,006	4,262	0,55
17	4,73	0,0536	114	0,006	6,642	0,71
18	6,44	0,0536	63	0,006	8,352	0,77
19	8,27	0,0536	14	0,006	10,182	0,81
20	0,616	0,0536	419	0,006	4,462	0,14
21	1,22	0,0536	353	0,006	5,066	0,24
22	2,35	0,0536	254	0,006	6,196	0,38
23	4,73	0,0536	188	0,006	8,576	0,55
24	6,44	0,0536	116	0,006	10,286	0,63
25	8,27	0,0536	40	0,006	12,116	0,68
26	0,616	0,0536	424	0,006	6,396	0,10
27	1,22	0,0536	309	0,006	7	0,17
28	2,35	0,0536	237	0,006	8,13	0,29
29	4,73	0,0536	204	0,006	10,51	0,45
30	6,44	0,0536	155	0,006	12,22	0,53
31	8,27	0,0536	66	0,006	14,05	0,59
32	0,616	0,0536	364	0,006	8,33	0,07
33	1,22	0,0536	344	0,006	8,934	0,14
34	2,35	0,0536	265	0,006	10,064	0,23
35	4,73	0,0536	221	0,006	12,444	0,38
36	6,44	0,0536	171	0,006	14,154	0,45
37	8,27	0,0536	111	0,006	15,984	0,52

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	G	H	I	J	K	L
38	0,616	0,1	196	0,006	1,116	0,55
39	1,22	0,1	172	0,006	1,72	0,71
40	2,35	0,1	119	0,006	2,85	0,82
41	4,73	0,1	74	0,006	5,23	0,90
42	6,44	0,1	52	0,006	6,94	0,93
43	0,616	0,1	482	0,006	1,62	0,38
44	1,22	0,1	380	0,006	2,22	0,55
45	2,35	0,1	268	0,006	3,35	0,70
46	4,73	0,1	170	0,006	5,73	0,83
47	6,44	0,1	131	0,006	7,44	0,87
48	8,27	0,1	93	0,006	9,27	0,89
49	0,616	0,1	839	0,006	2,62	0,24
50	1,22	0,1	657	0,006	3,22	0,38
51	2,35	0,1	495	0,006	4,35	0,54
52	4,73	0,1	323	0,006	6,73	0,70
53	6,44	0,1	255	0,006	8,44	0,76
54	8,27	0,1	197	0,006	10,27	0,81
55	0,616	0,1	1263	0,006	4,62	0,13
56	1,22	0,1	1137	0,006	5,22	0,23
57	2,35	0,1	898	0,006	6,35	0,37
58	4,73	0,1	631	0,006	8,73	0,54
59	6,44	0,1	515	0,006	10,44	0,62
60	8,27	0,1	412	0,006	12,27	0,67
61	0,616	0,1		0,006	6,62	0,09
62	1,22	0,1	1213	0,006	7,22	0,17
63	2,35	0,1	1075	0,006	8,35	0,28
64	4,73	0,1	812	0,006	10,73	0,44
65	6,44	0,1	682	0,006	12,44	0,52
66	8,27	0,1	576	0,006	14,27	0,58
67	0,616	0,1		0,006	8,62	0,07
68	1,22	0,1		0,006	9,22	0,13
69	2,35	0,1	1161	0,006	10,35	0,23
70	4,73	0,1	906	0,006	12,73	0,37
71	6,44	0,1	775	0,006	14,44	0,45
72	8,27	0,1	657	0,006	16,27	0,51

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	M	N	O	P	Q	R
1	RE	sect(m2)	Ue	Glis	Rho	Gradpx
2	0,75	2,26E-03	0,10	0,16	962	-9518
3	0,82	2,26E-03	0,18	0,18	971	-9568
4	0,88	2,26E-03	0,33	0,19	983	-9642
5	0,92	2,26E-03	0,63	0,14	990	-9717
6	0,93	2,26E-03	0,85	0,13	989	-9804
7	0,95	2,26E-03	1,07	0,14	995	-9804
8	0,70	2,26E-03	0,11	0,30	957	-9370
9	0,75	2,26E-03	0,20	0,29	962	-9390
10	0,82	2,26E-03	0,35	0,33	974	-9586
11	0,87	2,26E-03	0,67	0,28	976	-9709
12	0,89	2,26E-03	0,89	0,20	982	-9795
13	0,91	2,26E-03	1,12	0,32	984	-9804
14	0,46	2,26E-03	0,16	0,28	915	-9009
15	0,55	2,26E-03	0,27	0,25	928	-9193
16	0,67	2,26E-03	0,43	0,28	949	-9379
17	0,76	2,26E-03	0,77	0,23	960	-9600
18	0,81	2,26E-03	0,98	0,24	973	-9692
19	0,84	2,26E-03	1,21	0,27	976	-9779
20	0,31	2,26E-03	0,24	0,43	894	-9056
21	0,38	2,26E-03	0,40	0,37	902	-9174
22	0,50	2,26E-03	0,58	0,37	918	-9350
23	0,64	2,26E-03	0,91	0,43	941	-9468
24	0,69	2,26E-03	1,15	0,38	948	-9597
25	0,74	2,26E-03	1,38	0,43	963	-9733
26	0,24	2,26E-03	0,32	0,60	884	-9047
27	0,30	2,26E-03	0,50	0,54	889	-9252
28	0,44	2,26E-03	0,66	0,62	908	-9381
29	0,57	2,26E-03	1,02	0,62	936	-9440
30	0,64	2,26E-03	1,24	0,70	947	-9527
31	0,68	2,26E-03	1,50	0,71	951	-9686
32	0,20	2,26E-03	0,38	0,84	872	-9154
33	0,27	2,26E-03	0,56	0,72	886	-9190
34	0,41	2,26E-03	0,71	0,92	907	-9331
35	0,51	2,26E-03	1,14	0,79	926	-9409
36	0,55	2,26E-03	1,44	0,69	932	-9499
37	0,60	2,26E-03	1,70	0,65	938	-9606

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	M	N	O	P	Q	R
38	0,89	7,85E-03	0,02	0,14	984	-9641
39	0,91	7,85E-03	0,05	0,14	988	-9661
40	0,93	7,85E-03	0,09	0,17	990	-9705
41	0,95	7,85E-03	0,18	0,19	992	-9742
42	0,96	7,85E-03	0,24	0,17	995	-9761
43	0,72	7,85E-03	0,03	0,10	954	-9403
44	0,78	7,85E-03	0,06	0,11	964	-9488
45	0,84	7,85E-03	0,10	0,13	972	-9581
46	0,89	7,85E-03	0,19	0,14	979	-9663
47	0,91	7,85E-03	0,25	0,14	983	-9695
48	0,93	7,85E-03	0,31	0,19	990	-9727
49	0,43	7,85E-03	0,05	0,07	911	-9106
50	0,57	7,85E-03	0,08	0,09	937	-9257
51	0,68	7,85E-03	0,12	0,10	946	-9392
52	0,79	7,85E-03	0,21	0,12	970	-9535
53	0,83	7,85E-03	0,27	0,14	978	-9592
54	0,86	7,85E-03	0,34	0,15	978	-9640
55	0,24	7,85E-03	0,09	0,10	878	-8753
56	0,33	7,85E-03	0,13	0,08	896	-8858
57	0,47	7,85E-03	0,18	0,09	914	-9057
58	0,62	7,85E-03	0,27	0,10	942	-9279
59	0,68	7,85E-03	0,33	0,10	949	-9376
60	0,73	7,85E-03	0,40	0,13	957	-9461
61	0,14	7,85E-03	0,16	0,10	862	-9804
62	0,28	7,85E-03	0,15	0,14	884	-8795
63	0,36	7,85E-03	0,23	0,10	900	-8910
64	0,51	7,85E-03	0,33	0,10	926	-9128
65	0,59	7,85E-03	0,39	0,12	940	-9237
66	0,64	7,85E-03	0,46	0,13	943	-9325
67	0,11	7,85E-03	0,20	0,12	860	-9804
68	0,17	7,85E-03	0,25	0,09	866	-9804
69	0,29	7,85E-03	0,29	0,11	890	-8838
70	0,42	7,85E-03	0,40	0,09	908	-9050
71	0,50	7,85E-03	0,46	0,11	918	-9159
72	0,57	7,85E-03	0,51	0,13	937	-9257

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	S	T	U	V	W	X
1	Thow	Cfp	Viscop	Dint	Remp	Thoi
2	1,160	,241	2,2921E-06	7,65E-03	334	1,86E+00
3	,647	,041	1,8619E-06	8,58E-03	829	1,97E+00
4	,062	,001	1,4746E-06	9,75E-03	2182	2,04E+00
5	,148	,001	1,2644E-06	1,11E-02	5510	2,14E+00
6	1,445	,004	1,2701E-06	1,17E-02	7855	2,31E+00
7	,657	,001	1,1418E-06	1,28E-02	12018	2,27E+00
8	-,167	-,029	2,6527E-06	7,19E-03	298	1,60E+00
9	-,556	-,029	2,3113E-06	7,66E-03	663	1,67E+00
10	,494	,008	1,7934E-06	8,52E-03	1663	1,95E+00
11	1,880	,009	1,6256E-06	9,65E-03	3977	2,22E+00
12	2,244	,006	1,4751E-06	1,01E-02	6115	2,31E+00
13	2,102	,003	1,394E-06	1,09E-02	8751	2,34E+00
14	,513	,044	6,2951E-06	5,94E-03	151	1,12E+00
15	1,271	,038	4,713E-06	6,32E-03	362	1,41E+00
16	1,005	,011	3,0467E-06	6,99E-03	987	1,66E+00
17	2,521	,009	2,3193E-06	7,81E-03	2592	2,04E+00
18	2,046	,004	1,8324E-06	8,35E-03	4468	2,10E+00
19	2,818	,004	1,6965E-06	8,88E-03	6333	2,25E+00
20	3,902	,152	1,0099E-05	5,46E-03	130	1,15E+00
21	4,432	,061	8,3068E-06	5,67E-03	273	1,37E+00
22	4,689	,030	5,6865E-06	6,11E-03	623	1,68E+00
23	3,248	,008	3,5285E-06	6,82E-03	1759	1,84E+00
24	4,057	,006	2,9954E-06	7,18E-03	2755	2,05E+00
25	3,909	,004	2,3009E-06	7,53E-03	4516	2,15E+00
26	5,095	,113	1,2734E-05	5,29E-03	133	1,12E+00
27	7,185	,065	1,0996E-05	5,45E-03	248	1,50E+00
28	6,418	,032	7,0468E-06	5,88E-03	551	1,73E+00
29	3,530	,007	4,1364E-06	6,39E-03	1575	1,71E+00
30	3,251	,004	3,2532E-06	6,77E-03	2580	1,84E+00
31	4,856	,005	2,9265E-06	7,06E-03	3618	2,11E+00
32	8,106	,129	1,5726E-05	5,22E-03	126	1,37E+00
33	6,749	,049	1,1876E-05	5,37E-03	253	1,38E+00
34	5,879	,026	7,4388E-06	5,76E-03	550	1,60E+00
35	4,428	,007	5,1312E-06	6,12E-03	1360	1,67E+00
36	4,846	,005	4,4506E-06	6,29E-03	2036	1,81E+00
37	5,492	,004	3,8416E-06	6,55E-03	2901	2,00E+00

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	S	T	U	V	W	X
38	-,154	-,783	1,4387E-06	1,01E-02	140	2,05E+00
39	-,634	-,513	1,3164E-06	1,07E-02	405	2,06E+00
40	-,025	-,006	1,2557E-06	1,17E-02	837	2,15E+00
41	,410	,026	1,1854E-06	1,31E-02	1993	2,22E+00
42	,150	,005	1,1221E-06	1,39E-02	2975	2,23E+00
43	1,249	2,909	2,674E-06	7,42E-03	83	1,74E+00
44	,923	,532	2,1578E-06	8,03E-03	223	1,86E+00
45	1,287	,265	1,7965E-06	8,98E-03	500	2,02E+00
46	1,622	,092	1,5156E-06	1,02E-02	1281	2,15E+00
47	1,441	,047	1,4012E-06	1,09E-02	1947	2,19E+00
48	,525	,011	1,2557E-06	1,17E-02	2883	2,18E+00
49	4,363	3,831	6,8776E-06	5,83E-03	42	1,25E+00
50	1,766	,589	4,0978E-06	6,38E-03	125	1,42E+00
51	2,935	,431	3,0958E-06	7,10E-03	275	1,75E+00
52	,627	,029	1,9798E-06	8,10E-03	859	1,86E+00
53	,092	,003	1,6924E-06	8,64E-03	1379	1,92E+00
54	1,292	,023	1,6099E-06	9,31E-03	1967	2,06E+00
55	3,627	1,020	1,3683E-05	5,31E-03	35	7,72E-01
56	1,840	,243	9,6638E-06	5,52E-03	74	8,72E-01
57	2,403	,162	6,2581E-06	5,99E-03	172	1,23E+00
58	1,090	,032	3,5666E-06	6,66E-03	504	1,50E+00
59	1,800	,035	3,0006E-06	7,08E-03	778	1,68E+00
60	1,964	,026	2,5313E-06	7,49E-03	1184	1,80E+00
61	33,823	3,065	1,9427E-05	5,09E-03	42	2,35E+00
62	3,206	,322	1,2068E-05	5,40E-03	67	8,39E-01
63	2,159	,091	8,7264E-06	5,61E-03	148	9,61E-01
64	1,237	,025	5,0781E-06	6,12E-03	397	1,25E+00
65	,530	,007	3,8283E-06	6,48E-03	660	1,39E+00
66	1,995	,020	3,4378E-06	6,80E-03	910	1,60E+00
67	34,314	1,995	2,0637E-05	5,03E-03	49	2,31E+00
68	32,843	1,214	1,7543E-05	5,15E-03	73	2,36E+00
69	2,810	,075	1,0957E-05	5,41E-03	143	8,38E-01
70	3,699	,051	7,2653E-06	5,80E-03	319	1,19E+00
71	3,973	,041	5,7102E-06	6,11E-03	492	1,39E+00
72	1,766	,014	4,0978E-06	6,38E-03	794	1,42E+00

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	Y	Z	AA	AB	AC	AD
1	Cfi	Etam	Remi	Vme(m/s)	Vmh(m/s)	Vt (m/s)
2	2,59E-01	1,32E-03	931	0,08	0,06	0,14
3	1,80E-01	1,21E-03	1277	0,15	0,06	0,22
4	1,46E-01	1,13E-03	1639	0,29	0,06	0,35
5	2,58E-01	1,08E-03	1429	0,58	0,06	0,65
6	3,16E-01	1,07E-03	1423	0,79	0,06	0,86
7	2,56E-01	1,05E-03	1709	1,02	0,06	1,08
8	7,24E-02	1,40E-03	1536	0,08	0,12	0,20
9	7,06E-02	1,32E-03	1689	0,15	0,12	0,27
10	5,32E-02	1,21E-03	2326	0,29	0,12	0,41
11	7,48E-02	1,14E-03	2364	0,58	0,12	0,71
12	1,46E-01	1,12E-03	1813	0,79	0,12	0,92
13	5,51E-02	1,09E-03	3184	1,02	0,12	1,14
14	1,35E-01	2,08E-03	800	0,08	0,24	0,31
15	1,49E-01	1,76E-03	897	0,15	0,24	0,39
16	9,43E-02	1,46E-03	1337	0,29	0,24	0,52
17	1,33E-01	1,30E-03	1381	0,58	0,24	0,82
18	1,11E-01	1,22E-03	1639	0,79	0,24	1,03
19	8,77E-02	1,18E-03	2029	1,02	0,24	1,25
20	1,30E-01	2,96E-03	793	0,08	0,47	0,55
21	1,39E-01	2,47E-03	849	0,15	0,47	0,62
22	9,81E-02	1,92E-03	1174	0,29	0,47	0,76
23	4,86E-02	1,53E-03	1918	0,58	0,47	1,06
24	5,96E-02	1,42E-03	1915	0,79	0,47	1,27
25	4,24E-02	1,33E-03	2430	1,02	0,47	1,49
26	1,08E-01	3,70E-03	858	0,08	0,71	0,79
27	1,14E-01	3,05E-03	964	0,15	0,71	0,86
28	4,66E-02	2,16E-03	1685	0,29	0,71	1,00
29	2,74E-02	1,70E-03	2325	0,58	0,71	1,29
30	1,84E-02	1,53E-03	3101	0,79	0,71	1,50
31	1,81E-02	1,44E-03	3472	1,02	0,71	1,73
32	9,70E-02	4,32E-03	1014	0,08	0,95	1,03
33	7,30E-02	3,35E-03	1155	0,15	0,95	1,10
34	2,26E-02	2,31E-03	2298	0,29	0,95	1,24
35	2,06E-02	1,89E-03	2560	0,58	0,95	1,53
36	2,52E-02	1,76E-03	2466	0,79	0,95	1,74
37	2,63E-02	1,62E-03	2624	1,02	0,95	1,97

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 2°

	Y	Z	AA	AB	AC	AD
38	2,64E-01	1,12E-03	1260	0,02	0,02	0,04
39	2,54E-01	1,09E-03	1365	0,04	0,02	0,06
40	1,72E-01	1,07E-03	1852	0,08	0,02	0,10
41	1,36E-01	1,05E-03	2374	0,17	0,02	0,18
42	1,67E-01	1,04E-03	2274	0,23	0,02	0,25
43	6,70E-01	1,37E-03	542	0,02	0,04	0,06
44	5,04E-01	1,27E-03	697	0,04	0,04	0,08
45	3,38E-01	1,18E-03	988	0,08	0,04	0,12
46	2,77E-01	1,12E-03	1279	0,17	0,04	0,20
47	2,70E-01	1,09E-03	1395	0,23	0,04	0,26
48	1,40E-01	1,07E-03	2070	0,29	0,04	0,33
49	2,77E+00	2,21E-03	185	0,02	0,07	0,09
50	1,08E+00	1,70E-03	337	0,04	0,07	0,11
51	7,55E-01	1,44E-03	492	0,08	0,07	0,15
52	4,14E-01	1,25E-03	776	0,17	0,07	0,24
53	2,85E-01	1,19E-03	1013	0,23	0,07	0,30
54	2,48E-01	1,16E-03	1209	0,29	0,07	0,36
55	2,68E+00	3,70E-03	143	0,02	0,14	0,16
56	2,50E+00	2,80E-03	158	0,04	0,14	0,18
57	1,37E+00	2,04E-03	264	0,08	0,14	0,22
58	7,79E-01	1,57E-03	423	0,17	0,14	0,31
59	7,26E-01	1,44E-03	490	0,23	0,14	0,37
60	4,00E-01	1,35E-03	721	0,29	0,14	0,43
61	2,40E+01	5,75E-03	89	0,02	0,21	0,23
62	1,09E+00	3,24E-03	233	0,04	0,21	0,26
63	1,48E+00	2,60E-03	216	0,08	0,21	0,30
64	9,63E-01	1,89E-03	324	0,17	0,21	0,38
65	5,56E-01	1,65E-03	472	0,23	0,21	0,44
66	4,62E-01	1,53E-03	579	0,29	0,21	0,50
67	2,65E+01	6,89E-03	88	0,02	0,28	0,30
68	2,02E+01	4,93E-03	94	0,04	0,28	0,33
69	1,65E+00	3,14E-03	190	0,08	0,28	0,37
70	1,67E+00	2,26E-03	231	0,17	0,28	0,45
71	9,21E-01	1,92E-03	349	0,23	0,28	0,51
72	5,18E-01	1,70E-03	487	0,29	0,28	0,58

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	A	B	C	D	E	F
1	N°de Code	RE nouv	Rh nouv	Rh	teta	Dp
2	K7°	0,7624	0,2376	0,2205	0,122173	0,56
3	K7°	0,8474	0,1526	0,1335	0,122173	0,56
4	K7°	0,8805	0,1195	0,0997	0,122173	0,56
5	K7°	0,9179	0,0821	0,0614	0,122173	0,56
6	K7°	0,9315	0,0685	0,0475	0,122173	0,56
7	K7°	0,9468	0,0532	0,0319	0,122173	0,56
8	K7°	0,6147	0,3853	0,3716	0,122173	0,56
9	K7°	0,7024	0,2976	0,2819	0,122173	0,56
10	K7°	0,8045	0,1955	0,1774	0,122173	0,56
11	K7°	0,8649	0,1351	0,1156	0,122173	0,56
12	K7°	0,8875	0,1125	0,0925	0,122173	0,56
13	K7°	0,9039	0,0961	0,0758	0,122173	0,56
14	K7°	0,4346	0,5654	0,5558	0,122173	0,56
15	K7°	0,5359	0,4641	0,4522	0,122173	0,56
16	K7°	0,6700	0,3300	0,315	0,122173	0,56
17	K7°	0,7655	0,2345	0,2173	0,122173	0,56
18	K7°	0,8220	0,1780	0,1595	0,122173	0,56
19	K7°	0,8454	0,1546	0,1356	0,122173	0,56
20	K7°	0,3071	0,6929	0,6862	0,122173	0,56
21	K7°	0,3823	0,6177	0,6093	0,122173	0,56
22	K7°	0,5047	0,4953	0,4841	0,122173	0,56
23	K7°	0,6443	0,3557	0,3413	0,122173	0,56
24	K7°	0,7051	0,2949	0,2791	0,122173	0,56
25	K7°	0,7433	0,2567	0,24	0,122173	0,56
26	K7°	0,2640	0,7360	0,7303	0,122173	0,56
27	K7°	0,3090	0,6910	0,6842	0,122173	0,56
28	K7°	0,4489	0,5511	0,5411	0,122173	0,56
29	K7°	0,5780	0,4220	0,4091	0,122173	0,56
30	K7°	0,6380	0,3620	0,3477	0,122173	0,56
31	K7°	0,6794	0,3206	0,3054	0,122173	0,56
32	K7°	0,2248	0,7752	0,7703	0,122173	0,56
33	K7°	0,2786	0,7214	0,7153	0,122173	0,56
34	K7°	0,3648	0,6352	0,6272	0,122173	0,56
35	K7°	0,5044	0,4956	0,4844	0,122173	0,56
36	K7°	0,5694	0,4306	0,4179	0,122173	0,56
37	K7°	0,6240	0,3760	0,362	0,122173	0,56

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	A	B	C	D	E	F
38	C7°	0,9010	0,0990	0,095	0,122173	1,202
39	C7°	0,9170	0,0830	0,079	0,122173	1,202
40	C7°	0,9340	0,0660	0,062	0,122173	1,202
41	C7°	0,9520	0,0480	0,044	0,122173	1,202
42	C7°	0,9600	0,0400	0,036	0,122173	1,202
43	C7°	0,7780	0,2220	0,218	0,122173	1,202
44	C7°	0,8160	0,1840	0,18	0,122173	1,202
45	C7°	0,8600	0,1400	0,136	0,122173	1,202
46	C7°	0,9020	0,0980	0,094	0,122173	1,202
47	C7°	0,9220	0,0780	0,074	0,122173	1,202
48	C7°	0,9330	0,0670	0,063	0,122173	1,202
49	C7°	0,4580	0,5420	0,538	0,122173	1,202
50	C7°	0,5800	0,4200	0,416	0,122173	1,202
51	C7°	0,7020	0,2980	0,294	0,122173	1,202
52	C7°	0,8020	0,1980	0,194	0,122173	1,202
53	C7°	0,8370	0,1630	0,159	0,122173	1,202
54	C7°	0,8650	0,1350	0,131	0,122173	1,202
55	C7°	0,2430	0,7570	0,753	0,122173	1,202
56	C7°	0,3580	0,6420	0,638	0,122173	1,202
57	C7°	0,4900	0,5100	0,506	0,122173	1,202
58	C7°	0,6350	0,3650	0,361	0,122173	1,202
59	C7°	0,7040	0,2960	0,292	0,122173	1,202
60	C7°	0,7530	0,2470	0,243	0,122173	1,202
61	C7°	0,1640	0,8360	0,832	0,122173	1,202
62	C7°	0,2600	0,7400	0,736	0,122173	1,202
63	C7°	0,3680	0,6320	0,628	0,122173	1,202
64	C7°	0,5110	0,4890	0,485	0,122173	1,202
65	C7°	0,5880	0,4120	0,408	0,122173	1,202
66	C7°	0,6570	0,3430	0,339	0,122173	1,202
67	C7°	0,1270	0,8730	0,869	0,122173	1,202
68	C7°	0,1910	0,8090	0,805	0,122173	1,202
69	C7°	0,3120	0,6880	0,684	0,122173	1,202
70	C7°	0,4250	0,5750	0,571	0,122173	1,202
71	C7°	0,5050	0,4950	0,491	0,122173	1,202
72	C7°	0,5780	0,4220	0,418	0,122173	1,202

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	G	H	I	J	K	L
1	Qe(m ³ /h)	Dc(m)	Pr	Dg(m)	Qt(m ³ /h)	Wc
2	0,616	0,0536	254	0,006	1,143	0,539
3	1,22	0,0536	210	0,006	1,747	0,698
4	2,35	0,0536	67	0,006	2,877	0,817
5	4,73	0,0536	42	0,006	5,257	0,900
6	6,44	0,0536		0,006	6,967	0,924
7	8,27	0,0536		0,006	8,797	0,940
8	0,616	0,0536	352	0,006	1,616	0,381
9	1,22	0,0536	298	0,006	2,22	0,550
10	2,35	0,0536	155	0,006	3,35	0,701
11	4,73	0,0536	78	0,006	5,73	0,825
12	6,44	0,0536	23	0,006	7,44	0,866
13	8,27	0,0536		0,006	9,27	0,892
14	0,616	0,0536	386	0,006	2,528	0,244
15	1,22	0,0536	331	0,006	3,132	0,390
16	2,35	0,0536	243	0,006	4,262	0,551
17	4,73	0,0536	141	0,006	6,642	0,712
18	6,44	0,0536	34	0,006	8,352	0,771
19	8,27	0,0536	0	0,006	10,182	0,812
20	0,616	0,0536	427	0,006	4,462	0,138
21	1,22	0,0536	358	0,006	5,066	0,241
22	2,35	0,0536	334	0,006	6,196	0,379
23	4,73	0,0536	198	0,006	8,576	0,552
24	6,44	0,0536	100	0,006	10,286	0,626
25	8,27	0,0536	45	0,006	12,116	0,683
26	0,616	0,0536	474	0,006	6,396	0,096
27	1,22	0,0536	408	0,006	7	0,174
28	2,35	0,0536	342	0,006	8,13	0,289
29	4,73	0,0536	241	0,006	10,51	0,450
30	6,44	0,0536	105	0,006	12,22	0,527
31	8,27	0,0536	89	0,006	14,05	0,589
32	0,616	0,0536	419	0,006	8,33	0,074
33	1,22	0,0536	413	0,006	8,934	0,137
34	2,35	0,0536	298	0,006	10,064	0,234
35	4,73	0,0536	218	0,006	12,444	0,380
36	6,44	0,0536	108	0,006	14,154	0,455
37	8,27	0,0536	93	0,006	15,984	0,517

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	G	H	I	J	K	L
38	0,616	0,1	176	0,006	1,116	0,552
39	1,22	0,1	150	0,006	1,72	0,709
40	2,35	0,1	108	0,006	2,85	0,825
41	4,73	0,1	65	0,006	5,23	0,904
42	6,44	0,1	43	0,006	6,94	0,928
43	0,616	0,1	386	0,006	1,616	0,381
44	1,22	0,1	316	0,006	2,22	0,550
45	2,35	0,1	235	0,006	3,35	0,701
46	4,73	0,1	157	0,006	5,73	0,825
47	6,44	0,1	119	0,006	7,44	0,866
48	8,27	0,1	80	0,006	9,27	0,892
49	0,616	0,1	885	0,006	2,616	0,235
50	1,22	0,1	698	0,006	3,22	0,379
51	2,35	0,1	487	0,006	4,35	0,540
52	4,73	0,1	323	0,006	6,73	0,703
53	6,44	0,1	260	0,006	8,44	0,763
54	8,27	0,1	202	0,006	10,27	0,805
55	0,616	0,1	1207	0,006	4,616	0,133
56	1,22	0,1	1042	0,006	5,22	0,234
57	2,35	0,1	853	0,006	6,35	0,370
58	4,73	0,1	609	0,006	8,73	0,542
59	6,44	0,1	504	0,006	10,44	0,617
60	8,27	0,1	420	0,006	12,27	0,674
61	0,616	0,1		0,006	6,616	0,093
62	1,22	0,1	1157	0,006	7,22	0,169
63	2,35	0,1	1003	0,006	8,35	0,281
64	4,73	0,1	748	0,006	10,73	0,441
65	6,44	0,1	627	0,006	12,44	0,518
66	8,27	0,1	526	0,006	14,27	0,580
67	0,616	0,1		0,006	8,616	0,071
68	1,22	0,1	1210	0,006	9,22	0,132
69	2,35	0,1	1085	0,006	10,35	0,227
70	4,73	0,1	833	0,006	12,73	0,372
71	6,44	0,1	711	0,006	14,44	0,446
72	8,27	0,1	610	0,006	16,27	0,508

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	M	N	O	P	Q	R
1	RE	sect(m2)	Ue	Glis	Rho	Gradpx
2	0,7624	2,26E-03	0,099	0,174	963	-9283
3	0,8474	2,26E-03	0,177	0,248	976	-9362
4	0,8805	2,26E-03	0,329	0,214	981	-9617
5	0,9179	2,26E-03	0,634	0,154	987	-9662
6	0,9315	2,26E-03	0,851	0,101	989	-9737
7	0,9468	2,26E-03	1,075	0,146	992	-9737
8	0,6147	2,26E-03	0,123	0,196	940	-9108
9	0,7024	2,26E-03	0,214	0,199	953	-9205
10	0,8045	2,26E-03	0,360	0,271	969	-9460
11	0,8649	2,26E-03	0,673	0,241	979	-9598
12	0,8875	2,26E-03	0,893	0,197	982	-9696
13	0,9039	2,26E-03	1,126	0,156	985	-9737
14	0,4346	2,26E-03	0,174	0,241	911	-9048
15	0,5359	2,26E-03	0,280	0,226	927	-9146
16	0,67	2,26E-03	0,432	0,282	948	-9303
17	0,7655	2,26E-03	0,761	0,244	963	-9485
18	0,822	2,26E-03	0,964	0,358	972	-9676
19	0,8454	2,26E-03	1,204	0,320	976	-9737
20	0,3071	2,26E-03	0,247	0,437	891	-8974
21	0,3823	2,26E-03	0,393	0,373	903	-9098
22	0,5047	2,26E-03	0,573	0,384	922	-9140
23	0,6443	2,26E-03	0,904	0,425	944	-9383
24	0,7051	2,26E-03	1,124	0,482	954	-9558
25	0,7433	2,26E-03	1,370	0,471	960	-9657
26	0,264	2,26E-03	0,287	0,681	884	-8890
27	0,309	2,26E-03	0,486	0,545	892	-9008
28	0,4489	2,26E-03	0,644	0,647	913	-9126
29	0,578	2,26E-03	1,007	0,679	934	-9307
30	0,638	2,26E-03	1,243	0,723	943	-9549
31	0,6794	2,26E-03	1,499	0,718	950	-9578
32	0,2248	2,26E-03	0,337	0,887	878	-8989
33	0,2786	2,26E-03	0,539	0,775	887	-8999
34	0,3648	2,26E-03	0,793	0,699	900	-9205
35	0,5044	2,26E-03	1,154	0,762	922	-9348
36	0,5694	2,26E-03	1,392	0,813	932	-9544
37	0,624	2,26E-03	1,632	0,897	941	-9571

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	M	N	O	P	Q	R
38	0,901	7,85E-03	0,024	0,154	984	-9590
39	0,917	7,85E-03	0,047	0,166	987	-9612
40	0,934	7,85E-03	0,089	0,178	990	-9647
41	0,952	7,85E-03	0,176	0,194	992	-9683
42	0,96	7,85E-03	0,237	0,205	994	-9701
43	0,778	7,85E-03	0,028	0,131	965	-9416
44	0,816	7,85E-03	0,053	0,139	971	-9474
45	0,86	7,85E-03	0,097	0,156	978	-9541
46	0,902	7,85E-03	0,185	0,177	985	-9606
47	0,922	7,85E-03	0,247	0,205	988	-9638
48	0,933	7,85E-03	0,313	0,215	989	-9670
49	0,458	7,85E-03	0,048	0,083	915	-9001
50	0,58	7,85E-03	0,074	0,094	934	-9156
51	0,702	7,85E-03	0,118	0,119	953	-9332
52	0,802	7,85E-03	0,209	0,148	969	-9468
53	0,837	7,85E-03	0,272	0,162	974	-9521
54	0,865	7,85E-03	0,338	0,187	979	-9569
55	0,243	7,85E-03	0,090	0,098	881	-8733
56	0,358	7,85E-03	0,121	0,100	899	-8870
57	0,49	7,85E-03	0,170	0,108	920	-9027
58	0,635	7,85E-03	0,263	0,124	943	-9230
59	0,704	7,85E-03	0,324	0,154	954	-9318
60	0,753	7,85E-03	0,388	0,184	961	-9387
61	0,164	7,85E-03	0,133	0,121	869	-9737
62	0,26	7,85E-03	0,166	0,121	884	-8774
63	0,368	7,85E-03	0,226	0,110	901	-8902
64	0,511	7,85E-03	0,327	0,106	923	-9115
65	0,588	7,85E-03	0,387	0,127	935	-9215
66	0,657	7,85E-03	0,445	0,172	946	-9299
67	0,127	7,85E-03	0,172	0,154	863	-9737
68	0,191	7,85E-03	0,226	0,125	873	-8730
69	0,312	7,85E-03	0,266	0,145	892	-8834
70	0,425	7,85E-03	0,394	0,098	910	-9044
71	0,505	7,85E-03	0,451	0,121	922	-9145
72	0,578	7,85E-03	0,506	0,165	934	-9229

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	S	T	U	V	W	X
1	Thow	Cfp	Viscop	Dint	Remp	Thoi
2	-1,2544	-0,2658	2,2437E-06	0,0078	344	1,6078
3	-1,8920	-0,1238	1,6804E-06	0,0090	948	1,7313
4	0,8726	0,0164	1,5015E-06	0,0098	2147	2,1167
5	0,6928	0,0035	1,3221E-06	0,0111	5323	2,1823
6	1,4369	0,0040	1,2624E-06	0,0118	7955	2,2968
7	1,0454	0,0018	1,1983E-06	0,0129	11572	2,2881
8	-0,5985	-0,0842	3,708E-06	0,0066	219	1,3425
9	-0,9949	-0,0456	2,7516E-06	0,0072	560	1,4993
10	0,3345	0,0053	1,9444E-06	0,0083	1537	1,8822
11	0,8790	0,0040	1,5833E-06	0,0094	3996	2,0816
12	1,8008	0,0046	1,4661E-06	0,0100	6091	2,2367
13	1,9587	0,0031	1,3866E-06	0,0106	8608	2,2919
14	2,3812	0,1727	6,8417E-06	0,0058	148	1,2631
15	1,6069	0,0442	4,8477E-06	0,0062	358	1,4087
16	0,9707	0,0110	3,0722E-06	0,0070	984	1,6450
17	1,4524	0,0052	2,2202E-06	0,0078	2674	1,9179
18	2,8375	0,0063	1,832E-06	0,0086	4525	2,2025
19	3,1330	0,0044	1,6919E-06	0,0090	6405	2,2892
20	3,9991	0,1471	1,0556E-05	0,0055	129	1,1519
21	4,0950	0,0587	8,1737E-06	0,0057	274	1,3350
22	2,1788	0,0144	5,3904E-06	0,0061	648	1,4012
23	2,5646	0,0066	3,3528E-06	0,0068	1833	1,7645
24	3,6048	0,0060	2,7265E-06	0,0073	3009	2,0203
25	4,1486	0,0046	2,3943E-06	0,0076	4349	2,1688
26	3,7868	0,1040	1,2223E-05	0,0054	127	1,0293
27	4,3242	0,0410	1,0488E-05	0,0055	255	1,1926
28	3,1655	0,0167	6,5169E-06	0,0059	583	1,3837
29	2,8509	0,0060	4,2009E-06	0,0064	1534	1,6445
30	4,9195	0,0068	3,4255E-06	0,0068	2468	2,0136
31	4,3947	0,0041	2,9755E-06	0,0071	3577	2,0498
32	5,8963	0,1183	1,3966E-05	0,0053	128	1,1755
33	4,8560	0,0377	1,163E-05	0,0054	250	1,1824
34	5,9203	0,0209	8,675E-06	0,0056	512	1,4992
35	4,9660	0,0081	5,3959E-06	0,0061	1305	1,7125
36	6,2877	0,0070	4,3256E-06	0,0064	2060	2,0095
37	5,4752	0,0044	3,5925E-06	0,0067	3044	2,0437

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	S	T	U	V	W	X
38	0,2228	0,7862	1,4003E-06	0,0105	180	2,0794
39	0,0425	0,0390	1,3262E-06	0,0111	393	2,1053
40	0,1873	0,0478	1,2517E-06	0,0120	853	2,1529
41	0,6004	0,0391	1,1773E-06	0,0133	1988	2,2190
42	0,5636	0,0202	1,1457E-06	0,0141	2917	2,2351
43	0,4978	1,3160	2,1278E-06	0,0080	105	1,8138
44	0,4873	0,3573	1,8698E-06	0,0085	241	1,9004
45	0,4583	0,0996	1,6099E-06	0,0093	560	1,9995
46	0,3794	0,0225	1,3956E-06	0,0105	1392	2,0911
47	0,4491	0,0149	1,3038E-06	0,0113	2141	2,1411
48	1,0057	0,0208	1,2559E-06	0,0119	2966	2,1997
49	2,2939	2,1762	6,3183E-06	0,0059	45	1,1878
50	1,5439	0,6037	4,1724E-06	0,0065	115	1,4226
51	1,3189	0,1988	2,7554E-06	0,0072	308	1,6888
52	0,8241	0,0389	1,961E-06	0,0083	885	1,8885
53	0,9320	0,0259	1,7409E-06	0,0089	1391	1,9752
54	0,9149	0,0164	1,5827E-06	0,0094	2007	2,0384
55	3,8703	1,0847	1,3127E-05	0,0053	36	0,7894
56	2,9137	0,4427	8,8779E-06	0,0056	76	0,9957
57	1,7268	0,1299	5,6667E-06	0,0061	183	1,2272
58	1,2031	0,0369	3,4606E-06	0,0068	517	1,5283
59	0,7255	0,0145	2,7367E-06	0,0073	864	1,6578
60	0,7465	0,0103	2,3166E-06	0,0077	1290	1,7714
61	31,8913	4,1493	1,7174E-05	0,0051	39	2,2895
62	4,1650	0,3420	1,239E-05	0,0053	71	0,8461
63	3,2268	0,1402	8,5811E-06	0,0056	147	1,0374
64	3,1965	0,0648	5,2761E-06	0,0061	378	1,3635
65	2,7755	0,0396	4,0604E-06	0,0065	620	1,5148
66	2,1978	0,0235	3,2111E-06	0,0069	956	1,6384
67	33,3519	2,6127	1,9477E-05	0,0051	45	2,2923
68	5,7426	0,2576	1,5667E-05	0,0052	75	0,7825
69	3,7176	0,1178	1,0381E-05	0,0055	141	0,9385
70	4,5860	0,0649	7,0688E-06	0,0058	323	1,2497
71	4,1900	0,0447	5,3849E-06	0,0061	511	1,4094
72	3,3689	0,0282	4,2009E-06	0,0064	771	1,5275

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	Y	Z	AA	AB	AC	AD
1	Cfi	Etam	Remi	Vme(m/s)	Vmh(m/s)	Vt (m/s)
2	0,1827	1,30E-03	1047	0,0758	0,0649	0,1407
3	0,0784	1,17E-03	1905	0,1502	0,0649	0,2151
4	0,1192	1,13E-03	1856	0,2893	0,0649	0,3542
5	0,2184	1,09E-03	1575	0,5823	0,0649	0,6472
6	0,5190	1,07E-03	1113	0,7928	0,0649	0,8577
7	0,2395	1,05E-03	1787	1,0181	0,0649	1,0830
8	0,1850	1,59E-03	815	0,0758	0,1231	0,1989
9	0,1535	1,40E-03	1023	0,1502	0,1231	0,2733
10	0,0792	1,23E-03	1827	0,2893	0,1231	0,4124
11	0,0958	1,15E-03	1971	0,5823	0,1231	0,7054
12	0,1463	1,12E-03	1757	0,7928	0,1231	0,9159
13	0,2305	1,10E-03	1501	1,0181	0,1231	1,1412
14	0,2303	2,19E-03	639	0,0758	0,2354	0,3112
15	0,1921	1,80E-03	777	0,1502	0,2354	0,3856
16	0,0922	1,46E-03	1348	0,2893	0,2354	0,5247
17	0,1099	1,29E-03	1475	0,5823	0,2354	0,8177
18	0,0509	1,21E-03	2552	0,7928	0,2354	1,0282
19	0,0626	1,17E-03	2452	1,0181	0,2354	1,2535
20	0,1279	2,99E-03	804	0,0758	0,4735	0,5493
21	0,1313	2,46E-03	865	0,1502	0,4735	0,6237
22	0,0746	1,91E-03	1228	0,2893	0,4735	0,7628
23	0,0471	1,52E-03	1903	0,5823	0,4735	1,0558
24	0,0350	1,40E-03	2522	0,7928	0,4735	1,2663
25	0,0354	1,33E-03	2697	1,0181	0,4735	1,4915
26	0,0637	3,41E-03	1078	0,0758	0,7116	0,7874
27	0,0841	2,97E-03	1008	0,1502	0,7116	0,8617
28	0,0328	2,12E-03	1797	0,2893	0,7116	1,0008
29	0,0214	1,68E-03	2584	0,5823	0,7116	1,2938
30	0,0189	1,53E-03	3207	0,7928	0,7116	1,5044
31	0,0172	1,44E-03	3528	1,0181	0,7116	1,7296
32	0,0591	3,91E-03	1201	0,0758	0,9496	1,0255
33	0,0507	3,26E-03	1285	0,1502	0,9496	1,0998
34	0,0461	2,56E-03	1526	0,2893	0,9496	1,2389
35	0,0232	1,91E-03	2436	0,5823	0,9496	1,5319
36	0,0188	1,71E-03	3051	0,7928	0,9496	1,7424
37	0,0130	1,57E-03	3840	1,0181	0,9496	1,9677

BANQUES DE DONNEES EAU-HUILE : 7°

	Y	Z	AA	AB	AC	AD
38	0,2160	1,11E-03	1463	0,0218	0,0177	0,0395
39	0,1817	1,09E-03	1696	0,0431	0,0177	0,0608
40	0,1558	1,07E-03	2001	0,0831	0,0177	0,1008
41	0,1301	1,05E-03	2461	0,1673	0,0177	0,1850
42	0,1154	1,04E-03	2779	0,2278	0,0177	0,2455
43	0,3492	1,27E-03	825	0,0218	0,0354	0,0572
44	0,2954	1,21E-03	973	0,0431	0,0354	0,0785
45	0,2222	1,16E-03	1256	0,0831	0,0354	0,1185
46	0,1641	1,10E-03	1684	0,1673	0,0354	0,2027
47	0,1199	1,08E-03	2143	0,2278	0,0354	0,2631
48	0,1093	1,07E-03	2394	0,2925	0,0354	0,3279
49	1,6439	2,09E-03	235	0,0218	0,0707	0,0925
50	0,9572	1,68E-03	365	0,0431	0,0707	0,1139
51	0,4840	1,40E-03	612	0,0831	0,0707	0,1538
52	0,2681	1,23E-03	995	0,1673	0,0707	0,2380
53	0,2149	1,19E-03	1216	0,2278	0,0707	0,2985
54	0,1558	1,15E-03	1530	0,2925	0,0707	0,3632
55	2,7840	3,66E-03	142	0,0218	0,1415	0,1633
56	1,5538	2,61E-03	215	0,0431	0,1415	0,1846
57	0,8764	1,96E-03	336	0,0831	0,1415	0,2246
58	0,4930	1,54E-03	548	0,1673	0,1415	0,3088
59	0,2821	1,40E-03	805	0,2278	0,1415	0,3692
60	0,1846	1,31E-03	1081	0,2925	0,1415	0,4340
61	11,6282	5,07E-03	122	0,0218	0,2122	0,2340
62	1,7098	3,46E-03	186	0,0431	0,2122	0,2554
63	1,2662	2,54E-03	242	0,0831	0,2122	0,2953
64	0,9295	1,89E-03	343	0,1673	0,2122	0,3795
65	0,5433	1,65E-03	499	0,2278	0,2122	0,4400
66	0,2566	1,49E-03	796	0,2925	0,2122	0,5047
67	11,9854	6,19E-03	127	0,0218	0,2829	0,3047
68	2,7455	4,48E-03	145	0,0431	0,2829	0,3261
69	0,9171	2,95E-03	271	0,0831	0,2829	0,3661
70	1,4408	2,23E-03	254	0,1673	0,2829	0,4502
71	0,7549	1,91E-03	387	0,2278	0,2829	0,5107
72	0,3359	1,68E-03	628	0,2925	0,2829	0,5754

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 12°

	A	B	C	D	E	F
1	N°de Code	RE nouv	Rh nouv	Rh	teta	Dp
2	K12°	0,86	0,14	0,1216	0,20944	0,56
3	K12°	0,88	0,12	0,0965	0,20944	0,56
4	K12°	0,90	0,10	0,075	0,20944	0,56
5	K12°	0,93	0,07	0,0502	0,20944	0,56
6						
7						
8	K12°	0,71	0,29	0,2763	0,20944	0,56
9	K12°	0,77	0,23	0,2085	0,20944	0,56
10	K12°	0,84	0,16	0,1447	0,20944	0,56
11	K12°	0,88	0,12	0,1005	0,20944	0,56
12	K12°	0,90	0,10	0,0829	0,20944	0,56
13						
14	K12°	0,49	0,51	0,4948	0,20944	0,56
15	K12°	0,59	0,41	0,3963	0,20944	0,56
16	K12°	0,69	0,31	0,2923	0,20944	0,56
17	K12°	0,79	0,21	0,1938	0,20944	0,56
18	K12°	0,82	0,18	0,1587	0,20944	0,56
19	K12°	0,85	0,15	0,1344	0,20944	0,56
20	K12°	0,33	0,67	0,6671	0,20944	0,56
21	K12°	0,40	0,60	0,5925	0,20944	0,56
22	K12°	0,51	0,49	0,4797	0,20944	0,56
23	K12°	0,65	0,35	0,3397	0,20944	0,56
24	K12°	0,70	0,30	0,2823	0,20944	0,56
25	K12°	0,74	0,26	0,2396	0,20944	0,56
26	K12°	0,26	0,74	0,7321	0,20944	0,56
27	K12°	0,33	0,67	0,6607	0,20944	0,56
28	K12°	0,45	0,55	0,5375	0,20944	0,56
29	K12°	0,58	0,42	0,4059	0,20944	0,56
30	K12°	0,63	0,37	0,3525	0,20944	0,56
31	K12°	0,68	0,32	0,305	0,20944	0,56
32	K12°	0,22	0,78	0,7711	0,20944	0,56
33	K12°	0,27	0,73	0,7269	0,20944	0,56
34	K12°	0,38	0,62	0,6077	0,20944	0,56
35	K12°	0,51	0,49	0,4777	0,20944	0,56
36	K12°	0,57	0,43	0,4163	0,20944	0,56
37	K12°	0,62	0,38	0,3616	0,20944	0,56

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 12°

	A	B	C	D	E	F
38	C12°	0,91	0,09	0,084	0,20944	1,202
39	C12°	0,92	0,08	0,074	0,20944	1,202
40	C12°	0,93	0,07	0,062	0,20944	1,202
41	C12°	0,95	0,05	0,043	0,20944	1,202
42	C12°	0,96	0,04	0,036	0,20944	1,202
43	C12°	0,80	0,20	0,192	0,20944	1,202
44	C12°	0,83	0,17	0,163	0,20944	1,202
45	C12°	0,87	0,13	0,126	0,20944	1,202
46	C12°	0,91	0,09	0,084	0,20944	1,202
47	C12°	0,93	0,07	0,069	0,20944	1,202
48	C12°	0,58	0,42	0,415	0,20944	1,202
49	C12°	0,65	0,35	0,343	0,20944	1,202
50	C12°	0,73	0,27	0,264	0,20944	1,202
51	C12°	0,81	0,19	0,182	0,20944	1,202
52	C12°	0,84	0,16	0,152	0,20944	1,202
53	C12°	0,33	0,67	0,669	0,20944	1,202
54	C12°	0,42	0,58	0,577	0,20944	1,202
55	C12°	0,53	0,47	0,462	0,20944	1,202
56	C12°	0,67	0,33	0,33	0,20944	1,202
57	C12°	0,72	0,28	0,279	0,20944	1,202
58	C12°	0,77	0,23	0,23	0,20944	1,202
59	C12°	0,22	0,78	0,778	0,20944	1,202
60	C12°	0,30	0,70	0,7	0,20944	1,202
61	C12°	0,39	0,61	0,606	0,20944	1,202
62	C12°	0,54	0,46	0,454	0,20944	1,202
63	C12°	0,61	0,39	0,383	0,20944	1,202
64	C12°	0,66	0,34	0,334	0,20944	1,202
65	C12°	0,20	0,80	0,795	0,20944	1,202
66	C12°	0,25	0,76	0,751	0,20944	1,202
67	C12°	0,35	0,66	0,651	0,20944	1,202
68	C12°	0,47	0,53	0,522	0,20944	1,202
69	C12°	0,55	0,45	0,45	0,20944	1,202
70	C12°	0,60	0,40	0,396	0,20944	1,202

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 12°

	G	H	I	J	K	L
1	Qe(m ³ /h)	Dc(m)	Pr	Dg(m)	Qt(m ³ /h)	Wc
2	0,616	0,0536	124	0,006	1,116	0,55
3	1,22	0,0536	87	0,006	1,72	0,71
4	2,35	0,0536	57	0,006	2,85	0,82
5	4,73	0,0536	47	0,006	5,23	0,90
6						
7						
8	0,616	0,0536	254	0,006	1,616	0,38
9	1,22	0,0536	188	0,006	2,22	0,55
10	2,35	0,0536	124	0,006	3,35	0,70
11	4,73	0,0536	54	0,006	5,73	0,83
12	6,44	0,0536	32	0,006	7,44	0,87
13						
14	0,616	0,0536	386	0,006	2,52	0,24
15	1,22	0,0536	308	0,006	3,132	0,39
16	2,35	0,0536	217	0,006	4,262	0,55
17	4,73	0,0536	140	0,006	6,642	0,71
18	6,44	0,0536	56	0,006	8,352	0,77
19	8,27	0,0536	3	0,006	10,182	0,81
20	0,616	0,0536	419	0,006	4,462	0,14
21	1,22	0,0536	408	0,006	5,066	0,24
22	2,35	0,0536	331	0,006	6,196	0,38
23	4,73	0,0536	237	0,006	8,576	0,55
24	6,44	0,0536	111	0,006	10,286	0,63
25	8,27	0,0536	39	0,006	12,116	0,68
26	0,616	0,0536	452	0,006	6,396	0,10
27	1,22	0,0536	441	0,006	7	0,17
28	2,35	0,0536	364	0,006	8,13	0,29
29	4,73	0,0536	254	0,006	10,51	0,45
30	6,44	0,0536	122	0,006	12,22	0,53
31	8,27	0,0536	78	0,006	14,05	0,59
32	0,616	0,0536	478	0,006	8,33	0,07
33	1,22	0,0536	419	0,006	8,934	0,14
34	2,35	0,0536	369	0,006	10,064	0,23
35	4,73	0,0536	276	0,006	12,444	0,38
36	6,44	0,0536	165	0,006	14,154	0,45
37	8,27	0,0536	122	0,006	15,984	0,52

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 12°

	G	H	I	J	K	L
38	0,616	0,1	110	0,006	1,116	0,55
39	1,22	0,1	97	0,006	1,72	0,71
40	2,35	0,1	69	0,006	2,85	0,82
41	4,73	0,1	39	0,006	5,23	0,90
42	6,44	0,1		0,006	6,94	0,93
43	0,616	0,1	269	0,006	1,62	0,38
44	1,22	0,1	237	0,006	2,22	0,55
45	2,35	0,1	199	0,006	3,35	0,70
46	4,73	0,1	131	0,006	5,73	0,83
47	6,44	0,1	96	0,006	7,44	0,87
48	0,616	0,1	550	0,006	2,62	0,24
49	1,22	0,1	470	0,006	3,22	0,38
50	2,35	0,1	367	0,006	4,35	0,54
51	4,73	0,1	252	0,006	6,73	0,70
52	6,44	0,1	207	0,006	8,44	0,76
53	0,616	0,1	1033	0,006	4,62	0,13
54	1,22	0,1	851	0,006	5,22	0,23
55	2,35	0,1	727	0,006	6,35	0,37
56	4,73	0,1	523	0,006	8,73	0,54
57	6,44	0,1	430	0,006	10,44	0,62
58	8,27	0,1	359	0,006	12,27	0,67
59	0,616	0,1	1160	0,006	6,62	0,09
60	1,22	0,1	1063	0,006	7,22	0,17
61	2,35	0,1	899	0,006	8,35	0,28
62	4,73	0,1	689	0,006	10,73	0,44
63	6,44	0,1	584	0,006	12,44	0,52
64	8,27	0,1	499	0,006	14,27	0,58
65	0,616	0,1		0,006	8,62	0,07
66	1,22	0,1	1120	0,006	9,22	0,13
67	2,35	0,1	998	0,006	10,35	0,23
68	4,73	0,1	787	0,006	12,73	0,37
69	6,44	0,1	674	0,006	14,44	0,45
70	8,27	0,1	568	0,006	16,27	0,51

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 12°

	M	N	O	P	Q	R
1	RE	sect(m2)	Ue	Glis	Rho	Gradpx
2	0,86	2,26E-03	0,09	0,35	978	-9374
3	0,88	2,26E-03	0,17	0,36	982	-9440
4	0,90	2,26E-03	0,32	0,33	985	-9494
5	0,93	2,26E-03	0,63	0,24	989	-9512
6						
7						
8	0,71	2,26E-03	0,11	0,31	954	-9142
9	0,77	2,26E-03	0,19	0,35	965	-9260
10	0,84	2,26E-03	0,35	0,41	974	-9374
11	0,88	2,26E-03	0,66	0,36	981	-9499
12	0,90	2,26E-03	0,88	0,31	984	-9538
13						
14	0,49	2,26E-03	0,15	0,31	921	-8906
15	0,59	2,26E-03	0,25	0,32	936	-9046
16	0,69	2,26E-03	0,42	0,35	952	-9208
17	0,79	2,26E-03	0,74	0,37	967	-9346
18	0,82	2,26E-03	0,96	0,36	972	-9496
19	0,85	2,26E-03	1,20	0,33	976	-9590
20	0,33	2,26E-03	0,23	0,47	894	-8847
21	0,40	2,26E-03	0,38	0,41	906	-8867
22	0,51	2,26E-03	0,57	0,40	923	-9005
23	0,65	2,26E-03	0,90	0,44	944	-9172
24	0,70	2,26E-03	1,13	0,46	953	-9397
25	0,74	2,26E-03	1,37	0,48	960	-9526
26	0,26	2,26E-03	0,29	0,68	884	-8788
27	0,33	2,26E-03	0,45	0,61	895	-8808
28	0,45	2,26E-03	0,64	0,66	914	-8946
29	0,58	2,26E-03	1,00	0,70	934	-9142
30	0,63	2,26E-03	1,25	0,69	942	-9378
31	0,68	2,26E-03	1,50	0,72	950	-9456
32	0,22	2,26E-03	0,34	0,89	878	-8742
33	0,27	2,26E-03	0,56	0,73	885	-8847
34	0,38	2,26E-03	0,75	0,79	903	-8937
35	0,51	2,26E-03	1,14	0,80	923	-9103
36	0,57	2,26E-03	1,39	0,82	933	-9301
37	0,62	2,26E-03	1,63	0,90	941	-9378

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 12°

	M	N	O	P	Q	R
38	0,91	7,85E-03	0,02	0,18	986	-9504
39	0,92	7,85E-03	0,05	0,18	988	-9515
40	0,93	7,85E-03	0,09	0,18	990	-9538
41	0,95	7,85E-03	0,18	0,20	993	-9563
42	0,96	7,85E-03	0,24	0,20	994	#VALUE!
43	0,80	7,85E-03	0,03	0,15	969	-9372
44	0,83	7,85E-03	0,05	0,16	974	-9398
45	0,87	7,85E-03	0,10	0,18	980	-9430
46	0,91	7,85E-03	0,18	0,22	986	-9487
47	0,93	7,85E-03	0,25	0,24	989	-9516
48	0,58	7,85E-03	0,04	0,13	934	-9138
49	0,65	7,85E-03	0,07	0,14	946	-9205
50	0,73	7,85E-03	0,11	0,15	958	-9290
51	0,81	7,85E-03	0,21	0,17	971	-9386
52	0,84	7,85E-03	0,27	0,18	976	-9423
53	0,33	7,85E-03	0,07	0,14	894	-8736
54	0,42	7,85E-03	0,10	0,14	909	-8888
55	0,53	7,85E-03	0,16	0,15	927	-8991
56	0,67	7,85E-03	0,25	0,17	948	-9161
57	0,72	7,85E-03	0,32	0,18	956	-9238
58	0,77	7,85E-03	0,38	0,22	963	-9297
59	0,22	7,85E-03	0,10	0,17	877	-8631
60	0,30	7,85E-03	0,15	0,16	889	-8711
61	0,39	7,85E-03	0,21	0,13	904	-8848
62	0,54	7,85E-03	0,31	0,15	928	-9022
63	0,61	7,85E-03	0,37	0,18	939	-9110
64	0,66	7,85E-03	0,44	0,19	947	-9180
65	0,20	7,85E-03	0,11	0,25	875	#VALUE!
66	0,25	7,85E-03	0,18	0,20	881	-8664
67	0,35	7,85E-03	0,24	0,19	897	-8765
68	0,47	7,85E-03	0,35	0,18	917	-8941
69	0,55	7,85E-03	0,42	0,21	929	-9035
70	0,60	7,85E-03	0,49	0,22	937	-9123

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 12°

	S	T	U	V	W	X
1	Thow	Cfp	Viscop	Dint	Remp	Thoi
2	-0,12	-0,03	1,61E-06	9,29E-03	508	1,93
3	0,27	0,02	1,49E-06	9,90E-03	1133	2,03
4	0,56	0,01	1,38E-06	1,06E-02	2447	2,11
5	0,31	0,00	1,27E-06	1,17E-02	5744	2,13
6						
7						
8	-0,18	-0,03	2,70E-06	7,29E-03	289	1,58
9	0,06	0,00	2,16E-06	7,94E-03	714	1,76
10	0,33	0,01	1,74E-06	8,84E-03	1754	1,93
11	1,14	0,01	1,51E-06	9,79E-03	4306	2,12
12	1,32	0,00	1,42E-06	1,03E-02	6419	2,17
13						
14	0,97	0,09	5,59E-06	6,07E-03	167	1,23
15	0,90	0,03	4,03E-06	6,51E-03	411	1,43
16	1,02	0,01	2,85E-06	7,16E-03	1051	1,68
17	0,92	0,00	2,05E-06	8,12E-03	2919	1,88
18	2,24	0,00	1,83E-06	8,61E-03	4540	2,11
19	3,03	0,00	1,69E-06	9,03E-03	6445	2,25
20	3,59	0,15	9,91E-06	5,51E-03	130	1,14
21	2,38	0,04	7,73E-06	5,73E-03	279	1,17
22	1,99	0,01	5,31E-06	6,13E-03	656	1,37
23	1,48	0,00	3,34E-06	6,83E-03	1847	1,62
24	3,36	0,01	2,76E-06	7,24E-03	2967	1,96
25	4,24	0,00	2,39E-06	7,61E-03	4358	2,16
26	4,08	0,11	1,23E-05	5,35E-03	126	1,05
27	2,93	0,03	9,70E-06	5,53E-03	258	1,08
28	2,34	0,01	6,44E-06	5,91E-03	587	1,28
29	2,38	0,01	4,16E-06	6,46E-03	1558	1,58
30	4,48	0,01	3,48E-06	6,76E-03	2430	1,93
31	4,60	0,00	2,97E-06	7,07E-03	3562	2,05
32	4,23	0,08	1,40E-05	5,26E-03	127	0,98
33	4,77	0,03	1,21E-05	5,36E-03	249	1,14
34	3,61	0,01	8,13E-06	5,68E-03	527	1,27
35	3,27	0,01	5,28E-06	6,14E-03	1325	1,52
36	4,71	0,01	4,30E-06	6,41E-03	2069	1,82
37	4,66	0,00	3,59E-06	6,70E-03	3046	1,93

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 12°

	S	T	U	V	W	X
38	1,03	3,65	1,35E-06	1,09E-02	193	2,12
39	0,92	0,85	1,30E-06	1,13E-02	406	2,14
40	1,05	0,27	1,25E-06	1,20E-02	851	2,17
41	0,96	0,06	1,17E-06	1,34E-02	2004	2,21
42	#VALUE!	#VALUE!	1,15E-06	1,41E-02	2928	#VALUE!
43	1,79	5,02	1,95E-06	8,32E-03	116	1,92
44	1,36	1,04	1,76E-06	8,78E-03	258	1,96
45	0,76	0,17	1,56E-06	9,54E-03	586	2,01
46	0,59	0,04	1,35E-06	1,09E-02	1478	2,10
47	0,75	0,03	1,28E-06	1,16E-02	2218	2,14
48	4,34	6,61	4,16E-06	6,46E-03	58	1,57
49	3,29	1,60	3,26E-06	6,88E-03	140	1,67
50	2,46	0,40	2,49E-06	7,50E-03	342	1,80
51	1,76	0,09	1,88E-06	8,47E-03	925	1,95
52	1,57	0,04	1,70E-06	8,98E-03	1426	2,00
53	3,86	1,95	9,87E-06	5,52E-03	37	0,97
54	4,18	0,87	7,21E-06	5,79E-03	83	1,20
55	2,43	0,22	4,88E-06	6,24E-03	199	1,35
56	1,70	0,06	3,11E-06	6,97E-03	562	1,61
57	1,72	0,04	2,62E-06	7,36E-03	894	1,72
58	1,35	0,02	2,22E-06	7,85E-03	1352	1,81
59	5,33	1,22	1,43E-05	5,25E-03	37	0,81
60	4,41	0,47	1,10E-05	5,44E-03	72	0,93
61	4,28	0,21	7,96E-06	5,70E-03	153	1,14
62	2,92	0,07	4,75E-06	6,27E-03	408	1,40
63	2,43	0,04	3,73E-06	6,63E-03	661	1,53
64	2,35	0,03	3,16E-06	6,94E-03	971	1,64
65	#VALUE!	#VALUE!	1,51E-05	5,21E-03	37	#VALUE!
66	5,14	0,38	1,30E-05	5,31E-03	72	0,86
67	3,91	0,15	9,28E-06	5,57E-03	145	1,01
68	3,44	0,06	5,98E-06	5,99E-03	353	1,28
69	3,08	0,04	4,68E-06	6,29E-03	560	1,42
70	3,25	0,03	3,90E-06	6,56E-03	821	1,55

	Y	Z	AA	AB	AC	AD
1	Cfi	Etam	Remi	Vme(m/s)	Vmh(m/s)	Vt (m/s)
2	0,04	1,16E-03	2800,00	0,08	0,06	0,14
3	0,04	1,13E-03	3157,29	0,15	0,06	0,21
4	0,05	1,10E-03	3131,23	0,29	0,06	0,35
5	0,09	1,07E-03	2595,63	0,58	0,06	0,64
6						
7						
8	0,06	1,39E-03	1647,10	0,08	0,12	0,20
9	0,05	1,28E-03	2182,05	0,15	0,12	0,27
10	0,03	1,19E-03	3034,22	0,29	0,12	0,41
11	0,04	1,13E-03	3131,72	0,58	0,12	0,71
12	0,06	1,11E-03	2883,28	0,79	0,12	0,92
13						
14	0,10	1,94E-03	967,25	0,08	0,23	0,31
15	0,08	1,65E-03	1265,94	0,15	0,24	0,39
16	0,06	1,42E-03	1748,91	0,29	0,24	0,52
17	0,04	1,25E-03	2420,86	0,58	0,24	0,82
18	0,05	1,21E-03	2606,26	0,79	0,24	1,03
19	0,06	1,17E-03	2552,48	1,02	0,24	1,25
20	0,10	2,84E-03	912,14	0,08	0,47	0,55
21	0,09	2,37E-03	993,83	0,15	0,47	0,62
22	0,07	1,89E-03	1281,78	0,29	0,47	0,76
23	0,04	1,52E-03	1962,90	0,58	0,47	1,06
24	0,04	1,40E-03	2372,53	0,79	0,47	1,27
25	0,03	1,33E-03	2745,59	1,02	0,47	1,49
26	0,07	3,43E-03	1052,69	0,08	0,71	0,79
27	0,05	2,79E-03	1214,91	0,15	0,71	0,86
28	0,03	2,11E-03	1849,74	0,29	0,71	1,00
29	0,02	1,67E-03	2690,85	0,58	0,71	1,29
30	0,02	1,54E-03	3014,32	0,79	0,71	1,50
31	0,02	1,44E-03	3544,54	1,02	0,71	1,73
32	0,05	3,93E-03	1186,83	0,08	0,95	1,03
33	0,06	3,38E-03	1166,43	0,15	0,95	1,10
34	0,03	2,45E-03	1826,34	0,29	0,95	1,24
35	0,02	1,89E-03	2609,85	0,58	0,95	1,53
36	0,02	1,70E-03	3108,67	0,79	0,95	1,74
37	0,01	1,56E-03	3847,78	1,02	0,95	1,97

BANQUE DE DONNEES EAU-HUILE : 12°

	Y	Z	AA	AB	AC	AD
38	0,16	1,09E-03	1762,10	0,02	0,02	0,04
39	0,16	1,08E-03	1883,51	0,04	0,02	0,06
40	0,16	1,07E-03	2005,34	0,08	0,02	0,10
41	0,12	1,05E-03	2567,79	0,17	0,02	0,18
42	#VALUE!	1,04E-03	2784,76	0,23	0,02	0,25
43	0,25	1,23E-03	1041,05	0,02	0,04	0,06
44	0,22	1,19E-03	1179,39	0,04	0,04	0,08
45	0,17	1,14E-03	1474,52	0,08	0,04	0,12
46	0,11	1,09E-03	2174,20	0,17	0,04	0,20
47	0,09	1,08E-03	2568,86	0,23	0,04	0,26
48	0,54	1,67E-03	508,37	0,02	0,07	0,09
49	0,41	1,50E-03	632,03	0,04	0,07	0,11
50	0,30	1,35E-03	837,56	0,08	0,07	0,15
51	0,19	1,22E-03	1216,01	0,17	0,07	0,24
52	0,17	1,18E-03	1401,73	0,23	0,07	0,30
53	0,88	2,83E-03	280,55	0,02	0,14	0,16
54	0,69	2,26E-03	359,87	0,04	0,14	0,18
55	0,43	1,81E-03	509,70	0,08	0,14	0,22
56	0,24	1,47E-03	815,93	0,17	0,14	0,31
57	0,20	1,37E-03	977,26	0,23	0,14	0,37
58	0,12	1,29E-03	1354,89	0,29	0,14	0,43
59	1,16	4,02E-03	224,18	0,02	0,21	0,23
60	0,88	3,09E-03	273,98	0,04	0,21	0,26
61	0,82	2,41E-03	318,18	0,08	0,21	0,30
62	0,40	1,79E-03	543,46	0,17	0,21	0,38
63	0,26	1,59E-03	736,93	0,23	0,21	0,44
64	0,22	1,48E-03	871,95	0,29	0,21	0,50
65	#VALUE!	4,30E-03	298,03	0,02	0,28	0,30
66	0,73	3,64E-03	289,91	0,04	0,28	0,33
67	0,47	2,70E-03	394,54	0,08	0,28	0,37
68	0,33	2,02E-03	548,24	0,17	0,28	0,45
69	0,22	1,77E-03	731,08	0,23	0,28	0,51
70	0,18	1,62E-03	888,53	0,29	0,28	0,58

1.	N°de Code	=K0°
2.	RE nouv	=((2508-(D2*2508))*0,9777+0,6737)/2508
3.	Rh nouv	=1-B2
4.	Rh	=0,2743
5.	teta	=0
6.	Dp	=0,56
7.	Qe(m3/h)	=0,616
8.	Dc(m)	=0,0536
9.	Pr	=166
10.	Dg(m)	=0,006
11.	Qt(m3/h)	=AE2+G2
12.	Wc	=G2/K2
13.	RE	=(1-C2)
14.	sect(m2)	=3,14159*H2*H2/4
15.	Ue	=G2/(N2*M2*3600)
16.	Glis	=(K2/(3600*N2))*(((1-L2)/C2)-L2/M2)
17.	Rho	=1000*M2+843*C2
18.	Gradpx	=(I2/F2)-1000*9,81*COS(E2)
19.	Thow	=(R2-Q2*9,81*COS(E2))*(H2/4)
20.	Cfp	=S2/(0,5*Q2*O2*O2)
21.	Viscop	=((1/1000000)^M2)*((30/1000000)^C2)
22.	Dint	=J2*((3,14/(6*C2)))^(1/3)
23.	Remp	=V2*O2/U2
24.	Thoi	=((4*S2*C2/H2)+157*C2*M2*9,81*COS(E2))*(J2/(4*C2))
25.	Cfi	=X2/(0,5*1000*P2*P2*M2*M2)
26.	Etam	=1/((M2/0,001)+(C2/0,02529))
27.	Remi	=V2*P2*1000/Z2
28.	Vme(m/s)	=G2/(3600*N2)
29.	Vmh(m/s)	=(K2-G2)/(3600*N2)
30.	Vt (m/s)	=K2/(3600*N2)
31.	Qh(m3/s)	=0,527
32.	h	=2,508*D2
33.	dh	=0,001
34.	RH=(h+dh)/H	=(AF2+AG2)/2,508
35.	dRh=RH-Rh	=AH2-D2
36.	dRh/Rh	=AI2/D2
37.	dG/G	=((AC2+AB2)*D2/(AC2*(1-D2)-AB2*D2)+(1-2*D2)/(1-D2))*AJ2
38.	dRh/Rh=dh/h(dh=,001	=0,001/AF2
39.	BB(dh=0,005)	=0,005/AF2
40.	dG/G(5mm)	=AK2/AJ2*AM2
41.	dUh/Uh	=0,01
42.	dGuh/G	(((1-D2)*AC2/(AC2*(1-D2)-AB2*D2))*AO2
43.	dUe/UE	=0,01
44.	dGue/Ge	=(D2*AB2/(AC2*(1-D2)-AB2*D2))*AQ2
45.	BA2+BF2+BH2	=AK2+AP2+AR2
46.	Vit phas huile	=AC2/C2
47.	Vt	=K2/(3600*N2)

ANNEXES 2

MODELES LIQUIDE-LIQUIDE

A.3.1. MODELE DRIFT-FLUX

A.3.2. MODELE DEUX FLUIDES

S Rule

- * $A = \pi () * D * D / 4 .$
- * $UES = RE * VE$
- * $RE = 1 - RH$
- * $UHS = RH * VH$
- * $G1 = 1.57 * (G * SIG * (ROE - ROH) / ROE^2)^{0.25} * RE^{-RH}$
- * $Re = (UES + UHS) * D * (RE / XNUE + RH / XNUH)$
- * $C1 = (37530 / Re)^{16}$
- * $C2 = (2.457 * \ln(1 / ((7 / Re)^{.9} + .27 * EPS / D)))^{16}$
- * $CW = 2 * ((8 / Re)^{12} + 1 / (C1 + C2)^{1.5})^{(1/12)}$
- * $TOW = .5 * (RE * ROE + RH * ROH) * CW * (UES + UHS)^2$
- * $VH = VE + G1$
- * $(-dPdx) = 4 * TOW / D + (ROE * RE + ROH * RH) * G * \cos(\text{teta})$
- * $(-dPdx_f) = 4 * TOW / D$

St	Input	Name	Output	Unit	Comment
	850	ROH			densite de l'huile
	1000	ROE			densite de l'eau
	.00003	XNUH			viscosite cin de l'huile
	1E-6	XNUE			viscosite cin de l'eau
	.022	SIG			tension superficielle
	9.81	G			acceleration de la pesanteur
	.003	dg			diametre de goutte
	0	teta			inclinaison (90 hor)
	.053	D			diametre de la conduite
		A	.00220618		section de passage
L	.5	UHS			vit superficielle d'huile
L	.5	UES			vit superficielle d'eau
L		RH	.4704967		fraction d'huile
LG	.7	RE			fraction d'eau
L		VE	.94428117		vitesse d'eau
L		VH	1.0627067		vitesse d'huile
		Re	57747.67		nombre de Reynolds moyen
L		CW	.00528181		coefficient de frottement pa
		TOW	13.602614		contrainte de cisaillement p
L		G1	.11842554		glissement huile-eau
L		dPdx	-9295.385		gradient de pression
		C1	.00101276		
		C2	2.4705E19		
	.0002	EPS			
		dPdx _f	-1026.612		

S Rule

- * $A = \pi \cdot D^2 / 4$
- * $U_{ES} = RE \cdot VE$
- * $RE = 1 - RH$
- * $U_{HS} = RH \cdot VH$
- * $G1 = 1.57 \cdot (G \cdot \text{SIG} \cdot (ROE - ROH) / ROE^2)^{0.25} / \cos(\text{teta}) \cdot RE^{-RH}$
- * $Re = (U_{ES} + U_{HS}) \cdot D \cdot (RE / X_{NUE} + RH / X_{NUH})$
- * $C1 = (37530 / Re)^{16}$
- * $C2 = (2.457 \cdot \ln(1 / ((7 / Re)^{.9} + .27 \cdot EPS / D)))^{16}$
- * $CW = 2 \cdot ((8 / Re)^{12} + 1 / (C1 + C2)^{1.5})^{(1/12)}$
- * $TOW = .5 \cdot (RE \cdot ROE + RH \cdot ROH) \cdot CW \cdot (U_{ES} + U_{HS})^2$
- * $VH = VE + G1$
- * $(-dPdx) = 4 \cdot TOW / D + (ROE \cdot RE + ROH \cdot RH) \cdot G \cdot \cos(\text{teta})$
- * $(-dPdx_f) = 4 \cdot TOW / D$

St	Input	Name	Output	Unit	Comment
	850	ROH			densite de l'huile
	1000	ROE			densite de l'eau
	.00003	XNUH			viscosite cin de l'huile
	1E-6	XNUE			viscosite cin de l'eau
	.022	SIG			tension superficielle
	9.81	G			acceleration de la pesanteur
	.003	dg			diametre de goutte
	.122173	teta			inclinaison (90 hor)
	.053	D			diametre de la conduite
		A	.00220618		section de passage
L	.5	UHS			vit superficielle d'huile
L	.5	UES			vit superficielle d'eau
L		RH	.4704967		fraction d'huile
LG	.7	RE			fraction d'eau
L		VE	.94428117		vitesse d'eau
L		VH	1.0627067		vitesse d'huile
		Re	57762.239		nombre de Reynolds moyen
L		CW	.00528181		coefficient de frottement pa
		TOW	13.602719		contrainte de cisaillement p
L		G1	.11842554		glissement huile-eau
L		dPdx	-9295.385		gradient de pression
		C1	.00100868		
		C2	2.4708E19		
	.0002	EPS			
		dPdx _f	-1026.62		

S Rule

$$* A = \pi () * D * D / 4.$$

$$* UES = RE * VE$$

$$* RE = 1 - RH$$

$$* UHS = RH * VH$$

$$* G1 = 1.57 * (G * SIG * (ROE - ROH) / ROE^2)^{.25}$$

$$* Re = (UES + UHS) * D * (RE / XNUE + RH / XNUH)$$

$$* C1 = (37530 / Re)^{16}$$

$$* C2 = (2.457 * \ln(1 / ((7 / Re)^{.9} + .27 * EPS / D)))^{16}$$

$$* CW = 2 * ((8 / Re)^{12} + 1 / (C1 + C2)^{1.5})^{(1/12)}$$

$$* TOW = .5 * (RE * ROE + RH * ROH) * CW * (UES + UHS)^2$$

$$* VH = VE + G1$$

$$* (-dPdx) = 4 * TOW / D + (ROE * RE + ROH * RH) * G * \cos(\text{teta})$$

$$* (-dPdx_f) = 4 * TOW / D$$

S Rule

- * $A = \text{PI}() * D * D / 4.$
- * $UES = RE * VE$
- * $RE = 1 - RH$
- * $UHS = RH * VH$
- * $Gl = (VH - VE)$
- * $Re = (UES + UHS) * D * (RE / XNUE + RH / XNUH)$
- * $C1 = (37530 / Re) ^{16}$
- * $C2 = (2.457 * \text{LN}(1 / ((7 / Re) ^{.9} + .27 * EPS / D))) ^{16}$
- * $CW = 2 * ((8 / Re) ^{12} + 1 / (C1 + C2) ^{1.5}) ^{(1/12)}$
- * $TOW = .5 * (RE * ROE + RH * ROH) * CW * (UES + UHS) ^2$
- * $dI = dg * (\text{ABS}(\text{PI}() / 6 / RH - 1)) ^{(1/3)}$
- * $PI = 4. * RH * A / dg$
- * $ReI = Gl * dI / XNUE$
- * $CI = 0.079 / \text{ABS}(ReI) ^{.25}$
- * $TOI = .5 * ROE * CI * (\text{ABS}(Gl)) ^2$
- * $(-dPdx) = 4 * TOW / D + (ROE * RE + ROH * RH) * G * \text{COS}(teta)$
- * $(-dPdx) * RH = PI * TOI / A + ROH * RH * G * \text{COS}(teta)$
- * $(-dPdx) = 4 * TOW / D$
- * $eps = 4 / D * (UES + UHS) / RE / ROE * TOW + (ROE - ROH) * G * RH * Gl / ROE$
- * $dg = 1.14 * (\text{SIG} / ROE) ^{0.6} * eps ^{-0.4}$

S Rule

- * $A = \text{PI}() * D * D / 4.$
- * $UES = RE * VE$
- * $RE = 1 - RH$
- * $UHS = RH * VH$
- * $Gl = (VH - VE)$
- * $Re = (UES + UHS) * D * (RE / XNUE + RH / XNUH)$
- * $C1 = (37530 / Re) ^{16}$
- * $C2 = (2.457 * \text{LN}(1 / ((7 / Re) ^{.9} + .27 * \text{EPS} / D))) ^{16}$
- * $CW = 2 * ((8 / Re) ^{12} + 1 / (C1 + C2) ^{1.5}) ^{(1/12)}$
- * $TOW = .5 * (RE * ROE + RH * ROH) * CW * (UES + UHS) ^2$
- * $dI = dg * (\text{ABS}(\text{PI}() / 6 / RH - 1)) ^{(1/3)}$
- * $PI = 4. * RH * A / dg$
- * $ReI = Gl * dI / XNUE$
- * $CI = 0.079 / \text{ABS}(ReI) ^{.25}$
- * $TOI = .5 * ROE * CI * (\text{ABS}(Gl)) ^2$
- * $(-dPdx) = 4 * TOW / D + (ROE * RE + ROH * RH) * G * \text{COS}(teta)$
- * $(-dPdx) * RH = PI * TOI / A + ROH * RH * G * \text{COS}(teta)$
- * $(-dPdx) = 4 * TOW / D$
- * $eps = 4 / D * (UES + UHS) / RE / ROE * TOW + (ROE - ROH) * G * RH * Gl / ROE$
- * $dg = 1.14 * (\text{SIG} / ROE) ^{0.6} * eps ^{-0.4}$

St	Input	Name	Output	Unit	Comment
	850	ROH			densite de l'huile
	1000	ROE			densite de l'eau
	.00003	XNUH			viscosite cin de l'huile
	1E-6	XNUE			viscosite cin de l'eau
	9.81	G			acceleration de la pesanteur
	0	teta			inclinaison (90 hor)
	.053	D			diametre de la conduite
	.0002	EPS			
		A	.00220618		section de passage
L	.5	UHS			vit superficielle d'huile
L	.5	UES			vit superficielle d'eau
L		RH	.44629964		fraction d'huile
LG	.55370036	RE			fraction d'eau
L		VE	.90301549		vitesse d'eau
L		VH	1.1203236		vitesse d'huile
		Re	58284.234		nombre de Reynolds moyen
L		CW	.00534114		coefficient de frottement pa
		TOW	13.60655		contrainte de cisaillement p
LG	.005	dg			diametre de goutte
		PI	3.7837153		perimetre interfacial
L		G1	.21730807		glissement huile-eau
		ReI	112.31564		nombre de Reynolds interfaci
L		CI	.03658964		coefficient de frottement in
		TOI	.48655264		contrainte de cisaillement i
L		dPdx	-9317.624		gradient de pression
	.022	SIG			
		C1	.00087345		
		C2	2.4817E19		
L		dPdx _f			
		WE			
		BO			
		dI	.00056088		
		XNU _e			
		eps	3.8603472		

S Rule

- * $A = \pi () * D * D / 4.$
- * $UES = RE * VE$
- * $RE = 1 - RH$
- * $UHS = RH * VH$
- * $G1 = VH - VE$
- * $dg = .006$
- * $Re = (UES + UHS) * D * (RE / XNUE + RH / XNUH)$
- * $C1 = (37530 / Re) ^{16}$
- * $C2 = (2.457 * \ln(1 / ((7 / Re) ^{.9} + .27 * EPS / D))) ^{16}$
- * $CW = 2 * ((8 / Re) ^{12} + 1 / (C1 + C2) ^{1.5}) ^{(1 / 12)}$
- * $TOW = .5 * (RE * ROE + RH * ROH) * CW * (UES + UHS) ^2$
- * $PI = 4 * RH * A / dg$
- * $ReI = G1 * dg / XNUH$
- * $CI = 24 / ReI$
- * $TOI = .5 * ROE * CI * G1 ^2$
- * $(-dPdx) = 4 * TOW / D + (ROE * RE + ROH * RH) * G * \cos(\text{teta})$
- * $(-dPdx) * RH = PI * TOI / A + ROH * RH * G * \cos(\text{teta})$
- * $(-dPdx) = 4 * TOW / D$

ANNEXE 3

PROGRAMME DE CALCUL DES DEBITS

```

PROGRAM DEBIT      ! Debimetric IMFT boucle horizontale et verticale
                  ! Calcul des debits gaz ou liquide en fonction de
                  ! la tension délivrée par les capteurs Rosement
                  ! ou bien l'inverse

REAL COAL ( 3 ), COBL ( 3 ), COAG ( 4 ), COBG ( 4 )
COMMON / PHY / D , AC , ROL , ROG
COMMON / COEFL / COAL , COBL , ARL , BRL
COMMON / COEFG / COAG , COBG , ARG , BRG

AC = 3.1416 * D * D / 4.

10 WRITE ( 1, * ) ' Débitmétrie Air : 1 , Eau : 2      === > _ '
   READ ( 1, * ) ID

   WRITE ( 1, * ) ' Calcul de la tension à afficher en fonction
S           de ULS ou UGS : 1 '

   WRITE ( 1, * ) ' ou bien l''inverse      : 2      === > _ '
   READ ( 1, * ) ICALC
   IF ( ID .EQ. 2 ) THEN

       WRITE ( 1, * ) ' Diaphragme utilisé : '
       WRITE ( 1, * ) ' petit : 1 '
       WRITE ( 1, * ) ' moyen : 2 '
       WRITE ( 1, * ) ' grand : 3      === > _ '
       READ ( 1, * ) IDT

20   IF ( ICALC .EQ. 1 ) THEN
       CALL DUL ( IDT )
   ELSE
       CALL DEBIL ( IDT )

```

```

END IF
WRITE ( 1, * )
WRITE ( 1, * ) ' Nouveau calcul O : non '
WRITE ( 1, * ) ' 1 : dans les même conditions '
WRITE ( 1, * ) ' 2 : conditions différentes '
WRITE ( 1, * ) ' == > _ '
READ ( 1, * ) IREP
IF ( IREP .EQ. 1 ) GOTO 20
IF ( IREP .EQ. 2 ) THEN
    GOTO 10
    ELSE
    GOTO 100
END IF
ELSE
WRITE ( 1, * ) ' Diaphragme utilisé : '
WRITE ( 1, * ) ' petit : 1 '
WRITE ( 1, * ) ' moyen : 2 '
WRITE ( 1, * ) ' grand : 3 '
WRITE ( 1, * ) ' mini : 4 ' == > _ '
READ ( 1, * ) IDT
WRITE ( 1, * ) ' Température d " arret en degre C == > _ '
READ ( 1, * ) TI
WRITE ( 1, * ) ' Pression d " arret en bar == > _ '
READ ( 1, * ) PI
WRITE ( 1, * ) ' Pression mesurée avant (1), après (2) le dia . == > _ '
READ ( 1, * ) IP

```

```
30      IF ( ICALC.EQ.1 ) THEN
          CALL DUG ( IDT , PI , TI , IP )
        ELSE
          CALL DEBIG ( IDT , PI , TI , IP )
        END IF
        WRITE ( 1 , * )
        WRITE ( 1 , * ) ' Nouveau calcul O : non '
        WRITE ( 1 , * ) '                1 : dans les même conditions '
        WRITE ( 1 , * ) '                2 : conditions différentes === > _ '
        READ ( 1 , * ) IREP
        IF ( IREP.EQ.1 ) GOTO 30
        IF ( IREP.EQ.2 ) GOTO 10
    END IF
100 CONTINUE
    STOP
    END
```

```

C *****
C *          Calcul du debit liquide en fonction de la tension          *
C *****

```

```

SUBROUTINE DEBIL ( IDT )
REAL COAL ( 3 ), COBL ( 3 )
COMMON / PHY / D , AC , ROL , ROG
COMMON / COEFL / COAL , COBL , ARL , BRL

WRITE ( 1 , * ) '    Tensin lue en mV                === > _ '
READ ( 1 , * ) UD
QL = COBL ( IDT ) * (( UD - BRL ) / ARL ) ** COAL ( IDT )
ULS = QL / AC / ROL
WRITE ( 1 , * )

WRITE ( 1 , * ) ' ** Debit liquide mesure avec le diaphragme ' , IDT , ' ** '
WRITE ( 1 , * ) 'UDL= ' , UD , ' mV==> QL = ' , QL , ' Kg/s<==> ULS = ' , ULS , ' m/s '
WRITE ( 1 , * )
RETURN
END

```

```

C *****
C *          Calcul du debit gaz en fonction de la tension            *
C *****

```

```

SUBROUTINE DEBIG ( IDT , PII , TI , IP )
REAL COAG ( 4 ), COBG ( 4 )
COMMON / PHY / D , AC , ROL , ROG
COMMON / COEFG / COAG , COBG , ARG , BRG

WRITE ( 1 , * ) '    Tensin lue en mV                === > _ '
READ ( 1 , * ) UD
DP = ( UD - BRG ) / ARG
PI = PII
IF ( IP . EQ . 2 ) PI = PI + DP / 1000.

```



```

C *****
C *          Calcul de la tension à afficher pour avoir un debit gaz donné          *
C *****

SUBROUTINE DUG ( IDT , PI , TI , IP )
REAL COAG ( 4 ) , COBG ( 4 )
COMMON / PHY / D , AC , ROL , ROG
COMMON / COEFG / COAG , COBG , ARG , BRG
EPS = 0.00001

WRITE ( 1 , * ) ' Vitesse débitante UGS en m/s          === > _ '
READ ( 1 , * ) UGS
QG = UGS * AC * ROG * 293. / ( 273. + TI )
DP1 = 0
IF ( IP . NE . 2 ) THEN
DP2 = ( QG / COBG ( IDT ) / SQRT ( ( PI + 1. ) * 293. / ( 273 + TI ) / 5.5 ) ) ** ( 1. / COAG ( IDT ) )
    PII = PI
    ELSE
    ITER = 0
10  DP2 = ( QG / COBG ( IDT )
S    / SQRT ( ( PI + DP1 / 1000. + 1. ) * 293. / ( 273 + TI ) / 5.5 ) ) ** ( 1. / COAG ( IDT ) )
    DP12 = ABS ( DP1 - DP2 )
    DP1 = DP2
    IF ( DP12 . GT . EPS ) THEN
        ITER = ITER + 1
        IF ( ITER . GT . 20 ) THEN
            WRITE ( 1 , * ) ' Attention arrêt à l ' itération 20 '
            GOTO 1000
        END IF
        GOTO 10
    END IF
END IF

```



```

      PII = PI + DP2 / 1000.
END IF
UDG = BRG + ARG * DP2
WRITE ( 1, * )
WRITE ( 1, * ) ' ** Tension à afficher avec le diaphragme : ', IDT, ' ** '
WRITE ( 1, * ) '          a PI = ', PII, ' bar et TI = ', TI, ' Degre C'
WRITE ( 1, * ) '   QG = ', QG, ' Kg/s <==> UGS = ', UGS, ' m/s'
WRITE ( 1, * ) '          ==> UDG = ', UDG, ' mV'
1000 RETURN
END

```

```

C *****
C *      Calcul de la tension à afficher pour avoir un debit liquide donné      *
C *****

SUBROUTINE DUL ( IDT )
REAL COAL ( 3 ), COBL ( 3 )
COMMON / PHY / D , AC , ROL , ROG
COMMON / COEFL / COAL , COBL , ARL , BRL

WRITE ( 1 , * ) ' Vitesse débitante ULS en m/s          ===> _ '
READ ( 1 , * ) ULS
QL = ULS * AC * ROL
UDL = BRL + ARL * ( QL / COBL ( IDT ) ) ** ( 1. / COAL ( IDT ) )
WRITE ( 1 , * )

WRITE ( 1 , * ) ' ** Tension à afficher avec le diaphragme ' , IDT , ' ** '
WRITE ( 1 , * ) '   QL = ' , QL , ' Kg / s <==> ULS = ' , ULS , ' m / s '
WRITE ( 1 , * ) '                               ==> UDL = ' , UDL , ' mV '
RETURN
END

C *****

BLOCK DATA

REAL COAL ( 3 ), COBL ( 3 ), COAG ( 4 ), COBG ( 4 )
COMMON / PHY / D , AC , ROL , ROG
COMMON / COEFL / COAL , COBL , ARL , BRL
COMMON / COEFG / COAG , COBG , ARG , BRG

DATA D / 0.053 / ROL / 1000. / ROG / 1.3 / ! Diametre conduite utilisé
                                           ! Masse volumique liquide , gaz

DATA COAL / 0.526 , 0.509 , 0.505 /           ! Coeff diaphragme liquide
DATA COBL / 0.0209 , 0.0924 , 0.406 /

```

DATA ARL , BRL / 3.95 , 200 / ! Coeff Rosemount liquide

DATA COAG / 0.494 , 0.5 , 0.5 , 0.462 ! Coeff diaphragme gaz

DATA COBG / 6.45 E - 04 , 2.684 E - 03 , 1.009 E - 02 , 1.527 E - 04 /

DATA ARG , BRG / 4.02 , 200 / ! Coeff Rosemount gaz

END

ANNEXE 4

TESTS D'ECOULEMENTS

Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89Régressions Automatiques Courbe Montée HUILETRA 1

Analyse	Dispersion	Coefficient de Régression
Polynomial	3.897	
Bingham	4.369	0.99988
Casson	9.271	0.99915
Herschel-Bulkley	13.32	0.99888
Newtonien	22.07	0.99988
Rheofluidifiant	37.37	0.99279
Rheopaississant	37.37	0.99279

Régressions Automatiques Courbe Descente HUILETRA 1

Analyse	Dispersion	Coefficient de Régression
Polynomial	3.497	
Bingham	5.237	0.99983
Casson	8.275	0.99940
Herschel-Bulkley	20.10	0.99789
Rheofluidifiant	47.61	0.98929
Rheopaississant	47.61	0.98929
Newtonien	58.51	0.99983

Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Echantillon:	HUILETRA
N° essai:	01
Remarques:	POUR KETTAS
Nom opérateur:	
Géométrie:	CONE 6CM 2 DEGRES
Date:	11/10/89
Protocole:	21
Température initiale:	20 Deg C
Température finale:	20 Deg C
Temps d'attente:	0:02:00 HH:MM:SS
Couple max:	159.7 Micro N.m
Contrainte max:	3.000 N/m ²
Variation contrainte:	Lin
Temps de montée:	0:02:00 HH:MM:SS
Temps de palier:	0:01:00 HH:MM:SS
Temps de descente:	0:02:00 HH:MM:SS
Facteur de gradient:	28.64
Facteur de contrainte:	0.01768
Entrefer:	61.10 Micro m.
Logiciel:	Ecoulement
Version:	4.3

Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Polynomial - Courbe Montée Complète

Dispersion: 3.897

Surface de thixotropie: -5.911 N.s/m²

Contrainte = A + [Bi * Gradient ^ i] i=1 à n

(A) Constante polynôme: 0.08096

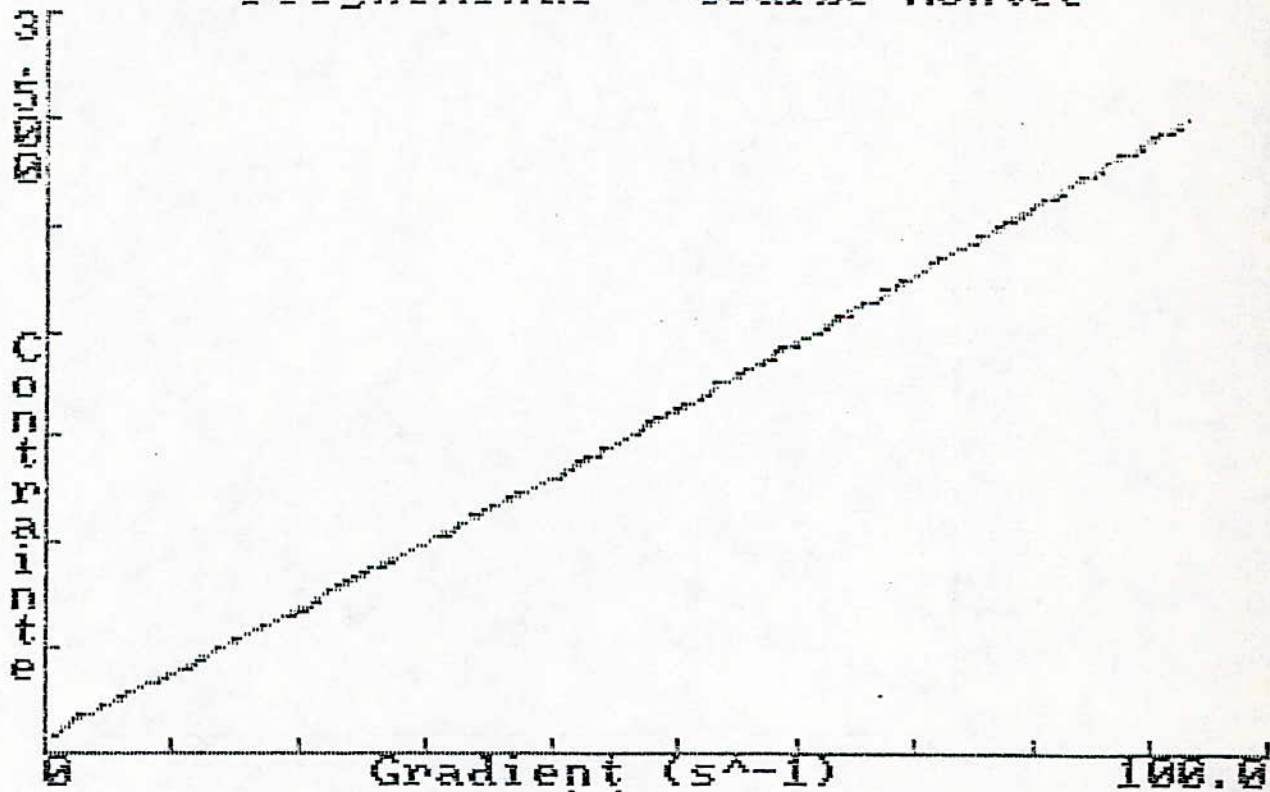
Gradient ^ 1 (B) Coefficient: 0.03020

Gradient ^ 2 (B) Coefficient: 9.994E-6

Gradient ^ 3 (B) Coefficient: 2.171E-7

Gradient ^ 4 (B) Coefficient: -2.190E-9

Polynomial - Courbe Montee



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Bingham - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99988

Dispersion: 4.369

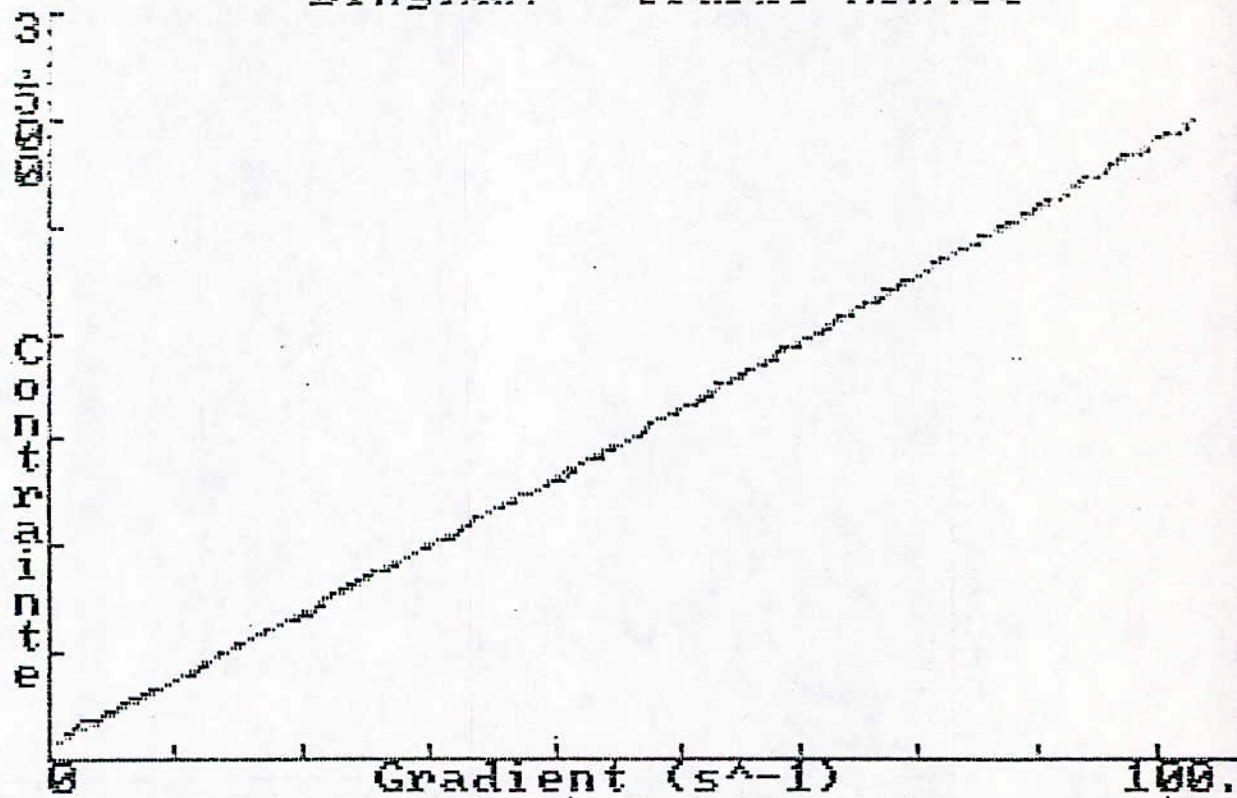
Surface de thixotropie: -5.911 N.s/m²

Contrainte = A + B * Gradient

(A) Seuil d'écoulement: 0.05433 N/m²

(B) Viscosité plastique: 0.00141 Pa.s

Bingham - Courbe Montée



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Casson - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99915

Dispersion: 9.271

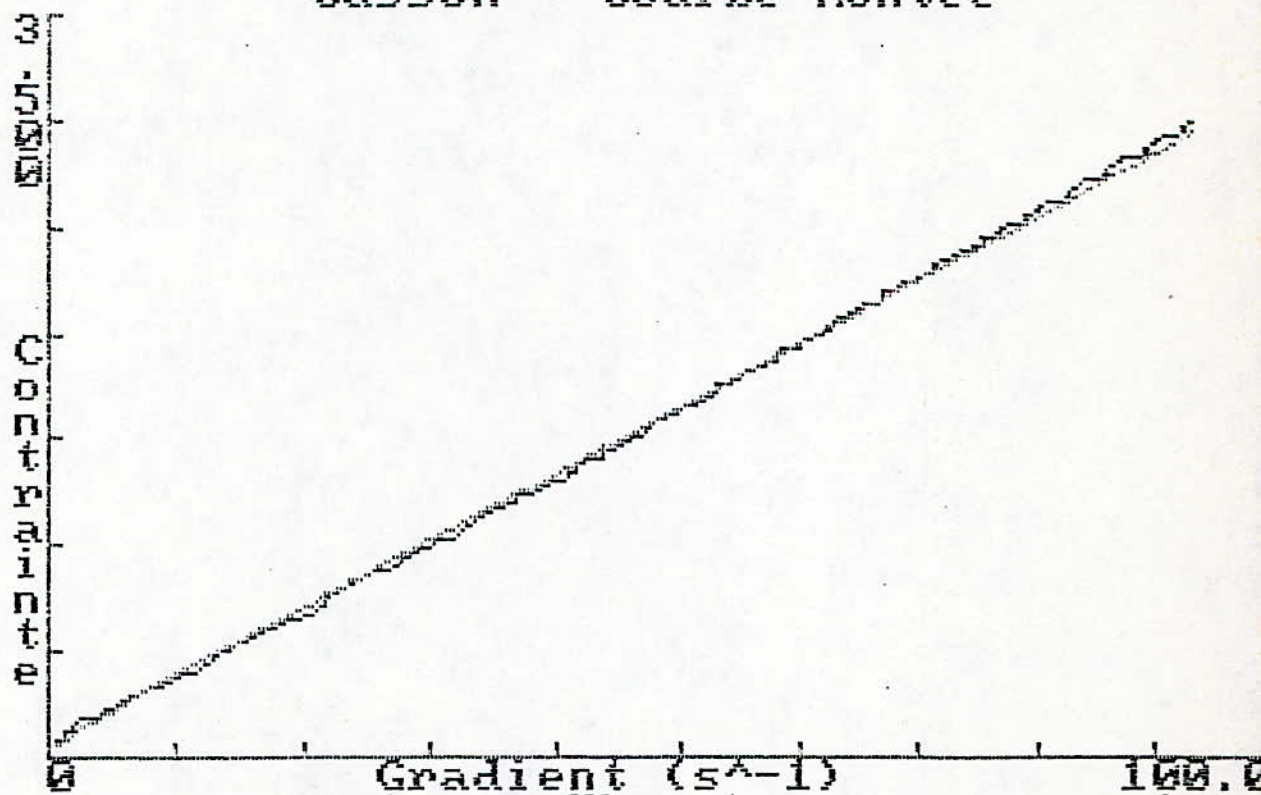
Surface de thixotropie: -5.911 N.s/m²

Contrainte = (R.C.(A) + R.C.(B) * R.C.(gradient)) ^ 2

(A) Seuil d'écoulement: 8.944E-3 N/m²

(B) Viscosité plastique: 0.02822 Pa.s

Casson - Courbe Montee



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Herschel-Bulkley - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99858

Dispersion: 13.32

Surface de thixotropie: -5.911 N.s/m²

Contrainte = A + B * Gradient de vitesse ^ C

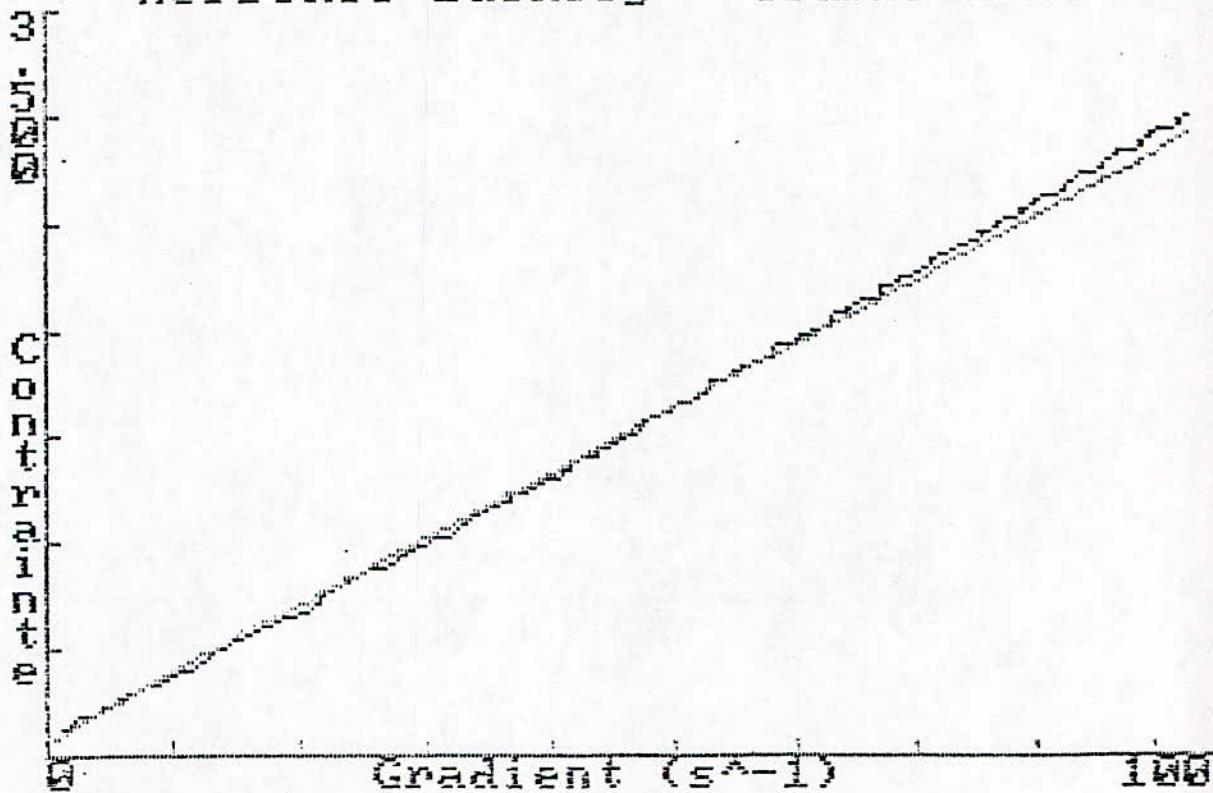
Seuil d'écoulement: 0.07501 N/m²

(A) Seuil d'écoulement: 0.05685 N/m²

(B) Viscosité plastique: 0.03842

(C) Indice de gradient de vitesse: 0.9495

Herschel-Bulkley - Courbe Montée



Rhécimètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Newtonien - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99988

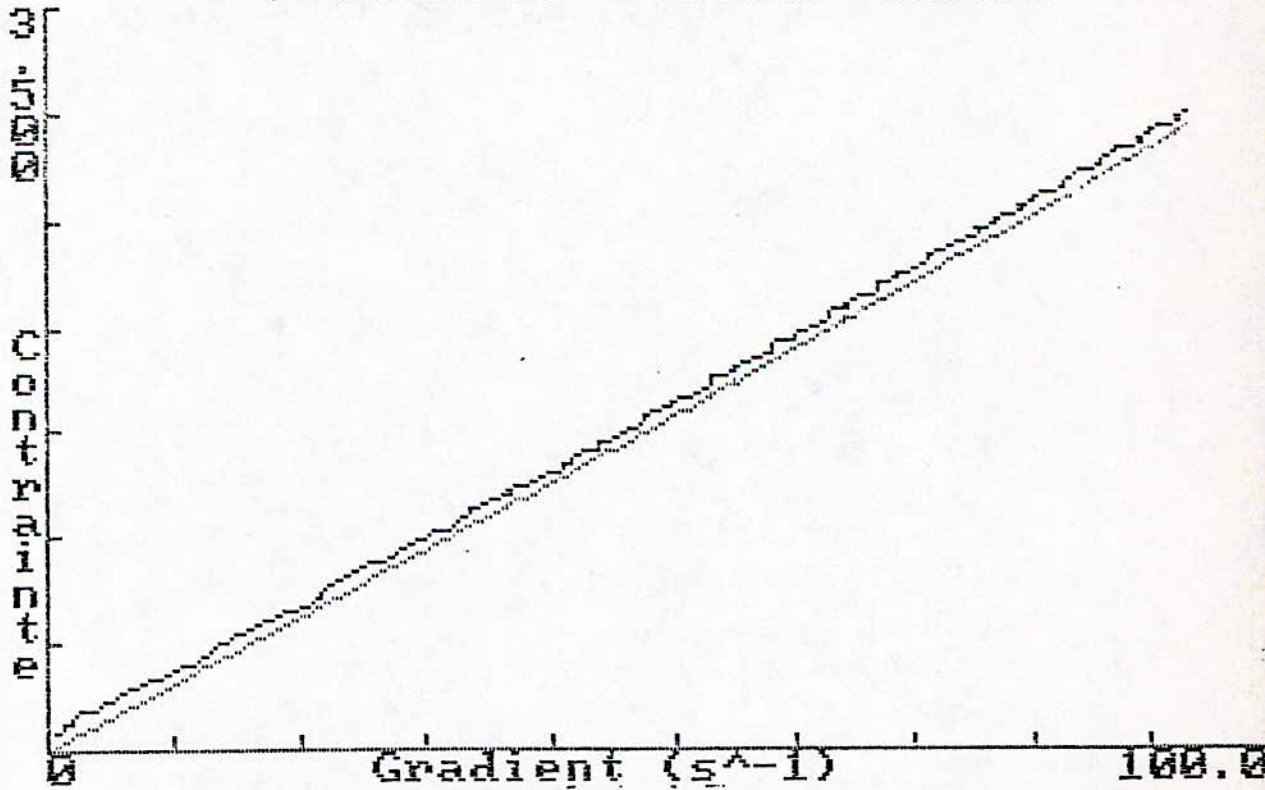
Dispersion: 22.07

Surface de thixotropie: $-5.911 \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$

Contrainte = $B \times$ Gradient de vitesse

(B) Viscosité: $0.03141 \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Newtonien - Courbe Montee



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Rheofluidifiant - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99279

Dispersion: 37.37

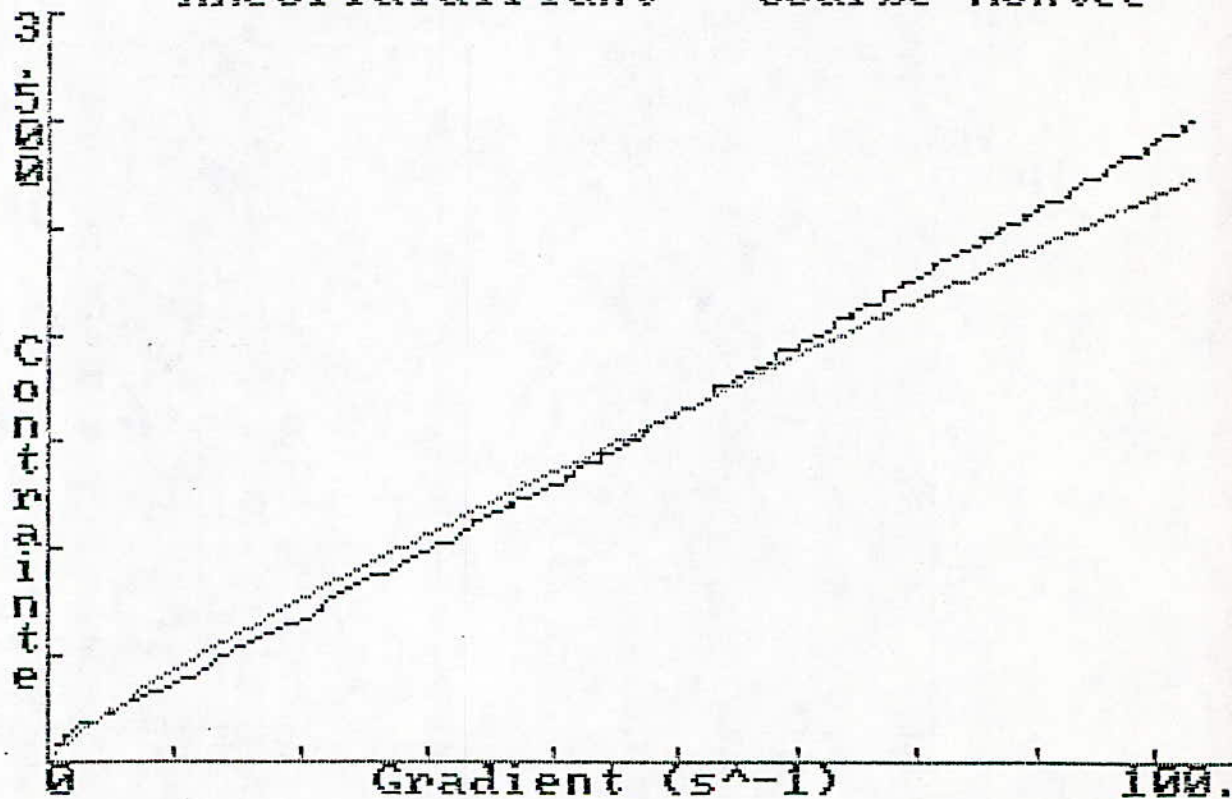
Surface de thixotropie: -5.911 N.s/m²

Contrainte = B * Gradient de vitesse ^C

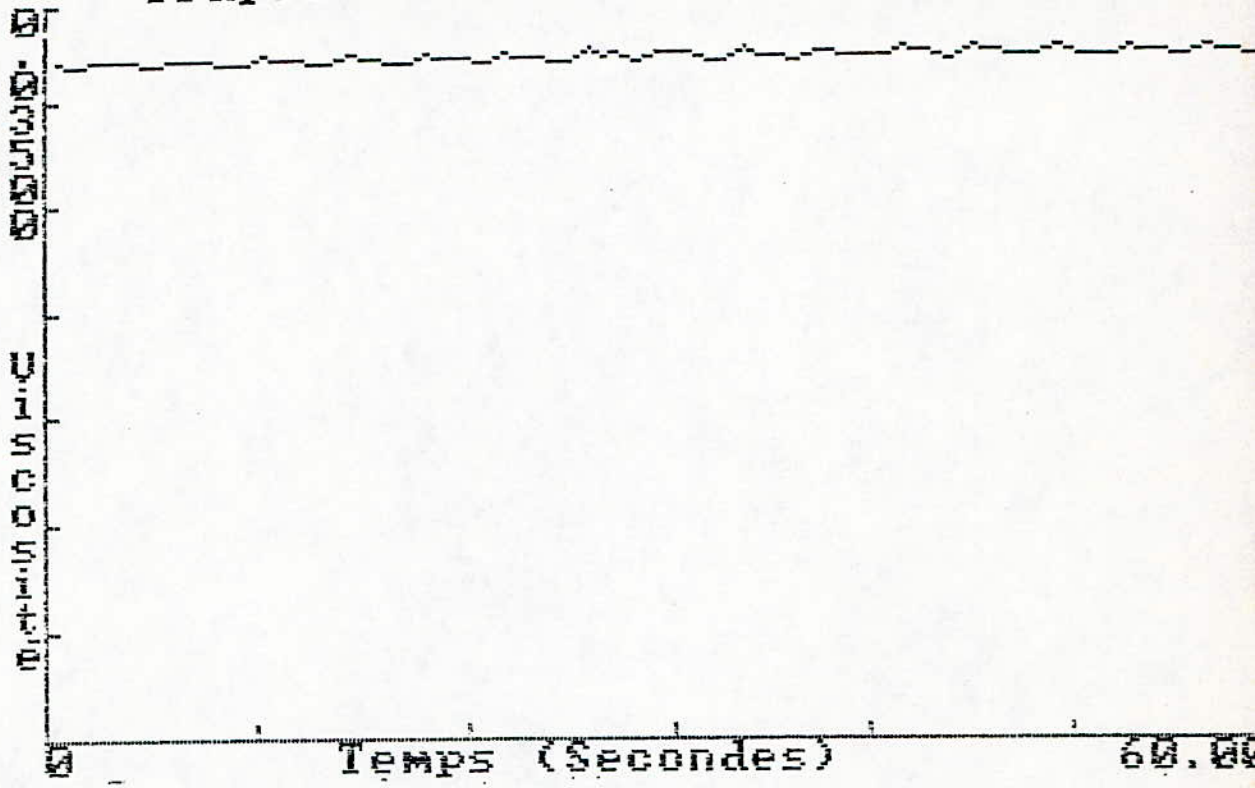
(B) Viscosité plastique: 0.06628

(C) Indice de gradient de vitesse: 0.8196

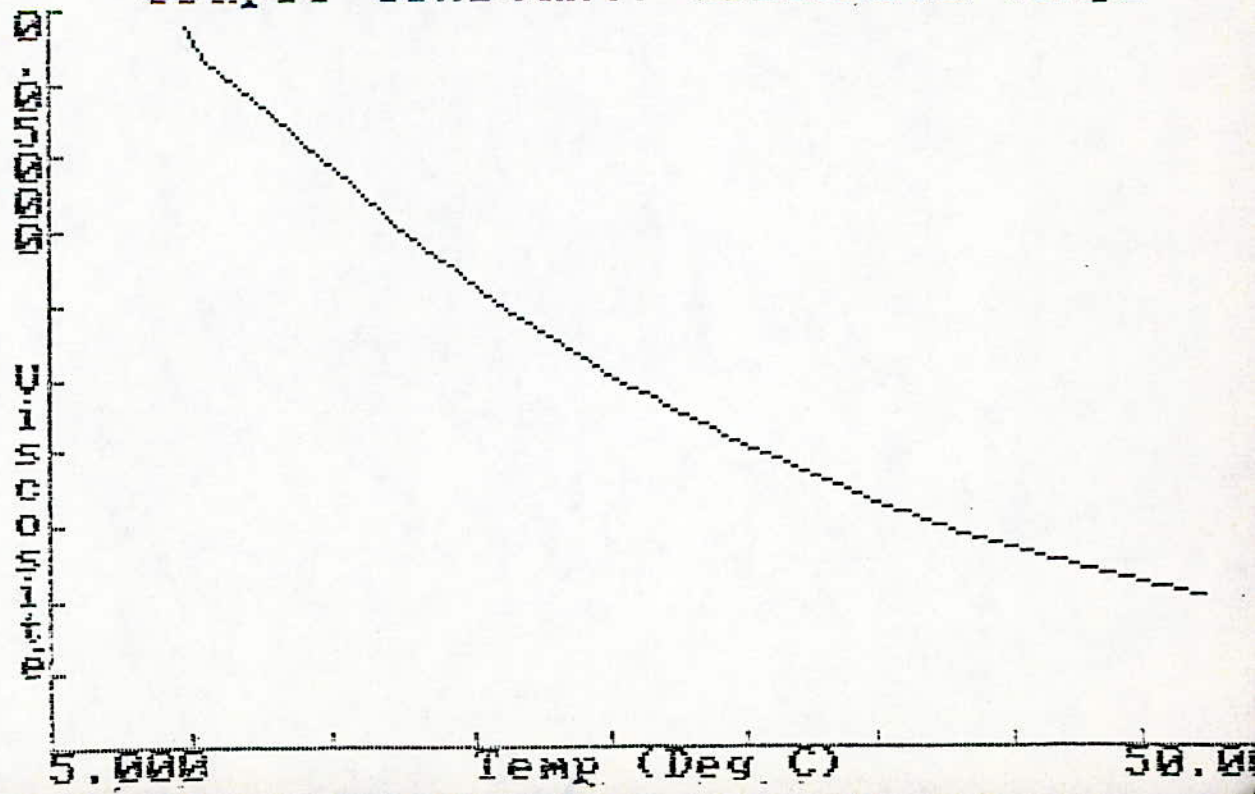
Rheofluidifiant - Courbe Montée



Couple Constant: Viscosite/temps



Couple Constant: Viscosite/temps



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89Régressions Automatiques Courbe Montée HUILECOL 2

Analyse	Dispersion	Coefficient de Régression
Polynominal	2.024	
Bingham	2.505	0.99996
Herschel-Bulkley	3.781	0.99987
Casson	4.517	0.99981
Newtonien	23.16	0.99996
Rheofluidifiant	24.29	0.99685
Rheopaississant	24.29	0.99685

Régressions Automatiques Courbe Descente HUILECOL 2

Analyse	Dispersion	Coefficient de Régression
Polynominal	2.114	
Bingham	2.361	0.99997
Casson	2.945	0.99991
Newtonien	6.634	0.99997
Rheofluidifiant	6.657	0.99958
Rheopaississant	6.657	0.99958
Herschel-Bulkley	8.434	0.99960

Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Echantillon:	HUILEOOL
N° essai:	02
Remarques:	POUR KETTAB
Nom opérateur:	
Géométrie:	CONE 6CM 2 DEGRES
Date:	11/10/89
Protocole:	21
Température initiale:	20 Deg C
Température finale:	20 Deg C
Temps d'attente:	0:02:00 HH:MM:SS
Couple max:	169.7 Micro N.m
Contrainte max:	3.000 N/m ²
Variation contrainte:	Lin
Temps de montée:	0:02:00 HH:MM:SS
Temps de palier:	0:01:00 HH:MM:SS
Temps de descente:	0:02:00 HH:MM:SS
Facteur de gradient:	28.64
Facteur de contrainte:	0.01768
Entrefer:	61.10 Micro m.
Logiciel:	Ecoulement
Version:	4.3

Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Bingham - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99796

Dispersion: 2.505

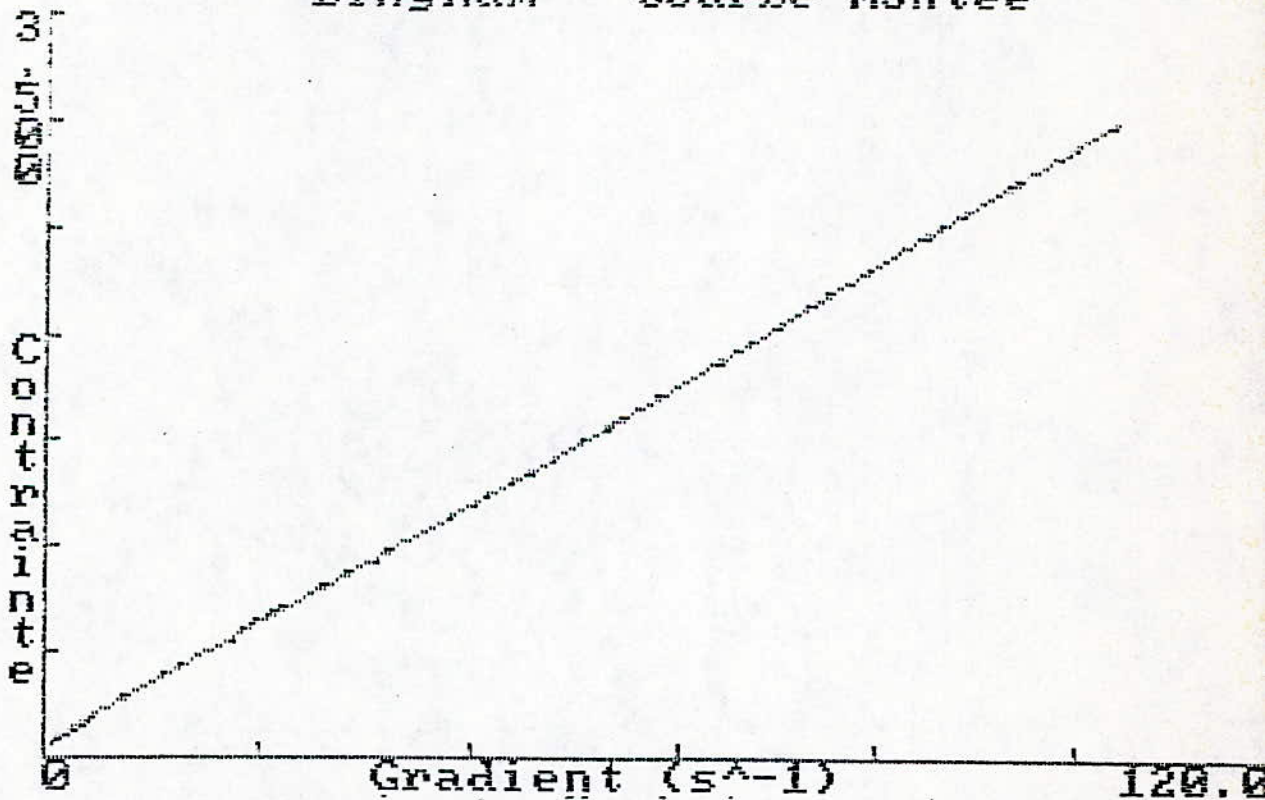
Surface de thixotropie: 5.560 N.s/m²

Contrainte = A + B * Gradient

(A) Seuil d'écoulement: 0.06874 N/m²

(B) Viscosité plastique: 0.00920 Pa.s

Bingham - Courbe Montee



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Polynominal - Courbe Montée Complète

Dispersion: 2.084

Surface de thixotropie: 5.560 N.s/m²

Contrainte = A + [Bi * Gradient ^ i] i=1 à n

(A) Constante polynôme: 0.05109

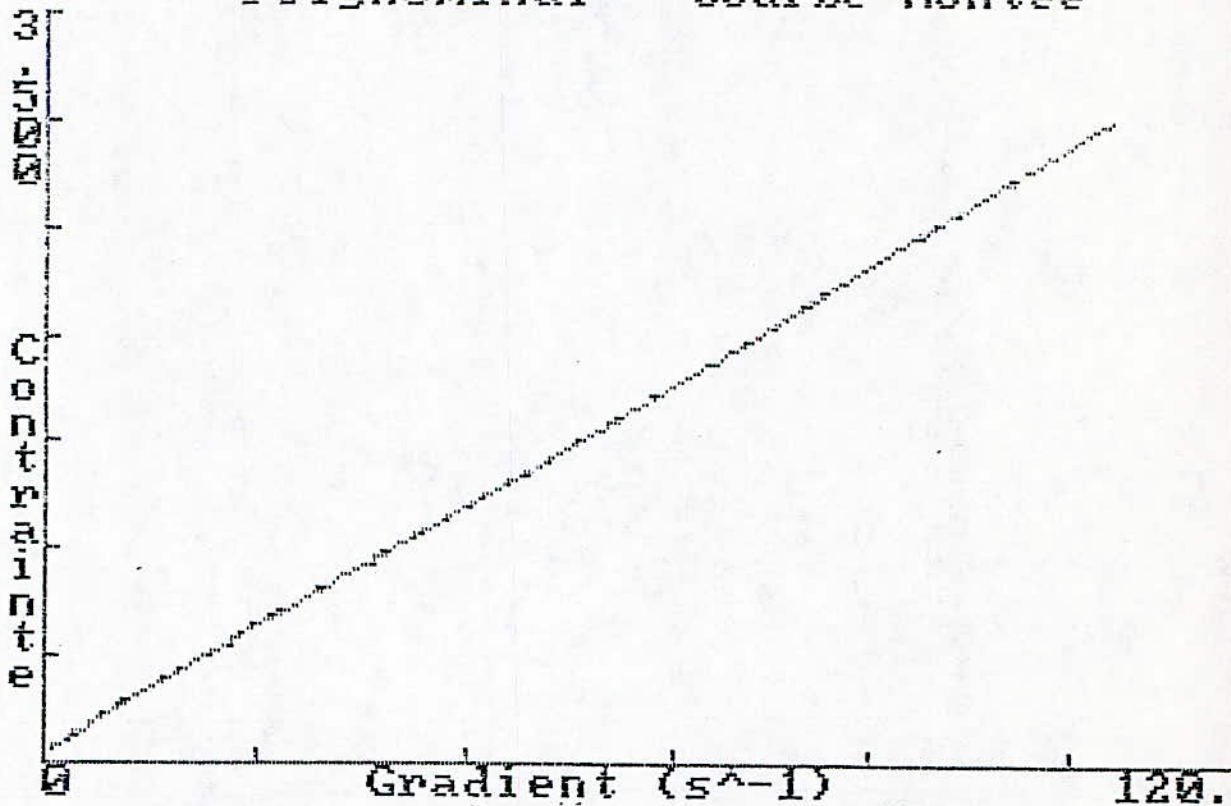
Gradient ^ 1 (B) Coefficient: 0.03094

Gradient ^ 2 (B) Coefficient: -1.042E-4

Gradient ^ 3 (B) Coefficient: 1.436E-6

Gradient ^ 4 (B) Coefficient: -6.535E-9

Polynominal - Courbe Montée



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Casson - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99981

Dispersion: 4.817

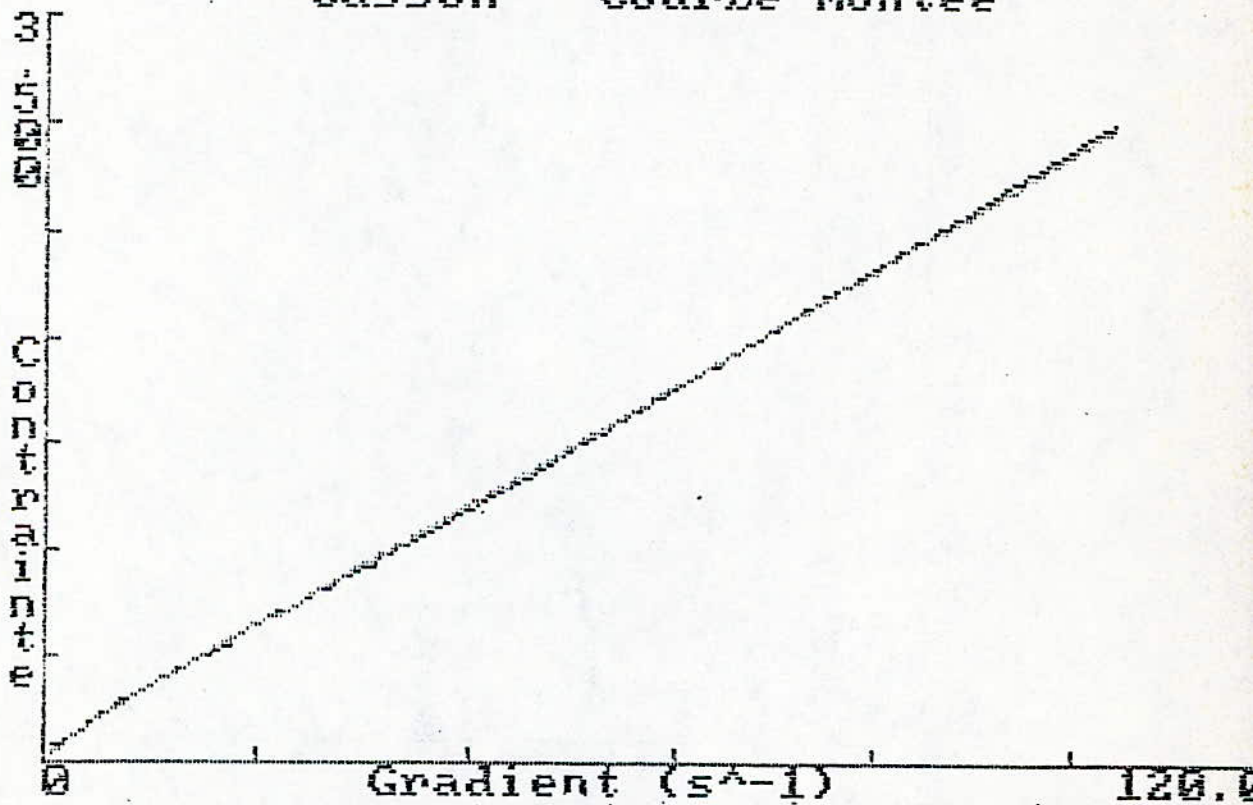
Surface de thixotropie: 5.560 N.s/m²

Contrainte = (R.C.(A) + R.C.(B) * R.C.(gradient)) ^ 2

(A) Seuil d'écoulement: 7.161E-3 N/m²

(B) Viscosité plastique: 0.02583 Pa.s

Casson - Courbe Montee



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Rheoepaississant - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99685

Dispersion: 24.29

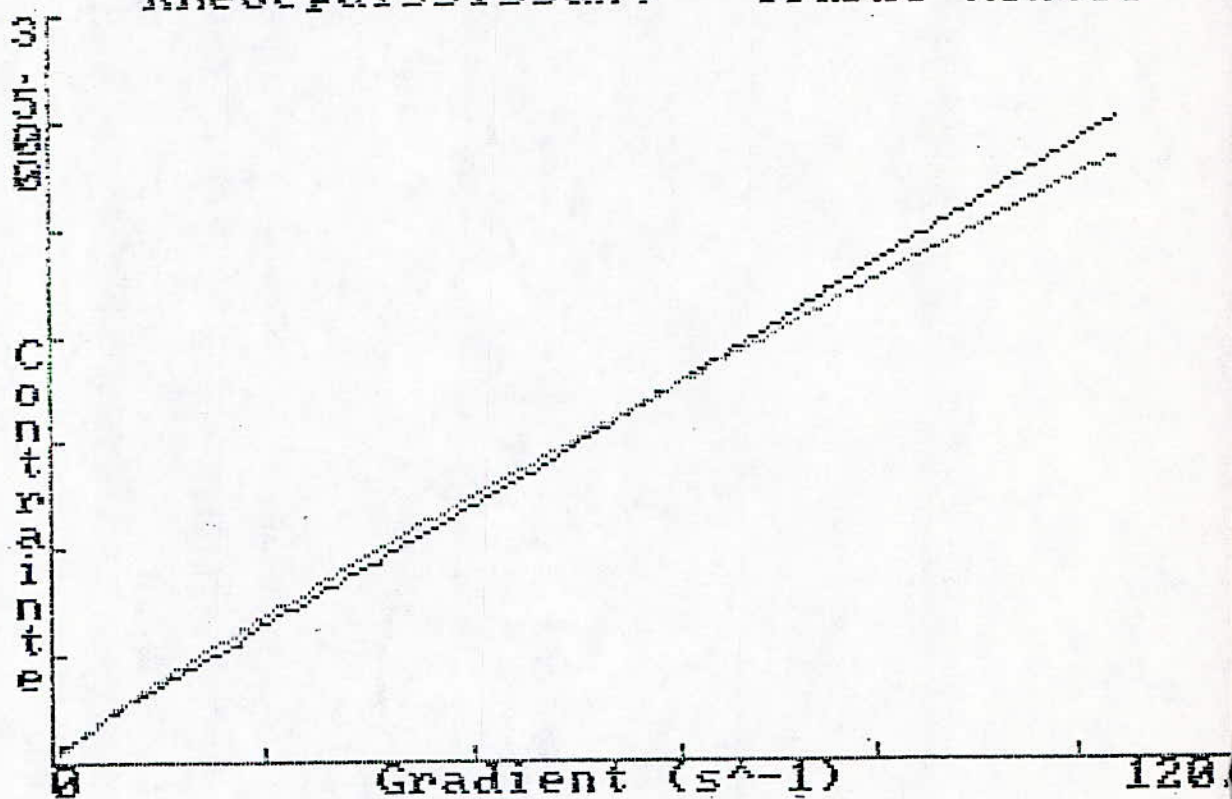
Surface de thixotropie: 5.560 N.s/m²

Contrainte = B * Gradient de vitesse ^ C

(B) Viscosité plastique: 0.05218

(C) Indice de gradient de vitesse: 0.8587

Rheoepaississant - Courbe Montée



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Herschel-Bulkley - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99967

Dispersion: 3.781

Surface de thixotropie: 5.560 N.s/m²

Contrainte = A + B * Gradient de vitesse ^ C

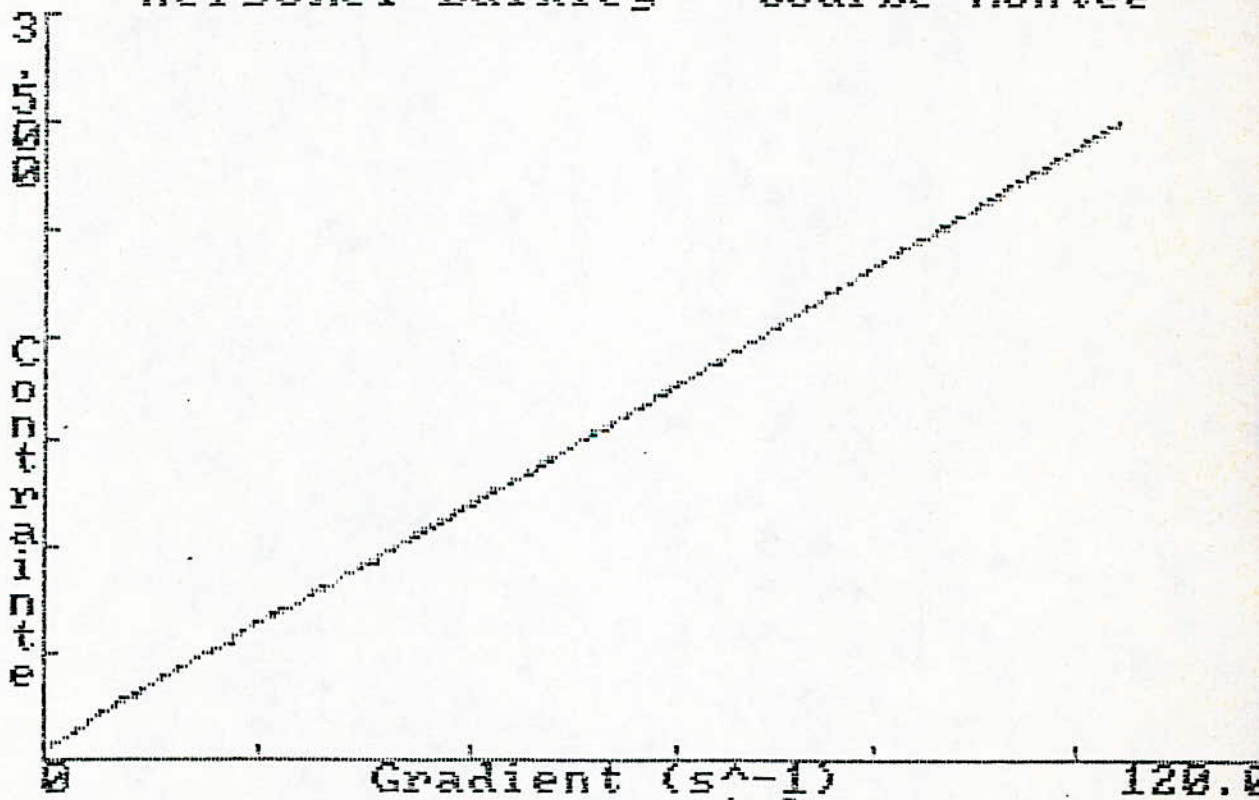
Seuil d'écoulement: 0.06001 N/m²

(A) Seuil d'écoulement: 0.04492 N/m²

(B) Viscosité plastique: 0.03268

(C) Indice de gradient de vitesse: 0.9682

Herschel-Bulkley - Courbe Montee



Rhéomètre Carri-Med - Analyse Courbe d'Écoulement 11/10/89

Newtonien - Courbe Montée Complète

Coefficient de régression: 0.99976

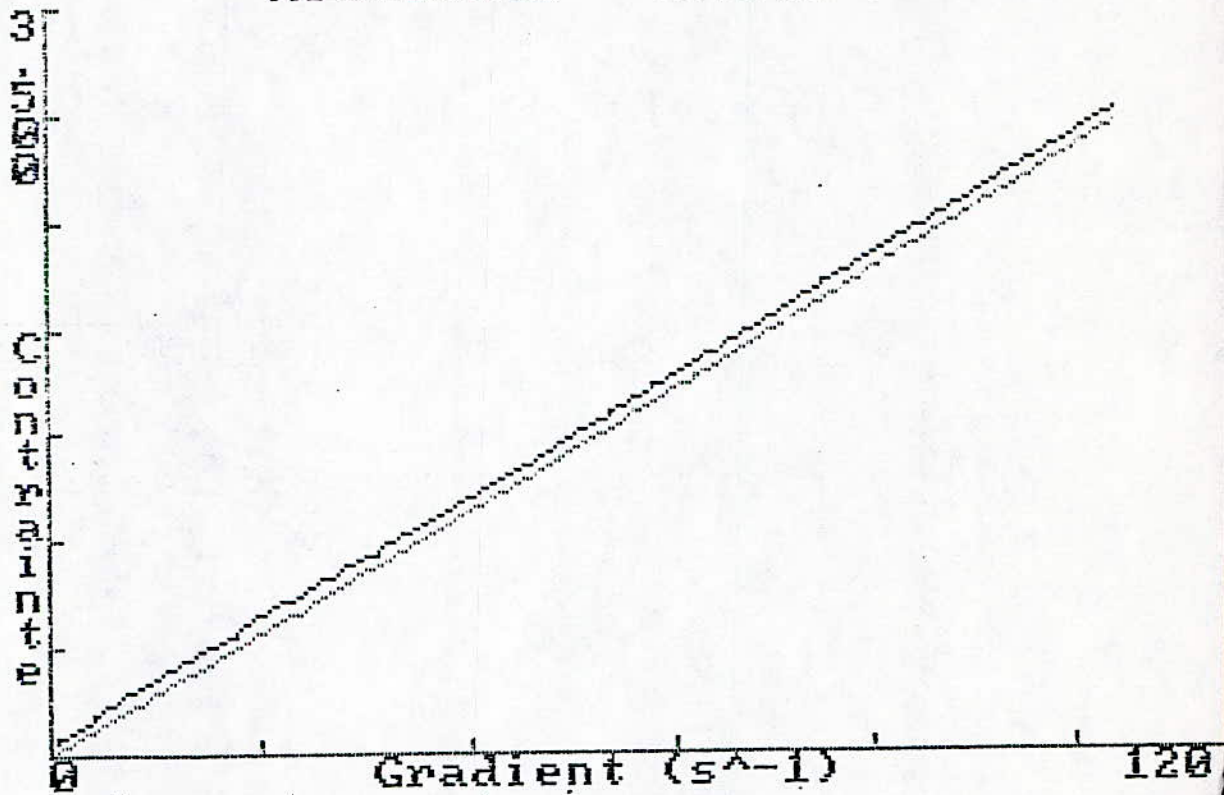
Dispersion: 23.16

Surface de thixotropie: 5.560 N.s/m²

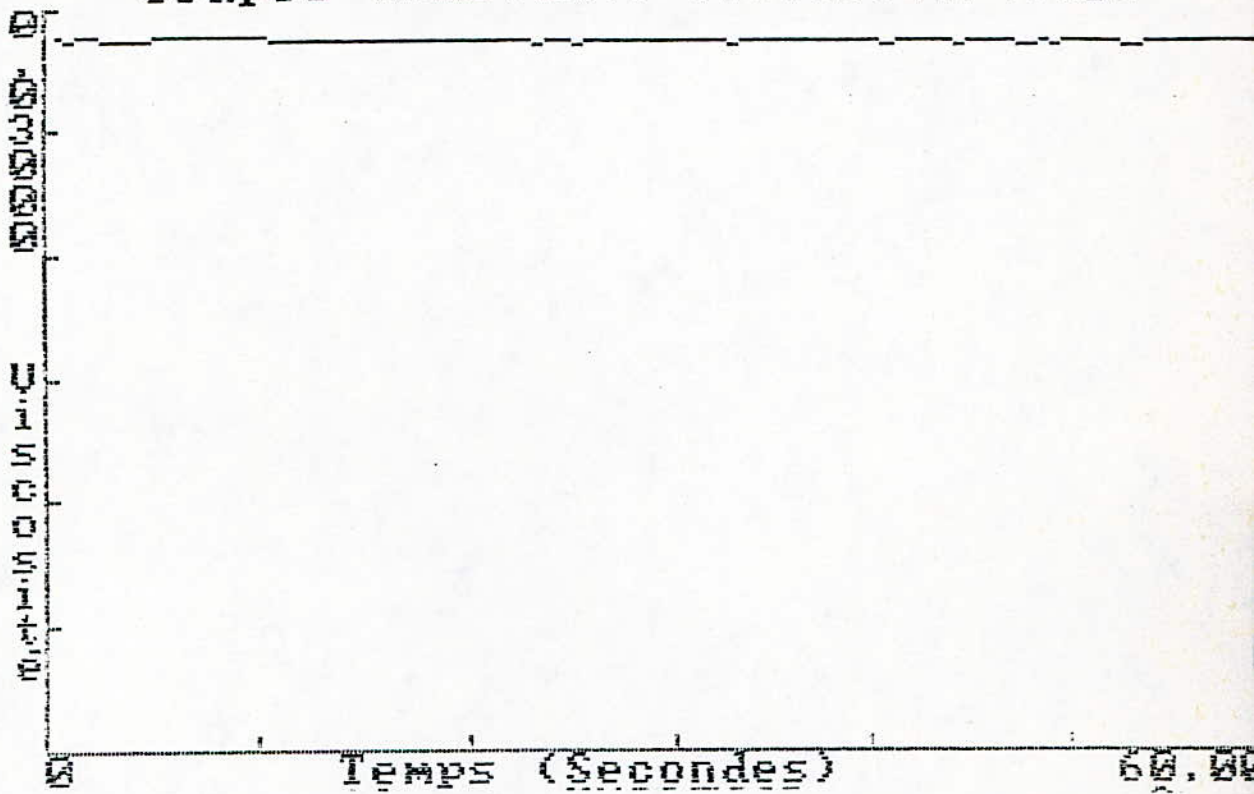
Contrainte = B * Gradient de vitesse

(B) Viscosité: 0.02820 Pa.s

Newtonien - Courbe Montee



Couple Constant: Viscosite/temps



Couple Constant: Viscosite/temps

