UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

OPTIMISATION DES VIS D'EXTRUSION À L'AIDE DE LOGICIELS DE SIMULATION

CLAUDE THIBODEAU
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CHIMIQUE)
DÉCEMBRE 1998

© Claude Thibodeau, 1998

National Library of Canada
Bibliothèque nationale du Canada

Acquisitions and Bibliographic Services
Acquisitions et services bibliographiques

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence

Our file Notre référence

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

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

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

0-612-38711-9

Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

OPTIMISATION DES VIS D'EXTRUSION À L'AIDE DE LOGICIELS DE SIMULATION

présenté par : THIBODEAU Claude
en vue de l'obtention du diplôme de: Maîtrise ès sciences appliquées
a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de:

M. FAVIS Basil D., Ph.D., président
M. LAFLEUR Pierre G., Ph.D., membre et directeur de recherche
M. FORTIN André, Ph.D., membre

REMERCIEMENTS

Je tiens d'abord à remercier tout particulièrement mon directeur de recherche M. Pierre G. Lafleur pour sa disponibilité exemplaire, sa complicité spéciale et pour la liberté d'action avec laquelle j'ai pu travailler pendant tous ces mois.

Également, je tiens à exprimer ma gratitude envers les gens de l'entreprise privée, particulièrement M.Allan Doyle, M.Denis Grenier et M.Alain Leclerc pour m'avoir donné la chance de travailler sur un cas industriel bien concret et pour l'appui financier de l'entreprise au projet de maîtrise. Dans le même ordre d'idées, je remercie aussi le programme du CRSNG pour leur contribution financière.

Un merci spécial à tous les membres du CRASP, étudiant(e)s et techniciens, qui m'ont aidé tout au long de ce projet (et il sont nombreux!), sans oublier les gens du CRASP mécanique. Un merci aussi aux gens du secrétariat qui m'ont toujours bien encadré lors de ma maîtrise à l'École Polytechnique.

Je ne peux passer sous silence tous ceux et celles qui ont agrémenté mon séjour ici, mes ami(e)s, avec qui j'ai fait tant de choses: Marc, Marie-Josée, Frédéric, Sébastien, Anick, Pascal, Dom, Annie, Luc, Joël, Claire...et j'en passe.

Finalement, je ne peux également oublier Sabine qui m'a supporté et aidé durant tous ces mois, particulièrement lors de la mise en page du mémoire. Merci Sabine! et je t'en dois une maintenant...

RÉSUMÉ

En considérant l'importance du procédé d'extrusion et la conception actuelle "intuitive" des vis d'extrusion, "l'esprit" de ce travail est de mettre en place une méthode plus "rigoureuse" de conception de ces vis. Afin de fixer des critères d'optimisation réalistes, qui répondent à de véritables problèmes d'extrusion, ceux-ci sont tirés d'une entreprise de transformation de PVC. L'objectif du travail de recherche consiste alors à faire une optimisation des vis d'extrusion à l'aide de logiciels de simulation par rapport aux critères suivants: augmentation du niveau de mélange, abaissement de la température d'extrusion, augmentation de la productivité, élimination des problèmes d'usure et des problèmes de stabilité dimensionnelle (mieux connue sous le nom de "surging").

Pour ce faire, un modèle d'extrusion développé à l'École Polytechnique par Schlatter, Amellal et Lafleur est utilisé. Ce modèle, à l'aide d'une caractérisation détaillée du PVC et une calibration avec des expériences d'extrusion dans les laboratoires du CRASP, donne une très bonne description de l'écoulement du PVC sur les vis d'extrusion. Afin de permettre une certaine quantification du mélange dans les vis d'extrusion, un critère de mélange distributif fut ajouté au modèle basé sur un calcul de la déformation moyenne totale.

Dans le but d'améliorer les performances de mélange dispersif et distributif, une tête de mélange de type Egan (mieux connue sous le nom de "twisted Maddock") est ajoutée à la fin de la vis et est modélisée par un logiciel développé dans le cadre du présent travail. Ce logiciel permet d'obtenir des estimations de la perte de pression et de l'échauffement visqueux entre l'entrée et la sortie du mélangeur. Les calculs sont basés sur une méthode de tranches utilisant des équations newtoniennes pour la description de l'écoulement et de la thermique. Les résultats, comparés avec les travaux de Han et al, montrent que le logiciel est très satisfaisant. Tout comme dans le cas de la vis d'extrusion, des critères de mélange furent ajoutés au modèle. Un premier critère quantifie le mélange distributif à l'aide d'un calcul de la déformation moyenne totale en assumant que le niveau de réorientation interfaciale (mécanisme très important pour l'accroissement du mélange distributif) demeure constant. Le deuxième critère

quantifie le mélange dispersif ayant lieu principalement au-dessus du filet barrière du mélangeur. Ce critère, absolument unique en soi, est basé sur un calcul complexe utilisant les travaux de Manas-Zloczower.

Le processus d'optimisation de la conception de vis consiste à maximiser une fonction de désirabilité globale qui tient compte simultanément des critères importants pour l'entreprise. La fonction de désirabilité globale est assimilée à une *surface de réponse* obtenue par l'analyse d'un *plan expérimental*. Le plan expérimental permet de mesurer la réponse des logiciels de simulation (la fonction de désirabilité globale) à différents niveaux de paramètres de géométrie de vis (ou du mélangeur). Dans le cadre de cet ouvrage, un plan expérimental central composite orthogonal et rotatable fut utilisé. Ce type de plan permet de générer des surfaces de réponse du deuxième ordre qui donnent une bonne description de la relation entre les variables géométriques du système et la fonction de désirabilité globale.

Une optimisation séparée de la vis d'extrusion et du mélangeur ajouté à celle-ci fut effectuée. Dans le cas des vis, cinq paramètres de géométrie de vis sont analysés, soit: la profondeur de la section d'alimentation, la profondeur de la section de pompage, la longueur de la section d'alimentation, la longueur de la section de pompage et l'angle de filet. La fonction de désirabilité globale est mesurée par le critère de mélange distributif ajouté au logiciel d'extrusion, par un critère de vitesse de glissement du lit des solides (ce critère est relié aux problèmes d'usure de l'entreprise) et par la température d'extrusion à la sortie de la vis. On néglige la prise en compte du critère de productivité dans la fonction de désirabilité globale car il a été constaté que l'entreprise opère déjà, à toutes fins pratiques, à débit maximal.

Dans le cas du mélangeur, il y a également cinq paramètres géométriques analysés: la longueur axiale du mélangeur, la longueur du filet barrière, la profondeur du filet barrière, l'angle d'inclinaison des canaux et la hauteur initiale du canal d'entrée (ou finale du canal de sortie). La fonction de désirabilité globale est mesurée par les critères de mélange développés et par l'échauffement visqueux dans le mélangeur.

Les résultats de l'optimisation démontrent que la vis idéale pour l'entreprise possède un angle de filet d'environ 13.5° (les autres variables sont moins importantes à mentionner) et que celle-ci doit être couplée avec un mélangeur Egan à trois paires de canaux inclinés à 33° (principales caractéristiques). On remarque cependant que cet optimum, pour la vis, est limité par les débits de production élevés utilisés chez l'entreprise. Une nette amélioration des performances (avec une vis à grand angle de filet) pourrait être envisageable avec une réduction des débits de production en déplaçant ceux-ci sur une seule ligne d'extrusion particulière largement sous-utilisée. Un compromis entre ce remaniement de production et la vis originale optimisée pourrait être obtenu en modifiant la conception de la vis 13.5° (en augmentant l'angle de filet dans les premiers tours de vis) de façon à rencontrer davantage les exigences du critère d'usure de vis. Dans un autre ordre d'idées, afin de tenir compte du critère de stabilité dimensionnelle négligé dans le processus d'optimisation (ceci est particulièrement important sur les vis de grandes dimensions de l'entreprise), il est suggéré d'utiliser une conception de vis optimale avec un angle de 13.5° dotée d'une section d'alimentation spéciale possédant deux filets.

Dans le but de valider toute la démarche utilisée dans cet ouvrage et la vis 13.5° suggérée à l'entreprise, des expériences dans les laboratoires du CRASP furent effectuées. Deux conceptions de vis ont été mises à l'essai. L'une possède un angle des filets de 13.5°, très semblable à la vis optimale proposée à l'entreprise et l'autre possède un angle des filets de 28.8° et constitue, en fait, une "vraie" vis optimale dans des conditions de débit plus saines. Ce dernier type de vis pourrait très bien être utilisé chez l'entreprise si elle réduisait ses débits de production. Les résultats sont très encourageants pour les deux vis testées en confirmant, à peu de choses près, l'amélioration de performance prévue pour chacune des conceptions de vis optimisées. Également, il fut démontré qu'il ne fait aucun doute que la vis à grand angle (28.8°) offre des meilleures performances qu'un vis à angle de 13.5°, surtout pour des plages de valeurs s'apparentant aux conditions de l'entreprise. Ce résultat illustre donc qu'il vaille la peine pour l'entreprise d'envisager un réaménagement de ses lignes de production.

Pour terminer, de façon générale, cette maîtrise a permis de mettre au point une méthode de conception de vis plus "rigoureuse" et systématique qui contraste avec les méthodes "intuitives" plus souvent utilisées. Cette nouvelle méthode a l'avantage d'être *fiable*, car les vis optimisées

performent très bien expérimentalement, d'être *versatile*, en permettant des optimisations avec n'importe quel autre critère de performance, d'être *peu coûteuse*, seul un modèle d'écoulement et un logiciel d'analyse sont nécessaires, d'être *rapide d'utilisation*, une vis optimisée peut être créée en quelques heures et de permettre une *compréhension de la "physique"* expliquant le choix de la vis optimisée.

Au niveau des nouvelles idées apportées, cette maîtrise constitue un des rares exemples d'application concrète des modèles d'écoulement en extrusion.. Un point original très important de ce travail parmi les publications déjà existantes est la *preuve expérimentale que la méthode d'optimisation fonctionne*. De plus, les résultats démontrent que, dans le contexte d'extrusion du PVC, les performances optimales sont atteintes avec des vis à faibles angles (13.5°) ou à grands angles (28.8°). Ceci est très différent des vis conventionnelles (à 17.7°) utilisées à tort et à travers dans la très grande majorité des entreprises d'extrusion de PVC et remet en question "le règne" quasi total des vis 17.7°.

ABSTRACT

Considering the importance of the extrusion process and the "intuitive" screw design approach used today, the goal of this work is to set up a more rigorous method for screw design. Using extrusion softwares, the screw optimization method is based on the following criterion (from a PVC processor): better level of mixing, lower extrusion temperatures, better productivity, less screw abrasion and less surging problems.

To realize this, the extrusion model of Amellal, Schlatter and Lafleur is used (model developed at the Ecole Polytechnique de Montréal). With a detailed characterization of the PVC used by the processor and with a model calibration using steady-state extrusion trials, the model gives acceptable results and can be used to predict the flow behavior of PVC on a screw. A distributive mixing criteria was also added to the model using an average total deformation calculation (called "WATS" for Weighted Average Total Strain).

In order to enhance both dispersive and distributive mixings, an Egan mixing head (or Maddock mixer) is added at the end of the screw. A model for the Egan mixer was set up in this work to predict the pressure drop and the viscous dissipation (temperature increase) across the mixing head. The flow and thermal behavior of the system are calculated with a Newtonian approach. The model seems to be quite satisfactory as the model results compare very well with the extrusion trials from the work of Han *et al.* Mixing criterion were added to the mixer model as for the screw model. A first one calculates the WATS across the mixer assuming the interfacial reorientation within the mixer is constant and doesn't change with the geometry of the system or operating conditions. Another one calculates the dispersive behavior of the mixer while the melted PVC "jumps" over the barrier flight of the mixer. This kind of criteria is very unique and is based on the work of Manas-Zloczower in the field of dispersion.

The screw optimization method can be described by maximizing a global desirability function representing the PVC processor needs. The global desirability function is described by a *response surface* that is obtained by the analysis of a *design matrix*. The design matrix measures the response of the predicative models for a given set of geometry of the screw or

mixing head. An orthogonal and rotatable central composite design matrix was used in this work. Second order response surface can be obtained with these kind of design matrix which gives a good description of the relation between the geometry of the system and the needs of the PVC processor.

Two separate optimizations were carried out, one for the screw and the other for the mixing head. Five factors describe the screw geometry: depth of feed section, depth of metering section, length of feed section, length of metering section and the screw flight angle. The global desirability function is measured by the distributive mixing criteria, the average velocity of the solid bed in the feed section (this is related to the abrasion problem) and the extrusion temperature. The productivity need for the PVC processor is neglected as we observed that the processor was already operating at nearly the maximum possible output rate.

For the mixing head, also five factors describe the mixer geometry: length of the mixer, length of the barrier flight, depth of the barrier flight, mixer angle and initial depth in the mixer channels. The global desirability function is measured by the mixing criterion developed for the mixer and also by the temperature change across the mixer.

The optimization results show that the best possible screw for the processor has a flight angle of 13.5^0 (other factors are less important) with a mixing head (at the end of the screw) of three pairs of channels inclined at 33^0 (other factors are less important). However, the high output rates used by the PVC processor severely limit the performance of this optimal screw design. Better performance could be achieved with screws of higher flight angle providing that lower output rates are used by the processor (by moving production needs on larger screws with low output rates for example). A compromise between this production change and the original 13.5^0 angle-screw is possible by increasing the screw pitch (or screw angle) on the first turns of the 13.5^0 screw to further minimize the abrasion problem mentioned earlier. In a different direction now, we strongly recommend for the surging problem (encountered mainly on large extruders), the use of a double-flight feed section added on a 13.5^0 angle-screw.

In order to verify the optimization method proposed here and the 13.5^0 angle-screw proposed for the processor, extrusions trials were conducted. Two screws were tested. The first one is

very similar to the screw proposed for the processor and the second one is a more realistic optimal screw with a high flight angle of 28.8^0 (not constrained by high output rates) to verify the optimization method. The results are very satisfactory as they confirm the better performance predicted with the optimal screws. Also, it was clearly showed that, in our particular case, higher screw angles (28.8^0) do perform better than lower screw angles (13.5^0), especially for extrusions conditions similar to what was observed with the PVC processor. This result should encourage the production change mentioned in the last paragraph.

In general, the goal of this work was reached as a more rigorous method for screw design was set up. This method, based on engineering analysis, contrast with more popular "trial and error " methods. Also, this new method has several advantages: it is *reliable*, as the extrusion trials do confirm the better performance of the optimal screws, it is *versatile*, as other optimal screws can be computed by using different optimization criterion, *it is not costly and not time consuming*, as the only thing needed is a screw model and as screw design can take only a few hours, and finally the choice of an optimal screw can be *clearly understood* with this method.

At the level of original contributions, this work is an uncommon example of industrial application of extrusion models. An important point of this work among the existing related literature is the *experimental proof that the optimization method is valid* and works well. Also, the results showed that the optimal screws angles are smaller (13.5^0) or larger (28.8^0) than the conventional screws very much in use today (17.7^0). This is a very interesting point and the large use of conventional screws (or standard screws) in the field of PVC extrusion should now be reconsidered.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS ..... **iv**
RÉSUMÉ ..... **v**
ABSTRACT ..... **ix**
LISTE DES TABLEAUX ..... **xiii**
LISTE DES FIGURES ..... **xviii**
LISTE DES SYMBOLES ET ABRÉVIATIONS ..... **xxii**
LISTE DES ANNEXES ..... **xxxii**

CHAPITRE 1: INTRODUCTION **1**

1.1 Optimisation du procédé d'extrusion **1**

1.2 Besoins de l'entreprise **2**

1.3 Caractérisation des problèmes rencontrés **4**
1.3.1 Stabilité dimensionnelle 4
1.3.2 Cohésion de surface 5
1.3.3 Qualité de mélange 6
1.3.4 Usure dans la zone d'alimentation 9
1.3.5 Qualité de fonte 11
1.3.6 Usure des vis 13

1.4 Objectifs **14**

1.5 Revue de la littérature **15**
1.5.1 Stabilité d'extrusion 15
1.5.2 Mélange en extrusion 29
1.5.3 Optimisation des vis 52
1.5.4 Modélisation des vis d'extrusion 59

1.5.5 Ajout et Modélisation du mélangeur 62

CHAPITRE 2: CARACTÉRISATION DES PVC 77

2.1 Choix des PVC caractérisés 78

2.2 Densité à l'état solide 79

2.3 Densité à l'état fondu 85

2.4 Conductibilité thermique du PVC 89

2.5 Mesures Enthalpiques Différentielles 91

2.6 Rhéologie 95

2.7 Coefficients de friction 98

CHAPITRE 3: MODÉLISATION DES ÉCOULEMENTS DANS L'EXTRUDEUSE 99

3.1 Ecoulements dans la vis d'extrusion 99

3.1.1 Description du logiciel d'extrusion choisi 99

3.1.2 Calibration et validation du logiciel avec les expériences en régime permanent 109

3.2 Ecoulements dans la tête de mélange 115

3.2.1 Choix du mélangeur approprié 115

3.2.2 Modélisation du mélangeur Egan 118

3.2.3 Validation du modèle avec les données de la littérature 130

3.3 Ecoulements dans les filières 133

3.4 Critères de mélange 135

3.4.1 Vis d'extrusion 135

3.4.2 Mélangeur EGAN 141

CHAPITRE 4: OPTIMISATION DES VIS ET DU MÉLANGEUR EGAN 147

4.1 Variables d'entrée 147

4.1.1 Vis 148

4.1.2 Mélangeur 150

4.2 Variables de sortie 151

4.3 Plan expérimental 153

4.3.1 Définition des variables codées 155

4.4 Résultats 156

4.5 Analyse des résultats 158

4.5.1 Simulation de l'erreur pure 158

4.5.2 Paramètres de régression significatifs 159

4.5.3 Validité des régressions 161

4.5.4 Détermination des conditions optimales 163

4.6 Optimisation des vis 3½ et 4½po. chez l'entreprise: prise en compte du "surging" 174

CHAPITRE 5: VALIDATION EXPÉRIMENTALE DES GÉOMÉTRIES OPTIMALES DE VIS 176

5.1 Discussion 179

CHAPITRE 6: CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS 183

6.1 Conclusions générales 183

6.2 Actions immédiates pour l'entreprise 184

6.2.1 Vis 60mm 184

6.2.2 Vis 3½ et 4½po.....187

6.3 Organisation future de l'extrusion chez l'entreprise.....188

6.4 Contributions originales.....189

BIBLIOGRAPHIE.....190

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1-1: Problèmes et matériels selon la taille des extrudeuses 3

Tableau 1-2: Exemple de formulation de PVC retrouvée chez l'entreprise.....8

Tableau 1-3: Résultats des tests d'abrasion.....10

Tableau 1-4: Comparaison des différents mélangeurs distributifs présentés à la figure 1-27.....71

Tableau 1-5: Comparaison des différents mélangeurs dispersifs présentés à la figure 1-28.....72

Tableau 2-1: Propriétés physiques des PVC à déterminer.....78

Tableau 2-2: Paramètres des courbes de densité (modèle de Hyun et Spalding)...85

Tableau 2-3: Paramètres de régression des courbes de densité.....89

Tableau 2-4: Résultats des tests de conductibilité thermique. 91

Tableau 2-5: Paramètres de la loi de puissance pour les PVC utilisés.....97

Tableau 3-1: Variables d'entrée pour le logiciel d'extrusion.....100

Tableau 3-2: Variables de sortie pour le logiciel d'extrusion.....105

Tableau 3-3 Résultats des extrusions de PVC 715M en régime permanent..... 109

Tableau 3-4: Choix de la tête de mélange appropriée.....118

Tableau 3-5: Hypothèses de travail des modèles de mélangeurs.....119

Tableau 3-6: Evaluation du taux de cisaillement moyen dans une géométrie rectangulaire en extrusion (écoulement newtonien).....123

Tableau 3-7: Variables d'entrée du modèle du mélangeur Egan.....129

Tableau 3-8: Variables de sortie du modèle du mélangeur Egan.....130

Tableau 3-9: Comparaison des résultats de Han et al avec le logiciel du mélangeur Egan.....132

Tableau 3-10: Paramètres des courbes Débit-Perte de pression pour les filières utilisées.....134

Tableau 3-11: Effet du débit extrudé à vitesse de vis constante.....140

Tableau 3-12: Effet du ratio débit extrudé/vitesse de vis 140
Tableau 3-13: Equations utilisées pour estimer les débits traversants le filet barrière 143
Tableau 3-14: Histoires de déformations associées aux débits traversants le filet barrière 144
Tableau 4-1: Variables d'entrée utilisées dans l'optimisation des vis 148
Tableau 4-2: Variables d'entrées utilisées dans l'optimisation du mélangeur 150
Tableau 4-3: Variables de sortie dans l'optimisation des vis 151
Tableau 4-4: Variables de sortie dans l'optimisation du mélangeur 152
Tableau 4-5: Plan expérimental utilisé pour l'optimisation de la vis et du mélangeur 154
Tableau 4-6: Définition des variables du plan expérimental 155
Tableau 4-7: Résultats des plans expérimentaux (vis 45mm, vis 60mm et mélangeur) 157
Tableau 4-8: Paramètres de régression pour la vis 45mm 160
Tableau 4-9: Paramètres de régression pour la vis 60mm 160
Tableau 4-10 Paramètres de régression pour le mélangeur 161
Tableau 4-11: Test du "lack of fit" appliqué à chacune des variables de réponse .. 162
Tableau 4-12: Amélioration des performances de la vis 60mm optimisée 167
Tableau 4-13: Géométrie et performance optimums du mélangeur 170
Tableau 4-14: Amélioration des performances des vis 45mm optimisées 173
Tableau 5-1: Résultats des extrusions avec les vis 45mm optimisées 177
Tableau 5-2: Comparaison des vis 17.7° et 28.8° aux conditions de l'entreprise . 180
Tableau 5-3: Validation de la performance optimale des vis 13.5° 181
Tableau 5-4: Comparaison des vis 17.7° et 13.5° aux conditions de l'entreprise . 182

LISTE DES FIGURES

Figure 1-1 Lignes de production monovis en fonction chez l'entreprise 4

Figure 1-2 Fluctuations de largeur des bandes de chant dues aux variations de débit 5

Figure 1-3 Défauts liés à la qualité de mélange 7

Figure 1-4 Grains de PVC et particules primaires 8

Figure 1-5 Défaut en "dents de scie" présent à trop basse température 11

Figure 1-6 Mécanisme de dégradation du PVC 12

Figure 1-7 Vis Maillefer 23

Figure 1-8 Zone de fusion Ingen-Housz 23

Figure 1-9 Représentation schématique de la vis Cohen 24

Figure 1-10 Courbes de compression du lit solide 25

Figure 1-11 Écoulements dans les trémies 28

Figure 1-12 Représentation schématique de la distance entre les unités répétitives à plusieurs endroits dans un écoulement entre plaques parallèle 33

Figure 1-13 Comparaison de l'effet de différentes sections de mélange 35

Figure 1-14 Nombre d'unités répétitives vs déformation moyenne totale 36

Figure 1-15 Schéma illustrant l'écoulement du polymère dans la poche de polymère fondu 38

Figure 1-16 Effet de "dé-mélange" en raison du changement de signe dans le taux decisaillement dans la boucle de recirculation externe (b). La boucle de recirculation interne (c) ne présente pas de "dé-mélange" 40

Figure 1-17 Distribution de la déformation sur la section d'écoulement 42

Figure 1-18 WATS en fonction du débit adimensionnel Q* pour n=0.2 et n=1.0 43

Figure 1-19 Augmentation de l'aire interfaciale en fonction de la distance axiale dans l'extrudeuse 45

Figure 1-20 Représentation schématique d'un agglomérat 46

Figure 1-21 Système de coordonnées sphériques 47

Figure 1-22 Particules pénétrant un champ de cisaillement simple 49
Figure 1-23 Agglomérats générés par ordinateur 50
Figure 1-24 Coupe de la sphère imperméable définie par les angles teta et phi zéro51
Figure 1-25 Mécanisme de fusion à trois zones 62
Figure 1-26 Mélangeurs statiques 63
Figure 1-27 Mélangeurs distributifs 65
Figure 1-28 Mélangeurs dispersifs 66
Figure 1-29 Schéma illustrant une coupe de la vis barrière 70
Figure 1-30 Vis à double canal ondulé 70
Figure 2-1 Schéma de la boîte de compression 80
Figure 2-2 Courbes de densité à 50°C 83
Figure 2-3 Courbes de densité à 85°C 83
Figure 2-4 Courbes de densité à 110°C 84
Figure 2-5 Courbe de densité du PVC 715M 86
Figure 2-6 Courbe de densité du PVC 7167 87
Figure 2-7 Courbe de densité du PVC OBRN 87
Figure 2-8 Courbe de densité du PVC 3603 88
Figure 2-9 Courbe de densité du PVC BAWP (pas de résultats disponibles pour 190°C) 88
Figure 2-10 Principe de fonctionnement du TCA 90
Figure 2-11 Courbes de DSC pour le PVC 7167 (granule (haut) et poudre (bas)) ... 93
Figure 2-12 Capacité calorifique en fonction de la température pour tous les types de PVC 94
Figure 2-13 Filière de type fente utilisée pour la rhéologie 95
Figure 2-14 Courbes de viscosité pour tous les types de PVC utilisés 97
Figure 2-15 Coefficients de friction du PVC 715M en fonction de la température .. 98
Figure 3-1 Maillage du canal déroulé de la vis d'extrusion 103
Figure 3-2 Possibilités d'affichage de VU^{MD} 106

Figure 3-3 Géométrie et configuration de la vis utilisée dans les expériences en régime permanent 110
Figure 3-4 Corrélation entre le taux de cisaillement moyen dans la vis et la température du polymère fondu 111
Figure 3-5 Effet des paramètres du lit des solides ("paramètres cachés") sur les simulations 112
Figure 3-6 Simulations des extrusions 1,4 et 7, effet de la vitesse de rotation 113
Figure 3-7 Simulations des extrusions 1 et 10, effet de la température du baril ... 113
Figure 3-8 Simulations des extrusions 10 et 13, effet de la restriction de la filière 114
Figure 3-9 Schéma simplifié du mélangeur Egan (vue d'une paire "déroulée") ... 120
Figure 3-10 Algorithme de résolution utilisé dans le logiciel de simulation du mélangeur 127
Figure 3-11 Courbes Débit-Perte de pression pour les filières utilisées 134
Figure 3-12 Algorithme utilisé dans le calcul du WATS dans le film au-dessus des solides 137
Figure 3-13 Algorithme utilisé dans le calcul du WATS dans la poche de polymère fondu 139
Figure 3-14 Schéma simplifié du mélangeur utilisé pour les critères de mélange .. 142
Figure 4-1 Simulation typique d'une vis 60mm (la zone bleue illustre le profil de fusion) 149
Figure 4-2 Optimisation de la vis 60mm 166
Figure 4-3 Optimisation du mélangeur 169
Figure 4-4 Optimisation "naturelle" de la vis 45mm 171
Figure 4-5 Optimisation de la 45mm "homologue" à la vis 60 mm 172
Figure 5-1 Diagramme de performance à 15 RPM 178
Figure 5-2 Diagramme de performance à 25 RPM 178
Figure 5-3 Diagramme de performance à 32 RPM 179

Figure 6-1 Vis 13.5o améliorée tenant compte du critère d'usure dans la zone d'alimentation 186

Figure 6-2 Section d'alimentation à filet double pour les vis 3½ et 4½po 187

LISTE DES SYMBOLES ET ABRÉVIATIONS

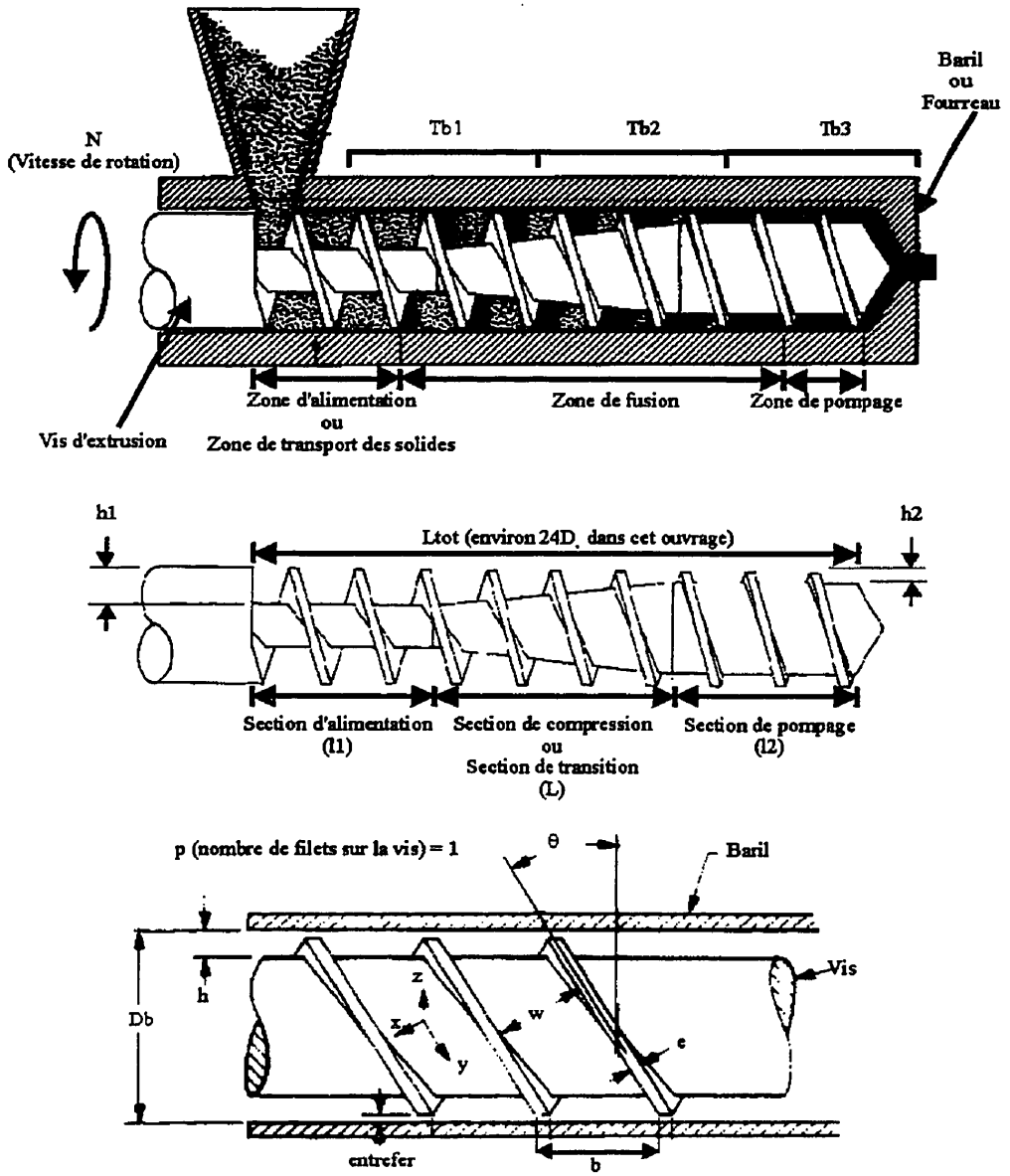


Figure de référence pour les paramètres des vis d'extrusion

A : Aire interfaciale entre les composants d'un mélange

A_1 : Aire interfaciale intermédiaire

$A_0..A_2$: Coefficients de la loi polynomiale décrivant le relation entre la densité du polymère fondu et la la pression

a : Température de référence (courbes de densité solide)

$a_0^b..a_n^b$: Coefficients de la loi polynomiale décrivant la relation entre f_b et T

$a_0^s..a_n^s$: Coefficients de la loi polynomiale décrivant la relation entre f_s et T

a_{ij} : Coefficients de la surface de réponse décrivant la relation entre les variables d'entrée et de sortie

b : Constante adimensionnelle

b : Pas de la vis d'extrusion

b : Sensibitilié de la viscosité à la température

b : Variable dont l'amplitude est un indicateur de la sensibilité à la pression

C_0 : Constante de force représentant la nature des liens unissant les aggrégats (d)

C_p : Représente une capacité calorifique

D_b : Diamètre nominal de la vis d'extrusion

D : Diamètre des agglomérats

d : Diamètre des aggrégats constituants l'agglomérat

$(dQ/Q)^*$: Représente une fraction de débit $total = \frac{|v_y| wdh}{\int_{section} |v_y| wdh}$

ddl : degré de liberté

dh : Élément de profondeur infinitésimal

dT : Intervalle de température infinitésimal

dt : Intervalle de temps infinitésimal

dT/dt : Taux de chauffe utilisé dans les essais de DSC

E/R : Représente une sensibilité à la température (énergie d'activation)

E_1/R : Sensibilité à la température (énergie d'activation) de μ_0 (loi de Carreau-Yashuda)

E_2/R : Sensibilité à la température (énergie d'activation) du temps caractéristique τ_0 (loi de Carreau-Yashuda)

est.err. : estimateur de l'erreur des coefficients de surface de réponse

e : Épaisseur des filets sur la vis d'extrusion

F : Sensibilité à la pression des courbes de densité solide

$F_{a,b,c}$: Distribution de Fisher évaluée au niveau de confiance "a" et de degrés de liberté "b" et "c"

F_c : Forces de cohésion des agglomérats

F_D : Multiplicateur du débit de traînée prenant en compte l'effet des parois sur l'écoulement

F_h : Forces hydrodynamiques exercées sur l'agglomérat

F_P : Multiplicateur du débit de pression prenant en compte l'effet des parois sur l'écoulement

f : Coefficient de friction

$f(\theta_0,\phi_0)\, d\theta_0 d\phi_0$: Probabilité de trouver un agglomérat avec ses axes principaux orientés à des angles compris entre $\theta_0+d\theta_0$ et $\phi_0+d\phi_0$

g_a : Gradient de pression dans la zone de pompage

H_0 : Hypothèse à tester

H_1 : Hypothèse alternative à H_0

Hb : Coefficient de transfert de chaleur évalué à la surface du baril (mélangeur)

Hs : Coefficient de transfert de chaleur évalué à la surface de la vis (mélangeur)

h : Représente une profondeur de canal d'écoulement

h^* : Profondeur optimale dans la zone de pompage

h : Profondeur d'une section sur la vis d'extrusion

h_b : Profondeur du filet barrière (mélangeur)

h_f : Profondeur finale du canal d'entrée ou initiale du canal de sortie (mélangeur)

h_i : Profondeur initiale du canal d'entrée ou finale du canal de sortie (mélangeur)

K1...KT :Constantes adimensionnelles intervenant dans le calcul des coefficients de transfert de chaleur (mélangeur)

k : Conductibilité thermique du polymère

k : Nombre de variable d'entrée pour une variable de réponse donnée

k	: Sensibilité à la température des courbes de densité solide
k_0	: Paramètre représentant la restriction géométrique d'une filière
L	: Longueur de la zone de fusion
L_{tot}	: Longueur totale de la vis d'extrusion
l	: Représente une longueur dans un canal d'écoulement
l	: Longueur d'une section sur la vis d'extrusion
l_a	: Longueur axiale du mélangeur
l_{cap}	: Longueur d'une filière capillaire
m	: Masse de l'échantillon introduit dans le DSC
$\dot{m}$	: Débit massique
$m(T)$	: Consistance du polymère évaluée à la température T
m_0	: Consistance du polymère utilisée dans la loi de puissance
m_i	: Masse de polymère introduite dans la boîte de compression
N	: Nombre de sections de cisaillement
N	: Vitesse de rotation de la vis d'extrusion
n	: Indice de la loi de puissance (également utilisé dans la loi de Carreau-Yashuda)
n_0	: Points centraux du plan expérimental
n_c	: Points axiaux du plan expérimental
n_s	: Points d'un plan factoriel fractionné inclus dans le plan expérimental
n_p	: Nombre de paires de canaux du mélangeur
n_t	: Nombre de subdivisions du filet barrière (mélangeur)
P	: Pression exercée par le polymère
P0...P4	: Pressions mesurées sur la vis d'extrusion
P_{sol}	: Pression exercée à la fin de la zone de transport des solides
p	: Exposant lié à la courbure des données de viscosité (loi de Carreau-Yashuda)
p	: Niveau de fractionnement d'un plan expérimental
p	: Nombre de filets sur la vis d'extrusion
Q	: Flux de chaleur traversant la pastille de polymère (conductibilité thermique)
Q	: Quantité de chaleur fournie par l'échantillon (DSC)
Q	: Débit *partiel* traversant le filet barrière
Q	: Débit (direction y)

Q_t : Débit (direction x)

Q_d : Débit de traînée (direction y)

Q_{dt} : Débit de traînée (direction x)

Q_p : Débit de pression (direction y)

Q_r : Débit de recirculation (direction x ou direction y)

Q_{net} : Débit net dans la tranche de polymère fondu

Q_{tot} : Débit total entrant dans la tranche de polymère fondu

Q_{tot} : Débit total en provenance des nœuds parents (donneurs de matière)

q : Débit par unité de largeur

q : Flux de chaleur par unité de surface

r : Distance entre les unités répétitives d'un mélange

r : Rapport du débit sur le débit de traînée (direction x)

r : Statistique du test du "lack of fit"

r_{cap} : Rayon d'une filière capillaire

r_e : Ratio du grand axe et du petit axe de l'agglomérat

r_i : Nombre aléatoire entre 0 et 1

r : Rayon de la section d'alimentation des vis d'extrusion

S : Section centrale de l'agglomérat

SC : Somme des carrés des variables de réponse

T : Couple appliquée sur la vis d'extrusion

T : Force en tension que subit un agglomérat

T : Température du polymère dans la vis ou le mélangeur

Tf : Fraction du temps qu'une particule passe sur une "spirale" à la coordonnée ε par rapport à la coordonnée ε_c

T_f : Température de consigne de la filière

T_{fusion} : Température de fusion du polymère

T_g : Température de transition entre l'état vitreux et un état caoutchouteux

T_i : Température intermédiaire dans le bilan de chaleur

T_r : Température de référence

$t(\varepsilon)$: Temps de séjour sur une "spirale" avec une distance caractéristique ε

$t_{a,b}$: Distribution de Student évaluée au niveau de confiance "a" et de degré de liberté "b"

V : Volume total du système de mélange

V_b : Vitesse tangentielle de la vis évaluée au baril

V_{glis} : Vitesse de glissement du lit des solides dans la zone d'alimentation

v : Représente une vitesse

W : Flux de chaleur enregistré par le DSC dont il faut soustraire la puissance de chauffe pour maintenir la température de l'échantillon constante

$W(\varepsilon)$: Conversion locale des agglomérats à la coordonnée ε dans un champ de cisaillement donnée

$WATS$: Représente une déformation moyenne totale accumulée par le polymère (concept identique au $\bar{\bar{\gamma}}$)

w : Représente une largeur de canal d'écoulement

w_b : Longueur du filet barrière perpendiculaire à l'axe des canaux du mélangeur

w_c : Largeur du canal d'entrée ou du canal de sortie (mélangeur)

w_{df} : Largeur d'une subdivision du filet barrière (mélangeur)

w_p : Largeur du filet principal (mélangeur)

w_{pl} : Débit de plastification associé à chaque élément-fini

w_{tot} : Largeur totale d'une paire de canaux (mélangeur)

X : Conversion globale des agglomérats dans les écoulements du mélangeur

x_i : Variable d'entrée

Y : Force en cisaillement que subit un agglomérat

y_i : Variable de réponse

y_{ic} : Points centraux de la variable de réponse considérée

Z : Groupe adimensionnel représentant le rapport de la résistance des agglomérats avec les forces hydrodynamiques de l'écoulement

Z^* : Sous-groupe adimensionnel de la variable Z pouvant être considéré constant dans les calculs

Lettres grecques

α : Angle d'inclinaison du lit des solides par rapport au baril

α_x, α_z : Orientations initiales d'un élément d'aire interfaciale A_0

α : Distance axiale des points n_s

β : Pente de la courbe du logarithme du taux de cisaillement apparent ($\dot{\gamma}_a$)en fonction du logarithme de la contrainte à la paroi (τ_p)

χ : Paramètre numérique dépendant de la forme de l'agglomérat

ΔH_f : Enthalpie de fusion du polymère

$\frac{\Delta P}{\Delta Z}$: Représente un gradient de pression

ΔP : Estimation de la différence de pression transversale à la sortie de la vis

ΔP : Différence de pression entre l'entrée et la sortie du mélangeur

ΔP : Différence de pression entre l'entrée et la sortie de la filière

ΔT : Différence de température entre l'entrée et la sortie du mélangeur

ΔZ : Représente un élément de longueur

ΔZ_b : Longueur du filet barrière projetée sur le vecteur vitesse du fourreau

ΔZ_c : Longueur d'une subdivision des canaux du mélangeur

ε et ε_c : Distances caractéristiques d'une "spirale" dans un écoulement de polymère fondu dans la vis ou le mélangeur

ε : Coordonnée adimensionnelle (=z/H)

ε : Fraction volumique de vide de l'agglomérat (porosité)

ε : Déformation du lit des solides

$\dot{\gamma}$: Représente un taux de cisaillement

γ : Représente une déformation appliquée au polymère

$\bar{\bar{\gamma}}$: Représente une déformation moyenne totale accumulée par le polymère (concept identique au WATS)

$\dot{\gamma}_a$: Taux de cisaillement apparent (essais rhéologiques)

$\dot{\gamma}_r$: Cisaillement réel à la paroi (essais rhéologiques)

γ_{max} : Déformation maximale qu'un agglomérat peut accumuler lors de son passage dans le filet barrière du mélangeur

μ : Viscosité du polymère fondu

μ_0 : Viscosité à faibles taux de cisaillement (loi de Carreau-Yashuda)

πc^2 : Section centrale de l'agglomérat

$\pi_\gamma/2$: Second invariant du tenseur du taux de déformation

θ : Angle de filet dans le cas de la vis ou angle d'inclinaison des paires de canaux dans le cas du mélangeur

θ et ϕ : Coordonnée dans un repère sphérique

θ_0^* et ϕ_0^* : Intervalle des angles θ_0 et ϕ_0 pour lequel il ya bris de l'agglomérat

θ^* : Angle optimal de vis dans la zone de pompage

ρ : Densité du polymère

σ_{err} : Écart-type de l'erreur pure

τ_0 : Temps caractéristique (loi de Carreau-Yashuda)

τ_p : Contrainte à la paroi (essais rhéologiques)

τ : Contrainte de cisaillement de l'acier des vis d'extrusion

ψ_0 et θ : Variable définissant une coupe dans une sphère (agglomérat)

Indices

1 : État 1 ou Zone 1 ou Section d'alimentation

2 : État 2 ou Zone 2 ou Section de pompage

3 : État 3 ou Zone 3

0 : État initial

0 : Orientation initiale d'un agglomérat

0 : Position où la vitesse est nulle dans un profil de vitesses

a : "aller" - quantité traversant le filet barrière du canal d'entrée au canal de sortie

b : Fait référence au baril

canal : Canal de polymère fondu dans la zone de pompage et adjacent au lit des solides dans la zone de fusion

EP : Erreur pure

élé : Fait référence à un élément-fini dans le maillage de la vis d'extrusion

entre noeud et noeud parent: Quantité calculée entre un noeud et un noeud parent

entre : entrefer entre le filet de la vis et la surface du fourreau

entrée : Débits *entrant* dans un noeud de pression donné

ex : Position de l'extrémum dans un profil de vitesses

extr : Quantité mesurée expérimentalement lors des essais d'extrusion

f : État final

f : État fondu

film : Film de polymère fondu au-dessus du lit des solides (vis)

i : Fait référence aux pressions nodales ou au profil de débits dans le mélangeur dans le contexte de développement des critères de mélange

LOF :"lack of fit"

max : Maximum de la quantité considérée

min : Minimum de la quantité considérée

noeud parent : Quantité appliquée à un noeud de pression donneur de matière à un noeud principal

noeud	: Quantité appliquée à un point de pression (•)
prec	: Fait référence à l'élément précédent sur une ligne de maillage du logiciel d'extrusion
r	:"retour" - quantité traversant le filet barrière du canal de sortie au canal d'entrée
s	: État de solide comprimé
s	: Fait référence à la vis
sortie	: Débits *sortant* d'un noeud de pression donné
TOT	: Totale
tran	: ranche de canal de polymère fondu (coupe perpendiculaire au filet de la vis)
x	: Selon la direction x
y	: Selon la direction y
z	: Selon la direction z ou perpendiculaire à la direction z

Autres notations

$\overline{X}$	: Fait référence à la moyenne de la quantité X

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE A
RAPPORT DE MESURE DES VIS ET DES BARILS CHEZ L'ENTREPRISE **198**

ANNEXE B
CRITÈRE DE SUIVI DE L'USURE DES VIS **220**

ANNEXE C
CALCUL DU TAUX DE CISAILLEMENT MOYEN DANS UN CANAL RECTANGULAIRE **223**

ANNEXE D
ÉQUATION DE LA TERMIQUE À L'INTÉRIEUR DU MÉLANGEUR **233**

ANNEXE E
CALCUL DU WATS DANS UN ÉLÉMENT AU DESSUS LIT DES SOLIDES **239**

ANNEXE F
CALCUL DE LA DÉFORMATION MOYENNE TOTALE DUE AU PASSAGE DANS LE FILET BARRIÈRE DU MÉLANGEUR **240**

ANNEXE G
MODÉLISATION DE LA DISPERSION **242**

ANNEXE H
CALCUL DE LA PROFONDEUR MAXIMALE DE LA SECTION D'ALIMENTATION **247**

CHAPITRE 1
INTRODUCTION

1.1 Optimisation du procédé d'extrusion

L'extrusion monovis est un procédé de transformation des polymères extrêmement important. À toutes fins pratiques, tous les polymères d'usage courant ont passé au travers une extrudeuse à un moment ou a un autre de leur cycle de vie. La vis d'extrusion est la clé du bon fonctionnement des extrudeuses, elle permet de fondre, d'homogénéiser et de pomper la matière fondue au travers une filière donnant la forme définitive au produit fini. Cependant, même aujourd'hui, plusieurs transformateurs de polymère et *manufacturiers de vis* n'ont aucune démarche de conception proprement dite qui leur permet de choisir ou de fabriquer les vis d'extrusion dont ils ont besoin. Également, plusieurs industries lorsqu'elles se lancent enfin dans un projet de conception de vis, utilisent une démarche qui se rapproche plus d'un art basé une compréhension intuitive du procédé.

Résultat: le portrait des vis que l'on retrouvent sur le marché aujourd'hui n'est pas très diversifié et les vis semblent, en général, mal adaptées aux besoins particuliers des entreprises de transformation. L'annexe A, qui traite de mesures de vis effectuées chez une entreprise, en est un très bon exemple. Une conception énormément utilisée est la *vis dite "conventionnelle"*, c'est une vis qui fonctionne plus ou moins bien avec beaucoup de polymères et qui doit sa popularité surtout à sa facilité de fabrication. On retrouve également assez régulièrement des *vis barrières* qui, supposément, offre une meilleure capacité de fusion. Cependant, il est peu fréquent de rencontrer des cas où ce type de vis fonctionne à merveille et ces vis occasionnent alors plus de problèmes qu'autres choses dus à la mauvaise conception du filet barrière. Il devient aussi de plus en plus fréquent de rencontrer des *vis avec des sections de mélange* mais, là aussi, l'efficacité réelle de ces sections est discutable. On rapporte plusieurs situations où de telles sections semblent plutôt être à l'origine d'un "blocage" de la vis d'extrusion et même être à l'origine d'une dégradation marquée du matériel extrudé.

Il existe très peu de vis industrielles "marginales" qui ne se classent pas parmi les vis mentionnées dans le dernier paragraphe. "L'esprit" de ce travail est de mettre en place une méthode plus rigoureuse permettant de concevoir des vis d'extrusion de façon plus éclairée et en connaissance de causes. Les logiciels d'extrusion développés jusqu'à ce jour sont de précieux outils pour atteindre cet objectif. Afin de fixer des critères d'optimisation de vis qui soient réalistes, ceux-ci sont tirés d'un cas industriel (l'industrie, qui désire garder l'anonymat, est appelée "entreprise" pour le reste de ce document). Les objectifs réels de ce travail, définis en relation avec les besoins spécifiques de l'entreprise (présentés à la section suivante), sont présentés à la section 1.4.

1.2 Besoins de l'entreprise

Un transformateur de PVC désire augmenter la qualité de ses produits finis en améliorant la conception de ses vis d'extrusion. Une vis d'extrusion typique est présentée à la page xxii. L'entreprise en question fabrique des rouleaux de bandes de chant utilisés principalement comme bordure de meuble de toutes sortes. Ces bandes de chant sont produites par un procédé d'extrusion avec un système de refroidissement et toute une série d'appareils connexes servant à donner la texture et la couleur voulues. Les principaux problèmes rencontrés et identifiés par l'entreprise sont les suivants:

- Stabilité dimensionnelle (I): minimiser les fluctuations dimensionnelles longitudinales (" surging ") qui engendrent des variations d'épaisseur importantes et qui provoquent le crochissement des bandes lorsque celles-ci relaxent leurs contraintes sous forme de rouleaux;
- Cohésion de surface (II): minimiser le phénomène de délamination de surface des extrudats;
- Qualité de mélange du matériel extrudé (III): les pigments présents dans le matériel qui sort de l'extrudeuse doivent être mélangés de façon à obtenir la couleur et la consistance recherchées et ce, sans produire de défauts de surface (piques, stries et bulles d'air);

- Productivité (IV): augmenter la productivité (augmenter le débit massique et baisser le nombre de nettoyages requis) des lignes d'extrusion.
- Qualité de fonte du matériel (V): obtenir une qualité de fusion permettant d'obtenir une bonne qualité de surface (selon les critères de l'entreprise), une meilleure résistance à l'impact et une dégradation thermique minimale;
- Plage d'opération accrue (VI): permettre d'extruder les composés à l'étain sur les extrudeuses 60 mm avec une plage d'opération suffisante pour obtenir les critères de qualité et de productivité semblables au composé au plomb;
- Usure sévère dans la zone d'alimentation (VII): éliminer, si possible, les problèmes d'usure très sévères rencontrés dans la zone d'alimentation des extrudeuses (ou zone de transport des solides);
- Remplacement des vis usées (VIII): mettre au point un test simple de procédé, sans avoir recours aux mesures de vis, permettant d'évaluer l'usure "naturelle" des vis et leur remplacement éventuel.

Les problèmes énumérés précédemment ne se manifestent pas systématiquement sur toutes les lignes de production peu importe la matière première. Ils sont plutôt localisés suivant la taille de l'extrudeuse et la nature vierge ou recyclée du matériel utilisé tel qu'illustré à la figure 1-1 et au tableau 1-1.

Tableau 1-1 Problèmes et matériels selon la taille des extrudeuses[a]

TAILLE DE L'EXTRUDEUSE	TYPE DE PROBLÈME	MATÉRIEL EN CAUSE
Extrudeuses 60mm	III	A
	IV	B
	V	B
	VI	A
	VII	B
	VIII	A-B
Extrudeuses 3½ et 4½ po.	I	A-B
	II	A-B
	VIII	A-B

[a] A-Matériel vierge, B-Matériel recyclé

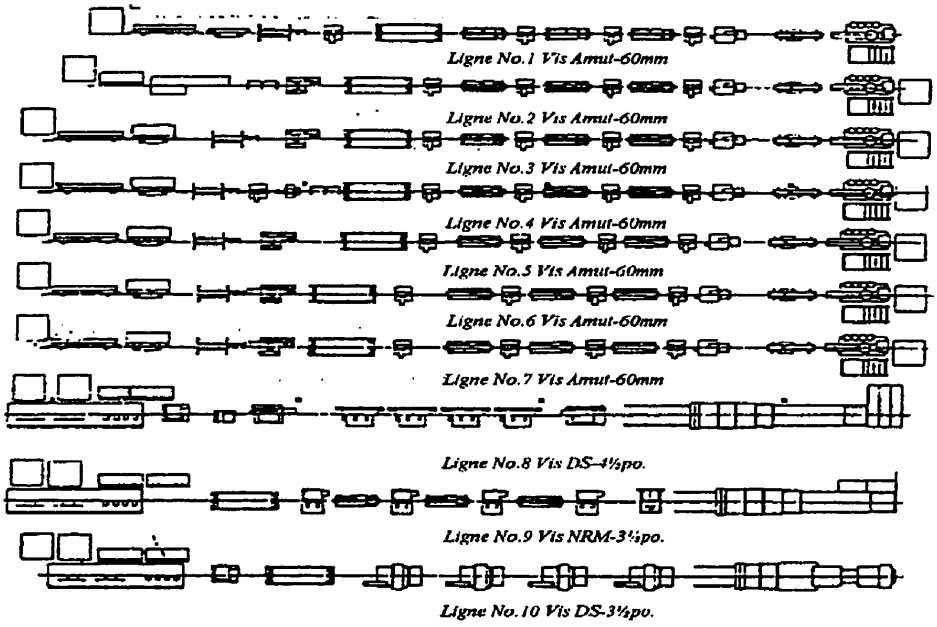


Figure 1-1 Lignes de production monovis en fonction chez l'entreprise

1.3 Caractérisation des problèmes rencontrés

Afin de bien fixer les objectifs du travail, il est nécessaire de caractériser plus à fond les problèmes décrits par l'entreprise. Dans cette section, les problèmes énumérés par l'entreprise seront repris un à un et examinés plus en détails.

1.3.1 Stabilité dimensionnelle

Tel que mentionné à la section 1.2, le problème de stabilité dimensionnelle est caractérisé par des fluctuations de débit qui font varier les dimensions des bandes de chant produites et semble être localisé uniquement sur les extrudeuses de fortes tailles (3½ et 4½po.). De simples observations faites au niveau de la largeur des bandes de chant à la sortie des filières

démontrent que ce défaut est cyclique et de courte période. La période associée au défaut a été grossièrement évaluée à l'aide d'un chronomètre et fut estimée à 2-3 secondes. Cette mesure semble corréler, à peu de choses près, à la période de rotation de la vis qui s'établit à 2 secondes pour une vitesse de rotation d'environ 30 RPM. Un exemple typique de ce que l'on peut apercevoir à la sortie de filières est présenté à la figure 1-2.

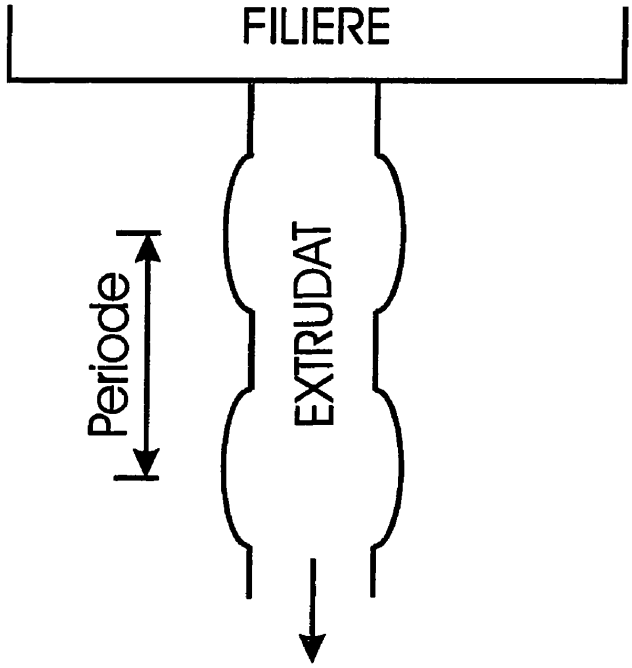


Figure 1-2 Fluctuations de largeur des bandes de chant dues aux variations de débit

Comme on le verra plus loin, à la section 1.5.1, cette information est capitale pour le "diagnostic" du défaut et pour le "remède" qu'il faut y apporter.

1.3.2 Cohésion de surface

La cohésion de surface est un problème caractérisé par une mince couche de polymère se pelant facilement des bandes de chant. C'est un problème sérieux qui se manifeste généralement chez les clients de l'entreprise au moment, par exemple, de la coupe des bordures pour les apposer

sur les meubles. Ce type de défaut des extrudats a été étudié en profondeur dans la cadre d'un projet de fin d'études présenté à l'École Polytechnique de Montréal et effectué par Gosselin (G1). A l'aide d'expériences d'extractions solide-liquide, de tests thermogravimétriques et de microscopie électronique, ce travail démontre que la délamination de surface est liée à des différences de morphologie et de composition en plastifiant entre le coeur et la surface des bandes de chant.

L'auteur conclut alors que la délamination des bandes de chant peut être associée à un mauvais mélange dans l'extrudeuse. Une étude subséquente des conditions d'extrusion et de calandrage des bandes de chant confirme le rôle du mélange dans la délamination en comparant des extrusions monovis et bivis. L'extrudeuse bivis, reconnue pour sa bonne action de mélange, ne produit à toutes fins pratiques jamais de bandes qui délaminent alors que c'est assez fréquent sur la simple vis. Egalement, le rôle de la température du PVC fondu est important, une température plus chaude semble défavoriser la délamination en améliorant la fusion du polymère.

L'analyse des conditions de calandrage des bandes de chant après extrusion révèle aussi des conclusions intéressantes mais celles-ci sont moins pertinentes dans le cadre de ce travail d'optimisation des vis d'extrusion.

1.3.3 Qualité de mélange

Concrètement, les problèmes de mélange exprimés par l'entreprise se manifestent de trois façons illustrées à la figure 1-3.

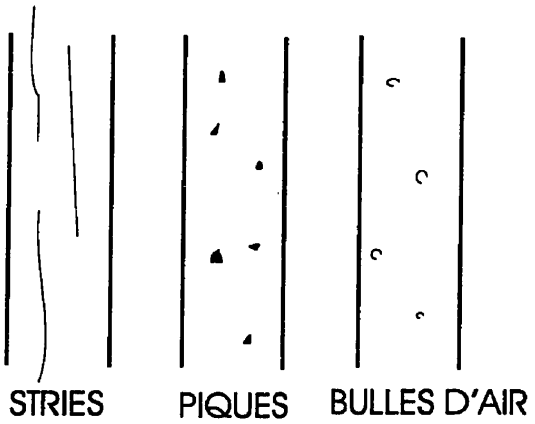


Figure 1-3 Défauts liés à la qualité de mélange

Ces trois types de défauts (piques, stries et "bulles d'air") sont d'origine très différente et n'impliquent pas nécessairement une mauvaise action de mélange dans le cas des "bulles d'air". Au niveau des stries, décrites par des lignes de couleur non-homogènes avec le reste de la bande, la qualité de mélange *distributif* est en cause, i.e. le pigment de couleur n'est pas réparti uniformément dans l'ensemble de la bande.

Au niveau des piques, particules solides ou infondus dans les bandes de chant, c'est un type de mélange bien différent qui entre en jeu dont le mécanisme est de réduire la taille d'agglomérats de toutes sortes. Comme on le verra plus loin, la réduction de taille de particules implique un mélange de type *dispersif*. La nature des piques rencontrés peut être très diversifiée en considérant la composition très complexe des formulations de PVC. Tout d'abord, il y a le PVC lui-même qui possède une morphologie très spéciale. On peut distinguer 4 structures emboîtées les unes dans les autres dans le PVC, de la plus fondamentale à la plus complexe, on a: les particules primaires, les agglomérats de particules primaires, les grains de PVC et probablement les agglomérats de grains de PVC formant les unités visibles dans les poudres. La figure 1-4, tirée de Huneault (H1), illustre bien la dernière idée.

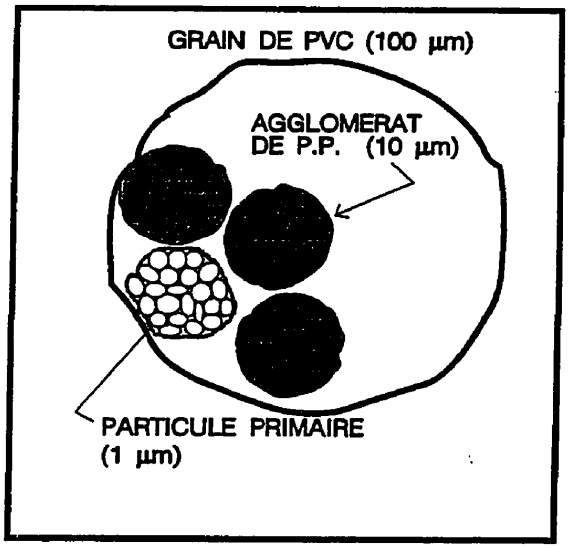


Figure 1-4 Grains de PVC et particules primaires

Au PVC, s'ajoutent maintenant plusieurs additifs qui constituent une forte partie de la formulation (au-delà de 15%). Un exemple d'additifs à l'intérieur des formulations de PVC retrouvées chez l'entreprise est présenté dans le tableau 1-2.

Tableau 1-2 Exemple de formulation de PVC retrouvée chez l'entreprise

ADDITIFS	COMPOSITION APPROXIMATIVE (%)
Stabilisant	1.2
Lubrifiant	1.2
Agent de mise en forme	1.2
Modifiant	6.3
Charge	4.2
Pigment	2.5

En considérant toute cette "recette" de PVC, les piques peuvent être d'origine multiple: agglomérats de particules primaires non-encore fusionnés, agglomérats de pigments et ainsi de suite. Bien-sûr, une caractérisation plus poussée serait très intéressante mais nous nous contenterons ici de dire qu'il y a un travail dispersif à faire afin de briser des agglomérats de toutes sortes.

Les "bulles d'air" comme on les appelle sont, quant à elles, probablement liées au PVC porté à trop haute température qui génère des réactions de dégradation (produisant des vapeurs d'acide chlorhydrique après l'épuisement du stabilisant disponible, voir figure 1-6) ou à la volatilisation d'un additif organique quelconque. La capture d'air venant de la trémie serait surprenante et si cela était le cas, ce type de défaut devrait se produire beaucoup plus systématiquement alors que les "bulles d'air" sont, heureusement, des défauts isolés.

1.3.4 Usure dans la zone d'alimentation

La forte usure récemment remarquée dans la zone d'alimentation sur une vis 60mm, utilisant du matériel recyclé, semble en apparence être un cas isolé. Toutefois un tel problème, s'il se répète, peut devenir très préoccupant (et mérite donc qu'on s'y attarde) en raison du remplacement obligatoire des vis touchées. Dans le but de mieux comprendre le phénomène, une des vis usées fut inspectée minutieusement et des comparaisons d'extrusions poudre/recyclé furent effectuées. L'inspection visuelle révèlent plusieurs points intéressants:

- l'usure, située entre le 2ième et le 4ième tour de vis, semble être entièrement contenue dans la zone de transport des solides;
- le corps de la vis et le filet sont tous deux très sévèrement usés et les sillons laissés par le frottement du PVC recyclé indiquent que la direction de l'usure est parallèle au filet. Autrement dit, l'usure s'effectue dans la direction du canal déroulé de l'extrudeuse;
- d'après l'examen du reste de la vis, on constate qu'il s'agit d'une vis assez âgée (confirmée par le numéro de série indiquant un achat en 93) qui a été rebâtie et rechromée au moins une fois. En regardant les surfaces usées, on peut s'apercevoir que c'est en premier lieu le

rebati autour des filets et l'épaisseur de "rechromé" qui a disparu laissant par la suite une vis non-protégée s'usant très facilement.

Afin de mieux comprendre le rôle de l'utilisation du recyclé par rapport à celui des poudres, des tests d'abrasion furent effectuées en extrudant, dans les mêmes conditions d'opérations, les deux produits sur une vis préalablement colorée à l'aide d'une peinture (un "primer"). Les résultats sont présentés dans le tableau 1-3.

Tableau 1-3 Résultats des tests d'abrasion

	REMARQUES
POUDRE	**Aucune décoloration** de la vis, **faible débit** d'extrusion (la moitié du recyclé)
RECYCLÉ	**Décoloration totale** de la vis sur 6½ tours, **extrusion non affectée** par la peinture

Les tests de coloration de la vis démontrent de façon très nette que le recyclé est beaucoup plus abrasif que les poudres. L'absence de décoloration de la vis et le faible débit observé indiquent que la poudre "colle" à la vis et que celle-ci peut donc être cisaillée, un peu à la manière du polymère fondu s'écoulant dans la vis. Ceci est vraisemblablement dû à la fine granulométrie de la poudre. Le recyclé s'avère, par conséquent, plus abrasif que la poudre en raison de la taille des flocons, de leur forme et de leur distribution aléatoire qui empêche le lit de se cisailler et de diminuer les vitesses de glissement.

À l'aide des observations visuelles et des tests d'abrasion, on conclut que la forte usure dans la zone d'alimentation est sans doute due à la grande qualité abrasive du recyclé qui, à la longue, a fini par arracher le rebâti d'une vieille vis. Évidemment, pour enrayer le problème, on peut avoir recours à des vis très dures avec des traitements de surface spéciaux. Toutefois, on peut aussi limiter l'ampleur du problème en diminuant la vitesse relative de glissement du lit solide voyageant dans le direction du canal déroulé comme l'indique les sillons de l'usure. Un critère d'usure peut alors être imaginé comme étant la vitesse relative du lit solide par rapport à la vis. Cette vitesse relative peut être simplement obtenue par la relation suivante:

$$V_{glis} = \frac{\dot{m}}{Section\ du\ canal} = \frac{\dot{m}}{(\pi D_b \sin\theta - e)h} \tag{1-1}$$

Cette relation indique que la vitesse de glissement est indépendante de la vitesse de rotation de la vis et qu'elle dépend uniquement du débit et des paramètres géométriques de la vis. Ainsi, à débit nul, la vitesse de glissement est nulle et le polymère n'effectue qu'un mouvement de rotation pure avec la vis. Pour minimiser V_{glis}, avec un débit donné, il faut augmenter la section d'écoulement en augmentant à la fois la hauteur du canal et l'angle des filets.

1.3.5 Qualité de fonte

La "qualité de fonte" exprimée ici fait référence à l'atteinte d'une température d'extrusion idéale qui n'est ni trop froide, ni trop chaude afin de rencontrer les critères mentionnés auparavant (qualité de surface, dégradation thermique minimale et bonne résistance à l'impact). La borne inférieure de température est surtout fixée par l'apparition du défaut en "dents de scie" présenté à la figure 1-5.

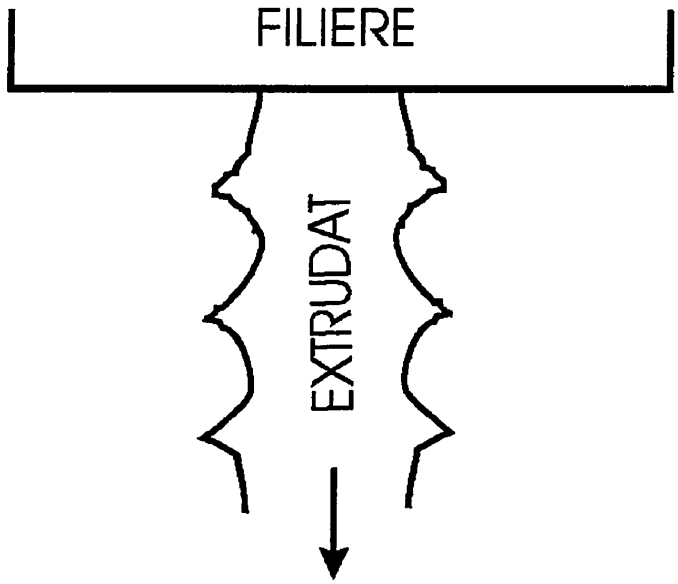


Figure 1-5 Défaut en "dents de scie" présent à trop basse température

Basé sur des observations faites lors des expériences en régime permanent présentés à la section 3.1.2, ce type de défaut apparaît systématiquement lors des démarrages de l'extrudeuse (le PVC est alors froid) pour disparaître complètement lorsque la température atteint les 175°C environ.

La borne supérieure de température semble, quant à elle, être dictée par un certain niveau de dégradation thermique et l'apparition d'irrégularités en surface. Le PVC est un polymère très thermosensible qui semble donner lieu à des réactions de dégradation à la moindre addition de chaleur. Les mécanismes de réaction en cause, tirés de Nass (N1) et présentés à la figure 1-6, conduisent généralement à de longues chaînes de polyènes conjugués dont la progression peut être suivie par les changements de couleurs du PVC (composé vierge blanc → jaune pâle → jaune → orange → rouge → brun → noir). L'acide chlorhydrique (HCl) libéré catalyse aussi la réaction de dégradation soit directement ou par l'intermédiaire de chlorure de fer ($FeCl_3$) produit par l'attaque de l'acide sur l'acier des équipements de production.

$$(-CH_2-CHCl-CH_2-CHCl-) \longrightarrow (-CH_2-CH=CH-CHCl-)+HCl$$

$$\longrightarrow \quad \circ\circ\circ \quad \longrightarrow \underbrace{(-CH=CH-CH=CH-CH=CH-)}_{\text{"polyène"}}$$

$$(-CH=CH-)+(-CH_2-CHCl-CH_2-) \xrightarrow{FeCl_3} HCl + \begin{array}{l} -CH=C-CH-CH_2- \\ \quad\quad\quad\quad\;\; | \quad\; | \\ \quad\quad\quad\quad\quad\quad CH_2- \end{array}$$

Figure 1-6 Mécanisme de dégradation du PVC

La dégradation a généralement un effet néfaste sur les propriétés du PVC (l'énergie d'impact entres autres) en raison des scissions de chaînes et également à cause de la formation continue de structures carbonées polyinsaturées indésirables (voir figure 1-6).

Lors des extrusions en régime permanent, le jaunissement graduel des bandes fut remarqué avec une augmentation de la température du PVC fondu. Vers 203°C, la température maximale atteinte, les bandes produites étaient d'une jaune très distinctif de la couleur blanche de la poudre et commençaient à présenter de légères irrégularités de surface (les bandes n'étaient plus

parfaitement lisses). La température maximale d'opération acceptable est sans doute plus élevée en raison de la coloration subséquente des bandes en production qui peut masquer le jaunissement, néanmoins, l'écart doit être faible car la dégradation est somme toute déjà très engagée à 203°C.

La température d'extrusion optimale doit être entre ces deux extrêmes (entre la borne supérieure et inférieure). Cependant, dans la pratique, avec des conditions d'opération qui donnent de grands débits à vitesse de vis élevée et l'utilisation de tête de mélange qui favorisent la dissipation visqueuse, on est davantage près de la température limite supérieure de sorte que, globalement, on cherchera toujours à minimiser la température d'extrusion.

Au niveau de la dégradation thermique, on peut se poser des questions quant au rôle du temps de séjour dont une augmentation devrait intuitivement favoriser la décomposition thermique du PVC. Toutefois, en comparant des extrusions à faible débit (haut temps de séjour, faible température) et des extrusions à haut débit (faible temps de séjour et haute température), les résultats ne montrent à priori aucune influence notable du temps de séjour, i.e. les extrusions à faibles débits ne présentent aucunement une dégradation ou similaire aux extrusions à hauts débits plus chaudes. Le choix du suivi de la température pour quantifier la dégradation thermique est alors mieux compris.

1.3.6 Usure des vis

Afin de dresser le portrait de la situation des équipements d'extrusion chez l'entreprise, un programme de mesure de la géométrie des vis fonctionnelles et des barils fut mis sur pied. Ces mesures permettent de "voir" et de quantifier l'usure du diamètre extérieur des vis et permettent du même coup d'accumuler les données nécessaires aux logiciels de simulations (tel que les hauteurs de canal, longueurs des sections, etc...). Les résultats sont présentés à l'annexe A.

Après examen des mesures, on peut conclure que l'usure en extrusion s'effectue bien davantage sur les vis que sur les barils. On remarque également que bon nombre de vis (surtout les vis 60mm) présentent une usure très marquée pouvant atteindre plus de 2.5mm comparativement à

environ 0.2mm pour une vis neuve. Cela peut avoir des conséquences importantes sur la production si bien que le développement d'un test de procédé sera basé là-dessus comme nous le verrons plus loin.

Comme il a été réalisé, la mesure des vis est très simple à faire en période d'arrêt de production pour dicter le remplacement des équipements mais la plupart du temps, les vis passent des mois en production sans jamais être retirées des barils. On comprends alors le besoin d'avoir recours à un test de procédé pour évaluer le degré d'usure des vis.

1.4 Objectifs

Avec une meilleure compréhension des besoins de l'entreprise, il est maintenant possible de définir les objectifs du travail de recherche. De façon générale, il s'agit d'optimiser les vis d'extrusion à l'aide de logiciels de simulations en respectant les critères suivants:

- favoriser le mélange *dispersif*;
- favoriser le mélange *distributif*;
- minimiser la température du PVC fondu;
- augmenter la productivité des lignes d'extrusions;
- minimiser la vitesse de glissement du solide afin de diminuer l'usure dans la zone d'alimentation;
- limiter les problèmes de stabilité dimensionnelle (extrudeuses 3½ et 4½ po. seulement).

Contrairement aux besoins très spécifiques de l'entreprise exprimés à la section 1.2, les critères d'optimisation sont généralisés à tout type de vis et de matériel en raison de l'utilisation souhaitée de matériel vierge et recyclé sur toutes les lignes de production. Également, rien ne garantit que les petites extrudeuses (60mm) ne rencontreront jamais les problèmes des grosses extrudeuses (3½ et 4½ po.) ou vice-versa. Seul le problème de stabilité dimensionnelle, qui est vraiment très particulier aux extrudeuses 3½ et 4½po. fait exception, observations des lignes de production à l'appui.

Pour la question de la plage d'opération accrue, l'utilisation de la conception optimale de vis résultant des critères mentionnés auparavant devrait satisfaire ce critère. Une vis optimale n'est pas une vis aux limites de ses capacités mais une vis flexible représentant un compromis entre plusieurs tendances capable d'extruder, en principe, sur une plus vaste plage d'opération.

Dans le contexte d'optimisation de vis, la mise au point d'un programme de suivi de l'usure des vis sort quelque peu du cadre de cet ouvrage. Cependant, l'idée n'est pas abandonnée mais sera traitée à l'annexe B.

1.5 Revue de la littérature

Comme nous l'avons vu dans la caractérisation détaillée des problèmes rencontrés, la minimisation de plusieurs problèmes peut se ramener au contrôle de critères simples tels la vitesse du lit solide et la température du polymère fondu. Dans les sections 1.5.1. et 1.5.2 qui viennent, les concepts de mélange et de stabilité d'extrusion seront traités plus en détails dans le but d'élaborer plus tard des critères d'optimisation permettant de quantifier le mélange distributif, le mélange dispersif et les fluctuations dimensionnelles longitudinales. Également, dans le cas du mélange, le besoin d'une tête de mélange ajoutée à la vis sera mis en évidence. Les sections subséquentes (1.5.3, 1.5.4 et 1.5.5) traitent, quant à elles, de l'optimisation et de la modélisation plus en détails.

1.5.1 Stabilité d'extrusion

Il existe trois variables clés qui définissent la stabilité d'un procédé d'extrusion soient : la pression, la température et le débit. La stabilité du débit est sans doute la plus importante car elle assure une certaine stabilité dimensionnelle de l'extrudat. Il est pratiquement impossible d'opérer une extrudeuse avec une stabilité parfaite de ces paramètres, on tentera alors de minimiser les fluctuations de ceux-ci. Il y a des liens évidents entre les fluctuations de débit, de pression et de température décrits par Maddock (M1). Ainsi, une fluctuation de pression

engendrera nécessairement une fluctuation de débit si la température est constante. Dans le cas des fluctuations de température, elles sont à toutes fins pratiques toujours accompagnées de fluctuations de pression et possiblement de fluctuations de débit. Si l'on est en mesure de constater que la fluctuation de pression correspond uniquement à un effet de baisse de viscosité, alors on peut affirmer avec relativement de certitude que le débit demeure constant, sinon le débit peut varier. Comme il n'y a aucun moyen de concrètement vérifier cette information, on considérera qu'une fluctuation de température peut produire une fluctuation de débit.

Par conséquent, au niveau de la stabilité d'extrusion, on ne traitera plus que de fluctuations de débit en considérant que les fluctuations de température agissent comme une des causes possibles aux variations de débit.

La fluctuation du débit ou "surging" est un problème fréquemment rencontré en extrusion qui limite la qualité des produits fabriqués. Wheeler (W1) a classé ce défaut en quatre grandes catégories selon la fréquence à laquelle ces fluctuations surviennent:

- "surging" observé à la même fréquence de rotation de la vis;
- "surging" observé à fréquence intermédiaire (environ de 1 à 15 cycles/minute);
- "surging" observé à très basse fréquence (les périodes d'observation du défaut pouvant dépasser une heure);
- "surging" aléatoire caractérisé par l'absence de cycles réguliers.

Dans les pages qui suivent, une revue des principales causes et solutions à ces types de "surging" est présentée. Il ne faut pas interpréter avec trop de rigidité la classification effectuée ici, surtout dans le cas de "surging" à fréquence intermédiaire où plusieurs mécanismes peuvent se manifester de façon aléatoire ou tout le moins donner naissance à des cycles intermédiaires plus ou moins réguliers.

1.5.1.1 " surging " à la fréquence de rotation de la vis

Wheeler (W1) explique ce genre de " surging " par une interruption momentanée de l'alimentation lorsque le filet de la vis passe vis-à-vis la trémie. A la base, ce phénomène est intrinsèque à l'opération de toute extrudeuse mais semble devenir préoccupant lorsque les pressions dans la vis sont faibles et que le lit solide est faiblement comprimé se sorte que la poussée d'un volume de solide correspond à peu près à la poussée reçue du polymère fondu à la fin de la vis. Afin de minimiser ce problème, Rauwendaal (R1) recommande l'utilisation d'une section d'alimentation à double filets.

Également, Rauwendaal (R1) identifie le gradient de pression transversal présent à la sortie du chenal d'écoulement du polymère fondu comme un facteur de "surging" à la fréquence de rotation de la vis. Ce gradient de pression est toujours présent en extrusion mais devient particulièrement important avec une viscosité élevée, une hauteur de chenal faible, une vitesse de vis élevée et une largeur de canal élevée. Rauwendaal présente une équation reliant ces caractéristiques :

$$\Delta P \approx \frac{6\mu V_{bx} w}{h^2} \tag{1-2}$$

Cet effet peut devenir problématique si la sortie de vis et la sortie de filière sont rapprochées. En augmentant la distance et le volume de polymère séparant ces deux sorties, ces fluctuations se perdent habituellement en compressibilité du polymère. Encore une fois, des pressions faibles accentuent gravement ce problème car les fluctuations deviennent alors de l'ordre de grandeur de la pression générée en tête de filière.

1.5.1.2 " surging " à fréquence intermédiaire

C'est le type de "surging" le plus difficile à corriger car de nombreux phénomènes peuvent expliquer ce genre de fluctuations. Souvent, il n'est pas facile de diagnostiquer le problème, et les actions entreprises agravent souvent davantage le"surging" original. Globalement, on peut classer les causes de ce "surging" en deux groupes: celles reliées aux instabilités dans la fusion du polymère et celles qui ne le sont pas.

Instabilités dans la fusion du polymère

Tout d'abord, Tadmor et Klein (T1) associent le "surging" au bris du lit solide au sein de la zone de fusion de l'extrudeuse. Également, il peut s'agir d'une fusion du lit solide encore incomplétée à la sortie de l'extrudeuse. Les mécanismes à l'origine du bris du lit solide ne sont pas clairs. Maddock (M2) a observé que la présence d'un "pic de pression" dans la zone de fusion engendrait systématiquement du "surging". De leur coté, Fenner, Cox et Isherwood (F1) associent le "surging" au moment où l'accélération longitudinale du lit solide devient importante. Cette accélération est due à l'action des films de polymère fondu qui doivent nécessairement entourés le lit solide. Ils préconisent l'utilisation de ce concept comme critère de conception des vis afin de réduire les chances de "surging". Leur raisonnement est appuyé par des comparaisons simulations/expériences utilisant le modèle de fusion d'Edmondson et Fenner (E1) adapté au calcul de l'accélération du lit des solides.

Lorsqu'il y a bris du lit, du polymère solide se retrouvera entouré de polymère fondu qui est pompé par la suite jusqu'à la fin de la vis. Ce polymère solide fond lentement par conduction et crée des variations locales de température (points froids). Ces points froids se manifestent en une augmentation de la viscosité et de la pression et par une diminution plus ou moins marquée du débit. Ce sont alors les successions de ces points froids qui créent le "surging". De la même façon, des variations locales de températures peuvent être crées lorsque des particules solides pénètrent dans la filière, dans le cas de la fonte incomplète du lit solide.

D'autres scénarios donnant lieu a un "surging" plus sévère peuvent être envisagés. Ainsi, Hyun et Spalding (H2) rapporte un cas de "surging" causé par le bris du lit solide et le bouchage successif d'un mélangeur situé plus loin dans la vis. La diminution de débit est alors très marquée jusqu'à ce que la pression en amont du bouchon de matière infondue soit assez grande pour l'expulser. Covas et Stevens (C1) discutent d'un cas similaire mais cette fois-ci, le bris du lit solide formait un bouchon dans le section de compression de l'extrudeuse. Également, ils décrivent un cas de "surging" où un bouchon se formait dans une forte section de compression sans pour autant impliquer le bris du lit solide. Un autre cas très intéressant rapporté par ces auteurs, est le "surging" généré par une extrudeuse impossible à opérer en régime permanent. Dans ce type d'extrudeuse, il semble que la longueur de contact du lit solide avec le baril soit déterminante dans la capacité de fonte de l'appareil. Lorsque le débit atteint son maximum, pour des conditions opératoires fixées, un mécanisme semble faire reculer la longueur de fusion du lit solide et, par conséquent, le débit de plastification. Par la suite, le chenal de polymère fondu (zone de pompage) se vide et on assiste alors à une chute marquée du débit. Le taux de plastification revient alors à la normale (ainsi que sa longueur), le chenal de la vis se rempli à nouveau de polymère fondu, le débit réaugmente jusqu'à sa valeur maximum et le cycle se poursuit ainsi indéfiniment.

Moyens possibles pour contrer le "surging"

Il est intéressant de faire une revue de moyens à adopter afin de contrer ce phénomène. Une subdivision des moyens en deux catégories est alors naturelle: ceux qui visent à réduire les inconvénients du "surging" et ceux qui visent à éliminer le "surging". Évidemment ces moyens dépendent des causes du "surging" en question. On peut classer les causes énumérées précédemment de la façon suivante:

I. le "surging" dû à des solides dans le polymère fondu (ce qui crée des variations de température);
II. le "surging" d'obstruction, quelque soit la géométrie restrictive;
III. le "surging" dû à la variation périodique de la longueur de fusion.

Moyens défavorisant le "surging"

Dans les paragraphes qui suivent, on traitera des actions à prendre afin de réduire les inconvénients du "surging" du type I uniquement:

- ajouts de *mélangeurs et de plaques de tamisage adéquats* (Tadmor et Klein (T1)) afin d'homogénéiser la matière au niveau de la température et également afin de détruire les particules solides en suspension dans le polymère. Comme mentionné précédemment, il est clair qu'un mauvais design peut donner l'effet contraire en bouchant la vis et en accentuant le "surging".
- *augmentation des températures d'extrusion dans la section de transport des solides* (Wheeler (W1)) afin de fondre davantage les particules solides et diminuer la longueur de fusion (ceci favorise l'action d'homogénisation subséquente dans la vis). Cependant, comme on le verra plus loin, l'échauffement des solides peut favoriser la formation d'un film à l'interface lit solide/vis qui peut causer le bris subséquent du lit.
- *augmenter la vitesse de rotation de la vis à débit constant* (Wheeler (W1)). Cette action agit en plusieurs points: réduction de la longueur de fusion, augmentation de la contrepression (meilleur mélange), augmentation de l'action de mélange avec des cisaillements plus élevés, augmentation des températures via la dissipation visqueuse, ce qui aide à fondre les solides en suspension. Toutefois, cette solution semble limitée par des observations faites par Zhu et Chen (Z1) avec une extrudeuse vitrée qui démontrent clairement une nette déstabilisation du lit solide avec une augmentation de la vitesse de rotation. Également, les écoulements à cisaillement élevé peuvent créer des échauffements locaux très importants, ce qui nuit à une bonne homogénéité du polymère sortant de la filière.
- *diminuer le débit* si possible car la longueur de fusion est alors plus courte et le temps de résidence plus élevé (Tadmor et Klein (T1)). Cette action est également cohérente avec la constatation d'une plus grande stabilité du lit solide dans le cas où la vitesse de la vis est abaissée.
- *diminuer la hauteur de la section de pompage* (Bonner (B1)) afin de favoriser les hauts taux de cisaillement et la dissipation visqueuse. De plus, la baisse de débit correspondante

va agir dans le bon sens également. Encore une fois, il faut faire attention à la quantité de cisaillement imposée au polymère afin de limiter les échauffements locaux importants.

- *utilisation de vis plus longues* (Kessler et al. (K1)), ce qui permet d'augmenter le temps de résidence de façon à avoir une meilleure homogénéisation et l'atteinte de températures plus élevées qui peuvent aider à la fonte du matériel solide.

Moyens visant à éliminer le "surging"

Les moyens présentés ici sont maintenant associés au type de "surging" en question.

- (I et II) *refroidissement contrôlé de vis*, surtout dans la zone de fusion, afin d'éliminer le film de polymère fondu à la surface de la vis et de "coller" le lit solide à la paroi de celle-ci (Maddock (M1)). Un refroidissement sur toute la longueur de la vis est a éviter en raison de la forte augmentation de viscosité du polymère près de la paroi de la vis qui diminue la profondeur effective de la zone de pompage. Ceci a alors pour effet de grandement diminuer la capacité de pompage et d'augmenter la température dans la couche de polymère fluide. Également des problèmes d'uniformité peuvent survenir. Ce moyen s'applique au "surging" de type I de même qu'à celui du type II où le bris du lit solide est responsable des obstructions.
- (I et II) *utilisation de granules plus petits* qui donnent lieu à des lits solides plus rigides (Grundman et Eckstein (G2)). Applicable au "surging" de type I et II où il y a bris du lit solide.
- (I et II) *utilisation de section de compression plus longues et moins drastiques* (Bonner (B1)). Ceci permet de diminuer les contraintes imposées sur le lit solide et d'empêcher son bris dans les cas où le ratio de compression est trop élevé. Également, avec cette géométrie plus progressive, les chances d'obstruction du chenal d'écoulement sont beaucoup moindres. Ce moyen s'applique donc autant au "surging" de type I et II.
- (I,II et III) *abaissement des températures du baril dans la zone de fusion* (Covas et Stevens (C1)). Dans le "surging" de type III, cela rend la fonte autosuffisante sans l'apport d'énergie venant du baril. La longueur de fusion devient alors un paramètre moins important. Pour le " surging " de type I, ce type d'action améliore la qualité de la fonte en abaissant l'épaisseur du film de polymère fondu au dessus du lit solide et la température

moyenne de ce même film. Ces actions conjuguées augmentent alors les contraintes de cisaillement qui brisent les particules solides pouvant se retrouver dans le polymère fondu. De plus, l'espace restreint ainsi créé (épaisseur du film) empêche certaines particules solides de passer dans le fondu, ce qui ajoute à l'action de fonte. Également, la tenue du lit solide est améliorée avec des chances réduites de création de film à l'interface lit solide/vis. Ce dernier point favorise aussi le "surging" de type II.

Une remarque intéressante avec les basses températures de baril utilisées est la meilleure uniformité de température obtenue dans le polymère fondu quittant la zone de fusion. Ceci vient du rapprochement des températures du solide et celle du polymère fondu adjacent.

- (I , II et III) *utilisation de vis barrières afin de séparer le lit solide du fondu et précisailler le polymère.* A cet effet, Rauweendaal (R2) recommande l'utilisation de la vis Maillefer, présentée à la figure 1-7, par rapport aux autres types de vis barrières qui peuvent exister (Dray and Lawrence Screw, Kim Screw, etc...). La vis Maillefer a la particularité de suivre l'évolution normale de la fusion mais en séparant le lit solide du polymère fondu. Le lit solide est simplement contenu et n'est pas comprimé contre le baril (ce qui peut le briser). Il n'y a aucune variation brusque de la géométrie au début et à la fin de la section barrière contrairement aux autres types de vis. Il est clair cependant que la vis Maillefer doit être conçue en tenant compte du profil du lit solide propre au polymère extrudé sans quoi son efficacité peut être considérablement réduite (voir Amellal (A1)). Par contre, le choix de travailler avec une vis Maillefer est entaché par le fait qu'elle offre la pire performance de fusion parmi toute les vis barrières à chenal unique.

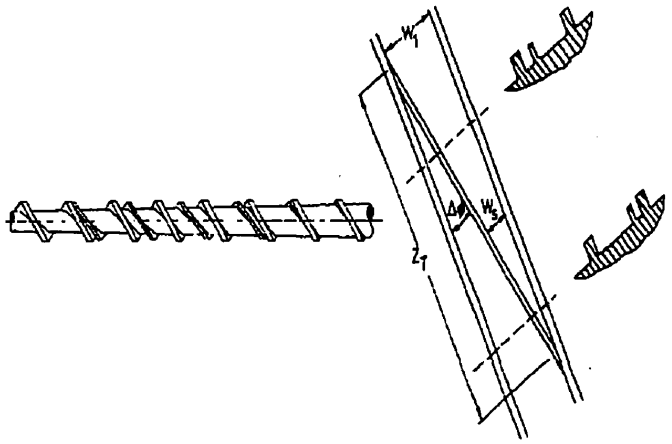


Figure 1-7 Vis Maillefer

Également, Rauwendaal (R2) émet des restrictions quant à l'utilisation de vis barrières à canaux multiples très performantes en fusion, telle une vis Ingen-Housz (voir figure 1-8).

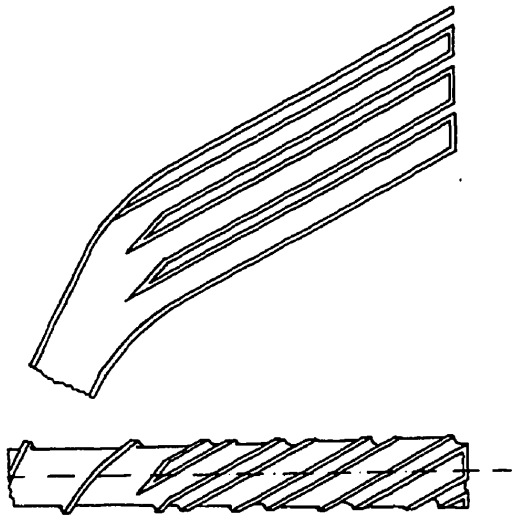


Figure 1-8 Zone de fusion Ingen-Housz

Ce type de vis peut être à l'origine de "surging" en raison du découpage obligatoire du lit solide à l'entrée de la zone de fusion. Lorsque le polymère utilisé forme un lit facilement déformable, il n'y a pas de problèmes et les canaux multiples permettent une fonte très rapide du polymère. Cependant, lorsque le lit solide devient rigide, de grandes pressions doivent se créer à l'entrée des canaux afin de découper le polymère. Ceci peut alors facilement donner lieu à des instabilités.

L'utilisation de vis barrière peut être utile pour le "surging" de type II et très bénéfique pour les "surging" de type I car, en plus d'empêcher le bris du lit solide, elle permet de précisailler le polymère et de détruire les particules solides s'échappant au dessus du filet barrière. De plus, si des dimensions très serrées sont maintenues entre le baril et le filet barrière, il même est possible d'empêcher toute fuite de particules solides vers le canal de polymère fondu. Pour le "surging" de type III, ce type de mesure peut avantageusement empêcher le lit solide de s'étendre et de se rétracter.

- (I et II) *inclinaison du chenal d'écoulement vers le filet passif* (Agassant et al. (A2)) . Ce type de géométrie, présentée à la figure 1-9, est désignée sous le nom de "Cohen Screw".

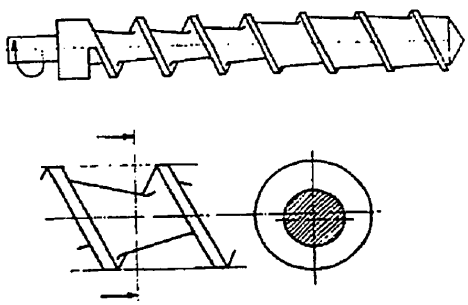


Figure 1-9 Représentation schématique de la vis Cohen

Cette géométrie à l'avantage de contenir le lit solide vers le filet passif ce qui limite beaucoup la rupture de ce dernier. Également, la fusion est accélérée par un effet de "coin", i.e. la pression développée dans la poche de fondu aide à pousser le lit solide vers le baril. Applicable au "surging " de type I et II où il y a bris du lit solide.

- (I et II) *diminuer la longueur de la section d'alimentation* (Maddock (M2)). Cette action a été identifiée par Maddock comme étant très efficace afin d'éliminer les surpressions dans la zone de fusion. Applicable au "surging" de type I et II où il y a bris du lit solide.

Autres causes de "surging"

Récemment, Spalding et al (S1) ont démontré que le "surging" à la fréquence de rotation de la vis peut également prendre son origine dans la zone de transport des solides. Une opération normale de transport comprime continuellement le solide jusqu'à ce que la fusion débute (voir figure 1-10). Pour certaines conditions, et tout dépendant du polymère, il est possible toutefois de rencontrer une décompression du lit solide. C'est la compression et la décompression subite du lit solide qui donne alors lieu au "surging".

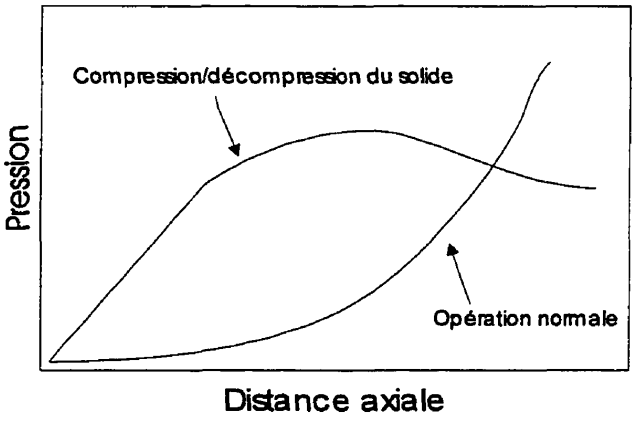


Figure 1-10 Courbes de compression du lit solide

La décompression des solides s'explique par le fait que les forces de friction au baril deviennent insuffisantes pour transporter le lit, un gradient de pression négatif est alors nécessaire pour contrebalancer ce manque. Les polymères les plus susceptibles à ce phénomène sont les polymères dont les courbes de coefficients de friction présentent une forte diminution du frottement lorsque la vitesse et la température augmentent. Ceci s'explique par le fait que la température et la vitesse relative de glissement sont toujours plus élevées au baril qu'à la vis.

Hyun et Spalding (H2) ont corrigé avec succès une extrudeuse manifestant ce genre de problème en changeant la formulation de la résine afin de modifier ses courbes de friction. Une autre méthode également acceptable pourrait être d'abaisser la température du baril et de la trémie dans la première section de l'extrudeuse. Dans le même ordre d'idées, il est possible d'envisager l'utilisation d'un fourreau rainuré qui permet d'augmenter considérablement la friction à l'interface baril/polymère.

1.5.1.3 " surging " basse fréquence

Comme mentionné précédemment, ces types de "surging" se manifestent par des cycles de répétition pouvant dépasser une heure. La plupart des causes de ce défaut sont extérieures à l'extrudeuse telles des variations dans la tension de réseau, des variations dans la pression de l'eau utilisée, des courants d'air soudain, etc...

Cependant, un contrôle inadéquat du procédé d'extrusion peut engendrer ce genre de "surging". A cet effet, Rauwendaal (R1) décrit des variations de température du baril causées par un mauvais ajustement des contrôleurs et/ou à la nature même des contrôleurs. Bien souvent, ces variations de températures à l'interface baril/polymère ne sont pas visibles à cause du grand temps de réponse des thermocouples et du piètre emplacement de ceux-ci qui, fréquemment, se retrouvent assez loin de l'interface. Il est clair que ce qu'il faut éviter ici est le chauffage périodique du baril sur une courte période. Par conséquent, il faut absolument éviter le contrôle "ON/OFF" de la température. Malgré tout, ce type de contrôleur est encore utilisé aujourd'hui dans le monde de l'extrusion surtout pour le contrôle de la ventilation (enlèvement de la chaleur).

Parmi les bonnes consignes à suivre, les "true proportional power controler" sont à favoriser en raison du contrôle continu de la température. Il va sans dire qu'un ajustement des paramètres du contrôleur (règle générale des P-I-D) selon l'extrudeuse, le matériel utilisé et les conditions opératoires est très important sans quoi le meilleur des contrôleurs devient totalement inefficace. C'est le constructeur de l'extrudeuse qui normalement fait en sorte d'avoir de bons

contrôleurs bien réglés, il faut faire affaire avec eux si des problèmes se manifestent à ce niveau.

1.5.1.4 "surging" aléatoire

Klein (K2) rapporte un cas de "surging" où les pressions dans la zone de transport des solides sont très faibles et ne réussissent pas à comprimer le lit solide. Lorsque le lit solide commence à fondre, une partie de celui-ci n'est pas encore sous contraintes, ce qui affecte la performance de fusion. La compression du lit se fera lorsque le solide rencontrera un obstacle suffisant, ce qui se produit généralement dans la section de compression de la vis, où la hauteur du chenal diminue. La nature aléatoire de ces phénomènes dans le transport des solides et la fonte du polymère expliquent alors le "surging" obtenu.

Une solution à ce problème est d'augmenter la profondeur de la section d'alimentation, ce qui aura pour effet d'augmenter le débit et la pression dans les solides (et il y aura alors compactage). Il est aussi possible d'augmenter la pression en tête de vis avec une filière plus restrictive afin de régler ce problème. Un fourreau rainuré peut aussi corriger la situation en facilitant la génération de pression.

Les écoulements non-réguliers dans les trémies peuvent donner lieu à des " surging " aléatoires. La figure 1-11, tirée de Rauwendaal (R3), illustre plusieurs cas possibles d'écoulements.

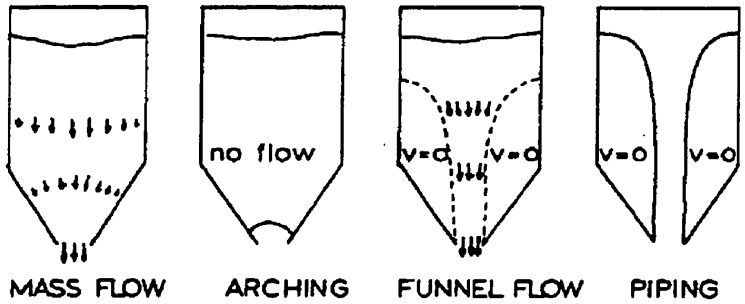


Figure 1-11 Écoulements dans les trémies

Évidemment le "mass flow" est à privilégier au détriment des autres configurations possibles. Le pire cas est le "arching" où le débit est complètement interrompu et qui survient surtout avec des poudres de fine granulométrie. Les zones de vitesses nulles du "piping" et du "funnel flow" peuvent parfois s'effondrer et perturber grandement le débit et causer des fluctuations de températures également. Toutefois, ces types de problèmes peuvent être assez facilement réglés en installant un vibrateur sur la trémie.

Grundman et Eckstein (G2) rapporte un cas où les fluctuations de températures sont très sensibles à la hauteur de remplissage de la trémie. Les mécanismes en causes ne sont pas clairs mais il semble que dans le cas des faibles hauteurs de remplissage, la "tête hydrostatique" développée soit très faible également et ne parvient plus à pousser de la matière régulièrement dans la vis.

Afin d'éviter ce problème, il faut simplement s'assurer que la hauteur de remplissage soit assez élevée et que l'alimentation en matière première soit régulière et dans les mêmes proportions que le débit extrudé afin de maintenir une hauteur de solide constante.

1.5.2 Mélange en extrusion

Le besoin de mélange en extrusion est évident. Beaucoup de problèmes identifiés par l'entreprise peuvent s'expliquer par un mauvais mélange, tel que vu à la section 1.3.3. En considérant les besoins spécifiques de l'entreprise, la présente section traitera surtout du mélange "massique", l'homogénéisation thermique ne sera traitée que très brièvement.

Les principes du mélange, rencontrés en extrusion de thermoplastiques, sont bien expliqués par Rauwendaal (R4) et Ottino et Chella (O1). On peut distinguer deux mécanismes importants qui agissent différemment sur l'action de mélange, soient le mélange distributif et le mélange dispersif. Le mélange distributif fait référence à l'homogénéisation des composants du mélange et de la température à travers la matrice. A cause de la viscosité élevée des polymères, de faibles nombres de Reynolds et de faibles coefficients de diffusivité en résultent. Les écoulements turbulents deviennent impossibles et le transfert de masse, pour être efficace, demande des temps de contact très longs qui risqueraient de dégrader le polymère (O1). Il y a donc une très faible contribution au mélange distributif. Ceci explique grandement la difficulté de mélanger des fluides de haute viscosité comparativement aux autres solutions liquides très fluides qui se mélangent aisément par turbulence et interdiffusion. Par conséquent, les écoulements laminaires, nettement moins efficaces, seront alors responsables du mélange distributif. Ce qui devient important alors est de perturber au maximum l'écoulement du polymère et lui appliquer de grandes déformations. Le suivi des lignes de courants, temps de séjour et taux de déformation devient alors crucial. Cependant, il faut éviter les échauffements locaux qui nuiraient grandement à l'homogénéisation de la température.

Le mélange dispersif, quant à lui, consiste à briser des agglomérats présents dans le polymère à l'aide de contraintes de cisaillement élevées. Ce qui compte alors est de réduire le plus possible la taille des agglomérats qui, souvent, se fait au-delà d'une certaine contrainte critique. Si les écoulements ne sont pas sévères, dans des géométries non-restritives, il ne peut y avoir aucun mélange dispersif, comme c'est le cas sur les extrudeuses de grandes tailles offrant de

grandes surfaces d'écoulement de l'entrée de la vis jusqu'à la sortie de la filière. Dans une publication récente, Rauwendaal (R5) résume bien les qualités d'un écoulement dispersif: forcer tout le débit de polymère à passer plusieurs fois au travers de régions à contraintes élevées (dispersion uniforme) dans un temps suffisamment long pour permettre la dispersion mais assez court pour limiter la dégradation et les pertes de charges. Les écoulements élongationnels sont à favoriser en raison de la plus grande force de rupture des agglomérats qu'ils développent par rapport aux écoulements de cisaillement purs (pour un même taux de déformation).

1.5.2.1 Mélange dans les vis et besoin d'un mélangeur

Les deux types de mélange, dispersif et distributif sont importants en extrusion de PVC. De façon simple, l'extrudeuse doit pouvoir être capable de briser les agglomérats de toute sorte présents dans le PVC jusqu'à un niveau au moins invisible à l'œil nu et également homogénéiser uniformément les constituants dans la matrice.

Le mélange dans le vis d'extrusion a principalement lieu dans le phase liquide, du moment où le polymère fond dans le film au-dessus du lit solide jusqu'à la sortie de la vis. Le mélange dispersif s'effectue surtout dans le film de polymère fondu au-dessus du lit solide et dans l'entrefer compris entre les filets et le baril (voir figure 1-15). L'efficacité du mélange dispersif dans le film dépend largement de son épaisseur. De faibles épaisseurs sont évidemment à favoriser mais en extrusion, il n'est par clair que cette condition soit réalisée. Surtout en considérant que la compression des solides vers le baril, ce qui diminue l'épaisseur du film, peut facilement entraîner l'obstruction de la vis et des fluctuations sérieuses de débit (voir section 1.5.1). Également, même avec de faibles épaisseurs de films, un bon mélange dispersif n'est pas assuré en raison du bris du lit solide vers la fin de la fusion fréquemment observé pour beaucoup de polymères. Si aucun mélangeur dispersif n'est ajouté à la vis, des débris solides infondus pourront facilement se rendre jusqu'à la filière. L'écoulement du polymère au-dessus des filets de la vis offrent de meilleures conditions de mélange dispersif en raison des faibles valeurs de l'entrefer habituellement rencontrées à cet endroit (de l'ordre de $0.01D_b$). Cependant, le débit de matière passant au-dessus du filet ne représente qu'un faible

pourcentage du débit total en sortie de filière et il en résulte un pauvre mélange dispersif. Il faut aussi comprendre que même en favorisant des débits plus élevés au-dessus des filets, l'uniformité du mélange dispersif ne serait pas très bonne. Une couche de polymère se formerait autour du baril et le centre de l'écoulement ne participerait que rarement à l'écoulement au-dessus du filet.

L'action de mélange distributif est principalement déterminée par l'histoire de déformation que subit une particule sur une ligne de courant. Au-dessus du lit solide, les lignes de courant sont assez directes et mènent au canal de polymère fondu. Dans le canal de polymère fondu, le suivi des particules donne lieu à des lignes de courant en spirales de plus en plus développées en s'éloignant du centre de l'écoulement (voir figure 1-15). Ceci est dû à la traînée transversale qui, de ce fait, est le principal mécanisme d'homogénéisation dans l'extrudeuse (O1).

Toutefois, la vis d'extrusion n'est pas un bon mélangeur pour autant. Il y a d'abord la non-uniformité des histoires de déformation qui sont évidentes en considérant le polymère près du baril qui subit beaucoup de recirculation et le polymère près du centre qui en subit beaucoup moins. Également, l'addition de polymère fraîchement fondu tout le long du lit solide peut sérieusement affecter l'uniformité des temps de séjour. Ceci peut s'avérer dramatique dans le cas de débits élevés où les vis d'extrusion sont tout justes assez longues pour assurer une fusion complète. Finalement, la faible réorientation des interfaces, sujet abordé en détails plus loin, nuit considérablement à l'action de mélange de la vis. Avec l'application de déformations, les interfaces deviennent vites parallèles avec la direction de l'écoulement (voir figure 1-12) et on comprend alors pourquoi le mélange devient difficile, surtout pour des écoulements "relativement calmes" rencontrés dans les extrudeuses.

Le besoin d'ajouter des sections de mélange aux vis d'extrusion est maintenant mieux compris. Les éléments de mélange ont pour rôles principaux de redistribuer les lignes de courants, de favoriser une certaine réorientation des interfaces et d'appliquer des déformations au polymère si des régions à hautes contraintes sont intégrées au mélangeur, il est également possible de nettement améliorer le mélange dispersif. L'ajout de tête de mélange et leur modélisation seront abordés à la section 1.5.5. Dans les sections qui suivent, il sera maintenant question de

la quantification des mélanges dispersif et distributif présents dans la vis et dans les têtes de mélange ajoutées.

1.5.2.2 Quantification du mélange distributif

Spencer et Wiley (S2) furent les premiers à associer l'augmentation de l'aire interfaciale entre les composants d'un mélange à la qualité de mélange. Également, ils démontrent que l'augmentation de l'aire interfaciale peut être reliée à la déformation subie par le polymère et l'orientation initiale des éléments d'aire interfaciale (en cisaillement simple):

$$\frac{A}{A_0} = \sqrt{\left(1 - 2\gamma \cdot \cos\alpha_x \cos\alpha_z + \gamma^2 \cdot \cos^2 \alpha_x\right)} \qquad \textbf{(1-3)}$$

Pour de grandes déformations, l'équation 1-3 devient:

$$\frac{A}{A_0} = \left| \cos \alpha_x \right| \cdot \gamma \qquad \textbf{(1-4)}$$

En considérant un mélange dont les éléments d'aire interfaciale sont distribués aléatoirement, on peut démontrer que l'expression 1-4 devient:

$$\frac{A}{A_o} = \frac{\gamma}{2} \qquad \textbf{(1-5)}$$

Ainsi, une bonne indication quantitative du mélange peut être obtenue en calculant la déformation totale subie par le polymère. Une quantité dérivée de l'augmentation de l'aire interfaciale et qui se prête mieux à des mesures expérimentales du mélange est la distance entre les unités répétitives "striation thickness" définie par Mohr et al (M3). Ce concept est illustré à la figure 1-12 (tirée de Tadmor et Gogos (T2)).

$$r = \frac{V}{A/2} \qquad \textbf{(1-6)}$$

Figure 1-12 Représentation schématique de la distance entre les unités répétitives à plusieurs endroits dans un écoulement entre plaques parallèles

Ce concept est tout indiqué pour le calcul du mélange dans les mélangeurs ordonnés, tels les mélangeurs statiques. Toutefois, le "striation thickness" est quand même utilisé pour la mesure du mélange dans beaucoup d'autres appareils de transformation plus aléatoires. L'interprétation de ce genre de mesure ("striation thickness") est alors moins quantitative mais donne de bons résultats quant à la description de l'évolution du mélange. Quelquefois, le nombre d'unités répétitives "striations" est utilisé. Cette quantité est inversement proportionnelle au "striation thickness". En utilisant l'équation 1-5 reliant l'augmentation de l'aire interfaciale à la déformation et l'équation 1-6, il est possible de démontrer que le "striation thickness" est inversement proportionnel à la déformation:

$$r = \frac{2V}{(A/A_0)\cdot A_0} = \frac{(4V/A_0)}{\gamma} \qquad \textbf{(1-7)}$$

Théorie de la réorientation interfaciale

En laissant le polymère se mélanger "de lui-même" dans l'extrudeuse sans perturbation à l'écoulement, les équations précédentes montrent une augmentation linéaire du mélange avec le taux de déformation. Cette dépendance linéaire est due à l'inefficacité du mélange laminaire pur qui, à la longue, aligne les interfaces parallèlement à l'écoulement. Erwin (E2) a démontré,

de façon théorique, qu'une augmentation suivant une loi de puissance est possible en ajoutant des sections de mélange qui induisent une réorientation des interfaces plus favorable au mélange par la suite. Pour une extrudeuse possédant un mélangeur redistribuant aléatoirement les interfaces, l'augmentation de l'aire interfaciale (et donc du mélange) peut s'exprimer ainsi:

$$\begin{aligned} &\textit{Extrudeuse}: \quad \frac{A_1}{A_0} = f\left(\frac{\gamma}{2}\right) \\ &\textit{Mélangeur}: \quad \frac{A_f}{A_1} = f\left(\frac{\gamma}{2}\right) \\ &\textit{Donc} \quad \frac{A_f}{A_0} = \frac{A_1}{A_0} \circ \frac{A_f}{A_1} = \left[f\left(\frac{\gamma}{2}\right)\right]^2 \end{aligned} \tag{1-8}$$

Plus généralement, pour une extrudeuse ayant N-1 mélangeurs et N sections de cisaillement d'intensité γ/N on a:

$$\frac{A_f}{A_0} = \left[f\left(\frac{\gamma}{N}\right)\right]^N \tag{1-9}$$

Les travaux d'Erwin et Mokhtarian (E3) confirment grandement la théorie de la réorientation interfaciale pour expliquer l'efficacité des mélangeurs. Leurs travaux consistent à suivre l'évolution du mélange en fonction de la déformation subie dans une extrudeuse. Pour ce faire, ils utilisent des simulations pseudo-3D et la technique MAC ("Marker and Cell") afin de suivre l'interface de deux fluides utilisés en conditions initiales dans les simulations. Les résultats de leur recherche (voir figure 1-13) démontrent que les mélangeurs agissent en modifiant la pente de la droite reliant l'augmentation de l'aire interfaciale et le niveau de déformation. La modification plus ou moins abrupte de cette pente est une mesure de l'efficacité du mélangeur. Également, ils mettent en évidence que les réorientations interfaciales surviennent aussi bien au début qu'à la fin des sections de mélange.

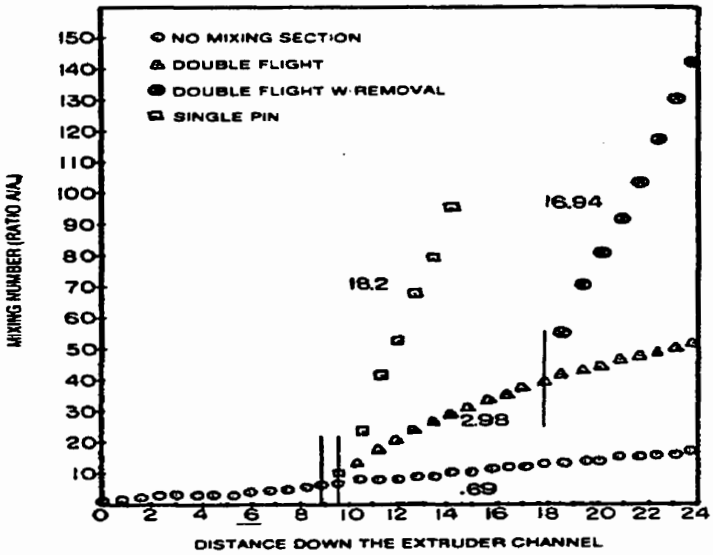


Figure 1-13 Comparaison de l'effet de différentes sections de mélange

Bigio et al (B2) confirment expérimentalement cette fois-ci la théorie de la réorientation interfaciale et les résultats d'Erwin et Mokhtarian en mesurant directement le degré de mélange sur une extrudeuse initialement remplie de deux liquides en fonction de la déformation moyenne subie par le polymère. Ainsi, les changements de pente calculés par Erwin et Mokhtarian peuvent être observé sur la figure 1-14, tiré de Bigio et al:

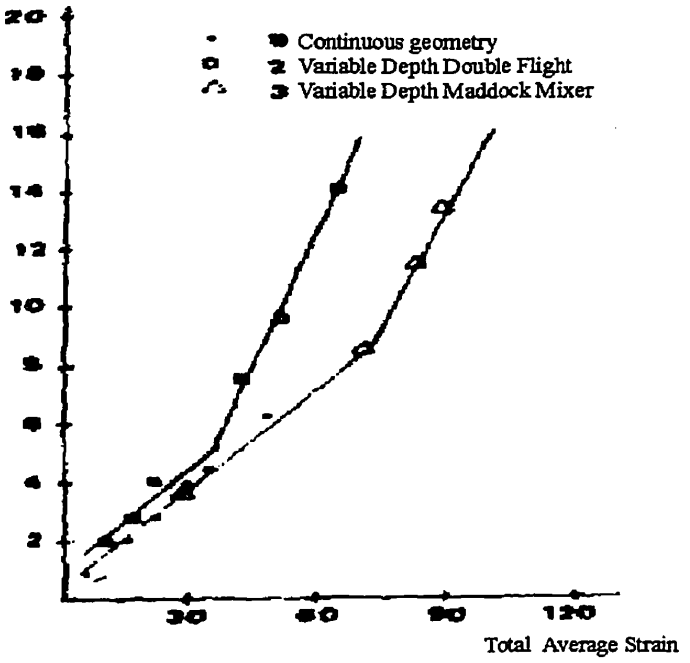


Figure 1-14 Nombre d'unités répétitives vs déformation moyenne totale

Mais plus important encore, les travaux de Bigio et al. démontrent qu'il existe une relation linéaire entre la déformation moyenne totale (γ) subie par le polymère et le niveau de mélange. Ceci était impossible à observer avec les travaux d'Erwin et Mokhtarian car ils fonctionnaient toujours avec les mêmes conditions opératoires. Ainsi, pour trois géométries de vis différentes, avec des cisaillements locaux très différents, la même pente est obtenue entre la mesure du mélange et la déformation totale moyenne (consultez la figure 1-14). Cependant, le calcul de la déformation moyenne totale utilisé est très simple et n'est valide que pour des débits d'extrusion près du débit de traînée (cette condition est satisfaite dans leur travaux). Pour des écoulements plus complexes, un calcul plus complet de la déformation est nécessaire, ceci est l'objet de la prochaine section.

Calcul de la déformation dans les extrudeuses

Le calcul de la déformation totale (γ) en extrusion n'est pas chose facile en raison de la complexité des champs de vitesses rencontrés. Un calcul complet dans le polymère fondu doit tenir compte des écoulements au-dessus du lit solide (Lidor et Tadmor (L1) et Benkreira et al (B3)) et naturellement, de la poche de polymère fondu. Le principe est de suivre une particule à partir du moment où elle quitte le lit solide et d'accumuler la déformation qu'elle subie tout au long de son voyage dans la vis:

$$\gamma = \oint_{\substack{ligne\ de \\ courant}} \dot{\gamma} \cdot dt \qquad \textbf{(1-10)}$$

Un calcul de grande précision de cette intégrale demande une connaissance profonde des champs de vitesses, tel que mentionné précédemment.

Dans les écoulements entre plaques parallèles, tels que rencontrés au-dessus du lit solide et des filets, le calcul de la déformation est très simple en raison des profils de vitesse quasi-linéaires, ainsi on obtient γ par:

$$\gamma = \dot{\gamma} \cdot \left(\frac{l}{v} \right) \qquad \textbf{(1-11)}$$

Benkreira et al (B3) ont utilisé un critère de déformation semblable dans l'étude du mélange dans la zone de fusion en assumant, à priori, un mécanisme de plastification par le filet passif. Les résultats expérimentaux qu'ils obtiennent concordent très bien avec les prédictions du critère de mélange.

Le calcul de γ dans la poche de polymère fondu est plus complexe en raison de la traînée transversale qui génère des lignes de courant en forme de spirale, tel que présenté à la figure 1-15:

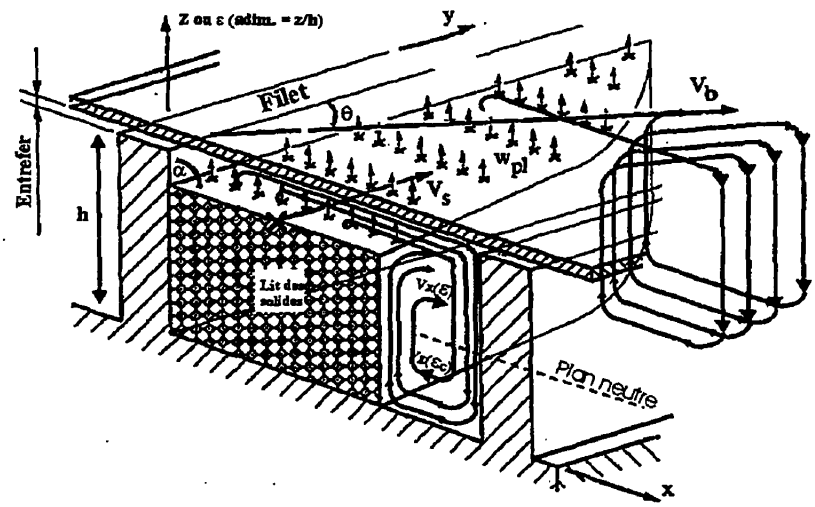


Figure 1-15 Schéma illustrant l'écoulement du polymère dans la poche de polymère fondu

Basé sur un écoulement 2D newtonien et isotherme sans prise en compte de l'écoulement au-dessus du lit solide, McKelvey (M4) a d'abord développé des expressions permettant de calculer le temps de séjour sur ces spirales d'écoulement. Le calcul est assez simple car, dans la mesure où il n'y a qu'un canal de polymère fondu, la "spirale" demeure constante (les distances caractéristiques ε et ε_c ne changent pas). Le développement théorique des temps de séjours sur ces spirales est très bien supporté par les travaux expérimentaux utilisant des traceurs radioactifs de Wolf et White (W2). Ainsi, le temps de séjour est obtenu par (consultez la figure 1-15):

$$t(\varepsilon)=\left[\frac{l}{3V_b\left(1+Q_p/Q_d\right)sin\theta cos\theta}\right]\cdot\left[\frac{3\varepsilon-1+3\cdot\sqrt{1+2\varepsilon-3\varepsilon^2}}{\varepsilon\cdot\left(1-\varepsilon+\sqrt{1+2\varepsilon-3\varepsilon^2}\right)}\right] \qquad \textbf{(1-12)}$$

En multipliant ce temps de séjour par un certain niveau de cisaillement moyen rencontré sur la spirale, plusieurs auteurs ont tenté de décrire la déformation subie sur les lignes de courant de

la figure 1-15 (Mohr et al (M3), McKelvey (M4), Pinto et Tadmor (P1), Kim et Kwon (K3) et Kwon et al (K4)).

Mohr et al propose d'additionner les taux de cisaillement selon les directions x et z dans les portions inférieure et supérieure du plan neutre d'écoulement pondéré par la fraction du temps de séjour passé dans chacune des portions du plan neutre:

$$\begin{aligned}\gamma &= \left(\bar{\dot{\gamma}}_{zx} + \bar{\dot{\gamma}}_{zy}\right)\cdot t(\varepsilon) \\ &= \left[\left\{\bar{\dot{\gamma}}_{zx}(\varepsilon)\cdot Tf + \bar{\dot{\gamma}}_{zx}(\varepsilon_c)\cdot(1-Tf)\right\} + \left\{\bar{\dot{\gamma}}_{zy}(\varepsilon)\cdot Tf + \bar{\dot{\gamma}}_{zy}(\varepsilon_c)\cdot(1-Tf)\right\}\right]\cdot t(\varepsilon) \\ Tf &= \frac{1}{\left(1+\left|\frac{v_x(\varepsilon)}{v_x(\varepsilon_c)}\right|\right)}\end{aligned} \tag{1-13}$$

Cette approche a l'avantage de prendre en compte l'effet de "dé-mélange", mieux expliqué à la figure 1-16, en conservant les signes (±) de $\dot{\gamma}_{zx}$ et. $\dot{\gamma}_{zy}$ Cependant, l'expression finale de la déformation ne tient pas compte des conditions opératoires, ce qui va à l'encontre des évidences expérimentales de l'augmentation de la qualité de mélange avec l'augmentation de la contre-pression. Il n'est donc pas certain que l'action de mélange soit correctement prise en compte par ce modèle. Il faut ajouter à tout cela l'addition séparée de $\dot{\gamma}_{zx}$ et $\dot{\gamma}_{zy}$ qui n'a aucun sens physique.

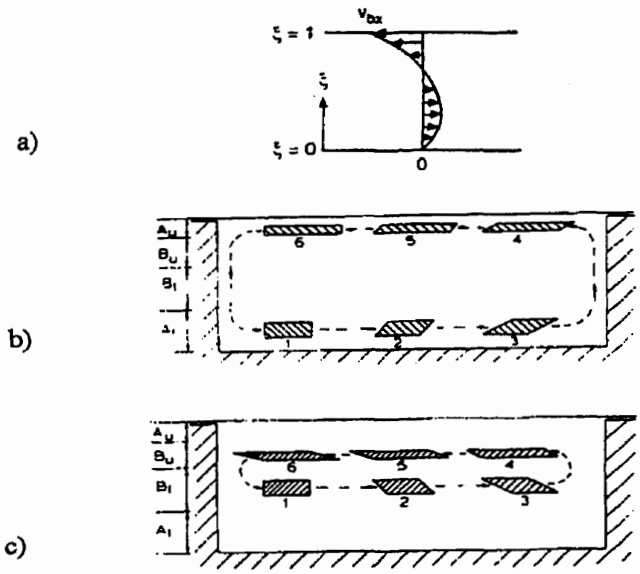


Figure 1-16 Effet de "dé-mélange" en raison du changement de signe dans le taux de cisaillement dans la boucle de recirculation externe (b). La boucle de recirculation interne (c) ne présente pas de "dé-mélange"

McKelvey a légèrement modifié l'approche de Mohr et al en prenant la valeur absolue des composantes $\dot{\gamma}_{zx}$ et $\dot{\gamma}_{zy}$ afin de prendre en compte l'effet des conditions opératoires sur la déformation:

$$\begin{aligned}\gamma &= \left(\bar{\dot{\gamma}}_{zx} + \bar{\dot{\gamma}}_{zy}\right)\cdot t(\varepsilon) \\ &= \left[\left\{\left|\bar{\dot{\gamma}}_{zx}(\varepsilon)\right|\cdot Tf + \left|\bar{\dot{\gamma}}_{zx}(\varepsilon_c)\right|\cdot(1-Tf)\right\} + \left\{\left|\bar{\dot{\gamma}}_{zy}(\varepsilon)\right|\cdot Tf + \left|\bar{\dot{\gamma}}_{zy}(\varepsilon_c)\right|\cdot(1-Tf)\right\}\right]\cdot t(\varepsilon)\end{aligned} \tag{1-14}$$

Les défauts de cette approche sont l'addition des composantes $\dot{\gamma}_{zx}$ et $\dot{\gamma}_{zy}$ qui n'a toujours aucun sens physique et l'absence de calcul du "dé-mélange". Pinto et Tadmor furent les premiers à utiliser le concept de cisaillement généralisé dans le calcul de la déformation:

$$\begin{aligned}\gamma &= \left(\bar{\dot{\gamma}}(\varepsilon)\cdot Tf + \bar{\dot{\gamma}}(\varepsilon_c)\cdot(1-Tf)\right)\cdot t(\varepsilon) \\ &= \left[\left\{\bar{\dot{\gamma}}_{zx}(\varepsilon)^2 + \bar{\dot{\gamma}}_{zy}(\varepsilon)^2\right\}^{\frac{1}{2}}\cdot Tf + \left\{\bar{\dot{\gamma}}_{zx}(\varepsilon_c)^2 + \bar{\dot{\gamma}}_{zy}(\varepsilon_c)^2\right\}^{\frac{1}{2}}\cdot(1-Tf)\right]\cdot t(\varepsilon)\end{aligned} \tag{1-15}$$

Évidemment, l'action de "dé-mélange" est toujours négligée par cette méthode. Kim et Kwon présentent un modèle basé sur le tenseur de déformation de Green dans lequel un certain effet de "dé-mélange" est pris en compte ainsi que l'effet des filets lors du passage des particules de part et d'autre du plan neutre (version 3D). La déformation obtenue prend la forme d'un cisaillement généralisé par composante principale (x et z) dans les portions inférieure et supérieure du plan neutre:

$$\begin{aligned}\gamma &= \left(\bar{\dot{\gamma}}_{zx}^{2} + \bar{\dot{\gamma}}_{zy}^{2}\right)^{1/2}\cdot t(\varepsilon) \\ &= \left[\left\{\bar{\dot{\gamma}}_{zx}(\varepsilon)\cdot Tf + \bar{\dot{\gamma}}_{zy}(\varepsilon_c)\cdot(1-Tf)\right\}^2 + \left\{\bar{\dot{\gamma}}_{zx}(\varepsilon)\cdot Tf + \bar{\dot{\gamma}}_{zy}(\varepsilon_c)\cdot(1-Tf)\right\}^2\right]^{1/2}\cdot t(\varepsilon)\end{aligned} \tag{1-16}$$

Dans leur publication, Kim et Kwon font aussi une comparaison quantitative des modèles présentés précédemment (en 2D). L'analyse de Pinto et Tadmor se compare assez bien avec celle de Kim et Kwon. Pour les analyses de Mohr et al et de McKelvey, de fortes différences sont remarquées. Finalement, Kwon et al dans une publication récente incluent à leur précédent modèle, l'influence du point de départ des particules sur la déformation. A l'aide de cette nouvelle hypothèse, ils mettent également au point un nouveau modèle 2D incluant l'effet des filets et du "dé-mélange". Les équations des modèles ne sont pas présentés ici en raison de la complexité de l'analyse. Une comparaison ancien modèle / nouveau modèle démontre des différences significatives de comportement.

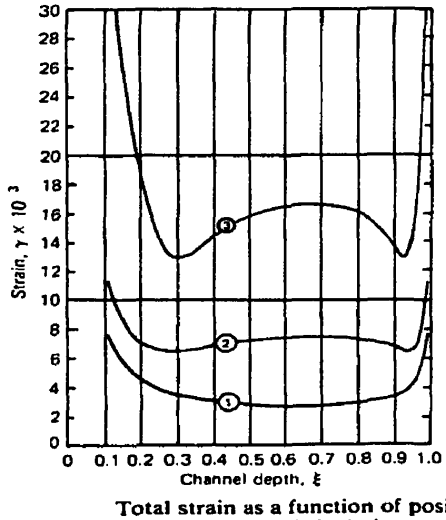
Concept de déformation moyenne

Afin d'avoir une idée de la déformation moyenne subie par le polymère (indication du mélange), il est nécessaire de pondérer correctement les déformations calculées sur les lignes de courant de la figure 1-15. La pondération selon la fraction de débit passant par la ligne de courant est la plus logique, ainsi les déformations accumulées sur des lignes de courant avec un

débit plus élevé compteront davantage que les déformations sur les lignes de courant avec un débit plus faible. Mathématiquement, le calcul de la déformation moyenne se fait comme suit:

$$\bar{\bar{\gamma}} = \int_{section} \gamma \cdot \left(\frac{dQ}{Q}\right)^{*} \tag{1-17}$$

Dans le canal de polymère fondu, Pinto et Tadmor (P1) furent les premiers à appliquer ce concept (appelé WATS: Weighted Average Total Strain) et à l'associer théoriquement à une mesure du degré de mélange. Kim et Kwon (K2) ont eux aussi utilisé ce concept par la suite (pour eux c'est le WADC: Weighted Average Deformation Caracteristic). Évidemment, en moyennant la déformation de la sorte, on néglige toute mesure d'uniformité dans la section d'écoulement. Toutefois, en considérant le canal de polymère fondu uniquement, Pinto et Tadmor et Kim et Kwon ont démontré que la distribution de la déformation sur la section est assez constante pour une très grande plage d'opération, comme en témoigne la figure 1-17.



Total strain as a function of position ξ in a screw channel. Calculations are based on a total axial length of 100 in., channel depth of 0.2 in., and 20° helix angle. Curve 1, $Q_p/Q_d = 0$; curve 2, $Q_p/Q_d = -0.5$; Curve 3, $Q_p/Q_d = -0.75$.

Figure 1-17 Distribution de la déformation sur la section d'écoulement

Bigg et Middleman (B4) ont étudié l'effet du caractère non-newtonien de l'écoulement sur la déformation, telle le WATS. Comme le témoigne la figure 1-18, tirée de leur travaux, une variation de l'indice de la loi de puissance de 0.2 à 1 n'affecte pratiquement pas le calcul de la déformation moyenne.

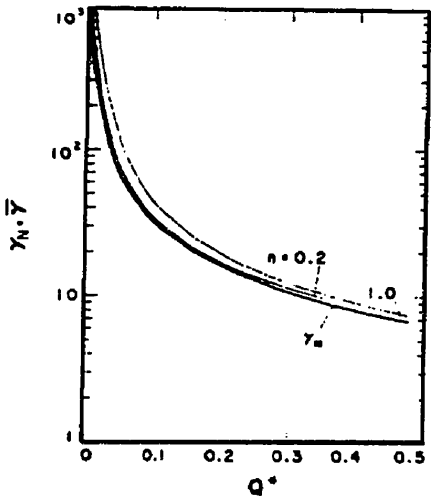


Figure 1-18 WATS en fonction du débit adimensionnel Q* pour n=0.2 et n=1.0

Finalement, mentionnons qu'avec l'utilisation de plus en plus courante de puissants logiciels de simulation, il est possible d'intégrer directement l'équation 1-17 (Michaeli et al (M5)) au lieu d'utiliser des équations intégrées comme le WATS ou le WADC.

Autres calculs du mélange

Le calcul de la déformation moyenne comme indicateur de mélange est intéressant en soi mais possède deux défauts majeurs:

- Le calcul de la déformation moyenne ne peut être relié directement à des paramètres expérimentaux mesurables, une calibration (lien entre une quantité mesurable et la déformation moyenne) est absolument nécessaire;
- L'effet de la réorientation interfaciale ne peut être prise en compte dans ce genre de modèle.

Quelques travaux permettent de calculer des critères de mélange qui ne présentent pas ces inconvénients mais au prix d'une plus grande complexité de calcul. La première méthode est l'utilisation de la technique MAC ("Marker and Cell") permettant le suivi de l'interface entre plusieurs fluides. Un exemple d'utilisation de cette technique a déjà été présenté avec les travaux d'Erwin et Mokhtarian. Chella et Ottino (C2) ont developpé un modèle permettant de calculer l'augmentation de l'aire interfaciale, une quantité plus facilement accessible expérimentalement, basé sur un calcul tensoriel utilisant les caractéristiques cinématiques d'un écoulement dans une cavité rectangulaire dont la paroi supérieure est en mouvement. Ce calcul peut aussi prendre en compte la réorientation interfaciale lors de la rencontre d'obstacles et même l'orientation initiale du matériel à l'entrée de l'extrudeuse. L'analyse du mélange distributif par une approche cinématique (Ottino, O2) peut conduire éventuellement à la description de patrons d'écoulement chaotiques, très efficaces en mélange, en utilisant notamment les *exposants de Lyapunov* tel que décrits par Agassant et Poitou (A3). Ces sujets, relativement nouveaux en mélange, ne seront pas traités plus en détails ici.

Bien que les modèles de Chella et Ottino et d'Erwin et Mokhtarian soient supérieurs en raison du calcul d'une quantité plus facilement mesurable expérimentalement et de la prise en compte de la réorientation interfaciale, il n'en demeure pas moins qu'ils prédisent une augmentation linéaire du mélange avec la déformation. Consultez la figure 1-13 (travaux d'Erwin et Mokhtarian) et la figure 1-19 (travaux de Chella et Ottino).

De plus, il semble qu'il y ait des problèmes avec le niveau de réorientation dans les modèles de Chella et Ottino et d'Erwin et Mokhtarian. Lors de la confrontation expérimentale des travaux d'Erwin et Mokhtarian avec ceux de Bigio et al (B2), le niveau de réorientation simulé était beaucoup trop élevé. Chella et Ottino, pour leur part, considère carrément une redistribution aléatoire des interfaces dans les mélangeurs, ce qui est peut-être bien loin d'être le cas.

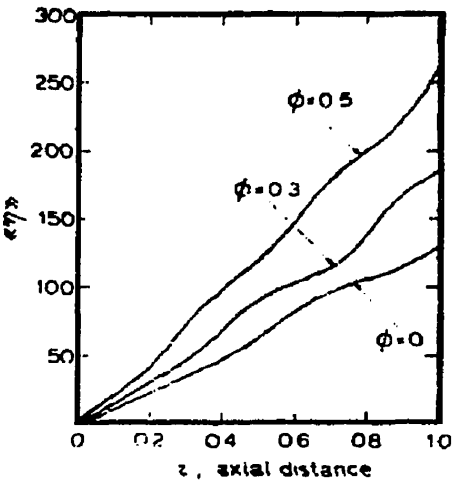


Figure 1-19 Augmentation de l'aire interfaciale en fonction de la distance axiale dans l'extrudeuse

1.5.2.3 Quantification du mélange dispersif

Une revue des principaux et récents modèles de dispersion est présentée par Manas-Zloczower (M6). Apparamment, Manas-Zloczower et son groupe de recherche (M7,H3,M8,M9) sont les seuls à avoir présenté des modèles de dispersion fondamentaux et complets. Un des tous premiers modèles fut mis au point par Manas-Zloczower et al (M7,M8). Les agglomérats sont idéalisés par des ellipsoïdes (voir figure 1-20) et leur bris est prédit par le principe des travaux de Bolens et Colwell (B5) suggérant la rupture des agglomérats lorsque les forces hydrodynamiques de l'écoulement surpassent les forces de cohésion.

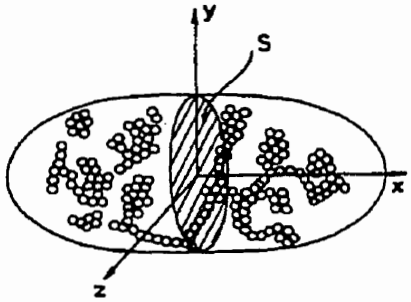


Figure 1-20 Représentation schématique d'un agglomérat

Les forces de cohésion dans les ellipsoïdes sont prédites par l'équation de Rumpf (R6) développée pour des agglomérats isotropes et homogènes formés d'un nombre élevé d'agrégats sphériques entassés aléatoirement:

$$F_c = \frac{9}{8} \cdot \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \right) \cdot \frac{C_0}{d} \cdot S \qquad \textbf{(1-18)}$$

où S est la section centrale de l'agglomérat là où la tension hydrodynamique est maximale;

ε est la fraction volumique de vide de l'agglomérat (porosité);

C_0 est une constante de force représentant la nature des liens de Van der Walls unissant les agrégats;

d est le diamètre des agrégats constituants l'agglomérat.

Les forces hydrodynamiques agissant sur l'axe principal sont calculées par l'analyse de Nir et Acrivos (N2) en considérant la suspension d'une particule axisymétrique dans un fluide newtonien exposé à un taux de cisaillement uniforme:

$$F_h = \chi \mu \dot{\gamma} \pi c^2 \, sin^2 \, \theta \, sin \, \phi \, cos \, \phi \qquad \textbf{(1-19)}$$

où θ et ϕ représentent l'orientation de l'ellipsoïde dans un système de coordonnées sphériques (voir figure 1-21);

$\mu\dot{\gamma}$ représente la contrainte de cisaillement imposée par le fluide;

πc^2 représente l'aire de la section centrale S de l'ellipsoïde;

χ est un paramètre numérique dépendant de la forme de l'agglomérat.

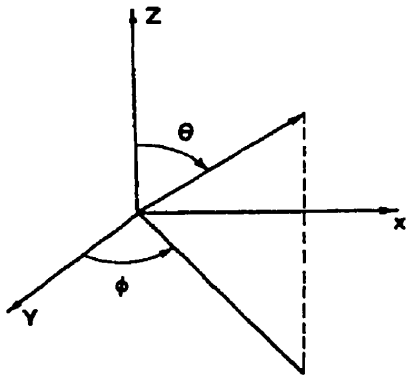


Figure 1-21 Système de coordonnées sphériques

F_h dépend fortement de l'orientation de l'ellipsoïde. Les auteurs assument alors une distribution aléatoire initiale des axes principaux et une analyse cinétique de l'orientation des axes ($\theta(t)$ et $\phi(t)$) basée sur les équations de Zia et al (Z2) développées pour une éllipsoïde dans un champ de cisaillement uniforme:

$$\begin{aligned} \frac{d\theta}{dt} &= b\dot{\gamma}\, sin\,\theta\, cos\,\theta\, sin\,\phi\, cos\,\phi \\ \frac{d\phi}{dt} &= \dot{\gamma}\cdot\frac{r_e^2\, cos^2\,\phi + sin^2\,\phi}{r_e^2+1} \\ b &= \frac{r_e^2-1}{r_e^2+1} \end{aligned} \qquad \textbf{(1-20)}$$

où r_e est le ratio du grand axe et du petit axe de la ellipsoïde;

$\dot{\gamma}$ est le taux de cisaillement du fluide.

Si, pour le temps de résidence du fluide dans le champ de cisaillement, $F_h \geq F_c$ alors il y a rupture de l'agglomérat. Cette condition n'est satisfaite que pour certains intervalles d'orientations initiales. Il est donc possible de définir une fraction d'agglomérats ayant une orientation initiale favorable donnant lieu à des bris de section:

$$W = \int_{\theta_0}^{*} \int_{\phi_0}^{*} f(\theta_0,\phi_0)\, d\theta_0 d\phi_0 \qquad \textbf{(1-21)}$$

où $f(\theta_0,\phi_0)d\theta_0 d\phi_0$ représente la probabilité de trouver un agglomérat avec ses axes principaux orientés à des angles compris entre θ_0 et $\theta_0+d\theta_0$ et ϕ_0 et $\phi_0+d\phi_0$;
θ_0^* et ϕ_0^* est l'intervalle des angles θ et ϕ pour lequel la condition $F_h \geq F_c$ est satisfaite .

La dernière analyse peut ensuite être appliquée à plusieurs particules pénétrant uniformément n'importe quel champ de cisaillement simple, tel que présenté à la figure 1-22. Conséquemment, les auteurs définissent une conversion globale en calculant la fraction des agglomérats dispersés (W) à un certain niveau adimensionnel ε et en pondérant cette fraction par la portion du débit passant au même niveau ε:

$$X = \int_0^1 W(\varepsilon) \cdot \left(\frac{dQ}{Q}\right)^* \qquad \textbf{(1-22)}$$

De cette façon, des temps de séjour très différents selon les couches d'écoulement peuvent être prises en considération. Manas-Zloczower et al (M7) ont appliqué cette analyse dans leur modèle de dispersion des particules de noir de carbone dans un mélangeur de type Banbury. Les résultats expérimentaux semblent appuyer leur travaux.

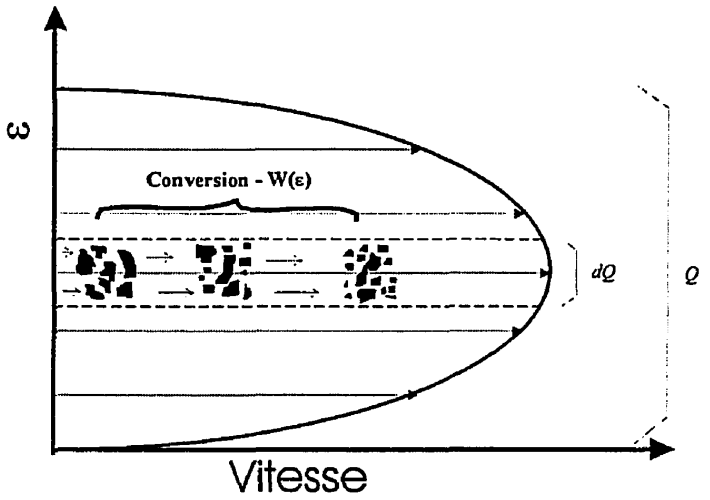


Figure 1-22 Particules pénétrant un champ de cisaillement simple

Manas-Zloczower et Feke (M9) ont étendu le modèle présenté précédemment à l'analyse des écoulements élongationnels et à d'autres types d'écoulements.

Horwatt et al (H3) ont étudié l'effet des hétérogénéité de structure des agglomérats sur les forces de cohésion. Pour ce faire, ils comparent les énergies de rupture d'agglomérats calculées avec deux hypothèses différentes. Pour une fracture donnée de l'agglomérat, dans un écoulement de cisaillement uniforme, la première hypothèse calcule l'énergie de rupture en considérant l'agglomérat comme une sphère équivalente dans laquelle les agrégats sont entassés aléatoirement (modèle de Rumpf (R6)) tandis que la deuxième calcule l'énergie de rupture avec le nombre exact de liens à briser Cette analyse fut appliquée sur cinq structures plus ou moins denses fabriquées à partir d'algorithmes différents. Les agglomérats générés de la sorte sur ordinateur sont présentés à la figure 1-23.

Évidemment, pour les particules très ramifiées comme le type DLA, de fortes différences d'énergie de rupture sont calculées. Pour les particules plus denses et sphériques de type EDEN, les deux méthodes de calcul sont presque équivalentes.

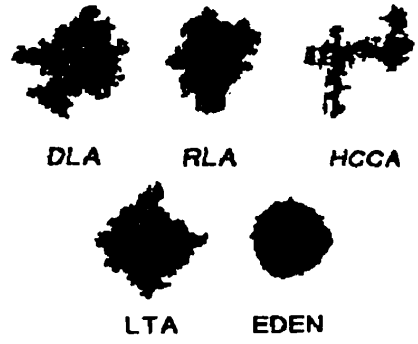


Figure 1-23 Agglomérats générés par ordinateur

À la différence des modèles de Manas-Zloczower et al (M7,M8) cités auparavant, Horwatt et al utilise l'analyse de Bagster et Tomi (B6) afin de modéliser les forces hydrodynamiques de l'écoulement en cisaillement simple. Dans ce modèle, un bilan de forces est effectué sur une sphère imperméable représentant l'agglomérat. Le résultat de ce bilan démontre que les forces en tension et en cisaillement que subit la sphère peuvent être décrites par les équations suivantes:

$$\begin{aligned} T &= 5\mu\dot{\gamma}\, sin|2\theta| \\ Y &= \mu\dot{\gamma}\left|\left(4\, sin^2\theta - cos^2\theta\right) - (15/4)\cdot\left(2 - cos^2\psi_0\right)\right| \end{aligned} \qquad \textbf{(1-23)}$$

où θ et ψ_0 représentent une coupe dans la sphère imperméable tel que décrit à la figure 1-24;

μ et $\dot{\gamma}$ sont respectivement la viscosité et le taux de cisaillement du fluide;

T et Y représente respectivement les forces en tension et en cisaillement que subie la sphère imperméable.

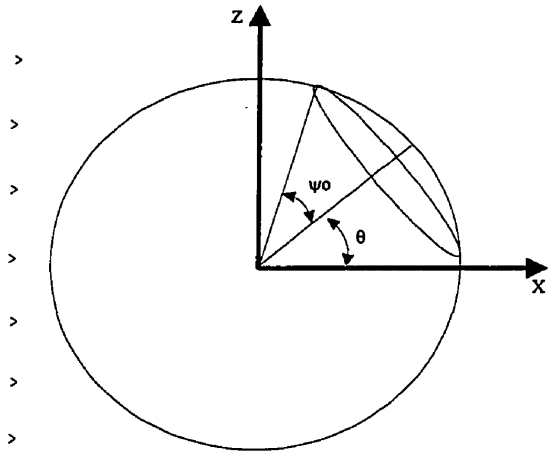


Figure 1-24 Coupe de la sphère imperméable définie par les angles teta et phi zéro

Une analyse détaillée des équations révèlent que les plans de tension maximales sont à $\theta = \pm 45°$ et les plans de cisaillement maximums sont à $\theta = 0^0$ et $\psi_0 = 90^0$. On a alors $T = 5\mu\dot{\gamma}$ et $Y = 8.5\mu\dot{\gamma}$. Ainsi, pour un cisaillement donné, le modèle de Bagster et Tomi permet de calculer les contraintes internes dans l'agglomérat de façon très simple. L'auteur a également démontré que lors de l'analyse, les forces d'inertie peuvent être largement négligées et, par conséquent, la rotation des sphères imperméables n'a aucun impact sur l'équation 1-23.

À part les modèles déjà mis sur pied par le groupe de Manas-Zloczower, bien d'autres modèles de dispersion peuvent être créés "sur mesure" en jumelant une équation de force cohésive et une équation de force hydrodynamique. De plus, il y a la possibilité d'utiliser certains modèles cinétiques de dispersion basés uniquement sur des observations expérimentales. Bien sûr, le choix de l'une ou l'autre de ces équations ou des modèles cinétiques expérimentaux dépend des caractéristiques propres aux systèmes de mélange (taille et structure des agglomérats, nature des écoulements, modes de rupture et ainsi de suite...). Dans le cadre de cette maîtrise, dont l'objet n'est pas d'évaluer les performances réelles de dispersion des mélangeurs ni de caractériser plus à fond le mélange, il ne serait pas intéressant de présenter ici une revue des modèles de cohésion et de comportement hydrodynamique. La mise sur pied d'un nouveau

modèle serait inutile et le résultat ne serait pas plus valide qu'avec l'utilisation des modèles de dispersion déjà existant.

1.5.3 Optimisation des vis

Une première optimisation des vis fondée sur une analyse détaillée des zones phénoménologiques (zone de transport des solides, zone de fusion et zone de pompage) peut être trouvée dans Rauwendaal (R7). L'optimisation effectuée est basée sur un critère de maximisation du débit.

Dans un premier temps, la zone de pompage du polymère fondu est étudiée. L'auteur effectue alors une optimisation simultanée de la hauteur du canal et de l'angle des filets utilisant des modèles d'écoulement croissant en complexité (analyse newtonienne simple avec viscosité évaluée avec une loi de puissance, analyse newtonienne avec correction pour la pseudo-plasticité, analyse 1D avec une loi de puissance et une analyse 2D avec une loi de puissance). En comparant les modèles, l'analyse newtonienne simple semble très comparable avec l'analyse 2D avec une loi de puissance. L'auteur suggère par conséquent d'utiliser les équations de l'analyse newtonienne simple, facile à manipuler, afin de calculer l'angle (θ^*) et la hauteur (h^*) optimum:

$$\begin{aligned} \theta^* &= Arc\,sin\left\{\left(\frac{n}{2n+2}\right)^{1/2} + \left(\frac{pe}{\pi D_b}\right)\cdot\left(\frac{n+2}{4n}\right)\right\} \\ h^* &= \left(\frac{6mV_b^n}{(n+2)g_a\,tan\,\theta^*}\right)^{1/(n+1)} \end{aligned} \qquad \textbf{(1-24)}$$

Les résultats sont intéressants, cependant tous les calculs sont isothermes et la hauteur optimale dépend du gradient de pression g_a qui est, à priori, inconnu.

L'analyse de la zone de fusion est basée sur le modèle de Tadmor classique (T3). Les performances de géométrie des vis sont évaluées en comparant les longueurs de fusion axiales

sur une extrudeuse opérant à débit constant : plus la longueur est petite, meilleure est la géométrie.

Tout d'abord, des angles de vis élevés favorisent la fusion, cependant pour des angles dépassant 30°, les améliorations deviennent non significatives. Le facteur géométrique le plus important est l'utilisation de sections multi-filets qui réduisent significativement la longueur de fusion. L'efficacité de ces sections (surtout à des angles plus grand que 20°) est expliquée par la réduction substantielle de l'épaisseur du film de polymère fondu au dessus du lit solide qui augmente la dissipation visqueuse et, par conséquent, le taux de fusion. Il est théoriquement possible de démontrer que la longueur de fusion est réduite d'un facteur $\sqrt{p}$:

$$L = L(1)/\sqrt{p} \tag{1-25}$$

où p représente le nombre de filets sur la vis d'extrusion.

Il faut cependant être prudent dans l'utilisation de telles sections car le solide doit se séparer en plusieurs canaux occasionnant des surpressions et peut-être du " surging " tel que présenté à la section 1.5.1. L'utilisation de grand ratio de compression de vis (rapport de diamètre du corps de la vis dans la section de pompage avec le diamètre du corps de la vis dans la section d'alimentation) est recommandé en raison de la plus grande surface de solide exposée qui augmente le taux de fusion. Toutefois, il faut être prudent de nouveau afin d'éviter l'obstruction du canal d'écoulement avec des ratios très élevés. Finalement, l'usure de vis dans la section de fusion doit être minimisée en raison de l'augmentation de l'épaisseur du film de polymère fondu qui réduit grandement le taux de fusion.

La zone de transport des solides fut analysée avec la plupart des hypothèses formulées dans le modèle de Darnell et Mol (D1). L'étude de cette zone démontre principalement qu'il existe une hauteur optimale de canal ou encore un angle optimal de filets qui représente en fait, un compromis entre la poussée de solide par tour de vis (qui augmente avec la hauteur et l'angle car le volume déplacé est plus grand et l'effet de la friction des filets est moins prononcé) et la force d'arrêt générée par la pression (qui augmente également avec l'angle et la hauteur car la

section transversale du solide est plus élevée, ce qui génère des forces d'arrêt plus élevées). L'utilisation de barils rainurés peut également être utile en augmentant les coefficients de friction qui entraînent une plus grande poussée de polymère solide dans l'extrudeuse. Enfin, des filets trapézoïdaux (au lieu d'être rectangulaires) peuvent aussi être intéressants en minimisant les surfaces de contacts avec la vis qui freinent le passage du polymère solide. Dans le même ordre d'idées, l'utilisation de filets multiples, qui augmentent la surface de contact avec la vis, est à éviter.

Les conclusions quant à la zone de transport des solides sont intéressantes, mais le calcul des angles optimums semblent très limité par la simplicité des hypothèses utilisées. Le modèle de Darnell et Mol presque utilisé "tel quel" devrait être modifié afin de tenir compte, entre autres, de la dépendance des coefficients de friction et de la densité du solide avec la pression et la température.

Globalement la démarche de Rauwendaal, appliquée à chacune des zones phénoménologiques de la vis, semble correcte et suggère des bonnes directions à suivre mais néglige complètement l'interdépendance des zones entre elles. Pour une optimisation réaliste et sérieuse, la vis doit être considérée dans son ensemble. Par exemple, pour optimiser la zone de pompage, il a été démontré qu'il fallait connaître le gradient de pression ($ga=\Delta P/L$) dans cette section, or quel est-il? En analysant la situation, on s'aperçoit très vite que la longueur (L) dépend largement de la performance de fusion et aussi que le gradient de pression (ga) sera fonction de la filière et de la zone de transport des solides.

Une approche différente pour optimiser la performance, plus terre à terre, consiste à essayer directement une série de conception de vis afin de satisfaire certains critères de qualité d'extrusion ou de moulage par injection. Cette méthode, populaire, offre l'avantage de conclure immédiatement à la plus ou moins bonne performance des vis étudiées toutefois, elles s'avère assez onéreuse en raison des nombreuses conceptions de vis à fabriquer sans compter tout le long travail expérimental à effectuer. De plus, rien ne garantie que la vis optimale identifiée par les expériences représente la meilleure conception possible. D'autres vis, avec des sections

fonctionnelles différentes (tête de mélange, filets barrières, etc...), complètement en dehors des conceptions testées , sont peut être supérieures au rendement de la vis optimale trouvée.

Plusieurs travaux en moulage par injection ont été réalisés dans ce sens. Par exemple, Verbraak et Meijer (V1) ont optimisé des vis de façon à augmenter le mélange distributif et dispersif, la capacité de fonte et l'homogénéité en température du polymère fondu pour des mélanges de polyoléfines (PE et PP). Leur étude utilise 19 conceptions de vis différentes (les vis possèdent des sections amovibles). Les résultats révèlent que le mélange distributif est optimisé par des mélangeurs de type Egan (voir section 1.5.5) et que l'effet de la contrepression sur l'écoulement est négligeable. Quant au mélange dispersif, celui-ci n'est acceptable qu'en utilisant des vis "très chargée" (vis + section Egan + section barrière + section ananas + contrepression). La capacité de fonte, afin d'éviter les granules non fondus dans le moule, est maximisée avec l'utilisation des vis barrières. Enfin, l'homogénéité de la température est optimisée par les faibles vitesses de vis, la contrepression et les vis barrières.

Amano et Utsugi (A4) ont fait une étude similaire avec 4 polymères (PP-PE-ABS-PS) utilisant 12 vis différentes et formulent à peu de choses près, les mêmes conclusions que Verbraak et Meijer quant à la capacité de plastification (ou de fonte) et l'homogénéité de la température.

Furches et Bozzeli (F2) ont effectué des essais avec 6 vis différentes afin d'améliorer le mélange distributif d'un mélange d'ABS et d'un concentré de couleur. Ils ont comparé une vis conventionnelle 3 sections, une vis de dégazage et 4 vis à mélange avec un canal de vis à deux épaisseurs différentes. Les résultats démontrent que l'effet combiné de la contrepression sur l'écoulement et d'une grande épaisseur de canal, donnent un excellent niveau de mélange et que c'est la vis de dégazage qui rempli le mieux ce rôle. Sepe (S3) a étendu cette analyse aux polymères semi-cristallins (PE, PP, POM, Nylon) et arrive aux mêmes conclusions.

En extrusion, Maddock (M2) cherche une conception de vis qui réduit les problèmes de "surging" par surpression dans la zone de fusion (voir section 1.5.1) tout en augmentant sa capacité de production et en minimisant la température du polymère fondu. En ayant testé 11 conceptions de vis différentes, l'auteur présente une vis optimale qui possède une courte section d'alimentation à profondeur élevée, ce qui élimine la surpression du solide. Afin que la

perte de pression dans le solide ne se traduise par en perte de débit et que la température demeure faible, une vis possédant une longue section de pompage à profondeur élevée est recommandée. La perte de performance au niveau de mélange dans la vis (due à une profondeur élevée) est compensée par l'utilisation d'un mélangeur de type Egan (voir section 1.5.5).

En plus des inconvénients mentionnés précédemment, on s'aperçoit vite que de telles études d'optimisation expérimentale des vis sont souvent basées sur une démarche intuitive et qu'elles sont très liées aux procédés, aux matériaux et aux types de problèmes rencontrés. Leurs résultats présentent donc un plus ou moins grand intérêt.

Underwood (U1) a publié un des premiers ouvrages traitant de l'utilisation de méthodes statistiques dans la conception de vis d'extrusion. Pour lui, ce type de méthode qui maximise l'information recueillie et minimise le nombre d'expériences, est destiné à remplacer la démarche expérimentale traditionnelle étudiant un effet à la fois qui présente beaucoup d'inconvénients tel qu'expliqué précédemment. Également, les méthodes statistiques traitant directement des résultats d'extrusion peuvent s'avérer un outil très puissant dans la conception de vis et parfois bien mieux que l'utilisation de modèles théoriques plus ou moins valides dépendamment des applications.

L'auteur élabore dans son article une démarche générale à suivre qui mène à l'optimisation des vis. Il suggère globalement d'utiliser un montage expérimental avec des *vis à sections amovibles* afin d'appliquer avec facilité *un plan expérimental* dont l'analyse permettra de dégager les *meilleures valeurs de géométrie de vis et de conditions opératoires* rencontrant les critères fixés par l'expérimentateur. Les sections amovibles permettent surtout de concevoir une grande variété de vis, ce qui réduit grandement le coût des expériences dictées par le plan expérimental qui, parfois, peuvent utiliser des dizaines de conceptions de vis différentes. Le type de plan expérimental à réaliser dépendra entre autres du genre de relation attendu entre les variables d'entrée (géométrie de la vis et conditions opératoires d'extrusion) et les variables de réponses mesurées. Un plan du $2^{\text{ième}}$ ordre peut, par exemple, tenir compte d'interactions entre les variables d'entrée et évaluer une certaine non-linéarité des variables de réponses. À cet effet, l'auteur recommande les ouvrages de Box et Hunter, encore très pertinents aujourd'hui

(B7). Le choix des variables d'entrée n'est par toujours évident en raison des dizaines de paramètres possibles et des plans de tamisage de variables devraient être utilisés dans ces cas. Les conditions optimales pour la géométrie de vis et les conditions opératoires doivent être recherchées à l'aide des *surfaces de réponses* générées par les modèles mathématiques reliant les variables d'entrées et les variables de sortie découlant de l'analyse du plan expérimental. La recherche de minimum et de maximum sur les surfaces de réponses (valeurs optimales) est facilement effectuée à l'aide d'ordinateurs. Afin de faciliter davantage cette tâche et maximiser la compréhension de la physique, le modèle mathématique doit être le plus simple possible en éliminant les termes non-significatifs. Afin d'appuyer son raisonnement, Underwood donne quelques applications de sa démarche avec l'extrusion de plusieurs matériaux (PVC et PS par exemple).

Marshall et Klein ont réalisé une série de travaux basée sur la démarche d'Underwood (K5-K6-K7-M10-M11) étudiant principalement l'extrusion du LDPE et du PVC plastifié. Un article intéressant (M10) détermine par exemple, la géométrie optimale de vis (longueur de la section d'alimentation, degré de compression, profondeur à la fin de la section de compression et profondeur dans la section de pompage), et certaines conditions opératoires (vitesse de rotation, température moyenne du baril, contrepression) afin de maximiser le débit et la stabilité d'extrusion mesurée par la longueur de vis pour laquelle les fluctuations de températures tombent sous les 20F. L'étude utilise 10 conceptions de vis différentes et un plan expérimental central composite rotatable possédant 79 expériences à réaliser. L'article présente également une excellente discussion des paramètres de régression significatifs permettant une compréhension approfondie des phénomènes physiques en cause.

Un autre travail d'intérêt (K6) traite de la minimisation de la température en sortie de filière dans l'extrusion de PVC plastifié alimenté en fondu. Dans ce cas spécifique, un modèle mathématique complexe génère les données du plan expérimental. Six variables indépendantes furent utilisées (vitesse de rotation, profondeur du canal, longueur de la vis, température du baril, débit, température à l'entrée de l'extrudeuse) dans un plan expérimental composite comprenant un total de 228 simulations à effectuer. La surface de réponse permet de conclure que l'optimum (minimisation de la température de sortie) est obtenu avec une basse température de baril, une basse température d'entrée et une faible longueur de vis.

Plus récemment, Dean et Lightner (D2) ont analysé des problèmes de stabilité d'extrusion dans la production de feuilles de PP chargé avec du talc. Seulement trois variables d'entrées importantes (RPM, température du baril, contrepression) furent étudiées dans un plan expérimental factoriel comprenant 8 essais. Les variables de réponse mesurées sont les variations de la pression en sortie de filière et les variations d'épaisseurs des feuilles produites. L'analyse des résultats montre que toutes les variables sont significatives et qu'il n'existe pas d'interactions entre elles. Ultimement, l'étude démontre que le maintien de la stabilité d'extrusion à plus haut débit (et par conséquent à plus grande vitesse de vis) est possible grâce à l'augmentation simultanée de la contrepression et de la température du baril.

Au niveau de l'optimisation de vis par l'utilisation de logiciels d'extrusion, Potente et son groupe de recherche à l'Université de Paderborn (Allemagne), a développé un logiciel d'extrusion présenté à la section 1.5.4. Un exemple d'optimisation de vis avec l'utilisation de ce logiciel est présenté par Potente et Krell (P2). Le système étudié est une extrusion de PP en films gonflés. Encore une fois, la démarche d'Underwood utilisant des surfaces de réponse est appliquée. Un aspect nouveau cependant est l'utilisation d'une "fonction de qualité globale" qui regroupe toutes les variables de réponses en une seule. À cause du grand nombre de variables d'entrée (9), l'optimisation est effectuée en deux temps avec 2 plans expérimentaux différents. Il faut cependant, mentionner qu'avec l'utilisation d'une telle démarche, l'expérience de l'utilisateur est indispensable afin de valider les résultats des simulations et donner des contraintes physique nécessaire à une bonne optimisation.

Helmy et Parnaby (H4) ont eux aussi mis au point un logiciel intéressant (pour des vis alimentées en fondu) et utilisent par contre une démarche complètement différente de celle proposée par Underwood pour l'optimisation des vis mais tout aussi valable. La méthode mise au point consiste d'abord à spécifier le ou les critères d'optimisation de la vis assorties de plusieurs types de contraintes: contraintes de procédé (débit, pression), contrainte mécanique (couple maximum) ou contrainte de qualité (niveau de mélange, stabilité). Là encore on remarque que certaines connaissances de l'utilisateur sont indispensables. Ensuite, un point de départ pour l'ensemble des variables d'entrées (géométrie de vis et conditions opératoires) est donné et l'optimisation se déroule dans la direction des variables d'entrée favorisant le plus la

"fonction de désirabilité" représentant les critères d'optimisation. En d'autres termes, l'algorithme de la procédure d'optimisation déplace les variables d'entrée de points en points sur la surface de réponse du système jusqu'à ce qu'un maximum de la fonction de désirabilité soit rencontré à l'intérieur des contraintes prescrites. Quelques exemples simples illustrés dans l'article semblent appuyer leur démarche.

1.5.4 Modélisation des vis d'extrusion

Cette section sur la modélisation est cohérente avec les objectifs fixés et également, avec l'utilisation de modèles théoriques au lieu de multiples conceptions de vis trop coûteuses au niveau de l'optimisation. Nous présentons d'abord la modélisation des vis d'extrusion et ensuite l'ajout et la modélisation d'un mélangeur seront discutés à la section 1.5.5.

La modélisation complète de vis n'est pas facile en raison de la complexité des phénomènes rencontrés (écoulements bidimensionnels non-newtoniens et non-isothermes, présence d'une phase liquide et solide, mécanismes de fusion parfois instables et ainsi de suite) et demande de réunir ensemble un modèle provenant de chacune des 3 zones phénoménologiques fondamentales de l'extrudeuse (zone de transport des solides, zone de fusion et zone de pompage). Il existe toute une panoplie de modèles fondamentaux pour chacune des zones phénoménologiques. Il serait trop long de les nommer ici mais une bonne revue est effectuée par Amellal (A1), pages 22, 29 et 34. En jumelant ces modèles ensemble, un très grand nombre de modèles prédictifs de vis d'extrusion pourrait être obtenu. Toutefois le nombre de tels modèles prédictifs complets pour la vis est assez restreint et l'utilisation concrète de ces modèles dans la conception des vis au niveau industriel est loin d'être très répandue. Ceci s'explique en partie par la complexité des modèles globaux générés, un interface usager inadéquat et le manque d'expériences des usagers afin d'analyser et d'interpréter correctement les résultats.

Malgré tout, un grand nombre de chercheurs travaillent en extrusion et plusieurs groupes de recherche ont développé des modèles globaux d'extrusion. À titre d'exemple :

- les travaux pionniers conjoints de Tadmor et Klein (T4), à l'origine des premiers modèles globaux d'extrusions pour les vis conventionnelles;
- le groupe de recherche de John Vlachopoulos de l'Université McMaster qui a mis au point, en collaboration avec la compagnie Polydynamics spécialisée dans les logiciels d'analyse d'écoulements de polymère fondu, un logiciel d'extrusion (M12) simple, rapide et facile d'utilisation permettant de simuler des vis conventionnelles, des vis barrières, des vis à dégazage et même certains éléments de mélange;
- le groupe de recherche de Potente à l'Université de Paderborn qui a mis sur pied, en collaboration avec des industriels, un programme informatique lui aussi simple, rapide, efficace et facile d'utilisation qui permet de simuler des vis de toutes conceptions (incluant, entre autres, des vis barrières, des vis de décompression, des vis à angle variable et des à vis à filets multiples) et même certains accessoires connexes (tels des têtes de mélange). Ce programme (désigné REX) est présenté plus en détails par quelques articles (P3, P4, P5);
- Le groupe de recherche d'Agassant au CEMEF à Sophia-Antipolis (France) qui ont mis au point le logiciel de simulation CEMEXTRUD.
- les travaux de Rauwendaal (Rauwendaal Extrusion Engineering) qui viennent tout juste de mettre sur le marché un logiciel extrusion didactique "ITXtrude" (R8) très simplifié mais accessible à toute personne ayant même une connaissance très limitée des polymères;
- le groupe de recherche de Lafleur à l'École Polytechnique de Montréal qui a développé plusieurs logiciels d'extrusion : le modèle d'Amellal et Lafleur (A1), utilisé dans l'extrusion de vis conventionnelles et barrières, le modèle de Vincelette et Lafleur (V2) conçu pour les vis conventionnelles mais surtout pour une plus grande simplicité d'utilisation sans sacrifier la validité des résultats et finalement le modèle d'Amellal, Schlatter et Lafleur (S4) qui vient raffiner l'analyse de l'écoulement du polymère fondu avec une méthode éléments-finis dans le modèle d'Amellal et Lafleur.

Pour des questions financières, de disponibilité et d'accessibilité à la documentation, seuls les logiciels du groupe de recherche de Lafleur seront utilisés dans le cadre de cette maîtrise. Comme nous le verrons plus loin à la section 3.1.1, le modèle d'Amellal, Schlatter et Lafleur sera finalement retenu et est maintenant décrit plus en détails.

Le modèle d'Amellal, Schlatter et Lafleur comprend 3 zones distinctes: la zone de transport des solides, la zone de fusion et la zone d'écoulement du polymère fondu (qui comprend simultanément la vis et la filière). La zone de transport des solides est modélisée avec une approche Darnell et Mol (D1) classique modifiée en plusieurs points par l'introduction d'une analyse thermique bidimensionnelle du lit solide, par la prise en compte du frottement du lit solide avec les filets et par la dépendance des coefficients de frottement et de la densité du lit avec la pression et la température. Le calcul de la pression et de la température dans cette zone, divisée en un certain nombre d'incréments, est effectué par une méthode de différences finies. Le calcul se termine lorsqu'un film de polymère fondu à l'interface lit solide-baril atteint 5.6 fois la valeur de l'entrefer entre les filets de la vis et le baril (critère de Kacir et Tadmor).

L'analyse de la zone de fusion est basée sur un mécanisme de fonte à 3 zones, tel qu'illustré à la figure 1-25 (tiré d'Amellal et Lafleur (A1)). L'écoulement dans le film de polymère fondu est considéré non-newtonien (loi de Carreau-Yashuda), non-isotherme (convection négligée) et dû seulement à la traînée. Le bilan thermique au sein du solide considère un lit avec une profondeur semie-infinie se réchauffant par conduction uniquement. Enfin, tout le polymère qui fond à l'interface est cisaillé et transféré vers la poche de polymère fondu. Les résultats importants découlant de l'analyse de la zone de fusion sont la prédiction du profil du lit solide, la prédiction des épaisseurs de film et la prédiction du profil du débit de plastification au-dessus du lit solide.

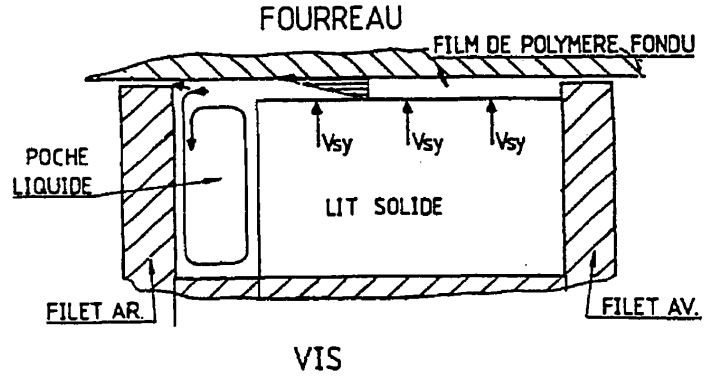


Figure 1-25 Mécanisme de fusion à trois zones

L'écoulement du polymère fondu, du lit solide à la sortie de la filière (soit l'écoulement au-dessus du lit solide, dans la poche de polymère fondu, au-dessus des filets de la vis et dans la filière), est ensuite pris en charge par le modèle éléments-finis de Schlatter. Les équations du modèle sont basées sur les approximations de la lubrification hydrodynamique avec un modèle rhéologique de type Carreau-Yashuda. Les équations de la thermique tiennent compte la convection dans le sens du canal et la conduction qui lui est perpendiculaire. Également, dans la poche de polymère fondu, la convection parallèle aux filets est prise en compte. Les principaux résultats obtenus dans cette sections sont les profils de pression et de température. Pour terminer, Schlatter et Lafleur ont effectué des extrusions de PP qui semblent confirmer la validité de ce modèle.

1.5.5 Ajout et Modélisation du mélangeur

1.5.5.1 Revue des principaux types de mélangeurs

Le choix d'un mélangeur approprié n'est pas évident en considérant la panoplie d'éléments de mélange qui existent actuellement. Une description de plusieurs mélangeurs est présentée dans

les pages qui suivent. La géométrie retenue, en considérant les besoins spécifiques de l'entreprise et le caractère particulier du PVC sera ensuite exploitée plus loin à la section 3.2.1.

Rauwendaal (R4,R9,R10) donne une bonne revue de plusieurs éléments de mélange utilisés industriellement, nous donnerons ici les points importants à retenir pour chacun d'eux. Naturellement, les éléments de mélange seront de nouveau classés selon la fonction dispersive ou distributive qu'ils réalisent.

Mélangeurs distributifs

Dans ce groupe de mélangeurs, on retrouve les mélangeurs statiques et les mélangeurs fixés à la vis. Les mélangeurs statiques n'ont aucun lien mécanique avec la vis et sont nécessairement placés après celle-ci. Il existe une trentaine de modèles commerciaux ce ces appareils. Trois modèles assez couramment utilisés sont présentés à la figure 1-26.

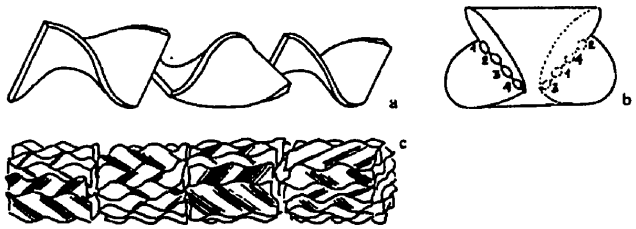


Figure 1-26 Mélangeurs statiques
a) *mélangeur Kenics* b) *mélangeur Ross-ISG* c) *mélangeur Koch*

Les caractéristiques principales et communes à chacune de ces conceptions (Skoblar (S5)) sont:

- La subdivision et la reconstitution répétée de l'écoulement. Ceci donne lieu au mélange "massique" qui peut aisément se quantifier mathématiquement par le nombre de subdivisions que subit le polymère dans le mélangeur;
- L'homogénéisation de la température par un principe de mélange radial. Les mélangeurs sont dessinés de façon à ce qu'il y ait constamment échange de matière entre le polymère avoisinant le baril et le centre de l'écoulement;

- L'application de faibles niveaux de cisaillement et l'utilisation de surfaces d'écoulement assez ouvertes afin de minimiser les pertes de pression et la dégradation appliquée au polymère;

Le principe commun des mélangeurs fixés à la vis est de créer un écoulement permettant un certain niveau de déformation et une réorientation des interfaces. Il est possible de classer les mélangeurs distributifs en 5 catégories, soient les mélangeurs à cavité de transfert (1), les mélangeurs à ergots (2), les mélangeurs à filets ouverts (3), les mélangeurs à épaisseur de canal variable (4) et les mélangeurs à largeur de canal variable (5). Quelques mélangeurs distributifs associés à chacune de ces catégories sont présentés dans la figure 1-27.

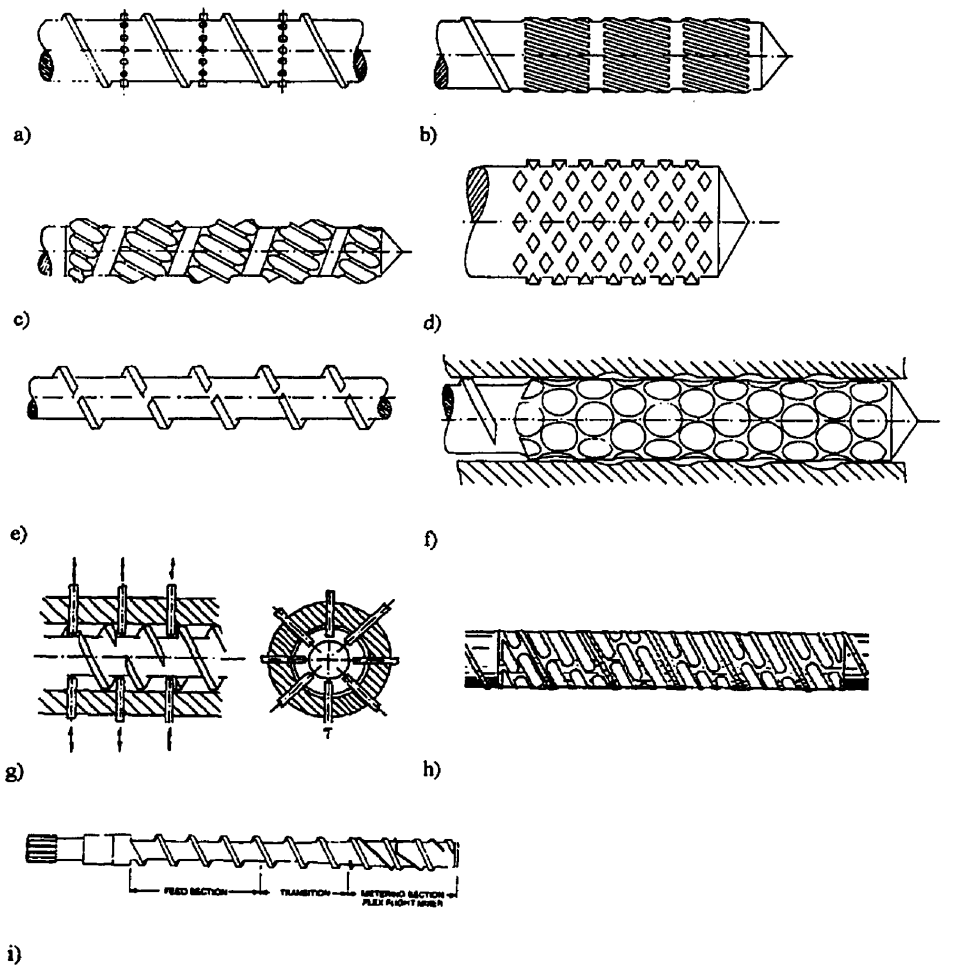


Figure 1-27 Mélangeurs distributifs

a) *mélangeur à ergots* (2) (plusieurs brevets dont le dernier par Kovacs (K8)) b) *mélangeur Dulmage* (3) (brevet par Dow Chemical (D3)) c) *mélangeur Saxton* (3) (brevet par Dupont de Nemours (S6)) d) *mélangeur ananas* (2) e) *mélangeur à filets ouverts* (3) (brevet allemand (B8)) f) *mélangeur à cavités de transfert* (1) (brevet britannique (B9)) g) *mélangeur à baril transpercé* (3) (brevet par Menges et al (M13)) h) *mélangeur "Strata-Blend"* (4) (brevet américain (B10)) i) *mélangeur "Flex-flight"* (5) (brevet américain (B11)).

De façon similaire aux mélangeurs statiques, les perturbations à l'écoulement sont surtout effectuée par une série de subdivision et de recombinaison du polymère aussi, un niveau de cisaillement plus ou moins sévère assure une certaine déformation. Contrairement aux mélangeurs statiques, les subdivisions/recombinaisons se font de façon très désordonnée et la quantification du mélange devient alors beaucoup plus ardue.

Mélangeurs dispersifs

Le but visé par l'utilisation de ces mélangeurs est le bris de particules solides ou de gouttellettes liquides par le passage dans une région à haute contraintes de cisaillement et d'assurer une certaine homogénéité de cette dispersion. Dans tous les cas, le temps que le polymère passe dans la région à haute contrainte est assez courts et représente en fait, un compromis entre un temps minimum pour réaliser la dispersion et la perte de charge combinée à la dégradation thermique que le polymère subit dans l'élément. Tout comme les mélangeurs distributifs, les mélangeurs dispersifs peuvent être regroupés en catégories: mélangeurs dispersifs purs (1), mélangeurs à canaux (2), mélangeurs barrière transverse (3) et les mélangeurs à engrenages planétaires (4). Quelques mélangeurs dispersifs associés à ces différentes catégories sont présentés à la figure 1-28. Une courte description de l'écoulement est donnée pour chacun d'eux.

Mélangeur Union Carbide (2)

Ce mélangeur, popularisé par Maddock (M2) et inventé par LeRoy (L2), peut être divisé en un certain nombre de paires de canaux d'entrée et de sortie. Dans chacune des paires, le polymère est forcé de passer par-dessus un filet barrière (zone hachurée). L'épaisseur des canaux est constante sur toute la longueur.

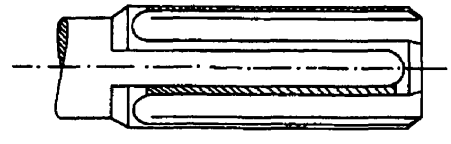
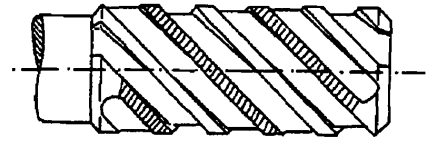


Figure 1-28 Mélangeurs dispersifs

Mélangeur Egan (2)

Ce mélangeur, inventé par Gregory et Street (G3), est aussi connu sous le nom de "twisted Maddock". Le principe est le même que le mélangeur Union Carbide mais les canaux sont inclinés à un certain angle et également, la profondeur des rainures est variable et diminue constamment dans le canal d'entrée (c'est l'inverse pour le canal de sortie).



Mélangeur Dray (2) (D4)

Ce mélangeur est semblable au mélangeur Egan avec une diminution progressive de la largeur du canal d'entrée (l'inverse pour le canal de sortie). Un point important: le canal de sortie n'est pas fermée et du polymère peut passer directement dans celui-ci sans passer dans le filet barrière.

L'anneau d'étranglement (1)

Le polymère passe tout simplement dans l'entrefer compris entre l'anneau et la surface du baril.

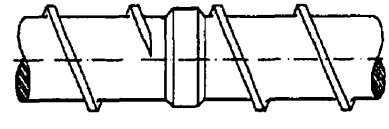
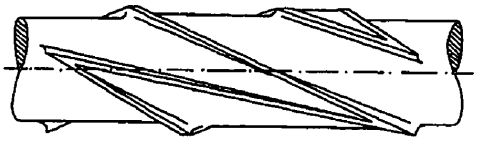


Figure 1-28 Mélangeurs dispersifs (suite)

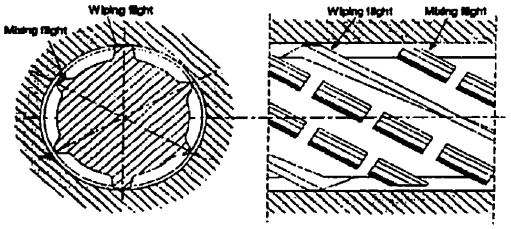
Mélangeur Zorro (2)

Mélangeur semblable au mélangeur Dray sans que le canal de sortie soit ouvert à l'écoulement. Ce mélangeur fut présenté dans une publication de Rauwendaal (R2). L'épaisseur des canaux est variable dans ce mélangeur.



Mélangeur Maddock multi-filets (2) (haut) et mélangeur multi-filets multi-fonctionnels (2)(bas)

Ces mélangeurs de conception récente sont présentés par Rauwendaal et al (R5). Le mélangeur Maddock multi-filets utilise plusieurs filets barrières au lieu d'un seul. Les filets barrières possèdent des ouvertures et des arètes très progressives. Dans le mélangeur multi-filets multi-fonctionnel, les zones hachurée représentent également un filet barrière très progressif. Pour le reste des filets, la transition est abrupte sauf pour les ouvertures placés au centre de ceux-ci. Bien que dans tout mélange dispersif un certain mélange distributif s'effectue, les deux éléments présentés ici semblent offrir une qualité de mélange distributif supérieure en raison des ouvertures placés dans les filets.



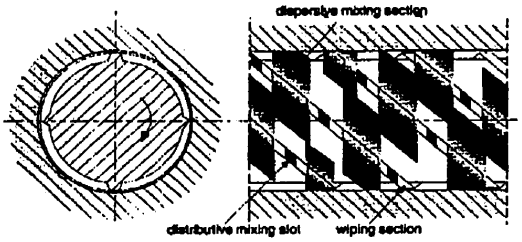
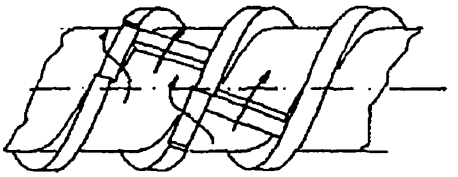


Figure 1-28 Mélangeurs dispersifs (suite)

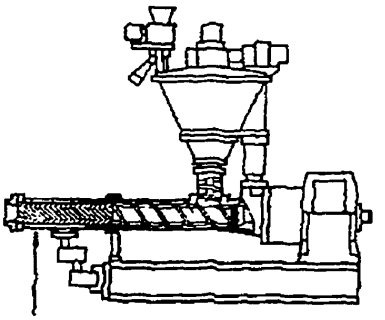
Mélangeur EKV (3)

Ce mélangeur fut mis au point pas Werner-Pfleiderer (S7). Contrairement aux mélangeurs à canaux, la section barrière est placée directement en travers du canal d'écoulement.



Mélangeur à engrenages planétaire (4)

Un des premiers à concevoir ce système est Wittrock (H5) en 1961 spécifiquement pour les besoins du PVC. Le mélange dispersif est assuré par le roulement des engrenages planétaires qui "écrasent" le polymère fondu contre une très grande surface de contact définie par le couplage très serré de l'engrenage central, le baril et les engrenages planétaires. Les taux de cisaillement rencontrés sont faibles. Ce mélangeur possède aussi une très bonne qualité de mélange distributif en raison des mouvements de polymère induits dans ce genre de mélangeur.



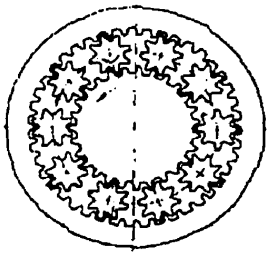


Figure 1-28 Mélangeurs dispersifs (suite)

Une revue des équipements de mélange dispersif serait incomplète sans parler du rôle des vis barrières. Bien que ces vis soient conçues d'abord et avant tout pour promouvoir la fusion du polymère, le faible entrefer entre le filet barrière et le baril (voir figure 1-29) permet de réaliser un certain mélange dispersif, tel que brièvement discuté à la section 1.5.2.1 et à la section 1.5.1.2

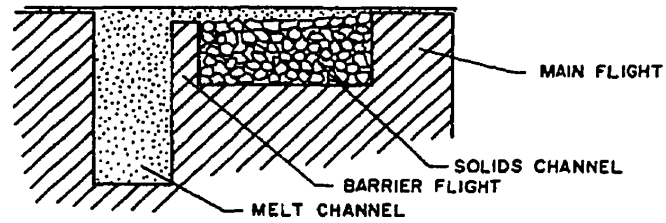


Figure 1-29 Schéma illustrant une coupe de la vis barrière

Une vis barrière très particulière est présentée à la figure 1-30. Cette vis, inventée par Kruder (K9), possède un double canal ondulé fort intéressant pour le mélange dispersif en raison des nombreux passages du polymère de part et d'autre du filet barrière.

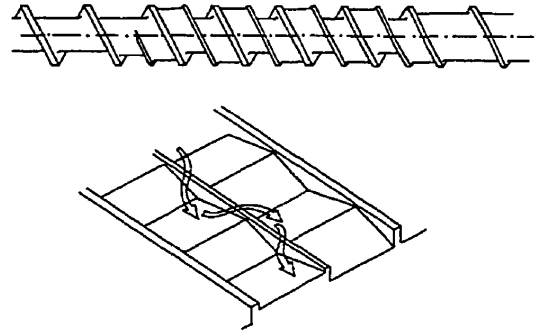


Figure 1-30 Vis à double canal ondulé

Évaluation des mélangeurs

Il n'est pas du tout évident de classer et d'évaluer chacun des éléments de mélange énumérés auparavant. Le meilleur mélangeur à utiliser dépend beaucoup des utilisations et parfois, même le caractère distributif ou dispersif d'une section de mélange est remis en question (E4,H6,G4,R11). Ainsi Esseghir et al (E4) et Herridge et al (H6), en comparant expérimentalement plusieurs types de mélangeurs lors de la fabrication de mélanges polymère, concluent que le choix d'un mélangeur dépend du ratio de viscosité des phases, de la composition du mélange et des conditions d'opération du mélangeur. Esseghir et al démontrent

même qu'une section de mélange ananas, qui est pourtant reconnue pour être un mélangeur distributif, disperse mieux un mélange 75%PE/25%PS qu'un mélangeur Egan, précédemment classé mélangeur dispersif. L'auteur explique ce fait par les multiples événements de subdivision et de recombinaison faisant intervenir des contraintes élongationnelles présents dans le mélangeur ananas par opposition au mélangeur Egan qui possède qu'un seul sévère événement dispersif. Pour leur part, Rios et al (R11), dans une étude de mélange distributif seulement (extrusion de produits déjà dispersé "masterbatch"), arrive à la conclusion que le mélangeur Egan (mélangeur dispersif) est aussi bon qu'un mélangeur ananas qui lui a été conçu pour cette utilisation.

En faisant abstraction des performances réelles de mélange, Rauwendaal (R9) a classifié les mélangeurs dispersifs et distributifs (voir les tableaux 1-4 et 1-5) avec des critères différents basé sur des analyses du "design", tels la capacité de pompage, la présence de points morts, le coût, et ainsi de suite. En l'absence d'expérimentations avec les mélangeurs présentés précédemment, l'utilisation des critères de Rauwendaal devient fort intéressant.

Tableau 1-4 Comparaison des différents mélangeurs distributifs présentés à la figure 1.27[a]

Type de Mélangeur	Perte de Pression	Points morts	Balayage du Baril	Facilité d'utilisation	Coût de fabrication	Déformation totale	Séparation/ Réorien
Mélangeur à ergots	-	+	o	+	++	-	+
Mélangeur Dulmage	+	-	-	+	+	+	++
Mélangeur Saxton	+	-	++	+	+	+	++
Mélangeur Ananas	-	-	o	+	+	+	++
Mél. à filets ouverts	+	-	+	+	++	+	o
Mel à cavités de transfert	--	o	-	--	--	+	++
Mel. "Strata-Blend"	+	o	+	+	o	o	-
Mél. "Flex-Flight"	+	-	+	+	o	o	+

[a]Légende: ++ = très bon; + = bon; o = neutre; - = faible; -- = très faible.

Tableau 1-5 Comparaison des différents mélangeurs dispersifs présentés à la figure 1-28[a]

Type de Mélangeur	Perte de Pression	Points morts	Balayage du Baril	Facilité d'utilisation	Coût de fabrication	Uniformité du mélange
Anneau d'étranglement	--	o	-	+	+	-
Mélangeur Egan	-	++	++	+	+	++
Mélangeur UC	-	-	++	+	+	++
Mélangeur Dray	-	+	+	+	+	-
Mélangeur Zorro	++	++	++	+	-	++
Mélangeur EKV	--	--	+	+	+	+
Mélangeur planétaire	o	++	++	+	-	++

[a]Même légende qu'au tableau 1-4.

À la lumière des derniers paragraphes, le choix d'un mélangeur doit donc se réaliser en considérant les besoins spécifiques du mélange, de la matière à extruder, des conditions d'opérations et de la conception mécanique. Chez l'entreprise, les besoins de mélange sont énumérés à la section 1.3. Le choix du mélangeur approprié sera discuté à la section 3.2.1.

1.5.5.2 Modélisation du mélangeur

Dans les paragraphes qui suivent, il sera uniquement question de la modélisation du mélangeur choisi pour l'entreprise afin d'éviter une longue revue de l'ensemble des modèles de mélangeurs qui existent. Le mélangeur retenu est le mélangeur Egan aussi communément appelé mélangeur Maddock.

Plusieurs auteurs ont contribué à l'analyse théorique des écoulements dans les mélangeurs de type Egan. Nous présenterons ici les principaux travaux effectués dans un ordre croissant en complexité. Afin de permettre une meilleure compréhension dans les pages qui viennent, nous débutons d'abord cette section avec un schéma simplifié du mélangeur Egan, illustré à la figure 3-9.

Tadmor et Klein (T5) furent les premiers à analyser l'écoulement dans ce mélangeur. Ils ont mis au point un modèle analytique qui permet de calculer la perte de pression dans le mélangeur selon la géométrie utilisée et les conditions opératoires. L'écoulement du polymère fondu est modélisé par les équations newtoniennes entre plaques parallèles (équation 1-26) corrigées par des multiplicateurs (Fp et Fd) qui tiennent compte de la présence des parois. L'effet de la température n'est pas pris en compte. Deux viscosités évaluées avec la loi de puissance avec un taux de cisaillement moyen, sont utilisées selon un écoulement dans les canaux ou au-dessus du filet barrière. Malheureusement, aucune expérience permet de valider les équations.

$$Q = \frac{\pi D_b (N/60) wh \sin\theta}{2} \cdot F_D - \frac{wh^3}{12\mu} \cdot \frac{\Delta P}{\Delta Z} \cdot F_P \qquad \textbf{(1-26)}$$

Rauwendaal (R12) fait une modélisation très similaire à celle effectuée par Tadmor et Klein mais davantage simplifiée afin de voir plus directement l'effet de la géométrie et des variables opératoires sur la perte de pression dans le mélangeur. Un point intéressant : la question du mélange dispersif est abordée. Ce type de mélange est favorisé par des faibles valeurs de l'entrefer qui augmentent les contraintes de cisaillement (qui doivent êtres plus élevées que la contrainte critique des agglomérats) et par des valeurs élevées de la largeur du filet qui doivent imposer un temps de séjour minimum pour briser les agglomérats. Évidement, ceci à pour conséquences d'augmenter drastiquement la perte de pression. Une certaine optimisation du mélangeur est alors effectuée en tenant compte du mélange dispersif et de la minimisation de la perte de pression. Cinq dimensions clefs sont à surveiller : l'angle du mélangeur, le nombre de paires de canaux, la longueur du mélangeur et la largeur et la profondeur du filet barrière.

Elbirli et al.(E5) prolongent ensuite les travaux de Tadmor et Klein aux fluides non-newtoniens et non-isothermes. Ils proposent alors une solution détaillée de l'écoulement en résolvant simultanément les équations de continuité, de quantité de mouvement (équation 1-27) et d'énergie couplées aux bilans de masse tenant compte de la perte de matière graduelle dans le canal d'entrée pour se retrouver dans le canal de sortie.

Equation de Continuité

$$\frac{\partial v_x}{\partial x}+\frac{\partial v_y}{\partial y}+\frac{\partial v_z}{\partial z}=0$$

Bilan de Quantité de Mouvement

$$\frac{\partial P}{\partial x}=\frac{\partial}{\partial y}\left(\mu\frac{\partial v_x}{\partial y}\right) \quad et \quad \frac{\partial P}{\partial z}=\frac{\partial}{\partial y}\left(\mu\frac{\partial v_z}{\partial y}\right)$$

Equation d' énergie **(1-27)**

$$k_f\frac{\partial^2 T}{\partial y^2}+\mu\left\{\left(\frac{\partial v_x}{\partial y}\right)^2+\left(\frac{\partial v_z}{\partial y}\right)^2\right\}=0$$

Rhéologie

$$\mu=m_0 EXP\{b(T_r-T)\}\cdot\left\{\left(\frac{\partial v_x}{\partial y}\right)^2+\left(\frac{\partial v_z}{\partial y}\right)^2\right\}^{\frac{n-1}{2}}$$

Leurs travaux sont appuyés par une validation expérimentale du modèle au niveau des gradients de pressions transversaux cependant, aucune données de température n'est recueillie. Se juxtapose au modèle un critère de mélange distributif évalué par le calcul de la déformation moyenne totale que subit le polymère dans son passage dans le mélangeur. Le niveau de mélange prédit est alors vérifié par des extractions à froid de la vis. Les expériences confirment le modèle quant à l'évolution du mélange dans les canaux seulement mais toutefois n'explique pas la réorganisation majeure de l'écoulement qui se produit lors du passage au-dessus des filets. Tel que présenté à la section 1.5.2.2, ceci est lié à une certaine réorientation des interfaces.

Tadmor et al. (T6) ont mis au point dans les années 70, la méthode d'analyse de l'écoulement en réseau ("FAN method", Flow-Analysis Network) qui sera ensuite reprise par plusieurs auteurs au niveau du mélangeur Egan. Globalement, elle permet l'analyse de géométries complexes avec un écoulement bidimensionnel non-newtonien isotherme. Plus précisément maintenant, la méthode consiste à appliquer le concept de la lubrification hydrodynamique sur des éléments individuels formant une surface d'écoulement complexe. Également, le fluide est considéré incompressible et l'écoulement en régime permanent. Les équations résultantes (équations de Hele-Shaw) appliquées à chaque élément sont présentées ci-dessous:

$$q_x = \frac{1}{12} \cdot \frac{\partial P}{\partial x} \cdot \frac{h(x,y)^3}{\mu}$$
$$q_y = \frac{1}{12} \cdot \frac{\partial P}{\partial y} \cdot \frac{h(x,y)^3}{\mu} \qquad \textbf{(1-28)}$$

Le profil de hauteur h (x,y) et la viscosité sont connues pour des fluides newtoniens. Des bilans de masse appliqués à toutes les cellules permettent de bâtir un système d'équations linéaires en pression. Une fois le système solutionné, le profil de pression et le profil de débit, sont obtenus. Pour des fluides non-newtoniens une reformulation de l'équation 1-28 est nécessaire basée sur l'utilisation d'une viscosité newtonienne équivalente (i.e. une viscosité unique qui donne la même perte de pression pour un débit et une géométrie donnés qu'un fluide non-newtonien). Avec cette reformulation, une solution itérative des profils de pressions est alors nécessaire.

Han et Lee (H7) ont modélisé le mélangeur Egan avec une méthode FAN isotherme modifiée pour tenir compte de l'écoulement de traînée. De plus, le caractère non-newtonien du polymère est pris en compte par l'utilisation d'une viscosité newtonienne évaluée par une loi de puissance avec un taux de cisaillement moyen. Ceci est très différent du principe utilisé par Tadmor et al. mais permet de simplifier les calculs. Une comparaison du modèle avec des résultats expérimentaux au niveau des gradients de pression transversaux et longitudinaux, confirme la validité de cette démarche FAN simplifiée.

Wang et Tsay (W3) ont développé, pour leur part, une méthode FAN améliorée par rapport à celle de Tadmor et al. en prenant en compte plus adéquatement l'aspect non-newtonien de l'écoulement. L'analyse est alors plus complexe mais la comparaison des simulations avec les résultats de Han et Lee démontre que cette méthode est mieux adaptée.

De leur côté, Sébastian, Kiani et Rakos (S8,K10) ont mis au point une méthode éléments-finis trois dimensions non-newtonienne et non-isotherme beaucoup plus complexe mais qui offre de nombreux avantages. En plus de la prédiction des profils de pression, il est alors possible de faire un suivi des lignes d'écoulement donnant ainsi accès à une foule de paramètres permettant de décrire le mélange dispersif et distributif tels : les temps de séjour, les histoires de déformations, les histoires de contraintes, le nombre de passes dans la section barrière et ainsi

de suite. L'article de Kiani et al (K10) présente une évaluation des performances du mélangeur Egan basé sur ces critères. Les auteurs concluent alors que le mélangeur Egan n'est pas un très bon mélangeur distributif malgré la confirmation théorique (par le biais de simulation) du mécanisme de mélange observé par Elbirli et al (E5). Par contre, un excellent mélange dispersif et une bonne homogénisation thermique sont possibles en optant pour les géométries du mélangeur qui maximisent le nombre de passes au-dessus du filet barrière.

Pour terminer, il faut mentionner les travaux récents de Rauwendall en collaboration avec le Madison Group (R5), qui ont modélisé de nouveaux mélangeurs (voir section 1.5.5.1) avec une méthode éléments-frontière. Les avantages de cette méthode sont à peu près les mêmes que la méthode développée par Sebastian, Kiami et Rakos.

CHAPITRE 2
CARACTÉRISATION DES PVC

Les données de la caractérisation sont fondamentales à tout modèle d'écoulement. Un modèle aura beau être très sophistiqué et complexe mais la qualité des résultats générés dépendra toujours fortement de la qualité de la caractérisation. Souvent, il est cité qu'un modèle ne peut pas être plus précis que les variables physiques du polymère utilisé. On comprends alors toute l'importance d'une bonne caractérisation des PVC utilisés chez l'entreprise.

Les propriétés physiques à déterminer, nécessaires aux modèle d'écoulements, sont présentées au tableau 2-1. Après une description des types de PVC caractérisés, chacune des propriétés ainsi que les résultats obtenus seront discutés plus en détails. Afin d'éviter de longs développements sur l'estimation de l'incertitude des résultats pour chaque propriété physique, une incertitude globale de l'ordre de 10% peut être considérée sur l'ensemble des modèle lissés dans la caractérisation.

Tableau 2-1 Propriétés physiques des PVC à déterminer

Densité des solides dans les 1er tours de l'extrudeuse en fonction de la température et de la pression	$\rho_s(T,P)$
Densité du PVC fondu en fonction de la température et de la pression	$\rho_f(T,P)$
Conductibilité thermique des solides dans les 1er tours de l'extrudeuse en fonction de la température et de la pression	$k_s(T,P)$
Conductibilité thermique du PVC fondu en fonction de la température et de la pression	$k_f(T,P)$
Capacité calorifique des solides dans les 1er tours de l'extrudeuse en fonction de la température et de la pression	$C_{ps}(T,P)$
Capacité calorifique du PVC fondu en fonction de la température et de la pression	$C_{pf}(T,P)$
Température de transition (en vue d'obtenir la température d'écoulement $\approx T_g + 60°C$)	T_g
Enthalpie de fusion du PVC	ΔH_f
Coefficients de friction au baril et à la vis en fonction de la température et de la pression	$f_s(T,P)$ et $f_b(T,P)$
Rhéologie du PVC fondu (viscosité en fonction du taux de cisaillement et de la température)	$\mu(\dot{\gamma},T)$

2.1 Choix des PVC caractérisés

Il existe une grande diversité de matière première extrudée chez l'entreprise. Tel que mentionné dans l'introduction, il y d'abord le PVC recyclé et le PVC vierge mais également il y a tous les mélanges possibles de ces matériels avec des pigments qui donnent la couleur voulue aux bandes de chant. Dans notre étude, cinq matériels furent sélectionnés (dans un souci de confidentialité, les formulations complètes des PVC ne sont volontairement pas exposés en détails):

- *Le PVC 7167, fourni par Synergistics et stabilisé à l'étain, avec 3.5% d'un pigment blanc.* Ce PVC est utilisé régulièrement chez l'entreprise;

- *Le PVC 3603, fourni par Georgia Gulf et stabilisé à l'étain, avec 3.5% d'un pigment blanc.* Ce composé est l'équivalent du composé 7167 mais est utilisé par une autre usine de l'entreprise située en Caroline du Nord, d'où son intérêt;.
- *Le PVC 715M, également fourni par Synergistics mais stabilisé au plomb, avec 3.5% d'un pigment blanc.* Ce PVC servira à établir les différences entre un composé stabilisé au plomb (composé utilisé depuis plusieurs années et dont l'utilisation doit cesser dans les plus brefs délais) et un composé stabilisé à l'étain (nouveau composé aujourd'hui utilisé en production);
- *Le PVC 7167 avec un pigment jaune (BAWP);*
- *Le PVC 7167 avec un pigment rouge (OBRN).* Ces deux derniers composés avec des pigments colorés représentent des matériels particulièrement difficiles à extruder, surtout au niveau de l'homogénéité de la couleur (voir section 1.3.3).

Tous les polymères sont utilisés sous forme de poudre dans la caractérisation. Cependant, au niveau de la caractérisation de la densité solide ($\rho_s(P,T)$) et de la conductibilité thermique des solides ($C_{ps}(P,T)$), un polymère recyclé (à base de PVC 7167) a également été utilisé en raison de l'importance de la morphologie du PVC dans l'étude de ces caractéristiques. Le recyclé est sous forme de flocons assez grossiers (de l'ordre de quelques millimètres), ce qui est très différent des poudres du matériel vierge.

2.2 Densité à l'état solide

La densité à l'état solide, telle qu'observée dans les premiers tours de l'extrudeuse, a été mesurée à l'aide d'une boîte de compression présentée à la figure 2-1. Le PVC à tester est inséré dans une chambre comprise entre le base et le piston et la boîte entière est ensuite placée dans une four à convection permettant le contrôle la température. La compression du piston contre la base à l'aide d'une machine à traction hydraulique "MTS 810" permet d'obtenir des courbes force-déplacement qui, en sachant la section de la base et la masse de PVC introduite, permet de générer des courbes de densité en fonction de la pression.

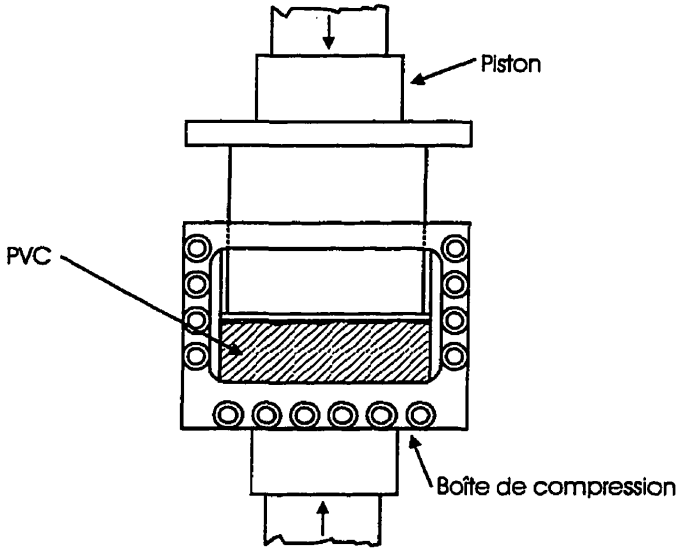


Figure 2-1 Schéma de la boîte de compression

Méthodologie

La démarche expérimentale détaillée ainsi que la description des appareils fut effectuée par Thibodeau (T7) et ne seront pas répétées dans ce document. Toutefois, quelques changements ont été apportés et seront discutés ici.

Description des appareils

La boîte de compression fut utilisée telle quelle à l'exception d'une plaque d'acier placée sous le piston afin de réduire l'entrefer existant entre le piston et le contour de la boîte. Ainsi, les poudres ont pu être comprimées sans qu'elles s'échappent de la boîte (sans perte de masse). Malgré l'utilisation de cette plaque très ajustée, il n'y a eu aucun problème lié à l'évacuation de l'air dans les poudres. Egalement, avec cette nouvelle plaque, il a fallu remplacer la fenêtre de

visualisation (utilisée dans le cas des granules) par une paroi métallique afin d'éviter les rainures sur le verre.

Pressions et températures choisies pour le PVC

L'intervalle de pression choisi doit être représentatif des pressions que l'on retrouvent à l'intérieur de la zone de transport des solides soit, typiquement, des pressions variant entre 0 et 30 MPa.

Au niveau des températures sélectionnées, elles doivent être assez élevées pour que l'on puisse observer une compression notable du lit des solides aux pressions rencontrées dans l'extrudeuse et, d'un autre coté, elles ne doivent absolument pas dépasser la température d'écoulement du PVC (de l'ordre de 160°C). Également, en considérant la disponibilité des appareils ainsi que le temps alloué d'expérimentation, les températures de 50, 85 et 110°C ont été choisies pour tous les types de PVC.

Sélection du taux de compression

Lorsque vient le temps de comprimer le PVC dans la boîte pour obtenir les courbes force-déplacement, une vitesse de compression doit être sélectionnée. Un choix naturel est d'utiliser une vitesse de compression semblable à ce que l'on retrouve dans l'extrudeuse. A l'aide de calculs simples utilisant des densités solides différentes à l'entrée et à la sortie de la zone de transport des solides (voir équation 2-1), le taux de déformation dans l'extrudeuse a été estimé à -0.924mm/mm·min. Par conséquent, tous les tests ont été effectués avec un taux de déformation de cet ordre de grandeur.

$$\begin{aligned} \text{taux de déformation} &= \frac{d\varepsilon}{dt} = \frac{dv_y}{dy} = \frac{\left(Q/\text{Section du canal}\right)\cdot\left(1/\rho_{s\,max} - 1/\rho_{s\,min}\right)}{\text{Longueur du canal déroulé entre la compression du solide et la trémie}} \\ &= \frac{\left(Q/(\pi D_b \sin\theta - e)\right)\cdot\left(1/\rho_{s\,max} - 1/\rho_{smni}\right)}{\cong 3D_b/\sin\theta} \end{aligned} \qquad \textbf{(2-1)}$$

Valeurs numériques utilisées (tirées d'observations sur une extrudeuse 45mm):
$Q = 3g/s$; $D_b = 45mm$; $\theta = 17.67°$; $e = 0.1D_b$; $\rho_{smax} \approx 1.2g/cm^3$; $\rho_{smin} \approx 0.7g/cm^3$

Résultats obtenus

Les résultats bruts des tests de compression se présentent sous la forme de courbes force-déplacement qu'il faut ensuite traiter pour obtenir les courbes de densité (voir figures 2-2 à 2-4). Les équations suivantes ont été utilisées pour calculer la densité et la pression appliquée sur le montage (la déformation du montage fut évaluée avec la compression du montage à vide):

$$\rho_s = \frac{masse\ de\ PVC\ introduite}{volume\ de\ la\ chambre\ de\ compression} = \frac{m_i}{section\ de\ la\ base \cdot hauteur\ de\ PVC} = \frac{m_i}{(4''X9/16'') \cdot (Hauteur\ initiale\ du\ piston - déplacement\ du\ piston + déformation\ du\ montage)} \quad \textbf{(2-2)}$$

$$P = \frac{force\ de\ compression}{section\ de\ la\ base}$$

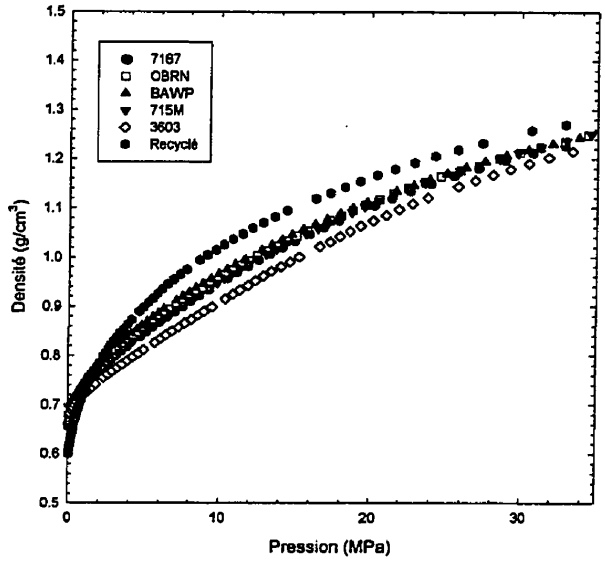


Figure 2-2 Courbes de densité à 50°C

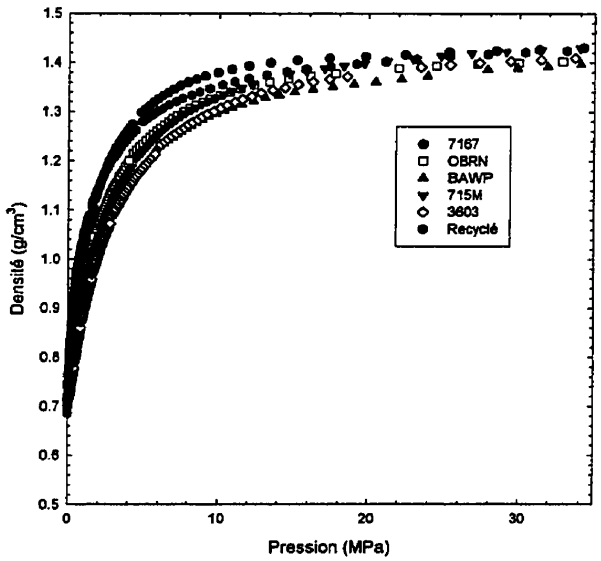


Figure 2-3 Courbes de densité à 85°C

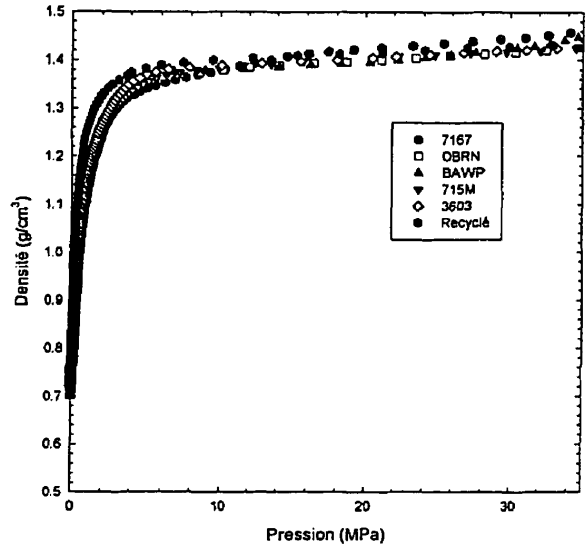


Figure 2-4 Courbes de densité à 110°C

Afin d'avoir des résultats exploitables pour les modèles d'extrusion, les courbes de densité ont été lissées sous la forme du modèle de Hyun et Spalding (H8) (équation 2-3) Le tableau 2-2, résument les paramètres obtenus avec ce modèle pour chacun des PVC testés .

$$\frac{\rho_s - \rho_{s\,max}}{\rho_{s\,min} - \rho_{s\,max}} = EXP(F \cdot P)$$
$$F = k \cdot (T - a)^2 + b \qquad \textbf{(2-3)}$$

Tableau 2-2 Paramètres des courbes de densité (modèle de Hyun et Spalding)

	PVC 7167	PVC OBRN	PVC BAWP	PVC 715M	PVC 3603	Recyclé
ρ_{smax}	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42
ρ_{smin}	0.7	0.71	0.72	0.71	0.7	0.69
a	450	300	300	300	300	300
b	-6.289E-01	-3.2571E-03	2.3629E-02	7.1299E-04	2.7990E-02	4.006E-02
k	3.5642E-05	-7.0844E-05	-7.7121E-05	-6.9293E-05	-7.9494E-05	-1.226E-04

ρ_s [=] g/cm^3; T [=] K; P [=] MPa.

2.3 Densité à l'état fondu

Méthodologie

La densité du PVC fondu a été mesurée sur un rhéomètre capillaire "INSTRON" en remplaçant le capillaire par un bouchon étanche. En notant la masse de PVC introduite dans le baril du rhéomètre et la hauteur du piston par rapport au bouchon, on retrouve facilement la densité qui est donnée par le rapport masse PVC/ volume de PVC fondu. Les courbes de densité en fonction de la pression et de la température sont obtenues en mesurant la force exercée sur le piston et la température du baril contenant le PVC. Afin de retirer tout l'air résiduel à l'intérieur du baril pouvant fausser les résultats, la masse de PVC fut fortement comprimée avant de prendre les mesures. Plus de détails sur les tests de densité avec un rhéomètre capillaire peuvent être trouvés dans le projet de fins d'études de Lavoie (L3).

Les tests de densité ont été effectués avec tous les types de poudres de PVC préalablement granulées sur une extrudeuse monovis afin d'obtenir une bonne qualité de fonte dans le rhéomètre capillaire. Les températures de baril sélectionnées sont de 170, 180 et 190°C, ces températures sont comprises entre la température d'écoulement du PVC (≈160°C) et 200°C (début de dégradation évidente sur l'extrudeuse). Lors des essais, une nouvelle masse de PVC fut utilisée pour chaque température choisie afin de minimiser les problèmes de dégradation thermique. Au niveau des pressions, la pleine capacité de la cellule de force a été utilisée, ce qui donne un intervalle de pression compris entre 0 et 70 Mpa.

Résultats obtenus

Exactement comme les test de compression des poudres, les données brutes se présentent sous la forme de courbes force-déplacement qu'il faut traduire en courbes de densité. Les équations utilisées ont sont les mêmes que l'équation 2-2 (en modifiant la section de la base cependant).

Les courbes densité (présentées aux figures 2-5 à 2-9) ont été lissées avec un polynôme du deuxième degré (équation 2-4) qui traduit très bien la dépendance de la densité en fonction de la pression pour chaque température sélectionnée. Pour les fins de calculs, des relations d'interpolation et d'extrapolation linéaires ont été utilisées lorsque les températures ne sont pas égales à 170, 180 ou 190°C. Toutefois, la limite de 160°C a été imposée afin de respecter la température d'écoulement du PVC. Le tableau 2-3 présente les paramètres de régression obtenus avec l'équation 2-4.

$$\rho_f = A_0 + A_1 \cdot P + A_2 \cdot P^2 \qquad \textit{(courbes isothermes)} \qquad \textbf{(2-4)}$$

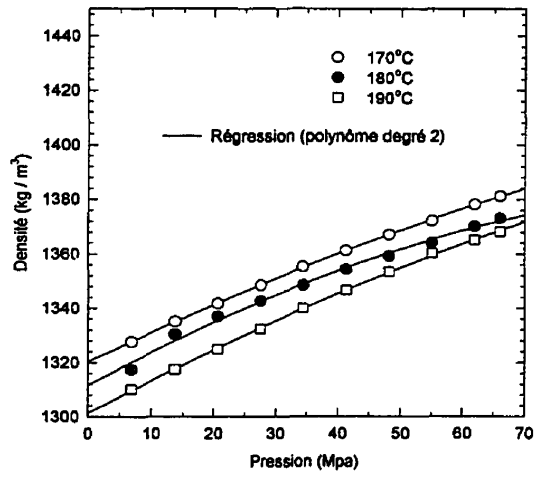


Figure 2-5 Courbe de densité du PVC 715M

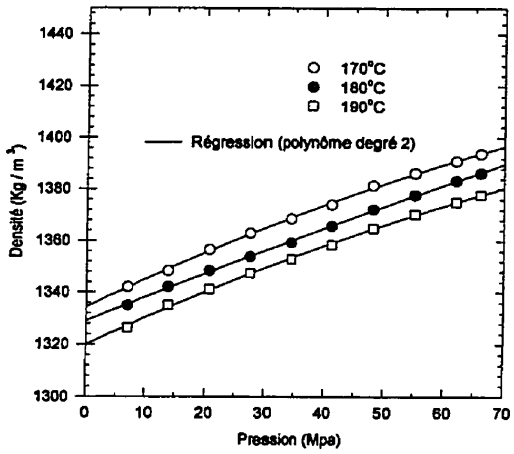


Figure 2-6 Courbe de densité du PVC 7167

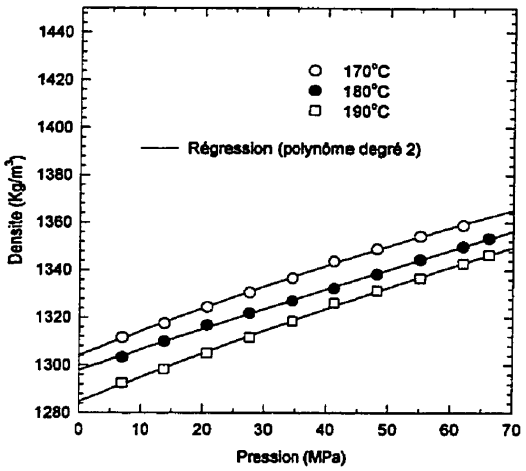


Figure 2-7 Courbe de densité du PVC OBRN

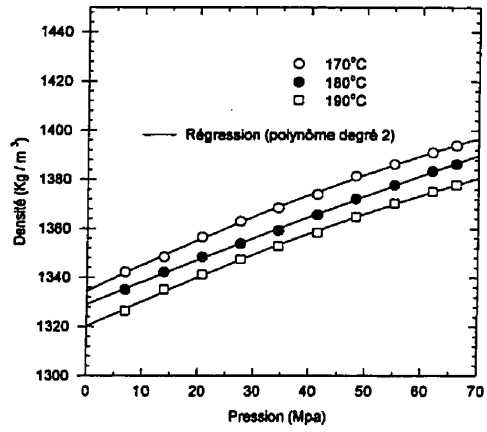


Figure 2-8 Courbe de densité du PVC 3603

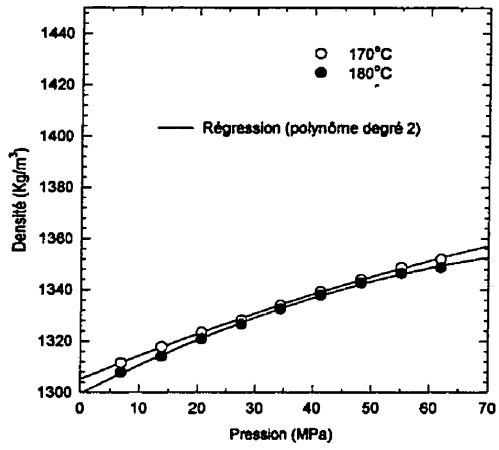


Figure 2-9 Courbe de densité du PVC BAWP (pas de résultats disponibles pour 190°C)

Tableau 2-3 Paramètres de régression des courbes de densité

TYPE DE PVC	A_i	170°C	180°C	190°C
7167	A_0	1334	1329	1320
	A_1	1.111	0.928	1.072
	A_2	-3.1531E-03	-8.8326E-04	-2.9779E-03
OBRN	A_0	1304	1298	1285
	A_1	1.039	0.871	1.038
	A_2	-2.3836E-03	-5.1881E-04	-1.5990E-03
BAWP	A_0	1305	1300	XXX
	A_1	0.930	1.155	XXX
	A_2	-2.6922E-03	-5.6519E-03	XXX
715M	A_0	1320	1312	1301
	A_1	1.110	1.269	1.235
	A_2	-2.8647E-03	-5.3314E-03	-3.2332E-03
3603	A_0	1353	1341	1324
	A_1	0.971	1.387	1.658
	A_2	-1.5943E-03	-7.1095E-03	-9.1846E-03

ρ_f [=] Kg /m^3; P [=] MPa.

2.4 Conductibilité thermique du PVC

Méthodologie

La conductibilité du PVC (solide et liquide) fut mesurée avec le TCA ("Thermal Conductivity Analyzer") de la compagnie Holometrix (voir figure 2-10). Le principe de fonctionnement est simple: l'appareil impose aux bornes d'un échantillon une différence de température (≈20°C) qui génère un flux de chaleur dont l'intensité (combiné à l'épaisseur de l'échantillon) donne une mesure de la conductibilité thermique. En jouant sur les températures des bornes de l'échantillon, il est possible de faire des mesures en fonction de la température moyenne de la

pastille. Cependant, aucune mesure en fonction de la pression ne peut être effectuée. La rugosité et le parallélisme des surfaces de l'échantillon testé sont très importants car, autant que possible, les conditions doivent être gardées les mêmes que lors de la calibration de l'appareil (des surfaces très différentes modifieraient considérablement la résistance thermique de contact). En raison de l'attente d'un état d'équilibre, les tests sont longs et prennent environ une heure chacun.

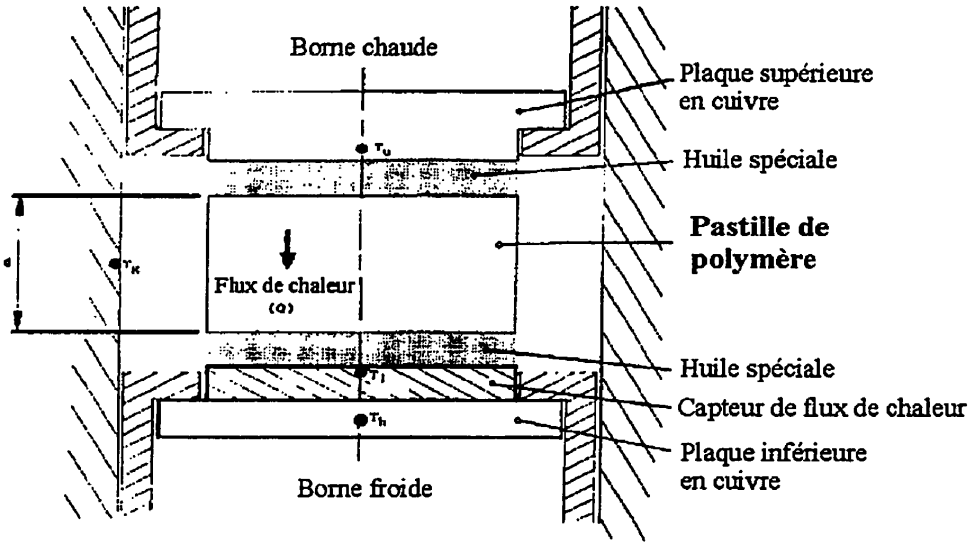


Figure 2-10 Principe de fonctionnement du TCA

Des travaux de caractérisation de PVC antérieurs (Vincelette(V2)) ont montré une très faible dépendance de la conductibilité thermique avec la température. Également, à l'état de lit solide, la conductibilité est, au contraire, très dépendante de la densité du lit solide. Par conséquent, les tests de conductibilité thermique ont été effectués avec deux températures seulement: l'une pour le solide (soit 65°C) et l'autre pour le PVC fondu (soit 180°C). Comme pour les tests de densité à l'état fondu, les poudres ont été préalablement granulées afin d'obtenir une meilleur qualité de fonte. Pour les échantillons solides (à l'exception du recyclé sous forme de flocons), deux densités ont été utilisées (une faible et l'autre élevée à compaction maximale), on considère par la suite qu'il y a une dépendance linéaire de la conductibilité thermique entre ces deux valeurs de densité.

Résultats obtenus

Les résultats des tests de conductibilité thermique sont présentés au tableau 2-4.

Tableau 2-4 Résultats des tests de conductibilité thermique

	7167	OBRN	BAWP	715M	3603	RECY
k_s (67°C et $\rho_s \approx 675$ Kg/m^3)	0.084	0.087	0.091	0.078	0.088	XXX
k_s (67°C et $\rho_s \approx 1100$ Kg/m^3)	0.132	0.128	0.122	0.119	0.111	0.088
k_f (180°C)	0.205	0.208	0.220	0.202	0.194	XXX

k [=] W/m°C

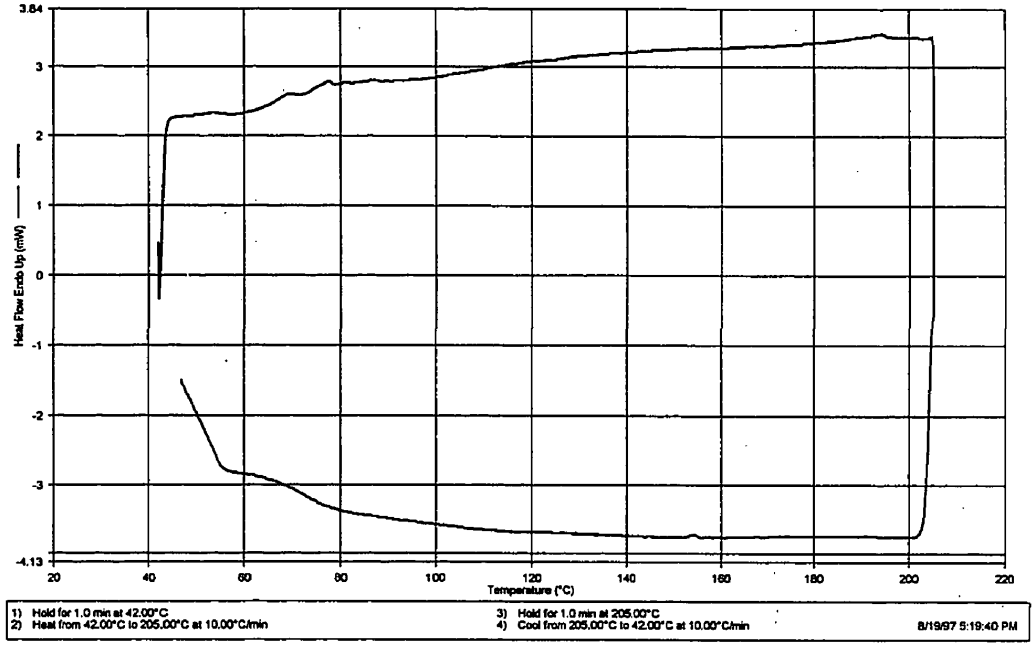
2.5 Mesures Enthalpiques Différentielles

Les mesures enthalpiques différentielles ont été effectuées avec un appareil "DSC Pyris-1" de la compagnie Perkin-Elmer. Les essais consistent à chauffer un échantillon de masse connue entre 40°C et 205°C au taux de 10°C par minute et de le refroidir par la suite à 40°C au même taux de 10°C par minute. La température de 40°C représente le minimum pour le DSC et 205°C constitue la limite au-delà de laquelle il y aurait trop de dégradation. Le taux de chauffe de 10°C par minute est quelque peu arbitraire mais permet de réaliser des tests en un temps relativement court (ce qui minimise la dégradation du PVC) avec une bonne qualité de résultats.

Les tests ont été effectués avec tous les types de PVC à partir de poudres vierges et également avec les poudres granulées qui sont beaucoup plus représentatives du PVC fondu. Il serait trop long de présenter toutes les courbes de DSC obtenues cependant, la figure 2-11 qui présente les résultats pour le PVC 7167, donne une très bonne image des essais effectués.

L'analyse de ces courbes démontre d'abord qu'il n'existe à toutes fins pratiques *aucune enthalpie de fusion* pour le PVC (ΔH_f), ceci n'est pas très surprenant, car le PVC est plutôt classé parmi les polymères amorphes. Le petit pic observé sur la figure 2-11 a) à 57°C environ correspond à la volatilisation d'un additif et ne doit être nullement associé à la fusion du PVC.

Ensuite, une *température de transition semble se dessiner autour de 70°C* dans les deux graphiques de la figure 2-11. Un début de changement de pente est perceptible dès 60°C pour se terminer vers 80°C. En appliquant une "règle du pouce" affirmant l'obtention d'un "état fondu" pour un polymère amorphe à T_g+60°C, la température d'écoulement serait donc de 130°C, cependant avec des observations faites lors d'extrusions de PVC, une valeur de 160°C semble préférable.



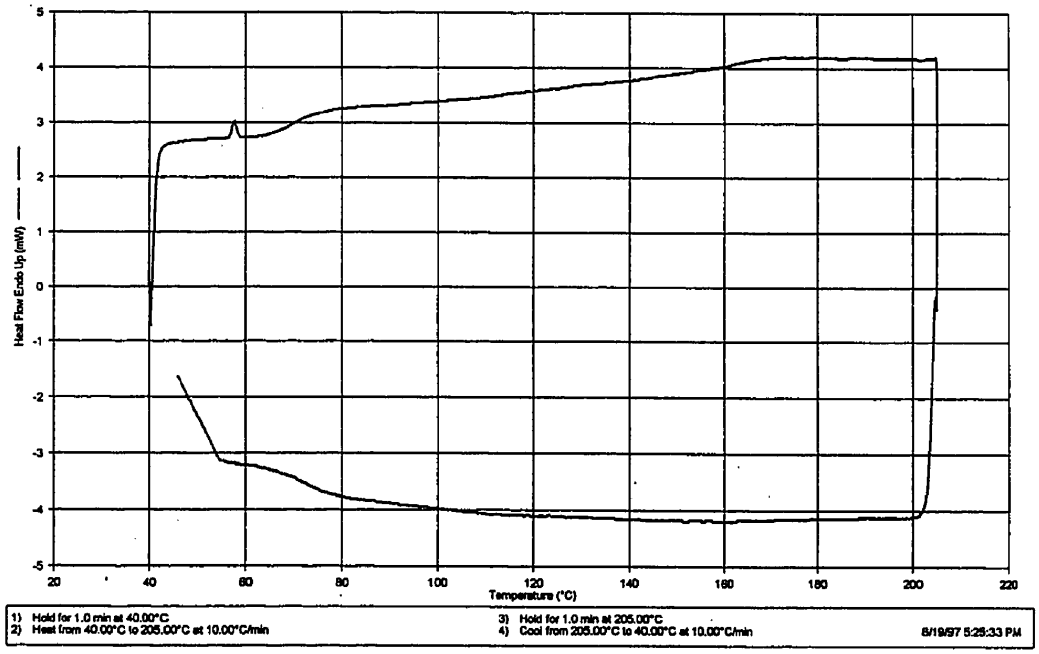


Figure 2-11 Courbes de DSC pour le PVC 7167 (granule (haut) et poudre (bas))

La détermination des capacité calorifiques (C_p) est moins directe et demande un certain traitement des courbes de DSC.

On sait que $Q = m \cdot C_p \cdot dT$

où m = masse de l'échantillon;

Q = quantité de chaleur fournie par l'échantillon.

Avec $Q = W \cdot dt$

où W est le flux de chaleur enregistré par le DSC dont il faut soustraire la puissance nécessaire afin de maintenir la température de l'échantillon constante.

On tire $W \cdot dt = C_p \cdot m \cdot dT$ et ainsi:

$$C_p = (W/m) \cdot (1/(dT/dt)) \qquad \textbf{(2-5)}$$

où dT/dt est le taux de chauffe de l'appareil.

Les résultats obtenus avec l'équation 2-5 sont présentés à la figure 2-12:

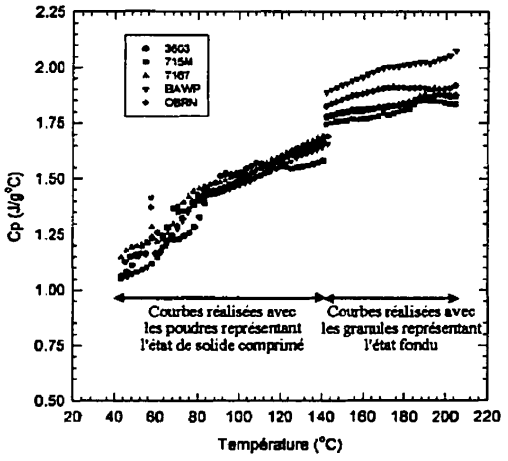


Figure 2-12 Capacité calorifique en fonction de la température pour tous les types dePVC

2.6 Rhéologie

Méthodologie

La rhéologie des PVC fut déterminée sur une extrudeuse 45mm munie d'une filière de type fente. L'extrudeuse, par rapport à des rhéomètres capillaires par exemple, permet d'obtenir une bonne qualité de fusion grâce à la présence d'un certain travail mécanique sur les poudres. Également, elle permet de minimiser la dégradation de la résine car les temps de séjour y sont relativement faibles. Le principal désavantage de l'extrudeuse est la grande quantité de polymère requise. La filière fente, illustrée à la figure 2-13, est munie de trois capteurs de pression sur sa longueur permettant une mesure directe de la perte de charge, s'affranchissant ainsi des effets de bouts (et de la *correction de Bagley*). De plus, un thermocouple placé à l'entrée de la filière et des mesures de températures à la sortie de la filière à l'aide d'un thermocouple volant permettent d'estimer l'échauffement du PVC dans la fente. Le pointeau d'étranglement permet, quant à lui, de faire varier le débit passant dans la filière.

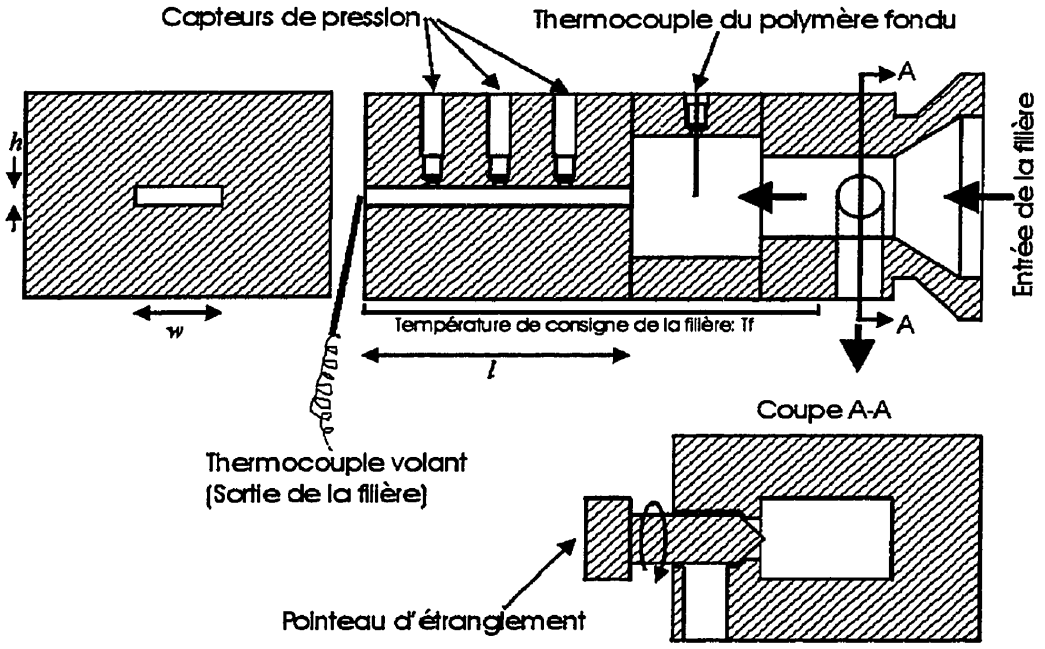


Figure 2-13 Filière de type fente utilisée pour la rhéologie

Lors des essais préliminaires, il a été observé que la température à l'entrée de la filière est, à toutes fins pratiques, entièrement déterminée par la vitesse de rotation de la vis. Par conséquent, les mesures rhéologiques ont été effectuées à vitesse de rotation constante afin de contrôler la température du PVC. Deux vitesses de rotation ont été utilisées, soient 13 et 17 RPM donnant respectivement des températures de PVC fondu de 190 et 200°C. En variant le débit passant dans la filière, à l'aide du pointeau d'étranglement, il fut possible d'obtenir plusieurs mesures expérimentales pour une même température (relation débit-perte de pression). La plage de taux de cisaillement couvert par les débits obtenus est d'environ de 100 à $300s^{-1}$. Des débits plus élevés donnaient lieu à des échauffement trop importants dans la fente et, à l'inverse, de trop grands refroidissements de la matière étaient observés à de faibles valeurs de débits. L'écart maximal de température entre l'entrée et la sortie de la filière fut maintenu à environ ±2°C.

Résultats obtenus

Les mesures brutes se présentent sous la forme de couples débit-perte de pression pour chacune des températures choisies. Les courbes de viscosité (voir figure 2-14) furent obtenues en traitant les données avec l'équation 2-6. Les données ont été régressées avec la *loi de puissance* (équation 2-7) dont les paramètres, pour chacun des PVC testés, sont présentés au tableau 2-5.

$$\begin{aligned}
&\tau_p = \left(\frac{h}{2}\right)\cdot\left(\frac{\Delta P}{l}\right) && (\textit{contrainte de cisaillement}) \\
&\dot{\gamma}_a = \frac{6\cdot(Q/\rho_f)}{wh^2} && (\textit{cisaillement apparent}) \\
&\dot{\gamma}_r = \dot{\gamma}_a\cdot\left(\frac{2+\beta}{3}\right) && (\textit{cisaillement réel, analyse de Rabinovitch}) \\
&\textit{avec}\ \beta = \frac{d\log(\dot{\gamma}_a)}{d\log(\tau_p)} && \\
&\mu = \tau_p/\dot{\gamma}_r && (\textit{viscosité})
\end{aligned} \tag{2-6}$$

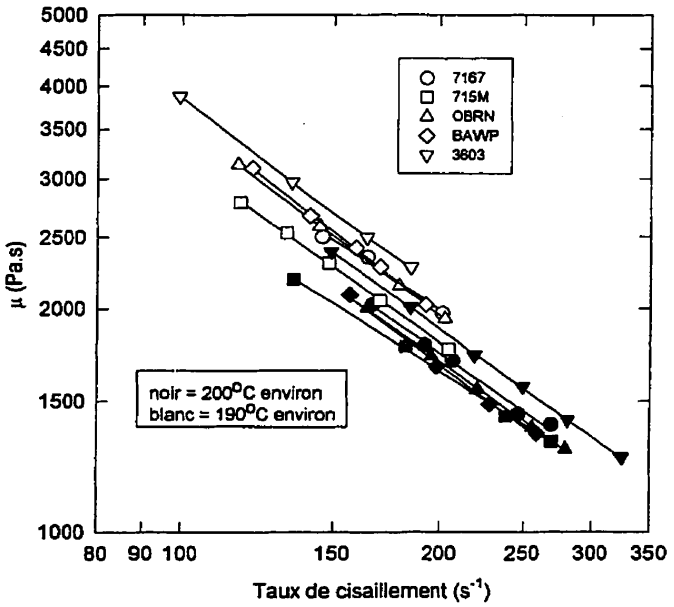


Figure 2-14 Courbes de viscosité pour tous les types de PVC utilisés

$$\mu = m_o \cdot EXP\left(E/R \cdot \left[1/T - 1/T_r\right]\right) \cdot \dot{\gamma}^{n-1} \tag{2-7}$$

Tableau 2-5 Paramètres de la loi de puissance pour les PVC utilisés

Paramètre	7167	OBRN	BAWP	715M	3603
n	0.22	0.15	0.12	0.21	0.16
m_o	131000	183700	223000	130000	195000
E/R	2462	2487	2597	2103	1977
T_r	460	460	459	462	459

μ[=] Pa·s; $\dot{\gamma}$ [=] s^{-1}; T [=] K

2.7 Coefficients de friction

Les coefficients de friction dynamiques sont tirés de Gamache (G5). Celui-ci a réalisé des essais avec une poudre de PVC 715M de Synergistics, très semblable aux PVC utilisés dans cet ouvrage. De plus, il a démontré que les coefficients de friction, dans le cas du PVC 715M, sont indépendants de la vitesse de frottement et son uniquement fonction de la température. Les coefficients de friction issus de ses recherches sont présentés à la figure 2-15. Une surface d'acier polie a été utilisée sur l'appareil de mesure et par conséquent, les coefficients obtenus peuvent être appliqués à la *surface de la vis*. Pour les coefficients de friction à la *surface du baril*, un facteur multiplicatif de 2 a été utilisé ($f_b / f_s = 2$).

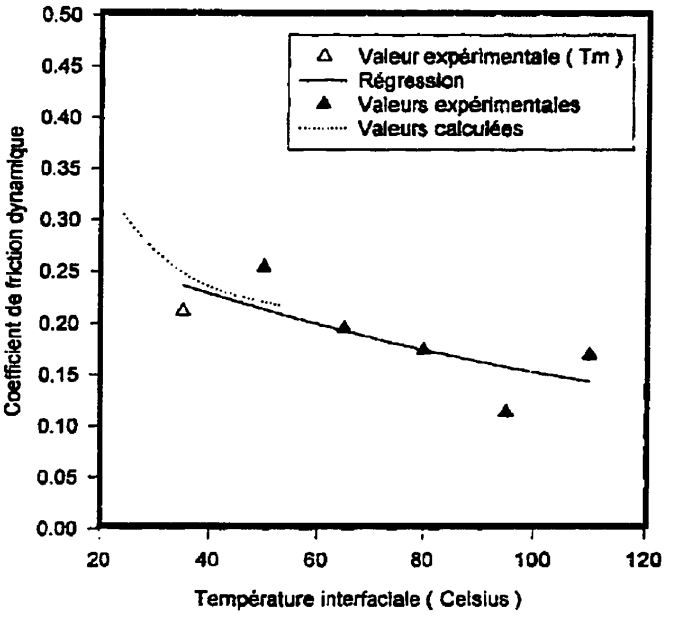


Figure 2-15 Coefficients de friction du PVC 715M en fonction de la température

CHAPITRE 3
MODÉLISATION DES ÉCOULEMENTS DANS L'EXTRUDEUSE

Comme nous l'avons expliqué à la section 1.5.4, la modélisation des écoulements dans l'extrudeuse est nécessaire afin de permettre l'optimisation des vis d'extrusion autrement que par des méthodes expérimentales longues et coûteuses. Il y a trois principales géométries à modéliser afin d'analyser l'écoulement du polymère dans l'extrudeuse : la vis d'extrusion elle-même, la tête de mélange (non-obligatoire mais nécessaire dans notre cas) et la filière donnant les dimensions finales des bandes de chant. Ce chapitre est dédié à l'analyse de chacune d'elle.

3.1 Écoulements dans la vis d'extrusion

3.1.1 Description du logiciel d'extrusion choisi

Dans le cadre de cette maîtrise, les logiciels d'extrusion du groupe de Lafleur ont été évalués (tel que décrit à la section 1.5.4) afin d'identifier le programme le plus approprié pour l'extrusion du PVC. L'évaluation fut assez facile car, d'entrée de jeu, les logiciels d'Amellal et Lafleur et de Vincelette et Lafleur n'étaient pas disponibles dans leur versions finales et s'avéraient inutilisables. Seul le modèle d'Amellal, Schlatter et Lafleur s'est avéré fonctionnel et donne de bons résultats. Ce modèle a été décrit à la section 1.5.4. Pour le reste du document, l'appellation "logiciel d'extrusion" fera dorénavant uniquement référence au modèle d'Amellal, Schlatter et Lafleur. Le fait que le logiciel d'extrusion choisi ne permette que de modéliser des vis à simple filet et à pas constant ne cause pas de problèmes très sérieux car l'entreprise recherche d'abord et avant tout des vis optimales simples et pas très coûteuses.

Le logiciel d'extrusion possède toute une panoplie de variables d'entrée et de variables de sortie que nous allons décrire ici plus en détails. Tout d'abord, les variables d'entrée, classées en 6 groupes distincts, sont présentés au tableau 3-1.

Tableau 3-1 Variables d'entrée pour le logiciel d'extrusion

Propriétés physiques	Densité du lit solide- loi de Hyun et Spalding	ρ_{smin}, ρ_{smin}, k, a, b
	Capacités calorifiques	C_{ps} et C_{pf}
	Conductibilité thermique	k_s et k_f
	Autres propriétés thermiques	T_{fusion} et ΔH_f
	Densité du PVC fondu – paramètres des courbes de densité	A_0, A_1, A_2 ($\forall T$)
	Rhéologie – Paramètres du modèle de Carreau-Yashuda $\mu=\mu_0\left[\frac{E_i}{R}\left(\frac{1}{T}-\frac{1}{T_R}\right)\right]/\left\{1+\left[\tau_o\frac{E_o}{R}\left(\frac{1}{T}-\frac{1}{T_R}\right)\cdot\dot{\gamma}\right]^p\right\}^{\frac{1-n}{p}}$	μ_o, E_1/R, E_2/R, T_r, τ_0, p et n
	Coefficient de friction avec la vis – description polynomiale ($f_s=a_o^s+a_1^s T+\ldots+a_n^s T^n$)	$a_o^s \ldots a_n^s$
	Coefficient de friction avec le baril – description polynomiale ($f_b=a_o^b+a_1^b T+\ldots+a_n^b T^n$)	$a_o^b \ldots a_n^b$
Géométrie de la vis d'extrusion	Diamètre de la vis	
	Longueur du fourreau	
	Longueur du fourreau sous la trémie	
	Pas de la vis	
	Hauteur initiale de la vis (section d'alimentation)	
	Longueur de la section d'alimentation	
	Hauteur finale de la vis (section de pompage)	
	Longueur de la section de pompage	
	Epaisseur des filets	
	Entrefer entre les filets et la surface du baril	
Géom.- filière	Longueur de la filière	
	Rayon de la filière	
	Profondeur du régulateur	
	Conductibilité thermique de l'acier de la filière	
Conditions opératoires	Vitesse de rotation de la vis	
	Débit d'extrusion alimenté à la trémie	
	Température initiale du polymère	
	Température de l'eau de refroidissement sous la trémie	
	Température du fourreau (nombre de zones et température des zones)	
	Température de la filière	
	Pression hydrostatique batie par les solides dans la trémie (tout premier tour de vis)	
Paramètres numériques	Nombre d'éléments sur la longueur d'un tour de vis	
	Nombre d'éléments sur la largeur du chenal déroulé	
	Nombre d'éléments sur la largeur du filet	
	Nombre d'éléments sur la longueur de la filière	
	Précision sur la résolution de la pression	
	Précision sur la résolution de la thermique	
	Nombre de couches thermiques dans le polymère	
	Nombre de couches thermiques dans l'acier (filière)	
	Coefficient de la méthode de point fixe relaxée (pression)	
	Coefficient de la méthode de point fixe relaxée (viscosité)	

Tableau 3-1 Variables d'entrée pour le logiciel d'extrusion (suite)[a]

Paramètres cachés[a]	Distribution du débit de plastification au-dessus du lit des solides (loi de Tadmor ou dictée par l'utilisateur)
	Angle du lit des solides dans la zone de fusion (loi de Tadmor ou dicté par l'utilisateur)

[a] paramètres non-disponibles à l'utilisateur dans le fichier d'entrée des données

Toutes les variables d'entrées du tableau 3-1 sont absolument essentielles au logiciel d'extrusion. La caractérisation des polymères, effectuée au chapitre 2, fournit les données de propriétés physiques. Cependant, au niveau de la rhéologie, il a fallu ajuster les données au modèle de Carreau-Yashuda car le modèle de loi de puissance n'était pas fonctionnel. Egalement, pour ce qui est des capacités calorifiques et des conductibilités thermiques, des valeurs constantes ont été utilisées malgré les courbes obtenues aux sections 2.4 et 2.5.

La géométrie de la filière utilisée dans le logiciel d'extrusion (longueur et rayon) doit être déterminée de manière *à créer une restriction à l'écoulement qui soit la même que la filière que l'on veut modéliser*. Même dans les cas où une filière capillaire très simple doit être modélisée, il n'est pas possible d'utiliser directement les dimensions de celle-ci dans le logiciel d'extrusion car les effets de bouts ne sont pas pris en compte. La meilleure chose à faire est d'abord de déterminer expérimentalement le comportement de la filière (relation débit-perte de pression, voir section 3.3) et ensuite ajuster les dimensions de la filière en conséquence dans le logiciel. C'est cette démarche qui a été utilisée pour toutes les simulations dans cette ouvrage et l'équation 3-1, basée sur l'écoulement d'un fluide de loi de puissance dans un capillaire, a été utilisée pour calculer les dimensions des filières.

$$l_{cap} = \left(\frac{\pi r_{cap}^{3}}{Q_{extr} \cdot (3 + 1/n)} \right)^{n} \cdot \left(\frac{\Delta P_{extr} \cdot r_{cap}}{2 \cdot m_o(T_{extr})} \right) \qquad \textbf{(3-1)}$$

La température T_{extr} est mesurée à la sortie de la vis et on néglige la dissipation visqueuse dans la filière (le logiciel d'extrusion ne peut pas calculer une thermique adéquate dans la filière, la température dans la filière est à toutes fins pratiques égale à celle en sortie de vis). Le rayon de la filière fut déterminé avec un souci de garder le même cisaillement apparent entre la filière à modéliser et la filière du logiciel d'extrusion. Dans le cas du passage d'une filière de type fente à une filière capillaire (c'est le seul cas rencontré dans ce document), le rayon fut déterminé avec l'équation 3-2:

$$\dot{\gamma}_a = \underbrace{\left(\frac{6Q_{extr}}{wh^2}\right)}_{fente} = \underbrace{\left(\frac{4Q_{extr}}{\pi r_{cap}^{\ 3}}\right)}_{capillaire} \qquad \textbf{(3-2)}$$

$$\Rightarrow r_{cap} = \left(\frac{2wh^2}{3\pi}\right)^{1/3}$$

Afin de mieux comprendre la disposition des éléments finis (paramètres numériques), la figure 3-1 illustre le maillage du chenal de la vis. Les concepts d'angle d'inclinaison du solide (α) et de distribution du débit de plastification (w_{pl}) sont expliqués à la figure 1-15. Ces paramètres peuvent influencés de façon notable le profil de pression développé dans l'extrudeuse . À la différence des autres variables d'entrée, les "paramètres cachés" décrivant le lit des solides dans la zone de fusion, ont été "ajustés" afin d'obtenir des simulations plus prets de la réalité. Ceci est l'objet de la prochaine section (3.1.2).

Pour revenir maintenant aux paramètres numériques, il est d'important de s'assurer que les valeurs choisies donnent une bonne stabilité numérique et une bonne précision des résultats. Par conséquent, un maillage de (10 (canal) + 3 (filet)) X 6 éléments par tour de vis fut utilisé sur une vis 45mm standard (vis 17.7°, longueur 24D). Cinq à dix éléments furent utilisés pour la filière. Ce maillage a été utilisé avec succès par Schlatter (S4). Pour toute autre géométrie de vis, la densité surfacique d'éléments fut gardée la même. Finalement, 20 couches thermiques dans le polymère et 5 couches thermiques dans l'acier ont été utilisées (comme Schlatter).

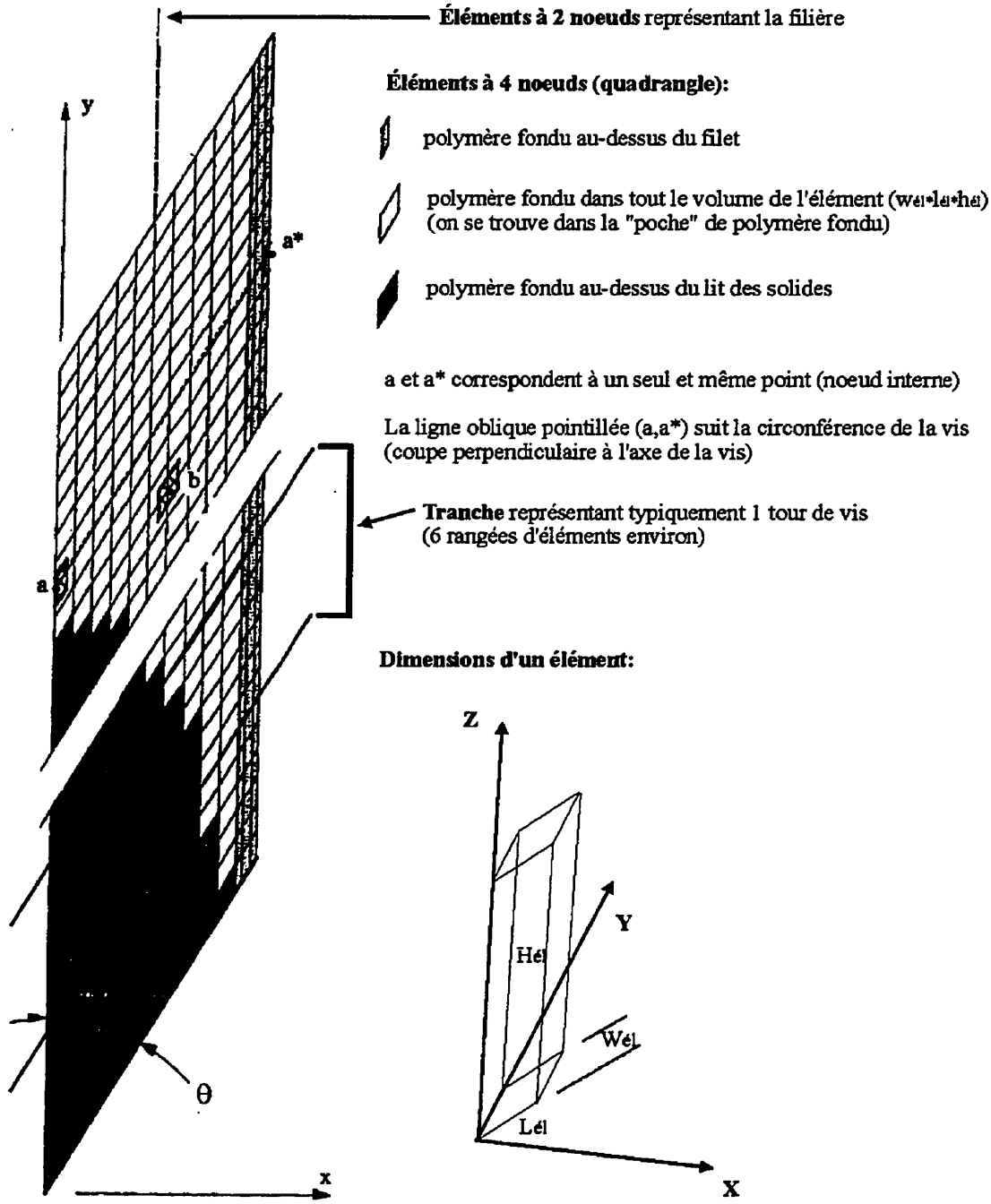


Figure 3-1 Maillage du canal déroulé de la vis d'extrusion

Les coefficients de la méthode de point fixe relaxée dépendent très fortement de la matière extrudée (de la rhéologie du polymère en fait). Avec l'essai de multiples simulations (méthode essai-erreur), il a été déterminé que des valeurs de 0.05 pour la pression et de 1.3 pour la viscosité assuraient une bonne convergence des calculs dans un temps relativement court. La précision sur la boucle de pression (terme qui se compare à l'erreur calculée entre les boucles de pression) est un paramètre qui s'est avéré extrêmement important sur la solution obtenue. Pour certaines conditions d'extrusion, une valeur raisonnable de 0.5 suffisait pour obtenir une solution stable et satisfaisante. Cependant, pour d'autres conditions fréquemment rencontrées, il fallait obligatoirement baisser ce critère sous les 0.005 afin d'aller chercher, dans le cheminement de la solution, un certain mimimum local de l'erreur qui lui, assurait une solution convenable ayant un sens physique. Ce critère rend à lui seul l'utilisation du logiciel d'extrusion parfois très pénible sans compter le temps de calcul qui s'allonge considérablement pouvant parfois atteindre plus de *45 minutes pour une simulation*.

À travers l'ajustement des paramètres numériques, il a été découvert que l'entrefer entre le filet et la surface du baril cité dans les variables de géométrie de vis, devrait plutôt être considéré comme un paramètre numérique. En effet, celui-ci affecte davantage le cheminement des calculs que l'écoulement du polymère dans la vis. La convergence des calculs est anormalement sensible à ce paramètre, dans certains cas une variation de l'entrefer de 10μm suffit pour faire diverger la solution ou même arrêter les calculs. Plus encore, une valeur de l'entrefer pour une vitesse de vis donnée peut être totalement inadéquate pour d'autres vitesses de rotation (autres paramètres constants). Il semble qu'une véritable analyse de l'effet de l'entrefer sur l'écoulement soit impossible avec ce logiciel. Encore une fois, par des essais-erreurs, une valeur fonctionnelle pour plusieurs géométries de vis et de conditions opératoires de 55μm a été sélectionnée (sauf pour certains cas particuliers).

Les variables de sortie du logiciel, moins nombreuses, sont présentées au tableau 3-2.

Tableau 3-2 Variables de sortie pour le logiciel d'extrusion

Débit en sortie de filière
Indicateur de mélange distributif (voir section 3.4)
Champs de pression, de vitesses, de viscosité et de température pour le polymère fondu
Profil du lit des solides (zone de fusion)
Longueur de la zone de transport des solides
Profil de pression et de température dans la zone de transport des solides

Le débit en sortie de filière est calculé par la résolution des équations d'écoulement par une méthode élements-finis (modèle de Schlatter (S4)) sur l'ensemble du domaine de polymère fondu. Tel qu'expliqué dans la revue de la littérature (1.5.4), le domaine de polymère fondu s'étend du profil de fusion (calculé par le modèle de Tadmor avec le *débit d'alimentation imposé*), passe dans la vis et au-dessus des filets pour se terminer à la sortie de la filière. Une pression jauge nulle (pression atmosphérique) est imposée en sortie de filière.

Les champs de pression, de vitesses, de viscosité et de température pour l'écoulement du polymère fondu ainsi que le profil du lit des solides dans la zone de fusion peuvent être visualisés directement à l'écran par le logiciel VU^{MD} (voir Ozell(O3)). Ce logiciel est très versatile et permet, en traitant la solution du maillage éléments-finis, l'affichage d'une multitude de résultats de plusieurs façons différentes. Il est même possible de faire du suivi de particules animé directement à l'écran. La figure 3-2 illustre quelques possibilités d'affichage de VU^{MD}.

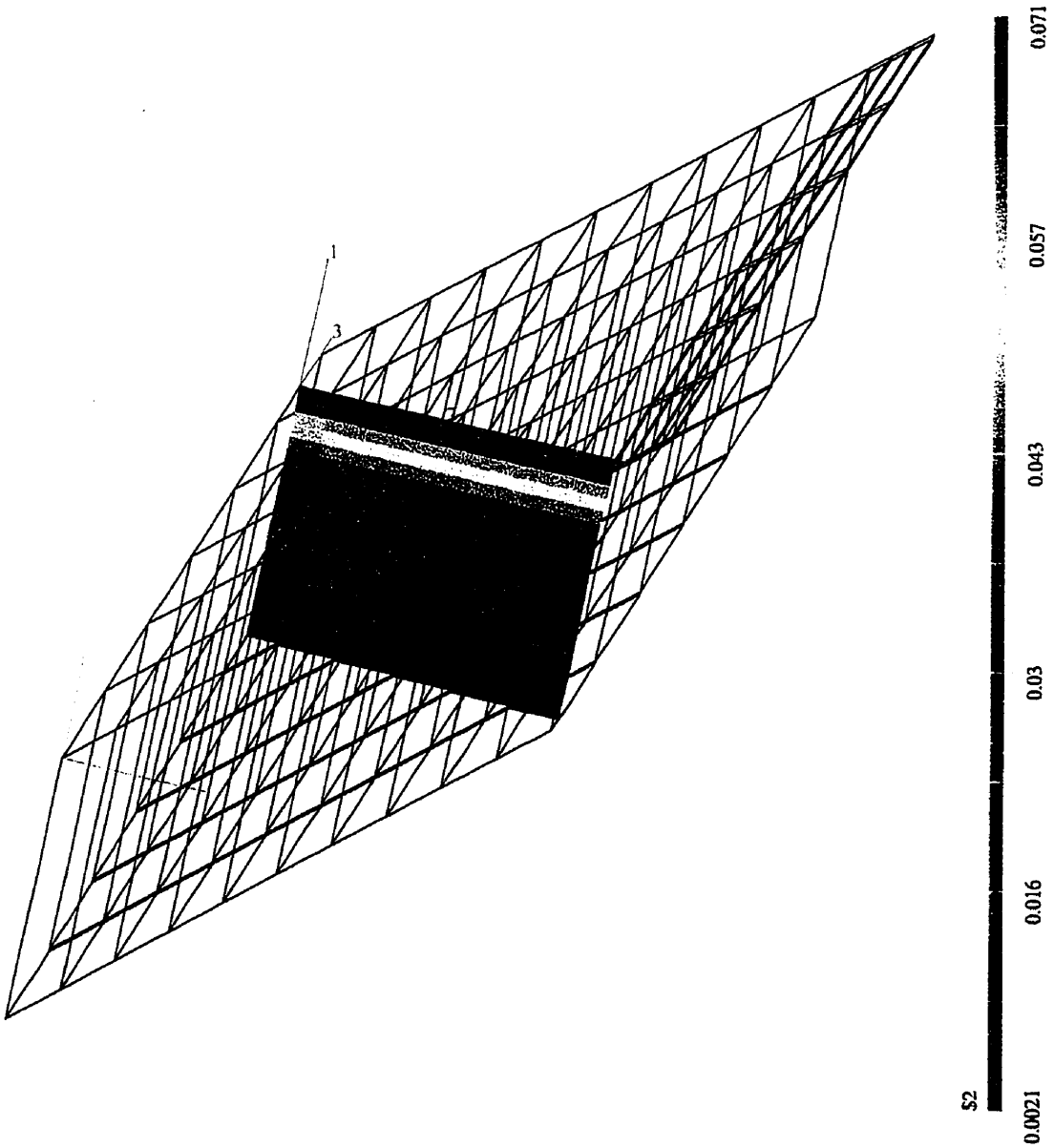


Figure 3-2 Possibilités d'affichage de VU^{MD} a) Profil de vitesses tranversales $v_x(z)$, coupe du 18e tour de vis (la légende donne les vitesses en m/s)

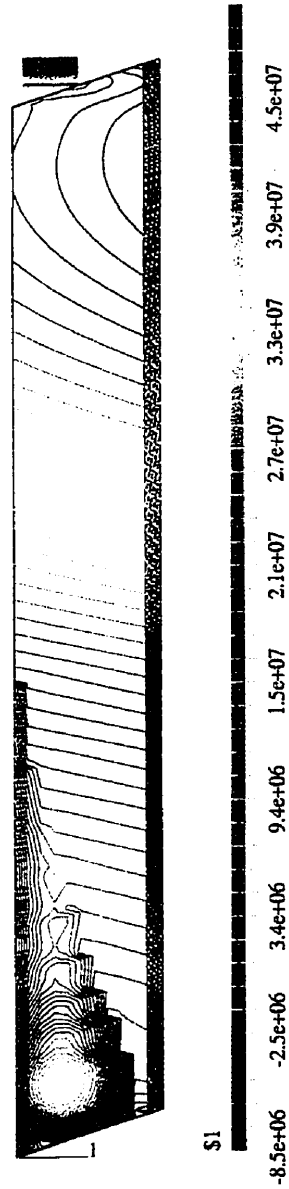


Figure 3-2 Possibilités d'affichage de VU^{MD} b) Profil de pressions dans le canal déroulé de la vis (la légende donne les pressions en Pa)

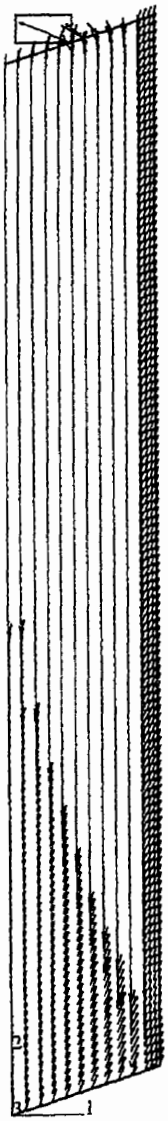


Figure 3-2 Possibilités d'affichage de VU^{MD} c) Profil de vecteurs vitesses moyens dans le canal déroulé de la vis

3.1.2 Calibration et validation du logiciel avec les expériences en régime permanent

Le but recherché ici est "d'ajuster" les "paramètres cachés" afin de mieux décrire le comportement réel en extrusion des PVC et de démontrer la validité du logiciel d'extrusion sur une large gamme de conditions opératoires. Pour ce faire, les simulations du logiciel d'extrusion ont été comparées aux extrusions en régime permanent réalisées avec du PVC 715M (avec 3.5% de pigment blanc). Quinze extrusions ont été effectuées en tout et les résultats sont présentés au tableau 3-3.

Tableau 3-3 Résultats des extrusions de PVC 715M en régime permanent[a]

No Ex	Poin teau[b]	Temp. (°C) baril et filière				Tour /min	$\dot{m}$ g/s	Profil de pression (Psig)					T lbf-po	$T_{extr.}$ °C
		T_{b1}	T_{b2}	T_{b3}	T_f			P0	P1	P2	P3	P4		
1	•	180	185	190	180	15	1.98	6627	4465	2474	1912	1552	3226	195.9
2	o	180	185	190	180	15	2.66	1107	1057	≈0	≈0	≈0	1742	195
3	½	180	185	190	180	15	2.00	6266	4281	2366	1825	1456	3154	196
4	•	180	185	190	180	25	3.42	6443	4675	2637	1857	1144	3706	200.4
5	o	180	185	190	180	25	4.33	753	≈0	≈0	≈0	≈0	1747	198.7
6	½	180	185	190	180	25	3.75	5281	4105	2258	1459	797	3624	199.7
7	•	180	185	190	180	32	4.66	6302	4818	2614	1546	832	3914	203.4
8	o	180	185	190	180	32	5.12	1028	≈0	≈0	≈0	≈0	1822	200.4
9	½	180	185	190	180	32	5.16	4231	3471	1342	≈0	≈0	2723	202.3
10	•	150	160	170	175	15	2.16	7756	5828	3327	2341	1391	4980	182.3
11	o	150	160	170	175	15	2.53	1052	515	≈0	≈0	≈0	2497	179.8
12	½	150	160	170	175	15	2.48	4846	4112	2300	1478	770	4544	179.8
13	•	150	160	170	175	21.2	3.07	7433	5736	3368	2179	1201	4817	184
14	o	150	160	170	175	21.2	3.50	836	≈0	≈0	≈0	≈0	2382	182.8
15	½	150	160	170	175	21.2	3.45	5168	4412	2492	1341	679	4670	184.4

[a]voir la figure 3-3 pour la géométrie et la configuration de vis utilisées. La filière est la même que celle décrite dans les tests rhéologiques (h=1.2mm, w=25.4mm, l=60mm).

[b]• = position fermée; o = position complètement ouverte; ½ = position quelconque entre • et o

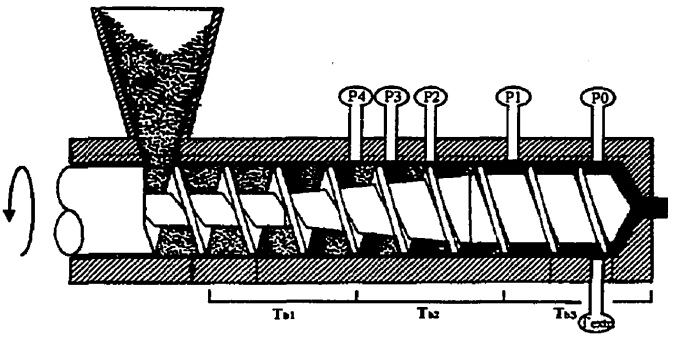


Figure 3-3 Géométrie et configuration de la vis utilisée dans les expériences en régime permanent

Avant même de commencer les ajustements des paramètres du lit des solides, il a été remarqué que les simulations ne permettaient pas de prédire les profils de température: les températures de polymère fondu étaient déterminées par la température de la filière et, de plus, il n'y avait aucun gradient axial tout le long de la vis. Ces problèmes, croît-on, sont associés aux algorithmes utilisés dans la prise en compte de la convection thermique.

Afin de pallier à ce problème et de mettre sur pied des équations permettant quand même de prédire la température du polymère fondu à la sortie de la vis, les résultats des extrusions (tableau 3-3) ont été analysés plus en détails. Il en ressort qu'une corrélation linéaire peut être établie entre la taux de cisaillement moyen subie par le PVC dans la vis et la température du polymère fondu, comme l'illustre la figure 3-4. Les équations du tableau 3-6 ont été utilisées pour le calcul du taux de cisaillement moyen dans la vis. Par conséquent, pour toutes simulations exécutées sur le logiciel de simulation, l'équation 3-3 a été utilisée pour le calcul de la température du PVC fondu en sortie de vis. Pour des températures de baril à l'extérieur des valeurs de l'équation 3-3, une interpolation ou une extrapolation linéaire a été effectuée.

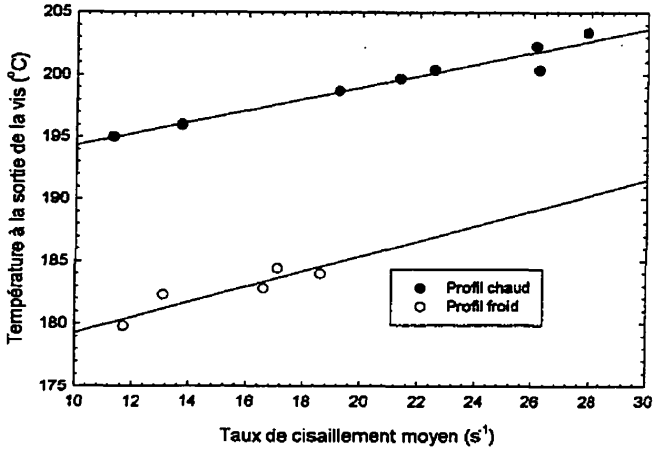


Figure 3-4 Corrélation entre le taux de cisaillement moyen dans la vis et la température du polymère fondu

$$T_{extr} = 0.47 \cdot \bar{\dot{\gamma}} + 189.6^{o}C \qquad (\textit{profil chaud}, \text{exp.1 } \textit{à} \text{ 9})$$
$$T_{extr} = 0.61 \cdot \bar{\dot{\gamma}} + 173.1^{o}C \qquad (\textit{profil froid}, \text{exp.10 } \textit{à} \text{ 15}) \qquad \textbf{(3-3)}$$

Maintenant, pour l'ajustement des paramètres du lit des solides dans la zone de fusion ("paramètres cachés"), nous voulions savoir quelle pente et quelle distribution de débit de plastification utiliser. Les valeurs par défaut sont basées sur le mécanisme de fusion de Tadmor qui ne prévoit aucune pente du lit des solides et également une distribution du débit de plastification qui favorise la fusion vers la fin du lit des solides car les épaisseurs de films prédites y sont alors plus faibles. La figure 3-5 présente l'extrusion no.1 et la simulation "a" avec les valeurs par défaut du lit solide. La concordance des résultats n'est pas très bonne. La simulation "b" présente des résultats pour un lit solide avec une distribution des débits de plastification uniforme et également avec une épaisseur du film gardée constante et égale à l'épaisseur moyenne du film calculée par le modèle de Tadmor. Les résultats sont alors nettement meilleurs. L'effet de la pente du lit solide a été exploré par la simulation "c" qui

utilise une pente "α" du lit solide assez accentuée (en gardant une épaisseur de film moyenne près des valeurs calculées par le modèle de Tadmor). Les résultats ne sont pas mauvais mais la simulation "b" demeure préférable. À la lumière de ces résultats, le logiciel d'extrusion utilisera donc les paramètres du lit solide analogues à la simulation "b" pour le reste du présent ouvrage.

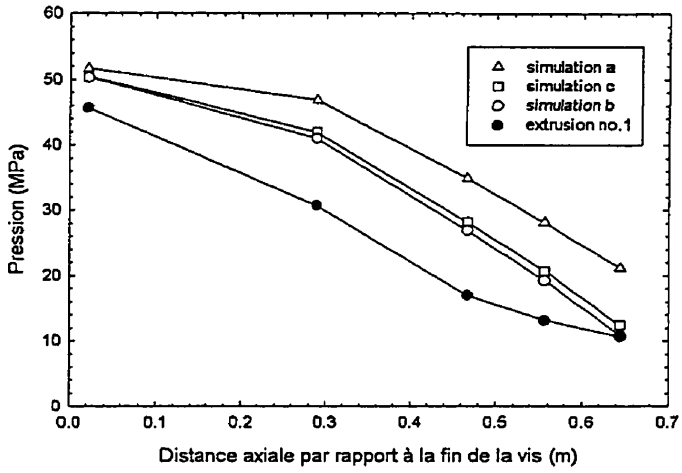


Figure 3-5 Effet des paramètres du lit des solides ("paramètres cachés") sur les simulations

En tenant compte de toutes les explications et les ajustements apportés au logiciel d'extrusion décrits à la section 3.1.1, quelques extrusions du tableau 3-3 ont été simulées afin de démontrer la validité du logiciel. La figure 3-6 montre l'effet de la vitesse de rotation, la figure 3-7 l'effet du profil de température du baril et la figure 3-8 l'effet de la restriction de la filière.

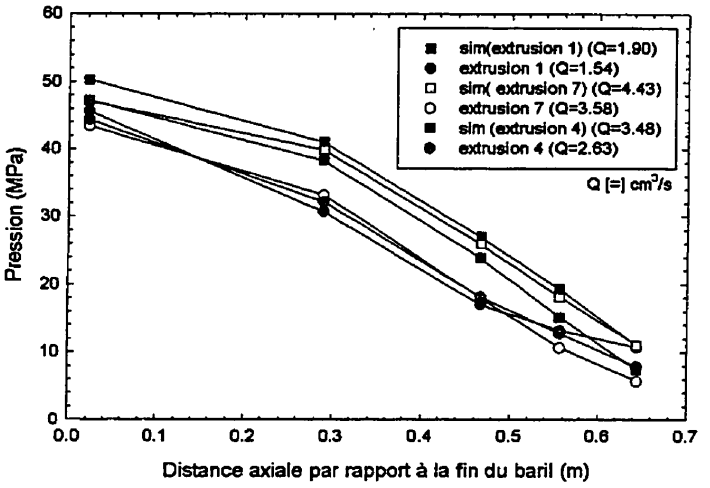


Figure 3-6 Simulations des extrusions 1,4 et 7, effet de la vitesse de rotation

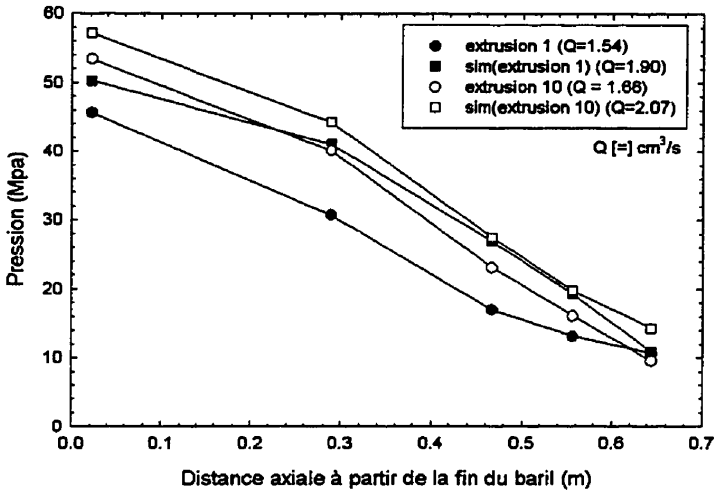


Figure 3-7 Simulations des extrusions 1 et 10, effet de la température du baril

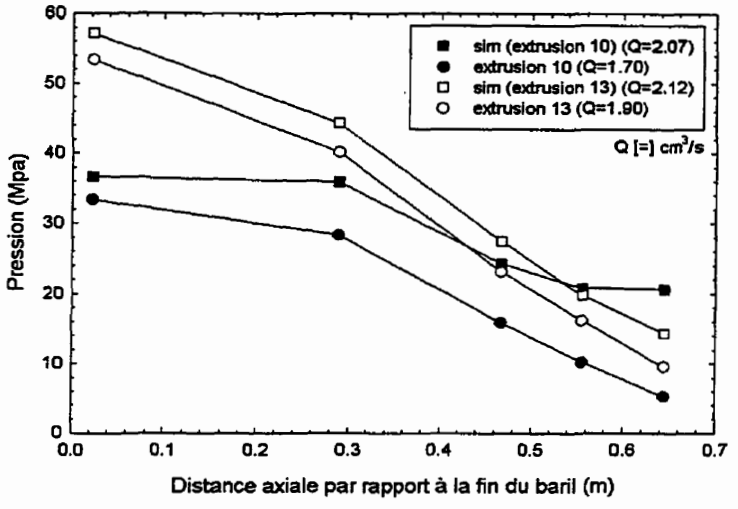


Figure 3-8 Simulations des extrusions 10 et 13, effet de la restriction de la filière

Dans l'ensemble, les résultats des simulations sont très satisfaisants: l'allure des profils de pression est très bien respectée et l'effet des différents paramètres est bien décrit par l'évolution des profils de pressions et du débit en sortie de filière. Par exemple, à la figure 3-7 où l'effet de la température est représenté, les extrusions montrent une augmentation du niveau de pression surtout en fin de vis et une très faible augmentation du débit. Les simulations confirment très bien cette tendance avec une augmentation du débit du même ordre de grandeur et également avec une augmentation des pressions à la fin de la vis.

Toutefois, on remarque que les simulations surestiment toujours les résultats expérimentaux à différents degrés (au niveau des pressions et des débits obtenus). Comme l'illustre bien la figure 3-8, cet écart semble prendre son origine au début de la zone de fusion ou encore dans la zone de délai précédent la zone de fusion proprement dite. Plusieurs facteurs peuvent expliquer ce phénomène et mériteraient d'être étudiés plus en profondeur tels, l'absence de modélisation de la zone de délai dans le logiciel d'extrusion, le profil d'épaisseur de film au-dessus du lit solide, la longueur et la pression finale de la zone de transport des solides et la description des écoulements dans cette zone complexe où coexistent deux phases de polymères. Également, il

est clair qu'une meilleure prise en compte de la filière pourrait nettement améliorer les résultats au niveau de la prédiction du débit extrudé.

3.2 Ecoulements dans la tête de mélange

Une revue des principaux types de mélangeur a été effectuée à la section 1.5.5.1. Dans les sections qui viennent, nous tenterons d'abord de faire le meilleur choix possible parmi ces mélangeurs et de le justifier. Ensuite, le mélangeur retenu sera modélisé plus en détails et validé avec des résultats tirés de la littérature.

3.2.1 Choix du mélangeur approprié

Dans un premier temps, les mélangeurs purement distributifs sont à éliminer car la dispersion des agglomérats et même la fonte de certaines particules solides est essentielle et demande un travail mécanique sévère. Bien que les travaux d'Esseghir et al (E4) démontrent un bon mélange dispersif dans les mélangeurs distributifs dans certains cas, leurs résultats sont surtout applicables dans le cas des mélanges de polymères (dispersion liquide-liquide). Le mélangeur à cavités de transfert présente toutefois certaines qualités de mélange dispersif mais les multiples cavités créent des problèmes de stagnation qu'il faut absolument éviter avec le PVC.

Dans le lot des mélangeurs dispersifs, le mélangeur LeRoy présente également des problèmes de stagnation à ses extrémités fermées (Han et al (H7) et Wang et Tsay (W3)) et n'est donc pas recommandé. Dans le même ordre d'idées, le mélangeur EKV est lui aussi non recommandé en raison de "points morts" immédiatement à l'arrière du filet barrière. Pour sa part, le mélangeur Dray est rejeté car une certaine partie du polymère peut échapper aux sections dispersives (il y aurait alors non-uniformité du mélange). L'anneau d'étranglement n'est pas à envisager en raison de son action dispersive pure, seulement un faible mélange distributif sera réalisé.

Le mélangeur Zorro est intéressant à prime abord: c'est un mélangeur très progressif (peu ou pas d'effet de bouts) qui ne semble pas avoir de points de stagnation évidents, tout le polymère est obligé de "sauter la section barrière" ce qui assure une bonne uniformité et de plus, il possède une certaine capacité de pompage avec l'inclinaison des filets. Cependant, on lui préferrera le mélangeur Egan qui possède à toutes fins pratiques les mêmes caractéristiques et qui est très répandu et moins complexe à réaliser.

La vis à double canaux ondulés offre également des caractéristiques intéressantes dont la meilleure est sans doute les multiples passages du polymère au-dessus du filet barrière, ce qui assurerait une très bonne dispersion. Cependant, et encore une fois, il est fort probable qu'il y ait des problèmes de stagnation du polymère dans le "creux" des canaux. Également, c'est une vis coûteuse et complexe à réaliser (Rauwendaal (R4)). Dans un cadre industriel où le remplacement des vis est fréquent, ceci n'est pas souhaitable.

"L' avantage théorique" du mélangeur multi-filets et multi-fonctions est sa capacité simultanée de mélange distributif et de mélange dispersif de grande qualité. En effet, la multitude d'éléments dispersifs permet plusieurs passages du polymère dans des régions à hautes contraintes et l'homogénéité est assurée par une bonne qualité du mélange distributif créée par une série d'orifice dans les filets. Il y a une certaine ressemblance avec le mélangeur Ananas mais avec l'ajout de sections dispersives progressives qui donnent lieu à des écoulements élongationnels.

Cependant, il y a des doutes quant à l'efficacité de tels écoulements élongationnels. Selon les travaux de Bird et al (B12) sur les forces de dispersion exercées par une fluide, il est très clair que les écoulements élongationnels génèrent des forces plus élevées que les écoulements en cisaillement simple *pour un même taux de déformation.* Toutefois, dans la pratique, les déformations élongationnelles sont très difficiles à générer (Tadmor et Gogos (T8)) quelque soit la forme du filet dispersif (ceci est également très facile à démontrer mathématiquement). De plus, la géométrie progressive du filet diminue les temps de résidence dans les régions à cisaillement élevés, ce qui est défavorable au mélange dispersif. À tout cela s'ajoute possiblement des problèmes de stagnation près des orifices des filets. Il faut être très sévère à cet égard car il a été observé chez l'entreprise que la simple utilisation d'ergots sur les vis (voir

figure 1-27) causait déjà beaucoup de problèmes de stagnation. Le mélangeur multi-filets multi-fonctions à sommes toutes peut-être beaucoup de potentiel mais du travail expérimental reste à faire à son égard.

Le dernier mélangeur à analyser, et non le moindre, est le mélangeur à engrenages planétaires. Ce mélangeur, d'une classe à part, surpasse les performances des autres types de mélangeur à tous points de vue et, par conséquent, est sans doute le mieux adapté des mélangeurs présentés jusqu'ici. Il permet des mélanges dispersifs et distributifs sévères et très uniformes: le polymère est constamment écrasé contre les engrenages et également transporté en permanence d'un endroit à un autre sur ceux-ci. Les faibles taux de cisaillement rencontrés ne dégrade pas le PVC et limite énormément l'échauffement visqueux du polymère. De plus, les grandes surfaces de contact offertes par les engrenages permettent un très bon contrôle de température. L'inclinaison des filets des engrenages permettent un déplacement continu du polymère du début à la fin du mélangeur qui limite la présence de points morts et rend facile le nettoyage du mélangeur. L'inconvénient majeur du mélangeur à engrenages planétaires est son prix mais aussi les coûts reliés à son installation et son entretien sur les lignes de production existantes chez l'entreprise.

Finalement, à la lumière de la discussion effectuée sur les types de mélangeur et résumée au tableau 3-4, c'est la tête de mélange Egan qui semble répondre le mieux aux besoins de l'entreprise. En plus de ses qualités dispersives (Kiani et al (K10)), il semble aussi qu'il soit un bon mélangeur distributif (Rios et al (R11), Erwin et Mokhtarian (E3)) et Verbraak et Meijer (V1)), ce qui est fort important.

Tableau 3-4 Choix de la tête de mélange appropriée

TYPES DE MÉLANGEUR		PRINCIPALE(S) RAISON(S) DU REJET
Mélangeurs statiques		Mélange distributif pur.
Mélangeurs distributifs		Mélange distributif pur et problèmes de stagnation.
Mélangeurs dispersifs	**LeRoy (UC)**	Problèmes de stagnation.
	Egan	ACCEPTÉ, pas de stagnation, bonne qualité de mélange dispersif et distributif, capacité de pompage.
	Dray	Non-uniformité du mélange dispersif.
	Anneau d'étranglement	Mélange dispersif pur.
	Zorro	Prix et complexité de fabrication.
	Multi-filets multi-fonctionnels	Problèmes de stagnation et manque d'études expérimentales sur ce mélangeur.
	EKV	Problèmes de stagnation.
	Mélangeur à engrenages planétaires	Prix et coûts d'installation et d'entretien.
	Vis barrière à double canaux ondulés	Problèmes de stagnation.

3.2.2 Modélisation du mélangeur Egan

Le but de la modélisation est d'obtenir des équations permettant de prévoir le comportement du mélangeur au niveau de la capacité de pompage, de l'échauffement du polymère et de la qualité de mélange dispersif et distributif. Tel que souvent mentionné, ceci nous évite de tester de nombreuses géométries afin de cerner la meilleure combinaison possible. Dans cette section, un modèle d'écoulement du polymère sera mis au point qui permettra de calculer facilement *la perte de pression* ainsi que *l'échauffement visqueux* dans le mélangeur Egan. Les critères de mélange, basés sur les simulations du mélangeur, seront présentés à la section 3.4 "Critères de mélange".

Le modèle développé s'appuie sur le modèle analytique de Tadmor et Klein (T5) auquel plusieurs modifications ont été apportées dans le but d'améliorer les prédictions (surtout au niveau de la température). Le tableau 3-5 illustre les hypothèses de travail utilisées dans cet ouvrage et les comparent à l'analyse de Tadmor et Klein.

Tableau 3-5 Hypothèses de travail des modèles de mélangeurs[a]

MODÈLE DE CET OUVRAGE	MODÈLE DE TADMOR ET KLEIN
Équations newtoniennes prenant en compte les débits de pression et de traînée	Équations newtoniennes prenant en compte les débits de pression et de traînée
Utilisation des multiplicateurs F_p et F_d (présence des parois dans l'écoulement)	Utilisation des multiplicateurs F_p et F_d (présence des parois dans l'écoulement)
Fluide compressible (densité variable)	Fluide incompressible
Profondeur des canaux variables (linéaire)	Profondeur des canaux constantes
Evaluation de la viscosité par un taux de cisaillement moyen calculé dans les canaux et dans la section barrière incluant l'effet de la traînée transversale et de la température	Evaluation de la viscosité par un taux de cisaillement moyen calculé dans les canaux et dans la section barrière
Ecoulement au-dessus du filet principal négligé	Prise en compte de l'écoulement au-dessus du filet principal
Calcul non-isotherme	Calcul isotherme

[a]se référer à la figure 3-9 pour une meilleure compréhension du tableau

Ce type de modèle à l'avantage d'être simple et de prendre en compte toutes les principales caractéristiques d'un écoulement de polymère. Évidemment, en raison de la plus grande complexité de l'analyse, il n'y a plus de solution analytique à ce type d'écoulement. La solution se ramène à résoudre un système d'équations linéaires défini par les équations associées au maillage de la figure 3-9.

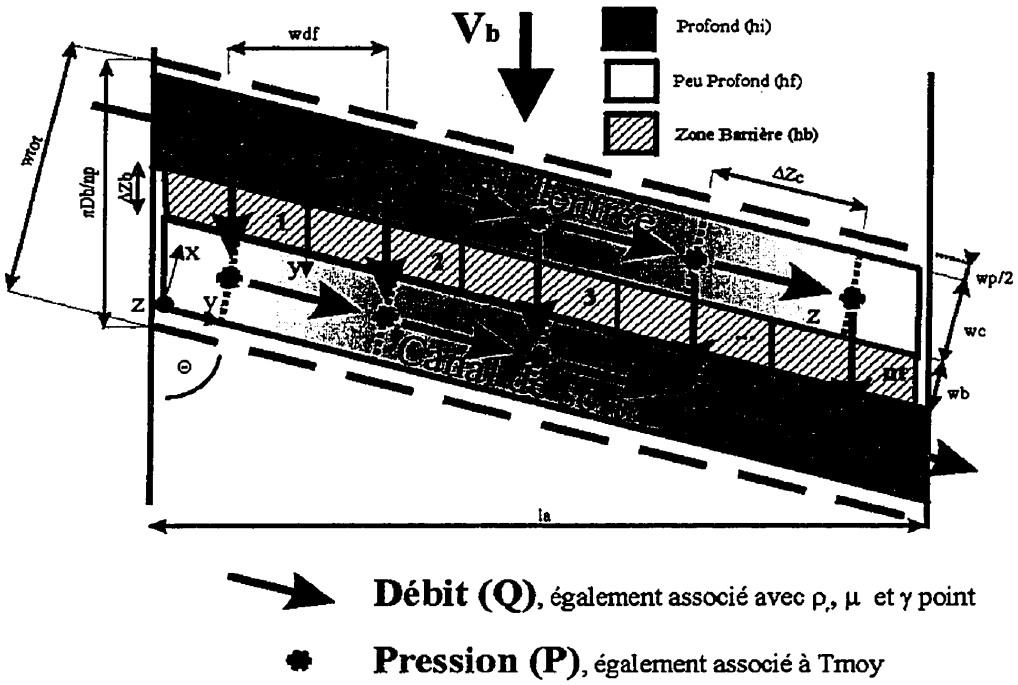


Figure 3-9 Schéma simplifié du mélangeur Egan (vue d'une paire "déroulée")

Pour les n_t subdivisions du filet barrière:

- les points (•) représentent un noeud de pression (inconnues au nombre de $2n_t$-1, le noeud de pression à l'entrée du mélangeur est connu);
- les flèches (↓) représentent des débits inconnus (au nombre de $3n_t$-2, les débits d'entrée et de sortie sont connus).

Le système d'équations à résoudre comporte alors:

- ($3n_t$-2) relations débit-perte de pression associées aux flèches (équations newtoniennes);
- ($2n_t$-1) bilans de masse associés aux nœuds de pression.

Comme le degré de liberté (nombre d'inconnues-nombre d'équations) est de 0, le système possède une solution unique (que l'on souhaite être dans le domaine réel) qui représente alors la performance du mélangeur au niveau de la perte de pression et du profil de débits.

3.2.2.1 Description du système linéaire d'équations

Relation débit-perte de pression (flèches de la figure 3-9)

À la base, les équations du modèle de Tadmor et Klein sont utilisées (équations newtonniennes corrigées par les multiplicateurs F_p et F_d):

$$Q = \underbrace{\left(\frac{\pi D_b (N/60) wh \sin\theta}{2}\right) \cdot F_d}_{\text{débit de traînée } Q_d} - \underbrace{\left(\frac{wh^3}{12\mu}\right) \cdot \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right) \cdot F_p}_{\text{débit de pression } Q_p} \tag{3-4}$$

Comme le mélangeur Egan modélisé à la figure 3-9 comporte des sections rectangulaires, les facteurs F_p et F_d ont été calculés en conséquence. Les équations obtenues, tirées de Tadmor et Gogos (T9) sont les suivantes:

$$\begin{aligned} F_d &= \frac{16}{\pi^3 (h/w)} \cdot \sum_{i=1,3,5}^{\infty} \left(\frac{1}{i^3}\right) \cdot \tanh\left(\frac{i\pi (h/w)}{2}\right) \\ F_p &= 1 - \frac{192 (h/w)}{\pi^5} \cdot \sum_{i=1,3,5}^{\infty} \left(\frac{1}{i^5}\right) \cdot \tanh\left(\frac{i\pi}{2(h/w)}\right) \end{aligned} \tag{3-5}$$

Les facteurs géométriques des canaux d'écoulement et de la section barrière de l'équation 3-4 sont dérivés à partir des paramètres de conception du mélangeur (nombre de paires de canaux, angle du mélangeur, profondeur initiale et finale des canaux, largeur et profondeur du filet barrière, largeur du filet principal, longueur du mélangeur et diamètre nominal du mélangeur) et du nombre de subdivisions du filet barrière (paramètre de précision du calcul). Les

expressions résultantes sont présentées à l'équation 3-6 (se référer à la figure 3-9 pour une meilleure interprétation):

$$
\begin{aligned}
w_{tot} &= \left(\frac{\pi D_b \sin\theta}{n_p}\right) \\
w_c &= \left(\frac{w_{tot} - w_b - w_p}{2}\right) \\
w_{df} &= \left(\frac{l_a}{n_t}\right) \\
\Delta Z_c &= \left(\frac{w_{df}}{\sin\theta}\right) \\
\Delta Z_b &= \left(\frac{w_b}{\sin\theta}\right)
\end{aligned}
\tag{3-6}
$$

La viscosité (μ) est évaluée par un modèle rhéologique de loi de puissance à la température et au cisaillement moyen de la tranche considérée (les flèches de la figure 3-9). Le taux de cisaillement moyen a été calculé par l'intégration suivante:

$$
\bar{\dot{\gamma}} = \int_{section} \dot{\gamma} \cdot \left(\frac{dQ}{Q}\right)^{*} \quad (moyenne\ en\ "vrac") \tag{3-7}
$$

Les résultats correspondants sont donnés dans le tableau 3-6. On remarque alors que les équations dépendent essentiellement du nombre adimensionnel Q_p/Q_d, très souvent utilisé en extrusion. Ce nombre exprime simplement le rapport entre le débit de pression et le débit de traînée tel que calculé par l'équation 3-4. Les détails des intégrations sont donnés à l'annexe C.

Tableau 3-6 Evaluation du taux de cisaillement moyen dans une géométrie rectangulaire en extrusion (écoulement newtonien)[a]

TAUX DE CISAILLEMENT MOYEN ($\bar{\dot{\gamma}} = \sqrt{\bar{\dot{\gamma}}_{zy}^{\,2} + \bar{\dot{\gamma}}_{zx}^{\,2}}$)		
$\bar{\dot{\gamma}}_{zy}\left(Q_p/Q_d\right)$	[1/3 , ∞	$\bar{\dot{\gamma}}_{zy} = \left(\frac{1}{1+Q_p/Q_d}\right)\cdot\left(\frac{V_b \cos\theta}{h}\right)\cdot\left(\frac{(1+3Q_p/Q_d)^4}{72(Q_p/Q_d)^2}-1\right)$
	] -1/3 , 1/3 [	$\bar{\dot{\gamma}}_{zy} = \left(\frac{1}{1+Q_p/Q_d}\right)\cdot\left(\frac{V_b \cos\theta}{h}\right)$
	-∞ , -1/3]	$\bar{\dot{\gamma}}_{zy} = \left(\frac{1}{1+Q_p/Q_d+2Q_r/Q_d}\right)\cdot\left(\frac{V_b \cos\theta}{h}\right)\cdot\left(\frac{(1+3Q_p/Q_d)^4}{72(Q_p/Q_d)^2}\right.$ $Q_r/Q_d = \frac{-(1+3Q_p/Q_d)^3}{27(Q_p/Q_d)^2}$
$\bar{\dot{\gamma}}_{zx}\left(r = 2Q_t/whV_b \sin\theta\right)$	[4/3 , ∞	$\bar{\dot{\gamma}}_{zx} = \left(\frac{1}{r}\right)\cdot\left(\frac{V_b \sin\theta}{h}\right)\cdot\left(\frac{(2-3r)^4}{72(1-r)^2}-1\right)$
	] 2/3 , 4/3 [	$\bar{\dot{\gamma}}_{zx} = \left(\frac{1}{r}\right)\cdot\left(\frac{V_b \sin\theta}{h}\right)$
	-∞ , 2/3]	$\bar{\dot{\gamma}}_{zx} = \left(\frac{1}{r+2Q_r/Q_{dt})}\right)\cdot\left(\frac{V_b \sin\theta}{h}\right)\cdot\left(\frac{(2-3r)^4}{72(1-r)^2}+1\right)$ *avec* $Q_r/Q_{dt} = \left(\frac{1}{27}\right)\cdot\left(\frac{(2-3r)^3}{(1-r)^2}\right)$

[a] Q_t= débit dans la direction x

≈ débit qui saute la section barrière pour les débits (flèches) des canaux du mélangeur

≈0 pour les débits passant au-dessus du filet barrière dans le mélangeur et ≈0 dans le chenal d'écoulement de la vis

Bilan de masse (autour des noeuds de pressions de la figure 3-9)

Il s'agit tout simplement ici de la loi de conservation de masse:

$$\dot{m}_{entrée\ noeud} = \dot{m}_{sortie\ noeud} \quad ainsi$$
$$\sum \rho_{entrée} Q_{entrée} = \sum \rho_{sortie} Q_{sortie} \tag{3-8}$$

Bilan de chaleur (effectué sur les flèches de la figure 3-9)

Le bilan de chaleur n'intervient pas directement dans le système d'équations linéaires mais cependant, il influence grandement le calcul de la viscosité utilisée dans les relations débit-perte de pression. Évidemment, le bilan de chaleur permet en plus d'estimer la température du PVC fondu à la sortie du mélangeur.

Le calcul de la température dans le mélangeur se fait en considérant les nœuds de pression comme des températures moyennes et en appliquant ensuite les équations de la thermique entre ces nœuds (les équations sont alors associées aux flèches de la figure 3-9). Une fois la distribution de débit dans le mélangeur connue et la température d'entrée fixée, il possible de connaître la température moyenne dans le mélangeur partout où il y a des nœuds de pressions. Le calcul se fait en suivant l'écoulement du polymère: on commence par l'entrée où on calcule la température des nœuds adjacents et ensuite on calcule la température des autres nœuds à partir des derniers nœuds calculés et le processus se répète jusqu'à la sortie du mélangeur. Lorsque deux débits se rencontrent (dans le canal de sortie), la température du nœud est calculée par la température moyenne des courants qui entrent dans le nœud en question (équation 3-9). Finalement, l'équation 3-10 a été utilisée afin de calculer la température du polymère (nouveau nœud à T=$\overline{T}_{noeud}$) à partir d'un nœud de température connu ($T_{nœud\ parent}$). Les variables géométriques utilisées dans les équations sont soient appliquées au canaux d'entrée et de sortie ou à la section barrière (voir équation 3-6). Plus de détails sur la dérivation des équations peuvent être trouvés à l'annexe D.

$$\overline{T}_{noeud} = \frac{\sum \rho_{f\,entrée} Q_{entrée} \overline{T}_{entrée}}{\sum \rho_{f\,entrée} Q_{entrée}} \tag{3-9}$$

Equation d'énergie

$$\rho_f C_{pf} v_x \frac{\partial T}{\partial x} = k_f \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} + \mu \left(\frac{\partial v_x}{\partial z} \right)^2$$

Formulation en température moyenne

$$\rho_f C_{pf} Q d\overline{T} = Hb(T_b - \overline{T})wdx + Hs(T_s - \overline{T})wdx + \mu(\overline{\dot{\gamma}})^2 whdx \tag{3-10}$$

Ainsi

$$\overline{T}_{noeud} = T_i + (T_{noeud\,parent} - T_i) \cdot EXP\left(\frac{-(Hb + Hs)w\Delta Z}{\rho_f C_{pf} Q} \right) \quad avec$$

$$T_i = \frac{T_b Hb + T_s Hs + h\mu(\overline{\dot{\gamma}})^2}{(Hb + Hs)}$$

Les coefficients de transfert de chaleur (*Hb* et *Hs*) ont été déterminés pour une vis adiabatique ou isotherme et le baril est toujours considéré isotherme. Dans le cas des conditions limites isothermes, les coefficients de transfert furent approximés par l'analyse thermique de l'écoulement en régime établi (à l'équilibre), ce qui diffère quelque peu des conditions réelles de régime transitoire présentes dans le mélangeur. En l'absence de corrélations empiriques plus appropriées pour Hb et Hs, nous croyons que c'est la meilleure estimation possible des coefficients de transfert. Le calcul des coefficients de transfert obtenus de cette façon est assez complexe et est présenté à l'annexe D.

3.2.2.2 Algorithme de calcul

La résolution du système d'équations linéaires en soit est simple. Cependant, il y a beaucoup d'interactions entre les variables, ce qui oblige à rechercher des solutions de façon itérative. En

analysant le système d'équations, l'algorithme de résolution présenté à la figure 3-10 a été développé et utilisé dans le logiciel de simulation du mélangeur. La compréhension est plus facile en se remémorant la figure 3-9.

Entrée des données
- propriétés physiques
- conditions opératoires
- variables géométriques du mélangeur

Calcul de la géométrie des canaux d'écoulement
Initialisation des valeurs de viscosité, de densité et de température
RÉPÉTER (BOUCLE DE TEMPERATURE)
- **RÉPÉTER** (BOUCLE DE DENSITÉ)
  - **RÉPÉTER** (BOUCLE DE VISCOSITÉ)
    - Assemblage du système d'équations linéaires=f(μ,ρ)
    - *Résolution du système d'équations (Q et Pconnus)*
    - Calcul des taux de cisaillement moyen=f(Q)
    - Calcul des nouvelles viscosités =f($\dot{\gamma}$,T)
    - Evaluer l'erreur sur la viscosité (nouv.viscosités-anc.viscosités)
    - **SI** L'ERREUR (VISC) > CRITÈRE **ALORS**
      - Anc.viscosités = nouv.viscosités
      - **SINON**
      - La boucle de viscosité est terminée
    - **JUSQU'À** CE QUE LA BOUCLE DE VISCOSITÉ SOIT TERMINÉE
  - Calcul des nouvelles densités=f(T,P)
  - Evaluer l'erreur sur les densités (nouv.densités-anc.densités)
  - **SI** L'ERREUR (DENS) > CRITÈRE **ALORS**
    - Anc.densités = nouv.densités
    - **SINON**
    - La boucle de densité est terminée
  - **JUSQU'À** CE QUE LA BOUCLE DE DENSITÉ SOIT TERMINÉE
- Calcul des nouvelles températures=f(Q,ρ_f,μ)
- Evaluer l'erreur sur les températures (nouv.températures-anc.températures)
- **SI** L'ERREUR (TEMP) > CRITÈRE **ALORS**
  - Anc.températures = nouv.températures
  - **SINON**
  - La boucle de température est terminée
- **JUSQU'À** CE QUE LA BOUCLE DE TEMPÉRATURE SOIT TERMINÉE

Calcul des indicateurs de mélange dispersif et distributif (section 3.4)
Affichage des résultats (débits,pressions,températures,indicateurs de mélange)

Figure 3-10 Algorithme de résolution utilisé dans le logiciel de simulation du mélangeur

3.2.2.3 Description du modèle du mélangeur Egan

Après avoir présenté le fonctionnement et les bases du logiciel dans les paragraphes précédents, cette section a pour objectif de *présenter l'utilisation du logiciel* au niveau de la description des variables d'entrée et de sortie, un peu comme cela a été fait pour les vis d'extrusion (section 3.1.1). Les variables d'entrée, présentées au tableau 3-7, sont regroupées en trois catégories, soient: les conditions opératoires, la géométrie du mélangeur et les propriétés physiques.

Tableau 3-7 Variables d'entrée du modèle du mélangeur Egan

CONDITIONS OPÉRATOIRES	Q_0 (m^3/s)		Débit volumique total qui entre dans le mélangeur
	P_o (Pa)		Pression à l'entrée du mélangeur
	T_o (K)		Température moyenne du polymère fondu à l'entrée du mélangeur
	T_b (K)		Température du baril au voisinage du mélangeur
	N (RPM)		Vitesse de rotation de la vis
	T_s (K)		Température de la vis au voisinage du mélangeur (0=vis adiabatique)
GÉOMÉTRIE DU MÉLANGEUR	n_p		Nombre de paires du mélangeur (canaux d'entrée et de sortie)
	n_t		Nombre de subdivisions du filet barrière (pour fins de calculs numériques)
	θ (rad)		Angle d'inclinaison des canaux du mélangeur
	h_i (m)		Profondeur initiale du canal d'entrée (ou finale du canal de sortie)
	h_f (m)		Profondeur finale du canal d'entrée (ou initiale du canal de sortie)
	w_b (m)		Largeur du filet barrière
	w_p (m)		Largeur du filet principal
	l_a (m)		Longueur axiale du mélangeur
	h_b (m)		Profondeur du filet barrière
	D_b (m)		Diamètre nominal de la vis
PROPRIÉTÉS PHYSIQUES	Rhéologie (loi de puissance)	m_o ($Pa \cdot s^n$)	Consistance du polymère
		E/R (K)	Sensibilité à la température
		T_r (K)	Température de référence
		n	Indice de pseudo-plasticité
	Fonction de densité[a]	ρ_{f1} (Kg/m^3)	Densité en fondu à pression ambiante de l'état 1
		ρf_2 (Kg/m^3)	Densité en fondu à pression ambiante de l'état 2
		T_1 (K)	Température de l'état 1
		T_2 (K)	Température de l'état 2
		$A_1 \left(\frac{Kg/m^3}{MPa}\right)$	Coefficient linéaire de la fonction de densité
		$A_2 \left(\frac{Kg/m^3}{MPa^2}\right)$	Coefficient quadratique de la fonction de densité
	Prop. Therm	k_f (W/m°C)	Conductibilité thermique du polymère fondu
		C_{pf} (J/Kg°C)	Capacité calorifique du polymère fondu
		T_{fusion} (K)	Température de fusion (ou température d'écoulement)

[a] $\rho_f(T)=\rho_f(T,P=0)+A_1P+A_2P^2$

Il existe 5 catégories de variables de sortie, soient les profils de débits, de pressions, de températures, de déformation moyenne totale (section 3.4) et de fraction de diamètre moyen des agglomérats (section 3.4). Le profil de débit est associé aux flèches de la figure 3-9 tandis

que les autres catégories de variables sont toutes associées aux noeuds de pression (voir également la figure 3-14). La précision des profils obtenus dépend du nombre de subdivisions du filet barrière (n_t), plus ce nombre est grand, meilleure sera la solution (quoiqu'une certaine stabilisation des résultats fut remarquée avec $n_t > 10$). Il faut faire attention ici de pas confondre *précision et exactitude*, augmenter le nombre de subdivisions ne fait que détailler la solution obtenue (elle est plus précise) mais cela n'affecte que peu (ou pas du tout) son exactitude c'est-à-dire, son accord avec les résultats de la réalité. Le tableau 3-8 illustre mieux les variables de sortie du logiciel du mélangeur.

Tableau 3-8 Variables de sortie du modèle du mélangeur Egan

SOLUTION	HOMOLOGUE AUX...	DISTRIBUTION
Profil de débits	Flèches (↓)	(n_t-1) par canal n_t sur le filet barrière
Profil de pressions	Noeuds de pression (•)	n_t par canal
Profil de températures	Noeuds de pression (•)	n_t par canal
Profil de déformation moyenne totale	Noeuds de pression (•)	n_t par canal
Profil de fraction de diamètre moyens des agglomérats	Noeuds de pression (•)	n_t par canal

3.2.3 Validation du modèle avec les données de la littérature

La validation idéale du modèle consiste à tester une tête de mélange directement sur une extrudeuse et de comparer les résultats avec les simulations. Cependant, au laboratoire d'extrusion du CRASP de l'École Polytechnique, aucune tête de mélange n'est disponible et également, il manque certains instruments de mesure essentiels aux essais. Nous avons donc dû valider le modèle avec certains résultats de la littérature.

Afin de faire de bonnes comparaisons, il fallait trouver un article qui traite à la fois de la caractérisation du polymère (ce qui est indispensable aux simulations) et des essais réalisés sur une extrudeuse. Après recherches, seuls les travaux de Han et al (H7) se sont montrés satisfaisants à cet égard. Leur recherche a été effectuée avec du polyéthylène sur une extrudeuse 2½po. avec un mélangeur LeRoy (ce qui peut être considéré comme une forme limite du mélangeur Egan). Leur article donne une bonne description de la géométrie du mélangeur, des conditions opératoires ainsi que des propriétés physiques utilisées (variables d'entrée du logiciel), surtout au niveau de la rhéologie qui est très déterminante. Seuls quelques problèmes ont été remarqués au niveau des conditions thermiques à la vis car rien n'est donné à ce sujet dans l'article. Ce paramètre ne change pratiquement rien aux profils de pression calculés mais affecte passablement l'échauffement visqueux dans le mélangeur. Toutefois, une valeur précise de la température de vis n'est pas nécessaire car aucune mesure de l'échauffement visqueux dans le mélangeur n'a été effectuée et, par conséquent, nous n'aurions pas pu effectuer des comparaisons avec le logiciel.

Les essais effectués sont très simples et consistent à mesurer la perte de pression du mélangeur pour un débit et une vitesse de vis fixés. Le tableau 3-9 illustre les essais sur l'extrudeuse et permet de comparer les résultats obtenus avec notre logiciel et également avec les résultats prédits de Han et al.

Tableau 3-9 Comparaison des résultats de Han et al avec le logiciel du mélangeur Egan[a]

RPM	$\dot{m}$ (Kg/h)	P_o (MPa)	$\Delta P_{mesuré}$ (MPa)	$\Delta P_{cet\ ouvrage}$ (MPa) avec erreur (%)	$\Delta P_{Han\ et\ al}$ (MPa) avec erreur (%)
50	41.95	6.89	-0.27	-0.34 (-25.9)	-0.12 (+55.6)
50	38.77	13.78	+0.28	+0.28 (0)	+0.01 (-96.4)
50	35.59	20.67	+1.03	+0.95 (-7.8)	+0.15 (-85.4)
75	64.33	6.89	-0.43	-0.83 (-93.0)	-0.18 (+58.1)
75	60.34	13.78	+0.14	-0.06 (-142.9)	-0.05 (-135.7)
75	56.21	20.67	+0.62	+0.68 (+9.7)	+0.06 (-90.3)
100	86.81	6.89	-0.89	-1.13 (-27.0)	-0.21 (+76.4)
100	81.81	13.78	-0.28	-0.30 (-7.1)	-0.11 (+60.7)
100	77.14	20.67	+0.34	+0.43 (+26.5)	-0.02 (-105.9)

[a](-) = perte de pression, (+) = augmentation de pression

Dans l'ensemble, les résultats de cet ouvrage semblent assez satisfaisants. Dans un premier temps, l'ordre de grandeur des pertes de pression du mélangeur est assez bien prédit. De meilleures prédictions dans ce sens pourraient être obtenues principalement par une analyse plus poussée de l'écoulement (au prix d'un temps de développement du logiciel plus élevé) et également par la prise en compte des effets de bouts présents à l'entrée et à la sortie des mélangeurs. Au niveau de l'évolution de la perte de pression avec les conditions opératoires, il y a une très bonne concordance des résultats également. En effet, on remarque que les tendances observées pour les résultats expérimentaux et les simulations sont les mêmes, c'est-à-dire une diminution de la perte de pression avec une diminution du débit (à RPM constant). Ceci est dû à l'écoulement de pression qui doit "inhiber" davantage l'écoulement de traînée aux faibles débits.

Il est surprenant de constater que le logiciel développé dans cet ouvrage semble supérieur, et de loin, au modèle de Han et al. ("FAN method") au niveau du calcul de la perte de pression. Le modèle de Han et al est pourtant plus complet en permettant de prendre en compte l'écoulement dans tout le mélangeur (y compris l'écoulement au-dessus du filet principal) et, de plus, la description de la géométrie des canaux est beaucoup plus exacte. Dans le modèle de

cet ouvrage, nous ne pouvions pas respecter la section circulaire des canaux où nous avons dû adopter une géométrie rectangulaire à surface identique, tandis que le modèle de Han et al calcule directement avec une section circulaire. En analysant les données de l'article, ces différences semblent provenir de l'évaluation de taux de cisaillement moyen, ce qui influence alors les valeurs de viscosité. Han et al utilise un taux de cisaillement moyen de $\bar{\dot{\gamma}} = V_b/h$, alors que le modèle de cet ouvrage utilise une description plus exacte et beaucoup plus complexe du taux de cisaillement moyen (voir tableau 3-6).

3.3 Ecoulements dans les filières

La modélisation des filières est très importante car celles-ci déterminent la résistance à l'écoulement dans les vis et les mélangeurs. De ce fait, les filières peuvent influencer considérablement le débit, la température du polymère fondu, le couple ainsi que le degré de mélange dans les vis d'extrusion. La modélisation des filières (relation débit-perte de pression) est relativement simple à effectuer et, dans la mesure où la loi de puissance est respectée (ce qui est le cas avec le PVC), le comportement de la filière peut être décrit par l'équation 3-11:

$$\Delta P_{extr} = k_o \cdot EXP\left\{ E/R \cdot \left(1/T_{extr} - 1/T_r \right) \right\} \cdot Q_{extr}^n \qquad \textbf{(3-11)}$$

Deux filières d'intérêt seront ici analysées plus en détails, soient la filière utilisée dans les tests rhéologiques avec le pointeau en position fermée (pour l'optimisation des vis 45mm à l'École Polytechnique) et une des filières des vis 60mm utilisées chez l'entreprise.

Résultats

Les essais ont été réalisés au laboratoire d'extrusion du CRASP et consistent à mesurer la perte de pression *totale* dans les filières (incluant les "effets de bouts") en fonction du débit extrudé pour une température de sortie de vis fixée (ou relativement stable). Les résultats sont présentés à la figure 3-11 et les paramètres de régression de l'équation 3-11 (illustrée par les traits sur la figure 3-11) sont présentés au tableau 3-10. La filière des tests rhéologiques a déjà

été décrite à la section 2.6. La filière utilisée chez l'entreprise possède par contre une géométrie beaucoup plus complexe et pour plus d'informations, le lecteur est référé au projet de fins d'études de Malmström (M14). Les matériaux sélectionnés (PVC 715M pour la filière rhéologie et PVC 7167 pour la filière de l'entreprise) sont cohérents avec les travaux effectués au chapitre 4. Comme pour la caractérisation des matériaux, une incertitude globale de 10% constitue une bonne approximation de l'erreur introduite par le lissage de courbe.

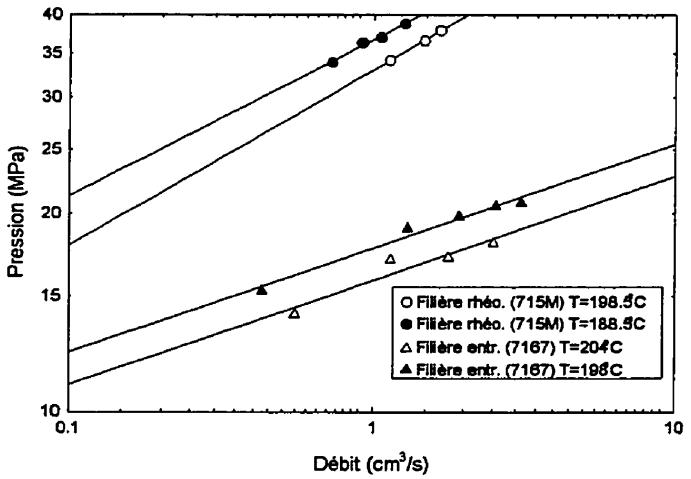


Figure 3-11 Courbes Débit-Perte de pression pour les filières utilisées

Tableau 3-10 Paramètres des courbes Débit-Perte de pression pour les filières utilisées

FILIÈRE-MATÉRIAUX	k_o(MPa/(cm^3/s)^n)	T_r (K)	n	E/R (K)
Entreprise (7167)	17.697	471.0	0.16	4183
Rhéologie (715M)	36.705	461.5	0.25	2279

3.4 Critères de mélange

L'objectif de cette section est de mettre au point des critères de mélange intégrés aux logiciels de simulation afin de quantifier le mélange dispersif et distributif présent dans la vis et le mélangeur Egan.

3.4.1 Vis d'extrusion

En considérant la revue de la littérature sur le mélange (section 1.5.2), un critère relativement simple et efficace pour décrire le mélange distributif dans les vis est le calcul de la *déformation moyenne totale* ou le "WATS (Weighted Average Total Strain)" selon la terminologie de Pinto et Tadmor. Cependant, un calcul complet de ce critère, de la formation du film de polymère fondu au-dessus du lit des solides jusqu'à la sortie de la vis, est assez complexe. Le calcul du WATS dans un canal de polymère fondu ou au-dessus du lit solide seul ne présente aucun problème (consultez les équations dans la revue de la littérature), la principale difficulté réside dans la caractérisation de ce qui se passe lorsque le film de polymère fondu rencontre la poche de polymère fondu adjacente (voir figure 1-15). À ce moment là, les distances caractéristiques des "spirales" (ε et ε_c) changent continuellement et il faut tenir compte des nouvelles histoires de déformation apportées par le film. Lidor et Tadmor (L1) ont utilisé cette démarche et ont calculé le WATS à l'aide des distributions de déformation totale et de temps de séjour calculées à la fin de vis.

Dans cet ouvrage, nous utilisons une approche simplifiée qui est sans doute moins exacte que celle de Lidor et Tadmor mais qui à l'avantage de permettre une comparaison rapide des performances de mélange des conceptions de vis. Une loi de mélange simple, au niveau des déformations moyennes totales, est utilisée lors de la rencontre des écoulements du film de polymère fondu et celui de la poche de polymère fondu adjacente. Tout comme le WATS calculé par Lidor et Tadmor, ce critère reste sensible au principaux facteurs qui influencent le mélange distributif dans la vis (longueur du canal d'écoulement avec polymère fondu, profondeur du canal d'écoulement, contrepression, vitesse de rotation de la vis, angle des filets,

épaisseur du lit solide, longueur et profil des solides dans la zone de fusion ...) et peut donc très bien servir de base de comparaison. Nous reviendrons sur ce sujet à la section "Validation du WATS simplifié".

3.4.1.1 Calcul du WATS simplifié

Film de polymère au-dessus du lit des solides

Nous allons maintenant décrire plus en détails les hypothèses et les équations utilisées pour calculer le critère de mélange. Nous débutons par l'écoulement dans le film de polymère fondu au-dessus du lit des solides. Les hypothèses de travail utilisées sont les suivantes (consulter la figure 1-15 et la figure 3-1):

- écoulement des débits de plastification sortant du lit des solides (w_{pl}) dans la même direction que le vecteur vitesse du fourreau (V_b). Les débits de plastification suivent donc parfaitement les lignes du maillage de la figure 3-1 jusqu'à la fin du lit de solides. Cette hypothèse est assez bien acceptée en considérant que c'est surtout l'écoulement de traînée qui prédomine dans le film de polymère fondu.
- une loi de mélange simple est utilisée afin d'accumuler les histoires de déformation moyenne totale (WATS) des débits de plastification du début jusqu'à la fin du lit des solides.
- le débit de recirculation de la vis (débit passant au-dessus des filets) est pris en compte dans le calcul du WATS du film cependant, aucune histoire de déformation est associée à ce débit à part le WATS accumulé au passage dans l'entrefer.
- utilisation des équations newtoniennes dans le calcul du WATS.

Le calcul du WATS (film de polymère fondu) du début jusqu'à la fin d'une tranche de lit des solides a été effectué avec l'algorithme suivant:

Initialisation du débit précédent entrant dans le film à la valeur du débit de l'entrefer ($Q_{prec} = Q_{entre}$)
Initialisation du WATS précédent ($WATS_{prec}$) à l'entrée du film à la valeur associée au débit de l'entrefer ($WATS_{entre}$)
Initialisation du $WATS_{film}$ à 0
POUR l'élément **ALLANT** du **PREMIER** touchant le filet au **DERNIER** touchant la poche de fondu
    $Q_{film} = w_{pl}$ (élément) + Q_{prec}
    Calcul de $WATS_{élé}$ en fonction de Q et du profil de vitesses local (equation 3-12)
    $WATS_{film} = WATS_{élé} + (Q_{prec}/Q) \cdot WATS_{prec}$
    $WATS_{prec} = WATS_{film}$
    $Q_{prec} = Q_{film}$

Figure 3-12 Algorithme utilisé dans le calcul du WATS dans le film au-dessus des solides

Le WATS sur un élément dans le film ou au-dessus des filets de la vis fut calculé avec les équations 1-11 et 1-17, on obtient alors les relations suivantes (voir annexe E):

$$WATS_{élé} = \left(\frac{l_{élé} \cdot w_{élé}}{Q}\right) \cdot \left(v(h_{élé}) - v(0)\right)$$

$$ou \qquad (3\text{-}12)$$

$$WATS_{élé} = \left(\frac{l_{élé} \cdot w_{élé}}{Q}\right) \cdot \left(2v_{max} - \{v(h_{élé}) + v(0)\}\right)$$

où $v(h_{élé})$et $v(0)$ représentent les conditions limites en vitesse soient, respectivement, la vitesse du fourreau et la vitesse du lit des solides ;
v_{max} représente la vitesse maximale dans le profil de vitesse (>vitesse du fourreau).

Le cas qui implique une recirculation de l'écoulement dans le sens contraire à la vitesse du fourreau n'est pratiquement jamais rencontré dans le film de polymère fondu au-dessus du lit des solides et ne sera pas traité ici.

Écoulement dans la poche de polymère fondu

Les hypothèses de travail sont similaires à celles utilisées pour le film de polymère fondu:

- équations newtoniennes pour le calcul du WATS;
- le débit de recirculation de la vis (débit passant au-dessus des filets) est pris en compte dans le calcul du WATS de la poche de polymère fondu cependant, aucune histoire de déformation n'est associée à ce débit à part le WATS accumulé au passage dans l'entrefer;
- utilisation de la loi de mélange afin de calculer le WATS résultant de la rencontre du film ou du débit au-dessus des filets avec la poche de polymère fondu.

L'algorithme de la figure 3-13 fut mis sur pied pour calculer le WATS dans la poche de polymère fondu. Les tranches de polymère fondu dont il est question sont des coupes perpendiculaires à l'axe de la vis. L'épaisseur de la "coupe" correspond à la longueur axiale d'un élément du maillage (voir figure 3-1). La valeur du WATS dans le canal à la fin de la vis constitue le critère de mélange distributif utilisé au chapitre 4.

Calcul des Q_{entre} et du WATS qui leur est associé ($WATS_{entre}$) pour chaque tranche de canal
Initialiser la tranche de canal de polymère fondu au début de la zone de fusion
Initialiser le débit et le WATS de la tranche précédente à 0 (Q_{prec} et $WATS_{prec}$=0)
TANT QUE la tranche de canal de polymère fondu n'est pas rendu à la fin de la vis
    Initialiser le débit au-dessus du lit solide (Q_{film}) se déversant dans la tranche à 0
    SI il y a du solide dans la tranche considérée **ALORS**
        Calcul du $WATS_{film}$ se déversant dans la tranche (voir section précédente)
        Calcul du débit associé uniquement à la fonte du polymère solide dans le film (Q_{film})
    Calcul du débit net dans la tranche de polymère fondu (Q_{net}=Q_{film}+$Q_{préc}$)
    Calcul du $WATS_{tran}$ dans la tranche de polymère fondu en fonction de Q_{net}
    Calcul du débit total entrant dans la tranche de polymère fondu (Q_{tot} = Q_{net}+Q_{entre})
    SI il y du solide **ALORS**
        $WATS_{canal} = WATS_{tran} + (Q_{préc}/Q_{tot})\cdot WATS_{prec} + ((Q_s+Q_{entre})/Q_{tot})\cdot WATS_{sol}$
        SINON
        $WATS_{canal} = WATS_{tran} + (Q_{préc}/Q_{tot})\cdot WATS_{prec} + (Q_{entre}/Q_{tot})\cdot WATS_{entre}$
    $WATS_{prec} = WATS_{canal}$
    $Q_{prec} = Q_{net}$
    Incrémenter la tranche de polymère fondu
Afficher $WATS_{canal}$

Figure 3-13 Algorithme utilisé dans le calcul du WATS dans la poche de polymère fondu

Le calcul du WATS dans le canal est effectué par l'intégration numérique (équation 1-17) du produit de l'équation de McKelvey décrivant le temps de séjour sur les spirales (équation 1-12) par l'équation de Pinto et Tadmor décrivant la déformation totale sur les spirales (équation 1-15).

3.4.1.2 Validation du WATS simplifié

Afin de démontrer que le critère simplifié semble aussi valable que l'analyse complète de Lidor et Tadmor, nous avons mené une brève analyse comparative étudiant l'effet de deux variables d'extrusion: le débit extrudé à vitesse de vis constante et l'effet du ratio débit extrudé/vitesse de vis. Les résultats sont présentés au tableau 3-11 et au tableau 3-12. Tous les résultats de Lidor et Tadmor ont été obtenus avec du PEBD et sont tirés de leur article (L1). Les résultats avec le critère simplifié sont tirés de simulations effectuées au chapitre 4 avec le logiciel d'extrusion (avec du PVC évidemment).

Tableau 3-11 Effet du débit extrudé à vitesse de vis constante

	Débit extrudé (Kg/h)	Vitesse de vis (RPM)	$\bar{\bar{\gamma}}$
Lidor et Tadmor (extrudeuse 6 po.)	364	30	1906
	455	30	1395
Cet ouvrage (extrudeuse 45mm)	15.9	25	2088
	19.7	25	1677

Tableau 3-12 Effet du ratio débit extrudé/vitesse de vis

		Débit extrudé (Kg/h)	Vitesse de vis (RPM)	Ratio ($\frac{Kg/h}{RPM}$)	$\bar{\bar{\gamma}}$
Lidor et Tadmor (L1) (extrudeuse 2.5po.)		33.5	20	1.68	973
		50.4	40	1.26	1340
		86.8	80	1.09	1598
		107.8	100	1.08	1606
Cet ouvrage (extrudeuse 45mm)	Vis 1	21.1	18	1.17	1113
		16.8	30	0.56	2507
	Vis 2	17.6	20	0.88	1587
		20.4	25	0.82	1550

Bien qu'il soit impossible d'effectuer une comparaison absolue entre les résultats (matériaux et diamètres de vis différents), les tendances observées pour le critère développé dans cet ouvrage *confirment très bien l'allure des résultats de Lidor et Tadmor*. Les résultats sont également cohérents avec l'observation bien connue que la qualité d'extrusion diminue lorsque le débit d'extrusion augmente à vitesse de vis constante. On peut aussi remarquer que le ratio débit d'extrusion/vitesse de vis semble déterminer la qualité d'extrusion, de petites valeurs étant à favoriser. Sans aller plus loin dans l'analyse, le critère de mélange simplifié est accepté tel quel et sera utilisé au chapitre 4.

3.4.2 Mélangeur EGAN

3.4.2.1 Critère de mélange distributif

Tout comme le critère de mélange distributif développé pour la vis, le degré de mélange dans la tête de mélange Egan est évalué avec le calcul de la déformation moyenne totale ou WATS. À prime abord, cette démarche est incomplète en soi car elle néglige le calcul de la réorientation interfaciale. Il faut cependant se rappeler qu'un tel calcul est très complexe (elle demande une solution détaillée de l'écoulement) et, de toutes façons, dans la revue de la littérature effectuée dans ce mémoire (section 1.5.2), il n'y a aucun travail qui permet de faire *une prédiction de la réorientation en fonction de la géométrie et des conditions opératoires du mélangeur*. Afin d'optimiser les performances de mélange distributif du mélangeur Egan, nous nous contentons alors de maximiser la déformation moyenne totale en assumant qu'il y a un certain niveau de réorientation interfaciale dans le mélangeur et que celui-ci ne change pas avec la géométrie du système.

L'écoulement du polymère dans le mélangeur est complexe, surtout au niveau des multiples passes possibles au-dessus du filet barrière, et afin de mettre sur pied un critère efficace et facile à calculer, il a fallu faire quelques simplifications.

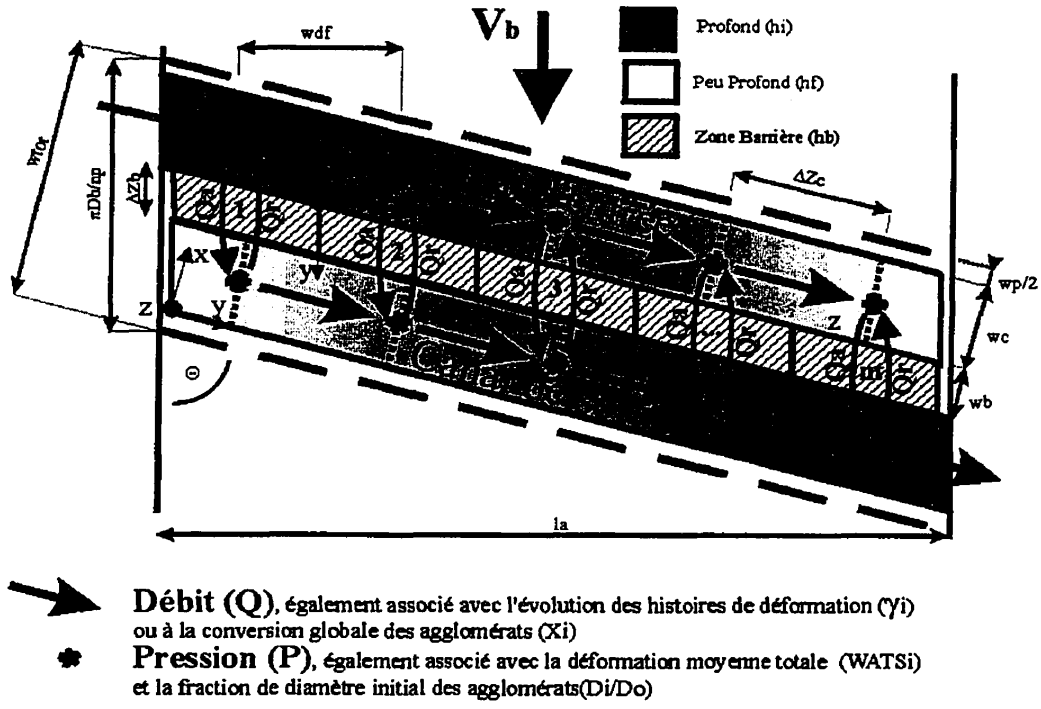


Figure 3-14 Schéma simplifié du mélangeur utilisé pour les critères de mélange

Le calcul du WATS fut élaboré avec la distribution de débits de la figure 3-14 pour permettre de tenir compte de multiples passes du filet barrière. À la différence de la figure 3-9 utilisée pour la modélisation des écoulements, les nœuds de pression deviennent des nœuds de déformation moyenne totale. La distribution de WATS dans le mélangeur Egan (et surtout la valeur à la sortie du mélangeur) peut être trouvée par la résolution d'un système d'équation linéaire construit à partir des "flèches" de la figure 3-14. Chaque flèche représente une histoire de déformation et un débit connus (qu'il est possible de calculer) entre un nœud initial et un nœud final. Le système d'équations linéaires est bâti en effectuant un bilan, tel qu'illustré à l'équation 3-13, autour de chaque nœud de déformation moyenne totale inconnue. Ces nœuds sont au nombre de $2n_t$-1, car le premier nœud possède aucune histoire de déformation et est initialisé à 0.

$$WATS_{noeud} = \sum \left(\frac{Q_{entre\ noeud\ et\ noeud\ parent\ i}}{Q_{tot}} \right) \cdot (WATS_{noeud\ parent\ i} + \overset{=}{\gamma}_{entre\ noeud\ et\ noeud\ parent\ i}) \quad avec \tag{3-13}$$

$$Q_{tot} = \sum débits\ en\ provenance\ des\ noeuds\ parents\ (donneurs\ de\ matière)$$

Calcul des débits et des histoires de déformations associées aux "flèches" de la figure 3-14

La distribution de débits à l'intérieur du mélangeur est connue grâce à la solution des équations d'écoulements décrites à la section 3.2.2 à l'exception des débits traversants le filet barrière où seuls les *débits nets* sont connus dans chaque subdivision. Les débits traversants le filet barrière, quittant (Q_a) ou revenant (Q_r) dans le canal d'entrée, sont estimés par l'intégration du profil de vitesse dont la forme est donnée par la connaissance du ratio Q_p/Q_d dans l'entrefer (par le biais des débits nets calculés). Le tableau 3-13 illustre les équations résultantes obtenues:

Tableau 3-13 Equations utilisées pour estimer les débits traversants le filet barrière

CAS ($Q = Q_d + Q_p$)	EQUATIONS
$Q_p/Q_d \leq (-1/3)$	$Q_a = Q + Q_r$
	$Q_r = Q_d \cdot \left(\frac{-(1+3Q_p/Q_d)^3}{27 Q_p/Q_d^2} \right)$
$Q_p/Q_d > (-1/3)$	$Q_a = Q$
	$Q_r = 0$

Les équations pour le calcul des histoires de déformation associées aux débits traversants le filet barrière sont, elles aussi, dérivées de l'intégration des profils de vitesse dans l'entrefer. Les équations retenues sont présentées au tableau 3-14 (les détails des intégrations pourront être trouvés à l'annexe F).

Tableau 3-14 Histoires de déformations associées aux débits traversants le filet barrière

CAS ($Q = Q_d + Q_p$)	EQUATIONS
$Q_p/Q_d \leq (-1/3)$	$\bar{\bar{\gamma}}_a = \left(\frac{2\Delta Z_b}{h_b}\right) \cdot \frac{1}{(1 + Q_p/Q_d + Q_r/Q_d)}$
	$\bar{\bar{\gamma}}_r = \left(\frac{\Delta Z_b}{h_b}\right) \cdot \frac{9Q_p/Q_d}{(1 + 3Q_p/Q_d)}$
$(-1/3) < Q_p/Q_d < (1/3)$	$\bar{\bar{\gamma}}_a = \left(\frac{2\Delta Z_b}{h_b}\right) \cdot \frac{1}{(1 + Q_p/Q_d)}$
	$\bar{\bar{\gamma}}_r = 0$
$Q_p/Q_d \geq (1/3)$	$\bar{\bar{\gamma}}_a = \left(\frac{2\Delta Z_b}{h_b}\right) \cdot \frac{1}{(1 + Q_p/Q_d)} \cdot \left(\frac{(1 + 3Q_p/Q_d)^2}{6Q_p/Q_d} - 1\right)$
	$\bar{\bar{\gamma}}_r = 0$

Pour terminer, les histoires de déformation associées aux flèches à l'intérieur du canal d'entrée ou de sortie sont obtenues exactement de la même façon qu'expliquée dans le développement du critère de mélange pour la vis (dans le canal de polymère fondu).

3.4.2.2 Critère de mélange dispersif

Le critère de mélange dispersif est entièrement fondé sur les travaux de Manas-Zloczower et al et plus précisément sur l'article M7, très complet, traitant de l'élaboration d'un modèle de dispersion dans un mélangeur interne. Ce modèle a été décrit sommairement dans la revue de la littérature (section 1.5.2.3) .

La conception du critère est effectuée à partir de la figure 3-14 où, cette fois-ci, les noeuds de pression sont assimilés à des noeuds de "fraction de diamètre initial (D_i/D_o)" des agglomérats entrant dans le mélangeur. Tout comme dans le cas du critère de mélange distributif, la

distribution de fraction de diamètre initial dans le mélangeur Egan (et surtout la valeur à la sortie du mélangeur, D_f/D_0) peut être trouvée par la résolution d'un système d'équation linéaire construit à partir des "flèches" de la figure 3-14. Chaque flèche peut alors être associée à une conversion (fraction d'agglomérats brisés qu'il est possible de calculer) entre un noeud initial et un noeud final. Le système d'équations linéaires est bâti en effectuant un bilan, tel qu'illustré à l'équation 3-14, autour de chaque noeud de fraction de diamètre initial inconnu. Ces noeuds sont au nombre de $2n_t-1$, car le premier noeud constitue l'entrée des agglomérats dans le mélangeur et possède une fraction de diamètre initial évidemment égale à 1. On considère que le diamètre des agglomérats convertis (donc brisés) se subdivise par un facteur $2^{1/3}$ lors de leur passage au-dessus du filet barrière (voir Manas-Zloczower et al (M7)).

$$D_{noeud} = \sum\left(\frac{Q_{entre\ noeud\ et\ noeud\ parent\ i}}{Q_{tot}}\right)\cdot\left(\frac{D_{noeud\ parent\ i}}{2^{1/3}}\cdot X_i + D_{noeud\ parent\ i}\cdot(1-X_i)\right) \quad avec$$

$$Q_{tot} = \sum \textit{débits en provenance des noeuds parents (donneurs de matière)} \quad et$$

$$X_i = \textit{fraction d'agglomérats convertie entre le noeud et le noeud parent i} \qquad \textbf{(3-14)}$$

En divisant par D_o (diamètre initial à l'entrée du mélangeur) on obtient :

$$\frac{D_{noeud}}{D_o} = \sum\left(\frac{Q_{entre\ noeud\ et\ noeud\ parent\ i}}{Q_{tot}}\right)\cdot\left(\frac{D_{noeud\ parent\ i}}{D_o}\right)\cdot(1+X_i\cdot(2^{-1/3}-1))$$

L'obtention de la distribution de débits dans le mélangeur ($Q_{entre\ noeud\ et\ noeud\ parent\ i}$) a déjà été discuté à la section précédente.

Calcul des conversions X_i associées aux "flèches" de la figure 3-14

Dans un premier temps, on considère systématiquement une conversion nulle pour l'écoulement du polymère dans le canal d'entrée ou de sortie du mélangeur. Le calcul de la conversion lors du passage au-dessus du filet barrière fut effectuée avec l'intégration de l'équation 1-22. La valeur obtenue ne dépend que du ratio Q_p/Q_d et du rapport $\Delta Z_b/h_b$ dans l'entrefer. L'évaluation de cette intégrale est très complexe (intégration numérique obligatoire) et constitue, en fait, le coeur du modèle de Manas-Zloczower. Bien que très

intéressant, il serait trop long de présenter ici les détails des calculs effectués et le lecteur est plutôt dirigé à l'annexe G.

CHAPITRE 4
OPTIMISATION DES VIS ET DU MÉLANGEUR EGAN

Globalement, la méthode d'optimisation utilisée est exactement la même que la démarche proposée par Underwood (U1) en remplaçant les résultats expérimentaux par des simulations utilisant les modèles du chapitre 3 (voir les travaux de Potente et Krell (P2)). L'objet de ce chapitre est de présenter plus en détails les variables d'entrées, les variables de sortie et le plan expérimental utilisés, d'analyser les résultats et bien sûr de conclure au niveau des conceptions optimales à favoriser. Trois cas en tout seront discutés. Les deux premiers traitent respectivement de la vis et de la tête de mélange utilisées sur les extrudeuses 60mm de l'entreprise. Le troisième étudie la vis 45mm avec la filière utilisée dans les tests rhéologiques (avec le pointeau en position fermée). Ce cas permettra de valider ou de corriger la démarche utilisée car il sera possible de vérifier les conceptions optimales de vis obtenues par des expériences dans les laboratoires d'extrusion (voir chapitre 5).

Afin de limiter l'étendue du travail, l'optimisation des vis 3½ et 4½ po. n'est pas traitée dans ce chapitre. La méthode utilisée serait identique mais en tenant compte du "surging" afin de réduire ou d'éliminer ce défaut. Une brève discussion sur ce sujet est présentée à la fin du chapitre, à la section 4.6.

4.1 Variables d'entrée

On entend par variables d'entrée, les variables dont on veut étudier l'effet sur les variables de réponses qui nous intéressent (critères d'optimisation). Pour les variables d'entrée de la vis et du mélangeur, il est possible d'agir sur les conditions opératoires et/ou sur la géométrie du système. Comme l'indique les tableaux 3-1 et 3-7, beaucoup de combinaisons sont possibles.

4.1.1 Vis

Dans un premier temps, en considérant le critère de productivité exprimé par l'entreprise, il a fallu garder le débit d'extrusion constant. En effet, en simulant quelques extrusions en régime permanent avec des vis 60mm, il a vite été constaté que le débit d'extrusion ne pouvait être augmenté davantage sans qu'il y ait des solides qui entre dans la tête de mélange projetée (voir figure 4-1). Les extrudeuses plus grosses (3½ et 4½po.) n'offrent aucune augmentation très significative du débit car le reste des lignes de production ne pourraient alors pas suivre la cadence. Pour les vis utilisées chez l'entreprise, c'est tout comme dire que le débit maximum est déjà atteint dans la situation actuelle. Faire un plan expérimental dans lequel le débit pourrait être une variable n'a aucun sens car le débit optimal trouvé serait à coup sûr plus bas que le débit utilisé chez l'entreprise. Nous avons donc opté pour une valeur de débit fixe et, dans la mesure où les vis de l'entreprise sont optimisées, les débits correspondants aux différents diamètres de vis ont été utilisés. Pour les vis 45mm, le débit de l'extrusion no.7 du tableau 3-3 fut utilisé.

À la lumière du dernier paragraphe, il fut par la suite décidé de faire varier indépendamment les principaux facteurs influencant la géométrie de vis et d'ajuster la vitesse de vis de façon à garder le débit constant. Les variables d'entrée retenues sont présentées au tableau 4-1.

Tableau 4-1 Variables d'entrée utilisées dans l'optimisation des vis

VARIABLES D'ENTRÉE	SYMBOLE
Angle de la vis	θ
Profondeur de la section d'alimentation	h_1
Profondeur de la section de pompage	h_2
Longueur de la section d'alimentation	l_1
Longueur de la section de pompage	l_2

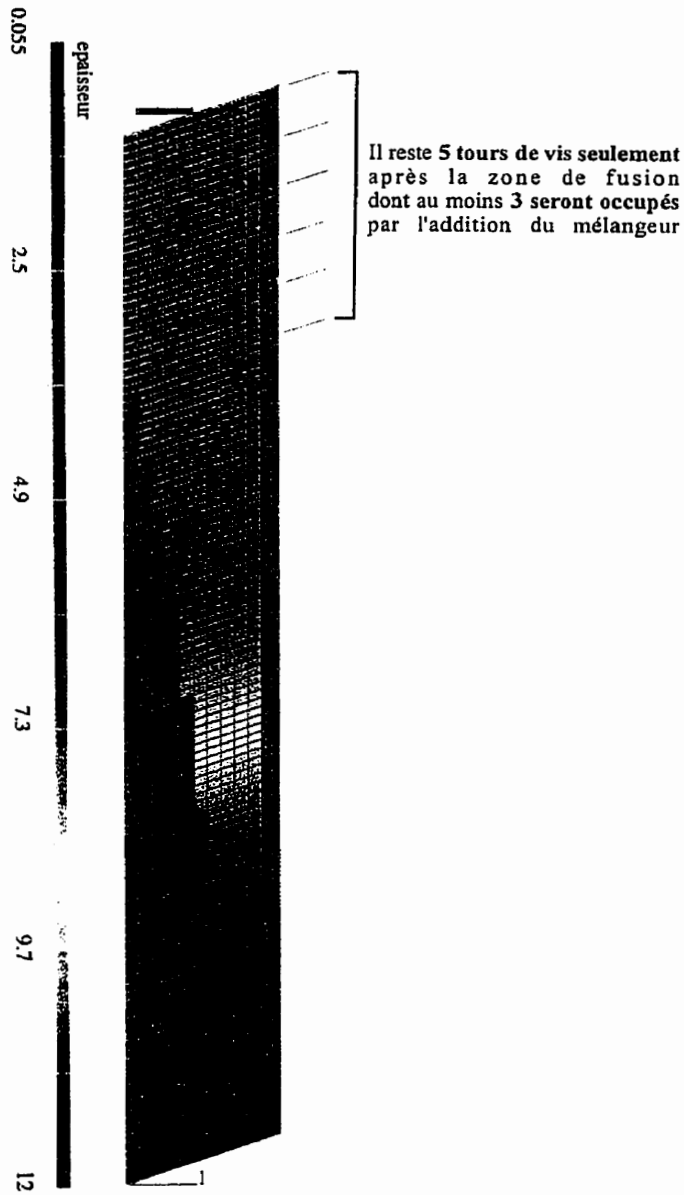


Figure 4-1 Simulation typique d'une vis 60mm (la zone bleue illustre le profil de fusion)

À part les 5 variables du tableau 4-1, tous les autres paramètres du tableau 3-1 concernant les conditions opératoires et la géométrie de vis ont été gardés a des valeurs constantes et appropriées. Mentionnons que pour le profil de température du fourreau, les valeurs les plus basses possibles ont été utilisées (régime thermique d'équilibre sans aucun chauffage du baril) dans le cas des vis de l'entreprise afin de minimiser la température du polymère fondu à la sortie de la filière. Dans le cas des vis 45mm, un profil d'extrusion chaud fut maintenu (voir tableau 3-3).

4.1.2 Mélangeur

L'optimisation du mélangeur vient *après celle de la vis* et est par conséquent effectuée à partir de la géométrie et la vitesse de rotation optimales identifiées pour la vis. Les conditions opératoires du mélangeur se trouvent alors toutes fixées par celles de la vis (vitesse de rotation, débit, température du fourreau, etc...) et seul un choix parmi les paramètres géométriques du mélangeur reste à faire pour les variables d'entrée. Cinq paramètres géométriques particulièrement importants ont été retenus et sont présentés au tableau 4-2.

Tableau 4-2 Variables d'entrées utilisées dans l'optimisation du mélangeur

VARIABLES D'ENTRÉE	SYMBOLE
Angle du mélangeur	θ
Profondeur du filet barrière	h_b
Largeur du filet barrière	w_b
Profondeur initiale du canal d'entrée	h_i
Longueur axiale du mélangeur	l_a

Les autres paramètres géométriques ont été maintenus à des valeurs constantes et appropriées. La profondeur finale du canal d'entrée (ou initiale du canal de sortie) fut maintenue à sa valeur la faible possible qui représente en fait la profondeur maximale admise pour le filet barrière (voir section 4.3.1). Le nombre de subdivisions du filet barrière fut maintenu à n_t=15, ce qui offre un bon compromis entre la précision des résultats et le temps de calcul. Le nombre de

paires de canaux fut fixé à 3, ce qui est fréquemment utilisé en industrie sur de petites vis (45 et 60mm). De plus, des travaux préliminaires d'optimisation qui ne sont pas présentés ici, démontrent que les performances optimales du mélangeur peuvent être atteintes peu importe le nombre de paires choisies. Il suffit, à ce moment là, d'utiliser la combinaison des autres paramètres géométriques qui produit les performances optimales pour chacune des paires utilisées.

4.2 Variables de sortie

Les variables de sortie sont les critères de performance avec lesquels on veut optimiser le mélangeur. Ces variables constituent la réponse des logiciels de simulation aux différentes combinaisons de variables d'entrée du plan expérimental (voir section suivante). En se remémorant les objectif du travail de recherche (section 1.4), les critères d'optimisation pour la vis et le mélangeur sont facilement choisis.

Au niveau de la vis, les variables de réponses retenues sont présentées au tableau 4-3.

Tableau 4-3 Variables de sortie dans l'optimisation des vis

VARIABLES DE SORTIE	SYMBOLE
Vitesse de glissement du lit solide dans le canal de la zone d'alimentation (à minimiser)	V_{glis}
Déformation moyenne totale accumulée tout le long de la vis (à maximiser)	WATS
Température de sortie du polymère fondu à la sortie de la vis (à minimiser)	T_{extr}
Pression finale générée dans la zone de transport des solides (à maximiser)	P_{sol}

Le dernier critère (pression finale générée dans la zone d'alimentation) est très important et permet de juger le réalisme des simulations effectuées. De très faibles valeurs plus basses ou légèrement supérieures à la pression atmosphérique (≈ pression à l'entrée de l'extrudeuse) indiquent très clairement des problèmes éventuels dans le transport du lit des solides car, à ce

moment là, le seul déplacement du fourreau par rapport à la vis (ou l'inverse) n'est plus suffisant pour assurer le débit extrudé. Il faut que la pression baisse pour pousser le solide dans le canal. De plus, ces types de comportement sont associés à différentes catégories de "surging" (voir section 1.5.1). À l'inverse, des valeurs plus élevées indiquent une bonne compaction du lit des solides, ce qui est avantageux, mais également, une certaine assurance que la vis pourra effectivement transporter la matière première sans problème jusqu'à la zone de fusion. Le tableau 4-4 présente les variables de sortie retenues pour le mélangeur.

Tableau 4-4 Variables de sortie dans l'optimisation du mélangeur

VARIABLES DE SORTIE	SYMBOLE
Déformation moyenne totale à la sortie du mélangeur (à maximiser)	WATS
Fraction de diamètre initial (indice de dispersion) à la sortie du mélangeur (à minimiser)	D_f/D_o
Différence de pression entre la sortie et l'entrée du mélangeur (à maximiser)	ΔP
Différence de température entre la sortie et l'entrée du mélangeur (à minimiser)	ΔT

À la différence des autres variables de sortie, la différence de pression entre la sortie et l'entrée du mélangeur est plutôt un critère de procédé qui se doit d'être positif (>0) afin d'assurer une capacité de pompage au moins égale à la section de la vis perdue dû à l'addition du mélangeur (cas des vis 60mm de l'entreprise). Sans cela, c'est toute la conception de vis qui peut être remise en question (car elle devra pomper davantage le polymère pour le passer dans le mélangeur) et comme la conception du mélangeur vient après celle de la vis, ceci n'est pas souhaitable.

4.3 Plan expérimental

Le plan expérimental doit permettre avec un minimum d'expériences de cerner correctement la relation entre les variables d'entrée et de sortie. Avec la complexité du procédé d'extrusion, on peut s'attendre à des relations entre les variables d'entrée et de sortie fortement non-linéaires, de sorte qu'un modèle du 2ième ordre a été choisi *pour modéliser les surfaces de réponse*. Avec 5 variables d'entrée, l'équation de la surface de réponse pour chaque variable de sortie possède alors 21 termes exprimés par la relation suivante:

$$y_i = a_0 + \sum_{i=1}^{5} a_i x_i + \sum_{i=1}^{5} \sum_{j=i+1}^{5} a_{ij} x_i x_j + \sum_{i=1}^{5} a_{ii} x_i^2 \qquad \textbf{(4-1)}$$

où les x_i représentent les variables d'entrée;

y_i la variable de réponse en question;

et les a_{ij} représentent les coefficients linéaires, d'interactions ou quadratiques.

Un plan central composite, présenté au tableau 4-5, fut utilisé pour déterminer les coefficients de l'équation 4-1. Ce plan montre qu'il existe 5 modalités pour chaque variable d'entrée permettant ainsi d'estimer les effets non-linéaires, ce que des plans factoriels à deux modalités ne pourraient pas faire par exemple. Un plan central composite possède trois parties distinctes: n_c points dans un plan factoriel fractionné à deux modalités 2^{k-p}, 2k points axiaux et n_o points centraux (k désigne le nombre de variables d'entrée). Dans notre cas, un plan factoriel fractionné 2^{5-1} de résolution V fut choisi car il permet une séparation nette des effets principaux et des interactions et une séparation des interactions entre elles. La distance axiale (α) des 2k points axiaux doit être ajustée afin d'obtenir un plan "rotatable", c'est-à-dire un plan qui permet d'extraire la même quantité d'information dans toutes les directions de la surface de réponse. Il est possible de démontrer que la distance α est égale à $n_c^{1/4}$ donc, dans notre cas, une valeur de α=2 a été utilisée. Afin de d'orthogonaliser le plan résultant, ce qui permet d'avoir des

estimations des coefficients de l'équation 4-1 non-corrélées, le nombre de points centraux doit être ajusté de façon bien précise à $n_o=(2+n_c^{1/2})^2-n_c-2k$, par conséquent, une valeur de $n_o=10$ fut employée dans le plan final.

Tableau 4-5 Plan expérimental utilisé pour l'optimisation de la vis et du mélangeur

Catégorie	No.Simu	θ	h_b ou h_1	w_b ou h_2	h_b ou l_1	l_a ou l_2
n_c points dans un plan factoriel fractionné	1	-1	-1	-1	-1	1
	2	-1	-1	-1	1	-1
	3	-1	-1	1	-1	1
	4	-1	-1	1	1	-1
	5	-1	1	-1	-1	1
	6	-1	1	-1	1	-1
	7	-1	1	1	-1	1
	8	-1	1	1	1	-1
	9	1	-1	-1	-1	1
	10	1	-1	-1	1	-1
	11	1	-1	1	-1	1
	12	1	-1	1	1	-1
	13	1	1	-1	-1	1
	14	1	1	-1	1	-1
	15	1	1	1	-1	1
	16	1	1	1	1	-1
n_s points axiaux	17	-2	0	0	0	0
	18	2	0	0	0	0
	19	0	-2	0	0	0
	20	0	2	0	0	0
	21	0	0	-2	0	0
	22	0	0	2	0	0
	23	0	0	0	-2	0
	24	0	0	0	2	0
	25	0	0	0	0	-2
	26	0	0	0	0	2
n_o points centraux	27	0	0	0	0	0
	28	0	0	0	0	0
	29	0	0	0	0	0
	30	0	0	0	0	0
	31	0	0	0	0	0
	32	0	0	0	0	0
	33	0	0	0	0	0
	34	0	0	0	0	0
	35	0	0	0	0	0
	36	0	0	0	0	0

4.3.1 Définition des variables codées

Les variables dans le plan expérimental se présentent sous la forme de variables codées (-2,-1,0,+1,+2) qu'il faut définir pour chaque optimisation effectuée (vis 45mm, 60mm et mélangeur). Dans tous les cas le principe est simple, il suffit de couvrir la plus grande plage d'opération des variables d'entrée en question et éviter les valeurs limites qui n'ont peu de sens physique ou qui causeraient des problèmes dans les logiciels de simulation. Le tableau 4-6 présente la définition des variables retenue:

Tableau 4-6 Définition des variables du plan expérimental

VIS 45mm	θ(degrés)	h_1(mm)	h_2(mm)	l_1(ratio L/D)	l_2(ratio L/D)
-2	10	7	2.5	3	3
-1	18.75	8.25	3.375	4.5	4.5
0	27.5	9.5	4.25	6	6
1	36.25	10.75	5.125	7.5	7.5
2	45	12	6	9	9
VIS 60mm	θ(degrés)	h_1(mm)	h_2 (mm)	l_1(ratio L/D)	l_2 (ratio L/D)
-2	10	9.33	2.67	3	3
-1	18.75	12	4	4.5	4.5
0	27.5	14.67	5.33	6	6
1	36.25	17.33	6.67	7.5	7.5
2	45	20	8	9	9
Mélangeur	θ(degrés)	h_b(mm)	w_b(mm)	h_l(mm)	l_a(ratio L/D)
-2	15	0.6	2	4	0.8
-1	30	0.85	4	6.5	1.4
0	45	1.4	6	9	2
1	60	1.95	8	11.5	2.6
2	75	2.5	10	14	3.2

4.4 Résultats

Nous présentons ici les résultats obtenus pour l'optimisation de la vis 45mm et celle de la vis 60mm couplée avec le mélangeur Egan. Le matériel choisi pour les simulations de la vis 45mm est le PVC 715M car il fut utilisé lors de la calibration du logiciel d'extrusion. Pour la vis 60mm et le mélangeur Egan, le PVC 7167 fut utilisé en raison de l'utilisation courante de ce matériel chez l'entreprise. Les conditions opératoires utilisées pour le mélangeur sont déterminées à partir de la géométrie optimale de la vis 60mm (voir section 4.5.4.1).

Tableau 4-7 Résultats des plans expérimentaux (vis 45mm, vis 60mm et mélangeur)

No	VIS 45MM				VIS 60MM				MÉLANGEUR EGAN			
	WaTS	P_{sol} psig	T_{extr} °C	V_{glis} g/s·cm²	WaTS	P_{sol} psig	T_{extr} °C	V_{glis} g/s·cm²	WaTS	D_f/D_o	ΔP MPa	ΔT °C
1	1280	-5.5	193.1	1.40	1955	4.13	201.9	2.08	190.1	0.785	-6.70	16.6
2	1685	67.2	196.0	1.40	1553	4.66	198.9	2.08	94.4	0.801	-1.60	11.2
3	1568	51.1	195.1	1.40	1117	3.07	196.8	2.08	113.2	0.801	-10.0	10.0
4	1568	51.1	195.1	1.40	1153	3.07	196.8	2.08	165.9	0.793	0.84	14.9
5	1587	104.1	195.0	1.07	1597	5.52	198.0	1.44	110.7	0.758	-3.64	11.6
6	1454	77.6	194.1	1.07	1769	4.82	199.0	1.44	171.0	0.655	5.47	19.6
7	2265	131.4	197.6	1.07	1326	6.17	196.0	1.44	212.1	0.663	-10.0	19.6
8	2507	139.0	197.4	1.07	1123	6.05	195.4	1.44	98.7	0.766	-0.06	12.0
9	2088	13.8	199.0	0.72	1665	0.04	200.9	1.07	150.5	0.801	-0.91	15.8
10	2078	13.8	199.0	0.72	1657	0.04	200.9	1.07	245.2	0.794	4.71	24.2
11	2900	16.8	200.0	0.72	1252	0.02	197.7	1.07	256.8	0.795	4.25	21.9
12	2273	14.3	197.7	0.72	1259	0.02	196.5	1.07	136.8	0.797	-1.61	14.8
13	2604	15.5	199.3	0.55	1920	0.04	200.6	0.74	266.2	0.664	2.62	25.6
14	2310	14.6	197.2	0.55	1468	0.03	197.7	0.74	141.9	0.769	2.61	16.6
15	2181	13.9	196.5	0.55	1219	0.02	196.4	0.74	149.5	0.772	2.14	16.4
16	2168	13.9	196.5	0.55	1213	0.02	196.4	0.74	248.2	0.676	4.83	25.8
17	1995	89.7	195.5	2.47	1985	6.97	197.4	3.52	242.9	0.780	-10.0	30.0
18	2974	-6.9	200.9	0.52	1840	0.01	199.8	0.72	224.4	0.778	1.34	23.0
19	1633	21.8	196.9	1.11	1061	0.01	196.4	1.79	203.7	0.807	-10.0	18.9
20	1602	33.7	195.0	0.65	1265	0.15	196.1	0.84	186.5	0.646	5.60	20.5
21	2236	42.7	199.4	0.82	1950	1.75	203.0	1.14	184.4	0.756	5.54	20.7
22	1841	35.9	195.8	0.82	1011	0.01	195.4	1.14	179.6	0.770	6.92	18.8
23	1758	35.9	196.9	0.82	1192	0.16	197.1	1.14	204.2	0.749	-4.32	18.7
24	1792	35.9	196.2	0.82	1194	0.15	196.7	1.14	169.0	0.765	6.55	20.6
25	1800	35.9	196.2	0.82	1015	0.08	195.6	1.14	71.6	0.804	-0.92	8.4
26	1750	35.9	196.9	0.82	1443	0.21	198.1	1.14	297.3	0.675	9.16	27.7
27	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7
28	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7
29	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7
30	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7
31	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7
32	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7
33	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7
34	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7
35	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7
36	1775	35.9	196.6	0.82	1143	0.13	196.5	1.14	182.0	0.763	6.52	19.7

4.5 Analyse des résultats

4.5.1 Simulation de l'erreur pure

L'estimation de l'erreur sur les résultats est importante car elle permet d'effectuer bon nombre de tests statistiques permettant de juger de la validité des résultats et des régressions effectuées. Cependant, une analyse directe des résultats du tableau 4-7 conduirait à de fausses valeurs de l'erreur, car "l'erreur pure" des simulations 27 à 36 (qui sont tous identiques) est nécessairement nulle. Afin de pallier à ce problème, une méthode "Monte Carlo" proposée par Statjukha (S9) fut utilisée pour simuler une certaine "erreur pure" sur les résultats (c'est en quelque sortes du "bruit" ajouté aux résultats):

$$Erreur\ pure = \sqrt{2}\sigma_{err} \cdot \left\{ \sum_{i=1..6} r_i - 3 \right\} \qquad \textbf{(4-2)}$$

où σ_{err} représente l'écart-type qui définit l'amplitude de l'erreur pure ajoutée;
r_i est un nombre aléatoire compris entre 0 et 1.

Une valeur de σ_{err} différente a été utilisée pour chaque variable de réponse du tableau 4-7. La valeur choisie correspond à environ 7.5% de l'écart entre le minimum et le maximum de la variable de réponse concernée.

4.5.2 Paramètres de régression significatifs

Une premier calcul direct des paramètres de régression (équation 4-1) fut d'abord effectué à l'aide de la méthode des moindres carrés. Évidemment, chacun des 21 termes de la régression n'est pas significatif et certains effets peuvent être négligés. Le test d'hypothèse suivant a été utilisé afin de vérifier si chaque terme de la régression est significatif ou non:

$$H_o : a_{ij} = 0$$

contre

$$H_1 : a_{ij} \neq 0$$

Le test favorise l'hypothèse H_o si la statistique suivante est vérifiée:

$$\left| \frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}} \right| > t_{\alpha/2,\nu} \qquad \textbf{(4-3)}$$

où $est.err.a_{ij}$ représente l'estimateur de l'erreur du coefficient a_{ij} déterminé à partir d'un calcul matriciel approprié (voir Khuri et Cornell (K11));
$t_{\alpha/2,\nu}$ représente la distribution de Student de degré de liberté ν (qui est le même que $est.err.a_{ij}$) et évaluée au niveau de confiance $\alpha/2$ (α fut fixé à 5% dans notre cas).

Une fois les paramètres significatifs identifés avec le test d'hypothèse *pour chaque optimisation* (vis 45mm, vis 60mm et mélangeur), les effets non-signicatifs ont été soustraits du calcul des coefficients de régression. Les tableaux 4-8 à 4-10 présentent les coefficients de régression significatifs obtenus de la sorte.

Tableau 4-8 Paramètres de régression pour la vis 45mm[a]

Facteurs	WATS	$\frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}}$	P_{sol}	$\frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}}$	T_{extr}	$\frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}}$	V_{glis}	$\frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}}$
a_0	1735.6	59.5	32.8	20,4	196.0	1210.7	0.82	23.1
θ (Lin)	279.4	11.1	-28.1	-20.1	1.4	10.0	-0.39	-12.7
θ (Quad)	154.3	7.1	4.9	4.0	0.58	4.8	0.15	5.8
h_1(Lin)	63.1	2.5	14.5	10.3	-0.37	-2.7	-0.15	-4.8
h_2(Lin)	93.7	3.7	7.6	5.4	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
h_2 (Quad)	109.4	5	2.9	2.4	0.31	2.6	[illegible]	[illegible]
l_1(Lin)	-62.0	-2.4	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
l_2(Lin)	[illegible]	[illegible]	-3.2	-2.3	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
θ X h_1	-108.5	-3.5	-18.3	-10.7	-0.91	-5.3	[illegible]	[illegible]
θ X h_2	-126.8	-4.1	-6.4	-3.7	-0.74	-4.3	[illegible]	[illegible]
θ X l_2	86.0	2.8	7.6	4.5	0.51	3.0	[illegible]	[illegible]
h_1 X h_2	[illegible]	[illegible]	5.1	3.0	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
h_2 X l_2	74.3	2.4	7.7	4.5	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
l_1 X l_2	-205.9	-6.7	-6.0	-3.5	-0.47	-2.8	[illegible]	[illegible]

[a]les zones ombragées indiquent des paramètres non-significatifs où $\left|\frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}}\right| < t_{0.05/2,9}\ (2.262)$

Tableau 4-9 Paramètres de régression pour la vis 60mm[a]

Facteurs	WATS	$\frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}}$	P_{sol}	$\frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}}$	T_{extr}	$\frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}}$	V_{glis}	$\frac{a_{ij}}{est.err.a_{ij}}$
a_0	1191.9	62.8	0.26	3.8	196.6	1119.3	1.2	16.0
θ (Lin)	[illegible]	[illegible]	-2.2	-46.0	0.44	3.6	-0.45	-8.4
θ (Quad)	197.6	17.0	1.1	25.6	0.60	5.6	0.19	4.1
h_1 (Lin)	[illegible]	[illegible]	0.34	7.0	-0.49	-3.9	-0.27	-5.0
h_1 (Quad)	[illegible]	[illegible]	0.14	3.5	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
h_2 (Lin)	-255.0	-19.0	-0.23	-4.7	-1.7	-14.0	[illegible]	[illegible]
h_2 (Quad)	76.7	6.6	0.36	8.8	0.66	6.2	[illegible]	[illegible]
l_1 (Lin)	-77.0	-5.7	-0.16	-3.4	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
l_1 (Quad)	[illegible]	[illegible]	0.15	3.5	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
l_2 (Lin)	85.2	6.4	[illegible]	[illegible]	0.52	4.2	[illegible]	[illegible]
θ X h_1	[illegible]	[illegible]	-0.54	-9.3	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
θ X l_2	-39.0	-2.4	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
h_1 X h_2	[illegible]	[illegible]	0.28	4.8	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
h_2 X l_2	-62.7	-3.8	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
l_1 X l_2	[illegible]	[illegible]	-0.27	-4.7	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]

[a]voir tableau 4-8

Tableau 4-10 Paramètres de régression pour le mélangeur[a]

Facteurs	WATS	$\frac{a_y}{est\ .err\ .a_y}$	D_f/D_o	$\frac{a_y}{est\ .err\ .a_y}$	ΔP	$\frac{a_y}{est\ .err\ .a_y}$	ΔT	$\frac{a_y}{est\ .err\ .a_y}$
a_o	189.5	28.9	0.77	92.3	7.7	18.8	20.5	40.6
θ (Lin)	22.5	5.3	[illegible]	[illegible]	2.4	9.0	1.5	4.5
θ (Quad)	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	-2.6	-11.2	1.2	4.1
h_b (Lin)	[illegible]	[illegible]	-0.041	-7.7	2.0	7.3	0.86	2.6
h_b (Quad)	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	-2.4	-10.5	-1.1	-3.9
w_b (Lin)	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	-0.66	-2.5	[illegible]	[illegible]
w_b (Quad)	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	-0.76	-2.7
h_i (Lin)	-11.1	-2.6	[illegible]	[illegible]	1.6	6.1	[illegible]	[illegible]
h_i (Quad)	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	-1.7	-7.3	[illegible]	[illegible]
l_a (Lin)	49.3	11.5	-0.023	-4.2	1.6	5.9	4.0	12.0
l_a (Quad)	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	-1.4	-5.9	-1.3	-4.7
θ X h_i	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	-2.6	-7.9	[illegible]	[illegible]
θ X l_a	13.1	2.5	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
h_b X h_i	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	1.0	3.1	-0.97	-2.4
h_b X l_a	[illegible]	[illegible]	-0.022	-3.31	-1.6	-5.0	[illegible]	[illegible]
h_i X l_a	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	0.92	2.8	[illegible]	[illegible]

[a]voir tableau 4-8

Les paramètres de régression reflètent les résultats des simulations du plan expérimental et la complexité de l'influence des variables géométriques de vis et du mélangeur sur le procédé d'extrusion. En poussant l'interprétation plus à fond, il serait possible de relier les résultats aux phénomènes physiques se déroulant dans la vis ou le mélangeur. Cependant ici nous nous intéressons plus à la forme des surfaces de réponse (afin d'identifier les conditions optimales) qu'au "pourquoi" des tendances obervées. Par conséquent, dans cette section, nous évitons volontairement une longue discussion sur ce sujet et passons directement à l'étape suivante.

4.5.3 Validité des régressions

La validité des régressions, à savoir, leur capacité à décrire correctement la relation entre les variables d'entrée et les variables de sortie, est jugée à partir d'un test bien connu sous le nom de "lack of fit". Brièvement, ce test consiste à calculer une statistique qui compare l'erreur

associée au manque "descriptif" du modèle avec l'erreur associée à la variation naturelle des résultats (erreur pure). Mathématiquement, la statistique à calculer prend la forme suivante:

$$r = \frac{SC_{LOF} / ddl_{LOF}}{SC_{EP} / ddl_{EP}} \tag{4-4}$$

avec

SC_{LOF} = somme des carrés due au manque descriptif du modèle ("lack of fit")

= SC_{TOT} -SC_{EP} avec ddl = ddl_{TOT} - ddl_{EP}

SC_{TOT} = somme des carrés négligée par le modèle

= $\Sigma(y_i - \bar{y}_i)^2$ avec ddl de 36 simulations- nombre de paramètres de régression selon l'optimisation concernée (voir tableaux 4-8 à 4-10)

SC_{EP} = somme des carrés due à l'erreur pure seulement et *évaluée avec les points centraux*

= $\Sigma(y_{ic} - \bar{y}_{ic})^2$ avec ddl de 9 points centraux

La statistique r est distribuée selon une loi de Fisher et on considère qu'il y a "lack of fit" lorsque r > $F_{\alpha,ddl\ LOF,\ ddl\ EP}$ (avec une valeur de α toujours égale à 5%). Le tableau 4-11 illustre les résultats du test pour les variables de réponse de chaque optimisation.

Tableau 4-11 Test du "lack of fit" appliqué à chacune des variables de réponse[a]

	VIS 45MM				VIS 60MM				MÉLANGEUR			
	WaTS	P_{sol}	T_{extr}	V_{glis}	WaTS	P_{sol}	T_{extr}	V_{glis}	WaTS	D_f/D_o	ΔP	ΔT
r	[illegible]	[illegible]	2.72	1.01	1.68	[illegible]	2.12	0.74	2.44	0.092	[illegible]	[illegible]
F	[illegible]	[illegible]	3.06	3.06	3.07	[illegible]	3.07	3.07	3.11	3.11	[illegible]	[illegible]

[a]les zones ombragées indiquent une variable de réponse échouant le test du "lack of fit"

Pour la plupart des variables de réponse du tableau 4-11, le modèle du deuxième ordre retenu s'avère très satisfaisant. Parmi les variables de réponse échouant le test, deux d'entre elles sont à la limite de l'acceptable (soient le WATS de la vis 45mm et le ΔP du mélangeur) tandis que pour les autres (P_{sol} des vis 45mm et 60mm et ΔT du mélangeur), un modèle d'ordre supérieur

semble être absolument nécessaire pour mieux décrire la relation entre les variables d'entrée et les variables de sortie.

Toutefois, dans un souci de permettre une optimisation multi-variables de réponse avec le logiciel STATISTICA^{MD} (ce qui simplifie énormément la recherche des conditions optimales, voir section 4.5.4), aucun modèle d'ordre supérieur sera mis sur pied car STATISTICA^{MD} permet d'utiliser uniquement des modèles du 2ième ordre tout au plus. Cette démarche est mieux acceptée en considérant les points suivants:

- peu de variables de réponse en ont vraiment besoin (1 sur 4);
- même si un modèle du 2ième ordre ne permet pas une excellente description de la variable de réponse en question, il permet au moins d'identifier grossièrement les régions où une réponse favorable peut être obtenue;
- une vérification subséquente des conditions optimales avec le logiciel d'extrusion ou du mélangeur peut permettre de corriger le modèle de la variable de réponse en préviligiant certaines plages de valeurs plus favorables que d'autres via les *fonctions de désirabilité* (voir section 4.5.4).

4.5.4 Détermination des conditions optimales

La recherche des conditions optimales sur les surfaces de réponse définies dans les tableaux 4-8 à 4-10 fut effectuée avec le logiciel STATISTICA^{MD}. Le principe utilisé est très simple à comprendre. Pour une optimisation donnée, l'utilisateur crée d'abord une *fonction de désirabilité* associée à chacune des variables de réponse. Le logiciel STATISTICA^{MD} regroupe après coup les fonctions de désirabilité en une seule variable globale de désirabilité. L'identification des conditions optimales se fait finalement en cherchant les endroits sur la surface de réponse où la variable globale de désirabilité est maximisée. Les conditions optimales correspondent alors au meilleur compromis permettant de satisfaire l'ensemble des variables de réponse en même temps.

Plusieurs procédures de recherche de l'optimum sur la fonction de désirabilité globale sont possibles. Dans notre cas, une méthode de "grillage" fut utilisée car elle conduit à coup sûr aux conditions optimales même si celles-ci sont très proches des limites de la surface de réponse. La méthode de "grillage", comme son nom l'indique, consiste à diviser la plage des valeurs des variables d'entrée que l'on veut examiner (un espace à 5 dimensions dans notre cas) en une grille de points discrets où la fonction globale de désirabilité sera évaluée. Par exemple, si l'utilisateur spécifie une grille de 10 subdivisions par variable d'entrée (comme il a été utilisé partout dans ce travail), il y aura 10^5 points où la fonction globale de désirabilité sera calculée et les conditions optimales correspondront alors tout simplement au point où la plus grande valeur a été trouvée.

La définition des fonctions de désirabilité par l'utilisateur entraine un certain coté arbitraire des optimums trouvés. Dans tous les cas étudiés ici, nous avons bâti les fonctions de désirabilité de façon à aller chercher le maximum des performances des vis et du mélangeur qui est en accord avec les simulations aux conditions optimales trouvées.

4.5.4.1 Optimisation de la vis 60mm

L'optimisation de la vis 60mm est illustrée graphiquement à la figure 4-2. Les 20 graphiques centraux représentent le comportement des variables de réponse. Les quatre premières lignes correspondent aux variables de réponse de l'optimisation en cours et les 5 premières colonnes correspondent aux variables d'entrée étudiées. Ainsi, un graphique se situant à ligne V_{glis} et à la colonne θ illustre l'évolution de la variable V_{glis} (ou la vitesse de glissement du solide) en fonction de θ (l'angle), les autres paramètres (h_1, h_2, l_1 et l_2) étant fixés à leur valeur optimale.

Les quatre graphiques isolés dans la sixième colonne représentent, quant à eux, la fonction de désirabilité choisie par l'utilisateur. Une valeur de 0 est assignée aux réponses défavorables et une valeur de 1 est assignée aux réponses à préviligier. Souvent, les valeurs de 0 et 1 correspondent respectivement au minimum et au maximum (ou vice-versa) de la variable de réponse en question.

La cinquième et dernière ligne illustre la fonction de désirabilité globale regroupant le comportement des quatre variables de réponses étudiées. Chaque graphique illustre l'évolution d'une variable d'entrée à la fois, les autres étant fixées à leur valeur optimale. Les valeurs optimales correspondent toujours aux sommets de la fonction de désirabilité globale et celles-ci sont identifiées par des traits pointillés dont l'abscisse et l'ordonnée sont identifiés sur la figure 4-2.

La borne supérieure de la variable d'entrée h_1 fut imposée à 0 afin d'éviter la torsion de la vis d'extrusion à des valeurs plus élevées (voir calculs à l'annexe H). Également, la borne inférieure de la variable l_1 fut déplacée à –3 (ce qui est en dehors de la zone expérimentale définie entre –2 et +2) afin de clarifier un optimum se trouvant trop près de la frontière.

Pour mieux illustrer l'amélioration des performances, le tableau 4-12 compare les simulations effectuées avant et après l'optimisation de la conception de vis.

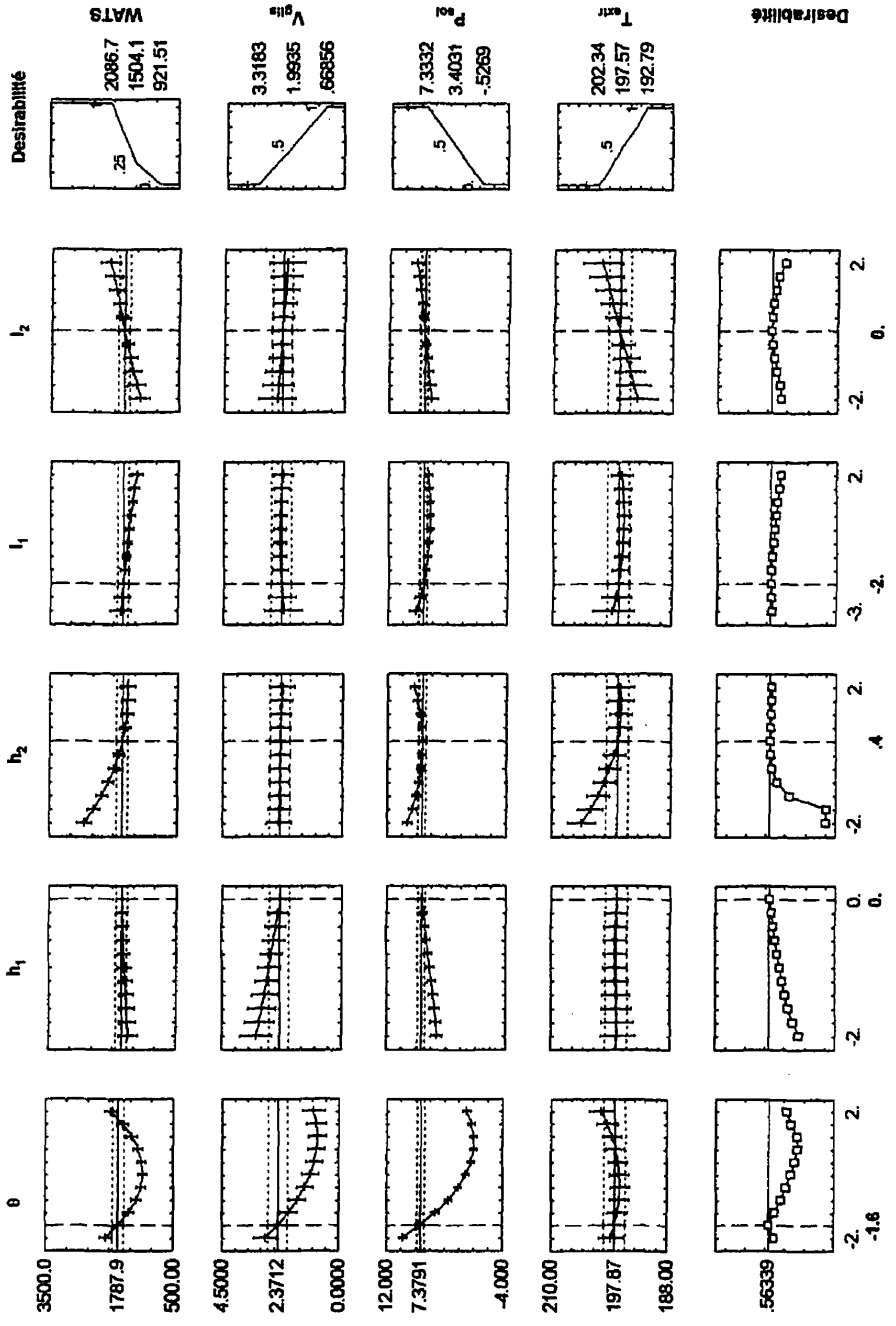


Figure 4-2 Optimisation de la vis 60mm

Tableau 4-12 Amélioration des performances de la vis 60mm optimisée

		ANCIENNE CONCEPTION	NOUVELLE CONCEPTION
		DÉBIT CONSTANT À 10.3 CM^3/S	
VARIABLES D'ENTRÉE	θ	17.7°	13.5° (-1.6)
	h_1	12.1mm	14.7mm (0.0)
	h_2	4.3mm	5.9mm (+0.4)
	l_1	8D	3D (-2.0)
	l_2	8D	6D (0.0)
VARIABLES DE RÉPONSE ET RPM	WATS	1937	1630
	P_{sol}	4.2 MPa	6.5 MPa
	T_{extr}	201°C	196°C
	V_{glis}	2.20g/s·cm^2	2.45g/s·cm^2
	RPM	30.5	25

Au premier coup d'œil, l'optimisation ne semble pas très concluante car il semble uniquement y avoir eu une amélioration du côté de la température avec une détérioration des autres paramètres. Ceci est fortement attribuable au débit très élevé utilisé chez l'entreprise qui limite toute marge de manœuvre. Il est clair qu'en allongeant la longueur de fusion dans la vis (ce qui est impossible à cause du débit élevé), il aurait été possible de diminuer encore davantage la température d'extrusion et d'abaisser la vitesse de glissement tout en maintenant un degré de mélange acceptable.

Toutefois pour le WATS, on peut être réconforté malgré la baisse remarquée car la qualité du mélange sera, à coup sûr, améliorée par le passage du PVC dans la tête de mélange placée à la fin de la vis (il y a aura alors réorientation des interfaces et application d'une histoire de déformation supplémentaire). Dans le même ordre d'idées, on peut voir que la vitesse de glissement demeure à peu près constante dans les deux conceptions, de sorte qu'au moins, le problème d'usure dans la zone d'alimentation n'est pas aggravé.

4.5.4.2 Optimisation du mélangeur à la suite de la vis 60mm

L'optimisation du mélangeur avec les conditions optimales identifiées pour la vis 60mm est présentée à la figure 4-3. La borne supérieure de la variable h_i fut fixée à +1 afin de limiter une variation trop brusque de la profondeur du canal lors du passage de la vis aux canaux d'entrée du mélangeur (déjà à +1, la hauteur passe du simple au double à l'entrée du mélangeur). La borne supérieure de la variable h_b et inférieure de la variable w_b ont volontairement été laissées à la plage couverte par les simulations (soit de –2 à +2) malgré les valeurs optimales qui se trouvent à la frontière. Pour h_b, il est impossible d'aller plus profond car cela dépasserait la profondeur minimale du canal de sortie tandis que pour w_b, des valeurs plus courtes que –2 sont à déconseiller pour des raisons de résistance mécanique (une filet trop étroit pourrait se déformer trop facilement).

Les valeurs optimales de la géométrie du mélangeur semblent excellentes (ceci est illustré au tableau 4-13). En regardant les variables de réponses du tableau 4-7, on peut voir qu'elles permettent de réunir simultanément une capacité de pompage positive (ce qui est essentiel pour remplacer le "bout" de vis perdu par l'ajout du mélangeur), un très faible échauffement thermique et une bonne capacité de dispersion. Le WATS dans le mélangeur a été un peu laissé de côté, mais ce paramètre semble de moindre importance face à l'accroissement du mélange distributif par réorientation interfaciale dans le mélangeur.

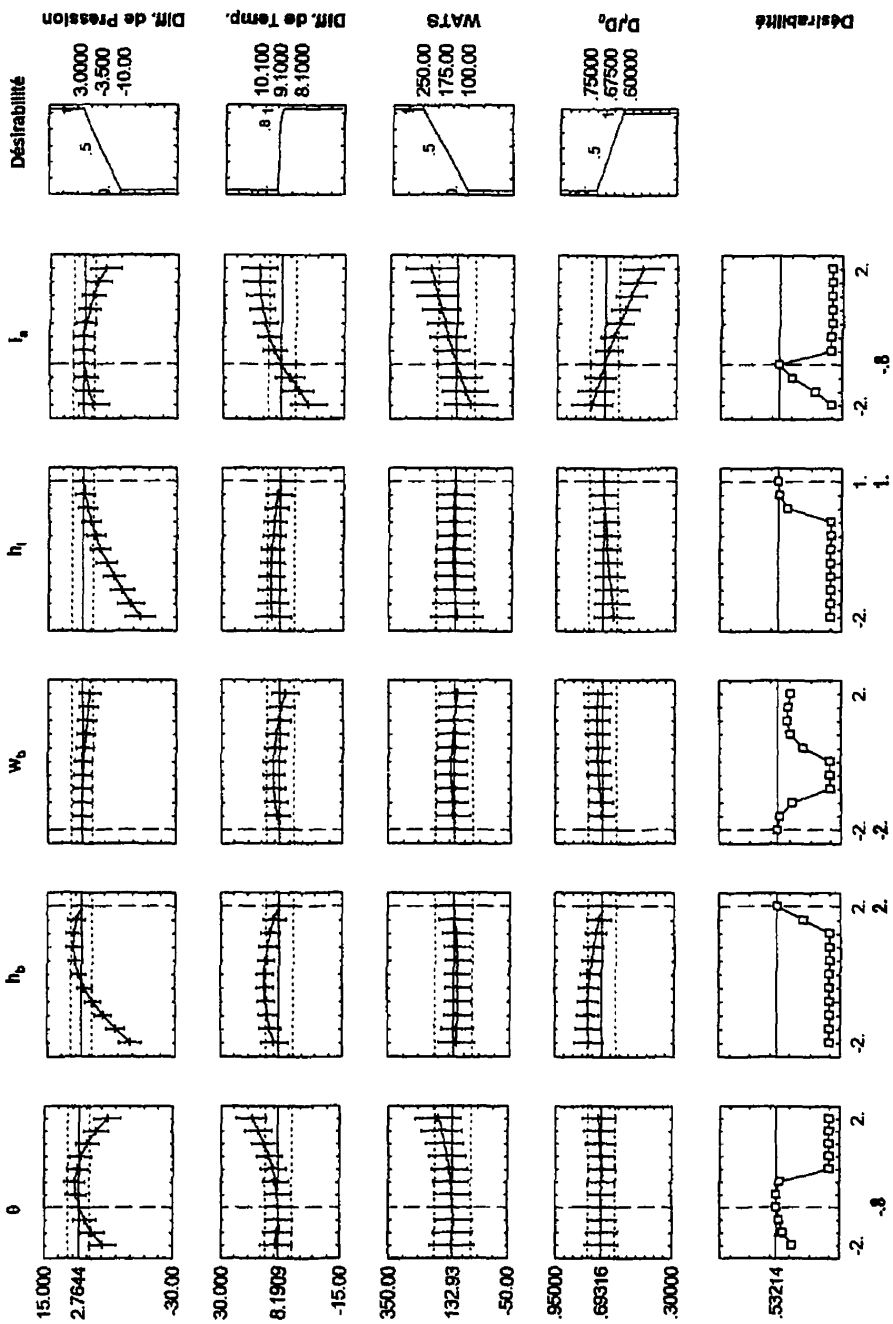


Figure 4-3 Optimisation du mélangeur

Tableau 4-13 Géométrie et performance optimales du mélangeur.

Variables d'entrée	Géométrie optimale	Performance à l'optimum
θ	33° (-0.8)	WATS = 111.0
h_b	2.5mm (+2.0)	$D_f/D_o = 0.70$
w_b	2.0mm (-2.0)	$\Delta P = +4.9$ Mpa
h_I	11.5mm (1.0)	$\Delta T = 14°C$
l_a	9.1cm (-0.8)	

4.5.4.3 Optimisation de la vis 45mm

Dans la cas de la vis 45mm, dont les résultats seront validés au chapitre 5, deux optimisations ont été effectuées. La première est une optimisation "naturelle" de la vis avec exactement les mêmes critères de performance que la vis 60mm. Comme nous allons le voir plus loin, ceci conduit à une vis optimale avec un angle des filets d'environ 30°. La deuxième optimisation a pour objet de vérifier la validité de la vis proposée chez l'entreprise qui, elle, possède un angle des filets d'environ 13°. Pour déplacer l'optimum réel de la vis 45mm se situant à des angles de 30° vers de petits angles, le critère de vitesse de glissement (V_{glis}) fut fortement diminué en importance. Les figures 4-4 et 4-5 illustrent graphiquement les deux optimums obtenus sur la vis 45mm.

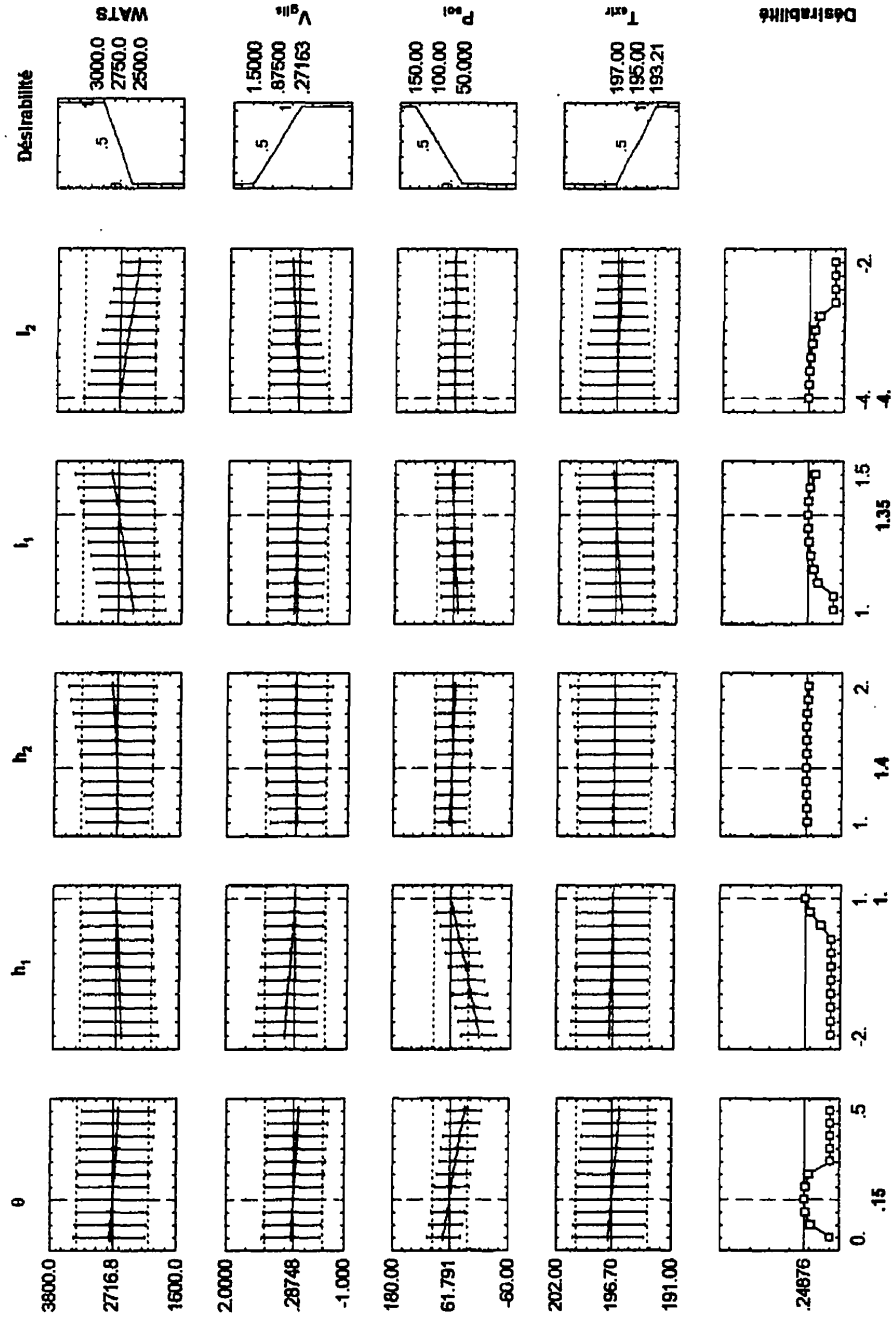


Figure 4-4 Optimisation "naturelle" de la vis 45mm

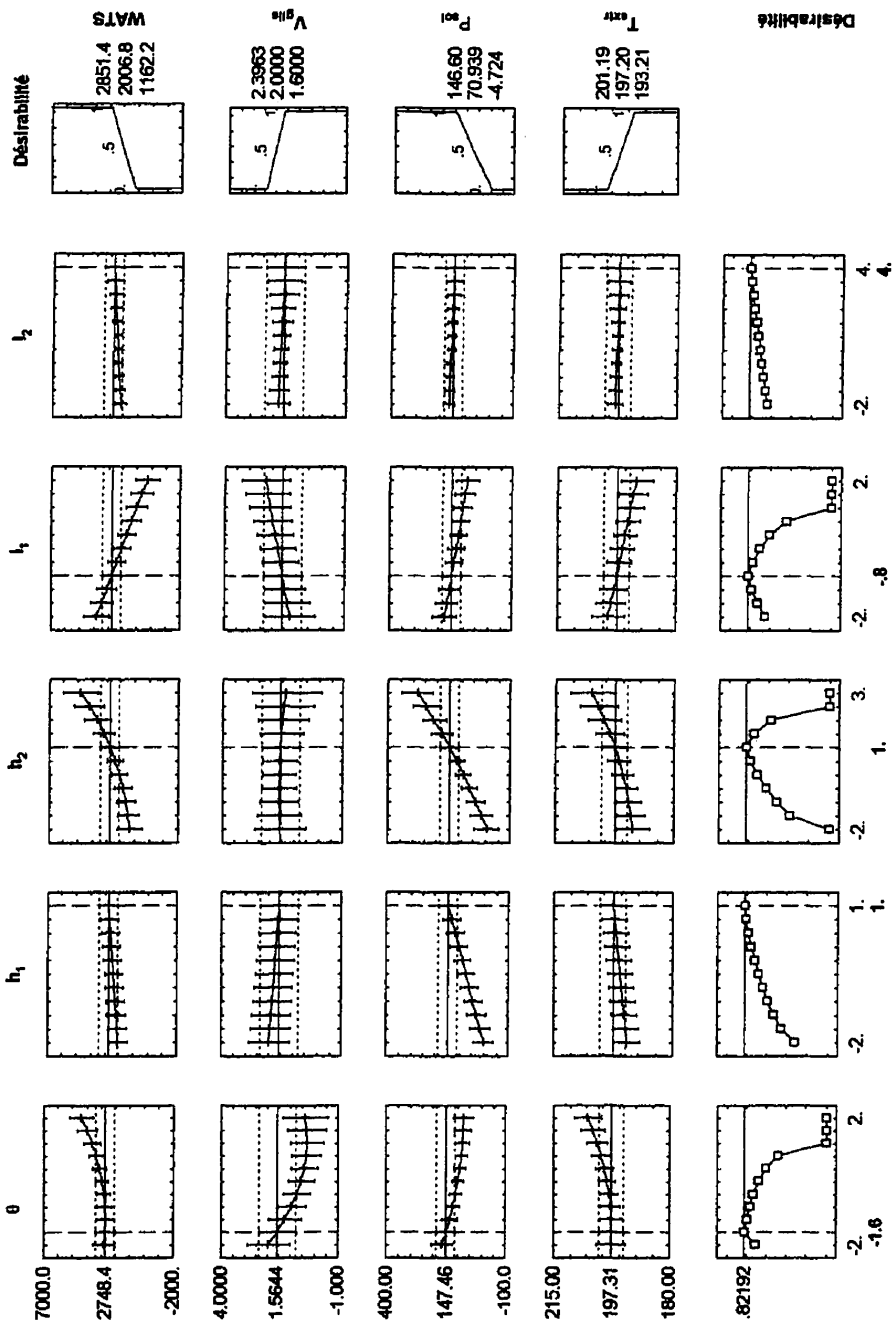


Figure 4-5 Optimisation de la vis 45mm "homologue" à la vis 60mm

Dans les deux optimisations, la borne supérieure de la variable h_1 a été limitée à +1 (soit environ le quart du diamètre de la vis) afin de s'assurer que les vis conçues possèdent une bonne résistance à la torsion. Le calcul de la profondeur maximale dans la section d'alimentation est présenté à l'annexe H. Dans le cas des autres variables, les bornes ont fréquemment été ajustées de façon à mieux "voir" les conditions optimales. Exceptionnellement dans le cas de la variable l_2, la plage des simulations (de –2 à +2) ne fut pas respectée afin d'aller chercher le maximum de performance possible (-4 (0D) dans le cas de la figure 4-4 et +4(12D) dans le cas de la figure 4-5). La valeur de +4 ne fut pas dépassée afin d'assurer une transition douce (d'une longueur de 7D environ) entre la section d'alimentation et la section de pompage.

Comme dans le cas de la vis 60mm, le tableau 4-14 présente l'amélioration des performances offerte par les vis optimisées par rapport à l'ancienne conception de vis.

Tableau 4-14 Amélioration des performances des vis 45mm optimisées

		ANCIENNE CONCEPTION No.7, tableau 3-3	NOUVELLE CONCEPTION Optimisation "naturelle"	NOUVELLE CONCEPTION "homologue" à 60mm
		DÉBIT CONSTANT À 3.6 CM^3/S		
VARIABLES D'ENTRÉE	θ	17.7°	28.8° (+0.15)	13.5° (-1.6)
	h_1	6.8mm	11mm (+1.0)	11mm (+1.0)
	h_2	2.7mm	5.5mm (+1.4)	5.1mm (+1.0)
	l_1	0D	8D (+1.35)	4.8D (-0.8)
	l_2	0D	0D (-4.0)	12D (+4.0)
VARIABLES DE RÉPONSE	WATS	2368	2100	1819
	P_{sol}	120 Psig	30 Psig	150 Psig
	T_{extr}	203°C	196°C	197°C
	V_{glis}	1.8g/s·cm^2	0.66g/s·cm^2	2.32g/s·cm^2
	RPM	32	23	26

L'optimisation "naturelle" de la vis 45mm semble offrir, à priori, de très bonnes performances en abaissant significativement la température d'extrusion (de 7°C) et la vitesse de glissement du solide (une baisse de 65%) tout en maintenant un dégré de mélange à peu près constant. L'amélioration de la température d'extrusion s'explique, en grande partie, par la forte baisse de la vitesse de rotation de la vis qui passe de 32 à 23 RPM. La baisse de la vitesse de glissement s'explique, quant à elle, à l'angle de vis et à la hauteur de la section d'alimentation élevés (ce qui offre une grande surface d'écoulement).

L'optimisation "homologue" de la vis 45mm à celle de la vis 60mm semble moins spectaculaire. Ceci n'est pas surprenant car on se retrouve alors à peu près dans les mêmes conditions que l'optimisation de la vis 60mm de l'entreprise. Toutefois, il ne faut pas oublier que le but premier de cette conception est de permettre de vérifier expérimentalement l'amélioration du procédé (surtout au niveau de la température) avant qu'elle soit utilisée chez l'entreprise.

4.6 Optimisation des vis 3½ et 4½po. chez l'entreprise: prise en compte du "surging"

À l'aide des observations de la section 1.3.1 et de la revue de la littérature sur le "surging" (section 1.5.1), deux causes pourraient expliquer l'origine des fluctuations longitudinales de débit. La première est due à l'interruption momentanée de l'alimentation lors du passage du filet dans la trémie et l'autre est relié au gradient de pression transversal à la sortie de la vis. À notre avis, il est peu probable que le gradient de pression transversal joue un rôle dans le "surging" observé chez l'entreprise. Bien qu'un gradient de pression élevé puisse exister à la sortie de la vis, il faut absolument qu'une filière très asymétrique soit utilisée pour donner lieu à des variations de débit (par exemple, une mince plaque d'acier qui bloquerait la sortie de la vis avec un seul trou percé n'importe où près la circonférence de la vis) . Or, les filières utilisées chez l'entreprise ne présentent pas ce problème et le gradient de pression transversal est alors distribué uniformément à l'entrée de la filière (par un mouvement circulaire qui suit celui de la vis).

Il est, par conséquent, beaucoup plus probable que le "surging" observé soit expliqué par une interruption de l'alimentation par les filets de la vis. Une façon de réduire le problème est d'augmenter la fréquence d'interruption avec une section d'alimentation à double filets, tel que proposé par Rauwendaal (R1). La profondeur de cette section d'alimentation spéciale ainsi que le reste des conceptions de vis 3½ et 4½po. pourraient alors être obtenus par des optimisations très similaires à celles effectuées dans le chapitre 4.

CHAPITRE 5
VALIDATION EXPÉRIMENTALE DES GÉOMÉTRIES OPTIMALES DE VIS

Ce chapitre est uniquement dédié aux essais en laboratoire d'extrusion des vis 45mm optimisées (voir chapitre 4). Les deux vis (l'une à angle de 13.5° et l'autre à angle de 28.8°) ont été fabriquées par la compagnie Windsor Feedscrew avec les paramètres du tableau 4-14. Le but des essais est de vérifier concrètement la performance des vis optimisées au niveau de la température, car c'est le seul paramètre facilement mesurable expérimentalement. Évidemment, dans la mesure du possible, les conditions d'extrusions ont été gardés identiques aux paramètres utilisés dans les simulations des plans expérimentaux. Pour ne mentionner que les paramètres importants, un profil d'extrusion chaud (zones du baril à 180,185 et 190°C), la filière utilisée dans les tests rhéologiques (avec le pointeau en position fermée) et le PVC 715M ont tous été conservés lors des essais. Afin d'avoir une idée du comportement des vis avec des filières moins restrictives (comme celles utilisées chez l'entreprise), la filière des tests rhéologiques fut aussi testée à des pressions intermédiaires (pointeau en position semi-ouverte). Les essais ont été réalisés à plusieurs vitesses de rotation de vis. Ceci permet d'avoir une idée générale du comportement des vis optimisées et non pas que des résultats au débit de 3.6cm^3/s pour lequel les conditions optimales ont été développées.

Certains tests furent effectués avec du PVC 715M sans pigments blancs (il y a eu pénurie de matériel pigmenté). En regardant les résultats de caractérisation (avec des résines très variées) qui montrent plus de similarités que de différences, il est permis de croire que l'utilisation de PVC 715M "vierge" n'affectera pas l'interprétation des résultats.

Le tableau 5-1 présente les résultats des essais d'extrusion réalisés avec la démarche décrite précédemment. Les résultats sont de la même forme que ceux utilisés dans la calibration du modèle (voir tableau 3-3).

Tableau 5-1 Résultats des extrusions avec les vis 45mm optimisées

No Ex	Poin teau[b]	Temp. (°C) baril et filière				Tour /min	$\dot{m}$ g/s	Profil de pression (Psig)					T lbf·po	T_{extr} °C
		T_{b1}	T_{b2}	T_{b3}	T_f			P0	P1	P2	P3	P4		
Vis 45mm "homologue" à la vis 60mm optimisée														
1	•	180	185	190	180	15	2.18	6110	4494	3730	3085	2664	3862	189.8
2	o	180	185	190	180	15	3.07	565	730	1231	1190	1244	2746	190.0
3	½	180	185	190	180	15	2.49	3937	2979	2883	2403	1878	3402	190.0
4	•	180	185	190	180	25	3.89	5993	4697	3929	3113	2646	4469	196.4
5	o	180	185	190	180	25	5.12	584	754	1017	999	1098	3384	193.4
6	½	180	185	190	180	25	4.41	3903	3242	2907	2405	2113	4090	196.4
7	•	180	185	190	180	32	5.12	5907	4642	3796	3050	2550	4830	199.8
8	o	180	185	190	180	32	6.44	551	252	≈0	≈0	≈0	2934	196.5
9	½	180	185	190	180	32	5.79	3997	3267	2753	2345	2029	4547	199.1
Optimisation "naturelle" de la vis 45mm														
1	o	180	185	190	180	16	4.80	683	≈0	≈0	≈0	≈0	1304	194.3
2	½	180	185	190	180	16	3.13	2864	1552	1215	847	621	2941	192.7
3	o	180	185	190	180	25	6.86	734	≈0	≈0	≈0	≈0	1460	196.7
4	½	180	185	190	180	25	5.36	3217	1704	1252	888	562	3783	196.5
5	o	180	185	190	180	32	8.10	723	≈0	≈0	≈0	≈0	1533	198.5
6	½	180	185	190	180	32	6.98	3533	1764	1348	923	526	4133	198.7

[a]voir la figure 3-3 pour la configuration du montage utilisé (ne pas tenir compte des dimensions de vis).

[b]• = position fermée; o = position complètement ouverte; ½ = position quelconque entre • et o

Afin de valider les prédictions et de mieux comparer les résultats des vis 17.7° (vis conventionnelle), 13.5° ("homologue" à la vis 60mm) et 28.8° (optimisation "naturelle"), des diagrammes de performances ont été construits à partir des tableaux 5-1 et 3-3 (voir les figures 5-1 à 5-3). Ces diagrammes rapportent le débit et la température d'extrusion en fonction de la restriction de la filière pour une vitesse de vis constante. La restriction de la filière est quantifiée par le paramètre k_o de l'équation 3-11.

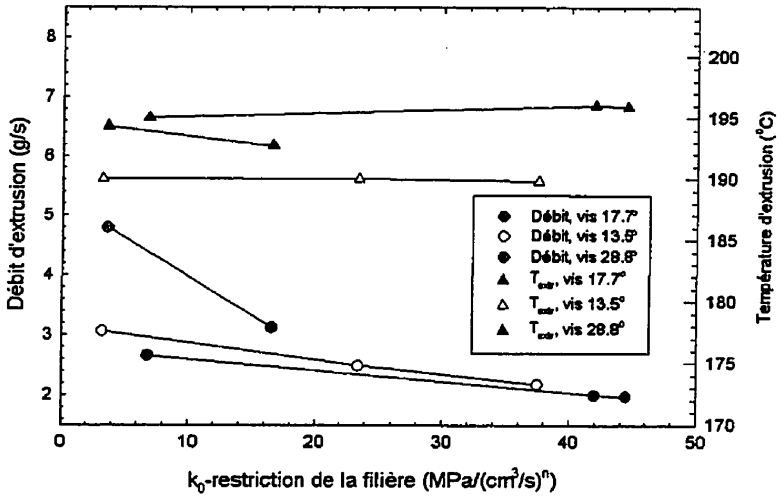


Figure 5-1 Diagramme de performance à 15 RPM

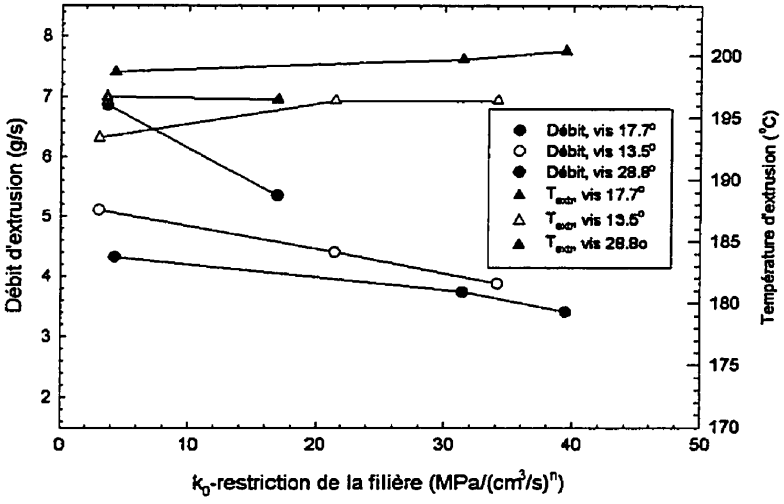


Figure 5-2 Diagramme de performance à 25 RPM

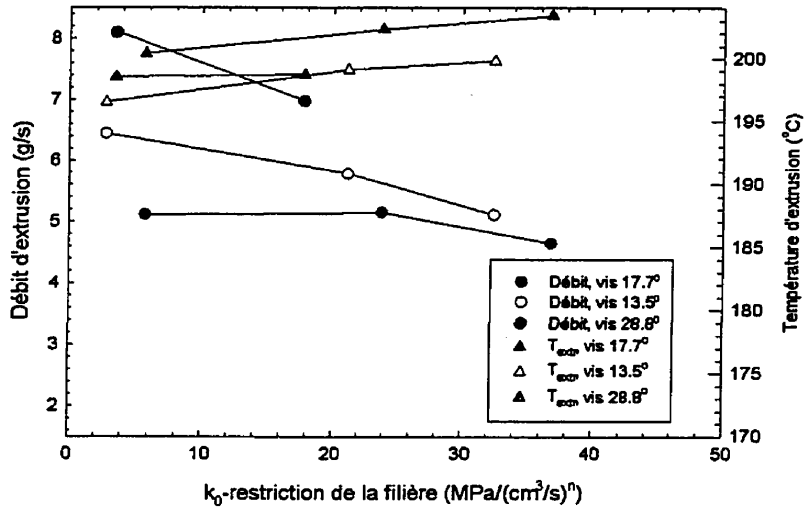


Figure 5-3 Diagramme de performance à 32 RPM

5.1 Discussion

Tout d'abord, en considérant la vis 28.8°, celle-ci semble être un échec avec les filières très restrictives ($k_o \approx 37$, voir tableau 3-10) car le débit obtenu est très faible (sous les 3.6cm^3/s mentionné au tableau 4-14). Ceci est étonnant car ce sont les conditions exactes pour lesquelles la vis 28.8° fut créée pour offrir les performances optimales. Ces faibles débits peuvent être extrapolés à partir des courbes des diagrammes de performance pour la vis 28.8°. L'extrapolation est nécessaire car, contrairement aux autres vis qui fonctionnent bien avec des filières très restrictives, aucun point expérimental n'a pu être obtenu pour la vis 28.8° en raison de la dégradation marquée du PVC en sortie de filière (les faibles débits entraînent des temps de séjour trop élevés dans la vis).

Cependant, lorsque la restriction de la filière devient moins importante (conditions semblables à celles retrouvées chez l'entreprise) la vis 28.8° donne alors une excellente performance. Pour recréer les conditions des vis 60mm de l'entreprise sur les vis 45mm, les conditions suivantes ont été utilisées:

- une filière de restriction $k_o \approx 20$ Mpa/(cm^3/s)^n (voir tableau 3-10);
- et un débit de 6.4g/s obtenu par "scale-down" ($Q_1=(D_1/D_2)^{2.25} \cdot Q_2 = (45/60)^{2.25} \cdot 12.3$g/s, voir annexe B)

Le tableau 5-2 construit à partir des diagrammes de performance évalués aux conditions des vis 60mm de l'entreprise, permet d'évaluer l'amélioration des performances de la vis 28.8° par rapport à la vis conventionnelle 17.7°.

Tableau 5-2 Comparaison des vis 17.7° et 28.8° aux conditions de l'entreprise

	VIS CONVENTIONNELLE (17.7°)	OPTIMISATION "NATURELLE" (28.8°)
	Q = 6.4g/s et k_o = 20 Mpa/(cm^3/s)^n	
RPM	39	30
T_{extr} (°C)	205	198
V_{glis} (g/s·cm^2)	2.45	0.90

Les résultats du tableau 5-2 montrent un abaissement de la température d'extrusion de l'ordre de 7°C, ce qui est très significatif. Ce résultat confirme que la vis 28.8° est capable d'offrir des conditions optimales pour des extrusions légèrement différentes de celles utilisées lors de la conception. **Malgré les apparences, il ne faut pas être tenté d'extrapoler ce résultat directement aux vis 60mm de l'entreprise.** Le profil de température du baril des vis 60mm est beaucoup plus froid et la vis 28.8° ne conviendrait pas, d'ailleurs, ceci justifie pourquoi l'optimum des performances des vis 60mm se trouvent à de faibles angles (13.5°) plutôt qu'à de grands angles (28.8°). Comme il a déjà été mentionné, des débits plus faibles chez l'entreprise

pourraient augmenter la marge de manœuvre et permettre éventuellement l'utilisation des vis 28.8°.

Le comportement particulier de la vis 28.8°, qui s'avère excellente à $k_o \approx 20$ et médiocre à $k_o \approx 37$, indique clairement que c'est une vis très sensible à la contrepression. La zone de transport des solides est la seule dont le débit peut être significativement affecté par la pression, nous croyons donc qu'elle soit à l'origine de cette sensibilité. Ceci n'est pas étonnant puisque l'angle des filets et la surface d'écoulement sont élevés (ce qui réduit l'effet de "déplacement positif" des poudres à l'intérieur du baril). Bien que les simulations montrent que la pression à la sortie de la zone d'alimentation est faible (≈30 psig, voir tableau 4-14), elle est tout de même positive et croissante, et rien ne laissait présager un tel comportement.

Au niveau des vis 13.5°, cette fois-ci, les extrusions semblent confirmer les valeurs prédites aux conditions pour lesquelles cette vis a été développée (tableau 4-14). De nouveau, en utilisant les diagrammes de performance, le tableau 5-3 a été construit et permet la comparaison entre les valeurs prédites et les valeurs mesurées.

Tableau 5-3 Validation de la performance optimale des vis 13.5°

	VIS "HOMOLOGUE" À LA VIS 60mm (13.5°)		RÉFÉRENCE: VIS CONVENTIONNELLE (17.7°)
	VALEURS PRÉDITES (tableau 4-14)	VALEURS MESURÉES EN EXTRUSION	
RPM	26	30	32
T_{extr} (°C)	197	199	203

Les extrusions confirment une gain de 2°C par rapport aux performances prédites. Cet écart semble très acceptable en considérant la complexité du procédé d'extrusion. Malgré ce gain, la température est bien en deçà des 203°C mesurés avec la vis conventionnelle. Avec ces résultats, on peut affirmer à coup sûr que la vis 13.5° permet d'améliorer le procédé avec les critères d'optimisation utilisés dans cet ouvrage.

Comme pour la vis 28.8°, il est intéressant de se reporter aux conditions des vis 60mm de l'entreprise et de voir si, là aussi, il y a une amélioration notable des résultats. En manipulant les diagrammes de performance, on obtient le tableau 5-4 qui compare la vis conventionnelle 17.7° avec la vis 13.5°.

Tableau 5-4 Comparaison des vis 17.7° et 13.5° aux conditions de l'entreprise

	VIS CONVENTIONNELLE (17.7°)	VIS "HOMOLOGUE" À 60mm (13.5°)
	$Q = 6.4 g/s$ et $k_o \approx 20$ MPa/(cm³/s)ⁿ	
RPM	39	34.5
T_{extr} (°C)	205	199.5
V_{glis} (g/s·cm²)	2.45	3.16

Le tableau 5-4 montre que l'amélioration de l'extrusion avec la vis 13.5° est encore meilleure aux conditions de l'entreprise (baisse de la température d'extrusion de 5.5°C par rapport à 4°C dans le tableau 5-3). Ceci est un résultat très encourageant qui donne encore plus de crédibilité à la vis optimale 60mm proposée (voir tableau 4-12).

CHAPITRE 6
CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

6.1 Conclusions générales

Une méthode de conception de vis plus "scientifique" et systématique a été mise au point et contraste avec les méthodes "intuitives" très souvent utilisées. En résumant, la démarche consiste à analyser différentes géométries de vis et à trouver celle qui satisfait simultanément aux critères d'optimisation dictés par les problèmes rencontrés en extrusion. L'identification de la meilleure vis est effectuée en analysant les extrémums de la surface de réponse qui définit la relation entre les variables géométriques de la vis et la satisfaction des critères d'optimisation. La relation (surface de réponse) est bâtie par un plan expérimental réalisé avec des modèles d'écoulement mis au point pour la vis d'extrusion (ou le mélangeur).

Cette nouvelle méthode de conception possède de nombreux avantages:

- Elle est *fiable*, en ce sens que les résultats du chapitre 5 démontrent que les vis optimisées améliorent vraiment le procédé comme il a été prédit par l'analyse du plan expérimental (quoique certains résultats expérimentaux manquent au niveau du mélange).
- C'est également une méthode très *versatile* qui peut d'adapter très facilement à d'autres problèmes d'extrusion avec des extrudeuses de dimensions différentes en changeant simplement les critères d'optimisation (variables de réponse des logiciels de simulation).
- C'est une méthode *peu coûteuse* et *rapide* à utiliser. À part pour la calibration du logiciel d'extrusion, il n'y plus besoin d'avoir recours à des extrusions longues et coûteuses et plus besoin non plus de plusieurs conceptions de vis différentes. Tout ce qu'il faut est un modèle d'extrusion, un logiciel d'analyse, un peu d'originalité pour concevoir les critères d'optimisation et du jugement pour analyser les résultats. Avec tous ces éléments en place, concevoir une vis peut prendre aussi peu que quelques heures de travail et donner de bien meilleurs résultats qu'une méthode essais-erreurs classique.

- Cette approche permet à l'utilisateur de *comprendre la "physique"* qui explique le choix de la vis optimale et permet, du même coup, une meilleure compréhension du procédé d'extrusion. Ainsi l'achat d'une vis ne se fait plus de façon "aveugle" mais de manière plus intelligente en connaissance de causes.

6.2 Actions immédiates pour l'entreprise

6.2.1 Vis 60mm

Tout d'abord, il est clair que la vis 60mm développée (voir tableau 4-12) pourrait être utilisée dès maintenant chez l'entreprise pour améliorer la qualité de l'extrusion. Cette vis a été vérifiée expérimentalement dans nos laboratoires d'extrusion, elle fonctionne très bien et il n'y a pas de raisons majeures pour que ça ne fonctionne pas chez l'entreprise. De plus, c'est une vis simple à fabriquer qui ne coûte pas plus cher qu'une autre. Dans le cadre du remplacement normal des vis usées chez l'entreprise, une vis 60mm optimisée pourrait très bien être testée avant de l'implanter sur une base plus régulière.

Avec l'utilisation de la vis 60mm optimisée, l'ajout du mélangeur Egan optimisé (voir tableau 4-13) placé à la toute fin de la vis, est également fortement recommandée. Ensemble, l'utilisation de la vis et du mélangeur optimums, favorisent grandement l'atteinte des objectifs fixés vis-à-vis les extrudeuses 60mm:

- Le mélange dispersif, totalement absent auparavant, est maintenant assuré par l'addition de la tête de mélange Egan;
- Le mélange distributif est amélioré lui aussi par le mélangeur Egan, qui agit par réorientation interfaciale;
- La température d'extrusion est minimisée par une vis plus efficace mais surtout, par une conception intelligente du mélangeur. Comme on l'a vu, la vis permet de gagner environ 5°C sur la température d'extrusion, ce qui est acceptable. Le mélangeur, quant à lui,

permet d'éviter de mauvaises conceptions, de sorte qu'il n'y ait pas d'échauffements importants. Ainsi le mélangeur, bien qu'il produise un échauffement systématique du PVC (14.5°C dans la conception optimale), est un élément qui permet de gagner, dans la réalité, 10 ou même 15°C sur la température d'extrusion;

- Devant l'impossibilité d'augmenter significativement la productivité des vis d'extrusion, la vis et le mélangeur conservent la cadence actuelle;
- À défaut de réduire la vitesse de glissement qui, croît-on, est à l'origine de l'usure de la zone d'alimentation, celle-ci a été maintenue à peu près constante. Ainsi, la situation actuelle n'est donc pas aggravée.

En effectuant un calcul rapide de la température d'extrusion théorique avec la vis et le mélangeur optimisés, on peut être étonné du résultat, soit 210°C. Ceci correspond à la température de sortie des extrusions actuelles chez l'entreprise (environ 201°C, voir tableau 4-12) - 5°C de réduction avec la vis 13.5° + 14.5°C générés par le mélangeur.

À notre avis, il ne faut pas être inquiet de ce résultat car des lectures avoisinant les 215°C ont déjà été prises sur les lignes de production de l'entreprise sans que cela ne cause des problèmes dans les bandes de chant. D'autre part, en considérant la température de 215°C et l'utilisation d'un pyromètre infrarouge pour les mesures, il est à peu près certain que les températures de PVC fondu sont surestimées chez l'entreprise. Les extrusions menées dans nos laboratoires ont montrés qu'il est à toutes fins pratiques impossible d'avoir un produit fini de qualité avec une température de PVC fondu de 215°C. En fait, par expérience lors des tests rhéologiques et de la calibration, une température limite pour l'extrusion du PVC doit se situer autour de 200-203°C. Tout ceci n'est pas surprenant en soi car un pyromètre infrarouge permet de lire une température uniquement *en surface* des bandes de chant produites (là où il y a le plus de dissipation visqueuse causée par les taux de cisaillement élevés).

Néanmoins, il faut être prudent lors de l'utilisation du mélangeur optimisé et voir si celui-ci ne conduit pas à des températures d'extrusion trop élevées. Après tout, les résultats du mélangeur n'ont pu être validés du côté de l'échauffement thermique. Nous sommes toutefois très optimistes quant au bon fonctionnement du mélangeur proposé car des mélangeurs similaires

sont présentement en fonction sur les vis 3½ et 4½po. de l'entreprise sans qu'il y ait de problèmes apparents du côté de la température.

Modifications subséquentes des vis 13.5°

Un des points importants qui pourrait être facilement amélioré sur la vis 13.5° optimisée est la vitesse de glissement du lit solide dans la zone d'alimentation (V_{glis}). En ce moment, avec la vis optimisée, la vitesse de glissement n'est pas meilleure que la performance actuelle des vis conventionnelles de l'entreprise. Afin d'abaisser davantage la vitesse de glissement, nous suggérons d'augmenter l'angle des filets uniquement dans la section d'alimentation des vis 13.5°, ce qui augmenterait significativement la surface d'écoulement du solide. Par exemple, on pourrait envisager les 5 premiers tours de vis avec un angle décroissant partant de 25° jusqu'à 13.5° (voir figure 6-1). De cette façon, on s'assure d'une transition douce entre les angles plus grands de la section de transport des solides et l'angle de 13.5° utilisé dans le reste de la vis. Des essais préliminaires avec le logiciel d'extrusion montrent que cette modification n'affecterait que très peu la performance de la vis originale 13.5°. Il serait donc très intéressant de mettre au point une telle conception de vis. Ceci pourrait être réalisé, par exemple, après les essais préliminaires des vis 13.5° originales.

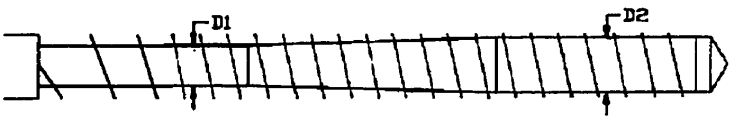


Figure 6-1 Vis 13.5o améliorée tenant compte du critère d'usure dans la zone d'alimentation

6.2.2 Vis 3½ et 4½po.

Au niveau des vis de plus grands diamètres (3½ et 4½po.), bien que celles-ci n'aient pas été examinées en détails, faute de temps, une conception de vis similaire aux vis 60mm optimisées (avec un "scale-up" approprié) pourrait sûrement donner de bons résultats. Même si les mélangeurs actuels sur les vis 3½ et 4½po. semblent bien fonctionner, il serait intéressant d'utiliser la conception du mélangeur optimisée sur les vis de grands diamètres également. Ceci ouvre peut-être la porte à des températures d'extrusion plus froides et mieux contrôlées.

Cependant, le point le plus important à corriger sur les vis de grands diamètres est sans doute l'addition d'une section d'alimentation à filet double et de voir son effet sur le "surging". C'est une modification aux vis qui est peu coûteuse et qui peut donner de très bons résultats. Pour débuter, un choix intelligent d'une telle section pourrait être constitué des 4 premiers tours de vis avec un filet double à un angle conventionnel de 17.7° en augmentant légèrement la profondeur du canal actuel (voir figure 6-2). Même si ce design ne fonctionne pas très bien au niveau de la réduction du "surging", le fonctionnement régulier de la vis n'en serait que peu affecté et on a pas à craindre d'avoir acheté une vis "à perte". Si une telle vis modifiée améliore le "surging", sans toutefois l'éliminer, on a au moins l'assurance d'avoir bien identifié la source du "surging" et il est possible par la suite de mettre au point une conception plus poussée de la section d'alimentation pour régler le problème une fois pour toutes.

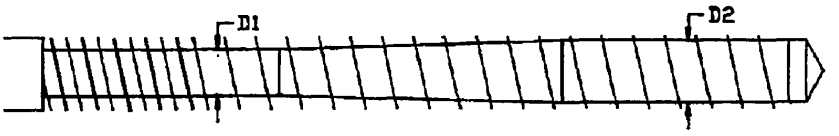


Figure 6-2 Section d'alimentation à filet double pour les vis 3½ et 4½po.

6.3 Organisation future de l'extrusion chez l'entreprise

Bien que les recommandations précédentes permettent d'améliorer l'extrusion chez l'entreprise, *ces conditions ne représentent pas le meilleur compromis entre la cadence de production et la qualité des produits finis.* Les vis 60mm sont surchargées et sont probablement utilisées au maximum de leurs possibilités et cela est, en fait, le principal obstacle à l'amélioration de la qualité des bandes de chant. Débits d'extrusion élevés et qualité ne font pas bon ménage ensemble, pour des résultats optimums, *il faut changer de philosophie de production centrée sur "l'output" et accepter une réduction de débit au profit d'une plus grande qualité.*

À ce sujet, l'idéal pour l'entreprise est de déplacer une partie de la production des vis 60mm et l'envoyer sur la vis 4½ po. La vis 4½po. est largement sous-utilisée (elle tourne à ≈17RPM par rapport à 30RPM et plus pour les autres) et pourrait, avec des modifications au reste de la ligne de production, très bien "digérer" cette augmentation de débit. En fait, il est possible de démontrer que si la vis 4½po. était utilisée à plein régime (vers 30 RPM), elle pourrait alors doubler son débit et ainsi permettre *une baisse de débit de l'ordre de 30% sur chacune des 7 vis 60mm utilisées en production* (voir figure 1-1).

Si un tel scénario est réalisé, cela permettrait ensuite d'utiliser une vis semblable à la 45mm optimisée de façon "naturelle" qui, on le sait, améliore nettement les performances d'extrusion. De ce fait, il serait possible d'obtenir une température d'extrusion encore plus acceptable, d'augmenter beaucoup plus la capacité dispersive du mélangeur, d'avoir un meilleur mélange distributif et également de baisser très significativement la vitesse de glissement des solides.

Un dernier point très intéressant à discuter est l'indépendance apparente de le géométrie optimale selon la formulation de PVC utilisée. Cela vient du fait que le caractérisation effectuée au chapitre 2 ne montre pas de différences très significatives entre les résines testées,

surtout au niveau de la rhéologie. Nous nous attendions pas à tel comportement car, l'entreprise par exemple, lors de son passage de l'utilisation de résines stabilisées au plomb à l'utilisation de résines stabilisées à l'étain, a réellement du faire des changements pour s'adapter au nouveau produit. Ceci peut être relié à la marge d'erreur de la caractérisation (autour de 10%) mais aussi, à des phénomènes autres que les propriétés physiques mesurées comme, par exemple, le glissement à la paroi et la nature viscoélastique de la résine. Quoiqu'il en soi, il ne faut pas trop s'inquiéter d'utiliser une seule conception de vis généralisée car il semble que les différences de comportement des résines n'aient jamais été très marquées, au contraire cela simplifie les choses.

6.4 Contributions originales

Historiquement, Tadmor et Klein (T4,T5) ont été parmi les premiers à faire de la modélisation et à nourrir le rêve d'une conception des vis et des mélangeurs basée sur des analyses d'ingénierie. Aujourd'hui, 30 ans plus tard, cette maîtrise constitue en quelques sortes l'atteinte de ces objectifs par l'utilisation concrète des modèles d'écoulement en extrusion. Il y a très peu de travaux que l'on peut trouver dans cette direction. Un point original très important de ce travail parmi les publications déjà existantes est la *preuve expérimentale que la méthode d'optimisation fonctionne.* De plus, les résultats démontrent que dans le contexte d'extrusion du PVC, les performances optimales sont atteintes avec des vis à faibles angles (13.5°) ou à grands angles (28.8°). Ceci est très différent des vis conventionnelles (à 17.7°) utilisées à tort et à travers dans la très grande majorité des entreprises d'extrusion de PVC et remet en question "le règne" quasi total des vis 17.7°.

Au niveau de la modélisation des mélangeurs, c'est la première fois, à notre connaissance, qu'un critère de mélange dispersif complet, expliquant la relation entre les différentes variables opératoires (incluant la géométrie du mélangeur) et le degré de dispersion, soit mis sur pied. Ce modèle semble très intéressant et sera étudié et utilisé plus à fond par le groupe de recherche de Lafleur.

BIBLIOGRAPHIE

A 1 AMELLAL, K. (1991). Modélisation du procédé d'extrusion pour la conception de vis conventionnelles et barrières. Thèse de Doctorat, Ecole Polytechnique de Montréal, Canada.

A 2 AGASSANT, J.F., AVENAS, P., SERGENT, J.P. et CARREAU, P.J. (1991). Polymer processing principles and modeling. Chap. 4, Oxford University Press, New York.

A 3 AGASSANT, J.F. et POITOU, A. (1994). Mixing and compounding of polymers, theory and practice. Manas-Zloczower, I. et Tadmor, Z. Ed., Hanser, Cincinnati (OH).

A 4 AMANO, O. et UTSUGI, S. (1991). Effects of screw design on melt temperature uniformity within a shot in injection molding. SPE ANTEC Tech. Papers, 464.

B 1 BONNER, R.M. (1963). SPE J., 19, 1069.

B 2 BIGIO, D.I., BOYD, J.D., ERWIN, L. et GAILUS, D.W. (1985). Mixing studies in the single screw extruder. Polym. Eng. Sci., 25, 5, 305.

B 3 BENKREIRA, H., SHALES, R.W. et EDWARDS, M.F. (1992). Mixing on melting in single screw extrusion. Intern. Polym. Proc., 8, 2, 126.

B 4 BIGG, D. et MIDDLEMAN, S. (1974). Mixing in a screw extruder. A model for residence time distribution and strain. Ind. Eng. Chem. Fundam., 13, 1, 66.

B 5 BOLENS, W.R. et COLWELL, R.E. (1958). SPE J., 14, 8, 24.

B 6 BAGSTER, D.F. et TOMI D. (1974). The stress within a sphere in simple flow fields. Chem. Eng. Sci., 29, 1773.

B 7 BOX, G.E.P., HUNTER, J.S. et HUNTER W.G. (1978). Statistics for experimenters, and introduction to design, data analysis and model building. Wiley-Interscience, New York.

B 8 Brevet allemand No. 2, 026, 834.

B 9 Brevet britannique No. 930, 339.

B 10 Brevet américain No. 4, 639, 143.

B 11 Brevet américain No. 5, 071, 256.

B 12 BIRD, R.B., WARNER, H.R. Jr et EVANS D.C. (1971). Kinetic theory and rheology of dumbbell suspension with brownian motion. Fortsch. Hochpolymerenforch., Springer-Verlag, Berlin, 8, 1-90.

B 13 BIRD, R.B., STEWART, W.E. et LIGHTFOOT, E.N. (1960). Transport phenomena. Wiley, New York.

C 1 COVAS, J.A. et STEVENS, M.J. (1995). Extruder principles and operation. 2nd Ed., Chapman&Hall, London.

C 2 CHELLA, R. et OTTINO, J.M. (1985). Fluids mechanics of mixing in a single screw extruder. Ind. Eng. Chem. Fundam., 24, 170.

D 1 DARNELL, W.H. et MOL, E.A.J. (1956). Solids conveying in extruders. SPE J., 12, 20.

D 2 DEAN, A.F. et LIGHTNER, L. (1991). Use of statistical methods to optimize the extrusion process. SPE ANTEC Tech. Papers, 83.

D 3 DULMAGE, F.E. US Patent 2, 753, 595.

D 4 DRAY, R.B. US Patent 3, 788, 612.

E 1 EDMONDSON, I.R. et FENNER, R.T. (1975). Melting of thermoplastics in single screw extruders. Polymer, 16, 49.

E 2 ERWIN, L. (1978). Theory of mixing sections in single screw extruders. Polym. Eng. Sci., 18, 7, 572.

E 3 ERWIN, L. et MOKHTARIAN, F. (1983). Analysis of mixing in modified single screw extruders. Polym. Eng. Sci., 23, 2, 49.

E 4 ESSEGHIR, M., GOGOS, C.G., YU, D., TODD, D.B. et DAVID, B. (1998). A comparative study on the performance of three single-screw elements in melt-melt mixing of immiscible blends. Adv. Polym. Tech., 17, 1, 1.

E 5 ELBIRLI, B., LINDT, J.T., GOTTGETREU, S.R. et BABA, S.M. (1983). Analysis of the performance of Maddock head mixer. SPE ANTEC Tech. Papers, 104.

F 1 FENNER, R.T., COX, A.P.D. et ISHERWOOD, D.P. (1979). Surging in screw extruders. Polymer, 20, 733.

F 2 FURCHES, B. et BOZZELI, J. (1987). Seeking the right mix: injection screw design. Plast. Eng., August, 49.

G 1 GOSSELIN, P. (1996). Etude d'un procédé d'extrusion-calandrage de PVC. Projet de fin d'études, Département de Génie Chimique, Ecole Polytechnique de Montréal, Canada.

G 2 GRUNDMAN, F.G. et ECKSTEIN, J. (1965). Effect of screw design and other variables on polyethylene melt uniformity of extrusion coating at high speeds. TAPPI, 48, 355.

G 3 GREGORY, R.B. et STREET, L.F. US Patent 3, 411, 179.

G 4 GALE, G.M. An evaluation of mixing devices for extruders fed with masterbatched additives and polymer blends. SPE ANTEC Tech. Papers, 109.

G 5 GAMACHE, E. (1997). Etude de la zone de transport des solides dans une extrudeuse monovis. Mémoire de Maîtrise, École Polytechnique de Montréal, Canada.

H 1 HUNEAULT, M. (1992). L'extrusion des profilés de PVC: rhéologie et conception des filières. Thèse de Doctorat, Ecole Polytechnique de Montréal, Canada.

H 2 HYUN, K.S. et SPALDING, M.A. (1994). Debugging and optimizing extruder performance using process data collected with data acquisition system. SPE ANTEC Tech. Papers, 162.

H 3 HORWATT, S.W., FEKE, D.L. et MANAS-ZLOCZOWER, I. (1992). The influence of structural heterogeneities on the cohesivity and breakup of agglomerates in simple shear flow. Powder Tech., 72, 113.

H 4 HELMY, H.A.A. et PARNABY, J. (1976). Computer-aided optimal melt screw design. Polym. Eng. Sci., 16, 6, 437.

H 5 HERMANN, H. (1972). Schneckenmachinen in der verfahrenstechnik. Springer-Verlag, Berlin.

H 6 HERRIDGE, D. et KRUEGER, D. (1991). Characterization of three indenpendently driven, single screw polymer extrusion mixers. SPE ANTEC Tech. Papers, 633.

H 7 HAN, D.H., LEE, K.Y. et WHEELER, N.C. (1991). A study on the performance of the Maddock mixing head in plasticating single screw extrusion. Polym. Eng. Sci., 31, 11, 818.

H 8 HYUN, K.S. et SPALDING, M.A. (1990). Bulk density of solid polymer resins as a function of temperature and pressure. Polym. Eng. Sci., 30, 571.

K 1 KESSLER, H.B., BONNER, R.M., SQUIRES, P.H. et WOLF, C.F.W. (1960). SPE J., 16, 267.

K 2 KLEIN, I. (1972). The melting factor in extruder performance. SPE J., 28, 47.

K 3 KIM, S.J. et KWON, T.H. (1996). Measures of mixing for extrusion by averaging concepts. Polym. Eng. Sci., 36, 11, 1466.

K 4 KWON, T.H., JOO, J.W. et KIM, S.J. (1994). Kinematics and deformation characteristics as a mixing measure in the screw extrusion process. Polym. Eng. Sci., 34, 3, 174.

K 5 KLEIN, I. et MARSHALL, D.I. (1966). Fundamentals of plasticating extrusion. II experiments. Polym. Eng. Sci., 6, 191.

K 6 KLEIN, I., MARSHALL, D.I. et FRIEHE, C.A. (1965). SPE J., 21, 1299.

K 7 KLEIN, I. et MARSCHALL, D.I. (1965). SPE J., 21, 1376.

K 8 KOVACS, L. US Patent 3, 671, 141.

K 9 KRUDER. US patent 4, 173, 417.

K 10 KIANI, A., RAKOS, R. et SEBASTIAN, D.H. (1989). Three-dimensional computational analysis of fluted mixing devices. SPE ANTEC Tech. Papers, 62.

K 11 KHURI, A.I. et CORNELL, J.A. (1987). Response surface: designs and analyses. Marcel Dekker, New York.

L 1 LIDOR, G. et TADMOR, Z. (1976). Theoretical analysis of residence time distribution functions and strain distribution functions in plasticating screw extruders. Polym. Eng. Sci., 16, 6, 450.

L 2 LEROY, G. US Patent 3, 486, 192.

L 3 LAVOIE, P.A. (1988). Méthodes standards de caractérisation des polymères. Projet de fin d'études, Département de Génie Chimique, Ecole Polytechnique de Montréal, Canada.

M 1 MADDOCK, B.H. (1964). Measurement and analysis of extruder stability. SPE J., 20, 1277.

M 2 MADDOCK, B.H. (1967). An improved mixing-screw design. SPE J., July, 23.

M 3 MOHR, W.D., SAXTON, R.L. et JEPSON, C.H. (1957). Mixing in laminar-flow systems. Ind. Eng. Chem., 49, 20, 1855.

M 4 MCKELVEY, J.N. (1962). Polymer processing. John Wiley & Sons, New York.

M 5 MICHAELI, W., CZYBORRA, L. et HEBER, M. (1991). Mishwirkungsanalyse am beispiel eines rautenmishers. Kunststoffe, 81, 8, 723.

M 6 MANAS-ZLOCZOWER, I. (1994). Mixing and compounding of polymers, theory and practice. Manas-Zloczower, I. et Tadmor, Z.Ed., Hanser, Cincinnati (OH).

M 7 MANAS-ZLOCZOWER, I., NIR, A. et TADMOR, Z. (1982). Dispersive mixing in internal mixers-A theoretical model based on agglomerate structure. Rubber Chem. Technol., 55, 1250.

M 8 MANAS-ZLOCZOWER, I., NIR, A. et TADMOR, Z. (1985). Polym. Compos., 6, 4, 222.

M 9 MANAS-ZLOCZOWER, I. et FEKE, D.L. (1989). Int. Polym. Process., 4, 1, 3.

M 10 MARSHALL, D.I. et KLEIN, I. (1966). The effect of screw design on temperature fluctuations in extruders. Wire Wire Prod., 41, 1054.

M 11 MARSHALL, D.I., KLEIN, I. et UHL, R.H. (1965). SPE J., 21, 1192.

M 12 M^ACGREGOR, A., VLACHOPOULOS, J. et VLCEK, J. (1996). Computer simulation of conventional and barrier screw extruders. SPE ANTEC Tech. Papers, 148.

M 13 MENGES, G., HARMS, E.G. et HEGELE, R. US Patent 4, 199, 263 et 4, 178, 104.

M 14 MALSTRÖM, H.M. (1997). Pertes de pression dans une filière. Projet de fin d'études, Département de Génie Chimique, Ecole Polytechnique de Montréal, Canada.

M 15 AMISS, J.M., JONES, F.D., RYFFEL, H.H. et GREEN R.E. (1992). Machinery's handbook. Industrial Press, New York.

N 1 NASS, L.I. (1976-77). Encyclopedia of PVC. Vol. 1, Chap. 8, Marcel Dekker, New York.

N 2 NIR, A. et ACRIVOS, A. (1973). On the creeping motion of two arbitrary-sized touching speres in a linear shear field. J. Fluid Mech., 59, 209.

O 1 OTTINO, J.M. et CHELLA, R. (1983). Laminar mixing of polymeric liquids; A brief review and recent theoretical developments. Polym. Eng. Sci., 23, 7, 357.

O 2 OTTINO, J.M. (1989). The kinematics of mixing: stretching, chaos and transport. University Press, Cambridge.

O 3 OZELL, B. (1997). Utilisation du programme configurable de visualisation scientifique VU. Version 3, Centre de Recherche en Calcul Appliqué (CERCA), Université de Montréal, Canada.

P 1 PINTO, G. et TADMOR, Z. (1970). Mixing and residence time distribution in melt screw extruders. Polym. Eng. Sci., 10, 5, 279.

P 2 POTENTE, H. et KRELL, B. (1997). Screw optimization by means of DOE and multiple regression. SPE ANTEC Tech. Papers, 135.

P 3 POTENTE, H., HANHART, W. et SCHÖPPNER, V. (1993). Potential applications for computer-aided extruder design. Inter. Polym. Proc., 8, 4, 335.

P 4 POTENTE, H., HANHART, W., KLARHOLZ, B. et SCHÖPPNER, V. (1992). Extruderschnecken durch simulation optimieren. Kunststoffe, 82, 939.

P 5 POTENTE, H., HANHART, W. et RESKI, T. (1994). Design and processing optimization of extruder screws. Polym. Eng. Sci., 34, 11, 937.

R 1 RAUWENDAAL, C.J. (1986). Polymer extrusion. Section 11.4, Carl Hanser Verlag, Munich.

R 2 RAUWENDAAL, C.J. (1986). Extruder screw with barrier sections. Polym. Eng. Sci., 26, 18, 1245.

R 3 RAUWENDAAL, C.J. (1986). Polymer extrusion. Section 7.2, Carl Hanser Verlag, Munich.

R 4 RAUWENDAAL, C.J. (1986). Polymer extrusion. Sections 7.7 et 8.7, Carl Hanser Verlag, Munich.

R 5 RAUWENDAAL, C.J. (1998). New dispersive mixers for single screw extruders. SPE ANTEC Tech. Papers.

R 6 RUMPF, H. (1962). Agglomeration. Knepper, W.A. Ed., John Wiley Interscience, New York.

R 7 RAUWENDAAL, C.J. (1986). Polymer extrusion. Section 8.2, Carl Hanser Verlag, Munich.

R 8 RAUWENDAAL, C.J. (1998). Computer-based interactive training in extrusion. Plast. Eng., June, 41.

R 9 RAUWENDAAL, C.J. (1994). Mixing and compounding of polymers, theory and practice. Manas-Zloczower, I. et Tadmor, Z. Ed., Hanser, Cincinnati (OH).

R 10 RAUWENDAAL, C.J. (1991). Mixing in polymer processing. Marcel Dekker, New York .

R 11 RIOS, A.C., OSSWALD, T.A., NORIEGA, M.P. et ESTRADA, O.A. (1998). Experimental study of various mixing sections in a single screw extruder. SPE ANTEC Tech. Papers.

R 12 RAUWENDAAL, C.J. (1984). Design of fluted mixing sections. SPE ANTEC Tech. Papers, 59.

R 13 RAUWENDAAL, C.J. (1989). The effect of increased flight clearance on extruder performance. SPE ANTEC Tech.Papers, 108.

S 1 SPALDING, M.A., KIRKPATRICK, D.E. et HYUN, K.S. (1993). Coefficients of dynamic friction for low density polyethylene. Polym. Eng. Sci., 33, 7, 423.

S 2 SPENCER, R.S. et WILEY, R.M. (1951). The mixing of very viscous liquids. J. Colloid Sci., 6, 133.

S 3 SEPE, M.P. (1991). Advanced screw design applied to semi-cristalline thermoplastic resins. SPE ANTEC Tech. Papers, 469.

S 4 SCHLATTER, G. et LAFLEUR, P.G. A unified model for the polymer melt flow in the whole die-extruder system. En préparation.

S 5 SKOBLAR, S.M. (1974). Why all the fuss about motionless mixing?. Plast. Tech., October, 37.

S 6 SAXTON, R.L. US Patent 3, 006, 029.

S 7 SCHWARZ, G. (1977). Eur.Rubber J., September, 28.

S 8 SEBASTIAN, D.H., KIANI, A. et RAKOS, R. (1988). Analysis of fluted mixing devices for single screw extruders. SPE ANTEC Tech. Papers, 145.

S 9 STATYUKHA, G. (1998). (Professeur à l'Université McGill, Montréal, Canada) Communications personnelles.

T 1 TADMOR, Z. et KLEIN, I. (1970). Engineering principles of plasticating extrusion. Chap. 9, Van Nostrand Reinhold, New York.

T 2 TADMOR, Z. et GOGOS, C.G. (1979). Principles of polymer processing. Chap. 7, John Wiley & Sons, New York.

T 3 TADMOR, Z. (1966). Fundamentals of plasticating extrusion: I. A theoritical model for melting. Polym. Eng. Sci., 6, 185.

T 4 TADMOR, Z. et KLEIN, I. (1970). Engineering principles of plasticating extrusion. Chap. 8, Van Nostrand Reinhold, New York.

T 5 TADMOR, Z. et KLEIN, I. (1973). Design of certain fluted mixing sections of extruder screws. Polym. Eng. Sci., 13, 5, 382.

T 6 TADMOR, Z., BROYER, E. et GUTFINGER, C. (1974). Flow Analysis Network (FAN) - A method for solving flow problems in polymer processing. Polym. Eng. Sci., 14, 9, 660.

T 7 THIBODEAU, C.A. (1996). Compactage des granules de polymères. Projet de fin d'études, Département de Génie Chimique, École Polytechnique de Montréal, Canada.

T 8 TADMOR, Z. et GOGOS, C.G. (1979). Principles of polymer processing. Chap. 11, John Wiley & Sons, New York.

T 9 TADMOR, Z. et GOGOS, C.G. (1979). Principles of polymer processing. Chap. 10, John Wiley & Sons, New York.

U 1 UNDERWOOD, W.M. (1962). Experimental method for designing extrusion screws. Chem. Eng. Prog., 58, 1, 59.

V 1 VERBRAAK, C.P.J.M. et MEIJER, H.E.H. (1989). Screw design in injection molding. Polym. Eng. Sci., 29, 7, 479.

V 2 VINCELLETTE, A.R. (1996). Modélisation d'une extrudeuse monovis plastifiante. Thèse de Doctorat, Ecole Polytechnique de Montréal, Canada.

W 1 WHEELER, N.C. (1962). Annual convention of the wire association, Baltimore, Md., October 22-25.

W 2 WOLF, D. et WHITE, D.H. (1974). Experimental study of the residence time distribution in plasticating screw extruders. 78th A.I.C.H.E. National meeting, Salt Lake City, August 18-21.

W 3 WANG, Y. et TSAY, C.C. (1996). Non-newtonian flow modeling in the mixing section of a single screw extruder with flow analysis network method. Polym. Eng. Sci., 36, 5, 643.

Z 1 ZHU, F. et CHEN, L. (1991). Studies on the theory of single screw plasticating extrusion. Part 1: A new experimental method for extrusion. Polym. Eng. Sci., 31, 15, 1113.

Z 2 ZIA, I.Y.Z., COX, R.G. et MASON, S.G. (1967). Proc. Roy. Soc., A300, 421.

ANNEXE A
RAPPORT DE MESURE DES VIS ET DES BARILS CHEZ L'ENTREPRISE

Vis d'extrusion

Identification des vis

L'entreprise utilise 3 dimensions de vis qui peuvent être classées en 6 conceptions différentes. En tout, 21 vis fonctionnelles (c'est-à-dire utilisées en production) furent mesurées. Un inventaire des vis classées de la sorte est présenté au tableau A-1.

Tableau A-1 Inventaire des vis fonctionnelles chez l'entreprise en date du 30 juillet 1996

VIS 60mm		
Conception 8D-8D-8D	**Conception 3D-17D-4D**	**Conception 1D-19D-4D**
Vis B888-9301 Vis 88-119 Vis 89-124 Vis WFS888-9608 Vis WFS888-9507 Vis 91-126 Vis WFS888-9406	Vis 93-131W Vis X3174-9305 Vis 93-133X Vis 93-132W	Vis 91-129 Vis 91-130

VIS 3½ po. (88.9mm)	
Conception "double stage" avec filet barrière	**Conception "single stage" avec mélangeur Maddock**
Vis 91-127 Vis WFS-510 Vis XA-266031LT Vis N41023 K73361	Vis XA-275528LT avec mélangeur " twisted Maddock " Vis XA-261782LT avec mélangeur "straight Maddock "

VIS 4½po. (114.3mm) AVEC MÉLANGEUR MADDOCK
Vis XA-260416JT avec mélangeur "twisted Maddock" Vis XA-260416LT avec mélangeur "twisted Maddock"

Dimensions des vis

Dans cette section, chacune des 21 vis est complètement caractérisée à l'exception de l'usure, c'est-à-dire, à l'exception des mesures du diamètre extérieur des vis et des filets qui feront l'objet de la section suivante.

Les mesures de vis sont regroupées en fonction de la conception de vis à laquelle elles appartiennent. Elles sont présentées dans les tableaux A-2 à A-8 et les mélangeurs Maddock, présents sur quelques vis, sont présentés aux tableaux A-9 et A-10.

Toutes les mesures sont données en millimètres. Le pas des filets est toujours équivalent au diamètre nominal des vis considérées (vis "square pitch " à 17.7°) sauf pour les filets barrières où le pas des filets a été mesuré.

Tableau A-2 Dimensions des vis 60mm, conception 8-8-8[a]

No. Vis	T	C	L	B	D1	D2
B888-9301	450	990	1422	33	37.6	50.8
88-119	450	990	1452	5	36.4	51.5
89-124	450	990	1455	5	34.7	50.3
WFS888-9608	450	990	1440	14	35.0	52.2
WFS888-9406	450	990	1440	12	34.6	51.6
WFS888-9507	450	990	1440	13	36.5	52.1
91-126	450	990	1435	13	35.0	51.0

[a]voir figure A-1

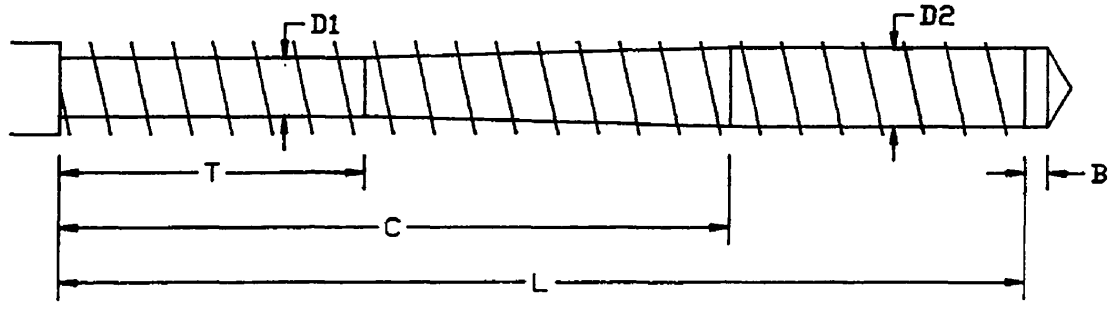


Figure A-1 Dimensions des vis 60mm, conception 8-8-8

Tableau A-3 Dimensions des vis 60mm, conception 3-17-4[a]

No. Vis	T	C	L	B	D1	D2
93-131W	210	1230	1430	26	38.7	51.2
X3174-9305	210	1230	1430	25	37.4	50.2
93-133X	210	1230	1430	25	38.6	51.0
93-132W	210	1230	1430	25	38.1	50.9

[a]voir figure A-2

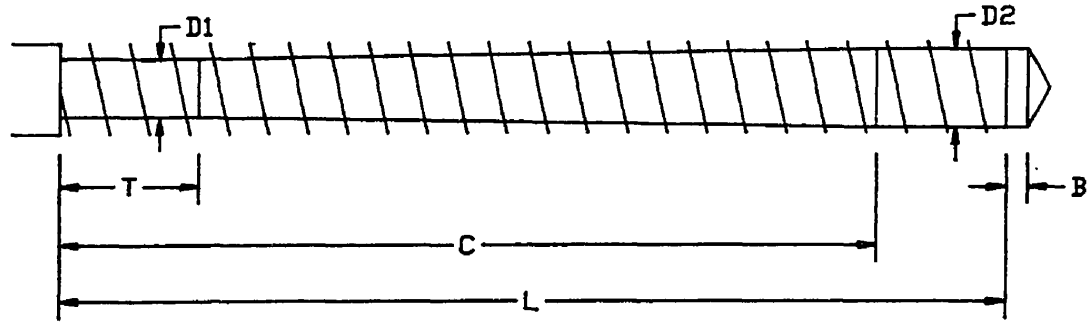


Figure A-2 Dimensions des vis 60mm, conception 3-17-4

Tableau A-4 Dimensions des vis 60mm, conception 1-19-4[a]

No. Vis	C	L	B	D1	D2
91-129	1170	1430	19	40.4	51.0
91-130	1170	1430	18	41.0	51.2

[a]voir figure A-3

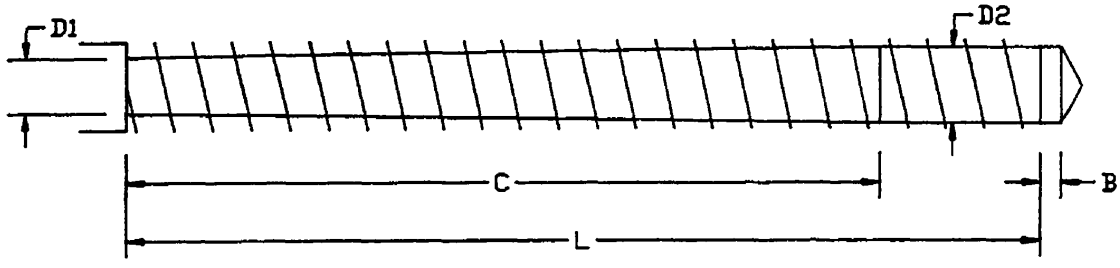


Figure A-3 Dimensions des vis 60mm, conception 1-19-4

Tableau A-5 Dimensions des vis 3½po., conception "single stage" avec mélangeur Maddock[a]

No. Vis	T	C	L	P	M	D1	D2
XA-275528-LT	311	1023	2321	1901	261.0	65.9	75.8
XA-261782-LT	311	1023	2315	1898	262.0	65.9	76.0

[a]voir figure A-4 et figure A-5

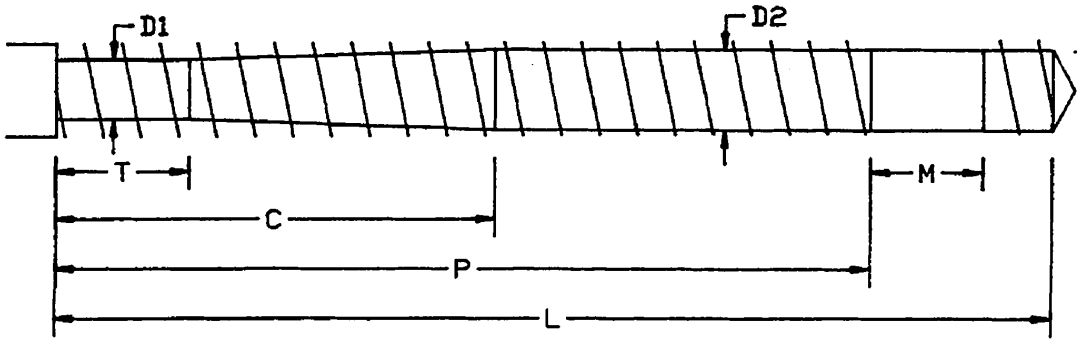


Figure A-4 Dimensions des vis 3½po., conception "single stage" avec mélangeur Maddock

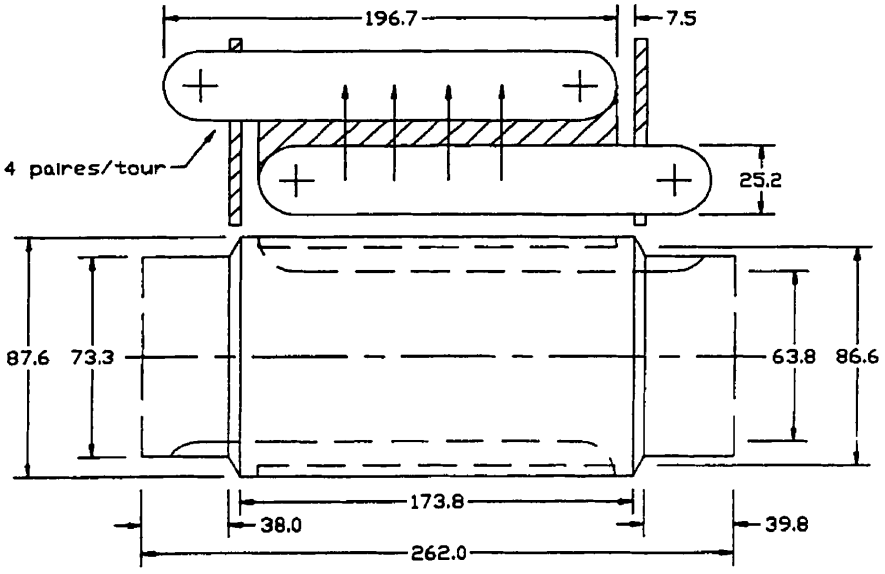


Figure A-5 Dimensions du mélangeur "straight Maddock" utilisé sur la vis XA-261782-LT

Tableau A-6 Dimensions des vis 3½po., conception "double stage" avec filet barrière (mesures axiales)[a]

No. Vis	T	C	L	Pos	BAR	L1	L2	T1	C1
91-127	489	756	2230	32	345	1272	1285	271	626
WFS-510	489	756	2230	0	365	1268	1280	276	631
XA-260031-LT	578	934	2315	5	370	1390	1410	235	590
N41023 K73361	489	756	2230	32	345	1272	1285	271	626

[a]voir figure A-6

Tableau A-7 Dimensions des vis 3½po., conception "double stage" avec filet barrière (autres mesures)[a]

No. Vis	D1	D2	D3	D4	Pas-Bar	E	F
91-127	53.6	76.4	47.3	73.6	116.1	88.5	6.2
WFS-510	55.5	77.6	48.5	73.7	114.0	88.4	6.9
XA-260031-LT	57.3	78.8	51.2	75.5	115.0	88.2	8.9
N41023 K73361	56.9	77.5	50.7	75.1	117.0	88.3	6.6

[a]voir figure A-6

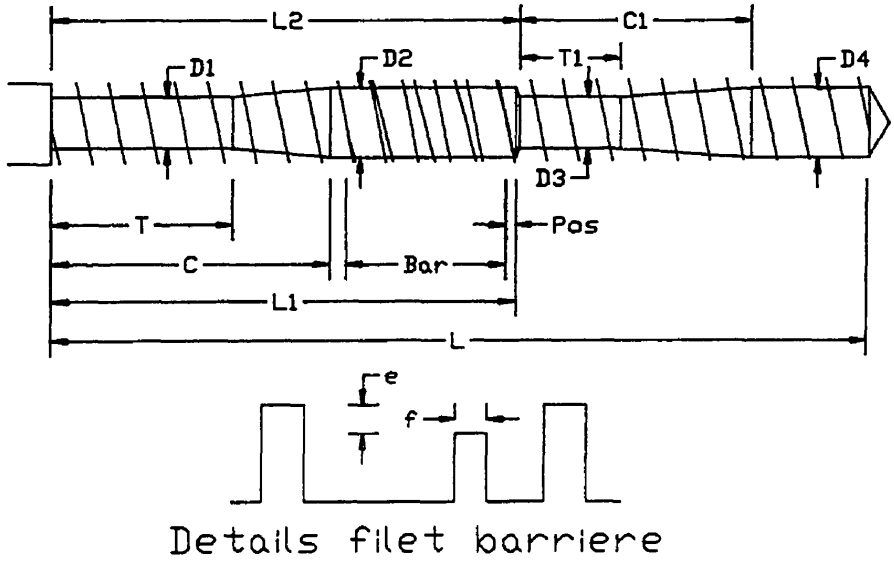


Figure A-6 Dimensions des vis 3½po., conception "double stage" avec filet barrière

Tableau A-8 Dimensions des vis 4½po. avec mélangeur Maddock[a]

No.Vis	C	L	P	M	B	D1	D2
XA-260416-JT	1200	2985	2480	335	40	88.2	99.0
XA-260416-LT	1200	2985	2480	335	45	85.7	98.0

[a]voir figure A-7

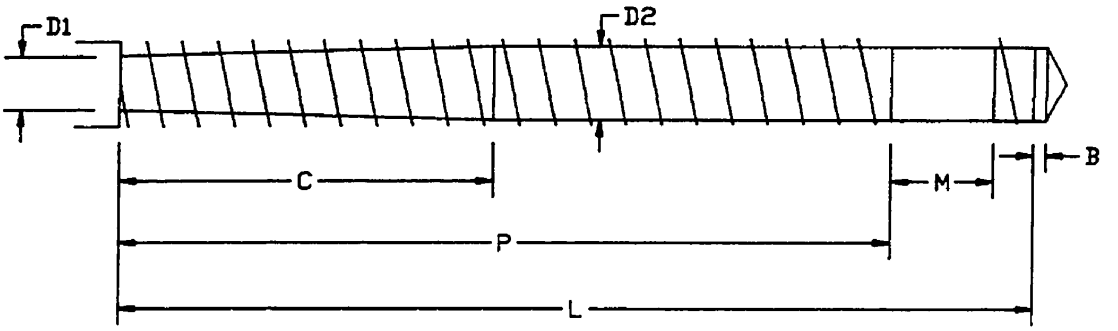


Figure A-7 Dimensions des vis 4½po. avec mélangeur Maddock

Tableau A-9 Dimensions des mélangeurs "twisted Maddock" (mesures axiales)[a]

No.Vis	L1	L2	L3	L4	B1	B2	B3
XA-275528-LT (3½ ")	261	176.2	36.0	37.9	14.2	25.6	6.6
XA-260416-JT (4½ ")	335	247.0	38.7	39.0	16.0	21.9	7.7
XA-260416-LT (4½ ")	335	246.0	37.0	38.9	16.6	21.9	5.8

[a]voir figure A-8

Tableau A-10 Dimensions des mélangeurs "twisted Maddock" (autres mesures)[a]

No.Vis	D1	D2	D3	D4	B4	Incl (Deg)
XA-275528-LT (3½ ")	88.3	75.9	86.7	69.6	20.7	130
XA-260416-JT (4½ ")	113.2	99.3	111.4	94.0	22.4	130
XA-260416-LT (4½ ")	113.5	98.2	111.2	93.0	22.4	130

[a]voir figure A-8

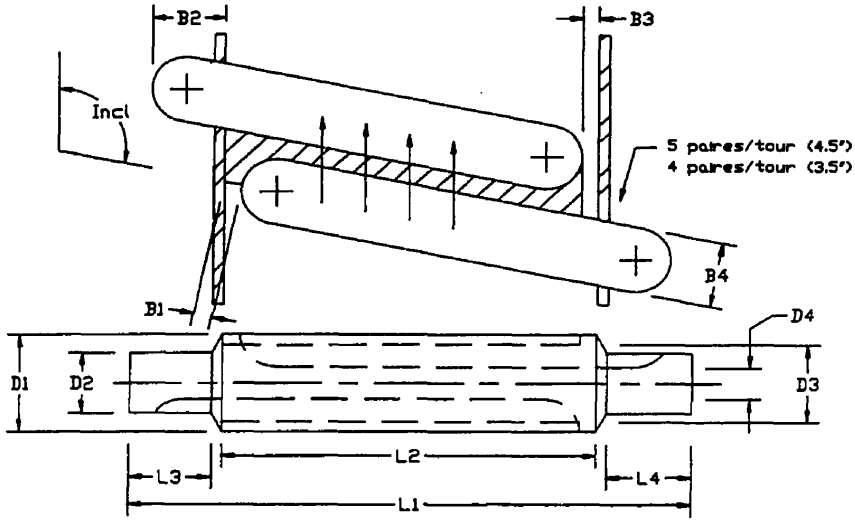


Figure A-8 Dimensions du mélangeur "twisted Maddock"

Profil d'usure des filets et du diamètre extérieur des vis

Dans cette section, les mesures du diamètre extérieur et des filets pour chacune des vis sont présentées sous forme graphique afin de faciliter l'analyse de l'usure. Les graphiques résultants sont présentés dans les figures A-9 à A-29.

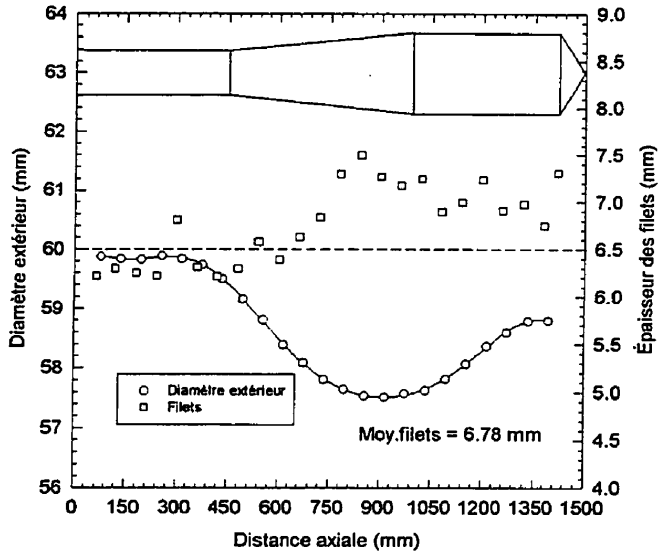


Figure A-9 Profil d'usure de la vis B888-9301 (60mm)

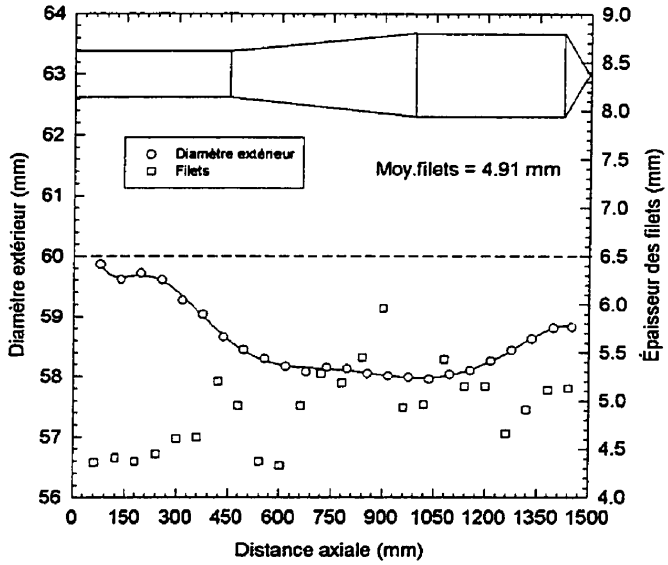


Figure A-10 Profil d'usure de la vis 88-119 (60mm)

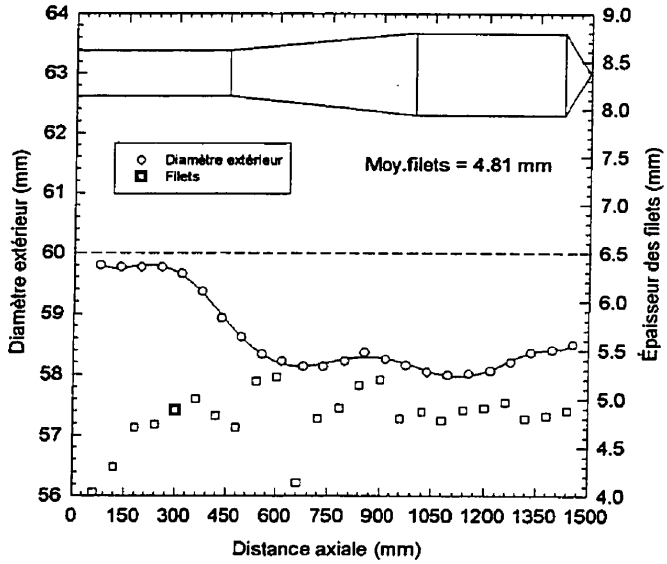


Figure A-11 Profil d'usure de la vis 89-124 (60mm)

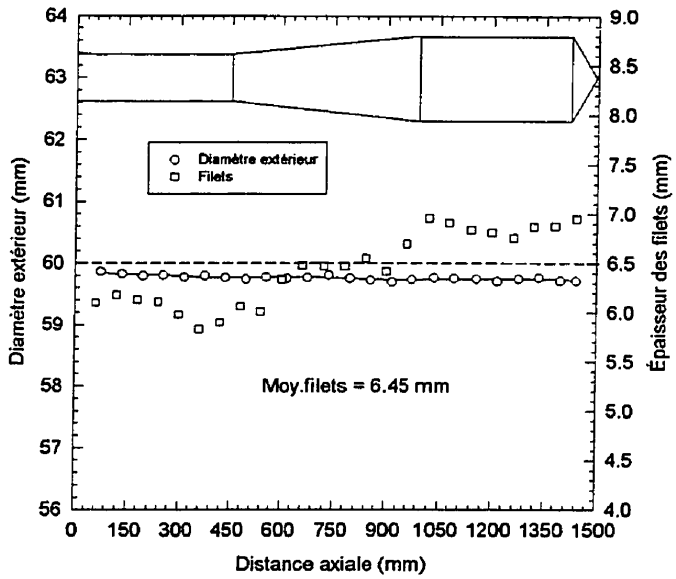


Figure A-12 Profil d'usure de la vis WFS888-9608 (60mm)

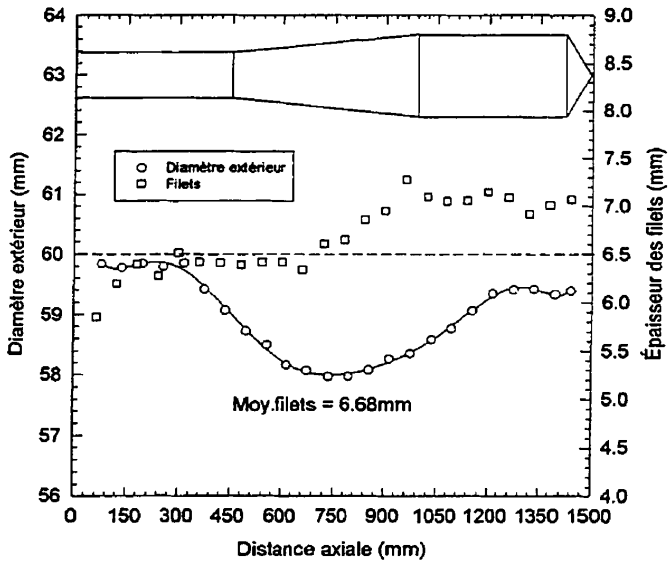


Figure A-13 Profil d'usure de la vis WFS888-9507 (60mm)

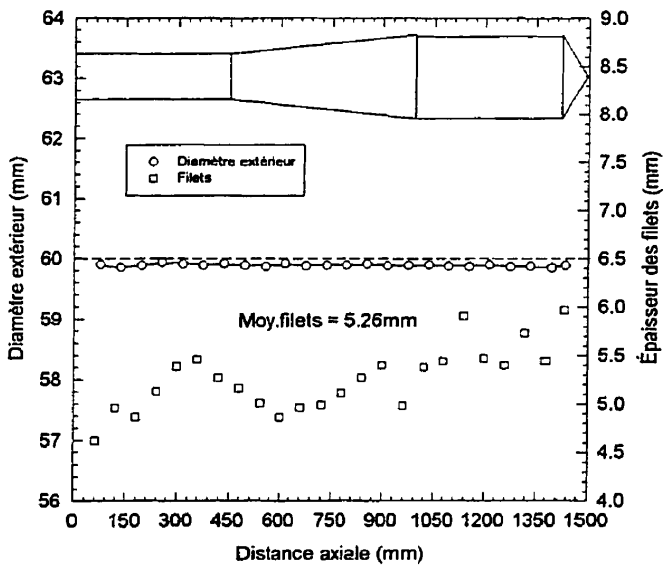


Figure A-14 Profil d'usure de la vis 91-126 (60mm)

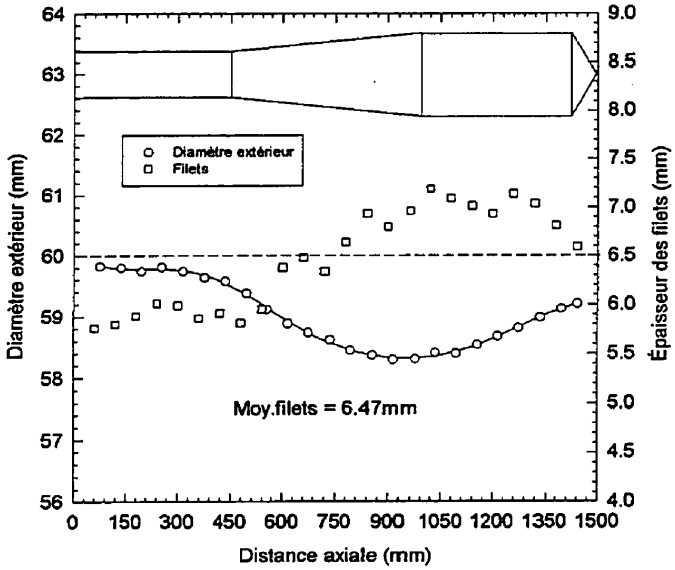


Figure A-15 Profil d'usure de la vis WFS888-9406 (60mm)

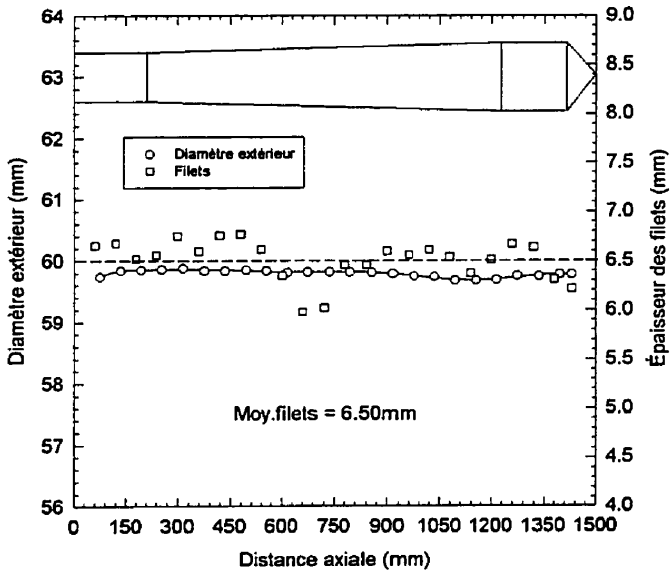


Figure A-16 Profil d'usure de la vis 93-131W (60mm)

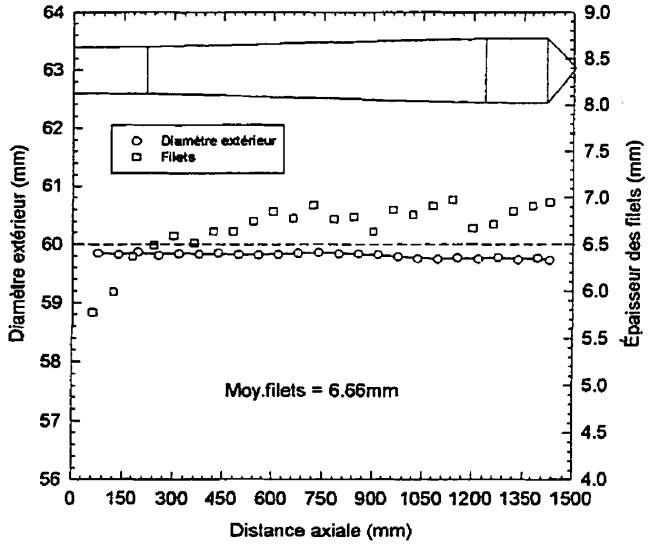


Figure A-17 Profil d'usure de la vis X3174-9305 (60mm)

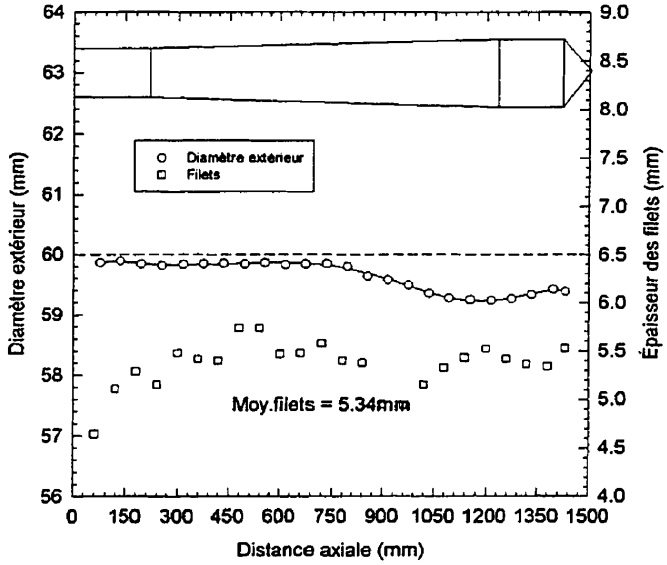


Figure A-18 Profil d'usure de la vis 93-133X (60mm)

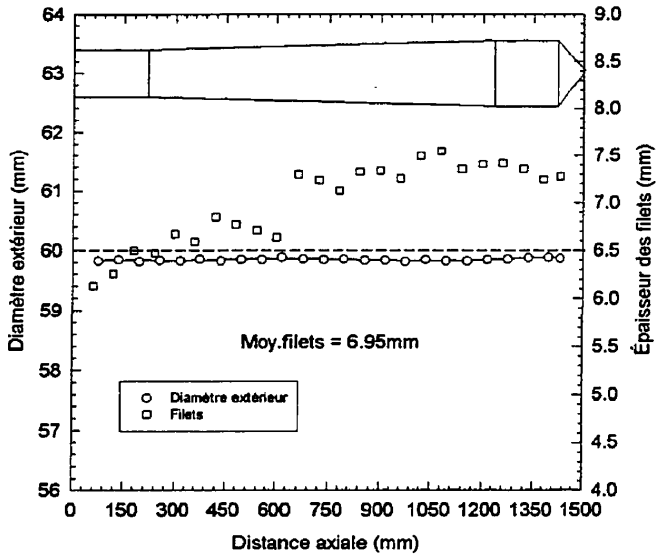


Figure A-19 Profil d'usure de la vis 93-132W (60mm)

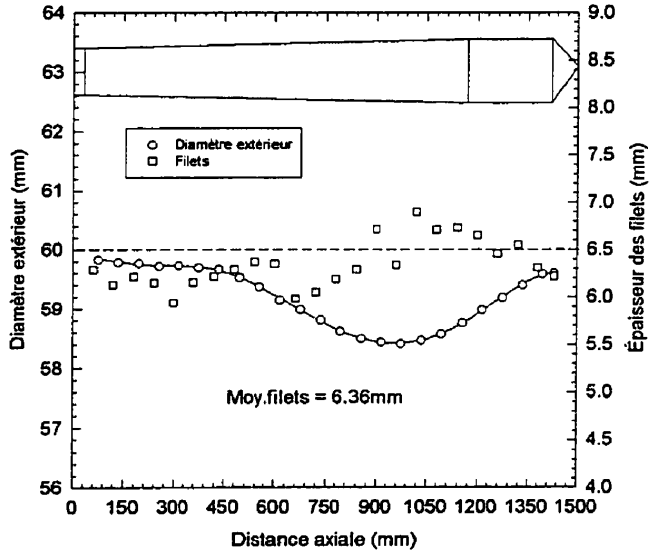


Figure A-20 Profil d'usure de la vis 91-129 (60mm)

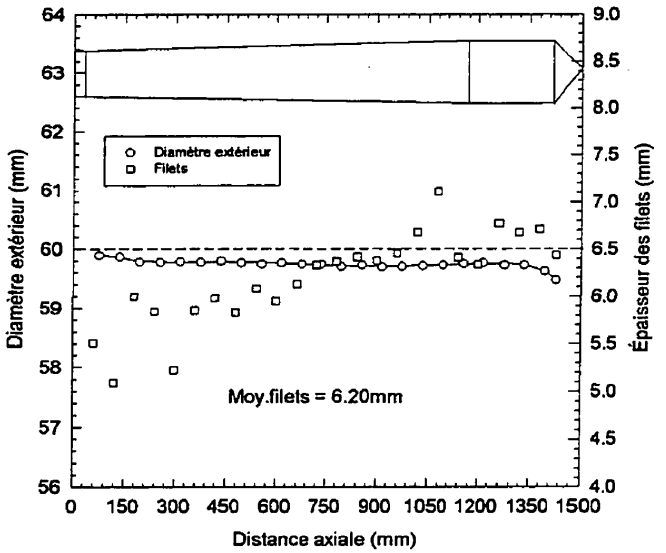


Figure A-21 Profil d'usure de la vis 91-130 (60mm)

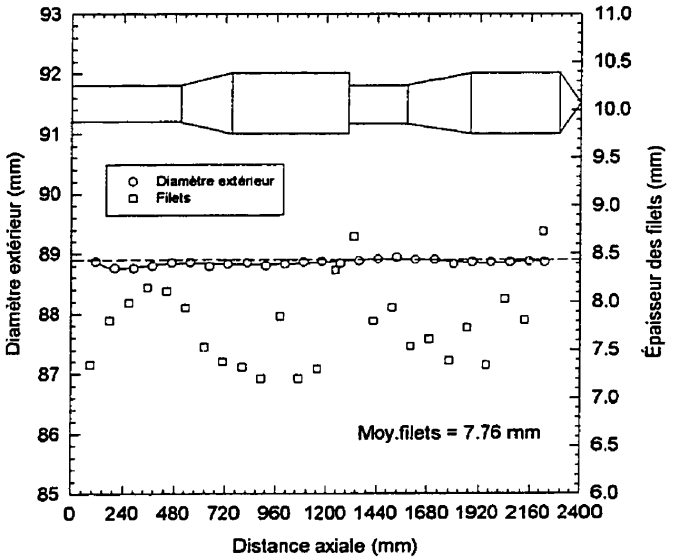


Figure A-22 Profil d'usure de la vis 91-127 (3½po.)

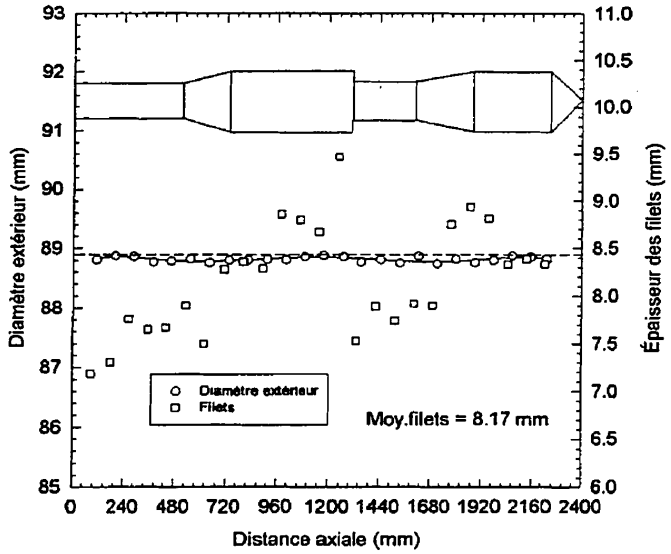


Figure A-23 Profil d'usure de la vis WFS-510 (3½po.)

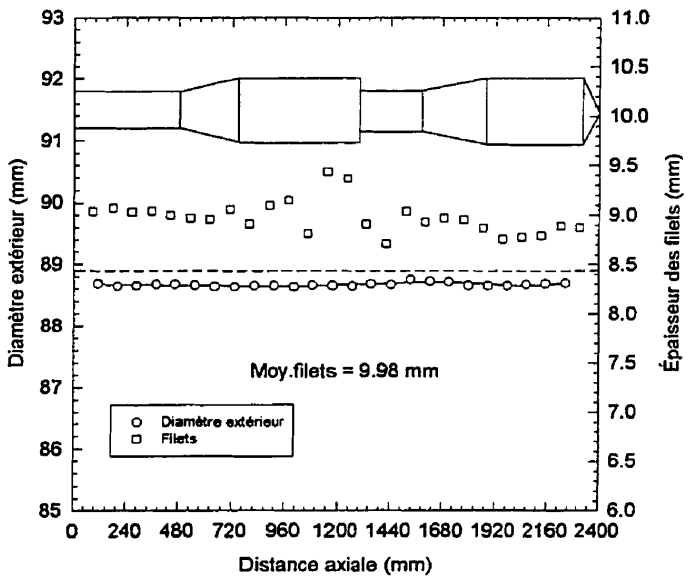


Figure A-24 Profil d'usure de la vis XA-266031LT (3½po.)

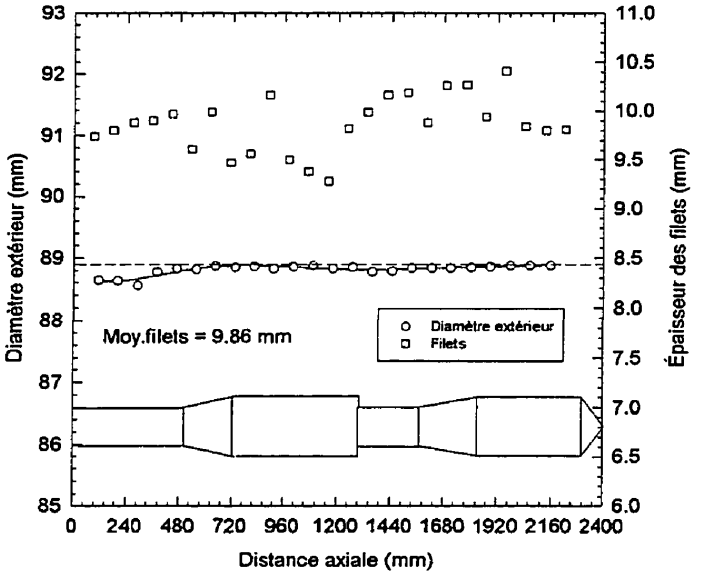


Figure A-25 Profil d'usure de la vis N41023 K7336 (3½po.)

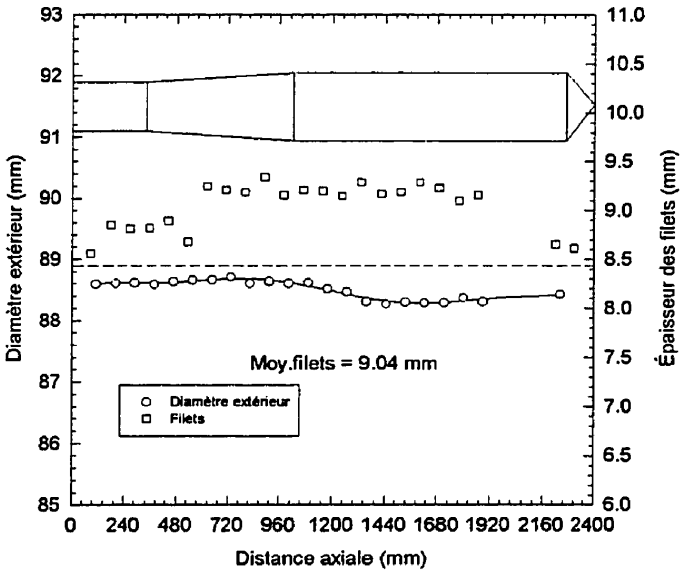


Figure A-26 Profil d'usure de la vis XA-275528LT avec mélangeur " twisted Maddock " (3½po.)

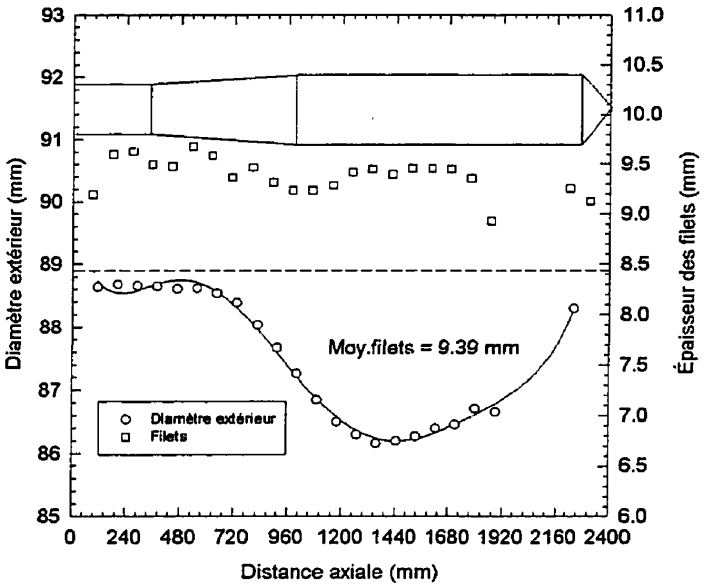


Figure A-27 Profil d'usure de la vis XA-261782LT avec mélangeur "straight Maddock " (3½po.)

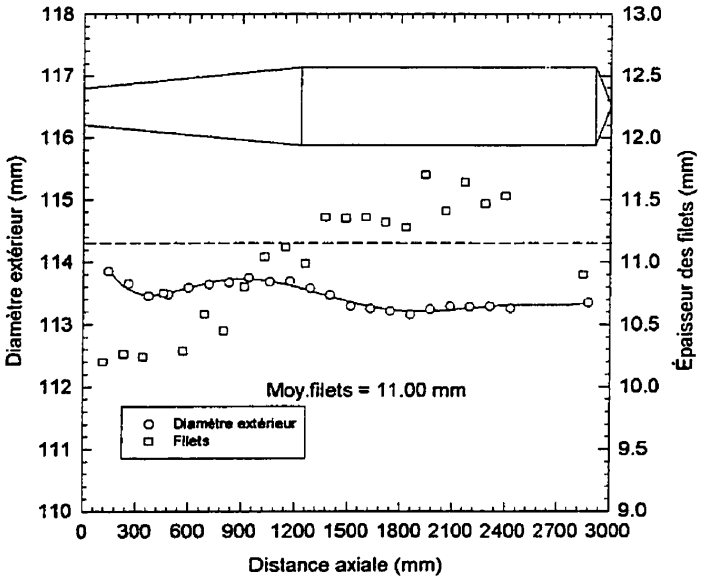


Figure A-28 Profil d'usure de la vis XA-260416JT avec mélangeur "twisted Maddock" (4½po.)

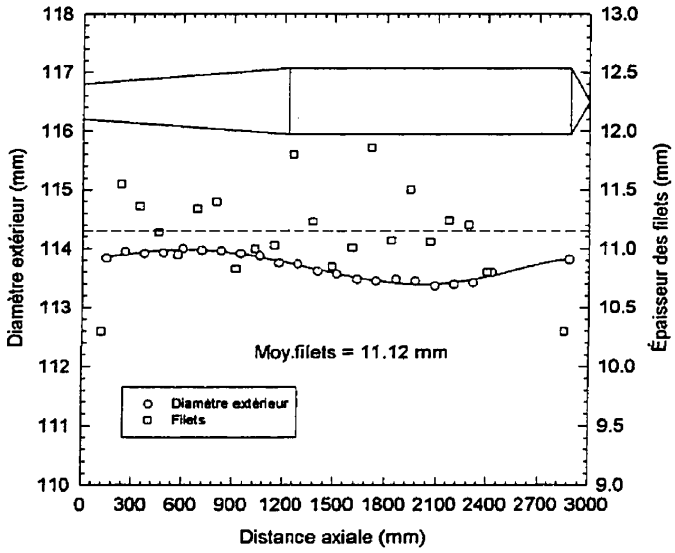


Figure A-29 Profil d'usure de la vis XA-260416LT avec mélangeur "twisted Maddock" (4½po.)

Barils

Cette section présente les mesures du diamètre du baril en fonction de la longueur de ce dernier (données recueillies par Delplace Ltd.). Il est à noter que les mesures ont été prises par rapport à la fin du baril. Les graphiques résultants sont présentés dans les figures A-30 à A-32.

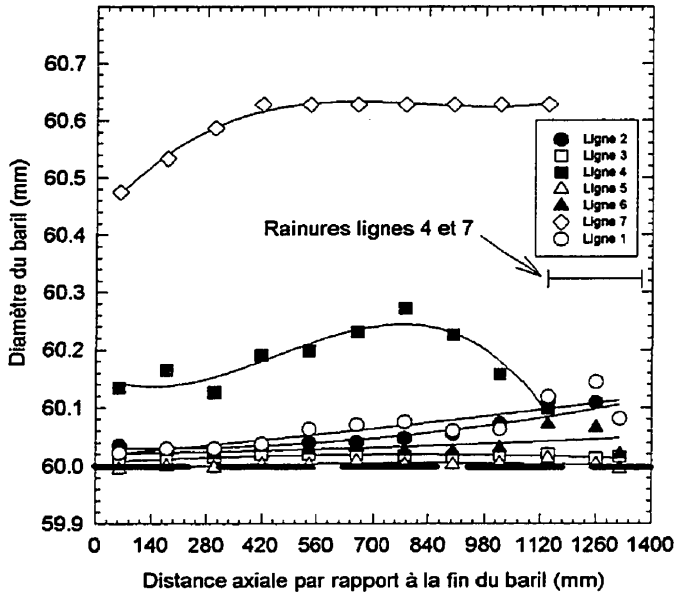


Figure A-30 Profil d'usure des barils des vis 60mm (lignes 1à 7)

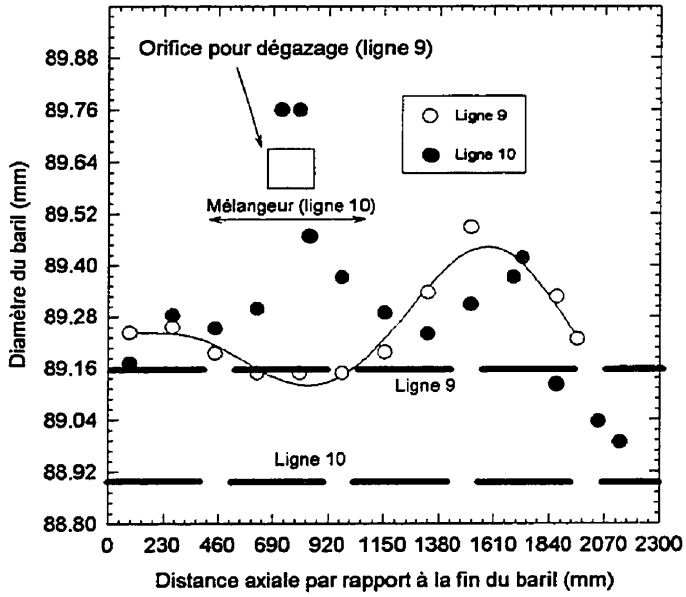


Figure A-31 Profil d'usure des barils des vis 3½po. (lignes 9 et 10)

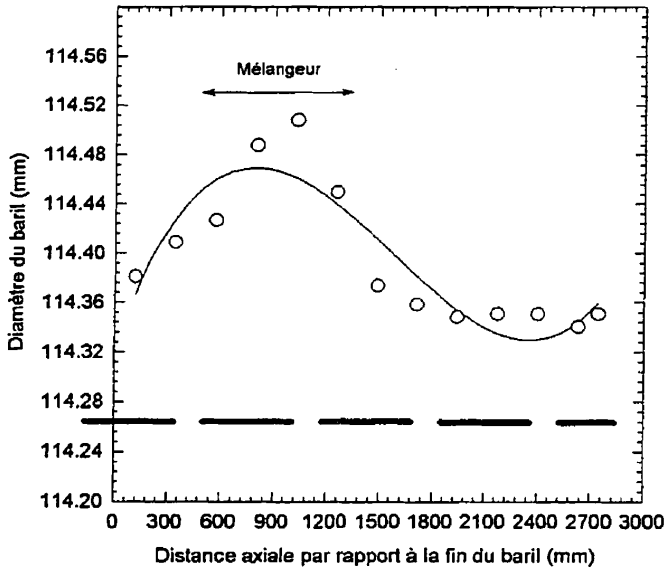


Figure A-32 Profil d'usure du baril de la vis 4½po. (ligne 8)

ANNEXE B
CRITÈRE DE SUIVI DE L'USURE DES VIS

Le but de cette section est de mettre au point un critère de procédé simple afin d'identifier et de remplacer les vis trop usées. En prenant des lectures de conditions opératoires sur les vis de l'entreprise (voir le tableau B-1), il est apparu évident qu'un tel critère peut être défini par le débit spécifique mesuré sur chaque extrudeuse (ratio du débit massique et de la vitesse de rotation de la vis).

Tableau B-1 Conditions opératoires mesurées avec les vis de l'entreprise

Ligne d'extrusion	Débit massique (g/s)	Vitesse de rotation (RPM)	Débit spécifique $\left(\frac{g/s}{RPM}\right)$	Température moyenne du baril (°F)	Filière (ouverture des lèvres en po.)	Vis utilisée (manufacturier-conception-année d'achat)
1 (60mm)	12.2	43	0.28	307	0.024	WFS-888-9610
2 (60mm)	12.3	30.5	0.40	330	0.030	WFS-888-9713
3 (60mm)	10.2	22.5	0.45	382	0.024	WFS-888-9406
4 (60mm)	11.5	34	0.34	370	0.024	WFS-888-9609
6 (60mm)	8.5	24.5	0.35	321	0.030	WFS-888-9712
8 (4½po.)	26.7	18	1.48	255	0.024	XA-260416LT
9 (3½po.)	33.2	40	0.83	280	0.070	WFI-3636
10 (3½po.)	29.8	30	0.99	280	0.024	XA-246362 JT

Pour les vis 60mm, la variation du débit spécifique de 0.28 à 0.45 g/s/RPM est énorme et peut être expliquée que par l'usure de vis. Pour une filière et une vis données, le débit spécifique doit être constant (comme on peut le calculer avec les diagrammes de performance des figures 5-1 à 5-3). Il y a une petite variation dans l'ouverture des lèvres des filières (entre 0.024 et 0.030 po.) mais insuffisante pour provoquer des grands écarts de débits spécifiques, quant aux

conceptions de vis, elles sont exactement les mêmes pour toutes les vis 60mm du tableau B-1 (conception 8D(alimentation)/8D(transition)/8D(pompage)).

D'un autre coté, la variation dans la température moyenne du baril n'est pas non plus responsable des écarts de débit spécifique. En regardant le tableau 3-3 (extrusions en régime permanent sur une vis 45mm), il est clair que ce paramètre ne joue aucun rôle important au niveau du débit spécifique.

Le rôle aussi important de l'usure de vis sur le débit spécifique peut s'expliquer par un changement profond dans l'efficacité du mécanisme de fusion. Avec une vis neuve, on peut s'attendre, en temps normal, d'avoir approximativement un mécanisme de fusion à 3 zones tel qu'illustré à la figure 1-29. Ce mécanisme fond le polymère grâce au mince film de polymère fondu au dessus du lit solide qui génère de la chaleur par dissipation visqueuse et permet une conduction relativement facile de la chaleur du baril au lit des solides. Lorsque l'usure de la vis devient importante dans la zone de fusion (ce qui est très fréquent, voir l'annexe A), l'épaisseur du film augmente considérablement et cause alors une importante baisse du taux de fusion à l'origine des faibles valeurs du débit spécifique. Rauwendaal (R7) a déjà rencontré ce genre problème tel que mentionné dans la revue de la littérature (section 1.5.3).

Le débit spécifique apparaît comme un critère tout simple et très fiable pour la mesure de l'usure des vis mais à partir de quel moment doit-on remplacer les vis? Une certaine usure est sûrement tolérable mais à la longue, il est malsain de fonctionner avec des vis trop usées. Cela peut causer des températures d'extrusion anormalement élevées (Rauwendaal (R13)), dégrader le PVC (présence de "bulles d'air") et être à l'origine, par la piètre performance de fusion, de piques et de "stries" dans les bandes de chant.

La réponse à cette question vient du logiciel de simulation utilisé dans le contexte du chapitre 4 (optimisation des vis 60mm). En simulant, par exemple, les conditions de la ligne 2, il fut démontré que le débit spécifique devait être autour de 0.43 g/s/RPM. Cette valeur constitue approximativement la référence pour une vis neuve 60mm de conception "888". Par conséquent, on peut conclure que les vis des lignes 2 et 3 (dans le tableau B-1) ne sont pas très usées et que la vis qui mérite le plus d'être remplacée est celle de la ligne 1 avec un débit

spécifique de 0.28g/s/RPM seulement. Un plage d'opération acceptable pourrait être définie par une zone qui n'est pas inférieure à plus de 25% de la valeur cible de 0.43 g/s/RPM. Ainsi, dans le cas des vis 60mm de conception "888", un remplacement systématique des vis pourrait être effectué lorsque le débit spécifique est inférieur à 0.32 g/s/RPM. Pour l'instant, il est difficile de se prononcer davantage sur ce que devrait être la "vraie valeur" à laquelle on devrait remplacer les vis, il faudrait confronter des mesures de vis avec des valeurs de débits spécifiques.

Pour les vis 3½ et 4½ po., aucun travail de simulation a été effectué mais il possible cependant d'extrapoler la valeur de 0.43g/s/RPM des vis 60mm à l'aide d'un "scale-up" approprié. Ainsi, en assumant que la vis 3½po. de la ligne 10 est relativement neuve, on obtient la valeur cible de 1.0 g/s/RPM pour la vis 3½ po. et 1.71 g/s/RPM pour la vis 4½po. ($Q_2=(D_2/D_1)^{\alpha}\cdot Q_1$ avec $\alpha=2.25$). De nouveau, des critères d'arrêt qui ne sont pas inférieurs à plus de 25% des valeurs cibles pourraient être définis.

ANNEXE C
CALCUL DU TAUX DE CISAILLEMENT MOYEN DANS UN CANAL RECTANGULAIRE

Calcul du taux de cisaillement moyen dans la direction y

L'analyse débute par le calcul du profil de vitesse d'un fluide newtonien dans une conduite rectangulaire (équation tirée de Tadmor et Gogos(T9)). Pour le système d'axes, le lecteur est référé à la figure 3-9.

$$v_y(\varepsilon) = V_{by} \cdot \left[\varepsilon + 3\varepsilon Q_p / Q_d (1-\varepsilon)\right]$$

avec

$$\varepsilon = z / h$$

$$V_{by} = V_b cos\theta$$

En dérivant par rapport à z, on obtient l'équation suivante:

$$\dot{\gamma}_{zy}(\varepsilon) = \left(\frac{V_{by}}{h}\right) \cdot \left[\left(1 + 3Q_p / Q_d\right) - 6\varepsilon Q_p / Q_d\right]$$

L'extrémum dans le profil de vitesse est obtenu avec $\dot{\gamma}_{zy} = 0$:

$$\varepsilon_{ex} = \frac{\left(1 + 3Q_p / Q_d\right)}{6Q_p / Q_d}$$

A l'aide de la première équation, on peut définir la vitesse à l'extrémum:

$$v_y(\varepsilon_{ex}) = V_{by} \cdot \left[\varepsilon_{ex} + 3\varepsilon_{ex} Q_p / Q_d (1 - \varepsilon_{ex})\right]$$
$$= V_{by} \cdot \left[\frac{(1 + 3Q_p / Q_d)^2}{12 Q_p / Q_d}\right]$$

On voit que pour $Q_p/Q_d>0$, $v_y(\varepsilon_{ex})>0$ et pour $Q_p/Q_d<0$, $v_y(\varepsilon_{ex})<0$. Il est possible de définir 3 plages de valeurs pour Q_p/Q_d selon la position de l'extrémum dans le profil de vitesse.

- Position en dehors de l'écoulement:

$$\frac{(1 + 3Q_p / Q_d)}{6Q_p / Q_d} > 1 \quad \Rightarrow \quad Q_p / Q_d < (1/3)$$
$$et$$
$$\frac{(1 + 3Q_p / Q_d)}{6Q_p / Q_d} < 0 \quad \Rightarrow \quad Q_p / Q_d > (-1/3)$$

- On retrouve les extrémums à l'intérieur du profil de vitesse dans la plage $-\infty, -1/3] \cup [1/3, +\infty$. Les extrémums possédant une vitesse négative (ce qui indique une certaine recirculation de matière) se retrouvent dans l'intervalle $-\infty, -1/3]$ tandis que les extrémums possédant une vitesse positive (le débit de pression va dans le même sens que le débit de traînée) se retrouvent dans l'intervalle $[1/3, +\infty$.

Dans le cas où l'extrémum possède une vitesse négative, le profil de vitesse doit nécessairement passer par 0, la position où cela se produit (ε_0)est donné par l'équation suivante:

$$v_y(\varepsilon_0) = 0 \quad \Rightarrow \quad V_{by} \cdot \left[\varepsilon_0 + 3\varepsilon_0 Q_p / Q_d (1 - \varepsilon_0)\right] = 0$$
$$\Rightarrow \quad \varepsilon_0 = \frac{(1 + 3Q_p / Q_d)}{3Q_p / Q_d}$$

Le tableau C-1 résument les caractéristiques importantes des plages de valeur de Q_p/Q_d:

Tableau C-1 Caractéristiques des plages de valeurs de Qp/Qd[a]

Q_p/Q_d	$v_y(\varepsilon_{ex})$	ε_{ex}
$]-1/3,1/3[$	Sans importance	$-\infty,0]$ ou $[1,+\infty$
$[1/3,+\infty$	Positif	$]0.5,1[$
$-\infty,-1/3]$	Négatif, avec changement de signe dans le profil à $\varepsilon = \varepsilon_0$	$]0,0.5[$

[a]voir figure C-1

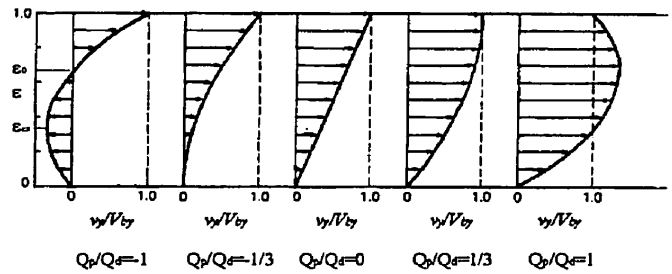


Figure C-1 Profil de vitesses entre plaques parallèlles pour plusieurs valeurs de Q_p/Q_d

Cisaillement moyen

Le taux de cisaillement moyen est calculé à partir de l'équation 3-7 en prenant soin de garder positif le produit du taux de cisaillement par la fraction de débit subissant celui-ci. En substituant le taux de cisaillement moyen et la fraction de débit par leur équation respective, on obtient l'équation suivante:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{zy} = \int_o^h \left|\frac{dv_y}{dz}\right| \cdot \left(\frac{|v_y| w dz}{Q}\right)$$

Cas $Q_p/Q_d \in$ $]-1/3,1/3[$:

$$\begin{aligned}
\bar{\dot{\gamma}}_{zy} &= \int_o^h \left(\frac{dv_y}{dz}\right) \cdot \left(\frac{v_y w dz}{Q}\right) \\
&= \frac{w}{Q} \cdot \left(\frac{v_y^2}{2}\right)\Bigg|_{0(\varepsilon=0)}^{h(\varepsilon=1)} \\
&= \left(\frac{1}{1+Q_p/Q_d}\right) \cdot \left(\frac{V_{by}}{h}\right)
\end{aligned}$$

Cas $Q_p/Q_d \in$ $[1/3,+\infty$:

$$\begin{aligned}
\bar{\dot{\gamma}}_{zy} &= \int_o^{h_{ex}} \left(\frac{dv_y}{dz}\right) \cdot \left(\frac{v_y w dz}{Q}\right) + \int_{h_{ex}}^{h} \left(-\frac{dv_y}{dz}\right) \cdot \left(\frac{v_y w dz}{Q}\right) \\
&= \frac{w}{Q} \cdot \left(\frac{v_y^2}{2}\right)\Bigg|_{0(\varepsilon=0)}^{h_{ex}(\varepsilon=\varepsilon_{ex})} - \frac{w}{Q} \cdot \left(\frac{v_y^2}{2}\right)\Bigg|_{h_{ex}(\varepsilon=\varepsilon_{ex})}^{h(\varepsilon=1)} \\
&= \left(\frac{1}{1+Q_p/Q_d}\right) \cdot \left(\frac{V_{by}}{h}\right) \cdot \left(\frac{(1+3Q_p/Q_d)^4}{72 Q_p/Q_d^{\,2}} - 1\right)
\end{aligned}$$

Cas $Q_p/Q_d \in -\infty,-1/3]$:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{zy} = \int_{o}^{h_{ex}}\left(-\frac{dv_y}{dz}\right)\cdot\left(\frac{-v_y w dz}{Q+2Q_r}\right)+\int_{h_{ex}}^{h_0}\left(\frac{dv_y}{dz}\right)\cdot\left(\frac{-v_y w dz}{Q+2Q_r}\right)+\int_{h_0}^{h}\left(\frac{dv_y}{dz}\right)\cdot\left(\frac{v_y w dz}{Q+2Q_r}\right)$$

$$= \frac{w}{Q+2Q_r}\cdot\left(\frac{v_y^2}{2}\right)\Bigg|_{0(\varepsilon=0)}^{h_{ex}(\varepsilon=\varepsilon_{ex})} - \frac{w}{Q+2Q_r}\cdot\left(\frac{v_y^2}{2}\right)\Bigg|_{h_{ex}(\varepsilon=\varepsilon_{ex})}^{h_0(\varepsilon=\varepsilon_0)} + \frac{w}{Q+2Q_r}\cdot\left(\frac{v_y^2}{2}\right)\Bigg|_{h_0(\varepsilon=\varepsilon_0)}^{h(\varepsilon=1)}$$

$$= \left(\frac{1}{1+Q_p/Q_d+2Q_r/Q_d}\right)\cdot\left(\frac{V_{by}}{h}\right)\cdot\left(\frac{(1+3Q_p/Q_d)^4}{72Q_p/Q_d^{\,2}}+1\right)$$

Q_r représente la partie du débit où la vitesse est négative, c'est-à-dire, le débit de recirculation:

$$Q_r = 2\cdot\int_0^{h_{ex}} -v_y w dz = -2hw\int_0^{\varepsilon_{ex}} v_y(\varepsilon)d\varepsilon$$

$$= \frac{-V_{by}wh}{2}\cdot\left(\frac{(1+3Q_p/Q_d)^3}{27Q_p/Q_d^{\,2}}\right)$$

En divisant par le débit de traînée (Q_d), on obtient:

$$Q_r/Q_d = -\left(\frac{(1+3Q_p/Q_d)^3}{27Q_p/Q_d^{\,2}}\right)$$

Calcul du taux de cisaillement moyen dans la direction x

Comme pour le taux de cisaillement moyen en y, on débute l'analyse avec l'expression du profil de vitesse dans la direction x (équation tirée de Tadmor et Gogos(T9)):

$$v_x(\varepsilon) = V_{bx} \cdot \left\{ -\varepsilon + \varepsilon(\varepsilon - 1) \cdot \left[\frac{h^2}{2\mu V_{bx}} \cdot \left(\frac{\partial P}{\partial x} \right) \right] \right\}$$

avec

$$\varepsilon = z / h$$

$$V_{bx} = V_b sin\theta$$

Cette équation n'est pas très commode en raison de la présence du gradient de pression transversal. Dans notre cas, que ce soi au niveau de la vis ou du mélangeur, c'est plutôt le débit net transversal qui est connu. Il est possible de relier le gradient de pression $\partial P / \partial x$ au débit net transversal par l'équation suivante:

$$Q_t = \int_o^h - v_x w dz = -wh \int_0^1 v_x(\varepsilon)$$

$$\Rightarrow \frac{\partial P}{\partial x} = \frac{-12\mu V_{bx} \cdot \left(1/2 - Q_t / whV_{bx} \right)}{h^2}$$

Ainsi, on peut réécrire l'équation de la vitesse de la façon suivante:

avec

$$r = \frac{Q_t}{whV_{bx}/2}$$

Le ratio "r" est tout à fait analogue au ratio Q_p/Q_d plus couramment utilisé dans la direction y. En reprenant la même démarche que pour le taux de cisaillement dans la direction y, on dérive l'équation de la vitesse par rapport à z:

$$\dot{\gamma}_{zx} = \left(\frac{V_{bx}}{h}\right) \cdot \{(2-3r) - 6\varepsilon(1-r)\}$$

L'extrémum dans le profil de vitesse est obtenu avec $\dot{\gamma}_{zx} = 0$:

$$\varepsilon_{ex} = \frac{(2-3r)}{6(1-r)}$$

À l'aide de l'équation du profil de vitesse, on peut définir la vitesse à l'extrémum:

$$\begin{aligned} v_x(\varepsilon_{ex}) &= V_{bx} \cdot \{(2-3r) \cdot \varepsilon_{ex} - 3\varepsilon_{ex}^2(1-r) \\ &= \frac{V_{bx} \cdot (2-3r)^2}{12(1-r)} \end{aligned}$$

De façon similaire à la direction y, il est possible de démontrer qu'il existe trois plages de valeur pour le ratio r selon la position de l'extrémum dans le profil de vitesse transversal. Les résultats sont présentés au tableau C-2.

Tableau C-2 Caractéristiques des plages de valeurs du ratio r[a]

r	$v_x(\varepsilon_{ex})$	ε_{ex}
$]2/3,4/3[$	Sans importance	$-\infty,0]$ ou $[1,+\infty$
$[4/3,+\infty$	Négatif, le débit de pression va dans le même sens que le débit de traînée transversal	$]0.5,1[$
$-\infty,2/3]$	Positif, présence de recirculation de matière, avec changement de signe dans le profil à $\varepsilon = \varepsilon_0$ ($\varepsilon_0 = \frac{(2-3r)}{3(1-r)}$)	$]0,0.5[$

[a]voir figure C-2

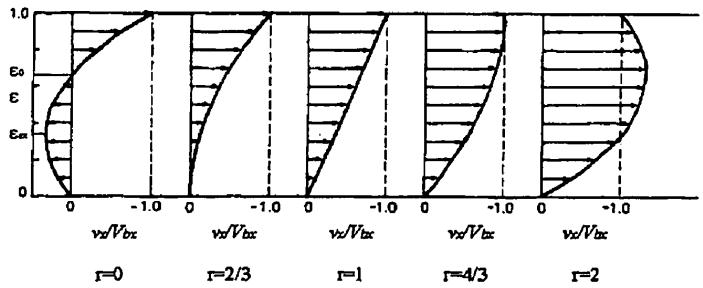


Figure C-2 Profil de vitesses entre plaques parallèlles pour plusieurs valeurs de r

Cisaillement moyen

Cas r $\in$ $]2/3,4/3[$:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{zx} = \int_o^h \left(-\frac{dv_x}{dz}\right)\cdot\left(\frac{-v_x w dz}{Q_t}\right)$$
$$= \frac{w}{Q_t}\cdot\left(\frac{v_x^2}{2}\right)\Bigg|_{0(\varepsilon=0)}^{h(\varepsilon=1)}$$
$$= \left(\frac{1}{r}\right)\cdot\left(\frac{V_{bx}}{h}\right)$$

Cas r $\in [4/3,+\infty$:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{zx} = \int_o^{h_{ex}} \left(-\frac{dv_x}{dz}\right)\cdot\left(\frac{-v_x w dz}{Q_t}\right) + \int_{h_{ex}}^{h} \left(\frac{dv_x}{dz}\right)\cdot\left(\frac{-v_x w dz}{Q_t}\right)$$
$$= \frac{w}{Q_t}\cdot\left(\frac{v_x^2}{2}\right)\Bigg|_{0(\varepsilon=0)}^{h_{ex}(\varepsilon=\varepsilon_{ex})} - \frac{w}{Q_t}\cdot\left(\frac{v_x^2}{2}\right)\Bigg|_{h_{ex}(\varepsilon=\varepsilon_{ex})}^{h(\varepsilon=1)}$$
$$= \left(\frac{1}{r}\right)\cdot\left(\frac{V_{bx}}{h}\right)\cdot\left(\frac{(2-3r)^4}{72(1-r)^2} - 1\right)$$

Cas r $\in -\infty, 2/3]$:

$$\bar{\dot{\gamma}}_{zx} = \int_{o}^{h_{ex}} \left(\frac{dv_x}{dz}\right)\cdot\left(\frac{v_x w dz}{Q_t + 2Q_r}\right) + \int_{h_{ex}}^{h_0} \left(-\frac{dv_x}{dz}\right)\cdot\left(\frac{v_x w dz}{Q_t + 2Q_r}\right) + \int_{h_0}^{h} \left(-\frac{dv_x}{dz}\right)\cdot\left(\frac{-v_x w dz}{Q_t + 2Q_r}\right)$$

$$= \frac{w}{Q_t + 2Q_r}\cdot\left(\frac{v_x^2}{2}\right)\Bigg|_{0(\varepsilon=0)}^{h_{ex}(\varepsilon=\varepsilon_{ex})} - \frac{w}{Q_t + 2Q_r}\cdot\left(\frac{v_x^2}{2}\right)\Bigg|_{h_{ex}(\varepsilon=\varepsilon_{ex})}^{h_0(\varepsilon=\varepsilon_0)} + \frac{w}{Q_t + 2Q_r}\cdot\left(\frac{v_x^2}{2}\right)\Bigg|_{h_0(\varepsilon=\varepsilon_0)}^{h(\varepsilon=1)}$$

$$= \left(\frac{1}{r + 2Q_r / Q_{dt}}\right)\cdot\left(\frac{V_{bx}}{h}\right)\cdot\left(\frac{(2-3r)^4}{72(1-r)^2} + 1\right)$$

Q_r représente la partie du débit où la vitesse est positive, c'est-à-dire, le débit de recirculation:

$$Q_r = 2 \cdot \int_0^{h_{ex}} v_y w dz = 2hw \int_0^{\varepsilon_{ex}} v_x(\varepsilon) d\varepsilon$$

$$= \frac{V_{bx} wh}{54}\cdot\left(\frac{(2-3r)^3}{(1-r)^2}\right)$$

En divisant par le débit de traînée transversal (Q_{dt}), on obtient:

$$Q_r / Q_{dt} = \frac{1}{27}\cdot\left(\frac{(2-3r)^3}{(1-r)^2}\right)$$

ANNEXE D
ÉQUATIONS DE LA THERMIQUE À L'INTÉRIEUR DU MÉLANGEUR

Cette annexe a pour objet de présenter les équations utilisées dans le calcul de l'évolution de la température d'un fluide newtonien dans une conduite rectangulaire en régime permanent par rapport au temps (comme on retrouve dans la vis et le mélangeur). A la base, les termes importants de l'équation d'énergie (tiré de Bird et al (B13)) retenue sont les suivants:

$$\underbrace{\rho C_p v_y \frac{\partial T}{\partial y}}_{\text{apport convectif}} = \underbrace{k \frac{\partial^2 T}{\partial z^2}}_{\text{conduction dans le sens radial}} + \underbrace{\mu\left(\frac{\pi_\gamma}{2}\right)}_{\text{terme "source" de dissipation visqueuse}}$$

où $\frac{\pi_\gamma}{2}$ représente le second invariant du tenseur du taux de déformation

Il n'existe aucune solution analytique simple à cette équation et, pour simplifier, il fut décider de travailler en "température moyenne". Les unités de cette équation sont des W/m^3 et afin d'obtenir une formulation en température moyenne, nous effectuons un bilan d'énergie, à la manière de la dernière équation, sur un élément de volume de canal défini par *whdy*. Ainsi, on obtient:

$$wh\rho C_p \overline{v_y} d\overline{T} = \left(k \frac{dT}{dz}\bigg|_{z=h} + k \frac{dT}{dz}\bigg|_{z=0} \right) wdy + wh\mu(\bar{\dot{\gamma}})^2 dy$$

Les termes de conduction à la paroi peuvent être assimilés à des coefficients de transfert au baril (Hb) et à la vis (Hs) et la vitesse moyenne ($\overline{v_y}$) peut être exprimée en fonction du débit:

$$wh\rho C_p\left(\frac{Q}{wh}\right)d\overline{T} = \left\{Hb\cdot\left(T_b-\overline{T}\right)+Hs\cdot\left(T_s-\overline{T}\right)\right\}wdy + wh\mu(\overline{\dot{\gamma}})^2dy$$

Il est alors possible de dégager l'équation différentielle suivante:

$$\left(\frac{\rho C_p Q}{w}\right)\cdot\frac{d\overline{T}}{dy} = (Hb\cdot T_b + Hs\cdot T_s + h\mu(\overline{\dot{\gamma}})^2) - (Hb+Hs)\cdot\overline{T}$$

La solution de l'équation, avec la condition initiale T=$\overline{T_0}$ à y=0, peut être écrite de la forme suivante:

$$\overline{T} = T_i + (T_o - T_i)\cdot EXP\left(\frac{-(Hb+Hs)wy}{\rho C_p Q}\right) \quad avec$$

$$T_i = \frac{T_b Hb + T_s Hs + h\mu(\overline{\dot{\gamma}})^2}{(Hb+Hs)}$$

Malgré cette solution simplifiée, il n'en reste pas moins que les coefficients de transfert Hb et Hs demeurent inconnus. Pour fixer des valeurs, nous faisons l'approximation que les coefficients de transfert sont égaux à ceux trouvés en régime d'équilibre "spatial" (terme convectif nul), là où une solution détaillée des équations de la thermique peut être trouvée. La prochaine section est entièrement dédiée au calcul des coefficients de transfert par cette méthode.

Calcul des coefficients de transfert en régime d'équilibre (temporel et spatial)

D'abord, avec l'hypothèse de régime d'équilibre pleinement établi (au niveau temporel et spatial), l'équation de la thermique prend la forme suivante:

$$0 = \underbrace{k\frac{\partial^2 T}{\partial z^2}}_{\substack{\textit{conduction} \\ \textit{dans le sens} \\ \textit{radial}}} + \underbrace{\mu\left\{\left(\frac{\partial v_y}{\partial z}\right)^2 + \left(\frac{\partial v_x}{\partial z}\right)^2\right\}}_{\substack{\textit{terme "source"} \\ \textit{de dissipation} \\ \textit{visqueuse}}}$$

L'absence du terme convectif permet de trouver aisément une solution analytique à cette équation, ce qui permettra d'estimer les coefficients de transfert Hb et Hs par le suite. Pour solutionner, chacun des termes de l'équation est développé sous forme adimensionnelle. Les termes de cisaillement peuvent être trouvés à l'annexe C en fonction de la coordonnée adimensionnelle ε. Quant au terme de conduction, la simple règle de la dérivation en chaîne est appliquée. L'équation de la thermique prend alors la forme suivante:

$$0 = \left(\frac{k}{h^2}\right)\cdot\frac{\partial^2 T}{\partial \varepsilon^2} + \mu\left(\frac{V_b}{h}\right)^2 \cdot \left[\left(1 + 3Q_p/Q_d - 6\varepsilon Q_p/Q_d\right)^2 \cdot cos^2\theta + \left\{(2-3r) - 6\varepsilon(1-r)\right\}^2 \cdot sin^2\theta\right]$$

Selon les conditions initiales utilisées pour intégrer l'équation différentielle, il est possible d'obtenir deux solutions: l'une avec une température de vis imposée à T_s et l'autre en considérant une vis adiabatique ($\partial T/\partial z\,|_{\varepsilon=0} = 0$). La température du baril est toujours imposée à T_b. Les solutions finales se présentent sous la forme suivante:

Régime isotherme

$$T - T_s = -\frac{\mu V_b^2}{k}\cdot\left\{\left[\frac{k(T_s - T_b)}{\mu V_b^2} - \left(\frac{K1}{2} + \frac{K2}{6} + \frac{K3}{12}\right)\right]\cdot\varepsilon + \frac{K1}{2}\cdot\varepsilon^2 + \frac{K2}{6}\cdot\varepsilon^3 + \frac{K3}{12}\cdot\varepsilon^4\right\}$$

Régime adiabatique

$$T - T_b = -\frac{\mu V_b^2}{k}\cdot\left\{-\left(\frac{K1}{2} + \frac{K2}{6} + \frac{K3}{12}\right) + \frac{K1}{2}\cdot\varepsilon^2 + \frac{K2}{6}\cdot\varepsilon^3 + \frac{K3}{12}\cdot\varepsilon^4\right\}$$

Les constantes K1,K2 et K3 sont définies par les équations suivantes:

$$K1 = \left(\left(1 + 3Q_p / Q_d\right)\cdot cos\theta\right)^2 + \left((2 - 3r)\cdot sin\theta\right)^2$$

$$K2 = -12Q_p / Q_d \cdot \left(1 + 3Q_p / Q_d\right)\cdot cos\theta^2 - 12\cdot(2 - 3r)\cdot(1 - r)\cdot sin\theta^2$$

$$K3 = 36\cdot\left(Q_p / Q_d\, cos\theta\right)^2 + 12\cdot\left((1 - r)\cdot sin\theta\right)^2$$

Pour déterminer les coefficients de transfert, la température moyenne en "vrac" est calculée:

$$\overline{T} = \int_0^h T(h)\cdot\left(\frac{dQ}{Q}\right)^*$$

Les résultats obtenus sont les suivants:

Régime isotherme

$Q_p/Q_d < (-1/3)$

$$\overline{T} - T_s = K8\cdot\left(\frac{K6KT}{2}\cdot(1-2\varepsilon_o^2) + \frac{K7KT}{3}\cdot(1-2\varepsilon_o^3) + \frac{K1K6}{8}\cdot(1-2\varepsilon_o^4) + \left[\frac{K1K7}{10} + \frac{K2K6}{30}\right]\cdot(1-2\varepsilon_o^5) + \left[\frac{K2K7}{36} + \frac{K3K6}{72}\right]\cdot(1-2\varepsilon_o^6) + \frac{K3K7}{84}\cdot(1-2\varepsilon_o^7)\right)$$

$Q_p/Q_d \geq (-1/3)$

$$\overline{T} - T_s = K8\cdot\left(\frac{K6KT}{2} + \frac{K7KT}{3} + \frac{K1K6}{8} + \frac{K1K7}{10} + \frac{K2K6}{30} + \frac{K2K7}{36} + \frac{K3K6}{72} + \frac{K3K7}{84}\right)$$

Régime adiabatique

$Q_p/Q_d < (-1/3)$

$$\bar{T} - T_b = K8 \cdot \left(\frac{K6KT}{2} \cdot (1 - 2\varepsilon_o^2) + \frac{K7KT}{3} \cdot (1 - \varepsilon\varepsilon_o^3) + \frac{K1K6}{8} \cdot (1 - 2\varepsilon_o^4) + \left[\frac{K1K7}{10} + \frac{K2K6}{30} \right] \cdot (1 - 2\varepsilon_o^5) + \left[\frac{K2K7}{36} + \frac{K3K6}{72} \right] \cdot (1 - 2\varepsilon_o^6) + \frac{K3K7}{84} \cdot (1 - 2\varepsilon_o^7) \right)$$

$Q_p/Q_d \geq (-1/3)$

$$\bar{T} - T_b = K8 \cdot \left(\frac{K6KT}{2} + \frac{K7KT}{3} + \frac{K1K6}{8} + \frac{K1K7}{10} + \frac{K2K6}{30} + \frac{K2K7}{36} + \frac{K3K6}{72} + \frac{K3K7}{84} \right)$$

Les constantes sont définies par les équations suivantes:

$$K6 = 1 + 3Q_p / Q_d$$

$$K7 = -3Q_p / Q_d$$

$$K8 = \frac{-hw\mu V_b^3 \cos\theta}{kQ_d\left(1 + Q_p / Q_d + 2Q_r / Q_d\right)} \quad (Q_p/Q_d < (-1/3))$$

$$= \frac{-hw\mu V_b^3 \cos\theta}{kQ} \quad (Q_p/Q_d \geq (-1/3))$$

$$KT = -(K1/2 + K2/6 + K3/12) \quad \text{(régime adiabatique)}$$

$$= \frac{k(T_s - T_b)}{\left(\mu V_b^2 - (K1/2 + K2/6 + K3/12)\right)} \quad \text{(régime isotherme)}$$

Q_r/Q_d et ε_0 sont définis à l'annexe C.

Les coefficients de transfert sont obtenus par le rapport du flux de chaleur par unité de surface sur l'écart de la température moyenne avec le baril ou la vis:

$$Hb = \frac{q_b}{T_b - \overline{T}} \quad et \quad Hs = \frac{q_s}{T_s - \overline{T}}$$

avec

$$q_b = k \cdot \left.\frac{\partial T}{\partial y}\right|_{y=h} \quad et \quad q_s = -k \cdot \left.\frac{\partial T}{\partial y}\right|_{y=0}$$

Le calcul de q_b et de q_s est facilement effectué avec les équations intégrées de la thermique. Encore une fois, selon le régime adiabatique ou isotherme de la vis, des valeurs différentes de q_b et de q_s sont obtenues:

Régime isotherme

$$q_b = -\frac{\mu V_b^2}{h} \cdot \left(\frac{K1}{2} + \frac{K2}{3} + \frac{K3}{4}\right) + \frac{k}{h} \cdot (T_b - T_s)$$

$$q_s = -\frac{\mu V_b^2}{h} \cdot \left(\frac{K1}{2} + \frac{K2}{6} + \frac{K3}{12}\right) - \frac{k}{h} \cdot (T_b - T_s)$$

Régime adiabatique

$$q_b = -\frac{\mu V_b^2}{h} \cdot \left(K1 + \frac{K2}{2} + \frac{K3}{3}\right)$$

$$q_s = 0$$

ANNEXE E
CALCUL DU WATS DANS UN ÉLÉMENT AU DESSUS DU LIT DES SOLIDES

Dans l'élément du maillage où est calculé le WATS, le profil de vitesse est très bien connu et on assume que celui-ci est orienté préférentiellement dans la direction de la vitesse du fourreau. Avec ces idées en tête, le calcul du WATS devient extrêmement simple :

$$
\begin{aligned}
WATS &= \int_0^{h_{élé}} \gamma \cdot \left(\frac{dQ}{Q}\right)^* = \int_0^{h_{élé}} \left(\frac{dv}{dz} \cdot \frac{l_{élé}}{v}\right) \cdot \frac{v w_{élé} dz}{Q} \\
&= \frac{l_{élé} w_{élé}}{Q} \cdot v\Big|_{z=0}^{z=h_{élé}} \\
&= \frac{l_{élé} w_{élé}}{Q} \cdot \left(v(h_{élé}) - v(0)\right)
\end{aligned}
$$

Le débit Q est connu par l'accumulation des débits de plastification (voir l'algorithme de la figure 3-12). Si il y présence d'un extrémum dans le profil de vitesse, le calcul du WATS est quelque modifié afin de tenir compte du changement de signe du taux de cisaillement :

$$
\begin{aligned}
WATS &= \int_0^{h_{élé}} \gamma \cdot \left(\frac{dQ}{Q}\right)^* = \int_0^{h_{ex}} \left(\frac{dv}{dz} \cdot \frac{l_{élé}}{v}\right) \cdot \frac{v w_{élé} dz}{Q} + \int_{h_{ex}}^{h_{élé}} \left(-\frac{dv}{dz} \cdot \frac{l_{élé}}{v}\right) \cdot \frac{v w_{élé} dz}{Q} \\
&= \frac{l_{élé} w_{élé}}{Q} \cdot v\Big|_{z=0}^{z=h_{ex}} - \frac{l_{élé} w_{élé}}{Q} \cdot v\Big|_{z=h_{ex}}^{z=h_{élé}} \\
&= \frac{l_{élé} w_{élé}}{Q} \cdot \left(2v(h_{ex}) - \{v(h_{élé}) - v(0)\}\right)
\end{aligned}
$$

ANNEXE F

CALCUL DE LA DÉFORMATION MOYENNE TOTALE DUE AU PASSAGE DANS LE FILET BARRIÈRE DU MÉLANGEUR

Cas (-1/3)<Q_p/Q_d < (1/3)

Dans ce cas, il n'y aucune recirculation de matière dans le filet barrière (c'est-à-dire, aucun passage de matière du canal de sortie au canal d'entrée) et par conséquent, il est clair que $\bar{\bar{\gamma}}_r = 0$. Pour le débit Q_a, allant du canal d'entrée au canal de sortie, le calcul de $\bar{\bar{\gamma}}_a$ est effectué par l'intégration suivante:

$$\begin{aligned}\bar{\bar{\gamma}}_a &= \int_0^{h_b} \gamma \cdot \left(\frac{dQ}{Q}\right)^* = \int_0^{h_b} \left(\frac{dv_y}{dz} \cdot \frac{\Delta Z_b}{v_y}\right) \cdot \frac{v_y w_{df} dz}{Q} \\ &= \left(\frac{2\Delta Z_b}{h_b}\right) \cdot \left(\frac{w_{df} v_b h_b / 2}{Q}\right) \\ &= \left(\frac{2\Delta Z_b}{h_b}\right) \cdot \frac{1}{(1 + Q_p / Q_d)}\end{aligned}$$

Cas Q_p/Q_d ≥(1/3)

Ce cas est presque identique au dernier avec la seule différence qu'il faut séparer l'intégration en deux parties en raison de la présence d'un extrémum dans le profil de vitesse qui change le signe du taux de cisaillement. Ainsi, nous obtenons:

$$\bar{\bar{\gamma}}_a = \int_0^{h_b} \gamma \cdot \left(\frac{dQ}{Q}\right)^* = \int_0^{h_{ex}} \left(\frac{dv_y}{dz} \cdot \frac{\Delta Z_b}{v_y}\right) \cdot \frac{v_y w_{df} dz}{Q} + \int_{h_{ex}}^{h_b} \left(-\frac{dv_y}{dz} \cdot \frac{\Delta Z_b}{v_y}\right) \cdot \frac{v_y w_{df} dz}{Q}$$
$$= \left(\frac{w_{df} \Delta Z_b}{Q}\right) \cdot \left(2v_y(h_{ex}) - V_b\right)$$
$$= \left(\frac{2\Delta Z_b}{h_b}\right) \cdot \frac{1}{(1 + Q_p / Q_d)} \cdot \left(\frac{(1 + 3Q_p / Q_d)^2}{6Q_p / Q_d} - 1\right)$$

Cas $Q_p/Q_d \leq (-1/3)$

Ce cas présente la seule condition pour laquelle il est permis que de la matière passe du canal de sortie au canal d'entrée du mélangeur. Le calcul de la déformation moyenne totale est alors effectué en deux parties, l'une par l'intégration du profil de vitesse positif (débit Q_a) et l'autre par l'intégration du profil de vitesse négatif (débit de recirculation, Q_r). Le lecteur est référé à l'annexe C pour la notation.

$$\bar{\bar{\gamma}}_a = \int_{h_0}^{h_b} \gamma \cdot \left(\frac{dQ}{Q}\right)^* = \int_{h_0}^{h_b} \left(\frac{dv_y}{dz} \cdot \frac{\Delta Z_b}{v_y}\right) \cdot \frac{v_y w_{df} dz}{Q_a}$$
$$= \left(\frac{2\Delta Z_b}{h_b}\right) \cdot \frac{1}{(1 + Q_p / Q_d + Q_r / Q_d)}$$

$$\bar{\bar{\gamma}}_r = \int_0^{h_0} \gamma \cdot \left(\frac{dQ}{Q}\right)^* = \int_0^{h_{ex}} \left(-\frac{dv_y}{dz} \cdot \frac{\Delta Z_b}{v_y}\right) \cdot \frac{v_y w_{df} dz}{Q_r} + \int_{h_{ex}}^{h_0} \left(\frac{dv_y}{dz} \cdot \frac{\Delta Z_b}{v_y}\right) \cdot \frac{v_y w_{df} dz}{Q_r}$$
$$= \frac{w_{df} \Delta Z_b}{Q_r} \cdot 2v_y(h_{ex})$$
$$= \left(\frac{\Delta Z_b}{h_b}\right) \cdot \frac{9Q_p / Q_d}{(1 + 3Q_p / Q_d)}$$

ANNEXE G
MODÉLISATION DE LA DISPERSION

Comme il a déjà été mentionné, la conversion globale X_i se calcule à partir de l'équation 1-22, mais pour ce faire, la conversion locale $W(\varepsilon)$ doit être calculée (voir figure 1-22). Tel que présenté dans la revue de la littérature, l'équation 1-21 est utilisée:

$$\begin{aligned} W &= \int_{\theta_0^*}\int_{\phi_0^*} f(\theta_0,\phi_0)d\theta_0 d\phi_0 \\ &= \int_{\theta_0^*}\int_{\phi_0^*} (1/4\pi)\sin\theta_0 d\theta_0 d\phi_0 \end{aligned}$$

La difficulté de cette intégration est de trouver la plage des angles qui possèdent une orientation initiale des agglomérats à l'entrée du champ de cisaillement (θ_0^* et ϕ_0^*) pour laquelle il y a bris de l'agglomérat (condition $F_h/F_c \geq 1$ satisfaite). Pour cela, l'évolution d'une orientation initiale particulière (θ_0 et ϕ_0) de l'agglomérat est suivi de l'entrée du champ de cisaillement (à la coordonnée ε et d'intensité $\dot{\gamma}(\varepsilon)$ jusqu'à ce que celui-ci se brise (à ce moment là, on inclut θ_0 et ϕ_0 dans θ_0^* et ϕ_0^*) ou jusqu'à ce qu'il sorte du champ de cisaillement (définie par la longueur ΔZ_b du filet barrière). Ce processus est recommencé tant que les orientations initiales utilisées ne couvrent pas la toute la plage de valeur de θ_0 (entre 0 et π) et ϕ_0(entre 0 et 2π).

L'évolution de l'agglomérat (d'orientation initiale θ_0 et ϕ_0) dans le champ de cisaillement est décrite par la cinétique de Zia et al (équation 1-20). Un remaniement des équations de Zia et al conduit à l'expression ci-après qui décrit l'orientation des axes principaux de l'agglomérat (θ et ϕ) en fonction de l'orientation initiale de l'agglomérat (θ_0 et ϕ_0) et de la déformation totale (γ) qu'il a subit depuis son entrée dans le champ de cisaillement.

$$
\begin{aligned}
tan\phi &= r_e\, tan\left[tan^{-1}\left(\frac{1}{r_e}\cdot tan\phi_0\right)+\frac{r_e\gamma}{r_e^2+1}\right] \\
tan\theta &= tan\theta_0\cdot\frac{\left(r_e^2\, cos^2\phi_0+sin^2\phi_0\right)^{1/2}}{\left(r_e^2\, cos^2\phi+sin^2\phi\right)^{1/2}} \quad avec \\
\gamma_{max} &= \left(\frac{\Delta Z_b}{h_b}\right)\cdot\left|\frac{\left[\left(1+3Q_p/Q_d\right)-6\varepsilon Q_p/Q_d\right]}{\left(\varepsilon+3\varepsilon Q_p/Q_d\cdot\left(1-\varepsilon\right)\right)}\right|
\end{aligned}
\tag{G-1}
$$

Le bris de l'agglomérat, jugé à partir du rapport $F_h/F_c \geq 1$, est exprimé par l'équation suivante (voir les équations 1-18 et 1-19 dans la revue de la littérature et l'annexe C également):

$$
\begin{aligned}
F_h/F_c &= Z\, sin^2\theta\, sin\phi\, cos\phi \quad avec \\
Z &= \frac{8}{9}\cdot\chi\mu(\varepsilon)\dot{\gamma}(\varepsilon)\cdot\left(\frac{\varepsilon}{1-\varepsilon}\right)\cdot\frac{d}{C_0} \\
&= \underbrace{\frac{8}{9}\cdot\chi\cdot\left(\frac{\varepsilon}{1-\varepsilon}\right)\cdot\frac{d}{C_0}}_{\text{résistance de la particule}}\cdot\underbrace{m(T)\left(\frac{V_b}{h_b}\right)^n\cdot\left|\left(1+3Q_p/Q_d\right)-6\varepsilon Q_p/Q_d\right|^n}_{\text{force hydrodynamique de l'écoulement}} \\
&= Z^*\cdot\left|\left(1+3Q_p/Q_d\right)-6\varepsilon Q_p/Q_d\right|^n
\end{aligned}
\tag{G-2}
$$

Le groupe Z^* a été étudié en détails et des résultats qui ne sont pas présentés ici démontrent que son influence est négligeable à l'intérieur de la plage d'utilisation du mélangeur. Une valeur moyenne de Z^* a donc été utilisée. Les propriétés physiques des agglomérats ont été tirés de l'article de Manas-Zloczower (M7).

Avec les derniers développements, tous les outils sont en place pour l'intégration de l'équation 1-22. On remarque alors que la conversion globale est uniquement fonction de deux paramètres, soient les rapports Q_p/Q_d et $\Delta Z_b/h_b$. Évidemment, une solution analytique est tout-à-fait impossible et l'algorithme de la figure G-1 a été utilisé afin de calculer la conversion globale X_i. Cet algorithme a été utilisé dans trois cas bien distincts selon les valeurs de Q_p/Q_d (les paramètres qui changent sont identifiés par des "*") et le tableau G-1 résume les caractéristiques utilisées dans chacun des cas.

Initialisation de Z^*

POUR $\Delta Z_b/h_b$ **ALLANT** de 1 à 10

Initialiser Q_p/Q_d à sa valeur minimale*

TANT QUE Q_p/Q_d < Valeur maximale*

Initialiser la conversion globale (X) à 0

POUR ε **ALLANT** de la valeur minimale* à la valeur maximale*

Calcul de la déformation totale maximale permise (γ_{max})

Initialisation de la conversion locale($W(\varepsilon)$) à 0

POUR ϕ_0 **ALLANT** de 0 à 2π

POUR θ_0 **ALLANT** de 0 à π

Initialisation de la déformation totale (γ) à 0

RÉPÉTER

Calcul de ϕ et de θ selon l'équation G-1

Calcul de F_h/F_c selon l'équation G-2

Incrémentation de γ

JUSQU'A ce que $F_h/F_c \geq 1$ ou que $\gamma > \gamma_{max}$

SI $F_h/F_c \geq 1$ **ALORS**

Incrémenter la conversion locale $W(\varepsilon)$ de $(1/4\pi)\sin\theta_0 d\phi_0\, d\theta_0$

Incrémenter la conversion globale (X_I) par le produit de $W(\varepsilon)$ et de $(dQ/Q)^*$

Incrémenter la valeur de Q_p/Q_d

Figure G-1 Algorithme utilisé dans le calcul de la conversion globale X_i

Tableau G-1 Caractéristiques utilisées dans l'algorithme de la figure G-1

Q_p/Q_d		Q_p/Q_d		ε		$(dQ/Q)^* = \lvert v_y \rvert w_{df} dz/Q$
		min	max	min	max	
]-1/3,+∞		-0.3	1.9	0	1	$\frac{2(\varepsilon + 3\varepsilon Q_p/Q_d(1-\varepsilon))}{1+Q_p/Q_d}$
-∞,-1/3]	Q_a	-1.0	-0.3	ε_0	1	$\frac{2(\varepsilon + 3\varepsilon Q_p/Q_d(1-\varepsilon))}{Q_r/Q_d + Q_p/Q_d + 1}$
-∞,-1/3]	Q_r	-1.0	-0.3	0	ε_0	$\frac{2(\varepsilon + 3\varepsilon Q_p/Q_d(1-\varepsilon))}{Q_r/Q_d}$

Les figures G-2 à G-4 présentent graphiquement la conversion globale X_i obtenue par cet algorithme en fonction du rapport Q_p/Q_d et pour différente valeurs de $\Delta Z_b/h_b$.

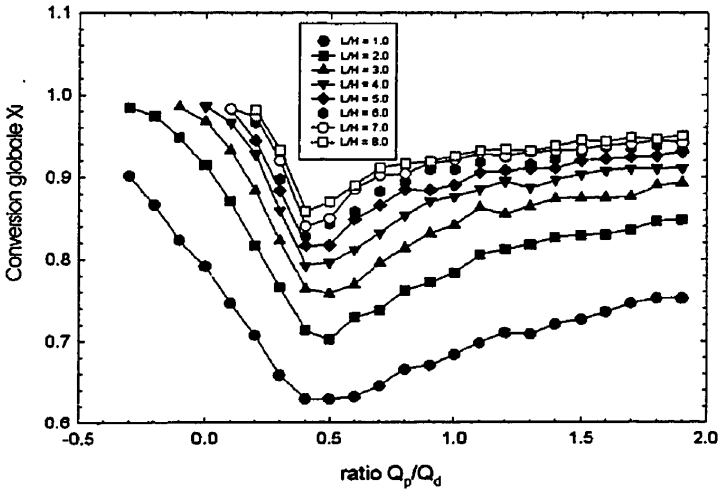


Figure G-2 Conversion globale en fonction de Q_p/Q_d (cas $Q_p/Q_d \in$]-1/3,+∞)

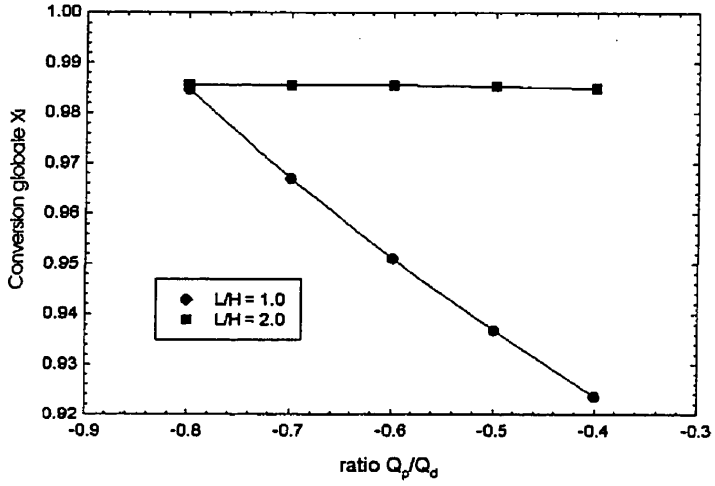


Figure G-3 Conversion globale en fonction de Q_p/Q_d (cas $Q_p/Q_d \in -\infty,-1/3]$ avec Q_a)

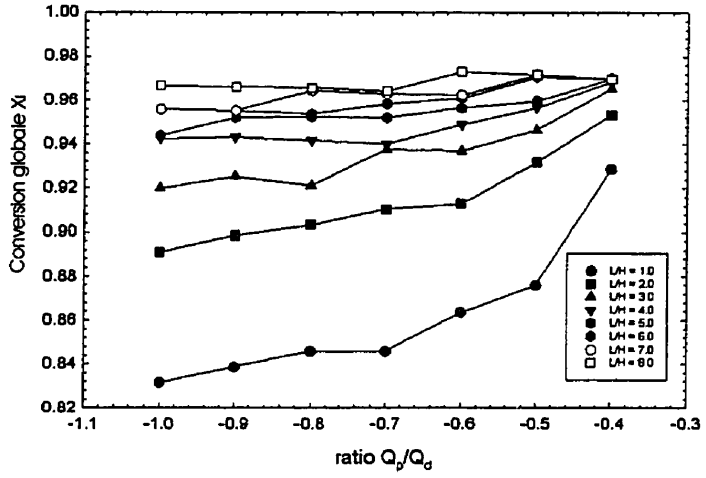


Figure G-4 Conversion globale en fonction de Q_p/Q_d (cas $Q_p/Q_d \in -\infty,-1/3]$ avec Q_r)

ANNEXE H

CALCUL DE LA PROFONDEUR MAXIMALE DE LA SECTION D'ALIMENTATION

La profondeur de la section d'alimentation doit être déterminée avec beaucoup de soins car une valeur trop élevée peut faire tordre la vis sous l'action du couple développé par le moteur. La valeur limite est déterminée par les équations classiques de la résistance des matériaux en assumant que la vis se comporte comme un cylindre plein de diamètre égal à celui de la section d'alimentation. L'équation suivante, tirée du *Machinery's Handbook* (M15), a été utilisée pour calculer le rayon minimal (r_{min}) que doit avoir la vis de contrainte de cisaillement maximale τ_{max}, pour supporter un couple T:

$$r_{min} = \left(\frac{4T}{\pi \tau_{max}} \right)^{1/3}$$

Dans le cas des vis 45mm, le couple fut fixé à 5000lb_fpo ce qui représente approximativement le couple maximal que la vis aura à supporter (voir tableau 3-3). Une valeur de 75000 psi, toujours tirée du *Machinery's Handbook*, fut choisie pour la contrainte de cisaillement maximale de l'acier des vis. En utilisant ces valeurs, on tire facilement le rayon minimal des vis 45mm qui est de l'ordre de 11.2mm et ainsi la profondeur maximale de la section d'alimentation est fixée à:

$$h_{\max} = \frac{D_b - 2 \cdot r_{\min}}{2} = \frac{45mm - 2 \cdot 11.2mm}{2} = 11.3mm \approx \left(1/4\right) D_b$$

C'est cette valeur de 11.3 mm qui fut utilisée pour les vis 45mm. Pour les vis 60mm, une approximation de la profondeur maximale par le quart du diamètre de la vis fut utilisée, faute de données plus adéquates sur le couple exercé par les vis de l'entreprise.