

*République algérienne démocratique et populaire*  
*Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique*



**Mémoire de magister**

**Thème**

**Etude et caractérisation rhéologique de produits alimentaires**

**Dirigé par : Pr : T. AHMED ZAÏD**

**Etudié par : B. TEDJINI**

**Président : E.H BENYOUSSEF, Pr ENP**

**Examineurs: A. MEFTI, M.C ENP**

**RATIBA MITICHE-KETTAB, MC ENP**

**Rapporteur : T. AHMED ZAID, Pr ENP**

**Année : 2009 - 2010**

## المختصر

الهدف من خلال هذا العمل هو دراسة الخصائص الريولوجية (الانسيابية) لبعض المواد الغذائية ومن ثم رسم المنحنيات البيانية التي تبين تغير ثابت اللزوجة و سرعة القص بتغير سرعة للقص لتحديد طبيعة هذه السوائل وكذا استخراج نموذج رياضي يسمح بتمثيل هذه التغيرات و مجال سرعة القص الذي من خلاله يمكن اخذ هذه النماذج بأكثر ثقة

من جهة أخرى يهدف هذا البحث إلى تحديد طبيعة المواد التي يمكن دراستها بواسطة آلة قياس اللزوجة من نوع

BROOKFIELD DV-I +

الكلمات المفتاحية ريولوجيا – مواع- منحني التدفق – سرعة القص- معدل القص - اللزوجة

## Résumé

Le but de ce travail est l'étude et la caractérisation rhéologique de certains produits alimentaires. L'objectif est de tester les possibilités d'un rhéomètre de contrôle de marque Brookfield modèle DV-I+ et de tracer les rhéogrammes pour les produits ciblés afin d'en établir des modèles mathématiques décrivant les comportements rhéologiques de ces produits.

**Mots clés:** rhéologie- fluide –rhéogramme – taux de cisaillement – vitesse de cisaillement viscosité

## Abstract

The main goal of this work is the rheological characterization of a few semi-solid food products. For each one of them, we have established, from the experimental measures, a mathematical model describing the rheological behavior. The study aimed also at testing the domain of consistency which the apparatus, a Brookfield DV-I+ model rheometer, is able to fully characterize.

**Keys words:** rheology- fluid – diagram - shear rate - shear stresses – viscosity

*Dédicace*

*A Ma Mère Qui Ma Toujours Aidée  
Et Soutenue.*

## Sommaire

RESUME DE NOTRE MEMOIRE .....	I
DEDICACE .....	II
SOMMAIRE .....	III
INDICES ET NOTATIONS .....	IV
INTRODUCTION GENERALE .....	1
CHAPITRE 1 .....	2
1- Introduction .....	2
2- Définitions : .....	3
3-1. Notion de mécanique .....	3
3-2. Notion de viscosité .....	6
3-3. Notion de fluide .....	8
4- Comportements rhéologiques .....	8
4-1. Fluides newtoniens .....	8
4-2. Fluides non newtoniens .....	9
5- Différents modèles pour décrire les écoulements .....	15
5-1.fluide à comportement indépendant du temps .....	15
5-2.fluide au comportement dépendant du temps .....	18
CHAPITRE2 .....	22
1- Introduction .....	23
2- Rhéologie des gels .....	24
2-1. Définition .....	24
2-2. Caractérisation des gels .....	24
2- 3 Evaluation des propriétés rhéologiques d'un gel .....	24
3- Rhéologie des produits fluide et semi solide industrielle .....	27
4- Rôle des particules solides insolubles .....	28
5-Rhéologie des émulsions .....	29
CHAPITRE 3 parties expérimentales .....	33
1-Introduction .....	34

2 -Principe de fonctionnement et description d'un rhéomètre rotatif .....	34
3-Etude du comportement rhéologique d'une substance .....	35
4- présentation de l'appareil utilisé .....	35
5- Etude des propriétés rhéologiques de quelques produits alimentaires liquides et semi-liquides .....	37
6- Effet de la température .....	57
CONCLUSION GENERALE .....	63
ANNEXE 1.....	63
ANNEXE 2 .....	87
LISTE DES FIGURES .....	89
LISTE DES TABLEAUX .....	91
BIBLIOGRAPHIE .....	92

<i>Indice</i>	<i>Définition</i>
$\tau$	Taux de cisaillement
$\gamma$	Déformation de cisaillement
$\dot{\gamma}$	Vitesse de cisaillement
u	Déplacement
F	Force de cisaillement
A	Surface
T	Temps
V	Vitesse de déplacement
$\eta$	Viscosité dynamique
$\ell$	Libre parcouru moyen
P	Puissance dissipée
W	Energie dissipée
$\eta_p$	Viscosité plastique
$\tau_p$	Taux de cisaillement minimal
K	Constante de Stephan Boltzmann
A et B	Paramètre du modèle de WELTMAN
$k_H$ ou k ou $\lambda$	Indice de composition ou consistance

## Introduction générale

La rhéologie (le terme fut inventé par Eugène BINGHAM en 1928, et signifie écoulement) est la science qui étudie et décrit l'écoulement, la déformation et la rupture des corps sous l'effet d'une contrainte. Dans ce contexte, les corps peuvent être des liquides, des solides ou des matériaux pulvérulents. La mesure des propriétés rhéologiques des produits alimentaires permet de prévoir leur comportement mécanique au cours des différentes étapes de l'élaboration de l'aliment. Les propriétés rhéologiques sont également à l'origine des comportements perçus lors de l'évaluation sensorielle de la texture [1].

Dans le domaine alimentaire, la texture est considérée essentiellement comme une propriété sensorielle et regroupe un grand nombre de termes ; citons, entre autres, la tendreté pour la viande, l'onctuosité ou la fermeté pour les fromages, l'aspect collant pour les pâtes ou encore les caractères craquant, friable, dur et croustillant pour les biscuits.

Le premier chapitre est une introduction à la rhéologie, dans lequel on apportera quelques définitions sur la viscosité, les fluides et leurs comportements rhéologiques lorsqu'ils sont soumis à des contraintes d'écoulement, et les différents modèles qui peuvent décrire ses modes d'écoulement.

Le deuxième chapitre est consacré aux études faites sur des catégories de produits alimentaires, comportant notamment des gels, des émulsions, suspensions et les modèles qui ont été établis pour certains produits.

Notre travail expérimental poursuit deux objectifs :

- ⊕ L'étude des propriétés rhéologiques de quelques produits alimentaires semi-liquides afin d'établir les courbes d'écoulements qui les caractérisent, et d'en déduire les modèles mathématiques qui les décrivent.
- ⊕ L'évaluation des domaines de contraintes susceptibles d'être explorés par l'appareil utilisé (Brookfield DV\_I+ viscosimeter) en vue d'estimer la consistance des produits que cet appareil de contrôle est en mesure de caractériser.

# **Chapitre 1**

# **Introduction à la rhéologie**



## 1. Introduction :

La connaissance des propriétés rhéologiques est nécessaire pour l'évaluation qualitative du produit, le calcul des installations de pompage (pompes, canalisations, quantité d'énergie) nécessaire à son transport [2].

Le comportement viscoélastique des émulsions par exemple est toujours un aspect très important des propriétés des émulsions et joue un rôle important dans leurs formulations.

On peut vouloir conserver une fluidité nécessaire aux procédures de transports, de distribution, d'application :

- ⊕ Transfert entre réacteur et cuves de stockage, fonctionnement des machines de conditionnement, utilisation finale (industrie alimentaire, cosmétique, pharmaceutique, émulsions pour enduction routière) ;
- ⊕ Transfert entre réservoir et système d'injection, formation d'aérosols corrects (émulsions phytosanitaires, carburant Diesel émulsionné).

Ou, au contraire, vouloir doter l'émulsion d'un comportement à seuil permettant de profiter d'une absence d'écoulement sous faible contrainte (cas typique d'émulsions appliquées sur des surfaces en dégraissage, décapage, peinture) [3]..

2. **Définitions :** nous allons donner quelques définitions et notions importantes dans le domaine de la rhéologie.

2.1. **Notion de mécanique :** de façon générale, en mécanique, on distingue, parmi les grandeurs physiques :

- ◆ les grandeurs dynamiques : force, couple... qui donnent naissance au mouvement ;
- ◆ les grandeurs cinématiques : vitesse, accélération... qui décrivent géométriquement le mouvement.

3.1.1. *Grandeur dynamique :*

▪ Mouvements laminaires de cisaillement : Un matériau soumis à un ensemble de forces est susceptible de se déformer, les mouvements des différents points du matériau dépendant bien entendu de la répartition et de l'intensité des forces appliquées. Pour certaines distributions de ces forces, un mouvement appelé mouvement laminaire de cisaillement est engendré.

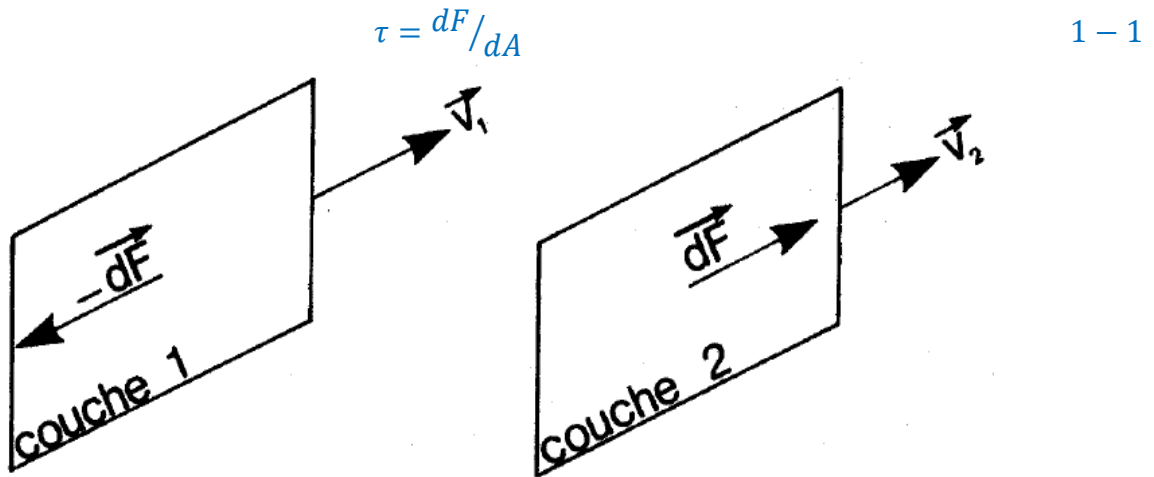
Un mouvement laminaire de cisaillement est un mouvement au cours duquel le matériau présente une structure en lamelles, en couches adjacentes, d'épaisseurs infiniment minces ; la déformation du matériau s'effectue par un glissement relatif des différentes couches les unes sur les

autres, sans qu'il y ait de transfert de matière d'une couche à l'autre ; c'est un mouvement strictement ordonné et stratifié qui se produit sans brassage du matériau et sans variation de son volume. La forme des couches dépend bien entendu de la géométrie du problème et par conséquent des conditions expérimentales.

- *Contraintes de cisaillement (shear stress)*: cours d'un mouvement laminaire de cisaillement, les couches sont animées de mouvement relatif les unes par rapport aux autres : deux couches successives, au contact l'une de l'autre, se déplacent relativement l'une par rapport à l'autre. Il en résulte l'apparition de forces de frottement qui s'exercent tangentiellement à la surface de la couche, ces forces tangentielles sont appelées forces de cisaillement.

Considérons deux éléments de surface infinitésimaux appartenant aux deux couches consécutives (1) et (2) de vitesse  $\vec{V}_1$  et  $\vec{V}_2$  (*figure 1-1*). Si l'on suppose que  $|\vec{V}_1| > |\vec{V}_2|$ , il est clair que la couche (1) exerce sur la couche (2) une force de cisaillement  $dF$  parallèle au mouvement et tendant à accélérer la couche (2). Réciproquement, la couche (2) exerce sur la couche (1) une force de cisaillement  $-dF$  tendant à la freiner.

Ces forces de cisaillement sont reportées à l'unité de surface sur laquelle elles s'exercent ; on définit ainsi ce qu'on appelle la contrainte de cisaillement  $\tau$ .



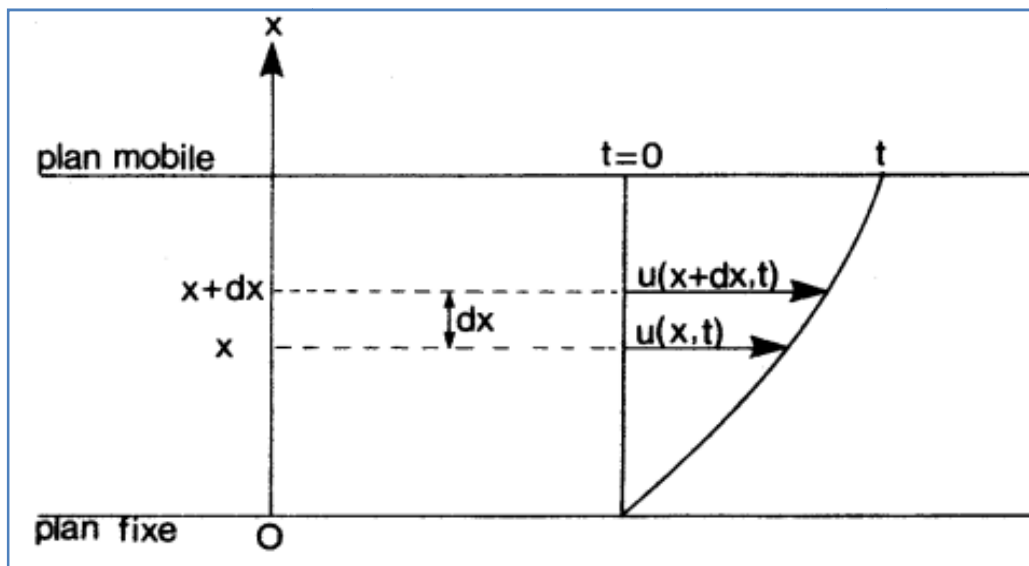
*Figure 1-1* : contrainte de cisaillement pour un écoulement laminaire

Où  $dF$  représente la projection algébrique de  $d\vec{F}$  sur un axe orienté parallèlement au mouvement,  $\tau$  étant une force par unité de surface. La *contrainte de cisaillement*  $\tau$  est la grandeur dynamique fondamentale de la rhéologie [2].

### 3.1. 2. Grandeurs physiques cinématiques

- **Déformation de cisaillement :** Pour définir la déformation de cisaillement (shear stress), il est souhaitable d'envisager le cas particulier d'un mouvement laminaire de cisaillement présentant la symétrie plane, où le matériau est cisailé entre deux plans parallèles, l'un mobile, l'autre immobile (*figure 1-2*).

Considérons les particules de matière qui se trouvent au temps origine (arbitrairement choisi)  $t = 0$  dans une certaine section droite. A un instant  $t$  postérieur, chaque particule de matière aura parcouru la distance  $u(x, t)$  où  $x$ , distance séparant la particule de matière du plan solide inférieur, permet de repérer les différentes couches planes du matériau [2].



*Figure 1-2* : déformation de cisaillement

On définit la déformation de cisaillement dans le cas de la symétrie plane par la relation :

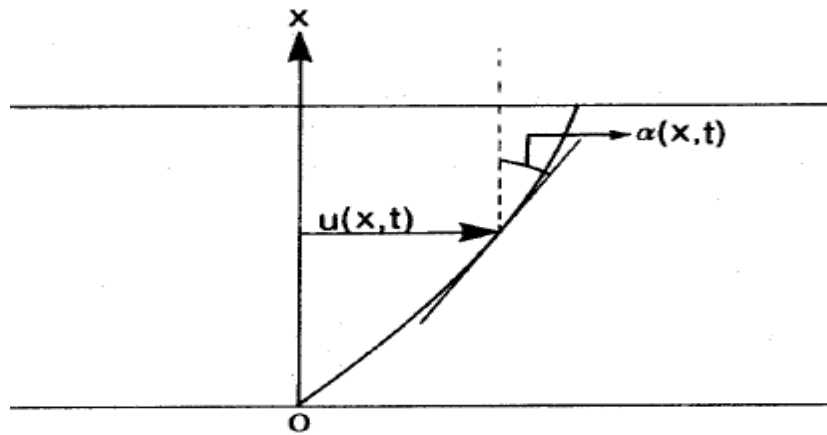
$$\gamma(x, t) = \frac{du(x, t)}{dx} \quad 1 - 2$$

On constate que cette grandeur ne dépend pas du déplacement  $u(x, t)$  lui-même, mais de la variation de ce déplacement lorsqu'on passe d'une couche à une couche infiniment voisine, c'est en effet cette variation qui caractérise un mouvement de cisaillement pour lequel les différentes couches ont des déplacements relatifs les unes par rapport aux autres.

La déformation de cisaillement  $\gamma(x, t)$  ainsi définie est susceptible d'une interprétation géométrique simple : il est clair en effet que :

$$\gamma(x, t) = tg\alpha(x, t) \quad 1 - 3$$

où  $\alpha(x, t)$  représente l'angle que fait la tangente en  $x$  à la courbe joignant les extrémités des vecteurs de déplacement  $u(x, t)$  et l'axe des  $x$  (*figure 1-3*).

Fig1-3 : définition de l'angle  $\alpha$ 

- *Vitesse de cisaillement  $\dot{\gamma}$  (shear rate)*

Par définition, la vitesse de cisaillement est la dérivée par rapport au temps de la déformation de cisaillement  $\gamma$ ; c'est une vitesse de déformation :

$$\dot{\gamma} = d\gamma(x, t) / dt \quad 1 - 4$$

$\dot{\gamma}$  a par conséquent les dimensions de l'inverse d'un temps et s'exprime en  $s^{-1}$ .

Si l'on se ramène au cas de la symétrie plane, il vient, en utilisant la relation (1-2) :

$$\dot{\gamma} = \frac{d}{dt} \frac{du}{dx} = \frac{d}{dx} \frac{du}{dt} \quad 1 - 5$$

Et, puisque  $[du(x, t)/dt]$  représente la vitesse  $v(x, t)$  de la couche  $x$  à l'instant  $t$ , on peut encore écrire, dans le cas de la symétrie plane :

$$\dot{\gamma}(x, t) = \frac{dv(x, t)}{dx} \quad 1 - 6$$

**Remarque :** Il faut souligner que les relations (1-2) et (1-6) de  $\gamma$  et  $\dot{\gamma}$  ne s'appliquent pas au cas général et ne sont valables en toute rigueur que dans le cas de la symétrie plane [2].

**3.2. Notion de viscosité :** La viscosité dynamique ou de cisaillement s'introduit à partir de concepts de la mécanique des fluides. Considérons deux plaques parallèles horizontales (*figure 1-4*), qui limitent une couche de fluide d'épaisseur  $h$ . Si la plaque inférieure est fixe et si la plaque supérieure de surface  $A$  se déplace parallèlement à cette surface à une vitesse  $v_x$ , une force  $F$  par unité de surface  $A$  doit être appliquée pour entretenir le déplacement tel que :

$$\frac{F}{A} = \eta \left( \frac{\delta v_x}{\delta z} \right) \quad 1 - 7$$

Avec  $z$  ordonnées comptées sur la normale à la surface.

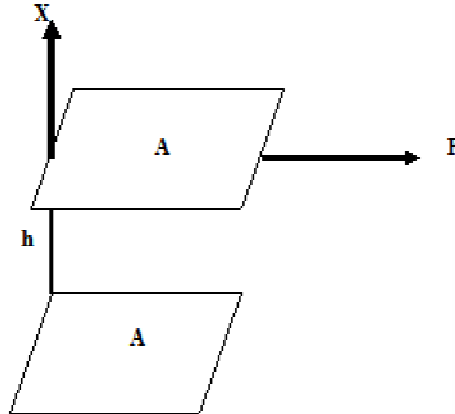


Fig1-4.Écoulement plan sur plan

Ainsi, si  $F$  et le gradient de vitesse ( $\partial v_x / \partial z$ ) sont mesurés, le coefficient de viscosité dynamique  $\eta$  est obtenu directement. Ce coefficient est caractéristique du fluide considéré ; il est donc indépendant de la répartition des vitesses.

### 3-2-1. Viscosité en tant que phénomène de transport

La viscosité est la manifestation macroscopique d'un phénomène de transport de quantité de mouvement. Cela peut se voir facilement sur un fluide gazeux newtonien composé de molécules identiques de masse  $m$  au moyen de la théorie cinétique élémentaire des gaz [13]. Considérons l'écoulement schématisé sur la *figure 1.4*  $\langle a \rangle$  désignant la moyenne de la quantité  $a$ , on a pour les vitesses :

$$\langle V_x \rangle = \langle V_z \rangle = 0$$

$$\langle V_y \rangle = \dot{\gamma} z$$

$$\frac{1}{2} m \langle V^2 \rangle = \frac{3}{2} kT \quad 1 - 8$$

Avec  $k$  constante de Boltzmann,  $T$  température thermodynamique.

Soit  $n$  le nombre de molécules par unité de volume et  $\ell$  le libre parcours moyen. Il vient alors :

$$\eta = \frac{nm \langle V^2 \rangle^{1/2} \ell}{3} \quad 1 - 9$$

Cette expression décrit correctement les propriétés de la viscosité des gaz ; elle ne dépend pratiquement pas de la pression (dans le domaine des pressions moyennes), et elle croît avec la racine carrée de la température, en raison de l'augmentation des interactions browniennes.

### 3-2-2. Viscosité en tant que phénomène dissipatif

Le maintien d'un écoulement visqueux nécessite de l'énergie ; il en est de même pour le déplacement d'un mobile au sein d'un fluide visqueux. Cette énergie se calcule facilement. En se plaçant dans le cas de la *figure 1.4*, la puissance  $dP$  dissipée par la force  $dF_y$  est :

$$\begin{aligned} dp &= dF_y V_y \\ dp &= (\tau d_x d_y) \dot{\gamma} d_z \end{aligned}$$

On obtient 
$$W = \frac{dp}{d_x d_y d_z} = \tau \dot{\gamma}^2 \quad 1 - 10$$

$W$  représente *l'énergie dissipée* par unité de temps et par unité de volume. Sa croissance rapide avec la vitesse de cisaillement peut entraîner une forte élévation de température au sein du fluide et être à l'origine d'erreurs importantes dans la mesure de la viscosité.

## 3.3. Notion de fluides

*3-3-1. Définition :* selon le Dictionnaire de la rhéologie, un fluide est un corps qui ne peut rester en équilibre que lorsque l'état des contraintes imposées est caractérisé par un tenseur isotrope ; au contraire, si le déviateur du tenseur (appelé déviateur des contraintes) n'est pas nul, le corps se déforme indéfiniment. Autrement dit, le fluide est un corps susceptible de se déformer indéfiniment dès lors que la résultante des forces appliquées n'est pas nulle [4].

L'état fluide est caractérisé par trois principaux types de comportement suivant la nature des paramètres qui influent sur l'aspect de la courbe d'écoulement :

- ◆ Les fluides indépendants du temps pour lesquels il existe une relation biunivoque entre  $\tau$  et  $\dot{\gamma}$ , les fluides newtoniens en sont un parfait exemple ;
- ◆ Les fluides dépendants du temps pour lesquels la relation entre  $\tau$  et  $\dot{\gamma}$  dépend du temps et du passé mécanique du fluide ;
- ◆ Les fluides viscoélastiques qui présentent à la fois les caractéristiques des fluides précédents et des solides, et qui retrouvent partiellement leur forme primitive après déformation [1].

### 3. Comportements rhéologiques des fluides

**4.1. Fluides newtoniens :** pour de nombreux fluides, il existe une proportionnalité entre  $\tau$  et  $\dot{\gamma}$  sous la forme :

$$\tau = \eta \dot{\gamma} \quad 1 - 11$$

Avec  $\eta$  viscosité dynamique du fluide.

Il s'agit là du fluide visqueux le plus simple. La courbe d'écoulement est linéaire et sa viscosité est indépendante de la contrainte ou de la vitesse de cisaillement. Tous les fluides dont le comportement obéit à cette relation sont dénommés newtoniens [1].

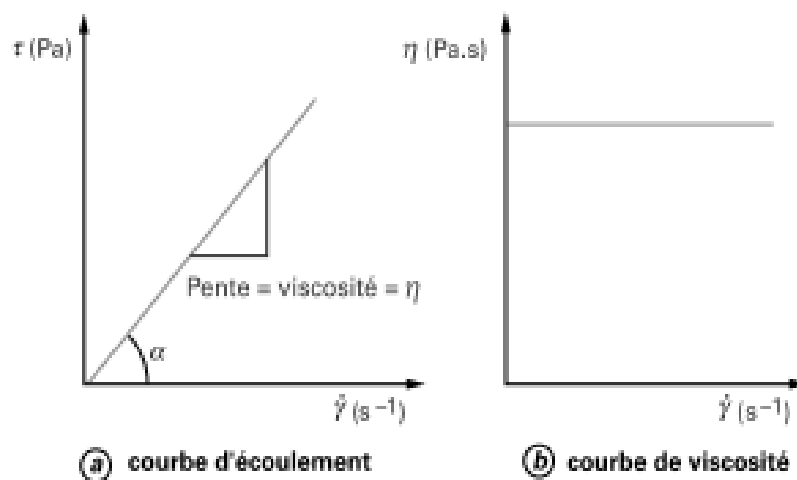


Figure 1-5 : courbes d'écoulement et de viscosité d'un liquide newtonien [1]

### 4.2. Fluides non newtoniens

Si le modèle de fluide newtonien décrit bien la très grande majorité des fluides composés de molécules simples, il existe un bon nombre de fluides, dont certains sont d'usage très courant, qui ont un comportement sous écoulement plus complexe. La définition d'un fluide newtonien est assez restrictive : les contraintes de cisaillement sont proportionnelles au gradient de vitesse, ce qui implique que :

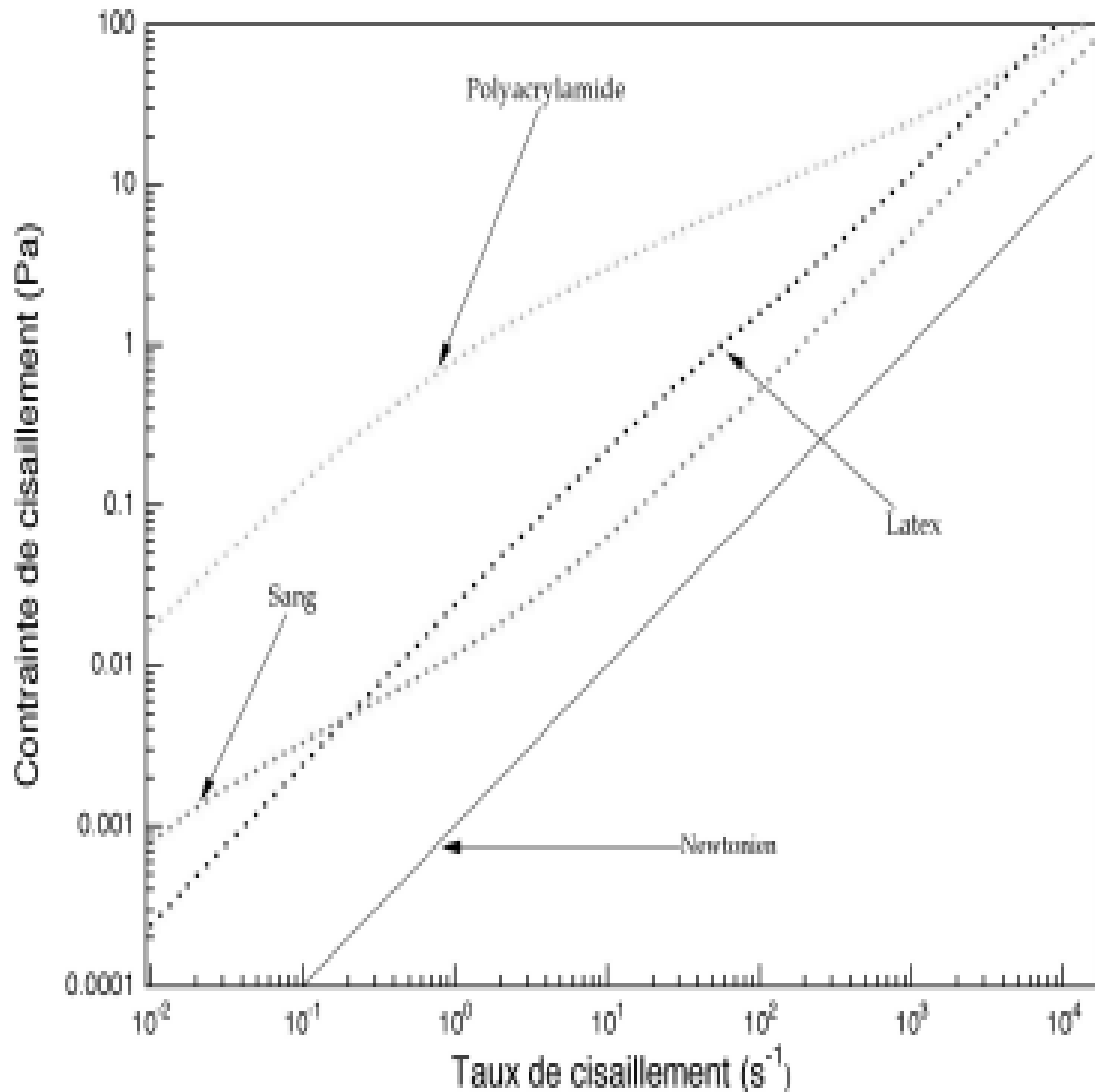
- ◆ Dans un écoulement de cisaillement simple, les seules contraintes créées par l'écoulement sont des contraintes de cisaillement.
- ◆ La viscosité est indépendante de la vitesse de cisaillement.
- ◆ La viscosité est indépendante du temps et les contraintes s'annulent immédiatement lorsque l'écoulement est arrêté.

Toute déviation à ces règles est le signe d'un comportement non-newtonien. La description de ces comportements et leurs interprétations en relation avec la structure microscopique du fluide constitue la discipline appelée rhéologie [2,5].

#### 4.2.1. Fluides non newtoniens au comportement indépendant du temps

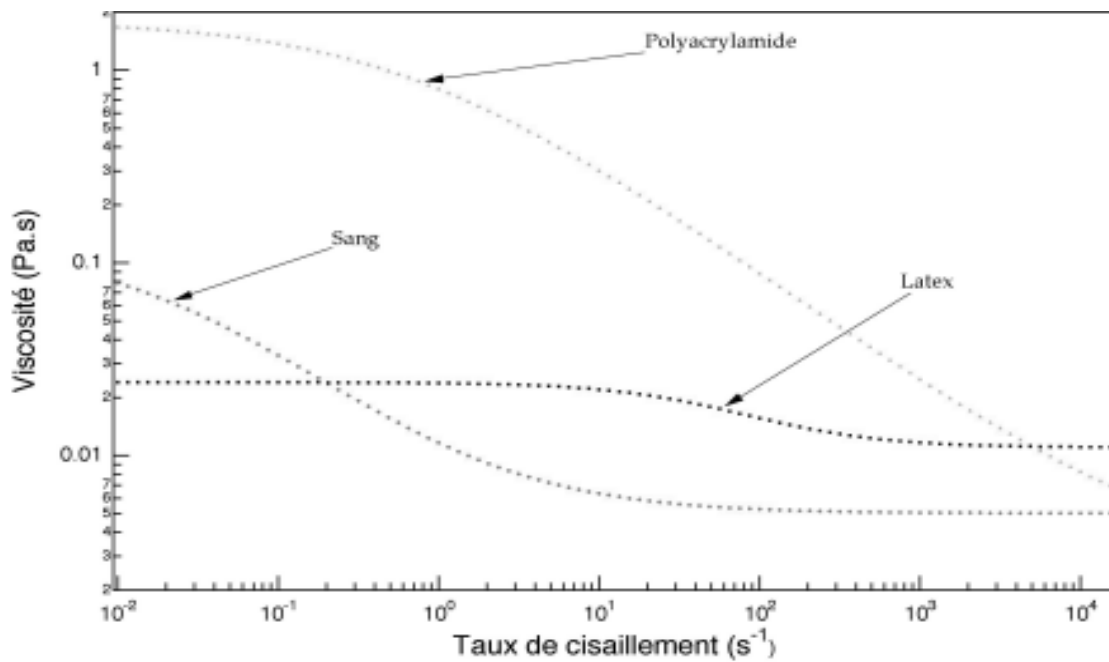
Du point de vue de la viscosité de cisaillement, ces fluides peuvent se classer assez grossièrement en trois catégories. Il importe toutefois de noter qu'il existe des fluides dont le comportement est plus complexe, il consiste en une succession de deux des trois comportements simples qui sont décrits ci-après.

- les fluides rhéofluidifiants ou pseudoplastiques



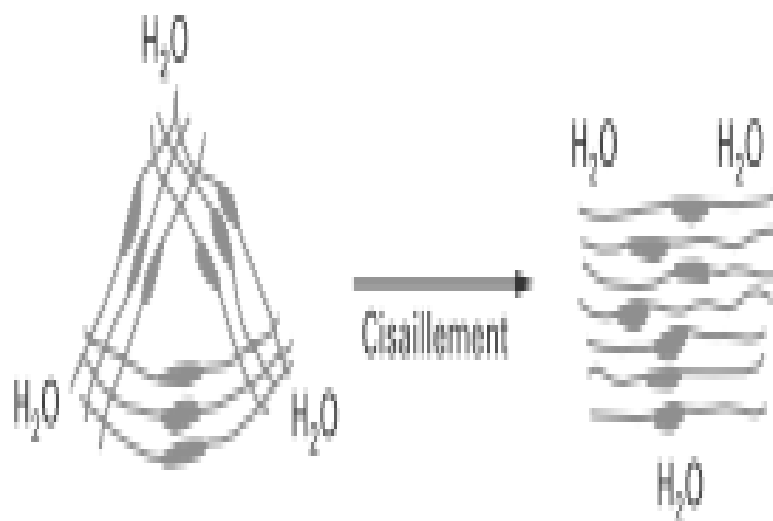
**Figure 1-6 :** Exemples de liquides rhéofluidifiants. Rhéogrammes obtenus pour une i) solution aqueuse de polyacrylamide, ii) du sang, iii) une suspension de particules de polymère (latex) dans l'eau [5]





**Figure 1-7:** Viscosité en fonction du taux de cisaillement pour une solution aqueuse de polyacrylamide, du sang, une suspension de particules de polymère (latex) dans l'eau [5]

Dans le cas de fluides rhéofluidifiants, la déformation commence dès qu'une contrainte est exercée. La courbe obtenue n'est pas linéaire. La tension de cisaillement n'est pas proportionnelle à la vitesse de cisaillement, car la viscosité diminue pour des vitesses de cisaillement croissantes (*figure1-6*), (*figure1-7*).



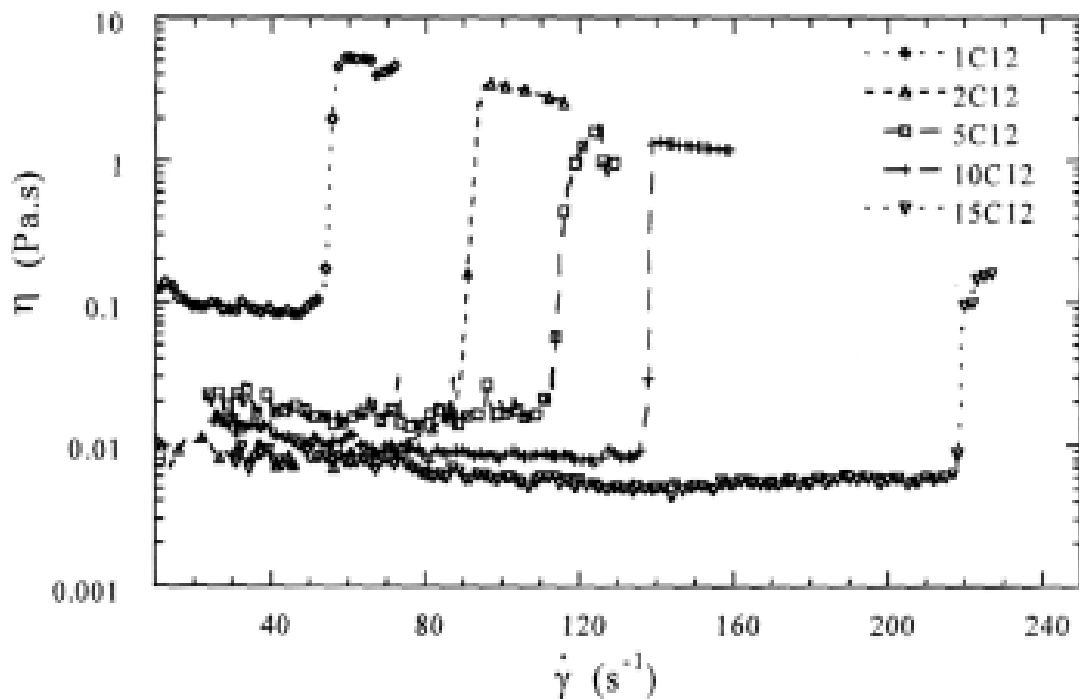
**Figure 1-8:** Cisaillement et écoulement d'un fluide rhéofluidifiant [1]

Pour expliquer ce phénomène très courant dans les fluides alimentaires, on peut penser que, au repos, tous ces matériaux présentent un ordre interne irrégulier provoquant une résistance interne importante à l'écoulement, donc une viscosité élevée. Lors de l'augmentation du gradient de vitesse, les particules en suspension s'orientent dans le sens de l'écoulement, permettant un meilleur glissement des particules, provoquant ainsi une diminution de la viscosité (*figure1-8*). Dans la plupart des cas, l'effet rhéofluidifiant est réversible (souvent avec un certain retard). Les fluides reprennent alors leur viscosité originelle quand l'effet de cisaillement s'atténue ou lorsqu'il s'arrête.

**Exemples** : jus de fruits concentrés, moutarde, solutions de gommés, purée de fruits, concentrés de protéines [1].

► *Fluides rhéoépaississants*

Au contraire des fluides rhéofluidifiants, leur viscosité apparente augmente avec la contrainte de cisaillement [6] [7] ; mais, comme eux, ils peuvent également présenter un domaine newtonien initial et final (*figure 1-9*). Une équation du type équation d'Ostwald ( $\tau = k\dot{\gamma}^n$  avec  $n > 1$ ) peut représenter correctement ce comportement. Il s'accompagne souvent, mais pas nécessairement, d'une augmentation de volume du matériau aux contraintes élevées, d'où parfois l'appellation de fluide dilatant.



**Figure 1-9** : Polymères associatifs amphiphiles en "peigne" présentant un comportement rhéoépaississant [5].

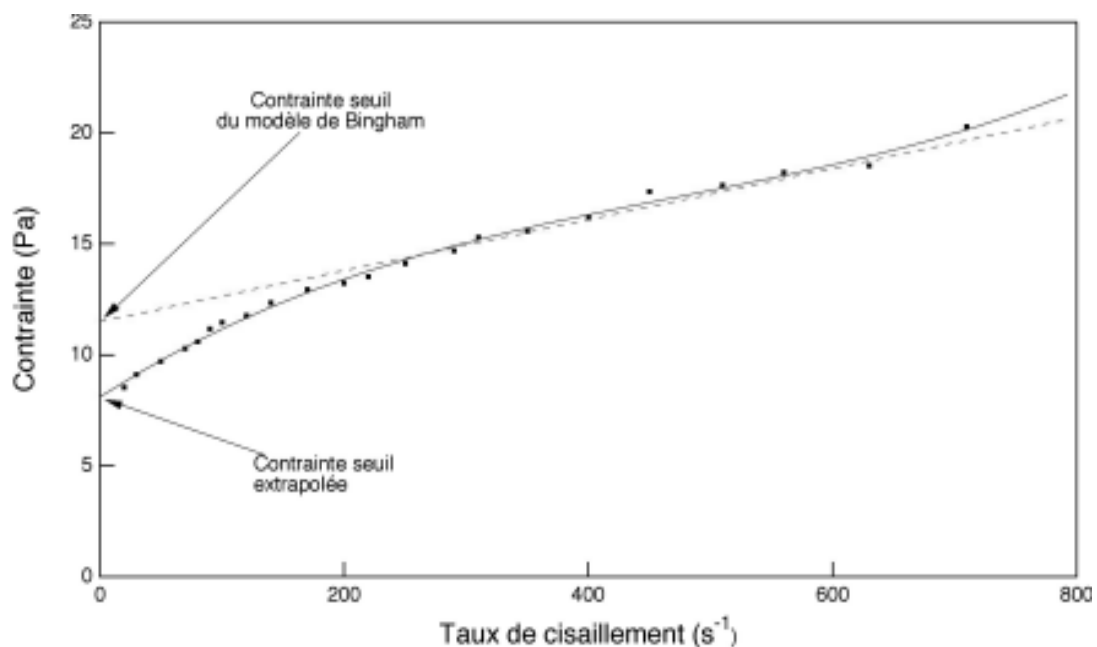
Dans la plupart des cas connus, le comportement rhéoépaississant n'est observé que sur une gamme limitée de taux de cisaillement, le liquide possédant également un comportement rhéofluidifiant à des taux de cisaillement plus faibles. Par exemple, les suspensions très concentrées (au-dessus de 30% en fraction volumique) de particules solides présentent une brusque augmentation de viscosité qui est liée à un changement important de la structure de la suspension.

► *Fluides plastiques :*

Un cas particulier du comportement rhéofluidifiant est l'existence d'une contrainte minimale d'écoulement : si la contrainte appliquée au fluide est inférieure à cette contrainte minimale, aucune déformation ne se produit, le fluide se comporte comme un solide, il ne coule pas. La représentation la plus simple d'un fluide à seuil d'écoulement minimale est le modèle de BINGHAM qui donne la relation suivante entre la contrainte  $\tau$  et le taux de cisaillement  $\dot{\gamma}$ .

$$\tau - \tau_s = \eta_p \dot{\gamma} \quad 1 - 12$$

Où  $\tau_s$  est la contrainte seuil et  $\eta_p$  est appelé la viscosité plastique. En pratique le modèle de BINGHAM ne s'applique que dans une gamme limitée de taux de cisaillements et la contrainte minimale obtenue par extrapolation du rhéogramme à  $\dot{\gamma} = 0$ , est souvent difficile à déterminer correctement.



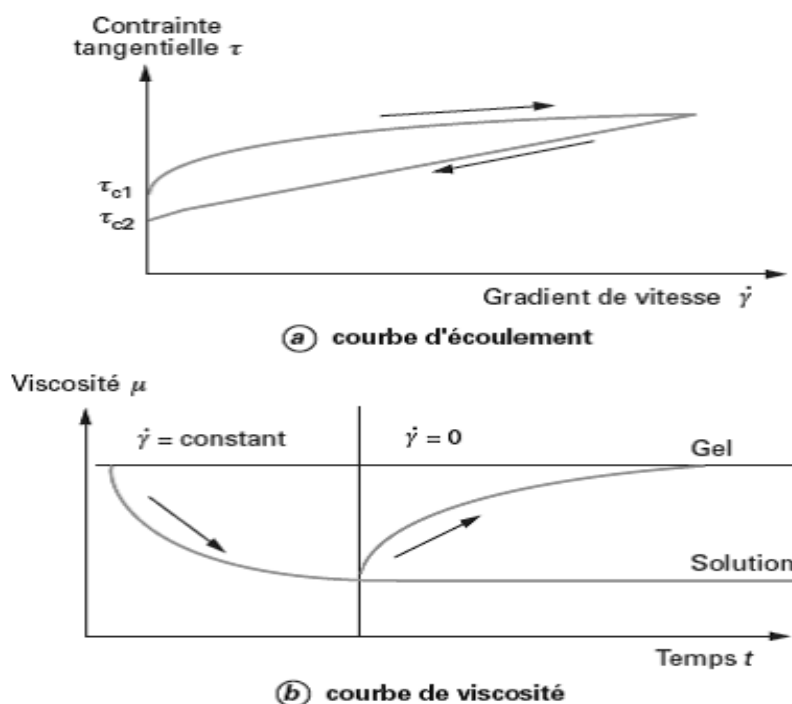
**Figure 1-10:** Exemple de fluide à seuil d'écoulement. Rhéogrammes d'une suspension concentrée de bauxite avec les contraintes seuils d'écoulement déterminées i) par un modèle de BINGHAM, ii) par extrapolation d'un ajustement polynomial [5]

De tels comportements s'observent couramment avec des fluides pâteux et sont dus généralement à l'existence d'une structure tridimensionnelle qui ne se rompt que pour  $\tau > \tau_s$  [5,8].

#### 4.2.2. Fluides non newtoniens au comportement dépendant du temps

Dans les fluides précédents, nous avons considéré que la vitesse de mise à l'équilibre des liaisons est grande par rapport à la vitesse d'évolution globale du système. Si cela n'est pas le cas, la viscosité apparente mesurée dépendra du temps. S'il y a désorganisation de structure par cisaillement, on parlera de thixotropie ; s'il y a organisation de structure, on parlera de rhéopexie. Le plus souvent, le comportement temporel du fluide est rhéofluidifiant ; il est très rarement rhéoépaississants.

► *Fluides thixotropes* : Lorsqu'un fluide thixotrope est soumis à un cisaillement après une période de repos, sa structure se désorganise peu à peu et sa viscosité apparente décroît avec le temps. Ce type de fluide se définit ensuite par sa possibilité de reformer sa structure quand la substance revient au repos après une période prolongée. La thixotropie est un phénomène rhéologique de grande importance industrielle. Elle est soit néfaste dans le cas du démarrage d'installations de pompage, soit recherchée, car il peut être intéressant d'avoir un matériau qui se liquéfie lorsqu'on le met en œuvre et qui se raidit lorsqu'on le stocke ou lorsqu'on le laisse au repos (*figure 1-11*). [1][6]



**Figure 1-11** : Courbes d'écoulement et de viscosité d'un fluide plastique ayant à la fois un seuil de plasticité et un comportement thixotrope

Il est possible d'évaluer le degré de thixotropie d'un fluide en calculant, par exemple, la surface de la courbe d'hystérésis qui représente l'énergie nécessaire pour détruire la structure thixotrope.

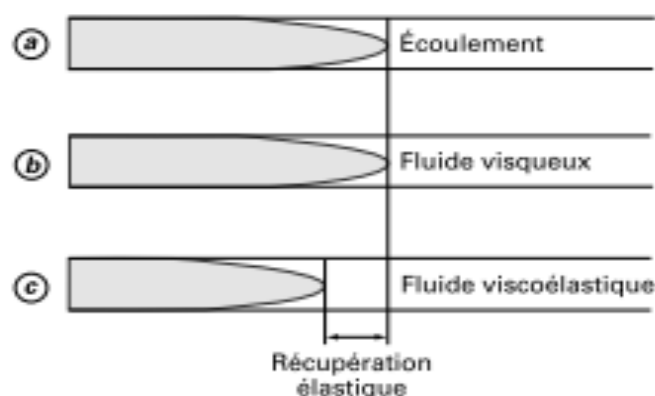
**Exemples :** mayonnaise et blanc d'œuf frais dans le domaine alimentaire ; crèmes cosmétiques ; formes lamellaires de l'oxyde d'aluminium ou de la bentonite qui se structurent en châteaux de cartes ou en paquets [1].

► **Fluides rhéopexes :** La rhéopexie est un phénomène extrêmement complexe qui n'a guère été étudié. Dans ce type de fluide, il apparaît qu'un faible cisaillement est susceptible de favoriser la restructuration du produit.

**Exemples :** émulsions d'eau dans de l'huile ou cristallisation du plâtre à faible cisaillement.

#### 4-2-3. Fluides viscoélastiques

Un fluide viscoélastique est un fluide qui possède à la fois des propriétés de viscosité et d'élasticité. Ainsi, contrairement à un fluide purement visqueux où l'écoulement est irréversible, un fluide viscoélastique récupère une partie de sa déformation après suppression des contraintes.



**Figure 1-12 :** Récupération élastique d'un fluide viscoélastique lors de l'arrêt de l'écoulement dans une canalisation [1]

## 5. Différents modèles pour décrire les écoulements [9]

### 5.1. Fluide à comportement indépendant du temps

#### ► Modèle linéaire

Le modèle newtonien et de BINGHAM peuvent être décrits par ligne droite où le taux de cisaillement et la vitesse de cisaillement sont proportionnels, pour le premier il existe un seul terme de proportionnalité  $\eta$ , pour le deuxième on définit deux termes, à savoir  $\eta'$  et  $\tau_0$ , l'avantage du

modèle linéaire est qu'il peut être décrit par au plus deux paramètres, la pente et le point d'intersection avec l'axe des ordonnées.

► Modèle de la loi de puissance :

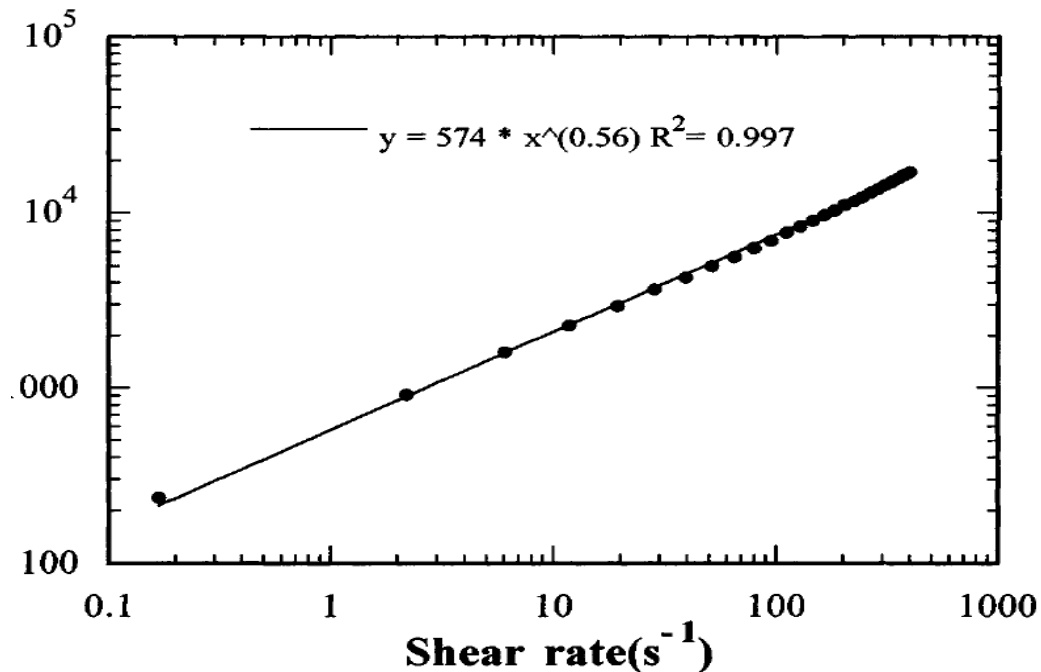


Figure 1-13 : Courbe de  $\tau$  en fonction de  $\dot{\gamma}$  pour une suspension 2.6 % en solide [8]

Pour plusieurs types de fluide, le taux et la vitesse de cisaillement peuvent être présentés en coordonnées logarithmiques, en utilisant un modèle de type :

$$\tau = k\dot{\gamma}^n \quad 1 - 13$$

Avec  $k$  indice de consistance  
 $n$  indice d'écoulement

Pour des valeurs différentes de  $n$ , on obtient :

- ◆  $n=1$ , le terme  $k$  se confond avec le terme de viscosité, est le fluide à un comportement newtonien
- ◆ ( $0 < n < 1$ ) pour les fluides rhéofluidifiants ou pseudoplastiques;
- ◆ ( $n > 1$ ), pour les fluides rhéoépaississants ou dilatants ;

Puisqu'il contient seulement deux paramètres ( $k$  et  $n$ ) qui peuvent être déterminés par une courbe logarithmique, le modèle de loi de puissance a été employé intensivement pour caractériser les aliments liquides. C'est également le modèle le plus utilisé dans l'industrie agro-alimentaire (étude de l'effet de chauffage et de refroidissement sur les propriétés rhéologiques des aliments).

Bien que le modèle de loi de puissance soit très utilisé, sa nature empirique devrait être notée. Son importance réside dans le fait qu'il s'applique pour une gamme de vitesse de cisaillement très étendue allant de  $10$  à  $10^4 \text{ s}^{-1}$  qui peut être obtenue par certains viscosimètres commerciaux, l'inconvénient de ce modèle est qu'il décrit mal le comportement des fluides pour de faibles vitesses de cisaillement [10].

► *Modèle de Herschel- Bulkley*

Lorsque le taux de cisaillement minimal d'un aliment est mesurable, il peut être inclus dans le modèle de puissance, et on obtient le modèle de *Herschel-Bulkley* décrit par l'équation de type

$$\tau - \tau_0 = k_H (\dot{\gamma})^{n_H} \quad 1 - 14$$

Avec  $\tau$  taux de cisaillement,  $\dot{\gamma}$  vitesse de cisaillement,  $k_H$  indice de consistance,  $n_H$  indice d'écoulement,  $\tau_0$  représente la contrainte minimale qu'il faut appliquée pour obliger un corps à s'écouler, ce terme à été inventé par Barnes and Walters.

► *Modèle de Casson* [11]: ce modèle à été développé initialement pour l'étude des encres d'imprimerie, mais il est très utilisé pour l'étude des dispersions alimentaires, son équation est de type

$$\tau^{0.5} = k_{0c} + k_c (\dot{\gamma})^{0.5} \quad 1 - 15$$

La linéarité est obtenue en reportant  $\tau^{0.5}$  en fonction de  $\dot{\gamma}^{0.5}$ , la contrainte minimale étant le carré du point d'intersection avec l'axe des ordonnées, la viscosité de Casson étant le carré de la pente  $k_c$ , la *figure 1-14* illustre un modèle obtenu pour un échantillon de chocolat, l'office international ayant par ailleurs adopté le modèle de Casson comme modèle de caractérisation des données d'écoulements pour les chocolats.

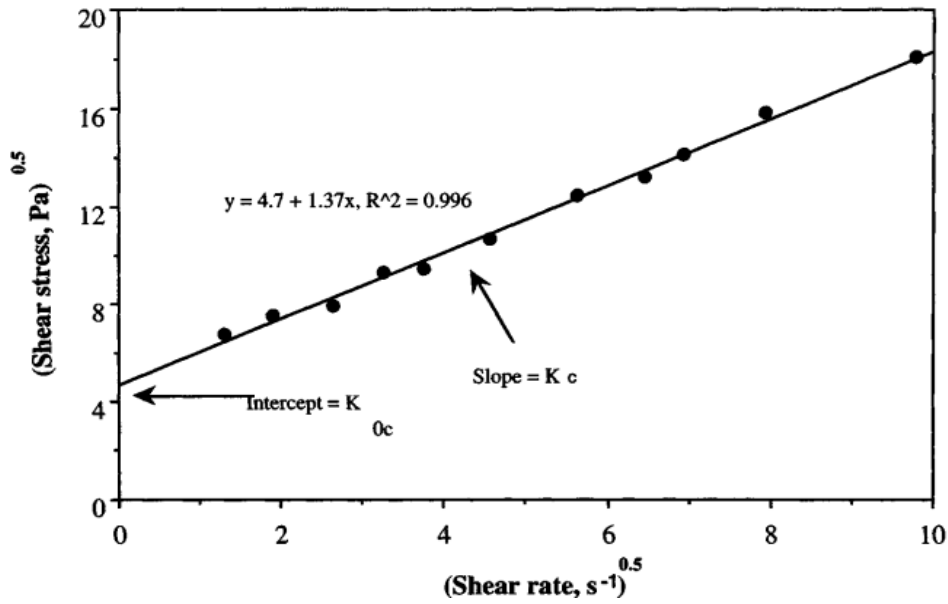


Figure 1-14:  $\tau^{0.5}$  en fonction de  $\dot{\gamma}^{0.5}$  pour un produit obéissant à la loi de Casson [8]

► Modèle de Cross et Carreau :

La viscosité apparente  $\eta_a$  pour une solution est corrélée au taux de cisaillement par l'équation de Cross ou de Carreau données ci-dessous :

$$\eta_a = \eta_\infty + \frac{\eta_0 - \eta_\infty}{1 + \alpha_c \dot{\gamma}^{n_s}} \tag{1-16}$$

$$\eta_a = \eta_\infty + \frac{\eta_0 - \eta_\infty}{[1 + (\lambda_c \dot{\gamma})^2]^N} \tag{1-17}$$

Où  $\alpha_c$  et  $\lambda_c$  sont les temps de relaxation relative pour les polymères en solution, N et M exposants adimensionnelles. Du fait qu'il est difficile de terminer les paramètres de ce modèle, certains auteurs tel que Abdel-Khalik et coll. [12] ont proposé de négliger le terme  $\eta_\infty$ .

Les deux modèles précédents peuvent être modifiés afin de prendre en considération la contrainte minimale, on obtient alors :

$$\eta_a = \tau_0 \dot{\gamma}^{-1} + \eta_p [1 + (\lambda_p \dot{\gamma})^2]^{-N} \tag{1-18}$$

Où N et  $\lambda_p$  sont des constantes à déterminer expérimentalement,  $\tau_0$  est la contrainte minimale,  $\eta_p$  viscosité plastique.

**5.2. Fluide au comportement dépendant du temps**

La détermination des paramètres rhéologiques concernant les fluides à comportement dépendant du temps requiert une attention particulière du fait des modifications qui affectent



l'échantillon lors de la manipulation, ou lors du chargement de l'échantillon dans le rhéomètre ou dans le viscosimètre, dans ce cas il faut laisser à l'échantillon un temps de relaxation.

Plusieurs modèles ont été développés pour l'étude et la caractérisation de ce type de fluide, parmi lesquels :

► *Modèle de WELTMAN [13]*

Le modèle de WELTMAN a été utilisé pour la caractérisation des produits thixotropiques et anti-thixotropiques, son équation est de type :

$$\tau = A - B \log T \quad 1 - 19$$

**Tableau 1-1[9] : Paramètres du modèle de Weltman pour différentes vitesses de cisaillement et pour différentes concentration d'un sirop de maïs.**

Paramètres de Weltman	Concentration %	Vitesse de cisaillement (s <sup>-1</sup> )			
		50	100	200	300
A	3	6,97*10 <sup>-2</sup>	5,76*10 <sup>-2</sup>	4,22*10 <sup>-2</sup>	
	4	2,97*10 <sup>-1</sup>	2,08*10 <sup>-1</sup>	1,72*10 <sup>-1</sup>	9,54*10 <sup>-2</sup>
	5		2,08*10 <sup>-1</sup>	3,88*10 <sup>-1</sup>	3,55*10 <sup>-1</sup>
B	3	1,58*10 <sup>-3</sup>	5,71*10 <sup>-4</sup>	1,66*10 <sup>-5</sup>	
	4	3,15*10 <sup>-3</sup>	2,07*10 <sup>-3</sup>	5,29*10 <sup>-3</sup>	7,38*10 <sup>-3</sup>
	5		-8,30*10 <sup>-5</sup>	1,06*10 <sup>-2</sup>	8,79*10 <sup>-3</sup>
Coefficient de corrélation	3	1,00*10	1,00*10	1,00*10	
	4	1,00*10	1,00*10	1,00*10	1,00*10
	5		1,00*10	1,00*10	1,00*10

Avec  $\tau$  le taux de cisaillement (pascal), T temps (s), A la valeur de l'effort à t=1s, B constante, en coordonnées logarithmiques, on porte  $\tau$  en fonction de T. Pour les fluides thixotropiques, la valeur de B est négative et positive pour les fluides anti-thixotropiques, le **tableau 1-1** donne des valeurs typiques pour une solution de sirop de maïs.

► *Modèle de TIU ET BOGER [14]*

Ce modèle a été élaboré par TIU et BOGER sur la base de l'étude du comportement rhéologique de la mayonnaise au moyen du modèle modifié de Herschel-BULKLEY :

$$\tau = \lambda [\tau_0 + k_H (\dot{\gamma})^{n_H}] \quad 1 - 20$$

$\lambda$  étant un paramètre structurel dépendant du temps dont la valeur varie de l'unité jusqu'à  $\lambda_e$ ,  $k_H$  indice de consistance,  $n_H$  indice d'écoulement.

La variation du paramètre structurel semble obéir à une loi de second ordre du type

$$\frac{d\lambda}{dt} = -k_1(\lambda - \lambda_e)^2 \tag{1-21}$$

$K_I$  est fonction de  $\dot{\gamma}$  et qui est déterminé expérimentalement, la détermination de  $k_H$  et  $\tau_0$ , n'est pas facile, pour  $\lambda_e$  et  $k_1$  elle requiert la connaissance des valeurs de la viscosité apparente

$$\lambda = \frac{\eta_a \dot{\gamma}}{\tau_0 + k_H \dot{\gamma}^{n_H}} \tag{1-22}$$

Et

$$\frac{d\eta_a}{dt} = -a_1(\eta_a - \eta_a)^2 \tag{1-23}$$

$$a_1(\dot{\gamma}) = \frac{k_1 \dot{\gamma}}{\tau_0 + k \dot{\gamma}^{n_H}} \tag{1-24}$$

TIU et BOGER ont montré que le tracé de  $1/\eta_a - \eta_0$  en fonction du temps donne une courbe droite de pente  $a_1$  ; en répétant la procédure avec d'autres valeurs, on peut obtenir la relation entre  $a_1$  et  $\dot{\gamma}$ , et par suite  $k_1$  et  $\dot{\gamma}$  à partir de l'équation ; pour un échantillon de mayonnaise commerciale, les valeurs des paramètres précédents sont :

$\lambda_e = 0.63$ ,  $\tau_0 = 7.0$  Pa,  $K = 28.5$  Pa.s<sup>n</sup>,  $n = 0.32$ , et  $k_1 = 0.012\dot{\gamma}^{0.13}$ .

**Tableau 1-2[9] :** récapitulatif des différents modèles d'écoulements

$\tau = \eta \dot{\gamma}$	Modèle newtonien
$\tau = \dot{\gamma} / \left[ \frac{1}{\eta_0} + K_E(\tau)^{(1/n_E)-1} \right]$	Modèle d'Ellis pour des taux de cisaillement faible
$\tau = [\eta_\infty \dot{\gamma} + K_S \dot{\gamma}^{n_S}]$	Modèle de SISCO pour des taux de cisaillement élevé
$\eta_a = \eta_\infty + \frac{\eta_0 - \eta_\infty}{1 + (\alpha_c \dot{\gamma})^M}$	Modèle de Cross
$\eta_a = \eta_\infty + \frac{\eta_0 - \eta_\infty}{[1 + (\lambda_c \dot{\gamma})^2]^N}$	Modèle de Carreau
$\tau = k \dot{\gamma}^n$	Modèle de puissance
$\tau - \tau_0 = \eta' \dot{\gamma}$	Modèle de Bingham

$\tau - \tau_0 = k_H(\dot{\gamma})^{n_H}$	Modèle Herschel-Bulkley
$\tau^{0.5} = k_{0c} + k_c(\dot{\gamma})^{0.5}$	Modèle Casson
$\tau^{0.5} - \tau_{0M} = k_M(\dot{\gamma})^{n_M}$	Modèle de Mizrahi et Berk (1972),
$\tau^{n_1} = \tau_0^{n_1} + \eta_\infty(\dot{\gamma})^{n_2}$	modèle généralisé d'Ofoli et al
$\tau = [(\tau_{0V})^{1/n_v} + k_v\dot{\gamma}]^{n_v}$	Modèle de Vocadlo et Moo Young

# **Chapitre 2**

# **Rhéologie des produits alimentaires**

### **Introduction :**

Les aliments sont des matériaux vivants, subissant constamment des modifications de forme, de taille, de structure. Ils sont sensibles à l'humidité, à la température, à l'oxygène, etc. Le produit alimentaire est donc étudié principalement sous des aspects nutritionnels, d'une part, et biochimiques, d'autre part, puisque la majeure partie des transformations qui se déroulent dans les aliments au cours des opérations technologiques ou de conservations sont des opérations à caractère biochimique.

On oublie trop souvent que le produit alimentaire est aussi un matériau sur lequel il peut être intéressant de mesurer des propriétés mécaniques. Ainsi, les solides d'origine biologique ont une élasticité qui change avec l'âge et diverses causes physiologiques. Les liquides d'origine biologique ont un comportement, le plus souvent non newtonien. Cependant, lors de la préparation, de la transformation ou de la formulation de ces matières premières, de nombreuses techniques sont employées et de nombreuses interactions ont lieu entre les constituants qui viennent modifier profondément et de façon irréversible la texture de ces matériaux.

Pour mesurer ces propriétés mécaniques, on a coutume d'utiliser des méthodes rhéologiques.

.

Néanmoins, des méthodes de mesure des paramètres texturaux autres que sensorielles se sont développées. Elles relèvent de la rhéologie et peuvent être :

- ⊖ des méthodes fondamentales (mesure de la viscosité, de la dureté, de la résistance ou de la fragilité d'un matériau alimentaire) ;
- ⊖ des méthodes empiriques (ces techniques sont basées sur trois principes fondamentaux de la déformation : la flexion, le cisaillement et la compression) ;
- ⊖ des méthodes imitatives (qui imitent l'action des dents, par exemple). Les mesures obtenues par l'analyse instrumentale peuvent, dans certains cas, être reliées à des valeurs sensorielles : on parle alors de psychorhéologie.

L'application de certains principes fondamentaux de la mécanique et de la rhéologie permet de mieux comprendre les comportements mécaniques de ces substances, à l'état naturel ou lorsqu'elles sont modifiées par un procédé de texturation [1].

## 2. Rhéologie des gels :

**2.1 Définition :** Un gel est un système diphasique solide-liquide thermodynamiquement stable constitué d'un double réseau interpénétré continu tridimensionnel, l'un solide finement dispersé ou dissous et le second liquide. FLORY [1] a proposé une classification des gels qui s'applique aussi bien aux gels organiques qu'aux gels inorganiques :

- ⊕ gels lamellaires comme la mésophase et gels d'argile ;
- ⊕ gels à liaison covalente de type polymérique ;
- ⊕ gels constitués par l'agrégation physique (cristallisation) de chaînes polymériques ;
- ⊕ gels particuliers constitués de particules de taille submicronique liées entre elles pour former un réseau poreux.

**2-2 Caractérisation des gels :** La caractérisation de la structure d'un gel nécessite généralement l'analyse de plusieurs paramètres :

- ⊕ la déformation, pour mesurer son élasticité ;
- ⊕ la solidité, pour mesurer son seuil de fracturation ;
- ⊕ son uniformité de structure ;
- ⊕ son adhésivité.

Trois groupes de méthodes sont généralement utilisés pour étudier la rhéologie des gels :

- ⊕ le comportement viscoélastique ;
- ⊕ la théorie de l'élasticité caoutchoutique appliquée aux gels ;
- ⊕ les contraintes de rupture des gels [1].

### 2.3. Evaluation des propriétés rhéologiques d'un gel

**2.3.1. Comportement viscoélastique des gels :** Les gels, comme tous les systèmes polymérisés, montrent un comportement viscoélastique. Ce type de comportement peut être caractérisé à partir d'expériences de fluage ou de relaxation, ou par des essais dynamiques où une contrainte (ou une déformation) sinusoïdale est appliquée. Pour des gels, le rapport entre la contrainte et la déformation à n'importe quel temps est indépendant de l'amplitude de la contrainte ou de la déformation appliquée ; le comportement viscoélastique est ainsi linéaire.

#### 2.3.2. Evaluation du comportement viscoélastique des gels :

La réponse d'un gel à une déformation présente à la fois un aspect visqueux (contrainte proportionnelle à la vitesse de déformation) et un aspect élastique (contrainte proportionnelle à la déformation), de ce fait une sollicitation périodique est *la plus fiable et la plus susceptible de fournir des informations valables* [9] sur le comportement rhéologique des gels.

### 2.3.3. Sollicitation périodique

La détermination des temps de relaxation peut être effectuée en soumettant le matériau à une sollicitation périodique, par exemple dans un rhéomètre à mobile tournant fonctionnant en mode sinusoïdal. Si la déformation imposée est sinusoïdale et de faible amplitude :  $\gamma = \gamma_0 (i\omega t)$  la réponse en contrainte est également sinusoïdale, avec un déphasage  $\delta$  par rapport à la déformation :  $\tau(t) = \tau_0(i\omega t + \delta)$  La contrainte et la déformation sont reliées par un module de cisaillement complexe  $G^*$  tel que :

$$\tau(t) = G^*(\omega t)\gamma(t) \quad G^* = G' + iG'' \quad 2-1$$

Où les parties réelle et imaginaire de  $G^*$  sont le module de conservation et le module de perte.

$$G' = \left[ \frac{\tau_0}{\gamma_0} \right] \cos\delta \quad \text{et} \quad G'' = \left[ \frac{\tau_0}{\gamma_0} \right] \sin\delta \quad 2-2$$

On définit également une viscosité complexe telle que :

$$\tau(t) = \eta^*(\omega)\dot{\gamma} \quad 2-3$$

Les parties réelle et imaginaire de  $\eta^*$  étant reliées aux modules de cisaillement par :

$$\eta^* = \frac{G''}{\omega} - i \frac{G'}{\omega} \quad 2-4$$

Le module de conservation  $G'$  (caractérise la réponse en phase avec la déformation. Il est associé à la réponse élastique. En revanche, le module de perte  $G''$  est associé à la réponse de type visqueux, en quadrature de phase par rapport à la déformation. La puissance mise en jeu dans la déformation est, par unité de volume :  $P = \tau \dot{\gamma}$  En faisant la moyenne de cette quantité sur un quart de période, de  $t = 0$  à  $t = \pi/2\omega$ , il vient :

$$P = \mp \frac{\omega\gamma_0^2}{\pi} G' + \frac{\omega\gamma_0^2}{\pi} G'' \quad 2-5$$

Le premier terme change de signe tous les quarts de cycle : c'est l'énergie de déformation élastique stockée puis restituée. Ce terme est proportionnel à la partie réelle du module de cisaillement. Le second terme est toujours positif, c'est l'énergie dissipée par le frottement visqueux. Il est proportionnel à la partie imaginaire du module. Le module de cisaillement complexe est facilement calculé pour le modèle du liquide de Maxwell. Sa dépendance en fréquence est analogue à celle de l'impédance d'un circuit.

$$G' = E \frac{\omega^2 T^2}{1+\omega^2} \quad G'' = E \frac{\omega T}{1+\omega^2} \quad \eta' = \frac{\eta}{1+\omega^2} \quad 2-5$$

La réponse est de type élastique aux grandes fréquences (temps courts) et de type visqueux aux basses fréquences (temps longs).

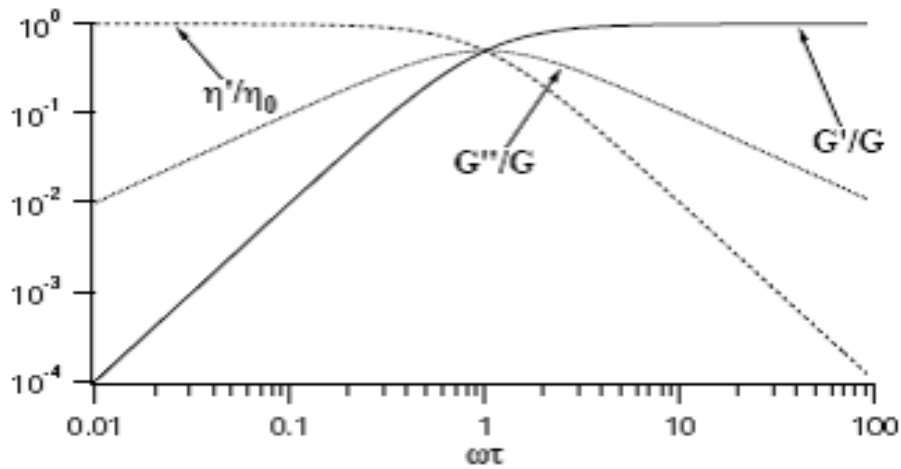


Fig. 2-1 Modules de cisaillement et viscosité pour le liquide de Maxwell en fonction de la fréquence réduite [15].

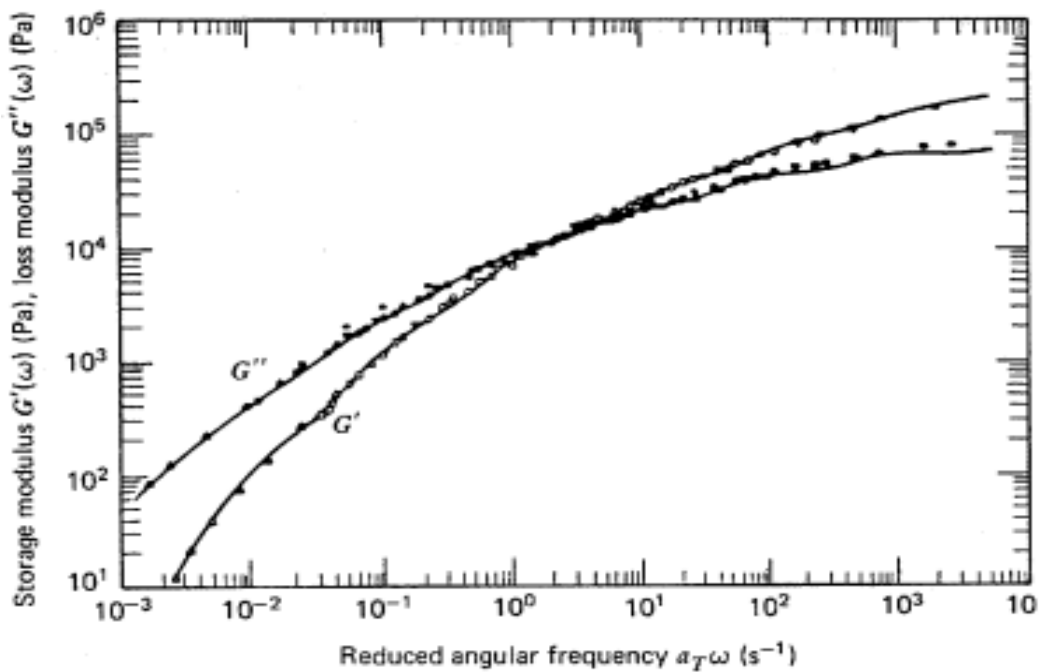


Fig. 2-2 Modules de cisaillement pour du polyéthylène fondu. Les courbes en trait plein sont obtenues d'après un modèle de Maxwell généralisé à plusieurs temps de relaxation [15].

Le modèle de Maxwell qui ne prend en compte qu'un seul temps de relaxation est incapable de représenter correctement les propriétés de véritables liquides viscoélastiques. La *figure 2-1* ci-dessous montre le module de conservation et le module de perte mesurés sur du polyéthylène.



**3-Rhéologie des produits fluides et semi solides industriels [9] :**

Pour cette catégorie de produits, nous prenons comme exemple les purées et les jus de fruit, ces derniers présentent à peu près un caractère newtonien dans le cas où les solides insolubles et les polymères (pectine) sont éliminés ou présents à de faibles teneurs, le sucre qu'ils contiennent joue un rôle déterminant dans la magnitude de la viscosité ainsi que la température ; il est à noter que la viscosité apparente des jus de fruits concentrés décroît avec l'accroissement de la température [16].

Les jus de pommes et de raisins dépectinisés et filtrés présentent un comportement newtonien, l'équation dérivée de Bayindirli peut être utilisée pour estimer leur viscosité en fonction de la concentration et de la température. L'équation pour la viscosité des jus de pomme et de raisin est de la forme :

$$\frac{\eta}{\eta_{eau}} = \exp\left(\frac{A(^{\circ}Brix)}{100 - B(^{\circ}Brix)}\right) \quad 2 - 6$$

Avec  $\eta$  viscosité (mpa.s)

$\eta_{eau}$  viscosité de l'eau

Le degré Brix représente la concentration en particules solides solubles.

A et B, des constantes caractéristiques du jus de pommes dans une gamme de 14-35 °Brix et de température 293 – 353K.

$$A = -0.24 + 917.92/T \quad B = 2.03 - 0.00267T \quad 2-7$$

Pour le jus de raisin, et pour une gamme de concentration de 19-35 et 293- 353 K, les constantes A et B valent :

$$A = -3.79 + 1821.45T \quad B = 0.86 + 0.000441T \quad 2-8$$

Rao et coll. [17] ont étudié le rôle de la concentration et de la température sur la viscosité des jus de pomme dépectinisés et de raisin. À une température constante, l'effet de la concentration peut être décrit par une équation exponentielle. Par exemple, à 20°C, l'effet de la concentration (41 à 68 °Brix) sur la viscosité des concentrés de pomme est bien décrit par l'équation 2- 9 ( $R^2 = 0.947$ ) :

$$\eta = 1.725 * 10^{-5} \exp(0.136 * ^{\circ}Brix) \quad 2 - 9$$

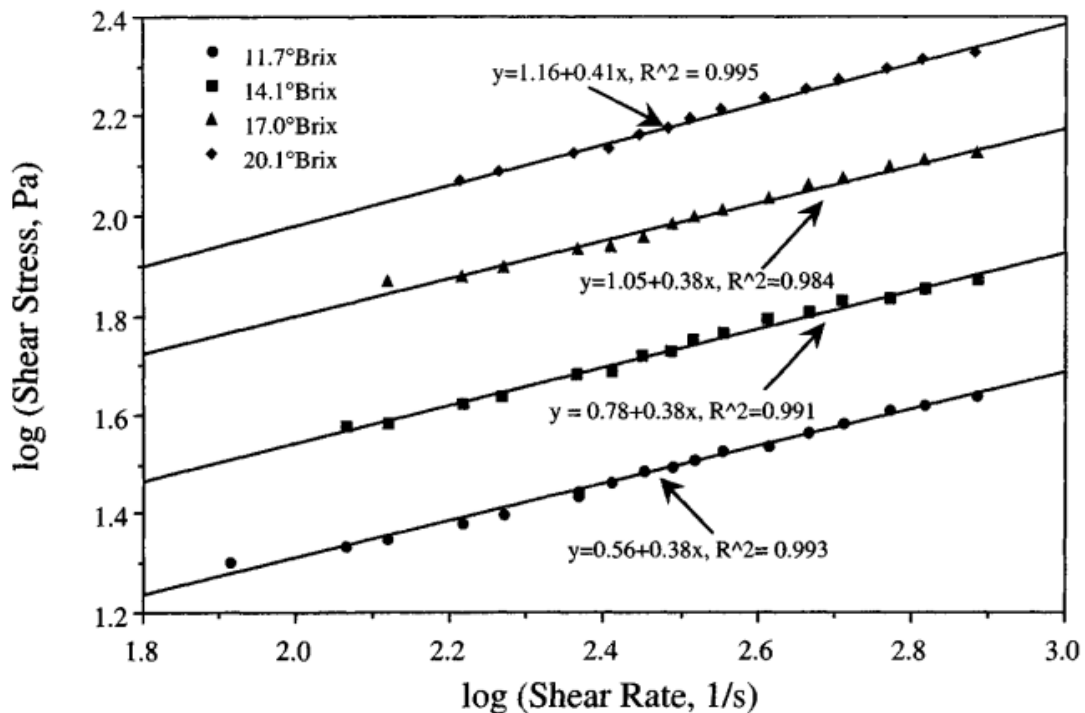
Les concentrés de tomate sont autre exemple de cette catégorie de produits, nombreuses sont les études qui ont été menées sur ces produits, et qui ont permis à certains auteurs tel que McCarthy and Seymour d'établir un model corrélatif ayant connu un succès limité du fait qu'il était impossible d'obtenir des données pour les teneurs élevés en particules solides [9].

Pour différentes teneurs en composés solubles (*figure 2-3*), Tanglertpaibul et Rao ont établi les paramètres d'un modèle de type loi de puissance, ces paramètres sont donnés dans le *tableau 2-1*

**Tableau 2-1** : effet de la concentration en particule solide sur les paramètres d'écoulement d'un échantillon de concentré de tomate [9]

Concentration de solide %	méthode	Température ° C	Taux de cisaillement S <sup>-1</sup>	Indice de consistance k	Indice d'écoulement n
35,74	Plan parallèle	25	4-576	297	0,38
24,16	Plan parallèle	25	4-576	65,7	0,27
17,86	Plan parallèle	25	4-576	26,1	0,26
11,78	Plan parallèle	25	4-576	6	0,33

Pour différentes teneurs en composé soluble le graphe suivant (fig. 2.3) montre l'effet de la fraction soluble sur le comportement rhéologique des concentrés de tomates.



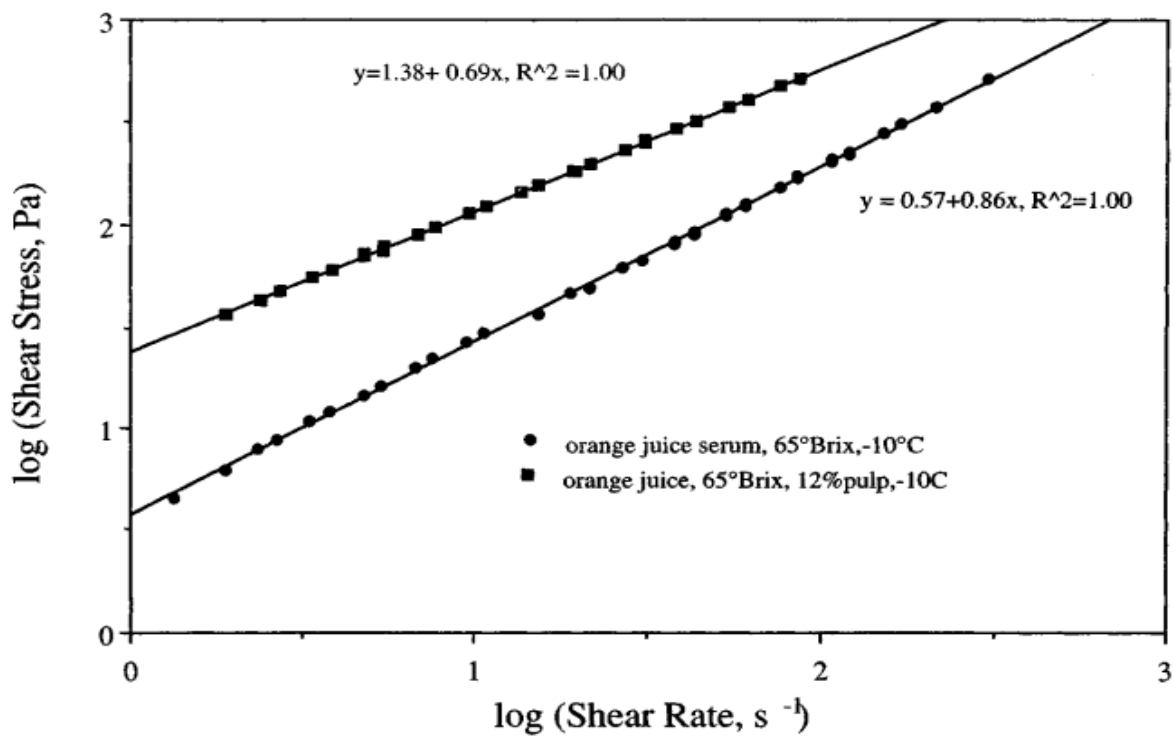
**Fig. 2-3** : effet de la concentration en solide soluble sur le rhéogramme d'un concentré de tomate [9]

Plus cette fraction augmente, plus la valeur de l'ordonnée à l'origine augmente, ce qui veut dire qu'il faut augmenter la contrainte minimale afin de permettre à la substance de s'écouler.

### 3.1. Rôle des particules solides insolubles

Les particules solides dans les dispersions alimentaires sont loin d'être uniformes, elles sont déformables et de tailles différentes ; de plus ces particules sont hydratées et en équilibre chimique et physique avec le milieu continu qui les contient, ce qui les distingue des fibres artificiels et des polymères synthétiques par exemple. La phase continue, appelée sirop, contient des solutés tel que le sucre, le sel ou les acides organiques et diffèrent aussi des milieux continus non alimentaires. Ces particularités rendent l'étude de ces milieux assez complexe.

D'autre part, la différence entre les produits alimentaires et non alimentaires résulte dans l'importance des interactions inter-particules par rapport aux forces de viscosité, et les mouvements browniens résultant peuvent influencer fortement le type d'écoulement et les propriétés rhéologiques. La *figure 2-4* illustre le comportement d'un jus d'orange (avec et sans pulpe).



*Fig. 2-4* : rôle de la fraction insoluble dans le comportement rhéologique d'un jus d'orange à 65 Brix

La présence de fraction insoluble change le comportement du jus d'orange qui se rapproche ainsi d'un fluide rhéofluidifiant (pente= 0,69). Pour une concentration nulle, le comportement est proche de celui d'un fluide newtonien.

### 4. rhéologie des émulsions [18] :

On peut définir une émulsion comme étant une suspension de particules liquides au sein d'une autre phase liquide non miscible. Dans la plupart des émulsions, l'une des phases est aqueuse (nous l'appelons phase eau- E), la seconde, la phase huile, qui n'a qu'une solubilité limitée dans l'eau est désignée – H. Quelque soit leur constitution chimique, les émulsions sont classées en deux catégories :

- ▶ Les émulsions huile dans l'eau H/E ; la phase continue étant l'eau ;
- ▶ Les émulsions eau dans l'huile E/H ; la phase continue étant l'huile.

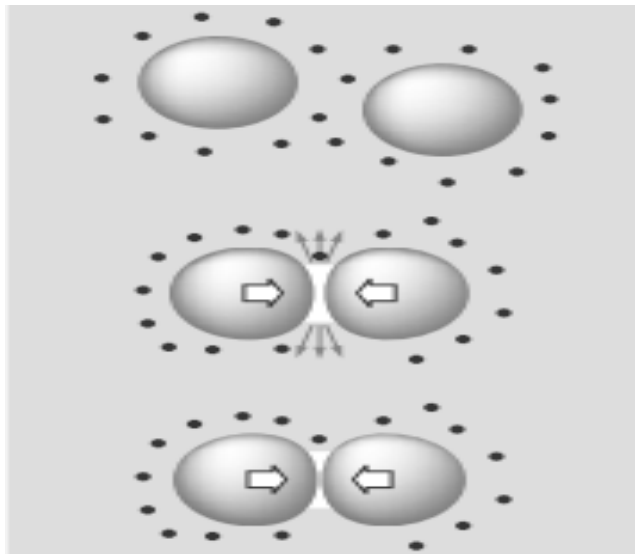
Suivant la nature de la phase dispersée, le type de l'émulsion dépend de la nature des constituants, du mode de préparation et des proportions relatives des constituants.

Un exemple de produit appartenant à cette catégorie est la mayonnaise, un produit largement commercialisé, ce produit est formulé à partir d'une huile de table (phase dispersée) à raison de 70 à 80 %, d'un agent émulsifiant (jaune d'œuf), d'eau et de sel.

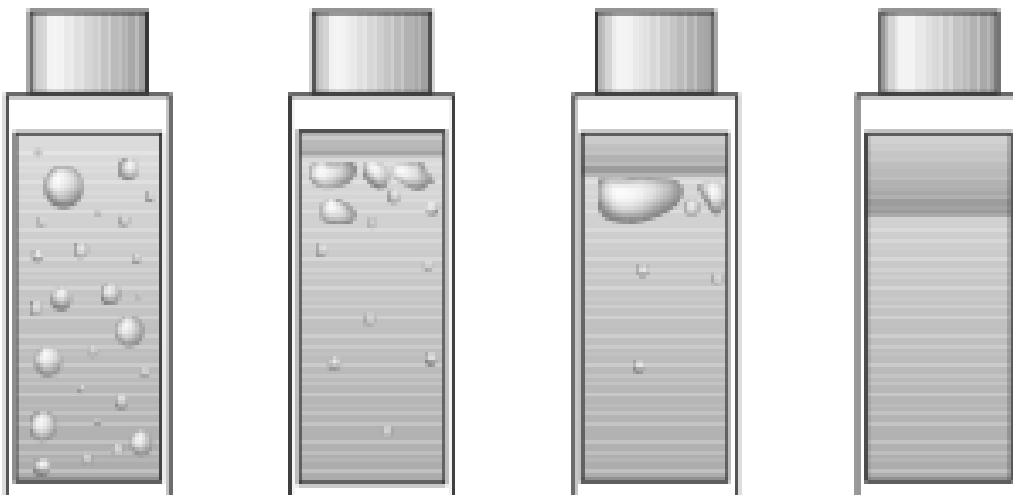
Les changements physiques des dispersions (gouttelettes) se produisent par des processus de crémage, floculation, et coalescence ; le crémage signifie le mouvement des gouttelettes sous l'effet de la pesanteur, la floculation *figure 2-5* est le groupement de ces gouttelettes et la coalescence *figure 2-6* est leur rassemblement en gouttes plus grandes. À moins que la séparation de phase ne se produise, le crémage et la floculation dans émulsions peuvent ne pas mener aux changements discernables de l'aspect et du comportement rhéologique. Cependant, la coalescence des gouttelettes, qui est associée à la graisse libre des émulsions E/H, est généralement inacceptable à tous les niveaux (Dickinson et Stainsby, 1982, 1987).

Les propriétés rhéologiques de la mayonnaise ont été largement étudiées en utilisant différentes techniques rhéologiques.

Du fait de la présence d'un seuil d'écoulement dans le cas de la mayonnaise ainsi que l'intervention du facteur temps, les relations classiques qui d'écrivent les écoulements des solutions de polymères liquides ne sont pas applicables pour la mayonnaise et certains produits semi solides alimentaires [19]. De plus, on doit tenir compte lors des tests dynamiques de l'existence d'un certain potentiel qui facilite la coalescence et qui altère la composition de l'échantillon.



**Figure 2-5** : Flocculation par déplétion, induite par la présence de petites entités (micelles de tensioactifs, pelotes polymériques) dans la phase continue.



**Figure 2-6** : Coalescence d'une émulsion (ici huile dans eau H/E)

Kokini et Dickie [19] ont étudié l'évolution du taux de cisaillement pour un échantillon de mayonnaise en fonction du temps pour différentes vitesses de cisaillement en se basant sur l'équation de Bird Leizer :

$$\tau = -K\dot{\gamma}^n [1 + (b\dot{\gamma}t - 1) \exp\left(-\frac{t}{an\lambda}\right)] \quad 2 - 10$$

Avec:

$\dot{\gamma}$  : Vitesse de cisaillement

t : temps.  $\lambda$  : Constante du temps

a et b constantes ; k et n paramètres du model de puissance

Pour un temps faible, le modèle se réduit à :

$$\tau = \text{constante} * b\dot{\gamma}t \quad 2 - 11$$

L'équation 2-10 permet de calculer  $t_{\max}$ , (temps correspondant à la contrainte max à appliquer)

$$t_{\max} = an\lambda + \frac{1}{b\dot{\gamma}} \quad 2 - 12$$

Pour une valeur de vitesse de cisaillement donnée, en substituant la valeur de  $t_{\max}$  dans l'équation 2-10, on obtient la valeur de  $\tau_{\max}$ , cette valeur correspond à la contrainte maximale qu'il faut appliquer à une dispersion de mayonnaise.

Kokini et Dickie ont trouvé que l'équation de Bird- Leider fourni une bonne prédiction de  $\tau_{\max}$ , et au temps correspondant  $t_{\max}$ . [19].

# **Chapitre 3**

## **Partie expérimentale**

## 1. Introduction

Les mesures viscosimétriques et rhéologiques dans le domaine des produits alimentaires semi liquides sont très diversifiées. La sélection d'un outil de mesure approprié dépend à la fois de la nature du produit étudié et de l'objectif de la mesure. Ainsi la composition du produit et le mode d'extraction du produit de son emballage sont des facteurs importants pour la sélection de la méthode d'essai rhéologique.

La viscosité est un paramètre devant être particulièrement contrôlé dans la conception d'un produit alimentaire. Il s'agit d'une propriété qui influence directement l'acceptabilité de la formulation du produit, sa facilité de fabrication, la conception de l'emballage, de l'orifice de distribution et d'une multitude d'autres attributs appréciés par le consommateur. Il est donc fondamental d'effectuer des mesures viscosimétriques dans le domaine précis des taux de cisaillement rencontrés dans la pratique.

Le but de ce travail est d'une part, de procéder à des mesures des propriétés rhéologiques de quelques produits alimentaires afin d'établir les courbes d'écoulements qui les caractérisent et d'en déduire les modèles mathématiques qui les décrivent ; et d'autre part d'évaluer l'étendue du domaine de contraintes pouvant être obtenues avec notre appareil et donc ses possibilités d'application, en effet cet appareil est destiné à des laboratoires de contrôle de qualité, donc les données fournies sont valides pour certains types de produits, et non pas pour tous les produits commerciaux.

## 2. Principe de fonctionnement et description d'un rhéomètre rotatif

C'est la classe de rhéomètres la plus fréquemment utilisée et cela d'autant plus que le fonctionnement de tels rhéomètres est souvent automatisé. La substance étudiée est emprisonnée entre deux cylindres de révolution, coaxiaux, de rayons  $R_1$  et  $R_2$ , et de hauteur  $h$  (Figure 3-1). Le mouvement laminaire de cisaillement est obtenu en communiquant à l'un des cylindres un mouvement de rotation uniforme de vitesse angulaire  $\omega_0$ , l'autre cylindre demeurant immobile. Notons que l'on rencontre des rhéomètres cylindriques dans lesquels le cylindre mobile est intérieur ou au contraire extérieur. Pour ce qui est de notre appareil, c'est un rhéomètre avec cylindre extérieur fixe et cylindre intérieur mobile.

La substance se décompose en couches cylindriques coaxiales, animées de vitesses angulaires différentes, variant continûment de 0 (pour la couche en contact avec le cylindre extérieur fixe) à  $\omega_0$  (pour la couche en contact avec le cylindre intérieur mobile). Par suite du mouvement relatif des couches les unes par rapport aux autres, il apparaît en tout point de l'échantillon une vitesse de cisaillement  $\dot{\gamma}$  et une contrainte de cisaillement  $\tau$ .



### 3. Etude du comportement rhéologique d'une substance

Pour caractériser le comportement rhéologique d'un matériau, il est nécessaire de déterminer son rhéogramme ( $\tau, \dot{\gamma}$ ) et cela à partir des données et mesures expérimentales fournies par le rhéomètre. Dans la catégorie des rhéomètres rotatifs cylindriques, on rencontre indifféremment les deux procédures expérimentales suivantes :

- ▶ Soit on impose au cylindre intérieur un couple de rotation connu  $M$ , tout en maintenant le cylindre extérieur fixe, et l'on mesure sa vitesse angulaire  $\omega_0$ .
- ▶ 2. Soit on impose au cylindre intérieur une vitesse angulaire de rotation  $\omega_0$  connue, et l'on mesure le couple résistant  $M$  qu'il faut appliquer au cylindre intérieur pour qu'il demeure immobile.

Dans les deux cas, les mesures expérimentales dont on dispose sont, par conséquent, la vitesse de rotation du cylindre intérieur  $\omega_0$  et le couple de rotation imposé  $M$ . Dès lors que ces valeurs expérimentales sont connues, on peut aisément caractériser la nature du fluide étudié.

### 4. Présentation de l'appareil utilisé

Pour notre étude, nous avons utilisé un rhéomètre rotatif de type BROOKFIELD DV-I+ (*figure 3-1*) ayant pour accessoires quatre éléments mobiles de formes différentes. Pour chacun de ces mobiles, l'appareil peut effectuer des mesures de viscosité dans un intervalle déterminé selon la forme du mobile. Les caractéristiques de chaque mobile (*Spindle* en anglais) sont données dans *l'annexe 1*. L'appareil permet, pour chaque mobile fixé, de procéder directement à son enregistrement, l'écran affiche alors le code de l'élément en cours d'utilisation et s'étalonne pour des mesures de viscosité dans la gamme de mesure de celui-ci.

Le calcul de ( $\tau, \dot{\gamma}$ ) se fait comme suit : Pour un mobile donné (*Spindle* : S61-S64), on fait varier les vitesses de rotation (tr/min) selon l'échelle prédéfinie et pour chaque vitesse on note deux valeurs sur l'afficheur. La première correspond à la viscosité du fluide et la seconde définit le taux de cisaillement.

L'appareil est conçu pour la mesure des viscosités allant de 50 à 2000000 cp [9] comme le montre le tableau de l'annexe 1.

La vitesse de déformation (shear rate) est définie par la formule :

$$\dot{\gamma} = \frac{2 * R_c^2 * R_b^2 * \omega}{\chi^2 (R_c^2 - R_b^2)} \quad (3 - 1)$$

**Figure 3.1** Rhéomètre  
Brookfield LV-I+



Avec :

$\dot{\gamma}$  : vitesse de cisaillement ( $s^{-1}$ )

$\omega = 2\pi N / 60$

N : nombre de tour par minute

$R_c$  : rayon du contenant

$R_b$  : rayon de l'élément choisi

$\chi$  : La position à laquelle on désire calculer la viscosité =  $(R_b + R_c)/2$

Le taux de cisaillement (shear stress) est exprimé par la formule :

$$\tau = \frac{M}{2\pi * R_b^2 * L} \quad (3 - 2)$$

$\tau$  : Taux de cisaillement ( $dyne / cm^2$ )

M : moment de cisaillement = %\*673.7

L : hauteur de l'élément

En utilisant les équations (1) et (2) et en se basant sur les caractéristiques géométriques des différents Spindle données dans l'annexe ; on trouve :

	$\tau(\text{dyne/cm}^2)$	$\dot{\gamma}(\text{s}^{-1})$
Spindle LV1 (S61)	18.57 *%	0.136*N
Spindle LV2 (S62)	178.5 *%	0.134*N
Spindle LV3 (S63)	1513 *%	0.064*N
Spindle LV4 (S64)	1351 *%	0.0056*N

### 5. Etude des propriétés rhéologiques de quelques produits alimentaires semi-liquides

Dans cette partie expérimentale, nous avons opté pour l'étude d'une variété de produit susceptibles d'être évaluées sur le plan rhéologique à l'aide de notre rhéomètre rotatif BROOKFIELD LV-I +, Cette panoplie de produits comprend les fluides newtoniens, des suspensions, et émulsions.

Le protocole expérimental consiste à prendre 03 mesures pour chaque échantillon (pour chaque vitesse de rotation) puis de prendre la moyenne des trois essais avec un écart type acceptable, si l'encart est significatif on ajoute un quatrième essai, les résultats de notre travail sont présentés dans les sections suivantes :

NB : les valeurs données dans les tableaux suivants sont les moyennes de trois essais avec un écart type  $\leq$  à 0.98

5.1. Essai sur lait chocolaté : les résultats obtenus sont présentés dans le tableau suivant :

Nombre de tour (tr/min)	Viscosité $\eta$ (cp)	Taux de torsion (%)
1.5	1760	8.9
3	1110	11.3
6	960	13.9
12	455	18.4
30	265	26.5
60	179	36
100	131	43.9

Le calcul de  $\tau$  et  $\dot{\gamma}$  donne :

Viscosité $\eta$	Taux de cisaillement $\tau$ (dyne /cm <sup>2</sup> )	Vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ (s <sup>-1</sup> )
1760	12023	0.0084
1110	13587	0.0168
960	18779	0.0336

455	24858	0.0672
265	35801	0.168
179	48636	0.336
131	59308	0.56

Les tracés des courbes  $\eta = f(\dot{\gamma})$ , et  $\tau = f(\dot{\gamma})$  sont donnés par les *figures 3.2* et *3.3*; Ces courbes montrent que la viscosité diminue avec le taux de cisaillement, et que la tension ou taux de cisaillement n'est pas proportionnelle à la vitesse de cisaillement, car la viscosité diminue pour des vitesses de cisaillement croissantes. Ce type de comportement se rencontre fréquemment pour des émulsions peu chargées ou des suspensions.

Le lait chocolaté est formulé à partir de fines particules solides en suspension dans une phase liquide ce qui lui donne un comportement similaire aux suspensions.

L'analyse des données du *tableau 3-2* montre qu'on ne peut avoir une contrainte supérieure à 59308 dyne/cm<sup>2</sup> avec une vitesse max de 100 tr/min; d'autre part pour des valeurs inférieures à 10% en taux de torsion, la valeur de  $\tau$  commence à diverger, ce qui constitue une limitation pour l'équation *3.3*.

En vue de déterminer l'équation d'écoulement de ce produit, nous avons tracé la courbe  $\log(\tau) = f(\log(\dot{\gamma}))$ , le tracé est présenté sur la *figure 3-4*:

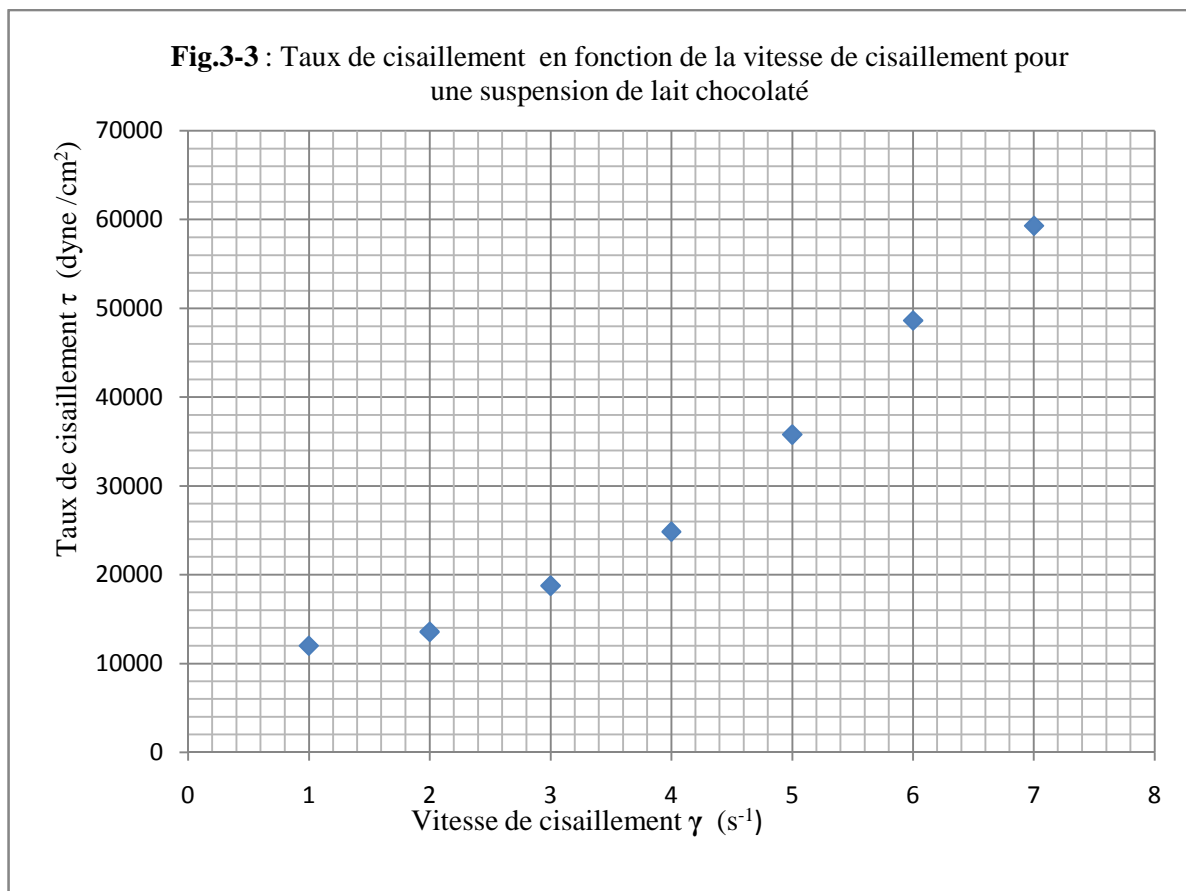
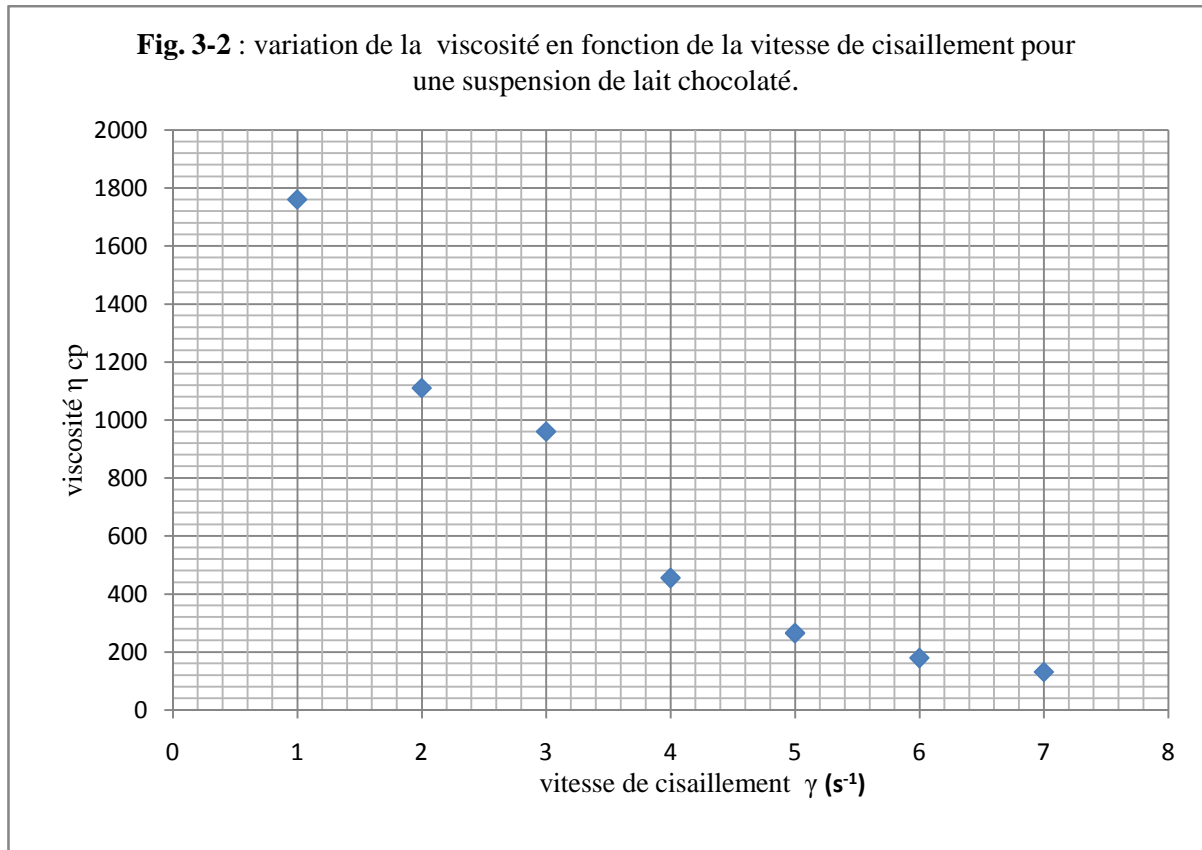
Les deux figures *3-2* et *3-3* montrent que le comportement de cette substance est proche de celui des fluides rhéofluidifiants, donc un modèle de type « OSTWALD - DE WAELE » peut bien décrire ce fluide.

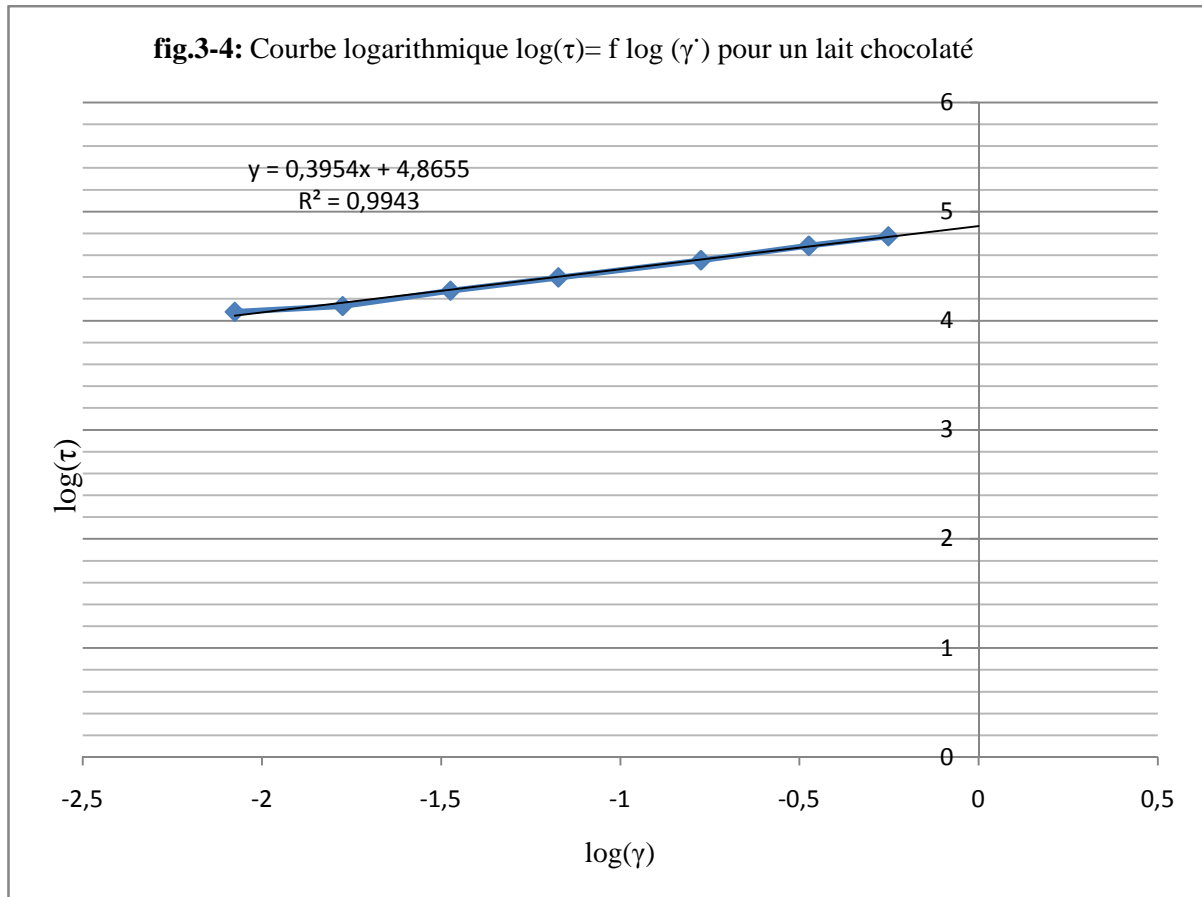
En posant :  $\tau = k * \dot{\gamma}^n$  on aura  $\log(\tau) = \log(k) + n * \log(\dot{\gamma})$

La pente n est donnée par le graphe (*Figure 3-4*)  $n=0.394$ , Pour la constante, on trouve  $\log k = 4,858$ . Donc le modèle peut être présenté sous forme :

$$\tau = 7.232 * 10^4 * \dot{\gamma}^{0.395} \quad (3 - 3)$$

La valeur de n est inférieure à 1, ce qui montre que le lait chocolaté est une substance à comportement rhéofluidifiants.





5.2. Essai sur miel : Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau suivant :

**Tableau 3-4 : Essai sur miel**

Nombre de tour (tr/min)	Viscosité (cp)	Taux de torsion (%)
1.5	9600	11.9
3	9840	24.6
6	10100	49.7
12	10509	99.9

Le calcul des paramètres d'écoulement donne :

**Tableau 3-5 : valeurs des paramètres d'écoulement du miel**

Viscosité $\eta$	taux de cisaillement $\tau$ (dyne /cm <sup>2</sup> )	Vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ (s <sup>-1</sup> )
9600	18004	0.096
9840	37220	0.192
10100	72050	0.384
10509	160999	0.768

Les tracés des courbes  $\eta = f(\dot{\gamma})$  et  $\tau = f(\dot{\gamma})$ , donne :

Les résultats du *tableau 3.4* montrent que l'on atteint rapidement un taux de torsion max avec une vitesse de rotation min, ce qui indique que notre appareil ne permet de caractériser ce type de fluide que dans une gamme de vitesse restreinte.

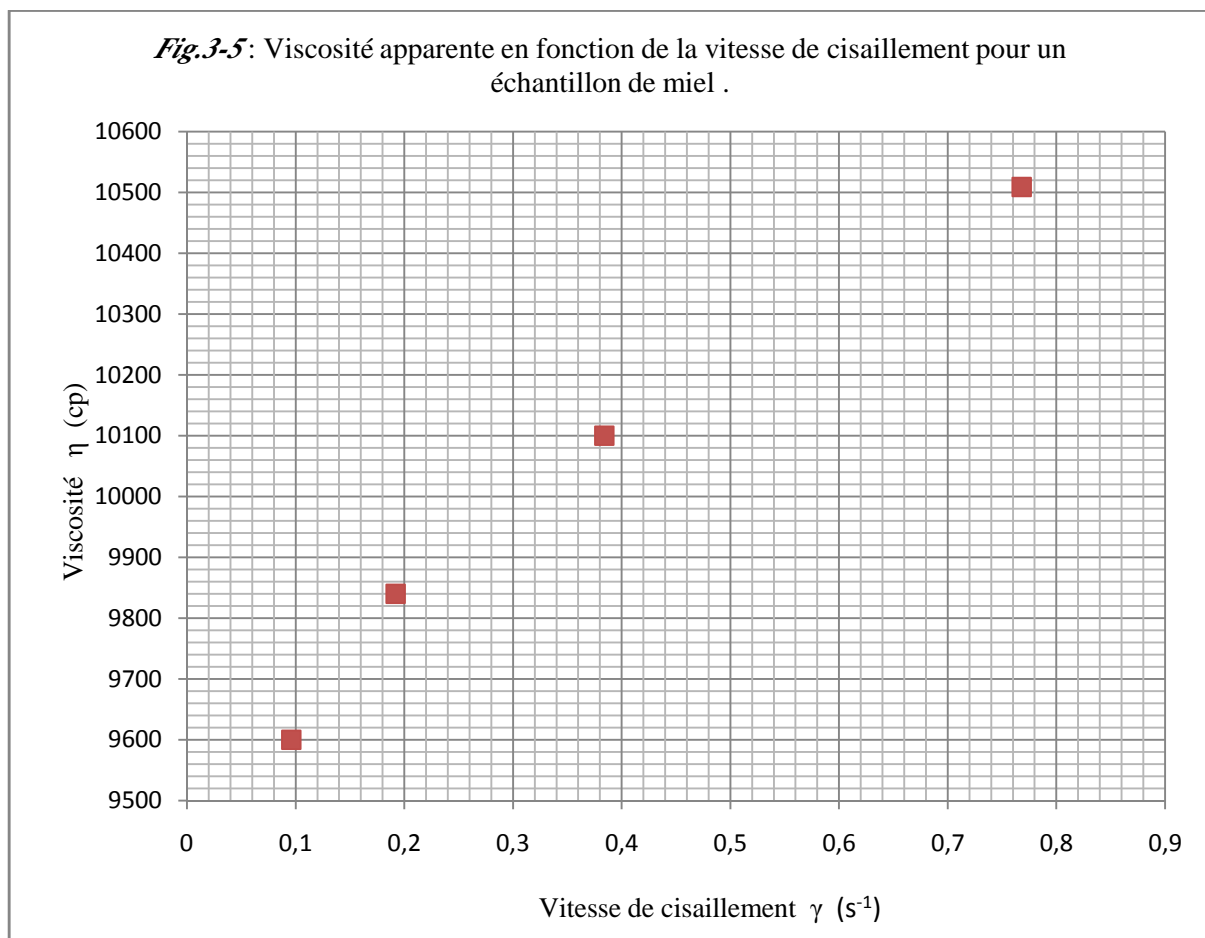
Les deux courbes montrent que la viscosité et le taux de cisaillement croissent avec la vitesse de cisaillement, ce comportement est caractéristique des fluides rhéoépaississants, la présence de forte concentration de petites particules défloculées permet d'avoir de telle allure, le miel et les suspensions d'amidon en sont exemples [9].

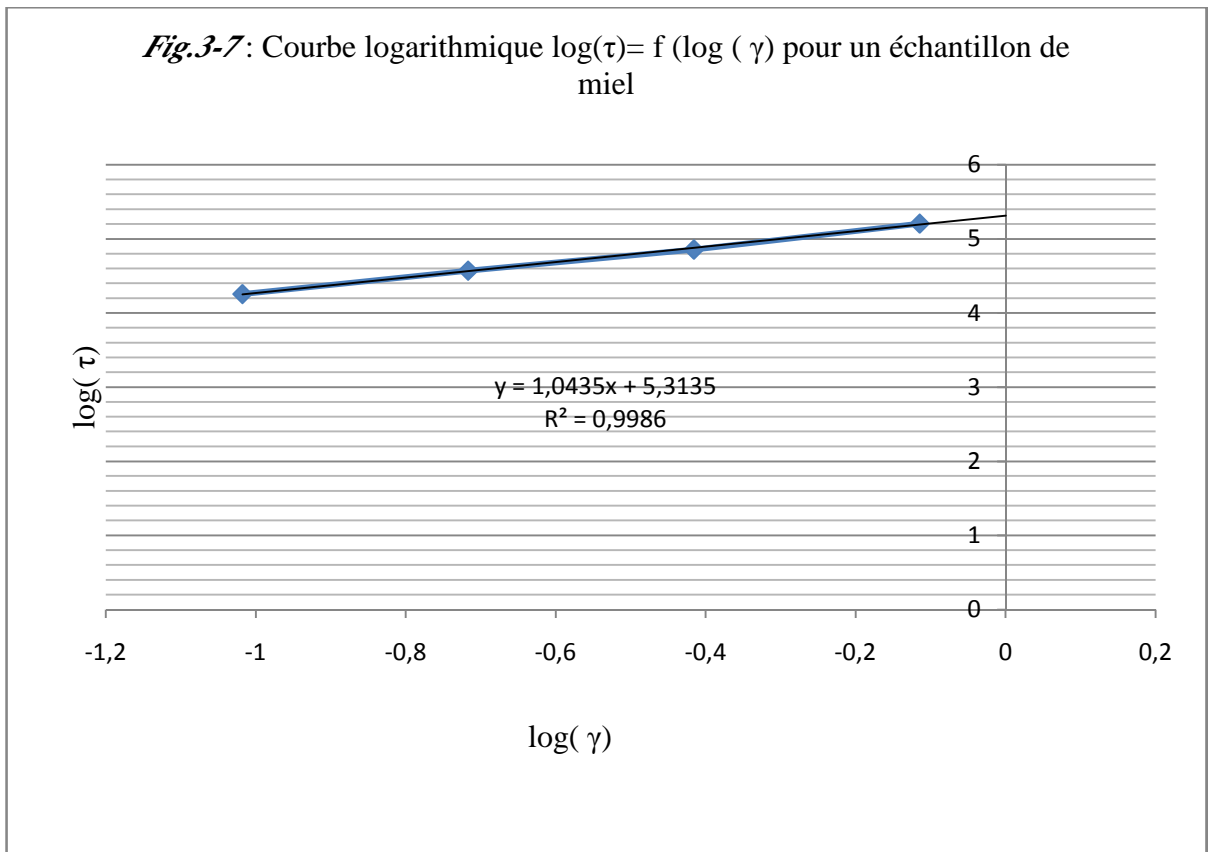
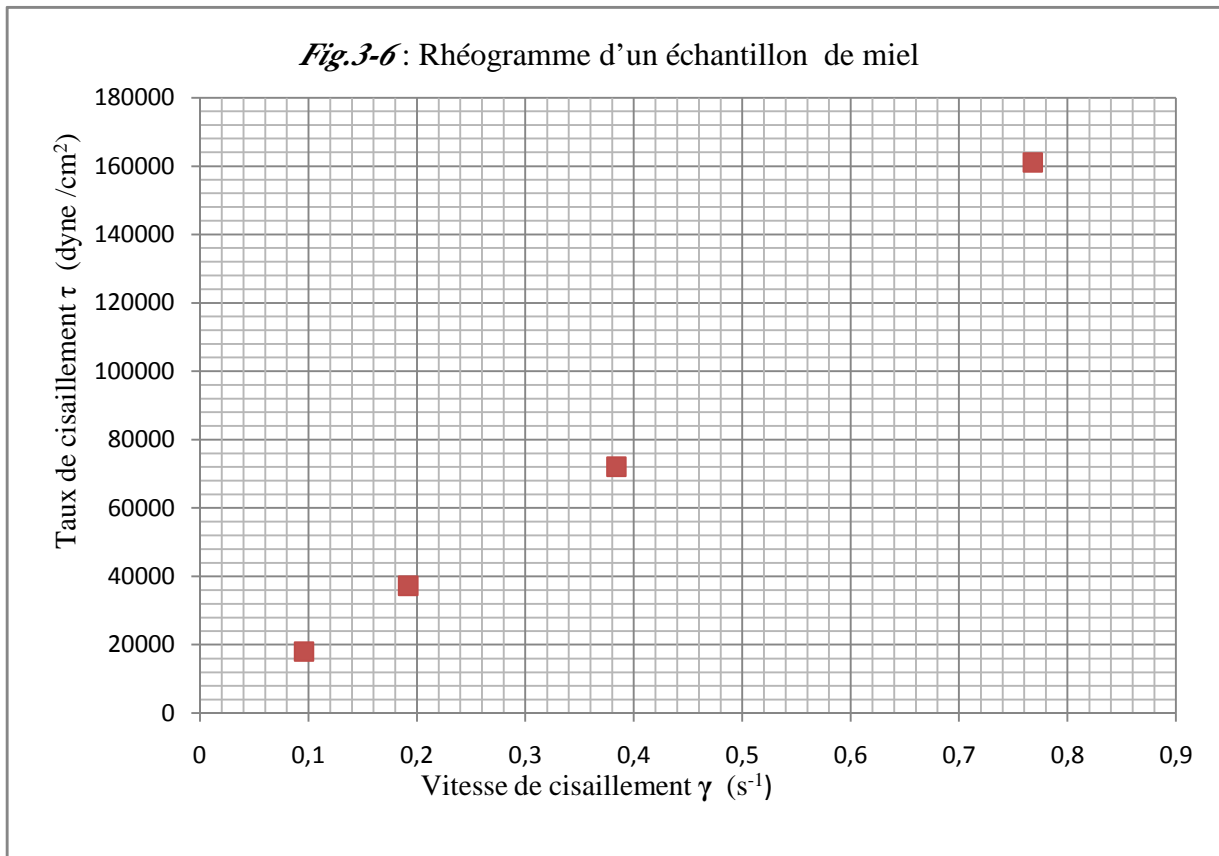
En utilisant la relation précédente, et en traçant la courbe  $\log(\tau) = f(\log(\dot{\gamma}))$ , (*Fig3-7*), nous obtenons :  $n = 1,043$

La valeur de la constante de consistance  $\log(k) = 5.313$ , Donc le modèle caractérisant cette substance est de type :

$$\tau = 2.05 * 10^5 * \dot{\gamma}^{1.043} \quad 3 - 4$$

L'équation 3-4 tiré de la *courbe 3-7* peut être prise comme référence pour cet échantillon.







5.3. *Essai sur produit laitier (yaourt)* : nous obtenons les résultats suivants :

Nombre de tour (tr/min)	Viscosité (cp)	Taux de torsion (%)
0.3	312000	15
0.6	164000	17.5
1.5	82600	20.2
3	50000	24.5
6	31200	30.9
12	21100	42.2
30	12140	60.6
60	7600	76.2
100	5352	89.3

Le calcul des paramètres d'écoulement en utilisant les équations du tableau 5-1 – ligne 4 donne:

Viscosité $\eta$	Taux de cisaillement $\tau$ (dyne /cm <sup>2</sup> )	Vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ (s <sup>-1</sup> )
312000	20265	0.0168
164000	23642	0.0336
82600	27290	0.084
50000	33100	0.168
31200	41745	0.336
21100	57012	0.768
12140	81870	1.68
7600	102946	3.36
5352	120644	6.4

Les tracés des courbes  $\eta = f(\dot{\gamma})$ , et  $\tau=f(\dot{\gamma})$ , donne l'allure de la *figure 3-8* et *3-9*.

On remarque que la viscosité diminue avec l'accroissement de la vitesse de cisaillement et que le taux de cisaillement augmente, ce comportement est typique des fluides rhéofluidifiants.

Donc un modèle de type « Ostwald - DE WAELE » peut à priori décrire ce produit, en posant  $\tau = k \cdot \dot{\gamma}^n$ , on aura  $\text{Log}(\tau) = \text{log}(k) + n \cdot \text{log}(\dot{\gamma})$ ,

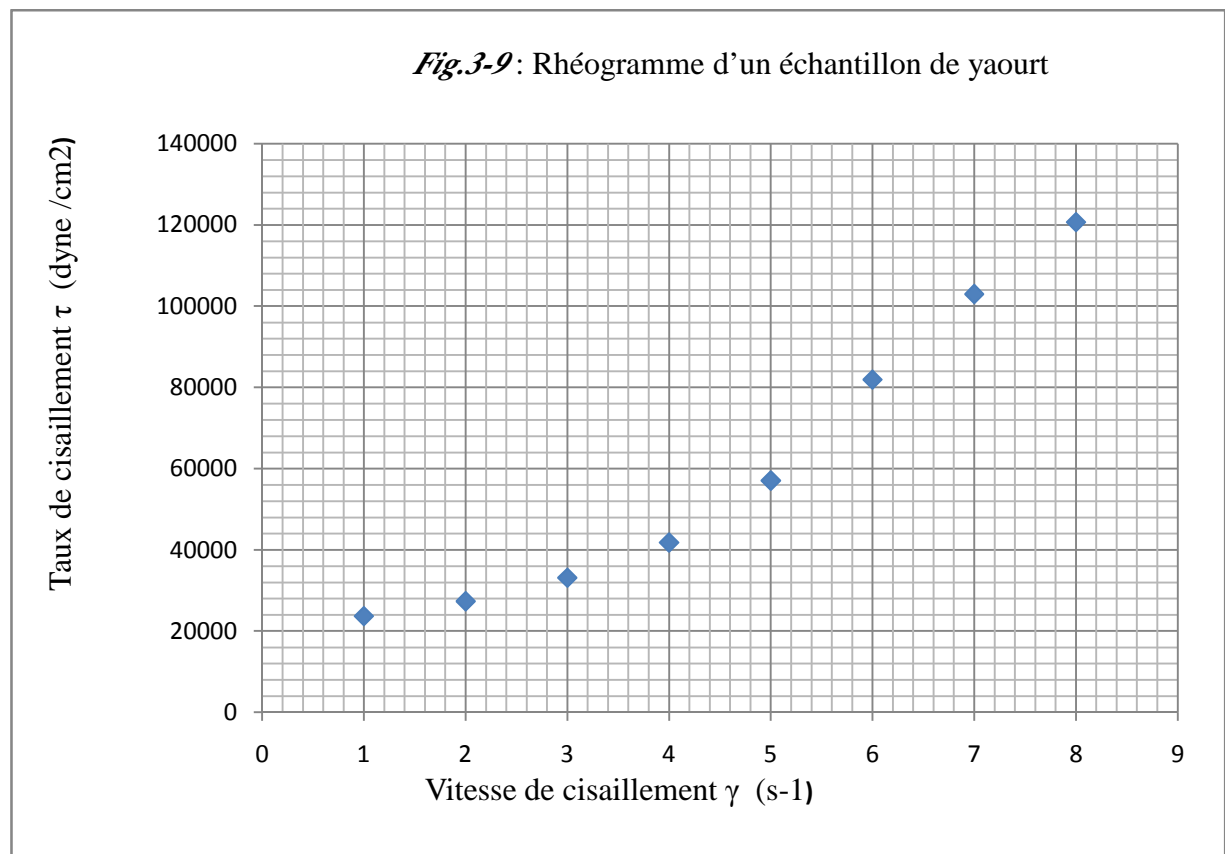
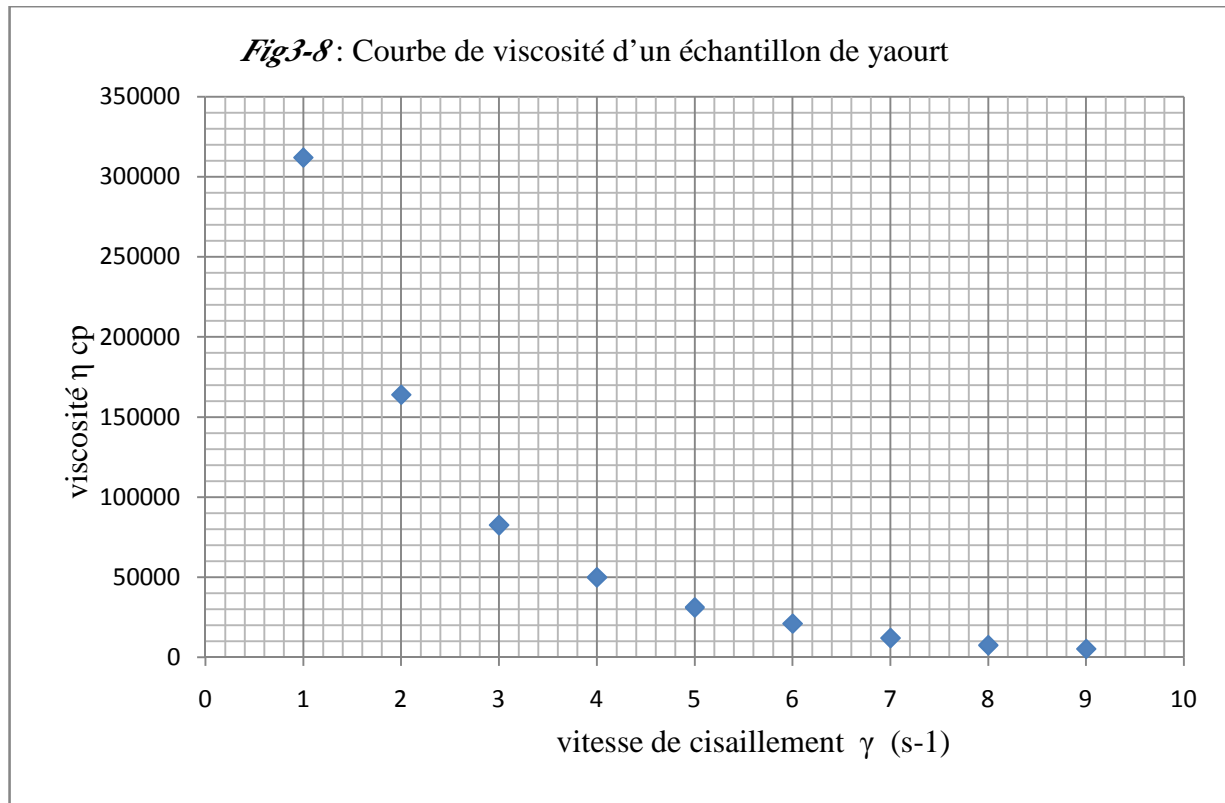
En traçant la courbe  $\text{log}(\tau) = f(\text{log}(\dot{\gamma}))$  ; La pente n est égale 0.32 ;  $\text{log}(k) = 4.811$ .

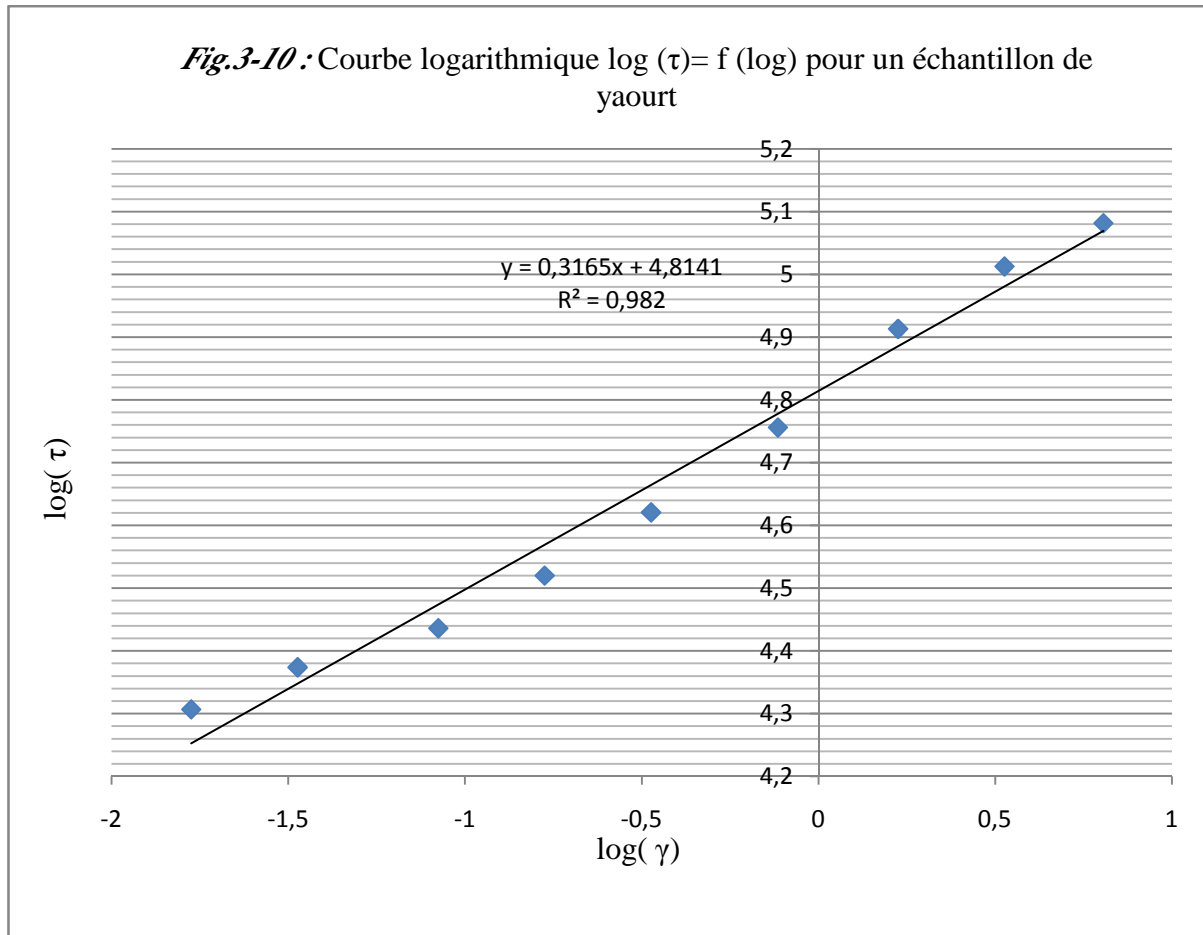
Cette substance peut être décrite par le modèle suivant :

$$\tau = 6.47 * 10^4 * \dot{\gamma}^{0.32} \quad 3 - 5$$

Notre appareil a permis de balayer le taux de cisaillement et la viscosité pour une gamme de vitesse de rotation très large, ce qui constitue un avantage qui confère au modèle tiré

une bonne robustesse ; on peut dire que le modèle de l'équation 11 est fiable pour une vitesse de rotation allant de 0,3 à 100 tr/min.





**5.4. Essai sur huile d'olive :** on trouve les résultats suivants

**Tableau 3-8 : Essai sur huile d'olive**

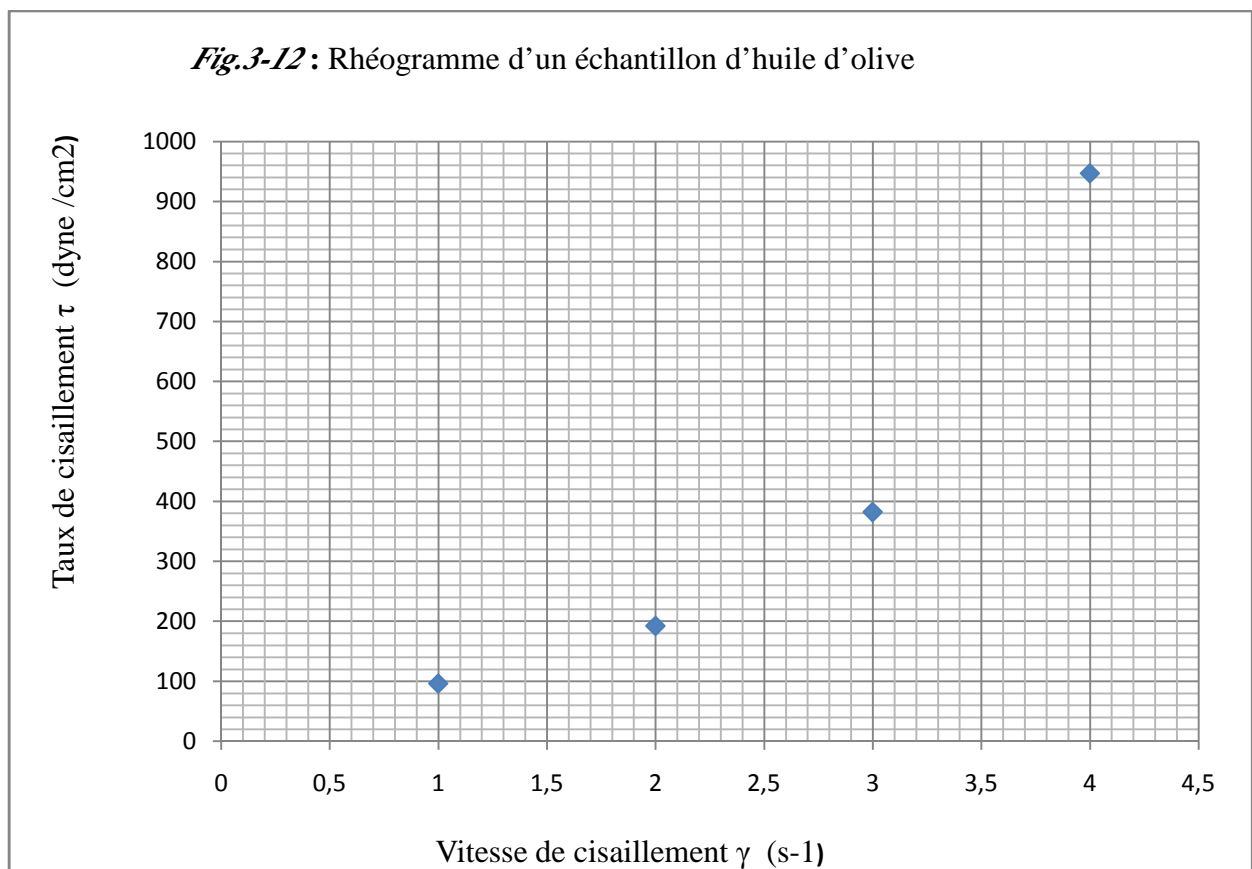
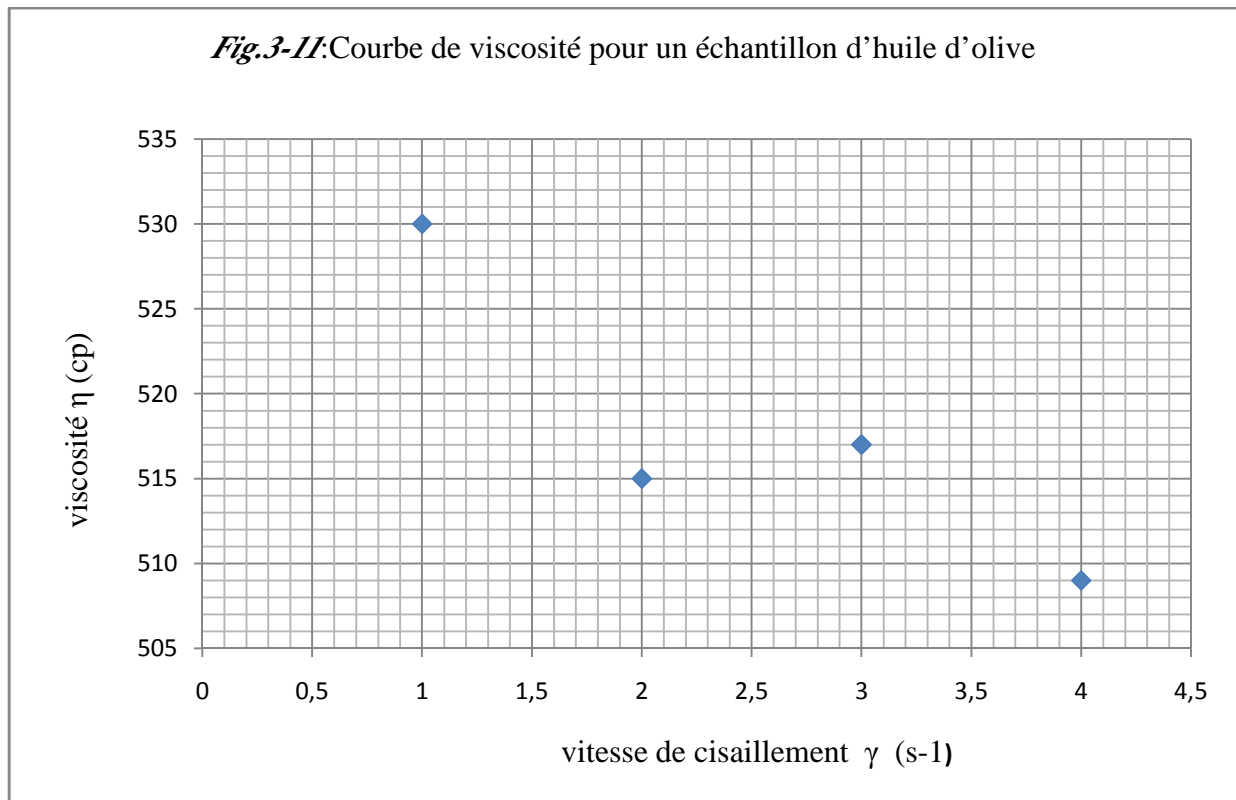
Nombre de tour (tr/min)	Viscosité (cp)	Taux de torsion (%)
3	530	5.2
6	515	10.3
12	517	20.6
30	509	51

Le calcul des paramètres d'écoulement donne :

**Tableau 3-9 : valeurs des paramètres d'écoulement**

Viscosité $\eta$	Taux de cisaillement $\tau$ (dyne /cm <sup>2</sup> )	Vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ (s <sup>-1</sup> )
530	96	0.408
515	192	0.816
517	382	1.632
509	947	4.08

Les tracés des courbes  $\eta = f(\gamma)$ , et  $\tau=f(\gamma)$ , donne l'allure de la **figure 3-11** et **3-12**:



L'allure de la courbe permet à priori de dire que l'huile d'olive est un fluide newtonien, son modèle d'écoulement est de type  $\tau = \eta\dot{\gamma}$ , avec  $\eta$  viscosité apparente du fluide à peu près constante, le calcul de la pente de la courbe d'écoulement permet de calculer la valeur qui est égale en moyenne à 235 dyne s/cm<sup>2</sup>. En comparant cette valeur à la valeur obtenue par le rhéomètre (en moyenne 5,17 dyne s/cm<sup>2</sup>), puisque 1dynes/cm<sup>2</sup>=10 Cp, on remarque que l'écart entre les deux valeurs est significatif, ce qui peut s'expliquer soit par de possibles erreurs de manipulation, soit par une inadaptation du mobile ( Spindle) utilisé, ou encore par des pertes de la sensibilité de l'appareil. Pour trancher une mesure avec un autre viscosimètre est indispensable et un étalonnage de l'appareil doit être fait. En outre, il convient de refaire les mesures à la même température car la viscosité est très sensible à ce paramètre.

De ce fait une deuxième série d'analyse a été entreprise sur le même échantillon en utilisant cette fois un viscosimètre à bille, le principe de la mesure consiste à mesurer le temps nécessaire à une sphère (bille) de caractéristiques bien déterminées pour parcourir une distance verticale de 100 mm en chute libre dans un tube contenant notre échantillon.

Les caractéristiques des différentes billes sont données dans le tableau suivant :

**Tableau 3-10** : caractéristique des différentes billes du viscosimètre

Bille	Diamètre d	Masse m	Densité $\rho_1$	Cste k
1	15.81	45.83	2.218	0.00704
2	15.66	44.61	2.218	0.0531
3	15.64	16.304	5.140	0.0675
4	15.25	15.124	8.139	0.0537
5	14.29	11.770	7.708	4.51
6	11.12	5.555	7.709	33.0

La viscosité est donnée par la formule suivante :

$$\eta = t * (\rho_1 - \rho_2) * k \quad 3 - 6$$

Avec

$\eta$  : viscosité

t : temps

$\rho_1$  et  $\rho_2$  : densité de la bille et de l'échantillon

k : constante

Dans notre cas, nous avons utilisés la 3ème bille caractérisée par  $\rho_1 = 8.14$  et  $k = 0.0675$  mpa, on trouve un temps  $t = 162.15$  sec. La température de l'essai étant de 21 °C

En appliquant l'équation précédente, on trouve :

$$\eta = 162.15 * (5.140 - 0.92) * 0.0675 = 46 \text{ mpa.s} = 460 \text{ cp}$$

En comparant cette valeur (460 cp pour 21 °C) à celle donnée par le rhéomètre (517 cp pour 17°C), on remarque une nette différence entre les deux valeurs du fait de la variation de la température de l'essai, car la viscosité des liquides diminue si la température augmente.

On peut donc écrire que l'équation décrivant le comportement de l'huile d'olive (pour T=21°C) est de type :

$$\tau = 4.6 * \dot{\gamma} \quad 3.7$$

La valeur prise étant celle fournie par le viscosimètre à bille, le tableau 3-8 montre que les valeurs calculées du taux de cisaillement et de viscosité sont limitées pour un domaine de vitesse allant de 6 à 30 tr/min, ce qui constitue un domaine de validité pour l'équation 3.7.

5.5. Essai sur confiture abricot : les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

Nombre de tour (tr/min)	Viscosité $\eta$ (cp)	Taux de torsion (%)
0.3	$1.774 * 10^6$	31.3
0.6	756000	37
1.5	379000	47.5
3	235000	58.8
6	148000	74.4

Le calcul des paramètres d'écoulement donne :

Viscosité $\eta$	Taux de cisaillement $\tau$ (dyne /cm <sup>2</sup> )	Vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ (s <sup>-1</sup> )
1774000	47356	0.0192
756000	55981	0.0384
379000	71867	0.096
235000	88964	0.192
148000	112567	0.384

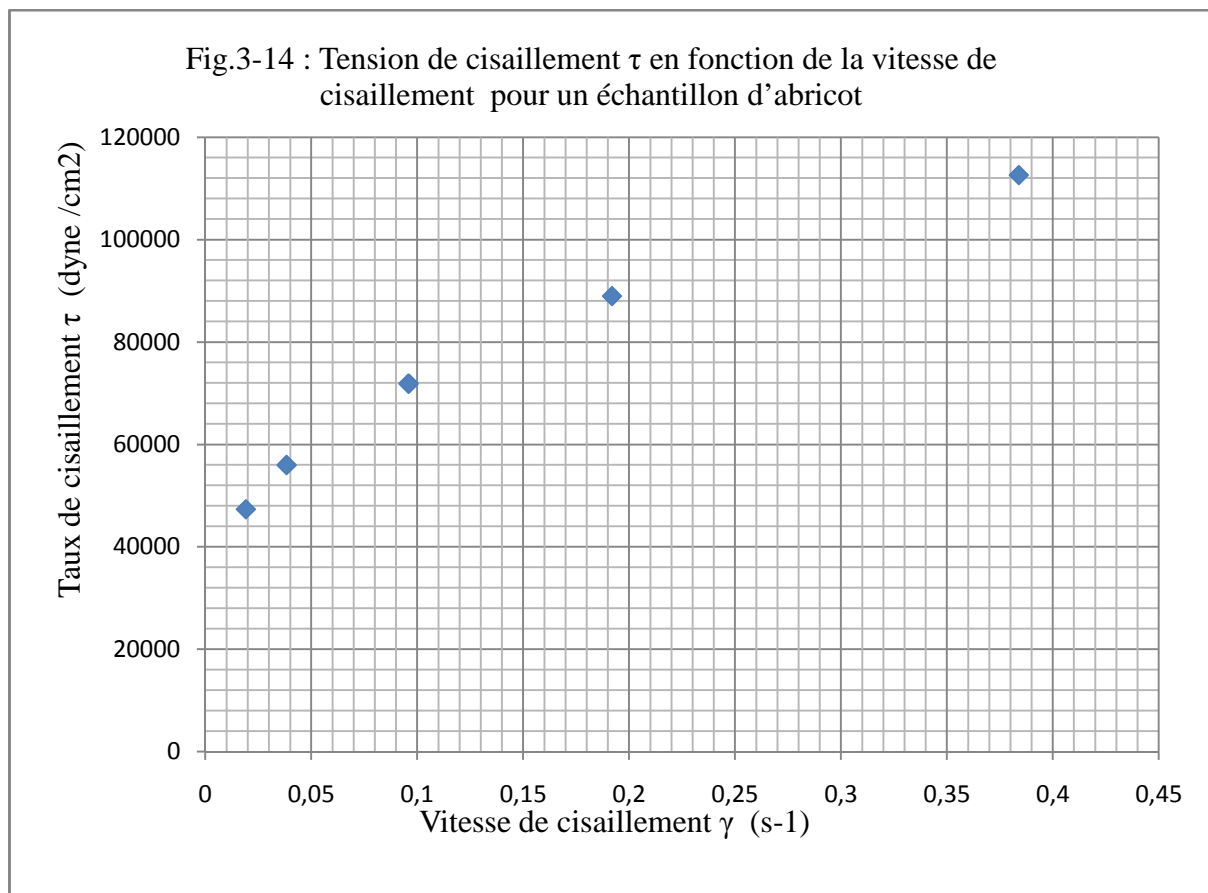
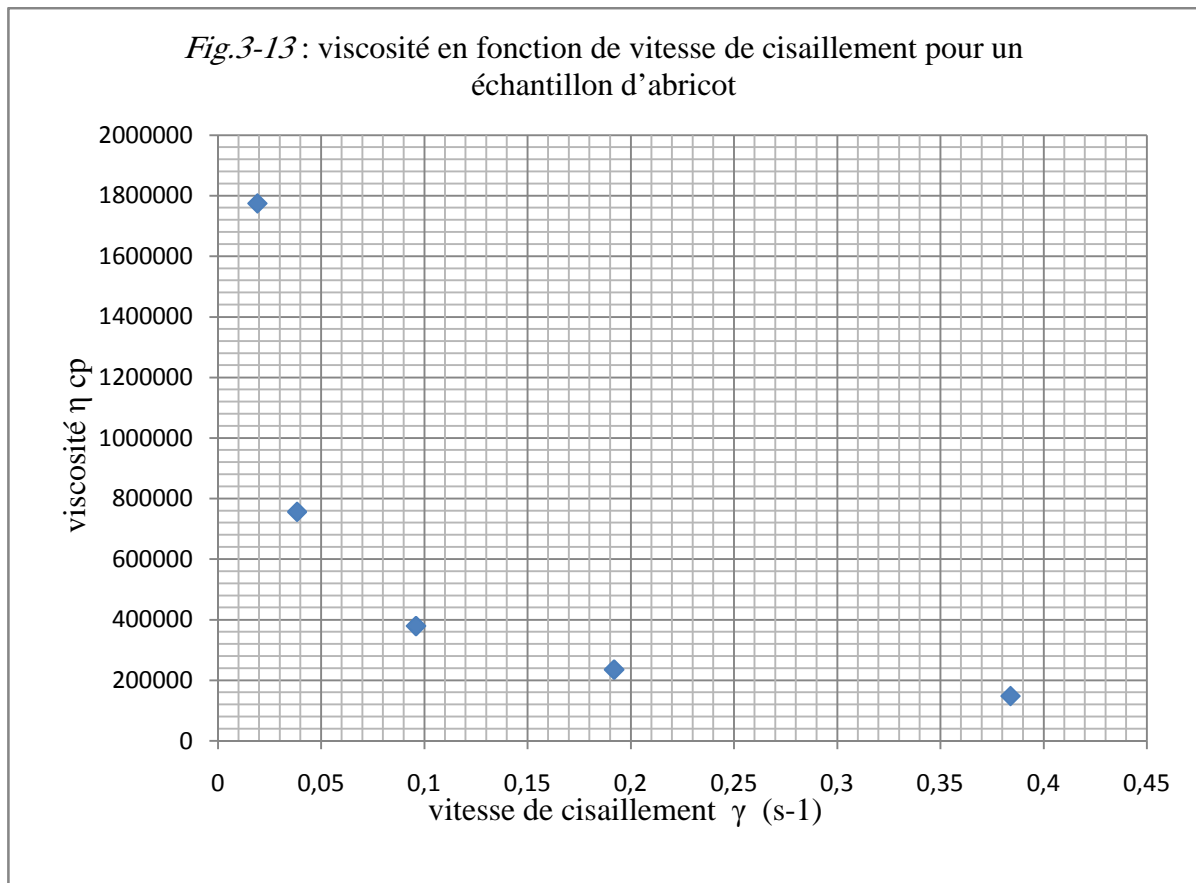
Les tracés des courbes  $\eta = f(\dot{\gamma})$ , et  $\tau=f(\dot{\gamma})$ , donne l'allure de la **figure 3-8** et **3-9** :

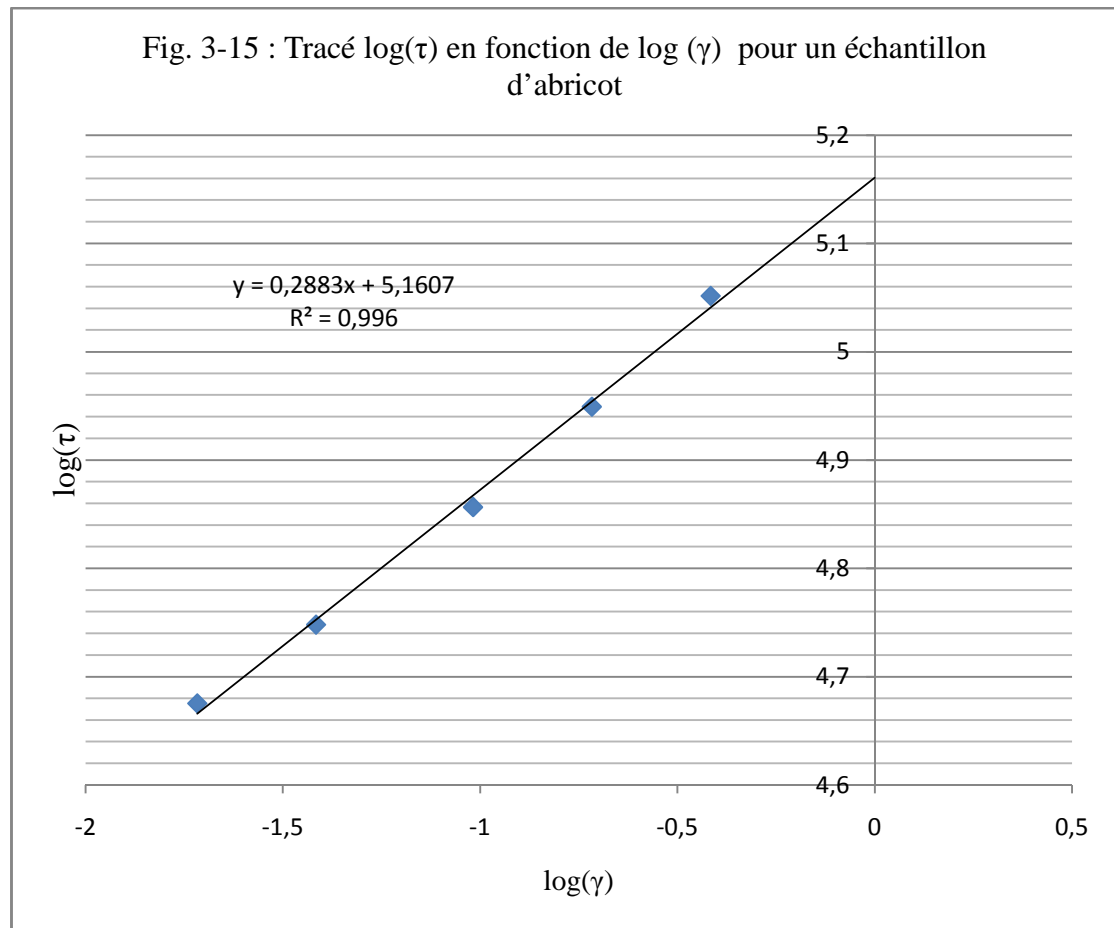
D'après les deux graphes, la viscosité décroît avec la vitesse de cisaillement, et le taux de cisaillement croît avec la vitesse de cisaillement, ce qui montre que c'est un fluide rhéofluidifiant.

Pour le calcul des paramètres d'écoulement nous avons tracé la courbe suivante **figure 3-15** :

La pente est égale en moyenne à 0.291 ; l'ordonnée à l'origine  $\log(k) = 5.156$

On peut donc écrire que : 
$$\tau = 1.43 * 10^5 * \dot{\gamma}^{0.291} \quad 3 - 8$$





L'équation étant valable pour des vitesses de cisaillement compris entre [0.0192-0.384 s<sup>-1</sup>], au-delà d'une valeur supérieure à 6 tr/min, on ne peut connaître le comportement de cette substance, l'intervalle réduit de notre modèle constitue donc un inconvénient.



5.6. Essai sur Ketchup : les résultats obtenus sont présentés dans le tableau suivant

Nombre de tour (tr/min)	Viscosité (cp)	Taux de torsion (%)
20	3390	12
30	3280	16.6
50	2900	24.2
60	2700	26.5
100	2196	36.7

Le calcul des paramètres d'écoulement donne :

Viscosité $\eta$	Taux de cisaillement $\tau$ (dyne /cm <sup>2</sup> .s)	Vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ (s <sup>-1</sup> )
3390	18156	1.12
3280	25115	1.68
2900	36614	2.80
2700	40094	3.36
2196	55527	5.60

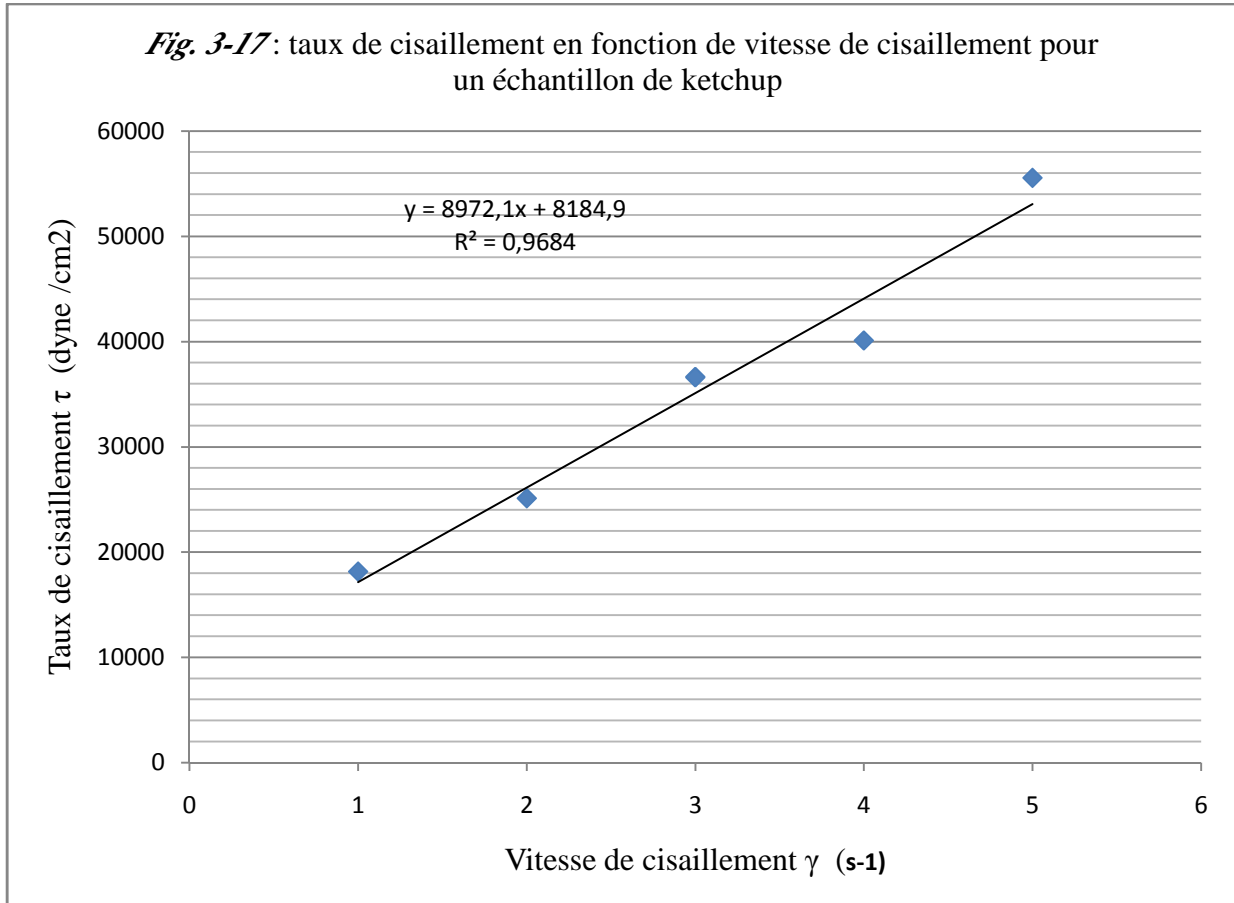
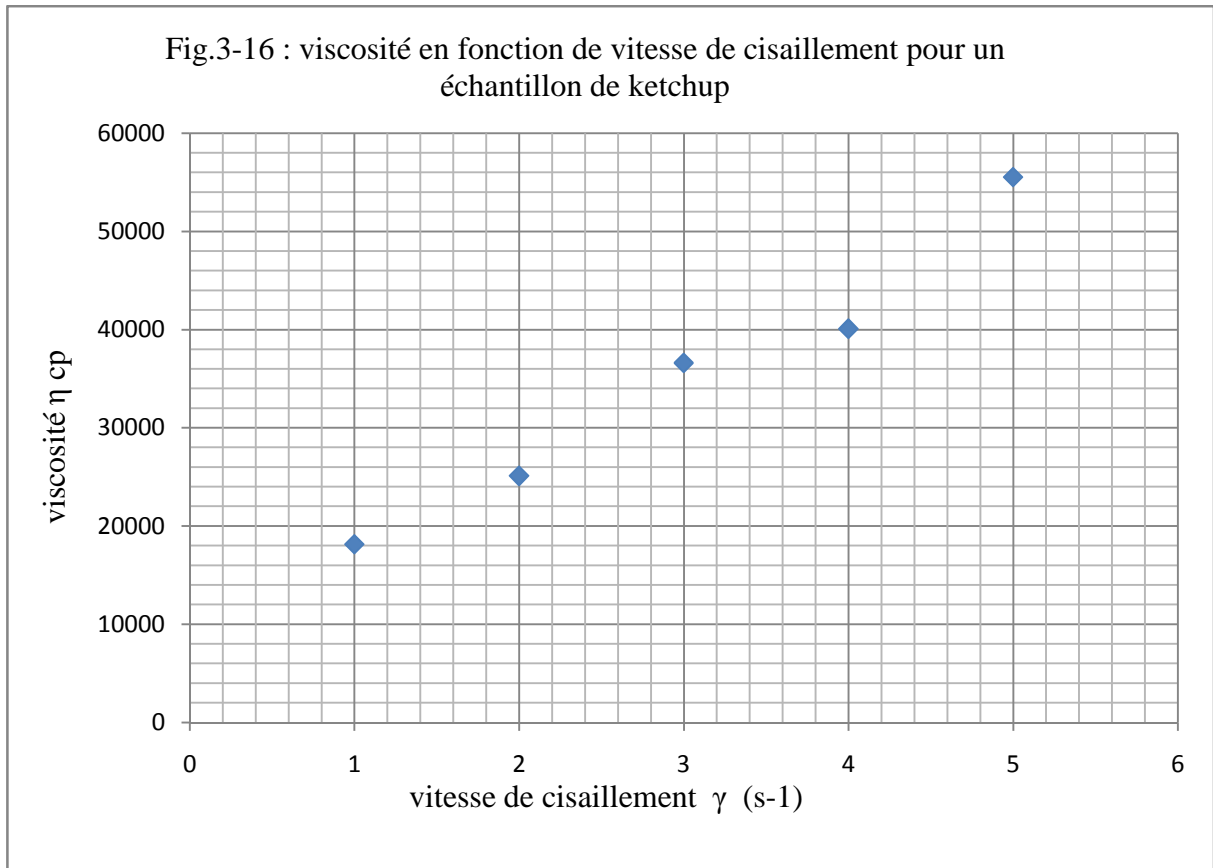
La première courbe montre que la viscosité diminue avec la vitesse de cisaillement et la deuxième montre que le taux de cisaillement croît avec la vitesse de cisaillement, à première vue on pourrait penser que c'est un comportement d'un fluide rhéofluidifiant, mais l'analyse de la troisième courbe indique que la courbe croise l'axe des Y au point  $\tau = 8148$  dyne\*s/cm<sup>2</sup>.

Cette valeur représente une contrainte minimale d'écoulement  $\tau_0$ . ; Il s'agit donc d'un comportement caractéristique d'un fluide de BINGHAM.

Le calcul de la pente par Excel donne 8972, cette valeur correspond à la viscosité plastique, Le modèle décrivant cette substance est de la forme

$$\tau - 8184 = 8972 * \dot{\gamma} \quad 3 - 9$$

Le ketchup est une suspension concentré de particule solide, et sa courbe d'écoulement est fortement de la concentration en particule solide, si la fraction des solides est faible, sa courbe d'écoulement s'approche de celui des fluide rhéofluidifiant, si cette fraction augmente le comportement se rapproche de celui des produits semi pâteux.





Nous remarquons que ce modèle est valable pour une gamme large de vitesse de rotation allant de [20-100] tr/min, cependant l'appareil ne permet pas de connaître le comportement de l'échantillon pour des vitesses supérieures puisque le comportement plastique est localisé pour un domaine de vitesse limité.

5.7. Essais sur mayonnaise :



La mayonnaise est un produit alimentaire qui peut être classé dans la catégorie des fluides non newtoniens au comportement dépendant du temps, de ce fait la procédure de mesure appliquée aux fluides précédents ne peut être appliquée, pour ce type de produit et aux produits de même catégorie (fluides thixotropes et rhéopexes), la méthode consiste à mesurer le taux de torsion et la viscosité, en fonction du temps et pour le même nombre de tour, les résultats sont portés dans le tableau suivants :

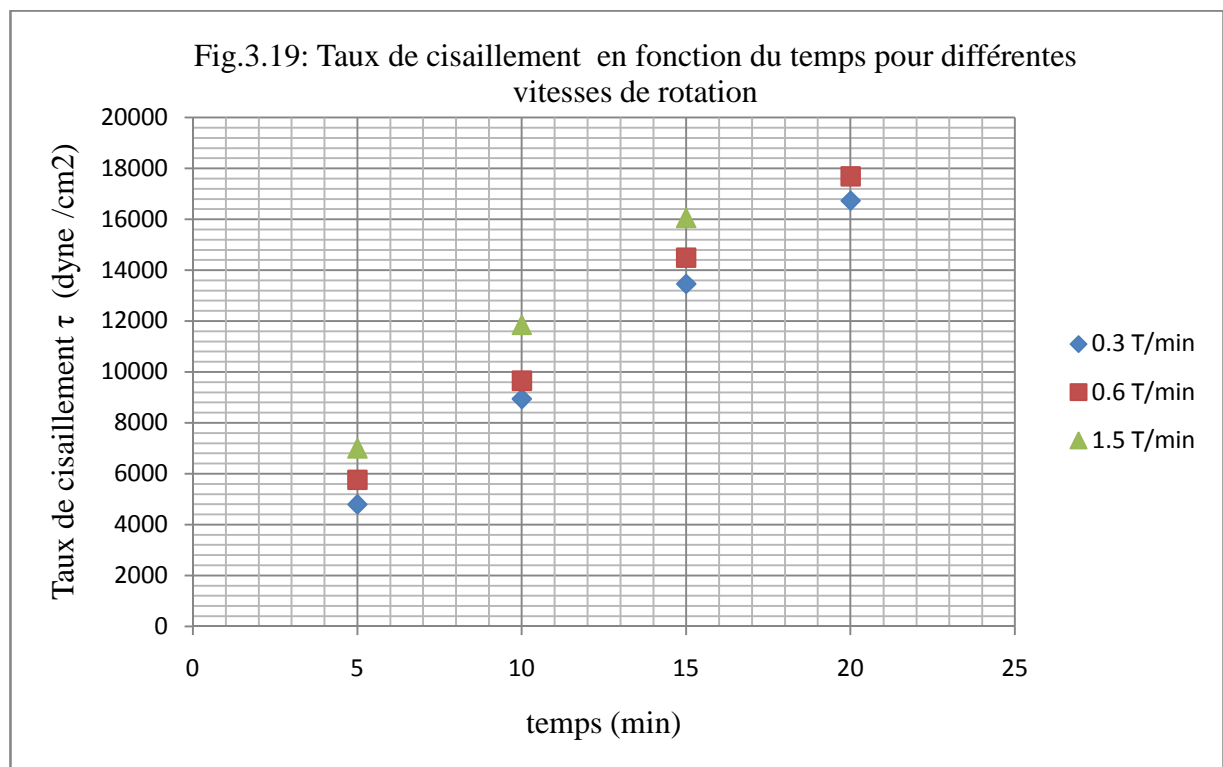
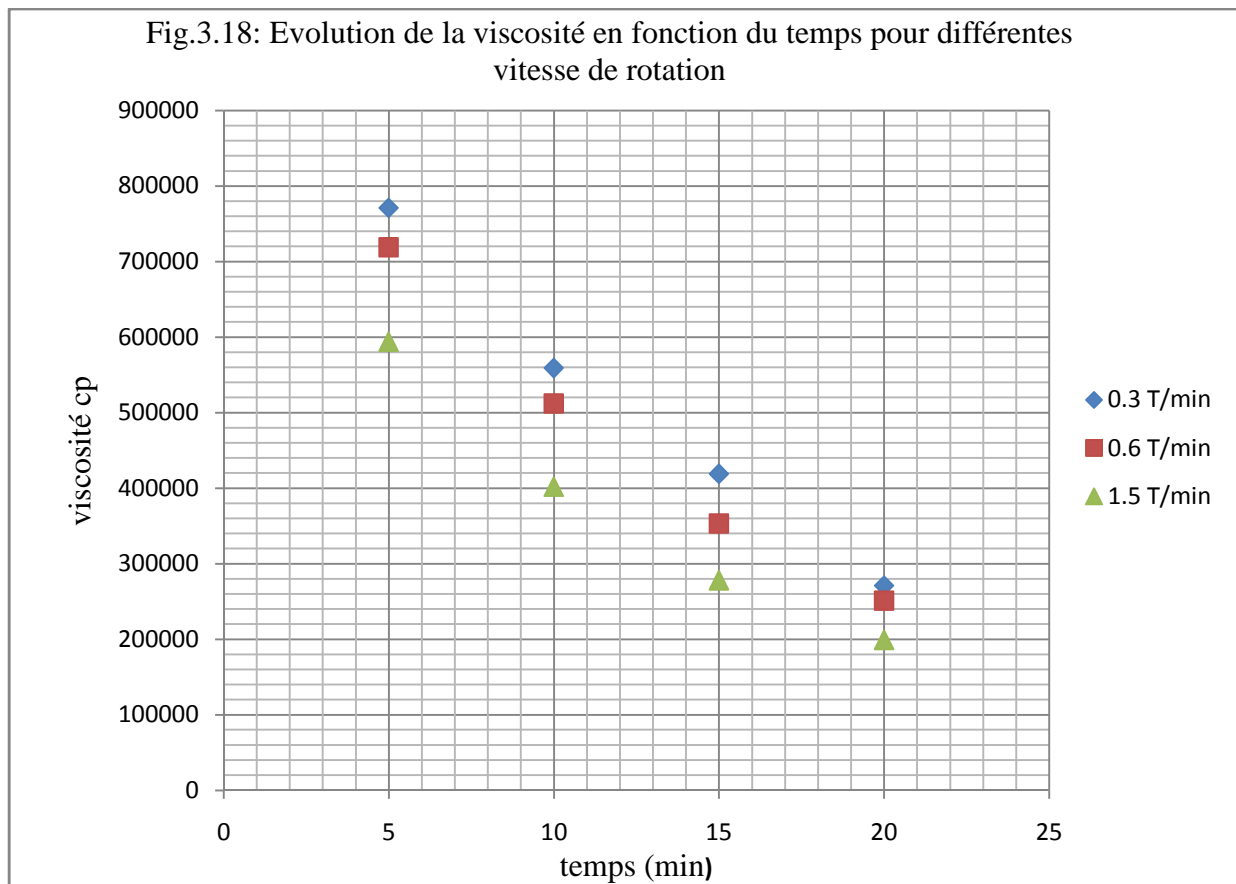
**Tableau 3- 15: Essai sur mayonnaise**

Vitesse N/min 	Temps (min) 	5	10	15	20
0.3	$\eta$ (cp)	$548 * 10^3$	$454 * 10^3$	$298 * 10^3$	$193 * 10^3$
	% de torsion	26.9	50.1	75.4	93.7
0.6	$\eta$ (cp)	$511 * 10^3$	$412 * 10^3$	$251 * 10^3$	$154 * 10^3$
	% de torsion	32.3	54.1	81.2	99.1
1.5	$\eta$ (cp)	$422 * 10^3$	$363 * 10^3$	$198 * 10^3$	$141 * 10^3$
	% de torsion	36	66.4	89.9	EEE

Le calcul de la contrainte de cisaillement et de la viscosité corrigée donne

**Tableau 3- 16 : évolution de la viscosité et du taux de cisaillement en fonction =temps pour des vitesses différentes**

Vitesse N/min 	Temps (min) 	5	10	15	20
0.3	$\eta$ (cp)	$771 * 10^3$	$5990 * 10^3$	$419 * 10^3$	<b><math>271 * 10^3</math></b>
	$\tau$ (dyne/cm <sup>2</sup> )	4801	8942	13458	<b>16725</b>
0.6	$\eta$ (cp)	$719 * 10^3$	$599 * 10^3$	$353 * 10^3$	<b><math>251 * 10^3</math></b>
	$\tau$ (dyne/cm <sup>2</sup> )	5765	7841	14494	<b>17689</b>
1.5	$\eta$ (cp)	$594 * 10^3$	$402 * 10^3$	$278 * 10^3$	<b>199</b>
	$\tau$ (dyne/cm <sup>2</sup> )	6397	11820	16002	---



Le modèle simple de *WELTMAN* permet d'exprimer la variation de l'effort de cisaillement en fonction du temps, en posant :

$$\tau = A - B \log T \quad 3 - 10$$

Les courbes montrent que la variation de la tension de cisaillement dépend à la fois de la vitesse de rotation des différents modules et du paramètres temps, une linéarisation des trois courbes en coordonnées logarithmique ne permet pas le calcul des paramètres A et B, d'où on trace les courbes  $(\tau) = f(\log(t))$  pour différentes vitesse de cisaillements ; Les tracés sont présentés sur la figure 3.21.

Les valeurs calculées des paramètres A et B, sont :

$$A = 19605 \quad B = - 8380$$

Donc le modèle d'écoulement peut être représenté par un modèle de Weltman simplifié de la forme :

$$\tau = 19605 - 8380 * \log(t) \quad 3 - 11$$

Le signe (-) indique que le produit étudié est une substance rhéopexe. Les paramètres A et B sont liés à la structure de l'échantillon, en particulier à sa composition

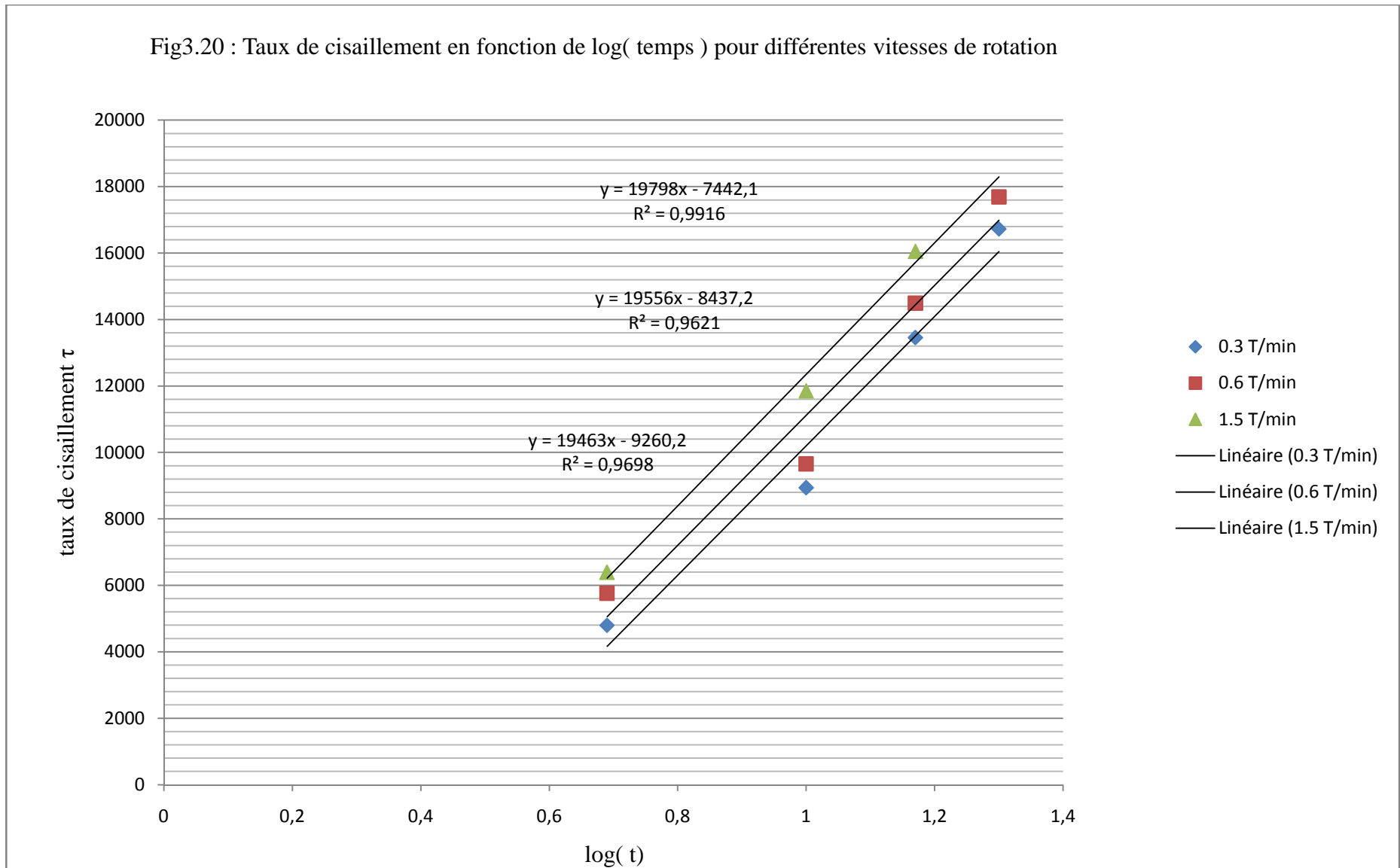
### 5.8. Essai sur pâte chocolaté à tartiner

Les différents mobiles de notre appareil n'ont pas pu permettre de faire des mesures fiables, les taux de torsion enregistrés étaient tous inférieurs à 10% ; nous avons donc procédé à une dilution partielle avec une proportion de lait, mais, même dans ce cas, l'appareil ne parvient pas à enregistrer des valeurs supérieures à 10 %, de ce fait nous pensons qu'il n'est pas possible de caractériser ce type de produit avec notre appareil.

Nous avons procédé à une deuxième série d'essais en variant cette fois la température de l'échantillon, pour une température max de 82°C. L'appareil indiquait toujours des valeurs de  $\tau$  inférieures à 10%. En outre, à cette température le bouillonnement de l'eau du bain provoquait des vibrations qui rendaient instable le système de mesure

.

Fig3.20 : Taux de cisaillement en fonction de log( temps ) pour différentes vitesses de rotation



### 6. Effet de la température :

Une gamme très large de température est rencontrée dans les processus de fabrication et de stockage des produits alimentaires, de ce fait l'effet de la température doit être étudié, nous avons donc procédé à l'étude de l'effet de la variation de la température sur un échantillon de confiture d'abricot, les résultats obtenus sont présentés dans le tableau 3-17 ci-après :

<i>Tableau 3- 17</i> : Viscosité et taux de torsion pour un échantillon de confiture d'abricot à différentes températures		
Vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ (s <sup>-1</sup> )	Viscosité $\eta$ (Cp)	Taux de torsion (%)
<b>T = 18°C</b>		
0.3	1774 000	31.3
0.6	756000	37
1.5	379000	47.5
3	235000	58.8
6	148000	74.4
<b>T= 36°C</b>		
0.3	534000	29.2
0.6	322100	36
1.5	198000	42.3
3	101200	55
6	54200	70.1
<b>T= 54°C</b>		
0.3	202000	24.2
0.6	108000	32.3
1.5	49680	40.1
3	299000	51.1
6	19700	65
<b>T= 79°C</b>		
0.3	138000	23.8
0.6	82800	32

En utilisant les équations du tableau 3, on calcul les paramètres  $\tau$  et  $\dot{\gamma}$

<b>Tableau 3- 18</b> : Viscosité et taux de cisaillement pour un échantillon de confiture d'abricot à différentes températures		
Viscosité $\eta$ (Cp)	Vitesse de cisaillement $\dot{\gamma}$ ( $s^{-1}$ )	Taux de cisaillement $\tau$ (dyne / $cm^2$ )
<b>T = 18 °C</b>		
1774000	0.0192	47356
756000	0.0384	55981
379000	0.096	71867
235000	0.192	88964
148000	0.384	112567
<b>T= 36 °C</b>		
534000	0.0192	44179
322100	0.0384	54468
198000	0.096	64000
101200	0.192	83215
54200	0.384	106061
<b>T= 54 °C</b>		
202000	0.0192	36614
108000	0.0384	48870
49680	0.096	60671
29900	0.192	77314
19700	0.384	98345
<b>T= 79 °C</b>		
138000	0.0192	36009
82800	0.0384	48416

Les tracés des courbes « viscosité » et « taux de cisaillement » en fonction de la vitesse de cisaillement sont données par les figures 3-21 et 3-22 :



Fig.3-21 : viscosité d'un échantillon de confiture d'abricot à différentes températures

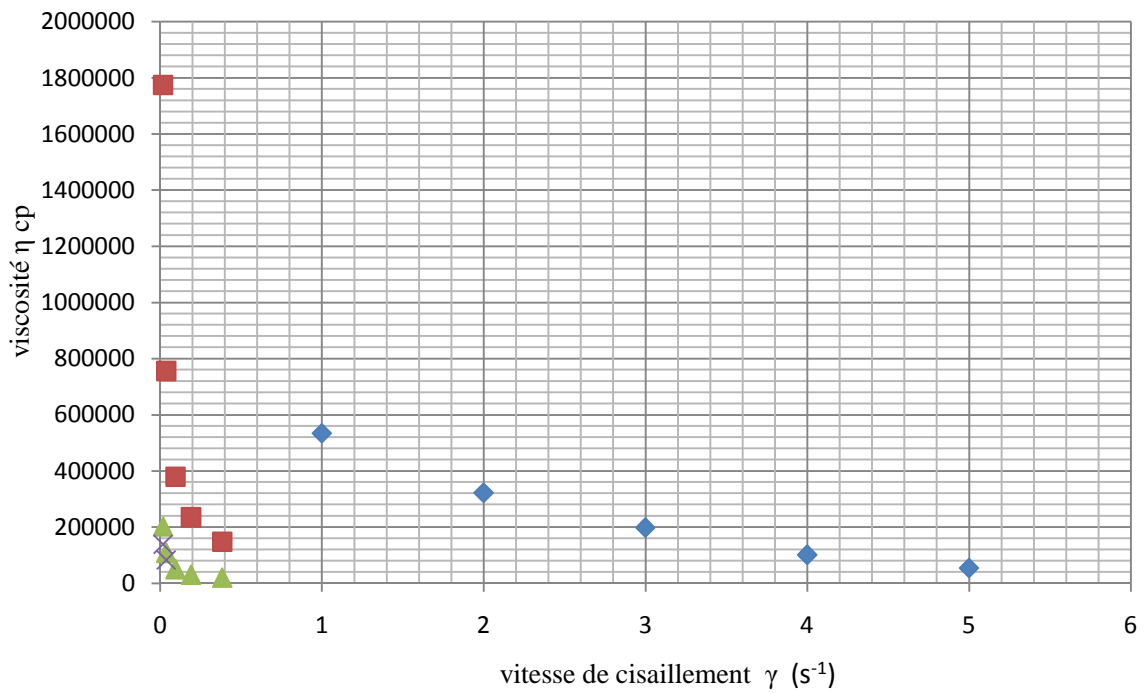
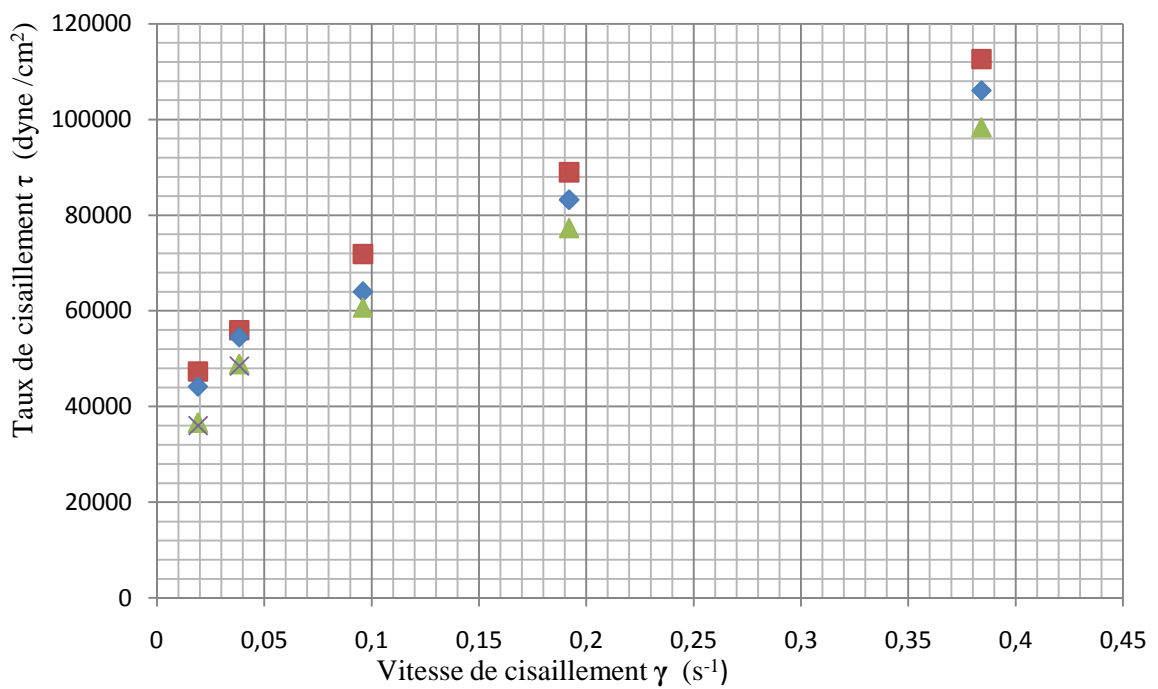


Fig.3-22 : Rhéogrammes d'un échantillon de confiture d'abricot à différentes températures



L'analyse des tableaux 3-17 et 3-18 montre que la viscosité de notre échantillon diminue avec la température pour chaque gamme de vitesse de cisaillement, ce qui est une caractéristique des liquides, de plus le taux de cisaillement augmente.

Pour obtenir les valeurs des paramètres d'écoulement pour chaque température nous avons tracés les courbes  $\log(\tau) = f(\log(\dot{\gamma}))$  pour chaque température, les tracés sont présentés sur la figure 3-23.

Pour les différentes températures, on obtient :

<b>Tableau 3-19</b> : modèle d'écoulement pour une confiture d'abricot pour différentes températures	
$\tau = 1,445 * 10^5 * \dot{\gamma}^{0,288}$	pour T = 18° C
$\tau = 1,339 * 10^5 * \dot{\gamma}^{0,294}$	pour T = 36° C
$\tau = 1,318 * 10^5 * \dot{\gamma}^{0,319}$	pour T = 54° C
$\tau = 1,945 * 10^5 * \dot{\gamma}^{0,427}$	pour T = 82° C

On remarque que plus la température augmente, plus le facteur post exponentiel augmente, on peut penser que l'élévation de la température tend à changer le comportement rhéologique de ce fluide. Le facteur pré-exponentiel diminue avec la température sauf pour l'essai n° 4 qui ne peut être pris comme référence car le système expérimental devenait instable.

Le tableau 3-20 ci-dessous résume les différents résultats enregistrés.

fig.3-23: Effet de la température sur les coefficients d'écoulement

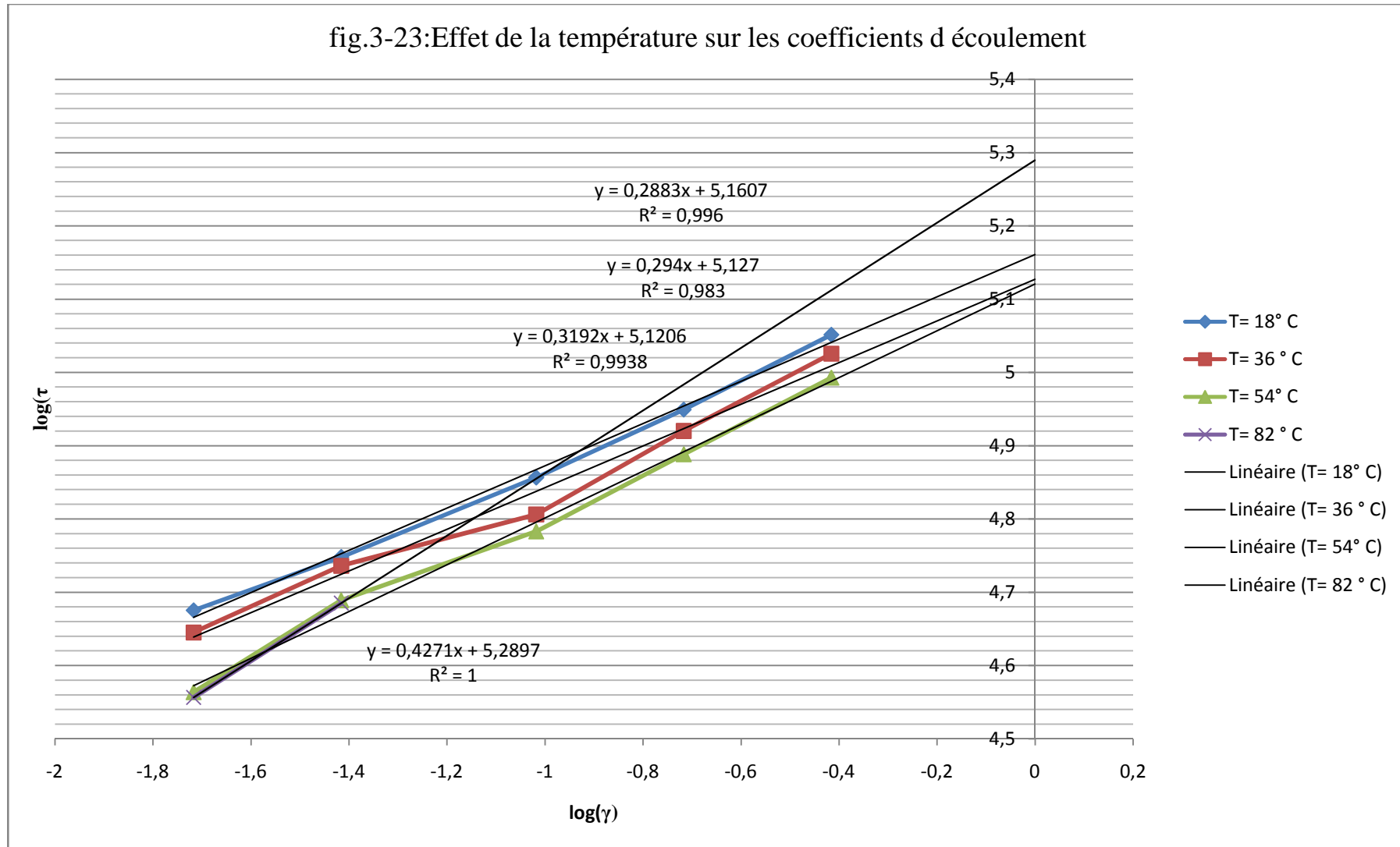


Tableau 3-20 : résumé des résultats pour chaque échantillon

Type d'échantillon	Equation de calcul	Type de comportement	Modèle d'écoulement	Température	vitesse de cisaillement
Lait chocolaté	$\tau = 1351 * \%$ $\dot{\gamma} = 0.0056 * N$	rhéofluidifiants	$\tau = 7.232 * 10^4 * \dot{\gamma}^{0.395}$	T= 17°C	[0.0168- 0.56] s <sup>-1</sup>
miel	$\tau = 1513 * \%$ $\dot{\gamma} = 0.064 * N$	rhéoépaississants	$\tau = 2.05 * 10^5 * \dot{\gamma}^{1.043}$	T= 18°C	[0.096 -0.768] s <sup>-1</sup>
produit laitier (yaourt)	$\tau = 1351 * \%$ $\dot{\gamma} = 0.0056 * N$	rhéofluidifiants	$\tau = 6.47 * 10^4 * \dot{\gamma}^{0.32}$	T= 17°C	[0.0016- 0.5] s <sup>-1</sup>
huile d'olive	$\tau = 18.57 * \%$ $\dot{\gamma} = 0.136 * N$	newtonien	$\tau = 4.6 * \dot{\gamma}$	T= 19°C	[0.816- 4.08] s <sup>-1</sup>
confiture abricot	$\tau = 1513 * \%$ $\dot{\gamma} = 0.064 * N$	rhéofluidifiants	$\tau = 1,445 * 10^5 * \dot{\gamma}^{0,288}$ $\tau = 1,339 * 10^5 * \dot{\gamma}^{0,294}$ $\tau = 1,318 * 10^5 * \dot{\gamma}^{0,319}$ $\tau = 1,945 * 10^5 * \dot{\gamma}^{0,427}$	pour T = 18° C pour T = 36° C pour T = 54° C pour T = 82° C	[0.0192- 0.384] s <sup>-1</sup>
Ketchup	$\tau = 1513 * \%$ $\dot{\gamma} = 0.064 * N$	fluide de BINGHAM	$\tau - 8184 = 8972 * \dot{\gamma}$	T= 17°C	[20- 100] tr/min ou [1.28- 6.4] s <sup>-1</sup>
mayonnaise :	$\tau = 178.5 * \%$ $\dot{\gamma} = 0.064 * N$	rhéopexe	$\tau = 19605 - 8380 * \log(t)$	T= 18°C	
Pate chocolaté à tartiné	Les modules de l'appareil ont fourni des taux de torsion inférieur à 10%				

## **Conclusion générale**

Ce travail est une contribution à l'étude des propriétés rhéologiques de certains produits alimentaires semi liquides, dans laquelle nous nous sommes fixé divers objectifs, de la simple mesure des données de viscosité à la détermination des courbes d'écoulement - taux de cisaillement en fonction de la vitesse de cisaillement- ce qui nous a permis d'établir un modèle mathématique d'écoulement caractéristique pour chaque produit.

Ce travail, a été aussi pour nous l'occasion d'explorer les possibilités et les limitations du viscosimètre rotatif – Brookfield DV-I+ Viscosimeter - qui a été mis à notre disposition.

Tout au long des travaux, nous avons essayé autant que faire se peut de minimiser les erreurs expérimentales qui peuvent affecter les résultats obtenus. Aussi, un protocole expérimental strict a été suivi, certains échantillons tels que la mayonnaise ou tout produit proche en texture nécessitent une attention très particulière, car il faut veiller à ce qu'il n'y ait aucune poche d'air au sein de l'échantillon après son chargement dans le récipient, ce qui peut fausser les résultats obtenus. Nous avons également veillé à ce que les différents modules soient bien centrés au sein du récipient de mesure.

Ainsi, l'analyse des résultats obtenus pour l'échantillon d'huile d'olive, montre qu'il existe un écart entre la valeur donnée par le rhéomètre et celle calculé par la pente de la courbe  $\tau = f(\dot{\gamma})$ , cette différence notable ne peut être expliquée par une erreur expérimentale puisque l'essai a été refait. La valeur calculée au moyen des données fourni par le deuxième viscosimètre est très proche de celle de la pente calculée, de ce fait notre appareil doit être ré étalonné

L'analyse des résultats obtenus pour les fluides rhéoépaississants et rhéofluidifiants montre que les paramètres calculés par les modèles d'écoulement sont conformes aux valeurs indiquées dans la bibliographie, les valeurs du facteur post exponentiel se situent dans les intervalles qui les caractérisent, les valeurs elles même diffèrent de celle de la bibliographie puisqu'elles dépendent de la composition. Pour les fluides rhéofluidifiants l'indice est inférieur à 1 et supérieur à 1 dans le cas des fluides rhéoépaississants.

Les résultats fournis par l'appareil peuvent être pris en considération avec un intervalle de confiance acceptable ; en revanche, pour les fluides newtoniens à faible viscosité, les résultats sont plutôt douteux et il est conseillé d'étudier une variété de fluides de même comportement et de procéder à des mesures à l'aide d'autres types de viscosimètres afin d'expliquer les écarts constatés.

Cependant il faut noter que la limitation en vitesse de rotation de l'appareil ne nous permet pas d'avoir une gamme très large de vitesses de cisaillement qui est nécessaire pour évaluer leurs comportements (un fluide peut avoir plusieurs types de comportement rhéologique pour différentes vitesses de cisaillements).

L'étude des fluides rhéopexes est très compliquée et différente de celles des autres substances. Ce type de fluide sensible à l'agitation nécessite un soin particulier lors de son chargement dans le contenant (un bon entassement de la matière dans le récipient pour éviter la formation des poches d'air par exemple).

Pour les substances semi solides ; nous avons procédé à l'étude d'un échantillon de pâte à tartiner (Nutella), malheureusement tous les mobiles utilisés n'ont pas permis de faire des mesures même pour des vitesses de rotation les plus élevées possibles, et même après dilution avec une proportion de lait en poudre, le taux de torsion enregistré demeurait toujours faible. L'appareil utilisé n'est donc pas adapté pour la caractérisation rhéologique de telles substances qui nécessitent l'application de contraintes plus importantes, cette conclusion est également valable pour les produits pâteux qui nécessitent un appareil qui peut fournir des vitesses de cisaillement élevées.

En conclusion, nous pouvons dire que les objectifs assignés à cette étude ont été atteints. Nous avons caractérisé quelques produits alimentaires et décrit leurs comportements rhéologiques à l'aide de quelques modèles classiques tout en évaluant les possibilités de l'appareil utilisé en testant des produits de diverses consistances et compositions.

## Annexe 1 : propriétés rhéologique de quelques substances alimentaires

Product	Conc. (% solids)	Method	Temp (°C)	Rate Shear (s <sup>-1</sup> )	K* (Pa s <sup>n</sup> )	n	Yield Stress (Pa)	Reference
Tomato juice (pH 4.3)	5.80	Conc cylinder	32.2	500–800	0.22	0.59		Harper and El-Sahrigi, 1965
			48.9		0.27	0.54		
			65.6		0.37	0.47		
	12.80		32.3	2.10	0.43			
			48.9	1.18	0.43			
			65.6	2.28	0.34			
	16.00		82.2	2.12	0.35			
			32.3	3.16	0.45			
			48.9	2.27	0.45			
	25.00		65.6	3.18	0.40			
			82.2	3.27	0.38			
			32.3	12.9	0.41			
48.9		10.5	0.42					
Tomato juice	30.00	Conc cylinder	65.6	500–800	8.0	0.43		Harper and Leberman, 1962
			82.2		6.1	0.44		
			32.3		18.7	0.40		
			48.9		15.1	0.42		
Tomato conc.	35.74 24.16 17.86 11.78	Parallel plate carimed	65.6	4–576	11.7	0.43		Alviar et al., 1990
			82.2		7.9	0.44		
			25.0		297.0	0.38		
					65.7	0.27		
			26.1	0.26				
			6.0	0.33				

	35.74	Back	25.0	4-576	249.0	0.29		
	24.16	extrusion			58.5	0.21		
	17.86				24.3	0.23		
	11.78				5.82	0.27		
Tomato	29.7 °Brix	Haake mixer	32.0		208.0	0.27	206	Rao et al., 1993
paste	29.7 °Brix		39.0		179.0	0.31	180	
	23.8 °Brix		33.0		48.0	0.47	40	
	23.8 °Brix		39.0		34.0	0.52	29	
	16.3 °Brix		25.0		24.0	0.23	38	
Tomato	7.2 °Brix	Conc cylinder	20.0	0-10	4.0	0.40		McCarthy and
sauce	8.9 °Brix	Haake	20.0	0-10	7.3	0.33		Seymour, 1994
		RV20						
Pear	18.30	Conc cylinder	32.3	0.1-2600	2.3	0.49	3.5	
puree			48.9		1.9	0.48		
			65.6		1.6	0.48		
			82.2		1.5	0.48		
	26.13		32.3		6.2	0.45	8.1	
			48.9		5.0	0.45		
			65.6		4.2	0.46		
			82.2		3.6	0.46		
	31.00		32.3		10.9	0.45	19.1	
			48.9		8.80	0.45		
			65.6		6.8	0.46		
			82.2		5.6	0.46		
	37.16		32.3		17.0	0.46		
			48.9		13.5	0.46		



<i>Product</i>	<i>Conc. (% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp (°C)</i>	<i>Rate Shear (s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K* (Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress (Pa)</i>	<i>Reference</i>
	45.75		32.3		35.5	0.48	33.9	
			48.9		26.0	0.48		
			65.6		20.0	0.48		
			82.2		16.0	0.48		
Pear puree	14.60	Tube visc	27.0	100–2000	5.3	0.38		Saravacos, 1968
	16.00		30.0		5.6	0.35		Harper, 1960
	24.30	Conc cylinder	26.6	1–1000	5.8	0.39		
	33.40				38.5	0.38		
	37.60				49.7	0.38		
	37.50				64.8	0.38		
	47.60				120.0	0.33		
	51.30				205.0	0.34		
	49.30				170.0	0.34		
	48.80				150.0	0.34		
	15.20				4.25	0.35		
Apple sauce	11.00	Brookfield	30.0	5–50	11.6	0.34		Saravacos, 1970
	11.00	RTV	82.0	5–50	9.0	0.34	11.6	Saravacos and Moyer, 1967
Apple sauce		Tube visc	27.0	100–2000	12.7	0.28		Saravacos, 1968
		Haake mixer	32.0		200.0	0.42	240	Rao et al., 1993
Depectin.	75 °Brix		20–70			1.00		Saravacos, 1970
Apple juice	50 °Brix		20–70			1.00		
	30 °Brix		20–70			1.00		
	15 °Brix		20–70			1.00		

Cloudy apple juice	65.5 °Brix		20–70			0.65	
	50 °Brix		20–70			0.85	
	40 °Brix		20–70			1.00	
	30 °Brix		20–70			1.00	
	15 °Brix		20–70			1.00	
Apple juice	69.8 °Brix	Haake RV2/	25.0		0.24	1.00	Rao et al., 1993
	65.3 °Brix	Deer	23.0		0.09	1.00	
	69.8 °Brix	Rheom.	43.0		0.03	1.00	
	51.1 °Brix		25.0		0.02	1.00	
Apricot puree	16	Brookfield RTV	30.0	5–50	6.80	0.30	Saravacos and Moyer, 1967
Apricot puree	13.8	Tube visc.	27.0		7.2	0.41	Saravacos, 1970
	17.7	Conc cylinder	26.7	1–1000	5.4	0.29	Harper, 1960
	44.3				56.0	0.39	
	51.4				108.0	0.36	
	55.2				152.0	0.34	
	59.3				300.0	0.32	
	41.4				540.0	0.35	
Peach puree	23				11.2	0.35	
	40.1				58.5	0.35	
	49.8				85.5	0.34	
	49.6				152.0	0.34	
	58.4				440.0	0.34	
	17				13.8	0.35	
	21.9				21.1	0.55	
	26				13.4	0.40	
	29.6				18.0	0.40	
	37.5				44.0	0.38	
10.9				9.40	0.44		

<i>Product</i>	<i>Conc.</i> <i>(% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp</i> <i>(°C)</i>	<i>Rate Shear</i> <i>(s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K*</i> <i>(Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress</i> <i>(Pa)</i>	<i>Reference</i>
Peach puree	11.7	Brookfield	30.0	5–50	7.20	0.28		Saravacos, 1970
Plum	14	RTV tube	30.0	5–50	2.2	0.34		Saravacos, 1970
Plum	14	visc.	82.2	5–50	2.0	0.34		
Concord conc.	64		20–70			0.90		Saravacos, 1970
	50					1.00		
	30					1.00		
	15					1.00		
Passion fruit	15.6 °Brix	Tube visc.	21.6		0.07	0.74		Rao, Otoya, Palomino, and Bernhardt, 1974
	20.7 °Brix		21.4		0.29	0.53		
	25.3 °Brix		20.0		0.80	0.52		
	30.6 °Brix		23.2		1.62	0.49		
	33.4 °Brix		20.0		2.62	0.45		
Papaya	7.3 °Brix		26.0		0.91	0.53		Rao, 1977
Mango	9.3 °Brix		24.2		2.06	0.33		
Guava	10.3 °Brix		23.4		3.90	0.49		
Guava puree	7.2 °Brix	Tube visc.	24.0	100–10,000	0.26	0.68		Brekke and Myers, 1978
	7.4 °Brix		24.0		0.28	0.68		
Guava conc.	12.3 °Brix		24.0		1.60	0.55		
	15.9 °Brix		24.0		5.00	0.47		
	22.7 °Brix		24.0		41.00	0.32		

Depectin. guava puree	8.8 °Brix		24.0		<0.1	1.65		
	8.9 °Brix		24.0		<0.1	1.78		
Depectin. guava conc.	15.1 °Brix		24.0		0.30	0.71		
	24.3 °Brix		24.0		1.60	0.62		
	31.4 °Brix		24.0		2.30	0.59		
Conc orange juice	42.5 °Brix	Haake RV12	25.0	0-500	0.41	0.59		Crandall et al., 1982
Hamlin early	15.0 °Brix	conc cylinder		0-500	0.60	0.60	0.0	
Hamlin late	41.4 °Brix			0-500	0.92	0.68		
			-10.0	0-500	1.43	0.71		
			25.0	0-500	0.19	0.735		
			15.0	0-500	0.81	0.56		
			0.0	0-500	0.18	0.62		
			-10.0	0-500	1.39	0.71		
Pineapple early	40.3 °Brix		25.0	0-500	0.26	0.64		
			15.0	0-500	0.59	0.59		
			0.0	0-500	0.89	0.68		
			-10.0	0-500	1.22	0.71		
Pineapple late	41.8 °Brix		25.0	0-500	0.86	0.53		
			15.0	0-500	1.34	0.54		
			0.0	0-500	1.86	0.64		
			-10.0	0-500	3.64	0.63		

<i>Product</i>	<i>Conc. (% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp (°C)</i>	<i>Rate Shear (s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K* (Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress (Pa)</i>	<i>Reference</i>
Valencia early	43.1 °Brix		25.0	0–500	0.51	0.54		
			15.0	0–500	0.67	0.61		
			0.0	0–500	1.40	0.62		
			-10.0	0–500	2.72	0.61		
Valencia late	41.9 °Brix		25.0	0–500	0.84	0.54		
			15.0	0–500	1.18	0.57		
			0.0	0–500	1.86	0.64		
			-10.0	0–500	4.14	0.63		
Naval	65.1 °Brix		-18.5		29.20	0.71		Rozema and Beverloo, 1974
			-14.1		14.60	0.76		
			-9.3		10.80	0.74		
			-5.0		7.90	0.72		
			-0.7		5.90	0.71		
			10.1		2.70	0.73		
			19.9		1.60	0.72		
			29.5		0.9	0.74		
Orange juice Pera orange, 3.4% pulp	64.9 °Brix	Haake RV2 conc cylinder	-18.0		18.3	0.80		Vitali and Rao, 1984a
			-14.0		10.6	0.81		
			-10.0		7.1	0.79		
			-5.0		4.9	0.78		
			0.0		3.2	0.79		
			10.0		1.6	0.79		
			20.0		0.7	0.83		
30.0		0.4	0.82					

Pera orange, 5.7% pulp	65 °Brix	-18.0	24.5	0.76
		-14.0	15.6	0.76
		-10.0	8.8	0.79
		-5.0	6.5	0.77
		0.0	4.5	0.76
		10.0	2.1	0.78
		20.0	1.3	0.77
		30.0	0.7	0.80
Pera orange, 8.6% pulp	65.3 °Brix	-18.0	42.8	0.70
		-14.0	25.3	0.73
		-10.0	15.8	0.74
		-5.0	11.1	0.73
		0.0	7.3	0.74
		10.0	3.9	0.73
		20.0	1.9	0.76
		30.0	1.4	0.73
Pera orange, 11.1% pulp	64.8 °Brix	-18.0	58.9	0.67
		-14.0	34.6	0.70
		-10.0	23.9	0.69
		-5.0	16.0	0.69
		0.0	11.5	0.69
		10.0	5.6	0.70
		20.0	2.9	0.72
		30.0	2.1	0.70

<i>Product</i>	<i>Conc.</i> <i>(% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp</i> <i>(°C)</i>	<i>Rate Shear</i> <i>(s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K*</i> <i>(Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress</i> <i>(Pa)</i>	<i>Reference</i>
Valencia orange 21.2% pulp	65.3 °Brix		-18.3		109.9	0.55		
			-14.2		59.7	0.61		
			-9.7		40.6	0.60		
			-5.1		24.5	0.63		
			-0.4		18.5	0.62		
			10.2		8.3	0.65		
			19.7		6.1	0.61		
			29.6		2.5	0.68		
Mango pulp 3.49% db pectin (pH 3.56)	16 °Brix	Conc cylinder $r_1/r_2 = 0.94$ Rheotest2	30	20–250	5.1	0.97		Manohar et al., 1991
			40		4.4	0.98		
			50		3.8	0.99		
			60		3.3	0.99		
			70		2.8	0.99		
			70		2.8	0.99		
	20 °Brix		30	20–250	7.9	0.28		
			40		6.8	0.28		
			50		5.4	0.27		
			60		4.5	0.28		
			70		3.6	0.27		
			70		3.6	0.27		
	25 °Brix			30	20–250	9.8	0.29	
				40		8.2	0.29	
				50		7.5	0.28	
60				6.4		0.28		
70				5.6		0.28		

	30 °Brix	30	20–250	19.3	0.28
		40		14.7	0.28
		50		12.3	0.28
		60		10.3	0.28
		70		8.5	0.28
3.38% db	16 °Brix	30	20–250	2.9	0.29
pectin		40		2.5	0.29
		50		2.3	0.29
		60		1.9	0.29
		70		1.7	0.28
3.29% db	16 °Brix	30	20–250	2.7	0.29
pectin		40		2.4	0.28
		50		2.1	0.29
		60		1.8	0.28
		70		1.5	0.29
3.23% db	16 °Brix	30	20–250	1.7	0.28
pectin		40		1.4	0.28
		50		1.1	0.29
		60		0.9	0.29
		70		0.8	0.29
		30	20–250	2.4	0.29
		40		2.0	0.29
		50		1.6	0.29
		60		1.4	0.29
		70		1.2	0.29



<i>Product</i>	<i>Conc. (% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp (°C)</i>	<i>Rate Shear (s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K* (Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress (Pa)</i>	<i>Reference</i>
			30	20–250	3.0	0.29		
			40		2.6	0.29		
			50		2.2	0.29		
			60		1.9	0.29		
			70		1.7	0.29		
			30	20–250	5.3	0.28		
			40		4.4	0.29		
			50		3.7	0.28		
			60		3.1	0.29		
			70		2.5	0.29		
Mango pulp juice	16 °Brix	Conc cylinder Rheotest2	25		10.0	0.32		Rao et al., 1985
Mango pulp juice	17.0 °Brix	Rotational RVT Brookfield	25		27.8	0.33		Gunjal and Waghmare, 1987
Mango pulp juice	16.0 °Brix	Rotational LVF Brookfield	25		12.30	0.280		Garcia et al., 1974
Tamarind juice	7 °Brix	Conc cylinder Rheotest2 <i>R1/R2 =</i> 0.98	35.0 45.0 55.0	10–400	0.002 0.001 0.001	0.99 1.0 1.00		Manohar et al., 1991
	9 °Brix		25.0 45.0 55.0		0.006 0.004 0.003	1.00 1.00 1.00		

23 °Brix	25.0	0.087	0.76
	35.0	0.062	0.75
	45.0	0.050	0.73
	55.0	0.039	0.75
28 °Brix	25.0	0.35	0.63
	35.0	0.26	0.62
	45.0	0.19	0.63
	55.0	0.16	0.63
36 °Brix	65.0	0.14	0.63
	25.0	0.46	0.63
	35.0	0.35	0.61
	45.0	0.26	0.63
	55.0	0.23	0.62
44 °Brix	65.0	0.21	0.61
	30.0	1.23	0.63
	40.0	0.83	0.63
	50.0	0.63	0.64
	60.0	0.53	0.61
	65.0	1.53	0.63
50 °Brix	70.0	0.43	0.63
	35.0	3.40	0.62
	45.0	2.65	0.63
	55.0	1.92	0.63
	65.0	1.53	0.63
62 °Brix	70.0	1.38	0.63
	27.0	9.07	0.63
	35.0	6.28	0.63
	45.0	4.46	0.63
	55.0	3.32	0.62
	70.0	2.23	0.63

<i>Product</i>	<i>Conc. (% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp (°C)</i>	<i>Rate Shear (s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K* (Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress (Pa)</i>	<i>Reference</i>
Pineapple juice	7 °Brix	Conc cylinder	30.0	100–600	0.03	1.00		Varshney and Kumbhar, 1978
	22 °Brix	narrow gap	30.0		0.06	0.91		
	36 °Brix	viscometer	30.0		0.13	0.81		
	7 °Brix	Conc cylinder	45.0		0.02	1.03		
	22 °Brix	narrow gap	45.0		0.05	0.90		
	36 °Brix	viscometer	45.0		0.12	0.81		
Orange juice	13 °Brix	Conc cylinder	30.0	100–600	0.06	0.86		
	22 °Brix	narrow gap	30.0		0.12	0.79		
	33 °Brix	viscometer	30.0		0.14	0.78		
	13 °Brix	Conc cylinder	45.0		0.02	1.00		
	22 °Brix	narrow gap	45.0		0.08	0.79		
	33 °Brix	viscometer	45.0		0.12	0.98		
Pulp free orange juice % pectin (galacturo- nic acid)		Brookfield						Mizrahi, 1979
		LVT						
		conc cylinder						
0.047	60 °Brix			1–1142	0.016	0.55		
0.019	65 °Brix				0.003	0.91		
0.034	60 °Brix				0.005	0.73		
Raspberry juice	15 °Brix	Conc cylinder	5.0	3–2000	0.029	0.90		Ibarz and Pagan, 1987
		Haake RV12	10.0		0.022	0.92		

	NV	15.0		0.017	0.93
		20.0		0.014	0.94
		25.0		0.010	0.96
		30.0		0.009	0.96
		35.0		0.006	0.99
		45.0		0.004	1.01
		55.0		0.003	1.00
		60.0		0.002	1.02
20 °Brix	Conc cylinder	5.0	3–2000	0.058	0.90
	Haake RV12	10.0		0.045	0.92
	NV	15.0		0.032	0.94
		20.0		0.030	0.94
		25.0		0.023	0.96
		30.0		0.019	0.96
		35.0		0.014	0.99
		45.0		0.011	0.99
		55.0		0.010	1.01
		60.0		0.008	1.00
25 °Brix	Conc cylinder	5.0	3–2000	0.344	0.76
	Haake RV12	10.0		0.169	0.86
	NV	15.0		0.111	0.91
		20.0		0.072	0.94
		25.0		0.064	0.94
		30.0		0.050	0.95
		35.0		0.033	1.00
		45.0		0.024	1.00
		55.0		0.021	1.00
		60.0		0.019	1.01
30 °Brix	Conc cylinder	5.0	3–2000	0.739	0.74
	Haake RV12	10.0		0.437	0.82

<i>Product</i>	<i>Conc. (% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp (°C)</i>	<i>Rate Shear (s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K* (Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress (Pa)</i>	<i>Reference</i>
		NV	15.0		0.365	0.81		
			20.0		0.202	0.90		
			25.0		0.142	0.91		
			30.0		0.124	0.91		
			35.0		0.101	0.92		
			45.0		0.067	0.95		
			55.0		0.049	0.95		
			60.0		0.040	0.96		
	35 °Brix	Conc cylinder	5.0	3-2000	1.86	0.69		
		Haake RV12	10.0		1.30	0.72		
		NV	15.0		0.81	0.80		
			20.0		0.67	0.79		
			25.0		0.56	0.79		
			30.0		0.34	0.86		
			35.0		0.28	0.87		
			45.0		0.17	0.91		
			55.0		0.12	0.92		
			60.0		0.08	0.95		
	41 °Brix	Conc cylinder	5.0	3-2000	6.25	0.59		
		Haake RV12	10.0		4.30	0.64		
		NV	15.0		3.36	0.66		
			20.0		2.57	0.68		
			25.0		1.61	0.73		
			30.0		1.34	0.75		
			35.0		0.95	0.79		
			45.0		0.46	0.88		
			55.0		0.35	0.87		
			60.0		0.30	0.88		

Apple juice	71 °Brix	Haake RV12 conc cylinder	5.0	1.26	1.00	Ibarz et al., 1987
			15.0	0.26	1.00	
			25.0	0.22	1.00	
			35.0	0.13	1.00	
			40.0	0.088	1.00	
			45.0	0.050	1.00	
			60.0	0.027	1.00	
Apple juice	35 °Brix		25.0	0.001	1.00	Ibarz et al., 1987
	45 °Brix		25.0	0.008	1.00	
	50 °Brix		25.0	0.018	1.00	
	60 °Brix		25.0	0.066	1.00	
	71 °Brix		25.0	0.217	1.00	
Pear juice	70 °Brix		5.0	1.46	1.00	
			10.0	0.876	1.00	
			15.0	0.527	1.00	
			25.0	0.233	1.00	
			35.0	0.110	1.00	
			45.0	0.061	1.00	
			60.0	0.031	1.00	
Pear juice	30 °Brix		25.0	0.003	1.00	
	40 °Brix		25.0	0.005	1.00	
	45 °Brix		25.0	0.008	1.00	
	50 °Brix		25.0	0.013	1.00	
	55 °Brix		25.0	0.019	1.00	
	60 °Brix		25.0	0.041	1.00	
	65 °Brix		25.0	0.074	1.00	
	70 °Brix		25.0	0.233	1.00	

<i>Product</i>	<i>Conc. (% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp (°C)</i>	<i>Rate Shear (s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K* (Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress (Pa)</i>	<i>Reference</i>
Black currant juice clarified	35 °Brix	Haake RV12 conc cylinder	5.0		0.0096	1.00		Ibarz et al., 1992b
			10.0		0.0077	1.00		
			15.0		0.0064	1.00		
			20.0		0.0056	1.00		
			25.0		0.0049	1.00		
			30.0		0.0044	1.00		
			35.0		0.0038	1.00		
			40.0		0.0035	1.00		
			45.0		0.0031	1.00		
			50.0		0.0027	1.00		
			55.0		0.0026	1.00		
			60.0		0.0024	1.00		
			40 °Brix	5.0		0.0138	1.00	
				10.0		0.0105	1.00	
	15.0			0.0090	1.00			
	20.0			0.0075	1.00			
	25.0			0.0065	1.00			
	30.0			0.0057	1.00			
	35.0			0.0050	1.00			
	40.0			0.0046	1.00			
	45.0			0.0041	1.00			
	50.0			0.0038	1.00			
	55.0			0.0033	1.00			
	60.0			0.0031	1.00			

45 °Brix	5.0	0.0234	1.00
	10.0	0.0174	1.00
	15.0	0.0136	1.00
	20.0	0.0112	1.00
	25.0	0.0095	1.00
	30.0	0.0079	1.00
	35.0	0.0069	1.00
	40.0	0.0061	1.00
	45.0	0.0055	1.00
	50.0	0.0050	1.00
	55.0	0.0047	1.00
	60.0	0.0042	1.00
50 °Brix	5.0	0.0371	1.00
	10.0	0.0284	1.00
	15.0	0.0215	1.00
	20.0	0.0175	1.00
	25.0	0.0143	1.00
	30.0	0.0116	1.00
	35.0	0.0100	1.00
	40.0	0.0084	1.00
	45.0	0.0077	1.00
	50.0	0.0067	1.00
	55.0	0.0061	1.00
	60.0	0.0056	1.00
55 °Brix	5.0	0.0744	1.00
	10.0	0.0549	1.00
	15.0	0.0400	1.00
	20.0	0.0325	1.00
	25.0	0.0245	1.00



<i>Product</i>	<i>Conc. (% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp (°C)</i>	<i>Rate Shear (s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K* (Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress (Pa)</i>	<i>Reference</i>
			30.0		0.0195	1.00		
			35.0		0.0161	1.00		
			40.0		0.0135	1.00		
			45.0		0.0130	1.00		
			50.0		0.0113	1.00		
			55.0		0.0099	1.00		
			60.0		0.0091	1.00		
	60 °Brix		5.0		0.1589	1.00		
			10.0		0.1093	1.00		
			15.0		0.0802	1.00		
			20.0		0.0558	1.00		
			25.0		0.0449	1.00		
			30.0		0.034	1.00		
			35.0		0.027	1.00		
			40.0		0.022	1.00		
			45.0		0.020	1.00		
			50.0		0.018	1.00		
			55.0		0.015	1.00		
			60.0		0.013	1.00		
	64.5 °Brix		5.0		0.500	1.00		
			10.0		0.298	1.00		
			15.0		0.208	1.00		
			20.0		0.138	1.00		
			25.0		0.101	1.00		
			30.0		0.073	1.00		
			35.0		0.055	1.00		
			40.0		0.044	1.00		

			45.0		0.035	1.00	
			50.0		0.029	1.00	
			55.0		0.024	1.00	
			60.0		0.020	1.00	
Clarified	40 (°Brix)	Conc cylinder	5.0	50–700	0.016	1.00	Ibarz et al., 1992a
peach juice	45	Haake			0.025	1.00	
	50	Rotovisco			0.044	1.00	
	55				0.085	1.00	
	60				0.181	1.00	
	65				0.526	1.00	
	69				2.087	1.00	
	40		10.0		0.013	1.00	
	45				0.019	1.00	
	50				0.033	1.00	
	55				0.063	1.00	
	60				0.123	1.00	
	65				0.404	1.00	
	69				1.288	1.00	
	40		15.0		0.011	1.00	
	45				0.016	1.00	
	50				0.027	1.00	
	55				0.048	1.00	
	60				0.092	1.00	
	65				0.249	1.00	
	69				0.743	1.00	
	40		20.0		0.009	1.00	
	45				0.013	1.00	
	50				0.021	1.00	

<i>Product</i>	<i>Conc.</i> <i>(% solids)</i>	<i>Method</i>	<i>Temp</i> <i>(°C)</i>	<i>Rate Shear</i> <i>(s<sup>-1</sup>)</i>	<i>K*</i> <i>(Pa s<sup>n</sup>)</i>	<i>n</i>	<i>Yield Stress</i> <i>(Pa)</i>	<i>Reference</i>
	55				0.037	1.00		
	60				0.062	1.00		
	65				0.175	1.00		
	69				0.485	1.00		
	40		25.0		0.008	1.00		
	45				0.011	1.00		
	50				0.017	1.00		
	55				0.029	1.00		
	60				0.049	1.00		
	65				0.126	1.00		
	69				0.324	1.00		
	40		35.0		0.006	1.00		
	45				0.008	1.00		
	50				0.012	1.00		
	55				0.020	1.00		
	60				0.033	1.00		
	65				0.070	1.00		
	69				0.155	1.00		
	40		45.0		0.005	1.00		
	45				0.006	1.00		
	50				0.009	1.00		
	55				0.013	1.00		
	60				0.021	1.00		
	65				0.041	1.00		
	69				0.084	1.00		

	40		60.0	0.004	1.00	
	45			0.005	1.00	
	50			0.006	1.00	
	55			0.009	1.00	
	60			0.013	1.00	
	65			0.023	1.00	
	69			0.042	1.00	
Tomato conc	10 °Brix	Contraves	15.0	6.98	0.37	Fito et al., 1983
(hot-		Rheomat 15	20.0	7.00	0.36	
break			30.0	0.240	0.36	
samples),			40.0	6.03	0.37	
0.857%			50.0	4.84	0.38	
pectin			60.0	4.75	0.37	
(as galac-			70.0	4.49	0.35	
turonic acid	14 °Brix		15.0	14.6	0.38	
anhydride)			20.0	13.9	0.37	
			30.0	12.6	0.34	
			40.0	12.3	0.34	
			50.0	11.7	0.32	
			60.0	12.2	0.32	
			70.0	12.2	0.24	
	15 °Brix		15.0	19.7	0.33	
			20.0	21.1	0.33	
			30.0	18.9	0.33	
			40.0	17.0	0.33	
			50.0	14.2	0.34	
			60.0	12.0	0.33	
			70.0	11.3	0.32	

## Annexe 2

## Caractéristiques des différents modules du rhéomètre utilisé

## Disc Spindle Dimensions

Spindle	Figure	C-Diameter	D	E	F
#2 LV	1	.7370 (18.72)	.270 (6.86)	1.000 (25.4)	1.969 (50.0)
#3 LV	1	.4970 (12.6)	.070 (1.78)	1.007 (25.6)	1.969 (50.0)
#1 RV	2	2.2150 (56.26)	.885 (22.48)	1.062 (26.97)	2.406 (61.12)
#1 H	2	2.2150 (56.26)	.908 (23.06)	1.082 (26.97)	2.406 (61.12)
#2 RV	3	1.8477 (46.93)	.063 (1.65)	1.062 (26.97)	1.938 (49.21)
#2 H	3	1.8550 (47.12)	.063 (1.65)	1.062 (26.97)	1.938 (49.21)
#3 RV/H	3	1.3658 (34.69)	.063 (1.65)	1.062 (26.97)	1.938 (49.21)
#4 RV/H	3	1.0748 (27.3)	.063 (1.65)	1.062 (26.97)	1.938 (49.21)
#5 RV/H	3	.8324 (21.14)	.063 (1.65)	1.062 (26.97)	1.938 (49.21)
#6 RV/H	1	.5757 (14.62)	.063 (1.57)	1.188 (30.17)	1.938 (49.21)

Dimensions are in inches (mm). Dimension A is 4.531 (115) on LV spindles; 5.250 (133) on RV/H spindles. Dimension B is .125 (3.2) on all spindles.

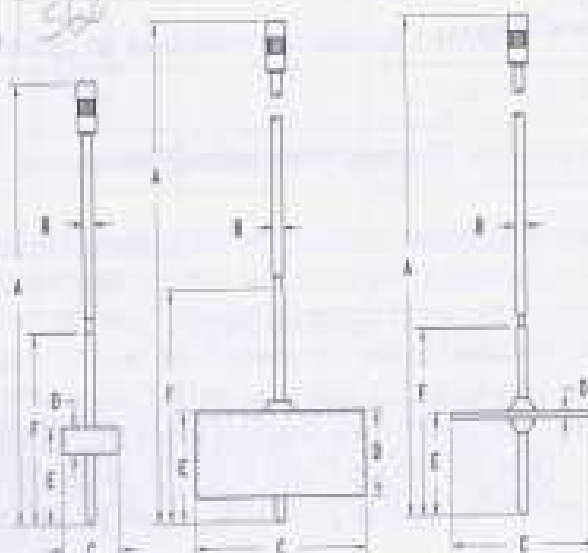


Fig. 1

Fig. 2

Fig. 3

## Cylindrical Spindle Factors and Shear Rates

Spindle	LV	RV**	HA**	HB**	Shear Rate (sec <sup>-1</sup> )
#1 LV	72/N **	780/N	1560/N	6240/N	0.220N
#2LV CYL	330/N ***	3350/N	6700/N	26.8M/N	0.212N
#3 LV CYL	1200/N*	12.9M/N	25.8M/N	103.2M/N	0.210N
#4 LV	6000/N*	64M/N	128M/N	512M/N	0.209N
#5 LV CYL*	12M/N*	128M/N	256M/N	1024M/N	0.209N
#7 RV/H	3750/N*	40M/N	80M/N	320M/N	0.209N

N = RPM M = 1000 + = Optional Item

\*\*Factors are for readings made without using the guardleg.

## Cylindrical Spindle Dimensions

Spindle	Figure	C-Diameter	D	F
#1 LV	1	0.7418 (18.84)	2.563 (65.1)	3.188 (80.97)
#2 LV CYL	1	0.4037 (10.25)	2.124 (53.95)	2.624 (66.65)
#3 LV CYL	2	0.2315 (5.88)	1.688 (42.86)	2.094 (53.19)
#4 LV	3	0.1250 (3.2)	1.221 (31.01)	N/A
#5 LV	3	0.1250 (3.2)	0.536 (13.61)	N/A
#7 RV/H	3	0.1250 (3.2)	1.983 (50.37)	N/A

Dimensions are in inches (mm). Dimension A is 4.531 (115) on LV spindles; 5.250 (133) on RV/H spindles.  
Dimension B is .125 (3.2) on all spindles.

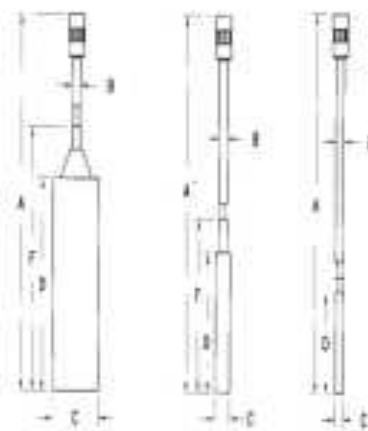


Fig. 1

Fig. 2

Fig. 3

<i>Liste des figures</i>		
Fig. N°	Titre	Page
1-1	Contrainte de cisaillement pour un écoulement laminaire	4
1-2	Déformation de cisaillement	5
1-3	Définition de l'angle $\alpha$	6
1-4	Écoulement plan sur plan	7
1-5	Courbes d'écoulement et de viscosité d'un liquide newtonien	9
1-6	Exemples de liquides rhéofluidifiants. Rhéogrammes obtenus pour une i) solution aqueuse de polyacrylamide, ii) du sang, iii) une suspension de particules de polymère (latex) dans l'eau	10
1-7	Viscosité en fonction du taux de cisaillement pour une solution aqueuse de polyacrylamide, du sang, une suspension de particules de polymère (latex) dans l'eau	11
1-8	Cisaillement et écoulement d'un fluide rhéofluidifiant	11
1-9	Polymères associatifs amphiphiles en "peigne" présentant un comportement rhéoépaississants	12
1-10	Exemple de fluide a seuil d'écoulement. Rhéogrammes d'une suspension concentrée de bauxite avec les contraintes seuils d'écoulement déterminées i) par un modèle de BINGHAM, ii) par extrapolation d'un ajustement polynomial	13
1-11	Courbes d'écoulement et de viscosité d'un fluide plastique ayant à la fois un seuil de plasticité et un comportement thixotrope	14
1-12	Récupération élastique d'un fluide viscoélastique lors de l'arrêt de l'écoulement dans une canalisation	15
1-13	Courbe de $\tau$ en fonction de $\gamma$ pour une suspension 2.6 % en solide	16
1-14	$\tau^{0.5}$ En fonction de $\dot{\gamma}^{0.5}$ Pour un produit obéissant à la loi de casson	18
2-1	Modules de cisaillement et viscosité pour le liquide de maxwell en fonction de la fréquence réduite.	26
2-2	Modules de cisaillement pour du polyéthylène fondu. Les courbes en trait plein sont obtenues d'après un modèle de maxwell généralisé à plusieurs temps de relaxation	26
2-3	Effet de la concentration en solide soluble sur le rhéogramme d'un concentré de tomate	28
2-4	Rôle de la fraction insoluble dans le comportement rhéologique d'un jus d'orange à 65° brix	29
2-5	Floculation par déplétion, induite par la présence de petites entités (micelles de tensioactifs, pelotes polymériques) dans la phase continue	31
2-6	Coalescence d'une émulsion (ici huile dans eau h/e)	31
3-1	Rhéomètre brookfield lv-i+	36
3-2	Viscosité en fonction de la vitesse de cisaillement pour une suspension de lait chocolaté	39
3-3	Rhéogramme d'une suspension de lait chocolaté	39
3-4	Courbe logarithmique $\log(\tau) = f(\log\dot{\gamma})$ pour un lait chocolaté	40
3-5	Viscosité apparente en fonction de la vitesse de cisaillement pour un échantillon de miel	41
3-6	Rhéogramme d'un échantillon de miel	42
3-7	Courbe logarithmique $\log(\tau) = f(\log\dot{\gamma})$ pour un échantillon de miel	42
3-8	Courbe de viscosité d'un échantillon de yaourt	44

<b>3-9</b>	Rhéogramme d'un échantillon de yaourt.	<b>44</b>
<b>3-10</b>	Courbe logarithmique $\log(\tau) = f(\log(\dot{\gamma}))$ pour un échantillon de yaourt	<b>45</b>
<b>3-11</b>	Courbe de viscosité pour un échantillon d'huile d'olive	<b>46</b>
<b>3-12</b>	Courbe de viscosité pour un échantillon d'huile d'olive	<b>46</b>
<b>3-13</b>	Viscosité en fonction de vitesse de cisaillement pour un échantillon d'abricot	<b>49</b>
<b>3-14</b>	Tension de cisaillement $\tau$ en fonction de la vitesse de cisaillement pour un échantillon d'abricot	<b>49</b>
<b>3-15</b>	Tracé $\log(\tau)$ en fonction de $\log(\dot{\gamma})$ pour un échantillon d'abricot	<b>50</b>
<b>3-16</b>	Viscosité en fonction de vitesse de cisaillement pour un échantillon de ketchup	<b>52</b>
<b>3-17</b>	Taux de cisaillement en fonction de vitesse de cisaillement pour un échantillon de ketchup	<b>52</b>
<b>3-18</b>	Evolution de la viscosité en fonction du temps pour différentes vitesses de rotation	<b>54</b>
<b>3-19</b>	Taux de cisaillement en fonction du temps pour différentes vitesses de rotation	<b>54</b>
<b>3-20</b>	Equation du taux de cisaillement en fonction du temps en coordonnées logarithmiques pour différentes vitesses de rotation	<b>56</b>
<b>3-21</b>	Viscosité d'un échantillon d'abricot à différentes températures	<b>59</b>
<b>3-22</b>	Rhéogrammes d'un échantillon d'abricot à différentes températures	<b>59</b>
<b>3-23</b>	fig.3-23:Effet de la température sur les coefficients d'écoulement	<b>61</b>



## Liste des tableaux

Tableau N°	nom	page
1-1	Paramètres du modèle de Weltman pour différentes vitesses de cisaillement et pour différentes concentration d'un sirop de maïs.	19
1-2	Récapitulatif des différents modèles d'écoulements	20
2-1	Effet de la concentration en particule solide sur les paramètres d'écoulement d'un échantillon de concentré de tomate	28
3-1	Equation de calcul des paramètres d'écoulements	37
3-2	Essai sur lait chocolaté	37
3-3	Valeurs des paramètres d'écoulement du lait chocolaté	37
3-4	Essai sur miel	40
3-5	Valeurs des paramètres d'écoulement du miel	40
3-6	Essai sur yaourt	43
3-7	Valeurs des paramètres d'écoulement du yaourt	43
3-8	Essai sur huile d'olive	45
3-9	valeurs des paramètres d'écoulement	45
3-10	caractéristique des différentes billes du viscosimètre	47
3-11	Essai sur confiture abricot	48
3-12	valeurs des paramètres d'écoulement	48
3-13	Essai sur Ketchup	51
3-14	valeurs des paramètres d'écoulement	51
3-15	Essai sur mayonnaise	53
3-16	évolution de la viscosité et du taux de cisaillement en fonction du temps pour des différentes vitesses	53
3-17	Viscosité et taux de torsion pour un échantillon d'abricot à différentes températures	57
3-18	Viscosité et taux de cisaillement pour un échantillon d'abricot à différentes températures	58
3-19:	modèle d'écoulement pour une confiture d'abricot <b>pour différentes</b> températures	60
3-20	résumé des résultats pour chaque échantillon	63

---

*Bibliographie*

- 1- Joël SCHER - Rhéologie, texture et texturation des produits alimentaires – F3300 technique de l'ingénieur.2003
- 2- Guy COUARRAZE, Jean Louis GROSSIORD – Initiation à la rhéologie –Edition Tec & Doc – (2000).
- 3- Pascal BROCHETTE- Émulsification, Élaboration et étude des émulsions j2150 techniques de l'ingénieur 2003
- 4- Groupe Français de Rhéologie. – Dictionnaire de Rhéologie. SEBTP (1990)
- 5- [http://www.pmmh.espci.fr/fr/Enseignement/Archives/Cours/Fluides\\_Non\\_Newtoniens.pdf](http://www.pmmh.espci.fr/fr/Enseignement/Archives/Cours/Fluides_Non_Newtoniens.pdf).
- 6- H.A. Barnes- An introduction to rheology. Library of Congress Cataloging (1994)
- 7- Malcolm C. Bourne - Food Texture and Viscosity: Concept and Measurement, Elsevier (2002).
- 8- Claude WOLFF et Dominique DUPUIS –Viscosité – R2350 technique de l'ingénieur. 1998
- 9- M. Anandha Rao - Rheology of Fluid and Semisolid Foods Principles and Applications- aspen publication (1999).
- 10- Holdsworth, S.D. Rheological models used for the prediction of the flow properties of food products: A literature review. Trans Inst Chem. Engineers 71, Part C (1993).
- 11- Casson, N. A flow equation for pigment-oil suspensions of the printing ink type. In Rheology of disperse systems, ed. C.C. Mill, 82-104. New York: Pergamon Press (1959).
- 12- Abdel-Khalik, S.I., O. Hassager, and R.B. Bird. Prediction of melt elasticity from viscosity data. Polymer Eng and Sd. (1974)
- 13- Paredes, M.D.C., M.A. Rao, and M.C. Bourne. Rheological characterization of salad dressings. 1. Steady shear, thixotropy and effect of temperature. Aspen (1988)
- 14- Tiu, C., and D. V. Boger. Complete rheological characterization of time-dependent food products. J Texture Studies 5: 329-338 (1974)
- 15- H.M. Laun, Rheology . Acta, 17, 1 (1978)
- 16- Saravacos, G.D. Effect of temperature on viscosity of fruit juices and purees. *J Food Sd* 35:122-125. (1970)
- 17- Rao, M.A., and HJ. Cooley.. Determination of effective shear rates of complex geometries. J food (1984)
- 18- Chems Eddine Chitour – les interfaces liquide-liquide et gaz-liquide dans les solutions aqueuses, OPU (2004).
- 19- Kokini, J.L. Rheological properties of foods. In Handbook of food engineering, eds. D.R. Heldman and D.B. Lund, 1-38. Marcel Dekker (1992).

**20-** Mebrouk Kaissa, Benkhoucha Faiza. Formulation et étude de stabilité d'une suspension buvable, Projet de Fin d'Etudes, Dpt de Génie Chimique, ENP (2006).

**21-** Manuel BROOKFIELD LV-I+