

CHAPITRE SIX

FILTRATION ET TRANSFERT DANS DES TUYAUTERIES DE POLYMÈRES A L'ÉTAT FONDU.

1 - LA FILTRATION.

1 - 1 - POURQUOI FILTRER ?

Au début de l'industrie des polymères et des fibres synthétiques, les exigences sur la qualité et la productivité étaient faibles et mal établies. Les vitesses de travail : extrusion, étirage, étaient modestes et les potentiels des outils industriels étaient mal connus. De plus il aurait été vain de songer à filtrer des polymères fondus alors que les technologies n'existaient pas, à l'exception des packs des métiers de filage des fils et fibres textiles qui contenaient en général des sables de différentes granulométries.

Avec le triplement, voire le quadruplement, des vitesses de filage au début des années 80 et le développement du polyester dans les films pour emballage, ensuite dans les films pour bandes audio, puis dans les films pour bandes vidéo et enfin dans la confection de bouteilles, un besoin de "purification" complémentaire du polymère est apparu.

On constatait que les polymères préparés et utilisés de façon classiques avec les nouvelles conditions de conformation conduisaient à des casses en nombre inacceptable au filage et à l'étirage d'une part et à des trous ou des défauts de surface lors des extrusions de films ou de bouteilles d'autre part.

Il est apparu que la filtration méthodique des produits en cours de réaction (prépolymère) d'une part, et du polymère final fondu d'autre part, constituait une bonne partie de la solution. Cela a entraîné la mise au point de technologies spécifiques de filtration. Les appareils des années 1990 sont d'une exploitation beaucoup plus facile et d'un coût inférieur par rapport aux installations présentées dans les années 80. La filtration d'un polymère visqueux fondu reste néanmoins une opération qui n'est pas gratuite tant en coûts d'investissement qu'en coûts de maintenance.

Si la filtration constitue, du point de vue de la qualité du polymère à conformer, une réparation, l'autre partie de la solution se trouve dans la prévention en améliorant les procédés de préparation de ces polymères : réaction à plus basse température, élimination des zones mortes dans les installations, meilleure étanchéité des réacteurs,

1 - 2 - TYPES D'IMPURETÉS A FILTRER.

Les impuretés dont la présence altère la qualité d'un polymère sont nombreuses et de plusieurs types. En effectuant une première classification on peut distinguer les impuretés solides et les impuretés plastiques.

1 - 2 - 1 - Les impuretés solides.

- * Les poussières et autres impuretés introduites au cours de la préparation et la manipulation des matières premières.
- * Les résidus catalytiques et résidus de stabilisants.
- * Les résidus de dégradation (thermique, thermo-oxydante,) Dans certains polymères ces résidus peuvent conduire à des particules infusibles.
- * Les agrégats d'oxyde de titane TiO_2 . Dans le cas des polymères pour textile qui ont souvent besoin d'être matifiés, on introduit au cours de la préparation des polymères des suspensions d'oxyde de titane TiO_2 d'une qualité spéciale et finement broyé. La taille moyenne des particules est de l'ordre de $0,5 \mu m$. mais il ne s'agit que d'une moyenne et des réagglomérations sont possibles par la suite avec la formation d'agrégats de taille supérieure à $10 \mu m$.

1 - 2 - 2 - Les impuretés plastiques.

Ce sont des impuretés que l'on désigne souvent par le terme général de "gel". Ce sont des chaînes macromoléculaires qui se sont ramifiées et réticulées par des processus de dégradation complexes. Ces gels sont très gênants car, bien qu'infusibles, ils sont capables de se déformer et passer ainsi au travers de filtres mal conçus.

Les gels peuvent être très pénalisants dans les processus d'extrusion. Des tests ont montré que l'addition volontaire de seulement 10 ppm de gels dans du PA 6 sain multipliait **par 10** le nombre de casses au filage en 44/9 à 4 000 m./ min. (Chemical Fiber International - October 1998)

De façon très générale on constate que l'essentiel des impuretés à éliminer se situe entre 10 et 25 µm

1 - 3 - PRINCIPALES CARACTÉRISTIQUES D'UN MILIEU FILTRANT.

1 - 3 - 1 – Rappel de la loi fondamentale de la filtration solide / liquide.

Cette loi concerne la filtration sur support avec formation d'un gâteau. On a :

$$\Delta P = [k_1/d^2] \cdot \eta \cdot u \cdot L$$

Avec :

- ΔP : Perte de charge au travers du lit poreux.
- d : Diamètre des particules constituant le lit.
- η : Viscosité du fluide.
- u : Vitesse apparente du fluide, c'est à dire le quotient du débit volumique par la section du lit à traverser, soit le débit par unité de surface Q / S .
- L : Epaisseur du lit à traverser.
- k_1 : Coefficient dépendant de la forme des particules et aussi du rapport (diamètre des particules / diamètre du lit)

La formule précédente peut s'écrire :

$$\Delta P = [k_1/d^2] \cdot \eta \cdot L \cdot [Q / S] \quad \text{ou bien} \quad Q = [d^2/k_1] \cdot [S \cdot \Delta P / \eta \cdot L]$$

En fait L est proportionnel d'une part à un coefficient caractérisant la "**tortuosité**" des pores et à l'épaisseur e du lit d'autre part. Dans les cas classiques des filtrations industrielles e augmente dans le temps du fait du dépôt du solide à filtrer mais ce qui n'est pas le cas dans la filtration des polymères car la masse des produits à retenir est très faible. Les autres termes de l'équation sont indépendants du temps. Par ailleurs Q est égal instantanément à dV/dt , V étant le volume filtré en fonction de t . On peut donc écrire la loi suivante de la filtration qui ne sera pas développée plus avant mais qui indique l'importance des différents paramètres :

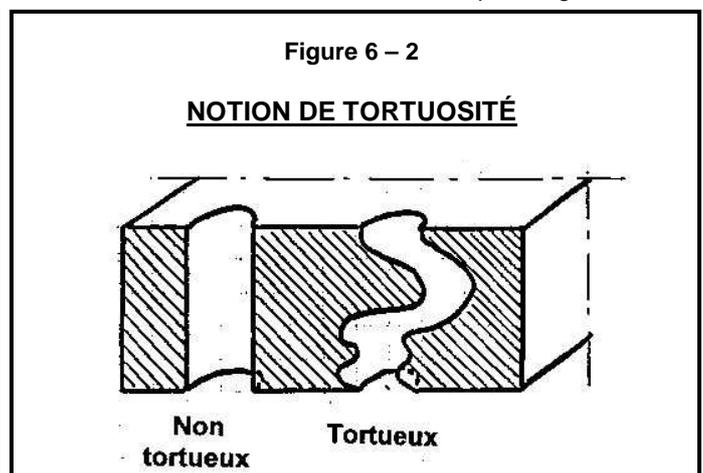
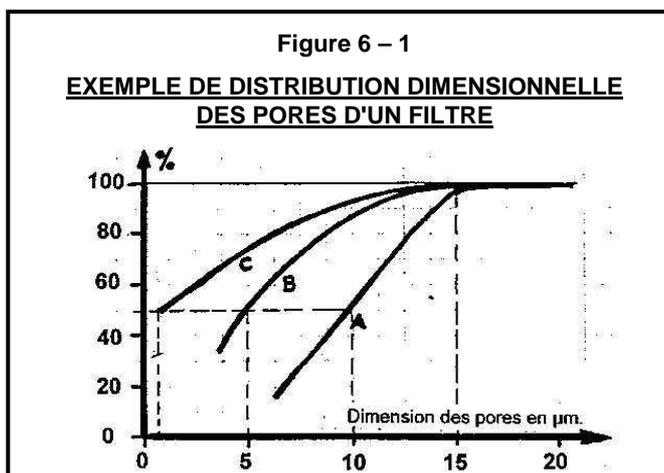
$$dV / dt = [d^2 / k_2] \cdot [S \cdot \Delta P / \eta \cdot L]$$

avec $k_2 = k_1$ faiblement modifié par les caractéristiques des produits retenus (dans le cas de la filtration des polymères)

1 - 3 - 2 - Distribution dimensionnelle des pores.

Imaginons que l'on désire éliminer dans un fluide toutes les impuretés solides dont la taille est supérieure à 15 µm.. En général un fabricant de milieux filtrants pourra garantir que TOUS les pores d'un filtre donné auront une taille maximale de 15 µm. mais il ne pourra vraisemblablement pas garantir que TOUS les pores auront la MEME taille de 15 µm. Il y en aura de plus petits selon une répartition de tailles qui dépendra du milieu filtrant.

Ces différences sont illustrées par la figure 6-1



1 - 3 - 3 - Porosité.

La porosité traduit globalement le rapport entre la surface des pores et la surface totale du milieu filtrant. C'est en fait la "proportion de vide" qui peut atteindre 90 % dans certains cas. Plus la porosité est grande, plus faible sera la perte de charge pour un débit donné. Par contre la résistance mécanique d'un milieu faiblement poreux est en général meilleure.

1 - 3 - 4 - Tortuosité.

La notion de tortuosité représente la plus ou moins grande difficulté de parcours qu'a le fluide pour traverser le filtre en changeant plus ou moins souvent de direction, ce qui crée une perte de charge. Les milieux filtrants qui présentent des tortuosités importantes retiendront mieux les gels qui ont tendance à se déformer et à glisser sans être arrêtés dans des canaux droits.

Voir la figure 6-2

1 - 3 - 5 - Cisaillement imposé au polymère.

Le cisaillement, qui est une conséquence de la tortuosité, n'est pas habituellement souhaité. Il est surtout important pour les produits très visqueux en provoquant une élévation de température par auto-échauffement visqueux, ce qui conduit d'ailleurs à un abaissement de la viscosité apparente.

1 - 3 - 6 - Résistance physique et chimique.

Les milieux filtrants doivent pouvoir résister aux températures et aux éventuelles agressivités chimiques des produits filtrés. Pratiquement tous les milieux filtrants pour polymères sont en acier inox.

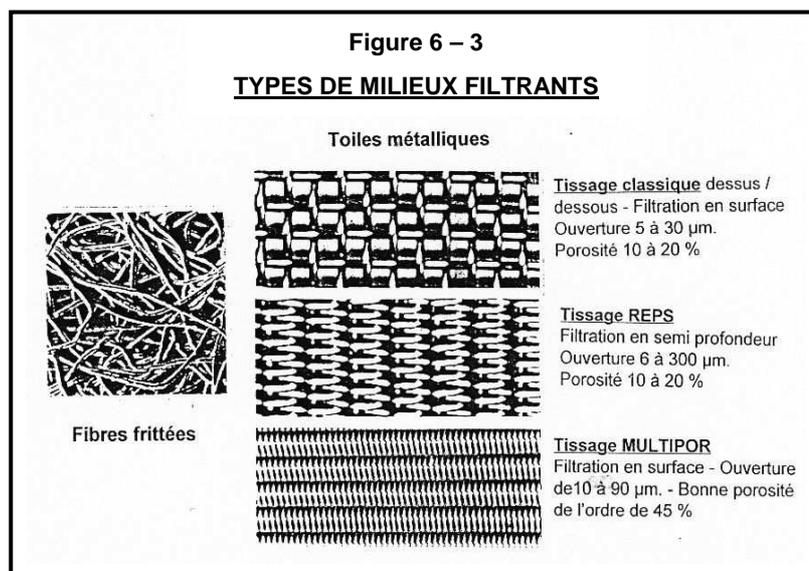
1 - 4 - DIFFERENTS TYPES DE MILIEUX FILTRANTS.

On distingue les toiles, les fibres frittées et les poudres.

1-4-1 - Les fibres métalliques frittées. Il s'agit de fibres métalliques compactées et liées entre elles par frittage (Chauffage et "fusion" en surface). Les toiles frittées présentent des porosités élevées pouvant atteindre 90 % mais, du fait de leur fragilité, elles doivent être soutenues mécaniquement. La filtration s'effectue en profondeur. Le seuil de filtration peut évoluer de 1 à 60 µm.

1-4-2 - Les toiles métalliques. Ce sont en fait des tissus mais réalisés avec des fils métalliques selon diverses techniques de tissage. Les toiles métalliques sont des éléments constitutifs de base pour les cartouches de filtration des prépolymères et des polymères.

Voir la figure 6 – 3 ci-contre



1-4-3 - Les poudres frittées ou non. Elles sont surtout utilisées dans les packs de filage avant extrusion du polymère fondu par petite quantités : filage textile par exemple, mais avec de longues durées de vie (plusieurs semaines). La porosité des poudres est faible, par contre la tortuosité est élevée et l'ouverture peut descendre jusqu'à 1 µm.

1 - 5 - TECHNOLOGIE DES FILTRES POUR PRÉPOLYMÈRES ET POLYMÈRES.

Les technologies actuelles des filtres à polymère permettent des temps de passage courts, compris entre 10 et 15 minutes, de façon à éviter les dégradations thermiques. De plus chaque constructeur tente de supprimer autant que faire se peut toutes les zones mortes où se produisent également des dégradations et des gels.

L'obtention d'un système filtrant peut être décomposée en trois phases :

- a) Obtention des cartouches filtrantes. La toile métallique ou la fibre frittée est conformée sous forme de cylindres, soit lisses, soit plissés pour obtenir une plus grande surface de filtration. L'élément de filtration ainsi constitué est placé dans un élément grillagé qui lui donne une bonne résistance mécanique. On obtient un ensemble appelé "cartouche de filtration". Le produit à filtrer arrive par l'extérieur de la cartouche et ressort par le centre. L'élément filtrant est démontable de son support grillagé pour le nettoyage et la régénération avant réutilisation.

Voir la figure 6-4 de la page suivante

Figure 6 - 4

CONSTITUTION D'UNE CARTOUCHE DE FILTRATION

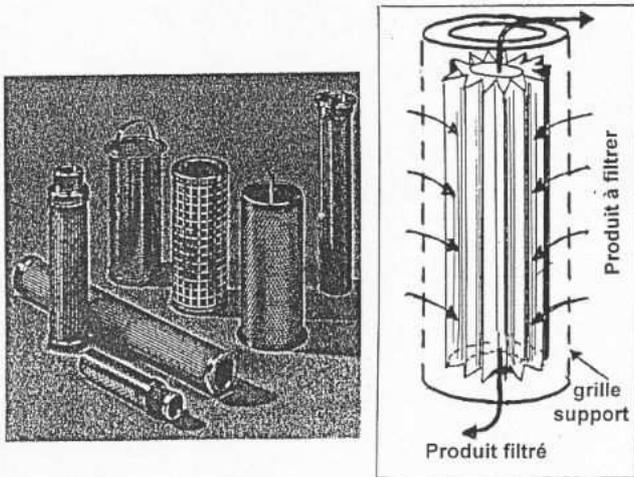
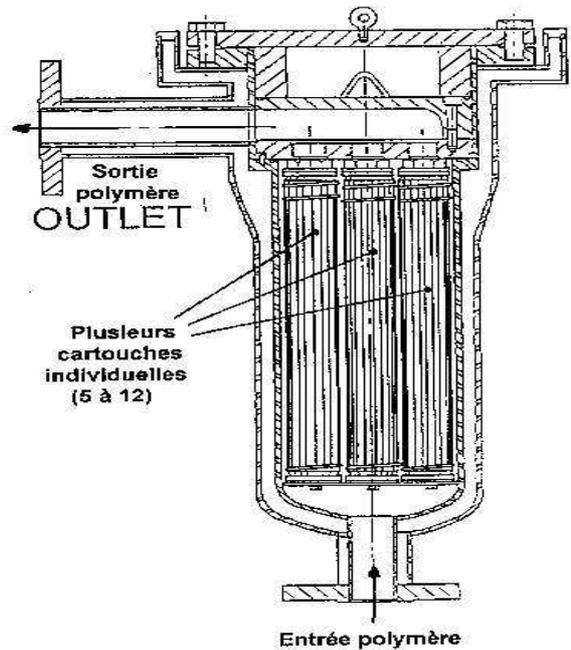


Figure 6 - 5

CONSTITUTION D'UN ENSEMBLE DE CARTOUCHES

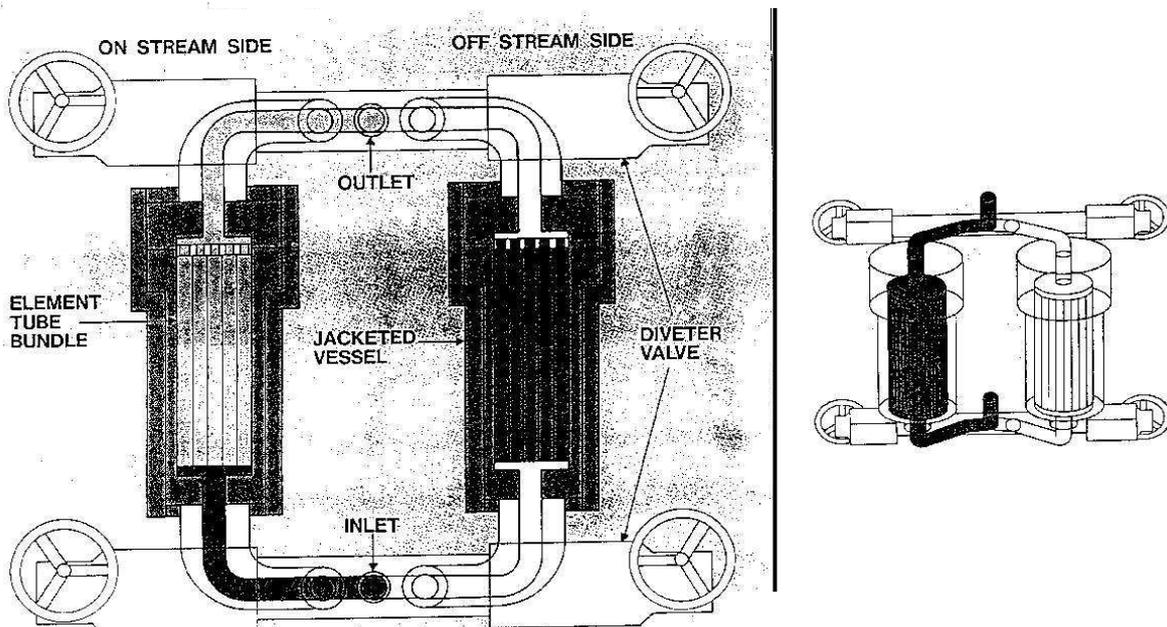


b) **Constitution d'un ensemble de cartouches.** Un ensemble de plusieurs cartouches (5 à 12) est monté sur un panier amovible placé dans un corps métallique chauffé par double enveloppe. Le corps métallique peut résister à une pression supérieure à 100 bar. La perte de charge initiale est de l'ordre de 10 à 40 bar. Elle croît faiblement et linéairement pendant un certain temps (2 à 5 semaines) puis le colmatage intervient de plus en plus et la perte de charge commence à évoluer très rapidement. On arrête alors la filtration. Il est évident que la durée de vie d'un ensemble de filtration dépend du degré de pollution du fluide traité et du seuil de filtration choisi. Voir la figure 6-5

c) **Montage d'un ensemble de filtration.** On utilise le plus souvent un système "duplex" dans lequel un ensemble de cartouches est en attente alors qu'un autre ensemble est en service. On dispose ainsi de tout le temps nécessaire pour procéder au nettoyage et au remontage des éléments usagés. Des vannes de communication spéciales, généralement à glissière, permettent de passer d'un ensemble à l'autre en cours de marche et à chaud. Voir figure 6-6

Figure 6 - 6

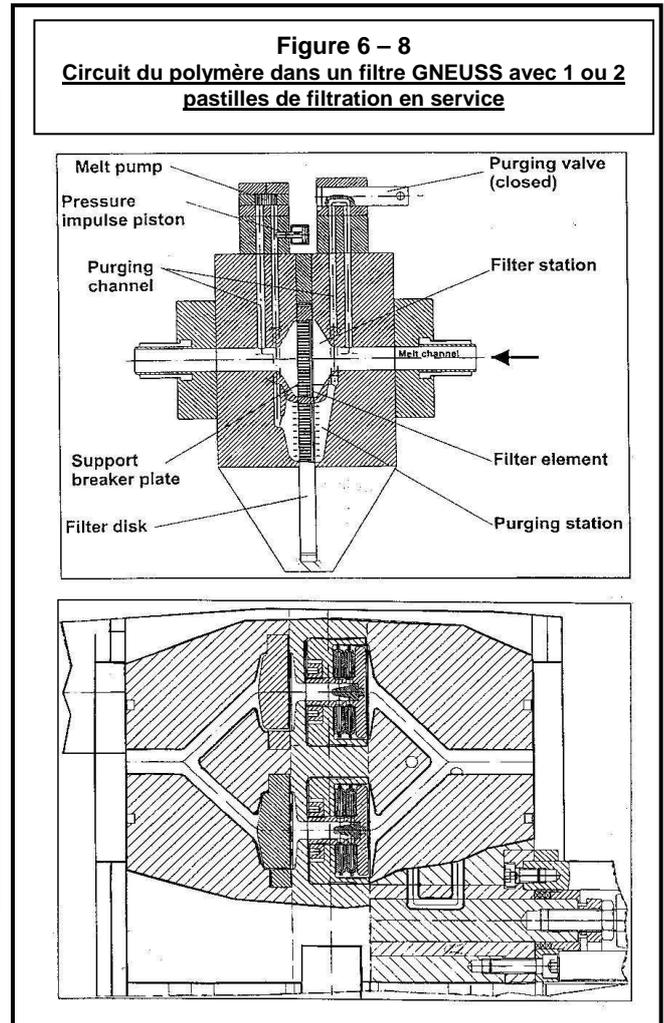
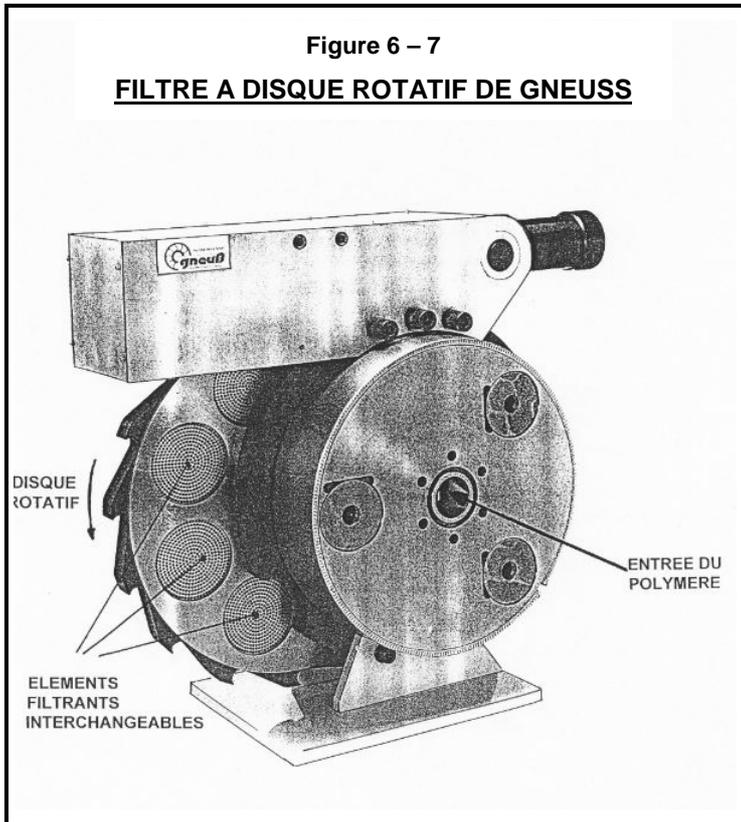
EXEMPLE DE FILTRATION POLYMÈRE TYPE "DUPLEX"



Autre technologie.

La figure 6-7 montre une autre technologie. Des éléments de filtration de petites surfaces sont placés à la périphérie d'un grand disque et défilent successivement devant l'entrée / sortie du polymère fondu. Pour augmenter la productivité il est possible d'utiliser deux éléments simultanément. Voir la figure 6 - 8

Les éléments colmatés sont ensuite aisément accessibles pour être démontés et remplacés. Cette technologie est séduisante par sa simplicité mais des problèmes d'étanchéité dans le temps peuvent éventuellement se poser.



* Durée de vie des éléments filtrants.

Les éléments filtrants sont en général coûteux. Après colmatage et démontage ils habituellement lavés à chaud avec des solvants spécifiques puis brûlés à haute température (750°C par exemple). Selon la finesse de filtration les éléments peuvent supporter de 20 à 200 recyclages.

REMARQUE : Une bonne part de ce qui précède peut s'appliquer à la filtration des collodions visqueux. Cependant la technologie la plus souvent utilisée dans l'industrie des polymères solubles est celle des filtres à plaques qui sont moins coûteux et d'entretien aisé.

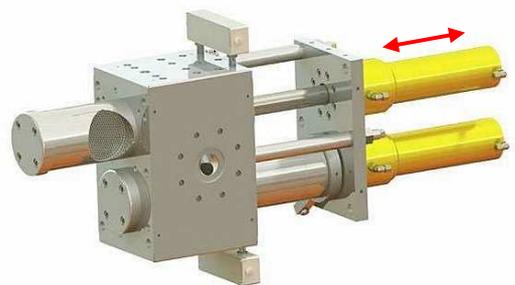
2 - LE TRANSFERT DES POLYMÈRES FONDUS.

2 -1 - INTRODUCTION.

Les polymères à l'état fondu (ou les collodions très visqueux) doivent être transférés soit depuis le dernier réacteur de préparation continue, soit depuis l'appareil de refusion (extrudeuse), soit depuis le filtre vers le système d'extrusion.

Selon les cas la matière visqueuse fondue doit être transférée, par une tuyauterie à double enveloppe, sur quelques mètres à quelques dizaines de mètres. Cette opération est en général peu étudiée, le principal critère étant souvent la nécessité de ne pas dépasser une certaine perte de charge afin de minimiser le coût de la pompe et de la tuyauterie elle-même. Or si le polymère est sensible aux dégradations thermiques, un mauvais transfert peut détériorer de façon notable la qualité du produit transféré.

Filtre MAAG à toiles métalliques contenues dans des cylindres accessibles par va-et-vient pour le nettoyage (2010)



2 -2 - TYPE D'ÉCOULEMENT D'UN POLYMÈRE FONDU OU D'UN COLLOIDION DANS UNE TUYAUTERIE.

2 - 2 - 1 - Nombre de REYNOLDS.

Le nombre de REYNOLDS Re , adimensionnel, permet de qualifier le type d'écoulement d'un fluide :

$$Re = (V \cdot \rho \cdot D) / \eta$$

V = vitesse d'écoulement en m./ s.
 ρ = masse volumique du fluide en kg./ m³
 D = diamètre de la tuyauterie en m.
 η = viscosité du fluide en Pa.s.

- L'écoulement est laminaire pour $Re < 2\ 000$ environ.
- L'écoulement est turbulent pour $Re > 5\ 000$ environ.
- Entre les deux se trouve une zone transitoire.

Prenons l'exemple d'un polymère de masse volumique = 1 200 kg./ m³ et de viscosité à l'état fondu de 100 Pa.s., circulant à 0,1 m./ s. dans une tuyauterie de 5 cm de diamètre. On a :

$$Re = (0,1 \cdot 1\ 200 \cdot 0,05) / 100 = \mathbf{0,06}$$

L'écoulement est donc ultra-laminaire. Si par ailleurs le gradient de cisaillement à la paroi γ_0 est inférieur à 100 s⁻¹, comme c'est pratiquement toujours le cas pour les transferts, cela permet sans erreur grave de considérer systématiquement dans les calculs les polymères fondus comme des fluides newtoniens. Ce ne sera évidemment plus le cas dans les orifices d'extrusion où le gradient de cisaillement peut atteindre plusieurs milliers.

$$\gamma_0 \text{ (en s}^{-1}\text{)} = (4 \cdot Q) / (\pi \cdot R^3)$$

Q = débit du polymère en m³/s.
 R = rayon de la tuyauterie en m.

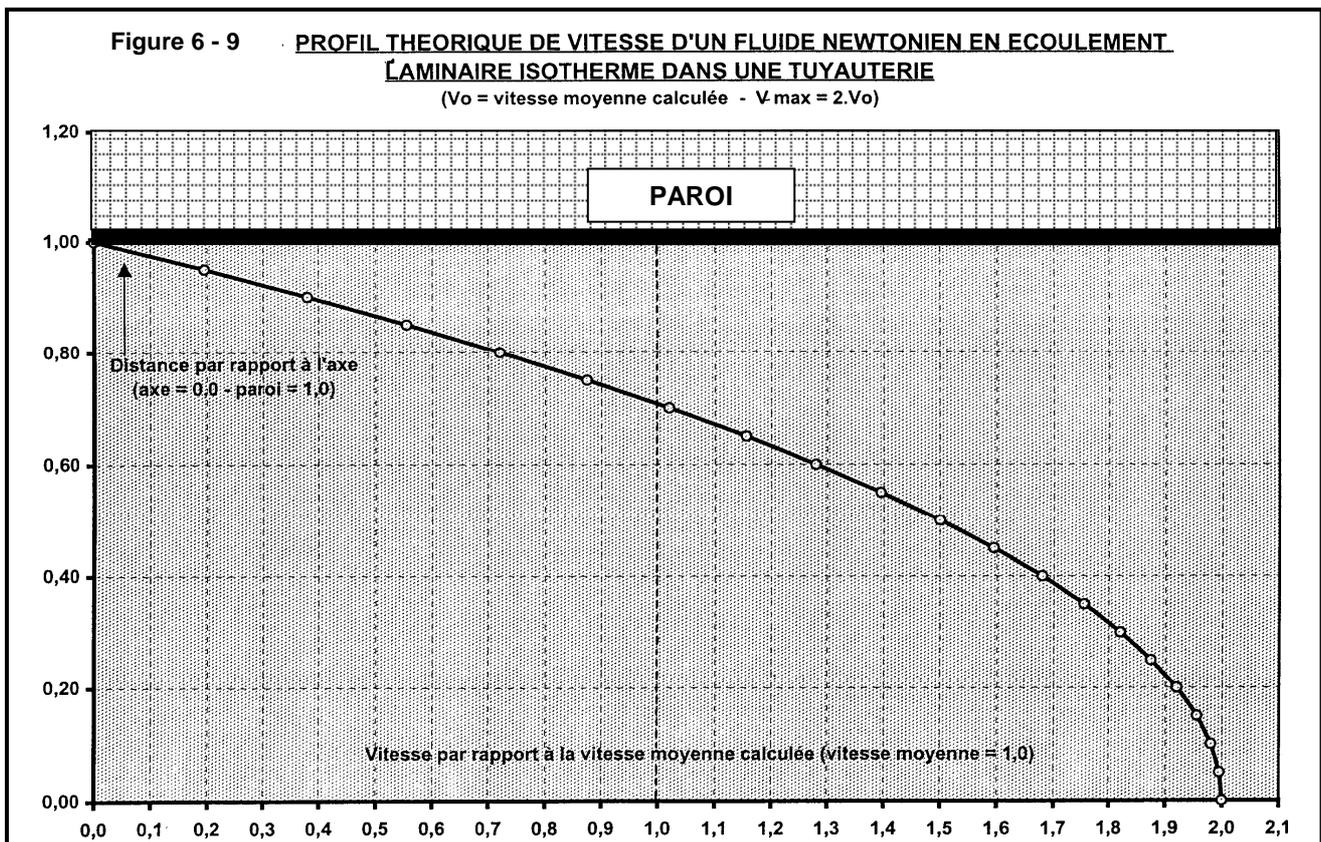
2 – 2 - 2 - Profil de vitesse dans une tuyauterie.

- Fluides purement newtoniens (auxquels on assimile les polymères en écoulement dans une tuyauterie)

On calcule toujours une vitesse moyenne d'écoulement V_m en divisant le débit volumique par la section de la tuyauterie. Il y correspond un temps de passage moyen T_m du fluide dans la tuyauterie

En fait, il ne s'agit que de valeurs moyennes. Le profil des vitesses en situation isotherme est donné à la figure 6 -9
 On constate que :

- * La vitesse du fluide est théoriquement le double de la vitesse moyenne sur l'axe de la tuyauterie.
- * La vitesse du fluide est théoriquement nulle à la paroi de la tuyauterie.



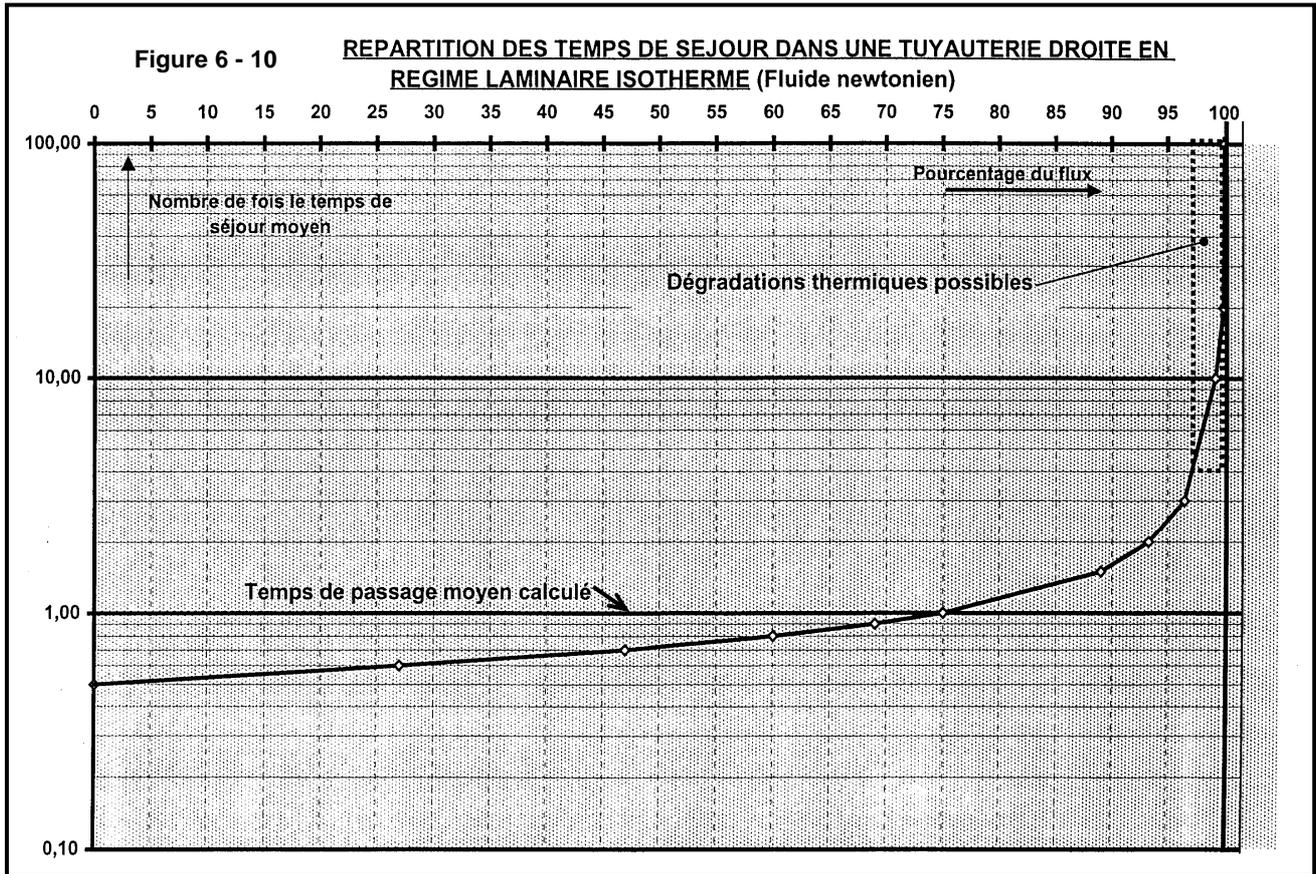
- Fluides non newtoniens.

Dans le cas des polymères fondus classiques, de nature pseudo-plastique selon l'ancienne terminologie, le profil de vitesse est un peu écrasé. La vitesse maximale sur l'axe est, par exemple, 90% de celle du fluide purement newtonien, mais elle est toujours nulle à la paroi.

2 – 2 - 3 - Conséquence du profil de vitesse sur les temps de passage réels.

La conséquence peut être très importante lorsqu'on transfère un polymère sensible aux dégradations thermiques pour lequel de faibles quantités de produits dégradés et de gels peuvent avoir une influence désastreuse sur la travaillabilité en aval. En effet le temps de passage moyen calculé cache une réalité dangereuse : une partie du fluide circulant séjourne dans la tuyauterie beaucoup plus longtemps que le temps moyen T_m calculé.

En restant dans l'hypothèse d'un milieu isotherme et avec un fluide newtonien, auquel on assimile les polymères, on a le profil des temps de passage rapportés au temps moyen calculé en fonction du pourcentage du flux total de polymère que montre la figure 6-10.



Pour illustrer concrètement cette courbe on peut construire le tableau suivant : (les valeurs sont arrondies). On rappelle que T_m représente le temps de séjour moyen calculé en divisant le volume traversé par le débit volumique du fluide.

35,5% du flux	séjourne entre 0,5 et 0,6 fois T_m	16,85% du flux	séjourne entre 1 et 2 fois T_m
17,0% du flux	séjourne entre 0,6 et 0,7 fois T_m	3,15% du flux	séjourne entre 2 et 3 fois T_m
12,5% du flux	séjourne entre 0,7 et 0,8 fois T_m	1,00% du flux	séjourne entre 3 et 4 fois T_m
7,5% du flux	séjourne entre 0,8 et 0,9 fois T_m	0,35% du flux	séjourne entre 4 et 5 fois T_m
5,5% du flux	séjourne entre 0,9 et 1,0 fois T_m	0,55% du flux	séjourne entre 5 et 10 fois T_m
En fait 78% du flux séjourne au plus le T_m calculé		0,10% du flux	séjourne plus de 10 fois T_m

Bien que dans la réalité la vitesse à la paroi ne soit jamais rigoureusement nulle c'est quand même environ 1% de la matière transférée qui séjourne plus de 4 fois le temps de passage moyen calculé, dans des conditions qui sont favorables aux dégradations thermiques. Lorsqu'on connaît l'influence de quelques dizaines de ppm d'impuretés sur le processus d'extrusion textile, une bonne conception des transferts est réellement indispensable.

2 – 2 - 4 - Perte de charge dans une tuyauterie de transfert droite.

On obtient une approximation suffisante en utilisant la loi de POISEUILLE en utilisant la viscosité newtonienne du polymère η_0 :

$$\Delta P = (128 \cdot \eta_0 \cdot L \cdot Q) / (\pi \cdot D^4)$$

ΔP = perte de charge en Pa.

η_0 = viscosité en Pa.s.

L = longueur de la tuyauterie en m.

Q = débit du polymère en m^3/s .

D = diamètre de la tuyauterie en m.

En simplifiant pour obtenir la perte de charge en bar, on obtient :

$$\Delta P = 4,0744 \cdot 10^{-4} \cdot (\eta_0 \cdot L \cdot Q) / D^4$$

2 - 2 - 5 - Le transfert est-il isotherme ?

Dans tout ce qui précède il est supposé que la masse visqueuse est à une température uniforme constante et sans échange de chaleur avec les parois. La réalité est différente car :

- des échanges thermiques se produisent sur les parois avec échauffement ou refroidissement selon la température relative du fluide thermique dans la double enveloppe de la tuyauterie.
- il y a dissipation de l'énergie mécanique fournie par l'organe qui permet de vaincre la perte de charge (pompe en général), sous forme d'énergie thermique par frottement visqueux. L'élévation maximale de température qui en résulte (pour un rendement de 100%) est évaluée par la formule : (Pour plus de détails voir l'annexe au chapitre)

$$\Delta\theta = \Delta P / (\rho \cdot C_p)$$

- $\Delta\theta$ = élévation de température en °C.
- ΔP = perte de charge en Pa.
- ρ = masse volumique en kg./ m³.
- C_p = chaleur spécifique en J./ kg.°C

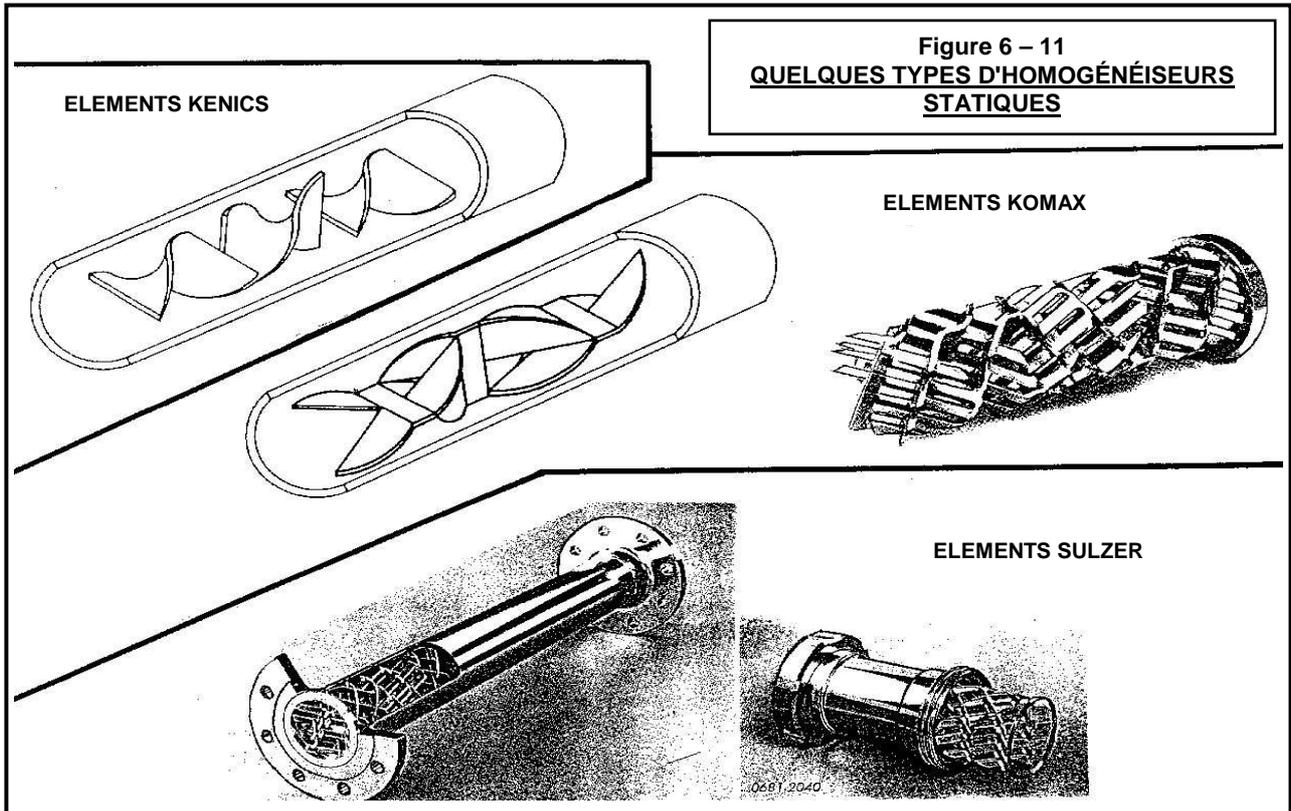
Il en résulte un certain profil de température dans la section de la tuyauterie ce qui rend délicate la mesure de "la" température du polymère dans une tuyauterie. On peut obtenir des différences de plusieurs °C selon la position du doigt de gant dans lequel est placée la sonde de mesure.

2 - 2 - 6 - Conséquences.

Pour minimiser les dégradations et obtenir en bout de transfert un produit de bonne qualité, il est indispensable d'homogénéiser le flux de polymère fondu. Cette homogénéisation doit être systématique :

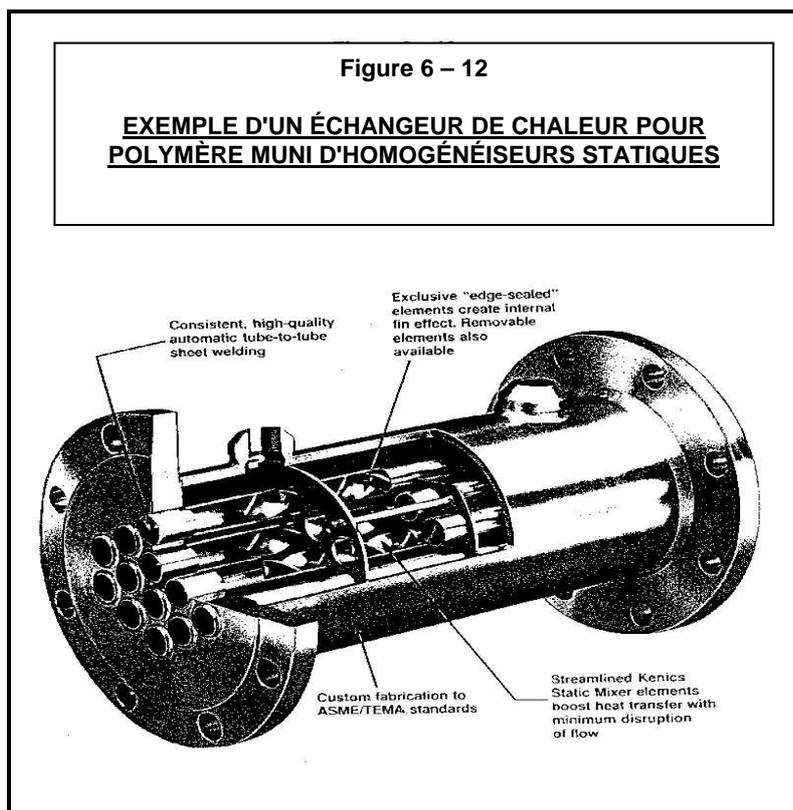
- Après injection d'un additif dans le flux de polymère.
- Avant une mesure de température.
- Avant une dérivation lorsque le flux principal est divisé en plusieurs flux secondaires.

On utilise couramment des **homogénéiseurs statiques** dont quelques modèles sont représentés sur la figure 6-11. Le premier du genre, et le plus simple, fut l'élément KENICS. Le principe est pour tous le même : ramener au centre de la veine les parties se trouvant près des parois tout en envoyant dans le même temps le produit axial vers les parois de la tuyauterie. L'effet d'homogénéisation est fonction du nombre et du type des éléments utilisés. Il en résulte évidemment une perte de charge supplémentaire et des risques d'encrassement sur la couche limite de surface des éléments.



REMARQUE :

On sait que toutes les formules qui permettent d'approximer la valeur des coefficients de transfert dans les échanges thermiques sont des fonctions plus ou moins complexes du nombre de REYNOLDS Re . Dans le cas des produits très visqueux comme les polymères fondus et les collodions, Re est particulièrement faible ce qui entraîne des coefficients de transfert de très bas niveau. Si l'on désire réaliser un transfert de chaleur (chauffage ou refroidissement) il y a donc intérêt à renouveler le plus souvent possible la matière en contact avec la paroi d'échange. On peut alors utiliser des échangeurs tels que celui représenté à la figure 6-12 qui est un échangeur tubulaire garni d'homogénéiseurs statiques. Un des inconvénients de ce type de matériel, outre la perte de charge générée, réside dans son coût élevé.



2 - 3 - INJECTION D'ADDITIFS DANS UNE VEINE DE PRODUIT VISQUEUX.

Lorsqu'on désire injecter un additif dans la veine de produit visqueux, polymère fondu ou collodion, cet additif est généralement lui-même un produit liquide plus ou moins visqueux : mélange-maître (master batch) contenant du TiO_2 , un azurant optique, un pigment, un colorant, par exemple.

Selon les viscosités relatives et les compatibilités entre additif et fluide récepteur, il est le plus souvent recommandé d'éliminer la simple tubulure en T comme système d'introduction car le produit ajouté va se trouver en contact avec les veines les plus lentes du flux principal.

Il est donc préférable d'utiliser des vannes particulières comme celles qui sont représentées sur la figure 6-13 à la page suivante. L'additif est injecté près du centre de la veine dans les zones les plus rapides. Il est évident que de tels systèmes doivent toujours être suivis d'un ensemble d'homogénéiseurs statiques.

Une autre solution est représentée par la pompe mélangeuse PROMIX de BARMAG.

En 1999 la société BARMAG a mis sur le marché des pompes à engrenages munies d'un dispositif d'homogénéisation incorporé en sortie – Voir les figures 6-14 à la page suivante – Deux types d'applications sont revendiquées pour ces pompes désignées sous le nom de PROMIX :

- Homogénéisation en température et en composition d'un polymère avant extrusion.
- Homogénéisation poussée des additifs dans un flux de polymère avant extrusion.

L'utilisation des systèmes PROMIX dispenserait de l'installation d'homogénéiseurs statiques en ligne.

Figure 6 - 13

**EXEMPLES DE SYSTEMES D'INJECTION D'ADDITIF
DANS UNE VEINE DE FLUIDE VISQUEUX**

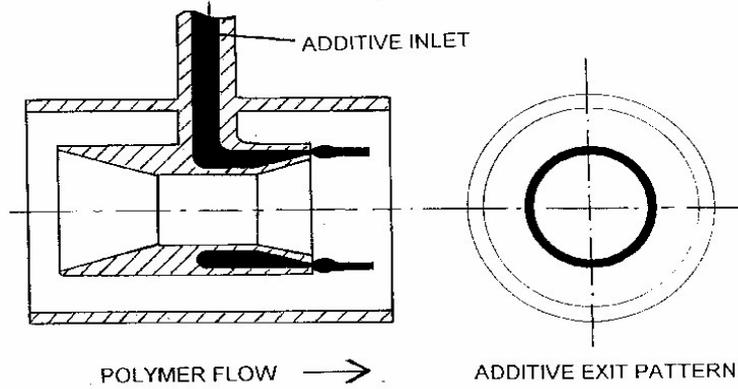
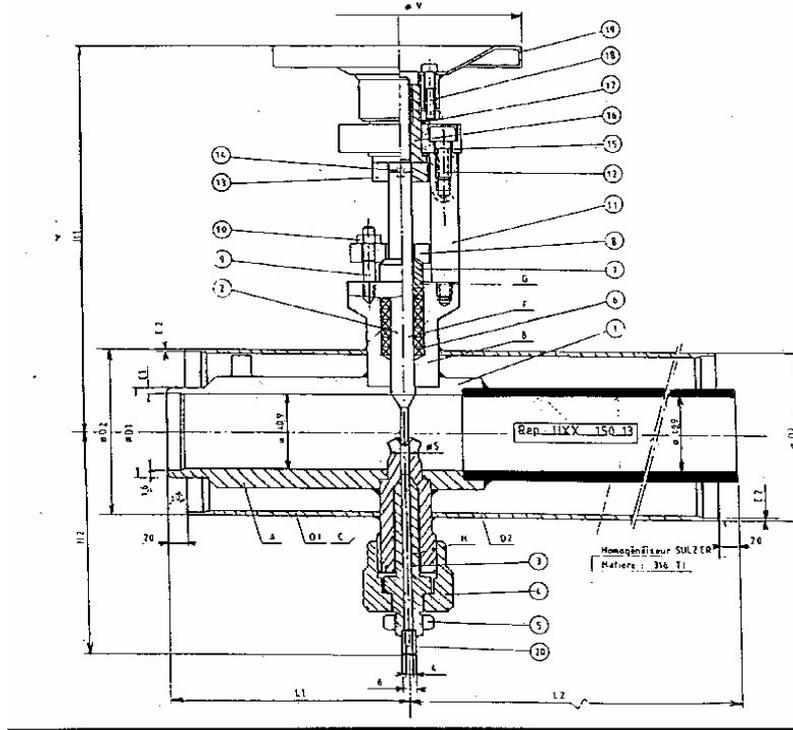
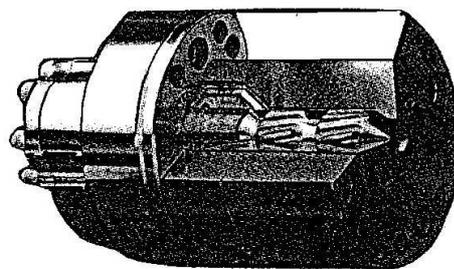
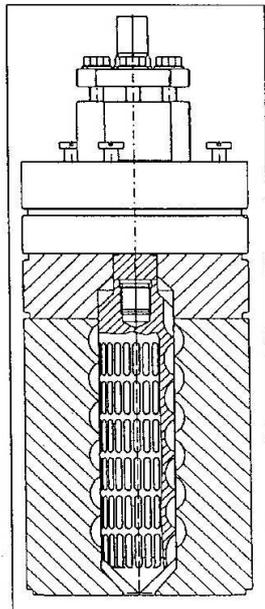


Figure 6 - 14

**POMPE PROMIX DE BARMAG
(Allemagne)**



ANNEXE UNE

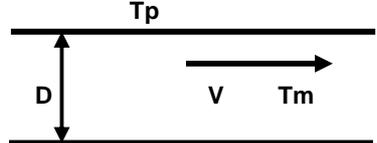
COMPLÉMENT SUR L'ÉCHAUFFEMENT PAR DISSIPATION VISQUEUSE DANS LES ÉCOULEMENTS

(D'après J.F. AGASSANT)

1 - INTRODUCTION.

Les polymères fondus ont, par rapport aux autres liquides, une très forte viscosité et une conductivité thermique faible. Il est donc illusoire de vouloir leur apporter beaucoup de chaleur par conduction à travers une forte épaisseur. Par contre l'énergie que l'on développera par cisaillement sera importante et efficace puisqu'elle ne se dissipera que très lentement vers les parois des tuyauteries ou outillages contenant ces polymères.

Le nombre de BRINKMAN Br caractérise l'importance relative de la dissipation visqueuse et de la conduction dans un écoulement :

$$Br = [\eta \cdot V^2] / [k \cdot (T_p - T_m)]$$


η = viscosité du polymère en Pa.s
 V = vitesse moyenne du polymère en m./s
 k = conductivité du polymère en watt / m.°C
 T_p = température de la paroi en °C
 T_m = température moyenne du polymère

Dans la plupart des cas on constate que la puissance dissipée est plus importante que celle transmise par conduction.

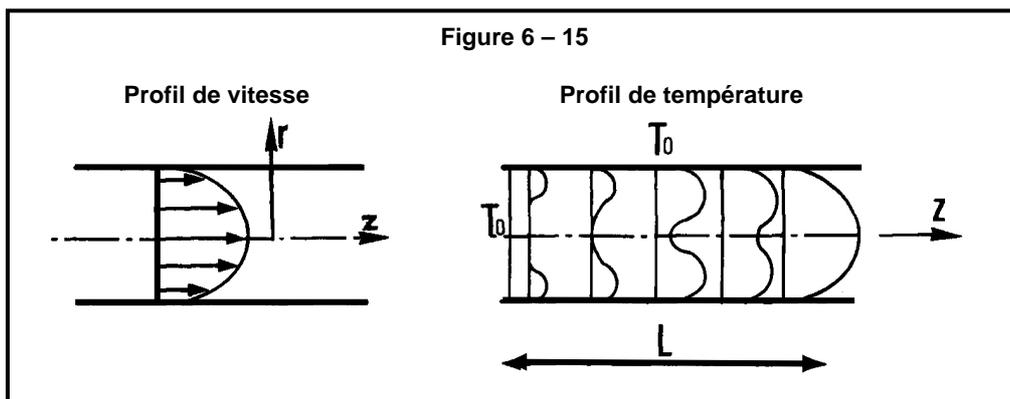
2 - CAS OU LA TEMPÉRATURE INITIALE DU POLYMÈRE EST IDENTIQUE A CELLE DE LA PAROI.

C'est le cas le plus simple et considérons un polymère en écoulement présentant in comportement newtonien, ce qui est le plus souvent proche de la réalité étant donné les faibles gradients de cisaillement à la paroi. Le profil de vitesse dans le tube est alors parabolique.

On suppose la paroi isotherme à la température T_0 et la température initiale du polymère également T_0 . En examinant qualitativement l'évolution thermique du polymère, on observe :

- vers l'entrée de la tuyauterie, un maximum de température est atteint au voisinage des parois, là où les cisaillements sont les plus intenses;
- puis, progressivement, par conduction vers l'intérieur, le profil de température évolue vers celui de l'équilibre avec le maximum au centre.

Voir la figure 6-15



D'une manière générale on peut distinguer trois régions distinctes :

- Au tout début de l'écoulement , peu après l'entrée dans la tuyauterie, l'échauffement du polymère liquide par rapport aux parois est encore faible. De ce fait le flux de chaleur évacué par conduction est négligeable et la puissance dissipée se retrouve pratiquement intégralement dans l'échauffement du polymère. Tout se passe comme si le polymère liquide était isolé thermiquement de l'extérieur. Le régime est dit **adiabatique**.
- Plus loin dans l'écoulement, l'échauffement devient tel que la conduction n'est plus négligeable. La puissance dissipée se répartit donc entre l'échauffement du polymère et une dissipation à l'extérieur. C'est le régime **transitoire**.

- Enfin, nettement plus loin dans l'écoulement, l'échauffement atteint la limite pour laquelle le flux de chaleur éliminé par conduction équilibre exactement la dissipation dans le volume de polymère. Le régime atteint est dit **d'équilibre**.

Selon les conditions de l'écoulement il n'est pas évident qu'on atteigne toujours le régime d'équilibre. Si l'on veut connaître la température moyenne du polymère dans un tube de longueur L , de rayon R , dans lequel s'écoule à la vitesse moyenne V un polymère de viscosité η , de masse volumique ρ , de chaleur spécifique C_p , de conductivité k et de diffusivité thermique a , on calcule le nombre adimensionnel de CAMERON Ca de l'écoulement

$Ca = (a.L) / (V.R^2)$	a = diffusivité thermique en m^2 / s (pour les polymères a est compris entre $1,5$ et $6,5 \cdot 10^{-7}$) L = longueur du tube en m . V = vitesse moyenne d'écoulement en m / s R = rayon du tube en m .
------------------------	--

- Si $Ca < 10^{-2}$ le régime est **adiabatique** et l'échauffement final dans le tube est conforme à la formule déjà vue dans le chapitre, sur la longueur L la perte de charge étant de ΔP

$$\Delta T = \Delta P / \rho.C_p$$

- Si $Ca > 1$ le régime d'**équilibre** est atteint, l'échauffement maximal du polymère par rapport aux parois sera

$$\Delta T = \eta.V^2 / k$$

- Si $10^{-2} < Ca < 1$ le régime est **transitoire** et l'échauffement final est :

$$\Delta T = [(2.\eta.V^2) / (3.k)] . (1 - e^{-12Ca})$$

Les trois cas numériques qui suivent montrent les différences que l'on peut obtenir entre l'application systématique de la formule simple adiabatique à base de la perte de charge et la prise en compte du nombre de CAMERON

1^{er} cas : polymère de $\eta = 150 \text{ Pa.s}$ - $\rho = 1150 \text{ kg/m}^3$ - $C_p = 2050 \text{ J/kg.}^\circ\text{C}$ et $a = 3,2 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$, circulant dans une tuyauterie de 10 m de longueur et de 0,025 m de rayon à la vitesse de 0,5 m/s. Il s'agit d'un polymère visqueux circulant à vitesse élevée.

$$Q = \pi.(0,025)^2.0,5 = 9,8 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Ca = 3,2 \cdot 10^{-7} . 10 / 0,5.(0,025)^2 = 0,010 \quad \text{on se trouve dans le régime adiabatique}$$

$$\Delta P = 128.10.150.9,8 \cdot 10^{-4} / \pi (0,025)^2 = 95,8 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

$$\text{Par conséquent } \Delta T = \Delta P / C_p.\rho = 95,8 \cdot 10^5 / 2050.1150 = \mathbf{+ 4,07^\circ\text{C}}$$

$$\text{Temps de séjour moyen dans la tuyauterie : } 10 / 0,5 = 20 \text{ secondes}$$

2^{ème} cas : polymère de $\eta = 70 \text{ Pa.s}$ - mêmes ρ et C_p que ci-dessus - $a = 4,3 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ circulant dans une tuyauterie de 5 m de longueur, de 0,01 m de rayon, à la vitesse de 0,1 m/s et avec un coefficient d'échange $k = 0,25 \text{ W / m.}^\circ\text{C}$. Il s'agit d'un polymère peu visqueux circulant à une vitesse classique;

$$Q = \pi.(0,01)^2.0,1 = 3,14 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Ca = 4,3 \cdot 10^{-7} . 5 / 0,1.(0,01)^2 = 0,215 \quad \text{on se trouve dans le régime transitoire}$$

$$\Delta P = 128.5.70.3,14 \cdot 10^{-5} / \pi (0,01)^2 = \sim 28 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

$$\text{D'où } \Delta T = [2.\eta.V^2 / 3.k] . (1 - e^{-12.Ca}) = (2.70.0,1^2 / 3.0,25) . (1 - e^{-12.0,215}) = \mathbf{+ 1,72^\circ\text{C}}$$

$$\text{En appliquant la formule adiabatique on trouve : } \Delta T = 28 \cdot 10^5 / 2050.1150 = \mathbf{+ 1,18^\circ\text{C}}$$

$$\text{Temps de séjour dans la tuyauterie : } 5 / 0,1 = 50 \text{ secondes}$$

3^{ème} cas : polymère de $\eta = 120 \text{ Pa.s}$ - mêmes ρ et C_p que ci-dessus - $a = 4,3 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ circulant dans une tuyauterie de 10 m de longueur, de 0,01 m de rayon, à la vitesse de 0,015 m/s et avec un coefficient d'échange k de 0,15 W / m.°C Il s'agit d'un polymère assez visqueux circulant à très faible vitesse. (temps de séjour > à 11 min.)

$$Q = \pi.(0,01)^2.0,015 = 4,7 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Ca = 4,3 \cdot 10^{-7} . 10 / 0,015.(0,01)^2 = 2,87 \quad \text{on se trouve dans le régime d'équilibre}$$

$$\Delta P = 128.120.10.4,7 \cdot 10^{-6} / \pi (0,01)^2 = \sim 14,4 \cdot 10^5 \text{ Pa}$$

$$\text{D'où } \Delta T = \eta.V^2 / k = 120.(0,015)^2 / 0,15 = \mathbf{+ 0,18^\circ\text{C}}$$

$$\text{En appliquant la formule adiabatique on trouve } \Delta T = 14,4 \cdot 10^5 / 2050.1150 = \mathbf{+ 0,61^\circ\text{C}}$$

3 – CAS OU LA TEMPÉRATURE INITIALE DU POLYMÈRE EST DIFFÉRENTE DE CELLE DE LA PAROI.

C'est évidemment un cas plus général et plus courant dans les exploitations industrielles. Si la température de la paroi de la tuyauterie, dite température de régulation, est différente de la température initiale du polymère, la conduction va jouer un rôle dès le tout début de l'écoulement et il n'y aura plus de régime adiabatique.

Par contre le régime d'équilibre sera toujours déterminé par la température de régulation de la paroi et il reste inchangé par rapport au cas précédent. Nous n'entrerons pas dans le détail des calculs qui sont plus complexes et nous donnerons seulement quelques indications qualitatives qui mettent en jeu les nombres de BRINKMAN et de

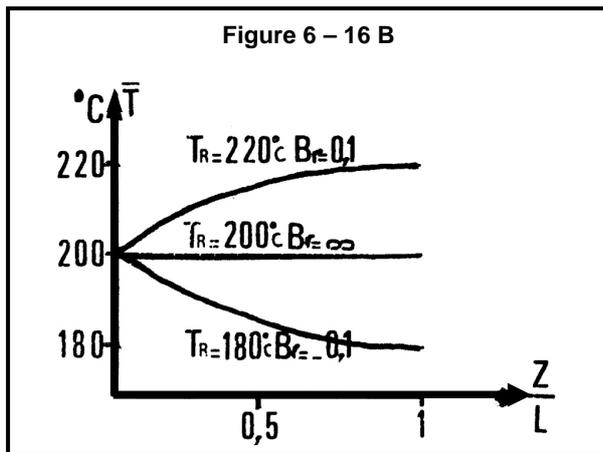
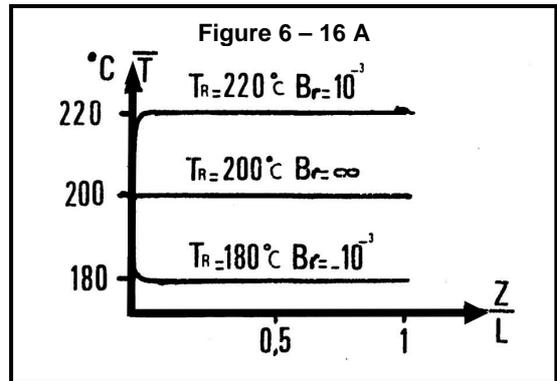
CAMERON. Pour plus de détails on se rapportera à l'ouvrage de J.F. AGASSANT et collaborateurs "La mise en forme des matières plastiques" chapitre B3

Les exemples ci-dessous considèrent un polymère entrant à 200°C dans une tuyauterie dont les parois sont soit à 180°C, soit à 200°C, soit à 220°C. Les graphes indiquent l'allure de l'évolution de la température du polymère en fonction des nombres de CAMERON et de BRINKMAN.

1^{er} cas : Le nombre de BRINKMAN est très faible : $\pm 10^{-3}$ (il peut être négatif si la température de la paroi est inférieure à celle du polymère). La vitesse d'écoulement est faible : 0,002 m/s et le nombre de CAMERON est élevé. La température du polymère réagit très rapidement à la température de régulation.

Voir la figure 6-16 A pour laquelle $Ca = 20$

Lorsque la température du polymère et de la paroi sont identiques, leur différence est nulle et par conséquent $Br = \infty$



2^{ème} cas : Le nombre de BRINKMAN est plus élevé : $\pm 0,1$, de même que la vitesse : 0,02 m/s, mais le nombre de CAMERON est plus faible et descend à 0,2.

La température du polymère est toujours gouvernée par la température de régulation, mais la longueur nécessaire devient importante.

Voir la figure 6-16 B

3^{ème} cas : Le nombre de BRINKMAN est important : ± 10 et la vitesse est également notable : 0,2 m/s. Le nombre de CAMERON devient très faible : 0,002

La température du polymère devient pratiquement insensible à la température de régulation et vit en quelque sorte sa propre vie

4 – GÉNÉRALISATION AU COMPORTEMENT PSEUDO-PLASTIQUE.

Comme nous le verrons plus loin les polymères à l'état fondu présentent un comportement dit "pseudo plastique" c'est à dire qu'ils se comportent comme des fluides newtoniens aux très bas gradients de cisaillement, par exemple jusqu'à 1 s^{-1} (Ce qui est bien souvent le cas des transferts industriels de polymères fondus) mais qu'ensuite leur viscosité apparente décroît au fur et à mesure que le gradient de cisaillement ψ augmente (Ce qui est par contre industriellement le cas dans les trous d'extrusion des filières)

4 – 1 – Modélisation de la partie pseudo-plastique – Loi de puissance.

La modélisation la plus courante du comportement pseudo-plastique est la loi de puissance ou loi d'OSTWALD, qui s'écrit en cisaillement simple :

$$\eta(\psi) = K \cdot [\psi]^{m-1}$$

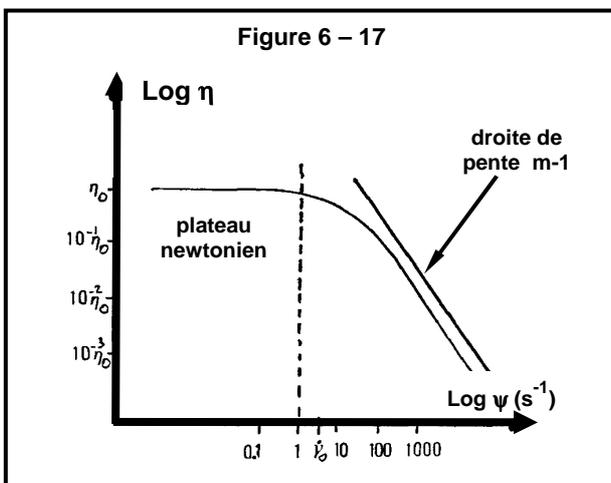
K est souvent appelé la consistance du liquide et m l'indice de pseudo-plasticité. Cette relation entre η et ψ est en général représentée en échelle logarithmique, la partie pseudo-plastique est alors assimilée à une droite de pente $m-1$.

Evidemment la loi de puissance n'a aucune validité dans la zone de comportement newtonien. (dans ce cas $m = 1$)

La figure 6-17 montre une évolution typique de la viscosité d'un polymère fondu avec le taux de cisaillement

La pseudo-plasticité a une première conséquence sur la forme du champ de vitesse dans la tuyauterie. Pour une tuyauterie de rayon R dans laquelle circule un débit volumique Q de polymère, la vitesse à une distance r du centre est donnée par l'équation :

$$V(r) = [Q / \pi \cdot R^2] \cdot [3m + 1 / m + 1] \cdot [1 - (r/R)^{m+1/m}]$$



La figure 6-18 ci-dessous montre l'aplatissement du profil de vitesse provoqué par la pseudo-plasticité à partir du profil newtonien parabolique.

La seconde conséquence de la pseudo-plasticité est importante en ce qui concerne l'autoéchauffement visqueux : **l'échauffement est d'autant moins important par rapport au comportement newtonien que l'indice de pseudo plasticité est plus faible.** La plupart des polymères présentant un indice compris entre 0,3 et 0,6, l'autoéchauffement est nettement plus faible qu'on pourrait le supposer au premier abord. La figure 6-19 donne un aperçu de ce type de phénomène.

