

Modélisation de l'écoulement de l'eau et du filler dans un malaxeur industriel et détermination de son pouvoir de lissage

Jean-Pierre LECLERC
Responsable technique

Hervé MUHR
Chargé de recherche

Centre de Promotion du Génie des Procédés dans l'Industrie
LSGC, CNRS, ENSIC, INPL

Corinne FINDELING
Doctorante
Laboratoire d'Ingénierie des Matériaux
et des Hautes Pressions
Université Paris-Nord

Jacques TERRIÈRE
Assistant
Laboratoire Régional des Ponts et Chaussées d'Angers

Yves CHARONNAT
Directeur de Recherche
Division Méthodes et matériels de construction
et d'entretien des routes
Laboratoire Central des Ponts et Chaussées
Centre de Nantes

RÉSUMÉ

Le but de cet article est de rappeler les principes de base de la modélisation de l'écoulement à l'aide des Distributions de Temps de Séjour (DTS), puis de déterminer des modèles simples d'écoulement pour le filler et pour l'eau dans le malaxeur industriel, et enfin de caractériser la qualité du malaxage et d'estimer le pouvoir de lissage des malaxeurs industriels. L'écoulement de l'eau est représenté par un modèle de mélangeurs en cascade, chaque mélangeur échangeant avec une zone stagnante, alors que l'écoulement du filler est simulé par un modèle simple de mélangeurs en cascade. D'une façon générale, le nombre de mélangeurs est d'autant plus faible, et par conséquent la qualité du malaxage d'autant meilleure, que la vitesse de rotation des pales est élevée et que le débit est important. Pour le malaxeur étudié, un optimum semble se dessiner pour un débit de l'ordre de 160 t/h, mais ce résultat doit être confirmé. Des simulations préliminaires montrent que le pouvoir de lissage dépend essentiellement de la période des fluctuations, celles-ci étant d'autant plus atténuées que la période est inférieure au temps de séjour dans le malaxeur.

MOTS CLÉS : 32-33 - Écoulement (fluide) - Eau - Filler - Malaxeur - Industrie - Modèle mathématique - Qualité - Malaxage - Vitesse - Débit (écoulement) - Lissage - Temps de séjour.

Introduction

Les études menées par le Laboratoire Central des Ponts et Chaussées (LCPC) ont montré que l'efficacité d'un malaxeur pour homogénéiser les matériaux pouvait être influencée par un grand nombre de paramètres et par la manière dont on les combine. Pour mener à bien cette recherche, le LCPC s'est orienté vers des méthodes globales basées sur les techniques de recherche de fonction de transfert. La technique consiste à « injecter » à l'entrée du système (ici le malaxeur) un signal connu (échantillon de constituant marqué) et à observer les modifications qu'il subit pendant le passage dans le système. La technique de traçage utilisée, le traitement des courbes brutes de base et les premiers résultats obtenus lors des essais réalisés ont été décrits dans l'article « Estimation des temps de séjour et des masses de l'eau et du filler dans un malaxeur industriel » [1].

Cet article montre, en particulier, des conditions différentes d'écoulement d'un constituant à l'autre, chaque écoulement étant caractérisé par le temps de séjour correspondant. Cela se traduit, selon les connaissances que nous avons de ces matériels, par des chemins parcourus différents. On comprend bien que plus le chemin est long et plus les probabilités d'échanges entre les diverses zones du malaxeur sont importantes. Or l'échange est l'une des deux fonctions qu'il faut absolument favoriser pour espérer obtenir un mélange homogène, la seconde étant le cisaillement des agglomérations de constituants. C'est en modélisant les écoulements des différents constituants que l'on pourra juger de l'efficacité d'un malaxeur dans une configuration donnée et comparer les performances des divers malaxeurs.

Après un bref rappel des résultats acquis dans ce domaine, les principes de base de la modélisation à l'aide de la Distribution du Temps de Séjour (DTS) seront énoncés. Toujours à partir des résultats obtenus grâce aux traceurs radioactifs, on déterminera des modèles simples d'écoulement du filler et de l'eau dans le malaxeur, l'objectif final étant de caractériser la qualité du malaxage et, par ailleurs, d'estimer le pouvoir de lissage du malaxeur testé.

Quelques rappels sur la fonction « malaxage » dans les centrales de fabrication des mélanges granulaires

À l'entrée d'un malaxeur, les constituants arrivent en flux bien distincts. Malgré des systèmes de plus en plus performants placés en amont du malaxeur, ces flux peuvent être l'objet de fluctuations de débit dans le temps. Le rôle du malaxeur est de délivrer un mélange homogène dans l'espace (symbolisé par la section de la veine de matériau sortant) et dans le temps. De plus, ce mélange, pour posséder les propriétés attendues, doit avoir une configuration déterminée (contacts préférentiels entre certains constituants : le ciment et l'eau, par exemple). Pour obtenir ce résultat, on estime qu'il y a deux fonctions à remplir pour bien malaxer. La première consiste à distribuer uniformément chacun des constituants dans ce qui sera le flux de matériau sortant. La seconde a pour but de rompre les agglomérats à la plus petite échelle possible afin de favoriser les contacts entre les différents constituants.

Par ses possibilités d'estimer le temps passé dans le malaxeur par les constituants testés, la DTS permet de prévoir les probabilités d'échanges et donc de caractériser la première fonction décrite. La seconde fonction, qui est assurée par des actions de cisaillement, n'est pas directement approchable par la DTS.

Pour répondre au besoin d'homogénéisation dans l'espace et dans le temps, le malaxeur doit présenter une zone fortement agitée. Plus le volume de cette zone est important et plus les échanges seront nombreux. Dans les expérimentations menées dans le cadre de cette étude [1], on a pu montrer que le filler ne s'incorporait pas immédiatement dans le mélange. En fait, il circule pendant un certain temps dans une zone différente qui se situe au-dessus de la zone de brassage du malaxeur. Ces deux zones correspondent à des écoulements hydrodynamiques différents des matériaux (si la zone supérieure n'apporte rien pour le malaxage, elle ne peut toutefois être supprimée, puisqu'elle sert de zone « d'expansion » pour les échanges réalisés dans la zone de brassage).

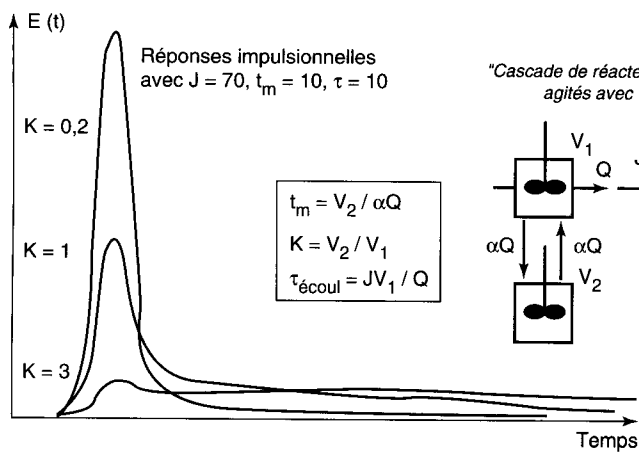
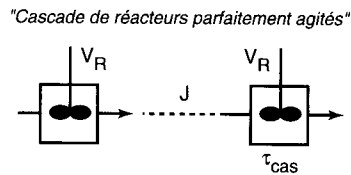
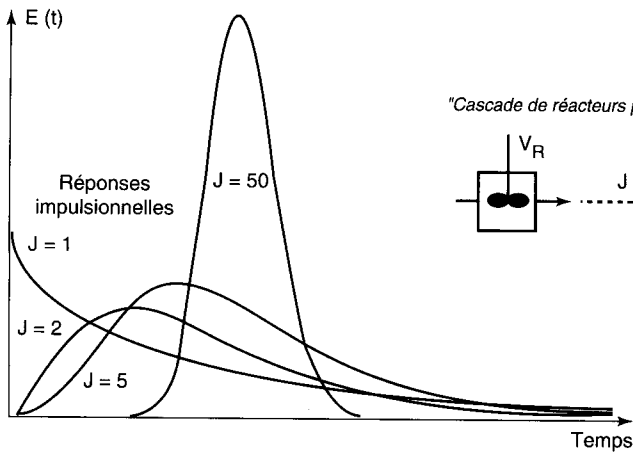
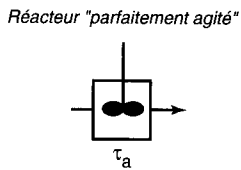
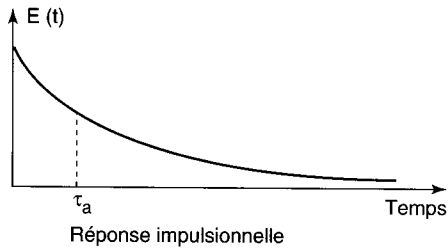
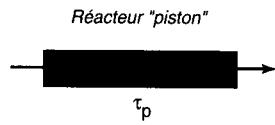
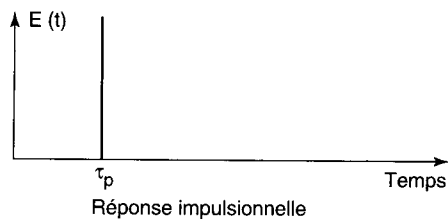
Le pouvoir de lissage d'un malaxeur est son aptitude à atténuer les fluctuations temporelles qui sont susceptibles d'exister dans le flux de chacun des constituants. On comprend tout de suite le lien qui peut exister entre les paramètres de ces fluctuations (fréquence et amplitude) et le volume de matériau présent dans la zone de brassage. Aussi pouvoir de lissage et homogénéisation sont deux fonctions homothétiques. Avec la connaissance du pouvoir de lissage, il sera alors possible de définir, pour un résultat d'homogénéité donné, quelles sont les fluctuations admissibles à l'entrée du malaxeur pour chacun des constituants.

La réduction des fluctuations dans les flux des matériaux par le pouvoir de lissage et l'homogénéisation des constituants entre eux par le brassage de ces flux sont les deux propriétés qui caractérisent l'efficacité d'un malaxeur et on pense pouvoir les quantifier, pour chaque malaxeur, à partir de la DTS des différents constituants.

Mise au point des modèles d'écoulement

Rappelons que l'approche proposée par Danckwerts [2] consiste à décrire l'écoulement dans un réacteur au moyen d'expériences de traçage et d'un modèle phénoménologique d'écoulement reposant sur les résultats de traçage (aspects quantitatifs du modèle) et sur des caractéristiques géométriques et physiques simples du réacteur (aspect « structure » du modèle).

Pour chaque expérience, on compare les signaux correspondant au passage du traceur devant les détecteurs d'entrée et de sortie du malaxeur. Le traceur (son mode et lieu d'injection) et le détecteur doivent satisfaire à certaines conditions pour que l'expérience soit interprétable sans ambiguïté [1], [3], [4].



$$t_m = V_2 / \alpha Q$$

$$K = V_2 / V_1$$

$$\tau_{écoul} = J V_1 / Q$$

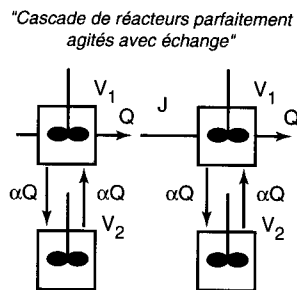


Fig. 1 - Symboles et réponses impulsionnelles des réacteurs de référence.

□ Si l'injection de traceur est instantanée, le signal de la concentration en traceur à la sortie du réacteur, $C(t)$, contient toute l'information nécessaire à la modélisation de l'écoulement. La quantité de traceur injectée ne se répercute que sur l'amplitude de $C(t)$. Elle est définie par :

$$y(t) = \frac{C_{\text{sortie}}(t)}{\int_0^{\infty} C_{\text{sortie}}(t) dt} \quad (1)$$

$y(t)$ est la réponse impulsionnelle et représente la DTS.

□ Si l'injection de traceur n'est pas instantanée, on mesure, au cours de la même expérience, les concentrations d'entrée $C_{\text{entrée}}(t)$ et de sortie $C_{\text{sortie}}(t)$ du traceur. On a alors :

$$y(t) = \int_0^t E(u) x(t-u) du \quad (2)$$

avec

$$x(t) = \frac{C_{\text{entrée}}(t)}{\int_0^{\infty} C_{\text{entrée}}(t) dt}$$

À partir des courbes $x(t)$ et $y(t)$, il reste à établir un modèle d'écoulement qui représentera la DTS du constituant marqué. Il faudra recommencer l'expérience pour chaque constituant à caractériser en s'assurant de la reproductibilité de ces expériences.

Construction des modèles : association des différents types d'écoulement de référence

Beaucoup de DTS se présentent sous la forme de courbes en cloche plus ou moins étalées qu'il serait possible de représenter à l'aide de fonctions mathématiques connues, du type « sommes d'exponentielles », par exemple. Ce serait un simple ajustement mathématique qui n'apporterait pas d'information sur le comportement physique du réacteur. Nous avons préféré nous appuyer sur les types d'écoulement attachés à des réacteurs de référence (fig. 1), en les combinant de façon à retrouver l'image de l'écoulement global dans le malaxeur.

□ Les différents réacteurs et leur association avec les écoulements qui en découlent sont les suivants.

- **Le réacteur « piston »**, dont l'écoulement est idéal, où tous les « points » avancent à la même vitesse et le fluide s'écoule en tranches successives indépendantes.

- **Le réacteur « parfaitement agité »**, dont l'écoulement est en mélange parfait. Ce réacteur est en général le siège d'un brassage intense, qui uniformise la concentration dans son volume.

- **La « cascade de réacteurs parfaitement agités »** (tous de même volume), dont l'écoulement global est équivalent à un écoulement « piston » auquel se superpose une dispersion axiale (rétromélange).

- **La « cascade de réacteurs parfaitement agités »** (tous de même volume) **échangeant avec une zone stagnante**, dont l'écoulement présente une partie principale équivalente à un écoulement « piston » avec une dispersion axiale associée à une zone d'échange.

□ À ces écoulements liés aux réacteurs de référence peuvent également s'ajouter des formes particulières d'écoulement relatives à la configuration du malaxeur ou plus précisément à ce qui entoure la zone fortement agitée (fig. 2a, b et c). On peut observer les écoulements ci-après.

- **Le recyclage**, qui correspond à la réincorporation, à l'entrée du réacteur, d'une fraction du débit sortant et que l'on peut détecter sur la courbe de sortie par la présence à intervalles réguliers de bosses d'amplitude de plus en plus faible. Ce recyclage peut résulter de pales montées en « rétro » ayant une action très forte.

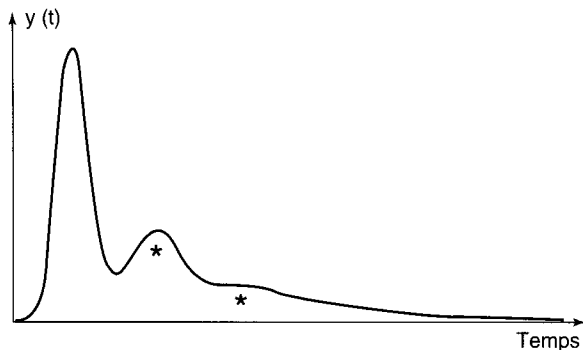
- **Le court-circuit**, qui correspond à un passage préférentiel dans le réacteur et que l'on décèle par la présence d'un pic, aux faibles temps de séjour, avant le pic principal du signal de sortie. Le court-circuit peut être le résultat d'un entraînement rapide des particules les plus fines.

- **Le volume stagnant**, qui correspond à une zone de fluide peu accessible au flux principal et qui se traduit par une traînée importante en queue de courbe. C'est en particulier la zone qui entoure le volume engendré par les pales dans leur rotation (à ne pas confondre avec le fond du réacteur, qui est une zone totalement morte et sans échange).

L'ensemble de ces informations permet déjà d'établir un modèle cohérent.

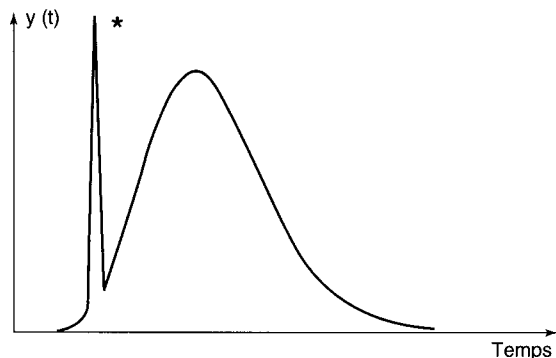
Le cas du malaxeur est relativement complexe du point de vue de l'interprétation des courbes expérimentales et cela en raison des détecteurs utilisés et, surtout, de leur position. Tout d'abord, les photomultiplicateurs à l'entrée et à la sortie ont chacun leurs propres fonctions de transfert, notées $PME(s)$ et $PMS(s)$. Les concentrations en traceur mesurées respectivement à l'entrée du malaxeur $C_{\text{mesurée entrée}}(t)$ et à la sortie $C_{\text{mesurée sortie}}(t)$ sont donc différentes des concentrations réelles de traceur $C_{\text{réelle entrée}}(t)$ et $C_{\text{réelle sortie}}(t)$. Le schéma

Fig. 2 - Exemple de courbes mettant en évidence les principales particularités d'écoulement



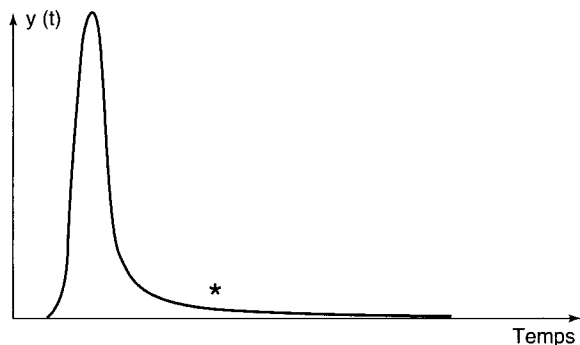
a. Recyclage.

Une partie du matériau marqué est renvoyée à l'entrée du réacteur provoquant ainsi l'apparition de « bosses » successives d'amplitude décroissante ().*



b. Court-circuit.

Une partie du matériau marqué passe très rapidement sans malaxage réel provoquant ainsi l'apparition d'un pic () avant le signal principal du matériau ayant été malaxé.*



c. Volume stagnant.

Une partie du matériau marqué se retrouve en dehors du flux principal et est réintégrée dans ce flux progressivement provoquant alors une trainée en queue de courbe ().*

explicitant ces notations est représenté sur la figure 3. De plus, le signal d'entrée (Dirac) subit une déformation au cours du passage à travers les différentes canalisations. L'annexe montre de quelle façon, à partir des courbes d'étalement des photomultiplicateurs, on peut avoir accès au modèle vrai. Dans la suite de cet article, les résultats bruts seront traités selon la méthode exposée en annexe et les grandeurs utilisées seront donc les grandeurs réelles déduites à partir des grandeurs mesurées.

Modèles d'écoulement : caractérisation du malaxage

Comme annoncé précédemment [1], l'approche proposée par Schweich [5] et Rousselin et al. [6] semble parfaitement adaptée à l'étude présentée. La figure 4 présente le schéma de principe de fonctionnement du malaxeur, auquel le modèle théorique des mélangeurs en cascade avec échange peut être associé. Ce modèle semble particulièrement adapté à l'écoulement de l'eau.

Le malaxeur est représenté par l'association de J modules en cascade de même volume, l'alimentation du module n correspondant à la sortie du module $n-1$.

Les quatre paramètres caractéristiques du modèle sont les suivants :

- τ_{cas} : temps de séjour de l'eau dans la zone principale d'écoulement,
- J : nombre de mélangeurs, qui caractérise la dispersion ($J = 1$, mélangeur parfait ; $J = + \infty$, écoulement parfaitement « piston »),
- K : rapport des volumes de la zone mobile et de la zone stagnante,
- t_m : temps de mélange entre la zone mobile et la zone stagnante.

L'interprétation de ces paramètres permet de mieux comprendre le fonctionnement du malaxeur. Ainsi, la valeur de K donne la proportion du volume occupée par la zone stagnante, paramètre qui n'est pas accessible expérimentalement. J caractérise le pouvoir de malaxage et les variations de J en fonction des paramètres opératoires permettent d'établir des conditions de fonctionnement optimales : J doit être le plus petit possible. t_m caractérise l'échange avec la zone dite « stagnante », cette valeur est d'autant plus petite que l'échange s'effectue rapidement : on alors un bon malaxage. Enfin, τ_{cas} est le temps de séjour dans la zone d'écoulement principale. Le temps de séjour moyen global τ est donné en fonction des différents paramètres du modèle par la relation $\tau = \tau_{\text{cas}} (1 + K)$.

Fig. 3 - Représentation schématique de la problématique due aux photomultiplicateurs.

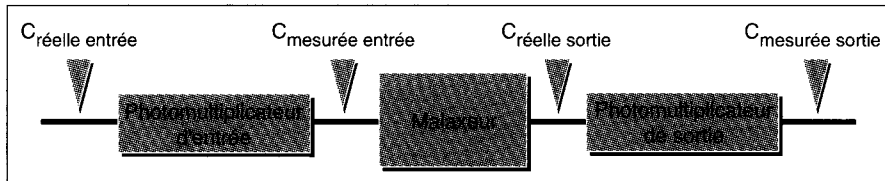
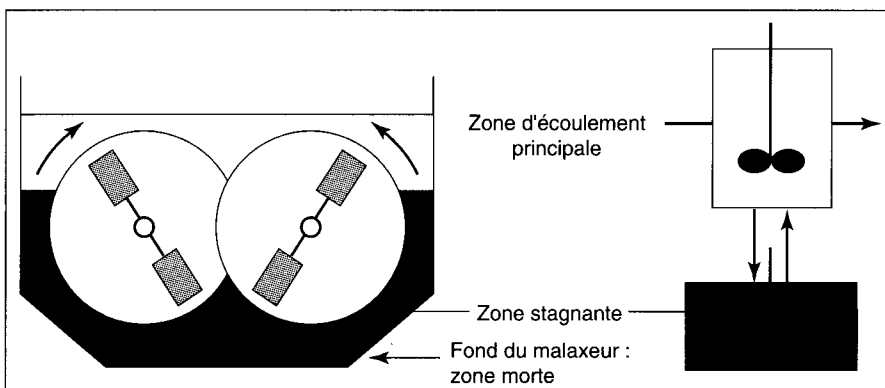


Fig. 4 - Schéma de principe du fonctionnement du malaxeur. La zone d'échange qui est diffuse dans le malaxeur entre la zone balayée par les pales et de la zone stagnante est approximée, dans le modèle des mélangeurs avec échange, à une simple surface plane d'échange.



La figure 5a montre le bon accord entre le modèle et l'expérience, dans le cas de l'eau, pour l'essai 5b. Les résultats obtenus pour les autres essais sont tout aussi satisfaisants. Les paramètres du modèle atteints lors des différents essais sont donnés dans le tableau I. On constate, tout d'abord, que les valeurs expérimentales des temps de séjours moyens obtenus directement à partir des courbes expérimentales ($\bar{\tau}_s(S)$) et les valeurs théoriques atteintes à l'aide du modèle (τ) sont très proches. Globalement, les valeurs de J augmentent lorsque le débit diminue et/ou lorsque la vitesse de rotation des pales baisse, ce qui permet de conclure que le malaxeur doit de préférence fonctionner à fort débit et à une vitesse de rotation élevée. Les valeurs de J obtenues pour l'eau semblent montrer la présence d'un optimum aux alentours de 160 t/h.

Le même modèle pourrait être envisagé pour représenter l'écoulement du filler. Rappelons que les temps de séjour du filler sont très inférieurs à ceux de l'eau et que celui-ci semble s'incorporer plus progressivement au mélange [1]. Il

est fort probable d'ailleurs qu'il n'a pas le temps de s'incorporer réellement au mélange contenu dans la zone stagnante. Des simulations préliminaires montrent, en effet, que l'optimisation des paramètres d'un modèle de mélangeurs en cascade avec échange est difficile : les valeurs des paramètres ne sont pas très cohérentes. De plus, les courbes obtenues avec le filler sont extrêmement bruitées [3] et la précision atteinte reste très faible ; l'optimisation de quatre paramètres est alors fortement discutable. L'utilisation d'un modèle plus simple de mélangeurs en cascade, dans l'hypothèse où le filler ne s'incorpore pas dans la zone stagnante, semble donc un bon compromis. Là encore, une bonne concordance a été obtenue entre le modèle et l'expérience pour tous les essais. La figure 5b, correspondant à l'essai 2a, illustre ce résultat. Les résultats des différentes simulations sont donnés dans le tableau II. Les valeurs des temps de séjours obtenus avec le modèle (τ_{cas}) sont très proches des valeurs expérimentales ($\bar{\tau}_s(S)$). Là encore, les valeurs de J diminuent lorsque le débit et/ou la vitesse de rotation des pales augmentent.

Fig. 5 - Comparaison entre les modèles d'écoulement et l'expérience

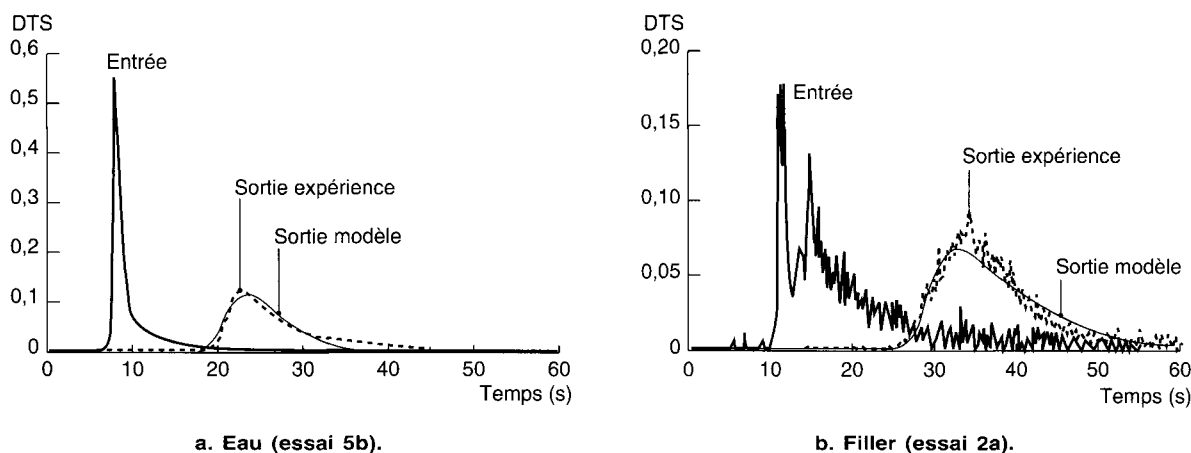


TABLEAU I
Valeurs des paramètres du modèle d'écoulement de l'eau dans le malaxeur

| Essai | Débit | Vitesse | $\tau_{cas}(s)$ | J | $t_m(s)$ | K | $\bar{t}_s(S)$ | $\tau = \tau_{cas}(1 + K)$ |
|--------|-------|---------|-----------------|-------|----------|--------|----------------|----------------------------|
| 1b | 80 | 140 | 8,57 | 17,6 | 2,6 | 0,3093 | 11,8 | 11,2 |
| 2b | 120 | 140 | 6,54 | 14,04 | 4,07 | 0,328 | 9,2 | 8,7 |
| 2b bis | 120 | 140 | 6,614 | 15,26 | 3,569 | 0,282 | 9,4 | 8,5 |
| 3b | 160 | 140 | 5,47 | 12,42 | 3,25 | 0,4136 | 8,7 | 7,7 |
| 4b | 200 | 140 | 5,098 | 13,5 | 4,096 | 0,4329 | 8,06 | 7,3 |
| 5b | 80 | 40 | 13,96 | 25,6 | 3,51 | 0,2835 | 18,14 | 17,9 |
| 6b | 120 | 70 | 7,8 | 26,32 | 3,636 | 0,3511 | 10,8 | 10,5 |

TABLEAU II
Valeurs des paramètres du modèle d'écoulement du filler dans le malaxeur

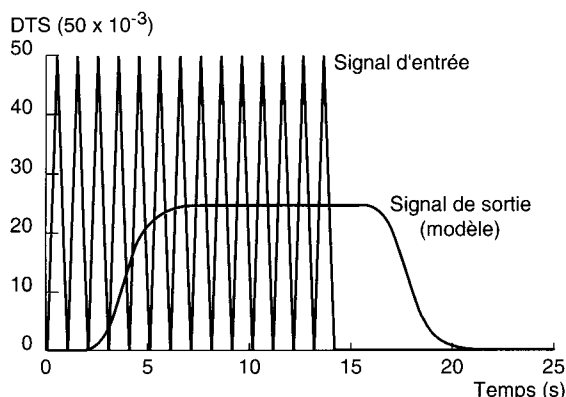
| Essai | Débit | Vitesse | τ_{cas} | J | $\bar{t}_s(S)$ |
|--------|-------|---------|--------------|-------|----------------|
| 1a | 80 | 140 | 7 | 25,45 | 6,6 |
| 1a bis | 80 | 140 | 6,88 | 21,9 | 6,1 |
| 2a | 120 | 140 | 5,22 | 22,25 | 4 |
| 3a | 160 | 140 | 4,05 | 18,55 | 3,8 |
| 4a | 200 | 140 | 3,84 | 15,38 | 4,1 |
| 5a | 80 | 40 | 12,69 | 30,01 | 11,5 |
| 6a | 120 | 70 | 7,11 | 20,75 | 6,1 |

Effet de lissage des malaxeurs

À partir des modèles d'écoulement préalablement déterminés, on peut étudier l'effet de lissage du malaxeur en regardant la réponse des modèles à des perturbations en entrée. On a choisi de s'intéresser à un « cas d'école » où la

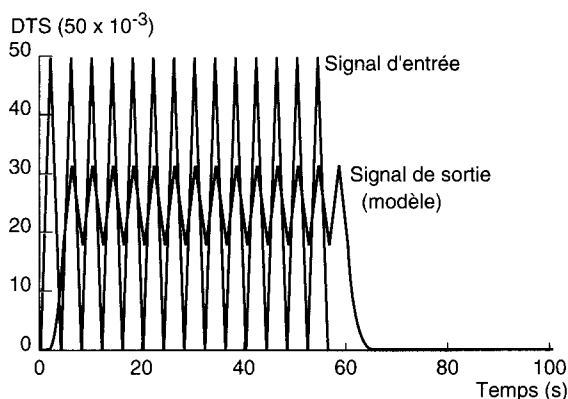
teneur en filler ou en eau varie périodiquement et exagérément autour d'une valeur moyenne. Dans le cas où la période des perturbations est inférieure au temps de séjour dans le malaxeur, ce dernier présente un bon pouvoir de lissage tant sur les fluctuations de l'alimentation en eau que sur celles en filler. La figure 6a illustre cette remarque dans le cas du filler (essai 1a) : le malaxeur « absorbe » totalement les fluctuations. Si la période des fluctuations est voisine du temps de séjour dans le malaxeur, il semble inévitable, même si elles sont atténuées, de retrouver en sortie. Cette observation est illustrée sur la figure 6b, obtenue là encore avec le filler (essai 1a) : les fluctuations sont réduites d'un facteur quatre pour l'exemple choisi. La figure 6c, construite cette fois avec l'eau (essai 1b) et avec un signal d'entrée identique à celui utilisé sur la figure 6b, montre cependant que le pouvoir de lissage du malaxeur est plus important dans le cas de l'eau. Dans cet exemple, les fluctuations sont atténuées d'un facteur huit, ce qui confirme une fois de plus que l'eau est mieux incorporée au mélange que le filler.

Fig. 6 - Réponse des modèles d'écoulement à des perturbations en entrée



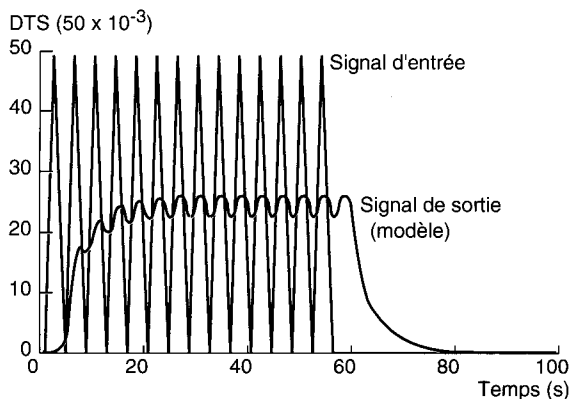
a. Filler (essai 1a).

Période inférieure au temps de séjour moyen dans le malaxeur. Atténuation complète des fluctuations.



b. Filler (essai 1a).

Période voisine du temps de séjour moyen dans le malaxeur. Réduction d'un facteur quatre des fluctuations.



c. Eau (essai 1b).

Période voisine du temps de séjour moyen dans le malaxeur. Réduction d'un facteur huit des fluctuations.

Il serait particulièrement intéressant de poursuivre cette étude en étudiant la réponse des modèles à différents types de perturbations et d'analyser l'influence de la valeur des paramètres du modèle (et donc, par conséquent, des conditions opératoires) sur le pouvoir de lissage. Par ailleurs, des essais complémentaires sont envisagés afin d'étudier cette fois l'effet de lissage sur les particules de plus grosse taille. Le traçage de ces matériaux étant relativement difficile, des études expérimentales à l'aide d'une balance placée en entrée et d'une autre située en sortie du malaxeur sont envisagées. Elles consistent à injecter une quantité de grosses particules suffisamment faible pour ne pas perturber l'écoulement global, mais néanmoins suffisante pour pouvoir détecter la réponse en sortie par une pesée en continu.

Conclusion

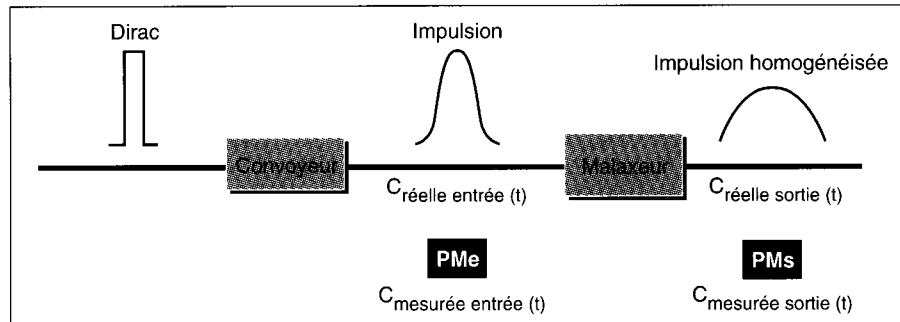
Le concept de Distribution de Temps de Séjour (DTS), souvent appliqué aux réacteurs chimiques, a été utilisé en vue de diagnostiquer le fonctionnement d'un malaxeur industriel. Une modélisation simple a permis une première représentation de l'écoulement du filler et de l'eau. L'écoulement du filler est correctement représenté par un modèle de mélangeurs en cascade. L'écoulement de l'eau est, quant à lui, bien simulé par un modèle de mélangeurs en cascade avec échange avec une zone morte. Cette zone correspond en fait à une partie stagnante située au fond du malaxeur. L'analyse des paramètres de ces différents modèles montre que J est d'autant plus faible que le débit et/ou la vitesse de rotation des pales sont élevés. J est un nombre caractéristique de la qualité du malaxage. La proportion minimale de la zone stagnante située au fond du malaxeur est de l'ordre de 30 % du volume global occupé par le mélange ; elle augmente aux alentours de 40 % pour les forts débits. L'interprétation des résultats obtenus avec ce type de modèle doit être complétée avec plusieurs types de matériaux et dans des conditions opératoires différentes. Il serait aussi intéressant de corrélérer les valeurs de J à des critères autres de la qualité du malaxage et de confirmer ainsi que les résultats obtenus par le traçage permettent, par l'intermédiaire de modèles hydrodynamiques, de prédire les conditions opératoires optimales en fonction des matériaux utilisés.

Des simulations montrent que le pouvoir de lissage du malaxeur est bon lorsque la période entre les fluctuations est inférieure au temps de séjour moyen des composés. À l'inverse, le malaxeur ne permet pas d'atténuer totalement des perturbations dont la période est voisine du temps de séjour moyen. Ces effets méritent d'être quantifiés de façon plus précise et d'être complétés par une étude expérimentale du pouvoir de lissage du malaxeur sur les particules de grosses dimensions.

NOTATIONS

| | | |
|-------------------------------|---|---|
| $C_{\text{étalement entrée}}$ | ➤ | Concentration de traceur mesurée par le photomultiplicateur d'entrée lorsqu'il voit un Dirac |
| $C_{\text{étalement sortie}}$ | ➤ | Concentration de traceur mesurée par le photomultiplicateur de sortie lorsqu'il voit un Dirac |
| $C_{\text{mesurée entrée}}$ | ➤ | Concentration de traceur mesurée à l'entrée du malaxeur |
| $C_{\text{mesurée sortie}}$ | ➤ | Concentration de traceur mesurée à la sortie du malaxeur |
| $C_{\text{réelle entrée}}$ | ➤ | Concentration de traceur existant réellement à l'entrée du malaxeur |
| $C_{\text{réelle sortie}}$ | ➤ | Concentration de traceur existant réellement à la sortie du malaxeur |
| E_G | ➤ | Réponse impulsionnelle du modèle d'entrée |
| E_M | ➤ | Réponse impulsionnelle du malaxeur |
| E_{PME} | ➤ | Réponse impulsionnelle du photomultiplicateur de l'entrée |
| E_{PMS} | ➤ | Réponse impulsionnelle du photomultiplicateur de la sortie |
| G | ➤ | Fonction de transfert du modèle d'entrée |
| J | ➤ | Nombre de mélangeurs dans la cascade |
| K | ➤ | Rapport du volume de la zone mobile sur la zone stagnante |
| M | ➤ | Fonction de transfert du modèle du malaxeur |
| PME | ➤ | Fonction de transfert du modèle du photomultiplicateur de l'entrée |
| PMS | ➤ | Fonction de transfert du modèle du photomultiplicateur de la sortie |
| t_m | ➤ | Temps de mélange entre la zone mobile et la zone stagnante |
| $\bar{t}_s(S)$ | ➤ | Valeur expérimentale des temps de séjour moyen |
| $x(t)$ | ➤ | Signal d'entrée |
| $y(t)$ | ➤ | Signal de sortie |
| δ | ➤ | Fonction de Dirac |
| τ_{cas} | ➤ | Temps de séjour dans la zone principale d'écoulement des mélangeurs en cascade |
| τ | ➤ | Temps de séjour théorique global dans le modèle des mélangeurs en cascade avec échange |

ANNEXE - Principe de l'analyse du temps de séjour



$C(t)$: distribution de la concentration en traceur, en fonction du temps

PM : photomultiplicateur, e pour entrée et s pour sortie

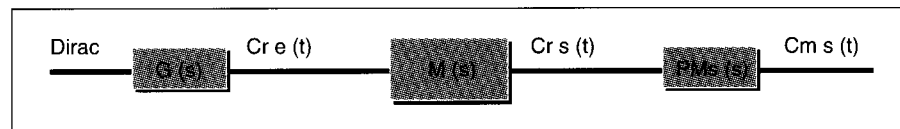
Le signal d'origine est supposé être une fonction de Dirac. Les conditions de réalisation et les actions des convoyeurs modifient ce signal que nous appellerons dans la suite du texte « impulsion ». Cette impulsion, à l'entrée du malaxeur est vue par le photomultiplicateur selon sa propre fonction de transfert. L'impulsion est ensuite homogénéisée avec les autres constituants à l'intérieur du malaxeur. À la sortie du malaxeur, elle est vue par le photomultiplicateur toujours selon sa propre fonction de transfert.

Pour la suite des calculs, nous assimilerons la modification du Dirac en impulsion et la transformation (virtuelle) de l'impulsion par le PMe à un bloc équivalent dont la fonction de transfert $G(s)$ est la combinaison des deux fonctions de transfert.

La validité du schéma suppose les hypothèses suivantes :

- la proximité des PM de l'entrée et de la sortie du malaxeur ainsi que le confinement du matériau sur les bandes transporteuses permettent de considérer qu'il n'y a pas de modification de l'impulsion et de l'impulsion homogénéisée en dehors du malaxeur ;
- les courbes d'étalement des photomultiplicateurs d'entrée et de sortie sont assimilées aux réponses des photomultiplicateurs à un Dirac.

Le schéma bloc équivalent devient alors :



Avec en notation, les indices :

- m pour mesurée et r pour réel,
- e pour entrée et s pour sortie du malaxeur,
- E_{PM} réponse du photomultiplicateur.

Les équations deviennent :

- réponse du photomultiplicateur à un Dirac

$$C_{m\delta}(t) = \int_0^t E_{PM}(u) \cdot \delta(t-u) du$$

- réponse du photomultiplicateur à une impulsion

$$C_{m\text{imp}}(t) = \int_0^t C_{m\delta}(u) \cdot C_r(t-u) du$$

dans l'espace de Laplace :

$$L [C_{me}(t)] = L [C_{m\delta c}(t)] \cdot L [C_{re}(t)]$$

et en final dans l'espace de Laplace :

$$L [C_{ms}(t)] = M(s) \cdot G(s) \cdot L [C_{m\delta s}(t)]$$

Cette démarche permet de tenir compte des points délicats propres au système étudié, à savoir :

- la déformation du signal entre le point d'injection et le point de mesure du signal d'entrée,
 - les déformations induites par les photomultiplicateurs d'entrée et de sortie qui présentent des fonctions de transfert différentes,
- et avoir ainsi accès à la fonction de transfert du malaxeur.

- [1] LECLERC J.-P., DUMAS P., CHARONNAT Y. (1995), Estimation des temps de séjour et des masses de l'eau et du filler dans un malaxeur industriel, *Bull. liaison Labo. P. et Ch.*, **196**, mars-avr., pp. 19-25.
- [2] DANCKWERTS P.V. (1953), Continuous flow systems - Distribution of residence times, *Chem. Eng., Sci.*, vol. 2, **1**.
- [3] LECLERC J.-P., DETREZ C., ANTOINE B., SCHWEICH D. (1995), DTS : un logiciel d'aide à l'élaboration de modèles d'écoulement, *Revue de l'Institut Français du Pétrole*, vol. 50, **5**.
- [4] VILLERMAUX J. (1993), *Génie de la réaction chimique. Conception et fonctionnement des réacteurs*, Lavoisier Tec. et Doc, 2e édition.
- [5] SCHWEICH D. (1985), *Modélisation d'un malaxeur continu de graves traitées aux liants hydrauliques - Principes de modélisation des malaxeurs*, Rapport PROGEPI CT 84-15 - PRO, févr.
- [6] ROUSSELIN R.-J., BAROUX R., CHARONNAT Y. (1985), Application des traceurs pour l'étude du malaxage des matériaux de construction, *Bull. liaison Labo. P. et Ch.*, **140**, nov.-déc., pp. 113-118.

ABSTRACT

The modelling of water and filler flow in an industrial mixer and the determination of its smoothing capacity

The authors first review the basic principles of the modelling of water flow using Retention Time Distributions (RTD), establishing simple models of water and filler flow in an industrial mixer, and characterizing the quality of mixing and estimating the smoothing capacity of industrial mixers. The water flow is represented by a model of mixers in series, each mixer exchanging with a zone of stagnant materials; while the filler flow is simulated by a simple model of mixers in series. In general the fewer the number of mixers, and consequently the better the quality of mixing, the higher the speed of rotation of the blades and the faster the flow. In the case of the mixer under test, an optimum seems to be reached at a flow rate of about 160 t/h, but this remains to be confirmed. Preliminary simulations show that the smoothing capacity depends mainly on the period of fluctuations, the fluctuations themselves being more attenuated in proportion as the period is shorter than the time of retention.