






table des matières

introduction	1
Chapitre 1 : contact fluides / solide pulvérulent	3
1.1. fluidisation	3
1.1.1. comportements d'un lit fluidisé	3
1.1.2. vitesses caractéristiques	5
1.1.3. expansion du lit	6
1.1.4. classification des produits	6
1.1.5. aspects technologiques	7
1.1.6. applications	8
1.2. autres méthodes de mise en contact de fluides avec des solides pulvérulents	11
Chapitre 2 : agitation	13
2.1. aspects qualitatifs	13
2.1.1. types d'écoulement	13
2.1.2. types de mobiles	14
2.1.3. récapitulatif des aspects technologiques	14
2.1.4. configuration des cuves	15
2.2. aspects quantitatifs	16
2.2.1. analyse dimensionnelle	16
2.2.2. nombre de Reynolds et régime d'écoulement	17
2.2.3. nombre de Froude	17
2.2.4. puissance dissipée, nombre de puissance	18
2.2.5. pompage et circulation	19
2.2.6. taux de cisaillement (gradient de vitesse)	20
2.2.7. allure des écoulements en cuve agitée : importance des échelles locales	21
2.3. extrapolation	22
2.3.1. similitudes	22
2.3.2. "règles" élémentaires d'extrapolation	22
2.5. éléments de choix de mobile	23
2.5.1. homogénéisation	23
2.5.2. suspension de particules	24
2.5.3. dispersion de fluides	24
2.6. compléments	24
références bibliographiques	28
ce qu'il faut retenir	28

liste des exercices

 exercice 1-1 : réacteur enzymatique à lit fluidisé	8
 exercice 1-2 : fluidisation appliquée au tri de noisettes	9
 exercice 1-3 : fluidisation appliquée au séchage	10
 exercice 2-1 : changement de mobile	19
 exercice 2-2 : extrapolation	22

introduction

En génie des procédés, la mécanique des fluides intervient bien sûr au niveau des appareillages de liaison (conduites, pompes, etc.) : c'est l'hydraulique, qui fait l'objet d'une autre unité d'enseignement (UTC106). Mais la mécanique des fluides elle joue également un très grand rôle dans tous les autres appareillages (réacteurs, colonnes, etc.), en particulier de par son influence sur les transferts de matière et de chaleur : l'étude des écoulements dans ces appareils est appelée hydrodynamique.

À ce propos, le professeur MIDOUX écrit dans l'introduction de son ouvrage* :

« La mécanique des fluides est une science aride pour l'ingénieur de procédé en ce sens qu'elle doit faire partie des connaissances de base mais ne permet pas à elle seule de résoudre les problèmes "nobles" tels que les conceptions d'un réacteur ou d'un échangeur. On n'insistera jamais assez sur le fait qu'il ne sert à rien de concevoir un appareil sur le papier en écrivant des bilans de matière et de chaleur en oubliant cette malheureuse quantité de mouvement qui conditionne tout transfert convectif. »

Ce cours est donc à mettre en relation avec les cours sur les transferts thermiques et transferts de matière (désormais objet de l'unité d'enseignement UTC107) mais finalement avec tous les enseignements sur tous les appareillages du génie des procédés.

Selon les auteurs, les aspects hydrodynamiques sont examinés lors de l'étude des réacteurs, séparateurs, etc. -c'est par exemple le parti pris pour le cas de l'écoulement dans les colonnes, qui sera étudié lors du cours sur l'extraction liquide-liquide- ; ou bien ces aspects hydrodynamiques sont étudiés séparément : ce sera le cas ici pour deux opérations classiques, l'agitation et la fluidisation.

☞ plan du cours

Le premier chapitre est consacré à la mise en contact de fluides avec un solide pulvérulent, avec essentiellement le cas de la fluidisation.

Le second chapitre aborde l'étude de l'agitation, essentiellement l'agitation homogène.

* Noël MIDOUX "Mécanique et rhéologie des fluides en génie chimique" Ed. Lavoisier Tec&Doc, Paris, 1985

Chapitre 1 : contact fluides / solide pulvérulent

Nous avons déjà évoqué l'importance considérable des procédés mettant en œuvre des solides pulvérulents, bien que l'état des connaissances sur ces sujets soit moins avancé que dans les cas de fluides.

Dans nombre de procédés, il est nécessaire de mettre en contact intime un fluide (liquide ou gaz) avec une solide pulvérulent (poudre, réactif pulvérulent, catalyseur, garnissage). L'une des méthodes courantes de mise en contact de fluides avec des solides pulvérulents est la fluidisation, qui constituera l'essentiel de ce chapitre. Nous évoquerons brièvement à la fin du chapitre d'autres types de mise en contact.

1.1. FLUIDISATION

La fluidisation consiste à faire passer, verticalement et vers le haut, un fluide à travers un lit de particules afin de mettre en suspension ces particules.

1.1.1. comportements d'un lit fluidisé

On s'intéresse à un lit de particules dans une colonne verticale (Figure 1). Lorsque l'on augmente la vitesse du fluide injecté en pied de colonne, on observe successivement les régimes suivants :

lit fixe

lit fluidisé
homogène

bullage

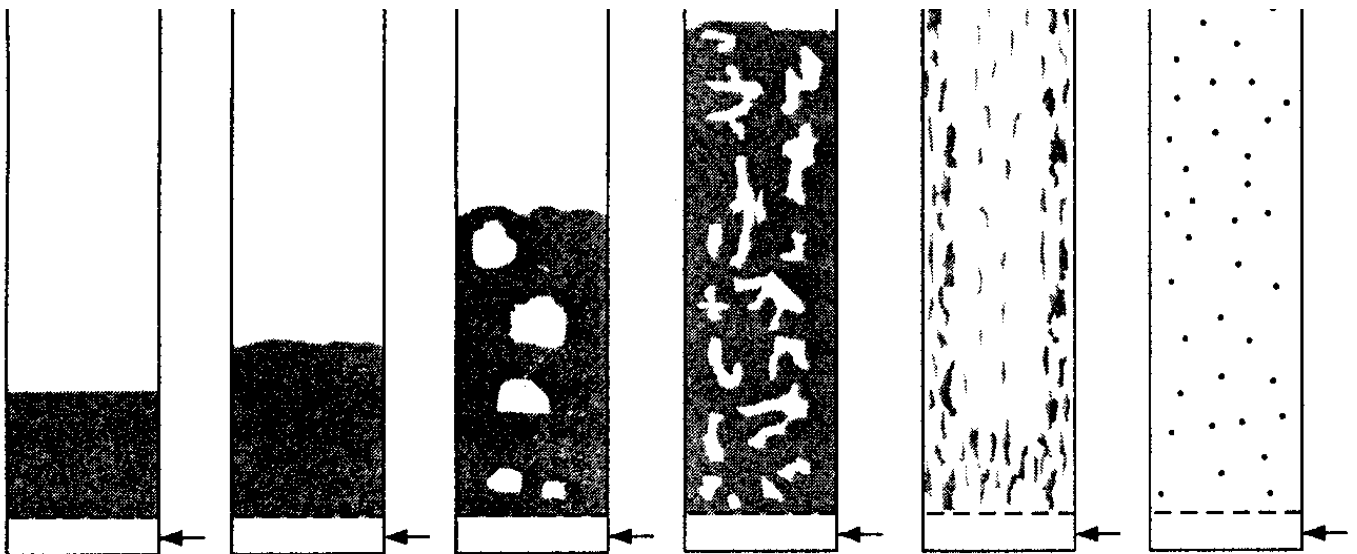

lit fluidisé
turbulentfluidisation
rapidetransport
pneumatique

Figure 1 : Les phases de la fluidisation.  d'après PERRY

Parallèlement, la perte de charge à travers ce lit et sa porosité (ou expansion du lit) évoluent comme illustré sur la Figure 2. Cette figure fait ressortir deux vitesses caractéristiques importantes : la vitesse minimale de fluidisation et la vitesse d'entraînement.

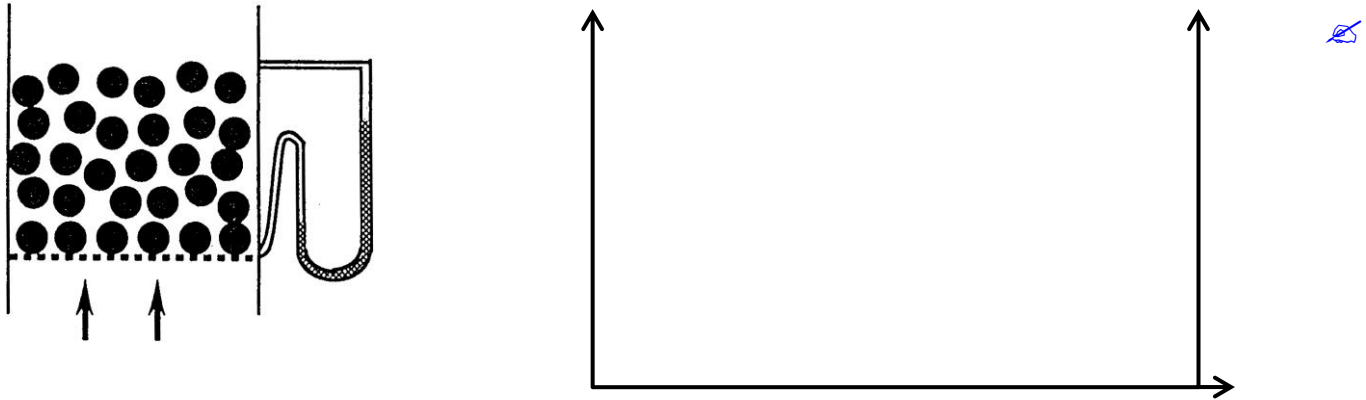


Figure 2 : évolution de la perte de charge dans un lit et de sa porosité en fonction de la vitesse du fluide le traversant. d'après HÉMATI

La fluidisation (notamment la fluidisation homogène) permet un bon mélange de la poudre et un excellent transfert thermique, ce qui explique ses différentes applications. Son principal inconvénient est le phénomène d'attrition qui peut se produire avec les poudres fragiles et générer des fines indésirables ; il peut également se produire une ségrégation au sein du lit (Figure 3).

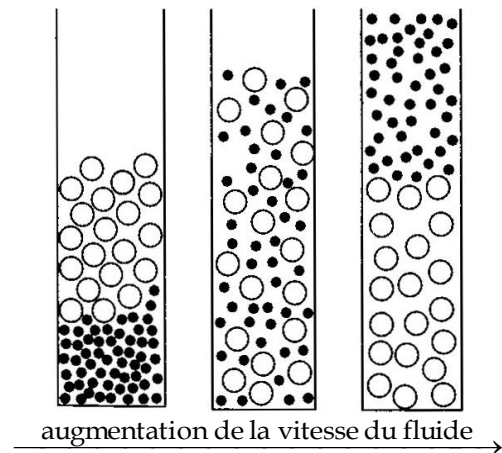


Figure 3 : Ségrégation au sein d'un lit fluidisé. COULSON & RICHARDSON

bullage

Le régime de **bullage** correspond au début de dégradation du lit fluidisé. Aux faibles vitesses du fluide, les bulles sont peu nombreuses, elles sont donc moins soumises aux interactions avec leurs voisines que dans le cas d'un bullage vigoureux. Comme l'illustre la Figure 4, leur forme est celle d'une calotte sphérique de base concave entraînant dans son sillage du gaz et des particules. Dans des conditions pratiques de fluidisation, les bulles sont soumises à de nombreuses interactions qui sont notamment à l'origine de leur **coalescence**. Elles peuvent aussi éclater ou se déformer. Leur forme est donc souvent très différente de la forme théorique décrite ci-dessus. Arrivées à la surface du lit, les bulles éclatent en projetant vers le haut les particules qu'elles entraînent dans leur sillage. Une partie de ces particules projetées (en particulier les plus grosses et celles qui forment des agglomérats) retombent dans le lit fluidisé. D'autres, sont susceptibles de quitter le lit et doivent être récupérées par des dispositifs annexes tels que des cyclones et/ou des filtres. Ainsi il est utile de prévoir au-dessus du lit une certaine hauteur (**hauteur de désengagement**) pour éviter que de grandes quantités de solide soient envoyées dans les cyclones ou les filtres, ce qui causerait leur engorgement.

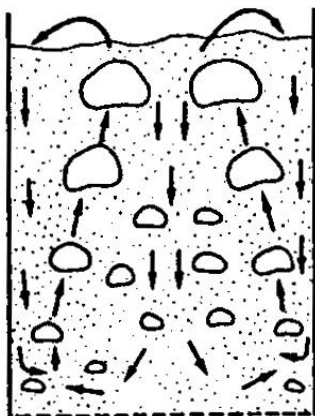


Figure 4 : Déplacement des bulles et du solide dans un lit bouillonnant. TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR

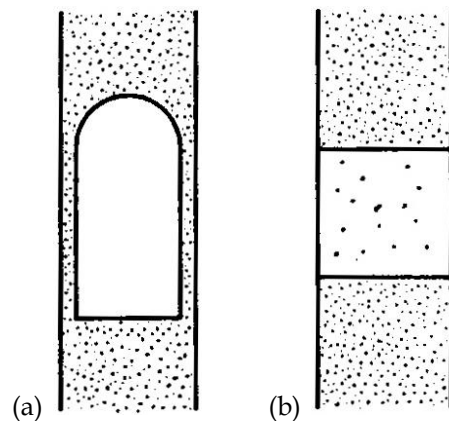


Figure 5 : Pistonnage. TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR

☞ pistonnage

Lorsque la dimension des bulles devient comparable au diamètre de la colonne, le régime de bullage se transforme en régime de **pistonnage**. On distingue deux types de pistonnage qui apparaissent sous forme de :

- ✓ pistons axisymétriques qui se comportent comme de grosses bulles (Figure 5- a) ;
- ✓ vides occupant toute la section de la colonne et s'élevant sous forme de tranches à travers lesquelles les particules tombent en pluie (Figure 5-b).

Ce dernier type de pistons, plus rare, est observé dans le cas de la fluidisation de grosses particules dans une colonne de petit diamètre.

☞ renardage

Le renardage se produit lors des tentatives de fluidisation de particules très fines : des chemins préférentiels se créent et le fluide ne traverse plus véritablement l'empilement de grains.

1.1.2. vitesses caractéristiques

La transition entre les différents régimes illustrés sur la Figure 1 se produit pour des vitesses caractéristiques.

1.1.2.1. vitesse minimale de fluidisation

Considérons l'état du lit qui commence juste à se soulever. (On négligera les frottements aux parois.)



On définit les coefficients suivants :

$$C_1 = 3 \cdot (1 - \varepsilon_{mF}) \cdot \frac{h_K}{h_B} \quad ; \quad C_2 = \frac{\varepsilon_{mF}^3}{6 \cdot h_B}$$

Pour un empilement de sphères ($\varepsilon_{mF} \approx 0,4$), avec $h_K \approx 4,2$ et $h_B \approx 0,3$, on a $C_1 \approx 25$ et $C_2 \approx 0,04$.



La vitesse minimale de fluidisation peut donc être calculée à l'aide de la relation ci-dessous :

$$Re_{mF} = \sqrt{C_1^2 + C_2 \cdot Ar} - C_1$$

$$\text{où } Re_{mF} = \frac{\rho_f \cdot u_{mF} \cdot d_p}{\mu} \text{ et } Ar = \frac{d_p^3 \cdot g \cdot \rho_f \cdot (\rho_s - \rho_f)}{\mu^2} (= Ga).$$

On propose également les relations asymptotiques :

$$Ar \leq 10^3, Re_{mF} \approx 7,5 \cdot 10^{-4} \cdot Ar$$

$$Ar \geq 10^7, Re_{mF} \approx 0,202 \cdot \sqrt{Ar}$$

1.1.2.2. vitesse d'entraînement

La vitesse d'entraînement n'est autre que la vitesse terminale de chute des mêmes particules dans le même fluide immobile.

$$u_e = u_t$$

On rappelle :

✓ régime de Stokes :	$Ar < 27,6$	$Re_t = \frac{Ar}{18}$	$u_t = \frac{d_p^2 \cdot g \cdot (\rho_p - \rho_f)}{18 \cdot \mu}$
✓ régime de Van Allen :	$27,6 < Ar < 4,4 \cdot 10^5$	$Re_t = 0,153 \cdot Ar^{0,714}$	
✓ régime de Newton :	$4,4 \cdot 10^5 < Ar < 1,1 \cdot 10^{11}$	$Re_t = \sqrt{3 \cdot Ar}$	$u_t = \sqrt{\frac{3 \cdot d_p \cdot g \cdot (\rho_p - \rho_f)}{\rho_f}}$

1.1.2.3. vitesse de bullage

La vitesse de bullage a été corrélée par Abrahamsen et par King & Harrison :

$$u_{mB} = \begin{cases} 33 \cdot d_p \cdot \left(\frac{\mu}{\rho_f} \right)^{-0,1} \\ 4,125 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\mu^{0,9} \cdot \rho_f^{0,1}}{(\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot d_p} \cdot u_{mF} \end{cases}$$

1.1.3. expansion du lit

L'expansion du lit en fluidisation homogène peut être évaluée à l'aide de la relation de Richardson & Zaki :

$$u = \varepsilon^n \cdot u_i \quad \text{avec } \log u_i = \log u_t - \frac{d_p}{D}$$

✓ $Re_t < 0,2, n = 4,65 + 20 \cdot \frac{d_p}{D}$	✓ $1 < Re_t < 200, n = \left(4,4 + 18 \cdot \frac{d_p}{D} \right) \cdot Re_t^{-0,1}$
✓ $0,2 < Re_t < 1, n = \left(4,4 + 18 \cdot \frac{d_p}{D} \right) \cdot Re_t^{-0,03}$	✓ $200 < Re_t < 500, n = 4,4 \cdot Re_t^{-0,1}$
	✓ $Re_t > 500, n = 2,4$

☞ En régime de bullage, Thomglimp propose la relation : $\varepsilon = 1,57 \cdot Re_p^{0,29} \cdot Ar^{-0,19}$

1.1.4. classification des produits

Geldart a proposé une classification des produits selon leur aptitude à la fluidisation par un gaz :



- ✓ groupe A : poudres extensibles
ex. catalyseur de craquage
- ✓ groupe B : poudres à bullage immédiat
ex. sables
- ✓ groupe C : poudres cohésives
ex. farines, talc
- ✓ groupe D : grains soufflables
ex. céréales

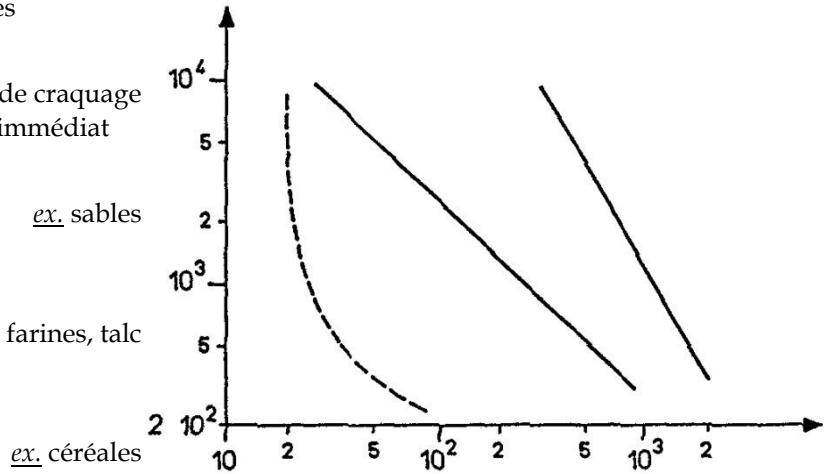


Figure 6 : Classification de GELDART.

1.1.5. aspects technologiques

Un lit fluidisé est généralement une simple colonne cylindrique, présentant parfois une zone élargie au sommet pour favoriser le désengagement.

Le support peut être une grille, une plaque perforée, un poreux (fritté) ou un plateau à calottes (Figure 7). Il existe des configurations multi-lits.

La plupart des lits fluidisés sont surmontés d'un ou plusieurs cyclones (Figure 8 & Figure 9) afin de récupérer les particules entraînées.

Enfin, comme le montre la Figure 8 et la Figure 9, le solide peut rester en permanence dans l'appareil (opération discontinue côté solide), ou bien être alimenté et soutiré en permanence (opération purement continue). Dans ce second cas, le temps de séjour de la poudre au sein de l'appareil est très supérieur à celui du fluide.



Figure 7 : Plateau à calottes. © RASCHIG

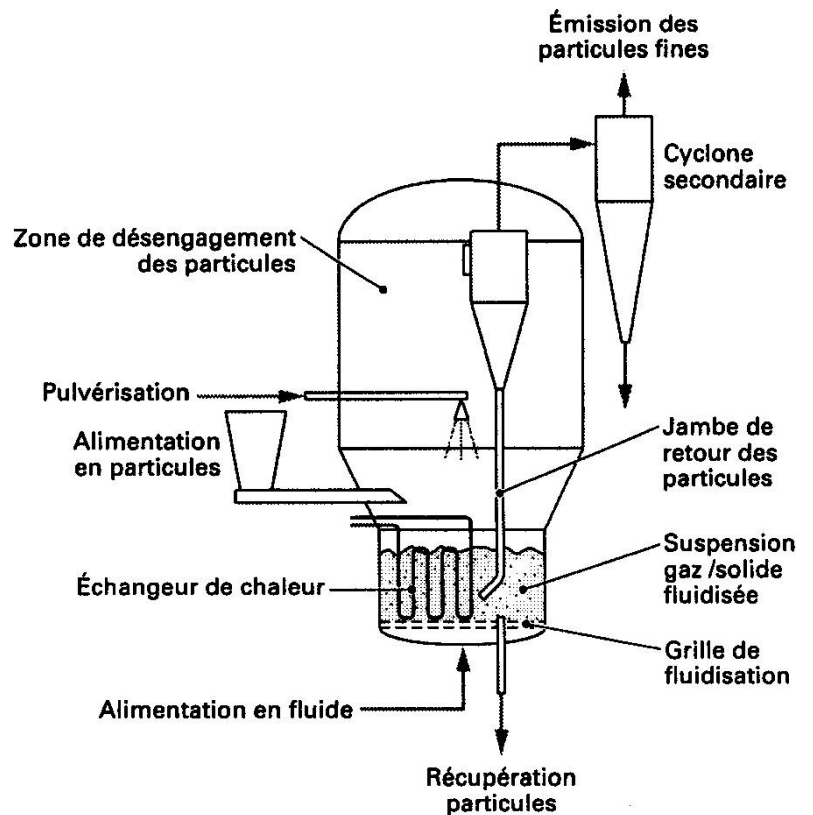


Figure 8 : Technologie classique de lit fluidisé.

1.1.6. applications

La fluidisation est utilisée pour mettre en œuvre des réactions catalytiques ou à solide consommable, des opérations de séchage (Figure 9), de tri, de granulation, et même de cristallisation, ou encore de traitement de surface, ou tout simplement elle sert dans les échangeurs de chaleur pour solides pulvérulents.

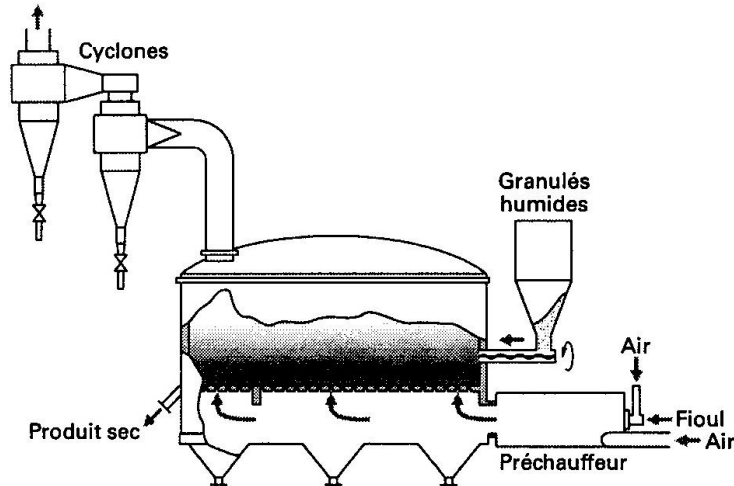


Figure 9 : Séchage de granulés en couche fluidisée. TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR

exercice 1-1 : réacteur enzymatique à lit fluidisé

On veut faire écouler de bas en haut $1,6 \text{ m}^3/\text{h}$ d'une solution (1100 kg m^{-3} ; $8 \cdot 10^{-3} \text{ Pa s}$) dans un réacteur enzymatique. Ce réacteur est formé d'un lit de billes de verre (de 1 mm de diamètre et de masse volumique 2650 kg m^{-3}) reposant sur une grille support. La porosité du lit au seuil minimal de fluidisation est égale à $0,45$. Les constantes h_K et h_B sont respectivement égales à $4,5$ et $0,3$.

↳ Quelles doivent être les valeurs limites du diamètre du réacteur pour que le lit soit fluidisé ? (La porosité au seuil minimal de fluidisation est égale à $0,45$.)

↳ La solution alimentant le réacteur contient des particules de $50 \mu\text{m}$ de diamètre et de 5000 kg m^{-3} de masse volumique : que deviennent-elles ?

exercice 1-2 : fluidisation appliquée au tri de noisettes

On désire étudier la possibilité de trier les noisettes sèches de noisettes saines par fluidisation différentielle à l'air. On considère que la noisette est une sphère de 1,5 cm de diamètre, sa masse volumique est $\rho_p = 300 \text{ kg m}^{-3}$ lorsqu'elle est saine et $\rho'_p = 100 \text{ kg m}^{-3}$ lorsqu'elle est sèche. La masse volumique et la viscosité de l'air de fluidisation sont respectivement $1,2 \text{ kg m}^{-3}$ et $1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s}$. La relation d'ERGUN s'applique au lit fixe de noisettes avec $h_K = 5$ et $h_B = 0,2$. La fluidisation est homogène et la porosité du lit fixe est $\varepsilon = 0,4$.

↳ Calculer les vitesses minimales de fluidisation u_{mF} et u'_{mF} relatives aux deux espèces seules.

↳ Calculer les vitesses limites d'entraînement u_e et u'_e des deux espèces.

↳ Est-il possible de travailler en fluidisant les noisettes saines et en entraînant pneumatiquement les noisettes sèches ? Déterminer, à la vitesse la plus basse de ce domaine de travail, la porosité du lit de noisettes saines fluidisées si celle-ci est fournie par la relation $u_{mF} = \varepsilon^{2,4} \cdot u_e$ due à Richardon et Zaki.

↳ Dimensionner le lit fluidisé de forme cylindrique (c'est-à-dire calculer son diamètre), sachant que le débit massique d'air utilisé est $Q_m = 3 \text{ kg s}^{-1}$.



exercice 1-3 : fluidisation appliquée au séchage

On cherche à sécher des cacahuètes considérées sphériques et de diamètre $d_p = 0,5$ cm, avec un procédé par lit fluidisé à l'échelle pilote. L'air de séchage est à 70°C (à cette température, $\rho_f = 1,03$ kg/m³ et $\mu = 2,03 \cdot 10^{-5}$ Pa s). La masse volumique des cacahuètes humides (avant séchage) est $\rho_{ph} = 700$ kg/m³, et celle des cacahuètes sèches est $\rho_{ps} = 200$ kg/m³.

↪ Calculer la vitesse minimale de fluidisation u_{mF} des cacahuètes humides, en utilisant la corrélation d'Ergun et en considérant que la porosité du lit au minimum de fluidisation est $\varepsilon_{mF} = 0,4$.

Thonglimp a établi une autre relation permettant de calculer u_{mF} sans faire d'hypothèse sur ε_{mF} :

$$Re_{mF} = \sqrt{31,6^2 + 0,0425 \cdot Ar} - 31,6.$$

↪ Comparer le résultat avec celui donné par la relation d'Ergun.

↪ Déterminer la vitesse de fluidisation (minimum) pour que les cacahuètes sèches soient entraînées hors du lit et que les cacahuètes humides soient fluidisées. A-t-on alors un risque d'entraînement des cacahuètes humides (sans calcul) ?

↪ Dimensionner le lit fluidisé de forme cylindrique (calculer le diamètre), sachant que le débit massique d'air pour sécher les cacahuètes est $Q_m = 3,21$ kg s⁻¹ (pour la vitesse de fluidisation calculée ci-dessus).

1.2. AUTRES MÉTHODES DE MISE EN CONTACT DE FLUIDES AVEC DES SOLIDES PULVÉRULENTS

Le diagramme de Reh (Figure 12) présente les domaines d'utilisation de lits de particules. La Figure 10 et la Figure 11 en donnent une autre classification (cas des réacteurs polyphasiques).

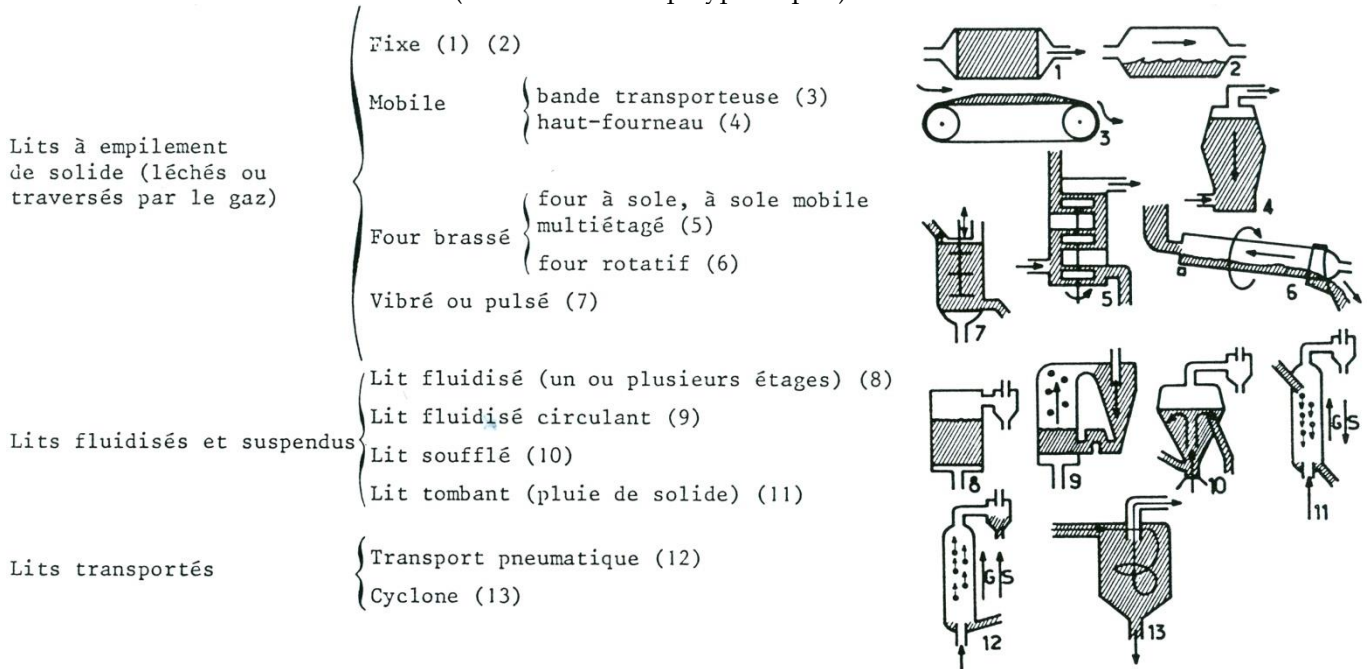


Figure 10 : Types de réacteurs à solide consommable. VILLERMAUX

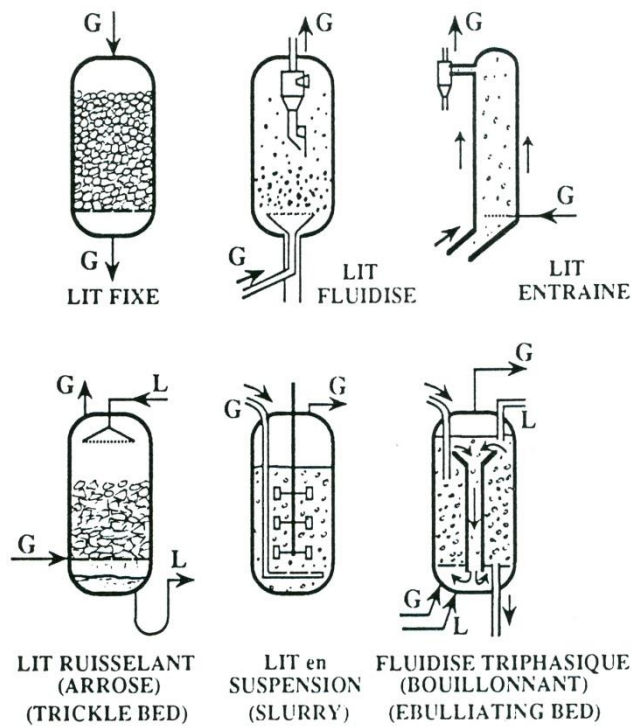


Figure 11 : Types de réacteurs à catalyseur solide. VILLERMAUX

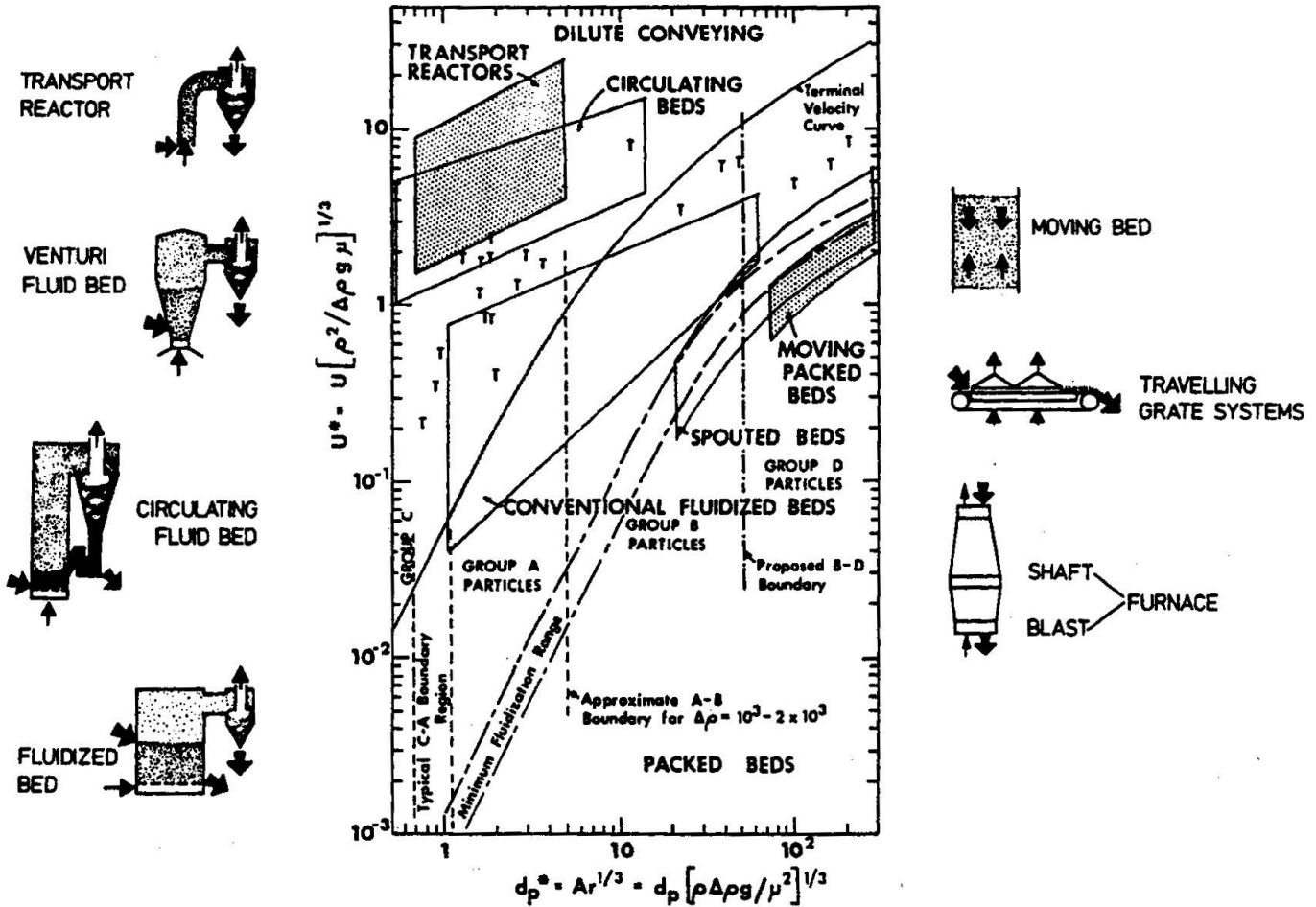


Figure 12 : Diagramme de Reh. PERRY

On peut enfin citer d'autres techniques de mise en contact de poudres avec des fluides :

- ✓ agitation mécanique
 - cuve agitée
 - double-cône
- ✓ avancement mécanique
 - vis (éventuellement chauffée)
 - four tournant (Figure 13)

voir chapitre 2
voir cours "Opérations sur les solides pulvérulents"

voir cours "Opérations sur les solides pulvérulents"

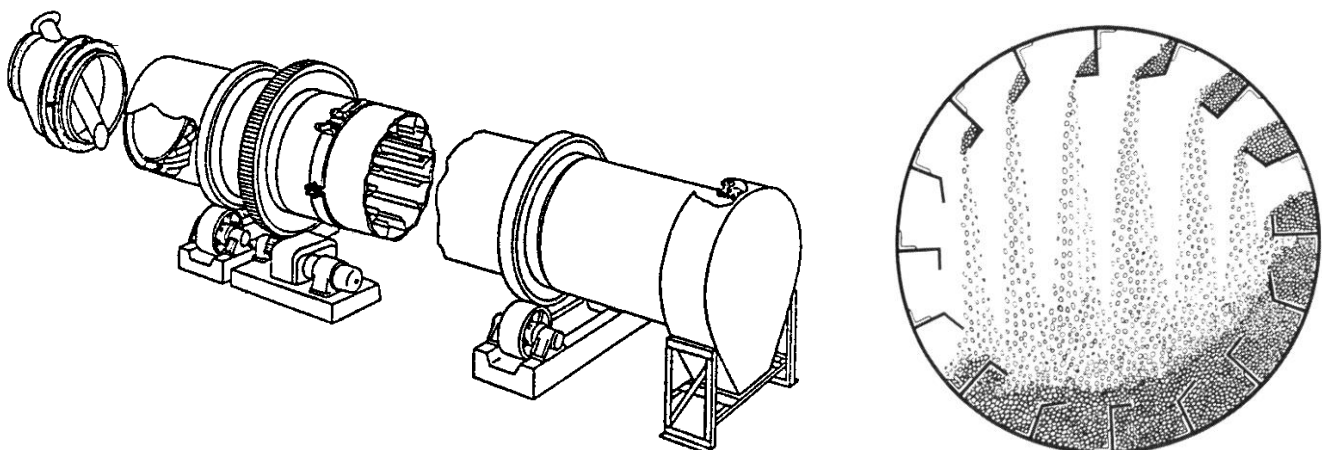


Figure 13 : Four tournant muni de releveurs type cornières. COULSON & RICHARDSON
(à droite : vue en coupe)

Chapitre 2 : agitation

L'agitation est une opération très ancienne, qui est progressivement passée de l'état d'art à l'état de science, grâce aux nombreuses études expérimentales entreprises et au développement des outils de mécanique des fluides numériques.

L'opération de mélange en général et d'agitation en particulier est très répandue en génie des procédés ; elle peut avoir des applications diverses :

- ✓ mélange de fluides miscibles (ou encore homogénéisation) : La qualité du mélange pourra être exprimée en terme d'échelle de micromélange. Une contrainte de temps de mélange peut également apparaître. (*ex. neutralisation, acidification, polymérisation*)
- ✓ suspension de solides pulvérulents : Il s'agit ici de maintenir en suspension des particules ; la suspension pouvant être partielle ou totale. Il faudra veiller à la contrainte de cisaillement, afin d'éviter de détériorer les particules. (*ex. cristallisation, catalyse hétérogène*)
- ✓ dispersion liquide/liquide : Dans le cas de liquide immiscibles, on pourra souhaiter obtenir une dispersion grossière -diamètres de gouttes $> 10 \mu\text{m}$ - (*ex. extraction liquide/liquide*), ou stable -diamètres de gouttes de l'ordre de $1 \mu\text{m}$ - (*ex. fabrication de colles, cosmétiques, produits alimentaires*).
- ✓ dispersion gaz/liquide : Il s'agit de mettre en contact la gaz et le liquide afin de réaliser dans les meilleurs conditions une absorption avec ou sans réaction chimique. Il faut veiller à ne pas engorger le mobile. (*ex. fermentation, oxydation*)

Pour toutes ces catégories, une fois l'objectif premier atteint, on pourra s'intéresser à la question de la circulation, c'est-à-dire le problème des transferts de matière et de chaleur.

Industriellement, pour chacune des grandes catégories d'application, deux types de problématiques peuvent se poser : concevoir une cuve pour une nouvelle application, ou extrapoler une installation existante.

L'agitation consiste à injecter dans une cuve de la quantité de mouvement par dissipation de puissance mécanique via un organe rotatif plongé dans le milieu. Un système d'agitation sera donc constitué d'une cuve, d'un arbre muni d'un mobile et mis en rotation par un moteur.

2.1. ASPECTS QUALITATIFS

Cette partie est volontairement purement descriptive.

2.1.1. types d'écoulement

On distingue trois grands types d'écoulements, illustrés sur la Figure 14.

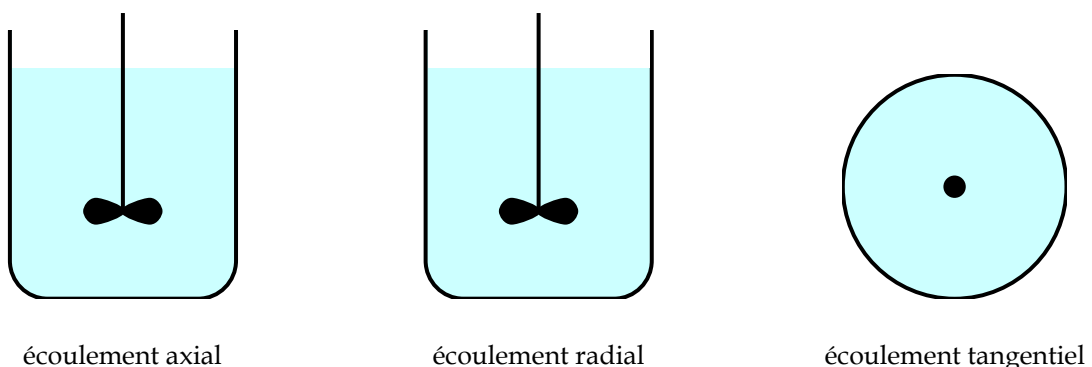


Figure 14 : Classification des types d'écoulement en agitation.

2.1.2. types de mobiles

Ce paragraphe répertorie les formes de mobiles d'agitation les plus courantes (Figure 15).

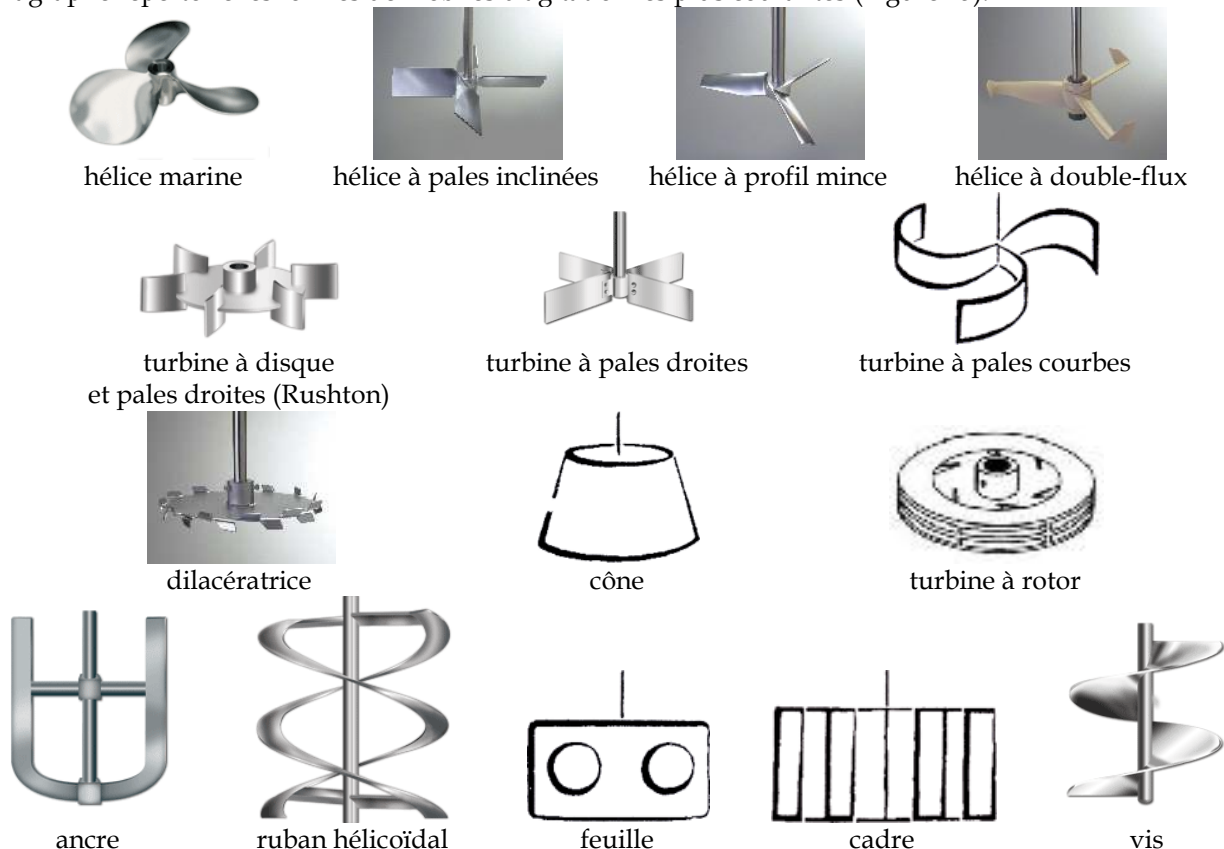


Figure 15 : Mobiles d'agitation classiques.

© CHEMINEER, © LIGHTNIN, © MISSENERD, TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR

☞ En toute première approximation, les mobiles de la première ligne de la Figure 15 seront dit "axiaux", ceux de la deuxième et troisième lignes "radiaux", et ceux de la quatrième ligne "tangentiels".

2.1.3. récapitulatif des aspects technologiques

Comme il a été évoqué plus haut, une cuve d'agitation comporte :

- ✓ une cuve, circulaire, et dont le fond peut avoir des formes variées : plane, "conique", elliptique, etc. Cette forme a un effet très important dans le cas de suspensions de particules.
- ✓ un mobile (voir divers modèles classiques Figure 15)
- ✓ un arbre sur lequel sera fixé le mobile : Il doit pouvoir résister aux sollicitations subies et présenter le moins possible un comportement vibratoire. Le choix* du matériau, du diamètre et de l'épaisseur de l'arbre est un compromis entre la résistance mécanique (et chimique) d'une part, et la masse et le coût de l'arbre d'autre part.
- ✓ un système d'entraînement* de l'ensemble arbre + mobile, comprenant un moteur (Figure 16), un réducteur et un dispositif d'étanchéité.

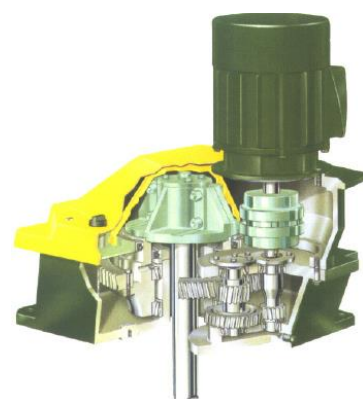


Figure 16 : Moteur d'agitation.

© LIGHTNIN

☞ coût

Dans un cas classique, et sans se préoccuper du coût de la cuve (et de son couvercle), on estime que les coûts† d'investissement se répartissent comme suit : 15% pour le mobile, 45% pour l'arbre, 30% pour le réducteur et les 10% restant pour le moteur. Il ne faut pas oublier les coûts de maintenance.

* Pour plus de détails, on pourra consulter l'article J3804 des Techniques de l'Ingénieur.

† Pour plus de détails, on pourra consulter l'article J3805 des Techniques de l'Ingénieur.

2.1.4. configuration des cuves

Selon les applications, le mobile peut être implanté verticalement (Figure 17-a & Figure 18-a), c'est le cas le plus courant ; latéralement (Figure 17-b & Figure 18-b) ou en fond de cuve (Figure 17-c) pour le cas des très grands volumes.

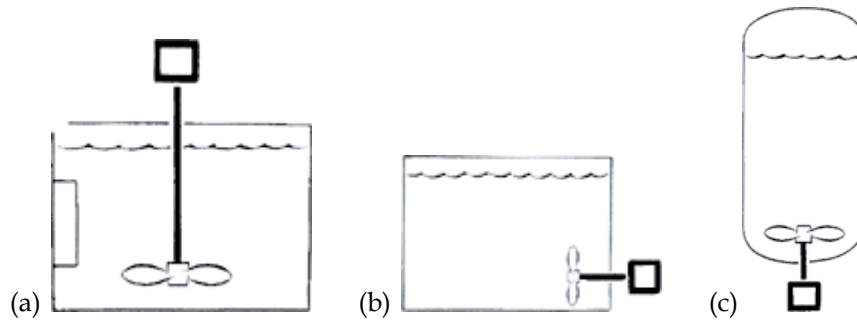


Figure 17 : Implantation des mobiles d'agitation. © MISSENERD

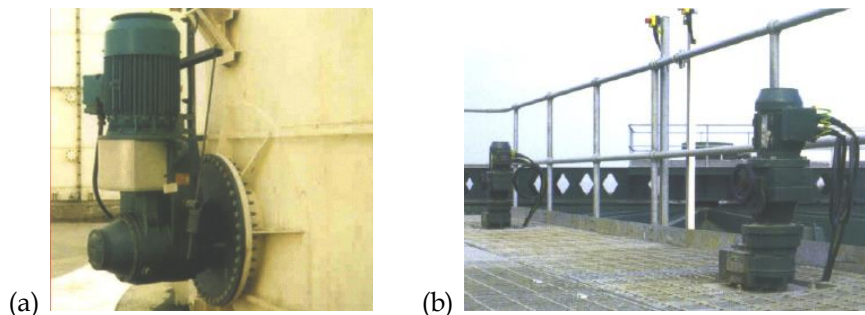


Figure 18 : Exemples d'implantation des mobiles d'agitation. © LIGHTNIN

Pour des applications spécifiques, on pourra être amené à utiliser plusieurs mobiles superposés (Figure 19-a), un système à double mouvement (Figure 19-b) ou encore un tube d'aspiration du ciel gazeux (Figure 19-c).

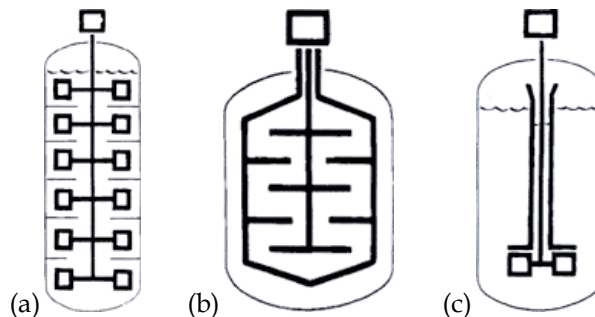


Figure 19 : Dispositifs d'agitation spécifiques. © MISSENERD

☞ vortex

Ce phénomène est illustré sur la Figure 20.



Figure 20 : Le phénomène de vortex.

Cette rotation en bloc nuit considérablement au mélange, et peut s'accompagner d'une absorption du ciel gazeux. Ce phénomène a en outre tendance à s'accroître avec la vitesse de rotation. Pour lutter contre la formation d'un vortex, il faut l'entraver par des moyens mécaniques : mobile désaxé ou incliné (Figure 21-a), croisillon (Figure 21-b), ou chicanes (Figure 21-c) également appelées contre-pales.

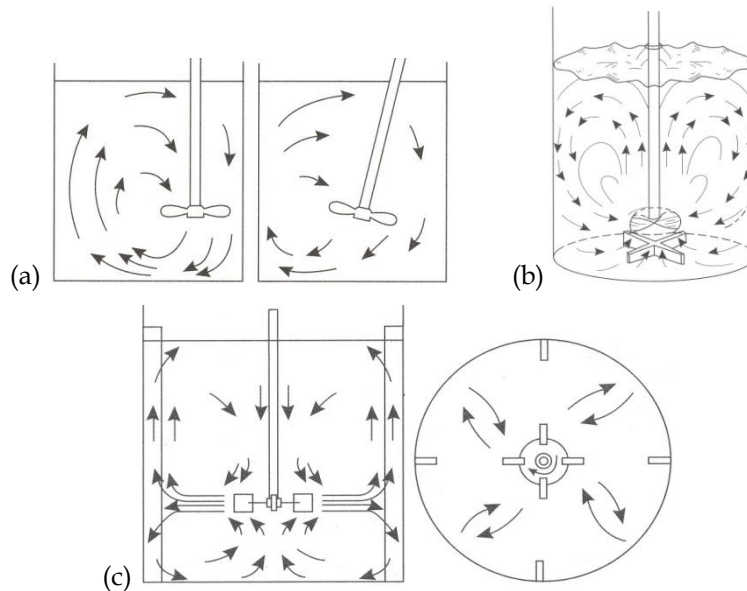


Figure 21 : Dispositifs anti-vortex. COULSON & RICHARDSON

2.2. ASPECTS QUANTITATIFS

La Figure 22 précise les paramètres géométriques caractéristiques d'une cuve agitée. Ces dernières peuvent être très variables. Néanmoins, afin de faciliter la comparaison des différents travaux réalisés dans le domaine, la plupart des études adoptent une **géométrie standard** :

- $d_A = \frac{d_T}{3} = z_A$,
- $z_L = d_T$,
- chicanes de largeur $\frac{d_T}{10}$ pouvant être collées à la paroi ou espacées de $\frac{d_T}{50}$.

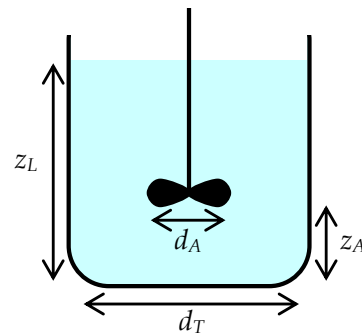


Figure 22 : Paramètres géométriques d'une cuve agitée.

2.2.1. analyse dimensionnelle

Afin de dégager les nombres dimensionnels caractéristiques, on effectue l'analyse dimensionnelle du problème. Les paramètres à prendre en compte sont :

		exposant	unité	équation aux dimensions
✓ le diamètre du mobile	d_A	a	m	L
✓ la masse volumique du liquide	ρ	b	kg m^{-3}	M L^{-3}
✓ la viscosité du liquide	μ	c	Pa s^*	$\text{M L}^{-1} \text{T}^{-1}$
✓ la vitesse d'agitation	N	d	s^{-1}	T^{-1}
✓ la puissance d'agitation	P	e	W^\dagger	$\text{M L}^2 \text{T}^{-3}$
✓ l'accélération de la pesanteur	g	f	m s^{-2}	L T^{-2}
6 variables		⇒ 3 nombres adimensionnels ⇐		3 dimensions (M, L, T)

* $\text{Pa s} \equiv (\text{N m}^{-2}) \text{s} \equiv [\text{kg} \cdot (\text{m s}^{-2})] \text{m}^{-2} \text{s} \equiv \text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$

† $\text{W} \equiv \text{J/s} \equiv (\text{N} \cdot \text{m}) \text{s}^{-1} \equiv [\text{kg} \cdot (\text{m s}^{-2})] \text{m s}^{-1} \equiv \text{kg m}^2 \text{s}^{-3}$

On cherche à déterminer une loi du type $d_A^a \cdot \rho^b \cdot \mu^c \cdot N^d \cdot P^e \cdot g^f = \text{constante}$. L'équation aux dimensions impose le système suivant :

$$\begin{cases} M: & b+c+e=0 \\ L: & a-3b-c+2e+f=0, \text{ donc} \\ T: & -c-d-3e-2f=0 \end{cases} \begin{cases} b=-c-e \\ a-3(-c-e)-c+2e+f=a+2c+5e+f=0, \text{ d'où} \\ d=-c-3e-2f \end{cases} \begin{cases} b=-c-e \\ a=-2c-5e-f \\ d=-c-3e-2f \end{cases}$$

Le loi est donc de la forme $d_A^{-2c-5e-f} \cdot \rho^{-c-e} \cdot \mu^c \cdot N^{-c-3e-2f} \cdot P^e \cdot g^f = \text{constante}$.

Soit $(d_A^{-2} \cdot \rho^{-1} \cdot \mu \cdot N^{-1})^c \cdot (d_A^{-5} \cdot \rho^{-1} \cdot N^{-3} \cdot P)^e \cdot (d_A^{-1} \cdot N^{-2} \cdot g)^f = \text{constante}$

$$\text{D'où} \left(\frac{\rho \cdot N \cdot d_A^2}{\mu} \right)^{-c} \cdot \left(\frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot d_A^5} \right)^e \cdot \left(\frac{N^2 \cdot d_A}{g} \right)^f = \text{constante}$$

$$\text{Finalement, } \underbrace{\frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot d_A^5}}_{\substack{\text{nombre de} \\ \text{puissance} \\ N_p}} = \text{constante} \cdot \underbrace{\left(\frac{\rho \cdot N \cdot d_A^2}{\mu} \right)^c}_{\substack{\text{nombre de} \\ \text{Reynolds} \\ Re}} \cdot \underbrace{\left(\frac{N^2 \cdot d_A}{g} \right)^f}_{\substack{\text{nombre de} \\ \text{Froude} \\ Fr}}$$

2.2.2. nombre de Reynolds et régime d'écoulement

Selon sa définition habituelle, le nombre de Reynolds est le rapport des forces d'inertie* et de viscosité†. Le nombre

de Reynolds d'agitation est défini par $Re = \frac{\rho \cdot N \cdot d_A^2}{\mu}$ et permet de distinguer trois régimes :

- laminaire : $Re < 10$; le système est gouverné par les forces visqueuses, il n'y a pas de turbulence et le mélange est moléculaire. Le régime laminaire se poursuit au-delà de $Re = 10$ pour certains mobiles "tangentiels".
- intermédiaire : $10 < Re < 10^4$ (mobile à refoulement radial) ou $10 < Re < 10^5$ (mobile à refoulement axial)
- pleinement turbulent : $Re > 10^4$ (mobile à refoulement radial) ou $Re > 10^5$ (mobile à refoulement axial) ; le système est gouverné par les forces d'inertie, la viscosité n'a que très peu d'influence sur les phénomènes macroscopiques que sont la puissance consommée, le débit de circulation, ou encore l'échelle de macromélange.

☞ Le plus souvent, le régime est turbulent, sauf dans le cas des fluides très visqueux pour lesquels l'agitation est presque toujours réalisée en régime laminaire.

2.2.3. nombre de Froude

Le nombre de Froude $Fr = \frac{N^2 \cdot d_A}{g}$ compare la force d'inertie et la force de gravité‡. Il peut également être considéré comme le rapport des accélérations centrifuge et de pesanteur. Le nombre de Froude est utilisé dans l'étude des phénomènes à surface libre. La formation d'un vortex est associée à un nombre de Froude élevé. En présence de chicanes (ou d'un autre dispositif anti vortex), le nombre de Froude n'a pas d'impact.


* La force d'inertie est le produit du débit volumique (proportionnel à $u \cdot d_A^2$) par la quantité de mouvement ($\rho \cdot u$) ; elle est donc proportionnelle à $\rho \cdot u^2 \cdot d_A^2$. La vitesse caractéristique généralement choisie en agitation est la vitesse en bout de pale (proportionnelle à $N \cdot d_A$). Par conséquent la force d'inertie est proportionnelle à $\rho \cdot N^2 \cdot d_A^4$.

† La force visqueuse est le produit de la viscosité par le gradient de vitesse et par la surface d'action ; ce qui peut se ramener au produit de la viscosité par la vitesse caractéristique et par la longueur caractéristique. La vitesse caractéristique étant proportionnelle à $N \cdot d_A$, la force visqueuse est proportionnelle à $\mu \cdot N \cdot d_A^2$.

‡ La force de gravité est le produit de la masse caractéristique par l'accélération de la pesanteur, soit $\rho \cdot d_A^3 \cdot g$.

2.2.4. puissance dissipée, nombre de puissance

Le nombre de puissance est le nombre adimensionnel caractérisant la puissance $N_P = \frac{\mathcal{P}}{\rho \cdot N^3 \cdot d_A^5}$, qui peut être vu comme un coefficient de traînée du mobile d'agitation.

La courbe de puissance trace le nombre de puissance en fonction du nombre de Reynolds. Obtenue expérimentalement, elle caractérise le système cuve-agitateur. La présence de chicanes augmente la puissance consommée, comme illustré sur la Figure 23. 

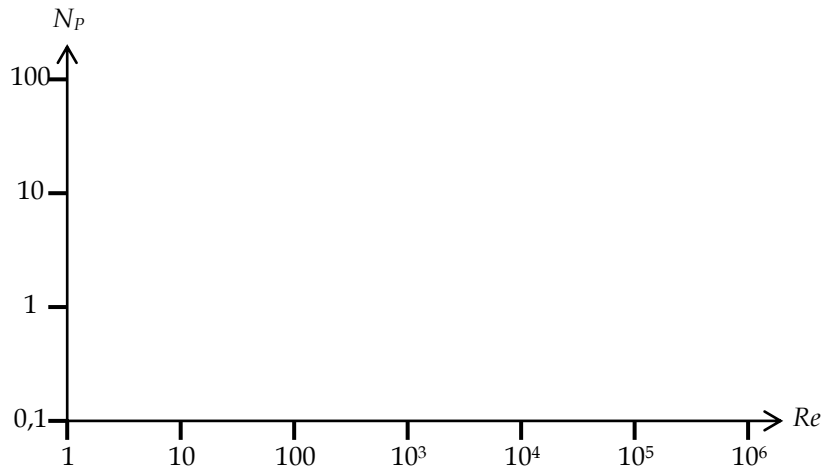


Figure 23 : Allure des courbes N_P vs Re .

On remarque que :

- ✓ en régime laminaire, $N_P \propto \frac{1}{Re}$, ou encore $\mathcal{P} \propto$
- ✓ en régime turbulent, $N_P = \text{constante} = N_{P0}$, ou encore $\mathcal{P} \propto$
- ✓ l'effet du vortex n'apparaît que pour $Re > 300$.

On trouve dans la littérature (comme par exemple sur la Figure 24), ou auprès des fournisseurs de mobiles, les valeurs de N_{P0} pour chaque mobile, ainsi que des recommandations sur les proportions de la cuve.

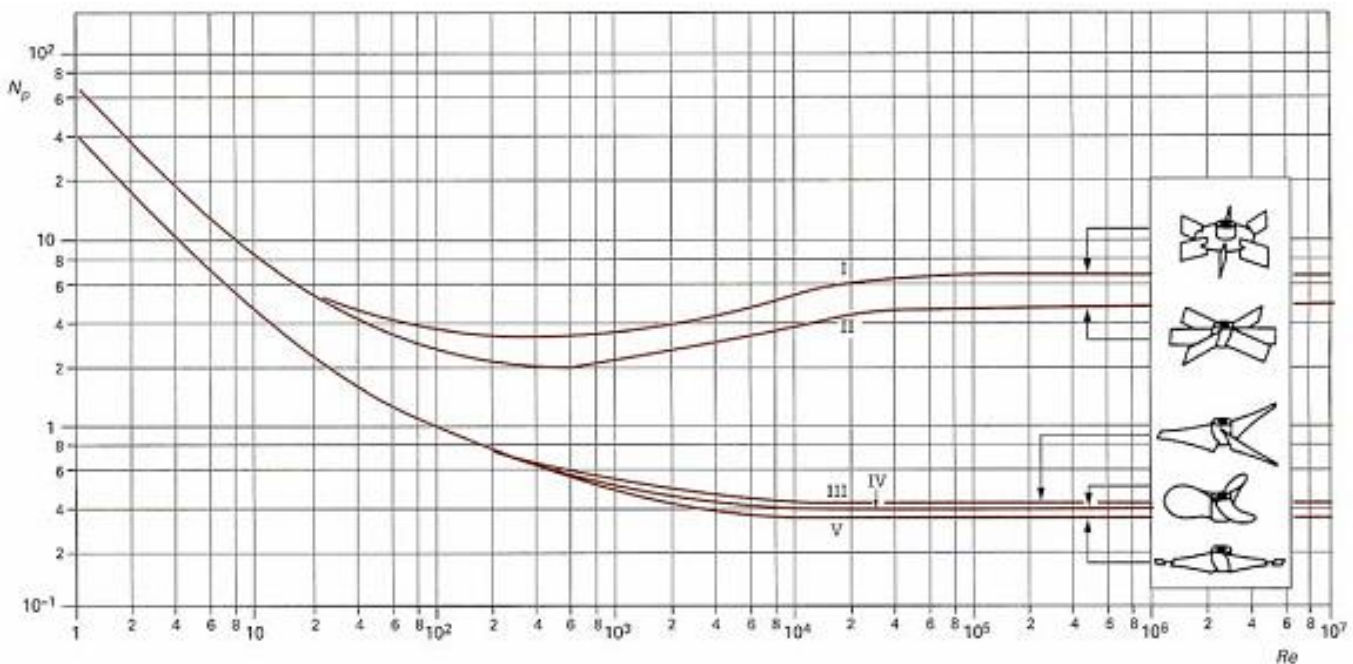


Figure 24 : Nombre de puissance de quelques mobiles d'agitation en fonction du nombre de Reynolds.

 TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR J3802

I : turbine à disque type Rushton à 6 pales droites

IV : hélice marine à 3 pales

II : turbine à 6 pales inclinées

V : hélice double flux à 2 pales (grand diamètre)

III : hélice à 3 pales profilées minces (grand diamètre)



exercice 2-1 : changement de mobile

Une hélice marine est utilisée pour mélanger un fluide en régime laminaire. Le mobile a un diamètre $d_{A1} = 0,3$ m et tourne à la vitesse $N_1 = 1,5$ Hz. Du fait de problèmes de corrosion, cette hélice est remplacée par une hélice à double-flux à 2 bras de diamètre $d_{A2} = 0,75$ m. On souhaite utiliser le même moteur d'agitation. (NB : En régime laminaire, la puissance requise est telle que $\mathcal{P} = k' \cdot N^2 \cdot d_A^3$, avec $k'_1 = 1964$ pour l'hélice initiale et $k'_2 = 1748$ pour l'hélice à double-flux.)

↳ À quelle vitesse N_2 doit tourner l'hélice à double-flux ?

2.2.5. pompage et circulation

Le débit de pompage Q_P est le débit de liquide qui passe effectivement dans le mobile d'agitation.

Ce débit peut être considéré comme le produit de la vitesse caractéristique $N \cdot d_A$ par une surface, c'est-à-dire le carré de la longueur caractéristique d_A^2 . Q_P est donc proportionnel à $N \cdot d_A^3$. Le coefficient de proportionnalité est

appelé nombre de pompage :

$$N_{QP} = \frac{Q_P}{N \cdot d_A^3}$$

De même que N_{P0} , N_{QP} de chaque mobile peut être trouvé dans la littérature ou auprès des fournisseurs.

Le temps de pompage $t_P = \frac{V}{Q_P}$ représente le temps moyen qui sépare deux passages successifs d'un élément de fluide dans l'agitateur.

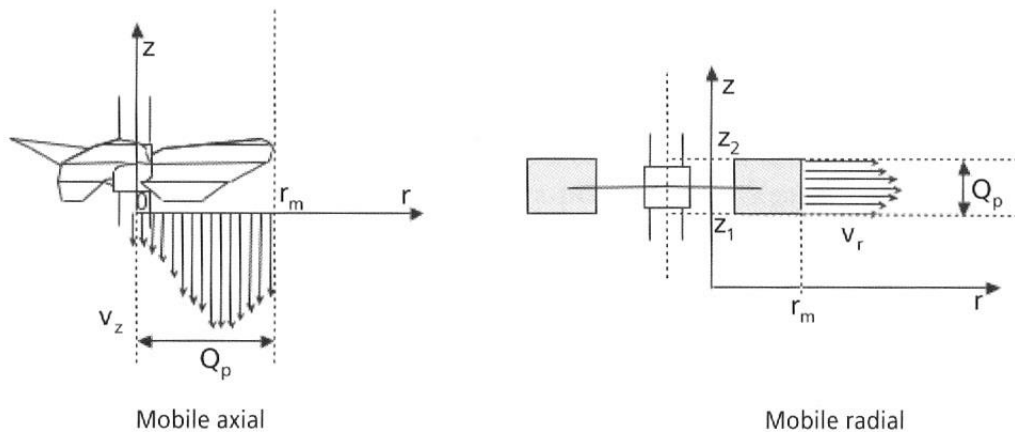


Figure 25 : Débit de pompage. XUEREB

Les éléments de fluide constituant le débit de pompage transfèrent de la quantité de mouvement aux éléments voisins qui sont alors entraînés.

Le débit de circulation Q_C est la somme du débit de pompage et du débit entraîné.

On définit le nombre de circulation :

$$N_{QC} = \frac{Q_C}{ND^3}$$

Le temps de circulation $t_C = V/Q_C$ représente le temps moyen que met un élément de fluide pour parcourir une boucle à l'intérieur de la cuve.

↳ Le rapport $\frac{Q_C}{Q_P} = \frac{N_{QC}}{N_{QP}} = \frac{t_P}{t_C}$ est de l'ordre de 1,8.

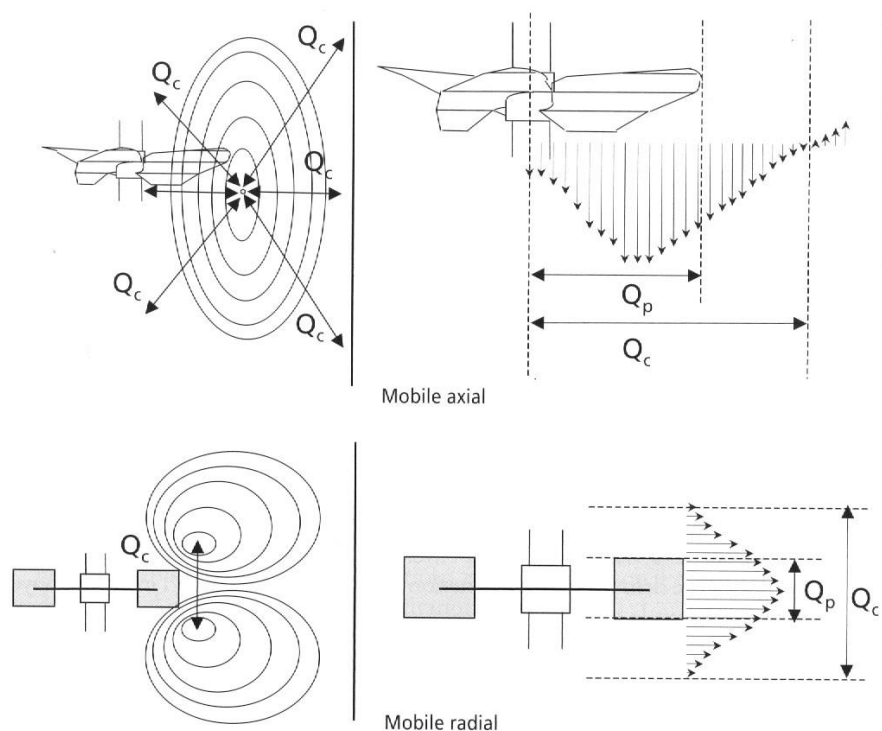


Figure 26 : Débit de circulation. XUEREB

2.2.6. taux de cisaillement (gradient de vitesse)

Le cisaillement est provoqué par la variation spatiale des vitesses moyennes ; le taux de cisaillement, ou vitesse de cisaillement, a la dimension d'un gradient de vitesse.

☞ Pour les fluides newtoniens, en régime laminaire, la **vitesse moyenne de cisaillement (ou taux de cisaillement moyen) est proportionnelle à la vitesse d'agitation N** ; le coefficient de proportionnalité dépend du type de mobile : il est de l'ordre de 10 pour les mobiles axiaux et radiaux, et peut atteindre 50 voire 100 pour les mobiles tangentiels. En régime turbulent, bien que localement les choses soient plus complexes, la proportionnalité entre vitesse moyenne de cisaillement et vitesse d'agitation reste valable. On peut également s'intéresser au **taux de cisaillement maximal**, lui aussi proportionnel à N .

La Figure 27 illustre les effets possibles des gradients de vitesse sur un objet (ici un haricot vert) : orientation préférentielle ou rupture. Le cisaillement favorise la dispersion de bulles ou de gouttes, et la rupture des solides.

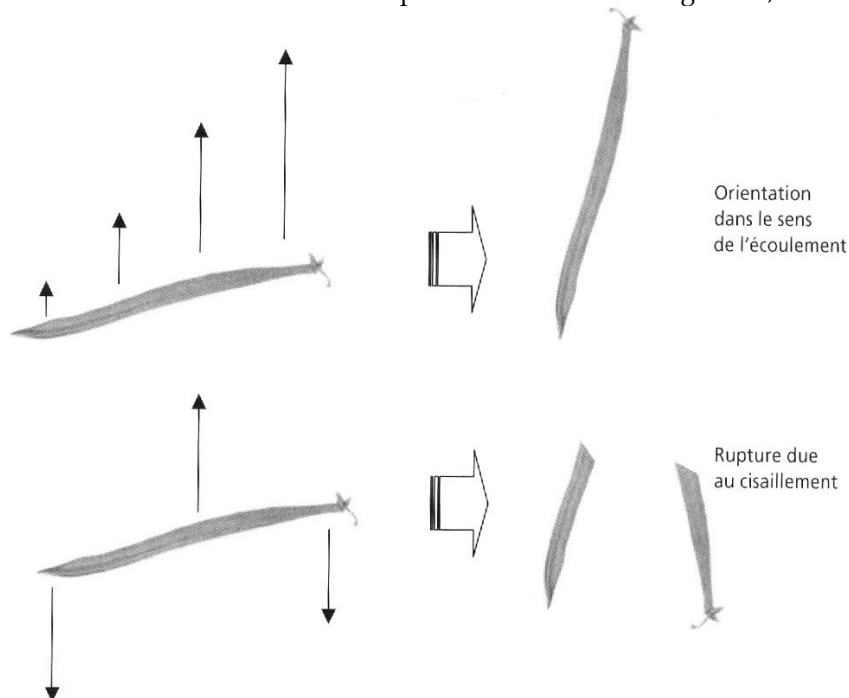


Figure 27 : Comportement du haricot vert selon le champ de vitesse. XUEREB

2.2.7. allure des écoulements en cuve agitée : importance des échelles locales

Les grandeurs évoquées précédemment sont des grandeurs globales. Or l'écoulement dans une cuve agitée possède une structure tridimensionnelle hétérogène, et est souvent turbulent. Il en résulte des profils de vitesse, de cisaillement, d'intensité turbulente, de concentrations, de température, etc. L'analyse locale de l'écoulement dans une cuve agitée permet d'identifier la structure de l'écoulement, les éventuelles zones mortes, les zones de cisaillement (généralement au voisinage du mobile).

Les éléments de fluide ou les inclusions (particules, bulles, gouttes, micro-organismes...) présents dans les différentes zones de la cuve ne sont donc pas à un instant donné exposés aux mêmes grandeurs locales, qui peuvent être déterminantes pour le procédé. Il peut être important de comparer les dimensions et les temps caractéristiques des structures hydrodynamiques à ceux du procédé : les hétérogénéités de concentration vont-elles avoir un impact sur la cinétique réactionnelle ou sur l'activité des micro-organismes ? A quelles échelles de la turbulence les inclusions sont-elles soumises ? En fonction des objectifs et des contraintes inhérents au procédé, certaines considérations sur ces aspects locaux doivent donc venir compléter l'étude globale de la cuve agitée.

La Figure 28 et la Figure 29 montrent les résultats de simulations effectuées à l'aide du code de mécanique des fluides numérique Fluent dans une cuve agitée munie d'un mobile axial (Figure 28-a & Figure 29-a) ou d'un mobile radial (Figure 28-b & Figure 29-b).

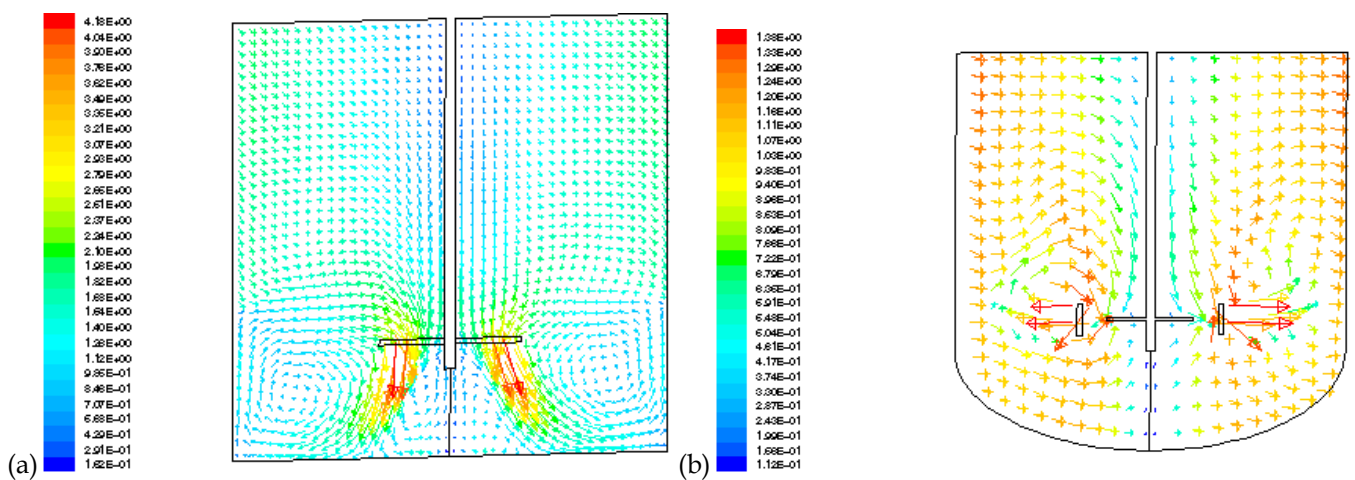


Figure 28 : Cartes de vitesse [m/s] simulées à l'aide du code commercial Fluent.

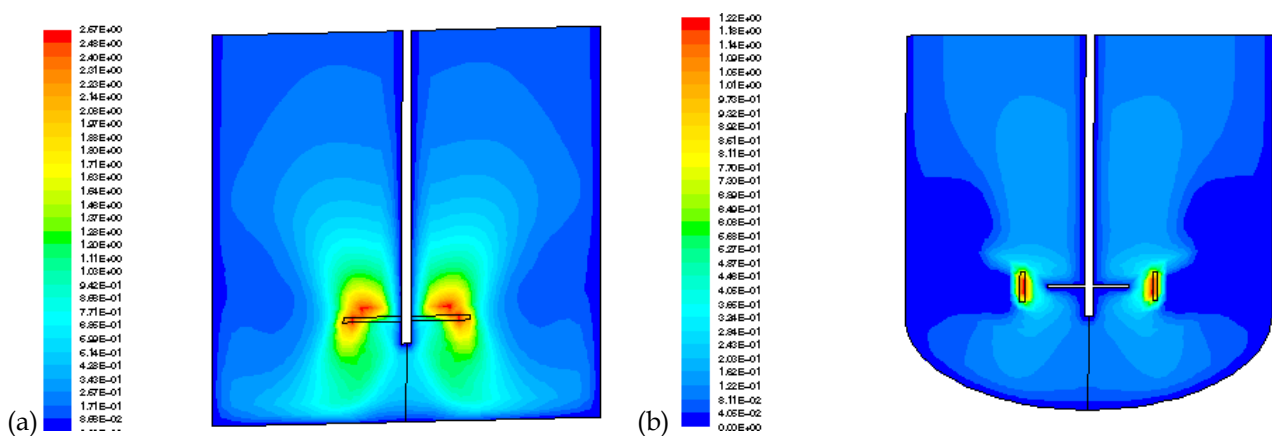


Figure 29 : Cartes d'énergie cinétique de turbulence [$\text{m}^2 \text{s}^{-2}$] simulées à l'aide du code commercial Fluent.

La turbulence correspond à des fluctuations locales des vitesses. L'énergie cinétique de turbulence est l'énergie cinétique correspondant à ces fluctuations. La turbulence favorise le mélange aux petites échelles, elle provoque également du cisaillement.

2.3. EXTRAPOLATION

L'extrapolation de l'opération d'agitation n'est pas un problème tout à fait résolu : il dépend largement de l'application.

2.3.1. similitudes

Rappelons tout d'abord la notion de similitude :

- ✓ similitude géométrique, c'est la conservation des rapports des dimensions du système ;
- ✓ similitude dynamique, c'est la conservation des rapports des forces (soit globalement la conservation des nombres adimensionnels) ;
- ✓ similitude cinématique, c'est la conservation des rapports des vitesses en des points homologues ;
- ✓ similitude chimique, c'est la conservation des concentrations en des points homologues ;
- ✓ similitude thermique, c'est la conservation des températures en des points homologues.

2.3.2. "règles" élémentaires d'extrapolation

Malgré les restrictions évoquées en introduction, deux méthodes d'extrapolation sont régulièrement utilisées :

☞ conservation de la puissance par unité de volume

Ce qui permet de conserver un mélange grossièrement uniforme.

Comme $N_p = \frac{\mathcal{P}}{\rho \cdot N^3 \cdot d_A^5}$ et $V \propto d_A^3$, on a $\frac{\mathcal{P}}{V} \propto N_p \cdot N^3 \cdot d_A^2$. Ainsi la conservation de la puissance par unité de

volume s'écrira : $N_{p1} \cdot N_1^3 \cdot d_{A1}^2 = N_{p2} \cdot N_2^3 \cdot d_{A2}^2$

✓ en régime laminaire, puisque $N_p \propto \frac{1}{Re} \propto \frac{1}{N \cdot d_A^2}$, il vient : $N_1 = N_2$

✓ en régime turbulent, comme $N_p = \text{cst}$, $N_1^3 \cdot d_{A1}^2 = N_2^3 \cdot d_{A2}^2$

☞ conservation de la vitesse en bout de pale

Ce qui permet plus ou moins la conservation du rendement de pompage.

$$N_1 \cdot d_{A1} = N_2 \cdot d_{A2}$$



exercice 2-2 : extrapolation

Une cuve de laboratoire de volume $V_1 = 5 \text{ L}$ munie de contre-pales et d'une turbine Rushton de diamètre $d_{A1} = 9,2 \text{ cm}$ a donné des performances satisfaisantes pour une puissance d'agitation $\mathcal{A} = 5 \text{ W}$ en régime turbulent.

☞ Quel doit être le diamètre de pale pour une cuve de volume $V_2 = 5 \text{ m}^3$?

☞ On désire extrapoler ce réacteur en conservant la vitesse d'agitation $N_1 = 300 \text{ min}^{-1}$, est-ce raisonnable ?

↳ Quelle doivent être la vitesse et la puissance d'agitation selon que l'on conserve la puissance par unité de volume ou la vitesse en bout de pale ?

2.4. ÉLÉMENTS DE CHOIX DE MOBILE

On se propose dans cette partie de donner des **critères très généraux (et donc très grossiers)** de choix de mobile d'agitation en fonction de l'application. Selon l'opération effectuée, des effets différents seront à rechercher. En particulier, on distingue deux objectifs : le pompage (ou la circulation) d'une part, la turbulence (en lien avec le cisaillement) d'autre part. La Figure 30 schématise la répartition de ces deux aspects pour quelques mobiles d'agitation.

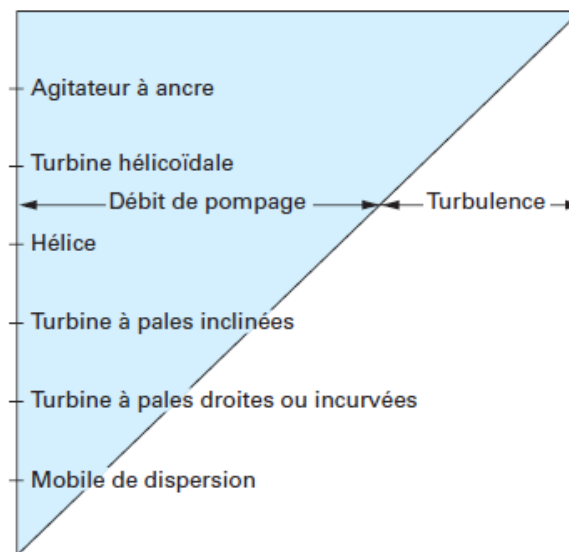


Figure 30 : Proportion entre débit de pompage et turbulence suivant le mobile d'agitation.

📖 TECHNIQUES DE L'INGÉNIEUR J3800

2.4.1. homogénéisation

Lors d'une opération d'homogénéisation en régime turbulent, on cherche à obtenir un très bon débit de pompage, et par conséquent un faible cisaillement et une faible puissance ; les mobiles adaptés seront alors l'hélice marine, l'hélice profilée et l'hélice à pales inclinées (de grand diamètre). Pour l'homogénéisation d'un fluide visqueux ($\mu > 10 \text{ Pa s}$), une bonne circulation et un cisaillement moyen seront recherchés, par conséquent une puissance moyenne ; la vis et le ruban hélicoïdal étant alors les mobiles les mieux adaptés. Enfin pour l'homogénéisation avec réaction chimique, une circulation correcte et un cisaillement élevé seront nécessaires, soit une puissance importante ; ce seront alors la turbine de Rushton, les hélices profilée et à pales inclinées qui seront les mieux adaptées.

2.4.2. suspension de particules

Pour effectuer des opérations en suspension solides, il faut un très bon pompage et un cisaillement modéré, donc une puissance moyenne ; les hélices profilées, à double-flux ou à pales inclinées donneront les meilleurs résultats. Lorsque le transfert de matière est limitant, il pourra être nécessaire d'augmenter la puissance et de passer à des turbines. Enfin pour l'incorporation de poudre, un fort cisaillement sera nécessaire ; les mobiles radiaux, les cônes et turbines à rotor permettront de réaliser ces opérations.

2.4.3. dispersion de fluides

Pour la dispersion gaz/liquide ou la dispersion temporaire liquide/liquide, il faut un fort cisaillement et une circulation correcte, par conséquent une puissance importante ; les turbines et les cônes seront les plus adaptés. Pour les dispersions liquide/liquide stables, un très fort cisaillement sera nécessaire ; ceci sera obtenu avec de petits mobiles tels que les cônes, les turbines à rotor ou les turbo-mélangeurs. Dans le cas de cuves de faibles dimensions pour la dispersion gaz/liquide, on pourra se contenter d'hélices profilées ou à double-flux, ou de turbines à pales droites.

2.5. COMPLÉMENTS

Les illustrations et textes suivants sont issus de l'ouvrage de Catherine XUEREB, Martine POUX et Joël BERTRAND "Agitation et mélange - Aspects fondamentaux et applications industrielles", paru en 2006.

☞ choix du diamètre du mobile et de sa hauteur d'implantation

Le diamètre du mobile d'agitation peut varier de quelques centimètres jusqu'à une dizaine de mètres. Il est étroitement lié au diamètre de la cuve. On préconise :

$$0,2 < D/T < 0,7$$

La valeur minimale correspond aux agitateurs de fond de cuve, dont le rôle est d'éviter la formation d'une zone morte qui peut se former en dessous du mobile principal dans la partie basse de la cuve.

Pour une turbine, on dépassera rarement la valeur de $D/T = 0,5$ à cause de la consommation énergétique qui devient excessive au-delà. Dans beaucoup d'applications, un rapport de D/T égal à $1/3$ pour une turbine est satisfaisant.

Pour un mobile axial, un rapport de D/T compris entre $1/3$ et $0,6$ convient à la plupart des opérations de mélange.

Les mobiles raclants ont un diamètre très proche de celui de la cuve, D/T avoisine alors $0,95$.

Type d'agitateur	D/T
Agitateur axial	$0,2 < D/T < 0,7$
Agitateur radial	$0,2 < D/T < 0,5$
Agitateur raclant	$\approx 0,95$
Agitateur rapide	$\leq 0,1$

■ Hauteur d'implantation du mobile

Dans une cuve standard, la hauteur du liquide est égale au diamètre de la cuve. Le mobile d'agitation est positionné à une distance C mesurée généralement depuis le plan inférieur du mobile jusqu'au point le plus bas de la cuve. Pour une opération de mélange simple, le mobile axial ou radial est implanté classiquement à $C = 1/3 T$. Cette position assure généralement un mouvement correct à l'ensemble du fluide. On peut être amené à diminuer ce rapport dans le cas de la mise en suspension de solides, où l'efficacité est accrue si le mobile est près du fond. Le mobile peut aussi être placé à mi-hauteur de cuve ; on s'affranchit alors de l'effet de proximité du fond qui peut freiner le développement des écoulements.

Au-delà de $C/T = 0,5$, il y a un risque d'incorporation d'air dans la cuve par le système d'agitation dû à la proximité de la surface du liquide. D'autre part, le développement d'une zone stagnante, donc de mauvais mélange dans la partie inférieure de la cuve n'est pas à exclure.

Si la hauteur de liquide est supérieure à $1,2T$, on opte alors pour un système multiétagé, comportant 2 mobiles ou plus sur le même arbre.

☞ tube de guidage

Le tube de guidage se présente sous la forme d'un tube cylindrique centré dans la cuve.

Le rôle du tube de guidage est de canaliser l'écoulement du fluide développé par un mobile axial placé au centre de celui-ci, augmentant ainsi l'efficacité de mélange. Il permet donc de limiter les écarts de concentration, de température, de viscosité... au sein de la cuve en accentuant le mouvement de circulation du liquide (figure 2.4) surtout dans les cuves où le rapport hauteur sur diamètre est élevé. Il peut être chicané dans sa partie interne.

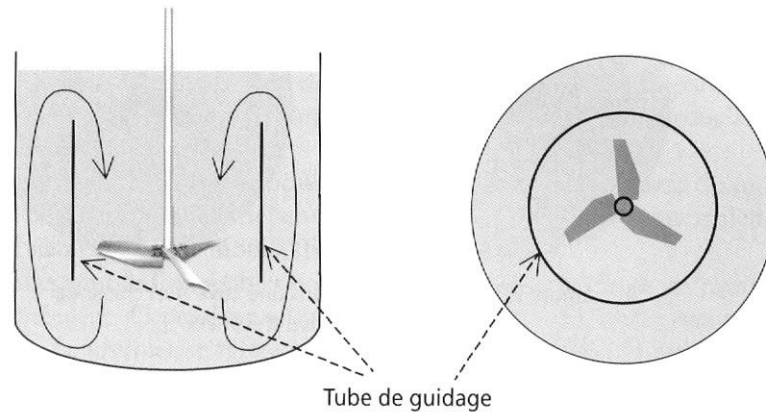
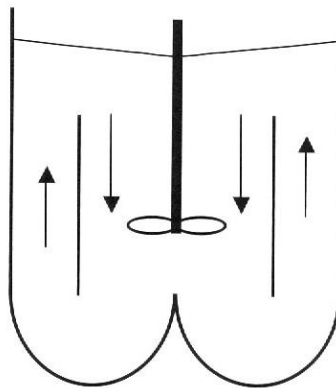


Figure 2.4 – Tube de guidage.

La valeur 0,7 pour le rapport entre le diamètre de tube de guidage et le diamètre de la cuve est souvent recommandée. Ceci permet d'avoir l'égalité entre la section interne du tube et la section annulaire comprise entre la paroi externe du tube et la paroi de la cuve. Les vitesses moyennes de circulation du fluide descendant et ascendant sont ainsi identiques, ce qui conduit à une bonne stabilité du système. Cependant, la valeur de ce rapport doit être ajustée en fonction du diamètre du mobile d'agitation. Afin de canaliser au maximum le liquide dans le tube de guidage, d'éviter la création de recirculations de liquide en bout de pale de l'agitateur et donc de former une pseudo-cuve autour de l'agitateur, le rapport entre le diamètre de l'agitateur et celui du tube de guidage doit être assez élevé ; le diamètre de l'agitateur peut atteindre 90 % du diamètre du tube. Au-delà de cette valeur, le réglage de l'alignement du système doit être très précis car il ne tolère que peu de flèche.

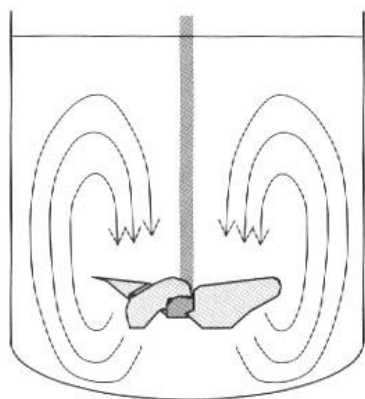
☞ cuve à fond profilé pour la mise en suspension de particules



Cuve agitée pour les suspensions avec tube de guidage et fond profilé.

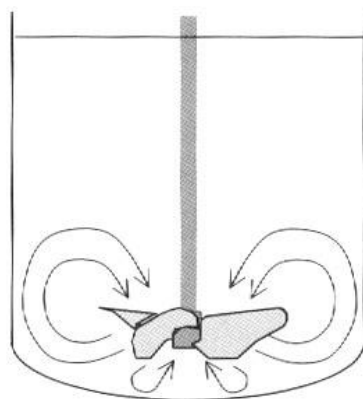
☞ effet de la configuration sur la consommation de puissance

effet du diamètre et de la position pour un mobile axial :



Configuration de référence

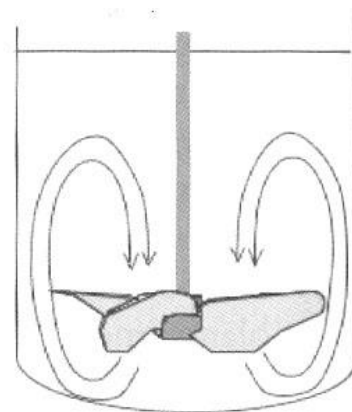
$$N_p \quad N_{Qp}$$



Configuration A

$$N_p(A) \gg N_p$$

$$N_{Qp}(A) \ll N_{Qp}$$

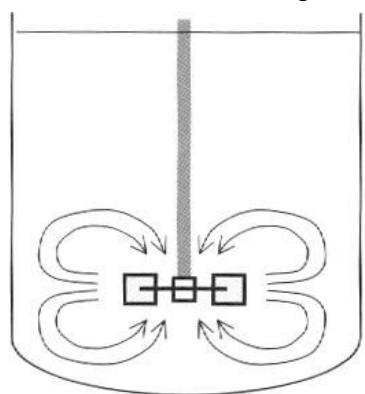


Configuration B

$$N_p(B) > N_p$$

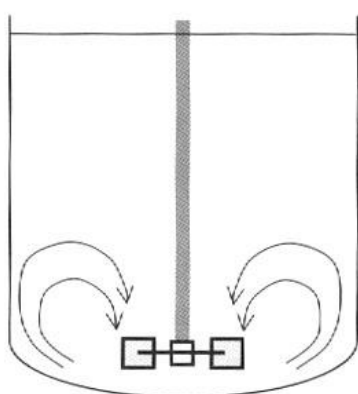
$$N_{Qp}(B) < N_{Qp}$$

effet du diamètre et de la position pour un mobile radial :



Configuration de référence

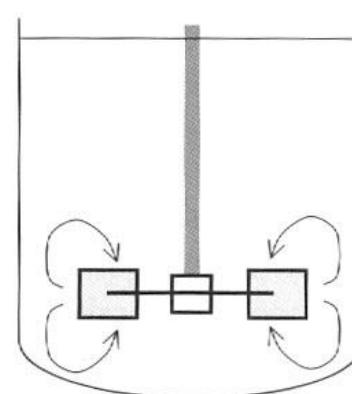
$$N_p \quad N_{Qp}$$



Configuration A

$$N_p(A) \ll N_p$$

$$N_{Qp}(A) \ll N_{Qp}$$



Configuration B

$$N_p(B) \gg N_p$$

$$N_{Qp}(B) < N_{Qp}$$

références bibliographiques

- Paul ANGLARET, "Technologie Génie Chimique" tome 1, Centre Régional de Documentation Pédagogique de l'Académie d'Amiens, 1998
- COULSON & RICHARDSON's Chemical Engineering volume 1, 6th edition, Ed. Butterworth Heinemann, Oxford, 2000
- Noël MIDOUX, "La cuve agitée homogène", in Daniel SCHWEICH, "Génie de la réaction chimique", Ed. Tec&Doc - Lavoisier, Paris, 2001
- Noël MIDOUX, "Agitation - Mélange monophasique", polycopié ENSIC, Nancy, 1996
- PERRY's "Chemical Engineers' Handbook", 7th edition, Ed. McGraw-Hill, New-York, 1998
- Michel ROUSTAN et al., "Agitation. Mélange", articles J3800, J3802, J3804 et J3805 des Techniques de l'Ingénieur.
- Catherine XUEREB, Martine POUX et Joël BERTRAND, "Agitation et mélange - Aspects fondamentaux et applications industrielles", Ed. Dunod - L'Usine Nouvelle, 2006

📌 ce qu'il faut retenir...

savoirs

- 👉 connaître l'existence de différents régimes de fluidisation
- 👉 connaître les principaux avantages et inconvénients de la fluidisation
- 👉 avoir les notions de base de la technologie des lits fluidisés
- 👉 connaître les autres moyens de mettre en contact une poudre et un fluide
- 👉 connaître les grands types d'application de l'agitation
- 👉 connaître les trois types d'écoulements dans une cuve agitée et les différents mobiles correspondants
- 👉 connaître les autres éléments de la technologie d'une cuve agitée et les différentes configurations de cuves possibles
- 👉 connaître le phénomène de vortex et les moyens d'y remédier
- 👉 connaître les grandes recommandations de proportions d'une cuve agitée (la cuve agitée standard)
- 👉 savoir définir le nombre de Reynolds dans le cadre de l'agitation
- 👉 connaître l'évolution générale du nombre de puissance en fonction du nombre de Reynolds
- 👉 savoir ce que caractérise le nombre de pompage
- 👉 connaître la notion de cisaillement
- 👉 connaître la notion de similitude

savoir-faire

- 👉 savoir calculer la vitesse minimale de fluidisation et la vitesse d'entraînement (*si on vous donne les corrélations correspondantes*)
- 👉 savoir définir une plage de fonctionnement et en déduire le dimensionnement d'un lit fluidisé
- 👉 savoir utiliser le nombre de puissance
- 👉 savoir utiliser les méthodes courantes d'extrapolation de l'agitation