

Hydrodynamique et performances de transfert : Exemple de deux types de bioréacteurs

1. Cuves mécaniquement agitées

1.1. Cuves et mobiles d'agitation

On trouve, dans la pratique industrielle, de nombreuses formes de cuves et de mobiles d'agitation. Depuis 1950, une configuration standard de *cuve* ayant le mérite d'assurer une bonne homogénéité de la phase liquide est recommandée. Le rôle des chicanes est d'éviter la formation d'un vortex autour de l'axe du mobile d'agitation.

Les *mobiles d'agitation*, dont le seul rôle est de mélanger la phase liquide, peuvent être classés en deux catégories : les mobiles cisailants et les mobiles non cisailants.

Nous considérerons ici le mobile le plus représentatif de chaque catégorie :

- la turbine à six pales plates, dite *turbine Rushton (cisailant)* ; le mouvement généré par cette turbine est radial, puis axial lorsque le liquide rencontre la paroi de la cuve, le cisaillement créé par la turbine accroît la turbulence et donc le mélange du liquide ;
- l'*hélice marine (non cisailant)* ; elle génère un mouvement axial du liquide.

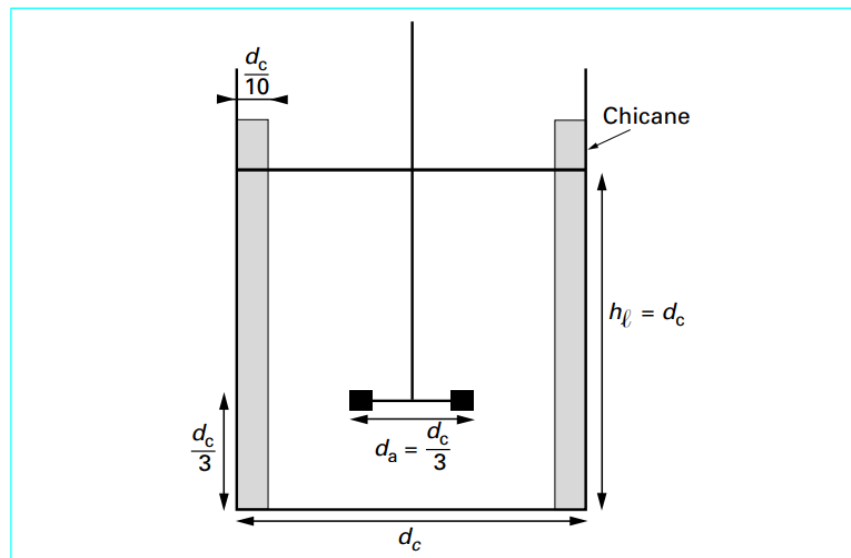


Figure 1 – Cuve mécaniquement agitée standard

1.2. Régimes hydrodynamiques et Puissance consommée

Le mouvement d'un liquide newtonien dans une cuve agitée est caractérisé par le **nombre de Reynolds** qui représente le rapport entre les forces d'inertie et de viscosité :

$$Re = \frac{d_a^2 N \rho_\ell}{\mu_\ell}$$

avec	d_a (m)	diamètre de l'agitateur,
	N (tr/s)	vitesse de rotation,
	ρ_ℓ (kg/m ³)	masse volumique du liquide,
	μ_ℓ (Pa · s)	viscosité du liquide.

Pour des nombres de Reynolds inférieurs à 10, le régime d'écoulement est laminaire, l'amplitude du régime intermédiaire dépend du mobile d'agitation, mais, au-dessus d'un nombre de Reynolds de 10 000, le régime est turbulent quel que soit le mobile.

La puissance mécanique P (W) consommée se calcule par l'intermédiaire du nombre de puissance qui représente le rapport entre les forces externes et les forces d'inertie :

$$Np = \frac{P}{\rho_\ell N^3 d_a^5}$$

1.3. Temps de mélange

Le temps de mélange t_M est le temps nécessaire pour rendre la phase liquide homogène en concentration à la suite d'une perturbation, par exemple l'introduction d'un réactif. La mesure de cette grandeur est délicate car elle dépend de la définition du critère d'homogénéité.

En **régime turbulent**, pour un degré de mélange supérieur à 99 %, et en cuve chicanée, le temps de mélange est donné par les relations :

- pour une hélice marine :

$$N t_M = 6 (d_c / d_a)^2,$$

- pour turbine :

$$N t_M = 4 (d_c / d_a)^2$$

avec d_c (m) diamètre de la cuve.

Lorsqu'une cuve agitée est utilisée pour effectuer une réaction, on admet que ce réacteur est parfaitement mélangé si le temps de mélange est supérieur au temps de demi-réaction.

Les vitesses des réactions biologiques étant faibles, un temps de mélange de l'ordre de la minute est largement suffisant pour considérer la phase liquide parfaitement mélangée. En configuration standard, ce temps est atteint dès 55 tr/min avec une hélice et dès 35 tr/min avec une turbine.

On a donc intérêt à choisir, pour des raisons énergétiques, une hélice comme mobile d'agitation dans un bioréacteur monophasique.

1.4. Transfert thermique

Comparativement aux réactions chimiques, les bioréactions ont des vitesses lentes et des effets thermiques faibles ; par conséquent, une double enveloppe suffit le plus souvent à réguler la température de la phase liquide. La plus grande résistance au transfert de chaleur se situe entre le liquide contenu dans la cuve et la paroi.

La relation (1) suivante permet de calculer le *coefficient de transfert thermique* dans le film liquide, du côté intérieur de la cuve :

$$\frac{h d_c}{k} = 0,74 \left(\frac{d_a^2 N \rho_\ell}{\mu_\ell} \right)^{2/3} \left(\frac{c_p \mu_\ell}{k} \right)^{1/3}$$

avec h ($\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$) coefficient de transfert thermique,
 c_p ($\text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$) capacité thermique massique du liquide,
 k ($\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$) conductivité thermique du liquide.

Exemple : dans une cuve standard de 1 m de diamètre, remplie d'eau, dont le mobile d'agitation tourne à 60 tr/min, h est de l'ordre de $1\,500 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$; le coefficient de transfert thermique à l'intérieur de la double enveloppe peut être de l'ordre de $4\,000$ à $5\,000 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$.

2. Cuves mécaniquement agitées aérées

2.1. Cuves et mobiles d'agitation

Le gaz est injecté dans la cuve sous le mobile d'agitation, le plus souvent par un anneau perforé.

Le *mobile d'agitation* a ici un double rôle : il doit mélanger la phase liquide, mais aussi, et surtout, disperser les bulles d'air injectées dans la cuve et éviter leur coalescence. Les mobiles cisailants sont les seuls utilisés, car les contraintes mécaniques qu'ils génèrent permettent, en cassant les bulles

de gaz, d'obtenir des bulles de petites tailles et donc une aire d'échange interfaciale gaz-liquide importante :

$$a = \frac{6 \varepsilon_g}{d_b}$$

avec a (m^2/m^3) aire spécifique volumique d'échange,
 d_b (m) diamètre des bulles,
 ε_g rétention de gaz,

$$\varepsilon_g = \frac{\text{volume du gaz}}{\text{volume de la suspension}}$$

2.2. Régimes hydrodynamiques et Puissance consommée

Il existe trois **régimes hydrodynamiques** dépendant de la vitesse de rotation du mobile et du débit de gaz injecté dans le réacteur :

- engorgement (les bulles de gaz ne sont pas affectées par l'agitation) ;
- charge (les bulles de gaz sont mélangées au-dessus de l'agitateur) ;
- dispersion (les bulles de gaz sont cassées et mélangées dans toute la cuve).

Les transitions entre ces régimes sont caractérisées par les valeurs de deux nombres sans dimension :

— le **nombre d'aération** :

$$Na = \frac{G}{N d_a^3}$$

— le **nombre de Froude** :

$$Fr = \frac{N^2 d_a}{g}$$

avec G (m^3/s) débit volumique du gaz,
 g ($9,81 \text{ m/s}^2$) accélération de la pesanteur.

Le **régime de dispersion** est, bien entendu, le plus efficace et c'est celui que l'on choisira. Il correspond, si le liquide est de l'eau, à des nombres d'aération Na inférieurs à la limite :

$$Na_{dc} = 0,2 \left(\frac{d_a}{d_c} \right)^{0,5} Fr^{0,5}$$

- La **puissance mécanique** P_g (W) **consommée** par une cuve aérée est inférieure à la puissance P consommée par une cuve non aérée de même configuration, agitée à la même vitesse et renfermant le même liquide. Ce phénomène s'explique par la présence des cavités de gaz qui diminuent la traînée des pales dans le liquide.

Le rapport $\frac{P_g}{P}$ diminue régulièrement avec le nombre d'aération et devient constant pour $Na > 0,1$; il vaut alors :

$$\frac{P_g}{P} = 0,27 + \frac{0,022}{Fr}$$

2.3 Coefficient volumique de transfert de matière gaz-liquide

Le transfert de matière gaz-liquide d'un gaz peu soluble, comme l'oxygène, est caractérisé par le produit du coefficient de transfert de matière (m/s) coté liquide par l'aire spécifique d'échange par unité de volume de liquide a (m^{-1}). Ce produit est par définition le **coefficient volumique de transfert de matière gaz-liquide**, noté, $k_l a$ (s^{-1})

En cuve mécaniquement agitée aérée, le coefficient volumique de transfert est un paramètre essentiel, car sa valeur doit être suffisante pour que les besoins en oxygène du micro-organisme soient satisfaits.

— pour l'**eau** (milieu **coalescent**) :

$$k_l a = 2,6 \cdot 10^{-2} \left(\frac{P_g}{V_\ell} \right)^{0,4} U_g^{0,5}$$

avec V_ℓ (m^3) volume du liquide,
 $U_g = \frac{G}{A}$ (m/s) vitesse superficielle du gaz,
 A (m^2) aire de section droite de la cuve ;

— pour les **solutions salines** (milieux **non coalescents**) :

$$k_l a = 2,0 \cdot 10^{-3} \left(\frac{P_g}{V_\ell} \right)^{0,7} U_g^{0,2}$$

Exemple : dans une cuve standard de 1 m de diamètre remplie d'eau, une turbine Rushton tournant à 300 tr/min (vitesse en bout de pale ~ 5 m/s) dissipe environ $1\,000$ W/ m^3 . En choisissant pour U_g la valeur $0,03$ m/s (nombre d'aération supérieur à $0,1$) on obtiendra un coefficient $k_l a$ de l'ordre de $0,07$ s^{-1} ($\gg 250$ h $^{-1}$).

2.4 Rétention de gaz

La fraction du gaz dans la dispersion peut être estimée par deux relations, l'une établie pour de l'eau (milieu coalescent) et l'autre pour des solutions salines (milieux non coalescents).

■ Pour l'eau :

$$\frac{\varepsilon_g}{1 - \varepsilon_g} = 0,206 \left(\frac{P_g}{V_\ell} \right)^{0,36} U_g^{0,72} \left(\frac{d_a}{d_c} \right)^{0,36}$$

dans le domaine :

$$500 \text{ W/m}^3 < \frac{P_g}{V_\ell} < 3 \text{ 000 W/m}^3$$

■ Pour les solutions salines :

$$\frac{\varepsilon_g}{1 - \varepsilon_g} = 0,0051 \left(\frac{P_g}{V_\ell} \right)^{0,57} U_g^{0,24}$$

dans le domaine :

$$100 \text{ W/m}^3 < \frac{P_g}{V_\ell} < 10 \text{ 000 W/m}^3$$

2.5. Temps de mélange et transfert thermique

■ En cuve mécaniquement agitée monophasique, nous avons vu que les *temps de mélange* étaient toujours suffisants pour considérer la phase liquide parfaitement mélangée. En cuve mécaniquement agitée aérée, les vitesses de rotation des mobiles étant plus élevées, pour disperser la phase gaz, il en est a fortiori de même.

■ Lorsque la rétention de gaz ε_g est inférieure à 15 %, il a été montré que le **coefficient de transfert thermique** dans le film liquide, du côté intérieur de la cuve, n'est pratiquement pas affecté par la présence de gaz. On utilisera donc la relation (1) pour calculer ce coefficient.

2.6 Cuves multi-agitateurs

Pour augmenter le temps de séjour dans le réacteur, on utilise parfois des cuves non standard dont la hauteur est égale à plusieurs fois leur diamètre. Dans ces conditions, pour assurer une dispersion convenable du gaz, plusieurs agitateurs sont placés sur le même axe. La distance entre agitateurs la plus utilisée est d_c ; on peut alors considérer qu'il n'y a pas d'interaction entre les agitateurs.

Pour n agitateurs, la *puissance mécanique* requise est égale à n fois la puissance consommée par une cuve standard.