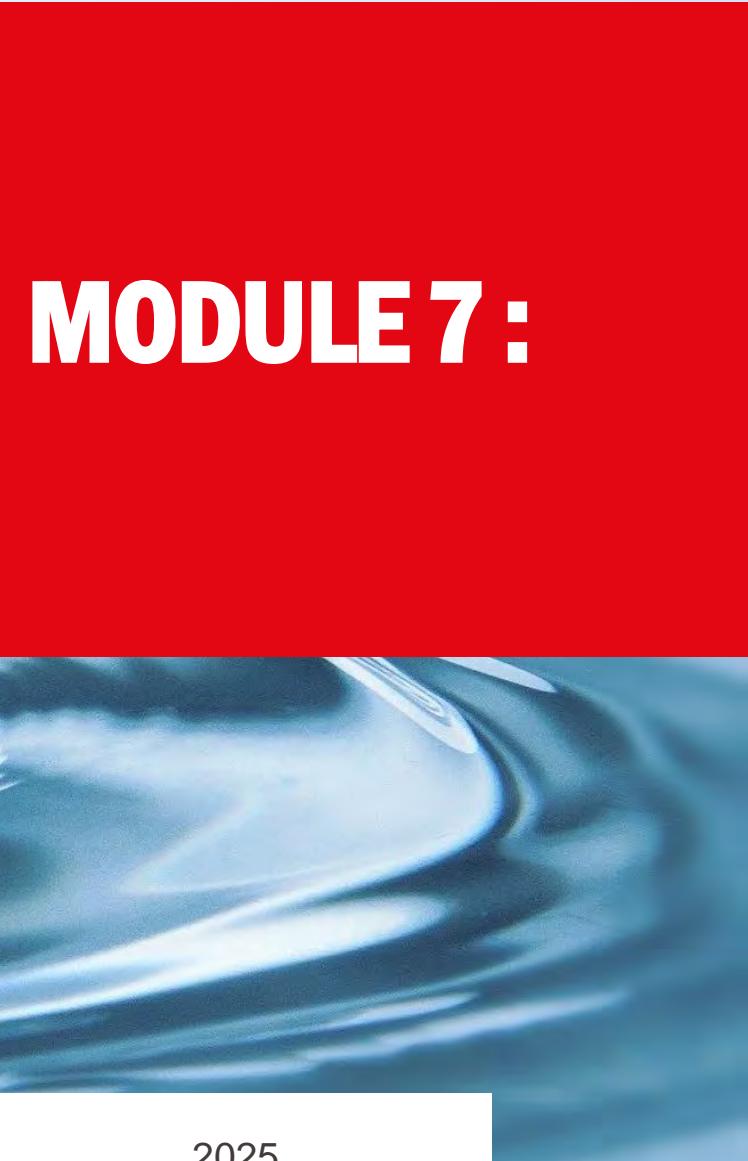


Source: <https://carmetdunbrasseuramateur.fr/faut-il-traiter-son-eau-de-brassage/>



Les  
combinaisons  
de plus d'une  
classe



## Module 7.1

L'agitation implique de mélanger une ou plusieurs phases afin d'homogénéiser certaines de leurs caractéristiques.

Un système est composé de trois éléments : un récipient, un élément qui modifie le mouvement du fluide ou du solide, et un fluide (ou équivalent) en déplacement.

### 7.1 Homogénéisation, agitation et mélangeage

#### 7.1.1 Opérations de mélange

# Module 7.1.1: Introduction

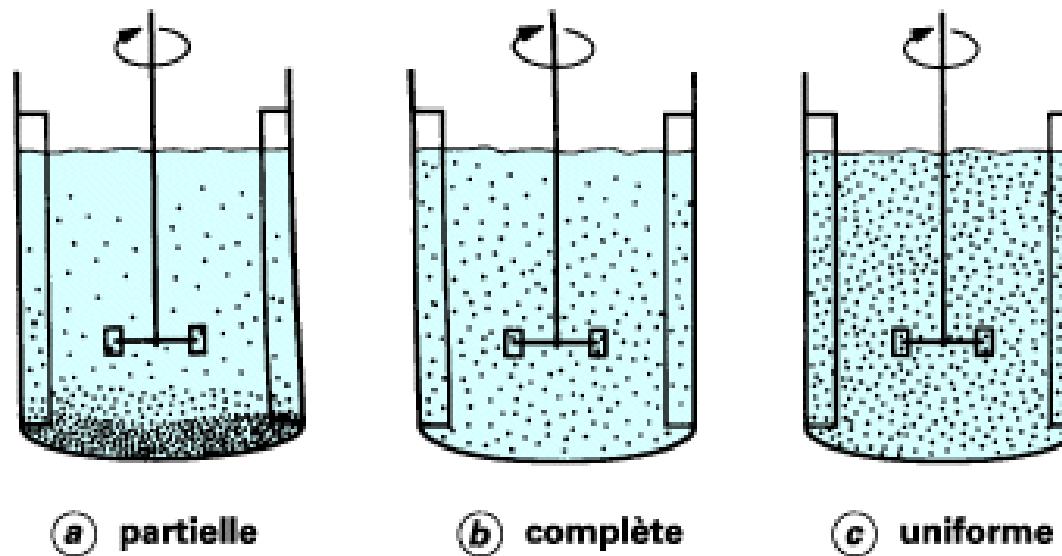
- L'opération de mélange est requise à de très nombreux stades des procédés.
- Sans agitation, un mélange placé en cuve serait gouverné par une loi de diffusion de Fick.
- Pour accélérer les processus de transfert (matière, chaleur, impulsion) au sein du mélange il faut conférer un mouvement au fluide afin de renouveler les contacts entre phases.
- C'est l'agitateur;brasseur qui va entretenir ce mouvement.

# Module 7.1.1: Différentes opérations de mélange

Type d'application	Caractéristique physique	Caractéristique chimique
liquide-solide	suspension	dissolution
liquide-gaz	dispersion	absorption
liquide-liquide non miscibles ou miscibles	émulsion dispersion mélange	extraction réaction
circulation	pompage	transfert de chaleur

# Module 7.1.1: Mélanges liquide-solide

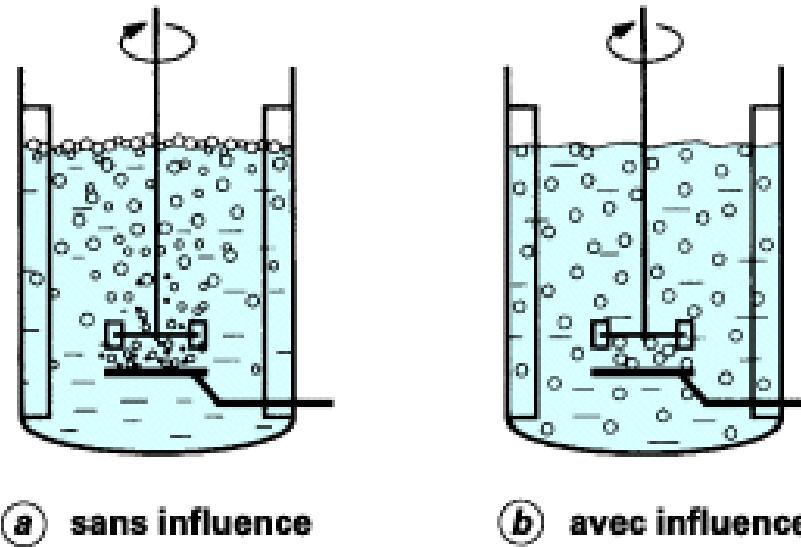
Le rôle de l'agitateur consiste à créer une vitesse ascendante du fluide porteur supérieure à la vitesse de chute des particules, dans certains cas le problème peut être inversé et l'on doit alors introduire dans le liquide des solides qui tendent à flotter.



Suspension solide-liquide

# Module 7.1.1: Mélanges liquide-gaz

Le rôle de l'agitateur est, du point de vue physique, de créer une dispersion et, du point de vue chimique, de créer une absorption.



Dispersion gaz-liquide : influence de l'agitation. Le régime hydrodynamique dans la cuve sera gouverné par l'expansion du gaz (a) ou par la décharge de la turbine (b).

- **Liquides miscibles:**

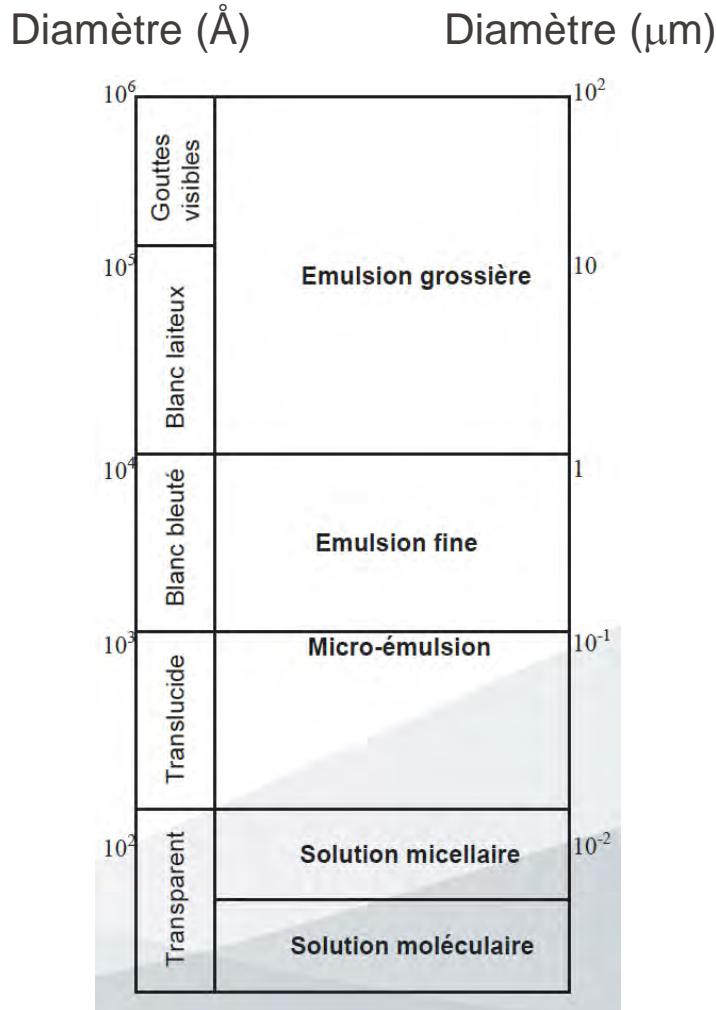
La caractéristique principale de l'agitateur destiné à une telle application sera de posséder une capacité de pompage importante.

- **Liquides non miscibles:**

Le rôle de l'agitateur consiste à disperser l'une des phases dans l'autre pour, le plus souvent, provoquer un transfert de masse. La dimension des gouttelettes et leur distribution dépendent aussi bien des caractéristiques physiques et chimiques des produits que du type d'agitation et du régime hydraulique.

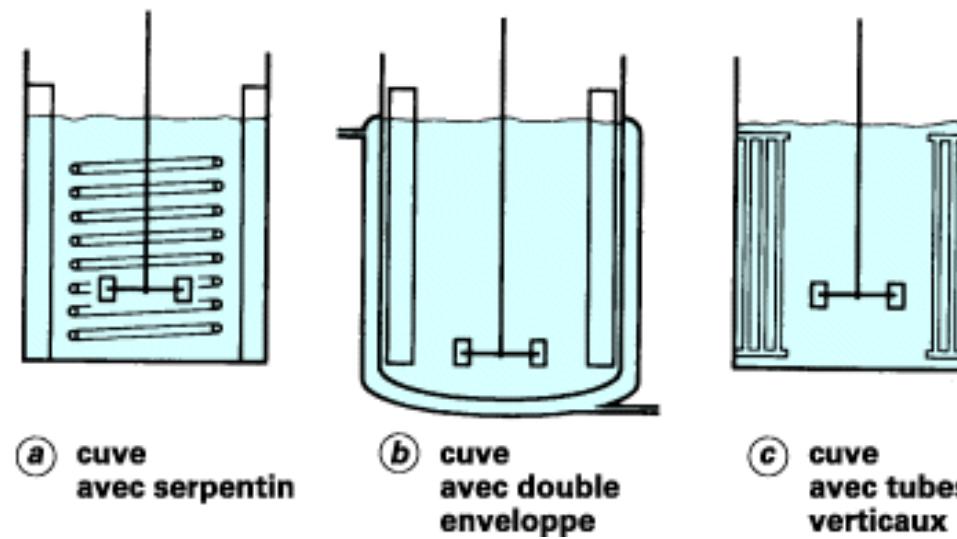
# Module 7.1.1: Mélanges liquide-liquide (2)

On parle de dispersion dans le cas d'un mélange grossier non stable et d'émulsion dans le cas d'un mélange fin et stable.



# Module 7.1.1: Circulation

- Le rôle de l'agitateur consiste à provoquer une turbulence importante le long des surfaces d'échange pour promouvoir le transfert de chaleur.
- Il faut cependant noter qu'il n'est pas toujours possible d'utiliser l'agitateur optimal du point de vue du transfert de chaleur dans la mesure où d'autres applications peuvent être prépondérantes dans la cuve.
- Un bon transfert de chaleur sera favorisé par une grande capacité de pompage, autrement dit par une turbine de grand diamètre



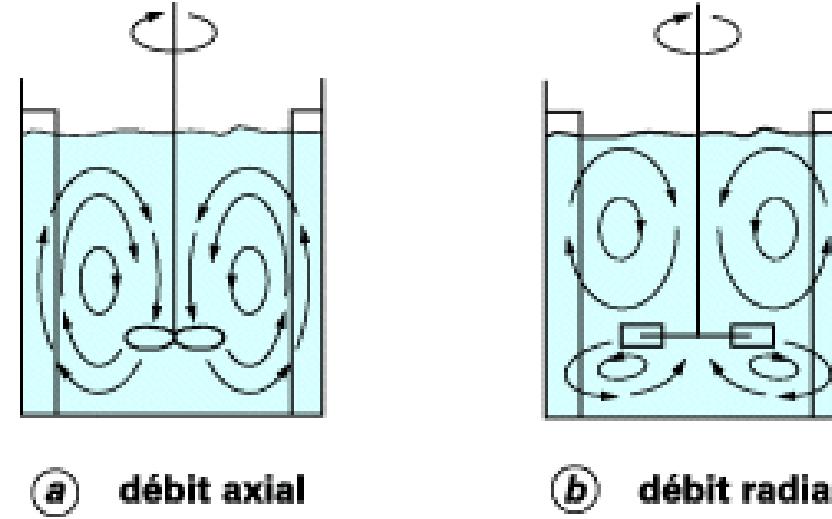
Cuves munies d'échangeurs de chaleur

# Module 7.1.2

## 7.1 Homogénéisation, agitation et mélangeage

### 7.1.2 Eléments de théorie

# Module 7.1.2: Brassage radial et axial



Brasseurs à débit axial et à débit radial

# Module 7.1.2: Nombre de Reynolds

L'écoulement d'un fluide de vitesse  $v$  (m/s), de masse volumique  $\rho$  (kg/m<sup>3</sup>), de viscosité dynamique  $\eta$  (Pa·s), dans un tube de diamètre  $d$  ( $d_a$  diamètre agitateur),  $n$  (nb de tour par secondes), est caractérisé par le **nombre de Reynolds**:



Osborne Reynolds (1842-1912)

$$Re = \frac{\rho v d}{\eta}$$

caractérise le rapport entre les forces d'inertie et les forces de viscosité.

$$Re = \frac{n d_a^2 \rho}{\eta}$$

$Re < 10$  **régime laminaire**,

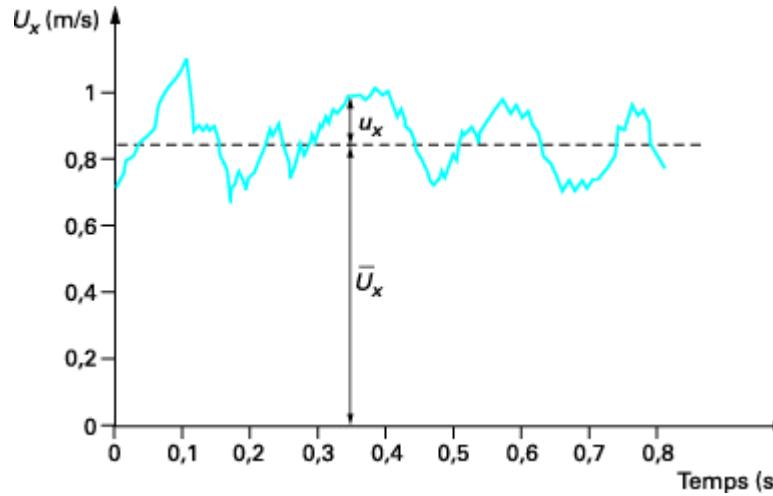
$10 < Re < 10^4$  **régime intermédiaire**,

$10^4 < Re$  **régime turbulent (radial)** ou  $10^5$ , si brasseur axial

# Module 7.1.2: Turbulence

Pour caractériser le niveau de turbulence, il faut analyser en un point donné de la cuve le vecteur *vitesse instantanée*

$$v_x = \bar{v}_x + \Delta v_x$$



Vitesse en un point donné :  
évolution en fonction du temps

Les valeurs moyennes de  $\Delta v_x$  dans le temps sont nulles.

On utilise souvent, la valeur quadratique moyenne de la fluctuation de vitesse:

$$\Delta v_x' = \sqrt{\Delta v_x^2}$$

On appelle intensité de turbulence en un point donné, dans une direction donnée, le rapport:

$$\frac{\Delta v_x'}{\bar{v}_x}$$

# Module 7.1.2: Nombre de Froude

Le nombre de Froude caractérise le rapport entre les forces d'inertie et les forces de gravité. Il permet de prédire la formation d'un vortex (Fr élevé → vortex important).

$$Fr = \frac{n^2 d}{g}$$



William Froude (1810-1879)

Le nombre de puissance ou nombre de Newton est le coefficient de trainée de l'agitateur dans le fluide et représente ainsi l'expression de la puissance consommée.

Il caractérise l'énergie transmise au fluide par le système d'agitation, c'est-à-dire l'énergie adimensionnalisée dissipée dans le fluide.

$$Ne = (Np) = \frac{P}{\rho n^3 d_a^5}$$

$P$  : la puissance dissipée dans le fluide, [W]

# Module 7.1.2: Relation adimensionnelle (1)

$$Ne = Cste \cdot Re^a \cdot Fr^b$$

$$\Phi = \frac{Ne}{Fr^b} = Cste \cdot Re^a$$

Cette relation se traduit par une **courbe appelée courbe caractéristique d'un brasseur**, donnant les variations de  $\Phi$  en fonction du nombre de Reynolds

Les deux cas suivants peuvent se présenter :

- **en présence d'un vortex** (sans chicane) :  $Si Re < 300 : \Phi = Ne$
- **en l'absence d'un vortex** (avec chicanes) :  $Si Re > 300 : \Phi = \frac{Ne}{Fr^b}$
- $b = \frac{c - \log Re}{c}$
- $\forall Re : \Phi = Ne ; Ne = f(Re)$

# Module 7.1.2: Relation adimensionnelle (2)

Brasseur	$n_p$ ou $p$	$D/d_a$	$b/d_a$	$c$	$c'$
Hélice marine de pas $p$	$p = d$	3	0.75 - 1.3	2,1	18
Turbine à pales droites	$n_p = 4$ $n_p = 6$	3.3 - 3	0.75 - 1.3	1 1	40

$$\text{Si } \text{Re} < 300 : \Phi = Ne$$

$$\text{Si } \text{Re} > 300 : \Phi = \frac{Ne}{Fr^b}$$

$$b = \frac{c - \log \text{Re}}{c}$$

# Module 7.1.2: Relation adimensionnelle (3)

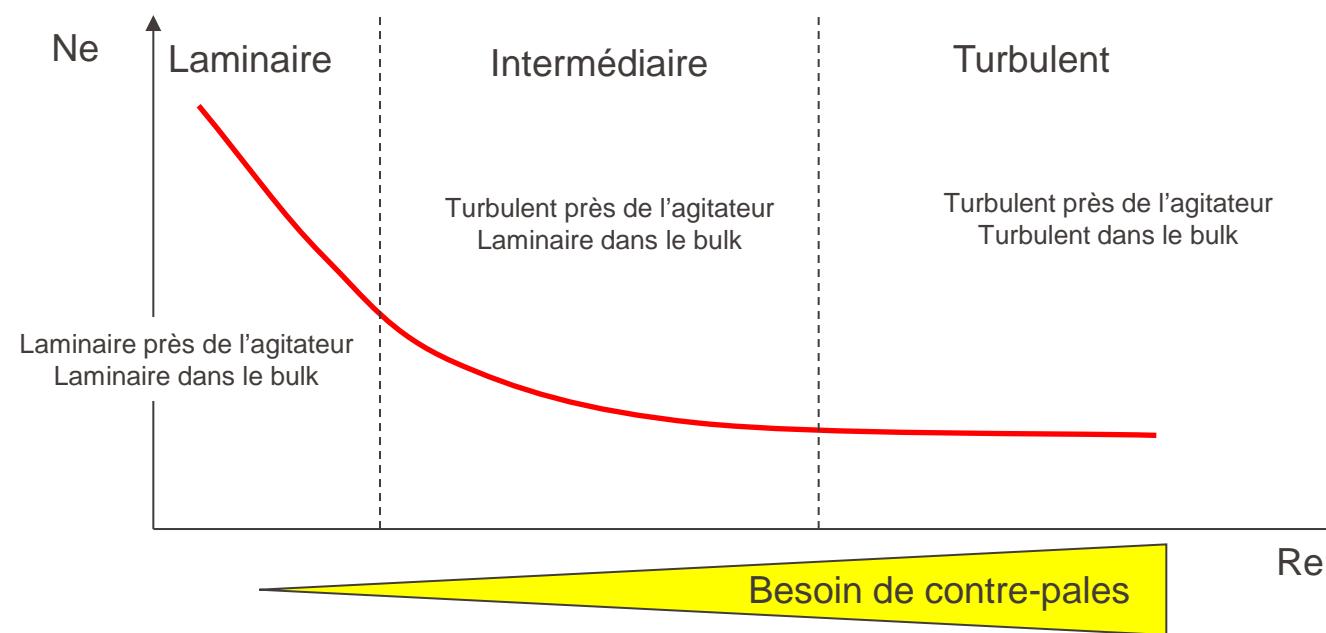
$$Ne = \frac{P}{d_a^5 \cdot n^3 \cdot \rho} = \frac{\text{force de trainée}}{\text{force d'impulsion}} \approx \text{facteur de friction, frottement}$$

$$Re = \frac{d_a^2 \cdot n \cdot \rho}{\eta} = \frac{\text{force d'inertie}}{\text{force visqueuse}}$$

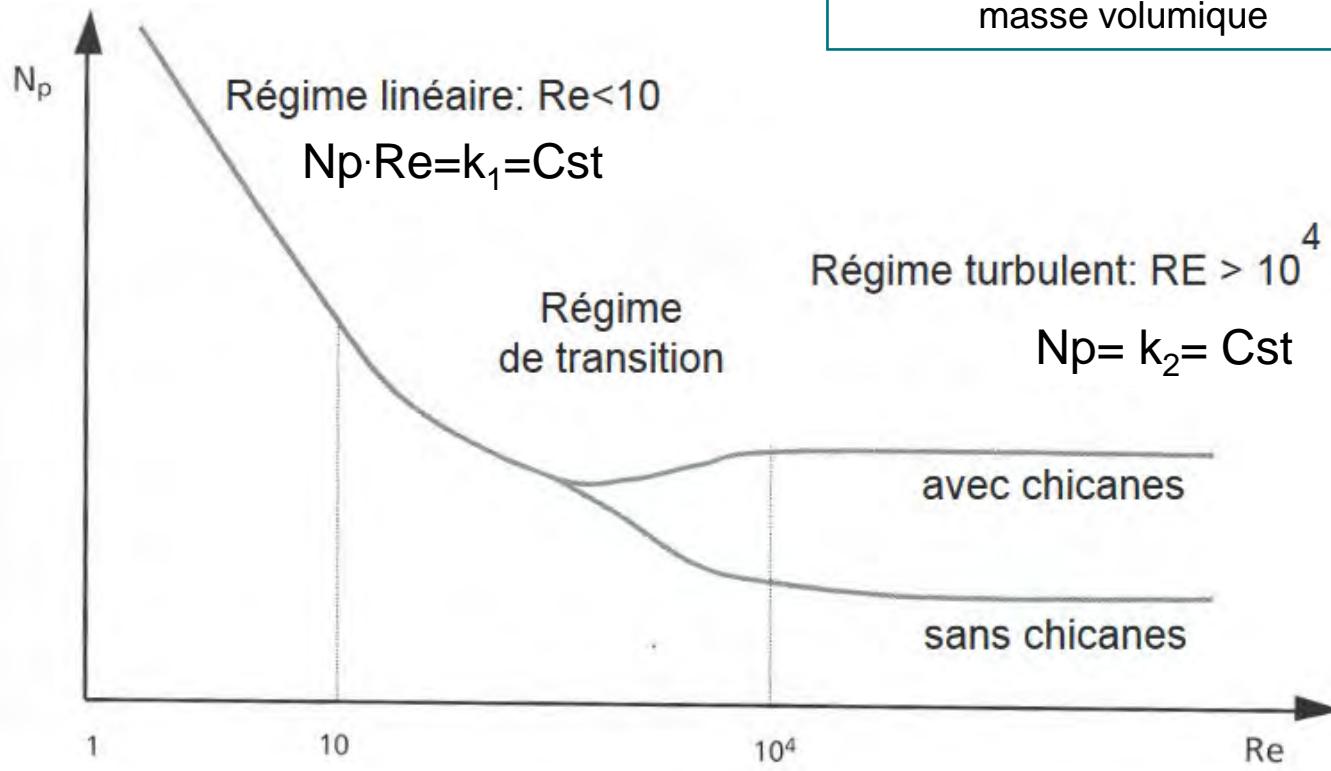
$$Fr = \frac{d_a \cdot n^2}{g} = \frac{\text{force de circulation}}{\text{force de pesanteur}}$$

$$Ne \propto Re^a \cdot \cancel{Fr}^b$$

Le nb de Froude est indispensable pour les mouvements de vagues à la surface d'un liquide. Il est négligeable à faible Re (< 200) et en présence de contre-pales. Il est donc négligé dans les calculs de puissance dissipée dans les cuves agitées. Il devient primordial dans le design de bateaux.



# Module 7.1.2: Relation adimensionnelle (4)



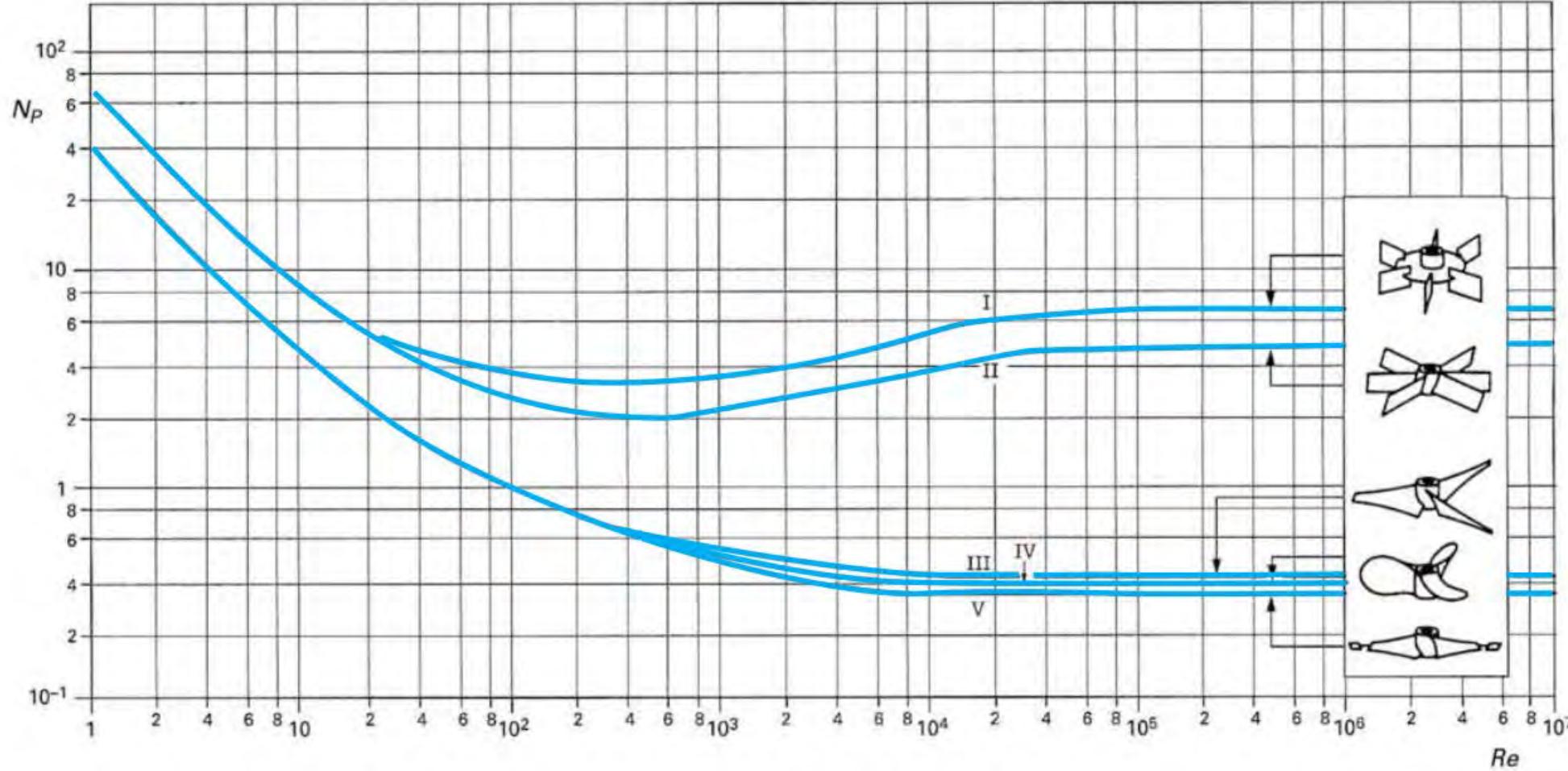
En régime laminaire ( $Re < 10$ ):  $N_p \cdot Re = k_1 = \text{Cst}$

- $P = A \mu N^2 d^3$
- L'énergie dissipée **dépend de la viscosité du fluide** mais pas de sa masse volumique

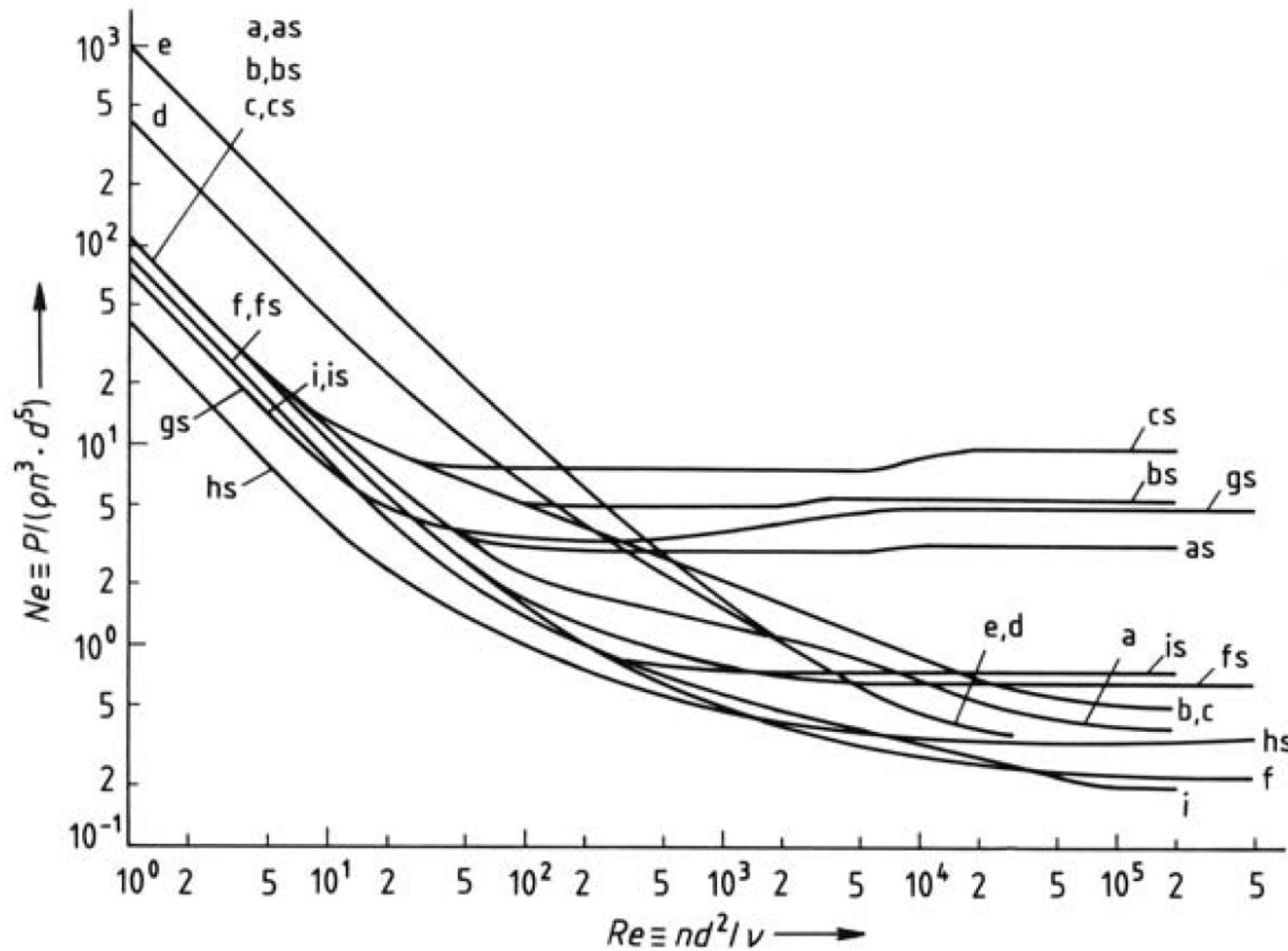
En régime turbulent ( $Re > 10^4$ ):  $N_p = k_2 = \text{Cst}$

- L'énergie dissipée **ne dépend pas de la viscosité** du fluide mais de sa masse volumique

# Module 7.1.2: Relation adimensionnelle (5)



# Module 7.1.2: Relation adimensionnelle (6)



Type de brasseur	
Bras croisés droits (Cross-beam stirrer)	a
Avec contre-pales	as
Plaque verticale perforée (Grid stirrer)	b
Avec contre-pales	bs
Plaque verticale pleine (Blade stirrer)	c
Avec contre-pales	cs
Ancre (Anchor stirrer)	d
Ruban hélicoïdal (Helical ribbon stirrer)	e
MIG (MIG stirrer)	f
Avec contre-pales	fs
Turbine (6 pales) (Turbine stirrer) (4 pales)	gs
Hélice (Propeller stirrer)	hs
Impeller (Impeller stirrer)	i
Avec contre-pales	is

# Module 7.1.2: Relation adimensionnelle (7)

	Relation $Ne$ , $Re$	Puissance
Laminaire	$Ne \cdot Re = cst = k_1$	$P = k_1 \cdot n^2 \cdot d_a^3 \cdot \eta$
Intermédiaire	$Ne \propto Re^{-1/3}$	$\rho$ et $\eta$ ont une influence
Turbulent	$Ne = cst = k_2$	$P = k_2 \cdot n^3 \cdot d_a^5 \cdot \rho$

# Module 7.1.2: Ecoulement – nombre de pompage

Le débit de pompage  $\dot{V}_p$  est le débit de liquide qui passe effectivement dans l'agitateur. Il est proportionnel à la vitesse de rotation  $n$ , et au cube du diamètre du mobile  $d_a$ , soit :

$$\dot{V}_p = N_{pop} n d_a^3$$

Le coefficient de proportionnalité  $N_{pop}$  est appelé **nombre de pompage**. Il est fonction du type de mobile d'agitation et du régime hydrodynamique. Dans le cas du régime turbulent  $N_{pop}$  peut être considéré comme constant.

# Module 7.1.2: Ecoulement – nombre de circulation

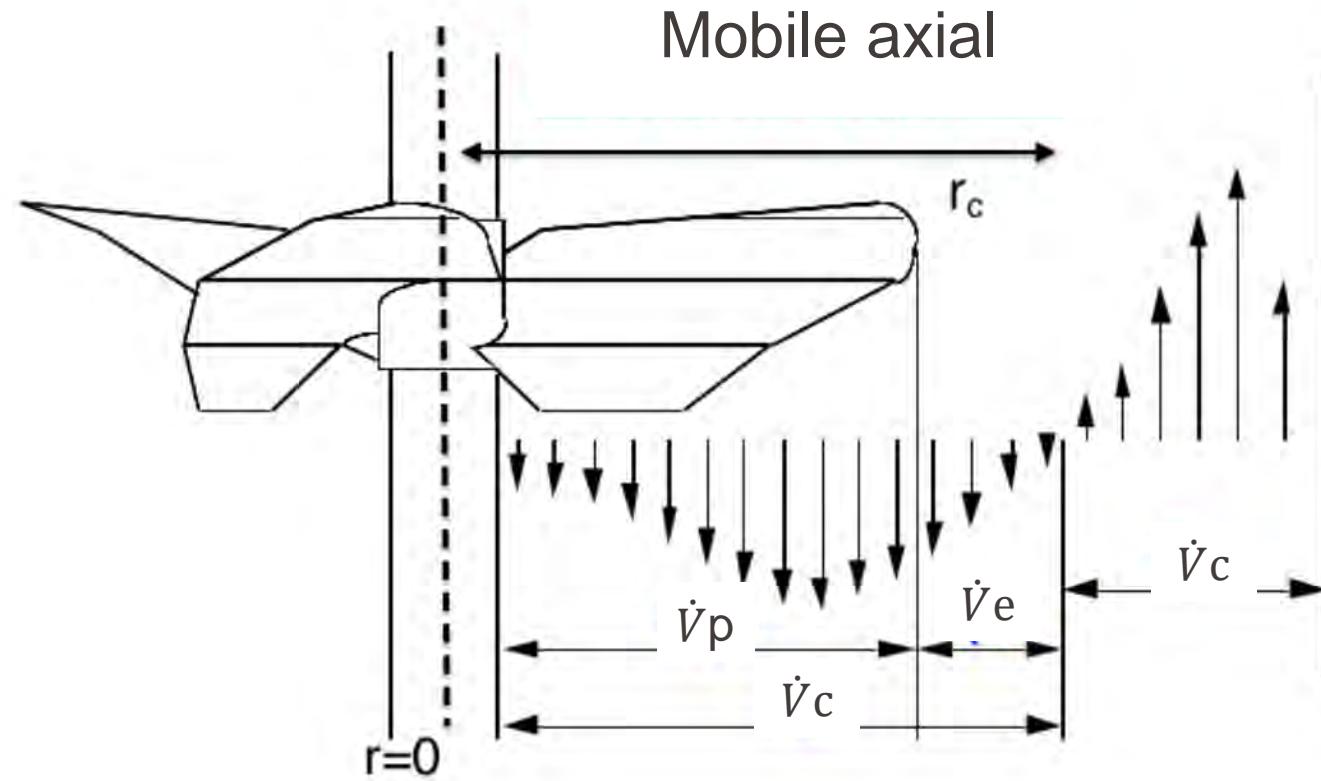
Le débit de pompage induit dans le volume de la cuve, par transfert de quantité de mouvement, un débit d'entraînement  $\dot{V}_e$ . Le débit de circulation  $\dot{V}_c$  est la somme du débit d'entraînement  $\dot{V}_e$  et du débit de pompage  $\dot{V}_p$ , soit :  $\dot{V}_c = \dot{V}_e + \dot{V}_p$

Le rapport  $\dot{V}_c / \dot{V}_p$  est à peu près constant et vaut environ 1.8. On pourra définir un **nombre de circulation**  $N_c$  par :

$$N_c = \frac{\dot{V}_c}{n d_a^3} = 1.8 N_{pop}$$

# Module 7.1.2: Circulation – débit de pompage (1)

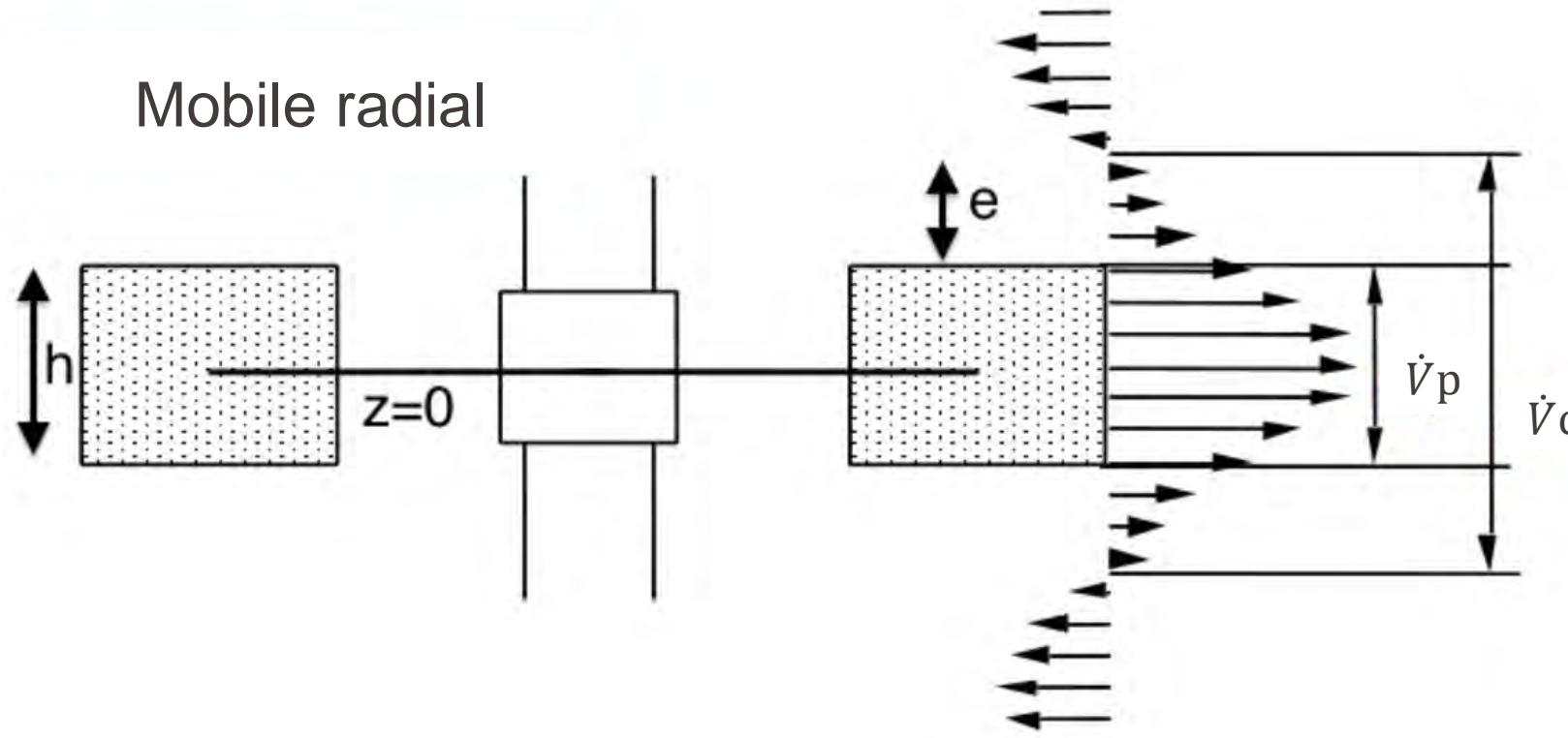
Le débit de pompage et le débit de circulation pour une hélice. (Source : C. Xuereb - INP-ENSEEIHT)



# Module 7.1.2: Circulation – débit de pompage (2)

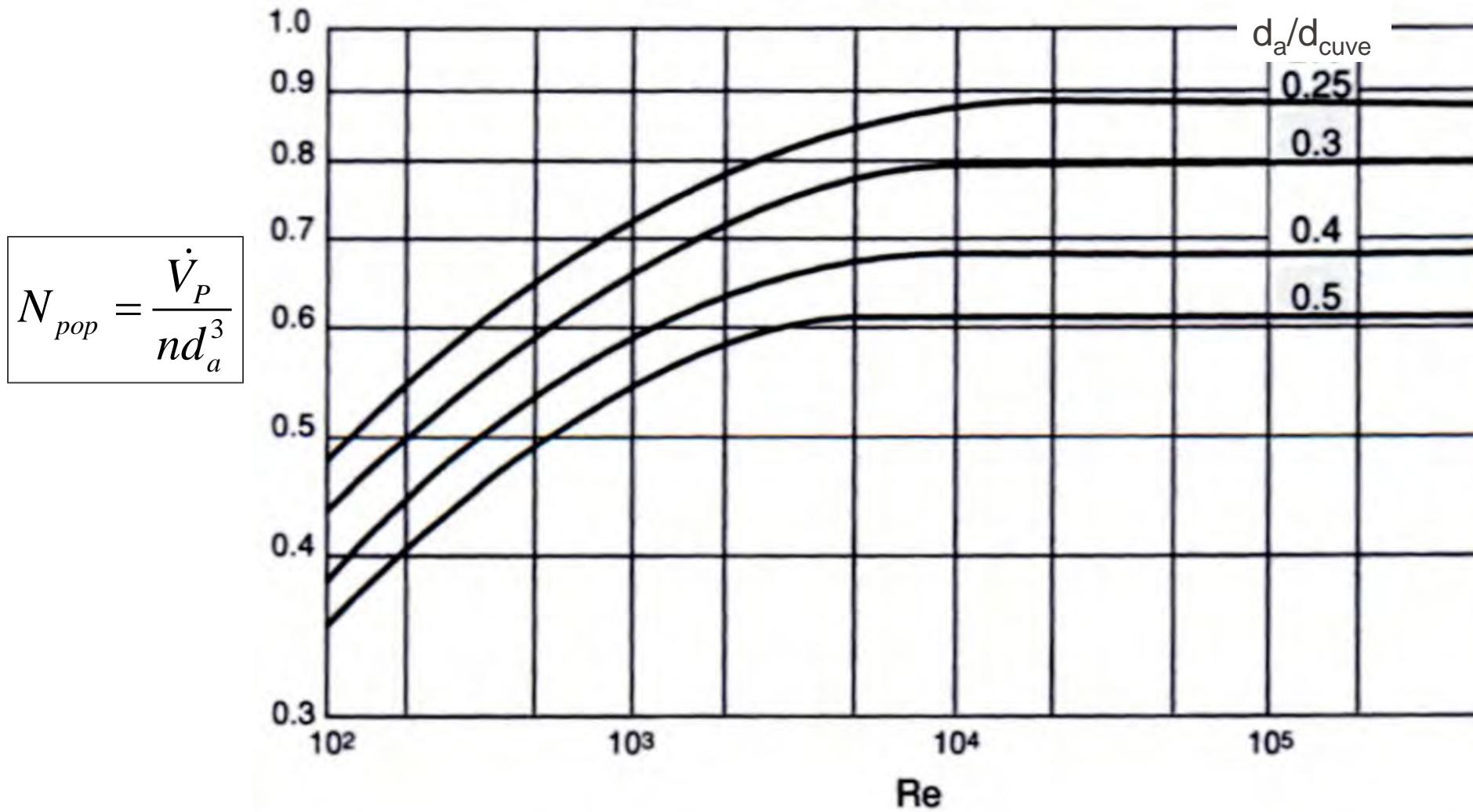
Le débit de pompage et le débit de circulation pour une turbine. (Source : C. Xuereb - INP-ENSEEIHT)

Mobile radial



# Module 7.1.2: Circulation – nombre de pompage (1)

Nombre de pompage pour une turbine à pales inclinées.



# Module 7.1.2: Circulation – nombre de pompage (1)

Nombre de pompage et nombre de Newton (nb de puissance) en régime turbulent.

Agitateur	Ne	N <sub>pop</sub>	Facteurs influençant
Agitateurs à débit axial			
Hélice marine	0.32-0.42	0.50-0.60	Nb de pales, dimensions
Turbine à n pales inclinées	1.3-1.6	0.6-1.0	Nb de pales, dimensions
Hélice à double flux à n pales	0.1-1.1	0.21-0.86	Nb de pales, dimensions
Mobile pour fluide visqueux (rubans hélicoïdaux)	0.7-1.2	0.55-0.73	Nb de pas, dimension
Agitateurs à débits radial et tangentiel			
Turbine type Rushton	4-6	0.47-0.97	Nb de pales, dimensions
Turbine à pales droites ou incurvées	1.8-4.6	0.5-0.96	Nb de pales, dimensions
Mobile de dispersion	0.17-0.61	0.21-0.55	
Ancre	0.3-0.48	0.2-0.35	Type d'ancre

# Module 7.1.2: Temps de mélange (1)

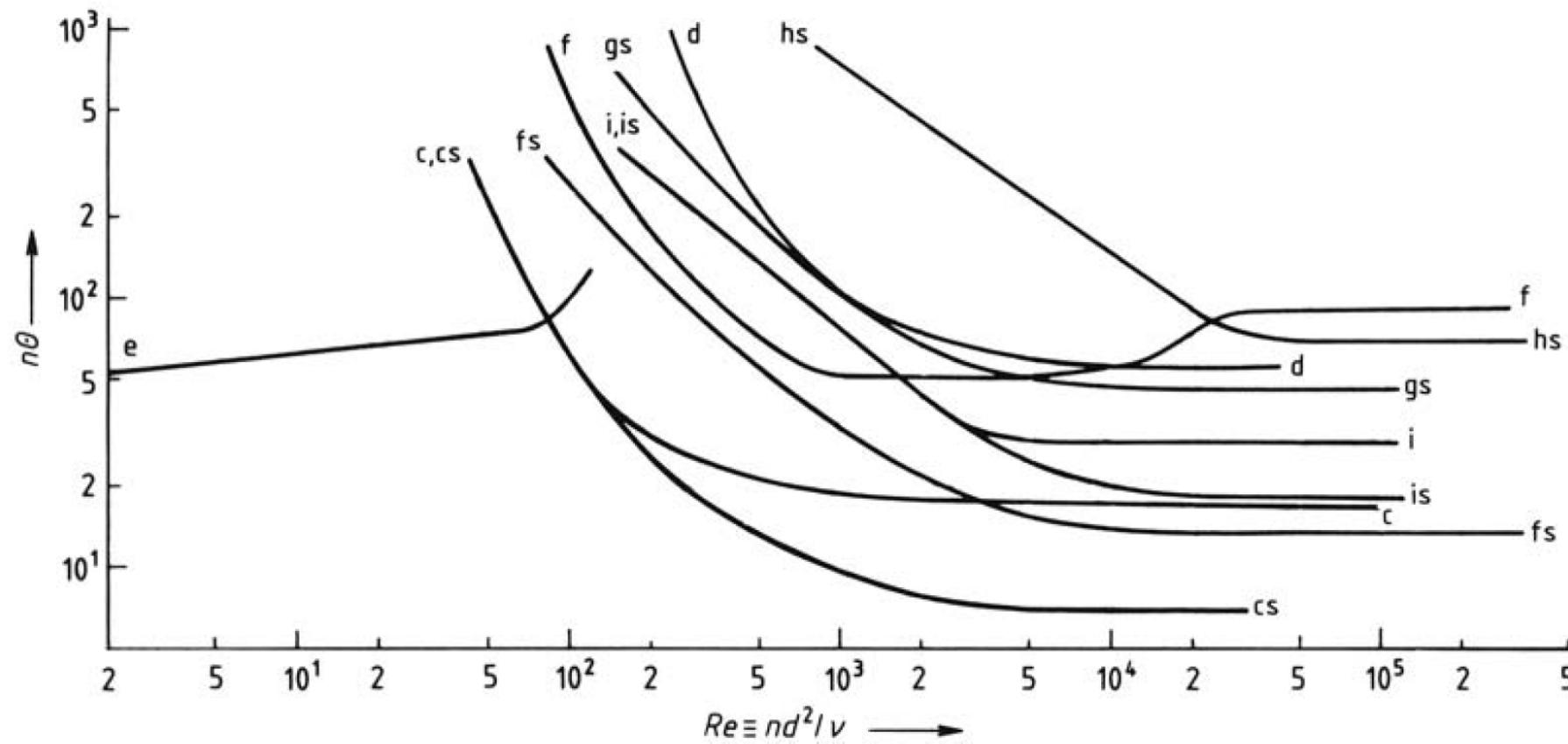
Le temps de mélange  $\theta$  pour un même brasseur et géométrie de cuve dépend de la vitesse de rotation  $n$  et diamètre du brasseur.

$$n\theta = f(\text{Re})$$

Le temps de mélange caractéristique

# Module 7.1.2: Temps de mélange (2)

Le temps de mélange caractéristique pour différents types de brasseurs

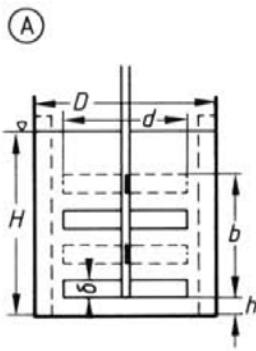


Bras croisés  $a = 1.8c$  (i.e., le temps de mélange est 1.8 fois celui de la courbe c);  $as = 1.8cs$ ; Brasseur à grille  $b = 1.25c$ ,  $bs = 1.25cs$ ; Pales c, cs; ancre d; ruban hélicoïdal e; MIG-brasseur f, fs; turbine gs; hélice hs; Turbine impeller i, is.

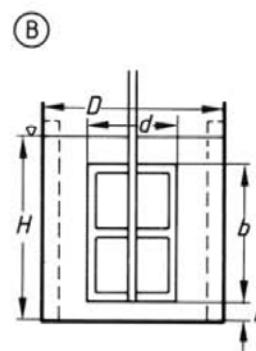
*s* indique la présence de contre-pales.

# Module 7.1.2: Temps de mélange (3)

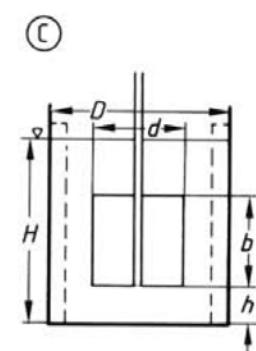
## Types de brasseurs



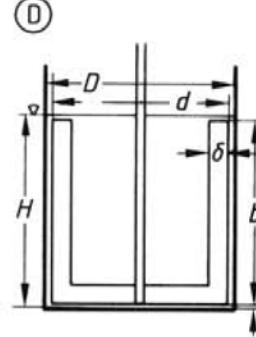
Cross-beam  
 $D/d=1.50$   
 $h/d=0.15$   
 $b/d=1.00$   
 $\delta/d=0.15$



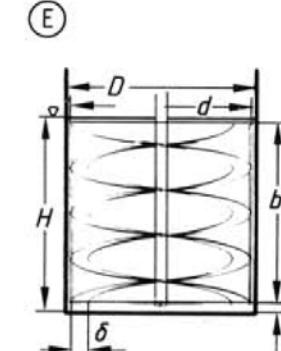
Grid  
 $D/d=2.00$   
 $h/d=0.20$   
 $b/d=1.50$   
 $\delta/d=0.10$



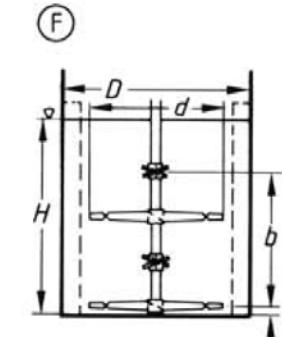
Blade  
 $D/d=2.00$   
 $h/d=0.40$   
 $b/d=1.00$   
 $\delta/d=0.10$



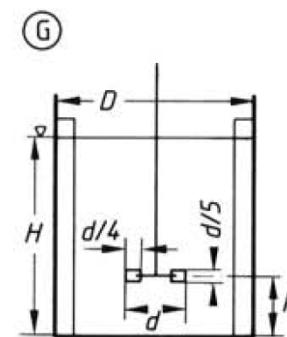
Anchor  
 $D/d=1.02$   
 $h/d=0.01$



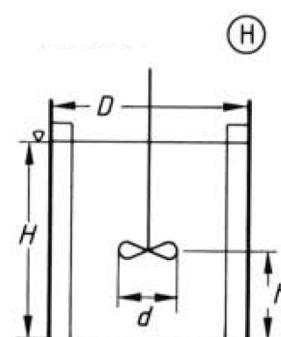
Helical ribbon  
(double helix,  $s=0.5$ )  
 $D/d=1.02$



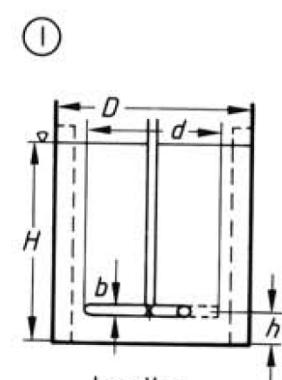
MIG (4 beams)  
 $D/d=1.43$   
 $h/d=0.15$



Turbine  
 $D/d=3.33$   
 $h/d=1.00$   
6 paddles



Propeller  
 $D/d=3.33$   
 $h/d=1.50$   
3 blades,  $\alpha=25^\circ$

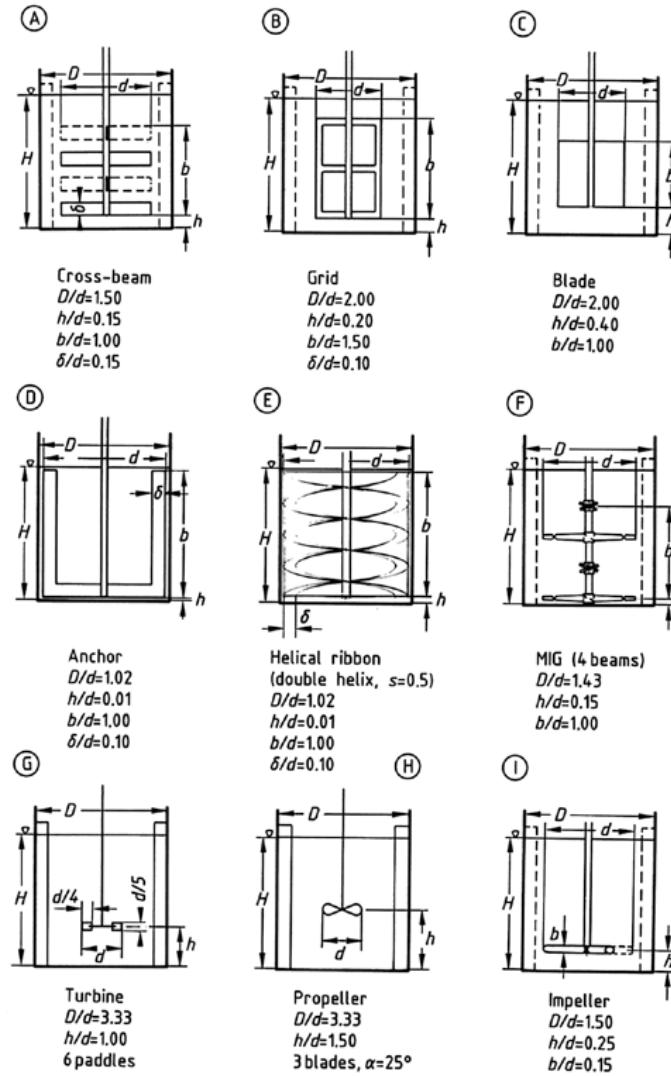


Impeller  
 $D/d=1.50$   
 $h/d=0.25$   
 $b/d=0.15$

# Module 7.1.2: Temps de mélange (4)

Type de brasseur		$Ne_L$	$Ne_T$
		$Ne (Re < 10)$	$Ne (Re > 10^5)$
<b>Bras croisés droits</b> (Cross-beam stirrer)	a	110	0.4
	As	110	3.2
<b>Plaque verticale perforée</b> (Grid stirrer)	b	110	0.5
	bs	110	5.5
<b>Plaque verticale pleine</b> (Blade stirrer)	c	110	0.5
	cs	110	9.8
<b>Ancre</b> (Anchor stirrer)	d	420	0.35
<b>Ruban hélicoïdal</b> (Helical ribbon stirrer)	e	1000	0.35
<b>MIG</b> (MIG stirrer)	f	100	0.22
Avec contre-pales	fs	100	0.65
<b>Turbine</b> (6 pales) (Turbine stirrer) (4 pales)	gs	70 45	5.7 1.3
<b>Hélice</b> (Propeller stirrer)	hs	40	0.35
<b>Impeller</b> (Impeller stirrer)	i	85	0.20
Avec contre-pales	is	85	0.75

Les chicanes sont en traits tillés indiquant leur présence ou non



# Module 7.1.2: Temps de mélange (5)

Le débit volumique total dans la cuve est estimé par :  $\dot{V}_{tot} = 0.92 \cdot n \cdot d_a^3 \frac{d_{cuve}}{d_a}$

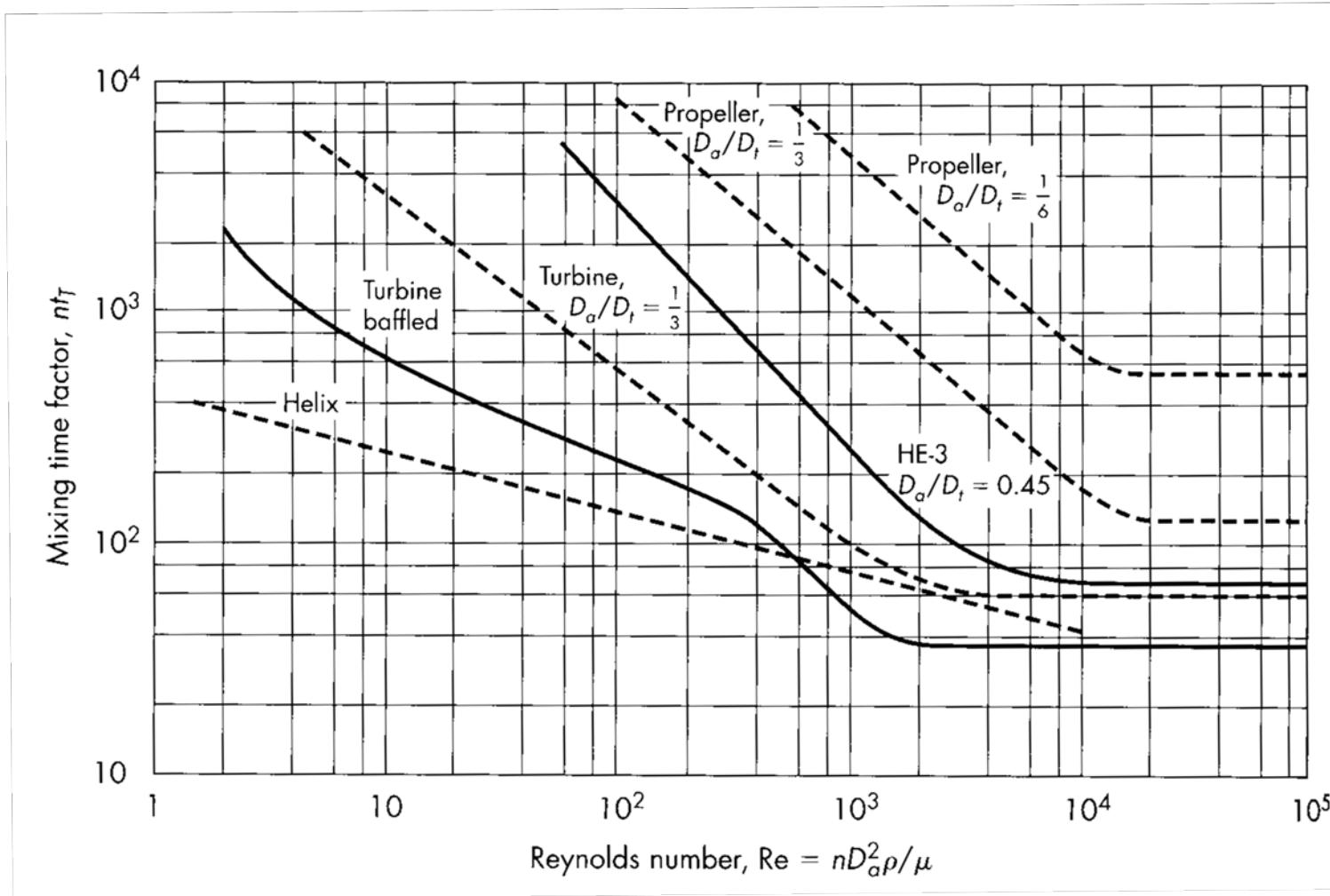
Le temps de mélange peut être prédict par:  $\theta$  ou  $t_m = \frac{5 \cdot V}{\dot{V}} = 5 \frac{\pi d_{cuve}^2 \cdot H}{4} \frac{1}{0.92 \cdot n \cdot d_a^2 \cdot d_{cuve}}$

$$n \cdot \theta \text{ ou } n \cdot t_m = Cste \cdot \left( \frac{d_{cuve}}{d_a} \right)^{\frac{5}{3}} \cdot \left( \frac{H}{d_{cuve}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Norwood & Metzner       $Cste = 16.9$  pour un impeller

$$n \cdot \theta \text{ ou } n \cdot t_m = f(Re) = f \left( \frac{n \cdot d_a^2 \cdot \rho}{\eta} \right)$$

# Module 7.1.2: Temps de mélange (6)



# Module 7.1.2: Temps de mélange (7)

Quelques corrélations permettant d'estimer le temps de mélange :

- mobiles avec  $D/d_a < 2$

$$n \cdot \theta = 6.7 \cdot \left( \frac{D}{d_a} \right)^{5/3} \cdot Ne^{-1/3}$$

- mobiles avec  $2 < D/d_a < 10$

$$n \cdot \theta = 6.8 \cdot \left( \frac{D}{d_a} \right)^2 \cdot Ne^{-1/3}$$

- bras croisés droits avec  $10^3 < Re < 10^5$

$$n \cdot \theta = 16.5 \cdot \left( \frac{H}{D} \right)^{2.6}$$

- bras croisés droits avec  $10 < Re < 10^5$  et  $10^2 < Ar < 10^{11}$

$$n \cdot \theta = 51.6 \cdot Re^{-1} \cdot (Ar^{1/3} + 1)$$

- hélice avec  $Re > 10^4$

$$n \cdot \theta = 6 \cdot \left( \frac{D}{d_a} \right)^2$$

- pour une turbine (6 pales droites) avec  $Re > 10^4$

$$n \cdot \theta = 4 \cdot \left( \frac{D}{d_a} \right)^2$$

## Module 7.1.3

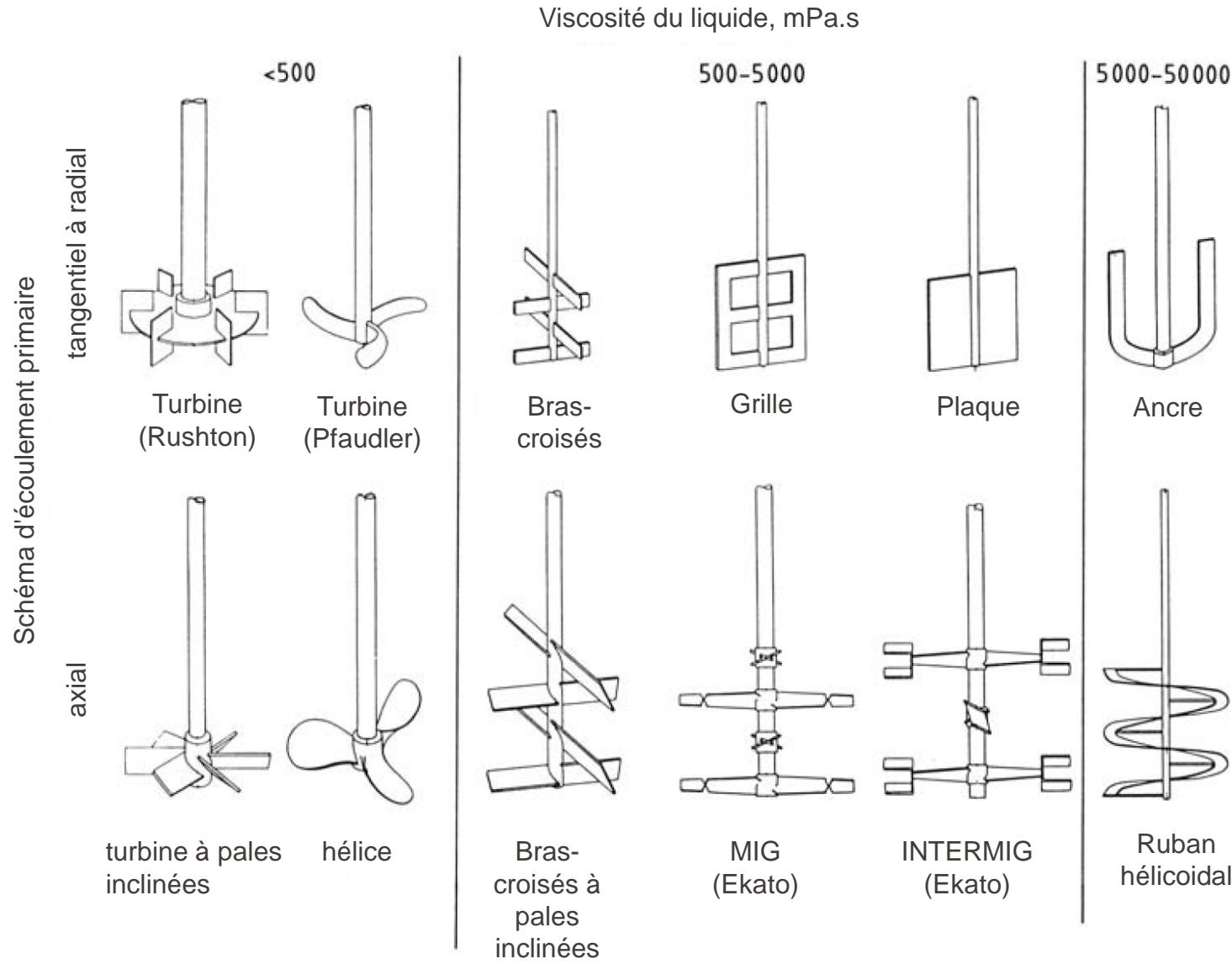
# 7.1 Homogénéisation, agitation et mélangeage

## 7.1.3 Types de brasseurs

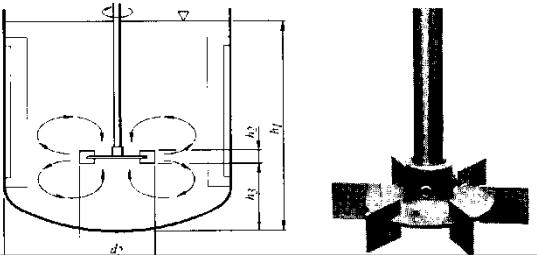
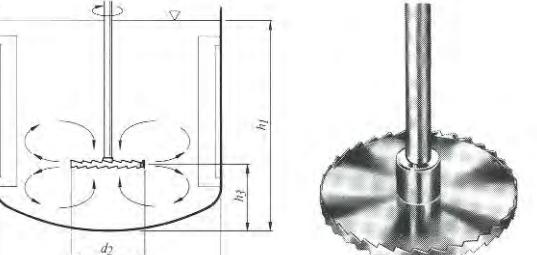
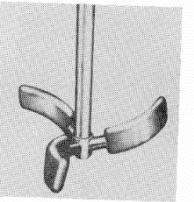
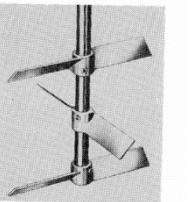
# Module 7.1.3: Types de brasseurs (1)

- Type d'agitateurs(s) et positionnement
  - Brasseurs à écoulement radial
  - Brasseurs à écoulement axial
  - Brasseurs à écoulement mixte
  - Brasseurs à écoulement tangentiel
  - Brasseurs de dispersion / émulsification
- Les mélangeurs statiques
- Mélangeurs à jets d'air
- Autres dispositifs de mélange

# Module 7.1.3: Types de brasseurs (2)

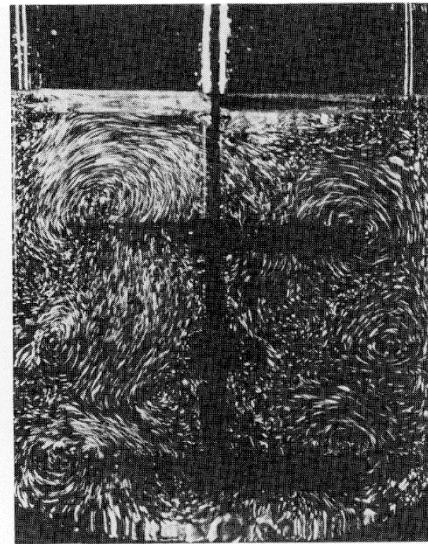
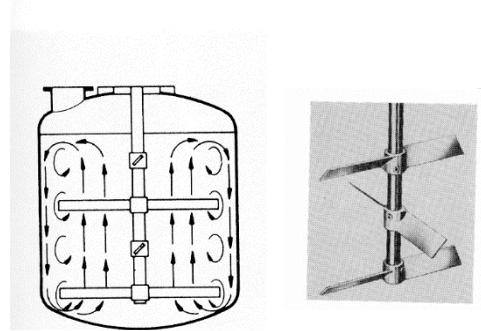


# Module 7.1.3: Brasseurs à écoulement radial (1)

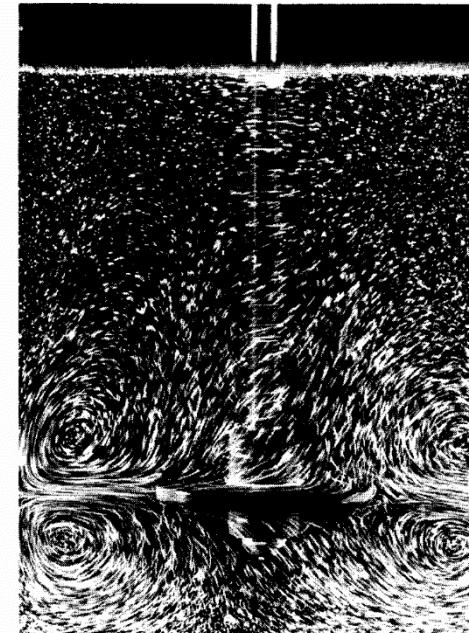
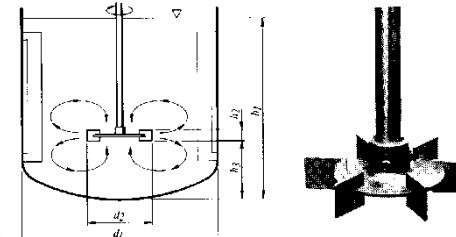
Type	Image	Données	Utilisation
Turbine Radial		$d_2/d_1 = 0.2 - 0.5$ $u \text{ (m/s)} = 3 - 7$ $\eta \text{ (mPa.s)} \rightarrow 10'000$ Re : turbulent	Dispersion liq/liq, Absorption gaz Fort cisaillement
Disque dispersion Radial		$d_2/d_1 = 0.2 - 0.5$ $u \text{ (m/s)} = 8 - 30$ $\eta \text{ (mPa.s)} \rightarrow 10'000$ Re : turbulent	Dispersion liq/liq, solide/liq Fort cisaillement
Turbine (Impeller) Radial		$d_2/d_1 = 0.7$ $u \text{ (m/s)} = 6 - 12$ $\eta \text{ (mPa.s)} \rightarrow 10'000$ Re : turbulent	Homogénéisation Dispersion liq/liq, solide/liq Transfert chaleur
Bras croisés Radial-Tang.		$d_2/d_1 = 0.7$ $u \text{ (m/s)} = 2 - 6$ $\eta \text{ (mPa.s)} \rightarrow 10'000$ Re : turbulent	Homogénéisation Suspension

# Module 7.1.3: Brasseurs à écoulement radial (2)

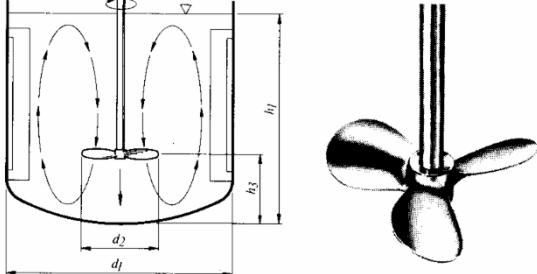
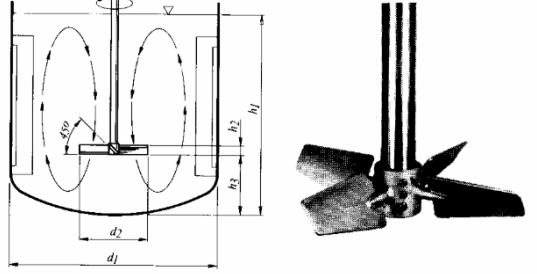
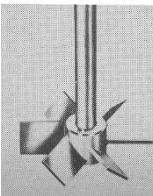
Bras croisés



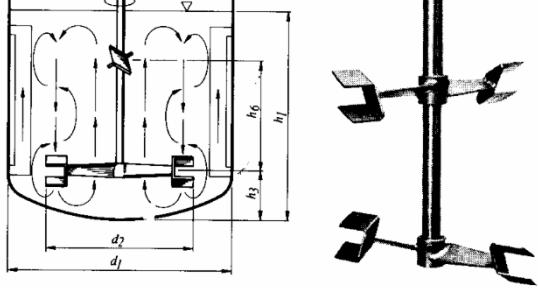
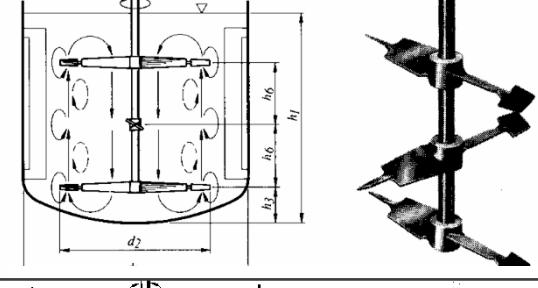
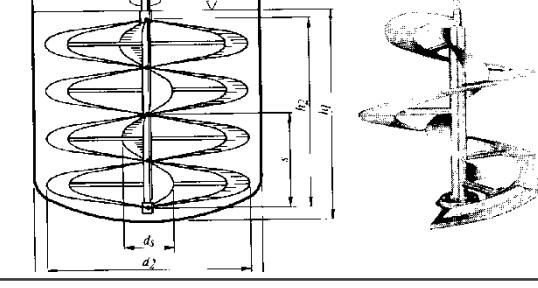
Turbine verticale



# Module 7.1.3: Brasseurs à écoulement axial (1)

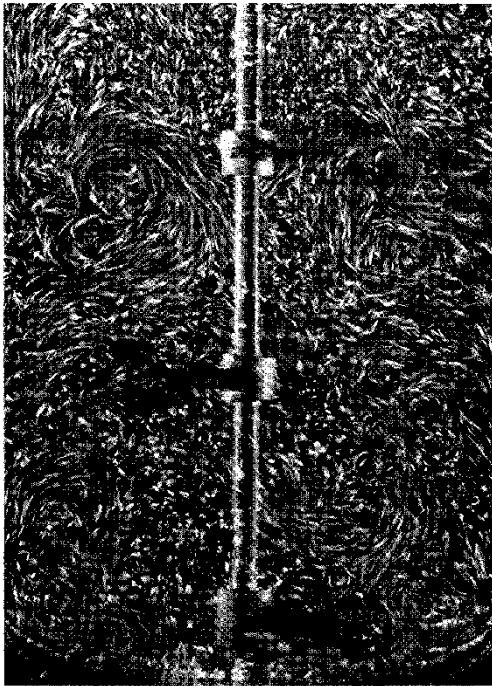
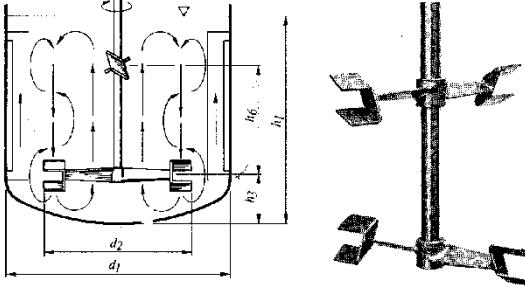
Type	Image	Données	Utilisation
Hélice (propeller) Axial		$d_2/d_1 = 0.05 - 0.4$ $u$ (m/s) = 3 - 15 $\eta$ (mPa.s) $\rightarrow$ 8'000 Re : turbulent	Homogénéisation Suspension Dispersion liq/liq, solide/liq
Ekato-viscoprop Axial		$d_2/d_1 = 0.05 - 0.4$ $u$ (m/s) = 3 - 10 $\eta$ (mPa.s) $\rightarrow$ 100'000 Re : laminaire- turb.	Homogénéisation Liq. visqueux
Pales obliques Axial-radial		$d_2/d_1 = 0.2 - 0.5$ $u$ (m/s) = 3 – 10 $\eta$ (mPa.s) $>$ 10'000 Re : turbulent	Homogénéisation Suspension Dispersion liq/liq, solide/liq

# Module 7.1.3: Brasseurs à écoulement axial (2)

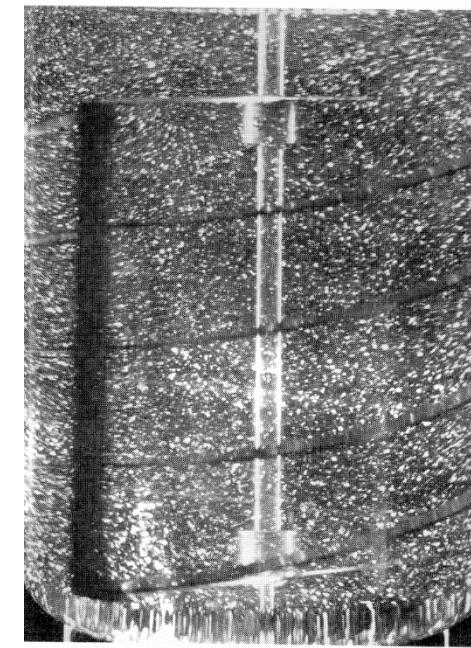
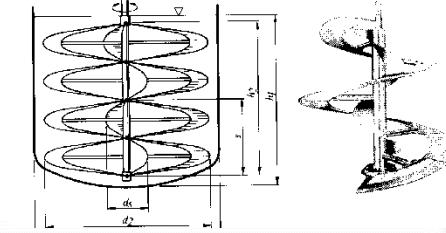
Type	Image	Données	Utilisation
Intermig Axial-radial		$d_2/d_1 = 0.5 - 0.95$ $u \text{ (m/s)} = 1 - 9$ $\eta \text{ (mPa.s)} \rightarrow 80'000$ Re : laminaire- turb.	Homogénéisation Suspension Dispersion liq/liq, solide/liq Absorption gaz Transfert de chaleur
Mig Radial - axial		$d_2/d_1 = 0.5 - 0.95$ $u \text{ (m/s)} = 2 - 8$ $\eta \text{ (mPa.s)} \rightarrow 80'000$ Re : laminaire- turb.	Homogénéisation Suspension Absorption gaz Transfert de chaleur
Ruban hélicoïdal Axial		$d_2/d_1 = 0.9 - 0.98$ $u \text{ (m/s)} = \rightarrow 2$ $\eta \text{ (mPa.s)} > 50'000$ Re : laminaire	Homogénéisation Transfert de chaleur Liq. visqueux

# Module 7.1.3: Brasseurs à écoulement axial (3)

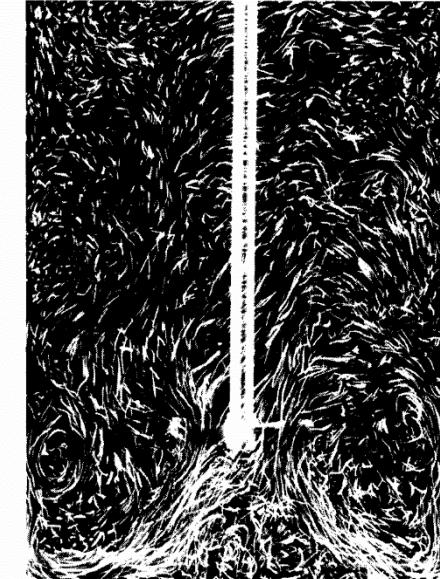
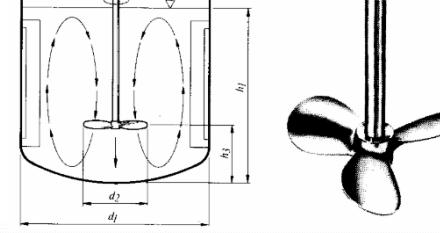
Ekato-Intermig®



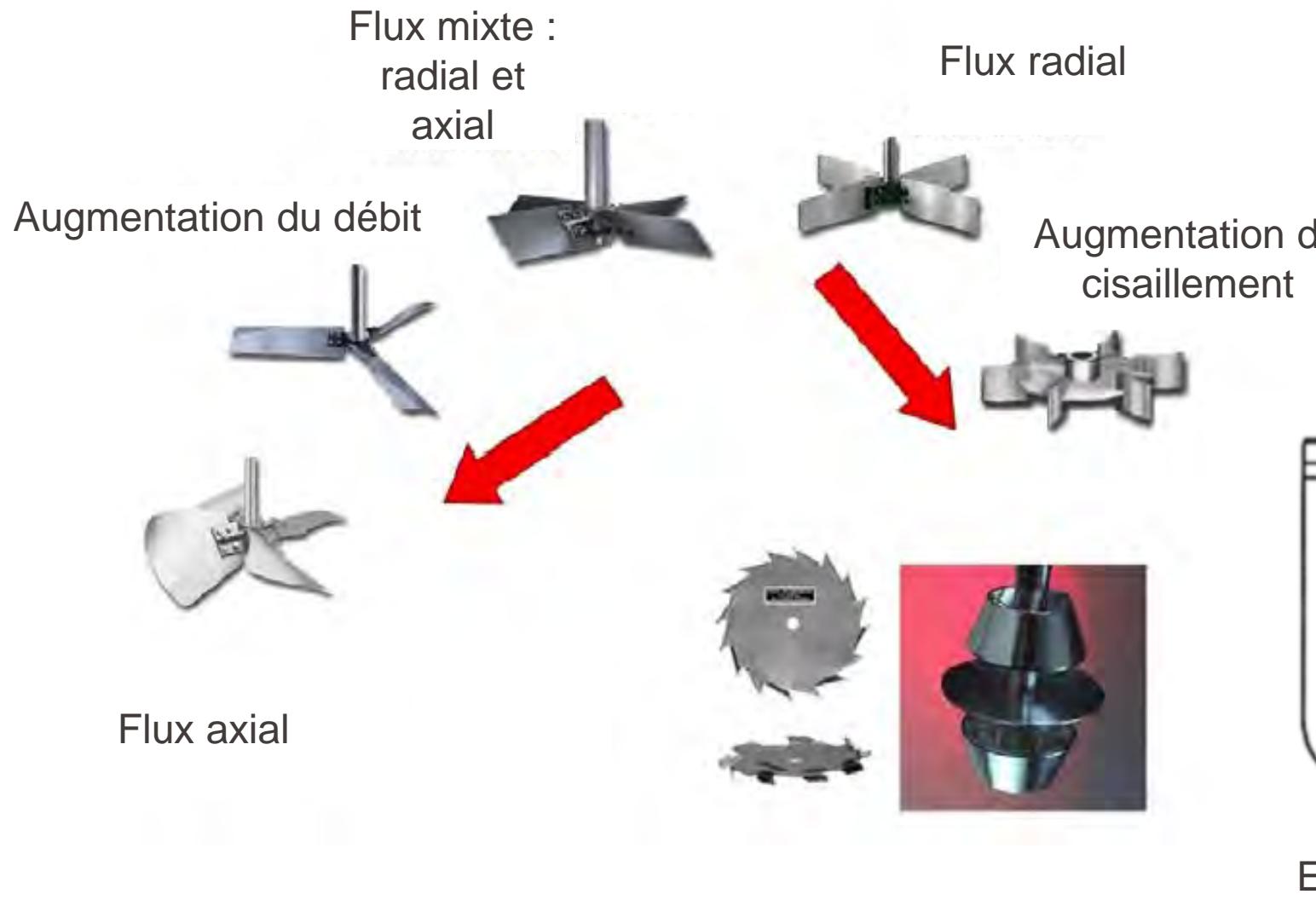
Hélicoïdal



Hélice



# Module 7.1.3: Brasseurs à écoulement mixte (1)



# Module 7.1.3: Brasseurs à écoulement mixte (2)

$D/d_a \sim 0.95$



$0.3 < D/d_a < 0.5$



Augmentation  
viscosité

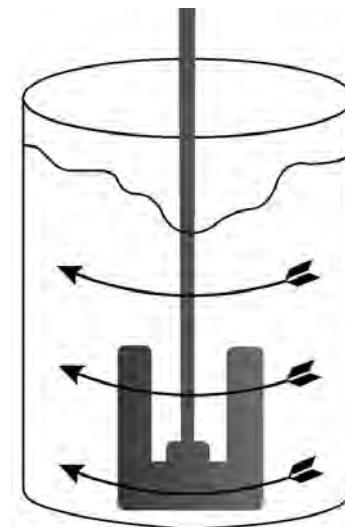


Augmentation du Re



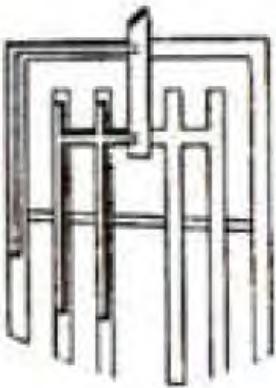
# Module 7.1.3: Brasseurs à écoulement tangentiel (1)

Type	Image	Données	Utilisation
Ancre Tang.		$d_2/d_1 = 0.9 - 0.98$ $u \text{ (m/s)} = 8 - 30$ Re : laminaire	Transfert de chaleur

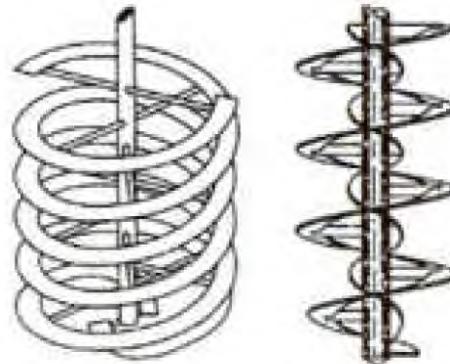


Source: <https://www.iqsdirectory.com/>

# Module 7.1.3: Brasseurs à écoulement tangentiel (2)



Grille ou barrière



Hélicoïdaux ou vis



# Module 7.1.3: Brasseurs à très haut cisaillement



ULTRA-TURRAX®



Turbine Sower®



Impeller Admix®



Emulsifieur Rotostat



Brasseur à pales tangentielles

# Module 7.1.3: Choix du brasseur (1)

Opération à réaliser	Principales grandeurs nécessaires pour définir le procédé	Caractéristiques générales des brasseurs	Type de brasseur	
			Axial	Radial
<b>Mélange liquide-solide</b>				
Mise et maintien en suspension	<ul style="list-style-type: none"> <li>• concentration</li> <li>• granulométrie</li> <li>• masse volumique</li> <li>• vitesse de décantation des solides</li> <li>• mouillabilité</li> <li>• sensibilité au cisaillement</li> <li>• degré d'homogénéité</li> <li>• viscosité</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• faible cisaillement</li> <li>• faible turbulence</li> <li>• très bon pompage</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Hélice marine à 3 ou 4 pales</i></li> <li>• <i>Turbine à n pales inclinées</i></li> <li>• <i>Hélice à n pales à profil mince</i></li> <li>• <i>Brasseur à pales inclinées</i></li> <li>• <i>Agitateur submersible multidirectionnel</i></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Turbine fermée aspirant axialement et refoulant radialement</i></li> <li>• <i>Brasseur à grille</i></li> </ul>
Dissolution Cristallisation	<ul style="list-style-type: none"> <li>• concentration</li> <li>• granulométrie</li> <li>• masse volumique</li> <li>• vitesse de décantation des solides</li> <li>• mouillabilité et solubilité</li> <li>• sensibilité au cisaillement</li> <li>• viscosité</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• cisaillement moyen</li> <li>• turbulence moyenne</li> <li>• bon pompage</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Hélice marine à 3 ou 4 pales</i></li> <li>• <i>Turbine à n pales inclinées</i></li> <li>• <i>MIG, InterMIG</i></li> <li>• <i>Hélice à n pales à profil mince</i></li> <li>• <i>Brasseur à pales inclinées</i></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Turbine fermée aspirant axialement et refoulant radialement</i></li> </ul>
Dispersion de solides ou poudres dans des liquides	<ul style="list-style-type: none"> <li>• concentration</li> <li>• granulométrie</li> <li>• masse volumique</li> <li>• vitesse de décantation des solides ou poudres</li> <li>• nature des fluides</li> <li>• variation de la viscosité</li> <li>• mouillabilité</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• cisaillement important</li> <li>• faible capacité de mélange</li> </ul>		<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Turbine fermée aspirant axialement et refoulant radialement</i></li> <li>• <i>Turbine de cisaillement</i></li> </ul>

# Module 7.1.3: Choix du brasseur (2)

Opération à réaliser	Principales grandeurs nécessaires pour définir le procédé	Caractéristiques générales des brasseurs	Type de brasseur	
			Axial	Radial
Mélange liquide-liquide a) liquides miscibles				
Homogénéisation- mélange Dilution Transfert thermique Réaction chimique	<ul style="list-style-type: none"> <li>viscosité des fluides</li> <li>évolution de la viscosité dans le temps</li> <li>nature des fluides</li> <li>temps de mélange</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>faible cisaillement</li> <li>faible turbulence</li> <li>très bon pompage</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li><i>Hélice marine à 3 ou 4 pales</i></li> <li><i>Turbine à n pales inclinées</i></li> <li><i>MIG, InterMIG</i></li> <li><i>Hélice à n pales à profil mince</i></li> <li><i>Brasseur à pales inclinées</i></li> <li><i>Brasseur hélicoïdaux</i></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li><i>Ancre</i></li> <li><i>Brasseur à grille</i></li> </ul>
b) liquides non miscibles				
Extraction liquide-liquide Dispersion Réaction chimique Émulsions	<ul style="list-style-type: none"> <li>pourcentage des différents liquides</li> <li>taille des gouttes dispersées</li> <li>degré de stabilité de l'émulsion</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>fort cisaillement</li> <li>forte turbulence</li> <li>circulation moyenne</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li><i>Hélice à n pales à profil mince</i></li> <li><i>MIG, InterMIG</i></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li><i>Turbine fermée Turbine à disque type Rushton</i></li> <li><i>Turbine à pales droites ou incurvées</i></li> <li><i>Turbine de cisaillement</i></li> <li><i>Ancre</i></li> </ul>
Mélange liquide-gaz				
Dispersion d'un gaz dans un liquide Réaction chimique Absorption Désorption Fermentation	<ul style="list-style-type: none"> <li>débit gazeux</li> <li>viscosité</li> <li>variation de la viscosité dans le temps</li> <li>sensibilité des micro-organismes au cisaillement</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>forte turbulence</li> <li>fort cisaillement</li> <li>bonne circulation</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li><i>Turbine à n pales inclinées</i></li> <li><i>Hélice à n pales à profil mince</i></li> <li><i>MIG, InterMIG</i></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li><i>Turbine à disque type Rushton</i></li> <li><i>Turbine à pales droites ou incurvées</i></li> </ul>

# Module 7.1.3: Choix du brasseur (3)

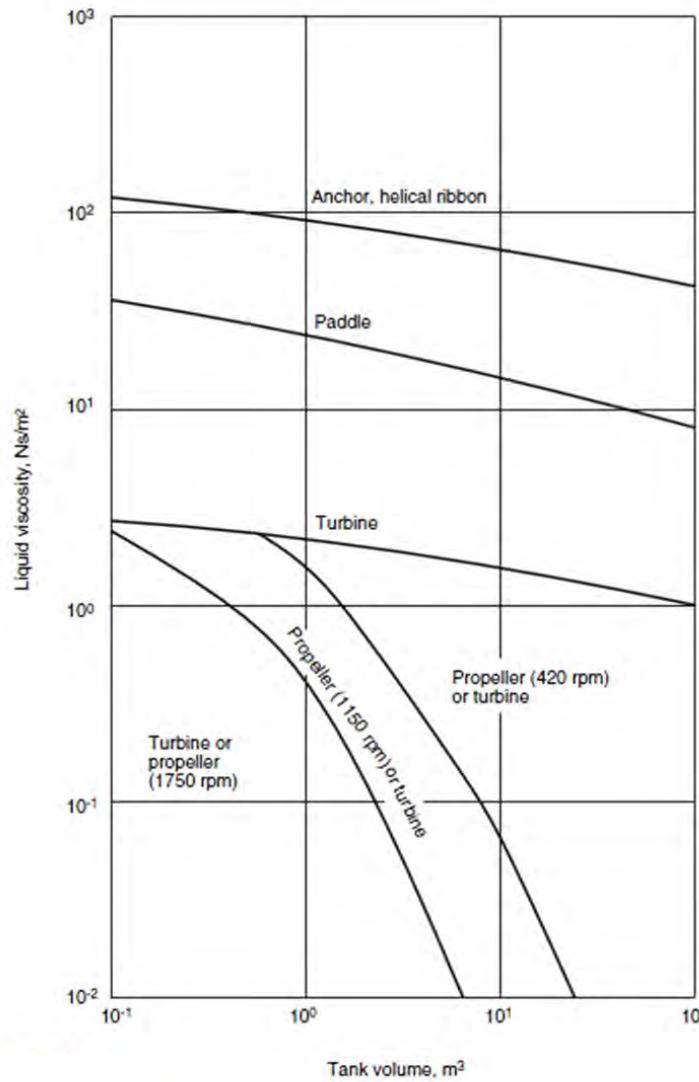
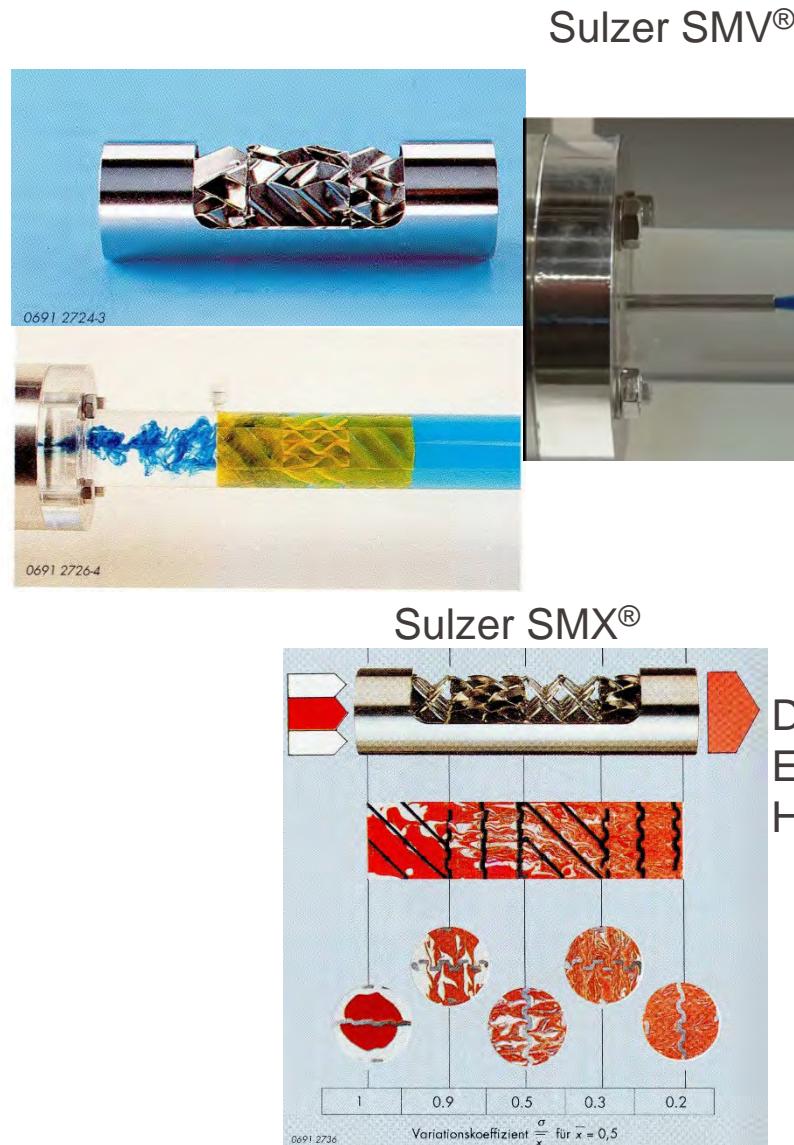


Figure 10.57. Agitator selection guide

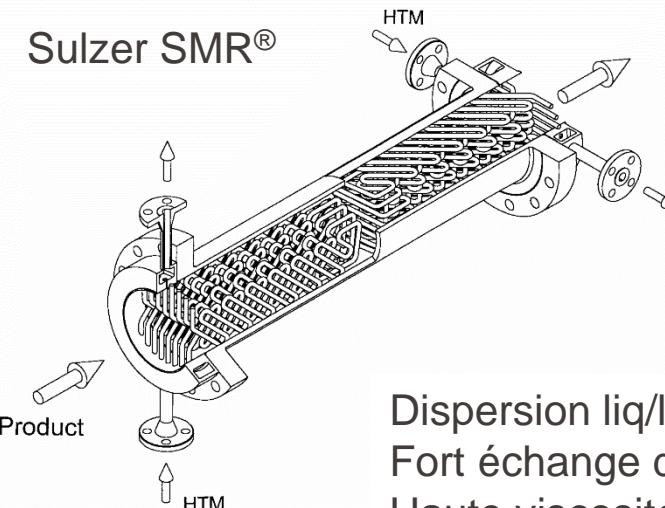
Source: Coulson and Richardson's Chemical Engineering Volume 1, 6<sup>th</sup> ed.

# Module 7.1.3: Mélangeurs statiques (1)

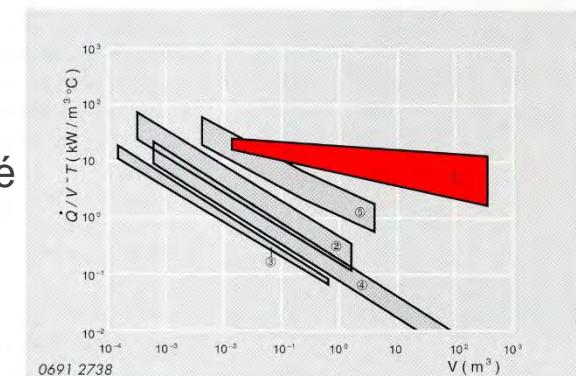


Dispersion liq/liq  
Dispersion gaz/liq  
Faible viscosité

Durée: 23"



Dispersion liq/liq  
Fort échange de chaleur  
Haute viscosité



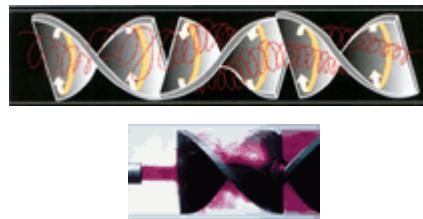
Source: <https://www.sulzer.com/en/products/static-mixers>

# Module 7.1.3: Mélangeurs statiques (2)



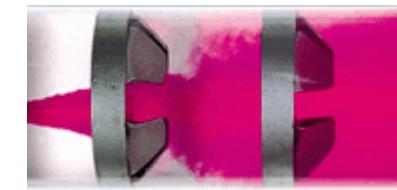
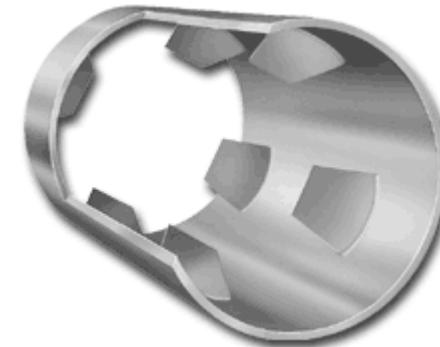
Durée: 47"

Kenics KM®



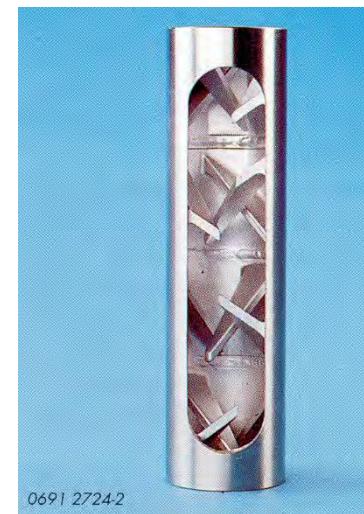
Dispersion liq/liq  
Dispersion gaz/liq  
Dispersion solide/liq

Kenics HEV®



Dispersion liq/liq  
Dispersion gaz/gaz  
Faible viscosité

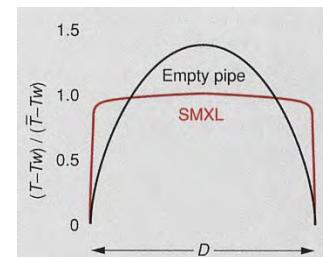
Sulzer SMI®



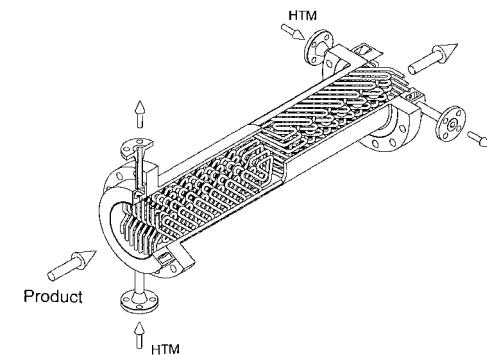
Dispersion liq/liq  
Dispersion solide/solide

# Module 7.1.3: Mélangeurs statiques (3)

Pilote (DN 20)  
Sulzer SMXL®



Industriel (DN 100-1500)  
Sulzer SMR®



**28 kW m<sup>-3</sup> K<sup>-1</sup>**

$$U = 220 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A_s = 130 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Coeff. Transfert chaleur

**26 kW m<sup>-3</sup> K<sup>-1</sup>**

$$U = 310 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A_s = 85 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

Design

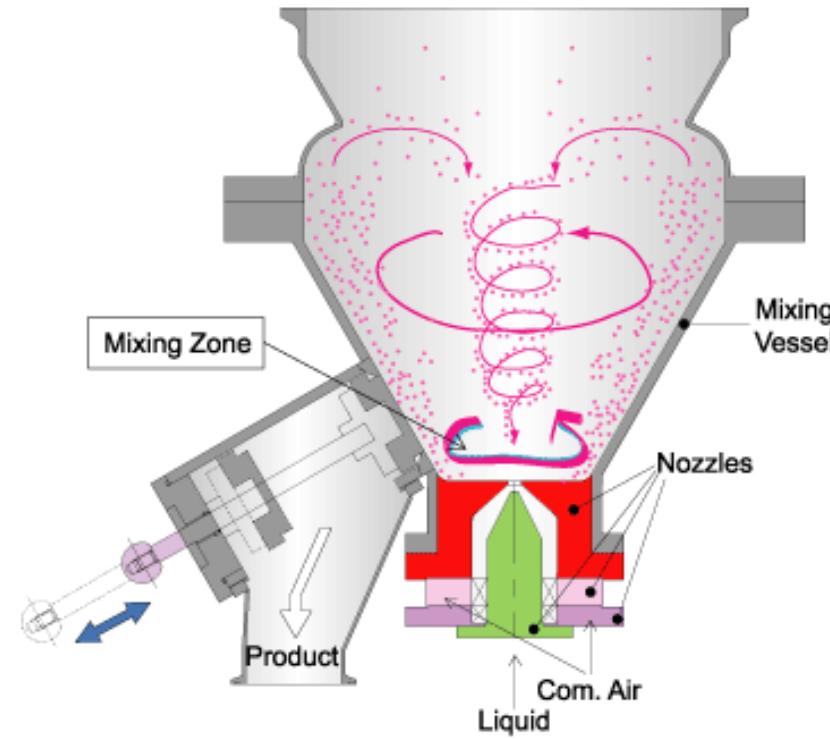
$$\Delta T : (T - T_w) \approx 10-15 \text{ }^\circ\text{C}$$

*CSTR : U = 300 W/m<sup>2</sup>K*

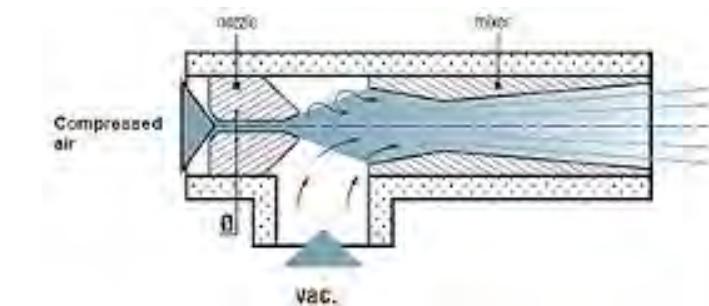
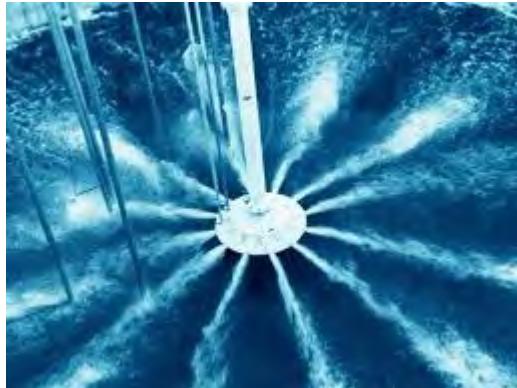
$$A_s = 1-4 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

# Module 7.1.3: Mélangeurs a jets d'air (1)

Formation de bulles dans le liquide

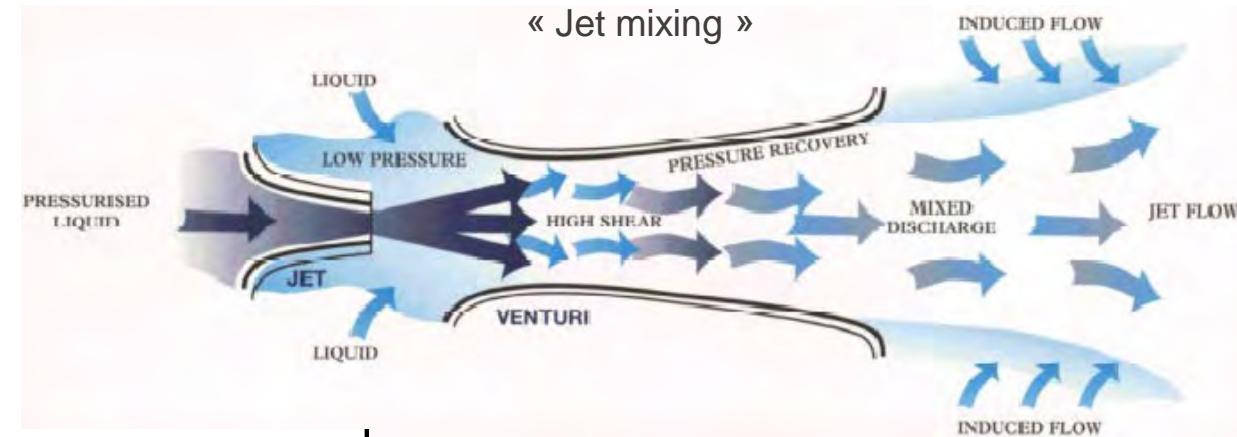
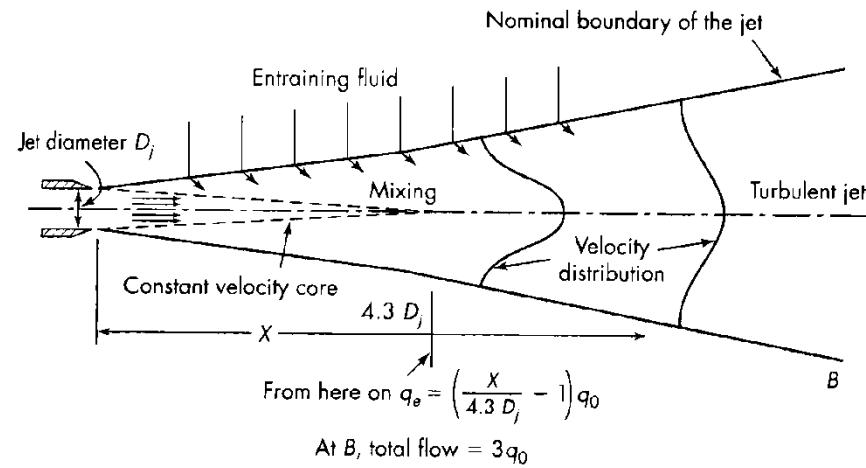


# Module 7.1.3: Mélangeurs a jets d'air (2)



# Module 7.1.3: Autres dispositifs de mélange

Jet circulaire immergé



## Module 7.1.4

# 7.1 Homogénéisation, agitation et mélangeage

## 7.1.4 Cas du vortex

Un vortex se définit comme étant un tourbillon d'axe vertical qui décroît selon la hauteur du volume du fluide.

Ce tourbillon est créé par les effets de dépression/surpression de l'agitateur et correspond au rotationnel de la vitesse du fluide

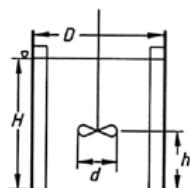
Il existe deux types de vortex:

- le vortex **libre**: est présent lorsque le moment angulaire de la vitesse est uniforme partout dans le fluide. Le fluide loin du centre du vortex fait une révolution plus lentement que le fluide près du centre. Ainsi, la vitesse du fluide augmente en se rapprochant du centre du vortex.
- le vortex **forcé**: correspond à une rotation solide du volume de fluide. N'ayant pas de cisaillement, le rotationnel des vitesses s'exerçant sur le fluide est identique partout. Ainsi, la vitesse tangentielle adopte une forme parabolique.

# Module 7.1.4: Formation du vortex (2)

Tous les calculs de dimensionnement des brasseurs dans une cuve sans contre pales ne sont valides uniquement que si le vortex, créé par l'agitation, n'atteint pas la tête du brasseur. Car dans ce cas l'entraînement d'air ou gaz altèrerait les propriétés physique du système.  $H'$ = hauteur du liquide au-dessus du brasseur.

La vitesse maximum de rotation est donnée par:

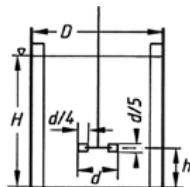


Propeller  
 $D/d=3.33$   
 $h/d=1.50$   
3 blades,  $\alpha=25^\circ$

$$Fr_{\max} = \frac{0.072 \left( \frac{H'}{d_a} \right)^{\frac{4}{3}}}{0.25 - Ga^{-0.1}}$$

avec

$$Ga = \frac{d_a^3 \cdot \rho^2 \cdot g}{\eta^2}$$



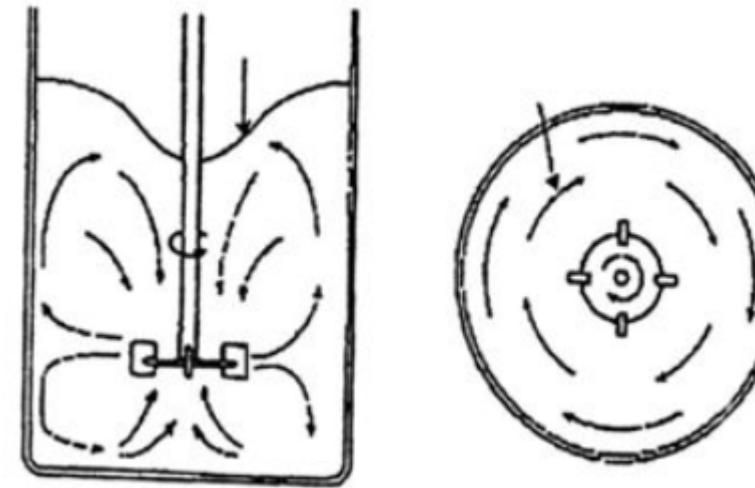
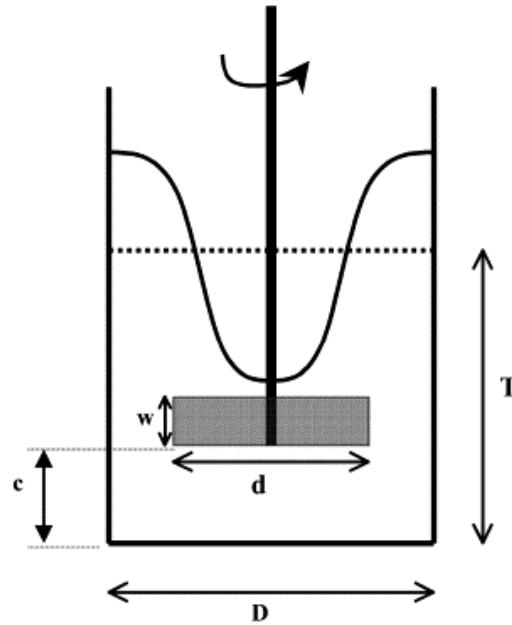
Turbine  
 $D/d=3.33$   
 $h/d=1.00$   
6 paddles

$$Fr_{\max} = \frac{0.016 \left( \frac{H'}{d_a} \right)^{1.16}}{0.10 - Ga^{-0.18}}$$

avec

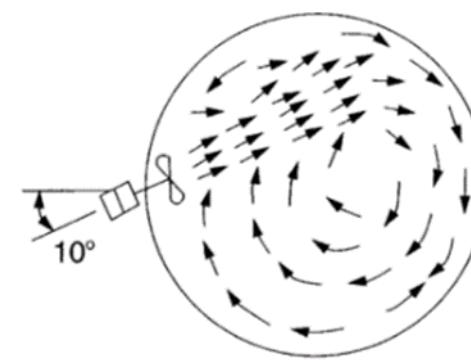
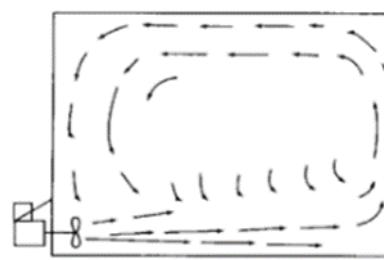
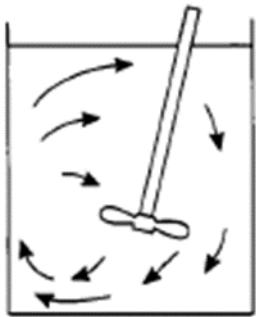
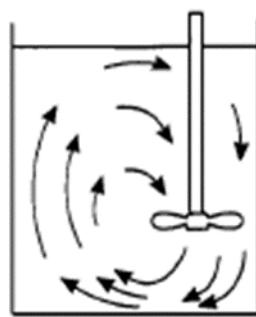
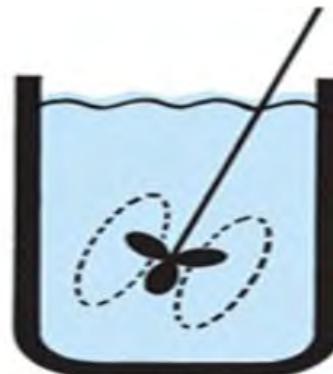
$$Fr = \frac{d_a \cdot n^2}{g}$$

# Module 7.1.4: Formation du vortex (3)



# Module 7.1.4: Prévention de formation du vortex (1)

1. Le brasseur doit être placé de manière à rompre la symétrie (décentré, incliné, sur le côté, etc) et qui doit être immergé profondément dans le liquide.



Profil de vitesse pour un  
brasseur décentré ou incliné

Profil de vitesse pour un  
brasseur de côté

Source: Ciba-Geigy Inc.

1. Le brasseur doit être placé de manière à rompre la symétrie (décentré, incliné, sur le côté, etc) et qui doit être immergé profondément dans le liquide.

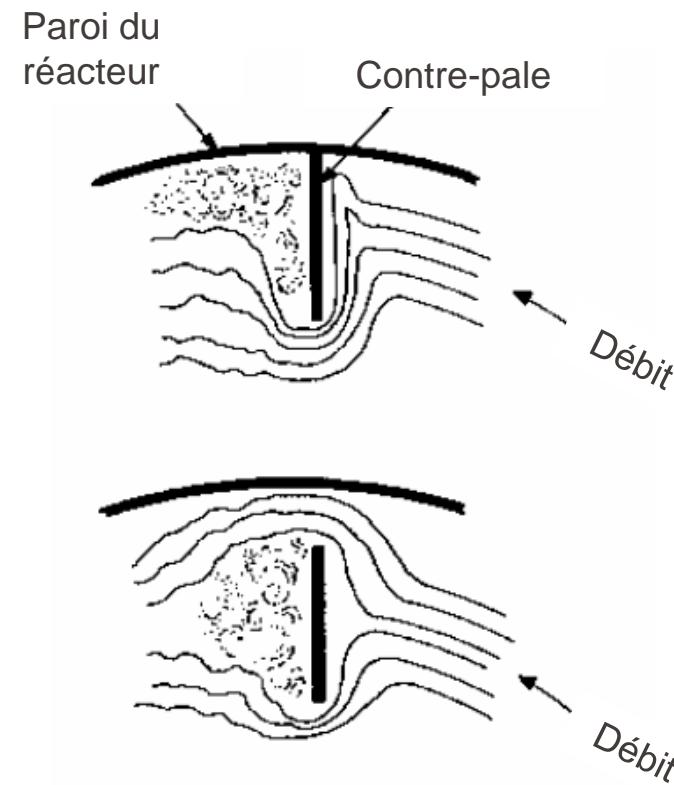


Many times, if the operator of a mixer

Durée: 59"

# Module 7.1.4: Prévention de formation du vortex (2)

2. Des contre-pales peuvent être installées, dans ce cas le brasseur est installé verticalement et au centre.



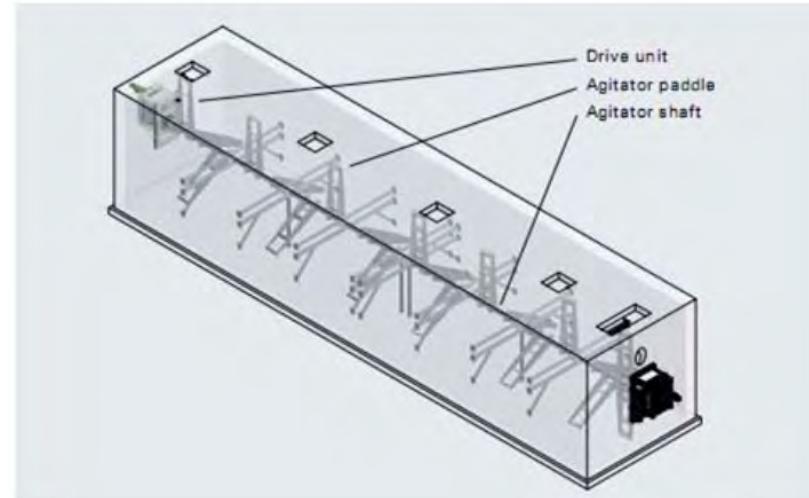
# Module 7.1.4: Prévention de formation du vortex (3)

3. Deux ou trois brasseurs peuvent être montés sur le même arbre d'agitation. On crée ainsi de grandes turbulences.

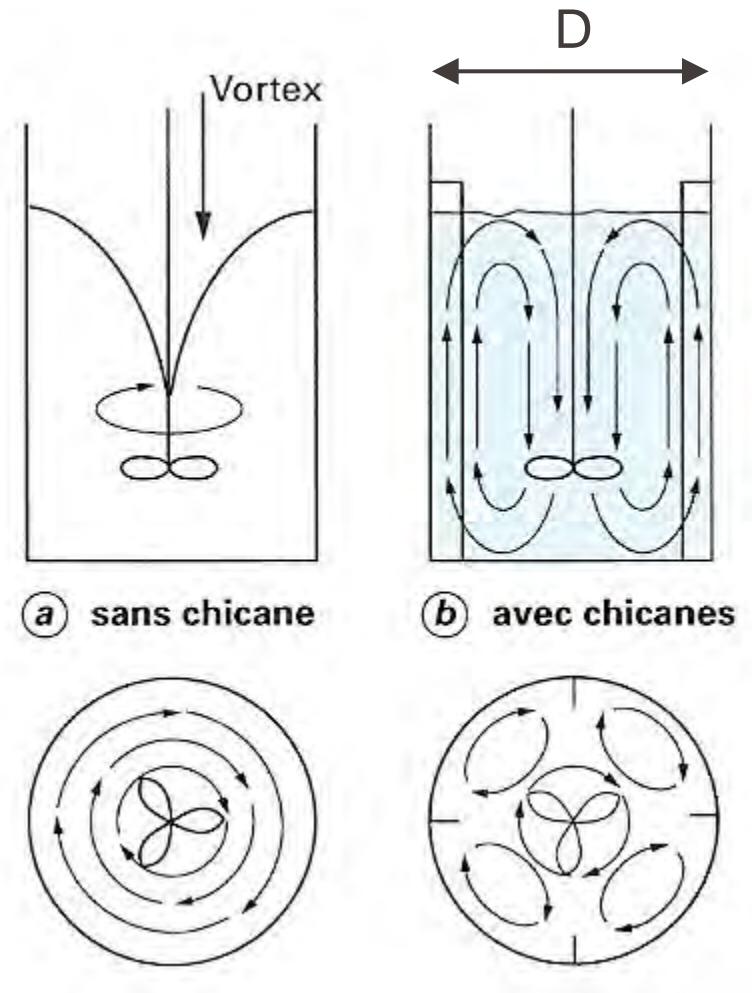


# Module 7.1.4: Prévention de formation du vortex (4)

4. Utiliser une géométrie autre que cylindrique, mais cela peut conduire à des zones mortes !!!



# Module 7.1.4: Prévention de formation du vortex (5)



Les mobiles à débit axial entraînent une rotation du liquide et la formation d'un vortex. Ce vortex limite la puissance dissipée et ne favorise pas l'homogénéisation. La présence de chicanes ou de contre-pales fixées à la paroi empêche la formation de vortex.

On dispose 3 ou 4 contre-pales de largeur  $D/10$ . Afin d'éviter des zones mortes derrière, leur épaisseur est limitée à  $D/12$  et elles sont décollées de la paroi d'une distance de  $D/50$ .

# Module 7.1.4: Prédiction du vortex

La prédiction de profondeur du vortex peut se faire à l'aide de corrélation spécifique à chaque brasseur:  $H_b$ =Hauteur minimal du vortex,

$$\frac{\Delta H_b}{d_a} = 24 Fr \text{ Re}^{-0.8} ; \text{ Re} \leq 3'000$$

$$\frac{\Delta H_b}{d_a} = 2 Fr ; \text{ Re} \geq 10'000$$

*pour une hélice marine à 3 pales  
est donnée par Vusse*

$$\frac{\Delta H_b}{d_a} = \pi^2 \left( \frac{\text{Re}}{3.27 \text{ Re} + 4400} - 0.05 \frac{D}{d_a} \right) Fr \frac{D}{d_a} ; \text{ } 5'000 \leq \text{Re} \leq 70'000$$

*pour une turbine Rushton est  
donnée par Le Lan & Angelino*

# Module 7.2

## 7.2 Les réacteurs chimiques

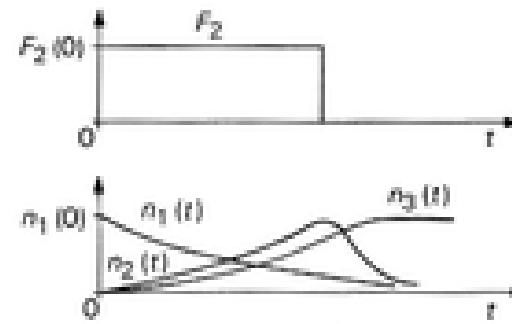
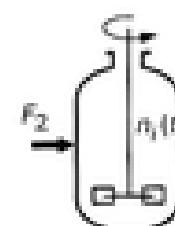
### 7.2.1 Classification

Critères	Classification
Circulation du mélange réactionnel	<ul style="list-style-type: none"><li>• Fermé</li><li>• Semi-fermé; semi-ouvert</li><li>• Ouvert</li></ul>
Evolution dans le temps	<ul style="list-style-type: none"><li>• Transitoire</li><li>• Stationnaire ou permanent (tous les paramètres du procédé sont stationnaires: p.ex. <math>\frac{dC_i}{dt} = 0</math>)</li></ul>
Degré de mélange	<ul style="list-style-type: none"><li>• Mélange minimal (ségrégué), piston</li><li>• Micromélange (mélange maximal)</li></ul>
Phase en présence	<ul style="list-style-type: none"><li>• Homogène</li><li>• Hétérogène (polyphasique)</li></ul>
Mode de mise en contact des phases	<ul style="list-style-type: none"><li>• Co-courant</li><li>• Contre-courant</li><li>• Courant croisés</li></ul>
Marche thermique	<ul style="list-style-type: none"><li>• Isotherme</li><li>• Adiabatique</li><li>• Isoperibolique (<math>T_p = cst</math>)</li></ul>

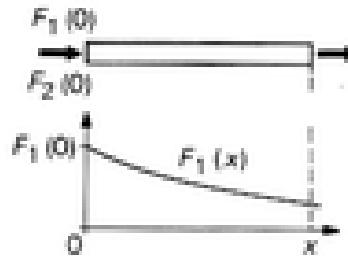
# Module 7.2.1: Evolution des concentrations (steady-state)



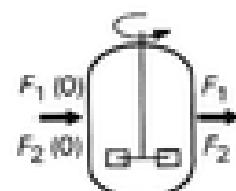
② éjecteur discontinu



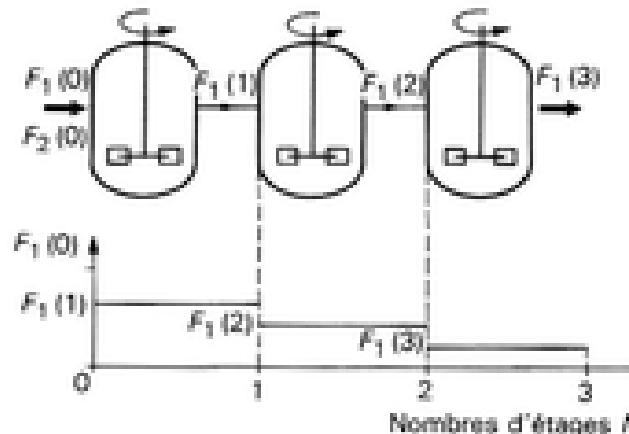
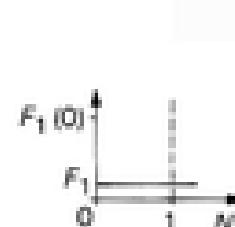
③ réacteur semi-continu



④ réacteur continu tubulaire



⑤ réacteur parfaitement agité



⑥ réacteur continu étagé

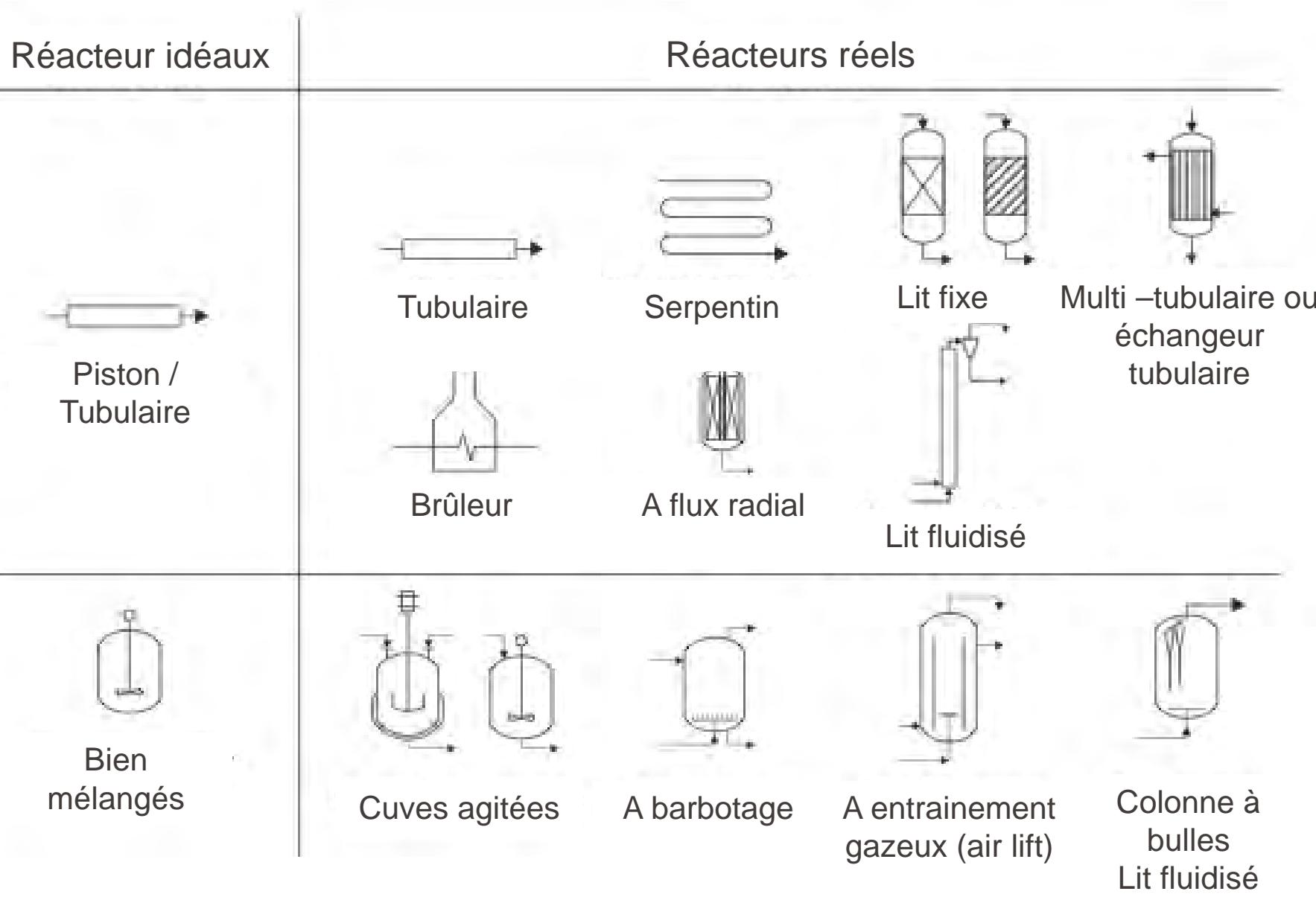
$F_i$  débit molaire de l'espèce  $A_i$ , suivant le temps, la distance ou le nombre d'étages

$n_i(t)$  nombre de moles de  $A_i$  au temps  $t$   
 $x$  distance

# Module 7.2.1: Exemples d'application

Phases en présence	Mode d'opération				
	Discontinu	Continu			
		Tubulaire	En série	Parfaitement agité	
<b>Fréquence d'utilisation :</b>					
Une seule phase fluide	Gaz	plus rarement rencontré	réalisation préférée. Vapocraquage		
	Liquide	Polymérisation	souvent rencontré ; Production d'urée	Polymérisation	Estérification
Deux phases fluides	Gaz + liquide	Fermentation	Absorption de polluants	Oxydations d'hydrocarbures	Traitement biologique d'eaux
	Liquide + liquide	Sulfonation d'aromatiques	Hydrolyse d'esters	Polymérisation en émulsion	Nitration d'aromatiques
Fluides + solide catalyseur		Hydrogénations	Lit fixe Lit mobile Reformage	Lit fluide à étages	Lit fluide Cracking catalytique
Fluides + solides		Régénération de catalyseurs	Lit mobile Haut fourneau	Lit fluide Grillage de minerais	Combustion en lit fluidisé

# Module 7.2.1: Famille de réacteurs

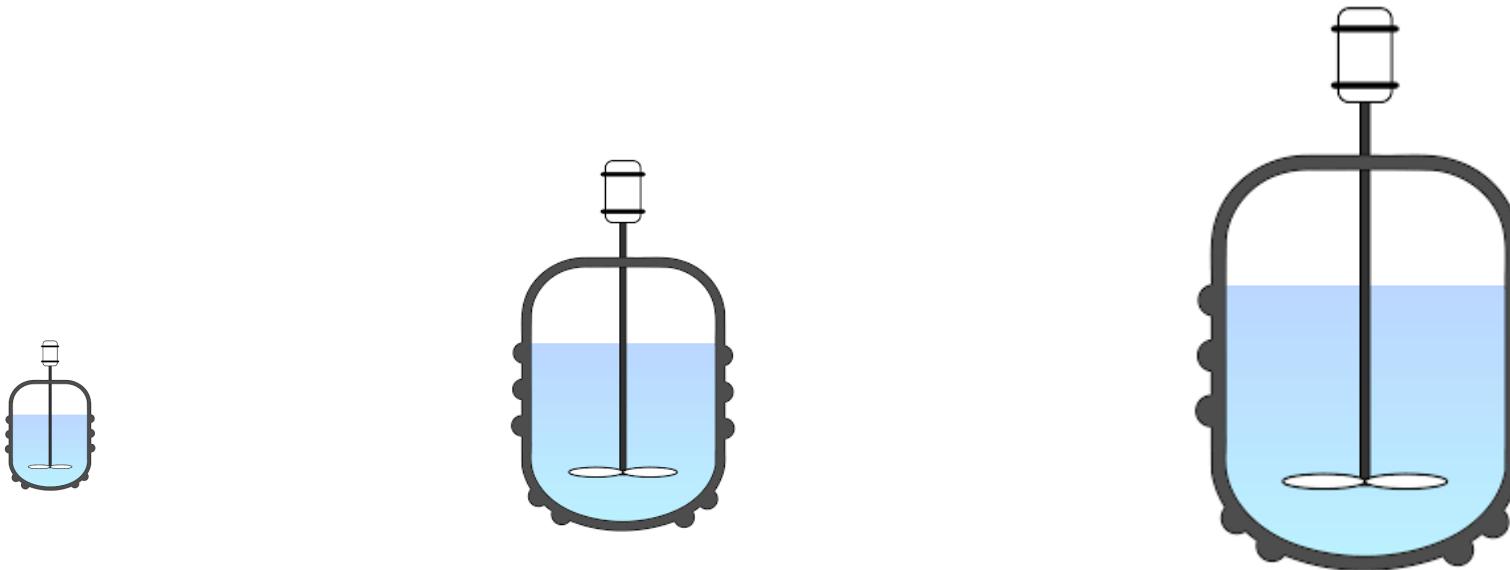


## Module 7.2.2

# 7.2 Les réacteurs chimiques

## 7.2.2 Aspects de technologie

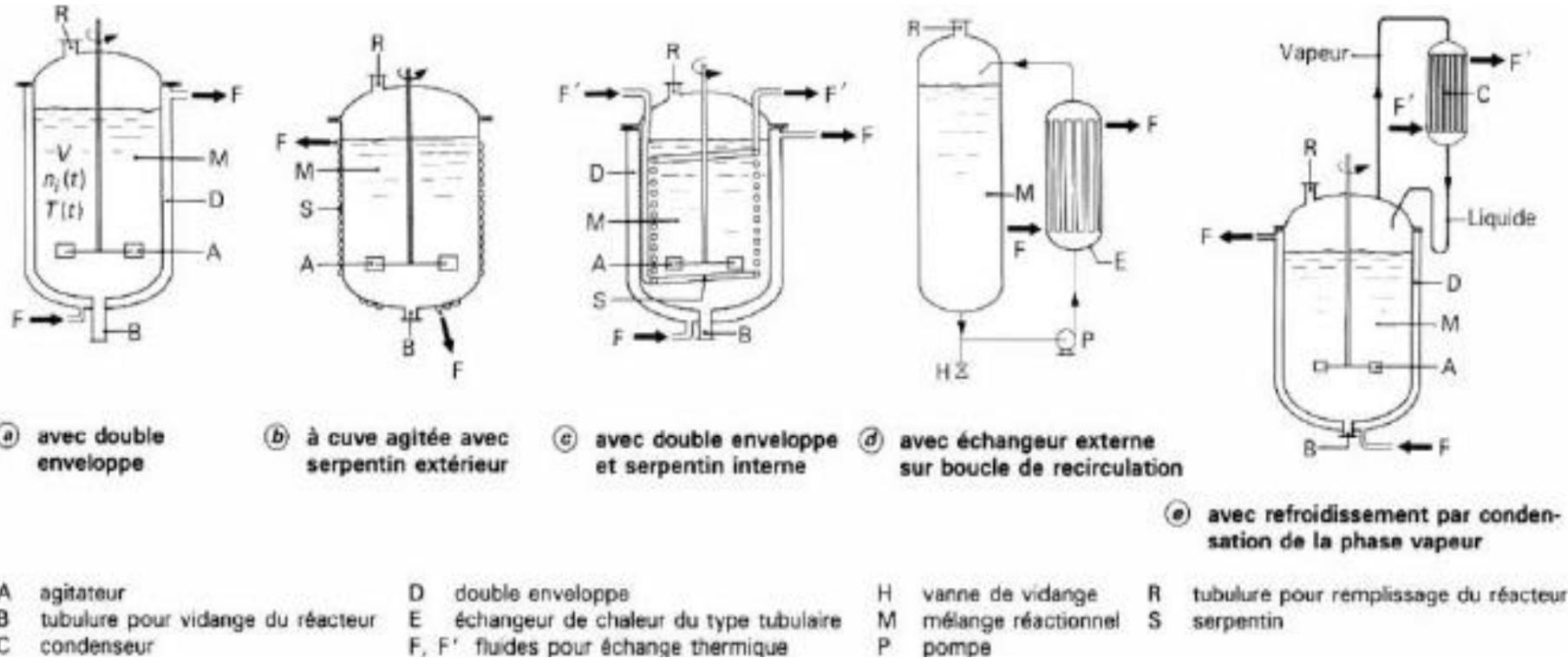
## Grandeur normalisées des cuves agitées



■ Cours 2025 UnitOp / Module 7: Les combinaisons de plus d'une classe

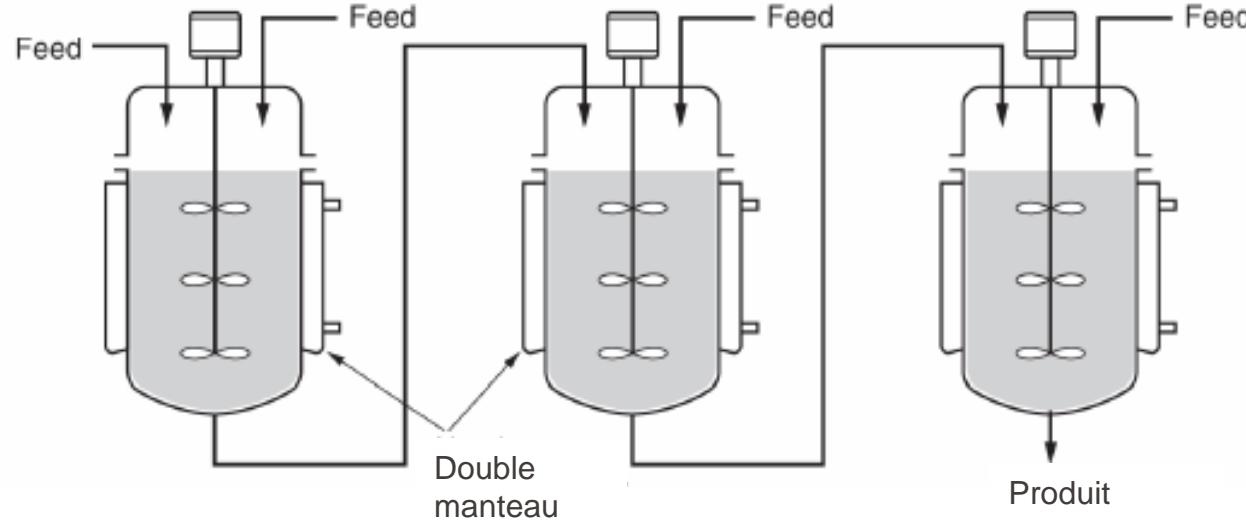
Volume (L)	10	63	100	160	250	400	630	1'000	1'600	2'500	4'000	6'300	10'000	16'000	25'000	40'000	63'000	100'000

# Module 7.2.2: Réacteurs monophasiques type cuve



Continu ou discontinu

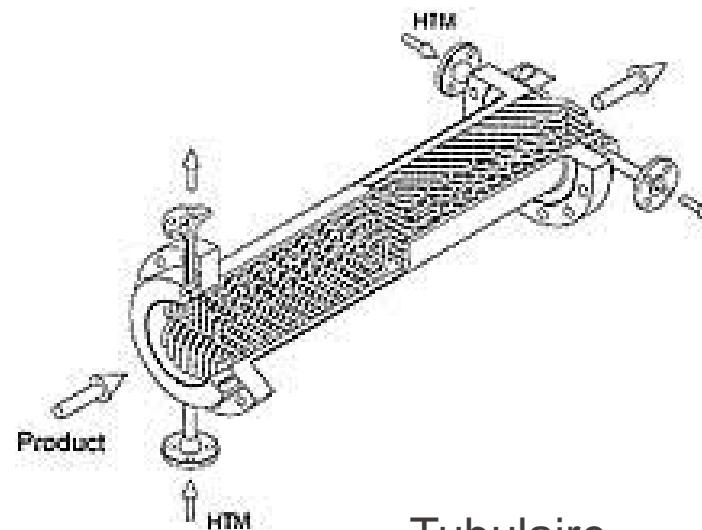
# Module 7.2.2: Réacteurs cascade de cuve



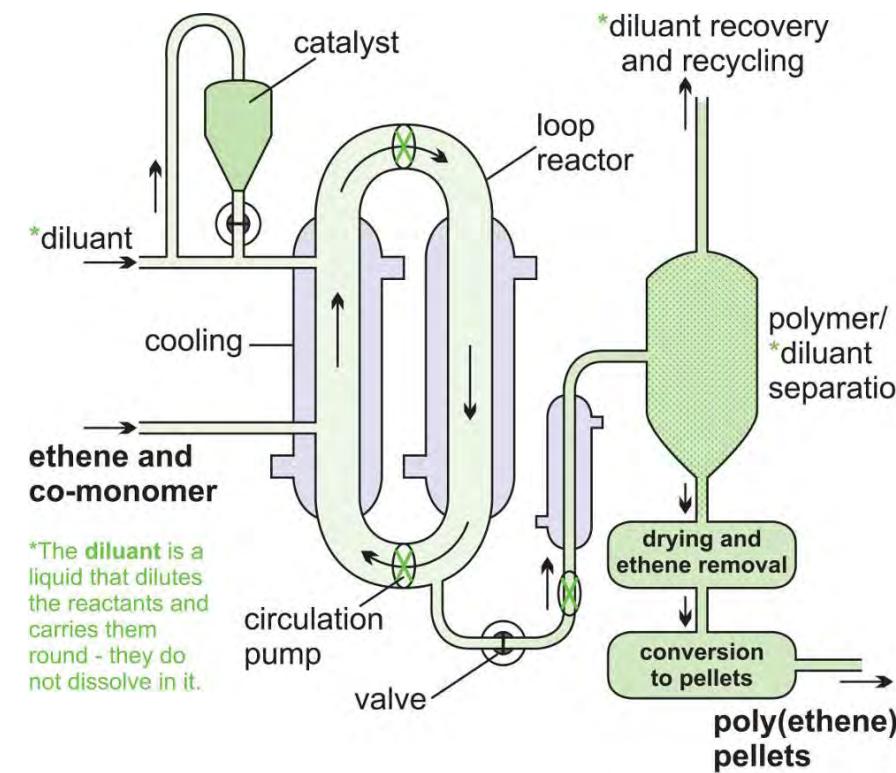
# Module 7.2.2: Réacteur continu tubulaire



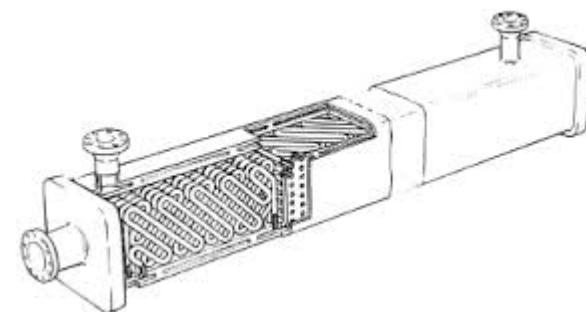
Serpentin



Tubulaire



Tubulaire à recyclage



# Module 7.2.2: Réacteur à échangeur tubulaire

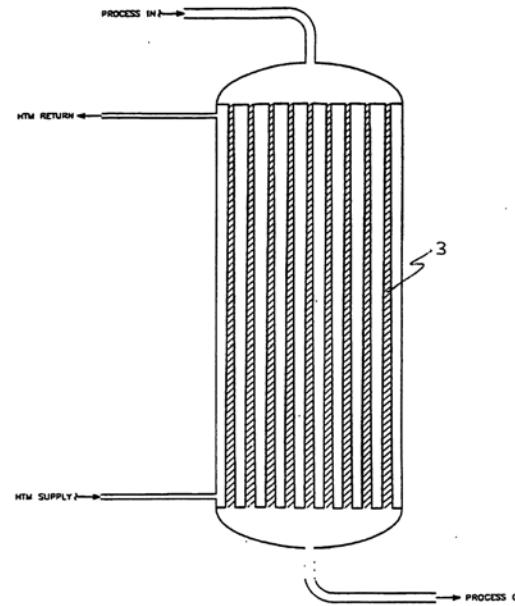
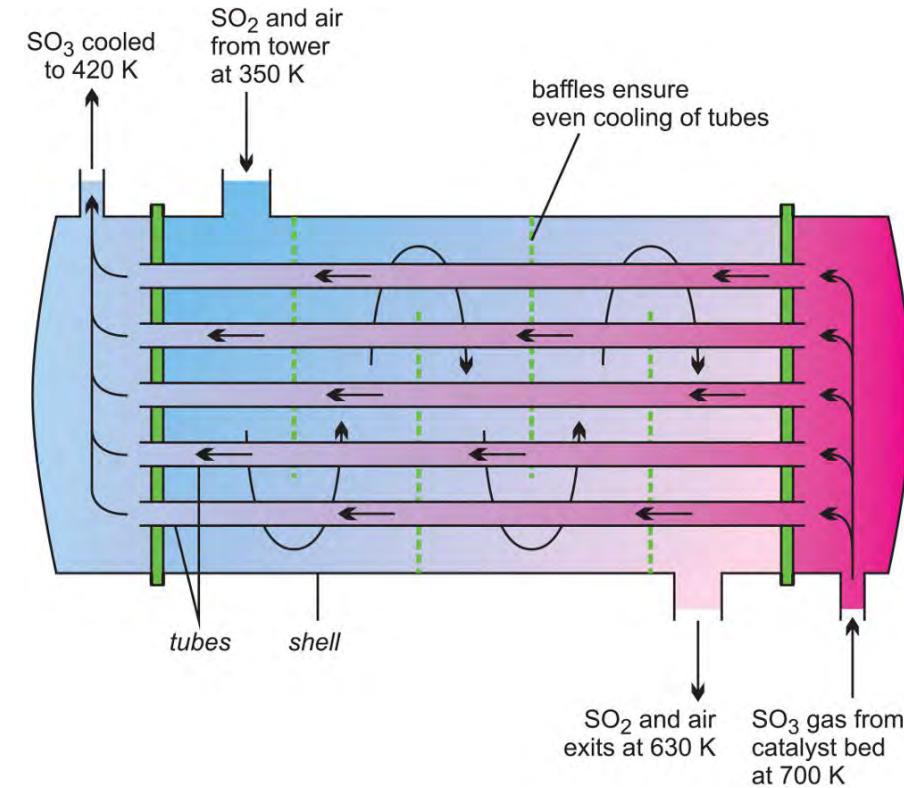
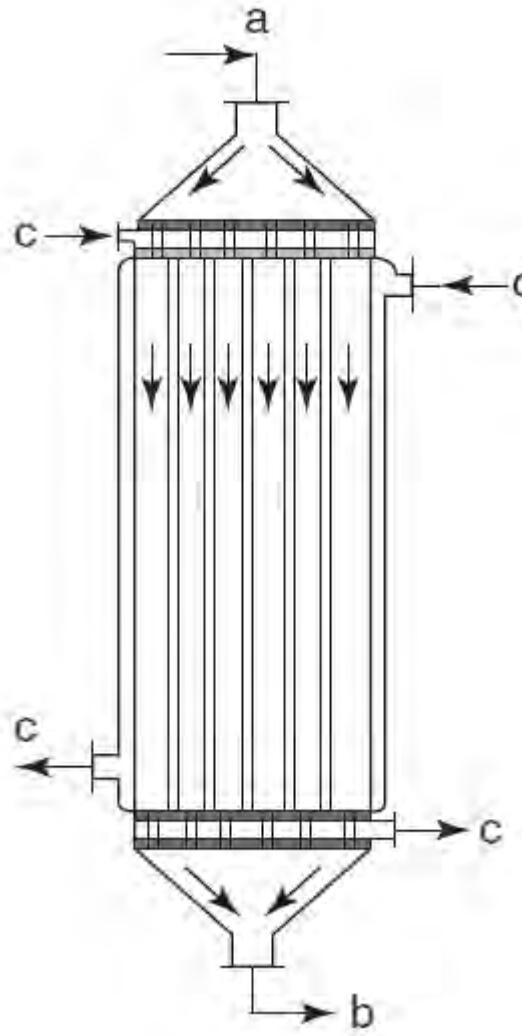


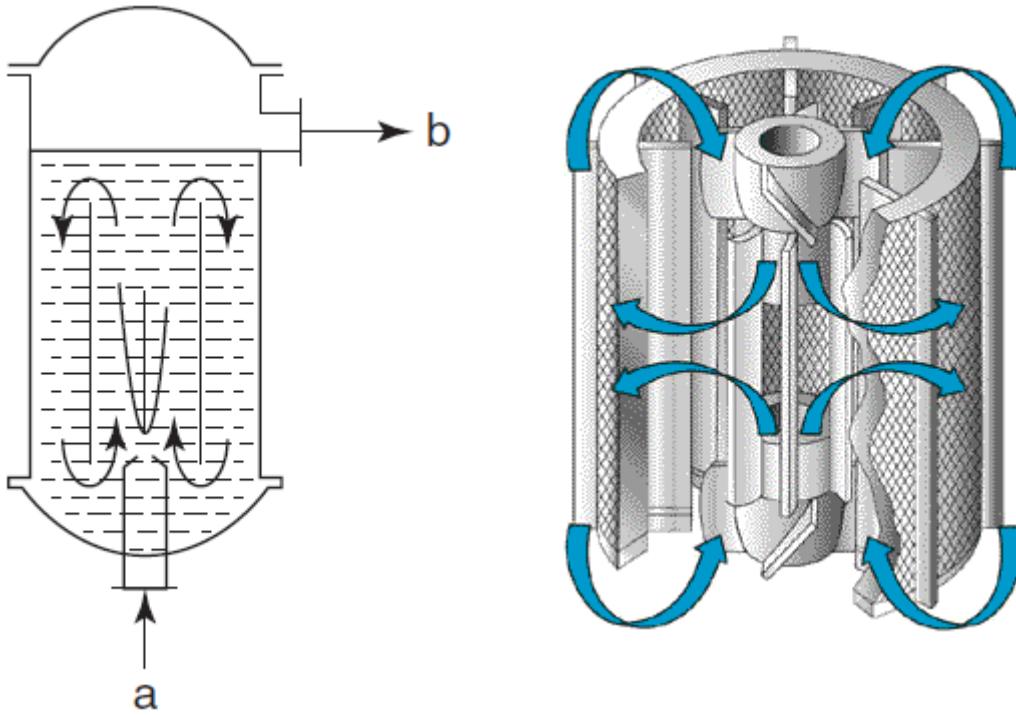
FIGURE 3



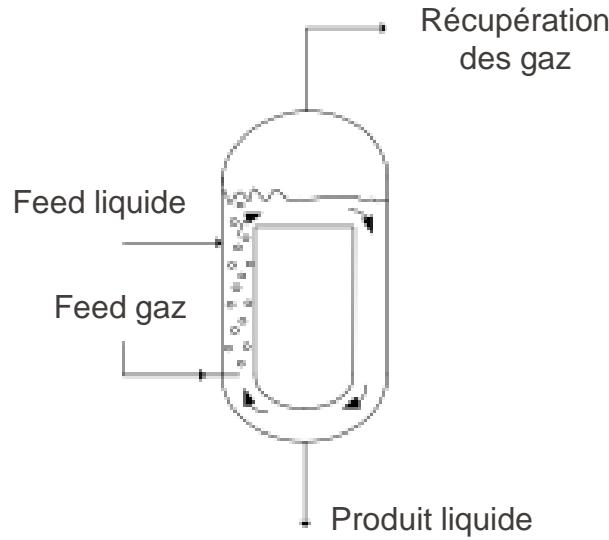
# Module 7.2.2: Réacteur multitubulaire



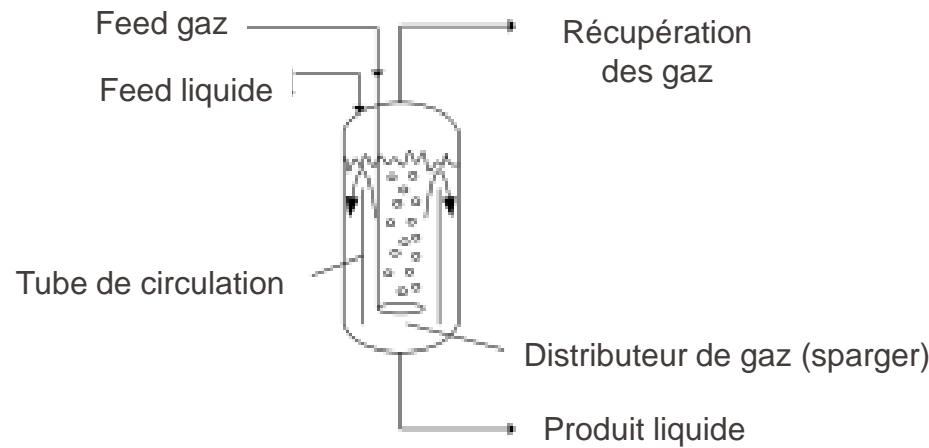
# Module 7.2.2: Réacteur à recirculation interne



# Module 7.2.2: Réacteur à circulation interne de gaz

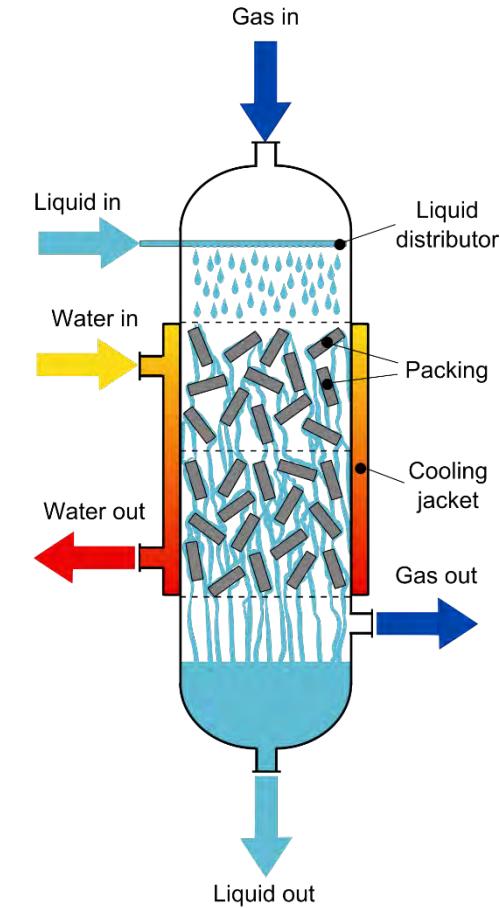
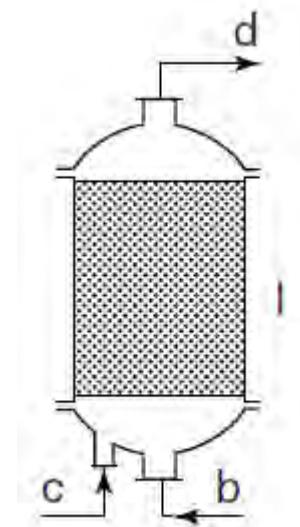
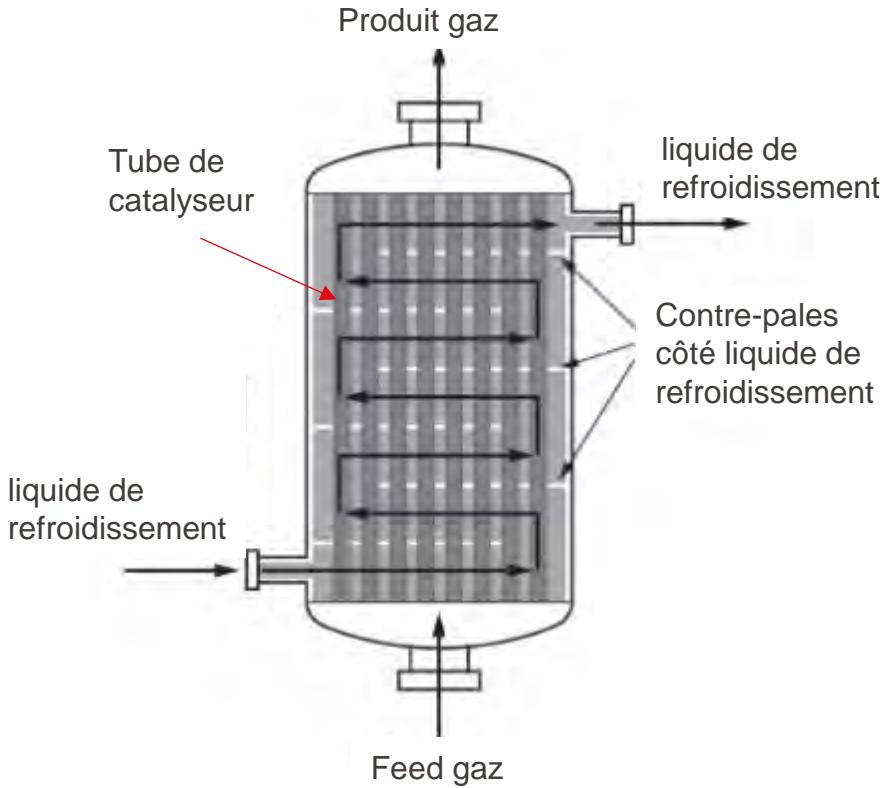


Réacteur à boucle de gaz

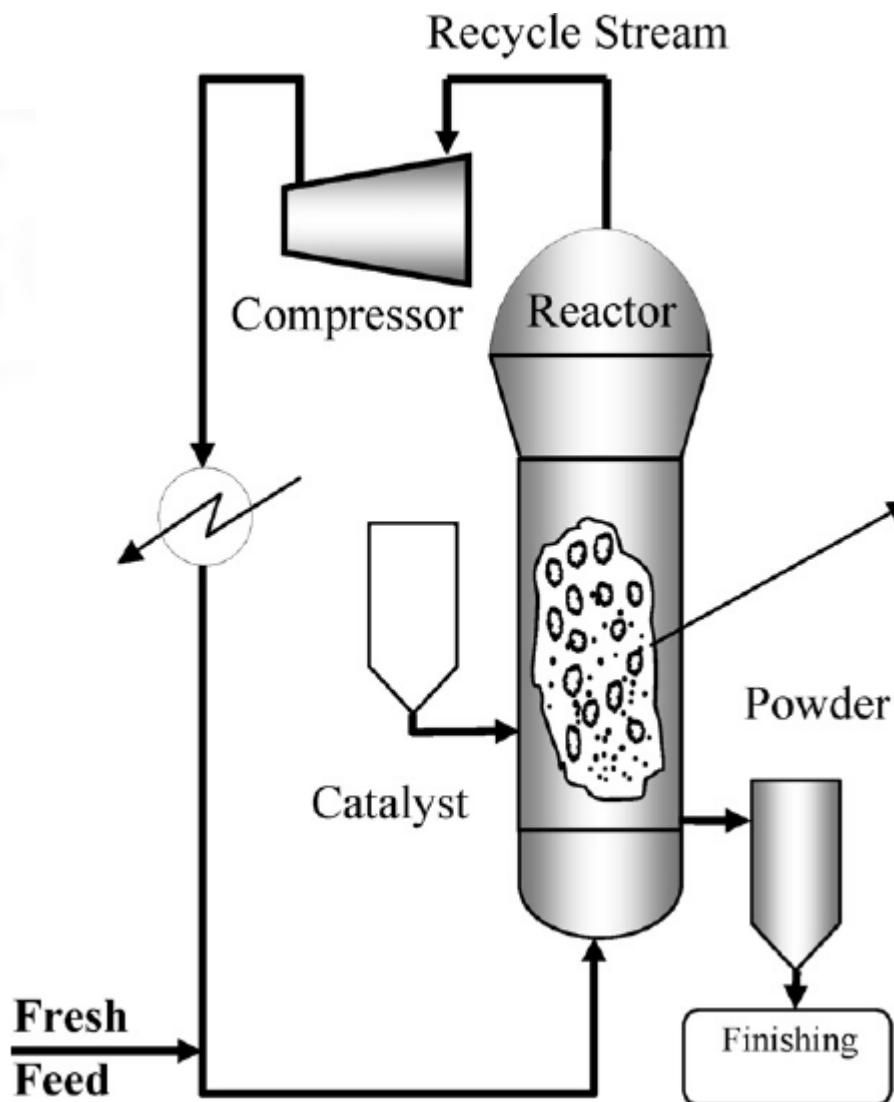
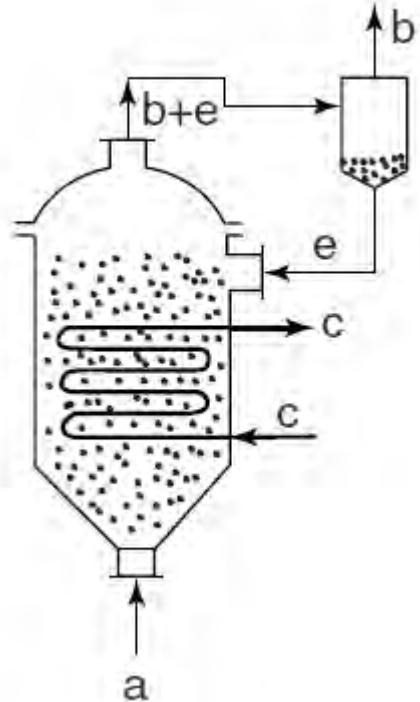
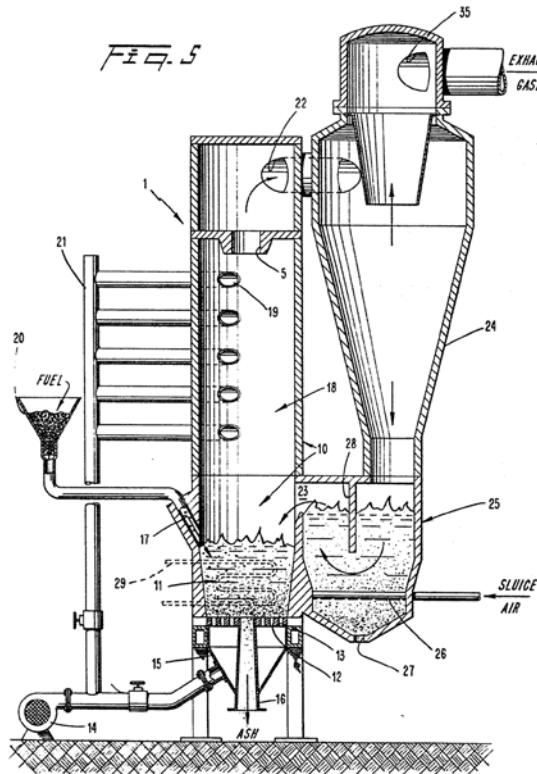


Réacteur à chicane tubulaire

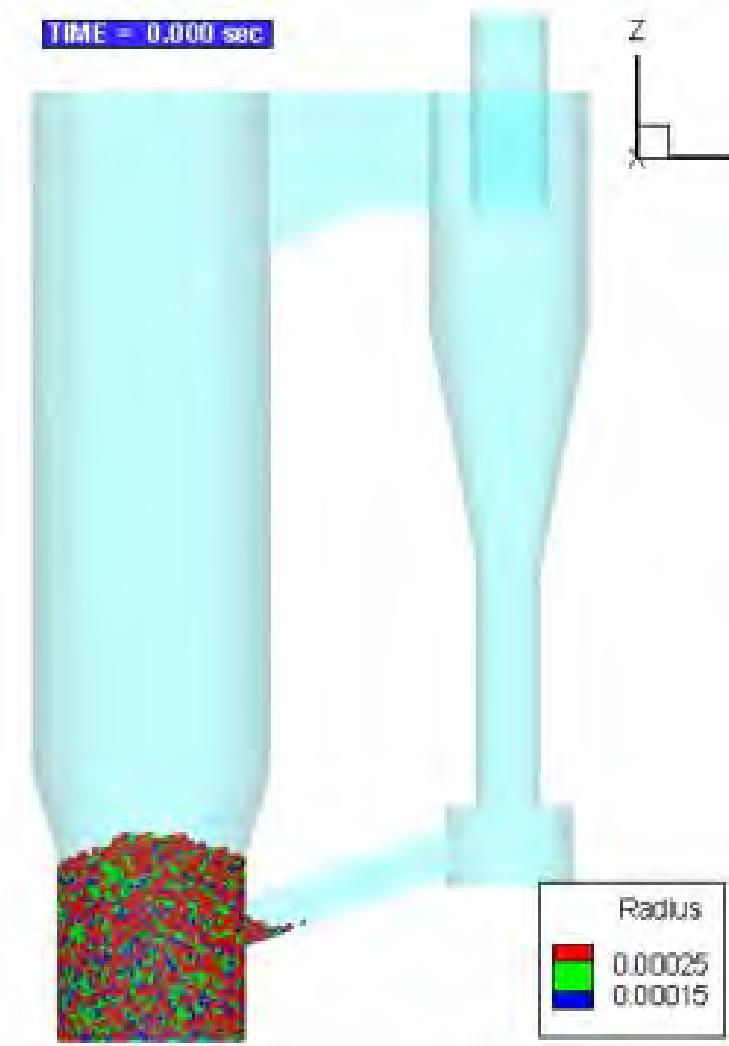
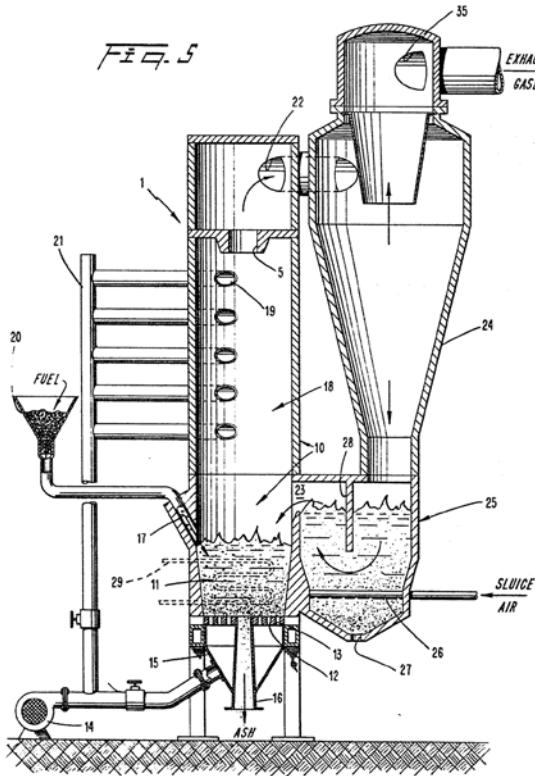
# Module 7.2.2: Réacteur à lit fixe



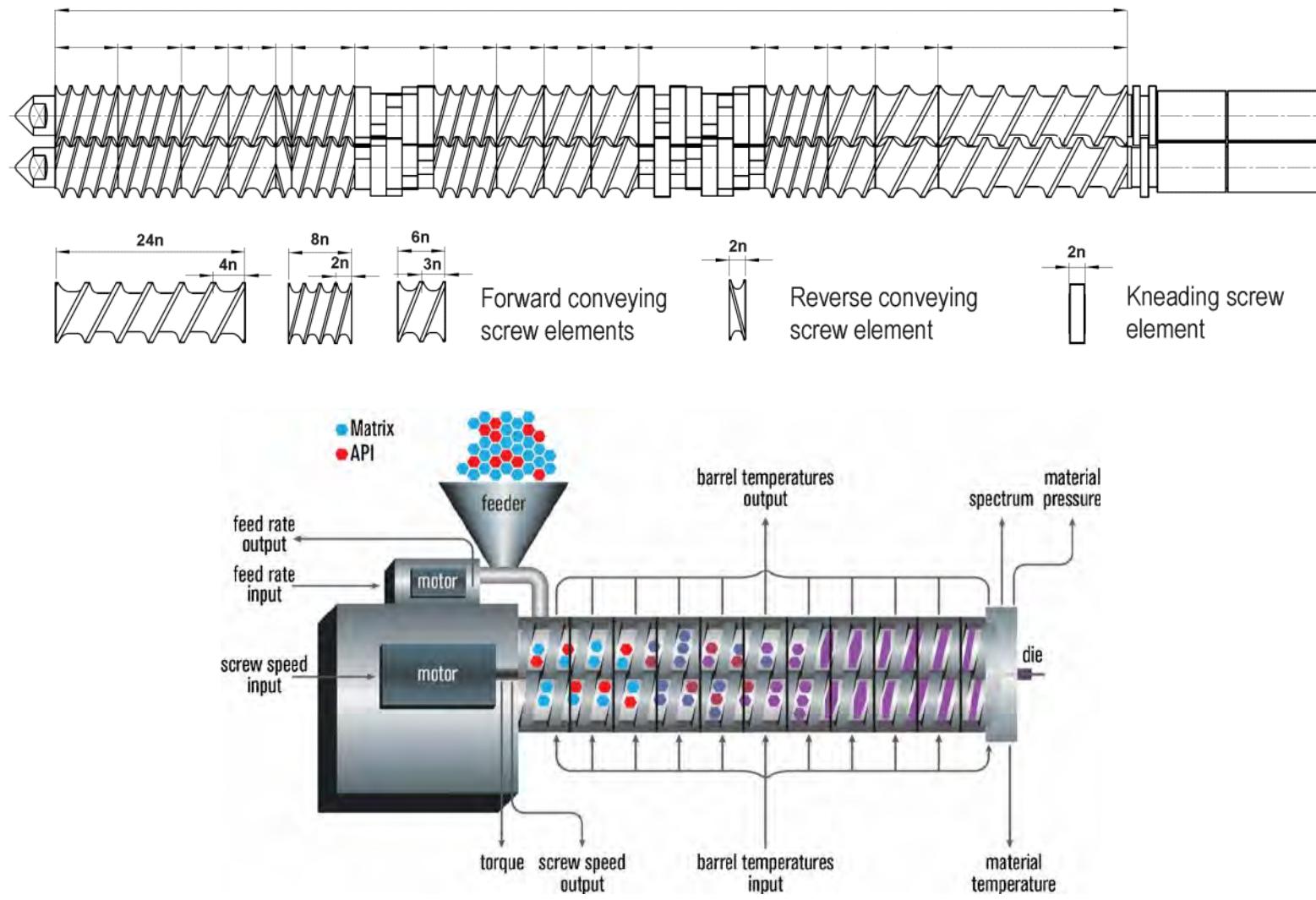
# Module 7.2.2: Réacteur à lit fluidisé (1)



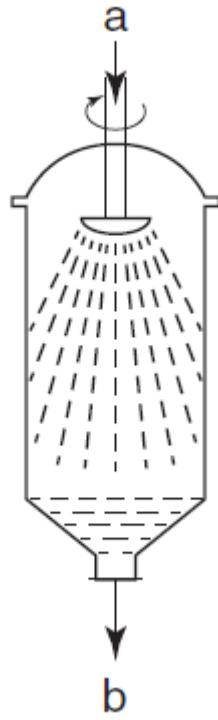
# Module 7.2.2: Réacteur à lit fluidisé (2)



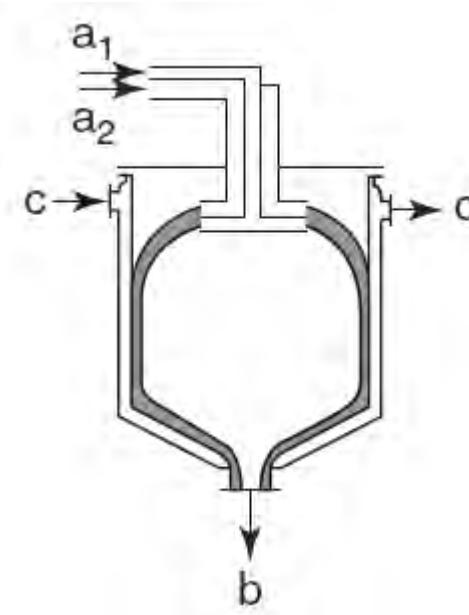
# Module 7.2.2: Réacteur type extrudeuse (1)



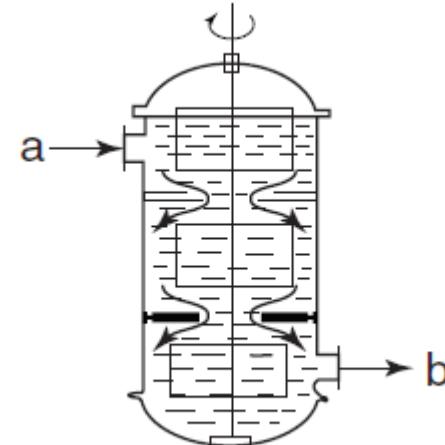
# Module 7.2.2: Autres types



Spray

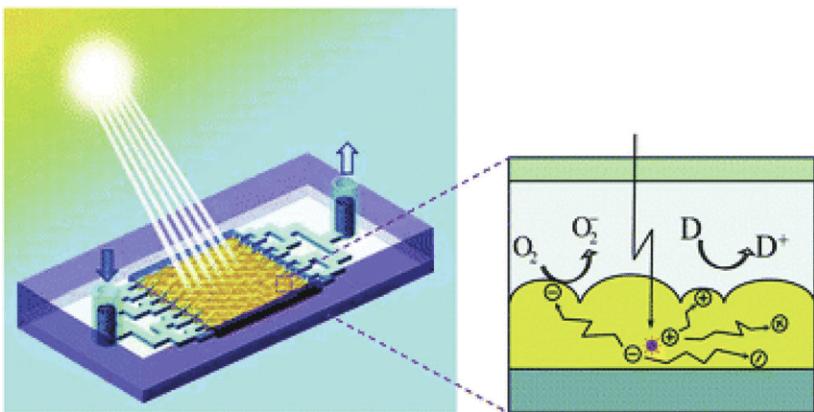
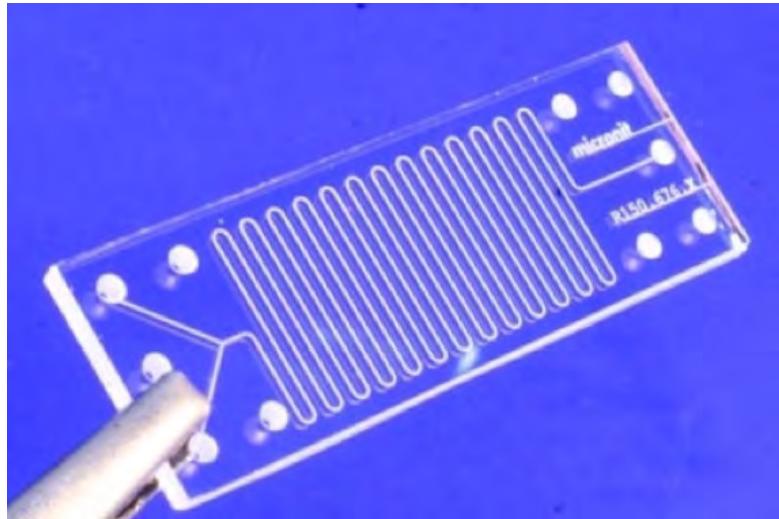
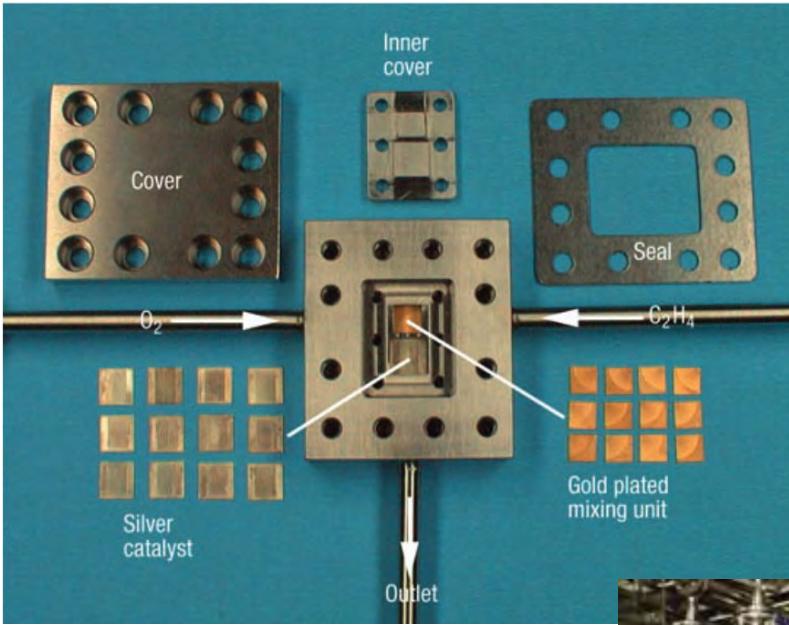


Film tombant



Multi-chambres

# Module 7.2.2: Microréacteurs



■ Cours 2025 UnitOp / Module 7: Les combinaisons de plus d'une classe

Source: 2014, Royal Society of Chemistry.



Plusieurs microréacteurs en parallèles à l'échelle pilote.

Source: <https://cosmic-etc.eu>

# Module 7.2.2 : Considérations de sécurité

Si les opérations mettent en œuvre des solvants inflammables ou dangereux pour la santé ou des particules fines ( $< 500 \mu\text{m}$ ) il convient particulièrement de:

- Mettre à la terre les installations
- Ventiler les équipements
- Travail en zone ATEX si nécessaire ( $\text{PE} < 30^\circ\text{C}$  ou taille des poussières ou particules  $< 500 \mu\text{m}$ )
- Connaitre les limites d'explosivités des solvants utilisés et leur point éclair
- Inerter les installations
- Former les personnes aux équipements
- Maintenance préventive
- Contrôle du niveau de bruit
- Inspection des installations et de leur connections
- Nettoyer régulièrement
- Contrôle des installations sous-pression ou sous-vide