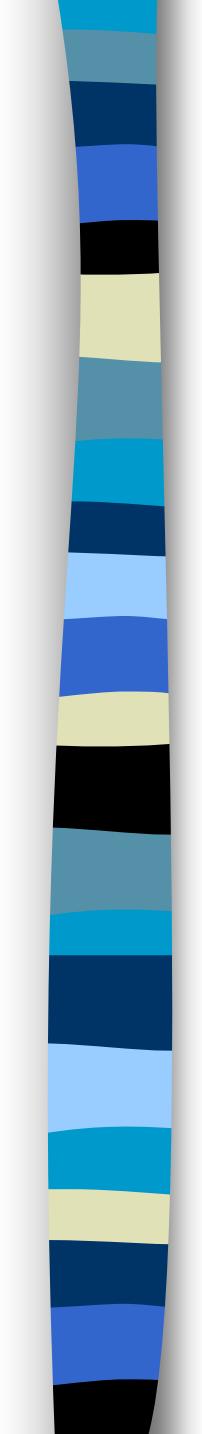


Dimensionnement d'un réacteur agité



Application au transfert thermique



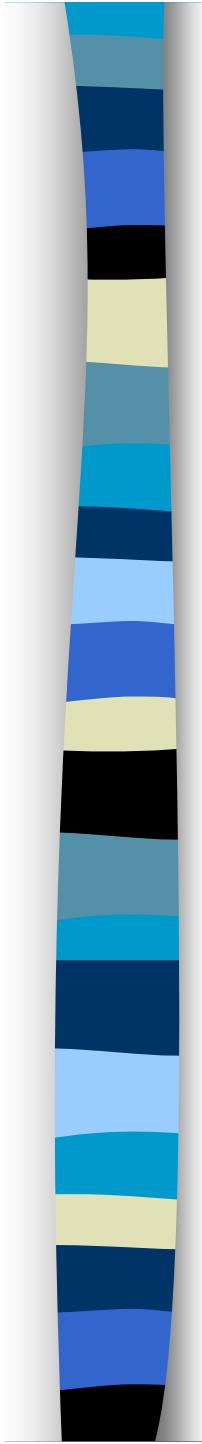
Agitation-Mélange

■ Ce qu'il faut définir

- Géométrie du réacteur (forme, volume, diamètre...)
- Type d'agitateur (axial, radial ...)
- Caractéristiques des agitateurs (puissance, temps de mélange...)

■ Pour quel type d'application

- Mélange de liquides miscibles
- Mélange liquide/solide
- Procédés d'émulsification
- Dispersions gaz/liquide
- Transfert de chaleur



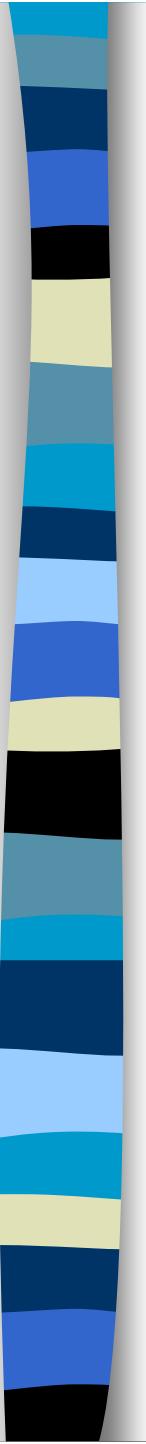
Dans notre cas

- **Ce qu'il faut définir**

- Géométrie du réacteur (forme, volume, diamètre...)
 - Type d'agitateur (axial, radial ...)
 - Caractéristiques des agitateurs (puissance, temps de mélange...)

- **Pour quel type d'application**

- Mélange de liquides miscibles
 - Mélange liquide/solide
 - Procédés d'émulsification (extraction)
 - Dispersions gaz/liquide
 - Transfert de chaleur
 - Séparation de phases liquide



Géométrie du système

- **Géométrie du mobile** (Diamètre D)
- **Géométrie de la cuve** (Diamètre T) D/T
- **Le plus fréquent :**
 - cuve cylindrique à axe vertical
 - Mobile centré sur l'axe de la cuve
(parfois systèmes décentrés ou plusieurs mobiles sur le même axe)
- **Rotation du mobile → rotation du liquide**
→ VORTEX PEU EFFICACE

Nécessité d'introduire des chicanes fixes dans la cuve
(sauf pour certaines opérations particulières)

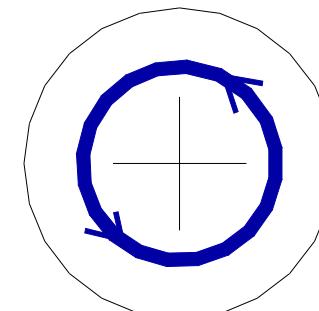
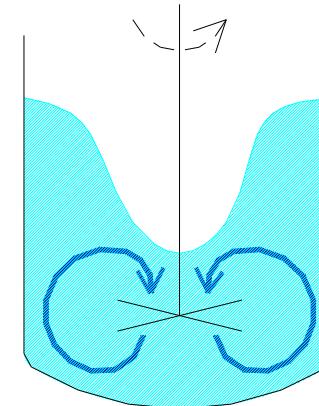
Chicanes ou pas ?

■ Avec chicanes

- Mouvement tangentiel \Rightarrow mouvement axial

■ Sans chicanes

- Vortex si liquides peu visqueux
- Mouvement d'ensemble du liquide



Choix de la cuve

■ Géométrie de la cuve (Diamètre T)

calculé à partir du volume de fluide, puis choix d'une cuve existante (De Dietrich, Pfaudler), en tenant compte des contraintes de tenue des matériaux (corrosion)

■ Le plus fréquent :

- cuve cylindrique à axe vertical
- Mobile centré sur l'axe de la cuve

Nos contraintes:

- mélange de fluides miscibles
- transfert thermique
- dispersion liquide-liquide

- séparation liquide-liquide



Cuve cylindrique à fond bombé



Cuve cylindro-conique

Choix:

appareil flexible, qu'on trouve souvent dans un atelier de chimie fine

Cuvé à fond bombé

Géométrie du système

Cuve standard:

★ hauteur liquide H

$$T = H$$

★ diamètre mobile D

$$D = T / 3$$

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

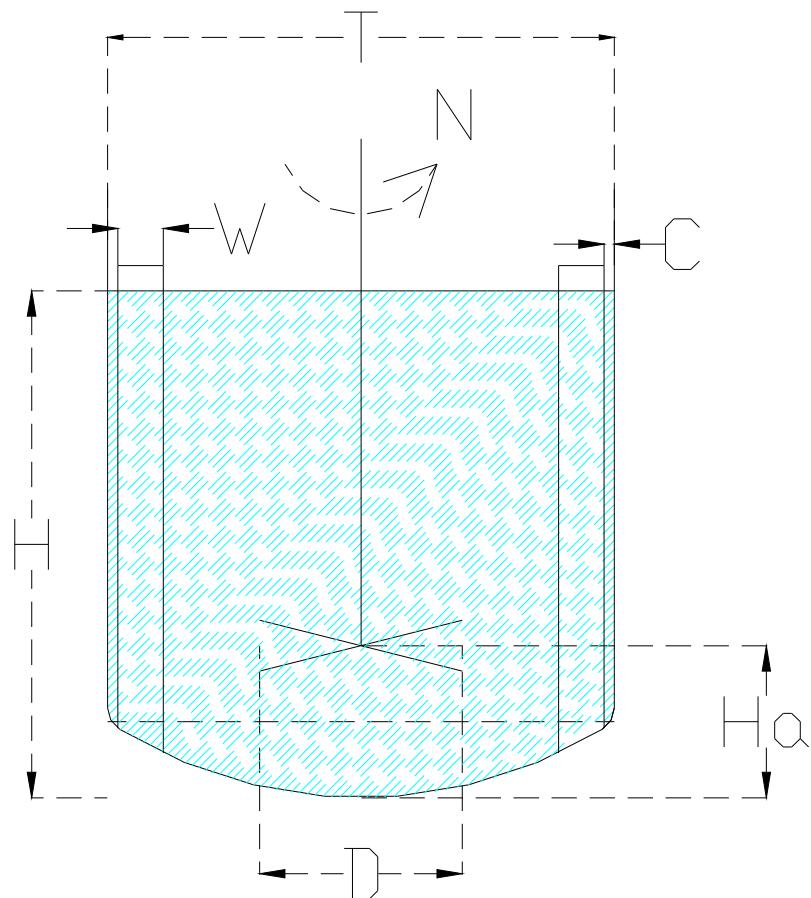
★ Hauteur mobile Ha

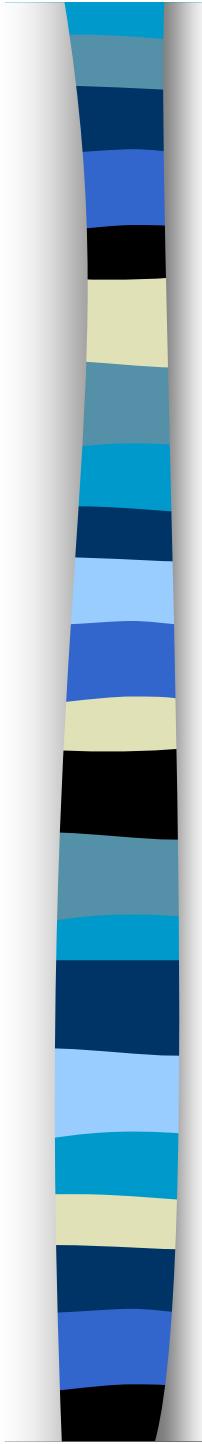
$$Ha = T / 3$$

$$0,1 < Ha/T < 0,5$$

★ Chicanes

$$2 < n_c < 4, W = T/10, C = T/50$$





Les grandes classes de mobiles

- **Mobiles à écoulement axial**
 - Famille des HELICES
- **Mobiles à écoulement radial**
 - Famille des TURBINES
- **Mobiles à écoulements mixtes (axial/radial)**
 - Turbines à pales inclinées
- **Mobiles à écoulement tangentiel**
 - mobiles raclants (ancres)

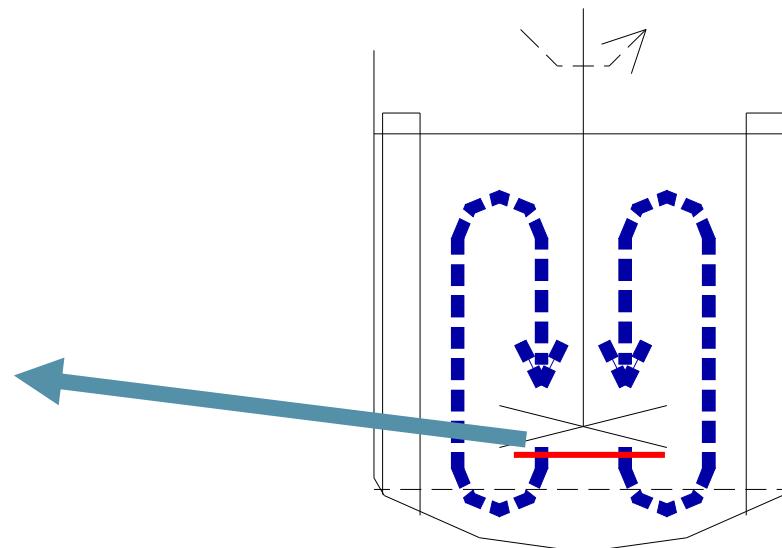
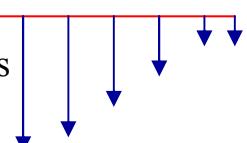
Les grandes classes de mobiles

■ Mobiles à écoulement axial

- Famille des HELICES



Refoulement sous les pales



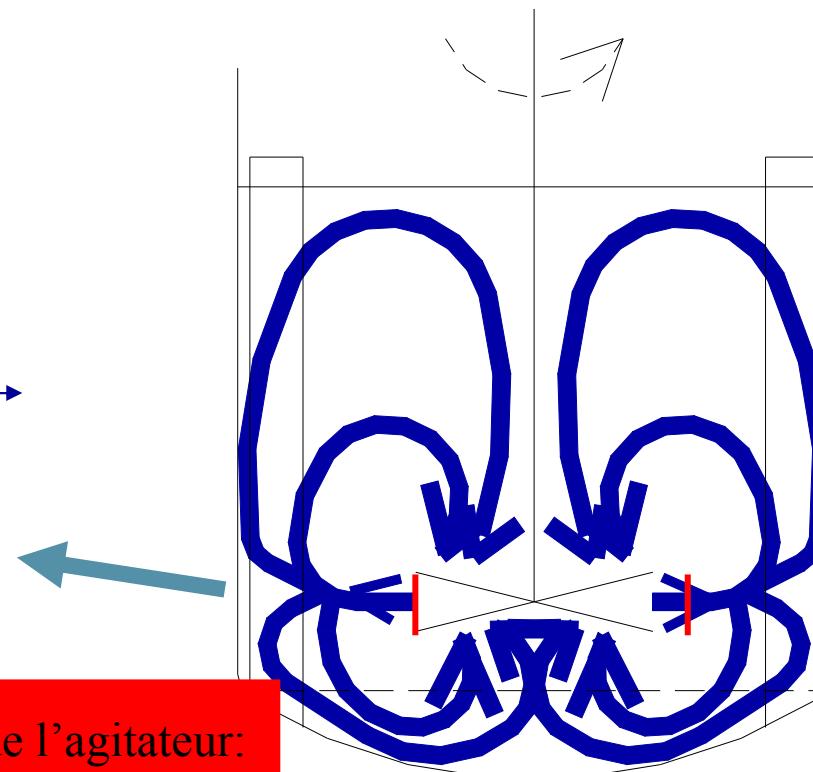
Mouvement au refoulement de l'agitateur:
Axial, de haut en bas près de l'axe
de bas en haut près des parois.
Développement d'1 boucle de circulation

Les grandes classes de mobiles

■ Mobiles à écoulement radial

- Famille des TURBINES

Refoulement à la périphérie



Mouvement au refoulement de l'agitateur:

Radial, de l'agitateur vers les parois.

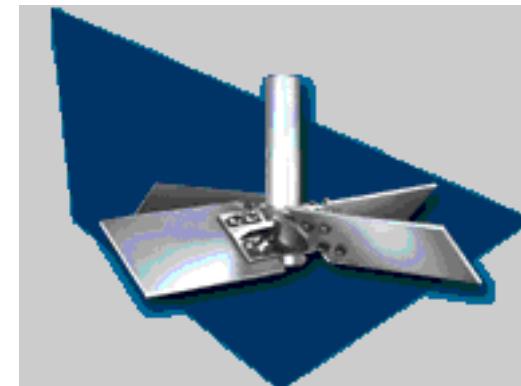
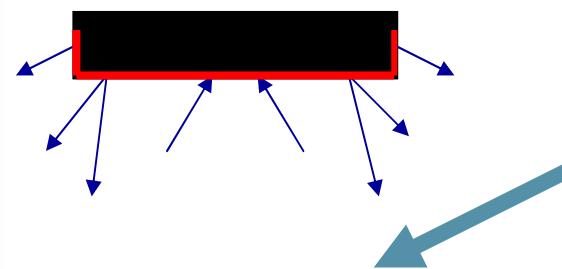
Développement de 2 boucles de circulation:

- petite sous l'agitateur
- grande au dessus

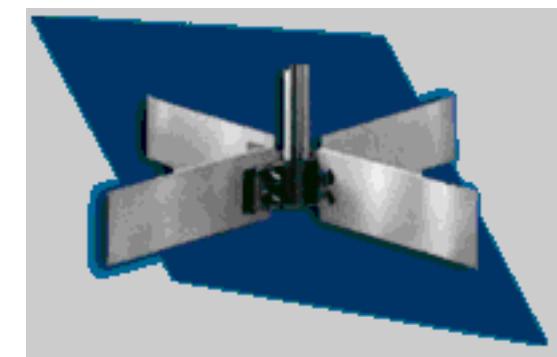
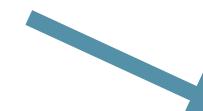
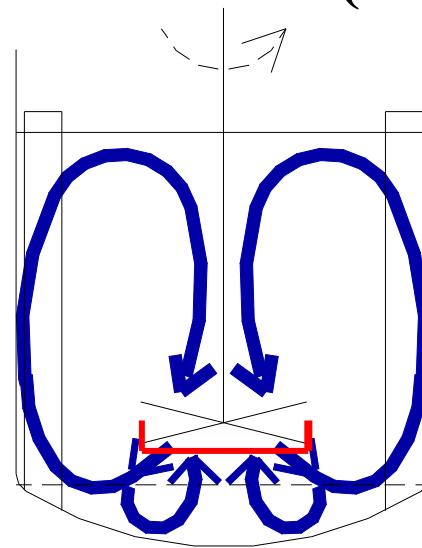
Les grandes classes de mobiles

■ Mobiles à écoulements mixtes (axial/radial)

Refoulement sur 3 cotés



Turbine à pales inclinées

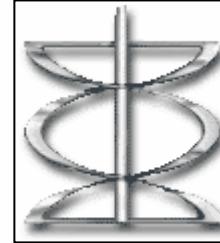


Turbine à pales droites

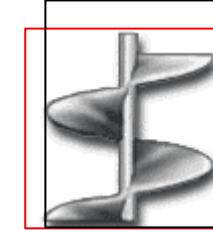
Les grandes classes de mobiles

■Mobiles à écoulements axial de type vis d'archimède

Fluides visqueux



Ruban hélicoïdal



Vis d'archimète

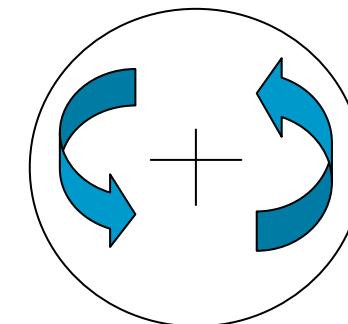
Raclage des parois

Les grandes classes de mobiles

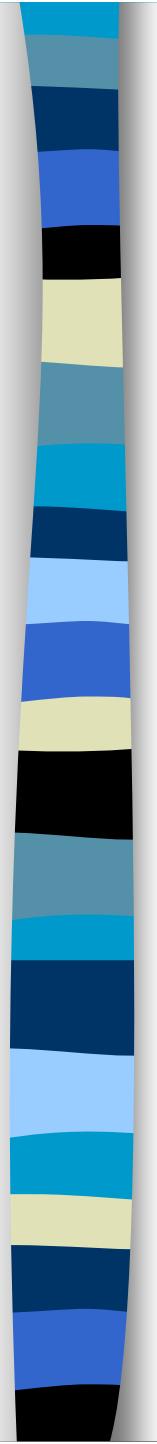
■ **Mobiles à écoulements tangentiel, à grand rayon d'action**

Fluides visqueux

Ancres



Mouvement tangentiel



Choix du mobile

- Fonction de l'objectif
- Fonction des caractéristiques du fluide

Objectif:
Pompage
Turbulence
cisaillement

Caractéristiques:
Viscosité
Mono-multiphasique

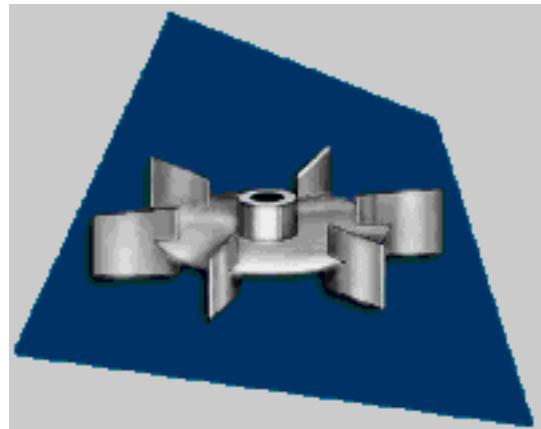
Choix du mobile

- **Mobiles à écoulement axial**
 - Famille des HELICES:
**Circulation importante, faible turbulence, faible cisaillement
Homogénéisation, thermique, suspension liq solide**



Choix du mobile

- **Mobiles à écoulement radial**
 - Famille des TURBINES:
Cisaillement et turbulence importants
Extraction liq liq, dispersion liq liq et gaz liq



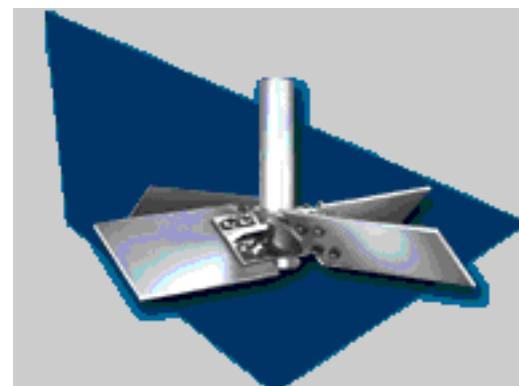
Déconseillé pour le transfert thermique, pour l'homogénéisation

Choix du mobile

- Mobiles à écoulements mixtes (axial/radial)
 - Turbines à pales inclinées

Turbulence moyenne, bonne circulation

Dissolution, cristallisation



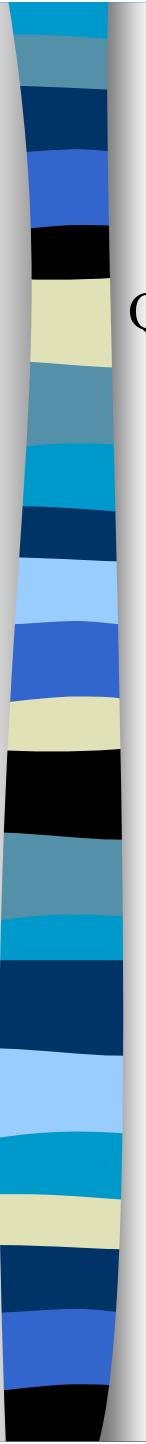
intermédiaire

Choix du mobile

- **Mobiles à écoulement tangentiel**
 - mobiles raclants (ancres)

Mélange médiocre, faibles turbulence
Domaine des fluides visqueux:
homogénéisation, thermique, raclage de paroi





Caractérisation du régime d'écoulement

Quand on peut (fluide peu visqueux) , on préfère se situer en régime turbulent:

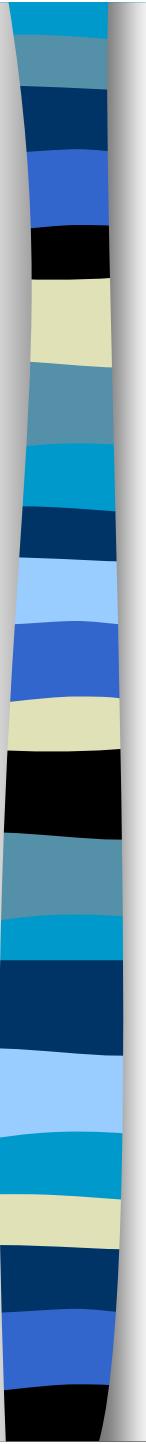
- temps de mélange réduits
- meilleurs échange de matière de chaleur

- Nombre de Reynolds

$$\frac{\text{N D}^2 \rho}{\mu} = Re$$

Régime turbulent: $Re > 10^4$

Régime laminaire: $Re < 10$



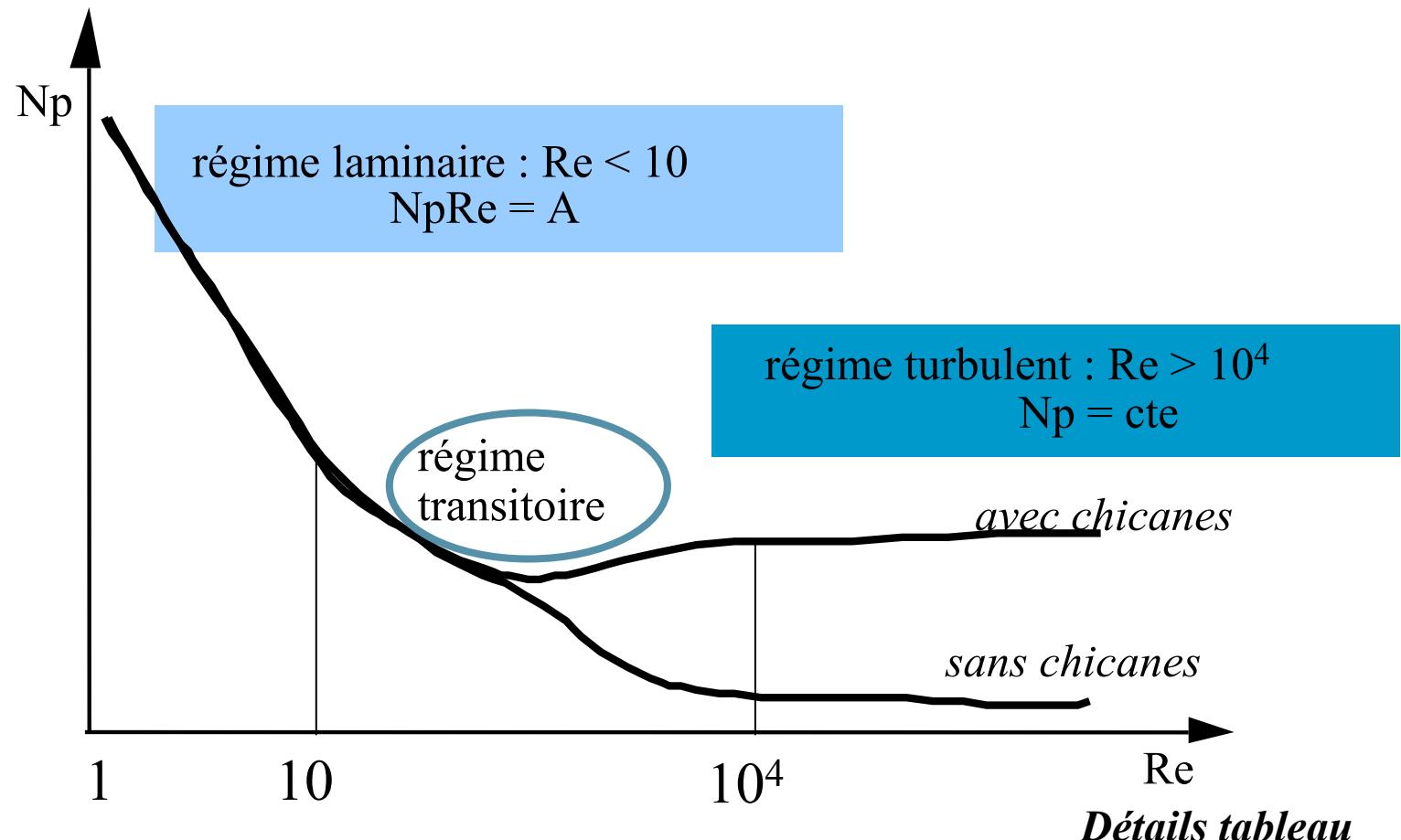
Puissance d'agitation

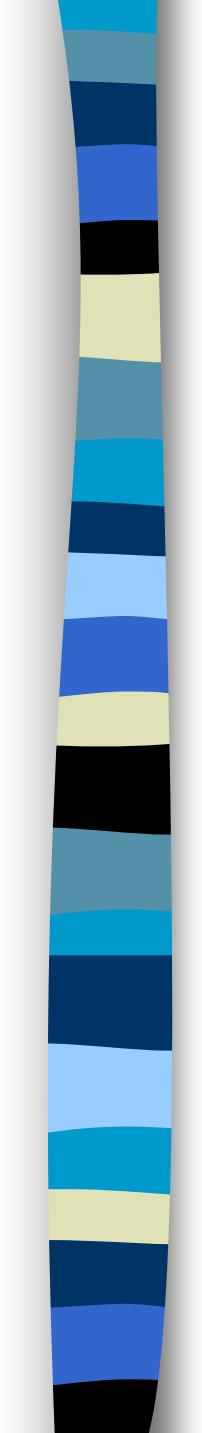
- **Mélange = Opération coûteuse en énergie**
- **Connaître la puissance pour :**
 - Choisir le moteur à installer
 - Comparer les performances de mobiles

$$\frac{P}{\rho N^3 D^5} = Np$$

Relation entre Np et Re

- $Np = f(Re)$





Le nombre de puissance

- C'est une valeur donnée par les constructeurs de matériel
 - souvent en régime turbulent
 - vérifier dans quelle configuration
- Données dans les Techniques de l'Ingénieur
- Pour une hélice $N_p \sim 0,6$ à 1
- Pour une turbine $N_p \sim 5$ (5,5 pour Rushton)

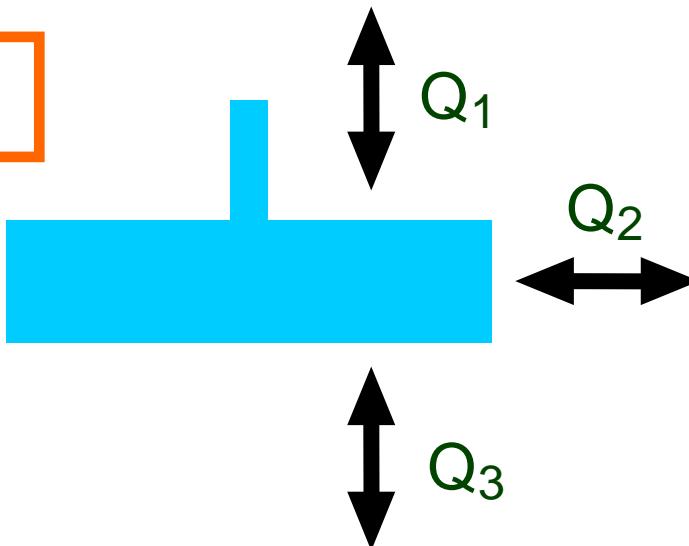


En régime turbulent!!!!

Le pompage

- Débit de pompage : débit de liquide qui passe effectivement dans le mobile d'agitation
 - $Q_p = f(\text{type agitateur, diamètre, } N)$

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = 0$$



Nombre de pompage

$$N_{Qp} = \frac{Q_p}{ND^3}$$

En régime turbulent, $N_{Qp} = \text{constante}$

Le débit de circulation

- Existence d'un débit d'entrainement Q_e induit par le débit de pompage (débit entraîné par frottement visqueux)
- **Débit de circulation** $Q_c = Q_e + Q_p$

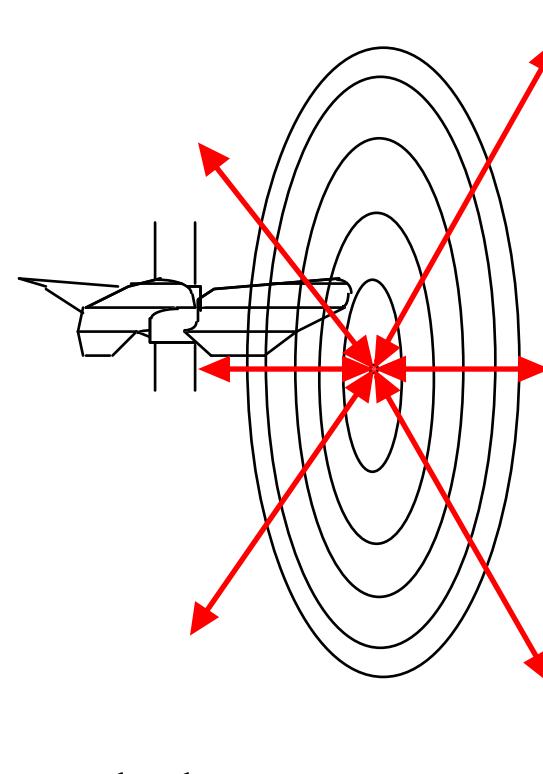
Débit de circulation =

somme des débits entre tous les nœuds de circulation et une frontière physique de l'installation

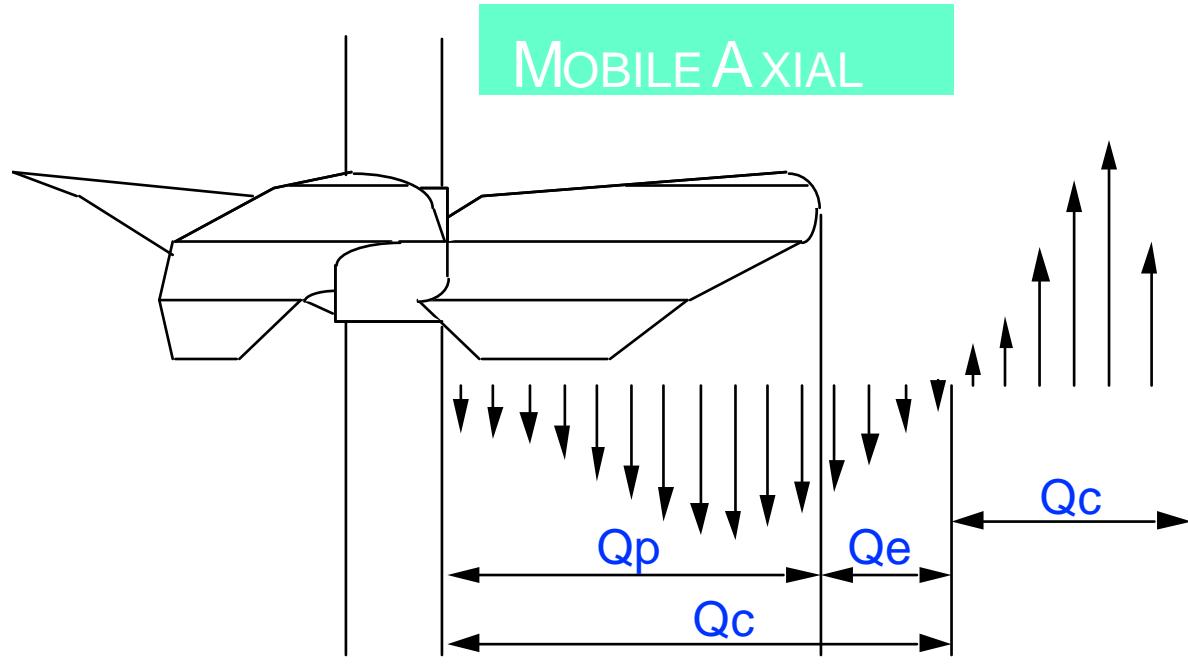
- **Nombre de circulation**

$$N_{Qc} = \frac{Q_c}{ND^3}$$

- N_{Qc} est une constante en régime turbulent



Pompage et circulation

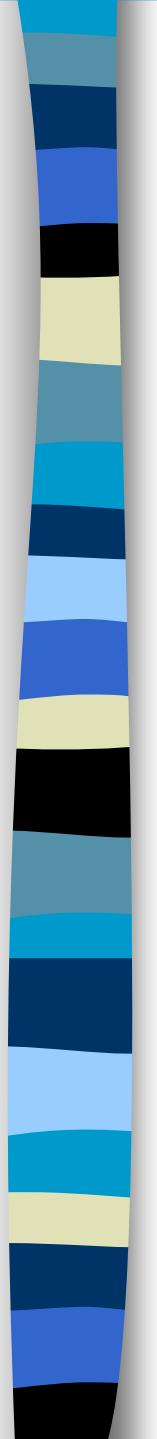


$$Q_c = Q_p + Q_e$$

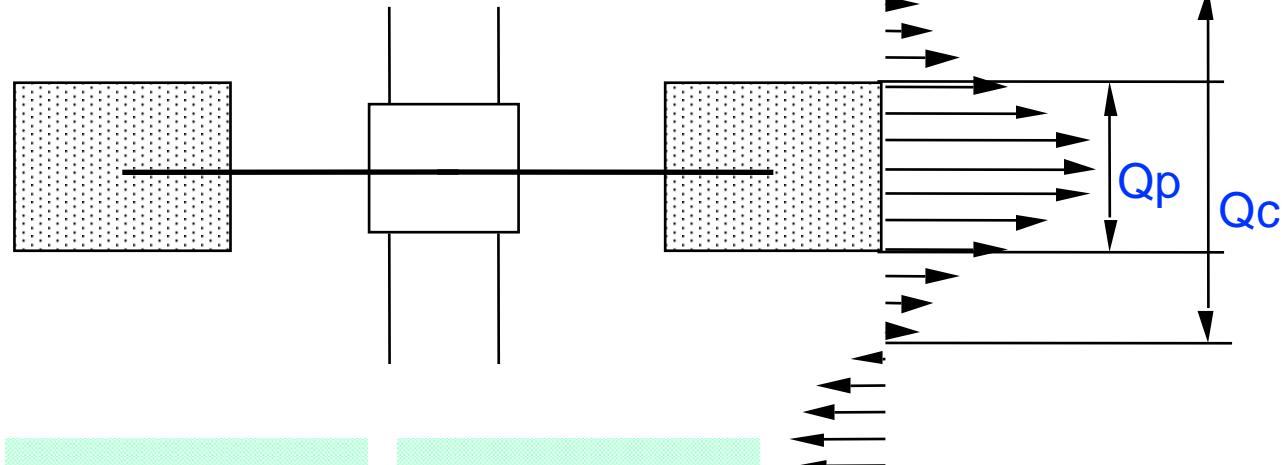
$$N_{Qp} = \frac{Q_p}{ND^3}$$

$$N_{Qc} = \frac{Q_c}{ND^3}$$

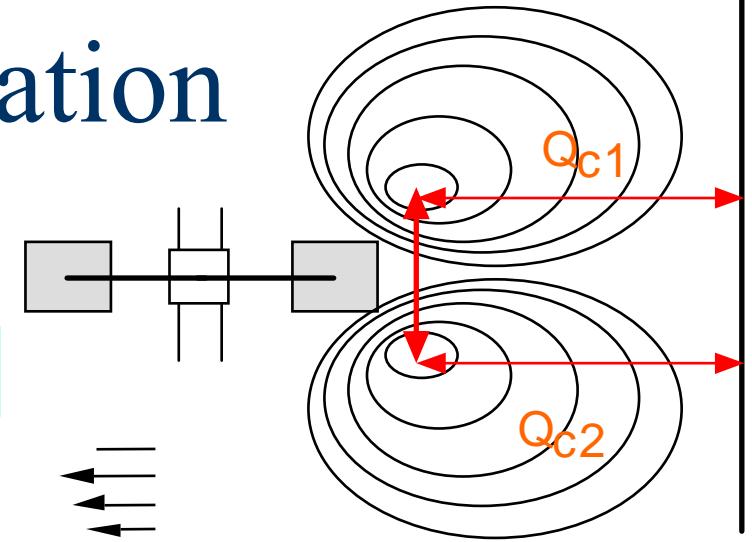
Pompage et circulation

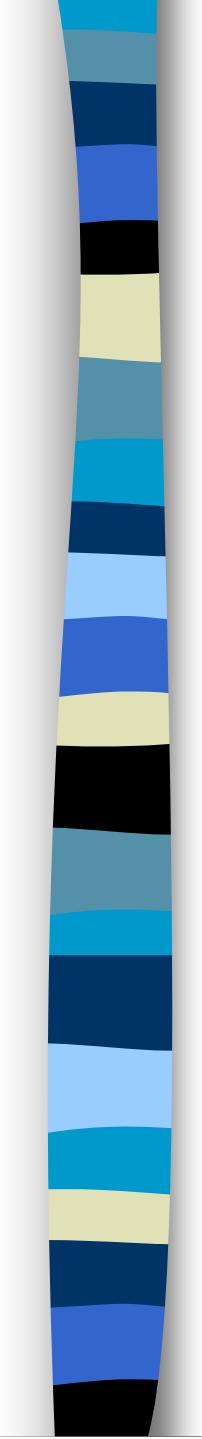


MOBILE RADIAL



$$Qc = Qp + Qe$$





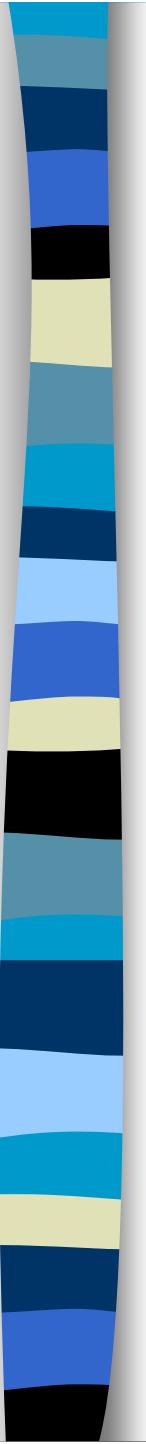
Dans notre cas

Circulation = Pompage + Entraînement

N_{QP} = cste donnée par constructeur

Hélices

$Q_C = 1,2 \text{ à } 1,5 Q_p$



Homogénéisation: Le temps de mélange

- Définition : c'est le temps nécessaire pour obtenir un degré « satisfaisant » de mélange
- Le temps est utile pour estimer la durée minimale d'une opération ou pour dimensionner une installation en continu

Régime d'écoulement turbulent

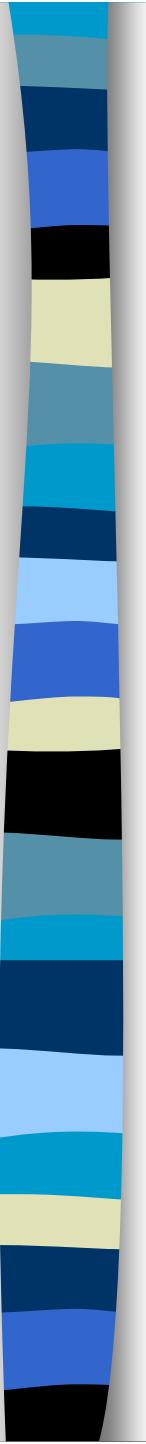
$$N \cdot t_c = \text{cte (géométrie)}$$

$$N \cdot t_m = \text{cte (géométrie)}$$

Bon mélange : $t_m = 3 \text{ à } 4 \text{ fois } t_c$

sinon zones mortes ou mal mélangées, compartimentage,

...



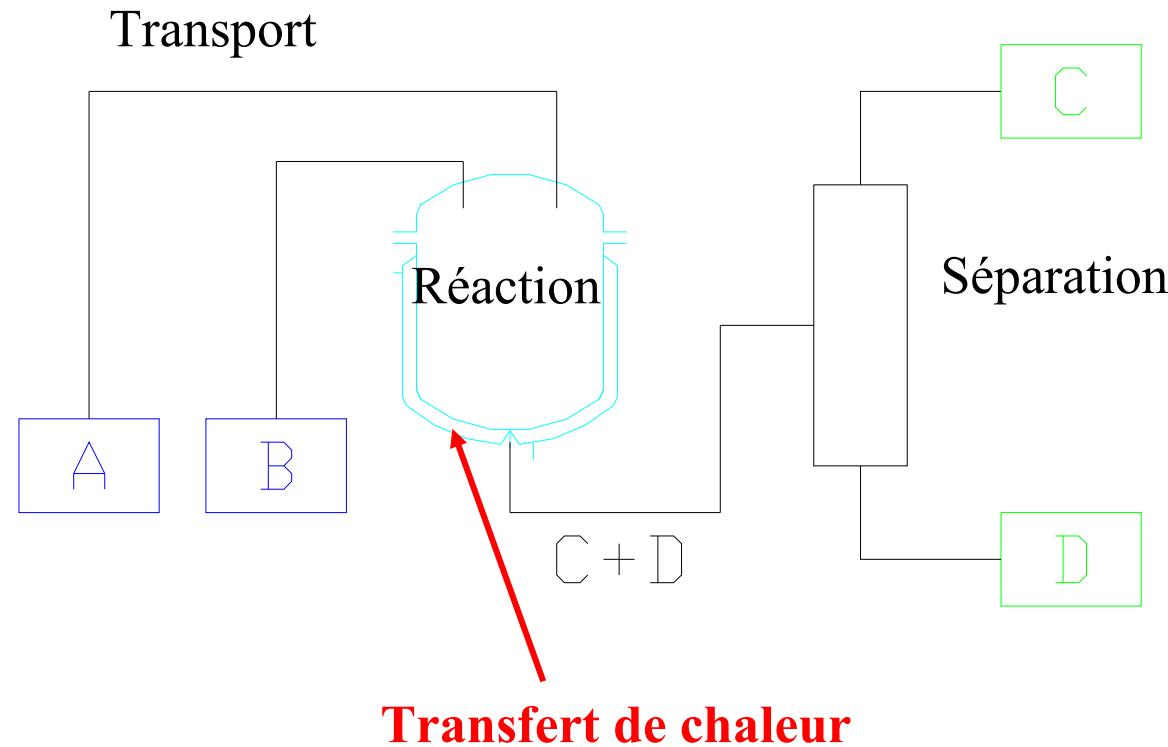
Temps de mélange, de circulation

$$N.t_m = K (T/D)^a$$

$$N.t_c = \alpha K (T/D)^a$$

- Rushton: $N.tm = 4 (T/D)^2$
- Hélice marine: $N.tm = 6 (T/D)^2$
- Hélice multiplans mixel:
 - **N.tm = 20 TT**
 - **N.tm = 25 TTP**
 - **N.tm = 42 TTM**

Le Transfert thermique



- Montée en température avant réaction
- Maintien en température pendant la réaction
- Refroidissement avant séparation



- Apport du fluide thermique adéquat
- Système de régulation adapté

Rôle du dispositif de transfert

- Maintien en température, Refroidissement ou montée en température d'un mélange

- Forts écarts de températures au cours du procédé
- Modifications des propriétés physiques du mélange: v



Cuve agitée = Pas seulement un échangeur de chaleur

■ Equation de base du transfert

Equation générale de transfert de chaleur entre le fluide contenu dans le réacteur et le fluide caloporteur:

$$\Phi = U \cdot A \cdot \Delta T$$

U = coef. global d'échange ($\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$)

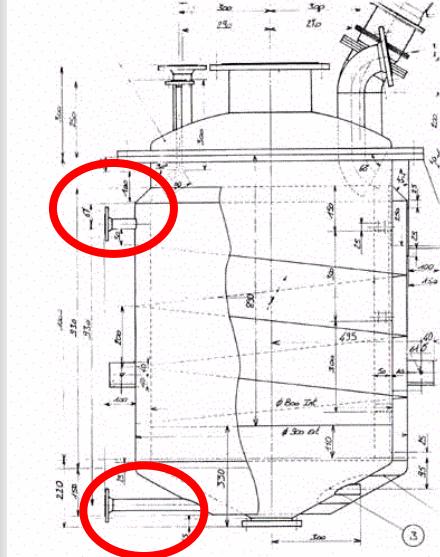
Φ = Flux de chaleur (W)

A = aire d'échange (m^2)

$\Delta T = (T_i - T_e)$ avec $T_i = T^\circ$ du fluide dans le réacteur

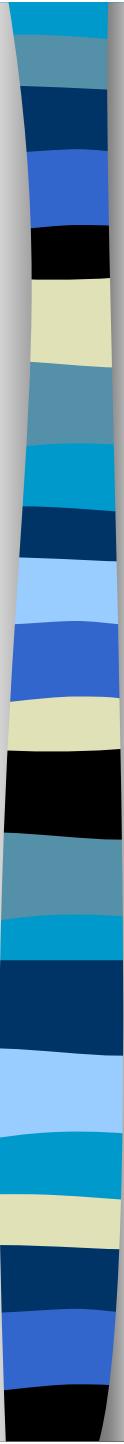
$T_e = T^\circ$ du fluide caloporteur

Chaleur transférée grâce à:



Double enveloppe

Serpentin intérieur Serpentin extérieur/demi coquille



■ Ordre de grandeur de U en fonction du type de cuve

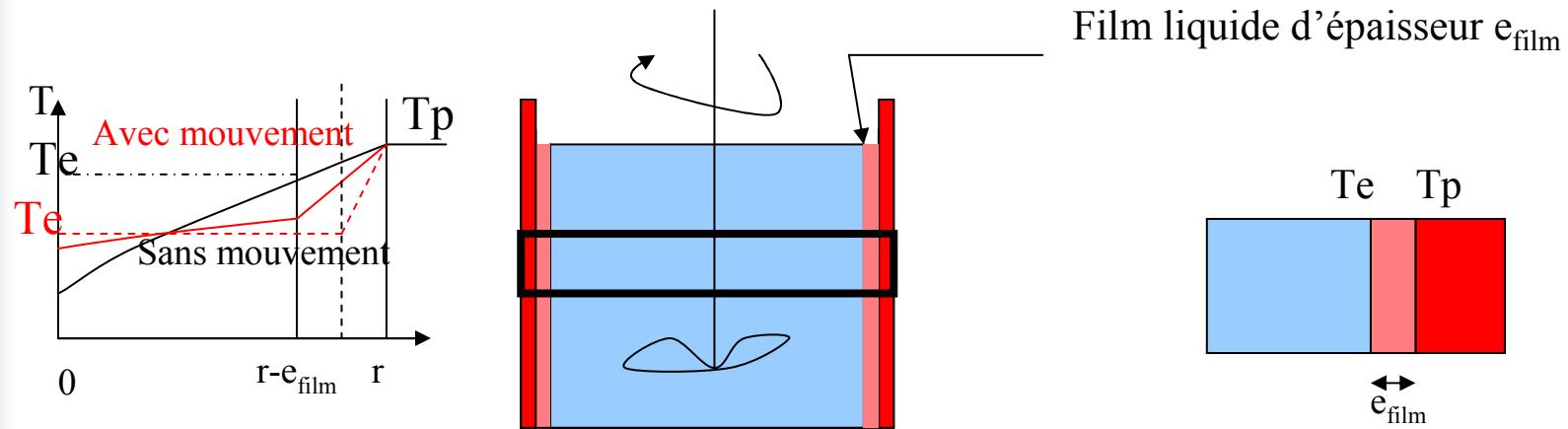
Type de cuve	chauffage	refroidissement
Double enveloppe acier	400 à 900	150 à 600
Double enveloppe émail	200 à 700	100 à 350
Serpentin extérieur	600 à 1100	200 à 700
Serpentin intérieur	600 à 1500	250 à 800

Coefficient global d'échange U ($\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$)
d'après le « Process Heat Transfer », Hewitt, Shires, Bott

! Ce ne sont que des ordres de grandeur !

Fluides visqueux → U plus faibles
Vitesses de rotation élevées → U plus forts

■ Rôle de l'agiteur



Flux transféré sur un élément de volume dV correspondant à une aire d'échange dA :

$$d\Phi = \frac{\lambda \cdot dA}{e_{\text{film}}} dT$$

dA : Surface de contact

$d\Phi$: Transfert de chaleur

λ : conductivité thermique du fluide

e_{film} : épaisseur du film

dT : différence de température ($T_p - T_e$)

Rôle de l'agitation:

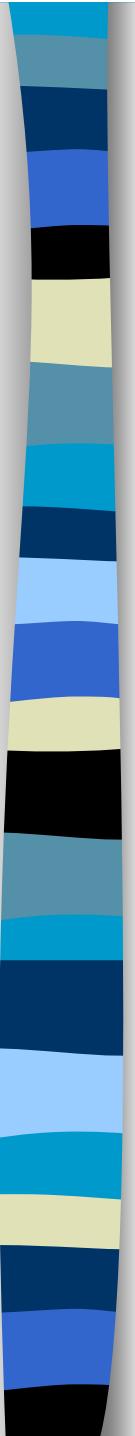
Diminuer la résistance au transfert

En diminuant l'épaisseur du film,

En renouvelant le film liquide.

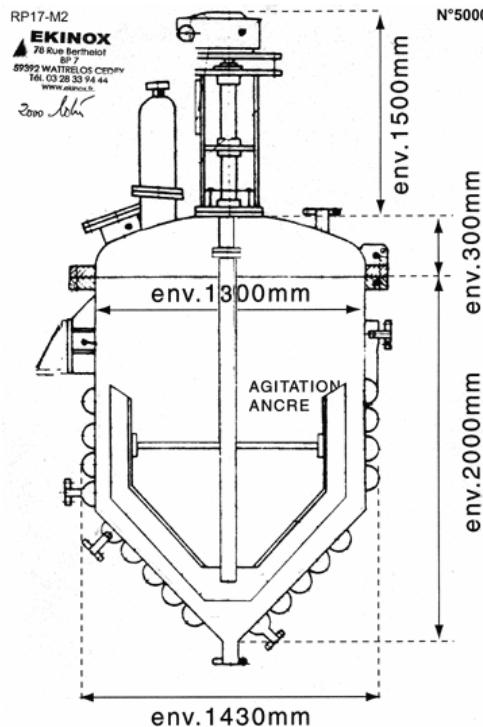
■ Rôle de l'agitateur

- Création d'une bonne circulation du fluide
- Augmentation des échanges au niveau de la surface d'échange

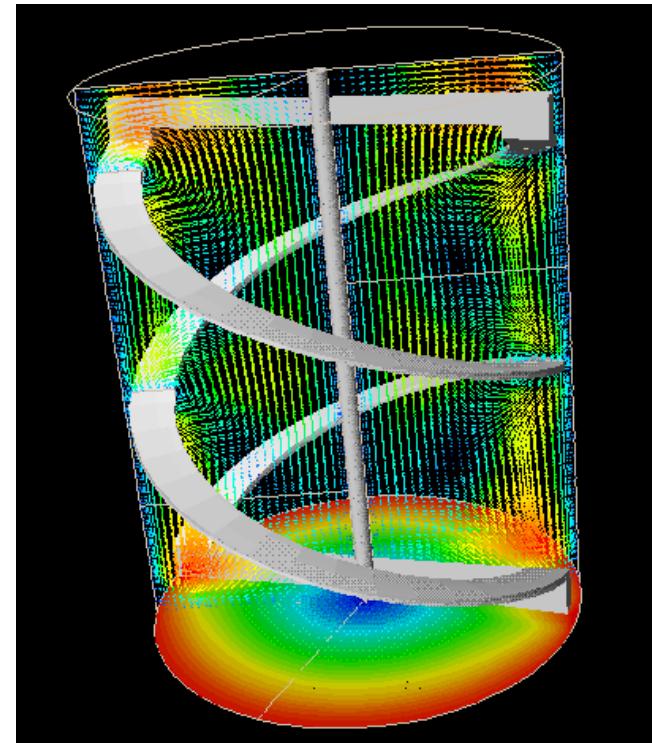
- 
- Agitateurs de « proximité »
proches de la paroi de la cuve
perturbation de la sous-couche visqueuse
- Agitateurs de « cœur »
au cœur du fluide
mouvement global du fluide se transmettant
au niveau de la paroi

■ Différents types d'agitateurs

- Agitateurs de « proximité »



Ancre



Ruban hélicoïdal

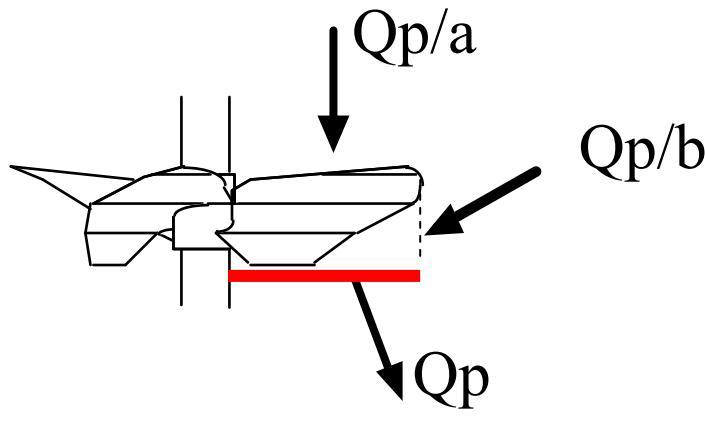
Distance entre la paroi et l'agitateur = 5% diam cuve

■ Différents types d'agitateurs

➤ Agitateurs de « cœur »

Préférence aux agitateurs qui favorisent le mouvement:
Bon débit de pompage et de circulation

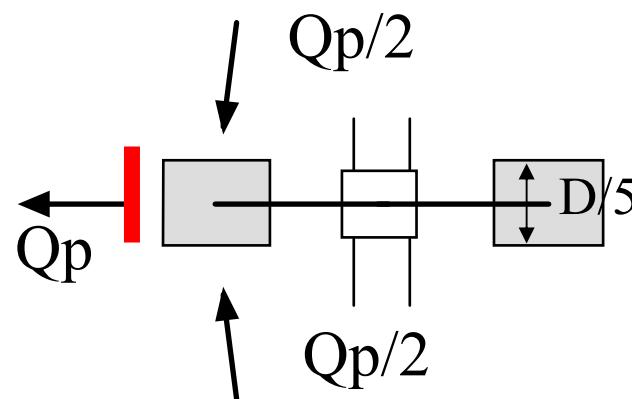
MOBILE AXIAL



Q_p axial
 V

Q_p radial

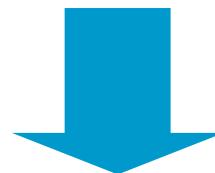
MOBILE RADIAL



■ Différents types d 'agitateurs

- Agitateurs de « cœur »

Préférence aux agitateurs qui favorisent le mouvement:
Bon débit de pompage et de circulation



Agitateur à refoulement axial

■ Différents types d'agitateurs

➤ Agitateurs de « cœur »

Préférence aux agitateurs qui favorisent le mouvement:
Bon débit de pompage et de circulation

Agitateur à refoulement axial

! Le transfert n'est pas toujours le seul rôle de l'agitateur !



D'autres types d'agitateurs possibles

Turbines, mobiles à écoulement mixte

■ Choix du type d'agitateur

Fonction {

- De la viscosité du fluide
- Du type d'écoulement

Agitateurs de proximité	→	Fluides visqueux Ecoulement laminaire
Agitateurs de cœur	→	Fluides peu visqueux Ecoulement turbulent

■ Choix du type d'agitateur

➤ Ancres et rubans hélicoïdaux

type	Re	v ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$)	commentaires
ancre	> 50	20 à 100	tous les liquides
ruban	< 50	100 à 1000	pas les fluides très « non newtoniens »

➤ Hélices et turbines

type	Re	v ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$)	commentaires
turbines	> 50	< 20	dispersions
hélices	> 100	< 10	Monphasique et solide-liquide

Calcul du coefficient global d'échange

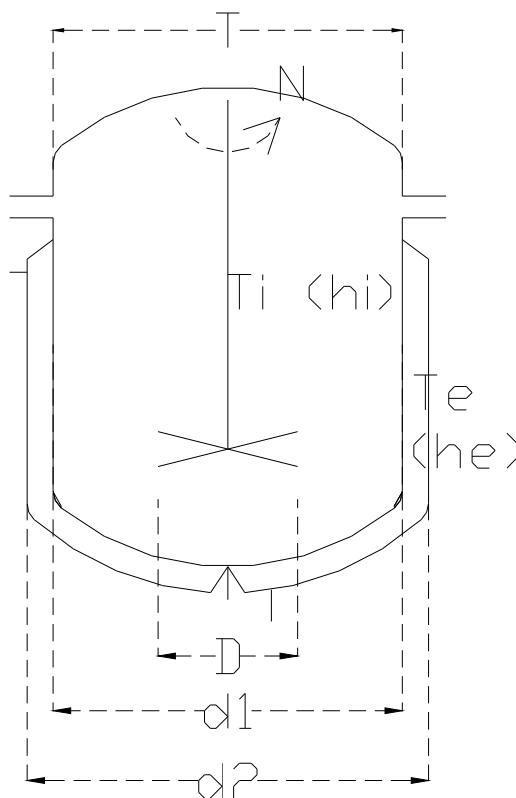
$$1/U = 1/h_i + e/\lambda + 1/h_e$$

Calculs de h_i et h_e suivant la configuration

➤ $h_i \left\{ \begin{array}{l} \text{Double enveloppe ou serpentin extérieur} \\ \text{Serpentin intérieur} \end{array} \right.$

➤ $h_e \left\{ \begin{array}{l} \text{Double enveloppe ou serpentin extérieur} \\ \text{Serpentin intérieur} \end{array} \right.$

■ Cuve équipée d 'une double enveloppe



d_1 = diam. ext. cuve ($d_1 = T + 2e$)

d_2 = diam. int. double enveloppe

T_i = T° liq dans la cuve

T_e = T° fluide double enveloppe

h_i = coef d'échange par convection

Liq-paroi interne du réacteur

h_e = coef d'échange par convection

Fluide double enveloppe-paroi externe réacteur

λ = conductivité thermique paroi

e = épaisseur de la cuve

Calcul de h_i :

analyse dimensionnelle

$$Nu = C \cdot Re^a \cdot Pr^b \cdot Vis^c$$

$$Nu = \frac{h_i T}{\lambda}$$

$$Re = \frac{ND^2 \rho}{\mu}$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda}$$

$$vis = \frac{\mu}{\mu_p}$$

Propriétés du fluides à Ti

Calcul de h_i

$$Nu = C \cdot Re^a \cdot Pr^b \cdot Vis^c$$

Configuration standard

auteurs	agitateur	remarque	C	a	b	c
Nagata et col	turbines	Pas de chicane	0,54	2/3	1/3	0,14
Brooks et Su	turbines		0,74	2/3	1/3	0,14
Nagata et col	Type axial	Pas de chicane	0,37	2/3	1/3	0,14
Strek et col	Type axial		0,5	2/3	1/3	0,14
Nagata et col	Ruban hélicoïdal	$Re > 1000$	0,42	2/3	1/3	0,14
		$1 < Re < 1000$	4,2	1/3	1/3	0,2
Nagata et col	ancre		1,5	1/2	1/3	0,14
Brown et col	ancre		0,55	0,67	0,25	0,14

Calcul de h_i

$$Nu = C \cdot Re^a \cdot Pr^b \cdot Vis^c$$

Configuration standard

auteurs	agitateur	remarque	C	a	b	c
Nagata et col	turbines	Pas de chicane	0,54	2/3	1/3	0,14
Brooks et Su	turbines		0,74	2/3	1/3	0,14
Rôle de l'agitateur; attention à la puissance consommée						
Nagata et col	Type axial	Pas de chicane	0,37	2/3	1/3	0,14
Strek et col	Type axial		0,5	2/3	1/3	0,14
Nagata et col Ruban hélicoïdal						
		Re > 1000	0,42	2/3	1/3	0,14
		1 < Re < 1000	4,2	1/3	1/3	0,2
Nagata et col	ancre		1,5	1/2	1/3	0,14
Brown et col	ancre		0,55	0,67	0,25	0,14

Calcul de hi

$$Nu = C \cdot Re^a \cdot Pr^b \cdot Vis^c$$

Configuration standard

auteurs	agitateur	remarque	C	a	b	c
Nagata et col	turbines	Pas de chicane	0,54	2/3	1/3	0,14
Brooks et Su	turbines		0,74	2/3	1/3	0,14
Nagata et col	Type axial	Pas de chicane	0,37	2/3	1/3	0,14
Strek et col	Type axial		0,5	2/3	1/3	0,14
Nagata et col	Ruban hélicoïdal	Re > 1000 1 < Re < 1000	0,42 4,2	2/3 1/3	1/3 1/3	0,14 0,2
Nagata et col	ancre		1,5	1/2	1/3	0,14
Brown et col	ancre		0,55	0,67	0,25	0,14

Influence de la viscosité du fluide**Influence de la géométrie**

Calcul de h_i

$$Nu = C \cdot Re^a \cdot Pr^b \cdot Vis^c$$

Formules faisant intervenir les paramètres géométriques

Exemple pour une cuve équipée d'une hélice

$$Nu = 0,55 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \cdot vis^{0,14} \cdot \left(\frac{D}{T} \right)^{-0,25} \cdot \left(\frac{Ha}{H} \right)^{0,15}$$

Calcul de h_e

- Chauffage à la vapeur d'eau saturée (condensation):
 $h_e \sim 5000 \text{ kcal.h}^{-1}\text{m}^{-2}.\text{K}^{-1}$
- Utilisation d'eau, de saumure, d'un fluide thermique:
 $Nu = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \cdot Vis^{0,14}$

avec $Re = \frac{Deqv}{\mu} > 2000$

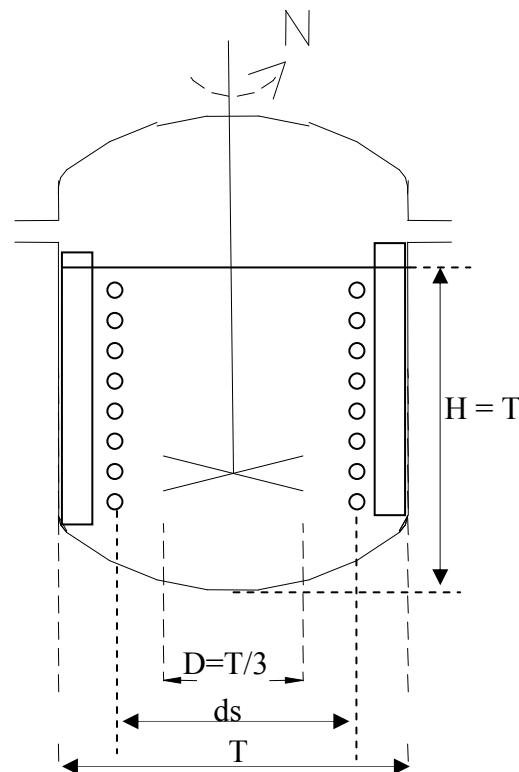
$$Nu = \frac{h_e Deq}{\lambda}$$

$Deq = 4 \cdot \text{section de passage/périmètre mouillé} = (d_2^2 - d_1^2) / (d_2 + d_1)$

$v = \text{débit/sect. passage}$

N.B.: dans une double enveloppe, v de l'ordre de $0,06 \text{ m.s}^{-1}$

■ Cuve équipée d'un serpentin intérieur



Diamètre du tube: $dt = T/30$

Espacement entre tubes(axe/axe): $dg = dt$

Distance paroi/axe tubes: $xb = T/12$

Distance paroi/chicanes = $T/75$ ou $T/50$

Diamètre spirale: ds

Calcul de h_i

$$Nu = C \cdot Re^a \cdot Pr^b \cdot Vis^c$$

Configuration standard

auteurs	agitateur	remarque	C	a	b	c
Nagata et col	turbines	Pas de chicane	0,08	0,56	1/3	0,14
Nagata et col	turbines		0,03	0,67	1/3	0,14
Nagata et col	Type axial	Pas de chicane	0,05	0,62	1/3	0,14
Oldshue	Type axial		0,016	0,67	0,37	0,14

$$Nu = \frac{h_i d_i}{\lambda}$$

$$Re = \frac{ND^2 \rho}{\mu}$$

$$Pr = \frac{cp\mu}{\lambda}$$

Attention à la définition des nbres adimensionnels!

Calcul de hi

$$Nu = C \cdot Re^a \cdot Pr^b \cdot Vis^c$$

$$Nu = \frac{hidi}{\lambda}$$

$$Re = \frac{ND^2\rho}{\mu}$$

$$Pr = \frac{cp\mu}{\lambda}$$

Attention à la définition des nbres adimensionnels!

di = diam ext. serpentin ou diamètre cuve



aucun sens physique

Voir les relations plus précises dans les tableaux

Calcul de h_e

- Cuve équipée d'un serpentin intérieur

Même démarche que calcul dans un tube droit (voir transfert thermique)

Augmentation du transfert
causé par les turbulences additionnelles dues au mouvement circulaire

$$h_{e_{\text{serpentin}}} = h_{e_{\text{tubedroit}}} \left(1 + 3,5 \frac{dt}{ds} \right)$$

dt = diamètre interne du tube et ds = diamètre de la spirale

Calcul de h_e

Rappel: calcul de h dans un tube droit

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (1)$$

$$Nu = \frac{h e d t}{\lambda}$$

$$Re = \frac{\rho d u p}{\mu}$$

$$Pr = \frac{c p \mu}{\lambda}$$

Relation (1) applicable si:

$$0,7 < Pr < 160$$

$$Re > 10\ 000$$

$$L/dt > 10$$

Et maintenant?

Rappelez-vous du cas d'une distillation en discontinu

Bouilleur = réacteur agité

Volume utile = 1500 l

Aire d'échange = 4,6 m² (1 m² de fond + 3,6 m² aux parois verticales)

Chauffage avec de la vapeur d'eau à 2bars ($T = 120^\circ\text{C}$)

T_i cuve = 20°C

T_f cuve = 73,5 °C (moitié du volume évaporé)

Choix du coefficient global d'échange, $U = 350 \text{ W.m}^{-2}.\text{°C}^{-1}$

Questions:

- U réaliste? De quoi est-il fonction? Faire le calcul numérique et valider (ou pas) la valeur.
- temps de chauffe pour passer de la température ambiante à 73,5 °C?