

Source: <https://www.sciencesetavenir.fr/sante>

MODULE 3 :

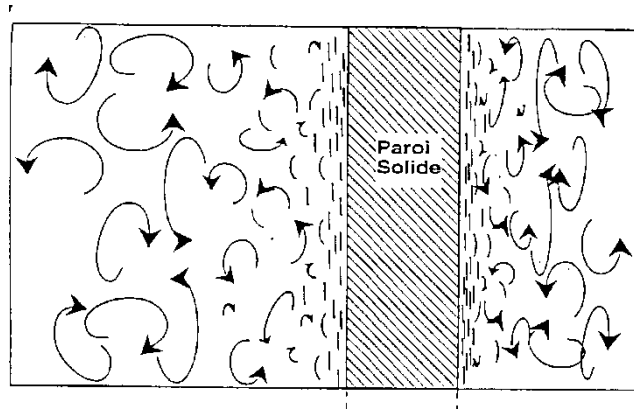
Les procédés
faisant intervenir
le transfert de
chaleur

Module 3.1

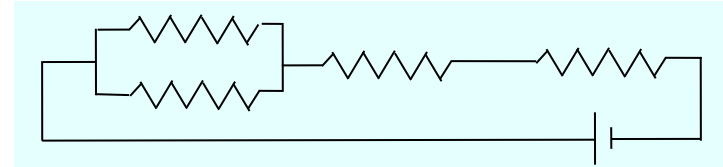
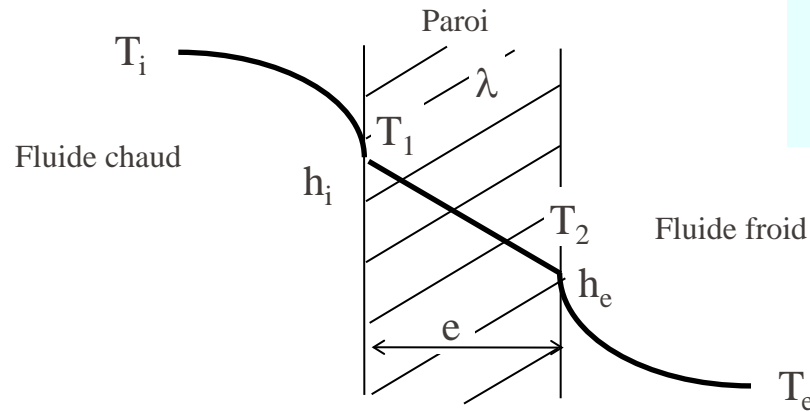
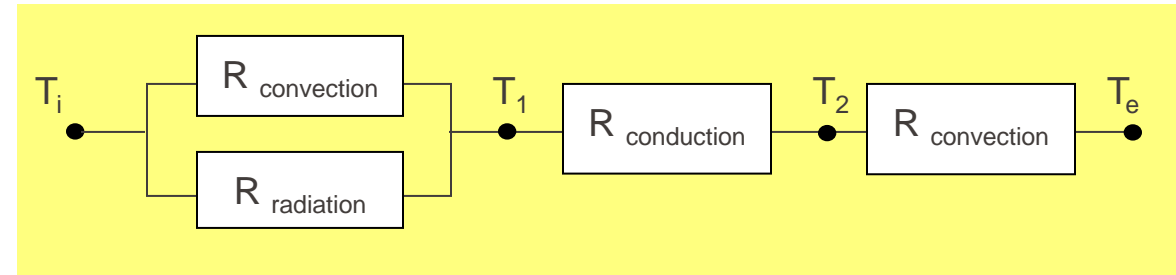
3.1 Le transfert de chaleur

3.1.1 Théorie du transfert

Module 3.1: Le coefficient de transfert – cas idéal



Théorie du double film



$$q = \frac{\Delta T}{\Sigma R_{th}}$$

$$I = \frac{\Delta U}{\Sigma R_{él}}$$

$$\dot{Q} = \frac{T_i - T_e}{\frac{1}{Ah_i} + \frac{e}{\lambda A} + \frac{1}{Ah_e}} = U A \Delta T$$

$$\dot{Q} = A h_i (T_i - T_1) = \frac{\lambda A}{e} (T_1 - T_2) = A h_e (T_2 - T_e)$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{e}{\lambda} + \frac{1}{h_e}$$

U : coefficient global de transfert de chaleur [W·m⁻²·K⁻¹]

Module 3.1: Le coefficient de transfert global

L'équation générale de U pour un tube, basée sur sa surface externe, est donnée par :

- U* : coefficient global de transfert de chaleur, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$
- h_e* : coefficient de transfert de chaleur du film externe, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$
- h_i* : coefficient de transfert de chaleur du film interne, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$
- R_{en}* : résistance thermique due à l'encrassement des surfaces d'échange, $W^{-1} \cdot m^2 \cdot K$
- λ* : conductivité thermique, $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$
- d_e* : diamètre externe du tube, *m*
- d_i* : diamètre interne du tube, *m*

$$U = \left(\frac{d_e}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{d_e \ln \left(\frac{d_e}{d_i} \right)}{2\lambda} + \frac{1}{h_e} + R_{en} \right)^{-1}$$

Fluide	<i>R_{en}</i> (m ² K W ⁻¹)
Eau de mer (<50°C)	10 ⁻⁴
Eau de mer (>50°C)	2·10 ⁻⁴
Eau de ville à T < 50°C	2·10 ⁻⁴
Eau de ville à T > 50°C	3.5·10 ⁻⁴
Eau traitée pour chaudière	2·10 ⁻⁴
Eau déminéralisée	9·10 ⁻⁵
Vapeur d'eau non grasse	10 ⁻⁴
Vapeur d'eau grasse	2·10 ⁻⁴

Fluide	<i>R_{en}</i> (m ² K W ⁻¹)
Liquides réfrigérants	1.8·10 ⁻⁴
Fioul	9·10 ⁻⁴
Essence, kérosène	2·10 ⁻⁴
Air industriel	3.5·10 ⁻⁴
Huile lubrifiante	2·10 ⁻⁴
Produits de combustion gazeux	20 à 70·10 ⁻⁴

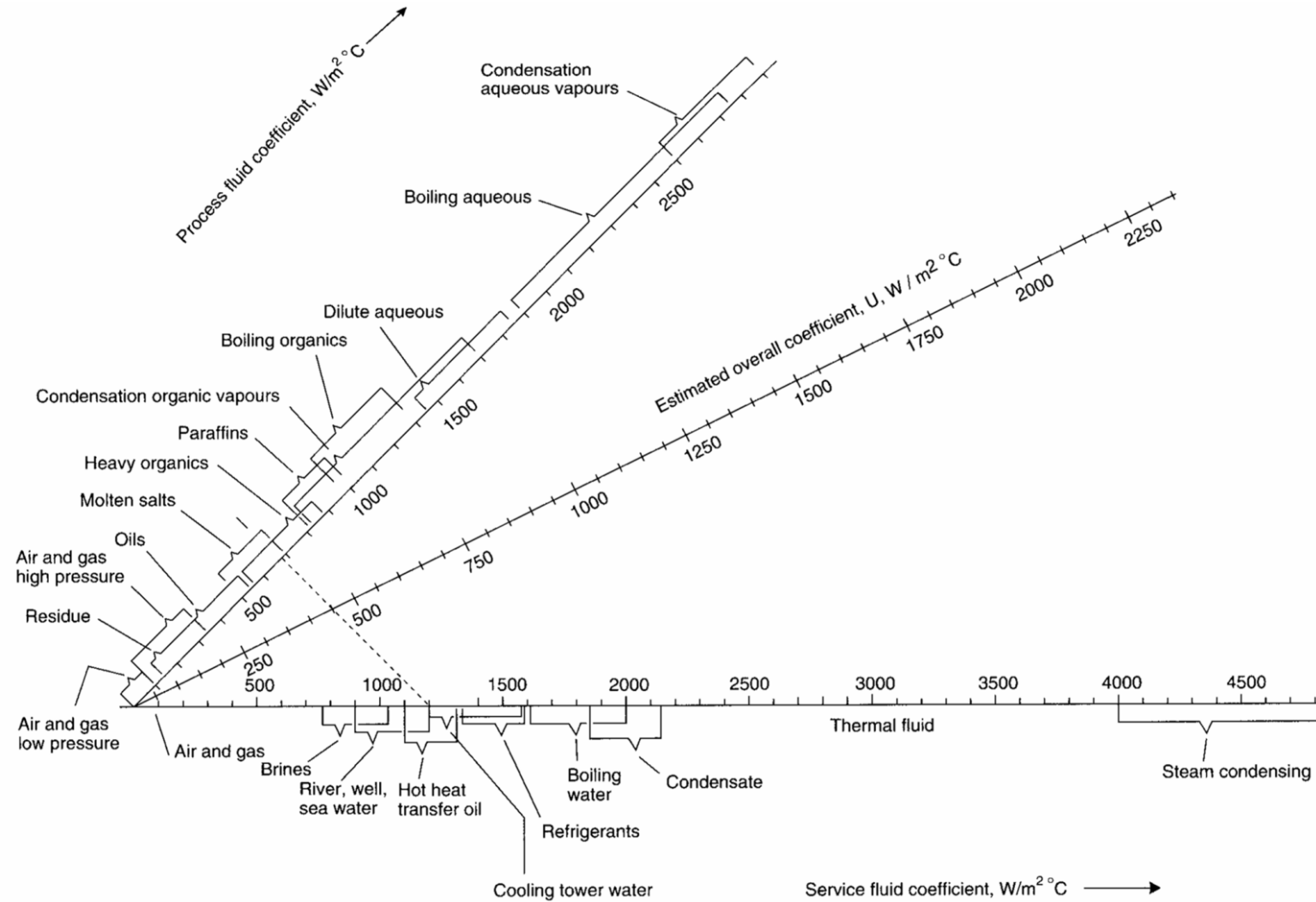
Valeurs de la résistance d'encrassement pour quelques fluides

Shell and tube exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapours	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000–1500
Organic vapours	Water	700–1000
Organics (some non-condensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900
<i>Air-cooled exchangers</i>		
Process fluid		
Water		300–450
Light organics		300–700
Heavy organics		50–150
Gases, 5–10 bar		50–100
10–30 bar		100–300
Condensing hydrocarbons		300–600

Immersed coils		
Coil	Pool	
<i>Natural circulation</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	500–1000
Steam	Light oils	200–300
Steam	Heavy oils	70–150
Water	Aqueous solutions	200–500
Water	Light oils	100–150
<i>Agitated</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	800–1500
Steam	Light oils	300–500
Steam	Heavy oils	200–400
Water	Aqueous solutions	400–700
Water	Light oils	200–300
<i>Jacketed vessels</i>		
Jacket	Vessel	
Steam	Dilute aqueous solutions	500–700
Steam	Light organics	250–500
Water	Dilute aqueous solutions	200–500
Water	Light organics	200–300
<i>Gasketed-plate exchangers</i>		
Hot fluid	Cold fluid	
Light organic	Light organic	2500–5000
Light organic	Viscous organic	250–500
Viscous organic	Viscous organic	100–200
Light organic	Process water	2500–3500
Viscous organic	Process water	250–500
Light organic	Cooling water	2000–4500
Viscous organic	Cooling water	250–450
Condensing steam	Light organic	2500–3500
Condensing steam	Viscous organic	250–500
Process water	Process water	5000–7500
Process water	Cooling water	5000–7000
Dilute aqueous solutions	Cooling water	5000–7000
Condensing steam	Process water	3500–4500

Source : J.M. Coulson et J.F. Richardson, "Heat-transfer equipment" in Chemical engineering

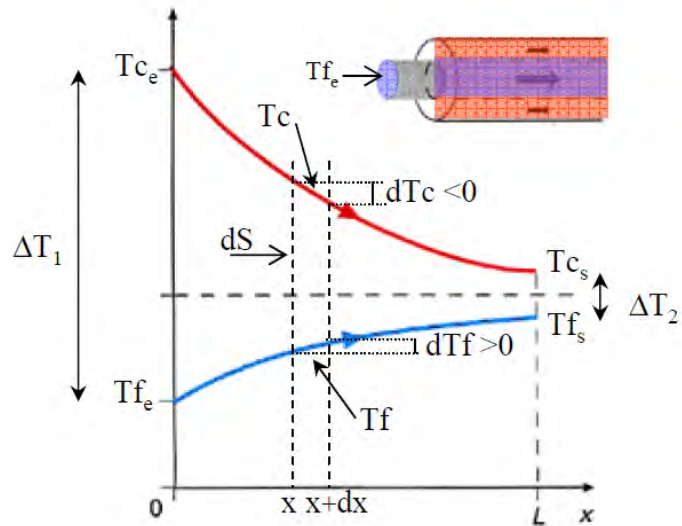
Module 3.1: Estimation rapide de U



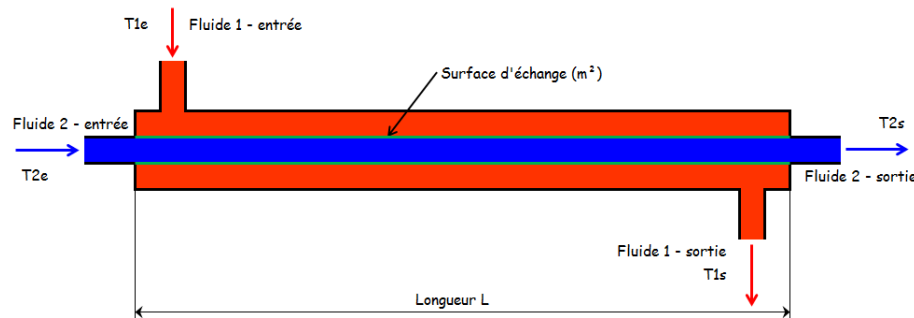
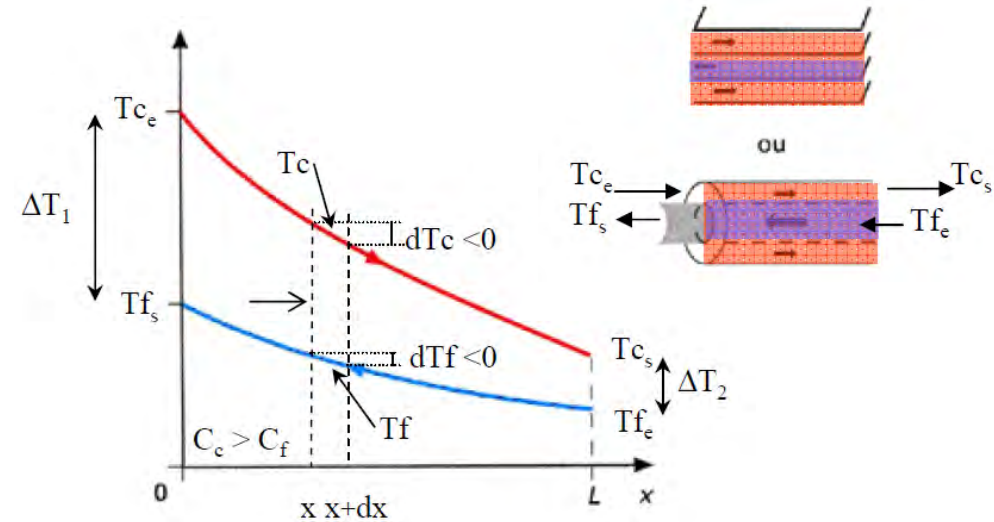
Source : J.M. Coulson et J.F. Richardson, "Heat-transfer equipment" in Chemical engineering

Module 3.1: Moyenne logarithmique

Distribution des températures dans un échangeur à courants parallèles co-courant



Distribution des températures dans un échangeur contre-courant

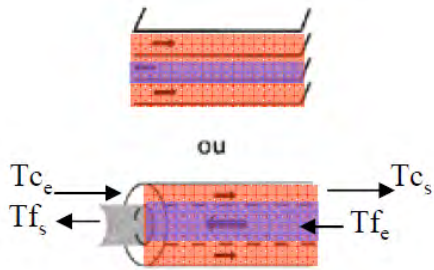


$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T_m$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Module 3.1: L'efficacité d'un échangeur

L'efficacité E (=1 dans le cas idéal) d'un échangeur est le rapport entre le flux de chaleur réellement échangé et le flux de chaleur maximal possible, pour un échangeur à circulation à contre-courant avec des conditions d'entrée identiques.



$$\dot{Q}_c = \dot{m}_c \cdot c_{p,c} \cdot (T_{c,e} - T_{c,s}) = \dot{Q}_f = \dot{m}_f \cdot c_{p,f} \cdot (T_{f,s} - T_{f,e})$$

$$\dot{Q}_{\max} = \dot{m}_{\min} \cdot c_{p,\min} \cdot (T_{c,e} - T_{f,e})$$

Avec: \dot{Q}_c : flux de chaleur du fluide chaud
 \dot{Q}_f : flux de chaleur du fluide froid
 \dot{Q}_{\max} : flux de chaleur maximum (correspond à une longueur infinie de l'échangeur)

$$E = \frac{\dot{Q}_c}{\dot{Q}_{\max}} = \frac{\dot{Q}_f}{\dot{Q}_{\max}} = \frac{\dot{m}_c \cdot c_{p,c} \cdot (T_{c,e} - T_{c,s})}{\dot{m}_{\min} \cdot c_{p,\min} \cdot (T_{c,e} - T_{f,e})} = \frac{\dot{m}_f \cdot c_{p,f} \cdot (T_{f,s} - T_{f,e})}{\dot{m}_{\min} \cdot c_{p,\min} \cdot (T_{c,e} - T_{f,e})}$$

$$E = E_c = \frac{(T_{c,e} - T_{c,s})}{(T_{c,e} - T_{f,e})} = \frac{1}{R} \frac{(T_{f,s} - T_{f,e})}{(T_{c,e} - T_{f,e})} = \frac{1}{R} \cdot E_f \quad \text{avec} \quad R = \frac{\dot{m}_f \cdot c_{p,f}}{\dot{m}_{\min} \cdot c_{p,\min}} \text{ facteur de déséquilibre}$$

Module 3.1: Quelques autres types de moyennes

Moyenne arithmétique

$$A(x, y) = \frac{x + y}{2}$$

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n}$$

Moyenne pondérée arithmétique

$$AP(x, y) = \frac{ax + by}{a + b}$$

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n w_i \cdot x_i}{\sum_{i=1}^n w_i}$$

Moyenne géométrique

$$G(x, y) = \sqrt{xy}$$

$$\bar{x} = \sqrt[n]{\prod_{i=1}^n x_i}$$

Moyenne quadratique

$$Q(x, y) = \sqrt{\frac{x^2 + y^2}{2}}$$

$$\bar{x} = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i^2}$$

Moyenne harmonique

$$H(x, y) = \frac{2xy}{x + y}$$

$$\bar{x}^H = \frac{n}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{x_i}}$$

Moyenne cubique

$$C(x, y) = \sqrt[3]{\frac{x^3 + y^3}{2}}$$

$$\bar{x} = \sqrt[3]{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i^3}$$

On peut également pondérer les autres moyennes !

La moyenne logarithmique des différences de température est valable pour autant que les c_p ne varient pas, que U est constant et en négligeant les pertes thermiques.

$$\Delta T_{m, \text{corrigé}} = F_t \cdot \Delta T_m$$

avec F_t : facteur de correction de température

a : fluide chaud / b : fluide froid

$$R = \frac{T_a^1 - T_a^2}{T_b^2 - T_b^1} \approx \frac{\dot{V}_b \cdot c_{p,a}}{\dot{V}_a \cdot c_{p,b}} \quad \text{rapport des capacités calorifiques}$$

$$S = \frac{T_b^1 - T_b^2}{T_a^2 - T_b^2} \quad \text{efficacité thermique}$$

$$F_t = \frac{\sqrt{(R^2 + 1)} \ln \left[\frac{1 - S}{1 - R \cdot S} \right]}{(R - 1) \ln \left[\frac{2 - S \left[R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)} \right]}{2 - S \left[R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)} \right]} \right]}$$

Equation de Bowman-Mueller-Nagle

Module 3.1.2

3.1 Le transfert de chaleur

3.1.2 Les corrélations pour les échangeurs

Module 3.1: Corrélations pour les coefficients de transfert de chaleur (1)

Il existe de nombreuses corrélations pour le calcul des coefficients de transfert de chaleur, les plus utilisées seront reportées. Les nombres adimensionnels utilisés sont :

$$Nu = nb \text{ Nusselt} = \frac{h \cdot d_h}{\lambda} \quad \begin{array}{l} \text{transfert par convection} \\ \text{transfert par conduction} \end{array} \quad \text{où}$$

$$Re = nb \text{ Reynolds} = \frac{\rho \cdot v_l \cdot d_h}{\mu} \quad \begin{array}{l} \text{force d'inertie} \\ \text{force visqueuse} \end{array}$$

$$Pe = nb \text{ Péclet} = \frac{c_p \cdot \rho \cdot v_l \cdot d_h}{\lambda} \quad \begin{array}{l} \text{force d'inertie thermique} \\ \text{diffusivité thermique} \end{array}$$

$$Pr = nb \text{ Prandtl} = \frac{Pe}{Re} = \frac{c_p \cdot \mu}{\lambda} \quad \begin{array}{l} \text{force visqueuse} \\ \text{diffusivité thermique} \end{array}$$

$$St = nb \text{ Stanton} = \frac{Nu}{Re \cdot Pr} = \frac{h}{\rho \cdot v_l \cdot c_p} \quad \begin{array}{l} \text{transfert par convection} \\ \text{capacité thermique} \end{array}$$

$$Gr = nb \text{ Grashof} = \frac{L^3 \cdot \rho^2 \cdot g \cdot \beta \cdot \Delta T}{\mu^2} \quad \begin{array}{l} \text{flottabilité} \\ \text{force visqueuse} \end{array}$$

h : coeff. de transfert de chaleur, $W m^{-2} K^{-1}$

g : accélération terrestre, $m s^{-2}$

β : expansion thermique volumique, K^{-1}

λ : conductivité thermique, $W m^{-1} K^{-1}$

ρ : masse volumique, $kg m^{-3}$

μ : viscosité dynamique, $Pa \cdot s, kg m^{-1} s^{-1}$

v_l : vitesse, $m s^{-1}$

c_p : chaleur spécifique, $J kg^{-1} K^{-1}$

d_h : diamètre hydraulique, m

$d_h = \frac{4 \cdot \text{Section d'écoulement}}{\text{périmètre mouillé}} = d_i$ pour les tubes cylindriques

Module 3.1: Corrélations pour les coefficients de transfert de chaleur (1b)

Nu = nb de Nusselt



*Ernst Kraft Wilhelm Nußelt
(1882-1957)*

Pr = nb de Prandtl



*Ludwig Prandtl
(1875-1953)*

Re = Nb de Reynolds



*Osborne Reynolds
(1842-1912)*

St = nb de Stanton



*Thomas Ernest Stanton
(1865-1931)*

Pe = nb de Péclet



*Eugène Péclet
(1793-1857)*

Gr = nb de Grashof



*Franz Grashof
(1826-1893)*

Module 3.1: Corrélations pour les coefficients de transfert de chaleur (2)

1. Convection naturelle

$$Nu = a \cdot Gr^n \cdot Pr^m$$

Equation de Nusselt

$$Gr < 10^9 \quad Nu = 0.683 \cdot Gr^{0.25} Pr^{0.25} \left(\frac{Pr}{0.861 + Pr} \right)$$

$$Gr > 10^9 \quad Nu = 0.138 \cdot Gr^{0.36} (Pr^{0.175} - 0.55)$$

Module 3.1: Corrélations pour les coefficients de transfert de chaleur (3)

2. Ecoulement turbulent, conduites de section uniforme

$$Nu = \beta \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14}$$

$\beta = 0.021$ pour les gaz
 0.023 pour les liquides
 0.027 pour les liquides visqueux

Chauffage $Nu = 0.0243 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.4} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$

Dittus-Boelter

Refroidissement $Nu = 0.0265 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$

Module 3.1: Corrélations pour les coefficients de transfert de chaleur (4)

3. Ecoulement laminaire, conduites de section uniforme

$Re < 1000$

$$Nu = 1.86 \cdot (Re \cdot Pr)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \left(\frac{d_h}{L} \right)^{0.33}$$

Sieder-Tate

$$Nu = 0.332 \cdot Re^{0.5} \cdot Pr^{0.33}$$

von Karman, pour une plaque

Si le Nu calculé est < 3.5 , alors sa valeur minimale reste égale à 3.5

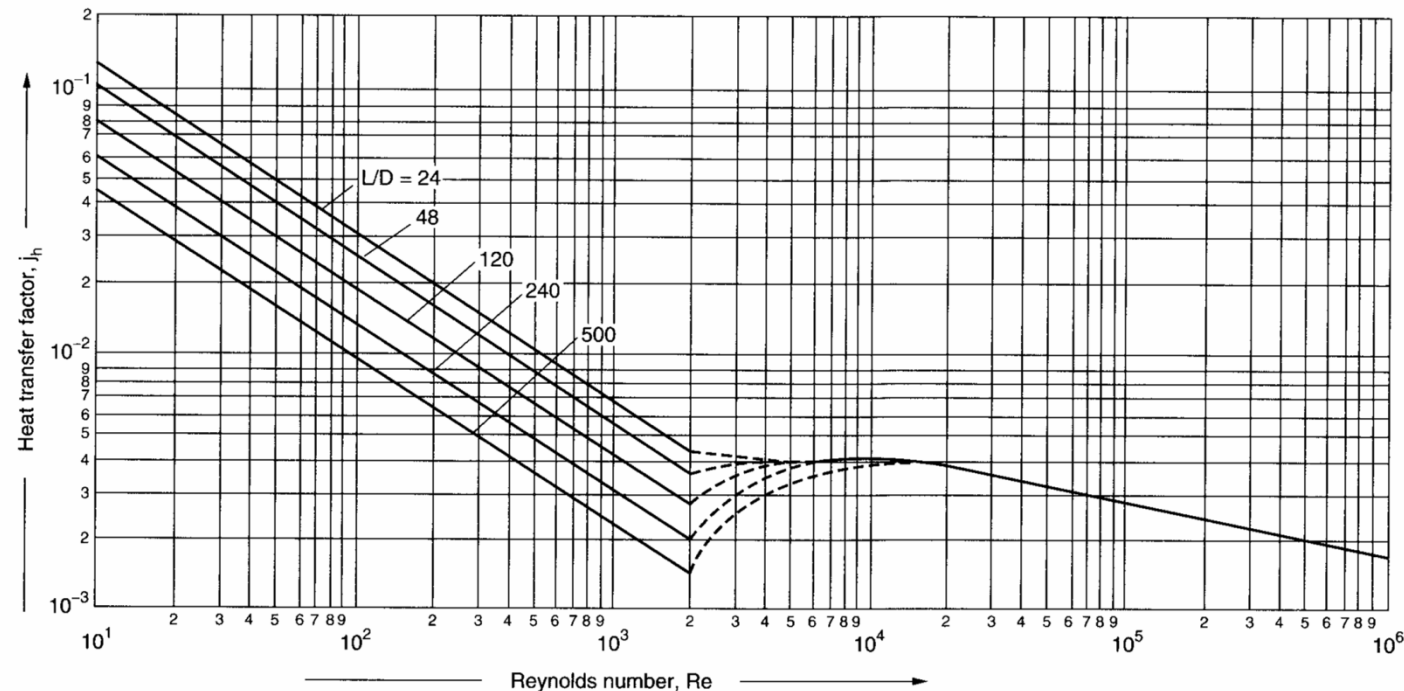
Module 3.1: Corrélations pour les coefficients de transfert de chaleur (5)

4. Facteur de transfert de chaleur, j_h

$$\frac{h_i \cdot d_i}{\lambda} = j_h \cdot Re \cdot Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Colburn

- Analogue au facteur de frottement pour les pertes de charges
- Les valeurs pour le régime laminaire et turbulent peuvent être représentées sur le même graphique



Module 3.1: Corrélations pour les coefficients de transfert de chaleur (6)

5. Echangeurs à plaques

$$\frac{h_p \cdot d_p}{\lambda} = 0.26 \cdot Re^{0.65} \cdot Pr^{0.4} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

avec

h_p : coefficient de transfert de chaleur pour un échangeur à plaques, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$

d_p : diamètre hydraulique équivalent = 2x écartement des plaques, m

λ : conductivité thermique, $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$

ρ_l : masse volumique, $kg \cdot m^{-3}$

μ : viscosité dynamique, $Pa \cdot s$, $kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$

μ_w : viscosité dynamique à la paroi, $Pa \cdot s$, $kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$

v_l : vitesse, $m \cdot s^{-1}$

A : section d'écoulement, m^2

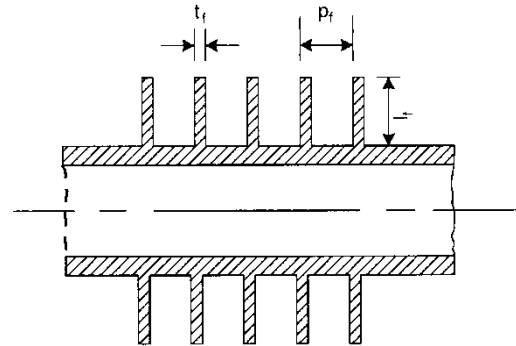
\dot{m} : débit massique, $kg \cdot s^{-1}$

$$Re = \frac{\rho_l \cdot v_l \cdot d_p}{\mu_l} = \frac{\dot{m} \cdot d_p}{A \cdot \mu_l}$$

6. Echangeurs à ailettes

$$Nu = 0.134 \cdot Re^{0.681} \cdot Pr^{0.33} \left(\frac{p_f - t_f}{l_f} \right)^{0.2} \left(\frac{p_f}{t_f} \right)^{0.1134}$$

Briggs-Young



Valeurs typiques

p_f : 5-10 mm

t_f : 2-4 mm

l_f : 12-16 mm

Module 3.1.3

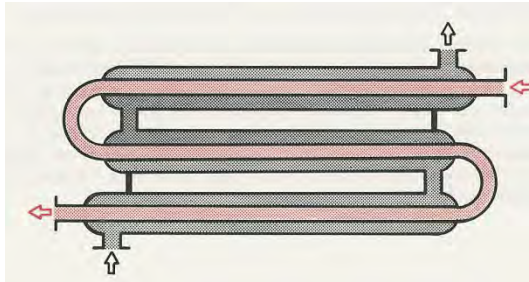
3.1 Le transfert de chaleur

3.1.3 Les types d'échangeurs

Module 3.1: Types d'échangeurs (1)



Echangeur tubulaire



Avantages

- Très bon coefficient de transfert
- Faibles prix de revient
- Fiables et simples, pannes minimums

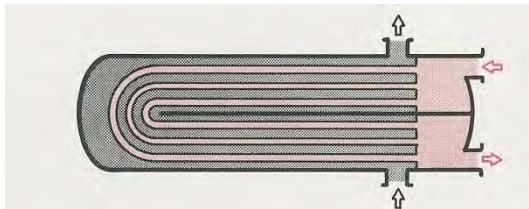
Inconvénients

- Puissance limitée
- Risque de « claquements » si ϕ faible (< 50 mm) et grande longueur

Echange

- Eau / eau
- Vapeur / eau
- Fluide thermique / eau
- Fluides frigorigènes

Echangeur à tube en U



Avantages

- Résiste aux fortes pressions
- Libre dilatation des tubes et du corps
- Toutes puissances

Inconvénients

- Encombrement
- Prix de revient élevé
- Débouchage très difficile
- Pas d'utilisation de vapeur (condensats)

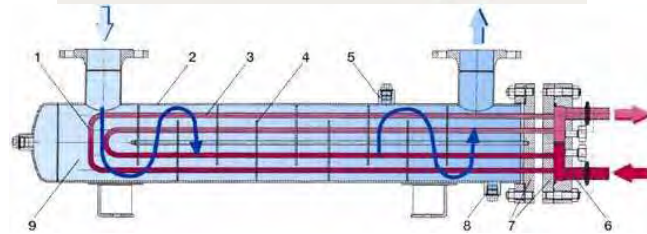
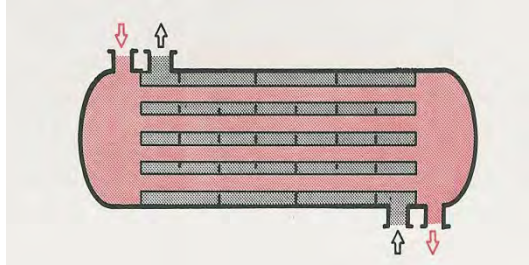
Echange

- Eau / eau
- Eau surchauffée / eau
- Huile / eau
- Fluides de procédés / eau

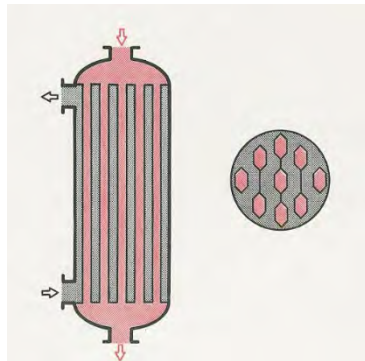
Source images: Chemische Technologie, Ciba-Geigy SA, 1989

Module 3.1: Types d'échangeurs (2)

Echangeur à faisceau tubulaire horizontal



Echangeur à faisceau tubulaire vertical



Avantages

- Résiste aux fortes pressions
- Toutes puissances
- Economiques
- Accepte de grands écarts de T
- Peut être utilisé en condensation partielle

Echange

- Eau / eau
- Vapeur / eau
- Huile / eau
- Eau surchauffée / eau

Inconvénients

- Contraintes sur les tubes
- Difficulté de nettoyage (multitubes)
- Sensible aux vibrations

Avantages

- Faible encombrement au sol
- L'échangeur peut être plein de condensats
- Parfaitement adapté à l'échange vapeur HP / eau

Echange

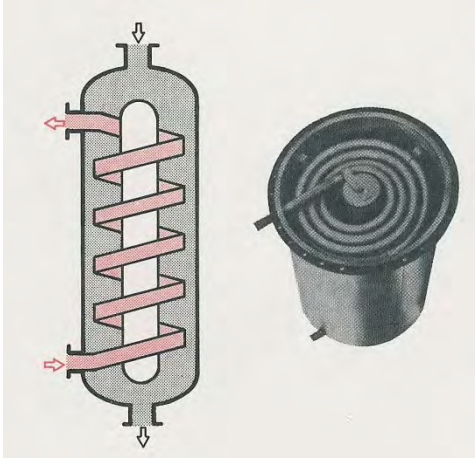
- Vapeur HP / eau
- Eau surchauffée / eau
- Fluides thermiques / eau
- Fumées / eau
- Fluides de procédés / eau

Inconvénients

- Si le volume > 100 l, soumis au contrôle des appareils sous-pressions
- Formation possible de poches d'air

Source images: Chemische Technologie, Ciba-Geigy SA, 1989

Module 3.1: Types d'échangeurs (3)



Echangeurs spirale

Avantages

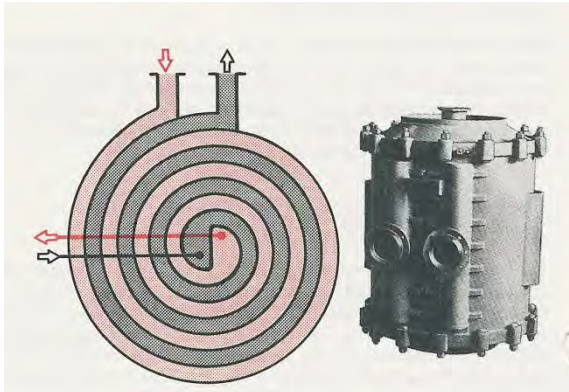
- Bon coefficient de transfert
- Large passage
- Economiques

Inconvénients

- Non démontable
- Puissance limitée
- Volume du contenu

Echange

- Eau / eau
- Huile / au
- Eau surchauffée / eau



Avantages

- Grande surface de contact
- Large passage
- Encombrement réduit
- Excellent condenseur
- Autonettoyant

Inconvénients

- Non démontable
- Ecart de T limités

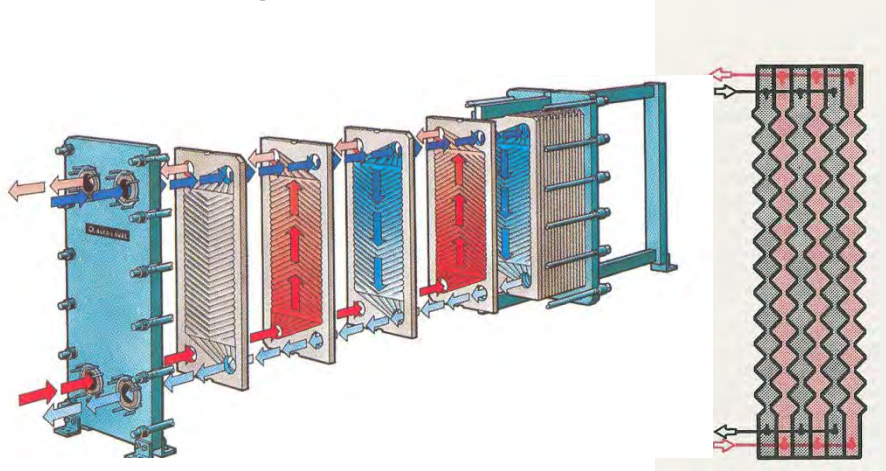
Echange

- Eau / eau
- Vapeur / eau
- Eau surchauffée / eau



Module 3.1: Types d'échangeurs (4)

Echangeur à plaques



Avantages

- Compacts, 5 à 10 fois moins encombrants que les tubulaires
- Très bons coefficients de transfert
- Prix très compétitifs
- Peu de pertes thermiques
- Faible volume
- Modulable

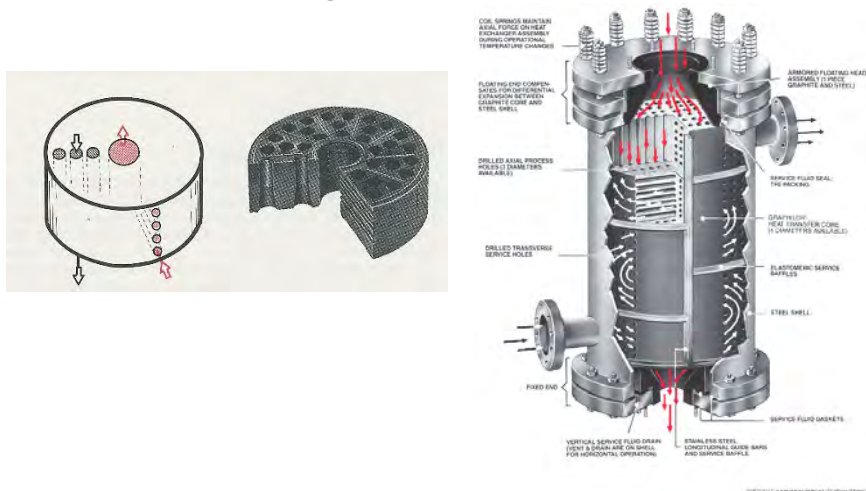
Echange

- Vapeur BP / eau
- Eau / eau
- Huile / eau
- Eau surchauffée / eau

Inconvénients

- Faible écart de T possible
- Régulation

Echangeur à bloc



Avantages

- Bonne résistance chimique
- Inertie
- Peu de pertes thermiques
- Modulable

Echange

- Vapeur / eau
- Eau / eau
- Eau surchauffée / eau
- Liquides corrosifs

Inconvénients

- Sensible aux grands écarts de T
- Sensible aux chocs
- Coefficients de transfert moyens
- Prix

Source images: Chemische Technologie, Ciba-Geigy SA, 1989

Module 3.1: Types d'échangeurs (5)

Fonctionnement d'un échangeur à plaques



Durée 2'03''

Module 3.1.4

3.1 Le transfert de chaleur

3.1.4 Les corrélations pour les condenseurs

1. Condensation à l'extérieur de tubes horizontaux

Pour 1 tube

$$h_{c,1} = 0.95 \cdot \lambda_c \left[\frac{\rho_c (\rho_c - \rho_v) g}{\mu_c \cdot \Gamma} \right]^{1/3}$$

 λ_c : conductivité thermique du condensat , $Wm^{-1}K^{-1}$ ρ_c : masse volumique du condensat , $kg\ m^{-3}$ ρ_v : masse volumique des vapeurs , $kg\ m^{-3}$ Γ : débit massique de condensat par unité de longueur du tube , $kg\ m^{-1}s^{-1}$

Pour un faisceau de tubes

$$h_{c,b} = 0.95 \cdot \lambda_c \left[\frac{\rho_c (\rho_c - \rho_v) g}{\mu_c \cdot \Gamma_h} \right]^{1/3} N_r^{-1/6}$$

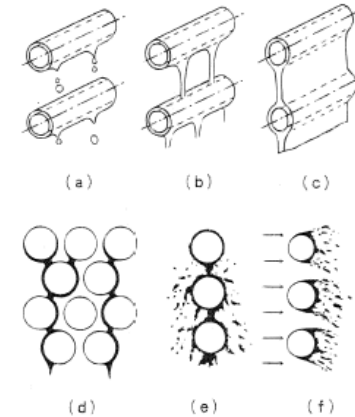
Kern

 N_t : nombre de tubes dans le faisceau (bundle) , - N_r : nombre moyen de tubes dans le sens vertical

= 2/3 du nombre de la rangée médiane , -

 \dot{m}_c : débit massique du condensat , $kg\ s^{-1}$

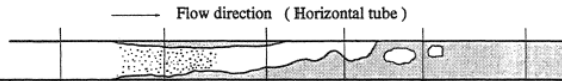
$$\Gamma_h = \frac{\dot{m}_c}{L \cdot N_t} ,\ kg\ m^{-1}s^{-1}$$



2. Condensation à l'intérieur de tubes horizontaux

$$h_{c,s} = 0.76 \cdot \lambda_c \left[\frac{\rho_c (\rho_c - \rho_v) g}{\mu_c \cdot \Gamma_h} \right]^{1/3}$$

Boyko-Kruzhilin



Phase distribution					
Controlling force	Shear force due to vapor flow			Gravitational force	
Flow pattern	Single vapor	Annular dispersed	Annular or wavy	Slug or Plug	Single liquid
Condition of fluid	Super heated single vapor	Condensing super heated vapor	Saturated two-phase		Subcooled condensate

Source: Thermopedia

 λ_c : conductivité thermique du condensat, $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$ ρ_c : masse volumique du condensat, $kg \cdot m^{-3}$ ρ_v : masse volumique des vapeurs, $kg \cdot m^{-3}$ \dot{m}_c : débit massique du condensat, $kg \cdot s^{-1}$ μ_c : viscosité dynamique du condensat, $Pa \cdot s$ N_t : nombre de tubes dans le faisceau (bundle), - L : longueur du tube, m

$$\Gamma_h = \frac{\dot{m}_c}{L \cdot N_t}, \quad kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$$

3. Condensation à l'extérieur et l'intérieur de tubes verticaux

$$h_{c,v} = 0.926 \cdot \lambda_c \left[\frac{\rho_c (\rho_c - \rho_v) g}{\mu_c \cdot \Gamma_v} \right]^{1/3}$$

Nombre de Reynolds pour un film de condensat :

$$Re_c = \frac{4 \cdot \Gamma_v}{\mu_c}$$

Nombre de Prandtl pour un film de condensat :

$$Pr_c = \frac{c_p \cdot \mu_c}{\lambda_c}$$

λ_c : conductivité thermique du condensat , $Wm^{-1}K^{-1}$

ρ_c : masse volumique du condensat , $kg\ m^{-3}$

ρ_v : masse volumique des vapeurs , $kg\ m^{-3}$

N_t : nombre de tubes dans le faisceau (bundle) , –

\dot{m}_c : débit massique du condensat , $kg\ s^{-1}$

d_i : diamètre intérieur du tube , m

d_e : diamètre extérieur du tube , m

$\Gamma_v = \frac{\dot{m}_c}{\pi \cdot d_i \cdot N_t}$ ou $\frac{\dot{m}_c}{\pi \cdot d_e \cdot N_t}$, $kg\ m^{-1}s^{-1}$

4. Condensation partielle

Cas de vapeur simple ou à multi composés avec ou sans non condensable

$$\frac{1}{h_{c,g}} = \frac{1}{h_c} + \frac{Q_g}{Q_t} \frac{1}{h_g}$$

Gilmore

$h_{c,g}$: coefficient effectif en condensation partielle , $Wm^{-2}K^{-1}$

h_c : coefficient du film condensat évalué pour un composé et condensation totale , $Wm^{-2}K^{-1}$

h_g : coefficient du film gaz évalué en utilisant le débit vapeur moyen , $Wm^{-2}K^{-1}$

Q_g : chaleur sensible transférée de la vapeur, $J kg^{-1}$

Q_t : chaleur totale transférée : chaleur latente de condensation

+ chaleur sensible pour refroidir la vapeur et le condensat, $J kg^{-1}$

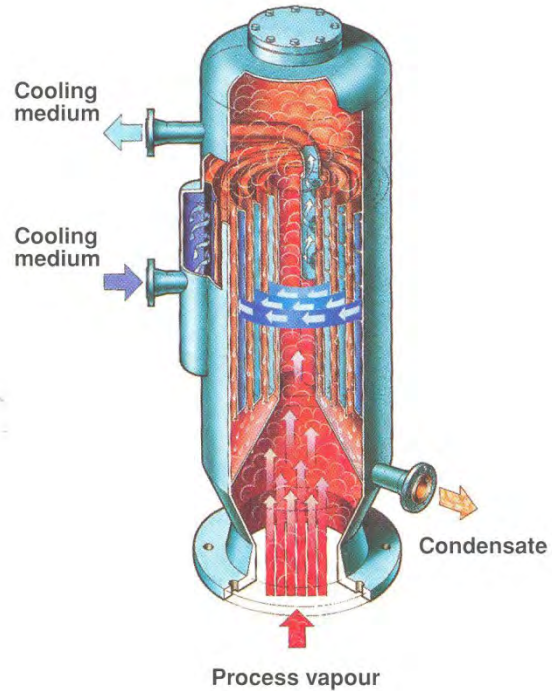
Module 3.1.5

3.1 Le transfert de chaleur

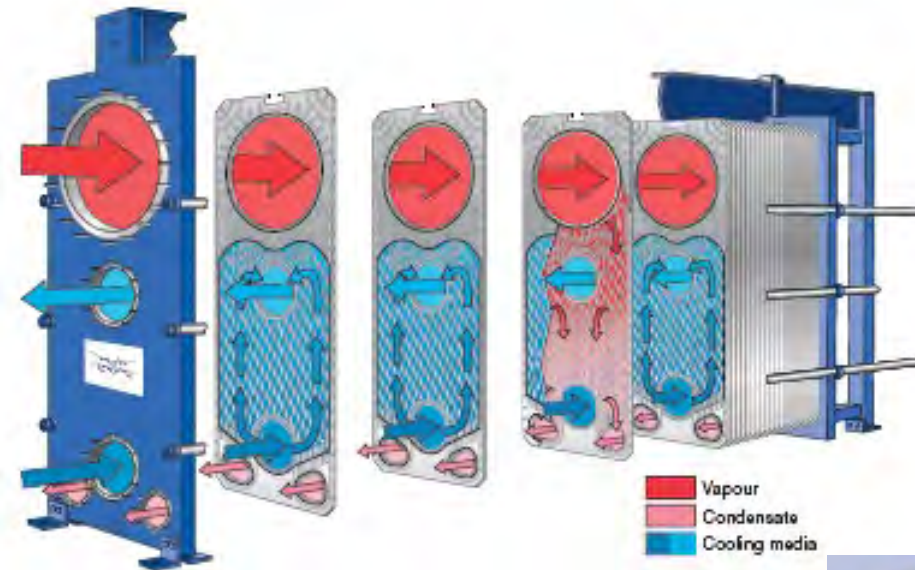
3.1.5 Les types de condenseurs

Module 3.1: Types de condenseurs (1)

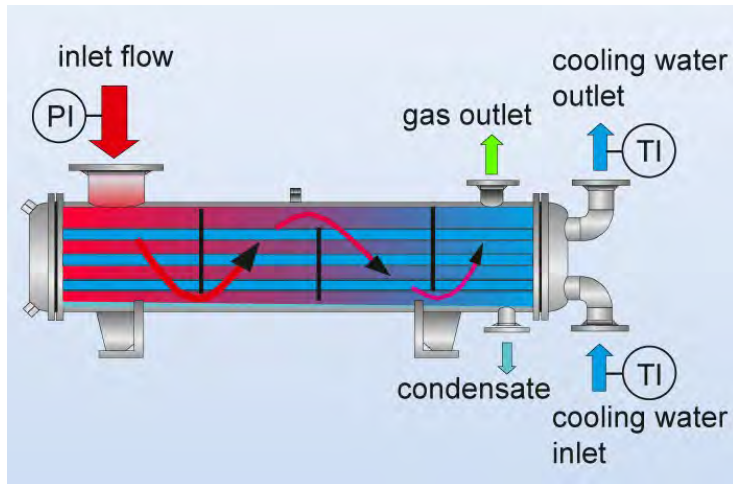
condenseurs spirale



condenseurs à plaques



condenseurs à faisceau tubulaire



condenseurs à air

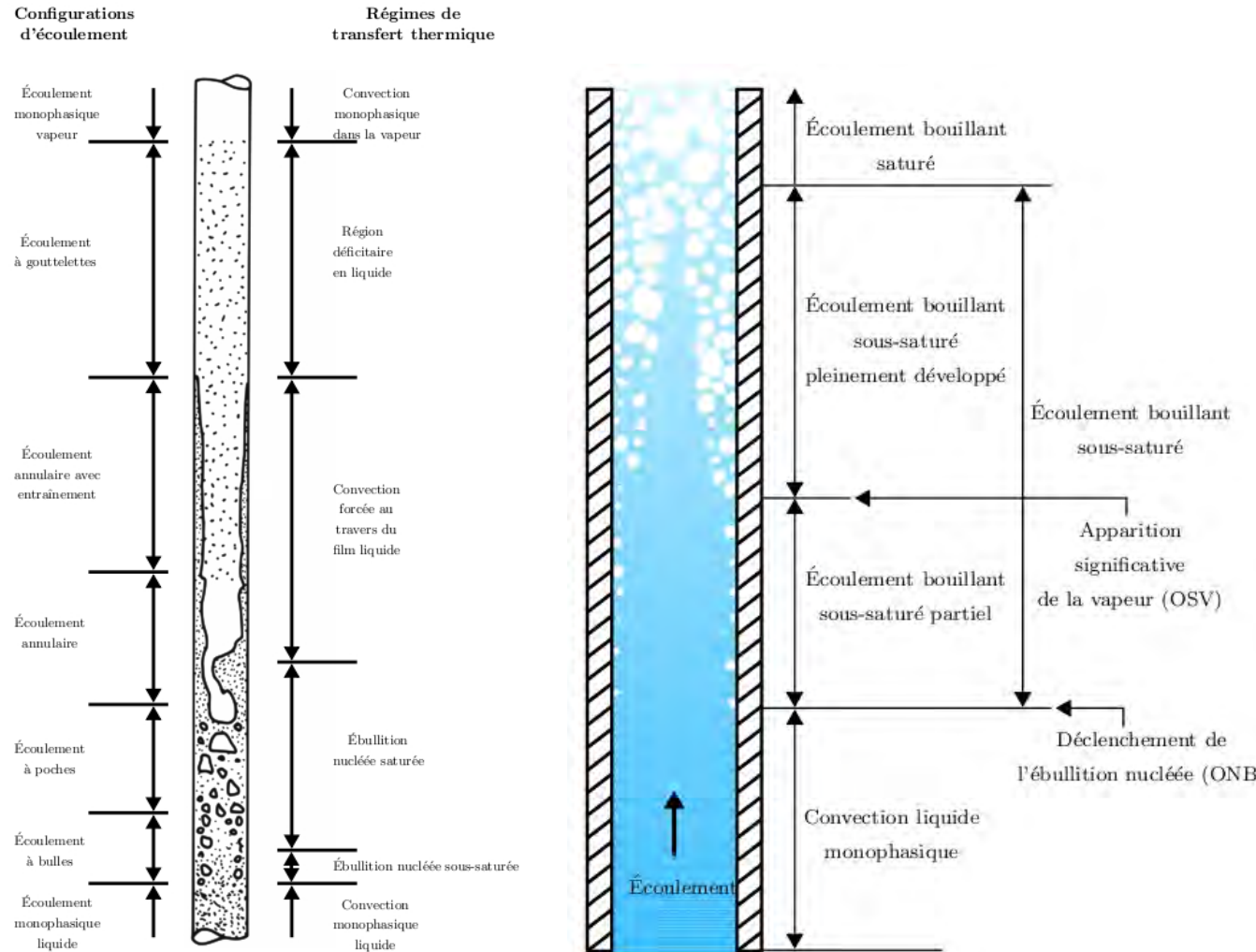


Module 3.2

3.2 L'évaporation

3.2.1 Les corrélations pour les évaporateurs

Module 3.2: Mécanisme de l'ébullition (1)

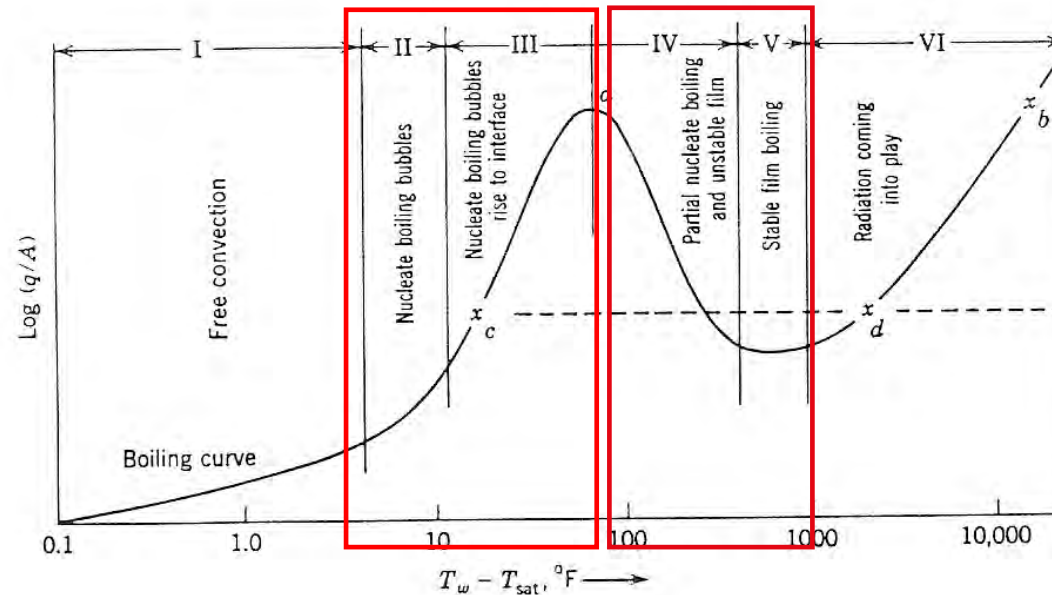


- Ebullition **nucléée**: Le nombre de sites actifs dépend de l'état de la surface, mais il atteint sa limite lorsque la vapeur sature la paroi, créant un film isolant qui entrave le transfert de chaleur, phénomène appelé caléfaction (ou "film boiling" en anglais).
- Ebullition **convective**. Ce processus repose sur la transmission de chaleur à travers un film liquide en mouvement rapide le long de la paroi pour empêcher l'ébullition nucléée. Le régime d'écoulement est crucial, et le coefficient convectif augmente avec la vitesse du film.

Module 3.2: Mécanisme de l'ébullition (2)

Intuitivement on s'attend à ce que le flux de chaleur associé à l'évaporation soit proportionnel à la force agissante, c'est-à-dire qu'il augmente continuellement lorsque la différence de température entre la paroi interne et le liquide à ébullition augmente.

Ceci n'est pas le cas. Le flux de chaleur élevé à différence modérée de température associé au **régime de nucléation ("nucleate boiling")** est supérieur à celui à grande différence de température associé au **régime du film ("film boiling")**. La raison en est l'existence d'un film de vapeur isolant dans le second cas.



Source : J.R. Welty et al., *Boiling and condensation in Fundamentals of momentum, heat and mass transfer*, J. Wiley & Sons, 1984

1. Ebullition dans la masse (“pool or nucleate boiling”)

Forster-Zuber

$$h_{nb} = 0.00122 \left[\frac{\lambda_l^{0.79} \cdot c_{p,l}^{0.45} \cdot \rho_l^{0.49}}{\sigma^{0.5} \cdot \eta_l^{0.29} \Delta H_v^{0.24} \cdot \rho_v^{0.24}} \right] (T_w - T_s)^{0.24} (p_w - p_s)^{0.75}$$

λ_l : conductivité thermique du liquide , $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$

$c_{p,l}$: chaleur spécifique du liquide , $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$

ρ_l : masse volumique du liquide , $kg \cdot m^{-3}$

σ : tension de surface , $N \cdot m^{-1}$, $kg \cdot s^{-2}$

η_l : viscosité dynamique , $Pa \cdot s$, $kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$

ΔH_v : chaleur latente de vaporisation , $J \cdot kg^{-1}$

ρ_v : masse volumique des vapeurs , $kg \cdot m^{-3}$

T_w : température de la paroi , K

T_s : température d'ébullition du liquide , K

p_w : pression de saturation à la température de la paroi T_w , Pa

p_s : pression de saturation à T_s , Pa

2. Ebullition dans un film (“film boiling”)

Bromley

$$h_{fb} = 0.62 \left[\frac{\lambda_v^3 (\rho_l - \rho_v) \cdot \rho_v \cdot g \cdot \Delta H_v}{\mu_v \cdot d_o \cdot (T_w - T_s)} \right]^{1/4}$$

λ_v : conductivité thermique de la vapeur , $W \cdot m^{-1} K^{-1}$

ρ_l : masse volumique du liquide , $kg \cdot m^{-3}$

ρ_v : masse volumique des vapeurs , $kg \cdot m^{-3}$

g : accélération terrestre , $m \cdot s^{-2}$

ΔH_v : chaleur latente de vaporisation , $J \cdot g^{-1}$

μ_v : viscosité dynamique , $Pa \cdot s$, $kg \cdot m^{-1} s^{-1}$

T_w : température de la paroi , K

T_s : température d'ébullition du liquide , K

d_o : diamètre externe du tube, m

3. Ebullition convective (méthode de Chen)

$$h_{cb} = h'_{fc} + h'_{nb} \quad \text{Contribution convective + nucléation}$$

$$h'_{fc} = h_{fc} \cdot f_c \quad f_c : \text{facteur tenant compte de l'écoulement biphasique}$$

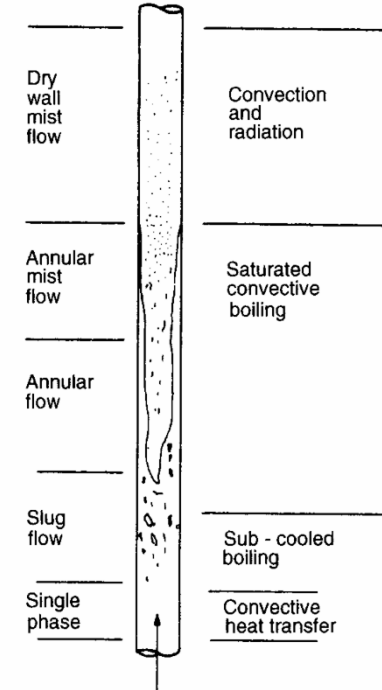
$$\frac{h_{fc} \cdot d_i}{\lambda} = j_h \cdot Re \cdot Pr^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \frac{1}{X_{tt}} = \left[\frac{x_v}{1-x_v} \right]^{0.9} \cdot \left[\frac{\rho_l}{\rho_v} \right]^{0.5} \cdot \left[\frac{\mu_v}{\mu_l} \right]^{0.1}$$

Lockhart – Martinelli

x_v : fraction massique de vapeur , –

$$h'_{nb} = h_{nb} \cdot f_s \quad f_s : \text{facteur tenant compte de l'écoulement pour le "nucleate boiling"}$$

$$f_s = f \left(Re_L \cdot f_c^{5/4} \right) \quad Re_L = \frac{(1-x_v) \cdot \rho_l \cdot u_l \cdot d_e}{\mu_l}$$



3. Ebullition convective (méthode de Chen): facteur f_c

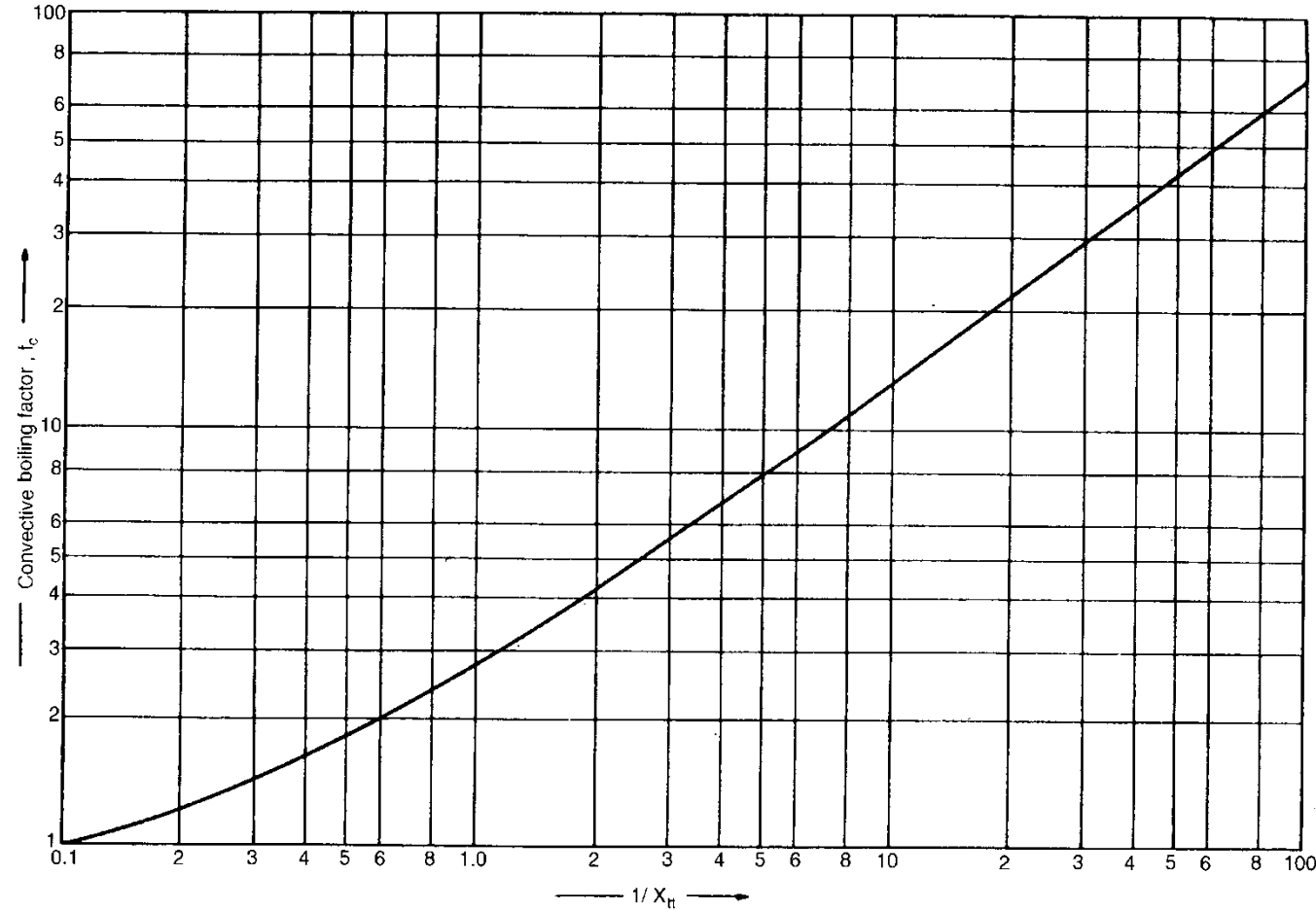


Figure 12.56. Convective boiling enhancement factor

Source : J.M. Coulson et J.F. Richardson, "Heat-transfer equipment" in Chemical engineering

3. Ebullition convective (méthode de Chen): facteur f_s

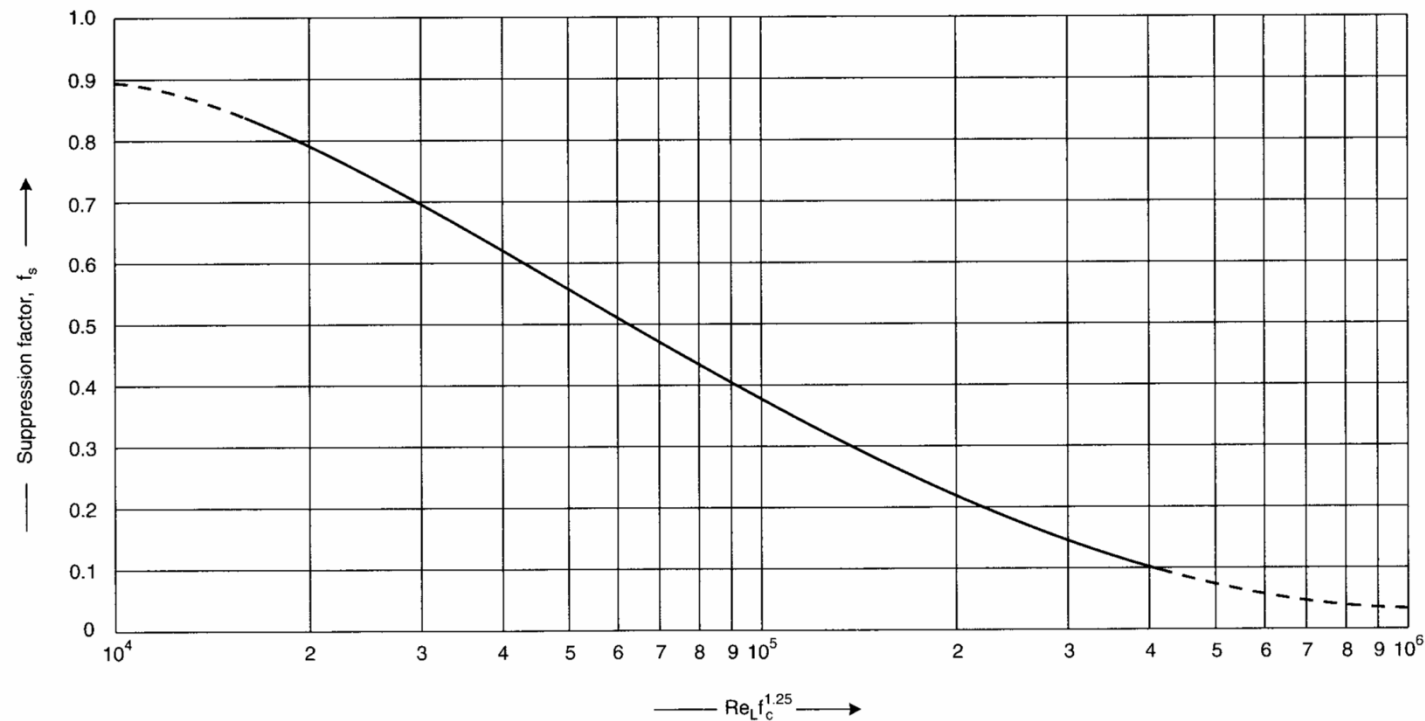


Figure 12.57. Nucleate boiling suppression factor

Module 3.2.2

3.2 L'évaporation

3.2.2 Les types d'évaporateurs

Module 3.2: Types d'évaporateurs (1)

Evaporateurs à faisceau tubulaire

F : alimentation

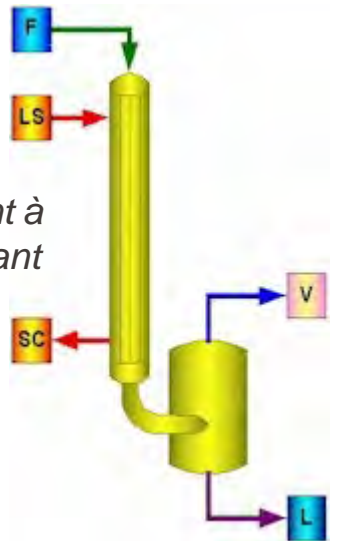
V : phase vapeur

L : phase liquide

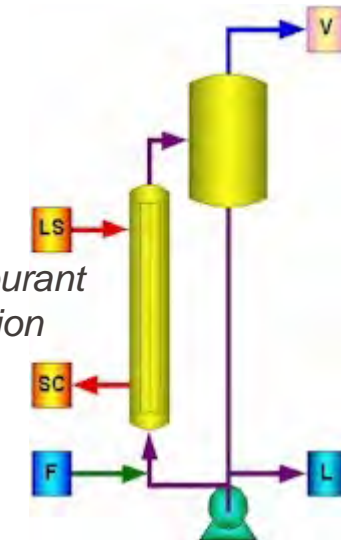
LS : vapeur de chauffe

SC : vapeur condensée

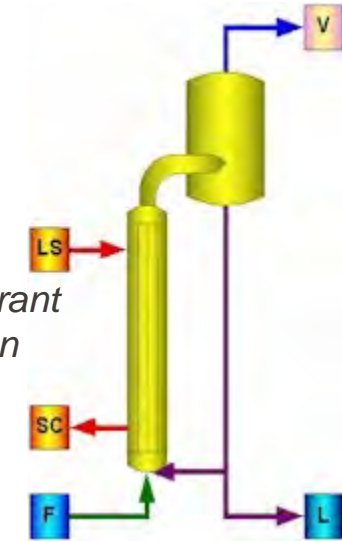
co-courant à film tombant



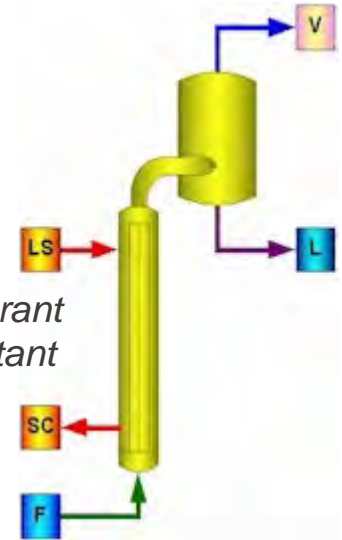
contre-courant à circulation forcée



contre-courant à circulation naturelle

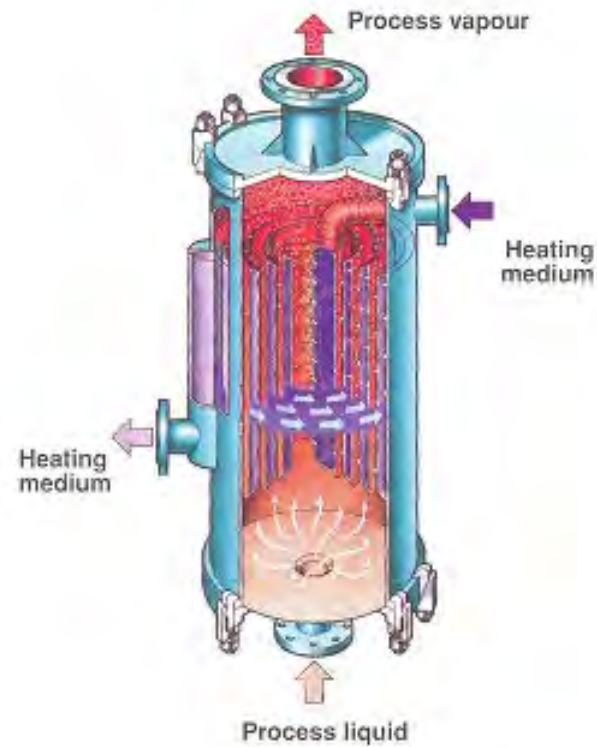


contre-courant à film montant

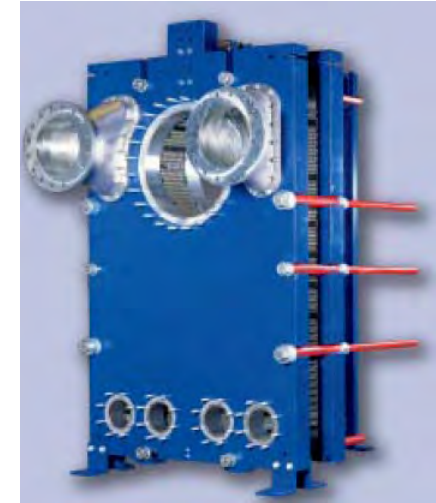
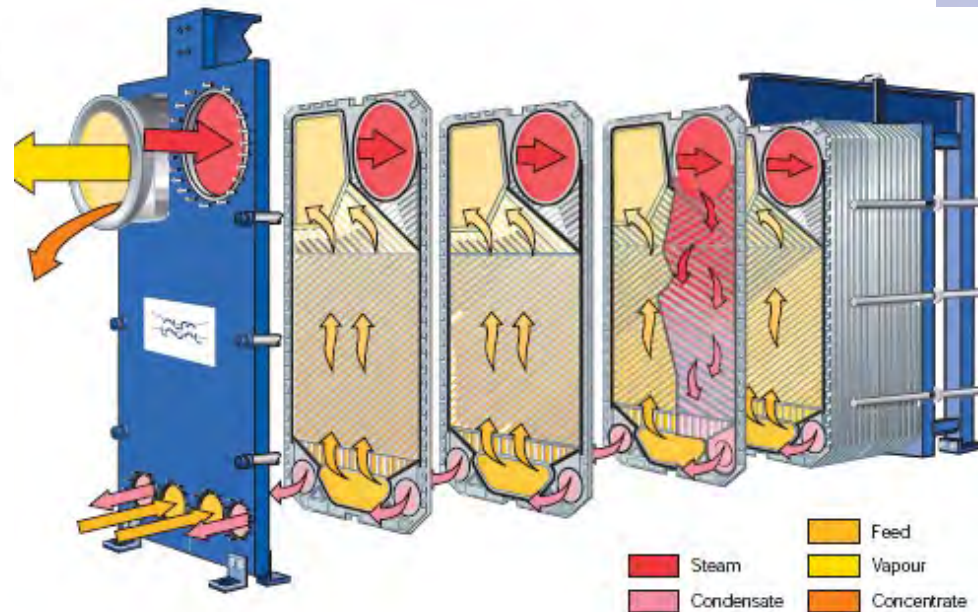


Module 3.2: Types d'évaporateurs (2)

Evaporateurs spirale



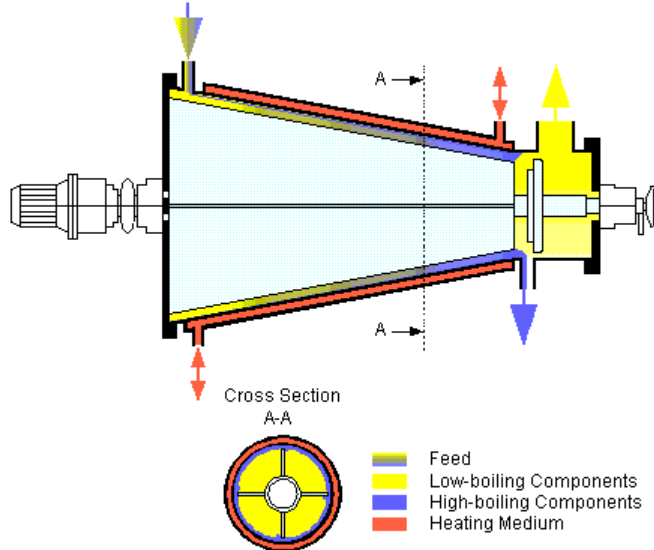
Evaporateurs à plaques



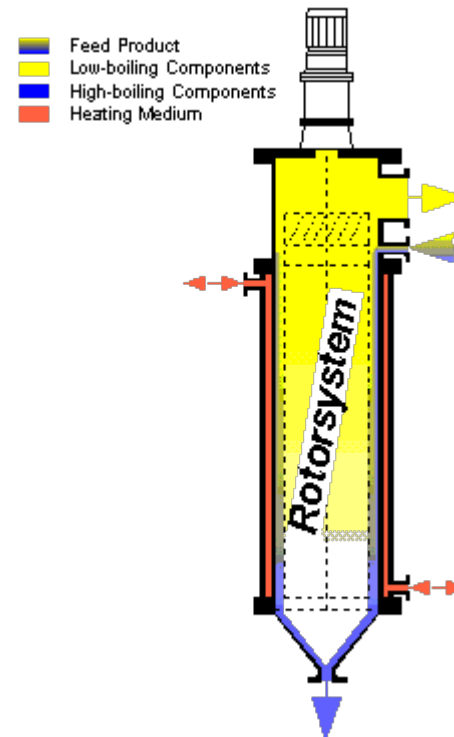
Module 3.2: Types d'évaporateurs (3)

Evaporateurs à film agité :

type conique horizontal



type cylindrique vertical



rotor

Module 3.3

3.3 Les réacteurs cuves agitées

3.3.1 Les corrélations pour les réacteurs

$$Nu = Cst \cdot Re^a \cdot Pr^b \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^c$$

$$\frac{h_v \cdot d_c}{\lambda} = Cst \cdot \left(\frac{n \cdot d_a^2 \cdot \rho}{\mu} \right)^a \cdot \left(\frac{c_p \cdot \mu}{\lambda} \right)^b \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^c$$

h_v : coefficient transfert de chaleur à la paroi , $Wm^{-2}K^{-1}$

$d_{a,c}$: diamètre du brasseur ou cuve , m

λ : conductivité thermique du liquide , $W m^{-1}K^{-1}$

n : vitesse de rotation du brasseur , s^{-1}

ρ : masse volumique du liquide , $kg m^{-3}$

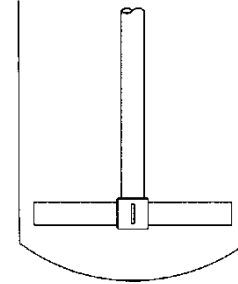
μ : viscosité dynamique , $Pa \cdot s$, $kg m^{-1}s^{-1}$

c_p : chaleur spécifique du liquide , $J g^{-1}K^{-1}$

η_w : viscosité dynamique à la paroi, $Pa \cdot s$, $kg m^{-1}s^{-1}$

1. Brasseur à pales droites (4): double manteau

$$Nu = 0.36 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$



2. Brasseur à pales droites (4): demi-tube (coil)

$$Nu = 0.87 \cdot Re^{0.62} \cdot Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

3. Turbine : double manteau

$$Nu = 0.54 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

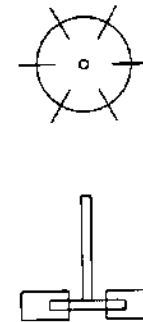
Re < 400

$$Nu = 0.74 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Re > 400

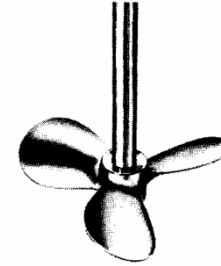
4. Turbine: demi-tube (coil)

$$Nu = 1.10 \cdot Re^{0.62} \cdot Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$



5. Hélice (propeller) : double manteau

$$Nu = 0.64 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$



6. Ancre: double manteau et demi-tube (coil)



$$Nu = 1.00 \cdot Re^{1/2} \cdot Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

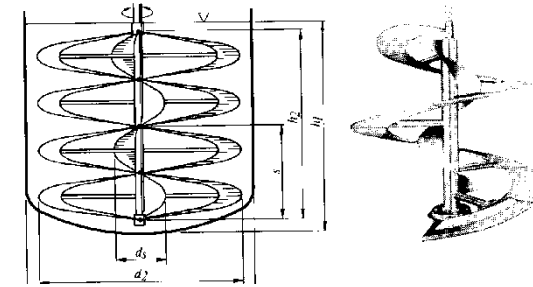
Re < 300

$$Nu = 0.36 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

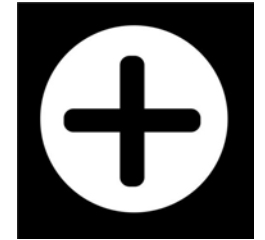
Re > 300

7. Ruban hélicoïdal : double manteau et demi-tube (coil)

$$Nu = 0.64 \cdot Re^{2/3} \cdot Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$










Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (6)





Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **à pales** (1)

* Remplacer η par μ

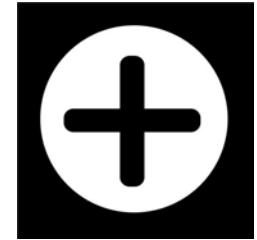
Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Blattrührer	Bemerkungen																															
Chilton u.a. 1944 [34]	$Nu_j = 0,36 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	$300 \leq Re \leq 2,58 \cdot 10^5$ $3 < Pr \leq 2\,000$	Typ A1 + oS D = 0,305 m $d_{RC}/D = 0,052$	D/d = 1,67 l/d = 0,167 h/D = 0,15	4 Newtonsche Flüssigkeiten																															
Kraussold 1951 [35]	$Nu_j = 0,36 \cdot Re^{0,6} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} \cdot f$	$10^3 \leq Re \leq 6 \cdot 10^5$ $2 \leq Pr \leq 2\,500$	Typ A1 + oS D = 1,02 : 152 m H/D = 1,1 u. 0,83	d = 0,51 u. 0,91 m l/d = 1,4 u. 0,17 h/d ≈ 1 u. = 0,33	4 Newtonsche Flüssigkeiten 1) mit Daten anderer Autoren																															
Carrol 1952 [36]	$Nu_j = 0,6 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	$1,5 \cdot 10^4 \leq Re \leq 7 \cdot 10^4$ $\approx 3 \leq Pr \leq 2\,000$	Typ C1 od. G1 D = 0,3 m H/D = 1	D/d = 2,7 l/d = 0,78 h/d = 0,78	5 Newtonsche Flüssigkeiten																															
Pursell 1954 [37]	$Nu_j = 0,112 \cdot Re^{0,75} Pr^{0,44} (\eta/\eta_w)^{0,25} (d/D)^{0,4} (l/d)^{0,13} \cdot f$	$600 \leq Re \leq 5 \cdot 10^5$ $3 \leq Pr \leq 5,5 \cdot 10^5$	Typ A od. E + oS D = 0,6 m H/D = 1,06	$0,25 < d/D \leq 0,82$ $0,16 \leq l/d \leq 0,51$ $0,52 \leq h/d \leq 1,7$	3 Newtonsche Flüssigkeiten 1) mit Daten anderer Autoren																															
Uhl 1955 [38]	$Nu_j = 0,415 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} \eta/\eta_w^{0,24}$	$20 \leq Re \leq 4\,000$ $\approx 1\,380 \leq Pr \leq 141\,700$	Typ A + oS/S D = 0,61 m H/D = 1,2	D/d = 1,70 l/d = 0,17 h/D = 0,12	2 Newtonsche Flüssigkeiten																															
Kapustin 1963 1964 [39] [40]	$Nu_j = C \cdot Re^{0,5} Pr^b (\eta/\eta_w)^{0,14}$ <table><tr><th>θ</th><th>D/d</th><th>h/d</th><th>C</th><th>b</th></tr><tr><td rowspan="2">90°</td><td rowspan="2">2</td><td>0,67</td><td>1,60</td><td>0,24</td></tr><tr><td>0,21</td><td>1,45</td><td>0,24</td></tr><tr><td rowspan="2">45°</td><td rowspan="2">2</td><td>0,69</td><td>1,30</td><td>0,24</td></tr><tr><td>0,23</td><td>1,20</td><td>0,24</td></tr><tr><td></td><td></td><td>2,82</td><td>1,04</td><td>0,82</td></tr><tr><td></td><td></td><td>0,31</td><td>0,74</td><td>0,33</td></tr></table>	θ	D/d	h/d	C	b	90°	2	0,67	1,60	0,24	0,21	1,45	0,24	45°	2	0,69	1,30	0,24	0,23	1,20	0,24			2,82	1,04	0,82			0,31	0,74	0,33	$a) 10^2 \leq Re \leq 10^5$ $b) 10^2 \leq Re \leq 2 \cdot 10^5$ $300 \leq Pr \leq 8\,500$	Typ C + oS D = 0,31 m H/D = 1,13	D/d = 2:2,82 $0,21 \leq h/d \leq 1,04$ $\theta = 90^\circ \text{ u. } 45^\circ$	Öle
θ	D/d	h/d	C	b																																
90°	2	0,67	1,60	0,24																																
		0,21	1,45	0,24																																
45°	2	0,69	1,30	0,24																																
		0,23	1,20	0,24																																
		2,82	1,04	0,82																																
		0,31	0,74	0,33																																

Typ A B C D E F G

Rohrschlange I II

S = mit Strombrecher
oS = ohne Strombrecher

Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (7)



Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **à pales** (2)

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Blattrührer	Bemerkungen
Lichtenberg 1966 [41]	$Nu_j = 1,31 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (d/D)^{0,39} (l/D)^{0,34} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	$270 \leq Re \leq 4,8 \cdot 10^5$ $2,4 \leq Pr \leq 1\,100$	Typ B mit elektr. Beheizung + S D = 0,3 m H/D = 1,13	$1,67 \leq D/d \leq 4$ $0,10 \leq l/D \leq 0,60$ h/D = 0,17	4 Newtonsche Flüssigkeiten (Wasser + 3 Öle)
Gluz 1966 [42]	$Nu_{ij} = 0,216 \cdot Re_i^{0,67} Pr_i^{0,33} (K/K_w)^{-0,18}$ (-0,18 Druckfehler in [18]?)	$4 \leq Re_i \leq 10^5$ $5 \leq Pr_i \leq 2,5 \cdot 10^4$	Typ F + oS D = 0,3 m	D/d = 1,67 l/d = 0,28 h ₁ /d = 0,12 h ₂ /d = 0,75 θ = 45°	Elektrische Beheizung (Rohrschlange) Newtonsche und nicht- Newtonsche Flüssigkeiten 0,6 ≤ m ≤ 1,0 2 Rührer auf einer Welle
Mizushima u.a 1967 [43]	$Nu_j = 0,46 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (D/d)^{0,1}$ (l · sin θ/H) ^{0,15} · j ^{0,15} · [1-0,211 (0,63 - 1 · sin θ · i/H)] Falls 1 · sin θ/H > 0,32, dann = 0,32	$300 \leq Re \leq 4 \cdot 10^5$	Typ C/CI + oS D = 0,296 m D _c = 0,226 m	1 ≤ i ≤ 8 1,64 ≤ D/d ≤ 2,5 0,11 ≤ l/d ≤ 0,67 0,33 ≤ h/d ≤ 1,44	3 Newtonsche Flüssigkeiten Auch für Scheiben-, Schaufel- und Ankerrühr- er gültig
Hagedorn u.a 1967 [44]	$Nu_{ij} = 2,51 \cdot Re^{(0,96/(m+1) + 0,15)} Pr^{0,26} (K/K_w)^{0,31}$ (D/d) ^{0,46} (l/d) ^{0,46} · m ^{0,56} Extrem hohe Werte!	$35 \leq Re \leq 6,8 \cdot 10^5$ $2 \leq Pr \leq 23\,600$	Typ A + S D = 0,36 m	$1,75 \leq D/d \leq 3,5$ h/H ≤ 0,38 0,125 ≤ l/d ≤ 0,5	2 Newtonsche und 3 nicht-Newtonsche Flüs- sigkeiten 0,36 ≤ m ≤ 1,0
Nagata u.a 1972 [45]	oS: $Nu_j = 0,51 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ (d/D) ^{-0,25} (Σl _i /D) ^{0,15} · j ^{0,15} [(Σh _i /i _R · H)] ^{0,15} sin θ ^{0,5} mit Rohrschlange oS ohne Rohrschlange: C = 0,54 oS: $Nu_j = 1,40 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{0,3}$ (Σl _i /D) ^{0,45} j ^{0,20} [Σh _i /i _R · H] ^{0,2} sin θ ^{0,5} (H/D) ^{-0,6}	Re > 100 $2 \leq Pr \leq 2\,000$	Typ EI/E + oS/S D = 0,3 m	2 ≤ i ≤ 16 1,62 ≤ D/d ≤ 7,15 0,14 ≤ l/D ≤ 0,33 30° ≤ θ ≤ 90°	Σh _i = h ₁ + h ₂ /0,5 ≤ h ₁ /H ≤ 0,625 Σl _i = l ₁ + l ₂ /0,125 ≤ h ₂ /H ≤ 0,48 2 Rührer auf einer Welle Wasser/Glyzerinlösungen wäss. Karboxymethyl- zelluloselösung.
Typ A B C D E F G Rohrschlange I II S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher					








Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur à pales, échangeur interne

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Blattrührer	Bemerkungen
Chilton u.a. 1944 [34]	$Nu_c = 0,87 \cdot Re^{0,62} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	$300 \leq Re \leq 3,2 \cdot 10^6$ $3 \leq Pr \leq 2000$	Typ AI + oS D = 0,305 m D _c /D = 0,8 d _{Re} /D = 0,052	D/d = 1,67 l/d = 0,167 h/d = 0,15	4 Newtonsche Flüssigkeiten
Pratt 1947 [46]	$Nu_c = C \cdot Re^{0,5} Pr^{0,3} (l_c/L_c)^{0,8} (l/D_c)^{0,25} (d^2 \cdot D/d_{Re}^3)^{0,1}$ Quadratischer Tank: D = Kantenlänge und C = 39 Zylindrischer Tank: D = D und C = 34	$18\,800 \leq Re \leq 5,13 \cdot 10^5$	Typ DI ¹⁾ + oS 0,356 ≤ D ≤ 0,61 m 0,27 ≤ D _c ≤ 0,50 m	$2 \leq i_R \leq 5$ $0,14 \leq d \leq 0,36$ m $0,14 \leq l/d \leq 2,67$	1) Quadratischer und zylindrischer Querschnitt 2 Newtonsche Flüssigkeiten
Kraussold 1951 [35]	$Nu_c = 0,87 \cdot Re^{0,62} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} \quad 1)$	$10^3 \leq Re \leq 6 \cdot 10^5$ $2 \leq Pr \leq 2\,500$	Typ AI + oS D = 1,02 : 1,52 m H/D = 1,1 : 0,83	d = 0,51 : 0,91 m l/d = 1,4 : 0,17 h/d = 1 : 0,33	4 Newtonsche Flüssigkeiten 1) mit Daten anderer Autoren
Mizushima 1967 [47]	a) $Nu_{cd} = 23 \cdot Re^{0,5} Pr^{0,3} (l \sin \theta / L_c)^{0,15} j^{0,15} (d_{Re}/D_c)^{1,7} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ a) $Nu_{cd} = 23 \cdot m^{1,2} Re^{0,5} Pr^{0,3} (l \sin \theta / L_c)^{0,15} j^{0,15} (d_{Re}/D_c)^{1,7} (K/K_w)^{0,14}$	a) $100 \leq Re \leq 3 \cdot 10^5$ b) $0,2 \leq Re \leq 10^3$	D = 0,296 m L _c /D = 0,78 : 1,03 m D _c /D = 0,76 d _{Re} /D = 0,046 : 0,049	$1,64 \leq D/d \leq 5,92$ $0,14 \leq h/D \leq 0,91$	a) Newtonsche Flüssigkeiten plast. Fl. $\eta = \eta_p = (\tau - \tau_0)/\dot{\gamma}$ b) pseudoplast. Flüssigkeiten Falls $l \cdot \sin \theta / L_c > 0,32$, dann = 0,32
Nagata u.a. 1972 [48]	a) $Nu_c = 0,825 \cdot Re^{0,56} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,25} (i_R l/D)^{0,15} j^{0,15} (d_{Re}/D)^{-0,3}$ b) $Nu_c = 1,05 \cdot Re^{0,62} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,25} (i_R l/D)^{0,15} j^{0,15} (D_c/D)$ c) $Nu_c = 2,68 \cdot Re^{0,56} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,3} (i_R l/D)^{0,3} j^{0,2} [\sum h_j/(i_R H)]^{0,15} \sin \theta^{0,5} (H/D)^{-0,5}$ a) ohne Strombrecher und innerhalb der Rohrschlange b) ohne Strombrecher und unterhalb der Rohrschlange c) mit Strombrecher	$Re > 100$ $2 \leq Pr < 2000$	Typ EI + S/oS D = 0,3 m 0,225 ≤ D _c ≤ 0,24 m	$2 \leq i \leq 16$ $1,62 \leq D/d \leq 7,15$ $30^\circ \leq \theta \leq 90^\circ$	Wasser Glycerinlösungen wäss. Karboxymethylzelluloselösungen
Typ A B C D E F G Rohrschlange I II S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher					

Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (9)








Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type hélice (propeller)** (1)

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Propellerrührer	Bemerkungen
Brown u.a 1947 [49]	$Nu_j = 0,54 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,25} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	5 400 – 36 900 218 – 1 480	Typ A + oS D = 1,52 m H/D ≈ 0,8	i = 4 θ = 45° D/d = 2,5 h/d = 0,5	Flüssigkeiten, die zur Sul- fonierung und Nitrierung eingesetzt werden
Kapustin 1963 1964 [39] [40]	$Nu_j = 0,85 \cdot Re^{0,50} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	100 – 10 000 300 – 8 500	Typ C + oS D = 0,31 m H/D = 1,13	i = 3 θ = 50° D/d = 2,21 h/d = 0,59	Öle
Strek u.a 1965 [50]	$Nu_j = 0,639 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} [S/d/(0,285 + S/d)]$	$192 \cdot 10^5 \leq Re \leq 9,19 \cdot 10^5$	Typ C D = 0,3 m	$2 \leq i \leq 3$ D/d = 3 $0,4 \leq S/d \leq \infty$	üblich: $1 \leq S/d \leq 3$ Pr ≈ const (Exponent 0,33 übernommen)
Hagedorn u.a 1967 [44]	$Nu_{ij} = 0,55 \cdot Re^a Pr^{0,30} (K/K_w)^{0,32} (d/D)^{0,40} m^{1,32}$	$35 \leq Re \leq 6,8 \cdot 10^5$ $2 \leq Pr \leq 23 600$	Typ A + S D = 0,36 m	$2,33 \leq D/d \leq 3,41$ h/D = 0,71 h/H = 0,54	a = $1,28/(m + 1)$ $0,36 \leq m \leq 1,0$ 2 Newtonsche Flüssigkeiten 3 nicht-Newtonsche Flüssigkeiten
Strek u.a 1970 [51]	$Nu_j = C \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ $C = 0,505 \cdot \exp [0,3 \ln i - 0,0144i] \cdot 0,278 \exp [0,0469 \exp (0,923 \cdot \ln i)] d / S + 1 ^{-1}$	$1,71 \cdot 10^4 \leq Re \leq 9,15 \cdot 10^5$ $1,88 \leq Pr \leq 2 440$	Typ C + S D = 0,3 m H/D = 1,02	$2 \leq i \leq 45$ D/d = 3 $0,4 \leq S/d \leq$	Pr ∞ const (Exponent 0,33 übernommen)
Typ A  B  C  D  E 					S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher










Transfert de chaleur, film interne, brasseur type hélice (propeller) (2)

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Propellerrührer	Bemerkungen
Nagata u.a 1972 [48]	$Nu_j = 0,33 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,25} (h/H)^{0,15}$	nicht angegeben	Typ EI + oS D = 0,3 m	i = 3 $0,4 \leq d/D \leq 0,53$ $0,125 \leq h/H \leq 0,5$	Wasser Glyzerinlösungen wässrige Karboxymethyl- zelluloselösungen
Mishra u.a 1974 [52]	$Nu_j = 1,84 \cdot Re_s^{0,6} Pr_s^{0,33} (\eta_s/\eta_{sw})^{0,14}$ $\eta_s = K \cdot m^{-m} (4\pi n)^{m-1}$	$700 \leq Re_s^* \leq 2 \cdot 10^5$ $25 \leq Pr_s^* \leq 750$	Typ A + oS D = 0,305 m Standardbauweise	i = 3 D/d = 3	Karboxymethylzellulose- lösg. $0,67 \leq m \leq 0,88$ (nicht-Newtonsche Flüssigkeit)
Strek u.a 1975 [53]	$Nu_j = 1,03 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (l/d)^{0,52} \exp [0,3 \cdot \ln i - 0,0144 \cdot i] \cdot \{ 0,278 \cdot \exp [0,0469 \cdot \exp (0,923 \cdot \ln i)] \cdot d/S + 1 \}^{-1}$		Typ C + S D = 0,3 m	$2 \leq i \leq 45$ $0,4 \leq S/d < \infty$ $0,1 \leq l/d \leq 1$ D/d = 2,3	
Triverdi u.a 1975 [54]	$Nu_j = 1,18 \cdot Re^{0,55} Pr^{0,34} (\eta/\eta_w)^{0,14} (H/D)^{-0,47}$	$357 - 5,5 \cdot 10^5$ 2,37 – 2 165	Typ A D = 0,305 m $0,66 \leq H/D \leq 1,11$		5 Newtonsche Flüssigkeiten
Typ A  B  C  D  E  S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher					

Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (11)



Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type hélice (propeller)**, échangeur interne

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Propellerrührer	Bemerkungen
Ackley 1960 [55]	$Nu_{cd} = 0,078 \cdot Re^{0,62} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	nicht gegeben	Rohre der Rohrschlange $d_{Rc} = 38 \text{ mm}$	$S/d = 1$	Angaben zur Versuchsanordnung fehlen; 3 Flüssigkeiten
Skelland u.a. 1963 [56]	a) $Nu_{cd} = 0,0345 \cdot Re^{0,62} \left(\frac{D}{h}\right)^{0,27}$ (1 Propeller) b) $Nu_{cd} = 0,0886 \cdot Re^{0,55} (h_1/d)^{-0,0074} (h_2/d)^{0,0065}$ (2 Propeller)	a) $2,5 \cdot 10^5 \leq Re \leq 1,33 \cdot 10^6$ b) $7,66 \cdot 10^5 \leq Re \leq 1,39 \cdot 10^6$	Typ DI + S $D_c = 0,31 \text{ m}$ $d_{Rc}/D_c = 0,06$	$i = 3$ $S/d = 1$ $0,08 \leq d \leq 0,23 \text{ m}$ $0,33 \leq h/d \leq 5$	$Pr \approx \text{const. (Wasser)}$
Skelland u.a. 1965 [57]	$Nu_{cd} = 0,0573 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,41} (\eta/\eta_w)^{0,034} (D/h)^{0,254} (S/d)^{2,33} (i_s)^{-0,077} (D/b_s)^{0,058} (d_{Rc}/D)^{0,572} (l_c/d_{Rc})^{-0,018}$	$1,3 \cdot 10^4 \leq Re \leq 1,1 \cdot 10^6$	Typ DI + S $D = 0,46 \text{ m}$ $0,25 \leq D_c \leq 0,33 \text{ m}$ $2 \leq i_s \leq 6$	$i = 3$ $0,17 \leq d/D \leq 0,5$ $0,17 \leq h/D \leq 0,83$ $0,33 \leq S/d \leq 3$	Wasser und 3 Öle Heizen durch direkte Dampfeinleitung (Wasser)
Skelland u.a. 1969 [58]	$Nu_{cd} = 0,258 \cdot Re^{0,62} Pr^{0,32} (\eta_s/\eta_{sw})^{0,2} (d/D)^{0,1} (d_{Rc}/D)^{0,5}$ In Re und Pr wird η_s eingesetzt	$332 - 2,6 \cdot 10^5$ $11,8 - 110$	Typ DI + S $D = 0,46 \text{ m}$ $D_c = 0,31 \text{ m}$ $0,02 \leq d_{Rc}/D_c \leq 0,06$	$i = 3$ $2 \leq D/d \leq 5,75$ $0,61 \leq h/d \leq 1,5$ $S/d = 1$	nicht Newtonsche Flüssigkeiten $0,528 \leq m \leq 0,91$
Nagata u.a. 1972 [48]	$Nu_c = 1,31 \cdot Re^{0,56} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,25} (h/H)^{0,15}$	nicht gegeben	Typ EI + oS $D = 0,3 \text{ m}$	$i = 3$ $0,4 \leq d/D \leq 0,53$ $0,125 \leq h/H \leq 0,5$	Wasser Glyzerinlösungen wässrige Karboxymethylzelluloselösungen
Typ A  B  C  D  E  Rohrschlange I  II  S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher					

Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (12)










Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type ancre** (1)

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Ankerrührer	Bemerkungen
Brown u.a. 1947 [49]	$Nu_j = 0,55 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,25} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	$5\,400 \leq Re \leq 36\,900$ $218 \leq Pr \leq 1\,480$	Typ A + oS D = 1,52 m H/D = 0,8	$1,03 \leq D/d \leq 1,21$ $b/D \leq 0,05$ $0,02 \leq l_w/D \leq 0,09$	Flüssigkeiten, die zur Sulfonierung und Nitrierung eingesetzt werden
Uhl 1955 [38]	a) $Nu_j = 1,00 \cdot Re^{0,5} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,18}$ b) $Nu_j = 0,38 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,18}$	a) $30 \leq Re < 300$ b) $300 < Re \leq 4\,000$ $1\,380 \leq Pr \leq 100\,700$	Typ A + oS D = 0,61 m H/D = 1,2	$D/d \leq 1,04$ $b/d \leq 0,09$ $l_w/D \leq 0,019$	2 Newtonsche Flüssigkeiten
Uhl u. Vosnick 1960 [59]	$\frac{Nu_j(\eta_w/\eta)^{0,18}}{Pr^{0,33}} = \varnothing(Re) \text{ und } F(l_w/D);$ vgl. Fig 10 bzw. 11 in [54]	$10 \leq Re \leq 5\,000$ $1\,380 \leq Pr \leq 69\,600$	D = 0,26; 0,61 m 0,51 = H/D $\leq 1,26$	$1,04 \leq D/d \leq 1,05$ $0,09 \leq b/d \leq 0,13$ $0,009 \leq l_w/D \leq 0,073$	1 Öl (Newtonsche Flüssigkeit)
Kapustin [39] 1963 [40] 1964	$Nu_j = 1,38 \cdot Re^{0,5} Pr^{0,28} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	$200 \leq Re \leq 10^5$ $300 \leq Pr \leq 8\,500$	Typ C + oS D = 0,31 m H/D = 1,13	$D/d = 1,15$ $b/d = 0,064$ $h/d = 0,12$ $l_w/D = 0,07$	Öle
Gluz u.a. 1966 [42]	a) $Nu_{ij} = 0,636 \cdot Re_1^{0,5} Pr_1^{0,33} (K/K_w)^{-0,18}$ (- 0,18 Druckfehler in [18]) b) $Nu_{ij} = 0,374 \cdot Re_1^{0,67} Pr_1^{0,33} (K/K_w)^{-0,18}$	a) $8 \leq Re_1^* \leq 30$ b) $30 \leq Re_1^* \leq 3 \cdot 10^5$ $5 \leq Pr_1^* \leq 2,5 \cdot 10^4$	Typ F + oS D = 0,3 m	$D/d \leq 1,15$ $b/d \leq 0,08$ $l_w/D \leq 0,07$	Elektr. Beheizung (Rohrschlange) Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,6 \leq m \leq 1,0$
Krishnan u.a. 1966 [60]	$Nu_j = 0,63 [(3m+1)/(4m)]^{0,67} Re^{0,67} Pr^{0,3} (K/K_w)^{0,18}$ In Re und Pr: $\eta_s = K \cdot (B \cdot n)^{m-1} \left(\frac{3m+1}{4m}\right)^m$ mit $B = 9,5 + 9 \cdot (D/d)^2 / [(D/d)^2 - 1]$	$100 \leq Re \leq 5,5 \cdot 10^5$ $2,5 \leq Pr \leq 5 \cdot 10^3$	D = 0,55 mit Rohrschlange		nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,66 \leq m \leq 1,0$
Mizushima u.a. 1967 [61]	a) $Nu_j = 0,4 \cdot (Re/\Gamma)^{0,67} (Pr/\Gamma)^{0,33} (K/K_w)^{0,14}$ Korrekturfaktor $f = \left(\beta \frac{2\pi}{D/d-1}\right)$ mit $\beta = 14$ nach [62] $Nu_j \cdot (\eta/\eta_w)^{-0,14} / Pr^{0,33} 0,4 \cdot Re^{0,57} / (1 + 4,44 \cdot 10^2 He^{0,1} Pr^{0,33} Re^{-0,83})$	a) $300 \leq Re/\Gamma \leq 8 \cdot 10^5$ b) $10^4 \leq Re \leq 2 \cdot 10^5$	Typ AI + oS D = 0,296 m D = 0,12; 0,215 m	$D/d = 1,18 \text{ u. } 1,64$ $b/d = 0,14 \text{ u. } 0,19$ $l_w/D = 0,08 \text{ u. } 0,2$ $h/d = 0,16$	a) wässr. Karboxymethylzellulose (pseudoplastisch) $0,45 \leq m \leq 1$ b) Zementbrei plastisch $\eta = \eta_p = (\tau - \tau_0)/\dot{\gamma}$
Typ A B C D E F G Rohrschlange I II S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher					



Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type ancre** (2)

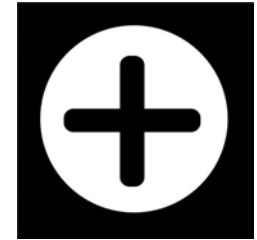
Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Ankerrührer	Bemerkungen																		
Hagedorn u.a. 1967 [44]	$Nu_j = 0,56 Re^{1,43/(m+1)} Pr^{0,30} (K/K_w)^{0,34} \cdot m^{0,54}$	$35 \leq Re \leq 6,8 \cdot 10^5$ $2 \leq Pr \leq 23\,600$	Typ A + oS D = 0,36 m H/D = 1,32 b/D = 0,07	D/d = 1,56 h/H = 0,26 (Rührermittelpunkt)	2 Newtonsche und 3 nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,36 \leq m \leq 1,0$																		
Mizushina u.a. 1967 [43]	$Nu_j = 0,46 Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (1 \cdot \sin \theta/H)^{0,15} i^{0,15} (D/d)^{0,1} [1 - 0,211 (0,63 - 1 \cdot \sin \theta \cdot i/H)]$ Falls $1 \cdot \sin \theta/H \geq 0,32$, dann $1 \cdot \sin \theta/H = 0,32$	$300 \leq Re \leq 4 \cdot 10^5$	Typ C/CI + oS D = 0,296 m D _c = 0,266 m	$1,1 \leq D/d \leq 2,47$ $1 \leq l/d \leq 1,5$ $0,05 \leq h/D \leq 0,34$ $i \geq 2; 4$	3 Newtonsche Flüssigkeiten Für Blatt-, Scheiben-, Schaufel- und Ankerrührer gültig																		
Zlokarnik 1969 [62]	$Nu_j = a (Re \cdot Pr^{0,5} + b)^{0,67} (v/v_w)^c$ <table><tr><td></td><td>D/d</td><td>a</td><td>b</td></tr><tr><td rowspan="2">Kühlen</td><td>100</td><td>0,934</td><td>400</td></tr><tr><td>1,02-1,1</td><td>0,242</td><td>4 000</td></tr><tr><td rowspan="2">Heizen</td><td>1</td><td>0,984</td><td>4 000</td></tr><tr><td>1,02-1,1</td><td>0,358</td><td>4 000</td></tr></table>		D/d	a	b	Kühlen	100	0,934	400	1,02-1,1	0,242	4 000	Heizen	1	0,984	4 000	1,02-1,1	0,358	4 000	$10^0 \leq Re \leq 10^5$ $3 \leq Pr \leq 3,6 \cdot 10^4$	Typ G + oS D = 0,4 m H/D = 1	$1 \leq D/d \leq 1,1$ b/d = 0,1 $0 \leq l_w/D \leq 0,05$	8 Newtonsche Flüssigkeiten Heizen: $c \cdot (D/d) = 2,2 \cdot 10^{-3} \cdot (D/d - 0,99)^{-1}$ Kühlen: $c = F(D/d)$ aus Abb. 6 [57]
	D/d	a	b																				
Kühlen	100	0,934	400																				
	1,02-1,1	0,242	4 000																				
Heizen	1	0,984	4 000																				
	1,02-1,1	0,358	4 000																				
Pollard u.a. 1969 [63]	$Nu_j = 0,35 Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ In Re und Pr: $\eta_s = K (\dot{\gamma})^{n-1}$ mit $\dot{\gamma} = \begin{cases} 18 \cdot n & \text{für } n < 0,83s^{-1} \\ 32 \cdot n^{3,75} & \text{für } n > 0,83s^{-1} \end{cases}$	$500 \leq Re \leq \approx 10^6$	$0,305 \leq D \leq 1,14$ m D _c = 0,15 m (D = 0,305 m)	$1,11 \leq D/d \leq 1,25$ b/d = 0,1	Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,38 \leq m \leq 1,0$																		
Sandall u.a. 1970 [64]	$Nu_j = 0,315 Re^{0,67} Pr^{0,33} (K/K_w)^{0,12}$ In Re und Pr: $\eta_s = K (B \cdot n)^{m-1} \left(\frac{3}{4} m + 1 \right)^m$ mit $B = 9,5 + 9 \cdot (D/d)^2 / [(D/d)^2 - 1]$	$320 \leq Re \leq 8,96 \cdot 10^4$ $2,1 \leq Pr \leq 644$	Typ G + oS D = 0,18 m	D/d = 1,02 b/d = 0,11 $l_w/D = 0,009$	nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,35 \leq m \leq 1,0$																		
Heinlein u.a. 1972 [65]	$Nu_j = C Re^{0,5} Pr^{0,33} (\eta_s/\eta_{sw})^{0,18}$ In Re und Pr: $\eta_s = K (B \cdot n)^{m-1}$ pseudoplastisch $\eta_s = \eta_p + \tau_o / (B \cdot n)$ Bingham plastisch <table><tr><td>l_w/D</td><td>C</td></tr><tr><td>0,013</td><td>0,691</td></tr><tr><td>0,045</td><td>0,531</td></tr><tr><td>0,090</td><td>0,546</td></tr><tr><td>0,143</td><td>0,613</td></tr></table>	l_w/D	C	0,013	0,691	0,045	0,531	0,090	0,546	0,143	0,613	$12 \leq Re \leq 300$ $868 \leq Pr \leq 9\,340$	Typ G + oS D = 0,184 m H/D = 1	$1,03 \leq D/d \leq 1,40$ b/D = 0,104 $0,015 \leq l_w/D \leq 0,14$	$B = 10,9 + 10,4 \left\{ \frac{D/d}{(D/d)^2} - 1 \right\}$ $\eta_p = (\tau - \tau_o)/\dot{\gamma}$ pseudopl. Flüssigk. $0,211 \leq m \leq 0,542$								
l_w/D	C																						
0,013	0,691																						
0,045	0,531																						
0,090	0,546																						
0,143	0,613																						
Nishikawa u.a. 1976 [66]	a) $Nu_j = 1,5 Re^{0,5} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,20}$ b) $Nu_j = 0,52 Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ Bei nicht-Newtonschen Flüssigkeiten wird η_s in Re u. Pr eingesetzt	a) $50 \leq Re \leq 500$ b) $500 \leq Re \leq 10^6$	Typ C D = 0,3 m	$1,05 \leq D/d \leq 1,25$ $0,1 \leq b/d \leq 0,12$ $0,05 \leq l_w/D \leq 0,10$	3 Newtonsche und 3 nicht-Newtonsche Flüssigkeiten																		

Typ A B C D E F G

S = mit Strombrecher
oS = ohne Strombrecher



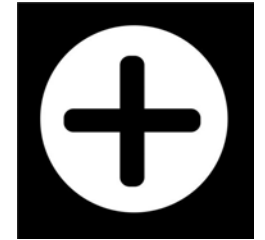
S = mit Strombrecher
oS = ohne Strombrecher



Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type ancre**, échangeur interne

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Ankerrührer	Bemerkungen
Krishnan u.a. 1966 [60]	$Nu_c = 0,835 [(3m + 1)/(4m)]^{9,5} Re^{0,67} Pr^{0,3} (K/K_w)^{0,18}$ $\text{In Re u. Pr: } \eta_s = K (B \cdot n)^{m-1} \left(\frac{3m+1}{4m} \right) \text{ mit}$ $B = 9,5 + 9 (D/d)^2 / [(D/d)^2 - 1]$	$100 \leq Re \leq 5,5 \cdot 10^5$ $2,5 \leq Pr \leq 5 \cdot 10^3$	$D = 0,52 \text{ m}$ mit Rohrschlange		nicht-Newtonische Flüssigkeiten $0,66 \leq m \leq 1,0$
Mizushima u.a. 1967 [47]	$a) Nu_{cd} = 23 \cdot Re^{0,5} Pr^{0,3} (l \cdot \sin \theta / L_c)^{0,15} j^{0,15} (d_{RC}/D_c)^{1,7} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ $b) Nu_{cd} = 23 m^{1,2} Re^{0,5} (l \cdot \sin \theta / L_c)^{0,15} j^{0,15} (d_{RC}/D_c)^{1,7} (K/K_w)^{0,14}$	$a) 100 \leq Re \leq 3 \cdot 10^5$ $b) 0,2 \leq Re_3 \leq 10^3$	$D = 0,296 \text{ m}$ $L_c/D = 0,78; 1,03$ $D_c/D = 0,76$ $d_{RC}/D = 0,046; 0,049$	$1,64 \leq D/d \leq 2,47$ $b/D = 0,057$ $h/d = 0,34$	$a)$ Newtonsche Flüssigkeiten plastische Flüssigk. $\eta m \eta_w = (\tau - \tau_0)/\dot{\gamma}$ $b)$ pseudoplastische Flüssigkeiten Falls $l \cdot \sin \theta / L_c > 0,32$, dann $= 0,32$
Pollard u.a. 1969 [63]	$Nu_c = 0,077 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (D_c/D)^{-0,27} (d_{RC}/D)^{-0,48}$ $\text{In Re u. Pr: } \eta_s = K (\dot{\gamma})^{m-1} \text{ mit } \dot{\gamma} = \begin{cases} 18n \text{ für } n < 0,83s^{-1} \\ 32n^{3,75} \text{ für } n > 0,83s^{-1} \end{cases}$	$200 \leq Re \leq 6 \cdot 10^5$	$D = 0,305 \text{ m}$ $D_c = 0,15 \text{ m}$ $d_{RC}/D_c = 0,09$ $i_c = 6,5$	$D/d = 1,21$ $b/d = 0,1$	$1)$ Potenzen von Jha und Rao [31] übernommen Newtonsche und nicht-Newtonische Flüssigkeiten $0,38 \leq m \leq 1,0$
Blasiński u.a. 1972 [67]	$Nu_{cd} = 0,084 Re_i^{0,55} Pr_i^{0,33} (D_c/D)^{0,74} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	$31 \leq Re_i^* \leq 28 \cdot 10^3$ $19,2 \leq Pr_i^* \leq 8 \cdot 10^4$	Typ CI + oS $D = 0,3 \text{ m}$ $0,40 \leq D_c/D \leq 0,73$ $0,05 \leq d_{RC}/D_c \leq 0,1$	$D/d = 1,05$ $b/d = 0,05$ $h/d = 0,18$ $l_w/D = 0,024$	$1)$ vermutlich $(K/K_w)^{0,14}$ gemeint, vgl. Gl. (27) in [60] nicht-Newtonische Flüssigk. $0,65 \leq m \leq 0,87$
Typ A B C D E F G					
Rohrschlange I II					
S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher					

Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (15)



Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type hélicoïdal**

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Wendelrührer	Bemerkungen
Gluz u.a. 1966 [42]	$Nu_j = 0,633 \cdot Re_1^{0,5} Pr_1^{0,33} (K/K_w)^{0,18}$	$8 \leq Re_1 \leq 10^5$ $5 \leq Pr_1 \leq 2,5 \cdot 10^4$	Typ F + oS D = 0,3 m	$d/D = 0,93$ $S/d = 0,57$ $h/D = 0,07$	Elektrische Beheizung (Rohrschlange) Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,6 \leq m \leq 1,0$
Nagata u.a. 1972 [68]	a) $Nu_j = 4,2 \cdot Re^{0,33} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,2}$ b) $Nu_j = 0,42 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	a) laminar $1 \leq Re \leq 1\,000$ b) turbulent $Re \leq 1\,000$	Typ C + oS D = 0,3 m	Doppelwendelrührer $D/d = 1,07$ $l/d = 1$ $b/d = 0,11$	Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten ($\eta = \eta_s$)
Nishikawa u.a. 1976 [66]	a) $Nu_j = 1,75 \cdot Re^{0,33} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,2} [(D-d)/D]^{0,33}$ b) $Nu_j = 0,52 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	a) $0,1 \leq Re \leq Re_K$ b) $Re_K \leq Re \leq 10^6$	Typ C + oS D = 0,3 m	$1,03 \leq D/d \leq 1,25$ $b/d \approx 0,3$ m	Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten ($\eta = \eta_s$) $Re_K = 39 \cdot D/(D-d)$
Typ A B C D E F G					S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher

Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (16)



Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type turbine** (1)

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Scheiben- bzw. Schaufelrührer	Bemerkungen
Cummings u.a. 1950 [69]	$Nu_j = 0,40 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	$2 \cdot 10^3 \leq Re \leq 7,7 \cdot 10^5$ $2,2 \leq Pr \leq 1\,190$	Typ A1 + oS D = 0,76 m $D_c/D = 0,8$ $d_{RC}/D_c = 0,042$	1) D/d = 2,5 i = 6 (gekrümmt) 2) D/d = 2,5 $\theta = 45^\circ$; i = 6	5 Newtonsche Flüssigkeiten
Brooks u.a. 1959 [70]	$Nu_j = C \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ a) oS: C = 0,54 b) S: C = 0,74	a) oS $30 \leq Re \leq 5 \cdot 10^5$ b) S $400 \leq Re \leq 5 \cdot 10^5$	Typ A + S/oS D = 0,51 m H/D = 1,05	D/d = 3,33 b/d = 0,25 h/D = 0,33 i = 6	3 Newtonsche Flüssigkeiten
Strek 1963 [71]	$Nu_j = 1,01 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (d/D)^{0,13} (h/D)^{0,12} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ Standardbauweise: $Nu_j = 1,76 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} \eta/\eta_w^{0,14}$	$5 \cdot 10^3 \leq Re \leq 8,5 \cdot 10^5$	Typ C + S D = 0,3; 0,6 m H/D ≈ 1	i = 6 $0,16 \leq d/D \leq 0,75$ $0,05 \leq h/D \leq 0,7$ b/d = 0,25	Wasser (Pr \approx const) Exponenten a und c übernommen
Kapustin 1963 1964 [39] [40]	a) h/d = 0,34; $Nu_j = 1,00 Re^{0,50} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ b) h/d = 1,07; $Nu_j = 1,24 Re^{0,5} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$	a) $100 \leq Re \leq 10^4$ $100 \leq Re \leq 10^4$ b) $300 \leq Pr \leq 8\,500$	Typ C + oS D = 0,31 m H/D = 1,13	i = 8 D/d = 3 h/d = 0,34 h/d = 1,07	Rührerform
Chapman u.a. 1964 [72]	$Nu_j = 1,15 \cdot Re^{0,65} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,24} (h/D)^{0,4} (H/D)^{-0,56}$ Standardbauweise: $Nu_j = 0,73 \cdot Re^{0,65} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,24}$	$20 \leq Re \leq 40\,000$	Typ C + S $0,3 \leq D \leq 0,69$ m $0,66 < H/D \leq 1$	i = 6 d/D = 0,33 b/d = 0,25 $0,25 \leq h/d \leq 1$	3 Newtonsche Flüssigkeiten Multiple Regression (Kein Exponent angenommen)
Gluz u.a. 1966 [42]	$Nu_{ij} = 0,215 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (K/K_w)^{-0,16}$ (- 0,18 Druckfehler in [18]?)	$5 \leq Re \leq 2 \cdot 10^5$ $5 \leq Pr \leq 2,5 \cdot 10^4$	Typ F + oS D = 0,3 m	i = 6 D/d = 3 l/d = 0,2 h/d = 0,5	Elektrische Beheizung (Rohrschlange) Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,6 \leq m \leq 1,0$
Carreau u.a. 1966 [73]	$Nu_j = 1,474 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta_d/\eta_{dw})^{0,24/m}$	$100 \leq Re \leq 5\,000$ $100 \leq Pr \leq 800$	Typ A + S D = 0,76 m H/D = 0,83	i = 4 $\theta = 45^\circ$ D/d = 1,67 l/d = 0,18 h/d = 0,53	nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,303 \leq m \leq 0,767$
Hagedorn u.a. 1967 [44]	$Nu_{ij} = 3,57 \cdot Re^{1,25/(m+1)} Pr^{0,24} \cdot (K/K_w)^{0,3} \cdot m^{0,78}$ Die Konstante 3,57 ist vermutlich zu hoch (Druckfehler?)	$35 \leq Re \leq 6,8 \cdot 10^5$ $2 \leq Pr \leq 23\,600$	Typ A + S D = 0,36 m	i = 6 h/H = 0,38 $2,0 = D/d \leq 3,5$	2 Newtonsche und 3 nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,36 \leq m \leq 1,0$
Typ A B C D E F G					S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher

Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (17)



Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type turbine** (2)

Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Scheiben- bzw. Schaufelrührer	Bemerkungen
Mizushima u.a. 1967 [43]	$Nu_j = 0,46 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (D/d)^{0,1} (1/\sin \theta/H)^{0,15} i^{0,15} [1 - 0,211 (0,63 - 1/\sin \theta i/H)]$	$300 \leq Re \leq 4 \cdot 10^5$	Typ C CI + oS D = 0,296 m D _c = 0,226 m	$1 \leq i \leq 8$ $1,64 \leq D/d \leq 2,82$ $l/d \approx 0,2$ $b/d = 0,25$	Falls $1/\sin \theta/H > 0,32$ dann $1/\sin \theta/H = 0,32$ 3 Newtonsche Flüssigkeiten Auch für Blatt- und Ankerrührer gültig
Sandall u.a. 1970 [64]	$Nu_{jc} = 0,482 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (K/K_w)^{0,12}$ In Re und Pr η_s einsetzen; $\eta_s =$ $K \cdot (B \cdot n)^m - 1 \left(\frac{3m+1}{4m} \right)$ mit B = 11 ± 10 %	$80 \leq Re \leq 93\,000$ $2,1 \leq Pr \leq 644$	Typ G + S D = 0,18 m	$i = 6$ $d/D = 0,35$ $b/D = 0,25$ $l/D = 0,2$ $h/D = 1$	nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,35 \leq m \leq 1,0$
Pandian u.a. 1970 [74]	$Nu_j = 0,86 \cdot Re_2^{0,62} Pr^{0,33}$ (Heizen)	$100 \leq Re_2 \leq 4 \cdot 10^4$	Typ CI + S D = 0,356 m $d_{RC}/D = l_c/D = 0,05$	$i = 4$ $D/d = 0,33$ Standardbauweise	5 nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,70 \leq m \leq 0,95$
Strek u.a. 1971 [75]	$Nu_j = 0,995 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (0,0298 \cdot H/l + 0,715)^{-1}$	$1,32 \cdot 10^4 \leq Re \leq 4,8 \cdot 10^5$ $1,9 \leq Pr \leq 2,4$	Typ C + S D = 0,3 m H/D = 1,03 m	$i \leq i = 6$ $D/d = 3$ $h/D = 0,33$ $0,0133 \leq l/H \leq 0,566$	Wasser ($Pr \approx \text{const}$)
Nagata u.a. 1972 [48]	$Nu_j = 0,48 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,25} (l/D)^{0,15} (h/D)^{0,12}$	Keine Angaben	Typ EI + oS D = 0,3 m $0,225 \leq D_c \leq 0,240$ m	$i = 6$ (gekrümmt) $0,3 \leq d/D \leq 0,5$ $0,03 \leq l/D \leq 0,05$ $0,125 \leq h/D \leq 0,5$	Wasser Glyzerinlösungen wäss. Karboxymethylzelluloselösg.
Nagata u.a. 1972 [45]	oS: $Nu_j = 0,51 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,25} (\Sigma l_i/D)^{0,15} i^{0,15} (\Sigma h_i/(i_R \cdot H))^{0,15} \sin \theta^{0,5}$ und Rohrschlange oS und ohne Rohrschlange: C = 0,54 S: $Nu_j = 1,40 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,3} (\Sigma l_i/D)^{0,45} i^{0,20} (\Sigma h_i/(i_R \cdot H))^{0,2} \sin \theta^{0,5} \left(\frac{H}{D}\right)^{-0,6}$	$2 \leq Re > 100$ $\leq Pr \leq 2\,000$	Typ E/Typ EI + S/oS D = 0,3 m	$2 \leq i \leq 16$ $1,14 \leq d/D \leq 0,67$ $30^\circ \leq \theta \leq 90^\circ$ $0,06 \leq b/D \leq 0,17$ $0,03 \leq l/D \leq 0,20$	$\Sigma h_i = h_1 + h_2/0,5 \leq h_1/H \leq 0,625$ $\Sigma l_i = l_1 + l_2/0,125 \leq h_2/H \leq 0,48$ (2 Rührer auf einer Welle) Wasser/Glyzerinlösungen wäss. Karboxymethylzelluloselösg.
Suryanarayanan u.a. 1976 [76]	$Nu_j = 0,22 \cdot Re^{0,63} Pr^{0,33} (d/D)^{0,14} (h/D)^{0,09} (D_c/D)^{-0,21} (d_{RC}/D)^{-0,35}$ (Heizen) In Re und Pr: $\eta_s = K' / [(B \cdot n)^{1-m}]$ mit $K' = \tau_w / (8 \cdot \bar{v}/d_{Ri})^m$ und B = 11 ± 10 %	$200 \leq Re \leq 21\,700$ $49 \leq Pr \leq 1\,220$	Typ CI + S D = 0,356 m	$i = 4$ $0,22 \leq d/D \leq 0,43$ $0,25 \leq h/D \leq 0,60$	5 Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,47 \leq m \leq 1,0$
Typ A B C D E F G					S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher

Source: Rührtechnik, Hühlig

Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (18)

Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type turbine**, échangeur **interne** (1)



Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Scheiben- bzw. Schaufelrührer	Bemerkungen
Rushton u.a. 1948 [77]	d = 0,41 m: Heizen: $\alpha_C = 0,0162 \cdot Re$ [W/(m ² grd)] Kühlen: $\alpha_C = 0,0150 \cdot Re$ [W/(m ² grd)] d = 0,3 m: Heizen: $\alpha_C = 0,0133 \cdot Re^{0,7}$ [W/(m ² grd)] Kühlen: $\alpha_C = 0,0125 \cdot Re^{0,7}$ [W/(m ² grd)]		Typ DII + S D = 1,22 m H/D = 1 d _{RC} /D = 0,0208	i = 6 0,25 ≤ d/D < 0,33 0,75 ≤ h/d ≤ 2 Standardbauweise	Rohrschlange II wirkt als Strombrecher (4 Rohre) Wasser (Pr = const)
Cummings u.a. 1950 [70]	$Nu_C = C \cdot Re^{0,33} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ 1) C = 1,01 2) C = 0,91 (10 % niedriger gegenüber Rührer 1)	2 000 ≤ Re ≤ 7,7 · 10 ⁵ 2,2 ≤ Pr ≤ 1 190	Typ AI + oS D = 0,76 m D _C /D = 0,8 d _{RC} /D _C = 0,042	1) D/d = 2,5 i = 6 (gekrümmt) 2) D/d = 2,5 θ = 45°, i = 6	5 Newtonsche Flüssig- keiten
Dunlap u.a. 1953 [78]	$Nu_{Cd} = 0,09 \cdot Re^{0,65} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{0,33} (2/i)^{0,2}$ In [28]: $(\eta/\eta_{\text{mittlere Filmtemperatur}})^{0,4} \approx (\eta/\eta_w)^{0,14}$ (vgl. Diskussion)	≈ 10 ³ ≤ Re ≤ 1,5 · 10 ⁶	Typ D II + S 2 ≤ i _s ≤ 8 D = 0,61; 1,22 m d _{RC} = l _C = 0,038; 0,048 m	i = 4 2 ≤ D/d ≤ 6 h/D = 0,5	Rohrschlange II wirkt als Strombrecher (3 Rohre) 3 Newtonsche Flüssig- keiten
Oldshue u.a. 1954 [79]	$Nu_{Cd} = 0,17 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,37} (d/D)^{0,1} (d_{RC}/D)^{0,5} (\eta/\eta_w)^C$ lg c = -0,208 · lg η - 0,745 für 0,3 · 10 ⁻³ ≤ η ≤ 0,4 Kg/(m · s)	400 ≤ Re ≤ 1,5 · 10 ⁶ 232 ≤ Pr ≤ 6 330	Typ DI + S D = 1,22 m 0,87 ≤ D _C ≤ 0,89 m 0,018 ≤ d _{RC} /D ≤ 0,036	i = 6 0,25 ≤ d/D ≤ 0,58 h/d = 1	Wasser und Öle
Nooruddin u.a. 1966 [80]	$Nu_C = 1,04 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (X_l/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{0,18} (i/\delta)^{0,28}$	10 ⁴ ≤ Re ≤ 1,5 · 10 ⁵ 4 ≤ Pr ≤ 25	i _s = 2 D = 0,356 m D _C = 0,248 m d _{RC} /D _C = 0,08	2 ≤ i ≤ 6 0,21 ≤ d/D ≤ 0,43	Newtonsche Flüssigkeiten
Jha u.a. 1967 [81]	$Nu_C = 1,18 \cdot Re^{0,67} Pr^{0,33} (d_{RC}/D)^{-0,48} (D_C/D)^{-0,27} (h/D)^{0,14}$	1 ≤ Re ≤ 2,5 · 10 ⁵	D = 0,356 m. S H/D = 1,40 0,44 ≤ D _C /D ≤ 0,70 0,02 ≤ d _{RC} /D ≤ 0,05	i = 4 d/D = 0,33 0,267 ≤ h/D ≤ 0,627	Wasser
Mizushima u.a. 1967 [47]	a) $Nu_{Cd} = 23 \cdot Re^{0,5} Pr^{0,3} (1 \cdot \sin \theta/L_C)^{0,15} i^{0,15} (d_{RC}/D_C)^{1,7} (\eta/\eta_w)^{0,14}$ Newtonsche Flüssigkeiten u. plastische Flüssigkeiten b) $Nu_{Cd} = 23 m^{1,2} \cdot Re^{0,5} Pr^{0,3} (1 \cdot \sin \theta/L_C)^{0,15} i^{0,15} (d_{RC}/D_C)^{1,7} (K/K_w)^{0,14}$ Pseudoplastische Flüssigkeiten	a) 100 ≤ Re ≤ 3 · 10 ⁵ b) 0,2 ≤ Re ₃ ≤ 10 ³	D = 0,296 m L _C /D = 0,78; 1,03 D _C /D = 0,76 d _{RC} /D = 0,046; 0,049	i = 4 1,62 ≤ D/d ≤ 5,92 0,14 ≤ h/d ≤ 0,57	$\eta \leq \eta_w = (\tau - \tau_0)/\dot{\gamma}$ Falls $1' \cdot \sin \theta/L_C > 0,32$, dann $1 \cdot \sin \theta/L_C = 0,32$
Typ A B C D E F G Rohrschlange I II S = mit Strombrecher oS = ohne Strombrecher					

Source: Rührtechnik, Hühlig

Module 3.3: Les corrélations adimensionnelles (19)

Transfert de chaleur, film **interne**, brasseur **type turbine**, échangeur **interne** (2)



Verfasser	Gebrauchsformeln	Re-Bereich Pr-Bereich	Rührkessel	Scheiben- bzw. Schaufelrührer	Bemerkungen
Marshall u.a. 1970 [82]	$Nu_{Cd} = 0,026 \cdot Re^{0,65} Pr^b (D/D_C)^{0,98}$ Kühlen: $b = 0,28$ Heizen: $b = 0,4$ (empfohlen)	$5\,000 \leq Re \leq 10^6$	Typ DI + oS $D = 1,22\text{ m}$ $D_C = 0,56; 0,76$ u. $0,97\text{ m}$	$i = 6$ $3 \leq D/d \leq 4$ $b/D = 0,25$ $l/d = 0,2$	3 spiralförmige Rohrschlangen werden parallel geschaltet Wasser und Öl
Pandian u.a. 1970 [74]	$Nu_C = 1,24 \cdot Re_{22}^{0,65} Pr_2^{0,33} (\text{Kühlen}) e_2$	$100 \leq Re_2 \leq 10^4$	Typ CI + oS $D = 0,356\text{ m}$ $d_{RC}/D = l_C/D = 0,05$	$i = 4$ $d/D \leq 0,33$ Standardbauweise	5 nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,70 \leq m \leq 0,95$
Nagata u.a. 1972 [48]	$Nu_C = 2,51 \cdot Re^{0,56} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,15} (l/D)^{0,15}$	Keine Angaben	Typ EI + oS $D = 0,3\text{ m}$ $0,225 \leq D_C \leq 0,24\text{ m}$	$i = 6$ (gekrümmt) $0,3 \leq d/D \leq 0,5$ $0,03 \leq l/D \leq 0,05$ $0,125 \leq h/D \leq 0,5$	Wasser Glyzerinlösungen wässrige Karboxymethylzelluloselösungen
Nagata u.a. 1972 [48]	oS und innerhalb der Rohrschlange: $Nu_C = 0,825 \cdot Re^{0,56} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,25} (i_R l/D)^{0,15} (d_{RC}/D)^{-0,3}$ oS und unterhalb der Rohrschlange: $Nu_C = 1,05 \cdot Re^{0,62} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,25} (i_R l/D)^{0,15} (D_C/D) + S$ $Nu_C = 2,68 \cdot Re^{0,56} Pr^{0,33} (\eta/\eta_w)^{0,14} (d/D)^{-0,3} (i_R l/D)^{0,3} i^{0,2} (\sum hi/(i_R H))^{0,15} \sin \theta^{0,5} (H/D)^{-0,5}$	$Re > 100$ $2 \leq Pr \leq 2\,000$	Typ EI + S/oS $D = 0,3\text{ m}$ $0,225 \leq D_C \leq 0,24\text{ m}$	Rührer wie in [25] $0,04 \leq l_C/D_C \leq 0,11$ $0,96 \leq L_C/D_C \leq 1,1$	Wasser Glyzerinlösungen wässrige Karboxymethylzelluloselösungen
Edney u.a. 1973 [83]	$Nu_{Cd} = 0,0675 \cdot Re^{0,607} Pf_4^{0,345} (K/K_w)^{0,2}$	$401 \leq Re_4 \leq 9,2 \cdot 10^5$ $4,34 \leq Pf_4 \leq 1,9 \cdot 10^3$	Typ DI + S $D = 1,22\text{ m}$ $D_C = 0,559\text{ m}$ $d_{RC}/D_C = 0,09$	$i = 6$ $d/D = 0,25$ $l/D = 0,20$	6 Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,496 \leq m \leq 1,0$
Edney u.a. 1976 [84]	$Nu_{Cd} = 0,036 \cdot Re^{0,641} Pr^{0,353} (D_C/D)^{-0,375} (\eta_s/\eta_{sw})^{0,2}$ In Re und Pr wird η_s eingesetzt	$401 \leq Re \leq 9,2 \cdot 10^5$ $4,34 \leq Pr \leq 1,9 \cdot 10^3$	Typ DI + S $D = 1,22\text{ m}$ $0,46 \leq D_C/D \leq 0,79$ $d_{RC}/D = 0,04$	$i = 6$ $d/D = 0,25$ $l/D = 0,20$	6 Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,496 \leq m \leq 1,0$
Suryanarayanan u.a. 1976 [76]	$Nu_C = 0,21 \cdot Re^{0,66} Pr^{0,33} (d/D)^{0,17} (h/D)^{0,13} (D_C/D)^{-0,29} (d_{RC}/D)^{-0,45} (\text{Kühlen})$ In Re und Pr: $\eta_s = K' / (B \cdot n)^{m-1}$ mit $K' = \tau_w / (8 \sqrt{d_R})^m$ und $B = 11 \pm 10\%$	$200 \leq Re \leq 21\,700$ $49 \leq Pr \leq 1\,220$	Typ CI + S $D = 0,356\text{ m}$	$i = 4$ $0,22 \leq d/D \leq 0,43$ $0,25 \leq h/D \leq 0,60$	5 Newtonsche und nicht-Newtonsche Flüssigkeiten $0,47 \leq m \leq 1,0$

Typ A
 B
 C
 D
 E
 F
 G

Rohrschlange I
 II

S = mit Strombrecher
oS = ohne Strombrecher

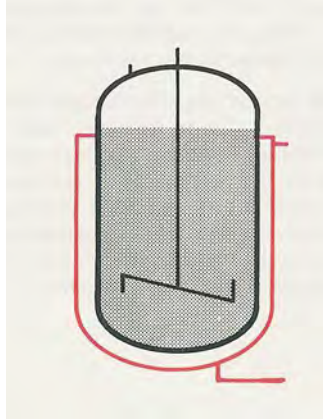
Module 3.3.2

3.3 Les réacteurs cuves agitées

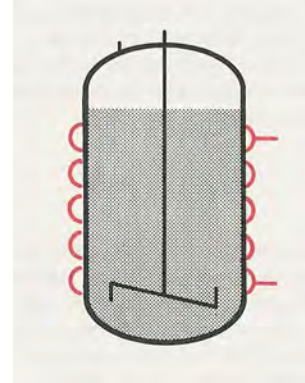
3.3.2 Les types de réacteurs

Module 3.3: Les types de cuves (1)

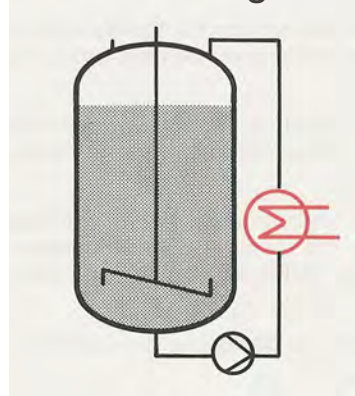
Cuve à double manteau



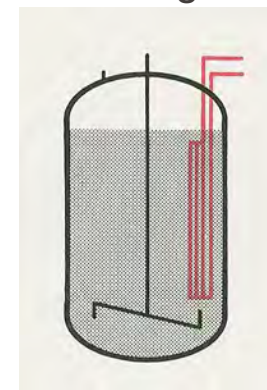
Cuve avec double manteau en demi-tube



Cuve avec échangeur externe



Cuve avec échangeur interne



Module 3.3: Les types de cuves (2)



$V=63 \text{ m}^3$

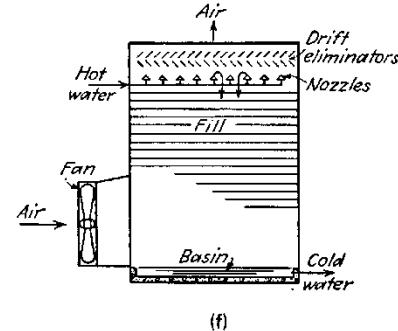
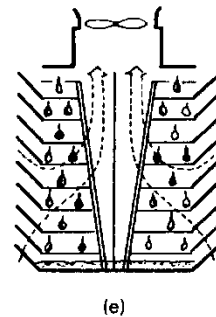
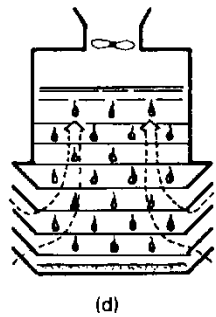
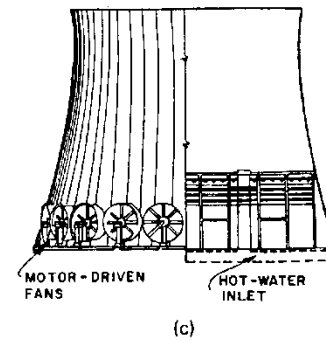
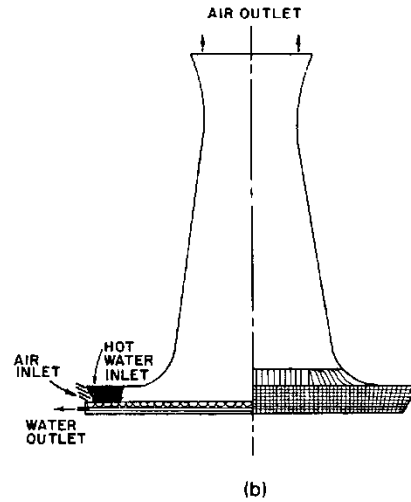
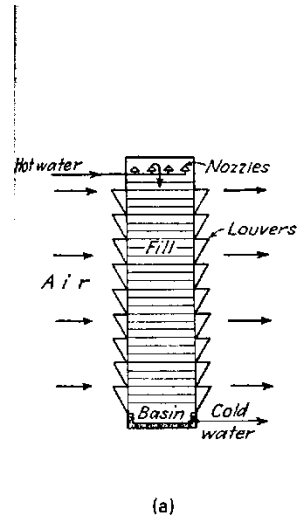


Source images: <https://www.mixmachinery.com/>

Module 3.4

3.4 Les tours de refroidissement

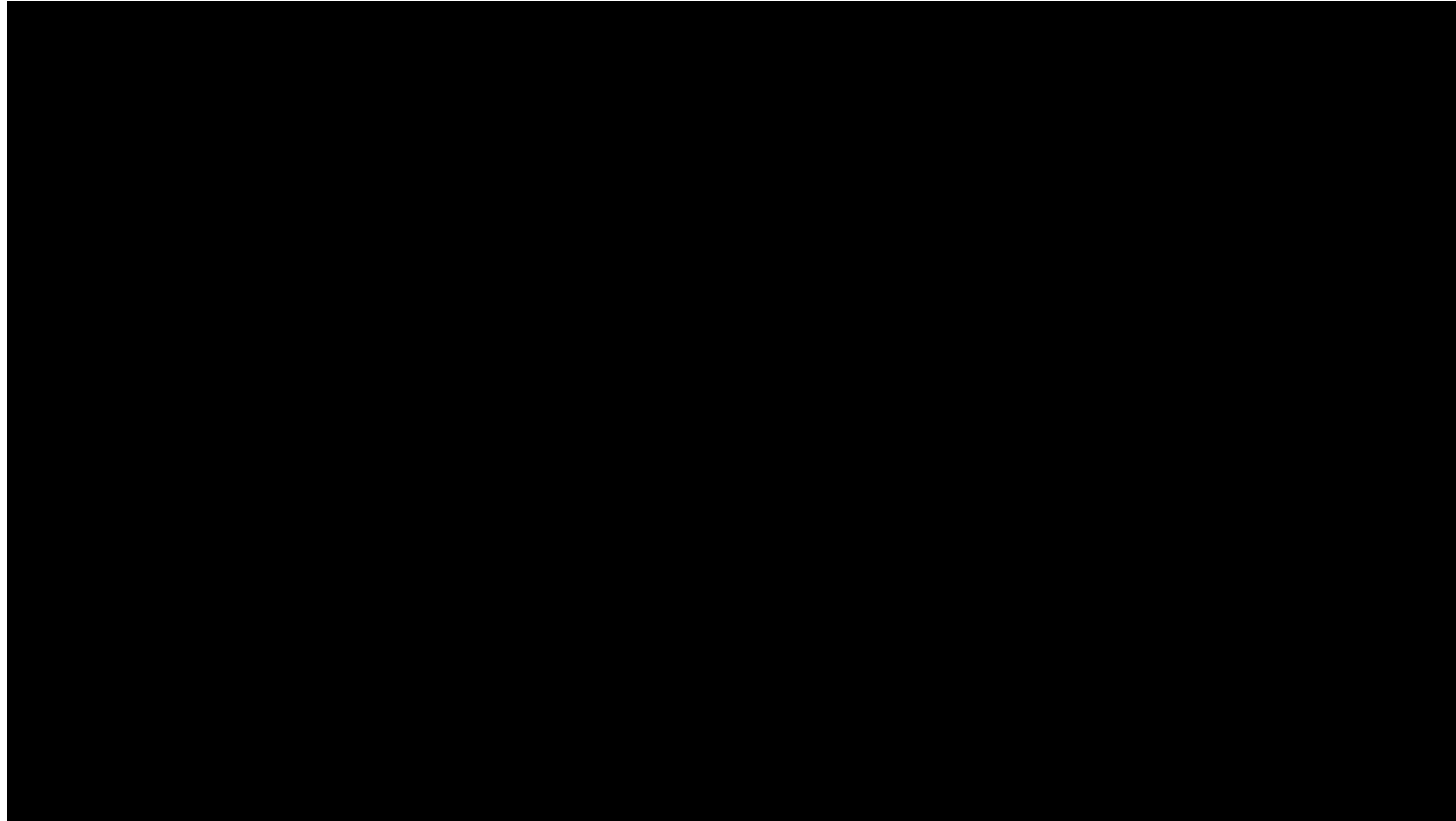
Module 3.4: Tours de refroidissement (1)



- a) Atmosphérique, dépend de la vitesse du vent
- b) Convection naturelle hyperbolique
- c) Convection forcée hyperbolique (ventilateurs)
- d) Contre-courant induit
- e) Flux croisé induit
- f) Courant forcé

Module 3.4: Tours de refroidissement (2)

Fonctionnement d'une tour de refroidissement



Durée 2'38"