

## Tema 3. Transmisión de calor por convección<sup>oo</sup>

### I. FLUJO INTERNO

#### Introducción

#### Coefficientes individuales de transmisión de calor

2.1 Coeficientes individuales locales y medios

2.2 Análisis dimensional

#### Estimación de coeficientes

3.1 Régimen laminar

3.2 Régimen turbulento

3.3 Régimen de transición

3.4 Conducciones de sección no circular

3.5 Convección natural

3.6 Fluidos no newtonianos

3.7 Metales líquidos

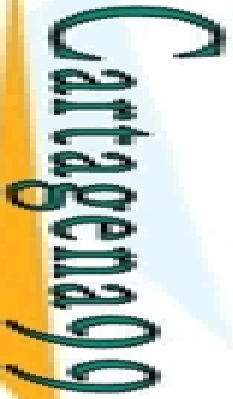
The logo for Cartagena99 features the text 'Cartagena99' in a stylized, green, cursive font. The text is positioned above a graphic element consisting of a blue and orange shape that resembles a stylized map of the city of Cartagena or a similar geographical feature.

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
--  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## Tema 3. Transmisión de calor por convección

### II. FLUJO EXTERNO

1. **Introducción**
2. **Estimación de coeficientes**
  - 2.1 Geometría sencilla
  - 2.2 Bancos de tubos
  - 2.3 Convección natural



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
-- --  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP:689 45 44 70

# I. FLUJO INTERNO

## 1. Introducción

en

... smo complejo de transporte de calor en el seno de fluidos en movimiento.  
... ración de conducción y radiación, acoplado con flujo de fluidos.

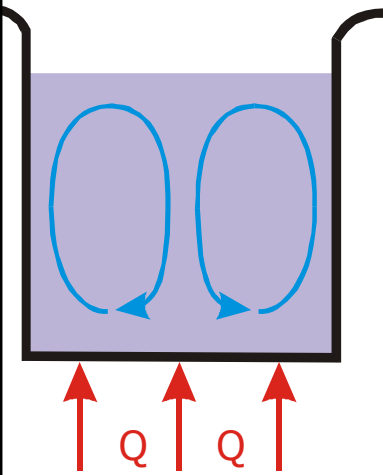
**... mento:** desplazamiento de grupos o enjambres de moléculas que se mezclan con otras a  
... te temperatura.

... sa que provoca el movimiento)

**... cción natural:** gradiente de densidades (debido a gradiente de T y/o C).

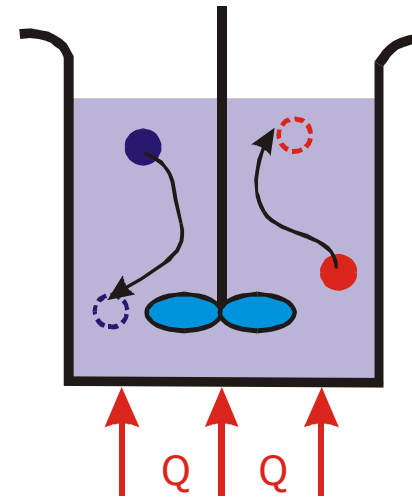
**... cción forzada:** acción mecánica externa.

**Convección natural**



Simultáneos  
y/o  
independientes

**Convección forzada**

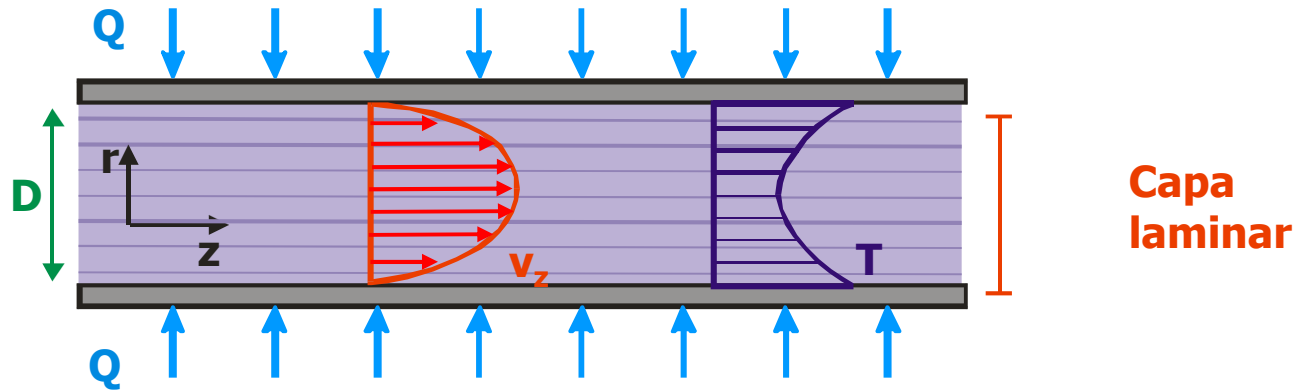


# I. FLUJO INTERNO

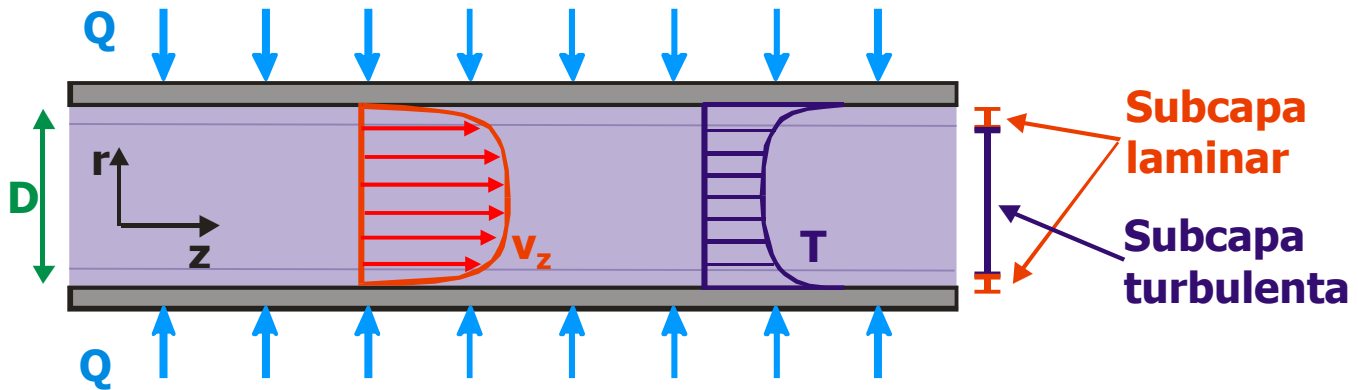
## 1. Introducción

### Flujo y conducción simultáneamente

#### en laminar



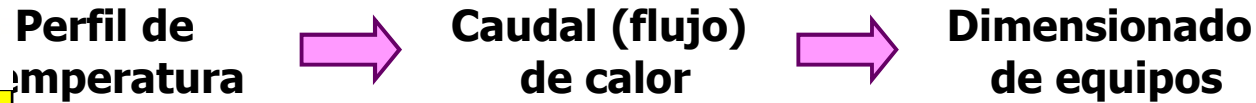
#### en turbulento



# I. FLUJO INTERNO

## 1. Introducción

### Resolución de problemas TC:



### CONSERVACIÓN:

**Balance de conservación:** cantidad de movimiento, materia total y energía.  
**Coefficientes de transporte:** tratamiento empírico (h).

### Tipos individuales de transporte de transmisión de calor (h):

#### TIPOS:

• **Locales,  $h_z$ :**  $dQ = h_z \cdot dA \cdot \Delta T$  [1]

• **Medios, h:**  $Q = h \cdot A \cdot \Delta T_m$  [2]

#### DEPENDEN DE:

• **Propiedades físicas fluido:**  $\rho, \mu, k, c_p, \dots$

• **Temperatura.**

• **Fluidodinámica:** velocidad, geometría, ...

# I. FLUJO INTERNO

## 1. Introducción



$$\frac{\text{Impulsora}}{\text{stencia}} = \frac{(T_1 - T_2)}{R}$$

$$R_{cond} = \frac{e}{k \cdot A}$$

$$R_{conv} = \frac{1}{h_c \cdot A}$$

$$R_{rad} = \frac{1}{h_r \cdot A}$$

$$R_{TOTAL}^{Paralelo} = \frac{1}{\sum \frac{1}{R_i}}$$

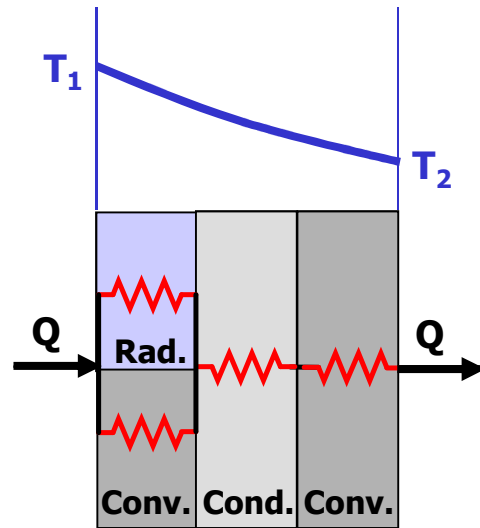
$$R_{TOTAL}^{Serie} = \sum R_i$$

$$R_{TOTAL} = \frac{1}{(h_r + h'_c) \cdot A} + \frac{e}{k \cdot A} + \frac{1}{h''_c \cdot A}$$

$$U = \frac{1}{R_{TOTAL} \cdot A} \quad \therefore \quad Q = U \cdot A \cdot (T_1 - T_2)$$

$$U = \frac{1}{h_r + h'_c} + \frac{e}{k} + \frac{1}{h''_c}$$

**U: COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR (W·m<sup>-2</sup>·K<sup>-1</sup>)**



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

# I. FLUJO INTERNO

## 1. Introducción

tes individuales de transporte de transmisión de calor (h):

- **Teorías de coeficientes:** capa límite, ..
- **Analogías:** cantidad de movimiento.
- **Correlaciones experimentales.**
- **Medida experimental.**

o:

**ACIONES:**

flujo interno  
flujo externo



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
...  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

# I. FLUJO INTERNO

## Introducción

### Coefficientes individuales de transmisión de calor

- 2.1 Coeficientes individuales locales y medios
- 2.2 Análisis dimensional

### Estimación de coeficientes

- 3.1 Régimen laminar
- 3.2 Régimen turbulento
- 3.3 Régimen de transición
- 3.4 Conducciones de sección no circular
- 3.5 Convección natural
- 3.6 Fluidos no newtonianos
- 3.7 Metales líquidos

The logo for Cartagena99 features the text 'Cartagena99' in a stylized, green, cursive font. The text is positioned above a graphic element consisting of a blue and orange shape that resembles a stylized map of the city of Cartagena or a similar geographical feature.

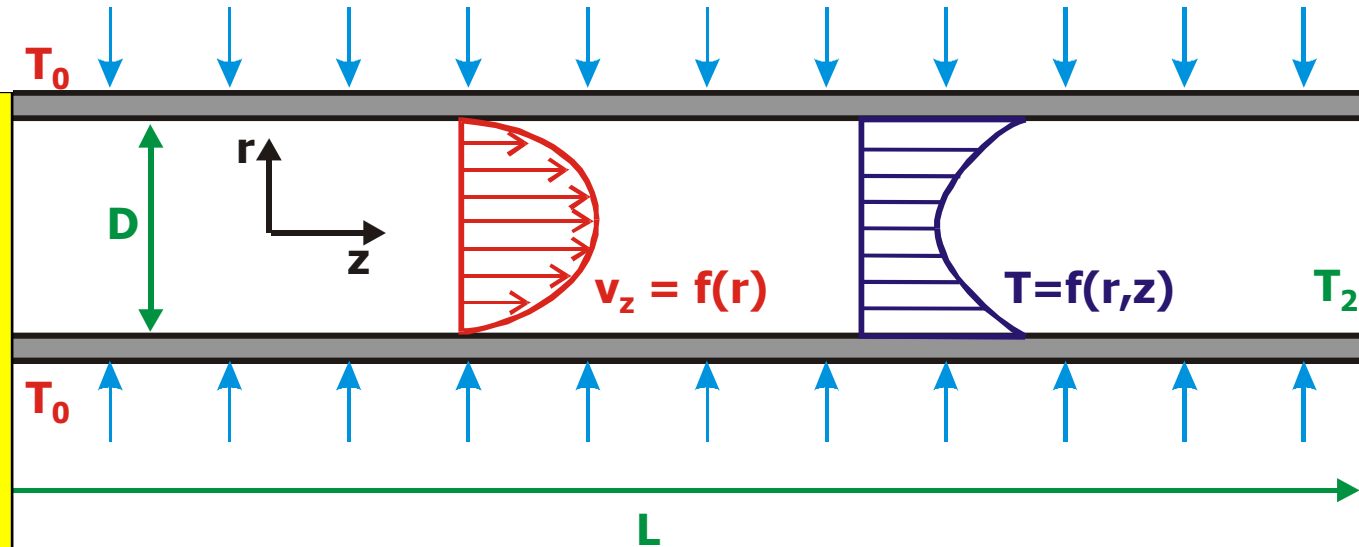
CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
--  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70



## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSMISIÓN DE CALOR

### 2.1 Coeficientes individuales locales y medios

Calentamiento de un fluido newtoniano que circula por una conducción cilíndrica



**Calentamiento (o enfriamiento):**

En los extremos { **Temperatura en la pared constante:**  $T_0 = \text{cte}$   
**Flujo a través de la pared constante:**  $q_0 = Q_0/A = \text{cte}$  }

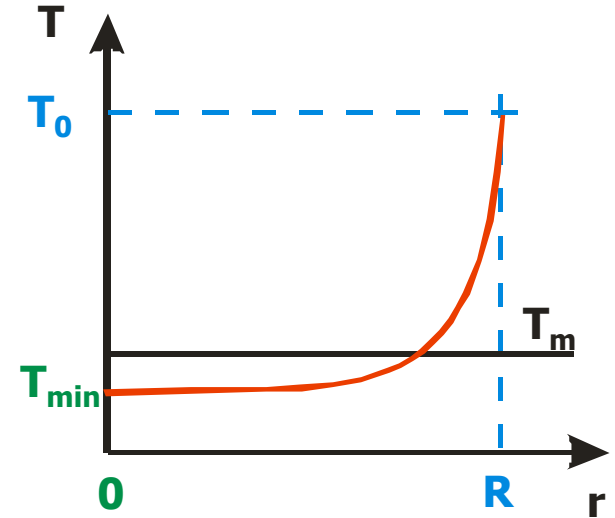
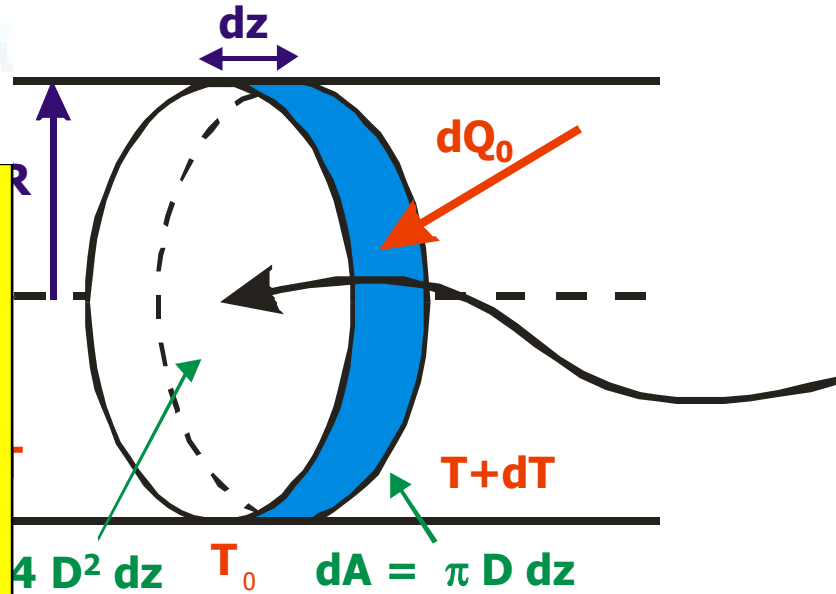
**PRÁCTICA HABITUAL: Situación intermedia**

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q.

### 2.1 Coeficientes individuales locales y medios

**ELEMENTO LOCAL:** Elemento diferencial de longitud de conducción,  $dz$



$$\begin{aligned} & \cdot C_p \cdot dT && [3] \\ & \cdot dA \cdot \Delta T && [ca 1] \\ & \cdot dA \cdot \Delta T = h_z \cdot (\pi \cdot D \cdot dz) \cdot (T_0 - T_m) && [4] \\ & \cdot (\pi \cdot D \cdot dz) \cdot (T_0 - T) \end{aligned}$$

$$h_z = \frac{m \cdot C_p}{\pi \cdot D \cdot (T_0 - T)} \cdot \frac{dT}{dz} \quad [5]$$

Cartagena99

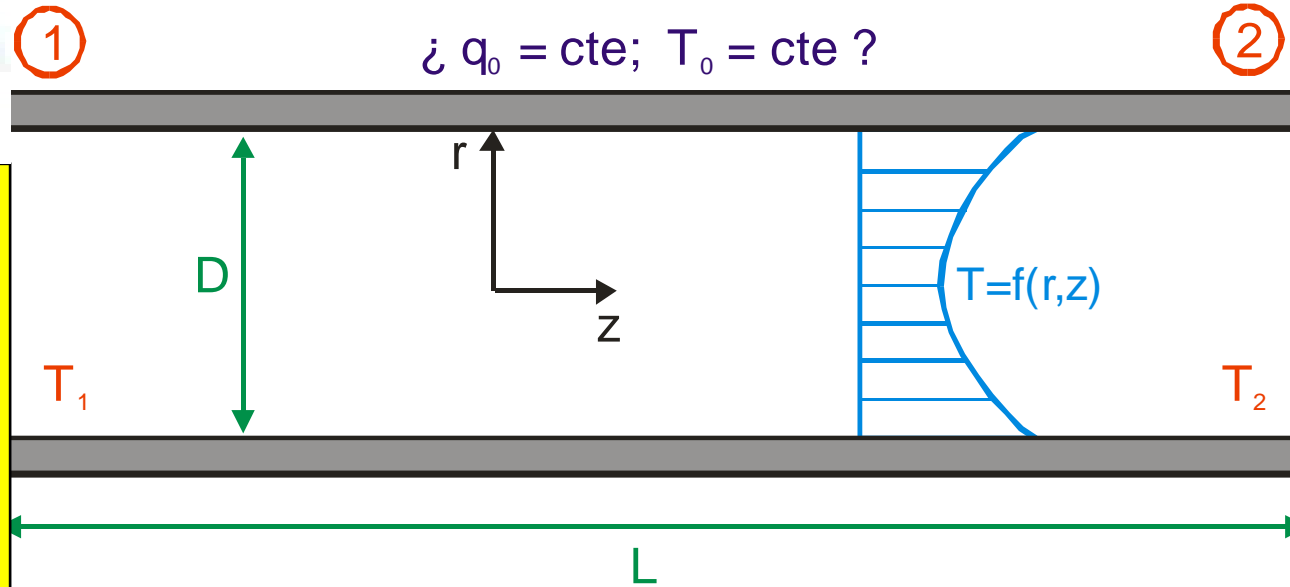
CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVIÁ WHATSAPP: 689 45 44 70

ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q.

### 2.1 Coeficientes individuales locales y medios

**EFICIENTE MEDIO: Elemento finito de longitud de conducción L**



$$Q = h \cdot (\pi \cdot D \cdot L) \cdot (T_2 - T_1) \quad [6]$$

$$Q = h \cdot (\pi \cdot D \cdot L) \cdot (T_0 - T)_m \quad [7]$$

$$h = \frac{1}{L} \int_0^L h_z \cdot dz \quad [10]$$

$$(T_0 - T)_{ma} = \frac{(T_0 - T_1) + (T_0 - T_2)}{2} \quad (\text{aritmética}) \quad [8]$$

$$(T_0 - T)_{ml} = \frac{(T_0 - T_1) - (T_0 - T_2)}{\ln \frac{(T_0 - T_1)}{(T_0 - T_2)}} \quad (\text{logarítmica}) \quad [9]$$

**T<sub>0</sub> puede variar con z**

Cartagena99

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70

ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q.

### 2.2 Análisis dimensional

dimensional:

$$\cdot \Pi_2^b \cdot \Pi_3^c \cdot \Pi_4^d \cdots \Pi_n^x \quad [11]$$

**Ejemplo**



$$Nu = \phi(Re, Pr) \quad [12]$$

adimensionales frecuentes:

**Nusselt (Nu):**

$$Nu_D = \frac{h \cdot L}{k} \quad \left( Nu_D = \frac{h \cdot D}{k} \right) \quad [13]$$

**Reynolds (Re):**

$$Re_D = \frac{V \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad [14]$$

**Prandtl (Pr):**

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k} = \frac{\mu / \rho}{k / (\rho \cdot c_p)} \quad [15]$$

**Stanton (St):**

$$St = \frac{h}{\rho \cdot V \cdot c_p} = \frac{Nu_D}{Re_D \cdot Pr} \quad [16]$$

**Peclet (Pe):**

$$Pe_D = Re_D \cdot Pr = \frac{\rho \cdot V \cdot c_p \cdot D}{k} \quad [17]$$

**Grashof (Gr):**

$$Gr_D = \frac{g \cdot \rho^2 \cdot D^3 \cdot \beta \cdot \Delta T}{\mu^2} \quad \therefore \beta = -\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial \rho}{\partial T} \quad [18]$$

**Rayleigh (Ra):**

$$Ra_D = Gr_D \cdot Pr \quad [19]$$

**Graetz (Gz):**

$$Gz_D = Re \cdot Pr \cdot \frac{D}{L} \quad [20]$$

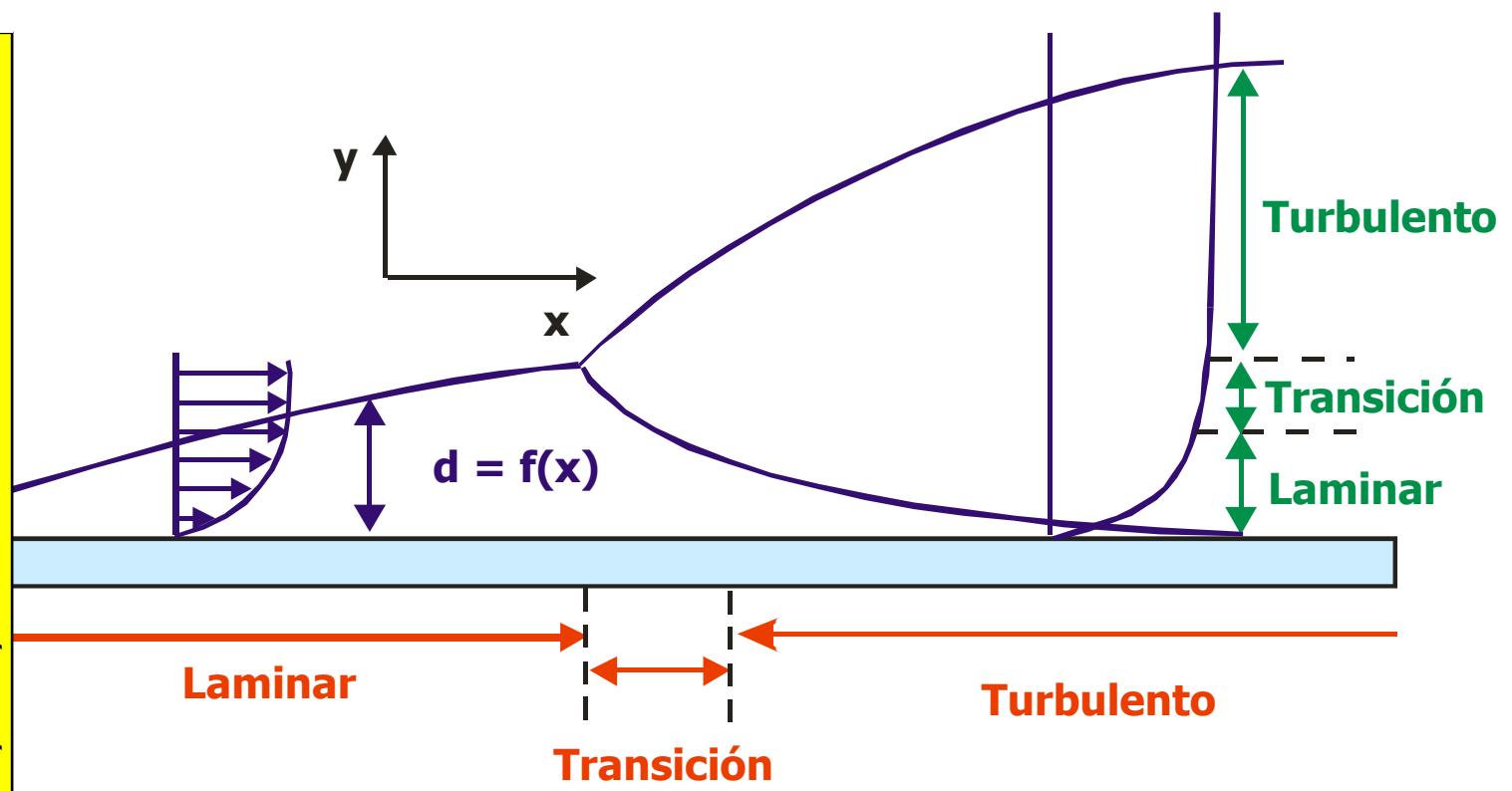
CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q.

### 2.2 Análisis dimensional

de entrada

o



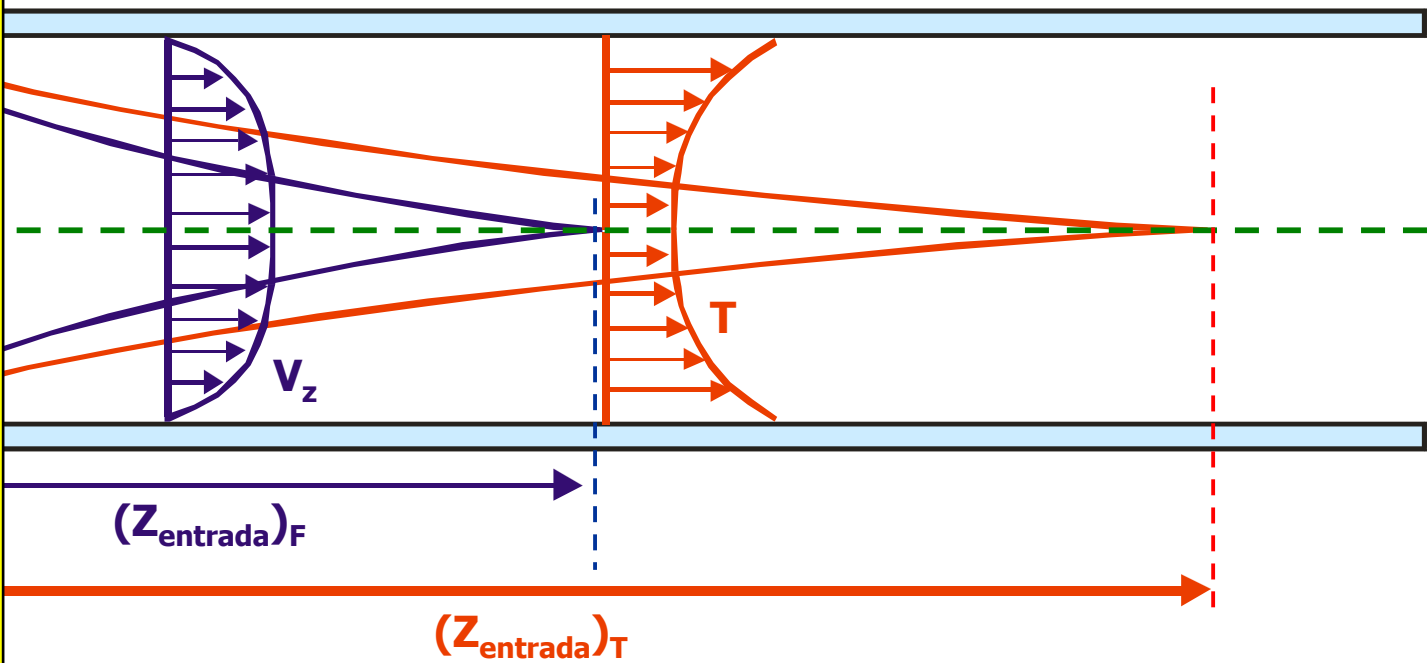
CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP:689 45 44 70



## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q. 2.2 Análisis dimensional

de entrada

o



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP:689 45 44 70

Cartagena99

## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q.

### 2.2 Análisis dimensional

Cartagena99

de entrada

o

laminar:

simica:

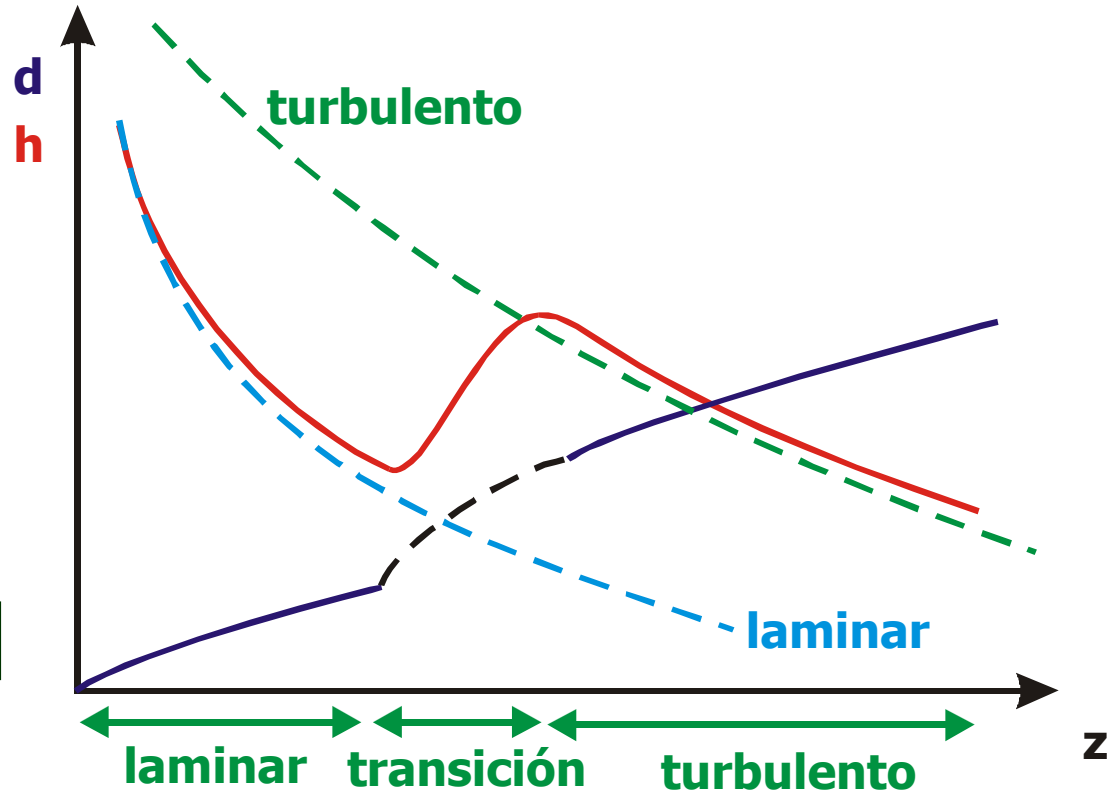
$$= 0,06 \cdot Re_D \quad [21]$$

$$= 0,06 \cdot Re_D \cdot Pr \quad [22]$$

$$1 \rightarrow (z_{ent})_F = (z_{ent})_T$$

turbulento:

$$= 10 - 20 \therefore (Re_D > 8000) \quad [23]$$



$$\neq f(Pr)$$

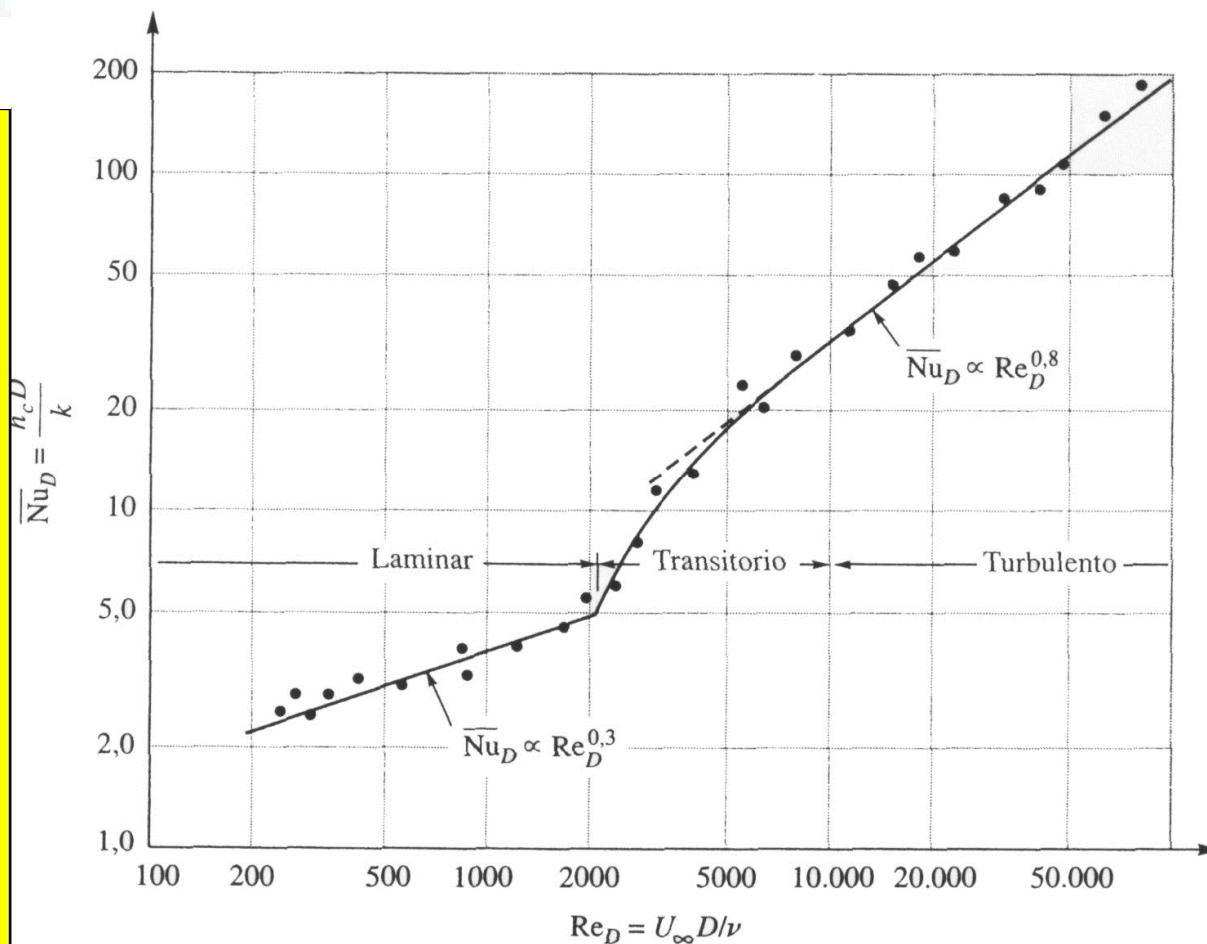
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q.

### 2.2 Análisis dimensional

*Relación de los números de  $Re$  y  $Pr$*





## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q.

### 2.2 Análisis dimensional

*Relación de los números de Re y Pr*

- $Pr = 1 \quad v = \alpha \quad (z_{ent})_F = (z_{ent})_T$
- $Pr < 1 \quad v < \alpha \quad (z_{ent})_F > (z_{ent})_T$
- $Pr > 1 \quad v > \alpha \quad (z_{ent})_F < (z_{ent})_T$

#### ✓ VALORES TÍPICOS

- **Gases:** **0,6 – 0,9**
- **Agua:** **1,8 - 14**
- **Aceites:** **5000**
- **Metales líquidos:** **0,005 – 0,01**



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
- - -  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q.

### 2.2 Análisis dimensional

#### *Variación de las propiedades físicas con la temperatura*

Variación de la Temperatura con el radio → Variación de propiedades físicas

Propiedades físicas más afectadas:

Propiedades físicas más afectadas:  
- Viscosidad  
- Viscosidad  
- Conductividad térmica  
- Densidad



Modificación del perfil de velocidad

Cartagena99

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP:689 45 44 70

## 2. COEFICIENTES INDIVIDUALES DE T.Q.

### 2.2 Análisis dimensional

#### *Relación de las propiedades físicas con la temperatura*

¿A qué temperatura se evalúan las propiedades físicas del fluido?

• **Temperatura media másica**

• **Temperatura de la película:**  $T_p = (T + T_0)/2$  [24]

• **Factores correctores en la correlación:**

$$\left\{ \begin{array}{l} \left( \frac{\mu}{\mu_0} \right)^a \quad [25] \\ \left( \frac{T}{T_0} \right)^b \quad [26] \end{array} \right.$$

#### *Relación en la estimación de h*

**Factor de incertidumbre y error elevado:**

**Error de la correlación (ajuste, extrapolación, ...)**

**Error valores experimentales (diferentes investigadores, instalaciones, métodos, ...)**

**Errores típicos:**

**Regimen laminar y transición: ± 30%**

**Regimen turbulento: ± 20%**



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
--  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

# I. FLUJO INTERNO



Cartagena99

## Introducción

### Coefficientes individuales de transmisión de calor

2.1 Coeficientes individuales locales y medios

2.2 Análisis dimensional

### Estimación de coeficientes

3.1 Régimen laminar

3.2 Régimen turbulento

3.3 Régimen de transición

3.4 Conducciones de sección no circular

3.5 Convección natural

3.6 Fluidos no newtonianos

3.7 Metales líquidos

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
--  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.1 Régimen laminar

ades

y habitual

ones:

ojo desarrollado: poco interés

ojo no desarrollado: más habitual

**desarrollado**

s teórico

metrías sencillas

conducción

iedades físicas constantes

ración de las ecuaciones de conservación

mplo: tubos cilíndricos y  $Pr > 0,6$

$$q_0 = \text{cte} \quad \text{NU}_D = 4,36 \quad [27]$$

$$T_0 = \text{cte} \quad \text{NU}_D = 3,66 \quad [28]$$

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.1 Régimen laminar

#### En desarrollo teórico

condiciones sencillas  
de estimación  
de propiedades físicas ctes.  
de los fluidos

- **Aceite: Pr altos**
- **Metales líquidos: Pr bajos**

Ecuación de Hausen	
fluido Metales líquidos espesores cortos $0,7 < Re_D Pr (D/L) < 1500$ $0,7 < Pr < 10$	$Nu_D = \left[ 3,66 + \frac{0,0668 \cdot Re_D \cdot Pr \cdot (D/L)}{1 + 0,04 [Re_D \cdot Pr \cdot (D/L)]^{2/3}} \right] \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_0} \right)^{0,14}$
Ecuación de Sieder y Tate	
fluido Metales líquidos espesores longitud intermedia $1,86 > \mu/\mu_0 > 0,7$ $0,44 < \mu/\mu_0 < 9,75$ $10 < Pr < 16000$	$Nu_D = 1,86 \cdot [Re_D \cdot Pr \cdot (D/L)]^{0,33} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_0} \right)^{0,14}$
Ecuación de Sieder y Tate	
fluidos Metales líquidos espesores cortos $0,7 < Re_D Pr (D/L) < 1000$ propiedades físicas a $T_p$	$Nu_D = \left[ 3,66 + \frac{0,104 \cdot Re_D \cdot Pr \cdot (D/L)}{1 + 0,016 [Re_D \cdot Pr \cdot (D/L)]^{0,8}} \right]$

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70



### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.1 Régimen laminar

#### *n desarrollo* de la temperatura

Líquidos	
a=0,14	$\left(\frac{\mu}{\mu_0}\right)^a$
Gases	
Calefacción, b=0,25 Enfriamiento, b=0,08	$\left(\frac{T}{T_0}\right)^b$

#### **turbulento**

#### idades

#### habitual

#### estudios teóricos

#### iones y analogías:

**ujo desarrollado:** más habitual

**ujo no desarrollado:** poco habitual



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.2 Régimen turbulento

#### Desarrollado

#### es

#### Dittus-Boelter

es y líquidos ( $L/D > 10$ )  
 $T_w = T_c$ ;  $6000 < Re < 10^6$   
 $0,4$  (calef.),  $0,3$  (enfriam.)  
 $0,7 < Pr < 160$ ;  $\Delta T$  moderadas.

$$Nu_D = 0,023 \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^n$$

#### Sieder-Tate

es y líquidos ( $L/D > 60$ )  
 $T_w = T_c$  y  $q_0 = cte$   
 $6000 < Re_D < 10^7$   
 $0,7 < Pr < 10000$ ;  $\Delta T$  elevadas.

$$Nu_D = 0,027 \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_0} \right)^{0,14}$$

#### Kays-London

es  
 $0,02$  ( $T_0 = cte$ );  $C = 0,021$  ( $q_0 = cte$ )  
 $0,575$  (calef.);  $0,15$  (enfriam.)

$$Nu_D = C \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^{0,3} \cdot \left( \frac{T}{T_0} \right)^n$$



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70



### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.2 Régimen turbulento

**Desarrollado**

**les**

**Ec. Petukhov-Popov**

Gases y líquidos  
 $1000 < Re_D < 5 \cdot 10^6$   
 $0,5 < Pr < 2000$

$$Nu_D = \frac{(f/8) \cdot Re_D \cdot Pr}{K_1 + K_2 \cdot (f/8)^{1/2} \cdot (Pr^{2/3} - 1)}$$

$$f = (1,82 \cdot \log Re_D - 1,64)^{-2}$$

$$K_1 = 1 + 3,4f \quad \therefore \quad K_2 = 11,7 + \frac{1,8}{Pr^{1/3}}$$

**Ec. de Sleicher-Rouse**

Gases y líquidos:  
 $10000 < Re_D < 10^6$   
 $0,1 < Pr < 10^5$

$$Nu_D = 5 + 0,015 \cdot Re_D^a \cdot Pr_0^b$$

$$a = 0,88 - \frac{0,24}{4 + Pr_0} \quad b = 1/3 + 0,5 \cdot e^{-0,6 \cdot Pr_0}$$

**Ec. Reynolds**  
**Ec. Chilton-Colburn**

$$St = f/2$$

$$j_H = St \cdot Pr^{2/3} = f/2$$



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.2 Régimen turbulento

*desarrollado*

**Reynolds**  
 a: **Chilton-Colburn**

$$St = f/2$$

$$j_H = St \cdot Pr^{2/3} = f/2$$

**Drew, Koo, Mc Adams**

**Chilton - Colburn**

$$f = 0,046 \cdot Re^{-0,2}$$

$$j_H = St \cdot Pr^{2/3} = f/2$$

$$St \cdot Pr^{2/3} = \frac{NU_D}{Re_D \cdot Pr} \cdot Pr^{2/3} = \frac{0,046 \cdot Re_D^{-0,2}}{2}$$

$$NU_D = 0,023 \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^{1/3}$$

**Dittus-Boelter**

$$NU_D = 0,023 \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^n$$



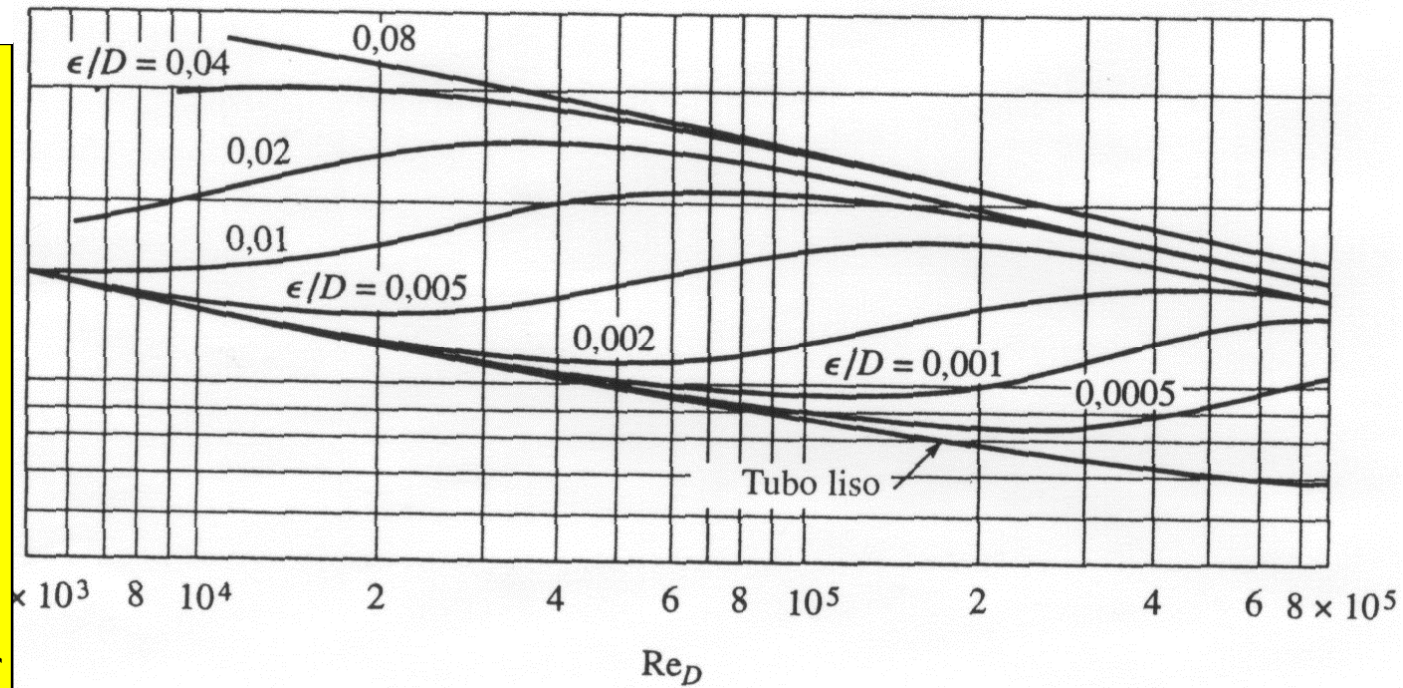
CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.2 Régimen turbulento

**Desarrollado**

**la rugosidad**



Corrección con valores de  $f$



$$Nu^* = Nu \cdot \frac{f(\epsilon)}{f(\epsilon = 0)}$$



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.2 Régimen turbulento

*n desarrollo*

aciones

**Ec. Nusselt**  
**10 < L/D < 40**

$$Nu_D = 0,036 \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{D}{L}\right)^{0,054}$$

o aproximado ( $h^*$ , con efectos de entrada;  $h$ , sin efectos).

**D > 20 F = 6 o 7,**  
**ra entrada brusca**  
**(do 180°) o media**  
**(do 90°)**

$$\frac{h^*}{h} = \left[1 + F \frac{D}{L}\right]$$

**2 < L/D < 20**

$$\frac{h^*}{h} = 1 + \left(\frac{D}{L}\right)^{0,7}$$

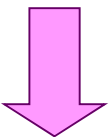


CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
--  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.3 Régimen de transición

- ✓ Coeficiente muy afectado por grado de turbulencia
- ✓ Difícil estimación
- ✓ Pocas correlaciones (interpolación)



**EVITAR TRABAJAR EN ESTA ZONA**

Cartagena99

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
--  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.4 Conducciones de sección no circular

es específicas (Tubos concéntricos, TC por el tubo interno)

inar: Ec. Chen, Hawkins y Solberg

rd referidos a  $D_e$

$$Nu_D = 1,02 \cdot Re_D^{0,45} \cdot Pr^{0,5} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_0}\right)^{0,14} \cdot \left(\frac{D_e}{L}\right)^{0,4} \cdot \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{0,8} \cdot Gr_D^{0,05}$$

ulento: Ec. Monrad y Pelton

$< 220000$ ;  $D_1/D_2 > 0,2$   
feridos a  $D_2 - D_1$

$$Nu_D = 0,02 \cdot Re_D^{0,8} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{0,53}$$

es conducciones cilíndricas con  $De = 4 R_H$ .



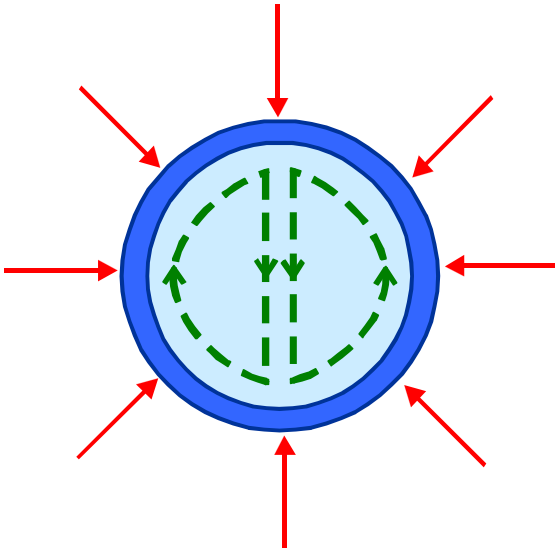
CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.5 Convección natural

**Gradientes de densidad + gravedad = corrientes de convección**

- Tubos horizontales o verticales
- Flujo ascendente, descendente u horizontal

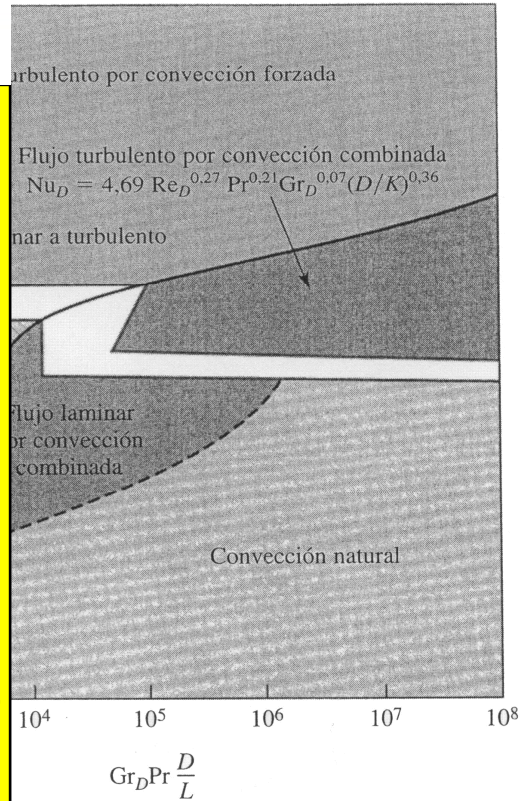


### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

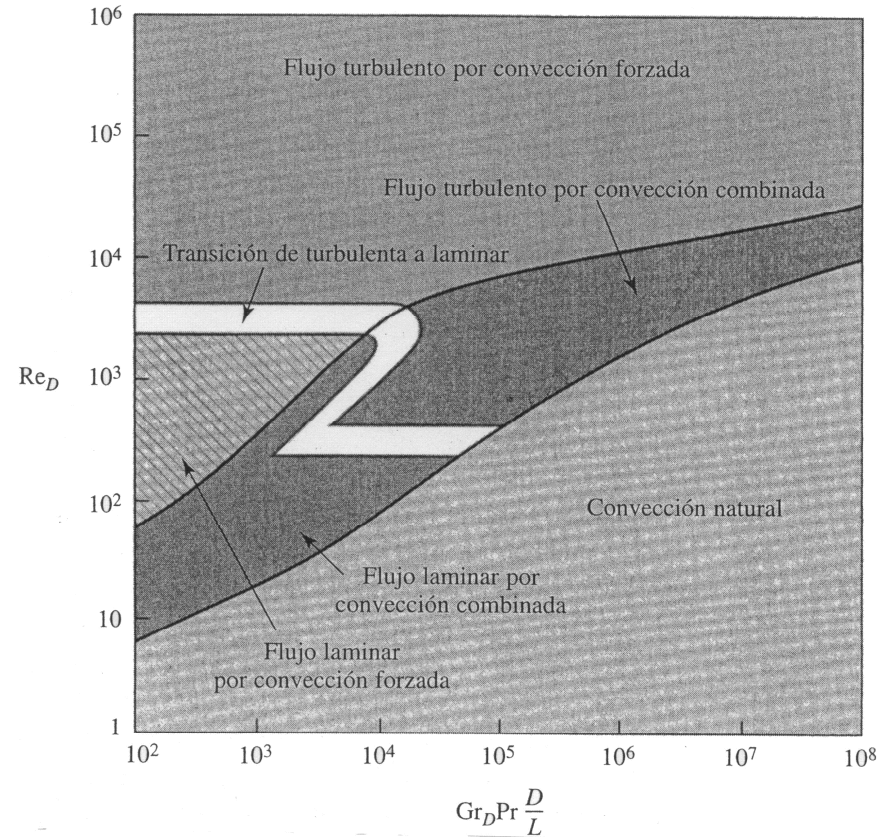
#### 3.5 Convección natural



#### HORIZONTALES



#### TUBOS VERTICALES



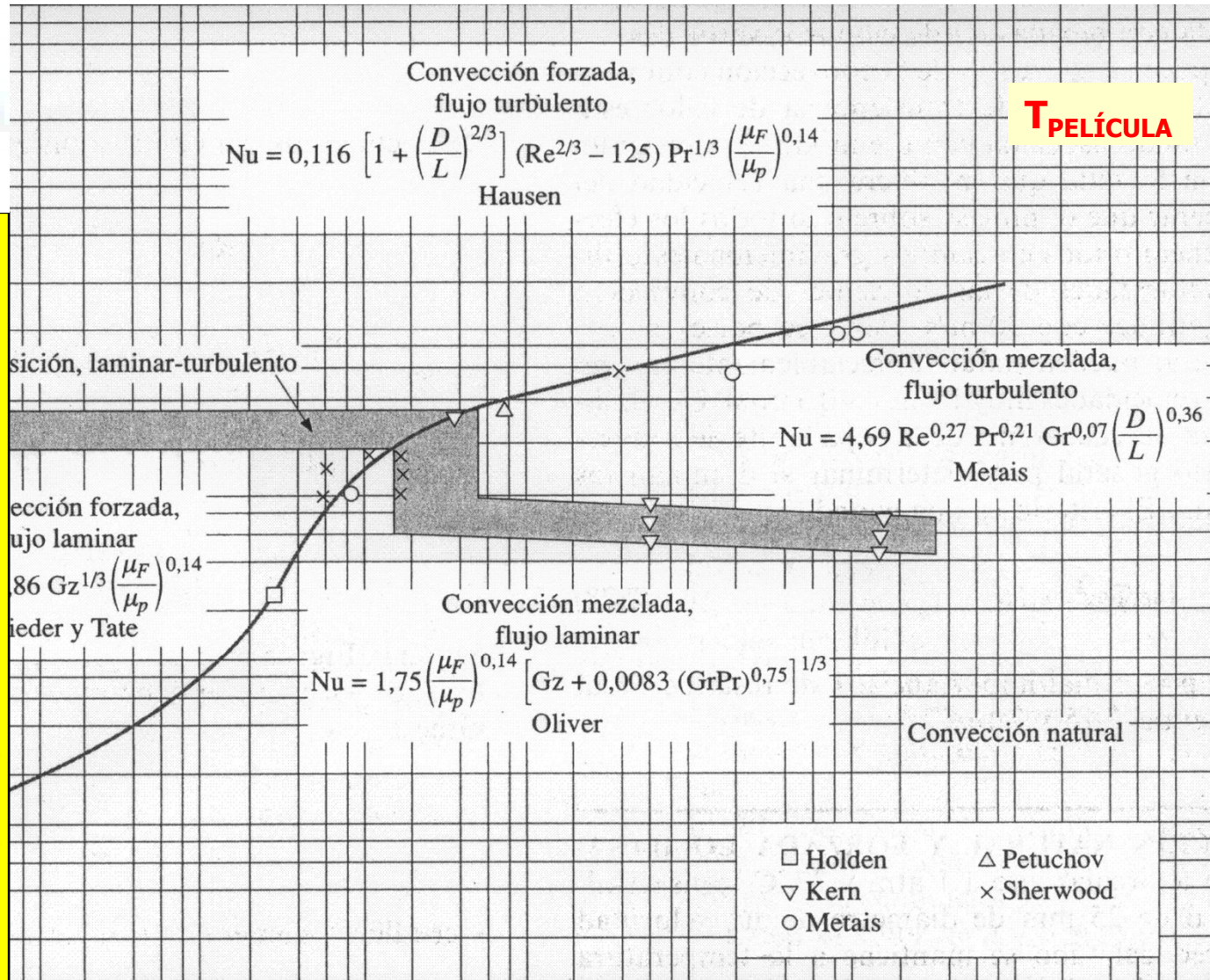
**PROPIEDADES A  $T_p$**

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70



### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.5 Convección natural



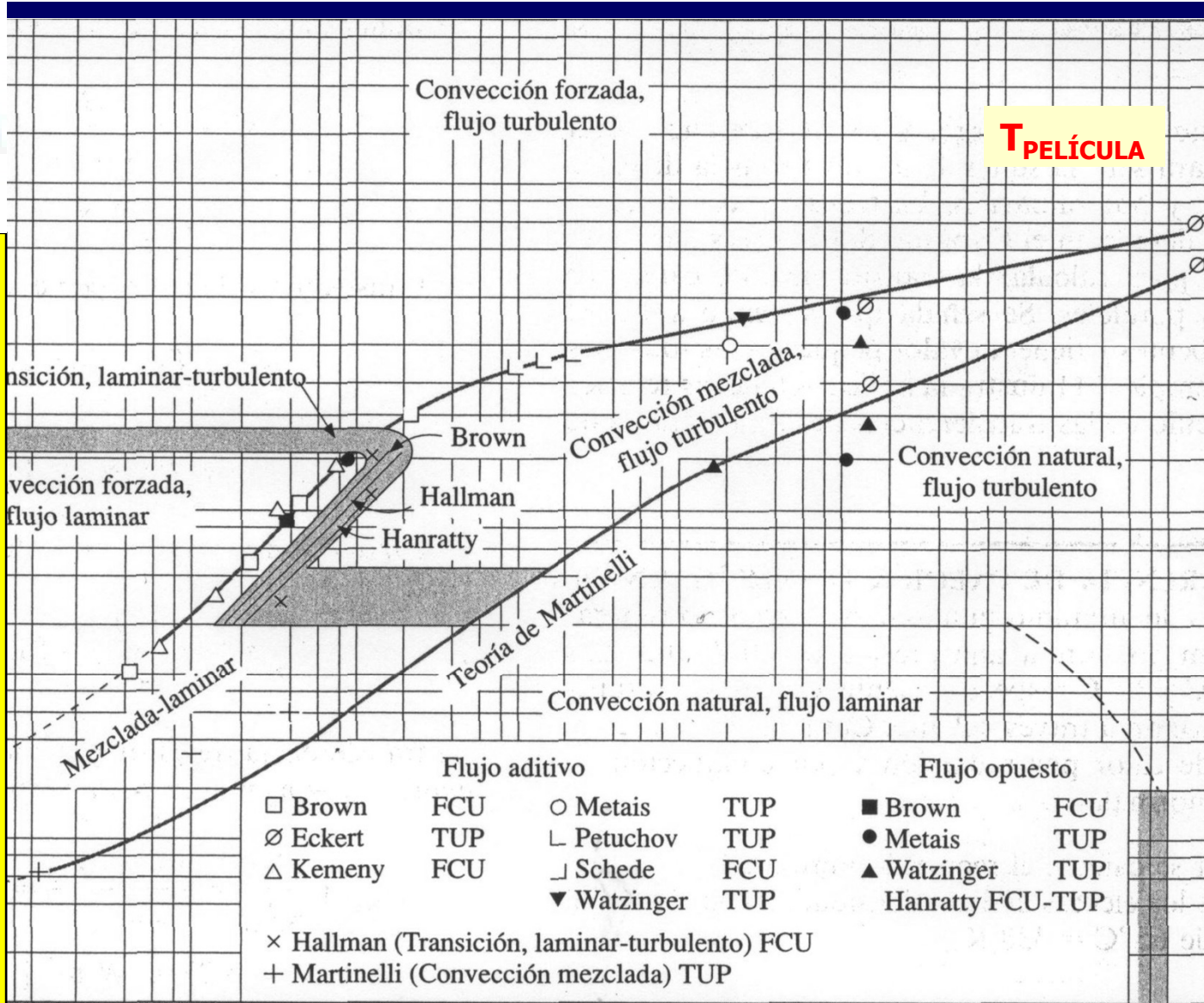
**T PELÍCULA**

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70



### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.5 Convección natural



### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.5 Convección natural

#### Convección Natural

##### Eubank y Proctor

fluidos  
tubos horizontales  
 $\mu = \text{cte}$

$$NU_D = 1,75 \cdot \left[ GZ_D + 0,04 \cdot \left( \frac{Gr_D \cdot Pr}{L/D} \right)^{0,75} \right]^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_0} \right)^{0,14}$$

##### Sieder y Tate (Forzada y laminar)

fluidos y tubos horizontales  
y  $\Delta T$  pequeños

$$NU_D = 1,86 \cdot \left( GZ_D \cdot \frac{4}{\pi} \right)^{1/3} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_0} \right)^{0,14}$$

##### Cholette y Kroll (Forzada y laminar)

fluidos  
 $\mu = \text{cte}$

$$NU_D = 1,5 \cdot GZ_D^{0,4}$$

#### Convección Natural y Forzada (Zona Mixta)

##### de Oliver

tubos horizontales  
régimen laminar

$$NU_D = 1,75 \cdot \left[ GZ_D + 0,0083 \cdot (Gr_D \cdot Pr)^{0,75} \right]^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_0} \right)^{0,14}$$

##### Metais

tubos horizontales  
régimen turbulento

$$NU_D = 4,69 \cdot Re_D^{0,27} \cdot Pr^{0,21} \cdot Gr_D^{0,07} \cdot \left( \frac{D}{L} \right)^{0,36}$$



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.7 Fluidos no newtonianos

de Metzner

laminar, efectos de entrada

$$Nu_D = 1,75 \cdot \left[ \frac{3n+1}{4n} \right]^{1/3} \cdot Gz_D^{1/3}$$

laminar, efectos de entrada, convección natural (tubos horizontales)

$$Nu_D = 1,75 \cdot \left[ \frac{3n+1}{4n} \right]^{1/3} \cdot \left[ Gz_D + 12,6 \cdot \left( \frac{Pr \cdot Gr_D \cdot D}{L} \right)^{0,4} \right]^{1/3} \cdot \left( \frac{y}{y_0} \right)^{0,14}$$

$$y = m \cdot \left[ \frac{3n+1}{4n} \right]^n \cdot 8^{n-1}$$

turbulento

$Re_D < 90000$

$$St = 0,0152 \cdot Re_D^{0,-155} \cdot Pr^{-0,66}$$

modificado:

$$Re = 2^{3-n} \cdot \left( \frac{n}{3n+1} \right) \cdot \frac{D^n \cdot \rho \cdot V^{2-n}}{m}$$

modificado:

$$Pr = \frac{C_p \cdot m}{k} \cdot \left( \frac{D}{2 \cdot V} \right)^{1-n}$$

### 3. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

#### 3.6 Metales líquidos

:  
 • Altos de fusión y altos puntos de ebullición  
 • densidad  
 • de vapor baja  
 • conductividad térmica elevada

**•Inconvenientes:**

- Problemas de manejo e impulsión
- Corrosión

desarrollado ( $L/D > 30$ )	
de Skupinsky	
tubos lisos $100 < Re_D \text{ Pr} < 10000$ $\mu = \text{cte}$	$Nu_D = 4,82 + 0,0185 \cdot (Re_D \cdot Pr)^{0,827}$
de Geban y Shimazaki	
tubos lisos $Re_D \text{ Pr} > 100$ $\mu = \text{cte}$	$Nu_D = 5,0 + 0,025 \cdot (Re_D \cdot Pr)^{0,8}$
en desarrollo	
de Lee	
tubos lisos $Re_D \text{ Pr} < 100$ $\mu = \text{cte}$	$Nu_D = 3 \cdot Re_D^{0,0833}$



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

### II. FLUJO EXTERNO

1. **Introducción**
2. **Estimación de coeficientes**
  - 2.1 Geometría sencilla
  - 2.2 Bancos de tubos
  - 2.3 Convección natural



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
--  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP:689 45 44 70

## II. FLUJO EXTERNO

### 1. Introducción

cálculo del coeficiente de transporte de calor por convección en un fluido que fluye sobre una superficie sólida (**flujo externo**)

flujo sobre placa plana (pérdidas en paredes), flujo alrededor de esferas o cilindros (pérdidas en tuberías), flujo en lechos porosos (reactores de lecho fijo), bancos de tubos (cambiadore de calor), ...

#### ESTÁTICAS:

flujo de capa límite sin las limitaciones impuestas por superficies adyacentes.  
flujo de dos zonas: capa límite → región donde varían propiedades de fluido; zona libre → región donde permanecen constantes propiedades de fluido.

dependencia de T.C. con la evolución de la capa límite (fluidodinámica del flujo) → régimen de circulación en C.L. y desprendimiento de C.L.

#### GEOMÉTRICOS:

geometría sencilla (placa plana, esferas y cilindros) → Posibilidad de obtener soluciones teóricas para el cálculo de coeficientes.

geometría compleja (lechos fijos, bloques de tubos) → correlaciones empíricas.

#### CONVECCIÓN:

convección forzada.

convección natural.



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## II. FLUJO EXTERNO

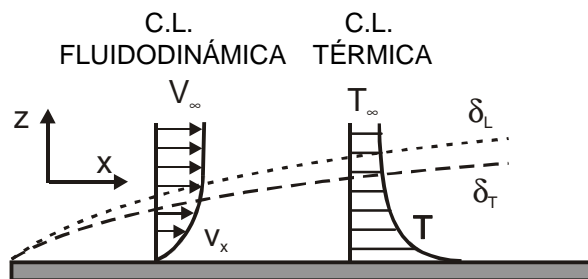
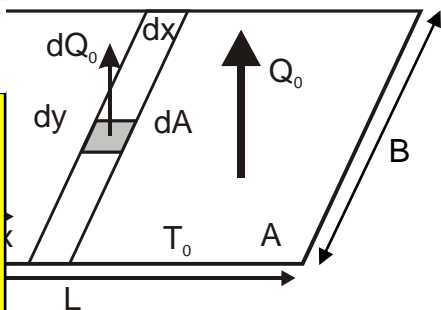
1. **Introducción**
2. **Estimación de coeficientes**
  - 2.1 Geometría sencilla
  - 2.2 Bancos de tubos
  - 2.3 Convección natural

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
-- --  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP:689 45 44 70



## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.1. Geometría sencilla



Capas límite

$$v_x = f(x, z); \quad T = f(x, z)$$

#### Coefficientes de transporte de calor por convección (Locales y medios)

$$\left. \begin{aligned} h &: \rightarrow Q_0 = h \cdot A \cdot (T_0 - T_\infty) \\ h_x &: \rightarrow dQ_0 = h_x \cdot dA \cdot (T_0 - T_\infty) \end{aligned} \right\} \Rightarrow \int_0^{Q_0} dQ_0 = Q_0 = (T_0 - T_\infty) \int_A h_x dA = hA(T_0 - T_\infty)$$

$$h = \frac{1}{A} \cdot \int_A h_x \cdot dA = \frac{1}{B \cdot L} \cdot \int_0^L h_x \cdot B \cdot dx = \frac{1}{L} \cdot \int_0^L h_x \cdot dx$$

#### Números adimensionales locales y medios

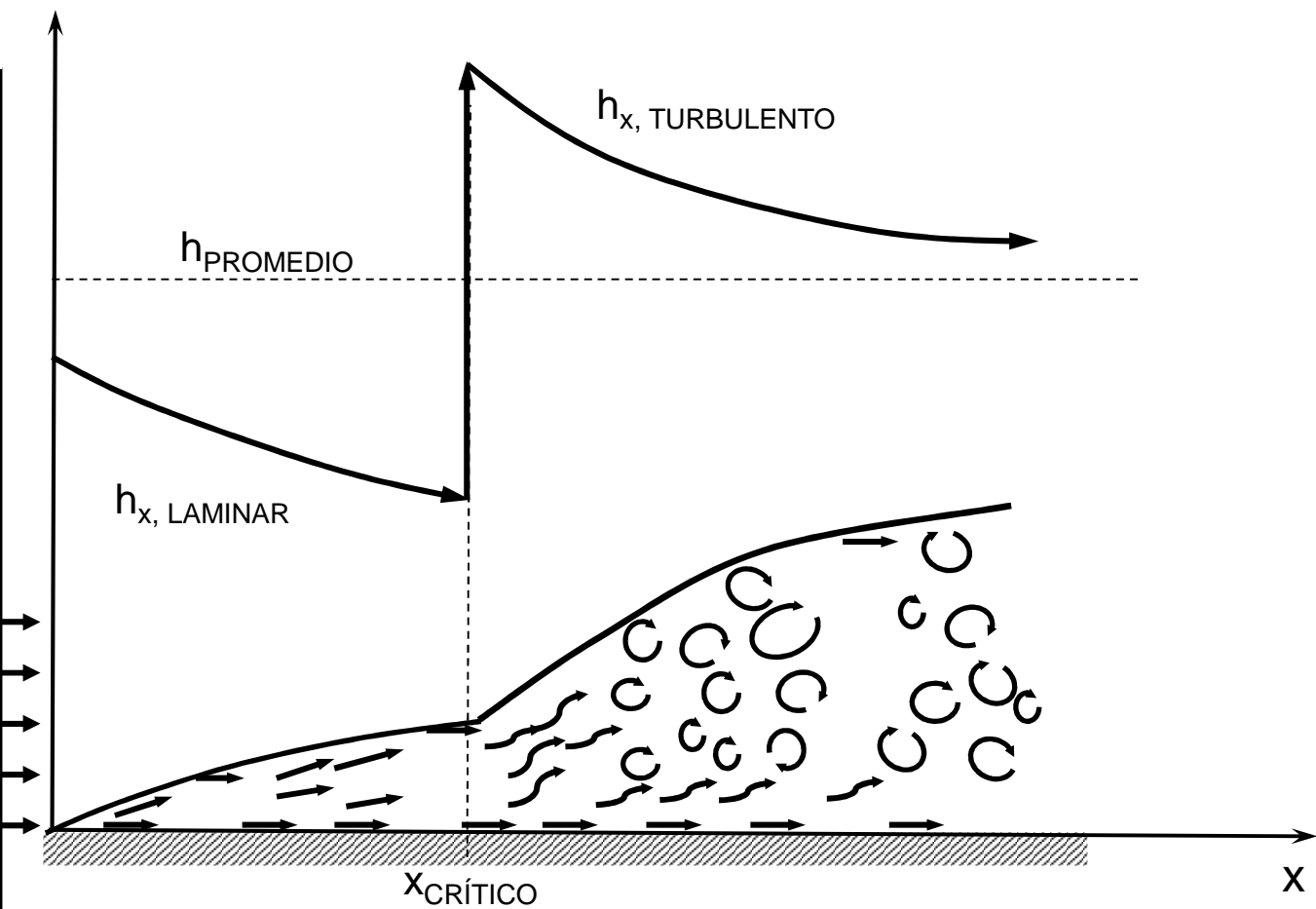
$$x: \quad Re_x = \frac{V_\infty \cdot x \cdot \rho}{\mu} \quad \therefore \quad Nu_x = \frac{h_x \cdot x}{k}$$

$$L: \quad Re_L = \frac{V_\infty \cdot L \cdot \rho}{\mu} \quad \therefore \quad Nu_L = \frac{h \cdot L}{k}$$

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.1. Geometría sencilla



## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.1. Geometría sencilla

<b>Temperatura de la pared constante</b>	
Capa límite laminar ( $Re_{x,crit} = 10^5 - 5 \cdot 10^5$ ): Solución precisa de Blasius	
Propiedades evaluadas a: $T = 0,58 \cdot (T_0 - T_\infty) + T_\infty$	$Nu_x = 0,332 \cdot Re_x^{1/2} \cdot Pr^{1/3}$ $Nu_L = 0,664 \cdot Re_L^{1/2} \cdot Pr^{1/3}$
Capa límite laminar ( $Re_{x,crit} = 10^5 - 5 \cdot 10^5$ ): Solución aproximada de Karman	
Propiedades evaluadas a: $T = 0,58 \cdot (T_0 - T_\infty) + T_\infty$	$Nu_x = 0,323 \cdot Re_x^{1/2} \cdot Pr^{1/3}$ $Nu_L = 0,646 \cdot Re_L^{1/2} \cdot Pr^{1/3}$
Capa límite completamente turbulenta: Solución aproximada de Karman.	
Propiedades evaluadas a: $T = T_\infty - 0,557 \cdot (T_\infty - T_0)$	$Nu_x = 0,0292 \cdot Re_x^{4/5} \cdot Pr^{1/3}$ $Nu_L = 0,0366 \cdot Re_L^{4/5} \cdot Pr^{1/3}$
Capa límite turbulenta con capa límite laminar previa: Solución aprox. de Karman.	
Propiedades evaluadas a: $T = T_\infty - 0,557 \cdot (T_\infty - T_0)$	$Re_{x,crit} = 10^5 \quad Nu_x = 0,0366 \cdot [Re_L^{4/5} - 4200] \cdot Pr^{1/3}$ $Re_{x,crit} = 5 \cdot 10^5 \quad Nu_x = 0,0366 \cdot [Re_L^{4/5} - 23100] \cdot Pr^{1/3}$
<b>Flujo en la pared constante</b>	
Régimen laminar	
$Pr > 0,6$	$Nu_x = 0,453 \cdot Re_x^{1/2} \cdot Pr^{1/3}$
Régimen turbulento	
$Pr > 0,6$	$Nu_x = 0,308 \cdot Re_x^{4/5} \cdot Pr^{1/3}$
<b>Zona inicial isoterma ( <math>0 &lt; x &lt; z</math> )</b>	
Régimen laminar	$Nu_x = \frac{Nu_x(z=0)}{[1 - (z/x)^{3/4}]^{1/3}}$
Régimen turbulento	$Nu_x = \frac{Nu_x(z=0)}{[1 - (z/x)^{9/10}]^{1/9}}$



-- --

**CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70**

**ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70**

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.1. Geometría sencilla

**FLUJO IDEAL (no existe rozamiento ordinario):**

$$0^\circ < \theta < 90^\circ \rightarrow \downarrow S_T \Rightarrow \uparrow V \Rightarrow \downarrow P$$

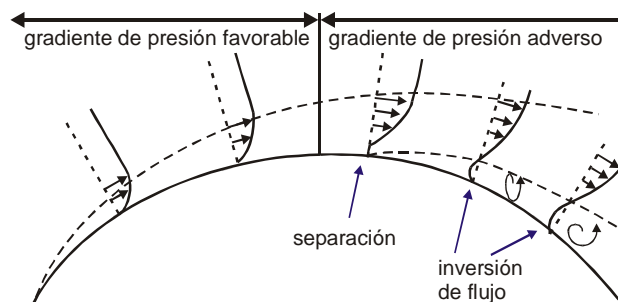
$$90^\circ < \theta < 180^\circ \rightarrow \uparrow S_T \Rightarrow \downarrow V \Rightarrow \uparrow P$$

$E_{MECÁNICA} = \text{cte}$

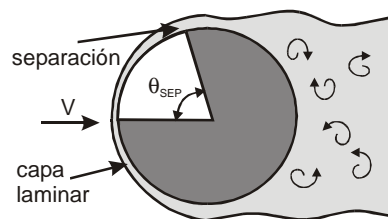
**FLUJO REAL (existe rozamiento ordinario):**

$$0^\circ < \theta < 90^\circ \rightarrow (\uparrow \delta_F \uparrow \delta_T) \downarrow S_T \Rightarrow \uparrow V \Rightarrow \downarrow P \text{ (pérd. de } E_M \text{ por r. ord.)}$$

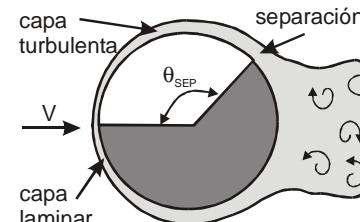
$$90^\circ < \theta < 180^\circ \rightarrow (\uparrow \delta_F \uparrow \delta_T) \uparrow S_T \Rightarrow \downarrow V \Rightarrow \uparrow P$$



$$(E_{MECÁNICA})_{ANTERIOR} > (E_{MECÁNICA})_{POSTERIOR}$$

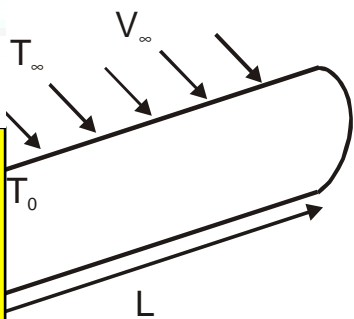


$Re_D < 2 \times 10^5$   
Pto. sep.: 80-85°

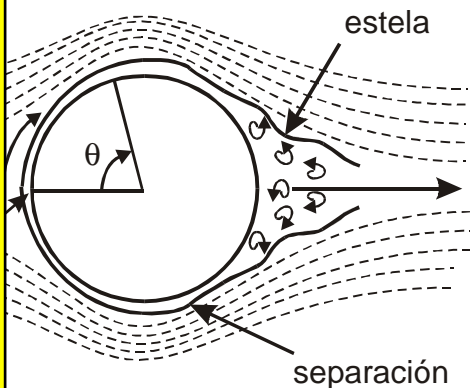


$Re_D > 2 \times 10^5$   
Pto. sep.: 130-140°

**Cilíndricos**



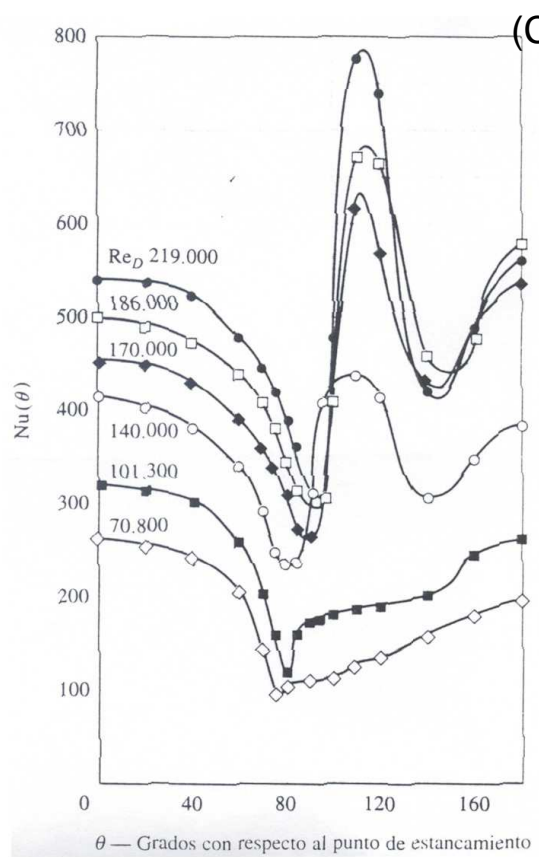
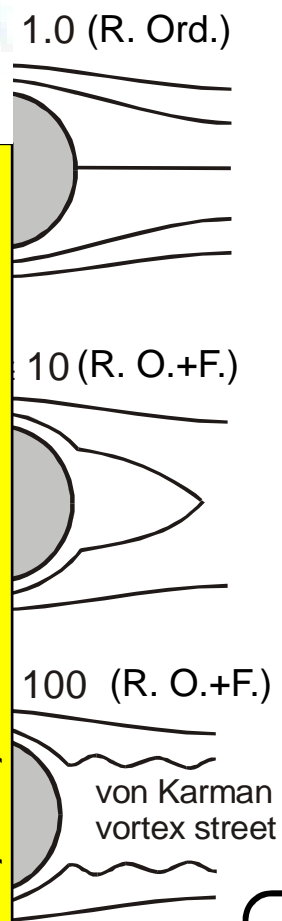
RODINÁMICA { Rozamiento ordinario  
Rozamiento de forma



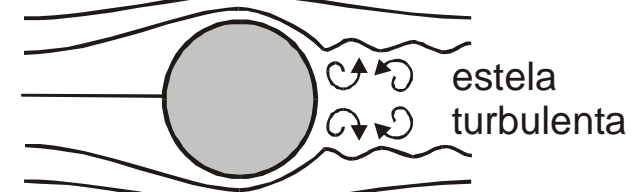
## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.1. Geometría sencilla

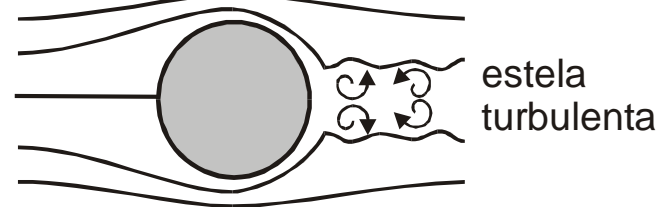
#### Cilíndricos



(C.L.Lam.)  $10^3 < Re_D < 10^5$  (R. O. <<<< F.)



(C.L.Turb.)  $Re_D > 10^5$



$Re < 10^5$   $\theta = 80^\circ$  Separación capa límite

$Re > 10^5$   $\theta = 80^\circ$  Transición: lam.-turb.

$\theta = 130^\circ - 140^\circ$  Sep. capa límite

Al  $\uparrow \delta_F$  y  $\delta_T \uparrow$  resistencia al transporte  $\rightarrow \downarrow h$

Al  $\uparrow$  turbulencia  $\uparrow$  grado de mezcla  $\rightarrow \uparrow h$

www.cartagenap99.com no se hace responsable de la información contenida en el presente documento en virtud al Artículo 17.1 de la Ley de Servicios de la Sociedad de la Información y de Comercio Electrónico, de 11 de julio de 2002. Si la información contenida en el documento es ilícita o lesiona bienes o derechos de un tercero háganoslo saber y será retirada.



ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.1. Geometría sencilla



#### Cilindricos

ecuación de Zukauskas

c	m
0,75	0,4
0,51	0,5
0,26	0,6
0,076	0,7

Cilindros regulares (Sección circular) y flujo perpendicular	
Ecuación de Zukauskas.	
Gas y líquido, propiedades a $T_f$ . $n = 0,37$ ( $Pr \leq 10$ ), $n = 0,36$ ( $Pr > 10$ ) C y m: Tabla 19-3. $0,7 < Pr < 500$ ; $1 < Re_D < 10^6$	$Nu_D = C \cdot Re_D^m \cdot Pr^n \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_0}\right)^{1/4}$
Ecuación de Churchill y Bernstein	
Gas y líquido, propiedades a $T_p$ . $Re_D Pr > 0,2$	$Nu_D = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re_D^{1/2} \cdot Pr^{1/3}}{\left[1 + (0,4/Pr)^{2/3}\right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re_D}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5}$
Ecuación de Quarmby y Al-Fakhri ( <b>Cilindros cortos: <math>L/D &lt; 4</math></b> )**	
Gases (aire), propiedades a $T_p$ . $7 \cdot 10^4 < Re_D < 2,2 \cdot 10^5$	$Nu_D = 0,123 \cdot Re_D^{0,651} + 0,00416 \left(\frac{D}{L}\right)^{0,85} \cdot Re_D^{0,792}$
Metales líquidos: ecuación de Ishiguro	
$1 < Re_D Pr < 100$	$Nu_D = 1,125 \cdot (Re_D \cdot Pr)^{0,413}$
Cilindros regulares (Sección circular) y flujo no perpendicular (ángulo: $\theta$ )	
Ecuación de Groehn ( $Re_N$ : componente normal al cilindro: $Re_N = Re_D \sin \theta$ )	
$2500 < Re_D < Re_{D,crit}$	$Nu_D = 0,206 \cdot Re_N^{0,63} \cdot Pr^{0,36}$
$2 \cdot 10^5 < Re_D < 10^6$	$Nu_D = 0,012 \cdot Re_D^{0,85} \cdot Pr^{0,36}$
$\theta$ .....: $15^\circ$ $30^\circ$ $45^\circ$ $>45^\circ$ $Re_{D,crit}$ .....: $2 \cdot 10^4$ $8 \cdot 10^4$ $25 \cdot 10^4$ $> 25 \cdot 10^4$	

-- --

ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70

www.cartagenas99.com no se hace responsable de la información contenida en el presente documento en virtud al Artículo 17.1 de la Ley de Servicios de la Sociedad de la Información y de Comercio Electrónico, de 11 de julio de 2002. Si la información contenida en el documento es ilícita o lesiona bienes o derechos de un tercero háganoslo saber y será retirada.

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES






### 2.1. Geometría sencilla

Cilindricos

$$T_0 = \text{cte}$$

Cilindros de sección no circular	
Ecuación de Jacob	
Gas, B y n: Tabla 19-4. Prop.a $T_p$	$Nu_D = B \cdot Re_D^n$

Coefficientes de la ecuación de Jacob

Flujo y forma	$Re_D$	n	B
	2500 - 7500	0,624	0,261
	5000 - 100000	0,588	0,222
	2500 - 8000	0,699	0,160
	5000 - 100000	0,675	0,092
	5000 - 100000	0,638	0,138
	5000 - 19500	0,638	0,144
	19500 - 100000	0,782	0,035
	3000 - 15000	0,804	0,085
	2500 - 15000	0,612	0,224
	4000 - 15000	0,731	0,205

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.1. Geometría sencilla

#### Esferas

- flujo parecido a cilindros de sección circular
- esferas → diámetro equivalente
- a situaciones más complejas → lecho fijo, fluidizado, ...

$$T_0 = \text{cte}$$

Esferas		
Ecuación de Whitaker		
Gas y líquido, propiedades a $T_\infty$ . $0,71 < Pr < 380$ ; $3,5 < Re_D < 7,6 \cdot 10^4$ $1 < \mu/\mu_0 < 3,2$	$Nu_D = 2 + \left[ 0,4 \cdot Re_D^{1/2} + 0,06 \cdot Re_D^{2/3} \right] \cdot Pr^{0,4} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_0} \right)^{1/4}$	
Ecuación de Achenbach (aire)		
Laminar: $100 < Re_D < 2 \cdot 10^5$	$Nu_D = 2 + \left[ \frac{Re_D}{4} + 3 \cdot 10^{-4} \cdot Re_D^{1,6} \right]^{1/2}$	
Turbulento: $4 \cdot 10^5 < Re_D < 5 \cdot 10^6$	$Nu_D = 430 + 5 \cdot 10^{-3} \cdot Re_D + 2,5 \cdot 10^{-10} \cdot Re_D^2 - 3,1 \cdot 10^{-17} \cdot Re_D^3$	
Ecuación de Ranz y Marshall		
Gotas de líquido en caída libre	$Nu_D = 2 + 0,6 \cdot Re_D^{1/2} \cdot Pr^{1/3}$	
Ecuación de Witte (metales líquidos)		
Propiedades físicas a $T_p$ $3,6 \cdot 10^4 < Re_D < 2 \cdot 10^5$	$Nu_D = 2 + 0,386 \cdot Re_D^{1/2} \cdot Pr^{1/3}$	

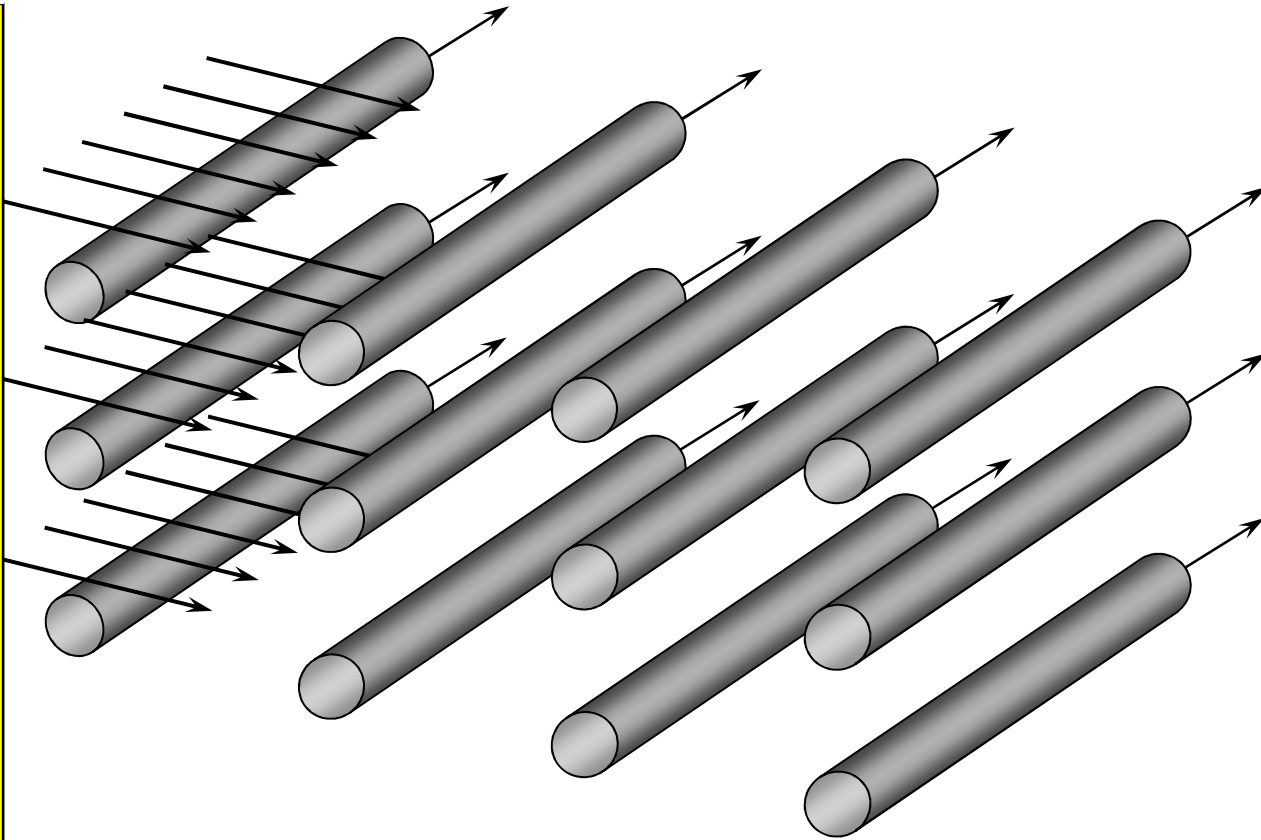


## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.2. Bloques o bancos de tubos

#### JACIÓN TÍPICA EN CAMBIADORES DE CALOR MULTITUBULARES

Esquema de un banco de tubos en flujo cruzado



Cartagena99

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
--  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP:689 45 44 70

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

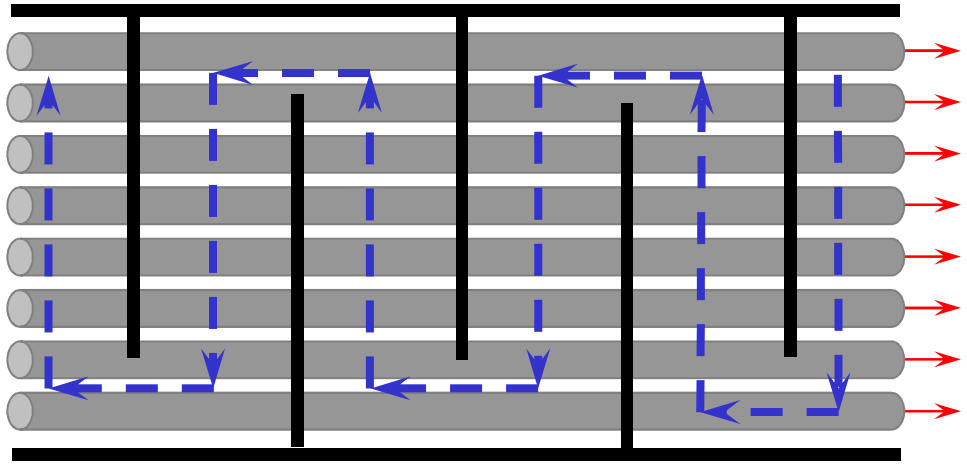
### 2.2. Bloques o bancos de tubos

COEFICIENTE DE Q = f (TIPO FLUJO, TURBULENCIA) = f (V<sub>FLUIDO</sub>, DISPOSICIÓN TUBOS)

#### TIPOS DE FLUJO POR CARCASA

- Bloques de tubos sin tabiques deflectores → flujo cruzado
- Bloques de tubos con tabiques deflectores → flujo complejo (paralelo-cruzado)

Esquema de flujo simplificado en bloques de tubos con tabiques deflectores



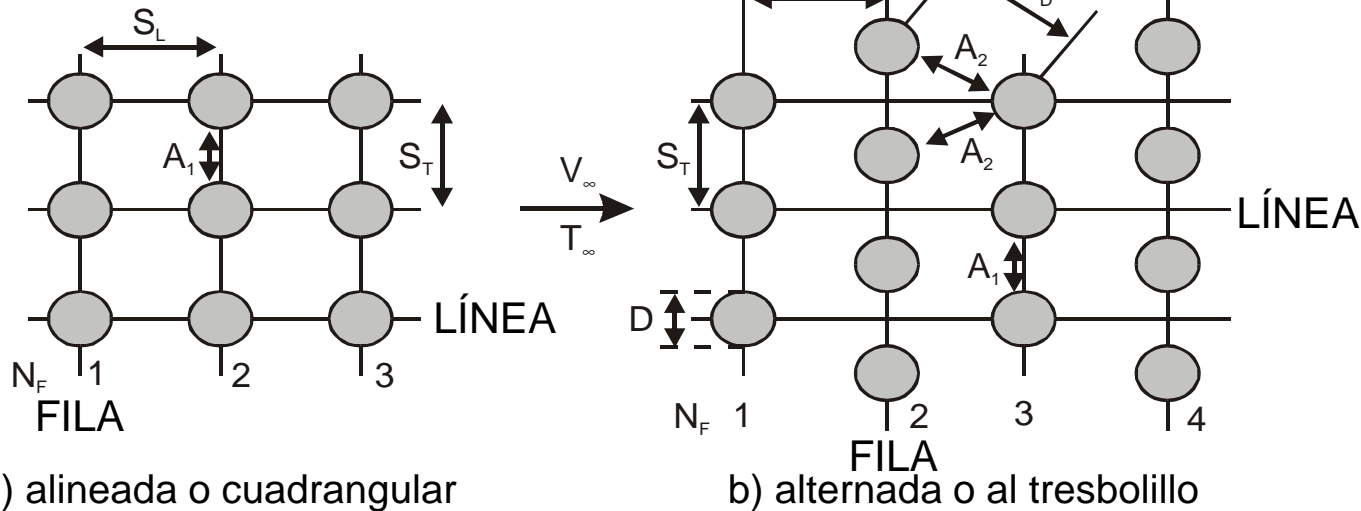
CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

www.cartagenas99.com no se hace responsable de la información contenida en el presente documento en virtud al Artículo 17.1 de la Ley de Servicios de la Sociedad de la Información y de Comercio Electrónico, de 11 de julio de 2002. Si la información contenida en el documento es ilícita o lesiona bienes o derechos de un tercero háganoslo saber y será retirada.

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.2. Bloques o bancos de tubos

#### ubos sin tabiques deflectores



#### POSICIÓN ALINEADA

- $S_L$  : distancia entre centros de tubos de dos filas consecutivas.
- $S_T$  : distancia entre centros de tubos de dos líneas consecutivas.
- $A$  : sección de paso mínima entre dos líneas consecutivas

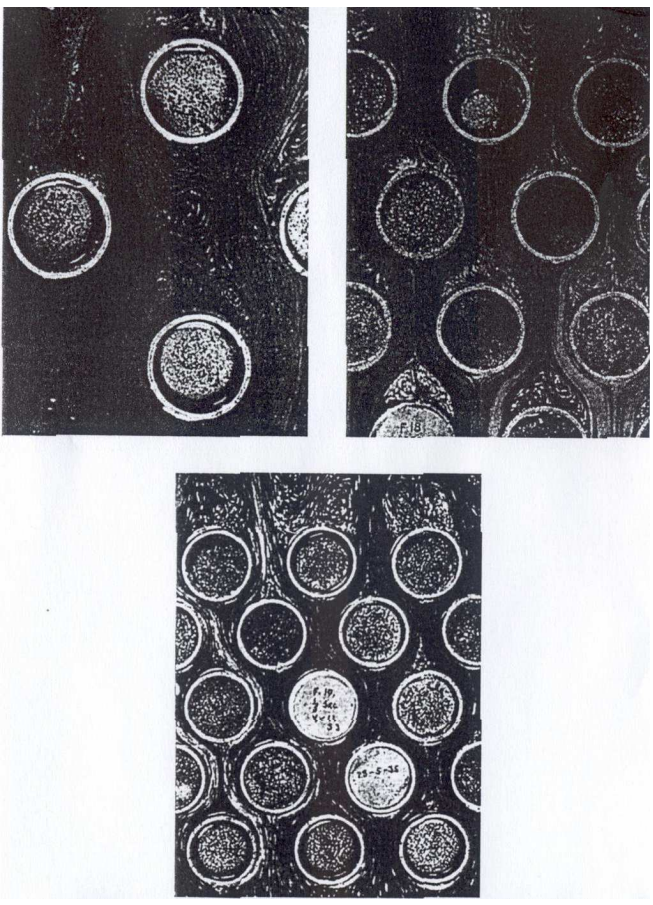
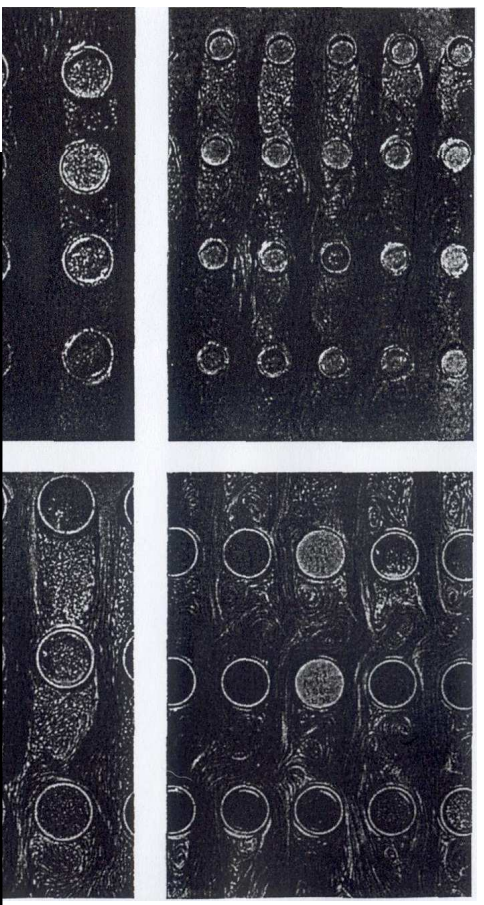
#### POSICIÓN ALTERNADA

- $S_L$  : distancia entre centros de tubos de dos filas consecutivas en horizontal.
- $S_T$  : distancia entre centros de tubos de dos líneas consecutivas de una misma fila.
- $S_D$  : distancia entre centros de tubos de dos filas consecutivas en diagonal.
- $A_1$  : sección de paso mínima entre dos líneas consecutivas de una misma fila.
- $A_2$  : sección de paso mínima entre dos filas consecutivas.

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.2. Bloques o bancos de tubos

#### tubos sin tabiques deflectores



h ↑ en filas posteriores  
 (filas cercanas) → caminos preferenciales  
 tubos. Se trabaja con  $S_T/S_L > 0,7$

Mayor tortuosidad → h mayor

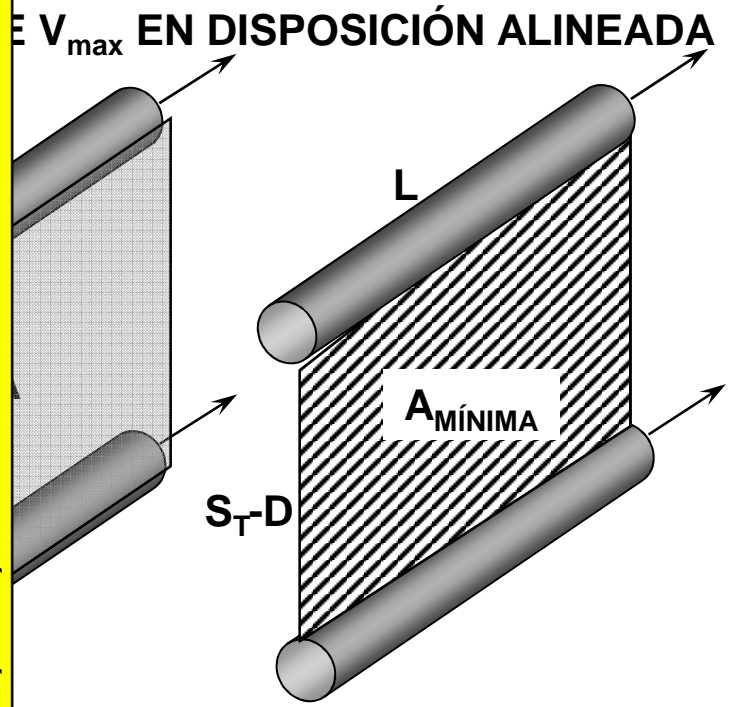
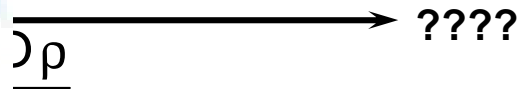


CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.2. Bloques o bancos de tubos

tubos sin tabiques deflectores



$$m = cte = V \rho \quad A = V_{MAX} \rho A_{MIN}$$

$$V S_T L = V_{MAX} (S_T - D) L$$

$$V_{max} = \frac{S_T}{S_T - D} V$$

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVIÁ WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70



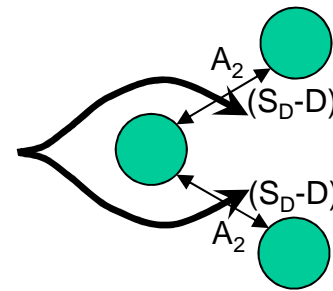
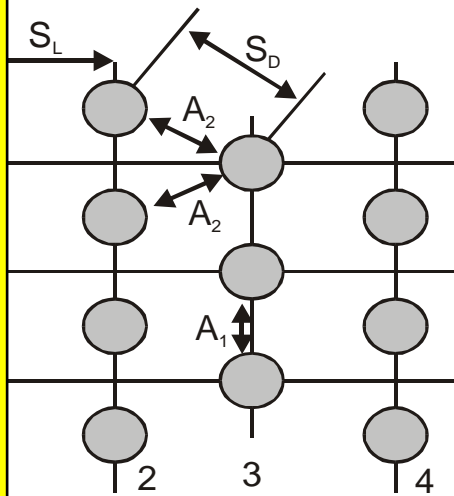
## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.2. Bloques o bancos de tubos

#### tubos sin tabiques deflectores

$\rho$  → ????

#### $V_{max}$ EN DISPOSICIÓN ALTERNADA



#### de sección mínima de paso

$$A_2 < (S_T - D) = A_1 \quad \therefore S_D < \frac{S_T + D}{2} \quad \therefore S_D = \sqrt{(S_T / 2)^2 + S_L^2}$$

#### de $V_{max}$

$$S_T = V_{MÁX} \rho L 2(S_D - D)$$

$$V_{max} = \frac{S_T}{2 \cdot (S_D - D)} V$$

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.2. Bloques o bancos de tubos

#### tubos sin tabiques deflectores

Ecuación de Zukauskas para bancos de tubos.

$$Nu = C \cdot Re_D^m \cdot Pr^{0,36} \cdot \left(\frac{S_T}{S_L}\right)^n \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_b}\right)^{0,25} \quad N_F \geq 16 \quad 0,7 < Pr < 500$$

Régimen	Re <sub>D</sub>	Disposición	S <sub>T</sub> / S <sub>L</sub>	C	m	n
Laminar	10 - 1000	Alineada	---	0,80	0,40	0
		Alternada	---	0,90	0,40	0
Transición	10 <sup>3</sup> - 2 10 <sup>5</sup>	Alineada	> 0,7	0,27	0,63	0
		Alternada	< 2	0,35	0,60	0,2
Turbulento	2 10 <sup>5</sup> - 2 10 <sup>6</sup>	Alternada	? 2	0,40	0,60	0
		Alineada	---	0,021	0,84	0
Turbulento	2 10 <sup>5</sup> - 2 10 <sup>6</sup>	Alternada	---	0,022	0,84	0

Valor de la constante C de la ecu. de Zukauskas turbulento si N<sub>F</sub> < 16 (Re<sub>D</sub> > 1000)

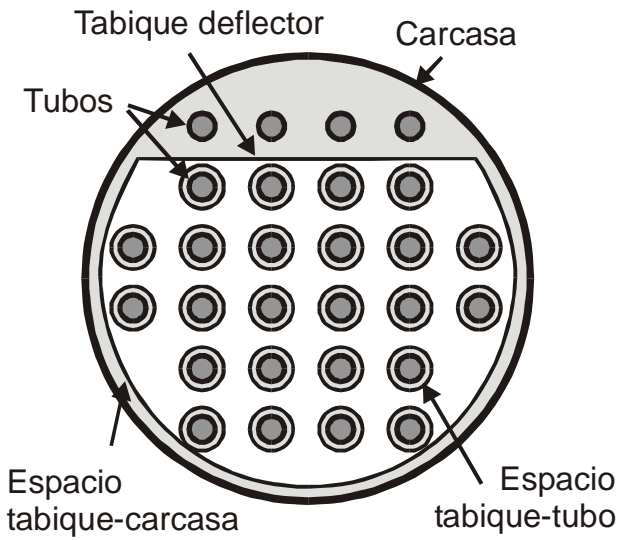
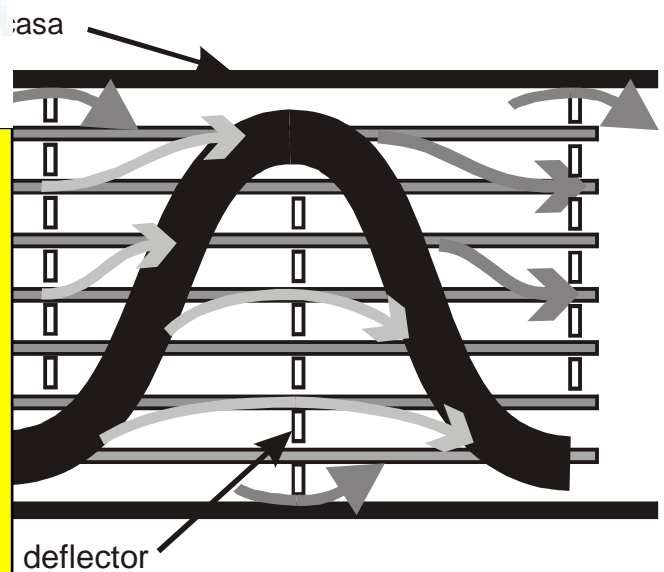
Disposición	N <sub>F</sub>								
	1	2	3	4	5	7	10	13	16
Alternada	0,64	0,76	0,84	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99
Alineada	0,70	0,80	0,86	0,90	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99

$$\frac{C(N_F < 16)}{C} = \frac{Nu(N_F < 16)}{Nu} = \frac{h(N_F < 16)}{h}$$

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.2. Bloques o bancos de tubos

#### ... tubos con tabiques deflectores



**MÉTODO DE BELL:**  $h_{TD} = h_{FC} \cdot F_N \cdot F_W \cdot F_B \cdot F_L$  → FACTORES CORRECTORES

- $h_{FC}$  →  $h$  para flujo cruzado sin tabiques
- $F_N$  → tiene en cuenta las condiciones de flujo y el número de filas de tubos
- $F_W$  → flujo a través de las ventanas ( $\approx$  paralelo)
- $F_B$  → pérdidas por flujo entre bancos de tubos y carcasa (by-pass)
- $F_L$  → pérdidas por en huecos entre tubos y tabiques deflectores (fugas)

$$\frac{TQ_{F. \text{ paralelo}}}{TQ_{\text{ total}} } = \frac{A_{\text{TRANSPORTE EN VENTANA}}}{A_{\text{TOTAL}}} = \frac{\text{Nº TUBOS EN VENTANA}}{\text{Nº TUBOS TOTAL}}$$

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70





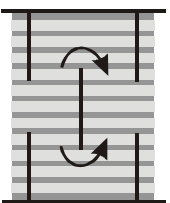
## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.2. Bloques o bancos de tubos

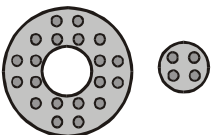
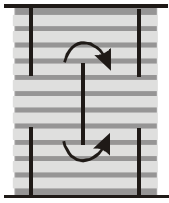
#### Bancos de tubos con tabiques deflectores



b) tabique deflector de bandas



c) tabique deflector de disco y anillo



Cartagena99

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
-- --  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

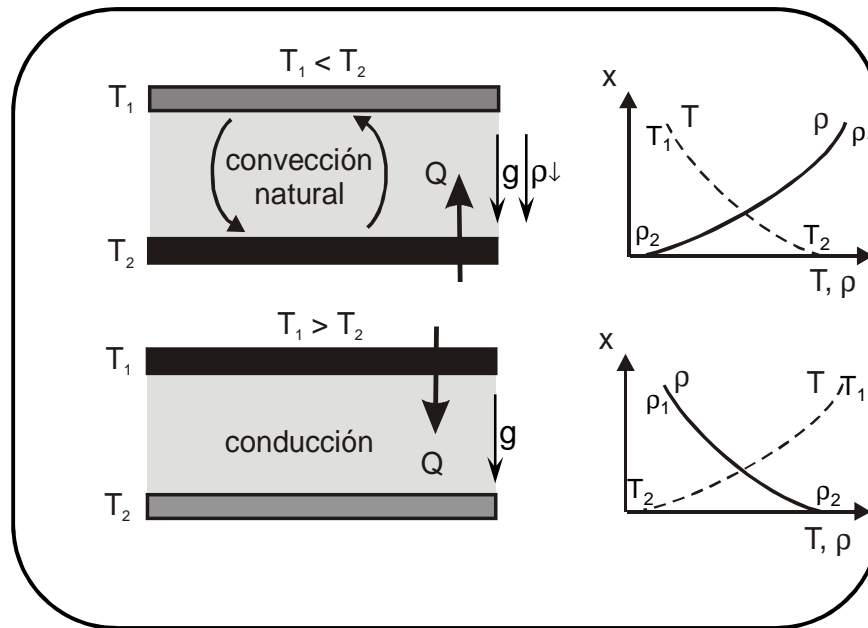
## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

te debido a corrientes producidas por cambios de densidad de un fluido en reposo por la existencia de perfiles de temperatura o concentración.

eración de líneas y equipos eléctricos, radiadores de vapor y agua calientes, pérdidas de calor quipos y tuberías (en ocasiones combinado con radiación).

Fluido confinado entre dos placas planas



$$\frac{g \cdot \beta \cdot \rho^2 \cdot (T_0 - T_\infty) \cdot L^3}{\mu^2} = \frac{\text{F. Empuje (flotación)}}{\text{F. rozamiento}} \quad \Leftrightarrow \text{Reynolds}$$

$$= Gr_L \cdot Pr$$

Propiedades físicas a  $T_p$

$\beta$ : coef. de expansión térmica

$$\beta = -\frac{1}{\rho} \left( \frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p$$

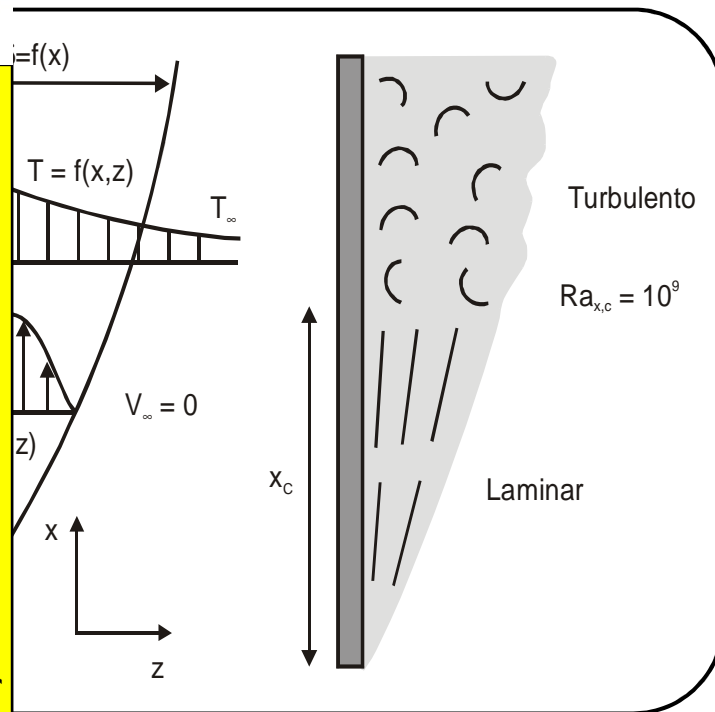
## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

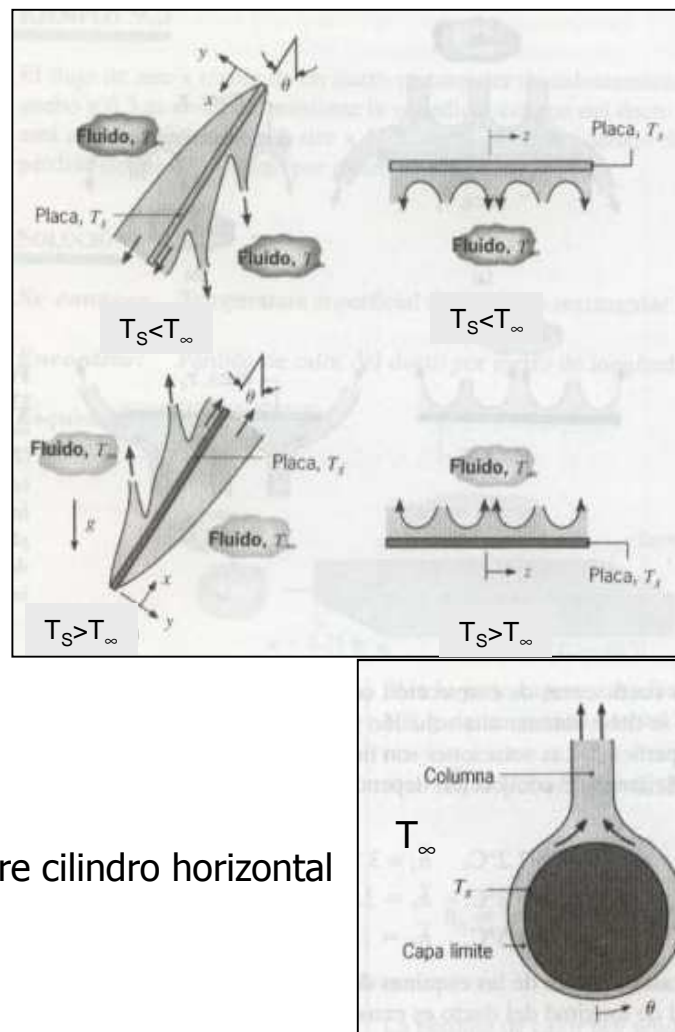
#### sencilla: placa plana y cilindro

Circulación sobre placa plana horizontal e inclinada

circulación sobre una placa plana vertical



Circulación sobre cilindro horizontal



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

Cartagena99

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

#### sencilla: placa plana y cilindro

#### Placa plana y cilindro vertical ( $T_0 = cte$ )

Nusselt (Cilindro y placa plana verticales)	
$10 < Gr_L Pr < 10^8$	$Nu_L = 0,68 \cdot Pr^{1/2} \frac{Gr_L^{1/4}}{(0,952 + Pr)^{1/4}}$
Churchill - Chu (Placa plana vertical)	
Régimen laminar $Ra_L < 10^9$	$Nu_L = 0,68 + \frac{0,67 \cdot Ra_L^{1/4}}{\left[1 + (0,492 / Pr)^{9/16}\right]^{4/9}}$
Adams (Cilindro y placa plana vertical)	
Turbulento $Gr_L > 10^9$	$Nu_L = 0,13 \cdot (Gr_L \cdot Pr)^{1/3}$
Placa plana vertical para metales líquidos	
Laminar $Pr < 0,03$	$Nu_L = 0,68 \cdot (Gr_L \cdot Pr^2)^{1/3}$



--

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70

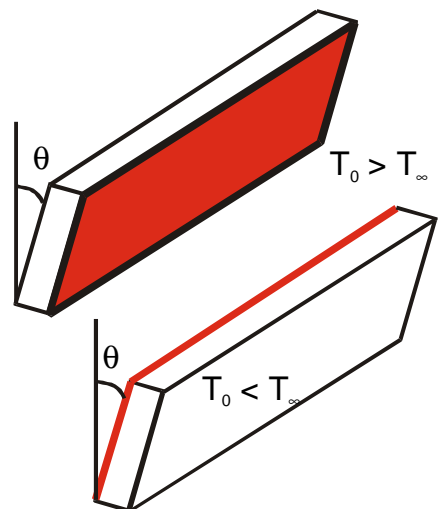
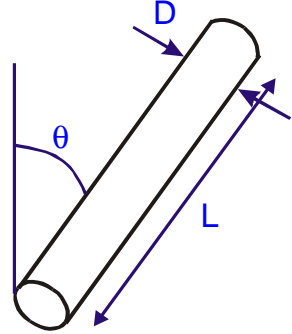
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

#### sencilla: placa plana y cilindro

#### Placa plana y cilindro vertical ( $T_0 = cte$ )

Fujii - Imura (Placas planas inclinadas, cara inferior caliente o superior fría) (I)	
$10^5 < Gr_L Pr \cos \theta < 10^{11}$ $0 < \theta < 89^\circ$	$Nu_L = 0,56 \cdot [Gr_L \cdot Pr \cos(\theta)]^{1/4}$
Al-Arabi y Khamis (Cilindro vertical) (II)	
$10^4 < Gr_L < 7 \cdot 10^5$ Laminar (1): $10^8 < Gr_L Pr < Gr_L Pr^*$ Turbulento (2): $Gr_L Pr^* < Gr_L Pr < 3 \cdot 10^{10}$	$1: Nu_L = [2,9 - 2,32 \cdot \text{sen}(\theta)^{0,8}] \cdot Gr_D^{-1/12} (Gr_L \cdot Pr)^{1/4 + 1/12 \text{sen}\theta \cdot 1,2}$ $2: Nu_L = [0,47 + 0,11 \cdot \text{sen}(\theta)^{0,8}] \cdot Gr_D^{-1/12} (Gr_L \cdot Pr)^{1/3}$ <b>donde:</b> $Gr_L Pr^* = 2,6 \cdot 10^9 + 1,1 \cdot 10^9 \tan \theta$
I 	II 

-- --

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVIÁ WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70



## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

#### sencilla: placa plana y cilindro

#### Placa plana y cilindro horizontal ( $T_0 = \text{cte}$ )

Placa plana horizontal (Sección no rectangular: $L = \text{Superficie} / \text{Perímetro}$ )		
Superior caliente o Inferior fría	$10^5 \leq Ra_L \leq 10^7$	$Nu_L = 0,54 \cdot Ra_L^{1/4}$
	$10^7 \leq Ra_L \leq 10^{10}$	$Nu_L = 0,15 \cdot Ra_L^{1/3}$
Superior fría o Inferior caliente	$10^5 \leq Ra_L \leq 10^{10}$	$Nu_L = 0,27 \cdot Ra_L^{1/4}$
Placa plana circular horizontal enfriada por cara inferior con metales líquidos.		
Metales líquidos	$Nu_D = 0,26 \cdot (Gr_D \cdot Pr^2)^{0,35}$	
Cilindro horizontal (Churchill-Chu)		
$Ra_D < 10^{12}$	$Nu_D = \left[ 0,60 + \frac{0,387 \cdot Ra_D^{1/6}}{\left[ 1 + (0,559 / Pr)^{9/6} \right]^{1/4}} \right]^2$	
Conducciones o hilos horizontales (Cilindros de $L/D \gg \gg \gg$ )		
$Pr > 0,5$ $10^3 < Gr_D < 10^9$	$Nu_D = 0,53 \cdot (Gr_D \cdot Pr)^{1/4}$	



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

sencilla: placa plana y cilindro

#### Otras geometrías ( $T_0 = \text{cte}$ )

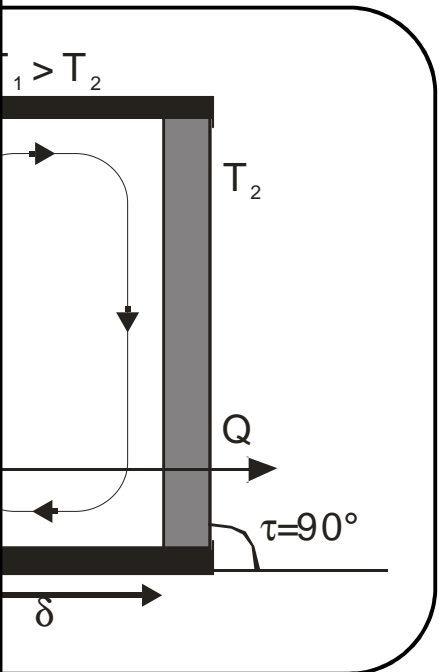
Esferas	
$1 < Gr_D < 10^5$	$Nu_D = 2 + 0,392 \cdot Gr_D^{1/4}$
$Pr > 0,7$ $Ra_D < 10^{11}$	$Nu_D = 2 + \frac{0,589 \cdot Ra_D^{1/4}}{\left[1 + (0,469 / Pr)^{9/16}\right]^{4/9}}$
Conos con el vértice hacia abajo	
ángulo vértice: $3^\circ < \phi < 12^\circ$ $7,5 < \log Gr_L < 8,7$ $0,2 < \varepsilon < 0,8$ Longitud del lado: L $\varepsilon = \frac{2}{Gr_L^{1/4} \cdot \tan(\phi / 2)}$	$Nu_L = 0,63 \cdot (1 + 0,72 \cdot \varepsilon) \cdot Gr_L^{1/4}$
Sparrow - Stretton: Cubos, esferas y cilindros cortos ( $L/D \ll \ll \ll$ )	
$200 < Ra_L < 10^9$ $L = A / (4 A_{HOR} / \pi)^{1/2}$ A: área superficial, $A_{HOR}$ : proyección horizontal	$Nu_L = 5,75 + 0,75 \cdot (Ra_L / F)^{0,252}$ $F = \left[1 + (0,49 / Pr)^{9/16}\right]^{16/9}$

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

errados

cerrado vertical



$$Gr_{\delta} = \frac{g \cdot \beta \cdot \rho^2 \cdot (T_1 - T_2) \cdot \delta^3}{\mu^2}$$

$L/\delta \Rightarrow$  factor de forma

- $Gr_{\delta} < 8.000 \rightarrow$  Conducción
- $Gr_{\delta} > 8.000 \rightarrow$  Convección
- Esesor de capa límite  $\downarrow$  con  $Gr_{\delta}^{0,25}$
- Región central inactiva

CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVIÁ WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ---  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70



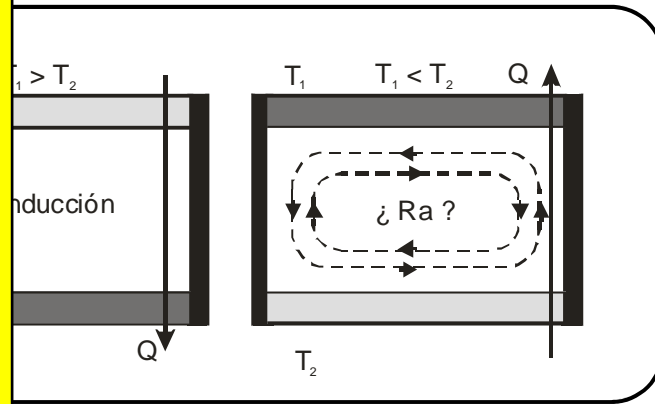


## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

errados

Espacio cerrado horizontal

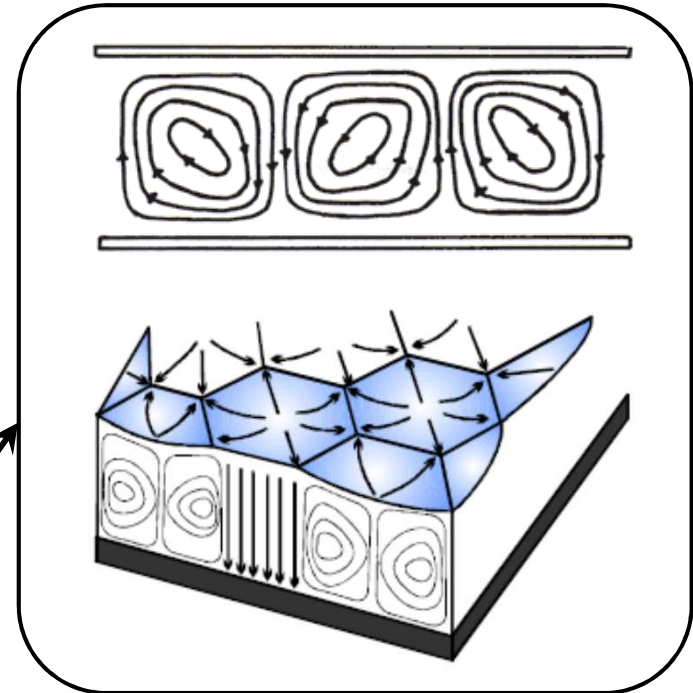


1700 → Corrientes de convección

La min ar ⇒ posible formación de celdas de Bénard

Turbulento ⇒ desaparición de c. de Bénard

Celdas de Bénard



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
 LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
 ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
 CALL OR WHATSAPP:689 45 44 70

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

cerrados

$T_0 = \text{cte}$

Espacio rectangular vertical, $\tau = 90^\circ$ (Berkovsky - Polevikov)	
$2 < L/\delta < 10$ $Pr < 10$ $Ra_\delta < 10^{10}$	$Nu_\delta = 0,22 \cdot \left(\frac{L}{\delta}\right)^{-1/4} \cdot \left(\frac{Pr}{0,2 + Pr} \cdot Ra_\delta\right)^{0,28}$
$1 < L/\delta < 2$ $10^{-3} < Pr < 10^5$ $10^3 < (Ra_\delta Pr)/(0,2 + Pr)$	$Nu_\delta = 0,18 \cdot \left(\frac{Pr}{0,2 + Pr} \cdot Ra_\delta\right)^{0,29}$
$10 < L/\delta < 40$ $1 < Pr < 2 \cdot 10^4$ $10^4 < Ra_\delta < 10^7$	$Nu_\delta = 0,42 \cdot \frac{Ra_\delta^{0,25} \cdot Pr^{0,012}}{(L/\delta)^{0,3}}$
$10 < L/\delta < 40$ $1 < Pr < 20$ $10^6 < Ra_\delta < 10^9$	$Nu_\delta = 0,046 \cdot Ra_\delta^{0,33}$
Espacio rectangular horizontal, $\tau = 0^\circ$ , calentada por la parte inferior (Hollands)*	
Aire $1700 < Ra_\delta < 3,5 \cdot 10^9$	$Nu_\delta = 1 + 1,44 \cdot \left[1 - \frac{1708}{Ra_\delta}\right]^* + \left[\left(\frac{Ra_\delta}{5830}\right)^{1/3} - 1\right]^*$
Agua $1700 < Ra_\delta < 3,5 \cdot 10^9$	$Nu_\delta = 1 + 1,44 \left[1 - \frac{1708}{Ra_\delta}\right]^* + \left[\left(\frac{Ra_\delta}{5830}\right)^{1/3} - 1\right]^* + 2 \left[\frac{Ra_\delta^{1/3}}{140}\right]^{1 - \ln(Ra_\delta^{1/3}/140)}$

\*  $[x]^* = 0$  si  $x < 0$

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

**errores**

**T<sub>0</sub>=cte**

Interior de cavidades esféricas	
$10^4 < Gr_D Pr < 10^9 : C=0,59; n=1/4$ $10^9 < Gr_D Pr < 10^{12} : C=0,13; n=1/3$	$Nu_D = C \cdot (Gr_D \cdot Pr)^n$
Espacio anular entre cilindros concéntricos. $b=(D_o - D_i)/2$ ; $D_o, D_i$ : diámetro externo e interno	
$0,7 < Pr < 6000$ $10 < \left[ \frac{\ln(D_o/D_i)}{b^{3/4} (1/D_i^{3/5} + 1/D_o^{3/5})^{5/4}} \right]^4 \cdot Ra_b < 10^7$	$\frac{k_{EFF}}{k} = 0,386 \cdot \left[ \frac{\ln(D_o / D_i)}{b^{3/4} (1/D_i^{3/5} + 1/D_o^{3/5})^{5/4}} \right] \cdot \left( \frac{Pr}{0,861 + Pr} \right)^{1/4} \cdot Ra_b^{0.25}$
Espacio entre esferas concéntricas. $b=(D_o - D_i)/2$ ; $D_o, D_i$ : diámetro esfera externa e interna	
$0,7 < Pr < 4200$ $10 < \left[ \frac{b}{(D_o D_i)^4 (D_i^{-7/5} + D_o^{-7/5})^5} \right] \cdot Ra_b < 10^7$	$\frac{k_{EFF}}{k} = 0,74 \cdot \left[ \frac{b^{1/4}}{D_o D_i (D_i^{-7/5} + D_o^{-7/5})^{5/4}} \right] \cdot \left( \frac{Pr}{0,861 + Pr} \right)^{1/4} \cdot Ra_b^{0.25}$

-- --

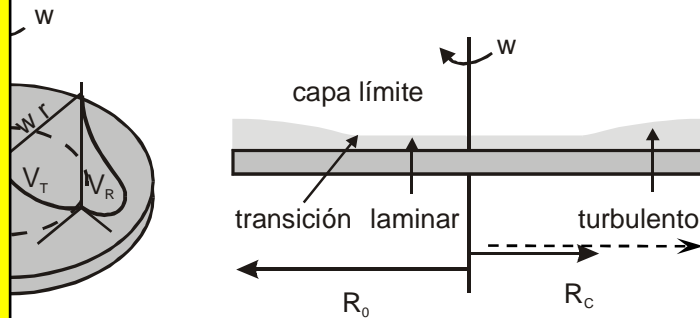
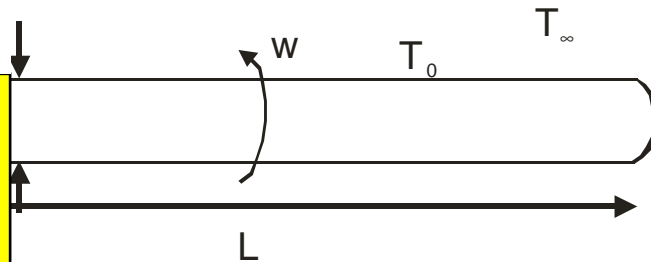
**CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE**  
**LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70**

**ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS**  
**CALL OR WHATSAPP:689 45 44 70**

www.cartagenap99.com no se hace responsable de la información contenida en el presente documento en virtud al Artículo 17.1 de la Ley de Servicios de la Sociedad de la Información y de Comercio Electrónico, de 11 de julio de 2002. Si la información contenida en el documento es ilícita o lesiona bienes o derechos de un tercero háganoslo saber y será retirada.



## en rotación



	$Nu_D = 0,43 \cdot Re_{\omega}^{0,5} \cdot Pr^{0,4}$
$10^5$	$Nu_D = 0,066 \cdot Re_{\omega}^{0,67} \cdot Pr^{0,4}$

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

**Velocidad crítica:** velocidad lineal de la superficie del cilindro ( $V_L$ ) que iguala la velocidad de ascenso del fluido por convección natural.

Si  $V_L < V_c \rightarrow$  controla convección natural

$$Re_{\omega} = \frac{\rho \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \omega}{\mu} > 8000 \quad (\text{aire})$$

$$Nu_D = 0,11 \cdot (0,5 \cdot Re_{\omega}^2 + Gr_D \cdot Pr)^{0,35}$$

#### Régimen laminar

$$Re_{\omega} = \frac{\rho \cdot \omega \cdot D^2}{\mu} < 10^6 \quad Nu_D = 0,36 \cdot Re_{\omega}^{0,5}$$

#### Régimen turbulento

$$Nu_D = 0,0195 \cdot Re_{\omega}^{0,8}$$

## 2. ESTIMACIÓN DE COEFICIENTES

### 2.3. Convección natural

#### Mixto: convección forzada y natural

$$\frac{Gr_L}{Re_L^2} \begin{cases} < 0,1 & \text{Convección Forzada} \\ 0,1 - 10 & \text{Mixto (CF + CN)} \\ > 10 & \text{Convección Natural} \end{cases}$$

**MIXTO:** 
$$Nu^n = Nu_F^n \pm Nu_N^n$$

→ y  $Nu_N$  → Nu según correlaciones para convección forzada y natural.

+: igual dirección para flujos de ambas convecciones

-: distinta dirección para flujos de ambas convecciones

→ superficies verticales: 3

→ superficies horizontales e inclinadas: 4



CLASES PARTICULARES, TUTORÍAS TÉCNICAS ONLINE  
LLAMA O ENVÍA WHATSAPP: 689 45 44 70  
ONLINE PRIVATE LESSONS FOR SCIENCE STUDENTS  
CALL OR WHATSAPP: 689 45 44 70