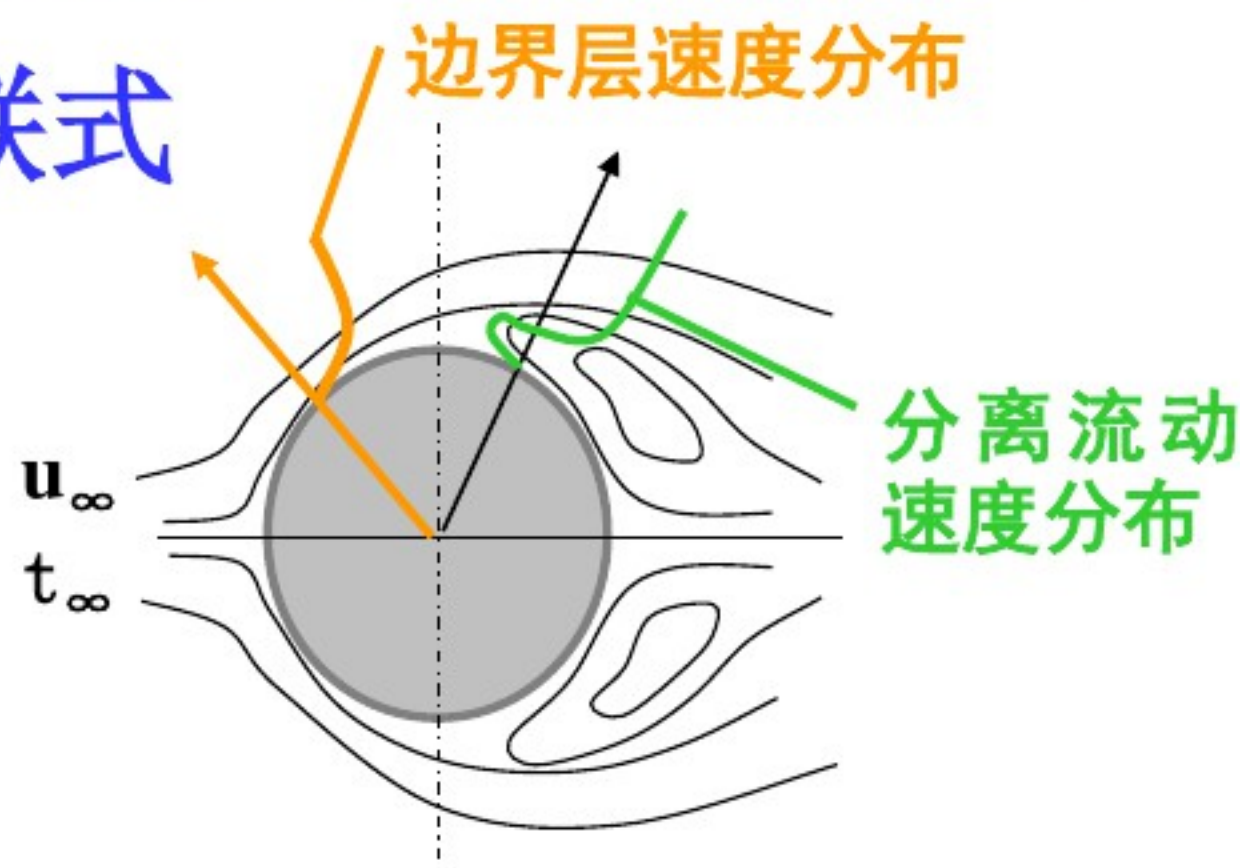


## § 5-7 外部流动强制对流换热实验关联式

### 1、横掠单管换热实验关联式

按照势流理论，流体在圆柱体的前部流速会逐步增大而压力会逐步减小；流体在圆柱体的后部流速会逐步减小而压力会逐步增大。

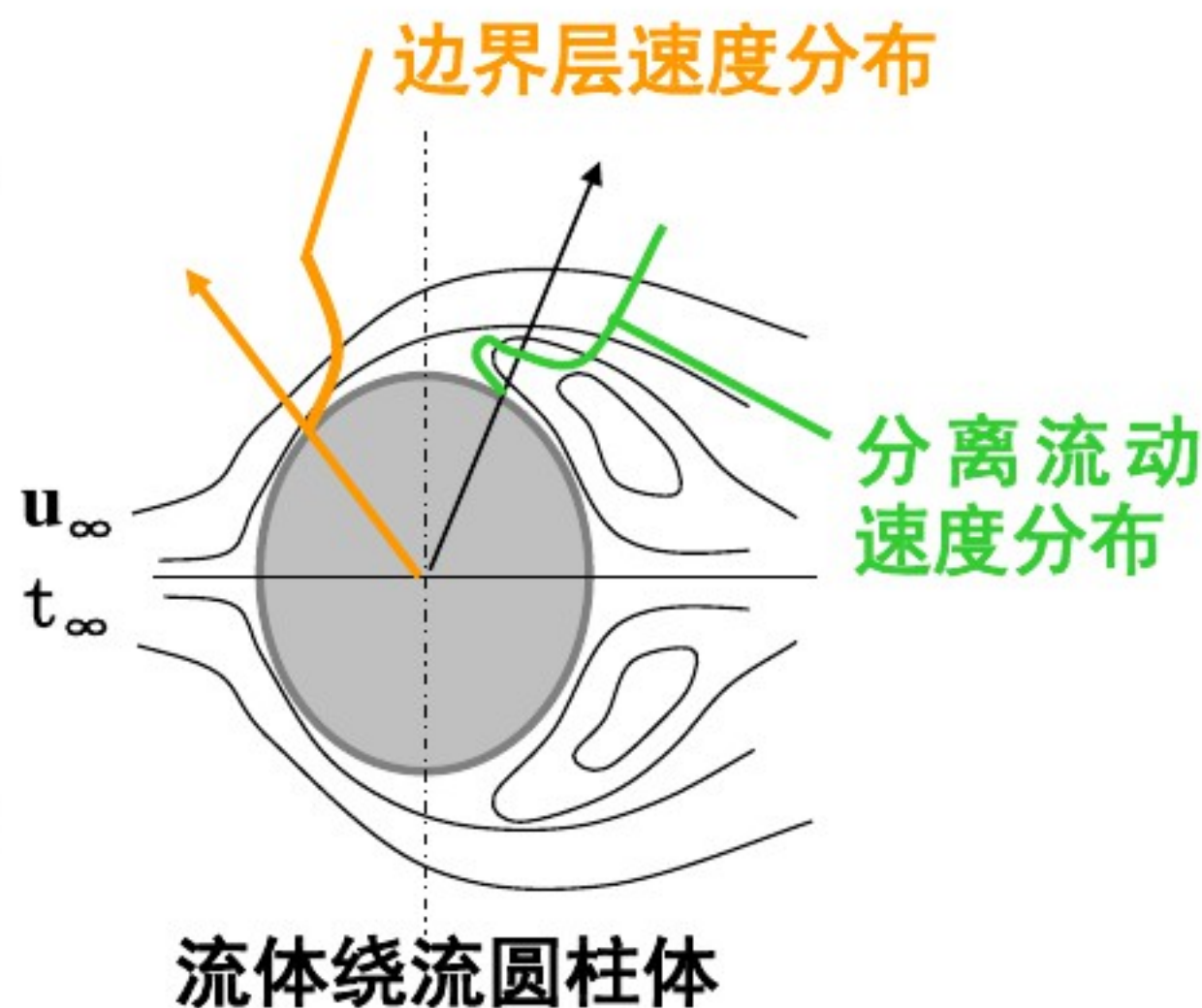


流体绕流圆柱体

但是，因流体黏性力的作用，在圆柱体的前部会形成流动边界层，速度会从势流流速逐步改变到壁面上的零速度，这种速度改变以消耗流体动量为代价的，这一过程特征会保持到势流流速达到最大值。



在其后的增压减速过程，流场中由压力转变来的动量会逐步地再转变为流场的压力，此时近壁流体不但会因动量的耗散而没有足够的动量转化为压力，而且和会在逆向压力的作用下产生逆向流动，从而导致流体在边界层发生分离。



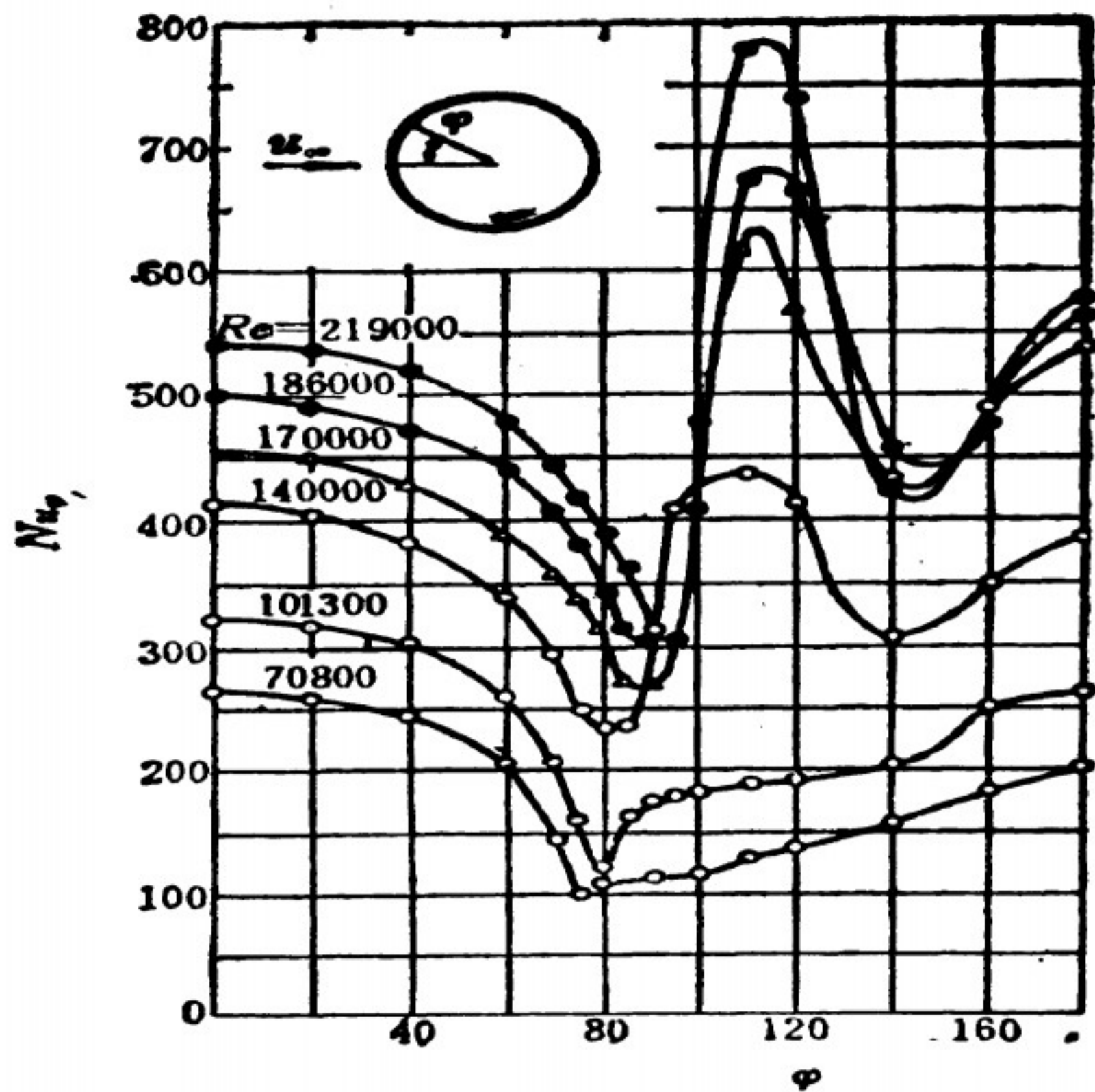
实际上，由于边界层的发展，势流区的外形已经不是圆形，因而使流动的增压减速过程提前，也就使流动分离位置提前。

如果流体在分离之前流动边界层已经从层流发展到紊流，由于紊流边界层中紊流动量交换的加强，从而使边界层流动的分​​离向后推移。

绕流圆柱的流动：当 $Re < 10$ 时流动不会发生分离现象；当 $10 \leq Re \leq 10^5$ 时流动分离点在 $80^\circ \leq \varphi \leq 85^\circ$ 之间；而当 $Re > 10^5$ 时流动分离点在 $\varphi = 140^\circ$ 处。 **$Re < 10$** 时，可忽略分离的影响，摩擦阻力对流动起决定作用。

雷诺数为  $Re = u_\infty d / \nu$ ，式中， $u_\infty$ 为来流速度， $d$ 为圆柱体外直径。

在圆柱体的前端  $\varphi = 0^\circ$  处换热系数  $\alpha$  最大，而在分离点  $\varphi = 82^\circ$  处换热系数  $\alpha$  最小；如果在边界层从层流变为紊流，那么转变点  $\varphi = 140^\circ$  处有一个换热系数  $\alpha$  的最低点，紊流边界层的分离点是另一个换热系数  $\alpha$  的最低点





流体外掠（横向掠过）单根圆管换热的经验关系式：

$$\overline{Nu}_D = \frac{h^* d}{\lambda} = C^* Re^n * Pr^{1/3}$$

C、n的值见下表所示

Re	C	n
0.4~4	0.989	0.33
4~40	0.911	0.385
40~4000	0.683	0.466
4000~40000	0.193	0.618
40000~400000	0.027	0.805

其中，特征流速为流体最小截面处的最大流速 $u_{max}$ ；特征尺寸为圆柱体外直径 $d$ ；定性温度除 $Pr_w$ 按壁面温度 $t_w$ 取值之外，其余皆用流体的平均温度 $t_f$ ；

流体绕流圆柱体的平均换热系数也可采用以下朱考斯卡斯经验公式计算：

$$Nu_f = \frac{\bar{h} * d}{\lambda} = C * Re^m * Pr_f^{0.37} * \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0.25}$$

$\left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0.25}$  是考虑在选用 $t_f$ 为定性温度时，热流方向不同会对换热性能产生影响的一个修正系数。

C、m的值见下表所示

Re	C	m
1~40	0.75	0.4
40~1000	0.51	0.5
1000~200000	0.26	0.6
$2 \times 10^5 \sim 10^6$	0.076	0.7

适用范围：  $0.7 < Pr < 500$ ；  $1 < Re_d < 10^6$

气体横向掠过非圆形截面柱体的换热经验关系式：

$$Nu_D = \frac{\bar{h} * d}{\lambda} = C * Re^m * Pr^{1/3}$$

不同形状非圆柱形柱体的定型尺寸（特征长度）、C、m 的值见P174的表5-6所示。定性温度为  $(t_w + t_f) / 2$ 。

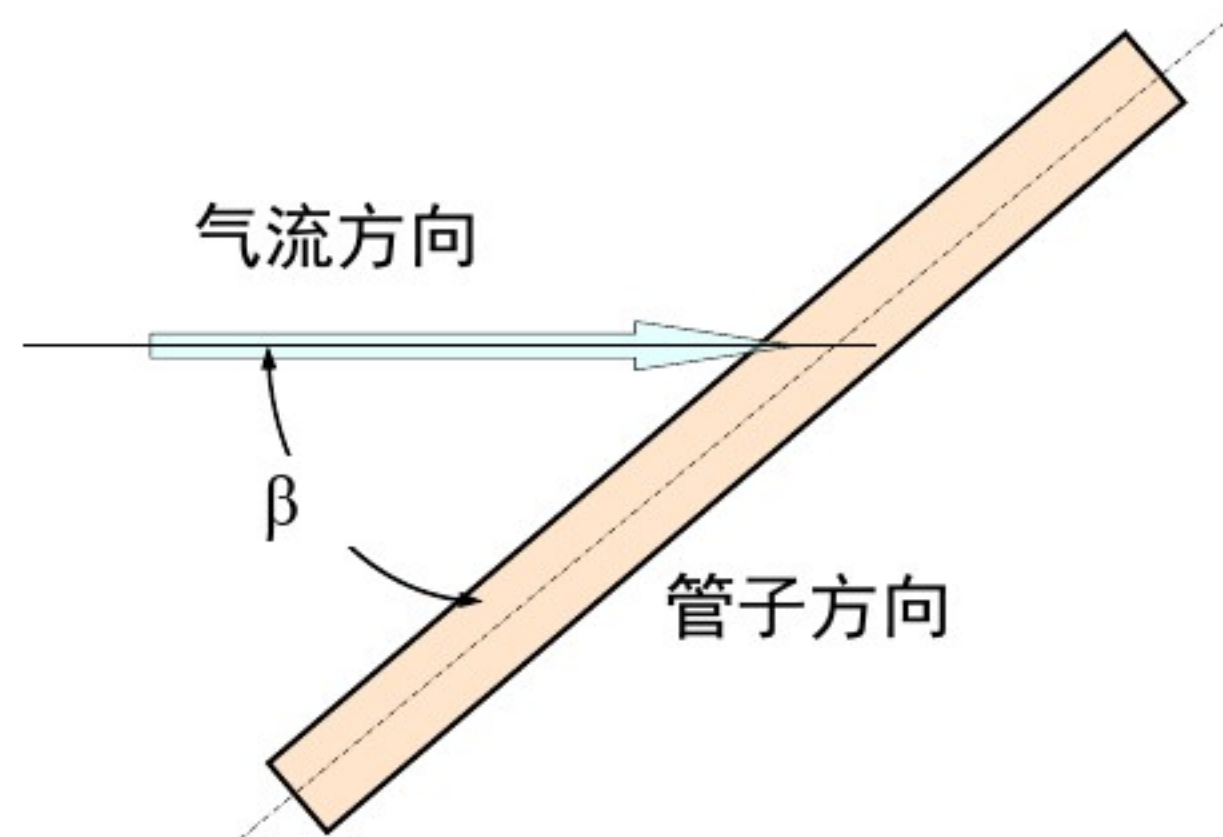
若  $Pe_d > 0.2$ ，则流体外掠单管的对流换热关联式还可写为：

$$Nu_d = \frac{\bar{h} * d}{\lambda} = 0.3 + \frac{0.62 Re^{1/2} Pr^{1/3}}{[1 + (0.4 / Pr)^{2/3}]^{1/4}} \left[ 1 + \left( \frac{Re}{282000} \right)^{5/8} \right]^{4/5}$$

上式中，定性温度为  $(t_w + t_f) / 2$ 。



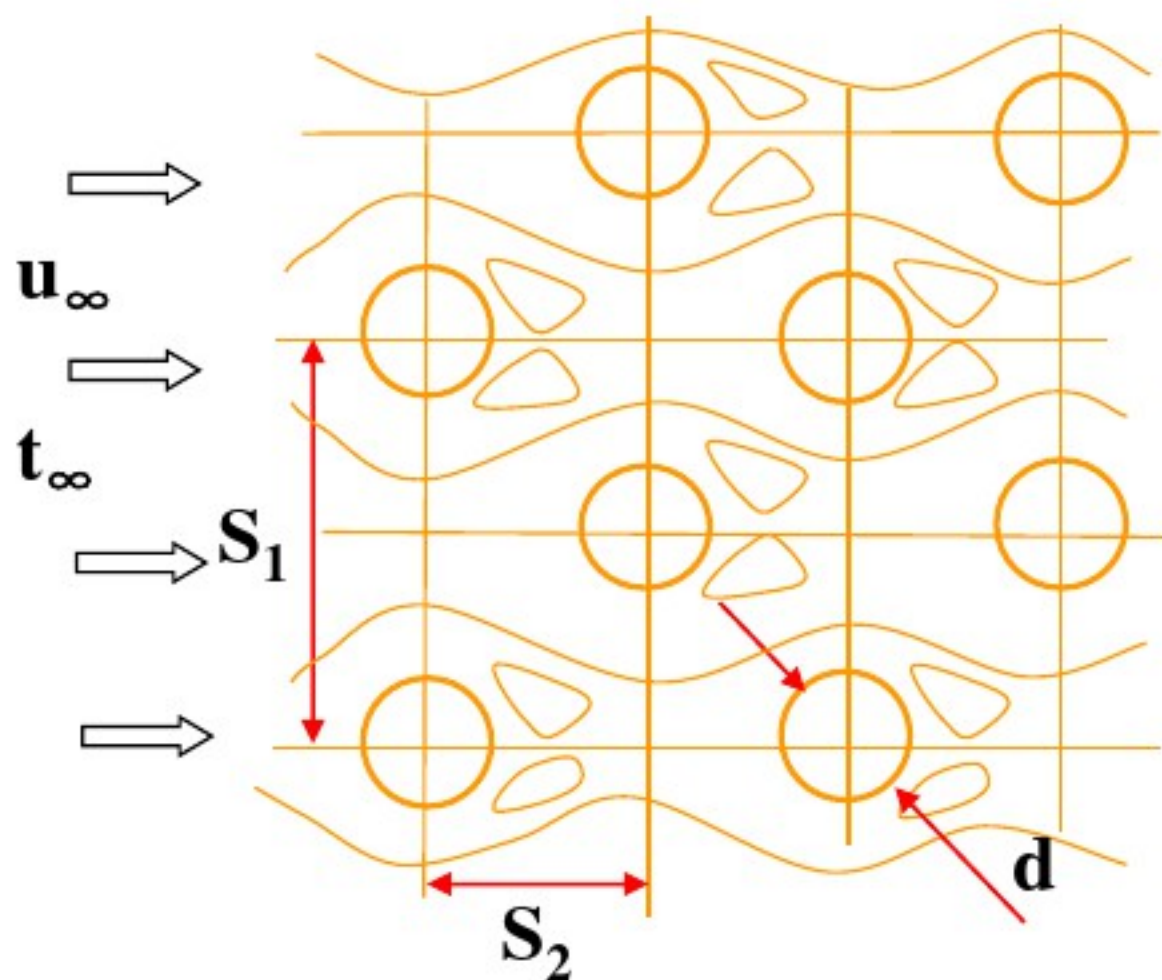
**注意：**如右图所示，如果流体流动方向与圆柱体轴线的夹角（亦称冲击角）在 $30^{\circ}$ – $90^{\circ}$ 的范围内时，则平均表面传热系数可按下式计算



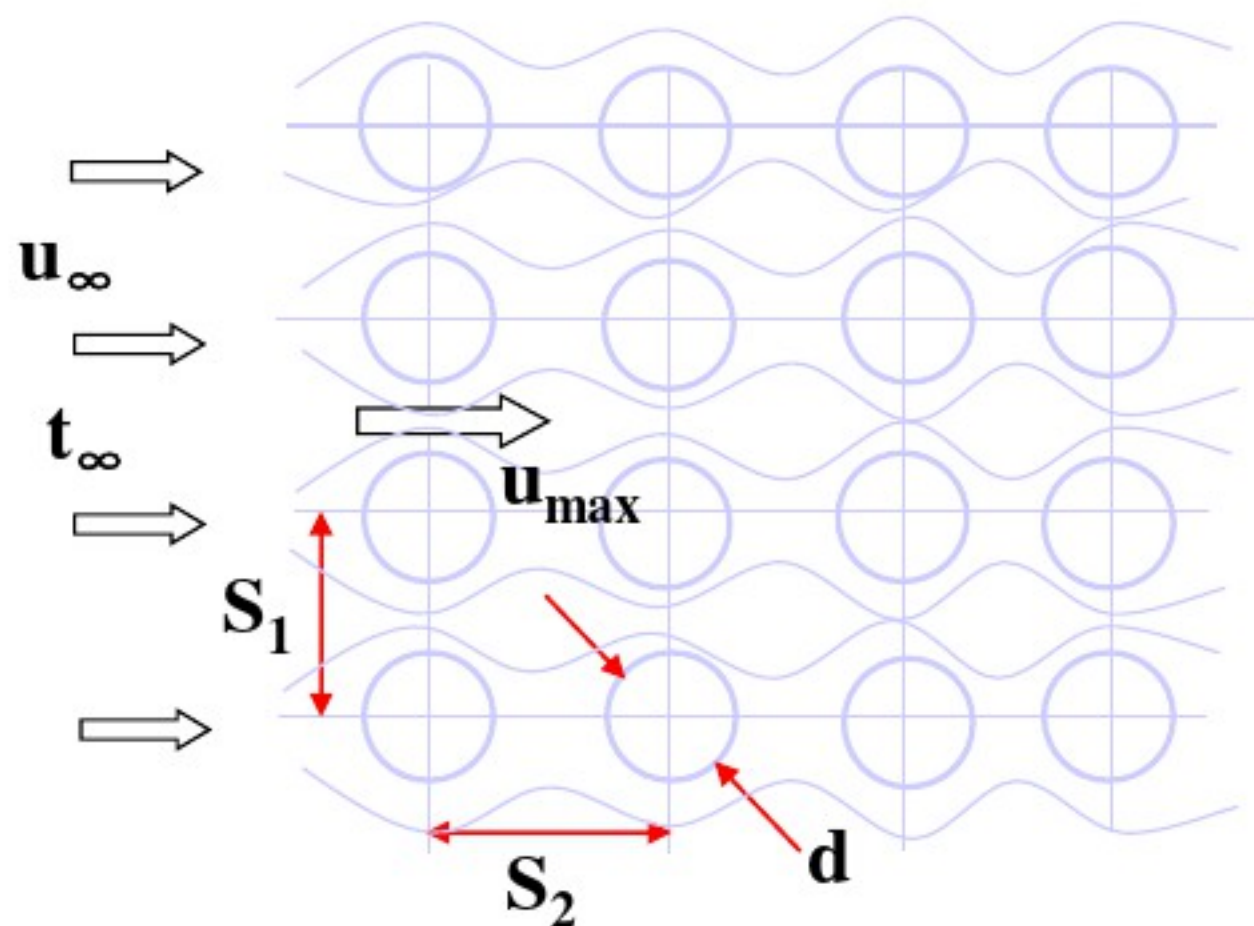
$$h_{\beta} = h_{\beta=90^{\circ}} (1 - 0.54 \cos^2 \beta)$$

## 2、横掠管束换热实验关联式

管束（长圆柱体束）是由多根长管（长圆柱体）按照一定的排列规则组合而成的。管束的排列方式很多，最常见的有顺排和叉排两种。



(1) 叉排管束



(2) 顺排管束



一般叉排时流体在管间交替收缩和扩张的弯曲通道中流动，扰动更剧烈，因而叉排换热比顺排更强。但顺排则流动阻力小，易于清洗。所以顺排和叉排的选择要全面权衡。

另外，一般说来，后排管的换热要好于第一排管，但从第三排管以后各排管之间的流动换热特征就没有多少差异了。实验结果表明，当管排排数超过10排之后，换热性能就基本稳定不变了。

影响管束换热的因素除了 $Re$ 、 $Pr$ 数外，还有排列方式、管间距、管束排数等。



气体外掠管束对流换热的平均表面传热系数 按下式计算

$$Nu = C Re^m \quad (1)$$

该式适用于气体横掠10排以上管束。式中，定性温度采用 $t_m = (t_w + t_f)/2$ ，其中， $t_f$ 为流体平均温度，特征尺寸为管外直径，特征流速为管排流道中最窄处的流速。C和m数值见P176页表5-7。适用范围为 $Re_f = 2000 \sim 40000$ 。

对于排数少于10排的管束，平均表面换热系数应在上式计算结果的基础上乘以一个小于1的管排修正系数。

$$h' = \varepsilon_n h \quad \varepsilon_n \text{的值见表5-8。}$$

\*其它有关外掠管束对流换热的平均表面传热系数计算式（朱考夫卡斯公式）

$$Nu = C * Re^m * Pr^{0.36} * \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{1/4} \quad (2)$$

此式适用于计算沿流体流动方向排数大于16的管束的换热。式中，特征尺寸为管外直径，特征流速为管排流道中最窄处的流速，定性温度为管束进出口流体平均温度（有书上认为是来流温度）。 $Pr_w$ 为按管束的平均壁温确定。适用范围： $Pr = 0.6 \sim 500$ 。其中， $C$ 和 $m$ 值由下表选取。

结构	$Re_{d,max}$	C	m
顺排	$10^3 \sim 2 \times 10^5$	0.27	0.63
叉排 ( $S_T/S_1 < 2$ )	$10^3 \sim 2 \times 10^5$	$0.35(S_T/S_1)^{1/5}$	0.60
叉排 ( $S_T/S_1 > 2$ )	$10^3 \sim 2 \times 10^5$	0.40	0.60
顺排	$2 \times 10^5 \sim 2 \times 10^6$	0.021	0.84
叉排	$2 \times 10^5 \sim 2 \times 10^6$	0.022	0.84



**\*例1：**空气—水换热器的传热问题。空气横向流过管子，在流动方向上布置有7排。考虑叉排管束，管子纵向和横向的间距分别是 $S_L=34.3\text{mm}$ 和 $S_T=31.3\text{mm}$ ，管子外径 $D=16.4\text{mm}$ 。在典型运行条件下，上游空气的温度和速度分别是 $15^\circ\text{C}$ 和 $6\text{m/s}$ ，管子的表面温度是 $70^\circ\text{C}$ 。试分析空气侧的对流换热系数是多少？

**分析：**采用公式（2）  
**计算**

$$Nu = C * Re^m * Pr^{0.36} * \left( \frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{1/4}$$

如取来流温度为定性温度，即 $T_m=T_f=15^\circ\text{C}$ ，查物性表得： $\lambda=0.0253\text{W/m}\cdot\text{K}$ ， $\gamma=14.82\times 10^{-6}\text{m}^2/\text{s}$ ， $\rho=1.217\text{kg/m}^3$ ， $Pr=0.710$ 。查 $T_w=70^\circ\text{C}$ 时 $Pr_w=0.701$ ；

由于：
$$S_D = [S_L^2 + (S_T / 2)^2]^{1/2} = 37.7mm > (S_T + D)/2$$

因此，最大速度由下式计算 
$$u_{\max} = \frac{S_T}{2(S_D - D)} \times u_{\infty}$$

代入有关数据，得 
$$u_{\max} = 12.6m/s$$

于是得：
$$Re_{D,\max} = \frac{u_{\max} D}{\gamma} = \frac{12.6 \times 0.0164}{14.82 \times 10^{-6}} = 13,943$$

又 
$$\frac{S_T}{S_L} = \frac{31.3}{34.3} = 0.91 < 2$$

因此根据朱考斯卡斯关联式，有 
$$\begin{cases} C = 0.35 \left( \frac{S_T}{S_L} \right)^{1/5} = 0.34 \\ m = 0.6 \end{cases}$$

因此 
$$\overline{Nu_D} = 0.34 \times (13943)^{0.6} \times (0.71)^{0.36} \times \left( \frac{0.710}{0.701} \right)^{1/4}$$



计算得： $\overline{Nu_D} = 92.5$

于是最后可得： $\bar{h} = \overline{Nu_D} \frac{\lambda}{D} = 92.5 \times \frac{0.0253}{0.0164} = 142.7 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

**例2：**锅炉中，烟气横掠4排管组成的顺排管束。已知管外径 $d=60\text{mm}$ ， $s_1/d=2$ ， $s_2/d=2$ ，烟气平均温度 $t_f=600^\circ\text{C}$ ，管束表面 $t_w=120^\circ\text{C}$ 。若已知烟气通道最窄处的平均流速 $u=8\text{m/s}$ ，试求管束平均表面传热系数。

分析：若取定性温度  $t_m=(t_w+t_f)/2=360^\circ\text{C}$ ，则可查得烟气物性参数为 $\lambda=5.36 \times 10^{-2} \text{ W/m} \cdot \text{K}$ ， $\gamma=54.6 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ 。

于是得：
$$\text{Re} = \frac{ud}{\gamma} = \frac{8 \times 0.06}{54.6 \times 10^{-6}} = 8791$$

雷诺数落在2000~40000之间，可套式（1）计算。



由于 $s_1/d=2$ ,  $s_2/d=2$

查表5—7, 得:

$$\begin{cases} C = 0.229 \\ m = 0.632 \end{cases}$$

于是得换热系数得准则关联式为:

$$Nu_D = 0.229 Re^{0.632} = 0.229 \times 8791^{0.632} = 71.2$$

则, 平均表面换热系数为

$$h = Nu \frac{\lambda}{d} = 71.2 \times \frac{0.0536}{0.06} = 63.6 W / m^2 \cdot K$$

由于排数少于10, 对于顺排流动, 考虑管排修正, 最后得管束平均表面传热系数为

$$h' = h \times \varepsilon_n = 0.9 \times 63.6 = 57.2 W / m^2 \cdot K$$