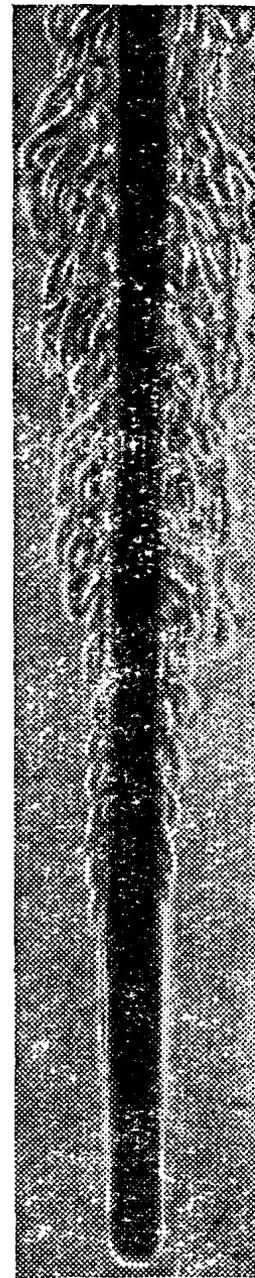
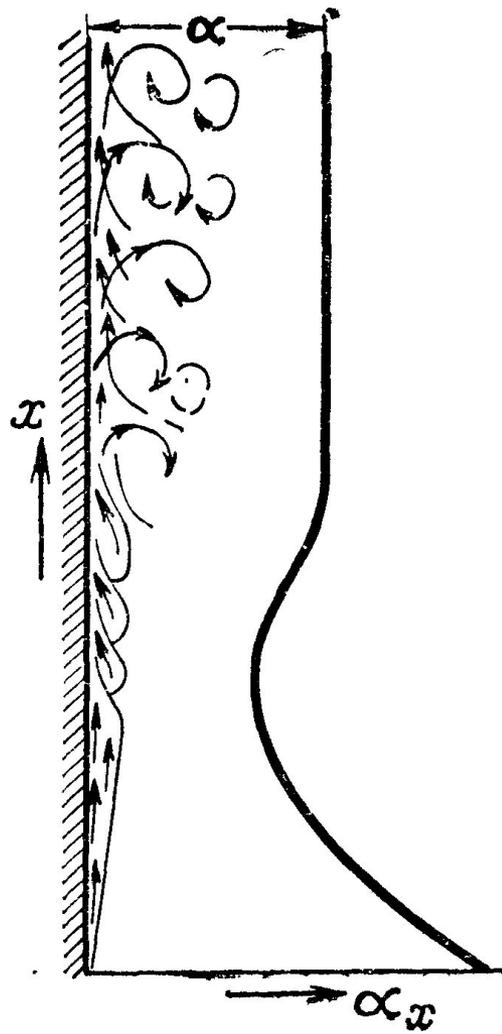
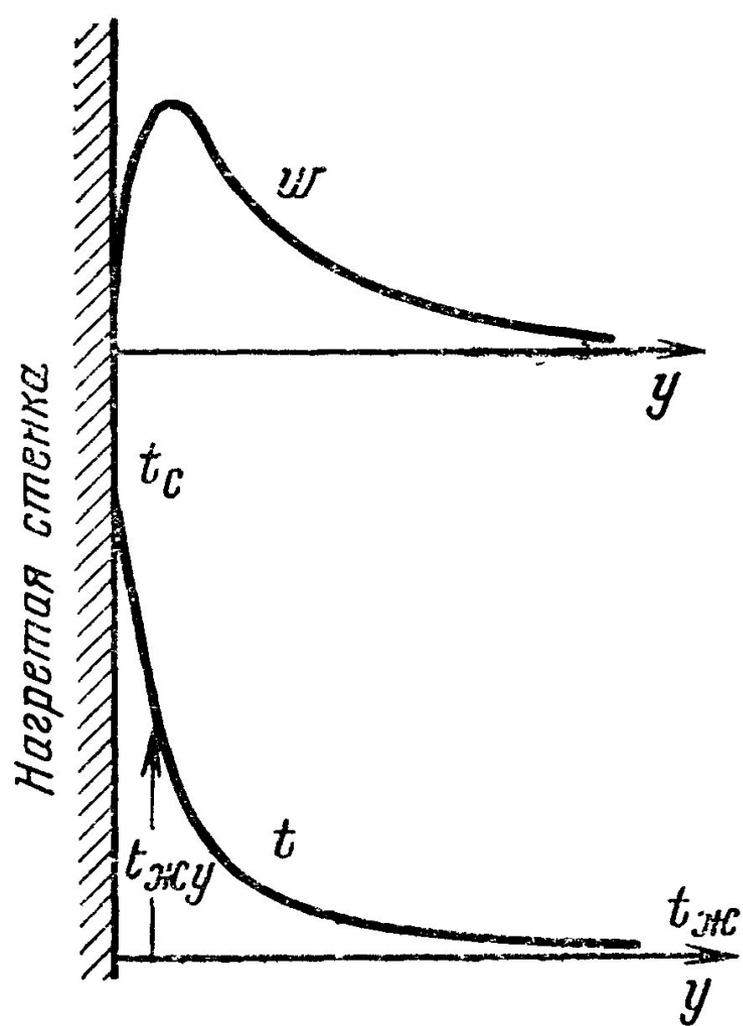
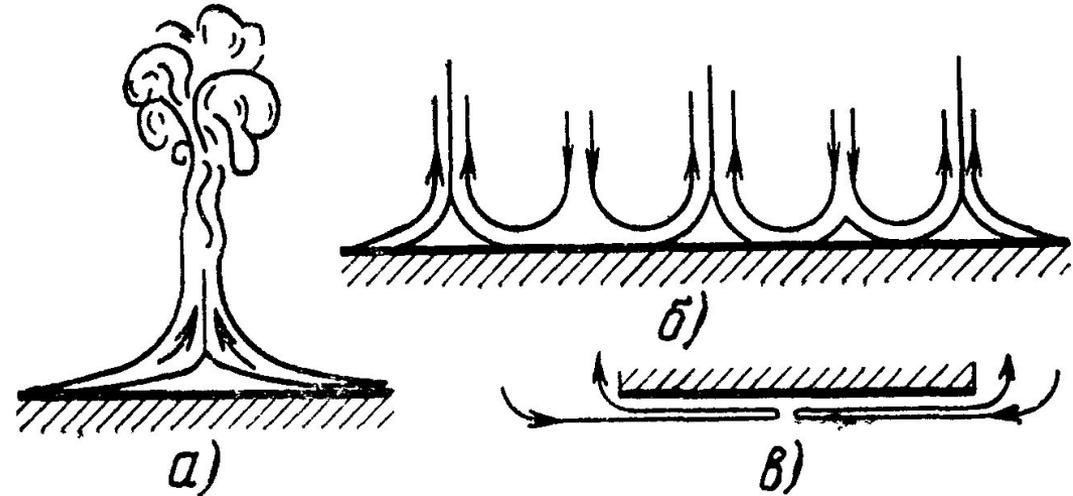
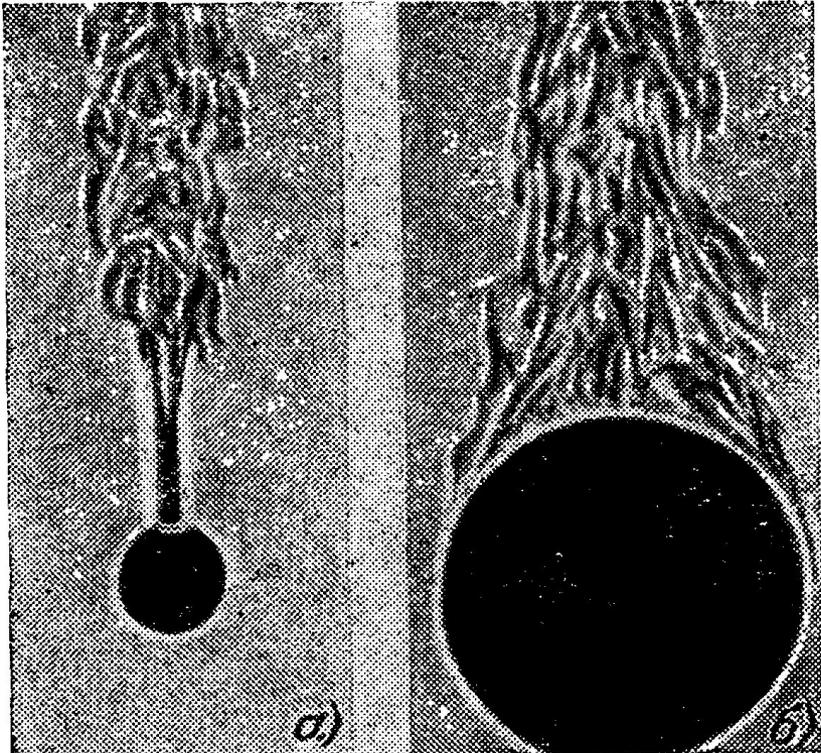


# 3-3. Теплоотдача при свободной конвекции

## 1. Теплоотдача в неограниченном пространстве

Свободным называется движение жидкости вследствие разности плотностей нагретых и холодных частиц.





Характер свободного движения  
жидкости около нагретых  
горизонтальных плит.

Характер свободного  
движения воздуха около  
горизонтальных труб.

$a - d = 28 \text{ мм}$

$b - d = 250$

В формулах в качестве определяющей температуры принята температура окружающей среды  $t_{\text{ж}}$ . В качестве определяющего размера для горизонтальных труб принят диаметр  $d$ , а для вертикальных поверхностей – высота  $h$ .

Закономерность средней теплоотдачи для горизонтальных труб диаметром  $d$  при  $10^3 < Gr_{d\text{ж}} Pr_{\text{ж}} < 10^8$  имеет вид:

$$\overline{Nu}_{d\text{ж}} = 0,50 (Gr_{d\text{ж}} Pr_{\text{ж}})^{0,25} (Pr_{\text{ж}}/Pr_{\text{с}})^{0,25}$$

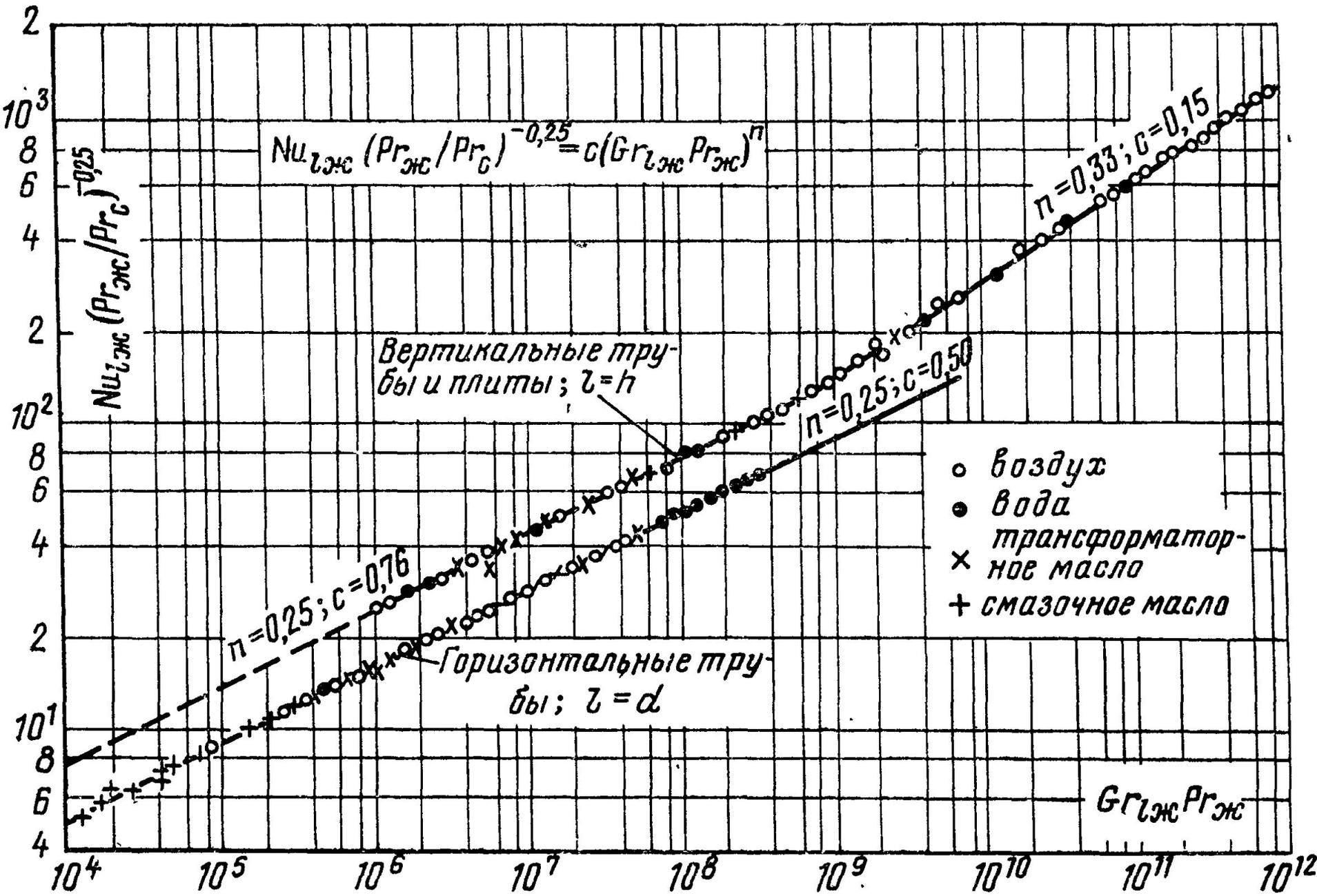
Закономерность средней теплоотдачи для вертикальных поверхностей (трубы, пластины) следующая:

при ламинарном режиме  $10^3 < Gr_{h\text{ж}} Pr_{\text{ж}} < 10^9$

$$\overline{Nu}_{h\text{ж}} = 0,76 (Gr_{h\text{ж}} Pr_{\text{ж}})^{0,25} (Pr_{\text{ж}}/Pr_{\text{с}})^{0,25}$$

при турбулентном режиме  $Gr_{h\text{ж}} Pr_{\text{ж}} > 10^9$

$$\overline{Nu}_{h\text{ж}} = 0,15 (Gr_{h\text{ж}} Pr_{\text{ж}})^{0,33} (Pr_{\text{ж}}/Pr_{\text{с}})^{0,25}$$



Теплоотдача при свободном движении различных жидкостей.

**Число Грасгофа  $Gr$**  характеризует относительную эффективность подъёмной силы, вызывающей свободно-конвективное движение среды; оно имеет вид:

$$Gr = g\beta \Delta t \frac{l^3}{\nu^2}$$

Для газов  $Pr = \text{const}$        $Pr_{ж}/Pr_c = 1$

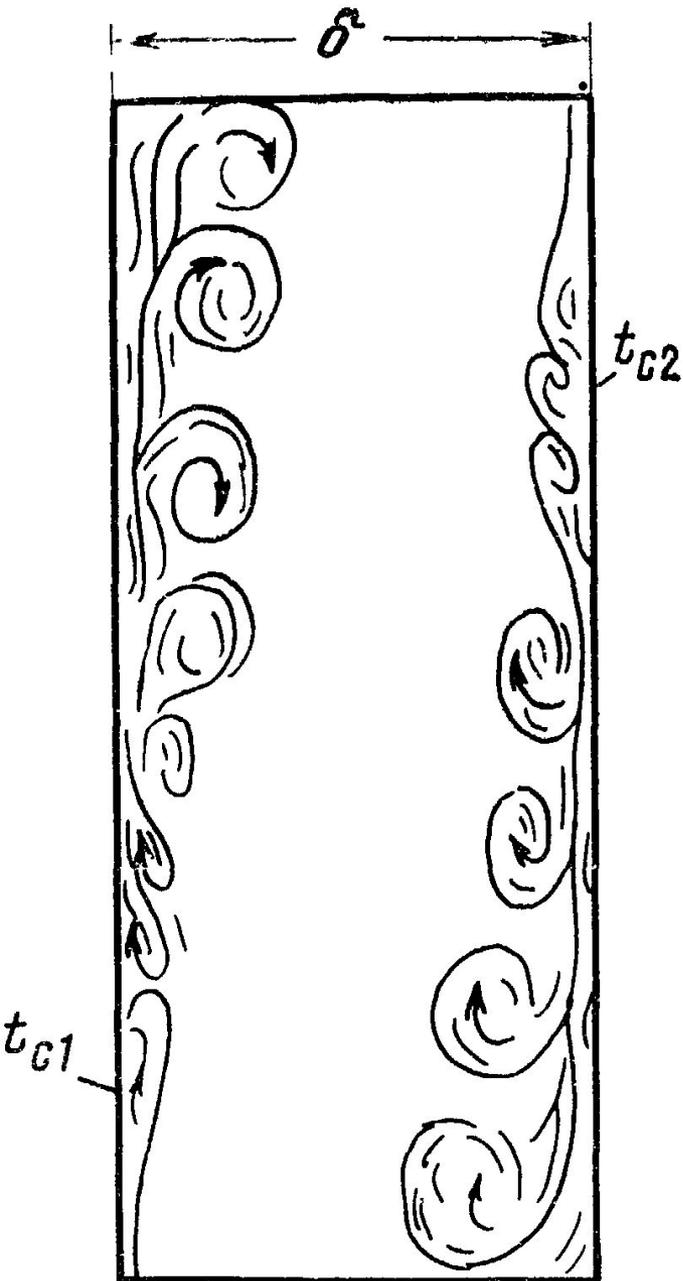
Для воздуха  $Pr = 0,7$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,46 Gr_{d_{ж}}^{0,25}$$

$$\overline{Nu}_{h_{ж}} = 0,695 Gr_{h_{ж}}^{0,25}$$

$$\overline{Nu}_{h_{ж}} = 0,133 Gr_{h_{ж}}^{0,33}$$

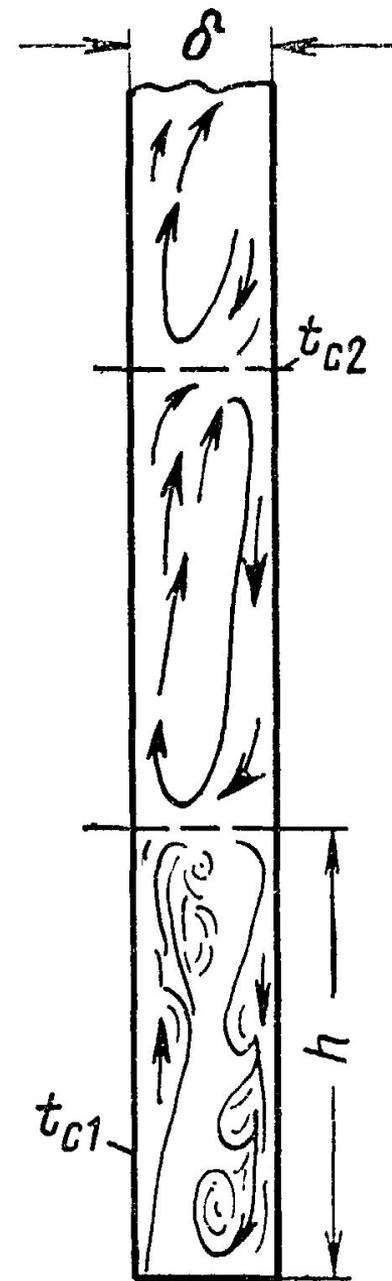
## 2. Теплоотдача в ограниченном пространстве.



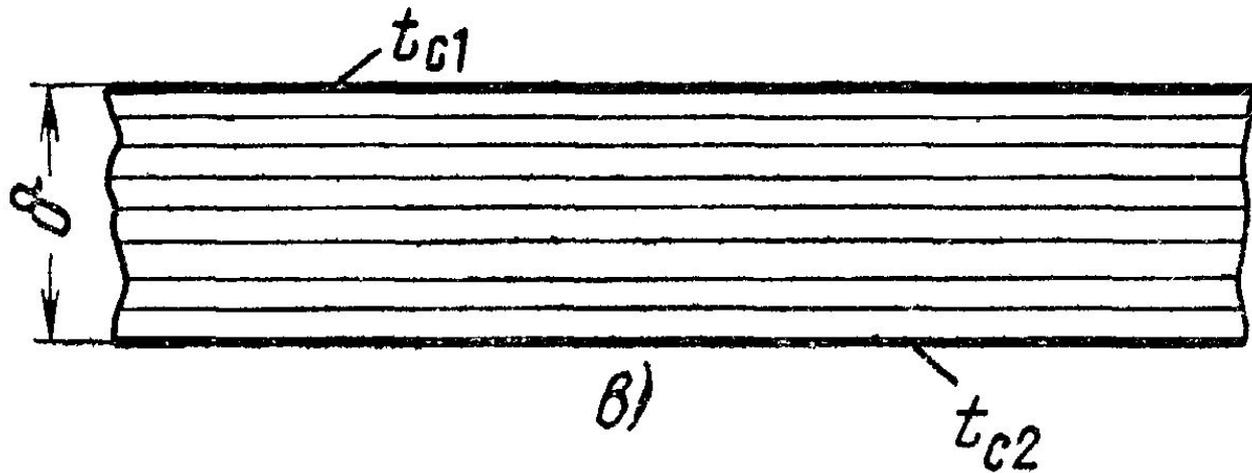
Вертикальные каналы

Слева – большой толщины

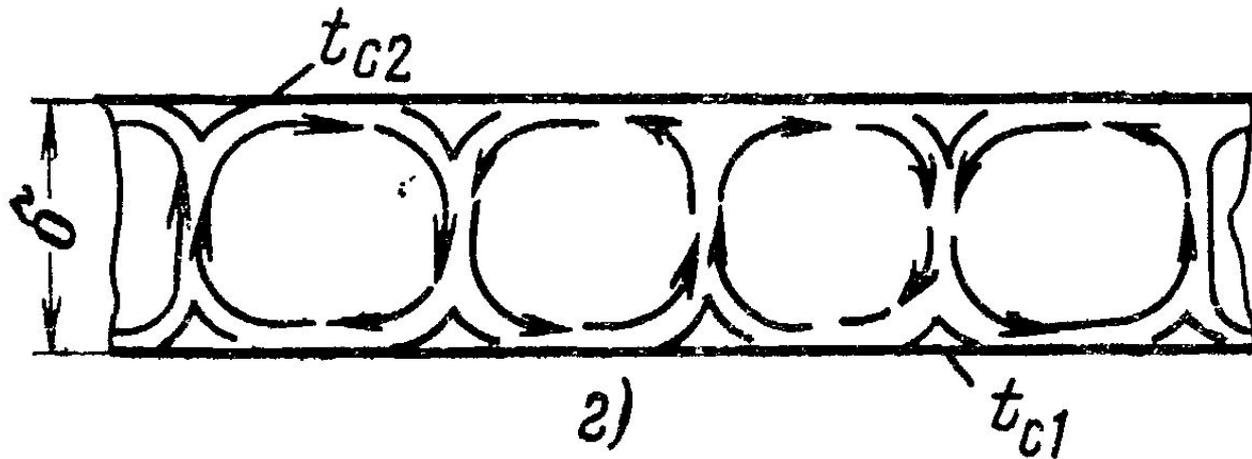
Справа – малой толщины



# Горизонтальные каналы и щели

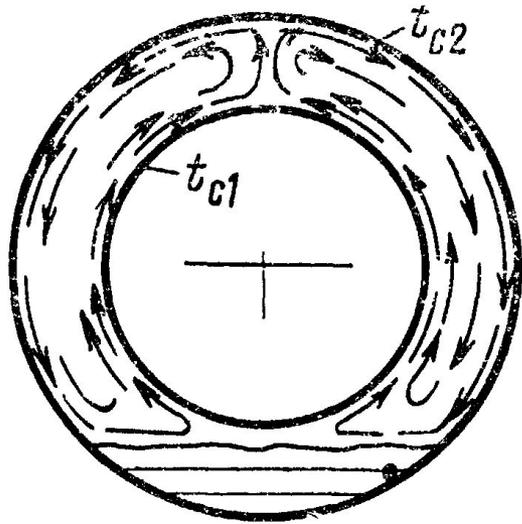


Нагретая поверхность расположена сверху

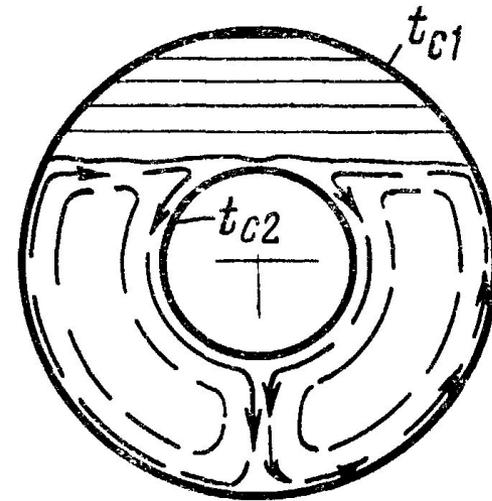


Нагретая поверхность расположена снизу

# Шаровые и горизонтальные цилиндрические прослойки

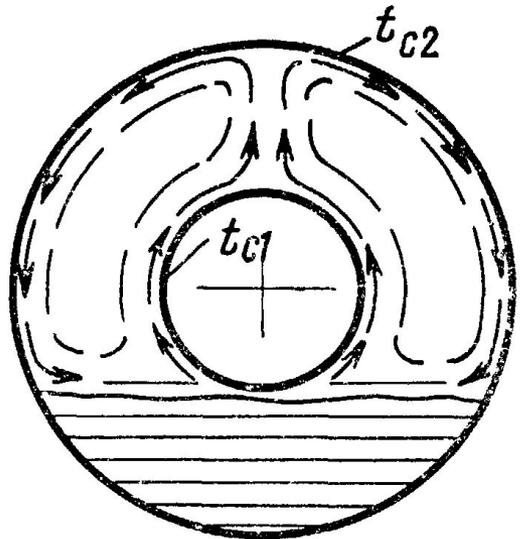


a)



ж)

Нагрета внешняя поверхность



e)

Нагрета внутренняя поверхность

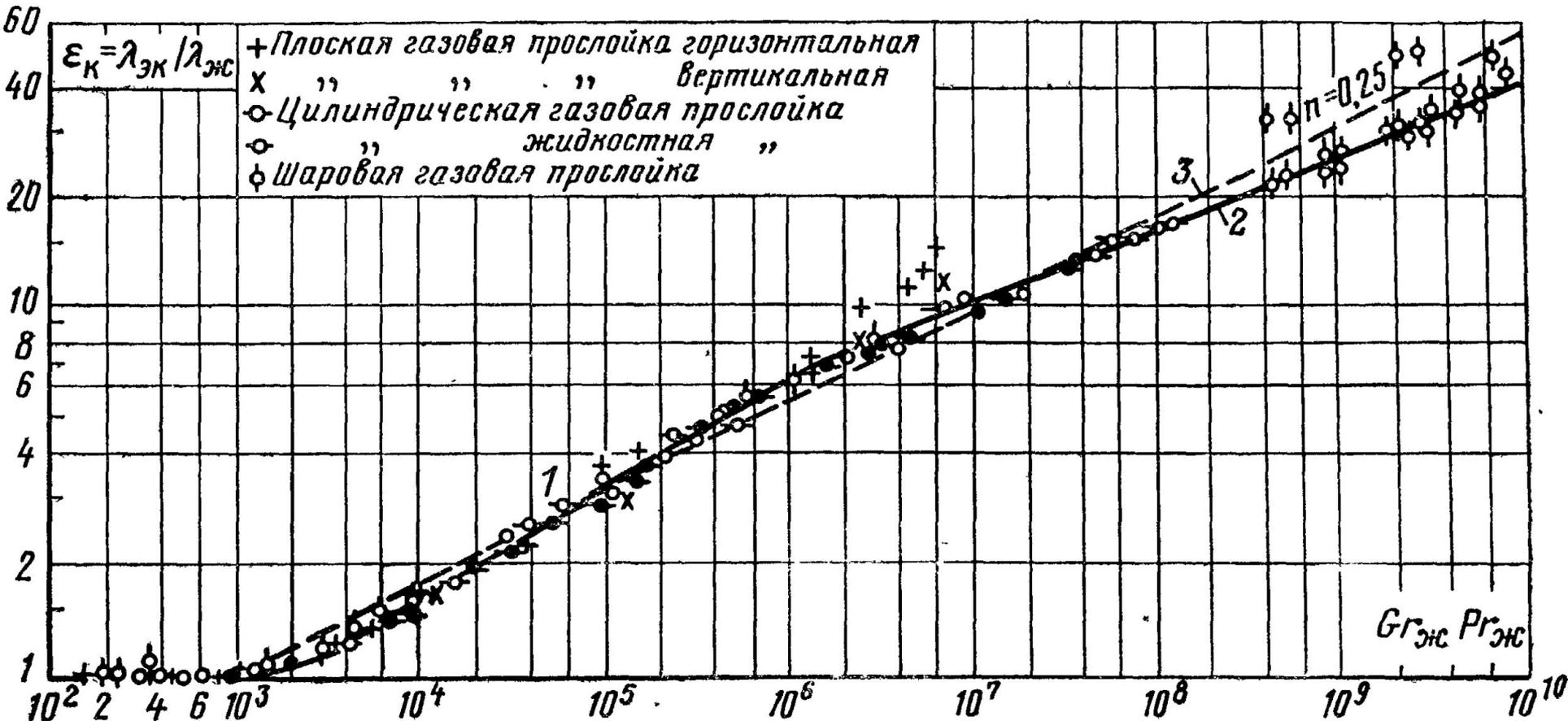
Эквивалентный коэффициент теплопроводности

$$\lambda_{\text{ЭК}} = Q\delta / F\Delta t$$

Коэффициент конвекции

$$\varepsilon_{\text{К}} = \lambda_{\text{ЭК}} / \lambda$$

$$\varepsilon_{\text{К}} = f(\text{Gr}_{\text{ж}} \text{Pr}_{\text{ж}})$$



При вычислении чисел подобия независимо от формы прослойки за определяющий размер принята её толщина  $\delta$ , а за определяющую температуру – средняя температура жидкости  $t_{\text{ж}} = 0,5 (t_{\text{с1}} + t_{\text{с2}})$ .

При малых значениях аргумента  $\text{Gr}_{\text{ж}}\text{Pr}_{\text{ж}} < 1000$   $\varepsilon_{\text{к}} = 1$

Перенос теплоты от горячей стенки к холодной через прослойки обуславливается только теплопроводностью жидкости.

При значениях  $10^3 < \text{Gr}_{\text{ж}}\text{Pr}_{\text{ж}} < 10^6$

$$\varepsilon_{\text{к}} = 0,105 (\text{Gr}_{\text{ж}}\text{Pr}_{\text{ж}})^{0,3}$$

При  $10^6 < \text{Gr}_{\text{ж}}\text{Pr}_{\text{ж}} < 10^{10}$

$$\varepsilon_{\text{к}} = 0,40 (\text{Gr}_{\text{ж}}\text{Pr}_{\text{ж}})^{0,2}$$

Снижение интенсивности переноса теплоты при больших значениях аргумента следует объяснить взаимной помехой в движении поднимающихся (нагретых) и опускающихся (охлаждённых) струек жидкости.

В приближённых расчётах для всей области значений аргумента  $Gr_{ж} Pr_{ж} > 10^3$  можно применять зависимость

$$\varepsilon_K = 0,18 (Gr_{ж} Pr_{ж})^{0,25}$$

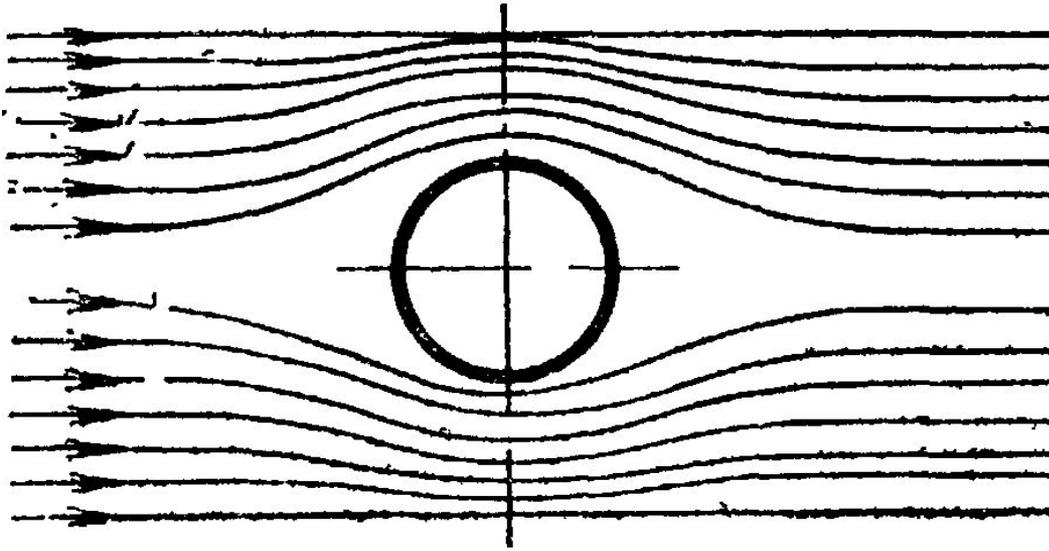
$$\varepsilon_K = A \sqrt[4]{\delta^3 \Delta t}$$

$$A = 0,18 \frac{(\beta g Pr)^{0,25}}{\nu^{0,5}}$$

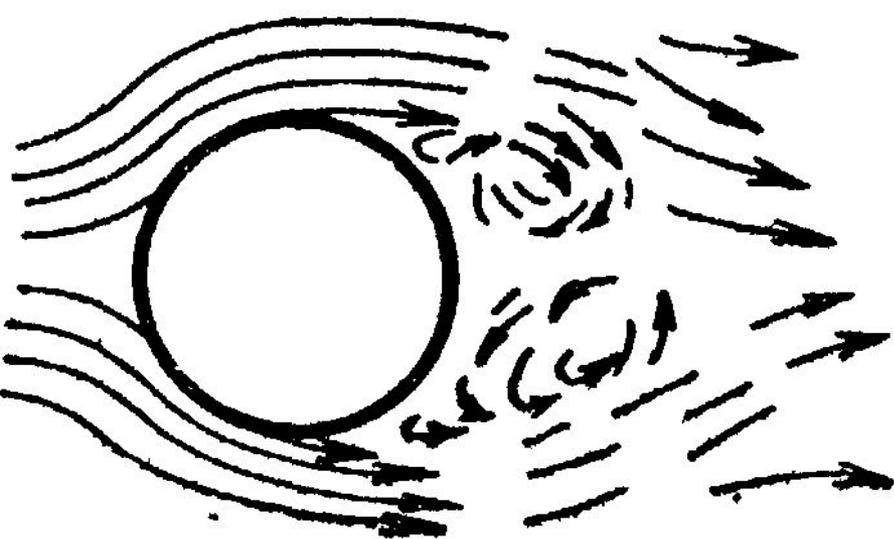
Если при расчете по формуле  $\varepsilon_K < 1$ , то это означает, что  $Gr_{ж} Pr_{ж} < 1 \cdot 10^3$  и, следовательно,  $\varepsilon_K = 1$ .

### 3-3. Теплоотдача при поперечном обтекании труб

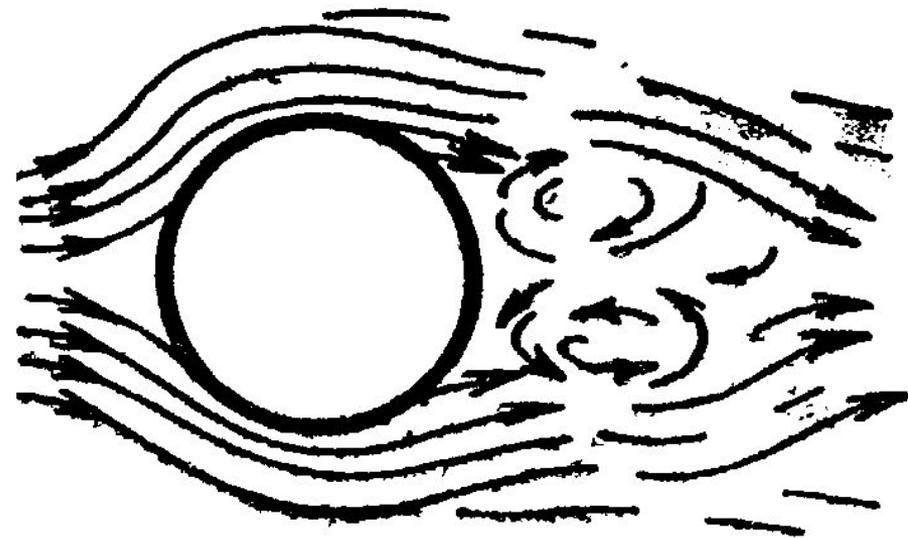
#### 1. Одиночные трубы.



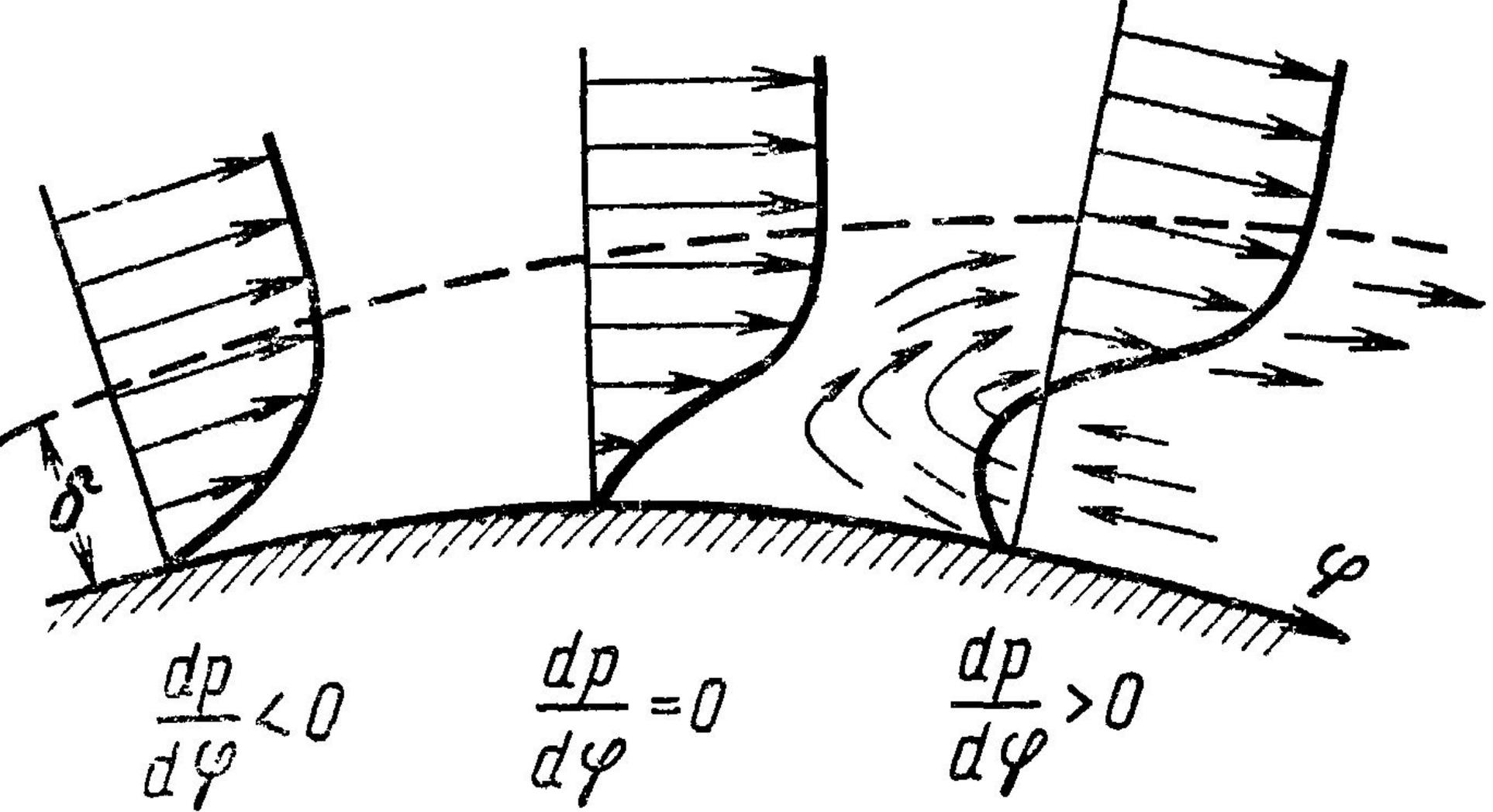
Безотрывное обтекание трубы  $Re < 5$



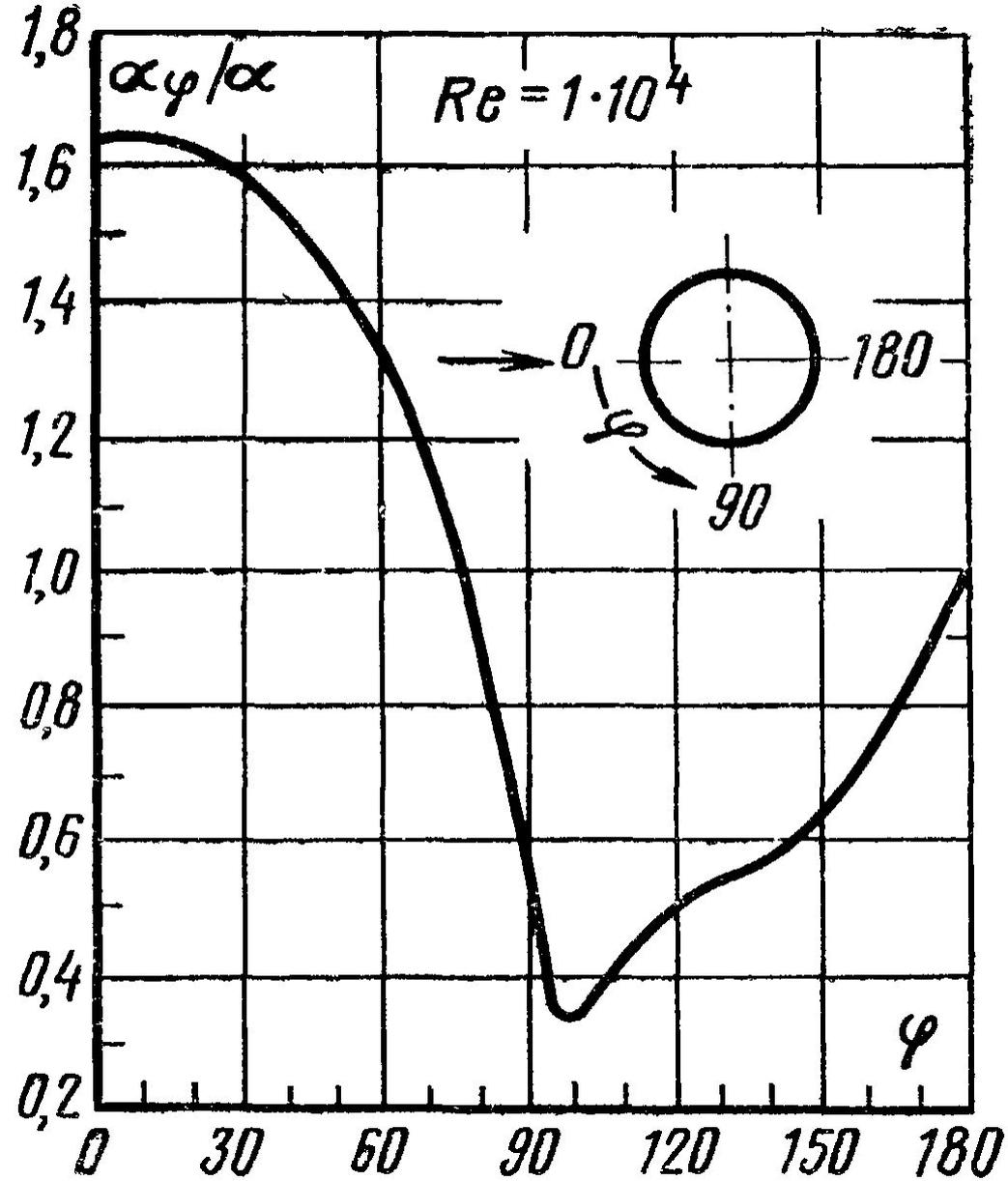
Отрыв ламинарного  
пограничного слоя  
 $\varphi = 80 \div 85^\circ$



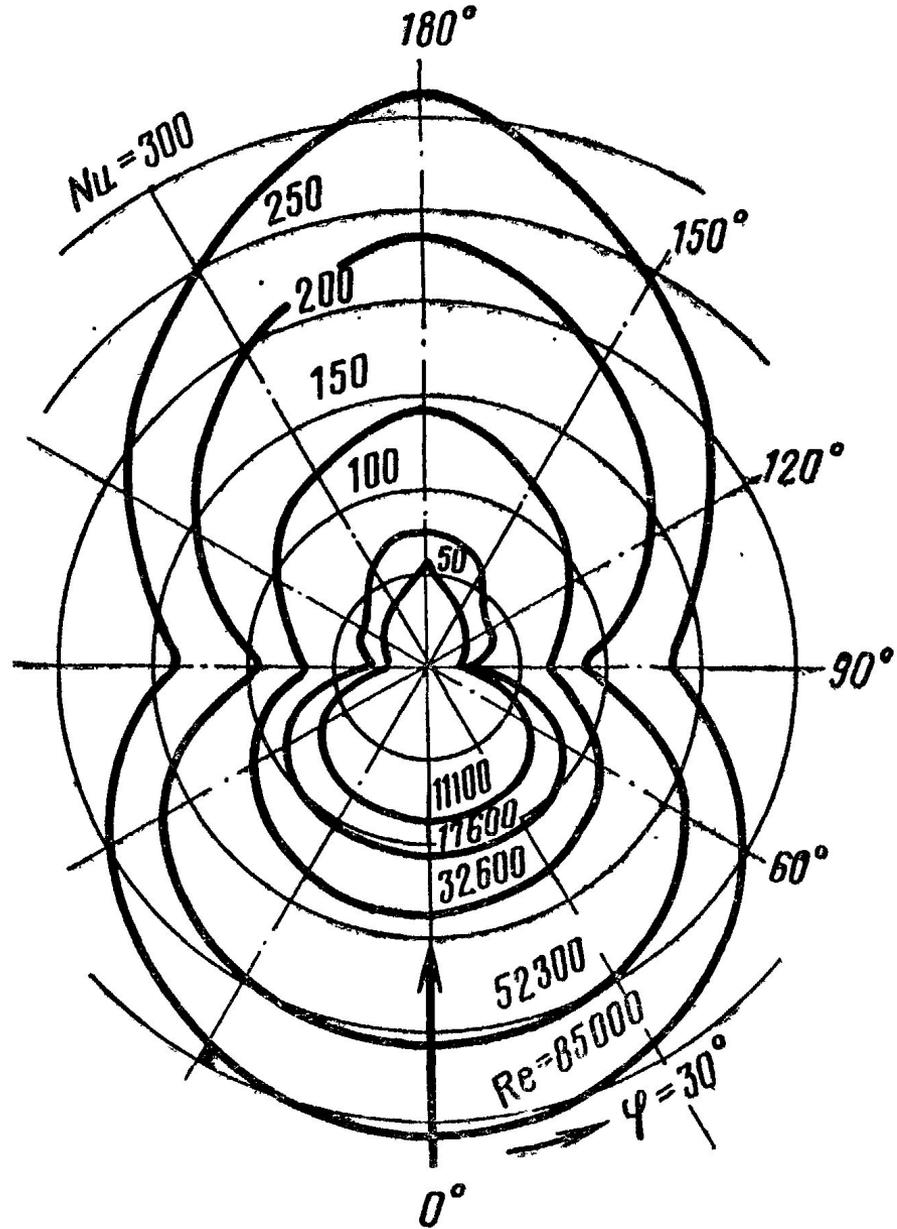
Отрыв  
турбулентного  
 $\Gamma\varphi \approx 120 \div 140^\circ$   
 $[Re = (1 \div 4) \cdot 10^5]$



Распределение скоростей у поверхности цилиндра и образование возвратного течения



Изменение относительного коэффициента теплоотдачи по окружности цилиндра



Изменение коэффициента теплоотдачи по окружности цилиндра при различных значениях числа  $Re$ .

Теоретическое решение для локального коэффициента теплоотдачи  
в лобовой точке ( $\varphi = 0$ )

$$\alpha_{\varphi=0} = 1,04 \lambda (w_0/\nu d)^{0,5} Pr^{1/3}$$

Расчёт среднего по периметру трубы коэффициента теплоотдачи при  $Re_{d_{ж}} < 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,56 Re_{d_{ж}}^{0,50} Pr_{ж}^{0,36} (Pr_{ж}/Pr_c)^{0,25}$$

при  $Re_{d_{ж}} > 10^3$

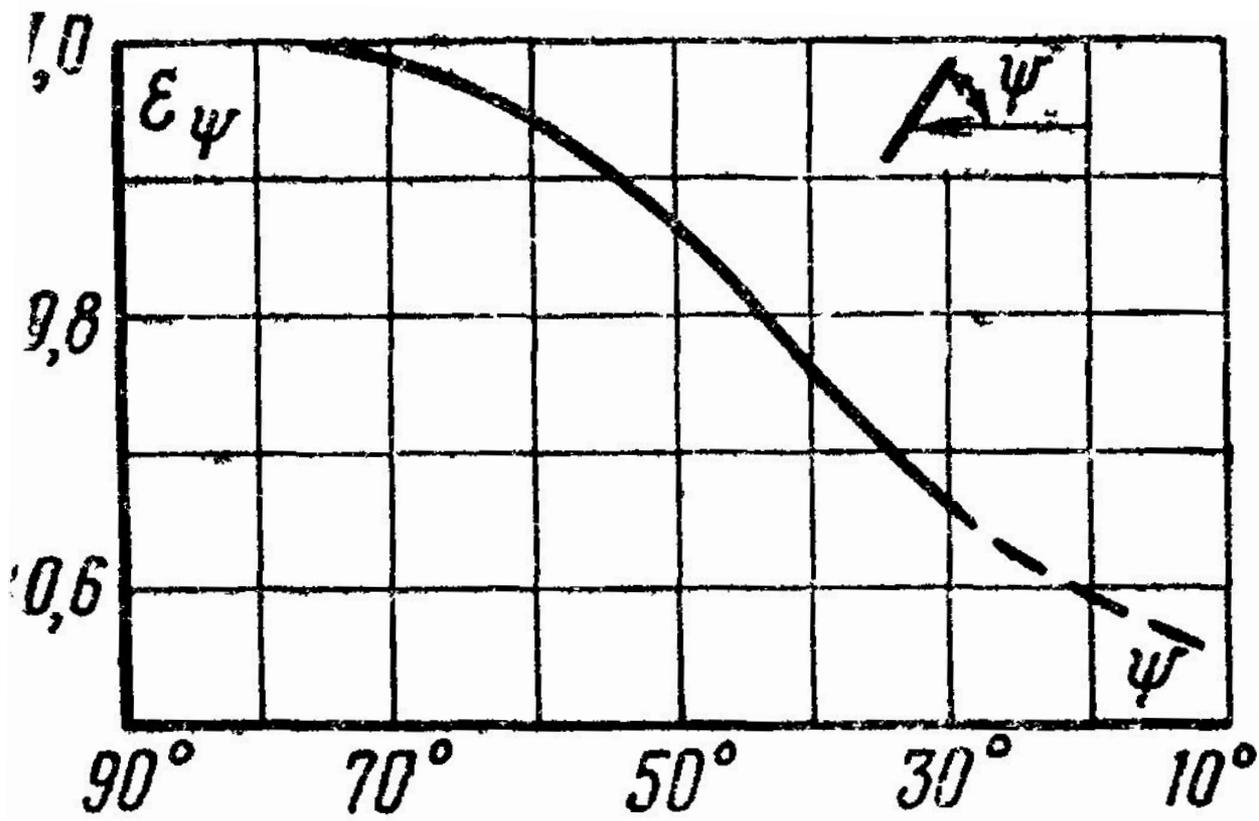
$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,28 Re_{d_{ж}}^{0,60} Pr_{ж}^{0,36} (Pr_{ж}/Pr_c)^{0,25}$$

Для воздуха зависимости упрощаются и принимают вид при  $Re_{d_{ж}} < 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,49 Re_{d_{ж}}^{0,50}$$

при  $Re_{d_{ж}} > 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,245 Re_{d_{ж}}^{0,60}$$



Зависимость теплоотдачи цилиндра от угла атаки  $\Psi$ .

$$\epsilon_\Psi = \alpha_\Psi / \alpha_\Psi = 90^\circ$$

$$\alpha_\Psi = \epsilon_\Psi \alpha_\Psi = 90^\circ$$

## 2. Пучки труб.

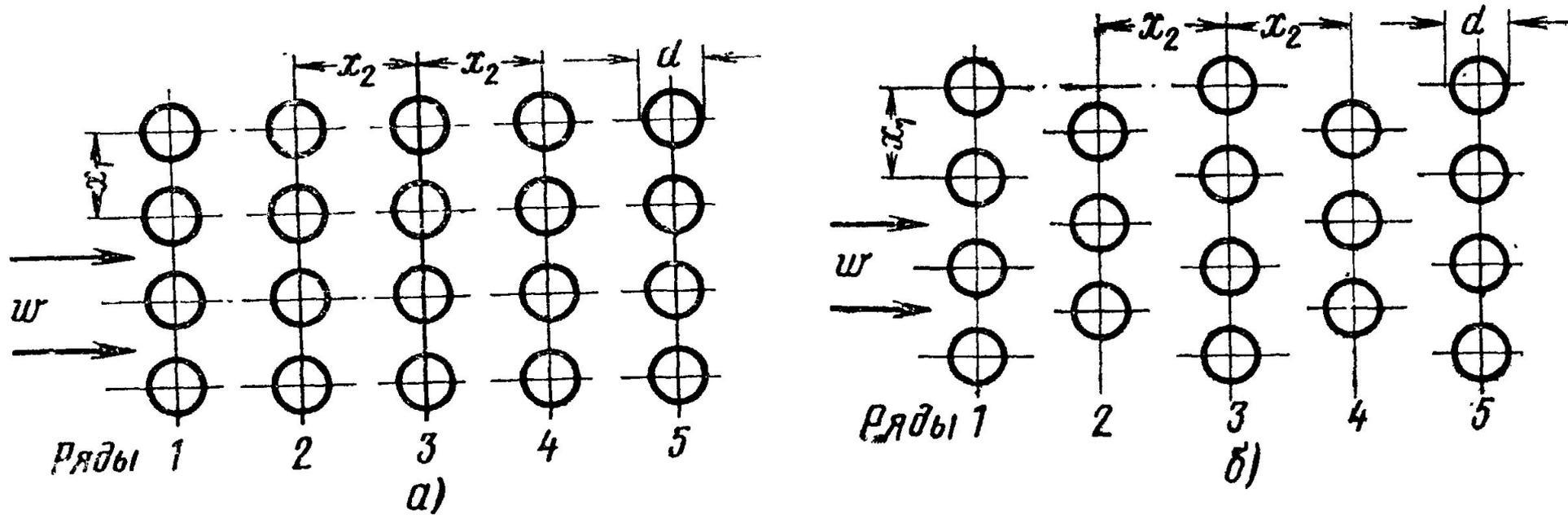
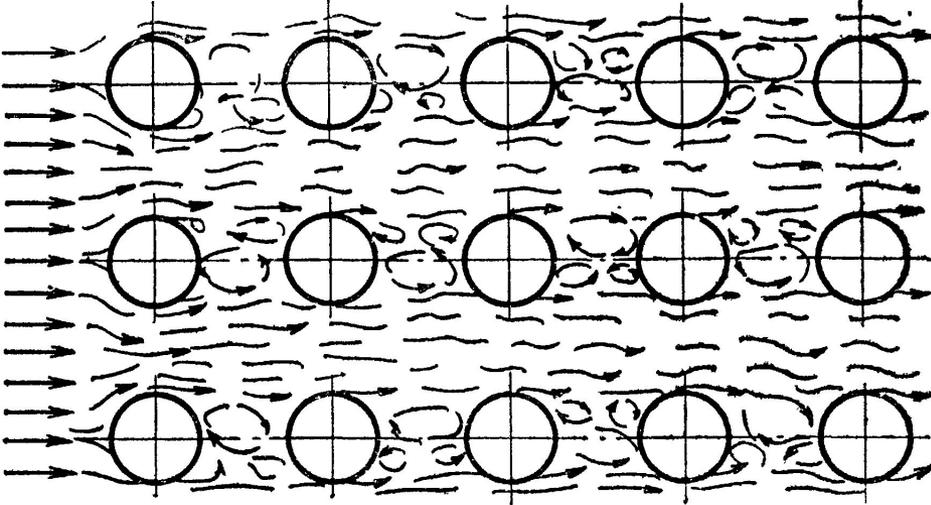


Схема расположения труб в коридорных (а) и шахматных (б) пучках.

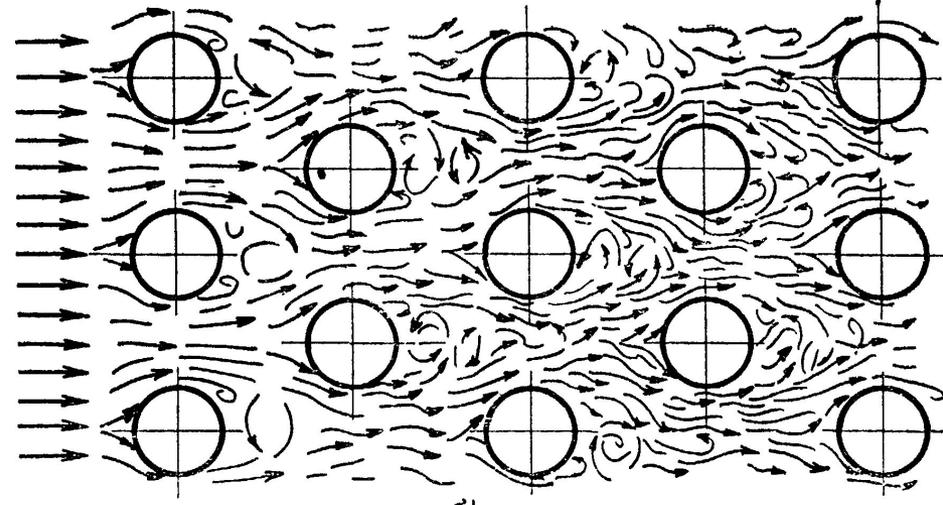
Относительное расстояние между осями

$$L_1 = x_1/d \quad \text{— по ширине пучка}$$

$$L_2 = x_2/d \quad \text{— по глубине пучка}$$



a)



б)

Картина движения жидкости в коридорных (а) и шахматных (б) пучках из круглых труб.

### Расчёт среднего коэффициента теплоотдачи

а) Коридорные пучки труб при  $Re_{d_{ж}} < 1 \cdot 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,56 Re_{d_{ж}}^{0,5} Pr_{ж}^{0,36} (Pr_{ж}/Pr_c)^{0,25}$$

при  $Re_{d_{ж}} > 1 \cdot 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,22 Re_{d_{ж}}^{0,65} Pr_{ж}^{0,36} (Pr_{ж}/Pr_c)^{0,25}$$

б) Шахматные пучки труб при  $Re_{d_{ж}} < 1 \cdot 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,56 Re_{d_{ж}}^{0,5} Pr_{ж}^{0,36} (Pr_{ж}/Pr_c)^{0,25}$$

при  $Re_{d_{ж}} > 1 \cdot 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,40 Re_{d_{ж}}^{0,60} Pr_{ж}^{0,36} (Pr_{ж}/Pr_c)^{0,25}$$

Эти соотношения позволяют определить среднее значение коэффициента теплоотдачи  $\bar{\alpha}$  для трубок третьего и всех последующих рядов в пучке.

Значение коэффициента теплоотдачи  $\bar{\alpha}$  для трубок первого ряда пучка определяются путём умножения найденного среднего значения коэффициента теплоотдачи  $\bar{\alpha}$  для трубок третьего ряда на поправочный коэффициент  $\varepsilon_{\alpha} = 0,60$ . Для трубок второго ряда в коридорных пучках  $\varepsilon_{\alpha} = 0,90$ , а в шахматных пучках  $\varepsilon_{\alpha} = 0,70$ .

Средний коэффициент теплообмена всего пучка

$$\bar{\alpha}_{\text{пуч}} = \frac{\bar{\alpha}_1 F_1 + \bar{\alpha}_2 F_2 + \dots + \bar{\alpha}_m F_m}{F_1 + F_2 + \dots + F_m}$$

Для воздуха расчётные формулы упрощаются и принимают вид:

а) Коридорные пучки труб:

при  $Re_{d_{ж}} < 1 \cdot 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,49 Re_{d_{ж}}^{0,5};$$

при  $Re_{d_{ж}} > 1 \cdot 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,194 Re_{d_{ж}}^{0,65}.$$

б) Шахматные пучки труб:

при  $Re_{d_{ж}} < 1 \cdot 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,49 Re_{d_{ж}}^{0,5};$$

при  $Re_{d_{ж}} > 1 \cdot 10^3$

$$\overline{Nu}_{d_{ж}} = 0,35 Re_{d_{ж}}^{0,60}.$$

# Учёт угла атаки при расчёте среднего коэффициента теплоотдачи

$$\bar{\alpha}_{\Psi} = \varepsilon_{\Psi} \bar{\alpha}_{\Psi=90^{\circ}}$$

$\Psi$	.	.	.	.	.	90	80	70	60	50	40	30	20	10
$\varepsilon_{\Psi}$	.	.	.	.	.	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

**Пример 3-6.** Определить потерю тепла путём конвекции вертикальным неизолированным паропроводом диаметром 100 мм и высотой 4 м, если температура наружной стенки  $170^{\circ}\text{C}$ , а температура среды (воздуха)  $30^{\circ}$ .

**Пример 3-7.** Определить эквивалентный коэффициент теплопроводности плоской воздушной прослойки толщиной 25 мм. Температура горячей поверхности  $150^{\circ}\text{C}$ , холодной  $50^{\circ}\text{C}$ .

**Пример 3-8.** Определить коэффициент теплоотдачи в поперечном потоке воздуха для трубы диаметром 20 мм, если температура воздуха равна  $30^{\circ}\text{C}$ , скорость потока 5 м/с, угол атаки равен  $60^{\circ}$ .

**Пример 3-9.** Определить коэффициент теплоотдачи в поперечном потоке воды для трубы диаметром 20 мм, если температура воды равна  $20^{\circ}\text{C}$ , температура трубы  $40^{\circ}\text{C}$ , а скорость потока 0,5 м/с.

**Пример 3-10.** Определить коэффициент теплоотдачи для восьмирядного коридорного пучка при диаметре 40 мм, относительном расстоянии по ширине пучка 1,8 и глубине 2,3. Средняя температура воздуха  $300^{\circ}\text{C}$ , средняя скорость в узком сечении 10 м/с и угол атаки  $60^{\circ}$ .

Физические свойства сухого воздуха  
( $P_B = 760$  мм рт. ст.  $\approx 1,01 \cdot 10^5$  Па)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$c_p, \text{кДж/(кг}\cdot^\circ\text{C)}$	$\lambda \cdot 10^3, \text{Вт/(м}\cdot^\circ\text{C)}$	$\alpha \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
-50	1,584	1,013	2,04	12,7	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	13,8	15,2	10,04	0,728
-30	1,453	1,013	2,20	14,9	15,7	10,80	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	11,61	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20,0	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16,00	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,83	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,90	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	30,2	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	31,9	21,5	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,009	3,34	36,8	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26,0	34,85	0,680
250	0,674	1,038	4,27	61,0	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,60	71,6	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	4,91	81,9	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33,0	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,50	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,210	9,15	316,5	53,5	233,7	0,724

Физические свойства воды на линии насыщения

$t, ^\circ\text{C}$	$p \cdot 10^{-5},$ Па	$\rho, \text{кг/м}^3$	$i, \text{кДж/кг}$	$c_p,$ кДж/(кг·°C)	$\lambda,$ Вт/(м·C°)	$\alpha \cdot 10^6,$ м²/с	$\mu \cdot 10^6,$ Па·с	$\nu \cdot 10^6,$ м²/с	$\beta \cdot 10^4,$ 1/K	$\sigma \cdot 10^4,$ Н/м	Pr
0	1,013	999,9	0	4,212	0,560	13,2	1788	1,789	-0,63	756,4	13,5
10	1,013	999,7	42,04	4,191	0,580	13,8	1306	1,306	+0,70	741,6	9,45
20	1,013	998,2	83,91	4,183	0,597	14,3	1004	1,006	1,82	726,9	7,03
30	1,013	995,7	125,7	4,174	0,612	14,7	801,5	0,805	3,21	712,2	5,45
40	1,013	992,2	167,5	4,174	0,627	15,1	653,3	0,659	3,87	696,5	4,36
50	1,013	988,1	209,3	4,174	0,640	15,5	549,4	0,556	4,49	676,9	3,59
60	1,013	983,1	251,1	4,179	0,650	15,8	469,9	0,478	5,11	662,2	3,03
70	1,013	977,8	293,0	4,187	0,662	16,1	406,1	0,415	5,70	643,5	2,58
80	1,013	971,8	335,0	4,195	0,669	16,3	355,1	0,365	6,32	625,9	2,23
90	1,013	965,3	377,0	4,208	0,676	16,5	314,9	0,326	6,95	607,2	1,97
100	1,013	958,4	419,1	4,220	0,684	16,8	282,5	0,295	7,52	588,6	1,75
110	1,43	951,0	461,4	4,233	0,685	17,0	259,0	0,272	8,08	569,0	1,60
120	1,98	943,1	503,7	4,250	0,686	17,1	237,4	0,252	8,64	548,4	1,47
130	2,70	934,8	546,4	4,266	0,686	17,2	217,8	0,233	9,19	528,8	1,35
140	3,61	926,1	589,1	4,287	0,685	17,2	201,1	0,217	9,72	507,2	1,26
150	4,76	917,0	632,2	4,313	0,684	17,3	186,4	0,203	10,3	486,6	1,17
160	6,18	907,4	675,4	4,346	0,681	17,3	173,6	0,191	10,7	466,0	1,10
170	7,92	897,3	719,3	4,380	0,676	17,2	162,8	0,181	11,3	443,4	1,05
180	10,03	886,9	763,3	4,417	0,672	17,2	153,0	0,173	11,9	422,8	1,03
190	12,55	876,0	807,8	4,459	0,664	17,2	144,2	0,165	12,6	400,2	0,965