



Кафедра ЮНЕСКО “Энергосбережение и возобновляемые источники энергии”

ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

Лекция 15. Теплообмен при конденсации пара.

Цель инженерных расчетов тепло- и массообмена – определение величины и направления потоков теплоты и массы

КРИТЕРИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ

для расчета теплообмена

$$\text{Nu} = f(\text{Bi, Fo, X, Y, Z, Re, Pr, Gr, Ra, Pe, ...})$$

теплопроводность

конвекция

и массообмена

$$\text{Nu}_D = f(\text{Re, Pr}_D, \text{Pe}_D, \dots)$$

$$\text{Sh} = f(\text{Re, Sc, Pe, ...})$$

КОНДЕНСАЦИЯ ПАРА

Конденсация – процесс перехода вещества из газообразного состояния в жидкое, сопровождающийся выделением *скрытой теплоты конденсации* r (Дж/кг).

Поверхностная конденсация происходит при соприкосновении пара со стенкой, имеющей температуру t_c , более низкую, чем *температура насыщения* ($t_c < t_s$), и сопровождается *передачей* скрытой теплоты конденсации r через

$$Q = \alpha (t_s - t_c) F = G_{\text{п}} r \text{ (Вт)}.$$

$G_{\text{п}}$ – расход конденсирующегося пара (кг/с).

Объемная конденсация – при переохлаждении пара до $t_{\text{пара}} < t_s$ (например, в результате резкого сжатия) или на холодных каплях или частицах, вводимых в пар.

Пленочная и капельная конденсация

На **смачиваемой** поверхности стенки конденсат образует сплошную пленку (**пленочная** конденсация);

на **НЕСмачиваемой** – капли (**капельная** конденсация)

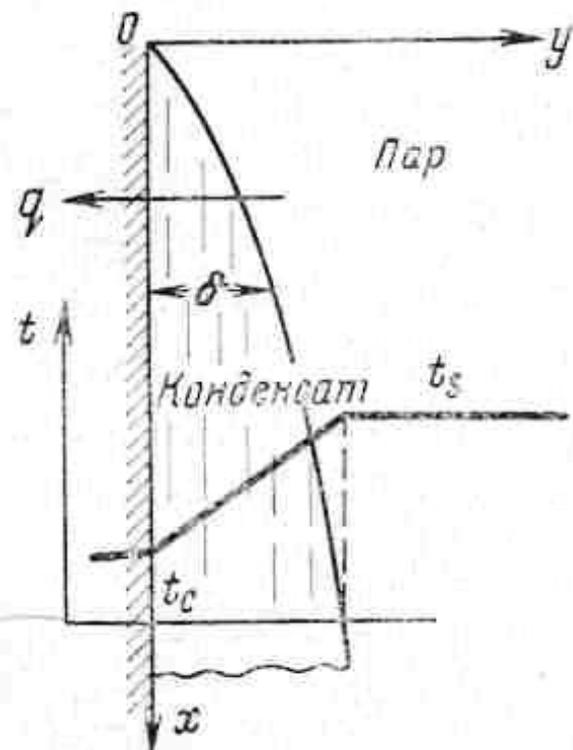


Рис. 4-23. Пленочная конденсация на вертикальной стенке.

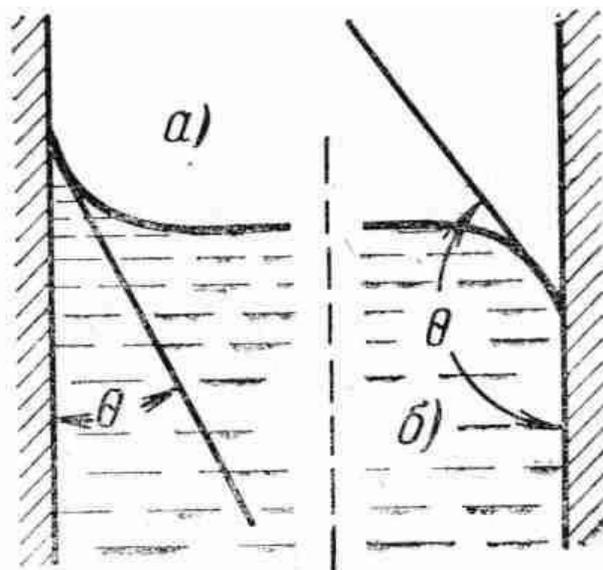


Рис. 4-8. Форма мениска и краевой угол θ при смачивании (а) и несмачивании (б) поверхности жидкостью.

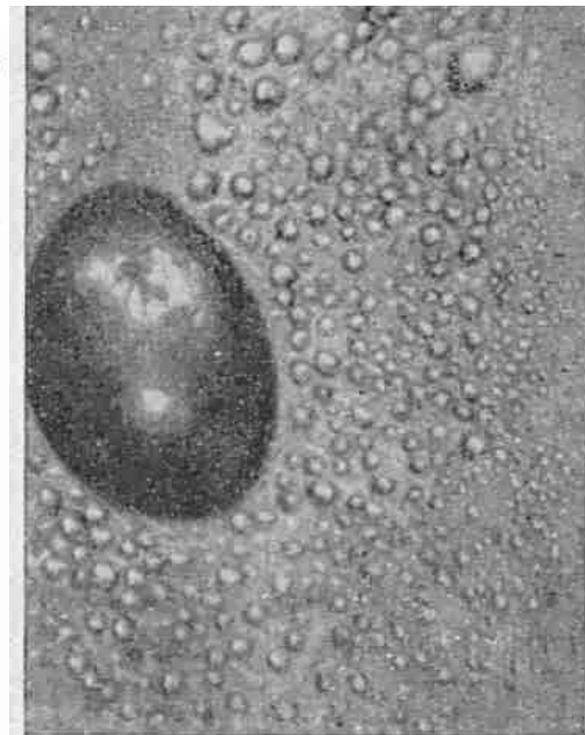
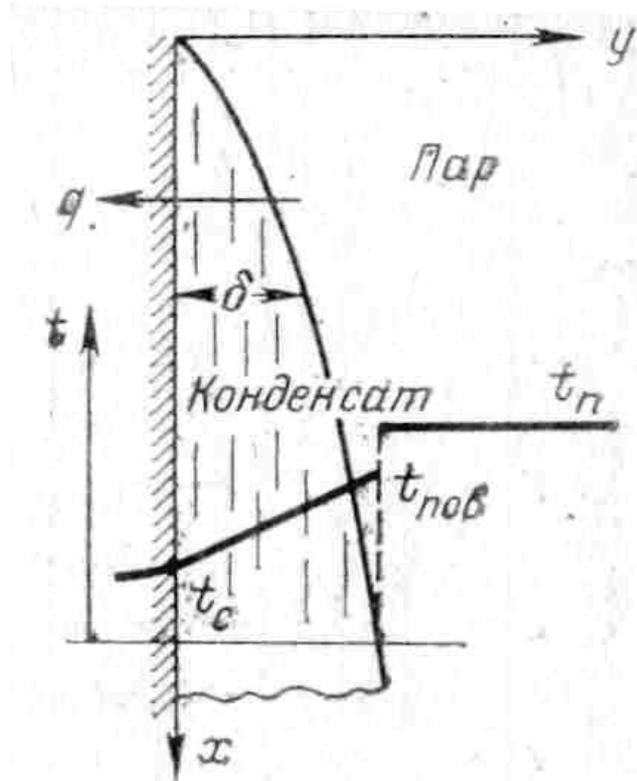


Рис. 4-22. Капельная конденсация водяного пара на поверхности, смоченной керосином.

При **плёночной** конденсации, которая обычно реализуется в большинстве теплообменников, теплообмен **существенно хуже**, чем при **капельной**.

Причина: плёнка конденсата – **основное термическое сопротивление передаче теплоты фазового перехода от пара к стенке**.

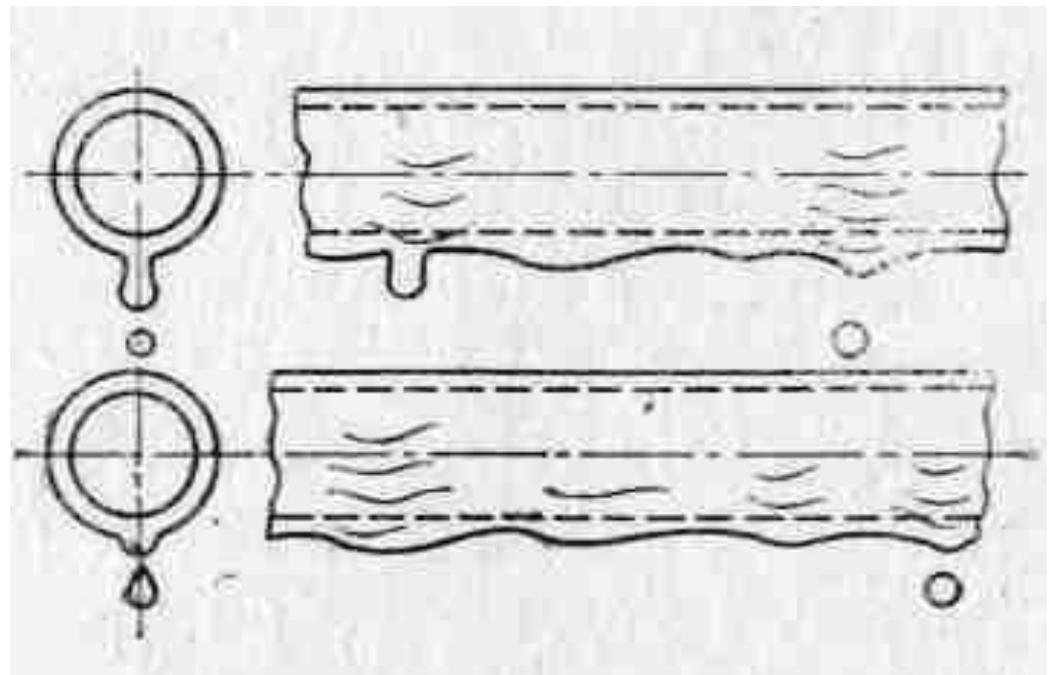
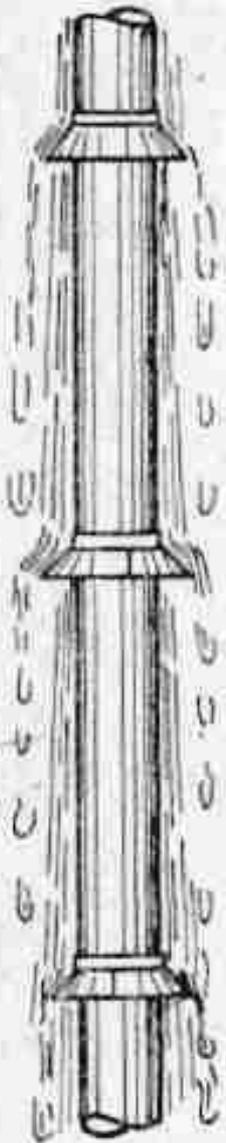
При малых давлениях пара ($p < 10^4$ Па) поверхность плёнки имеет температуру $t_{пов} < t_n$, т.к. в тонком слое у поверхности пар разбавлен "медленными" молекулами, *испаряющимися* с поверхности плёнки (Кнудсеновский слой ~ ДСП). Плёнка несколько переохлаждена по сравнению с т-рой насыщения. В большинстве случаев переохлаждением можно пренебречь.



Конденсация пара на охлаждаемых трубах

а) На вертикальной трубе с конденсатоотводчиками

б) в коридорном пучке горизонтальных труб



Конденсация пара в пластинчатых и кожухотрубчатых теплообменниках

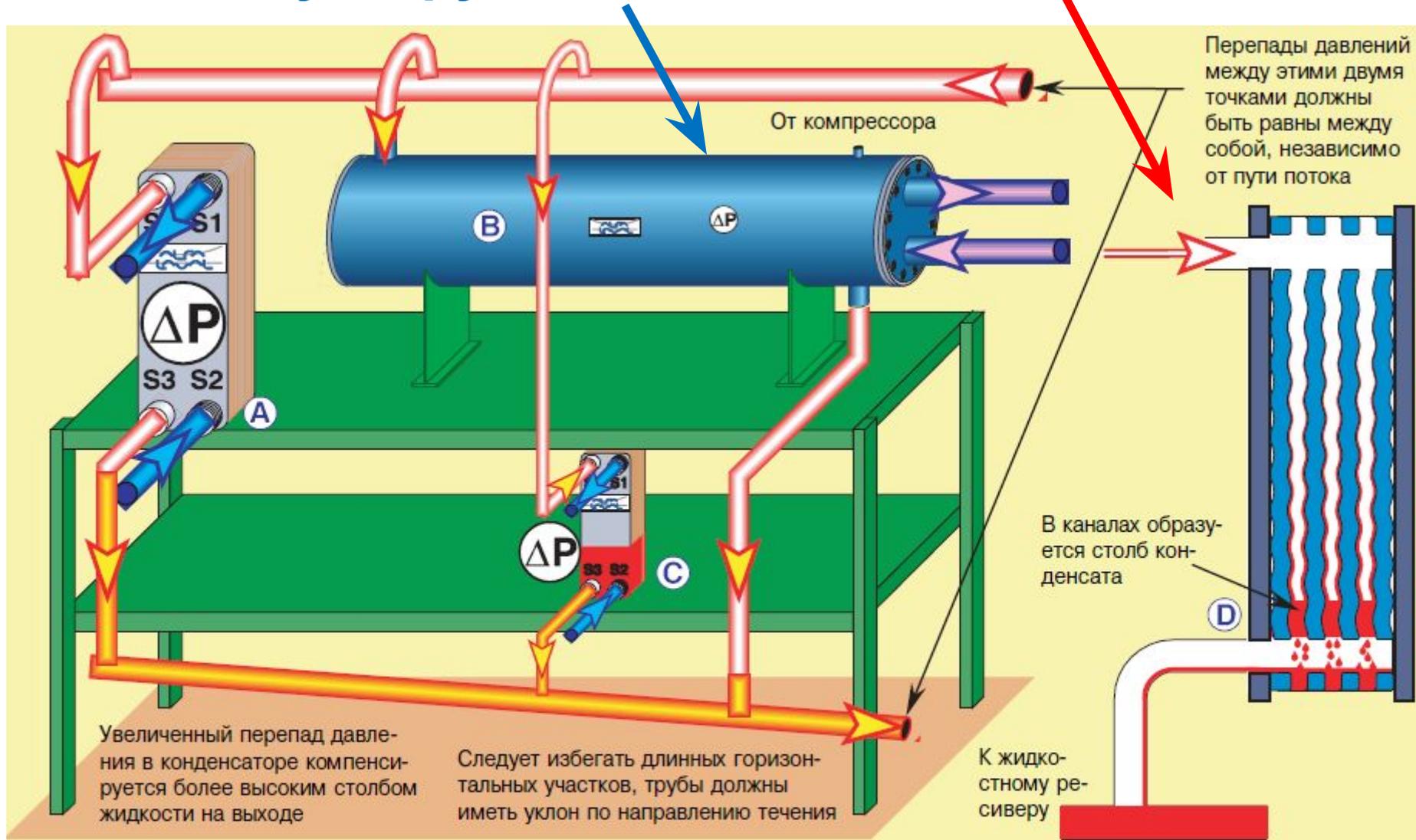
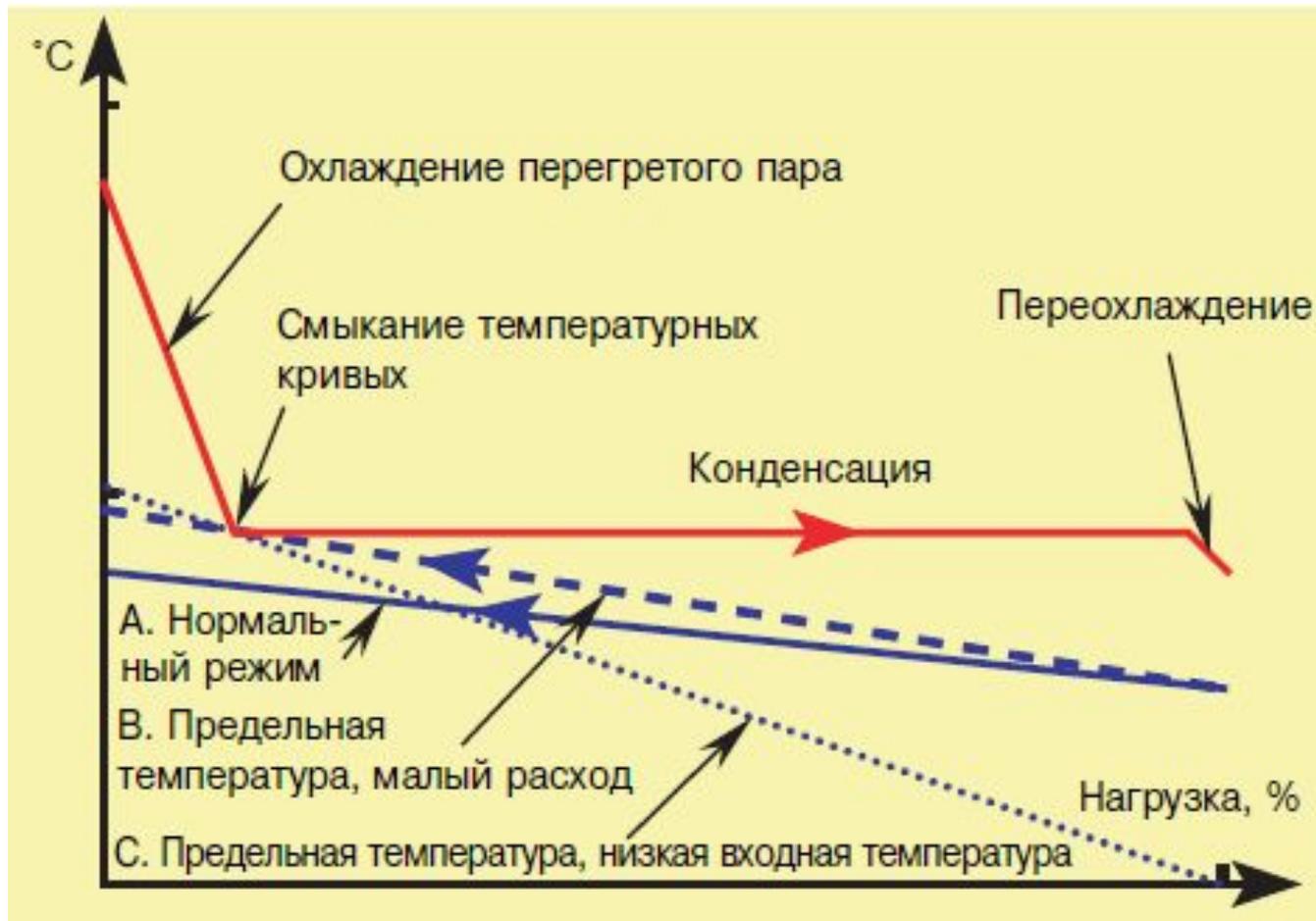


Рис. 05. Параллельно соединенные конденсаторы

Температурный профиль при конденсации пара в пластинчатых теплообменниках



С. Ирония в том, что чем холоднее вода на входе, тем выше ее температура на выходе.

ТЕОРИЯ ПЛЕНОЧНОЙ КОНДЕНСАЦИИ

Вильгельм Нуссельт (*W. Nusselt*), 1916

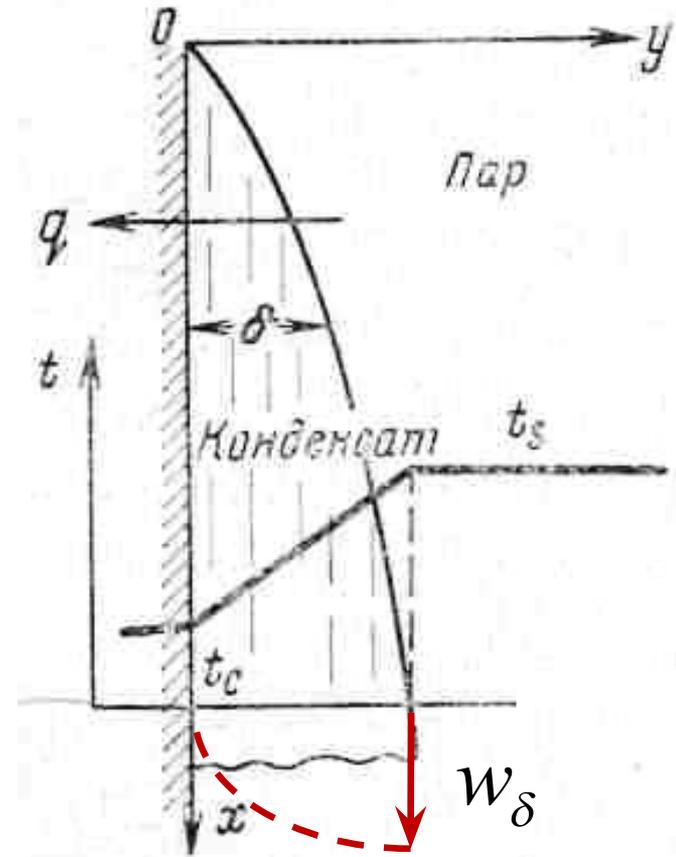
Идея: конденсат, стекая под действием силы тяжести*, образует на вертикальной поверхности тонкую непрерывную пленку, толщина и термическое сопротивление которой увеличиваются сверху вниз и определяют величину теплового потока.

* *вынужденная конвекция !*

Допущения Нуссельта

- Конденсируется неподвижный сухой насыщенный пар, t_s ;
- На всей стенке температура $t_c = const$;
- Ламинарный режим течения конденсата в пленке (пренебрегается силами инерции и давления);
- $t_{y=\delta} = t_s$;
- Учитывается только перенос тепла теплопроводностью поперек пленки
- Свойства конденсата не зависят от t
- $\rho_{ж} \gg \rho_{п}$;
- Профиль скоростей в пленке параболический:

$$\frac{w}{w_\delta} = 2 \frac{y}{\delta} - \left(\frac{y}{\delta} \right)^2$$



Решение Нуссельта

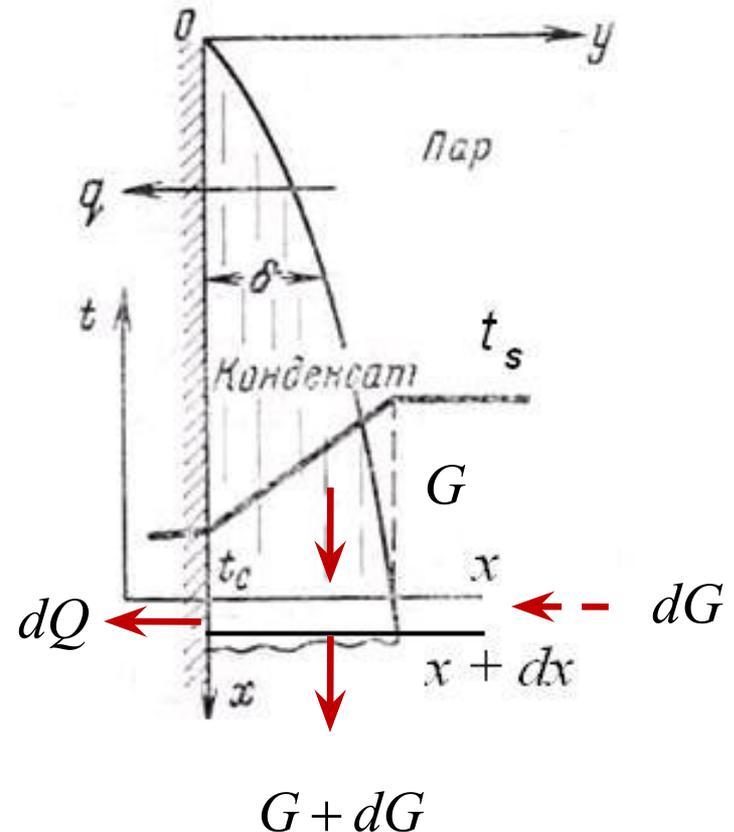
Количество тепла dQ (Вт), переносимое через элементарную поверхность пленки dx (ширина пластины = 1):

$$dQ = \frac{\lambda}{\delta} (t_s - t_c) dx = \alpha (t_s - t_c) dx$$

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta}$$

Приращение массового расхода конденсата dG , кг/с через поперечное сечение пленки δ (x) за счет конденсации пара на элементарной поверхности пленки dx :

$$dG = \frac{dQ}{r} = \frac{\lambda}{\delta \cdot r} (t_s - t_c) dx = \frac{\lambda \Delta t}{\delta \cdot r} dx$$



Баланс сил тяжести и вязкого трения, действующих на элементарный объем жидкости высотой dx :

$$g\rho\delta dx = \mu \left(\frac{dw}{dy} \right)_c dx, \quad \tau_c = \mu \left(\frac{dw}{dy} \right)_c$$

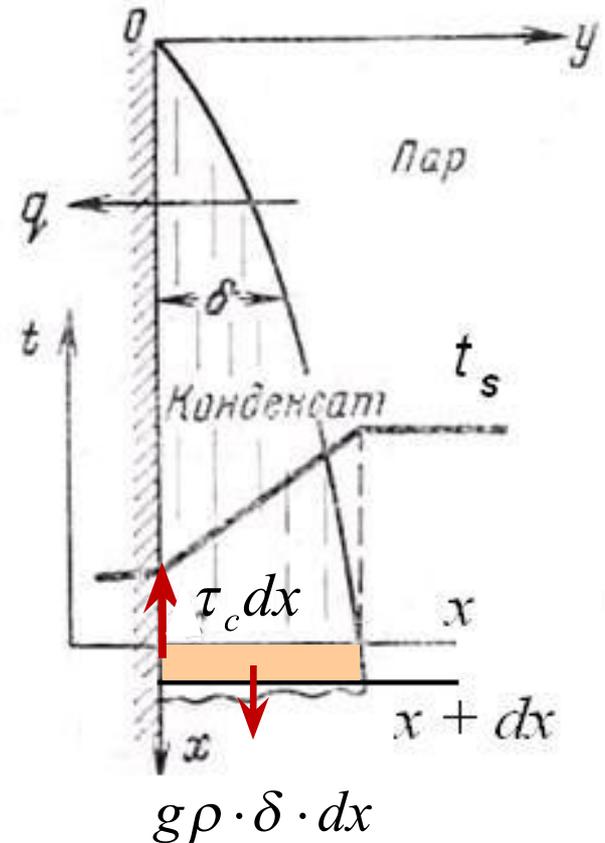
$$\left(\frac{dw}{dy} \right)_c = \frac{2w_\delta}{\delta} = \frac{g\rho\delta}{\mu}, \text{ откуда}$$

$$w_\delta = \frac{g\rho}{2\mu} \delta^2, \quad w = \frac{g\rho}{2\mu} \delta^2 \left(2\frac{y}{\delta} - \frac{y^2}{\delta^2} \right),$$

$$\bar{w} = \frac{1}{\delta} \int_0^\delta w d\delta = \frac{g\rho}{3\mu} \delta^2,$$

$$G = \rho \bar{w} \delta = \frac{g\rho^2}{3\mu} \delta^3,$$

$$dG = \frac{g\rho^2}{\mu} \delta^2 d\delta = \frac{\lambda}{\delta r} (t_s - t_c) dx,$$



что позволяет найти локальную толщину слоя конденсата δ из последнего уравнения

Зависимость толщины пленки конденсата от x :

$$\delta^3 \frac{d\delta}{dx} = \frac{\mu\lambda}{rg\rho^2} (t_s - t_c),$$

что после разделения переменных и интегрирования от 0 до δ , от 0 до x дает:

$$\frac{\delta^4}{4} = \frac{\mu\lambda}{rg\rho^2} (t_s - t_c) x;$$

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad \Rightarrow$$

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta} \quad \Rightarrow$$

$$\delta = \sqrt[4]{\frac{4\nu\lambda(t_s - t_c)x}{rg\rho}}$$

$$\alpha = \sqrt[4]{\frac{rg\rho\lambda^3}{4\nu(t_s - t_c)x}}$$

Средний по высоте L коэффициент теплоотдачи вертикальной стенки (и трубы)

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{L} \int_0^L \alpha dx = \frac{4}{3} \alpha_{x=L} = 0.943 \sqrt[4]{\frac{rg\rho\lambda^3}{\nu \cdot \Delta t \cdot L}} \quad (0.943 = 4/3 \cdot 4^{-1/4})$$

$$\delta \sim x^{1/4}$$

$$\alpha \sim x^{-1/4}$$

$$\bar{\alpha} \sim L^{-1/4}$$

$$\alpha \sim \Delta t^{-1/4}$$

$$q = \alpha \Delta t \Rightarrow q \sim \Delta t^{3/4}$$

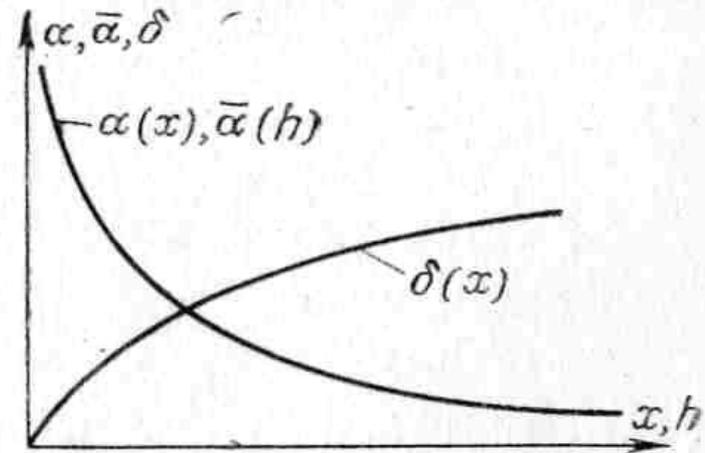


Рис. 12-5. Изменение коэффициента теплоотдачи и толщины ламинарно текущей пленки конденсата вдоль вертикальной стенки.

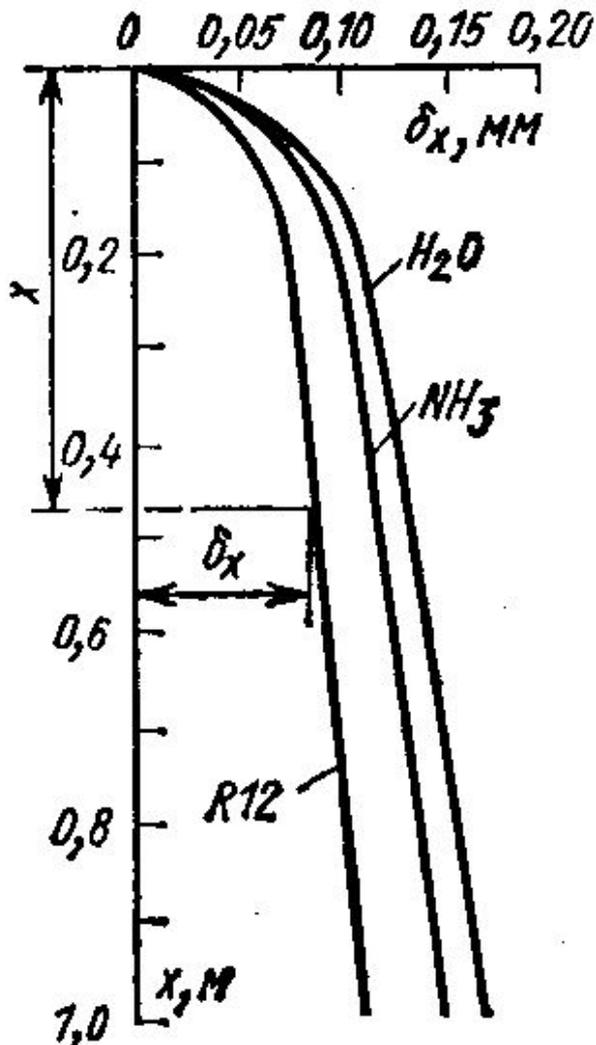
Средний коэффициент теплоотдачи горизонтальной трубы диаметром d

$$\bar{\alpha} = 0.728 \sqrt[4]{\frac{rg\rho\lambda^3}{\nu \cdot \Delta t \cdot d}}$$

Физические параметры жидкости (конденсата) λ , ν , ρ в формулах Нуссельта определяются по средней температуре пленки

$$t_{\text{ж}} = 0.5(t_c + t_s).$$

Влияние физических свойств вещества на теплообмен при конденсации



$$t_s = 40^\circ\text{C}, \Delta t = 10^\circ\text{C}$$

$$\bar{\alpha} = 0.943 \sqrt[4]{\frac{rg\rho\lambda^3}{\nu \cdot \Delta t \cdot L}} = \begin{matrix} \text{H}_2\text{O} - 5070, \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{К}); \\ \text{NH}_3 - 3920; \\ \text{R12} - 705. \end{matrix}$$

$$\frac{\lambda_{\text{H}_2\text{O}}}{\lambda_{\text{R12}}} \approx 10$$

$$r_{\text{H}_2\text{O}} : r_{\text{NH}_3} : r_{\text{R12}} = 2400 : 1110 : 130$$

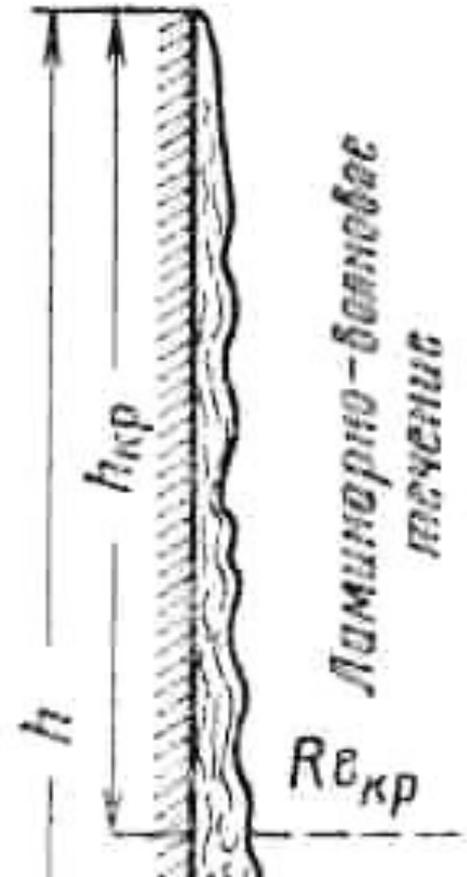
Поправка на волновое течение пленки

П.Л. Капица: волновое течение пленки имеет установившийся периодический характер (синусоидальное изменение δ во времени), что приводит к уменьшению *эффективной толщины* пленки по сравнению с решением Нуссельта и росту ср. КТО на 21 %.

$$\varepsilon_\theta = \frac{\bar{\alpha}}{\bar{\alpha}_{Nuss}} = Re^{0.04}, \quad Re \equiv \frac{\bar{w}\delta}{\nu}$$

Для горизонтальных труб вводится при

$$d > 20 \left(\frac{\delta}{\rho g} \right)^{1/2}$$



Поправка на переменность физических свойств конденсата

$$\varepsilon_t = \frac{\bar{\alpha}}{\bar{\alpha}_N} = \left[\left(\frac{\lambda_c}{\lambda_s} \right)^3 \left(\frac{\mu_s}{\mu_c} \right) \right]^{1/8} \approx \left(\frac{\text{Pr}_s}{\text{Pr}_c} \right)^{0.25}$$

Влияние содержания в паре неконденсирующегося газа (воздуха)

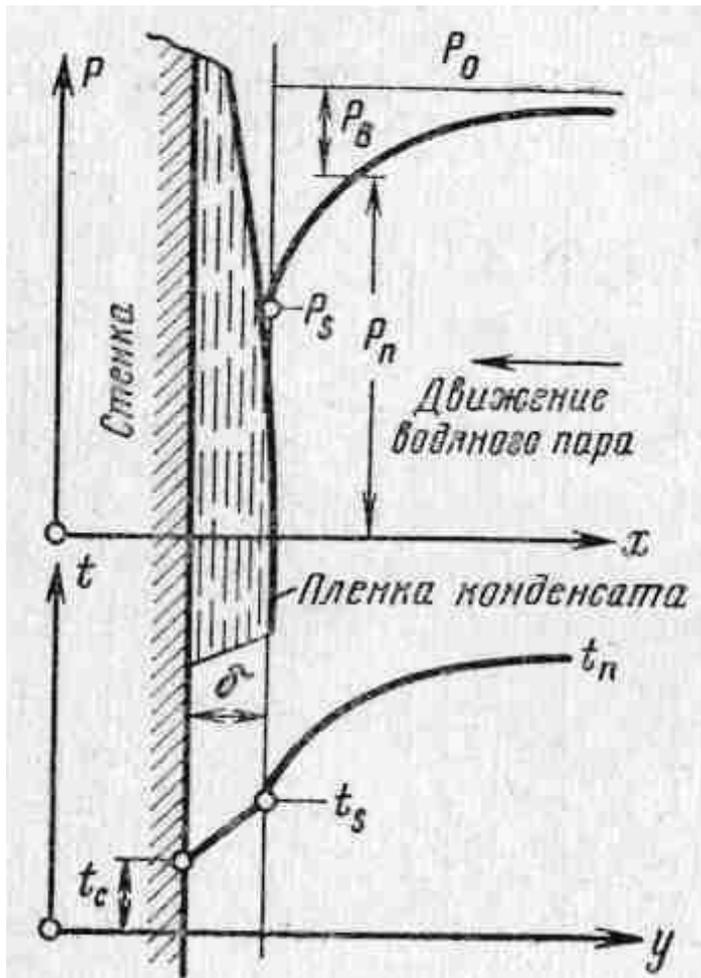
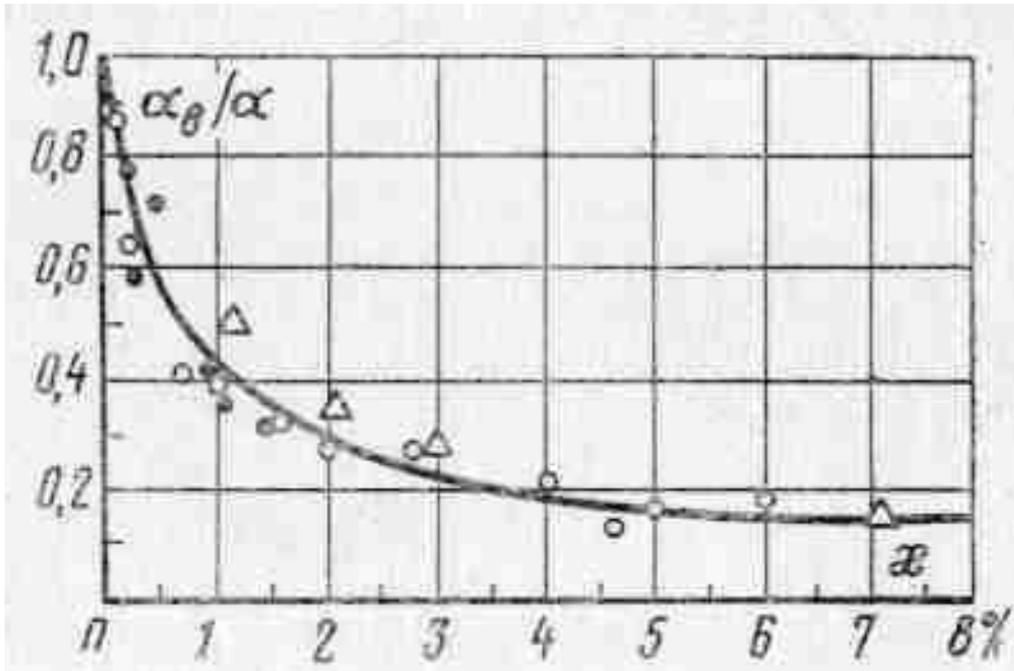


Рис. 4-32. Характер изменения парциальных давлений пара и воздуха, а также температуры пара.

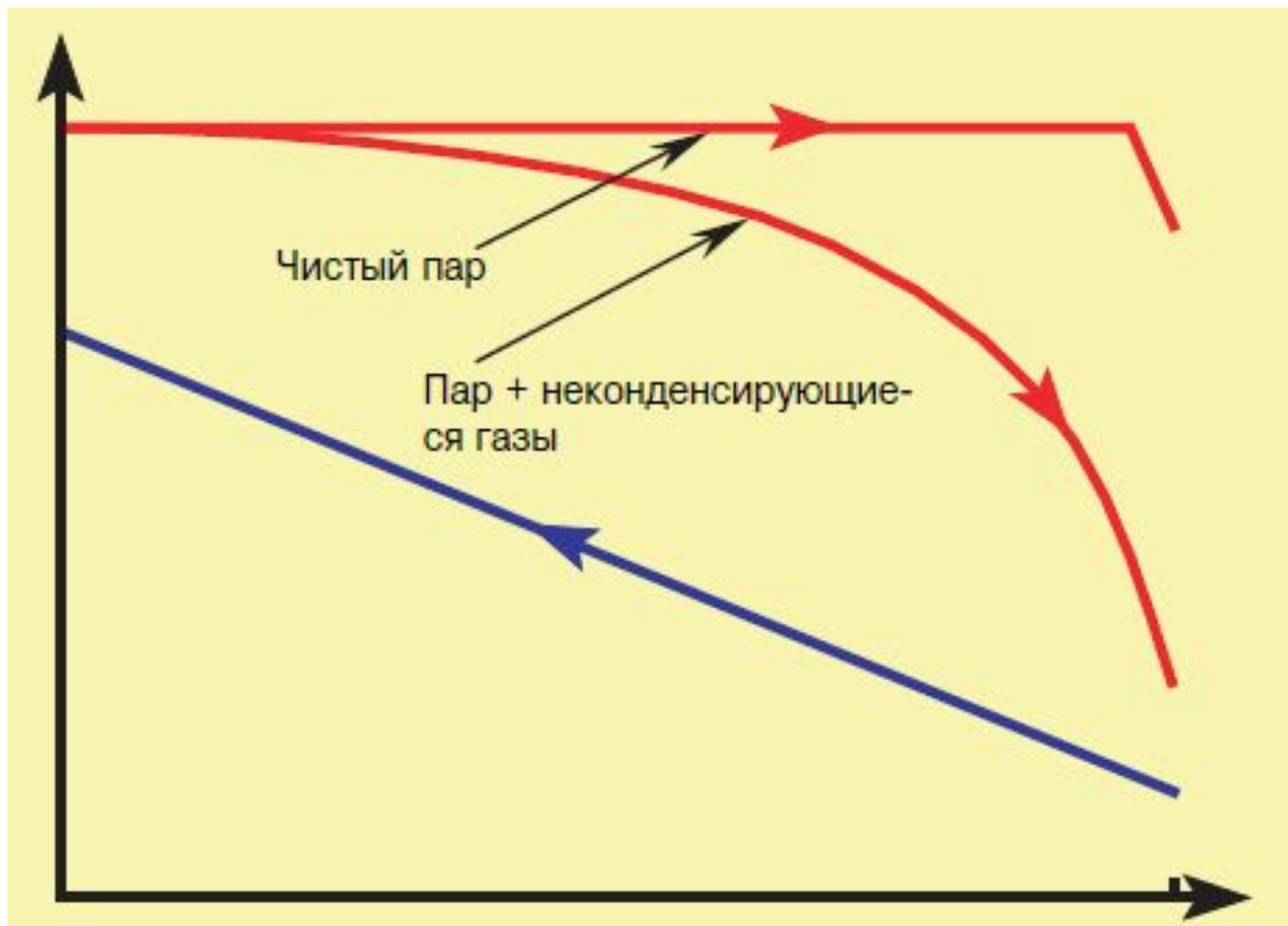


α – массовая доля воздуха в паре

снижение $p_n =$ снижение t_s
и $\Delta t = t_s - t_c$



Влияние примеси неконденсирующихся газов к пару на температурный профиль



Критериальные зависимости по М.А.Михееву

$$\text{Nu}_L = C \text{Kd}_s^m (\text{Pr}_s / \text{Pr}_c)^n$$

$$\text{Nu}_L \equiv \frac{\bar{\alpha} l}{\lambda} \quad (l \text{ — длина})$$

$$\text{Kd}_s \equiv \text{Ga}_s \text{Pr}_s \text{K}_s \quad \text{— критерий конденсации;}$$

$$\text{Ga}_s \equiv \frac{g l^3}{\nu_s^2} \quad \text{— критерий Галилея}$$

(сила гравитации)/(сила вязкости);

$$\text{K}_s \equiv \frac{r}{c_p \Delta t} \quad \text{— критерий Кутателадзе (фазового перехода).}$$

Вертикальные стенка и труба: $C=0.42$, $m=0.28$, $n=0.25$;

Горизонтальная труба: $C=0.72$, $m=0.25$, $n=0.25$.

Индекс «s» — параметры и температура насыщенной жидкости

Критериальные зависимости по Д.А.Лабунцову

$$Re_s^* = 0.943 Z_s^{3/4}$$

$$Re_s^* \equiv \frac{\bar{\alpha} \Delta t L}{r \rho_s v_s} \quad \text{м/с} \quad - \text{приведённый критерий Рейнольдса}$$

$$Z_s \equiv Ga_s^{1/3} \frac{\lambda_s \Delta t}{r \rho_s v_s} \quad - \text{приведённая длина}$$

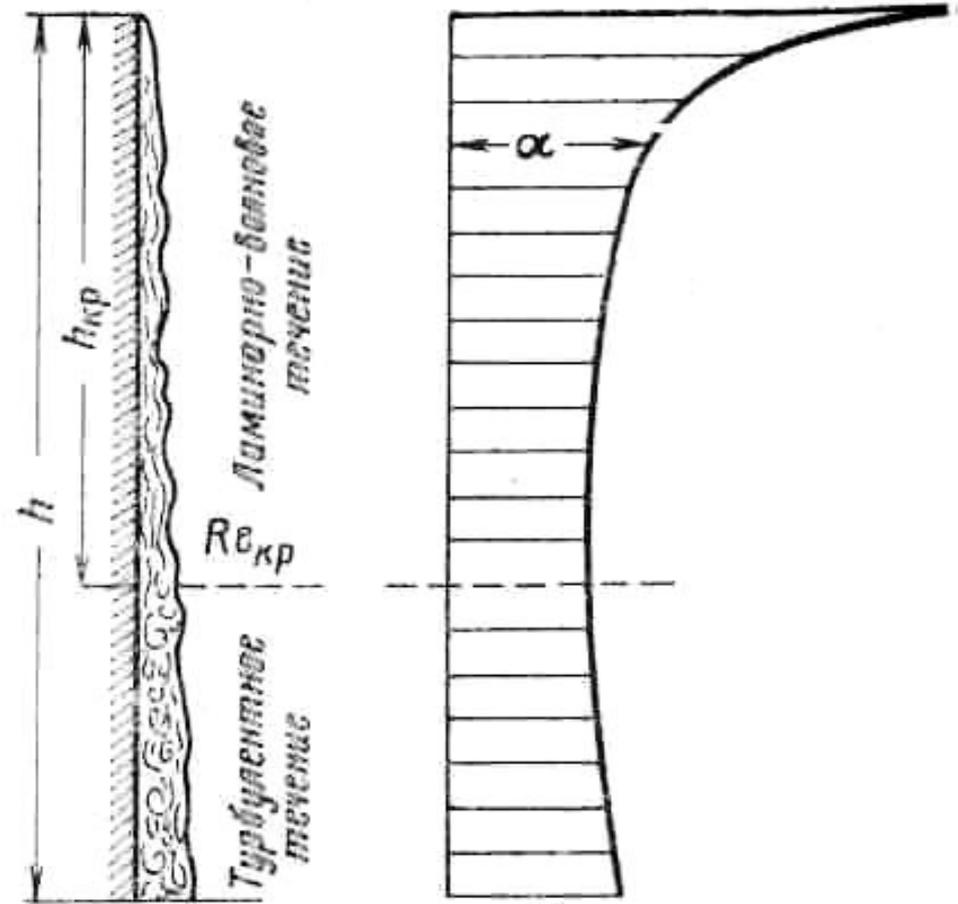
$$Ga_s \equiv \frac{gL^3}{v_s^2}$$

Индекс «s» – параметры и температура насыщенной жидкости

Турбулентное течение пленки (Д.А.Лабунцов)

$$Re_{кр} = \frac{\bar{w}\delta}{\nu} = 400$$

$$Z_{кр} = 2300$$



$$Re_s^* = \left[89 + 0.024 \left(\frac{Pr_s}{Pr_c} \right)^{1/4} Pr_s^{1/2} (Z_s - 2300) \right]^{4/3}$$

Средний коэффициент теплоотдачи при пленочной конденсации движущегося пара на горизонтальной трубе

$$\frac{\bar{\alpha}_w}{\bar{\alpha}_{Nuss}} = f(Re_n)$$

$$Re_n \equiv \frac{\bar{w}_n d}{\nu_n}$$

\bar{w}_n – ср. скорость пара в узком сечении

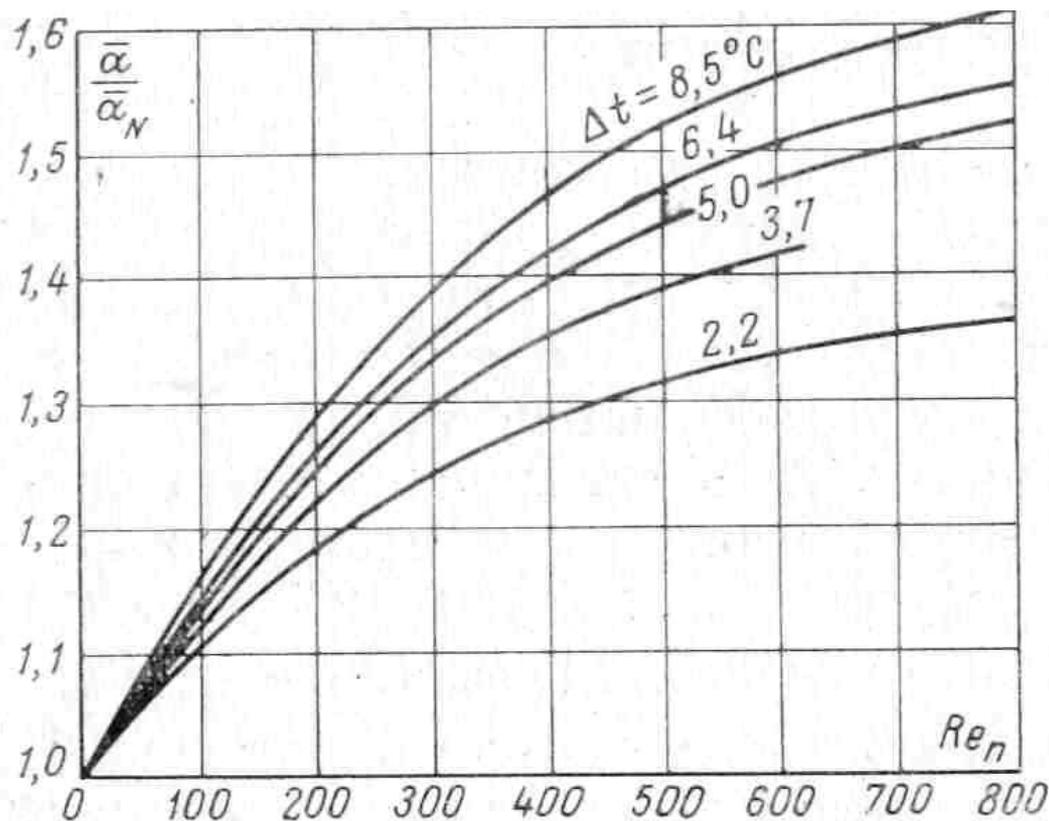


Рис. 12-11. Зависимость относительного коэффициента теплоотдачи $\bar{\alpha}_w/\bar{\alpha}_N$ одиночной горизонтальной трубы от числа Рейнольдса пара при $p = 8,6 \cdot 10^3$ Па.

Средний коэффициент теплоотдачи при конденсации движущегося* пара на горизонтальной трубе

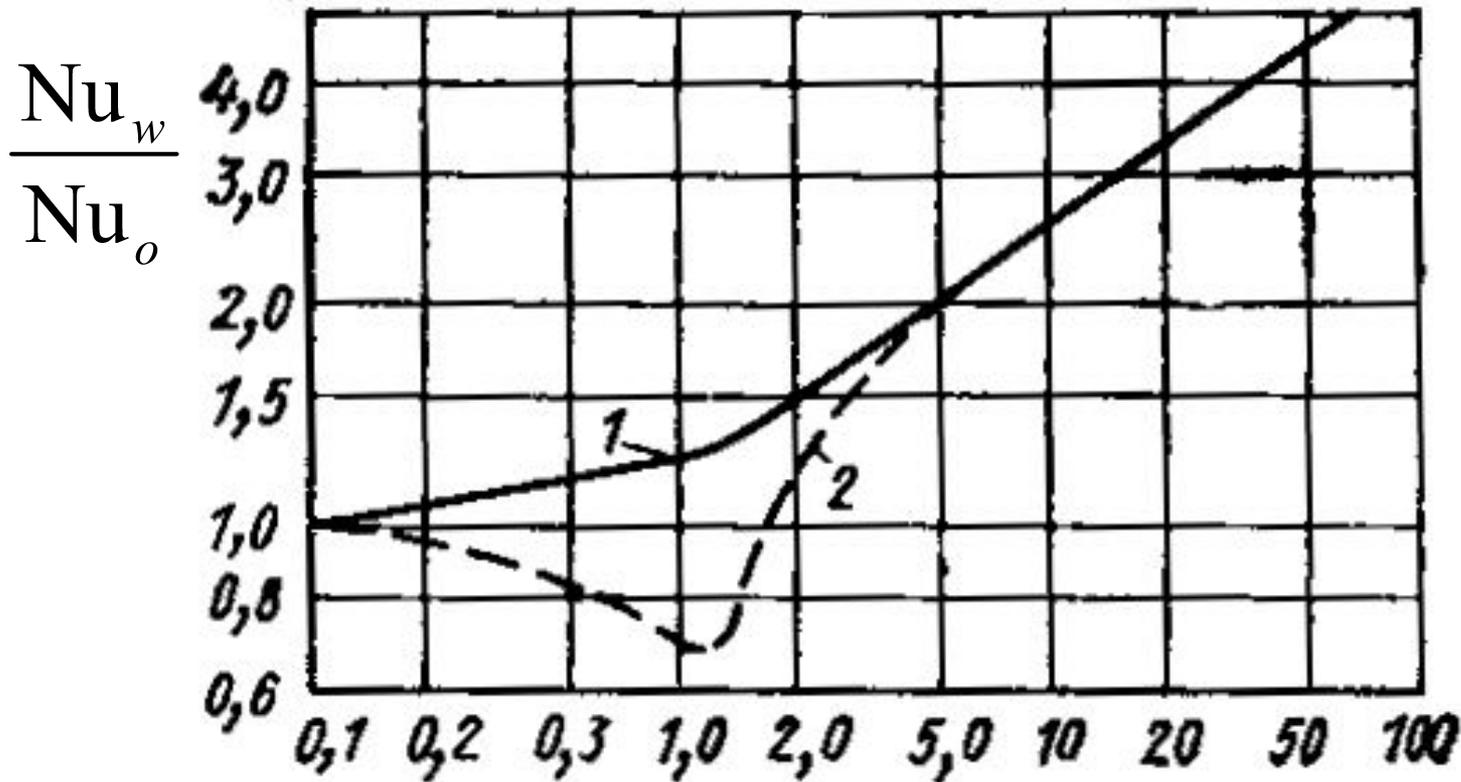
$$\text{Nu}_w = 0.64 \text{Re}^{1/2} \left[1 + \left(1.69 \frac{\text{K} \cdot \text{Pr}}{\text{Fr}} \right)^{1/2} \right]^{1/2}$$

$$\text{Nu}_w \equiv \frac{\bar{\alpha}_w d}{\lambda_{ж}}, \text{Re} \equiv \frac{w_{n,o} d}{\nu_n}, \text{Fr} \equiv \frac{w_{n,o}^2}{gd}, \text{K} \equiv \frac{r}{c_{p,n} \Delta t}$$

* Движение пара сверху вниз (спутное).

$w_{n,o}$ – ср. скорость набегающего потока пара (вдали от трубы)

Влияние направления движения пара (вертикальная стенка)



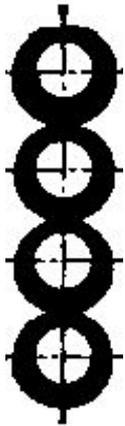
$$\varphi = \frac{c_f}{16} \left(Fr \frac{\rho_n}{\rho_{жс}} \right) Nu_o$$

- 1 — движение пара и пленки сверху вниз;
2 — движение пара вверх

Теплообмен при конденсации *малоподвижного* пара на пучке горизонтальных труб

В. Нуссельт:

утолщение пленки при непрерывном ламинарном стекании конденсата



$$\bar{\alpha}_{\text{пуч}} = \bar{\alpha}_N \bar{\varepsilon}_n, \quad \bar{\varepsilon}_n = n^{-1/4}$$

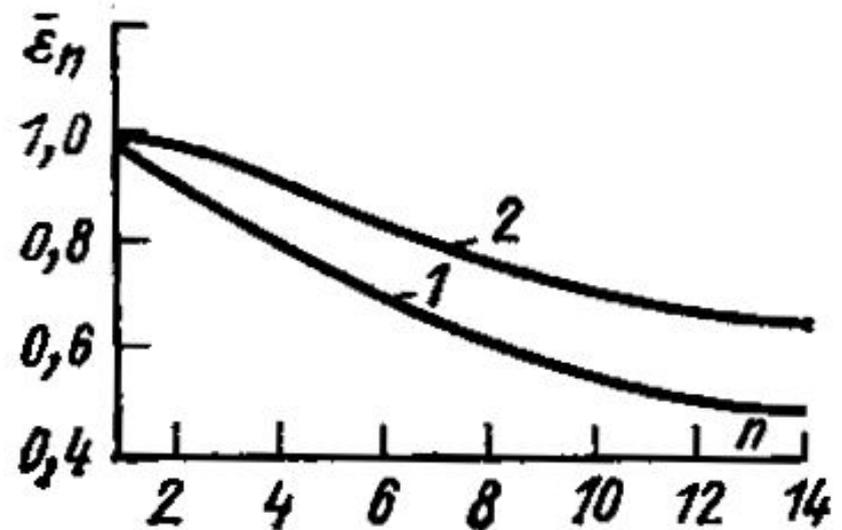
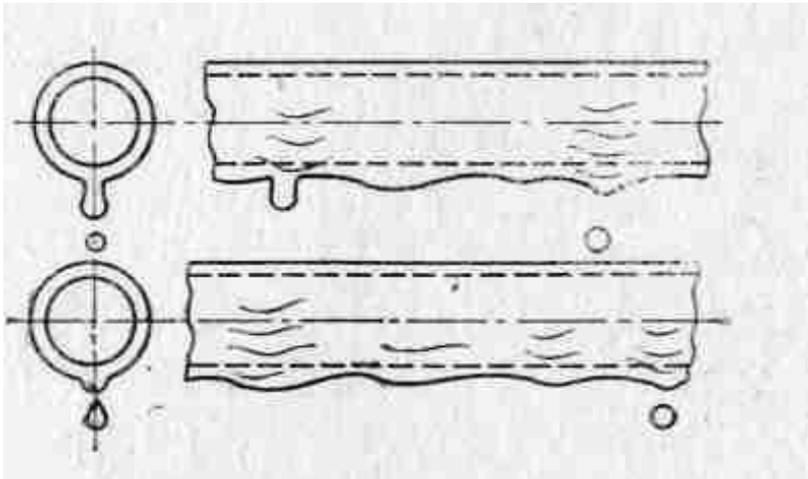
$$\bar{\alpha}_{\text{пуч}} = 0.728 \sqrt[4]{\frac{rg\rho\lambda^3}{n \cdot v \cdot \Delta t \cdot d}}$$

n – число рядов труб по высоте *коридорного* пучка
или половина числа рядов по высоте *шахматного* пучка

Теплообмен при конденсации *малоподвижного* пара на пучке горизонтальных труб (2)

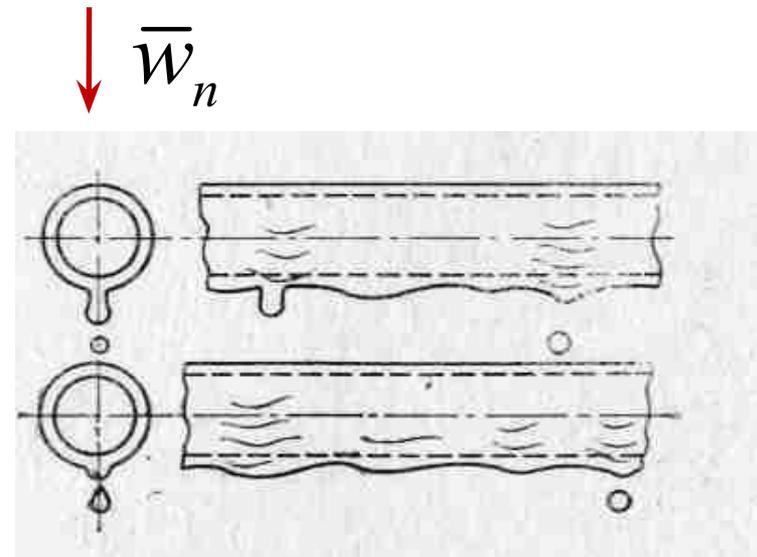
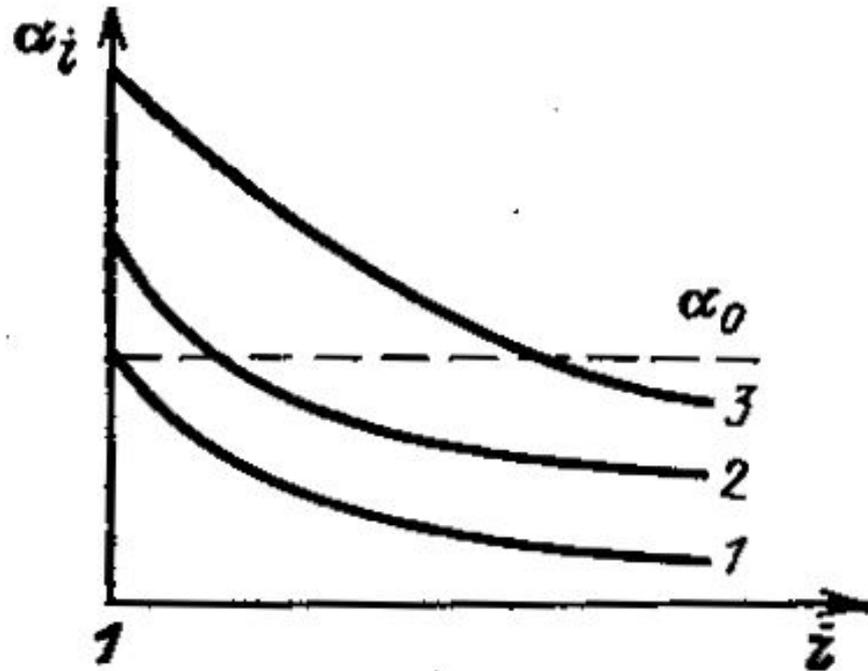
Реальность:

конденсат стекает в виде капель и струек; утолщение пленки компенсируется ее турбулизацией



1– коридорный пучок,
2– шахматный пучок

Влияние движения пара при конденсации на пучке горизонтальных труб

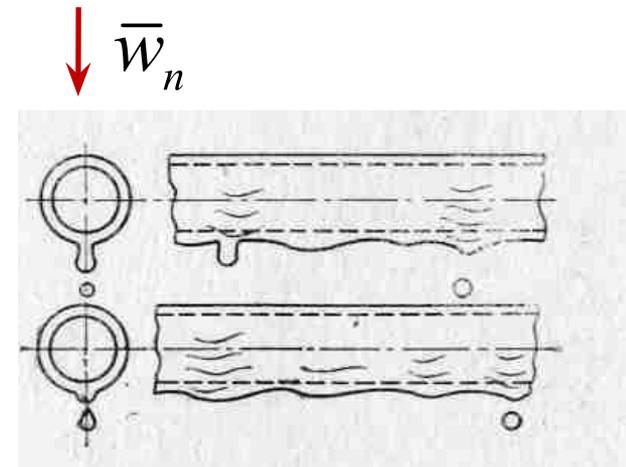


- 1 – конденсация неподвижного пара в пучке по Нуссельту;
- 2 – реальные условия: невысокая начальная скорость пара;
- 3 – высокая начальная скорость пара.

Движущийся водяной пар в пучке (Л.Д. Берман)

$$\frac{\bar{\alpha}_{n,w}}{\bar{\alpha}_N} = \varepsilon_w \frac{0.84\varepsilon}{\left[1 - (1 - \varepsilon)^{0.84}\right] n^{0.07}}$$

$$\varepsilon_w = \frac{\bar{\alpha}_{1,w}}{\bar{\alpha}_{жс}} = 25.7 \left(\frac{\rho_n w_n^2}{g \rho d} \right)^{0.08} \left(\frac{\bar{\alpha}_N d}{\lambda} \right)^{-1/2}$$



$$\varepsilon = (G_{вх} - G_{вых}) / G_{вх} \quad \text{— степень конденсации пара в пучке}$$

n – число рядов труб по высоте *коридорного* пучка
или половина числа рядов по высоте *шахматного* пучка

Теплоотдача при пленочной конденсации внутри горизонтальных труб

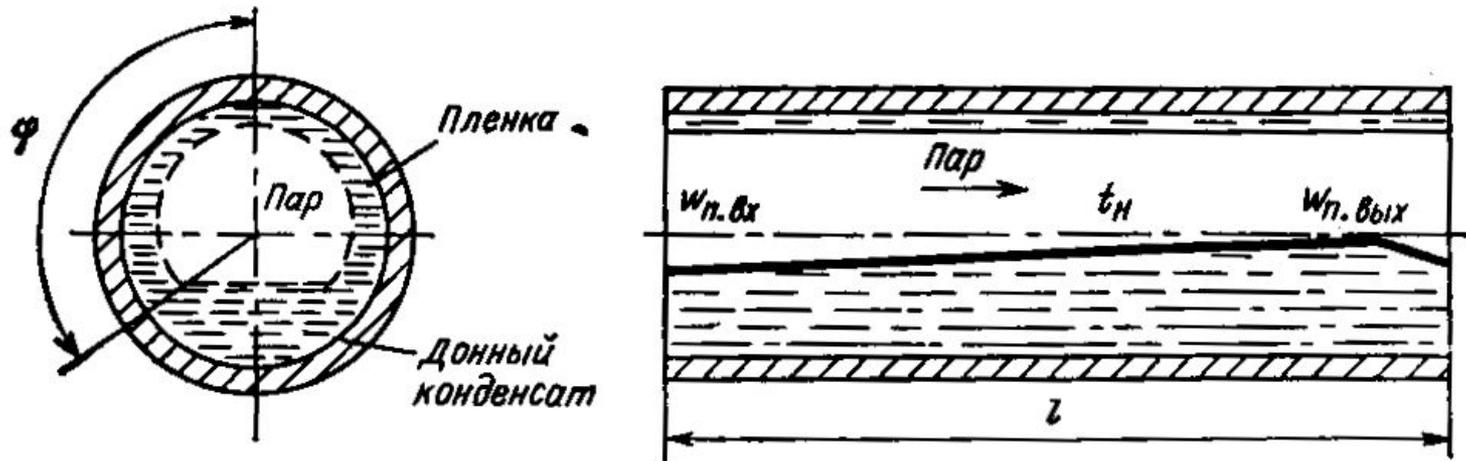


Рис. 8.12. Схема конденсации пара внутри горизонтальной трубы при ламинарном течении пленки

$$\bar{\alpha}_L = 0.56 \sqrt[4]{\frac{rg\rho\lambda^3}{\nu \cdot \Delta t \cdot d_{вн}}}$$

(уклон трубы 0.002, $\varphi = 120^\circ$)

Теплоотдача при пленочной конденсации хладонов внутри горизонтальных труб – критериальные зависимости

$$\text{Nu}_L = 0.68 \text{Kd}_s^{1/4} = 0.945 \alpha_{Nuss}$$

$$\text{Nu}_L \equiv \frac{\bar{\alpha}_{вн} d}{\lambda}$$

$$\text{Kd}_s \equiv \text{Ga}_s \text{Pr}_s \text{K}_s = 2.5 \cdot 10^{10} \div 1.2 \cdot 10^{12}$$

$$\text{Ga}_s \equiv \frac{g d_{вн}^3}{\nu_s^2}$$

$$\text{K}_s \equiv \frac{r}{c_p \Delta t}$$

(Н.Ф. Чопко,
R12, R22, R142)