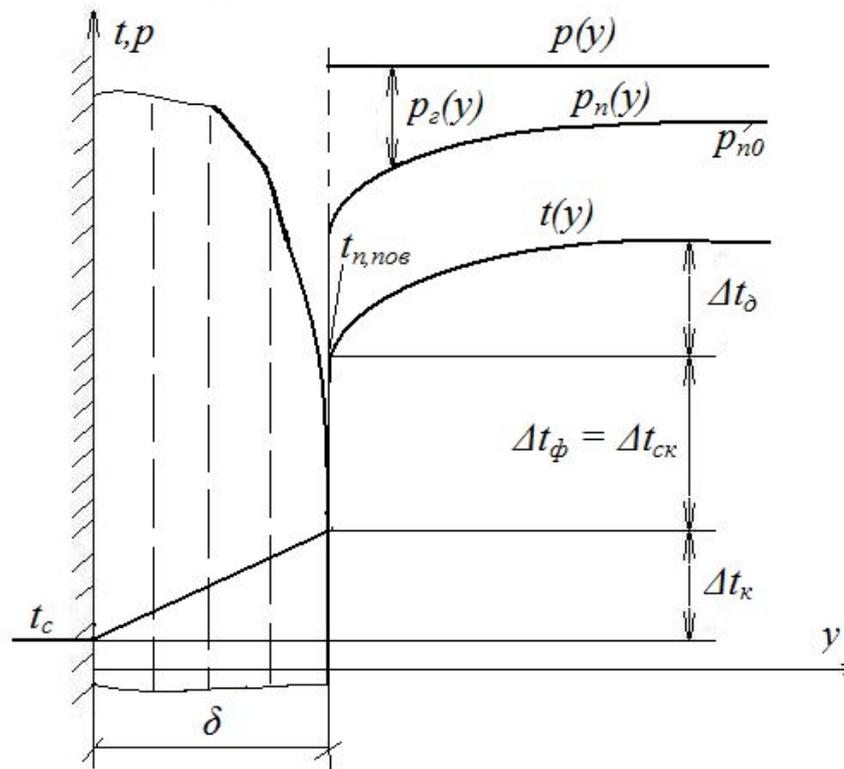


Тепломассообмен

**в двухкомпонентных средах
при конденсации и испарении**

Рассмотрим

тепломассообменные процессы в парогазовой смеси. Наличие в паре неконденсирующегося газа затрудняет доступ пара к поверхности конденсации. В результате скорость конденсации уменьшается.



Распределение температуры и концентраций при конденсации пара из парогазовой смеси

Если стенка, на которой происходит конденсация, непроницаема, ее температура t_c ниже основной температуры парогазовой смеси $t_{n.0}$, то по стенке будет образовываться пленка конденсата (рис.).

Общая плотность теплового потока, передаваемая поверхности пленки, равна:

$$q_{нов} = \alpha(t_{n.0} - t_{n.нов}) + j_{n.нов} i_{n.нов}$$

α — коэффициент теплоотдачи от парогазовой смеси к пленке конденсата;

$j_{n.нов}, i_{n.нов}$ — плотность потока и энтальпия пара на поверхности пленки;

$t_{n.нов}$ — температура поверхности пленки.

Пар, достигая поверхности раздела фаз, конденсируется. При этом выделяется теплота фазового перехода

$$rj_{n.нов} = (i_{n.нов} - i_{Ж.нов})V_{n.нов}$$

, которая вместе с теплотой, переданной конвективной теплоотдачей, отдается твердой стенке, на которой образовалась конденсатная пленка.

Теплообмен через движущуюся пленку конденсата осуществляется конвекцией. Также стенке передается некоторая теплота переохлаждения конденсата $t_{нов}$, т.к. температура по толщине конденсата изменяется от $t_{нов}$ до t_c (рис.).

Теплота переохлаждения конденсата невелика, и во многих случаях ею можно пренебречь. Тогда можно считать, что плотность теплового потока при стационарном режиме по толщине пленки постоянна:

$$q_c = \alpha (t_{n.0} - t_{n.нов}) + rj_{n.нов}$$

ИЛИ

$$q_c = \alpha_{см} (t_{n.0} - t_c)$$

$\alpha_{см}$ — коэффициент теплоотдачи, отнесенный к разности температур стенки и парогазовой смеси.

Суммарное термическое $\sum R = \frac{1}{\alpha_{см}}$
 сопротивление

можно разделить на термическое сопротивление

пленки

конденсата R_k , термическое сопротивление

переход R_f , фазового термическое сопротивление

а теплоты пара к подводу поверхности R_d
 конденсата

(диффузное термическое сопротивление). Этим

термическим сопротивлениям соответствуют

температурные разности:

$$t_{n.0} - t_c = \Delta t_k + \Delta t_f + \Delta t_d$$

Тогда уравнение $q_c = \alpha_{см} (t_{n.0} - t_c)$

МОЖНО ЗАПИСАТЬ В ВИДЕ:

$$q_c = \frac{(t_{n.0} - t_c)}{\sum R} = \frac{t_{n.0} - t_c}{R_k + R_\phi + R_d}$$

где $\sum R = R_k + R_\phi + R_d = \frac{1}{\alpha_{cm}}$

Во многих задачах $R_\phi \ll R_k$ и $R_\phi \ll R_d$
Тогда можно R_ϕ и считать $t_{n.нов} = t_{нов}$
пренебречь скачок Δt_ϕ температуру поверхности
Не учитывая температур конденсата $t_{нов}$ можно рассматривать как температуру
насыщения пара при давлении $p_{n.нов}$. Тогда:
насыщения

$$R_k = \frac{1}{\alpha_k} = \frac{t_{нов} - t_c}{q_c} = \frac{t_n(p_{n.нов}) - t_c}{q_c}$$

α коэффициент теплоотдачи с учетом сопутствующего массообмена.

$\alpha_{см}$ зависит от интенсивности процессов в парогазовой смеси и в пленке.

Средний коэффициент массоотдачи β при пленочной и капельной конденсации пара на горизонтальной трубе из паровоздушной смеси определяется по формуле:

$$Sh = \frac{\beta R}{D} = \frac{f}{m_{з.пов} (1 - p^{-f})} \psi \quad (1)$$

$$f = \frac{\ln(m_{з.пов} / m_{з.0})}{\ln(R_0 / R_m)}; R = \frac{R_0}{R_m}; R_m - \text{радиус трубы};$$

R_0 – радиус, при котором определяется конденсация пара на

удалении $m_{з.0}$

Индекс «пов» соответствует поверхности конденсата.

Уравнение (1) используется при условиях, когда фиксированно

$R_0 \gg R_m$ параметры парогазовой смеси однородны.
Этой

формулой учитываются стефанов поток и свободная конвекция. При

$$Gr = \frac{g\beta\Delta t_\delta (2R_m)^3}{\nu^2} > 8 \quad \psi = 0,66 \cdot Gr^{0,2}$$

При $Gr < 8$ можно принять $\psi = 1$
и влияние свободной конвекции будет минимальным. В (1)
подставляются параметры парогазовой смеси при
температуре $t_{n.0}$

Рассмотрим распространенную задачу тепло– и массообмена
при конденсации пара из движущейся бинарной
паровоздушной смеси на горизонтальных трубах и пучках
труб. В этом случае средний коэффициент массоотдачи
может быть определен по формуле:

$$Sh = c Re^{0,5} \varepsilon_{z.0}^{-0,6} \pi_D^{-1,3} \quad (2)$$

$$\pi = (p_{n.0} - p_{n.нов}) / p$$

c – эмпирический коэффициент: для одиночной трубы $c = 0,47$
 для первого ряда пучка труб $c = 0,53$

для третьего и последующих – $c = 0,82$
 Давление бинарной паровоздушной смеси изменяется в

пределах $p = 0,0627 \div 0,089$ МПа, начальное содержание воздуха в

водяном паре $\varepsilon_{z.0} = \frac{p_{z.0}}{p} = 0,01 \div 0,56$

Формула (2) справедлива для чисел $Re = 350 \div 4800$

Число Re определяется по скорости паровоздушной смеси перед трубой или рядом труб, определяющий размер – внешний диаметр труб, физические параметры определяются по состоянию бинарной смеси перед трубой, коэффициент вязкости – по

по

формуле:

$$\mu_{см} = \frac{(1 - \varepsilon_{z.0})\mu_n + 1,6\varepsilon_{z.0}\mu_z}{1 + 0,61\varepsilon_{z.0}}$$

μ_n , μ_z – коэффициенты динамической вязкости пара и воздуха.

Рассмотрим обратный процесс – процесс тепло– и массообмена при испарении жидкости в двухкомпонентную парогазовую среду. Как известно, испарение жидкости с поверхности происходит из-за теплового движения молекул жидкости. Молекулы, имеющие энергию, достаточную для преодоления сил сцепления, вылетают из поверхностного слоя жидкости в окружающую среду. Часть молекул отражается к поверхности, где происходит поглощение или отражение. Некоторая часть молекул переходит в окружающую среду безвозвратно. По аналогии с коэффициентом конденсации можно вывести коэффициент испарения.

Коэффициент испарения – это отношение числа безвозвратно улетевших молекул пара к общему числу испускаемых молекул. В большинстве случаев принято приравнивать коэффициенты конденсации и испарения, пренебрегая термическим сопротивлением фазового перехода. Считают, что давление пара в слое неразрезанной парогазовой бинарной смеси у поверхности равно давлению насыщения при температуре поверхности жидкости. Если вдали от жидкости газ не насыщен паром, то возникает поток вещества всегда направленный от поверхности испарения. При этом тепловой поток может быть направлен как к жидкости, так и к газу. Направление теплового потока зависит от разности температур поверхности испарения и парогазовой смеси.

На испарение жидкости затрачивается $rj_{n.нов}$

Если теплота жидкости подводится теплоты меньше, чем затрачивается на испарение, то происходит охлаждение жидкости и наоборот. В случае стационарного испарения с поверхности стекающей пленки, но без кипения ($t_c > t_{нов}$) и $t_{нов} > t_{н.г}$

расчет производят по методике для конденсации, учитывая направление теплового потока.

Если происходит испарение тонкого слоя жидкости из открытого теплоизолированного сосуда, то изменением температуры по толщине слоя можно пренебречь. Над жидкостью движется поток парогазовой смеси. Насыщения этого потока паром не происходит из-за большого расхода смеси. Считаем, что в жидкости отсутствуют внутренние источники теплоты и лучистый теплообмен.

В начальный момент времени температура жидкости

$$t_{нов} > t_{н.г}$$

Из-за теплоотдачи и испарения температура жидкости понижается, происходит нестационарный процесс испарения. В какой-то момент времени температуры жидкости и парогазовой смеси будут одинаковыми. Тогда процесс теплоотдачи прекратится, но процесс испарения будет продолжаться, что приведет к понижению температуры жидкости. Это вызовет передачу теплоты от парогазовой смеси к жидкости. По мере понижения температуры жидкости процесс испарения будет замедляться, а теплоотдача увеличиваться. Эти изменения будут происходить до наступления динамического равновесия между процессами подвода теплоты конвекцией и отводом теплоты путем испарения и последующей диффузии.

Дальнейшее испарение будет происходить $t_{нов} = t_m$

при
(здесь t_m – температура мокрого термометра) за счет
теплоты, получаемой от парогазовой смеси:

$$\alpha(t_{n.г} - t_m) = r\beta_p(p_{n.нов} - p_{n.0})$$

Процесс испарения, при котором вся теплота, переданная от парогазовой смеси жидкости, затрачивается на испарение последней и возвращается к смеси с паром, называют процессом адиабатического (изоэнтальпийного) испарения. Таким образом, получим:

$$\alpha = \frac{q_c}{t_{n.г} - t_m} = \frac{rj_{n.нов}}{t_{n.г} - t_m}$$

$$t_m = t_{n.г} - \frac{rj_{n.нов}}{\alpha}$$

Если процесс неадиабатический, например, течение происходит в канале, в нижней части которой находится испаряющаяся жидкость. В процессе течения содержание пара увеличивается за счет испарения жидкости. Температура при этом изменяется от

$t'_{n.z.}$ до $t''_{n.z.}$

Испарившаяся жидкость может восполниться в том же количестве, но при другой температуре $t'_{ж.}$

Теплота, переданная теплоотдачей от парогазовой смеси к поверхности жидкости $q_{нов}$

расходуется на испарение жидкости $rj_{n.нов.}$

и на передачу теплоты теплопроводностью и конвекцией в жидкую фазу $q_{ж}$

$$q_{нов} = -\lambda \left(\frac{\partial t}{\partial y} \right)_{нов} = \alpha \Delta t = rj_{n.нов} + q_{ж} = rj_{n.нов} - \lambda_{ж} \cdot \left(\frac{\partial t_{ж}}{\partial y} \right)_{нов}$$

где $\lambda_{ж}$ — коэффициент теплопроводности жидкости и $\left(\frac{\partial t_{ж}}{\partial y}\right)_{нов}$ — соответственно коэффициент теплопроводности жидкости и градиент температуры на границе раздела фаз.

Теплота $q_{ж} = -\lambda_{ж} \cdot \left(\frac{\partial t_{ж}}{\partial y}\right)_{нов}$ затрачивается на подогрев поступающей на испарение жидкости $t'_{ж}$ до $t''_{ж}$.
 $Q_{Т}$ И частично теряется через стенки в окружающую среду.

Тогда:

$$-\lambda_{ж} \left(\frac{\partial t_{ж}}{\partial y}\right)_{нов} = j_{n.нов} c_{pж} (t''_{ж} - t'_{ж}) + q_m$$

q_m — теплопотери в окружающую среду.

Если $t'_{ж.} > t_{нов}$, то знак $q_{ж}$ меняется, происходит подвод теплоты к поверхности испарения из жидкости. В этом случае для расчета теплоотдачи можно использовать уравнение:

$$q_{нов} = \alpha(t_{н.г} - t_{нов}) = rj_{н.нов} \pm j_{н.нов} c_{pж} (t_{нов} - t'_{ж.}) \pm q_m$$

где «+» берется при $t'_{ж.} < t_{нов}$

знак «-» - при $t'_{ж.} > t_{нов}$