



Національний університет
водного господарства
та природокористування

Міністерство освіти і науки, молоді та спорту України
Національний університет водного господарства
та природокористування

Кафедра теплоенергетики та машинознавства

034-137

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до виконання курсової роботи з дисципліни *«Тепломасообмін»*
на тему: *«Розрахунок геометричних розмірів та втрат тепла теплової
мережі, яка складається з котла, теплотраси та теплообмінного
апарату»* для студентів напрямів підготовки 6.050601 «Теплоенергетика»,
та 6.050602 «Гідроенергетика» денної та заочної форм навчання

Рекомендовано до друку
методичними комісіями напряму
підготовки 6.050601 «Теплоенергетика»
протокол № 3 від 24 листопада 2010р.
та 6.050602 «Гідроенергетика»
протокол № 2 від 9 листопада 2010р.

Рівне-2011



Методичні вказівки до виконання курсової роботи з дисципліни «Тепломасообмін» на тему: «Розрахунок геометричних розмірів та втрат тепла теплової мережі, яка складається з котла, теплотраси та теплообмінного апарату» для студентів напрямів підготовки 6.050601 «Теплоенергетика», та 6.050602 «Гідроенергетика» денної та заочної форм навчання - Рівне: НУВГП, 2011. – 32 с.

Укладачі: Куба В.В., ст. викладач; Трофимчук І.П., асистент.

Відповідальний за випуск: Лозбін В.І., завідувача кафедри теплоенергетики і машинознавства



Національний університет
водного господарства
та природокористування



Вступ

Методичні вказівки відповідають робочій програмі з навчальної дисципліни «Тепломасообмін» для студентів напрямів підготовки 6.050601 «Теплоенергетика» та 6.050602 «Гідроенергетика».

Курсова робота є самостійною роботою студента, яка завершує вивчення однієї з основних дисциплін напряму підготовки.

Метою курсової роботи є: узагальнення і поглиблення знань, що отриманні при вивченні дисципліни «Тепломасообмін»; закріпити навички студента із використання методів розрахунку тепломасообмінного обладнання.

Курсова робота складається з розрахунків окремих розділів (задач), які зв'язані між собою загальною схемою та розрахунковими значеннями.

Оформлення текстових документів виконується згідно методичних вказівок 034-76.

1. Зміст курсової роботи

Завдання

Вступ

1 Розрахунок рекуперативного теплообмінного апарату

2 Розрахунок теплотраси

3 Розрахунок котла

Висновки

Література

2. Вихідні дані для розрахунку

Завдання, в якому відображенні вихідні дані для розрахунку теплової мережі, видає викладач згідно встановленої форми (див. додаток 2) для кожного студента із зазначенням дати видачі.

Студент виконує курсову роботу відповідно до виданого йому завдання, деякі параметри, які входять в розрахунок, студент вибирає особисто.

Принципова схема розрахункової теплової мережі зображена на рис. 2.1.

На рисунку показано: **ТА** – теплообмінний апарат; **К** – котел; t_{11} ; t_{12} - температури гарячого теплоносія на вході та виході в ТА; t_{21} ; t_{22} - температури холодного теплоносія на вході та виході з ТА.

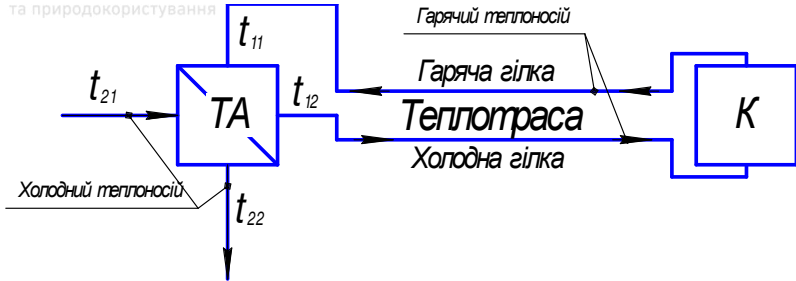


Рис. 2.1. Принципова схема теплової мережі

3. Розрахунок рекуперативного теплообмінного апарату (ТА)

Теплообмінними апаратами називаються пристрої, в яких відбувається процес передачі тепла від одного теплоносія до іншого.

Рекуперативними називаються теплообмінники, в яких гарячий і холодний теплоносії протікають одночасно, і теплота передається через стінку, що їх розділяє (котли, підігрівачі, випаровувачі, конденсатори та ін.).

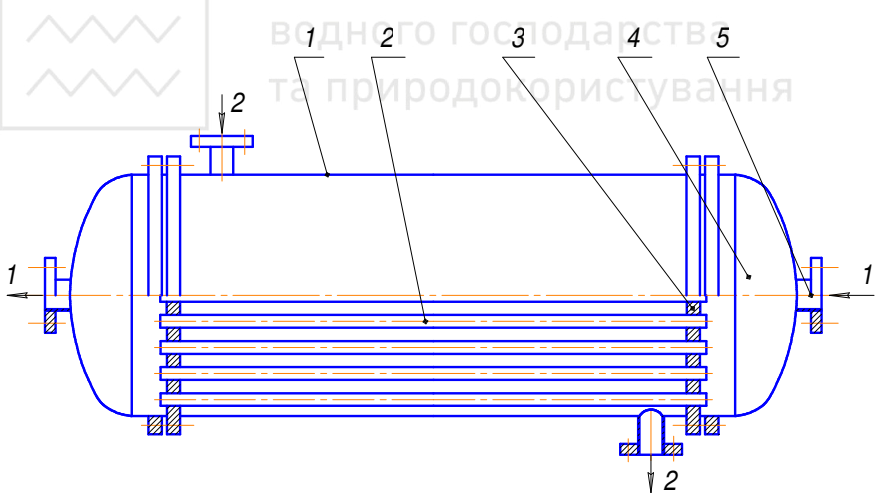


Рис. 3.1. Кожухотрубний, рекуперативний, одноходовий теплообмінний апарат безперервної дії.

1 – корпус або кожух; 2 – труби; 3 – трубні решітки; 4 – днища або кришки розподільчої камери; 5 – фланці.

1-1 – рух гарячого теплоносія; 2-2 – рух холодного теплоносія.



3.1. Вибір швидкості гарячого теплоносія в трубах

Приймаємо швидкість руху гарячого теплоносія рівною (1...5 з кроком 0,5 м/с ($\omega_{ГТ}$)).

3.2. Розрахунок масової витрати гарячого теплоносія

Запишемо рівняння теплового балансу ТА:

$$Q = G_1 \cdot c_{p1} \cdot (t_{11} - t_{12}) = G_2 \cdot c_{p2} \cdot (t_{22} - t_{21}), \quad (3.1)$$

де G_1 - масова витрата гарячого теплоносія, кг/с;

G_2 - масова витрата холодного теплоносія, кг/с;

c_{p1} - середня ізобарна теплоємність гарячого теплоносія, кДж/(кг·К);

c_{p2} - середня ізобарна теплоємність холодного теплоносія, кДж/(кг·К);

t_{11} - температура гарячого теплоносія на вході в ТА, °С;

t_{12} - температура гарячого теплоносія на виході з ТА, °С;

t_{21} - температура холодного теплоносія на вході в ТА, °С;

t_{22} - температура холодного теплоносія на виході з ТА, °С.

Визначаємо середньоарифметичне значення температури гарячого теплоносія, °С

$$t_{p1} = \frac{t_{11} + t_{12}}{2}, \quad (3.2)$$

При цій температурі, методом інтерполювання, визначаємо фізичні властивості гарячого теплоносія, (c_{p1} ; ρ_{p1} ; λ_{p1} ; ν_{p1} ; Pr_{p1}), [додаток 1].

З рівняння (3.1) знаходимо масову витрату гарячого теплоносія, кг/с

$$G_1 = \frac{Q}{c_{p1} \cdot (t_{11} - t_{12})}, \quad (3.3)$$

де Q - загальна теплова потужність тепломережі, кВт.

3.3. Розрахунок площі поперечного перерізу трубки для гарячого теплоносія

Масова витрата теплоносія, з іншого боку, буде записана через рівняння нерозривності потоку:

$$G_1 = \omega_{\text{АД}} \cdot f_1 \cdot \rho_{p1}, \quad (3.4)$$

де $\omega_{\text{АД}}$ - швидкість руху гарячого теплоносія, м/с (див. п. 3.1);

f_1 - площа поперечного перерізу трубки, м²;

ρ_{p1} - густина гарячого теплоносія, кг/м³.

З формули (3.4) площа поперечного перерізу трубки рівна:



$$f_1 = \frac{G_1}{\omega_{\dot{A}\dot{O}} \cdot \rho_{P1}}, \quad (3.5)$$

З [1, табл. 2.15, ст. 110] необхідно прийняти стандартні значення розмірів теплообмінної трубки.

Значення площі поперечного перерізу теплообмінної трубки визначається за формулою, m^2

$$f_{\dot{\delta}\dot{\delta}} = \frac{\pi \cdot d_{\dot{a}\dot{a}}^2}{4}. \quad (3.6)$$

3.4. Розрахунок кількості трубок в теплообмінному апараті

Теоретична кількість трубок в ТА рівна:

$$N_{\dot{\delta}\dot{a}\dot{a}\dot{\delta}} = \frac{f_1}{f_{\dot{\delta}\dot{\delta}}} \quad (3.7)$$

Згідно [1, табл. 2.13, ст. 107] приймаємо стандартну кількість трубок в ТА. Крок між трубками в трубній решітці визначається за формулою, m

$$S = (1,3 \div 1,6) \cdot d_{\dot{c}\dot{a}} \quad (3.8)$$

Внутрішній діаметр кожуха ТА визначається за формулою, m

$$D_{\dot{a}\dot{a}} = 1,1 \cdot S \cdot \sqrt{N_{\dot{n}\dot{o}}}. \quad (3.9)$$

Округляємо отримане значення до стандартного значення згідно ГОСТ 9617-79, [1, ст. 108].

3.5. Розрахунок фактичної швидкості руху гарячого теплоносія

Фактична швидкість гарячого теплоносія визначається за формулою, m/c

$$\omega_{\dot{A}\dot{O}}^{\dot{\delta}} = \omega_{\dot{A}\dot{O}} \cdot \frac{N_{\dot{\delta}\dot{a}\dot{a}\dot{\delta}}}{N_{\dot{n}\dot{o}}}. \quad (3.10)$$

3.6. Розрахунок площі поперечного перерізу міжтрубного простору ТА

Площа поперечного перерізу міжтрубного простору ТА визначаємо за формулою, m^2

$$f_2 = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{\dot{a}\dot{a}}^2 - N_{\dot{n}\dot{o}} \cdot d_{\dot{c}\dot{a}}^2). \quad (3.11)$$

3.7. Розрахунок масової витрати холодного теплоносія

Визначаємо середньоарифметичне значення температури холодного теплоносія, $^{\circ}C$

$$t_{P2} = \frac{t_{21} + t_{22}}{2}. \quad (3.12)$$



При цій температурі, методом інтерполявання, визначаємо фізичні властивості холодного теплоносія, (c_{p2} ; ρ_{p2} ; λ_{p2} ; ν_{p2} ; Pr_{p2}), [додаток 1].

З рівняння теплового балансу ТА масова витрата холодного теплоносія визначається за формулою, $кг/с$

$$G_2 = \frac{Q}{c_{p2} \cdot (t_{22} - t_{21})}. \quad (3.13)$$

З рівняння нерозривності потоку, швидкість руху холодного теплоносія визначається за формулою, $м/с$:

$$\omega_{\text{од}} = \frac{G_2}{\rho_{p2} \cdot f_2}. \quad (3.14)$$

3.8. Розрахунок процесу теплообміну в теплообмінному апараті (перше наближення)

Окремо проводимо розрахунок теплообміну всередині трубок (гарячий теплоносіє – трубка) і зовні (трубка – холодний теплоносіє).

3.8.1. Розрахунок теплообміну в середині трубок

Для цього використовуємо формулу для примусового руху рідини в середині круглих, гладких трубок.

Для визначення режиму руху гарячого теплоносія необхідно визначити число Рейнольдса за формулою:

$$Re_1 = \frac{\omega_{\text{од}}^{\text{од}} \cdot d_{\text{тр}}}{\nu_{p1}}. \quad (3.15)$$

Якщо $2300 < Re < 10^4$ то режим руху перехідний, тоді критерій Нуссельта визначається:

$$Nu_1 = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr_{p1}^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr_{p1}}{Pr_{\text{нб}1}} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_l \cdot \varepsilon_{Re}, \quad (3.16)$$

Якщо $Re \geq 10^4$ то режим руху турбулентний, тоді критерій Нуссельта визначається:

$$Nu_1 = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr_{p1}^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr_{p1}}{Pr_{\text{нб}1}} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_l, \quad (3.17)$$

де Pr_{p1} - число Прандтля гарячого теплоносія при середній температурі (див. п. 3.2);

$Pr_{\text{нб}1}$ - число Прандтля гарячого теплоносія при температурі стінки;

ε_l - коефіцієнт, що враховує зміну середнього коефіцієнта тепловіддачі по довжині труби. Оскільки, $l \gg d$ то $\varepsilon_l = 1$.



ε_{Re} - коефіцієнт, що залежить від числа Рейнольдса. Знаходиться методом інтерполювання [додаток 1, табл. 8].

Для визначення числа Прандтля гарячого теплоносія при температурі стінки, необхідно прийняти температуру внутрішньої поверхні стінки трубки, для першого наближення за формулою, °C

$$t_{\text{н}01}^{(2)} = t_{\text{p}1} - 5. \quad (3.18)$$

Коефіцієнт тепловіддачі від гарячого теплоносія до внутрішньої поверхні труби визначається за формулою, $\frac{\hat{A}\dot{\theta}}{\dot{i}^2 \cdot \hat{E}}$

$$\alpha_1 = Nu_1 \cdot \frac{\lambda_{\text{p}1}}{d_{\hat{a}i}}, \quad (3.19)$$

де $\lambda_{\text{p}1}$ - коефіцієнт теплопровідності гарячого теплоносія при середній температурі, $\frac{\hat{A}\dot{\theta}}{\dot{i} \cdot \hat{E}}$ (див. п. 3.2).

3.8.2. Розрахунок теплообміну зовні трубок

Для розрахунку процесу теплообміну від зовнішньої поверхні стінки труби до холодного теплоносія необхідно визначити число Рейнольдса за формулою:

$$\text{Re}_2 = \frac{\omega_{\text{о}0} \cdot d_{\hat{a}e\hat{a}}}{\nu_{\text{p}2}}, \quad (3.20)$$

де $\nu_{\text{p}2}$ - коефіцієнт кінематичної в'язкості холодного теплоносія при середній температурі, $\frac{\dot{i}^2}{\hat{n}}$ (див. п. 3.7);

$d_{\hat{a}e\hat{a}}$ - еквівалентний діаметр, м,

$$d_{\hat{a}e\hat{a}} = \frac{4 \cdot f_2}{P}, \quad (3.21)$$

де P - змочений периметр, м,

$$P = \pi \cdot D_{\hat{a}i} + \pi \cdot N_{\text{н}0} \cdot d_{\hat{c}i\hat{a}}. \quad (3.22)$$

Для всіх режимів руху холодного теплоносія у між трубному просторі ТА критерій Нуссельта визначається:

$$Nu_2 = 0,023 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}_{\text{p}2}^{0,43} \cdot \left(\frac{\text{Pr}_{\text{p}2}}{\text{Pr}_{\text{н}02}} \right)^{0,25} \cdot (1 - \exp(-A)), \quad (3.23)$$

де $\text{Pr}_{\text{p}2}$ - число Прандтля холодного теплоносія при середній температурі, (див. п. 3.7);



$Pr_{\text{н}2}$ - число Прандтля холодного теплоносія при температурі стінки.

Для визначення числа Прандтля холодного теплоносія при температурі стінки, необхідно прийняти температуру зовнішньої поверхні стінки трубки, для першого наближення за формулою, $^{\circ}C$

$$t_{\text{н}2}^{(2)} = t_{p1} - 5. \quad (3.24)$$

$$A = \frac{4}{\pi} \cdot \left(\frac{S}{d_{\text{в}a}} \right)^2 - 1, \quad (3.25)$$

де S – крок між трубної решітки, m , (див. п. 3.4)

Коефіцієнт тепловіддачі від зовнішньої поверхні трубки до холодного теплоносія визначається за формулою, $\frac{\hat{A}\dot{\theta}}{i^2 \cdot \hat{E}}$

$$\alpha_2 = Nu_2 \cdot \frac{\lambda_{p2}}{d_{\text{в}a}}, \quad (3.26)$$

де λ_{p2} - коефіцієнт теплопровідності холодного теплоносія при середній температурі, $\frac{\hat{A}\dot{\theta}}{i \cdot \hat{E}}$ (див. п. 3.7).

3.8.3. Розрахунок коефіцієнта теплопередачі

Коефіцієнт теплопередачі в ТА визначається за формулою, $\frac{\hat{A}\dot{\theta}}{i^2 \cdot \hat{E}}$

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot d_{\text{в}i}} + \frac{1}{2 \cdot \lambda_{\text{в}d}} \cdot \ln \frac{d_{\text{в}a}}{d_{\text{в}i}} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot d_{\text{в}a}}}, \quad (3.27)$$

де $\lambda_{\text{в}d}$ - коефіцієнт теплопровідності матеріалу трубки при середній температурі стінки труби, $\frac{\hat{A}\dot{\theta}}{i \cdot \hat{E}}$.

Необхідно прийняти матеріал теплообмінної трубки, [2, табл. 7, ст. 261].

Середня температура стінки теплообмінної трубки визначається за формулою, $^{\circ}C$

$$t_{\text{н}d} = \frac{t_{\text{н}d1}^{(I)} + t_{\text{н}d2}^{(I)}}{2}. \quad (3.28)$$

3.8.4. Розрахунок температури стінки трубок

Температура внутрішньої поверхні стінки трубки визначається за формулою, $^{\circ}C$



$$t_{c\dot{o}1} = t_{p1} - (t_{p1} - t_{p2}) \cdot \frac{R_{l1}}{R_{\Sigma l}}, \quad (3.29)$$

де $R_{l1}^{(l)}$ - термічний опір внутрішньої поверхні стінки трубки, $\frac{\dot{i} \cdot \hat{E}}{\hat{A}\dot{\delta}}$;

$R_{\Sigma l}^{(l)}$ - загальний термічний опір теплопередачі, $\frac{\dot{i} \cdot \hat{E}}{\hat{A}\dot{\delta}}$,

$$R_{l1} = \frac{1}{\alpha_1 \cdot d_{\hat{a}i}} . \quad (3.30)$$

$$R_{\Sigma l} = \frac{1}{k} . \quad (3.31)$$

Температуру зовнішньої поверхні стінки труби визначається за формулою, °C

$$t_{c\dot{o}2} = t_{p2} + (t_{p1} - t_{p2}) \cdot \frac{R_{l2}}{R_{\Sigma l}}, \quad (3.32)$$

де $R_{l2}^{(l)}$ - термічний опір зовнішньої поверхні стінки трубки, $\frac{\dot{i} \cdot \hat{E}}{\hat{A}\dot{\delta}}$,

$$R_{l2} = \frac{1}{\alpha_2 \cdot d_{\hat{a}e}} . \quad (3.33)$$

Отримані значення температур поверхонь стінки труби необхідно порівняти з прийнятим, за формулами:

$$\left| \frac{t_{\hat{n}\dot{o}1}^{(2)} - t_{\hat{n}\dot{o}1}}{t_{\hat{n}\dot{o}1}^{(2)}} \right| \cdot 100\% < 1\% . \quad (3.34)$$

$$\left| \frac{t_{\hat{n}\dot{o}2}^{(2)} - t_{\hat{n}\dot{o}2}}{t_{\hat{n}\dot{o}2}^{(2)}} \right| \cdot 100\% < 1\% . \quad (3.35)$$

Отримане значення похибок, аналізуємо, і якщо температури стінки труби відрізняється більш ніж на 1%, то необхідно перезадати температури внутрішньої та зовнішньої поверхонь стінки труби і провести розрахунок з п. 3.8. Після того, як виконається умова (3.34 – 3.35) можна продовжувати розрахунок ТА.

3.9. Розрахунок довжини теплообмінного апарату

Загальна довжина теплообмінного апарату визначається за формулою, м

$$L = \frac{Q}{\pi \cdot k \cdot \Delta t} , \quad (3.36)$$



де Δt - середній логарифмічний температурний напір для прийнятої схеми руху теплоносіїв, $^{\circ}\text{C}$,

$$\overline{\Delta t} = \frac{\Delta t_a - \Delta t_i}{\ln \frac{\Delta t_a}{\Delta t_i}} \quad (3.37)$$

де Δt_a , Δt_i - більше і менше значення температурного напору, $^{\circ}\text{C}$.

При прямотоку:

$$\Delta t_a = t_{11} - t_{21};$$

$$\Delta t_i = t_{12} - t_{22}.$$

При протитоку:

$$\Delta t_a = t_{11} - t_{22};$$

$$\Delta t_i = t_{12} - t_{21}.$$

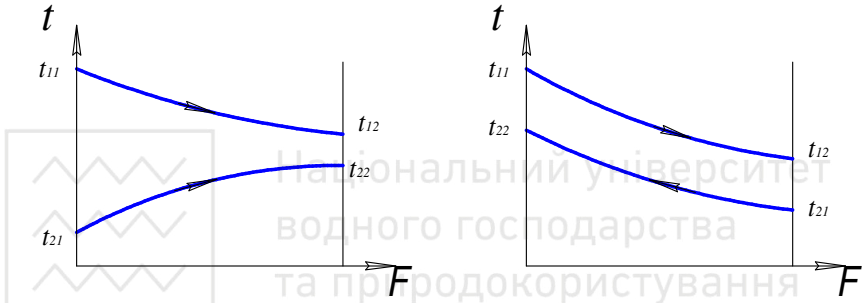


Рис. 3.2. Схеми до визначення середнього логарифмічного температурного напору.

Довжина однієї трубки теплообмінного апарату визначається за формулою, м

$$l = \frac{L}{N_{\bar{n}\bar{o}}} . \quad (3.38)$$

Площа поверхні теплообміну визначається за формулою, м^2

$$F = \pi \cdot N_{\bar{n}\bar{o}} \cdot l \cdot d_{\bar{n}\bar{o}} \quad (3.39)$$

де $d_{\bar{n}\bar{o}}$ - середній діаметр трубки, м,

$$d_{\bar{n}\bar{o}} = \frac{d_{\bar{c}\bar{t}} + d_{\bar{d}\bar{t}}}{2} . \quad (3.40)$$



4. Розрахунок теплотраси

Гаряча та холодна гілка теплотраси прокладена над землею. Поперечний розріз теплотраси зображений на рис. 4.1.

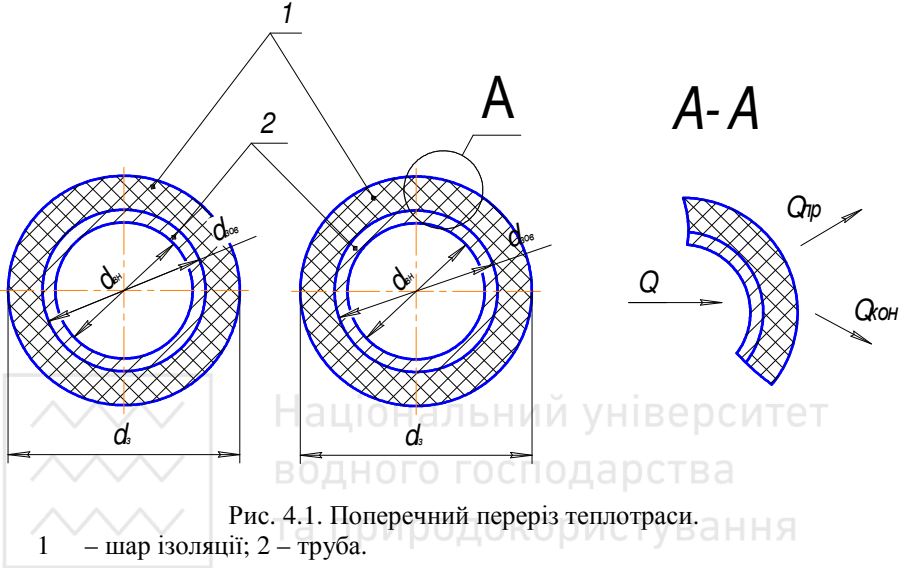


Рис. 4.1. Поперечний переріз теплотраси.

1 – шар ізоляції; 2 – труба.

4.1. Розрахунок гарячої гілки теплотраси

4.1.1. Розрахунок діаметру трубопроводу

З рівняння нерозривності потоку внутрішній діаметр трубопроводу визначимо за формулою, м

$$d_{\text{ді}} = \sqrt{\frac{4 \cdot G_1}{\omega_1 \cdot \pi \cdot \rho_1}}, \quad (4.1)$$

де G_1 – масова витрата гарячого теплоносія, кг/с , (див. роз. 3, п. 3.2);

ρ_1 – густина гарячого теплоносія при температурі на вході в теплообмінний апарат, кг/м^3 ;

ω_1 – швидкість руху гарячого теплоносія в трубі гарячої гілки теплотраси, м/с .

Необхідно прийняти швидкість руху гарячого теплоносія в трубі гарячої гілки теплотраси рівною (0,5...2 з кроком 0,25) м/с .

Округляємо отримані значення діаметру до стандартного значення, згідно ГОСТ 9617-79.



Діаметр шару ізоляції труби визначається за формулою, *m*

$$d_{\text{із}} = d_{\text{га}} + 2 \cdot \delta_{\text{із}}, \quad (4.2)$$

де $\delta_{\text{із}}$ - товщина шару ізоляції теплотраси, *m*;

$d_{\text{га}}$ - зовнішній діаметр трубопроводу округлений до стандартного значення, *m*.

Фактична швидкість руху гарячого теплоносія всередині труби визначається за формулою, *m/c*

$$\omega_1^{\delta} = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot \rho_1 \cdot d_{\text{га}}^2}. \quad (4.3)$$

4.1.2. Розрахунок втрат тепла з поверхні трубопроводу

Для першого наближення необхідно задатись температурою поверхні ізоляції, $^{\circ}\text{C}$

$$t_{\text{із}}^{(2)} = (3 \dots 15) + t_{\text{га}}, \quad (4.4)$$

де $t_{\text{га}}$ - температура повітря, $^{\circ}\text{C}$.

Втрати тепла з гарячої гілки трубопроводу будуть складатися з втрат тепла променевим теплообміном та втрат тепла конвекційним теплообміном.

Загальні втрати тепла з поверхні ізоляції визначаються за формулою, *Bm*

$$Q_{\text{із}} = Q_{\text{із}} + Q_{\text{к}}, \quad (4.5)$$

де $Q_{\text{із}}$ - втрати тепла променевим теплообміном, *Bm*;

$Q_{\text{к}}$ - втрати тепла конвекційним теплообміном, *Bm*.

Втрати тепла променевим теплообміном визначаються за формулою, *Bm*

$$Q_{\text{із}} = \varepsilon \cdot c_0 \cdot F_{\text{лі}} \cdot \left[\left(\frac{T_{\text{із}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{га}}}{100} \right)^4 \right], \quad (4.6)$$

де ε - степінь чорноти поверхні ізоляції, приймаємо $\varepsilon = 0,3$;

c_0 - коефіцієнт випромінювання абсолютного чорного тіла,

$$c_0 = 5,67 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}^4};$$

$T_{\text{із}}$ - абсолютна температура поверхні ізоляції, *K*;

$T_{\text{га}}$ - абсолютна температура повітря, *K*;

$F_{\text{лі}}$ - площа одного погонного метра труби, покритого ізоляцією, м^2 ,

$$F_{\text{лі}} = \pi \cdot d \cdot l = \pi \cdot d_{\text{із}} \cdot l. \quad (4.7)$$

Втрати тепла конвекційним теплообміном визначаються за формулою, *Bm*

$$Q_{\text{к}} = \alpha_{\text{к}} \cdot F_{\text{лі}} \cdot (t_{\text{із}} - t_{\text{га}}), \quad (4.8)$$



де α_k - коефіцієнт тепловіддачі від поверхні ізоляції до повітря, $\frac{\dot{A}\delta}{i^2 \cdot \hat{E}}$,

$$\alpha_k = Nu \cdot \frac{\lambda_{\text{vii}\hat{a}}}{d_{\text{зс}}} \quad (4.9)$$

де $\lambda_{\text{vii}\hat{a}}$ - коефіцієнт теплопровідності повітря при температурі повітря, $\frac{\dot{A}\delta}{i \cdot \hat{E}}$, [2, табл. 9, ст. 263].

Для визначання режиму руху повітря, що набігає на теплотрасу, необхідно визначити число Рейнольдса за формулою:

$$Re = \frac{w_{\text{vii}\hat{a}} \cdot d_{\text{зс}}}{\nu_{\text{vii}\hat{a}}}, \quad (4.10)$$

де $w_{\text{vii}\hat{a}}$ - швидкість вітру, що набігає на теплотрасу, м/с;

$\nu_{\text{vii}\hat{a}}$ - коефіцієнт кінематичної в'язкості повітря при температурі повітря, м²/с, [2, табл. 9, ст. 263].

Якщо $5 < Re < 10^3$ то режим руху ламінарний, тоді критерій Нуссельта визначається:

$$Nu = 0,5 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,34} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{\text{н0}}} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_l \cdot \varepsilon_\varphi. \quad (4.11)$$

Якщо $10^3 \leq Re < 2 \cdot 10^5$ то режим руху перехідний, тоді критерій Нуссельта визначається:

$$Nu = 0,26 \cdot Re^{0,6} \cdot Pr^{0,37} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{\text{н0}}} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_l \cdot \varepsilon_\varphi. \quad (4.12)$$

Якщо $Re \geq 2 \cdot 10^5$ то режим руху турбулентний, тоді критерій Нуссельта визначається:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,37} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{\text{н0}}} \right)^{0,25} \cdot \varepsilon_l \cdot \varepsilon_\varphi, \quad (4.13)$$

У формулах(4.11 – 4.13) Pr - число Прандтля для повітря при температурі повітря, [2, табл. 9, ст. 263];

Pr - число Прандтля для повітря при температурі поверхні ізоляції, [2, табл. 9, ст. 263];

ε_l - поправочний коефіцієнт, що враховує відстань між трубами, Приймається $\varepsilon_l = 1$;

ε_φ - поправочний коефіцієнт, що враховує кут набігання повітря на теплотрасу, [2, ст. 138].



4.1.3. Розрахунок температури поверхні ізоляції гарячої гілки теплотраси.

Рівняння теплового балансу матиме вид:

$$\frac{t_{11} - t_{i\bar{a}}}{R_{\zeta} + R_{\bar{e}\bar{d}}} = \frac{t_{11} - t_{\zeta}}{R_{\zeta}}. \quad (4.14)$$

З рівняння (4.14)

$$t_{\zeta} = t_{11} - \frac{R_{\zeta} \cdot (t_{11} - t_{i\bar{a}})}{R_{\zeta} + R_{\bar{e}\bar{d}}}, \quad (4.15)$$

де R_{ζ} - термічний опір ізоляції, $\frac{\dot{E}}{\hat{A} \cdot \dot{E}}$,

$$R_{\zeta} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_{\zeta}} \cdot \ln \frac{d_{\zeta}}{d_{\bar{c}\bar{a}}}, \quad (4.16)$$

де λ_{ζ} - коефіцієнт теплопровідності ізоляції при середній температурі ізоляції, $\frac{\hat{A} \cdot \dot{E}}{\dot{E}}$, [2, табл. 5, ст. 260].

Середня температура ізоляції визначається за формулою, °C

$$t_{\zeta} = \frac{t_{11} + t_{\zeta}^{(2)}}{2} \quad (4.17)$$

$R_{\bar{e}\bar{d}}$ - критичне значення термічного опору ізоляції, $\frac{\dot{E}}{\hat{A} \cdot \dot{E}}$

$$R_{\bar{e}\bar{d}} = \frac{t_{\zeta}^{(2)} - t_{i\bar{a}}}{Q_{\bar{a}\bar{a}}}. \quad (4.18)$$

Отримане значення температури поверхні ізоляції необхідно порівняти з прийнятим (див. п. 4.1.2), за формулою

$$\left| \frac{t_{\zeta}^{(2)} - t_{\zeta}}{t_{\zeta}^{(2)}} \right| \cdot 100\% < 0,5\%. \quad (4.19)$$

Отримане значення похибки, аналізуємо, і якщо температура поверхні ізоляції відрізняється більше ніж на 0,5%, то необхідно перезадати температуру поверхні ізоляції і провести розрахунок починаючи з п.4.1.2. Після того, як виконається умова (4.19), можна продовжувати розрахунок.



4.1.4. Втрати тепла з гарячої гілки теплотраси

Втрати тепла з гарячої гілки теплотраси визначаються за формулою, κBm

$$Q_{\text{гг}} = \frac{t_{11} - t_{\text{гг}}}{R_{\text{гг}}} \cdot L, \quad (4.20)$$

де L - довжина теплотраси, m .

4.1.5. Критичний діаметр ізоляції

Критичний діаметр ізоляції гарячої гілки теплотраси визначається за формулою, m

$$d_{\text{гг}}^{\text{ед}} = \frac{2 \cdot \lambda_{\text{іс}}}{\alpha_{\text{е}}}. \quad (4.21)$$

4.2. Розрахунок холодної гілки теплотраси

4.2.1. Розрахунок діаметру трубопроводу

З рівняння нерозривності потоку внутрішній діаметр трубопроводу визначається за формулою, m

$$d_{\text{вт}} = \sqrt{\frac{4 \cdot G_1}{\omega_2 \cdot \pi \cdot \rho_2}}, \quad (4.22)$$

де ρ_2 - густина гарячого теплоносія при температурі на виході з теплообмінного апарату, $\kappa z/m^3$;

ω_2 - швидкість руху гарячого теплоносія в трубі холодної гілки теплотраси, m/c .

Необхідно прийняти швидкість руху гарячого теплоносія в трубі холодної гілки теплотраси рівною (0,5...2 з кроком 0,25) m/c .

Отримані значення діаметру округляємо до стандартного значення, згідно ГОСТ 9617-79.

Діаметр шару ізоляції труби визначається згідно (4.2).

Фактична швидкість руху гарячого теплоносія всередині труби холодної гілки теплотраси визначається за формулою, m

$$\omega_2^{\text{ф}} = \frac{4 \cdot G_1}{\pi \cdot \rho_2 \cdot d_{\text{вт}}^2}. \quad (4.23)$$

4.2.2. Розрахунок втрат тепла з поверхні трубопроводу

Для першого наближення необхідно задатись температурою поверхні ізоляції, $^{\circ}C$

$$t_{\text{гг}}^{(1)} = (3...15) + t_{\text{гг}a}. \quad (4.24)$$



Втрати тепла з холодної гілки трубопроводу розраховуємо аналогічно п. 4.1.2.

4.2.3. Розрахунок температури поверхні ізоляції холодної гілки теплотраси.

Рівняння теплового балансу матиме вид:

$$\frac{t_{12} - t_{ii\dot{a}}}{R_{\dot{\zeta}} + R_{\dot{e}\dot{o}}} = \frac{t_{12} - t_{\dot{\zeta}}}{R_{\dot{\zeta}}}. \quad (4.25)$$

З рівняння (4.25)

$$t_{\dot{\zeta}} = t_{12} - \frac{R_{\dot{\zeta}} \cdot (t_{12} - t_{ii\dot{a}})}{R_{\dot{\zeta}} + R_{\dot{e}\dot{o}}}, \quad (4.26)$$

де $R_{\dot{\zeta}}$ - термічний опір ізоляції, $\frac{\dot{\lambda} \cdot \hat{E}}{\hat{A}\dot{o}}$,

$$R_{\dot{\zeta}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_{\dot{\zeta}}} \cdot \ln \frac{d_{\dot{\zeta}}}{d_{\dot{e}\dot{a}}}, \quad (4.27)$$

де $\lambda_{\dot{\zeta}}$ - коефіцієнт теплопровідності ізоляції при середній температурі ізоляції, $\frac{\hat{A}\dot{o}}{\dot{\lambda} \cdot \hat{E}}$, [2, табл. 5, ст. 260].

Середня температура ізоляції визначається за формулою, °C

$$t_{\dot{\zeta}} = \frac{t_{12} + t_{\dot{\zeta}}^{(1)}}{2} \quad (4.28)$$

$R_{\dot{e}\dot{o}}$ - критичне значення термічного опору ізоляції, $\frac{\dot{\lambda} \cdot \hat{E}}{\hat{A}\dot{o}}$

$$R_{\dot{e}\dot{o}} = \frac{t_{\dot{\zeta}}^{(1)} - t_{ii\dot{a}}}{Q_{\dot{\zeta}}^{\dot{e},\dot{a}}}. \quad (4.29)$$

Отримане значення температури поверхні ізоляції необхідно порівняти з прийнятим (див. п. 4.2.2), за формулою

$$\left| \frac{t_{\dot{\zeta}}^{(1)} - t_{\dot{\zeta}}}{t_{\dot{\zeta}}^{(1)}} \right| \cdot 100\% < 0,5\% . \quad (4.30)$$

Отримане значення похибки, аналізуємо, і якщо температура поверхні ізоляції відрізняється більше ніж на 0,5%, то необхідно перезадати температуру поверхні ізоляції і провести розрахунок починаючи з п.4.2.2. Після того, як виконається умова (4.30), можна продовжувати розрахунок.



4.2.4. Втрати тепла з холодної гілки теплотраси

Втрати тепла з холодної гілки теплотраси визначаються за формулою, кВт

$$Q_{\text{дт}} = \frac{t_{12} - t_{\text{гс}}}{R_{\text{гс}}} \cdot L. \quad (4.31)$$

4.2.5. Критичний діаметр ізоляції

Критичний діаметр ізоляції холодної гілки теплотраси визначається за (4.21).

5. Розрахунок котла.

Умовно приймаємо котел прямокутної форми зі стороною котла a , висота котла $2 \cdot a$. Втрати тепла зверху та знизу котла нехтуємо, а тому площі верхньої та нижньої стінок котла при розрахунку площі котла враховувати не будемо.

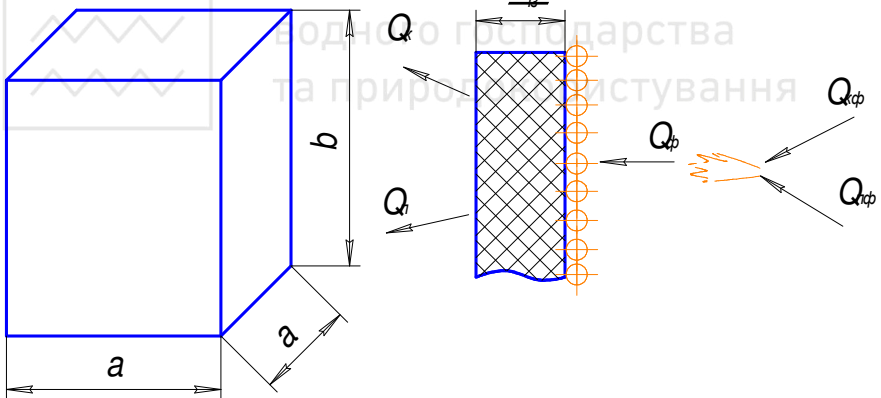


Рис. 3.1. Схема розрахунку котла

Необхідно задатися однією зі сторін котла: сторона котла $a=2 \dots 5 \text{ м}$. Висота котла визначається за формулою, м

$$b = 2 \cdot a. \quad (5.1)$$

Площа поверхні котла знаходиться за формулою, м^2

$$F_k = 8 \cdot a^2. \quad (5.2)$$

Об'єм котла визначається за формулою, м^3

$$V_k = 2 \cdot a^3. \quad (5.3)$$



5.1. Розрахунок втрат тепла з поверхні котла

Сумарні втрати тепла з поверхні котла складаються з втрат променевим та конвекційним теплообміном та визначаються за формулою, *Bm*

$$Q_{\zeta} = Q_{i\delta} + Q_{\text{eit}}. \quad (5.4)$$

Втрати тепла променевим теплообміном визначаються за формулою, *Bm*

$$Q_{i\delta} = \varepsilon \cdot c_i \cdot F_k \cdot \left[\left(\frac{T_{i\delta}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{eit}\delta}}{100} \right)^4 \right], \quad (5.5)$$

де ε - степінь чорноти стінки котла ($\varepsilon = 0,8$);

$T_{i\delta}$ - абсолютна температура зовнішньої поверхні котла, *K*;

$T_{\text{eit}\delta}$ - абсолютна температура повітря в котельні, *K*.

Втрати тепла конвекційним теплообміном визначаються за формулою, *Bm*

$$Q_{\text{eit}} = \alpha_k \cdot F_k \cdot (t_{i\delta} - t_{\text{eit}\delta}), \quad (5.6)$$

де α_k - коефіцієнт тепловіддачі від поверхні котла до повітря, $\frac{\hat{A}\delta}{i^2 \cdot \hat{E}}$,

$$\alpha_k = Nu \cdot \frac{\lambda_{iia}}{b}, \quad (5.7)$$

де λ_{iia} - коефіцієнт теплопровідності повітря при температурі в котельні, $\frac{\hat{A}\delta}{i \cdot \hat{E}}$, [2, табл. 9, ст. 263];

b - висота котла, *m*.

Для знаходження критерію Нуссельта використаємо рівняння тепловіддачі при природній конвекції біля вертикальних плоских поверхонь розміром $a \times b$ Якщо $a < b$.

Число Грасгофа визначається за формулою:

$$Gr = \frac{g \cdot b^3 \cdot \Delta t \cdot \beta}{\nu_{iia}^2}, \quad (5.8)$$

де g - прискорення вільного падіння ($g = 9,81 \frac{i}{\ddot{n}}$);

Δt - температурний напір між стінкою котла та повітрям, $^{\circ}C$;

β - коефіцієнт температурного розширення, $\frac{1}{\hat{E}}$;



$V_{i\dot{a}}$ - коефіцієнт кінематичної в'язкості повітря при температурі в котельні, m^2/c , [2, табл. 9, ст. 263];

$$\Delta t = |t_{i\dot{e}} - t_{\dot{e}i\dot{o}}|, \quad (5.9)$$

$$\beta = \frac{1}{T_{\dot{e}i\dot{o}}} \quad (5.10)$$

Якщо $Gr \cdot Pr \geq 10^9$, то критерій Нуссельта визначається за формулою:

$$Nu = 0,15 \cdot (Gr \cdot Pr)^{0,33}, \quad (5.11)$$

Якщо $Gr \cdot Pr < 10^9$, то число Нуссельта визначається за формулою:

$$Nu = 0,76 \cdot (Gr \cdot Pr)^{0,25} \quad (5.12)$$

5.2. Визначення товщини ізоляції котла

Кількість теплоти, що передається через ізоляцію визначається за формулою, Bm

$$Q_{\dot{\zeta}} = \frac{\lambda_{\dot{\zeta}}}{\delta_{\dot{\zeta}}} \cdot F_k \cdot (\overline{t_{\dot{n}\dot{o}}} - t_{i\dot{e}}), \quad (5.13)$$

де $\lambda_{\dot{\zeta}}$ - коефіцієнт теплопровідності матеріалу ізоляції, $\frac{A\dot{o}}{i \cdot \dot{E}}$;

$\delta_{\dot{\zeta}}$ - товщина ізоляції, m ;

$\overline{t_{\dot{n}\dot{o}}}$ - середньоарифметична температура стінки екранів котла, $^{\circ}C$,

$$\overline{t_{\dot{n}\dot{o}}} = \frac{t_{i1} + t_{i2}}{2}. \quad (5.14)$$

Температуру поверхні ізоляції котла визначається за формулою, $^{\circ}C$

$$\overline{t_{\dot{\zeta}}} = \frac{t_{i\dot{e}} + \overline{t_{\dot{n}\dot{o}}}}{2}. \quad (5.15)$$

Визначемо коефіцієнт теплопровідності матеріалу ізоляції при температурі ізоляції $\overline{t_{\dot{\zeta}}}$, [2, табл. 5, ст. 260].

Із (5.13) товщина ізоляції визначається за формулою, m

$$\delta_{\dot{\zeta}} = \frac{\lambda_{\dot{\zeta}} \cdot F_k}{Q_{\dot{\zeta}}} \cdot (\overline{t_{\dot{n}\dot{o}}} - t_{i\dot{e}}). \quad (5.16)$$

5.3. Внутрішній баланс котла

Внутрішній баланс котла рівний:

$$Q_{i\dot{o}} = Q_{\dot{e}\dot{o}} + Q_{i\dot{e}}, \quad (5.17)$$

де $Q_{i\dot{o}}$ - тепло, що утворилося при згорянні палива, MBm ;



$Q_{\dot{\epsilon}\delta}$ - тепло, що втрачається за рахунок конвективного теплообміну, MBm ;
 $Q_{i\delta}$ - тепло, що втрачається за рахунок променевого теплообміну, MBm .

5.3.1. Знаходження конвекційної складової балансу

$$Q_{\dot{\epsilon}\delta} = \alpha_{\dot{\epsilon}\delta} \cdot F_k \cdot (t_{\delta} - \bar{t}_{\dot{n}\delta}), \quad (5.18)$$

де $\alpha_{\dot{\epsilon}\delta}$ - середньо інтегральне значення коефіцієнта тепловіддачі від димових газів до стінок екранів котла, $\frac{\dot{A}\delta}{i^2 \cdot \dot{E}}$;

t_{δ} - температура факелу, $^{\circ}N$.

При температурі факелу необхідно визначити фізичні властивості димових газів ($\lambda_{\dot{A}}$; $\nu_{\dot{A}}$; $Pr_{\dot{A}}$), [2, табл. 16, ст. 270-271].

$$\lambda_{\dot{A}\dot{C}} = \lambda_{\dot{A}} \cdot M_{\lambda}. \quad (5.19)$$

$$\nu_{\dot{A}\dot{C}} = \nu_{\dot{A}} \cdot M_{\nu}. \quad (5.20)$$

$$Pr_{\dot{A}\dot{C}} = Pr_{\dot{A}} \cdot M_{Pr}. \quad (5.21)$$

де M_{λ} , M_{ν} , M_{Pr} - поправочні коефіцієнти, що враховують відхилення об'ємного складу продуктів згоряння від середнього, вибираються з графіків в залежності від температури факелу та об'ємної долі водяної пари (r_{H_2O}), з [додаток 1, табл. 9-11].

Для визначення режим руху димових газів всередині котла, необхідно визначити число Рейнольдса, що визначається за формулою:

$$Re = \frac{w_{\dot{A}\dot{C}} \cdot b}{\nu_{\dot{A}\dot{C}}}, \quad (5.22)$$

де $w_{\dot{A}\dot{C}}$ - швидкість руху димових газів, що омивають внутрішню поверхню котла, m/c .

Необхідно прийняти $w_{\dot{A}\dot{C}} = (2 \dots 15) \frac{i}{\dot{n}} \zeta \dot{\epsilon} \delta i \dot{\epsilon} i 1 \frac{i}{\dot{n}}$.

Якщо $Re \leq 5 \cdot 10^5$ то режим руху ламінарний, тоді критерій Нуссельта визначається:

$$Nu = 0,66 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr_{\dot{A}\dot{C}}^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr_{\dot{A}\dot{C}}}{Pr_{\dot{n}\delta}(\dot{A}\dot{C})} \right)^{0,25}. \quad (5.23)$$

Якщо $Re > 5 \cdot 10^5$ то режим руху турбулентний, тоді критерій Нуссельта визначається:



$$Nu = 0,037 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr_{\bar{A}\bar{A}C}^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr_{\bar{A}\bar{A}C}}{Pr_{\bar{n}\bar{o}}(\bar{A}\bar{A}C)} \right)^{0,25} \quad (5.24)$$

У формулах(5.23 – 5.24)

$$Pr_{\bar{n}\bar{o}}(\bar{A}\bar{A}C) = Pr_{\bar{n}\bar{o}} \cdot M_{Pr}, \quad (5.25)$$

де $Pr_{\bar{n}\bar{o}}$ - число Прандтля димових газів при температурі стінки екранів котла, [2, табл. 16, ст. 270-271].

Коефіцієнт тепловіддачі від димових газів до стінки котла визначиться за формулою, $\frac{\hat{A}\delta}{i^2 \cdot \hat{E}}$

$$\alpha = Nu \cdot \frac{\lambda_{\bar{A}\bar{A}C}}{b}, \quad (5.26)$$

Середньо інтегральне значення коефіцієнта тепловіддачі від димових газів до стінок котла визначиться за формулою, $\frac{\hat{A}\delta}{i^2 \cdot \hat{E}}$

$$\alpha_{\bar{e}\bar{o}} = 1,25 \cdot \alpha. \quad (5.27)$$

5.3.2. Розрахунок приведену степінь чорноти димових газів

Ефективна довжина факелу в середині топки котла визначиться за формулою, m

$$l_{\bar{o}} = 3,6 \cdot \frac{V_k}{F_k}. \quad (5.28)$$

Парціальні тиски двоокису вуглецю і водяної пари визначаються за формулами, $MПа$

$$P_{CO_2} = P_k \cdot r_{CO_2}, \quad (5.29)$$

$$P_{H_2O} = P_k \cdot r_{H_2O}, \quad (5.30)$$

де P_k - тиск димових газів в котлі, $MПа$;

r_{CO_2} , r_{H_2O} - відповідно об'ємна доля двоокису вуглецю та водяної пари в факелі.

Степінь чорноти газу визначиться за формулою

$$\epsilon_{\bar{A}} = \epsilon_{\bar{N}\bar{i}_2} + \epsilon_{H_2O} - \epsilon_{\bar{N}\bar{i}_2} \cdot \epsilon_{H_2O}, \quad (5.31)$$

де ϵ_{CO_2} ; ϵ_{H_2O} - степінь чорноти двоокису вуглецю та водяної пари при температурі факелу, [3, ст. 388-389].



Гранична степінь чорноти газу рівна:

$$\varepsilon_A^\infty = \varepsilon_{\text{Nl}_2}^\infty + \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}^\infty - \varepsilon_{\text{Nl}_2}^\infty \cdot \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}^\infty, \quad (5.32)$$

де $\varepsilon_{\text{CO}_2}^\infty$; $\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}^\infty$ - граничне значення степенів чорноти двоокису вуглецю та водяної пари при температурі факелу, [3, ст. 390].

Гранична степінь чорноти стінки котла рівна:

$$\varepsilon_{\text{no}}^\infty = \varepsilon_{\text{no Nl}_2}^\infty + \varepsilon_{\text{no H}_2\text{O}}^\infty - \varepsilon_{\text{no Nl}_2}^\infty \cdot \varepsilon_{\text{no H}_2\text{O}}^\infty, \quad (5.33)$$

де $\varepsilon_{\text{no CO}_2}^\infty$; $\varepsilon_{\text{no H}_2\text{O}}^\infty$ - граничне значення степенів чорноти двоокису вуглецю та водяної пари при температурі стінки котла, [3, ст. 390].

Приведена степінь чорноти газу визначається за формулою

$$\varepsilon_{i\delta} = \left(\frac{\varepsilon_A^\infty}{\varepsilon_A} + \frac{1}{\varepsilon_0} - 1 \right)^{-1}, \quad (5.34)$$

де ε_0 - степінь чорноти внутрішньої поверхні стінки котла. Приймаємо $\varepsilon_0 = 0,80 \dots 0,90$.

5.3.3. Розрахунок променевої складової балансу

Кількість теплоти, втрачена за рахунок випромінювання визначається за формулою, *MBm*

$$Q_{i\delta} = c_0 \cdot F_k \cdot \varepsilon_{i\delta} \cdot \left[\left(\frac{\dot{\Delta}_\delta}{100} \right)^4 - \left(\frac{\bar{\Delta}_{\text{no}}}{100} \right)^4 \right], \quad (5.35)$$

де $\dot{\Delta}_\delta$; $\bar{\Delta}_{\text{no}}$ - відповідно абсолютні температури факелу та стінки котла, *K*.

5.4. Розрахунок фактичних розмірів котла

Необхідна потужність факелу визначиться за формулою, *MBm*

$$Q_\delta = Q_{\text{n}} + Q_{\text{A}\delta} + Q_{\text{O}\delta} + Q_{\text{v}}, \quad (5.36)$$

де Q_{n} - загальна потужність системи, *MBm*, (див. завдання);

$Q_{\text{A}\delta}$ - втрати тепла з гарячої гілки теплотраси, *MBm*, (див. п. 4.1.3);

$Q_{\text{O}\delta}$ - втрати тепла з холодної гілки теплотраси, *MBm*, (див. п. 4.2.3);

Q_{v} - втрати тепла з поверхні ізоляції котла, *MBm*, (див. п. 5.1).



Фактична площа котла визначиться за формулою, m^2

$$F_k^{\delta} = F_k \cdot \frac{Q_{\delta}}{Q_{t\delta}}. \quad (5.37)$$

Фактична довжина котла визначиться за формулою, m

$$\dot{a}_{\delta} = \sqrt{\frac{F_k^{\delta}}{8}}. \quad (5.38)$$

Необхідно порівняти отриману (фактичну) довжину котла з прийнятою. При порівнянні повинна виконуватись умова:

$$\frac{|a^{(1)} - a_{\delta}|}{\dot{a}^{(1)}} \cdot 100\% < 1\%.$$

Отримане значення похибки, аналізуємо, і якщо похибка складає більше ніж 1%, то необхідно перезадати довжину і провести розрахунок спочатку.

Література

1. Промышленная теплоэнергетика и теплотехника: Справочник (под общ. Ред. В. А. Григорьева, В. М. Зорина). – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 552 с., ил.
2. Краснощеков Е. А., Сукомел А. С. Задачник по теплопередаче. Изд. 4-е перераб. и доп. – М.: «Энергия», 1980. – 288 с., ил.
3. Исаченко В. П., Осипова В. А., Сукомел А. С. Теплопередача. Изд. 2-е М., «Энергия», 1969. – 440 с., ил.
4. Сборник задач по технической термодинамике и теплопередаче (Под общ. ред. Б. Н. Юдаева, 2-е изд. перераб. и доп.) – М.: Высшая школа, 1968. – 373 с.
5. Ануриев В. И. Справочник конструктора – машиностроителя. В 3-х т., т. 3 – 5-е изд. перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1979. – 557 с.



Додаток 1

Таблиця 1

Теплофізичні властивості води на лінії насичення

$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{ бар}$	$\rho, \text{ кг/м}^3$	$h, \text{ кДж/кг}$	$c_p, \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$	$\lambda \text{ Вт/(м}\cdot\text{град)}$	$\alpha \cdot 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^{-6} \text{ Н}\cdot\text{с/м}^2$	$\nu \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$	$\beta \cdot 10^{-4} \text{ 1/град}$	$\sigma \cdot 10^{-4} \text{ Н/м}$	Pr
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
0	1,013	999,9	0	4,212	0,551	13,1	1788	1,789	-0,63	756,4	13,67
10	1,013	999,7	42,04	4,191	0,574	13,7	1306	1,306	0,7	741,6	9,52
20	1,013	998,2	83,91	4,183	0,599	14,3	1004	1,006	1,82	726,9	7,02
30	1,013	995,7	125,7	4,174	0,618	14,9	801,5	0,805	3,21	712,2	5,42
40	1,013	992,2	167,5	4,174	0,635	15,3	653,3	0,659	3,87	696,5	4,31
50	1,013	988,1	209,3	4,174	0,648	15,7	549,4	0,556	4,49	676,9	3,54
60	1,013	983,2	251,1	4,179	0,659	16	469,4	0,478	5,11	662,2	2,98
70	1,013	977,8	293	4,187	0,668	16,3	406,1	0,415	5,7	643,5	2,55
80	1,013	971,8	335	4,195	0,674	16,6	355,1	0,365	6,32	625,9	2,21
90	1,013	965,3	377	4,208	0,68	16,8	314,9	0,326	6,95	607,2	1,95
100	1,013	958,4	419,1	4,22	0,683	16,9	282,5	0,295	7,52	588,6	1,75
110	1,43	951	461,4	4,233	0,685	17	259	0,272	8,08	569	1,6
120	1,98	943,1	503,7	4,25	0,686	17,1	237,4	0,252	8,64	548,4	1,47
130	2,7	934,8	546,4	4,266	0,686	17,2	217,8	0,233	9,19	528,8	1,36
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	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	0,683	17,3	173,6	0,191	10,7	466	1,1
170	7,92	897,3	719,3	4,38	0,679	17,3	162,8	0,181	11,3	443,4	1,05
180	10,03	886,9	763,3	4,417	0,674	17,2	153	0,173	11,9	422,8	1
190	12,55	876	807,8	4,459	0,67	17,1	144,2	0,165	12,6	400,2	0,96
200	15,55	863	852,5	4,505	0,663	17	136,4	0,158	13,3	376,7	0,93
210	19,08	852,8	897,7	4,555	0,655	16,9	130,5	0,153	14,1	354,1	0,91
220	23,2	840,3	943,7	4,614	0,645	16,6	124,6	0,149	14,8	331,6	0,89
230	27,98	827,3	990,2	4,681	0,637	16,4	119,7	0,145	15,9	310	0,88
240	33,48	813,6	1037,5	4,756	0,628	16,2	114,8	0,141	16,8	285,5	0,87
250	39,78	799	1085,7	4,844	0,618	15,9	109,9	0,137	18,1	261,9	0,86
260	46,94	784	1135,1	4,949	0,605	15,6	105,9	0,135	19,7	237,4	0,87
270	55,05	767,9	1185,3	5,07	0,59	15,1	102	0,133	21,6	214,8	0,88
280	64,19	750,7	1236,8	5,23	0,574	14,6	98,1	0,131	23,7	191,3	0,9
290	74,45	732,3	1290	5,485	0,558	13,9	94,2	0,129	26,2	168,7	0,93
300	85,92	712,5	1344,9	5,736	0,54	13,2	91,2	0,128	29,2	144,2	0,97



Продовження табл. 1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
310	98,7	691,1	1402,2	6,071	0,523	12,5	88,3	0,128	32,9	120,7	1,03
320	112,9	667,1	1462,1	6,574	0,506	11,5	85,3	0,128	38,2	98,1	1,11
330	128,65	640,2	1526,2	7,244	0,484	10,4	81,4	0,127	43,3	76,71	1,22
340	146,08	610,1	1594,8	8,165	0,457	9,17	77,5	0,127	53,4	56,7	1,39
350	165,37	574,4	1671,4	9,504	0,43	7,88	72,6	0,126	66,8	38,16	1,6
360	186,74	528	1761,5	13,984	0,395	5,36	66,7	0,126	109	20,21	2,35
370	210,53	450,5	1892,5	40,321	0,337	1,86	56,9	0,126	264	4,71	6,79

Таблиця 2
Теплофізичні властивості рідкого дігілолметана при температурі нижче
точки кипіння

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$c_p, \text{кДж/(кг}\cdot\text{K)}$	$h', \text{кДж/кг}$	$\lambda \text{ Вт/(м}\cdot\text{град)}$	$\nu \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$	Pr
20	982,5	1,55	31	0,13	5,42	62,5
50	960,5	1,68	82	0,125	2,56	32
100	924	1,78	178	0,116	0,976	13,8
150	887,5	1,94	290	0,108	0,471	7,39
200	851	2,07	414	0,104	0,267	4,63
220	829	2,13	464	0,099	0,224	4,03
240	807	2,18	525	0,0965	0,189	3,53
260	785	2,24	582	0,094	0,163	3,16
280	763	2,3	642	0,092	0,142	2,85

Таблиця 3
Теплофізичні властивості рідкого тетракрезілоксисилану (ТКС)

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$c_p, \text{кДж/(кг}\cdot\text{K)}$	$h', \text{кДж/кг}$	$\lambda \text{ Вт/(м}\cdot\text{град)}$	$\nu \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$	Pr
20	1127,8	1,84	36	0,123	52,9	890
100	1064,6	2,425	208	0,115	3,82	87,2
200	986,8	3,48	504	0,106	1,31	42,5
220	969,5	3,72	576	0,105	1,15	39,8
240	952,7	3,94	653	0,102	1	36,8
260	936,1	4,15	734	0,1	0,84	32,5
280	918,9	4,4	820	0,099	0,72	29,4
300	901,8	4,64	908	0,097	0,64	27,4
320	883,5	4,85	1050	0,095	0,6	27
340	866,2	5,1	1110	0,093	0,55	26,1



Таблиця 4

Теплофізичні властивості рідкої дифенільної суміші

$t, ^\circ\text{C}$	$p_s, \text{МПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$\nu, \text{м}^2/\text{с}$	$c_p, \text{кДж/(кг}\cdot\text{К)}$	$h, \text{кДж/кг}$	$\lambda \text{ Вт/(м}\cdot\text{град)}$	$\nu \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$	Pr
20	-	1060	0,943	1,58	12,6	0,137	4,11	50
40	-	1044	0,959	1,67	46	0,134	2,51	33
60	-	1028	0,973	1,72	79,5	0,131	1,73	23
80	-	1012	0,988	1,8	115	0,128	1,29	18,5
100	0,0006	995	1,005	1,88	153	0,125	1,01	15
120	0,0017	978	1,022	1,97	190	0,122	0,822	13
140	0,0038	961	1,04	2,06	232	0,12	0,686	11,3
160	0,0076	945	1,058	2,18	274	0,116	0,574	10,3
180	0,015	928	1,077	2,26	318	0,114	0,508	9,4
200	0,025	912	1,096	2,34	364	0,111	0,446	8,6
210	0,033	904	1,106	2,38	390	0,109	0,421	8,3
220	0,042	896	1,116	2,42	415	0,108	0,397	8
230	0,052	887	1,126	2,47	440	0,107	0,378	7,7
240	0,064	879	1,137	2,55	465	0,105	0,36	7,6
250	0,086	871	1,148	2,6	490	0,103	0,341	7,4
260	0,105	863	1,159	2,64	515	0,102	0,326	7,2
270	0,134	854	1,17	2,68	540	0,101	0,313	7,1
280	0,166	845	1,184	2,7	566	0,1	0,299	6,9
290	0,199	835	1,197	2,72	596	0,098	0,287	6,7
300	0,238	825	1,211	2,76	626	0,096	0,276	6,5
310	0,282	815	1,226	2,8	655	0,095	0,266	6,4
320	0,332	804	1,243	2,8	682	0,094	0,259	6,2
330	0,39	794	1,26	2,85	712	0,092	0,251	6,1
340	0,456	783	1,277	2,88	741	0,091	0,243	6
350	0,531	772	1,295	2,88	770	0,089	0,236	5,9
360	0,614	761	1,324	2,93	800	0,088	0,229	5,8
370	0,708	750	1,333	2,93	830	0,086	0,223	5,7
380	0,811	739	1,354	2,97	840	0,085	0,218	5,6
390	0,932	725	1,38	3	886	0,084	0,214	5,5
400	1,064	709	1,41	3,02	915	0,083	0,21	5,4



Таблиця 5

Теплофізичні властивості рідкого моноізопропидифенілу на лінії
насичення

$t, ^\circ\text{C}$	$p_s, \text{МПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$c_p, \text{кДж/(кг}\cdot\text{K)}$	$h', \text{кДж/кг}$	$\lambda, \text{Вт/(м}\cdot\text{град)}$	$\nu \cdot 10^{-6}, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
20	-	969	1,72	341	0,127	14,8	192
100	0,0002	932	2,02	322	0,116	1,715	27
200	0,0102	861	2,34	304	0,107	0,53	10,3
220	0,0189	845	2,42	300	0,101	0,463	9,22
240	0,0346	827	2,49	295	0,099	0,408	8,35
260	0,0558	809	2,57	290	0,0965	0,365	7,74
280	0,0895	791	2,66	283	0,0944	0,328	7,19
300	0,139	773	2,76	274	0,0908	0,295	6,76
320	0,209	753	2,85	268	0,0885	0,268	6,39
340	0,33	734	2,95	254	0,086	0,244	6,02
360	0,436	714	3,06	242	0,084	0,222	5,66
380	0,606	694	3,18	228	0,0806	0,201	5,41
400	0,825	674	3,30	231	0,077	0,188	5,34

Таблиця 6

Теплофізичні властивості рідкого ароматизованого масла АМТ-300

$t, ^\circ\text{C}$	$p_s, \text{МПа}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$c_p, \text{кДж/(кг}\cdot\text{K)}$	$h', \text{кДж/кг}$	$\lambda, \text{Вт/(м}\cdot\text{град)}$	$\nu \cdot 10^{-6}, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
20	-	959	1,6	31,2	0,12	159	2030
40	-	948	1,68	64	0,119	44,6	596
60	-	937	1,73	96,5	0,117	16,8	233
80	-	925	1,81	134,5	0,115	8,46	123
100	-	913	1,87	170	0,114	5,17	77,6
120	-	901	1,94	208,2	0,112	4,44	53,8
140	0,9	889	2,01	248	0,111	2,47	39,7
160	1,3	879	2,08	288	0,108	1,77	29,8
180	1,8	863	2,14	330	0,106	1,31	22,9
200	2,8	849	2,22	374	0,104	1,09	19,9
220	4,2	835	2,28	418	0,102	0,914	16,5
240	6,5	822	2,34	462	0,1	0,775	15
260	10,2	808	2,42	510	0,099	0,663	13,1
280	15,8	794	2,48	556	0,095	0,569	11,8
300	24,8	781	2,53	612	0,093	0,507	10,8
320	30,9	767	2,62	672	0,091	0,465	10,1
340	66,6	753	2,68	715	0,088	0,406	9,3
360	90,3	740	2,73	770	0,086	0,359	8,5



Таблиця 7

Технічні характеристики сталених труб теплових мереж

Умовний діаметр D_u , мм	Зовнішній діаметр $d_{з\text{овн}}$, мм	Товщина стінки δ , мм	Внутрішній діаметр $d_{\text{вн}}$, мм	Маса 1 м, кг	Площа поперечного перерізу стінки труби , см^2	Внутрішній об'єм 1 м труби, м^3	Момент інерції, см^4	Момент опору, см^4	Площа зовнішньої поверхні 1 м труби, м^2
32	38	2,5	33	2,19	2,79	0,855	4,41	2,32	-
40	45	2,5	40	2,62	3,3	1,26	7,56	3,36	0,12
50	57	3,5	50	4,62	5,92	1,96	21,1	7,42	0,148
70	76	3,5	69	6,26	7,96	3,74	52,5	13,8	0,124
80	89	3,5	82	7,38	9,41	5,28	86,1	19,3	0,28
100	108	4	100	10,26	13,11	7,85	177	32,8	0,34
125	133	4	125	12,73	16,2	12,27	338	50,8	0,42
150	159	4,5	150	17,15	21,9	17,67	652	82	0,5
175	194	5	184	23,31	29,7	26,59	1327	137	0,61
200	219	6	207	31,52	40,2	33,65	2279	208	0,69
250	273	7	259	45,92	58,4	52,69	5177	379	0,8
300	325	8	309	62,51	79,4	74,99	10014	616	1,02
300	325	9	307	70,14	89,4	74,02	11164	687	1,02
350	377	9	359	81,68	104	101,2	17624	935	1,18
350	377	10	357	90,51	115	100,1	19426	1031	1,18
400	426	9	408	92,56	118	130,7	25640	1204	1,34
400	426	6	414	62,15	79	134,6	17460	820	1,34
450	480	6	468	69,81	89	170,6	24780	1037	1,51
500	529	6	517	77,39	99	209,9	33711	1275	1,66
500	529	7	515	90,11	115	208,3	39160	1479	1,66
600	630	7	616	107,5	137	298	66478	2110	1,98
600	630	8	614	122,7	156	296	75612	2400	1,98
700	720	7	706	123,1	157	391	99648	2768	2,26
700	720	8	704	140,5	179	389	110200	3150	2,26
700	720	9	702	157,8	202	387	127052	3529	2,26
800	820	8	804	160,8	204	508	168213	5077	2,58
900	920	9	902	179,9	258	639	287239	5810	2,89
1000	1020	10	1000	199,7	317	788	404638	7934	3,2
1200	1220	11	1198	328	417	1127	784063	12857	3,83
1200	1220	14	1192	416,4	530	1116	998063	16364	3,83
1400	1420	11	1398	382,2	486	1520	1230000	17420	4,45
1400	1420	14	1392	485,4	618	1530	1570000	22170	4,45



Таблиця 8

$\varepsilon_{Re} = f(Re)$							
Re	2300	3000	4000	5000	6000	8000	10000
ε_{Re}	0,4	0,57	0,72	0,81	0,88	0,96	1

Таблиця 9

Залежність коефіцієнта M_λ від температури факелу та об'ємної частки водяної пари

r_{H_2O}	0,03	0,05	0,07	0,09	0,11	0,13	0,15	0,17	0,19	0,21	0,23	0,25
$t_\delta, \text{ }^\circ\tilde{N}$	$M_\lambda = f(r_{H_2O}; t_\delta)$											
0	0,97	0,986	0,99	0,994	1	1	1,001	1,009	1,01	1,01	1,015	1,019
100	0,959	0,976	0,9844	0,993	1	1,005	1,0085	1,015	1,019	1,021	1,027	1,0341
200	0,949	0,968	0,98	0,991	1	1,008	1,013	1,0206	1,025	1,031	1,04	1,049
300	0,938	0,959	0,9751	0,99	1	1,009	1,0164	1,026	1,033	1,04	1,05	1,06
400	0,929	0,951	0,9709	0,989	1	1,01	1,019	1,03	1,039	1,0491	1,059	1,069
500	0,92	0,9467	0,969	0,987	1	1,0105	1,0206	1,033	1,046	1,0555	1,067	1,077
600	0,913	0,943	0,9659	0,985	1	1,011	1,022	1,036	1,05	1,0611	1,0718	1,082
700	0,9083	0,94	0,963	0,982	1	1,012	1,024	1,039	1,053	1,065	1,0761	1,086
800	0,903	0,939	0,961	0,981	1	1,013	1,0263	1,0412	1,057	1,069	1,08	1,09
900	0,9	0,937	0,959	0,98	1	1,014	1,0277	1,0441	1,059	1,071	1,083	1,0931
1000	0,8969	0,934	0,958	0,9773	1	1,0145	1,0295	1,046	1,0595	1,073	1,085	1,095
1100	0,895	0,932	0,956	0,976	1	1,015	1,03	1,0469	1,06	1,075	1,087	1,098
1200	0,892	0,931	0,954	0,973	1	1,015	1,03	1,0483	1,06	1,0755	1,088	1,099
1300	0,8912	0,93	0,953	0,972	1	1,015	1,03	1,0495	1,06	1,076	1,089	1,0995
1400	0,88999	0,92999	0,953	0,971	1	1,015	1,03	1,05	1,06	1,076	1,0895	1,1
1500	0,8899	0,9299	0,954	0,9705	1	1,015	1,03	1,05	1,06	1,076	1,09	1,1
1600	0,889	0,929	0,956	0,9703	1	1,015	1,03	1,05	1,06	1,076	1,09	1,1

Таблиця 10

Залежність коефіцієнта M_v від температури факелу та об'ємної частки водяної пари

r_{H_2O}	0,02	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,29
$t_\delta, \text{ }^\circ\tilde{N}$	$M_v = f(r_{H_2O}; t_\delta)$						
1	2	3	4	5	6	7	8
0	0,98	0,999	1,003	0,996	0,9805	0,964	0,952
100	0,97	0,99	1,0011	0,997	0,9872	0,978	0,9668
200	0,96	0,985	1	0,9985	0,993	0,988	0,98
300	0,9539	0,981	1	1,0011	0,999	0,997	0,9916
400	0,95	0,9781	1	1,0046	1,0032	1,0034	1,001



Продовження табл. 10

<i>1</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>4</i>	<i>5</i>	<i>6</i>	<i>7</i>	<i>8</i>
500	0,9476	0,9755	1	1,008	1,01	1,01	1,0103
600	0,946	0,9739	1	1,01	1,016	1,017	1,02
700	0,944	0,972	1	1,011	1,02	1,0245	1,03
800	0,9418	0,971	0,9995	1,012	1,023	1,03	1,0391
900	0,94	0,9705	0,9995	1,013	1,0268	1,035	1,044
1000	0,9387	0,9702	0,9986	1,014	1,029	1,0382	1,047
1100	0,938	0,97	0,9971	1,015	1,03	1,0394	1,048
1200	0,936	0,97	0,9956	1,015	1,03	1,04	1,049
1300	0,935	0,97	0,994	1,015	1,03	1,0407	1,0497
1400	0,9347	0,97	0,993	1,015	1,03	1,041	1,05
1500	0,934	0,97	0,992	1,015	1,03	1,0417	1,05
1600	0,934	0,97	0,991	1,015	1,03	1,0422	1,05

Таблиця 11

Залежність коефіцієнта M_{Pr} від об'ємної частки водяної пари

r_{H_2O}	$M_{Pr} = f(r_{H_2O})$	r_{H_2O}	$M_{Pr} = f(r_{H_2O})$
0	0,9411	0,14	1,01668
0,01	0,94662	0,15	1,02246
0,02	0,95207	0,16	1,02838
0,03	0,95745	0,17	1,03444
0,04	0,96278	0,18	1,04067
0,05	0,96807	0,19	1,04707
0,06	0,97335	0,2	1,05367
0,07	0,97862	0,21	1,06047
0,08	0,9839	0,22	1,0675
0,09	0,98921	0,23	1,07477
0,1	0,99456	0,24	1,08229
0,11	0,99997	0,25	1,09008
0,12	1,00545	0,26	1,09815
0,13	1,01101	0,27	1,10652



Додаток 2

**Міністерство освіти і науки, молоді та спорту України
Національний університет водного господарства та природокористування
Кафедра теплоенергетики та машинознавства**

Завдання

до виконання курсової роботи з дисципліни «Тепломасообмін»

Студент № _____

№ зал. книжки _____

Прізвище ім'я по батькові _____

– курсу, групи _____, напрямку підготовки “_____”

Розрахувати геометричні розміри та втрати тепла елементів теплової мережі, яка складається з котла, теплотраси та теплообмінного апарату (ТА).

Необхідно знайти: 1) розміри котла, втрати тепла на його поверхні, товщину ізоляції; 2) теплові втрати з теплотраси; 3) загальну площу теплообміну, необхідну кількість і довжину труб теплообмінного апарату.

Дані для розрахунку

Загальна теплова потужність системи $Q =$ _____ *MВт*

Котел

Найменування величини	Позначення	Значення
Температура факелу	$t_{\text{факс}}, ^\circ\text{C}$	
Температура в котельні	$t_{\text{котл}}, ^\circ\text{C}$	
Об'ємна частка в факелі	$r_{\text{CO}_2}, \%$	
Об'ємна частка в факелі	$r_{\text{H}_2\text{O}}, \%$	
Тиск димових газів в котлі	$P_{\text{к}}, \text{МПа}$	
Температура поверхні котла	$t_{\text{пк}}, ^\circ\text{C}$	
Матеріал ізоляції		

Теплотраса

Прокладка труб: гарячий та холодний трубопроводи прокладенні над землею

Найменування величини	Позначення	Значення
Довжина теплотраси	$L, \text{м}$	
Товщина ізоляції	$\delta_{\text{із}}, \text{м}$	
Матеріал ізоляції		
Температура повітря	$t_{\text{пов}}, ^\circ\text{C}$	
Швидкість вітру	$W, \text{м/с}$	
Кут набігання повітря на теплотрасу	$\varphi, \text{град}$	

Теплообмінний апарат

Найменування величини	Позначення	Значення
Температура гарячого теплоносія: на вході:	$t_{11}, ^\circ\text{C}$	
на виході:	$t_{12}, ^\circ\text{C}$	
Гарячий теплоносій		
Температура холодного теплоносія: на вході:	$t_{21}, ^\circ\text{C}$	
на виході:	$t_{22}, ^\circ\text{C}$	
Холодний теплоносій		

Матеріал, діаметр, швидкість руху теплоносіїв та інші необхідні параметри підібрати самостійно.