

POLITECNICO DI TORINO
ESAMI DI STATO PER L'ABILITAZIONE ALLA PROFESSIONE
DI INGEGNERE INDUSTRIALE

I Sessione 2012 - Sezione A
Settore industriale

Classe 33/S – Ingegneria Energetica e Nucleare

Prova pratica del 20 luglio 2012

Si debba effettuare il progetto termomeccanico di un condensatore per una centrale termoelettrica caratterizzata dai seguenti dati nominali di riferimento:

| | |
|---|---------------------|
| Potenza termica da rimuovere nel condensatore: | 275 MW |
| Portata di vapore da condensare | 417.000 kg/h |
| Portata di acqua disponibile per la circolazione nel condensatore | 5 m ³ /s |
| temperatura dell'acqua in ingresso al condensatore | 38 °C |
| temperatura del condensato | 53 °C |
| massimo aumento termico lato acqua ammissibile | 13 °C |

Vincoli di progetto:

| | |
|--|-------------------|
| distanza massima tra l'interno delle piastre tubiere | 10.570 mm |
| diametro esterno tubi | 19,05 mm |
| spessore tubi: due alternative tecnologiche | 0,89 mm e 1.24 mm |
| numero di passaggi lato acqua : | 2 |
| velocità massima del condensato alla mandata della pompa di estrazione del condensato | 2,5 m/s |
| velocità massima del condensato all'aspirazione della pompa di estrazione del condensato | 1,5 m/s |
| conducibilità termica del materiale dei tubi | 17 W/(m*°C) |

Con riferimento alla fig. 1 (vista in pianta e sezione H-H) si osserva che il flusso del vapore è orizzontale. Il pozzo caldo è nella parte bassa del condensatore e sopra sono presenti due moduli, tra di loro sovrapposti, con due passaggi lato acqua che si svolgono su un piano orizzontale. Le piastre tubiere associate ad ogni modulo sono vincolate ad avere un lunghezza di 4200 mm ed una altezza di 2400 mm.

Sulla base di questi dati e nell'ipotesi di operare con portata in massa lato acqua e temperatura del condensato costanti e pari ai valori assegnati, determinare:

1. La potenza termica rimuovibile sulla base del salto massimo di temperatura ammissibile lato acqua e sulla base dei vincoli termodinamici delle temperature;
2. i coefficienti di scambio termico lato acqua e vapore nell'ipotesi di assenza di incondensabili lato vapore precisando le ipotesi che sono alla base delle stime;
3. la pressione parziale dell'aria nel condensatore nell'ipotesi di osservare una pressione di 0.15 bar;
4. i coefficienti globali di scambio termico riferiti alla superficie lato vapore e nell'ipotesi di assenza di incondensabili ;
5. la superficie di scambio termico necessaria per rimuovere la potenza nominale con i coefficienti di scambio termico lato vapore ed acqua degradati per effetto del fouling assunto pari a 0.0001 m²°C/W su entrambi i lati;
6. stimare il numero delle file di tubi N e le dimensioni delle casse d'acqua scegliendo in modo opportuno i passi del fascio tubiero;

7. il numero dei tubi da installare nei due moduli in modo da realizzare la superficie di scambio termico richiesta nelle condizioni degradate dal fouling;
8. le cadute di pressione aspettate lato acqua per ogni modulo di scambio termico (primo e secondo passaggio);
9. l'efficienza dello scambiatore progettato;
10. il livello del liquido rispetto alla pompa di estrazione del condensato da garantire nel pozzo caldo per evitare fenomeni di cavitazione nella pompa;
11. Una stima dei pesi dei fasci tubieri, delle griglie e della cassa giustificando le scelte tecnologiche contenute nella figura 3 e relative alle piastre tubiere.

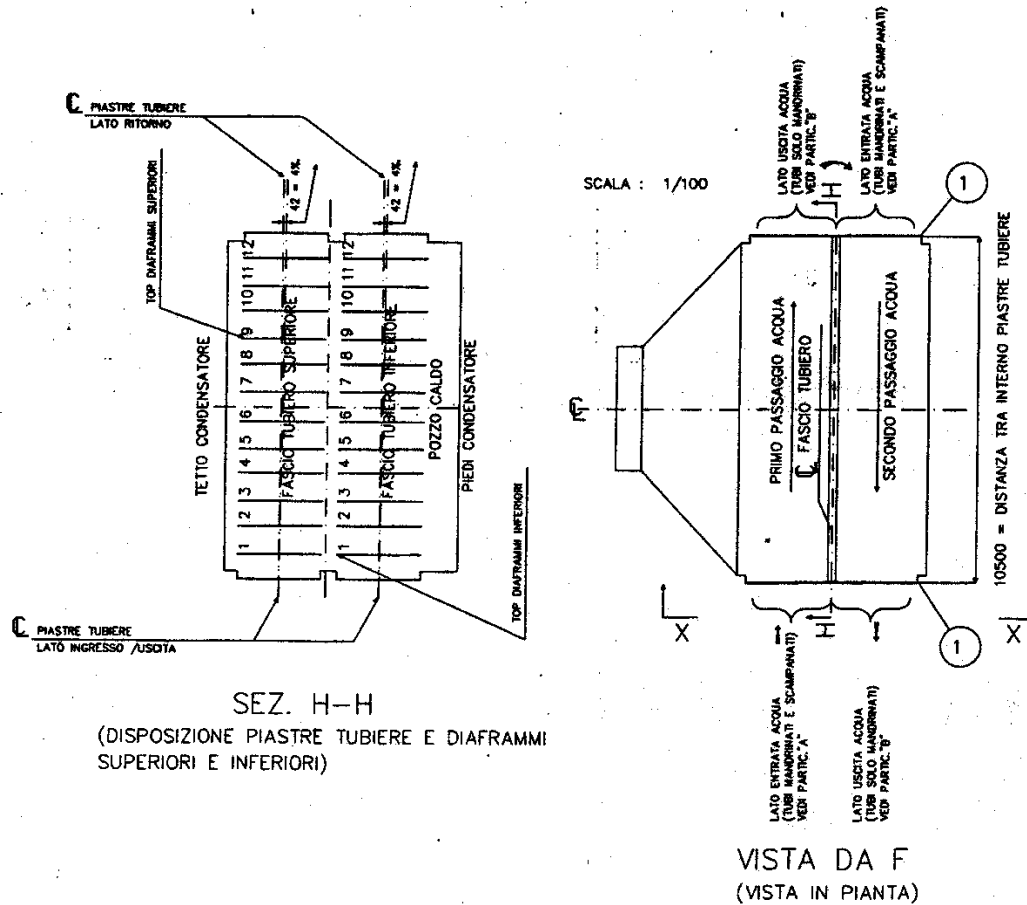


Fig. 1 Vista in pianta e sezione del condensatore

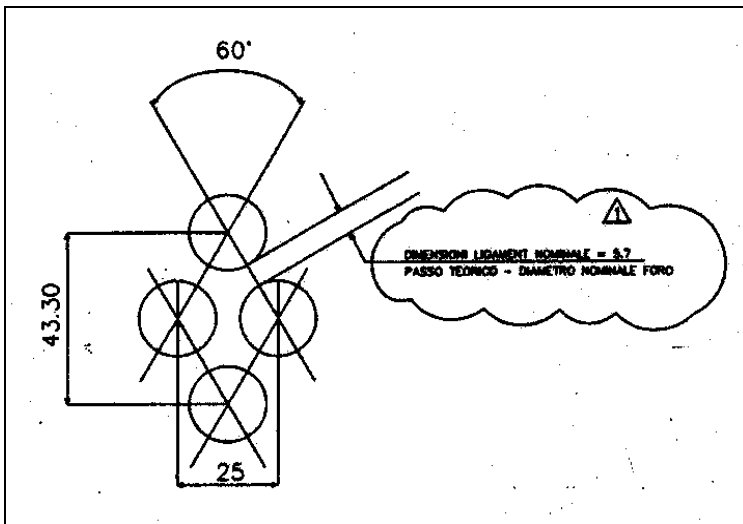


Fig. 2 Disposizione dei tubi nel condensatore

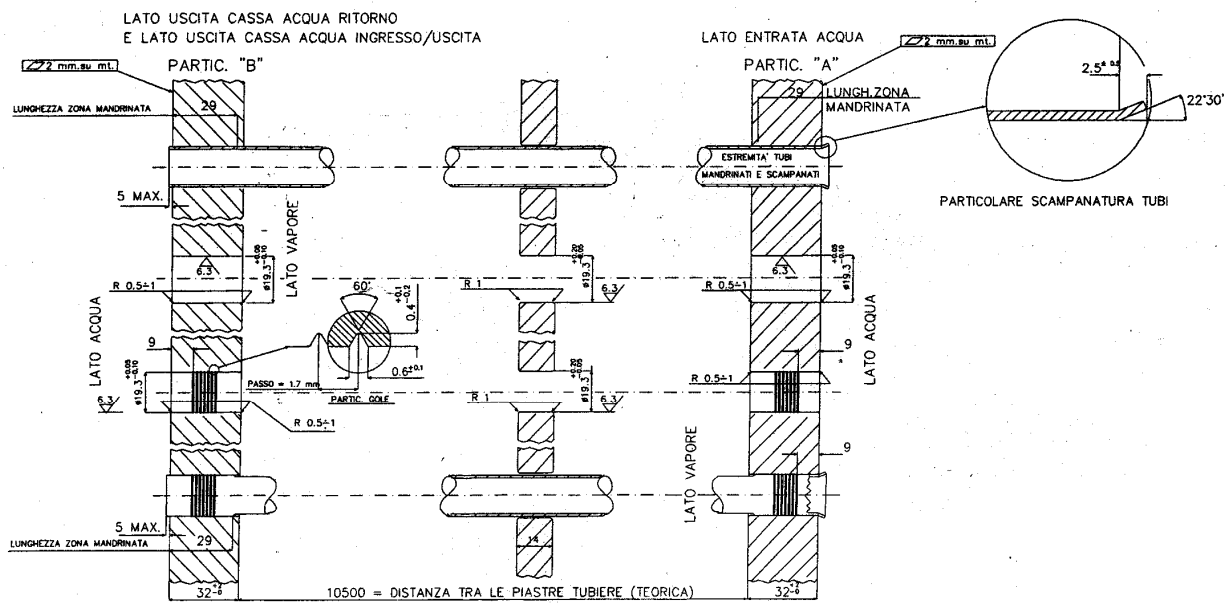


Fig. 3 Dati di riferimento per la costruzione delle piastre tubiere.

Allegati: alcuni dati di riferimento

Proprietà termodinamiche dell'acqua alla saturazione

| Temperature | Pressure | Liquid Density | Vapor Density | Liquid Enthalpy | Vapor Enthalpy | Liquid Entropy | Vapor Entropy | Liquid Cp | Vapor Cp |
|-------------|----------|----------------------|----------------------|-----------------|----------------|----------------|---------------|-----------|-----------|
| (°C) | (bar) | (kg/m ³) | (kg/m ³) | (kJ/kg) | (kJ/kg) | (kJ/kg-K) | (kJ/kg-K) | (kJ/kg-K) | (kJ/kg-K) |
| 30.000 | 0.042470 | 995.61 | 0.030415 | 125.73 | 2555.5 | 0.43675 | 8.4520 | 4.1801 | 1.9180 |
| 32.000 | 0.047596 | 994.99 | 0.033868 | 134.09 | 2559.2 | 0.46424 | 8.4113 | 4.1798 | 1.9206 |
| 36.000 | 0.059479 | 993.64 | 0.041790 | 150.81 | 2566.3 | 0.51867 | 8.3321 | 4.1795 | 1.9259 |
| 38.000 | 0.066328 | 992.92 | 0.046311 | 159.17 | 2569.9 | 0.54562 | 8.2935 | 4.1795 | 1.9286 |
| 40.000 | 0.073849 | 992.18 | 0.051242 | 167.53 | 2573.5 | 0.57240 | 8.2555 | 4.1796 | 1.9314 |
| 42.000 | 0.082096 | 991.40 | 0.056614 | 175.89 | 2577.1 | 0.59901 | 8.2182 | 4.1799 | 1.9343 |
| 44.000 | 0.091124 | 990.59 | 0.062457 | 184.25 | 2580.6 | 0.62545 | 8.1815 | 4.1802 | 1.9373 |
| 46.000 | 0.10099 | 989.75 | 0.068803 | 192.62 | 2584.2 | 0.65173 | 8.1453 | 4.1806 | 1.9403 |
| 48.000 | 0.11177 | 988.89 | 0.075688 | 200.98 | 2587.8 | 0.67785 | 8.1098 | 4.1810 | 1.9435 |
| 50.000 | 0.12352 | 988.00 | 0.083147 | 209.34 | 2591.3 | 0.70381 | 8.0748 | 4.1815 | 1.9468 |
| 52.000 | 0.13631 | 987.08 | 0.091217 | 217.71 | 2594.8 | 0.72961 | 8.0404 | 4.1821 | 1.9501 |
| 53.000 | 0.14312 | 986.61 | 0.095494 | 221.89 | 2596.6 | 0.74245 | 8.0234 | 4.1825 | 1.9518 |
| 54.000 | 0.15022 | 986.14 | 0.099938 | 226.07 | 2598.3 | 0.75526 | 8.0066 | 4.1828 | 1.9536 |
| 55.000 | 0.15762 | 985.66 | 0.10456 | 230.26 | 2600.1 | 0.76802 | 7.9898 | 4.1831 | 1.9554 |

Proprietà di trasporto

| Temperature | Pressure | Liquid Density | Vapor Density | Liquid Therm. Cond. | Vapor Therm. Cond. | Liquid Viscosity | Vapor Viscosity |
|-------------|----------|----------------------|----------------------|---------------------|--------------------|------------------|-----------------|
| (°C) | (bar) | (kg/m ³) | (kg/m ³) | (mW/m-K) | (mW/m-K) | (μPa-s) | (μPa-s) |
| 30.000 | 0.042470 | 995.61 | 0.030415 | 615.46 | 18.887 | 797.36 | 10.010 |
| 32.000 | 0.047596 | 994.99 | 0.033868 | 618.65 | 19.025 | 764.56 | 10.069 |
| 36.000 | 0.059479 | 993.64 | 0.041790 | 624.79 | 19.307 | 705.19 | 10.187 |
| 38.000 | 0.066328 | 992.92 | 0.046311 | 627.73 | 19.452 | 678.26 | 10.247 |
| 40.000 | 0.073849 | 992.18 | 0.051242 | 630.58 | 19.599 | 652.97 | 10.308 |
| 42.000 | 0.082096 | 991.40 | 0.056614 | 633.35 | 19.747 | 629.18 | 10.368 |
| 44.000 | 0.091124 | 990.59 | 0.062457 | 636.04 | 19.898 | 606.77 | 10.430 |
| 46.000 | 0.10099 | 989.75 | 0.068803 | 638.63 | 20.052 | 585.64 | 10.492 |
| 48.000 | 0.11177 | 988.89 | 0.075688 | 641.14 | 20.207 | 565.69 | 10.554 |
| 50.000 | 0.12352 | 988.00 | 0.083147 | 643.55 | 20.365 | 546.83 | 10.616 |
| 52.000 | 0.13631 | 987.08 | 0.091217 | 645.88 | 20.525 | 528.99 | 10.679 |
| 53.000 | 0.14312 | 986.61 | 0.095494 | 647.02 | 20.605 | 520.42 | 10.711 |
| 54.000 | 0.15022 | 986.14 | 0.099938 | 648.13 | 20.687 | 512.08 | 10.743 |
| 55.000 | 0.15762 | 985.66 | 0.10456 | 649.22 | 20.769 | 503.96 | 10.774 |

Proprietà termodinamiche e di trasporto dell'acqua in fase liquida

| Temperature | Pressure | Density | Enthalpy | Entropy | Cp |
|-------------|----------|----------------------|----------|-----------|-----------|
| (°C) | (bar) | (kg/m ³) | (kJ/kg) | (kJ/kg-K) | (kJ/kg-K) |
| 38.000 | 3.0000 | 993.05 | 159.43 | 0.54551 | 4.1788 |
| 40.000 | 3.0000 | 992.30 | 167.79 | 0.57229 | 4.1789 |
| 45.000 | 3.0000 | 990.30 | 188.69 | 0.63849 | 4.1797 |
| 48.000 | 3.0000 | 989.01 | 201.23 | 0.67772 | 4.1803 |
| 50.000 | 3.0000 | 988.12 | 209.59 | 0.70368 | 4.1809 |
| 52.000 | 3.0000 | 987.20 | 217.95 | 0.72947 | 4.1815 |
| 53.000 | 3.0000 | 986.74 | 222.13 | 0.74231 | 4.1818 |

| Temperature | Pressure | Density | Therm. Cond | Viscosity |
|-------------|----------|----------------------|-------------|-----------|
| (°C) | (bar) | (kg/m ³) | (mW/m-K) | (μPa-s) |
| 38.000 | 3.0000 | 993.05 | 627.86 | 678.28 |
| 45.000 | 3.0000 | 990.30 | 637.48 | 596.09 |
| 48.000 | 3.0000 | 989.01 | 641.27 | 565.74 |
| 50.000 | 3.0000 | 988.12 | 643.69 | 546.88 |
| 52.000 | 3.0000 | 987.20 | 646.02 | 529.04 |
| 53.000 | 3.0000 | 986.74 | 647.15 | 520.47 |

Scambio termico in regime di condensazione all'esterno di tubi orizzontali:

Correlazione di Nusselt : vapore stagnante

$$Nu = \frac{\alpha_1 D}{\lambda} = 0.725 \left[\frac{\rho_l D^3 (\rho_l - \rho_g) g \Delta h}{\lambda \eta (T_{sat} - T_w)} \right]^{1/4}$$

dove:

α_1 coefficiente di scambio termico

D diametro esterno condotto

λ conducibilità termica fluido

g accelerazione di gravità

Δh calore di vaporizzazione

η viscosità dinamica del liquido

T_w temperatura della parete

T_{sat} temperatura di saturazione.

Per tener conto dell'effetto del numero delle file verticali N, il coefficiente di scambio termico medio è stimato con la:

$$\alpha = \alpha_1 N^{-1/6}$$

Effetto della velocità del vapore sul coefficiente di scambio termico

$$Nu = K(\chi^4 Re^2 + Nu_f^4)^{1/4}$$

dove:

K=1 per tubi a quinconce

K=0.8 tubi in linea

$$Nu_f^4 = 0.276 \left[\frac{D^3 \rho_l (\rho_l - \rho_g) g \Delta h}{\eta \lambda (T_{sat} - T_w)} \right]$$

$$\chi = 0.9 \left(1 + \frac{1}{RH} \right)^{1/3}$$

$$R = \sqrt{\frac{\rho_l \eta_l}{\rho_g \eta_g}}$$

$$H = \frac{c_{pl} (T_{sat} - T_w)}{Pr_l \Delta h}$$

Re Numero di Reynolds modificato basato sulla portata specifica G associata alla sezione trasversale totale del fascio calcolata senza tener conto dell'ingombro dei tubi e calcolato con la relazione:

$$Re = \frac{DG \rho_l}{\eta_g \rho_g}$$
