

CALDIA A BIOMASSA CHE ALIMENTA CIRCUITO DELL'OLIO DIATERMICO
CHE SI MANTIENE LIQUIDO E PERMETTE DI SEPARARE LA ZONA
DI TRANSIZIONE DI FASE DELL'OLIO DALLA CALDIA DOVE C'È LA FIAMMA
NON SI È RISOLTO DEI CALORIFERI PER FIAMMA NON AFFERGATO A UNA CONDUZIONE

Calcolo delle prestazioni e del consumo di biomassa di un impianto a combustione esterna a ciclo ORC alimentato da una caldaia a biomassa. Il calcolo della composizione e delle condizioni (temperatura) del gas di combustione è fatto considerando un modello di reazione chimica stechiometrica per calcolare la composizione e le condizioni di uscita del gas dalla caldaia. Chiaramente si lavora in questo caso con eccesso d'aria ($ER>1$)

Le possibili specie previste nei fumi di combustione (supposta completa) sono 4, raccolte in un vettore y_i così indicizzato

$$1 = \text{CO}_2, 2 = \text{H}_2\text{O}, 3 = \text{O}_2, 4 = \text{N}_2 \quad \text{PER VIA DI ECESSO D'ARIA}$$

Il calcolo è eseguito inserendo la composizione della biomassa su base secca, la sua umidità, il vapore (o acqua) eventualmente iniettati, il rapporto di equivalenza ER, la temperatura T e la pressione p

Portata biomassa umida in ingresso [kg/s] di riferimento (unitaria) (SOLO PER RISOLVERE IL BILANCIO)

$$m_{\text{bio}} = 1$$

*IMPIANTO ORC RICHIDEVA UN CERTO
Q1 → RISCALDAMENTO IN BASE A Q1*

Portata biomassa umida in ingresso [kg/h]

$$m_{\text{bio};\text{kg}} = m_{\text{bio}} \cdot 3600$$

Portata biomassa secca in ingresso [kg/s] riferita alla portata unitaria

$$m_{\text{bio};\text{dry}} = m_{\text{bio}} \cdot (1 - \text{H}_2\text{O})$$

Composizione in massa biomassa sul secco (kg/kg da analisi ultima)

$$C = \frac{49,6}{100}$$

$$H = \frac{6,2}{100}$$

$$O = \frac{44,2}{100}$$

$$\text{ash} = \frac{1}{100}$$

$$N_{\text{bio}} = 0$$

$$S_{\text{bio}} = 0$$

*(SE AVESSI COMPOSIZIONE Umidità
COME LE RICAVO?)*

Contenuto in massa di acqua su base umida (wb) [kg/kg]

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{12}{100}$$

$$P = 1 \text{ [bar]} \quad \text{Pressione del reattore}$$

Calcolo del numero di moli delle specie C, H, O nella biomassa (per calcolo composizione chimica)

$$n_C = \frac{C}{12}$$

$$n_H = \frac{H}{\frac{\text{MolarMass} (\text{H}_2)}{2}}$$

$$n_O = \frac{\frac{O}{\text{MolarMass (O}_2)}}{2}$$

Calcolo della molecola fittizia di biomassa (riferita ad 1 mole di C)

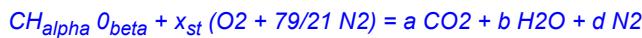
$$\alpha = \frac{n_H}{n_C}$$

$$\beta = \frac{n_O}{n_C}$$

Peso molecolare biomassa

$$pm_{\text{bio}} = 12 + \alpha \cdot \frac{\text{MolarMass (H}_2)}{2} + \beta \cdot \frac{\text{MolarMass (O}_2)}{2}$$

Reazione di combustione stechiometrica: bilanci atomici per il calcolo della portata di aria stechiometrica necessaria alla combustione (x_{st} =rapporto stechiometrico molare aria/combustibile)



Bilancio C (C si trasforma in CO₂)

$$1 = a$$

Bilancio H (H si trasforma in H₂O)

$$\alpha = 2 \cdot b$$

Bilancio O (O si trasforma in CO₂ ed H₂O)

$$\beta + 2 \cdot x_{st} = 2 \cdot a + b$$

Bilancio N (N passa inalterato)

$$\frac{79}{21} \cdot 2 \cdot x_{st} = 2 \cdot d$$

Calcolo del rapporto stechiometrico massico aria/combustibile [kg_{aria}/kg_{combustibile}])

$$\alpha_{st} = x_{st} \cdot \left[\frac{\text{MolarMass (O}_2) + \frac{79}{21} \cdot \text{MolarMass (N}_2)}{pm_{\text{bio}}} \right] \quad x_{st} = \frac{\text{mol ARIA}}{\text{mol BIOMASSA}}$$

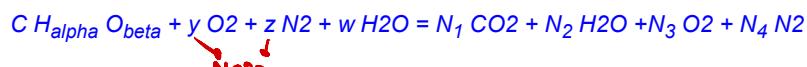
Rapporto di equivalenza fissato => rapporto effettivo aria/combustibile = $\alpha_{st} * ER$

$$ER = 1,8$$

Rapporto tra massa di acqua contenuta nel combustibile e massa di combustibile (su base secca)

$$w_t = \frac{H_2O}{1 - H_2O} \rightarrow \text{NEL BILANCIO EFFETTIVO AVRA' ANCHE ACQUA}$$

Calcolo delle moli di ossidante aria (O₂ + N₂) e di quelle di acqua/vapore per mole di biomassa). Sono calcolate in base ad ER considerando che quando ER=1 si ha combustione completa stechiometrica con produzione di soli CO₂, H₂O ed N₂ che passa inalterato. In genere invece la combustione avviene in eccesso d'aria (ER>1):



Calcolo del numero di moli totali di acqua in ingresso al reattore (quella dell'umidità biomassa): $m_{bio} = pm_{bio} * 1 ; m_{H2O} = pm_{H2O} * w_t$

w ; dividendo membro a membro si ricava w in funzione di w_t :

$$w = w_t \cdot \frac{pm_{bio}}{MolarMass(h_2o)}$$

$$\frac{m_{Bio}}{m_{H2O}} = \frac{pm_{bio}}{pm_{H2O} \cdot w_t}$$

$$m_{H2O} = m_{Bio} \cdot w_t$$

$$m_{Bio} = m_{Bio} \cdot (1 - w_t) \rightarrow w_t$$

Calcolo del numero di moli totali di N2 in ingresso al reattore (dall'aria comburente)

$$z = x_{st} \cdot ER \cdot 3,76 \quad \text{MAPPORE NUOVE TPD} \quad \text{AZOTO E OSSILENO IN ARIA}$$

Calcolo del numero di moli totali di O2 in ingresso al reattore (quello dell'aria comburente)

$$y = x_{st} \cdot ER$$

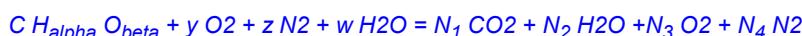
Calcolo Portata di ossidante (aria) EFFETTIVA per kg di biomassa (corrisponde ad α_{st} nel caso di $ER=1$ -> combustione stochiometrica)

$$OXID_{ratio} = \frac{z \cdot MolarMass(N2) + y \cdot MolarMass(O2)}{pm_{bio}}$$

Portata in ingresso al reattore riferita ad 1 kg di biomassa (= biomassa + comburente)

$$m_{in;gassi} = m_{bio} + m_{bio;dry} \cdot OXID_{ratio} \quad \text{ARIA COMBURENTE RICHIESTA}$$

Calcolo della composizione dei gas di combustione con eccesso d'aria. Si fanno i bilanci delle specie atomiche reagenti - prodotti nella reazione generale: **BILANCIO ATOMICO**



Atomi di C nella miscela in ingresso al reattore (quello della biomassa)

$$atomsC = 1$$

Atomi di H nella miscela in ingresso al reattore (quello della biomassa + quello dell'acqua)

$$atomsH = \alpha + 2 \cdot w$$

Atomi di O nella miscela in ingresso al reattore (quello della biomassa + quello dell'aria comburente)

$$atomsO = \beta + 2 \cdot y + w$$

Atomi di N nella miscela in ingresso al reattore (quello dell'aria comburente + l'eventuale iniezione)

$$atomsN = 2 \cdot z$$

Bilanci delle specie atomiche

Bilancio atomico C (y_1 =frazione molare CO2)

$$atomsC = N \cdot y_1$$

Bilancio atomico H (y_2 =frazione molare H2O)

$$atomsH = N \cdot 2 \cdot y_2$$

Bilancio atomico O (y_3 =frazione molare O2)

$$atomsO = N \cdot (2 \cdot y_1 + y_2 + 2 \cdot y_3)$$

Bilancio atomico N (y_4 =frazione molare N2)

$$\text{atomsN} = N \cdot 2 \cdot y_4$$

Somma delle frazioni molari delle specie gassose nei fumi= 1

$$y_1 + y_2 + y_3 + y_4 = 1$$

Moli di CO2 = frazione molare di CO2 * moli totali di gas

$$N_1 = y_1 \cdot N$$

Moli di H2O = frazione molare di H2O * moli totali di gas

$$N_2 = y_2 \cdot N$$

Moli di O2 = frazione molare di O2 * moli totali di gas

$$N_3 = y_3 \cdot N$$

Moli di N2 = frazione molare di N2 * moli totali di gas

$$N_4 = y_4 \cdot N$$

Calcolo del Peso molecolare medio dei gas di combustione [kg/kmol]

$$pm_{\text{gas}} = y_1 \cdot \text{MolarMass (CO2)} + y_2 \cdot \text{MolarMass (H2O)} + y_3 \cdot \text{MolarMass (O2)} + y_4 \cdot \text{MolarMass (N2)}$$

Calcolo del Potere calorifico della biomassa in funzione della composizione atomica (analisi ultima). Si parte dalla Correlazione teorico-sperimentale di Milne:

$$HHV_{\text{Milne}} = 34,1 \cdot C + 132,2 \cdot H - 12 \cdot O - 12 \cdot N_{\text{bio}} + 6,86 \cdot S_{\text{bio}} - 1,53 \cdot ash$$

Potere calorifico inferiore riferito al secco [MJ/kg]

$$LHV_{\text{dry}} = HHV_{\text{Milne}} - 2,442 \cdot 8,936 \cdot H$$

Potere calorifico inferiore in [kJ/kmol]

$$LHV_{\text{dry; kJkmol}} = LHV_{\text{dry}} \cdot 1000 \cdot pm_{\text{bio}}$$

Potere calorifico superiore considerando anche l'umidità della biomassa [MJ/kg]

$$HHV_{\text{ar}} = HHV_{\text{Milne}} \cdot (1 - H2O)$$

Potere calorifico inferiore considerando anche l'umidità della biomassa [MJ/kg]

$$LHV_{\text{ar}} = LHV_{\text{dry}} \cdot (1 - H2O) - 2,442 \cdot H2O$$

Calore da apportare o asportare eventualmente dal processo: se Q=0 s'intende il processo adiabatico. Qui in realtà il processo in caldaia non sarebbe adiabatico, perché il calore di combustione si usa per riscaldare l'olio di termico del ciclo ORC, per imporre Q=0 consente sostanzialmente di valutare la temperatura massima di combustione (temperatura adiabatica di fiamma). Poi recuperiamo il fatto che la caldaia non sia in realtà adiabatica andando a raffreddare i gas di combustione prodotti dalla T adiabatica alla T stack che si ha al camino, pari a quella d'ingresso dell'olio + un certo ΔT fissato

$$Q = 0$$

LO VA A GEPENE PRIMA A OLIO E POI A COLEN.

Entalpie delle varie specie presenti nel gas di combustione riferite alle condizioni standard di temperatura ambiente di 298 K (=25 °C, condizioni di riferimento Janaf)

$$h_{CO_2} = h(CO_2; T = T) - h(CO_2; T = 298)$$

RICAVO T

$$h_{H_2O} = h(H_2O; T = T) - h(H_2O; T = 298)$$

$$h_{O_2} = h(O_2; T = T) - h(O_2; T = 298)$$

$$h_{N_2} = h(N_2; T = T) - h(N_2; T = 298)$$

LATENTE
Calore impiegato per la vaporizzazione dell'acqua liquida contenuta nella biomassa

$$Dh_{ev} = h(\text{steam}; T = T; P = P \cdot y_2) - h(\text{steam}; T = 298; P = P)$$

CALORE CHE MI MANCA LA Biomassa

Perdita di calore per non perfetta comburzione (espressa come % dell'LCV biomassa)

$$L_Q = \frac{2}{100}$$

LQ

Bilancio termico ingresso/uscita tra reagenti e prodotti per la determinazione della temperatura adiabatica di combustione:
calore in ingresso con la biomassa = energia chimica (potere calorifico sul secco) - calore vaporizzazione dell'umidità contenuta (riferito ad 1 mole di biomassa)

ENTALPIA DI FORMAZIONE DEI REAGENTI

$$Hf_R = LHV_{\text{dry; kJkmol}} \cdot (1 - L_Q) - w \cdot Dh_{ev} + Q$$

Entalpia formazione prodotti in uscita (=calore sensibile delle specie nei gas combusti dalla T alla T_{ambiente} = 298 K):

$$Hf_P = h_{CO_2} \cdot N_1 + h_{H_2O} \cdot N_2 + h_{O_2} \cdot N_3 + h_{N_2} \cdot N_4$$

Bilancio termico al bruciatore, determina T

$$Hf_R = Hf_P$$

Temperatura di combustione in °C

$$T = T_C + 273$$

Massa di gas combusti prodotti per mole di biomassa [kg/s]

$$m_{\text{gas}} = N_1 \cdot \text{MolarMass}(CO_2) + N_2 \cdot \text{MolarMass}(H_2O) + N_3 \cdot \text{MolarMass}(O_2) + N_4 \cdot \text{MolarMass}(N_2)$$

Temperatura di scarico fumi uscita caldaia a recupero olio diatermico $T_{stack,1}$ = Temperatura RITORNO OLIO

DELTA_{Tmin}

$$T_{stack,1} = T_{K,OIL,2} + \Delta T_{min}$$

I GAS HANNO ALIMENTATO OLIO DIATERMICO

Variazione di entalpia specifica fumi (per kg) dalla T di uscita reattore alla T_{stack} (= calore ceduto dai fumi all'olio diatermico dell'ORC)

$$\Delta h_{gas,1} = y_1 \cdot (h(CO_2; T = T) - h(CO_2; T = T_{stack,1})) + y_2 \cdot (h(H_2O; T = T) - h(H_2O; T = T_{stack,1})) + y_3 \cdot (h(O_2; T = T) - h(O_2; T = T_{stack,1}))$$

pm_{gas}

Resa in gas=Massa di gas prodotto per kg di biomassa [kg_{gas}/kg_{biomassa}]

$$\text{resa}_{\text{gas}} = \frac{m_{\text{gas}}}{pm_{\text{bio}}}$$

Riscaldamento olio diatermico per ciclo ORC

$$T_{\text{gas};1} = T - 273$$

[°C] Temperatura gas di combustione all'ingresso dello scambiatore dell'olio diatermico

$$T_{\text{gas};2} = T_{\text{stack};1} - 273$$

[°C] Temperatura gas di combustione all'uscita dello scambiatore dell'olio diatermico

$$Q_{\text{boil};1} = 0 \quad \text{ADIABATICA}$$

$$Q_{\text{boil};2} = Q_{\text{EL}}$$

[kW] Calore fornito dalla caldaia a biomassa all'olio diatermico

$$c_{\text{pOIL}} = 2,249 \quad [\text{kJ/kgK}] \quad \text{Calore specifico medio olio diatermico}$$

$$T_{\text{OIL};2} = 250 \quad [\text{°C}] \quad \text{Temperatura ingresso olio diatermico in caldaia}$$

$$T_{\text{OIL};1} = 300 \quad [\text{°C}] \quad \text{Temperatura uscita olio diatermico dalla caldaia}$$

Differenza di temperatura uscita camino-ingresso olio [K]

UNA VOLTA CHE SO QUANTO È CAS
IN USCITA

$$W_{\text{EL}} = 800 \quad [\text{kW}] \quad \text{Potenza elettrica nominale netta del ciclo ORC}$$

$$\eta_{\text{ORC}} = 0,177 \quad \text{Rendimento elettrico del ciclo ORC}$$

$$Q_{\text{cog};1} = 3580$$

[kW] Potenza termica nominale cogenerata dal condensatore dell'ORC (da dati Turboden)

$$Q_{\text{EL}} = \frac{W_{\text{EL}}}{\eta_{\text{ORC}}}$$

[kW] Potenza termica in ingresso fornita all'olio diatermico dai gas di combustione PER PLINE NTE ANE
IMPIANTO

$$m_{\text{gas};\text{EL}} = \frac{Q_{\text{EL}}}{\Delta h_{\text{gas};1}}$$

[kg/s] Portata di gas richiesta per alimentare il ciclo ORC

$$m_{\text{bio};\text{EL}} = m_{\text{gas};\text{EL}} \cdot \frac{3600}{\text{resa}_{\text{gas}}}$$

[kg/h] Portata di biomassa richiesta per alimentare il convertitore elettrico

Possibile ulteriore utilizzo del calore sensibile dei fumi in uscita caldaia, raffreddandoli fino alla temperatura al camino fissata

$$T_{\text{stack};2} = 150 + 273$$

Calcolo densità del gas [kg/m³] combusto al camino (per il calcolo della portata in Nm³/ora)

$$\rho_{\text{gas}} = (y_1 \cdot \rho(\text{CO}_2; T = T_{\text{stack};2}; P = y_1 \cdot P) + y_2 \cdot \rho(\text{H}_2\text{O}; T = T_{\text{stack};2}; P = y_2 \cdot P) + y_3 \cdot \rho(\text{O}_2; T = T_{\text{stack};2}; P = y_3 \cdot P) + y_4 \cdot \rho(\text{N}_2; T = T_{\text{stack};2}; P = y_4 \cdot P)) \cdot \text{pm}_{\text{gas}}$$

Calcolo portata gas al camino in m³/h

$$V_{\text{gas;EL}} = \frac{m_{\text{gas;EL}}}{\rho_{\text{gas}}} \cdot 3600$$

Variazione di entalpia specifica fumi (per kg) dalla T di uscita reattore alla $T_{\text{stack},2}$

$$\Delta h_{\text{gas};2} = y_1 \cdot (\mathbf{h}(\text{CO}_2; T = T_{\text{stack},1}) - \mathbf{h}(\text{CO}_2; T = T_{\text{stack},2})) + y_2 \cdot (\mathbf{h}(\text{H}_2\text{O}; T = T_{\text{stack},1}) - \mathbf{h}(\text{H}_2\text{O}; T = T_{\text{stack},2})) + y_3 \cdot (\mathbf{h}(\text{N}_2; T = T_{\text{stack},1}) - \mathbf{h}(\text{N}_2; T = T_{\text{stack},2}))$$

m_{gas}

Potenza termica cogenerata dal raffreddamento fumi in uscita dalla caldaia fino alla temperatura al camino $T_{\text{stack},2}$ [kW]

$$Q_{\text{cog};2} = m_{\text{gas;EL}} \cdot \Delta h_{\text{gas};2}$$

$$Q_{\text{cog};2} = 920 \quad \text{e' INFONO DT CON PONSA DETERMINATA}$$

Potenza termica cogenerativa uscita olio-camino [kW] (fissata dai dati di progetto oppure calcolata fissando la $T_{\text{stack},2}$ al camino): c'è un po' di discordanza tra la $Q_{\text{cog};2}$ ricavata fissando $T_{\text{stack},2}$ al camino e il dato di progetto a causa delle varie incertezze

Potenza termica cogenerativa totale [kW]

$$Q_{\text{cog;TOT}} = Q_{\text{cog};1} + Q_{\text{cog};2}$$

Produzione di energia termica annua [kWh/anno]

$$E_{\text{cog;TOT;kWh}} = Q_{\text{cog;TOT}} \cdot \text{ORE}_Y$$

Rendimento elettrico complessivo impianto a biomassa

$$\eta_{\text{EL}} = \frac{W_{\text{EL}}}{\frac{m_{\text{bio;EL}}}{3600} \cdot \text{LHV}_{\text{dry}} \cdot 1000}$$

Rendimento cogenerativo senza recupero ulteriore dopo il riscaldamento olio diatermico

$$\eta_{\text{COG};1} = \frac{W_{\text{EL}} + Q_{\text{cog};1}}{\frac{m_{\text{bio;EL}}}{3600} \cdot \text{LHV}_{\text{dry}} \cdot 1000}$$

Rendimento cogenerativo CON recupero ulteriore dopo il riscaldamento olio diatermico

$$\eta_{\text{COG};2} = \frac{W_{\text{EL}} + Q_{\text{cog;TOT}}}{\frac{m_{\text{bio;EL}}}{3600} \cdot \text{LHV}_{\text{dry}} \cdot 1000}$$

$$m_{\text{bio;Y}} = m_{\text{bio;EL}} \cdot \frac{\text{ORE}_Y}{1000} \quad \text{---} \quad 7433 \quad \frac{\text{TON}}{\text{y}}$$

[ton/y] Quantità annua di biomassa richiesta

$$\text{IE} = \frac{W_{\text{EL}}}{Q_{\text{cog;TOT}}} \quad \text{Indice elettrico del cogeneratore}$$

Calcolo portata olio diatermico

$$Q_{\text{EL}} = m_{\text{OIL}} \cdot c_{\text{pOIL}} \cdot (T_{\text{OIL};1} - T_{\text{OIL};2})$$

Produzione combustibile per ettaro/anno

$$\text{superficie} = \frac{m_{\text{bio;Y}}}{\text{fuel}_{\text{ha}}}$$

[ha] Superficie territoriale necessaria all'approvvigionamento biomassa

$$\text{superficie}_{\text{km}^2} = \frac{\text{superficie}}{100}$$

[km²] Superficie territoriale necessaria all'approvvigionamento biomassa in km²

$$\text{Diametro}_{\text{km}}^2 \cdot \frac{\pi}{4} = \text{superficie}_{\text{km}^2} \quad [\text{km}] \text{ Diametro medio previsto di raccolta}$$

$$E_{W;\text{kWh}} = W_{\text{EL}} \cdot \text{ORE}_Y \quad [\text{kWh/anno}] \text{ Produzione di energia elettrica annua}$$

ANALISI ECONOMICA

$$n_y = 20$$

Numeri rate ammortamento pari agli anni di vita impianto (20 anni è il periodo riconosciuto per l'incentivo impianti a biomasse in questa taglia)

$$i = 0,03 \quad \text{Quota interessi sul capitale al netto dell'inflazione}$$

Costo investimento per l'impianto: Valori abbastanza alti per gli ORC (da esempio su impianto commerciale a biomassa + ORC da 40 kW riscalato con economia di scala a scendere da 7500 €/kW)

$$C_{\text{imp}} = 4000 \quad [\text{€/kW}]$$

Costi annui di manutenzione ordinaria (impianto=2,5% C_{imp})

$$C_{\text{man}} = \frac{2,5}{100} \cdot C_{\text{imp}} \quad [\text{€/kW}]$$

Costo annuo acquisto combustibile biomassa: si assume un prezzo medio di 60 €/ton, considerando un plausibile range tra 40 e 80 €/ton

$$C_{\text{bio}} = 60 \quad [\text{€/ton}]$$

$$C_{\text{bio;Y}} = m_{\text{bio;Y}} \cdot C_{\text{bio}} \quad [\text{€/anno}]$$

Prezzo di vendita del kWh elettrico. Ricavati dalla tabella dell'Autorità Energia, prezzi riconosciuti al 2013 per produzione di energia elettrica da fonti rinnovabili con impianti a biomassa di potenza nominale > 300 kW e < 1 MW, comprensivo di: Tariffa incentivante base (180 €/MWh) + Tariffa PREMIO REQUISITI EMISSIONI in atmosfera (30 €/MWh) + Tariffa PREMIO COGENERAZIONE ad alto rendimento (40 €/MWh)

$$P_{\text{kWh}} = 0,18 + 0,03 + 0,04 \quad [\text{€/kWh}]$$

Ricavo annuo dalla vendita di energia elettrica

$$R_{\text{el}} = E_{W;\text{kWh}} \cdot P_{\text{kWh}} \quad \text{Eur/anno}$$

Possibile risparmio su combustibile primario utilizzato relativo al calore cogenerato: ci si riferisce ad utilizzo di metano (gas naturale) acquistato al prezzo di 0,4 €/Nm³, plausibile a livello industriale, e relativamente all'utilizzo di una caldaia avente rendimento pari al 90% (un po' più alto del parametro relativo al rendimento medio delle caldaie a livello nazionale imposto dalle normative sulla cogenerazione e generalmente intorno all'85%). Si suppone anche di poter utilizzare TUTTO il calore cogenerato (tipico di abbinamento a processo industriale non stagionale)

$$C_{\text{GN}} = 0,3$$

[€/Nm³] Costo gas naturale da rete gas

$$\eta_Q = 0,9$$

Rendimento caldaia per produzione calore se non ci fosse cogenerazione

$$LHV_{GN} = 36000 \text{ [kJ/Nm}^3\text{]} \text{ Potere calorifico inferiore gas naturale}$$

$$F_{cog} = 1 \text{ Frazione effettivamente utilizzata del calore cogenerabile}$$

$$m_{GN;Y} = Q_{cog;TOT} \cdot \frac{F_{cog}}{\eta_Q \cdot LHV_{GN}} \cdot 3600 \cdot ORE_Y$$

[Nm³/anno] Consumo annuo gas naturale per utilizzi termici in assenza di cogenerazione

$$C_{GN;Y} = m_{GN;Y} \cdot C_{GN}$$

[€/anno] Costo annuo gas naturale per utilizzi termici in assenza di cogenerazione

Costo d'investimento (proporzionale alla potenza installata)

$$C_{INV} = C_{imp} \cdot W_{EL} \text{ [€]}$$

Vettore degli anni

$$anno_k = k \quad (\text{for } k = 0 \text{ to } n_y)$$

Calcolo della rata costante d'ammortamento sul periodo di vita (n_y anni) dell'impianto

$$R_k = \frac{\text{Rata}}{(1 + i)^{(n_y - k + 1)}} \quad (\text{for } k = 1 \text{ to } n_y)$$

Condizione: alla fine del periodo la rata costante deve riprodurre il valore attuale dell'investimento

$$C_{INV} = \sum_{k=1}^{n_y} (R_k)$$

Calcolo del Valore Attuale Netto (VAN) dell'investimento (criterio economico di scelta)

$$V_0 = -C_{INV} \text{ Valore all'anno 0 = Costo d'investimento (negativo!!)}$$

Calcolo dei flussi di cassa attualizzati (= ricavi da vendita energia elettrica al prezzo di mercato GSE - rata ammortamento - costi manutenzione)

$$C_{time} = R_{el} - C_{man} \cdot W_{EL} - C_{bio;Y} + C_{GN;Y} \quad (\text{for time} = 1 \text{ to } n_y)$$

$$V_{time} = \frac{C_{time}}{(1 + i)^{time}} \quad (\text{for time} = 1 \text{ to } n_y)$$

VAN dell'investimento (criterio economico di analisi dell'investimento)

$$VAN = \sum_{time=0}^{n_y} (V_{time})$$

Cumulata dei recuperi annui sull'investimento (l'anno per cui si annulla rappresenta il tempo di ritorno dell'investimento, PBT=Payback Time)

$REC_0 = V_0$ All'anno 0 è pari all'investimento iniziale

$$REC_{time} = V_0 + \sum_{t_{pbt}=1}^{\text{time}} (V_{t,pbt}) \quad (\text{for time} = 1 \text{ to } n_y)$$

Dall'andamento del flusso di cassa si comprende l'alta sensibilità di questi impianti all'entità del calore cogenerato ed effettivamente utilizzato, che consente risparmi ingenti sul combustibile primario utilizzato per soddisfare i fabbisogni termici. E' una riprova di come i cicli ORC (a basso indice elettrico) vadano concepiti primariamente per la cogenerazione (la richiesta termica da cogenerare dovrebbe guidare la scelta della taglia dell'impianto)

SOLUTION

Unit Settings: SI K bar kJ molar deg

$a = 1$
 $\alpha_{st} = 5,893$
 $atomsC = 1$
 $atomsN = 14,05$
 $b = 0,744$
 $C = 0,496$
C_{bio,Y} = 445994 [€/anno]
C_{GN,Y} = 900000 [€/anno]
 $C_{INV} = 3,200E+06 [€]$
 $c_{pOIL} = 2,249 [kJ/kg·K]$
 $\Delta T_{min} = 106,2$
Diametrokm = 3,677 [km]
η_{EL} = 0,1261 [...]
 $\eta_Q = 0,9$
 $E_{W,kWh} = 4,800E+06 [kWh/anno]$
 $F_{cog} = 1$
 $H_2O = 0,12$
 $Hf_R = 420036$
 $HHV_{Milne} = 19,79 [MJ/kg]$
 $h_{H2O} = 49531$
 $h_{O2} = 41589$
 $IE = 0,1778$
 $LHV_{dry} = 18,44 [MJ/kg]$
 $LHV_{GN} = 36000$
 $m_{bio} = 1 [kg/s]$
m_{bio,EL} = 1239 [kg/h]
m_{bio,Y} = 7433 [ton/anno]
 $m_{gas,EL} = 4,04$
 $m_{min,gassi} = 10,33 [kg/s]$
 $N = 9,782$
 $n_c = 0,04133$
 $n_o = 0,02763$
 $O = 0,442$
 $OXIDratio = 10,6$
 $p_{mbio} = 24,19$
 $P_{kWh} = 0,25 [€/kWh]$
Q_{cog,TOT} = 4500 [kW]
 $Rata = 215090 [€]$
 $\rho_{gas} = 0,4478$
 $superficie = 1062 [ha]$
 $S_{bio} = 0$
T_c = 1254 [°C]
 $V_{gas,EL} = 32483$
W_{EL} = 800 [kW]
 $x_{st} = 1,038$
 $z = 7,024$
 $\alpha = 1,488$
 $ash = 0,01$
 $atomsH = 1,854$
 $atomsO = 4,588$
 $\beta = 0,6684$
 $C_{bio} = 60 [€/ton]$
 $C_{GN} = 0,3 [€/Nm³]$
 $C_{imp} = 4000 [€/kW]$
 $C_{man} = 100 [€/kW]$
 $d = 3,904$
 $D_{hev} = 93472$
 $ER = 1,8$
 $\eta_{ORC} = 0,177$
 $E_{cog,TOT,kWh} = 2,700E+07 [kWh/anno]$
 $fuel_{ha} = 7 [ton/ha]$
 $H = 0,062$
 $Hf_P = 420036$
 $HHV_{ar} = 17,42 [MJ/kg]$
 $h_{CO2} = 63280$
 $h_{N2} = 39336$
 $i = 0,03$
 $LHV_{ar} = 15,93 [MJ/kg]$
 $LHV_{dry,kJmol} = 446075$
 $L_Q = 0,02$
 $m_{bio,dry} = 0,88 [kg/s]$
 $m_{bio,kgh} = 3600 [kg/h]$
 $m_{gas} = 284$
 $m_{GN,Y} = 3,000E+06$
 $m_{OIL} = 40,19 [kg/s]$
 $N_{bio} = 0$
 $n_H = 0,06151$
 $n_y = 20$
 $ORE_Y = 6000 [ore/anno]$
 $P = 1 [bar]$
 $p_{mgas} = 29,04$
 $Q = 0 [kW]$
 $Q_{EL} = 4520 [kW]$
 $resa_{gas} = 11,74$
R_{el} = 1,200E+06 [€/anno]
 $superficiekm^2 = 10,62 [km²]$
 $T = 1527 [K]$
VAN = 2,022E+07 [€]
 $w = 0,1831$
 $w_t = 0,1364$
 $y = 1,868$

100 potential unit problems were detected.

Arrays Table: Main

	y_i [...]	N_i [kmol/s]	$Q_{boil;i}$ [kW]	$T_{K;OIL;i}$ [K]	$T_{OIL;i}$ [°C]	$T_{stack;i}$ [K] {[C]}	$Q_{cog;i}$ [kW]	C_i	REC_i
0									-3,200E+06
1	0,1022	1	0	573	300	629,2 {356}	3580	1,574E+06	-1,672E+06
2	0,09479	0,9272	4520	523	250	423 {149,9}	920	1,574E+06	-188188
3	0,08488	0,8303						1,574E+06	1,252E+06
4	0,7181	7,024						1,574E+06	2,651E+06
5								1,574E+06	4,008E+06
6								1,574E+06	5,327E+06
7								1,574E+06	6,607E+06
8								1,574E+06	7,849E+06
9								1,574E+06	9,055E+06
10								1,574E+06	1,023E+07
11								1,574E+06	1,136E+07
12								1,574E+06	1,247E+07
13								1,574E+06	1,354E+07
14								1,574E+06	1,458E+07
15								1,574E+06	1,559E+07
16								1,574E+06	1,657E+07
17								1,574E+06	1,752E+07
18								1,574E+06	1,845E+07
19								1,574E+06	1,935E+07
20								1,574E+06	2,022E+07

Arrays Table: Main

	R_i	V_i	$anno_i$	$\eta_{cog;i}$	$\Delta h_{gas;i}$	$T_{gas;i}$ [°C]
0		-3,200E+06	0			
1	119090	1,528E+06	1	0,6903	1119	1254
2	122663	1,484E+06	2	0,8353	227,7	356,2
3	126343	1,440E+06	3			
4	130133	1,398E+06	4			
5	134037	1,358E+06	5			
6	138058	1,318E+06	6			
7	142200	1,280E+06	7			
8	146466	1,243E+06	8			
9	150860	1,206E+06	9			
10	155386	1,171E+06	10			
11	160047	1,137E+06	11			
12	164849	1,104E+06	12			
13	169794	1,072E+06	13			
14	174888	1,041E+06	14			
15	180135	1,010E+06	15			
16	185539	980868	16			
17	191105	952299	17			
18	196838	924562	18			
19	202743	897633	19			
20	208825	871489	20			

