

MODELLO MATEMATICO PER LA PROGETTAZIONE DI SCRUBBER AD ACQUA VERTICALI

G. COLANGELO, M. FIORENTINO, G. STARACE

Università del Salento – Dipartimento di Ingegneria dell'Innovazione
via per Arnesano – 73100 LECCE
tel 0832 297753 email: giuseppe.starace@unisalento.it

Abstract

È oggetto di questo studio l'elaborazione di un modello matematico sviluppato in ambiente Mathcad in grado di simulare il funzionamento di *scrubber* verticali ad acqua in controcorrente (torri di lavaggio) per la pulizia di *syngas* da gassificazione di biomasse lignocellulosiche, ai fini del suo utilizzo in un motore a combustione interna. Il modello calcola il numero di stadi necessario a soddisfare le specifiche prestazionali dello *scrubber* in termini di efficienza di abbattimento del particolato e di raffreddamento della corrente gassosa e fornisce indicazioni progettuali sulla scelta dei parametri geometrici e funzionali.

La variazione imposta dei parametri funzionali consente, poi, di condurre un'analisi dell'output progettuale, in particolare al variare del rapporto tra portata d'acqua immessa e polverizzata e portata di *syngas*, della dimensione media dei contaminanti da rimuovere e della temperatura di ingresso nello scrubber.

Introduzione

Il gas ottenuto dal processo di gassificazione di biomasse è noto come *syngas* e può essere utilizzato per produrre energia termica o elettrica.

Ciò può avvenire in un motore a combustione interna o in una turbina a gas, entrambi opportunamente modificati per sfruttare appieno le caratteristiche del combustibile. Prima di essere inviato all'impianto motore il *syngas* necessita di trattamenti orientati alla sua pulizia e al suo raffreddamento. In questo modo esso potrà soddisfare le specifiche di massima temperatura (circa 320K) e concentrazione di sostanze solide disperse [1] (particolato e tar) che ne garantiscono il funzionamento (Tab. 1).

Tabella 1. Concentrazioni di inquinanti ammesse *syngas* per motore a combustione interna e turbina

	<i>MCI</i>	<i>Turbogas</i>
Tar [mg/Nm ³]	<100	<5
Particolato [mg/Nm ³]	<50	<30

Gli *scrubber* realizzano all'interno di uno stesso dispositivo entrambe le funzioni necessarie per la corretta alimentazione degli impianti motore (raffreddamento del gas e rimozione delle particelle solide disperse). Essi sono realizzati con diverse geometrie e modalità di funzionamento cui ci si riferisce per la modalità di interazione tra liquido e gas, distinguendoli in:

- *scrubber* a piatti forati;
- *scrubber* a corpi di riempimento;
- *scrubber* Venturi;
- *scrubber* ciclone;
- *scrubber* ad acqua orizzontali o verticali.

Tra le tipologie menzionate lo *scrubber* ad acqua è il dispositivo di più semplice realizzazione e di più diffuso utilizzo: consiste, infatti, in un recipiente verticale, di solito cilindrico, all'interno del quale gli ugelli, opportunamente posizionati, distribuiscono l'acqua nella corrente gassosa da trattare sul gas da lavare. Nella configurazione "in controcorrente" il gas entra dal basso e incontra i getti di liquido polverizzati in direzione opposta, i quali si succedono in più stadi lungo l'altezza della torre. Il modello matematico qui sviluppato consente la scelta dei parametri progettuali propri di *scrubber* ad acqua verticali in controcorrente, al fine di valutarne le prestazioni in condizioni di progetto. Le prestazioni in condizione di regolazione saranno oggetto di altro apposito studio. Il modello è sviluppato a partire da quello riportato in [2] con l'aggiunta di routine e valutazioni riguardanti lo scambio termico tra il liquido e il gas e non solo gli aspetti legati allo scambio di materia. Le simulazioni consentono di valutare le prestazioni dello *scrubber* in termini di efficienza di abbattimento del particolato e di raffreddamento pervenendo così alla scelta più opportuna delle dimensioni della torre che garantiscono le specifiche di progetto.

Il lavoro è suddiviso in due fasi:

- 1) nella prima fase si descrive il modello progettuale elaborato per il raggiungimento dell'efficienza di

abbattimento di ciascuno stadio e della temperatura del *syngas* alla sua uscita. Gli output del calcolo sono il numero di stadi necessari per soddisfare le esigenze richieste, ovvero l'altezza complessiva dello *scrubber*, la tipologia e le caratteristiche degli ugelli da utilizzare, il diametro della torre;

II) nella seconda fase si svolge un'analisi dei risultati progettuali in funzione di differenti parametri di scelta quali la dimensione delle gocce nello *spray*, della portata d'acqua iniettata in ogni stadio, ecc.

Descrizione del modello e ipotesi di lavoro

Lo *scrubber* è modellato come una successione di n stadi (fig.1 e 2), ciascuno di altezza h ; all'interno di ognuno di essi è disposto un unico ugello spruzzatore in posizione centrale.

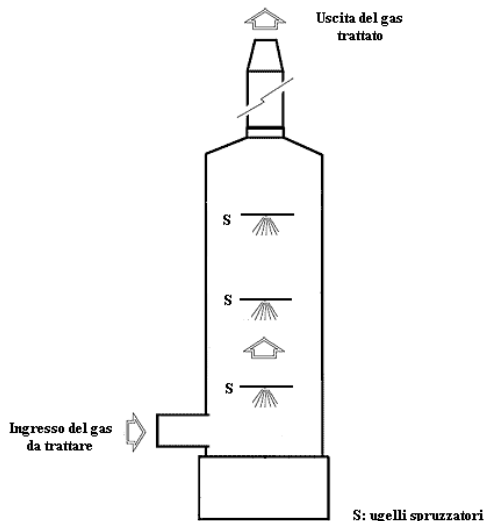


Figura 1. Schema generale dello *scrubber*

L'efficienza di abbattimento del particolato nel *syngas* η_i è data da:

$$\eta_i = \frac{c_{pm,in,i} - c_{pm,out,i}}{c_{pm,in,i}} \quad (1)$$

dove " $c_{pm,in,i}$ " e " $c_{pm,out,i}$ " indicano la concentrazione di particolato nel *syngas* rispettivamente all'ingresso e all'uscita di uno stadio.

L'efficienza di abbattimento realizzata nel singolo stadio è calcolata mediante il bilancio di massa del particolato nel volume di controllo costituito dalla regione di spazio raffigurata in fig.2. Le relazioni sono valide nelle seguenti ipotesi semplificative :

- 1) assenza di evaporazione delle gocce dello *spray*: l'ipotesi è tanto più valida quanto più bassa è la temperatura del gas e tanto più elevata è la portata di acqua polverizzata;
- 2) le gocce d'acqua sono di forma sferica, hanno tutte la stessa dimensione e il loro diametro rimane, per effetto dell'ipotesi 1, costante;
- 3) il gas trattato si comporta come un gas ideale;
- 4) non c'è trasporto di gas da parte delle gocce d'acqua;
- 5) gli ugelli producono getti a cono cavo e presentano una caratteristica di funzionamento rilevabile da cataloghi commerciali. A valori di pressione di alimentazione e portata iniettata viene fatto corrispondere un diametro medio delle gocce dello *spray* (per portate comprese tra quella minima e massima ammissibili si assume una variazione lineare del diametro);
- 6) l'altezza del singolo stadio è pari alla penetrazione del getto; per distanze maggiori le gocce dello *spray* aderiscono alle pareti dello *scrubber* e per la corrente fluida che ne scaturisce si ammette l'assenza di un qualsiasi scambio di materia e di calore con la corrente gassosa;
- 7) il *syngas* è assunto come una miscela di gas perfetti: nota la composizione volumetrica media, ogni sua proprietà è ricavata come combinazione di quelle corrispondenti dei suoi componenti;
- 8) il *syngas* cede per convezione ad ogni goccia dello *spray* di uno stadio la medesima potenza termica; lo scambio termico è calcolato senza riguardo alla posizione della goccia nello *spray*.

Il volume infinitesimo di controllo è rappresentato in fig.2. Esso è costituito da un elemento cilindrico di lunghezza dz attraversato dalle correnti dell'acqua e del gas nelle direzioni opposte.

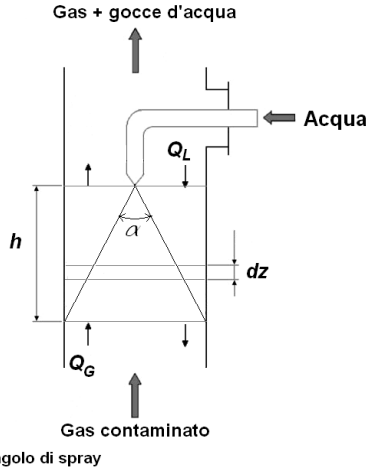


Figura 2. Rappresentazione schematica del singolo stadio di riferimento per i bilanci di massa

La variazione di portata in massa di particolato nel *syngas* tra ingresso e uscita dallo stadio è pari alla portata di particolato trattenuta dall'acqua.

$$\frac{dm_{pm,in}}{dt} - \frac{dm_{pm,out}}{dt} = \frac{dm_{pm,removed}}{dt} \quad (2)$$

$$-Q_G \cdot dc_{pm} = \frac{dm_{pm,removed}}{dt} \quad (3)$$

con c_{pm} [kg/m³] concentrazione di particolato nel *syngas* e Q_G [m³/s] portata volumetrica di *syngas*. Vale anche

$$\frac{dm_{pm,removed}}{dt} = Q_{GSD} \cdot N_D \cdot \eta_{SD} \cdot c_{pm} \quad (4)$$

con Q_{GSD} [m³/s] portata di *syngas* attraverso la sezione trasversale di una goccia d'acqua, N_D numero di gocce nello *spray* e η_{SD} efficienza di abbattimento di una singola goccia. Combinando le equazioni (3) e (4) si ricava l'equazione

$$-Q_G \frac{dc_{pm}}{c_{pm}} = \frac{6Q_L}{\pi d_D^3} \frac{dz}{v_D} \pi \frac{d_D^2}{4} v_{iD} \eta_{SD} \quad (5)$$

con Q_L [m³/s] portata d'acqua iniettata nello stadio *i*-esimo, d_D [m] diametro medio delle gocce nello *spray*, v_{iD} e v_G [m/s] rispettivamente la velocità di sedimentazione delle gocce d'acqua relativa al gas e la velocità del *syngas*, e v_D [m/s] velocità di caduta delle gocce d'acqua, calcolata come:

$$v_D = v_{iD} - v_G \quad (6)$$

Manipolando ulteriormente e separando le variabili c_{pm} e z si ottiene la (7):

$$\frac{dc_{pm}}{c_{pm}} = -\frac{3}{2} \frac{Q_L}{Q_G} \frac{v_{iD}}{v_D} \frac{\eta_{SD}}{d_D} dz \quad (7)$$

Integrando:

$$\frac{c_{pm,out,i}}{c_{pm,in,i}} = \exp \left[-\frac{3}{2} \frac{Q_L}{Q_G} \frac{v_{iD}}{v_D} \frac{\eta_{SD}}{d_D} h \right] \quad (8)$$

con h [m] altezza dello stadio.

L'efficienza di abbattimento è allora:

$$\eta_i = 1 - \exp \left[-\frac{3 Q_L v_{iD} \eta_{SD}}{2 Q_G v_D d_D} h \right] \quad (9)$$

Efficienza di abbattimento di una goccia dello *spray*

L'efficienza di abbattimento del processo di separazione dalla corrente di gas dei solidi dispersi mediante l'acqua si ottiene con la considerazione di tre diversi contributi [3]-[4] su ogni singola goccia d'acqua, riferiti ai tre meccanismi noti come *impatto*, *intercettazione* e *diffusione*.

- **Impatto**: si tratta del meccanismo di interazione per solidi dispersi di dimensioni maggiori di 5 μm . A causa della loro inerzia, le particelle solide non seguono le linee di corrente del gas attorno alla goccia d'acqua e vi urtano contro, finendo catturate.

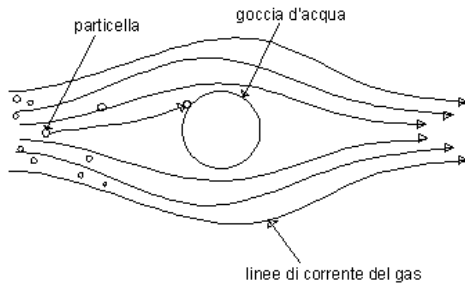


Figura 3. Cattura del particolato per impatto

L'efficienza di abbattimento dovuta all'impatto [5] è funzione del numero di *Stokes* (*Stk*) (indice proprio della tendenza di una particella a impattare contro un ostacolo posto sulla sua traiettoria indisturbata) definito con riferimento particolare alla condizione sotto analisi:

$$Stk = \frac{C_C \rho_P d_P^2 (v_{iD} - v_{iP})}{18 \mu_G d_D} \quad (10)$$

con ρ_P [kg/m^3] a densità del particolato, d_P [m] diametro del particolato, μ_G [$\text{Pa}\cdot\text{s}$] viscosità dinamica del gas, $v_{iD}-v_{iP}$ [m/s] velocità relativa tra le gocce d'acqua e il particolato, C_C fattore correttivo di scorrimento o fattore di Cunningham.

L'efficienza di abbattimento per impatto è fornita dalla relazione:

$$\eta_{imp} = \left[\frac{Stk}{Stk + 0.35} \right]^2 \quad (11)$$

-**Intercettazione**: si tratta del fenomeno che vede la cattura della particella solida quando questa segue le linee di flusso a distanza molto prossima alla superficie esterna del corpo lambito dalla corrente gassosa.

Con riferimento ai parametri adimensionali definiti come:

- o il numero di Reynolds *Re* pari a

$$Re = \frac{d_D \rho_G v_{iD}}{\mu_G} \quad (12)$$

con ρ_G [kg/m^3] densità del *syngas*,

- o il parametro di intercettazione *R*

$$R = \frac{d_P}{d_D} \quad (13)$$

- o il rapporto σ tra la viscosità dell'acqua μ_L e del *syngas* μ_G

$$\sigma = \frac{\mu_L}{\mu_G} \quad (14)$$

il contributo all'efficienza del meccanismo dell'intercettazione è dato [6] dalla relazione:

$$\eta_{int} = 4R \left[\frac{1}{\sigma} + (1 + \sqrt{2Re})R \right] \quad (15)$$

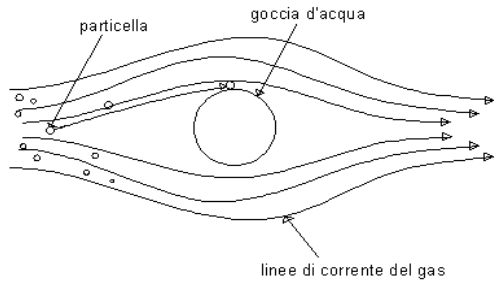


Figura 4. Cattura del particolato per intercettazione

- **Diffusione:** si tratta del fenomeno che interessa particelle di diametro inferiore ai $0,3\mu\text{m}$, le quali tendono a seguire le linee di flusso del gas attorno alle gocce d'acqua. Queste particelle soggette ai moti *browniani*, diffondono verso la superficie del corpo intercettore.

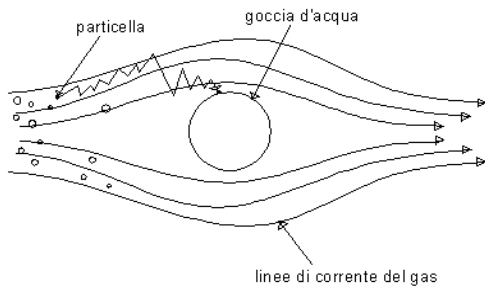


Fig.5. Cattura del particolato per diffusione

Definiti i seguenti parametri:

- o il coefficiente di diffusione del particolato D_{diff} [m^2/s] come

$$D_{diff} = \frac{k_B T_G C_c}{3\pi\mu_G d_{PA}} \quad (16)$$

in cui k_B è la costante di Boltzmann, T_G [K] la temperatura del *syngas*, d_{PA} [m] il diametro aerodinamico del particolato, ricavato come:

$$d_{PA} = d_p \sqrt{\rho_p} \quad (17)$$

ρ_p [g/cm^3] la densità del particolato.

- o Il numero di *Schmidt* come:

$$Sc = \frac{\mu_G}{\rho_G D_{diff}} \quad (18)$$

l'efficienza di abbattimento per diffusione è fornita [6] dalla relazione:

$$\eta_{diff} = \frac{8}{Re \cdot Sc} \left[1 + \frac{0.4}{\sqrt{2}} Re^{\frac{1}{2}} \left(Sc^{\frac{1}{3}} + 0.4 Sc^{\frac{1}{2}} \right) \right] \quad (19)$$

l'efficienza di abbattimento di una singola goccia dello *spray* si ricava come:

$$\eta_{SD} = \eta_{imp} + \eta_{int} + \eta_{diff} \quad (20)$$

Calcolo della temperatura del *syngas* all'uscita dallo stadio

La temperatura del gas all'ingresso di uno stadio coincide con la temperatura di uscita dallo stadio immediatamente precedente.

Questa, indicata con $T_{G,out,i}$, si ricava uguagliando il calore ceduto dal *syngas* a quello fornito all'acqua iniettata in ciascuno stadio.

Si assume che tutte le goccioline d'acqua iniettate abbiano la medesima temperatura iniziale pari a $T_{acqua,in}$ e che, alla fine della loro interazione con il gas, raggiungano la stessa temperatura finale.

Si consideri una singola goccia d'acqua dello *spray* di diametro d_D , che viene investita da una corrente di *syngas* in ingresso allo stadio con velocità iniziale $v_{G,in,i}$ e temperatura $T_{G,in,i}$.

Il trasferimento di calore dal *syngas* alla particella d'acqua avviene per convezione.

Siano $\lambda_{G,in,i}$, $\mu_{G,in,i}$, $\rho_{G,in,i}$ rispettivamente la conducibilità termica [$\text{W}/\text{m}\cdot\text{K}$], la viscosità dinamica [$\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$] e la densità [kg/m^3] del *syngas* all'ingresso dello stadio.

L'acqua iniettata fuoriesce dall'orifizio dell'ugello di diametro d_o a una velocità v_{getto} la cui espressione è:

$$v_{getto} = c_e \frac{4 \cdot Q_L}{\pi \cdot d_o^2} \quad (21)$$

con Q_L [m³/s] portata d'acqua iniettata in ciascun stadio e $c_e = 0,5$ coefficiente di efflusso.

Il syngas e l'acqua si muovono in controcorrente; pertanto la velocità relativa tra i due fluidi è pari a:

$$v_{rel} = v_{getto} + v_{G,in,i} \quad (22)$$

Definiti i seguenti parametri adimensionali:

○ il numero di Reynolds Re_I

$$Re_I = \frac{v_{rel} \cdot d_D \cdot \rho_{G,in,i}}{\mu_{G,in,i}} \quad (23)$$

○ il numero di Prandtl Pr

$$Pr = \frac{\mu_{G,in,i} \cdot cp_G}{\lambda_{G,in,i}} \quad (24)$$

con cp_G [kJ/kg·K]: il calore specifico a pressione costante del syngas.

Il numero di *Nusselt* per il flusso sulla particella d'acqua, assunta di forma sferica, è calcolato mediante la seguente correlazione raccomandata da Whitaker [7]:

$$Nu_{sf} = 2 + [0.4(Re_I)^{1/2} + 0.06(Re_I)^{2/3}] Pr^{0.4} \left(\frac{\mu_{G,in,i}}{\mu_{acqua}} \right)^{1/4}$$

e valida per $3.5 \leq Re_I \leq 80000$ e $0.7 \leq Pr \leq 380$, mentre il coefficiente di scambio termico convettivo h_{conv} [W/m²·K] è

$$h_{conv} = \frac{Nu_{sf} \cdot \lambda_{G,in,i}}{d_D} \quad (26)$$

e la potenza termica scambiata tra la corrente di syngas e una singola particella dello *spray* è pari a

$$\frac{Q}{\Delta t} = h_{conv} \cdot (\pi d_D^2) \cdot (T_{G,in,i} - T_{acqua,m}) \quad (27)$$

dove la superficie di scambio termico coincide con la superficie della particella di diametro d_D e

$T_{acqua,m}$ è la temperatura media dell'acqua tra ingresso e uscita dello stadio.

Avendo assunto che il gas scambia la stessa potenza termica con ciascuna particella dello *spray*, la potenza termica globale ceduta dal gas all'intera portata d'acqua iniettata nello stadio si ottiene moltiplicando per il numero di gocce N_D :

$$\frac{Q_{tot}}{\Delta t} = \frac{6Q_L h}{\pi d_D^3 (v_{ID} - v_{G,in,i})} \frac{Q}{\Delta t} \quad (28)$$

Scrivendo l'equazione di bilancio termico:

$$\frac{Q_{tot}}{\Delta t} = G_G cp_G (T_{G,in,i} - T_{G,out,i}) \quad (29)$$

con G_G [kg/s]: la portata in massa di syngas.

È possibile definire l'efficienza di scambio termico $\eta_{T,i}$ per ciascuno stadio dello *scrubber*, con un'espressione analoga all'efficienza di abbattimento:

$$\eta_{T,i} = \frac{T_{G,in,i} - T_{G,out,i}}{T_{G,in,i} - T_{acqua,in}} \quad (30)$$

Struttura del programma di calcolo

Le variabili in ingresso nel programma sono:

1. la portata di gas da trattare;
2. il diametro dello scrubber $d_{scrubber}$;
3. le caratteristiche degli ugelli *spray* e il diametro medio delle gocce prodotte

L'ugello polverizzatore è selezionato all'interno di un catalogo commerciale, dal quale è possibile

trarre informazioni circa la portata d'acqua Q_L iniettata in ciascuno stadio a una determinata pressione di alimentazione, il diametro dell'orifizio d_o [mm], l'angolo di apertura dello *spray* α . Noto l'angolo di apertura e assumendo la copertura dello *spray* pari al diametro dello *scrubber* si ricava dalle apposite tabelle il valore della penetrazione del getto, ovvero l'altezza dello stadio. Il diametro medio delle gocce d_D ad una specifica pressione di alimentazione degli ugelli si assume che vari linearmente con la portata d'acqua Q_L .

4. la temperatura del *syngas* all'uscita del gassificatore.

La generica proprietà P_G del *syngas* corrispondente alla temperatura T_G è fornita dalla relazione:

$$P_G(T_G) = \sum_j P_j(T_G) \cdot \chi_j \quad (31)$$

con P_j la proprietà analoga del j -esimo componente e con χ_j la frazione in volume del j -esimo componente nella miscela.

5. la concentrazione di particolato $c_{pm,in}$ nel *syngas* all'uscita del gassificatore.

Assegnate le variabili in ingresso, il software controlla che siano verificate le condizioni $c_{pm,in} > c_{lim}$ e $T_{G,in} > T_{lim}$:

- se entrambe le condizioni non sono verificate il *syngas* non necessita del trattamento e può essere inviato direttamente al motore;
- se le due condizioni sono verificate il *syngas* necessita di un trattamento per il suo lavaggio; deve, pertanto, entrare nello *scrubber* nello stadio successivo. Quando all'uscita dello stadio vengono calcolate la concentrazione di particolato e la temperatura del gas il software controlla nuovamente la validità delle condizioni e reitera il processo se necessario fino al soddisfacimento delle specifiche di concentrazione e temperatura.

All'uscita del programma sono forniti i valori del numero di stadi necessari per il lavaggio e raffreddamento del *syngas*, della temperatura del gas $T_{G,out}$ all'uscita dello *scrubber* e della concentrazione di particolato $c_{pm,out}$ al termine del trattamento.

Risultati dell'analisi

Al variare delle variabili in input al modello, nell'ambito di opportuni valori delle altre grandezze si è condotta un'analisi di sensibilità dei parametri in uscita dal calcolo (numero di stadi necessari, concentrazione di particolato e temperatura del *syngas* in uscita dallo *scrubber*). In particolare l'andamento dei parametri di progetto varia al variare:

- della temperatura del *syngas* $T_{G,in}$ all'ingresso dello *scrubber*; questa grandezza incide sul numero di stadi necessari per il raffreddamento della corrente gassosa;
- della portata d'acqua Q_L polverizzata ad ogni stadio, a parità di pressione di alimentazione degli spruzzatori p_S ;
- del diametro del particolato d_P , che determina il meccanismo di cattura predominante e di conseguenza l'efficienza di abbattimento.

Andamento del numero di stadi al variare di $T_{G,in}$

Fissate le seguenti grandezze

$c_{pm,in}$	g/m ³	10,0
Q_G	Nm ³ /s	0,14
d_P	μm	10,0
ρ_P	g/cm ³	2,0
$d_{scrubber}$	cm	40,0
p_S	bar	3,0
Q_L	l/min	2,35
α	°	70,0
d_o	mm	2,4

Dal grafico in fig.6. si osserva che il numero di stadi necessari per il lavaggio del *syngas* aumenta al crescere della temperatura di ingresso $T_{G,in}$, infatti esso varia da 7 a 10 per $T_{G,in}$ che varia da 350 a 500K.

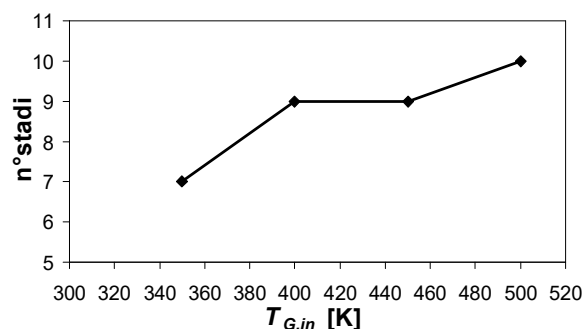


Figura 6. Andamento del numero di stadi con $T_{G,in}$

Andamento delle variabili in uscita al variare di Q_L e della granulometria del particolato

Fissate le seguenti grandezze:

$c_{pm,in}$	g/m^3	10,0
Q_G	Nm^3/s	0,14
ρ_P	g/cm^3	2,0
$d_{scrubber}$	cm	40,0
$T_{G,in}$	K	700,0
p_s	bar	3,0

e scelti cinque differenti ugelli con le caratteristiche riportate in tab.2

Tabella 2. Parametri caratteristici dei cinque diversi spruzzatori selezionati

	<i>n.1</i>	<i>n.2</i>	<i>n.3</i>	<i>n.4</i>	<i>n.5</i>
Q_L [l/min]	0,39	0,78	1,56	2,35	3,95
d_o [mm]	0,9	1,4	2,1	2,4	3
α [°]	65	70	65	70	70

dal grafico in fig.7 si deduce che:

- assunto costante il diametro medio del particolato d_p , il numero di stadi necessari per il trattamento del gas si riduce all'aumentare della portata d'acqua di ciascuno stadio;
- assunta costante la portata d'acqua Q_L immessa in un singolo tratto dello *scrubber*, il numero di stadi richiesto per soddisfare le specifiche legate alla concentrazione di particolato e alla temperatura del gas, diminuisce per d_p che varia tra 5 e 8 μm . Le particelle di dimensioni maggiori vengono, allora, più facilmente catturate dall'acqua per effetto della loro inerzia.

Se il diametro d_p supera gli 8 μm , il numero di stadi non è più influenzato dalla dimensione dei solidi dispersi. Al crescere di d_p , allora, il gas viene lavato più facilmente e la concentrazione raggiunge valori inferiori a quella limite consentita prima che il gas venga raffreddato fino alla temperatura ambiente.

Di conseguenza, il numero di stadi è legato prevalentemente all'efficacia dello scambio termico che è indipendente da d_p .

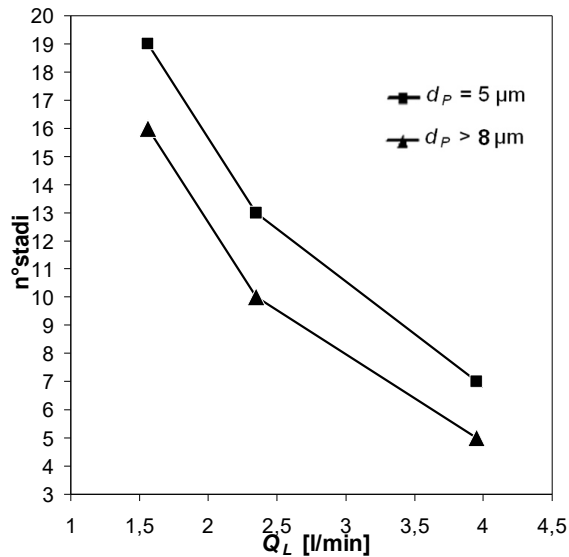


Figura 7. Andamento del numero di stadi al variare della portata d'acqua e per diversi diametri di particolato e per $T_{G,in} = 500$ K

D'altra parte, a parità di Q_L , la concentrazione di particolato nel gas all'uscita dallo *scrubber*, si riduce notevolmente all'aumentare di d_p , come è possibile osservare dalla seguente tabella:

Tabella 3. Concentrazione del particolato nel *syngas* alla fine del trattamento per Q_L pari a 2,35 l/min al variare della granulometria del particolato

d_p [μm]	5	8	10
$c_{pm,out}$ [g/m^3]	$4,24\text{E}^{-02}$	$3,51\text{E}^{-02}$	$1,55\text{E}^{-03}$

È interessante valutare il consumo totale di acqua nei vari casi analizzati, dato che questo dato può rappresentare un criterio di scelta degli ugelli. La portata d'acqua complessiva $Q_{L,TOT}$ sarà pari a:

$$Q_{L,TOT} = n^\circ\text{stadi} \cdot Q_L \quad (32)$$

Confrontando i grafici nelle figg.8 e 9. si osserva che, adottata una soluzione per l'ugello, la portata d'acqua complessivamente richiesta per effettuare la pulizia del *syngas* è maggiore quando la corrente gassosa contiene solidi dispersi di dimensioni più ridotte, perché è maggiore il numero di stadi.

Se, invece, si osservano singolarmente gli stessi grafici, si nota che per d_p costante, avendo a disposizione una portata d'acqua maggiore per singolo stadio, risulta minore la portata totale necessaria.

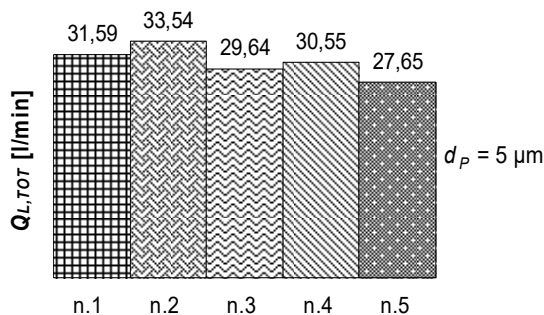


Figura 8. Portata d'acqua complessivamente richiesta per il trattamento a seconda dell'ugello selezionato per $d_p = 5 \mu\text{m}$ e per $T_{G,in} = 500$ K

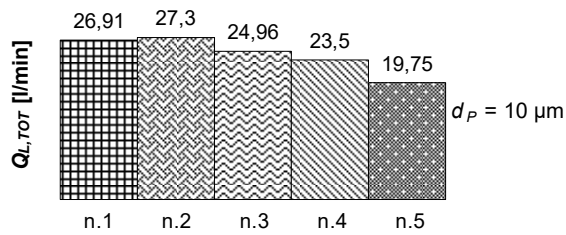


Figura 9. Portata d'acqua complessivamente richiesta per il trattamento a seconda dell'ugello selezionato per $d_p = 10\mu\text{m}$ e per $T_{G,in} = 500\text{ K}$

Stima delle perdite di carico dal lato gas

Per la progettazione di una torre di lavaggio ha interesse anche la potenza di ventilazione necessaria a soddisfare le specifiche in termini di temperatura e concentrazione di particolato nel *syngas*. Per il calcolo delle perdite di carico si considerano:

- 1) la resistenza all'imbocco, un gomito e un allargamento di sezione;
- 2) le perdite distribuite per l'attraversamento degli stadi;
- 3) un gomito, un restringimento di sezione e la resistenza allo sbocco.

Con questi dati di calcolo tipici di applicazioni per la pulizia di gas di sintesi

$c_{pm,in}$	g/m^3	10,0
Q_G	Nm^3/s	0,14
$T_{G,in}$	K	500,0
ρ_p	g/cm^3	2,0
$d_{scrubber}$	cm	40,0
Q_L	l/min	3,95
d_p	μm	5,0
p_s	bar	3,0
α	$^\circ$	70,0
d_o	mm	3,0

si ricava che per un numero di stadi pari a 8 è circa $\Delta p_{TOT} = 50 \cdot \text{Pa}$

Conclusioni

Il numero di stadi, inteso come numero di ugelli da disporre nella torre di lavaggio per effettuare la pulizia e il raffreddamento del gas all'uscita del gassificatore:

1. è funzione del diametro medio d_p del particolato fino ad certo valore di soglia, oltre il quale il numero di stadi è quasi costante.

Dalla fig.7. si osserva che, iniettando nel singolo stadio una portata d'acqua pari a 2,35 l/min, per d_p che varia tra 5 e 8 μm , il numero di pulverizzatori necessari si riduce rispettivamente da 13 a 10.

Per diametri $d_p > 8\ \mu\text{m}$ il numero di stadi è costante e pari a 10.

L'aumento di d_p produce, allora, uno scambio di materia più sostenuto, in quanto le particelle, per effetto della loro inerzia, urtano contro le gocce dello *spray* rimanendovi catturate, con la conseguenza di concentrazioni inferiori a quella limite;

2. è funzione della quantità d'acqua a disposizione nel singolo stadio.

All'aumentare del rapporto tra la portata di acqua all'ingresso del singolo stadio e la portata di *syngas*, il numero di stadi diminuisce.

Dalle figg.8. e 9. si nota che, all'aumentare della portata d'acqua iniettata nel singolo stadio, la portata d'acqua complessiva richiesta si riduce sensibilmente.

Per una corrente di gas che contenga solidi dispersi di diametro pari a 10 μm , se la portata d'acqua a disposizione nel singolo stadio varia tra 2,35 e 3,95 l/min, quella complessiva varia rispettivamente da 23,5 a 19,75 l/min. La pulizia e il raffreddamento del gas sono possibili con un consumo di acqua minore in questo caso, sempre nel rispetto delle specifiche legate alla concentrazione di particolato e alla temperatura. Il consumo totale minore di acqua potrebbe rappresentare un criterio progettuale di scelta degli ugelli *spray*.

Il modello creato prevede sviluppi futuri, che ne estenderanno il campo di applicabilità.

In particolare si ha in programma di :

- considerare la presenza e l'interazione di due o più ugelli all'interno del singolo stadio e la conseguente influenza sulle prestazioni dello *scrubber*;
- verificare se gli ugelli a cono cavo (*hollow cone*) rispondano pienamente alle esigenze di raffreddamento e pulizia della corrente gassosa o se sia più opportuno utilizzare ugelli a cono pieno (*full cone*);
- tenere in considerazione la variazione del diametro delle particelle nello *spray* durante il processo di trattamento del gas.

Bibliografia

- [1] P. Hasler, Th. Nussbaumer, *Gas Cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification*, Biomass and Bioenergy 16 (1999) 385-395
- [2] B. Raj Mohan, R.K. Jain, B.C. Meikap, *Comprehensive analysis for prediction of dust removal efficiency using twin-fluid atomization in a spray scrubber*, Sep. Purif. Technol. 63 (2008) 269-277
- [3] H.T. Kim, C.H. Jung, S.N. Oh, K.W. Lee, *Particle removal efficiency of wet gravitational scrubber considering impaction, interception, diffusion*, Environ. Eng. Sci. 18 (2) (2001) 125-136
- [4] S. Sarkar, B.C. Meikap, S.G. Chatterjee, *Modeling of removal of sulfur dioxide from flue gases in a horizontal cocurrent gas-liquid scrubber*, Chem. Eng. J. 131 (2007) 263-271
- [5] W. Licht, *Air Pollution Control Engineering-: Basic Calculations for Particulate Collection*, Marcel Dekker Inc., New York, USA, second.ed., 1988
- [6] Flagan, Richard C. and Seinfeld, John H. *Fundamentals of air pollution engineering*. Prentice Hall, Inc., Englewood Cliffs, New Jersey, 1988
- [7] Yunus A.Çengel, *Termodinamica e trasmissione del calore*, Mc Graw-Hill Companies, Inc, third.ed, 2009

A MATHEMATICAL MODEL FOR THE DESIGN OF COUNTER-CURRENT SPRAY-COLUMN SCRUBBERS

G. COLANGELO, M. FIORENTINO, G. STARACE

*Università del Salento – Dipartimento di Ingegneria dell'Innovazione
via per Arnesano – 73100 LECCE
tel 0832 297753 email: giuseppe.starace@unisalento.it*

Abstract

A Mathcad model based on simplified hypotheses has been implemented for the design of counter-current spray-column wet scrubbers operated in order to clean and cool the syngas generated by a lignocellulosic biomass fixed bed gasifier and to be burned in an internal combustion (IC) engine. The model calculates the number of stages needed to match imposed requirements in terms of temperature and particulate concentration, and gives as output design values for operational and geometrical parameters. The variations in input variables (as atomized water-to-syngas ratio, mean size of particulate, syngas inlet temperature into the scrubber) allow to carry out a sensitivity analysis on the scrubber performance indicators.