مطالعه عددي پديدههاي انتقال و احتراق در گازي كردن سوخت چوب

محمد مقيمان   دانشيار گروه مكانيك، دانشكده مهندسي، دانشگاه فردوسي مشهد
طيبه هاشمي مقدم   دانشجوي دوره كارشناسي ارشد تبديل انرژي، گروه مكانيك، دانشگاه فردوسی مشهد

چكيده

در گازي كردن و احتراق مواد بيومس از جمله سوخت چوب، مشكل اصلي انتقال تركيبات قليائي از محفظه گازي كننده به روي سطوح مختلف در سيستمهاي تبديل انرژي است. رسوب اين مواد بر روي سطوح فلزي ميتواند باعث فرسايش و خوردگي سطوح و گاهي موجب انسداد مسيرگاز و توليد ارتعاش شود. در اين مقاله گازي كردن و احتراق ذرات چوب در گازي كنندههاي سيكلوني شبيهسازي شده و پارامترهاي مؤثر بركاهش توليد و انتقال مواد قليايي از گازي كننده مورد بررسي قرار گرفته است. معادلات بقاي حاكم بر فاز گاز با استفاده از روش حجمهاي محدود و معادلات ديفرانسيل حاكم برحركت ذرات جامد در سيستم لاگرانژي با انتگرالگيري گام به گام در فواصل زماني كوچك حل شده است. بررسي نتايج به دست آمده از جمله توزيع دما، توزيع گونههاي شيميائي، نرخ آزاد شدن گازها، مسيرحركت و زمان ماند ذرات چوب در داخل گازي كننده سيكلوني نشان ميدهد كه نسبتهاي هم ارزي در گستره ۰/۱۵ تا ۰/۴ و اندازه ذرات بين ۱۵۰ تا ۶۰۰ ميكرون شرايط مناسبي براي كاهش توليد مواد قليايي و استفاده مؤثر از سوخت فراهم ميكند. مقايسه نتايج محاسبات عددي با اندازهگيريهاي آزمايشگاهي دقت رضايتبخش نتايج نظری را نشان ميدهد.

كلمات كليدی: گازي كردن سوخت چوب، گازي كنندههاي سيكلوني، شبيهسازي جريان دو فازي

A Numerical Study of the Transport and Combustion Phenomena in the Gasification of Wood Fuel

M. Moghiman and T. Hashemi. Moghaddam
Dept. of Mech. Eng., Faculty of Eng., Ferdowsi University of Mashhad

Abstract

In gasification and combustion of biomass including wood, the main problem is the transfer of alkali compounds on the surfaces of the energy systems. The deposition of these compounds on the surfaces may lead to erosion and corrosion of surfaces as well as flow blockage and vibrations. In this paper the gasification and combustion of wood particles in cyclone gasifiers are simulated and the parameters that affect on the reduction of alkali compound transfer to energy systems are studied. The Euelerian conservation equations of the gas phase are solved using the control volume approach and the Lagrangian equations of motion of solid particles are solved by a step-wise integration. The verifying of results including the distributions of temperature and chemical species, devolatilization time, particle trajectory and residence time of wood particles shows that the equivalence ratios ranging from 0.15 to 0.4 and particle sizes from 150 to 600 microns, provide satisfactory conditions for reduction alkali compounds and effective combustion of particles. Comparisons between predicted and measured results show good agreement.

Key words: Gasification of wood fuel, Cyclone gasifiers, Simulation of two phase flow

۱- مقدمه

كاهش منابع سوختهاي فسيلي و مشكل آلودگي محيط زيست و دفع ضايعات و زبالههاي شهري و صنعتي موجب شده است كه استفاده از بيومس بهعنوان منبع انرژي تجديدپذير مورد توجه پژوهشگران قرار گيرد [۱، ۲و ۳]. مواد بيومس كه گستره بسيار وسيعي از گياهان، ضايعات حيواني، زبالههاي شهري و صنعتي و غيره را در بر ميگيرند، در مقايسه با سوختهاي فسيلي در دماي كمتري محترق شده و موجب انتشار مقادير كمتري از آلايندهها ميشود [۴ و ۵]. همچنين برخلاف سوختهاي فسيلي، مواد بيومس در مدت نسبتاً كوتاهي باز يافت ميشود و بنابر اين يك منبع انرژي بازگشتپذير است. گام اوليه در توليد بيومس جذب تابش خورشيد به وسيله گياهان طي فرآيند فتوسنتز است. طي اين فرايند C_{O2} به مواد آلي تبديل ميشود.

سوختهاي بيومس بهوسيله خواص مختلفي از جمله: انرژي حرارتي، رطوبت، درصد مواد تركيبي، چگالي و اندازه آنها مشخص ميشوند. بهعنوان مثال انرژي حرارتي تعدادي از سوختهاي بيومس در حالت خشك مانند كاه گندم، كاه برنج، پوست پسته، كاغذ، خرده چوب و فضولات حيواني بهترتيب برابر ۱۱۷۴۴، ۱۵۱۵۲، ۱۹۶۳۳، ۲۱۵۱۵، ۲۱۰۰۰ و ۲۰۰۰۰ كيلوژول بر كيلوگرم ميباشد [۶]. اگر چه سوزاندن بيومس و استفاده از گرماي آن از دير باز مورد استفاده انسان بوده است، اما در سوزاندن معمولي آن حدود ۸۰% انرژي آن تلف ميشود [۱]. در فنآوريهاي جديد براي استفاده كامل از انرژي بيومس از فرآيند گازي كردن (تبديل ترموديناميكي بيومس به گازهاي قابل احتراق) بيومس و سپس احتراق گازها و جامد باقيمانده استفاده ميشود. با توجه بهاينكه گازي كردن فرآيندي گرماگير است، لازم است در خلال آن مقداري از گازهاي آزاد شده سوزانده شود تا گرماي مورد نياز براي تداوم فرآيند فراهم شود. برخي از بيومسها نظير كاغذ، مقوا و چوب داراي بيش از ۷۰% مواد فرار (عموما گازهاي قابل احتراق) ميباشد [۷ و ۶].

محفظههاي گازي كننده سيكلوني بهعلت مزاياي زياد آنها از جمله اختلاط خوب سوخت و هوا و در نتيجه پايداري شعله در نسبتهاي هم ارزي بسيار پائين يا بسيار بالا، افزايش زمان ماند ذرات در محفظه گازي كننده و امكان جداسازي ذرات جامد از فاز گاز در توربينهاي گاز توسعه زيادي پيدا كرده است [۸ و ۹]. مطالعات انجام شده نشان ميدهد كه چنانچه دماي ديواره سيكلون پائين نگهداري شود، خاكستر باقيمانده سوخت بر روي ديواره سيكلون ذوب نشده و بهصورت ذرات جامد، قابل جداسازي از گازها ميباشد [۹ و ۱۰]. هدف اين مقاله شبيهسازي و مطالعه شرايط حاكم برگازي كنندههاي سيكلوني براي استفاده سوخت چوب در توربينهاي گاز و همچنين تعيين اثر پارامترهاي مهم از جمله نسبت هم ارزي و اندازه ذرات سوخت بر توزيع دما، توزيع گونههاي شيميائي، زمان ماند ذرات و زمان گازي شدن ذرات سوخت ميباشد.

۲- معادلات حاكم بر فاز جامد

با توجه به اينكه معادلات حاكم بر فاز گاز در داخل سيكلون بهخوبي شناخته شده ميباشد [۸ و ۱۰]، توجه اصلي مقاله به معادلات حاكم بر حركت، گرم شدن، گازي شدن و احتراق فاز جامد خواهد بود. معادله حركت فاز جامد در ديدگاه لاگرانژي ميتواند از مساوي قرار دادن نيروهاي وارد بر ذره با شتاب آن بهدست آيد [۱۱]:

$$m\frac{\partial \vec{u}_w}{\partial t} = F_c + F_D + F_B \qquad (۱)$$

كه در آن $\vec{u}$ سرعت ذره چوب، Fc نيروي گريز از مركز، F_D نيروي پسآ و F_B نيروي شناوري ميباشند. نيروي پسآ كه به وسيله فاز گاز روي ذرات سوخت اعمال ميشود از رابطه زير محاسبه ميشود:

$$F_D = \frac{1}{8}\pi\, d_w^{\,2}\,\rho\, Z_D \left|v_R\right| v_R \qquad (۲)$$

كه در آن d_w قطر ذره، ρ چگالي فاز پيوسته و v_R سرعت نسبي ذره سوخت نسبت به فاز گاز است. با فرض كروي بودن شكل ذرات سوخت، ضريب پسآي Z_D براي اعداد رينولدز نسبي $0 \le \mathrm{Re} \le ۵۰۰-۱۰۰۰$ از رابطه زير محاسبه ميشود [۱۱]:

$$Z_D = \frac{24}{\mathrm{Re}}\left(1 + 0.15\,\mathrm{Re}^{.687}\right) \qquad (۳)$$

که در آن عدد رينولدز نسبي ذره از رابطه $Re = \frac{\rho |v_R| d_w}{\mu}$ بهدست ميآيد. نيروي شناوري وارد به ذره سوخت را ميتوان بهصورت زيرنوشت:

$$F_B = \frac{1}{6}\pi d_w^{\ 3}(\rho_w - \rho)g \quad (۴)$$

که در آن ρ_w چگالي ذره و g شتاب ثقل است. بديهي است نيروي شناوري فقط در امتداد قائم برذرات وارد شده و موجب کند شدن حرکت ذرات چوب به طرف کف سيکلون قائم ميشود. گام زماني براي انتگرالگيري معادلات حرکت ذرات سوخت بر اساس طول عمرگردابهاي که ذره آنرا طي ميکند و همچنين مدت زماني که ذره المان حجم را ميپيمايد، بهدست ميآيد. طول عمر گردابه از رابطه زير محاسبه ميشود [۱۲]:

$$l_t = 1.5^{\frac{1}{2}} C_\mu^{\frac{3}{4}} \frac{\kappa}{\varepsilon} \quad (۵)$$

که در آن C_μ ثابت مدل آشفتگي (معمولا ۰/۰۹) است و k و ε به ترتيب انرژي جنبشي آشفتگي و اتلاف آن است که از حل دو معادله ديفرانسيل بهدست ميآيند [۱۳]. طول عمر گردابه سيال با زماني که ذره المان حجم را ميپيمايد مقايسه و کوچکترين آنها بهعنوان گام زماني انتگرال استفاده ميشود. تعيين مکان لحظهاي (مسير) ذرات از معادلات زير محاسبه ميشود:

$$\frac{\partial \vec{x}_w}{\partial t} = \vec{u}_w \quad (۶)$$

که در آن $\vec{x}_w$ بردار وضعيت و $\vec{u}_w$ بردار سرعت ذره ميباشند.

۳- محاسبه دماي ذره سوخت

ذرات سوخت پس از ورود به محفظه گازي کننده در اثر انتقال حرارت جابجايي و انتقال حرارت تشعشعي گرم ميشود. از طرفي تبخير ذرات سوخت بهويژه در ابتداي فرآيند گازي کردن دماي ذره را کاهش ميدهد. بنابراين، نرخ تغيير دماي ذرات سوخت در اثر انتقال حرارتهاي جابجائي و تابشي و همچنين تبادل گرماي نهان ميتواند بهصورت زير محاسبه شود:

$$m_w C_p \frac{dT_w}{dt} = Q_C + Q_R + Q_M \quad (۷)$$

که در آن Q_C، Q_R و Q_M بهترتيب مقدار حرارت جابجايي، مقدار حرارت تابشي و تبادل حرارت در اثر تبخير است. مقدار حرارت جابجايي از رابطه زير بهدست ميآيد:

$$Q_C = \pi d_w \lambda Nu(T - T_w) \quad (۸)$$

که در آن λ ضريب هدايت گرمايي گاز، T و T_w بهترتيب دماهاي گاز و ذره است. عدد نوسلت اساساً تابعي از عدد رينولدز مي باشد که بر پايه سرعت لغزش بين ذره و گاز اطراف آن محاسبه ميشود:

$$N_u = 2 + 0.6 Re^{.5} (\mu \frac{C_p}{\lambda})^{\frac{1}{3}} \quad (۹)$$

که در آن C_p گرماي ويژه و μ گرانروي ديناميك گاز است. مقدار حرارت تشعشعي بين ذره سوخت چوب با محيط اطراف بهصورت زير محاسبه ميشود:

$$Q_R = \varepsilon_w \pi d_w^{\ 2} \lambda Nu(I - \sigma T_w^{\ 4}) \quad (۱۰)$$

در اينجا Q_R گرماي دريافتي خالص بوسيله ذره سوخت بهقطر d_w، دماي يکنواخت T_w و ضريب انتشار ε_w است. σ ثابت استفان بولتزمن (σ=۵/۶۷۲*۱۰$^{-8}$W/m^{2}k^4)است. در محيط نشر دهنده و جذب کننده فاز گاز شدت تابش I در امتداد s از معادله زير محاسبه ميشود:

$$\frac{dI}{ds} = -aI + \frac{a\sigma T^4}{\pi} \quad (۱۱)$$

که در آن a ضریب جذب گاز است. در این مطالعه براي ε_w و a بهترتیب مقادیر ۰/۶ و ۶۵/. استفاده شده است.

انتقال حرارت در اثر تبادل جرم از رابطه زیر محاسبه مي شود:

$$Q_M = \frac{d\,m_w}{d\,t} V \qquad (۱۲)$$

که در آن V گرماي نهان تبخیر است که مقدار آن در طول فرآیند ثابت فرض شده است.

۴- مدلسازي گازي کردن و احتراق ذرات سوخت

الف: گازي کردن

سوختهاي چوبي معمولا حاوي ۸۰ تا ۸۵ درصد مواد فرار (عموماً گازهاي قابل احتراق) میباشند. در این مقاله نرخ آزاد شدن گازها از سوخت با استفاده از مدلي بر پایه دو واکنش رقابتي، محاسبه میشود. در این مدل، نرخ گازي شدن سوخت چوب به نرخ گرم شدن ذرات سوخت ارتباط داشته و بر پایه دو ثابت نرخ k_1 و k_2 محاسبه میشود [۱۴]:

$$\frac{dV}{dt} = (Y_1 k_1 + Y_2 k_2) w_O \qquad (۱۳)$$

که در آن w_O کسرجرمي سوخت اولیه و Y_1 و Y_2 مقادیر مواد گازي آزاد شده نهائي براي دو واکنش رقابتي است. ثابتهاي نرخ k_1 و k_2 از نوع آرنیوسي با خاصیت مهم $E_1<E_2$ میباشند:

$$k_1 = A_1 \exp(\frac{-E_1}{RT_p}), k_2 = A_2 \exp(\frac{-E_2}{RT_p}) \qquad (۱۴)$$

در دماهاي پائین، واکنش اول (ثابت نرخ k_1) واکنش غالب است. در دماهاي بالا واکنش دوم سریعتر از اولي است. پارامترهاي سینتیکي استفاده شده براي دو واکنش بهصورت زیر است [۱۴]:

A_1=۱/۳۴*۱۰^۵	(s^{-1})
A_2=۱/۴۶*۱۰^۱۳	(s^{-1})
E_1=۷۴	(Kj/mol)
E_2=۲۵۱	(Kj/mol)

با پیشرفت فرآیند آزاد شدن گازها، نرخ جامد باقیمانده از سوخت از رابطه زیر بهدست میآید:

$$\frac{dC_{Char}}{dt} = [(1-Y_1)k_1 + (1-Y_2)k_2] w_O \qquad (۱۵)$$

ب: احتراق

در احتراق مواد بیومس مهمترین گونههائي که در گازهاي خروجي از محفظه احتراق وجود دارند عبارتند از C_mH_n (که با متان نمایش داده میشود)، CO، CO_2، H_2O، O_2، H_2 و N^2 [۱۵]. بنابراین براي احتراق مواد بیومس لازم است از مکانیزمي جامع شامل گونههاي مونواکسید کربن و هیدروژن بهعنوان گونههاي میاني استفاده شود. در این مطالعه اثر این گونهها بوسیله مکانیزم احتراق سه مرحلهي که در آن از یك مول متان ۱/۲ مول هیدروژن و ۰/۸ مول آب تشکیل میشود [۱۶]، در نظر گرفته شده است:

$$CH_4 + 0.9O_2 \rightarrow CO + 1.2H_2 + 0.8H_2O$$
$$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2$$
$$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$$

نرخ احتراق آشفته فاز گاز با استفاده از مدلي بر پایه شکست و مخلوط شدن گردابههاي سوخت و اکسیژن محاسبه میشود [۱۷]. در این مدل علاوه بر اثرات آشفتگي جریان احتراقي، اثر غلظت سوخت و اکسید کننده و همچنین حضور محصولات احتراق در محاسبه نرخ مصرف سوخت مؤثر میباشد. نرخ احتراق جامد باقي مانده که با نفوذ اکسیژن بهسطح آن میسوزد، با استفاده از رابطه زیر محاسبه میشود [۱۴]:

$$R_{char} = 5.06\times10^{-7} \frac{T_m^{0.75}}{d_w} P_O \qquad (۱۶)$$

که در آن T_m دماي گاز احاطه کننده ذره سوخت (K)، dw قطر ذره (m) و P_O فشار جزئي اکسیژن (atm) میباشد. در این مدل فرض شده است که بهعلت احاطه شدن ذره بوسیله

محصولات احتراق و در نتيجه كمبود اكسيژن در سطح آن، احتراق در سطح جامد باقيمانده منجر به توليد CO شود.

معادلات بقا براي گونههاي شيميائي كه بهطور كلي با φ نشان داده ميشوند، ميتوانند بهصورت زير نوشته شوند:

$$\frac{\partial(\rho u_i \varphi)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i}(\Gamma_{\varphi,t}\frac{\partial \varphi}{\partial x_i}) - \frac{\partial(\rho \overline{u_i' \varphi'})}{\partial x_i} + S_\varphi \quad (۱۷)$$

كه در آن $\Gamma_{\varphi,t}$ ضريب تبادل مغشوش براي متغير φ، S_φ جمله چشمه (چاه) براي متغير φ بوده و شارهاي آشفتگي $-\rho\overline{u'\varphi'}$ از رابطه زير محاسبه ميشوند:

$$-\rho\overline{u'\varphi'} = C_\mu \frac{\rho\kappa^2}{\varepsilon\sigma_t}\frac{\partial\varphi}{\partial x_i} \quad (۱۸)$$

در اين رابطه مقدار C_μ برابر ۰/۰۹ و مقدار عدد اسميت مغشوش، σ_t، مساوي ۰/۹ است. چگالي مخلوط گازها تابعي از دما و غلظت گونههاي شيميايي است:

$$\rho = \frac{P}{RTV_{mix}}\sum_j \frac{m_j}{M_j} \quad (۱۹)$$

در اين رابطه m_j و Mj بهترتيب كسر جرمي و جرم ملكولي گونه j ميباشند.

۵- حل معادلات ديفرانسيل و شرايط مرزي

دستگاه معادلات حاكم بر فاز پيوسته شامل معادلات پيوستگي، اندازه حركت، انرژي، گونههاي شيميائي و معادلات κ و ε با استفاده از روش حجمهاي محدود [۱۸] حل ميشوند. معادلات ديفرانسيل با انتگرالگيري روي يك شبكه غير يكنواخت به معادلات گسسته جبري تبديل و با استفاده از تركيب روش تكرار گس-سايدل و الگوريتم ماتريس سه قطري حل ميشوند. تعيين مشخصات ميدان جريان بوسيله الگوريتم سيمپل و مقادير تنشهاي آشفتگي با استفاده از يك مدل تنش جبري (ASM)، [۱۳] محاسبه شده است. براي كمك به همگرائي از ضرايب تخفيف بين ۰/۲۵ تا ۰/۶ استفاده شد و همگرايـي بعد از حدود ۳۰۰۰ تكرار (معيار همگرايي $1*10^{-5}$) بهدست آمد.

با توجه به بيضوي بودن ماهيت معادلات حاكم بر فاز گاز، لازم است شرايط مرزي براي تمام مرزها مشخص شود. در مقطع ورودي مؤ لفههاي سرعت هوا با توجه بهنتايج تجربي [۲۰] تعيين شده و براي انرژي جنبشي آشفتگي و اتلاف آن مقادير $k_{in} = 0.002 = \mathrm{W}_{\mathrm{in}}^2$ و $\varepsilon_{in} = C_\mu k3/2/(0.002D)$ كه در آنها Win سرعت مماسي ورودي، $C\mu$ يك ثابت مساوي ۰/۰۹ و D قطر محفظه است. رفتار جريان در مناطق نزديك به ديوار جامد كه معمولاً همراه با تغييرات شديد متغيرهاي وابسته است، با استفاده از روش توابع ديواره [۱۹] تعيين شده است. توابع ديوار بهكار برده شده در اين مقاله بهصورت زير ميباشد:

$$\tau_{wall} = -\frac{\rho_n u_n{}^2}{\left[\frac{1}{x}\ln\left(E\frac{\left(\tau_{wall}/\rho_n\right)^{1/2}}{\nu_n}\right)y_n\right]^2}$$

$$\varepsilon_n = \frac{k_n{}^{3/2} C_\mu{}^{3/4}}{x y_n}$$

$$k_n = \frac{\tau_{wall}}{\rho_n C_\mu{}^{1/2}} \quad (۲۰)$$

در روابط فوق τ_{wall} تنش برشي روي ديوار است، شاخص پايين n دلالت بر نزديكترين گره بهديوار ميكند، y_n فاصله عمودي نزديكترين گره به ديوار از ديوار است، u_n، k_n و ε_n بهترتيب سرعت، انرژي آشفتگي و اتلاف آن در نزديكترين گره بهديوار ميباشند. مقادير ثابتهاي x و E بهترتيب ۰/۴۱۸۷ و ۹/۷۹۳ ميباشد. در مقطع خروجي گراديان متغيرها مساوي صفر ميباشد. شارهاي انتالپي و گونههاي شيميايي ديوار از رابطه زير بهدست ميآيد:

$$J_\phi = \frac{\tau_{wall}}{u_n}\left(\phi_{wall} - \phi_n\right) \quad (۲۱)$$

بهعلاوه فرض شده است كه احتراق ذرات باقيمانده سوخت در روي جدار بستگي به شار جرمي ذرات سوخت و اكسيژن بهسطح دارد، بهطوريكه هر يك از دو شار مذكور كمتر باشد تعيين كننده نرخ واكنش $C+1/2\ O_2 \rightarrow CO$ خواهد بود. شار ذرات

سوخت به سطح $m_{ox,w}$ از حل معادلات حركت ذرات به دست ميآيد. در احتراق با حالت استوكيومتري شار اكسيژن بهجدار $m_{w.s}$ ميشود كه در آن s اكسيژن لازم براي واكنش فوق در حالت استوكيومتري است. بنابراين در روي جدار كسر جرمي اكسيژن از رابطه زير محاسبه ميشود:

$$m_{ox,wall} = m_{ox,n} - \frac{m_{w.s}}{\left(\frac{\tau_{wall}}{u_n}\right)} \qquad (۲۲)$$

شارهاي ديوار ساير گونهها و انتالپي بهطور مشابه محاسبه ميشود. در روي محور تقارن گراديان همه متغيرها بهجز مؤلفههاي سرعت مماسي و شعاعي (كه بهعلت خاصيت تقارن خود برابر صفر ميباشند)، مساوي صفر ميباشند و در مقطع خروجي گراديان تمامي متغيرها در امتداد محور سيكلون صفر فرض ميشود. معادلات وابسته بهزمان حركت ذرات سوخت چوب بوسيله انتگرال گام به گام حل ميشوند. استفاده از ديدگاه لاگرانژي علاوه بر سادگي عمليات محاسباتي و كاهش حجم حافظه مورد نياز، امكان اعمال شرايط مرزي فاز جامد و همچنين تعقيب ذره در داخل سيكلون را بهسهولت فراهم ميكند. شرايط مرزي فاز جامد در ورود شامل تعيين گستره اندازه مؤلفههاي سرعت و چگالي ذرات سوخت است. تعقيب ذره در داخل سيكلون هنگامي پايان ميپذيرد كه يا ذره سيكلون را از طريق مقطع خروجي ترك كند يا به كف سيكلون برخورد كرده و جمعآوري شود. ضمن تعقيب ذره در داخل سيكلون تبادل جرم، انرژي و اندازه حركت بين دو فاز محاسبه ميشود. از اثرات احتمالي برخورد ذرات با يكديگر و همچنين متورم يا شكسته شدن ذرات سوخت صرفنظر شده است.

۶- نتايج

محاسبات براي گازي كننده سيكلوني با توان ۱۷۰ كيلووات كه ابعاد هندسي و شرايط مرزي آن با توجه به سيكلون آزمايشگاهي فردريكسون [۲۰] تعيين شده، انجام شده است. قطر سيكلون ۲۵۰ميليمتر، طول آن ۵۰۰ ميليمتر، قطر و طول لوله خروجي به ترتيب ۱۲۵ ميليمتر و ۲۰۰ ميليمتر ميباشد. سوخت چوب خرد شده كه ۹۸% ذرات آن داراي قطر كمتر از ۰/۸ ميلي متر و چگالي آن (kg/m^3) ۲۱۰ است، با نرخ ۹ گرم در ثانيه بوسيله جريان هوا وارد سيكلون ميشود. مشخصات سوخت با توجه بهچوب استفاده شده در آزمايشهاي تجربي داراي: ۸۰% مواد فرار، ۱۵% كربن جامد، ۴% رطوبت و ۱% خاكستر ميباشد. نرخ جريان هوا بهداخل سيكلون با توجه بهنسبتهاي هم ارزي موردنياز تعيين ميشود.

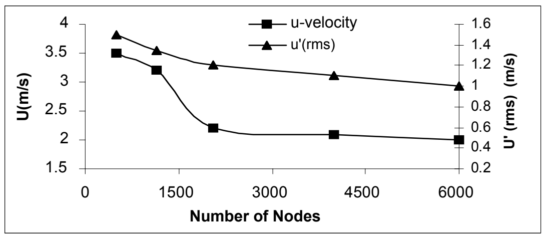
براي بررسي اثر اندازة شبكه بر دقت نتايج، شبكههائي با اندازه ۱۶*۳۲، ۲۴*۴۸، ۳۲*۶۴، ۵۰*۸۰ و ۶۰*۱۰۰ مورد بررسي قرار گرفت. شكل (۱) اثر اندازه شبكه (تعداد گرهها) را بر مقدار سرعت محوري u و همچنين نوسان آن u' در مقطعي به فاصله ۰/۳ متر از بالاي سيكلون نشان ميدهد. مشاهده ميشود چنانچه تعداد گرههاي شبكه بيش از حدود ۲۰۰۰ باشد، افزايش اندازه شبكه اثر قابل توجهي بر مقدار بهدست آمده براي u و u' ندارد. بنابراين كليه محاسبات مقاله براي شبكه با تعداد گره ۲۰۴۸ (اندازه شبكه ۳۲*۶۴) انجام شده است. شكل (۲) مسير حركت ذرات سوخت با اندازه هاي مختلف را در داخل گازي كننده سيكلوني نشان ميدهد. (بهعلت تقارن محوري محاسبات براي نصف سيكلون انجام شده است. همچنين اگرچه در عمل سيكلون به صورت قائم قرار ميگيرد، اما بهدليل تنظيم شكلها نيمه سيكلون بهصورت افقي در شكل نشان داده شده است). مشاهده ميشود ذرات پس از ورود به سيكلون تحت اثر نيروي گريز از مركز بهطرف جدار سيكلون پرتاب ميشوند و با جريان گاز بهطرف پائين سيكلون (در شكل بهطرف ديواره سمت راست) برده ميشوند. ذرات بزرگتر با ديواره سيكلون برخورد كرده و بهطرف مركز گازي كننده برگشت ميكنند و اين عمل آنقدر تكرار مي شود تا ذرات سوخت به كف سيكلون (در شكل ديوار سمت راست) رسيده و جمعآوري شوند. نتايج نشان داد كه نيروي گريز از مركز وارد به ذرات سوخت چوب كوچكتر از ۱۵۰ ميكرون، كوچك بوده و اين ذرات بدون برخورد با جدار استوانه سيكلون تقريباً مسير گاز را طي كرده و از گازي كننده خارج ميشوند. بديهي است خروج ذرات كوچك موجب كاهش بازده جداسازي سيكلون ميشود.

شكل (۳) توزيع خطوط همدما را در داخل گازي كننده سيكلوني نشان ميدهد. مشاهده ميشود دماي ماكزيمم كمتر از°C ۹۵۰ است و مناطق داراي دماي بيشتر در بخش مركزي و نزديك بهلوله خروجي گازي كننده قرار دارند. در واقع، با توجه بهاينكه فرآيندهاي تبخير و گازي كردن سوخت كه هر دو

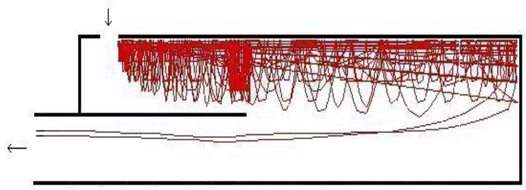
فرآيند گرماگير ميباشند در منطقه نزديك به دهانه ورودي گازي كننده رخ ميدهند، مشاهده ميشود دماي اين منطقه بسيار پايين است. در مناطق مركزي نزديك بهلوله خروجي و نيز در لوله خروجي سيكلون كه فرآيندهاي مذكور خاتمه يافته و فرآيند احتراق غالب است دما بالاتر است.

در شكل (۴) توزيع كانتورهاي كسر جرمي مونو اكسيد كربن براي نسبت هم ارزي ۰/۳ نشان داده شده است. مقايسه شكلهاي (۳) و (۴) نشان ميدهد كه مناطق داراي بيشترين كسر جرمي مونواكسيدكربن منطبق بر مناطق داراي بيشترين دما ميباشد. در واقع، در مناطق مركزي و در داخل لوله خروجي بيشترين واكنشهاي احتراقي رخ ميدهد، اما بهعلت پائين بودن دماي كلي محصول اصلي احتراق گاز مونواكسيدكربن است. همانطور كه انتظار ميرود، كمترين مقادير كسرجرمي مونواكسيدكربن در نزديكي بهمقطع ورودي قرار دارد.

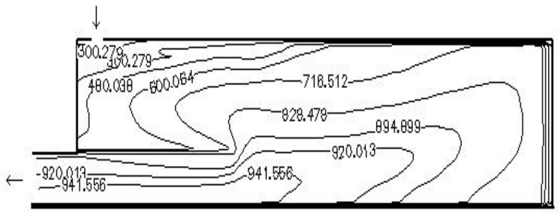
درشكل (۵) توزيع كانتورهاي دياكسيدكربن براي نسبت همارزي ۰/۳ در داخل سيكلون نشان داده شده است. مقايسه شكلهاي (۴) و (۵) نشان ميدهد كه بهجز در منطقه نزديك بهدهانه لوله خروجي در بقيه مناطق كسر جرمي دياكسيدكربن كمتر از مقادير كسر جرمي مونواكسيدكربن است. دليل آن علاوه بر پائين بودن دماي محفظة احتراق، مكانيزم خاص احتراق متان است كه طبق آن ابتدا سوخت به مونواكسيد كربن تبديل مي شود و سپس دي اكسيد كربن توليد ميشود (بهعبارت ديگر نرخ واكنش تبديل CH4 به CO بسيار بيشتر از نرخ واكنشهاي تبديل CO به CO2 است [۲۱]). در منطقه قبل از ورود به لوله خروجي و بين محور تقارن و جدار استوانهاي سيكلون مقدار كسر جرمي دياكسيدكربن بيشينه است. دليل آن ميتواند وجود مقدار قابل توجهي اكسيژن در اين منطقه (بهعلت نزديكي بهدهانه ورودي) و نيز وجود آميختگي مناسب سوخت و هوا در اثر تغيير مسير گازها و در نتيجه برش لايهها رويهم باشد.



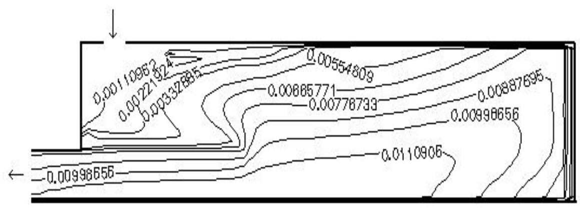
شكل ۱- اثر اندازة شبكه بر متغيرهای U و Ú



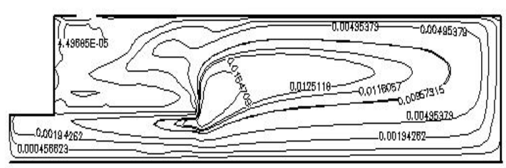
شكل ۲- مسير حركت ذرات سوخت چوب در داخل سيكلون



شكل ۳- توزيع خطوط همدما در داخل سيكلون



شكل ۴- توزيع كانتورهای كسر جرمی مونواكسيدكربن در سيكلون



شكل ۵- توزيع كانتورهای كسر جرمی دی اكسيد كربن در سيكلون

در شكل (۶) دماي گازهاي خروجي از گازي كننده براي نسبتهاي هم ارزي مختلف با نتايج آزمايشگاهي فردريكسون [۲۰] مقايسه شده است. مشاهده ميشود روش محاسباتي دماي گازهاي خروجي از سيكلون را بسيار نزديك به نتايج آزمايشگاهي پيشگوئي كرده است. دماهاي پيشيابي شده

بوسيله روش تئوري حدود ۲% كمتر از نتايج اندازهگيري شده است. ديده ميشود با افزايش نسبت هم ارزي دماي گاز خروجي از گازي كننده نيز افزايش مييابد كه دليل آن نزديك شدن بهشرايط استوكيومتري و كاهش مقدار نيتروژن در احتراق كم سوخت گازي كننده ميباشد.

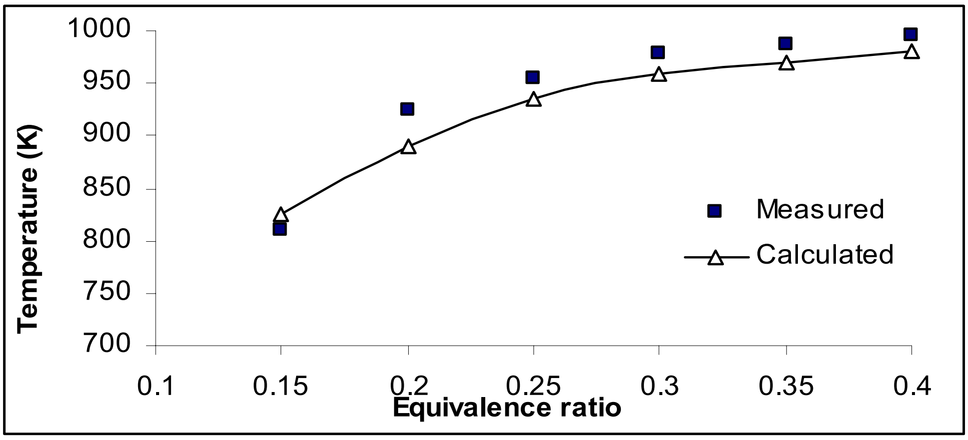
شكلهاي (۷) تا (۹) مقايسه بين نتايج محاسباتي كسرهاي جرمي CO، CO_2 و CH_4 خروجي از گازي كننده را با نتايج آزمايشگاهي [۲۰] براي نسبتهاي همارزي مختلف نشان ميدهد. ديده ميشود توافق مطلوبي بين نتايج حاصل از محاسبات عددي و نتايج آزمايشگاهي بويژه براي نسبتهاي هم ارزي ۰/۳ به بالا وجود دارد. هر دو روش نشان ميدهند كه افزايش نسبت همارزي موجب كاهش مقادير CO و CH_4 و افزايش مقدار CO_2 ميشود. علت آن ميتواند افزايش دما در اثر افزايش نسبت هم ارزي باشد (شكل (۶) را ببينيد). يعني با افزايش دما نرخ واكنشهاي احتراقي افزايش يافته و در نتيجه نرخ تبديل CO و CH_4 به CO_2 افزايش پيدا ميكند.

در شكل (۱۰) نتايج دو روش تئوري و آزمايشگاهي براي افت فشار بهدست آمده در گازي كننده سيكلوني در نرخهاي مختلف حجم هواي ورودي مقايسه شده است. مشاهده ميشود دو روش نتايج مشابهي بهويژه براي دبيهاي پائين هوا ميدهند. نتايج دو روش نشان ميدهد كه چنانچه براي افزايش بازده جداسازي سيكلون نرخ جريان ورودي زياد شود، افت فشار بهمقدار قابل توجهي افزايش پيدا ميكند.

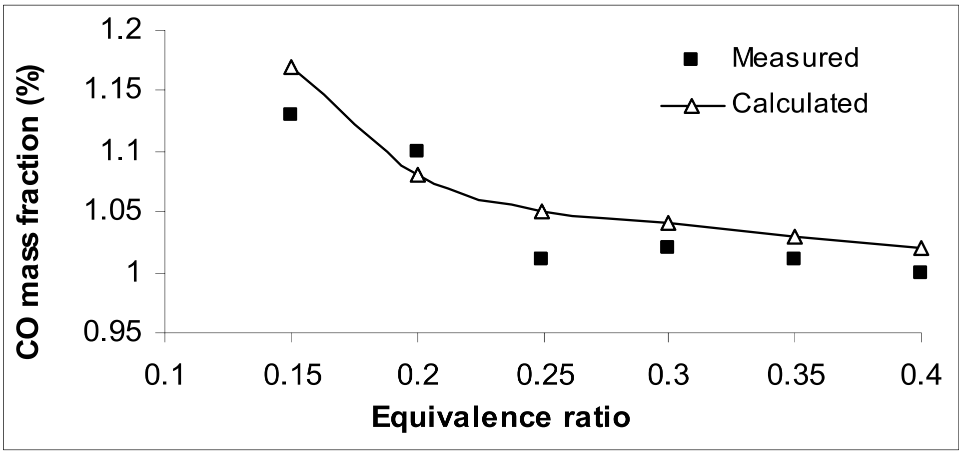
شكل (۱۱) زمان ماند ذرات سوخت با قطرهاي مختلف را در داخل محفظه گازي كننده در دو حالت: ذرات در حال گازي شدن و سوختن و ذرات بدون تغيير را نشان ميدهد. در مورد ذرات بدون تغيير فرض شده در داخل سيكلون روي ذرات هيچ فرآيندي بهجز فرايند جداسازي انجام نميشود. مشاهده ميشود در حالت گازي شدن و سوختن زمان ماند ذرات چوب با قطر كمتر از ۱۵۰ ميكرون بسيار كوتاه و در حدود ۱۰۰ ميلي ثانيه است. در واقع اينها ذراتي ميباشند كه در شكل (۲) بدون برخورد با جدار سيكلون و با تبعيت از مسيرجريان گاز سيكلون را ترك ميكنند. با افزايش قطر ذرات سوخت، زمان ماند بهعلت افزايش نيروي گريز از مركز و برخورد مكرر ذرات با جدار سيكلون افزايش پيدا ميكند و براي قطر ۶۰۰ ميكرون به حدود ۲۷۰ ميلي ثانيه ميرسد. همچنين ديده ميشود افزايش قطر ذرات بزرگتر از ۶۰۰ ميكرون اثر قابل توجهي بر زمان ماند آنها ندارد.

مقايسه زمان ماند ذرات در حال گازي شدن و ذرات بدون تغيير نشان ميدهد كه براي ذرات كوچك زمان ماند در شرايط گازي شدن بسيار كوچكتر از زمان ماند حالت بدون تغيير است. در واقع فرآيندهاي گرم شدن، تبخير و گازي شدن ذرات كوچك در مقايسه با ذرات بزرگ بسيار سريع است و ذراتي كه رطوبت و گازهاي خود را از دست دادهاند، سبك شده و مسير حركت گازها را طي كرده و خيلي سريع از سيكلون خارج ميشوند. اما ذرات بدون تغيير، بهعلت داشتن رطوبت و همچنين آزاد نشدن مواد فرار، وزن خود را حفظ كرده و لغزش بيشتري با فاز گاز داشته و در اثر نيروي گريز از مركز و پرتاب شدن به سمت ديواره، زمان ماند بيشتري نسبت به ذرات سبكتر پيدا ميكنند. در شكل ديده ميشود براي ذرات سوخت چوب با قطر بيش از ۶۰۰ ميكرون رفتار ذرات گازي شونده و ذرات بدون تغيير تقريباً مشابه است. اين نشان ميدهد كه چنانچه اندازه قطر ذرات سوخت بيش از ۶۰۰ ميكرون باشد، بزرگ بودن اندازه ذرات موجب كند شدن فرآيندهاي گرم شدن، تبخير و گازي شدن شده و رفتار ذره شبيــه رفتار ذرات بدون تغيير حالت بوده و از انرژي آنها استفاده كامل نميشود. بنابراين، گستره مناسب قطر ذرات چوب در گازي كنندههاي سيكلونـي براي سرعت ورودي هوا حدود ۲۰ m/s بين ۶۰۰-۱۵۰ ميكرون است زيرا ذرات كوچكتر از ۱۵۰ ميكرون از سيكلون خارج شده و موجب انتقال مواد قليائي بهداخل توربين ميشوند و ذرات با قطر بزرگتر از ۶۰۰ ميكرون تغيير حالت محسوسي نداده و قبل از گازي شدن كامل و سوختن از گازها جدا ميشوند.

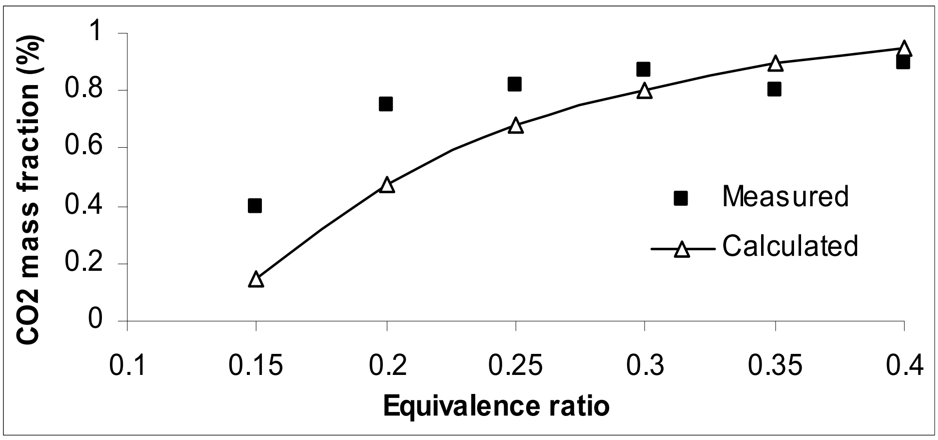
شكل (۱۲) اثر قطر ذرات سوخت چوب را بر زمان گازي شدن آنها و همچنين زمان ماند ذرات در داخل سيكلون نشان ميدهد. ديده ميشود همانطور كه انتظار ميرود با افزايش قطر ذرات سوخت، زمان گازي شدن بويژه ذرات بزرگ افزايش پيدا ميكند. علت آن نياز بهزمان بيشتري براي گرم شدن، تبخير و سپس گازي شدن ذرات ميباشد. چنانچه فرض شود احتراق كربن باقيمانده پس از آزاد شدن كليه مواد فرار شروع ميشود، طبق شكل، اختلاف بين دو زمان ماند و زمان گازي شدن هر ذره زماني است كه براي سوختن كربن باقيمانده آن باقي ميماند. مشاهده ميشود كه زمان باقيمانده براي احتراق كربن باقيمانده ذرات با قطر بيشتر از ۶۰۰ ميكرون كوچك است.



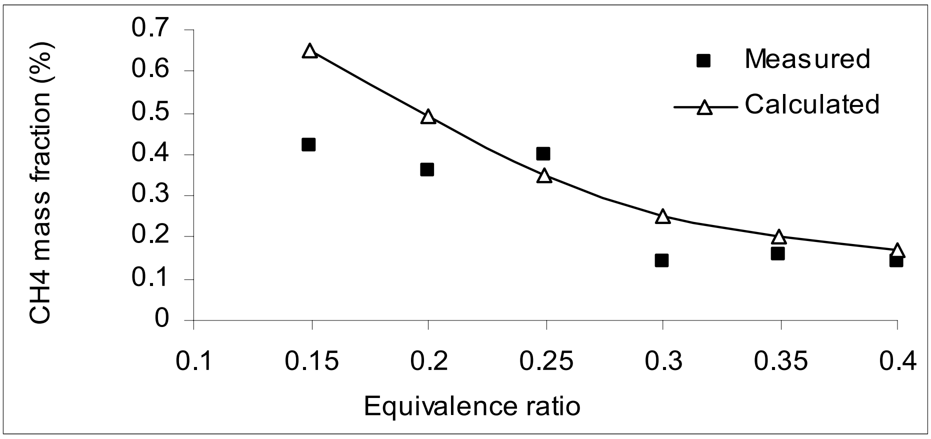
شکل ۶- مقایسهٔ نتایج محاسباتی و آزمایشگاهی دمای گازهای در خروجی



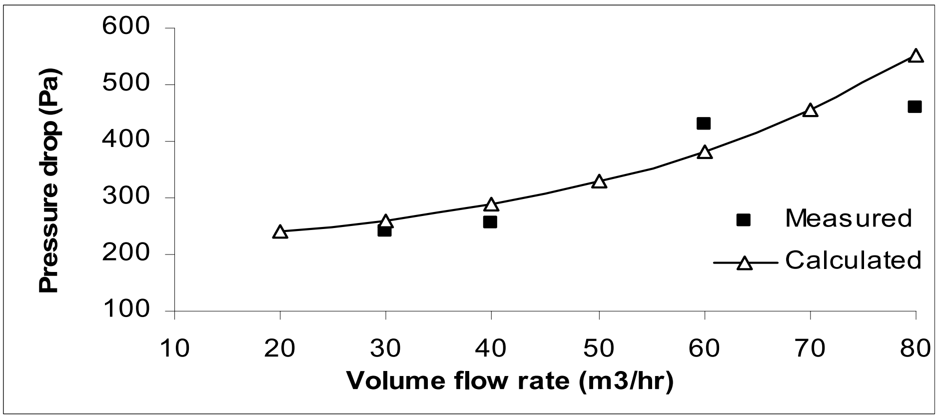
شکل ۷- مقایسهٔ نتایج محاسباتی و آزمایشگاه کسر جرمی منو اکسید کربن در گازهای خروجی



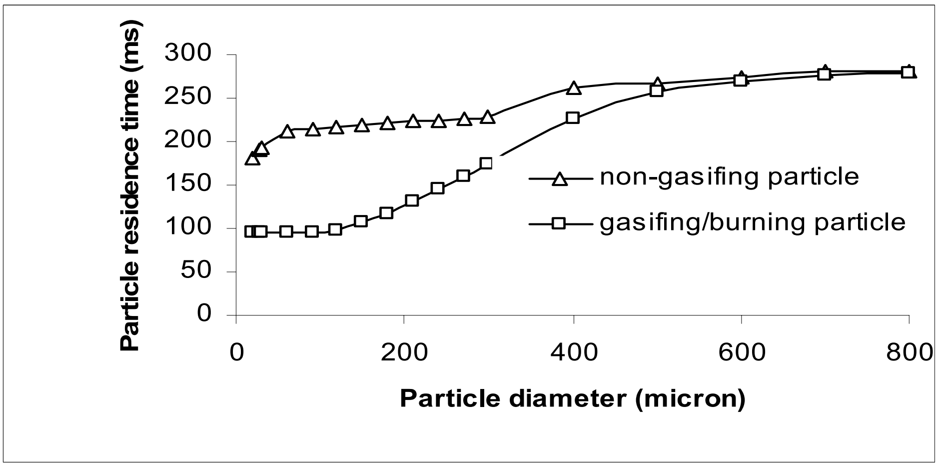
شکل ۸- مقایسهٔ نتایج محاسباتی و آزمایشگاهی کسر جرمی دی اکسید کربن در گازهای خروجی



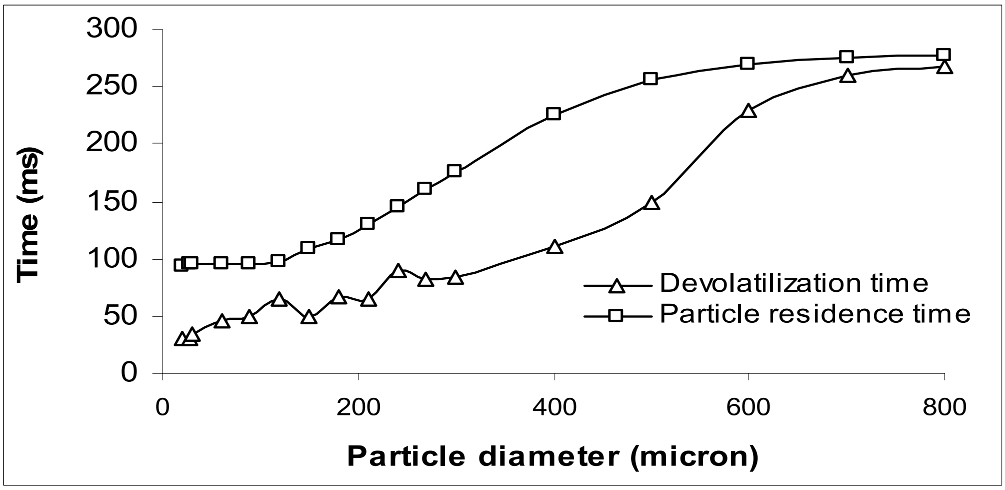
شکل ۹- مقایسة نتایج محاسباتی و آزمایشگاهی کسر جرمی متان در گازهای خروجی



شکل ۱۰- مقایسه نتایج محاسباتي و آزمایشگاهي افت فشار در گازي كننده سيكلوني



شکل ۱۱- اثر اندازه ذره بر زمان ماند ذرات گازي شونده و ذرات بدون تغيير



شکل۱۲- اثر اندازه ذرات سوخت بر زمان گازي شدن و زمان ماند ذرات

بنابراين چنانچه قطر ذرات سوخت چوب بيش از ۶۰۰ ميكرون باشد، زمان لازم براي احتراق كربن باقيمانده وجود نداشته و چنانچه بيان شد از انرژي آن استفاده كامل نخواهد شد.

۷- نتيجه گيري

با شبيهسازي جريان دو فازي گازي كردن ذرات سوخت چوب در جدا كنندههاي سيكلوني، امكان استفاده از گازي كنندههاي سيكلوني براي كاهش توليد و انتقال تركيبات قليايي بهمنظور استفاده بهينه در كاربردهاي تبديل انرژي مورد مطالعه قرار گرفته است. نسبتهاي هم ارزي به گونهاي انتخاب شده كه از بالا رفتن دما در گازي كننده و در نتيجه تبخير و انتقال مواد قليائي جلوگيري شود. نتايج نشان ميدهد كه كاربرد جدا كنندههاي سيكلوني در نسبتهاي هم ارزي حدود ۰/۱۵ تا ۰/۴ و اندازه ذرات بين ۱۵۰ تا ۶۰۰ ميكرون ميتواند شرايط مناسبي براي كاهش انتقال تركيبات قليايي به سيستمهاي تبديل انرژي فراهم كند. نتايج بهدست آمده نشان ميدهد در گازهاي خروجي از گازي كننده سيكلوني غلظت CO در مقايسه با ساير گونهها مانند CO_2 و CH_4 بالاتر است و با افزايش نسبت هم ارزي در جهت نزديك شدن به حالت استوكيومتري، به علت افزايش دما، مقدار CO كاهش و مقدار CO_2 افزايش پيدا ميكند. اعتبار مدل بوسيله مقايسه نتايج آن با نتايج آزمايشگاهي بررسي شده است.

مراجع

[1] Griffiths, A. J. and Hicks, W., “Agricultural waste to energy, A U.K. Prospective” Energy & Environment, Vol. 8, No 2, 1997.

[2] Radovanovic T. Zivanovic D. and Stojiljkovic M., “Utilization of sunflower husk as a Fuel for industrial boilers”, Proceedings of 5th International Conference of Industrial Furnace and boilers, Portugal, 2000.

[3] Nugrobo Y.S., McIntosb A. C. and Gibbs B. M., “Assessing the risk of spontaneous ignition of coal and biomass”, Proceedings of the 18th International Colloquium on The Dynamics of Explosions and Reactive Systems, Seatlle, Washington, 2001.

[4] Lindsjo H., Bai X. S. and Fuchs L., “ Numerical and experimental studies of NOx emissions in a biomass furnace”, Proceedings of the 4th International Conference on Technology and Combustion for a Clean Environment, Portugal, 1997.

[5] Tewkesbury P. E., “Wood combustion and NOx formation control”, Klass, D. ed., Energy from biomass and wastes XVI, pp95-110, Chicago: IGT, 1992.

[6] Beedie D., “Characterisation and control of a batch-loaded biomass gasifier-combustor”, Ph.D. Thesis, University of Wales, U.K., 1995.

[7] Dayton D. C., French R. J. and Milne T. A., Direct observations of alkali vapor release during biomass combustion and gasification. 1-Application of molecular beam/mass spectrometry to switchgrass combustion”, Energy & Fuel, 9, pp855-865, 1995.

[8] Beedie D., Bowen P.J., O’Doherty T. and Syred N., “Cyclic variations and control of a batch-loaded biomass gasifier-combustor”, Combust. Sci. Tech, Vols, 113-114, pp529-556, 1996.

[9] Bohnet M., “Influence of gas temperature on the separation efficiency of aerocyclones”, Chem. Eng. and Processing, 34, pp151-156, 1995.

[10] Moghiman M., Thomas M.G., Bowen P. J. and Griffiths A. J., “Numerical Prediction of the carbon burnout performance of coal-fired non-slagging vertical cyclone combustors”, J. of the Institute of Energy, 69, pp.31-38 march, 1996.

[11] Boysan F., Ayers W. H. and Swithenbank K. J.,“A fundamental mathematical modeling approach to cyclone design”, Trans, I. Chem. E., Vol. 60, pp.222 230, 1982.

[12] Hinze J. O , “Turbulence, an introduction to its mechanism and theory”, McGraw-Hill Series in Mech-Eng 1959.

[13] Wenyan Ni “Nonlinear eddy-viscosity turbulence model and its application”, AIAA Journal, V 37, N 8, pp.1000-1003, 1999.

[14] Lawn C.J. (Editor),” Principles of combustion engineering for boilers”, Chapter 3, Academic Press, 1987.

[15] Abdulla A.Y., Bradely D., Chin S.B. and Lam, C., “ Global reaction schemes for hydrocarbon combustion” ,Oxidation Communications, Vol.4, No.1-4, pp.113-130, 1983.

[16] Scharler R. and Obernberger I., “Numerical modelling of biomass grate furnces”, 5th European Conference on Industrial Furnaces and Boilers, Porto-Portugal, 2000.

[17] Magnussen B. F. and Hjertager B. H., “On mathematical modelling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion”, 6th Symposium (International) On Combustion, pp.719-729, 1977.

[18] Versteeg H. K and Malalaseke W., “An introduction to computational fluid dynamics, The finite volume method”, Longman Group, 1996.

[19] Launder B. E. and Spalding D. B., “The numerical computation of turbulent flows”, Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering, 3, pp.269-289, 1974.

[20] Fredriksson C., “Exploratory experimental and theoretical studies of cyclone gasification of wood powder”, Ph.D. Thesis, Lulea University of Technology, Sweden, 1999.

[21] Glassman I.,” Combustion”, Academic Press, 3th edition, chap.3, 1996.