

## Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların modellenmesi

Afşin GÜNGÖR\*, Nurdil ESKİN

İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü, Makina Mühendisliği Enerji Programı, 34469, Ayazağa, İstanbul

### Özet

*Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların dizaynı; kömürün yüksek bir verimle yakılması ve baca gazı emisyonlarının kabul edilebilir seviyelerde tutulması için oldukça önemlidir. Bununla beraber, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların optimum tasarım ve işletme parametrelerinin tespitinde, gerçek boyuttaki yakıcılarla çalışmanın gerek zaman ve ekonomiklik, gerekse uygulama açısından pratik olmayacağı açıktır. Bu nedenle, geliştirilen bir model ile sirkülasyonlu akışkan yataklı kömür yakıcılarında etkin olan tasarım ve işletme parametrelerinin tespiti ve sistemin optimum çalışmasını sağlayacak gerekli parametrelerin belirlenmesi mümkün olacaktır. Bu amaçla, bu çalışmada kömür yakan sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir. Model sonuçları Gazi Üniversitesi Isıl Güç Laboratuvarı'ndaki 50 kW'lık pilot sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcı ve 18 Mart Çan Termik Santrali'nde bulunan 160 MW'lık bir sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcının test sonuçları ile karşılaştırılmıştır. Model sonuçlarının küçük ve büyük ölçekli yatak test sonuçları ile göstermiş olduğu uyum modelin geçerliliğini kanıtlamıştır. Modelde ayrıca sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için yakıcı verimi tanımlanarak, küçük ve büyük ölçekli yataklar için hava fazlalık katsayısının yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı yatak basınç değerleri için incelenmiştir. Genel olarak hava fazlalık katsayısının pilot ve endüstriyel ölçekli yatakta verimi olumsuz etkilediği görülmekle beraber hava fazlalık katsayısı sabit tutulurken artan basıncın yatak içerisindeki yanmayı iyileştirdiği ve pilot ölçekli yatakta yakıcı verimi üzerinde belirgin bir değişime sebep olmazken endüstriyel ölçekli yatakta basıncın etkisinin daha fazla olduğu görülmüştür.*

**Anahtar Kelimeler:** Sirkülasyonlu akışkan yatak, temiz enerji teknolojileri, yakıcı verimi.

\*Yazışmaların yapılacağı yazar: Afşin GÜNGÖR. afsingungor@hotmail.com; Tel: (212) 293 13 00/2512.

Bu makale, birinci yazar tarafından İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü, Makina Mühendisliği Enerji Programında tamamlanmış olan "Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların modellenmesi" adlı doktora tezinden hazırlanmıştır. Makale, metni 05.06.2006 tarihinde dergiye ulaşmış, 09.10.2006 tarihinde basım kararı alınmıştır. Makale ile ilgili tartışmalar 30.11.2008 tarihine kadar dergiye gönderilmelidir.

## Modeling of circulating fluidized bed combustors

### Extended abstract

*Fluidized bed combustion allows clean and efficient combustion of coal. A well-designed circulating fluidized bed combustor can burn coal with high efficiency and within acceptable levels of gaseous emission. It is also important to determine the effects of operational parameters in circulating fluidized bed combustors via a simulation study instead of expensive and time consuming experimental studies.*

*A very good appreciation of the combustion process is needed for a reliable performance prediction through modeling. The main goal of the modeling of circulating fluidized bed combustors is to constitute a system that maximizes combustion efficiency, and minimizes operating and investment costs and air pollutant emissions. From this point of view, in the present study a dynamic two dimensional model for a circulating fluidized bed combustor integrates and simultaneously predicts the hydrodynamics, heat transfer and combustion aspects, which can be employed to simulate under a wide range of operating conditions, has been developed. In the model, the circulating fluidized bed riser is divided in two regions: bottom zone as a fast bubbling fluidized bed and upper zone as a core-annulus solids flow structure. In the model, pressure drop due to solids acceleration is considered. Char particles are divided into  $n$  size groups in the model burn and undergo attrition. In the model, volatiles are released at a rate proportional to the solid mixing rate. Volatile nitrogen and sulphur increases as a function of bed temperature. Heat transfer model is based on cluster renewal process. In the model, return cycle of solids has been considered. Inputs for the model are combustor dimensions and construction specifications (insulation thickness and materials, etc.), primary and secondary air flow rates; coal feed rate and particle size distribution, coal properties, calcium to sulfur ratio, limestone particle size distribution, inlet air pressure and temperature, ambient temperature and the superficial velocity. Simulation model calculates the axial and radial distribution of voidage, velocity, particle size, pressure drop, gas emissions and temperature at each time interval for gas and solid phases.*

*Developed model's hydrodynamic structure is given and validated with cold beds test results obtained*

*from various CFB test rigs of different size in the literature in previous studies (Eskin and Güngör, 2005a-b).*

*The model should be flexible enough in order to be used in different applications of circulating fluidized beds. The computer code should be modular to allow users to update component modules easily as new findings become available. The set of differential equations governing mass, momentum and energy are solved using the Gauss-Seidel iteration and combined Relaxation Newton-Raphson methods. Time step is  $10^{-11}$  seconds using in the model. The calculation domain is divided into  $m \times n$  grid nodes, in the radial and the axial directions respectively. With the cylindrical system of coordinates, a symmetry boundary condition is assumed at the column axis. At the walls, a partial slip condition is assumed for the solid and the gas phases.*

*The simulation results are compared with test results obtained from 50 kW Gazi University Heat Power Laboratory pilot scale unit of 12.5 cm internal diameter. In this comparison, oxygen molar ratio and carbon monoxide emissions along the bed axis and oxygen, carbon dioxide mole ratios and sulphur dioxide emissions response are obtained for the pilot circulating fluidized bed unit using the same input variables in the tests as the simulation program input. The simulation results are in good agreement with experimental ones. Simulation results are also compared with the data obtained during the commissioning period from 160 MW Çan Power Plant circulating fluidized bed unit of 8.55 m internal diameter and 37 m in height. Simulation and test results at the riser exit were compared at different coal feed rates and the results are in good agreement with large-scale circulating fluidized bed unit data.*

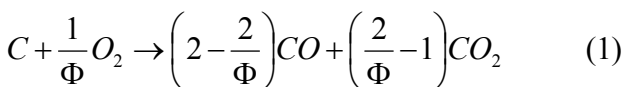
*In this study, combustor efficiency has been defined and combustor efficiency for pilot scale and industrial scale has been investigated. It is generally observed that air to fuel ratio has a negative effect on combustor efficiency in both pilot and industrial scale circulating fluidized bed combustors. As pressure increases for constant air to fuel ratio, combustion in the bed becomes more effective, causing little distinctive change on pilot scale bed combustor efficiency, whereas an explicit change is observed in industrial scale bed due to pressure effect.*

**Keywords:** *Circulating fluidized bed, clean energy technologies, combustor efficiency.*



bölge bulunmaktadır. Yerli ve yabancı araştırmacılar tarafından yapılan modelleme ve deneysel çalışmalar incelendiğinde, çalışmaların genel olarak yatağın üst bölgesi üzerinde yoğunlaştığı görülür. Bu çalışmaların bazılarında alt bölge gözönüne alınmakla beraber, modellemelerde genellikle alt bölge, yığın kütle yaklaşımı ile tek bir kontrol hacmi olarak ele alınmakta ve işletme parametrelerinin ortalama değerleri, üst bölge giriş değeri olarak kullanılmaktadır. Leckner vd. (1993) ve Montat vd. (1996)'nın çalışmaları, alt bölgedeki kömürün yanması, taneciklerin karışımı ve ısı transferinin, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların performansı üzerinde etkin olduğunu ortaya koymuştur. Geliştirilen modelde alt bölge türbülanslı akış rejiminde kabarcıklı akışkan yatak olarak dikkate alınmıştır. Sirkülasyonlu akışkan yatakların hidrodinamiği üzerine yapılan çalışmalar, üst bölgenin halkasal akış yapısında olduğu ve merkezden yatak duvarına doğru oldukça belirgin radyal yoğunluk dağılımlarının var olduğunu ortaya koymuştur (Zhou vd., 1994; Li vd., 1993, Senior ve Brereton, 1992). Bu nedenle modelde üst bölge için halkasal akış yapısı kullanılmıştır. Yatak yüksekliğinin büyük bir kısmı, yukarı doğru hareket eden seyrek faz ve onu çevreleyen ve aşağı doğru hareket eden tane kümelerinin bulunduğu yoğun fazdan oluşan karşı akışlı bu bölge ile kaplanmaktadır. Geliştirilen modelde yatak içerisindeki basınç dağılımının, katı ve gaz hızlarının, boşluk oranlarının, sıcaklıklarının ve katı kütle akılarının aksenal ve radyal yöndeki dağılımları dikkate alınmış olup, hidrodinamik model detayları önceki çalışmalarımızda verilmiştir (Eskin ve Güngör, 2005a,b).

Modelde, uçucu maddelerin alt bölgede açığa çıktığı ve yatak içindeki dağılımının katı madde karışımına bağlı olduğu kabul edilmiştir. Uçucu madde içindeki azot ve kükürdün yatak sıcaklığının bir fonksiyonu olarak çıktığı kabul edilmiştir. Yatak içine beslenen kömür, uçucularına ayrıldıktan sonra geriye gözenekli yapıda kok kalır ve ortamdaki oksijenle aşağıdaki reaksiyona göre yanar:



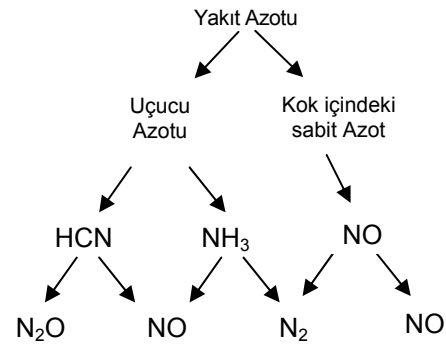
Denklemden  $\Phi$ ; kok yanması için mekanizma faktörüdür ve kok tanecik çapı ve yatak sıcaklığına bağlıdır. Kok taneciğinin yanma hızı ise  $k_c$  toplam reaksiyon hız sabiti olmak üzere:

$$r_c = \pi d_p^2 k_c C_{O_2} \quad (2)$$

şeklinde yazılabilir. Burada  $\pi d_p^2$ ; kok taneciği yüzey alanı,  $C_{O_2}$ ; oksijenin tanecik etrafındaki konsantrasyonudur. Modelde reaksiyon hız sabiti aşağıdaki eşitlikten hesaplanmıştır:

$$k_c = \frac{R_u T_m / M_c}{\frac{1}{k_{cr}} + \frac{1}{k_{cd}}} \quad (3)$$

Kok yanması esnasında kok içerisindeki kükürt  $SO_2$ 'ye indirgenmektedir. Yatak malzemesi içerisindeki kalsiyum karbonat ( $CaCO_3$ ) kalsinasyon sonucu  $CaO$ 'ya dönüşmektedir.  $CaO$ , ortamdaki  $SO_2$  ile reaksiyona girmekte ve  $CaSO_4$  oluşmaktadır. Böylelikle yatak içerisindeki zararlı baca emisyonlarından biri olan  $SO_2$ , katı atık olarak yataktan atılmaktadır. Akışkan yataklarda kükürt indirgemesi; yatak işletme hızı,  $Ca/S$  oranı, kireçtaşı tane özellikleri, yatak yüksekliği, yatağa verilen katı madde beslemesi gibi bir çok faktöre bağlıdır.



Şekil 2. Kömür bünyesindeki azotun azotoksit emisyonlarına dönüşümü

Kömür bünyesindeki azotun, azotoksit emisyonlarına dönüşümü Şekil 2'de verilmiştir. Sirkülasyonlu akışkan yataklar  $800-900^\circ C$  gibi düşük işletme sıcaklıklarına sahip olduklarından, besleme

havası içerisindeki azot ısıl olarak azotoksit dönüşümüne de yakıt azotu kok taneciğinin yanması esnasında açığa çıkan yüksek ısı nedeniyle ısıl olarak azotoksit dönüşmektedir. Yatak sıcaklığı, hava fazlalık katsayısı, birincil havanın ikincil havaya oranı gibi işletme şartları ve yakıt bünyesindeki uçucu madde miktarı, yakıt içerisindeki azot miktarı gibi yakıt özellikleri akışkan yataklardaki azotoksit emisyonlarının oluşumunu etkilemektedir.

Kokun yanma modelinde, tanelerin kimyasal ve kinetik kontrollü olarak yandığı, meydana gelen külün yatak malzemesine karıştığı ve tane çapının sabit kalmayarak giderek küçüldüğü bir tanecik modeli gözönüne alınmıştır. Her  $d_i$  çaplı tanenin küçülmesi;

$$d(d_i) = -\frac{d(d_i)}{dr} = \frac{12C_{O_2}}{\rho_c X_k (1/k_c + d_i/ShD_g)} \quad (4)$$

ifadesi ile hesaplanmıştır. Burada  $X_k$ ; kömürdeki karbon oranı (kg karbon/kg kömür),  $D_g$ ; oksijen için difüzyon katsayısıdır.

Literatürdeki ısı geçiş modelleri incelendiğinde, yenilenen tanecik modelinin (cluster renewal model) geniş bir kabul gördüğü ve yaygın olarak kullanıldığı anlaşılmıştır (Grace, 1986; Reddy ve Basu, 2001; Tian ve Peng, 2004). Bu modele göre ısı geçiş yüzeyleri, sürekli yenilenen tane kümeleri ile temas halindedir.

Bu çalışmada yenilenen tanecik modeli Şekil 3'de görüldüğü gibi dikkate alınmıştır. Halkasal akış modeli gereği bu kontrol hacmi için basınç, gaz ve katı hızları, yatak sıcaklığı gibi değerler için yoğun faz değerleri kullanılmaktadır. Kontrol hacminde gaz ve katıların, şekilden de görüleceği gibi hacimsel boşluk oranları oranında ısı değiştirici yüzey ve yatak duvarı ile temas ettiği kabul edilmektedir.

Isı geçişi hesaplarında taneciklerden ısı geçiş yüzeylerine iletim ve radyasyonla ısı geçişi olduğu, gazlardan ısı geçiş yüzeylerine ise taşınım ve radyasyonla ısı geçişi olduğu kabul edilmiştir.

Isı değiştirici boru içerisindeki sıcaklık dağılımı dikkate alınmamış, soğutucu akışkana olan ısı transferinde logaritmik ortalama sıcaklık farkından yararlanılmıştır. Yatakta soğutucu akışkan ile çekilen ısı;

$$Q_{su,j} = U_{ID,j} \cdot A_{ID} \cdot \Delta T_{m,su,j} \quad (5)$$

ile hesaplanmıştır. Isı değiştiricisinde soğutucu akışkan tarafı için ısı geçiş katsayısı, türbülanslı akış için aşağıdaki gibi verilmiştir (Muir vd., 1997):

$$Nu = \frac{2 \cdot r_{\text{tüp,iç}} \cdot h}{k_{su}} = 5 + 0.015 \cdot Re_{su}^m \cdot Pr^n \quad (7)$$

Yatak içerisinde ısı geçiş yüzeylerine tane ve gazlardan olan toplam ısı geçişi için katsayısı aşağıdaki gibi hesaplanmıştır:

$$h_t = \varepsilon_p \cdot h_p + \varepsilon \cdot h_g + \varepsilon_p \cdot h_{r,p} + \varepsilon \cdot h_{r,g} \quad (8)$$

burada  $h_g$ , gazlardan ısı geçiş yüzeylerine taşınım ile ısı geçiş katsayısı olup aşağıdaki gibi hesaplanmıştır (Reddy ve Basu, 2001):

$$h_g = \left( \frac{k_g}{d_p} \right) \cdot \left( \frac{c_p}{c_g} \right) \cdot \left( \frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{0.3} \cdot \left( \frac{U_{ter}}{gd_p} \right)^{0.21} \cdot Pr \quad (9)$$

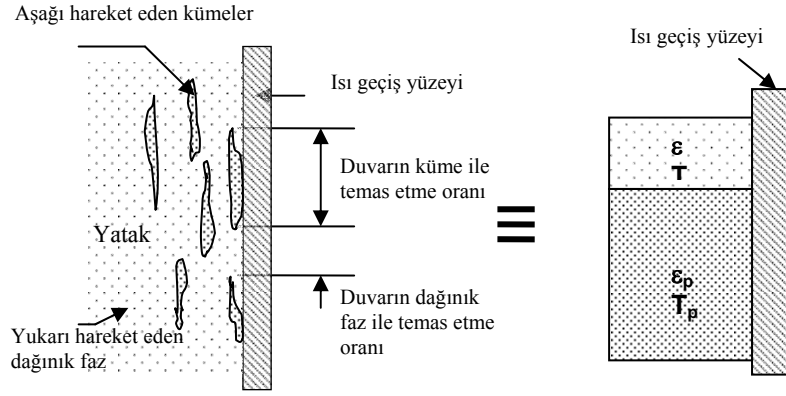
Yatak sıcaklığının 800°C'yi geçtiği durumlarda taşınım ile ısı geçişi mekanizması daha baskın olmaktadır. Kontrol hacminde, katı tanelerden ısı değiştiricisine taşınım ile olan ısı geçiş katsayısı;

$$h_{r,p,j} = \frac{\sigma (T_{p,j}^4 - T_{su,j}^4)}{\{(e_p^{-1} - e_{su}^{-1}) - 1\} (T_{p,j} - T_{su,j})} \quad (10)$$

ile hesaplanmıştır. Isı geçiş modeli ile ilgili detaylar Eskin ve Güngör (2005c)'de verilmiştir.

Modelde, farklı yatak çalışma şartlarının farklı kapasitelerdeki sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların yakıcı verimi üzerindeki etkisini inceleyebilmek amacıyla bu tip yakıcılar için yakıcı verimi tanımlanarak verimi etkileyen parametreler ve bu parametrelerin etki oranları irdelenmiştir.

Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda ısı kayıpları; baca gazları ile sürüklenen kömür ve kül



Şekil 3. Yenilenen tanecik modeli şematik resmi

taneciklerinden meydana gelen uçan kok kaybı, yakıtın karbonunun bir kısmının karbon monoksit şeklinde yanması sonunda meydana gelen eksik yanma kaybı, yatağın dış yüzeylerinden çevreye olan ısı geçişi ile meydana gelen ve yatak ortalama sıcaklığını etkileyen sıcak cidar kaybı, yüksek sıcaklıktaki baca gazları ile atmosfere atılan ısı nedeniyle meydana gelen baca kaybı olarak tanımlamak mümkündür. Bütün bu ısıl kayıplar gözönüne alınarak, bir sirkülasyonlu akışkan yatak için yakıcı verimi;  $\dot{m}_{net}$ , bacadan atılan net kütle miktarını göstermek üzere;

$$\eta = 1 - \left[ \frac{(1-X_k)\dot{n}_g y_{CO} H_{CO} + \dot{n}_g \bar{c}_{p,gaz} (T - T_0)}{\dot{m}_{bes} H_u} + \frac{\dot{m}_{net} (1-X_k) H_{kok} + \dot{m}_{kul} c_p T_p}{\dot{m}_{bes} H_u} \right] \quad (11)$$

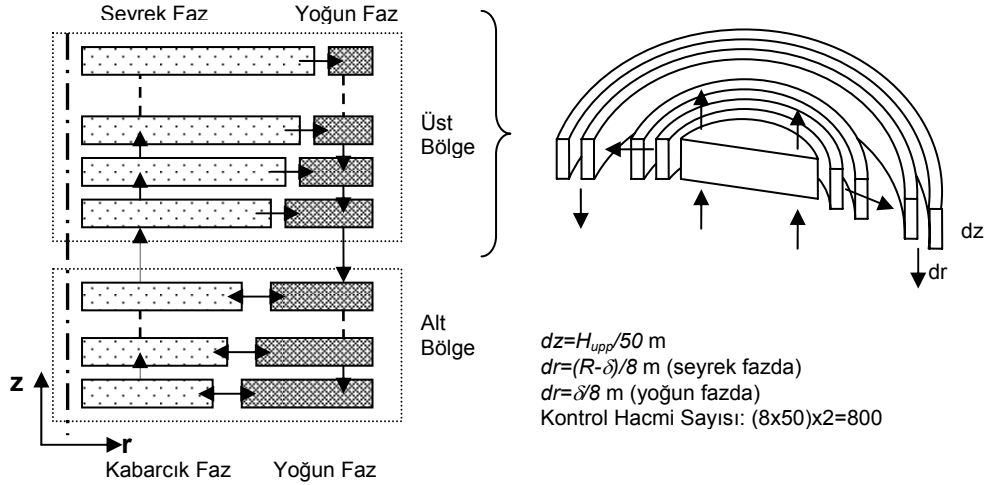
şeklinde ifade edilmiştir.

### Çözüm metodu

Yatak için geliştirilen denklemler, öncelikle ayrıklaştırma metodu kullanılarak ayrıklaştırılmıştır. Denklemlerin ayrıklaştırılması işlemi, geriye-ayrıklaştırma (backward-difference) metodu kullanılmıştır. Denklemler ayrıklaştırıldıktan sonra model sonuçlarının elde edilmesinde; süreklilik ve momentum denklemlerinin sayısal çözümü için iteratif Gauss-Seidel metodu, enerji denkleminin sayısal çözümü için iteratif Newton-Raphson metodu ve F90 Fortran Programlama dili kullanılmıştır. Modelde kullanılan kontrol hacimlerinin şematik resmi Şekil 4’de verilmiştir. Modelde gaz ve katılar için geliştirilen süreklilik ve momentum denklemleri ile bünye denklemleri Tablo 1’de

Tablo 1. Gaz fazına ait süreklilik momentum ve enerji denklemleri

<b>Süreklilik Denklemi</b>	
$\frac{\partial(C\varepsilon)_j}{\partial t} + \frac{\partial(Cu\varepsilon)_j}{\partial r} + \frac{\partial(Cu\varepsilon)_j}{\partial z} = 0$	
$(j = O_2, CO, CO_2, NO, N_2O, N_2, HCN, CNO, NH_3, H_2O, SO_2, CH_4)$	
<b>Momentum Denklemi</b>	
$\frac{\partial(Cu\varepsilon_i)}{\partial t} + \frac{\partial(Cu\varepsilon_i u)}{\partial r} = -\frac{\partial(\tau_{rr}\varepsilon_i)}{\partial r} - \frac{\partial(\tau_{rz}\varepsilon_i)}{\partial z} - \beta(u-v)$	
$\frac{\partial(Cu\varepsilon_i)}{\partial t} + \frac{\partial(Cu\varepsilon_i u)}{\partial z} = -\frac{\partial(\tau_{zz}\varepsilon_i)}{\partial z} - \frac{\partial(\tau_{rz}\varepsilon_i)}{\partial r} - \beta(u-v)$	
İdeal gaz eşitliği	
$\tau_{rr} = 2\mu \frac{\partial u}{\partial r} - \frac{2}{3}\mu \left( \frac{\partial u}{\partial r} + \frac{\partial u}{\partial z} \right)$	
$\tau_{zz} = 2\mu \frac{\partial u}{\partial z} - \frac{2}{3}\mu \left( \frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial u}{\partial r} \right)$	
$\tau_{rz} = \tau_{zr} = \mu \left( \frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial u}{\partial r} \right)$	
$C = \frac{1}{R_u} \frac{P}{T}$	
Gaz-katı sürtünme katsayısı (Huilin vd., 2000);	
$\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{C\varepsilon_i (1-\varepsilon_i)}{\varepsilon_i^{2.65}} \frac{1}{d_p}  u-v $	
$C_D = \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}) \quad Re_p < 1000$	
$C_D = 0.44 \quad Re_p \geq 1000$	
<b>Enerji Denklemi</b>	
$C\varepsilon_i c_v \frac{\partial T}{\partial t} - u C\varepsilon_i c_v \frac{\partial T}{\partial r} - u C\varepsilon_i c_v \frac{\partial T}{\partial z}$	
$+ \rho_p \varepsilon_p c_p \frac{\partial T_p}{\partial t} - u \rho_p \varepsilon_p c_p \frac{\partial T_p}{\partial r} - u \rho_p \varepsilon_p c_p \frac{\partial T_p}{\partial z}$	
$= R'' - \dot{Q}_{su} + \mu \varepsilon_i \left\{ 2 \left[ \left( \frac{\partial u}{\partial r} \right)^2 + \left( \frac{\partial u}{\partial z} \right)^2 \right] + \frac{1}{3} \left( \frac{\partial u}{\partial r} + \frac{\partial u}{\partial z} \right)^2 \right\}$	
$+ \mu_p \varepsilon_i \left\{ 2 \left[ \left( \frac{\partial v}{\partial r} \right)^2 + \left( \frac{\partial v}{\partial z} \right)^2 \right] + \frac{1}{3} \left( \frac{\partial v}{\partial r} + \frac{\partial v}{\partial z} \right)^2 \right\}$	



Şekil 4. Kontrol hacimleri şematik resmi

verilmiştir. Modelde zaman adımı  $1 \times 10^{-12}$  s alınmıştır. Model detayları önceki çalışmalarımızda verilmiştir (Eskin ve Güngör, 2005a-c).

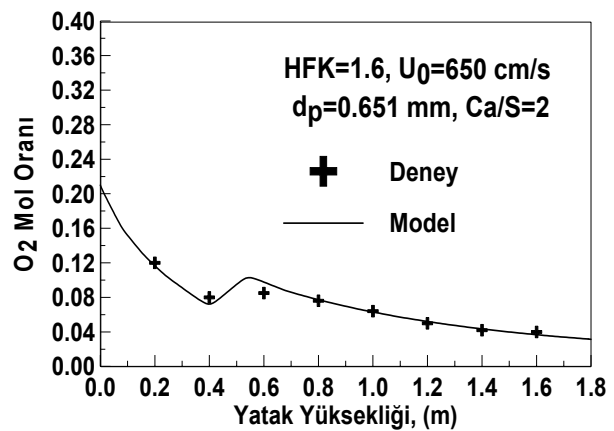
## Sonuçlar ve irdeleme

Model sonuçları önce Gazi Üniversitesi Isıl Güç Laboratuvarı'nda 50 kW ısıl kapasiteli pilot sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcıda Tunçbilek linyiti yakılarak yapılmış deney sonuçları ile karşılaştırılmıştır (Topal, 1999). Bu karşılaştırma kapsamında, yatak yüksekliği boyunca  $O_2$ ,  $CO$ ,  $SO_2$  ve  $NO_x$  emisyonlarının değişimi ile  $O_2$ ,  $CO_2$  ve  $SO_2$  emisyonlarının zamana göre değişimleri mukayese edilmiştir. Bu deneylerde yatak sıcaklığı, yatak boyunca  $CO_2$ , yatakta karbon yüzdesi değişimleri ve kok tane çapı değişimi ölçülmemiştir. Ancak, yatak sıcaklığı aritmetik ortalama değer olarak verilmektedir. Bu nedenle bu karşılaştırmalar yapılamamış, yatak sıcaklığının verilen ortalama değerde olup olmadığı ise kontrol edilmiştir.

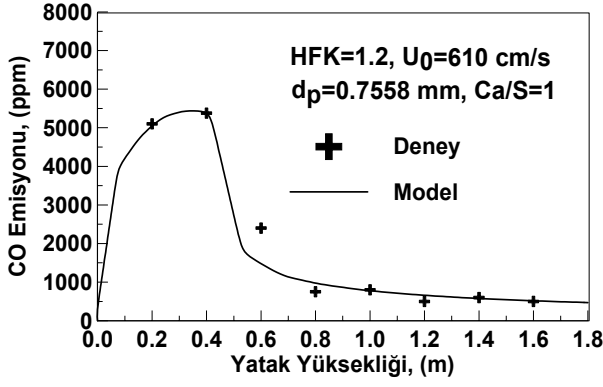
$O_2$  mol oranı değerinin, yatak yüksekliği boyunca değişimi için model ve deneysel verilerin karşılaştırılması Şekil 5'de verilmiştir. Dağıtıcı elekten 0.4 m yukarıda  $O_2$  mol oranında görülen artış ikincil havanın yatağa bu noktadan verilmiş olmasından kaynaklanmaktadır. Şekilden görüldüğü gibi simulasyon sonuçlarının deneysel verilerle örtüştüğü saptanmıştır.

Model  $CO$  emisyonu değerinin, yatak yüksekliği boyunca deneysel verilerle karşılaştırılması Şekil 6'da verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi

dağıtıcı elekten, ikincil hava besleme noktasına kadar olan ve alt bölge olarak adlandırılan bölgede; dağıtıcı elekten uzaklaştıkça  $CO$  emisyonunda oldukça keskin bir artış gözlenmekte, ikincil hava beslemesine yaklaştıkça bu keskinliğin gittikçe azaldığı gözlenmektedir. Bunun sebebi, bu bölgede yatak içerisinde birincil hava ile yatağa verilen  $O_2$  miktarının karbonun,  $CO_2$ 'ye indirgenmesine yetecek miktarda olmamasındandır. İkincil hava besleme noktasından itibaren  $CO$  emisyonundaki düşüş de bu durumu doğrulamakta ve bu noktadan itibaren yatak içerisindeki yeterli  $O_2$  varlığı nedeniyle  $CO$ ,  $CO_2$ 'ye kadar indirgenmektedir. Bu durum, şekilden de görüldüğü gibi  $CO$  emisyonunda üst seyrek bölge boyunca belirgin bir azalmaya sebep olmaktadır.

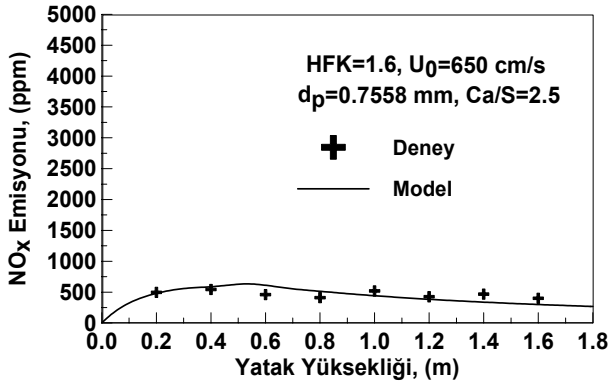


Şekil 5. Yatak yüksekliği boyunca  $O_2$  mol oranı değerlerinin karşılaştırılması



Şekil 6. Yatak yüksekliği boyunca CO emisyon değerlerinin karşılaştırılması

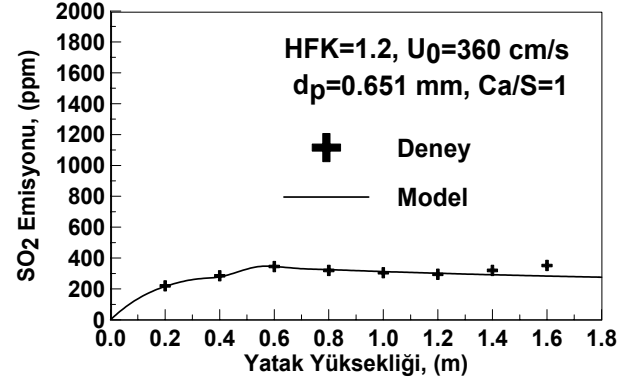
NO<sub>x</sub> emisyonu değerinin, yatak yüksekliği boyunca değişimi için model ve deneysel verilerin karşılaştırılması Şekil 7'de verilmiştir. Uçucu maddelerin alt bölgede açığa çıkması, bu bölgede NO<sub>x</sub> emisyonunun yatak yüksekliği boyunca artmasına sebep olmaktadır. Yatak yüksekliği boyunca NO<sub>x</sub> emisyonu simulasyon sonuçlarının küçük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yatak test ünitesi ile elde edilen sonuçlarla uyumlu olduğu görülmektedir.



Şekil 7. Yatak yüksekliği boyunca NO<sub>x</sub> emisyon değerlerinin karşılaştırılması

SO<sub>2</sub> emisyonu değerinin, yatak yüksekliği boyunca değişiminin karşılaştırılması Şekil 8'de verilmiştir. NO<sub>x</sub> emisyonunda olduğu gibi uçucuların alt bölgede açığa çıkması SO<sub>2</sub> emisyonlarının da bu bölge boyunca artmasına sebep olmakta, ikincil hava etkisiyle yatakta kok yanmasının iyileşmesi ve dolayısıyla bünyesinde bulunan sabit kükürt miktarının açığa çıkışının bir miktar daha artması şekilde dağıtıcı elekten 0.4 m ile 0.6 m arası yükseklikte açıkça görülmektedir. Daha sonra yatakta yeterli oksijen varlığı, kireçtaşı ile

SO<sub>2</sub> tutulmasını arttırmakta ve model sonuçlarının, beklendiği gibi deneysel verilerle oldukça uyumlu olduğu görülmektedir (Şekil 8).



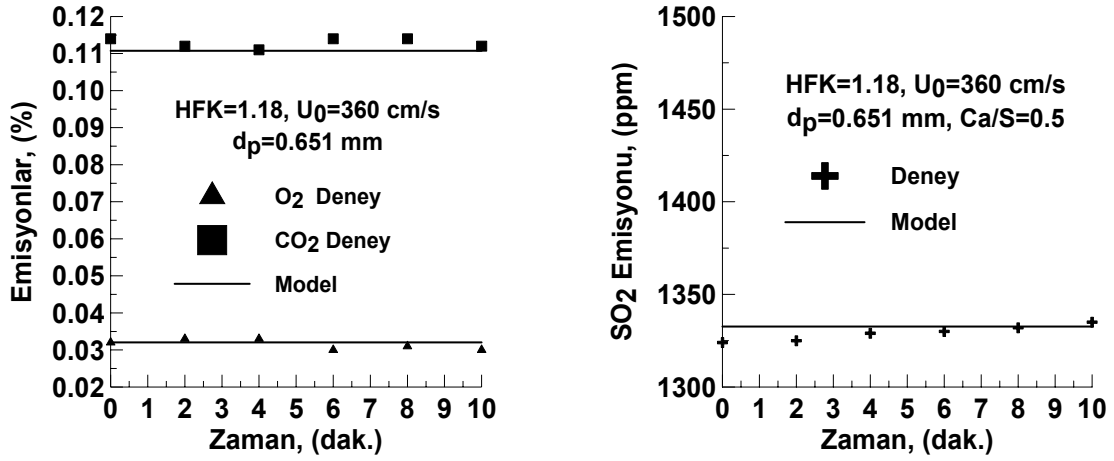
Şekil 8. Yatak yüksekliği boyunca SO<sub>2</sub> emisyon değerlerinin karşılaştırılması

O<sub>2</sub> mol oranı ve CO<sub>2</sub> ve SO<sub>2</sub> emisyonlarının farklı işletme şartlarındaki zamana göre değişimleri için deneysel veriler ve model sonuçlarının mukayeseşi Şekil 9'da verilmiştir. Model sonuçlarının deneysel verilerle oldukça iyi bir uyum göstermesi modelin dinamik açıdan da geçerliliğini doğrulamaktadır.

Tablo 2'de model sonuçları ile 18 Mart Çan Termik Santrali sirkülasyonlu akışkan yatak test verilerinin karşılaştırması verilmiştir. Model sonuçlarının test verileri ile uyumlu olması, geliştirilen modelin büyük ölçekli akışkan yataklı yakıcılar için de geçerli olduğunu göstermesi bakımından önemlidir. Model yatak sıcaklığını en fazla %2 hata ile hesaplayabilmekte, SO<sub>2</sub> ve NO<sub>x</sub> oranlarında ise bu değer sırasıyla %0.14 ve %1.14 olarak değişmektedir.

Akışkan yatak yakıcı veriminin farklı yatak basınçları için hava fazlalık katsayısı ile değişimi Şekil 10'da verilmiştir. Diğer tüm parametreler sabit tutularak hava fazlalık katsayısı artırıldığında küçük ölçekli yataklarda yakıcı verimi azalan bir eğim göstermektedir. Hava fazlalık katsayısının artması, yatağa beslenen hava miktarını arttırmakta, bu durum beslenen hava sıcaklığının ve artan baca gazı debisinin etkisiyle yatak ortalama sıcaklığının düşmesine sebep olmaktadır. Baca kaybının bu şekilde azalması ise yakıcı veriminin artmasına neden olmakla beraber yakıcı verimi





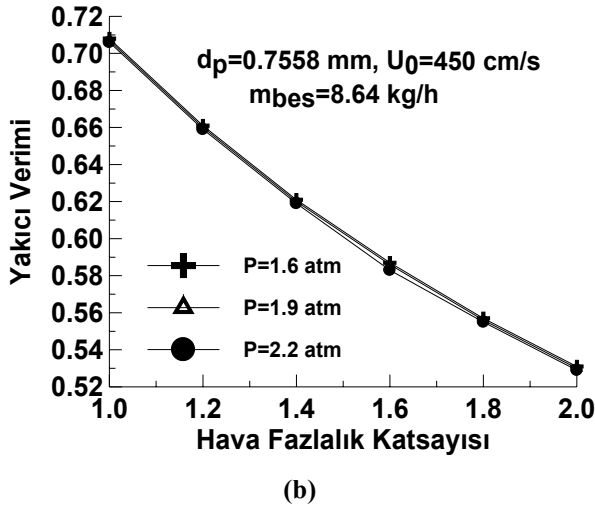
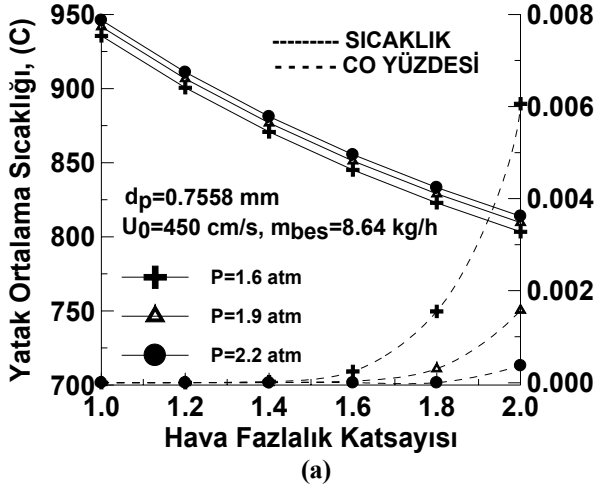
Şekil 9. Farklı işletme şartlarında O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> ve SO<sub>2</sub> emisyon değerlerinin zamana bağlı değişimleri

Tablo 2. Simulasyon Sonuçları ile 18 Mart Çan Termik Santrali Test Sonuçlarının Karşılaştırılması (Elektrik Üretim A.Ş., 2005)

Zaman (dakika)	$\dot{m}_0$ (t/h)	Hava Fazlalık Katsayısı		Yatak Sıcaklığı (°C)		Hata %	SO <sub>2</sub> (mg/m <sup>3</sup> )		Hata %	NO <sub>x</sub> (mg/m <sup>3</sup> )		Hata %
		1.	2.	Model	Test Verisi		Model	Test Verisi		Model	Test Verisi	
30	119.1	0.195	0.39	798.5	807.1	1.06	1290.6	1290.9	0.02	97.9	97.1	0.82
60	119	0.195	0.39	798.8	809.1	1.27	1274.1	1272.4	0.13	96.9	95.9	1.03
90	116.9	0.2	0.4	800.4	812.4	1.48	1183.5	1184.9	0.11	97.6	98.7	1.14
120	116	0.2	0.392	798.4	812.3	1.71	1235.9	1235.5	0.02	102.0	102.5	0.45
150	118.4	0.196	0.392	798.3	805.5	0.89	1185.1	1184.9	0.01	99.0	98.7	0.29
180	113.8	0.19	0.53	804.0	809.3	0.65	1205.8	1204	0.14	99.1	98.2	0.87
210	118.5	0.194	0.395	798.6	810.4	1.45	1240.3	1240.2	0.009	98.6	98.2	0.4
240	120.9	0.191	0.4018	798.9	809.6	1.31	1388.0	1387.7	0.02	97.2	97.1	0.1
270	117.1	0.195	0.395	799.8	812.3	1.54	1356.3	1356.2	0.008	88.6	88.9	0.3
300	110.6	0.2	0.398	798.4	808	1.18	1502.3	1501.5	0.05	85.3	85.2	0.06

üzerinde eksik yanma kaybının etkin olduğu saptanmıştır. Şekilden de görülebileceği gibi, artan basınç yatak içerisindeki yanmayı iyileştirmekte fakat yakıcı verimi üzerinde belirgin bir değişime sebep olmamaktadır. Büyük ölçekli akışkan yatak yakıcılarında, verimin farklı yatak basınçları için hava fazlalık katsayısı ile değişimi Şekil 11'de verilmiştir. Şekil 11a'da görüldüğü gibi, yatak ortalama sıcaklığının artan basınçla göstermiş olduğu artış, basıncın türbülans saçılma etkisini arttırması ve bunun da yatak içerisinde daha iyi bir tanecik-gaz karışımı sağ-

laması nedeniyle yanmanın iyileşmesinden kaynaklanmaktadır. Baca gazındaki CO yüzdesi değerlerinin artan basınç değerleri ile belirgin bir şekilde düşmesi, bu durumun bir sonucudur. Baca gazındaki CO yüzdesinin artan hava fazlalık katsayısı ile göstermiş olduğu artış ise eksik yanma kaybını arttırdığından yakıcı verimini olumsuz yönde etkilemektedir. Bununla beraber, yatak ortalama sıcaklığı değerlerinin basıncın değişimi ile belirgin bir şekilde değişmemesi, baca kaybı değerlerinin birbirine yakın olmasına sebep olmaktadır.

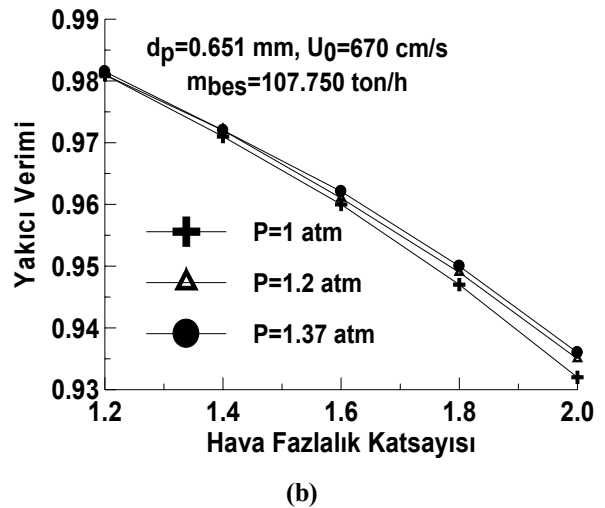
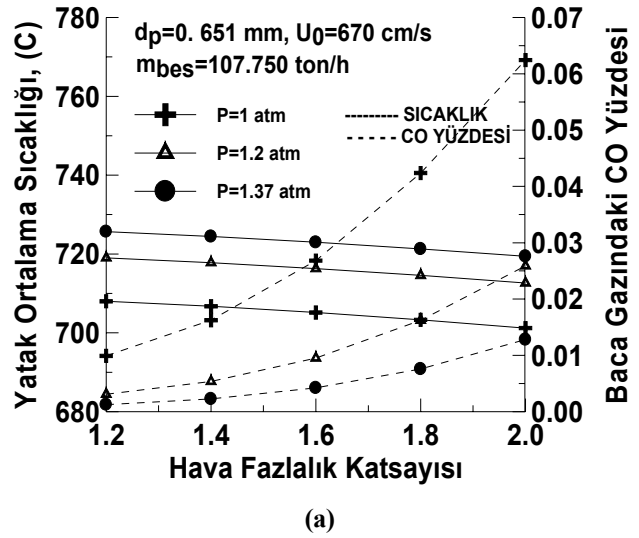


Şekil 10. Akışkan yatak yakıcı veriminin farklı yatak basınçları için hava fazlalık katsayısı ile değişimi: a) sıcaklık ve baca gazındaki CO yüzdesinin değişimi. b) verim

Büyük ölçekli yataklarda basınç değişiminin akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkisinin küçük ölçekli yakıcıların aksine, daha fazla olduğu görülmektedir. Yakıcı veriminin küçük ölçekli yatak yakıcı veriminde olduğu gibi, genel olarak artan hava fazlalık katsayısı ile düştüğü açıkça görülmüştür. Bununla beraber, yakıcı veriminin %90'ların üzerinde çıkması yaklaşık 40 m yatak yüksekliğine sahip olan bu yataklarda yatak ortalama sıcaklıklarının küçük ölçekli yataklardan 200-250°C daha düşük olmasından kaynaklanmaktadır.

Bu çalışmada kömür yakan sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir. Modelleme yapılırken yatak

sırasıyla; türbülanslı akış rejiminde kabarcıklı akışkan yatak olarak ele alınan alt bölge ile halkasal akış yapısında olan üst bölge olmak üzere iki bölgeye ayrılmıştır. Model sonuçları Gazi Üniversitesi Isıl Güç Laboratuvarı'ndaki 50 kW'lık pilot sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcı ve 18 Mart Çan Termik Santrali'nde bulunan 160 MW'lık bir sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcının test sonuçları ile karşılaştırılarak modelin geçerliliği kanıtlanmıştır. Modelde ayrıca sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için yakıcı verimi tanımlanarak, küçük ve büyük ölçekli yataklar için hava fazlalık katsayısının yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı yatak basınç değerleri



Şekil 11. Akışkan yatak yakıcı veriminin farklı yatak basınçları için hava fazlalık katsayısı ile değişimi: a) sıcaklık ve baca gazındaki CO yüzdesinin değişimi b) verim

için incelenmiştir. Genel olarak hava fazlalık katsayısının pilot ve endüstriyel ölçekli yatakta verimi olumsuz etkilediği görülmekle beraber, artan basıncın yatak içerisindeki yanmayı iyileştirdiği ve pilot ölçekli yatakta yakıcı verimi üzerinde belirgin bir etkisi olmazken endüstriyel ölçekli yatakta basıncın verim üzerinde daha etkili olduğu görülmüştür.

## Semboller

$A_{ID}$	: Isı değiştiricisi dış yüzeyi ( $m^2$ )
$C$	: Konsantrasyon ( $kmol/m^3$ )
$Ca/S$	: Kalsiyum-kükürt oranı
$C_D$	: Sürüklenme katsayısı
$c_p$	: Katıların özgül ısı ( $kJ/kg K$ )
$c_v$	: Gazın özgül ısı ( $kJ/kmol K$ )
$D_g$	: Yayınım katsayısı ( $m^2/s$ )
$d$	: Tane çapı ( $m$ )
$e$	: Yayma katsayısı
$g$	: Yerçekimi ivmesi ( $m/s^2$ )
$H_{CO}$	: CO reaksiyon entalpisi ( $kJ/kg$ )
$H_u$	: Yakıtın alt ısı değeri ( $kJ/kg$ )
$h_r$	: Işınım ile ısı geçiş katsayısı ( $W/m^2 K$ )
$h$	: Taşınım ile ısı geçiş katsayısı ( $W/m^2 K$ )
$k_c$	: Reaksiyon hız sabiti ( $m/s$ )
$k_{cd}$	: Kok yanması için kimyasal reaksiyon hız sabiti ( $kg/m^2 s kPa$ )
$k_{cr}$	: Kok yanması için gaz difüzyonu hız sabiti ( $kg/m^2 s kPa$ )
$k_{su}$	: Soğutucu akışkanın ısıl iletkenliği ( $W/mK$ )
$k_g$	: Gazın ısıl iletkenliği ( $W/mK$ )
$M$	: Atom ağırlığı ( $kg/kmol$ )
$\dot{m}_{bes}$	: Akışkan yatak besleme debisi ( $t/h$ )
$\dot{m}_{su}$	: Soğutucu akışkan debisi ( $kg/s$ )
$\dot{n}$	: Gaz debisi ( $mol/s$ )
$Nu$	: Nusselt sayısı
$P$	: Basınç ( $kPa$ )
$Pr$	: Prandtl sayısı
$Q_{su}$	: Soğutucu akışkana geçen ısı ( $kJ/s$ )
$r_c$	: Kok tanesi yanma hızı ( $kg/m^3 s$ )
$Re$	: Reynolds sayısı
$r_{ü,ip}$	: Isı değiştirici borusu iç çapı ( $m^2$ )
$R_u$	: Ünlversal gaz sabiti ( $kJ/kmol K$ )
$R^m$	: Birim hacimde üretilen/tüketilen ısı ( $W/m^3$ )
$Sh$	: Sherwood sayısı
$T$	: Yatak sıcaklığı ( $K$ )
$T_m$	: Kok taneciği etrafındaki film sıcaklığı ( $K$ )
$T_p$	: Tane sıcaklığı ( $K$ )

$T_{su}$	: Soğutucu akışkan sıcaklığı ( $K$ )
$\Delta T_m$	: Logaritmik ortalama sıcaklık farkı ( $K$ )
$u$	: Gaz hızı ( $m/s$ )
$U_{ID}$	: Yatak-ısı değiştiricisi arasındaki toplam ısı geçiş katsayısı ( $W/m^2 K$ )
$U_{ter}$	: Terminal hız ( $m/s$ )
$v$	: Katı hızı ( $m/s$ )
$y$	: Mol oranı ( $mol/mol$ yatak gazı)
$X_k$	: Kömürdeki karbon oranı ( $kg$ karbon/ $kg$ kömür)
$\beta$	: Gaz-katı sürtünme katsayısı
$\varepsilon$	: Boşluk oranı
$\sigma$	: Stefan-Boltzman katsayısı ( $W/m^2 K^4$ )
$\mu$	: Dinamik viskozite ( $kg/ms$ )
$\rho$	: Yoğunluk ( $kg/m^3$ )
$\tau$	: Katı gerilmesi ( $N/m^2$ )
$\Phi$	: Kok yanması için mekanizma faktörü

## Alt İndisler

$g$	: Gaz
$j$	: Gaz türü
$k$	: Kok
$p$	: Tanecik

## Kaynaklar

- Adanez J., Gayan P., Diego L.F., Armesto L., Cabanillas A., (2001). Circulating Fluidized Bed Combustion in the Turbulent Regime: Modeling of Carbon Combustion Efficiency and Sulphur Retention, *Fuel*, **80**, 1405-1414.
- Elektrik Üretim A.Ş., (2005). 18 Mart Çan Termik Santrali Genel Müdürlüğü (özel izni ile).
- Eskin, N., Güngör, A., (2005a). Numerical Computation of a CFB Combustor and Comparison with Experimental Results, *Proceedings*, 14th International Conference on Thermal Engineering and Thermogrammetry, THERMO, (CD olarak yayınlanmıştır), Budapest.
- Eskin, N., Güngör, A., (2005b). Dynamic Two Dimensional Circulating Fluidized Bed Modeling As A Numerical Method Application, *Proceedings*, 9<sup>th</sup> International Research/Expert Conference, Trends in the Development of Machinery and Associated Technology, TMT 2005, 1061-1064, Antalya.
- Eskin, N., Güngör, A., (2005c). Effects of Immersed Surfaces on the Combustor Efficiency of Small-Scale Fluidized Beds, *International Journal of Applied Thermodynamics*, **8/3**, 127-136.
- Grace J.R., (1986). *Heat Transfer in Circulating Fluidized Bed*, In Circulating Fluidized Bed

- Technology, Ed. Basu, 63-82, Pergamon Press, Toronto.
- Huilin L., Guangbo Z., Rushan B., Yongjin C., Gidaspow D., (2000). A Coal Combustion Model for Circulating Fluidized Bed Boilers, *Fuel*, **79**, 165-172.
- Leckner, B., Golriz, M.R., Zhang, W., Andersson, B.A., Johnsson, F., (1993). Boundary Layers First Measurement in the 12 MW CFB Plant at Chalmers University, *Proceedings*, 11th International Conference on Fluidized Bed Combustion A.S.M.E., 771-776, Montreal.
- Li, X., Luo, Z., Ni, M. ve Cen, K., (1993). Modeling Sulfur Retention in Circulating Fluidized Bed Combustors, *Chemical Engineering Science*, **50/14**, 2235-2242.
- Montat, D., Maggio, T.D., (1996). 1D Two-Phase Description of the Thermal Hydraulic Behavior of the Furnace of E. Huchet 125 MWe CFB Boiler, *Proceedings*, 5th International Conference on CFB, MSR6, 858-867, Beijing.
- Muir, J.R., Brereton, C., Grace, J.R. ve Lim, C.J., (1997). Dynamic Modeling for Simulation and Control of a Circulating Fluidized-Bed Combustor, *A.I.Ch.E Journal*, **43/5**, 1141-1152.
- Reddy, B.V. ve Basu, P., (2001). A model for Heat Transfer in a Pressurized Circulating Fluidized Bed Furnace, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **44**, 2877-2887.
- Rhodes, M.J. ve Geldart, D., (1989). The Upward Flow of Gas/Solid Suspensions. Part 2: A Practical Quantitative Flow Regime Diagram for the Upward Flow of Gas/Solid Suspensions, *Chemical Engineering Research Design*, **67**, 30-37.
- Senior, R.C. & Brereton, C., (1992). Modeling of Circulating Fluidized-Bed Solids Flow and Distribution, *Chemical Engineering Science*, **47/2**, 281-296.
- Tian, Y. ve Peng, X. F., (2004). Analysis of Particle Motion and Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds, *International Journal of Energy Research*, **28**, 287-297.
- Topal, H., (1999). Dolaşımli Akışkan Yatağın Hidrodinamik, Yanma ve Emisyon Özelliklerinin Deneysel İncelenmesi, *Doktora Tezi*, Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Ankara.
- Wang Q., Luo Z., Li X., Fang M., Ni M., Cen K., (1999). A Mathematical Model for a Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler; *Energy*, **24**, 633-653.
- Xu G., Sun G., Gao S., (2004). Estimating Radial Voidage Profiles for All Regimes in Circulating Fluidized Bed Risers, *Powder Technology*, **139**, 186-192.
- Zhou, J., Grace, J.R., Qin, S., Brereton, C.M.H., Lim, C.J. ve Zhu, J., (1994). Voidage Profiles in a Circulating Fluidized Bed of a Square Cross-Section, *Chemical Engineering Science*, **49/19**, 3217-3226.