

**SİRKÜLASYONLU AKIŞKAN YATAKLI
YAKICILARIN MODELLENMESİ**

**DOKTORA TEZİ
Y. Müh. Afşin GÜNGÖR
(503992002)**

**Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 5 Aralık 2005
Tezin Savunulduğu Tarih : 15 Mayıs 2006**

Tez Danışmanı : Prof.Dr. Nurdil ESKİN
Diğer Jüri Üyeleri Prof.Dr. Hasan HEPERKAN (Y.T.Ü.)
Prof.Dr. Feridun ÖZGÜÇ (İ.T.Ü.)
Prof.Dr. İsmail TEKE (Y.T.Ü.)
Prof.Dr. Cem PARMAKSIZOĞLU (İ.T.Ü.)

MAYIS 2006

ÖNSÖZ

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. Sirkülasyonlu akışkan yataklı kömür yakıcılarında etkin olan tasarım ve işletme parametrelerinin tespiti ve sistemin optimum çalışmasını sağlayacak gerekli parametrelerin belirlenmesi amacıyla bu çalışmada kömür yakan sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir. Modelin geçerliliği, farklı ölçekli ve farklı işletme şartlarına sahip yataklardan elde edilen verilerle sağlanmış ve daha sonra etkin olan tasarım ve işletme parametrelerinin tespiti ve sistemin optimum çalışmasını sağlayacak gerekli parametreler irdelenmiştir.

Tez çalışmam boyunca sürekli ilgi ve desteğini esirgemeyen ve her konuda kendimi geliştirmemde katkıları olan sayın hocam Prof.Dr. Nurdil ESKİN hanıma teşekkürlerimi sunarım. Ayrıca tez çalışmalarım sırasında, her zaman yanımda olan ve gerekli tüm manevi desteği sağlayan aileme de teşekkür ederim.

Aralık 2005

Afşin GÜNGÖR

İÇİNDEKİLER

KISALTMALAR	v
TABLO LİSTESİ	vi
ŞEKİL LİSTESİ	vii
SEMBOL LİSTESİ	x
ÖZET	xiii
SUMMARY	xvii
1. GİRİŞ	1
2. SİRKÜLASYONLU AKIŞKAN YATAKLAR	5
2.1 Akışkan Yatakların Tarihçesi	5
2.2 Akışkan Yataklı Yakıcılar	7
2.3 Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcılar	8
2.4 Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcıların Avantajları ve Diğer Yakma Sistemleri ile Karşılaştırılması	10
2.5 Sirkülasyonlu Akışkan Yatakların Modellenmesi	13
3. SİRKÜLASYONLU AKIŞKAN YATAK MODELİ	15
3.1 Hidrodinamik Model	16
3.1.1 Alt Bölgenin Modellenmesi	19
3.1.1.1 Minimum Akışkanlaşma Hızı Hesabı	21
3.1.1.2 Kabarcık Çapı Hesabı	21
3.1.1.3 Kabarcık Boşluk Oranı Hesabı	22
3.1.2 Üst Bölgenin Modellenmesi	23
3.1.2.1 Yoğun Faz Kalınlığı, Boşluk Oranlarının Bulunması	23
3.1.2.2 Basınç Kaybının Hesabı	25
3.1.3 Tane Çap Dağılımı ve Ufalanma	26
3.1.4 Alt Bölge Denklemleri	29
3.1.5 Üst Bölge Denklemleri	30
3.1.6 Çözüm Metodu	31
3.1.7 Hidrodinamik Model Sonuçlarının Deneysel Verilerle Karşılaştırılması	33
3.2 Sirkülasyonlu Akışkan Yataklarda Yanma ve Emisyonların Modellenmesi	46
3.2.1 Kinetik Model	51
3.2.1.1 Yatakta Gaz Fazı Dengesi	66
3.2.1.2 Yatakta Katı Fazı Dengesi	74
3.2.1.3 Kontrol Hacminde Enerji Dengesi	76

3.2.2 Isı Geçişi Modeli	77
3.2.3 Çözüm Metodu	83
3.2.4 Model Sonuçlarının Deneysel Verilerle Karşılaştırılması	85
3.2.4.1 Model Sonuçlarının Küçük Ölçekli Bir Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcı ile Karşılaştırması	86
3.2.4.2 Model Sonuçlarının Büyük Ölçekli Bir Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcı ile Karşılaştırması	96
3.2.4.3 Isı Geçiş Modelinin Deneysel Verilerle Karşılaştırılması	98
4. SİRKÜLASYONLU AKIŞKAN YATAKLARDA VERİM	104
4.1 Sirkülasyonlu Akışkan Yatak Birinci Kanun Verimi	104
4.1.1 Sirkülasyonlu Akışkan Yatak Yakıcı Verimini Etkileyen Parametreler	105
4.1.1.1 Hava Fazlalık Katsayısı Etkisi	106
4.1.1.2 Yatak İşletme Hızının Etkisi	111
4.1.1.3 Yakıt Debisinin Etkisi	114
4.1.1.4 Yatak Boyutlarının Etkisi	115
4.1.2 Sirkülasyonlu Akışkan Yatak Yanma Verimini Etkileyen Parametreler	118
4.2 Sirkülasyonlu Akışkan Yatak İkinci Kanun Verimi	122
5. SONUÇ	125
KAYNAKLAR	133
ÖZGEÇMİŞ	145

KISALTMALAR

CFBC	: Circulating Fluidized Bed Combustor
MTA	: Maden Teknik ve Arama Kurumu
TKİ	: Türkiye Kömür İşletmeleri Kurumu

TABLO LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Tablo 1.1 : Türk Linyitlerinin Kül, Nem ve Kükürt İçerikleri (TKİ, 2005).	1
Tablo 2.1 : Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcıların Diğer Yakma Sistemleriyle Karşılaştırılması (Basu ve Fraser, 1991).....	12
Tablo 3.1 : Yoğun Faz Kalınlığı δ için Literatürde Önerilen Korelasyonlar.	24
Tablo 3.2 : Üst Bölgede Yatak Boşluk Oranı için Literatürde Önerilen Korelasyonlar.	24
Tablo 3.3 : Boşluk Oranının Radyal Değişimi için Literatürde Önerilen Korelasyonlar.	25
Tablo 3.4 : Üst Bölge Hidrodinamik Model ve Bünye Denklemleri.	30
Tablo 3.5 : Karşılaştırmaların Yapıldığı Deneysel Verilere Ait Bilgiler.	35
Tablo 3.6 : Azot Oksit Reaksiyonları ve Reaksiyon Hızları (Feng ve diğ., 1996, Monat ve Maggio, 1996, Ducarne ve diğ., 1998, Kilpinen ve diğ., 2002).	63
Tablo 3.7 : Karbon Monoksit Yanması için Literatürde Önerilen Yanma Hızları.....	66
Tablo 3.8 : Tunçbilek Linyitine Ait Elementer Analiz Sonuçları (Kütlesel).	88
Tablo 3.9 : Göynük Bölgesi Kireçtaşı Analizi.	88
Tablo 3.10 : Pilot Akışkan Yatak Ünitesinin İşletim Şartları (Topal 1999).	88
Tablo 3.11 : Çan Linyitine Ait Elementer Analiz Sonuçları (Kütlesel).....	98
Tablo 3.12 : Model Sonuçları ile 18 Mart Çan Termik Santrali Test Sonuçlarının Karşılaştırılması.....	99

ŞEKİL LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Şekil 2.1 : Sirkülasyonlu Akışkan Yatağın Şematik Gösterimi.	9
Şekil 3.1 : Alt Bölgede Gaz Fazı ve Katı Madde Hareketleri.	29
Şekil 3.2 : Kontrol Hacimleri Şematik Resmi.	32
Şekil 3.3 : Hidrodinamik Model Sayısal Çözüm Akış Diyagramı.	34
Şekil 3.4 : Lokal Boşluk Oranının Bader ve diğ. (1988)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	35
Şekil 3.5 : Lokal Boşluk Oranının Issangya ve diğ. (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	36
Şekil 3.6 : Lokal Tanecik Boşluk Oranının Luo (1987)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	36
Şekil 3.7 : Lokal Tanecik Boşluk Oranının Malcus ve Pugsley (2001)'in Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	37
Şekil 3.8 : Lokal Tanecik Boşluk Oranının Qi ve Farag (1993)'in Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	38
Şekil 3.9 : Lokal Tanecik Boşluk Oranının Zheng ve diğ. (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	38
Şekil 3.10 : Lokal Tanecik Boşluk Oranının Miller ve Gidaspow (1992)'un Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	39
Şekil 3.11 : Lokal Tanecik Boşluk Oranının Zhang ve diğ. (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	40
Şekil 3.12 : Katı Kütle Akısının Malcus ve Pugsley (2001)'in Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	41
Şekil 3.13 : Yatak Boyunca Basınç Düşüşü Değerlerinin Pugsley ve Berruti (1996)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	42
Şekil 3.14 : Katı Tanecik Hızının Luo (1987)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	43
Şekil 3.15 : Katı Tanecik Hızının Parssinen ve Zhu (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	43
Şekil 3.16 : Katı Tanecik Hızının Bader ve diğ. (1988)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	44
Şekil 3.17 : Katı Tanecik Hızının Miller ve Gidaspow (1992)'un Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	44
Şekil 3.18 : Katı Tanecik Hızının Zhang ve diğ. (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.	45
Şekil 3.19 : Kömür Bünyesindeki Azotun Azot Oksit Emisyonlarına Dönüşümü.	62
Şekil 3.20 : Bu Çalışmada Önerilen Isı Geçiş Mekanizması Modeli.	81
Şekil 3.21 : Isı Değiştiricisinin Bulunduğu Kontrol Hacminin Şematik Resmi.	81
Şekil 3.22 : Sayısal Çözüm Akış Diyagramı.	84

Şekil 3.23	: Deneysel Verilerin Temininde Yararlanılan Çalışmada Kullanılan Sirkülasyonlu Akışkan Yatak.....	87
Şekil 3.24	: Yatak Girişinde Kömür Tane Boyutu Dağılımı.....	89
Şekil 3.25	: Yatak Yüksekliği Boyunca O ₂ Mol Oranı Değerlerinin Karşılaştırılması.....	89
Şekil 3.26	: Yatak Yüksekliği Boyunca CO Emisyon Değerlerinin Karşılaştırılması.....	90
Şekil 3.27	: Yatak Yüksekliği Boyunca NO _x Emisyon Değerlerinin Karşılaştırılması.....	91
Şekil 3.28	: Yatak Yüksekliği Boyunca SO ₂ Emisyon Değerlerinin Karşılaştırılması.....	91
Şekil 3.29	: Yatak Yüksekliği Boyunca NO _x Emisyon Değerlerinin Kömür Tane Çapına Göre Değişimi.....	92
Şekil 3.30	: Yatak Yüksekliği Boyunca NO _x Emisyon Değerlerinin Hava Fazlalık Katsayısına Göre Değişimi.....	93
Şekil 3.31	: Yatak Yüksekliği Boyunca NO _x Emisyon Değerlerinin Yatak İşletme Hızına Göre Değişimi.....	93
Şekil 3.32	: Yatak Yüksekliği Boyunca SO ₂ Emisyon Değerlerinin Kireçtaşı Tane Çapına Oranına Göre Değişimi.....	94
Şekil 3.33	: Yatak Yüksekliği Boyunca SO ₂ Emisyon Değerlerinin Ca/S Oranına Göre Değişimi.....	94
Şekil 3.34	: Yatak Yüksekliği Boyunca SO ₂ Emisyon Değerlerinin Yatak İşletme Hızına Göre Değişimi.....	95
Şekil 3.35	: Farklı İşletme Şartlarında O ₂ , CO ₂ ve SO ₂ Emisyon Değerlerinin Zamana Bağlı Değişimleri.....	95
Şekil 3.36	: 18 Mart Çan Termik Santrali'nin Genel Görünüşü.....	96
Şekil 3.37	: Büyük Ölçekli Sirkülasyonlu Akışkan Yatağın Şematik Resmi.....	97
Şekil 3.38	: Büyük Ölçekli Sirkülasyonlu Akışkan Yatağın Ölçekli Resmi.....	97
Şekil 3.39	: İşletme Hızlarına Göre Isı Geçiş Katsayılarının Karşılaştırılması.....	100
Şekil 3.40	: Yatak Yüksekliğine Göre Isı Geçiş Katsayılarının Karşılaştırılması.....	100
Şekil 3.41	: Yatak Yüksekliğine Göre Isı Geçiş Katsayılarının Karşılaştırılması.....	101
Şekil 3.42	: Yatak Basıncının Isı Geçiş Katsayı Üzerine Etkisi.....	102
Şekil 3.43	: Yatak İşletme Hızının Isı Geçiş Katsayı Üzerine Etkisi.....	102
Şekil 4.1	: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Kömür Tanecik Çapları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.....	106
Şekil 4.2	: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Basınçları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.....	107
Şekil 4.3	: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Kömür Tanecik Çapları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.....	109
Şekil 4.4	: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Basınçları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.....	110

Şekil 4.5	: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Kömür Tanecik Çapları için Yatak İşletme Hızı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.	112
Şekil 4.6	: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Basınçları için Yatak İşletme Hızı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.	113
Şekil 4.7	: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak İşletme Hızları için Yakıt Debisi ve Yatak Kapasitesi ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.	115
Şekil 4.8	: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Yükseklikleri için Yatak İşletme Hızı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.	116
Şekil 4.9	: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Çapları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.	117
Şekil 4.10	: Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcının Şematik Resmi.	118
Şekil 4.11	: Yatak Yüksekliği Boyunca Yatak Sıcaklığının Değişimi.	119
Şekil 4.12	: Yatak Yüksekliği Boyunca Su Sıcaklığının Değişimi.	119
Şekil 4.13	: Yatak Yüksekliği Boyunca Akışkan Yatak Veriminin Değişimi. ..	120
Şekil 4.14	: Alt ve Üst Bölgede Isı Değiştiricisi Hacim Oranına Göre Akışkan Yatak Veriminin Değişimi.	120
Şekil 4.15	: Yükseklik Oranının Akışkan Yatak Verimine Etkisi.	121
Şekil 4.16	: Yatak Yüksekliği Boyunca Yatak Sıcaklığının Değişimi.	123
Şekil 4.17	: Yatak Yüksekliği Boyunca Entropi Üretiminin Değişimi.	123
Şekil 4.18	: Yatak Yüksekliği Boyunca İkinci Kanun Veriminin Değişimi.	123

SEMBOL LİSTESİ

A	: Kesit alanı, [m ²]
a	: Kullanılabilirlik, [kJ/kg]
A₀	: Dağıtıcı elek delik alanı, [m ²]
A_{ID}	: Isı değıştiricisi dış yüzeyi, [m ²]
Ar	: Arşimed sayısı, [-]
C	: Konsantrasyon [kmol/m ³], [kg/m ³]
C_D	: Sürüklenme katsayısı, [-]
c_p	: Katıların özgül ısısı, [kJ/kg K]
c_v	: Gazın özgül ısısı, [kJ/kmol K]
d	: Tane çapı, [m]
D	: Yatak çapı, [m]
D_b	: Kabarcık çapı, [m]
D_{b0}	: İlk kabarcık çapı, [m]
D_{bm}	: Maksimum kabarcık çapı, [m]
D_g	: Yayınım katsayısı, [m ² /s]
d_{kt}	: Kireçtaşı tane çapı, [m]
d_p	: Tane çapı, [m]
$\bar{d}_p$	: Ortalama tane çapı, [m]
e	: Yayma katsayısı, [-]
f_g	: Gaz-yatak duvarı sürtünme katsayısı, [-]
Fr	: Froude sayısı, [-]
f_s	: Katı-yatak duvarı sürtünme katsayısı, [-]
g	: Yerçekimi ivmesi, [m/s ²]
G[ε]	: Katı gerilme modülü, [N/m ²]
G_p	: Kütle akısı, [kg/m ² s]
H	: Yatak yüksekliği, [m]
h	: Dağıtıcı elekten olan uzaklık, [m]
H_{CO}	: Karbon monoksitin reaksiyon entalpisi, [kJ/kg]
HFK	: Hava fazlalık katsayısı, [-]
h_g	: Gaz fazı için ısı taşınım katsayısı, [W/m ² K]
h_p	: Katı fazı için ısı taşınım katsayısı, [W/m ² K]
h_r	: Işınım ile ısı geçiş katsayısı, [W/m ² K]
h_t	: Toplam ısı geçiş katsayısı, [W/m ² K]
H_u	: Yakıtın alt ısı değeri, [kJ/kg]
k	: Reaksiyon hız sabiti, [m/s]
k_a	: Tane ufalanma sabiti, [-]
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_f	: Parçalanma katsayısı, [-]
k_g	: Gazın ısı iletkenliği, [W/mK]
k_L	: Kireçtaşı reaksiyon hızı, [1/s]

k_{su}	: Soğutucu akışkanın ısıl iletkenliği, [W/mK]
k_{vL}	: Kireçtaşı-SO ₂ reaksiyonun hacimsel reaksiyon hız sabiti, [kg/m ² s]
M	: Atom ağırlığı, [kg/kmol]
$\dot{m}_{bes}$	: Akışkan yatak besleme debisi, [t/h]
$\dot{m}_{su}$	: Soğutucu akışkan debisi, [kg/s]
N	: Kontrol hacmindeki toplam tanecik sayısı, [-]
N_{kt}	: Kontrol hacmindeki toplam kireçtaşı tanecik sayısı, [-]
Nu	: Nusselt sayısı, [-]
$\dot{n}$	: Gaz debisi, [mol/s]
$[N_2]$	: Azot konsantrasyonu, [mol/m ³]
$[NO]$	: Azot oksit konsantrasyonu, [mol/m ³]
$[O_2]$	: Oksijen konsantrasyonu, [mol/m ³]
P	: Basınç, [kPa]
P_0	: Yatak girişindeki basınç, [kPa]
p	: Kok tanecik yüzeyindeki CO/CO ₂ oranı, [-]
Pr	: Prandtl sayısı, [-]
Q_{su}	: Soğutucu akışkana geçen ısı, [kJ/s]
R	: Yatak yarıçapı, [m]
r	: Yatak merkezinden olan uzaklık, [m]
R_a	: Tane uflanma hızı, [kg/s]
r_c	: Kok tanesi yanma hızı, [kg/m ³ s]
Re	: Reynolds sayısı, [-]
R_g	: Gaz sabiti, [kJ/kmolK]
$r_{tüp,iç}$	: Isı değiştirici borusu iç çapı, [m ²]
R_u	: Üniversal gaz sabiti, [8.315 kJ/kmolK]
$\mathfrak{R}$	: Birim hacimdeki reaksiyon hızı, [mol/m ³ s]
$\mathbb{R}$	: Reaksiyon hızı, [mol/s]
R'''	: Birim hacimde üretilen/tüketilen ısı, [W/m ³]
Sc	: Schmidt sayısı, [-]
S_g	: Kireçtaşı taneciğinin özgül yüzey alanı, [m ² /kg]
Sh	: Sherwood sayısı, [-]
$\dot{S}_{\text{üretim}}$	: Entropi üretimi, [kJ/K]
ΔT_m	: Logaritmik ortalama sıcaklık farkı, [K]
T	: Yatak sıcaklığı, [K]
T_m	: Kok taneciği etrafındaki film sıcaklığı, [K]
T_o	: Ortam sıcaklığı, [K]
T_p	: Tane sıcaklığı, [K]
T_{su}	: Soğutucu akışkan sıcaklığı, [K]
u	: Gaz hızı, [m/s]
U_0	: Yatak işletme hızı, [m/s]
U_B	: Tek bir kabarcığın ortalama hızı, [m/s]
U_{ID}	: Yatak-ısı değiştiricisi arasındaki toplam ısı geçiş katsayısı, [W/m ² K]
UM	: Uçucu madde yüzdesi, [kg uçucu/kg kömür]
U_{ma}	: Minimum akışkanlaşma hızı, [m/s]
U_{ter}	: Terminal hız, [m/s]
v	: Katı hızı, [m/s]
$\dot{V}_b$	: Kesit alanındaki görünür kabarcık akısı, [m/s]
V_g	: Kontrol hacmindeki gaz hacmi, [m ³]
V_{kh}	: Kontrol hacmi, [m ³]

W_b	: Yataktaki katı kütlesi, [kg]
$x_{a,i}$	: Ufalanmadan sonra i çap aralığındaki tanelerin ağırlık yüzdesi, [-]
x_i	: i çap aralığındaki tanelerin ağırlık yüzdesi, [-]
X_k	: Yatak malzemesindeki karbon oranı, [kg karbon/kg yatak malzemesi]
y	: Mol oranı, [mol/mol yatak gazı]
z	: Yatağın üst kısmından uzaklık, [m]
z_i	: Çekme noktası yüksekliği, [m]

Alt İndisler

c	: Kok
çık	: Çıkan
g	: Gaz
gir	: Giren
ısıl	: Isıl
i	: Seyrek/yoğun faz [core/annulus]
j	: Gaz türü
k	: Katı
kim	: Kimyasal
ma	: Minimum akışkanlaşma
p	: Tanecik
su	: İş yapan akışkan
sür	: Sürtünme
t	: Toplam
tüp	: Isı değiştirici borusu

Yunan Harfleri

β	: Gaz-katı sürtünme katsayısı, [-]
β'	: Eşitlik (3.18)'in sabiti, [-]
β''	: Eşitlik (3.61)'in sabiti, [-]
χ	: Kullanılabilir enerji, [kj]
δ	: Yoğun faz kalınlığı, [m]
ε	: Boşluk oranı, [-]
$\bar{\varepsilon}$	: Ortalama boşluk oranı, [-]
Φ	: Kok yanması için mekanizma faktörü, [-]
ϕ	: Eşitlik (3.15)'in sabiti, [-]
$\phi_{ilk}[d_{p,yeni}]$	: Parçalanmadan önce tane dağılımı, [-]
$\phi_{yeni}[d_{p,yeni}]$	: Parçalanmadan sonra tane dağılımı, [-]
Γ_{kt}	: Kireçtasının reaktivitesi, [-]
γ	: Isı değiştirici hacminin yatak hacmine oranı, [-]
η_{II}	: İkinci kanun verimi, [-]
μ	: Dinamik viskozite, [kg/ms]
ν	: Kinematik viskozite, [m ² /s]
Θ	: Isı değiştiricisi konumunun yatak yüksekliğine oranı, [-]
ρ	: Yoğunluk, [kg/m ³]
σ	: Stefan-Boltzman katsayısı, [W/m ² K ⁴]
τ	: Katı gerilmesi, [N/m ²]
ξ	: Kabarcık hız katsayısı, [-]
ψ	: Eşitlik (3.9)'un sabiti, [-]

SİRKÜLASYONLU AKIŞKAN YATAKLI YAKICILARIN MODELLENMESİ

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. Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda yanma işleminin iyi bir şekilde gerçekleştirilebilmesi, geliştirilecek modellerin gerçekçi performans tahminleri yapabilmesine bağlıdır. Bu amaçla, bu çalışmada kömür yakan sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir.

Sirkülasyonlu akışkan yatağın yanma ve emisyon davranışı doğrudan yatak akışkanlaşma özelliği ile ilgili olup yatak hidrodinamiğine bağlıdır. Bu nedenle, yatak içerisindeki gaz-katı akış yapısını doğru bir şekilde tahmin edebilecek modellerin geliştirilmesi gerekmektedir. Geliştirilecek iyi bir hidrodinamik model ile yatak içerisinde; gaz ve katılar için boşluk oranı, gaz ve katı hızları, katı kütle akısı ve yatak basıncının eksenel ve radyal yöndeki dağılımlarının bilinmesi, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için optimum tasarım ve işletme parametrelerinin tesbit edilmesini sağlayacaktır. Buradan hareketle, öncelikle sirkülasyonlu akışkan yatağın hidrodinamik yapısını karakterize etmek amacıyla dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir. Katı taneciklerinin yataktaki hareketi esnasında, birbirleriyle çarpışmalarının etkisiyle yüzeylerindeki aşınma nedeniyle ufalanmasının dikkate alındığı hidrodinamik modelde yatak; yatağın alt kısmında türbülanslı akış rejimindeki kabarcıklı akışkan yatak olarak gözönüne alınan alt bölge ve halkasal akış yapısında dikkate alınan üst bölge olmak üzere iki bölgeye ayrılmıştır. Modelin geçerliliğinin sağlanması için, geliştirilen hidrodinamik model simülasyon sonuçlarının; farklı ölçekli yataklar kullanılarak yapılmış ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle karşılaştırılması yapılmıştır. Model bünyesinde geliştirilen programın, deneysel verilerin elde edildiği sirkülasyonlu akışkan yatakların çalışma şartları ile çalıştırıldığı bu karşılaştırma kapsamında, gaz ve katılar için boşluk oranı ve katı tane hızları dağılımının yataкта radyal yöndeki değişimlerinin farklı yatak yüksekliğindeki sonuçları, basınç kaybının yatak boyunca değişimi ve katı kütle akısının yatak içerisinde radyal yöndeki değişimi deneysel verilerle mukayese edilmiştir. Model tahminlerinin, farklı ölçekli ve farklı işletme şartlarına sahip

yataklarla gerek radyal ve gerekse eksenel yönde göstermiş olduğu uyum, geliştirilen hidrodinamik modelin geçerliliğini kanıtlamaktadır. Bunun yanı sıra, model tahminlerinin aynı yataklar için farklı işletme şartları ve farklı yatak yüksekliklerinde deneysel verilerle göstermiş olduğu uyum ise modelin esnekliğini çok net bir şekilde ortaya koymuştur.

Daha sonra, geçerliliği kanıtlanan hidrodinamik modele yanma reaksiyonları eklenerek sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcının modellenmesi tamamlanmış ve sıcak yataklar için de uygulanabilecek zamana bağlı iki boyutlu model hazırlanmıştır. Modelde; yatağa beslenen kömür taneciklerinin yatak içerisinde ani sıcaklık değişimi ile parçalanması, kömürün uçucularına ayrılması, yanma kinetiği, sirkülasyonlu akışkan yataklarda kömür yanması, emisyonların oluşum reaksiyonları ve emisyonların indirgenmesi kinetik model alt başlığı çerçevesinde, yanma sonu açığa çıkan enerjinin ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktararak kullanılmasını sağlayan ısı geçiş mekanizması ise sirkülasyonlu akışkan yataklarda ısı geçişi alt başlığı çerçevesinde ele alınmıştır. Modelin yanma ve emisyonlarla ilgili sonuçları, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır. Bu amaçla simülasyon programı, deneysel verilerin elde edildiği sirkülasyonlu akışkan yatakların çalışma şartları ile çalıştırılmıştır. Model sonuçları önce Gazi Üniversitesi Isıl Güç Laboratuvarı'nda tasarlanmış pilot ölçekli yatakta Tunçbilek linyiti yakılarak yapılmış deney sonuçları ile karşılaştırılmıştır. Bu deneylerde yatak sıcaklığı, karbondioksit, yatakta karbon yüzdesi değişimleri ve kok tane çapı değişimi ölçülmemiştir. Bu karşılaştırma kapsamında, yatak yüksekliği boyunca oksijen, karbon monoksit, kükürtdioksit ve azot oksit emisyonlarının değişimi ile oksijen, karbondioksit ve kükürtdioksit emisyonlarının zamana göre değişimleri mukayese edilmiştir. Ancak, yatak sıcaklığı aritmetik ortalama değer olarak verilmektedir. Bu nedenle bu mukayeseler yapılamamış, yatak sıcaklığının verilen ortalama değerde olup olmadığı ise kontrol edilmiştir. Yapılan tüm mukayeselerde model tahmini ile bulunan yatak ortalama sıcaklık değerlerinin, deney için verilen değerlerle örtüştüğü saptanmıştır. Yatak yüksekliği boyunca O_2 mol oranı ve CO , SO_2 , NO_x emisyonlarının değişiminin deneysel veriler ve model sonuçları ile mukayesesi, geliştirilen modelin geçerliliğini göstermiştir. O_2 mol oranı ve CO_2 ve SO_2 emisyonlarının farklı işletme şartlarındaki zamana göre değişimleri için deneysel veriler ve model sonuçlarının oldukça iyi bir uyum göstermesi modelin dinamik açıdan da geçerliliğini doğrulamıştır. Model sonuçlarının büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı sonuçları ile karşılaştırılması, 18 Mart Çan Termik Santrali'nde bulunan 160 MW'lık bir sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcıda Çan linyiti yakılarak yapılmış test sonuçları ile yapılmıştır. Bu karşılaştırma kapsamında, yatak çıkışındaki yatak sıcaklığı, kükürtdioksit ve azot oksit emisyonlarının değişimleri mukayese edilmiştir. Yapılan testlerde karbondioksit, yatakta karbon yüzdesi değişimleri ve kok tane çapı değişimi ölçülmediğinden, bu parametrelerin model sonuçları ile mukayesesi yapılamamıştır. Model sonuçlarının 18 Mart Çan Termik Santrali sirkülasyonlu akışkan yatak test verileri ile uyumlu olması, geliştirilen modelin büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için de geçerli olduğunu göstermesi bakımından önemlidir.

Modelin geçerliliği, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla yapılan karşılaştırmalarla sağlandıktan sonra farklı yatak çalışma şartlarının, baca gazı emisyon değerleri üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Bu amaçla sırasıyla kömür tane çapı, hava fazlalık katsayısı ve işletme hızının, yatak yüksekliği boyunca azot oksit emisyonu üzerindeki etkileri incelenmiş,

yine sırasıyla kireçtaşı tane çapı, Ca/S oranı ve işletme hızının, yatak yüksekliği boyunca kükürdioksit emisyonu üzerindeki etkileri araştırılmıştır.

Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda, yatak ile ısı geçiş yüzeyleri arasındaki ısı geçişi, sistemin performansını doğrudan etkileyen önemli bir özelliktir. Isı geçiş mekanizmasının incelenmesinde yatak hidrodinamiğinin en önemli parametrelerden biri olduğu görülmüştür. Bununla beraber literatürde yapılan çalışmalarda ısı geçiş mekanizması üzerine hidrodinamik parametrelerinin etkileri incelenirken yatak basıncı, gaz ve taneciklerin yatak içerisindeki lokal sıcaklıkları ve hızları gibi parametrelerin yatak içerisindeki profilleri aynı anda dikkate alınmadığından ve geliştirilen modellerin genelde bu parametrelerin bazılarının tek boyutlu alınmaları, ısı geçiş mekanizması ile ilgili çalışmaların eksik kalan tarafları olarak karşımıza çıkmaktadır. Bu çalışmada, geliştirilen dinamik iki boyutlu model bünyesinde, sirkülasyonlu akışkan yatakların tasarım ve işletilmesini geliştirecek ve yanma işlemi esnasında açığa çıkan enerjinin daha etkin kullanılmasını sağlayacak bir ısı geçiş modeli geliştirilmiştir. Geliştirilen modelde tanecikler n farklı tane çap dağılımına ayrılmış ve yatakta eksenel ve radyal yönlerdeki değişimleri hesap edilmiştir. Benzer şekilde yatak basıncı, katı tanecik ve gaz boşluk oranları, hızları ve sıcaklıklarının yatakta eksenel ve radyal yönlerdeki değişimleri hesap edilmektedir. Buna ilaveten yatağın alt bölgesinin, türbülanslı akışkanlaşma rejimindeki kabarcıklı akışkan yatak olarak dikkate alınması, geliştirilen modelin yataktaki ısı geçiş mekanizması ve ısı geçiş yüzeylerine olan ısı geçişini test değerlerine uygun sonuçlarla hesaplanmasına neden olmaktadır. Geliştirilen modelin kullanılarak ısı geçiş katsayısının hesaplanan değerleri, farklı ölçekli yataklar kullanılarak ölçülmüş ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle karşılaştırılmıştır. Bu karşılaştırma kapsamında ısı geçiş katsayısının yatak yüksekliği boyunca değişimi ve farklı işletme hızlarındaki değerleri mukayese edilmiştir. Model sonuçlarının deneysel verilerle göstermiş olduğu uyum, geliştirilen modelin ısı geçiş mekanizmasının doğruluğunu ve farklı ölçekli yataklar için geçerliliği de modelin esnekliğini göstermiştir. Modelin geçerliliğinin sağlanmasından sonra farklı yatak çalışma şartlarının, ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Bu amaçla yatak basıncı ve yatak işletme hızının ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkileri incelenmiştir. Isı geçiş katsayısının artan yatak basıncıyla arttığı görülmüştür. Yatak işletme hızının artmasının ısı geçişini olumsuz yönde etkilediği tespit edilmiştir. Buradan hareketle, farklı yatak çalışma şartlarının ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkileri, yatak hidrodinamiğinin, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda ısı geçişi üzerinde çok etkili olduğunu ortaya koymuştur. Bu nedenle boşluk oranının eksenel ve radyal yönlerdeki dağılımı, yatak yığın yoğunluğu, gaz ve tane hızları, tane çap dağılımı, ortalama tane çapı, sirkülasyon akısı ve kullanılan ısı geçiş yüzeylerinin, ısı geçişini etkilediği belirlenmiştir.

Farklı yatak çalışma şartlarının, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların verimi üzerindeki etkisi incelenmiştir. Bu amaçla, bu tip yakıcıların birinci ve ikinci kanun verimleri tanımlanarak verimi etkileyen parametreler ve bu parametrelerin etki oranları irdelenmiştir. Küçük ölçekli yatak için hava fazlalık katsayısı ve yatak işletme hızının akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı kömür tanecik çapları ve yatak basınç değerleri için incelenmiştir. Ardından yatak kapasitesi ve yakıt debisinin yakıcı verimi üzerine etkisi, farklı yatak işletme hızları için hesaplanmıştır. Daha sonra yatak boyutlarının yakıcı verimi üzerindeki etkileri, farklı kapasitelerdeki yataklar için bulunmuştur. Büyük ölçekli yatak için verimin farklı yatak basınçları için hava fazlalık katsayısı ile değişimi incelenmiş; basınç değişiminin akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkisinin, tane çapının

etkisiyle karşılaştırıldığında küçük ölçekli yakıcıların aksine, daha fazla olduğu görülmüştür. Geliştirilen model için akışkan yatak verimi tanımlanarak ısı geçiş yüzeylerinin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar üzerine etkisini inceleyebilmek için model, ısı geçiş yüzeyleri konumları ve soğutucu akışkan debileri için çalıştırılmış ve bu yüzeylerin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların yatak verimi üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Son olarak, model küçük ölçekli atmosferik bir akışkan yataklı yakıcının şartlarında çalıştırılarak ikinci kanun verimi incelenmiştir. Yatak boyunca ikinci kanun veriminin hacim oranının tüm değerlerinde, yatak boyunca artan entropi üretimi nedeniyle azalan bir eğim gösterdiği gözlenmiştir. Daha yüksek hacim oranlarında ise verimin sabit kaldığı anlaşılmıştır.

Bu çalışma sonucunda, ülkemiz düşük kaliteli linyit rezervlerinin yüksek verimlilikle değerlendirilmesi ve ulusal ve uluslararası çevre standartlarında verilen emisyon seviyelerine uygun yakılabilmesi açısından en uygun çözümün iyi dizayn edilmiş sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar olduğu anlaşılmıştır. Çevre dostu olan bu teknolojinin ülkemiz linyitlerine adaptasyonu, öz kaynak linyitlerin çevre sorunu yaratmaksızın değerlendirilmesini sağlayacaktır. Kendi öz kaynaklarımızın optimum şartlarda kullanılmasına olanak veren sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların yaygın kullanımının ülkemizin enerji üretiminde önemli katkı sağlayacağı kaçınılmazdır.

MODELLING OF CIRCULATING FLUIDIZED BED COMBUSTORS

SUMMARY

Fluidized bed combustion allows clean and efficient combustion of coal. A well-designed circulating fluidized bed combustor (CFBC) can burn coal with high efficiency and within acceptable levels of gaseous emission. It is also important to determinate 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 CFBCs 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, which can be employed to simulate under a wide range of operating conditions, has been developed.

In this study a model is developed considering the hydrodynamic behavior of CFBC. According to the axial solid volume concentration profile, the riser is axially divided into two different zones: The bottom zone is located between distributor plate and secondary air supply and the upper dilute zone is located between secondary air supply and riser exit. Although generally lumped formulation is used for this zone in the literature, the fluid-dynamical behavior of the bottom zone is similar to that of bubbling fluidized beds. In this model, the bottom zone is simulated as a bubbling fluidized bed in fast bubbling fluidization regime. For the upper dilute zone, core-annulus flow structure is used. Particles move upward in the core and downward in the annulus. Thickness of the annulus varies according to the bed height. In a conventional fluidized bed, the pressure drop through the bed is just equal to the weight of the solids in the bed. In the model, pressure drop due to solids acceleration is considered. Particles are divided into n size groups in the model and undergo attrition. Bed density is considered as an exponential function of the bed height and radial distribution of void fraction is considered. In the model, solids return cycle has been considered. Simulation model calculates the axial and radial distribution of voidage, velocity, particle size distribution, pressure drop for gas and solid phase. The simulation results are compared with cold beds test results obtained from various CFBC test rigs at different size in the literature and developed model hydrodynamic structure has been validated.

Char particles are divided into n size groups in the model which 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, solids return cycle

has been considered. 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.

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.

Modeling of CFB is rather difficult. Therefore, it is necessary to develop simplified modeling approaches, which can describe both the gas-solid flow structure and the combustion process with sufficient accuracy. The present model uses several simplifications and assumptions in order to keep the computational complexity under control. Therefore it is necessary to check the accuracy of the model predictions with experimental data.

The simulation results are compared with test results obtained from 50 kW Gazi University Heat Power Laboratory pilot scale unit of 12.5 cm i.d. In this comparison, O_2 molar ratio and CO emissions along the bed height and oxygen, CO_2 mole ratios and SO_2 emissions response is 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 from 160 MW Çan Power Plant circulating fluidized bed unit of 8.55 m i.d. and 37 m 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 CFBC unit data.

Through this model, effects of operational parameters on NO_x emissions are investigated for three different air-to-fuel ratios, mean coal particle diameter and superficial velocities. As the air to fuel ratio decreases, it causes slight drop in NO_x emissions especially at the upper portion of the riser due to the low char combustion. On the other hand, around the secondary air supply point, due to low bed temperatures combustion rate of char decreases and less NO_x emissions formation has been observed. Coal particle diameter on NO_x emissions has been simulated at constant air to fuel ratio and superficial velocity. NO_x emissions increase with the particle diameter along the bed height due to increase in reaction area. The superficial velocity affects net solid mass flux in the riser and also the mean residence time of the char particle. Therefore NO_x emissions increase with the superficial velocity of the combustor. The combustor height is a design variable that strongly affects the solid circulation flow rates leaving the combustor and so has an important effect on the mean residence times of solids. An increase in the combustor height gives a decrease in the solid circulation flux, producing an increase in the mean residence time and thus in the NO_x emissions.

CFBCs offer the possibility of removing the sulphur dioxide during combustion by adding limestone ($CaCO_3$) directly to the combustion chamber. Using such limestone directly with a fuel inserted to the combustion chamber leads to highly efficient desulphurization. Through this model, effects of operational parameters on SO_2

reduction are investigated for three different Ca/S molar ratios, sorbent particle diameter and superficial velocities. The limestone reactivity together with its particle size distribution determines the amount of limestone needed to obtain a fixed value of sulphur retention in the CFBC. Feeding limestone with high proportion of fines into the combustor causes high sulphur retentions. The superficial velocity affects net solid mass flux in the riser and also the mean residence time of the limestone particle. Therefore SO₂ emissions decrease with the mean residence time of the limestone particle. The combustor height is a design variable that strongly affects the solid circulation flow rates leaving the combustor and so on has an important effect on the mean residence times of solids. An increase in the combustor height gives a decrease in the solid circulation flux, producing an increase in the mean residence time and thus in the sulphur retention. It is necessary to transfer certain amount of heat to the coolant media in order to maintain the combustion temperature at an optimum level in a circulating fluidized bed combustor. Studying of heat transfer from CFBC to the heat transfer surfaces in circulating fluidized beds are thus essential since most CFB applications, including combustion, calcination and hydrocarbon cracking, are operated at high temperature. With better knowledge of heat transfer mechanisms, design and operation can be improved and the energy evolved during the combustion process can be used with higher efficiency.

In this study, the heat transfer model takes into consideration of the parameters, which are relevant to heat transfer in a fluidized bed. Using the developed fluidized bed model, the heat transfer coefficient in the CFBC has been calculated and the results are compared with the experimental data in the literature. In these comparisons, total and convective heat transfer coefficients along the bed height are obtained for a 12 MW CFBC unit and total heat transfer coefficient as a function of gas velocity obtained from the experiments of two different researchers using the same input variables in the experiments as the simulation program input. The results are well validated by the experimental data. This agreement, over a wide range of fluidizing conditions shows the applicability of the heat transfer model to pilot and industrial scale CFBCs.

Combustor efficiency has been defined and combustor efficiency for pilot scale and industrial scale CFBCs 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. Besides that, the influence of the immersed surfaces type on the combustor efficiency, are investigated for different sized fluidized bed combustors. Through this analysis; the dimensions, arrangement and type of the immersed surfaces which achieve maximum efficiency are obtained.

Using the heat transfer model, the second law efficiency of the CFBC is obtained. In performing the simulations, the volume ratio, γ , which is the ratio of the volume of heat transfer surfaces to the combustor volume is defined. The effect of immersed heat transfer surfaces on CFBC efficiency along the bed height is investigated. Efficiency decreases with bed height at each γ value and its value at every level in the furnace increases as the value of γ increases up to $\gamma = 0.75$. The decrement amount, especially at lower γ values, is bigger due to the variation in temperature distribution within the combustor. At higher volume ratio, combustor efficiency value stays constant due to the moderate combustor temperatures.

1. GİRİŞ

Ülkemizde, gün geçtikçe artan sanayileşme, gelir seviyesinin yükselmesi ve hızlı nüfus artışına paralel olarak, artan enerji tüketimi yerli kaynaklarımızın rasyonel olarak değerlendirilmesinin önemini tekrar gündeme getirmiştir. Taşkömürü ve linyit rezervlerinin büyüklüğü gözönüne alındığında Türkiye şartlarında bu kaynakların kullanılması, ülkemizin enerji üretiminde önemli katkı sağlayacak ve enerji ihtiyacının karşılanmasında dışa bağımlılığı azaltacaktır.

2004 yılı sonu Türkiye'nin resmi verilere göre 8,3 milyar ton linyit, 1.1265 milyar ton taşkömürü, 1.641 milyar ton bitümlü şist ve 82 milyon ton asfaltit rezervi mevcuttur (MTA, 2005). Dünya linyit rezervinin %2'si Türkiye'de bulunmakta olup, dünya linyit üretiminin ise %8'i Türkiye'de yapılmaktadır, dünya fosil kaynaklarından petrolün 42 yıllık, doğalgazın 65 yıllık, kömürün ise 230 yıllık bir ömre sahip olduğu ve kömürün öneminin devam edeceği anlaşılmaktadır (Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, 2005). Düşük kaliteli olmasına rağmen Türkiye'de çıkan linyitler, ülkenin en ümit verici kaynaklarından bir tanesidir ve kaynağın üretimi devlet tarafından desteklenmektedir. Tablo 1.1'de ülkemizdeki toplam linyit rezervlerimizin kül, nem ve kükürt içerikleri bakımından dağılımı verilmektedir.

Tablo 1.1: Türk Linyitlerinin Kül, Nem ve Kükürt İçerikleri (TKİ, 2005).

Kül İçeriği (%)	Rezervdeki Pay (%)	Nem İçeriği (%)	Rezervdeki Pay (%)	Kükürt İçeriği (%)	Rezervdeki Pay (%)
10-15	1,54	1-10	0,89	0-1	3,7
15-20	2,19	10-20	14,25	1-2	68,29
20-25	52,37	20-30	14,21	2-3	14,11
25-30	19,03	30-40	13,21	3-4	5,86
>30	24,87	>40	57,44	>4	8,04

Tablo 1.1'den de görüldüğü gibi linyitlerimizin %96'sı yüksek kül içermektedir. Amerika'da kabul edilebilir kükürt oranının %0,8 olduğu göz önüne alındığında Türk linyitlerinin %97'sinin, yüksek kükürtlü kömürler sınıfına girmektedir. Bununla beraber Türkiye genelinde hemen her yöreye dağılmış durumda bulunan linyit

rezervlerinin yarısından fazlası oldukça düşük ısı değere (1500 kcal/kg ve altı) sahiptir. 3000 kcal/kg ve üstü ısı değere sahip linyit rezervleri ise toplamın ancak %7'sine karşılık gelmektedir (TKİ, 2005). Bu nedenle üretilen linyitin büyük bir bölümü ısınma ve sanayi sektörü için elverişli olmayıp enerji üretiminde kullanılmaktadır. Ancak yüksek kül oranına sahip ve bünyesinde yüksek oranlarda kükürt ihtiva eden bu kömürlerin çevreye zarar vermeden konvansiyonel sistemlerle yakılması hem çok maliyetli ve hem de uzun vadede ekonomik değildir.

Mevcut haliyle, enerji kökenli hava kirliliğinin (atmosfere yayılan kirleticiler genel olarak uçucu partiküller, SO₂, NO_x, CO, C_mH_n ve organik bileşiklerdir) sorumlusu yalnızca yakıt kalitesinin düşüklüğü değildir. Günümüzde kullanılan alışılmış yakma teknolojileri belli standart yakıt özelliklerine (ısı değeri, nem, yanıcı uçucular, kül, kükürt oranı, tane büyüklüğü, taşınabilirlik, depolanabilirlik, yanma davranışı v.b.) göre tasarlandığından, sadece bu kapsamda etkin olabilmektedir. Düşük kaliteli yakıtlar ile standart yakıt oluşturulması teknolojik ve ekonomik açıdan genelde mümkün olmadığından, bu yakıtları uygun biçimde yakabilecek yakma teknolojileri geliştirilmesi gün geçtikçe önem kazanmaktadır. Kömürden ve diğer katı yakıtlar ile atıklardan, temiz enerji üretimi amacıyla yapılan Ar-Ge çalışmaları sonucu ortaya konulan ve uygulamaya aktarılan bir teknoloji, akışkan yatak teknolojisidir.

Ülkemiz düşük kaliteli linyit rezervlerinin yüksek verimlilikle değerlendirilmesi ve ulusal ve uluslararası çevre standartlarında verilen emisyon seviyelerine uygun yakılabilmesi açısından akışkan yatak teknolojisi gün geçtikçe önem kazanmaktadır. Çevre dostu olan bu teknolojinin ülkemiz linyitlerine adaptasyonu, öz kaynak linyitlerin çevre sorunu yaratmaksızın değerlendirilmesini sağlayacaktır. Kendi öz kaynaklarımızın optimum şartlarda kullanılmasına olanak veren akışkan yatak teknolojisinin yaygın kullanımı ile ülkemizin enerji üretiminde önemli katkı sağlayacağı kaçınılmazdır.

Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar, akışkan yatak teknolojisinde en geliştirilmiş tip yakıcılar olup, diğer katı yakıtlı kazanlara göre yakıt esnekliği, yüksek yanma verimi, etkili sülfür indirgemesi, düşük NO_x emisyonu, daha düşük kazan kesit alanı, daha az besleme noktası, iyi bir dönüş ve yükleme takip kabiliyeti gibi avantajlara sahiptir.

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. Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda yanma işleminin iyi bir şekilde gerçekleştirilebilmesi, geliştirilecek modellerin gerçekçi performans tahminleri yapabilmesine bağlıdır. Bu amaçla, bu çalışmada kömür yakan sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir. Geliştirilen model çalışması, aşağıda kısaca özetlenen bölümler halinde ele alınmıştır.

Bu çerçevede; Bölüm 2 sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların tanımı, tarihçesi, avantajları konularını kapsamaktadır.

Sirkülasyonlu akışkan yatağın yanma ve emisyon davranışı doğrudan yatak akışkanlaşma özelliği ile ilgili olup yatak hidrodinamiğine bağlıdır. Bu nedenle, yatak içerisindeki gaz-katı akış yapısını doğru bir şekilde tahmin edebilecek modellerin geliştirilmesi gerekmektedir. Geliştirilecek iyi bir hidrodinamik model ile yatak içerisinde; gaz ve katılar için boşluk oranı, gaz ve katı hızları, katı kütle akısı ve yatak basıncının eksenel ve radyal yöndeki dağılımlarının bilinmesi, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için optimum tasarım ve işletme parametrelerinin tesbit edilmesini sağlayacaktır. Buradan hareketle, öncelikle sirkülasyonlu akışkan yatağın hidrodinamik yapısını karakterize etmek amacıyla dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir (Bölüm 3.1).

Modelin geçerliliğinin sağlanması için Bölüm 3.1.7’de, geliştirilen hidrodinamik model simülasyon sonuçlarının; farklı ölçekli yataklar kullanılarak yapılmış ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle karşılaştırılması yapılmıştır.

Bölüm 3.2’de, geçerliliği kanıtlanan hidrodinamik modele yanma reaksiyonları eklenerek sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcının modellenmesi tamamlanmış ve sıcak yataklar için de uygulanabilecek zamana bağlı iki boyutlu model hazırlanmıştır. Modelde; yatağa beslenen kömür taneciklerinin yatak içerisinde ani sıcaklık değişimi ile parçalanması (fragmentation), kömürün uçucularına ayrılması, yanma kinetiği, sirkülasyonlu akışkan yataklarda kömür yanması, emisyonların oluşum reaksiyonları

ve emisyonların indirgenmesi Bölüm 3.2.1’de kinetik model alt başlığı çerçevesinde, yanma sonu açığa çıkan enerjinin ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktararak kullanılmasını sağlayan ısı geçiş mekanizması ise Bölüm 3.2.2’de ısı geçişi modeli alt başlığı çerçevesinde ele alınmıştır. Bölüm 3.2.4’de modelin yanma ve emisyonlarla ilgili sonuçları, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmış, farklı yatak çalışma şartlarının baca gazı emisyon değerleri üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Bu bölümde ayrıca, ısı geçiş modeli ile hesaplanan ısı geçiş katsayısı değerleri, farklı ölçekli yataklar kullanılarak ölçülmüş ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle karşılaştırılmış ve farklı yatak çalışma şartlarının, ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkisi irdelenmiştir.

Bölüm 4’de farklı yatak çalışma şartlarının, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların verimi üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Bu amaçla, bu tip yakıcıların birinci ve ikinci kanun verimleri tanımlanarak verimi etkileyen parametreler ve bu parametrelerin etki oranları irdelenmiştir.

Bu çalışma sonunda elde edilen sonuçlar Bölüm 5’de özetlenmiştir.

2. SİRKÜLASYONLU AKIŞKAN YATAKLAR

2.1 Akışkan Yatakların Tarihçesi

1921’de Almanya’da Fritz Winkler, linyitin gazlaştırılması esnasında, parçacıkların gazın sürüklenmesi ile kaldırıldığını, parçacık kütesinin de kaynayan bir sıvıya benzediğini gözlemlemiş ve bu işlem; akışkanlaşma olarak adlandırılmıştır. Fakat 1940’lara kadar, potansiyel bir gaz-katı reaksiyon tekniği olan akışkanlaştırılmış katalitik parçalama işlemi ayrı olarak tanımlanamamıştır. Sonraki yıllarda, katalitik oksidasyon, yanma, gazlaştırma ve polimerleştirme alanlarında birçok endüstriyel uygulama geliştirilmiştir.

Ticari amaçla akışkan yatağın kullanıldığı ilk büyük ölçekli sistem 1926’da kurulan Winkler kömür gazlaştırma sistemi olmuş bu sisteme benzer endüstriyel sistemler, kimya sanayinde kullanılmak üzere Almanya ve Japonya’da kurulmuştur (Kunii ve Levenspiel, 1983).

1942 yılında Esso Research and Engineering Company ile Standard Oil Company of Indiana şirketlerinin ortak çalışmaları sonucunda ilk ticari akışkanlaştırılmış katalitik parçalama işlemi olan SOD Model 1 (Standard Oil Development Model 1) devreye alınmıştır. Bu şekilde akışkanlaştırılmış katalitik parçalama sistemi için gerçekleştirilen katı sirkülasyon prensibi, değişik alanlarda da kullanılmıştır. Akışkanlaştırma teknolojisi 1944 yılından sonra petrol endüstrisi dışında, katalitik olmayan gaz-katı reaksiyonları için kullanılmaya başlanmıştır. Uygulamada 1940-1950’li yıllarda maden kavurma proseslerinde ve Japonya’da yüksek derişimli SO₂ üretimi, H₂SO₄ üretimi ve maden hazırlama, kireçtaşı kalsinasyonu, küçük taneciklerin kurutma ve ayrıştırılması gibi alanlarda kullanılmıştır.

Akışkan yataklarda kömür yakılarak, yatak içerisindeki gömülü yüzeylerle buhar üretimi Douglas Elliot tarafından 1960’ların başlarında ortaya konmuştur. İlk sirkülasyonlu akışkan yatak Reh (1971) tarafından 1971 yılında katalitik parçalama işleminde kullanılmıştır. Bu sistemde çalışılan hız, diğer sistemlerdekinden yüksek

olduğundan yataktan taşınan partiküllerin bir siklonda tutularak yatağa geri beslenmesi ile katı dolaşımı sağlanmıştır.

Sirkülasyonlu akışkan yatak işleminin ağırlıklı olarak petrokimya endüstrisinde kullanımı, bu teknolojinin buhar eldesi için kömür yakma sahasında kullanımını geciktirmiştir. Sirkülasyonlu akışkan yatak, buhar ve ısı sağlamak amacıyla 1984'de Lurgi firması tarafından Luenen'de Vereinigte Aluminium Werke'de kurulmuş ve bu sistemler Batı Almanya'nın birkaç eyaletinde endüstriyel enerji santrallerinde kullanılmıştır (Plass ve diğ.,1986). Özellikle 1986 sonrasında çeşitli ülkelerde elektrik santrallerinde kullanılmaları yaygınlaşmıştır. Son yirmiyıl içerisinde sirkülasyonlu akışkan yataklı yakma sistemleri kullanımı oldukça yaygınlaşmıştır. Günümüzde akışkan yatak teknolojisi 400-500 MW'lık ünitelere kadar uzanmıştır.

Türkiye'de halen 50 dolayında akışkan yatak başarıyla çalışmaktadır. 2000 yılında işletmeye alınan ve akışkan yataklı kazan teknolojisine dayanan Alkim Kojenerasyon Santrali, Dilovası bölgesindeki Çolakoğlu A.Ş.'ye ait 2x80 MWe gücündeki sirkülasyonlu akışkan yataklı tesis bunlara örnek olarak verilebilir. Yine 2003 yılı içinde işletme kabulü yapılmış olan 2x160 MWe gücündeki Çan Termik Santrali'nin devreye alınma çalışmaları bitmek üzeredir. Yine aynı bölgede bir demir-çelik sektörü firması olan İÇDAŞ A.Ş.'nin Biga yakınlarındaki tesislerinde faaliyet gösterecek 135 MWe kapasiteli sirkülasyonlu akışkan yataklı elektrik santralinin inşaatına devam edilmektedir. Son iki örnekten de görülebileceği gibi akışkan yataklı kazanların Türkiye'deki dağılımının, ucuz kömürün temin edilebildiği bölgelerde yoğunlaştığı görülmektedir (Oymak ve Batu, 2005).

Bu endüstriyel gelişmelere paralel olarak, konunun teorik olarak incelenmesi üzerine pek çok akademik çalışma yapılmıştır. Davidson (1961) tarafından akışkan yataktaki kabarcık hareketinin teorisi üzerine iki önemli deney yapılmış ve daha sonra Davidson ve Harrison (1963), Jackson (1963) ve diğer bilim adamları tarafından bu teori geliştirilmiştir. Akışkanlaşabilen tozların A, B, C ve D olmak üzere dört grup halinde sınıflandırılması ise Geldart (1973) çalışması ile gündeme gelmiştir. Konuyla ilgilenen mühendisler tarafından, her ne kadar birbirlerinden kopuk olsa da, akışkanlaşma sistemlerini önemli ölçüde etkileyen faktörlerle ilgili birçok gözlem ve veriler elde edilmiştir. 1970'li yılların ortalarından itibaren akışkan yatak yakma ve gazlaştırma işlemlerine ilginin artmasıyla bu alanda önemli gelişmeler kaydedilmiştir.

2.2 Akışkan Yataklı Yakıcılar

Akışkan yataklı yakıcılar, yakıt/kömür taneciklerinin hava ile akışkanlaştırılmış katı taneciklerin bulunduğu bir ortamda yakıldığı sistemlerdir. Akışkanlaştırma, delikli bir plaka üzerinde bulunan tanecikler arasından hava geçirilerek sağlanır. Katı tanecikler üzerine etkiyen yerçekimi kuvveti, onları sürükleyen hava tarafından dengelenmektedir. Akışkanlaştırılmış yatakta sıcaklık, diğer kazan tiplerine göre daha düşüktür. Bu nedenle NO_x oluşumu daha azdır. Ayrıca yatağa eklenen kireçtaşı veya dolomit gibi bir absorber yardımıyla SO_2 emisyonları azaltılır. Bu şekilde SO_2 emisyonlarının %95 oranına kadar azaltılması sağlanmıştır.

Akışkan yatak, atmosfer basıncında veya daha yüksek basınçlarda çalışabilir. Atmosferik akışkan yataklar 1 bar civarında çalışırken, basınçlı olanlar 4.5-20 bar basınçlarda çalışırlar. Basınçlı sistemlerin kombine çevrim santrallerinde türbinlere basınçlı gaz sağlamaları bir avantajdır. Akışkanlaştırma koşullarına bağlı olarak yatakları, kabarcıklı ve sirkülasyonlu olmak üzere ikiye ayırmak mümkündür. Kabarcıklı sistemlerde kabarcıklar, parçacıkların yatak içerisinde dolaşımını sağlayarak yetkin bir karışmaya olanak verirler. Kabarcıklı yataklarda gazla yataktan dışarı taşınan kok ve diğer parçacıklar, yakıcı çıkışındaki toz tutucularda gazdan ayrılarak yatağa geri beslenir, bu sayede yakıcının yanma ve kükürt tutma performansı artırılır. Sirkülasyonlu olanlarda ise parçacıklar gaz tarafından sürekli olarak taşındığından, yatak yakıcının tüm hacmini doldurmaktadır. Aynı ünite güçlerinde (150-200 MW) kabarcıklı ve sirkülasyonlu akışkan yataklar uygulamada kullanılmaktadır.

Akışkan yatakların endüstriyel uygulamaları fiziksel ve kimyasal uygulamalar olarak iki ana grupta incelenebilir.

Fiziksel uygulama konuları; karıştırma, ayrıştırma, taşınım, gaz arındırma, ufalama, ısı iletimi ile ısıtma ve soğutma, ısı ve kütle iletimi ile adsorbsiyon-desorbsiyon, distilasyon, süblimasyon-desüblimasyon, kaplama v.b. olarak ele alınmaktadır.

Kimyasal reaksiyonlar da katalitik reaksiyonlar ve katalitik olmayan reaksiyonlar olarak ikiye ayrılmaktadır.

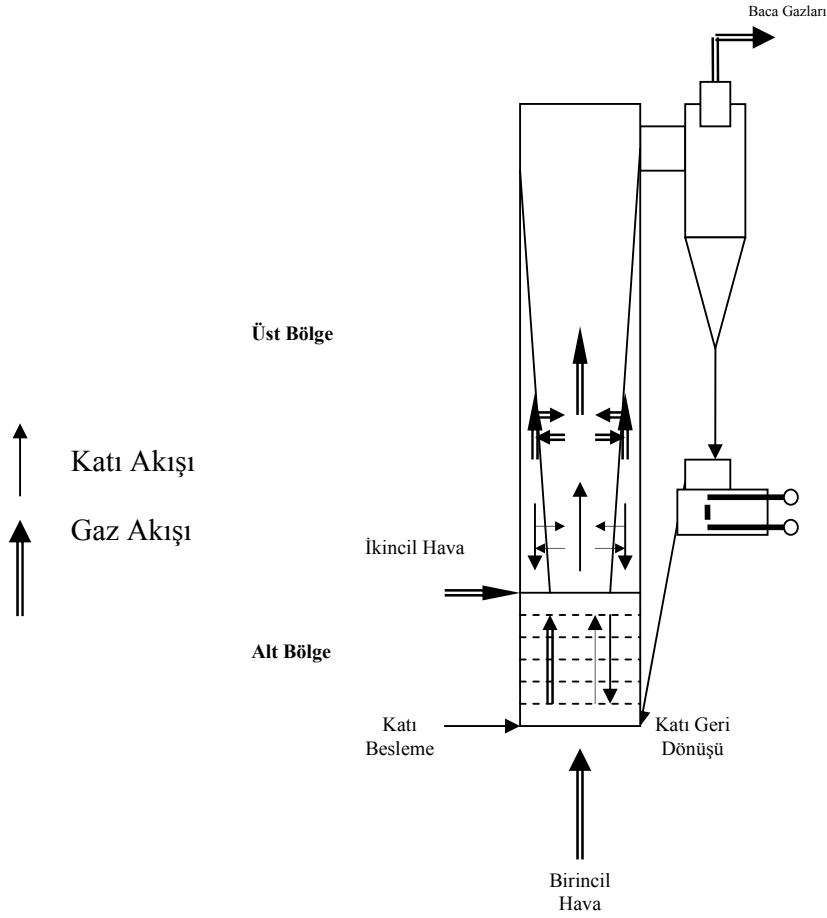
- Katalitik reaksiyonlar; katalitik parçalama, petrolden yüksek oktanlı benzin, ham yağdan olefin, HCl'nin oksidasyonundan Cl_2 , metandan asetilen, doymamış aldehit, naftalinden flatikanhidrit, benzenden moleikanhidrit,

etanolden bütadien, klorlu hidrokarbon, melamin reçinesi akrilonitril üretimi ve nitro bileşiklerin amirlere indirgenmesi, SO_2 'nin SO_3 'e oksidasyonu ve metan ve etilenin klorlanması, Fischer-tropsch sentezi, etilenin hidrojenlenmesi, NH_3 ve etilenin oksidasyonu, isopropanol-dehidrojenleme, n-Butanın izomerizasyonu, PVC'nin klorlanması, gazların yakılması v.b. prosesleri içermektedir.

- Katalitik olmayan reaksiyonlar; kömürün gazlaştırılması, piroliz, metanın pirolizleşme ile ayrışımı, ham yağların distilasyon artıklarının karbonizasyonu, aktif karbon üretimi, kömür yakma, ham yağ parçalanmasından etilen üretimi, evsel ve endüstriyel atıkların yakılması, sülfatların ve artık kükürt asitinin parçalanması, klorürlerin parçalanması, Renyum'un süblimasyonu, kalker ve dolamitin kurutulması, çimento sanayinde klinker üretimi, gazlaşma ve karbonlaşma, pirit kavurma artıklarının ve demir filizinin klorürlenmesi, kirecin klorürlenmesi, demir filizlerinde metaloksitlerinin indirgenmesi, alüminyum, titan, nikel, kobalt ve kalay filizlerinin klorlanması, alüminyum hidroksidin Al_2O_3 'e kalsinasyonu, doksitten alüminyum sülfat üretimi, ham fosfatın kalsinasyonu, fosforiksiklerin üretimi, karbon kükürt üretimi, karbon kükürt adsorbsiyonu, hidrozin üretimi, uranyum bazlı pillerin hidroklorlanması, uranil nitrattan uranyumtridin üretimi, hidrokarbonların pirolizlenerek parçalanmasında yanma elementleriyle kaplanması, ham fosfat flotasyon artıklarının kurutulması v.b. prosesleri içermektedir (Howard, 1983, Yates, 1983).

2.3 Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcılar

Akışkan yatak teknolojisinde en geliştirilmiş tip yakıcılar olan sirkülasyonlu akışkan yataklar, kabarcıklı akışkan yataklara göre taneciklerin yatakta taşınmaları esnasındaki hızı olan terminal hızdan daha düşük hızda çalışan ve bunun sonucu olarak gaz-katı reaksiyonlarının ihtiyaç duyduğu temas zamanının azalması nedeniyle yaktan daha fazla katı parçacığın taşınması ve bunun bir katı ayırıcı ile (örneğin siklon gibi) tekrar yatağa gönderilerek devridaimin sağlandığı akışkan yataklardır. Şekil 2.1'de sirkülasyonlu bir akışkan yataklı yakıcının şematik resmi verilmiştir.



Şekil 2.1: Sirkülasyonlu Akışkan Yatağın Şematik Gösterimi.

Sirkülasyonlu akışkan yataklarda yatağı terk eden yanıcı katı taneciklerin büyük bir oranı bir gaz-katı ayırıcı (siklon) tarafından tutularak tekrar yatağın alt kısmından geri beslenir. Bu tip yataklarda yatağa beslenen hava iki farklı noktadan verilir. Bu hava miktarları birincil (primer) ve ikincil (sekonder) hava olarak adlandırılır. Birincil hava yatağın en alt noktasından genellikle stokyometrik miktara yakın veya altında beslenen hava miktarıdır. İkincil hava ise yatağa yoğun yatak bölgesinin üst kısmından beslenen hava miktarıdır. Yatakta yanan yakıttan açığa çıkan enerji ise yatağa yerleştirilen ve içinden su/buhar geçen ısı geçiş yüzeyleri vasıtasıyla yataktan çekilir. Geriye kalan ısı enerjisi miktarı ise yatağın üst kısımlarına ve baca gazı yolu üzerine yerleştirilen kızdırıcılar, hava ısıtıcılar ve ekonomizerler vasıtasıyla geri alınır.

Bu tip yataklarda oluşturulan özel hidrodinamik şartlar, sirkülasyonlu akışkan yataklardaki işlemlerin esasını oluşturur. Sirkülasyonlu akışkan yataklarda katı tanecikler, yataktan tek bir taneciğin taşınmasını sağlayacak gaz hızlarının biraz

altında çalışırlar. Bu nedenle havalı taşıma sistemlerinde olduğu gibi tanecikler yataktan hemen dışarı atılamazlar. Tam tersine, yatak içinde farklı çaptaki tanecikler yukarı ve aşağı hareket ederek bir araya gelirler, topaklar oluştururlar ve büyük oranda geri dönüşümü sağlarlar. Bu uzun parçalar halindeki katı tanecik kümelerinin yukarı-aşağı ve yatay yönde hareketleri sırasında da parçalanır tekrar birleşir ve sürekli bir hareketlilik sağlarlar. Bu özel hidrodinamik yapı sayesinde de yatak içinde çok iyi bir yanma ortamı ve iyi bir ısı geçişi sağlanır.

2.4 Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcıların Avantajları ve Diğer Yakma Sistemleri ile Karşılaştırılması

Diğer katı yakıtlı kazanlara göre sirkülasyonlu akışkan yatakların avantajları şu şekilde sıralanabilir;

- Yakıt esnekliği: Yaklaşık %99'u yatak malzemesi, %1'i kömürden oluşan akışkan yatak; yatak malzemesinin yüksek ısı kapasitesi nedeniyle büyük bir ısı deposu, yüksek türbülans etkisi ile tutuşma stabilizörü, kömür taneciklerini birbirinden ayırarak ergime önleyici, kömür taneciklerinin yatakta kalma süresini arttırarak kok filtresi v.b. işlevleri görmekte, bu da her türlü düşük kaliteli yakıtın verimli yanmasını sağlamaktadır. Akışkan yataklarda; turba, linyit, taşkömürü, kömür madenciliği atıkları, kent çöpleri, ağır yağlar ve biyokütle gibi katı yakıtlar kullanılabilir.
- Yüksek yanma verimi: Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların yakıcı verimi genellikle %99,5 ile %97,5 arasında değişim gösterir. Bu yanma verimine ulaşmada;
 - Daha iyi gaz-katı karışımı
 - Daha yüksek yanma oranı
 - Yanmamış parçacıkların büyük kısmının tekrar yatağa dönmesi,

etkin rol oynar. Sirkülasyonlu akışkan yataklarda yanmanın meydana geldiği bölge büyük kapasiteli yataklarda 40 m'yi bulur. Bu yanma bölgesinin çıkışında yer alan siklonlar vasıtasıyla toplanan yanmamış tanecikler tekrar yatağa beslenerek yatakta yakılması sağlanır. Dolayısıyla yatakta taneciklerin yanması için gerekli zaman sağlanmış olur. Yanma veriminin düşmesine

neden olabilecek tek husus, yatağın üst kısımlarında adeta toz haline gelen yanmamış taneciklerin siklon tarafından da tutulamayacak kadar küçük yanmamış uçucu tanelerin atılması nedeniyle meydana gelebilir. Bazı kazanlarda bu zerrelere de toplanarak yatağa beslenmesi ile karbon kaybı en aza indirilmektedir.

- Etkili kükürt indirgemesi: Tipik bir sirkülasyonlu akışkan yataklı kazanda %90 oranında SO₂ tutulması gerçekleştirilebilir. Yanma reaksiyonun aksine, kükürt indirgeme reaksiyonu çok yavaştır. Yanma sonu ürünleri içindeki SO₂'in CaSO₄ olarak tamamiyle tutulabilmesi için yeterli bir süre CaO ile temasta olması gerekir. Bu süre sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda 3-4 saniye civarındadır.
- Düşük NO_x emisyonu: Düşük NO_x emisyonu değerleri bu tip kazanların en büyük avantajlarından biridir. Bu kazanlar üzerinde yapılan deneylerden elde edilen verilere göre NO_x emisyonları 20-150 mg/MJ mertebelerindedir (Basu ve Fraser, 1991). Bu seviyelerin elde edilmesinde en önemli etken bu tip kazanların çalıştıkları sıcaklıkların yakma havası içindeki azotun NO₂ oksitlenmesine izin vermeyecek düşük sıcaklıklarda (800-900°C) olmasıdır. NO_x oluşumunu engelleyen ikinci bir avantaj ise bu kazanların yakıtın uçucularına ayrıştığı ve yanmanın başladığı alt kesimlerinde stokiometrik oranda hava beslenerek yanmanın sağlanmasıdır. Bu nedenle yakıttan kaynaklanan azot oksitlerine dönüşmesi için yeterli oksijeni ortamda bulamamaktadır.
- Daha düşük kazan kesit alanı: Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda birim kazan kesit alanı başına açığa çıkan enerji miktarı yüksektir. Sirkülasyonlu yataklarda açığa çıkan enerjinin yüksek olması, yatak içindeki gaz hızlarının 4-7 m/s mertebesinde olmasından kaynaklanır.
- Daha az besleme noktası: Yakıt beslenmesi bu tip yataklarda oldukça basittir. Verilen bir ısı enerji eldesi için ihtiyaç duyulan ızgara alanı küçük olduğundan yakıt ve hava iyi bir şekilde temas etmekte, bunun yanında yanmanın gerçekleştiği bölgenin de büyük olması yakıtın beslenmesinde tek bir noktadan yakıt beslenmesini yeterli kılmaktadır. Örneğin 100 MW kapasiteli bir kazan 20-30 besleme noktasına ihtiyaç duyarken, kabarcıklı

akışkan yataklı yakıcılarda aynı kapasitenin sağlanması için tek besleme noktası yeterli olmaktadır.

- Daha iyi yükleme-boşaltma kabiliyeti: Yüksek akışkanlaşma hızları ve açığa çıkan enerjinin kolaylıkla yataktan çekilebilmesi, aynı kazanın farklı yük-zaman grafiğinde çalıştırılmasına olanak sağlar.

Atmosferik akışkan yataklar yukarıda bahsedildiği gibi akışkanlaşma şartlarına göre; sığ kabarcıklı yatak, derin kabarcıklı yatak ve sirkülasyonlu sistem olmak üzere üçe ayrılırlar. Uygulamalarda, sirkülasyonlu sistemde %95, derin yatakta %85 ve sığ yatakta %60 dolaylarında SO₂ giderimi sağlanmaktadır. Ancak, baca gazı desülfürizasyon birimlerine göre, bu sistemlerde katı atık miktarı daha fazla olmakta, dolayısıyla atık depolama maliyetleri fazlaşmaktadır. Atmosferik akışkan yatakta NO_x emisyonları; giriş havasının ve yanmanın kontrolü ile azaltılabilir. Bu açıdan en iyi performansı yine sirkülasyonlu sistemler göstermekte olup, emisyon oranları 100-300 mg/Nm³ seviyelerindedir. Tablo 2.1’de sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların diğer yakıcı tipleriyle karşılaştırılması yapılmaktadır.

Tablo 2.1: Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcıların Diğer Yakma Sistemleriyle Karşılaştırılması (Basu ve Fraser, 1991).

	Stokerli (İzgaralı) Yakma Sistemleri	Kabarcıklı Akışkan Yataklı Yakıcılar	Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcılar	Toz Kömür Yakma Sistemleri
Yatak yüksekliği (m)	0,2	1-2	15-40	27-45
Gaz hızı (m/s)	1,2	1,5-2,5	4-8	4-6
Fazla hava (%)	20-30	20-25	10-20	15-30
Isı çekme oranı (W/m ²)	0,5-1,5	0,5-1,5	3-5	4-6
Yakıt boyutu (mm)	32-6	6-0	6-0	<0,075
Geri dönüş oranı	41	3:1	3-4:1	--
Yanma verimi (%)	85-90	90-96	95-99	99
NO _x emisyonu (ppm)	400-600	300-400	50-100	400-600
SO ₂ tutma (%)	--	80-90 (Ca/S=2,5-4)	80-90 (Ca/S=1,5-2,5)	Çok Az

Akışkan yatak teknolojisi toz kömürlü (pulverize) kömür yakma sistemleri ile kıyaslandığında, yakıtın hazırlanması çok daha basit ve ekonomiktir. Akışkan yataklı yakma sistemlerinin düşük kaliteli ve toz kömürleri yakması nedeniyle, parça kömür ve fuel-oil yakan sistemlere göre işletme giderleri düşüktür. Akışkan yataklı sistemlerde, fuel-oilli sistemlere göre ilk yatırım maliyetinin yüksek olmasına karşın, işletme giderlerinin düşüklüğünden bu fark ilk bir-iki yılda kapatılmakta ve enerji

Üretim maliyeti düşmektedir. Klasik yakma sistemleri için gereken baca gazı desülfürizasyon tesislerine gerek kalmaması, maliyeti klasik yakma sistemlerine yaklaştırmaktadır.

2.5 Sirkülasyonlu Akışkan Yatakların Modellenmesi

Ülkemiz düşük kaliteli linyit rezervlerinin yüksek verimlilikle değerlendirilmesi ve ulusal ve uluslararası evre standartlarında verilen emisyon seviyelerine uygun yakılabilmesi açısından akışkan yatak teknolojisi gün geçtikçe önem kazanmaktadır. evre dostu olan bu teknolojinin ülkemiz linyitlerine adaptasyonu, öz kaynak linyitlerin evre sorunu yaratmaksızın değerlendirilmesini sağlayacaktır. Kendi z kaynaklarımızın optimum şartlarda kullanılmasına olanak veren akışkan yatak teknolojisinin yaygın kullanımı ile ülkemizin enerji üretiminde önemli katkı sağlayacağı kaçınılmazdır.

Akışkan yatak teknolojisinde en geliştirilmiş tip yakıcılar olan 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 modelleme yapılmıştır.

Geliştirilen modelin geçerliliğinin gösterilmesi amacıyla, model sonuçlarının küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla karşılaştırılması gereklidir. Burada küçük ölçekli yataklar laboratuvar bazında tasarlanmış olan pilot sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar olup, farklı işletme şartlarında yapılmış olan deneysel sonuçları kullanılmaktadır. Büyük lekli yataklar ise endüstriyel ölçekli ve sanayide kullanılan gerçek yataklardır. Modelin geçerliliğinin sağlanması için, geliştirilen model programı sonuçların elde edildiği sirkülasyonlu akışkan yatakların çalışma şartları ile çalıştırılır. Bu karşılaştırma neticesinde model tahminlerinin farklı ölçekli ve farklı işletme şartlarına sahip yataklarla göstereceği uyum, geliştirilen modelin geçerliliğini ortaya koyacaktır.

Türkiye’de yapılan deneysel çalışmalar incelendiğinde, laboratuvar bazında tasarlanmış olan pilot sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda; kömür ve endüstriyel ve evsel atıklar, petrokok, orman ürünleri atıkları ve biyokütle gibi çeşitli katı yakıtların farklı işletme şartlarında yakılması ile ilgili pek çok deneysel çalışma mevcuttur. Bu çalışmalar; Ankara Üniversitesi, İstanbul Teknik Üniversitesi, Ortadoğu Teknik Üniversitesi, Yıldız Teknik Üniversitesi, Gazi Üniversitesi gibi çeşitli üniversitelerde kurulmuş olan 50-300 kW’lık pilot ölçekli akışkan yataklı yakıcılar ile gerçekleştirilmektedir.

3. SİRKÜLASYONLU AKIŞKAN YATAK MODELİ

Bu çalışmada kömür yakan sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için dinamik iki boyutlu bir modelleme yapılmıştır. Sirkülasyonlu akışkan yatağın yanma ve emisyon davranışı doğrudan yatak akışkanlaşma özelliği ile ilgili olup yatak hidrodinamiğine bağlıdır. Bu nedenle, yatak içerisindeki gaz-katı akış yapısını doğru bir şekilde tahmin edebilecek modellerin geliştirilmesi gerekmektedir. Geliştirilecek iyi bir hidrodinamik model ile yatak içerisinde; gaz ve katılar için boşluk oranı, gaz ve katı hızları, katı kütle akısı ve yatak basıncının eksenel ve radyal yönlerdeki dağılımlarının bilinmesi, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için optimum tasarım ve işletme parametrelerinin tesbit edilmesini sağlayacaktır. Buradan hareketle, öncelikle sirkülasyonlu akışkan yatağın hidrodinamik yapısını karakterize etmek amacıyla dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir. Geliştirilen hidrodinamik modelin geçerliliğinin sağlanması için, geliştirilen hidrodinamik model sonuçlarının; farklı ölçekli yataklar kullanılarak yapılmış ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle (Bader ve diğ., 1988, Issangya ve diğ., 2001, Luo, 1987, Malcus ve Pugsley, 2001, Miller ve Gidaspow, 1992, Parssinen ve Zhu, 2001, Pugsley ve Berruti, 1996, Qi ve Farag, 1993, Zhang ve diğ., 2001, Zheng ve diğ., 2001) karşılaştırılması yapılmıştır.

Daha sonra, geçerliliği kanıtlanan hidrodinamik modele yanma reaksiyonları eklenerek ve sıcak yatak hidrodinamiği de gözönüne alınarak sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcının modellemesi tamamlanmış ve sıcak yataklar için de uygulanabilecek zamana bağlı iki boyutlu model hazırlanmıştır. Modelde; yatağa beslenen kömür taneciklerinin yatak içerisinde ani sıcaklık değişimi ile parçalanması (fragmentation), kömürün uçucularına ayrılması, yanma kinetiği, kömür yanması, emisyonların oluşum reaksiyonları ve emisyonların indirgenmesi kinetik model alt başlığı çerçevesinde, yanma sonu açığa çıkan enerjinin ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktarılacak kullanılması sağlayan ısı geçiş mekanizması ise sirkülasyonlu akışkan yataklarda ısı geçişi alt başlığı çerçevesinde ele alınmıştır. Modelin yanma ve emisyonlarla ilgili sonuçları, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır.

Model sonuçları önce Gazi Üniversitesi Isıl Güç Laboratuvarı'nda tasarlanmış bir pilot sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcıda Tunçbilek linyiti yakılarak yapılmış deney sonuçları ile karşılaştırılmıştır (Topal, 1999). Model sonuçlarının büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı sonuçları ile karşılaştırılması, 18 Mart Çan Termik Santrali'nde bulunan 160 MW'lık bir sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcıda Çan linyiti yakılarak yapılmış test sonuçları ile yapılmıştır (Elektrik Üretim A.Ş., 2005). Modelin geçerliliği, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla yapılan karşılaştırmalarla sağlandıktan sonra farklı yatak çalışma şartlarının, baca gazı emisyon değerleri üzerindeki etkisi irdelenmiştir.

Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için geliştirilen dinamik iki boyutlu model, bünyesinde ısı geçiş mekanizmasının iyi anlaşılması amacıyla, sirkülasyonlu akışkan yatakların dizayn ve işletilmesini geliştirecek ve yanma işlemi esnasında açığa çıkan enerjinin daha etkin kullanılmasını sağlayacak bir ısı geçiş modeli geliştirilmiştir. Geliştirilen model kullanılarak akışkan yataklı yakıcıda yatak ile ısı değiştiricisi arasındaki ısı geçiş katsayısının hesaplanan değerleri, farklı ölçekli yataklar kullanılarak ölçülmüş ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle karşılaştırılmıştır (Al-Busoul ve diğ., 2000, Wunder, 1980, Wang ve diğ. 1999, ve Tian ve Peng, 2004). Modelin geçerliliğinin sağlanmasından sonra farklı yatak çalışma şartlarının, ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Son olarak, ısı geçiş yüzeylerinin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar üzerine etkisini inceleyebilmek için model, farklı tipteki ısı geçiş yüzeyleri için çalıştırılarak bu yüzeylerin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların yanma verimi üzerindeki etkisi irdelenmiştir.

3.1 Hidrodinamik Model

Sirkülasyonlu akışkan yataklarda katı tanecikler, yataktan tek bir taneciğin taşınmasını sağlayacak gaz hızlarının biraz altında çalışırlar. Bu nedenle havalı taşıma sistemlerinde olduğu gibi tanecikler yataktan hemen dışarı atılamazlar. Tam tersine, yatak içinde farklı çaptaki tanecikler yukarı ve/veya aşağı hareket ederek bir araya gelirler, topaklar oluştururlar ve büyük oranda geri dönüşümü sağlarlar. Bu uzun parçalar halindeki katı tanecik kümeleri yukarı-aşağı ve yatay yönde hareketleri sırasında da parçalanır tekrar birleşir ve sürekli bir hareketlilik sağlarlar. Genelde hızlı akışkanlaşma (fast-fludization) rejiminde çalışan sirkülasyonlu akışkan

yataklarda, kabarcıklı akışkan yatak olarak alınan alt bölge ve halkasal akış yapısında olan seyrek fazlı bir üst bölge bulunmaktadır.

Sirkülasyonlu akışkan yatakların sahip olduğu bu özel hidrodinamik yapının iyi anlaşılması, bu yatakların tasarım ve etkenliğini arttırmakta önemli bir rol oynamaktadır. Bu nedenle, yatak içerisindeki gaz-katı akış yapısını doğru bir şekilde tahmin edebilecek modellerin geliştirilmesi gerekmektedir. Geliştirilecek iyi bir hidrodinamik model ile yatak içerisinde; gaz ve katılar için boşluk oranı, konuma bağlı gaz ve katı hızları, katı kütle akısı ve yatak basıncının eksenel ve radyal yöndeki dağılımlarının bilinmesi, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için optimum tasarım ve işletme parametrelerinin tesbit edilmesini sağlayacaktır.

Literatürde hidrodinamik yapı ile ilgili pekçok çalışma mevcuttur. Teorik çalışmalar dikkatle incelendiğinde, Harris ve Davidson (1994)'un da belirttiği gibi hidrodinamik modeller üç ana grupta sınıflandırılabilir;

Grup I: Bu gruptaki modeller yatak içerisindeki katı dağılımının eksenel profilini tahmin etmekte fakat radyal yöndeki değişimlerini dikkate almamaktadır (Basit eksenel katı dağılım modelleri) (Smolders ve Baeyens, 2001).

Grup II: Bu modeller katı dağılımının eksenel ve radyal profillerini, yatak içerisinde halkasal akış veya tane kümeleri yaklaşımı gibi iki fazlı akış kabulü ile tahmin etmektedir (Halkasal akış modelleri) (Hyre ve Glicksman, 2000).

Grup III: Bu gruptaki çalışmalar akışkanlar mekaniğinin temel denklemlerini iki fazlı gaz-katı akış modeline uygulamaktadır. Bu modeller gaz ve katı fazı için süreklilik denklemi, momentum dengesi ve uygun bünye denklemlerinden oluşmaktadır. (CFD modelleri) (Mathiesen ve diğ., 2000, Ibsen ve diğ., 2001).

Birinci grup modeller genellikle ampirik denklemlere dayanmaktadır, bunun yanında gereken giriş parametreleri, yatak tasarımından önce bilinmemektedir. Halkasal akış yapısını kullanan ikinci grup modeller ise daha detaylı olmasına rağmen akış bölgelerinin momentum ve süreklilik denklemlerinin tanımlanabilmesi için deneysel verilere ihtiyaç duymaktadır. Birinci ve ikinci grup hidrodinamik modeller, yığın kütle modeli (lumped model) olup sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların benzeşiminde reaksiyon ve ısı geçişi modellerine yaklaşık çözümler bulmaktadır. Bu tip modellerde parametrelerin ortalama değerleri alındığı için emisyonların, sıcaklığın ve diğer çıktılarının sonuçlarının alt yatak boyunca değişimi

gözlenememektedir. Sirkülasyonlu akışkan yatağın üst bölgesinde bu değerlerin giriş değeri olarak kullanılmasıyla çözümler yapıldığı için deneysel değerlerle yapılan karşılaştırmalarda büyük sapmalar göstermektedir. Üçüncü grup modeller, sayısal çözümleri karmaşık olduğu için sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların benzeşiminde uygulanması zor olan modellerdir. Van Wachem ve diğ. (2001) üçüncü grup hidrodinamik modellerin karşılaştırmalı analizlerini yapmışlardır. Ancak bu çalışmalarda da, ortalama boşluk oranı, sabit gaz hızı veya sabit kütle akısı alınarak çözümler elde edilmeye çalışılmış, yine bu modellerde yatak içerisindeki basınç değişimi gözönüne alınmamıştır.

Yukarıdaki sınıflandırmanın yanısıra literatürdeki hidrodinamik modelleri: Euler (Sürekli) Modeller ve Lagrange (Ayrık) Modeller olmak üzere ikiye ayırmak mümkündür. Lagrange modeller; herbir katı tanecik üzerine etkiyen kuvvetleri ve taneciklerin birbirleriyle yatak içerisindeki hareketlerinden dolayı olan etkileşimlerini dikkate alarak, katı tanecik için süreklilik, momentum ve enerji denklemlerini çözer (Yuu ve diğ., 2000, Rhodes ve diğ., 2001, Helland ve diğ., 2000). Euler modeller ise tüm fazları sürekli ve tamamen karışmış (homojen) olarak dikkate almaktadır. Bu etkileşimli ortam için genelleştirilmiş Navier-Stokes eşitlikleri kullanılmaktadır. Katıların sürekliliği gözönüne alındığında; Euler modeller, taneciklerin yatak içerisindeki akışı ve deformasyonları için ek denklemlere ihtiyaç duymaktadır. Son yıllardaki çalışmalarda denge denklemleri, tanecikli akışın kinetiğine göre oluşturulmaktadır. Euler modeller kabarcıklı akışkan yataklarda, kabarcık oluşumu ve ortalama katı konsantrasyonu dağılımını, sirkülasyonlu akışkan yataklarda ise tane kümelerinin oluşumu, ortalama katı konsantrasyonu ve kütle akısı dağılımlarını oldukça iyi tahmin etmektedir (Benyahia ve diğ., 2000, Neri ve Gidaspow, 2000, Huilin ve Gidaspow, 2003).

Hidrodinamik yapı ile ilgili deneysel çalışmalar genellikle soğuk yataklar üzerinde gerçekleştirilmektedir. Bu çalışmalar, yatak içerisindeki gaz ve katılar için boşluk oranı, gaz ve katı hızları, katı kütle akısı ve yatak basıncının eksenel ve radyal profillerinin belirlenmesi ve bununla beraber yatak geometrisi, tane özellikleri ve işletme parametrelerinin bu profiller üzerindeki etkisini incelemektedir (Liu ve Glasser, 2006, Grieco ve Marmo, 2006, Bhusarapu ve diğ., 2005, Song ve diğ., 2005, Lu ve diğ., 2005, Wang ve diğ., 2005, Monazam ve diğ., 2005, Vijay ve Reddy, 2005, Koksall ve Hamdullahpur, 2005). Bu çalışmalarda, üst bölgenin halkasal akış

yapısında olduğu ve merkezden yatak duvarına doğru oldukça belirgin radyal yoğunluk dağılımlarının varolduğu ortaya konmuştur. Deneyler genellikle çapı 5 cm~42 cm arasında, yüksekliği ise 5 m~20 m arasında değişen ince uzun borular içerisinde tane yoğunluğu yüksek olan silis kumu, demir veya cam küreciklerinin farklı işletme hızlarında akışkanlaştırılması ile gerçekleştirilmektedir (Malcus ve Pugsley, 2001, Parssinen ve Zhu, 2001a, 2001b, Wei ve diğ., 2001, Zhang ve diğ., 2001, Zheng ve diğ., 2001).

Sirkülasyonlu akışkan yatakların akış yapısının eksenel düzensizlikler gösterdiği bilinmektedir (Rhodes ve Geldart, 1989). Genelde hızlı akışkanlaşma (fast-fludization) rejiminde çalışan sirkülasyonlu akışkan yataklarda, yatağın alt kısımlarında yoğun fazlı, üst kısımlarında ise seyrek fazlı bir bölge bulunmaktadır. Yoğun fazlı bölge türbülanslı yatak karakteri göstermekte, seyrek bölge ise çeperlerde merkeze göre katı madde açısından daha yoğun olan ince bir bölge ile çevrilmektedir.

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.

Bu bölümde sirkülasyonlu akışkan yatağın hidrodinamik yapısını karakterize etmek amacıyla dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir. Geliştirilen hidrodinamik model yukarıda bahsedilen Grup III modellerinden olup sirkülasyonlu akışkan yatak; yatağın alt kısmında türbülanslı akış rejimindeki kabarcıklı akışkan yatak olarak gözönüne alınan alt bölge ve halkasal akış yapısında dikkate alınan üst bölge olmak üzere iki bölgeye ayrılmıştır.

3.1.1 Alt Bölgenin Modellenmesi

Yukarıda da bahsedildiği gibi literatürde yer alan tüm çalışmalarda alt bölge, yığın kütle yaklaşımı ile tek bir kontrol hacmi olarak ele alınmakta ve bu bölgenin tamamı bir bütün olarak ele alındığı için, bu kısımda işletme parametrelerinin ortalama değerleri, üst bölge giriş değeri olarak kullanılmaktadır. Oysa, Svensson ve diğ., (1993) ve Werther ve Wein (1994) tarafından yapılan deneyler, alt bölgenin

kabarcıklı akışkan yatak özellikleri gösterdiğini ortaya koymaktadır. Yine Huilin ve diğ., (2000) yaptıkları tek boyutlu kömür yanması modelinde, hidrodinamik model kısmında yatağın alt bölgesinin türbülanslı rejimde kabarcıklı akışkan yatak olabileceğini belirtmiş fakat bu bölgeyi yığın kütle olarak dikkate almışlardır. Yukarıda da bahsedildiği gibi bu bölgenin yığın kütle olarak ele alınması parametrelerin ortalama değerleri ile çözüm yapılmasına sebep olmakta, bu durum sadece yaklaşık çözümler bulunmasını sağladığı gibi alt bölge boyunca parametrelerin değişimleri gözlenememekte, bununla beraber üst bölge sonuçlarını da olumsuz yönde etkilemektedir. Bu nedenle, alt bölgenin kabarcıklı, hızlı bir akışkan yatak olarak ele alınması gerekmektedir.

Geliştirilen hidrodinamik modelde, alt bölge türbülanslı akış rejiminde olan kabarcıklı akışkan yatak olarak ele alınmış ve ayrılmış akış modeline göre modellenmiştir. Dağıtıcı elekten ikincil hava girişine kadar olan alt bölgede akış:

- Hareketli katı tanecikleri içeren yoğun faz ve kabarcık faz olmak üzere ikiye ayrılmıştır. Yoğun fazda minimum akışkanlaşma hızında olan gaz hızı, kabarcık fazında yatak işletme hızı ile minimum akışkanlaşma hızı farkı kadar bir hıza sahiptir.
- Kabarcık yükselme hızı, kabarcık büyüklüğü, kabarcık ve yoğun faz boşluk oranı, Eskin ve Kılıç (1995)'de verilen kabarcıklı yatak modelindeki ifadelerin yüksek gaz hızlarına uyarlanmış hali sirkülasyonlu akışkan yatak modelinde kullanılmıştır.
- Kabarcık faz ve yoğun faz arasındaki katı madde geçişi, yatakta eksenel olarak değişim gösteren kabarcık çapının fonksiyonu olarak ve konsantrasyon farkına göre dikkate alınmıştır.
- Katı madde hareketinin incelenmesinde geri dönüşlü (backmixing) karışma modeli gözönüne alınmıştır.
- Alt bölgede dikey doğrultuda; gaz hareketinin, seyrek faz ve yoğun fazın herikisinde de yukarı doğru olduğu kabul edilmiş ve gazın geri dönüşü ihmal edilmiştir.
- Alt bölgede katı hareketi seyrek fazda yukarı, yoğun fazda ise aşağı doğru alınmıştır.

- Siklondan gelen kütlenin besleme ile birlikte yatağa girdiği kabul edilmiştir.
- Taneciklerin küresel olduğu kabul edilmiş, ısı ve mekanik ufalanmaları ve çap dağılımı gözönüne alınmıştır.

3.1.1.1 Minimum Akışkanlaşma Hızı Hesabı

Yatak minimum akışkanlaşma hızı U_{ma} ; tanecik çapı, yatak boşluk oranı, katı ve gaz yoğunlukları ve gaz viskozitesi cinsinden çeşitli korelasyonlarla hesaplanabilmektedir. Modelde minimum akışkanlaşma hızı Wen ve Yu (1966) tarafından aşağıda verilen ifade ile hesap edilmektedir:

$$U_{ma} = \frac{\mu}{\rho_g d_p} \left[(33,7^2 + 0,0651 Ar)^{0,8} - 33,7 \right] \quad (3.1)$$

burada Ar , Arşimed sayısı olup

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (3.2)$$

şeklinde tanımlanmaktadır.

3.1.1.2 Kabarcık Çapı Hesabı

Kabarcıklı akışkan yataklarda kabarcığın yatak boyunca eriştiği büyüklükleri veren çeşitli korelasyonlar literatürde mevcuttur. Modelde alt bölge için kabarcık çapı Mori ve Wen (1975) tarafından verilen bağıntı ile aşağıdaki gibi hesap edilmektedir:

$$D_{bm} = 0,9394 \left[\pi D^2 (U_0 - U_{ma}) \right]^{0,4} \quad (3.3)$$

$$D_{b0} = 0,8716 \left[A_0 (U_0 - U_{ma}) \right]^{0,4} \quad (3.4)$$

$$D_b = D_{bm} - (D_{bm} - D_{b0}) e^{-0,3h/D} \quad (3.5)$$

burada D_{bm} ; maksimum kabarcık çapını, D_{b0} ; ilk kabarcık çapını, A_0 da dağıtıcı elek delik alanını göstermektedir.

3.1.1.3 Kabarcık Boşluk Oranı Hesabı

Kabarcıklı akışkan yataklarda kabarcık boşluk oranı ε_b ;

$$\varepsilon_b = \frac{(U_0 - U_{ma})}{U_B} \quad (3.6)$$

ifadesi ile hesap edilmektedir. Kabarcık çapının yatak içerisinde yükselirken büyümesi, kabarcık hızının da artmasına sebep olmaktadır. Bu ifadede U_B ; tek bir kabarcığın ortalama hızı olup, Davidson ve Harrison (1971) tarafından verilen ve kabarcık hızı ile kabarcık çapı arasındaki ilişkiyi gözönüne alarak geliştirilmiş olan bağıntı ile aşağıdaki gibi hesap edilir:

$$U_B = (U_0 - U_{ma}) + 0,711(gD_B)^{0,5} \quad (3.7)$$

Modelde türbülanslı akış rejimi durumunda kabarcık boşluk oranı ve kabarcık hızı, Horio (1992) tarafından önerilen aşağıdaki bağıntılar ile hesap edilebilmektedir:

$$\varepsilon_b = \frac{\dot{V}_b}{U_B} \quad (3.8)$$

$$\dot{V}_b = \psi(U_0 - U_{ma}) \quad \psi = 1,45Ar^{-0,18} \quad 10^2 < Ar < 10^4 \quad (3.9)$$

$$U_B = \dot{V}_b + \xi\sqrt{gD_B} \quad \xi/0,71 = \begin{cases} 0,63 & (D < 0,1 \text{ m}) \\ 2,0\sqrt{D} & (0,1 \text{ m} < D \leq 1,0 \text{ m}) \\ 2,0 & (1,0 \text{ m} < D) \end{cases} \quad (3.10)$$

Alt bölgede katı tanecikler için kütle geçiş katsayısı Martens (1985) tarafından verilen bağıntı ile;

$$K_{be} = \frac{3(1 - \varepsilon_{ma})U_{ma}}{(1 - \varepsilon_b)\varepsilon_{ma}D_B} \quad (3.11)$$

hesap edilmektedir.

3.1.2 Üst Bölgenin Modellenmesi

Alt bölge ile yatak çıkışı arasında yer alan üst bölge, yatak hidrodinamiğinin en önemli kısmını oluşturmaktadır. Sirkülasyonlu akışkan yatakların hidrodinamiği üzerine yapılan çalışmalar, üst bölgenin halkasal akış yapısında olduğu ve merkezden yatak duvarına doğru oldukça belirgin radyal yoğunluk dağılımlarının varolduğunu ortaya koymuştur (Zhou ve diğ., 1994, Li ve diğ., 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. Üst bölge için yapılan kabuller aşağıdaki gibidir:

- Üst bölgede açısız doğrultuda (θ doğrultusunda) parametrelerin değişimlerinin ihmal edilebilir seviyede olduğu, Gayan ve diğ. (1997) tarafından belirtildiği için bu yöndeki değişim ihmal edilmiştir.
- Seyrek fazın, kolon boyunca merkezden yatak duvarlarına doğru genişleyen bir yapı gösterdiği ve bu fazda geri dönüş olmadığı kabul edilmiştir.
- Gaz ve katı akışlarının yatak içerisinde radyal yönde, türbülans etkisiyle merkezden yatak duvarına doğru olduğu kabul edilmiştir.
- Katı taneciklerinin yataktaki hareketi esnasında, birbirleriyle çarpışmalarının etkisiyle yüzeylerindeki aşınma nedeniyle ufalanması dikkate alınmıştır. Bu nedenle tanecik çap dağılımı alt ve üst bölgede hesaplanmıştır.
- Gaz hareketinin alt bölgede olduğu gibi sadece yukarı doğru olduğu kabul edilmiş ve gazın aksel geri dönüşü ihmal edilmiştir.

3.1.2.1 Yoğun Faz Kalınlığı, Boşluk Oranlarının Bulunması

Seyrek fazın, kolon boyunca merkezden yatak duvarlarına doğru genişleyen bir yapı gösterdiği bilinmektedir ve literatürde yoğun fazın kalınlığı, δ için çeşitli korelasyonlar mevcuttur (Tablo 3.1).

Farklı ölçekli yatakların kullanıldığı deneysel verilerle göstermiş olduğu uyum dikkate alınarak, modelde üst bölgede herhangi bir h yatak yüksekliğinde yoğun fazın kalınlığı, δ için Tablo 3.1’de Werther ve Wein (1994) tarafından önerilen Denklem 3.13 kullanılmıştır.

Tablo 3.1: Yoğun Faz Kalınlığı δ için Literatürde Önerilen Korelasyonlar.

Araştırmacı	Korelasyon	
Patience ve Chaouki, (1993)	$\frac{\delta}{D} = 0,5 \left[1 - \frac{1}{\sqrt{1 + 1,1 \cdot Fr \left(\frac{G_p}{\rho_p u} \right)^{0,083 \cdot Fr}}} \right]$	(3.12)
Werther ve Wein, (1994)	$\frac{\delta}{D} = 0,55 \cdot Re^{-0,22} \left(\frac{H}{D} \right)^{0,21} \left(\frac{H-h}{H} \right)^{0,73}$	(3.13)
Wei ve diğ. (1997)	$\frac{\delta}{D} = 0,5 \cdot \left[1 - 0,21 \cdot Re^{0,133} \cdot \bar{\varepsilon}_p(z)^{0,127} \right]$	(3.14)

Literatürde üst bölgede boşluk oranının tespitinde kullanılan korelasyonlar Tablo 3.2’de verilmiştir. Deneysel verilerle modelin mukayese sonucu Smolders ve Baeyens (2001) tarafından önerilen ve literatürde de genel bir kabul görmüş olan ve Denklem 3.16 ile verilen korelasyon, modelde üst bölge için yatak boşluk oranı hesabında kullanılmıştır.

Tablo 3.2: Üst Bölgede Yatak Boşluk Oranı için Literatürde Önerilen Korelasyonlar.

Araştırmacı	Korelasyon			
Patience ve diğ. (1993)	$\phi = \frac{u}{\varepsilon(z) \cdot v}$	$\phi = 2$ $\phi = 1 + \frac{5,6}{Fr} + 0,47 \cdot Fr^{0,41}$	$u < 6 \text{ m/s}$ $u > 6 \text{ m/s}$	(3.15)
Smolders ve Baeyens (2001)	$\frac{\varepsilon(z) - \varepsilon_{mf}}{1 - \varepsilon(z)} = \exp\left(\frac{z - z_i}{H}\right)$			(3.16)

Sirkülasyonlu akışkan yataklarda, yatak yüksekliği ile azalan tanecik boşluk oranı profilleri benzerlikler göstermekte ve yaklaşık olarak parabolik bir forma sahip oldukları bilinmektedir. Literatürde lokal boşluk oranı değerleri için çeşitli araştırmacılar tarafından önerilen korelasyonlar Tablo 3.3’de verilmiştir.

Modelde lokal tanecik boşluk oranı ε_p için Tablo 3.3’de Rhodes ve diğ. (1992) tarafından önerilen (3.18) eşitliği ile verilmiş olan korelasyon kullanılmıştır. Önerilen korelasyonun yatak içerisindeki lokal tane boşluk oranı değerlerini büyük bir doğrulukla hesaplayabildiği, Bölüm 3.1.7’de model sonuçlarının deneysel verilerle

yapılan mukayesesinde açıkça görülmektedir. Rhodes ve diğ. (1992); β' değerinin $1,3 \leq \beta' \leq 1,9$ aralığında değiştiğini, bununla beraber yatak çapı küçüldükçe ve artan yatak işletme hızı ile β' değerinin arttığını belirtmişlerdir.

Tablo 3.3: Boşluk Oranının Radyal Değişimi için Literatürde Önerilen Korelasyonlar.

Araştırmacı	Korelasyon	
Zhang ve diğ. (1991)	$\varepsilon(r, z) = \bar{\varepsilon}(z)^{-3 \left(\frac{r}{R} \right)^{11} + \left(\frac{r}{R} \right)^{2,5} + 0,191}$	(3.17)
Rhodes ve diğ. (1992)	$\frac{\varepsilon_p(r, z)}{\bar{\varepsilon}_p(z)} = 1 - \frac{\beta'}{2} + \beta' \left(\frac{r}{R} \right)^2$	(3.18)
Patience ve Chaouki, (1995), Godfroy ve diğ. (1999)	$\frac{\bar{\varepsilon}(z)^{0,4} - \varepsilon(r, z)}{\bar{\varepsilon}(z)^{0,4} - \bar{\varepsilon}(z)} = 4 \cdot \left(\frac{r}{R} \right)^6$	(3.19)
Kimm ve diğ. (1996)	$(1 - \varepsilon(r, z)) = (1 - \varepsilon(r, z))_{\text{merkez}} + \left(\frac{r}{R} \right)^n + k \cdot \left(\frac{r}{R} \right)^4 \quad 0 \leq r/R \leq 0,94$ $(1 - \varepsilon(r, z))_{\text{merkez}} = 10 \cdot 10^{-5} \cdot U_0 + 4,97 \cdot 10^{-5} \cdot G_p + 4,39 \cdot 10^{-3}$ $n = 1,31 \cdot U_0 - 0,187 \cdot G_p + 82,7$ $k = -5,67 \cdot 10^{-4} \cdot U_0 + 4,54 \cdot 10^{-6} \cdot G_p + 6,93 \cdot 10^{-3}$	(3.20)
Pugsley ve Berruti (1996)	$\varepsilon(r) = 1 - \frac{G_p(r)}{\rho_p \cdot v(r)}$	(3.21)
Wei ve diğ. (1998)	$\frac{1 - \varepsilon(z, r)}{1 - \bar{\varepsilon}(z)} = 2,3 - \frac{2,1}{1 + \exp(10r - 7,665)}$	(3.22)

3.1.2.2 Basınç Kaybının Hesabı

Kabarcıklı akışkan yataklarda basınç düşüşü, yatak ağırlığından hesaplanmaktadır. Modelde yatak ağırlığı nedeniyle basınç düşüşü yatak boyunca eksenel yönde dikkate alınırken, bunun yanında yatak içerisindeki katı taneciklerin eksenel ve radyal yöndeki ivmelenmelerinden kaynaklanan basınç düşüşü ise eksenel ve radyal doğrultuların her ikisinde de dikkate alınmaktadır. Modelde herbir düğüm noktasındaki ivmelenmeden dolayı basınç düşüşü değeri; katı hızı v ve boşluk oranı ε 'un hesap edilen lokal değerlerinden aşağıdaki gibi hesap edilmektedir:

$$\nabla P_{\text{ivmelenme}} = \frac{1}{2} \rho_p \nabla \left[v^2 (1 - \varepsilon(r, z)) \right] \quad (3.23)$$

Modelde herbir düğüm noktasındaki toplam basınç düşüşü değeri ise aşağıdaki gibi dikkate alınmaktadır;

$$\nabla P_{toplam} = \nabla P_{yatak\ ağırlığı} + \nabla P_{ivmelenme} \quad (3.24)$$

Modelde yatak duvarında gaz ve katı taneciklerin kısmi temasları dikkate alınmıştır. Gazlar için yatak duvarındaki sürtünme katsayısı geliştirilmiş Hagen-Poiseuille eşitliği kullanılarak aşağıdaki gibi hesap edilmiştir (Tsuo ve Gidaspow, 1990);

$$f_g = \begin{cases} \frac{16}{Re_g} & Re_g \leq 2100 \\ \frac{0.0791}{Re_g^{0.25}} & 2100 < Re_g \leq 100000 \end{cases} \quad (3.25)$$

burada Re_g , gaz fazı için Reynolds sayısı olup

$$Re_g = \frac{DuC\varepsilon}{\mu} \quad (3.26)$$

şeklinde hesaplanmaktadır. Bu eşitlikte gaz konsantrasyonu C 'nin birimi kg/m^3 olarak dikkate alınmaktadır. Yatak duvarında katı tanecikler için sürtünme katsayısının hesaplanmasında Konno bağıntısı kullanılmıştır (Tsuo ve Gidaspow, 1990);

$$f_s = 0.0025 \cdot v^{-1} \quad (3.27)$$

3.1.3 Tane Çap Dağılımı ve Ufalanma

Model, tane çap dağılımı ve taneciklerin birbirleri ile çarpışmaları ile meydana gelen ufalanmasını da dikkate almaktadır. Modelde siklondan yatağa geri dönen tanecikler, besleme ile yatağa verilen tanecikler içerisinde dikkate alınmış. Model sonuçlarının deneysel verilerle karşılaştırılması sırasında, deneysel verilerde çap dağılımı değerleri bulunmadığından herbir kontrol hacmi için ortalama çap değeri hesaplanmış ve bu değerler kullanılarak karşılaştırmalar yapılmıştır. Modelde n farklı tane çap aralığındaki taneciklerin ortalama çap değeri aşağıdaki şekilde hesaplanmıştır:

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{x_i}{d_{p,i}} \right)} \quad (3.28)$$

Akışkan yataklarda taneciklerin ufalanması; taneciklerin yüzeylerinde meydana gelen aşınma nedeniyle meydana gelmektedir. Ufalanma ile oluşan zerreciklerin üst sınırı 50-100 μm arasındadır. Ufalanma hızı; tane özellikleri, katı konsantrasyonu, tane boyutu, yatakta kalma süresi, tane sıcaklığı ve işletme gaz hızı gibi birçok faktörden etkilenmektedir. Bununla beraber, tane özellikleri ve işletme gaz hızı ufalanma üzerinde en büyük etkiye sahiptir. Modelde ufalanma hızı alt bölgede aşağıdaki şekilde alınmıştır (Wang ve diğ., 1999, Rhodes ve Geldart, 1989, Rhodes ve diğ., 1989);

$$R_a = k_a (U_0 - U_{ma}) \frac{W_b}{d_p} \quad (3.29)$$

Üst bölge için ufalanma hızı ise;

$$R_a = k_a (u - v) \frac{W_b}{d_p} \quad (3.30)$$

şeklinde alınmıştır. Ufalanmadan sonra taneciklerin ağırlık yüzdeleri ise aşağıdaki gibi dikkate alınmıştır;

$$x_{a,i} = \frac{k_a (u - v)}{d_{p,i}} \quad (3.31)$$

Yukarıdaki denklemlerde k_a ufalanma sabiti olup, sahip oldukları farklı hidrodinamik özellikler nedeniyle, sirkülasyonlu akışkan yatakların alt ve üst bölgesinde, birbirinden çok farklıdır. Alt bölgede yüksek katı konsantrasyonu ve dolayısıyla da yüksek tane etkileşimi nedeniyle, ufalanma sabiti k_a 'nın yüksek olması beklenmekte, üst bölgede ise katı konsantrasyonun çok daha düşük olması ve bu yüzden de tane etkileşiminin alt bölgeden daha az olması nedeniyle ufalanma sabiti k_a , alt bölgeden çok daha küçük olmaktadır. Arena ve diğ., (1990) sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda kömür yanması ile ilgili yapmış oldukları deneylerde, kül oranı %16,23

olan Güney Afrika bitümlü kokunu kullanmışlar ve ufalanma katsayısının; yatak işletme hızının 4-6 m/s ve katı kütle akısının 100-200 kg/m²s arasında değiştiği şartlarda $2-7 \times 10^{-7}$ aralığında değerler alabileceğini ifade etmişlerdir. Modelde ufalanma sabiti k_a ; alt bölgede $2,6 \times 10^{-7}$ olarak alınırken, üst bölgede $1,6 \times 10^{-7}$ olarak alınmaktadır (Palmer ve diğ., 2004, Küçük ve diğ., 2003, Çetinkaya ve Yürüm, 2000, Wang ve diğ., 1999, Rhodes ve Geldart, 1989). Kontrol hacmindeki katı kütlesini gösteren W_b ; modelde alt bölge için;

$$W_b = (1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_{ma})V_{kh}\rho_p \quad (3.32)$$

üst bölge için;

$$W_b = \varepsilon_p V_{kh}\rho_p \quad (3.33)$$

ifadesinden bulunmaktadır.

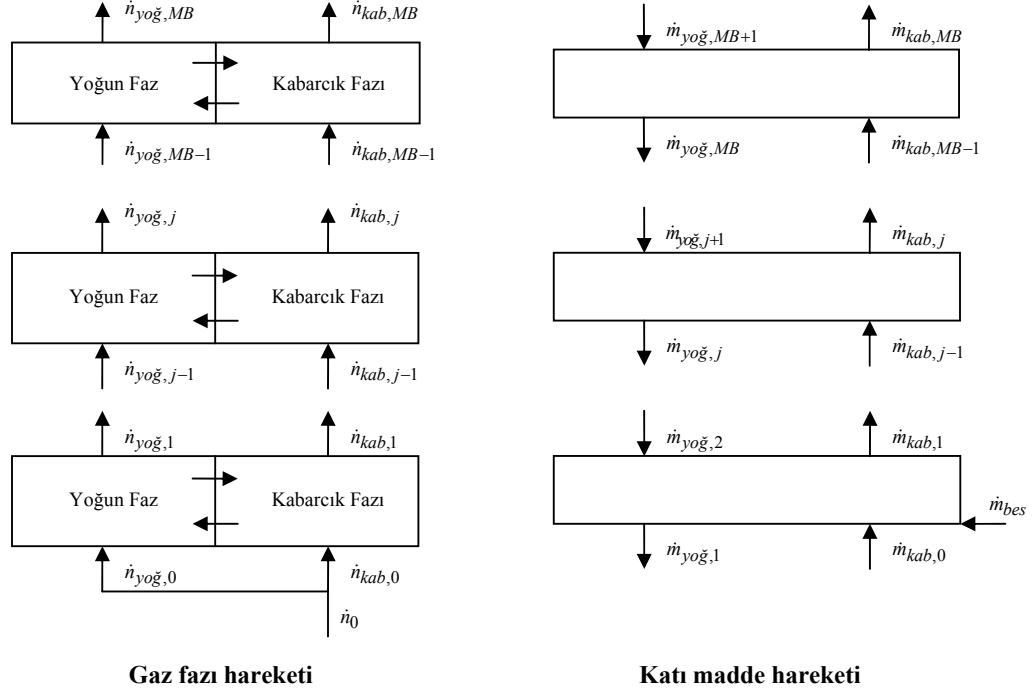
Yukarıda da bahsedildiği gibi hidrodinamik modelde, tane çapının ufalanma nedeniyle giderek küçüldüğü ve tanecik çapının sabit kalmadığı büzülen tanecik modeli gözönüne alınmıştır. Buna göre N_i tane sayısına sahip her d_i çaplı tanenin küçülmesi;

$$d(d_i) = -\frac{d(d_i)}{dr} = \left[\frac{6 \cdot V_{kh} \varepsilon_p (x_i - x_{a,i})}{N_i \pi} \right]^{1/3} \quad (3.34)$$

ifadesi ile hesaplanmıştır. Modelde n farklı tane çap aralığındaki taneciklerin ufalanması sonucu oluşan yeni tanecikler, ufalanma ile boyutları küçülen taneciklerde olduğu gibi yatak içerisindeki radyal ve eksenel yöndeki hareketleri sonucu sürekli olarak ufalanmakta ve tane çap dağılımı sürekli olarak değişim göstermektedir.

3.1.4 Alt Bölge Denklemleri

Hidrodinamik modelde alt bölgede gaz fazı ve katı madde hareketleri Şekil 3.1’de gösterilmiştir. Alt bölgede gaz fazı ve katılar için kullanılan süreklilik denklemleri aşağıdaki gibidir;



Şekil 3.1: Alt Bölgede Gaz Fazı ve Katı Madde Hareketleri.

Herhangi bir j kontrol hacmi için katı madde dengesi

$$\left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminde} \\ \text{kütlenin zamanla} \\ \text{değişimi} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacmine} \\ \text{giren kütle miktarı} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminden} \\ \text{çıkan kütle miktarı} \end{array} \right] \quad (3.35)$$

$$\left(\frac{dm}{dt} \right)_j = \dot{m}_{yoğ,j+1} - \dot{m}_{yoğ,j} + \dot{m}_{kab,j-1} - \dot{m}_{kab,j} \quad (3.36)$$

Herhangi bir j kontrol hacmi için gaz fazı dengesi

$$\left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminde} \\ \text{gaz fazının} \\ \text{zamanla değişimi} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacmine} \\ \text{giren gaz miktarı} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminden} \\ \text{çıkan gaz miktarı} \end{array} \right] \quad (3.37)$$

$$\left(\frac{dn}{dt} \right)_{yoğ,i} = \dot{n}_{yoğ,j-1} - \dot{n}_{yoğ,j} - K_{be} \Delta V_{kh,j} \epsilon_{b,j} (C_{yoğ,j} - C_{kab,j}) + \Delta \dot{n}_{yoğ,j} \quad (3.38)$$

$$\left(\frac{dn}{dt}\right)_{kab,i} = \dot{n}_{kab,j-1} - \dot{n}_{kab,j} + K_{be} \Delta V_{kh,j} \varepsilon_{b,j} (C_{yo\ddot{g},j} - C_{kab,j}) + \Delta \dot{n}_{kab,j} \quad (3.39)$$

3.1.5 Üst Bölge Denklemleri

Hidrodinamik modelde üst bölge için kullanılan süreklilik ve momentum denklemleri ile bünye denklemleri Tablo 3.4’de verilmiştir.

Tablo 3.4: Üst Bölge Hidrodinamik Model ve Bünye Denklemleri.

Gaz fazı	Katı fazı
Süreklilik Denklemleri	
$\frac{\partial(C\varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(Cu\varepsilon)}{\partial r} + \frac{\partial(Cu\varepsilon)}{\partial z} = 0$	$\frac{\partial(\rho\varepsilon_p)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v\varepsilon_p)}{\partial r} + \frac{\partial(\rho v\varepsilon_p)}{\partial z} = 0$
Momentum Denklemleri	
$\frac{\partial(Cu\varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(Cu\varepsilon u)}{\partial r} = -\frac{\partial(P\varepsilon)}{\partial r} - \frac{\partial(\tau_{rr}\varepsilon)}{\partial r} - \frac{\partial(\tau_{rz}\varepsilon)}{\partial z} - \beta(u-v)$ $\frac{\partial(Cu\varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(Cu\varepsilon u)}{\partial z} = -\frac{\partial(P\varepsilon)}{\partial z} - \frac{\partial(\tau_{zz}\varepsilon)}{\partial z} - \frac{\partial(\tau_{rz}\varepsilon)}{\partial r} - \beta(u-v)$ $\tau_{rr} = 2\mu \frac{\partial u}{\partial r} - \frac{2}{3}\mu \left(\frac{\partial u}{\partial r} + \frac{\partial u}{\partial z} \right)$ $\tau_{zz} = 2\mu \frac{\partial u}{\partial z} - \frac{2}{3}\mu \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial u}{\partial r} \right)$ $\tau_{rz} = \tau_{rz} = \mu \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial u}{\partial r} \right)$ İdeal gaz denklemleri $C = \frac{1}{R_u} \frac{P}{T}$	$\frac{\partial(\rho v\varepsilon_p)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v\varepsilon_p v)}{\partial r} = -\frac{\partial(\tau_{rr}\varepsilon_p)}{\partial r} - \frac{\partial(\tau_{rz}\varepsilon_p)}{\partial z} + \beta(u-v) - \frac{\partial(G(\varepsilon)\varepsilon_p)}{\partial r}$ $\frac{\partial(\rho v\varepsilon_p)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v\varepsilon_p v)}{\partial z} = -\frac{\partial(\tau_{zz}\varepsilon_p)}{\partial z} - \frac{\partial(\tau_{rz}\varepsilon_p)}{\partial r} + \beta(u-v) - \frac{\partial(G(\varepsilon)\varepsilon_p)}{\partial z} + \rho g\varepsilon_p$ $\tau_{rr} = 2\mu_p \frac{\partial v}{\partial r} - \frac{2}{3}\mu_p \left(\frac{\partial v}{\partial r} + \frac{\partial v}{\partial z} \right)$ $\tau_{zz} = 2\mu_p \frac{\partial v}{\partial z} - \frac{2}{3}\mu_p \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial v}{\partial r} \right)$ $\tau_{rz} = \tau_{rz} = \mu_p \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial v}{\partial r} \right)$ Katı fazı viskozitesi (Wang and Li, 2001); $\mu_p = \frac{5}{96} \rho_p \bar{d}_p \sqrt{\pi T}$ Katı Gerilme Modülü [N/m²] $G(\varepsilon) = \frac{\partial \tau}{\partial (1 - \varepsilon(r, z))} = 10^{-8.76 \cdot \varepsilon(r, z) + 5.43}$ Gaz-katı sürüklenme katsayısı (Bolton ve Davidson, 1988); $\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{C\varepsilon(z)(1 - \varepsilon(z))}{\varepsilon(z)^{2.65}} \frac{1}{d_p} u - v $ $C_D = \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}) \quad Re_p < 1000$ $C_D = 0.44 \quad Re_p \geq 1000$ Katı Gerilme Modülü [N/m²] $Re_p = \frac{d_p \rho_g u}{\mu}$
Basınç kaybı $\nabla P = \rho g \nabla (z\varepsilon_p(r, z)) + \frac{1}{2} \rho \nabla (v(r, z)^2 \varepsilon_p(r, z))$ Gaz fazı viskozitesi $\mu = \frac{(1.46 \times 10^{-6} \cdot T^{1.504})}{T + 120}$	

Yukarıda daha önce de bahsedildiği gibi, yatak içerisindeki katı kütle dağılımının bilinmesi sirkülasyonlu akışkan yatakların tasarım ve işletilmesi için en önemli

parametrelerden biridir. Gaz ve katıların yataktaki kalış süreleri, ısı geçiş akısı gibi parametreler katı kütle akısının yatak içerisindeki dağılımına bağlıdır. Katı sirkülasyon oranları, gaz hızının 5-9 m/s aralığında değiştiği yakıcılarda, genellikle $100 \text{ kg/m}^2\text{s}$ 'den daha küçük olup, gelişmiş üst bölge için bu değer %1'den daha küçük olmaktadır. Katalitik ufalama (FCC) ünitelerinde ise katı kütle akıları $250 \text{ kg/m}^2\text{s}$ 'nin üzerinde olup, yatak işletme hızı 20 m/s gibi yüksek değerleri bulmakta, ortamala katı akısı ise %10'u geçmektedir (Issangya ve diğ., 1999).

İşletme parametreleri, yatak geometrisi, gaz ve tane karakteristiklerinin yatak içerisindeki katı dağılım profilini etkilediği bilinmektedir. Örneğin katı akısının sabit tutulduğu bir yatakta artan gaz hızı alt bölge yüksekliğini düşürmektedir. Yine uygun gaz hızları için katı akısındaki artış, net kütle akısını arttırarak alt bölgenin genişlemesine sebep olmaktadır. Katı sirkülasyon akısının daha da artırıldığı durumlarda alt bölge boşluk oranının 0.75 ile 0.85 arasında değiştiği, üst bölgedeki boşluk oranı değerinin ise 0.95'in üzerinde ve genellikle sabit kaldığı bilinmektedir (Issangya ve diğ., 1999).

Modelde radyal ve eksenel doğrultudaki katı kütle akısı değeri;

$$G_p(r, z) = \rho \cdot v(r, z) \cdot A \cdot \varepsilon_p(r, z) \quad (3.40)$$

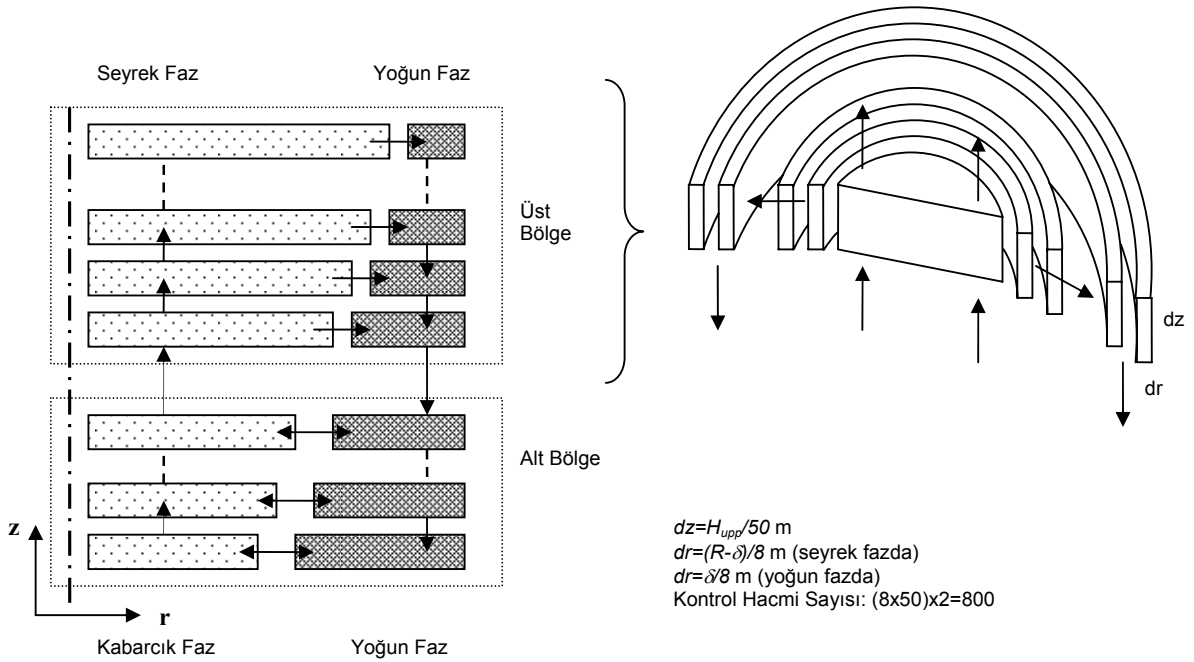
ifadesi ile hesaplanmaktadır.

3.1.6 Çözüm Metodu

Gomez ve Milioli (2003) yaptıkları iki boyutlu modelde, silindirik ve kartezyen koordinat sistemlerinin her ikisini de kullanmış ve aralarında büyük farklılıklar olmadığını tespit etmişlerdir. Modelde silindirik koordinant sistemi kullanılmış ve yatağın eksenel simetrik olduğu kabul edilmiştir. Katı taneciklerin küresel oldukları, yatak içerisinde hareketleri gözönüne alınırken yukarı yön pozitif, aşağı yön negatif alınarak çözüm yapılmıştır.

Alt bölgede, yukarıda da bahsedildiği gibi siklondan gelen kütlenin besleme ile birlikte yatağa girdiği kabul edilmiş ve katı madde hareketinin incelenmesinde yukarıda Şekil 3.1'de gösterildiği gibi geri dönüşlü (backmixing) karışma modeli gözönüne alınarak Denklem 3.36'da verilen süreklilik denklemi dikkate alınarak çözüm yapılmıştır. Gaz fazı için de Denklem 3.38 ve 3.39'da verilen süreklilik

denklemleri kullanılmıştır. Modelde seyrek faz ve yoğun faz arasında yoğunluk farkı nedeniyle kütle geçişi dikkate alınmış ve kütle geçiş katsayısı için Denklem 3.11’de verilen bağıntı kullanılmıştır. Yoğun faz boyunca gaz fazı, Eşitlik 3.1’de verilen minimum akışkanlaşma hızı ile hareket etmektedir. n farklı tane çap aralığında yatağa giren katı taneciklerin ufalanması ve tane çap dağılımındaki değişim Bölüm 3.1.3’de bahsedildiği gibi dikkate alınmakta, ufalanma ile tane çapındaki değişim tane çapının sabit kalmadığı büzülen tanecik modeli kullanılarak modellenmiştir. Modelde alt bölge yüksekliği ikincil havanın yatağa beslendiği noktaya kadar alınmıştır. Alt bölge çıkışındaki tane çap dağılımı, katı kütle akısı, yatak basıncı değişimi, yatak boşluk oranı ve katı ve gaz hızı üst bölge çözümünde giriş parametreleri olarak dikkate alınmıştır. Modelde atmosfer şartlarında yatağa beslenen ikincil havanın; yatağın hidrodinamik yapısı üzerindeki etkileri gerek soğuk yatak, gerekse yanma olayının dikkate alındığı sıcak yatak durumlarında dikkate alınarak çözümler yapılmıştır.



Şekil 3.2: Kontrol Hacimleri Şematik Resmi.

Modelde yatak için geliştirilen süreklilik ve momentum denklemleri, geriye-ayrıklaştırma (backward-difference) metodu kullanılarak aşağıdaki gibi ayrıklaştırılmıştır;

$$\frac{\partial^2 u}{\partial r^2} = \frac{1}{\Delta r^2} [u(i, j) - 2u(i-1, j) + u(i-2, j)] \quad (3.41)$$

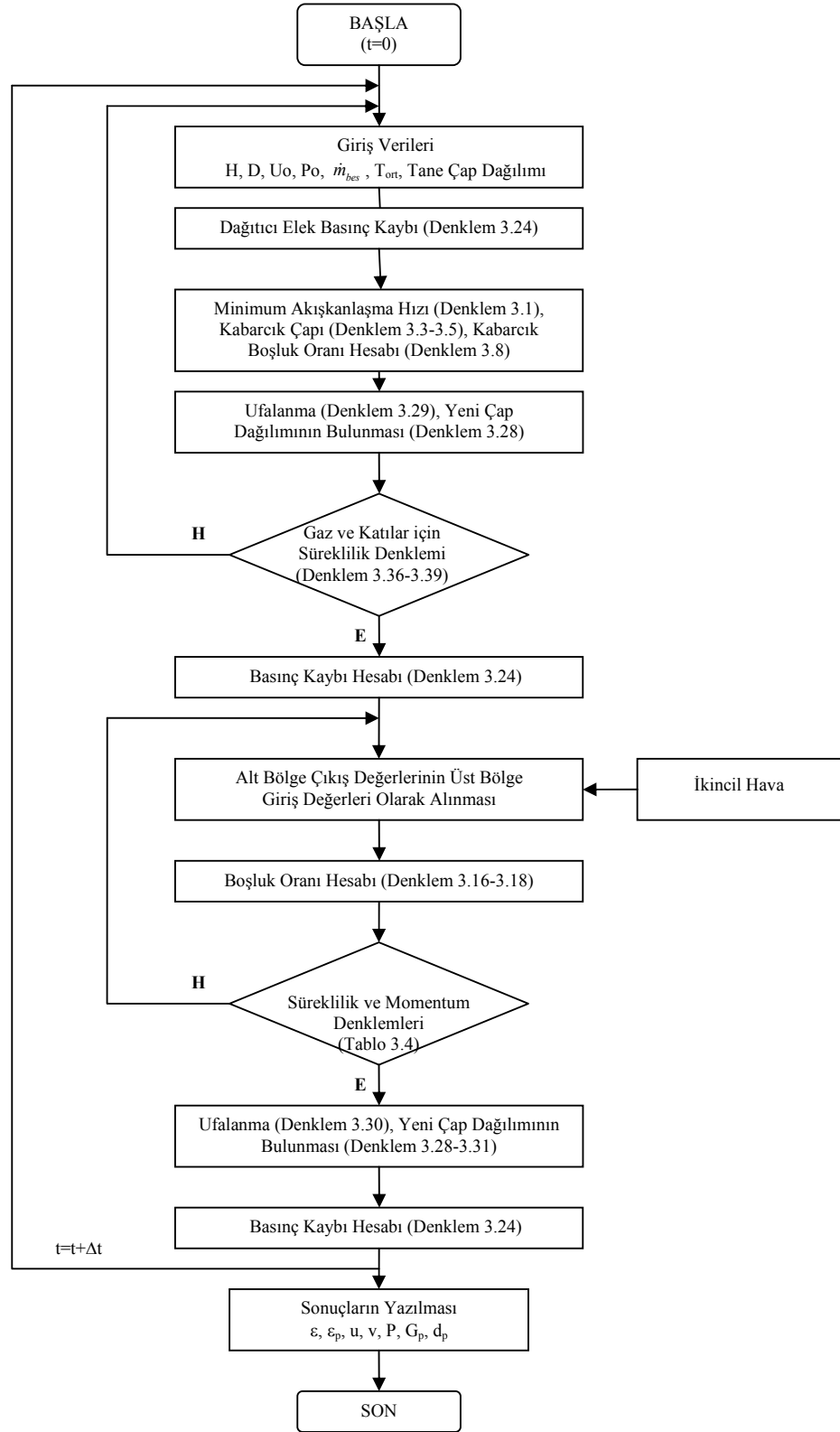
$$\frac{\partial^2 u}{\partial r \partial z} = \frac{1}{\Delta r \Delta z} [u(i, j) - u(i, j-1) - u(i-1, j) + u(i-1, j-1)] \quad (3.42)$$

$$\frac{\partial^2 u}{\partial z^2} = \frac{1}{\Delta z^2} [u(i, j) - 2u(i, j-1) + u(i, j-2)] \quad (3.43)$$

Denklemler ayrıklaştırıldıktan sonra sayısal çözüm için alt bölgede olduğu gibi iteratif Gauss-Seidel metodundan yararlanılmış ve F90 Fortran Programlama dili kullanılmıştır. Yatağın üst kısmı seyrek faz ve yoğun faz için ayrı ayrı $m \times n$ üniform kontrol hacmine bölünmüştür (Şekil 3.2). Seyrek fazın, kolon boyunca merkezden yatak duvarlarına doğru genişleyen bir yapı gösterdiği dikkate alındığından, kontrol hacmi genişlikleri seyrek faz için çok daha geniş, yoğun faz için ise seyrek faza göre çok daha dar kalmaktadır. Üst bölge için yatak boyunca boşluk oranı Denklem (3.13)'ten bulunmakta, bulunan bu değerden her bir yatak yüksekliğindeki ortalama tane boşluk oranına geçilmekte ve Denklem (3.15) kullanılarak, boşluk oranının r doğrultusundaki değişimi elde edilmektedir. Yatak merkezindeki ilk kontrol hacminlerinde gaz ve katı hızı değerleri z doğrultusundaki momentum denklemi kullanılarak bulunmakta, merkezden yatak duvarına kadar olan diğer kontrol hacminlerinde ise r doğrultusundaki momentum denkleminde yararlanılmaktadır. Hız değerlerinin elde edilmesi esnasında yapılan iterasyon işleminde succesful relaxation metodu ve $\mp 0,000001$ hata aralığı kullanılmaktadır. Modelde giriş verisi olarak giriş gaz hızı ve katı kütle akısı değerleri kullanılmaktadır. Hidrodinamik model sayısal çözümü için kullanılan akış diyagramı Şekil 3.3'de verilmiştir.

3.1.7 Hidrodinamik Model Sonuçlarının DeneySEL Verilerle Karşılaştırılması

Modelin geçerliliğinin irdelenmesi için, geliştirilen hidrodinamik model sonuçlarının; farklı ölçekli yataklar kullanılarak yapılmış ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle karşılaştırılması yapılmıştır. Bu karşılaştırma kapsamında, gaz ve katılar için boşluk oranı ve katı tane hızları dağılımının yatakta radyal yöndeki değişimlerinin farklı yatak yüksekliğindeki sonuçları, basınç kaybının yatak boyunca değişimi ve katı kütle akısının yatak içerisinde radyal yöndeki değişimi deneysel verilerle mukayese edilmiştir. Bu amaçla geliştirilen model, deneysel verilerin elde



Şekil 3.3: Hidrodinamik Model Sayısal Çözüm Akış Diyagramı.

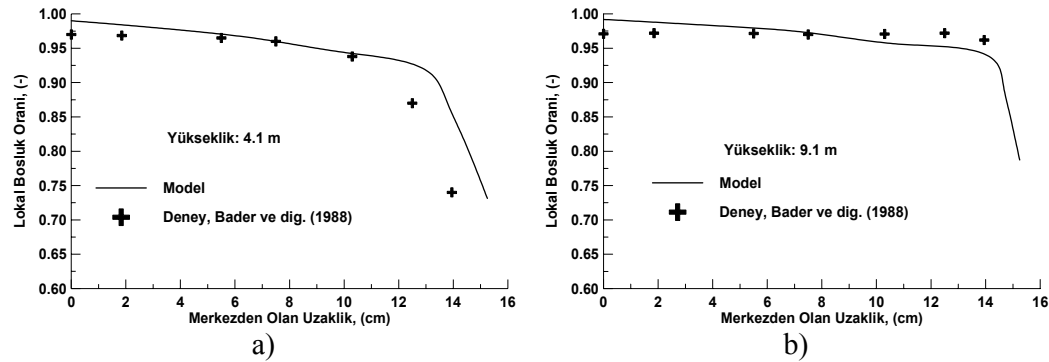
edildiği sirkülasyonlu akışkan yatakların çalışma şartları ile çalıştırılmıştır. Karşılaştırmaların yapıldığı deneysel verilere ait bilgiler Tablo 3.5’de verilmiştir.

Tablo 3.5: Karşılaştırmaların Yapıldığı Deneysel Verilere Ait Bilgiler.

Araştırmacılar	Yatak Sıcaklığı	Yatak Çapı	Yatak Yüksekliği	Yatak Hızı	Ort. Tane Çapı	Tane Yoğunluğu	Katı Kütle Akısı
	$T(^{\circ}\text{C})$	$D(\text{m})$	$H(\text{m})$	$U_0(\text{m/s})$	$d_p(\mu\text{m})$	$\rho(\text{kg/m}^3)$	$G_p(\text{kg/m}^2\text{s})$
Bader ve diğ. (1988)	25	0,305	11	9,1	76	1714	147
Issangya ve diğ. (2001)	25	0,0762	6,1	7	70	1600	249
Luo (1987)	25	0,0762	5,5	4,979	520	2620	24,9
Malcus ve Pugsley (2001)	25	0,14	7	4,7	89	1740	229
Miller ve Gidaspow (1992)	25	0,075	6,58	2,89	75	2500	32,8
Parssinen ve Zhu (2001)	25	0,076	10	8	67	1500	300
Pugsley ve Berruti (1996)	25	0,05	5	8,5	208	2580	240
Qi ve Farag (1993)	25	0,14	6,4	3,9	200	2500	21,3
Zhang ve diğ. (2001)	25	0,1	15,1	5,5	67	1500	108
Zheng ve diğ. (2001)	25	0,418	18	2,52	77	1398	31,6

Model lokal boşluk oranı tahminlerinin geçerliliği, Bader ve diğ., (1988) ve Issangya ve diğ., (2001)’nin deneysel verileri ile irdelenmiştir.

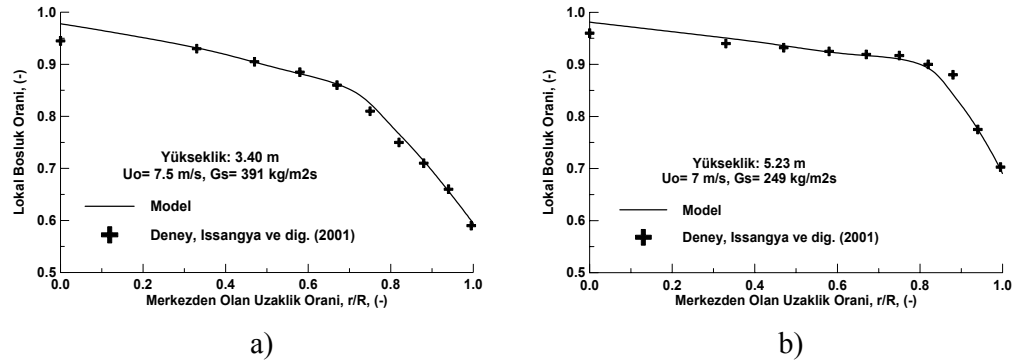
Şekil 3.4’de yatak boşluk oranının Bader ve diğ. (1988)’nin deneysel verileri ile karşılaştırılması verilmiştir. Deneysel verilerle model sonuçlarının seyrek bölgede birbirleriyle uyumlu olduğu açıkça görülmektedir. Yatakta 4,1 m’de yoğun bölgede deneysel verilerle model arasında maksimum %4,2’lik bir sapma olduğu, 9,1 m’de ise bu sapmanın %3,9 olduğu görülmektedir.



Şekil 3.4: Lokal Boşluk Oranının Bader ve diğ. (1988)’nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

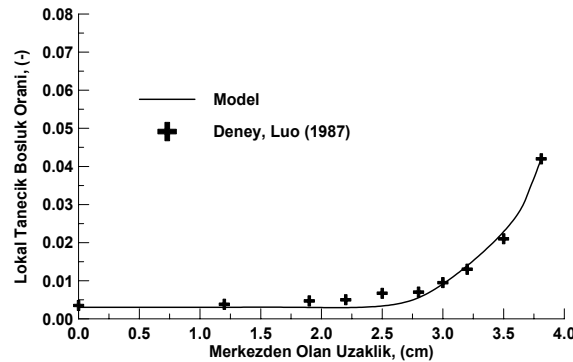
Yoğun bölgede deneysel verilerle model sonuçları arasındaki farkın (bu fark sadece $h=4,1$ m ölçümde mevcuttur, $h=9,1$ m’de yoğun bölgede bir fark görülmemektedir); U_0 gaz hızının Tablo 2.1’de verildiği gibi sirkülasyonlu akışkan yataklarda 4-8 m/s arasında değiştiği dikkate alındığında 9,1 m/s gibi yüksek bir değere sahip olması ve

bunun da yataktaki türbülans dağılımı etkisini artırması nedeniyle yatak merkezinden, yatak duvarına doğru katı ve gaz hareketlerini arttırarak yoğun bölgeye daha çok madde yığılmasına neden olması düşünülebilir. Ancak bu fark diğer araştırmacıların deney sonuçları ile yapılan mukayeselerde görülmemektedir. Deneysel verilerin verildiği çalışmada ölçüm cihazlarının tolerans aralıkları ve ölçüm hatasının analizi verilmemektedir. Bu nedenle bu hatadaki tam irdeleme mümkün olmamaktadır.



Şekil 3.5: Lokal Boşluk Oranının Issangya ve diğ. (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

Şekil 3.5’de yatak boşluk oranının Issangya ve diğ. (2001)’nin deneysel verileri ile karşılaştırılması verilmiştir. Boşluk oranının radyal yöndeki değişiminin, yatağın orta ve üst kısmında model sonuçları ile neredeyse birebir uyumlu olduğu görülmektedir. Burada en yüksek sapma 3,40 m’de %2,1875 ve 5,23 m’de %3,4 ile yatak merkezinde tesbit edilmiştir.

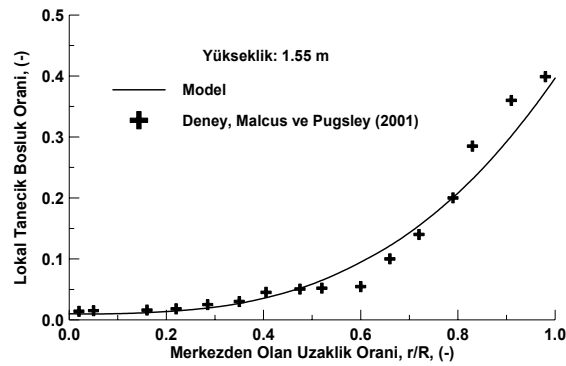


Şekil 3.6: Lokal Tanecik Boşluk Oranının Luo (1987)'nun Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

Modelin yatak içerisinde farklı yatak yüksekliklerinde, lokal boşluk oranı profilinin Bader ve diğ. (1988)’nin deneysel verileri ile göstermiş olduğu uyum, geliştirilen

modelin radyal yöndeki geçerliliğinin sağlanmasının yanısıra, aynı zamanda eksenel yönde de geçerliliğini sağlaması açısından önemlidir (Şekil 3.4). Bununla beraber modelin farklı işletme şartları ve farklı yatak yüksekliklerinde, Issangya ve diğ. (2001)'nin deneysel verileri ile göstermiş olduğu uyum ise geliştirilen modelin, farklı işletme şartlarını kapsayabilecek şekilde esnek olduğunu göstermektedir.

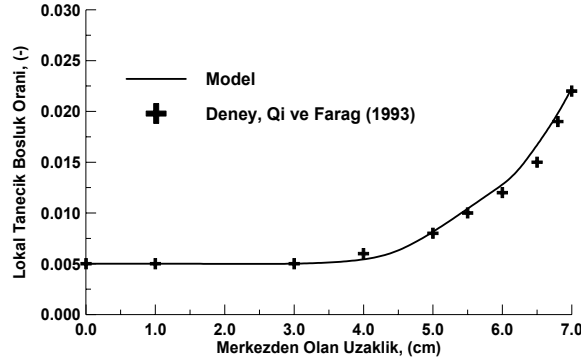
Yatak içerisindeki katı dağılımı profilinin bilinmesi sirkülasyonlu akışkan yatakların tasarım ve işletilmesi için en önemli parametrelerden biridir. Gaz ve katıların yataktaki kalış süreleri, ısı geçiş akısı gibi parametreler katı kütle akısının yatak içerisindeki dağılımına bağlıdır. İşletme parametreleri, yatak geometrisi, gaz ve tane karakteristiklerinin yatak içerisindeki katı dağılım profilini etkilediği bilinmektedir. Örneğin katı akısının sabit tutulduğu bir yatakta artan gaz hızı alt bölge yüksekliğini düşürmektedir. Yine uygun gaz hızları için katı akısındaki artış, net kütle akısını arttırarak alt bölgenin genişlemesine sebep olmaktadır. Bu nedenle lokal tanecik boşluk oranının, farklı işletme şartlarında yatak içerisinde eksenel ve radyal yöndeki dağılımlarının model ile doğru hesaplanması büyük önem taşımaktadır. Geliştirilen modelde lokal tanecik boşluk oranı sonuçlarının geçerliliği, yatak çapının; 0,075-0,418 m, yatak yüksekliğinin; 5,5-18 m ve ortalama tane çapının; 67-520 μm aralığında değiştiği ve Luo (1987), Malcus ve Pugsley (2001), Miller ve Gidaspow (1992), Qi ve Farag (1993), Zheng ve diğ. (2001) ve Zhang ve diğ. (2001) gibi farklı araştırmacılar tarafından yapılan deneyler sonucunda elde edilen veriler ile irdelenmiştir.



Şekil 3.7: Lokal Tanecik Boşluk Oranının Malcus ve Pugsley (2001)'in Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

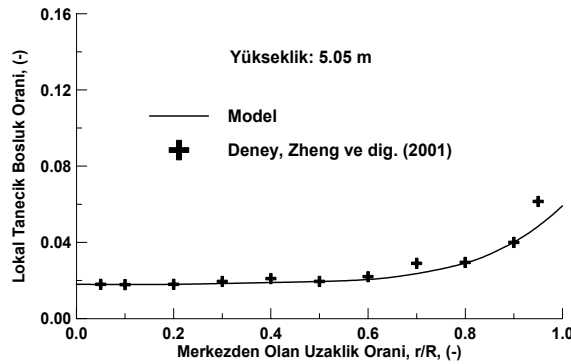
Şekil 3.6'da lokal tanecik boşluk oranının Luo (1987)'nin deneysel verileri ile karşılaştırılması görülmektedir. 520 μm ortalama tane çapına sahip, oldukça iri taneciklerin kullanıldığı deneyde, katı tanelerin seyrek faz boyunca hemen hemen

sabit kalan radyal dağılımının, özellikle yoğun fazda yatak merkezinden yatak duvarına doğru eksponansiyel bir artış gösterdiği şekilden açıkça görülmektedir. Model sonuçları deneysel verilerle oldukça iyi bir uyum göstermekte, hata oranı %1,3 değerini aşmamaktadır.



Şekil 3.8: Lokal Tanecik Boşluk Oranının Qi ve Farag (1993)'ın Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

Şekil 3.7'de lokal tanecik boşluk oranı model sonuçlarının Malcus ve Pugsley (2001)'in deneysel verileri ile karşılaştırılması görülmektedir. Deney 7 m yüksekliğe sahip bir yatakta yapılmış; lokal tanecik boşluk oranının radyal yöndeki değişiminin, yatağın alt bölgelerinde de ($h=1,55$ m) model sonuçları ile uyumlu olduğu şekilden açıkça görülmüştür. Burada en yüksek sapma %14 ile yoğun fazda tesbit edilmiştir.

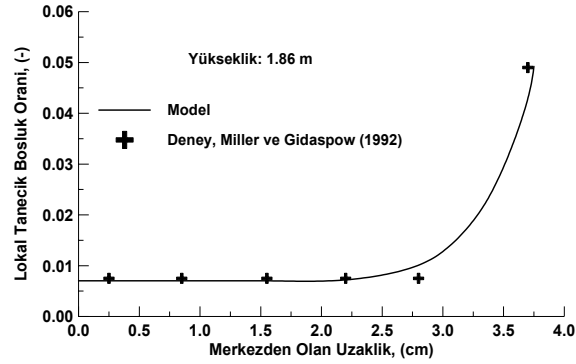


Şekil 3.9: Lokal Tanecik Boşluk Oranının Zheng ve dig. (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

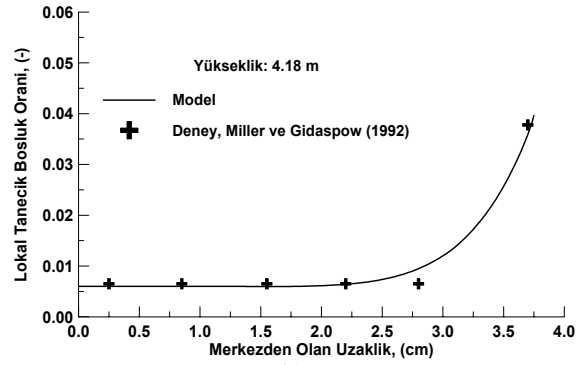
Yataktaki tanecik boşluk oranının radyal değişimi Qi ve Farag (1993) ve Zheng ve dig. (2001)'nin deneysel verileri ile karşılaştırılması sırasıyla Şekil 3.8 ve 3.9'da verilmektedir. Lokal tanecik boşluk oranının radyal yöndeki değişiminin, iri tanelerin kullanıldığı yataklarda (Şekil 3.8) ve düşük gaz hızlarında (Şekil 3.9) model sonuçları ile uyumlu olduğu görülmektedir. Burada en yüksek sapma Zheng ve dig.

(2001)'nin yaptıkları deneyde tek bir ölçüm noktasında %1,869 olarak yoğun fazda tesbit edilmiştir.

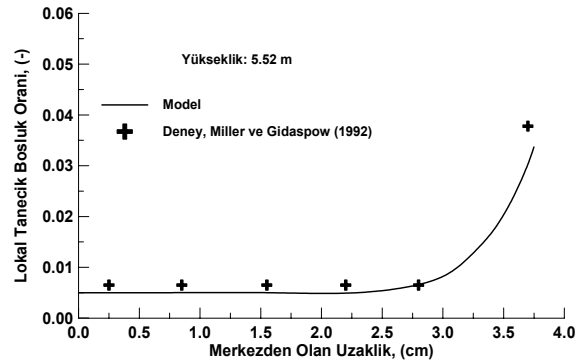
Lokal tanecik boşluk oranı ile ilgili Luo (1987), Malcus ve Pugsley (2001), Qi ve Farag (1993) ve Zheng ve diğ. (2001) gibi farklı araştırmacılar tarafından yapılan deney sonuçları ile geliştirilen model tahminlerinin uyumu, modelin farklı işletme şartları ve değişik ölçekteki yataklar için geçerli olduğunu göstermektedir.



a)



b)

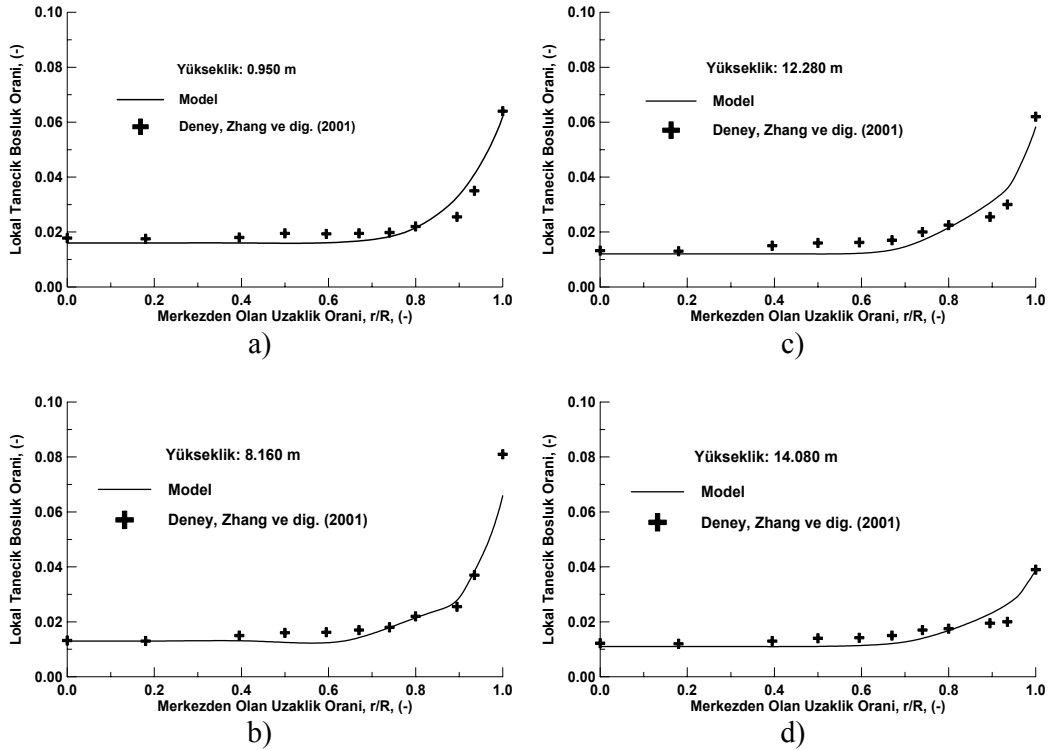


c)

Şekil 3.10: Lokal Tanecik Boşluk Oranının Miller ve Gidaspow (1992)'un Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

Bunun yanında, ayrıca model sonuçlarının 520 μm ortalama tane ϕ apına sahip Luo (1987) ve 200 μm ortalama tane ϕ apına sahip Malcus ve Pugsley (2001)'in deneysel verileri ile uyumu, modelin oldukça geniş bir ϕ ap aralığında ge ϕ erliliğini g ϕ stermesi bakımından ayrıca ϕ nem taşımaktadır.

şekil 3.10'da yataktaki lokal tanecik boşluk oranının Miller ve Gidaspow (1992)'un deneysel verileri ile karşılaştırılması verilmiştir. Bu deneyde, 7,5 cm ϕ apında, 6,58 m y ϕ sekliğinde bir PVC boruda, renkli katalitik taneler konularak x-ışını yoğunluk ϕ l ϕ um cihazı (x-ray densitometer) ile yapılan boşluk oranı tesbitleri, farklı boru y ϕ sekliklerinde verilmiştir. G ϕ r ϕ ld ϕ ę ϕ ϕ zere gerek eğim, gerekse hesaplanan değerler a ϕ sısından model oldukça iyi sonu ϕ lar vermektedir.



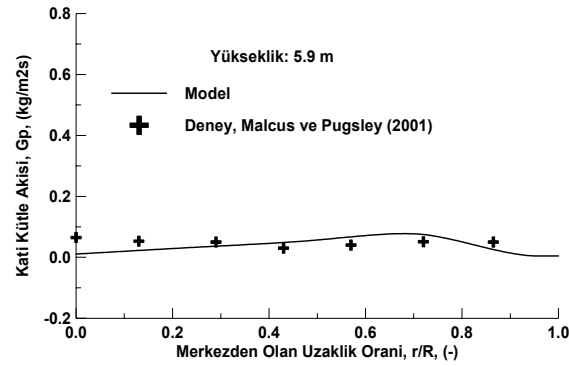
şekil 3.11: Lokal Tanecik Boşluk Oranının Zhang ve dig. (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

şekil 3.11'de yataktaki lokal tanecik boşluk oranının Zhang ve dig. (2001)'nin deneysel verileri ile karşılaştırılması verilmiştir. Model tahminleri ve deneysel sonu ϕ ların birbiri ile uyumlu olduğu karşılaştırmada, yatağın en ϕ st kısmındaki tane boşluk oranının radyal y ϕ nde ki değişimi g ϕ z ϕ n ϕ ne alındığında; seyrek fazın genişliğinin oldukça arttığı ve radyal dağılımdaki d ϕ zensizliklerin azaldığı net bir

şekilde gözlemlenmektedir. Bu durum, seyrek fazın kolon boyunca merkezden yatak duvarlarına doğru genişleyen bir yapı göstermesinden kaynaklanmaktadır.

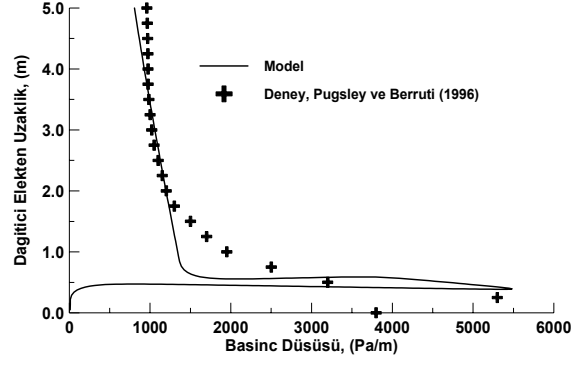
Model tanecik boşluk oranı profillerinin farklı yatak yükseklikleri için elde edilen; Miller ve Gidaspow (1992) ve Zhang ve dig. (2001)'nin deneysel verileri ile göstermiş olduğu uyum, geliştirilen modelin aksenel yönde de geçerli olduğunun iyi bir göstergesidir.

Şekil 3.12'de yatak içerisindeki katı kütle akısının radyal profilinin Malcus ve Pugsley (2001)'in deneysel verileri ile karşılaştırılması verilmiştir. Model tahminlerinin deneysel verilerle uyumu modelin katı kütle akılarının hesaplanmasında da doğrulukla kullanılabileceğini göstermektedir.



Şekil 3.12: Katı Kütle Akısının Malcus ve Pugsley (2001)'in Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

Şekil 3.13'de yatak boyunca olan basınç düşüşünün Pugsley ve Berruti (1996) tarafından yapılan deneylerle karşılaştırması verilmiştir. Modelde yataktaki basınç düşüşü hesabı yukarıda daha önce bahsedildiği gibi, yatak ağırlığı ve ivmelenmeden dolayı basınç kayıpları gözönüne alınarak yapılmaktadır. Bununla birlikte basınç düşüşü hesabında alt bölgede yatak girişindeki dağıtıcı elek basınç kaybı da modelde dikkate alınmaktadır. Deneysel verilerle model sonuçları arasındaki fark incelendiğinde, ivmelenmeden dolayı basınç kaybının, model sonuçlarında baskın bir etkiye sahip olduğunu göstermektedir. Bu etki, gaz ve katı hızları arasındaki farkın yüksek olduğu yatağın alt kısımlarında belirgin şekilde gözlenmektedir. Yatağın girişinde model sonuçları ile deneysel veriler arasındaki farkın nedeni ise deneysel verilerin dağıtıcı eleğin üstünden itibaren alınmış olmasıyla açıklanabilmektedir. Genel olarak bakıldığında ise model sonuçları ile deneysel verilerin uyumlu olduğu görülmektedir.

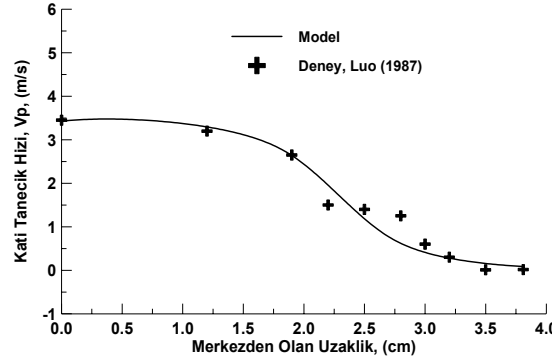


Şekil 3.13: Yatak Boyunca Basınç Düşüşü Değerlerinin Pugsley ve Berruti (1996)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

Üst bölgede katı hızının radyal yapısı halkasal akış yapısındadır. Tanecikler seyrek bölgede daha hızlı, yoğun fazda ise daha yavaş hareket etmektedir. En yüksek hıza yatak merkezinde ulaşmaktadırlar. Yerel katı hızı, yatak merkezinden yatak duvarına doğru gittikçe azalan bir değişim göstermektedir. Duvara bitişik bölgede büyük miktarda aşağı hareket eden katı taneciklerin bulunması nedeniyle, bu bölgede yerel katı hızları negatif değerler alabilmektedir. Bu durum da yataktaki iç sirkülasyonu arttırmaktadır. Her ne kadar duvara yakın bölgede katı tanecikler negatif hız değerlerine sahip olsalar da ortalama katı hızı çoğunlukla yukarı doğrudur. Artan yatak işletme hızı yerel katı hızını seyrek fazda önemli ölçüde etkilerken yoğun fazda bu etki pek farkedilmemektedir. Bu radyal dağılımdaki düzensizlikten, bir başka deyişle halkasal akış yapısından kaynaklanmaktadır. Katı akısındaki bir artışın ise katı hızının radyal dağılımını pek etkilemediği görülmektedir. Dağıtıcı elekten uzaklaştıkça, katı hızının radyal dağılımının düzensizliği artmaktadır. Bu durum; seyrek faz ve yoğun faz arasındaki farkın, yatak yüksekliği ile artması ve bunun yanında duvar ve gaz-katı akışı arasındaki sürtünmeden kaynaklanmaktadır. Geliştirilen modelde lokal tanecik boşluk oranı tahminlerinin geçerliliği, Bader ve diğ. (1988), Luo (1987), Miller ve Gidaspow (1992), Parssinen ve Zhu (2001) ve Zhang ve diğ. (2001) gibi farklı araştırmacılar tarafından yapılan deneyler sonucunda elde edilen veriler ile irdelenmiştir.

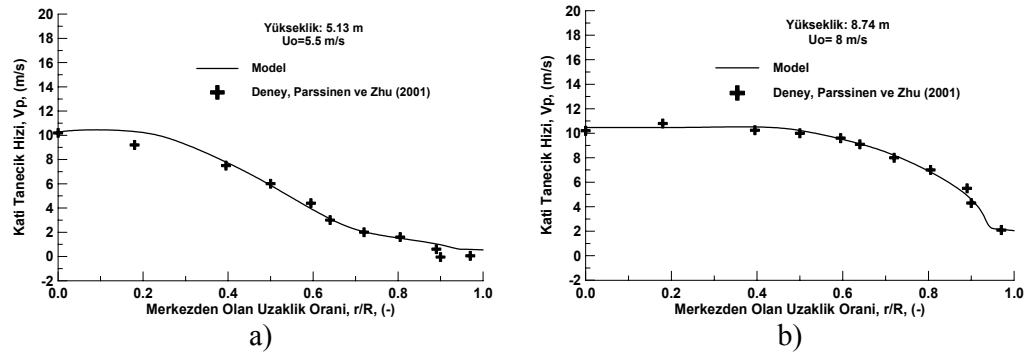
Şekil 3.14'de yataktaki katı tanecik hızının Luo (1987)'nin deneysel verileri ile karşılaştırılması verilmiştir. Tanecik hızının halkasal akış yapısında olduğu; yatak merkezinde en yüksek değerinde iken, yoğun fazda yatak duvarına doğru en düşük değerine inmesi ile açıkça görülmektedir. 520 μm ortalama tane çapına sahip, oldukça iri taneciklerin kullanıldığı deneyde, model katı tanecik hız sonuçları

deneysel veri ile iyi bir uyum göstermektedir. Meydana gelen sapma %4,9 oranındadır.



Şekil 3.14: Katı Tanecik Hızının Luo (1987)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

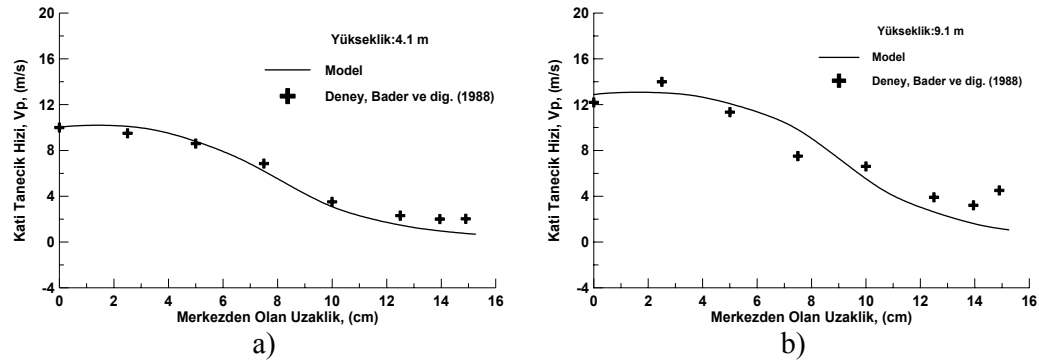
Şekil 3.15'de farklı işletme hızları ve farklı yatak yükseklikleri için yataktaki katı tanecik hızının Parssinen ve Zhu (2001)'nin deneysel verileri ile karşılaştırılması verilmiştir. Tanecikler dağıtıcı elektren uzaklaştıkça, seyrek faz-yoğun faz arasındaki fark gittikçe büyümekte tanecik hızının radyal dağılımı her iki faz arasında gittikçe belirginleşmektedir. Bu durum Şekil 3.15b'de açıkça görülmektedir. Bu durum yatak duvarındaki sürtünmeden ve yatak duvarında aşağı doğru hareket eden tanecikler ve bunlardan dolayı azalan gaz hızından kaynaklanmaktadır. Model tahminlerinin deneysel verilerle uyumu, geliştirilen modelin farklı işletme şartlarında katı tanecik hız profillerini eksenel ve radyal yönde büyük bir doğrulukla hesap edebileceğini göstermektedir.



Şekil 3.15: Katı Tanecik Hızının Parssinen ve Zhu (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

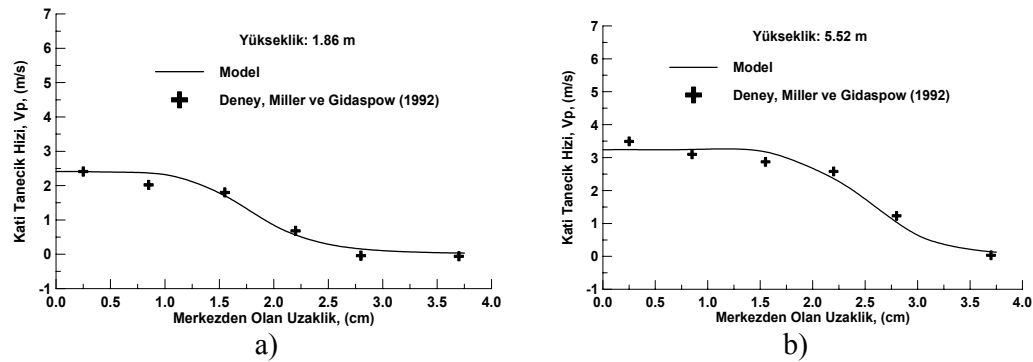
Şekil 3.16'da farklı yatak yükseklikleri için katı tanecik hız profiline Bader ve diğ. (1988)'nin deneysel verileri ile karşılaştırılması verilmiştir. Yoğun bölgede deneysel

verilerle model tahmini arasındaki farkın; lokal boşluk oranı karşılaştırmaları esnasında bahsedildiği gibi U_0 gaz hızının büyük olması ve bunun da yataktaki türbülans dağılımı etkisini artırması nedeniyle yatak merkezinden, yatak duvarına doğru katı ve gaz hareketlerini arttırarak yoğun bölgeye daha çok madde yığılmasına neden olması, bunun yanında deneysel verilerin temininde yapılabilecek ölçüm hatalarından kaynaklanabileceği söylenebilir. Deneysel verilerin verildiği çalışmalarda ölçüm cihazlarının tolerans aralıkları belirtilmediğinden, hataların net olarak nereden kaynaklandığını ifade etmek mümkün olamamaktadır. Genel olarak bakıldığında ise model sonuçları ile deneysel verilerin uyumlu olduğu görülmektedir.



Şekil 3.16: Katı Tanecik Hızının Bader ve diğ. (1988)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

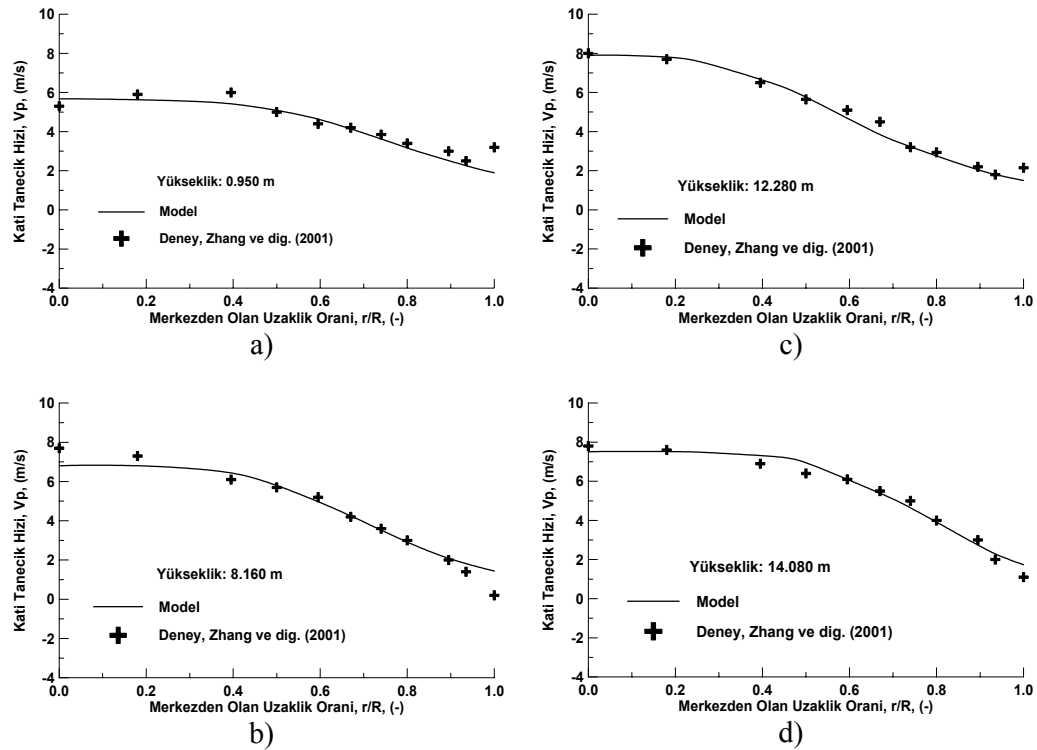
Şekil 3.17 ve 3.18'de katı tanecik hız profillerinin farklı yatak yüksekliklerinde sırasıyla Miller ve Gidaspow (1992) ve Zhang ve diğ. (2001)'nin deneysel verileri ile karşılaştırılması verilmektedir. Katı tanecik hızının radyal yöndeki değişiminin, yatağın alt ve üst kısımlarında model sonuçları ile uyumlu olduğu her iki şekilden de açıkça görülmektedir.



Şekil 3.17: Katı Tanecik Hızının Miller ve Gidaspow (1992)'un Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

Görüldüğü üzere gerek eğim, gerekse hesaplanan değerler açısından model oldukça iyi sonuçlar vermektedir. Bu durum modelin eksenel ve radyal yönde geçerliliğini bir kez daha göstermesi açısından oldukça önemlidir.

Bu bölümde, modelin geçerliliğinin sağlanması için, geliştirilen hidrodinamik model sonuçlarının; farklı ölçekli yataklar kullanılarak yapılmış ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle (Bader ve diğ., 1988, Issangya ve diğ., 2001, Luo, 1987, Malcus ve Pugsley, 2001, Miller ve Gidaspow, 1992, Parssinen ve Zhu, 2001, Pugsley ve Berruti, 1996, Qi ve Farag, 1993, Zhang ve diğ., 2001, Zheng ve diğ., 2001) karşılaştırılması yapılmıştır. Geliştirilen modelin, deneysel verilerin elde edildiği sirkülasyonlu akışkan yatakların çalışma şartları ile çalıştırıldığı bu karşılaştırma kapsamında, gaz ve katılar için boşluk oranı ve katı tane hızları dağılımının yatakta radyal yöndeki değişimlerinin farklı yatak yüksekliğindeki sonuçları, basınç kaybının yatak boyunca değişimi ve katı kütle akısının yatak içerisinde radyal yöndeki değişimi deneysel verilerle mukayese edilmiştir.



Şekil 3.18: Katı Tanecik Hızının Zhang ve diğ. (2001)'nin Deneysel Verileri ile Karşılaştırılması.

Model tahminlerinin, farklı ölçekli ve farklı işletme şartlarına sahip yataklarla gerek radyal ve gerekse eksenel yönde göstermiş olduğu uyum, geliştirilen hidrodinamik

modelin geçerliliğini kanıtlamaktadır. Bunun yanı sıra, model tahminlerinin aynı yataklar için farklı işletme şartları ve farklı yatak yüksekliklerinde deneysel verilerle göstermiş olduğu uyum ise modelin esnekliğini çok net bir şekilde ortaya koymuştur.

3.2 Sirkülasyonlu Akışkan Yataklarda Yanma ve Emisyonların Modellenmesi

Ülkemizde, gün geçtikçe artan sanayileşme, gelir seviyesinin yükselmesi ve hızlı nüfus artışına paralel olarak artan enerji tüketimi, yerli kaynaklarımızın rasyonel olarak değerlendirilmesinin önemini tekrar gündeme getirmiştir. Yerli kaynaklarımız arasında, taşkömürü ve linyit rezervlerinin oldukça önemli bir yere sahip olduğu Bölüm 1’de belirtilmişti. Bununla beraber, linyitlerimizin yüksek oranda kül ve kükürt ihtiva etmesi, enerjinin ve çevrenin korunması açısından, düşük kaliteli kömürleri yüksek verimle yakabilen, ayrıca emisyonları -özellikle SO₂ ve NO_x emisyonlarını- azaltarak, yanma sonrası baca temizleme (sıyırma) maliyetini düşüren yakma teknolojilerini cazip hale getirmektedir.

Yakma sistemlerinden kaynaklanan ve ekolojik dengeyi kötü yönde etkileyen başlıca kirletici gazlar SO₂, NO_x ve sera etkisi yaratan CO₂, CH₄ ve CHC gazlardır. Yakma sistemlerindeki yanma SO₂ ve NO_x emisyonlarının temel kaynağıdır. Oluşumları ve yapıları CO’ye benzemekle beraber C_mH_n’ler atmosferdeki yapıları ile zehirli olmamakla beraber, güneş ışığı altında NO_x’ler ile reaksiyona girerek karmaşık yapıdaki ikincil kirleticilerin oluşumuna neden olmaktadır. Bu fotokimyasal oksitleyiciler ise sis biçimindeki hava kirliliğinin temel bileşenidir. Renksiz NO, kahverengimsi yapıdaki NO₂’ye dönüşebilir. Bu yapı morötesi radyasyonu emer ve sırasıyla NO’e, atomik oksijene ve ozona dönüşür. Ayrıca SO_x gibi bazı gaz emisyonlar nem ile karmaşık kimyasal reaksiyonlara girerek, güneş ışığı tarafından katalize edilerek asit oluşumuna neden olmakta, bu asitler de yeryüzüne asit yağmurları olarak inmektedir. CO₂, CH₄ ve CHC gibi gazlar ise yeryüzüne düşen güneş ışınlarının atmosfer dışına yansması sırasında atmosferde daha fazla emilerek atmosfer sıcaklığının artmasına sebep olmaktadır. Mevcut haliyle, enerji kökenli hava kirliliğinin sorumlusu yalnızca yakıt kalitesinin düşüklüğü değildir. Günümüzde kullanılan klasik yakma sistemleri belli standart yakıt özelliklerine (ısı değeri, nem, yanıcı uçucular, taşınabilirlik, depolanabilirlik, yanma davranışı v.b.) göre tasarlandığından, sadece bu kapsamda etkin olabilmektedir. Düşük kaliteli

yakıtlardan standart yakıt oluşturulması teknolojik ve ekonomik açıdan genelde mümkün olmadığından, bu yakıtları uygun biçimde yakabilecek yakma teknolojileri geliştirilmesi gün geçtikçe önem kazanmaktadır. Bu nedenle, yanmadan kaynaklanan çevre kirleticisi emisyonların, ilgili yönetmeliklerde öngörülen sınır değerlerinin altında tutulduğu temiz yakma teknolojileri içinde önemli bir yere sahip olan akışkan yatakların, ülkemiz enerji tüketimine en ciddi cevaplardan biri olacağı açıkça görülmektedir. Çevre dostu olan bu teknolojinin ülkemiz linyitlerine adaptasyonu, öz kaynak linyitlerin çevre sorunu yaratmaksızın değerlendirilmesini sağlayacaktır.

Sirkülasyonlu akışkan yatağın büyük bir bölümü, yakıt olarak yanmaya katılmayan ve genellikle kum, kül ve kireçtaşıdan oluşan yatak malzemesinden oluşmaktadır. Yatak malzemesi kömürün gazlaşma (kurutma, uçuculaştırma, kok gazlaşması) ve tutuşma ısısının sağlanmasında büyük bir ısı deposu işlevi görmesine sebep olmaktadır. Dağıtıcı elekten verilen yakma havası (birincil hava) ve yatak kaldırma kuvveti etkisi ile yatak taneciklerinin ağırlıkları dengelenir, yerçekiminin etkisi ortadan kaldırılarak tanecikler kararsız ve türbülanslı bir davranışa zorlanır. Kömür oranının %1-5, davranış biçiminin ise kararsız ve türbülanslı olması, bununla beraber taneciklerin siklon gibi bir katı ayırıcı ile tekrar yatağa gönderilerek devridaiminin sağlanması, akışkan yatağa yapısal olarak; kömür taneciğini yatakta tutma ve yatağı terk etmesini geciktirme özelliği kazandırır. Bu nedenle sirkülasyonlu akışkan yatak, uygun bir yakma ortamıdır. Akışkan yataklarda NO_x emisyonları; giriş havasının ve yanmanın kontrolü ile azaltılabilmektedir. Yatak sıcaklığı, 800-900°C aralığında olup diğer kazan tiplerine göre daha düşüktür. Bu nedenle yakma havası içerisindeki azotun oksitlenmesinden kaynaklanan NO_x oluşumu daha azdır. Ayrıca yatağa eklenen kireçtaşı (CaCO_3) veya dolomit ($\text{CaCO}_3.\text{MgCO}_3$) gibi bir indirgeyici yardımıyla kükürtdioksit emisyonları tutulabilir. Bu şekilde kükürtdioksit emisyonlarının %95 oranına kadar azaltılması sağlanmıştır. İndirgeyici maddelerin kalsine olması sonucu oluşan CaO , baca gazındaki kükürtdioksit ile reaksiyona girerek CaSO_4 oluşturur. Böylece yüksek kükürt içeriğine sahip kömürler herhangi bir kükürtdioksit arıtma sistemi kurulmasını gerektirmeksizin temiz bir şekilde yakılabilmektedir.

Ülkemizde uygun teknik ve yasal düzenlemelerle hava kirliliği, çevre sağlığı yönünden zararsız sınırlar içinde tutulmaya çalışılmaktadır. Çevre yasalarının son yıllarda getirdiği zorunlu emisyon değerlerinin, mevcut yakma sistemleriyle

karşılanması mümkün olmamaktadır. Çevre yasaları, yerli kaynaklarımızın düşük kaliteli olması, yatırım maliyetleri gibi faktörlerden dolayı akışkan yataklı yakıcı uygulamalarının öneminin gittikçe artacağı açıkça görülmektedir.

Literatürde sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda yanma ile ilgili pek çok deneysel ve model çalışmaları mevcuttur. Bu çalışmalar Basu (1999) ve Aoki ve diğ. (2001) gibi araştırmacılar tarafından yapılan geniş gözden geçirme çalışmaları ile özetlenmektedir. Arena ve diğ. (1991) paket yatak olarak modelledikleri sirkülasyonlu akışkan yatağı dört kompartımana ayırmıştır. Bu kompartımanlardan üçü yatağı, dördüncüsü ise siklon ve geri dönüş kısmını karakterize etmek için kullanılmıştır. Deneysel tecrübelerine dayanarak, siklon ve geri dönüş kısmında taneciklerin kalış sürelerinin çok kısa olması ve ortamda yeterli oksijen bulunmaması nedeniyle yanmanın sadece yatak içerisinde göz önüne alınmasının yeterli olacağı belirtmişlerdir. Adanez ve diğ. (1995) sirkülasyonlu akışkan yataklarda kömür yanması için geliştirdikleri matematik modelde yatağı; sabit bir boşluk oranına sahip paket yatak olarak dikkate aldıkları alt bölge ve halkasal akış yapısındaki üst bölge olmak üzere iki bölgeye ayırmıştır. Sadece kok yanmasının dikkate alındığı modelde ortalama tane çapının yatak boyunca yanma ile küçülmesi ve yataktaki yanmamış karbon oranı hesap edilmektedir. Muir ve diğ. (1997) geliştirdikleri tek boyutlu dinamik modelde tane sıcaklığının yatak sıcaklığının 100°C üzerinde olduğu kabulünü yapmışlardır. Azot ve kükürt reaksiyonlarını ihmal ettikleri çalışmada ikincil havayı yatak sıcaklığında kabul etmişlerdir. Yatak duvarına gömülü ısı geçiş yüzeylerine olan ısı geçişi dikkate alınırken soğutucu akışkanın türbülanslı akış rejiminde olduğunu kabul etmişlerdir. Huilin ve diğ. (2000) geliştirdikleri modelde uçucuların yanması için gereken zamanın çok kısa olması nedeniyle kömürün uçucularına ayrılması işlemini sadece alt bölgede dikkate almışlar ve alt bölge boyunca üniform değiştiğini kabul etmişlerdir. Alt bölgenin paket yatak olarak dikkate alındığı modelde gaz sıcaklığı da bu bölgede sabit alınmaktadır. Geliştirdikleri modelde üst bölgede kok yanmasının sadece seyrek fazda gerçekleştiğini kabul etmişlerdir. Kükürtdioksit indirgenmesinin kireçtaşı ile gerçekleştiği kabul edilmekte fakat azot oksit oluşumları dikkate alınmamaktadır. Bews ve diğ. (2001) yaptıkları deneysel çalışmada karbon ile oksijen arasındaki reaksiyon kinetiğini, Arrhenius parametrelerini ve reaksiyon derecesini araştırmışlar, küresel forma sahip olmayan grafit taneciklerinin reaksiyonlar sonunda önceki

şekillerini koruduklarını gözlemlemişlerdir. Geliştirdikleri model; baca gazı sıcaklığı, oksijen, karbon monoksit ve karbondioksit konsantrasyonlarının yatak boyunca değişimlerini hesap etmektedir. Gaz sıcaklığının eksenel yönde fazla değişmediğini fakat radyal yöndeki değişiminin katı kütle akısının yatak içerisindeki dağılımına bağlı olduğunu belirtmişlerdir. Hua ve diğ. (2003) geliştirdikleri tek boyutlu modelde, alt yatağı paket yatak olarak dikkate almışlardır. Tane çapının sabit kalmadığı büzülen tanecik modelinin kullanıldığı modelde, eksenel ve radyal yönde tane çap dağılımlarının değişimini; parçalanma, ufalanma ve yanmayı gözönüne alarak incelemiştir. Geliştirdikleri modelde, yatağa yapılan ikincil hava beslemesini ihmal etmişler, yatak sıcaklığının üniform olduğunu, uçucuların alt bölgede açığa çıktığını ve aniden yandığını, yatakta sadece kömür tanelerinin bulunduğu kabullerini yapmışlardır. Modellerinde seyrek faz ve yoğun faz, kendi bünyelerinde birer bütün olarak ele alınmakta ve bu bölgelerdeki tane çaplarının ortalama değerleri tahmin edilmektedir. Wang ve diğ. (2003) geliştirdikleri iki boyutlu modelde, diğer araştırmacılar gibi alt yatağı paket yatak olarak dikkate almış, kükürt ve azot reaksiyonlarını dikkate almamışlardır. Tane çap dağılımının radyal ve eksenel yöndeki değişimlerini hesap ettikleri çalışmada yüksek oranda kül içeren kömür tanecikleri için tanecik çapının değiştiği büzülen tanecik modelini, kül oranı düşük olan kömür tanecikleri için ise tanecik çapının değişmediği büzülen tanecik modelini kullanmışlardır. Zhou ve diğ. (2006), yaptıkları teorik çalışmada sirkülasyonlu akışkan yataklarda kok taneciklerinin yatak içerisindeki kümeleşmelerini inceledikleri çalışmada alt yatağı paket yatak olarak dikkate almışlardır.

Basu ve Subbarano (1986) yaptıkları deneysel çalışma sonucunda kok yanma hızının, türbülanslı akışkan yataklarda kabarcıklı akışkanlı yataklardan çok daha yüksek olduğunu rapor etmişlerdir. Bu durum türbülans nedeniyle katıların yatak içerisinde çok daha iyi dağılmalarından kaynaklanmaktadır. Amand ve Leckner (1994) kok, bitümlü kömür ve odun kullandıkları deneysel çalışmalarında yatağa çeşitli noktalardan verilen NO_2 ile yataktaki NO_2 indirgemesini incelemiştir. Brereton ve diğ. (1991) yüksek kükürt içerikli Doğu Kanada kömürlerinin sirkülasyonlu yatakta yanmasını incelemiş ve işletme şartlarında kazan yanma ve emisyon davranışına etkilerini belirlemeye yönelik deneysel çalışmalar yapmışlardır. Farklı katı yakıtların; antrasit, bitümlü kömür, linyit ve petrokokun NO_x emisyon oluşumunu araştırmış,

eksenel ve radyal yönlerde O₂, CO, CH₄ ve NO_x gaz konsantrasyonları profillerini çıkarmışlardır.

Emisyonlar ile ilgili yapılan çalışmalar incelendiğinde; azot oksit emisyonlarının karbon veya kok ile reaksiyonları sonucunda indirgenmesinin ve kükürtdioksidin kireçtaşı ile tutulmasının, yanma sistemlerinin temel ilgi alanlarından olduğu görülmektedir. Literatürde bu konu üzerinde yapılmış geniş gözden geçirme çalışmaları mevcuttur (Aarna ve Suuberg, 1997, Li ve diğ., 1998, Aoki ve diğ. 2001). Liu ve diğ. (2005) yaptıkları çalışmada sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda farklı kömür türlerinin N₂O ve NO_x oluşumu üzerindeki etkilerini incelemişlerdir. Aarna ve Suuberg, (1999) yaptıkları çalışmada NO-karbon reaksiyonunda karbonmonoksidin rolünü farklı karbon türleri (kok, grafit) için incelemiştir. Kilpinen ve diğ. (2002), akışkan yataklı yanma şartlarında bitümlü kömür koku ve azotun NO, N₂O ve N₂'ye oksidasyonları için reaksiyon hız sabitlerinin tespitini tek tanecik modeli ile yapmış oldukları deneysel veriler ışığında incelemişlerdir. Çalışmada oksidasyon esnasında, tanecik çapının sabit kalmadığı büzülen tanecik modeli kabulü kullanılmıştır. Lyngfelt ve Leckner (1999) sirkülasyonlu akışkan yataklarda kükürt tutulması ile ilgili geniş bir gözden geçirme çalışması yapmıştır. Fernandez ve diğ. (2000) yaptıkları deneysel çalışmada kükürtdioksit tutucu olarak kireçtaşı kullanılan bir sirkülasyonlu akışkan yatakta kükürtdioksit ve diğer mevcut kükürt bileşenlerinin konsantrasyonlarını yatak boyunca ölçmüşlerdir. Adanez ve diğ. (2001), 0,2 m çapında ve 6,5 m yüksekliğindeki pilot ölçekli yatakta yanma kinetiğini ve kükürt indirgemelerini türbülanslı rejimde deneysel olarak incelemiştir. Ca/S oranı ve yatak işletme hızının kükürtdioksit indirgemesi üzerine etkilerini araştırdıkları çalışmalarında kireçtaşının sülfasyon reaksiyon kinetiği, sorbent reaktivitesine göre belirlenmektedir. Abe ve diğ. (2001), basınçlı bir sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı için yaptıkları deneysel çalışmada yatak içerisindeki kükürtdioksidin kireçtaşı ile tutulması reaksiyonun yüksek CO₂ basıncında oldukça yavaş olduğunu belirtmişlerdir. Zhao ve diğ. (2006), sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı için yaptıkları deneysel çalışmada yatak içerisindeki kükürtdioksit ve azot oksitlerin tutulmasında kullanılan sorbentlerin aktivitelerini incelemiştir.

Akışkan yatağın yanma ve emisyon davranışı doğrudan yatak akışkanlaşma özelliği ile ilgili olup yatak hidrodinamiğine bağlıdır. İyi dizayn edilmiş bir sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı; kömürün yüksek bir verimle yakılması ve baca gazı

emisyonlarının kabul edilebilir seviyelerde tutulmasına olanak sağlar. Buradan hareketle bu bölümde, Bölüm 3.1’de sirkülasyonlu akışkan yataklar için geliştirilen ve farklı ölçekli yataklar kullanılarak, farklı işletme şartlarında yapılan ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle (Bader ve diğ., 1988, Issangya ve diğ., 2001, Luo, 1987, Malcus ve Pugsley, 2001, Miller ve Gidaspow, 1992, Parssinen ve Zhu, 2001, Pugsley ve Berruti, 1996, Qi ve Farag, 1993, Zhang ve diğ., 2001, Zheng ve diğ., 2001) karşılaştırılarak geçerliliği kanıtlanan hidrodinamik modele, yanma reaksiyonları eklenerek sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcının modellenmesi tamamlanmış ve sıcak yataklar için de uygulanabilecek zamana bağlı iki boyutlu model hazırlanmıştır.

Modelde; yatağa beslenen kömür taneciklerinin yatak içerisinde ani sıcaklık değişimi ile parçalanması (fragmentation), kömürün uçucularına ayrılması, yanma kinetiği, sirkülasyonlu akışkan yataklarda kömür yanması, emisyonların oluşum reaksiyonları ve emisyonların indirgenmesi kinetik model alt başlığı çerçevesinde, yanma sonu açığa çıkan enerjinin ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktararak kullanılmasını sağlayan ısı geçiş mekanizması ise sirkülasyonlu akışkan yataklarda ısı geçişi alt başlığı çerçevesinde ele alınmıştır.

3.2.1 Kinetik Model

Leckner ve diğ. (1993) ve Montat ve diğ. (1996)’nın çalışmaları, alt bölgedeki kömürün yanması, taneciklerin karışımı ve ısı geçişinin, sirkülasyonlu akışkan yatakların performansı üzerinde etkin olduğunu ortaya koymuştur. Modelde türbülanslı akış rejiminde olan kabarcıklı akışkan yatak olarak ele alınan ve ayrılmış akış modeline göre modellenen alt bölgenin hidrodinamiği ile ilgili yapılan kabuller Bölüm 3.1.1’de verilmişti. Halkasal akış yapısındaki üst bölgenin hidrodinamiği ile ilgili yapılan kabuller de Bölüm 3.1.2’de mevcuttur.

Modelde, uçucu maddelerin alt bölgede, yoğun fazda 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. Kok içindeki azot ve kükürt ise kok yanması esnasında SO₂ ve NO’ya kadar indirgenmektedir. Modelde SO₂’nin kireçtaşı ile tutulduğu ve NO indirgenmesinin de kok ile gerçekleştiği kabul edilmektedir.

Sirkülasyonlu akışkan yataklarda, yatak içerisindeki reaksiyonlar gaz-katı ve gaz-gaz reaksiyonları olarak iki ana gruba ayrılmaktadır. Gaz-katı reaksiyonlarının modellenmesinde katı taneciği etrafındaki adımlar:

- Gaz reaktantın taneciğin etrafındaki gaz filminden tanecik yüzeyine difüzyonla geçmesi,
- Gaz reaktantın katı ile reaksiyona girmesi,
- Yanma ürünü gazların difüzyonla tanecik etrafındaki film tabakasından geçerek ana gaz akımına ulaşması,
- Yanma ürünü gazların reaktantlarla difüzyon adımları esnasında reaksiyona girmesi,

olarak ele alınmıştır. Yatak içerisinde gözönüne alınan gaz-katı reaksiyonlarının reaksiyon hızları, difüzyon ve kimyasal reaksiyon hızları gözönüne alınarak bulunmuştur. Reaksiyonlarda taneciklerin küresel oldukları kabul edilmiş, reaktantın difüzyon hızı ve katı ile reaksiyon hızının hesabında, reaktantın tanecik içinde ve etrafında aynı konsantrasyonda olduğu kabulüne göre yapılmıştır.

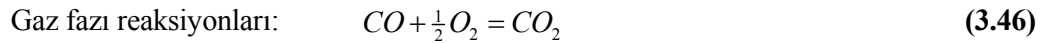
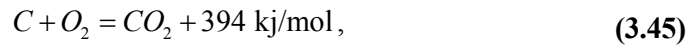
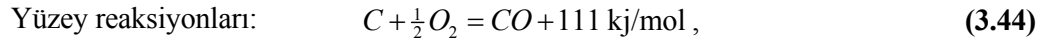
Gaz reaktantın difüzyonu kimyasal reaksiyon hızında oluyorsa, katı reaktant üniform şekilde reaksiyona girecektir. Buna üniform reaksiyon model denir. Difüzyon yavaş olduğunda, reaksiyon bölgesi –dış yüzeyden parçacık içine doğru ilerleyen- ince bir katmanla sınırlandırılır (kok taneciğinin yanmasında, tanecik yüzeyinde kül tabakasının oluşması). Reaksiyon boyunca kül tabakasının tanecik yüzeyinden ayrılmaması durumunda bu modele, tanecik çapının değişmediği büzülen tanecik modeli, eğer kül tabakası oluştukça tanecik yüzeyinden yatak malzemesine karışıyor, bu modele de tanecik çapının sabit kalmadığı büzülen tanecik modeli denmektedir (Levenspiel, 1984). Modelde kok yanması esnasında kok taneciği için tanecik çapının sabit kalmadığı büzülen tanecik modeli kabul edilmiştir. Modelde gaz-katı reaksiyonları; reaktant gaza göre birinci dereceden ve tersinmezdir.

Akışkan yataklarda gözönüne alınan gaz-katı reaksiyonları içinde en etkin olanlarından biri kokun oksijenle reaksiyonudur. Kömürün yanması; kömürün kurutulması, uçucularına ayrılması ve bunu takiben uçucu ve kokun yanması şeklinde olmaktadır.

Yatak içine beslenen kömür, uçucularına ayrıldıktan sonra geriye gözenekli yapıda kok kalır. Basu (1999), kok yanması ile ilgili olarak literatürde Ross ve Davidson (1982) tarafından tanımlanmış üç yanma mekanizmasından bahsetmektedir;

Model I: Yanma havası oksijeni difüzyonla karbon yüzeyine ulaşır ve karbonu, karbon monoksit indirger. CO, kok yüzeyine çok yakın bir gaz fazı reaksiyonu ile yine yanma havası oksijeni ile karbondioksit indirgenir. CO₂'in birinci yanma ürünü olarak karşımıza çıktığı bu model, büyük kok tanecikleri ($d_p > 1$ mm) veya yüksek sıcaklıklarda (900-1300°C) düşük Reynolds sayısına sahip akışlarda baskın olmaktadır.

Model II: Yanma havası oksijeni difüzyonla karbon yüzeyine ulaşır ve karbon yüzeyinde; hem CO, hem de CO₂ oluşmasına sebep olur. CO ve CO₂ difüzyonla karbon yüzeyinden uzaklaşır. CO burada yataktaki gazlar bünyesindeki oksijenle reaksiyona girerek CO₂'e dönüşür. Basu ve diğ. (1975) tarafından yapılan deneyler, CO ve CO₂'in birinci yanma ürünü olduğunu ortaya koymuştur. Bununla beraber Basu (1977), tanecik boyutunun küçük olduğu ve sıcaklığın düşük olduğu durumlarda CO'nin yanmadan yatak içerisindeki gaz akımına karışabileceğini belirtmiştir. Bu modeldeki yüzey ve gaz fazı reaksiyonları aşağıdaki gibidir:



Model III: Bu modelde CO karbon yüzeyinde yeterli oksijenin bulunmaması nedeniyle CO₂'e kadar indirgenemez. Karbon yüzeyinden uzakta karbonu çevreleyen yatak gazları içerisindeki oksijenle reaksiyona girerek CO₂'e indirgenir. Oluşan CO₂'in bir kısmı difüzyonla tekrar karbon yüzeyine ulaşır CO'e indirgenir. Bununla beraber Ross ve diğ. (1981) ve Basu ve diğ. (1975) gibi araştırmacılar, akışkan yatak içerisinde karbon konsantrasyonunun çok düşük olması ve CO'nin oksidasyon hızının yavaş olması sebebiyle CO₂'in karbon yüzeyinde CO'e indirgenmesi hipotezine karşı çıkmıştır. Bu modeldeki yüzey ve gaz fazı reaksiyonları aşağıdaki gibidir:

$$\text{Yüzey reaksiyonları: } C + \frac{1}{2} O_2 = CO + 111 \text{ kJ/mol,} \quad (3.47)$$

$$C + CO_2 = 2CO - 172 \text{ kJ/mol,} \quad (3.48)$$

$$\text{Gaz fazı reaksiyonları: } CO + \frac{1}{2} O_2 = CO_2 \quad (3.49)$$

Yine Gharebaagh ve diğ. (1998), sirkülasyonlu akışkan yataklarda yanan kok taneciklerinin sıcaklıklarının yeteri kadar yüksek olmaması nedeniyle Denklem 3.48 ile verilen C-CO₂ reaksiyonunun Denklem 3.47 ve 3.49 ile verilen diğer iki reaksiyona göre oldukça yavaş olduğunu ve ihmal edilebileceğini belirtmiştir.

Basu (1999) kok taneciğinin ortamdaki oksijenle yanmasında, yukarıda bahsedilen her üç model için aşağıdaki reaksiyonun kullanılabileceğini belirtmiştir:

$$C + \frac{1}{\Phi} O_2 \rightarrow \left(2 - \frac{2}{\Phi}\right) CO + \left(\frac{2}{\Phi} - 1\right) CO_2 \quad (3.50)$$

Kok taneciği, tanecik çapı ve ortam sıcaklığına bağlı olarak CO₂'ye veya CO'ya indirgenir. Denklemde Φ ; mekanizma faktörüdür ve 1 değeri için CO₂, 2 değeri için CO oluşur. Küçük çaplı taneciklerde yanma ile oluşan CO, hızlı kütle geçişi nedeniyle difüzyonla tanecik dışına çıkar ve burada yanarak CO₂ meydana gelir. Büyük çaplı taneciklerde ise kütle geçişi yavaş olduğundan CO, taneciğin sınır tabakası içinde yanar ve oluşan CO₂ difüzyonla tanecik dışına çıkar. Bu farklılık modele Φ mekanizma faktörü ile uyarlanmıştır. Mekanizma faktörü Φ , kok tanecik çapı ve yatak sıcaklığının bir fonksiyonu olup, tane çapı d_c ve CO/CO₂ oranı p cinsinden:

$$\Phi = \frac{2p+2}{p+2} \quad d_c \leq 0.005 \text{ cm} \quad (3.51)$$

$$\Phi = \frac{(2p+2) - \frac{p(d_c - 0.005)}{0.095}}{p+2} \quad 0.005 \text{ cm} < d_c < 0.1 \text{ cm} \quad (3.52)$$

$$\Phi = 1 \quad d_c \geq 0.1 \text{ cm} \quad (3.53)$$

olarak modelde kullanılmıştır. Tanecik yüzeyindeki CO/CO₂ oranı p , tane yüzey sıcaklığına bağlı olup Arthur ve Phillips (1951)'in çalışmasında yararlanılarak:

$$p = 2500 \exp\left(\frac{-5.19 \cdot 10^7}{R_u \cdot T_p}\right) \quad (3.54)$$

olarak ifade edilmektedir.

Yanma boyunca kok taneciği ve çevresi arasında, gazlaşma ve yanma reaksiyonlarının oluşumunu sağlayan difüzyon kütle geçişi vardır. Kömür gözeneklerinin açık olduğu 750°C'nin altındaki sıcaklıklarda, yanma havası oksijeni, kok gözeneklerine oldukça hızlı bir şekilde girer ve kok dokusunda, yüzey dışındaki konsantrasyona eşit miktarda oksijen konsantrasyonu bulunur. Bu durumda kok gözenek duvarında, karbon-oksijen arasındaki kimyasal reaksiyon hızı yanma hızını belirler. Bu yanma şekline kinetik yanma denir. Yanma sırasında kok taneciğinin sıcaklığı 750°C'nin üzerine çıkarsa, kok içine doğru oksijen konsantrasyonu azalır, dönüşüm mekanizması sınır tabakasına kayar. Bu sıcaklık bölgesinde yanma hızı, gözenek difüzyonu ve oksijen sağlama hızına bağlıdır, diğer bir ifadeyle; oksijenin difüzyon hızına bağlıdır. Bu yanma şekline de difüzyon yanması denir. 900°C'nin üzerindeki sıcaklıklarda, oksijen kömür gözeneklerine ulaşamaz ve yanma, kok taneciğini çevreleyen sınır tabakasında meydana gelir. Yanma hızı, sınır tabakası oksijen difüzyon hızı tarafından sınırlandırılır. Bu yanma şekline de; sınır tabaka difüzyon yanması veya dış yüzey yanması denir.

Kok taneciğinin yanma hızı, k_c toplam reaksiyon hız sabiti olmak üzere:

$$r_c = \pi d_c^2 k_c C_{O_2} \quad (3.55)$$

şeklinde yazılabilir. Burada πd_c^2 ; kok taneciği reaksiyon yüzey alanı, C_{O_2} ; oksijenin tanecik etrafındaki konsantrasyonudur. Küçük çaplı tanecikler için oksijenin kok yüzeyine difüzyonu, büyük çaplı taneciklere göre daha hızlıdır. Bu nedenle yüksek sıcaklıklarda ve büyük taneciklerde difüzyon hız sabiti, düşük sıcaklıklarda kimyasal reaksiyon hız sabiti etkindir. Bu etkileri gözönüne alacak şekilde toplam reaksiyon hız sabiti;

$$k_c = \frac{R_u T_m / M_c}{\frac{1}{k_{cr}} + \frac{1}{k_{cd}}} \quad (3.56)$$

şeklinde yazılabilir. Burada T_m kok taneciği etrafındaki gaz film sıcaklığıdır. k_{cr} ve k_{cd} sırasıyla kimyasal reaksiyon sabiti ve difüzyon hız sabitleridir. Kinetik reaksiyon sabiti Arrhenius formunda olup,

$$k_{cr} = A' \exp(-E/R_u \cdot T_p) \quad \text{kg/m}^2\text{s (kPa)}^n \quad (3.57)$$

şeklinde yazılabilir. Burada A' frekans faktörü, E aktivasyon enerjisi, R_u universal gaz sabiti ve T_p ise tanecik mutlak sıcaklığıdır. Bu değerler deneysel olarak bulunabilmekte ve kömür tipine göre değişiklik göstermektedir. Hoy ve Gill (1988) reaksiyon derecesinin bir olduğu durumda kömür tipleri için genel olarak frekans faktörü ve aktivasyon enerjisinin sırasıyla $8 \text{ kg/m}^2\text{s (kPa)}^n$ ve 90000 kJ/kmol ortalama değerlerine sahip olduklarını ifade etmiştir. Kinetik reaksiyon hızı kömür tipine bağlı olduğundan, literatürde kinetik reaksiyon hızı için pek çok ifadeyle karşılaşmak mümkündür. Wu ve Basu (1993) türbülanslı akışkan yataklarda bitümlü kömür için yaptıkları çalışmada kinetik reaksiyon sabitini tane sıcaklığının 1000°C 'nin üzerinde olduğu haller için;

$$k_{cr} = 0.0117 \cdot \exp\left(\frac{-23772.585}{R_u \cdot T_p}\right) \quad (3.58)$$

olarak ifade etmiştir. Tane çapının $100 \mu\text{m}$ 'den küçük olduğu ve yatak sıcaklığının 850°C 'de tutulduğu sirkülasyonlu akışkan yatak yanma şartlarında ise kinetik reaksiyon sabiti Basu ve Yan (1993) tarafından aşağıdaki gibi ifade edilmektedir;

$$k_{cr} = 1.006 \cdot \exp\left(\frac{-59344.155}{R_u \cdot T_p}\right) \quad (3.59)$$

Huilin ve diğ. (1998, 2000) ise sirkülasyonlu akışkan yataklar için geliştirdikleri modellerde kinetik reaksiyon sabitini gaz sıcaklığı cinsinden;

$$k_{cr} = 0.667 \cdot \exp\left(\frac{-16000}{R_g \cdot T_g}\right) \quad (3.60)$$

olarak dikkate almışlardır. Modelde kinetik reaksiyon hızı için Field ve diğ. (1967) tarafından verilen aşağıdaki ifade kullanılmıştır:

$$k_{cr} = 8710 \cdot \exp\left(\frac{-1.4947 \cdot 10^8}{R_u \cdot T_p}\right) \quad (3.61)$$

Kinetik reaksiyon sabiti akışkanlaşma rejimine bağlı olmamakla beraber oksijenin difüzyon hızı akışkanlaşma rejimine bağlıdır. Difüzyon hız sabiti k_{cd} ,

$$k_{cd} = \frac{12 \cdot Sh \cdot \Phi \cdot D_g}{d_c \cdot R_g \cdot T_m} \quad (3.62)$$

şeklinde ifade edilmektedir. Difüzyon hız sabiti, akışkanlaşma rejiminin bir göstergesi olan Sherwood sayısı ile karakterize edilmektedir. Ross ve diğ. (1981) Sherwood sayısının kabarcıklı bir akışkan yatakta, durgun hava akışına göre daha yüksek olduğunu belirtmiştir. Türbülanslı bir akışkan yatakta, özellikle yatağın alt bölgesinde iri kömür tanecikleri için Sherwood sayısı biraz daha büyük olmakta ve Basu ve Subbarano (1986)'nın deneysel çalışmasında aşağıdaki gibi verilmektedir;

$$Sh = 2 + 0.6(Re_T)^{0.5} Sc^{0.33} \quad (3.63)$$

burada Re_T , kok taneciği terminal hızına göre ifade edilmektedir. Sc ise Schmidt sayısıdır. Hızlı akışkan yataklarda Sherwood sayısı gaz-katı kayma hızına bağlıdır ve Basu ve Halder (1989)'in deneysel çalışmalarından;

$$Sh = \frac{k_g d_p}{D_g} = 2\varepsilon + 0.69 \left[\frac{(u-v)d_p}{\varepsilon \cdot \gamma_g} \right]^{1/2} \cdot Sc^{0.33} \quad (3.64)$$

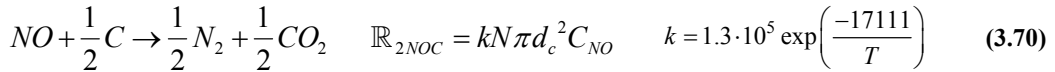
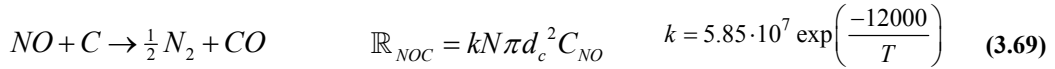
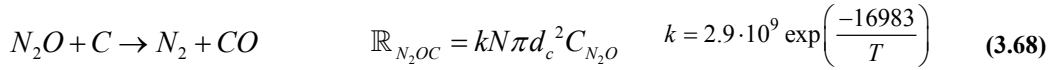
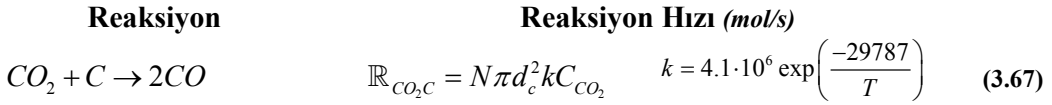
şeklinde ifade edilmektedir. Burada ε , yatak boşluk oranı, u ve v sırasıyla gaz ve kok tane hızları, d_p ; tane çapı ve γ_g ; gazın dinamik viskozitesidir. Chakraborty ve Howard (1981), Muir ve diğ. (1997), Adanez ve diğ. (2001) ve Hua ve diğ. (2003) gibi araştırmacılar, bu ifadenin aşağıdaki gibi de alınabileceğini belirtmiştir;

$$Sh = \frac{k_g d_p}{D_g} = 2\varepsilon + 0.69 \cdot \left(\frac{Re_p}{\varepsilon} \right)^{1/2} \cdot Sc^{0.33} \quad (3.65)$$

burada Re_p , tanecik hızına göre yazılan Reynolds sayısı olup, modelde Sherwood sayısı için bu ifade kullanılmıştır.

$$Re_p = \frac{d_p \rho_g (u - v)}{\mu} \quad (3.66)$$

Yatak içinde meydana gelen ve modelde gözönüne alınan diğer gaz-katı reaksiyonları ve reaksiyon hızları aşağıda verilmektedir (Feng ve diğ., 1996, Ducarne ve diğ., 1998, Kilpinen ve diğ., 2002);



Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda yakıt taneciklerinin parçalanması (fragmentation) birincil parçalanma ve ikincil parçalanma olmak üzere ikiye ayrılır. DeneySEL çalışmalar, kömür taneciklerinin yatak içerisine girdikten sonra, birkaç saniye içerisinde ani sıcaklık değişimi ve kömürün uçucularına ayrılmasından kaynaklanan gerilmeler nedeniyle parçalanarak ufalandığını göstermiştir (Chirone ve diğ., 1985, Bellgardt ve diğ., 1987, Hannes ve diğ., 1995, Hua ve diğ., 2003, Wang ve diğ., 2003). Buna birincil parçalanma denmektedir. Chirone ve diğ. (1985), büyük taneciklerin, çok küçük çaplı taneciklere göre parçalanmaya hassas olmaları nedeniyle, birincil parçalanmanın yatağın sadece alt bölgesinde dikkate alınması gerektiğini, bunun sebebinin de üst bölgedeki tanecik boyutlarının alt bölge ile kıyaslandığında çok küçük olmalarından kaynaklandığını belirtmiştir. Bu nedenle yatağın üst bölgesinde parçalanma dikkate alınmamaktadır. Bellgardt ve diğ. (1987)

kömürün parçalanarak ufalanması için literatürde genel bir kabul gören aşağıdaki bağıntıyı önermiştir;

$$\phi_{yeni}(d_{p,yeni}) = \phi_{ilk}(d_{p,yeni} \cdot k_f^{-1/3}) \cdot k_f^{1/3} \quad (3.71)$$

burada $\phi_{ilk}[d_{p,yeni}]$; parçalanmadan önce tane dağılımını, $\phi_{yeni}[d_{p,yeni}]$; parçalanmadan sonra tane dağılımını ve k_f parçalanma katsayısını göstermektedir.

Bellgardt ve diğ. (1987), k_f parçalanma katsayısının kabarcıklı akışkan yataklarda 1 ile 2 arasında bir değer alabileceğini önermiştir. Modelde parçalanma katsayısı 1 olarak dikkate alınmıştır. Daha yüksek işletme hızlarında çalışan sirkülasyonlu akışkan yataklarda parçalanma, kimyasal reaksiyonlar üzerinde kabarcıklı akışkan yataklardan çok daha etkin rol oynamaktadır.

İkincil parçalanma ise, kokun yanmasından dolayı boyutunun küçülmesi ile açıklanabilir. Kokun yanma modelinde, tanelerin küçülen tanecik modeline göre kimyasal ve kinetik kontrollü olarak yandığı, yukarıda da bahsedildiği gibi meydana gelen külün yatak malzemesine karıştığı ve tane çapının giderek küçüldüğü tanecik çapının sabit kalmadığı büzülen tanecik modeli gözönüne alınmıştır. Her d_i çaplı tanenin küçülmesi;

$$d(d_i) = -\frac{d(d_i)}{dr} = \frac{12C_{O_2}}{\rho_c X_k (1/k_c + d_i / ShD_g)} \quad (3.72)$$

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

Modelde kömür tanecikleri yatağa girdikten sonra sırasıyla birincil parçalanma, ufalanma ve ikincil parçalanmaya maruz kalmaktadır. Ufalanma oranı hidrodinamik model kısmında (Bölüm 3.1.3) bahsedildiği gibi göz önüne alınmaktadır.

SO₂ Emisyonu ve İndirgenmesi: Yukarıda da bahsedildiği gibi modelde yatak içerisindeki SO₂, kireçtaşı ile aşağıdaki reaksiyona göre tutulmaktadır. Bu konuda yapılan çalışmalar ve akışkan yataklar içerisindeki kükürt tutma mekanizmaları Dennis ve Hayhurst (1990), Anthony ve Preto (1995) ve Adanez ve diğ. (2001) tarafından oldukça iyi bir şekilde özetlenmiştir. Kömür yandığında bünyesindeki kükürt öncelikle SO₂ olarak oksitlenir.



SO₂ oluşumu, yatakta eksenel ve radyal yöndeki O₂ konsantrasyon profiline bağlı olan kok yanma oranına bağlıdır. Bununla beraber açığa çıkan kükürdün bir kısmı aşağıdaki reaksiyona göre SO₃'e dönüşebilir.



SO₃ oluşumu, kükürtdioksidin yatak içerisinde kalma süresine, yatak sıcaklığına, hava fazlalık katsayısına bağlı olarak yatak içerisine verilen fazla hava miktarına ve yatak içerisindeki katalitik yüzey miktarına bağlıdır. Bu reaksiyon aynı zamanda yüksek sıcaklık ve basınç altında gerçekleşmekte ve reaksiyonun yavaş ilerlemesi nedeniyle çok az miktarda SO₂, SO₃'e dönüşebilmektedir (Burdett ve diğ. 1983, 1984). Bu nedenle modelde SO₃ oluşumu dikkate alınmamıştır.

Yatak malzemesi içerisindeki kireçtaşı (CaCO₃), endotermik bir reaksiyonla kalsinasyon sonucu CaO'ya dönüşmektedir. Böylelikle yatak içerisindeki zararlı baca emisyonlarından biri olan SO₂, katı atık olarak yataktan atılmaktadır.



CaO, alt bölgede CaCO₃'ün beslendiği yerde açığa çıkmaktadır (Benedetto ve Salatino, 1998, Barletta ve diğ., 2002). Kireçtaşının yukarıdaki reaksiyonla CaO ve karbondioksit dönüşümünde, CO₂ ortaya çıkarken kireçtaşı yapısındaki mevcut gözenekler genişlemekte ve daha geniş bir yüzey alanı oluşmaktadır. CaO, ortamdaki SO₂ ile reaksiyona girmekte ve CaSO₄ oluşmaktadır.



Abe ve diğ. (2001), basınçlı bir sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı için yaptıkları deneysel çalışmada bu reaksiyonun yüksek CO₂ basıncında oldukça yavaş olduğunu belirtmişlerdir.

Bir kireçtaşı tanesinin reaksiyon hızı (Borgwardt, 1970, Adanez ve diğ., 1996, 2001);

$$k_L = \frac{\pi}{6} d_{kt}^3 k_{vL} C_{SO_2} \quad (3.77)$$

burada C_{SO_2} , yanma gazları içindeki SO_2 konsantrasyonudur, k_{vL} toplam hacimsel reaksiyon hız sabitidir ve aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$k_{vL}' = 49 \cdot \exp\left(\frac{-17.5}{R_u \cdot T}\right) \quad (3.78)$$

$$\begin{aligned} S_g &= -384.3 \cdot T + 5.64 \cdot 10^4 & T \leq 1253 \text{ K} \\ S_g &= 35.9 \cdot T - 3.64 \cdot 10^4 & T > 1253 \text{ K} \end{aligned} \quad (3.79)$$

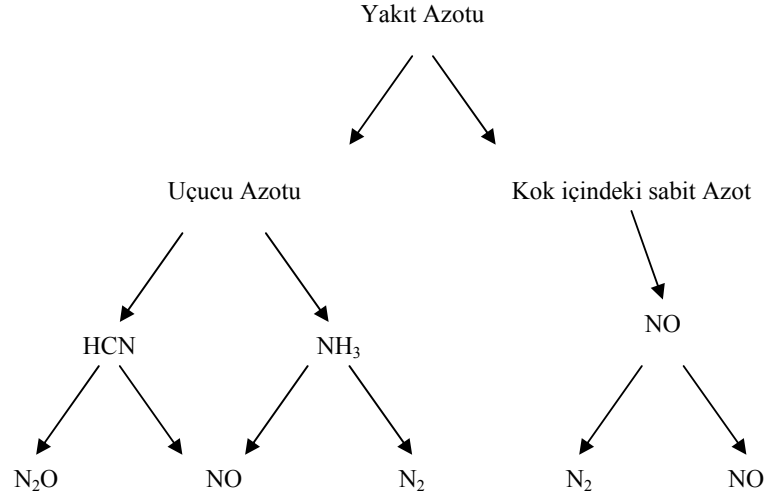
$$k_{vL} = k_{vL}' \cdot S_g \cdot \Gamma_{kt} \quad (3.80)$$

burada Γ_{kt} kireçtaşının reaktivitesi olup, yatak sıcaklığına, tanecik çapına ve kireçtaşının dönüşüm faktörüne bağlıdır. Kireçtaşının reaktivitesi Wen ve Ishida (1973)'nin hücre modeline dayanılarak hesaplanmış ve modelde kullanılmıştır. 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, taneciklerin yatakta kalma süreleri gibi birçok faktöre bağlıdır.

Azot Oksit Emisyonu ve İndirgenmesi: Yukarıda da bahsedildiği gibi, NO_x emisyonları kömür yakma sistemlerinden kaynaklanan önemli bir kirleticidir. NO_x sembolü, NO ve NO_2 gazlarını temsil etmektedir. Diğer bir kirleticisi olan N_2O ise çevreye direkt olarak bir zararı olmamasına karşın ozon tabakasına zarar verir. Modelde yatak içerisinde azot oksit emisyonlarının başlıca kaynağı beslenen kömür bünyesindeki azottur. Kömür içerisindeki azot Şekil 3.19'deki gibi göz önüne alınmıştır. Bu reaksiyonlar ve reaksiyon hızları Tablo 3.6'da verilmiştir.

Yanma işlemindeki NO_x oluşumu, ısı oluşumu ve yakıt azotunun oksidasyonundan meydana gelmektedir. Yüksek ısılarda havanın azotundan NO_x oluşumu çok önemlidir. Düşük ısılarda ise sirkülasyonlu akışkan yataklarda yakıt azotundan kaynaklanan NO_x oluşumu daha baskın olmaktadır (Gharebaagh ve diğ. 1997). Akışkan yataklarda NO_x emisyonları; giriş havasının ve yanmanın kontrolü ile azaltılabilmektedir. Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda yatak sıcaklığı, 800-

900°C aralığında olup diğer kazan tiplerine göre daha düşüktür. Bu nedenle yakma havası içerisindeki azotun oksitlenmesinden kaynaklanan NO_x oluşumu ihmal edilebilir seviyededir.



Şekil 3.19: Kömür Bünyesindeki Azotun Azot Oksit Emisyonlarına Dönüşümü.

Bununla beraber yanan kok taneciklerinin daha yüksek sıcaklıklara sahip olması nedeniyle, bu tanecikler etrafındaki azot ısıl olarak azot okside dönüşmektedir. Modelde yatak içerisindeki azotun bu sebeple ısıl olarak azot okside dönüşmesi dikkate alınmıştır. Bu dönüşüm aşağıdaki reaksiyon hızı ile gerçekleşmektedir (Peters ve Williams, 1987):

$$\mathfrak{R}_{NO} = \frac{d[NO]}{dt} = \beta'' [N_2] [O_2]^{1/2} \exp\left(\frac{-E}{R_u T}\right) \left(\frac{mol}{cm^3 s}\right) \quad (3.81)$$

$$\beta'' = 5.74 \cdot 10^{14} \frac{\left(\frac{cm^3}{mol}\right)^{1/2}}{s} \quad \frac{E}{R_u} = 66900 \text{ K} \quad (3.82)$$

Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda, yakılacak kömür uçucu madde içeriğine bağlı olarak NO_x emisyonunu önlemek amacıyla kademeli yakma uygulanmaktadır. Kademeli yakmada kömür yanmasının yatak boyuna yayılarak istenilen düşük sıcaklık bölgelerinde meydana gelmesi amaçlanmaktadır. Bu amaçla, ikincil hava yatağa; kömür uçucusu düşük kömürde dağıtıcı eleğe yakın bölgeden, uçucusu yüksek kömürde ise daha yukarı bölgeden verilmektedir. Bununla beraber kademeli yakma ile alt bölgede eksik oksijen bulunması, bu bölgede azot oksitlerin karbon ve

CO tarafından indirgenmesine sebep olmaktadır. Tablo 3.6'dan da görülebileceği gibi, modelde yatak içerisindeki azot oksitler, ortamdaki karbon ve CO tarafından indirgenmektedir.

Tablo 3.6: Azot Oksit Reaksiyonları ve Reaksiyon Hızları (Feng ve diğ., 1996, Monat ve Maggio, 1996, Ducarne ve diğ., 1998, Kilpinen ve diğ., 2002).

Reaksiyon	Reaksiyon Hızı	
$HCN + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CNO$	$\mathfrak{R}_{HCN} = kC_{O_2}C_{HCN}$	$k = 2.14 \cdot 10^5 \exp\left(\frac{-10000}{T}\right)$
$CNO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow NO + CO$	$\mathfrak{R}_{CNO-O_2} = kC_{O_2}C_{HCN} \left(\frac{k_1}{k_1 + k_2C_{NO}} \right)$	$\frac{k_2}{k_1} = 1.02 \cdot 10^9 \exp\left(\frac{-25460}{T}\right)$
$CNO + NO \rightarrow N_2O + CO$	$\mathfrak{R}_{CNO-NO} = kC_{O_2}C_{HCN} \left(\frac{k_2C_{NO}}{k_1 + k_2C_{NO}} \right)$	$k = 2.14 \cdot 10^5 \exp\left(\frac{-10000}{T}\right)$
$N_2O + C \rightarrow N_2 + CO$	$\mathbb{R}_{N_2OC} = kN\pi d_c^2 C_{N_2O}$	$k = 2.9 \cdot 10^9 \exp\left(\frac{-16983}{T}\right)$
$N_2O + CO \rightarrow N_2 + CO_2$	$\mathfrak{R}_{N_2O-CO} = kC_{N_2O}C_{CO} \left(\frac{\text{mol}}{\text{cm}^3\text{s}} \right)$	$k = 5.01 \cdot 10^{13} \exp\left(\frac{-4.40 \cdot 10^4}{R_u T}\right)$
$N_2O + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow N_2 + O_2$	$\mathfrak{R}_{N_2O-O_2} = kC_{N_2O}C_{O_2} \left(\frac{\text{mol}}{\text{cm}^3\text{s}} \right)$	$k = 1.00 \cdot 10^{14} \exp\left(\frac{-2.80 \cdot 10^4}{R_u T}\right)$
$NO + C \rightarrow \frac{1}{2}N_2 + CO$	$\mathbb{R}_{NOC} = kN\pi d_c^2 C_{NO}$	$k = 5.85 \cdot 10^7 \exp\left(\frac{-12000}{T}\right)$
$NO + \frac{1}{2}C \rightarrow \frac{1}{2}N_2 + \frac{1}{2}CO_2$	$\mathbb{R}_{2NOC} = kN\pi d_c^2 C_{NO}$	$k = 1.3 \cdot 10^5 \exp\left(\frac{-17111}{T}\right)$
$NO + CO \rightarrow \frac{1}{2}N_2 + CO_2$	Alt bölge için; $\mathfrak{R}_{NOCO} = kC_{NO}C_{CO}$	$k = 9.6 \cdot 10^4 \exp\left(\frac{-10000}{T}\right)$
	Üst bölge için; $\mathfrak{R}_{NOCO} = C' \frac{(k_1C_{NO}(k_2C_{CO} + k_3))}{(k_1C_{NO} + k_2C_{CO} + k_3)}$	$C' = 1.952 \cdot 10^{10} \exp\left(\frac{-19000}{T}\right)$ $k_1 = 0.1826$ $k_2 = 0.00786$ $k_3 = 0.002531$
$NH_3 + \frac{5}{4}O_2 \rightarrow NO + \frac{3}{2}H_2O$	$\mathfrak{R}_{NH_3NO} = kC_{NH_3}C_{O_2}$	$k = 2.73 \cdot 10^{14} \exp\left(\frac{-38160}{T}\right)$
$NH_3 + \frac{3}{4}O_2 \rightarrow \frac{1}{2}N_2 + \frac{3}{2}H_2O$	$\mathfrak{R}_{NH_3N_2} = \frac{kC_{NH_3}C_{O_2}}{C_{O_2} + k'}$	$k = 3.38 \cdot 10^7 \exp\left(\frac{-10000}{T}\right)$ $k' = 0.054$

Uçucu azotundan kaynaklanan NH_3 'ün oksidasyonu çok hızlı olduğu için, neredeyse hepsi alt yatakta NO ve N_2 'ye dönüşmektedir (Ducarne ve diğ., 1998). Tablo 3.6'da NO-CO reaksiyonu için yatağın alt bölgesi ve üst bölgesi için iki ayrı reaksiyon hızı verilmektedir. Bunun sebebi, alt bölgede katı konsantrasyonunun üst bölgedekinden çok daha fazla olması ve NO-CO reaksiyonunda yatak malzemesinin katalizör olması, üst bölgede ise NO-CO reaksiyonu katalizörünün ortamda bulunan karbon olmasıdır (Ducarne ve diğ., 1998).

Modelde, gaz-gaz reaksiyonlarının ana kaynağını, kömürün uçucularının açığa çıkması ve yataktaki oksijene bağlı olarak yanması oluşturur.

Kömürün kimyasal enerjisinin büyük kısmı, kömürün uçucularının ayrılması ile açığa çıkar. Uçucuların ayrılması ile geriye kalan gözenekli yapıdaki kokun yanması ile açığa çıkan kimyasal enerji, uçucuların yanması ile açığa çıkan kimyasal enerjiden daha azdır (Brereton, 1997). Uçucuların açığa çıkma hızları artan sıcaklıkla artış göstermektedir (Agrawal, 1986). Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda uçucuların büyük kısmı yatağın alt bölgesinde açığa çıkmaktadır (Gharebaagh ve diğ., 1997, Huilin ve diğ., 2000, Hua ve diğ., 2003). Modelde uçucu maddelerin alt bölgede, yoğun fazda açığa çıktığı ve yatak içindeki dağılımının katı madde karışımına bağlı olduğu kabul edilmiştir. Kok taneciğinin yatak içerisinde kalış süresi doğrudan taneciğin terminal hızı ile orantılı olmakla beraber (Stenseng ve diğ., 1997), uçucuların açığa çıkma süresi (*kok tane çapı*)ⁿ ile orantılı olup, burada n sabitinin değeri 0,32-1,8 arasında değişmektedir (Pillai, 1981). Bu nedenle kok tane büyüklüğü arttıkça yatakta kalış süresi artmakta, bununla beraber uçucuların açığa çıkma süresi kısalmaktadır.

Yatak sıcaklığı ve kömürün kısa analizi, uçucu maddelerin kütle oranlarının tespitinde yeterli olmaktadır. Modelde kısa analiz ile verilen kömür içerisindeki uçucu madde miktarının yatak sıcaklığındaki değerinin bulunmasında Gregory ve Littlejohn (1965) tarafından önerilen aşağıdaki deneysel bağıntı kullanılmıştır. Bu ifade ile verilen uçucu madde miktarları, Türk linyitlerindeki uçucu madde davranımını da tanımlar niteliktedir (Palmer ve diğ., 2004, Küçük ve diğ., 2003, Çetinkaya ve Yürüm, 2000, Atakül ve Ekinci, 1989):

$$UMT = UM - A - B \quad (3.83)$$

$$A = \exp(26.41 - 3.961 \cdot \ln T + 1.15 \cdot UM) / 100 \quad (3.84)$$

$$B = 0.2 \cdot (UM - 0.109) \quad (3.85)$$

Kömürün uçucularına ayrılması ile açığa çıkan maddelerin kütleli oranları, Loison ve Chauvin (1964)'in deneysel çalışmaları sonucu geliştirmiş oldukları bağıntılardan hesap edilmiştir:

$$CH_4 = 0.201 - 0.469 \cdot UM + 0.241 \cdot UM^2 \quad (3.86)$$

$$H_2 = 0.157 - 0.868 \cdot UM + 1.388 \cdot UM^2 \quad (3.87)$$

$$CO_2 = 0.135 - 0.900 \cdot UM + 1.906 \cdot UM^2 \quad (3.88)$$

$$CO = 0.428 - 2.653 \cdot UM + 4.845 \cdot UM^2 \quad (3.89)$$

$$H_2O = 0.409 - 2.389 \cdot UM + 4.554 \cdot UM^2 \quad (3.90)$$

Uçucu azot ve kükürdün kütleli oranları ise Fine ve diğ. (1974) tarafından verilen aşağıdaki bağıntılardan bulunmaktadır;

$$N = 0.001 \cdot T - 0.6 \quad (\text{kg/kg kömür}) \quad (3.91)$$

$$S = 0.001 \cdot T - 0.06 \quad (\text{kg/kg kömür}) \quad (3.92)$$

Alt bölgede açığa çıkan uçucu maddeler ortamdaki oksijen varlığına göre, yeterli oksijen varsa tam yanarak CO_2 meydana getirirler, oksijen miktarının yeterli olmadığı durumda ise CO'ye kadar indirgenirler. Literatürde karbon monoksit yanması pek çok araştırmacı tarafından incelenmiştir (Basu ve diğ., 1975, Basu ve Subbarano, 1986, Basu ve Halder, 1989, Basu ve Yan, 1993, Basu, 1977, 1999, Congalidis ve Georgakis, 1981, Gharebaagh ve diğ., 1997, Hottel ve diğ., 1965, Huilin ve diğ., 1998, 2000, Monat ve diğ., 1996).

Modelde karbon monoksit yanması için yanma hızı r_{co} , oksijen, su buharı ve karbon monoksit konsantrasyonları cinsinden;



reaksiyonu için Tablo 3.7'de verilmiştir.

Tablo 3.7: Karbon Monoksit Yanması için Literatürde Önerilen Yanma Hızları.

Karbon monoksit yanması için yanma hızları	
Hottel ve diğ. (1965); $\mathfrak{R}_{CO} = 3 \cdot 10^{10} \exp\left(\frac{-6.699 \cdot 10^7}{R_u T}\right) y_{CO} y_{H_2O}^{0.5} \frac{17.5 \cdot y_{O_2}}{1 + 24 \cdot y_{O_2}} \left(\frac{P}{R_u T}\right)^{1.8} \quad \left(\frac{mol}{cm^3 s}\right)$	(3.94)
Monat ve diğ. (1996) $\mathfrak{R}_{CO} = 1.194 \cdot 10^8 \exp\left(\frac{-804.7}{T}\right) C_{CO} C_{H_2O}^{0.5} C_{O_2}^{0.3} \quad \left(\frac{mol}{m^3 s}\right)$	(3.95)
Gharebaagh ve diğ. (1997); $\mathfrak{R}_{CO} = 1.8 \cdot 10^{14} \exp\left(\frac{-25000}{R_g T}\right) y_{CO}^{0.21} y_{H_2O}^{0.105} y_{O_2}^{0.105} \left(\frac{P}{R_u T}\right) \quad \left(\frac{kmol}{m^3 s}\right)$	(3.96)
Huilin ve diğ. (1998, 2000); $\mathfrak{R}_{CO} = 1.3 \cdot 10^{14} \exp\left(\frac{-30000}{R_g T}\right) C_{CO} C_{H_2O}^{0.5} C_{O_2}^{0.5} \quad \left(\frac{mol}{m^3 s}\right)$	(3.97)

Deneysel verilerle model sonuçlarının mukayesesi sonucunda, önerilen bağıntılar birbirine yakın sonuçlar vermekle beraber geliştirilen modelde karbon monoksit yanma hızı için, deneysel verilerle en iyi uyumu sağlayan ve Hottel ve diğ. (1965) tarafından Denklem 3.94 ile önerilen bağıntı kullanılmıştır. Yatak yüksekliği boyunca gaz-gaz ve gaz-katı reaksiyonları sonucunda gazın kütlesi ve molar akış hızı değişir. Bu değişim kimyasal reaksiyonların stokiyometrisine bağlı olarak yazılan molar dengelerde gözönüne alınmıştır.

3.2.1.1 Yatakta Gaz Fazı Dengesi

Modelde herhangi bir kontrol hacminde gaz miktarının zamanla değişimi gaz dengesinden elde edilmektedir. Kontrol hacmine giren ve kontrol hacminden çıkan kütleler ile reaksiyonlar sonucu gaz kütlelerinde meydana gelen değişimler gözönüne alınarak;

$$\left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminde} \\ \text{gazın zamanla} \\ \text{değişimi} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol} \\ \text{hacmine} \\ \text{giren gaz} \\ \text{miktarı} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol} \\ \text{hacminden} \\ \text{çıkan gaz} \\ \text{miktarı} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Kimyasal} \\ \text{reaksiyonla} \\ \text{artan gaz} \\ \text{miktarı} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Kimyasal} \\ \text{reaksiyonla} \\ \text{azalan gaz} \\ \text{miktarı} \end{array} \right] \quad (3.98)$$

O₂, CO, CO₂, NO, N₂O, N₂, HCN, CNO, NH₃, su buharı, SO₂ ve CH₄ dengeleri yazılmıştır.

Kontrol Hacminde O₂ Dengesi: Kontrol hacminde oksijen; karbon monoksit, kok ve uçucu maddenin yanmasıyla ve kükürtdioksit indirgenmesi ile tüketilmektedir.

Kontrol hacmindeki kok tanecikleri sayısı, kontrol hacmindeki toplam kok ağırlığının tek bir kok tanesi ağırlığına bölünmesi ile

$$N_c = \frac{\rho_k V_{kh} \varepsilon_p X_k}{\frac{\pi d_c^3}{6} \rho_c} \quad (3.99)$$

şeklinde hesaplanmıştır. Burada X_k , kontrol hacminde bulunan karbon miktarının yatak malzemesine olan oranıdır. Kontrol hacminde yanan toplam kok miktarı

$$\mathbb{R}_{kok} = N_c \cdot \pi d_c^2 \cdot k_c \cdot \left(\frac{P}{R_u \cdot T} \right) \cdot y_{O_2} \quad \left(\frac{\text{mol}}{s} \right) \quad (3.100)$$

olarak hesaplanır.

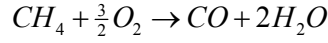
Kontrol hacminde kükürtdioksit indirgenmesi esnasında tüketilen oksijen miktarı, Denklem 3.101'den

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ indirgemesi ile} \\ \text{tüketilen O}_2 \text{ miktarı} \end{aligned} = \frac{1}{2} \mathbb{R}_{SO_2} = \frac{1}{2} N_{kt} \frac{\pi}{6} d_{kt}^3 k_{vL} \left(\frac{P}{R_u \cdot T} \right) \cdot y_{SO_2} \quad (3.101)$$

şeklinde hesaplanır. Burada N_{kt} , kontrol hacminde bulunan toplam kireçtaşı tane sayısıdır ve kok tanecik sayısı gibi hesaplanmıştır. Yatağa beslenecek kireçtaşı miktarı, kömürün bünyesindeki kükürt miktarına bağlı olup, bu kükürt miktarının 0,5-2,5 katı kadar fazlasıdır. Akışkan yataklarda bu Ca/S oranı ile ifade edilmektedir. X_{kt} , kontrol hacminde bulunan kireçtaşı miktarının yatak malzemesine olan oranı olmak üzere aşağıdaki gibi hesap edilir;

$$N_{kt} = \frac{\rho_k V_{kh} \varepsilon_p X_{kt}}{\frac{\pi d_{kt}^3}{6} \rho_{kt}} \quad (3.102)$$

Kontrol hacminde metan yanmasıyla tüketilen oksijen miktarı, aşağıda verilen reaksiyon ve reaksiyon hızı dikkate alınarak hesap edilmiştir.

Reaksiyon**Reaksiyon Hızı**

$$\mathfrak{R}_{CH_4} = k C_{O_2}^{0.8} C_{CH_4}^{0.7} \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \text{s}} \right)$$

$$k = 1.585 \cdot 10^{10} \exp\left(\frac{-24157}{T}\right)$$

(3.103)

Yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki oksijen mol dengesi;

$$\underbrace{\left(\frac{d(C_{O_2} \varepsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde oksijenin zamanla değişimi}} = \underbrace{C_{O_2,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{O_2,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren oksijen miktarı}} - \underbrace{C_{O_2,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{O_2,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan oksijen miktarı}} + \underbrace{\frac{1}{2} \mathfrak{R}_{N_2O-O_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } N_2O \text{ ile üretilen oksijen miktarı}} - \underbrace{\frac{1}{\Phi} \mathbb{R}_{kok,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde kok yanması ile tüketilen oksijen miktarı}} - \underbrace{\frac{1}{2} \mathbb{R}_{SO_2,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } SO_2 \text{ indirmemesi ile tüketilen oksijen miktarı}} - \left(\underbrace{\frac{1}{2} \mathfrak{R}_{CO,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CO yanması ile tüketilen oksijen miktarı}} + \underbrace{\frac{1}{2} \mathfrak{R}_{NO,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde azotun ısı olarak azotoksit dönüşmesi ile tüketilen oksijen miktarı}} + \underbrace{\frac{3}{2} \mathfrak{R}_{CH_4,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde metan yanması ile tüketilen oksijen miktarı}} + \underbrace{\frac{1}{2} \mathfrak{R}_{HCN,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde HCN ile tüketilen oksijen miktarı}} + \underbrace{\frac{1}{2} \mathfrak{R}_{CNO-O_2,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CNO-O}_2 \text{ reaksiyonu ile tüketilen oksijen miktarı}} + \underbrace{\frac{5}{4} \mathfrak{R}_{NH_3-NO,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } NH_3-NO \text{ reaksiyonu ile tüketilen oksijen miktarı}} + \underbrace{\frac{3}{4} \mathfrak{R}_{NH_3-N_2,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } NH_3-N_2 \text{ reaksiyonu ile tüketilen oksijen miktarı}} \right) \cdot V_{g,i,j} \quad (3.104)$$

İfadesi ile hesap edilmektedir. Burada kontrol hacmindeki gaz hacmi V_g ; kontrol hacminde gazın boşluk oranı ε cinsinden aşağıdaki gibi hesaplanmaktadır;

$$V_g = V_{kh} \cdot \varepsilon \quad (3.105)$$

Kontrol Hacminde CO Dengesi: Kontrol hacminde karbon monoksit, kok ve uçucu maddelerin yanması sonucunda yanma ürünü olarak açığa çıkar. Diğer taraftan kömürün uçucularına ayrılması ile uçucu maddeleri oluşturan gazlar arasında bulunan karbon monoksit ortama verilir. Yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki karbon monoksit mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\begin{aligned}
& \underbrace{\left(\frac{d(C_{CO}\varepsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde karbonmonoksitinin zamanla değişimi}} = \underbrace{C_{CO,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{CO,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren karbonmonoksit miktarı}} \\
& - \underbrace{C_{CO,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{CO,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan karbonmonoksit miktarı}} \\
& + \underbrace{\left(2 - \frac{2}{\Phi}\right) \mathbb{R}_{kok,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde kok yanması ile üretilen CO miktarı}} + \underbrace{2 \cdot \mathbb{R}_{CO_2C,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CO}_2\text{-C reaksiyonu ile üretilen CO miktarı}} + \underbrace{\mathbb{R}_{N_2OC,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde N}_2\text{O-C reaksiyonu ile üretilen CO miktarı}} + \underbrace{\mathbb{R}_{NOC,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde NO-C reaksiyonu ile üretilen CO miktarı}} + \underbrace{\mathbb{R}_{CO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CO yanması ile üretilen CO miktarı}} \\
& + \underbrace{\mathbb{R}_{CH_4,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde metan yanması ile üretilen CO miktarı}} + \underbrace{\mathbb{R}_{CNO-O_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CNO-O}_2\text{ reaksiyonu ile üretilen CO miktarı}} + \underbrace{\mathbb{R}_{CNO-NO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CNO-NO reaksiyonu ile üretilen CO miktarı}} - \underbrace{\mathbb{R}_{NO-CO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde NO-CO reaksiyonu ile tüketilen CO miktarı}}
\end{aligned} \tag{3.106}$$

Kontrol Hacminde CO₂ Dengesi: Kontrol hacminde karbondioksit, kok ve uçucu maddelerin yanması sonucunda yanma ürünü olarak açığa çıkar. Yukarıda da bahsedildiği gibi alt bölgede açığa çıkan uçucu maddeler ortamdaki oksijen varlığına göre, yeterli miktarda oksijen bulunması durumunda karbondioksit kadar indirgenirler. Yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki karbondioksit mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\begin{aligned}
& \underbrace{\left(\frac{d(C_{CO_2}\varepsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde karbondioksitin zamanla değişimi}} = \underbrace{C_{CO_2,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{CO_2,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren karbondioksit miktarı}} \\
& - \underbrace{C_{CO_2,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{CO_2,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan karbondioksit miktarı}} \\
& + \underbrace{\left(\frac{2}{\Phi} - 1\right) \mathbb{R}_{kok,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde kok yanması ile üretilen CO}_2\text{ miktarı}} + \underbrace{\mathbb{R}_{CO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CO yanması ile üretilen CO}_2\text{ miktarı}} + \underbrace{\frac{1}{2} \mathbb{R}_{2NOC,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde 2NO-C reaksiyonu ile üretilen CO}_2\text{ miktarı}} \\
& + \underbrace{\mathbb{R}_{N_2O-CO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde N}_2\text{O-CO reaksiyonu ile üretilen CO}_2\text{ miktarı}} + \underbrace{\mathbb{R}_{NO-CO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde NO-CO reaksiyonu ile üretilen CO}_2\text{ miktarı}} - \underbrace{\mathbb{R}_{CO_2C,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CO}_2\text{-C reaksiyonu ile tüketilen CO}_2\text{ miktarı}}
\end{aligned} \tag{3.107}$$

Kontrol Hacminde NO Dengesi: Kontrol hacminde kok içerisindeki sabit azotun yanarak tamamen azot okside dönüştüğü, uçucu azotunun ise x kadar miktarı HCN'ye, $(1-x)$ kadar olan miktarı ise NH_3 'e dönüştüğü kabul edilmiştir (Şekil 3.19). Tablo 3.6'da verilen reaksiyonlar ile HCN ve NH_3 'ün azot, azotikioksit ve azot okside dönüştüğü kabul edilmiştir. Yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki azot oksit mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\begin{aligned}
 & \underbrace{\left(\frac{d(C_{NO}\varepsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde azotoksitin zamanla değişimi}} = \underbrace{C_{NO,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{NO,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren azotoksit miktarı}} \\
 & - \underbrace{C_{NO,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{NO,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan azotoksit miktarı}} \\
 & + \underbrace{\mathfrak{R}_{NO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde ısı olarak NO'ya dönüşmesi ile üretilen NO miktarı}} + \underbrace{\mathfrak{R}_{CNO-O_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CNO-O}_2 \text{ reaksiyonu ile üretilen NO miktarı}} + \underbrace{\mathfrak{R}_{NH_3-O_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde NH}_3\text{-O}_2 \text{ reaksiyonu ile üretilen NO miktarı}} \\
 & - \underbrace{\mathfrak{R}_{CNO-NO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CNO-NO reaksiyonu ile tüketilen NO miktarı}} - \underbrace{\mathfrak{R}_{NO-CO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde NO-CO reaksiyonu ile tüketilen NO miktarı}} - \underbrace{\mathbb{R}_{NOC,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde NO-C reaksiyonu ile tüketilen NO miktarı}} - \underbrace{\mathbb{R}_{2NOC,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde 2NO-C reaksiyonu ile tüketilen NO miktarı}}
 \end{aligned} \tag{3.108}$$

Kontrol Hacminde N_2O Dengesi: Modelde azotikioksit varlığı, Şekil 3.19'da verildiği gibi uçucu azotundan kaynaklanmaktadır ve kok ile azota indirgenmektedir. Kontrol hacminde kok ile indirgenen ve üretilen/tüketilen azotikioksit miktarları, Tablo 3.6'da verilen reaksiyon hızları ve mol oranları dikkate alınarak yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki azotikioksit mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\begin{aligned}
& \underbrace{\left(\frac{d(C_{N_2O}\varepsilon)}{dt} \right)}_{i,j} = \underbrace{C_{N_2O,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{N_2O,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren azotikioksit miktarı}} \\
& - \underbrace{C_{N_2O,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{N_2O,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan azotikioksit miktarı}} \\
& + \underbrace{\Re_{CNO-NO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CNO-NO reaksiyonu ile üretilen N}_2\text{O miktarı}} - \underbrace{\mathbb{R}_{N_2OC,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde N}_2\text{O-C reaksiyonu ile tüketilen N}_2\text{O miktarı}} - \underbrace{\Re_{N_2O-CO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde N}_2\text{O-CO reaksiyonu ile tüketilen N}_2\text{O miktarı}} - \underbrace{\Re_{N_2O-O_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde N}_2\text{O-O}_2\text{ reaksiyonu ile tüketilen N}_2\text{O miktarı}}
\end{aligned} \tag{3.109}$$

Kontrol Hacminde N₂ Dengesi: Yatak içerisinde azot, azot oksit ve azotikioksit reaksiyonları sonucunda açığa çıkmaktadır. Aynı zamanda birincil ve ikincil hava beslemesiyle beslenen hava içerisindeki azot, yataktaki azotun ana kaynağını oluşturmaktadır. Yine yukarıda bahsedildiği gibi yatak içerisindeki azotun ısı olarak azot okside dönüşmesi de modelde gözönüne alınmaktadır. Buradan hareketle yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki azot mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\begin{aligned}
& \underbrace{\left(\frac{d(C_{N_2}\varepsilon)}{dt} \right)}_{i,j} = \underbrace{C_{N_2,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{N_2,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren azot miktarı}} \\
& - \underbrace{C_{N_2,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{N_2,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan azot miktarı}} \\
& + \underbrace{\mathbb{R}_{N_2OC,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde N}_2\text{O-C reaksiyonu ile üretilen azot miktarı}} + \underbrace{\frac{1}{2} \mathbb{R}_{NOC,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde NO-C reaksiyonu ile üretilen azot miktarı}} + \underbrace{\frac{1}{2} \mathbb{R}_{2NOC,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde 2NO-C reaksiyonu ile üretilen azot miktarı}} + \underbrace{\Re_{N_2O-CO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde N}_2\text{O-CO reaksiyonu ile üretilen azot miktarı}} \\
& + \underbrace{\Re_{N_2O-O_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde N}_2\text{O-O}_2\text{ reaksiyonu ile üretilen azot miktarı}} + \underbrace{\frac{1}{2} \Re_{NOCO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde NO-CO reaksiyonu ile üretilen azot miktarı}} + \underbrace{\frac{1}{2} \Re_{NH_3-N_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde NH}_3\text{-N}_2\text{ reaksiyonu ile üretilen azot miktarı}} - \underbrace{\Re_{NO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde ısı olarak NO'ya dönüşmesi ile tüketilen azot miktarı}}
\end{aligned} \tag{3.110}$$

Kontrol Hacminde HCN Dengesi: Yatak içerisinde HCN kaynağı, kömürün uçucularına ayrılmasıyla oluşan uçucu içerisindeki azottur. Bu şekilde ortaya çıkan HCN, kontrol hacminde oksijenle reaksiyona girerek Tablo 3.6’da verilen reaksiyon hızı ve mol oranları dikkate alınarak CNO’ya dönüşerek tüketilmektedir. Yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki HCN mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\underbrace{\left(\frac{d(C_{HCN}\epsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde HCN'nin zamanla değişimi}} = \underbrace{C_{HCN,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \epsilon_{i-1,j} + C_{HCN,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \epsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren HCN miktarı}} \\
 - \underbrace{C_{HCN,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \epsilon_{i+1,j} + C_{HCN,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \epsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan HCN miktarı}} - \underbrace{\Re_{HCN,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde HCN-O}_2 \text{ reaksiyonu ile tüketilen HCN miktarı}} \quad (3.111)$$

Kontrol Hacminde CNO Dengesi: Kontrol hacmindeki CNO, oksijen ve azot oksit ile reaksiyona girerek tüketilmektedir. Yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki CNO mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\underbrace{\left(\frac{d(C_{CNO}\epsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CNO'nun zamanla değişimi}} = \underbrace{C_{CNO,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \epsilon_{i-1,j} + C_{CNO,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \epsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren CNO miktarı}} \\
 - \underbrace{C_{CNO,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \epsilon_{i+1,j} + C_{CNO,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \epsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan CNO miktarı}} \quad (3.112) \\
 - \underbrace{\Re_{CNO-O_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CNO-O}_2 \text{ reaksiyonu ile tüketilen CNO miktarı}} - \underbrace{\Re_{CNO-NO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde CNO-NO reaksiyonu ile tüketilen CNO miktarı}}$$

Kontrol Hacminde NH₃ Dengesi: Kontrol hacminde uçucu azotundan Şekil 3.19’da gösterildiği gibi açığa çıkan NH₃ miktarı, oksijenle reaksiyona girerek, Tablo 3.6’da verilen reaksiyon hızları ve mol oranları dikkate alınarak tüketilmektedir. Yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki NH₃ mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\begin{aligned}
\underbrace{\left(\frac{d(C_{NH_3} \varepsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } NH_3 \text{'ün zamanla değişimi}} &= \underbrace{C_{NH_3,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{NH_3,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren } NH_3 \text{ miktarı}} \\
&\quad - \underbrace{C_{NH_3,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{NH_3,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan } NH_3 \text{ miktarı}} \\
&\quad - \underbrace{\Re_{NH_3-NO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } NH_3\text{-NO reaksiyonu ile tüketilen } NH_3 \text{ miktarı}} - \underbrace{\Re_{NH_3-N_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } NH_3\text{-N}_2 \text{ reaksiyonu ile tüketilen } NH_3 \text{ miktarı}}
\end{aligned} \tag{3.113}$$

Kontrol Hacminde Subuharı Dengesi: Yatakta subuharı, yanma reaksiyonları sonucunda ve beslenen kömür ile ortama gelmektedir. Modelde subuharının kok ile reaksiyonu ise, reaksiyonun oldukça yavaş olması nedeniyle ihmal edilmiştir. Modelde subuharı, kontrol hacminde metan ve amonyak yanması ile açığa çıkmaktadır. Yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki subuharı dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\begin{aligned}
\underbrace{\left(\frac{d(C_{H_2O} \varepsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } H_2O \text{'nun zamanla değişimi}} &= \underbrace{C_{H_2O,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{H_2O,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren subuharı miktarı}} \\
&\quad - \underbrace{C_{H_2O,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{H_2O,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan subuharı miktarı}} \\
&\quad + 2 \cdot \underbrace{\Re_{CH_4,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde metan yanması ile üretilen } H_2O \text{ miktarı}} + \frac{3}{2} \underbrace{\Re_{NH_3-NO,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } NH_3\text{-NO reaksiyonu ile üretilen } H_2O \text{ miktarı}} + \frac{3}{2} \underbrace{\Re_{NH_3-N_2,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } NH_3\text{-N}_2 \text{ reaksiyonu ile üretilen } H_2O \text{ miktarı}}
\end{aligned} \tag{3.114}$$

Kontrol Hacminde SO₂ Dengesi: Yatak içerisinde uçucuların ve kokun yanması ile kömür içerisindeki kükürt yanarak kükürtdioksit dönüşür. Açığa çıkan kükürtdioksit, ortamda bulunan CaO tutulur. Yatak içerisinde her bir i,j kontrol hacmindeki kükürtdioksit mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\begin{aligned}
\underbrace{\left(\frac{d(C_{SO_2} \varepsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde } SO_2 \text{ nin zamanla değişimi}} &= \underbrace{C_{SO_2,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{SO_2,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren } SO_2 \text{ miktarı}} \\
&\quad - \underbrace{C_{SO_2,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{SO_2,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden ıkan } SO_2 \text{ miktarı}} - \underbrace{\mathbb{R}_{SO_2,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde kireçtaşı ile tüketilen } SO_2 \text{ miktarı}}
\end{aligned} \tag{3.115}$$

Kontrol Hacminde CH₄ Dengesi: Yatakta metan, beslenen kömürün uçucularına ayrılması ile açığa çıkmaktadır. Metan oksijenle yanarak karbon monoksite indirgenmektedir. Yatak içerisinde her bir *i,j* kontrol hacmindeki metan mol dengesi aşağıda verilmiştir:

$$\begin{aligned}
\underbrace{\left(\frac{d(C_{CH_4} \varepsilon)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde metanın zamanla değişimi}} &= \underbrace{C_{CH_4,i-1,j} \cdot u_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{i-1,j} + C_{CH_4,i,j-1} \cdot u_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{i,j-1}}_{\text{Kontrol hacmine giren metan miktarı}} \\
&\quad - \underbrace{C_{CH_4,i,j} \cdot u_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{i+1,j} + C_{CH_4,i,j} \cdot u_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan metan miktarı}} - \underbrace{\mathfrak{R}_{CH_4,i,j} \cdot V_{g,i,j}}_{\text{Kontrol hacminde metan yanması ile tüketilen metan miktarı}}
\end{aligned} \tag{3.116}$$

3.2.1.2 Yatakta Katı Fazı Dengesi

Modelde herhangi bir kontrol hacminde; kok, kireçtaşı ve kokun yanmasıyla açığa çıkan külü de bünyesinde barındıran yatak malzemesinden oluşan katıların kütlesel dengesi; kontrol hacmine giren ve kontrol hacminden çıkan kütleler ile reaksiyonlar sonucu katı kütlelerinde meydana gelen değişimler gözönüne alınarak;

$$\left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminde} \\ \text{katının zamanla} \\ \text{değişimi} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol} \\ \text{hacmine} \\ \text{giren katı} \\ \text{miktarı} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol} \\ \text{hacminden} \\ \text{çıkan katı} \\ \text{miktarı} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Kimyasal} \\ \text{reaksiyonla} \\ \text{artan katı} \\ \text{miktarı} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Kimyasal} \\ \text{reaksiyonla} \\ \text{azalan katı} \\ \text{miktarı} \end{array} \right] \tag{3.117}$$

şeklinde yazılabilir. Yatak içerisindeki kok dengesi aşağıda ayrıntılı olarak verilmiştir.

Kontrol Hacminde Kok Dengesi: Yatak içerisinde kok, oksijenle yanarak ve azot oksitlerin indirgenmesi ile tüketilir. Kontrol hacminde katılar için hacimsel boşluk oranı ε_p olmak üzere, her bir i,j kontrol hacmindeki kok dengesi aşağıdaki şekilde yazılabilir;

$$\underbrace{\left(\frac{d(\rho_k \cdot X_k \varepsilon_p)}{dt} \right)_{i,j}}_{\text{Kontrol hacminde kokun zamanla değişimi}} = \underbrace{\left\{ \begin{aligned} &+ \rho_k \cdot X_{k,i-1,j} \cdot v_{i-1,j} \cdot A_{i-1,j} \cdot \varepsilon_{p,i-1,j} \\ &+ \rho_k \cdot X_{k,i,j-1} \cdot v_{i,j-1} \cdot A_{i,j-1} \cdot \varepsilon_{p,i,j-1} \end{aligned} \right\}}_{\text{Kontrol hacmine giren kok miktarı}} \\
 - \underbrace{\rho_k \cdot X_{k,i,j} \cdot v_{i+1,j} \cdot A_{i+1,j} \cdot \varepsilon_{p,i+1,j} - \rho_k \cdot X_{k,i,j} \cdot v_{i,j+1} \cdot A_{i,j+1} \cdot \varepsilon_{p,i,j+1}}_{\text{Kontrol hacminden çıkan kok miktarı}} \quad (3.118) \\
 - \underbrace{\mathbb{R}_{kok,i,j} \cdot M_c}_{\text{Kontrol hacminde kok yanması ile tüketilen kok miktarı}} - \underbrace{\mathbb{R}_{N_2O-C,i,j} \cdot M_{N_2O}}_{\text{Kontrol hacminde } N_2O\text{-C reaksiyonu ile tüketilen kok miktarı}} - \underbrace{\mathbb{R}_{NOC,i,j} \cdot M_{NO}}_{\text{Kontrol hacminde NO-C reaksiyonu ile tüketilen kok miktarı}} - \underbrace{\frac{1}{2} \mathbb{R}_{2NOC,i,j} \cdot M_{NO}}_{\text{Kontrol hacminde 2NO-C reaksiyonu ile tüketilen kok miktarı}}$$

Yukarıda yatak içerisinde kontrol hacmine giren ve kontrol hacminden çıkan kütleler ile reaksiyonlar sonucu gaz kütlelerinde meydana gelen değişimler gözönüne alınarak, herhangi bir kontrol hacmi için gaz fazı dengesi; O_2 , CO , CO_2 , NO , N_2O , N_2 , HCN , CNO , NH_3 , su buharı, SO_2 ve CH_4 için yazılmıştır. Benzer şekilde kok, kireçtaşı ve kokun yanmasıyla açığa çıkan külü de bünyesinde barındıran yatak malzemesinden oluşan katıların kütleler dengesi; kontrol hacmine giren ve kontrol hacminden çıkan kütleler ile reaksiyonlar sonucu katı kütlelerinde meydana gelen değişimler gözönüne alınarak yazılmıştır.

3.2.1.3 Kontrol Hacminde Enerji Dengesi

Modelde herhangi bir kontrol hacmi için enerji denklemi;

$$\begin{aligned}
 \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacmine} \\ \text{enerjisinin zamanla} \\ \text{değişimi} \end{array} \right] &= \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacmine} \\ \text{giren katılarla} \\ \text{gelen ısı miktarı} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacmine} \\ \text{giren gazlarla} \\ \text{gelen ısı miktarı} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminden} \\ \text{çıkan katılarla} \\ \text{çıkan ısı miktarı} \end{array} \right] \\
 - \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminden} \\ \text{çıkan gazlarla} \\ \text{çıkan ısı miktarı} \end{array} \right] &+ \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminde} \\ \text{kok yanmasıyla} \\ \text{oluşan ısı miktarı} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminde} \\ \text{CO yanmasıyla} \\ \text{oluşan ısı miktarı} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminde} \\ \text{CH}_4 \text{ yanmasıyla} \\ \text{oluşan ısı miktarı} \end{array} \right] \quad (3.119) \\
 + \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminde} \\ \text{Kalsinasyon} \\ \text{reaksiyonuyla} \\ \text{oluşan ısı miktarı} \end{array} \right] &+ \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminde} \\ \text{hız dağılımı nedeniyle} \\ \text{enerjideki değişim} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Kontrol hacminden} \\ \text{ısı değiştirici yüzeylere} \\ \text{olan ısı geçişi} \end{array} \right]
 \end{aligned}$$

şeklinde yazılabilir. Modelde kullanılan enerji denklemi aşağıda verilmiştir.

$$\begin{aligned}
 &C\varepsilon_i c_v \frac{\partial T}{\partial t} - u C\varepsilon_i c_v \frac{\partial T}{\partial r} - u C\varepsilon_i c_v \frac{\partial T}{\partial z} + \rho_p \varepsilon_{p,i} c_p \frac{\partial T_p}{\partial t} - u \rho_p \varepsilon_{p,i} c_p \frac{\partial T_p}{\partial r} - u \rho_p \varepsilon_{p,i} c_p \frac{\partial T_p}{\partial z} \\
 &= R'' - \dot{Q}_{su} + \mu \varepsilon_i \left\{ 2 \left[\left(\frac{\partial u}{\partial r} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial z} \right)^2 \right] + \frac{1}{3} \left(\frac{\partial u}{\partial r} + \frac{\partial u}{\partial z} \right)^2 \right\} + \mu_p \varepsilon_i \left\{ 2 \left[\left(\frac{\partial v}{\partial r} \right)^2 + \left(\frac{\partial v}{\partial z} \right)^2 \right] + \frac{1}{3} \left(\frac{\partial v}{\partial r} + \frac{\partial v}{\partial z} \right)^2 \right\} \quad (3.120)
 \end{aligned}$$

burada R'' ; birim hacimde üretilen/tüketilen ısıyı, $\dot{Q}_{su}$ ise ısı geçişi yüzeylerine olan ısı geçişini ifade etmektedir. Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda yanma sonucu açığa çıkan enerji, ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktararak kullanılmaktadır. Modelde yanma sonucu açığa çıkan enerjinin ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktararak kullanılmasını sağlayan ısı geçiş mekanizması Bölüm 3.2.3’de ayrıntılı olarak incelenmiştir.

Denklem 3.120’da T_p tane sıcaklığı olup, modelde yatak içerisindeki bütün katı taneciklerin aynı sıcaklıkta olduğu kabul edilmiştir. Tek bir kok taneciğinin çevresiyle ısı dengesi aşağıdaki şekilde yazılabilir;

$$m_c c_p \frac{dT_p}{dt} = r_c \cdot M_c \cdot H_u - h \cdot A \cdot (T_p - T) - \sigma \cdot \varepsilon \cdot A \cdot (T_p^4 - T^4) \quad (3.121)$$

Kok taneciğinin sıcaklığı, yukarıda yazılan eşitlikten tane sıcaklığı ifadesinin çekilmesi ile aşağıdaki gibi bulunabilir;

$$T_p' = \frac{r_c \cdot M_c \cdot H_u}{\frac{\pi d_p^3}{6} \rho_c c_p} \Delta t - \frac{h \cdot \pi d_p^2}{\frac{\pi d_p^3}{6} \rho_c c_p} (T_p - T) - \frac{\sigma \cdot \varepsilon \cdot \pi d_p^2}{\frac{\pi d_p^3}{6} \rho_c c_p} (T_p^4 - T^4) \quad (3.122)$$

Enerji denkleminde kontrol hacmine giren ve çıkan gazlar ve katı taneciklerin miktarları; gaz ve katılar için boşluk oranı, konuma bağlı gaz ve katı hızları ve katı kütle akısı gibi değerlerin eksenel ve radyal yöndeki dağılımlarının bulunduğu geliştirilen hidrodinamik modelde, yanma reaksiyonları sonucu meydana gelen değişimlerin de dikkate alınmasıyla tesbit edilmektedir.

3.2.2 Isı Geçiş Modeli

Sahip olduğu özel hidrodinamik yapı sayesinde, sirkülasyonlu akışkan yatak içinde çok iyi bir yanma ortamı ve iyi bir ısı geçişi sağlanır. Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda, yatak ile ısı geçiş yüzeyleri arasındaki ısı geçişi, sistemin performansını doğrudan etkileyen önemli bir özelliktir. Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda sürekli hareket halindeki tanecikler nedeniyle, yatak içerisinde yer alan ısı geçiş elemanlarına ısı geçişi çok yüksektir. Bu özellik kompakt kazan yapısına olanak tanımaktadır. Akışkan yatakların toplam ısı geçiş katsayısı, konvansiyonel sistemlere göre 3-5 kat daha fazladır. Yatak sıcaklığı, yatak içerisine yerleştirilen ısı geçiş yüzeyleri (soğutma boruları) ile kontrol edilir. Isı geçiş mekanizmasının iyi anlaşılması, sirkülasyonlu akışkan yatakların dizayn ve işletilmesini geliştirecek ve yanma işlemi esnasında açığa çıkan enerjinin daha etkin kullanılmasını sağlayacaktır.

Isı geçişi ile ilgili ilk fiziksel model; akışkan yatağın tamamının bir bütün olarak ele alındığı, Mickley ve Fairbanks (1955) tarafından yapılan paket yatak modelidir. Literatürde sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda ısı geçişi ile ilgili pek çok deneysel ve model çalışmaları mevcuttur. Bu çalışmalar Basu ve Nag (1996), Yates (1996) ve Glicksman (1997) gibi araştırmacılar tarafından yapılan geniş gözden geçirme çalışmalarında özetlenmektedir. Leckner ve diğ. (1993), sirkülasyonlu akışkan yataklarda tanecik-gaz ve yatak duvarı arasındaki ısı geçiş mekanizmasını ışıınım ve taşınım olmak üzere iki komponente ayırarak incelemiştir. Yanma gibi uygulamalarda ve yüksek sıcaklık gerektiren kullanımda hem taşınım ve hem de ışıınım mekanizmaları ısı geçiş hızını etkiler. Düşük sıcaklık uygulamalarında ise taşınım mekanizması daha baskındır (Gloriz, 1995). Son zamanlardaki çalışmalar incelendiğinde, Huilin ve diğ. (1998, 2000) yaptıkları tek boyutlu modelde, yatağın

alt bölgesi için iki-fazlı kabarcıklı akışkan yatak modelini kullanmışlar fakat bu bölgeyi tek bir kontrol hacmi olarak dikkate almışlardır. Alt bölgede gaz sıcaklığının değişmediğini kabul eden araştırmacılar, ısı geçişi için detaylı bir model kullanmamış ve taşınım ile ışınlama ısı geçiş komponentlerini aldıklarını belirtmişlerdir. Pagliuso ve diğ. (2000) taşınım ısı geçiş katsayısının lokal değerlerini deneysel olarak incelemiştir. Reddy ve Basu (2001a), Reddy ve Basu (2001b) yaptıkları çalışmada sirkülasyonlu akışkan yataklarda ısı geçişi için, yenilenebilir tanecik modelini (cluster renewal model) kullanmıştır. Bu modele göre ısı geçiş yüzeyleri, sürekli yenilenen tane kümeleri ile temas halindedir. Reddy ve Basu (2001a), Reddy ve Basu (2001b)'nın verdikleri bu model genel bir kabul görmüş ve daha sonra yapılan ısı geçiş modelleme çalışmalarında neredeyse aynen kullanılmıştır. Yapılan çalışmalar ısı geçişinin yatak içerisindeki akış hidrodinamiği ile kontrol edilebileceğini göstermektedir (Ma ve Zhu 2000, 2001, Reddy ve Basu 2001a, Reddy ve Basu 2001b, Reddy ve Nag 2001). Leckner ve diğ. (2001) ortalama duvar ısı geçiş katsayısı için yeni bir korelasyon geliştirmek amacıyla yaptıkları çalışmada, yoğun fazdaki taneciklerin, yatak duvarı ile temas süresi ve temas alanının küçük olduğunu ve bu yüzden taneciklerden iletimle ısı geçişini ihmal ettikleri kabulünü yapmıştır. Genelde literatürdeki araştırmacıların yaptığı gibi, ısı geçişinin ışınlama ve taşınım komponentlerini dikkate almışlardır. Kolar ve Sundaresan (2002), Sundaresan ve Kolar (2002) yaptıkları çalışmada ısı geçiş katsayısının eksenel değişimini ve ısı geçiş katsayısına etki eden parametreleri incelemiştir. Verilen bir gaz hızı için ısı geçiş katsayısı alt bölgede maksimum değere sahip iken üst bölgede yatak yığın yoğunluğunun (suspension density) belirgin bir şekilde azalmasıyla düşüş göstermektedir. Yatakta eksenel doğrultuda verilen bir nokta için gaz hızının yükselmesi ısı geçiş katsayısını düşürmektedir. Grace ve diğ. (2002) yataktaki ısı geçişi üzerine çeşitli işletme parametrelerinin etkilerini deneysel ve teorik olarak incelemişlerdir. Tian ve Peng (2004) tanecik-gaz taşınım ısı geçiş katsayısını teorik olarak incelemiştir.

Akışkan yataklarda ısı geçiş modelleri Kurosaki ve diğ. (1995) tarafından dörde ayrılmıştır:

- **Film Model:** Bu modelde ısı değiştirici gömülü yüzeyler etrafındaki akışkan film göz önüne alınmaktadır ve akışkanlaşmış parçacıkların bu yüzey sınırlarını yalayarak geçmektedirler (Heerden ve diğ., 1993).

- **Paket Model:** Bu modelde de akışkan-katı ortamı ısı geçiş yüzeyi ile homojen olarak temas etmektedir. Bu model, yüzeyin devamlı yenilenmesi temeline oturtulmuştur (Mickley ve Fairbanks, 1955).
- **Tek-Parçacık Modeli:** Bu model de akışkanlaşan ortamın heterojenliğini dikkate alır ve akışkan içindeki küresel parçacık ile ısı geçiş yüzeyi arasında sürekli olmayan iletimle ısı geçişini dikkate almaktadır (Botteril ve Williams, 1963).
- **Gaz Taşınım Modeli:** Bu model, yüksek basınçlı veya büyük parçacıklı sistemlerde taşınım ile gaz ısı geçişinin önemi üzerine odaklanmaktadır (Baskakov ve Suprum, 1972).

Yatak-duvar arasındaki ısı geçiş katsayısı, tek fazlı gaz akışına göre toz halindeki katı taneciklerin bulunduğu akışkan yataklarda çok daha yüksektir. Buradan da açıkça görüleceği gibi, hareketli katı tanecikler, yatak-duvar arasındaki ısı geçiş katsayısı üzerinde önemli bir rol oynamaktadır. Bu nedenle, literatürdeki ısı geçiş modelleri incelendiğinde, yenilenen tanecik modeli (cluster renewal model) geniş bir kabul görmüş ve yaygın olarak kullanılmıştır (Grace, 1986, Basu ve Nag, 1987, Reddy ve Basu, 2001a, Reddy ve Basu, 2001b, Grace ve diğ., 2002, Xie ve diğ., 2003, Tian ve Peng, 2004). Yukarıdaki ısı geçiş modellerinden tek-parçacık modeli bünyesindeki bu modele göre ısı geçiş yüzeyleri, sürekli yenilenen tane kümeleri ile temas halindedir.

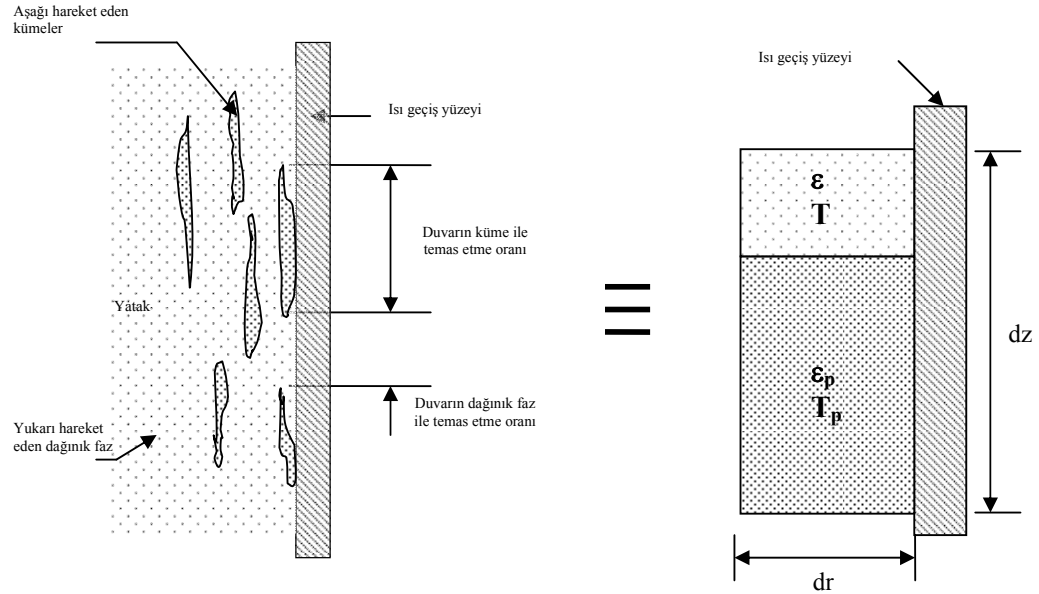
Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda yanma sonucu açığa çıkan enerji, ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktararak kullanılmaktadır. Enerjinin ısı geçiş yüzeylerine aktarılması ise ısı geçiş katsayısının değeri ile doğru orantılıdır. Literatürde ısı geçiş yüzeyleriyle ilgili olarak da pek çok çalışma mevcuttur (Luan ve diğ., 2000, Al-Busoul ve diğ. 2000). Al-Busoul v.d. (2000), ısı geçişinin taşınım ve ışıyım komponentlerinin dikkate alındığı ve katı taneciklerin ısı iletkenliğinin ısı geçişine etkisi olmadığını kabul ederek yaptıkları modelde, işletme hızlarına göre ısı geçiş katsayılarının değişimini incelemiştir. Luan ve diğ. (2000) yatak duvarına gömülü ısı geçiş yüzeyleri (membran wall) üzerinde çalışmışlardır. Yataktan gömülü yüzeylere olan ısı geçişini inceledikleri deneysel ve teorik çalışmada; ısı geçişini tek boyutlu almışlar, yoğun fazdan gömülü yüzeylere olan ısı geçiş katsayısının artan katı yoğunluğu ile arttığını gözlemlemişlerdir. Yine yatak yığın yoğunluğu

sıcaklığının, toplam ısı geçiş katsayısı üzerinde büyük bir etkisi olduğunu, burada artan sıcaklıkla ilgili olarak ışınlama ısı geçişinin öncelikli olarak etkin olduğunu belirtmişlerdir. Yoğun fazdan ısı geçiş borularına olan ısı geçiş katsayısının kanatlı boru kullanılması durumuna göre daha yüksek olduğu ve kanat kullanmanın gömülü yüzey kullanmaktan daha verimsiz olduğunu diğer bir deyişle ısı geçiş yüzeyinin gömülü duvarlarla arttırılmasının kanat kullanmaktan daha verimli olduğunu belirtmişlerdir. Bununla beraber literatürde kanatlı yüzeylerle ilgili diğer araştırmacıların çalışmaları da mevcuttur (Basu ve diğ., 1991, Nag ve Ali Moral, 1993, Reddy ve Nag, 1997). Basu ve diğ. (1991) farklı işletme şartları altında çalışan soğuk bir sirkülasyonlu akışkan yatakta, kanatlı yüzeylerin ısı geçişi üzerindeki etkilerini deneysel olarak çalışmışlardır. Reddy ve Nag (1997), kısa kanatların yataktan ısı geçiş yüzeylerine olan ısı akısını artırdığını, bununla beraber artan kanat uzunluğunun kanat etkenliğini azalttığını rapor etmişlerdir.

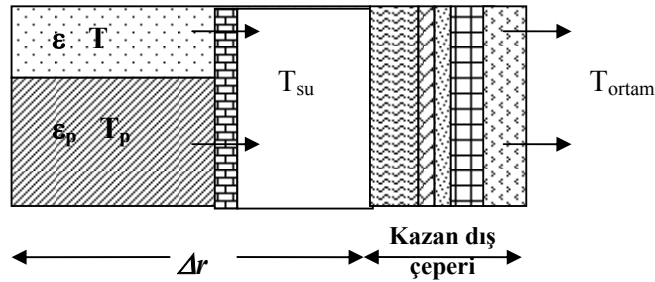
Isı geçiş mekanizmasının incelenmesinde yatak hidrodinamiğinin en önemli parametrelerden biri olduğu görülmüştür. Bununla beraber yapılan çalışmalarda ısı geçiş mekanizması üzerine hidrodinamik parametrelerinin etkileri incelenirken yatak basıncı, gaz ve taneciklerin yatak içerisindeki lokal sıcaklıkları ve hızları gibi parametrelerin yatak içerisindeki profilleri aynı anda dikkate alınmadığından ve geliştirilen modellerin genelde bu parametrelerin bazılarının hidrodinamik model bölümünde (Bölüm 3.1) de belirtildiği gibi tek boyutlu alınmaları, ısı geçiş mekanizması ile ilgili çalışmaların eksik kalan tarafları olarak karşımıza çıkmaktadır. Geliştirilen modelde tanecikler n farklı tane çap dağılımına ayrılmış ve yatakta eksenel ve radyal yöndeki değişimleri hesap edilmiştir. Benzer şekilde yatak basıncı, katı tanecik ve gaz boşluk oranları, hızları ve sıcaklıklarının yatakta eksenel ve radyal yöndeki değişimleri hesap edilmektedir. Buna ilaveten yatağın alt bölgesinin, türbülanslı akışkanlaşma rejimindeki kabarcıklı akışkan yatak olarak dikkate alınması, geliştirilen modelin yataktaki ısı geçiş mekanizması ve ısı geçiş yüzeylerine olan ısı geçişini test değerlerine uygun sonuçlarla hesaplanmasına neden olmaktadır.

Modelde yataktaki ısı geçiş mekanizması için, önerilen model Şekil 3.20’de görülmektedir. Modelde ısı değiştiricinin yatağın içerisinde olduğu kabul edilmiştir. Isı değiştiricisinin bulunduğu kontrol hacmi şematik olarak Şekil 3.21’de verilmiştir. Halkasal akış modeli gereği bu kontrol hacmi için basınç, gaz ve katı hızları, sıcaklıkları ve boşluk oranları gibi değerler için yoğun faz değerleri kullanılmaktadır.

Şekilden de görüldüğü gibi ısı değiştiricisi kontrol hacminin sağ tarafında yer almakta ve ısı değiştiricisi yatak duvarı ile temas etmektedir. Kontrol hacminde gaz ve katıların, şekilden de görüleceği gibi hacimsel boşluk oranları oranında ısı değiştirici yüzey ve yatak duvarı ile temas ettiği kabul edilmektedir.



Şekil 3.20: Bu Çalışmada Önerilen Isı Geçiş Mekanizması Modeli.



Şekil 3.21: Isı Değiştiricisinin Bulunduğu Kontrol Hacminin Şematik Resmi.

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 et kalınlığındaki sıcaklık dağılımı dikkate alınmamış, soğutucu akışkana olan ısı geçişinde logaritmik ortalama sıcaklık farkından yararlanılmıştır. Yatakta soğutucu akışkan ile çekilen ısı;

$$Q_{su,j} = U_{ID,j} \cdot A_{ID} \cdot \Delta T_{m,su,j} \quad (3.123)$$

şeklinde hesaplanmıştır. j kontrol hacmindeki su sıcaklığı, $T_{su,j}$ soğutucu akışkan enerji dengesinden en genel halde;

$$m_{su} c_{su} (T_{su,j} - T_{su,j-1}) = U_{ID,j} \cdot A_{ID} \cdot \Delta T_{m,su,j} \quad (3.124)$$

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

$$Nu = \frac{2 \cdot r_{tüp,iç} \cdot h}{k_{su}} = 5 + 0.015 \cdot Re_{su}^m \cdot Pr^n \quad (3.125)$$

Kontrol hacminde gaz ve katılara göre logaritmik ortalama sıcaklık farkları ise aşağıdaki gibi hesaplanmıştır.

$$\Delta T_{m,g,j} = \frac{T_{su,j} - T_{su,j-1}}{\ln \frac{T_j - T_{su,j-1}}{T_j - T_{su,j}}} \quad (3.126)$$

$$\Delta T_{m,p,j} = \frac{T_{su,j} - T_{su,j-1}}{\ln \frac{T_{p,j} - T_{su,j-1}}{T_{p,j} - T_{su,j}}} \quad (3.127)$$

Yatak içerisinde ısı geçiş yüzeylerine tane ve gazlardan olan toplam ısı geçiş katsayısı Basu ve diğ., (1996), Reddy ve Basu, (2001a) ve Reddy ve Basu, (2001b) tarafından önerilen bağıntı ile bulunmuştur.

$$h_t = \varepsilon_p \cdot h_p + \varepsilon_g \cdot h_g + \varepsilon_p \cdot h_{r,p} + \varepsilon_g \cdot h_{r,g} \quad (3.128)$$

Burada h_g , gazlardan ısı geçiş yüzeylerine taşınım ile ısı geçiş katsayısı olup,

$$h_g = \left(\frac{k_g}{d_p} \right) \cdot \left(\frac{c_p}{c_g} \right) \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{0.3} \cdot \left(\frac{U_{ter}}{g d_p} \right)^{0.21} \cdot Pr \quad (3.129)$$

ifadesine eşittir. Katı fazı ısı taşınım katsayısı h_p ifadesi ise modelde aşağıdaki gibi hesaplanmıştır (Ryabov ve diğ., 1999);

$$h_p = \frac{k_g}{d_p} 0.009 \cdot \text{Pr}^{0.33} \text{Ar}^{0.5} \quad (3.130)$$

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

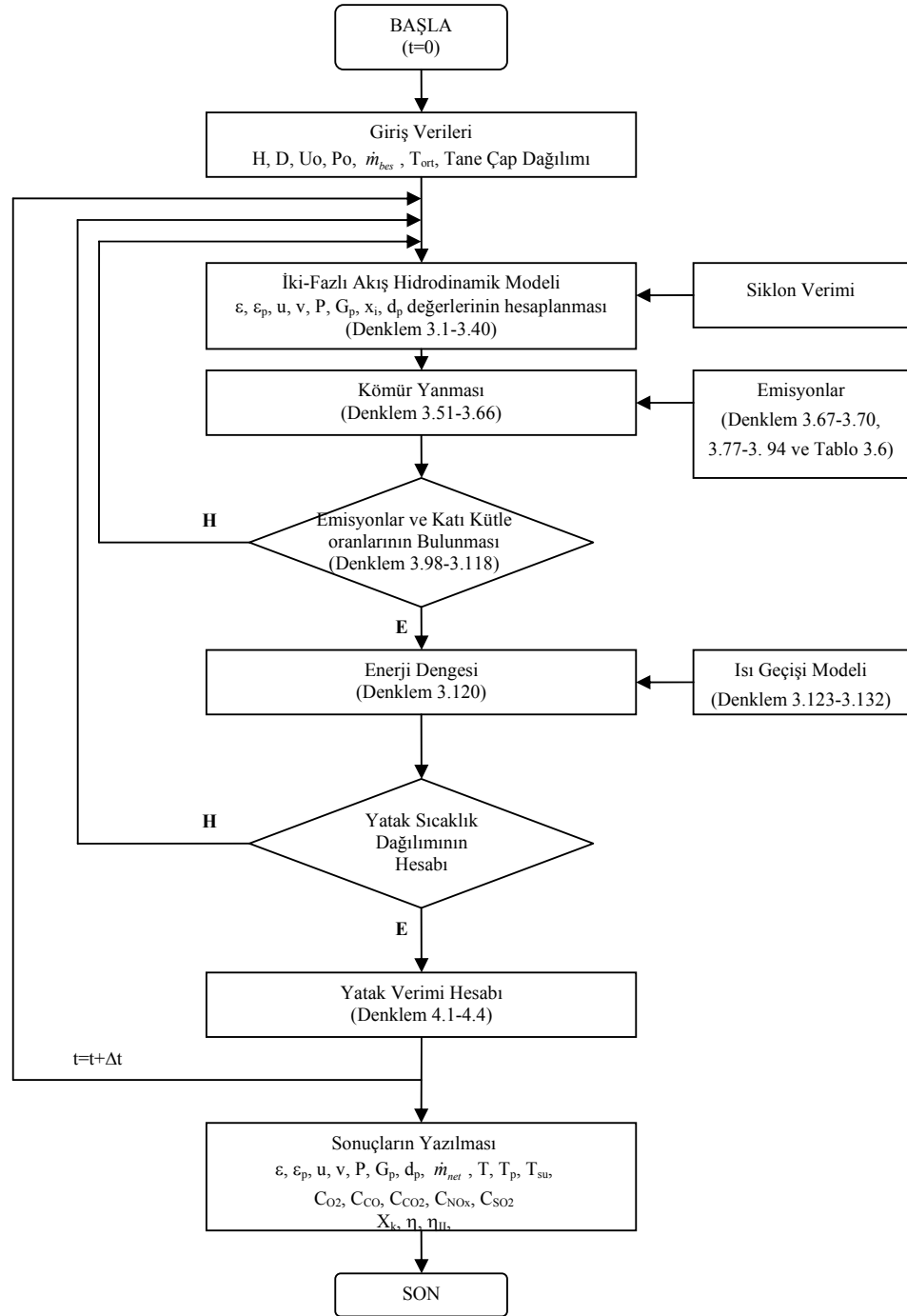
$$h_{r,p,j} = \frac{\sigma (T_{p,j}^4 - T_{su,j}^4)}{\left\{ (e_p^{-1} - e_{su}^{-1}) - 1 \right\} (T_{p,j} - T_{su,j})} \quad (3.131)$$

ile hesaplanmıştır. Modelde, gazlardan ısı değiştiricisine ışınlımla olan ısı geçiş katsayısı da benzer şekilde aşağıdaki gibi hesaplanmıştır;

$$h_{r,g,j} = \frac{\sigma (T_j^4 - T_{su,j}^4)}{\left\{ (e_g^{-1} - e_{su}^{-1}) - 1 \right\} (T_j - T_{su,j})} \quad (3.132)$$

3.2.3 Çözüm Metodu

Yatak için geliştirilen denklemler, öncelikle ayırıklaştırma metodu kullanılarak ayırıklaştırılmıştır. Denklemlerin ayırıklaştırılması işleminde, geriye-ayırıklaştırma (backward-difference) metodu kullanılmıştır. Denklemler ayırıklaştırıldıktan 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 Tablo 3.4'de gaz ve katılar için verilen momentum denklemleri ile Denklem 3.120'de verilen enerji denklemi ayırıklaştırıldıktan sonra elde edilen ifadelerde Δr ve Δz uzunlukları yerlerine konularak Δt zaman adımları elde edilmiştir. Yoğun faz kalınlığının yatak yüksekliği boyunca göstermiş olduğu değişim sonucunda, yatak yüksekliği arttıkça Δr uzunluğu azalacaktır. Bu nedenle modelde Δt zaman adımı ifadesinin tayininde en kritik Δr uzunluğu dikkate alınarak hesap edilen ve en küçük olan değer kullanılarak, zaman adımı 1×10^{-12} s alınmıştır. Sayısal çözüm için kullanılan akış diyagramı Şekil 3.22'de verilmiştir.



Şekil 3.22: Sayısal Çözüm Akış Diyagramı.

Yatağın üst kısmı seyrek faz ve yoğun faz için ayrı ayrı $m \times n$ üniform kontrol hacmine bölünmüştür. Seyrek fazın kolon boyunca merkezden yatak duvarlarına doğru genişleyen bir yapı göstermesi nedeniyle, yoğun fazdaki kontrol hacminleri seyrek fazdakilerden çok daha dar olmakta ve aralarındaki fark yatak yüksekliği ile artmaktadır. Momentum denkleminin çözümü esnasında yapılan iterasyon işleminde, hidrodinamik modelde olduğu gibi succesful relaxation metodu ve ∓ 0.000001 hata aralığı kullanılmaktadır. Modelde silindirik koordinat sistemi kullanılmış ve yatağın eksenel simetrik olduğu kabul edilmiştir. Katı taneciklerin küresel oldukları, yatak içerisinde hareketleri gözönüne alınırken yukarı yön pozitif, aşağı yön negatif alınarak çözüm yapılmıştır. Modelde gaz hareketinin ise sadece yukarı doğru olduğu kabul edilmiş ve gazın geri dönüşü ihmal edilmiştir. Modelde giriş verisi olarak giriş gaz hızı ve katı kütle akısı kullanılmaktadır. Modelde siklon verimi 0.95 alınmıştır.

3.2.4 Model Sonuçlarının Deneysel Verilerle Karşılaştırılması

Modelin yanma ve emisyonlarla ilgili sonuçları, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır. Bu amaçla geliştirilen model, deneysel verilerin elde edildiği sirkülasyonlu akışkan yatakların çalışma şartları ile çalıştırılmıştır. Model sonuçları önce Gazi Üniversitesi Isıl Güç Laboratuvarı'nda tasarlanmış bir pilot sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcıda Tunçbilek linyiti yakılarak yapılmış deney sonuçları ile karşılaştırılmıştır (Topal, 1999). Bu karşılaştırma kapsamında, yatak yüksekliği boyunca oksijen, karbon monoksit, kükürtdioksit ve azot oksit emisyonlarının değişimi ile oksijen, karbondioksit ve kükürtdioksit emisyonlarının zamana göre değişimleri mukayese edilmiştir. Bu deneylerde yatak sıcaklığı, karbondioksit, yatakta karbon yüzdesi değişimleri ve kok tane çapı değişimi ölçülmemiştir. Ancak, yatak sıcaklığı aritmetik ortalama değer olarak verilmektedir. Bu nedenle bu mukayeseler yapılamamış, yatak sıcaklığının verilen ortalama değerde olup olmadığı ise kontrol edilmiştir. Bölüm 3.2.4.1'de verilen tüm mukayeselerde model tahmini ile bulunan yatak ortalama sıcaklık değerlerinin, deney için verilen değerlerle örtüştüğü saptanmıştır. Model sonuçlarının büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı sonuçları ile karşılaştırılması, 18 Mart Çan Termik Santrali'nde bulunan 160 MW'lık bir sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcıda Çan linyiti yakılarak yapılmış test sonuçları ile yapılmıştır (Elektrik Üretim A.Ş., 2005). Bu karşılaştırma kapsamında, yatak çıkışındaki yatak sıcaklığı, kükürtdioksit ve azot oksit emisyonlarının değişimleri

mukayese edilmiştir. Yapılan testlerde karbondioksit, yatakta karbon yüzdesi değişimleri ve kok tane çapı değişimi ölçülmediğinden, bu parametrelerin model sonuçları ile mukayesesi yapılamamıştır. Modelin geçerliliği, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla yapılan karşılaştırmalarla sağlandıktan sonra farklı yatak çalışma şartlarının, baca gazı emisyon değerleri üzerindeki etkisi irdelenmiştir.

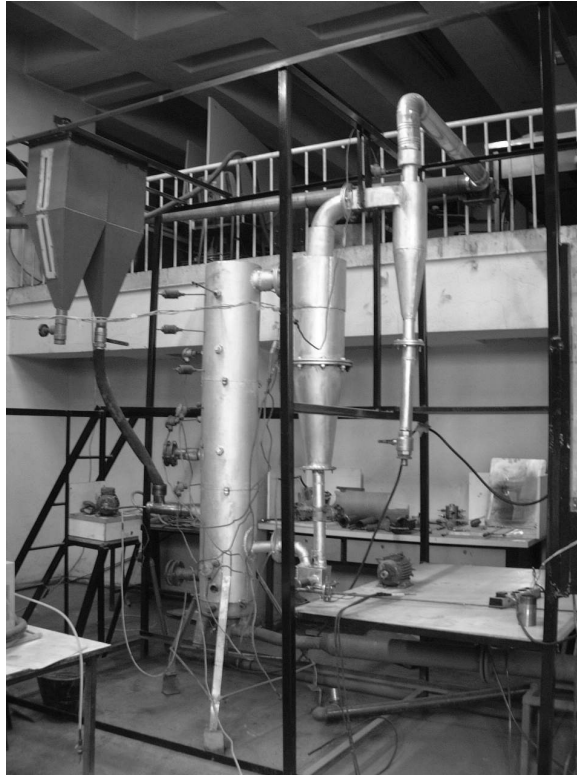
Geliştirilen model kullanılarak akışkan yataklı yakıcıda yatak ile ısı değiştiricisi arasındaki ısı geçiş katsayısının hesaplanan değerleri, farklı ölçekli yataklar kullanılarak ölçülmüş ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle karşılaştırılmıştır (Al-Busoul ve diğ., 2000, Wunder, 1980, Wang ve diğ. 1999, ve Tian ve Peng, 2004). Bu karşılaştırma kapsamında ısı geçiş katsayısının yatak yüksekliği boyunca değişimi ve farklı işletme hızlarındaki değerleri mukayese edilmiştir.

3.2.4.1 Model Sonuçlarının Küçük Ölçekli Bir Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcı ile Karşılaştırması

Model sonuçlarının küçük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı sonuçları ile karşılaştırılması için; Gazi Üniversitesi Isıl Güç Laboratuvarı'nda, 0,125 m çapında ve 1,80 m yüksekliğinde, 50 kW ısıl güçteki laboratuvar ölçekli bir sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıdan elde edilen test sonuçlarından yararlanılmıştır (Şekil 3.23).

Test ölçümlerinin alındığı sirkülasyonlu akışkan yatak; gövdesi 0,31 m dış çapında, 0,006 m et kalınlığında ve 0,60 m uzunluğunda üç adet standart karbon çelik çekme borudan yapılmış ve boru parçaları faturalı bir bağlantıyla birbirine bağlanmıştır. Kolon 0,085 m et kalınlığında süper costable-32 ıstampa harcı, monolit harcı ve dökme ıstampa harcının eşit oranlarda karıştırılmasıyla elde edilen refrakter harcıyla kaplanmış, birincil siklona tepe noktasından 0,08 m iç çapında refrakter malzemesi ile kaplı bir boruyla bağlanmıştır. Birincil siklona teğetsel olarak giren yanma gazları içerisindeki katı partiküller (yatak malzemesi, absorbent malzemeler ve kömür parçaları) bir düşüş borusu ile geri dolaşım yatak ünitesine beslenmiştir. Geri dolaşım sisteminde 0,10 x 0,14 x 0,10 m boyutlarında ikinci bir akışkan yatak mevcuttur. Burada orifis sayısı 125 ve orifis çapı 0,0025 m olan bir dağıtıcı elek kullanılarak katı partiküllerin yatağa geri beslemesi sağlanmıştır. Geri besleme sistemine ikincil hava; hava besleme fanından alınan 2" lik bir boru ile verilmiştir. Geri dolaşım bağlantısı yatağa dağıtıcı eleğin 0,37 m yukarısından yapılmış,

sistemden kül; 1" lik bir boru ile devir sayısı kontrollü bir vidalı götürücü kullanılarak alınmıştır. Sisteme hava beslemesi 1000 m³/h hava debisinde ve 900 mmSS basınç düşüşüne sahip 7,5 BG'deki bir radyal fan kullanılarak yapılmıştır. Birincil hava dağıtım sistemi, hava giriş yatağı, dağıtıcı elek plakası ve ön ısıtma LPG bekinden oluşmaktadır. Kolon altındaki dağıtıcı elek plaka 0,004 m kalınlığında karbon çeliğinden olup, üzerine 600 adet ve dairesel olarak 0,005 m aralıklarla 0,001 m çaplı orifislerden meydana gelmiştir. Dağıtıcı eleğin alt kısmında olan hava giriş yatağı 0,125 m çapında ve 0,25 m yüksekliğindedir.



Şekil 3.23: Deneysel Verilerin Temininde Yararlanılan Çalışmada Kullanılan Sirkülasyonlu Akışkan Yatak.

Tunçbilek linyiti deneysel çalışmada yakıt olarak kullanılmıştır. 0-18 mm boyutunda kırılmış ve yıkanmış olarak sağlanan kömür, laboratuarda öğütücüde 0-2 mm arasında öğütülerek istenilen tanecik boyutuna getirilmektedir. Yakıt olarak 0,30-1,38 mm ortalama çapına sahip 6 farklı boyut grubunda kömür kullanılmıştır. Tablo 3.8'de deneylerde kullanılan Tunçbilek linyitin elementer analizi verilmektedir.

Tablo 3.8: Tunçbilek Linyitine Ait Elementer Analiz Sonuçları (Kütlesel).

Yakıt Analizi	Yaş	Kuru
C (%)	54,85	59,29
H (%)	4,26	4,61
O (%)	10,64	11,50
N (%)	1,94	2,10
S (%)	1,67	1,81
Kül (%)	19,14	20,60
Nem (%)	7,5	0,0
H _o (kcal/kg)	5553	-
H _u (kcal/kg)	5278	-

Yanma sonu açığa çıkan SO₂ emisyonunun ilgili yönetmeliklere göre kabul edilebilir sınırlara indirgenebilmesi amacıyla, Göynük kireçtaşı değişik koşullarda (tane boyutu, Ca/S, sıcaklık) kömür ile karıştırılarak yanma odasına beslenmiştir. Kullanılan absorbent malzemenin elementer analizi Tablo 3.9’da verilmektedir.

Tablo 3.9: Göynük Bölgesi Kireçtaşı Analizi.

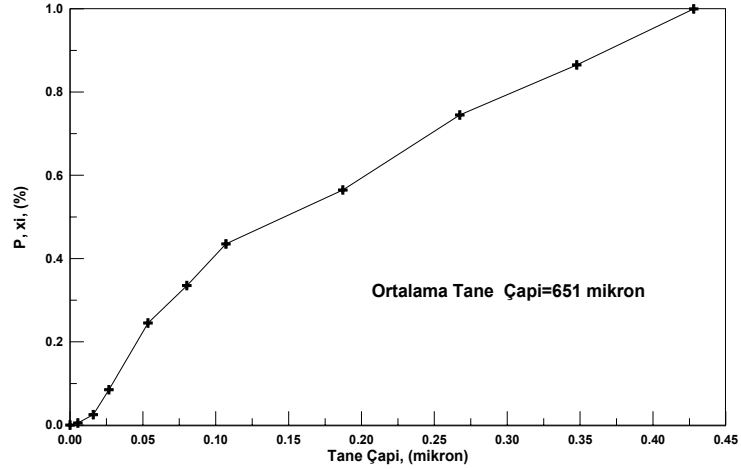
Kireçtaşı İçeriği	Kütlesel Oran (%)
CaO	53,1
MgO	1,1
R ₂ O ₃	0,2
SiO ₂	2,2
Nem	43,4

Modelin geçerliliğinin sağlanması için, geliştirilen model deneysel verilerin elde edildiği sirkülasyonlu akışkan yatakların çalışma şartları ile çalıştırılmıştır. Bu karşılaştırma kapsamında, yatak yüksekliği boyunca oksijen, karbonmonoksit, kükürtdioksit ve azot oksit emisyonlarının değişimi ile oksijen, karbondioksit ve kükürtdioksit emisyonlarının zamana göre değişimleri mukayese edilmiştir. Bu deneylerde yatak sıcaklığı, karbondioksit, yatakta karbon yüzdesi değişimleri ve kok tane çapı değişimi ölçülmemiştir.

Tablo 3.10: Pilot Akışkan Yatak nitesinin İşletim şartları (Topal 1999).

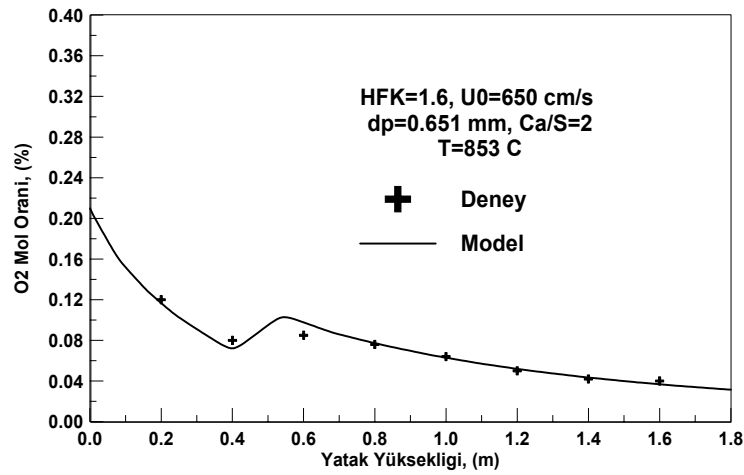
İşletme Parametreleri	
Kömür besleme aralığı	6-7,7 kg/h
İşletme hızı aralığı	3,60-9,23 m/s
Yatak kesit alanı	0,0122 m ²
Kömür tane boyutu	0,03-0,9 mm
Kireçtaşı tane boyutu	0,071 mm

Ancak, yatak sıcaklığı aritmetik ortalama değeri olarak verilmektedir. Bu nedenle bu mukayeseler yapılamamış, yatak sıcaklığının verilen ortalama değerde olup olmadığı ise kontrol edilmiştir. Pilot Sirkülasyonlu akışkan yatak ünitesinin işletim şartları Tablo 3.10’da verilmiştir. Yatak girişinde kömür tane boyutu dağılımı Şekil 3.24’de verilmiştir.



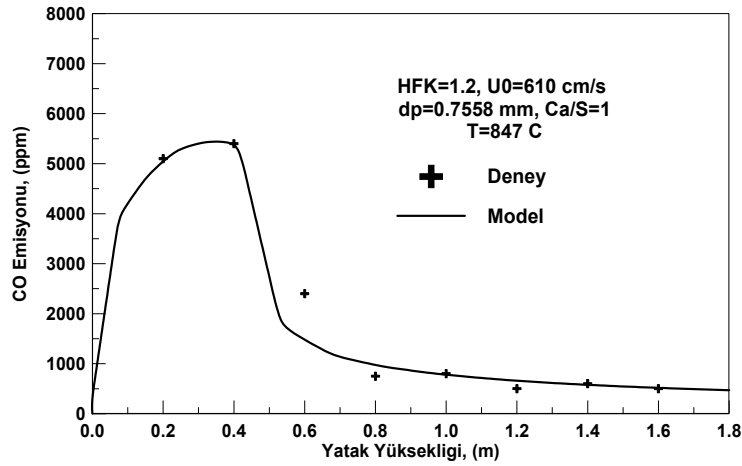
Şekil 3.24: Yatak Girişinde Kömür Tane Boyutu Dağılımı.

Oksijen mol oranı değerinin, yatak yüksekliği boyunca değişimi için model ve deneysel verilerin karşılaştırılması Şekil 3.25’de verilmiştir. Dağıtıcı elekten 0,4 m yukarıda oksijen mol oranında görülen artış ikincil havanın yatağa bu noktadan verilmiş olmasından kaynaklanmaktadır. Şekilden görüldüğü gibi model sonuçlarının deneysel verilerle örtüştüğü saptanmıştır.



Şekil 3.25: Yatak Yüksekliği Boyunca O₂ Mol Oranı Değerlerinin Karşılaştırılması.

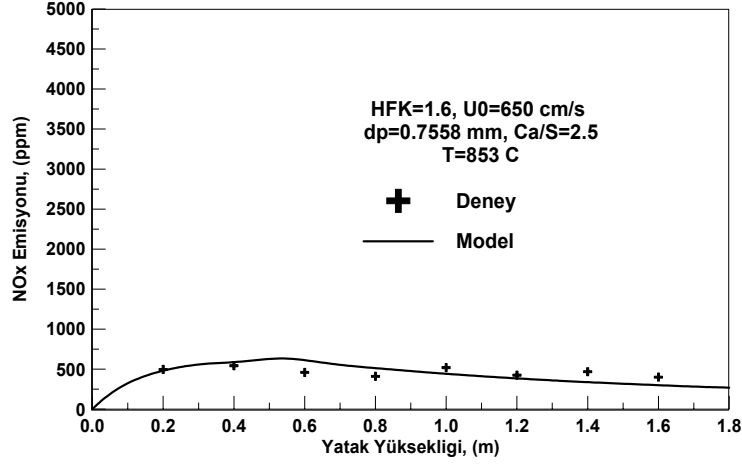
Karbonmonoksit emisyonu değerinin, yatak yüksekliği boyunca değişimi için model ve deneysel verilerin karşılaştırılması şekil 3.26’da verilmiştir. şekilden de görüldüğü gibi dağıtıcı elekten, ikincil hava besleme noktasına kadar olan ve alt bölge olarak adlandırılan bölgede; dağıtıcı elekten uzaklaştıkça karbonmonoksit emisyonunda oldukça keskin bir artış gözlenmekte, ikincil hava beslemesine yaklaştıkça bu keskinliğin gittikçe azaldığı gözlenmektedir.



şekil 3.26: Yatak Yüksekliği Boyunca CO Emisyon Değerlerinin Karşılaştırılması.

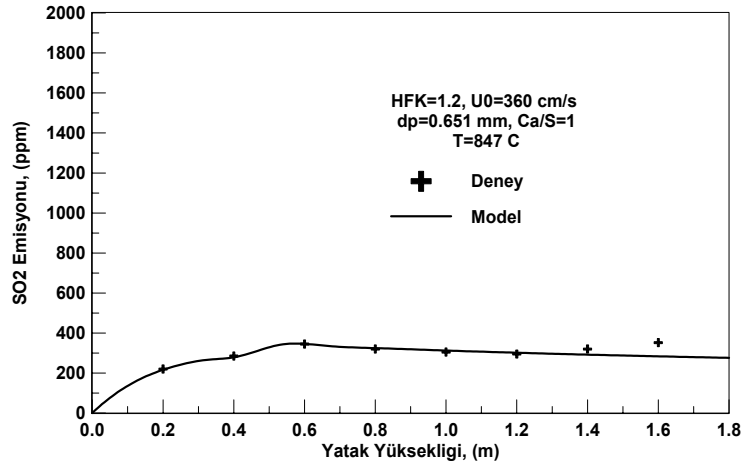
Bunun sebebi, bu bölgede yatak içerisinde birincil hava ile yatağa verilen oksijen miktarının karbonun, karbondioksit kadar indirgenmesine yetecek kadar yeterli miktarda olmamasındandır. İkincil hava besleme noktasından itibaren karbonmonoksit emisyonundaki düşüş de bu durumu doğrulamakta ve bu noktadan itibaren yatak içerisindeki yeterli oksijen varlığı nedeniyle karbonmonoksit, karbondioksit kadar indirgenmekte ve bu da şekilde görüldüğü gibi karbonmonoksit emisyonunda üst seyrek bölge boyunca belirgin bir azalmaya sebep olmaktadır. Yatağın st kısımlarında karbonmonoksit emisyonunun düşüşünün azalması ise yine yataktaki oksijen varlığına ve yukarıda da bahsedildiği gibi kok yanması için mekanizma faktörü Φ ’nin yatak sıcaklığı ve kok tane çapına bağlı olmasındandır.

Azot oksit emisyonu değerinin, yatak yüksekliği boyunca değişimi için model ve deneysel verilerin karşılaştırılması şekil 3.27’de verilmiştir. Uçucu maddelerin alt bölgede açığa çıkması, bu bölgede azot oksit emisyonunun yatak yüksekliği boyunca artmasına sebep olmaktadır. Yatak yüksekliği boyunca azot oksit emisyonu model sonuçlarının, küçük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yatak test nitesi ile elde edilen sonuçlarla uyumlu olduğu görülmektedir.



Şekil 3.27: Yatak Yüksekliği Boyunca NO_x Emisyon Değerlerinin Karşılaştırılması.

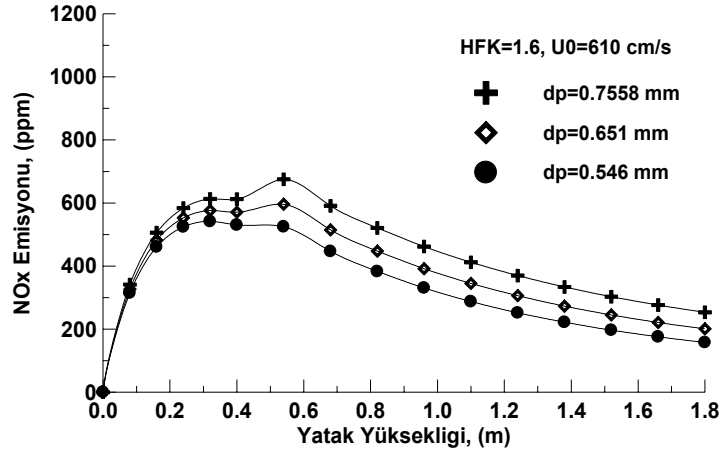
Kükürtdioksit emisyonu değerinin, yatak yüksekliği boyunca değişiminin karşılaştırılması Şekil 3.28’de verilmiştir. Azot oksit emisyonunda olduğu gibi uçucuların alt bölgede açığa çıkması kükürtdioksit emisyonlarının da bu bölge boyunca artmasına sebep olmakta, ikincil hava etkisiyle yatakta kok yanmasının iyileşmesi ve dolayısıyla bünyesinde bulunan sabit kükürt miktarının açığa çıkışının bir miktar daha artması şeklinde dağıtıcı elekten 0,4 m ile 0,6 m arası yükseklikte açıkça görülmektedir. Daha sonra yatakta yeterli oksijen varlığı, kireçtaşı ile kükürtdioksit tutulmasını arttırmakta ve model sonuçlarının, beklendiği gibi deneysel verilerle oldukça uyumlu olduğu görülmektedir.



Şekil 3.28: Yatak Yüksekliği Boyunca SO₂ Emisyon Değerlerinin Karşılaştırılması.

Yatak yüksekliği boyunca O₂ mol oranı ve CO, SO₂, NO_x emisyonlarının değişiminin deneysel veriler ve model sonuçları ile mukayesesi, geliştirilen modelin geçerliliğini göstermektedir. Modelin geçerliliğinin sağlanmasından sonra farklı yatak çalışma

şartlarının, baca gazı emisyon değerlerine etkisi aşağıda irdelenmiştir. Bu amaçla sırasıyla kömür tane çapı, hava fazlalık katsayısı ve işletme hızının, yatak yüksekliği boyunca azot oksit emisyonu üzerindeki etkileri incelenmiştir (Şekil 3.29-31). Daha sonra sırasıyla kireçtaşı tane çapı, Ca/S oranı ve işletme hızının, yatak yüksekliği boyunca kükürdioksit emisyonu üzerindeki etkileri araştırılmıştır (Şekil 3.29-31).

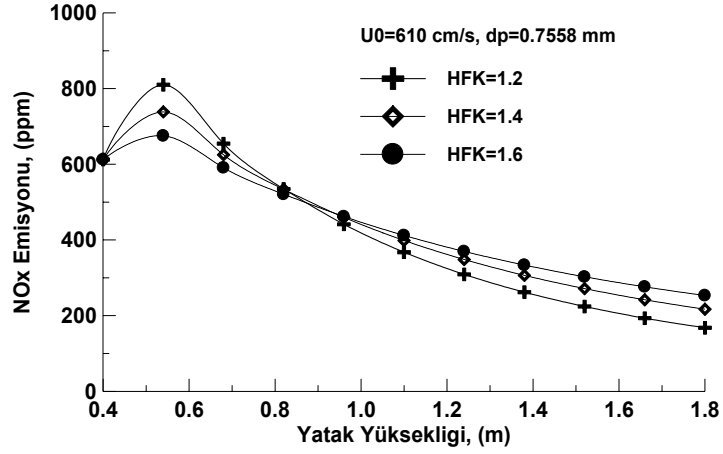


Şekil 3.29: Yatak Yüksekliği Boyunca NO_x Emisyon Değerlerinin Kömür Tane Çapına Göre Değişimi.

Kömür tane çapının azot oksit emisyonu üzerine etkisi Şekil 3.29'da verilmiştir. Şekilden görüldüğü gibi, artan tane çapı, tanenin reaksiyon yüzeyini arttırdığından, tanenin yanmasını ve dolayısıyla yatak boyunca azot oksit emisyonunu arttıracaktır.

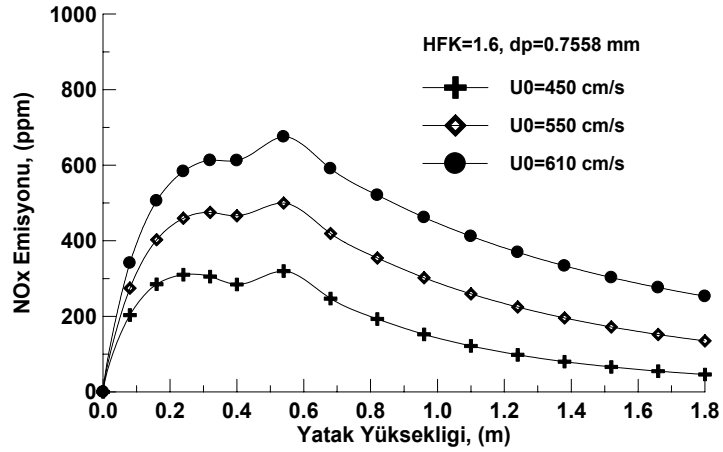
Bununla beraber azot oksit emisyonunun yatak boyunca genel eğimine bakıldığında, uçucuların alt bölgede açığa çıkması azot oksit emisyonlarının bu bölge boyunca artmasına sebep olmakta, açığa çıkan azot oksitler ise yatak içerisinde karbon ile tutularak indirgendiğinden üst bölgede yatak yüksekliği boyunca azalma eğilimi göstermektedir.

Hava fazlalık katsayısının artması, yatak içerisinde kömür yanmasını artırmaktadır. Bu nedenle hava fazlalık katsayısının düşmesi, yatağın üst bölgesinde azot oksit emisyonunun biraz düşmesine sebep olmaktadır. Bununla beraber, ikincil hava besleme noktası civarında, ikincil havayla yatak sıcaklığının düşmesi, kömürün yanma hızını ve yatak sıcaklığını düşürdüğünden, daha az azot oksit emisyonunun oluştuğu gözlenmiştir (Şekil 3.30).



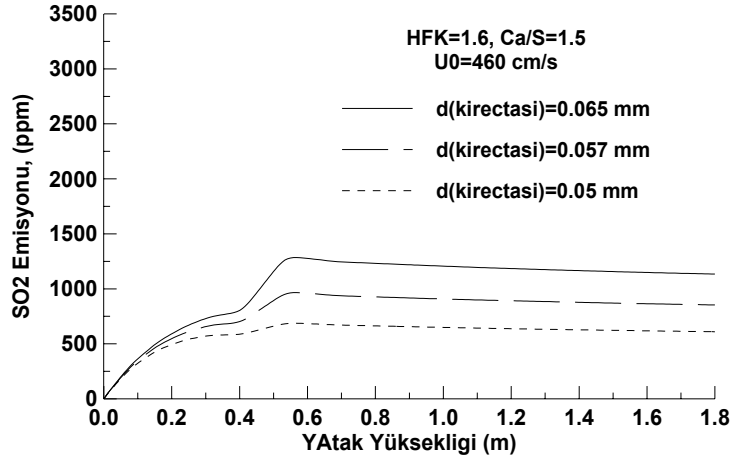
Şekil 3.30: Yatak Yüksekliği Boyunca NO_x Emisyon Değerlerinin Hava Fazlalık Katsayısına Göre Değişimi.

Hava fazlalık katsayısı sabit tutulurken, yatak işletme hızının artması, tanelerin yatakta kalış sürelerini ve dolayısıyla da net kütle akısını azaltmakta, bu da azot oksitinin karbonla tutulmasını zorlaştırmaktadır. Bu durum azot oksit emisyonlarının artmasına sebep olmaktadır (Şekil 3.31).



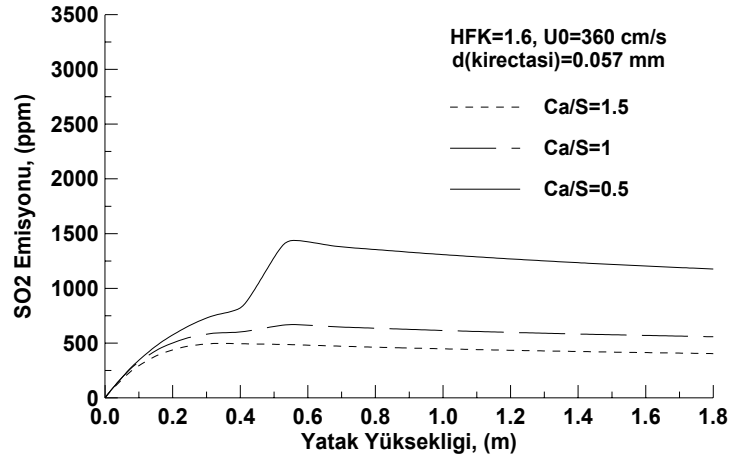
Şekil 3.31: Yatak Yüksekliği Boyunca NO_x Emisyon Değerlerinin Yatak İşletme Hızına Göre Değişimi.

Yatak yüksekliği, katı sirkülasyon akısını ve aynı zamanda katıların yatakta kalış sürelerini etkileyen önemli bir dizayn parametresidir. Yatak yüksekliğinin artması, katı sirkülasyon akısında azalmaya sebep olmakta, yatakta kalış süresini arttırmakta ve böylece kükürt indirgemesini arttırmaktadır. Bu etki Şekil 3.32-34'de açıkça görülmektedir.



Şekil 3.32: Yatak Yüksekliği Boyunca SO₂ Emisyon Değerlerinin Kireçtaşı Tane Çapına Oranına Göre Değişimi.

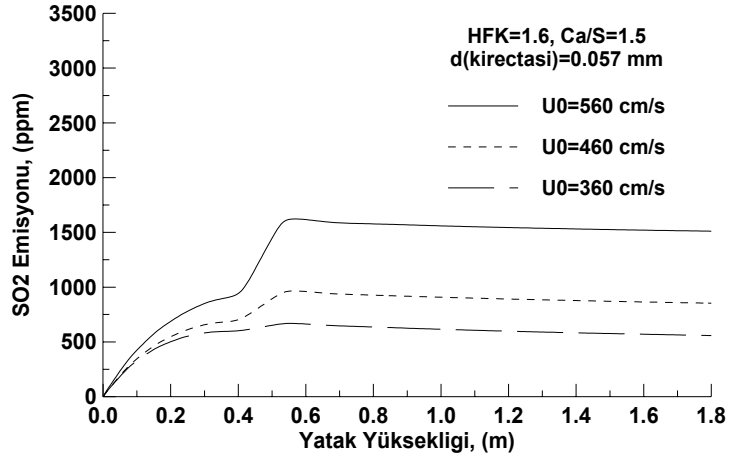
Kireçtaşının boyutunun küçülmesi, reaktivitesini arttırmakta, böylece SO₂ emisyonunun azalmasına yol açmaktadır (Şekil 3.32).



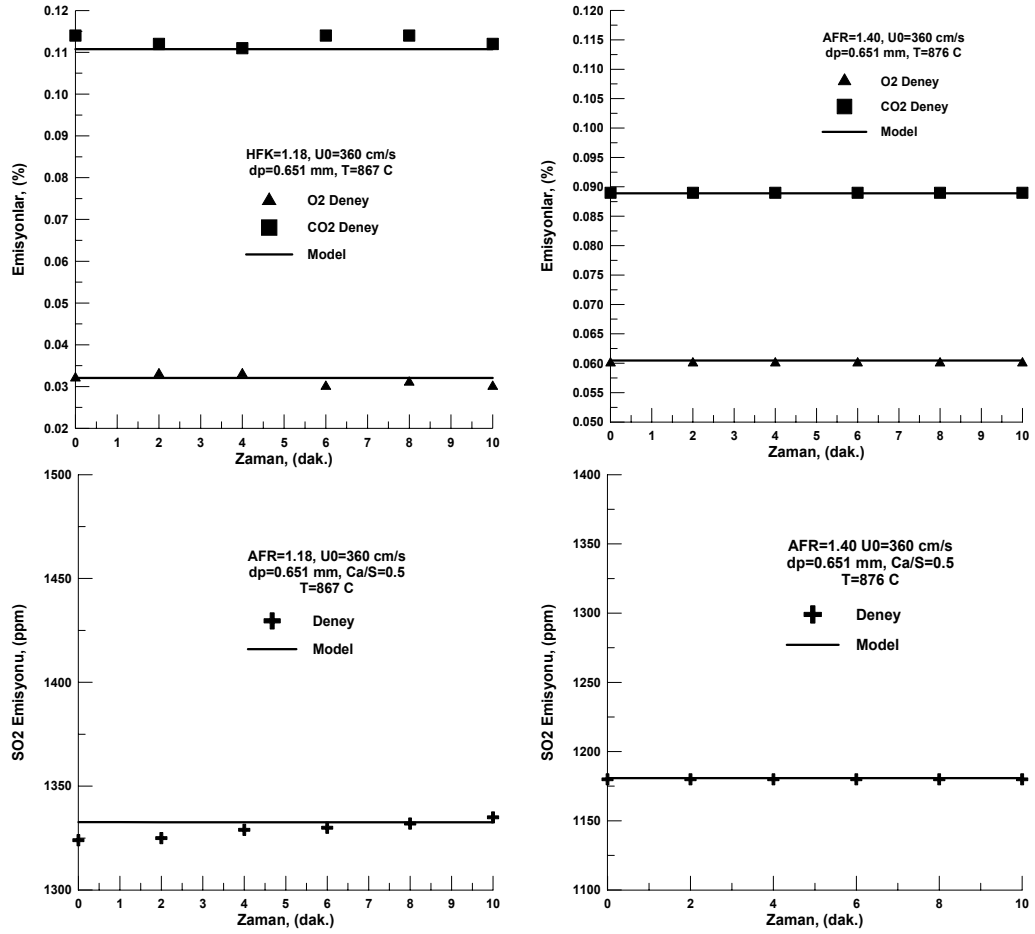
Şekil 3.33: Yatak Yüksekliği Boyunca SO₂ Emisyon Değerlerinin Ca/S Oranına Göre Değişimi.

Ca/S oranının artırılması, yatağa yapılan kireçtaşı beslemesini arttırdığından yatak içerisindeki kükürdioksit emisyonunun azalmasına sebep olmaktadır. Bu durum Şekil 3.33'de açıkça görülmektedir.

Yatak işletme hızının artması, tanelerin yatakta kalış sürelerini ve dolayısıyla da net kütle akışını azaltmakta, bu da kükürdioksidin kireçtaşı ile tutulmasını zorlaştırmaktadır. Bu durum kükürdioksit emisyonlarının artmasına sebep olmaktadır (Şekil 3.34).



Şekil 3.34: Yatak Yüksekliği Boyunca SO₂ Emisyon Değerlerinin Yatak İşletme Hızına Göre Değişimi.



Şekil 3.35: Farklı İşletme Şartlarında O₂, CO₂ ve SO₂ Emisyon Değerlerinin Zamana Bağlı Değişimleri.

O₂ mol oranı ve CO₂ ve SO₂ emisyonlarının farklı işletme şartlarındaki zamana göre değişimleri için deneysel veriler ve model sonuçlarının mukayesesi Şekil 3.35’de

verilmiştir. Model sonuçlarının deneysel verilerle oldukça iyi bir uyum göstermesi modelin dinamik açıdan da geçerliliğini doğrulamaktadır.

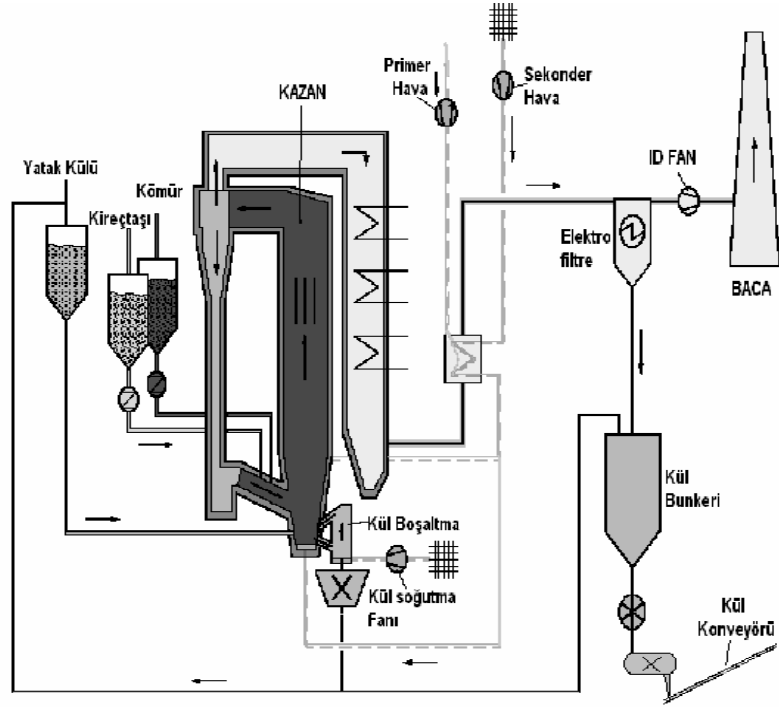
3.2.4.2 Model Sonuçlarının Büyük Ölçekli Bir Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcı ile Karşılaştırması

Model sonuçlarının büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı sonuçları ile karşılaştırılması, 18 Mart Çan Termik Santrali'nde bulunan 160 MW'lık bir sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcıda Çan linyiti yakılarak yapılmış test sonuçları ile yapılmıştır (Elektrik Üretim A.Ş., 18 Mart Çan Termik Santrali Genel Müdürlüğü özel izni ile). Santralin genel görünüşü Şekil 3.36'da verilmiştir. Bu karşılaştırma kapsamında, yatak çıkışındaki yatak sıcaklığı, kükürtdioksit ve azot oksit emisyonlarının değişimleri mukayese edilmiştir. Yapılan testlerde karbondioksit, yatakta karbon yüzdesi değişimleri ve kok tane çapı değişimi ölçülmediğinden, bu parametrelerin model sonuçları ile mukayesesi yapılamamıştır. Akışkan yatağın şematik resmi Şekil 3.37'de ve ölçekli resmi Şekil 3.38'de verilmiştir.

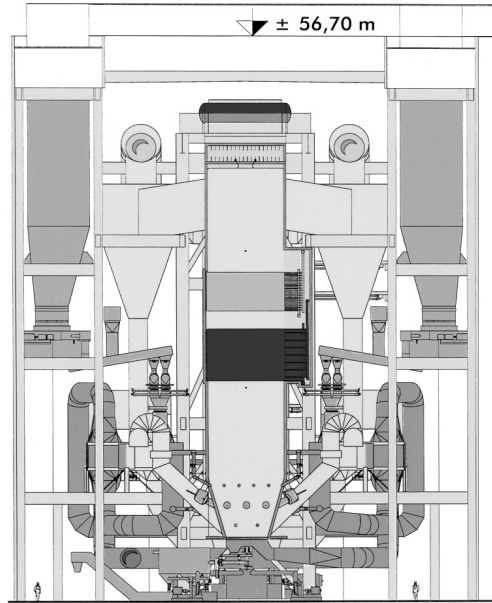


Şekil 3.36: 18 Mart Çan Termik Santrali'nin Genel Görünüşü.

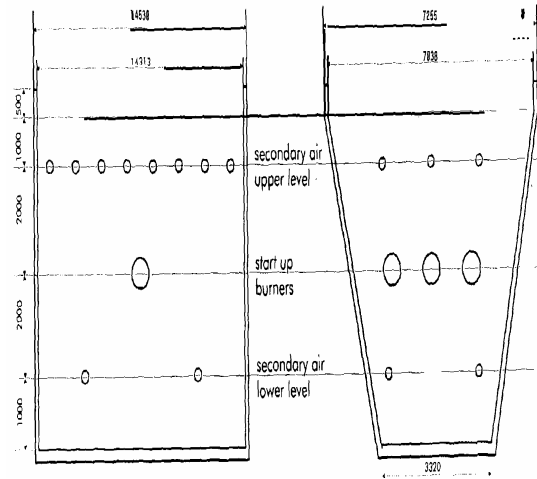
Henüz test aşamasında olan 2 X 160 MW gücündeki sirkülasyonlu akışkan yataklı Çan Termik Santrali, Çanakkale ilimizin Çan ilçesinde Alstom Firması tarafından kurulmuş olup, yıllık enerji üretimi (brüt-yaklaşık): 2 milyar kwh/yıl, yıllık yakıt tüketimi (yaklaşık): 1.800.000 ton/yıl ve yıllık kireç taşı tüketimi: 560.000 ton/yıl olarak tahmin edilmektedir.



Şekil 3.37: Büyük Ölçekli Sirkülasyonlu Akışkan Yatağın Şematik Resmi.



Kazan yanma odası alt kesit



Şekil 3.38: Büyük Ölçekli Sirkülasyonlu Akışkan Yatağın Ölçekli Resmi.

7 m x 14 m x 37 m boyutlarında olan akışkan yatakta yakıt olarak Çan linyiti kullanılmaktadır. Çan linyitine ait elementer analiz sonuçları Tablo 3.11’de verilmiştir.

Tablo 3.11: Çan Linyitine Ait Elementer Analiz Sonuçları (Kütlesel).

Yakıt Analizi	Yaş
C (%)	66,1
H (%)	5,5
N (%)	2,25
S (%)	8,4
Kül (%)	30,4
Nem (%)	21,4
H _u (kJ/kg)	11704

Tablo 3.12’de model sonuçları ile 18 Mart Çan Termik Santrali sirkülasyonlu akışkan yatak test verilerinin karşılaştırması verilmiştir. Model sonuçlarının 18 Mart Çan Termik Santrali sirkülasyonlu akışkan yatak 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, SO₂ ve NO_x oranlarında ise bu değer sırasıyla %0,14 ve %1,14 olarak değişmektedir.

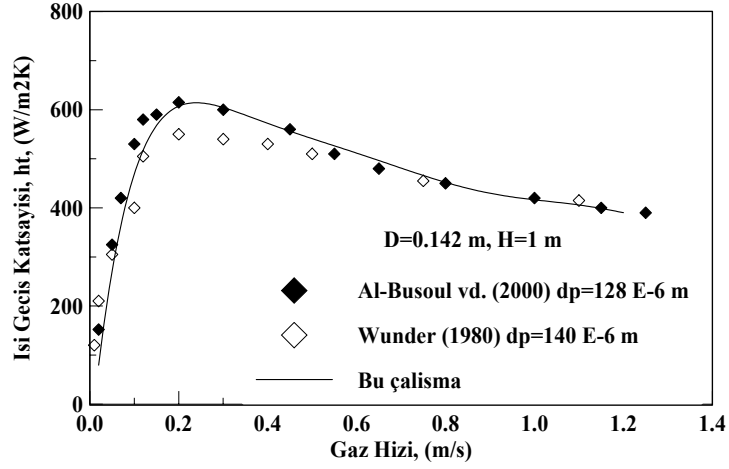
3.2.4.3 Isı Geçiş Modelinin Deneysel Verilerle Karşılaştırılması

Geliştirilen ısı geçiş modeli kullanılarak akışkan yataklı yakıcıda yatak ile ısı değiştiricisi arasındaki ısı geçiş katsayısının hesaplanan değerleri, farklı ölçekli yataklar kullanılarak ölçülmüş ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle karşılaştırılmıştır (Al-Busoul ve diğ., 2000, Wunder, 1980 ve Wang ve diğ. 1999, Tian ve Peng, 2004). Bu karşılaştırma kapsamında ısı geçiş katsayısının yatak yüksekliği boyunca değişimi ve farklı işletme hızlarındaki değerleri mukayese edilmiştir.

Şekil 3.39’de iki farklı tane çapı için farklı araştırmacılar tarafından yapılan deney sonuçları ile model sonuçlarının gaz hızlarına göre karşılaştırılması verilmiştir. Deneylerde kullanılan akışkan yatak 1 m yükseklikte ve 142 mm çapında, atmosferik yatak olup ve işletme hızları 0,02 m/s ile 1,5 m/s arasında değişmektedir.

Tablo 3.12: Model Sonuçları ile 18 Mart Çan Termik Santrali Test Sonuçlarının Karşılaştırılması.

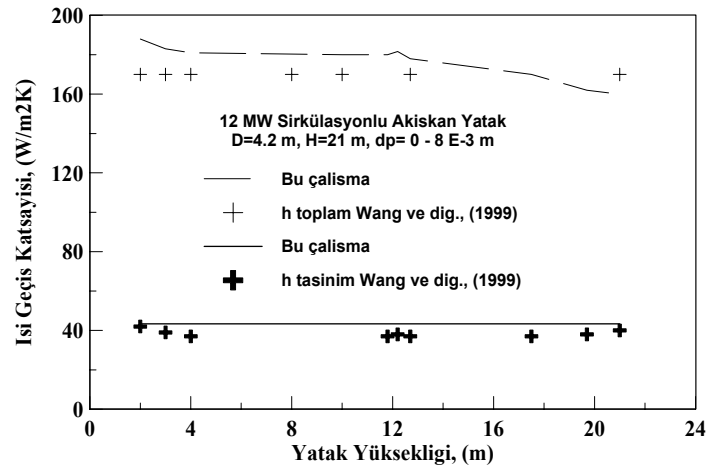
Zaman Adımı (dakika)	$\dot{m}_{bes}$ (t/h)	Hava Fazlalık Katsayısı		Yatak Sıcaklığı (°C)		Hata	SO₂ (mg/m³)		Hata	NO_x (mg/m³)		Hata
		1.	2.	Model	Test Verisi	%	Model	Test Verisi	%	Model	Test Verisi	%
30	119,1	0,195	0,39	798,5072	807,1	1,06	1290,553	1290,9	0,02	97,90595	97,1	0,82
60	119	0,195	0,39	798,7913	809,1	1,27	1274,087	1272,4	0,13	96,90554	95,9	1,03
90	116,9	0,2	0,4	800,3657	812,4	1,48	1183,505	1184,9	0,11	97,56814	98,7	1,14
120	116,3	0,1975	0,39	798,5966	814,9	2	2091,484	2093,3	0,08	92,52958	92,7	0,18
150	116	0,2	0,392	798,4028	812,3	1,71	1235,866	1235,5	0,02	102,0305	102,5	0,45
180	118,4	0,196	0,392	798,2629	805,5	0,89	1185,119	1184,9	0,01	98,95659	98,7	0,29
210	113,8	0,19	0,53	804,0156	809,3	0,65	1205,801	1204	0,14	99,06271	98,2	0,87
240	118,5	0,194	0,395	798,6284	810,4	1,45	1240,324	1240,2	0,009	98,59818	98,2	0,4
270	119,4	0,193	0,395	798,9253	810,2	1,39	1612,305	1612,1	0,01	93,52766	93,9	0,39
300	121,1	0,19	0,398	798,9905	809,5	1,29	2052,182	2051,8	0,01	93,40804	93,4	0,008
330	120,9	0,191	0,4018	798,9158	809,6	1,31	1387,995	1387,7	0,02	97,19984	97,1	0,1
360	117,1	0,195	0,395	799,7755	812,3	1,54	1356,321	1356,2	0,008	88,62447	88,9	0,3
390	115,4	0,1926	0,396	802,286	817,4	1,84	1711,697	1712,7	0,05	67,40198	67,5	0,14
420	110,6	0,2	0,398	798,4448	808	1,18	1502,268	1501,5	0,05	85,25751	85,2	0,06



Şekil 3.39: İşletme Hızlarına Göre Isı Geçiş Katsayılarının Karşılaştırılması.

Isı geçiş katsayısı değerlerinde minimum akışkanlaşma hızının 3-4 katına kadar hızlı bir artış gözlenmektedir. Bu durum yatak işletme hızı arttıkça meydana gelen türbülans etkisinden kaynaklanmaktadır. Ancak, daha yüksek işletme hızlarında katı taneciklerin yatakta kalma sürelerinin azalması ve bağlı olarak yatak yığın yoğunluğunun azalması nedeniyle ısı geçiş katsayısında belirgin azalmalar görülmektedir. Model sonuçları da bu etkiyi açıkça göstermektedir.

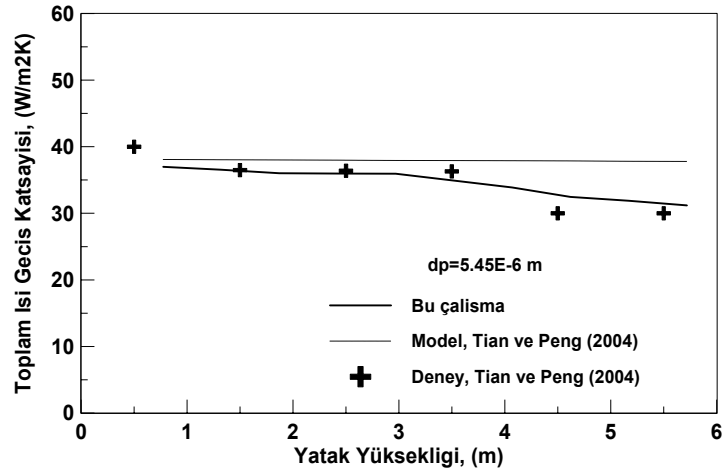
Şekil 3.40'da Wang ve diğ. (1999) tarafından; 21 m yükseklik ve 4,2 m çapında, 12 MW'lık bir sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı kullanılarak elde edilen deneysel sonuçlarla, model sonuçlarının karşılaştırılması verilmiştir. Taşınım ısı geçiş katsayısı için model tahminlerinin, maksimum %1,2'lik bir hata ile deneysel çalışmadan elde edilen değerlerle uyum halinde olduğu görülmüştür.



Şekil 3.40: Yatak Yüksekliğine Göre Isı Geçiş Katsayılarının Karşılaştırılması.

Modelin benzeşimi sonucunda toplam ısı geçiş katsayısı 160-190 W/m²K aralığında değişmekte ve yatak yüksekliği boyunca düşüş göstermektedir. Deneysel çalışmada ölçülen toplam ısı geçiş katsayısının ortalama 168 W/m²K'lık bir değerde olması, deneysel veri ile modelin uyumlu olduğunu göstermektedir. Bununla beraber toplam ısı geçiş katsayısı için model tahminleri ve deneysel veriler arasındaki farklılıkların, deneysel ölçüm detayları ve hata analizleri detaylı olarak verilmediğinden, deneysel ölçümlerde yapılabilecek ölçüm hatalarından kaynaklandığı söylenebilir.

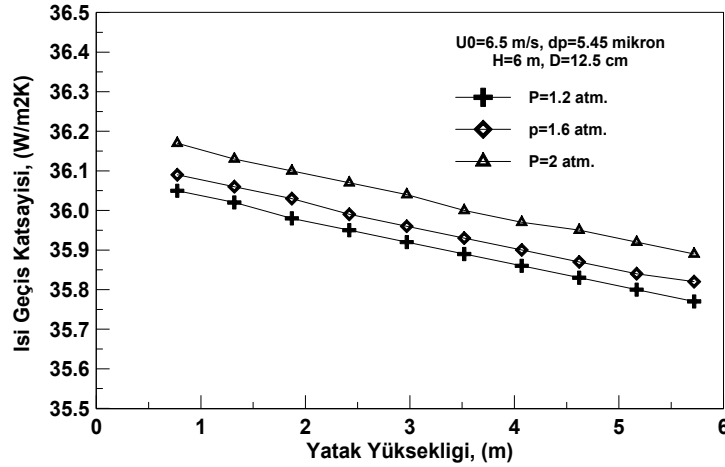
Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda ısı geçiş katsayısının hesaplanmasına yönelik Tian ve Peng (2004) tarafından geliştirilmiş ve yatakta katı taneciklerin kalış sürelerini de gözönüne alarak geliştirdiği yenilenen tanecik modeli (cluster-renewal model) sonuçları ve yine aynı araştırmacı tarafından ölçülen ısı geçiş katsayısının, bu çalışmada verilen model sonuçları ile karşılaştırılması Şekil 3.41'de verilmiştir. Yatak yüksekliği boyunca toplam ısı geçiş katsayısı değerinin Eşitlik 3.127'den hesap edildiği model sonuçlarının, deneysel sonuçlar ile iyi bir uyum gösterdiği gözlenmektedir.



Şekil 3.41: Yatak Yüksekliğine Göre ısı Geçiş Katsayılarının Karşılaştırılması.

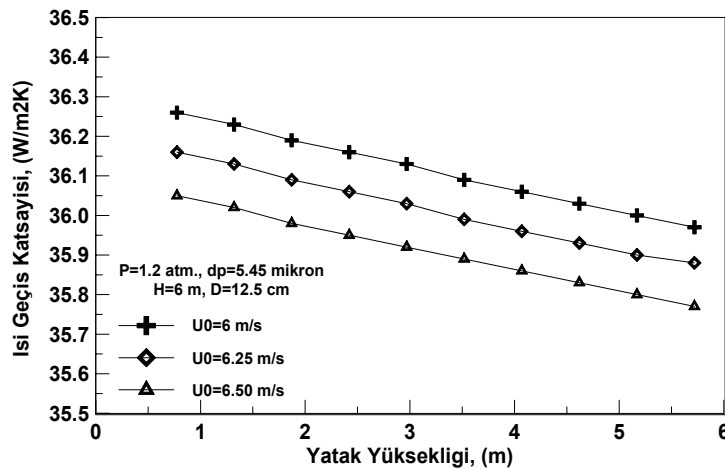
Model sonuçlarının farklı ölçekli yataklar kullanılarak ölçülmüş ve literatürde yayınlanmış Al-Busoul ve diğ. (2000), Wunder (1980), Wang ve diğ. (1999), ve Tian ve Peng (2004) tarafından yapılmış deneysel verilerle göstermiş olduğu uyum, geliştirilen modelin ısı geçiş mekanizmasının doğruluğunu ve farklı ölçekli yataklar için geçerliliğinin de modelin esnekliğini göstermesi açısından oldukça önemlidir.

Modelin geçerliliğinin sağlanmasından sonra farklı yatak çalışma şartlarının, ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Bu amaçla yatak basıncı ve yatak işletme hızının ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkileri incelenmiştir (Şekil 3.42-43).



Şekil 3.42: Yatak Basıncının Isı Geçiş Katsayısı Üzerine Etkisi.

Şekil 3.42’de yatak basıncının, ısı geçiş katsayısı üzerine etkisi incelenmiştir. Isı geçiş katsayısının artan yatak basıncıyla arttığı görülmektedir. Basıncın artması, yatak içerisinde merkezden yatak duvarına doğru olan katı hareketini arttırdığından, yatak duvarındaki katı tane konsantrasyonunu yükselmekte, bu da ısı geçiş katsayısının ve dolayısıyla da ısı geçişinin artmasına sebep olmaktadır.



Şekil 3.43: Yatak İşletme Hızının Isı Geçiş Katsayısı Üzerine Etkisi.

Yatak işletme hızının artması, yatak içerisinde taneciklerin kalış sürelerini azalttığından, yatak yığın yoğunluğunun düşmesine sebep olmakta, bu da ısı geçişini olumsuz yönde etkilemektedir (Şekil 3.43).

Farklı yatak çalışma şartlarının, ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkileri, yatak hidrodinamiğin, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda ısı geçişi üzerinde çok etkili olduğunu ortaya koymuştur. Bu nedenle boşluk oranının eksenel ve radyal yönlerdeki dağılımı, yatak yığın yoğunluğu, gaz ve tane hızları, tane çap dağılımı, ortalama tane çapı, sirkülasyon akısı ve kullanılan ısı geçiş yüzeylerinin, ısı geçişini etkilendiği belirlenmiştir.

4. SİRKÜLASYONLU AKIŞKAN YATAKLARDA VERİM

Hazırlanan sirkülasyonlu akışkan yatak modelinin küçük ve büyük ölçekli yakıcılar için geçerliliği sağlanmasının ardından, farklı yatak çalışma şartlarının farklı kapasitelerdeki sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların verimi üzerindeki etkisi de incelenmelidir. Bu amaçla bu bölümde bu tip yakıcıların birinci ve ikinci kanun verimleri tanımlanarak verimi etkileyen parametreler ve bu parametrelerin etki oranları irdelenmiştir.

4.1 Sirkülasyonlu Akışkan Yatak Birinci Kanun Verimi

Sirkülasyonlu akışkan yataklarda birinci kanun verimi yakıcı verimi ve yatak verimi olmak üzere iki şekilde tanımlanabilir.

Sirkülasyonlu akışkan yataklarda baca gazındaki karbon monoksit ve oksijen yüzdeleri, yatak ortalama sıcaklığı ve bacadan atılan hidrokarbon miktarları, yakıcı verimini etkileyen önemli parametreler olarak karşımıza çıkmaktadır. Kazan verimi iyi bilindiği gibi en genel halde aşağıdaki gibi ifade edilebilir;

$$\text{Verim} = \frac{\text{Elde edilen enerji}}{\text{Verilen enerji}} = 1 - \frac{\text{Kazan kayıp enerjisi}}{\text{Verilen enerji}} \quad (4.1)$$

Bu yakıcılarda ısı kayıpları; baca gazları ile sürüklenen kömür ve kül 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 ısı kayıplar gözönüne alınarak geliştirilen modelde bir sirkülasyonlu akışkan yatak için yakıcı verimi, yukarıdaki genel ifade gözönüne alınarak;

$$\eta = 1 - \frac{\dot{Q}_{kayıp,eksik\ yanma} + \dot{Q}_{kayıp,CO} + \dot{Q}_{kayıp,baca}}{\dot{Q}_{kayıp,verilen}} \quad (4.2)$$

olarak tanımlanmıştır. Modelde kullanılan değişkenler cinsinden Denklem (4.2)'de verilen verim;

$$\eta = 1 - \frac{\dot{m}_{net} (1 - X_k) H_{kok} + \dot{m}_{kül} c_p T_p + (1 - X_k) \dot{n}_g y_{CO} H_{CO} + \dot{n}_g \bar{c}_{p,gaz} (T - T_0)}{\dot{m}_{bes} H_u} \quad (4.3)$$

şeklinde ifade edilmiştir. Bu ifadede $\dot{m}_{net}$, bacadan atılan net kütle miktarını göstermektedir.

Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda sistemin performansını doğrudan etkileyen diğer bir özellik, yatak ile ısı geçiş yüzeyleri arasındaki ısı geçişidir. Yanma işlemi esnasında açığa çıkan enerjinin ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktarılan kısmı sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda yatak verimi olarak tanımlanabilir. Geliştirilen model için akışkan yatak verimi; yakacak ısıısının ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktarılan kısmı olarak tanımlanmış olup, aşağıdaki gibi ifade edilmektedir;

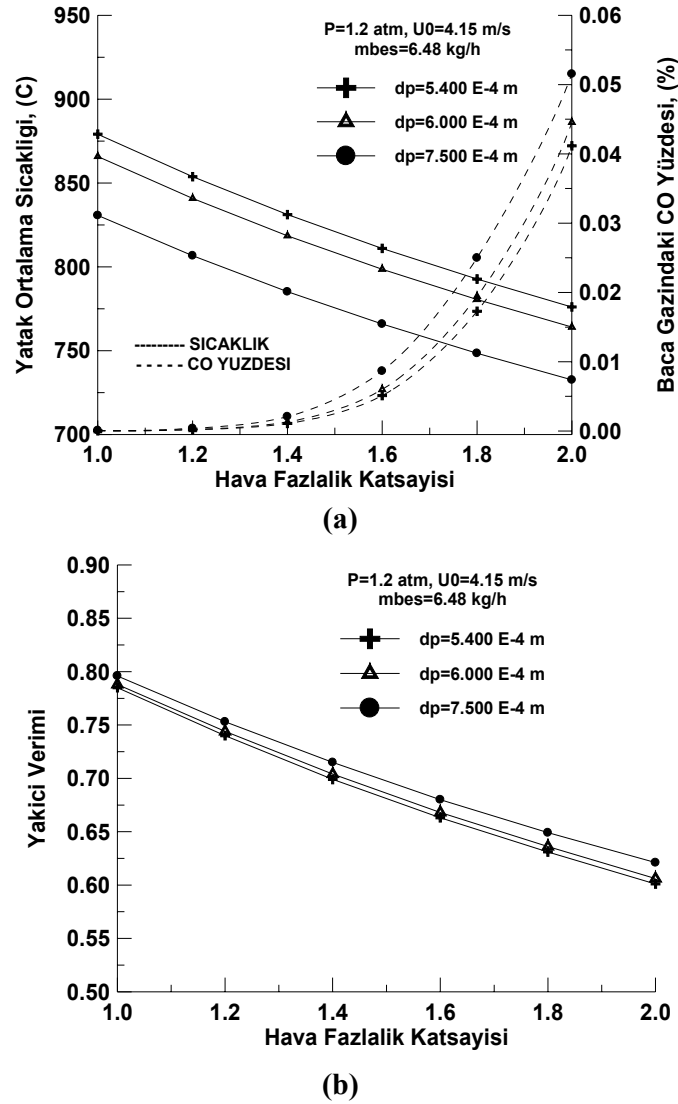
$$\eta = \frac{\dot{Q}_{su}}{\dot{m}_{bes} H_u} = \frac{\dot{m}_{su} c_{p,su} (T_{su,çık} - T_{su,gir})}{\dot{m}_{bes} H_u} \quad (4.4)$$

4.1.1 Sirkülasyonlu Akışkan Yatak Yakıcı Verimini Etkileyen Parametreler

Yakıcı veriminin değişimi hava fazlalık katsayısı, yatak işletme hızı, yatak boyutları, tane çap dağılımı, basınç, yakıt debisi ve bağlı olarak yatak kapasitesi açısından irdelenmiştir. Bu irdeleme kapsamında önce hava fazlalık katsayısı ve yatak işletme hızının akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı kömür tanecik çapları ve yatak basınç değerleri için küçük ve büyük ölçekli yataklarda incelenmiştir. Ardından yatak kapasitesi ve yakıt debisinin yakıcı verimi üzerine etkisi, farklı yatak işletme hızları için hesaplanmıştır. Daha sonra yatak boyutlarının yakıcı verimi üzerindeki etkileri, değişik kapasitelerdeki yataklar için bulunmuştur.

4.1.1.1 Hava Fazlalık Katsayısı Etkisi

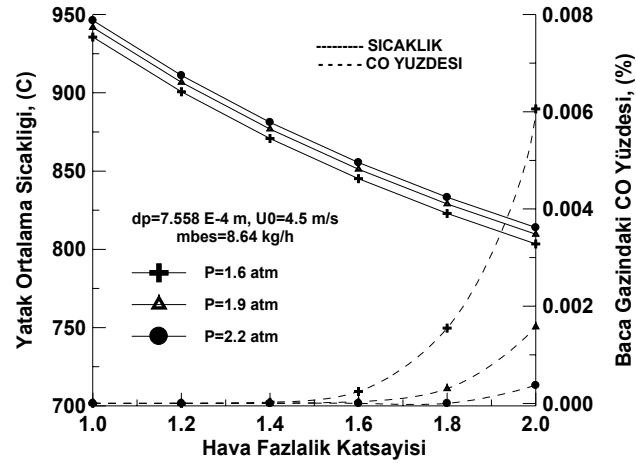
Hava fazlalık katsayısının yakıcı verimi üzerindeki etkisi küçük ve büyük ölçekli yataklarda farklı olmaktadır. Diğer tüm parametreler sabit tutularak hava fazlalık katsayısı arttırıldığında küçük ölçekli yataklarda yakıcı verimi azalan bir eğim göstermektedir (Şekil 4.1).



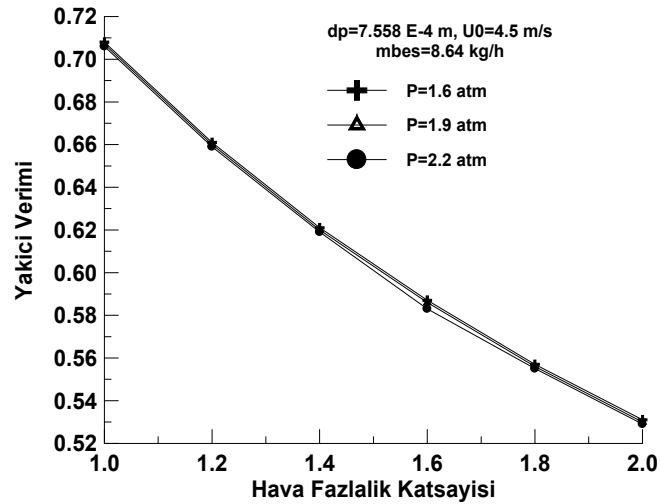
Şekil 4.1: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Kömür Tanecik Çapları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.

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 olmaktadır. Baca gazındaki karbon monoksit yüzdesinin artan hava fazlalık katsayısı ile göstermiş olduğu artış ise, eksik yanma kaybını arttırdığından yakıcı veriminin azalmasında etken olduğu saptanmıştır.



(a)



(b)

Şekil 4.2: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Basınçları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.

Farklı tane çaplarında bu inceleme tekrarlandığında ise, artan hava fazlalık katsayısı ile azalmanın değişmediği, ancak tane çapı azaldıkça verimde %2,5'lik bir azalma olduğu görülmektedir. Bu durum küçülen tane çapı ile taneciklerin yanma hızlarının artması, bağlı olarak yatak ortalama sıcaklığının yükselmesi ve baca kaybının

artmasından kaynaklanmaktadır (Şekil 4.1a). Verimin azalmasındaki bir diğer etken de kömür tanecik çapının büyümesi ile baca gazındaki karbon monoksit yüzdesinin ve eksik yanma kaybının artmasındandır.

Akışkan yatak yakıcı veriminin farklı yatak basınçları için hava fazlalık katsayısı ile değişimi Şekil 4.2’de verilmiştir. Küçük ölçekli yataklarda yatak basıncındaki değişimlerin verimi çok etkilemediği gözlenmiştir.

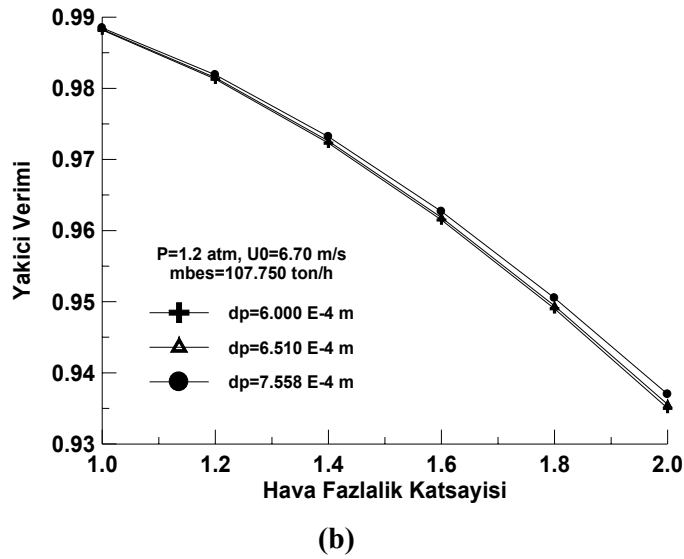
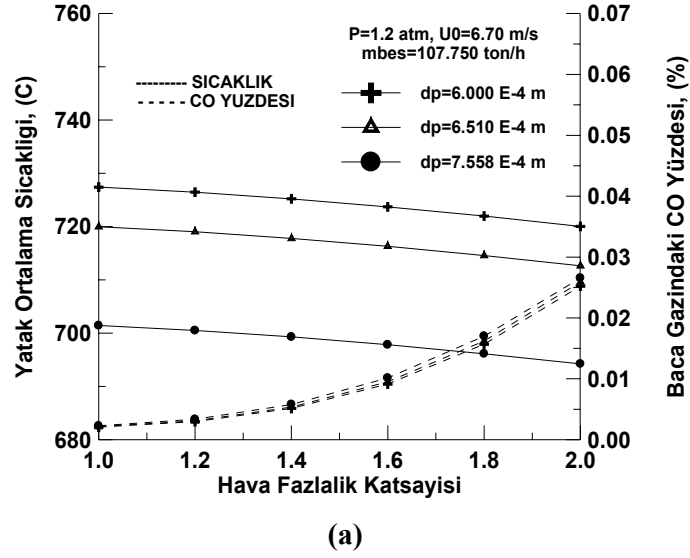
Yatak ortalama sıcaklığı artan basınçla göstermiş olduğu artış, basıncın türbülans saçılma etkisini arttırması ve bunun da yatak içerisinde daha iyi bir tanecik-gaz karışımı sağlaması nedeniyle yanmanın iyileşmesinden kaynaklanmaktadır (Şekil 4.2a). Baca gazındaki karbon monoksit yüzdesi değerlerinin artan basınç değerleri ile belirgin bir şekilde düşmesi, bu durumun bir sonucudur. Bununla beraber, yatak ortalama sıcaklığı değerlerinin basıncın değişimi ile belirgin bir şekilde değişmemesi baca kaybı değerlerinin birbirine yakın olmasına sebep olmaktadır.

Bunun yanında, baca gazındaki karbon monoksit yüzdesi değerlerinin, basıncın türbülans saçılma etkisini arttırmasından dolayı %1’in çok altında olması eksik yanma kayıplarını neredeyse ihmal edilebilir seviyelere getirmektedir. Baca kayıplarının da birbirine yakın olması sonucunda yakıcı verimi değerleri birbirine çok yakın çıkmakla beraber, beklendiği gibi basınç değeri düştükçe düşen yatak ortalama sıcaklık değeri yakıcı veriminin biraz daha artmasını sağlamaktadır (Şekil 4.2b).

Farklı yatak çalışma şartlarının, büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkisini irdelemek amacıyla geliştirilen model, 18 Mart Çan Termik Santrali’nde bulunan 160 MW’lık sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcının şartlarında çalıştırılmış ve hava fazlalık katsayısının akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı kömür tanecik çapları ve yatak basınç değerleri için incelenmiştir (Şekil 4.3-4.4).

Küçük ölçekli yatak yakıcı veriminde olduğu gibi genel olarak artan hava fazlalık katsayısı ile düştüğü açıkça görülmektedir. 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. Tane çapının küçülmesi, taneciklerin yanma hızlarını arttırmakta ve bu durum yatak ortalama sıcaklığının yükselmesine sebep

olmaktadır (Şekil 4.3a). Ancak bu artış küçük ölçekli yakıcılardaki kadar ortalama sıcaklıkları etkilemediğinden yatak verimi üzerindeki etkisi çok az olmakta ve en fazla %0,21’lik bir değişime neden olmaktadır.

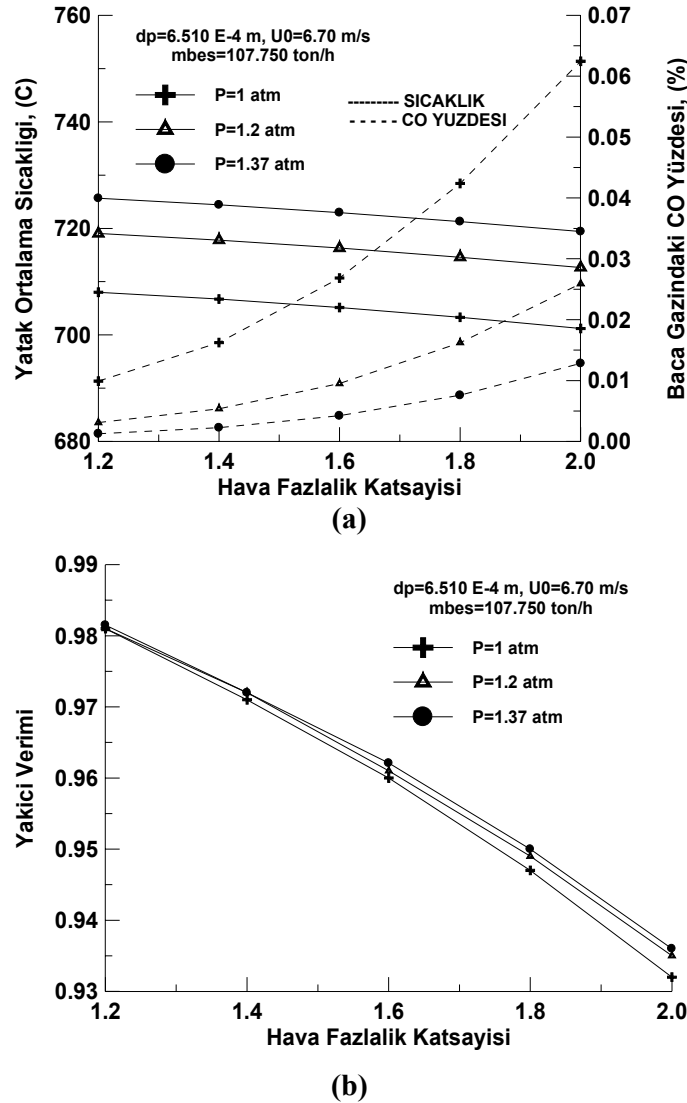


Şekil 4.3: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Kömür Tanecik Çapları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.

Keza baca gazındaki karbon monoksit yüzdelerinin kömür tanecik çapı ile belirgin bir şekilde değişim göstermemesi, yakıcı verimlerinin birbirlerine yakın çıkmasını sağlamaktadır (Şekil 4.3a). Tanecik çapı büyürken eksik yanma kaybı artmasına rağmen yakıcı veriminin artması, yukarıda küçük ölçekli yataklar için belirtildiği gibi

baca kaybının yakıcı verimi üzerinde daha etkin olduğunu da göstermesi açısından önemlidir.

Büyük ölçekli akışkan yatak yakıcılarda, verimin farklı yatak basınçları için hava fazlalık katsayısı ile değişimi Şekil 4.4’de verilmiştir. Basınç değişiminin akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkisi, tane çapının etkisiyle karşılaştırıldığında küçük ölçekli yakıcıların aksine, daha fazla olduğu görülmektedir (Şekil 4.4b).



Şekil 4.4: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Basınçları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.

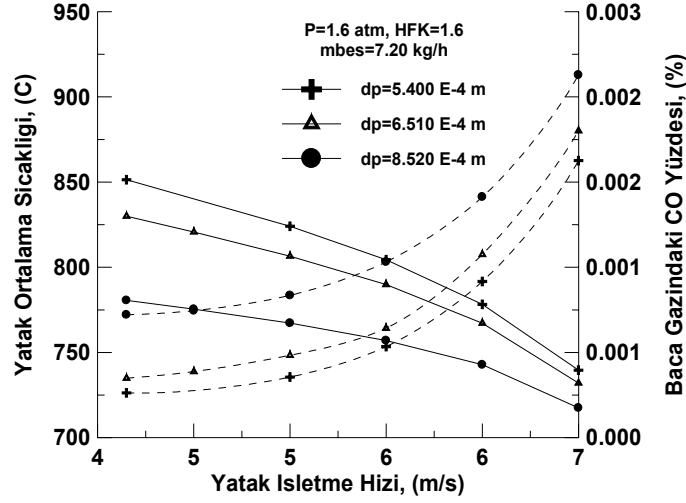
Şekil 4.4a’da görüldüğü gibi, yatak ortalama sıcaklığının artan basınçla göstermiş olduğu artış, basıncın türbülans saçılma etkisini arttırması ve bunun da yatak

içerisinde daha iyi bir tanecik-gaz karışımı sağlaması nedeniyle yanmanın iyileşmesinden kaynaklanmaktadır. Baca gazındaki karbon monoksit yüzdesi değerlerinin artan basınç değerleri ile belirgin bir şekilde düşmesi, bu durumun bir sonucudur. Baca gazındaki karbon monoksit 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, başka bir deyişle birbirine çok yakın olması baca kaybı değerlerinin birbirine yakın olmasına sebep olmaktadır.

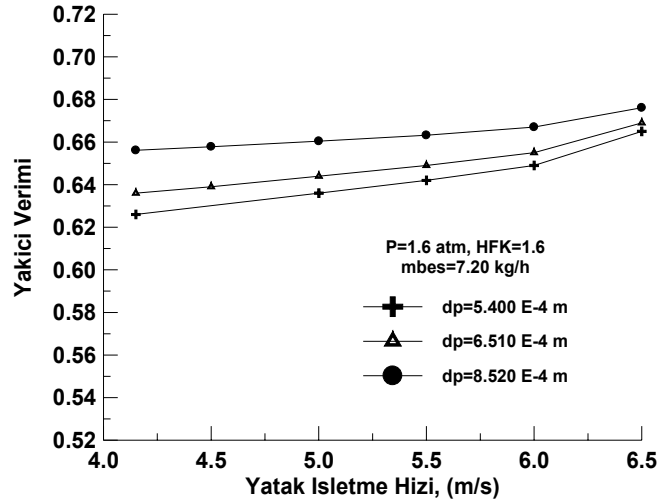
4.1.1.2 Yatak İşletme Hızının Etkisi

Yatak işletme hızının akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı kömür tanecik çapları ve yatak basınç değerleri için Şekil 4.5.-4.6'da incelenmiştir. Şekil 4.5'de yatak basıncı, kömür debisi ve hava fazlalık katsayısı değerleri sabit tutulurken yatak işletme hızının değişiminin farklı kömür tanecik çapları için yakıcı verimi üzerine etkileri incelenmiştir. Akışkan yatak yakıcı veriminin genel olarak artan yatak işletme hızı ile arttığı Şekil 4.5b'den açıkça görülmektedir.

Tanecik çapının küçük olması yanma hızını arttırdığından sabit işletme hızında ortalama yatak sıcaklığının artmasına sebep olurken, yatak işletme hızı arttırıldığında taneciklerin yatak içerisindeki kalış sürelerini azalttığından, yatak ortalama sıcaklığını azaltmaktadır. Baca gazındaki karbon monoksit yüzdesinin de tanecik çapı büyüdükçe artması, yine yukarıda bahsedildiği gibi kok yanması için mekanizma faktörü Φ 'nin yatak sıcaklığı ve kok tane çapına bağlı olmasındandır. Büyük çaplı taneciklerin yanma hızlarının küçük çaplı taneciklere göre düşük olması ve artan yatak işletme hızının yatak içerisindeki kalış sürelerini azaltması, tane çapının baca gazındaki karbon monoksit yüzdesi üzerinde daha etkin olmasına sebep olmaktadır. Kömür tanecik çapının büyümesi yatak ortalama sıcaklığının daha düşük olmasına ve bu nedenle baca kaybını azaltarak yakıcı veriminin artmasına sebep olurken, baca gazındaki karbon monoksit değerini yükselterek eksik yanma kaybını arttırmakta ve yakıcı veriminin düşmesine sebep olmaktadır. Şekil 4.5b'de yakıcı veriminin artan tanecik çapı ile artması, yatak işletme hızı gözönüne alındığında baca kaybının yakıcı verimi üzerinde daha baskın olduğunu ortaya koymaktadır.



(a)



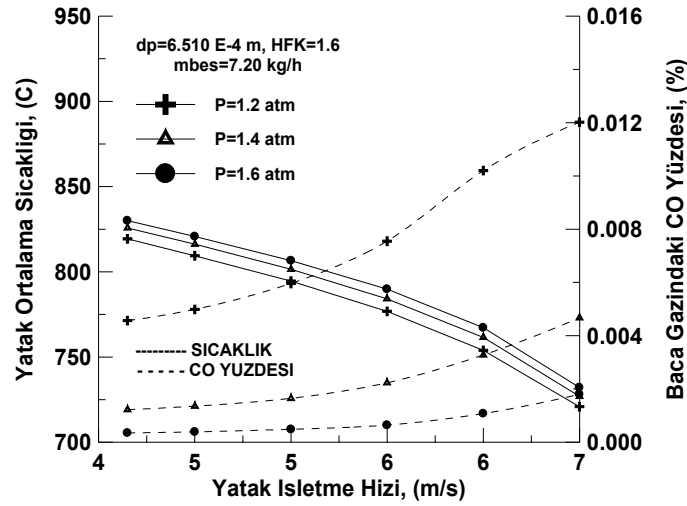
(b)

Şekil 4.5: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Kömür Tanecik Çapları için Yatak İşletme Hızı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.

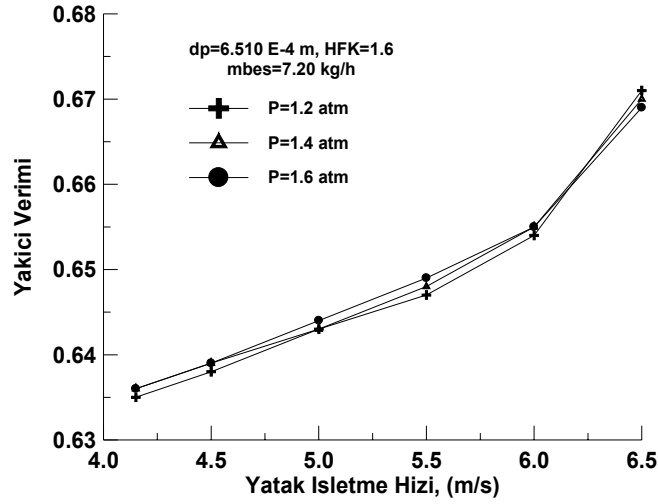
Akışkan yatak yakıcı veriminin farklı yatak basınçları için yatak işletme hızı ile değişimi Şekil 4.6b’de verilmiştir. Akışkan yatak yakıcı veriminin yatak işletme hızına göre değişimi üzerinde yatak basıncının, yakıcı veriminin hava fazlalık katsayısı ile değişiminde olduğu gibi çok etkili olmadığı Şekil 4.4b’de yakıcı verimi değerlerinin birbirlerine çok yakın çıkması ile açıkça görülmektedir. Bununla beraber artan işletme hızı ile yakıcı veriminin artması, yatak işletme hızının yakıcı verimi üzerinde olumlu bir etkisi olduğunu ortaya koymaktadır.

Şekil 4.6a’da görüldüğü gibi, yatak ortalama sıcaklığının artan basınçla göstermiş olduğu artış, yine yukarıda belirtildiği gibi basıncın türbülans saçılma etkisini

arttırması ve bunun da yatak içerisinde daha iyi bir tanecik-gaz karışımı sağlaması nedeniyle yanmanın iyileşmesinden kaynaklanmaktadır. Baca gazındaki karbon monoksit yüzdesi değerlerinin artan basınç değerleri ile belirgin bir şekilde düşmesi, bu durumun bir sonucudur. Bununla beraber, yatak ortalama sıcaklığı değerlerinin basıncın değişimine rağmen birbirine çok yakın olması baca kaybı değerlerinin birbirine yakın olmasına sebep olmaktadır.



(a)



(b)

Şekil 4.6: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Basınçları için Yatak İşletme Hızı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.

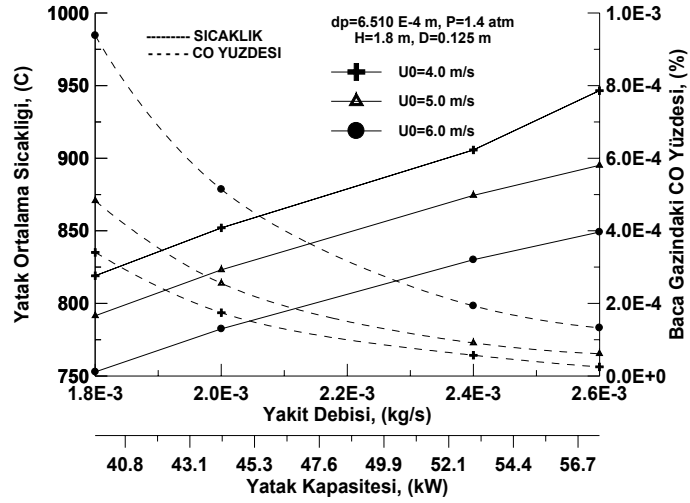
Bunun yanında, baca gazındaki karbon monoksit yüzdesi değerlerinin, basıncın yatak içerisindeki türbülans saçılma etkisini arttırmasından dolayı %1'in çok altında olması

eksik yanma kayıplarını oldukça azaltmaktadır. Baca kayıplarının da birbirine yakın olması sonucunda yakıcı verimi değerleri birbirine çok yakın çıkmakla beraber, basınç değeri düştükçe, düşen yatak ortalama sıcaklık değeri baca kaybını azaltmaktadır. Şekil 4.6b’de görüldüğü gibi yakıcı veriminin artan yatak basıncı ile artması, yakıcı verimi üzerinde eksik yanma kaybının daha etkin olduğunu göstermektedir. Bu durum işletme hızının 6 m/s değerine kadar devam etmekte, bu hız değerinin üzerine çıkıldığında ise yatak ortalama sıcaklığının daha baskın hale gelmesinden dolayı yakıcı verimi artan yatak basıncı ile azalmaktadır.

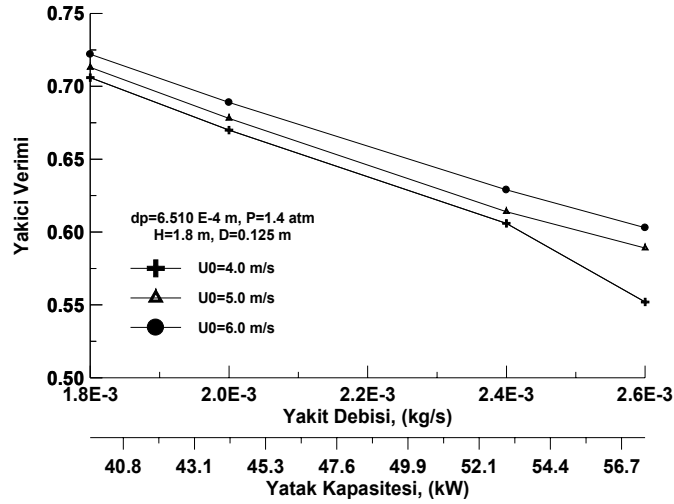
4.1.1.3 Yakıt Debisinin Etkisi

Yakıt debisinin ve bağlı olarak yatak kapasitesinin yakıcı verimi üzerine etkisi, sabit hava fazlalık katsayısında ve farklı yatak işletme hızları için Şekil 4.7’de incelenmiştir. Genel olarak yakıt debisinin artması yakıcı verimini olumsuz yönde etkilemektedir (Şekil 4.7b). Yakıt debisinin artması, yatak ortalama sıcaklığını artmasına sebep olmakta ve dolayısıyla baca kaybını arttırmaktadır (Şekil 4.7a). Ayrıca yakıt debisinin artması yanma sonucunda açığa çıkan kül miktarını da arttıracak ve yataktan atılan kül ile büyük miktarda ısı kaybı meydana gelecektir.

Şekil 4.7a’dan yatak kapasitesinin arttırılmasının, yatak içerisindeki kok yanmasını iyileştirdiği baca gazındaki karbon monoksit yüzdesinin azalmasından ve yatak ortalama sıcaklığının artmasından açıkça görülebilmektedir. Baca gazındaki karbon monoksit yüzdesinin azalması eksik yanma kayıplarını azaltacak ve yakıcı verimini olumlu yönde etkileyecektir. Bununla beraber yakıcı veriminin artan yakıt debisi ile düşmesi, baca kaybının verim üzerinde daha etkili olduğunu göstermektedir. Bu nedenle yatak işletme hızının arttırılması, taneciklerin yatak içerisinde kalış sürelerini azaltarak yatak ortalama sıcaklığını düşürdüğünden, baca kaybını azaltmakta ve yakıcı veriminin artmasına sebep olmaktadır.



(a)

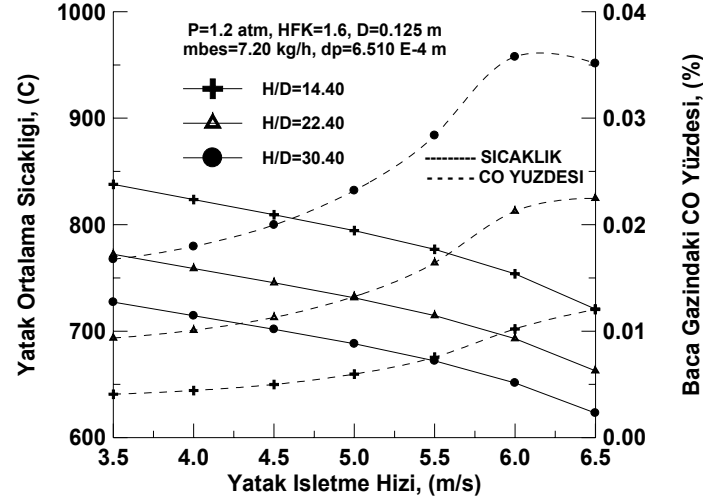


(b)

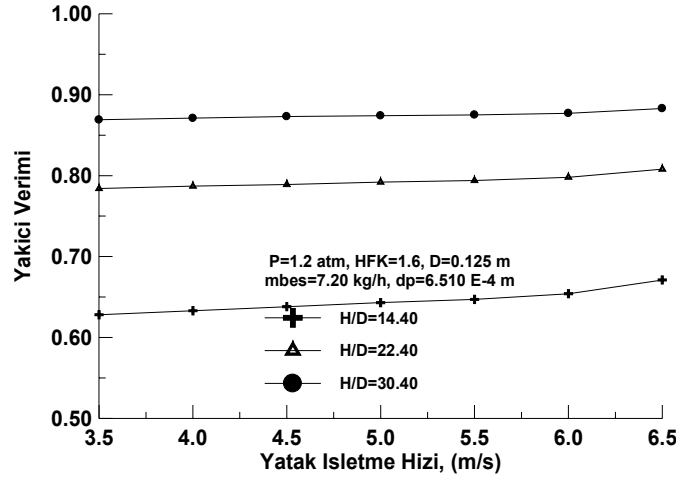
Şekil 4.7: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak İşletme Hızları için Yakıt Debisi ve Yatak Kapasitesi ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.

4.1.1.4 Yatak Boyutlarının Etkisi

Hava fazlalık katsayısı ve yatak işletme hızı gibi farklı yatak çalışma şartlarının, akışkan yatak yakıcı verimine etkileri farklı kömür tanecik çapları ve yatak basınç değerleri için irdelendikten sonra yatak boyutlarının yakıcı verimi üzerindeki etkileri, farklı yatak çapı ve yatak yüksekliği değerleri için incelenmiştir (Şekil 4.8-4.9).



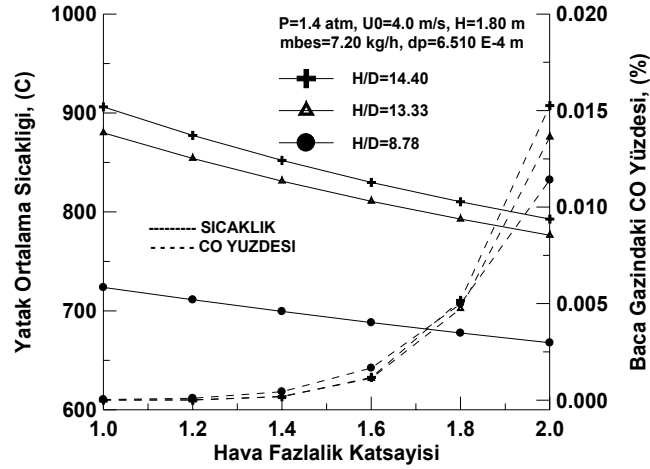
(a)



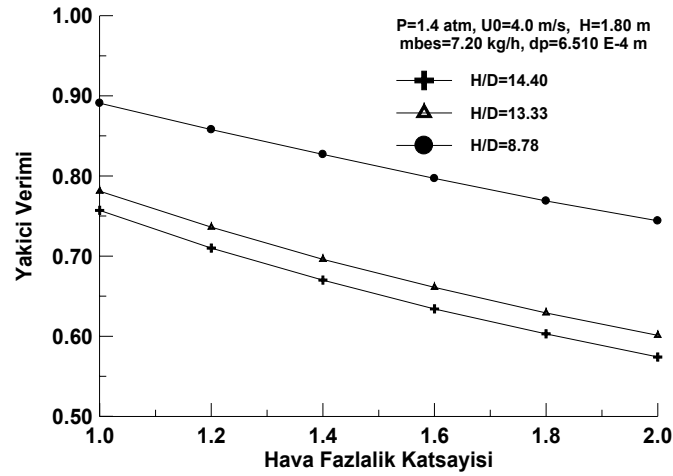
(b)

Şekil 4.8: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Yükseklikleri için Yatak İşletme Hızı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.

Şekil 4.8b’de yatak yüksekliğinin değişiminin yakıcı verimi üzerindeki etkisi farklı yatak işletme hızları için incelenmiştir. Şekilden görüldüğü gibi yatak yüksekliğinin artması yakıcı verimini olumlu yönde etkilemektedir. Yatak yüksekliğinin artması taneciklerin yatak içerisinde kalış süresini artırmaktadır. Yatakta kalış süresinin artması taneciklerin yanmasını olumlu yönde etkilemekte fakat bu durum da baca gazındaki karbon monoksit yüzdesinin artmasına sebep olmaktadır. Bununla beraber yatak yüksekliğinin artması, yatak yüzeyinin artmasına sebep olduğundan yatak duvarlarından olan ısı kaybının artması yatak ortalama sıcaklığının düşmesine sebep olacaktır. Şekil 4.8a’da bu durum açıkça görülmektedir.



(a)



(b)

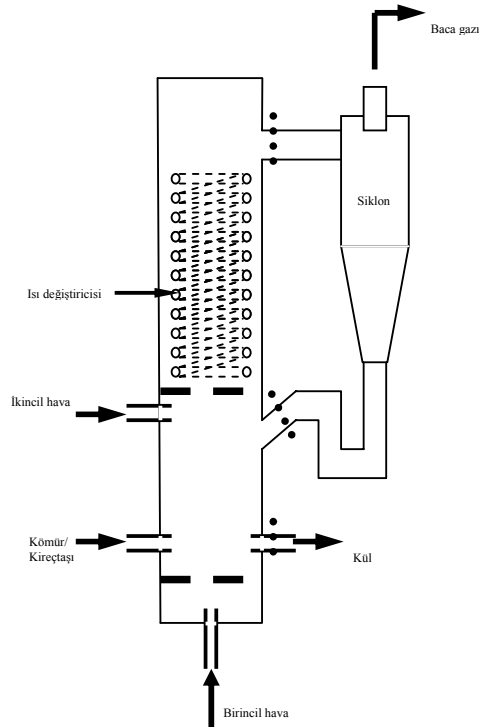
Şekil 4.9: Akışkan Yatak Yakıcı Veriminin Farklı Yatak Çapları için Hava Fazlalık Katsayısı ile Değişimi: a) Sıcaklık ve Baca Gazındaki CO Yüzdesinin Değişimi. b) Verim.

Yatak ortalama sıcaklığının, yatak yüksekliği arttıkça düşmesi yanmamış kok oranının azalmasına ve yakıcı veriminin artmasına sebep olmaktadır. Yine yüksekliğin artması baca gazındaki karbon monoksit yüzdesini arttırdığından eksik yanma kaybını artıracığı için yakıcı verimi üzerinde negatif bir tesir yaratmakla beraber baca gazı kayıplarındaki azalmanın yanında ihmal edilir seviyelerdedir. Farklı yatak yüksekliği değerlerinin yakıcı verimi üzerine etkileri incelendiğinde yatak yüksekliğinin yakıcı verimini olumlu yönde etkilediği Şekil 4.8b'den açıkça görülmektedir.

Şekil 4.9b’de yatak çapının değişiminin yakıcı verimi üzerindeki etkisi farklı hava fazlalık katsayıları için incelenmiştir. Yatak çapının artması da, yatak yüksekliğinin artması durumunda olduğu gibi yakıcı verimini olumlu yönde etkilemektedir. Yatak çapının artması, yatak içerisindeki türbülans saçılma etkisini olumlu yönde etkilemekte ve yanmayı iyileştirmektedir. Şekil 4.9a’da çapın artması ile baca gazındaki karbon monoksit yüzdesi miktarının azalması bu durumu açıkça göstermektedir. Bununla beraber yatak çapının artması, yatak yüzey alanını arttıracğından yatak duvarlarından olan ısı kaybının artmasına ve yatak ortalama sıcaklığının düşmesine sebep olacaktır. Yatak ortalama sıcaklığının ve baca gazındaki karbon monoksit yüzdesinin, yatak çapı arttıkça düşmesi baca kaybının ve eksik yanma kaybının düşmesine ve bu nedenle yakıcı veriminin artmasına sebep olmaktadır (Şekil 4.9a-b).

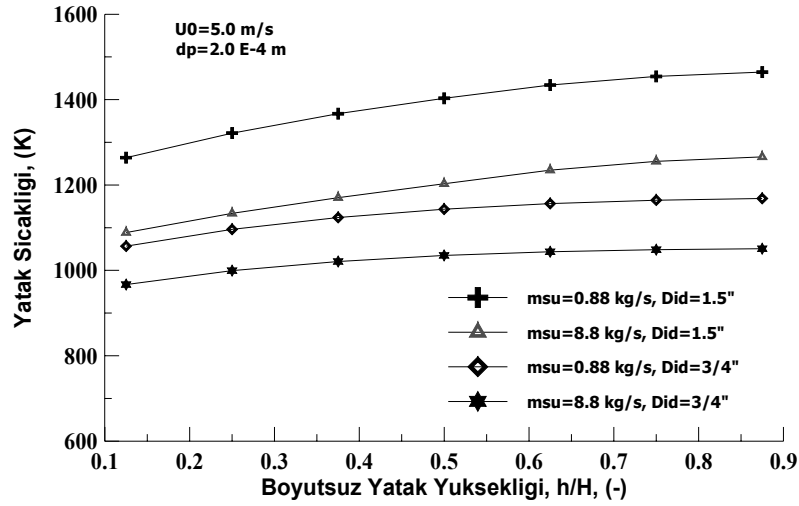
4.1.2 Sirkülasyonlu Akışkan Yatak Yanma Verimini Etkileyen Parametreler

Isı geçiş yüzeylerinin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar üzerine etkisini inceleyebilmek için model, ısı geçiş yüzeyleri konumları ve soğutucu akışkan debileri için çalıştırılarak bu yüzeylerin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların yatak verimi üzerindeki etkisi irdelenmiştir.



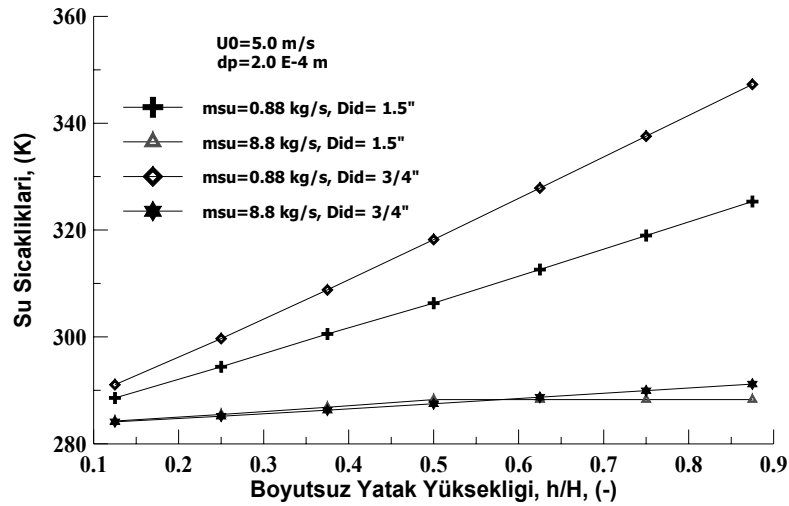
Şekil 4.10: Sirkülasyonlu Akışkan Yataklı Yakıcının Şematik Resmi.

Bu amaçla model çalışma şartı olarak, yatak çapının 20 cm ve yatak yüksekliğinin 110 cm olduğu, ortalama kömür çapının besleme noktasında 1,5 mm ve yoğunluğunun $1,4 \text{ kg/m}^3$ alındığı küçük ölçekli bir sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı kullanılmıştır (Şekil 4.10). Şekil 4.11-13’de farklı su debilerinin ve ısı değiştiricisi borusu çaplarının; yatak yüksekliği boyunca, yatak sıcaklığı, su sıcaklığı ve akışkan yatak verimi üzerindeki etkileri gösterilmiştir.



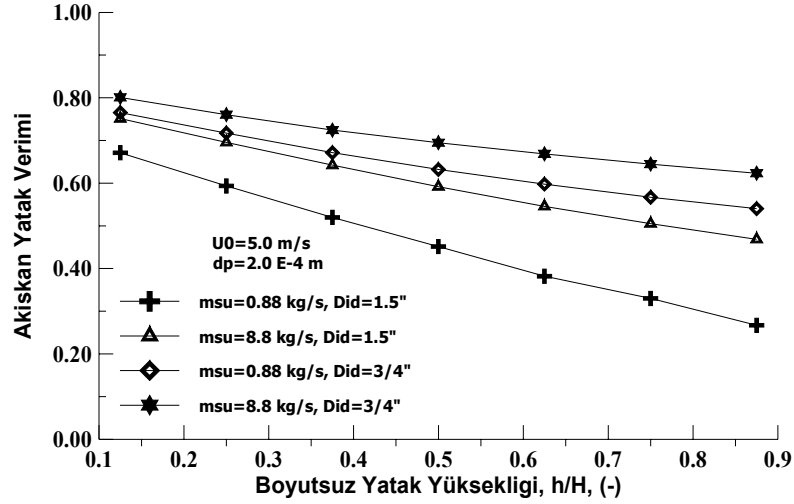
Şekil 4.11: Yatak Yüksekliği Boyunca Yatak Sıcaklığının Değişimi.

Sabit su debileri için boru çapının küçültülmesi, su hızını arttıracığından toplam ısı geçiş katsayısı artmakta ve sırasıyla yatak sıcaklığını azaltmakta ve su sıcaklığının artmasına sebep olmaktadır.



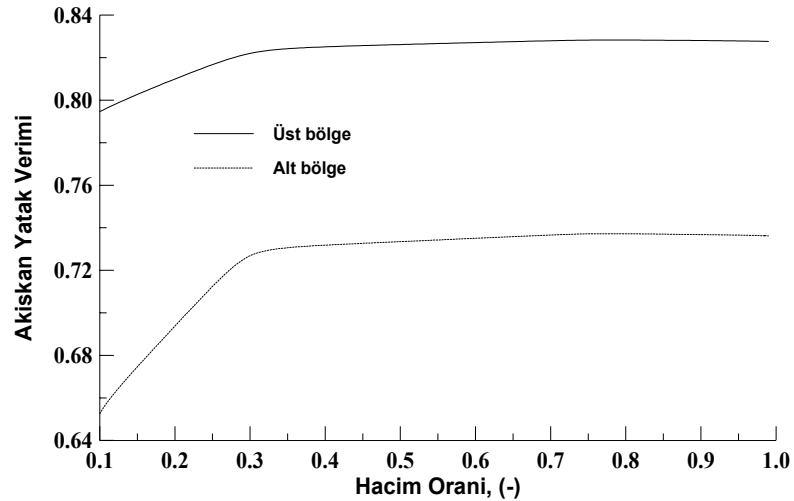
Şekil 4.12: Yatak Yüksekliği Boyunca Su Sıcaklığının Değişimi.

Benzer şekilde, su debisinin arttırılması yataktan ısı değıştirici yüzeylerle çekilen ısı miktarını arttırmakta ve yine yatak sıcaklığının düşmesine sebep olmaktadır (Şekil 4.11-4.12). Su sıcaklığı ısı değıştirici boyunca arttıkça, yatak sıcaklığı ile arasındaki fark azalmakta ve bu da ısı geçişini ve dolayısıyla da akışkan yatak verimini olumsuz yönde etkilemektedir (Şekil 4.13).



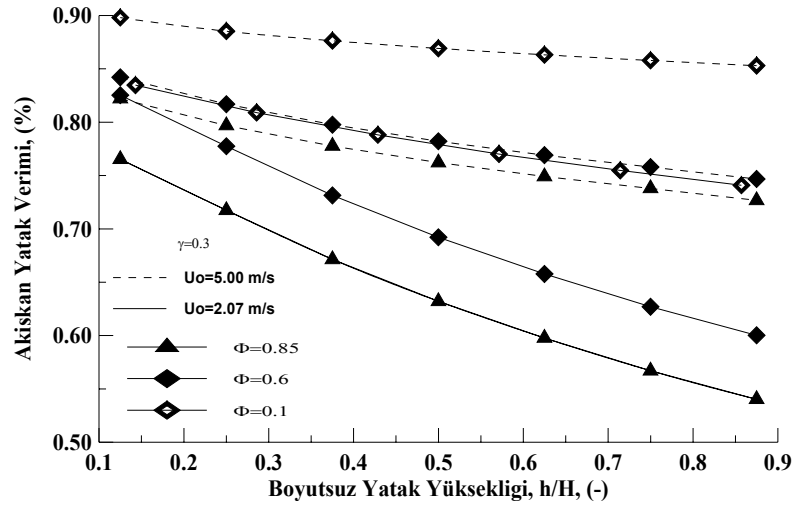
Şekil 4.13: Yatak Yüksekliği Boyunca Akışkan Yatak Veriminin Değişimi.

Şekil 4.14'de yatağın alt bölgesi ve üst bölgesinde yerleştirilen ısı değıştiricilerinin hacim oranına (γ) (ısı değıştirici hacminin yatak hacmine oranı) göre yatak veriminin değışimi verilmektedir. Her iki bölgede de hacim oranının belli bir değeriinden sonra yatak veriminin sabit kaldığı, bununla beraber hacim oranındaki artışın yatağın alt bölgesinde verim üzerinde daha etkili olduğu görölmektedir.



Şekil 4.14: Alt ve Üst Bölgede Isı Değıştiricisi Hacim Oranına Göre Akışkan Yatak Veriminin Değişimi.

Şekil 4.15’de ısı değıştiricisinin yatak verimi üzerine etkisi, ısı değıştiricisi konumunun yatak yüksekliğine oranı $-\Theta-$ ile irdelenmiştir. Θ yükseklik oranının artması, yani ısı değıştiricisinin yatağın daha üst kısımlarına taşınmasının bekleneceğı gibi yatak verimini düşürdüğü şekilden açıkça görölmektedir. Düşük işletme hızlarının yatak verimini düşürmesi, sirkülasyonlu akışkan yatağın hidrodinamik özelliğinden kaynaklanmaktadır. Hızın düşmesi, yatak yığın yoğunluğunu azaltmakta ve bu nedenle ısı değıştirici yüzeylere olan ısı geçişini düşürmektedir. Isı değıştiricisinin yataktaki yüksekliğinin, bu yüzeylerin yataktan çekeceğı ısı miktarını ve yatak verimini oldukça etkilediğı Şekil 4.15’de açıkça görölmektedir.



Şekil 4.15: Yükseklik Oranının Akışkan Yatak Verimine Etkisi.

Farklı tipteki ısı geçiş yüzeylerinin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların termodinamik analizi ve yanma verimi üzerindeki etkisi, daha önce yapılan ve literatürde yayınlanmış olan çalışmalarda detaylı olarak irdelenmiştir (Eskin ve Güngör, 2001, Eskin ve Güngör, 2005a, 2005b). Bu amaçla model, farklı tipteki ısı geçiş yüzeyleri için çalıştırılarak bu yüzeylerin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların yanma verimi üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Yataktan ısı geçiş yüzeylerine olan ısı geçiş katsayısının, gömülü yüzeylerin kullanılması durumunda, kanatlı boruya göre daha yüksek olduğu ve kanat kullanmanın gömülü yüzey kullanmaktan daha verimsiz olduğunu yapılan bu çalışmalar sonucunda anlaşılmıştır (Eskin ve Güngör, 2001, Eskin ve Güngör, 2005a, 2005b). Yukarıda yapılan incelemelerde ise literatürde yayınlanmış çalışmalara ilave olarak ısı değıştiricisinin yataktaki konumunun önemli bir tasarım parametresi olduğu anlaşılmıştır.

4.2 Sirkülasyonlu Akışkan Yatak İkinci Kanun Verimi

Bu bölümde; ısı geçiş yüzeylerinin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar üzerine etkisini inceleyebilmek amacıyla, ısı değiştirici yüzeylerinin yatak içerisinde kapladığı hacmin yatak hacmine oranı - γ - tanımlanmış ve bu oran esas alınarak Şekil 4.10'da şematik resmi verilen küçük ölçekli akışkan yatağın ikinci kanun verimi incelenmiştir. Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların tersinmezliğini hesaplayabilmek amacıyla, her bir kontrol hacmi için toplam entropi üretimi aşağıdaki gibi hesaplanmıştır;

$$\dot{S}_{üretim,t} = \dot{S}_{üretim(kim.)} + \dot{S}_{üretim(ısıl)} + \dot{S}_{üretim(sür.)} \quad (4.3)$$

burada eşitliğin sağ tarafındaki ilk terim kimyasal reaksiyonla entropi üretimini, ikinci terim ısı geçişi nedeniyle entropi üretimini ve son terim de yatak içerisindeki sürtünmelerden kaynaklanan entropi üretimini göstermektedir. Modelde yatak kesit alanı boyunca toplam entropi üretimi aşağıdaki integralden hesaplanmıştır:

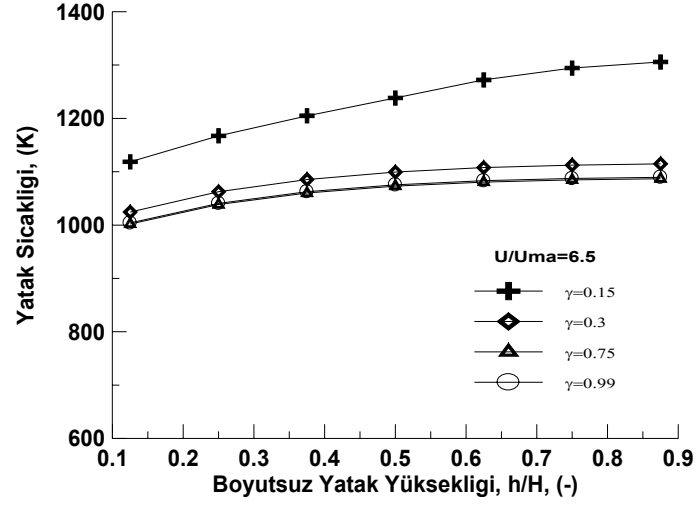
$$\dot{S}_{üretim} = \int_0^R \dot{S}_{üretim,t,i} 2\pi r dr \quad (4.4)$$

İkinci kanun verimini tanımlamaktaki amaç, tersinir hal değişimlerine hangi ölçüde yaklaşıldığını belirtmektir. Modelde her bir kontrol hacmi için konsantrasyon, basınç, hız ve sıcaklık dağılımları elde edilebildiğinden, ısı değiştirici yüzeyler için detaylı bir ekserji kaybı hesabı mümkün olmaktadır. Buradan, her bir kontrol hacmi için ikinci kanun verimi, kullanılabilir enerjiler cinsinden aşağıdaki gibi tanımlanmıştır.

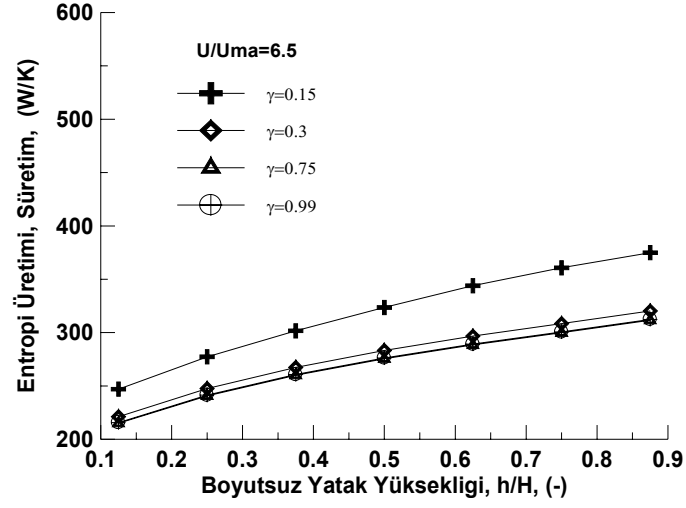
$$\eta_{II} = 1 - \frac{\mathcal{X}_{kayıp}}{\mathcal{X}_{gir} - \mathcal{X}_{çık}} \quad (4.5)$$

burada kontrol hacmi içindeki tersinmezliklerden kaynaklanan kayıp kullanılabilir enerji, kontrol hacmine girenler ve çıkanlar cinsinden aşağıdaki gibi gözönüne alınmıştır:

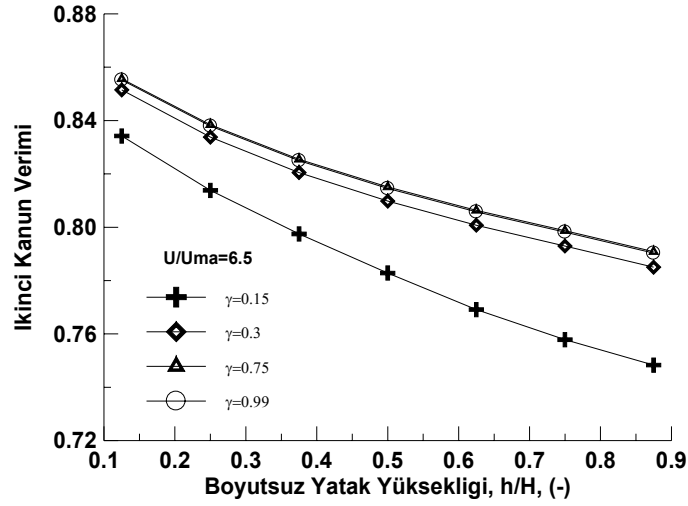
$$\mathcal{X}_{kayıp} = \sum_n \dot{m}_{gir,j} a_{gir} - \sum_k \dot{m}_{çık,j} a_{çık} + \dot{Q}_j \left(1 - \frac{T_o}{T} \right) \quad (4.6)$$



Şekil 4.16: Yatak Yüksekliği Boyunca Yatak Sıcaklığının Değişimi.



Şekil 4.17: Yatak Yüksekliği Boyunca Entropi Üretiminin Değişimi.



Şekil 4.18: Yatak Yüksekliği Boyunca İkinci Kanun Veriminin Değişimi.

Şekil 4.16-18’de yatak yüksekliği boyunca yatak sıcaklığı, entropi üretimi ve ikinci kanun verimi değişimleri gösterilmiştir. Isı geçiş yüzeylerinin hacim oranının 0,75 değerine kadar artması, beklendiği gibi yatak yüksekliği boyunca yatak sıcaklığının göreceli olarak düşmesine neden olmakta, ancak genel olarak sabit γ oranlarında yatak sıcaklığı, yatak yüksekliği boyunca artış göstermektedir. Hacim oranının daha da arttırılmasının yatak sıcaklığında değişikliğe sebep olmadığı model sonuçlarından anlaşılmıştır.

Yatak boyunca ikinci kanun veriminin γ hacim oranının tüm değerlerinde, yatak boyunca artan entropi üretimi nedeniyle azalan bir eğim gösterdiği, buna karşılık γ ’nın 0,75’e kadar yükseltilmesinin, ikinci kanun veriminde de artışa sebep olduğu gözlenmektedir (Şekil 4.18). Daha yüksek hacim oranlarında ise verimin sabit kaldığı anlaşılmıştır.

Bunun sebebi, hacim oranının daha da artmasının yatak sıcaklığında değişikliğe sebep olmamasıdır. Bu durum yatak boyunca entropi üretimi değerinin γ ’nın 0,75 ile 0,99 değeri için neredeyse sabit kalmasıyla da açıkça görülmektedir (Şekil 4.17).

5. SONUÇ

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. Sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda yanma işleminin iyi bir şekilde gerçekleştirilebilmesi, geliştirilecek modellerin gerçekçi performans tahminleri yapabilmesine bağlıdır. Bu amaçla, bu çalışmada kömür yakan sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir:

1) Bu çalışmada, öncelikle sirkülasyonlu akışkan yatağın hidrodinamik yapısını karakterize etmek amacıyla dinamik iki boyutlu bir model geliştirilmiştir. Katı taneciklerinin yataktaki hareketi esnasında, birbirleriyle çarpışmalarının etkisiyle yüzeylerindeki aşınma nedeniyle ufalanmasının dikkate alındığı hidrodinamik modelde yatak; yatağın alt kısmında türbülanslı akış rejimindeki kabarcıklı akışkan yatak olarak gözönüne alınan alt bölge ve halkasal akış yapısında dikkate alınan üst bölge olmak üzere iki bölgeye ayrılmıştır.

i) Modelin geçerliliğinin sağlanması için, geliştirilen hidrodinamik model sonuçlarının; farklı ölçekli yataklar kullanılarak yapılmış ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle (Bader ve diğ., 1988, Issangya ve diğ., 2001, Luo, 1987, Malcus ve Pugsley, 2001, Miller ve Gidaspow, 1992, Parssinen ve Zhu, 2001, Pugsley ve Berruti, 1996, Qi ve Farag, 1993, Zhang ve diğ., 2001, Zheng ve diğ., 2001) karşılaştırılması yapılmıştır. Model bünyesinde geliştirilen programın, deneysel verilerin elde edildiği sirkülasyonlu akışkan

yatakların çalışma şartları ile çalıştırıldığı bu karşılaştırma kapsamında, gaz ve katılar için boşluk oranı ve katı tane hızları dağılımının yatakta radyal yöndeki değişimlerinin farklı yatak yüksekliğindeki sonuçları, basınç kaybının yatak boyunca değişimi ve katı kütle akısının yatak içerisinde radyal yöndeki değişimi deneysel verilerle mukayese edilmiştir. Model tahminlerinin, farklı ölçekli ve farklı işletme şartlarına sahip yataklarla gerek radyal ve gerekse eksenel yönde göstermiş olduğu uyum, geliştirilen hidrodinamik modelin geçerliliğini kanıtlamaktadır. Bunun yanı sıra, model tahminlerinin aynı yataklar için farklı işletme şartları ve farklı yatak yüksekliklerinde deneysel verilerle göstermiş olduğu uyum ise modelin esnekliğini çok net bir şekilde ortaya koymuştur.

- 2) Daha sonra, geçerliliği kanıtlanan hidrodinamik modele yanma reaksiyonları eklenerek sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcının modellemesi tamamlanmış ve sıcak yataklar için de uygulanabilecek zamana bağlı iki boyutlu model hazırlanmıştır. Modelde; yatağa beslenen kömür taneciklerinin yatak içerisinde ani sıcaklık değişimi ile parçalanması (fragmentation), kömürün uçucularına ayrılması, yanma kinetiği, sirkülasyonlu akışkan yataklarda kömür yanması, emisyonların oluşum reaksiyonları ve emisyonların indirgenmesi kinetik model alt başlığı çerçevesinde, yanma sonu açığa çıkan enerjinin ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktarılarak kullanılmasını sağlayan ısı geçiş mekanizması ise sirkülasyonlu akışkan yataklarda ısı geçişi alt başlığı çerçevesinde ele alınmıştır. Modelin yanma ve emisyonlarla ilgili sonuçları, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır. Bu amaçla simülasyon programı, deneysel verilerin elde edildiği sirkülasyonlu akışkan yatakların çalışma şartları ile çalıştırılmıştır.
- i) Model sonuçları önce Gazi Üniversitesi Isıl Güç Laboratuvarı'nda tasarlanmış bir pilot sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcıda Tunçbilek linyiti yakılarak yapılmış deney sonuçları ile karşılaştırılmıştır (Topal, 1999). Bu deneylerde yatak sıcaklığı, karbondioksit, yatakta karbon yüzdesi değişimleri ve kok tane çapı değişimi ölçülmemiştir. 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. Ancak, yatak sıcaklığı aritmetik ortalama değer olarak verilmektedir. Bu nedenle bu

mukayeseler yapılamamış, yatak sıcaklığının akışkan yatak yüksekliği boyunca değişiminin verilen ortalama değerde olup olmadığı ise kontrol edilmiştir. Yapılan tüm mukayeselerde model tahmini ile bulunan yatak ortalama sıcaklık değerlerinin, deney için verilen değerlerle örtüştüğü saptanmıştır. Yatak yüksekliği boyunca O_2 mol oranı ve CO , SO_2 , NO_x emisyonlarının değişiminin deneysel veriler ve model sonuçları ile mukayesesi, geliştirilen modelin geçerliliğini göstermiştir. O_2 mol oranı ve CO_2 ve SO_2 emisyonlarının farklı işletme şartlarındaki zamana göre değişimleri için deneysel veriler ve model sonuçlarının oldukça iyi bir uyum göstermesi modelin dinamik açıdan da geçerliliğini doğrulamıştır.

- ii) Model sonuçlarının büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcı sonuçları ile karşılaştırılması, 18 Mart Çan Termik Santrali'nde bulunan 160 MW'lık bir sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcıda Çan linyiti yakılarak yapılmış test sonuçları ile yapılmıştır (Elektrik Üretim A.Ş., 2005). Bu karşılaştırma kapsamında, yatak çıkışındaki yatak sıcaklığı, SO_2 ve NO_x emisyonlarının değişimleri mukayese edilmiştir. Yapılan testlerde CO_2 , yatakta karbon yüzdesi değişimleri ve kok tane çapı değişimi ölçülmediğinden, bu parametrelerin model sonuçları ile mukayesesi yapılamamıştır. Model sonuçlarının 18 Mart Çan Termik Santrali sirkülasyonlu akışkan yatak test verileri ile uyumlu olması, geliştirilen modelin büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için de geçerli olduğunu göstermesi bakımından önemlidir.
 - iii) Modelin geçerliliği, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılardan elde edilen sonuçlarla yapılan karşılaştırmalarla sağlandıktan sonra farklı yatak çalışma şartlarının, baca gazı emisyon değerleri üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Bu amaçla sırasıyla kömür tane çapı, hava fazlalık katsayısı ve işletme hızının, yatak yüksekliği boyunca azot oksit emisyonu üzerindeki etkileri incelenmiş, yine sırasıyla kireçtaşı tane çapı, Ca/S oranı ve işletme hızının, yatak yüksekliği boyunca kükürdioksit emisyonu üzerindeki etkileri araştırılmıştır.
- 3) Bu çalışmada, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar için geliştirilen dinamik iki boyutlu model bünyesinde, sirkülasyonlu akışkan yatakların tasarım ve işletilmesini geliştirecek ve yanma işlemi esnasında açığa çıkan enerjinin daha

etkin kullanılmasını sağlayacak bir ısı geçiş modeli geliştirilmiştir. Geliştirilen modelde tanecikler n farklı tane çap dağılımına ayrılmış ve yatakta eksenel ve radyal yöndeki değişimleri hesap edilmiştir. Benzer şekilde yatak basıncı, katı tanecik ve gaz boşluk oranları, hızları ve sıcaklıklarının yatakta eksenel ve radyal yöndeki değişimleri hesap edilmektedir. Buna ilaveten yatağın alt bölgesinin, türbülanslı akışkanlaşma rejimindeki kabarcıklı akışkan yatak olarak dikkate alınması, geliştirilen modelin yataktaki ısı geçiş mekanizması ve ısı geçiş yüzeylerine olan ısı geçişini test değerlerine uygun sonuçlarla hesaplanmasına neden olmaktadır.

- i) Geliştirilen model kullanılarak akışkan yataklı yakıcıda yatak ile ısı değiştiricisi arasındaki ısı geçiş katsayısının hesaplanan değerleri, farklı ölçekli yataklar kullanılarak ölçülmüş ve literatürde yayınlanmış deneysel verilerle karşılaştırılmıştır (Al-Busoul ve diğ., 2000, Wunder, 1980, Wang ve diğ. 1999, ve Tian ve Peng, 2004). Bu karşılaştırma kapsamında ısı geçiş katsayısının yatak yüksekliliği boyunca değişimi ve farklı işletme hızlarındaki değerleri mukayese edilmiştir. Model sonuçlarının deneysel verilerle göstermiş olduğu uyum, geliştirilen modelin ısı geçiş mekanizmasının doğruluğunu ve farklı ölçekli yataklar için geçerliliği de modelin esnekliğini göstermiştir.
 - ii) Modelin geçerliliğinin sağlanmasıdan sonra farklı yatak çalışma şartlarının, ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkisi irdelenmiştir. Bu amaçla yatak basıncı ve yatak işletme hızının ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkileri incelenmiştir. Isı geçiş katsayısının artan yatak basıncıyla arttığı grlmştir. Yatak işletme hızının artmasının ısı geçişini olumsuz yönde etkilediği tespit edilmiştir. Buradan hareketle, farklı yatak çalışma şartlarının ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkileri, yatak hidrodinamiğin, sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılarda ısı geçişi üzerinde çok etkili olduğunu ortaya koymuştur. Bu nedenle boşluk oranının eksenel ve radyal yönlerdeki dağılımı, yatak yığın yoğunluğu, gaz ve tane hızları, tane çap dağılımı, ortalama tane çapı, sirkülasyon akısı ve kullanılan ısı geçiş yüzeylerinin, ısı geçişini etkilediği belirlenmiştir.
- 4) Isı geçiş modelinin, Al-Busoul ve diğ., (2000), Wunder, (1980), Wang ve diğ. (1999), ve Tian ve Peng, (2004) tarafından yapılan ve literatürde yayınlanmış olan

deneysel verilerle yapılan mukayeseleri ile geçerliliğinin sağlanmasından ve farklı yatak çalışma şartlarının, ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkisi incelendikten sonra, farklı yatak çalışma şartlarının, küçük ve büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların verimi üzerindeki etkisi incelenmiştir. Bu amaçla, bu tip yakıcıların birinci ve ikinci kanun verimleri tanımlanarak verimi etkileyen parametreler ve bu parametrelerin etki oranları irdelenmiştir.

- i) Farklı yatak çalışma şartlarının, küçük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkisini irdelemek amacıyla geliştirilen model, 0,125 m çapında ve 1,80 m yüksekliğinde, 50 kW ısı gücündeki laboratuvar ölçekli sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcının şartlarında çalıştırılmıştır. Küçük ölçekli yatak için hava fazlalık katsayısı ve yatak işletme hızının akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı kömür tanecik çapları ve yatak basınç değerleri için incelenmiştir. Ardından yatak kapasitesi ve yakıt debisinin yakıcı verimi üzerine etkisi, farklı yatak işletme hızları için hesaplanmıştır. Daha sonra yatak boyutlarının yakıcı verimi üzerindeki etkileri, farklı kapasitelerdeki yataklar için bulunmuştur.
- ii) Hava fazlalık katsayısının akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı kömür tanecik çapları ve yatak basınç değerleri için incelenmiştir. Tane çapının küçülmesi, baca kaybının artmasına ve yakıcı veriminin düşmesine sebep olmakta iken, artan basınç yatak içerisindeki yanmayı iyileştirmekle beraber yakıcı verimi üzerinde belirgin bir değişime sebep olmamaktadır. Diğer tüm parametreler sabit tutularak hava fazlalık katsayısı arttırıldığında 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 üzerinde eksik yanma kaybının etkin olduğu saptanmıştır.
- iii) Yatak işletme hızının akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı kömür tanecik çapları ve yatak basınç değerleri için incelenmiştir. Yatak basıncı ve hava fazlalık katsayısı değerleri sabit tutulurken yatak işletme hızının değişiminin farklı kömür tanecik çapları için yakıcı verimi üzerine etkileri incelenmiştir. Akışkan yatak yakıcı veriminin artan işletme hızı ile

artması, yatak işletme hızının yakıcı verimi üzerinde olumlu bir etkisi olduğunu ortaya koymaktadır. Yakıcı veriminin artan tanecik çapı ile artması, yatak işletme hızı gözönüne alındığında baca kaybının yakıcı verimi üzerinde daha baskın olduğunu ortaya koymaktadır. Akışkan yatak yakıcı veriminin yatak işletme hızına göre değişimi üzerinde basıncın çok etkili olmadığı da yapılan çalışmaların bir sonucu olarak karşımıza çıkmaktadır.

- iv) Yakıt debisinin artması; yakıcı verimini olumsuz yönde etkilemektedir. Yakıt debisinin artması, yatak ortalama sıcaklığını artmasına sebep olmakta ve dolayısıyla baca kaybını arttırmaktadır. Ayrıca yakıt debisinin artması yanma sonucunda açığa çıkan kül miktarını da arttıracak ve yataktan atılan kül ile büyük miktarda ısı kaybı meydana gelecektir.
- v) Yatak kapasitesinin artırılması, yatak içerisindeki kok yanmasını iyileştirmekte, bu da baca gazındaki karbon monoksit yüzdesinin azalmasına ve yatak ortalama sıcaklığının artmasına sebep olmaktadır. Baca gazındaki karbon monoksit yüzdesinin azalması ise eksik yanma kayıplarını azaltmakta ve yakıcı verimini olumlu yönde etkilemektedir. Yakıcı veriminin artan yakıt debisi ile düşmesi, baca kaybının verim üzerinde daha etkin olduğunu göstermesi açısından önemlidir. Yatak kapasitesi sabit tutulurken yatak işletme hızının artırılması ise, baca kaybını azaltmakta ve yakıcı verimini olumlu yönde etkilemektedir.
- vi) Farklı yatak yüksekliği değerlerinin yakıcı verimi üzerine etkileri incelendiğinde, yatak yüksekliğinin yakıcı verimini olumlu yönde etkilediği görülmektedir. Yatak yüksekliğinin artmasıyla eksik yanma kaybı artmasına rağmen yakıcı veriminin göstermiş olduğu artış, baca kaybının verim üzerinde daha etkin olduğunu göstermesi açısından önemlidir.
- vii) Yatak çapının değişiminin yakıcı verimi üzerindeki etkisi, farklı hava fazlalık katsayıları için incelenmiş ve yatak çapının artırılmasının yakıcı verimini olumlu yönde etkilediği görülmüştür. Yatak çapının artması, baca kaybını ve eksik yanma kaybını düşürmekte ve bu nedenle yakıcı veriminin artmasına sebep olmaktadır.
- viii) Farklı yatak çalışma şartlarının, büyük ölçekli sirkülasyonlu akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkisini irdelemek amacıyla geliştirilen model,

18 Mart Çan Termik Santrali'nde bulunan 160 MW'lık sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcının şartlarında çalıştırılmıştır. Büyük ölçekli yatak için hava fazlalık katsayısının akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkileri; farklı kömür tanecik çapları ve yatak basınç değerleri için incelenmiştir. 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. Tane çapının küçülmesi, taneciklerin yanma hızlarını arttırmakta ve bu durum yatak ortalama sıcaklığının yükselmesine sebep olmaktadır. Ancak bu artış küçük ölçekli yakıcılardaki kadar ortalama sıcaklıkları etkilemediğinden yatak verimi üzerindeki etkisi çok az olmakta ve en fazla %0,21'lik bir değişime neden olmaktadır. Tanecik çapı büyürken eksik yanma kaybı artmasına rağmen yakıcı veriminin artması, yukarıda küçük ölçekli yataklar için belirtildiği gibi baca kaybının yakıcı verimi üzerinde daha etkin olduğunu da göstermesi açısından önemlidir.

- ix) Büyük ölçekli akışkan yatak yakıcılarda, verimin farklı yatak basınçları için hava fazlalık katsayısı ile değişimi gözönüne alındığında basınç değişiminin akışkan yatak yakıcı verimi üzerindeki etkisinin, tane çapının etkisiyle karşılaştırıldığında küçük ölçekli yakıcıların aksine, daha fazla olduğu görülmüştür.
- 5) Geliştirilen model için akışkan yatak verimi; yakacak ısısının ısı geçiş yüzeyleri ile soğutucu akışkana aktarılan kısmı olarak tanımlanmış ve daha sonra ısı geçiş yüzeylerinin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcılar üzerine etkisini inceleyebilmek için model, ısı geçiş yüzeyleri konumları ve soğutucu akışkan debileri için çalıştırılarak bu yüzeylerin sirkülasyonlu akışkan yataklı yakıcıların yatak verimi üzerindeki etkisi irdelenmiştir.
- i) Soğutucu akışkan debisinin azalması, suyun yatakta kalış süresini artırmakta, bu da sıcaklığının artmasına sebep olmaktadır. Soğutucu akışkan sıcaklığı ısı değiştirici boyunca arttıkça, yatak sıcaklığı ile arasındaki fark azalmakta ve bu da ısı geçişini ve dolayısıyla da akışkan yatak verimini olumsuz yönde etkilemektedir. Yatak işletme hızının yatak verimi üzerindeki etkisi

irdelendiğinde ise, düşük yatak işletme hızlarının yatak verimini düşürdüğü görülmüştür. Bu durum, yatak yığın yoğunluğunun düşen işletme hızı ile azalmasından ve bunun da ısı değiştirici yüzeylere olan ısı geçişini düşürmesinden kaynaklanmaktadır.

- ii) Isı değiştiricisinin yatak verimi üzerindeki etkisi, ısı değiştiricisi konumunun yatak yüksekliğine oranı $-\Theta-$ ile irdelenmiş ve Θ yükseklik oranının artmasının yatak verimini düşürdüğü görülmüştür. Buradan; ısı değiştiricisinin yataktaki yüksekliğinin, bu yüzeylerin yataktan çekeceği ısı miktarını ve yatak verimini oldukça etkilediği ve ısı değiştiricisinin yataktaki konumunun önemli bir dizayn parametresi olduğu anlaşılmıştır.
- 6) Yatak boyunca ikinci kanun veriminin γ hacim oranının tüm değerlerinde, yatak boyunca artan entropi üretimi nedeniyle azalan bir eğim gösterdiği, buna karşılık γ 'nın 0,75'e kadar yükseltilmesinin, ikinci kanun veriminde de artışa sebep olduğu gözlenmiştir. Daha yüksek hacim oranlarında ise verimin sabit kaldığı anlaşılmıştır. Bunun sebebi, hacim oranının daha da artmasının yatak sıcaklığında değişikliğe sebep olmamasıdır. Bu durum yatak boyunca entropi üretimi değerinin γ 'nın 0,75 ile 0,99 değeri için neredeyse sabit kalmasıyla da açıkça görülmüştür.

KAYNAKLAR

- Aarna, I., Suuberg, E.M., 1997. A Review of the Kinetics of the Nitric Oxide-Carbon Reaction, *Fuel*, **76**, 475-482.
- Abe, R., Sasatsu, H., Harada, T., Misawa, N., Saitou, I., 2001. Prediction of Emission Gas Concentration from Pressurized Fluidized Bed Combustion (PFBC) of Coal Under Dynamic Operation Conditions, *Fuel*, **80**, 135-144.
- Adanez, J., Diego L.F., Gayan, P., Armesto, L., Cabanillas, A., 1995. A Model for Prediction of Carbon Combustion Efficiency in Circulating Fluidized Bed Combustor, *Fuel*, **74**, 1049-1057.
- Adanez, J., Diego, L.F., Gayan, P., Armesto, L., Cabanillas, A., 1996. Modeling of Sulfur Retention in Circulating Fluidized Bed Combustors, *Fuel*, **75/3**: 262-270.
- Adanez, J., Gayán, P., Grasa, G., de Diego, L.F., Armesto, L., Cabanillas, A., 2001. Circulating Fluidized Bed Combustion in the Turbulent Regime: Modelling of Carbon Combustion Efficiency and Sulfur Retention, *Fuel*, **80**, 1405-1414.
- Agrawal, P.K., 1986. A Single Particle Model for the Evolution and Combustion of Coal Volatiles, *Fuel*, **65**, 803-810.
- Al-Busoul, M., Abu-Zahid, M., 2000. Prediction of Heat Transfer Coefficient Between Immersed Surfaces and Fluidized Beds, *International Com. Heat and Mass Transfer*, **27/4**, 549-558.
- Ämand, L.E. & Leckner, B., 1994. Reduction of N₂O in Circulating Fluidized-Bed Combustor, *Fuel*, **73/9**, 1389-1397.
- Anthony, E.J. & Preto, F., 1995. Pressurized Combustion in FBC Systems, , in *Pressurized Fluid Bed Combustion*, pp. 80-120, Eds. Cuenca, M.A. & Anthony, E.J., Blackie, Glasgow.
- Aoki, H., Suzuki, A., Hisaeda, Y., Suwa, Y., Nakagawa, T., Yaga, M., Shoji, M. & Miura, T., 2001. Recent Research and Development of Combustion Simulation, *Heat Transfer Asian Research*, **30/7**, 581-612.
- Arena, U., Cammarota, A., Massimilla, L., Siciliano, L., Basu, P., 1990. Carbon Attrition During the Combustion of a Char in a Circulating Fluidized Bed, *Combustion Science and Technology*, **73**, 383-392.
- Arthur, J.R., Philips, A.B., 1951. Reactions Between Carbon and Oxygen, *Fuel*, **47**, 164-169.

- Atakül, H., Ekinci, E., 1989. Agglomeration of Turkish Lignites in Fluidized-Bed Combustion, *Journal of Institute of Energy*, **62**/450, 56-61.
- Bader, R., Findlay, J. and Knowlton, T.M., 1988. Gas/solid Flow Patterns in a 30.5 cm Diameter Circulating Fluidized Bed, *Proceedings of the 2nd Int. Circulating Fluidized Bed Conf.*, March 14-18, Compiègne, France, 1988, 367-380.
- Barletta, D., Marzocchella, A., Salatino, P., 2002. Modelling the SO₂-Limestone Reaction Under Periodically Changing Oxidizing/Reducing Conditions: the Influence of Cycle Time on Reaction Rate, *Chemical Engineering Science*, **57**, 631-641.
- Baskakov, A.P. & Suprum, V.M., 1972. Determination of the Convective Component of the Heat Transfer Coefficient to a Gas in a Fluidized Bed, *International Journal of Chemical Engineering*, **12**/2, 324-326.
- Basu, P. & Fraser, S.A., 1991. Circulating Fluidized Bed Boilers Design and Operations, Butterworth-Heinemann, United States of America.
- Basu, P. & Nag, P.K., 1987. An Investigation into Heat Transfer in Circulating Fluidized Bed, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **30**, 2399-2409.
- Basu, P. & Nag, P.K., 1996. Heat Transfer to Walls of a Circulating Fluidized-Bed Furnace, *Chemical Engineering Science*, **51**/1, 1-26.
- Basu, P. & Subbarano, D., 1986. An Experimental Investigation of Burning Rate and Mass Transfer in a Turbulent Fluidized Bed, *Combustion and Flame*, **66**, 261-269.
- Basu, P. & Yan, Z., 1993. Characterization of the Fine Char Particle Combustion in Circulating Fluidized Beds, *Proceedings of the 12th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, San Diego, ASME, 1993, pp.283-288.
- Basu, P., & Halder, P.K., 1989. Combustion of Single Carbon Particle in a Fast Fluidized Bed Fine Solids, *Fuel*, **68**, 1058-1063.
- Basu, P., 1977. Burning Rate of Carbon in Fluidized-Beds, *Fuel*, **56**, 390-398.
- Basu, P., 1999. Combustion of Coal in Circulating Fluidized-Bed Boilers: A Review, *Chemical Engineering Science*, **54**, 5547-5557.
- Basu, P., Ali Moral, M.N. & Nag, P.K., 1991. An Experimental Investigation Into the Effect of Fins on Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **34**, 2317-2326.
- Basu, P., Broughton, J. & Eliot D.E., 1975. Combustion of Single Coal Particles in Fluidized Beds, *Proceedings of Fluidized Bed Combustion Conference*, Institute of Fuel Symposium Series, London, 1975.
- Basu, P., Cheng, L., Cen, K., 1996, "Heat Transfer in a Pressurized Circulating Fluidized Bed", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **39**, 2711-2722.
- Bellgardt, F., Hembach, F., Schossler, M., Werther, J., 1987. Modeling of Large Scale Atmospheric Fluidized Bed Combustors, *Proceedings of the 9th*

- International Conference on Fluidized Bed Combustion*, ASME, Boston, 1987, 713-721.
- Benedetto, A.D. & Salatino, P.**, 1998. Modelling Attrition of Limestone During Calcination and Sulphation in a Fluidized Bed Reactor, *Powder Technology*, **95**, 119-128.
- Benyahia, S., Arastoopour, H., Knowlton, T.M. & Massah, H.**, 2000. Simulation of Particles and Gas Flow Behavior in the Riser Section of a Circulating Fluidized Bed Using the Kinetic Theory Approach for the Particulate Phase, *Powder Technology*, **112**, 24-33.
- Bhusarapu, S., Al-Dahhan, M.H., Dudukovic, M.P.**, 2005. Experimental Study of the Solids Velocity Field in Gas-Solid Risers, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **44/25**, 9739-9749.
- Boemer, A., Qi, H. & Renz, U.**, 1997. Eulerian Simulation of Bubble Formation at a Jet in a Two-Dimensional Fluidized Bed, *International Journal of Multiphase Flow*, **23**, 927-944.
- Bolton, L.W. and Davidson, J.F.**, 1988. Recirculating of Particles in Fast Fluidized Risers, *Circulating Fluidized Bed Technology*, Pergamon. Oxford.
- Borgwardt, R.H.**, 1970. Kinetics of the Reaction of SO₂ with Calcined Limestone, *Environmental Science and Technology*, **4**, 49-57.
- Botterill, J.S.M. & Williams, J.R.**, 1963. The Mechanism of Heat Transfer to Gas-Fluidized Beds, *Transactions of International Chemical Engineering*, **41**, 217-223.
- Brereton, C. M.H., Lim, C.J., Legros, R., Zhao, J., Li, H., Grace, J.R.**, 1991. Circulating Fluidized Bed Combustion of a High-Sulphur Eastern Canadian Coal, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **69**, 852-859.
- Brereton, C.**, 1997. Combustion Performance in Circulating Fluidized Beds, pp. 388, Eds. Avidan, A., Grace, J.R. and Knowlton, T., London, Blackie Academic & Professional.
- Burdett, N.A., Gliddon, B.J., Hotchkiss, R.S. & Squires, R.T.**, 1983. SO₃ in Coal-Fired Fluidized Bed Combustors, *Journal of Institute of Energy*, **56**, 119-124.
- Burdett, N.A., Longdon, B.J. and Squires, R.T.**, 1984. Rate Coefficients for the Reaction SO₂+O₂=SO₃+O₂ in the Temperature Range 900-1350 K, *Journal of Institute of Energy*, **57**, 373-376.
- Chakraborty, R.K. & Howard, J.R.**, 1981. Combustion of a Single Particle in Fluidized Beds of High-Density Alumina, *Journal of Institute of Energy*, **54**, 55-62.
- Chirone, R., D'Amore, M., Massimilla, L., Mazza, A.**, 1985. Char Attrition During the Batch Fluidized Bed Combustion, *AIChE Journal*, **31**, 812-820.
- Congalidis, J.P. & Georgakis, C.**, 1981. Multiplicity Patterns in Atmospheric Fluidized Bed Coal Combustors, *Chemical Engineering Science*, **36**, 1529-1538.

- Cetinkaya, S. and Yurum, Y.**, 2000. Oxidative Pyrolysis of Turkish Lignites in Air up to 500°C, *Fuel Proc. Tech.* **67/3**, 177-189.
- Davidson, J.F.**, 1961. Symposium on fluidization – discussion, *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, **39**, 230.
- Davidson, J.F., Harrison, D.**, 1963. Fluidization particles, Cambridge University Press, London.
- Davidson, J.R., Harrison, D.**, 1971. Fluidization, London Academic Press, London.
- Dennis, J.S. & Hayhurst, A.N.**, 1990. Mechanism of the Sulphation of Calcined Particles in Combustion Gases, *Chemical Engineering Science*, **45**, 1175-1187.
- Ducarne, E.D., Dolignier, J.C., Marty, E., Martin, G. & Delfosse, L.**, 1998. Modelling of Gaseous Pollutants Emissions in Circulating Fluidized Bed Combustion of Municipal Refuse, *Fuel*, **77**, 1399-1410.
- Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı**, 2005. Linyit Kömürünün Tarihçesi ve Önemi, <http://www.enerji.gov.tr/komurtarihce.htm>, Ankara, Türkiye.
- Elektrik Üretim A.Ş.**, 2005. 18 Mart Çan Termik Santrali Genel Müdürlüğü (özel izni ile).
- Eskin, N. & Kılıç, A.**, 1995. Calculation of Steady-State Operation Characteristics of Fluidized Bed Coal Combustors, *Bulletin of Istanbul Technical University*, **48**, 11-36.
- Eskin, N., Güngör, A.**, 2001. Thermodynamic Analysis of Heat Transfer to the Immersed Surfaces in a Circulating Fluidized Bed, *Proceedings of ECOS 2001 Conference*, İstanbul, Türkiye, 2001, 249-256.
- Eskin, N., Güngör, A.**, 2003. A Model for Circulating Fluidized Bed Combustors, *Proceedings of IEEEES-1, The First International Exergy, Energy and Environment Symposium*, İzmir, Turkey, 2003, 911-918.
- Eskin, N., Güngör, A.**, 2005a. Effects of Immersed Surfaces on System Efficiency in Fluidized Bed Combustors, *Proceedings of ATC'05 2nd International Conference on Applied Thermodynamics*, İstanbul, Türkiye, 2005, 451-458.
- Eskin, N., Güngör, A.**, 2005b. Effects of Immersed Surfaces on the Combustor Efficiency of Small-Scale Fluidized Beds, *International Journal of Applied Thermodynamics*, **8/3**, 127-136.
- Feng, B., Liu, H., Yuan, J., Lin Z. and Liu, D., Leckner, B.**, 1996. Mechanisms of N₂O Formation from Char Combustion, *Energy and Fuels*, **10**, 203-208.
- Fernandez, M.J., Kasman, H. and Lyngfelt, A.**, 2000. Methods for Measuring the Concentrations of SO₂ and Gaseous Reduced Sulphur Compounds in the Combustion Chamber of a Circulating Fluidized Bed Boiler, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **78**, 1138-1144.
- Field, M.A., Gill, D.W., Moergan, B.B., Hawksley, P.W.G.**, 1967. Combustion of Pulverized Coal, *Coal Utiliz. Res. Assoc. Mon. Bull.*, **31/6**, 285-292.

- Fine, D.H., Slater, S.M., Sarofim, A.F. & Williams, G.C.,** 1974. Nitrogen in Coal as a Source of Nitrogen Oxide Emission from Furnaces, *Fuel*, **53**, 120-128.
- Gayán, P., de Diego, L.F., Adanez, J.,** 1997. Radial Gas Mixing in a Fast Fluidized Bed, *Powder Technology*, **94**, 163-171.
- Geldart, D.,** 1973. Types of Gas Fluidization, *Powder Technology*, **7**, 285-292.
- Gharebaagh, R.S., Legros, R., Chaouki, J. and Paris, J.,** 1997. Simulation of Circulating Fluidized Bed Reactors Using ASPEN PLUS, *Fuel*, **77/4**, 327-337.
- Glicksman, L.R.,** 1997. Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds, in Circulating Fluidized Beds, Eds. Grace, J.R., Avidan, A.A. & Knowlton, T.M., pp. 261-311, London, Chapman and Hall, 1997.
- Gloriz, M.R.,** 1995. An Experimental Correlation for Temperature Distribution at the Membrane Wall of CFB Boilers, *Proceedings of 13th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, Orlando, 1995, 167-174.
- Godfroy, L., Patience, G.S. and Chaouki, J.,** 1999. Radial Hydrodynamics in Risers, *International Engineering Chemistry Research*, **36**, 4504-4515.
- Gomez, L.C., Milioli, F.E.,** 2003. Numerical Study on the Influence of Various Physical Parameters Over the Gas-Solid Two-Phase Flow in the 2D Riser of a Circulating Fluidized Bed, *Powder Technology*, **132**, 216-225.
- Grace J.R.,** 1986. Heat Transfer in Circulating Fluidized Bed, in Circulating Fluidized Bed Technology, Ed. P. Basu, pp. 63-82, Toronto, Pergamon Press, 1986.
- Grace, J.R., Xie, D., Bowen, B.D., Lim, C.J.,** 2002. Two-Dimensional Model of Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds. Part II: Heat Transfer in a High Density CFB and Sensitivity Analysis, *International Journal of Heat Mass Transfer*, **46**, 2193-2205.
- Gregory, D.R. & Littlejohn, R.F.,** 1965. A Survey of Numerical Data on the Thermal Decomposition of Coal, *The BCURA Monthly Bulletin*, **29/6**, 173-179.
- Grieco, E., Marmo, L.,** 2006. Predicting the Pressure Drop across the Solids Flow Rate Control Device of a Circulating Fluidized Bed, *Powder Technology*, **161/2**, 89-97.
- Hannes, J., Renz, U., Van den Bleek, C.M.,** 1995. The IEA Model for Circulating Fluidized Bed Combustion, *Proceedings of the 13th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, ASME, Orlando, 1995, 287-296.
- Haris, B.J. and Davidson, J.F.,** 1994. Modelling Options for Circulating Fluidized Beds: A Core/Annulus Depositions Model, *Proceedings of the Circulating Fluidized Bed Technology IV*, New York, NY, 1994, 32-39.

- Heerden, C., van Nobel, A.P.P. & van Kreven, D.W.,** 1993. Mechanism of Heat Transfer in Fluidized Beds, *Industrial Engineering and Chemistry*, **45/6**, 1237-1242.
- Helland, E., Occelli, R. & Tadrist, L.,** 2000. Numerical Study of Cluster Formation in a Gas-Particle Circulating Fluidized Bed, *Powder Technology*, **110**, 210-221.
- Horio, M.,**1992. Hydrodynamics, in *Circulating Fluidized Beds*, pp. 40, Eds. Grace, J.R., Avidan, A.A. and Knowlton, T.M., Blackie Academic & Professional, London
- Hottel, H.C., Williams, G.C., Nerheim, N.M. and Schneider, G.R.,** 1965. Burning Rate of Carbon Monoxide, *Proceedings of the 10th International Symposium on Combustion*, The Combustion Institute, Pittsburgh, 1965, pp.111-117.
- Howard, J.R.,** 1983. Fluidized Bed Combustion and Applications, Applied Science Publishers, London.
- Hua, Y., Flamant, G., Lu, J., Gauthier, D.,** 2003. Modelling of Axial and Radial Solid Segregation in a CFB Boiler, *Chemical Engineering and Processing*, **43/8**, 971-978.
- Huilin, L., Gidaspow, D.,** 2003. Hydrodynamics of Binary Fluidization in a Riser: CFD Simulation Using Two Granular Temperatures, *Chemical Engineering Science*, **58**, 3777-3792.
- Huilin, L., Guanbo, Z., Rushan, B., Yongjin, C., Gidaspow, D.,** 2000. A Coal Combustion Model for Circulating Fluidized Bed Boilers, *Fuel*, **79**, 165-172.
- Huilin, L., Ruhsan, B., Lidan, Y., Guangbo, Z. & Xiu, T.,** 1998. Numerical Computation of a Circulating Fluidized Bed Combustor, *International Journal of Energy Research*, **22**, 1351-1364.
- Hyre, M.R., Glicksman, L.R.,** 2000. Axial and Lateral Solids Distribution Modeling in the Upper Region of Circulating Fluidized Beds, *Powder Technology*, **110**, 28-109.
- Ibsen, C.H., Solberg, T. and Hjertager, B.H.,** 2001. Evaluation of a Three-Dimensional Numerical Model of a Scaled Circulating Fluidized Bed, *Industrial and Engineering Chemical Research*, **40**, 5081-5086.
- Issangya, A.S., Bai, D., Bi, H.T., Lim, K.S., Zhu, J., Grace, J.R.,** 1999. Suspension Densities in a Circulating Fluidized Bed Riser, *Chemical Engineering Science*, **54**, 5451-5460.
- Issangya, A.S., Grace, J.R., Bai, D., and Zhu, J.,** 2001. Radial Voidage Variation in CFB Risers, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **79**, 279-286.
- Jackson, R,** 1963. The Mechanics of Fluidized Beds, *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, **41**, 13-28.
- Kilpinen, P., Kallio, S., Konttinen, J., Barisic, V.,** 2002. Char-Nitrogen Oxidation Under Fluidised Bed Combustion Conditions: Single Particle Studies, *Fuel*, **81**, 2349-2362.

- Kimm, N.K., Berruti, F. and Pugsley, T.S.,** 1996. Modeling the Hydrodynamics of Downflow Gas-Solids Reactors, *Chemical Engineering Science*, **51/11**, 2661-2666.
- Koksal, M., Hamdullahpur, F.,** 2005. CFD Simulation of the Gas-Solid Flow in the Riser of a Circulating Fluidized Bed with Secondary Air Injection, *Chemical Engineering Communications*, **192/9**, 1151-1179.
- Kolar, A.K. & Sundaresan, R.,** 2002. Heat Transfer Characteristics at an Axial Tube in a Circulating Fluidized Bed Riser, *International Journal of Thermal Sciences*, **41**, 673-681.
- Kucuk, A., Kadioglu, Y. and Gulaboglu, M.S.,** 2003. A Study of Spontaneous Combustion Characteristics of a Turkish Lignite: Particle Size, Moisture of Coal, Humidity of Air, *Combustion and Flame*, **133/3**, 255-261.
- Kunii, D., Levenspiel, O.,** 1983. Fluidization Engineering, Wiley, New York.
- Kurosaki, Y., Satoh, I., Ishize, T.,** 1995. Mechanisms of Heat Transfer Enhancement of Gas-Solid Fluidized Bed: Estimation of Direct Contact Heat Exchange from Heat Transfer Surface to Fluidized Particles Using an Optical Visulation Technique, *Transactions of ASME Journal of Heat Transfer*, **117**, 104-112.
- 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 of Eleventh International Conference on Fluidized Bed Combustion A.S.M.E.*, Montreal, Quebec, Canada, 1993, 771-776.
- Levenspiel, O.,** 1984. Chemical Reaction Engineering (2nd ed.), pp. 368, Wiley Eastern Ltd., New Delhi.
- Li, X., Luo, Z., Ni, M. & Cen, K.,** 1993. Modeling Sulfur Retention in Circulating Fluidized Bed Combustors, *Chemical Engineering Science*, **50/14**, 2235-2242.
- Li, Y.H., Lu, G.Q, Rudolph, V.,** 1998. The Kinetics of NO and N₂O Reduction over Coal Chars in Fluidized Bed Combustion, *Chemical Engineering Science*, **53**, 1-7.
- Liu, H., Feng, B., Lu, J.D.,** 2005. Coal Property Effects on N₂O And NO_x Formation from Circulating Fluidized Bed Combustion of Coal, *Chemical Engineering Communications*, **192/10-12**, 1482-1489.
- Liu, X., Glasser, B.J.,** 2006. A Parametric Investigation of Gas-Particle Flow in a Vertical Duct, *AIChE Journal*, **52/3**, 940-956.
- Loison, R. & Chauvin, R.,** 1964. Pyrolyse Rapide du Charbon, *Chemie et. Industrie*, **91**, 269-274.
- Lu, H.L., Sun, Q.Q., He, Y.R.,** 2005. Numerical Study of Particle Cluster Flow in Risers with Cluster-Based Approach, *Chemical Engineering Science*, **60/23**, 6757-6767.
- Luan, W., Bowen, B.D., Lim, C.J., Brereton, C.M.H., Grace, J.R.,** 2000. Suspension-to-Membrane-Wall Heat Transfer in a Circulating

- Fluidized Bed Combustor, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **43**, 1173-1185.
- Luo, K.M.**, 1987. Dilute, Dense Phase and Maximum Solids-Gas Transport, *PhD Thesis*, Illinois Institute of Technology, Chicago.
- Lyngfelt, A. & Leckner, B.**, 1999. Sulphur Capture in Circulating Fluidized-Bed Boilers: Can the Efficiency Be Predicted?, *Chemical Engineering Science*, **54**, 5573-5584.
- Ma, Y.L. & Zhu, J.**, 2001. Heat Transfer in the Downer and the Riser of a Circulating Fluidized Bed - A Comparative Study, *Chemical Engineering Technology*, **24**, 85-90.
- Maden Teknik ve Arama Genel Müdürlüğü (MTA)**, 2005. Türkiye Maden Rezervleri, http://www.mta.gov.tr/madenler/turmaden/tur_rez.asp, Ankara, Türkiye.
- Malcus, S. and Pugsley, T.**, 2001. Lateral Flux and Velocity of FCC Particles in a CFB Riser, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **79**, 548-556.
- Martens, F.,J.,A.**, 1985. Freeboard Phenomena in a Fluidized Bed Coal Combustor, Technische Hogeschool Delft, The Netherlands.
- Mathiesen, V., Solberg, T., Hjertager, B.H.**, 2000. Predictions of Gas/Particle Flow with an Eulerian Model Including a Realistic Particle Size Distribution, *Powder Technology*, **112**, 34-45.
- Mickley, H.S. & Fairbanks, D.F.**, 1955. Mechanism of Heat Transfer to Fluidized Beds, *AIChE Journal*, **1**, 374-384.
- Miller, A. and Gidaspow, D.**, 1992. Dense, Vertical Gas-Solid Flow in a Pipe, *A.I.Ch.E. Journal*, **38/11**, 1801-1815.
- Monazam, E.R., Shadle, L.J., Mei, J.S.**, 2005. Identification and Characteristics of Different Flow Regimes in a Circulating Fluidized Bed, *Powder Technology*, **155/1**, 17-25.
- 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 of Fifth International Conference on CFB*, MSR6, Beijing, 1996, 858-867.
- Mori, S., Wen, C.Y.**, 1975. Estimation of Bubble diameter in Gaseous Fluidized Beds, *AIChE Journal*, **21**, 109-117.
- Muir, J.R., Brereton, C., Grace, J.R. & 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.
- Nag, P.K. & Ali Moral, M.N.**, 1993. An Experimental Study of the Effect of Pin-Fins on Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds, *International Journal of Energy Research*, **17**, 863-872.
- Neri, A. & Gidaspow, D.**, 2000. Riser Hydrodynamics: Simulation Using Kinetic Theory, *A.I.Ch.E. Journal*, **46**, 52-67.

- Oi, C. & Farag, I.H.**, 1993. Radial Particle Flux and Momentum Transfer in the Circulating Fluidized Bed, *Chemical Engineering Communication*, **124**, 15-27.
- Oymak, O. & Batu, A.**, 2005. Akışkan Yataklı Kazanlar, www.mimag-samko.com.tr/teknik_bilgi/akiskan_yatakli_kazanlar.pdf.
- Pagliuso, J.D., Lombarbi, G., Goldstein, J.L.**, 2000. Experiments on the Local Heat Transfer Characteristics of a Circulating Fluidized Bed, *Experimental Thermal and Fluid Science*, **20**/3-4, 170-179.
- Palmer, C.A., Tuncali, E., Dennen, K.O., Coburn T.C. and Finkelman, R.B.**, 2004. Characterization of Turkish Coals: a Nationwide Perspective. *International Journal of Coal Geology*, **60**/2-4, 85-115.
- Pärssinen, J.H. and Zhu, J.**, 2001a. Axial and Radial Solids Distribution in a Long and High-Flux CFB Riser, *A.I.Ch.E. Journal*, **47**/10, 2197-2205.
- Pärssinen, J.H. and Zhu, J.**, 2001b. Particle Velocity and Flow Development in a Long and High-Flux Circulating Fluidized Bed Risers, *Chemical Engineering Science*, **56**, 5295-5303.
- Patience, G.S. and Chaouki, J.**, 1993. Gas Phase Hydrodynamics in the Riser of a Circulating Fluidized-Bed, *Chemical Engineering Science*, **48**, 3195-3205.
- Patience, G.S. and Chaouki, J.**, 1995. Solids Hydrodynamics in the Fully Developed Region of CFB Risers, *Proceedings of the Fluidization VIII*, 1995, 33-40.
- Patience, G.S., Chaouki, J., Berruti, F., Wong, R.**, 1993. Scaling Considerations for Circulating Fluidized Bed Risers, *Powder Technology*, **72**, 31-38.
- Peters, N., Williams, F.A.**, 1987. The Computation of Stretched Laminar Methane-Air Diffusion Flames Using a Reduced Four-Step Mechanism, *Combustion and Flame*, **68**, 17-29.
- Pillai, K.K.**, 1981. The Influence of Coal Type on Devolatilization and Combustion in Fluidized Beds, *Journal of Institute of Energy*, **54**, 142-150.
- Plass, L., Buarbach, H., Gumel, P.**, 1986. Experience with Combustion in CFB, *Lurgi GmbH Gervinusstrage*, 17-19.
- Pugsley, T., Berruti, F.**, 1996. A Predictive Hydrodynamic Model for Circulating Fluidized Bed Risers, *Powder Technology*, **89**, 57-69.
- Reddy, B.V. & Basu, P.**, 2001a. A model for Heat Transfer in a Pressurized Circulating Fluidized Bed Furnace, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **44**, 2877-2887.
- Reddy, B.V. & Basu, P.**, 2001b. Effect of Pressure and Temperature on Cluster and Particle Heat Transfer in a Pressurized Circulating Fluidized Bed, *International Journal of Energy Research*, **25**, 1263-1274.
- Reddy, B.V. & Nag, P.K.**, 1997. Effect of Lateral and Extended Fins on Heat Transfer in a Circulating Fluidized Bed, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **41**/1, 139-146.

- Reh, L.**, 1971. Fluidized Bed Processing, *Chemical Engineering Progress*, **67/2**, 58-65.
- Rhodes, M.J. and 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.
- Rhodes, M.J., Hirama, T., Cerruti, G., Geldart, D.**, 1989. Nonuniformities of Solids Flow in the Risers of CFB, *Proceedings of the Fluidization VI*, 1989, 73-80.
- Rhodes, M.J., Wang, X.S., Cheng, H. and Hirama, T.**, 1992. Similar Profiles of Solids Flux in Circulating Fluidized Bed Risers, *Chemical Engineering Science*, **47/7**, 1635-1643.
- Rhodes, M.J., Wang, X.S., Nguyen, M., Stewart, P. & Liffman, K.**, 2001. Use of Discrete Element Method Simulation in Studying Fluidization Characteristics: Influence of Interparticle Force, *Chemical Engineering Science*, **56**, 69-76.
- Ross, I.B. & Davidson, J.F.**, 1982. Combustion of Carbon Particles in a Fluidized Bed, *Transaction of Chemical Engineering*, **60**, 108-114.
- Ross, I.B., Patel, M.S. & Davidson, J.F.**, 1981. The Temperature of Burning Carbon Particles in Fluidized Beds, *Transactions of Institution of Chemical Engineers*, **59**, 83-88.
- Ryabov, G.A., Kuruchkin, A.I., Folomeev, O.M.**, 1999. Investigation of Heat Transfer to the Waterwalls on an Aerodynamic Model of a Circulating Fluidized-Bed Boiler, *Thermal Engineering*, **46/8**, 674-680.
- Senior, R.C. & Brereton, C.**, 1992. Modelling of Circulating Fluidized-Bed Solids Flow and Distribution, *Chemical Engineering Science*, **47/2**, 281-296.
- Smolders, K. & Baeyens, J.**, 2001. Hydrodynamic Modelling of the Axial Density Profile in the Riser of a Low-Density Circulating Fluidized Bed, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **79**, 422-429.
- Song, X.Q., Bi, X.T.T., Bolkan, Y.**, 2005. Hydrodynamics of High-Density Downer Reactors Using a Novel Solids Feeder, *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, **3**.
- Stenseng, M., Lin, W., Johnson, J.E. & Johansen, K.D.**, 1997. Modeling of Devolatilization in CFB Combustion, *Proceedings of 14th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, New York, 1997, 117-124.
- Sundaresan, R. & Kolar, A.K.**, 2002. Core Heat Transfer Studies in a Circulating Fluidized Bed, *Powder Technology*, **124**, 138-151.
- Svensson, A., Johnsson, F. and Leckner, B.**, 1993. Fluid-dynamics of the Bottom Bed of Circulating Fluidized Bed Boilers, *Proceedings of the XII International Conference on Fluidized Bed Combustion*, San Diego, CA., 1993, 887-897.

- Tian, Y. & 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. Dolaşımlı Akışkan Yatağın Hidrodinamik, Yanma ve Emisyon Özelliklerinin Deneysel İncelenmesi, *Doktora Tezi*, Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Ankara.
- Tsuo, Y.P. and Gidaspow, D.**, 1990. Computation of Flow Patterns in Circulating Fluidized Beds, *A.I.Ch.E. Journal*, **36**/6, 885-896.
- Türkiye Kömür İşletmeleri Kurumu Genel Müdürlüğü (TKİ)**, 2005. Enerji ve Kömür, http://www.tki.gov.tr/TKI_HAKKINDA/ener_kom.htm, Ankara, Türkiye.
- Vijay, G.N., Reddy, B.N.**, 2005. Effect of Dilute and Dense Phase Operating Conditions on Bed-to-Wall Heat Transfer Mechanism in a Circulating Fluidized Bed Combustor, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **48**/16, 3276-3283.
- van Wachem, B.G., Schouten, J.C., van den Bleek, C.M., Krishna, R. & Sinclair, J.L.**, 2001. Comparative Analysis of CFD Models of Dense Gas-Solid Systems, *A.I.Ch.E. Journal*, **47**, 1035,1051.
- 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.
- Wang, Q., Luo, Z., Ni, M., Cen, K.**, 2003. Particle Population Balance Model for a Circulating Fluidized Bed Boiler, *Chemical Engineering Journal*, **93**, 121-133.
- Wang, W. and Li, Y.**, 2001. Hydrodynamics Simulation of Fluidization by Using a Modified Kinetic Theory, *Industrial and Engineering Chemical Research*, **40**, 5066-5073.
- Wang, L.N., Yang, N., Li, J.H.**, 2005. Multi-Scale Mass Transfer Model for Gas-Solid Two-Phase Flow, *Chemical Engineering Communications*, **192**/10-12, 1636-1654.
- Wei, F., Fangbin, L., Yong, J. & Zhiqing, Y.**, 1997. Mass Flux Profiles in a High Density Circulating Fluidized-Bed, *Powder Technology*, **91**, 189-195.
- Wei, F., Hongfei, L., Yi, C., Zhanwen, W. & Yong, J.**, 1998. Profiles of Particle Velocity and Solids Fraction in a High Density Riser, *Powder Technology*, **100** (2-3), 183-189.
- Wei, F., Wan, X., Hu, Y., Wang, Z., Yang, Y., Jin, Y.**, 2001. A Pilot Plant Study and 2-D Dispersion-Reactor Model for a High-Density Riser Reactor, *Chemical Engineering Science*, **56**, 613-620.
- Wen, C.Y. & Ishida, M.**, 1973. Reaction Rate of Sulphur Dioxide with Particles Containing Calcium Oxide, *Environmental Science and Technology*, **7**, 703-708.
- Wen, C.Y. & Yu, Y.H.**, 1966. Mechanics of Fluidization, *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, **62**, 100-110.

- Werther, J. & Wein, J.**, 1994. Expansion Behavior of Gas Fluidized Beds in the Turbulent Regime, *A.I.Ch.E. Symposium Series*; **90/301**, 31-44.
- Wu, S. & Basu, P.**, 1993. Surface Reaction Rates of Coarse Bituminous Char Particles in the Temperature Range of 600-1340 K. *Fuel*, **72/10**, 1429-1433.
- Wunder, R.**, 1980. Heat Transfer Analysis in Fluidized Beds. *PhD Thesis*, Tu Munchen, F.R.G.
- Xie, D., Bowen, B.D., Grace, J.R., Lim, C.J.**, 2003. Two-Dimensional Model of Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds. Part II: Heat Transfer in a High Density CFB and Sensitivity Analysis, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **46**, 2193-2205.
- Yates J.G.**, 1996. Effects of Temperature and Pressure on Gas-Solid Fluidization, *Chemical Engineering Science*, **51/2**, 167-205.
- Yates, J.G.**, 1983. Fundamentals of Fluidized-Bed Chemical Processes, Butterworths Monographs in Chemical Engineering, London.
- Yuu, S., Umekage, T. & Johno, Y.**, 2000. Numerical Simulation of Air and Particle Motions in Bubbling Fluidized Bed of Small particles, *Powder Technology*, **110**, 158-168.
- Zhang, H., Huang, W.X., Zhu, J.**, 2001. Gas-Solids Flow Behavior: CFB Riser vs. Downer, *A.I.Ch.E. Journal*, **47/9**, 2000-2011.
- Zhang, W., Tung, Y., Johnsson, F.**, 1991. Radial Voidage Profiles in Fast Fluidized Beds of Different Diameters, *Chemical Engineering Science*, **46**, 3045-3052.
- Zhao, Y., Xu, P.Y., Fu, D.**, 2006. Experimental Study on Simultaneous Desulfurization and Denitrification Based on Highly Active Absorbent, *Journal of Environmental Sciences-China*, **18/2**, 281-286.
- Zheng, Y., Wan, X., Qian, Z., Wei, F., Jin, Y.**, 2001. Numerical Simulation of the Gas-Particle Turbulent Flow in Riser Reactor Based on $k - \varepsilon - k_p - \varepsilon_p - \Theta$ Two Fluid Model, *Chemical Engineering Science*, **56**, 6813-6822.
- Zhou, J., Grace, J.R., Qin, S., Brereton, C.M.H., Lim, C.J. and Zhu, J.**, 1994. Voidage Profiles in a Circulating Fluidized Bed of a Square Cross-Section, *Chemical Engineering Science*, **49/19**, 3217-3226.
- Zhou, Y.H., Lu, H.L., He, Y.R.**, 2006. Numerical Prediction of Combustion of Carbon Particle Clusters in a Circulating Fluidized Bed Riser, *Chemical Engineering Journal*, **118/1-2**, 1-10.

ÖZGEÇMİŞ

Afşin GÜNGÖR, 1974 yılı Niğde doğumludur. 1995 yılında Erciyes Üniversitesi Mühendislik Fakültesinden mezun olmuştur. 1997 yılında Niğde Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsünden yüksek mühendis ünvanını almıştır. 2000 yılında YÖK'ün 35. maddesi gereği İstanbul Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsüne doktora eğitimini yapmak üzere gelmiştir. Halen doktora eğitimine devam etmekte ve araştırma görevlisi olarak görev yapmaktadır. Evli ve bir çocuk babasıdır.