

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**KABARCIKLI AKIŞKAN YATAKTA BİYOKÜTLE GAZLAŞTIRMA
İŞLEMİNİN İNCELENMESİ**

DOKTORA TEZİ

Mahmut Caner ACAR

Makina Mühendisliği Anabilim Dalı

Makina Mühendisliği Programı

AĞUSTOS 2019

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**KABARCIKLI AKIŞKAN YATAKTA BİYOKÜTLE GAZLAŞTIRMA
İŞLEMİNİN İNCELENMESİ**

DOKTORA TEZİ

Mahmut Caner ACAR

503132014

Makina Mühendisliği Anabilim Dalı

Makina Mühendisliği Programı

Tez Danışmanı: Prof. Dr. Yakup Erhan BÖKE

AĞUSTOS 2019

İTÜ, Fen Bilimleri Enstitüsü'nün 503132014 numaralı Doktora Öğrencisi Mahmut Caner ACAR, ilgili yönetmeliklerin belirlediği gerekli tüm şartları yerine getirdikten sonra hazırladığı “KABARCIKLİ AKIŞKAN YATAKTA BİYOKÜTLE GAZLAŞTIRMA İŞLEMİNİN İNCELENMESİ” başlıklı tezini aşağıda imzaları olan jüri önünde başarı ile sunmuştur.

Tez Danışmanı : **Prof. Dr. Yakup Erhan BÖKE**
İstanbul Teknik Üniversitesi

Jüri Üyeleri : **Prof. Dr. Mesut GÜR**
İstanbul Teknik Üniversitesi

Prof. Dr. Serdar YAMAN
İstanbul Teknik Üniversitesi

Doç. Dr. Fehmi AKGÜN
TÜBİTAK Marmara Araştırma Merkezi

Prof. Dr. Şevket Özgür ATAYILMAZ
Yıldız Teknik Üniversitesi

Teslim Tarihi : 16 Temmuz 2019
Savunma Tarihi : 6 Ağustos 2019





Eşime ve oğluma,



ÖNSÖZ

Doktora tez çalışmamın başlamasından bitişine kadarki süreçte karşılaştığım tüm sorunlarda teorik bilgisi ve yönlendirmesi ile hep destek olan ve bana her zaman değerli vakitlerini ayırabilen tez danışmanım Prof. Dr. Yakup Erhan BÖKE'ye teşekkürü bir borç bilirim. Özellikle tez konumun ana hatlarının belirlenmesinde yardımcı olan başta Doç. Dr. Fehmi AKGÜN olmak üzere Yeliz DURAK ÇETİN ve Hakan KARATAŞ'a teşekkür ederim. 213M368 numaralı “Biyokütleden Gazlaştırma Yoluyla Hidrojen Üretim Teknolojisi” başlıklı proje kapsamında vermiş olduğu burstan dolayı TÜBİTAK'a teşekkür ederim.

Tez çalışmalarım süresince olumlu sözleri ve düşünceleriyle sürekli yanımda olan eşime ve benden desteklerini hiçbir zaman eksik etmeyen anneme ve babama teşekkür ederim.

Temmuz 2019

Mahmut Caner ACAR
(Makina Yüksek Mühendisi)



İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa</u>
ÖNSÖZ	vii
İÇİNDEKİLER	ix
KISALTMALAR	xi
SEMBOLLER	xiii
ÇİZELGE LİSTESİ	xv
ŞEKİL LİSTESİ	xvii
ÖZET	xxi
SUMMARY	xxiii
1. GİRİŞ	1
1.1 Tezin Anlamı ve Önemi	1
1.2 Tezin Amacı ve Kapsamı	1
2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI	3
2.1 Biyokütle ve Gazlaştırma	3
2.1.1 Sabit yatak gazlaştırıcılar	5
2.1.2 Akışkan yatak gazlaştırıcılar	7
2.1.3 Sürüklemeli akış gazlaştırıcılar	10
2.2 Deneysel Çalışmalar	11
2.2.1 Laboratuvar ölçekli	11
2.2.2 Pilot ölçekli	15
2.3 Modelleme ve Simülasyon Çalışmaları.....	18
3. MODELLEME VE SİMÜLASYON	31
3.1 Euler-Euler Modelleme Yaklaşımı.....	31
3.2 Euler-Euler Modeli Denklemleri.....	31
3.2.1 Kütlelerin korunumu	31
3.2.2 Momentumun korunumu.....	32
3.2.3 Enerji korunumu	35
3.2.4 k-ε türbülans modeli.....	36
3.3 Yatak Hidrodinamiği.....	37
3.3.1 Minimum akışkanlaşma hızı	40
3.3.2 Tanecik limit hızı	40
3.4 Gazlaştırma Reaksiyonları	41
3.4.1 Piroliz	41
3.4.2 Homojen ve heterojen reaksiyonlar	44
3.4.2.1 Kinetik model.....	45
3.4.2.2 Kimyasal denge modeli.....	46
4. HİDRODİNAMİK VE ISIL MODEL	49
4.1 Hidrodinamik Model	49
4.1.1 Model geometrisi ve ağ atama işlemi	49
4.1.2 Eleman sayısının azaltılması	51
4.1.3 Model parametreleri ve kurulumu.....	53
4.1.4 Model sonuçları ve tartışma	55

4.2 Isıl Model.....	65
4.2.1 $3U_{mf}$ hızı için ısı modelleme	66
4.2.2 Deneysel çalışmadaki hızlarla ısı modelleme	74
5. SİMÜLASYON MODELİ	83
5.1 Birinci Simülasyon Modeli.....	83
5.1.1 Deney düzeneği ve çalışma koşulları	84
5.1.2 Model geliştirme	85
5.1.3 Model doğrulama	88
5.1.4 Parametrik çalışma	93
5.1.4.1 Gazlaştırma sıcaklığının etkisi	93
5.1.4.2 B/Y oranının etkisi	95
5.1.4.3 Biyokütle nem içeriğinin etkisi	97
5.2 İkinci Simülasyon Modeli	98
5.2.1 Deney düzeneği ve çalışma koşulları	99
5.2.2 Model geliştirme	101
5.2.3 Model doğrulama	102
5.2.4 Parametrik çalışma	103
5.2.4.1 Buhar/biyokütle oranının etkisi	104
5.2.4.2 Eşdeğerlik oranının etkisi	105
5.3 Üçüncü Simülasyon Modeli	107
5.3.1 Deney düzeneği ve çalışma koşulları	107
5.3.2 Model geliştirme	109
5.3.3 Model doğrulama	111
5.3.3.1 Hava ile gazlaştırma	112
5.3.3.2 Buhar ile gazlaştırma.....	113
5.3.4 Parametrik çalışma	114
5.3.4.1 Gazlaştırma sıcaklığının etkisi	115
5.3.4.2 Biyokütle nem içeriğinin etkisi	119
6. SONUÇLAR	123
KAYNAKLAR.....	129
ÖZGEÇMİŞ.....	139

KISALTMALAR

B/Y	: Buhar/yakıt oranı
DAYG	: Dolaşımli akışkan yatak gazlaştırıcı
E-E	: Euler-Euler
E-L	: Euler-Lagrange
EO	: Eşdeğerlik oranı
HAD	: Hesaplamalı akışkanlar dinamiği
KAYG	: Kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırıcı
KDM	: Kimyasal denge modeli
SGV	: Soğuk gaz verimi
SKDY	: Sınırlı kimyasal denge yöntemi



SEMBOLLER

A_0	: Ön üstel faktör
A_j	: Toplam atom sayısı
α	: Kazanç katsayısı
Ar	: Archimedes sayısı
d	: Çap
C_D	: Sürüklenme katsayısı
E	: Aktivasyon enerjisi
e	: Düzeltme katsayısı
$f_{v,0}$	: Tanecik içindeki uçucuların başlangıç kütle kesri
$f_{w,0}$	: Tanecik içindeki nemin kütle kesri
G	: Gibbs serbest enerjisi
g	: Yer çekimi
k_0	: Kinetik sabit
L	: Lagrange fonksiyonu
λ	: Lagrangian çarpanı
m	: Kütle
$MRSS$	: Ortanca sıralı küme örnekleme
n	: Stokiyometrik katsayı
μ	: Dinamik viskozite
ϕ	: Küresellik
ΔP	: Basınç düşümü
Q_{buhar}	: Buharın ısı içeriği
R	: Evrensel gaz sabiti
Re	: Reynolds sayısı
RSS	: Sıralı küme örnekleme
ρ	: Yoğunluk
T	: Sıcaklık
y	: Ürün gazı kompozisyonu



ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge 2.1 : Farklı gazlaştırmacıların güçlü ve zayıf yönlerinin karşılaştırılması.....	8
Çizelge 3.1 : 25 °C'deki tipik gazlaştırma reaksiyonları.....	44
Çizelge 4.1 : Model parametreleri.	53
Çizelge 4.2 : Hidrodinamik modelde kullanılan kapalı modeller.....	54
Çizelge 4.3 : Isıl modelde kullanılan hava ve buhar debileri.	74
Çizelge 5.1 : Badem kabuğunun elementsel ve kısa analizi.....	85
Çizelge 5.2 : Reaktör bloklarının tanımlanması.	88
Çizelge 5.3 : Her iki modelleme yaklaşımı için analiz sonuçları.	89
Çizelge 5.4 : Deneysel çalışma koşulları.....	100
Çizelge 5.5 : Badem kabuğunun fiziksel ve kimyasal özellikleri.....	100
Çizelge 5.6 : Simülasyon sonuçları ile deneysel veriler arasındaki bağıl hata.....	103
Çizelge 5.7 : Ceviz kabuğunun elementsel ve kısa analiz sonuçları.	109
Çizelge 5.8 : Deneysel çalışma koşulları.....	109
Çizelge 5.9 : Eşdeğerlik oranı için gaz bileşimindeki yüzde bağıl hatalar.....	113
Çizelge 5.10 : Buhar/biyokütle oranı için gaz bileşimindeki yüzde bağıl hatalar. ..	114



ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 2.1 : Gazlaştırma işleminin temel kısımları.....	5
Şekil 2.2 : (a) yukarı akışlı gazlaştırıcı, (b) aşağı akışlı gazlaştırıcı.	6
Şekil 2.3 : Kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırıcı.....	9
Şekil 2.4 : Dolaşımli akışkan yatak gazlaştırıcı.....	9
Şekil 2.5 : Sürüklemeli akış gazlaştırıcı.	10
Şekil 3.1 : Yatak malzemesinin farklı akışkan hızlarına göre durumu.....	37
Şekil 3.2 : Basınç düşüşünün boş yatak hızına göre değişimi.	38
Şekil 4.1 : (a) Şematik görünüm, (b) üç boyutlu geometri.	50
Şekil 4.2 : Farklı eleman sayılarından oluşan ağ yapıları.....	50
Şekil 4.3 : Farklı ağ yapıları için gaz hızının merkezden olan uzaklığa göre değişimi.....	51
Şekil 4.4 : Reaktör bölgesine ait ağ yapısı.....	52
Şekil 4.5 : Katı hacim kesrinin farklı boş yatak gaz hızları için y-z düzlemindeki durumu (a) hava, (b) buhar (t=3 s).....	57
Şekil 4.6 : Katı hacim kesrinin farklı boş yatak gaz hızları için x-y düzlemindeki durumu (a) hava, (b) buhar (t=3 s).....	58
Şekil 4.7 : Katı hacim kesrinin zamana göre değişimi (hava için).	59
Şekil 4.8 : Katı hacim kesrinin zamana göre değişimi (buhar için).....	60
Şekil 4.9 : Silika kum tanecikleri hacim kesrinin yatak yüksekliğine göre değişimi (a) hava, (b) buhar.	61
Şekil 4.10 : Hidrodinamik model için reaktördeki basınç düşümü (a) hava, (b) buhar.	62
Şekil 4.11 : Zaman ortalamalı hava hızı ve katı hacim kesri (a) 50 mm, (b) 100 mm.....	63
Şekil 4.12 : Zaman ortalamalı buhar hızı ve katı hacim kesri (a) 50 mm, (b) 100 mm.....	64
Şekil 4.13 : Reaktör ekseni boyunca zaman ortalamalı katı hacim kesrinin reaktör yüksekliğine göre değişimi.	65
Şekil 4.14 : Birinci ısı model çalışmasına ait sıcaklık sınır şartları.....	67
Şekil 4.15 : Reaktör içindeki ortalama gaz sıcaklığın zamana göre değişimi.	67
Şekil 4.16 : Silika kum hacim kesrinin reaktör içinde zamana göre değişimi (hava için).	69
Şekil 4.17 : Silika kum hacim kesrinin reaktör içinde zamana göre değişimi (buhar için).	70
Şekil 4.18 : Isıl model için reaktördeki basınç düşümü (a) hava, (b) buhar.	71
Şekil 4.19 : Hava sıcaklığının y-z düzlemi boyunca zamana göre değişimi.	72
Şekil 4.20 : Buhar sıcaklığının y-z düzlemi boyunca zamana göre değişimi.	73
Şekil 4.21 : Katı tanecikleri hacim kesrinin farklı eşdeğerlik oranlarına göre değişimi (a) y-z düzlemi, (b) x-y düzlemi.....	76
Şekil 4.22 : Katı tanecikleri hacim kesrinin farklı B/Y oranlarına göre değişimi (a) y-z düzlemi, (b) x-y düzlemi.	77

Şekil 4.23 : Farklı eşdeğerlik oranları için basınç düşümünün zaman göre değişimi.	78
Şekil 4.24 : Farklı B/Y oranları için basınç düşümünün zaman göre değişimi.	78
Şekil 4.25 : Havanın kullanıldığı durumda taneciklerin yatak içindeki hacimsel kesirleri (a) silika kum, (b) çar.	80
Şekil 4.26 : Buharın kullanıldığı durumda taneciklerin yatak içindeki hacimsel kesirleri (a) silika kum, (b) çar.	81
Şekil 5.1 : Deney düzeneğinin şematik görünümü: (1) akışkan yatak gazlaştırıcı; (2) siklon; (3) seramik mum filtre; (4) biyokütle besleyici; (5) katran ve su yoğunlaştırma sistemi; (6) fan; (7) hacimsel gazölçer.	84
Şekil 5.2 : Biyokütle gazlaştırma işlemine ait akış şeması.	86
Şekil 5.3 : Gazlaştırma sıcaklığının kuru gaz bileşimi üzerindeki etkisi (a) hidrojen, (b) karbonmonoksit, (c) karbondioksit, (d) metan (B/Y=1).	91
Şekil 5.4 : Gazlaştırma sıcaklığının gaz üretimi üzerindeki etkisi (B/Y=1).	92
Şekil 5.5 : B/Y oranının kuru gaz bileşimi üzerindeki etkisi (a) hidrojen, (b) karbonmonoksit, (c) karbondioksit, (d) metan (T=820 °C).	92
Şekil 5.6 : B/Y oranının gaz üretimi üzerindeki etkisi (T=820 °C).	93
Şekil 5.7 : Gazlaştırma sıcaklığının ürün gazı bileşimi ve H ₂ /CO üzerindeki etkisi (B/Y=1).	94
Şekil 5.8 : Gazlaştırma sıcaklığının AID ve SGV üzerindeki etkisi (B/Y=1).	95
Şekil 5.9 : B/Y oranının kuru gaz bileşimi üzerindeki etkisi (T=770 °C).	96
Şekil 5.10 : B/Y oranının AID ve SGV üzerindeki etkisi (T=770 °C).	97
Şekil 5.11 : Nem içeriğinin ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (B/Y=1, T=820 °C).	98
Şekil 5.12 : Nem içeriğinin AID ve SGV üzerindeki etkisi (B/Y=1, T=820 °C).	98
Şekil 5.13 : A) İçten dolaşimli KAYG çizimi; B) içten dolaşimli yatağın çalışma prensibi (U _{AAB} : aşağı akış bölmesindeki gaz hızı, U _{YAB} : yukarı akış bölmesindeki gaz hızı).	99
Şekil 5.14 : Aspen Plus akış şeması.	102
Şekil 5.15 : Simülasyon sonuçlarının deneysel veriler ile karşılaştırılması.	103
Şekil 5.16 : B/Y oranının gaz bileşimi ve gaz üretimi üzerindeki etkisi (T=820°C, EO=0.21).	105
Şekil 5.17 : B/Y oranının AID ve SGV üzerindeki etkisi (T=820 °C, EO=0.21). ..	105
Şekil 5.18 : EO'nun gaz bileşimi ve gaz üretimi üzerindeki etkisi (T=820 °C, B/Y=0.4).	106
Şekil 5.19 : EO'nun AID ve SGV üzerindeki etkisi (T=820 °C, B/Y=0.4).	107
Şekil 5.20 : Deney düzeneğinin şematik görüntüsü.	108
Şekil 5.21 : Aspen Plus akış şeması.	111
Şekil 5.22 : Eşdeğerlik oranının ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (a) hidrojen, (b) karbonmonoksit, (c) karbondioksit, (d) metan (T=770 °C).	113
Şekil 5.23 : Buhar/biyokütle oranının ürün gazı üzerindeki etkisi (a) hidrojen, (b) karbonmonoksit, (c) karbondioksit, (d) metan (T=770 °C).	115
Şekil 5.24 : Gazlaştırma sıcaklığının ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (EO=0.31).	116
Şekil 5.25 : Gazlaştırma sıcaklığının AID ve SGV üzerindeki etkisi (EO=0.31). ..	117
Şekil 5.26 : Gazlaştırma sıcaklığının ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (B/Y=0.96).	118
Şekil 5.27 : Gazlaştırma sıcaklığının AID ve SGV üzerindeki etkisi (B/Y=0.96). ..	119

Şekil 5.28 : Nem içeriğinin ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi ($EO=0.31$, $T=770\text{ }^{\circ}\text{C}$).	120
Şekil 5.29 : Nem içeriğinin AID ve SGV üzerindeki etkisi ($EO=0.31$, $T=770\text{ }^{\circ}\text{C}$).	120
Şekil 5.30 : Nem içeriğinin ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi ($B/Y=0.96$, $T=770\text{ }^{\circ}\text{C}$).	121
Şekil 5.31 : Nem içeriğinin AID ve SGV üzerindeki etkisi($B/Y=0.96$, $T=770\text{ }^{\circ}\text{C}$)	122





KABARCIKLI AKIŞKAN YATAKTA BİYOKÜTLE GAZLAŞTIRMA İŞLEMİNİN İNCELENMESİ

ÖZET

Bu doktora tezinde kabarcıklı bir akışkan yatakta biyokütle gazlaştırma işlemi sırasında gerçekleşen hidrodinamik ve ısı olayları için hesaplamalı akışkanlar dinamiği yöntemi kullanılarak üç boyutlu ve zamana bağlı modelleme çalışmaları yapılmıştır. Tezin bir bölümünde de kimyasal reaksiyonları içeren simülasyon çalışmaları gerçekleştirilmiştir. Modelleme çalışmalarında Ansys Fluent programı, simülasyon çalışmalarında ise Aspen Plus programı kullanılmıştır. Modelleme çalışmaları için TÜBİTAK Marmara Araştırma Merkezi'nde bulunan bir kabarcıklı akışkan yatak reaktörü esas alınmış ve bu reaktörün tasarım ölçüleri dikkate alınarak model geometrisi oluşturulmuştur. Simülasyon çalışması kapsamında üç farklı simülasyon modeli geliştirilmiştir. Geliştirilen her bir simülasyon öncelikli olarak deneysel çalışmalarla doğrulanmıştır. Daha sonra, doğruluğu yapılmış simülasyonlar kullanılarak gazlaştırma performansına etki eden parametreler kapsamlı bir şekilde incelenmiştir.

Hidrodinamik ve ısı model çalışmalarında Euler-Euler iki akışkan modeli kullanılmıştır. Bu modelde, gazlar birincil faz, katı tanecikleri ise ikincil faz olarak ele alınmaktadır. Gaz-katı arasındaki momentum değişimi ve ısı transferi için sırasıyla, Gidaspow ve Gunn modelleri kullanılmıştır. Ayrıca, ışınlama olan ısı transferi için de P1 ışınlama modeli tercih edilmiştir. Türbülans etkileri için ise k- ϵ ayrık (dispersed) modeli seçilmiştir.

Modelleme çalışmaları kapsamında ilk olarak akışkan yatak gazlaştırıcı içindeki hidrodinamik olaylar incelenmiştir. Bu kapsamda sırasıyla, model geometrisi oluşturma, ağ atama ve model kurulumu ve çözümleme işlemleri yapılmıştır. Model geometrisi oluşturulduktan sonra ağ atama işlemi gerçekleştirilmiş ve farklı eleman sayılarından oluşan üç farklı ağ (kaba, orta ve ince ağ) oluşturulmuştur. Modelin ağa bağımlılığını ortadan kaldırmak amacıyla, aynı başlangıç ve sınır koşulları için bu üç farklı ağ ile çözümler gerçekleştirilmiş ve model çalışmaları için orta ağın kullanılmasına karar verilmiştir. Daha sonra, zaman tasarrufu açısından orta ağın eleman sayısını daha da düşürmeye yönelik ek bir çalışma yürütülmüş ve eleman sayısı yaklaşık %71 oranında azaltılmıştır.

Hidrodinamik model çalışmasına kabarcıklı akışkan yatak için en uygun bir akışkanlaşma hızının belirlenmesi ile başlanmıştır. Bu hız aynı zamanda yatağın boş durumundaki hızını (superficial gas velocity) ifade etmektedir. Katı taneciklerinin yatak içinde yer değiştirebilmesi ve kabarcıkların oluşabilmesi için boş yatak gaz hızının minimum akışkanlaşma hızından (U_{mf}) büyük olması gerekmektedir. Bu nedenle hidrodinamik model çalışmalarında öncelik olarak, uygun bir akışkanlaşma hızının belirlenmesi için bir çalışma yürütülmüş ve yatak içindeki en uygun

akışkanlaşma, boş yatak gaz hızının minimum akışkanlaşma hızından 3 kat daha büyük ($3U_{mf}$) olduğu durum için elde edilmiştir. Uygun akışkanlaşma hızının belirlenmesinin ardından bu hız değeri için reaktör içerisindeki zamana bağlı hidrodinamik değişimler incelenmiştir.

Isıl model çalışmalarında kullanılmak amacıyla, akışkana ait yoğunluk, ısı iletim katsayısı, özgül ısı ve dinamik viskozite gibi termo-fiziksel özellikler için sıcaklığa bağlı denklemler türetilmiş ve bu denklemler Fluent programına tanıtılarak akışkan özelliklerinin sıcaklığa bağlı değişimleri de göz önüne alınmıştır. Isıl model için kurulum işleminin yapılmasının ardından çözümlemelere başlanmış ve bu kapsamda reaktör içindeki sıcaklığın zamana ve konuma göre değişimi ve sıcaklığın yatak hidrodinamiği üzerindeki etkileri incelenmiştir. Isıl model çalışmaları iki bölümde ele alınmıştır. Birinci bölümde, akışkanlaşma hızı olarak hidrodinamik çalışmalar kapsamında belirlenen boş yatak gaz hızı ($3U_{mf}$) kullanılmıştır. İkinci bölümde ise model geometrisi oluşturulurken esas alınan deneysel çalışmadaki hava ve buhar için kullanılan hızlar dikkate alınmıştır.

Simülasyon çalışmasında, literatürde gazlaştırma işlemleri için sıklıkla kullanılan Aspen (Advanced System for Process Engineering) Plus paket programı tercih edilmiş ve Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayanan kimyasal (termodinamik) denge modeli ve sınırlı kimyasal denge yöntemi göz önüne alınmıştır. Burada, bir KAYG'de gerçekleşen biyokütle gazlaştırma işlemi için üç farklı simülasyon geliştirilmiştir. Geliştirilen simülasyonlardan elde edilen sonuçlar ilk önce deneysel verilerle karşılaştırılarak model doğrulama işlemi yapılmıştır. Model doğrulama çalışmasının ardından gazlaştırma sıcaklığı, buhar/biyokütle oranı, eşdeğerlik oranı (equivalence ratio) ve biyokütle nem içeriği gibi çalışma parametrelerinin ürün gazı kompozisyonu, H_2/CO oranı, ürün gazı alt ısı değeri ve soğuk gaz verimi üzerindeki etkileri incelenmiştir. Parametrik çalışmalar ile elde edilen sonuçlardan yola çıkılarak, bir KAYG için en uygun çalışma koşulları belirlenmiştir.

INVESTIGATION OF BIOMASS GASIFICATION PROCESS IN A BUBBLING FLUIDIZED BED

SUMMARY

In this Ph.D. thesis, a modeling study was carried out to investigate the hydrodynamic and thermal behavior of the bubbling fluidized bed gasifiers. Moreover, a simulation study was also performed for gasification reactions taking place in the gasifier. Ansys Fluent was used in the modeling studies, while Aspen Plus was preferred in the simulation studies. A bubbling fluidized bed reactor belongs to TÜBİTAK (The Scientific and Technological Research Council of Turkey) was used for modeling studies and model geometry was created based on this reactor. Three different simulation models were developed within the simulation study. The developed each simulation model initially was validated with relevant experimental study. Then, the effects of gasification temperature, equivalence ratio, steam to biomass ratio and biomass moisture content on syngas composition, H_2/CO ratio, syngas heating value and cold gas efficiency were investigated.

The meaning and importance and also, the aim and content of this thesis were given in the first chapter. Then, general information about the gasification process was indicated in the second chapter. For this purpose, biomass and biomass gasification phenomena were firstly expressed. The importance of biomass and gasification technology and the reactions occurring during the gasification process were mentioned. Then, some basic information related to the most common gasifier types; fixed bed gasifier, fluidized bed gasifier and entrained flow gasifier was defined. The advantageous and disadvantageous of fluidized bed gasifiers in comparison with other gasifier types were emphasized. An extensive literature research has also carried out in this chapter. In this context, experimental studies performed with the lab scale and pilot scale gasifiers were searched. Parameters affecting the gasifier performance such as gasification temperature, equivalence ratio (ER), steam to biomass ratio (S/B) and biomass moisture content were analyzed. Modeling and simulation studies were also reviewed under the literature studies. Especially, modeling studies carried out with Ansys Fluent and simulation studies carried out with Aspen Plus were investigated.

Third chapter deals with the methods and equations used in modeling and simulation studies. Multi-phase flows can be modeled with two different approaches in the computational fluid dynamics. These are Euler-Lagrange (E-L) and Euler-Euler (E-E) methods. In E-L method, the fluid phase is treated as a continuum by solving the Navier-Stokes equations, while discrete phase is solved by tracking a large number of particles through the calculated flow field. The dispersed phase can exchange momentum, mass, and energy with the fluid phase. This method is more useful where the interactions between solid particles are negligible and the solid volume fraction is smaller than 10%. Since each particle is tracked and calculated separately, E-L is seen as time-consuming method in the modeling of fluidized bed gasifiers. Navier-Stokes equations are solved for both discrete phase and fluid phase and it is not required to

track any particle in E-E method. Thus, E-E modeling approach is considered as a time-saving method for fluidized bed gasifiers where there are millions of particles. Therefore, this modeling approach was preferred during the hydrodynamic and thermal modeling studies carried out in this thesis.

Model geometry was created at the onset of modeling studies, in the fourth chapter. Then, a meshing process was performed for the created geometry. In this context, three different grid structures called coarse, medium and fine grids were formed and using these grid structures a grid independent test was performed. Coarse, medium and fine grids consist of 1,367,126, 1,761,958 and 2,142,026 elements, respectively. The results obtained with coarse grid were differs from the medium and fine grids. Grid independent test showed that the results obtained by using medium and fine grids were almost the same. Since the computational time for the fine grid is more, it was decided to use the medium grid in the modeling study. Even if the element number of medium grid is lesser than fine grid the required time for running process is still high due to the three-dimensional and time-dependent structure of the model. Therefore, an additional study has been carried out to decrease the element number of medium grid and thus, the element number was decreased by about 71%. This final grid has been used for hydrodynamic and thermal modeling studies. Fluidization velocity, which is defined as superficial gas velocity, is one of the most important parameters in terms of bubble formation and gas-solid homogeneity in the bed. The value of this velocity was calculated using an empirical correlation for air and steam as 0.178 m/s and 0.195 m/s, respectively. The value of superficial gas velocity should be greater than minimum fluidization velocity (U_{mf}) to obtain a suitable fluidized bed structure. Thus, a preliminary parametric study was performed to determine optimal superficial gas velocity. For this purpose, five different gas velocities (U_{mf} , $2U_{mf}$, $3U_{mf}$, $4U_{mf}$, $5U_{mf}$) were compared with each other and the optimal fluidized bed structure was obtained at the velocity of $3U_{mf}$. This velocity value was preferred in the modeling studies. The contour of solid volume fraction with respect to time was obtained for $3U_{mf}$ in the x-y, x-z and y-z planes. According to the results, the bed height reached a dynamic steady state about 1 second for both air and steam conditions. The pressure drop between inlet and outlet of the reactor decreased significantly at the onset of fluidization and then oscillates around steady state value after 1 second. The fluctuation of the pressure drop is linked with bubble formation and rupture. The variation of time-averaged gas velocity and solid volume fraction with respect to distance from the reactor center were analyzed for both air and steam. Time-averaged air velocity decreases while time-averaged solid volume fraction increases towards the center. Therefore, there is an inverse relationship between gas velocity and solid volume fraction. Time-averaged particle volume fraction along the reactor height was also plotted within the context of hydrodynamic modeling study. The solid volume fraction dropped to zero where the height of the bed reached its maximum value (285 mm). Same solid fraction profile was obtained even though two different fluids (air and steam) were used. This is due to the considering same superficial gas velocity ($3U_{mf}$) in case of air and steam. Thermal modeling study is divided into two parts. In the first part, the superficial gas velocity ($3U_{mf}$) determined within the context of hydrodynamic studies was used as the fluidization velocity. In the second part, the velocities that were used for air and steam in the experimental study were taken into consideration as superficial gas velocity.

In the fifth chapter, simulation studies were carried out by taking into consideration the gasification reactions. Three different simulation models were developed. Both the

chemical equilibrium model (CEM) and restricted chemical equilibrium method (RCEM) based on Gibbs free energy minimization were used in the first simulation. Almond shell and steam were used as a biomass and gasification agent, respectively. At the outset, simulation predictions were compared with the experimental data for syngas composition and gas yield. The predictions obtained from the RCEM were more consistent with the experimental data. Therefore, RCEM presents a promising approach for the simulation of almond shell gasification in a bubbling fluidized bed gasifier. After validation of the simulation a sensitivity analysis study was performed by using RCEM to investigate the effect of gasification temperature, S/B ratio and biomass moisture content on syngas composition, H_2/CO ratio, low heating value (LHV) and cold gas efficiency (CGE). Rising temperature improved the hydrogen production. While the increasing temperature increased CGE, it decreased LHV until 850 °C. However, there was no remarkable change was seen in CGE and LHV beyond this temperature. Thus, it may be concluded that the optimal operating temperature should be between 850 and 900 °C. Due to the partial conversion of incoming steam into H_2 of syngas, the CGE exceeded 1 at the temperature of 1100 °C. CGE was affected negatively at higher S/B ratios. Therefore, incoming steam increment may be preferred in the case of H_2 -rich syngas requirement. Increasing biomass moisture content degraded the gasifier performance. This is due to the decrease of LHV and CGE with S/B. Therefore, biomass should be dried before feeding to the gasifier. Second simulation study was performed for a bubbling fluidized bed by using RCEM. Almond shell was chosen as the feedstock and steam/oxygen was chosen as the gasifying agent. The developed simulation results were initially compared with the experimental data. The predictions were in good agreement with actual values. After validation process, a parametric study was conducted and effect of varying steam to biomass ratio and equivalence ratio on gasifier performance was studied. S/B ratio mostly affected the hydrogen concentration of product gas. In this study, an increase of %60 in hydrogen concentration was observed. However, rising steam amount causes an increase in tar formation due to the decreasing of gasifier temperature. Thus, S/B ratio should be increased in the case of a hydrogen rich syngas is required. Hydrogen and methane concentrations decreased with increasing equivalence ratio while carbon dioxide increased. A small change was seen in carbon monoxide concentration with ER. Since LHV and CGE decrease with increasing ER, it can be said that ER has a negative effect on gasifier performance. Last simulation study was performed for walnut shell gasification in an auto-thermal BFBG. Steam and air were separately used as the gasifying agents. Simulation estimations for syngas composition were compared with the considered experiment that was carried out both air and steam gasification process. Then, the effects of temperature and biomass moisture content on gasifier performance were investigated. In case of air gasification, increasing temperature increases the hydrogen and carbon monoxide concentrations while it decreases the carbon dioxide and methane concentrations. Because LHV and CGE are positively affected by temperature, the gasifier performance improves with increasing temperature in the case of air gasification process. Rising temperature increases the hydrogen and carbon monoxide and decreases the carbon monoxide and methane concentrations when steam is considered as gasifying agent. LHV and CGE decreases and increases, respectively, until 850 °C and no further changes are seen for both parameters above this temperature point and they remain all most the same up to 1000 °C. Moisture content has positive effect on hydrogen and carbon dioxide concentrations and negative effect on carbon monoxide and methane concentrations

for both steam and air conditions. In addition, gasifier performance is degraded with increasing moisture content in both cases.



1. GİRİŞ

1.1 Tezin Anlamı ve Önemi

Günümüzde, ısınma, elektrik, taşımacılık gibi enerjinin ihtiyaç duyulduğu alanların büyük bir kısmında fosil yakıtlar kullanılmaktadır. Bu yakıtların kullanımı sonucu oluşan egzoz gazları ise önemli çevresel sorunlara neden olmaktadır. Küresel ısınma olayı, bu egzoz gazlarından biri olan karbondioksit miktarının atmosferde artmasından kaynaklanmaktadır. Benzer şekilde asit yağmurlarına neden olan NO_x gazı da fosil yakıtların yanması sonucu ortaya çıkmaktadır.

Yukarıda bahsedilen fosil yakıt kaynaklarının çevreye olan zararlı etkilerinden ve bu kaynakların giderek azalmasından dolayı araştırmacılar, yenilenebilir enerji kaynaklarına yönelik çalışmalar yapmaktadır. Bu kaynaklardan bir tanesi de biyokütledir.

Biyokütle temelli enerji, günlük enerji ihtiyacını karşılamada en önemli enerji kaynaklarından biridir ve insanlık tarihi kadar eskidir [1]. Biyokütle gazlaştırma ile ısı, güç ve biyo-yakıt gibi farklı ürünler elde edilebilmektedir. Üzerine çok fazla araştırma yapılmasına rağmen, biyokütle gazlaştırma teknolojisi fosil yakıtların yerini alabilecek olgunluğa henüz erişmemiştir. Bu tez kapsamında, kabarcıklı bir akışkan yatak reaktöründe biyokütle gazlaştırma ile ilgili hem modelleme hem de simülasyon çalışmaları yürütülmüştür. Modelleme ve simülasyon çalışmaları ile henüz istenilen olgunluğa erişmemiş gazlaştırma teknolojilerine katkı sağlanacağı düşünülmektedir.

1.2 Tezin Amacı ve Kapsamı

Bu tezde, seçilen bitkisel esaslı biyokütle kaynaklarının kabarcıklı bir akışkan yatakta gazlaştırılması ile ilgili olarak teorik bir çalışma gerçekleştirilmiştir. Bu kapsamda, yatak hidrodinamiği ve ısıl olayların analiz edilmesi amacıyla bir model ve gazlaştırma reaksiyonlarını içeren bir simülasyon geliştirilmiştir. Modelleme çalışmalarında hesaplamalı akışkanlar dinamiğine dayanan Ansys Fluent programı, simülasyon

alışmalarında ise Aspen Plus programı tercih edilmiştir. Gazlaştırma reaksiyonları için Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalı olan kimyasal denge modeli ve sınırlı kimyasal denge yöntemi kullanılmıştır.

Hidrodinamik model (soğuk model) alışmasında, farklı boş yatak gaz hızlarının kabarcık oluşumu ve gaz-katı homojenliği üzerindeki etkisi gazlaştırma ajanlarının hava ve buhar olduğu durumlar için ayrı ayrı araştırılmış ve bu kapsamda en uygun bir akışkanlaşma hızı belirlenmiştir. Bu hız değeri minimum akışkanlaşma hızının (U_{mf}) üç katı ($3U_{mf}$) olarak hesaplanmıştır. Isıl model çalışmaları ise iki kısımdan oluşmaktadır. Birinci kısımda, hava ve buhar için boş yatak gaz hızı olarak hidrodinamik model çalışması ile belirlenen $3U_{mf}$ hızı kullanılırken ikinci kısımda göz önüne alınan deneysel çalışmadaki hızlar dikkate alınmıştır. Model alışmaları kapsamında yatak hidrodinamiği, reaktör girişı ve çıkışı arasındaki basınç kayıpları ve reaktör içerisindeki sıcaklık değışimleri için akış ve ısı analizleri gerçekleştirilmiştir. Isıl modelde ayrıca, yatak malzemesi (silika kum) ve arın belirli hacimsel kesirlerindeki karışimleri için de çalışmalar yürütölmüştür. Bu kapsamda beş farklı hacim kesir oranı kullanılarak katı karışimleri oluşturulmuş ve bu farklı karışimler için akışkan yatağın hidrodinamik yapısı analiz edilmiştir.

Gazlaştırma reaksiyonlarının ele alındığı simölasyon çalışmaları kapsamında üç farklı simölasyon modeli geliştirilmiştir. Bu çalışmaların ilk ikisinde yakıt olarak badem kabuğu, üçüncüsün de ise ceviz kabuğu kullanılmıştır. Her üç çalışmada da gazlaştırıcı olarak kabarcıklı akışkan yatak reaktörü göz önüne alınmıştır. Geliştirilen simölasyonlar öncelikli olarak deneysel çalışmalarla karşılaştırılarak simölasyon modelinin doğruluğu yapılmıştır. Daha sonra parametrik çalışmalar gerçekleştirilmiştir. Parametrik alışmalar kapsamında eşdeğerlik oranı, buhar/yakıt oranı, gazlaştırma sıcaklığı ve biyokütle nem içeriği gibi gazlaştırma performansı açısından önemli olarak görölen parametrelerin ürün gazı bileşimi, gaz üretimi, alt ısı değer ve soğuk gaz verimi üzerindeki etkileri incelenmiştir. Parametrik alışmalar ile bir kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırıcı için en uygun çalışma koşullarının belirlenmesi hedeflenmiştir.

2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI

2.1 Biyokütle ve Gazlaştırma

Fosil yakıtların giderek tükenmesi ve bunların kullanımı sonucu oluşan çevresel etkiler, dünya çapında önemli bir sorun haline gelmektedir. Günümüzde, elektrik üretimi ve kimyasal hammadde için fosil yakıtlar temel enerji kaynaklardır. Buna rağmen, Uluslararası Enerji Ajansı (IEA) verilerine göre, dünya çapında güneş fotovoltaik kurulumlarının büyümesi de göz önüne alındığında, yenilenebilir kaynaklar (hidroelektrik dahil) 2014 yılında dünya enerji üretiminin %22.7'sine katkıda bulunmuştur [2]. Böylece, yenilenebilir enerji kaynakları elektrik üretiminde kömürden sonra en büyük ikinci kaynak durumuna gelmiştir.

Tüm yenilenebilir kaynaklar arasında sadece biyokütle ile hem elektrik üretilebilmekte hem de kimyasal ürünler elde edilebilmektedir. Ayrıca, çoğu yenilenebilir kaynak (biyokütle ve su dışında) elektriğe dönüştürülmeden depolanamamakta ve kullanım bölgesine taşınamamaktadır [3]. Tüm bunlar, biyokütleyi enerji pazarında fosil yakıtların yerini alabilecek tek yenilenebilir enerji kaynağı durumuna getiren temel sebeplerdir [4]. Buna ek olarak biyokütle, tarım veya orman kalıntıları, endüstriyel atıklar, hayvansal atıklar, kanalizasyonlar, çöpler gibi birçok kaynaktan elde edilebilmektedir. Pek çok artısına rağmen, sürekli tedariki ve dönüşüm teknolojisi ile ilgili zorluklardan dolayı biyokütlenin ticari ölçekte kullanımı şu an için zayıf görülmektedir [5].

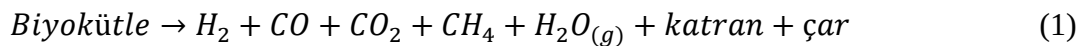
Biyokütlenin büyük ve elverişsiz boyutu fosil yakıtlardan biyokütleğe geçişin önündeki en büyük engeldir. Gaz ve sıvıdan farklı olarak, biyokütle, özellikle taşımacılıkta kolayca kullanılamaz, depolanamaz veya bir yerden bir yere taşınamaz. Bu durum, katı biyokütlenin sıvı ve gaz yakıtlara dönüştürülmesi için büyük bir motivasyon sağlar. Biyokütle dönüşümü biyo-kimyasal (fermantasyon) ve termo-kimyasal (piroliz, gazlaştırma, yanma) olarak iki şekilde gerçekleştirilmektedir. Gazlaştırma, biyokütle gibi karbon içerikli malzemeleri kullanılabilir uygun gaz yakıtlara veya kimyasal hammaddelere dönüştüren termo-kimyasal bir işlemdir [6].

Bu işlem sonucunda elde edilen gaz, gazlaştırma ürün gazı veya sentez gazı olarak adlandırılır. Ürün gazı, belirli bir ısı değere sahip olan bir gazdır ve temelde karbon monoksit (CO), hidrojen (H₂), metan (CH₄) ve karbon dioksit (CO₂) ile etan (C₂H₆), propan (C₃H₈) gibi hafif hidrokarbonlar ve katran gibi ağır hidrokarbonlardan oluşmaktadır. Ayrıca, ürün gazı içinde eser miktarlarda sülfürik asit (H₂S) ve hidroklorik asit (HCL) ile azot (N₂) bulunabilmektedir.

Bir gazlaştırıcıda üretilen ürün gazı, gaz temizleme işlemine tabi tutulduktan sonra, sentetik doğal gaz, hidrojen, sıvı yakıt, bir gaz motorunda ya da gaz türbini yanma odasında yakılarak elektrik enerjisi ve metanol gibi çeşitli kimyasalların üretiminde kullanılabilir [7]. Ürün gazının bileşimi kullanılan biyokütle ve gazlaştırmanın yapıldığı çalışma koşullarına bağlıdır. Buhar, hava, oksijen, karbondioksit veya bunların çeşitli bileşimleri gazlaştırma ajanı olarak kullanılabilir. Gazlaştırma ajanı olarak oksijen ve buharın kullanıldığı durumda ürün gazı üst ısı değeri (ÜİD) 10-18 MJ/m³ aralığında değişirken, havanın kullanıldığı durumda ise yüksek azot miktarından dolayı ÜİD 4-7 MJ/m³ aralığında değişmektedir [8].

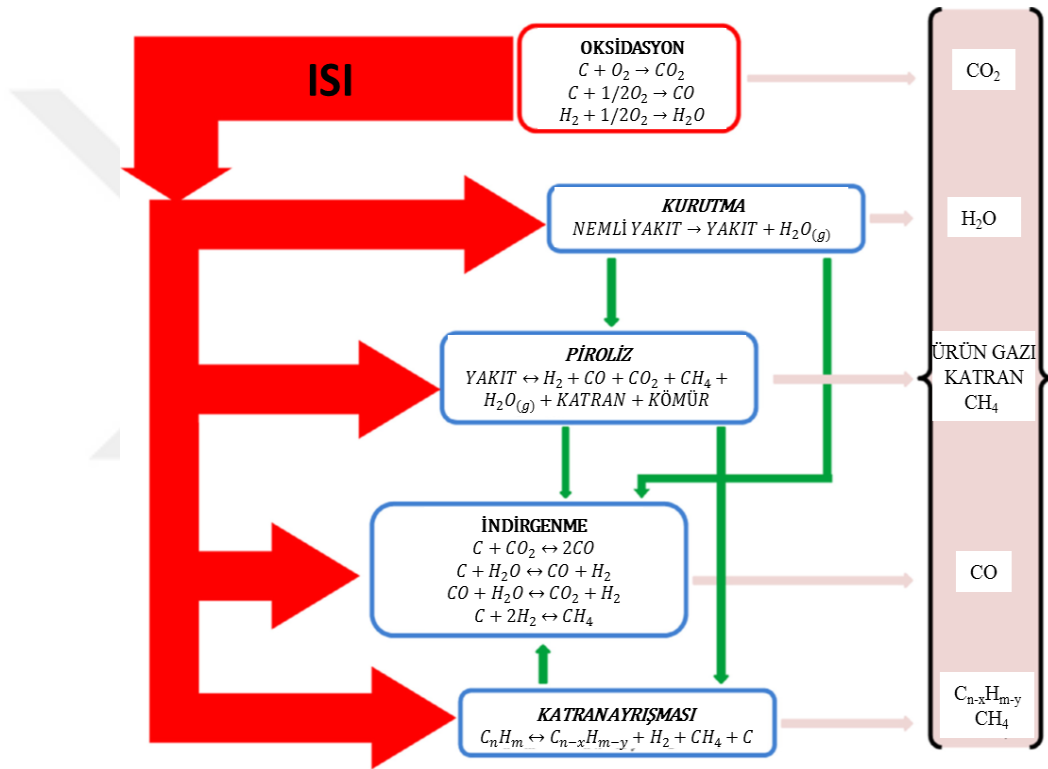
Gazlaştırma işlemi sırasında meydana gelen temel reaksiyonlar; oksidasyon, kurutma, piroliz ve indirgenme reaksiyonlarıdır. Bu reaksiyonlardan oksidasyon ekzotermik diğerleri ise endotermik reaksiyonlardır. Şekil 2.1’de gazlaştırma işleminin bu temel reaksiyonları gösterilmektedir.

Oksidasyon reaksiyonları ile endotermik reaksiyonlar için gerekli olan ısı üretilmektedir. Bu işlem, yakıtın yalnızca bir kısmını okside etmek için stokiyometrik orana göre daha az oksijenli ortamda gerçekleşmektedir [7]. Kurutma işlemi ile biyokütle içindeki nem uzaklaştırılmaktadır. Bu işlem için gerekli olan ısı, hammadde içindeki nem miktarına göre değişiklik göstermektedir. Biyokütle sıcaklığının 150 °C’ye ulaşması halinde kurutmanın tamamlandığı öngörülmektedir [9]. Piroliz işlemi ile kimyasal bağlar kırılarak düşük moleküler ağırlığa sahip moleküllerin oluşması sağlanmaktadır. Bu işlem 250-750 °C sıcaklık aralıklarında gerçekleşmektedir [7]. Bu reaksiyonlar endotermiktir ve kurutmada olduğu gibi gerekli olan ısı oksidasyon işleminden sağlanmaktadır. Piroliz işlemini temsil eden toplam reaksiyon aşağıda yer almaktadır:



İndirgenme kısmı daha önceki oksidasyon ve piroliz ürünlerinin tamamını içermektedir. Burada, gaz karışımları ve katran birbiriyle etkileşerek son ürün gazını oluşturmaktadır. Katran, gazlaştırma performansını düşürdüğü için istenmeyen bir piroliz ürünüdür. Özellikle sıcaklığın artmasıyla birlikte katran oluşumu azalmaktadır [10].

Gazlaştırma işleminde genel itibariyle, sabit/hareketli yatak, akışkan yatak ve sürüklemeli akış gazlaştırıcılar kullanılmaktadır. Her bir reaktör tipinin kullanılan katı yakıtın fiziksel ve kimyasal özellikleri ile elde edilecek ürün gazının kullanım yeri ve kapasitesine bağlı olarak avantaj ve dezavantajları vardır.



Şekil 2.1 : Gazlaştırma işleminin temel kısımları [7].

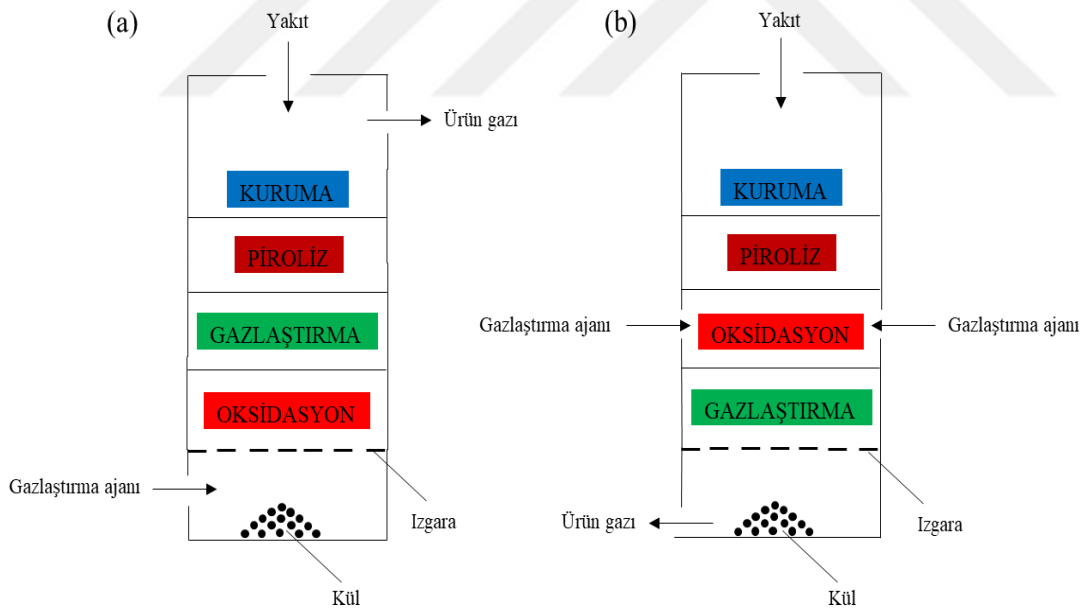
2.1.1 Sabit yatak gazlaştırıcılar

Sürüklemeli ve akışkan yataklı gazlaştırıcılarda yakıt parçacıkları reaktör boyunca gazlaştırma ajanı ile taşınırken sabit yatak gazlaştırıcılarda yakıt bir ızgara üzerinde desteklenmektedir. Bu gazlaştırıcı türü aynı zamanda, yakıtın reaktör içindeki aşağı yönlü hareketinden dolayı hareketli yatak olarak da adlandırılmaktadır. Sabit yatak gazlaştırıcıların küçük ölçeklerdeki kurulum maliyetleri düşüktür ve bu da sabit yatak gazlaştırıcıların en önemli avantajlarından biridir. Bu nedenle, dünyada biyokütle

gazlaştırma işleminde kullanılan çok sayıda küçük ölçekli sabit yatak gazlaştırıcılar bulunmaktadır [6].

Sabit yatak gazlaştırıcılarda karıştırma ve ısı transferi mekanizmaları oldukça zayıf olduğu için gazlaştırıcının enine kesiti boyunca düzgün bir yakıt, sıcaklık ve gaz bileşimi dağılımının elde edilmesi zordur. Bu durum gazlaştırıcı performansını olumsuz bir şekilde etkilemektedir. Sabit yatak gazlaştırıcılar, aşağı akışlı ve yukarı akışlı gazlaştırıcılar olarak iki gruba ayrılmaktadır [7].

Yukarı akışlı gazlaştırıcılar tüm tasarımlar arasında en eski ve en basit gazlaştırıcı teknolojilerinden biridir (Şekil 2.2 (a)). Burada yakıt tanecikleri aşağıya doğru hareket ederken gazlaştırma ajanı yukarıya doğru hareket etmektedir. Ayrıca, gazlaştırma sonucu oluşan ürün gazı reaktörün üst tarafından sistemi terk etmektedir. Bu gazlaştırıcılar yüksek kül (%25'e kadar) ve nem (%60'a kadar) içeriğine sahip biyokütleler için uygundur. Yukarı akışlı gazlaştırıcılarda katran oluşumu oldukça yüksektir ve bu yüzden bu gazlaştırıcılar yüksek uçucu içeriğine sahip yakıtlar için uygun değildir.



Şekil 2.2 : (a) yukarı akışlı gazlaştırıcı, (b) aşağı akışlı gazlaştırıcı.

Aşağı akışlı gazlaştırıcı, havanın gazlaştırıcıya ızgaranın üstündeki belirli bir yükseklikten girdiği eş akımlı bir reaktör olarak tanımlanmaktadır (Şekil 2.2 (b)). Bu gazlaştırıcıda ürün gazı aşağıya doğru hareket etmekte (ismini buradan almaktadır) ve kül içerisinden geçerek reaktörü terk etmektedir. Gazın yüksek sıcaklıktaki külün

içerisinden geçmesi ürün gazı içindeki katran miktarının azalmasına neden olmaktadır. Bir aşağı akışlı gazlaştırıcıda oluşan ürün gazındaki katran miktarı $0.015\text{--}3\text{ g/Nm}^3$ aralığında değişmektedir [11]. Hava reaktör içerisinde aşağı yönde hareket etmektedir ve piroliz işlemi sonucu oluşan katı karbon (char) ile tepkimeye girerek $1200\text{--}1400^\circ\text{C}$ sıcaklıkları arasında bir yanma bölgesi oluşturmaktadır. Daha sonra gaz, sıcak katı karbon tanecikleri boyunca aşağı doğru hareket etmekte ve burada gazlaştırma reaksiyonları meydana gelerek gazlaştırma bölgesi oluşmaktadır. Üretilen kül gaz ile birlikte ızgaradan geçerek reaktörün altında dışarıya boşaltılmaktadır.

2.1.2 Akışkan yatak gazlaştırıcılar

Akışkan yatak teknolojisi gazlaştırma işleminde kullanılan en yaygın teknolojilerden biridir. Akışkan yatak, reaktör içinde belirli bir yükseklikteki katı tanecikler (yatak malzemesi) içinden gazlaştırma ajanı geçirilerek oluşturulmaktadır. Burada gazlaştırma ajanı hızının yatak içerisinde akışkanlaşmayı sağlayacak mertebede olması gerekmektedir. Akışkan yatak teknolojisinin biyokütle gazlandırmada daha üstün olduğu kanıtlanmıştır. Akışkan yatak gazlandırıcılardaki katran üretimi aşağı akışlı gazlandırıcılardaki katran üretimi (1 g/Nm^3) ile yukarı akışlı gazlandırıcılardaki katran üretimi (50 g/Nm^3) arasında (10 g/Nm^3) bir değer almaktadır [12].

Akışkan yatak gazlandırma, yüksek dönüşüm yatkınlığı, gelişmiş ısı ve kütle transferi, kayda değer ölçüde karışım, yüksek ısı değeri, yakıt besleme esnekliği ve ölçeklenebilirliği gibi artılarından dolayı en umut verici biyokütle gazlandırma işlemidir [13–15]. Çizelge 2.1’de akışkan yatak ve sabit yatak gazlandırıcıların güçlü ve zayıf yönleri karşılaştırılmaktadır [6].

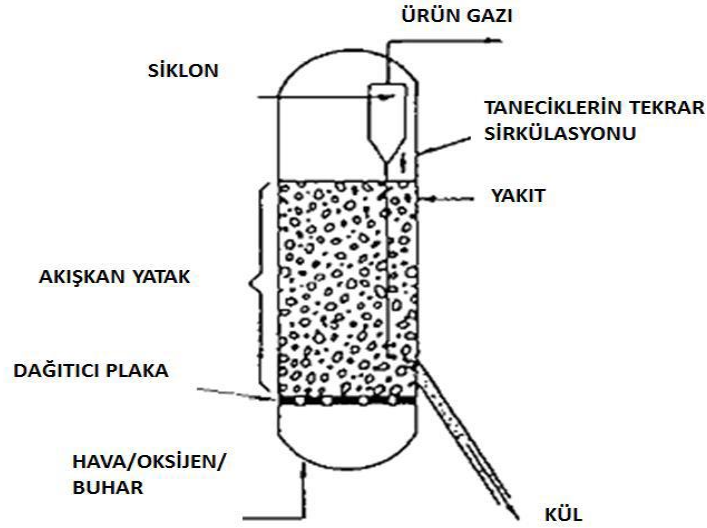
Kabarcıklı akışkan yatak ve dolaşımli akışkan yatak olmak üzere iki farklı akışkan yatak türü vardır. Kabarcıklı akışkan yatak gazlandırıcılar (KAYG) ticari olarak en eski akışkan yatak uygulamasıdır ve uzun yıllardan beri kömür ve biyokütle gazlandırma işleminde kullanılmaktadır. Farklı tasarımlarda oldukça fazla sayıda KAYG geliştirilmiştir ve bunlar günümüzde kullanılmaktadır [16, 17]. KAYG’ler özellikle orta ölçekli uygulamalarda daha elverişli olduğu için birçok biyokütle gazlandırıcı kabarcıklı akışkan yatak düzeninde çalışmaktadır. Çalışma koşullarına bağlı olarak kabarcıklı yatak gazlandırıcılar yüksek sıcaklık ve düşük sıcaklık olmak üzere iki gruba ayrılmaktadır. Bu gazlandırıcılar ayrıca, hem atmosferik basınçta hem de yüksek basınçta çalışabilmektedir. En yaygın olarak kullanılan akışkan yatakta 10 mm ’den

daha küçük olan biyokütle, sıcak yatak malzemesine beslenir. Bu yatak malzemesi gazlaştırma ajanına (hava, buhar, oksijen veya karbon dioksit) bağlı olarak akışkanlaştırılır. Reaktör içerisinde üretilen kül kolay bir şekilde yatağın alt kısmından boşaltılır. Yatak sıcaklığı, külün ergimesini önlemek amacıyla genellikle kömür gazlaştırma için 980 °C'nin altında tutulurken, biyokütle gazlaştırma işleminde 900 °C'nin altında tutulmaktadır [6].

Çizelge 2.1 : Farklı gazlaştırıcıların güçlü ve zayıf yönlerinin karşılaştırılması [6].

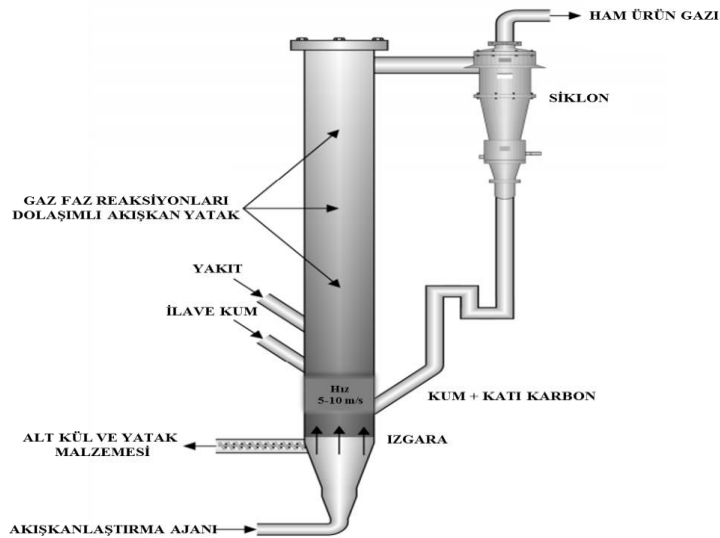
Gazlaştırıcı	Türü	Güçlü/Zayıf Yönleri	Güç Üretimi
Sabit yatak	Aşağı akışlı	Düşük ısı değer, makul toz miktarı, düşük tar.	Küçük ölçek (10 kWth-10 MWth)
	Yukarı akışlı	Yüksek ısı değer, makul toz miktarı, yüksek tar.	
	Çapraz akışlı	Düşük ısı değer, makul toz miktarı.	
Akışkan yatak	Kabarcıklı	Sabit yatağa göre daha fazla üretim, yakıttan daha iyi kütle ve ısı transferi, daha yüksek ısı değer, daha yüksek verim.	Orta ölçek (5-100 MWth)

Kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırma reaktörü, altı dağıtıcı plaka, üstü ise siklon geçişi ile kapalı olan düşey bir boru içerisinde, akışkanlaşmayı sağlayan yatak malzemesi, gazlaştırma ajanı ve yakıtın termo-kimyasal dönüşüm reaksiyonlarının gerçekleştiği bir hacimden oluşmaktadır (Şekil 2.3). Gazlaştırma reaktöründe yatak malzemesi önceden reaktöre yüklenmiş haldeyken, yakıt yatak üstüne düşecek şekilde reaktöre beslenmekte; gazlaştırma ajanı ise dağıtıcı plakanın altındaki bir giriş yolu ile reaktör içerisine gönderilmektedir. Reaktör içerisinde, yakıt ile gazlaştırma ajanı arasında meydana gelen termo-kimyasal reaksiyonlar sonucu ortaya çıkan ürün gazı, reaktörün üst kısmından siklon içine girmektedir. Siklonda, gazın içerisinde bulunan katı parçacıklar ayrıştırılarak toplanmaktadır. Siklon içinde katı parçalarından ayrıştırılan ürün gazı, siklonun dalma borusundan dışarı iletilmektedir. Buna paralel olarak, dönüşüm reaksiyonları tamamlanmamış ve hali hazırda içerisinde karbon bulunan büyük tanecikler yatak üzerindeki kuvvetlerin dengesine bağlı olarak alt kısımlara düşerek yatak içindeki akışkanlaşma hareketine (hidrodinamik mekanizmaya) ve reaksiyonlara katılmaktadır.



Şekil 2.3 : Kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırıcı [18].

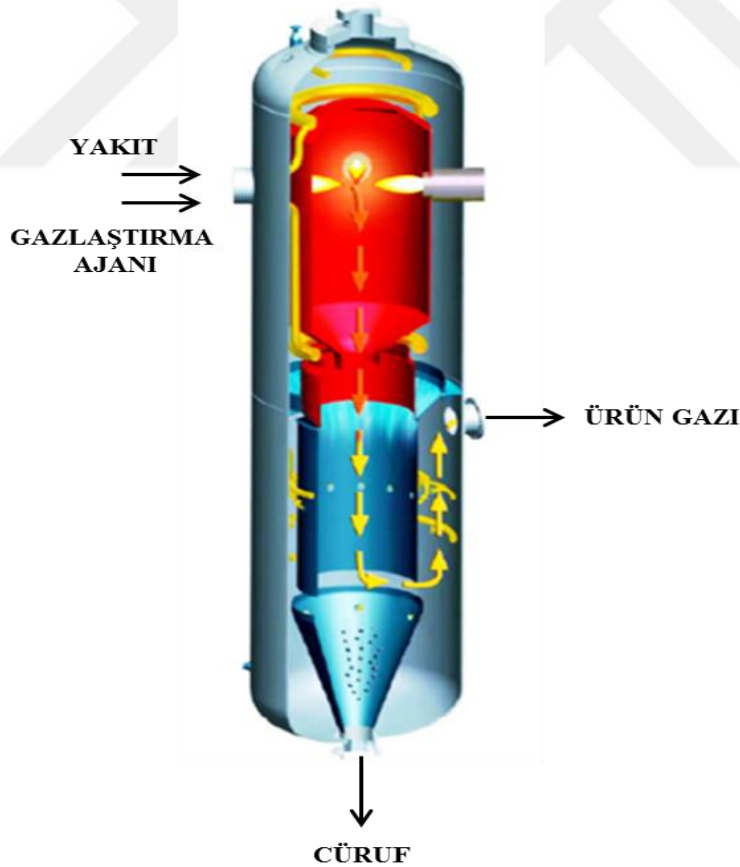
Dolaşimli akışkan yatak gazlaştırıcı (DAYG), sağladığı uzun gaz kalış süresi nedeniyle biyokütle gazlaştırma için dikkat çeken diğer bir akışkan yatak gazlaştırma teknolojisidir. Bu gazlaştırıcılar özellikle yüksek uçucu içeriğine sahip biyokütller için uygundur. Dolaşimli akışkan yatakta akışkanlaşma hızı kabarcıklı akışkan yatağa göre daha yüksektir. Kabarcıklı akışkan yatak ile dolaşimli akışkan yatak sistemleri hidrodinamik açıdan birbirlerinden tamamen farklıdır. Şekil 2.4’de bir DAYG gösterilmektedir. Burada yakıt KAYG’de olduğu gibi akışkanlaşmış yatak içerisine beslenir. Akışkan hızı çok yüksek olduğu için bir miktar katı taneciği reaktör dışına doğru sürüklenir. Daha sonra bu tanecikler siklondan geçirilerek gaz akımından ayrılır ve reaktör içerisine tekrar beslenir. Böylece karbon dönüşümü iyileştirilmiş olur.



Şekil 2.4 : Dolaşimli akışkan yatak gazlaştırıcı [19].

2.1.3 Sürüklemeli akış gazlaştırıcılar

Bir sürüklemeli akış gazlaştırıcıda yakıt (0.1-1 mm tanecikler) ve gazlaştırma ajanı eş akışlı olacak şekilde birlikte beslenir (Şekil 2.5). Bu gazlaştırıcılarda yüksek sıcaklık (1300-1500 °C) ve basınç (25-30 bar) söz konusudur ve sulu çamur veya kuru yakıtlar ham madde olarak kullanılabilir. Basınçlandırılmış toz katı yakıtlar genellikle pnömatik sistemler kullanılarak reaktöre beslenirken, sulu çamur ise atomize edilir ve toz haline getirilmiş katı yakıt şeklinde reaktöre beslenir. Yakıt olarak küçük biyokütle taneciklerinin kullanıldığı durumda genellikle biyokütlenin yığın yoğunluğunu ve nemini azaltmak için kavurma esaslı bir ön işlem uygulanmaktadır [20–22]. Sürüklemeli akış gazlaştırıcıların, yakıt esnekliği, eş dağılımlı sıcaklık, yüksek karbon dönüşümü ve çok düşük katran oluşumu gibi pek çok üstün yönleri bulunmaktadır. Bununla birlikte, soğuk gaz veriminin düşük olması ve tesis kurulum, onarım ve sistem bileşenleri maliyetlerinin yüksek olması bu gazlaştırıcıların en önemli olumsuz yönleridir.



Şekil 2.5 : Sürüklemeli akış gazlaştırıcısı [7].

2.2 Deneyisel Çalışmalar

Literatürde biyokütlenin bir kabarcıklı akışkan yatak reaktöründe gazlaştırılması ile ilgili yapılmış pek çok deneyisel çalışma yer almaktadır. Bunlar, ya laboratuvar ölçeğinde ya da pilot ölçekteki bir KAYG esas alınarak gerçekleştirilmiş çalışmalardır. Bu çalışmalarda genel itibariyle, eşdeğerlik oranı (EO), buhar/biyokütle (B/Y) oranı gazlaştırma sıcaklığı ve yakıtın nem içeriği gibi çalışma parametrelerinin ürün gazı bileşimi, ürün gazının alt veya üst ısı değeri (AID veya ÜID), soğuk gaz verimi (SGV), karbon dönüşüm verimi, ürün gazı üretim miktarı ve katran oluşumu üzerindeki etkileri incelenmektedir.

2.2.1 Laboratuvar ölçekli

Kumar ve diğ. [23] laboratuvar ölçekli bir akışkan yatakta biyokütle gazlaştırma olayını deneyisel olarak incelemişlerdir. Yakıt olarak damıtılmış tahıl, akışkanlaştırma ve oksitleme ajanı olarak da buhar ve hava kullanmışlardır. Çalışmalarında fırın sıcaklığının, B/Y oranının ve EO oranının ürün gazı bileşimi, karbon dönüşüm verimi ve enerji dönüşüm verimi üzerindeki etkilerini incelemişlerdir. Gazlaştırma sıcaklığının en etkili faktör olduğunu ve artan sıcaklığın H_2 ve CH_4 kompozisyonları ile karbon dönüşüm ve enerji verimlerini arttırdığını belirtmişlerdir. Eşdeğerlik oranının H_2 içeriğini azalttığı ancak, karbon dönüşüm ve enerji verimlerini arttırdığı görülmüştür. Karbon dönüşüm verimi, CH_4 içeriği ve enerji veriminin B/Y oranı ile arttığı ve maksimuma ulaşılan noktadan sonra ise azaldığı gözlemlenmiştir.

Weerachanchai ve diğ. [24] gazlaştırma sıcaklığının, farklı gazlaştırma ajanları ve yatak malzemelerinin bir akışkan yatakta gerçekleşen biyokütle gazlaştırma işlemi üzerindeki etkilerini incelemişlerdir. Bu çalışmada yakıt olarak karaçam ağacı ve gazlaştırma ajanı olarak saf N_2 (piroliz) ve buhar (%15 N_2 , %85 buhar) kullanılmıştır. Üç farklı yatak malzemesi (silika kumu, kireç taşı ve atık beton) göz önüne alınmıştır. Gazlaştırma sıcaklığının AID'yi arttırdığı ve katran miktarını azalttığı gözlemlenmiştir. Gazlaştırma prosesinde buhar kullanımının %100 N_2 kullanımına göre ürün gazı miktarını ve H_2/CO oranını arttırdığı belirtilmiştir. Kireç taşı ve atık betonun kullanıldığı durumlarda yüksek H_2 ve CO_2 içerikleri elde edilirken, silika kumun kullanıldığı durumda ise yüksek CO içeriği elde edilmiştir. Ayrıca, en yüksek ürün gazı miktarına kireç taşı kullanılarak, en düşük ürün gazı miktarına ise silika kum

kullanılarak ulaşılmıştır. Gazlaştırma ajanı olarak eşit kütle oranlarında kireç taşı ve atık beton karışımı kullanıldığı durumda, sadece kireç taşının kullanıldığı duruma göre daha yüksek soğuk gaz verimi ve daha uzun fiziksel dayanıklılık elde edilmiştir. Bu çalışma neticesinde, gazlaştırma koşullarının karaçam ağacından elde edilen ürün gazı üzerinde oldukça etkili olduğu vurgulanmıştır.

Biyokütleden hidrojen zengin ürün gazı elde etmek amacıyla Karmakar ve diğ. [25] deneysel bir çalışma yapmışlardır. Bu çalışma dıştan ısıtılmalı (allothermal) laboratuvar ölçeğindeki bir akışkan yatak gazlaştırıcı kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Biyokütle olarak pirinç kabuğu seçilmiş, akışkanlaştırma ve gazlaştırma ajanı olarak da buhar kullanılmıştır. Parametrik çalışmalar kapsamında gazlaştırma sıcaklığı ve B/Y oranının etkisi incelenmiştir. Bu çalışmalara ek olarak ürün gazı kompozisyonunu tahmin etmek için termodinamik bir denge modeli de kullanılmıştır. Gazlaştırma sıcaklığının ve B/Y oranının artmasıyla ürün gazı içindeki H_2 içeriğinin arttığı, CH_4 içeriğinin ise azaldığı belirtilmiştir. H_2 içeriğinin maksimum %53.08 değerine ulaştığı tespit edilmiştir. CO içeriğinin de sıcaklıkla birlikte arttığı B/Y oranının artmasıyla ise azaldığı gözlemlenmiştir. Ürün gazı miktarının hem gazlaştırma sıcaklığı hem de B/Y oranı ile birlikte yükseldiği belirtilmiştir. Kullanılan matematik model ile deneysel sonuçlara yakın tahminler gerçekleştirilmiştir.

Dıştan ısıtılmalı bir akışkan yatak gazlaştırmada basınç, sıcaklık ve buharın katran ve ürün gazı üzerindeki etkileri Mayerhofer ve diğ. [26] tarafından incelenmiştir. Daha önceki araştırmacılarında belirttiği üzere sıcaklığın artması ile katran içeriğinin azaldığı belirtilmiştir. Ayrıca, sıcaklık artışı ürün gazındaki H_2 ve CO içeriklerinin artmasına CO_2 ve CH_4 içeriklerinin ise azalmasına neden olmuştur. B/Y oranının 0.83'den 1.2'ye çıkması parçalama (reforming) reaksiyonlarından dolayı katran miktarını azaltmıştır. Buna ek olarak, H_2 ve CO_2 içeriklerinin B/Y ile arttığı, CO ve CH_4 içeriklerinin ise azaldığı gözlemlenmiştir. Sıcaklık ve B/Y oranının aksine basınçtaki artış katran içeriğinin artmasına neden olmuştur. Gazlaştırma basıncı ile CH_4 ve CO_2 içerikleri artarken H_2 ve CO içerikleri ise azalmıştır. Gerçekleştirilen bu çalışma ile ürün gazı kalitesinin çalışma koşullarına ne derece bağlı olduğu gösterilmeye çalışılmıştır. Ayrıca, sonuçlardan yola çıkılarak, akışkan yataklarda basınç altında katran oluşumunun, atmosferik basınçta katran oluşumundan büyük ölçüde farklı olduğu vurgulanmıştır. Mayerhofer ve diğ. [27] tarafından aynı KAYG gazlaştırıcı için başka bir gazlaştırma çalışması daha gerçekleştirmişlerdir. Burada

yakıt olarak 8 mm çapında ve 15-25 mm uzunluğunda ahşap peletler ve gazlaştırma ajanı olarak da buhar kullanılmıştır. Çalışma kapsamında akışkan yatak içerisinde eksenel yндеki katran ve ürün gazı bileşenlerinin oluşumu incelenmiştir. Bu yüzden, akışkan yatak ve serbest bölge içerisindeki farklı yüksekliklerde gaz örnekleri almak için eksenel yönde hareket edebilen bir numune probu (sampling probe) kullanılmıştır. Sıcak yatak malzemesi kullanılarak yatak içerisindeki katran dönüşümünün verimli bir şekilde gerçekleştirileceği belirtilmiştir. Yatağın st kısmındaki yüksek hacim yoğunluğundaki kuru gazın ve aynı noktadaki düşük hacim yoğunluğundaki katranın bu durumu doğruladığı gözlemlenmiştir. En düşük katran yoğunluğu yatak içinde, en yüksek katran yoğunluğu ise yatak ile serbest bölge arasında elde edilmiştir. Yüksek katran yoğunluğunun, yüzeyde yüzen kısmen gazdan arındırılmış biyokütle parçacıklarından kaynaklandığı vurgulanmıştır.

Laboratuvar leğinde bir KAYG ile ilgili diğer bir deneysel alışma Makwana ve diğ. [28] tarafından gerçekleştirilmiştir. Yakıt olarak pirinç eltiği, gazlaştırma ajanı olarak hava ve yatak malzemesi olarak da kum kullanılmıştır. Diğer çalışmalardan farklı olarak burada elektriksel tüketimi düşürmek amacıyla yatak malzemesine aktarılan ısı mangal kömürünün yakılmasıyla sağlanmıştır. Bu alışmada EO'nun ve katalizör ilavesinin ürün gazı ısıl değeri, SGV, sıcak gaz verimi, karbon dönüşümü verimi (KDV), katran oluşumu ve ürün gazı içindeki asılı parçacık madde (suspended particulate matter, SPM) zerindeki etkileri incelenmiştir. En yüksek KDV %91 olarak elde edilmiştir ve EO'nun artmasının KDV'yi olumsuz yönde etkilediği belirtilmiştir. Gazlaştırıcının başlangıç olarak seramik ısıtıcılar yerine mangal kömürü ile ısıtılmasının elektrik tüketimini yaklaşık %45 azalttığı tespit edilmiştir. Katalizör ilavesinin katran oluşumunu ve ürün gazı içindeki SPM miktarının kayda değer ölçüde azalttığı gözlemlenmiştir. En iyi sonuçlar (katran ve SPM miktarlarındaki azalma için) EO'nun 0.33 ve yatak malzemesi içindeki dolomit oranının %20 olduğu durumda elde edilmiştir.

Kook ve diğ. [29] laboratuvar ölçeğinde bir KAYG'de gerçekleşen gazlaştırma olayını incelemişlerdir. Burada biyokütle olarak pirinç sapı ve gazlaştırma ajanı olarak da hava kullanılmıştır. Deneysel alışma kapsamında gazlaştırma sıcaklığının (600-900 C), EO'nun (0.15-0.3) ve katalizör ilavesinin gazlaştırma karakteristiği üzerindeki etkisi incelenmiştir. Sıcaklığın artmasıyla birlikte ürün gazı içindeki CO ve CO₂ miktarlarının azaldığı ve bu durumun endotermik ve ekzotermik reaksiyonların

sıcaklığa göre girenler/ürünler yönünde baskın hale gelmesinden kaynaklandığı belirtilmiştir. EO'nun artmasıyla birlikte karbon yanma reaksiyonunun daha etkin hale geldiği ve bunun da CO₂'nin artmasına neden olduğu vurgulanmıştır. Tüm sıcaklık değerleri için EO'nun artmasıyla hem ürün gazı üst ısı değeri (ÜİD) hem de SGV'nin azaldığı görülmüştür. Ayrıca, SGV'nin sıcaklıkla azalma eğilimi gösterdiği ve en iyi değere 800 °C'de ulaştığı tespit edilmiştir. ÜİD ve SGV gibi gazlaştırma performansını etkileyen parametrelerin iyileştirilmesi için EO'nun en düşük seviyede tutulması gerektiği belirtilmiştir. Yatak malzemesine olivin ve kalsine dolomitin ilave edilmesi katran oluşumunu azaltmış ve en iyi gazlaştırıcı performansı olivin/kalsine dolomit oranının $\leq$ %50 olduğu durumda elde edilmiştir.

Lan ve diğ. [30] akışkan yatak bir gazlaştırıcıda biyokütle gazlaştırma işlemi incelemişlerdir. Burada yakıt olarak çam ağacı, gazlaştırma ajanı olarak ise hava ve buhar kullanılmıştır. Çalışmada gazlaştırma işlemini etkileyen temel faktörler (EO, yatak sıcaklığı, katalizör ilavesi, buhar) detaylı bir şekilde incelenmiştir. Lan ve diğ. tarafından gerçekleştirilen deneysel çalışma neticesinde aşağıdaki sonuçlar elde edilmiştir:

- Gazlaştırma sıcaklığının artmasıyla birlikte ürün gazı içerisindeki yanabilir gaz içeriği artmaktadır. Sıcaklıkla birlikte H₂ ve CH₄ içeriklerinde hafif bir artış görülürken CO içeriğinde kayda değer bir artış gözlemlenmiştir. CO₂ içeriği ise sıcaklığın artmasıyla birlikte azalmaktadır. Ayrıca, gazlaştırma sıcaklığının artması ürün gazı ısı değeri üstünde olumlu bir etki oluşturmaktadır.
- EO'nun 0.15'den 0.25'e doğru artmasıyla ürün gazındaki yanabilen H₂, CO ve CH₄ içerikleri azalmakta, CO₂ içeriği artmaktadır.
- Aynı sıcaklıkta CaO katalizörü ilave edilmesiyle (0'dan %20 oranına kadar) ürün gazı bileşimi büyük değişmektedir. H₂ ve CO içeriklerinde önemli bir artış görülürken, CO₂ içeriği azalmaktadır. Ayrıca, CH₄ içeriğinde de çok az bir artış görülmektedir.
- Farklı gazlaştırma sıcaklıklarında (750 °C ve 850 °C) buhar ilavesi H₂ içeriğini önemli ölçüde arttırmaktadır. Sıcaklığın artmasıyla birlikte gaz parçalama (reforming) reaksiyonları artmakta, CO ve CH₄ içerikleri artarken H₂ ve CO içerikleri ise azalmaktadır.

2.2.2 Pilot ölçekli

Kim ve diğ. [31] hava üflemleri pilot ölçekli bir KAYG'de odunsu bir biyokütlenin gazlaştırılması ile ilgili olarak deneysel bir çalışma gerçekleştirmişlerdir. Farklı hava ve biyokütle besleme debilerinin gazlaştırıcı içindeki sıcaklık dağılımı ve ürün gazı içeriği üzerindeki etkilerini incelemişlerdir. Ürün gazı içeriğinin büyük ölçüde EO'dan etkilendiği belirtilmiştir. Kullanılan gazlaştırıcının serbest bölge uzunluğunun daha uzun olması ve yakıt beslemenin üst kısımdan yapılması nedeniyle daha önceden yapılmış deneysel çalışmalara kıyasla bu çalışmada daha yüksek H_2 derişiklikleri elde edilmiştir. Ürün gazı ısı değeri 4.7 MJ/Nm^3 mertebelerinde olduğu görülmüş ve bu değerin ürün gazı ile çalışan motorlar için yeterli olduğu ifade edilmiştir. Bu çalışma kapsamında ayrıca, birleşik gazlaştırma-güç üretimi için bir ön test çalışması da gerçekleştirilmiştir.

Pilot ölçekli bir KAYG'de (400 kW) gazlaştırma işlemi için teknik bir fizibilite çalışması Arena ve diğ. [32] tarafından yapılmıştır. Burada biyokütle olarak belediye atıklarından elde edilen geri kazanılmış bir katı yakıt kullanılmıştır. Gazlaştırma ajanı ve aynı zamanda akışkanlaştırıcı olarak da hava tercih edilmiştir. Deneysel çalışmalar EO'nun 0.25-0.33 ve gazlaştırma sıcaklığının $850-930^\circ\text{C}$ aralıklarındaki değışen değerlerinde, ısı ve kimyasal kararlılığa ulaşılarak gerçekleştirilmiştir. En iyi sonuçlar EO'nun 0.30-0.33 aralığındaki değerleri için elde edilmiştir. Ürün gazına ait AID'nin ve en yüksek SGV'nin sırasıyla, 5 MJ/Nm^3 ve %60 olduğu, KDV'nin ise 0.8-0.9 aralığında değıştiğı tespit edilmiştir.

Kendinden ısıtmalı (autothermal) pilot ölçekli bir akışkan yatak gazlaştırıcıda doğrudan (hava ile) biyokütle gazlaştırma işlemi süresince ürün gazı karakteristikleri Pio ve diğ. [33] tarafından incelenmiştir. Burada biyokütle olarak ticari odunsu peletler ve farklı orman kalıntıları (çam ve okaliptüs) kullanılmıştır. Deneysel çalışma kapsamında farklı biyokütlelerin yakıt olarak kalitesi ve çalışma koşullarının ürün gazı üzerindeki etkileri araştırılmıştır. EO'nun 0.17-0.36 aralığındaki değerleri için ürün gazı kompozisyonu (hacimsel olarak) % 14.0-21.4 CO , % 14.2-17.5 CO_2 , % 3.6-5.8 CH_4 , % 1.3-2.4 C_2H_4 , 2.0-% 12.7 H_2 ve % 48.9-61.1 N_2 olacak şekilde elde edilmiştir. Ürün gazındaki en yüksek CO , CH_4 ve C_2H_4 içeriklerinin okaliptüsten elde edilen orman biyokütle kalıntısından ve en yüksek H_2 içeriğinin ise odunsu peletlerden elde edildiğı gözlemlenmiştir. Ürün gazı AID'sinin $4.4-6.9 \text{ MJ/Nm}^3$ aralığında, SGV'nin

% 41.1-62.6 aralığında ve KDV'nin ise % 60-87.5 aralığında değiştiği belirtilmiştir. Yapılan bu çalışma ile farklı orman kalıntılarının kendinden ısıtmalı bir KAYG'de doğrudan gazlaştırılması neticesinde, yanabilen ve yeterli bir AID'ye sahip bir gazın üretilebileceği sonucuna varılmıştır.

Tsalidis ve diğ. [34] kavurma işleminin (torrefication) seçilen sert ağaç (alaçam ağacı) ve yumuşak ağaç (dişbudak ağacı) türlerinin gazlaştırma performansı üzerindeki etkisini dolaşımli bir akışkan yatak gazlaştırıcı (DAYG) kullanarak incelemişlerdir. Bu çalışma 850 °C ve atmosfer basıncında gerçekleştirilmiş ve gazlaştırma ajanı ve yatak malzemesi olarak sırasıyla, oksijen-buhar ve magnezit kullanılmıştır. Kavurma işlemi alaçam ağacı için 260 ve 280 °C ve dişbudak ağacı için ise 250 ve 265 °C sıcaklıklarında gerçekleştirilmiş ve bu ağaçlar daha sonra pelet haline getirilmiştir. Sonuçlardan yola çıkarak, kavurma işleminin her iki biyokütlenin SGV ve KDV'sinin düşmesine neden olduğu vurgulanmıştır. Alaçama uygulanan kavurma işleminin ürün gazı kompozisyonunu değiştirmediği, ancak, katran oluşumunu azalttığı belirtilmiştir. Dişbudak için yapılan kavurma işlemi sonrasında ise ürün gazı içindeki CH₄ içeriğinin azaldığı, H₂ içeriğinin ve toplam katran miktarının ise arttığı gözlemlenmiştir. Sonuç olarak, her iki biyokütle türü için gerçekleştirilen kavurma işlemi incelenen koşullar altında ürün gazı içeriği üzerinde sınırlı bir etki yaparken, KDV ve SGV'de kayda değer bir azalmaya neden olmuştur. Bu çalışma neticesinde, kavurma işlemi göz önüne alınan çalışma koşulları altında alaçam ve dişbudak ağaçları için tavsiye edilmemiştir. Tsalidis ve diğ. [35] aynı DAYG'yi kullanarak başka bir deneysel çalışma daha gerçekleştirmişlerdir. Bu çalışmada iki farklı odunsu biyokütle kullanılmışlar ve kavurma işleminin gazlaştırma performansı üzerindeki etkilerini incelemişlerdir. Gazlaştırma ajanı olarak buhar-oksijen seçilmiş ve gazlaştırma işlemi sırasında sıcaklık 800-850 °C aralığında tutulmuştur. Biyokütlelere 250 °C (birinci durum) ve 300 °C (ikinci durum) olacak şekilde iki farklı kavurma sıcaklığı uygulanmıştır. Her iki biyokütleye uygulanan kavurma işlemi ile H₂ ve CO içerikleri artmış, CO₂ içeriği ise azalmış ve bunun neticesinde daha iyi kalitede bir ürün gazı ve daha yüksek gaz üretimi elde edilmiştir. Ayrıca, kavurma işlemi neticesinde katran miktarında da kayda değer bir azalma görülmüştür. İkinci durumda kavurma KDV'nin düşmesine neden olmuştur. Buna ek olarak, SGV artan CO ve H₂ içeriğinden dolayı kavrulmamış duruma göre çok fazla değişmemiştir.

Monteiro ve diğ. [36] pilot ölçekteki bir KAYG'de Portekiz şeftali çekirdeğinin gazlaştırılması ile ilgili olarak deneysel bir çalışma gerçekleştirmişlerdir. Burada gazlaştırma sıcaklığı 750-850 °C ve biyokütlenin reaktöre besleme debisi 30-60 kg/h aralıklarında değişmektedir. Deneysel çalışma sonucunda EO'nun 0.29-0.45 aralığındaki değişimine bağlı olarak, ürün gazının %51.1-53.5 N₂'den, %13.1-16.7 CO₂'den, %12.4-18.1 CO'dan, %7.7-11.5 H₂'den, %2.8-4.2 CH₄'den ve %0.3-1.1 C₂H₄'den oluştuğu belirtilmiştir. Deneysel çalışmaya ek olarak, en uygun çalışma koşullarının belirlenmesi amacıyla kapsamlı bir iki boyutlu hesaplamalı akışkanlar dinamiği (HAD) modeli de oluşturulmuştur. Oluşturulan bu model ile nem içeriği, B/Y oranı ve EO gibi çalışma parametrelerinin ürün gazı bileşimi, ürün gazı AID, karbon dönüşüm verimi, SGV ve katran üretimi üzerindeki etkisini incelemişlerdir. Nem içeriği ve EO'nun dönüşüm verimi ve ürün gazı kalitesini olumsuz yönde etkilediği, B/Y oranının ise gazlaştırma verimini arttırdığı vurgulanmıştır.

Liu ve diğ. [37] pilot ölçekli bir akışkan yatak gazlaştırıcıda oksijenle zenginleştirilmiş hava ile deneysel bir biyokütle gazlaştırma çalışması gerçekleştirmişlerdir. Bu çalışmada biyokütle olarak pirinç samanı kullanılmıştır. Deneysel çalışma sonuçlarına göre gazlaştırma sıcaklığının 600 °C'den 800 °C'ye çıkması ile ürün gazı içerisindeki yanıcı gaz içeriği artmaktadır. Havadaki oksijen içeriğinin %21'den %45'e çıkması ile gaz ısı değeri 4 MJ/kg'dan 5.24 MJ/kg'a çıktığı ve gazlaştırma veriminin de %29.6'dan %33.59'a yükseldiği gözlemlenmiştir. Bununla birlikte, artan oksijen gazı içeriği ile birlikte ürün gazı miktarının azaldığı belirtilmiştir.

Bir KAYG'deki ürün gazı kompozisyonunun ve işletim performansının değerlendirilmesi amacıyla 10 çeşit biyokütlenin (çam talaşı, kestane talaşı, kavrulmuş çam talaşı, kavrulmuş kestane talaşı, badem kabuğu, kakao kabuğu, üzüm posası, zeytin çekirdeği, çam fıstığı kabuğu ve çam kozalağı) hava-buhar ile gazlaştırılması Vazquez ve diğ. [38] tarafından incelenmiştir. Bu nedenle, biyokütle özelliklerinin gazlaştırma sonuçlarıyla ilişkilendirilmesi için bir çalışma yapılmıştır. Çam kestanesi kabuğu, gazlaştırma sıcaklığının (700, 800 ve 900 °C), gazlaştırma ajanı içindeki buhar hava oranının (S/A=10/90, 25/75, 50/50 ve 70/30) ve stokiometrik oranın (SR=0.13 ve 0.25) ürün gazı kompozisyonu, yanabilen gaz (H₂+CO+CH₄) üretimi, H₂/CO oranı, ısı değeri, enerji eldesi ve SGV üzerindeki etkilerini incelemek amacıyla kullanılmıştır. Sonuçlar, yüksek sıcaklık ve S/A oranının H₂ üretimini ve gazlaştırma performansını arttırdığını göstermiştir. Yüksek SR değerlerinde gaz kompozisyonu

çok fazla değişmezken, biyokütlenin yanabilen gazlara dönüşümünün yüksek olmasından dolayı yüksek işletim verimi elde edilmiştir. Bu parametrik çalışma ile belirlenen en iyi deneysel koşullar (900 °C, S/A=70/30, SR=0.25) diğer biyokütle gazlaştırma çalışmaları için kullanılmıştır. Farklı biyokütlelerin gazlaştırılması neticesinde H₂ ve yanabilen gaz içeriğinin sırasıyla, %30-39 (hacimsel) ve %59-78 (hacimsel) ve enerji eldesinin ise 8-18 MJ/kg aralıklarında değiştiği tespit edilmiştir. Biyokütleye uygulanan kavurma işlemi yanabilen gaz üretimini çok fazla etkilemezken, H₂ üretimi ve gazlaştırma verimini bir miktar arttırmıştır. Kavurma işleminin gazlaştırma performansını etkilemeksizin biyokütlenin kullanımını ve depolanmasını iyileştirmek amacıyla kullanılabileceği tavsiye edilmiştir. Biyokütle özellikleri ve gazlaştırma performans parametreleri arasındaki ilişki ile ilgili olarak ta bir çalışma gerçekleştirilmiştir. Bu çalışma neticesinde, biyokütle uçucu madde içeriğinin, karbon içeriğinin ve ÜİD'nin, CO ve yanabilen gaz içerikleri, ürün gazı ısı değeri, gaz ve enerji eldesi üzerinde olumlu etkilerinin olduğu gözlemlenmiştir.

2.3 Modelleme ve Simülasyon Çalışmaları

Gazlaştırma sistemlerinin kurulum maliyetleri oldukça yüksektir. Bu nedenden dolayı bir gazlaştırıcı tasarımı yapılırken yatak uzunluğu, serbest bölge uzunluğu, reaktör çapı, statik yükseklik gibi tasarım parametrelerinin doğru bir şekilde belirlenmesi gerekmektedir. Aksi takdirde, hatalı bir tasarım hem kurulum maliyetlerinin daha da artmasına hem de zaman kayıplarının yaşanmasına neden olabilecektir. Buna ek olarak, kurulumu gerçekleştirilmiş bir gazlaştırıcı için uygun çalışma koşullarının belirlenmesi gazlaştırıcı performansı açısından önem arz etmektedir. Ayrıca, uygun çalışma koşullarının belirlenmesi amacıyla yapılan bir dizi deneysel çalışma ek maliyetlere ve zamana kayıplarına neden olmaktadır. Bu çalışma koşullarının önceden yaklaşık olarak tahmin edilmesi yapılacak olan deney sayısını azaltarak hem maliyet hem de zaman açısından tasarruf sağlayacaktır.

Yukarıda bahsedilen gazlaştırıcı tasarımı ve çalışma koşullarının tayini sırasında maliyetleri düşürmek ve zamandan tasarruf sağlamak amacıyla çeşitli modelleme ve simülasyon çalışmaları yapılabilmektedir. Modelleme çalışmalarında daha çok hesaplamalı akışkanlar dinamiğine dayalı programlar tercih edilirken, simülasyon çalışmalarında ise reaktör ölçülerinden ve yatak malzemesinden bağımsız olarak

kimyasal proses programları kullanılmaktadır. Modelleme programı olarak Ansys Fluent, simülasyon programı olarak ise Aspen Plus araştırmacılar tarafından en çok tercih edilen paket programlarından bazılarıdır ve literatürde bu programlar kullanılarak yapılmış pek çok biyokütle gazlaştırma çalışması yer almaktadır.

Hesaplamalı akışkanlar dinamiğinde çok fazlı akışlar, Euler-Lagrange (E-L) ve Euler-Euler (E-E) yaklaşımları ile iki farklı şekilde modellenebilmektedir. E-L yaklaşımında akışkan fazı sürekli ortam olarak, tanecik fazı ise ayrık faz olarak ele alınmaktadır. Akışkan fazı için süreklilik kabulü yapılarak Navier-Stokes denklemleri çözülürken, ayrık faz için ise hesaplanan akış alanı boyunca çok sayıda parçacık, kabarcık veya damlacık için çözümleme yapılmaktadır. Burada ayrık faz ve akışkan faz arasında kütle, momentum ve enerji alışverişi gerçekleşebilmektedir. Bu yaklaşımda tanecikler arası etkileşimlerin ihmal edilebildiği ve ayrık fazın daha küçük hacim kesrine ($<10\%$) sahip olduğu durumlarda çözümleme yapmak çok daha kolaydır. Bu yaklaşımın kullanıldığı modelleme çalışmalarında her bir tanecik ayrı ayrı takip edildiği ve hesaplandığı için çok büyük zaman gereksinimleri oluşmaktadır. Bu yüzden, bu yaklaşımın milyonlarca taneciğin yer aldığı büyük ölçekli KAYG'ler için kullanılması tavsiye edilmemektedir [39].

E-E yaklaşımında ise, hem ayrık parçacık fazı hem de akışkan fazı için Navier-Stokes denklemleri kullanılarak çözümleme yapılmaktadır. Ayrıca burada, fazlar arası momentum transferi sürüklenme modelleriyle (drag models) tanımlanmaktadır [40]. Sürekli ortam kabulünden dolayı faz basıncı, kayma viskozitesi ve yığın viskozite gibi katı özelliklerinin açık bir şekilde tanımlanması gerekmektedir. Bu yaklaşım ile daha az zaman gereksinimi duyularak çözümlemeler yapılmakta ve özellikle gazlaştırma gibi karmaşık sistemlerde zaman açısından büyük tasarruf sağlanmaktadır. Bundan dolayı, literatürde akışkan yatak gazlaştırma için yapılmış modelleme çalışmalarının büyük çoğunluğunda E-E yaklaşımı tercih edilmektedir.

İki boyutlu bir gaz-katı akışkan yatak reaktörü Taghipour ve diğ. [41] tarafından deneysel ve hesaplamalı olarak incelenmiştir. HAD sonuçları Fluent programı kullanılarak elde edilmiş ve bu sonuçlar 250-300 μm çapındaki küresel cam boncukları içeren akışkan bir yataktaki deneysel çalışma ile karşılaştırılmıştır. Gaz-katı akışının modellenmesi için çok akışkanlı Euler modeli tercih edilmiş ve üç farklı sürüklenme modeli; Syamlal-O'Brien, Gidaspow ve Wen-Yu kullanılmıştır. Boş yatak gaz hızının

(superficial gas velocity) en küçük akışkanlaşma hızından (U_{mf}) büyük olduğu durumlarda, modelden elde edilen basınç düşüşü sonuçlarının deneysel verilerle daha iyi örtüşü görülmüştür. Ayrıca, akışkan yatak içerisindeki anlık ve zaman ortalamalı yerel boşluk biçimleri için yapılan tahminlerin de deneysel sonuçlarla benzerlik gösterdiği belirtilmiştir.

Min ve diğ. [42] laboratuvar ölçeğinde ve yatak malzemesi olarak 500-600 μm boyutlarında cam boncukların kullanıldığı bir akışkan yatak reaktörünü Fluent programı ile E-E yöntemini kullanarak sayısal olarak modellemişlerdir. Burada reaktöre yan taraftan gazın verildiği ve verilmediği iki durum göz önüne alınmış ve modelden elde edilen sonuçlar deneysel bir çalışma ile karşılaştırılmıştır. Reaktöre yan taraftan verilen gaz biyokütlenin anlık pirolizi sonucu açığa çıkan uçucuları temsil etmektedir. Hem deneysel çalışmadan hem de HAD sonuçlarından yatağın kesit alanı boyunca gaz kesri için elde edilen sonuçlara göre, yatak merkezinin dışında kalan iki büyük simetrik bölgenin oluştuğu görülmüştür. Buralardaki gaz yoğunluğunun reaktör merkezine göre daha fazla olduğu belirtilmiştir. Gidaspow ve Syamlal–O’Brien modelleri ile deneysel verilere daha yakın yerel gaz kesri tahminleri gerçekleştirilmiştir. Buna karşın, Wen-Yu sürüklenme modeli ile deneysel verilerden daha yüksek değerler elde edilmiştir. Reaktöre yan taraftan gazın beslendiği durumda tüm sürüklenme modelleri tahminlerinin deneysel verilerle uyumlu olduğu görülmüştür.

Farklı fazlar arası sürüklenme modellerinin etkisini incelemek amacıyla, Esmaili ve diğ. [43] kabarcıklı bir akışkan yatak için Fluent programını kullanarak üç boyutlu bir HAD modeli oluşturmuşlardır. Fazlar arasındaki momentum transferi için çok fazlı E-E modelini kullanarak, Richardon ve Zaki, Wen–Yu, Gibilaro, Gidaspow, Syamlal–O’Brien, Arastoopour, RUC, Di Felice, Hill Koch Ladd, Zhang ve Reese ve uyarlanmış Syamlal sürüklenme korelasyonlarını incelemişlerdir. Bu çalışmada ayrıca, Di Felice sürüklenme modelini üç boyutlu bir bölgede uyarlamak için, kalibrasyon noktası olarak minimum akışkanlaşma hızının deneysel değerine dayanan bir yöntem önerilmiştir. Model sonuçları deneysel verilerle karşılaştırılmıştır. Deneysel çalışmada akışkan yatak dikdörtgen bir plastik camdan imal edilmiş ve yatak malzemesi olarak küresel cam boncuklar, gazlaştırma ajanı olarak da hava kullanılmıştır. Karşılaştırma işlemi farklı boş yatak hızlarındaki katı hacim kesri, genişleme yüksekliği ve yatak içindeki basınç düşüşü için gerçekleştirilmiştir.

Uyarlanmış Di Felice modeli ile deneysel verilere daha yakın sonuçlar elde edilmiştir. Farklı sürüklenme modellerinin kullanımının yanı sıra düzeltme katsayısının (restitution coefficient) yatak yüksekliğinin tahmin edilmesindeki etkisi de incelenmiş ve kabarcıklı bir rejimdeki akışkan yatak için en uygun düzeltme katsayısı değeri 0.92 olarak önerilmiştir.

Loha ve diğ. [44] 530 μm çapındaki taneciklerle doldurulan iki boyutlu bir akışkan yatak reaktörü içindeki gaz-katı hidrodinamik davranışını incelemişlerdir. Karmaşık ve zamandan bağımsız gaz-katı akışı hidrodinamiği için E-E iki akışkan modeline dayalı HAD tercih edilmiş ve bu amaçla Fluent paket programı kullanılmıştır. İki faz arasındaki sürüklenme kuvvetini belirlemek amacıyla dört farklı sürüklenme modeli kullanılmıştır. Sürüklenme modelinin gaz-katı akışının modellenmesinde önemli bir etkiye sahip olduğu gözlemlenmiştir. Gidaspow ve Syamlal–O’Brien sürüklenme modelleri ile yatağın iç halkasal yapısının daha iyi tahmin edildiği belirtilmiştir. Bununla birlikte, EMMS (energy minimization multi-scale) ve McKeen modelleri kullanılarak iç halkasal akış için yapılan tahminlerin tatmin edici olmadığı vurgulanmıştır. Gidaspow modeli ile elde edilen zaman ortalamalı tanecik hızının deneysel verilerle daha iyi uyum sağladığı görülmüştür. Diğer taraftan, Syamlal–O’Brien ve EMMS modelleri ile zaman ortalamalı taneli sıcaklık (granular temperature) için nispeten daha iyi tahminler yapılmıştır. Sürüklenme modellerine ek olarak, türbülans modellemesinin akış davranışı üzerindeki etkisi RNG (Re-Normalisation Group) k- ϵ modelinin çalışmaya dahil edilmesiyle incelenmiştir. Sonuçlar, türbülans modeli kullanımının yatak hidrodinamiği üzerinde çok önemli bir etkisinin olmadığını göstermiştir.

Loha ve diğ. [45] bir KAYG’de gaz-katı akışının hidrodinamiğini incelemek amacıyla, katı özelliklerinin tanecik akış kinetik teorisi ile hesaplandığı E-E iki akışkan modelini kullanmışlardır. Tanecik fazı için Johnson ve Jackson duvar sınır koşulu kullanılmış ve tanecik ve yansıtma katsayısının 0-1 arasında değiştirilmesiyle tanecik ve duvar arasında farklı kayma miktarları oluşturulmuştur. Farklı duvar sınır koşullarının yatağın hidrodinamik davranışı üzerindeki etkisini incelemek amacıyla modelden elde edilen tanecik hızı, taneli sıcaklık ve tanecik hacim kesirleri karşılaştırılmıştır. Bazı model sonuçları literatürdeki mevcut deneysel verilerle de karşılaştırılmıştır. Model tahminlerinin yansıtma katsayısına duyarlı olduğu tespit edilmiştir. Hidrodinamik davranıştaki en önemli sapmalar yansıtma katsayısının 0 ve 0.01 olduğu durumlarda

görülmüştür. Bununla birlikte, tüm koşullar için yapılan toplam yatak yüksekliği tahminlerinin birbirine benzer olduğu belirtilmiştir. Bu modelleme çalışması neticesinde, yansıtma katsayısının gerçek değerinin belirlenmesi için daha fazla deneysel doğrulamanın yapılması gerektiği vurgulanmıştır.

Loha ve diğ. [46] akışkan yatak ile ilgili Ansys Fluent programını kullanarak yapmış oldukları bir diğer HAD çalışmasında tanecikler arasındaki çarpışmaların hidrodinamik karakteristiğinin belirlenmesinde önemli bir etkiyi sahip olduğunu belirtmişlerdir. Burada bir önceki çalışmalarını genişleterek, tanecik çarpışma elastikliğinin kabarcıklı akışkan yatak hidrodinamiği üzerindeki etkisini incelemişlerdir. Çalışmada E-E iki akışkan modeli kabarcıklı bir akışkan yatak hidrodinamiğini analiz etmek için kullanılmıştır. Bu modelde katı faz özellikleri tanecik akış kinetik teorisi ile hesaplanmıştır. Tanecik çarpışma elastikliğinin etkisini incelemek amacıyla, farklı düzeltme katsayı değerleri ele alınmış ve bu katsayıların tanecik hacim kesri, tanecik hızı, taneli sıcaklık ve basınç düşüşü üzerindeki etkileri detaylı olarak incelenmiştir. Modeller iki farklı katı-faz duvar sınır koşulu için gerçekleştirilmiştir. Mükemmel elastik çarpışma durumunda kabarcık oluşumu gerçekleşmemiştir. Düzeltme katsayısının 1'in altına düşmesi ile yatak içinde kabarcık oluşumu gözlenmiş ve düzeltme katsayısındaki azalma miktarı ile birlikte yatak içinde daha çok ve daha büyük kabarcıkların oluştuğu belirtilmiştir. Model sonuçları ayrıca deneysel sonuçlarla da karşılaştırılmış ve düzeltme katsayısının 0.95 ve 0.99 olduğu durumlarda deneysel verilere daha yakın sonuçlar elde edilmiştir.

Kumar ve diğ. [47] Ansys Fluent programını kullanarak bir akışkan yatak reaktöründeki hidrodinamik olayları incelemek amacıyla üç boyutlu bir model çalışması gerçekleştirmişlerdir. Bu çalışmada katı-gaz akışı modellemesi için E-E çok akışkan modelini kullanmışlardır. Momentum değişim katsayısının tahmini için Syamlal ve O'Brien, Gidaspow, Wen-Yu ve Huilin-Gidaspow sürüklenme fonksiyonları kullanılmıştır. Model literatürde yer alan bir deneysel çalışma ile doğrulanmış ve modelin akışkan yatak hidrodinamiğini tahmin etme kabiliyetine sahip olduğu belirtilmiştir. Katı fazın kinetik enerjisindeki değişim düzeltme katsayısının 0.9-0.99 aralığındaki değerleri için hesaplanmıştır. Basınç düşüşü tahminlerinin deneysel verilerle mükemmel bir şekilde örtüştüğü belirtilmiştir. Son olarak, tanecik çapının genişlemiş yatak yüksekliği üzerindeki etkisi incelenmiştir.

Diğer bir çalışmada Kumar ve diğ. [48] akışkan yataklı bir reaktörde gaz-katı hidrodinamiğini ve ısı transferini incelemişlerdir. Bu kapsamda Ansys Fluent programını kullanarak E-E çok fazlı akış yaklaşımına dayanan üç boyutlu bir model geliştirmişlerdir. Model tahminlerini literatürde yer alan bir deneysel çalışma ile karşılaştırmışlar ve akışkan yatak reaktöründeki ısı transferi ve hidrodinamik olaylar için başarılı sonuçlar elde etmişlerdir. Parametrik çalışmalar kapsamında boş yatak gaz hızının, yatak gözenekliliğinin, durgun yatak yüksekliğinin ve tanecik çapının basınç düşüşü, gaz-katı sıcaklığı ve yatak yüksekliği değişimi üzerindeki etkisini incelemişlerdir. Parametrik çalışmalar neticesinde gaz hızının 0.25-0.35 m/s aralığındaki değerleri için yatak içindeki akışkanlaşmanın homojen olduğu tespit edilmiştir. Buna ek olarak, başlangıç yatak yüksekliğindeki artışın sıcak gaz ve soğuk katı arasındaki temas yüzeyini ve ısı transferini arttırmasından dolayı gaz sıcaklığını düşürdüğü belirtilmiştir. Yatak yükseklik genişlemesinin artan gaz hızıyla birlikte arttığı ve bu artış oranının yüksek gözeneklilik durumu için daha hızlı gerçekleştiği vurgulanmıştır. Akışkan yatak reaktöründeki reaksiyonlar için 250-300 µm arasındaki tanecik boyutunun uygun olabileceği görülmüştür.

Isı transferi ve yatak hidrodinamiği bir akışkan yatak içindeki sıcaklık dağılımı ve kabarcıkların homojenliği üzerinde önemli bir etkiye sahiptir. Bu da biyokütle gazlaştırma performansı açısından oldukça önemlidir. Bu yüzden, reaktör içindeki hidrodinamik ve ısı olayların modellenerek iyi bir şekilde analiz edilmesi hem daha doğru bir reaktör tasarımının yapılmasına hem de gazlaştırma işlemine etki eden bazı parametrelerin (akışkanlaşma hızı, tanecik çapı, durgun yükseklik gibi) belirlenmesine olanak sağlayacaktır. Bununla birlikte, sadece bu mekanizmalar için geliştirilen bir model ile tüm gazlaştırma işleminin analiz edilmesi ve en uygun çalışma parametrelerinin belirlenmesi mümkün değildir. Bu nedenle, reaktör içinde gerçekleşen gazlaştırma reaksiyonlarının da dikkate alınması gerekmektedir. Literatürde, biyokütle gazlaştırma işlemi için uygun çalışma koşullarının belirlenmesi amacıyla yapılmış çok sayıda simülasyon modeli çalışması yer almaktadır. Bunlar arasında, Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalı olan termodinamik denge veya kimyasal denge, gazlaştırma sırasında meydana gelen reaksiyonlara ait kinetik verilerin eksikliğinden dolayı en çok tercih edilen yaklaşımlardan bir tanesidir [49–51].

Kimyasal denge modeli (KDM, chemical equilibrium model) farklı biyokütle hammaddelerinin gazlaştırılması için başarılı bir şekilde uygulanabilmektedir. Ramzan ve diğ. [52] Aspen Plus programını kullanarak üç farklı biyokütlenin (belediye katı atıkları, yiyecek atıkları ve kümes hayvanları atıkları) gazlaştırma işlemi için zamandan bağımsız bir simülasyon modeli geliştirmiştir. Bu modelde gazlaştırıcıyı üç bölgeye ayırmışlardır. Birinci bölgede biyokütlenin nemi uzaklaştırılmaktadır. İkinci bölgede biyokütle kendini oluşturan elemanlara ayrıştırılmaktadır. Üçüncü bölgede ise Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalı olarak gazlaştırma işlemi gerçekleştirilmektedir. Bu çalışmada geliştirilen simülasyon modeli sonuçları ürün gazı bileşimi için deneysel verilerle karşılaştırılmıştır. Model sonuçları ile deneysel verilerin uyumlu olduğu görülmüştür. Bununla birlikte, CH₄ kompozisyonu için yapılan tahminlerin deneysel verilerin altında kaldığı görülmüştür. Model doğrulama işleminden sonra bazı çalışma parametrelerinin (sıcaklık, EO, biyokütle nem içeriği ve buhar ilavesi) ürün gazı kompozisyonu, ÜİD ve SGV üzerindeki etkilerini incelemişlerdir. Sıcaklık artışının H₂ ve CO üretimini arttırdığı, EO'nun ise SGV'nin düşmesine neden olan H₂ ve CO üretimini azalttığı belirtilmiştir. Biyokütle nem içeriğinin ürün gazı ısı değerini etkileyen önemli bir parametre olduğu vurgulanmıştır. Buhar ilavesi ile H₂ üretimi artış göstermiştir. Bu çalışmada kullanılan üç farklı biyokütle arasında en yüksek SGV, ÜİD ve ürün gazı içindeki en yüksek H₂ ve CO yüzdesi yiyecek artıklarından elde edilmiştir.

Renganathan ve diğ. [53] karbon içerikli hammaddelerin gazlaştırılması ile ilgili olarak Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonu yaklaşımına dayanan bir termodinamik analiz gerçekleştirmişlerdir. Burada gazlaştırma ajanı olarak yalnızca karbondioksit ve karbondioksitin buhar veya oksijen ile oluşturduğu bir karışım kullanılmıştır. Bu çalışmada Aspen Plus programı kullanılarak farklı çalışma parametrelerinin gazlaştırıcı performansı üzerindeki etkileri incelenmiştir. Tam karbon dönüşümünün çalışma sıcaklığının veya CO₂ debisinin artmasıyla gerçekleşebileceği belirtilmiştir. Belirli çalışma koşullarında SGV'nin 1'den büyük olduğu görülmüştür. Bu durumun CO₂'de bulunan karbonun ürün gazı içindeki CO'ya kısmi olarak dönüşmesinin sebep olduğu belirtilmiştir. Tam karbon dönüşümü için gereken minimum enerji miktarı göz önüne alındığında, herhangi bir hammadde için en uygun çalışma sıcaklığının 850 °C olduğu tespit edilmiştir. Kömür ile

karşılaştırıldığında biyokütle gazlaştırma işlemi için daha az bir ısı girişine ihtiyaç duyulduğu gözlemlenmiştir. Yardımcı gazlaştırma ajanı olarak buhar veya oksijenin kullanıldığı durumlarda CO₂ ve enerji ihtiyacı azalmıştır. Model tahminleri deneysel bulgularla niteliksel olarak benzer eğilimler göstermiştir. Basınç artışı SGV'yi ve CO₂ dönüşümünü azalttığı için gazlaştırma performansı üzerinde olumsuz bir etki yapmıştır. CO derişikliği basınçla birlikte artarken H₂ derişikliği basınçtan çok fazla etkilenmemiştir. Bu çalışma kapsamında elde edilen sonuçların, CO₂ gazlaştırmanın uygulanabilirlik analizinde, CO₂ gazlaştırıcılarının ön tasarımı ve CO₂ gazlaştırmanın yer aldığı güç çevrimlerinin performans analizinde kullanılabileceği vurgulanmıştır.

Ham bambu, 250 °C (TB250) ve 300 °C'de (TB300) kavrulmuş bambuları içeren üç farklı biyokütle malzemesinin gazlaştırma performansı termodinamik dengeye dayalı olarak Aspen Plus programı kullanılarak Kuo ve diğ. [54] tarafından ele alınmıştır. Eşdeğerlik oranının ve buhar besleme oranının (SSR) biyokütle gazlaştırma performansı üzerindeki etkileri incelenmiştir. Kavrurma işlemine maruz bırakılan bambular ile gerçekleştirilen gazlaştırma işleminde ürün gazı miktarının arttığı gözlemlenmiştir. TB300'ün üst ısı değeri daha yüksek olduğu için bu biyokütleden elde edilen ürün gazı SGV'si diğerlerine göre daha düşük çıkmıştır. Belirlenen çalışma koşulları için ham bambu ve TB250'nin karbon dönüşümleri her zaman için %90'nın üzerinde çıkmıştır. Ürün gazı üretiminin ve SGV'nin en yüksek değerleri ham bambu, TB250 ve TB300 için sırasıyla (EO, SSR)=(0.2, 0.9), (0.22, 0.9) ve (0.28, 0.9) çalışma koşullarında elde edilmiştir. TB250 için yapılan ürün gazı eldesi, SGV ve karbon dönüşümü tahminleri bu yakıtın gazlaştırma için daha uygun olduğunu göstermiştir. Bununla birlikte, kavrurma işleminin ilave ekipman ve çalışma maliyetleri getirdiğinin de göz önüne alınması gerektiği vurgulanmıştır.

Pirinç samanının iki farklı gazlaştırma işlemi (buhar-hava ve buhar-CO₂) için Imorb ve diğ. [55] termodinamik model esasına dayanan bir parametrik analiz çalışması gerçekleştirmişlerdir. İlk olarak oluşturulan modelden gaz kompozisyonları için elde edilen sonuçlar literatürde yer alan deneysel bir çalışma ile karşılaştırılmıştır. Bu karşılaştırma neticesinde model sonuçları ile deneysel verilerin uyumlu olduğu görülmüştür. Bununla birlikte, model sonuçları neticesinde CH₄ derişikliği sıfır olarak tahmin edilmiştir. Gazlaştırma ajanı oranındaki değişimin ürün gazı eldesi, H₂/CO

oranı, toplam enerji tüketimi ve SGV üzerindeki etkisi 500-1000 °C aralığındaki farklı gazlaştırma sıcaklıkları için incelenmiştir. Her iki gazlaştırma işlemi için ürün gazı eldesi en yüksek değerine ulaşana kadar 500-700 °C sıcaklık aralığında artmıştır ve 700 °C'den sonra kararlı hale gelmiştir. Bununla birlikte, buhar-CO₂ sistemi ile daha yüksek ürün gazı üretimi ve daha düşük H₂/CO oranı elde edilmiştir. Buhar-hava sistemi için ürün gazı eldesi, hava/biyokütle oranının artmasıyla birlikte SGV'nin düşmesine yol açan olan N₂ seyreltmesinden ve yanma reaksiyonun baskınlığından dolayı azalmıştır. Ancak, H₂/CO oranının artan hava/biyokütle oranı ile arttığı gözlemlenmiştir. Buhar-CO₂ sisteminde, ürün gazı eldesi ve SGV CO₂/biyokütle oranının artması ile birlikte artış göstermiştir. Buhar-hava sisteminin kullanılması durumunda daha az enerji tüketimi olduğu ve gazlaştırma reaksiyonları için gerekli olan enerjinin ilave bir kaynağa ihtiyaç duyulmadan sistem tarafından karşılanabildiği belirtilmiştir.

Yukarıda bahsedilen simülasyon modeli çalışmalarının hepsinde Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayanan KDM kullanılmıştır. Bununla birlikte, gerçek gazlaştırma koşullarında denge durumuna ulaşılması neredeyse imkansızdır. Bu nedenle, özellikle CH₄ derişikliği için yapılan tahminlerde deneysel verilere göre çeşitli sapmalar görülebilmektedir. CH₄ derişikliğinin doğru tahmin edilememesi kimyasal denge modelinde yaygın olarak karşılaşılan bir durumdur [56]. Sınırlı kimyasal denge yöntemi (SKDY, restricted chemical equilibrium method) KDM'ye ek olarak kullanılabilen ve Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayanan bir modelleme yaklaşımıdır. Bu yöntem kullanılarak yapılan ürün gazı bileşimi tahminleri (özellikle CH₄) KDM'ye göre deneysel verilerle daha uyumlu olabilmektedir. SKDY Gumz [57] tarafından önerilmiş ampirik bir yaklaşımdır. Bu yaklaşımda belirlenen reaksiyonlar için bir denge sıcaklığı tanımlanmakta (sıcaklık yaklaşımı) ve bu sayede model sonuçları deneysel verilere kalibre edilmektedir. Bu yaklaşımın uygulanmasıyla, kimyasal denge sabitleri için reaksiyon sıcaklığının altındaki veya üstündeki değerler kullanılmaktadır. Böylece, SKDY ile KDM'ye göre daha farklı gaz kompozisyonları elde edilebilmektedir.

Doherty ve diğ. [56] çeşitli çalışma koşulları altında gazlaştırıcı performansını tahmin etmek amacıyla akışkan yatak bir biyokütle gazlaştırıcı için Aspen Plus programını kullanarak bir simülasyon modeli geliştirmişlerdir. Simülasyon Gibbs serbest

enerjisinin minimizasyonuna dayanmaktadır. Simülasyon sonuçlarının deneysel verilere göre kalibre edilmesi amacıyla sınırlı denge yöntemi kullanılmıştır. Simülasyon ile ürün gazı kompozisyonunu, dönüşüm verimini ve ısı değeri için gerçekleştirilen tahminler deneysel verilerle uyum göstermiştir. Model doğrulama işleminden sonra parametrik çalışmalar yapılmıştır. Bu kapsamda, EO, sıcaklık, hava ön ısıtma, biyokütle nem içeriği ve buhar ilavesinin ürün gazı kompozisyonu, ısı değeri ve dönüşüm verimi üzerindeki etkileri incelenmiştir. Ürün gazı ısı değeri artan EO ile birlikte azalmıştır. SGV'nin en yüksek değeri $EO=0.34$ için elde edilmiştir. Hava ön ısıtma işlemi, ürün gazı ısı değerinin ve SGV'nin artmasına olanak sağlayan H_2 ve CO üretimini arttırmıştır. Artan biyokütle nem içeriğinin gazlaştırıcı performansını olumsuz etkilediği belirtilmiş ve bu yüzden, yakıtın reaktöre beslenmeden önce bir ön kurutma işlemine tabi tutulması önerilmiştir. Hidrojence zengin ürün gazına ihtiyaç duyulması halinde buhar ilavesinin yapılması tavsiye edilmiştir.

Doherty ve diğ. [58] diğer bir çalışmada akışkan yatak bir gazlaştırıcıda buhar gazlaştırma işlemi için bir simülasyon modeli geliştirmişlerdir. Bu model de yine Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayanmaktadır ve modeli kalibre etmek amacıyla sınırlı denge yöntemi kullanılmaktadır. Modelden elde edilen ürün gazı tahminleri, ısı değeri ve SGV tahminleri literatürde yer alan bir deneysel çalışma ile karşılaştırılmış ve çok uyumlu sonuçlar elde edilmiştir. Model doğrulandıktan sonra parametrik çalışmalar gerçekleştirilmiş ve gazlaştırma sıcaklığının, biyokütle nem içeriğinin, B/Y oranının, hava/yakıt oranının, hava ve buhar sıcaklığının gazlaştırma performansı üzerindeki etkileri incelenmiştir. Gazlaştırma sıcaklığının ürün gazı kompozisyonu, AID ve SGV üzerinde önemli etkisinin olduğu ve gazlaştırıcının 850-950 °C sıcaklıkları aralığında çalıştırılması gerektiği belirtilmiştir. Biyokütle nem içeriğinin SGV ile ilgili en önemli parametre olduğu ve olabildiğince düşük tutulmasının gazlaştırıcı performansı açısından önemli olduğu vurgulanmıştır. B/Y oranının AID'ye etki eden en önemli parametre olduğu ancak, bu parametrenin SGV üzerinde önemli bir etkisinin bulunmadığı tespit edilmiştir. Hava/yakıt oranının olabildiğince küçük seçilmesi tavsiye edilmiştir. Hava ile ön ısıtmanın buhar ile ön ısıtmaya göre daha etkili olduğu vurgulanmıştır.

Belediye katı atıklarının bir KAYG'de gazlaştırma işlemini Aspen Plus programı kullanılarak simüle etmek için Niu ve diğ. [59] kapsamlı bir model çalışması gerçekleştirmişlerdir. Model, piroliz, kısmi yanma ve buhar dönüşümü olmak üzere üç

kısımdan meydana gelmektedir. Gerçekte gazlaştırma sisteminin tam dengeye ulaşamamasından kaynaklanan sapmaları düzeltmek için sınırlı denge yöntemi kullanılmıştır. Gazlaştırma sıcaklığı, EO, zenginleştirilmiş havada bulunan oksijen yüzdesi, yakıtın nem içeriği ve B/Y oranı gibi çalışma parametrelerinin ürün gazı kompozisyonu ve gazlaştırıcı performansı üzerindeki etkileri incelenmiştir. Gazlaştırma sıcaklığının sentez gazı kompozisyonu üzerinde önemli bir etkiye sahip olduğu tespit edilmiştir. Artan sıcaklık, ÜID, SGV ve karbon dönüşüm veriminin (KDV) artmasına neden olan ürün gazı içindeki H_2 ve CO üretimini iyileştirmiştir. EO'nun artması düşük EO değerlerinde KDV ve SGV'nin artmasına, yüksek EO değerlerinde ise AID ve SGV'nin azalmasına neden olmuştur. 800 °C gazlaştırma sıcaklığında EO için en uygun değer 0.35 olarak belirlenmiştir. Zenginleştirilmiş hava kullanımı azotun seyreltme etkisini azaltmış ve ÜID'nin artmasına neden olmuştur. Yakıtın yüksek nem içeriği gazlaştırma için gereken enerjiyi arttırmış, ürün gazı içindeki yanabilen gaz içeriğini azaltmış ve bunun neticesinde gazlaştırma verimini düşürmüştür. Buhar ilavesinin, hidrojen zengin gaza ihtiyaç duyulması halinde yapılması gerektiği belirtilmiştir. Artan B/Y oranı SGV'nin artmasına neden olmuştur. Han ve diğ. [60] aşağı akışlı bir biyokütle gazlaştırıcının gazlaştırma bölgesi için Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalı sınırlı kimyasal denge yöntemini kullanarak kapsamlı bir simülasyon modeli geliştirmişlerdir. Geliştirilen simülasyon modeli, talaş gazlaştırma için gerçekleştirilen deneysel bir çalışma ile başarılı bir şekilde doğrulanmıştır. Doğrulama işleminden sonra parametrik çalışmalar yapılmış ve bu kapsamda gazlaştırma sıcaklığının, EO'nun ve biyokütle nem içeriğinin ürün gazı kalitesi üzerindeki etkileri incelenmiştir. Tüm bu parametrelerin kayda değer etkilerinin olduğu vurgulanmıştır. Gazlaştırma sıcaklığının artmasıyla birlikte ürün gazı ısı değeri artmış, H_2/CO oranı ise azalmıştır. EO ile birlikte H_2/CO oranı artarken ÜID azalmıştır. Biyokütle nem içeriğinin artması gazlaştırma performansını düşürmüştür. Kaliteli bir ürün gazı bileşimi elde etmek için gazlaştırma sıcaklığının 650-800 °C ve EO'nun 0.2-0.3 aralığında tutulması ve biyokütle nem içeriğinin de %10'dan küçük olması gerektiği belirtilmiştir.

Pala ve diğ. [61] gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı biyokütle gazlaştırma işlemi için Aspen Plus programı ile bir simülasyon modeli geliştirmişlerdir. Geliştirilen model Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalıdır ve sınırlı denge yöntemi kullanılmıştır. Bu çalışmada 7 farklı biyokütle göz önüne alınmış ve

gazlaştırma sıcaklığının, B/Y oranının ve değişim reaksiyon sıcaklığının ürün gazı içindeki H_2 , CO ve CO_2 yoğunlukları, CO ve CO_2 dönüşümü ve H_2/CO üzerindeki etkileri incelenmiştir. H_2 yoğunluğu artan sıcaklıkla birlikte neredeyse sabit kalırken, B/Y oranının artmasıyla artış göstermiştir. Beklendiği üzere, CO dönüşümü 250-400 °C aralığında artan sıcaklıkla birlikte artış göstermiştir. CO_2 dönüşümü 450-900 °C aralığında ters su-gaz dönüşüm sıcaklığının yükselmesiyle birlikte artmıştır. H_2/CO oranı gazlaştırma sıcaklığıyla azalırken, B/Y oranı ile birlikte artmıştır. Model sonuçlarının düşük gazlaştırma sıcaklığı için elde edilen deneysel verilerle genel itibariyle uyumlu olduğu ancak, H_2 ve CH_4 içerikleri için yapılan tahminlerin sırasıyla deneysel verilerin çok üstünde ve çok altında çıktığı belirtilmiştir. Ayrıca, artan B/Y oranı ile birlikte H_2 içeriği için yapılan tahminlerin deneysel verilere daha da yaklaştığı görülmüştür.

Motta ve diğ. [62] şeker kamışının farklı gazlaştırma senaryolarını Aspen Plus programını kullanarak kimyasal denge yöntemi ile incelemişlerdir. Bu senaryolar; farklı çalışma parametrelerinin (sıcaklık, basınç, B/Y oranı ve nem içeriği) etkisini, akışkan yatak biçimlerinin (kabarcıklı ve dolaşımli) ve gazlaştırma ajanlarının (buhar ve buhar-oksijen) ürün gazı kompozisyonu ve gazlaştırma performansı üzerindeki etkilerini içermektedir. Model sonuçları ilk olarak literatürde yer alan kabarcıklı akışkan ve dolaşımli akışkan yatak gazlaştırma deney verileri ile doğrulanmıştır. Doğrulama çalışması neticesinde deneysel verilere çok yakın tahminler gerçekleştirilmiştir. Sıcaklığın CO üretimini iyileştirmede ve CO_2 oluşumunu azaltmada önemli bir parametre olduğu vurgulanmıştır. B/Y oranının H_2/CO oranını ayarlama da kritik bir parametre olduğu ve bu oranın artmasıyla birlikte H_2/CO oranının da artacağı belirtilmiştir. Biyokütle nem içeriği B/Y oranına göre gazlaştırma işlemi üzerinde daha az bir etkiye sahip olmuştur. Daha yüksek sıcaklığın, B/Y oranının ve nem içeriğinin ürün gazındaki H_2 içeriğini arttırdığı tespit edilmiştir. DAYG ile daha yüksek H_2 ve CO içeriğine sahip ürün gazı ve daha yüksek H_2/CO oranları elde edilmiştir. Buna ek olarak, DAYG ile daha fazla ürün gazı üretimi gerçekleştirilmiş ve daha yüksek SGV'ye ulaşılmıştır. O_2 'nin varlığı H_2 içeriğini düşürmüş, yanma reaksiyonlarından dolayı CO_2 içeriğini ise arttırmıştır. Ayrıca, O_2 'nin kullanıldığı gazlaştırma işlemlerinde daha düşük H_2/CO oranı, AID ve SGV elde edilmiştir. Sonuç olarak, gazlaştırma ajanı olarak yalnızca buhar kullanmanın daha avantajlı olduğu belirtilmiştir.



3. MODELLEME VE SİMÜLASYON

3.1 Euler-Euler Modelleme Yaklaşımı

Tanecik sayısının fazla olduğu büyük ölçekli akışkan yatak sistemlerindeki gaz-katı akışı için E-L modelleme yaklaşımının kullanılması uygun görülmemektedir ve bu nedenle E-E modelleme yaklaşımı tercih edilmektedir. Bu modelleme yaklaşımında, seçilen bir kontrol hacmi için parçacıkların fiziğinin ortalaması alınmaktadır. Burada her iki faz için Anderson ve Jackson [63] tarafından önerilen denklemler kullanılmaktadır.

Euler faz tanımının kullanıldığı iki akışkanlı modelde, her iki faz da iç içe geçen sürekli ortam olarak kabul edilmektedir. E-E yaklaşımında süreklilik ve momentum denklemleri her bir faz için ayrı ayrı çözülmemektedir. Böyle bir yaklaşım ile herhangi bir zamanda aynı kontrol hacmi içindeki fazların hacim kesri ortaya çıkarılmaktadır. Her iki faz için momentum denklemleri sürüklenme kuvveti ile birleştirilmektedir. E-E modeli, akışkan yatak sistemlerindeki gaz-katı akış dinamiklerini incelemek için kullanılan en pratik ve en yaygın yaklaşım olarak görülmektedir [64, 65].

3.2 Euler-Euler Modeli Denklemleri

3.2.1 Kütlelerin korunumu

E-E yönteminde korunum denklemleri her bir faz için ayrı ayrı çözülmemektedir. Gaz faz için kütlelerin korunumu denklemi aşağıda gösterilmektedir:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{u}_g) = S_{gk} \quad (3.1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k) + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \vec{u}_k) = S_{kg} \quad (3.2)$$

Burada; g gaz ve k katı fazı temsil etmektedir. Ayrıca, $\alpha, \rho, \vec{u}$ ve S sırasıyla, hacimsel kesir, yoğunluk, anlık hız ve heterojen reaksiyonlardan kaynaklanan kütle kaynak terimini ifade etmektedir. Kütle kaynak terimi [66]:

$$S_{kg} = -S_{gk} = M_c \sum \gamma_c R_c \quad (3.3)$$

denklemleri ile temsil edilmektedir. Burada M_c, γ_c ve R_c sırasıyla, moleküler ağırlık, stokiyometrik katsayı ve reaksiyon hızıdır.

Gaz fazı için yoğunluk, gaz kompozisyonunun ve gaz sıcaklığının bir fonksiyonudur. Ayrıca, gaz fazı için yoğunluk değeri, ideal gaz karışımı kabulü yapılarak aşağıdaki denklem ile elde edilmektedir.

$$\frac{1}{\rho_g} = \frac{RT}{P} \sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{M_i} \quad (3.4)$$

Bu denklemde T, P, Y_i ve M_i sırasıyla, gaz karışımı için ortalama sıcaklık, basınç, kütle kesri ve her bileşen için moleküler ağırlıktır. Katı karışımı için yoğunluk değeri katı kompozisyonuna bağlı olarak aşağıdaki denklem ile ifade edilmektedir:

$$\rho_k = \frac{1}{\sum_{i=1}^m \frac{Y_i}{\rho_i}} \quad (3.5)$$

3.2.2 Momentumun korunumu

Kütlenin korunumu denklemlerinde olduğu gibi momentum korunumu için de gaz ve katı faz için iki ayrı denklem yazılmaktadır. Gaz faz için momentumun korunumu denklemi:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{u}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{u}_g \vec{u}_g) = -\alpha_g \nabla p_g - \beta(\vec{u}_g - \vec{u}_k) + \alpha_k \rho_k g + \nabla \cdot \alpha_g \bar{\tau}_g + S_{gk} U_k \quad (3.6)$$

şeklinde. Burada U_k katının ortalama hızı, β gaz-katı fazları arası sürüklenme katsayısı ve $\bar{\tau}_g$ gaz fazı gerilme tensörüdür. Sürüklenme katsayısı hesaplanırken $\alpha_g > 0.8$ olduğu durumda Wen and Yu modeli [67], $\alpha_g \leq 0.8$ durumunda ise Ergün denklemi [68] kullanılmaktadır. Sürüklenme katsayısı ve gerilme tensörü aşağıdaki denklemlerle temsil edilmektedir [66]:

$$\beta = \begin{cases} \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_g \alpha_k |\vec{u}_g - \vec{u}_k|}{d_k} \alpha_g^{-1.65}, & \alpha_g > 0.8 \\ 150 \frac{\alpha_k^2 \mu_g}{\alpha_g d_k^2} + 1.75 \frac{\rho_g \alpha_k |\vec{u}_g - \vec{u}_k|}{d_k}, & \alpha_g \leq 0.8 \end{cases} \quad (3.7)$$

$$C_D = \begin{cases} 0.44, & Re_k > 1000 \\ \frac{24}{Re_k} (1 + 0.15 Re_k^{0.687}), & Re_k \leq 1000 \end{cases} \quad (3.8)$$

$$Re_k = \frac{\rho_g \alpha_g |\vec{u}_g - \vec{u}_k| d_k}{\mu_g} \quad (3.9)$$

$$\tau_g = \mu_g [\nabla \vec{u}_g + \nabla \vec{u}_g^T] - \frac{2}{3} \mu_g (\nabla \cdot \vec{u}_g) \bar{\bar{I}} \quad (3.10)$$

$$\mu_g = \mu_{gl} + \mu_{gt} \quad (3.11)$$

Denklem 3.7 ve 3.11'deki d_k , $\bar{\bar{I}}$, μ_g , μ_{gl} ve μ_{gt} ifadeleri sırasıyla, tanecik çapı, birim tensör, gaz fazı için kesme viskozitesi, gaz fazı laminar viskozitesi ve gaz fazı türbülans viskozitesini temsil etmektedir. Türbülans viskozitesi akışkana bağlı bir özellik olmayıp akış içerisinde oluşan girdapların (eddies) bir fonksiyonudur. Gaz fazı türbülans viskozitesi aşağıdaki denklemle hesaplanmaktadır:

$$\mu_{gt} = \rho_g C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (3.12)$$

Burada; C_μ bir sabittir ve değeri 0.09'dur. Ayrıca k ve ε sırasıyla türbülans kinetik enerjisini ve türbülans kinetik enerjisinin kaybolma miktarını ifade etmektedir. Türbülans kinetik enerjisi ve türbülans kinetik enerjisinin kaybolma miktarı için $k - \varepsilon$ modeli kullanılmaktadır. Bu modele daha sonra değinilecektir.

Katı faz için de momentumun korunumu denklemi aşağıdaki gibi yazılabilmektedir:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_k \rho_k \vec{u}_k) + \nabla (\alpha_k \rho_k \vec{u}_k \vec{u}_k) = & -\alpha_k \nabla p_k + \alpha_k \rho_k g + \beta (\vec{u}_g - \vec{u}_k) \\ & + \nabla \cdot \alpha_k \bar{\bar{t}}_k + S_{kg} U_k \end{aligned} \quad (3.13)$$

Burada; p_k taneciklerin çarpışmasından kaynaklanan tanecik basıncını ve $\bar{\bar{t}}_k$ ise tanecik fazı için gerilme tensörünü ifade etmektedir. Tanecik basıncı aşağıdaki denklemle hesaplanmaktadır:

$$p_k = \alpha_k \rho_k \Theta [1 + 2g_0 \alpha_k (1 + e)] \quad (3.14)$$

Bu denklemde g_0 radyal dağılım fonksiyonu (radial distribution coefficient), Θ tanecik sıcaklığı (granular temperature) ve e düzeltme katsayısıdır (coefficient of restitution). Bu terimlere ait denklemler aşağıda gösterilmektedir:

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\alpha_k}{\alpha_{k,maxs.}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (3.15)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_k \rho_k \Theta_k) + \nabla \cdot \alpha_k \rho_k \Theta \vec{u}_k = & \frac{2}{3} [(-p_k \bar{\bar{I}} + \bar{\bar{t}}_k) : \nabla \vec{u}_k + \nabla \cdot (\Gamma_\Theta \nabla \Theta) - \gamma_k \\ & + \Phi_k + D_{gk} \end{aligned} \quad (3.16)$$

$$\gamma_k = 3(1 - e^2) \alpha_k^2 \rho_k g_0 \Theta \left(\frac{4}{d_k} \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} - \nabla \cdot \vec{u}_k \right) \quad (3.17)$$

$$\Phi_k = -3\beta\Theta \quad (3.18)$$

$$D_{gk} = \frac{d_k \rho_k}{4\sqrt{\pi\Theta}} \left(\frac{18\mu_g}{d_k^2 \rho_k} \right)^2 |\vec{u}_g - \vec{u}_k|^2 \quad (3.19)$$

$$\Gamma_\Theta = \frac{150\rho_k d_k \sqrt{\pi\Theta}}{384(1+e)g_0} \left[1 + \frac{6}{5}(1+e)g_0\alpha_k \right]^2 + 2\alpha_k^2 \rho_k d_k g_0 (1+e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \quad (3.20)$$

Yukarıdaki denklemlerde yer alan γ_k taneciklerin elastik olmayan çarpışmalarından kaynaklanan değişken enerji kaybını, Φ_k akışkan faz ve katı faz arasındaki enerji değişimini, D_{gk} gazlar için difüzyon katsayısını ve Γ_Θ ise tanecik enerjisi için difüzyon katsayısını ifade etmektedir.

Katı faz için gerilme tensörü $\bar{\bar{t}}_k$ aşağıdaki denklem ile hesaplanmaktadır:

$$\bar{\tau}_k = \left[(-p_k + \xi_k \nabla \cdot \vec{u}_k) + \mu_k [\nabla \vec{u}_k + (\nabla \vec{u}_k)^T] - \frac{1}{3} (\nabla \cdot \vec{u}_k) \right] \bar{I} \quad (3.21)$$

Bu denklemde yer alan ξ_k ve μ_k sırasıyla tanecik yığın ve kesme viskozitelerini temsil etmektedir ve bu ifadeler aşağıdaki denklemler ile hesaplanmaktadır:

$$\xi_k = \frac{4}{3} \alpha_k \rho_k d_k g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \quad (3.22)$$

$$\mu_k = \frac{4}{5} \alpha_k^2 \rho_k d_k g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} + \frac{10 \rho_k d_k \sqrt{\pi \Theta}}{96(1 + e) \alpha_k g_0} \left[1 + \frac{4}{5} \alpha_k g_k (1 + e) \right]^2 \quad (3.23)$$

$$+ \frac{p_k \sin \phi}{2 \sqrt{I_{2D}}}$$

Kesme viskozitesi denkleminin sağ tarafında yer alan ilk terim çarpışma viskozitesini, ikinci terim kinetik viskoziteyi ve son terim ise sürtünme viskozitesini ifade etmektedir. Ayrıca, bu denklemde yer alan ϕ ve I_{2D} sırasıyla, iç sürtünme açısı ve gerilme tensörünün ikinci değişmez terimidir.

3.2.3 Enerji korunumu

E-E modelinde enerji denklemleri katı ve gaz faz için ayrı ayrı ele alınmaktadır. Gaz ve katı fazlar için enerji denklemleri aşağıda gösterildiği gibidir [69]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g H_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{u}_g H_g) = -\alpha_g \frac{\partial p}{\partial t} + \bar{\tau}_g : \nabla \vec{u}_g - \nabla q_g + S_g + Q_{kg} \\ + \dot{m}_{kg} h_{kg} \end{aligned} \quad (3.24)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_k \rho_k H_k) + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \vec{u}_k H_k) = -\alpha_k \frac{\partial p}{\partial t} + \bar{\tau}_k : \nabla \vec{u}_k - \nabla q_k + S_k + Q_{gk} \\ - \dot{m}_{kg} H_{kg} \end{aligned} \quad (3.25)$$

Burada; H özgül entalpiyi, q ısı akısını, S kimyasal reaksiyonlardan gelen kaynak terimi, Q_{kg} katı faz ve gaz faz arasındaki ısı transferin şiddetini, $\dot{m}_{kg}$ katı faz ve gaz faz arasındaki kütleli debiyi ve H_{kg} ise gaz-katı ara yüzeyindeki entalpiyi temsil

etmektedir. Enerji denkleminde yer alan özgül entalpi ile katı faz ve gaz faz arasındaki ısı transferi denklemleri aşağıda gösterilmektedir [69, 70]:

$$H = \sum_j Y_j H_j \quad (3.26)$$

$$Q_{gk} = -Q_{kg} = h_{kg}(T_g - T_k) \quad (3.27)$$

Buradaki ısı transfer katsayısı terimi aşağıdaki denklem ile hesaplanmaktadır:

$$h_{kg} = h_{gk} = \frac{K_g Nu_k}{d_k} \quad (3.28)$$

Yukarıdaki denklemde yer alan K terimi ısı iletkenlik katsayısıdır. Ayrıca, Nusselt sayısı (Nu_k) aşağıdaki korelasyon kullanılarak hesaplanmaktadır [71]:

$$Nu_k = (7 - 10\alpha_g + 5\alpha_g^2)(1 + 0.7Re_k^2 Pr_g^{0.33}) + (1.33 - 2.4\alpha_g + 1.2\alpha_g^2)Re_k^{0.7} Pr_g^{0.33} \quad (3.29)$$

3.2.4 k-ε türbülans modeli

Denklem 3.12 ile tanımlanan türbülans viskozitesindeki k ve ε değerlerinin bulunması gerekmektedir. Bu terimlerin belirlenmesinde $k - \varepsilon$ türbülans modeli kullanılabilmektedir. Aşağıda bu modelde kullanılan denklemler yer almaktadır:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g k) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{u}_g k) = \nabla \cdot \left(\alpha_g \frac{\mu_t}{\sigma_k} \nabla k \right) + \alpha_g G_k - \alpha_g \rho_g \varepsilon \quad (3.30)$$

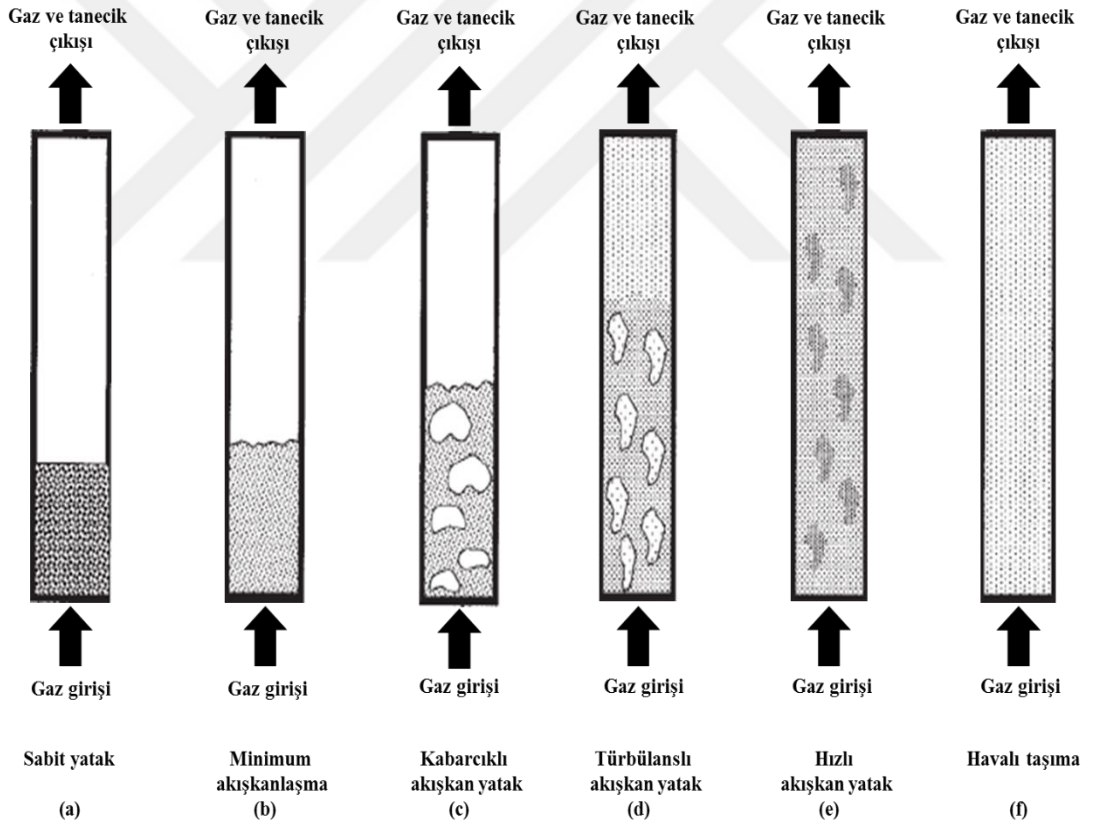
$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \varepsilon) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{u}_g \varepsilon) = \nabla \cdot \left(\alpha_g \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon \right) + \rho_g \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} G_k - C_{\varepsilon 2} \rho_g \varepsilon) \quad (3.31)$$

Yukarıdaki denklemlerde yer alan $C_{\varepsilon 1}$ ve $C_{\varepsilon 2}$ sabitlerinin değeri sırasıyla 1.44 ve 1.92'dir. k ve ε için türbülans Prandtl sayıları olan σ_k ve σ_ε terimleri birer sabittir ve sırasıyla, 1 ve 1.3 değerlerini almaktadır. G_k ifadesi ortalama hız gradyeninden kaynaklanan türbülans kinetik enerji üretimini ifade etmektedir. Bu terim aşağıdaki denklem ile temsil edilmektedir:

$$G_k = \mu_{gt} \Delta \vec{u}_g \cdot [\Delta \vec{u}_g + (\Delta \vec{u}_g)^T] - \frac{2}{3} \Delta \vec{u}_g (\mu_{gt} \Delta \vec{u}_g + \rho_g k) \quad (3.32)$$

3.3 Yatak Hidrodinamiği

Gaz-katı sistemlerinin içeriği çok geniştir ve gaz ve katı parçacıkların temas halinde olduğu çeşitli durumlar söz konusudur. Şekil 3.1 ve Şekil 3.2’de gösterildiği üzere çeşitli akışkan-tanecik yataklarını sınıflandırmanın basit ve kesin bir yolu bulunmaktadır. Temel parametreler yatak içindeki boş yatak hızı ve akışkanın basınç düşümüdür. Boş yatak hızı U , akışkanın eksenel ya da dikey doğrultuda, reaktör içinde katı tanecikler yokmuş gibi ölçülen ortalama hızıdır. Reaktöre enjekte edilen gazın aynı sıcaklık ve basınç koşulları için, boş yatak hızı, enjekte edilen kütle akışıyla orantılıdır.

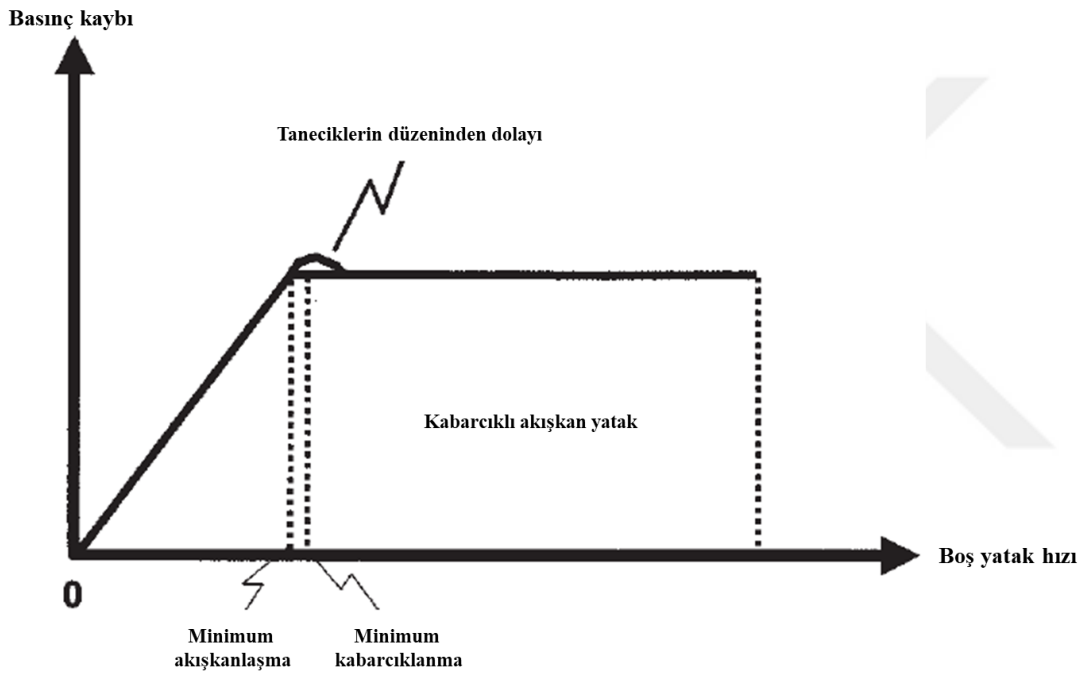


Şekil 3.1 : Yatak malzemesinin farklı akışkan hızlarına göre durumu [72].

Şekil 3.1 (a) durumunda boş yatak hızı düşük olduğu için gaz sadece yatak malzemesi boyunca süzölmektedir ve katı-gaz arasındaki momentumun değişiminin şiddeti tanecikleri hareket ettirecek büyüklükte değildir. Bu durum $U=0$ 'dan başlayarak

minimum akışkanlaşma hızına (U_{mf}) kadar devam etmektedir ve boş yatak hızının artmasıyla birlikte basınç düşüşü de Şekil 3.2’de gösterildiği üzere doğrusal olarak artmaktadır [73–77]. Bu şartlar altında çalışan gazlaştırıcılar sabit yatak olarak adlandırılmaktadır.

Boş yatak hızının kademeli olarak artmasıyla birlikte yatak yüksekliğinde de bir artış görülecektir. Böylece, komşu tanecikler birbirinden ayrılacak ve rastgele bir hareket başlayacaktır. Bu noktadaki boş yatak hızı minimum akışkanlaşma hızı olarak adlandırılmaktadır (Şekil 3.1 (b)). Bazı durumlarda, yatağın akışkanlaşma koşulu minimum akışkanlaşma hızının hemen üstündeki bir hızda sağlanabilmektedir.



Şekil 3.2 : Basınç düşüşünün boş yatak hızına göre değişimi [72].

Yatağın alt kısmından enjekte edilen akışkanın kütle debisinde meydana gelen ilave artışlar yatak boyunca yükselen kabarcıkların oluşmasına yola açacaktır (Şekil 3.1 (c)). Bazı durumlarda akışkanlaşmanın başladığı hız ile kabarcık oluşumunun başladığı hız arasında bir fark bulunmaktadır. Küçük toz tanecikleri için bu fark çok düşüktür ve kabarcık oluşumunun başladığı hız, minimum kabarcık hızı olarak adlandırılmaktadır [73, 74, 77].

Akışkanlaştırma bölgesi içinde birim yatak uzunluğu başına basınç kaybı neredeyse sabit kalmaktadır. Bu durum boş yatak hızının nispeten geniş bir aralığı için geçerlidir [72]. Bu koşullar altında çalışan gazlaştırıcılar kabarcıklı akışkan yatak olarak

adlandırılmaktadır. Boş yatak hızında meydana gelen ilave artış yatağın daha da genişlemesine ve kabarcıkların yatak kesitinin büyük bir kısmını kapladığı bir duruma gelinceye kadar büyümesine neden olmaktadır. Bu büyük kabarcıklar hareket ederken yığın halindeki katılar yukarı doğru itilmekte ve kabarcıkların patlamasıyla birlikte bu yığın katı tanecikler tekrar yatak içine düşmektedir. Bu yüzden, büyük kabarcıkların bulunduğu yatak içindeki katı-gaz hareketleri oldukça dengesizdir ve büyük katı kütlelerinin yatak içindeki ani yukarı ve aşağı hareketleri istenmeyen ve tehlikeli titreşimlerin oluşmasına neden olmaktadır.

Kabarcıklı yatağın üst kısmında serbest bölge yer almaktadır. Bu bölgenin temel görevi gaz akışıyla taşınan taneciklerin serbest kalması için gerekli olan alanı sağlamaktır. Bu nedenle, yatak bölgesi içindeki katı tanecikler serbest bölgeye göre çok daha yoğundur.

Şimdiye kadar bahsedilen yatak durumları göz önüne alındığında, kabarcıkların içerisinde neredeyse hiç katı tanecik bulunmamaktadır. Bununla birlikte, gaz hızına bağlı olarak bazı katı taneciklerin kabarcık içerisinden geçmesi söz konusu olabilmektedir. Kabarcık içinden geçen bu taneciklerin hızı Şekil 3.1 (d)'de gösterildiği üzere boş yatak hızının artmasıyla birlikte artmaktadır. Bu akış rejimi türbülans akışkanlaşma olarak isimlendirilmektedir ve bu rejimdeki kabarcıklar kendi açık görüntülerinden uzaklaşmaktadır.

Boş yatak hızının daha da artması Şekil 3.1 (e)'de gösterildiği gibi çoğu taneciğin sürüklenmesine yol açmaktadır. Bu tür çok fazlı akış durumlarındaki basınç kayıpları için standart bir davranış yoktur ve çok çeşitli olasılıklar söz konusudur. Bu yüzden hesaplamalar, göz önüne alınan duruma göre değişiklik göstermektedir. Bu tür akış rejimleri dolaşımli akışkan yatakta görülmektedir.

Gaz hızının daha da artması havalı-taşıma (pneumatic-transport) bölgesinin oluşmasına neden olmaktadır. Bu durum yatak içindeki boş yatak hızının tüm taneciklerin terminal hızını geçtiği anda söz konusudur. Bu yüzden, taneciklerin tamamı gaz akışı tarafından taşınmaktadır. Temel olaylar açısından bakıldığında, bu olay taneciklerin gaz içinde askıda kaldığı durumu ifade etmektedir.

3.3.1 Minimum akışkanlaşma hızı

Akışkan yataklı bir gazlaştırıcıda hidrodinamik etkilerden bahsedebilmek için akışkan hızının belli bir alt sınırı geçmesi gerekmektedir. Bu alt sınır minimum akışkanlaşma hızı, U_{mf} , olarak adlandırılmakta ve küçük tanecikler için aşağıdaki denklem ile ifade edilmektedir [73, 78]:

$$U_{mf} = \frac{Re\mu}{d_t\rho_g} \quad (3.33)$$

$$Re = (C_1^2 + C_2 Ar)^{0.5} - C_1 \quad (3.34)$$

$$Ar = \frac{gd_t^3\rho_g(\rho_t - \rho_g)}{\mu^2} \quad (3.35)$$

Burada; $\rho_g, \rho_t, d_t, \mu, g, Re$ ve Ar , sırasıyla, gaz ve tanecik yoğunluklarını, tanecik çapını, dinamik viskoziteyi, yer çekim ivmesini, Reynolds ve Archimedes sayılarını ifade etmektedir. C_1 ve C_2 deneysel sabitleri sırasıyla, 27.2 ve 0.0408 değerlerini almaktadır [79]. Yukarıdaki denklem dolgulu yataklardaki basınç kaybını bulmak için Ergun tarafından [75] geliştirilen aşağıdaki denklemden türetilmektedir:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^2} \frac{\mu U}{\phi d_t^2} + 1.75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^2} \frac{\rho_g U^2}{\phi d_t} \quad (3.36)$$

$$\phi = \frac{\text{Küresel taneciğin yüzey alanı}}{\text{Küresel tanecikle aynı hacimdeki taneciğin yüzey alanı}} \quad (3.37)$$

Yukarıdaki denklemlerde yer alan $\Delta P, L, \varepsilon, U$ ve ϕ sırasıyla, yatak boyunca basınç düşümünü, yatak yüksekliğini, boşluk oranını, boş yatak hızını ve küreselliği ifade etmektedir.

3.3.2 Tanecik limit hızı

Hareketsiz halde duran katı tanecikleri aşağıdan yukarıya doğru akan bir akışkan ortamına maruz bırakıldığında, tanecikler üzerine yukarı doğru sürüklenme ve kaldırma kuvvetleri, aşağıya doğru ise yer çekimi kuvveti etki eder. Akışkan hızının minimum akışkanlaşma hızına ulaşması ile tanecikler akışkanlaşmaya başlar. Akışkan hızının artmasıyla birlikte tanecikler arası mesafeler artar ve bu durum yatağın yukarı

doğru genişlemesine neden olur. Akışkan hızı belirli bir değere ulaştığında ise katı tanecikler akışkanla birlikte yatak dışına doğru taşınır. Katı taneciklerin yatak içinde taşınmasına neden olan bu en düşük akışkan hızı, tanecik limit hızı olarak adlandırılmaktadır [80].

Eğer boş yatak hızı minimum akışkanlaşma hızından büyük ise bu hızın, tanecik limit hızının altında mı yoksa üstünde mi olduğunun belirlenmesi gerekmektedir. Küresel tanecikler için limit hız Reynolds sayısına bağlı olarak aşağıdaki denklemlerle hesaplanmaktadır:

$$U_T = \frac{gd_t^2(\rho_t - \rho_g)}{18\mu_g} \quad Re \leq 2 \text{ için} \quad (3.38)$$

$$U_T = \left[\frac{gd_t^{1.6}(\rho_t - \rho_g)}{13.9\rho_g^{0.4}\mu^{0.6}} \right]^{0.71} \quad 2 < Re \leq 500 \text{ için} \quad (3.39)$$

$$U_T = \left[\frac{3.03gd_t(\rho_t - \rho_g)}{\rho_g} \right]^{0.5} \quad Re > 500 \text{ için} \quad (3.40)$$

Bir kabarcıklı akışkan yatakta akışkanlaşma hızı aralığı yatak malzemelerinin ortalama tanecik boyutuna bağlıdır. Bu aralık, minimum akışkanlaşma hızı ve tanecik limit hızı arasında olmalıdır. Örneğin, 1 mm ortalama çapındaki silika kum için akışkanlaşma hızı 1-2 m/s arasında değişmektedir [6].

3.4 Gazlaştırma Reaksiyonları

Gazlaştırma sürecinde reaktör içerisinde aynı anda birçok kimyasal reaksiyon gerçekleşmektedir. Sentez gazının kompozisyonu da bu reaksiyonlara bağlı olarak değişmektedir. Gazlaştırıcı içerisinde gerçekleşen kimyasal reaksiyonlar; piroliz, homojen ve heterojen reaksiyonlardır.

3.4.1 Piroliz

Piroliz, katı bir yakıtın oksitleyicilerin yokluğunda ısı olarak ayrışması işlemidir. Bu işlem sonucunda kimyasal bağlar kırılarak düşük moleküler ağırlığa sahip moleküller oluşmaktadır [7]. Bu reaksiyonlar endotermiktir ve gerekli olan ısı ekzotermik reaksiyonlardan veya dış bir kaynaktan (ısıtıcı gibi) sağlanmaktadır.

Piroliz işlemi sırasında bir dizi karmaşık fiziksel ve kimyasal işlemler meydana gelmektedir. Çıkan ürünlerin kompozisyonu sıcaklık ve basınca göre değişkenlik göstermektedir. Bu nedenden dolayı piroliz işlemi ile ilgili kinetik ifadeler henüz tam olarak net değildir. Piroliz işlemine ait reaksiyon kinetiğinin belirlenmesi için farklı modeller kullanılmaktadır. Bu modeller arasında sabit hız modeli, tek hız modeli [81] ve Kobayashi iki denklem modeli [82] en yaygın olanlarıdır.

Sabit hız modelinde piroliz reaksiyonu sırasında reaksiyon hızının sabit kaldığı kabul edilmektedir. Bu modele ait denklem aşağıda gösterilmektedir [83]:

$$-\frac{1}{f_{v,0}(1-f_{w,0})m_{p,0}} \frac{dm_p}{dt} = A_0 \quad (3.41)$$

Bu denklemde m_p tanecik kütlesini, $m_{p,0}$ başlangıçtaki tanecik kütlesini, $f_{v,0}$ tanecik içindeki uçucuların başlangıçtaki kütle kesrini, $f_{w,0}$ tanecik içindeki nemin kütle kesrini ve A_0 ise hız sabitini ifade etmektedir ve kömür için 12 s^{-1} değeri kullanılmaktadır [84].

Tek hız modelinde, piroliz hızı tanecikte kalan uçucu madde miktarına bağlı olarak birinci derecede gerçekleşmektedir [81]. Tek hız modeline ait denklem aşağıda gösterilmektedir:

$$\frac{dm_p}{dt} = k_0 [m_p - (1-f_{v,0})(1-f_{w,0})m_{p,0}] \quad (3.42)$$

Bu denklemde yer alan k_0 kinetik sabiti ifade etmektedir ve aşağıdaki Arrhenius formundaki denklem ile hesaplanmaktadır:

$$k_0 = A_0 e^{(-E/RT)} \quad (3.43)$$

Burada; A_0 ön üstel faktörü, E aktivasyon enerjisini, T sıcaklığı ve R evrensel gaz sabitini ifade etmektedir.

Kobayashi iki denklem modeli reaksiyon hızının yüksek ve düşük sıcaklıklarda ayrı ayrı hesaplanmasına olanak sağlayan bir modeldir [85]. Bu denklemler Arrhenius formunda olup aşağıda gösterilmektedir:

$$k_1 = A_1 e^{(-E_1/RT_p)} \quad (3.44)$$

$$k_2 = A_2 e^{(-E_2/RT_p)} \quad (3.45)$$

Denklemlerdeki k_1 ve k_2 iki rakipli hızlar ile uçucu madde çıkışı farklı sıcaklık aralıklarında kontrol edebilmektedir. Bu iki kinetik hızın yer aldığı uçucu madde çıkışını temsil eden denklem aşağıda gösterilmektedir:

$$\frac{m_v(t)}{(1 - f_{w,0})m_{p,0} - m_a} = \int_0^t (Z_1 k_1 + Z_2 k_2) \exp\left(-\int_0^t (k_1 + k_2) dt\right) dt \quad (3.46)$$

Burada, $m_v(t)$ t zamanına kadar üretilen uçucu madde miktarını ve m_a kül kütleini göstermektedir. Ayrıca, α_1 ve α_2 kazanç katsayılarını ifade etmektedir. Kobayashi modelinde yer alan A_1 , E_1 , A_2 ve E_2 kinetik hız parametrelerinin ve Z_1 ve Z_2 iki rakipli reaksiyon kazanç katsayılarının aldığı değerler aşağıda verilmiştir:

$$A_1 = 2 \times 10^5 \text{ s}^{-1}$$

$$E_1 = 1.046 \times 10^8 \text{ J/kmol}$$

$$A_2 = 1.3 \times 10^7 \text{ s}^{-1}$$

$$E_2 = 1.67 \times 10^8 \text{ J/kmol}$$

$$Z_1 = 0.3$$

$$Z_2 = 1$$

Z_1 düşük sıcaklıklarda uçucu madde çıkışını temsil ettiği için literatürde [86] bu katsayının, kısa analiz ile belirlenen uçucu maddenin yüzde oranı olarak seçilmesi önerilmektedir. Z_2 ise yüksek sıcaklıklarda uçucu madde eldesini temsil ettiği için 1'e yakın bir değer seçilmelidir.

Biyokütle fiziksel ve kimyasal olarak karmaşık bir yapıya sahiptir. Ayrıca, değişik türdeki biyokütleler farklı özellikler sergileyebilmektedir. Tüm bunlar piroliz işlemine ait doğru kinetik parametrelerin belirlenmesini zorlaştırmaktadır. Bu nedenden dolayı, kinetik modele ek olarak piroliz işlemi için literatürde iki ayrı yaklaşım daha yer almaktadır. Bu yaklaşımların birincisinde, modelden elde edilen sonuçların deneysel verilerle uyuşmasını sağlamak amacıyla piroliz reaksiyonuna ait hızlar için ayar katsayısı (fitting factor) kullanılmaktadır [87]. İkinci yaklaşımda ise piroliz işleminin reaktör girişinde anlık olarak gerçekleştiği varsayılmakta ve böylece, kinetik

parametreler göz önüne alınmamaktadır [88–90]. Literatürde yapılmış bazı deneysel çalışma sonuçlarına göre [66, 91] kuruma ve piroliz işlemlerinin yakıtın reaktöre girmesinden hemen sonra anlık olarak gerçekleştiği vurgulanmaktadır. Bu yüzden, piroliz işleminin yakıtın reaktöre beslendiği yerde tamamen gerçekleştiği kabulü doğru bir yaklaşım olarak görülebilmektedir. Bu tez kapsamında geliştirilen simülasyon modelinde de piroliz ve kuruma işlemlerinin anlık olarak gerçekleştiği varsayılmıştır.

3.4.2 Homojen ve heterojen reaksiyonlar

Reaktör içerisinde gaz fazları arasında gerçekleşen reaksiyonlar homojen reaksiyonlar olarak adlandırılmaktadır. Bu reaksiyonlar çoğunlukla uçucular ile gazlaştırma ajanları (CO-O_2 , $\text{CH}_4\text{-O}_2$, $\text{CO-H}_2\text{O}$, $\text{H}_2\text{-O}_2$ gibi) arasında meydana gelmektedir. Heterojen reaksiyonlar ise katı karbon (çar) ile gaz fazı arasında gerçekleşen reaksiyonlardır. Bu reaksiyonlar yanma (C-O_2) ve gazlaştırma reaksiyonlarıdır ($\text{C-H}_2\text{O}$, C-CO_2 ve C-H_2). Çizelge 3.1’de bir gazlaştırıcıda gerçekleşen bazı önemli reaksiyonlar yer almaktadır.

Çizelge 3.1 : 25 °C’deki tipik gazlaştırma reaksiyonları [6].

Reaksiyon Türü	Reaksiyon
Karbon Reaksiyonları	
R1 (Boudouard)	$\text{C} + \text{CO}_2 \leftrightarrow 2\text{CO} + 172 \text{ kJ/mol}$
R2 (Su-gaz veya buhar)	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + \text{H}_2 + 131 \text{ kJ/mol}$
R3 (Hidro-gazlaşma)	$\text{C} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow 2\text{CH}_4 - 74.8 \text{ kJ/mol}$
R4	$\text{C} + 0.5\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO} - 111 \text{ kJ/mol}$
Oksidasyon Reaksiyonları	
R5	$\text{C} + \text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 - 394 \text{ kJ/mol}$
R6	$\text{CO} + 0.5\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 - 284 \text{ kJ/mol}$
R7	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} - 803 \text{ kJ/mol}$
R8	$\text{H}_2 + 0.5\text{O}_2 \leftrightarrow \text{H}_2\text{O} - 242 \text{ kJ/mol}$
Su-gaz Değişim Reaksiyonu	
R9	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2 - 41.2 \text{ kJ/mol}$
Metanlaşma Reaksiyonları	
R10	$2\text{CO} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2 - 247 \text{ kJ/mol}$
R11	$\text{CO} + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} - 206 \text{ kJ/mol}$
R14	$\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O} - 165 \text{ kJ/mol}$
Buhar Reformasyonu	
Reaksiyonları	
R12	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2 + 206 \text{ kJ/mol}$
R13	$\text{CH}_4 + 0.5\text{O}_2 \leftrightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2 - 36 \text{ kJ/mol}$

Gazlaştırma reaksiyonlar için iki farklı simülasyon modeli kullanılabilmektedir. Bunlar; kinetik model ve termodinamik denge veya kimyasal denge modelidir.

3.4.2.1 Kinetik model

Kinetik model, bir gazlaştırıcıdan belirli bir süre sonunda elde edilen gaz miktarı ve ürün bileşimi hakkında bilgi vermektedir. Bu nedenle model, reaksiyon hızı, taneciklerin kalma süresi ve reaktör hidrodinamiği gibi parametreleri içermektedir. Belirli bir çalışma koşulu ve gazlaştırıcı geometrisi için kinetik model ile gaz bileşimi, gazlaştırıcı içindeki sıcaklık dağılımı ve toplam gazlaştırıcı verimi tahmin edilebilmektedir. Bu modelde, gazlaştırma reaktörü hidrodinamiği ile gazlaştırıcı içindeki gazlaştırma reaksiyonları kinetiği birleştirilmektedir. Düşük reaksiyon sıcaklıklarında, reaksiyon hızının çok yavaş olduğundan tam dönüşüm için gerekli kalma süresi uzundur. Bu nedenle, kinetik modelleme nispeten düşük çalışma sıcaklıklarında (<800 °C) daha uygun ve doğru sonuçlar vermektedir [92]. Daha yüksek reaksiyon hızlarına ulaşıldığı yüksek sıcaklıklarda ise kimyasal denge modelinin kullanımı daha uygun görülmektedir.

Kinetik modelde reaksiyon kinetiği ve reaktör hidrodinamiği olmak üzere iki bileşen bulunmaktadır. Reaksiyon kinetiği, belirli bir çalışma koşulunda gaz, katran ve çar üretimini elde etmek için yatak hidrodinamiği ve kütle ve enerji korunumu denklemleriyle aynı anda çözülmelidir. Bir biyokütle taneciğinde gazlaşma işlemi sırasında meydana gelen kütle kaybı, ya değişmeyen yoğunlukta boyut küçülmesi ya da değişmeyen boyutta yoğunluk azalması olarak modellenenmektedir. Her iki durumda da reaksiyon hızı, biyokütle çarının dış yüzey alanı ile ifade edilmektedir. Reaksiyonun sadece çar ile gerçekleştiği bazı modellerde reaktör hacmine dayanan bir reaksiyon hızı kullanılabilmektedir. Sonuç olarak, çar gazlaştırma reaksiyonunu tanımlamanın üç farklı yolu bulunmaktadır. Bunlar; küçülen çekirdek modeli (shrinking core model), küçülen tanecik modeli (shrinking particle model) ve hacimsel reaksiyon hızı modelidir.

Kinetik modelde fiziksel karıştırma işlemi dikkate alınmaktadır ve bu nedenle reaktör hidrodinamiğinin bilinmesi gerekmektedir. Hidrodinamik sıfır boyutlu, bir boyutlu, iki boyutlu ve üç boyutlu olmak üzere dört farklı şekilde tanımlanabilmektedir. Artan boyut sayısı ile birlikte modelin karmaşıklığı ve doğruluğu da artmaktadır.

3.4.2.2 Kimyasal denge modeli

KDM ile yapılan hesaplamalar gazlaştırmacı tasarımından bağımsızdır ve bu nedenle bu model, yakıt ve işletme parametrelerinin etkisini incelemek için daha uygundur. Gerçek çalışma koşullarında gazlaştırmacı içerisinde kimyasal dengeye ulaşamamasına rağmen, bu model tasarımcıya istenilen üründen elde edilebilecek maksimum miktar için bir tahmin yapma imkanı sağlamaktadır. Bununla birlikte, KDM ile akışkanlaşma hızı gibi hidrodinamik veya geometrik parametrelerin veya gazlaştırma yüksekliği gibi tasarım değişkenlerinin etkisi tahmin edilememektedir. Kimyasal denge modelinde ya denge sabitine ya da Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonu dayalı hesaplamalar yapılmaktadır.

Termodinamik açıdan denge durumu, verilen bir reaksiyon koşulu için maksimum dönüşümü ifade etmektedir. Burada, reaksiyonun sıfır boyutlu olduğu göz önüne alınmaktadır ve olaylar zamandan bağımsız olarak gerçekleşmektedir [93]. Denge modelinin kullanımı yüksek gazlaştırma sıcaklıkları için daha uygundur. KDM’de stokiyometrik veya stokiyometrik olmayan yöntemler kullanılabilmektedir [13].

Stokiyometrik yöntemde model, kimyasal reaksiyonları ve biyokütleyi oluşturan elementleri içermektedir. Bu yöntem genellikle, C, H ve O’yu içeren tüm türlerin veya herhangi bir baskın elementin seçilmesiyle başlamaktadır. Eğer biyokütleyi oluşturan diğer elementler ürün gazının küçük bir bölümünü oluşturuyorsa, bu elementler çoğunlukla ihmal edilmektedir. Stokiyometrik yöntemde reaksiyona giren ve çıkanların mol sayılarına ihtiyaç duyulmaktadır. Bilinen bir reaksiyon mekanizması için stokiyometrik denge modeli ile maksimum elde edilebilecek ürün miktarı tahmin edilebilmektedir.

Stokiyometrik olmayan denge modelinde, problem çözmek için herhangi bir reaksiyon mekanizmasının bilinmesine ihtiyaç duyulmamaktadır. Reaksiyona giren bir sistemde, kararlı bir denge durumuna sistemin Gibbs serbest enerjisinin minimum olması halinde ulaşılmaktadır. Bu nedenle, stokiyometrik olmayan denge modeli Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalı bir modeldir. Burada sadece girdi olarak yakıtın elementsel analizinden elde edilebilen kompozisyonunun bilinmesi yeterlidir. Bu yöntem, özellikle biyokütle gibi tam kimyasal formülü belli olmayan yakıtlar için daha uygundur. Denge durumunda, N tane türü ($i = 1 \dots N$) içeren bir gaz karışımı için toplam Gibbs serbest enerjisi ($G_{toplaml}$) aşağıdaki formül ile temsil edilmektedir:

$$G_{toplamlam} = \sum_{i=1}^N n_i \Delta G_{f,i}^0 + \sum_{i=1}^N n_i RT \ln \left(\frac{n_i}{\sum n_i} \right) \quad (3.47)$$

Bu denklemde n stokiyometrik katsayıyı, R evrensel gaz sabitini, T sıcaklığı ve $\Delta G_{f,i}^0$ i türlerinin oluşum Gibbs serbest enerjisini ifade etmektedir. Denklem 3.47 toplam Gibbs serbest enerjisini minimum yapmak amacıyla n_i bilinmeyen değerleri için çözülmektedir. Burada, ayrı elementlerin toplam kütle dengesinin göz önünde bulundurulması gerekmektedir. Örneğin, reaksiyonunun yönüne, türüne veya yakıtın kimyasal formülüne bakılmaksızın yakıtın elementsel analiz ile hesaplanan karbon miktarı, üretilen gaz karışımındaki tüm karbonların toplamına eşit olmalıdır. Bu yüzden, her bir bileşen için aşağıdaki formül yazılabilmektedir:

$$\sum_{i=1}^N a_{i,j} n_i = A_j \quad (3.48)$$

Yukarıdaki denklemde $a_{i,j}$, i . türdeki j . elemanın atom sayısını ve A_j ise reaktöre giren j elemanın toplam atom sayısını göstermektedir. Burada, n_i 'nin değeri $G_{toplamlam}$ 'ın minimum olacağı şekilde hesaplanmalıdır. Bu denklemlerin çözümünde Lagrange çarpan yöntemi kullanılmaktadır. Lagrange fonksiyonu (L) aşağıdaki gibi ifade edilmektedir:

$$L = G_{toplamlam} - \sum_{j=1}^K \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N a_{i,j} n_i - A_j \right) \quad (3.49)$$

Burada; λ , j . elemanın Lagrangian çarpanıdır. En uç noktayı bulmak için, Denklem 3.49'un her iki tarafı RT ile bölünür ve türevi alınırsa:

$$\frac{\partial L}{\partial n_i} = 0 \quad (3.50)$$

ifadesi elde edilir. Denklem 3.47'deki $G_{toplamlam}$ ifadesini denklem 3.49'da yerine koyar ve daha sonra kısmi türev alırsak denklemin son hali:

$$\frac{\partial L}{\partial n_i} = \frac{\Delta G_{f,i}^0}{RT} + \sum_{i=1}^N \ln\left(\frac{n_i}{n_{toplam}}\right) + \frac{1}{RT} \sum_{j=1}^K \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N a_{i,j} n_i \right) = 0 \quad (3.51)$$

şeklinde elde edilir.

Bu tezde, gazlaştırma işleminde gerçekleşen reaksiyonlar için Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalı stokiyometrik olmayan model kullanılmıştır.



4. HİDRODİNAMİK VE ISIL MODEL

Bu bölümde ilk olarak, bir KAYG'deki yatak malzemesi taneciklerinin (silika kum) kendi aralarındaki ve gazlaştırma ajanları (hava ve buhar) ile olan etkileşimlerini incelemek amacıyla soğuk model diğer bir ifadeyle hidrodinamik model çalışması yürütülmüştür. Daha sonra, yatak malzemesi, gazlaştırma ajanı ve reaktör duvarı arasında gerçekleşen ısı etkileri için bir ısı model oluşturulmuştur. Akışkan yatak olarak TÜBİTAK Marmara Araştırma Merkezi'nde bulunan bir gazlaştırma reaktörü göz önüne alınmış ve modelleme çalışmalarında Ansys Fluent paket programı kullanılmıştır.

4.1 Hidrodinamik Model

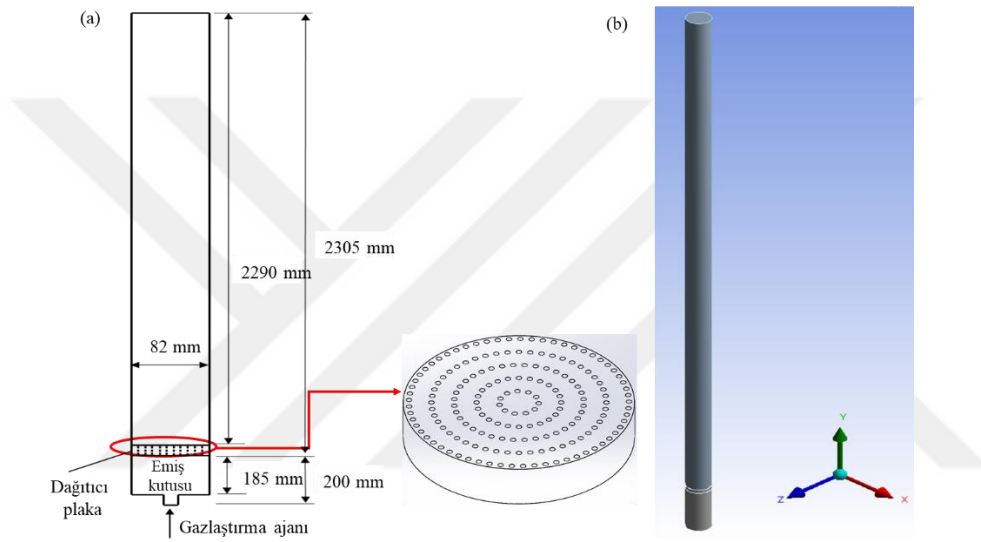
Hidrodinamik model çalışmasında sırasıyla, geometri oluşturma, ağ atama, model kurulumu ve çözümleme işlemleri gerçekleştirilmiştir.

4.1.1 Model geometrisi ve ağ atama işlemi

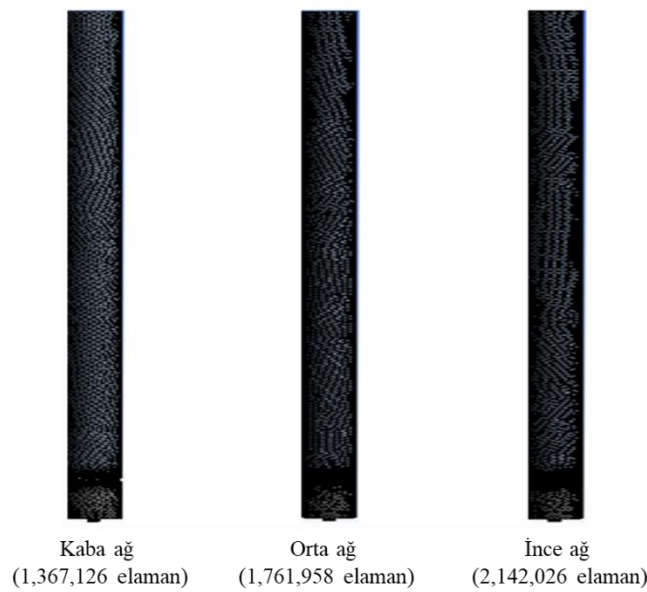
Modelleme çalışmasında kullanılan reaktöre ait şematik görünüm ve programda oluşturulan üç boyutlu geometri Şekil 4.1'de gösterilmektedir. Burada, gazlaştırma ajanı 15 mm çapındaki bir giriş deliğinden emiş kutusuna gelmektedir. Emiş kutusundan geçen gazlaştırma ajanı, yatak malzemesine desteklik yapan ve aynı zamanda da reaktör içerisinde kabarcıklanmayı sağlayan dağıtıcı plakaya ilerlemektedir. Dağıtıcı plaka üzerinde her biri 2 mm çapında olan toplam 180 adet delik bulunmaktadır. Deliklere ait en içteki çemberin çapı 14 mm olup, diğer çemberler 16 mm aralılarla en dışa doğru birbirini takip etmektedir. Gazlaştırma ajanı daha sonra, 82 mm çapında ve 2290 mm uzunluğundaki reaktör içerisinde belirli bir statik yükseklikteki silika kum tanecikleri içerisinde geçmektedir.

Üç boyutlu geometri oluşturulduktan sonra ağ atama işlemi gerçekleştirilmiştir. Bir ağı oluşturan toplam eleman sayısı ile çözümleme süresi arasında ters bir ilişki bulunmaktadır. Yani, eleman sayısının artması sonuca ulaşmak için gereken

çözümleme süresinin de artması anlamına gelmektedir. Bununla birlikte, eleman sayısının gerekenden fazla azaltılması ise yanlış sonuçların elde edilmesine neden olabilmektedir. Bu yüzden, hem çözümleme işlemi sırasında zamandan tasarruf sağlanması hem de güvenilir sonuçların elde edilmesi açısından uygun bir ağın belirlenmesi oldukça önemlidir. Tez kapsamında yapılan ağ atama işleminde öncelikli olarak, modelin ağdan bağımsızlığı irdelenmiştir. Bu amaçla, Şekil 4.2’de gösterilen farklı eleman sayılarına sahip üç farklı ağ (kaba, orta ve ince) oluşturulmuştur. Kaba ağ 1,367,126 elemandan, orta ağ 1,761,958 elemandan ve ince ağ ise 2,142,026 elemandan oluşmaktadır.

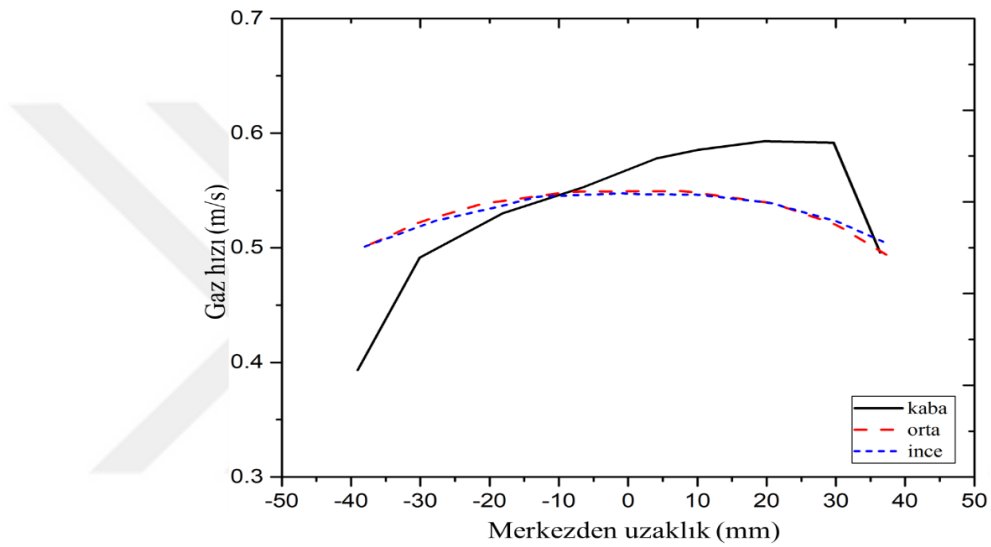


Şekil 4.1 : (a) Şematik görünüm, (b) üç boyutlu geometri.



Şekil 4.2 : Farklı eleman sayılarından oluşan ağ yapıları.

Ağ bağımsızlığı çalışması tüm geometri göz önüne alınarak gerçekleştirilmiştir. Şekil 4.3’de dağıtıcı plakanın 200 mm üzerindeki gaz hızının farklı ağ yapıları için merkezden uzaklığa göre değişimi gösterilmektedir. Burada, gazlaştırma ajanı sisteme giriş deliğinden 15.95 m/s hızla gönderilmektedir. Şekilden görüleceği üzere kaba ağ kullanılarak elde edilen hız profili ile orta ve ince ağdan elde edilen hız profilleri birbirinden büyük ölçüde farklıdır. Orta ve ince ağ ile elde edilen hız profillerinin ise neredeyse aynı olduğu görülmektedir. Zaman tasarrufu açısından bakıldığında ince ağ kullanımının hesaplama süresini arttırmasından dolayı, bu tez kapsamında yapılan modelleme çalışmalarında orta ağ yapısı tercih edilmiştir.



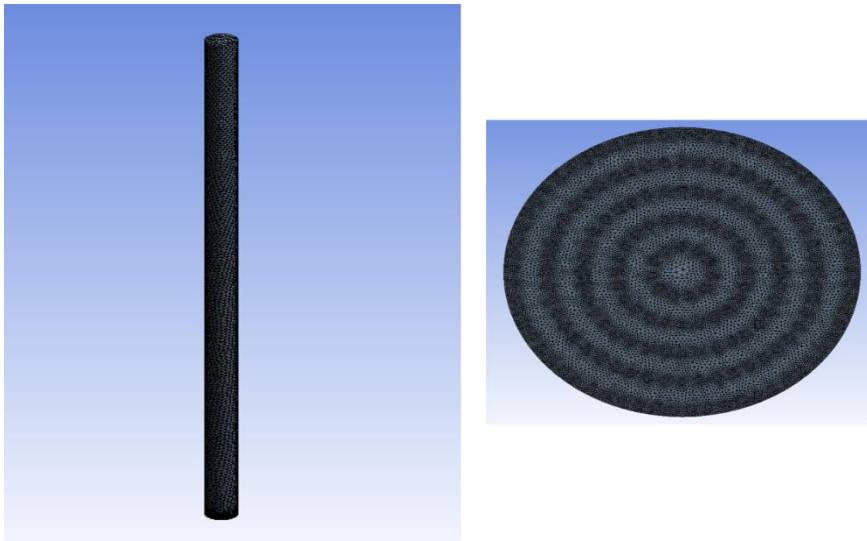
Şekil 4.3 : Farklı ağ yapıları için gaz hızının merkezden olan uzaklığa göre değişimi.

4.1.2 Eleman sayısının azaltılması

Ağ bağımsızlığı çalışması ile zaman tasarrufu açısından 2,142,026 elemandan oluşan ince ağ yerine 1,761,958 elemandan oluşan orta ağın kullanılmasına karar verilmiştir. Bununla birlikte, hidrodinamik ve ısı model çalışmaları için yapılacak çözümlerlerin üç boyutlu ve zamana bağlı olması nedeniyle, belirlenen mevcut ağ yapısında bile ciddi ölçüde çözümleme sürelerine ihtiyaç duyulmaktadır. Bu yüzden, seçilen orta ağın eleman sayısının model sonuçlarını etkilemeyecek şekilde azaltılması büyük önem taşımaktadır. Bu bölümde, orta ağın eleman sayısının düşürülmesine yönelik bir çalışma yürütülmüştür.

Ağ atama işlemi yapılmış geometri incelendiğinde eleman sayısının yaklaşık %71’lik kısmının 2 mm çapındaki 180 adet delikten oluşan dağıtıcı plaka ve alt bölgede (emiş

kutusu ve giriş deliği) yer aldığı görülmektedir. Geriye kalan yaklaşık %29'luk kısmını (506,534 eleman) ise hidrodinamik ve ısı olayların gerçekleştiği reaktör bölgesi oluşturmaktadır. Bu açıdan bakıldığında, sadece reaktör bölgesi dikkate alınarak yapılan hesaplamalar çözüm için gereken süreyi ciddi ölçüde kısaltacaktır. Bununla birlikte, reaktör bölgesinin girişinde (180 adet deliğin her biri için) doğru akışkan hızlarının tanımlanması ve kabarcıklaşmanın tüm geometride uygun bir şekilde oluşturulması için dağıtıcı plaka altında kalan bölgenin etkisi de ihmal edilmemelidir. Tüm bunlar dikkate alınarak, akışkan yatak reaktörü belirli bir statik yüksekliğe kadar yatak malzemesi ile doldurulmadan önce sisteme sadece gazlaştırma ajanı beslenmiş ve zamandan bağımsız 3 boyutlu bir çalışma yürütülmüştür. Sonuçların yakınsamasından sonra çözüm işlemi bitirilmiş ve Fluent programının hız profilinin konuma göre dosyaya kaydetme özelliği kullanılarak dağıtıcı plakanın hemen üst kısmındaki gazlaştırma ajanına ait bir hız profili oluşturulmuştur. Bu işlem modelde kullanılacak tüm hızlar için tekrarlanmış ve her bir hız için ayrı ayrı hız profilleri elde edilmiştir. Daha sonra, mevcut ağ yapısını koruyacak şekilde reaktör bölgesinin altında kalan kısımlar modelden çıkarılmış ve reaktör belirli bir statik yüksekliğe (152 mm) kadar silika kum ile doldurulmuştur. Öncesinde oluşturulan hız profili hız giriş şartı olarak programa girilerek zamana bağlı asıl modelleme çalışması gerçekleştirilmiştir. Böylece, hem emiş kutusu ve dağıtıcı plakanın akışkan hızı üzerindeki etkileri göz ardı edilmemiş hem de çözüm süresi önemli ölçüde azaltılmıştır. Şekil 4.4'te eleman sayısı azaltılmış ağ yapısının yandan ve alttan görünüşleri yer almaktadır.



Şekil 4.4 : Reaktör bölgesine ait ağ yapısı.

4.1.3 Model parametreleri ve kurulumu

Bu çalışmada hem gaz hem de katı faz için sürekli ortam kabulü yapılmış ve gaz fazı (hava veya buhar) birincil faz ve katı fazı (silika kum) ise ikincil faz olarak programa tanıtılmıştır. Çizelge 4.1’de modelde kullanılan parametreler gösterilmektedir. Düzeltme katsayısı (e) tanecikler arasındaki çarpışmanın bir ölçüsüdür ve 0-1 arasında bir değer almaktadır. Bu katsayı, taneciklerin çarpışmadan önceki göreceli hızlarının çarpışmadan sonraki göreceli hızlarına oranıdır. Düzeltme katsayısının 0 olması çarpışmanın elastik olmadığını, 1’e eşit olması ise çarpışmanın elastik olduğunu diğer bir ifadeyle çarpışma sonucu kinetik enerjinin korunduğunu göstermektedir.

Çizelge 4.1 : Model parametreleri.

Parametre	Değeri
Tanecik yoğunluğu	2600 kg/m ³
Hava yoğunluğu (20 °C)	1.207 kg/m ³
Hava viskozitesi (20 °C)	1.82x10 ⁻³ kg/m.s
Buhar yoğunluğu (230 °C)	0.438 kg/m ³
Buhar viskozitesi (230 °C)	1.74x10 ⁻³ kg/m.s
Başlangıç katı oranı	0.6
Statik yatak yüksekliği	152 mm
Boş yatak gaz hızı	$U_{mf} - 5U_{mf}$
Düzeltme katsayısı (e)	0.9
Zaman adımı	10 ⁻³ s
Her bir zaman adımındaki maksimum iterasyon sayısı	25
Yakınsama kriteri	10 ⁻³

E-E iki akışkanlı modelde korunum denklemleri gaz ve katı fazlar için ayrı ayrı ele alınmaktadır. Bu denklemler içerisinde yer alan katı basıncı, taneli sıcaklık, fazlar arası momentum değişim katsayısı gibi terimlerin belirlenmesinde kullanılan kapalı modellerin (closure model) doğru bir şekilde seçilmesi gaz-katı akışının doğru analiz edilmesi açısından oldukça önemlidir. Bu yüzden, tez kapsamında kullanılan kapalı modeller daha çok deney ile doğrulanmış literatürdeki benzer çalışmalardan [94, 95] elde edilmiştir. Çizelge 4.2’de bu tez kapsamındaki hidrodinamik model çalışmalarında kullanılan kapalı modeller gösterilmektedir.

Çizelge 4.2’de gösterilen kapalı modellere alternatif olarak pek çok farklı model bulunmaktadır. Bununla birlikte, doğru bir çözümün elde edilebilmesi açısından uygun bir kapalı modelin seçilmesi oldukça önemlidir. Kabarcıklı akışkan yataklarda katı faz oranı yüksektir ve bu durum katı yoğunluğunun fazla olduğu bir akış rejimine neden olmaktadır. Boemer ve diğ. [96] taneli sıcaklığın hesaplanmasına yönelik kapsamlı bir çalışma gerçekleştirmişlerdir. Bu çalışma neticesinde, yoğun yataklar için cebirsel bir bağıntı kullanımının uygun olacağını ileri sürmüşlerdir. Başka bir çalışmada van Wachem ve diğ. [97] yoğun gaz-katı akış rejimleri için taneli sıcaklığın hesaplanmasında, taneli enerji denklemi yerine cebirsel bağıntı kullanımının sonuçları çok değiştirmeden çözüm süresini kısalttığını belirtmişlerdir.

Çizelge 4.2 : Hidrodinamik modelde kullanılan kapalı modeller.

Terim	Kapalı model
Taneli viskozite	Gidaspow
Sürtünme viskozitesi	Schaeffer
Yığın viskozite	Lun ve diğ.
Taneli sıcaklık	Cebirsel
Katı basıncı	Lun ve diğ.
Radyal dağılım fonksiyonu	Lun ve diğ.
Fazlar arası momentum değişim katsayısı	Gidaspow
$k - \varepsilon$ çok fazlı türbülans modeli	Ayrık (Dispersed)

$k - \varepsilon$ çok fazlı türbülans modelinde; karışım (mixture), ayrık (dispersed) ve faz-başına (per phase) olmak üzere üç farklı model seçeneği bulunmaktadır. Karışım modeli fazların yoğunluk oranlarının 1’e yakın olduğu durumlarda tercih edilmektedir. Bu tezde yapılan çalışmada, göz önüne alınan fazların yoğunluk oranları için böyle bir durum söz konusu değildir. Faz-başına modelinde ise her bir faz için ayrı ayrı türbülans

çözümlemesi yapılmaktadır. Bu nedenden dolayı, bu modelin kullanımı çözüm süresinin artmasına neden olmaktadır. Buna ek olarak, faz-başına türbülans modeli gaz fazı için geliştirilen bir model olması sebebiyle bu modelin katı faz için kullanımı çeşitli temel sorunlara neden olabilmektedir. Ayrık modelde ise gaz fazındaki türbülans, gaz ve katı fazları arasındaki türbülans değişim terimlerini de içeren değiştirilmiş $k - \varepsilon$ modeli kullanılarak modellenmektedir. Bu yüzden, tez kapsamında yapılan çalışmada türbülans olayının modellenmesinde ayrık model tercih edilmiştir.

Kapalı modellerin seçiminden sonra hidrodinamik model için sınır koşulları belirlenmiştir. Giriş sınır koşulu için hız girişi ve çıkış sınır koşulu için basınç çıkışı kullanılmıştır. Duvarlarda ise her iki faz için de kaymazlık sınır şartı göz önüne alınmıştır. Diferansiyel denklemlerin ayrıklaştırılmasında zaman ve konum ifadeleri için sırasıyla birinci mertebe kapalı (first order implicit) ve birinci mertebe geriye doğru (first order upwind) şemaları kullanılmıştır. Basınç-hız arasındaki ilişki için faz bağlı (phase coupled) SIMPLE algoritması kullanılmıştır.

4.1.4 Model sonuçları ve tartışma

Tez kapsamında, kabarcıklı bir akışkan yatak için yapılan hidrodinamik incelemeler hem hava hem de buhar için ayrı ayrı gerçekleştirilmiştir. Her iki faz için öncelikle, en uygun akışkanlaşma hızı belirlenmiştir. Daha sonra, belirlenen akışkanlaşma hızı için yatak hidrodinamiği incelenmiştir.

Akışkan yataklarda ısı ve kütle transferi katı-gaz karışımının yatak içindeki dağılımıyla doğrudan ilişkilidir. Yatak içindeki fazların dağılımı ise gazlaştırma ajanı hızına bağlı olarak değişebilmektedir. Akışkan yataklarda gazlaştırma ajanına ait hızdan bahsedilirken genellikle boş yatak gaz hızı ifadesi kullanılmaktadır ve bu hız değeri referans alınarak yatak içindeki akışkanlaşma durumu incelenmektedir. Örneğin, minimum akışkanlaşma hızının altındaki hızlarda yatak içinde akışkanlaşma görülmezken, bu hızın çok üstündeki değerlerde ise yatak içindeki gaz-katı homojenliği kaybolabilmektedir. Ayrıca, hızın çok yüksek olması yatak içindeki kabarcıklanmayı da olumsuz yönde etkileyebilmekte ve hatta katı taneciklerin yatak dışına taşmasına yol açabilmektedir. Bu yüzden, yatak hidrodinamiğinin iyi bir şekilde analiz edilerek uygun bir akışkanlaşma hızının belirlenmesi gerekmektedir.

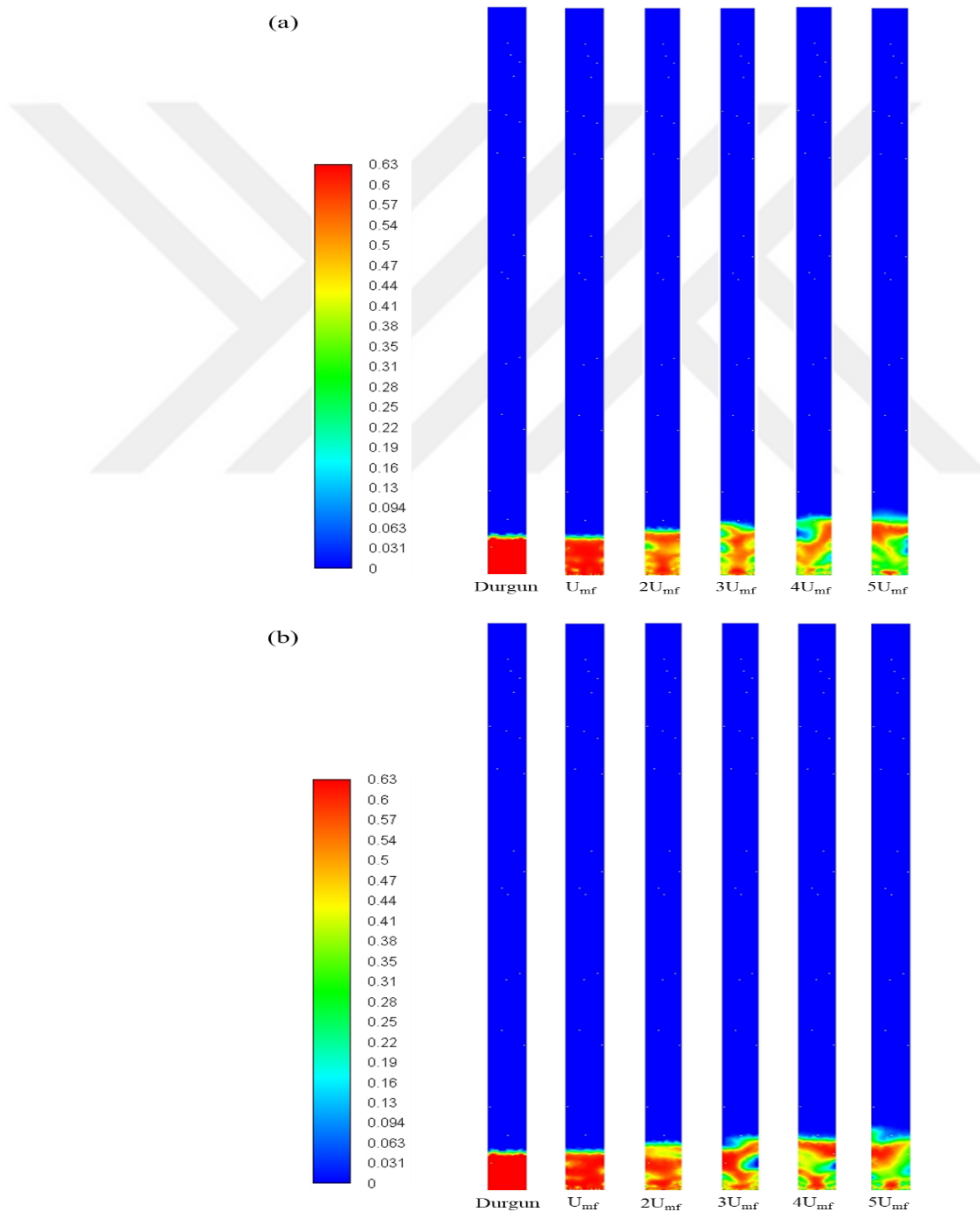
Şekil 4.5’de farklı boş yatak gaz hızları için silika kum taneciklerinin y-z düzleminde 3 saniye sonundaki hacim kesirleri gösterilmektedir. Burada, reaktör başlangıçta 152 mm statik yüksekliğe kadar silika kum ile doludur. Hava ve buhar için referans olarak alınan minimum akışkanlaşma hızlarının hesaplanmasında denklem 3.33 kullanılmıştır. Minimum akışkanlaşma hızları hava ve buhar için sırasıyla, 0.178 m/s ve 0.195 m/s olarak hesaplanmıştır. Şekil 4.5’de görüleceği üzere başlangıçta durgun halde olan katı tanecikler gaz hızının artmasıyla birlikte hareket etmeye başlamaktadır. Minimum akışkanlaşma hızında (U_{mf}) reaktör içindeki katı tanecikleri neredeyse durgun halde iken hızın artmasıyla birlikte katı tanecikler arasındaki boşluklar artmakta ve taneciklerin hareketi daha belirgin hale gelmektedir. Buna ek olarak, yatak yüksekliği de hızın artmasıyla birlikte artmaktadır.

Şekil 4.5 (a)’da görüldüğü üzere, hava hızının $2U_{mf}$ değerine ulaşmasıyla birlikte kabarcık, emülsiyon (emulsion) ve bulut (cloud) fazları artık ayırt edilebilmektedir. Bununla birlikte, $2U_{mf}$ hızındaki kabarcıkların boyutları çok küçüktür ve bu kabarcıklar daha çok duvar bölgesinde yoğunlaşmıştır. $4U_{mf}$ ve $5U_{mf}$ değerlerinde ise yatak içerisinde gaz ve katı fazları heterojen bir şekilde dağılmış ve katı tanecikler daha çok yatağın üst bölgesine kümelenmiştir. $3U_{mf}$ hız değerinde ise göreceli olarak hem kabarcık sayısının daha fazla olduğu hem de yatak içerisinde homojen bir dağılımın olduğu görülmüştür. Gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı (Şekil 4.5 (b)) durumda da yine benzer bir durum söz konusudur.

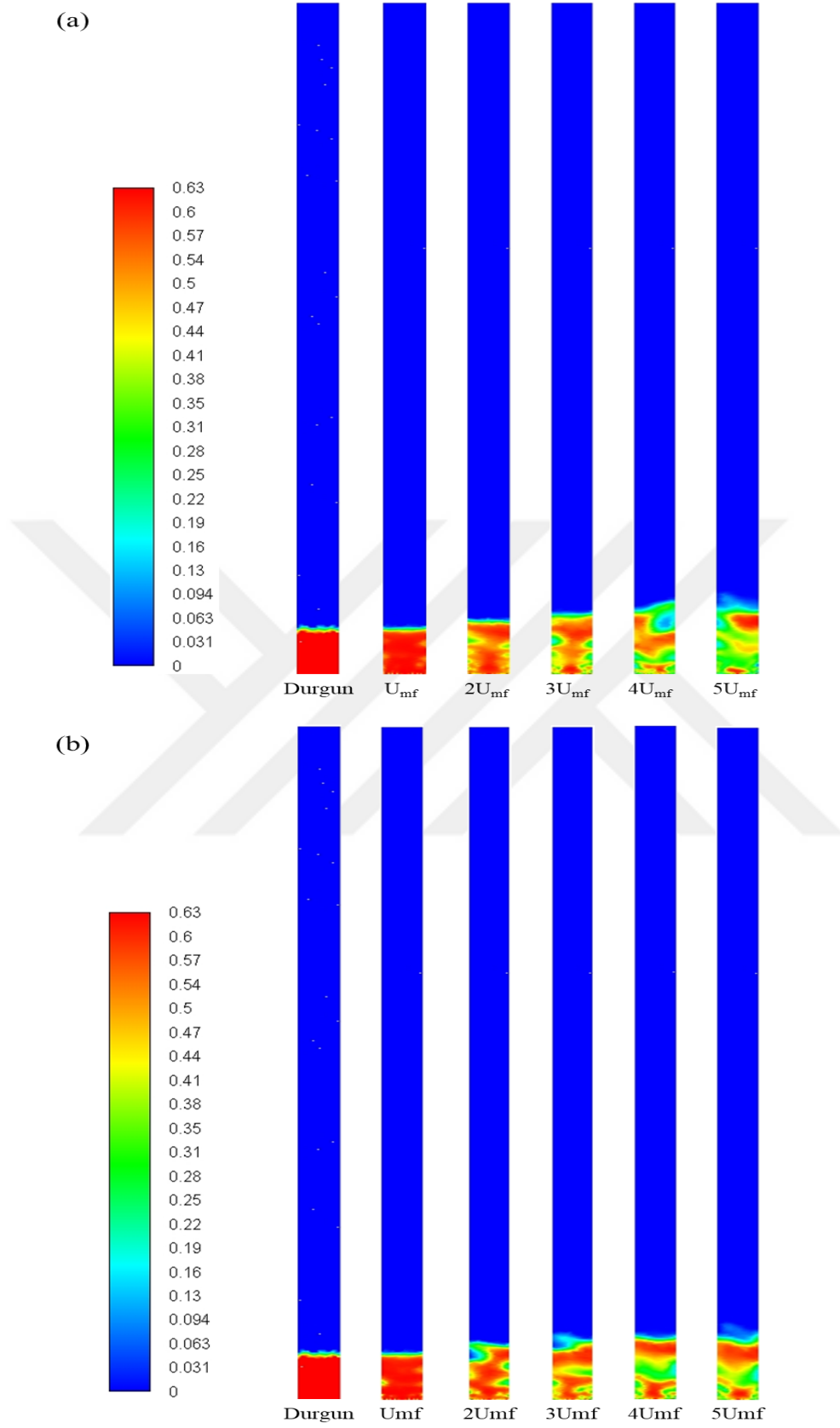
Farklı boş yatak gaz hızları için katı hacim kesrinin 3 saniye sonunda x-y düzlemindeki durumu Şekil 4.6’da gösterilmektedir. Daha öncesinde y-z düzlemi için belirtildiği üzere burada da düşük hızlarda (U_{mf}) yatak durgun haldedir ve akışkan katı tanecikleri arasındaki boşluktan geçmekte fakat onları hareket ettirememektedir. Yüksek hızlarda ise ($4U_{mf}$ ve $5U_{mf}$) yatak içindeki homojenlik kaybolmakta ve düzgün dağılımlı bir kabarcıklaşma oluşmamaktadır. Bu düzlem için de hava ve buhar hızlarının $3U_{mf}$ olduğu durumda hidrodinamik açıdan daha iyi sonuçların elde edildiğini söylemek mümkündür. Gazlaştırma ajanı olarak hava ve buharın kullanıldığı kabarcıklı bir akışkan yatak için en uygun boş yatak gaz hızının $3U_{mf}$ olduğu Esmaili ve diğ. [98] tarafından da tespit edilmiştir.

Kabarcıklı akışkan yatak için uygun bir boş yatak gaz hızının ($3U_{mf}$) belirlenmesinden sonra tez kapsamında gerçekleştirilen hidrodinamik ve ısı model çalışmalarında bu

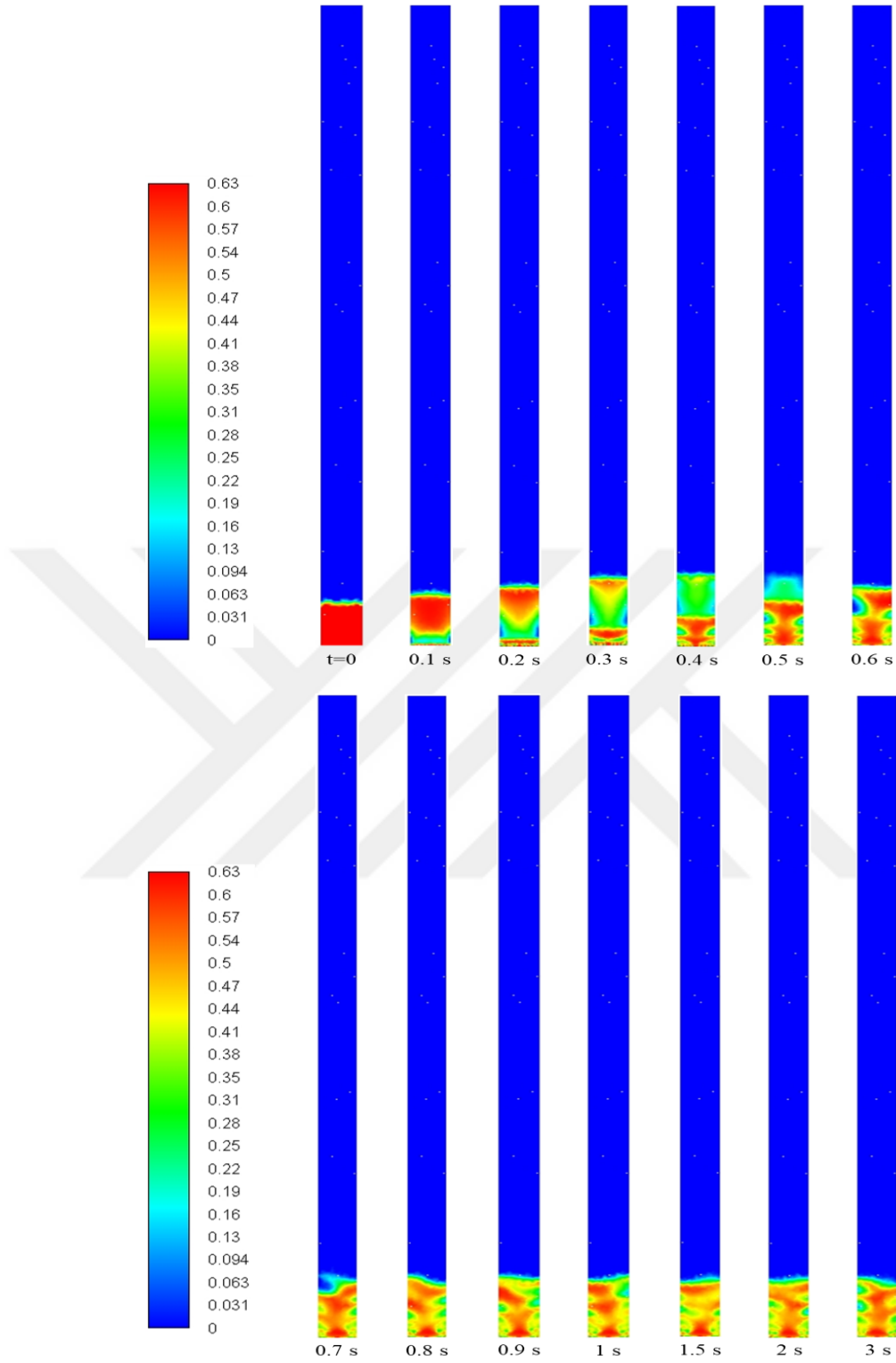
hız değeri kullanılmıştır. Gazlaştırma ajanı olarak havanın kullanıldığı ve boş yatak gaz hızının 0.533 m/s ($3U_{mf}$) olduğu durum için katı kesrinin zamana göre değişimi Şekil 4.7’de gösterilmektedir. Başlangıçta yatak, 152 mm statik yüksekliğine kadar 0.6 hacim oranındaki silika kum ile doludur. Katı tanecikler 0.1-0.3 saniye aralığında blok halinde yukarı doğru hareket etmektedir. Ayrıca, bu zaman aralığında duvardaki simetrik koşullardan dolayı katı tanecik yapıları simetriktr. Daha sonrasında, katı hacim kesrindeki dalgalanmalardan dolayı bu simetrik yapı kaybolmaktadır. 0.9 saniyeden sonra ise katı taneciklerinin ulaşabileceği maksimum yükseklik neredeyse değişmemekte ve dinamik sabit bir yatak yüksekliği elde edilmektedir.



Şekil 4.5 : Katı hacim kesrinin farklı boş yatak gaz hızları için y-z düzlemindeki durumu (a) hava, (b) buhar ($t=3 \text{ s}$).



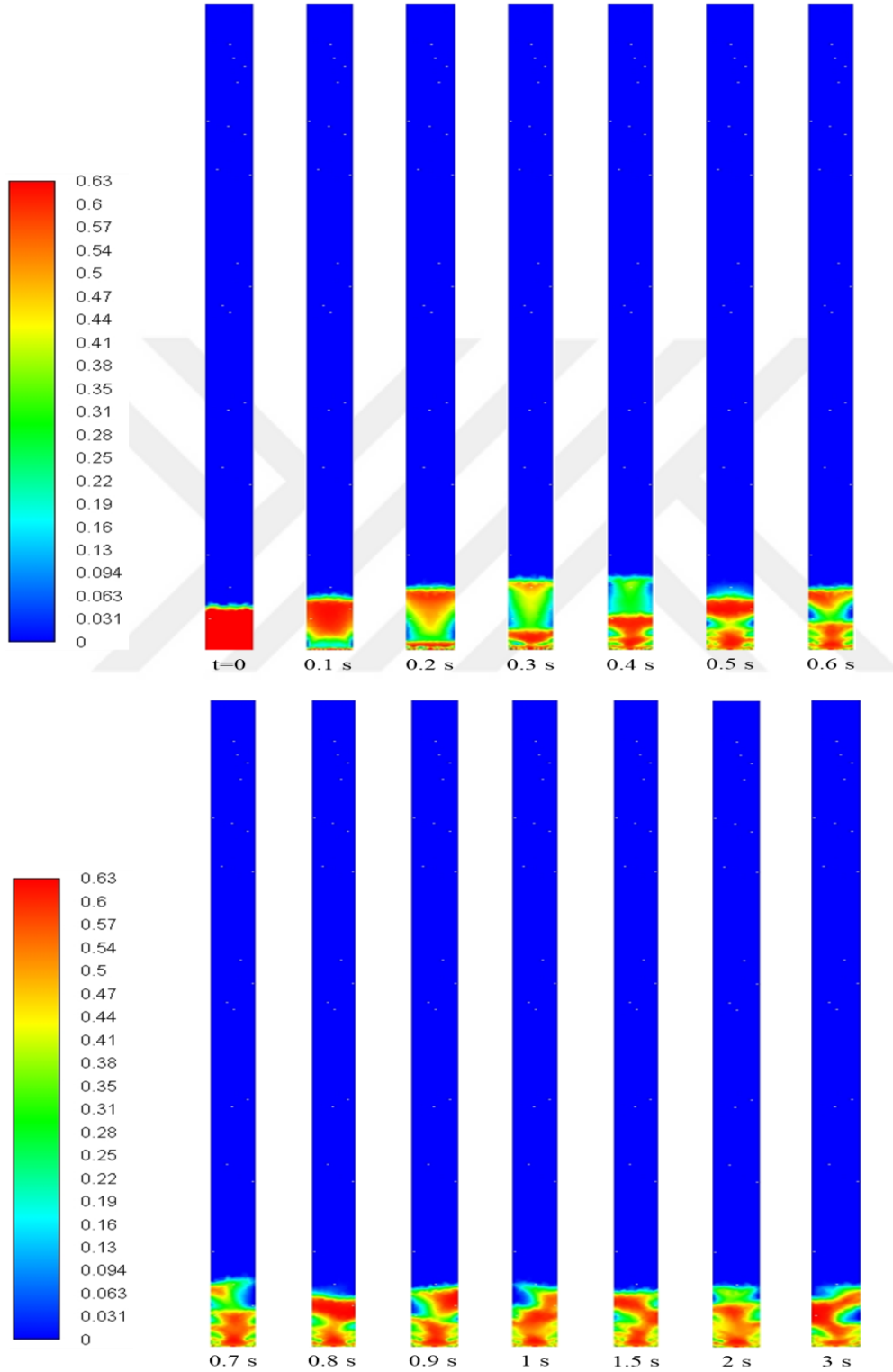
Şekil 4.6 : Katı hacim kesrinin farklı boş yatak gaz hızları için x-y düzlemindeki durumu (a) hava, (b) buhar ($t=3$ s).



Şekil 4.7 : Katı hacim kesrinin zamana göre değişimi (hava için).

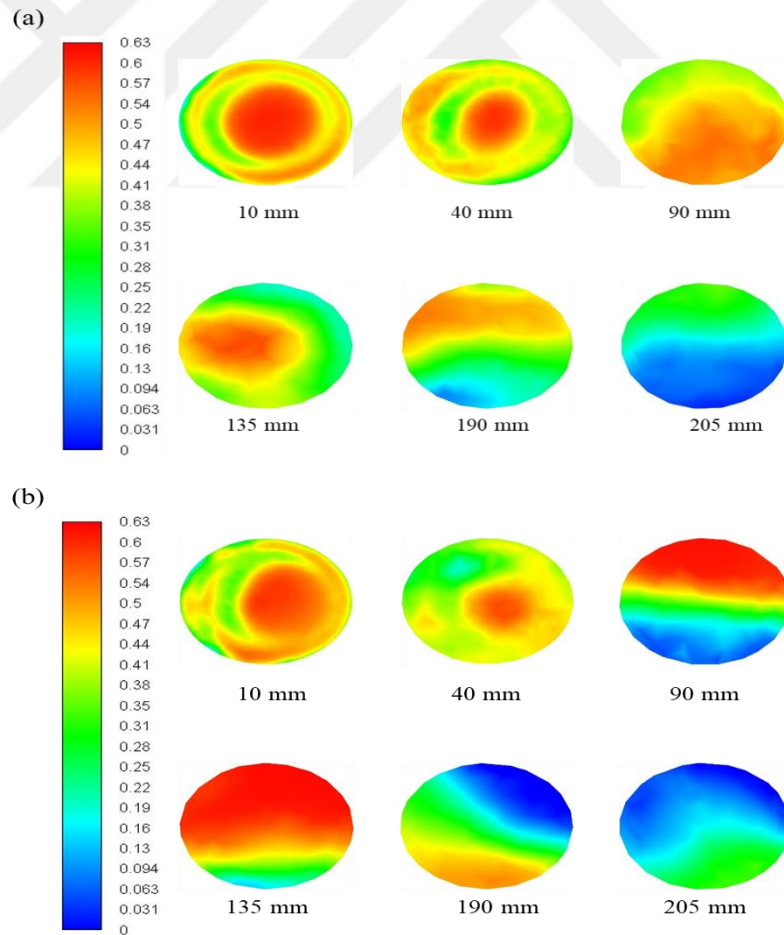
Gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı durumda silika kum taneciklerinin 3 saniye sonunda yatak içindeki durumları Şekil 4.8’de gösterilmektedir. Burada boş yatak gaz hızı, statik yükseklik ve başlangıç hacim kesri için sırasıyla, 0.586 m/s ($3U_{mf}$), 152 mm ve 0.6 değerleri kullanılmıştır. Hava ile akışkanlaştırma çalışmasında

olduğu gibi burada da yine silika kum 0-0.3 saniye aralığında blok halinde yer çekimine zıt yönde hareket etmektedir. 0.3 saniyeden sonra ise kabarcıklar oluşmaya başlamakta ve 0.6 saniyeye kadar yatak içindeki simetriklik korunmaktadır. Dinamik bir sabit yatak yüksekliğine ise yaklaşık 1 saniyeden sonra ulaşılmaktadır.



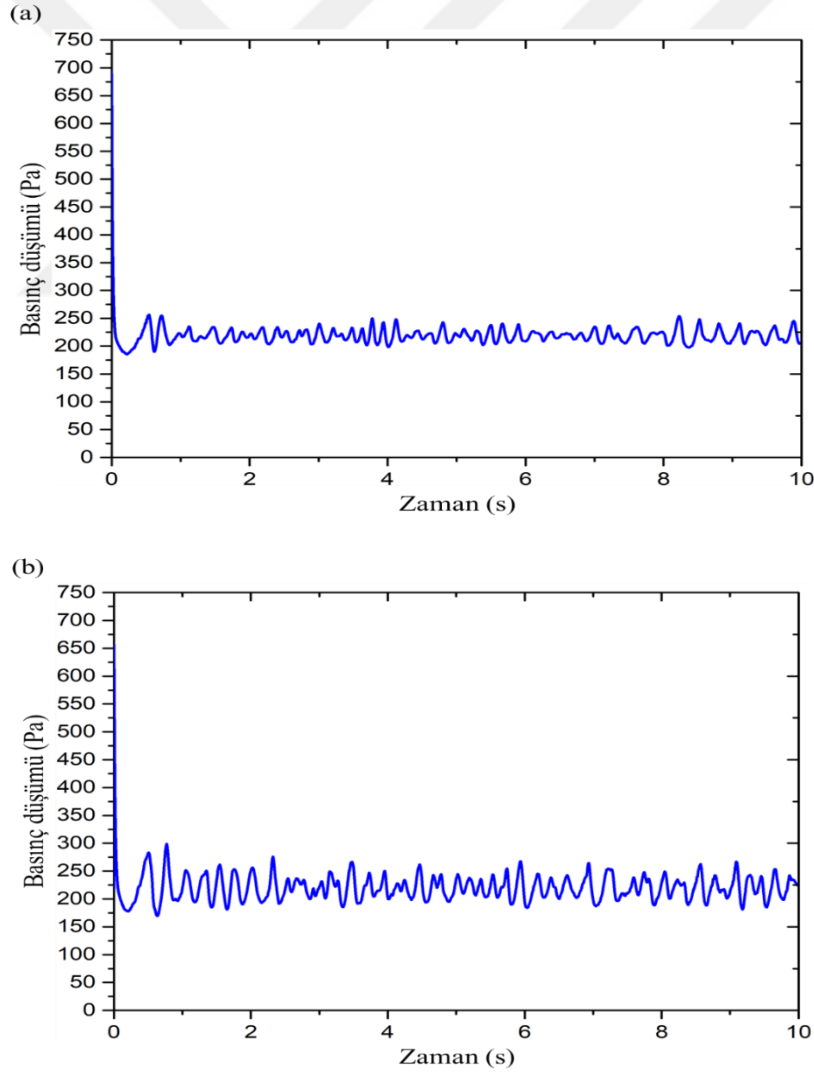
Şekil 4.8 : Katı hacim kesrinin zamana göre değişimi (buhar için).

Şekil 4.9’da hem hava hem de buhar için 3. saniyede yatağın farklı yüksekliklerindeki x-z düzleminde silika kum taneciklerinin hacimsel kesirleri gösterilmektedir. Burada, boş yatak gaz hızı her iki akışkan için de $3U_{mf}$ ’dir. Hava ile akışkanlaştırma işleminde (Şekil 4.9 (a)) katı oranının daha çok yatağın orta kısımlarında yoğunlaştığı görülmektedir. Bu durumun nedenlerinden biri olarak dağıtıcı plakadaki delik çaplarının boyutu ve diziliş sırası gösterilebilmektedir. Ayrıca, akışkan yataklar dinamik bir yapıya sahip olduğundan farklı zaman adımlarında farklı yapılar oluşabilmektedir. Yatağın 135 mm yüksekliğine ulaşmasından sonra katı oranı iyice azalmakta ve 205 mm’nin üzerinde bu oran sıfıra düşmektedir. Gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı durumda (Şekil 4.9 (b)) 40 mm yüksekliğine kadar katı tanecikler daha çok yatağın orta kısmında birikmektedir. 40-190 mm yüksekliği arasında duvarlardaki katı oranı merkeze göre çok daha fazladır. 205 mm yatak yüksekliğinde katı tanecikleri iyice seyrekleşmektedir ve bu yüksekliğin üstünde sadece gaz fazı bulunmaktadır.



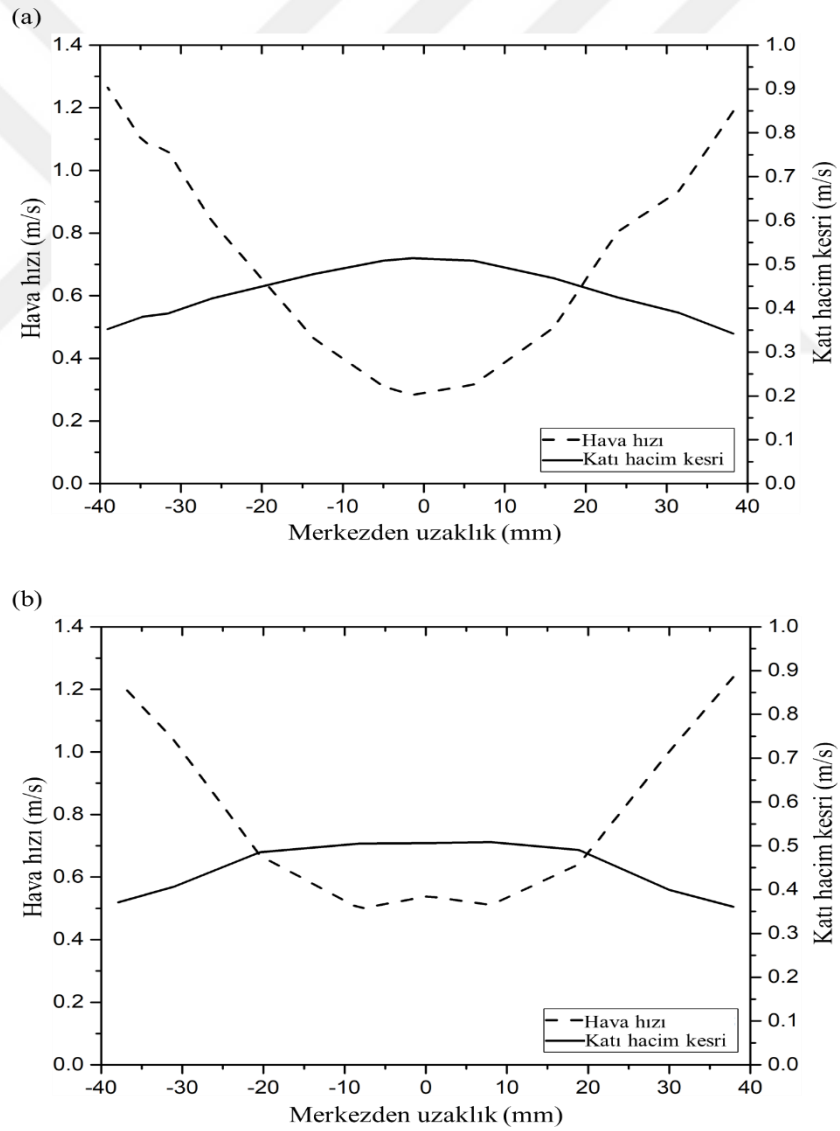
Şekil 4.9 : Silika kum tanecikleri hacim kesrinin yatak yüksekliğine göre değişimi
(a) hava, (b) buhar.

Şekil 4.10’da hava ve buharın kullanıldığı durum için reaktör girişi ve çıkışı arasındaki basınç düşümünün zamana bağlı değişimi gösterilmektedir. Burada, hava ve buhar için boş yatak gaz hızları sırasıyla, 0.533 m/s ve 0.586 m/s’dir. Şekil 4.10’da görüldüğü gibi her iki durumda da akışkanlaşmanın başlangıcında meydana gelen basınç düşümü oldukça yüksektir. Yaklaşık 1 saniyeden sonra ise basınç düşümünde neredeyse kararlı kabul edilebilecek bir halde yukarı aşağı salınımlar görülmektedir. Basınç düşümünde görülen bu salınımlar kabarcıkların akışkan yatak boyunca sürekli olarak birleşmeleri ve ayrılmaları nedeniyle beklenen bir durumdur. Benzer sonuçlar literatürde yer alan diğer çalışmalarda da elde edilmiştir [41, 47]. Gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı durumdaki basınç düşümü havanın kullanıldığı duruma göre nispeten biraz daha fazladır. Bu durumun en önemli nedeni, boş yatak buhar hızının boş yatak hava hızından daha yüksek olmasıdır.



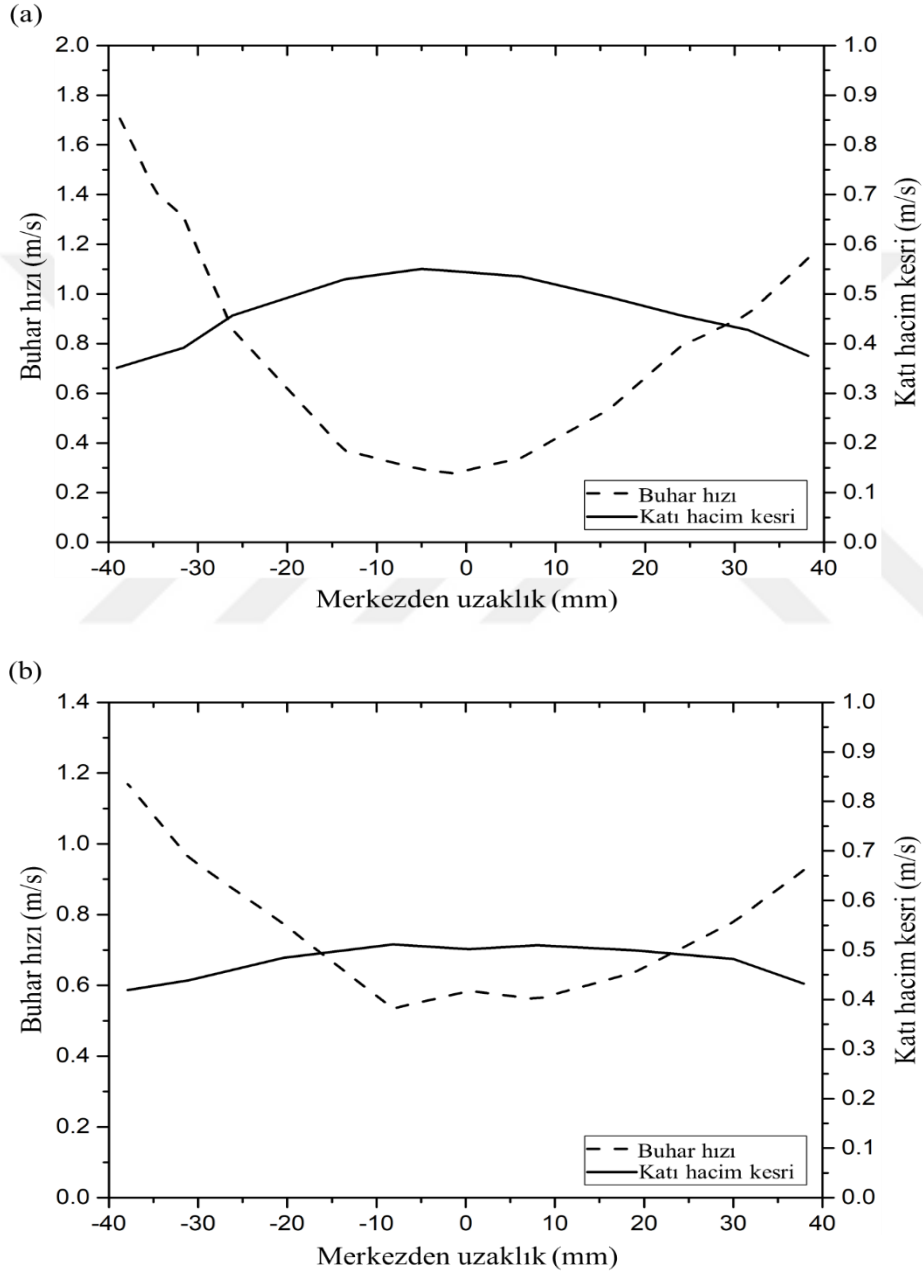
Şekil 4.10 : Hidrodinamik model için reaktördeki basınç düşümü (a) hava, (b) buhar.

Şekil 4.11 (a) ve (b)'de sırasıyla, 50 mm ve 100 mm yükseklikte reaktör merkezinden olan uzaklığa göre zaman ortalama hava hızı ve katı hacim kesrinin değişimi gösterilmektedir. Burada, boş yatak gaz hızı 0.533 m/s'dir. Duvara yakın bölgelerde katı oranı daha az iken merkeze doğru gidildikçe bu oran artmaktadır. Ayrıca, merkeze yakın kısımlarda katı hacim kesrinde çok büyük değişiklikler görülmemektedir. Benzer bir sonuç akışkan yatak hidrodinamiği ile ilgili yapılmış diğer çalışmalarda da elde edilmiştir [41, 47, 99]. Şekilden görüleceği üzere hava hızı duvara yakın bölgelerde yüksek iken merkeze doğru düşmektedir. Sonuç olarak, hava hızı ile katı hacim kesri arasında ters bir orantı vardır ve gaz hızının yüksek olduğu yerlerde katı yoğunluğu daha az iken gaz hızının düşük olduğu yerlerde ise tam tersi bir durum söz konusudur.



Şekil 4.11 : Zaman ortalama hava hızı ve katı hacim kesri (a) 50 mm, (b) 100 mm.

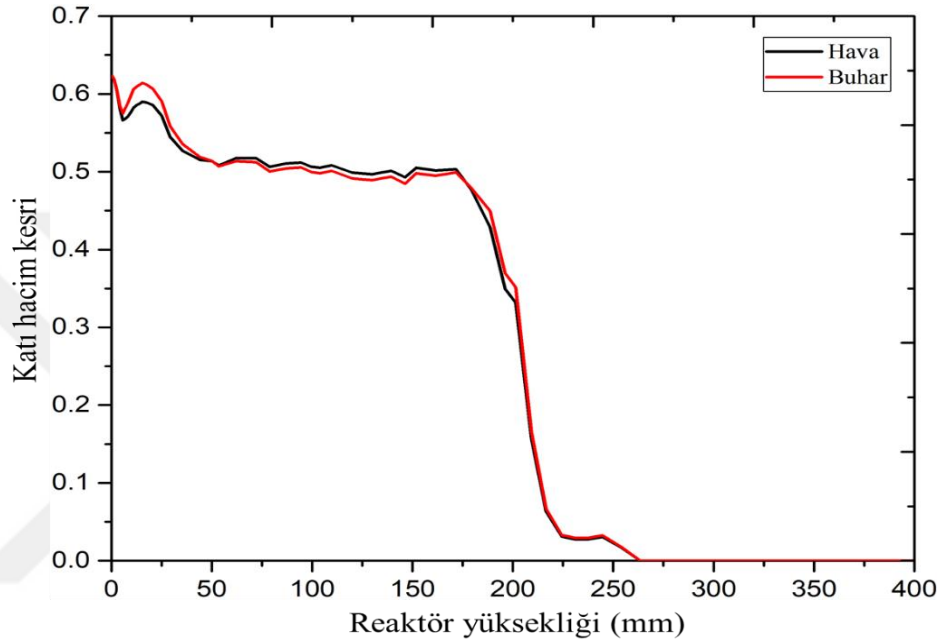
Buhar hızının 0.586 m/s olduğu durum için zaman ortalamalı gaz hızı ve katı hacim kesrinin reaktörün merkez eksini boyunca değişimi Şekil 4.12’de yer almaktadır. Gazlaştırma ajanı olarak havanın kullanıldığı durumda olduğu gibi burada da yine, katı hacim kesri merkeze doğru artmaktadır. Buhar hızı ise reaktör duvarında daha yüksek iken merkeze yakın bölgelerde daha düşüktür. Sonuç itibariyle yine, buhar hızı ile katı hacim kesri arasında ters bir ilişki bulunmaktadır.



Şekil 4.12 : Zaman ortalamalı buhar hızı ve katı hacim kesri (a) 50 mm, (b) 100 mm.

Şekil 4.13’de zaman ortalamalı katı hacim kesrinin reaktör ekseni boyunca yatak yüksekliğine göre değişimi gösterilmektedir. Boş yatak gaz hızı hava ve buhar için

sırasıyla, 0.533 m/s ve 0.586 m/s olarak seçilmiştir. Hava ve buhar için neredeyse aynı diyagramlar elde edilmiştir. Her iki durumda da başlangıçta yaklaşık 0.62 olan katı hacim oranı 285 mm’de sıfır değerine düşmektedir. Farklı akışkanlar kullanılmasına rağmen aynı katı hacim kesri profilinin elde edilmese neden olarak minimum akışkanlaşma hızının referans olarak alınması gösterilebilir. Burada, hem hava hem de buhar için boş yatak gaz hızı olarak $3U_{mf}$ değeri kullanılmıştır. Benzer katı hacim kesri profilleri literatürde yer alan diğer çalışmalarda da elde edilmiştir [44–46].



Şekil 4.13 : Reaktör eksenî boyunca zaman ortalamalı katı hacim kesrinin reaktör yüksekliğine göre değişimi.

4.2 Isıl Model

Hidrodinamik model çalışmalarından sonra akışkan yatak reaktöründe gerçekleşen ısı olayları incelemek amacıyla bir ısı model oluşturulmuştur. Hidrodinamik model çalışmalarında kullanılan model geometrisi ve ağ yapısı ısı model çalışmalarında da kullanılmıştır. Hidrodinamik modelden farklı olarak, enerji denklemi aktif hale getirilmiş ve gaz ve katının reaktör duvarıyla olan ısı etkileşimleri ve ışınlama ile olan ısı transfer mekanizması göz önüne alınmıştır. Ayrıca, gaz-katı fazları arasında gerçekleşen ısı transferi de dikkate alınmıştır. Işınlama ile gerçekleşen ısı transferi için literatürde gazlaştırma işlemlerinde sıklıkla kullanılan P1 modeli tercih edilmiştir. Bu model özellikle çözüm süresi açısından tasarruf sağlamaktadır [85]. Fazlar arasındaki ısı etkileşimler için ise bir ampirik model olan Gunn modeli [71] kullanılmıştır.

Isıl model çalışmaları kapsamında hidrodinamik model de olduğu üzere hava ve buhar ayrı ayrı ele alınmıştır. Gazlaştırma ajanlarının reaktöre giriş hızları iki farklı şekilde değerlendirilmiştir. Birincisinde hidrodinamik çalışmalar sonucu en uygun boş yatak gaz hızı olarak belirlenen $3U_{mf}$ değeri kullanılırken, ikincisinde göz önüne alınan deneysel çalışmada [100] gazlaştırma ajanları için belirlenen hızlar kullanılmıştır.

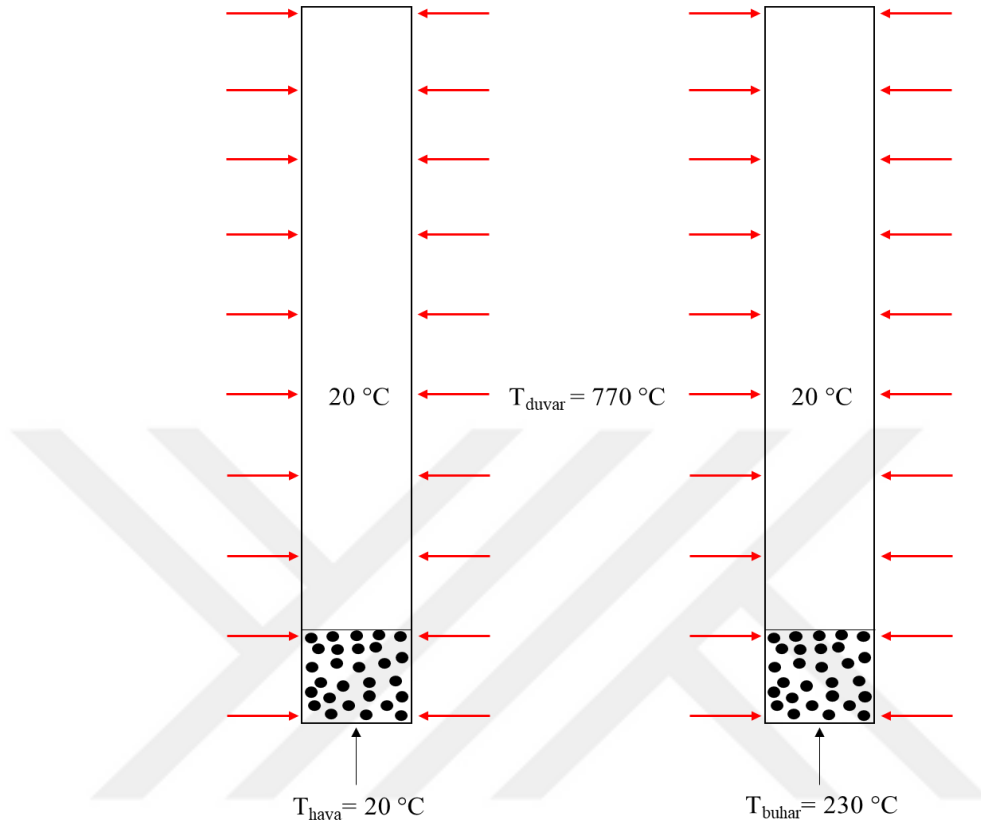
4.2.1 $3U_{mf}$ hızı için ısıl modelleme

Daha önce hidrodinamik model çalışmalarında hem hava hem de buhar için en uygun akışkanlaşma hızı olarak belirlenen $3U_{mf}$ hızı bu bölümdeki ısıl model çalışmalarında kullanılmıştır. Hava ve buhara ait yoğunluk, özgül hacim, ısıl iletkenlik ve dinamik viskozite gibi özelliklerin sıcaklığa göre değişimlerini veren diyagramlar oluşturulmuştur. Daha sonra her bir diyagram için akışkan özelliklerin sıcaklığa göre değişimi veren bağıntılar elde edilmiştir. Elde edilen bu bağıntılar her bir özellik için Fluent programına aktarılmıştır. Bu sayede, sıcaklığın akışkana ait termo-fiziksel özellikler üzerindeki etkisi göz ardı edilmemiştir. Isıl modelin çözümleme süresi hidrodinamik modele göre çok daha uzun olduğundan dolayı bu çalışmalarda İstanbul Teknik Üniversitesi bünyesinde bulunan Ulusal Yüksek Başarımlı Hesaplama Merkezi'ndeki (UHeM) bilgisayarlardan faydalanılmıştır.

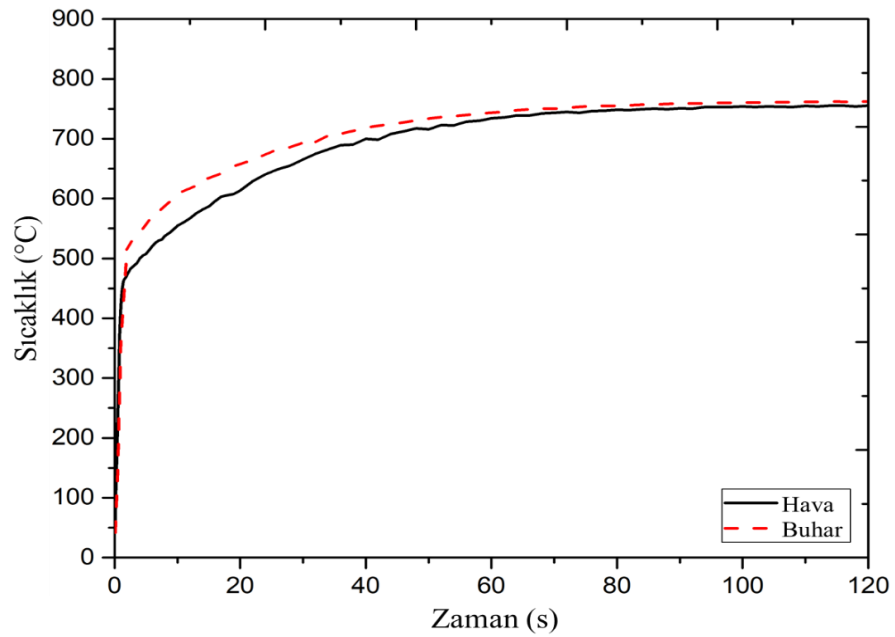
Hava ve buharın kullanıldığı her iki durumda da reaktör duvarlarına sabit bir sıcaklık tanımlanmıştır. Tanımlanan bu sıcaklığın değeri reaktör tasarımında kullanılan deneysel çalışma [100] esas alınarak belirlenmiştir. Şekil 4.14'de gazlaştırma ajanı olarak hava ve buharın kullanıldığı durumda akışkan ve duvar sıcaklıkları için başlangıç ve sınır şartları gösterilmektedir. Burada, 152 mm statik yüksekliğindeki katı taneciklerinin ve reaktör duvarının sıcaklıkları sırasıyla, 20 °C ve 770 °C'dir. Hava reaktöre 20 °C sıcaklığında girerken buhar 230 °C'de girmektedir. Havaya ve buhara ait boş yatak gaz hızları ise sırasıyla, 0.533 m/s ve 0.586 m/s'dir.

Şekil 4.15'de hava ve buharın kullanıldığı durumda reaktör merkezindeki y-z düzleminde ortalama akışkan sıcaklığının zamana göre değişimi gösterilmektedir. Başlangıçta, duvar ile gaz sıcaklıkları arasındaki fark yüksek olduğu için daha yüksek bir ısı transferi gerçekleşmekte ve bu yüzden, 0-2 saniye aralığında gaz sıcaklığında ani bir artış görülmektedir. Zaman içerisinde sıcaklık farkının düşmesiyle birlikte diyagramdaki zaman-sıcaklık eğrilerinin eğimi de azalmaktadır. Yaklaşık 100 saniyeden sonra reaktör içindeki ortalama hava sıcaklığı 750 °C'de, ortalama buhar

sıcaklığı ise 762 °C’de sabit kalmaktadır. Havanın reaktöre giriş sıcaklığının buhardan daha düşük olmasına rağmen kararlı bir sıcaklık değerine hemen hemen aynı sürelerde ulaşmaları, havanın özgül ısısının daha düşük olmasından kaynaklanmaktadır.



Şekil 4.14 : Birinci ısıl model çalışmasına ait sıcaklık sınır şartları.

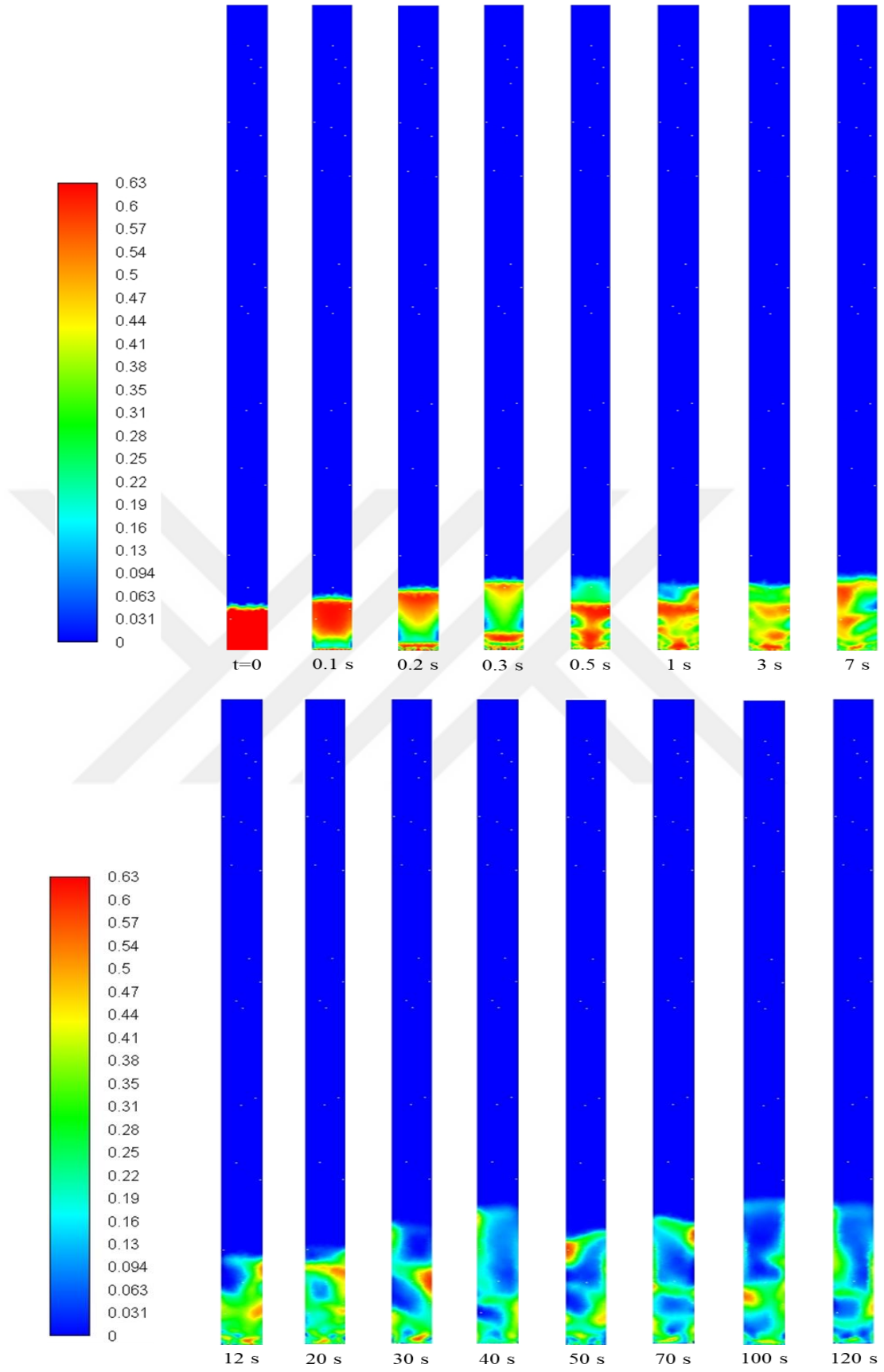


Şekil 4.15 : Reaktör içindeki ortalama gaz sıcaklığın zamana göre değişimi.

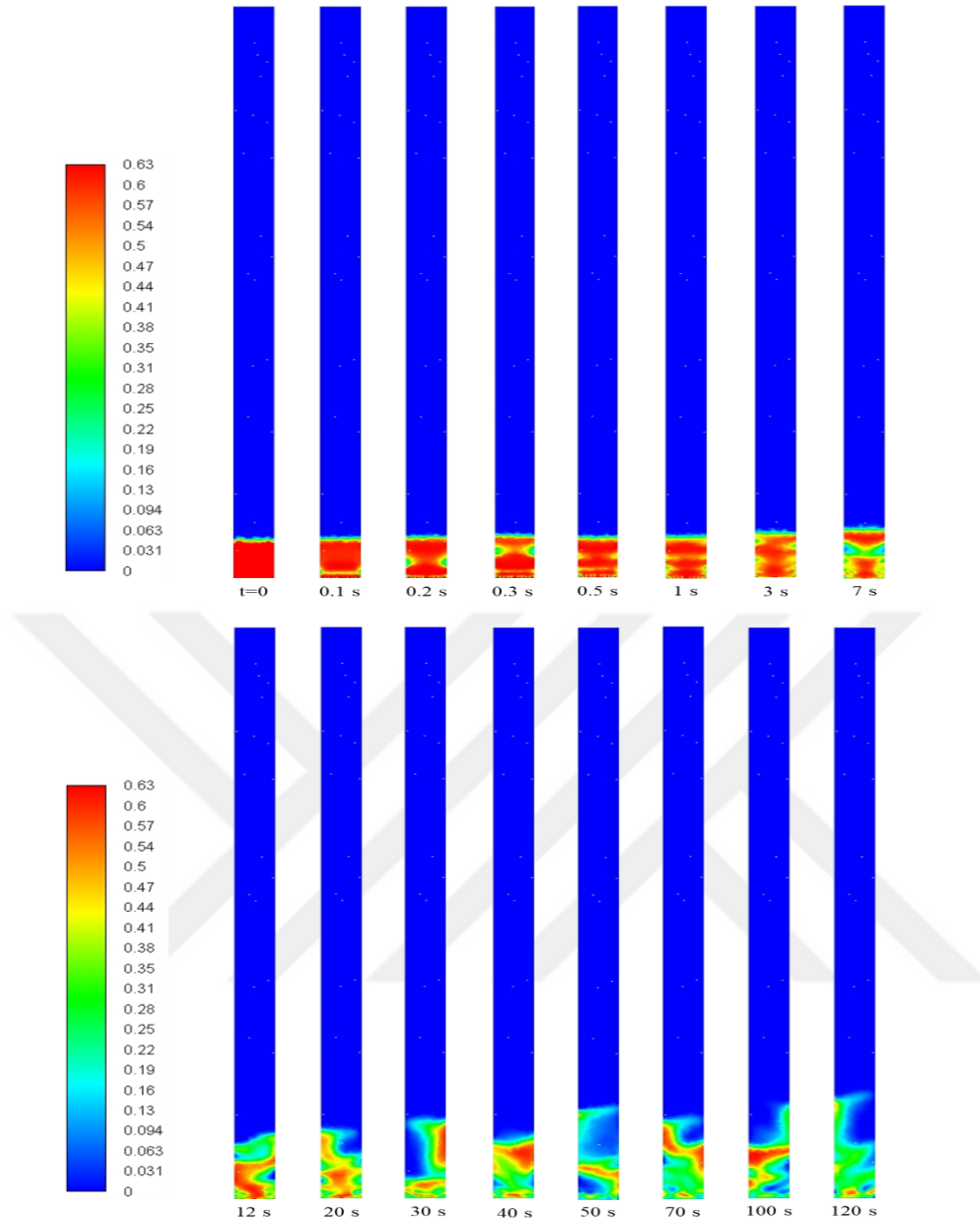
Gazlaştırma ajanı olarak havanın kullanıldığı durum için yatak içindeki katı kum taneciklerinin zamana göre değişimi Şekil 4.16'da gösterilmektedir. Başlangıçta katı tanecikleri yatak içerisinde blok halinde hareket etmektedirler. Sonrasında, katı tanecikleri arasındaki boşluklar artmakta ve yatak içerisinde kabarcıklar oluşmaktadır. Daha önceki hidrodinamik model çalışmasında aynı hava hızı için yaklaşık 0.9 saniyeden sonra dinamik yatak yüksekliğinin sabit kaldığı belirlenmişti. Ancak, ısıl modelde böyle bir durumun söz konusu olmadığı ve yaklaşık 100 saniye kadar taneciklerin ulaşabildiği maksimum yatak yüksekliğinin sürekli olarak değiştiği gözlemlenmiştir. Ayrıca, ilerleyen zaman adımlarında yatak içindeki kabarcık ve gaz-katı homojenliğinin de kaybolduğu görülmüştür. Tüm bunlar iki şekilde açıklanabilmektedir:

- 1- Hava reaktöre 20 °C girmekte ancak, yatak içinde hava sıcaklığı zamanla daha yüksek değerlere çıkmaktadır. Sıcaklığın artmasıyla birlikte, kütlenin korunumu gereği hava hızı da artmakta ve yatak içinde başlangıçta hesaplanan boş yatak gaz hızının daha üstünde hız değerleri oluşmaktadır.
- 2- Reaktör içinde sıcaklığın artması hava yoğunluğunun düşmesine, dinamik viskozitesinin ise artmasına yol açmaktadır. Bu da, katı taneciklerinin akışkanlaşması için gereken minimum akışkanlaşma hızının düşmesine neden olmaktadır.

Şekil 4.17'de buharın kullanıldığı durumda katı taneciklerinin reaktör içindeki konumunun zamana göre değişimi yer almaktadır. 0-3 saniye aralığında silika kum taneciklerinin yatak içindeki hareketleri oldukça düşüktür ve dinamik yatak yüksekliği neredeyse sabit kalmaktadır. Bu durum, 230 °C'de reaktöre gönderilen buhar ile 20 °C'deki yatak malzemesi arasında gerçekleşen ısı transferi sonucu buhar sıcaklığının ve buna bağlı olarak yatak içindeki buhar hızının düşmesinden kaynaklanmaktadır. 7 saniyeden sonra buhar sıcaklığının daha da artmasıyla birlikte katı tanecikleri daha hareketli hale gelmekte ve dinamik yatak yüksekliği bir miktar artmaktadır. Ancak, geçen zamanla birlikte buhar sıcaklığının ve hızının çok fazla artmasından dolayı kabarcık oluşumu düzensiz hale gelmekte ve gaz-katı homojenliği bozulmaktadır. Buna ek olarak, sabit bir yatak yüksekliğine 100. saniyede ulaşabilmektedir. Bu duruma, buhar hızının sıcaklıkla birlikte artması ve katı taneciklerinin akışkanlaşması için gereken minimum akışkanlaşma hızının düşmesi neden olmaktadır.



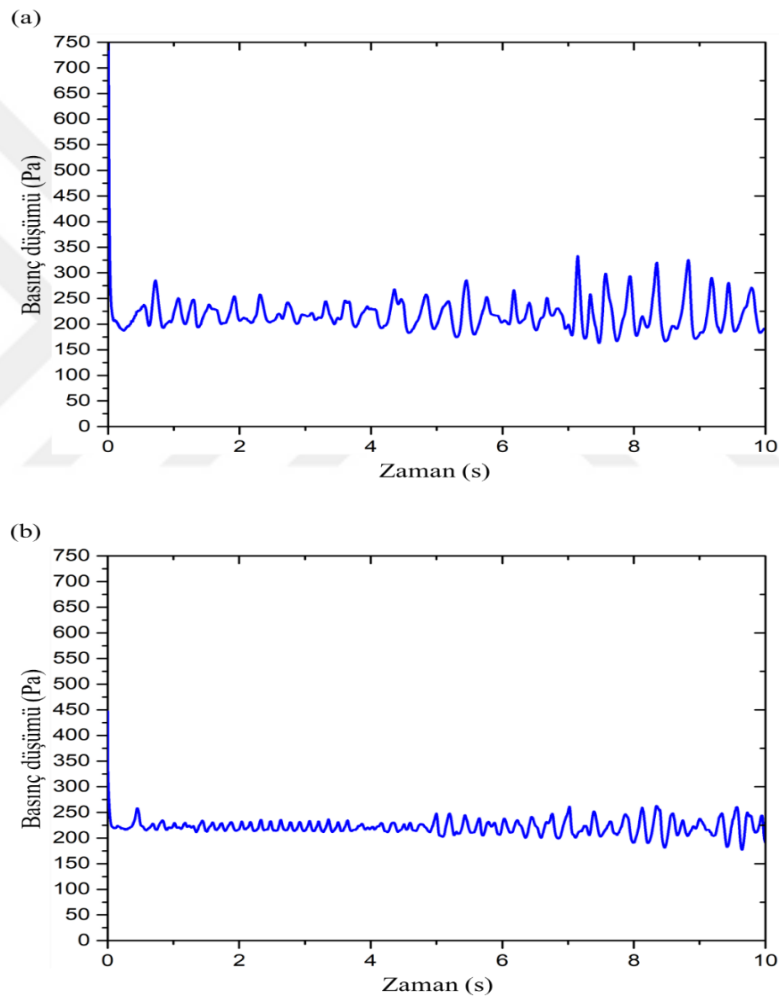
Şekil 4.16 : Silika kum hacim kesrinin reaktör içinde zamana göre değişimi (hava için).



Şekil 4.17 : Silika kum hacim kesrinin reaktör içinde zamana göre değişimi (buhar için).

Hava ve buharın kullanıldığı durumda 10 saniye boyunca reaktör girişi ve çıkışı arasındaki basınç düşümleri Şekil 4.18’de gösterilmektedir. Burada, hava için boş yatak gaz hızı 0.533 m/s iken buhar için 0.586 m/s’dir. Hava ve buhar reaktöre sırasıyla, 20 °C ve 230 °C sıcaklıklarında beslenmektedir. Her iki durumda da başlangıçta kum ve reaktör içi sıcaklığı 20 °C tutulmakta ve reaktör duvarlarına sabit sıcaklık sınır şartı uygulanmaktadır. Şekil 4.18 (a)’da görüleceği üzere basınç düşümünde sürekli olarak artıp azalan salınımlı bir hareket gözlemlenmektedir. Buradaki salınının büyüklüğü daha önce soğuk (hidrodinamik) modelde görülen

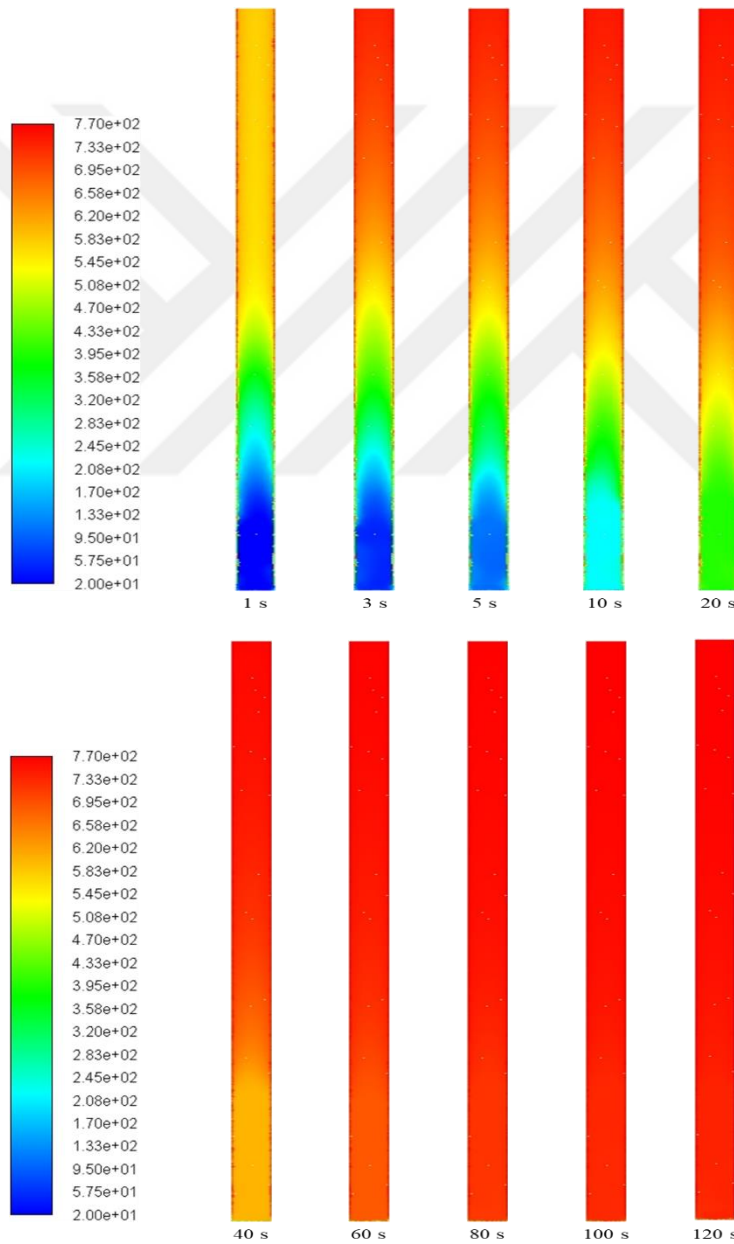
salınımından daha büyüktür. Bu durum zamanla artan sıcaklıkla birlikte hava hızının artmasından kaynaklanmaktadır. Buharın kullanıldığı durumda basınç düşümünde görülen salınım (Şekil 4.18 (b)) 0-5 saniye aralığında oldukça düşüktür. Bu durum, başlangıçta reaktöre sıcak olarak giren buharın soğuk katı tanecikleri ile ısı alış-verişinde bulunarak sıcaklığının ve hızının düşmesinden kaynaklanmaktadır. 5 saniyeden sonra ise buhar ve katı tanecikleri arasındaki sıcaklık farkının azalması ve reaktör duvarlarından buhara ve katı taneciklere doğru gerçekleşen ısı transferinden dolayı buhar hızı artmaktadır. Bu durumun sonuç olarak da, 5-10 saniye aralığında basınç düşümündeki salınımda bir artış görülmektedir.



Şekil 4.18 : Isıl model için reaktördeki basınç düşümü (a) hava, (b) buhar.

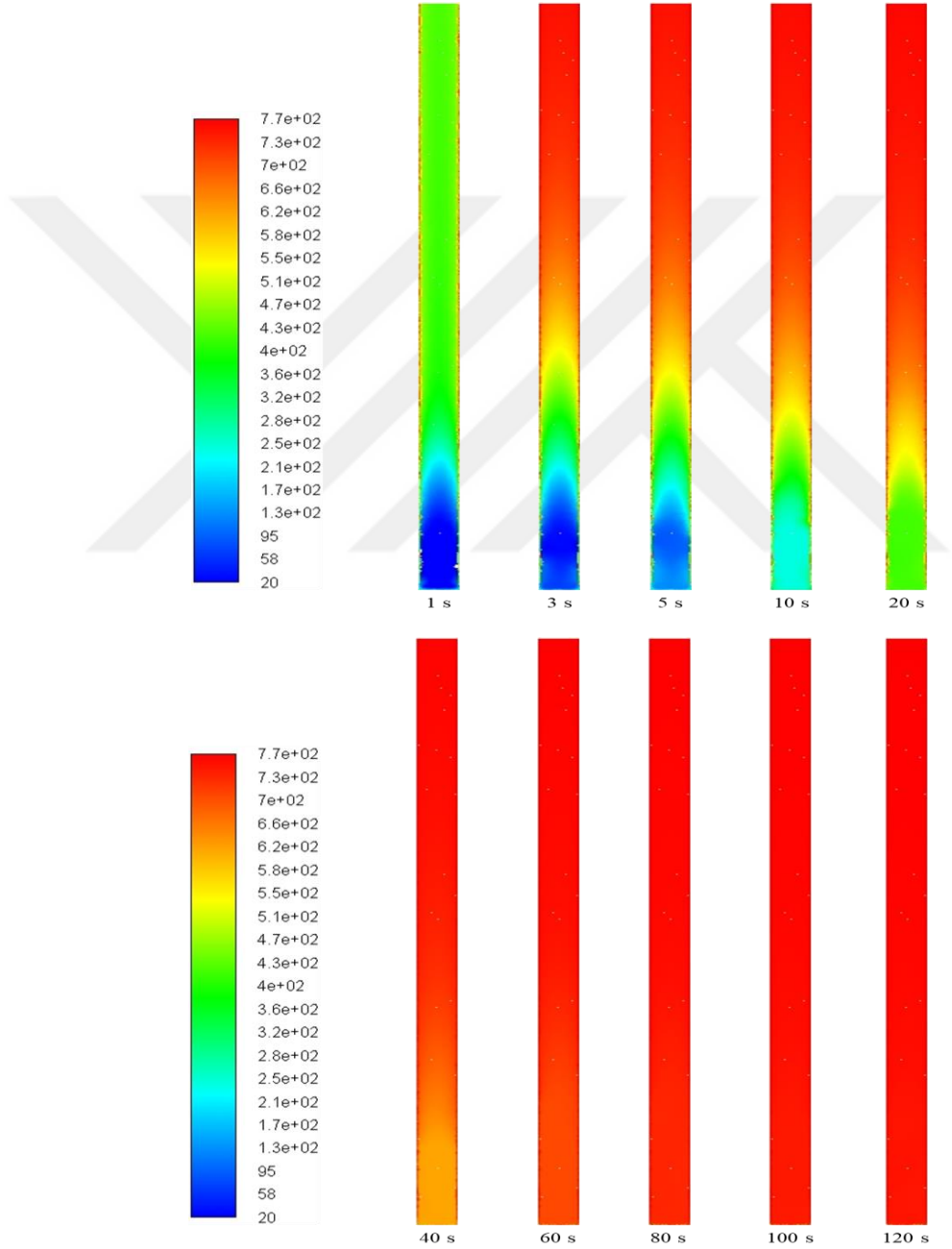
Şekil 4.19’da y-z düzlemi için hava sıcaklığının zamana göre değişimi yer almaktadır. Havanın reaktöre giriş sıcaklığı ve boş yatak gaz hızı sırasıyla, 20 °C ve 0.533 m/s’dir. Reaktör içi ve yatak malzemesi başlangıçta 20 °C’de iken reaktör duvarları 770 °C’de sabit tutulmaktadır. Şekil 4.19’dan görüleceği üzere havanın reaktöre girmesinin

hemen ardından reaktör içerisinde bir sıcaklık dağılımı oluşmaktadır. Giriş bölgesinden yukarılara doğru ilerledikçe gaz sıcaklığında bir artış görülmektedir. Reaktörün alt bölgesinde soğuk katı tanecikleri bulunduğu için bu bölgedeki gaz sıcaklığı üst kısımlara göre daha düşüktür. Yukarılara doğru çıkıldıkça hava ile reaktör duvarları arasındaki sıcaklık farkından dolayı duvarlardan havaya doğru sürekli bir ısı transferi gerçekleşmekte ve bu da reaktör yüksekliğiyle birlikte hava sıcaklığının sürekli olarak artmasına neden olmaktadır. İlerleyen zamanla birlikte reaktör içerisindeki sıcaklık gradyeni azalmakta ve yaklaşık 100 saniyeden sonra reaktör içinde homojen bir sıcaklık dağılımı elde edilmektedir.



Şekil 4.19 : Hava sıcaklığının y-z düzlemi boyunca zamana göre değişimi.

Akışkanlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı durumda gaz sıcaklığının y-z düzlemi boyunca zamana göre değişimi Şekil 4.20’de gösterilmektedir. Başlangıçta silika kum taneciklerinin ve reaktör iç bölgesinin sıcaklığı 20 °C’dir ve duvarlar 770 °C sabit sıcaklıkla tutulmaktadır. Ayrıca, boş yatak gaz hızı da 0.586 m/s’dir. Burada da yine ilk saniyelerde reaktörün üst kısımları alt kısımlara göre daha sıcaktır ve bu sıcaklık farkı zamanla azalmaktadır. 100 saniyeden sonra ise reaktör içerisindeki buhar sıcaklığı dağılımı homojen hale gelmektedir.



Şekil 4.20 : Buhar sıcaklığının y-z düzlemi boyunca zamana göre değişimi.

4.2.2 Deneysel çalışmadaki hızlarla ısıl modelleme

Önceki bölümde boş yatak gaz hızı olarak $3U_{mf}$ seçildi ve artan sıcaklığa paralel olarak yatak içindeki bu hız değerinin de arttığı gözlemlendi. Bu durumun sonucu olarak da yatak içindeki kabarcık oluşumu ve gaz-katı homojenliği olumsuz yönde etkilendi. Bu bölümde yürütülen ısıl model çalışmasında ise gazların reaktöre giriş hızı olarak göz önüne alınan deneysel çalışmadaki [100] hız değerleri kullanılmıştır. Çizelge 4.3’de deneysel çalışmada hava ve buhar için kullanılan gaz debileri yer almaktadır. Burada, H harfi havayı, B harfi ise buharı temsil etmektedir. Sıcaklık değişiminin kabarcık oluşumu ve gaz-katı homojenliği üzerindeki etkisini minimuma indirmek amacıyla, havanın kullanıldığı durumda reaktör içi ve yatak malzemesi için başlangıç sıcaklık sınır şartı olarak 750 °C, buharın kullanıldığı durumda ise 762 °C seçilmiştir. Bu sıcaklıklar bir önceki bölümde 100 saniye sonundaki kararlı durum için elde edilen reaktör içindeki ortalama sıcaklık değerleridir. Ayrıca, göz önüne alınan deneysel çalışma 770 °C’de gerçekleştirildiği için belirlenen başlangıç sıcaklık değerlerinin kabul edilebilir büyüklükte olduğunu söylemek mümkündür.

Çizelge 4.3 : Isıl modelde kullanılan hava ve buhar debileri [100].

Test	Eşdeğerlik oranı	Hava debisi (kg/h)	Buhar/yakıt oranı	Buhar debisi (kg/h)
H1	0.19	1.078	-	-
H2	0.24	1.372	-	-
H3	0.31	1.759	-	-
H4	0.37	2.121	-	-
B1	-	-	0.41	0.368
B2	-	-	0.65	0.583
B3	-	-	0.96	0.862
B4	-	-	1.11	0.997

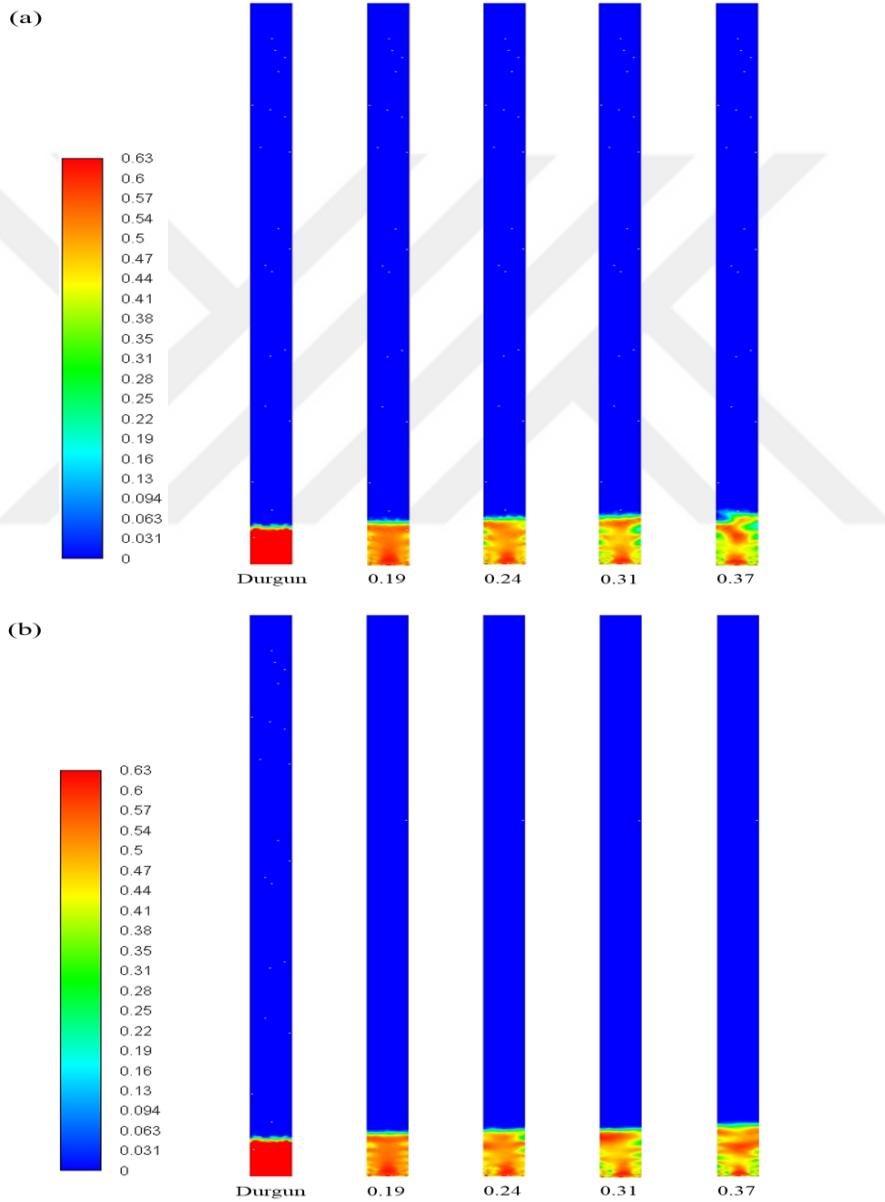
Farklı eşdeğerlik oranları için katı tanecikleri hacim kesrinin 7. saniye sonunda reaktörün y-z ve x-y düzlemlerindeki durumu Şekil 4.21’de gösterilmektedir. Burada, tüm eşdeğerlik oranları için reaktör duvarları 770 °C’de sabit tutulmaktadır. Her dört

durumda da başlangıçta reaktör içi ve yatak malzemesi sıcaklıkları 750°C’de tutulmakta ve hava reaktöre 20 °C sıcaklıkta gönderilmektedir. EO’nun 0.19 olduğu durum için yatak içerisindeki katı taneciklerinin yer değiştirme miktarları oldukça düşüktür. Buna ek olarak, kabarcık oluşumu da görülmemektedir. Bir sonraki EO değerinde (0.24) katı tanecikleri daha hareketli hale gelmekte ve bu durum dinamik yatak yüksekliğinin bir miktar artmasına neden olmaktadır. Ayrıca, yatak içerisinde kabarcık oluşumu da bir önceki duruma göre daha belirgindir. EO’nun 0.31 ve 0.37 değerleri için yatak içindeki kabarcık sayısı artmakta ve daha büyük kabarcıklar oluşmaktadır. Buna ek olarak, dinamik yatak yükseklikleri de önceki akışkan hızlarından elde edilen sonuçlara kıyasla bir miktar daha artmaktadır. Sonuç olarak, hidrodinamik açıdan bakıldığında en uygun akışkanlaşma hızının EO’nun 0.31-0.37 aralığı için elde edildiği görülmektedir. Sanz ve diğ. [101] akışkan yatak gazlaştırıcılarda katran oluşumunun 2 g/m³’ün altına düşmesi için EO’nun 0.3’den büyük olması gerektiğini belirtmişlerdir. Bir başka çalışmada ise [56] akışkan yatak gazlaştırıcılar için en uygun EO değerinin 0.34-0.35 arasında olması gerektiği vurgulanmıştır. Bu açıdan bakıldığında, tez kapsamında geliştirilen modelden elde edilen sonuçlar ile literatürdeki sonuçların birbiriyle örtüştüğü görülmektedir.

Şekil 4.22’de farklı B/Y oranları için katı hacim kesrinin 7. saniyedeki yatak içindeki durumu gösterilmektedir. Burada da yine bir önceki çalışmada olduğu gibi reaktör duvarları 770 °C’de sabit sıcaklıkta tutulmaktadır. Ayrıca, reaktörün iç bölgesi ve katı tanecikler başlangıçta 762 °C’dedir ve buhar reaktöre 230 °C’de gönderilmektedir. B/Y oranının en küçük olduğu değerde yatak içerisindeki katı taneciklerinin hareketi oldukça düşüktür. B/Y’nin 0.65 olmasıyla birlikte tanecikler daha hareketli hale gelmekte ve dinamik yatak yüksekliğinde bir miktar artış görülmektedir. Burada ayrıca, kabarcıklar da oluşmaya başlamaktadır. Buhar hızının artmasına paralel olarak yatak içerisindeki kabarcık sayısı ve bu kabarcıkların büyüklüğü de artmaktadır. Kabarcıkların sayısı ve büyüklüğü ile yatak içindeki gaz-katı homojenliği açısından bakıldığında en iyi sonuçların B/Y oranının 1.11 olduğu durum için elde edildiği görülmektedir.

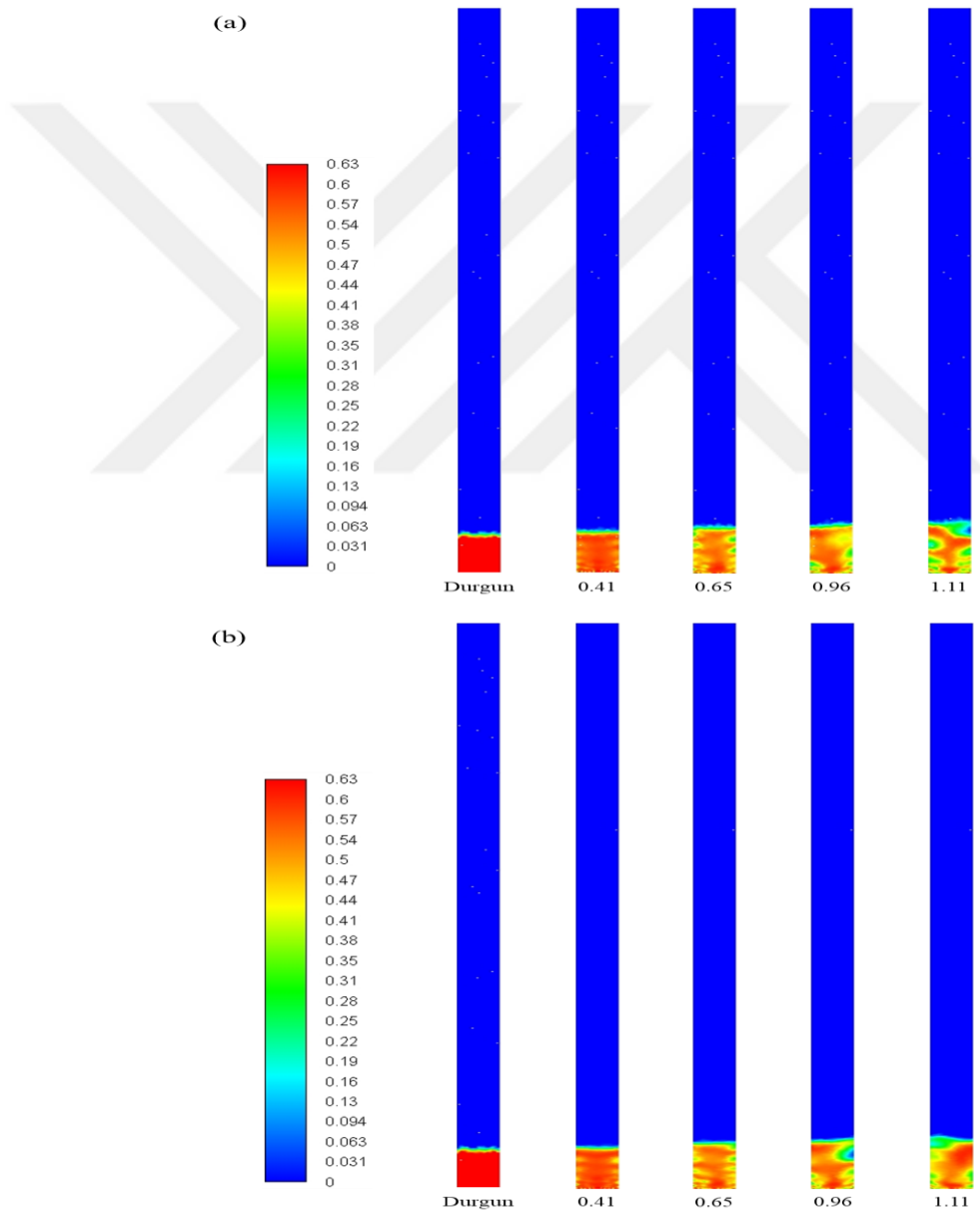
Reaktör giriş ve çıkışı arasındaki basınç düşümünün farklı eşdeğerlik oranları için 10 saniye boyunca değişimi Şekil 4.23’de gösterilmektedir. Her dört eşdeğerlik oranı için basınç düşümündeki salınımlar $3U_{mf}$ hızının kullanıldığı duruma göre çok daha

küçüktür. Bu durum, akışkan hızı üzerinde önemli bir etkisi olan reaktör sıcaklığının 10 saniye boyunca çok fazla değişmemesinden kaynaklanmaktadır. Eşdeğerlik oranıyla birlikte akışkan hızının ve kabarcık oluşumunun artmasından dolayı basınç düşümünde görülen salınımlar artmaktadır. En düşük salınım EO'nun 0.19 olduğu durumda elde edilirken en yüksek salınım ise EO'nun 0.37 olduğu durumda elde edilmiştir. Düşük EO'da salınımların az olmasının asıl nedeni bu hız değerinde kabarcıklaşmanın henüz oluşmamasındandır. En yüksek EO değerinde ise nispeten daha fazla kabarcık olduğu için bu hız değerindeki salınımlar çok daha fazladır.

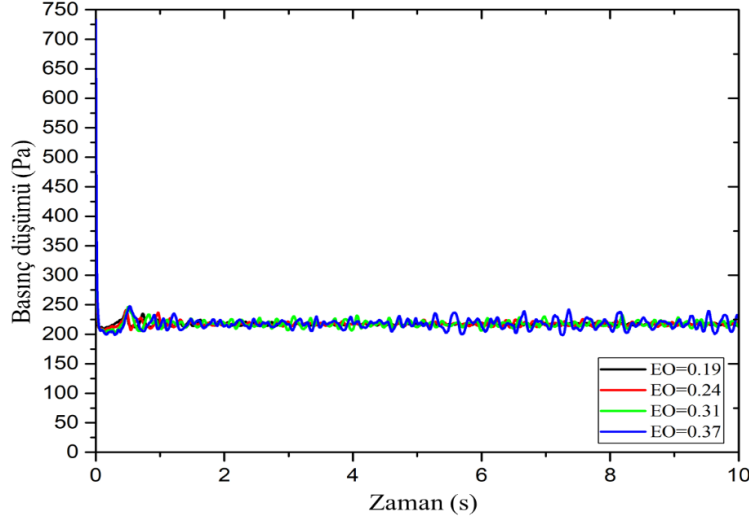


Şekil 4.21 : Katı tanecikleri hacim kesrinin farklı eşdeğerlik oranlarına göre değişimi
(a) y-z düzlemi, (b) x-y düzlemi.

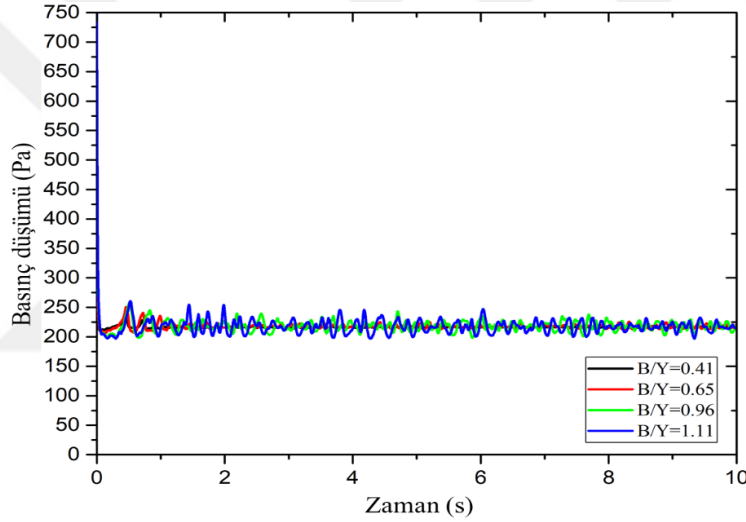
Farklı B/Y oranları için reaktör giriş ve çıkışı arasındaki basınç farkının zamana göre değişimi Şekil 4.24’de gösterilmektedir. En düşük basınç düşümü B/Y’nin 0.41 olduğu durumda, en yüksek basınç düşümü ise B/Y’nin 1.11 olduğu durumda gerçekleşmiştir. B/Y oranının artmasıyla birlikte yakıt debisi sabit olduğu akışkan hızı artmaktadır. Bu durum da hem hızın hem de kabarcık sayısının artmasına neden olduğu için reaktör giriş-çıkışı arasındaki basınç kaybı B/Y oranı ile artmaktadır. Burada da yine, basınç düşümündeki salınımlar $3U_{mf}$ hızı için elde edilen basınç düşümündeki salınımlara göre daha düşüktür. Bu durum akışkan hızının zaman içerisinde çok fazla değişmemesinden kaynaklanmaktadır.



Şekil 4.22 : Katı tanecikleri hacim kesrinin farklı B/Y oranlarına göre değişimi (a) y-z düzlemi, (b) x-y düzlemi.



Şekil 4.23 : Farklı eşdeğerlik oranları için basınç düşümünün zaman göre değişimi.



Şekil 4.24 : Farklı B/Y oranları için basınç düşümünün zaman göre değişimi.

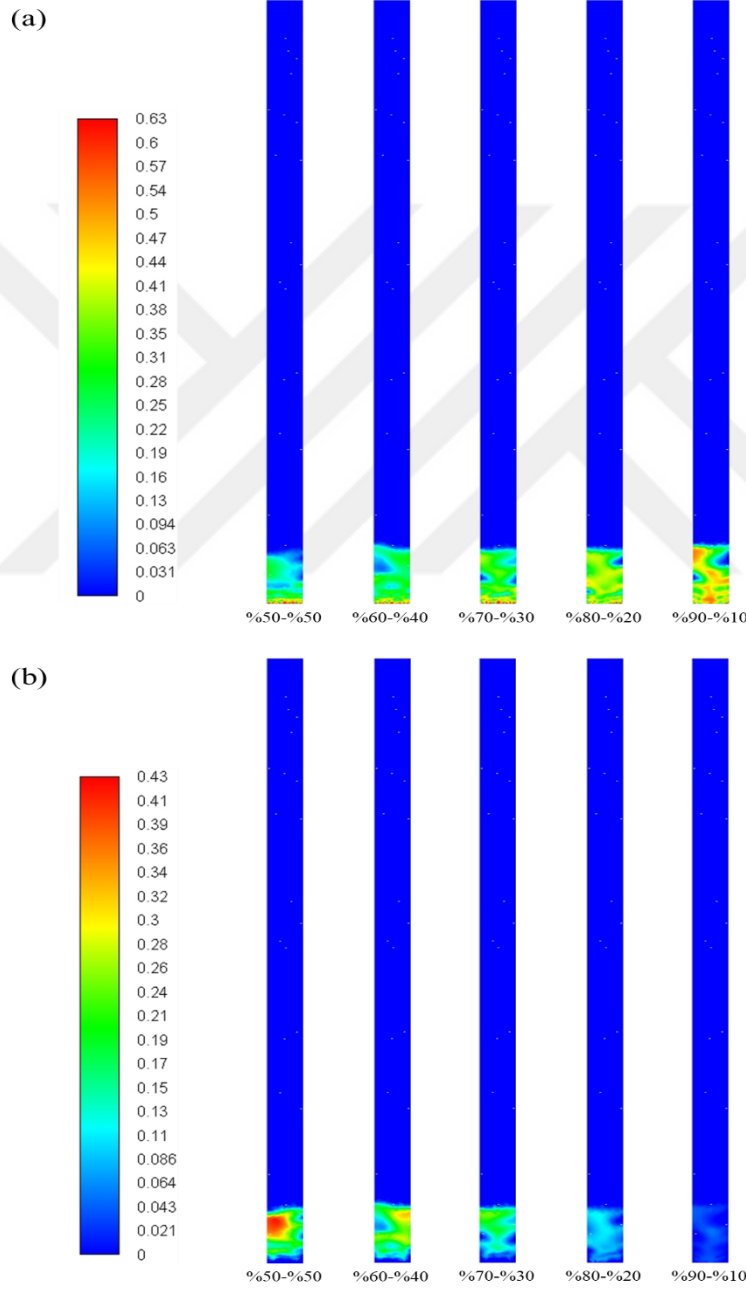
Gazlaştırma işlemi sırasında reaktör içerisinde yatak malzemesine ek olarak biyokütle çarı da katı bir tanecik olarak yatak hidrodinamiğine ve ısı transferine etki etmektedir. Bu yüzden, çarın reaktör içindeki akış ve ısı olaylara etkisinin incelenmesi amacıyla, silika kum ve çarın farklı hacimsel kesirlerindeki karışımları için de bir parametrik çalışma yürütülmüştür. Bu parametrik çalışma hava ve buhar için ayrı ayrı gerçekleştirilmiştir. Daha önce yapılan çalışmada en uygun boş yatak gaz hızı, hava için EO'nun 0.37 olduğu ve buhar için ise B/Y'nin 1.11 olduğu durumda elde edilmişti. Bu yüzden, burada yapılan çalışmadaki hızlar için bu değerler kullanılmıştır. Ayrıca, havanın kullanıldığı durumda reaktör içi ve katı tanecikleri (silika kum ve çar) sıcaklıkları başlangıçta 750 °C'dir ve reaktör duvarları 770 °C'de sabit tutulmaktadır.

Buharın kullanıldığı durumda ise yine duvarlar 770 °C’de sabit tutulurken, reaktörün içi kısmı ve katı taneciklerinin sıcaklığı başlangıçta 762 °C’dir. Çarın yoğunluğu ve tanecik çapı sırasıyla, 450 kg/m³ [102] ve 1 mm olarak tanımlanmıştır. Burada, sıcaklığın çarın ısıl iletkenliği ve özgül ısısı üzerindeki etkisi göz önüne alınmıştır. Başlangıçta reaktör 152 mm statik yüksekliğine kadar silika kum-çar karışımı ile doldurulmuştur ve katı karışımı için hacimsel kesir %60 olarak alınmıştır.

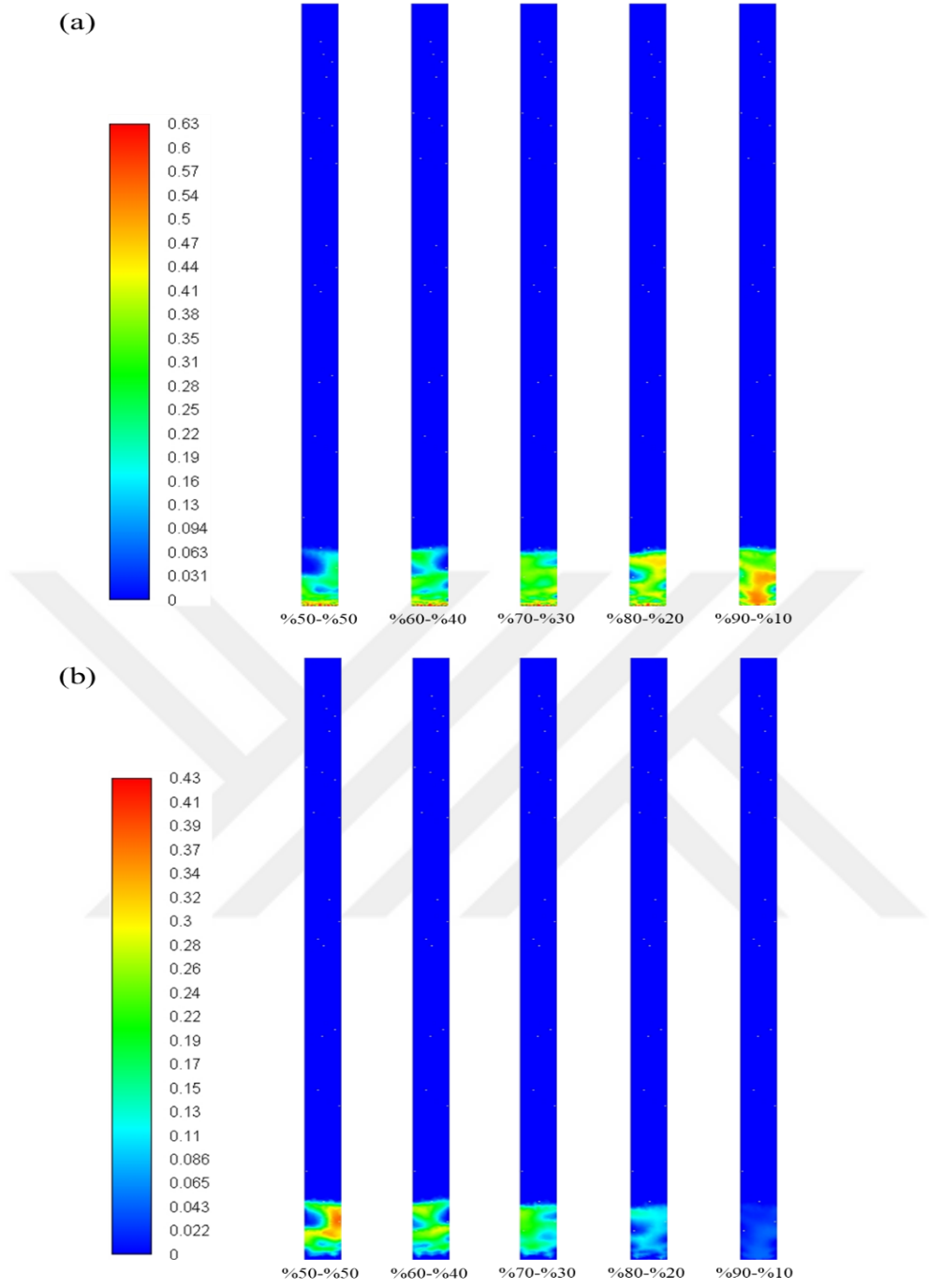
Şekil 4.25’te havanın gazlaştırma ajanı olarak kullanıldığı durum için farklı hacimsel kesirlerine sahip silika kum-çar karışımının 5. saniyede yatak içindeki durumları gösterilmektedir. Buradaki ilk yüzde ifadesi silika kumun hacimsel kesrini ikinci yüzde ifadesi ise çarın hacimsel kesrini ifade etmektedir. Başlangıçta her iki katı taneciğin karışımdaki hacimsel kesirleri birbirine eşit alınmıştır (%50-%50). Daha sonra, silika kum taneciklerinin hacimsel kesri %10 oranında arttırılırken çar taneciklerinin hacimsel kesri ise %10 oranında azaltılmıştır. Şekil 4.25 (a)’da görüleceği üzere başlangıçta silika kum tanecikleri dağıtıcı plaka üzerinde daha yoğundur ve yatak içinde kabarcık oluşumu görülmemektedir. Silika kum hacim kesrinin artmasıyla birlikte yatağın alt kısmındaki yoğunluk azalmakta ve bu tanecikler yatağın diğer kısımlarına doğru nüfuz etmektedir. Dinamik yatak yüksekliği ise tüm karışım oranları için hemen hemen aynı kalmaktadır. Yatak malzemesi açısından bakıldığında, silika kum hacim kesrinin artmasıyla birlikte yatak içerisindeki gaz-katı homojenliği iyileşmektedir. Buna ek olarak, kabarcık sayısında da bir artış görülmektedir. En uygun yatak yapısı ise silika kum hacim kesrinin %90 olduğu durumda elde edilmiştir. Çar taneciklerinin farklı hacim kesirlerine göre yatak içindeki değişimleri Şekil 4.25 (b)’de gösterilmektedir. Bu taneciklerin yoğunlukları silika kum taneciklerinden küçük olduğu için çar tanecikleri reaktörün biraz daha üst bölgelerine kadar sürüklenebilmektedir. Yatağın en alt bölgelerinde ise hiç çar taneciği görülmemektedir. Silika kum taneciklerinde olduğu gibi çar taneciklerinin oluşturduğu dinamik yatak yüksekliği de farklı hacim kesirleri için aynı kalmaktadır.

Buharın gazlaştırma ajanı olarak kullanıldığı durumda silika kum-çar karışımının farklı oranları için yatak içindeki katı taneciklerinin hacimsel kesirleri Şekil 4.26’da gösterilmektedir. Burada da yine, başlangıçta silika kum tanecikleri yatağın alt kısımlarında daha yoğun iken silika kum hacim kesrinin artmasıyla birlikte tanecikler yatağın diğer kısımlarına da ilerlemektedir. Dinamik yatak yüksekliği farklı hacimsel

kesirlerindeki tüm karışım durumları için aynı kalmaktadır. Şekil 4.26 (a)'dan görüleceği üzere silika kum tanecikleri açısından bakıldığında en uygun yatak yapısının silika kum hacim kesrinin %90 olduğu durum için elde edildiğini söylemek mümkündür. Çar tanecikleri yüksek hacim kesirlerinde (%50) yatağın alt bölgesinde görülmezken yatağın üst bölgelerinde daha yoğundur. Çar hacim kesrinin azalmasıyla birlikte katı tanecikleri yatak içerisinde daha homojen bir şekilde dağılmaktadır. Farklı hacim kesirleri için dinamik yatak yüksekliği daima sabit kalmaktadır.



Şekil 4.25 : Havanın kullanıldığı durumda taneciklerin yatak içindeki hacimsel kesirleri (a) silika kum, (b) çar.



Şekil 4.26 : Buharın kullanıldığı durumda taneciklerin yatak içindeki hacimsel kesirleri (a) silika kum, (b) çar.



5. SİMÜLASYON MODELİ

Bu bölümde, gazlaştırma reaksiyonlarını içeren bir simülasyon çalışması gerçekleştirilmiştir. Simülasyon çalışmasında, literatürde gazlaştırma işlemleri için sıklıkla kullanılan Aspen (Advanced System for Process Engineering) Plus paket programı tercih edilmiş ve Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayanan kimyasal (termodinamik) denge modeli ve sınırlı kimyasal denge yöntemi göz önüne alınmıştır. Aspen Plus daha çok kimya ve süreç mühendisleri tarafından kullanılan bir simülasyon programdır. Program kütüphanesinde bulunan geleneksel bileşenlerin yanı sıra, kömür ve biyokütle gibi geleneksel olmayan bileşenler de programa tanımlanabilmektedir. Buna ek olarak, kullanıcı tarafından hazırlanan FORTRAN kodları Aspen Plus programına kolayca aktarılabilir. Özellikle bu açıdan bakıldığında, kömür ve biyokütle gazlaştırma işlemlerinde Aspen Plus'ın kullanılması büyük bir kolaylık sağlamaktadır.

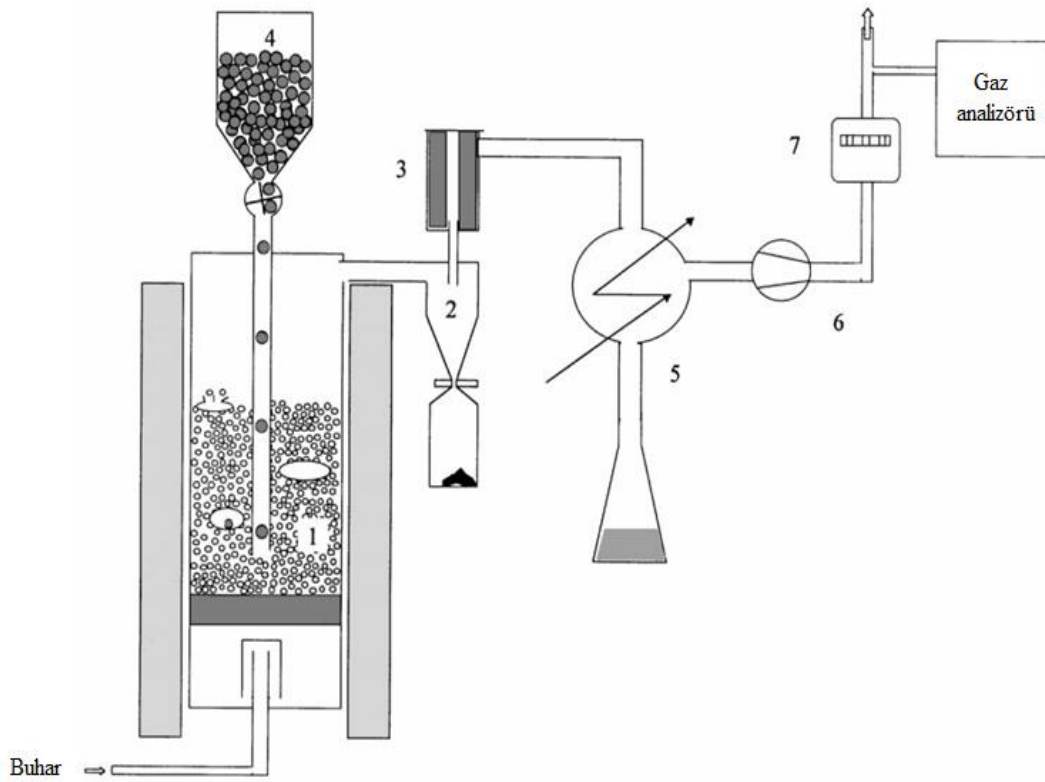
Tez kapsamında, bir KAYG'de gerçekleşen biyokütle gazlaştırma işlemi için üç farklı simülasyon modeli geliştirilmiştir. İlk olarak, geliştirilen modellerden elde edilen sonuçlar deneysel verilerle karşılaştırılarak model doğrulama işlemi yapılmıştır. Daha sonra gazlaştırma sıcaklığı, B/Y oranı, EO ve biyokütle nem içeriği gibi çalışma parametrelerinin ürün gazı kompozisyonu, H_2/CO oranı, AID ve SGV üzerindeki etkileri incelenmiştir. Parametrik çalışmalar ile elde edilen sonuçlardan yola çıkılarak, bir KAYG için en uygun çalışma koşulları belirlenmiştir.

5.1 Birinci Simülasyon Modeli

Bu çalışmada, bir kabarcıklı akışkan yatakta badem kabuğunun buhar ile gazlaştırılması için bir simülasyon modelinin geliştirilmesi hedeflenmiştir. Bu kapsamda, geliştirilen simülasyon modeli öncelikli olarak literatürde yer alan bir deneysel çalışma ile doğrulanmıştır. Model doğrulama işleminden sonra gazlaştırma performansına etki eden parametrelerin etkisi incelenmiştir.

5.1.1 Deney düzeneği ve çalışma koşulları

Rapagna ve diğ. [103] yaptıkları deneysel çalışmada yatak malzemesi olarak kullanılan olivin katalizör davranışını incelemişlerdir. Deneyler, laboratuvar ölçeğinde bir KAYG'de gerçekleştirilmiş ve biyokütle olarak badem kabuğu ve gazlaştırma ajanı olarak da buhar kullanılmıştır. Bu çalışmada kullanılan deney düzeneği Şekil 5.1'de gösterilmektedir. Bu düzende, 60 mm çapında bir KAYG, biyokütle besleme sistemi, siklon ve seramik mum filtreden oluşan gaz temizleme ünitesi, su ve katranın ayrışması için kullanılan soğutma sistemi ve çeşitli ölçüm aletleri yer almaktadır.



Şekil 5.1 : Deney düzeneğinin şematik görünümü: (1) akışkan yatak gazlaştırıcı; (2) siklon; (3) seramik mum filtre; (4) biyokütle besleyici; (5) katran ve su yoğunlaştırma sistemi; (6) fan; (7) hacimsel gazölçer [104].

Başlangıçta, reaktör içinde belirli bir statik yüksekliğe sahip olivin yatak malzemesi bulunmaktadır. Bir buhar üreticinde üretilen buhar, bu yatak malzemesi üzerinden geçirilmekte ve bu sayede taneciklerin akışkanlaşmasını sağlanmaktadır. Küçük yuvarlak taneciklerden oluşan badem kabuğu, ceketli ve hava soğutmalı bir dağıtım borusu vasıtasıyla akışkanlaştırılmış yatağın içine sürekli olarak beslenmektedir. Badem kabuğuna ait elementsel ve kısa analiz sonuçları Çizelge 5.1'de

gösterilmektedir. Yapılan tüm deneylerde biyokütle besleme debisi 0.3 kg/h olacak şekilde sabit tutulmuştur. Gazlaştırma sıcaklığı ve B/Y oranı ise sırasıyla, 700- 820 °C ve 0.5-1 aralıklarında değiştirilmiştir.

Gazlaştırma işlemi neticesinde oluşan kuru ürün gazı miktarı hacimsel bir gazölçer kullanılarak belirlenmiştir. Ürün gazındaki CO, CO₂ ve CH₄ miktarları bir kızılötesi cihaz yardımıyla ve H₂ miktarı ise bir ısı iletkenlik detektörü ile hesaplanmıştır.

Çizelge 5.1 : Badem kabuğunun elementsel ve kısa analizi [103].

Nem (% ağırlık)	7.9
Kısa analiz (kuru, % ağırlık)	
Uçucular	78.66
Sabit karbon*	20.08
Kül	1.26
Elementsel analiz (kuru, % ağırlık)	
C	50.65
H	6.03
O	42.06
AID (kJ/kg)	18350

* Farka göre hesaplanmıştır.

5.1.2 Model geliştirme

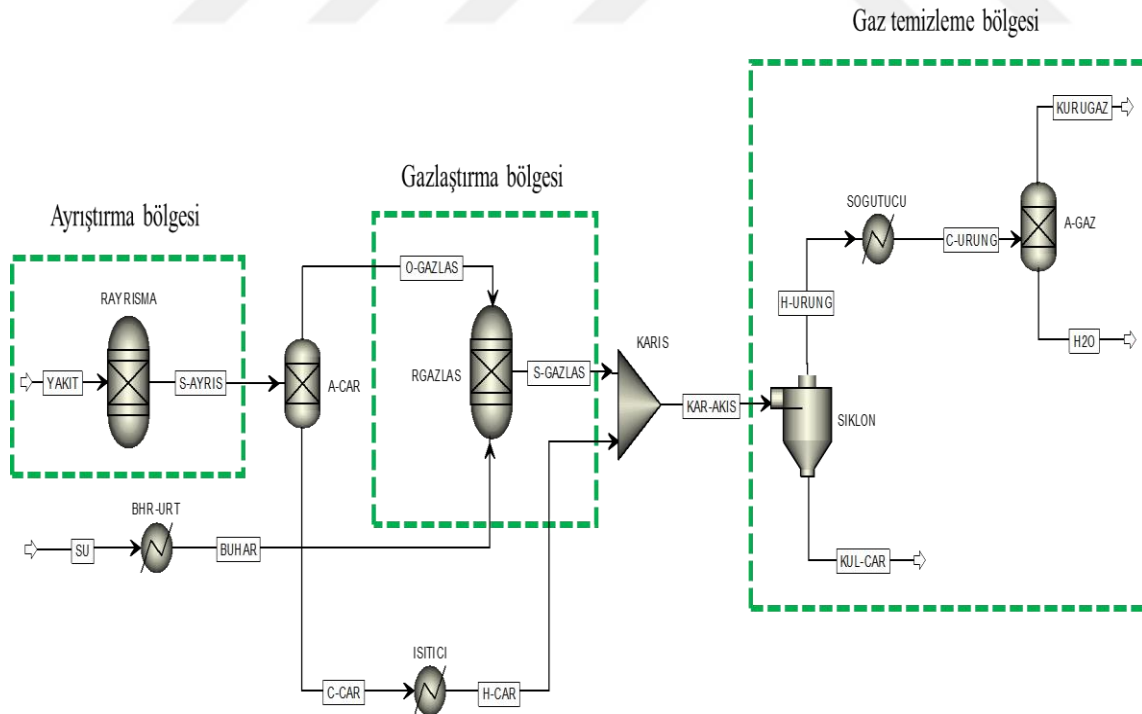
Simülasyon modeli çalışmasına başlamadan önce yapılacak kabuller belirlenmiştir. Aşağıda birinci simülasyon modelinde göz önüne alınan kabuller yer almaktadır:

- Model sıfır boyutludur ve zamandan bağımsızdır.
- Homojen bir sıcaklık dağılımı ve adyabatik koşullar söz konusudur.
- Kuruma ve piroliz anlık olarak gerçekleşmektedir.
- Gazlaştırıcı içinde gerçekleşen tüm reaksiyonlar kimyasal dengeye ulaşmaktadır.
- Çarın %100 karbondan oluştuğu kabul edilmektedir.

- Külün inert olduğu varsayılmaktadır.
- Katran ve ağır hidrokarbon oluşumları ihmal edilmektedir.

Model ile ilgili kabuller yapıldıktan sonra fiziksel özellikler için kullanılacak yöntemler belirlenmiştir. Biyokütle ve kül geleneksel bir bileşen olarak Aspen Plus programına doğrudan tanıtilamadığı için bileşenler programa geleneksel olmayan bileşenler olarak tanıtilmiştir. Geleneksel olmayan bileşenlerin entalpi ve yoğunluk özelliklerini belirlemek için sırasıyla, HCAOLGEN ve DCOALIGT modelleri kullanılmıştır. Buna ek olarak, ürün gazı, kömür gazlaştırma ve kömür sıvılaştırma gibi sentetik yakıt uygulamalarında en iyi özellik yöntemi olarak görülen Peng Robinson Boston-Mathias durum denklemi tüm fiziksel özelliklerin tahmin edilmesinde kullanılmıştır [105]. Akış sınıfı olarak MIXCINC (MIXED, CISOLID, NC) seçilmiştir. Burada MIXED geleneksel bileşenleri, CISOLID katı bileşenleri ve NC ise geleneksel olmayan bileşenleri temsil etmektedir.

Simülasyon modeli akış şeması ve simülasyonda kullanılan reaktörler sırasıyla, Şekil 5.2 ve Çizelge 5.2’de gösterilmektedir. Geliştirilen simülasyon modeli ayrıştırma, gazlaştırma ve gaz temizleme bölgelerinden oluşmaktadır.



Şekil 5.2 : Biyokütle gazlaştırma işlemine ait akış şeması.

Biyokütle geleneksel olmayan bir bileşen olduğu için Aspen Plus programında doğrudan kullanılamamaktadır. Bu yüzden, biyokütlenin geleneksel bileşen dağılımının elde edilmesi gerekmektedir. Bu simülasyon modelinde, biyokütleyi oluşturan bileşenler (hidrojen, karbon ve oksijen gibi), elementsel ve kısa analiz sonuçlarına göre hesaplayıcıda yer alan FORTRAN komutu kullanılarak belirlenmiştir. Ayırıştırma işlemi için RAYRISMA reaktörü kullanılmıştır.

Ayırıştırma işleminden sonra oluşan S-AYRIS akımı RGAZLAS reaktörüne (gazlaştırma reaktörü) girmeden önce A-CAR ayırıcısına gelmekte ve burada reaksiyona girmeyen çar (C-CAR) ana akıştan uzaklaştırılmaktadır. Deneysel çalışmada belirlenen dönüşmemiş çar miktarı yardımıyla bu çar oranı her bir çalışma koşulu için hesaplanmakta ve belirlenen bu oran, gazlaştırma reaksiyonlarına dahil edilmemektedir. O-GAZLAS akımı ve buhar üreticinde (BHR-URT) üretilen gazlaştırma ajanı (BUHAR) gazlaştırma reaksiyonları için RGAZLAS reaktörüne gelmektedir. Burada gazlaştırıcının dıştan ısıtıldığı varsayılmakta, belirlenen gazlaştırma koşulları için gerekli olan ısı Aspen Plus programı tarafından hesaplanmakta ve gazlaştırma reaktörüne sağlanmaktadır. Bu ısı enerjisinin miktarı, gazlaştırma sıcaklığı, biyokütle debisi, biyokütle nem içeriği, buhar debisi ve buhar sıcaklığına bağlıdır. Çalışma koşullarında meydana gelen değişmelere bağlı olarak değişkenlik gösteren enerji miktarı program tarafından sürekli olarak ayarlanmaktadır.

Gazlaştırma reaksiyonlarının kimyasal denge durumuna geldiği varsayılarak, tüm heterojen ve homojen reaksiyonlar RGAZLAS reaktöründe meydana gelmektedir. Bu reaktörde ayrıca, sınırlı kimyasal denge yöntemi de uygulanmaktadır. SKDY Gumz [57] tarafından önerilen deneye dayalı bir yaklaşımdır. Bu yöntemde, RGAZLAS reaktörüne tanımlanmış reaksiyonlar için bir sıcaklık tanımlaması (sıcaklık yaklaşımı) yapılmakta ve deneysel verilerle model sonuçları kalibre edilmektedir. SKDY'nin uygulanması ile RGAZLAS, belirlenen reaksiyonlar için kimyasal denge sabitlerini reaktör sıcaklığının altındaki/üstündeki bir sıcaklık değerinde hesaplamaktadır. Bu nedenle, SKDY ile KDM'ye kıyasla farklı ürün gazı bileşimi elde etmek mümkündür. Bu çalışmada, Çizelge 3.1'de yer alan R2, R4, R9 ve R12 gazlaştırma reaksiyonları belirlenen reaksiyon seti olarak SKDY'ye dahil edilmiştir.

Gazlaştırma işlemi neticesinde üretilen S-GAZLAS ve sıcaklığı yükseltile çar (H-CAR) KARIS bloğu kullanılarak karıştırılmaktadır. Karışma işleminden sonra oluşan

KAR-AKIS akımı külden ve dönüşmemiş çardan arındırılmak üzere bir katı ayırıcıya (SIKLON) beslenmektedir. Bu arındırma işlemi sonucunda sıcak ürün gazı (H-URUNG) elde edilmektedir. Daha sonra, H-URUNG akımı ürün gazını soğutmak (C-URUNG) amacıyla SOGUTUCU bloğa gelmekte ve burada sıcaklığın düşmesinden dolayı ürün gazı içindeki buhar yoğunlaşmaktadır. Son olarak, A-GAS bloğunda suyun uzaklaştırılmasıyla birlikte istenilen KURUGAZ bileşimi elde edilmektedir.

Çizelge 5.2 : Reaktör bloklarının tanımlanması.

Reaktör adı	Reaktör kimliği	Tanımlama
RAYRISMA	RYIELD	Fortran komutlarını kullanarak biyokütleyi kendini oluşturan bileşenlere dönüştürür.
A-CAR, A-GAS	SEP	Sırasıyla, reaksiyona girmeyen çarı biyokütleden ayırmak ve sentez gazı içerisindeki suyu uzaklaştırmak için kullanılır.
BHR-URT, ISITICI, SOGUTUCU	HEATER	Sırasıyla, buhar üretimi yapmak, çar sıcaklığını gazlaştırıcı sıcaklığına getirmek ve sıcak sentez gazını soğutmak için kullanılır.
RGZLAS	RGIBBS	Piroliz ve gazlaştırmanın gerçekleştiği kısımdır. Gazlaştırma reaksiyonlarının kimyasal dengeye ulaştığı varsayılmaktadır.
KARIS	MIXER	Gazlaştırma ürünlerini (kül dahil) ve reaksiyona girmeyen çarı karıştırmak için kullanılır.
SIKLON	SSPLIT	Sentez gazından çar ve külü ayırtırmak için kullanılır.

5.1.3 Model doğrulama

KDM ve SKDY kullanılarak elde edilen simülasyon sonuçları ile deneysel veriler arasında kapsamlı bir karşılaştırma yapılmıştır. Doğrulama çalışmalarında biyokütle debisi 0.3 kg/h olacak şekilde sabit tutulurken gazlaştırma sıcaklığı ve B/Y oranı sırasıyla, 700-820 °C ve 0.5-1 arasında değiştirilmiştir.

Ürün gazı bileşimini büyük oranda etkileyen buhar/yakıt oranı aşağıdaki denklem ile temsil edilmektedir [106]:

$$B/Y = \frac{\dot{m}_{biyok\ddot{u}tle\ nem\ i\ddot{c}eri\ddot{g}i} + \dot{m}_{buhar}}{\dot{m}_{kuru\ biyok\ddot{u}tle}} \quad (5.1)$$

KDM ve SKDY kullanılarak elde edilen simülasyon sonuçları deneysel verilerle karşılaştırılmıştır. Simülasyon sonuçlarının doğruluğu aşağıda denklemi verilen toplam kareler sapma yöntemi (sum squared deviation method) kullanılarak irdelenmiştir [107].

$$RSS = \sum_i^N \left(\frac{y_{ie} - y_{ip}}{y_{ie}} \right)^2 \quad (5.2)$$

$$MRSS = \frac{RSS}{N} \quad (5.3)$$

$$ortalama\ hata = \sqrt{MRSS} \quad (5.4)$$

Yukarıdaki denklemlerde yer alan *RSS* sıralı küme örneklemesini ve *MRSS* ise ortanca sıralı küme örneklemesini ifade etmektedir. Ayrıca y_{ie} ve y_{ip} sırasıyla, ürün gazı bileşenlerinin (H₂, CO, CO₂ ve CH₄) deneysel ve simülasyon sonuçlarından elde edilen kompozisyonlarıdır. Ürün gazı bileşimi ve gaz üretimi ile ilgili analiz sonuçları Çizelge 5.3’de yer almaktadır. Çizelgeden görüleceği üzere SKDY tahminleri KDM’ye göre deneysel verilerle daha uyumludur. Tüm deney sonuçları için SKDY’nin kullanıldığı durum göz önüne alındığında, gaz bileşimleri içinde en düşük ve en yüksek ortalama hata sırasıyla, hidrojen ve metan için elde edilmiştir.

Çizelge 5.3 : Her iki modelleme yaklaşımı için analiz sonuçları.

Değişken	Sıcaklık için ortalama hata		B/Y oranı için ortalama hata	
	KDM	SKDY	KDM	SKDY
H ₂	0.24	0.10	0.17	0.07
CO	0.10	0.22	0.22	0.08
CO ₂	0.24	0.17	0.46	0.17
CH ₄	0.97	0.51	0.98	0.36
Gaz üretimi	0.37	0.15	0.17	0.06

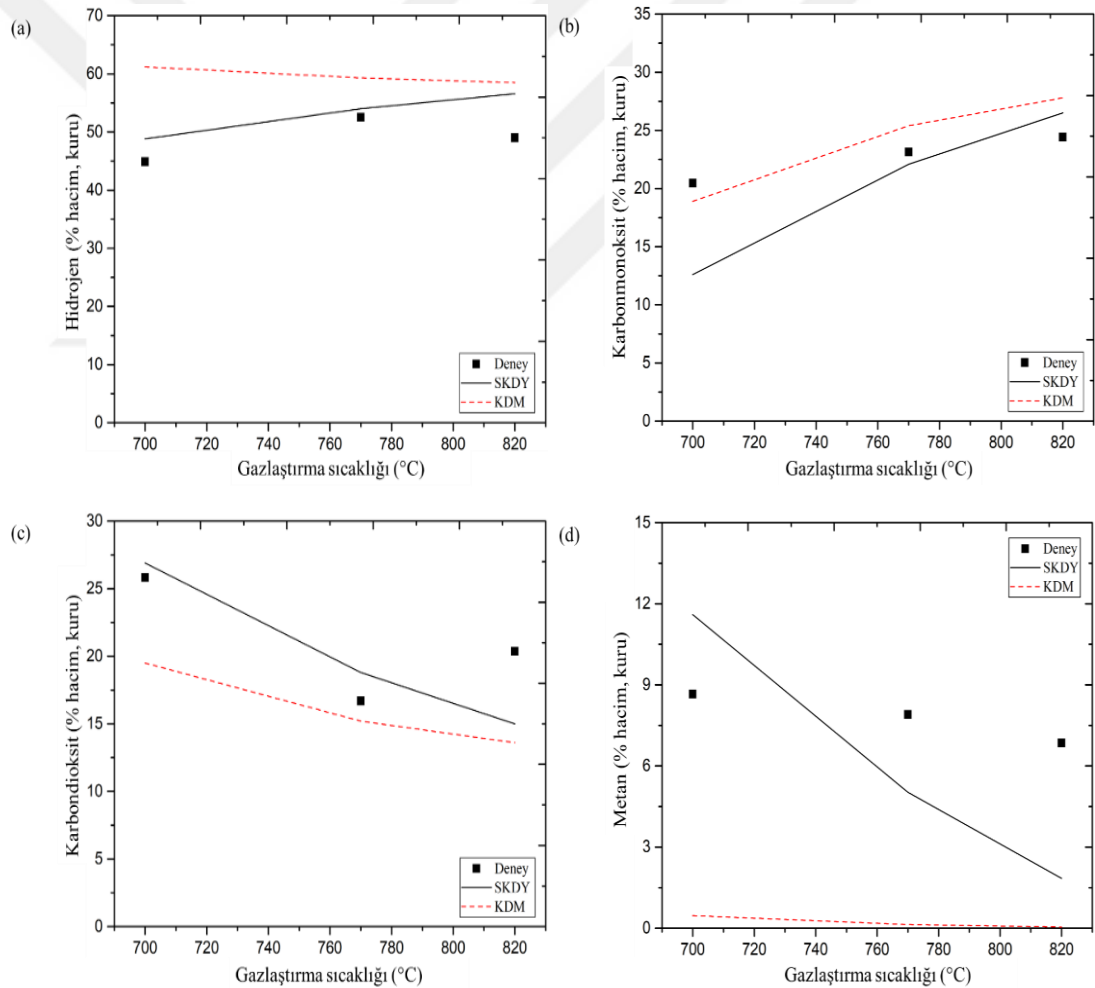
Şekil 5.3’de üç farklı gazlaştırma sıcaklığı (700, 770 ve 820 °C) için hem KDM hem de SKDY sonuçları deneysel verilerle karşılaştırılmaktadır. Kimyasal denge modeli göz önüne alındığında, 700 °C’de H₂’nin deneysel verinin üstünde tahmin edilmesi simülasyonda katran ve yanmamış hidrokarbon üretiminin ihmal edilmesinden kaynaklanmaktadır. Sıcaklık ve katran oluşumu arasındaki zıt ilişkiye bağlı olarak simülasyon sonuçları ve deneysel veriler arasındaki fark 770 ve 820 °C sıcaklıklarında azalmıştır. Yüksek miktardaki H₂, su-gaz değişim reaksiyonunun (R9) geriye reaksiyonuna neden olduğu için modelde tahmin edilen CO₂ miktarı gerçek duruma göre daha düşüktür. Ayrıca, bu olası reaksiyon yönü 770 ve 820 °C’de CO’nun tahmininde de etkili olmuştur. CH₄ tahmini deneysel verilerin çok altında gerçekleştirilmiştir. CH₄’ün deneysel sonuçların çok altında veya üstünde tahmin edilmesi denge modelinde oldukça yaygın olarak görülen bir problemdir [108, 109]. CH₄ tahmininin deneysel verilerin çok altında çıkması, gerçek bir gazlaştırma sistemi ve kimyasal denge durumundaki ideal bir reaktör arasındaki farktan kaynaklanmaktadır. Çünkü, gerçek çalışma koşullarında dönüşmemiş hidrokarbon miktarı (özellikle CH₄) modelden elde edilene göre çok daha fazladır [110, 111]. SKDY sonuçları dikkate alındığında, H₂, CO, CO₂ ve CH₄ bileşimlerinin tahminleri, 700 °C’deki CO bileşimi hariç, tüm sıcaklık aralıkları için deneysel verilerle daha uyumludur. Bu durum, SKDY’nin bir KAYG’deki badem kabuğu gazlaştırma işlemi için daha uygun bir modelleme yaklaşımı olduğunu göstermektedir.

Şekil 5.4’de 700-820 °C aralığındaki üç farklı sıcaklıkta ürün gazı üretimi için simülasyon sonuçları ile deneysel veriler karşılaştırılmaktadır. Katran oluşumunun simülasyonda dikkate alınmamasından dolayı gaz üretimi tahmini deneysel verilerin üzerinde gerçekleştirilmiştir. Şekilden de görüleceği üzere SKDY ile deneysel verilere daha yakın sonuçlar elde edilmiştir.

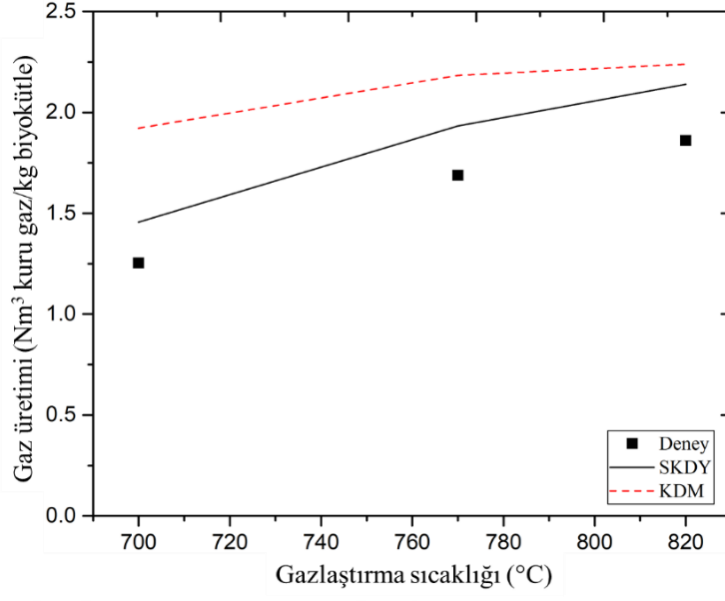
Şekil 5.5’de ürün gazı bileşiminin buhar/biyokütle oranının üç farklı değerine (0.5, 0.7 ve 1) göre değişimi için simülasyon sonuçları deneysel verilerle karşılaştırılmaktadır. Yukarıda bahsedilen nedenlerden dolayı CH₄ tahmini burada da deneysel verilerin çok altında gerçekleştirilmiştir. Modelde, buhar sıcaklığının gazlaştırıcı sıcaklığı üzerindeki etkisi ihmal edilmekte ve bu durum ürün gazı bileşiminde bir değişime neden olmaktadır. Daha yüksek gazlaştırma sıcaklığı R9 ve R10 geri reaksiyonlarını desteklemektedir. Bu yüzden, CO₂ deneysel verilerin altında tahmin edilirken H₂ ve

CO deneysel verilerin üstünde tahmin edilmiştir. Buna ek olarak, SKYD tüm noktalarda deneysel veriler için kabul edilebilir doğrulukta tahminler gerçekleştirmiştir.

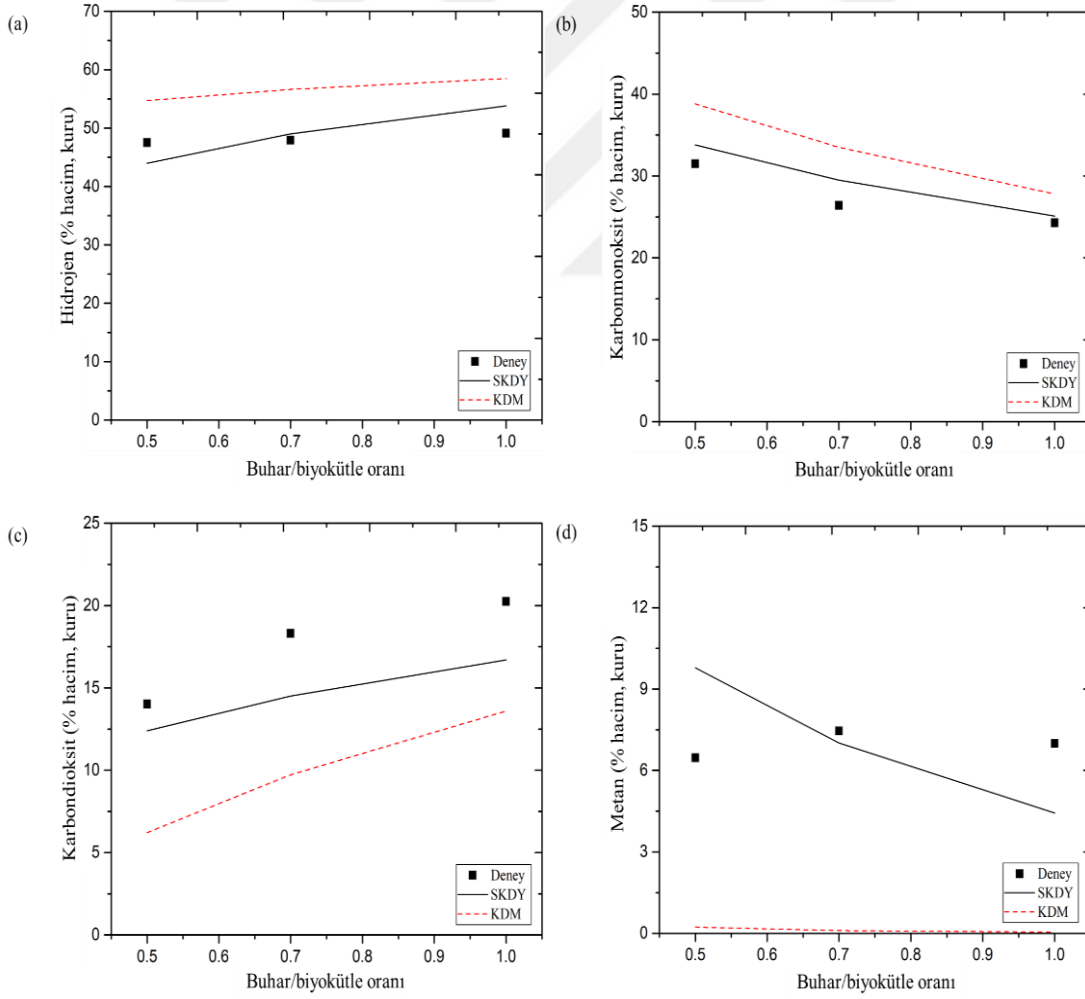
Deneysel veriler ve simülasyon sonuçları göz önüne alındığında, B/Y oranının ürün gazı üretimi üzerindeki etkisi Şekil 5.6’da gösterilmektedir. Tüm B/Y oranlarında H₂ ve CO bileşenlerinin deneysel verilerden daha yüksek tahmin edilmelerinden dolayı, KDM ile elde edilen ürün gazı tahminleri deneysel verilerin üstünde çıkmaktadır. SKDY tahminleri ise deneysel verilerle çok iyi bir şekilde örtüşmektedir. Özellikle, her bir gaz bileşenin başarılı bir şekilde tahmin edildiği B/Y=0.7 noktasında simülasyon sonucu ile deneysel veri üst üste gelmektedir. Burada da yine, SKDY ile KDM’ye göre daha başarılı tahminler gerçekleştirilmiştir.



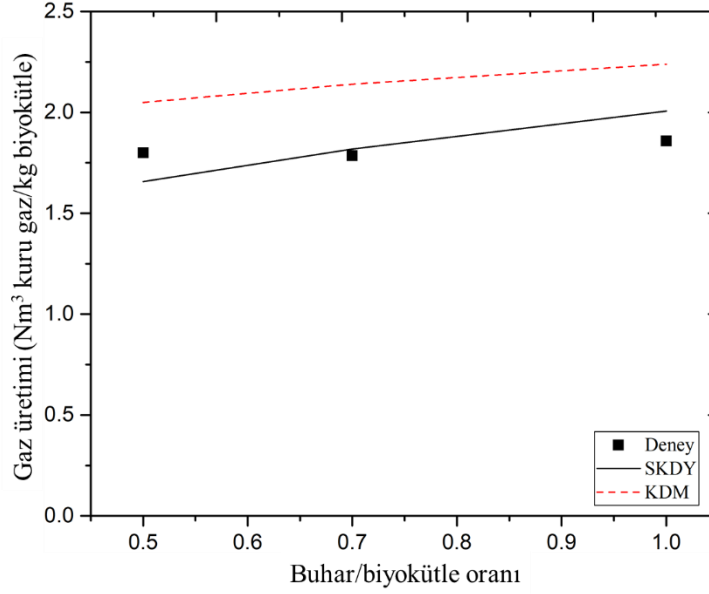
Şekil 5.3 : Gazlaştırma sıcaklığının kuru gaz bileşimi üzerindeki etkisi (a) hidrojen, (b) karbonmonoksit, (c) karbondioksit, (d) metan (B/Y=1).



Şekil 5.4 : Gazlaştırma sıcaklığının gaz üretimi üzerindeki etkisi (B/Y=1).



Şekil 5.5 : B/Y oranının kuru gaz bileşimi üzerindeki etkisi (a) hidrojen, (b) karbonmonoksit, (c) karbondioksit, (d) metan (T=820 °C).



Şekil 5.6 : B/Y oranının gaz üretimi üzerindeki etkisi (T=820 °C).

5.1.4 Parametrik çalışma

Model doğrulama çalışmalarında gaz bileşimi ve ürün gazı üretimi için SKDY kullanılarak yapılan tahminler çok daha başarılı olmuştur. Bu yüzden, ürün gazı bileşimi, H₂/CO oranı, AID ve SGV'yi araştırmak için gerçekleştirilen parametrik çalışmalarda bu yöntem tercih edilmiştir. SGV ve H₂/CO oranı aşağıdaki denklemlerle temsil edilmektedir.

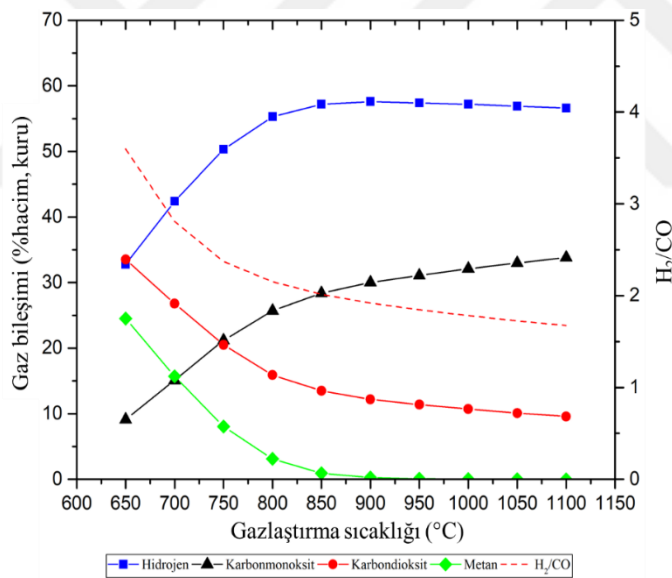
$$SGV = \frac{\dot{m}_{kuru\ ürün\ gazı} \times AID_{kuru\ ürün\ gazı}}{\dot{m}_{biyokütle} \times AID_{biyokütle} + Q_{buhar}} \quad (5.5)$$

$$\frac{H_2}{CO} = \frac{kuru\ ürün\ gazındaki\ H_2'nin\ mol\ kesri}{kuru\ ürün\ gazındaki\ CO'nun\ mol\ kesri} \quad (5.6)$$

5.1.4.1 Gazlaştırma sıcaklığının etkisi

Biyokütle debisi ve B/Y oranı sırasıyla, 0.3 kg/h ve 1 olacak şekilde sabit tutularak gazlaştırma sıcaklığının gazlaştırıcı performansı üzerindeki etkisi araştırılmaktadır. Ürün gazı bileşiminin ve H₂/CO oranının değişimi 650-1100 °C aralığındaki on farklı sıcaklık değeri için Şekil 5.7'de gösterilmektedir. Ürün gazı içindeki H₂ derişikliğinin sıcaklıkla birlikte arttığı ve 900 °C en yüksek değerine ulaştığı görülmektedir. Artan sıcaklıkla birlikte, R2 ve R12 endotermik reaksiyonları hidrojen üretimi üzerinde olumlu etki yaparken R9 ekzotermik reaksiyonu ise olumsuz etki yapmaktadır. Bu

reaksiyonların net etkisi H_2 'nin 650 ve 900 °C sıcaklık aralıklarında artmasına neden olmaktadır. H_2 bileşimi 900 °C'de en yüksek değerinde ulaşmakta ve bu noktadan sonra neredeyse sabit kalmaktadır. CO derişikliği %9.12'den %33.8'e çıkmaktadır ve en önemli artış 650-850 °C sıcaklık aralıklarında görölmektedir. CO_2 derişikliği artan sıcaklıkla birlikte sürekli olarak azalmaktadır. CO ve CO_2 'de görölen bu eğilimler, R1 ve R12 endotermik reaksiyonları için reaksiyon dengesinin girenlerden ürönlere doğru kaymasından ve R9 ekzotermik reaksiyonunun ise geri yönde baskın hale gelmesinden kaynaklanmaktadır. Artan sıcaklıkla birlikte R12 reaksiyonu ileri yönde daha etkin olduğu için ürün gazı içindeki CH_4 miktarı azalmaktadır. Sıcaklığın artmasıyla H_2 ve CO'nun artma eğilimleri ve CO_2 ve CH_4 'ün azalma eğilimleri literatürde yer alan diğör çalışmalarda da rapor edilmiştir [58, 62]. Sıcaklığın artmasıyla birlikte hem H_2 hem de CO artmasına rağmen CO'da görölen artış oranı daha fazladır. Bu yüzden, H_2/CO oranı 650 °C'de 3.59'dan 1100 °C'de 1.67'ye düşmektedir. Bu düşme eğilimi ayrıca, literatürdeki bir başka çalışmada da belirtilmiştir [61].

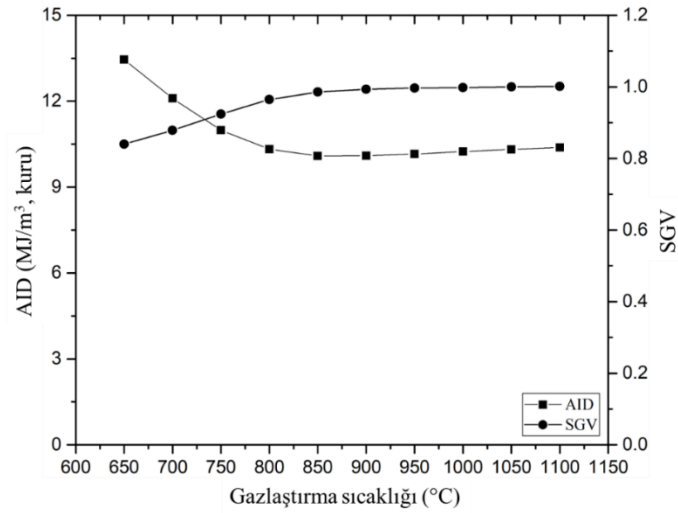


Şekil 5.7 : Gazlaştırma sıcaklığının ürün gazı bileşimi ve H_2/CO üzerindeki etkisi (B/Y=1).

Sıcaklığın AID ve SGV üzerindeki etkisi Şekil 5.8'de gösterilmektedir. AID, CH_4 derişikliğindeki keskin azalmadan dolayı 850 °C'ye kadar 13.45 MJ/m³ değerinden 10.09 MJ/m³ değerine düşmektedir. Bu sıcaklığın üzerinde AID'de 1100 °C'ye kadar kayda değer bir değışim görölmemektedir. Motta ve diğ. [62], artan sıcaklığın kütle-esaslı AID üzerinde olumlu bir etkiye sahip olduğunu söylemişlerdir. Bununla birlikte, bu çalışmanın da konusu olan hacim-esaslı AID'nin sıcaklıkla birlikte azaldığını

belirtmişlerdir. SGV'nin, 650 ve 850 °C aralığında artan H₂ ve CO derişiklikleri ve ürün gazı debisiyle birlikte arttığı görülmektedir. Daha sonra, 1100 °C'de 1.001 değerine ulaşmaktadır. SGV'nin 1'den büyük değeri Nipattummakul ve diğ. [112] tarafından atık su çamurunun buhar ile gazlaştırılması için yapılan bir çalışmada rapor edilmiştir. Bu durum, buharın H₂'ye kısmi dönüşümüyle ilişkilendirilmiştir. Benzer bir gerekçe bu çalışma için de geçerli olabilmektedir. SGV ayrıca CO₂'nin gazlaştırma ajanı olarak kullanıldığı bir başka çalışmada da [53] yine 1'den büyük bulunmuştur. Bu durum, CO₂-karbonun kısmen CO'ya dönüşmesinden kaynaklanmaktadır.

Son değerlendirme gazlaştırıcılar için en önemli iki performans parametresi olan AID ve SGV için yapılmıştır. Analizlerde, 850 °C'nin üstündeki sıcaklıklarda AID ve SGV'de önemli bir değişimin olmadığı görülmüştür. Ayrıca, en yüksek H₂ derişikliği 900 °C'de elde edilmiştir. Buradan yola çıkılarak, en uygun gazlaştırıcı sıcaklığının 850 ve 900 °C sıcaklıkları aralığında olması gerektiği önerilmektedir. Bu bulgu, çalışma sıcaklık aralığı 800-1000 °C olan ticari akışkan yatak biyokütle gazlaştırıcılar ile örtüşmektedir [56]. Fremaux ve diğ. [113] ayrıca, ele aldıkları akışkan yatak gazlaştırıcı için en uygun çalışma sıcaklığı olarak 900 °C'yi tavsiye etmişlerdir.

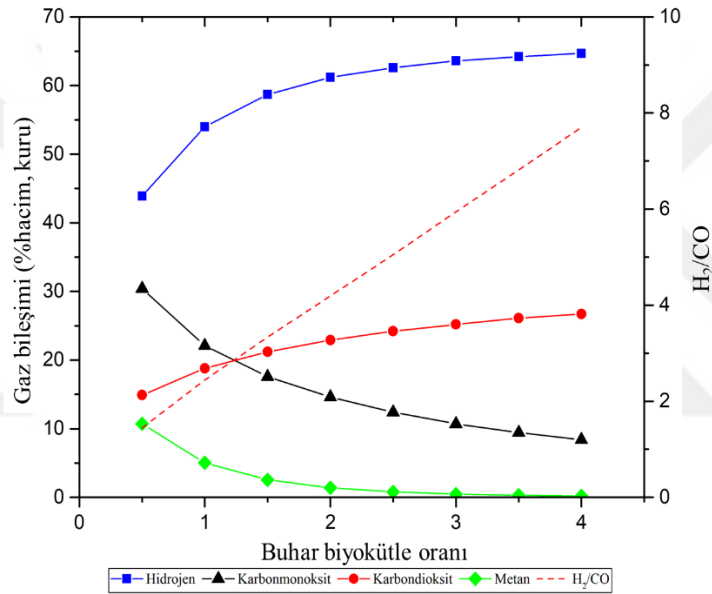


Şekil 5.8 : Gazlaştırma sıcaklığının AID ve SGV üzerindeki etkisi (B/Y=1).

5.1.4.2 B/Y oranının etkisi

B/Y oranının ürün gazı bileşimi ve H₂/CO üzerindeki etkisi Şekil 5.9'da gösterilmektedir. Burada, biyokütle debisi 0.3 kg/h ve gazlaştırma sıcaklığı 770 °C'de

sabit tutulurken, B/Y oranı 0.5-4 aralığında değişmektedir. B/Y oranının artmasıyla birlikte, ileri yönde R2, R9 ve R12 reaksiyonları daha elverişli hale gelmektedir. Bu da, H₂ ve CO₂ derişikliklerinin artmasına CH₄ derişikliğinin ise azalmasına neden olmaktadır. H₂, B/Y oranının artmasıyla birlikte artmakta ve en yüksek değeri olan 64.7'ye B/Y'nin 4 olduğu durumda ulaşmaktadır. CO₂ derişikliği B/Y oranı ile birlikte yaklaşık %12 oranında artmaktadır. İleri R9 reaksiyonunun CO derişikliği üzerindeki olumsuz etkisinden dolayı CO sürekli olarak azalmakta ve B/Y'nin 4 olduğu noktada en küçük değerine (%8.4) ulaşmaktadır. Ürün gazı bileşimine ait benzer eğilimler başka çalışmalarda da elde edilmiştir [56, 58, 114]. H₂ ve CO'da meydana gelen artış ve azalışlardan dolayı H₂/CO oranı doğrusal olarak artmaktadır.

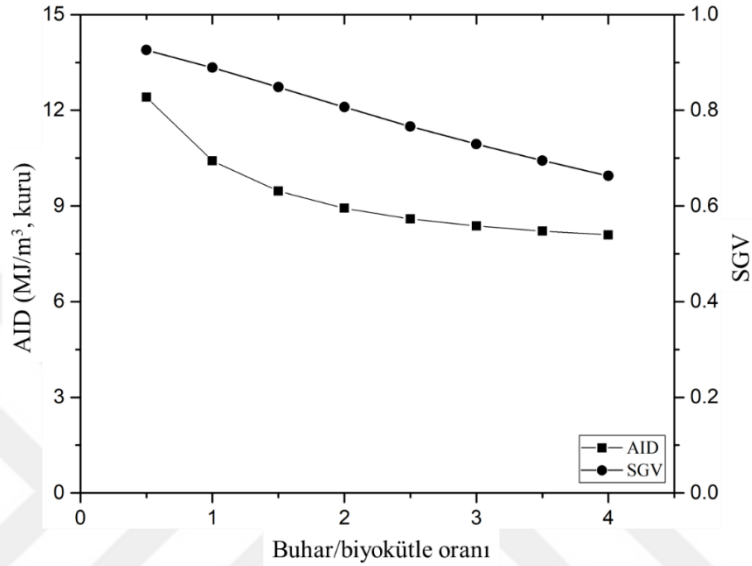


Şekil 5.9 : B/Y oranının kuru gaz bileşimi üzerindeki etkisi (T=770 °C).

B/Y oranının AID ve SGV üzerindeki etkisi Şekil 5.10'da gösterilmektedir. Ürün gazı ısı değeri 12.4'den 8.09'a ve SGV ise 0.92'den 0.66'ya düşmektedir. AID'deki bu düşüş CO ve CH₄ derişikliklerinin azalmasından kaynaklanabilmektedir [115]. Gaz bileşimindeki değişimler ile buhar debisindeki artış SGV'nin düşmesine sebep olan temel nedenlerdir. Shahbaz ve diğ. [116] SGV'nin B/Y oranı ile birlikte azaldığını belirtmişlerdir.

B/Y oranındaki artış H₂ üretimi üzerinde önemli bir etkiye sahiptir ve bu çalışmada H₂ %20.8 oranında artış göstermiştir. Bununla birlikte, artan buhar AID ve SGV'nin azalmasına neden olmakta ve bu da gazlaştırma performansını düşürmektedir. Bu yüzden, göz önüne alınan çalışma koşulları için en uygun B/Y oranının belirlenmesi

gerekmektedir. Şekil 5.9'da B/Y oranının 1.5'in üzerindeki değerlerde H_2 derişikliğindeki artışın göreceli olarak küçük olduğu görölmektedir. Chutichai ve diğ. [117] gaz bileşimindeki değışimin B/Y oranının 1.2 değıerine ulaşmasından sonra oldukça küçük olduğunu vurgulamışlardır. Başka bir çalışmada ise [118] $B/Y > 1.5$ için hidrojen üretiminde çok küçük bir artış gözlemlenmiştir. Bu yüzden, bu çalışmada göz önüne alınan koşulları için en uygun B/Y değıeri 1.5 olarak belirlenmiştir.



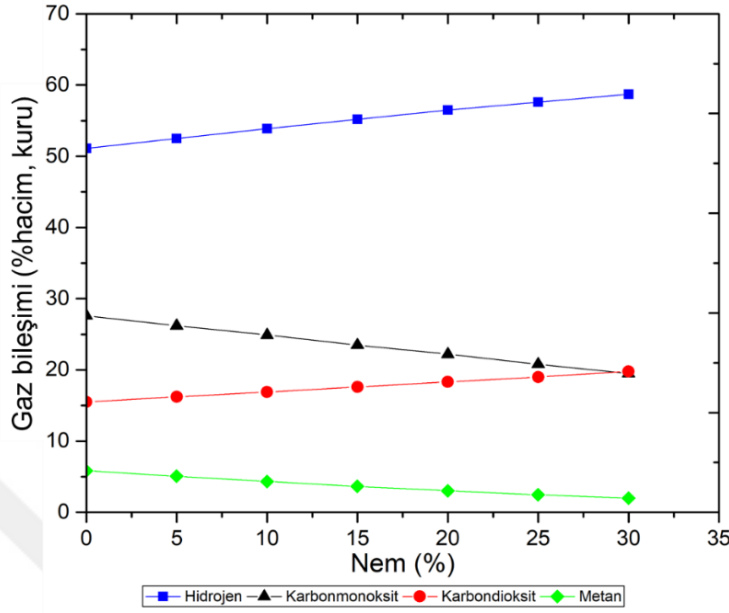
Şekil 5.10 : B/Y oranının AID ve SGV üzerindeki etkisi (T=770 °C).

5.1.4.3 Biyokütle nem içeriğinin etkisi

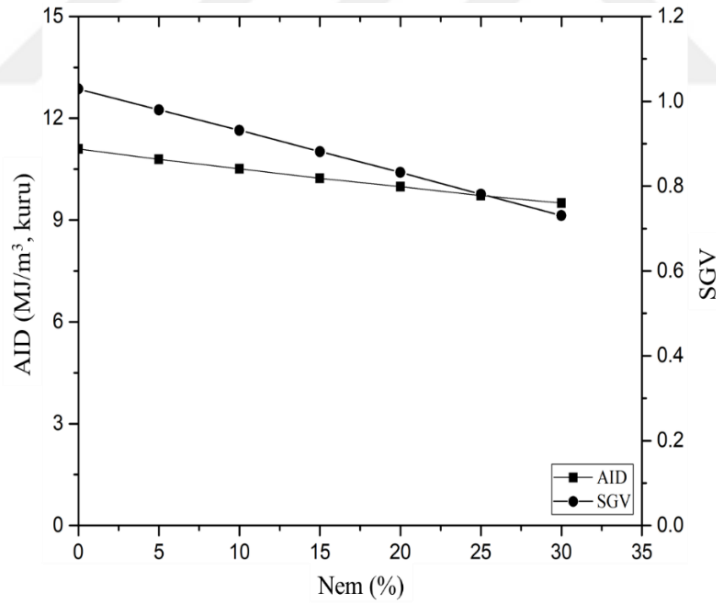
Biyokütle nem içeriğinin ürün gazı kompozisyonu üzerindeki etkisi, biyokütle debisinin, B/Y oranının ve gazlaştırma sıcaklığının sırasıyla, 0.3 kg/h, 1 ve 820 °C'ye sabitlenmesiyle incelenmiştir. Ürün gazı bileşiminin farklı nem içeriklerine göre değıişimi Şekil 5.11'de gösterilmektedir. Biyokütle nem içeriğı %0-30 arasında değıişmektedir. Nem miktarının artması ürün gazı bileşiminde değıişimlere yol açan R2, R9 ve R12 reaksiyonlarını etkilemektedir. Nem içeriğı ile birlikte H_2 derişikliği %51.1'den %58.7'ye yükselmektedir. Nemin, doğrusal olarak artan ve %30 nem içeriğinde en yüksek değıerine (%19.8) ulaşan CO_2 derişikliği üzerinde olumlu etkisi bulunmaktadır. CO ve CH_4 derişikliklerinin her ikisi de nem artışından olumsuz etkilenmektedir ve bu gazlarda sırasıyla, %8.1 ve %3.8'lik düşüşler görölmektedir. Ürün gazı bileşimi için benzer sonuçlar literatürde yer almaktadır [59, 62].

Şekil 5.12'de biyokütle nem içeriğinin AID ve SGV üzerindeki etkisi yer almaktadır. Beklendiğı üzere, ürün gazı bileşimindeki değıişimlere bağılı olarak artan nem miktarı

ele alınan KAYG performansını sınırlamaktadır [58]. AID tüm nem içerikleri boyunca 1.59 MJ/m^3 azalmaktadır. SGV'nin en yüksek değeri %0 nem içeriği için elde edilirken, en düşük değeri ise %30 nem içeriğinde elde edilmiştir.



Şekil 5.11 : Nem içeriğinin ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (B/Y=1, T=820 °C).



Şekil 5.12 : Nem içeriğinin AID ve SGV üzerindeki etkisi (B/Y=1, T=820 °C).

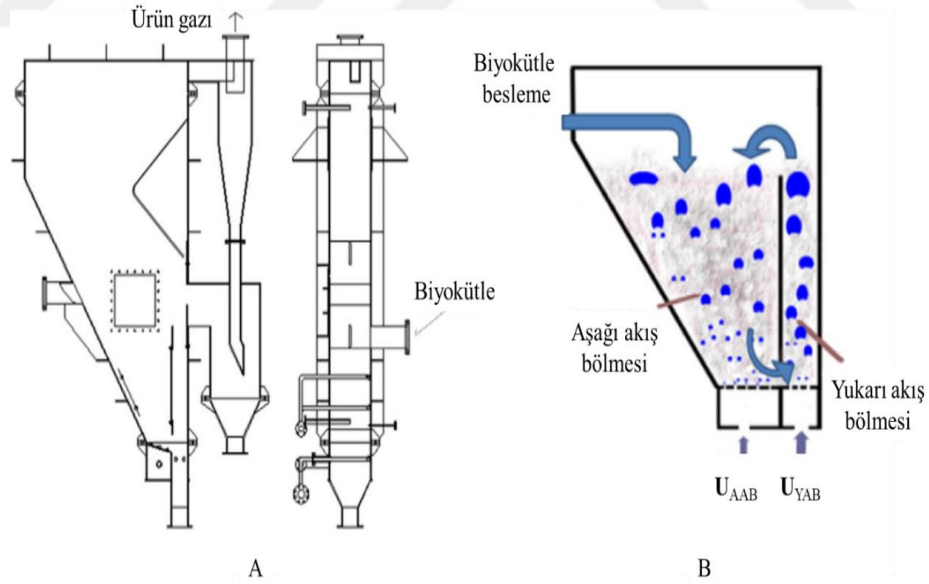
5.2 İkinci Simülasyon Modeli

İkinci simülasyon çalışmasında, içten dolaşımli bir KAYG için simülasyon modeli geliştirilmiştir. Bu simülasyonda yakıt olarak badem kabuğu, gazlaştırma ajanı olarak

buhar/oksijen kullanılmıştır. Geliştirilen model önce bir deneysel çalışma ile doğrulanmıştır. Daha sonra, parametrik çalışmalar gerçekleştirilmiş ve bu kapsamda B/Y oranının ve EO'nun ürün gazı kompozisyonu, gaz üretimi, AID ve SGV üzerindeki etkileri incelenmiştir.

5.2.1 Deney düzeneği ve çalışma koşulları

Barisano ve diğ. [119] gazlaştırıcı performansını ve ürün gazı kalitesini değerlendirmek amacıyla deneysel bir çalışma yapmışlardır. Bu çalışmada gazlaştırıcı olarak pilot ölçekli bir KAYG (1000 kWh) kullanılmış ve deneyler atmosferik basınçta gerçekleştirilmiştir. Biyokütle olarak badem kabuğu, yatak malzemesi olarak olivin kullanılmıştır. Gazlaştırma ajanı için ise üç farklı durum (buhar-oksijen karışımı, ağırlıkça %35 ve %50 oksijence zenginleştirilmiş hava) göz önüne alınmıştır. Şekil 5.13'de deneysel çalışmada kullanılan içten dolaşimli KAYG yer almaktadır. Reaktör, taneciklerin yatak içinde dolaşımına olanak sağlayacak şekilde tek parçadan oluşmaktadır. Burada, yatak malzemesini bir bölmeden diğerine hareket ettirmek amacıyla her iki tarafa farklı akışkanlaşma hızları uygulanmakta ve böylece, taneciklerin sürekli olarak dolaşımı sağlanmaktadır.



Şekil 5.13 : A) İçten dolaşimli KAYG çizimi; B) içten dolaşimli yatağın çalışma prensibi (U_{AAB} : aşağı akış bölgesindeki gaz hızı, U_{YAB} : yukarı akış bölgesindeki gaz hızı) [119].

Bu çalışmadaki kabarcıklı akışkan yatak reaktörü, gazlaştırma ajanı olarak buhar/oksijen karışımı göz önüne alınarak tasarlanmıştır. Bununla birlikte, oksijence

zenginleştirilmiş havanın da kullanılması mümkündür. Çizelge 5.4’de deneysel çalışmada yürütülen testler ve her bir teste ait çalışma koşulları yer almaktadır. Deneysel çalışmalar gazlaştırma ajanının üç farklı durumu için gerçekleştirilmiştir. Tüm gazlaştırma testlerinde biyokütle olarak badem kabuğu kullanılmıştır. Badem kabuğuna ait fiziksel ve kimyasal özellikler Çizelge 5.5’de gösterilmektedir.

Çizelge 5.4 : Deneysel çalışma koşulları.

Test	%35 O ₂	%50 O ₂	Buhar/ O ₂
Biyokütle debisi (kg/h)	130	130	125
Buhar debisi (kg/h)	-	-	55
O ₂ debisi (kg/h)	42	44	39
O ₂ zenginleştirme (%ağırlık)	36	48	100
Buhar/biyokütle	-	-	0.4
EO	0.22	0.23	0.21
Gazlaştırma sıcaklığı (°C)	850-880	850-870	820-830
Basınç (bar)	1.0-1.1	1.0-1.1	1.0-1.1

Çizelge 5.5 : Badem kabuğunun fiziksel ve kimyasal özellikleri [119].

Badem kabuğu					
Yığın yoğunluk (kg/m ³)			Nem (%kütle, yaş)		
410			10		
Kısa analiz (%kütle, kuru)					
Kül		Uçucular		Sabit karbon	
1.20		80.60		18.20	
Elementsel analiz (%kütle, kuru)					
C	H	N	O	Cl	S
47.90	6.30	0.32	44.27	0.012	0.015
Isıl değerler (MJ/kg)					
ÜİD			AİD		
19.50			18.00		

5.2.2 Model geliştirme

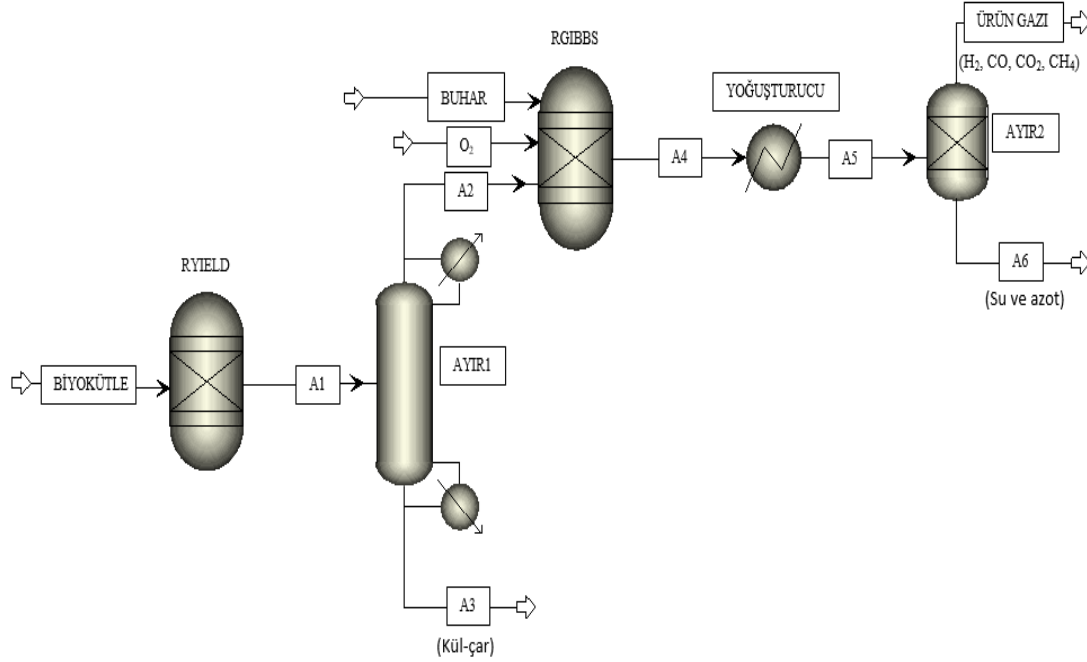
İkinci simülasyon modelinde aşağıdaki kabuller yapılmıştır:

- Simülasyon zamandan bağımsızdır.
- Isıl kayıplar ihmal edilmektedir.
- Katran oluşumu dikkate alınmamaktadır.
- Piroliz işlemi anlık gerçekleşmektedir ve uçucu ürünler temelde H_2 , CO , CO_2 , CH_4 ve H_2O 'dan oluşmaktadır.
- Tüm reaksiyonların dengeye ulaştığı kabul edilmektedir.
- Çarın yalnızca karbondan oluştuğu varsayılmaktadır.

Birinci simülasyon çalışmasında olduğu gibi burada da, biyokütle ve kül programa geleneksel olmayan bileşenler şeklinde tanımlanmıştır. Ayrıca, fiziksel özelliklerin belirlenmesinde de daha önceki simülasyon çalışmasında kullanılan yöntemler tercih edilmiştir.

Şekil 5.14'de ikinci simülasyon çalışmasına ait akış şeması gösterilmektedir. Burada ilk olarak nemli halde sisteme beslenen BİYOKÜTLE, kendini oluşturan bileşenlere (C, H, N, O, Cl, S, kül ve H_2O) ayrıştırılmak üzere RYIELD reaktörüne gönderilmektedir. Biyokütleyi oluşturan bileşenlerin oranları elementsel ve kısa analiz sonuçlarına göre belirlenmektedir. Ayrışma işleminden sonra reaktörden çıkan A1 akımı, kül ve dönüşmemiş çardan arındırılmak üzere AYIR1 ayırıcısına gelmektedir. Burada, ayırıcıya tanımlanan dönüşmemiş çar miktarı göz önüne alınan deneysel çalışmadan elde edilmiştir. Ayırıcıdan çıkan A2 akımı gazlaştırma ajanlarıyla birlikte (BUHAR ve O_2) gazlaştırma reaksiyonları için RGIBBS reaktörüne gelmektedir. Gazlaştırma reaktöründe tüm reaksiyonların kimyasal dengeye ulaştığı kabul edilmekte ve belirlenen reaksiyonlar için sınırlı kimyasal denge yöntemi uygulanmaktadır. Gazlaştırma reaktöründe adyabatik koşullar göz önüne alınmakta ve ayrıca, homojen ve heterojen reaksiyonların sabit bir sıcaklıkta gerçekleştiği varsayılmaktadır. Gazlaştırma reaksiyonları sonucu oluşan ürünleri içeren A4 akımı, içindeki su buharından arındırılmak öncelikli olarak YOĞUŞTURUCU'ya gelmektedir. Burada, gaz karışımının sıcaklığı buharın yoğuşma sıcaklığının altına düşürülmektedir. Yoğuşturucudan çıkan A5 gaz karışımı içindeki su ve azot, AYIR2

reaktöründe ana akımdan ayrılmaktadır (A6). Bu son ayırma işleminin ardından istenilen kuru ÜRÜN GAZI (H₂, CO, CO₂ ve CH₄) elde edilmektedir.



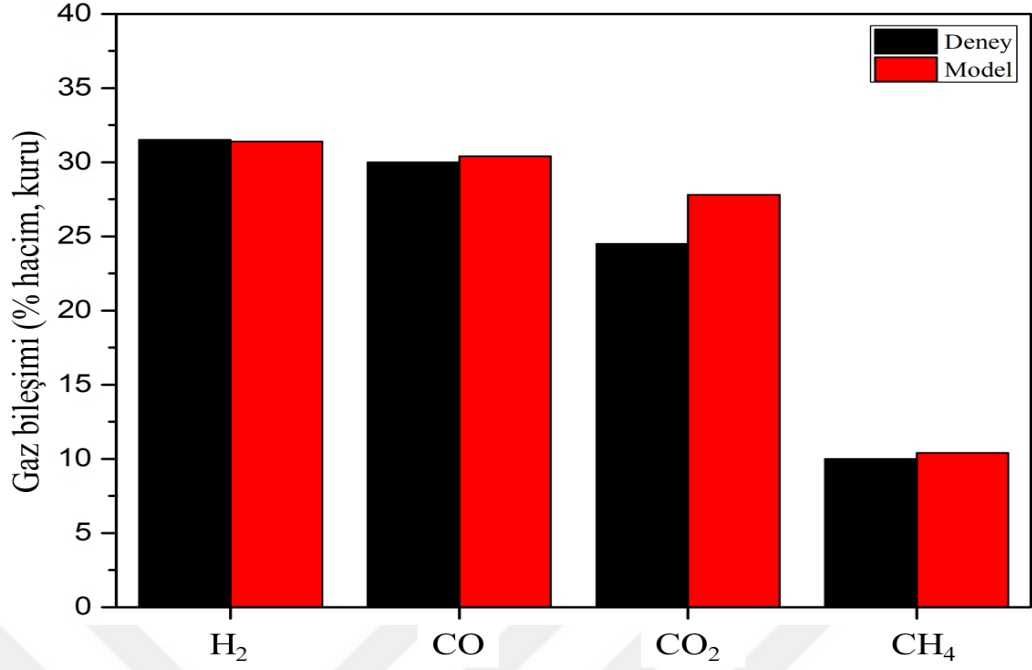
Şekil 5.14 : Aspen Plus akış şeması.

5.2.3 Model doğrulama

Simülasyondan elde edilen sonuçlar öncelikli olarak deneysel verilerle karşılaştırılmıştır. Simülasyonda, gazlaştırma ajanı olarak buhar/O₂ karışımının kullanıldığı deneysel çalışma koşulları (Çizelge 5.4) dikkate alınmış ve bu testten elde edilen sonuçlar için model doğrulama işlemi gerçekleştirilmiştir. Deneysel veriler ile simülasyon sonuçları arasındaki bağıl hata aşağıdaki denklem ile hesaplanmaktadır:

$$\%bağıl\ hata = \frac{|\text{ölçülen değer} - \text{hesaplanan değer}|}{\text{ölçülen değer}} \times 100 \quad (5.7)$$

Şekil 5.15’de simülasyon sonuçları ve deneysel veriler karşılaştırılmaktadır. Ayrıca, Çizelge 5.6’da bağıl hataları içeren analiz sonuçları yer almaktadır. Bağıl hatalar hesaplanırken deneysel sonuçların ortalama değerleri (örneğin H₂ için %31.5) dikkate alınmıştır. En düşük ve en yüksek hatalar sırasıyla, H₂ (%0.31) ve CO₂ (%13.47) bileşenleri için elde edilmiştir. Çizelgeden de görüleceği üzere simülasyon sonuçları ile deneysel veriler arasındaki farklar kabul edilebilir ölçüdedir. Bu yüzden, geliştirilen simülasyon modelinin deneysel çalışmayı temsil edebilecek kapasiteye sahip olduğunu söylemek mümkündür.



Şekil 5.15 : Simülasyon sonuçlarının deneysel veriler ile karşılaştırılması.

Çizelge 5.6 : Simülasyon sonuçları ile deneysel veriler arasındaki bağıl hata.

Gaz bileşeni (%hacim, kuru)	Bağıl hata (%ortalama)
H ₂	0.31
CO	1.33
CO ₂	13.47
CH ₄	4.0
Gaz üretimi (Nm ³ /kg)	1.34
AID (MJ/Nm ³)	3.0

5.2.4 Parametrik çalışma

Simülasyon modelinin deneysel verilerle doğrulanmasından sonra farklı çalışma koşullarının gazlaştırma performansı üzerindeki etkisini incelemek amacıyla bir parametrik çalışma gerçekleştirilmiştir. Bu kapsamda, B/Y oranı ve EO'nun ürün gazı bileşimi, gaz üretimi, AID ve SGV üzerindeki etkileri incelenmiştir. B/Y oranı, denklem 5.1 kullanılarak hesaplanmaktadır. Gazlaştırma ajanı olarak hava veya oksijenin kullanıldığı durumlarda SGV aşağıdaki denklem ile ifade edilmektedir:

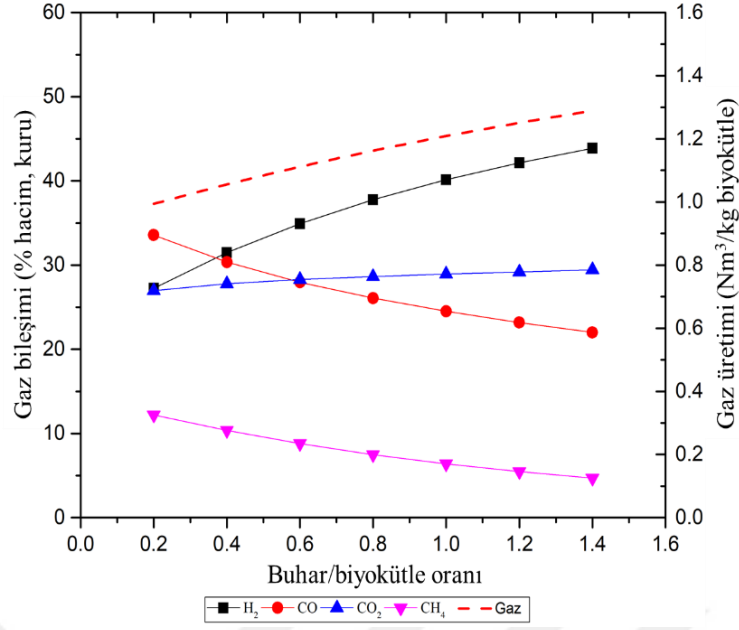
$$SGV = \frac{\dot{m}_{kuru \text{ ürün gazı}} \times AID_{kuru \text{ ürün gazı}}}{\dot{m}_{kuru \text{ biyokütle}} \times AID_{kuru \text{ biyokütle}}} \quad (5.8)$$

5.2.4.1 Buhar/biyokütle oranının etkisi

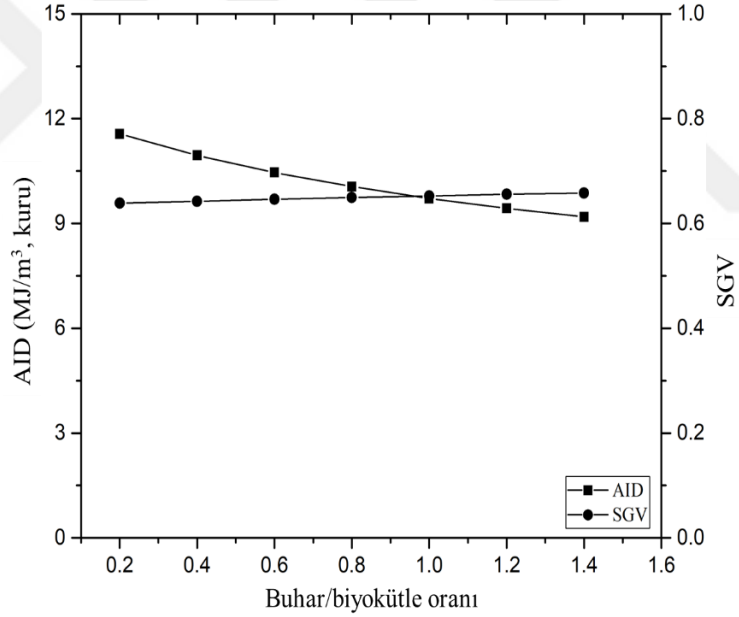
Buhar/biyokütle oranının gazlaştırma performansı üzerindeki etkisi incelenirken, biyokütle debisi, gazlaştırma sıcaklığı ve eşdeğerlik oran sırasıyla, 139 kg/h, 820 °C ve 0.21 olacak şekilde sabit tutulmaktadır. B/Y oranı ise 0.2 artışla 0.2-1.4 arasında değişen değerler almaktadır. Şekil 5.16'da B/Y oranının gaz bileşimi ve gaz üretimi üzerindeki etkisi görülmektedir. Buhar/biyokütle oranının artmasıyla birlikte ürün gazı içindeki H₂ ve CO₂ derişiklikleri artmaktadır. H₂'deki bu artış ileri yönlü R2, R9 ve R12 reaksiyonlarından kaynaklanmaktadır. R9 reaksiyonu (su-gaz değişim reaksiyonu) ayrıca, CO₂ derişikliğinin artmasına da neden olmaktadır. H₂ ve CO₂'nin en yüksek değerleri (sırasıyla, %43.87 ve %29.44) B/Y oranının 1.4 olduğu durumda elde edilmektedir. CH₄ derişikliğinde B/Y oranı ile birlikte yaklaşık %38'lik bir azalma görülmektedir. Bu azalış ileri R12 reaksiyonunun buhar miktarının artmasıyla daha etkin hale gelmesinden kaynaklanmaktadır. Son olarak, CO derişikliği ileri su-gaz değişim reaksiyonunun etkisiyle %33.56'dan %22'ye düşmektedir. H₂ ve CO₂ üretimindeki artıştan dolayı ürün gazı üretimi, B/Y oranının artmasıyla birlikte sürekli olarak artmaktadır.

Ürün gazı ısııl değerinin ve soğuk gaz veriminin B/Y oranına göre değişimi Şekil 5.17'de gösterilmektedir. B/Y oranının artmasıyla birlikte ürün gazı ısııl değeri 11.56 MJ/m³'ten 9.19 MJ/m³ değerine düşmektedir. Bu düşüş özellikle CO ve CH₄ derişikliklerindeki azalmadan kaynaklanmaktadır. B/Y oranı artışı SGV üzerinde çok küçük bir etki yapmaktadır ve yaklaşık %3'lük bir artışa neden olmaktadır. SGV'deki bu artışa daha çok Şekil 5.16 : 'da görüleceği üzere ürün gazı miktarının artması neden olmaktadır [56].

B/Y oranı en çok ürün gazı içindeki H₂ bileşimini etkilemektedir ve bu çalışmada H₂'de yaklaşık %60'lık bir artış görülmektedir. Bununla birlikte, artan buhar miktarı gazlaştırıcı sıcaklığının düşmesine neden olacaktır. Sıcaklıktaki bu düşüş gazlaştırıcı performansını olumsuz etkileyecek ve ayrıca, katran oluşumunu da arttıracaktır. Bu yüzden, H₂ ihtiyacının önemli olduğu durumlar dışında buhar ilavesinin azaltılması veya yapılmaması gazlaştırma performansı açısından oldukça önemlidir.



Şekil 5.16 : B/Y oranının gaz bileşimi ve gaz üretimi üzerindeki etkisi (T=820 °C, EO=0.21).



Şekil 5.17 : B/Y oranının AID ve SGV üzerindeki etkisi (T=820 °C, EO=0.21).

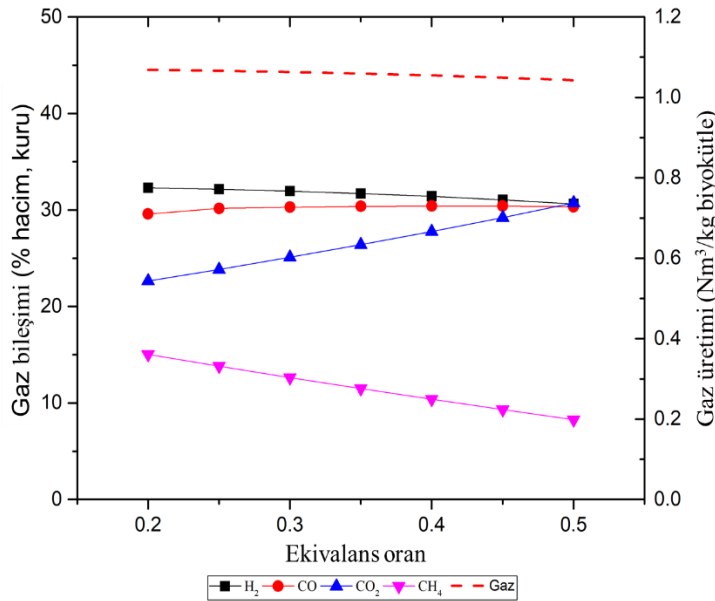
5.2.4.2 Eşdeğerlik oranının etkisi

Gazlaştırma sistemlerinde ürün gazı bileşimini ve gazlaştırıcı performansını etkileyen diğer bir önemli parametre eşdeğerlik oranıdır. Bu çalışmada eşdeğerlik oranı, gerçek O₂/yakıt oranının stokiometrik O₂/yakıt oranına oranı olarak tanımlanmakta ve aşağıdaki denklem kullanılarak hesaplanmaktadır:

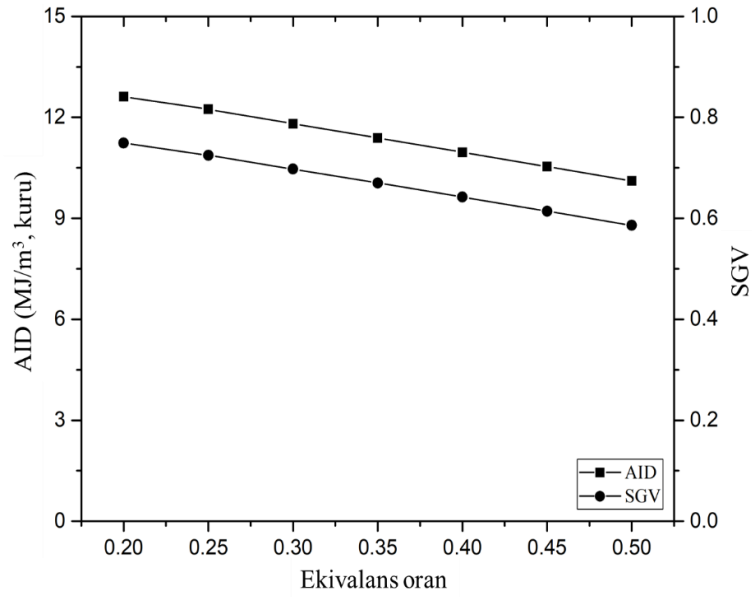
$$EO = \frac{\text{Gerçek } O_2}{\text{Stokiyometrik } O_2} \quad (5.9)$$

Şekil 5.18’de eşdeğerlik oranının ürün gazı bileşimi ve gaz üretimi üzerindeki etkisi gösterilmektedir. Burada biyokütle debisi, gazlaştırma sıcaklığı ve B/Y oranı sırasıyla, 139 kg/h, 820 °C ve 0.4 olacak şekilde sabit tutulmaktadır. EO ise 0.05’lik bir artış miktarıyla 0.2-0.5 arasında değişmektedir. EO’nun artmasıyla birlikte, oksidasyon reaksiyonları (R5-R8) daha etkin hale gelmektedir. Bu reaksiyonların sonucu olarak, CO₂ derişikliği artarken H₂ ve CH₄ derişiklikleri ise azalmaktadır. Eşdeğerlik oranının artmasıyla birlikte CO₂ derişikliği %22.64’den %30.73’e çıkmaktadır. H₂ ve CH₄ derişikliklerinde sırasıyla, %5.2 ve %45 oranlarında azalmalar görülmektedir. CO derişikliği ise EO’nun 0.4 olduğu noktaya kadar hafif şekilde artmakta bu noktanın ötesinde ise azalmaktadır. Başlangıçta CO’daki artış badem kabuğu dönüşümündeki artıştan kaynaklanmaktadır. Daha sonrasında ise artan oksijen miktarıyla birlikte badem kabuğunun tam yanması CO derişikliğinin azalmasına neden olmaktadır.

Ürün gazı ısı değeri ve SGV’nin eşdeğerlik oranına göre değişimi Şekil 5.19’da yer almaktadır. Artan EO ile birlikte ürün gazı AID’si sürekli olarak azalmaktadır. Bu durum, özellikle CH₄ derişikliğinde meydana gelen düşüşten kaynaklanmaktadır. SGV de yine, EO’nun artmasıyla birlikte azalmaktadır. SGV’deki bu düşüşe H₂, CH₄ ve gaz üretiminde meydana gelen azalmalar neden olmaktadır.



Şekil 5.18 : EO’nun gaz bileşimi ve gaz üretimi üzerindeki etkisi (T=820 °C, B/Y=0.4).



Şekil 5.19 : EO'nun AID ve SGV üzerindeki etkisi (T=820 °C, B/Y=0.4).

5.3 Üçüncü Simülasyon Modeli

Simülasyon modeli kapsamındaki bu son çalışmada, ceviz kabuğunun hava ve buhar ile laboratuvar ölçeğindeki bir KAYG'de ayrı ayrı gazlaştırılması işlemi incelenmiştir. Bu çalışmada öncelikli olarak, geliştirilen simülasyondan B/Y ve EO'nun farklı değerleri için elde edilen ürün gazı bileşimleri deneysel verilerle karşılaştırılmıştır. Simülasyon modeli doğrulandıktan sonra, göz önüne alınan deneysel çalışmadan farklı olarak gazlaştırma sıcaklığı ve biyokütle nem içeriği gibi parametrelerin ürün gazı bileşimi ve gazlaştırma performansı üzerindeki etkileri incelenmiştir.

5.3.1 Deney düzeneği ve çalışma koşulları

Geliştirilen simülasyon modelinin doğruluğu Karatas ve diğ. [100] tarafından gerçekleştirilen deneysel bir çalışma ile yapılmıştır. Bu deneysel çalışma, TÜBİTAK Marmara Araştırma Merkezi'ndeki pilot ölçekli atmosferik basınçlı bir kabarcıklı akışkan yatak reaktöründe gerçekleştirilmiştir. Şekil 5.20'de deney tesisinin şematik görüntüsü yer almaktadır. Reaktör eksenı boyunca sıcaklığı ölçmek amacıyla 4 adet termo eleman yerleştirilmiştir. Reaktörü ısıtmak amacıyla 2 elektrikli ısıtıcı kullanılmıştır. Alt kısımda yer alan besleyici, reaktöre biyokütleyi beslemek amacıyla kullanılmıştır. Üst besleyici biyokütle numunesinin depolandığı besleme hunisinden geçirilmiştir. Biyokütlenin reaktöre beslenmesini kolaylaştırmak amacıyla azot gazı kullanılmıştır. Azot akışını ölçmek için bir rotametreden faydalanılmıştır.

Deneysel çalışmalar boyunca ceviz kabuğunun kütleli debisi 0.898 kg/h olacak şekilde sabit tutulmuştur. Ayrıca, deneyler 770 °C’de sabit bir reaktör sıcaklığında gerçekleştirilmiştir. Ceviz kabuğuna ait elementsel ve kısa analiz sonuçları Çizelge 5.7’de gösterilmektedir. Gazlaştırma ajanı olarak havanın kullanıldığı durumda hava reaktöre 20 °C’de ve farklı EO değerlerinde beslenmiştir. Gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı durumda ise buhar reaktöre 230 °C’de ve farklı B/Y oranlarında beslenmiştir. Çizelge 5.8’de deneyde dikkate alınan çalışma koşulları yer almaktadır.

Çizelge 5.7 : Ceviz kabuğunun elementsel ve kısa analiz sonuçları [100].

Nem (% ağırlık)	8.46
Kısa analiz (kuru, % ağırlık)	
Uçucular	74.23
Sabit karbon	23.82
Kül	1.95
Elementsel analiz (kuru, % ağırlık)	
C	53.77
H	5.39
N	0.43
S	0.12
O*	38.34
AID (MJ/kg)	4349

* Farka göre hesaplanmıştır.

Çizelge 5.8 : Deneysel çalışma koşulları.

Gazlaştırma ajanı	Hava	Buhar
Ceviz kabuğu debisi (kg/h)	0.898	0.898
Gazlaştırma sıcaklığı (°C)	770	770
Gazlaştırma ajanı sıcaklığı (°C)	20	230
Eşdeğerlik oranı	0.19-0.37	-
Buhar/biyokütle oranı	-	0.41-1.11

Üçüncü simülasyon çalışmasında göz önüne alınan deneyde havanın kullanıldığı durum için minimum akışkanlaşma hızı (U_{mf}) 0.08 m/s olarak hesaplanmıştır. Çizelge 5.9’da deneysel çalışmada kullanılan dört farklı eşdeğerlik oranı için havaya ait boş yatak gaz hızları (U) ve bu hızların minimum akışkanlaşma hızına oranları gösterilmektedir. Burada, boş yatak gaz hızlarının yaklaşık $2U_{mf}$ - $4U_{mf}$ arasında değiştiği görülmektedir. Daha önceki hidrodinamik model çalışmasında hava için en

uygun boş yatak gaz hızının $3U_{mf}$ olduğu belirlenmişti. Bu açıdan bakıldığında, havanın kullanıldığı durum için hidrodinamik modelin deneysel çalışma ile örtüştüğünü söylemek mümkündür. Buna ek olarak, deneysel çalışmada buharın kullanıldığı durum için minimum akışkanlaşma hızı 0.0903 m/s olarak hesaplanmıştır. En yüksek B/Y oranında ise boş yatak gaz hızı minimum akışkanlaşma hızının yaklaşık 2.7 katıdır. Hidrodinamik model çalışmasında buharın kullanıldığı durumda en uygun boş yatak gaz hızı $3U_{mf}$ olarak belirlenmişti. Burada da yine deneysel çalışma ile hidrodinamik modelden elde edilen sonuçların birbiriyle uyumlu olduğu görülmektedir.

Çizelge 5.9 : Hava için boş yatak gaz hızları.

EO	U (m/s)	U/U_{mf}
0.19	0.164	2.050
0.24	0.209	2.612
0.31	0.268	3.350
0.37	0.323	4.037

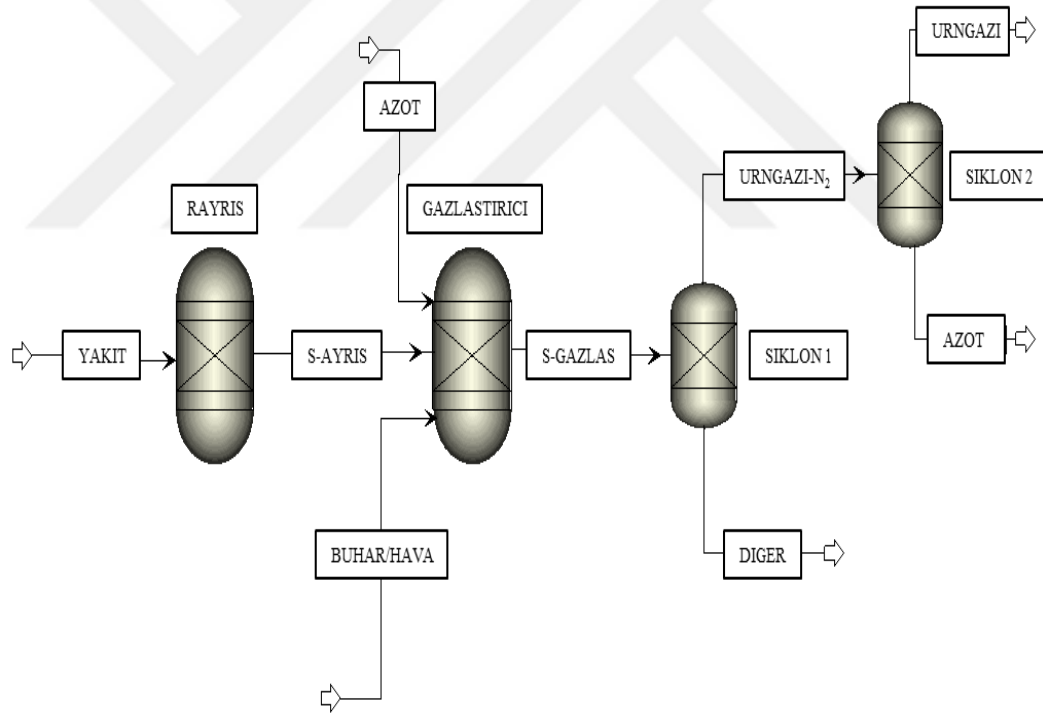
5.3.2 Model geliştirme

Üçüncü simülasyon çalışmasında yapılan kabuller aşağıda yer almaktadır:

- Simülasyon sıfır boyutludur.
- Gazlaştırıcı daimi rejimde çalıştırılmaktadır.
- Gazlaştırıcı içindeki sıcaklık dağılımı homojendir.
- Kül inert olarak kabul edilmektedir.
- Çar %100 karbondan oluşmaktadır.
- Kuruma ve piroliz anlık gerçekleşmektedir.
- Katran oluşumu ihmal edilmektedir.
- Gazlaştırıcıdan olan ısı kayıpları dikkate alınmamaktadır.

Daha önceki simülasyon çalışmalarında olduğu gibi burada da yine kül ve biyokütle programa geleneksel olmayan bileşen olarak tanıtılmıştır. Bu bileşenlerin yoğunluk ve entalpi gibi özelliklerinin belirlenmesinde sırasıyla, HCOALGEN ve DCOALIGT modelleri ve tüm fiziksel özelliklerin belirlenmesinde ise Peng Robinson denklemi kullanılmıştır. Son olarak, akış sınıfı için yine daha önceki simülasyonlarda kullanılan MIXCINC tercih edilmiştir.

Bu çalışma kapsamında hava ve buhar gazlaştırma işlemleri için oluşturulan simülasyona ait akış şeması Şekil 5.21’de gösterilmektedir. Burada, biyokütle (YAKIT) öncelikli olarak RAYRIS reaktöründe kendini oluşturan bileşenlere dönüştürülmektedir. Ayrıştırma reaktöründen çıkan SAYRIS akımı ve gazlaştırma ajanı (HAVA/BUHAR) reaksiyonların gerçekleşmesi için GAZLASTIRICI reaktörüne gelmektedir. Ayrıca, deneyde biyokütle giriş bölgesinden reaktöre gönderilen bir miktar AZOT gazı da gazlaştırıcıya gönderilmektedir. Gazlaştırma reaksiyonları için Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalı olan SKDY kullanılmaktadır. Reaksiyonlar sonucu oluşan S-GAZLAS akımı kül ve sudan (DİGER) arındırılmak üzere SIKLON 1’e iletilmektedir. Buradan çıkan ürün gazı ve azot gazından oluşan URNGAZI-N₂ akımı SIKLON 2’ye iletilmekte ve burada gaz karışımı içerisindeki azot alınarak H₂, CO, CO₂ ve CH₄ gazlarından oluşan nihai ürün gazı (URNGAZI) elde edilmektedir.



Şekil 5.21 : Aspen Plus akış şeması.

5.3.3 Model doğrulama

Göz önüne alınan deneyde [100], biyokütle olarak hem ceviz kabuğu hem de fıstık kabuğu kullanılmıştır. Bu iki biyokütle iki farklı gazlaştırma ajanı (hava ve buhar) ile gazlaştırılmıştır. Tez kapsamında geliştirilen simülasyon modelinde ise biyokütle

olarak ceviz kabuğu dikkate alınmış ve hem hava hem de buhar gazlaştırma işlemleri için iki farklı model doğrulama çalışması gerçekleştirilmiştir.

5.3.3.1 Hava ile gazlaştırma

Geliştirilen simülasyon ilk olarak ceviz kabuğunun hava ile gazlaştırılması için koşturulmuş ve simülasyondan elde edilen sonuçlar deneysel veriler ile karşılaştırılmıştır. Burada, biyokütle debisi 0.898 kg/h ve reaktör sıcaklığı 770 °C’de sabit tutulmuş ve EO ise 0.19-0.37 aralığında değiştirilmiştir. EO’nun tayininde aşağıdaki denklem kullanılmıştır:

$$EO = \frac{\text{Gerçek hava}}{\text{Stokiyometrik hava}} \quad (5.10)$$

Çizelge 5.10’da gaz bileşimi için simülasyon sonuçları ile deneysel veriler karşılaştırılmaktadır. Buradaki karşılaştırma yüzde bağıl hata cinsinden yapılmış ve bu hata aşağıdaki denklem ile hesaplanmıştır:

$$\text{Bağıl hata} = \frac{|y_g - y_s|}{y_g} \times 100 \quad (5.11)$$

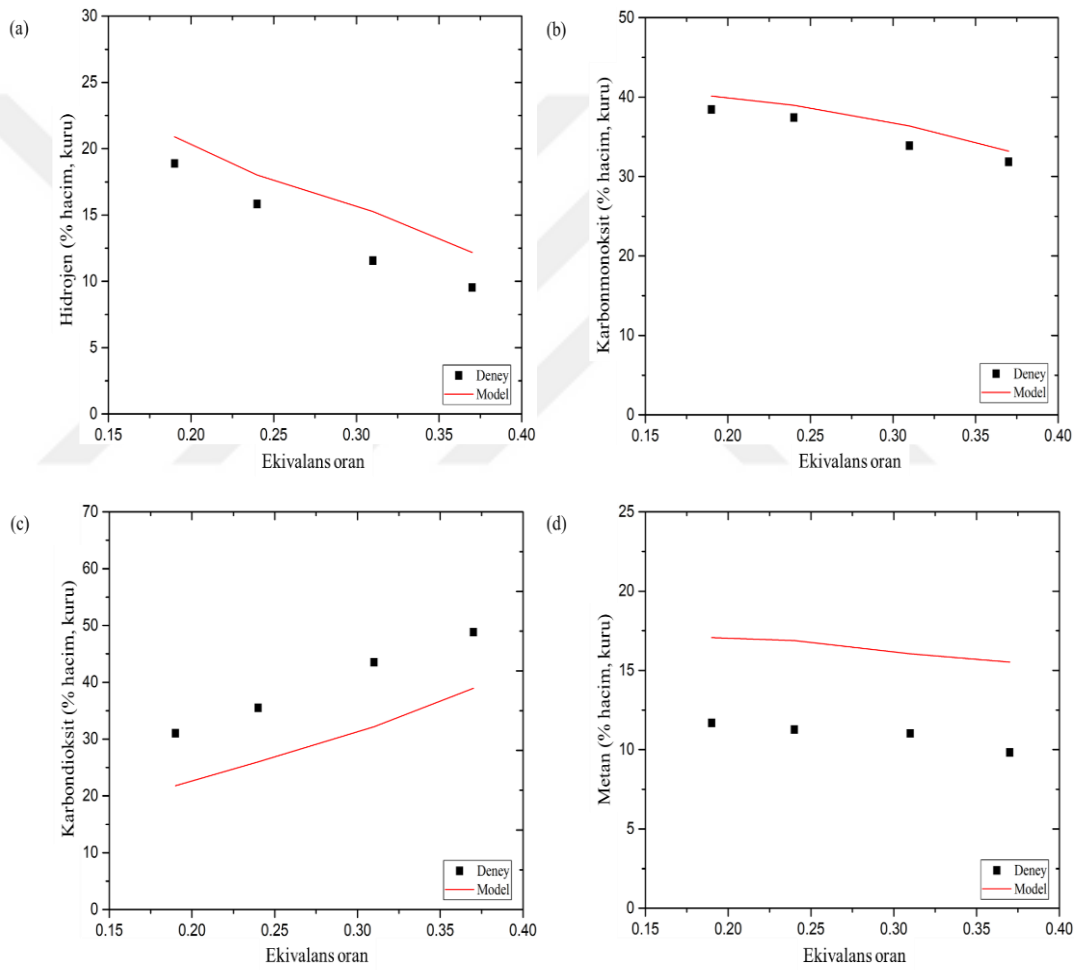
Bu denklemde yer alan y_g ve y_s ifadeleri sırasıyla, deneysel çalışmada ölçülen gaz bileşimini ve simülasyon sonuçlarından elde edilen gaz bileşimini ifade etmektedir. Çizelgeden görüleceği üzere en düşük ve en yüksek bağıl hatalar sırasıyla, karbonmonoksit ve metan için elde edilmiştir.

Şekil 5.22’de ürün gazı bileşiminin dört farklı eşdeğerlik oranına (0.19, 0.24, 0.31 ve 0.37) göre değişimi gösterilmektedir. Reaktör içerisindeki hava miktarının artmasıyla birlikte gazlaştırma performansı üzerinde olumlu etkisi olan sıcaklık da artmaktadır. Bununla birlikte, artan hava ile daha fazla karbondioksit üretilmektedir [120]. Simülasyondan H₂, CO ve CO₂ gazları için elde edilen sonuçlar deneysel verilerle uyum içerisinde. Bununla birlikte, CH₄ için yapılan tahminler ile deneysel veriler arasındaki farklar tüm EO değerleri için daha fazladır. Gerçek çalışma koşullarında gazlaştırma işlemi sırasında belirli miktarda katran (C_xH_y) üretimi de gerçekleşmektedir. Ancak, simülasyon çalışmasında katran oluşumu göz önüne

alınmamaktadır. Bu yüzden, simülasyon ile tahmin edilen CH₄ miktarı gerçek duruma göre çok daha fazladır.

Çizelge 5.10 : Eşdeğerlik oranı için gaz bileşimindeki yüzde bağıl hatalar.

EO	H ₂	Bağıl hata (%)		
		CO	CO ₂	CH ₄
0.19	10.70	4.47	29.77	46.01
0.24	13.79	4.20	26.75	49.79
0.31	32.00	7.35	26.05	45.60
0.37	27.92	4.27	20.20	58.07



Şekil 5.22 : Eşdeğerlik oranının ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (a) hidrojen, (b) karbonmonoksit, (c) karbondioksit, (d) metan (T=770 °C).

5.3.3.2 Buhar ile gazlaştırma

Buhar ile gazlaştırma işleminde biyokütle debisi ve gazlaştırma sıcaklığı sırasıyla, 0.898 kg/h ve 770 °C’de sabit tutulmaktadır. Buhar/biyokütle oranı ise 0.41-1.1

arasında değişen dört farklı değer (0.41, 0.65, 0.96 ve 1.11) almaktadır. Çizelge 5.11’de simülasyon sonuçları ile deneysel veriler arasındaki bağıl hatalar gösterilmektedir. Burada en düşük bağıl hatalar CO₂ için elde edilirken en yüksek bağıl hatalar hava ile gazlaştırmada olduğu gibi yine metan gazının tahmininde elde edilmiştir.

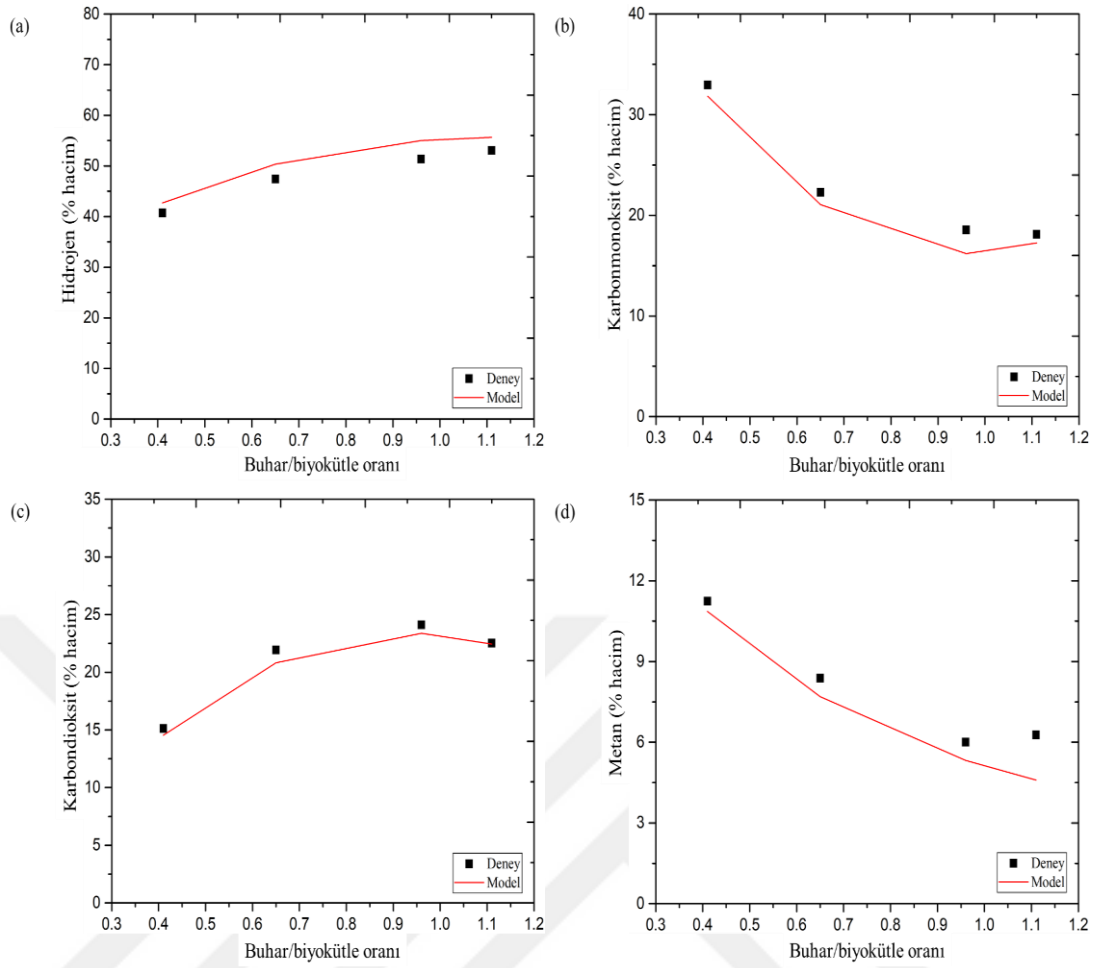
Şekil 5.23’de ürün gazı kompozisyonunun B/Y oranına göre değişimi için simülasyon sonuçları ve deneysel veriler karşılaştırılmaktadır. Buhar/biyokütle oranının bütün değerleri için geliştirilen simülasyon modeli ile oldukça iyi tahminler gerçekleştirilmiştir. Özellikle, Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalı kimyasal denge modeli kullanılarak yapılan çalışmalarda büyük bir sorun olarak görülen metan gazı da başarılı bir şekilde tahmin edilmiştir. Bu durum, deneysel bir yaklaşıma dayanan SKDY’nin simülasyonda kullanılmasından kaynaklanmaktadır. Aksi takdirde, gerçek çalışma koşulları ile ideal koşulları arasındaki farktan dolayı simülasyon sonuçları deneysel verilerle bu kadar iyi bir şekilde örtüşmeyecektir. Sonuç olarak, geliştirilen simülasyon modelinin ceviz kabuğunun buhar ile gazlaştırılması işlemini temsil edebilecek kabiliyete sahip olduğunu söylemek mümkündür.

Çizelge 5.11 : Buhar/biyokütle oranı için gaz bileşimindeki yüzde bağıl hatalar.

B/Y	Bağıl hata (%)			
	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
0.41	4.90	3.34	3.85	3.42
0.65	6.19	5.46	5.05	8.16
0.96	7.18	12.67	3.04	11.24
1.11	4.82	4.65	0.39	26.73

5.3.4 Parametrik çalışma

Deneysel veriler ile karşılaştırılarak doğruluğu yapılan simülasyon modeli ile ayrıca, parametrik çalışmalar da yürütülmüştür. Bu kapsamda, model doğrulama çalışmasında dikkate alınan deneysel çalışmada [100] irdelenmemiş olan gazlaştırma sıcaklığı ve biyokütle nem içeriği gibi parametrelerin ürün gazı kompozisyonu, AID ve SGV üzerindeki etkileri incelenmiştir.



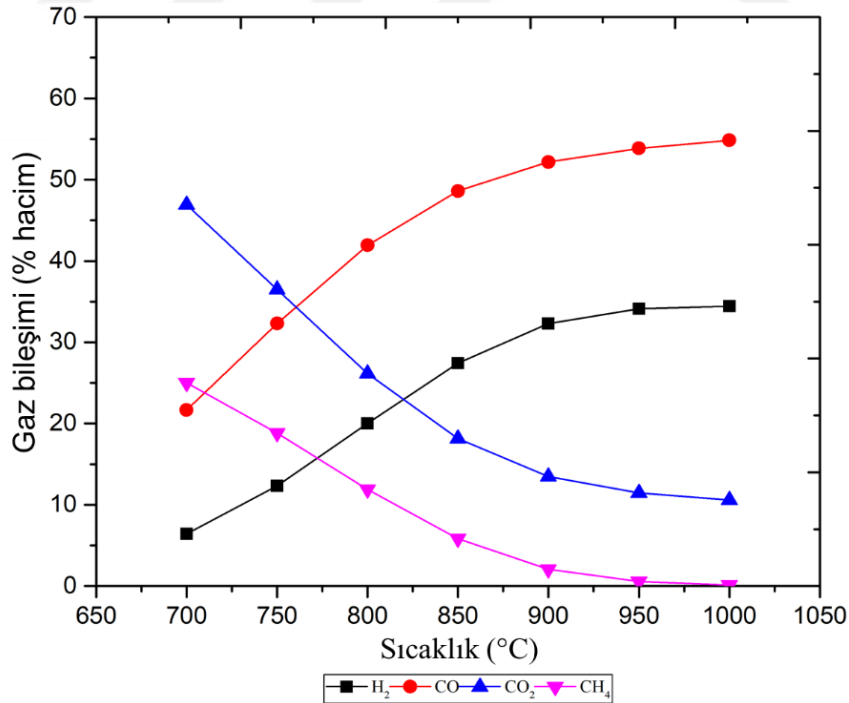
Şekil 5.23 : Buhar/biyokütle oranının ürün gazı üzerindeki etkisi (a) hidrojen, (b) karbonmonoksit, (c) karbondiyoksit, (d) metan ($T=770\text{ }^{\circ}\text{C}$).

5.3.4.1 Gazlaştırma sıcaklığının etkisi

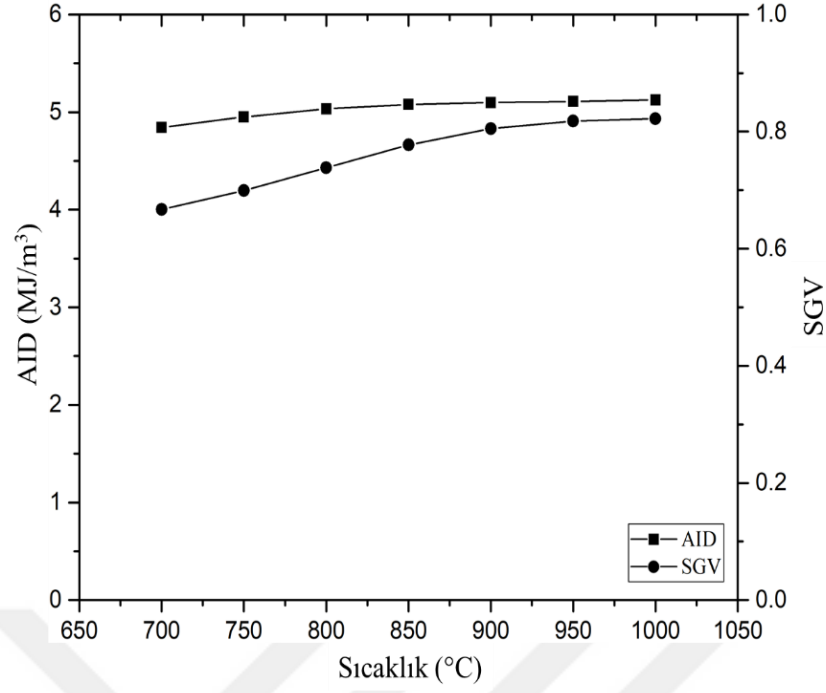
Sıcaklığın ürün gazı bileşimi ve gazlaştırma performansı üzerindeki etkileri gazlaştırma ajanının hava ve buhar olması durumu için ayrı ayrı incelenmiştir. Şekil 5.24’de gazlaştırma ajanının hava olması durumu için sıcaklığın ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi gösterilmektedir. Burada, biyokütle debisi ve EO sırasıyla, 0.898 kg/h ve 0.31’de sabit tutulmaktadır. Gazlaştırma sıcaklığı ise 50 °C artışla 700-1000 °C aralığında değişmektedir. Sıcaklık artışı H_2 ve CO derişiklikleri üzerinde pozitif etki yaparken CO_2 ve CH_4 derişiklikleri üzerinde negatif etki yapmaktadır. Sıcaklıkla birlikte ürün gazı içindeki H_2 miktarı %6.41’den %34.41’e yükselirken CO miktarı ise %21.66’dan %54.84’e yükselmektedir. H_2 ve CO üretimlerinde sıcaklıkla birlikte meydana gelen bu artışa ileri R1 ve R2 endotermik reaksiyonları ile geri su-gaz değişim reaksiyonu (R9) neden olmaktadır. Sıcaklığın artmasıyla birlikte CO_2

derişikliğinde yaklaşık %78'lik bir azalma görölmektedir. CH₄ derişikliği ise 1000 °C'de %0.13 değerine düşmektedir. CO₂ derişikliği sıcaklığın artmasıyla birlikte geri R14 reaksiyonundan dolayı artış göstermektedir. Bununla birlikte, geri R6 ve R9 reaksiyonları CO₂'nin azalmasına neden olmaktadır. Bu reaksiyonların toplam etkisi ile ürün gazı içindeki CO₂ derişikliği sıcaklıkla birlikte düşmektedir. CH₄ derişikliğinde meydana gelen düşüş ise ileri R12 endotermik reaksiyonu ile geri R14 reaksiyonunun toplam etkilerinden kaynaklanmaktadır. 900 °C'nin üzerindeki sıcaklıklarda ise ürün gazı bileşimi çok fazla değişmemektedir.

Şekil 5.25'de gazlaştırma sıcaklığının ürün gazı AID ve SGV üzerindeki etkisi gösterilmektedir. Burada da yine, biyokütle debisi için 0.898 kg/h ve EO için ise 0.31 değeri kullanılmaktadır. Sıcaklığın artmasıyla AID üzerinde pozitif etkileri olan H₂ ve CO derişiklikleri artmaktadır. Bununla birlikte, CH₄ derişikliğinde kayda değer bir azalma görölmektedir. Bu yüzden, AID'de sıcaklıkla birlikte meydana gelen artış (yaklaşık %6) çok yüksek olmamaktadır. SGV ise sıcaklıkla birlikte H₂ ve CO gazlarında meydana gelen artıştan dolayı yaklaşık olarak %23 artmaktadır. Hem ürün gazı ısıl değerinde hem de SGV'de sıcaklıkla birlikte meydana gelen artış miktarı yaklaşık 900-950 °C'den sonra oldukça düşüktür.



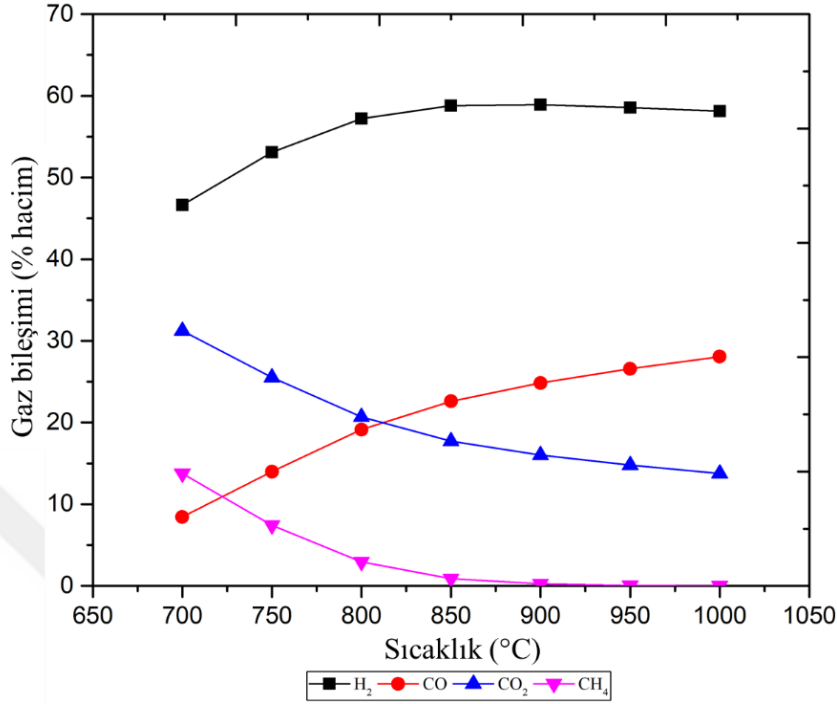
Şekil 5.24 : Gazlaştırma sıcaklığının ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (EO=0.31).



Şekil 5.25 : Gazlaştırma sıcaklığının AID ve SGV üzerindeki etkisi (EO=0.31).

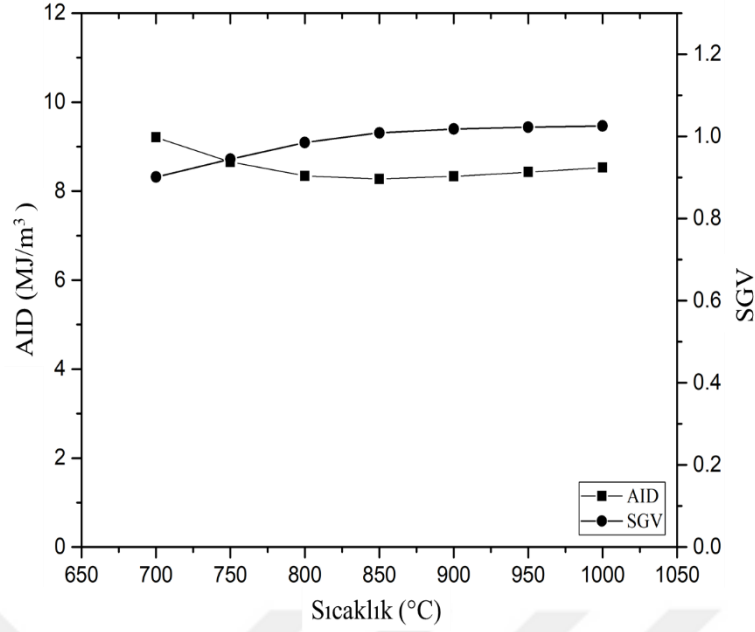
Şekil 5.26’da gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı durum için sıcaklığın ürün gazı kompozisyonu üzerindeki etkileri gösterilmektedir. Burada, biyokütle debisi ve B/Y oranı sırasıyla, 0.898 kg/h ve 0.96’da sabit tutulmaktadır. Gaz fazı sistemlerinde Le Chatelier prensibine göre yüksek sıcaklıklar reaksiyon dengesini ekzotermik reaksiyonlarda girenler yönüne doğru kaydırırken endotermik reaksiyonlarda ise ürünler yönüne doğru kaydırmaktadır. Bu nedenle, ekzotermik R8, R11 ve R14 reaksiyonları H_2 derişikliğinin artmasına neden olurken R9 reaksiyonu ise H_2 ’nin azalmasına neden olmaktadır. Bu reaksiyonların net etkisi 900 °C’ye kadar H_2 ’de yaklaşık %26’lık bir artışa neden olmaktadır. 900 °C’den sonra ise H_2 derişikliği hemen hemen aynı kalmaktadır. Ekzotermik R6, R9 ve R11 reaksiyonlarının dengesi sıcaklıkla birlikte girenler yönüne kayarken endotermik R2 reaksiyonunun dengesi ise ürünler yönüne kaymaktadır. Bu nedenden dolayı, CO derişikliği sıcaklığın artmasıyla birlikte sürekli olarak artmakta ve 1000 °C’de en yüksek değerine (%28.07) ulaşmaktadır. Sıcaklığın artmasıyla birlikte R14 reaksiyonunun CO_2 derişikliğini arttırmasına rağmen R6, R7 ve R9 reaksiyonları CO_2 ’nin azalmasına neden olmaktadır. Bunun sonucunda, CO_2 derişikliği 700 °C’de %31.20 değerinden 1000 °C’de %13.77 değerine düşmektedir. Gazlaştırma sıcaklığının artması CH_4 derişikliğini de olumsuz yönde etkilemektedir. Bu durum, sıcaklığın artmasıyla

birlikte R12 reaksiyonu dengesinin ürünler yönüne, R14 reaksiyonu dengesinin ise girenler yönüne doğru kaymasından kaynaklanmaktadır.



Şekil 5.26 : Gazlaştırma sıcaklığının ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (B/Y=0.96).

Gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı durum için sıcaklığın AID ve SGV üzerindeki etkisi Şekil 5.27’de gösterilmektedir. Sıcaklığın artmasıyla birlikte AID, 700-850 °C aralığında CH₄ derişikliğinde meydana gelen önemli düşüşten dolayı yaklaşık %10 kadar azalmaktadır. Bu noktadan sonra ise CH₄’ün sifıra ulaşarak etkisini kaybetmesi ve CO miktarının artmasından dolayı AID’de 1000 °C’ye kadar çok küçük bir artış görölmektedir. SGV’de ise 850 °C’ye kadar %12’lik bir artış görölürken bu noktadan sonraki toplam artış miktarı nispeten çok daha azdır (yaklaşık %1.6). Bu durum ürün gazı üretiminin 850 °C’ye kadar artmasından, bu noktadan sonra ise azalmasından kaynaklanmaktadır. Ürün gazı üretiminin azalmasına rağmen SGV’nin artmasına ise ürün gazı ısıl değeriindeki artış neden olmaktadır. SGV, sıcaklığın artmasıyla birlikte burada da yine 1’in üzerinde bir değere ulaşmaktadır. Bu durum daha önceden de belirtildiği üzere gazlaştırma ajanı olarak kullanılan buharın kısmi olarak H₂ gazına dönüşmesinden kaynaklanmaktadır.



Şekil 5.27 : Gazlaştırma sıcaklığının AID ve SGV üzerindeki etkisi (B/Y=0.96).

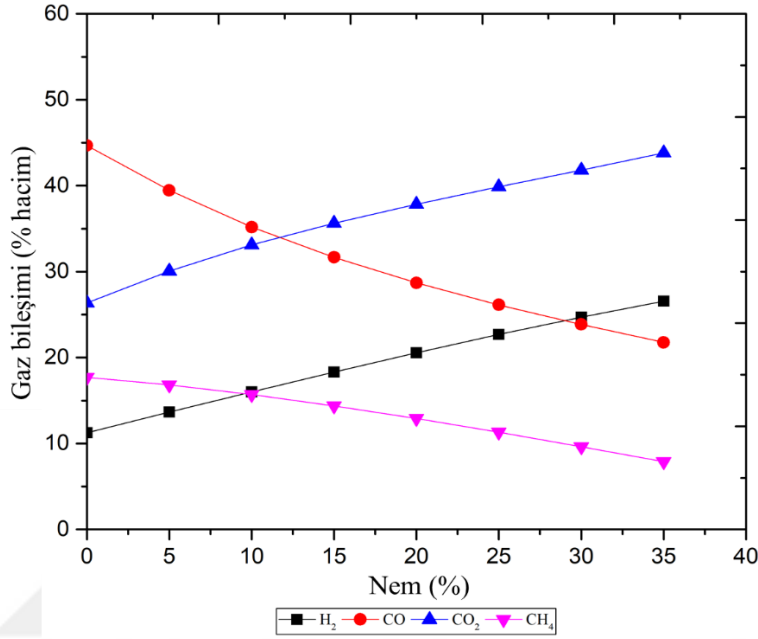
5.3.4.2 Biyokütle nem içeriğinin etkisi

Bu bölümde gazlaştırma ajanı olarak hava ve buharın kullanıldığı iki farklı durum için biyokütle nem içeriğinin ürün gazı bileşimi, AID ve SGV üzerindeki etkileri incelenmektedir. Farklı biyokütle nem içeriklerinin Aspen Plus programına tanıtılması sırasında Fortran kodları kullanılmıştır.

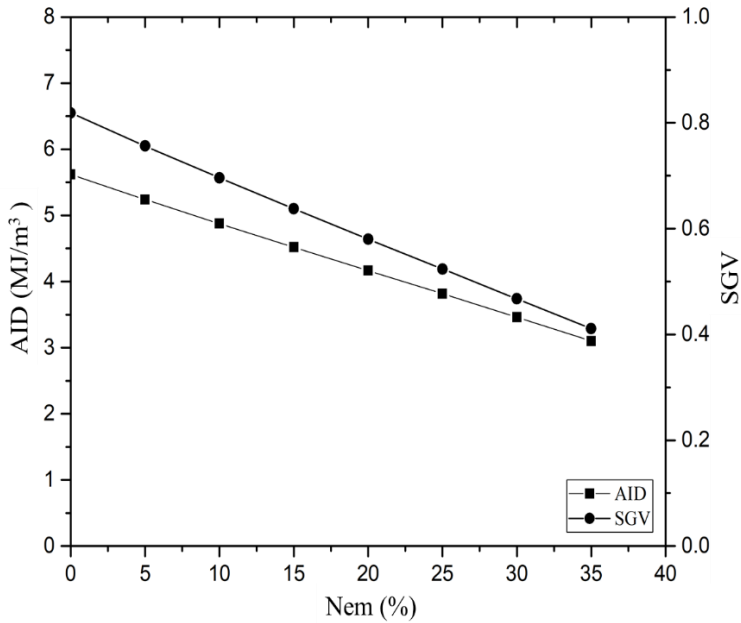
Şekil 5.28'de gazlaştırma ajanı olarak havanın kullanıldığı durum için biyokütle nem içeriğinin ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi gösterilmektedir. Burada, biyokütle debisi, EO ve gazlaştırma sıcaklığı sırasıyla, 0.898 kg/h, 0.31 ve 770 °C olacak şekilde sabit tutulmaktadır. Biyokütle nem içeriği ise %5'lik bir artışla %0-%0.35 aralığında değişmektedir. Nem içeriği gaz bileşimi üzerinde B/Y oranına benzer şekilde bir etki yapmaktadır. Çünkü her iki durumda da sistemdeki toplam buhar miktarı artmaktadır. Nem içeriğinin artmasıyla birlikte ürün gazı içindeki H₂ ve CO₂ değişiklikleri artarken CO ve CH₄ değişiklikleri azalmaktadır. H₂'nin hacimsel değişikliği başlangıçta (nemsiz durumda) %11.25 iken son durumda %26.55 değerine ulaşmaktadır. CO₂ değişikliği ise %26.37'den %43.81'e çıkmaktadır. Son olarak nem içeriğiyle birlikte CO ve CH₄ değişikliklerinde sırasıyla, %51 ve %55'lik bir azalma görülmektedir.

Gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı durum için biyokütle nem içeriğinin ürün gazı ısı değeri ve SGV üzerindeki etkileri Şekil 5.29'da gösterilmektedir. Beklendiği üzere nem içeriğinin artması gazlaştırma performansını olumsuz yönde etkilemektedir.

Ürün gazı ısı değeri H_2 derişikliğinin artmasına rağmen CO ve CH_4 derişikliklerinde meydana gelen düşüşten dolayı 5.61 MJ/m^3 'ten 3.10 MJ/m^3 değerine düşmektedir. Nem içeriğiyle birlikte AID'nin düşmesine ek olarak ürün gazı üretimi de düştüğü için SGV'de yaklaşık olarak %40.76'lık bir azalma görölmektedir. Bu nedenlerden dolayı, biyokütlenin gazlaştırmaya reaktörüne gönderilmeden önce kurutma işlemine tabi tutulması gazlaştırmacı performansının artmasına neden olabilecektir.



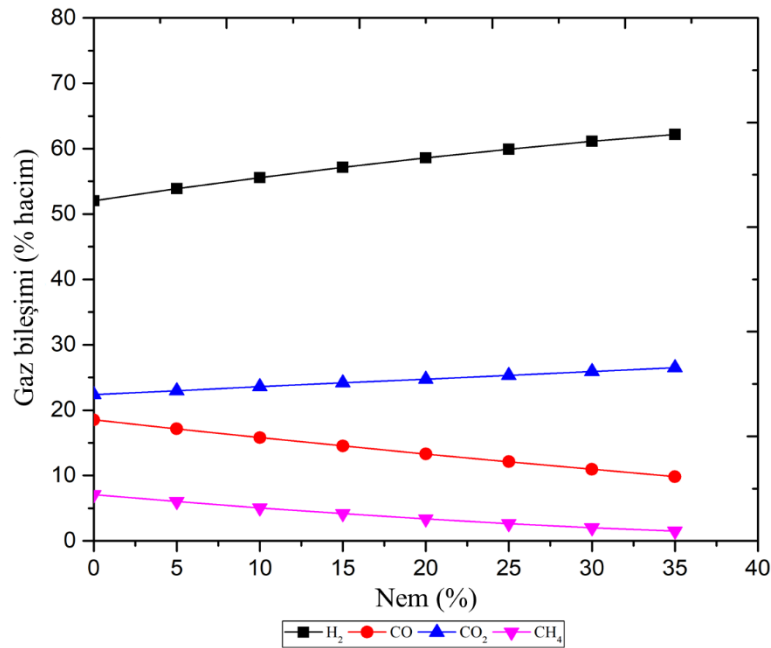
Şekil 5.28 : Nem içeriğinin ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (EO=0.31, T=770 °C).



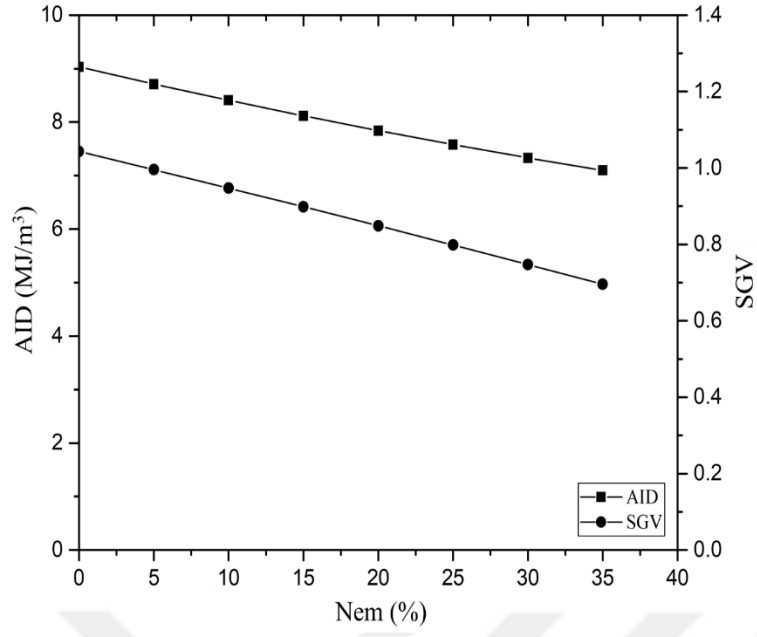
Şekil 5.29 : Nem içeriğinin AID ve SGV üzerindeki etkisi (EO=0.31, T=770 °C).

Gazlaştırma ajanı olarak buharın kullanıldığı durumda biyokütle nem içeriğinin ürün gazı bileşimine etkisi Şekil 5.30'da gösterilmektedir. Burada, biyokütle debisi, B/Y oranı ve gazlaştırma sıcaklığı sırasıyla, 0.898 kg/h, 0.96 ve 770 °C'dir. Nem içeriği ise %0-%35 aralığında değişmektedir. Nem içeriği ile birlikte artan buhar miktarı R2, R9 ve R12 reaksiyonlarının dengesinin ürünler yönüne R11 ve R14 reaksiyonlarının dengesinin ise girenler yönüne doğru kaydırmaktadır. Bu da H₂ derişikliğini %52.05'den %62.16'ya çıkarmaktadır. Ayrıca, R9 ve R14 reaksiyonları CO₂ derişikliğini artmasına da katkı sağlamaktadır. CO₂'de %18'lik bir artış görülmektedir. Su-gaz değişim reaksiyonunun CO üzerindeki negatif etkisinden dolayı CO, artan nem içeriğiyle birlikte sürekli olarak azalmakta ve nem içeriğinin %35 olduğu durumda en düşük değerine (%9.82) ulaşmaktadır. Geri yöndeki metanlaşma reaksiyonları ile ileri R12 reaksiyonunun etkisinden dolayı CH₄ derişikliği de CO'ya benzer şekilde biyokütle nem içeriğinin artmasıyla birlikte azalmaktadır.

Şekil 5.31'de AID ve SGV'nin biyokütle nem içeriğine göre değişimi yer almaktadır. Hava ile gazlaştırmada olduğu gibi buhar ile gazlaştırmada da artan biyokütle nem içeriği gazlaştırma performansını düşürmektedir. AID nem içeriği ile birlikte sürekli olarak azalarak 7.09 MJ/m³ değerine düşmektedir. SGV ise doğrusal bir şekilde azalmakta ve nem içeriğinin %35 olduğu noktada en düşük değeri olan 0.69'a düşmektedir.



Şekil 5.30 : Nem içeriğinin ürün gazı bileşimi üzerindeki etkisi (B/Y=0.96, T=770 °C).



Şekil 5.31 : Nem içeriğinin AID ve SGV üzerindeki etkisi (B/Y=0.96, T=770 °C)

6. SONUÇLAR

Bu doktora tezinde, ceviz kabuğu ve badem kabuğu gibi biyokütlelerin kabarcıklı bir akışkan yatak reaktöründeki gazlaştırma işlemi incelenmiştir. Bu amaçla, biyokütle gazlaştırma işlemi için hem modelleme hem de simülasyon çalışmaları gerçekleştirilmiştir. Akışkan yatak teknolojisinin tercih edilme sebebi bu sistemlerin yüksek ısı ve dönüşüm verimlerinden dolayı kömür ve biyokütle gazlaştırma işlemleri için daha çok tercih edilmeleridir. Modelleme çalışmalarında gaz-katı fazları arasındaki etkileşimler ele alınmış ve bu kapsamda yatak hidrodinamiği ve ısı etkileri incelenmiştir. Modelleme çalışmalarında Ansys Fluent programı tercih edilmiştir. Simülasyon çalışmalarında kabarcıklı akışkan yatakta gerçekleşen gazlaştırma reaksiyonları göz önüne alınmıştır. Geliştirilen simülasyonlar öncelikli olarak deneysel çalışmalarla doğrulanmıştır. Doğruluğu yapılan simülasyon modeli ile çalışma parametrelerinin gazlaştırma performansı üzerindeki etkileri incelenmiştir. Parametrik çalışmalar sonucunda bir kabarcıklı akışkan yataktaki biyokütle gazlaştırma işlemi için en uygun çalışma koşulları belirlenmiştir.

Çok fazlı akışların modellenmesinde Euler-Lagrange ve Euler-Euler yöntemleri kullanılmaktadır. Euler-Lagrange yönteminde akışkan fazı sürekli ortam kabulü yapılarak ele alınırken tanecik fazı ayrık faz olarak ele alınmaktadır. Akışkan fazı için Navier-Stokes denklemleri çözülürken ayrık faz için ise hesaplanan akış alanı boyunca çok sayıda parçacık, kabarcık veya damlacık için çözümleme yapılmaktadır. Euler-Lagrange yönteminde her bir tanecik için ayrı ayrı çözümleme yapıldığından dolayı, akışkan yatak gibi çok sayıda taneciğin yer aldığı sistemlerde bu yaklaşımın kullanılması büyük zaman kayıplarına neden olmaktadır. Euler-Euler yönteminde ise hem katı faz hem de akışkan faz için Navier Stokes denklemleri kullanılmaktadır. Bu yöntemde Euler-Lagrange yönteminde olduğu gibi her bir taneciğin izlenmesine gerek duyulmadığı için akışkan yatak sistemlerinin çözümü için bu yaklaşımın kullanılması zaman tasarrufu açısından oldukça önemlidir. Bu nedenden dolayı, doktora tezinde yürütülen modelleme çalışmalarında Euler-Euler yöntemi tercih edilmiştir.

Model çalışmaları TÜBİTAK Marmara Araştırma Merkezi'nde bulunan bir kabarcıklı akışkan yatak reaktörü esas alınarak gerçekleştirilmiştir. Burada ilk olarak, göz önüne alınan akışkan yatak reaktörü için üç boyutlu bir geometri meydana getirilmiştir. Daha sonra, ağ atama çalışması yürütülmüş ve bu amaçla farklı eleman sayılarına sahip üç farklı ağ (kaba, orta ve ince ağ) oluşturulmuştur. Modelin ağ bağımlılığını ortadan kaldırmak için üç farklı ağ kullanılarak elde edilen sonuçlar birbiriyle karşılaştırılmış ve bunun neticesinde orta ağın kullanılmasına karar verilmiştir. Sonrasında, orta ağın eleman sayısının daha azaltılmasına yönelik ek bir çalışma daha gerçekleştirilmiş ve bu çalışmanın sonucunda orta ağın eleman sayısı yaklaşık %71 oranında azaltılmıştır. Model çalışmalarında bu nihai ağ yapısı kullanılmıştır. Ağ yapısının belirlenmesinin ardından Fluent programı ile model kurulumu yapılmıştır. Gaz-katı fazları arasındaki sürüklenme etkileri için Gidaspow modeli, türbülans olayının modellenmesinde ise $k-\epsilon$ ayrık (dispersed) modeli tercih edilmiştir. Ayrıca, modelde ışınlımla olan ısı transferi de dikkate alınmış ve bu amaçlar P1 ışınlım modeli kullanılmıştır.

Model çalışmaları hidrodinamik model ve ısı model olacak şekilde iki kısımda ele alınmıştır. Hidrodinamik model çalışmalarında ilk önce en uygun akışkanlaşma hızının (boş yatak gaz hızı) tespit edilmesi amacıyla bir çalışma yürütülmüştür. Bu çalışma neticesinde gaz-katı homojenliği ve kabarcık oluşumu açısından en uygun boş yatak gaz hızının hava için yaklaşık olarak 0.533 m/s ve buhar için ise 0.586 m/s olduğu görülmüştür. Bu hızlar aynı zamanda hava ve buhar için hesaplanan minimum akışkanlaşma hızının (U_{mf}) üç katı ($3U_{mf}$) mertebesinde. Belirlenen bu hız değerleri zamana bağlı olarak yürütülen hidrodinamik model çalışmalarında kullanılmıştır. Dinamik sabit bir yatak yüksekliğine havanın kullanıldığı durum için 0.9 saniyeden sonra, buharın kullanıldığı durumda ise 1 saniyeden sonra ulaşılmıştır. Reaktör girişi ve çıkışı arasındaki basınç düşümünün 10 saniye boyunca zamana göre değişimi yine hidrodinamik çalışmalar kapsamında incelenmiştir. Hava ve buharın kullanıldığı her iki durumda da basınç düşümünde sabit bir aralıkta yukarı-aşağı yönlü salınımlar görülmüştür. Basınç düşümünde görülen bu salınımlar kabarcıkların yatak içinde sürekli olarak birleşip ayrılmalarından kaynaklanmaktadır. Buharın boş yatak gaz hızı havadan daha yüksek olduğu için buharın kullanıldığı durumda görülen basınç düşümü havadan biraz daha yüksektir. Yatak içindeki katı hacim kesri ile gaz hızı arasında ters bir orantının olduğu ve gaz hızının yüksek olduğu yerlerde katı hacim kesrinin

düştüğü, gaz hızının düşük olduğu yerlerde ise katı hacim kesrinin arttığı tespit edilmiştir.

Akışkan yatak içerisindeki ısı olayların analiz edilmesi amacıyla bir ısı model çalışması yapılmıştır. Bu çalışma iki kısımdan oluşmaktadır. Birinci kısımda, hava ve buhar için boş yatak gaz hızı olarak hidrodinamik model çalışmasında belirlenen hız değerleri ($3U_{mf}$) kullanılmıştır. İkinci kısımda ise göz önüne alınan deneysel çalışmadaki hava ve buhar için belirlenen hızlar kullanılmıştır. $3U_{mf}$ hızının kullanıldığı durumda reaktör içindeki ortalama gaz sıcaklığının 0-2 saniye aralığında ani bir şekilde arttığı görülmüştür. Bu durum, başlangıçta reaktör duvarları ile gaz sıcaklıkları arasındaki farkın yüksek olmasından kaynaklanmaktadır. Yaklaşık 100 saniye sonunda reaktör içindeki ortalama hava sıcaklığı 750 °C'ye, ortalama buhar sıcaklığı 762 °C'ye ulaşmakta ve bu noktadan sonra ise sıcaklıklar hemen hemen sabit kalmaktadır. Havanın reaktöre giriş sıcaklığının buhardan daha düşük olmasına karşın kararlı bir sıcaklık değerine hemen hemen aynı sürelerde ulaşmaları havanın özgül ısının daha düşük olmasından kaynaklanmaktadır. Hidrodinamik model çalışmasında olduğu gibi ısı model çalışmasında da yatak içindeki basınç düşümünün zaman içindeki değişimi incelenmiştir. Burada da yine, basınç düşümünde belirli bir aralıkta değişen aşağı-yukarı yönlü salınımlar görülmüştür. Ancak burada, özellikle havanın kullanıldığı durumdaki salınımların daha büyük olduğu tespit edilmiştir. Sıcaklığın artmasıyla birlikte, akışkan yoğunluğunun düşmesi ve buna bağlı olarak kütlenin korunumu gereği akışkan hızının artması bu duruma neden olmaktadır. Isıl model çalışmalarının ikinci kısmında hava ve buhar için boş yatak gaz hızı olarak esas alınan deneysel çalışmadaki değerler kullanılmıştır. Burada öncelikle, deneyde hava ve buhar için kullanılan dört farklı hız değeri arasında bir karşılaştırma yapılmıştır. En uygun akışkanlaşma hızı hava için eşdeğerlik oranının 0.37 olduğu, buhar için ise B/Y oranının 1.11 olduğu durumda elde edilmiştir. Eşdeğerlik ve B/Y oranlarının artmasıyla reaktör giriş-çıkışı arasındaki basınç düşümünün arttığı belirlenmiştir. Bu kısımda son olarak yatak malzemesi (silika kum) ve biyokütle çarının belirli hacimsel kesirlerindeki karışımlarının yatak hidrodinamiği üzerindeki etkisi incelenmiştir. Karışım içindeki silika kum hacim kesrinin artmasının yatak içindeki gaz-katı homojenliğini ve kabarcık oluşumunu iyileştirdiği tespit edilmiştir.

Simülasyon çalışmalarında akışkan yatak içinde gerçekleşen gazlaştırma reaksiyonları ele alınmıştır. Bu amaçla, Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayalı olan kimyasal denge modeli ve sınırlı kimyasal denge yöntemi kullanılmıştır. Bu modelleme yöntemi özellikle gazlaştırma reaksiyonlarına ait kinetik verilerin eksikliğinden dolayı en çok tercih edilen modelleme yöntemlerinden bir tanesidir. Simülasyon çalışmaları daha çok kimya ve süreç mühendisleri tarafından tercih edilen ve özellikle kömür ve biyokütle gibi kimyasal formülleri tam olarak bilinmeyen katı malzemelerin gazlaştırılması işleminde sıklıkla kullanılan Aspen Plus programı ile gerçekleştirilmiştir. İlk simülasyon çalışmasında kimyasal denge modeli ve sınırlı kimyasal denge yöntemi sonuçları birbiriyle karşılaştırılmıştır. Bu karşılaştırma neticesinde sınırlı kimyasal denge yöntemi ile yapılan tahminlerin deneysel verilere daha yakın olduğu görülmüştür. Özellikle kimyasal denge modelinde büyük bir sorun olarak görülen CH_4 tahmini sınırlı kimyasal denge yöntemi ile başarıyla gerçekleştirilmiştir. Bu yüzden, diğer iki simülasyon çalışmasında da bu yöntem tercih edilmiştir.

Simülasyon çalışmaları kapsamında üç farklı simülasyon geliştirilmiştir. Bu çalışmaların ilk ikisinde biyokütle olarak badem kabuğu kullanılırken üçüncü çalışmada ise ceviz kabuğu kullanılmıştır. Geliştirilen simülasyonlardan elde edilen sonuçlar ilk olarak deneysel verilerle karşılaştırılmış ve bunun neticesinde deneysel verilere yakın tahminlerin yapılabildiği görülmüştür. Bu nedenle, simülasyonların göz önüne alınan gazlaştırma işlemlerinin başarılı bir şekilde temsil ettiğini söylemek mümkündür. Model doğrulama işleminin ardından gazlaştırma performansına etki eden sıcaklık, eşdeğerlik oranı, buhar/biyokütle oranı ve biyokütle nem içeriği gibi parametrelerin gazlaştırma performansı üzerindeki etkileri incelenmiştir. Parametrik çalışmalar neticesinde, bir kabarcıklı akışkan yatak reaktörü için en uygun çalışma koşulları belirlenmiştir.

Bu tezde, simülasyon çalışmalarında yapılan parametrik çalışmalar kapsamında gazlaştırma sıcaklığı, eşdeğerlik oranı, buhar/yakıt oranı ve biyokütle nem içeriğinin gazlaştırma performansı üzerindeki etkileri incelenmiştir. Sıcaklığın artması ürün gazı içindeki H_2 ve CO bileşenlerinin artmasına, CO_2 ve CH_4 bileşenlerinin ise azalmasına yol açmaktadır. H_2 derişikliği $900\text{ }^\circ\text{C}$ 'ye kadar artarken bu sıcaklık değerinden sonra neredeyse sabit kalmaktadır. Ürün gazı alt ısı değeri $850\text{ }^\circ\text{C}$ sıcaklığa kadar azalmakta

bu sıcaklığın üzerinde ise değişmemektedir. Soğuk gaz veriminde ise 850 °C'ye kadar artış görülmekte, bu sıcaklığın üstündeki sıcaklıklarda ise önemli bir değişiklik olmamaktadır. Soğuk gaz verimi 1100 °C'de 1.001 değerine ulaşmaktadır. Bu durum, rektöre giren buharın H₂'ye kısmi olarak dönüşmesinden kaynaklanmaktadır. Gazlaştırma sıcaklığı ile yürütülen parametrik çalışma neticesinde, 850 °C'nin üstündeki sıcaklıklarda ürün gazı ısıl değeri ve soğuk gaz veriminde önemli bir değişikliğin olmadığı görülmüştür. Ayrıca, en yüksek H₂ derişikliğine 900 °C'de ulaşılmıştır. Bu yüzden, gazlaştırma performansı açısından kabarcıklı akışkan yatak reaktörlerinin 850-900 °C aralığında çalıştırılması önerilmektedir. Eşdeğerlik oranının artmasıyla birlikte CO₂ üretimi de artmaktadır. Bu durum artan eşdeğerlik oranının biyokütlenin tam yanma reaksiyonlarını etkilemesinden kaynaklanmaktadır. Ürün gazı içindeki H₂, CO ve CH₄ miktarı ise eşdeğerlik oranı ile birlikte azalmaktadır. Artan eşdeğerlik oranı alt ısıl değer ve soğuk gaz verimi üzerinde olumsuz etki yapmaktadır. Bu nedenle, eşdeğerlik oranının artması gazlaştırma performansını düşürmektedir. Buhar/yakıt oranının artmasıyla birlikte H₂ ve CO₂ derişiklikleri artarken, CO ve CH₄ derişiklikleri azalmaktadır. Artan buhar miktarı alt ısıl değer ve soğuk gaz verimini negatif yönde etkilemekte ve bu durum gazlaştırma performansını olumsuz etkilemektedir. Bu yüzden, uygun bir buhar/biyokütle oranının belirlenmesi gerekmektedir. Tez kapsamında yapılan simülasyon çalışmasında en uygun buhar/biyokütle oranı 1.5 olarak belirlenmiştir. Görüleceği üzere, buhar miktarındaki artış sadece H₂ miktarı üzerinde olumlu bir etkiye sahiptir. Bu nedenle, sadece hidrojen zengin bir karışıma ihtiyaç duyulduğu durumlarda buhar ilavesinin yapılması tavsiye edilmektedir. Biyokütle nem içeriğinin artması H₂ ve CO₂ üretiminin artmasına CO ve CH₄ üretiminin ise azalmasına neden olmaktadır. Alt ısıl değer ve soğuk gaz verimi de nem içeriğinin artmasından olumsuz etkilenmektedir. Yüksek nem içeriğinin gazlaştırma performansı düşürücü etkisinden dolayı biyokütlenin gazlaştırıcıya gönderilmeden önce neminden olabildiğince arındırılması gerekmektedir.

Bu tez kapsamında, Ansys Fluent kullanılarak yapılan modelleme çalışmalarının üç boyutlu ve zamana bağlı olması nedeniyle büyük zaman gereksinimlerine ihtiyaç duyulmuştur. Bu nedenden dolayı, hidrodinamik ve ısıl model çalışmaları kapsamında tüm parametrik çalışmaların ele alınması mümkün olamamıştır. Silika kum tanecik çapının yatak hidrodinamiği üzerindeki etkisinin incelenmesi yapılabilecek parametrik

Çalışmalardan biridir. Yatak malzemesi tanecik çapının gaz-katı homojenliği ve kabarcık oluşumu üzerinde önemli bir etkisi bulunmaktadır. Yine yatak malzemesi ile ilgili olan başlangıç yatak yüksekliği de (statik yükseklik) zerinde çalışma yapılabilecek başka bir parametrik çalışma olarak görülebilmektedir. Dağıtıcı plakadaki deliklerin sayısı, boyutu ve konumu da yatak hidrodinamiği etkileyen diğer parametrelerdir. Bu kapsamda yürütülecek bir parametrik çalışma, uygun bir dağıtıcı plaka tasarımınnn belirlenebilmesi açısından faydalı olabilecektir. Tez kapsamında yürütülen modelleme çalışmalarında, farklı reaktör çapları ve yükseklikleri gibi tasarım ile ilgili bir çalışma da hali hazırda yrtlmemiştir. Bu yüzden, boyutsal anlamda bir çalışmanın yürütülmesinin hem yatak hidrodinamiği hem de ısı transferi açısından önemli olabileceği düşünülmektedir. Son olarak, bu tezde yürütülen simülasyon çalışmalarında Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonuna dayanan kimyasal denge modeli ve sınırlı kimyasal denge yöntemi kullanılmıştır. Akışkan yatak reaktörü içerisinde gerçekleşen gazlaştırma reaksiyonlarına ait reaksiyon hızlarının doğru bir şekilde belirlenerek kinetik bir modelin oluşturulması da ileriki dönemlerde yapılması hedeflenen çalışmalar arasında yer almaktadır.

KAYNAKLAR

- [1] **Sansaniwal, S. K., Pal, K., Rosen, M. A., & Tyagi, S. K.** (2017). Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 72(December 2015), 363–384. doi:10.1016/j.rser.2017.01.038
- [2] **IEA.** (2016). Key World Energy Statistics 2016. *Statistics*, 80. doi:10.1787/9789264039537-en
- [3] **Dell, R.** (2001). Energy storage - a key technology for global energy sustainability. *Journal of Power Sources*, 100(1–2), 2–17. doi:10.1016/S0378-7753(01)00894-1
- [4] **Demirbas, M. F., Balat, M., & Balat, H.** (2009). Potential contribution of biomass to the sustainable energy development. *Energy Conversion and Management*, 50(7), 1746–1760. doi:10.1016/j.enconman.2009.03.013
- [5] **Asadullah, M.** (2014). Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 29, 201–215. doi:10.1016/j.rser.2013.08.074
- [6] **Basu, P.** (2012). *Biomass gasification and pyrolysis. Comprehensive Renewable Energy* (Vol. 5). doi:10.1016/B978-0-08-087872-0.00514-X
- [7] **Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D.** (2016). Biomass gasification technology: The state of the art overview. *Journal of Energy Chemistry*, 25(1), 10–25. doi:10.1016/j.jechem.2015.11.005
- [8] **Schuster, G., Löffler, G., Hofbauer, H., & Weigl, K.** (2001). Biomass steam gasification - an extensive parametric modeling study. *Bioresource Technology*, 77, 71–79. doi:10.1016/S0960-8524(00)00115-2
- [9] **Hamelinck, C. N., Faaij, A. P. C., den Uil, H., & Boerrigter, H.** (2004). Production of FT transportation fuels from biomass; technical options, process analysis and optimisation, and development potential. *Energy*, 29(11), 1743–1771. doi:10.1016/j.energy.2004.01.002
- [10] **Bates, R. B., Jablonski, W. S., Carpenter, D. L., Altantzis, C., Garg, A., Barton, J. L., ... Field, R. P.** (2017). Steam-Air Blown Bubbling Fluidized Bed Biomass Gasification (BFBBG): Multi-Scale Models and Experimental Validation. *AIChE*, 63(5), 1543–1565. doi:10.1002/aic
- [11] **Knoef, H. A. M.** (2005). *Handbook Biomass Gasification*. Netherlands: BTG Publisher.
- [12] **Milne, T. A., Evans, R. J., & Abatzoglou, N.** (1998). Biomass Gasifier “Tars”: Their Nature, Formation, and Conversion, (November). doi:10.2172/3726
- [13] **Basu, P.** (2006). Combustion and Gasification in Fluidized Beds. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. doi:10.1201/9781420005158

- [14] **Sikarwar, V. S., Zhao, M., Clough, P., Yao, J., Zhong, X., Memon, M. Z., ... Fennell, P. S.** (2016). An overview of advances in biomass gasification. *Energy and Environmental Science*, 9(10), 2939–2977. doi:10.1039/c6ee00935b
- [15] **Motta, I. L., Miranda, N. T., Maciel Filho, R., & Wolf Maciel, M. R.** (2018). Biomass gasification in fluidized beds: A review of biomass moisture content and operating pressure effects. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 94(May), 998–1023. doi:10.1016/j.rser.2018.06.042
- [16] **Narvaez, I., Orio, A., Aznar, M. P., & Corella, J.** (1996). Biomass Gasification with Air in an Atmospheric Bubbling Fluidized Bed . Effect of Six Operational Variables on the Quality of. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 35(95), 2110–2120. doi:10.1021/ie9507540
- [17] **Lim, M. T., & Alimuddin, Z.** (2008). Bubbling fluidized bed biomass gasification-Performance, process findings and energy analysis. *Renewable Energy*, 33(10), 2339–2343. doi:10.1016/j.renene.2008.01.014
- [18] Types of gasifiers. (n.d.). Retrieved from <http://www.fao.org/3/t0512e/T0512e0a.htm>
- [19] **Siedlecki, M., de Jong, W., & Verkooyen, A. H. M.** (2011). Fluidized bed gasification as a mature and reliable technology for the production of bio-syngas and applied in the production of liquid transportation fuels-a review. *Energies*, 4(3), 389–434. doi:10.3390/en4030389
- [20] **Couhert, C., Salvador, S., & Commandré, J. M.** (2009). Impact of torrefaction on syngas production from wood. *Fuel*, 88(11), 2286–2290. doi:10.1016/j.fuel.2009.05.003
- [21] **Svoboda, K., Pohořelý, M., Hartman, M., & Martinec, J.** (2009). Pretreatment and feeding of biomass for pressurized entrained flow gasification. *Fuel Processing Technology*, 90(5), 629–635. doi:10.1016/j.fuproc.2008.12.005
- [22] **Hernández, J. J., Aranda-Almansa, G., & Bula, A.** (2010). Gasification of biomass wastes in an entrained flow gasifier: Effect of the particle size and the residence time. *Fuel Processing Technology*, 91(6), 681–692. doi:10.1016/j.fuproc.2010.01.018
- [23] **Kumar, A., Eskridge, K., Jones, D. D., & Hanna, M. A.** (2009). Steam-air fluidized bed gasification of distillers grains: Effects of steam to biomass ratio, equivalence ratio and gasification temperature. *Bioresource Technology*, 100(6), 2062–2068. doi:10.1016/j.biortech.2008.10.011
- [24] **Weerachanchai, P., Horio, M., & Tangsathitkulchai, C.** (2009). Effects of gasifying conditions and bed materials on fluidized bed steam gasification of wood biomass. *Bioresource Technology*, 100(3), 1419–1427. doi:10.1016/j.biortech.2008.08.002
- [25] **Karmakar, M. K., & Datta, A. B.** (2011). Generation of hydrogen rich gas through fluidized bed gasification of biomass. *Bioresource Technology*, 102(2), 1907–1913. doi:10.1016/j.biortech.2010.08.015

- [26] **Mayerhofer, M., Mitsakis, P., Meng, X., De Jong, W., Spliethoff, H., & Gaderer, M.** (2012). Influence of pressure, temperature and steam on tar and gas in allothermal fluidized bed gasification. *Fuel*, 99, 204–209. doi:10.1016/j.fuel.2012.04.022
- [27] **Mayerhofer, M., Fendt, S., Spliethoff, H., & Gaderer, M.** (2014). Fluidized bed gasification of biomass - In bed investigation of gas and tar formation. *Fuel*, 117(PART B), 1248–1255. doi:10.1016/j.fuel.2013.06.025
- [28] **Makwana, J. P., Joshi, A. K., Athawale, G., Singh, D., & Mohanty, P.** (2015). Air gasification of rice husk in bubbling fluidized bed reactor with bed heating by conventional charcoal. *Bioresource Technology*, 178(2015), 45–52. doi:10.1016/j.biortech.2014.09.111
- [29] **Kook, J. W., Choi, H. M., Kim, B. H., Ra, H. W., Yoon, S. J., Mun, T. Y., ... Seo, M. W.** (2016). Gasification and tar removal characteristics of rice husk in a bubbling fluidized bed reactor. *Fuel*, 181, 942–950. doi:10.1016/j.fuel.2016.05.027
- [30] **Lan, W., Chen, G., Zhu, X., Wang, X., Wang, X., & Xu, B.** (2018). Research on the characteristics of biomass gasification in a fluidized bed. *Journal of the Energy Institute*, 1–8. doi:10.1016/j.joei.2018.03.011
- [31] **Kim, Y. D., Yang, C. W., Kim, B. J., Kim, K. S., Lee, J. W., Moon, J. H., ... Lee, U. Do.** (2013). Air-blown gasification of woody biomass in a bubbling fluidized bed gasifier. *Applied Energy*, 112, 414–420. doi:10.1016/j.apenergy.2013.03.072
- [32] **Arena, U., & Di Gregorio, F.** (2014). Gasification of a solid recovered fuel in a pilot scale fluidized bed reactor. *Fuel*, 117(PART A), 528–536. doi:10.1016/j.fuel.2013.09.044
- [33] **Pio, D. T., Tarelho, L. A. C., & Matos, M. A. A.** (2017). Characteristics of the gas produced during biomass direct gasification in an autothermal pilot-scale bubbling fluidized bed reactor. *Energy*, 120, 915–928. doi:10.1016/j.energy.2016.11.145
- [34] **Tsalidis, G. A., Di Marcello, M., Spinelli, G., de Jong, W., & Kiel, J. H. A.** (2017). The effect of torrefaction on the process performance of oxygen-steam blown CFB gasification of hardwood and softwood. *Biomass and Bioenergy*, 106, 155–165. doi:10.1016/j.biombioe.2017.09.001
- [35] **Di Marcello, M., Tsalidis, G. A., Spinelli, G., de Jong, W., & Kiel, J. H. A.** (2017). Pilot scale steam-oxygen CFB gasification of commercial torrefied wood pellets. The effect of torrefaction on the gasification performance. *Biomass and Bioenergy*, 105, 411–420. doi:10.1016/j.biombioe.2017.08.005
- [36] **Monteiro, E., Ismail, T. M., Ramos, A., Abd El-Salam, M., Brito, P., & Rouboa, A.** (2018). Experimental and modeling studies of Portuguese peach stone gasification on an autothermal bubbling fluidized bed pilot plant. *Energy*, 142, 862–877. doi:10.1016/j.energy.2017.10.100
- [37] **Liu, L., Huang, Y., Cao, J., Liu, C., Dong, L., Xu, L., & Zha, J.** (2018). Experimental study of biomass gasification with oxygen-enriched air in fluidized bed gasifier. *Science of the Total Environment*, 626, 423–433. doi:10.1016/j.scitotenv.2018.01.016

- [38] **González-Vázquez, M. P., García, R., Gil, M. V., Pevida, C., & Rubiera, F.** (2018). Comparison of the gasification performance of multiple biomass types in a bubbling fluidized bed. *Energy Conversion and Management*, 176(July), 309–323. doi:10.1016/j.enconman.2018.09.020
- [39] **Hartge, E. U., Ratschow, L., Wischnewski, R., & Werther, J.** (2009). CFD-simulation of a circulating fluidized bed riser. *Particuology*, 7(4), 283–296. doi:10.1016/j.partic.2009.04.005
- [40] **Huilin, L., Gidaspow, D., Bouillard, J., & Wentie, L.** (2003). Hydrodynamic simulation of gas-solid flow in a riser using kinetic theory of granular flow. *Chemical Engineering Journal*, 95(1–3), 1–13. doi:10.1016/S1385-8947(03)00062-7
- [41] **Taghipour, F., Ellis, N., & Wong, C.** (2005). Experimental and computational study of gas-solid fluidized bed hydrodynamics. *Chemical Engineering Science*, 60(24), 6857–6867. doi:10.1016/j.ces.2005.05.044
- [42] **Min, J., Drake, J. B., Heindel, T. J., & Fox, R. O.** (2010). Experimental Validation of CFD Simulations of a Lab-Scale Fluidized-Bed Reactor with and Without Side-Gas Injection. *AIChE Journal*, 56(6), 1434–1446. doi:10.1002/aic
- [43] **Esmaili, E., & Mahinpey, N.** (2011). Adjustment of drag coefficient correlations in three dimensional CFD simulation of gas-solid bubbling fluidized bed. *Advances in Engineering Software*, 42(6), 375–386. doi:10.1016/j.advengsoft.2011.03.005
- [44] **Loha, C., Chattopadhyay, H., & Chatterjee, P. K.** (2012). Assessment of drag models in simulating bubbling fluidized bed hydrodynamics. *Chemical Engineering Science*, 75, 400–407. doi:10.1016/j.ces.2012.03.044
- [45] **Loha, C., Chattopadhyay, H., & Chatterjee, P. K.** (2013). Euler-Euler CFD modeling of fluidized bed: Influence of specular coefficient on hydrodynamic behavior. *Particuology*, 11(6), 673–680. doi:10.1016/j.partic.2012.08.007
- [46] **Loha, C., Chattopadhyay, H., & Chatterjee, P. K.** (2014). Effect of coefficient of restitution in Euler-Euler CFD simulation of fluidized-bed hydrodynamics. *Particuology*, 15, 170–177. doi:10.1016/j.partic.2013.07.001
- [47] **Kumar, U., & Agarwal, V. K.** (2017). Simulation of 3D gas–solid fluidized bed reactor hydrodynamics. *Particulate Science and Technology*, 35(1), 1–13. doi:10.1080/02726351.2015.1119227
- [48] **Kumar, U., & Agarwal, V. K.** (2016). Biomass gasification in a fluidized bed reactor: Hydrodynamics and heat transfer studies. *Numerical Heat Transfer, Part A: Applications*, 70(5), 513–531. doi:10.1080/10407782.2016.1177340
- [49] **Melgar, A., Pérez, J. F., Laget, H., & Horillo, A.** (2007). Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process. *Energy Conversion and Management*, 48(1), 59–67. doi:10.1016/j.enconman.2006.05.004
- [50] **Loha, C., Chatterjee, P. K., & Chattopadhyay, H.** (2011). Performance of fluidized bed steam gasification of biomass - Modeling and experiment. *Energy Conversion and Management*, 52(3), 1583–1588. doi:10.1016/j.enconman.2010.11.003

- [51] **Ghassemi, H., & Shahsavan-Markadeh, R.** (2014). Effects of various operational parameters on biomass gasification process; A modified equilibrium model. *Energy Conversion and Management*, 79, 18–24. doi:10.1016/j.enconman.2013.12.007
- [52] **Ramzan, N., Ashraf, A., Naveed, S., & Malik, A.** (2011). Simulation of hybrid biomass gasification using Aspen plus: A comparative performance analysis for food, municipal solid and poultry waste. *Biomass and Bioenergy*, 35(9), 3962–3969. doi:10.1016/j.biombioe.2011.06.005
- [53] **Renganathan, T., Yadav, M. V., Pushpavanam, S., Voolapalli, R. K., & Cho, Y. S.** (2012). CO₂ utilization for gasification of carbonaceous feedstocks: A thermodynamic analysis. *Chemical Engineering Science*, 83, 159–170. doi:10.1016/j.ces.2012.04.024
- [54] **Kuo, P. C., Wu, W., & Chen, W. H.** (2014). Gasification performances of raw and torrefied biomass in a downdraft fixed bed gasifier using thermodynamic analysis. *Fuel*, 117, 1231–1241. doi:10.1016/j.fuel.2013.07.125
- [55] **Im-Orb, K., Simasatitkul, L., & Arpornwichanop, A.** (2016). Analysis of synthesis gas production with a flexible H₂/CO ratio from rice straw gasification. *Fuel*, 164, 361–373. doi:10.1016/j.fuel.2015.10.018
- [56] **Doherty, W., Reynolds, A., & Kennedy, D.** (2009). The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using ASPEN Plus simulation. *Biomass and Bioenergy*, 33(9), 1158–1167. doi:10.1016/j.biombioe.2009.05.004
- [57] **W. Gumz.** (1950). *Gas Producers and Blast Furnaces*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- [58] **Doherty, W., Reynolds, A., & Kennedy, D.** (2013). Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification in a Steam Blown Dual Fluidised Bed. In *Materials and Process for Energy: communicating current research and technological developments* (pp. 212–220).
- [59] **Niu, M., Huang, Y., Jin, B., & Wang, X.** (2013). Simulation of syngas production from municipal solid waste gasification in a bubbling fluidized bed using aspen plus. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 52(42), 14768–14775. doi:10.1021/ie400026b
- [60] **Han, J., Liang, Y., Hu, J., Qin, L., Street, J., Lu, Y., & Yu, F.** (2017). Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus. *Energy Conversion and Management*, 153(October), 641–648. doi:10.1016/j.enconman.2017.10.030
- [61] **Pala, L. P. R., Wang, Q., Kolb, G., & Hessel, V.** (2017). Steam gasification of biomass with subsequent syngas adjustment using shift reaction for syngas production: An Aspen Plus model. *Renewable Energy*, 101, 484–492. doi:10.1016/j.renene.2016.08.069
- [62] **Motta, I. L., Miranda, N. T., Maciel Filho, R., & Wolf Maciel, M. R.** (2019). Sugarcane bagasse gasification: Simulation and analysis of different operating parameters, fluidizing media, and gasifier types. *Biomass and Bioenergy*, 122(January), 433–445. doi:10.1016/j.biombioe.2019.01.051

- [63] **Anderson, T. B., & Jackson, R.** (1967). Fluid mechanical description of fluidized beds: Equations of Motion. *Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals*, 6(4), 527–539. doi:10.1021/i160024a007
- [64] **Sundaresan, S.** (2000). Modeling the hydrodynamics of multiphase flow reactors: Current status and challenges. *AIChE Journal*, 46(6), 1102–1105.
- [65] **Pain, C. C., Mansoorzadeh, S., & Oliveira, C. R. E. De.** (2001). 1-s2.0-S0301932200000355-main.pdf, 27, 527–551.
- [66] **Yu, L., Lu, J., Zhang, X., & Zhang, S.** (2007). Numerical simulation of the bubbling fluidized bed coal gasification by the kinetic theory of granular flow (KTGF). *Fuel*, 86(5–6), 722–734. doi:10.1016/j.fuel.2006.09.008
- [67] **Wen, Y., & Yu, Y.** (1966). Mechanics of fluidization. In *The Chemical Engineering Progress Symposium Series* (pp. 100–111).
- [68] **Ergun, S., & Orning, A. A.** (1949). Fluid Flow through Randomly Packed Columns and Fluidized Beds. *Industrial & Engineering Chemistry*, 41(6), 1179–1184. doi:10.1021/ie50474a011
- [69] **Zhang, Q., Dor, L., Yang, W., & Blasiak, W.** (2011). Eulerian model for municipal solid waste gasification in a fixed-bed plasma gasification melting reactor. *Energy and Fuels*, 25(9), 4129–4137. doi:10.1021/ef200383j
- [70] **Wang, X., Jin, B., & Zhong, W.** (2009). Three-dimensional simulation of fluidized bed coal gasification. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 48(2), 695–705. doi:10.1016/j.cep.2008.08.006
- [71] **Gunn, D. J.** (1978). Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidised beds. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 21, 467–476. doi:10.1007/s10658-016-0946-2
- [72] **Santos, M. L. d. S.** (2004). *Solid Fuels Combustion and Gasification Modeling, Simulation, and Equipment Operation*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- [73] **Kunii, D., & Levenspiel, O.** (1991). *Fluidization Engineering* (Second.). New York: John Wiley.
- [74] **Geldart, D.** (1986). *Gas Fluidization Technology*. Chichester: John Wiley.
- [75] **Ergun, S.** (1952). Fluid flow through packed columns. *Chemical Engineering Progress*, 48, 91–94.
- [76] **Allen, T.** (1981). *Particle Size Measurement* (Third.). London: London: Chapman and Hall.
- [77] **Davidson, J. F., & Harrison, D.** (1963). *Fluidized Particles*. Cambridge: University Press.
- [78] **Babu, S. P., Shah, B., & Talwalkar, A.** (1978). Fluidization Correlations for Coal Gasification Materials—Minimum Fluidization Velocity and Fluidization Bed Expansion Ratio. *AIChE Symposium Series*, 74, 176–186.
- [79] **Grace, J. R.** (1982). In Handbook of Multiphase Systems. In G. Hestroni (Ed.), *Fluidized Bed Hydrodynamics*. Washington: Hemisphere Publishing.
- [80] **Cocco, R.** (2014). Fluidisation and Fluidised Bed Theory. *American Institute of Chemical Engineers*, (November), 21–29.

- [81] **Badzioch, S., & Hawksley, P. G. W.** (1970). Kinetics of Thermal Decomposition of Pulverized Coal Particles. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, 9(4), 521–530. doi:10.1021/i260036a005
- [82] **Kobayashi, H.** (1976). *Devolatilization of pulverized coal at high temperature*. Massachusetts Institute of Technology.
- [83] Ansys Inc. (2017). Canonsburg: ANSYS, Inc.
- [84] **Pillai, K.** (1981). Influence of coal type on devolatilization and combustion in fluidized beds. *Journal of the Institute of Energy*, 54, 142–50.
- [85] **Cem, D.** (2017). *Dolasimli akiskan yatagin hidrodinamik ve isil matematik modellemesi*. Istanbul Technical University.
- [86] **Kobayashi, H., Howard, J. B., & Sarofim, A. F.** (1976). Coal devolatilization at high temperatures. In *16th Symposium (International) on Combustion*. The Combustion Institute.
- [87] **Liu, H., Elkamel, A., Lohi, A., & Biglari, M.** (2013). Computational fluid dynamics modeling of biomass gasification in circulating fluidized-bed reactor using the eulerian-eulerian approach. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 52(51), 18162–18174. doi:10.1021/ie4024148
- [88] **Loha, C., Chattopadhyay, H., & Chatterjee, P. K.** (2014). Three dimensional kinetic modeling of fluidized bed biomass gasification. *Chemical Engineering Science*, 109, 53–64. doi:10.1016/j.ces.2014.01.017
- [89] **Deng, Z., Xiao, R., Jin, B., Huang, H., Shen, L., Song, Q., & Li, Q.** (2008). Computational fluid dynamics modeling of coal gasification in a pressurized spout-fluid bed. *Energy and Fuels*, 22(3), 1560–1569. doi:10.1021/ef7007437
- [90] **Cornejo, P., & Farías, O.** (2011). Mathematical Modeling of Coal Gasification in a Fluidized Bed Reactor Using a Eulerian Granular Description. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 9(1). doi:10.1515/1542-6580.2288
- [91] **Chejne, F., & Hernandez, J. P.** (2002). Modelling and simulation of coal gasification process in fluidised bed. *Fuel*, 81(13), 1687–1702. doi:10.1016/S0016-2361(02)00036-4
- [92] **Altafini, C. R., Wander, P. R., & Barreto, R. M.** (2003). Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model. *Energy Conversion and Management*, 44(17), 2763–2777. doi:10.1016/S0196-8904(03)00025-6
- [93] **Li, X., Grace, J. R., Watkinson, A. P., Lim, C. J., & Ergüdenler, A.** (2001). Equilibrium modeling of gasification: A free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier. *Fuel*, 80(2), 195–207. doi:10.1016/S0016-2361(00)00074-0
- [94] **Patra, C.** (2014). *Cfd simulations of fluidized bed Biomass gasification*. National Institute of Technology Rourkela. Retrieved from <http://ethesis.nitrkl.ac.in/6563/>
- [95] **Liu, H.** (2014). *CFD Modeling of Biomass Gasification Using a Circulating Fluidized Bed Reactor*. University of Waterloo.

- [96] **Boemer, A., Qi, H., & Renz, U.** (1997). Verification of Eulerian simulation of spontaneous bubble formation in a fluidized bed. *International Journal of Multiphase Flow*, 23(5), 927–944. doi:10.1016/S0009-2509(98)00044-X
- [97] **Van Wachem, B. G. M., Schouten, J. C., Van den Bleek, C. M., Krishna, R., & Sinclair, J. L.** (2001). Comparative analysis of CFD models of dense gas-solid systems. *AIChE Journal*, 47(5), 1035–1051. doi:10.1002/aic.690470510
- [98] **Esmaili, E., Mahinpey, N., & Mostafavi, E.** (2014). An extensive simulation of coal gasification in bubbling fluidized bed: Integration of hydrodynamics into reaction modelling. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 92(10), 1714–1724. doi:10.1002/cjce.22041
- [99] **Li, T., Grace, J., & Bi, X.** (2010). Study of wall boundary condition in numerical simulations of bubbling fluidized beds. *Powder Technology*, 203(3), 447–457. doi:10.1016/j.powtec.2010.06.005
- [100] **Karatas, H., & Akgun, F.** (2018). Experimental results of gasification of walnut shell and pistachio shell in a bubbling fluidized bed gasifier under air and steam atmospheres. *Fuel*, 214(November 2016), 285–292. doi:10.1016/j.fuel.2017.10.061
- [101] **Sanz, A., & Corella, J.** (2006). Modeling circulating fluidized bed biomass gasifiers. Results from a pseudo-rigorous 1-dimensional model for stationary state. *Fuel Processing Technology*, 87(3), 247–258. doi:10.1016/j.fuproc.2005.08.003
- [102] **Armstrong, L. M., Gu, S., & Luo, K. H.** (2011). Parametric study of gasification processes in a BFB coal gasifier. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 50(10), 5959–5974. doi:10.1021/ie1023029
- [103] **Rapagnà, S., Jand, N., Kiennemann, A., & Foscolo, P. U.** (2000). Steam-gasification of biomass in a fluidised-bed of olivine particles. *Biomass and Bioenergy*, 19(3), 187–197. doi:10.1016/S0961-9534(00)00031-3
- [104] **Rapagnà, S., Provendier, H., Petit, C., Kiennemann, A., & Foscolo, P. U.** (2000). Biomass gasification processes. Italian Patent Application.
- [105] **Technology, A.** (2000). Aspen Plus 10.2 user guide. *Cambridge M A*. doi:10.1007/BF00447266
- [106] **Panopoulos, K. D., Fryda, L., Karl, J., Poulou, S., & Kakaras, E.** (2006). High temperature solid oxide fuel cell integrated with novel allothermal biomass gasification. Part II: Exergy analysis. *Journal of Power Sources*, 159(1 SPEC. ISS.), 586–594. doi:10.1016/j.jpowsour.2005.11.040
- [107] **Nikoo, M. B., & Mahinpey, N.** (2008). Simulation of biomass gasification in fluidized bed reactor using ASPEN PLUS. *Biomass and Bioenergy*, 32(12), 1245–1254. doi:10.1016/j.biombioe.2008.02.020
- [108] **Prins, M. J., Ptasiński, K. J., & Janssen, F. J. J. G.** (2007). From coal to biomass gasification: Comparison of thermodynamic efficiency. *Energy*, 32(7), 1248–1259. doi:10.1016/j.energy.2006.07.017
- [109] **Giltrap, D. L., McKibbin, R., & Barnes, G. R. G.** (2003). A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier. *Solar Energy*, 74(1), 85–91. doi:10.1016/S0038-092X(03)00091-4

- [110] **Puig-Arnabat, M., Bruno, J. C., & Coronas, A.** (2012). Modified thermodynamic equilibrium model for biomass gasification: A study of the influence of operating conditions. *Energy and Fuels*, 26(2), 1385–1394. doi:10.1021/ef2019462
- [111] **Gagliano, A., Nocera, F., Bruno, M., & Cardillo, G.** (2017). Development of an Equilibrium-based Model of Gasification of Biomass by Aspen Plus. *Energy Procedia*, 111, 1010–1019. doi:10.1016/j.egypro.2017.03.264
- [112] **Nipattummakul, N., Ahmed, I., Kerdsuwan, S., & Gupta, A. K.** (2010). High temperature steam gasification of wastewater sludge. *Applied Energy*, 87(12), 3729–3734. doi:10.1016/j.apenergy.2010.07.001
- [113] **Fremaux, S., Beheshti, S. M., Ghassemi, H., & Shahsavan-Markadeh, R.** (2015). An experimental study on hydrogen-rich gas production via steam gasification of biomass in a research-scale fluidized bed. *Energy Conversion and Management*, 91, 427–432. doi:10.1016/j.enconman.2014.12.048
- [114] **Inayat, A., Ahmad, M. M., Yusup, S., & Mutalib, M. I. A.** (2010). Biomass steam gasification with in-situ CO₂ capture for enriched hydrogen gas production: A reaction kinetics modelling approach. *Energies*, 3(8), 1472–1484. doi:10.3390/en3081472
- [115] **Pfeifer, C., Rauch, R., & Hofbauer, H.** (2004). In-Bed Catalytic Tar Reduction in a Dual Fluidized Bed Biomass Steam Gasifier. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 43(7), 1634–1640. doi:10.1021/ie030742b
- [116] **Shahbaz, M., Yusup, S., Inayat, A., Ammar, M., Patrick, D. O., Pratama, A., & Naqvi, S. R.** (2017). Syngas Production from Steam Gasification of Palm Kernel Shell with Subsequent CO₂ Capture Using CaO Sorbent: An Aspen Plus Modeling. *Energy and Fuels*, 31(11), 12350–12357. doi:10.1021/acs.energyfuels.7b02670
- [117] **Chutichai, B., Patcharavorachot, Y., Assabumrungrat, S., & Arpornwichanop, A.** (2015). Parametric analysis of a circulating fluidized bed biomass gasifier for hydrogen production. *Energy*, 82, 406–413. doi:10.1016/j.energy.2015.01.051
- [118] **Mahishi, M. R., & Goswami, D. Y.** (2007). Thermodynamic optimization of biomass gasifier for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 32(16), 3831–3840. doi:10.1016/j.ijhydene.2007.05.018
- [119] **Barisano, D., Canneto, G., Nanna, F., Alvino, E., Pinto, G., Villone, A., ... Braccio, G.** (2016). Steam/oxygen biomass gasification at pilot scale in an internally circulating bubbling fluidized bed reactor. *Fuel Processing Technology*, 141, 74–81. doi:10.1016/j.fuproc.2015.06.008
- [120] **Lv, P. M., Xiong, Z. H., Chang, J., Wu, C. Z., Chen, Y., & Zhu, J. X.** (2004). An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed. *Bioresource Technology*, 95(1), 95–101. doi:10.1016/j.biortech.2004.02.003



ÖZGEÇMİŞ

Ad Soyad: Mahmut Caner ACAR

Doğum Yeri ve Tarihi: Adıyaman, 1985

E-Posta: acarma@itu.edu.tr

ÖĞRENİM DURUMU:

- **Lisans:** 2010, Niğde Ömer Halisdemir Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Makina Mühendisliği.
- **Yüksek Lisans:** 2012, Niğde Ömer Halisdemir Üniversitesi, Makina Mühendisliği, Termodinamik Anabilim Dalı.

MESLEKİ DENEYİM VE ÖDÜLLER:

- 2011-2013 yılları arasında Bitlis Eren Üniversitesi'nde Araştırma Görevlisi olarak çalıştı.
- 2013-2019 yılları arasında İstanbul Teknik Üniversitesi'nde Araştırma Görevlisi olarak çalıştı.
- 2019 yılında İstanbul Teknik Üniversitesi'nde doktorasını tamamladı.

DOKTORA TEZİNDEN TÜRETİLEN YAYINLAR, SUNUMLAR VE PATENTLER:

- **Acar, M.C., Böke, Y.E.,** 2019. Simulation of biomass gasification in a BFBG using chemical equilibrium model and restricted chemical equilibrium method. Biomass and Bioenergy, 125: 131-138.
- **Acar, M.C., Böke, Y.E.,** 2018. Simulation of biomass gasification process using Aspen Plus. 14th International Combustion Symposium (INCOS2018), Karabük.
- **Acar, M.C., Böke Y.E.,** 2018. Simulation of gasification process using restricted chemical equilibrium method. 3rd International Energy & Engineering Congress, Gaziantep.

DİĞER YAYINLAR, SUNUMLAR VE PATENTLER:

- Selamet, O.F., **Acar, M.C.,** Mat, M.D., Kaplan, Y., 2012. Effects of operating parameters on the performance of a high pressure PEM (Proton Exchange

Membrane) electrolyzer. International Journal of Energy Research, 37(5): 457-467.

- Selamet, O.F., Becerikli, F., **Acar, M.C.**, Mat, M.D., Kaplan, Y., 2010. Effects of operating parameters on the performance of a high pressure proton exchange membrane (pem) electrolyzer. 10th International Conference on Clean Energy (ICCE 2010), Famagusta-North Cyprus.
- Selamet, O.F., Becerikli, F., **Acar, M.C.**, Mat, M.D., Kaplan, Y., 2010. Development of a high pressure proton exchange membrane (PEM) electrolyzer. 22nd International Conference on Nuclear and Renewable Energy Resources, Ankara.
- **Acar, M.C.**, Mat, M.D., Selamet, O.F., Cicek, A., 2011. Yüksek basınç pem elektrolizörlerinde sızdırmazlık için hücre dizaynı geliştirilmesi. İleri Teknoloji Çalıştayı 2011, İstanbul TURKEY.
- Selamet, O.F., Paşaoğulları, U., Hussey, D.S., Jacobson, D.L., **Acar, M.C.**, Kaplan, Y., Mat, M.D., 2011. PEM (Proton Exchange Membrane) Elektrolizör hücresinde iki fazlı akışın nötron görüntüleme yöntemiyle incelenmesi. İleri Teknoloji Çalıştayı 2011, İstanbul.