



**T.C.  
DÜZCE ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**KENTSEL KATI ATIKLARIN TERMAL İŞLENMESİNİN ENERJİ  
OPTİMİZASYONU**

**FİKRET POLAT**

**DOKTORA TEZİ  
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**DANIŞMAN  
DOÇ. DR. ETHEM TOKLU**

**DÜZCE, 2018**

**T.C.**  
**DÜZCE ÜNİVERSİTESİ**  
**FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**KENTSEL KATI ATIKLARIN TERMAL İŞLENMESİNİN ENERJİ  
OPTİMİZASYONU**

Fikret POLAT tarafından hazırlanan tez çalışması aşağıdaki jüri tarafından Düzce Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalı'nda **DOKTORA TEZİ** olarak kabul edilmiştir.

**Tez Danışmanı**

Doç. Dr. Ethem TOKLU

Düzce Üniversitesi

**Jüri Üyeleri**

Doç. Dr. Ethem TOKLU

Düzce Üniversitesi

Prof. Dr. Nedim SÖZBİR

Sakarya Üniversitesi

Doç. Dr. Ömer ÖZYURT

Bolu Abant İzzet Baysal Üniversitesi

Doç. Dr. Suat SARIDEMİR

Düzce Üniversitesi

Dr. Öğr. Üyesi Yaşar ŞEN

Düzce Üniversitesi

Tez Savunma Tarihi: 04/07/2018

## BEYAN

Bu tez çalışmasının kendi çalışmam olduğunu, tezin planlanmasından yazımına kadar bütün aşamalarda etik dışı davranışımın olmadığını, bu tezdeki bütün bilgileri akademik ve etik kurallar içinde elde ettiğimi, bu tez çalışmasıyla elde edilmeyen bütün bilgi ve yorumlara kaynak gösterdiğimi ve bu kaynakları da kaynaklar listesine aldığımı, yine bu tezin çalışılması ve yazımı sırasında patent ve telif haklarını ihlal edici bir davranışımın olmadığını beyan ederim.

4 Temmuz 2018

Fikret POLAT

## TEŞEKKÜR

Lisansüstü öğrenimimde ve bu tezin hazırlanmasında gösterdiği her türlü destek ve yardımdan dolayı çok değerli hocam Doç. Dr. Ethem TOKLU' ya en içten dileklerle teşekkür ederim.

Bu çalışmanın hazırlanması aşamasında büyük fedakarlıklar gösteren, yardımlarını ve desteklerini esirgemeyen eşim Funda YİĞİT POLAT' a, biricik kızım Elif Mina POLAT' a ve hayatımın her döneminde yanımda olmalarından büyük kuvvet aldığım sevgili aileme sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

**4 Temmuz 2017**

**Fikret POLAT**

# İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa No</u>
<b>ŞEKİL LİSTESİ</b> .....	<b>IX</b>
<b>ÇİZELGE LİSTESİ</b> .....	<b>XI</b>
<b>KISALTMALAR</b> .....	<b>XII</b>
<b>SİMGELER</b> .....	<b>XIII</b>
<b>ÖZET</b> .....	<b>XIV</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>XV</b>
<b>EXTENDED ABSTRACT</b> .....	<b>XVI</b>
<b>1. GİRİŞ</b> .....	<b>1</b>
<b>1.1. ATIKLAR VE OLUŞUM NEDENLERİ</b> .....	<b>2</b>
<b>1.2. KATI ATIK YÖNETİMİ</b> .....	<b>4</b>
<b>1.2.1. Geri Dönüşüm</b> .....	<b>7</b>
<b>1.2.2. Düzenli Depolama</b> .....	<b>8</b>
<b>1.2.3. Termal Bertaraf Teknikleri</b> .....	<b>11</b>
<b>1.2.4. Biyolojik Bertaraf Teknikleri</b> .....	<b>12</b>
1.2.4.1. <i>Anaerobik Çürütme</i> .....	<i>12</i>
1.2.4.2. <i>Aerobik Çürütme</i> .....	<i>13</i>
<b>1.3. TERMAL DÖNÜŞÜM TEKNOLOJİLERİ</b> .....	<b>14</b>
<b>1.3.1. Yakma</b> .....	<b>15</b>
1.3.1.1. <i>Atığın Yanabilirliği</i> .....	<i>16</i>
1.3.1.2. <i>Yakma Sistemleri</i> .....	<i>17</i>
1.3.1.3. <i>İşlenmemiş Katı Atık Yakma Sistemleri</i> .....	<i>18</i>
1.3.1.4. <i>İşlenmiş Katı Atık Yakma Sistemleri</i> .....	<i>19</i>
<b>1.3.2. Gazifikasyon</b> .....	<b>22</b>
<b>1.3.3. Piroliz</b> .....	<b>25</b>
1.3.3.1. <i>Pirolizin Avantajları</i> .....	<i>28</i>
1.3.3.2. <i>Ortak Piroliz</i> .....	<i>29</i>
<b>1.3.4. Pirolizden Elde Edilen Ürünler</b> .....	<b>30</b>

1.3.4.1. Katı Ürün (Char) .....	30
1.3.4.2. Sıvı Ürün .....	30
1.3.4.3. Gaz Ürün .....	30
<b>1.3.5. Pirolizi Etkileyen Faktörler .....</b>	<b>32</b>
1.3.5.1. Isıtma Hızı .....	32
1.3.5.2. Partikül Boyutu .....	34
1.3.5.3. Sıcaklık Etkisi .....	35
1.3.5.4. Piroliz Ortamı .....	36
1.3.5.5. Katalizör .....	37
1.3.5.6. Basınç .....	37
<b>1.3.6. Piroliz Yöntemleri .....</b>	<b>38</b>
1.3.6.1. Geleneksel Piroliz .....	39
1.3.6.2. Flash Piroliz .....	39
1.3.6.3. Hızlı Piroliz .....	39
1.3.6.4. Vakum Pirolizi .....	40
<b>1.3.7. Piroliz Reaktörleri .....</b>	<b>41</b>
1.3.7.1. Kabarcık Akışkan Yataklı Reaktör .....	41
1.3.7.2. BioTherm Reaktörü .....	42
1.3.7.3. Dolaşım Akışkan Yatak Piroliz Reaktörü .....	42
1.3.7.4. Ablative Piroliz Reaktörü .....	42
1.3.7.5. Döner Konik Reaktör .....	43
1.3.7.6. Döner Reaktörler .....	44
<b>1.3.8. Pirolizin Diğer Bertaraf Yöntemleri ile Mukayesesi .....</b>	<b>45</b>
1.3.8.1. Piroliz ve Gazifikasyon Yöntemlerinin Kentsel Katı Atıklardan Elektrik Üretimi Yönünden Kıyaslanması .....	45
1.3.8.2. Piroliz ve Yakma Yöntemlerinin Kentsel Katı Atıklardan Elektrik Üretimi Yönünden Kıyaslanması .....	46
1.3.8.3. Piroliz ve Anaerobik Çürütme Yöntemlerinin Kentsel Katı Atıklardan Elektrik Üretimi Yönünden Kıyaslanması .....	46
<b>1.4. PİROLİZ ÜZERİNE YAPILAN LİTERATÜR ÇALIŞMALARI .....</b>	<b>47</b>
<b>2. DENEYSEL ÇALIŞMALARIN YAPILMASI .....</b>	<b>58</b>
<b>2.1. SİSTEM ELEMANLARI .....</b>	<b>59</b>
<b>2.1.1. Kırıcı ve Hassas Kırıcı Üniteleri .....</b>	<b>59</b>

2.1.2. Kırıcı Konveyör Ünitesi.....	59
2.1.3. Kurutucu Ünitesi .....	60
2.1.4. Kurutucu Konveyör Sistemi .....	62
2.1.5. Piroliz Ünitesi .....	63
2.1.6. Hava Kilidi .....	64
2.2. DENEYSEL ÇALIŞMALAR.....	64
<b>3. PİROLİZ REAKTÖRÜ NÜMERİK MODELLENMESİ .....</b>	<b>66</b>
3.1. KÜTLE DENGESİ .....	67
3.2. ENERJİ DENGESİ.....	69
3.2.1. Kontrol Hacmi Üzerinde Enerji Dengesi.....	69
3.2.2. Katı Yatak Üzerindeki Enerji Dengesi .....	70
3.2.3. Gaz Fazı Üzerindeki Enerji Dengesi. ....	73
3.3. MOMENTUM DENGESİ.....	75
3.4. DÖNER FIRIN İÇERİSİNDEKİ ISI TRANSFERİ.....	78
3.5. ISI TRANSFER ORANI .....	79
3.6. ISI TRANSFER KATSAYILARI .....	80
3.6.1. Yatağın Örtülü Yüzeyi ve Fırın Duvarı Arasındaki Isı İletimi .....	80
3.6.2. Döner Fırındaki Isı Taşınım Katsayısı.....	80
3.6.3. Döner Fırındaki Isı Işınım Katsayısı.....	81
<b>4. DÖNER FIRIN PİROLİZ REAKTÖRÜ CFD ANALİZİ .....</b>	<b>83</b>
4.1. PİROLİZ REAKTÖRÜ İÇİN GEOMETRİNİN OLUŞTURULUP MESH YAPISININ DÜZENLENMESİ .....	86
4.2. PİROLİZ PROSESİ İÇİN MALZEME MODELLENMESİ VE SINIR ŞARTLARININ GİRİLMESİ .....	87
4.2.1. Kocaeli İli 2015 Yılı Kentsel Katı Atık Bilgileri.....	89
4.2.1.1. Kocaeli İli Kentsel Katı Atık Kompozisyonunun Belirlenmesi .....	91
4.2.2. Çok Fazlı Akış Modelinin Seçilmesi.....	93
4.2.2.1. Euler-Lagrange Yaklaşımı.....	93
4.2.2.2. Euler-Euler Yaklaşımı.....	94
4.2.3. Türbülans Modelinin Seçilmesi .....	97
4.2.3.1. One Equation Model.....	97
4.2.3.2. Two-Equations Model.....	98
4.3. ANALİZİN KOŞTURULARAK SONUÇLARIN ELDE EDİLMESİ .....	100

<b>5. BULGULAR VE TARTIŞMA .....</b>	<b>101</b>
<b>5.1. ENERJİ ANALİZİ.....</b>	<b>109</b>
<b>6. SONUÇLAR VE ÖNERİLER .....</b>	<b>111</b>
<b>7. REFERANSLAR.....</b>	<b>114</b>
<b>ÖZGEÇMİŞ .....</b>	<b>124</b>



## ŞEKİL LİSTESİ

### Sayfa No

Şekil 1.1. Entegre katı atık yönetimi akış şeması .....	5
Şekil 1.2. Kentsel katı atıklardan enerji elde etme teknolojileri .....	7
Şekil 1.3. Düzenli depolama sahası dizaynı .....	11
Şekil 1.4. Tanner diyagramı.....	16
Şekil 1.5. Farklı ızgara tasarımları.....	21
Şekil 1.6. Gazifikasyon sistemi akış diyagramı .....	24
Şekil 1.7. Pirolizden elde edilen ürünler ve kullanım alanları.....	31
Şekil 1.8. Piroliz yöntemleri .....	38
Şekil 1.9. Piroliz yöntemlerinin son ürünlerinin kuru ağırlıktaki % verimleri .....	38
Şekil 1.10. Iowa State University’ de üretilen akışkan yataklı piroliz reaktörü .....	41
Şekil 1.11. BioTherm reaktörü .....	42
Şekil 1.12. Ablative reaktörünün gösterimi .....	43
Şekil 1.13. Konik piroliz reaktörünün gösterimi .....	44
Şekil 2.1. Termal işleme tesisi akış şeması.....	58
Şekil 2.2. Hassas kırıcının 3 boyutlu görüntüsü .....	59
Şekil 2.3. Kırıcı konveyör sistemi .....	60
Şekil 2.4. Kurulumu tamamlanan kurutucu ünitesi .....	60
Şekil 2.5. Kurutucu ünitesi şematik diyagramı.....	61
Şekil 2.6. Kurutucu ve piroliz ünitesinin yerleşimi .....	61
Şekil 2.7. Sistemdeki veri kontrolünü sağlayan veri bankası .....	62
Şekil 2.8. Kurutucu konveyör sistemi.....	63
Şekil 2.9. Piroliz ünitesi.....	63
Şekil 2.10. Piroliz ünitesi şematik diyagramı .....	63
Şekil 2.11. Hava kilidi .....	64
Şekil 2.12. Optima7 çoklu gaz analizörü.....	65
Şekil 3.1. Döner fırın piroliz reaktörünün kontrol hacmi .....	66
Şekil 3.2. Döner fırın içerisindeki katı yatağın kontrol hacmi.....	71
Şekil 3.3. Döner fırın içerisindeki gaz fazın kontrol hacmi.....	73
Şekil 3.4. Dıştan ısıtılmalı döner reaktörde gerçekleşen ısı transferi.....	78
Şekil 3.5. Dıştan ısıtılmalı fırının ışıyım dirençleri .....	81
Şekil 4.1. CFD analizi akış şeması .....	85
Şekil 4.2. Piroliz reaktörü CFD işlem basamakları .....	86
Şekil 4.3. Piroliz reaktörü geometrisi .....	86
Şekil 4.4. Piroliz reaktörü mesh yapısı .....	87
Şekil 4.5. Kocaeli ili 2015 yılı atık kompozisyonu.....	89
Şekil 4.6. Kimyasal denklem modeli için atanan malzemeler .....	92
Şekil 4.7. 373 K giriş sıcaklığında reaktör içerisindeki sıcaklık dağılımı .....	100
Şekil 5.1. Sıcaklığın piroliz ürün verimlerine olan etkisi .....	101
Şekil 5.2. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CH <sub>4</sub> yüzdesi ....	102
Şekil 5.3. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CH <sub>4</sub> yüzdesi ....	102
Şekil 5.4. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CH <sub>4</sub> yüzdesi ....	102
Şekil 5.5. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO yüzdesi.....	103

Şekil 5.6. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO yüzdesi.....	103
Şekil 5.7. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO yüzdesi.....	103
Şekil 5.8. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H <sub>2</sub> yüzdesi.....	104
Şekil 5.9. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H <sub>2</sub> yüzdesi.....	104
Şekil 5.10. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H <sub>2</sub> yüzdesi.....	104
Şekil 5.11. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H <sub>2</sub> O yüzdesi ..	105
Şekil 5.12. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H <sub>2</sub> O yüzdesi ..	105
Şekil 5.13. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H <sub>2</sub> O yüzdesi ..	105
Şekil 5.14. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO <sub>2</sub> yüzdesi ..	106
Şekil 5.15. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO <sub>2</sub> yüzdesi ..	106
Şekil 5.16. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO <sub>2</sub> yüzdesi ..	106
Şekil 5.17. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen H <sub>2</sub> O gazı kütlece yüzde dağılımı .....	107
Şekil 5.18. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen H <sub>2</sub> gazı kütlece yüzde dağılımı .....	107
Şekil 5.19. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen CO <sub>2</sub> gazı kütlece yüzde dağılımı.....	108
Şekil 5.20. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen CO gazı kütlece yüzde dağılımı.....	108
Şekil 5.21. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen CH <sub>4</sub> gazı kütlece yüzde dağılımı .....	109

## ÇİZELGE LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Çizelge 1.1. Termal bertaraf yöntemleri reaksiyon koşulları ve son ürünler .....	12
Çizelge 1.2. Bazı fiziksel analiz modelleri .....	17
Çizelge 1.3. Kentsel katı atık bileşenlerine ait ısı değerleri.....	17
Çizelge 1.4. İşlenmiş ve işlenmemiş katı atık yakma tesislerinin karşılaştırılması .....	19
Çizelge 1.5. Avrupa Birliği'ndeki diğer yakma uygulamaları .....	20
Çizelge 1.6. Pirolizden elde edilen ürün dağılımı.....	27
Çizelge 1.7. Piroliz teknolojisi ile geri kazanılan bazı atıklar .....	29
Çizelge 1.8. Farklı sıcaklıklar için gaz ürün içerik yüzdeleri .....	52
Çizelge 4.1. Dünya geneli katı atık kompozisyonları .....	88
Çizelge 4.2. Kocaeli ili 2015 KKA bilgileri .....	90
Çizelge 4.3. Kocaeli ili yıllık KKA yaş ve kuru hacimleri .....	90
Çizelge 4.4. Ortalama KKA kimyasal bileşimi .....	91
Çizelge 4.5. Kocaeli ili 2015 yılı KKA içerisindeki element miktarları .....	91
Çizelge 4.6. Kocaeli ili 2015 yılı KKA susuz ve kükürtsüz kimyasal formülü.....	92
Çizelge 4.7. Kentsel katı atık özellikleri.....	93
Çizelge 4.8. Sonlu elemanlar analizi için girilen sınır koşulları .....	99
Çizelge 5.1. Piroliz gazı kompozisyonu .....	109
Çizelge 5.2. Kocaeli ili piroliz prosesi yıllık elektrik enerjisi potansiyeli.....	110

## KISALTMALAR

AB	Avrupa Birliği
Ar	Argon
Btu	British Thermal Unit
C	Karbon
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	Etilen
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Etan
cal	Kalori
CaO	Kalsiyum oksit
CFD	Computational Fluid Dynamics
CH <sub>4</sub>	Metan
CO	Karbon monoksit
CO <sub>2</sub>	Karbon dioksit
GWh	Gigawatt-saat
H <sub>2</sub>	Hidrojen
H <sub>2</sub> O	Su
H <sub>2</sub> S	Hidrojen sülfür
HAD	Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği
HCl	Hidroklorik Asit
He	Helyum
HHV	Üst ısı değeri
K	Kelvin
K	Potasyum
kg	Kilogram
kJ	Kilojoule
KKA	Kentsel Katı Atık
LHV	Alt ısı değeri
Li	Lityum
mm	Milimetre
MSW	Municipal Solid Waste
N <sub>2</sub>	Azot
Na	Sodyum
PAH	Poliaromatik Hidrokarbon
ppm	Parts per million
RDF	Refuse Derived Fuel
TÜİK	Türkiye İstatistik Kurumu
°C	Santigrad derece

## SİMGELER

$c_p$	Özgöl ısı
$E$	Yayım gücü
$h$	Entalpi
$J$	Işınsallık
$m_i$	Kütlesel debi
$r_a$	Kentsel katı atığın reaksiyon oranı
$u_i$	Hız
$W$	Watt
$\rho$	Yoğunluk
$\tau$	Kesme kuvveti
$U$	Bireysel stokiyometrik oran
$\phi$	Birleşik momentum akısı
$\varepsilon$	Yayınım

## ÖZET

### KENTSEL KATI ATIKLARIN TERMAL İŞLENMESİNİN ENERJİ OPTİMİZASYONU

Fikret POLAT

Düzce Üniversitesi

Fen Bilimleri Enstitüsü, Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Doktora Tezi

Danışman: Doç. Dr. Ethem TOKLU

Temmuz 2018, 123 sayfa

Kentsel katı atık içeriği bölgeden bölgeye, ülkeden ülkeye, ilden ile hatta aynı il için yıldan yıla göre bile değişiklik gösterdiği için, literatürde farklı menülerde hazırlanmış kentsel katı atığın pirolizine ait veri bulunmamaktadır. Bu çalışmada kentsel katı atıklardan enerji üretim teknolojileri hakkında detaylı literatür taraması yapılmış, sıcaklığın termal bertaraf yöntemlerinden piroliz işleminin sonucunda elde edilecek son ürün miktarlarına ve özellikle metan gazı miktarına olan etkisini araştırmak üzere deneyler yapılmıştır. Ayrıca döner fırın piroliz reaktörü nümerik olarak modellenmiş, kütle, enerji, momentum ve ısı transferi denklemleri türetilmiştir. Aynı zamanda üç farklı çap/boy oranında tasarlanan piroliz reaktörü için sonlu elemanlar modeli oluşturulmuş, 2015 yılı Kocaeli ili çevre durum raporundan alınan verilerle giriş sıcaklığı, partikül boyutu ve dönme hızlarında farklı değerler deneyerek toplamda 81 adet hesaplamalı akışkanlar dinamiği analizi yapılmıştır. Maksimum metan gazı miktarının elde edildiği analiz şartlarına göre Kocaeli ilinin kentsel katı atıklardan elde edilebilecek enerji potansiyeli hesaplanmıştır. Metan miktarı açısından sonlu elemanlar analizi ile deneysel verilerin birbiriyle örtüştüğü ve buna bağlı olarak da Kocaeli ilindeki kentsel katı atıkların piroliz işlemine tabi tutulmaları halinde meydana gelecek gaz ürünlerden sadece metan gazının değerlendirildiğinde bile üretilebilecek yıllık elektrik enerjisinin yaklaşık 156 GWh olduğu hesaplanmıştır.

**Anahtar sözcükler:** Hesaplamalı akışkanlar dinamiği (HAD), Kentsel katı atık (KKA), Piroliz.

## ABSTRACT

### ENERGY OPTIMIZATION OF THERMAL TREATMENT OF MUNICIPAL SOLID WASTE

Fikret POLAT

Duzce University

Graduate School of Natural and Applied Sciences, Department of Mechanical

Engineering

Doctoral Thesis

Supervisor: Assoc. Prof. Dr. Ethen TOKLU

July 2018, 123 pages

Since the content of municipal solid waste (MSW) varies from region to region, from country to country, from province to province, data on pyrolysis of the municipal solid waste prepared in different menus are not available in the literature. In this study, detailed literature search on energy production technologies from municipal solid wastes was carried out. Experiments have been carried out to investigate the effect of temperature on final product yield and methane gas yield in particular. In addition, rotary kiln pyrolysis reactor is numerically modeled, and mass, energy, momentum and heat transfer equations are derived. At the same time, a finite element model was constructed for a pyrolysis reactor designed at three different diameter / aspect ratios. A total of 81 computational fluids dynamics analyzes were carried out by using different values for inlet temperature, particle size and rotation speed with data from Kocaeli province environmental situation report' 2015. According to the analysis conditions, where the maximum methane gas yield is obtained, the energy potential that can be obtained from the municipal solid wastes of Kocaeli province was calculated. It has been observed that the experimental data overlaps with the finite elements analysis in terms of methane yield. Accordingly, it has been calculated that the annual electric energy that can be produced from the methane gas is about 156 GWh when the municipal solid wastes pyrolyzed.

**Keywords:** Computational fluid dynamics (CFD), Municipal solid waste (MSW), Pyrolysis.

## **EXTENDED ABSTRACT**

### **ENERGY OPTIMIZATION OF THERMAL TREATMENT OF MUNICIPAL SOLID WASTE**

Fikret POLAT  
Duzce University  
Graduate School of Natural and Applied Sciences, Department of Mechanical  
Engineering  
Doctoral Thesis  
Supervisor: Assoc. Prof. Dr. Ethem TOKLU  
July 2018, 123 pages

#### **1. INTRODUCTION**

In parallel with the rapid growth of the world population and the developing technology, the demand for energy is constantly increasing. In addition, the fact that fossil energy resource reserves will be consumed in a limited and near future, necessitates the evaluation of alternative energy sources more efficiently nowadays. Many countries in the world are taking advantage of new and renewable energy sources instead of consumable energy sources. New and renewable energy sources are mainly; biomass, sun, hydraulics, wind, geothermal, tide, wave energy. And most of these energy sources are widely used in the world. One of the most widespread uses in developed and developing countries is the energy that biomass has. There are several methods to convert waste into energy. Some of these are landfills, incineration, gasification, anaerobic digestion and pyrolysis. Energy potential of landfill gas is used in direct heating system, the internal combustion engine or gas turbine cogeneration plant. The greatest advantage of incineration technology is that it reduces by 75% by weight and 90% by volume in wastes. However, in these systems, gas emissions that occur at the temperature of 900-1200 °C where the burning occurs are harmful to the environment. The biggest advantage of gasification over incineration is that the electricity generation efficiency is better. During the gasification process, a combustible gaseous fuel consisting of some saturated hydrocarbons, such as CO, H<sub>2</sub> and mainly CH<sub>4</sub> is obtained resulting from partial combustion of the waste. Pyrolysis is the thermal decomposition

of materials at elevated temperatures (450 °C -750 °C) in an inert atmosphere. It involves the change of chemical composition and is irreversible. Pyrolysis has many advantages. Some of these are those:

- It prevents air pollution.
- It is safer and more environmentally friendly than incineration, landfills and other gasification methods.
- Wastes are converted into new products such as useful liquid fuel, carbon black and combustible gases.
- The products obtained can be used both to feed the system and to obtain electricity.
- It is a sustainable method for recovery by recycling waste.
- The system supports itself in terms of energy needs.

## **2. MATERIAL AND METHODS**

In this study, rotary kiln pyrolysis unit was designed and produced for the evaluation of municipal solid wastes. Experiments have been carried out to investigate the effect of temperature on final product yield and methane gas yield in particular. In addition, rotary kiln pyrolysis reactor is numerically modeled, and mass, energy, momentum and heat transfer equations are derived. At the same time, a finite element model was constructed for a pyrolysis reactor designed at three different diameter / aspect ratios (0.25, 0.3, 0.35). A total of 81 computational fluids dynamics analyzes were carried out by using different values for inlet temperature, particle size and rotation speeds with datas from Kocaeli province environmental situation report' 2015. According to the analysis conditions, where the maximum methane gas yield is obtained, the energy potential that can be obtained from the municipal solid wastes of Kocaeli province was calculated.

## **3. RESULTS AND DISCUSSIONS**

In experimental work, pyrolysis of municipal solid wastes was performed at 500, 550, 600, 650 and 700 °C temperatures. The maximum methane gas yield was reached at 600 °C. The gas content obtained at this temperature was observed as %4.12 CH<sub>4</sub>, %9.24 CO, %1.51 H<sub>2</sub> and %10.70 CO<sub>2</sub>.

It has been observed that the experimental data overlaps with the finite elements

analysis in terms of methane yield. According to the finite element analysis results, maximum CH<sub>4</sub> yield was observed at 0.3 diameter / aspect ratio, 353 K inlet temperature, 20 mm particle size and 10 rpm rotation speed. According to these observed values, pyrolysis process of 100 kg of urban solid waste resulted in a total of 32% gas product. These gas products consist of 4.85 kg CH<sub>4</sub>, 10.80 kg CO, 1.81 kg H<sub>2</sub>, 6.12 kg H<sub>2</sub>O and 8.70 kg CO<sub>2</sub>.

It has been observed that the gas product yield increases as the particle size decreases. Analyzes of materials with particle sizes of 20 mm, 30 mm and 40 mm showed that the maximum methane yield was obtained from a 20 mm particle size analysis.

The input temperature to the pyrolysis unit of waste also plays an important role in gas product yield. The maximum CH<sub>4</sub> yield was obtained at 373 K when analyzed at temperatures of 353 K, 373 K and 393 K.

It has been observed that the residence time increased gas product yield. However, after a certain period of time, as the amount of CO and CO<sub>2</sub> increased, the yield of CH<sub>4</sub> and H<sub>2</sub> started to decrease and the maximum methane yield was obtained at a rate of 10 rpm.

#### **4. CONCLUSION AND OUTLOOK**

The disposal of urban solid wastes by pyrolysis is an issue that international science circles and users have concentrated on recently. Urban solid wastes, which are increasing day by day and have significant calorific value, should be utilized in maximum capacity. It has been calculated that the annual electric energy that can be produced from the methane gas is about 156 GWh when the municipal solid wastes pyrolyzed.

The disposal of urban solid wastes by pyrolysis is an issue that scientists have been focusing on recently. The maximum amount of urban solid wastes, which are increasing day by day and having significant calorific value, must be utilized. Since both energy production and waste disposal are possible, the dissemination of pyrolysis plants provides great added value in terms of economic and environmental impacts. As long as pyrolysis method used, municipal solid waste will be converted into raw materials out of the waste class. As the pyrolysis method begins to be used, landfills will not be needed and will contribute to the use of these areas for agricultural or other purposes.

# 1. GİRİŞ

Artan dünya nüfusu ve gelişen teknolojiye paralel olarak enerjiye olan talep her geçen gün artmaktadır. Bununla birlikte doğal kaynak rezervlerinin sınırlı ve yakın bir zamanda tükenme tehlikesiyle karşı karşıya olması, günümüzde alternatif enerji kaynaklarına yönelmeyi ve bu kaynakların daha etkili bir biçimde kullanılması mecburiyetini doğurmaktadır. Birçok ülke, tükenebilir enerji kaynaklarındansa yeni ve yenilenebilir enerji kaynaklarının kullanılması yönünde politikalar oluşturmuşlardır. Yenilenebilir enerji kaynakları başlıca; biyokütle, güneş enerjisi, hidrolik enerji, rüzgâr enerjisi, jeotermal, gel git ve dalga enerjisi şeklinde sınıflandırılmakta olup bu enerji kaynaklarının büyük bir kısmı dünyada yaygın bir kullanım alanına sahiptir. Gelişmiş ve gelişmekte olan ülkelerde kullanımı en yaygın olanlarından birisi de biyokütleden elde edilen enerjidir. Biyokütle; çevre korunmasına katkısı, elektrik üretimi, kimyasal madde ve özellikle taşıtlar için yakıt elde edilebilme özellikleri nedeni ile hem gelişmiş hem de gelişmekte olan ülkelerde büyük öneme sahiptir. Bu enerji kaynağının sanayileşmiş ülkelerdeki birincil enerji tüketimindeki payı genel olarak %3 civarındadır. Gelişmekte olan ülkelerde odun ve tezek biçimindeki biyokütle enerjisinin enerji kaynakları arasındaki payı ise % 20-90 arasında değişmektedir [1], [2]–[6].

Nüfusun, köylerden kente göçün ve sanayileşmenin artmasıyla beraber her geçen gün kişi başı üretilen kentsel katı atık miktarı hızla artmakta ve bu artış özellikle büyükşehirler için giderek işin içinden çıkılmaz bir sorun haline gelmektedir. Daha önceleri uygulanmakta olan çevre ve insan sağlığı açısından çok büyük tehlikeler barındıran, kentsel katı atıkların depolama sahalarına dökülerek bertaraf edilmesi yöntemi, yeni dünya düzeninde giderek popülerliğini yitirmektedir. Günümüzde kentsel katı atıkların bertaraf edilmesinde özellikle termal bertarafında farklı teknolojiler denenmeye ve mevcut olan teknolojilerin ise iyileştirilmesine çalışılmaktadır. Kentsel katı atıklar bir enerji kaynağı olan hammadde olarak kabul edilmektedir. Ancak kentsel katı atıkları işleyecek ve enerjiye dönüştürecek teknolojiler yeterli sayıda değildir. Düzenli depolama ve yakma teknolojileri, kentsel katı atıkların bertaraf edilmesinde 1970’li yıllardan itibaren kullanılmaya başlanmıştır. Ancak bu sistemler çevreye olan olumsuz etkileri yüzünden zaruri haller dışında pek tercih edilmemektedir. 1990 ve

2000li yıllarda ise gazifikasyon ve anaerobik çürütme sistemleri atık bertaraf teknolojilerindeki yerlerini almaya başlamışlardır. Bütün bu yöntemlerin içinde piroliz yöntemi çevre dostu bir yöntemdir, fakat teknolojik olarak geliştirilmeye ihtiyacı vardır. Dünya genelinde hem bilimsel çevreler hem de kullanıcılar tarafından teknolojik gelişme ihtiyacı ön plana çıkarılmaktadır [7]–[12].

Katı atıkların düzenli depolama yöntemi ile değil de termal bertaraf teknolojileriyle bertarafı büyük maliyetler oluşturmaktadır. Bu noktada en çok tartışılan konu, atıkların ekonomik olarak bir girdiye dönüşüp dönüştürülemeyeceğidir. Atıklardan elde edilebilecek ürünler geri dönüşüm malzemeleri, kompost ve enerjidir. Enerji konusu geri kazanımı üzerinde en çok çalışılan konuların başında gelmektedir. Çünkü kentsel katı atıklar, içerdiği kimyasal bileşimi dolayısıyla çok yüksek enerji potansiyeline sahiptir. Teknolojik gelişmeler ve hızla artış gösteren nüfus nedeniyle enerjiye olan ihtiyaç sürekli olarak artmaktadır Buna rağmen yeryüzündeki enerji kaynaklarında ciddi miktarda azalma olduğu söylenmektedir. Bu ve bunun gibi nedenler de eklendiğinde atıkların bertaraf edilirken aynı zamanda enerji potansiyellerinin değerlendirilmesi yeni araştırma alanı olarak ortaya çıkmaktadır. Henüz istenilen seviyeye ulaşamamış da olsa dünyada atıklardan enerji üreten ve özellikle yerel enerji ihtiyacının büyük kısmını buradan elde ettiği enerjiden karşılayan birçok tesis bulunmaktadır [7]–[23].

### **1.1. ATIKLAR VE OLUŞUM NEDENLERİ**

Kullanma süresi dolan ve ortak yaşam alanlarından uzaklaştırılması gereken her türlü madde atık olarak tanımlanmaktadır [3], [5], [22]–[25]. Katı atıklar için birden fazla sınıflandırma yöntemi vardır. Katı atıklar oluştukları yere göre evsel, endüstriyel ve ticari atıklar olarak sınıflandırılabilirken, kaynaklarına göre ise şu şekilde bir sınıflandırma yapmak mümkündür:

- Evsel atıklar
- Hurda katı atıklar
- Park, bahçe atıkları
- Sanayi atıkları
- Mezbaha atıkları
- Tehlikeli atıklar

- Zehirli atıklar

- İnşaat atıkları

Katı atıkların bir başka sınıflandırma yöntemi ise; organik veya inorganik olma durumlarına göre sınıflandırmadır. Atıkların organik veya inorganik olmaları bertaraf yöntemi seçilirken dikkate alınması gereken önemli kriterlerden biridir. Katı atık bileşenlerini ise aşağıdaki gibi sıralamak mümkündür [1], [2]:

- Mutfak atıkları

- Park ve bahçe atıkları

- Kâğıt, karton

- Plastik

- Tekstil

- Tahta

- Metal

- Cam

- Kül (toz, kum, taş dahil)

Katı atıklar yapı itibariyle heterojen yapıdadırlar ve içerikleri sürekli olarak değişmektedir. Üretilen katı atık miktarı ve içeriği, nüfus, sosyal statü, hayat standartları, gelir seviyesi, beslenme alışkanlıkları gibi çeşitli faktörlere göre değişiklik göstermektedir. Atık bileşimi bertaraf yönteminin seçilmesinde büyük bir öneme sahiptir. Katı atıkları içeriğine göre aşağıdaki gibi sınıflandırmak mümkündür:

- Yanabilenler: Mutfak atıkları, bahçe atıkları, kâğıt, karton, plastik, kauçuk, tekstil

- Kompost olabilenler: Mutfak atıkları, bahçe atıkları, kâğıt

- Yanmayan ve kompost olmayanlar: Cam, metal, toprak, kül, cüruf, seramik

- Geri kazanılabilenler: Plastik, cam, metal, kâğıt, karton [22], [26], [27].

## 1.2. KATI ATIK YÖNETİMİ

Katı atık yönetimi; atıkların çevre ve insan sağlığına zarar vermelerini önlemek ve onların ekonomik olarak bir girdiye dönüşmelerini sağlamak amacı ile geliştirilen yöntemlerin kontrollü olarak devreye alınmasıdır. Bu yöntemler; katı atıkların toplanması, yeniden kullanımı, geri dönüşümü ve nihai depolanması şeklindeki işlemlerden oluşmaktadır. Katı atık yönetiminin, az atık üretilmesi, atıkların geri kazanılması ve çevreye zarar vermeden bertaraf edilmesi olmak üzere 3 temel ilkesi bulunmaktadır.

İnsanlar geçmişte atıklardan kurtulmak amacıyla kullanılmayan alanlarda bu atıkları yığınlar halinde depolayarak kurtulmaya çalışmışlardır. Fakat sonrasında yaşanan salgın hastalıklar sonucunda bunun çok büyük bir hata olduğunu fark etmişlerdir. Günümüzde atıklardan kurtulmaktan ziyade onların devasa bir enerji kaynağı olduğu fark edilmiş ve bunların arıtılarak geri kazanılması amacıyla modern yöntemlerin uygulandığı tesisler inşa edilmiştir. Atıklar, fiziki özelliğine göre gerektiğinde geri kazanılabilmekte veya gaz atıklar gibi depolanması zor olduğu durumlarda ise zararı en aza indirilerek çevreye salınmaktadır [22].

Yerleşim yerinin nüfusu arttıkça katı atıktaki çeşitlilik ve miktarı da artmaktadır. Katı atık bileşimi bölgeden bölgeye, ülkeden ülkeye, ilden ile değişebildiği gibi aynı şehirde yıldan yıla bile değişiklik gösterebilmektedir. Bu değişikliğin birçok sebebi olmasına rağmen en önemlileri arasında sanayileşme ve tüketim alışkanlıklarının değişmesi gösterilebilir. Tüm dünyada sürdürülebilir katı atık yönetimi çerçevesinde atıkların kontrol altına alınması amaçlanmaktadır. Türkiye’de önceden atıklar kontrolsüz bir şekilde düzensiz depolama alanlarına dökülmekte iken, artık hızla düzenli depolama alanları inşa edilmekte ve işletmeye alınmaktadır. Halen toplam 2000 küçük ölçekli ve 50 büyük ölçekli düzensiz depolama sahası bulunmaktadır.

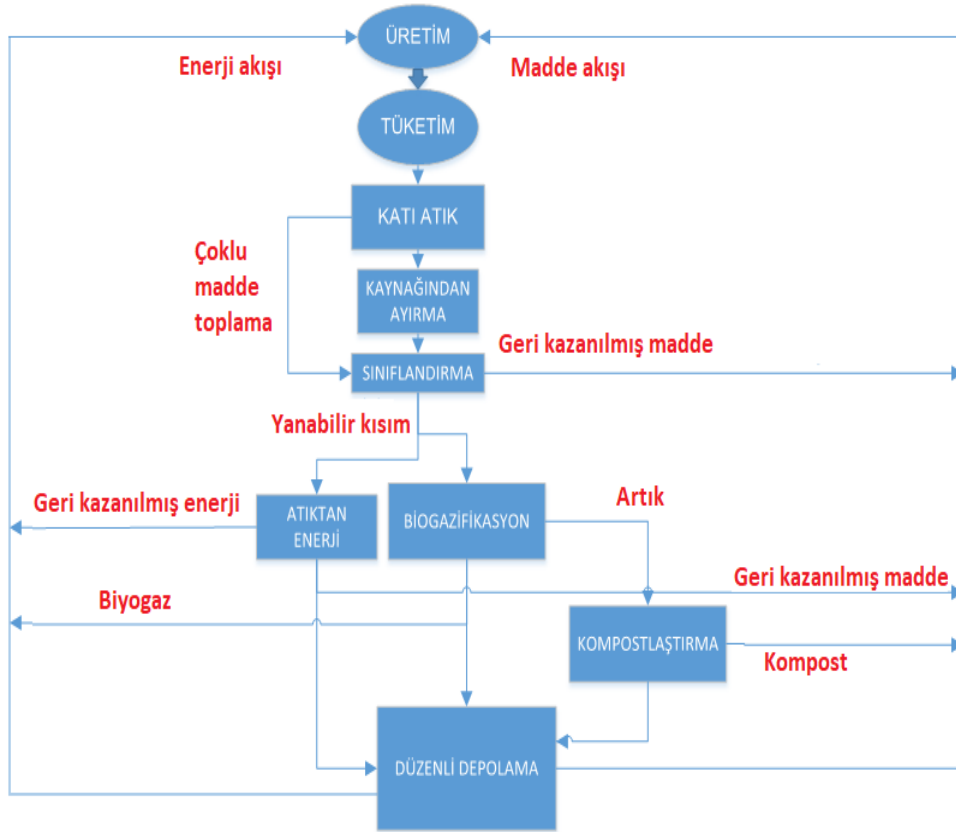
Türkiye’de özellikle AB uyum yasaları nedeniyle katı atık yönetimi belediyeler için bir zorunluluk haline gelmiş ve katı atık yönetimini benimseyen belediyelerin sayısı her geçen gün artmaya başlamıştır. T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı tarafından atık yönetimi eylem planı verilerine göre 2023 yılı itibariyle tahmini ülke genelinde yakma kapasitesi 410 bin ton/yıl ve düzenli depolama kapasitesi 650 bin ton/yıl olarak belirlenmiştir. 2008 yılı TÜİK verilerine göre;

- 2008 yılı içerisinde ülkemizde günlük kişi başı üretilen ortalama atık miktarı, yaz

mevsimi için 1,16 kg, kış mevsimi için 1,13 kg, yıllık ortalama ise 1,15 kg olarak hesaplanmıştır.

- 2008 yılı içerisinde 24 milyon 361 bin ton belediye atığı toplanmıştır. Bunun %46'sı bertaraf ve geri kazanım tesislerine götürülmüş, 29 bin ton atık yakma tesislerinde yakılırken, kompost tesislerinde 47 bin ton kompost üretilmiştir.
- Bertaraf tesislerinden derlenen verilere göre 2008 yılında 37 düzenli depolama tesisinin toplam kapasitesinin 390 milyon ton olduğu ve tesislere 11 milyon 656 bin 827 ton atık geldiği belirlenmiştir.
- 2008 yılı içerisinde toplam kapasitesi 551 bin ton/yıl olan 4 kompost tesisine 275 bin 752 ton atık getirilmiş, ayrıştırma işleminden sonra 143 bin 38 ton atık kompostlanmış ve 46 bin 827 ton kompost üretilmiştir.

Şekil 1.1' de üretimden nihai bertarafa kadar katı atık yönetimi akış şeması verilmiştir [22], [28].



Şekil 1.1. Entegre katı atık yönetimi akış şeması [22].

Katı atıklar eskiden sadece vahşi depolama ile bertaraf edilirken, çevre sorunlarının artması sonucunda daha etkin bertaraf yöntemleri araştırılmaya başlanmış ve atıkların enerji değerinin fark edilmesiyle ekonomik olarak bir girdiye dönüştürülme fikri giderek yaygınlaşmıştır. Bunun sonucu olarak da katı atık yönetimi her geçen gün daha fazla önemsenen bir konu haline gelmiştir. Türkiye'de katı atık yönetimi yeni yeni uygulanmaya başlamışken dünyada bu konuda uzmanlaşmış denilebilecek birçok ülke bulunmaktadır. Dünyada katı atık yönetimi için harcanan miktar 410 milyar \$ civarındadır.

Hollanda' da toplanan atıkların %2' lik bir kısmı toprakaltında depolanmakta, %33' ü yakma tesislerine gönderilmekte ve geri kalan %65' lik kısım ise geri dönüşümde girdi olarak kullanılmaktadır.

Polonya'da atıkların %90' ı düzenli depolama alanlarında bertaraf edilmektedir.

İngiltere, katı atık yönetimine yakın zamanda yer vermeye başlayan ülkelerden biridir. Toplanan atıkların %18' i geri dönüşümde kullanılmakta, %8' i yakma tesislerinde, geri kalan %74' ü ise düzenli depolama alanlarında bertaraf edilmektedir.

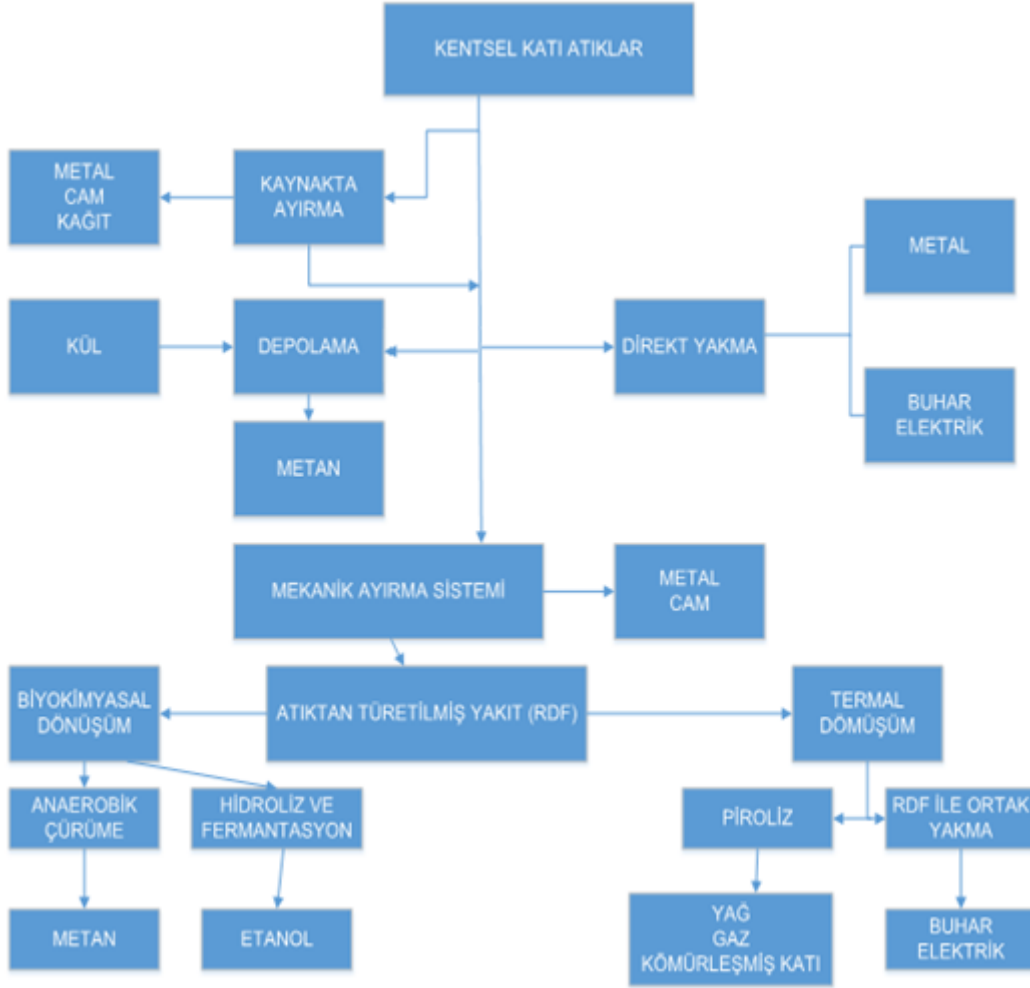
Asya'da ise katı atıklar yaygın olarak çevreye en zararlı olan vahşi depolama ve sağlıksız toprakaltı depolama sistemleri ile yönetilmektedir.

Japonya' da çöplerin %74' ü yakma tesislerinde bertaraf edilmekteyken, Güney Kore' de çöplerin %49' u geri dönüşüm ile tekrar değerlendirilmektedir.

Katı atık yönetimi çerçevesinde tesislerde kullanılan teknolojiler şunlardır;

- Geri dönüşüm
- Düzenli depolama
- Termal dönüşüm teknolojileri (yakma, piroliz ve gazifikasyon)
- Biyolojik dönüşüm teknolojileri (aerobik ve anaerobik çürütme) [22].

Şekil 1.2' de kentsel katı atıklardan enerji elde etme teknolojileri görülmektedir. Piroliz işlemi diğer işlemlere göre atıklara uygulanacak en kazançlı ve en güvenli yöntemdir.



Şekil 1.2. Kentsel katı atıklardan enerji elde etme teknolojileri.

### 1.2.1. Geri Dönüşüm

Geri dönüşüm, yeniden değerlendirilebilir olanağı olan atıkların ikincil hammadde gibi kullanılıp, içeriklerine göre çeşitli işlemlerden geçerek üretim sürecine dolayısıyla da ekonomiye yeniden dâhil edilmesi ve birden fazla kullanılmasının sağlanmasıdır. Geri dönüşüme olan ihtiyaç, savaşlar nedeniyle ortaya çıkan kaynak sıkıntıları ve enerjiye olan ihtiyaç dolayısıyla baş göstermiştir. Geri dönüşümün amacı; doğal kaynakların tükenmesini önlemek, enerji tasarrufu sağlamak ve atık çöp miktarını azaltmaktır. Kimyasal atıklar, cam, kâğıt, alüminyum, plastik, pil, motor yağı, akümülatör, beton, organik atıklar, elektronik atıklar, demir, tekstil, ahşap, metal gibi maddeler geri dönüştürülerek tekrar kullanılabilir hale gelmektedir. Ayrıca bu tip atıkların yoğunluğu diğer atıklara nazaran daha düşük olduğu için, üretilen atık hacminin büyük bölümü bu atıklardan oluşmaktadır. Değerlendirilebilir atıkların ekonomiye geri kazandırılmasıyla, depolama alanlarına giden atık hacmi önemli ölçüde azaltılmış ve böylece depolama

alanlarının ömrü uzatılmış olmaktadır.

Geri dönüşüm işlemi dört aşamada gerçekleşir:

- Kaynakta ayrı toplama

Değerlendirilebilir atıklar, oluştukları yerde çöplerden ayrılarak biriktirilir.

- Sınıflama

Kaynağında ayrı toplanan atıklar, cam, metal, plastik ve kâğıt bazında sınıflandırılır.

- Değerlendirme

Atıklar, fiziksel ve kimyasal değişimler geçirerek yeni bir malzeme olarak ekonomiye geri döndürülür.

- Yeni ürünü ekonomiye kazandırma

Geri dönüştürülen ürün, yeni bir malzeme olarak kullanıma sunulur.

### **1.2.2. Düzenli Depolama**

Atık bertaraf yöntemlerinin en eskisi, vahşi depolama olarak tanımlanan atıkların araziye gelişigüzel atılması, sızıntı suyu ve oluşan gazın kontrolünün yapılmamasını içeren yöntemdir. Bu yöntem özellikle Asya bölgesinde halen kullanılmaktadır.

Çevre ve insan sağlığı açısından çok sayıda olumsuz yönü olan bu tekniğin sakıncalarından bazıları şunlardır:

- Atıklardan çevreye kötü kokular yayılır
- Atıklar rüzgâr vasıtasıyla etrafa dağılarak çevre kirliliğine sebep olur
- Fare ve sinek gibi zararlı ve hastalık taşıyıcı canlılara barınma ve üreme ortamıdır
- Atıklardan çıkan sızıntı suları yeraltı ve yerüstü sularını kirletir

Düzenli depolama ise evsel, ticari ve bazı endüstriyel katı atıkların (buna arıtma çamurları da dâhil) uygun bir arazide kontrollü, düzenli ve sağlık şartlarına uygun bir şekilde depolanması vasıtasıyla tabii biyolojik reaktör haline getirilmesi ve başta metan ve karbon dioksit olmak üzere enerji değeri yüksek olan gazlar içeren depo gazı elde edilen bir bertaraf teknolojisidir. Elde edilen bu depo gazının enerji potansiyeli, gaz

türbinli kojenerasyon tesislerinde, ısıtma sistemlerinde ya da içten yanmalı motorlarda kullanılmaktadır [28], [29]. Düzenli depolamada sızıntı suyu, depolama alanı gaz emisyonları, çöplerin dağılımı ve koku kontrolünün kolaylaştırılması için sahanın mühendisliğinin yapılmış olması gerekmektedir. Düzenli depolamanın avantajlarından bazıları şunlardır:

- Uygun arazi bulunduğu takdirde ekonomik yöntemdir.
- Ön yatırımı nispeten en az olan yöntemdir.
- Nihai imha metodudur. Her türlü çöp için uygulanabilir.
- Esnek bir metottur. Katı atık miktarına göre kapasite kolaylıkla artırılabilir.
- Katı atıklar buldozer veya uygun iş makineleri ile sıkıştırıldıktan sonra depolanır. Sıkıştırılan katı atıkların üzeri her gün sonunda ortalama 15-25 cm' lik bir toprak tabakası ile örtülüp sıkıştırılır. Deponun tümü veya bazı parselleri dolduktan sonra 50-100 cm kalınlıkta bir toprak tabakası ile örtülür, üzeri yeşillendirilip peyzaj düzenlemesi yapılır, park, oyun alanı, yeşil saha veya başka amaçlarla kullanılır.
- İçerisinde CO<sub>2</sub> ve CH<sub>4</sub> bulunan depo gazının çıkışı pasif ve aktif yöntemlerle kontrol altına alınmıştır. Pasif yöntemlerle depo gazı toplanıp yakılır. Aktif yöntemlerle ise depo gazı yakılarak elektrik üretilir veya sıcak su, buhar vb. elde edilir.

Düzenli depolama tekniğinin dezavantajlarından bazıları ise aşağıdaki gibidir:

- Nüfusu kalabalık şehirlerde, ekonomik taşıma mesafesi içerisinde uygun bir yer bulmak zordur.
- Yerleşim yerlerine yakın depolama alanları için, bazen halkın muhalefeti ile karşılaşılabilir.
- Tamamlanmış depolama alanlarında göçük ve bölgesel çökmeler olabileceğinden devamlı olarak bakım gerektirir.
- Sıvı ve gaz sızıntıları sakıncalı durumlar ortaya çıkarabileceği için sürekli kontrol edilmeleri gerekir.

Düzenli depolama sahaları, atığın cinsine ve tehlike potansiyeline bağlı olarak çeşitlilik göstermektedir. Yaygın olarak kullanılan depolama sahaları şunlardır:

- Toprak, hafriyat ve yıkım artıkları depolama sahaları
- Evsel atık depolama sahaları
- Tıbbi ve tehlikeli atık depolama sahaları

Düzenli depolama sahası yer seçiminde aşağıdaki kriterlere dikkat edilmesi gerekmektedir:

### **1. Sahanın toplam depolama kapasitesi ve saha büyüklüğü;**

Depolama sahasının kapasitesinin oluşan katı atık miktarına ve kullanılan örtü malzemesine bağlı olarak en az 10 yıl kullanılacak kapasitede olması gerekmektedir.

### **2. Topoğrafik şartlar;**

Depolama sahası seçimi önemli ölçüde alanın topografyasına bağlıdır.

### **3. Hidrolojik ve jeolojik şartlar;**

İçme ve kullanma suyu, su toplama alanlarının durumu ve yeraltı su seviyesi oldukça önemlidir. Deprem bölgelerinde fay üzerinde inşa edilmemesi dikkate alınarak tektonik yapı incelemesi yapılmalıdır.

### **4. Örtü malzemesi temini ve özellikleri;**

Kullanılacak örtü malzemesinin bölgede var olması veya başka bölgelerden temin edilmesi durumundaki oluşturacağı maliyet dikkate alınmalıdır. Seçilecek yerin geçirimsizliği dikkate alınarak uygun örtü malzemesi seçilmelidir.

### **5. Meteorolojik şartlar;**

Yağışlar sızıntı suyunu oluşturan en önemli parametrelerdendir. Dolayısıyla bölgenin yağış durumu dikkate alınmalıdır. Şiddetli don olan yerlerde örtü malzemesi mutlaka stokta bulundurulmalıdır. Depolama sahaları hâkim rüzgâr yönünde inşa edilmemeli, kâğıt ve plastik maddelerin rüzgâr ile uçmalarını önlemek için rüzgâr kırıcılar konulmalıdır.

### **6. Taşıma sistemi ve taşıma mesafesi;**

Genel maliyeti düşürmek açısından öncelikle diğer şartları da sağlamak koşuluyla taşıma mesafesinin az olması tercih sebebidir. Fakat halkın tepkisini çekmemek ve oluşabilecek her türlü tehlikeden halkın zarar görmesini önlemek için yerleşim birimlerine Katı Atık Kontrolü Yönetmeliğinin 24.Maddesine göre en az 1 km mesafede

olmalıdır. Depolama alanlarında çok fazla sayıda kuş olacağı ve bu kuşların uçaklar için çok büyük tehlike arz ettiği düşünüldüğünde havaalanlarına olan uzaklığın en az 3 km olması gerekmektedir.

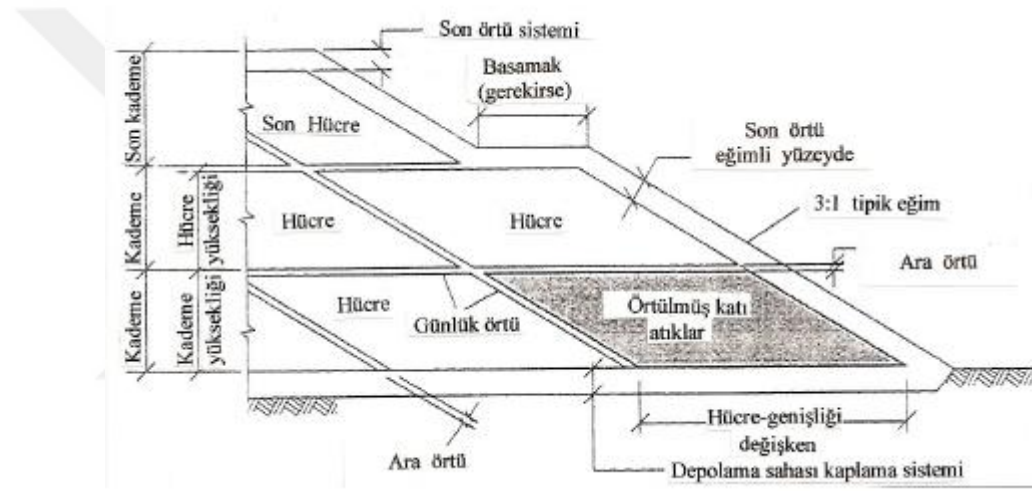
**7. Turizm potansiyeli ve tarihi yerler;**

**8. Yörenin fauna ve florasına etkisi;**

**9. Sahanın muhtemel kullanım amaçları;**

Kullanılan arazinin daha sonra tekrar kullanılabilmesi saha seçiminde dikkate alınacak faktörlerden biridir.

Örnek bir düzenli depolama tesisi dizaynı Şekil 1.3' te gösterilmektedir.



Şekil 1.3. Düzenli depolama sahası dizaynı [22].

**1.2.3. Termal Bertaraf Teknikleri**

Kentsel katı atık bertarafında kullanılan ve birincil amacın kentsel katı atık kütle ve hacminin azaltılması olan termal bertaraf yöntemleri atıkların yüksek sıcaklıklarda birtakım işlemlerden geçerek enerji ve diğer yan ürünlere dönüştürülmesi yöntemleridir. Bu yöntemler sayesinde, kentsel katı atıkların düzenli depolama sahalarında depolanması için gerekli olan alan ihtiyacından kurtulunmakta ve kentsel katı atıkların yüksek sıcaklıklarda bertaraf edilmeleri neticesinde meydana gelen ısıdan enerji geri kazanımı sağlanmaktadır.

Termal bertaraf yöntemleri; yakma, piroliz ve gazifikasyon olmak üzere üç ana başlık altında toplanabilir. Dünya genelinde en çok kullanılan yöntem, atıkların yüksek sıcaklıklarda yakılması sonucu enerji eldesi ve hacimsel olarak azalmalarının

sağlanması prensibine dayanan yakma yöntemidir. Kentsel atıklar yakma tesislerinde akışkan yataklı ya da ızgaralı fırınlar kullanılarak yakılmaktadır. Diğer yöntem ise kentsel katı atıkların oksijensiz ortamda çeşitli reaktör tipleri vasıtasıyla termal bozunması prensibine dayanan piroliz yöntemidir. Bu yöntem sonucunda kok, uçucu yağlar, yoğunlaşabilir hidrokarbonlar, su ve piroliz gazları açığa çıkar. Üçüncü yöntem olan gazifikasyon yönteminde ise, atıklardaki organik bileşenler az miktarda oksijenle reaksiyona girdirilerek, çoğunlukla CO ve H<sub>2</sub> 'den oluşan ısıl değere sahip sentetik gaz ve kül (char) oluşturulur. Yakma, piroliz ve gazifikasyon yöntemleri arasındaki temel farklar Çizelge 1.1' de verilmiştir [30].

Çizelge 1.1. Termal bertaraf yöntemleri reaksiyon koşulları ve son ürünler.

	Yakma	Gazifikasyon	Piroliz
Reaksiyon Sıcaklığı (°C)	800 – 1450	500 – 1600	250 - 700
Yanma Odası Basıncı (bar)	1	1-45	1
Ortam	Hava	O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O	İnert - Azot
Stokiyometrik Hava Oranı	> 1	< 1	0
Gaz Halindeki Ürünler	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, O <sub>2</sub> , N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> , CO, CO <sub>2</sub> , CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> O, N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> , CO, CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> O, N <sub>2</sub>
Katı Haldeki Ürünler	Kül, Cüruf	Kül, Cüruf	Kül, Kömür
Sıvı Haldeki Ürünler			Piroliz Yağı, Su

#### 1.2.4. Biyolojik Bertaraf Teknikleri

Kentsel katı atıkların içerdikleri organik kısmının biyolojik bozunmaya uğraması sonucunda atığın kütle ve hacminin azalması prosesidir ve bu proses neticesinde elde edilen ürünlerin başlıcaları kompost ve metan gazıdır. Biyolojik bertaraf prosesinde bakteriler, mantarlar ve aktinomositler etkin rol oynamaktadır. Bu proseslerin en önemlileri aerobik ve anaerobik çürütme teknolojileridir.

##### 1.2.4.1. Anaerobik Çürütme

Organik maddelerin oksijensiz ortamda yaşayan bakteriler tarafından bozunmaya uğratılmasıdır. Bu bozunma sonucunda organik gübre ve biyogaz açığa çıkmaktadır. Anaerobik çürütme esnasında uçucu katının yaklaşık olarak %30-60' ı biyogaza çevrilir ve reaktör çıkışında kütle %98-96 oranına düşer. Bu kütlenin yaklaşık %7-25' i katı, %75-93' ü sıvı haldedir. Bazı lifli malzemeler, inorganik malzemeler ve su ya reaktör içinde birikir ya da bozunmaya uğramadan reaktörden ayrılırlar. Anaerobik çürütme

işleminde sonra geriye kalan atık malzemeye biyogaz sistemlerinin birincil ürünü olan organik gübre adı verilir.

Biyogaz, %40-70 oranında CH<sub>4</sub>, %60-30 CO<sub>2</sub> ve diğer gazlardan (H<sub>2</sub>S, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CO) oluşur. Biyogaz içerisinde hidrojen yüzdesi, metan bakterilerinin hidrojen gazını kullanmalarından dolayı genellikle %1-2' den daha azdır. CO gazı genellikle %1' in altında ve 10–100 ppm arasında bulunur. N<sub>2</sub> gazı ise genellikle %4' ün altında bulunmaktadır ve bu değerden fazla bulunması reaktör içerisine hava karışığının göstergesidir. Anaerobik çürütme işleminde meydana gelen kimyasal tepkimeler aşağıda gösterildiği gibidir:



Biyogazın ısıl değeri içerdiği metan miktarına göre değişiklik gösterir. Diğer gazlarda olduğu gibi biyogazın da özellikleri sıcaklığa, basınca ve nem miktarına bağlıdır

Anaerobik çürütme, hidroliz, asit oluşturma ve metan oluşumu olmak üzere üç kademe gerçekleşir. Havasız şartlarda üretilen metanın yaklaşık %30' u hidrojen gazı ile karbondioksit gazından, %70' i ise asetik asitin parçalanmasından oluşur. Metan üretim süreci yavaştır. Havasız arıtmada hız sınırlayıcı safha olarak kabul edilmektedir.

#### 1.2.4.2. Aerobik Çürütme

Aerobik çürütme, oksijenin varlığında organik maddelerin mikroorganizmalar tarafından parçalanmasıdır. Daha belirgin olarak, yalnız oksijenin mevcut bulunduğu ortamda oluşma ya da canlı kalma yeterliliğine işaret eder; dolayısıyla sistemin, ortamın ya da organizmanın yapısı, oksidatif koşullarla karakterizedir. Pek çok organik kirletici, aerob denilen aerobik bakteriler tarafından aerobik koşullarda hızla ayrıştırılır. Aerobik bakteriler (aerob) oksijen tabanlı bir metabolizmaya sahiptir. Aeroblar hücre solunumu denilen bir süreçte enerji elde etmek amacıyla alt maddeleri (örneğin şekerler ve yağlar) oksitlemek (çürütmek) için oksijen kullanırlar [22].

Aerobik çürütme, anaerobik çürütmenin aksine keskin kokulu gazlar meydana getirmez.

Aerobik süreç, çoğu durumda maddeyi kütlece %50'den fazla oranda küçülterek, katı atıklarda ise yüzde yüze yakın bir oranda çürüme ile tamamlanır. Aerobik süreç ayrıca çalışanların ve hayvanların ortamını da iyileştirir ve patojenlerin kontrol altında tutulmasına yardımcı olur.

### **1.3. TERMAL DÖNÜŞÜM TEKNOLOJİLERİ**

Üçüncü bin yılın başlangıcı petrol fiyatlarındaki artışla doğru orantılı olarak, fosil yakıtlara talep olarak karakterize edilmiştir. Aynı zamanda, insan sağlığı ve iklim üzerinde, çevre kirliliğinin etkisiyle çeşitli çevresel felaketler artmış ve bu koşullar güneş enerjisi, rüzgar enerjisi, biyokütle ve katı atıklar olmak üzere yenilenebilir enerjiye teşvik oluşturulmasına sebep olmuştur [27].

Yeni kentsel katı atık yönetim stratejileri; seçme, geri dönüşüm ve enerji geri kazanımı ilkelerine dayalıdır. Kentsel katı atıklardan enerji geri kazanımı için yenilikçi teknolojilerdeki gelişim, çevre kirliliği ve fosil yakıtlara olan bağımlılığın azaltılmasına katkıda bulunabilir [27]. Kentsel katı atıklardan enerji kazanımı için alternatif seçenekler yakma, piroliz ve gazifikasyondur. Yakma, kentsel katı atık hidrokarbon içeriğinin yüksek sıcaklıkta baca gazı haline dönüştürüldüğü tahrip edici işlemdir, oysa piroliz ve gazifikasyon bu içerikleri, yakıtlar, yeni malzemeler ve aynı zamanda, monomerler olarak kullanılabilen diğer hidrokarbonlar haline dönüştürür [27].

Yaşanabilir alanların sınırlı olması sebebiyle Dünyada katı atık bertarafında termal yöntemleri en çok kullanan ülke Japonya'dır. Üretilen yaklaşık 50 milyon ton atığın %77' si sayısı 1300' ü aşan tesislerde yakma işlemine tabi tutulmaktadır. Avrupa Birliği üyesi ülkelerde ise kentsel katı atık bertarafında en çok tercih edilen yöntem düzenli depolamadır. Fakat Atık Yakma Direktifi' nde (Waste Incineration Directive, 2000/76/EC) belirlenen şartların sağlanması amacıyla depolama dışındaki bertaraf yöntemlerinin kullanımı her geçen gün artmaktadır [22], [28].

Günümüzde Avrupa Birliği üyesi ülkelerde 400 civarında kentsel katı atık yakma tesisi bulunmakta ve bu tesislerde yılda ortalama 59 milyon ton atık bertaraf edilmektedir. Bu tesislerde 7 milyon evin yıllık ihtiyacı olan 23 milyon GW-saat elektrik enerjisi ve 13 milyon konutun ısı ihtiyacı olan 58 milyon GW-saatlik ısı enerjisi üretilmektedir. Amerika' da ise bu tesislerden 87 adet bulunmakta ve yılda 30 milyon tona yakın atık bertaraf edilirken 15 milyon GW-saat enerji üretimi olmaktadır [31].

### 1.3.1. Yakma

Direkt yakma atıktan enerjiye dönüşümde kullanılan en yaygın yöntemdir. Günümüzde kentsel katı atıklardan enerji elde etmek için kurulan tesislerin çoğu direkt yakma sistemlerinin oluşturduğu tesislerdir. Yakma sistemlerinde atıkların yanabilmesi için gerekli oksijen miktarı fazla miktarda sisteme verilir ve tam yanma temin edilmeye çalışılır. Dünya genelinde katı atıklardan enerji üretiminin yaklaşık %90' ı yakma tesislerinde gerçekleştirilmektedir. Yakma teknolojisinin en büyük avantajı ağırlıkça %75, hacimce %90 azalma sağlamasıdır. Ancak bu sistemlerde yanmanın gerçekleştirildiği 900- 1200 °C sıcaklıkta meydana gelen gaz emisyonlarının artırılması ve kontrolü hem zor hem de yüksek maliyetli olduğundan bu yöntem gün geçtikçe geçerliliğini kaybetmekte ve diğer termal bertaraf yöntemleri olan piroliz ve gazifikasyona olan eğilim artmaktadır. Bu yöntem özellikle, düzenli depolama alanı kurmak için uygun alanı bulunmayan ülkelerde tercih edilmektedir [32].

Yakma prosesi neticesinde ısı enerjisi, inert gaz ve kül oluşur. Üretilen enerji miktarı kentsel katı atığın bileşim, yoğunluk ve nem oranı gibi özelliklerine bağlıdır. Kentsel katı atık bertarafında kullanılan yakma sistemlerinin büyük çoğunluğu uzun ömürlü ve proses güvencesi sağlamaları açısından diğer sistemlere göre daha çok tercih edilen ızgaralı sistemlerdir [27], [30], [31].

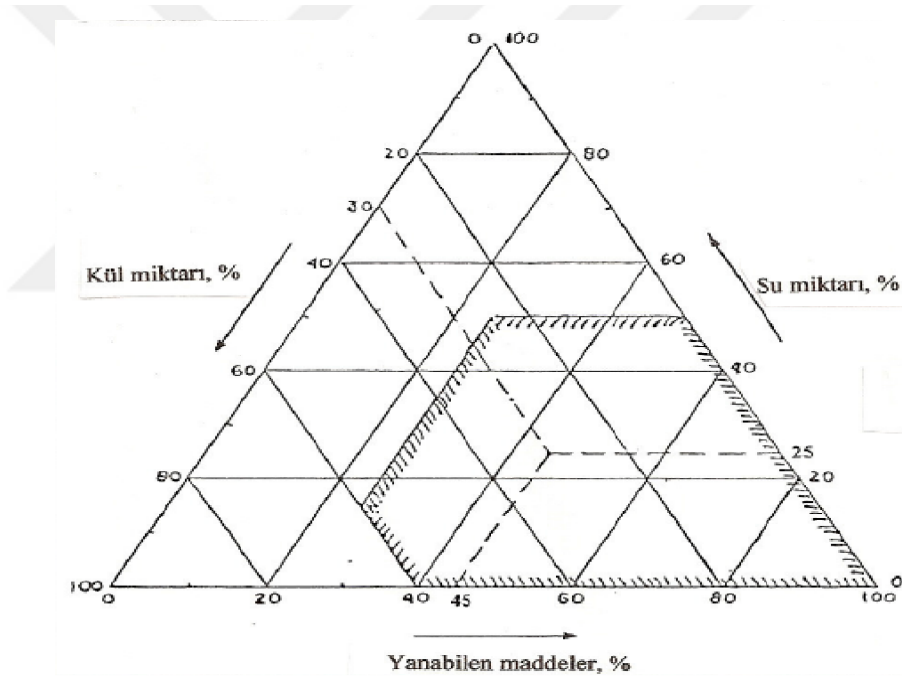
Kentsel katı atıklar hacim azaltılması, stabilizasyon, patojen mikroorganizma giderimi ve enerji elde etmek amacı ile yakılırlar. Yakma sistemlerinin en büyük zorluğu, proses sonucu oluşan baca gazlarının arıtılması zorunluluğudur. Katı atıkların yakılması sonucu ortaya çıkan yaklaşık %30 civarındaki kül ve cürufun uzaklaştırılması için düzenli bir depolamaya ihtiyaç duyulmaktadır.

Atığın yanma özellikleri, yakma sistemlerinin kurulum aşamasında ve işletilmesi esnasında dikkate alınması gereken en önemli husustur. Yanma özelliklerinin tespitinde kullanılan temel parametre kalorifik değerdir. Bu değer, atığın yakılması sonucu meydana gelecek enerji miktarını ifade etmektedir. Bu değer üst ısı değeri (HHV) ve alt ısı değeri (LHV) şeklinde ifade edilir. HHV atığın kuru maddesinin vereceği enerji miktarıdır. Analiz kolaylığı açısından HHV ile çalışılır ve daha sonra atığın su içeriğinden yararlanılarak hesaplama yolu ile LHV bulunur. Bu sistemlerin işletim maliyeti açısından makul kabul edilebilmesi için atığın yakılması sonucunda meydana gelen ısının, tüm sistemin enerji ihtiyacından daha fazla olması gerekmektedir. Bu da

atık içerisindeki yanabilir kısmın kalorifik değerinin belirli bir değerin üzerinde olması ile sağlanmaktadır.

#### 1.3.1.1. Atığın Yanabilirliği

Atığın yanabilirliği büyük oranda atığın içeriğine bağlıdır. Atığın içeriği iklim değişikliklerine, yerleşim yerine, toplanma sekline göre değişiklik gösterir. Atıkların yanabilirliğini belirleyen en önemli özellik olan kalorifik değer, atığın bileşimi göre farklılık gösterir. Yanabilirliği etkileyen diğer faktörler ise tane boyutu, nem miktarı, kül ve cüruf miktarıdır. Organik ve inorganik madde içeriği ve su muhtevası bilinen malzemeler Tanner diyagramında yerine konularak, malzemenin yanabilir özellikte olup olmadığı bu diyagram vasıtasıyla öğrenilebilir. Diyagrama göre atığın taralı alan içinde kalması, yardımcı yakıtlara gerek duymadan yanabilir özellikte olduğunu göstermektedir [22]. Şekil 1.4' te Tanner diyagramı görülmektedir.



Şekil 1.4. Tanner diyagramı [22].

Atıkların kalorifik değerlerini belirlemek için fiziksel analiz, elementel analiz ve endüstriyel analiz başta olmak üzere birkaç yöntem kullanılmaktadır. Bu yöntemler arasında en sık kullanılan fiziksel analiz yöntemidir. Literatürde fiziksel analiz yöntemini kullanarak atığın kalorifik değerinin belirlenmesi için çeşitli modeller mevcuttur. Bu modellerden birkaçı Çizelge 1.2' de belirtilmiştir.

Çizelge 1.2. Bazı fiziksel analiz modelleri [22].

Model	Birim	Referans
$HHV = 88,2 R + 40,5 (G + P) - 6W$	kcal/kg	Abu - Qudais (2000)
$HHV = 49R + 22,5 (G + P) - 3,3W$	Btu/lb	Ali Khan (1991)
$HHV = 1238 + 15,6R + 4,4P + 2,7G - 20,7W$	Btu/lb	Liu J (1996)

HHV: Brüt kalorifik değer

P: kuru ağırlık içerisindeki % kâğıt miktarı

R: kuru ağırlık içerisindeki % plastik miktarı

W: kuru ağırlık içerisindeki % su miktarı

G: kuru ağırlık içerisindeki % organik atık miktarı

Kentsel katı atığın kalorifik değerini daha doğru sonuçlarla hesaplayabilmek için, kentsel katı atığın içeriğinin bilinmesi ve atığın içerisindeki her bir bileşenin ısı değerinin de göz önünde bulundurularak kalorifik değer hesabı yapılması gerekmektedir. Çizelge 1.3' te kentsel katı atık bileşenlerine ait ısı değerleri görülmektedir.

Çizelge 1.3. Kentsel katı atık bileşenlerine ait ısı değerleri [22].

Bileşen	Isıl değer (kcal/kg kuru ağırlık)	Bileşen	Isıl değer (kcal/kg kuru ağırlık)
Mutfak atıkları	1111	Deri	4167
Kâğıt	4000	Park, bahçe atıkları	1556
Karton	3889	Tahta	4445
Plastik	7778	Cam	33
Tekstil	4167	Metaller	167
Lastik	5556	Kül	1667

#### 1.3.1.2. Yakma Sistemleri

Kentsel katı atık yakma sistemleri; işlenmemiş katı atık yakma sistemleri ve işlenmiş katı atık yakma sistemleri olmak üzere ikiye ayrılır [31].

### 1.3.1.3. İşlenmemiş Katı Atık Yakma Sistemleri

İşlenmemiş katı atık yakma sistemleri, kentsel katı atıkların herhangi bir ön işleme tabi tutulmaksızın yakıldığı proseslerdir. Bu yöntem dünya genelinde kentsel katı atıklardan enerji üretme teknikleri arasında en yaygın olarak kullanılanıdır. Kentsel katı atık yakma tesislerinde, bir enerji kazanma birimi bir de baca gazı temizleme sistemi bulunması gerekmektedir. Evsel, tehlikeli ve tıbbî atıklar için yakma prosesi ve baca gazı arıtma prosesi farklıdır. Bundan dolayı, bu atıkların ya ayrı hatlarda ya da ayrı tesislerde yakılması gerekmektedir.

İşlenmemiş katı atık yakma sistemlerinin temel birimleri aşağıdaki gibidir:

1. Atık kabulü
2. Atık ön şartlandırma (ayırma, parçalama)
3. Temiz hava ilâvesi ile kurutma ve fırında yakma, enerji üretimi
4. Cürufların uzaklaştırılması, gerektiğinde cüruf yıkama
5. Cüruf şartlandırma: Metal giderme, elek ile sınıflandırma
6. Yakma fırınının üst kısmında ikincil hava ilavesi ile baca gazlarının yakılması
7. Gaz soğutma
8. Baca gazının arıtılması
9. İleri gaz temizleme
10. Temizlenmiş baca gazının alıcı ortama (havaya) deşarj edilmesi
11. Atık su arıtma
12. Enerji değerlendirme (elektrik üretimi, buhar kullanımı) [4], [7].

Bu sistemlerde işlenmemiş katı atıklar direkt olarak yakma fırınlarına gönderilir ve başlıca ürün olarak buhar elde edilir. Elde edilen buhar direkt kullanılabilceği gibi elektrik enerjisine dönüştürülerek de kullanılabilir. Kentsel katı atıklar tesise kabul aşamasından önce tartma, kontrol, numune alma ve analiz gibi birtakım proseslerden geçerler. Bu prosesler sonucunda gerekli şartları sağlayan atıklar tesise kabul edilir. Kabul edilen atıklar depoya boşaltılır ve buradan boyutları küçültölmek üzere kırıcıya beslenir. Kırıcı çıkışında atıklar fırına gönderilmek üzere depolama haznesine alınır. Depolama hazneleri kokunun etrafa yayılmaması için düşük basınçta tutulmalı ve

içerisinde mutlaka ateş önleyici bir eleman olmalıdır.

#### 1.3.1.4. İşlenmiş Katı Atık Yakma Sistemleri

İşlenmiş katı atığın (RDF: Refuse Derived Fuel) bir yakıt olarak işlenmemiş katı atığa oranla avantajları vardır. Başlıca faydaları daha yüksek ve sabit kalorifik değer, fiziksel – kimyasal bileşimin homojen olması, transferinin daha kolay olması, yanma esnasında daha az hava fazlası gerektirmesi ve baca gazı emisyonlarının daha az olmasıdır. RDF yüksek kalite standartları nedeniyle birçok yakma sisteminde yardımcı yakıt olarak kullanılabilir. Katı atığın işlenip RDF haline gelmesi için bir dizi işlem uygulamak gerekir. Bir RDF üretim prosesi istenmeyen bileşenleri ayırmak ve daha önce belirlenen özelliklerde RDF üretmek için peş peşe sıralanmış birkaç istasyondan oluşur. RDF üretim prosesi genellikle sırasıyla ekleme, parçalama, boyut küçültme, sınıflandırma, ayırma, kurutma ve yoğunlaştırma aşamalarından oluşur. Ekipmanların tipi, sayısı ve pozisyonu ağırlıklı olarak kütle dengesini ve oluşan ürünün kalitesini etkiler [5], [9], [19], [22], [23].

RDF sistemde yanmadan önce yanmayan maddeler uzaklaştırılır ve atığın boyutu küçültülür. Böylece daha homojen ve daha yüksek ısı değerine sahip bir yakıt elde edilir. RDF tesisinin avantajı ısı değerinin daha uniform olması ve böylece yanma için gerekli fazla hava miktarının azalmasıdır. Oksijenin yetersiz olması korozyona yol açar, bu yüzden yanma havasının miktarı önemlidir. RDF sistemleri için fazla hava yaklaşık %50, direkt yanma içinse maddeler arasındaki yakıt değerinin geniş aralıklarda değişmesi sebebiyle %100'dür. Aynı miktarda yakıt direkt yakma tesisinde daha çok havaya ve daha geniş hava kirliliği kontrol sistemlerine gerek duyar. Çizelge 1.4' te işlenmiş ve işlenmemiş katı atık yakma tesisleri karşılaştırılmıştır.

Çizelge 1.4. İşlenmiş ve işlenmemiş katı atık yakma tesislerinin karşılaştırılması

	<b>İşlenmemiş katı atık yakma tesisi</b>	<b>İşlenmiş katı atık yakma tesisi</b>
<b>Kapasite (ton/gün)</b>	50-3200	300-500
<b>İşletme verimi (kWh/ton)</b>	450-580	550-600

RDF yakma sistemlerinden akışkan yataklı yakıcılarda çıkan külün kalitesi daha iyidir ve baca gazında daha az kirlenici madde vardır. RDF' nin direkt yakmaya karşı bir avantajı da yakıtın pelletler halinde geniş depolama konteynırlarında depolanabilmesi ve ihtiyaç duyulduğu kadar yakılabilmesidir. RDF yakıcılarda, tipik olarak otomatik bir

ızgaranın üzerinde yanar. Izgara RDF' nin yanabileceği bir platform sağlar ve türbülans ve uniform bir yanmaya yardımcı olan birincil havanın girişini sağlar. En iyi sonuçlar RDF için özel olarak tasarlanmış yakma sistemlerinden elde edilir ancak bazı kömür yakan boylerler RDF veya RDF/kömür karışımını başarıyla yakacak şekilde modifiye edilmektedir. AB' deki diğer yakma uygulamaları Çizelge 1.5' te gösterilmektedir.

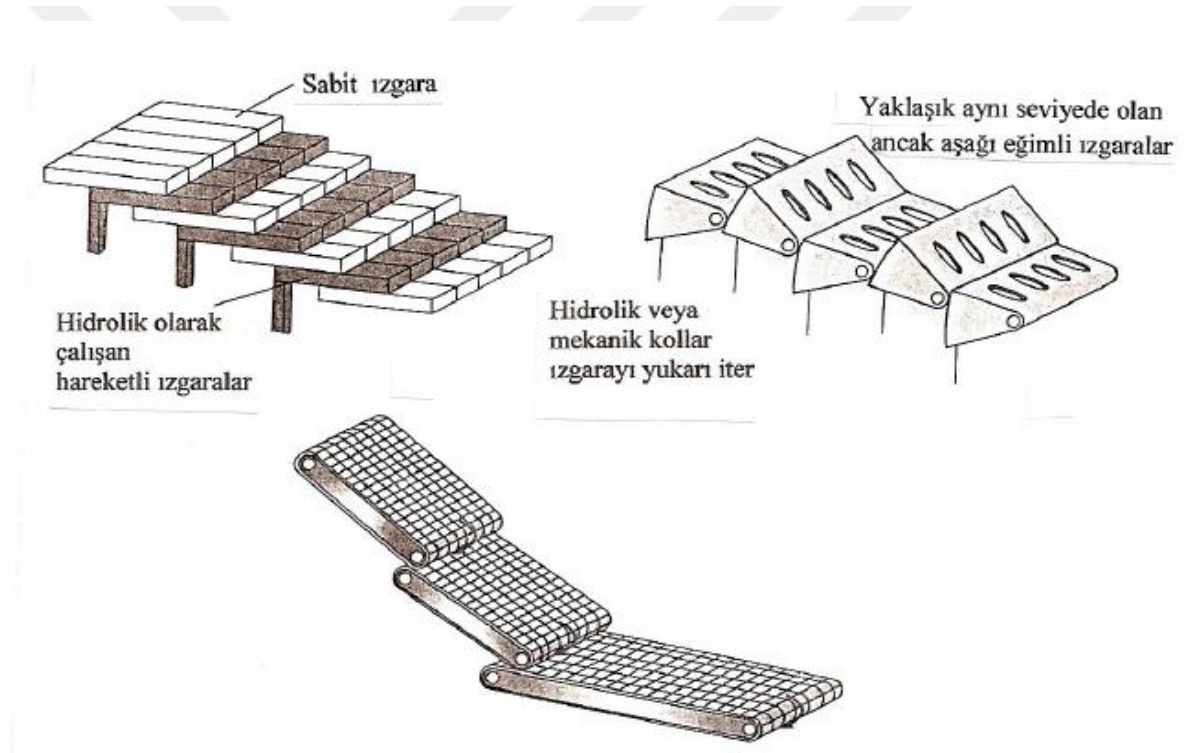
Çizelge 1.5. Avrupa Birliği'ndeki diğer yakma uygulamaları [9].

	Avusturya	Fransa	İtalya	Portekiz	İspanya	İsveç
<b>Toplama katı atık yakma tesisi sayısı (evsel ve tehlikeli)</b>	29	228	52	0	13	21
<b>Enerji değerlendiren yakma tesislerinin sayısı</b>	29	80	26	0	9	21
<b>Toplam kapasite (t/yıl)</b>	1 700 000		1 500 000 (*94)	0	1 430 000 (*2)	2 230 000
<b>Toplam evsel katı atık yakma tesisi sayısı</b>	3		52	0	13	17
<b>Evsel atık yakma uygulamasının gelişimi</b>	Artmakta	Yavaş artış	ikiye katlama	1 000 000 t/yıl (1999)	artış	sabit
<b>Evsel atık yakma kapasitesi (t/yıl)</b>	520 000	> 8 000 000 (*92)	1 800 000	0	1 430 000	1 200 000
<b>Evsel atık üretimi (t/yıl)</b>	2.5	20 (*94)	26	3.6	15	3.2
<b>Yakma oranı(%)</b>	21	33 (*89)	7	0	10	38
• enerji değerlendirerek (%)	21	22	4.6	0	8-9	38
• enerji değerlendirmeden (%)	0	11	2.3	0	1-2	0

Yakma işleminin en önemli noktası, yanmanın gerçekleştiği yanma odasıdır. Kentsel katı atıklar, yanma odasındaki ızgaralar vasıtasıyla ilerler ve bu ızgaraların tasarımı tüm prosesin başarısında en etkili faktörlerden biridir. Izgara fırınları, kentsel atıklar için en yaygın fırın tipidir. Bu fırınların oldukça geniş uygulama alanları vardır. 1 ton/saatten daha düşük ve 50 ton/saatten daha büyük kapasiteli tesislerde bu fırınlar kullanılmaktadır. Atıklar fırın içinden geçerken tam yanmayı sağlamak için çalkalama ve karıştırma yapan bir ızgara mevcuttur. Yanmayı sağlayacak hava ızgaranın üstünde ve altında bulunan fanlardan verilir. Fırın atık yakmaya başlamadan önce çalışma sıcaklığı olan 750 °C civarına getirilir. 24 saat devamlı atık yakılabilir. Atık önce fırındaki hareketli ızgara üzerine itilir. Bu şekilde atıklar fırın içinden yaklaşık iki buçuk saat süresince yavaş yavaş geçerler. Havanın bekleme odasından yanma odasına çekilmesiyle pis kokuların çevredeki etkisi azaltılır. Oluşan küldeki metal içerikli parçalar elektromıknatis yardımıyla geri kazanılır. Yanma odasında oluşan ısı, çok geçişli bir buhar kazanında değerlendirilir. Bu kazanda, elektrik üretimi için kullanılan

su buharı elde edilir. Son olarak baca gazları havaya atılmadan önce temizleme işleminden geçirilir. Nitrik asit oluşumunu sınırlandırmak amacıyla yanma odasına kimyasal madde enjekte edilir. Daha sonra gazlar, gaz temizleme ünitesine gönderilir.. Bu işlemlere ilave olarak ağır metal ve partiküllerden arındırılmak üzere filtreden geçirilir. Geri kalan gaz havaya verilir [8], [29], [30].

Yanma odasındaki sıcaklık prosesin başarı olmasında kritik öneme sahiptir. Örneğin sıcaklık 770 °C' nin altında olursa plastiklerin büyük bir kısmı yanmayacak, 1090 °C' nin üzerinde olursa da fırındaki refraktörler ısıyı tutamayacaktır [36]. Izgaralar genel olarak 30° eğimli ve hareketlidirler. Izgaraların hareketli olmasıyla kentsel katı atığın karışması ve homojen bir yanma meydana gelmesi sağlanmış olmaktadır. Farklı ızgara tasarımları Şekil 1.5' te gösterilmiştir.



Şekil 1.5. Farklı ızgara tasarımları [7], [22].

Yakma tesislerinde kullanılan bir diğer fırın tipi ise döner fırınlardır. Bu tip fırınlarda kentsel atıklar kapalı olarak ayarlanabilen dönme hızlarında dönen çelik bir fırın içerisinde yakılır. Havanın karşıt akışıyla yanma oluşmaktadır. Fırının dönmesiyle atıkların homojen olarak karışması sağlanmaktadır. Yanma hızı dönme hızındaki değişimle kontrol edilebilir.

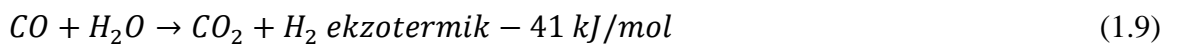
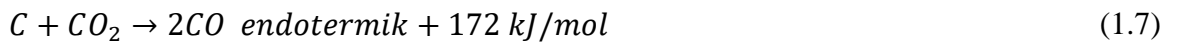
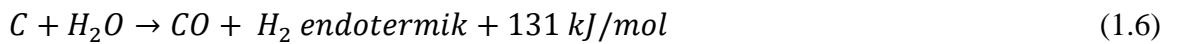
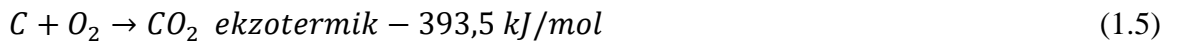
Modüler atık yakma fırınları ise az hava ve fazla hava yöntemleri ile çalışabilirler. Bu

tip fırınlarda iki tane yanma odası vardır. Modüler birimlerin, hava enjekte edilen her iki yanma odasında da brülörler bulunur. Atıklar birinci yanma odasında yakılırlar. İkinci yanma odasında ise birinci yanma odasından taşınan yanmamış organik maddelerin yanabilmesi için gerekli bekleme süresi sağlanır. Prizma şeklindeki bu yakıcıların içerisinde bulunan engeller yanma gazlarının yatay ve dikey doğrultuda 90° dönmesini sağlarlar. Bu işlem ile her yön değiştirmede gaz akımından atık kül ayrılır. Besleme kesikli olabileceği gibi sürekli de olabilir. Modüler fırınların en önemli avantajları, düşük maliyetleri, baca gazı emisyonlarına karşı ilave önlem gerektirmemeleri ve döner fırınlara oranla inşa edilmelerinin daha kolay olmasıdır [30], [31].

### 1.3.2. Gazifikasyon

Gazifikasyon terimi yakıtın stokiometrik hava miktarından daha az havayla yakıldığı kısmi bir yanma prosesini tarif eder. Gazifikasyon prosesi kentsel katı atıkların hacminin azaltılmasında ve enerji geri kazanımı için verimli bir tekniktir. Gazifikasyonun yanmaya göre en büyük avantajı elektrik üretim veriminin daha iyi olmasıdır. Temel enerji üretimi ise yanmadan daha düşüktür. Gazifikasyon prosesinde atığın kısmi yanması sonucu CO, H<sub>2</sub> ve basta CH<sub>4</sub> olmak üzere bazı doymuş hidrokarbonlardan oluşan yanabilir bir gaz yakıt elde edilir. Elde edilen gaz daha sonra içten yanmalı motor, gaz türbini ve boylerlerde yakılarak enerji üretilir. Gazifikasyon teknolojisinin bir başka avantajı denetimli ve sınırlı bir oksijen ortamında gerçekleştirildiği için yanmaya göre çok daha az SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub> ve CO salınımı gerçekleştirmesidir, bu nedenle çevre dostu bir yöntem olarak kabul edilmektedir. Ayrıca gazifikasyon prosesi sonucu %7 civarında kül oluşmaktadır, bu rakam yakma sistemlerinde %15 – 20' dir.

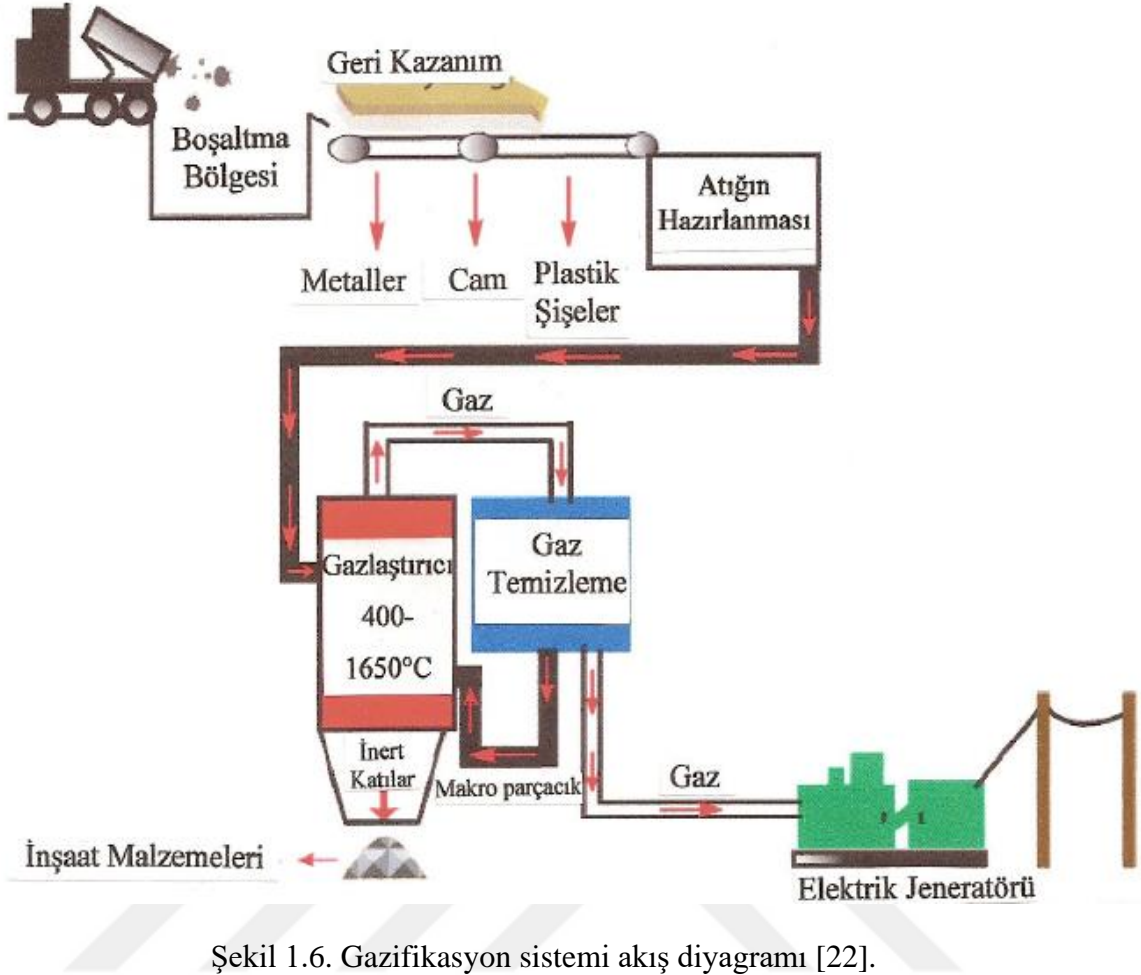
Gazifikasyon prosesi esnasında, beş temel reaksiyon meydana gelir [21]:



Prosesin devam etmesi için gerekli ısı ekzotermik reaksiyonlardan sağlanmaktadır, oysa yanabilir bileşenler esasen endotermik reaksiyonlarla oluşur. Havanın oksijen olarak kullanıldığı bir gazlaştırıcı atmosferik basınçta çalıştığı zaman, oluşan son ürünler hacimce %10 CO<sub>2</sub>, %20 CO, %15 H<sub>2</sub>, %2 CH<sub>4</sub> ve %53 N<sub>2</sub> içeren düşük ısı değerli gaz, karbon ve yakıttaki inert maddeleri içeren kömürleşmiş artı (char) ve pirolitik yağa benzeyen yoğunlaştırılabilir sıvılardır. Giriş havasındaki azotun seyreltme etkisi nedeniyle, düşük ısı değerli gaz yaklaşık 560 kJ/m<sup>3</sup> enerji değerine sahiptir. Havanın yerine saf oksijen oksidan olarak kullanıldığı zaman (Purox sistem) enerji miktarı yaklaşık 1120 kJ/m<sup>3</sup> olan orta ısı değerli gaz üretebilir. Gazifikasyon sistemlerinde sadece işlenmiş katı atık kullanılmaktadır. Bu yüzden atıkların öncelikle ön arıtma prosesine tabi tutulmaları gerekir. Ön arıtmadan sonra katı atıklar ana gazlaştırma odasına beslenir [13], [14], [39]–[45]. 5 temel tip gazlaştırıcı mevcuttur. Bunlar:

- 1) dikey sabit yatak,
- 2) yatay sabit yatak,
- 3) akışkan yatak,
- 4) çok odalı,
- 5) döner fırın.

En yaygın olarak kullanılan gazlaştırıcı tipi dikey sabit yataktır. Dikey sabit yataklı gazlaştırıcılar basit dizaynları ve düşük yatırım maliyeti nedeniyle diğer gazlaştırıcılardan daha avantajlıdır ancak bununla birlikte yakıtın mekanik özelliklerine daha hassastır ve daha homojen bir yakıt gereksinim duyulur. Şekil 1.6' da gazifikasyon sistemi akış diyagramı görülmektedir.



Şekil 1.6. Gazifikasyon sistemi akış diyagramı [22].

Gazifikasyon işlemi birkaç aşamada meydana gelmektedir. Her ne kadar sınıflandırmada piroliz yöntemi ayrı bir yöntem olarak ele alınsa da gazifikasyon yönteminin safhalarından birisi de piroliz safhasıdır. Gazifikasyonun ilk aşamasında nemin buharlaştırılması yoluyla kurutma işlemi gerçekleşir [41], [42]. İkinci aşamada ise piroliz yöntemi yakıtın uçucu bileşenlerini 600 derecenin altındaki sıcaklıklarda oksijensiz ortamda açığa çıkartmaktadır. Daha yüksek sıcaklıklarda 900 – 1200 derecede CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> gibi düşük molekül ağırlıklı gazlar oluşur. Gaz, reaktörün üstünden alınır ve mekanik gaz temizleyiciye gönderilir. Gaz içten yanmalı motor, türbin veya boylere girmeden önce ısı değiştiricilerde soğutularak gerekli sıcaklığa getirilir. Yüksek voltaj ve düşük amperli bir elektrostatik tutucu gaz temizleme ve soğutma prosesini tamamlar. Yağ/katran/su ayırma sistemi kondensatı elektrostatik ayırıcıdan alır. Yağ ve katran ayrılır ve tekrar reaktöre enjekte edilir. Atık ısı besleme stokunu ön ısıtma yaparak nemini uygun değerlere getirmek için kullanılır. Gazın kalitesi düzenli olarak bir gazometreyle gözlenir. Gaz içten yanmalı motorlara beslenerek elektrik üretilir. Motorun emisyon değerleri genelde düşüktür. Diğer bir

seçenek ise gazın boylerlerde buhar üretimi için kullanılmasıdır. Daha sonra buhar türbini ile elektrik üretilir. Tüm gazifikasyonun termal verimliliği direkt yanma prosesinden daha fazladır. Ağırlıkça %75, hacimce %90 azalma olmaktadır. Dezavantajlarından biri gaz temizleme sisteminin düzenli kontrolünün yapılma gerekliliğidir. Aksi takdirde içten yanmalı motorlar zarar görmektedir [31], [41], [42].

### **1.3.3. Piroliz**

Kentsel katı atıkların bertaraf yöntemleri, uzun zamandır yoğun tartışmalara konu olmaktadır. Yıllardan beri bu tartışma, atıkları yakmak veya düzenli depolama sahalarına gömmek arasında gidip gelmektedir. Geçmişte, neredeyse tüm atıklar, bertaraf edilmeden çöp sahalarına atılmaktaydı. Son zamanlarda ise atıklar çoğunlukla düzenli depolama sahalarında depolanarak bertaraf edilmektedir. Yakın zamana kadar, bunun alternatifi yakma yöntemi olarak görülmekteydi. Çevreci yaklaşıma göre, doğal kaynakları yok ettiğinden, sürekli atık besleme ihtiyacından dolayı geri dönüşümü azalttığından, iklim değişikliklerine sebep olduğundan, hava kirliliğine ve toksik küllere sebep olduğundan dolayı çöplerin yakılmasına karşı çıkmaktadır. Yetkili organlar da alternatif arayışlarına yönelmişler ve daha etkin ve kontrollü termal işleme metotları üzerine çalışmalar başlatmışlardır. Daha iyi bir bertaraf metodu arayışları, kentsel katı atıkların piroliz yöntemi ile bertarafını ortaya çıkarmıştır [2], [46].

Piroliz hidrokarbon içeren her türlü atık ve diğer malzemenin oksijensiz ortamda harici olarak ısıtılıp, bozundurulmasıyla gerçekleşen, maddenin enerjiye dönüştürülmesi prosesidir. Ağırlıklı olarak hidrojen, karbon monoksit ve metandan oluşan piroliz gazı temizlendikten sonra gaz motorları veya türbini vasıtası ile elektrik enerjisine dönüştürülebilir. Böyle olmasına rağmen literatüre bakıldığında piroliz sistemi olarak adlandırılan birçok sistemin aslında gazifikasyon sistemi olduğu görülmektedir. Piroliz ve gazifikasyon sistemleri kentsel katı atıkları katı, sıvı ve gaz ürünlere dönüştürmek için kullanıldıkları halde, iki sistem arasındaki temel fark piroliz sistemlerinin oksijensiz ortamda endotermik reaksiyonları sürdürmek için dış bir ısı kaynağı kullanması, gazifikasyon sistemlerinin ise gerekli ısıyı kendi içinde sağlaması ve kentsel katı atığın kısmi yanması için hava veya oksijen kullanılmasıdır. Önemli ölçüde ekzotermik olan yanma ve gazifikasyon işlemlerine karşı, piroliz işlemi yüksek oranda endotermik reaksiyonlar içerir. Bu sebeple piroliz işlemine karşılık literatürde kullanılan bir diğer isim de “kuru damıtma” (destructive distillation) terimidir.

Kentsel katı atıkların piroliz işlemine tabi tutulmaları neticesinde başlıca üç fraksiyon elde edilir:

- 1) Atığın organik özelliklerine bağlı olarak esasen hidrojen, metan, karbon monoksit, karbon dioksit ve diğer gazlardan oluşan bir gaz akımı.
- 2) Asetik asit, aseton, metanol ve kompleks hidrokarbonları içeren bir katran veya yağ akımında oluşan sıvı fraksiyon. Ek işlemler neticesinde, elde edilen bu sıvı fraksiyon fuel oil No.6 yerine sentetik bir fuel oil olarak kullanılabilir.
- 3) Saf karbon ve katı atıkta bulunan sert materyallerden oluşan kömürleşmiş katı (char) [47].

Piroliz yağlarının içerdiği enerji miktarı yaklaşık olarak 21000 kJ/kg'dır. Maksimum gazlaştırma şartları altında, oluşan gazın enerji miktarının ise yaklaşık olarak 2600 kJ/m<sup>3</sup> olduğu bilinmektedir.

Piroliz prosesi, hidrokarbon yapısına sahip kentsel katı atıkların oksijensiz ortamda gerçekleştirilen ısıl bozundurma işlemidir. Isı etkisi ile piroliz işlemine tabi tutulan malzemenin organik yapısı katı (char = car), sıvı (katran = tar = oil = bio-oil = pirolitik sıvı) ve gaz (yoğunlaşmayan ürünler) elde etmek üzere bozunur. Piroliz işlemi için gerekli olan ısı miktarının, organik maddenin kimyasal yapısını bozacak ve yeni kimyasal maddelerin oluşumunu sağlayacak büyüklükte olması gerekmektedir. Aksi takdirde parçacıklar arası bağlar kopamayacak ve ısıl bozunma gerçekleşmeyecektir.

Piroliz ürünlerinin verimi ve bileşimleri kullanılan piroliz tekniğine (hızlı, yavaş), reaktör türüne (sabit yataklı, akışkan yataklı, sürüklemeli akışlı, serbest düşmeli), piroliz ortamına (inert, kısmen reaktif, vakum, basınçlı, hidrojen eşliğinde), piroliz parametrelerine (sıcaklık, parçacık büyüklüğü, alıkonma süresi) ve hammaddeye bağlıdır [48].

Piroliz inert ortamda gerçekleşen bir işlemdir. Azot, helyum gibi gazlarla inert ortam sağlanabileceği gibi hidrojen gazı varlığında hidropiroliz, vakum altında vakum pirolizi yapılabilir. Vakum pirolizinde uçucu ürünlerin piroliz ortamından çabuk uzaklaştırılması mümkündür. Bunun avantajı da ikincil reaksiyonlara engel olunması böylece sıvı veriminin artmasıdır. Piroliz, kömür, biyokütle gibi hammaddelere uygulanabileceği gibi, farklı kaynaklardan gelen ve çok değişken miktarlarda, özelliklerdeki katı atıklar için de uygulanabilecek bir enerji dönüşüm sürecidir. Piroliz çalışmalarında en çok kullanılan reaktörler sabit ve akışkan yataklı sistemler ile

sürüklemeli akış ve serbest düşmeli reaktörlerdir [36].

Organik maddeler oksijensiz ortamda ısıtılırsa ortaya çıkan termal parçalanma süreci piroliz olayını gerçekleştirir. Piroliz prosesi serbest oksijenin olmadığı ve genellikle 400-700 °C arasında gerçekleşen bir prosesdir. Oksijensiz ortam, prosesle havanın bağlantısını kesmek suretiyle gerçekleşmektedir. Pirolizde ürün olarak gaz bileşenleri, uçucu yoğuşabilir maddeler, karbon kömürü ve kül açığa çıkar. Oluşan karbon kömürü araba lastiği üretiminde kullanılabilen ve ayrıca atık su ve gaz arıtımında kullanılan aktif karbon üretiminde kullanılabilir. Oluşan kül ise inşaat malzemesi olarak kullanılabilir ya da düzenli depolamaya gönderilebilir [13], [14], [18], [22]–[24], [28], [37], [39]–[45], [47], [49]–[61].

Birincil ürünlerin tam veya kısmi oksidasyonu takip ettiği yanma ve gazifikasyon işlemleri de aynı zamanda piroliz işleminin ilk basamağını oluşturmaktadır. Düşük proses sıcaklığı ve uzun reaksiyon süresi katı ürün (char) üretimi için idealdir. Yüksek sıcaklık ve daha uzun reaksiyon süresi biyokütlenin gaz ürüne dönüşümünü artırmaktadır ve orta sıcaklık ve kısa reaksiyon süresi ise sıvı ürün üretimi için optimum şartlardır [15], [62], [63]. Çizelge 1.6' da farklı piroliz teknolojilerinin sıcaklık, ısıtma hızı ve reaksiyon süresi gibi tipik özellikleri ve bu yöntemlerden elde edilen ürün çeşitleri gösterilmiştir.

Çizelge 1.6. Pirolizden elde edilen ürün dağılımı [26].

Piroliz teknolojileri	Reaksiyon süresi	Isıtma hızı	Sıcaklık (°C)	Ürünler
Karbonlaştırma	Günlerce	Çok düşük	400	Katı
Yavaş piroliz	5-30 dak	Düşük	600	Katı, Sıvı, Gaz
Hızlı piroliz	0.5-5 sn	Çok yüksek	650	Bio-yakıt
Ultra piroliz	< 0.5 sn	Çok yüksek	1000	Kimyasallar, gaz
Vakum piroliz	2-30 sn	Orta	400	Bio-yakıt
Hidropiroliz	< 10 sn	Yüksek	< 500	Bio-yakıt
Metanoliz	< 10 sn	Yüksek	< 700	Kimyasallar

Geleneksel piroliz olarak da adlandırılan yavaş piroliz tekniği ucuz ve verimli bir yöntemdir. Piroliz ürünleri olarak katı, sıvı ve gaz ürünler meydana gelmektedir. Gaz ürün verimini artırmak için yüksek sıcaklıklar istenirken, sıvı ürün için daha düşük sıcaklıklar kullanılır. Hızlı piroliz çok yüksek sıcaklıklarda çok kısa reaksiyon süresinde sıvı ürün elde etmek için kullanılan ileri bir teknolojidir.

Hızlı piroliz ile yüksek oranda sıvı ürün elde etmek için çok sayıda reaktör araştırılmıştır. Bunlardan en popüler olanları akışkan yataklı reaktör ve kabarcıklı reaktörlerdir. Aynı zamanda sirkülasyonlu akışkan yatak, girdap, vakum etkili yatak ve taşıma yataklı reaktörler de mevcuttur. Bu reaktörler reaksiyon sıcaklığını hammaddeye hızlı bir şekilde iletmek için kusursuz akışkan yatak ısı transfer karakteristiklerini kullanırlar. Vakum pirolizi ile kuru olarak ağırlıkça %60 gibi yüksek oranda sıvı ürün elde etmek mümkündür. Fakat buhar alıkonma süresi hızlı pirolizinki kadar kısa olmasına rağmen katı ısıtma hızı düşük ve katı alıkonma zamanı çok yüksektir [63].

#### 1.3.3.1. *Pirolizin Avantajları*

- Hava kirliliğini önler.
- Yakma, düzenli depolama ve diğer gazifikasyon yöntemlerinden daha emniyetli ve çevre dostudur.
- Çöpler faydalı sıvı yakıt, karbon siyahı ve yanabilir gazlar gibi yeni ürünlere dönüştürülür.
- Elde edilen ürünler hem sistemi beslemek hem de elektrik elde etmek için kullanılabilir.
- Heterojen atık beslemeye uygundur.
- Atıkların tekrar tekrar işlenerek geri kazanımında sürdürülebilir bir yöntemdir.
- Düzenli depolama sahalarının işgal ettiği alanları tarımsal veya diğer amaçlar için korur.
- Karbon emisyonunu azaltır.
- İstihdam sağlar.
- Katı atığın hacminin azalıp steril ürünler oluşması depo sahalarının ömrünü uzatır.
- Enerji ihtiyacı açısından sistem kendi kendini beslemektedir.
- Piroliz yöntemi sayesinde atıkların bertarafı sonucunda kok, katran, uçucu yağlar,

yoğunlaşabilir hidrokarbonlar, su ve piroliz gazları (H<sub>2</sub>, CO, Hidrokarbonlar, H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub>) açığa çıkar.

- İşlem gören katı atıklardan faydalı ürün elde edilir [1], [3], [15], [20], [51], [52], [59], [62], [64]–[66].

Çizelge 1.7' de piroliz teknolojisi ile geri kazanılan bazı atıklar gösterilmiştir.

Çizelge 1.7. Piroliz teknolojisi ile geri kazanılan bazı atıklar [26].

Atık türü	Yağ	Gübre	Karbon siyahı	Gaz	Açıklamalar
Atık lastikler	% 42-45	-	% 32-36	% 10-12	
PE,PP,HDPE	% 50-72	-	% 4-6	% 15-20	
Petrol çamuru	% 20-48	-	% 38-40	% 8-12	İçerdiği yağ oranına bağlı değişmektedir
Kömür	% 20	-	% 35-45	%20	Kömür kalori değerine bağlı değişmektedir.
Organik atıklar	% 18-22	% 17	-	% 13-16	Su içeriğine bağlı değişmektedir
Hayvan gübreleri	% 20	% 28-30	-	% 15	Nem içeriğine bağlı değişmektedir.
Hastane atıkları	% 20-38	-	% 25-30	% 10-15	

### 1.3.3.2. Ortak Piroliz

Farklı hammaddelerin birlikte değerlendirilmesi giderek yaygınlaşmaktadır Bunun sebepleri arasında, sonlu fosil kaynakların yenilenebilir kaynaklarla değerlendirilmesi, sinerjik etki beklenmesi, atıkların değerlendirilmesi sayılabilir. Ortak kullanım süreçleri içinde güncel olanları, ortak yakma, ortak gazlaştırma ve ortak pirolizdir. Ortak piroliz iki materyalin karıştırılarak birlikte piroliz edilmesidir. Birlikte piroliz ile sinerjik bir etki umulur. Bu etki oluşmasa da tek başlarına pirolizleri verimsiz olan maddelerin başka bir hammadde ile pirolizi sağlanıp verimde artışa gitmek mümkündür. Sinerjik etki ürün verimleri üzerinde beklendiği gibi ürün bileşimleri ya da her ikisinde birden umulur. Ortak piroliz sonucu sinerjik etki ortaya çıkmasa bile birbirinden farklı maddelerin birlikte kullanılması bir avantajdır. Çünkü pirolizi mümkün bir materyal yeteri kadar yoksa veya temini mevsimsel olarak değişiyorsa bol bulunan başka bir kaynak ile takviye edilerek kullanılabilir. Ayrıca bol bulunan veya yenilenebilir atıkların sonlu fosil kaynak olan kömürle ortak pirolizi de bir avantajdır.

### 1.3.4. Pirolizden Elde Edilen Ürünler

Hem kömür ve biyokütle gibi hammaddelerin hem de çeşitli atıkların pirolizi sonucu, esas olarak, katı, sıvı ve gaz olmak üzere üç tür ürün elde edilir. Bu ürünler sonraki aşamalarda, istenirse çeşitli işlemlerle başka ürünlere (ikincil ürünler) dönüştürülebileceğinden birincil ürünler olarak da nitelendirilebilir. Katı ürüne 'char', sıvı ürüne 'katran (tar)' denir. Char denilen piroliz katı ürünü yakıt olarak, ısı ve elektrik enerjisi üretmek için kullanılabilmesi gibi özellikleri uygunsa aktivasyona tabi tutulmaksızın doğrudan veya aktive ederek adsorban olarak da kullanılabilir.

#### 1.3.4.1. Katı Ürün (Char)

Piroliz sonucu meydana gelen katı ürün gözenekli bir yapısı olup aktif karbon gibi kullanılabilir. Odun kömürü veya char olarak adlandırılan katı ürün, inorganik kısımdan ve dönüşüme uğramayan karbonsu organik kısımdan oluşmaktadır. Katı ürünler; adsorbent, evsel ısıtma ve kimyasal üretiminde kullanılmaktadır [1], [28], [67].

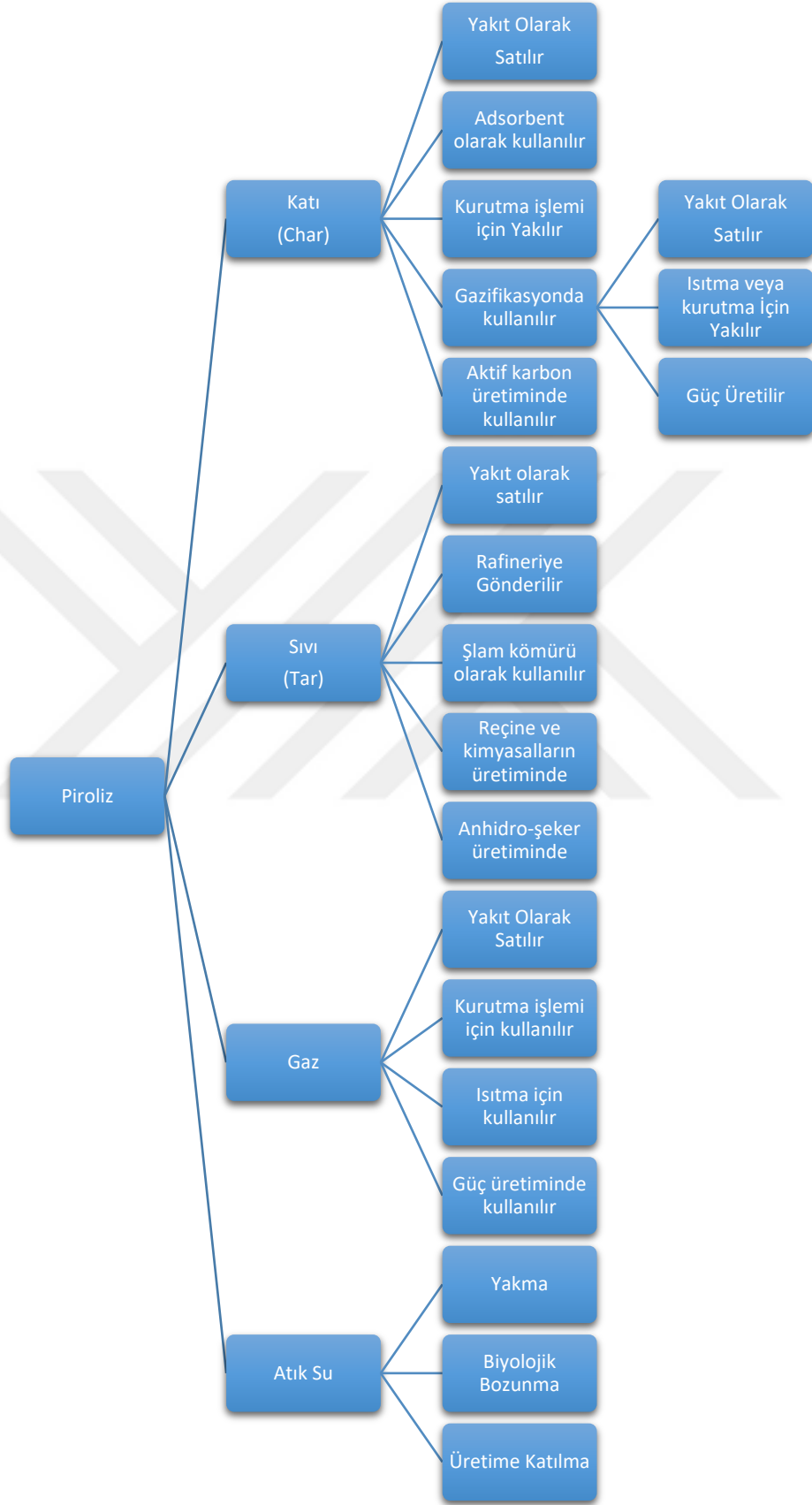
#### 1.3.4.2. Sıvı Ürün

Piroliz sonucu elde edilen sıvı ürün tek fazda su ve organik bileşikler içeren homojen bir karışımdır. Sıvı ürün suda çözünen düşük molekül ağırlıklı bileşikler ile yakıt özelliği taşıyan suda çözünmeyen yüksek molekül ağırlıklı bileşiklerden oluşmaktadır. Piroliz sıvı ürünü tipik olarak koyu kahve renklidir. Kullanılan hammaddeye ve piroliz tekniğine göre, renk siyah, koyu kırmızı-kahverengi ve koyu yeşil olabilir. Koyu yeşil rengi veren unsur yüksek azot içeriğidir [53], [62], [63].

Sıvı ürünün belirgin keskin bir kokusu vardır. Bu kokunun sebebi düşük molekül ağırlıklı aldehit ve asitlerden dolayıdır. Sıvı ürün üretim tekniğine ve toplanmasına göre farklı miktarlarda su (%15-30) içermektedir. Piroliz sıvısı bir miktar su ilavesini tolere edebilir. Fakat faz ayırımı olmadan önce sıvıya ilave edilen suyun bir limiti vardır. Diğer bir ifadeyle sıvı ürün suda çözünmez.

#### 1.3.4.3. Gaz Ürün

Gaz ürün piroliz sonucu meydana gelen ve yoğunlaşmayan doymuş ve doymamış hidrokarbon karışımlarından meydana gelmektedir. Gaz bileşimi  $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$ ,  $CO$ ,  $H_2O$  ve organik bileşenlerin gazlarından oluşur. Gaz ürün güç santrallerinde ve ısıtma işlemlerinde enerji amaçlı kullanılabilir [5], [49], [68], [69]. Şekil 1.7 pirolizden elde edilen ürünleri ve kullanım alanlarını göstermektedir.



Şekil 1.7. Pirölizden elde edilen ürünler ve kullanım alanları.

### 1.3.5. Pirolizi Etkileyen Faktörler

Pirolizi etkileyen başlıca faktörler; piroliz sıcaklığı, ısıtma hızı, katalizör, basınç, reaktör tipi, parçacık boyutu ve kalma süresidir. Bu değişkenlerin proses üzerinde etkilerinin anlaşılması ile piroliz koşulları anlaşılabilir. Bu koşullar kontrol edilebilir, böylece istenmeyen ürünler azaltılmış ve istenilen ürünlerin oluşumu artırılmış olur.

#### 1.3.5.1. Isıtma Hızı

Isıtma hızı; piroliz ürün verimlerini ve bileşimini etkileyen önemli faktörlerden biridir. Isıtma hızı ve reaksiyon süresi birlikte ele alındığında, yüksek ısıtma hızı ve orta reaksiyon süresinde yüksek sıcaklıkta gaz ürün verimi artarken; düşük sıcaklıkta sıvı ürün verimi artmaktadır [63]. Isıtma hızına bağlı olarak büyük parçalar çok daha yavaş ısınmakta ve ortalama partikül boyutunun sıcaklıkları düşük olmaktadır. Partikül boyutları yeterli derecede küçük olduğunda, düzgün bir sıcaklık dağılımı görülecektir.

Isıtma süresinin uzunluğu ve yoğunluğu, hızı piroliz reaksiyonlarını, bu reaksiyonların sırasını ve son ürünlerin bileşimini etkiler. Piroliz reaksiyonları geniş bir sıcaklık aralığında oluşur. Böylece oluşan ürünler bir an önce daha ileri taşınım ve bir seri ardı ardına bozunma reaksiyonlarına girerler. Bunun da ötesinde başlangıçta oluşan ürünlerin sürekli ısıtılmasıyla ikincil ürünler olarak tabir edilen çeşitli ürünler oluşur. Hızlı ısıtma bu ikincil reaksiyonların azalmasına izin verip, önceden oluşmuş ürünlerin de azalmasına yol açar iken, uzun ısıtma süreleri bu reaksiyonların ardı ardına gerçekleşmesine izin verir. Eğer hızlı piroliz sırasında ısı yeterince hızlı sağlanır ise çok az ya da hiç char üretilmez ve ardı ardına prosesler büyük ölçüde basitleşir. Reaktör sıcaklığı ve biyokütle sıcaklığı arasında önemli bir fark olabilir. Dolayısıyla daha yüksek sıcaklıklarda, reaksiyonun hızı reaksiyon kinetiğinden ziyade ısı transfer hızı ile kontrol edilebilir.

Biyokütle pirolizinin başlıca ürünleri; char, katran ve gazdır. Düşük sıcaklıklarda, char en baskın üründür, onu su izler. Uçucu ürünlerin verimi (gaz ve sıvılar), katı kalıntı azalırken ısıtma hızının artmasıyla artar. Isıtma hızının etkisi, alıkonma zamanı ve sıcaklığın etkisi olarak incelenebilir. Isıtma hızı arttırıldığında, uçucuların düşük ya da orta sıcaklıkta alıkonma zamanı azalır. Birçok reaksiyon, yüksek sıcaklıklarda katranın gaza dönüşümünü gösterir. Düşük ısıtma hızlarında, uçucuların önemli kırılma oluşumundan önce reaksiyon bölgesinden kaçması için yeterli zamanları vardır. Isıtma hızı, hammadde boyutu ve piroliz ekipman tipinin fonksiyonudur. Bir parçacığın ısı

difüzyon hızı, parçacık boyutunun artmasıyla azalır; bu da düşük ısıtma hızlarına neden olur. Düşük ısıtma hızı ve düşük sıcaklıklarda büyük parçacıkların pirolizlenmesi ile char maksimize olurken, yüksek ısıtma hızı ve yüksek sıcaklıklarda, ufak parçacıkların pirolizlenmesi sonucunda sıvı ürünler açığa çıkar. Sıcaklık artışı ile gaz ürün verimi artarken, 650 °C üzerindeki piroliz sıcaklıklarında ana ürün gaz olmaktadır [9], [10], [13], [23], [25].

Uçuculuk tamamlanırken, yaklaşık 650 °C sabit sıcaklıkta, char verimi giderek düşer. Parçacık boyutu; piroliz işleminde önemli bir faktördür. Parçacık boyutundaki artış ile kütle transferi sınırlaması söz konusu olur ve merkez sıcaklık yüzeyin sıcaklığından daha düşük olur, böylece katı ürün veriminde artış olurken sıvı ve gaz ürünlerin veriminde azalma meydana gelir [65], [70].

Genellikle hızlı ısıtma hızlarında daha yüksek verime ulaşılmıştır. Literatürde, sıcaklık, partikül boyutu, alıkonma süresi gibi piroliz parametrelerinin ürün dağılımına etkisi ile ilgili birçok çalışma bulunmaktadır. Isıtma hızının etkisi ise tam olarak tanımlanmamıştır. Hızlı ısıtma hızı 103 ile 105 °C/s 'dir. Ancak bu hızlarda yapılan çalışma çok azdır. Selülozik maddelerin pirolizinde, yavaş ısıtma hızlarında, katı ürün oluşumu artmaktadır. Isıtma hızının artması ile sıvı ürün miktarı artmaktadır [47]. Uzun alıkonma zamanları, düşük ısıtma hızı ve düşük sıcaklıklarda ise katı ürün verimi maksimum olmaktadır [26].

Isıtma hızı açısından yavaş ve hızlı piroliz olmak üzere iki tür piroliz işlemi söz konusudur. Aralarında kesin bir ayırım olmamakla beraber yavaş pirolizde ısıtma hızı 1-10 °C/dk mertebesinde olup, hızlı pirolizde ise materyal saniye hatta milisaniyeler mertebesinde çalışılacak piroliz sıcaklığına getirilir. Yavaş pirolizde saat hatta gün mertebesinde olan kalma süresi de ani pirolizde saniye, milisaniye mertebesindeir. Uçucu ürün verimi açısından bakıldığında yavaş ve hızlı piroliz arasında büyük fark vardır. Hızlı pirolizde uçucu ürün verimi, dolayısıyla sıvı ürün verimi fazladır. Yavaş pirolizde ise düşük ısıtma hızı ve kalma süresinin uzun oluşu, oluşan birincil uçucu ürünlerin ortamı terk etmeden ikincil bozunmalarına yol açmaktadır. Bu ise yeniden katıya dönüşme reaksiyonlarını artırarak katı veriminin artmasına neden olmaktadır. Metalürjik kok üretiminde olduğu gibi yavaş pirolizde kalma süresi günlerce olabilir. Sıcaklık, pirolizi hem ürün verimleri hem de bileşimleri açısından etkileyen en önemli parametredir. Sıcaklık artışı ile piroliz dönüşümü ve gaz verimi artar, katı verimi azalır. Hammaddeye ve başka bazı faktörlere göre değişme görülebilmesine rağmen, pirolizde

sıvı ürün verimi genellikle 500 °C' ye kadar artıp sonra azalır. Hızlı pirolizde ise, en yüksek sıvı verimini veren sıcaklık daha yüksek değere kayabilir. 700 °C' den yüksek piroliz sıcaklıklarında düşük molekül ağırlıklı ürünleri oluşturan reaksiyonlar nedeniyle gaz ürünlerin, özellikle de H<sub>2</sub>, CO ve CH<sub>4</sub> gibi gazların oluşumu belirgindir [35].

#### 1.3.5.2. Partikül Boyutu

Partikül boyutu, piroliz ürün dağılımını etkileyen en önemli parametrelerden birisi olarak bilinmektedir. Çünkü partikül boyutu piroliz reaktörü içerisindeki yakıtın yanma hızını etkilemektedir. Partikül boyutunun büyümesi, ısıtma hızını azaltarak char ürün veriminin artmasına neden olmaktadır. Küçük partikül boyutlarında çalışıldığı zaman ise, uçucuların reaktörde alıkonma süreleri artmakta buna bağlı olarak da hidrokarbonların parçalanması ile oluşan hidrojen miktarı artmaktadır. O halde, küçük parçacık boyutundaki biyokütle örneklerinin pirolizinde sıvı ürün oluşumunun, büyük parçacık boyutundaki biyokütle örneklerinin pirolizinde ise katı ürün oluşumunun maksimum olduğunu söylemek mümkündür [57], [66], [68], [71].

Parçacık boyutunun pirolize etkisi değerlendirildiğinde; pirolizde ısı ve kütle aktarımı gerçekleştiğinden, parçacık büyüklüğü oluşturacağı ısı/kütle transferi direnci sebebiyle ürün bileşimini/verimini etkileyebilir. Serbest düşmeli ve sürüklemeli akışlı reaktörlerde parçacık büyüklüğü kalma süresine, akışkan yataklı reaktörlerde ise minimum akışkanlaşma hızına etki eder.

Yapılan çalışmalar, partikül boyutunun kendi başına değil, parçacığın ısınma hızı ile birlikte bir etki yapabileceğini göstermektedir. Tek başına partikül boyutunun değişimi ürün verimlerini çok fazla etkilememektedir. Piroliz işlemi sırasında, büyük partikül boyutundaki biyokütle örnekleri daha yavaş ısınacaktır ve bu nedenle ortalama partikül sıcaklıkları daha düşük olacak, daha az miktarda uçucular oluşacaktır. Bu durum, sıvı ürün veriminin daha az olmasına neden olabilmektedir [10], [24]-[28].

Piroliz işleminde, parçacık boyutunun artması ile uçucuların gaz atmosferine geçişi hızlanmakta ve bu durumda kütle aktarım sınırlaması söz konusu olmaktadır. Uçucular yüzeyle daha uzun süre etkileşmekte ve ikincil tepkimelerin (yeniden polimerleşme ve sıcak katı yüzeyinde çeşitli parçalanma tepkimeleri) oluşumuna neden olabilmektedir. Polimerleşme, piroliz verimini düşürürken, yüzeyde parçalanma tepkimeleri sıvı verimini azaltıp, gaz verimini artırma yönünde etki etmektedir [57], [66].

### 1.3.5.3. Sıcaklık Etkisi

Piroliz sıcaklığı; piroliz ürünlerin verimlerini ve bileşimini etkileyen en önemli değişkendir. Sıcaklığın değişmesi ile katı, sıvı ve gaz ürün veriminde ve içeriğinde önemli değişikliklerin meydana geldiği tespit edilmiştir. Aynı zamanda sıcaklığın artmasıyla ürünlerin elementel bileşiminin değiştiği ve H/C ve O/C oranlarının azaldığı belirlenmiştir [57], [66].

Yüksek piroliz sıcaklıkları, katranın yapısındaki ısıl parçalanmalar ile sıvı ürün veriminin azalmasına gaz ürün veriminin ise artmasına neden olmaktadır. Yüksek sıcaklıklarda çevre ile parçacıklar arasındaki sıcaklık farkı yüksek olduğu için ısıtma hızı da yüksektir, buna bağlı olarak da hızlı ısınma ile char ürün verimi azalmaktadır. Sıcaklıkların yüksek olması ile, gaz ürünler içindeki hidrokarbonlar parçalanmakta, hidrojenin ve gaz ürünlerin oluşumu söz konusu olmaktadır [1], [10], [21].

Pirolizde, reaksiyon sıcaklığı ve reaktör sıcaklığını ayırt etmek önemlidir. Isı transferini sağlayan sıcaklık değişiminin olması için reaktör sıcaklığının çok daha yüksek olması gereklidir. Odunun hızlı pirolizinde, düşük reaksiyon sürelerinde, sıvı ürün veriminin en az %50 olması için, en düşük sıcaklık ortalama 435 °C' dir. Birçok odun esaslı biyokütle için sıcaklığın, elde edilen maksimum ürün verimine etkisinin 500-520 °C 'de yapılan çalışmalarda gözlemlendiği görülmüştür [18], [21].

Literatürde farklı biyokütle örneklerinin pirolizine sıcaklığın etkisini incelemek üzere yapılmış birçok çalışma bulunmaktadır. Bu çalışmalarda elde edilen veriler, sıcaklık artışının katı ürün verimini azalttığını, gaz ürün verimini ise arttırdığını göstermiştir. Sıvı ürün verimi ise belli bir sıcaklığa kadar artmış, daha sonra ise meydana gelen ikincil tepkimeler sonucu gaz ürün veriminin artması ile azalma göstermiştir. Her biyokütle için maksimum sıvı ürünü elde edildiği sıcaklık farklıdır. Örneğin, zeytin küspesi ile yapılan piroliz çalışmasında sıvı ürün verimi 600 °C' de, pamuk saplarının 7 °C/dk ısıtma hızında pirolizi sonucu elde edilen verim 550 °C' de, pirinç samanının 553 K- 753 K' de, 10 K/dk pirolizi sonucu ise elde edilen sıvı ürün ise 693K' de maksimum olarak elde edilmiştir [21], [69].

Piroliz işleminde sıcaklığın artması sonucu gaz ürün verimindeki artışı, reaktörün içindeki piroliz buharlarının ikincil reaksiyonları ile açıklamak mümkündür. Sıcaklığın artması ile biyoküttele daha büyük birincil bozunmalar meydana gelmekte ya da char atığında ikincil bozunmalar oluşmakta ve bu da char ürün veriminde azalmaya neden

olmaktadır. Yüksek sıcaklıklarda charda oluşan bu ikincil bozulmalar, sıcaklığın artmasına paralel olarak, gaz ürün veriminin artmasına da katkıda bulunmaktadır [53], [57].

Yüksek sıcaklıklarda yapılan piroliz işlemlerinde H<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub> gibi gaz ürünler elde edilmektedir. Uzun alıkonma zamanlarında, uçucu ürünlerin bozunması ve karbon atığının tekrar gazlaşması ile gaz ürün veriminin arttığı gözlenmektedir. Kısa alıkonma zamanlarında yapılan piroliz işlemlerinde ise sıvı ürün verimi artmaktadır. İşlem sıcaklığı ile kimyasal bileşim arasında da doğrudan bir bağıntı vardır. Sıcaklık arttıkça, yapıdaki oksijen içeriği ve H/C oranları azalmaktadır [57], [66].

#### 1.3.5.4. *Piroliz Ortamı*

Piroliz ürün verimini ve bileşimini etkileyen diğer bir faktör de piroliz ortamıdır. Piroliz işlemi normal, sürükleyici gaz (N<sub>2</sub>) ve su buharı gibi ortamlarda yapılabilmektedir. Sürükleyici gaz kullanılması ortamdaki uçucu bileşenlerin ikincil reaksiyonlara uğramadan ortamı terk etmesine yardımcı olduğundan dolayı sıvı ürün veriminde artış sağlamaktadır. Fakat çok yüksek miktarda sürükleyici gaz kullanımı soğutma ünitesinin yeterli olmayışı nedeniyle uçucu bileşenlerin sıvı ürüne dönüşmeden sistemi terk etmesine yani sıvı ürün veriminin düşmesine sebep olabilir [1], [64], [68], [69], [73]–[75].

Biyokütle pirolizi; normal, sürükleyici gaz, su buharı ve hidrojen ortamlarında yapılmaktadır. Farklı ortamların kullanılması ile ürünlerin kalitesi ve miktarları değişmektedir [1], [2], [65]. Pirolizden elde edilen katı ürün üzerinde bulunan anorganik maddeler, piroliz sırasında karbonlaşma tepkimelerini ve dehidrasyonu hızlandırmaktadır. Dolayısıyla aktif karbon artışı ile daha düşük miktarda sıvı ürün elde edilmektedir. Sürükleyici gaz ortamında yapılan pirolizlerde sürükleyici gaz olarak N<sub>2</sub>, He, Ar gibi gazlar kullanılmaktadır. Sıvı ürün veriminin normal piroliz ortamına göre, sürükleyici gaz ortamında arttığı görülmüştür. Bunun nedeni, sürükleyici gazın birincil piroliz ürünleri hızla ortamdan uzaklaştırılıp, ikincil tepkimelerin oluşmasını önlemesi ve dolayısıyla kütle aktarım sınırlamasının ortadan kaldırılmasıdır [39].

Hidrojen atmosferlerinde yapılan pirolize "Hidropiroliz" denilmektedir. Hidropiroliz sonucu ürün verimi ve oluşan düşük molekül ağırlıklı hidrokarbonların, yani uçucuların, oranları artmaktadır. Hidrojen ortamında, organik bileşikler ve birincil ürünler katı ürünler daha hızlı bozulmaktadır. Hidropiroliz ortamında yeniden polimerleşme en aza

inmekte ve oluşan serbest radikaller hidrojenlenerek kararlı hale gelmektedir [69].

Su buharı ortamının ise sıvı ürün verimini artırıcı etkileri vardır. Reaksiyon süresinin piroliz ürün verimleri üzerinde etkisi olduğu yapılan çalışmalar sonucu ortaya çıkmıştır. Literatürde reaksiyon süresinin indirilmesi sıvı ürün veriminde artışa neden olduğu bulunmuştur [2], [67], [76].

#### 1.3.5.5. *Katalizör*

Hızlı pirolizden elde edilen ürünler, katalizör kullanımıyla daha yararlı ikincil ürünlere (kimyasal ürünlere ve yakıtlara) dönüştürülebilmektedir. Doğal katalizörlerin kullanılmasıyla yüksek verimde kimyasal ürünler elde edilmiş, fakat bu katalizörlerin ortamdan uzaklaştırılması ürün verimi ve bileşimini olumsuz yönde etkilemiştir. Bunların yerine zeolit katalizörleri varlığında piroliz buharları katalitik olarak parçalandığında, benzin ve dizel yakıt kaynama aralığında aromatik ve diğer hidrokarbon ürünleri elde edilmiştir.

Biyokütlenin katalitik pirolizi ile ilgili çalışmalara bakıldığında, katalizörün sıvı ürün verimi ve dağılımını doğrudan etkilediği görülmektedir. Piroliz işlemlerinde, nikel dolomit ve alkali, toprak alkali ve geçiş metali tuzları katalizör olarak kullanılabilir. En yaygın olarak kullanılan katalizörler, alkali metal karbonatları ve boraktır. Bazı çalışmalarda Na, Li ve K karbonatlarının sıvı ürüne göre, daha çok gaz ürün verimini ve piroliz dönüşümünü arttırdığı, sıvı ürün verimini ise  $TiO_2$ ,  $ZnCl_2$ ,  $AlCl_3$ ,  $ZnO$  ve  $Fe_2O_3$  katalizörlerinin arttırdığı saptanmıştır [1], [2].

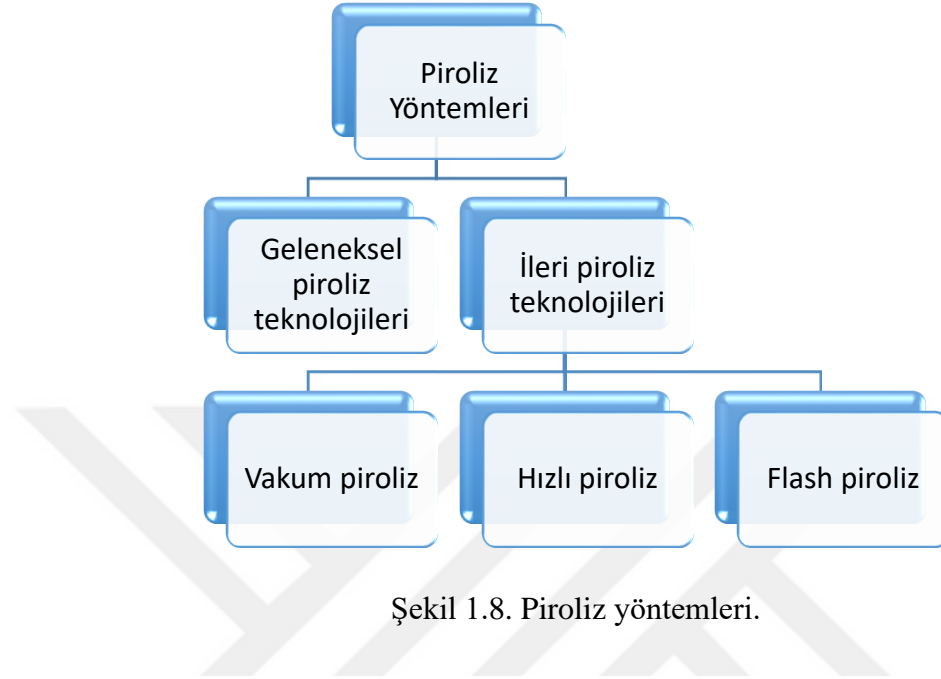
Katalizör kullanımı sıvı ürün veriminde artış ve sıvı ürün özelliklerinde iyileşme sağlayabilmektedir. Piroliz sonucu oluşan sıvı ürün yüksek oksijen içeriğine sahip olduğu için farklı katalizörler kullanılarak deoksijenasyon reaksiyonları ile ürünün kalitesi iyileştirilebilir. Özellikle asidik zeolit katalizörleri kullanılarak sıvı üründeki oksijenli bileşiklerin konsantrasyonu azaltılabilir ve yakıt özelliklerinde bir iyileşme sağlanabilir [23], [54], [75].

#### 1.3.5.6. *Basınç*

Basınç; piroliz ortamındaki uçucu bileşenlerin verimini etkilemektedir. Yüksek basınç parçalanma reaksiyonlarını hızlandırarak hafif hidrokarbon gazların artmasına neden olur ve aynı zamanda katı ürün verimini artırır. Düşük basınçta ise sıvı ürün verimi artış göstermektedir [28], [35].

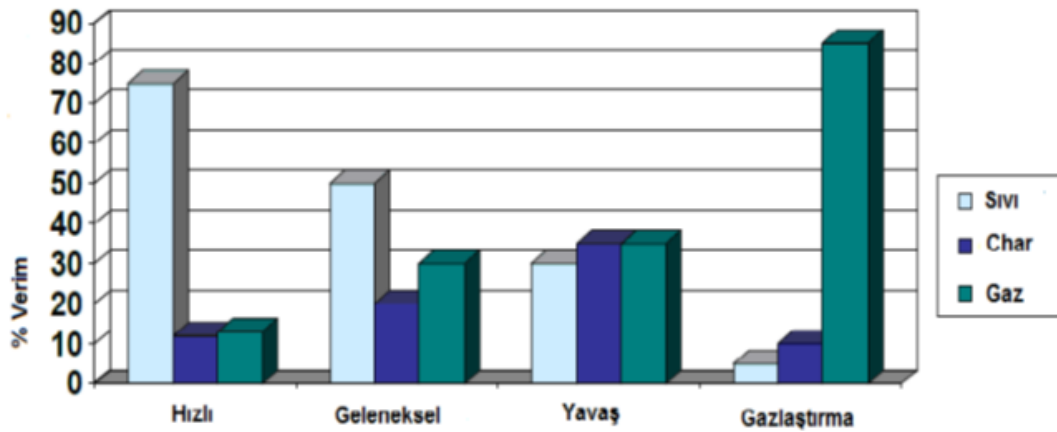
### 1.3.6. Piroliz Yöntemleri

Piroliz, oksijensiz ortamda katı (char), sıvı ürün ve gaz üretimi için biyokütlenin ısı bozundurulmasıdır. Kullanılan yöntemlere göre piroliz çeşitleri Şekil 1.8’ de verilmiştir.



Şekil 1.8. Piroliz yöntemleri.

Düşük piroliz sıcaklığı ve uzun reaksiyon süresi katı ürün verimini, yüksek piroliz sıcaklığı ve daha uzun reaksiyon süresi gaz ürün verimini ve orta sıcaklık ve kısa reaksiyon süresi ise sıvı ürün verimini artırmak için kullanılmaktadır. Farklı piroliz yöntemlerine göre elde edilen ürün dağılımı Şekil 1.9’ da verilmiştir.



Şekil 1.9. Piroliz yöntemlerinin son ürünlerinin kuru ağırlıktaki % verimleri [21].

#### 1.3.6.1. *Geleneksel Piroliz*

Düşük sıcaklıklarda biyokütlenin ısıtılması, uzun gaz ve katı alıkonma zamanı, yavaş ya da geleneksel piroliz olarak adlandırılmaktadır. Yavaş piroliz, temel olarak odun kömürünün üretilmesi amacıyla insanlar tarafından binlerce yıldır kullanılan bir yöntemdir. Odunun yavaş pirolizinde, biyokütle yaklaşık 500 °C'ye ısıtılır. Buhar alıkonma süresi ise 5 dk ile 30 dk arasında değişmektedir. Bu piroliz işleminde, hızlı pirolizde olduğu gibi buharların hızlı bir şekilde ortamdan uzaklaşmaması ve böylece buhar fazındaki bileşenlerin birbirleriyle reaksiyona girmeye devam etmesi ile temel olarak katı ürün ve bunun yanında sıvı ve gaz ürünler meydana gelmektedir. Yavaş pirolizde ısıtma hızı hızlı pirolize göre oldukça düşüktür. Sisteme bağlı olarak, ısıtma hızı saniyede 0,1–2 °C aralığında ve yaygın olarak piroliz sıcaklığı yaklaşık 500 °C'dir. Gazın alıkonma zamanı biyokütleyle göre 5 saniyeden, dakika ya da günlere kadar değişebilir [21], [35], [77].

Geleneksel piroliz tekniği ucuz ve verimli bir yöntemdir. Piroliz ürünleri olarak katı, sıvı ve gaz ürünler meydana gelmektedir. Gaz ürün verimini artırmak için yüksek sıcaklıklar istenirken, sıvı ürün için daha düşük sıcaklıklar kullanılır.

Geleneksel piroliz ile yaklaşık eşit miktarlarda gaz, sıvı ve katı ürün elde edilmektedir. Gaz ürün için 650 °C'nin üzerinde sıcaklıklar kullanılır. Sıvı ürün için ise daha düşük sıcaklıklar tercih edilmektedir [35], [64].

Geleneksel piroliz sırasında, biyokütle yavaş pirolizlendiğinden dolayı ana ürünler katran ve chardır. Birincil tepkime oluştuğundan sonra, yeniden polimerleşme ya da birleşme reaksiyonları oluşumuna izin verilir [35], [64], [72].

#### 1.3.6.2. *Flash Piroliz*

Flash piroliz, orta sıcaklıklar (400-600 °C) ve yüksek ısıtma hızları (>2 °C/sn) ile karakterize edilir. Buharın alıkonma zamanı genellikle 2 saniyeden azdır. Geleneksel piroliz ile karşılaştırıldığında sıvı ürün en yüksek seviyededir [35].

#### 1.3.6.3. *Hızlı Piroliz*

Hızlı piroliz çok yüksek sıcaklıklarda çok kısa reaksiyon süresinde sıvı ürün elde etmek için kullanılan ileri bir teknolojidir. Hızlı piroliz ile yüksek oranda sıvı ürün elde etmek için çok sayıda reaktör araştırılmıştır. Bunlardan en popüler olanları akışkan yataklı (fluid bed) reaktör ve kabarcıklı (bubbling) reaktörlerdir. Bu reaktörler reaksiyon

sıcaklığını hammaddeye hızlı bir şekilde iletmek için kusursuz akışkan yatak ısı transfer karakteristiklerini kullanırlar.

Literatürde hızlı piroliz ile ilgili olarak yapılan birçok çalışma bulunmaktadır. Her çalışmada farklı kaynaklardan elde edilen ürünler ve/veya farklı parametreler incelenmiş, işletim koşullarının piroliz ürün dağılımına etkileri vurgulanmıştır.

Flash ve hızlı piroliz arasındaki en önemli fark ısıtma hızları (dolayısı ile alıkonma zamanları) ve elde edilen ürünlerdir. Hızlı piroliz, flash piroliz ile geleneksel piroliz arasında bir ara basamak olarak bilinmektedir [78]. Birkaç saniye ya da daha kısa sürede gerçekleşir. Bu nedenle kimyasal reaksiyon kinetiğinin yanında ısı ve kütle aktarım prosesleri ile faz aktarımları da önemli rol oynar. Isıtma hızı 200 ve 105 °C/sn aralığında ve piroliz sıcaklığı ise genellikle 550 °C' den daha yüksektir. Buharın kısa alıkonma zamanından dolayı ürünler yüksek kalitelidir. Bu proseste char oluşumu oldukça düşüktür. Kısa buhar alıkonma zamanı nedeniyle, alkol ve benzin üretmek için kullanılabilir. Bu proseste katran ve char oluşumu daha azdır. Hızlı piroliz sonucu elde edilen sıvı, biyokütlenin yaklaşık olarak %70- 80'ini oluşturur. Bu sonuçlar ileriye dönük olarak fosil yakıtlara alternatif oluşturacağının göstergesidir [35].

#### 1.3.6.4. Vakum Pirolizi

Vakum pirolizi ile kuru olarak ağırlıkça %60 gibi yüksek oranda sıvı ürün elde etmek mümkündür. Fakat buhar alıkonma süresi hızlı pirolizinki kadar kısa olmasına rağmen katı ısıtma hızı düşük ve katı alıkonma zamanı çok yüksektir.

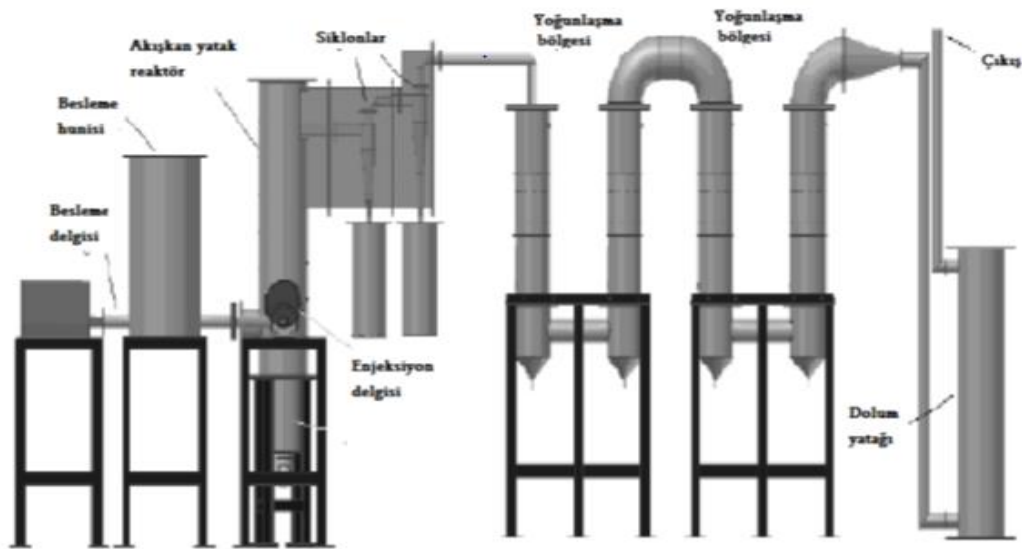
Vakum, inert ortam ya da reaktif bir bileşenli ortamda piroliz gerçekleşebilir. Vakum pirolizde birincil ürünler hızla uzaklaştırılır ya da gaz fazına gönderilir, böylece daha ileri bozunma reaksiyonlarının önüne geçilmiş olur. Su buharının bulunması biyokütlenin hidrolizi ya da ara ürünlerin yeniden düzenlenmesi ile moleküllerin parçalanmasını hızlandırdığı bilinmektedir. Pirolizin gerçekleştiği ortam ürün dağılımı ve yapısını etkileyen bir parametredir. Piroliz; normal, sürükleyici gaz (H<sub>2</sub>, He gibi) , hidrojen ve su buharı gibi ortamlarda gerçekleştirilebilir. Sıvı ürün veriminin normal piroliz ortamına oranla sürükleyici gaz ortamında daha fazla olduğu gözlenmiştir. Bunun nedeni, sürükleyici gazın oluşan birincil piroliz ürünlerini hızla ortamdaki uzaklaştırıp, ikincil tepkimeleri önlemesi ve kütle aktarım sınırlamasını ortadan kaldırmasıdır [4], [64].

### 1.3.7. Piroliz Reaktörleri

1970'lerin ortalarında meydana gelen petrol krizinden bu yana biyokütleden sıvı ürün üretimi üzerine çalışmalar yapılmaya başlanmış ve bunun neticesinde de bazı hızlı piroliz teknikleri geliştirilmiştir. Piroliz ünitesinde kullanılacak olan reaktörler hava kabarcıklı akışkan yataklar, dolaşimli akışkan yataklar, konik reaktörler, döner reaktörler ve ablative reaktörler başta olmak üzere literatürde çeşitlilik göstermektedir. 1990' larda bazı hızlı piroliz teknolojileri ticari olarak kullanılmaya başlanmıştır. 50 ton/gün kapasiteli 6 sirkülasyonlu akışkan yataklı tesis Ensyn Technologies tarafından Wisconsin eyaletinde kurulmuştur. Dyna Motive hava kabarcıklı akışkan yataklı 10 ton/gün kapasiteli tesisi kurmuş ve Haziran 2004'te Ontario'da 100 ton/gün kapasiteli tesisi açmıştır. BTG 5 ton/gün kapasiteli dönen konik reaktör ünitesini kurmuştur. Fortum 2003' e kadar işleteceği 12 ton/gün kapasiteli tesisini Finlandiya'da açmıştır [15], [21], [62].

#### 1.3.7.1. Kabarcıklı Akışkan Yataklı Reaktör

Bu tip reaktörlerin tasarım ve imalatı diğer reaktörlere göre daha kolaydır. Isı transfer özelliklerinin iyi olması, sıcaklık kontrolünün kolay olması ve ısı depolama kapasitesinin yüksek olması akışkan yataklı reaktörlerin avantajları arasında gösterilebilir. Iowa State University' de yapılan akışkan yatak piroliz reaktörü Şekil 1.10' da görülmektedir. Piroliz prosesi endotermik bir bozunma olduğu için, dıştan ısıtma gereklidir. Katı ürün bir katalizör görevi görerek piroliz reaksiyonu sırasında buharın parçalanmasını sağlamaktadır.

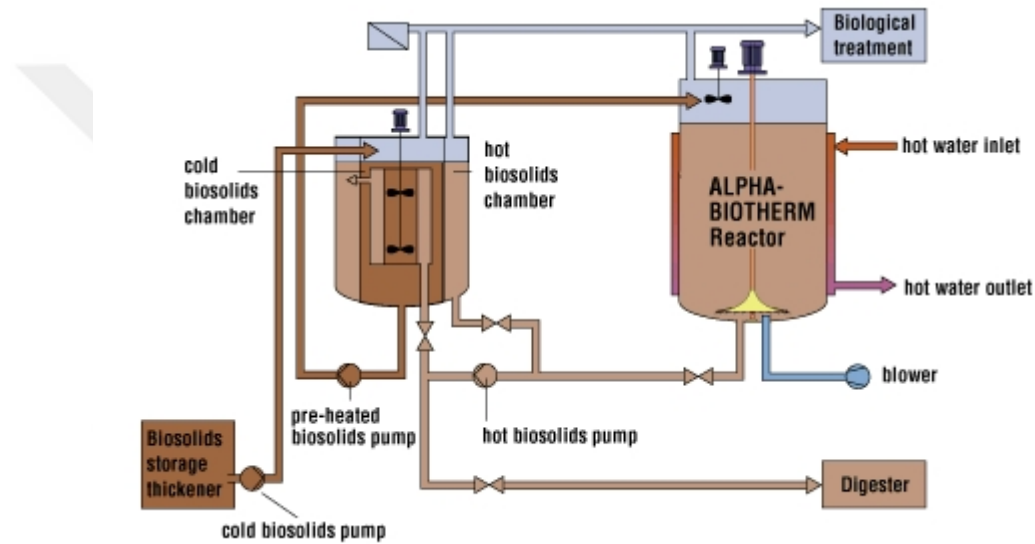


Şekil 1.10. Iowa State University' de üretilen akışkan yataklı piroliz reaktörü [21].

Akışkan yatak reaktörde yer alan ekipmanlar; huni ve besleme sistemi, piroliz reaktörü, siklon, bio-oil geri kazanım söndürme sistemi, elektrostatik çöktürücü ve bio-oil tankından oluşmaktadır.

#### 1.3.7.2. BioTherm Reaktörü

Bu tip reaktörlerde akışkan kum beslemeyi hızlıca 450 °C' ye ısıtmak için kullanılmaktadır. Biyokütleden char, gaz, su buharı ve aerosol elde edilir. Geri döndürülen piroliz gazı, yatak malzemelerini akışkanlaştırmak ve reaktörde yeni oluşan piroliz buharlarını uzaklaştırmak için kullanılır [21]. Şekil 1.11' de BioTherm reaktörü görülmektedir.



Şekil 1.11. BioTherm reaktörü [62].

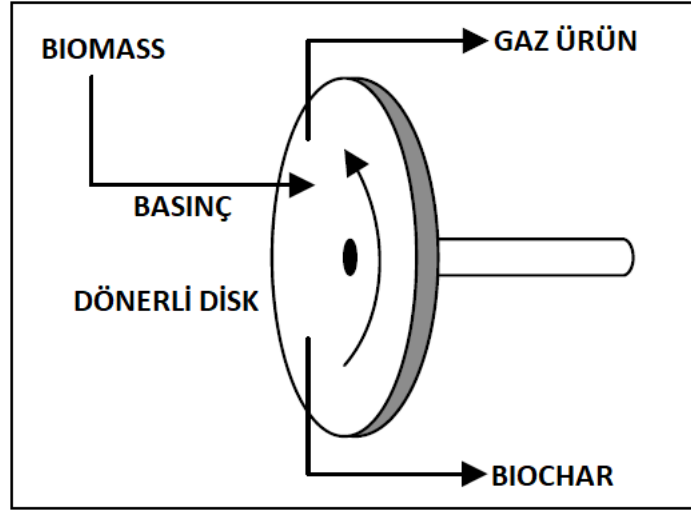
#### 1.3.7.3. Dolaşımli Akışkan Yatak Piroliz Reaktörü

Bu tip reaktörler, kabarcık akışkan yataklı piroliz reaktörleriyle benzer özelliklere sahiptir, fakat char ve buharın alıkonma süreleri daha hızlıdır. Kabarcıklı akışkan yatak piroliz reaktörü ile karşılaştırıldığında, buhar ve char, daha yüksek gaz hızları nedeniyle, daha hızlı oluşur. Böylece bio-oildeki char içeriği daha fazladır. Dolaşımli akışkan yatak piroliz reaktörü yüksek proses kapasitesi, daha iyi gaz-katı teması sağlamalıdır, yoksa akışkan yatağı akışkanlaştırmak güç olabilir. Bu avantajlarına rağmen dolaşımli akışkan yataklar daha az kullanılmaktadır [21], [52].

#### 1.3.7.4. Ablative Piroliz Reaktörü

Ablative reaktörü, öncü olarak tasarlanmış ve yapılmıştır. Sıcak reaktör duvarından aktarılan ısı basınç altında temas ettiği hammaddeyi yumuşatır. Piroliz biyokütle

parçacıkları arasında tek yönde hareket eder. Hammadde mekaniksel olarak ileri ittirildiği için, kalan sıvı film biyokütle parçacıkları için yağlama oluşturur, aynı zamanda piroliz buharlarının toplanması için hızla buharlaşır. Basınç önemli bir şekilde reaksiyon hızını etkiler. Ablative piroliz reaktörün avantajları, parçacık ve reaktör duvarı arasında yüksek bağıl hareket ve mekanik güçten dolayı sıcak reaktör duvarı üzerinde parçacıkların yüksek basınç meydana getirmesidir [21], [79]. Şematik olarak reaktör Şekil 1.12’ de verilmiştir



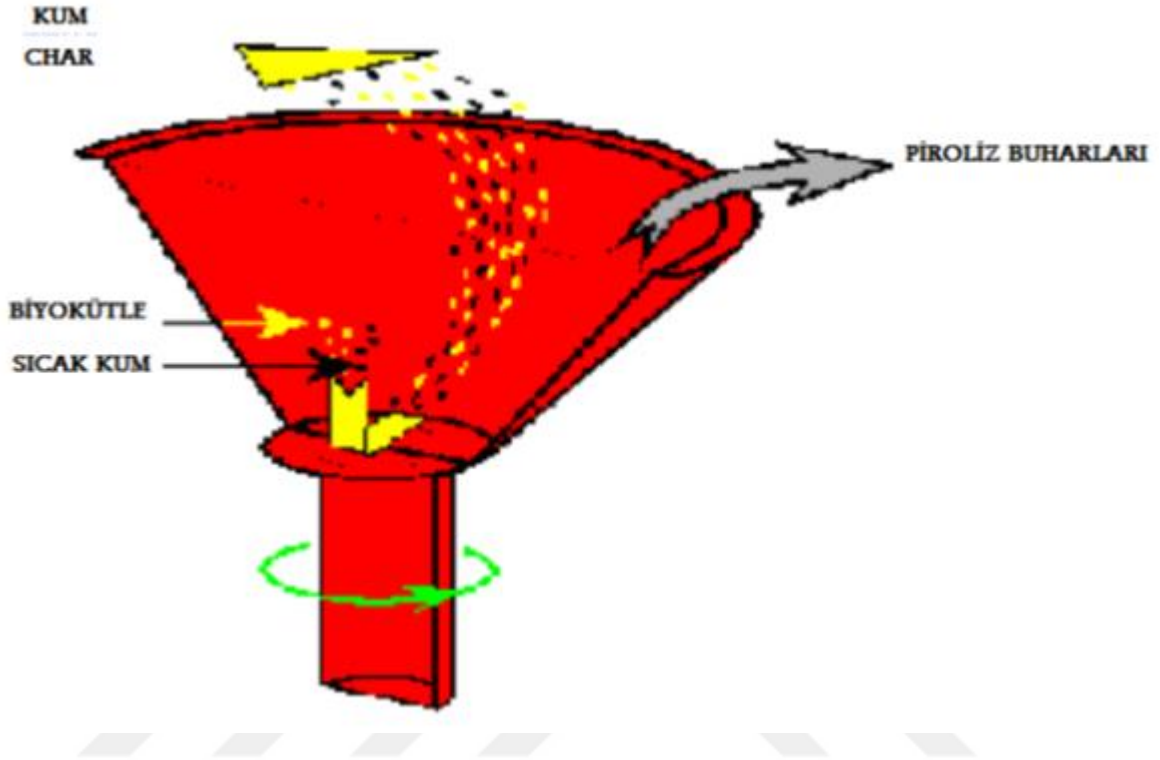
Şekil 1.12. Ablative reaktörünün gösterimi

Reaksiyon hızları biyokütle parçacığı içerisindeki ısı transferi ile sınırlı olmadığı için, büyük hammadde parçacıkları ablative reaktörde piroliz edilebilir. Aslında proses diğer reaktörlerdeki gibi biyokütlenin pirolizlenmesiyle ısı absorpsiyon hızından ziyade reaktöre ısı sağlama hızı ile sınırlıdır. Ablative reaktörün diğer bir avantajı inert gaz istememesidir. Bu nedenle işleme donanımları daha küçüktür ve reaksiyon sistemi daha yoğundur. Buna rağmen proses, yüzey alanı kontrollüdür, yani ölçeklendirme daha pahalı ve reaktör mekanik işlemli ve bunun da ötesinde daha karmaşıktır [6], [21], [79].

#### 1.3.7.5. Döner Konik Reaktör

Döner konik reaktör “University of Twente” de geliştirilmiştir. Gaz-katı teması döner konik reaktörde sağlanmıştır. Reaktörün şematik gösterimi Şekil 4.7’ de verilmiştir. Oda sıcaklığında biyokütle parçacıkları ve sıcak kum parçacıkları katıların karıştırıldığı koninin alt kısmı yakınlarında temas ettirilir ve koninin dönme hareketi ile yukarı taşınır. Bu tür reaktörlerde hızlı ısıtma ve kısa gaz alıkonma zamanı sağlanmalıdır. Basınç, atmosfer seviyelerinin hemen üstündedir. Başlangıçta sürüklenen biyokütle,

yüzeysel olarak reaktöre girer ve böylece parçacıklar elektrikle 1000 °C sıcaklığa ısıtılan siklon duvarına karşı santrifüjlenir [21], [52], [63], [79]. Şekil 1.13' te konik piroliz reaktörü görülmektedir.



Şekil 1.13.Konik piroliz reaktörünün gösterimi [21], [52].

#### 1.3.7.6. Döner Reaktörler

Döner fırınlar, kimyasal, metalürjik ve ilaç endüstrilerinin hemen hemen tamamında vardır. Bunlar, genel olarak üç amaç için kullanılır; ısıtma, reaksiyona sokulma ve katı maddenin kurutulması ve birçok durumda da bu amaçların bir kombinasyonunu elde etmek için kullanılmaktadır. Geçtiğimiz birkaç yıl içinde döner fırınlar atık maddelerin termal tedavisi için yaygın olarak kullanılır hale gelmiştir. Örneğin tehlikeli atıkların yakılması, aktif karbon elde etmek için atık lastiklerin veya ahşapların gazifikasyonu ve kirlenmiş toprakların termal yayılım için yakılması gibi. Bu yaygın kullanım çeşitli hammaddeyi işleme yeteneği gibi faktörlere bağlanabilir. Ocağın eğimli olması ve yavaş dönmesi girişten çıkışa kadarki taşıma sırasında kentsel katı atıkların homojen karışımını sağlar. Kalma süresinin esnek ayarlanabilir olması da katı atıkların termal yok edilmesi için optimum koşulların bulunması için olanak sağlamaktadır. Döner fırınların tasarım veya modellemesinde, dört önemli konu süreç mühendisliği açısından düşünülmelidir; ısı transferi, döner ocak boyunca malzeme akışı, gaz-katı madde kütle

transferi ve reaksiyon kinetiği. Bunlar içinde en önemli olanı ısı transferidir. Çünkü birçok tatbiki durumlarda, ısı transferi döner fırının performansını sınırlar. Dolgulu yatak ve akışkan yatak gibi diğer gaz / katı madde reaktörleri ile karşılaştırıldığında, döner fırında ısı transferinin içsel özellikleri şunlardır:

- Gaz ile döner duvar ve gaz ile yatak yüzeyi arasındaki ısı transfer katsayıları tamburun dönme hızından etkilenmektedir. İç duvar periyodik olarak, yüksek sıcaklıklı bir gaz ile ve dökme yatak aralıklarıyla temas halindedir. Böylece duvar tarafından emilen yüksek sıcaklıklı gazın ısısı dolaylı olarak yatağa teslim edilir. Işınım ile ısı transferi özellikle 1000 °C sıcaklığı aştığı durumlarda göz ardı edilemez [80].
- Genel olarak döner fırınlar içten ısıtılmalı ve dıştan ısıtılmalı diye sınıflandırılabilir. İçten ısıtılmalı mod, çoğunlukla atık yakma fırını olarak kullanılır ve ısı kaynağı olarak yüksek sıcaklıklı baca gazına sahiptir. Dıştan ısıtılan fırın ise genellikle belirli atıkların pirolizi veya gazlaştırılması olarak benimsenmiştir. İki mod arasındaki en büyük fark, içten ısıtılmalı modda dış duvardan çevreye olan ısı kaybı düşünülmelidir, dıştan ısıtılmalı ise dış duvardan kaynaklanan ısı dikkate alınmalıdır [80]–[82].

### **1.3.8. Pirolizin Diğer Bertaraf Yöntemleri ile Mukayesesi**

#### *1.3.8.1. Piroliz ve Gazifikasyon Yöntemlerinin Kentsel Katı Atıklardan Elektrik Üretimi Yönünden Kıyaslanması*

- Gazifikasyonda reaktöre alınan havadaki azot, üretilen sentez gazının birim kalorifik değerini düşürür. Aynı şekilde reaktöre alınan oksijen, karbonmonoksidi karbon dioksit çevirerek üretilen sentez gazının birim kalorifik değerini düşürür. Pirolizde ise termal bozunma havasız ortamda yapıldığı için gazın kalorifik değeri daha yüksektir.
- Gazifikasyon sisteminde reaktöre beslenen havanın içindeki oksijen NO<sub>x</sub>, furan, dioksin gibi tehlikeli kirleticilerin oluşmasını sağlar. Pirolizde ise ortamda oksijen bulunmadığı için bu kirleticiler oluşmaz ve emisyon değerleri gazifikasyona göre çok düşüktür.
- Gazifikasyon sisteminin performansı beslenen atığın cinsine ve kalitesine göre çok hassastır. Olabilecek değişiklikler sonucunda ya emisyon değerleri limitlerin üstüne

çıkarm, ya da gaz verimi düşer. Piroliz sistemi her türlü atığı her türlü kombinasyonda problemsiz kullanabilir.

- Gazifikasyon sisteminde ortama hava veya oksijen verildiğinden oluşacak gaz daha düşük enerjili fakat daha fazla hacimlidir. Dolayısıyla gaz temizleme ekipmanları pirolize göre daha büyük ve pahalıdır.
- Gazifikasyon sisteminde kullanılan atığın kül ergime derecesi reaksiyon ısısından daha düşükse eriyen kül sistemi tıkar ve proses durur. Piroliz daha düşük ısıda gerçekleştiğinden ve reaktör tasarımı farklı olduğundan dolayı böyle bir sıkıntı yoktur [14], [41], [53], [83].

#### 1.3.8.2. *Piroliz ve Yakma Yöntemlerinin Kentsel Katı Atıklardan Elektrik Üretimi Yönünden Kıyaslanması*

- Yakma sistemlerinde atık yakılarak elde edilen ısı vasıtası ile katı atık yakıt kazanlarında elde edilen buhar, buhar türbinlerinde elektrığe dönüştürülür. Pirolizde ise elde edilen gaz, gaz motorlarında veya kombine çevrimde elektrığe dönüştürülür. Buhar türbinlerinin elektrik verimi gaz motorlarına göre daha düşüktür. Dolayısı ile daha az elektrik üretilir.
- Yanma sistemlerinde kullanılan havanın içindeki oksijen NO<sub>x</sub> , furan , dioksin gibi tehlikeli kirleticilerin oluşmasını sağlar. Piroliz sisteminin emisyon değerleri yanmaya göre çok düşüktür.
- Yakma sistemleri baca gazı temizleme ekipmanları pirolize göre daha büyük ve pahalıdır.
- Biyokütle atık yakma kazanları piroliz reaktörlerine göre kat kat daha büyüktür ve çok yer kaplar.
- Yakma sistemlerinde kullanılan su miktarı ve su şartlandırma maliyeti çok yüksektir [30], [31], [46], [67], [69].

#### 1.3.8.3. *Piroliz ve Anaerobik Çürütme Yöntemlerinin Kentsel Katı Atıklardan Elektrik Üretimi Yönünden Kıyaslanması*

- Anaerobik çürütme biyolojik, piroliz ise termokimyasal bir proses olduğu için, piroliz atıktaki değişikliklere daha az hassas, daha düzenli ve kontrol edilebilir ve tekrarlanabilir bir yöntemdir.

- Piroliz sisteminin kapladığı alan anaerobik çürütmeye göre çok daha azdır ve gerekirse taşınılabılır de yapılabilir. Anaerobik çürütme sistemleri genelde sabit tesislerdir.
- Piroliz sisteminde gaz çıkışı anaerobik çürütme sistemine göre daha fazladır. Bunun sebebi de çevrilme işleminin pirolizde daha fazla olmasıdır. Piroliz sistemi uçucu maddelerin %99' unu, sabit karbonun %98' ini gaza çevirirken anaerobik çürütme sisteminde bu oran uçucu maddelerde %40 – 60, sabit karbondaki ise sıfır civarındadır. Dolayısıyla atık birim ton başına üretilen elektrik enerjisi miktarı da pirolizde anaerobik çürütmeye göre çok daha fazladır.
- Anaerobik çürütme sisteminde proses sonucunda geriye kalan atık miktarı sisteme beslenen miktarın %50' si iken, piroliz sisteminde proses sonucunda geriye kalan biyokömür sisteme beslenen miktarın %10 – 15' i arasındadır.
- Piroliz sisteminde üretilen bütün ürünler steril olup, anaerobik çürütme sisteminin ürünlerinde ise bulunabilecek virüs, bakteri ve mikroplar yüzünden enfeksiyon riski vardır.
- Piroliz sistemi ürünlerinde rahatsızlık verici bir koku yoktur.
- Anaerobik çürütme sisteminde azot miktarını seyreltmek için prosese su eklenir ve bu da işlenecek atık miktarını 4 misline çıkarır.
- Anaerobik çürütme sisteminde atıktaki kum birikme yaparak prosesi belli bir süre sonra durdurur [8], [28], [41], [44], [69], [84]–[86].

#### **1.4. PİROLİZ ÜZERİNE YAPILAN LİTERATÜR ÇALIŞMALARI**

Literatüre bakıldığında pek çok maddenin piroliz ve ortak pirolizinin yapıldığı görülmektedir. Bunlardan bazıları aşağıda özetlenmiştir.

Kayın ağacı, çam odunu, selüloz, polietilen gibi malzemeler farklı oranlarda karıştırılarak ortak piroliz yapılmış ve biyokütle ile plastik esaslı malzemelerin ortak pirolizi önemli derecede etkilediği saptanmıştır [1], [78].

Asfaltit ve Soma linyiti sabit yataklı reaktörde farklı sıcaklık ve piroliz süreleri için ortak piroliz edilmiştir. Uçucu ürün dağılımı ve ürün değişim hızı sıcaklığın ve zamanın bir fonksiyonu olarak belirlenmiştir. Yaklaşık 440 °C' de linyit ve asfaltit ürün değişim hızının en yüksek düzeyde olduğu görülmüştür. Uçucu hidrokarbonlara dönüşüm oranı yüksektir. Katı içindeki karbon miktarı linyit pirolizinde asfaltit pirolizine göre daha

yüksektir [1], [87].

Çam talaşı ve kömür 200 °C ile 1400 °C arasındaki düşük ve yüksek sıcaklıklarda, farklı oranlarda karıştırılarak ortak piroliz edilmiştir. Birbirlerine herhangi bir etki yapmadıkları gözlenmiştir. Bağımsız bir şekilde ısıl dönüşümleri gerçekleşmiştir [1], [88].

Yüksek kükürt içeren bir linyit örneğinin zeytin çekirdeği, buğday samanı, badem kabuğu ve çam talaşı ile karışımları ortak piroliz edilmiş ve kükürt giderimi incelenmiştir. Oluşan katılardaki yakıt özelliklerinin iyileştiği belirtilmiştir [1], [89].

Kolza çekirdeğinin pirolizinin yapıldığı bir çalışmada N<sub>2</sub> akış hızı, ısıtma hızı, sıcaklık, parçacık boyutu unsurlarının ürün dağılımına etkisi incelenmiştir. Parçacık boyutunun artmasıyla ürün dağılımında önemli bir değişim olmamıştır. Isıtma hızının yükselmesi sıvı ürün verimini önce azaltmış, gaz ürün verimini ise önce arttırmıştır. Sonra sabitlendiği görülmüştür. Char veriminin ise aynı kaldığı gözlenmiştir [1], [90].

Bir çalışmada, meşe, çam ve kavak gibi odun türlerinin farklı sıcaklıklardaki flash pirolizi araştırılmıştır. Yenilenebilir bir enerji ve kimyasal hammadde kaynağı olan odunun flash pirolizi ile elde edilen sıvı ve diğer ürünlerin verimi üzerine sıcaklığın (400, 500 ve 600 °C), tane boyutunun (8, 10 ve 12 mm) ve odun türünün etkisi incelenmiştir. Sıvı ürün verimi, piroliz sıcaklığının artması ile artarken tane boyutunun artması ile azalmıştır. Odun türünün piroliz ürün verimleri üzerinde etkili olduğu görülmüştür. Lignin içeriği yüksek meşe odununda katı ürün veriminin, selüloz içeriği yüksek kavak odununda ise sıvı ve gaz ürün verimlerinin yüksek olduğu görülmüştür [1], [18].

Sıcaklık artış hızı 10 °C/dk, piroliz sıcaklığı 600 °C ve piroliz süresi 4 saat olarak seçilen çalışmada kahve kalıntılarının bir kısmı ZnCl<sub>2</sub> ile doyurulmuş, bir kısmı ise işlem görmemiştir. N<sub>2</sub> gaz akışında piroliz edilen numuneler CO<sub>2</sub> ve su buharı aktivasyonlarına tabi tutulmuşlardır. En iyi sonuç 914 m<sup>2</sup>/g yüzey alanı ile ZnCl<sub>2</sub> ile doyurulmuş örneklerin CO<sub>2</sub> aktivasyonu ile elde edilmiştir [1], [91].

Çay fabrikası atığının pirolizi üzerine sıcaklık, ısıtma hızı, parçacık boyutu ve piroliz sıcaklığının etkileri incelenmiştir. Sonuçta; sıcaklık değişiminin katı, sıvı ve gaz ürün verimini önemli oranda etkilediği fakat ısıtma hızı, parçacık boyutu ve piroliz süresinin çok etkili olmadığı belirlenmiştir. Artan sıcaklıkla katı ürün verimi azalmış, sıvı ürün verimi 550 °C' ye kadar artmış sonra azalmıştır. Gaz ürün verimi ve içindeki H<sub>2</sub> miktarı

sıcaklık artışıyla sürekli artmıştır [1], [72].

Bir çalışmada öğütülmüş hurma çekirdeği numuneleri 10 °C/dk hızında 350°C' ye kadar ısıtılıp sonra buhar verilerek 5 °C/dk ısıtma hızında 600-700 °C' ye ulaşıncaya kadar ısıtmaya devam edilmiştir. İki saat beklendikten sonra numuneler soğutulmuştur. 700 °C' de N<sub>2</sub> altında karbonlaşmış hurma çekirdeğinin BET yüzey alanı 10 m<sup>2</sup>/g, gözenek hacmi 0,011 ml/g bulunmuştur. Buharla aktive edilmiş karbonda ise BET yüzey alanı 538 m<sup>2</sup>/g, gözenek hacmi 0,263 ml/g'a yükselmiştir [1], [92].

Hurma çekirdeklerinin 15-20 mesh boyutuna küçültülüp 5 °C/dk ısıtma hızında azot gazıyla 600 °C' de pirolizinin yapıldığı bir diğer çalışmada ise fiziksel aktivasyon için 950 °C' de CO<sub>2</sub> gazı kullanılmıştır. En iyi sonuç, %92 yanma oranıyla 590 mg/g metilen mavisi adsorpsiyon kapasitesine sahip aktif karbon şeklinde elde edilmiştir [1], [93].

New York şehri atık su arıtım çamurunun piroliz edildiği bir çalışmada, N<sub>2</sub> akışı 10 mL/dk, ısıtma hızı 10 °C/dk süre 0.5-2 saat arası, sıcaklık 650, 800, 950 °C, parçacık boyutu 1-2 mm seçilmiştir. Piroliz sonucu elde edilen katı ürünlerin H<sub>2</sub>S adsorpsiyon kapasitesi incelenmiştir. H<sub>2</sub>S adsorpsiyon kapasitesi sıcaklık ve süre ile artmasına rağmen, çok uzun kalış süresinde (2 saat) negatif etki yapmış ve adsorpsiyon kapasitesini düşürmüştür [1], [94].

Esparto bitkisinin sabit yataklı reaktörde 400 ile 700°C arasında değişen farklı sıcaklıklarda ve farklı ısıtma hızlarında pirolizi çalışılmıştır. Yapılan deneysel çalışmalar sonucunda, yine sıcaklık ve ısıtma hızı arttıkça, katı ürün veriminin azaldığı görülmüştür. Tüm sıcaklıklar için, ısıtma hızı arttığında elde edilen sıvı ürün verimi, düşük ısıtma hızlarına göre daha yüksek olmuştur. Gaz ürün dönüşümünün ise ısıtma hızı arttıkça bir miktar azaldığı gözlemlenmiştir [10].

Aerobik arıtmadan çıkan atık su arıtım çamurunun mikrodalga yardımıyla piroliz edildiği diğer bir çalışmada deneyden 30 dk. öncesine kadar 100 mL/dk akış hızında, deney sırasında ise 10 mL/dk akış hızında He gazı kullanılmıştır. Piroliz işlemi 1000 °C' de 15 dakika sürmüştür. Uygun bir mikrodalga reseptörü olmadan 200 °C' nin üstündeki sıcaklıklara ulaşamayacağı için reseptör ile atık su arıtım çamuru karıştırılarak deneyler yapılmıştır. Elektrik fırınında yapılan piroliz ile sonuçlar karşılaştırılmıştır. Mikrodalga pirolizinin sıvı oranında artışa gaz oranında ise azalmaya yol açtığı görülmüştür. Ayrıca elde edilen katı maddelerin gözeneklerinin daha az olmasına

rağmen daha dirençli ve daha verimli oldukları tespit edilmiştir. Kullanılan çamurun içeriği ise %38.5 C, %2.9 H, %5.9 N, %0,6 S şeklinde verilmiştir [1], [95].

Bir başka çalışmada, ham atık su arıtım çamuru ve kimyasal (HCl/HNO<sub>3</sub>) emdirilen çamurlar 800 °C' de N<sub>2</sub> gazı ile piroliz edilmiştir. Yüksek pH' da çamurun metal içeriğinin azaldığı ve organik madde içeriğinin değiştiği, aynı zamanda yüksek pH' da katı veriminin de düştüğü gözlenmiştir [1], [96].

Bir çalışmada fıstık kabuğu, azot akış hızınının 100 cm<sup>3</sup> /dk olduğu durumda, 773K sıcaklıkta 5-100-300-500 ve 700 °C/dk ısıtma hızlarında piroliz edilmiştir. Isıtma hızının ürün dağılımında önemli bir parametre olduğu ve ısıtma hızının artmasıyla katı ürün veriminin azaldığı, sıvı ürün veriminin 300 °C/dk' ya kadar arttığı daha sonra ise gaz oluşumunun artmasıyla azalma gösterdiği görülmüştür. Bunun nedenini, yüksek ısıtma hızlarında gazlaşma reaksiyonlarının daha baskın olması ve katranın bozunmasıyla oluşan uçucuların da artmasıyla sıvı ürün veriminin azalması ile gaz ürün veriminin artması şeklinde açıklamak mümkündür [21], [97].

Bir çalışmada odunun üç ana bileşeninin piroliz davranışları TGA (Termogravimetrik Analizi), DSC (Differansiyel Taramalı Kalorimetre) ve FT-IR (Fourier Dönüşümlü Infrared Spektroskopisi) analizleri ile incelenmiştir. Analiz sonuçları üç ana bileşenin piroliz davranışlarında büyük farklılıkların olduğunu göstermiştir. Hemiselülozlar kolaylıkla çözünebilmekte ve hemiselülozların pirolizi 220-315 °C aralığında gerçekleşmektedir. Selülozların pirolizi genel olarak 315-400 °C aralığında tamamlanmaktadır. Lignin ise 150-900 °C gibi çok geniş sıcaklık aralığında bozunmaktadır. 500 °C'den düşük sıcaklıklarda lignin ve hemiselülozların pirolizi ekzotermik reaksiyon gösterirken, selüloz endotermik reaksiyon göstermiştir. Bununla beraber 500 °C'nin üzerindeki sıcaklıklarda durum bunun tam tersi olduğunu bildirmişlerdir [18], [98].

Atık çamurun pirolizi yakma ve tamamen kül haline getirme (incineration) gibi klasik metotlara göre daha az kirleticidir. Çünkü atıktaki ağır metaller pirolizde katı ürüne geçerek, katıda konsantre olur; bu durumda, kül haline getirme işleminde ele geçen külde gereken ağır metallerin licingi işlemi çok önemli bir ihtiyaç olmaz [1], [99].

Mikrodalga yöntemiyle atık su arıtım çamurunun pirolizinin yapıldığı başka bir çalışmada 4 çeşit çamur örneği kullanılmıştır. Bunlardan 3'ü kentsel atık su arıtım çamurudur. Diğeri ise süt ürünleri fabrikasının arıtım çamurudur. Numunelerden biri

kireç ve  $\text{FeCl}_3$  ile stabilize edilmiştir. Mikrodalga pirolizi deneylerinde He gazı reaktörden geçirilerek ortamın inertliği sağlandıktan sonra, 800-1200 °C' deki farklı sıcaklıklarda deneyler yapılmıştır. Kireçlemeden gelen CaO' nun katalitik etki yaparak  $\text{H}_2$  üretimi için önemli bir rol oynadığı bulunmuştur [1], [100].

Piroliz sıcaklığı, ısıtma hızı, partikül büyüklüğü ve sürüklenme gazı akış hızı parametrelerinin piroliz ürün verimi ve ürün kompozisyonu üzerinde etkilerini belirlemek amacıyla keten tohumu ile sabit yataklı reaktörde gerçekleştirilen hızlı piroliz deneyleri sonucunda maksimum yağ (yakıt) veriminin, 550 °C piroliz sıcaklığında, partikül büyüklüğünün  $0,6\text{mm} < D_p < 1,8\text{mm}$  olduğu aralıkta, 300 °C/dak ısıtma hızında ve  $100\text{ cm}^3/\text{dak}$  sürüklenme gazı akış hızında ( $\text{N}_2$ ), %57,7 olduğu sonucuna varılmıştır. Elde edilen piroliz ürünleri; elementel analiz ve çeşitli kromatografik ve spektroskopik yöntemlerle karakterize edilmiştir. Yağ üzerinde yapılan kromatografik ve spektroskopik çalışmalar; 38,35 MJ/kg ısıl değere olan yağın yenilenebilir bir yakıt ve kimyasal hammadde olarak kullanılabileceğini göstermiştir [18], [101].

Bangkok şehri atık su arıtım çamurunun kullanıldığı bir çalışmada 350-750 °C arasında 30 dk piroliz yapılmıştır. Çalışmada inert gaz olarak bazı deneylerde  $\text{N}_2$ , bazılarında ise  $\text{CO}_2$  kullanılmıştır. En yüksek yüzey alanı ( $60,7\text{ m}^2/\text{g}$ ) 750 °C ' de  $\text{CO}_2$  ile bulunmuştur [1], [102].

Pirinç sapsarı ile yapılmış olan 5°C/dk ısıtma hızındaki yavaş piroliz çalışması sonucunda  $0,425 < D_p < 0,85\text{ mm}$ . arasında değişen altı farklı partikül boyutunun piroliz sıvı ürün verimi üzerine etkisini incelenmiş ve partikül boyutunun ürün dağılımı üzerine önemli bir etkisi olmadığı belirtilmiştir [62].

Sabit yataklı reaktörde, kanola bitkisinin pirolizinin incelendiği bir diğer çalışmada, kolza örneğine yavaş ve hızlı piroliz deneyleri uygulanmıştır. Bunun için iki ayrı reaktör kullanılmıştır. Sabit yataklı Heinze reaktöründe 550 °C' de, +0.6-1.8mm partikül büyüklüğünde ve  $100\text{cm}^3/\text{dk}$   $\text{N}_2$  akış hızında en yüksek sıvı ürün verimi % 51,7 olarak bulunmuştur. İyi sürükleyici sabit yatak reaktöründe yapılan çalışmalarda 300 °C/dk ısıtma hızında en yüksek sıvı ürün verimi %68 olarak tespit edilmiştir. Piroliz sonucu elde edilen sıvı üründe yapılan kromatografik ve spektroskopik çalışmalar, kolzadan elde edilen yağın yenilenebilir bir yakıt ve kimyasal besleme olarak kullanılabileceğini göstermiştir [1], [64], [103].

Piroliz sıcaklığının gaz ürün kompozisyonuna etkilerinin araştırıldığı bir diğer çalışmada ise elde edilen sonuçlar Çizelge 1.8’ de verilmiş olup, piroliz sıcaklığının gaz ürün veriminde doğrudan etkili olduğu görülmüştür [18],

Çizelge 1.8. Farklı sıcaklıklar için gaz ürün içerik yüzdeleri.

% v/v gaz bileşimleri	Piroliz sıcaklıkları (°C)			
	500	650	815	926
CO	33.6	30.5	34.1	35.3
CO <sub>2</sub>	44.8	31.8	20.6	18.3
H <sub>2</sub>	5.6	16.5	28.6	32.4
CH <sub>4</sub>	12.5	15.9	28.6	32.4
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3.0	3.1	0.8	1.1
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.5	2.2	2.2	2.4
MJ/Nm <sup>3</sup>	11.62	15.01	14.60	14.34

Başka bir çalışmada soya küspesinin üç farklı atmosferde pirolizi incelenmiştir. Statik ortamda yapılan piroliz çalışmaları ile sıcaklığın ve partikül boyutunun etkisi araştırılmış, azot ve su buharı ortamlarının etkisi incelenmiştir.  $0,850 < D_p < 1,250$  mm parçacık boyutunda, 550 °C sıcaklıkta, 200 cm<sup>3</sup> / dk. azot akış hızında yapılan deneyler sonucunda sıvı ürün verimi % 33,78 olarak elde edilirken, 1.3 cm / s su buharı hızında sıvı ürün için % 42,79 olarak elde edilmiştir. Elde edilen sıvı ürünlerin kromatografik ve spektroskopik analizleri yapılarak yapıları incelenmiştir. Yapılan analizler ve elde edilen H/C oranı biyokütleden elde edilen sıvı ürünlerin yakıtlarla benzer olduğunu göstermiştir [64], [104].

Soya kabuğunun 300 °C/dk ısıtma hızında, sürükleyici gaz olarak azotun kullanıldığı ortamda farklı partikül boyutundaki örneklerine uygulanan piroliz işlemi sonucu, piroliz ürün dağılımında önemli bir değişim olmadığı görülmüş ve ürün dağılımının, özellikle, sıcaklığa bağlı olarak değiştiği, partikül boyutuna ise daha az oranda bağlı olduğu sonucuna varılmıştır [21].

Parçacık boyutunun etkisi yanında hammaddenin uzunluğunun piroliz verimleri üzerindeki etkisi incelenmiştir. Hammaddenin uzunluğunun 0.5-1 cm arasında değiştiği durumlarda ürün dağılımına uzunluğun bir etkisinin olmadığı görülmüştür. Parçacık boyutu 0.5-0.9 mm aralığında değişen çam kabuklarının 765 °C 'deki pirolizinde, artan parçacık boyutuna bağlı olarak katı ve sıvı ürün verimlerinde fazla etki yapmadığı, gaz ürünlerde ise çok az verim artışına neden olduğu fakat sıvı ürün bileşimine etkisinin

olmadığı görülmüştür [21].

Bir diğer çalışmada yabancı enginarın sabit yataklı bir reaktörde pirolizi sonucu ürün dağılımı incelenmiştir. 300 °C ile 800 °C arasında 0,4-2 mm partikül büyüklüğünde, 2,5 ve 10 g örnek ağırlıklarında ve 100 ile 300 cm<sup>3</sup>/dk azot akış hızlarında çeşitli çalışmalar yapılmıştır. Deneyler izotermal koşullarda yapılmıştır. Partikül büyüklüğü, azot akış hızı ve başlangıçtaki örnek ağırlığının ürün dağılımına olan etkisi az iken, sıcaklığın önemli bir faktör olduğu görülmüştür. Sıcaklıktaki kararsızlığın artışı, karışımın karbon içeriğinin, gaz üretimine olan eğiliminin ve kül yüzdesinin artmasına neden olmuştur. Diğer taraftan, sıcaklıktaki artışla beraber, uçucu madde ve katı ürün miktarının azaldığı tespit edilmiştir. H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO ve CO<sub>2</sub> gazları elde edilen ana gazlardır. Gaz kompozisyonu ve elementel analizi sonucu, katı ve gaz fazlar için uygun sıcaklık değerine karar verilmiştir. Buna göre, kömürün niteliği açısından 600 °C ve 700 °C arasındaki sıcaklıkta pirolizin yapılması gerektiği sonucunu vermiştir [21], [105].

Bir diğer çalışmada zeytin kabuğu, mısır ve çay atıklarının 950-1250 K' de silindirik reaktörde pirolizi incelenmiştir. Bu çalışmada, deneysel olarak kullanılan farklı tarımsal atıklarda, kimyasal işlem sırasındaki sıcaklığın, partikül büyüklüğünün, lignin ve inorganik madde içeriklerinin char verimi ve reaktivite üzerindeki etkileri araştırılmıştır. Piroliz sıcaklığı yükseldiğinde katı verimi azalmıştır. Örneklerin partikül büyüklükleri arttırıldığında ise katı veriminin arttığı görülmüştür. Yüksek sıcaklık ve daha küçük partiküller ısınma hızının artması sonucu, katı veriminin düşmesine neden olmuştur. Zeytin kabuğundaki yüksek lignin içeriği nedeniyle mısıra göre daha fazla katı verimi elde edilmiştir. Zeytin kabuğundan elde edilen katının gazlaştırmada, kül içeriğinin daha fazla olması nedeniyle, mısırdan elde edilene göre daha reaktif olduğu da bu çalışmada görülmüştür [72], [106].

Antep fıstığı kabuğunun atmosferik basınçta, sabit yataklı reaktörde 300, 400, 500, 550 ve 700 °C sıcaklıklarda yavaş pirolizi yapılmış ve sıcaklığın ürün verimi ve bileşimi üzerine etkisi araştırılmıştır. Sıcaklık artışı ile katı ürün veriminin azaldığı, gaz ürün veriminin arttığı, sıvı ürün veriminin ise maksimuma ulaştıktan sonra azalma gösterdiği gözlemlenmiştir. Maksimum sıvı ürün verimini %20,5 oranında 500-550 °C sıcaklık aralığında elde etmişlerdir. Elde edilen yağın ve katı ürünün karakterizasyonu sonucunda antep fıstığı kabuğunun geleneksel yakıtlarla benzerlik gösterdiği sonucuna varılmıştır [64], [97].

Bir diğerk çalışmada da susam sapı biyokütle örneğinin sabit yataklı reaktörde 400 ve 700 °C sıcaklık aralığındaki pirolizi incelenmiştir. Farklı parametrelerin piroliz üzerine etkisi araştırılmıştır. 0,224 ve 1,8 mm. parçacık boyutundaki biyokütle örnekleri ile yapılan çalışmalar sonucunda, parçacık boyutunun ürün dağılımı üzerine etkisinin ihmal edilebileceğı vurgulanmıştır [64].

Sıvılaştırma üzerine katalizör miktarının etkisinin 250 °C sıcaklık ve 2 saatlik sıvılaştırma süresi için araştırıldığı deneylerde, yağ veriminin katalizör miktarındaki ilave artış ile artmadığı ve katı madde miktarının katalizörsüz deneylerden daha az olduğı bulunmuştur. Farklı sıcaklıklarda (220, 250, 270 ve 300 °C) yürütölen deneylerde, yağ verimi ve reaksiyonda oluşan gaz miktarı sıcaklığın artması ile artarken katı ürün miktarının sıcaklık ile kararlı bir şekilde azaldığı görölmüştür [72].

Çay atığının katalitik pirolizinde ise, biyokütle örnekleri 700 °C' de katalizörlü ve katalizörsüz olarak pirolize tabi tutulmuş, ağırlıkça % 10 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> ve ZnCl<sub>3</sub> katkısı ile sıvı ürün veriminin arttığı, katalizör miktarı % 10' dan % 70' e çıkarıldığında ise sıvı ürün veriminde azalma olduğı belirlenmiştir [72].

Bir diğerk çalışmada ise hem statik hem de su buharı ortamında sütleğen bitkisinin sabit yataklı Heinze reaktöründe katalitik pirolizi incelenmiştir. Katalizör olarak Co-Mo katalizörü farklı oranlarda kullanılmıştır. Her iki ortamda da katalizörün sıvı ürün veriminin, artan katalizör yüzdelere paralel olarak arttırdığı gözlenmiştir. Katalizör olumlu etkisini gaz ürün verimini kısıtlayıp sıvı ürün verimini artırma yönünde göstermiştir. Buna paralel olarak aynı grup tarafından sütleğen bitkisinin 550 °C' de 7 °C/dk ısıtma hızında sabit yataklı reaktörde, üç farklı katalizör ile pirolizi incelenmiştir. Sırasıyla Criterion-534, aktive edilmiş alümina ve doğal zeolit kullanılarak yapılan yavaş piroliz çalışmalarında, katalizörün sıvı ürün verimini arttırdığı görölmüştür [64], [104].

Yapılan bir başka çalışmada ise, sütleğen ve susam sapının sabit yataklı reaktörde katalitik pirolizi incelenmiştir. Ağırlıkça %5, 10 ve 20 oranlarındaki katalizör ilavesi ile 500 ve 750 °C sıcaklıklarda deneyler yapılmış ve katalizörsüz ortamda yapılan deney sonuçları ile karşılaştırılmıştır. Yapılan çalışmalar sonucunda, 500 °C sıcaklıkta katalizörsüz piroliz deneyleri sonucunda elde edilen sıvı ürünlerin, her iki biyokütle için de katalitik piroliz sonucunda arttığı görölmüştür. Katalitik deneyler katalitik olmayan deneylerle karşılaştırıldığında, sıcaklığın 750 °C' ye artmasıyla, sıvı ürün veriminin

azaldığı, gaz ürün veriminin ise arttığı gözlenmiştir [64], [104].

3 farklı odun çeşidinin (*Pterocarpus indicus*, *Cunninghamia lanceolata*, ve *Fraxinus mandshurica*) ve pirinç saplarının maksimum 3 kg/s besleme hızında, akışkan yataklı reaktörde, inert atmosferde hızlı pirolizinin incelendiği bir çalışmada, reaksiyon sıcaklığı 500-700 °C arasında belirlemiştir. Maksimum sıvı ürün 500 °C' de elde edilmiştir. Elde edilen sonuçlar; ürün verimleri, ürünlerin ısı değerleri ve düşük su içeriklerine göre değerlendirildiğinde, en iyi sıvı ürünün *Pterocarpus indicus*' dan elde edildiği, pirinç saplarının ise, yüksek su ve kül içeriği ile en kötü sıvı ürünü verdiği görülmüştür [64], [107].

Başka bir piroliz çalışmasında ise meşe odunu, güney çamı ve yeşillik ot (çim) olmak üzere üç farklı biyokütle kaynağı kullanılmıştır: 105-250 µm partikül boyutundaki biyokütle örneklerinin hızlı pirolizi sonucunda < 1 sn. kalma süresi için, tüm biyokütelerde maksimum sıvı ürün verimi yaklaşık 520 °C' de elde edilmiştir. Elde edilen sıvı ürünler analiz edilmiş ve sonuçlar literatürde diğer biyokütle örnekleri için verilen değerler ile karşılaştırılmıştır. Sıvı ürünün, bio-olin içerdiği inorganik bileşenleri, katı ve homojen sıvı fazdan meydana gelen alkali metalleri içerdiği saptanmıştır [21].

İtalyan tatlı sorgum küspesinin atmosferik basınçta pirolizinin incelendiği çalışmada, sıcaklık aralığı 400-560 °C aralığında, uçucu alıkonma süresi ise 222-703 ms. aralığında olarak seçilmiştir. Kuru temel üzerinden maksimum sıvı ürün 510 °C' de (500ms) elde edilmiştir. Daha kısa alıkonma sürelerinde (225 ms) ve 525 °C' de yapılan piroliz işlemi sonucunda biraz daha fazla sıvı ürün elde edilebileceğini de vurgulanmıştır [21].

Sütleşen küspesinin hızlı pirolizi 400-750 °C sıcaklık aralığında yapılmıştır. Isıtma hızı, akışkan olarak kullanılan azotun akış hızı 104 °C/s, alıkonma süresi 0,5 sn olarak açıklanmıştır. Yapılan deneyler sonucunda, 400-550 °C sıcaklıkları arasında sıvı ürünün arttığı, 550 °C' den sonra ise gaz ürün veriminin artması ile azalma gösterdiği görülmüştür [56], [62], [64].

Bir diğer çalışmada ise, ay çiçeğinin sabit yataklı bir reaktörde, hızlı pirolizi sırasında sürükleyici gaz akış hızı etkileri ile piroliz sonucu elde edilen ürünlerin son sıcaklıkları ve kimyasal bileşimleri incelenmiştir. Buna göre, 50 cm<sup>3</sup> /dk akış hızında azot atmosferi içinde 550 °C piroliz sıcaklığında ve 5 °C/s ısıtma hızında, en yüksek bio-oil derişimi ağırlıkça % 52,85 olarak bulunmuştur. Ayçiçeğinden elde edilen bio-olin kimyasal

yapısı yakıt ve kimyasal besleme olarak bu bio-oilin değerli bir kaynak olabileceğini göstermiştir [72].

Legume samanı ve kayısı çekirdeğinin serbest akışlı bir reaktörde, hızlı pirolizi çalışılmış ve biyokütlenin pirolizinin kimyasal kompozisyonla sıkı bir ilişkisi olduğu görülmüştür. Hızlı ısıtma ve piroliz koşullarında, piroliz olan biyokütle ile buhar düzenleyici arasındaki etkileşim sonucu ara ürünler oluşmuş, bu da daha fazla H<sub>2</sub> gazının oluşmasına neden olmuştur. Legume samanı için CO ve H<sub>2</sub>' nin üretilen gaz karışımı içindeki derişimi molce %65,4, kayısı çekirdeği için molce %55,7 mol olarak bulunmuştur [108].

Fıstık kabuğu sabit yatak reaktörde, atmosfer basıncında, 300, 400, 500, 550, 700 °C' lerde yavaş piroliz yöntemiyle incelenmiş, sıcaklığın ürün verimi ve bileşimi üzerindeki etkileri araştırılmıştır. Maksimum sıvı ürün verimine 500-550 °C sıcaklıkta %20,5 ile ulaşılmıştır. Sıvı ürün bu sıcaklık altında, katı ürünler ise tanımlanan tüm sıcaklıklarda analiz edilmiştir. Sonuç olarak, fıstık kabuğundan elde edilen sıvı ve katı ürünlerin yüksek değerli geleneksel yakıtlarla benzerliklerini ortaya koymuştur [64], [97], [104].

Biyokütle yavaş olarak piroliz edildiğinde genellikle eşit miktarlarda ürünler oluşur. Bir gıda endüstrisi atığı olan kayısı küspesi, 5 °C/dak ısıtma hızıyla ve 550 °C piroliz sıcaklığıyla sabit yatak reaktörde sürükleyici gaz olarak N<sub>2</sub> kullanılarak piroliz edilmiş ve bio-oil verimi % 23,2 ile maksimum verime ulaşmıştır [4].

Geri beslemeli tubular reaktörde ayçiçeği ve fındık kabuğunun pirolizi çalışılmış, her ikisinin de yenilenebilir enerji kaynağı ve kimyasal besleme olarak kullanılabilirliğini araştırılmıştır. En yüksek biyooil verimi, 823K sıcaklıkta, 7 °C/dk ısınma hızında, N<sub>2</sub> atmosferinde, ayçiçeğinden elde edilmiştir [18], [97], [104].

Kolza bitkisinin sap ve saman kısımlarının 350, 450, 550 ve 650 °C' de borusal reaktörde, 10 °C/dk ve 30 °C/dk ısıtma hızlarında yavaş pirolizi araştırılmış, maksimum sıvı ürün 30 °C /dk ısıtma hızında 650 °C' de elde edilmiştir. Sıvı ürünün kimyasal karakterizasyonu, biyokütleden elde edilen bio-oilin yakıt olarak kullanılabilceğini göstermiştir [64].

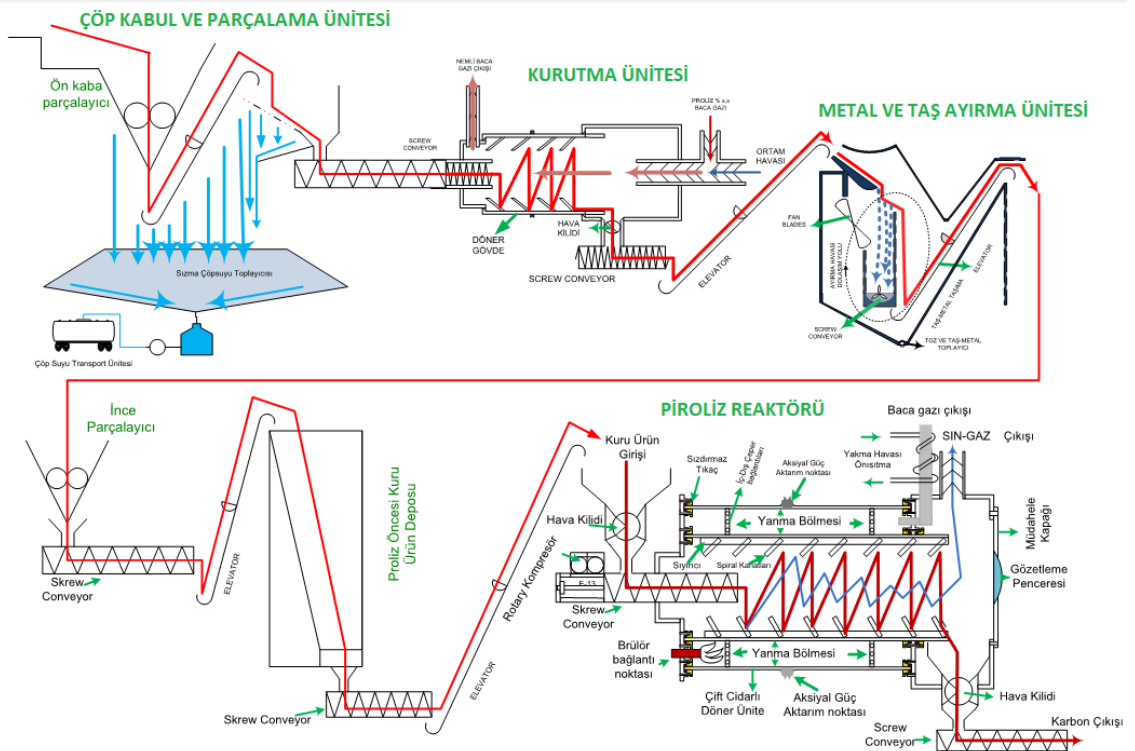
Bir diğer çalışmada pamuk atıklarının ve saplarının sabit yataklı borusal reaktörde hızlı pirolizi gerçekleştirilmiştir. Piroliz sıcaklığının, ısıtma hızının ve sürükleyici gazın piroliz ürünleri üzerine etkisi araştırılmıştır. Isıtma hızının 7 °C /dk olduğu durumda, en yüksek sıvı ürün verimi 550 °C ' de elde edilmiştir [4], [104].

Yüksek yoğunluklu polietilen malzemenin akışkan yataklı reaktörde ağırlıkça %20 oranında HZSM-5 veya HUSY katalizörleri eklenerek katalitik pirolizi incelenmiş ve yoğunlaşabilen bileşenlerin bileşiminin katalizörsüz ve katalizörlü ortamlarda oldukça farklı olduğu görülmüştür. Katalizörsüz ortamda yapılan piroliz sonucu elde edilen sıvı ürünün yapısının C<sub>10</sub>-C<sub>40</sub> karbon dağılımındaki parafinlerden oluştuğu aromatik yapıların olmadığı saptanmıştır. Ancak az miktarda eklenen zeolit (HZSM-5 veya HUSY) katalizörlerinin, sıvı üründeki doymuş ve doymamış hidrokarbonlarda önemli ölçüde azalmaya neden olduğu, aromatiklerin ve dallanmış yapıdaki parafinlerin oluşumunu ise pozitif yönde etkilediği saptanmıştır [62].

Bir başka çalışmada da katı kanalizasyon atığı indüksiyon ısıtmalı bir reaktörde piroliz edilerek sıvı ürün üretimi gerçekleştirilmiştir. Kullanılan atık analiz edilerek, ısıl değeri 15 MJ/kg olarak belirlenmiş ve bu biyokütlenin enerji kaynağı potansiyeline sahip olduğu önerilmiştir. Biyokütle kaynağı 500-800 °C piroliz sıcaklığında, 20-500 °C/dak ısıtma hızında ve 1-8 dak reaksiyon sürelerinde piroliz edilmiştir. Elde edilen sıvı ürünün elementel bileşimi, su içeriği, ısıl değeri ve FT-IR ile fonksiyonel grupları belirlenmiştir. Sıvı ürünün çok miktarda su içerdiği, oksijenlenmiş hidrokarbon içeriğinin daha az olduğu, pH'nın ve ısıl değerinin düşük olduğu sonucuna ulaşılmıştır [64], [109].

## 2. DENEYSEL ÇALIŞMALARIN YAPILMASI

Termal işleme tesisinde bir adet hassas kırıcı, bir adet kurutma ünitesi ve bir adet de piroliz ünitesi mevcuttur. Hassas kırıcıda parçalanan kentsel katı atıklar konveyör vasıtasıyla kurutma ünitesine alınmakta, burada belli bir dönme hızında ilerleyerek nem oranının indirgenmesi sağlanmaktadır. Daha sonra nem oranı indirgenmiş malzemeler, piroliz işlemine tabi tutulmak üzere başka bir konveyör vasıtasıyla piroliz ünitesine alınmaktadır. Burada piroliz işlemi başlamakta ve elde edilen sıcaklık değerleri kontrolünde maksimum gaz ve sıvı verimi için optimum sıcaklık değerleri tespit edilmeye çalışılmaktadır. Piroliz ve kurutma ünitelerinin içlerinde 5 ayrı bölgenin sıcaklık değerleri, yerleştirilen sıcaklıkölçerlerle elde edilebilmektedir. Bu sayede sistemin sıcaklığı kontrol altında tutulabilmekte ve pirolizin gerçekleşeceği optimum sıcaklığın bulunması sağlanmaktadır. Deneye hazır hale getirilen termal işleme tesisi akış şeması Şekil 2.1’ de gösterilmektedir.

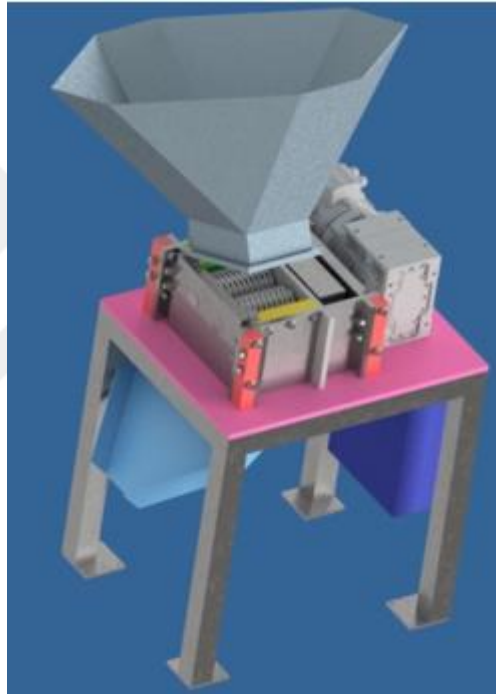


Şekil 2.1. Termal işleme tesisi akış şeması.

## 2.1. SİSTEM ELEMANLARI

### 2.1.1. Kırıcı ve Hassas Kırıcı Üniteleri

Piroliz işlemi sonucunda katı, sıvı ve gaz son ürünleri elde edilmektedir. Bu son ürünler arasından gaz ürün olan sentetik gaz üretimi, enerji eldesi açısından büyük önem taşımaktadır. Piroliz işlemi sonucunda elde edilen gaz ürünün miktar ve veriminin artırılabilmesi için, işleme maruz kalan numunelerin mümkün olduğunca küçük boyutlara indirilmesi gerekmektedir. Bunun için kentsel katı atıklar önce kırıcıda 20-50 mm boyutlarına daha sonra da hassas kırıcıda 02-10 mm boyutlarına kadar küçültülmektedir. Hassas kırıcının 3 boyutlu hali Şekil 2.2' de gösterilmektedir.



Şekil 2.2. Hassas kırıcının 3 boyutlu görüntüsü.

### 2.1.2. Kırıcı Konveyör Ünitesi

Kentsel katı atıkların piroliz işlemlerinin ilk aşamasını oluşturan kırıcı ünitesine numunelerin otomatik olarak aktarılması için bir konveyör sistemi tasarlanmıştır. Şekil 2.3' te imalatı tamamlanmış kırıcı konveyör ünitesi gösterilmektedir.



Şekil 2.3. Kırıcı konveyör sistemi.

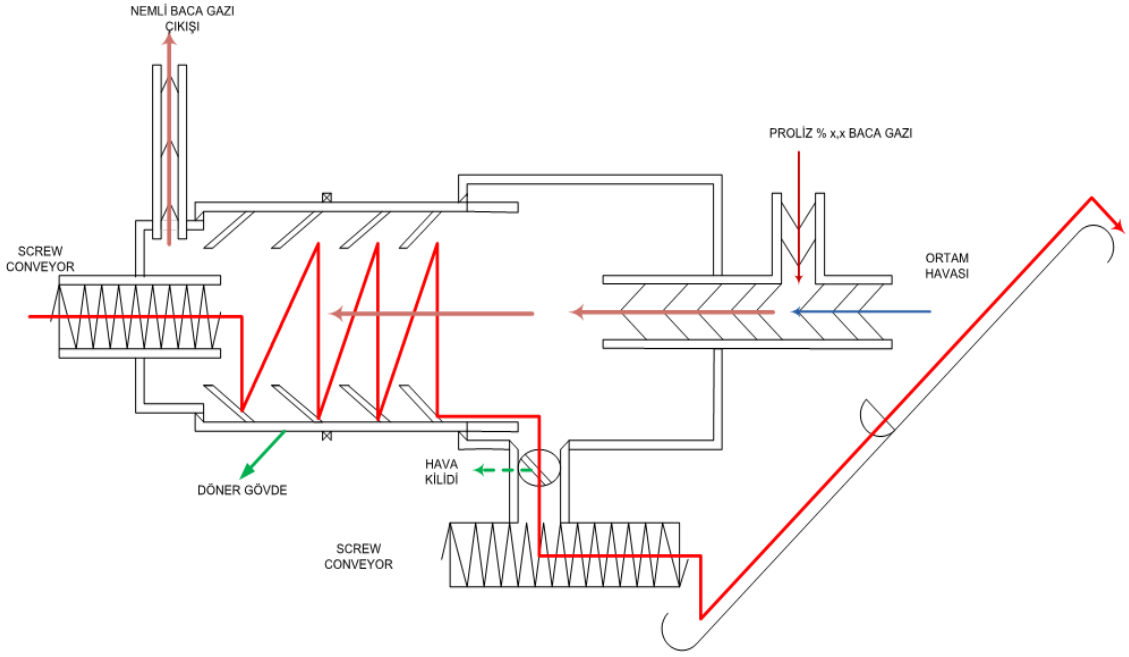
Kırıcı konveyör ünitesi, tesise gelen kentsel katı atıkların otomatik bir şekilde kırıcı ünitesine aktarılmasını ve bu şekilde sistemin sürdürülebilirliğini sağlamaktadır.

### 2.1.3. Kurutucu Ünitesi

Kurutucu ünitesinin kullanım amacı, kentsel katı atıkların 100-130 °C sıcaklıklara kadar ön ısıtılıp istenilen nem değerlerine geldikten sonra piroliz ünitesine aktarımının gerçekleştirilmesidir. Çalışmaların yapılabilmesi için tasarım ve imalatı tamamlanan kurutucu ünitesinin tesiste montaj ve kurulumu tamamlanmıştır. Tesiste yerini alan kurutucu ünitesinin yerleşimi Şekil 2.4’ te, şematik diyagramı ise Şekil 2.5’ te gösterilmektedir.



Şekil 2.4. Kurulumu tamamlanan kurutucu ünitesi.



Şekil 2.5. Kurutucu ünitesi şematik diyagramı.

Kurulumu tamamlanmış olan kurutucu ünitesi, piroliz ünitesinin atık ıssından aldığı enerji ile 100-130 °C sıcaklıklara ulaşmakta ve bu sıcaklık değerlerinde kentsel katı atık nem alma işlemini gerçekleştirmektedir. Piroliz ünitesinin atık ısısı dışında herhangi bir enerji kaynağı kullanmadığı için kurutucu ünitesi sisteme önemli ölçüde enerji verimliliği sağlamaktadır. Sisteme entegre edilmiş olan kurutucu ünitesinin piroliz ünitesi ile yerleşimi Şekil 2.6' da verilmiştir.



Şekil 2.6. Kurutucu ve piroliz ünitesinin yerleşimi.

Kurutucu ünitesi içine yerleştirilen ve beş farklı noktadan ölçüm alabilen bir termocupl yardımıyla kurutma sıcaklık değerleri ölçülebilmekte ve kontrol edilebilmektedir. Her iki üniteden elde edilen sıcaklık verileri duvara monte edilen bir dokunmatik ekranlı veri bankası yardımı ile anlık olarak ölçülebilmekte ve kontrol edilebilmektedir. Elde edilen ölçüm verilerinin bilgisayara veri olarak anlık kaydını yapabilen veri bankası ana menüsü Şekil 2.7' de gösterilmektedir.



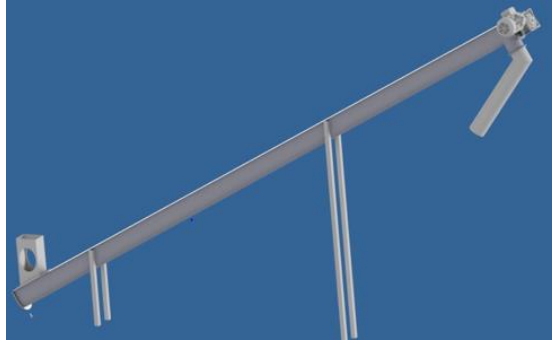
Şekil 2.7. Sistemdeki veri kontrolünü sağlayan veri bankası.

Sıcaklık ölçme ve kontrol özelliklerine ek olarak, veri bankası ile aşağıdaki işlemler de kontrol edilebilmektedir;

- Piroлиз ünitesindeki sıcaklık kaynağı olan brülörün çalışması,
- Piroлиз ünitesine numune giriş hızı (besleme hızı)
- Kurutma ünitelerine numune giriş hızı (besleme hızı)
- Piroлиз ünitesinde numunenin fırındaki ilerleme hızı
- Kurutma ünitesinde numunenin fırındaki ilerleme hızı
- Kurutucu ünitesinden çıkan numunelerin kontrolü
- Piroлиз ve kurutma ünitelerinde besleme ünitelerinin dönme hızı (dev/dk)

#### 2.1.4. Kurutucu Konveyör Sistemi

Kurutucudan çıkan kurutulmuş numunelerin piroliz ünitesine aktarılması sırasında, ısı kaybını en aza indirerek enerji verimliliğini artırmak ve sistemi tamamen otomatik hale getirmek için, dört tarafı kapalı bir konveyör ünitesi geliştirilmiş ve ünite imalatı tamamlanmıştır. Şekil 2.8 konveyör sisteminin üç boyutlu tasarımını göstermektedir.



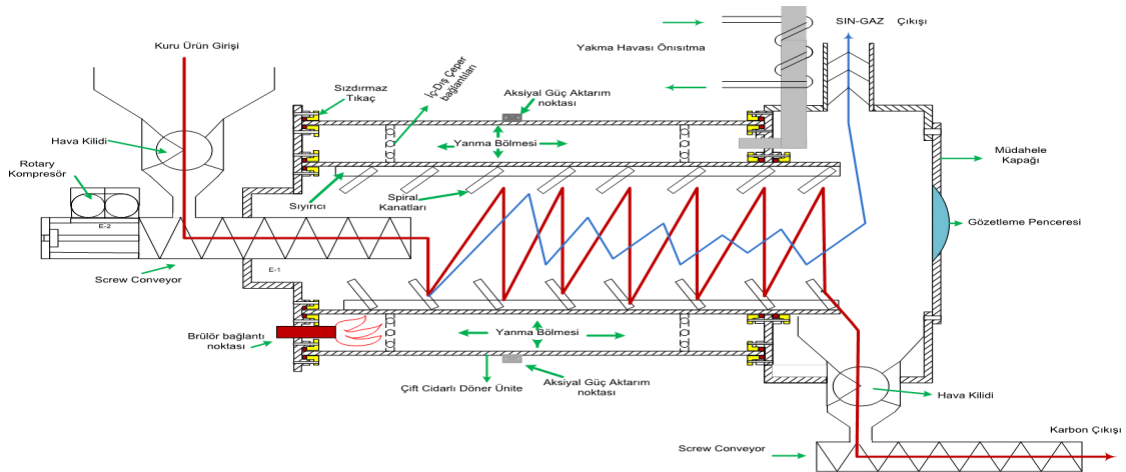
Şekil 2.8. Kurutucu konveyör sistemi.

### 2.1.5. Piroliz Ünitesi

Çalışmaların yapılabilmesi için tasarım ve imalatı tamamlanan piroliz ünitesinin tesiste montaj ve kurulumu tamamlanmıştır. Tesiste yerini alan piroliz ünitesi Şekil 2.9’ da, piroliz ünitesinin şematik diyagramı ise Şekil 2.10’ da gösterilmektedir.



Şekil 2.9. Piroliz ünitesi.

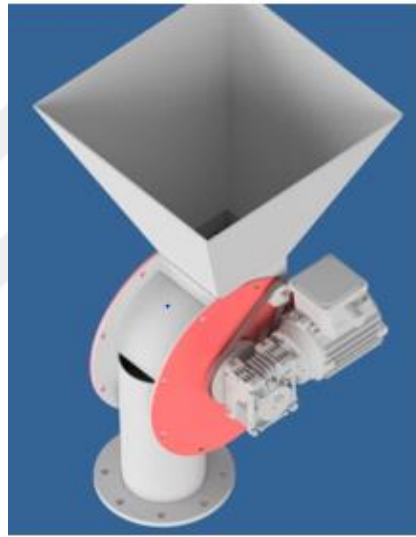


Şekil 2.10. Piroliz ünitesi şematik diyagramı.

Piroliz ünitesi içinde brülörü bulunan ve 450-750 °C çalışma sıcaklığına sahip bir ünedir. Ünitenin sıcaklık kontrolü veri bankası ile gerçekleştirilmektedir. Brülörün istenilen sıcaklık değerinde çalıştırılıp, ünite giriş ve çıkışındaki hız kontrolleri de yine veri bankası aracılığıyla yapılmaktadır.

### 2.1.6. Hava Kilidi

Piroliz işlemi, hidrokarbon yapısına sahip kentsel katı atıkların oksijensiz ortamda ısı bozundurulma işlemidir. Dolayısıyla piroliz ünitesine oksijen girmemesi gerekmektedir. Bu yüzden piroliz ünitesinde oksijensiz ortamda termal işlemenin gerçekleştirilebilmesi için, piroliz numune besleme girişi için teknik çizimi Şekil 2.11' de gösterilen hava kilidi geliştirilmiş ve imalatı yapılmıştır.



Şekil 2.11. Hava kilidi.

## 2.2. DENEYSEL ÇALIŞMALAR

Deneylerde uygulanan işlem basamakları aşağıdaki gibidir:

- Kentsel katı atıklar öncelikle kaba kırıcı ünitesinde 20-50 mm arasındaki boyutlara kadar küçültülerek hassas kırıma hazır hale getirilmektedir.
- Sonrasında numuneler hassas kırıcı ünitesine aktarılarak burada 0,2-10 mm arasındaki boyutlara kadar küçültülmektedir. Piroliz işleminde kullanılacak numune boyutlarının elde edilen son ürün dağılımını önemli ölçüde etkilediği birçok çalışmada belirtilmiştir. Partikül boyutu piroliz reaktörü içerisindeki yakıtın yanma hızını etkilemektedir. Partikül boyutunun büyümesi, ısıtma hızını azaltarak katı ürün

verimini artırmakta, daha küçük partikül boyutlarında çalışıldığı zaman ise gaz ürün verimi artmaktadır. Bu yüzden numuneler yüksek gaz verimi elde etmek için hassas kırıcı ünitesinde mümkün olduğunca küçük seviyelere indirilmektedir.

- Kırıcı ünitesinden sonra istenilen boyutlara ulaşan numuneler konveyör yardımıyla kurutucu ünitesine aktarılmaktadır. Kurutucu ünitesinde 100-130 °C sıcaklıkta kurutma işlemine tabi tutulan numunelerin nem miktarları kontrollü bir şekilde düşürülmektedir.
- Kurutucu ünitesi çıkışında nem değerleri ölçülmekte ve istenilen sıcaklık ve nem değerine ulaşmış olan kentsel atıklar kapalı konveyör yardımıyla piroliz ünitesine aktarılmaktadır.
- Piroliz ünitesine aktarılan kentsel katı atıklar 450–750 °C sıcaklıkta piroliz işlemine tabi tutulmakta ve proses sonucu elde edilen gaz miktarları gaz analiz cihazı vasıtasıyla ölçülmektedir. Katı ürün ise piroliz ünitesinin alt kısmından depolama tankına iletilmektedir.

Öncelikle deneysel çalışmalarda kullanılacak menüler, 2015 yılı Kocaeli valiliği il çevre ve orman müdürlüğü tarafından hazırlanan Kocaeli ili 2015 yılı çevre durum raporunda belirtilen katı atık kompozisyonuna göre hazırlanmış ve 500, 550, 600, 650 ve 700 °C sıcaklıklarında pirolizi yapılmıştır.

Döner fırın piroliz ünitesinde yapılan deneylerde elde edilen gaz ürün kompozisyonu, Şekil 2.12' de gösterilen Optima7 çoklu gaz analizörü cihazıyla yapılan ölçümlerle belirlenmiştir. Elde edilen değerlere göre maksimum CH<sub>4</sub> veriminin olduğu sıcaklık bulunmuş ve bu değer sonlu elemanlar analizi için sınır koşulu olarak tanımlanarak CFD analizi yapılmıştır.



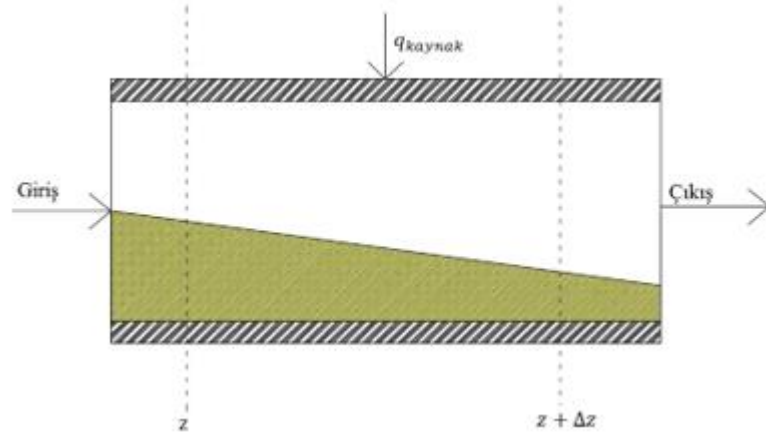
Şekil 2.12. Optima7 çoklu gaz analizörü.

### 3. PİROLİZ REAKTÖRÜ NÜMERİK MODELLENMESİ

Döner fırın piroliz reaktörünün modellenmesinde dikkate alınması gereken temel hususlar, malzeme akışı, gaz-katı kütle transferi, ısı transferi ve reaksiyon kinetiğidir. Bu çalışmada reaksiyon kinetiği içeren ısı transferi modeli ve özellikle katı ve gazın döner fırın piroliz reaktörü sistemine olan kütle dengesi denklemleri gösterilmiştir.

Isı transferinin reaktör tasarımındaki en önemli özelliklerden biri olduğu bilinmektedir, çünkü ısı transferi reaktörün kinetik performansını sınırlayabilir. Akışkan yatak ve dolgulu yatak gibi diğer reaktör tiplerine kıyasla, döner fırın eşsiz ısı aktarım özelliklerine sahiptir. Döner fırın reaktörleri, çimento üretiminde kullanılmasıyla birlikte uzun bir kullanım geçmişine sahiptirler. Halen, döner fırınlar demir oksitin indirgenmesi, petrol kokunun kireçlenmesi, hidratlı kirecin ıslahı, kurutma, atık yakımı vb. pek çok endüstriyel prosesle ilgilenmektedir. Döner ocağın bu yaygın kullanımı, geniş parçacık boyutuna uygulanabilen veya fiziksel özellikleri işlem sırasında önemli derecede değişen çeşitli hammaddeleri idare etme kabiliyetinden elde edilmiştir. Dahası, döner fırın benzersiz bir şekilde muhafaza etme kabiliyetine sahiptir [60], [80], [110].

Döner fırın piroliz reaktörü modellenmesinde, sadece reaktördeki ısı transferi değil aynı zamanda piroliz reaksiyonları da göz önünde bulundurulmalıdır. Bu nedenle, döner fırın piroliz reaktörü için kütle dengesi ve enerji dengesi denklemleri türetilecektir. Reaktan ve ürün malzemeleri de dahil olmak üzere tüm malzeme türleri Şekil 3.1’de gösterildiği gibi bir kontrol hacmine akar ve kütle ve enerji değişimiyle kontrol hacmini terk ederler.



Şekil 3.1. Döner fırın piroliz reaktörünün kontrol hacmi.

Döner fırın piroliz reaktörünün kartezyen koordinatlarda modellenmesi aşağıdaki varsayımlar altında gerçekleştirilecektir:

- 1) Radyal olarak iyi karıştırılmıştır.
- 2) Sabit katı partikül boyutuna sahiptir.
- 3) Gaz fazı ideal gaza benzer davranır.
- 4) Gaz fazı sadece piroliz gazı içerir.
- 5) Eksenel dağılım ihmal edilecektir.

### 3.1. KÜTLE DENGESİ

Şekil 3.1' e göre,  $i$  parçacığı kontrol hacmine  $z$  yönünde,  $m_i$  kütleli debisinde (kg/s),  $\rho_i$  yoğunluğunda ( $\text{kg/m}^3$ ),  $h_i$  entalpi değerinde ve  $A_i$  kesit alanıyla girmektedir. Kontrol hacmindeki akış sırasında  $i$  parçacığının kütleli debisi, kimyasal reaksiyonlar (kentsel katı atığın reaksiyon oranı  $r_a$  ve bireysel stokiyometrik katsayısı  $v_i$ ) ile değişecektir [81], [82], [110].

Kartezyen koordinatlarda kontrol hacmi üzerindeki toplam kütle dengesi şöyle yazılabilir:

Yeni Durum – Eski Durum = Sisteme Giren- Sistemden Çıkan + Üretim – Tüketim

$$\Delta z \left[ \sum_{i=1}^n \rho_i A_i l_{z,t+\Delta t} - \sum_{i=1}^n \rho_i A_i l_{z,t} \right] = \Delta t \left[ \sum_{i=1}^n m_i l_{z,t} - \sum_{i=1}^n m_i l_{z+\Delta z,t} \right] + \sum_{i=1}^n v_i r_a A_a \Delta z \Delta t \quad (3.1)$$

Denklem (3.1)' in her iki tarafını  $\Delta t \Delta z$ ' ye bölersek; Denklem (3.2) elde edilecektir.

$$\frac{\left[ \sum_{i=1}^n \rho_i A_i l_{z,t+\Delta t} - \sum_{i=1}^n \rho_i A_i l_{z,t} \right]}{\Delta t} = \frac{\left[ \sum_{i=1}^n m_i l_{z,t} - \sum_{i=1}^n m_i l_{z+\Delta z,t} \right]}{\Delta z} + r_a A_a \sum_{i=1}^n v_i \quad (3.2)$$

Limit  $\Delta z, \Delta t \rightarrow 0$  ise; döner fırın için toplam kütle dengesi Denklem (3.3)' te gösterildiği gibi olacaktır.

$$\sum_{i=1}^n \frac{\partial}{\partial t} (\rho_i A_i) = - \sum_{i=1}^n \frac{\partial m_i}{\partial z} + r_a A_a \sum_{i=1}^n v_i \quad (3.3)$$

Toplam kütle dengesini gösteren Denklem (3.3)' e göre, bir fırında kütle birikimi, kütleli debiye ve kimyasal reaksiyona göre değişir.

Ayrıca, toplam kütle dengesi denklemini her bir i parçacığı için yazacak olursak; Denklem (3.4)' ü elde ederiz.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_i A_i) = - \frac{\partial m_i}{\partial z} + r_a A_a v_i \quad (3.4)$$

Kütle korunumu denklemini döner fırın piroliz reaktörü için uygulayacak olursak, buradaki i değişkenleri a (atık), c (char), ve g (gaz) diye değişecek ve Denklem (3.5), Denklem (3.6) ve Denklem (3.7) elde edilecektir.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_a A_a) = - \frac{\partial m_a}{\partial z} + r_a A_a v_a \quad (3.5)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_c A_c) = - \frac{\partial m_c}{\partial z} + r_a A_a v_c \quad (3.6)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_g A_g) = - \frac{\partial m_g}{\partial z} + r_a A_a v_g \quad (3.7)$$

$v_a$  değerinin -1 olduğu da göz önüne alındığında, döner fırın piroliz reaktörü içerisindeki toplam kütle dengesi denklemini şu şekilde olacaktır:

$$\left( \frac{\partial}{\partial t} (\rho_a A_a) + \frac{\partial}{\partial t} (\rho_c A_c) + \frac{\partial}{\partial t} (\rho_g A_g) \right) = - \left( \frac{\partial m_a}{\partial z} + \frac{\partial m_c}{\partial z} + \frac{\partial m_g}{\partial z} \right) + r_a A_a (v_a + v_c + v_g) \quad (3.8)$$

Daha önce de belirtildiği gibi reaksiyon oranı ve stokiyometrik katsayılar zamana bağlı fonksiyonlardır. Bu yüzden kütle denklemleriyle birlikte enerji denklemlerinin de çözdürülmeleri gerekmektedir.

## 3.2. ENERJİ DENGESİ

Döner fırın piroliz reaktörü için, enerji denklemi, sistemde hem katı hem de gaz fazı bulunduğu için kütle denklemi gibi doğrudan türetilemez. Dahası, kesit alanı gibi döner fırına mahsus özellikler ve reaksiyondan üretilen enerji de modele dahil edilmelidir. Sonuç olarak, enerji dengesi türetimi yapılırken işlem adım adım takip edilmelidir [82], [110].

### 3.2.1. Kontrol Hacmi Üzerinde Enerji Dengesi

İlk olarak, Şekil 3.1' e göre kontrol hacmindeki tüm bileşenlerin enerji denklemlerinin aşağıdaki eşitliğe göre türetilmeleri gerekmektedir.

Yeni durum – Eski Durum = Sistemden Çıkan - Sisteme Giren + Isı Kaynağı

$$\begin{aligned} \Delta z \left[ \sum_{i=1}^n \rho_i A_i h_i l_{z,t+\Delta t} - \sum_{i=1}^n \rho_i A_i h_i l_{z,t} \right] \\ = \Delta t \left[ \sum_{i=1}^n m_i h_i l_{z,t} - \sum_{i=1}^n m_i h_i l_{z+\Delta z,t} \right] + \dot{q}_{kayn} A_{kab} \Delta t \end{aligned} \quad (3.9)$$

Burada  $\dot{q}_{kayn}$  fırının dış yüzeyinde bulunan ısı akısıdır ( $W/m^2$ ). Denklem (3.9)' u  $\Delta t \Delta z$ ' ye böldüğümüzde; Denklem (3.10) elde edilecektir.

$$\begin{aligned} \frac{[\sum_{i=1}^n \rho_i A_i h_i l_{z,t+\Delta t} - \sum_{i=1}^n \rho_i A_i h_i l_{z,t}]}{\Delta t} \\ = \frac{[\sum_{i=1}^n m_i h_i l_{z,t} - \sum_{i=1}^n m_i h_i l_{z+\Delta z,t}]}{\Delta z} + \frac{\dot{q}_{kayn} A_{kab}}{\Delta z} \end{aligned} \quad (3.10)$$

Kütle dengesinde olduğu gibi limit aldığımızda, Denklem (3.11) elde edilecektir.

$$\sum_{i=1}^n \frac{\partial}{\partial t} (\rho_i A_i h_i) = - \sum_{i=1}^n \frac{\partial}{\partial z} (m_i h_i) + \dot{q}_{kaynak} \quad (3.11)$$

Burada  $\dot{q}_{kaynak}$  birim uzunluk başına düşen ısı miktarıdır ( $W/m$ ). Denklem (3.11)'e kısmi diferansiyel uyguladığımızda ise eşitlik Denklem (3.12)' de gösterildiği şekli alacaktır.

$$\sum_{i=1}^n \left( h_i \frac{\partial}{\partial t} (\rho_i A_i) + \rho_i A_i \frac{\partial h_i}{\partial t} \right) = - \sum_{i=1}^n \left( h_i \frac{\partial m_i}{\partial z} + m_i \frac{\partial h_i}{\partial z} \right) + \dot{q}_{kaynak} \quad (3.12)$$

Entalpinin sıcaklığın bir formu olarak hesaplanabileceğini düşünersek, entalpi Denklem (3.13)' te olduğu gibi ifade edilebilir:

$$h_i = h_{i0} + \int_{T_0}^T C_{pi} dT_i \quad (3.13)$$

Böylece, entalpinin türevi Denklem (3.14)' te olduğu şekilde yazılabilir;

$$\partial h_i = C_{pi} \partial T_i \quad (3.14)$$

Entalpi terimini sıcaklığın fonksiyonu olarak değiştirdikten ve  $\frac{\partial m_i}{\partial z}$  terimi yerine de kütle dengesi denkleminde elde edilen halini yazdığımızda, eşitlik Denklem (3.15)' teki şekli alacaktır;

$$\sum_{i=1}^n h_i \frac{\partial}{\partial t} (\rho_i A_i) + \sum_{i=1}^n (\rho_i A_i C_{pi}) \frac{\partial T_i}{\partial t} = \sum_{i=1}^n h_i \frac{\partial}{\partial t} (\rho_i A_i) - r_a A_a \sum_{i=1}^n v_i h_i - \sum_{i=1}^n m_i C_{pi} \frac{\partial T_i}{\partial z} + \dot{q}_{kaynak} \quad (3.15)$$

Denklem (3.15)' te, benzer terimleri eledikten sonra, kontrol hacmi üzerindeki toplam enerji dengesinin nihai şekli Denklem (3.16)' da olduğu gibi ifade edilebilir.

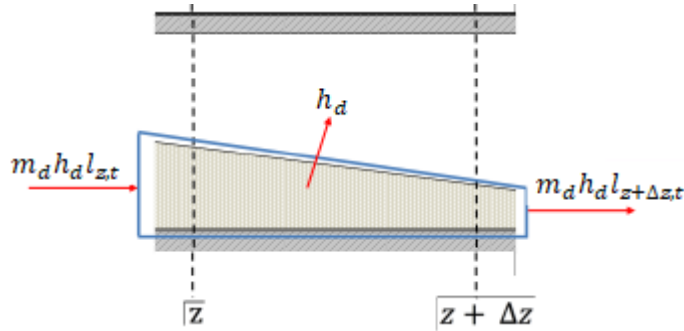
$$\sum_{i=1}^n \left( \rho_i A_i C_{pi} \frac{\partial T_i}{\partial t} \right) = -r_a A_a \sum_{i=1}^n v_i h_i - \sum_{i=1}^n m_i C_{pi} \frac{\partial T_i}{\partial z} + \dot{q}_{kaynak} \quad (3.16)$$

Döner fırındaki enerji birikimi, reaksiyon enerjisinden, malzeme akışları ile oluşan enerjiden ve ısı kaynağından etkilenir.

### 3.2.2. Katı Yatak Üzerindeki Enerji Dengesi

Tüm kontrol hacmi katı yatak ve gaz fazı olarak ikiye bölündüğünde, enerji dengesinin ikinci türevinin de göz önünde bulundurulması gerekmektedir. Şekil 3.2 katı yatağın

içinden kimyasal reaksiyona göre gaz akımı ile serbest bırakılan enerjiyi de içeren, katı yatağın içinden akan enerji akışlarını göstermektedir.



Şekil 3.2. Döner fırın içerisindeki katı yatağın kontrol hacmi.

Şekil 3.2' ye göre d ve e indisleri sırasıyla katı ve gaz parçalarını göstermektedir ve katı yatak üzerinde enerji dengesi Denklem (3.17)' de gösterildiği gibi türetilbilir;

$$\Delta z \left[ \sum_{d=1}^{n_d} \rho_d A_d h_d l_{z,t+\Delta t} - \sum_{d=1}^{n_d} \rho_d A_d h_d l_{z,t} \right] = \Delta t \left[ \sum_{d=1}^{n_d} m_d h_d l_{z,t} - \sum_{d=1}^{n_d} m_d h_d l_{z+\Delta z,t} \right] + \sum_{d=1}^{n_d} q_{ekl_d} \Delta t - \sum_{d=1}^{n_d} q_{sal_d} \Delta t - r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} (v_e h_e) \Delta t \Delta z \quad (3.17)$$

Burada  $q_{ekl_d}$  diğer fazlardan katı yatağa transfer olan ısı oranıdır ve  $q_{sal_d}$  ise katı yataktan diğer fazlara salınan ısı oranıdır. Denklem (3.17)' deki son terim gaz fazına reaksiyondan üretilen gaz ile W/s cinsinden enerji salınımını temsil etmektedir.

Denklem (3.17) önce  $\Delta t \Delta z$ ' ye bölünüp, sonra  $\Delta z, \Delta t \rightarrow 0$  için limiti alınırsa Denklem (3.18) elde edilir:

$$\sum_{d=1}^{n_d} \frac{\partial}{\partial t} (\rho_d A_d h_d) = - \sum_{d=1}^{n_d} \frac{\partial}{\partial z} (m_d h_d) + \sum_{d=1}^{n_d} q_{add_d}^l - \sum_{d=1}^{n_d} q_{sal_d}^l - r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} (v_e h_e) \quad (3.18)$$

Daha sonra Denklem (3.18)' e kısmi diferansiyel uygulandığında; Denklem (3.19) elde edilecektir.

$$\sum_{d=1}^{n_d} \left( h_d \frac{\partial}{\partial t} (\rho_d A_d) + \rho_d A_d \frac{\partial h_d}{\partial t} \right) = - \sum_{d=1}^{n_d} \left( h_d \frac{\partial m_d}{\partial z} + m_d \frac{\partial h_d}{\partial z} \right) \quad (3.19)$$

$$+ \sum_{d=1}^{n_d} q_{ekld}^l - \sum_{d=1}^{n_d} q_{sal_d}^l - r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} (v_e h_e)$$

Daha sonra, Denklem (3.19)'daki  $\frac{\partial m_d}{\partial z}$  ifadesini kütle dengesi denkleminde (Denklem (3.4)) yerine koyarsak Denklem (3.20)'yi elde ederiz.

$$\sum_{d=1}^{n_d} h_d \frac{\partial}{\partial t} (\rho_d A_d) + \sum_{d=1}^{n_d} (\rho_d A_d C_{p_d}) \frac{\partial T_d}{\partial t} = \sum_{d=1}^{n_d} h_d \frac{\partial}{\partial t} (\rho_d A_d) - r_a A_a \sum_{d=1}^{n_d} (v_d h_d) \quad (3.20)$$

$$- \sum_{d=1}^{n_d} m_d C_{p_d} \frac{\partial T_d}{\partial z} + \sum_{d=1}^{n_d} q_{ekld}^l - \sum_{d=1}^{n_d} q_{sal_d}^l - r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} (v_e h_e)$$

Bununla birlikte, katı yatak içerisindeki her bir parçanın sıcaklığı yatak sıcaklığı  $T_y$  ile aynı olmalıdır. Denklem (3.20) tekrar düzenledikten ve benzer terimleri yok ettikten sonra, Denklem (3.21) elde edilecektir.

$$\frac{\partial T_y}{\partial t} \sum_{d=1}^{n_d} (\rho_d A_d C_{p_d}) = -r_a A_a \left( \sum_{d=1}^{n_d} v_d h_d + \sum_{e=1}^{n_e} r_e h_e \right) \quad (3.21)$$

$$- \frac{\partial T_y}{\partial t} \sum_{d=1}^{n_d} m_d C_{p_d} + \sum_{d=1}^{n_d} q_{ekld}^l - \sum_{d=1}^{n_d} q_{sal_d}^l$$

Eşitliğin sağ tarafındaki ilk terimin karşılığının  $r_a A_a (\sum_{d=1}^{n_d} v_d h_d + \sum_{e=1}^{n_e} r_e h_e) = r_a A_a (\sum_{i=1}^{n_i} v_i h_i)$  şeklinde ifade edilebildiğini göz önüne aldığımızda, bu terim  $T_y$  sıcaklığındaki reaksiyon ısısı ( $\Delta h_{rxn}$ ) olarak temsil edilmektedir. Sonuç olarak; katı yatak üzerindeki enerji dengesinin son hali Denklem (3.22)'deki gibi olacaktır.

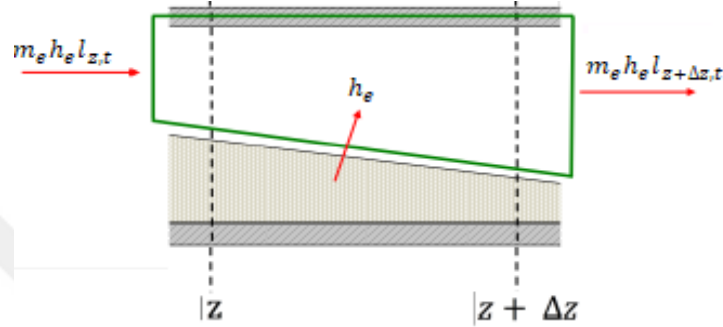
$$\frac{\partial T_y}{\partial t} \sum_{d=1}^{n_d} (\rho_d A_d C_{p_d}) = -r_a A_a \Delta h_{rxn} - \frac{\partial T_y}{\partial z} \sum_{d=1}^{n_d} m_d C_{p_d} + \sum_{d=1}^{n_d} q_{ekld}^l - \sum_{d=1}^{n_d} q_{sal_d}^l \quad (3.22)$$

Denklem (3.22), katı yataktaki enerji birikiminin, reaksiyon ısısı, katı içerisindeki ısı

akışı ve diğer fazlara olan enerji alışverişinden dolayı olduğunu göstermektedir.

### 3.2.3. Gaz Fazı Üzerindeki Enerji Dengesi.

Enerji dengesinin üçüncü bileşeni, mevcut gaz parçacıkları, katı yataktan oluşan gaz fazı ve diğer fazlara olan enerji alışverişinden kaynaklanan enerji sebebiyle oluşan gaz fazı üzerinde elde edilebilir. Döner fırın içerisinde oluşan gaz fazı için seçilen kontrol hacmi Şekil 3.3' te gösterilmektedir.



Şekil 3.3. Döner fırın içerisindeki gaz fazın kontrol hacmi

Katı fazı için uygulanan adımlar gaz fazı için de uygulandığında gaz fazı üzerinde enerji denklemi Denklem (3.23)' te görüldüğü gibi yazılabilir.

$$\Delta z \left[ \sum_{e=1}^{n_e} \rho_e A_e h_e l_{z,t+\Delta t} - \sum_{e=1}^{n_e} \rho_e A_e h_e l_{z,t} \right] = \Delta t \left[ \sum_{e=1}^{n_e} m_e h_e l_{z,t} - \sum_{e=1}^{n_e} m_e h_e l_{z+\Delta z,t} \right] \quad (3.23)$$

$$+ \sum_{e=1}^{n_e} q_{ekle} \Delta t - \sum_{e=1}^{n_e} q_{sale} \Delta t + r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} (v_e h_e (T_y)) \Delta t \Delta z$$

Eşitliğin son terimi, yatak sıcaklığına bağlı olarak katı yataktan üretilen gaz ile beslenen enerjiyi temsil etmektedir. Denklem (3.23) önce  $\Delta t \Delta z$ ' ye bölünüp sonrasında da  $\Delta z, \Delta t \rightarrow 0$  için limit alındıktan sonra Denklem (3.24) elde edilecektir.

$$\sum_{e=1}^{n_e} \frac{\partial}{\partial t} (\rho_e A_e h_e) = - \sum_{e=1}^{n_e} \frac{\partial}{\partial z} (m_e h_e) + \sum_{e=1}^{n_e} q_{ekle}^l - \sum_{e=1}^{n_e} q_{sale}^l + r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} (v_e h_e) \quad (3.24)$$

Daha sonra Denklem (3.24)' e kısmi diferansiyel uygulandığında, Denklem (3.25) elde edilecektir.

$$\sum_{e=1}^{n_e} \left( h_e \frac{\partial}{\partial t} (\rho_e A_e) + \rho_e A_e \frac{\partial h_e}{\partial t} \right) = - \sum_{e=1}^{n_e} \left( h_e \frac{\partial m_e}{\partial z} + m_e \frac{\partial h_e}{\partial z} \right) \quad (3.25)$$

$$+ \sum_{e=1}^{n_e} q_{ekl_e}^l - \sum_{e=1}^{n_e} q_{sal_e}^l + r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} (v_e h_e(T_y))$$

Daha sonra Denklem (3.25)' teki  $\frac{\partial m_e}{\partial z}$  terimi kütle dengesi denkleminde her bir e parçacığı için yerine koyulduğunda Denklem (3.25), Denklem (3.26) haline gelecektir:

$$\sum_{e=1}^{n_e} h_e \frac{\partial}{\partial t} (\rho_e A_e) + \sum_{e=1}^{n_e} (\rho_e A_e C_{p_e}) \frac{\partial T_e}{\partial t} = \sum_{e=1}^{n_e} h_e \frac{\partial}{\partial t} (\rho_e A_e) - r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} (v_e h_e) \quad (3.26)$$

$$- \sum_{e=1}^{n_e} m_e C_{p_e} \frac{\partial T_e}{\partial z} + \sum_{e=1}^{n_e} q_{ekl_e}^l - \sum_{e=1}^{n_e} q_{sal_e}^l + r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} (v_e h_e(T_y))$$

Bununla birlikte, gaz fazındaki her bir parçacık gaz sıcaklığı olan  $T_g$  sıcaklığında sabit kalmalıdır. Denklem (3.26)' yı yeniden düzenledikten ve benzer terimleri eledikten sonra Denklem (3.27) elde edilecektir.

$$\frac{\partial T_g}{\partial t} \sum_{e=1}^{n_e} (\rho_e A_e C_{p_e}) = -r_a A_a \left( \sum_{e=1}^{n_e} v_e h_e(T_g) - \sum_{e=1}^{n_e} v_e h_e(T_y) \right) \quad (3.27)$$

$$- \frac{\partial T_g}{\partial t} \sum_{e=1}^{n_e} m_e C_{p_e} + \sum_{e=1}^{n_e} q_{ekl_e}^l - \sum_{e=1}^{n_e} q_{sal_e}^l$$

Denklem (3.27) tekrar düzenlenip, ortak paranteze alındıktan sonra, gaz fazı üzerindeki enerji dengesinin son hali Denklem (3.28)' de gösterildiği gibi olacaktır.

$$\frac{\partial T_g}{\partial t} \sum_{e=1}^{n_e} (\rho_e A_e C_{p_e}) = -r_a A_a \sum_{e=1}^{n_e} v_e (h_e(T_g) - h_e(T_y)) \quad (3.28)$$

$$- \frac{\partial T_g}{\partial z} \sum_{e=1}^{n_e} m_e C_{p_e} + \sum_{e=1}^{n_e} q_{ekl_e}^l - \sum_{e=1}^{n_e} q_{sal_e}^l$$

Dolayısıyla, gaz fazındaki enerji birikimi, gaz ürünün sıcaklığının, katı yatak

sıcaklığından gaz sıcaklığına ulaşması için gereken enerji miktarından, gaz parçacıklarının enerjisinden ve diğer fazlara olan enerji değişiminden etkilenir.

Son olarak enerji dengesi denklemlerini alt indisleri değiştirerek döner fırın piroliz reaktörüne uyguladığımızda; katı yatak ve gaz fazı üzerindeki enerji dengesi Denklem (3.29) ve Denklem (3.30)' da gösterildiği gibi ortaya çıkacaktır:

$$\begin{aligned} (\rho_a A_a C_{p_a} + \rho_k A_k C_{p_k}) \frac{\partial T_y}{\partial t} = & -r_a A_a \Delta h_{rxn} - (m_a C_{p_a} + m_k C_{p_k}) \frac{\partial T_y}{\partial z} \\ & + q_{duvar-katı}^l + q_{gaz-katı}^l \end{aligned} \quad (3.29)$$

$$\begin{aligned} (\rho_g A_g C_{p_g}) \frac{\partial T_g}{\partial t} = & -r_a A_a v_g [h_g(T_g) - h_g(T_y)] - m_g C_{p_g} \frac{\partial T_g}{\partial z} \\ & + q_{duvar-gaz}^l - q_{gaz-katı}^l \end{aligned} \quad (3.30)$$

Buna ek olarak, fırın duvarının üzerindeki enerji dengesi Denklem (3.31)' de olduğu gibi gösterilebilir.

$$\rho_{duvar} A_{duvar} C_{p_{duvar}} \frac{\partial T_{duvar}}{\partial t} = q_{kaynak}^l - q_{duvar-katı}^l - q_{duvar-gaz}^l \quad (3.31)$$

Son olarak, döner fırın piroliz reaktörünün toplam enerji dengesi Denklem (3.32) ile açıklanabilir.

$$\begin{aligned} & \left[ (\rho_a A_a C_{p_a} + \rho_k A_k C_{p_k}) \frac{\partial T_y}{\partial t} + \rho_g A_g C_{p_g} \frac{\partial T_g}{\partial t} + \rho_{duvar} A_{duvar} C_{p_{duvar}} \frac{\partial T_{duvar}}{\partial t} \right] \\ & = - \left[ (m_a C_{p_a} + m_k C_{p_k}) \frac{\partial T_y}{\partial z} + m_g C_{p_g} \frac{\partial T_g}{\partial z} \right] \\ & - r_a A_a [v_a h_a(T_y) + v_k h_k(T_y) + v_g h_g(T_g)] \end{aligned} \quad (3.32)$$

### 3.3. MOMENTUM DENGESİ

Kütle denge denklemleri ve enerji denge denklemlerine göre, denklem setini tamamlamak için kütleli debiye ihtiyaç vardır. Dolayısıyla, kütleli debinin değişim denklemini türetmek için momentum dengesi kullanılmalıdır. Kontrol hacmi üzerindeki toplam momentum dengesi aşağıdaki eşitlikten yola çıkılarak gerçekleştirilebilir.

Yeni Durum – Eski Durum = Sisteme Giren- Sistemden Çıkan

$$\Delta z \left[ \sum_{i=1}^n m_i l_{z,t+\Delta t} - \sum_{i=1}^n m_i l_{z,t} \right] = \Delta t \left[ \sum_{i=1}^n \Phi_i l_{z,t} - \sum_{i=1}^n \Phi_i l_{z+\Delta z,t} \right] \quad (3.33)$$

Burada,  $\Phi_i$ , akış terimi ( $m_i u_i$ ), basınç kuvveti ( $P_i A_i$ ) ve kesme kuvveti ( $\tau$ ) de içeren  $\text{kg.m/s}^2$  cinsinden ‘birleşik momentum akısı’ diye tarif edilir. Bununla birlikte, sistemin viskozite değerinin düşük olduğu kabul edilir ve bundan dolayı kesme kuvveti ihmal edilebilir. Daha sonra, Denklem (3.33)’ ü  $\Delta t \Delta z$ ’ ye bölüp, limit aldığımızda Denklem (3.34)’ ü elde ederiz.

$$\sum_{i=1}^n \frac{\partial m_i}{\partial t} = - \sum_{i=1}^n \frac{\partial}{\partial z} (m_i u_i) - \sum_{i=1}^n \frac{\partial}{\partial z} (P_i A_i) \quad (3.34)$$

Her bir parçanın momentum dengesi için Denklem (3.34), toplam ifadeleri olmadan Denklem (3.35)’ te olduğu gibi yazılabilir.

$$\frac{\partial m_i}{\partial t} = - \frac{\partial}{\partial z} (m_i u_i) - \frac{\partial}{\partial z} (P_i A_i) \quad (3.35)$$

Denklem (3.35)’ e kısmi diferansiyel uyguladığımızda, Denklem (3.36) elde edilir.

$$\frac{\partial m_i}{\partial t} = -u_i \frac{\partial m_i}{\partial z} - m_i \frac{\partial u_i}{\partial z} - \frac{\partial}{\partial z} (P_i A_i) \quad (3.36)$$

Fakat Denklem (3.36)’ ya baktığımızda denklemin halen kütleli debi ve hız içerdiği görülmektedir. Denklemdaki hız ifadesinden kurtulmak için; hız terimi Denklem (3.37) ile ifade edilebilir.

$$u_i = \frac{m_i}{\rho_i A_i} \quad (3.37)$$

$$\partial u_i = \frac{(\rho_i A_i) \partial m_i - m_i \partial (\rho_i A_i)}{(\rho_i A_i)^2} \quad (3.38)$$

Denklem (3.37) ve Denklem (3.38)’ i, Denklem (3.36)’ da yerine koyduktan sonra her bir i parçacığı için kütleli debi cinsinden momentum dengesi Denklem (3.39)’ da

olduğu gibi çıkarılır.

$$\frac{\partial m_i}{\partial t} = -2 \left( \frac{m_i}{\rho_i A_i} \right) \frac{\partial m_i}{\partial z} + \left( \frac{m_i}{\rho_i A_i} \right)^2 \frac{\partial}{\partial z} (\rho_i A_i) - \frac{\partial}{\partial z} (P_i A_i) \quad (3.39)$$

Böylece döner fırın piroliz reaktöründe her bir faz için momentum dengesi Denklem (3.40), (3.41) ve (3.42)' de olduğu gibi çıkarılabilir.

$$\frac{\partial m_a}{\partial t} = -2 \left( \frac{m_a}{\rho_a A_a} \right) \frac{\partial m_a}{\partial z} + \left( \frac{m_a}{\rho_a A_a} \right)^2 \frac{\partial}{\partial z} (\rho_a A_a) - \frac{\partial}{\partial z} (P_a A_a) \quad (3.40)$$

$$\frac{\partial m_k}{\partial t} = -2 \left( \frac{m_k}{\rho_k A_k} \right) \frac{\partial m_k}{\partial z} + \left( \frac{m_k}{\rho_k A_k} \right)^2 \frac{\partial}{\partial z} (\rho_k A_k) - \frac{\partial}{\partial z} (P_k A_k) \quad (3.41)$$

$$\frac{\partial m_g}{\partial t} = -2 \left( \frac{m_g}{\rho_g A_g} \right) \frac{\partial m_g}{\partial z} + \left( \frac{m_g}{\rho_g A_g} \right)^2 \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g A_g) - \frac{\partial}{\partial z} (P_g A_g) \quad (3.42)$$

Bununla birlikte momentum dengesi denklemi hız cinsinden de çıkarılabilir. Momentum denklemini hız formuna dönüştürmek için, Denklem (3.36)' daki kütleli debi ifadesi hız cinsinden ifade edilmelidir. Böylece Denklem (3.43) elde edilecektir.

$$(\rho_i A_i) \frac{\partial u_i}{\partial t} + u_i \frac{\partial}{\partial t} (\rho_i A_i) = -u_i \frac{\partial m_i}{\partial z} - u_i \rho_i A_i \frac{\partial u_i}{\partial z} - \frac{\partial}{\partial z} (P_i A_i) \quad (3.43)$$

$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_i A_i)$  terimini, kütle dengesi denklemindeki (Denklem (3.4)) eşitlik ile ifade ettiğimizde, yeni hali Denklem (3.44)' de gösterildiği gibi olacaktır.

$$(\rho_i A_i) \frac{\partial u_i}{\partial t} - u_i \frac{\partial m_i}{\partial z} + u_i v_i r_a A_a = -u_i \frac{\partial m_i}{\partial z} - u_i \rho_i A_i \frac{\partial u_i}{\partial z} - \frac{\partial}{\partial z} (P_i A_i) \quad (3.44)$$

Aynı terimleri sildikten ve denklemi tekrar düzenledikten sonra, hız cinsinden momentum denge denklemi, Denklem (3.45) ile ifade edilecektir.

$$\frac{\partial u_i}{\partial t} = -u_i \frac{\partial u_i}{\partial z} - \frac{1}{\rho_i A_i} \frac{\partial}{\partial z} (P_i A_i) - \frac{u_i v_i r_a A_a}{\rho_i A_i} \quad (3.45)$$

Sonuç olarak, döner fırın piroliz reaktöründeki her bir türün hız profili Denklem (3.46), (3.47) ve (3.48)' de verilen eşitlikler ile ifade edilebilir.

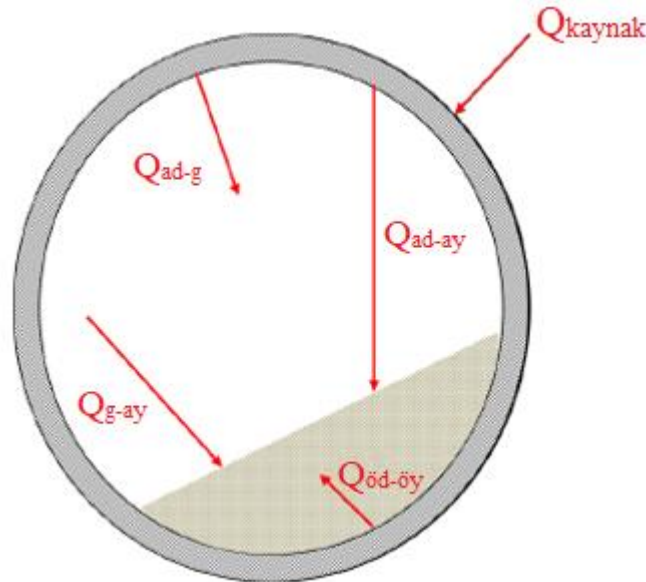
$$\frac{\partial u_a}{\partial t} = -u_a \frac{\partial u_a}{\partial z} - \frac{1}{\rho_a A_a} \frac{\partial}{\partial z} (P_a A_a) - \frac{u_a v_a r_a A_a}{\rho_a A_a} \quad (3.46)$$

$$\frac{\partial u_k}{\partial t} = -u_k \frac{\partial u_k}{\partial z} - \frac{1}{\rho_k A_k} \frac{\partial}{\partial z} (P_k A_k) - \frac{u_k v_k r_a A_a}{\rho_k A_k} \quad (3.47)$$

$$\frac{\partial u_g}{\partial t} = -u_g \frac{\partial u_g}{\partial z} - \frac{1}{\rho_g A_g} \frac{\partial}{\partial z} (P_g A_g) - \frac{u_g v_g r_a A_a}{\rho_g A_g} \quad (3.48)$$

### 3.4. DÖNER FIRIN İÇERİSİNDEKİ ISI TRANSFERİ

Dıştan ısıtılmalı bir döner fırında, enerji, Şekil 3.4' te gösterildiği üzere yatağın karşısında açıkta kalan üst yüzeyden ve yatağın örtülü alt yüzeyi boyunca olmak üzere iki farklı yolla katı yatağa gönderilir. Yatağın açıkta kalan üst yüzeyinde katılar, fırın duvarı ve serbest gazlardan ışınım ve taşınım kombinasyonu ile ısıyı absorbe ederler. Yatağın duvar ile temas eden örtülü kısmı, fırının döndürülmesi sonucunda fırın duvarının rejeneratif çevriminin bir parçası olarak çoğunlukla ısı iletimi ile duvardan ısı alır [80]–[82], [110]–[112].



Şekil 3.4. Dıştan ısıtılmalı döner reaktörde gerçekleşen ısı transferi.

Yukarıdaki şekle istinaden, sistemdeki ısı transferi 3 bölge içerir; katı yatak, serbest gaz tanecikleri ve fırın duvarı. Dıştan ısıtılmalı döner fırındaki ısı transferi aşağıdaki mekanizmalarla ifade edilebilir:

- $Q_{\text{kaynak}}$ : Sabit duvar sıcaklığı ya da sabit ısı oranı şeklinde kontrol edilebilen, harici kaynaktan alınan ısı miktarı.
- $Q_{\text{ad-g}}$  : Fırın duvarının açıkta kalan yüzeyi ile serbest gaz tanecikleri arasındaki hem taşınım hem de ışınım içeren ısı transferi.
- $Q_{\text{ad-ay}}$  : Yatağın açıkta kalan yüzeyi ile fırın duvarının açıkta kalan yüzeyi arasındaki, yalnızca radyasyon yoluyla olan ısı transferi.
- $Q_{\text{g-ay}}$  : Yatağın açıkta kalan yüzeyi ile serbest gaz tanecikleri arasındaki hem taşınım hem de ışınım içeren ısı transferi.
- $Q_{\text{öd-öy}}$  : Fırın duvarının örtülü yüzeyi ile yatağın örtülü yüzeyi arasındaki, çoğunlukla iletim yoluyla olan ısı transferi

### 3.5. ISI TRANSFER ORANI

Daha önce çıkarılan enerji dengesi denklemlerine bakıldığında, bu denklemlerin birim uzunluk başına ısı transfer oranı ( $q_i^l$ ) içerdiği görülmektedir. Modeli simule edebilmek için, ısı transfer oranı iletim, taşınım ve ışınım olan ısı transfer mekanizmaları ile birlikte kullanılmalıdır.

Genel olarak ısı transfer oranı, ısı transfer katsayısı  $h_i$  kullanılarak hesaplanabilir. Böylece birim uzunluk başına ısı transfer oranı şöyle gösterilebilmektedir:

$$q_{\text{duvar-yatak}}^l = Q_{\text{ad-ay}} + Q_{\text{öd-öy}} = (h_{\text{ad-ay}}^r \Lambda_{\text{ay}} + h_{\text{öd-öy}}^{\text{cd}} \Lambda_{\text{öd}})(T_d - T_y) \quad (3.49)$$

$$q_{\text{duvar-gaz}}^l = Q_{\text{ad-g}} = (h_{\text{ad-g}}^c + h_{\text{ad-g}}^r) \Lambda_{\text{ad}}(T_d - T_g) \quad (3.50)$$

$$q_{\text{gaz-yatak}}^l = Q_{\text{g-ay}} = (h_{\text{g-ay}}^c + h_{\text{g-ay}}^r) \Lambda_{\text{ay}}(T_g - T_y) \quad (3.51)$$

Burada  $h^{\text{cd}}$  ısı iletim katsayısı ( $\text{W}/\text{m}^2\text{K}$ ),  $h^c$  ısı taşınım katsayısı ( $\text{W}/\text{m}^2\text{K}$ ),  $h^r$  ısı ışınım katsayısı ( $\text{W}/\text{m}^2\text{K}$ ),  $\Lambda_i$  ise birim uzunluk başına ısı değişim alanını (m) ifade etmektedir.

Ek olarak birim uzunluğa göre ısı değişimi yapılan alan, yatak derinliğinin (h) fonksiyonu olarak aşağıdaki bağıntılarla hesaplanabilir.

$$\Lambda_{ay}(h) = 2\sqrt{h(2R - h)} \quad (3.52)$$

$$\Lambda_{\ddot{a}d}(h) = \frac{2\pi R}{180} \cos^{-1} \left( \frac{R - h}{R} \right) \quad (3.53)$$

$$\Lambda_{ad}(h) = 2\pi R - \Lambda_{\ddot{a}d}(h) \quad (3.54)$$

Bu bağıntılarda ay, öd, ad ve öy indisleri sırasıyla yatağın açıkta kalan yüzeyi, fırın duvarının örtülü yüzeyi, fırın duvarının açıkta kalan yüzeyi ve yatağın örtülü yüzeyini ifade etmektedir.

### 3.6. ISI TRANSFER KATSAYILARI

Daha önce de anlatıldığı gibi, birim uzunluk başına ısı oranını elde etmek için, ısı transfer katsayıları hesaplanmalıdır. Piroliz sisteminde, döner fırın içerisinde iletim, taşınım ve ışınım ile ısı transferi eşzamanlı olarak gerçekleşir. Bu yüzden bu bölümde, döner fırın piroliz reaktörü için ısı transfer katsayılarının belirlenmesi için ilgili teoriler anlatılmıştır.

#### 3.6.1. Yatağın Örtülü Yüzeyi ve Fırın Duvarı Arasındaki Isı İletimi

Yatağın ve fırının örtülü yüzeyleri arasında ısı transferi çoğunlukla iletim yoluyla olur. Isı akısı fırının yüzeyinden yatağa doğru akar. Literatüre göre, bu iki yüzey arasındaki ısı transferi Denklem (3.55) ile bulunmaktadır [80].

$$h_{\ddot{a}d-\ddot{o}y}^{cd} = \frac{1}{\left( \chi d_p / k_g + \left( 2\sqrt{2k_b \rho_b C_{pb} n / \phi_0} \right)^{-1} \right)} \quad (3.55)$$

Bu denklemde  $\chi$  gaz filminin kalınlığını (-),  $d_p$  katı parçacıkların çapını (m),  $k_g$  gaz filminin ısıl iletkenliğini (W/mK),  $k_b$  yatağın ısıl iletkenliğini (W/mK),  $n$  dönme hızını,  $\phi_0$  ise katı yatağın fırın merkezi ile yaptığı yarım açığı ( $\phi_0 = \cos^{-1} [(R-h)/R]$ ) temsil etmektedir.

#### 3.6.2. Döner Fırındaki Isı Taşınım Katsayısı

Döner fırınlarda ısı taşınımı, fırın duvarının açıkta kalan yüzeyi ile serbest gaz tanecikleri arasında ( $Q_{ad-g}$ ) ve yatağın açıkta kalan yüzeyi ile serbest gaz tanecikleri

arasında ( $Q_{g-ay}$ ) olmak üzere iki şekilde gerçekleşir. Döner fırındaki ısı taşınım katsayıları Denklem (3.56) ve Denklem (3.57) ile hesaplanabilir [113].

$$h_{ad-g}^c D_e / k_g = 1,54 Re_g^{0,575} Re_w^{-0,292} \quad (3.56)$$

$$h_{g-ay}^c D_e / k_g = 0,46 Re_g^{0,535} Re_w^{0,104} \eta^{-0,341} \quad (3.57)$$

Denklem (3.56) ve Denklem (3.57)' deki akış için;

Reynolds sayısı  $Re_g = V_g D_e / \nu$ ,

Açısal Reynolds sayısı  $Re_d = D_e^2 n / \nu$ ,

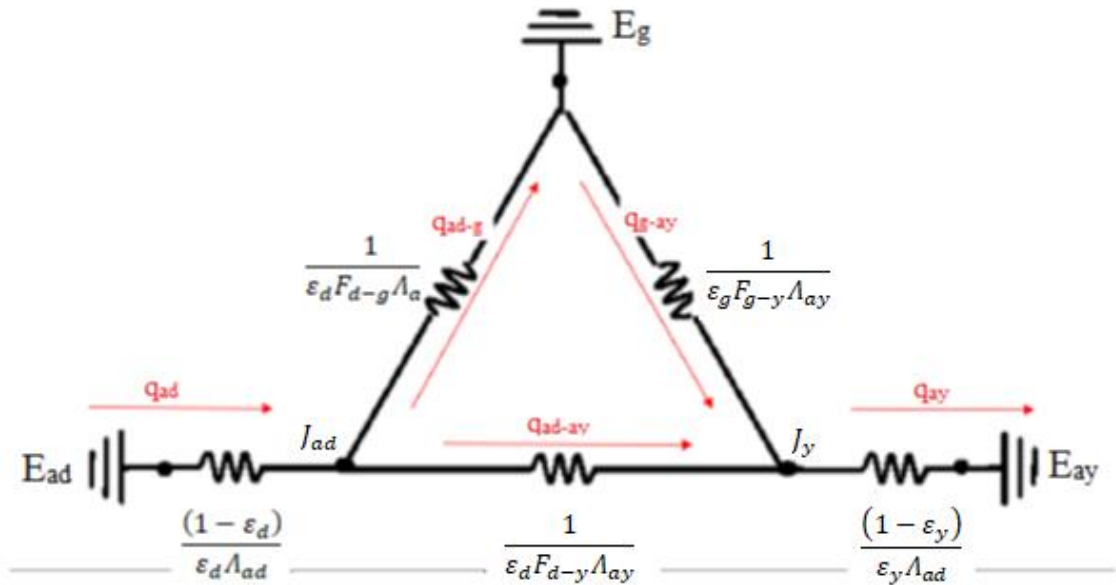
Doluluk oranı  $\eta = (\phi_0 - \sin \phi_0) / 2\pi$

Eşdeğer çap ise  $D_e = 0,5D(2\pi - \phi_0 + \sin \phi_0) / (\pi - \phi_0/2 + \sin \phi_0/2)$

eşitliğiyle bulunur.

### 3.6.3. Döner Fırındaki Isı Işınım Katsayısı

Döner fırın içerisinde ışınlama ile ısı transferi, yatağın açıkta kalan yüzeyi, serbest gaz tanecikleri ve fırın duvarının açıkta kalan yüzeyi arasında gerçekleşir. Işınlama ile ısı transferi, maddenin yayınımlı (emissivite) ve üç fazın sıcaklık profillerinden etkilenir. Dıştan ısıtılmalı döner reaktörde ışınlama dirençleri Şekil 3.5' te görülmektedir [80], [114].



Şekil 3.5. Dıştan ısıtılmalı fırının ışınlama dirençleri.

Yukarıdaki şekle göre  $J_{ad}$  ve  $J_y$  düğüm noktalarındaki ısı dengesi şöyle yazılır:

$$\frac{E_d - J_{ad}}{(1 - \varepsilon_d)/\varepsilon_d \Lambda_{ad}} = \frac{J_{ad} - E_g}{1/\varepsilon_d F_{d-g} \Lambda_{ad}} + \frac{J_{ad} - J_y}{1/\varepsilon_d F_{d-y} \Lambda_{ay}} \quad (3.58)$$

$$\frac{J_y - E_y}{(1 - \varepsilon_y)/\varepsilon_y \Lambda_{ay}} = \frac{J_{ad} - J_y}{1/\varepsilon_d F_{d-y} \Lambda_{ay}} + \frac{E_g - J_y}{1/\varepsilon_g F_{g-y} \Lambda_{ay}} \quad (3.59)$$

Denklem (3.58) ve Denklem (3.59)' da gösterilen:

$E$  yayım gücü ( $W/m^2$ ),

$J$  ışınsallık ( $W/m^2$ ),

$\varepsilon$  yayım (-)

$F$  görüntüleme faktörüdür (-).

Yayım gücü Stefan-Boltzmann yasasıyla bulunur. ( $\sigma=5.57*10^{-8} W/m^2K^4$ )

$$E = \varepsilon \sigma T^4 \quad (3.60)$$

$\varepsilon$  ve  $F$  açığa kalan fırın duvarı (ad) ve gaz için sabit alındığında, Denklem (3.58) ve Denklem (3.59), bilinmeyen  $J_{ad}$  ve  $J_{ay}$  değerlerini bulmak için çözümlenebilir. Böylelikle, düğüm noktaları üzerindeki ısı dengesi denklemlerinden, dıştan ısıtılmalı döner fırın içerisindeki ışınlama ısı transferi katsayıları Denklem (3.61), (3.62) ve (3.63)' te olduğu gibi ifade edilebilir:

$$h_{ad-ay}^r = \frac{(J_{ad} - J_{ay})(\varepsilon_d F_{d-y})}{(T_d - T_y)} \quad (3.61)$$

$$h_{ad-g}^r = \frac{(J_{ad} - E_g)(\varepsilon_d F_{d-g})}{(T_d - T_g)} \quad (3.62)$$

$$h_{g-ay}^r = \frac{(E_g - J_y)(\varepsilon_g F_{g-y})}{(T_g - T_y)} \quad (3.63)$$

Yukarıdaki denklemlerden de anlaşılacağı üzere, ışınlama ısı transfer katsayıları sadece sıcaklık ve yayımına bağlıdır.

## 4. DÖNER FIRIN PİROLİZ REAKTÖRÜ CFD ANALİZİ

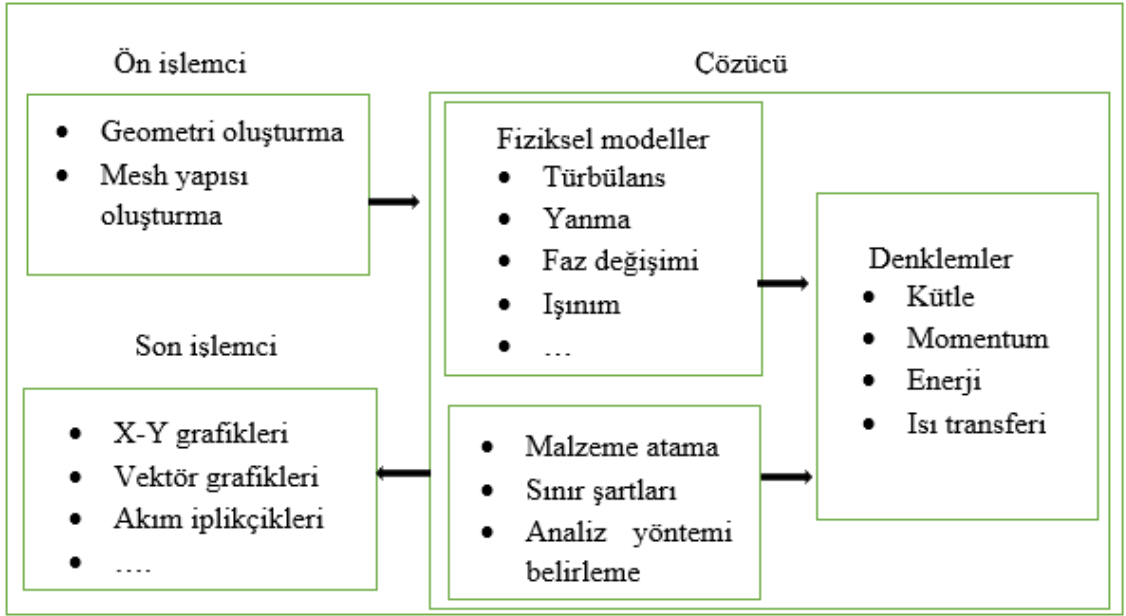
Hesaplamalı akışkanlar dinamiği (CFD); bilgisayara dayalı simülasyon sayesinde akışkan akışı, ısı transferi ve kimyasal reaksiyonlar gibi birleşik olayları kapsayan sistemlerin analizidir. CFD genellikle Navier - Stokes denklemlerine numerik çözümler sunar. Bununla birlikte akışı moleküler seviyede ele almak ve bu noktada özellikler elde etmek de mümkündür. Bu teknik hem endüstriyel hem de endüstriyel olmayan birçok uygulama alanında kullanılmaktadır. Elde edilmesi uzun zamanlar alan veya farklı çözüm yolları mevcut olan problemlere çözümler sunmaktadır. Hesaplamalı akışkanlar dinamiğinin uygulandığı bazı uygulamalar şöyle sıralanabilir;

- Uçaklar ve hava araçlarının aerodinamiği,
- Gemilerin hidrodinamiği,
- Güç santrali: içten yanmalı motorlar ve gaz türbinlerinde yanma,
- Turbo makineler: dönen pasajlar ve difüzörler vb. yerlerin iç kısımlarındaki akışlar,
- Elektrik ve elektronik mühendisliği: mikro devreleri kapsayan donanımın soğutulması,
- Kimyasal proses mühendisliği: polimer döküm, karışma ve ayırma,
- Binaların dış ve iç çevresi: rüzgâr yükü ve ısıtma/havalandırma,
- Denizcilik mühendisliği: açık deniz yapıları üzerindeki yükler,
- Çevre mühendisliği: çevre kirliliğine yol açan maddelerin ve atık suyun dağılımı,
- Hidroloji ve oşinografi: nehirler, onların denize aktığı yerler, okyanuslardaki akışlar,
- Meteoroloji: hava tahmini,
- Biyomedikal mühendisliği: atar ve toplardamarlardaki kan akışı.

Günümüzde CFD, mühendisler ve bilim adamları için akış çözümlerinde vazgeçilmez bir araç haline gelmiştir. Bu popülerliğin altında CFD' nin sağladığı bir dizi avantaj yatmaktadır. CFD' nin öne çıkan avantajlarından bazıları aşağıdaki gibi özetlenebilir;

- CFD yazılımlarıyla yapılan sayısal simülasyon sayesinde, sonuçlar ve sanal deney ortamına simülasyondan sonra da ulaşılabilir,
- Klasik deneylerde kullanılabilecek ölçüm cihazları ve sensörler sınırlıdır. Oysa bir CFD analizinde, kullanılan sayısal ağ elemanı kadar -çoğunlukla milyonlarca- ölçüm elemanı vardır ve veri dağılımları deneylerdeki gibi sadece ayrık veriler halinde değil, gradyenler olarak geniş bir alanda görülebilir,
- CFD, akış özelliklerinin akış bozulmadan incelenilmesine olanak tanır,
- CFD ile gözlemlenmesi tehlikeli veya ulaşılamaz bölgelerdeki akışkan davranışları incelenebilir,
- CFD, bir anlamda, bilgisayar üzerindeki esnek deney laboratuvarıdır. Tasarımcı ve analizcilere sanal prototipler üzerinde deney yapma olanağı tanır,
- Az enerji ve az insan gücü gerektirir [115].

Birçok yazılım paketinde olduğu gibi Ansys-Fluent programı da üç sınırlayıcı kısım içerir; ön işlemci, çözücü ve son işlemci. Ön işlemcide kullanıcı çözüm için sınır şartlarını belirler. Hesaplanan bölgenin, grid ve hücre sayısı belirlenir. Hücre sayısı modelin karmaşık ve mesh yapısının sıklığına göre değişiklik gösterir. Çözücüde nümerik çözüm gerçekleştirilir. Bu bir iteratif prosedürdür ve kabul edilebilir bir yakınsama elde edilinceye kadar sürer. Çözüm zamanları sınır şartlarının kompleksliğine, hücre sayılarına ve bilgisayarın kapasitesine bağlı olarak birkaç saatten birkaç aya kadar değişebilir. Son işlemcide ise analiz sonuçlarına erişilerek, gözlemlenmek istenen bölgeler ve bu bölgelerdeki büyüklüklere (sıcaklık, yoğunluk, hız, basınç vb.) ulaşılır. Çözücünün amacı çok geniş sayıda cebirsel denkleme çözüm elde etmektir. Geniş sayıda hücrelere bölünen akışlar ve kısmi diferansiyel denklemin ayrıklaştırmasını içerir. Ayrıklaştırma esas anlamıyla değişim oranlarının değişkenlerin lokal değerleriyle terimsel olarak ifade edilmesidir. Günümüzde CFD sonuçları yeni ürün tasarımı, sistem performansının optimizasyonu, sorun giderme ve sistemin nasıl çalıştığının gösterimini içeren simülasyon tabanlı ürün geliştirme sürecinin vazgeçilmez bir parçası haline gelmiştir [116]. Genel olarak hesaplamalı akışkanlar dinamiği analizi akış şeması Şekil 4.1’ de gösterilmektedir.

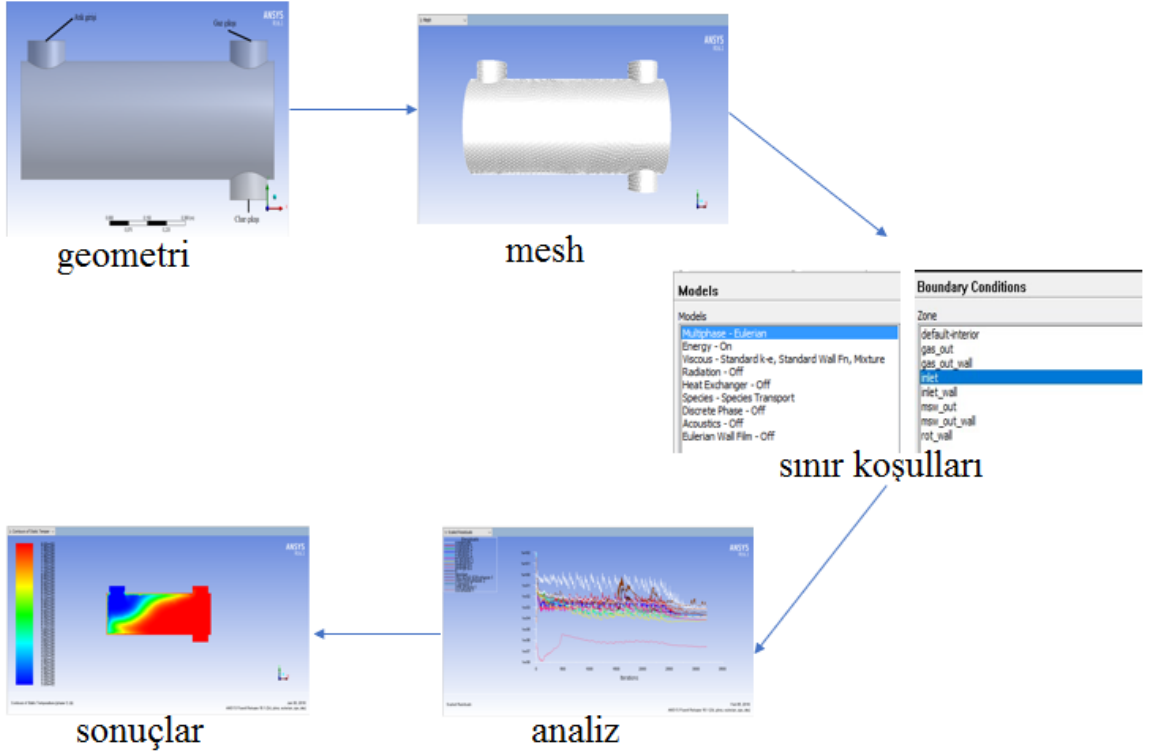


Şekil 4.1. CFD analizi akış şeması.

Piroliz reaktörünün sonlu elemanlar modelinin oluşturulup analiz yapılması aşağıdaki adımlarla gerçekleştirilmiştir:

- Model geometrinin oluşturulması,
- Model ağ yapısının (mesh) oluşturulması,
- İki veya üç boyutlu model için uygun çözümleyicinin çalıştırılması,
- Çözümleyici seçimi,
- Malzeme özelliklerinin belirlenmesi, gerekiyorsa yeni malzeme modellenmesi,
- Sınır şartlarının belirlenmesi,
- Çözüm kontrol parametrelerinin düzenlenmesi,
- İlk çözümlemenin yapılması,
- Sonuçların değerlendirilmesi,
- Eğer gerekiyorsa grid yapısının iyileştirilmesi veya sayısal/fiziksel modelin gözden geçirilerek işlemlerin tekrarlanması,
- Sonuçların kaydedilmesi.

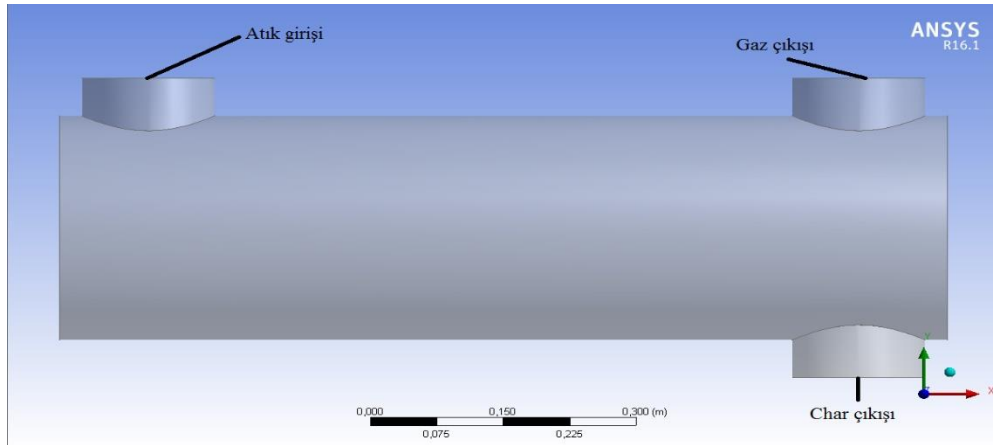
Döner fırın piroliz reaktörünün sonlu elemanlar analizi için işlem basamakları Şekil 4.2’de gösterilmektedir.



Şekil 4.2. Piroliz reaktörü CFD işlem basamakları.

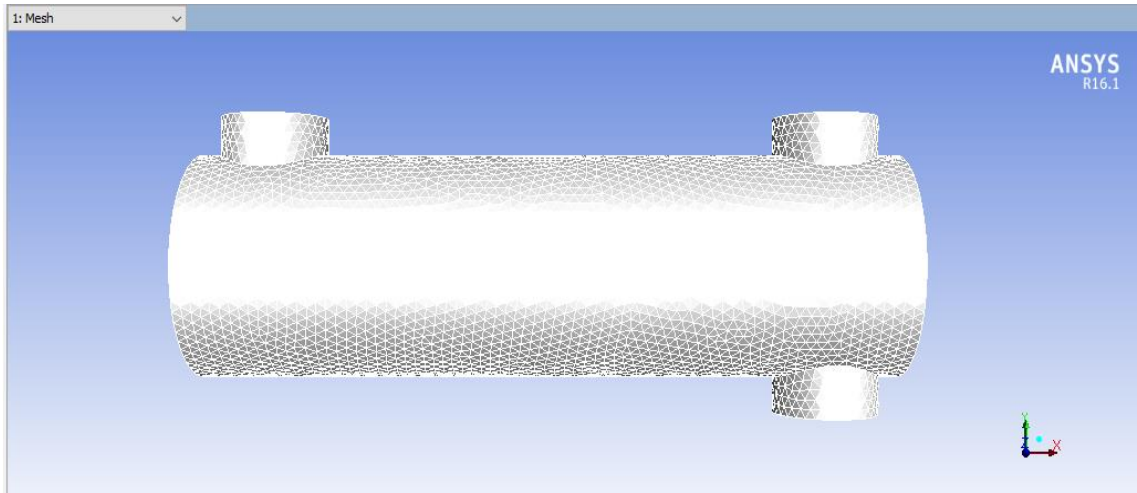
#### 4.1. PİROLİZ REAKTÖRÜ İÇİN GEOMETRİNİN OLUŞTURULUP MESH YAPISININ DÜZENLENMESİ

Sonlu elemanlar analizi için hazırlanan model geometrisi Şekil 4.3’ te gösterildiği gibidir. Reaktöre sol üst taraftan atık beslemesi yapılmakta, dıştan ısıtılan döner reaktör içerisinde ilerleyen bu atıklar piroliz işlemine tabi tutularak, proses sonucu oluşan gazlar sağ üst taraftaki gaz çıkışı kısmından yine bu proses sonucu oluşan katı atıklar ise char çıkışı kısmından tahliye edilmektedir.



Şekil 4.3. Piroliz reaktörü geometrisi.

CFD çözümlenmeleri içinde en çok kullanılan metot sınırlı hacim metodudur ve devamındaki durumlar bununla ilişkilidir. Hesaplanacak bölgenin seçimi ve ilgili ağ yapısının belirlenmesi sonuçların hesaplanmasında çok önemli bir yere sahiptir. Genel olarak gridlerin yoğunluğu yüksek uzaysal gradyanların bölgesinde daha geniş olma ihtiyacı duyar. Yapılandırılmış, yapılandırılmamış ve uyarlanabilir gridler başta olmak üzere çeşitli tiplerde gridler mevcuttur. Gerekli düzenlemelerle analize hazır hale gelen modele, her ne kadar analiz süresini artırsa da daha doğru sonuç alabilmek için Şekil 4.4' te gösterildiği gibi sık mesh atılmıştır. Mesh yapısında toplamda 146842 hücre ve 37601 düğüm noktası bulunmaktadır.



Şekil 4.4. Piroliz reaktörü mesh yapısı.

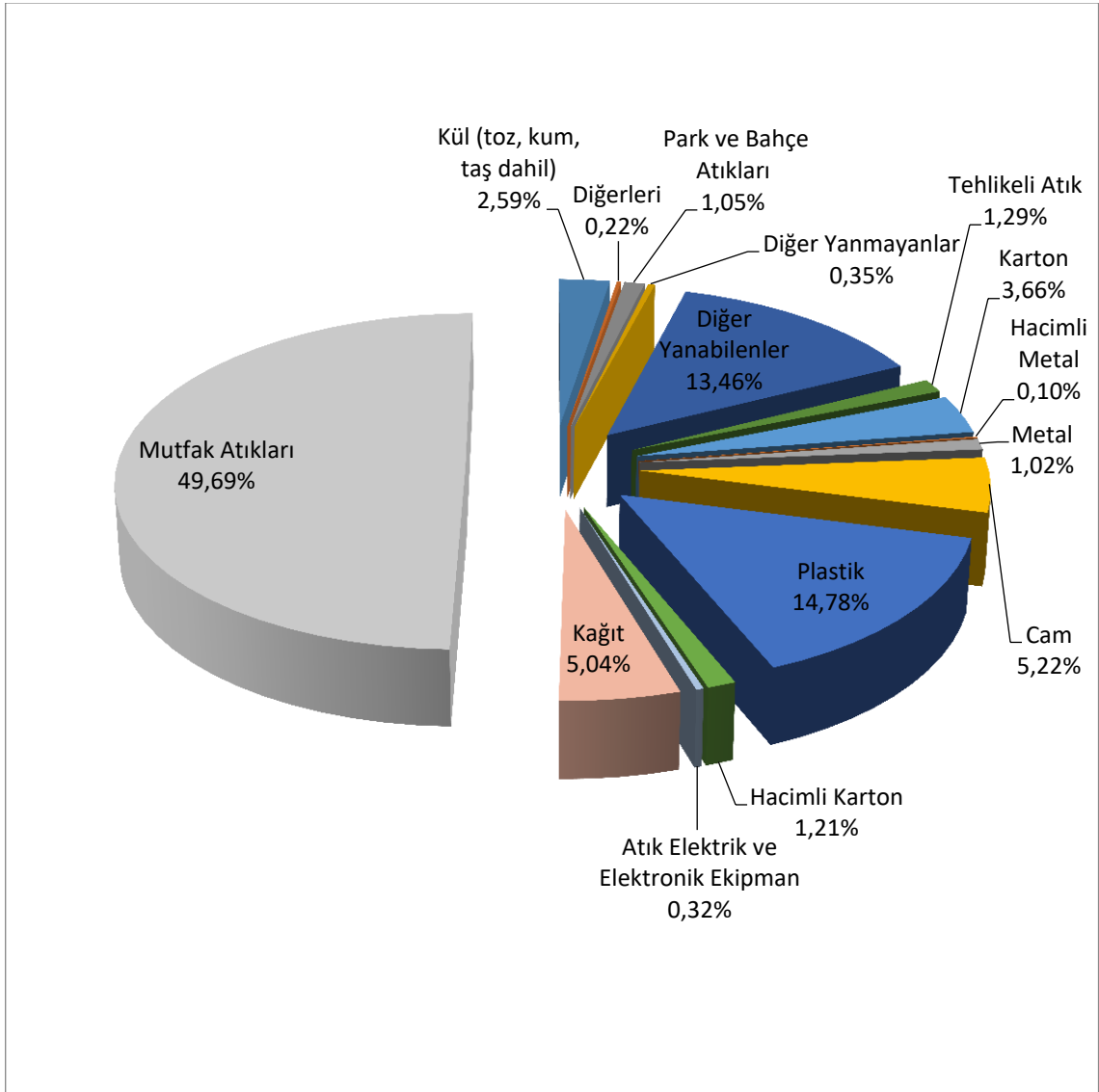
## 4.2. PİROLİZ PROSESİ İÇİN MALZEME MODELLENMESİ VE SINIR ŞARTLARININ GİRİLMESİ

Literatüre bakıldığında; fındıkkaşuğu, polietilen, polistiren, kayın ağacı, polipropilen, ömrünü tamamlamış lastikler, çam odunu, selüloz, arıtma çamuru gibi pek çok maddenin pirolizinin yapıldığı görülmeye rağmen, kentsel katı atıkların piroliz edilebilme kabiliyetine literatürde pek rastlanmamaktadır. Verilen çalışmalar ise çoğu zaman birkaç gram atığın çok basit bir ısıtma sistemiyle diğer fazlara ayrışmasına dayanmaktadır. Kentsel katı atık içeriği Çizelge 4.1' de de görüldüğü gibi bölgeden bölgeye, ülkeden ülkeye, ilden ile hatta aynı il için yıldan yıla göre bile değişiklik gösterdiği için, farklı menülerde hazırlanmış kentsel katı atığın pirolizine ait veri bulunmamaktadır [15], [62].

Çizelge 4.1. Dünya geneli katı atık kompozisyonları.

Bölge	Yemek Atığı	Kağıt/Karton	Odun	Tekstil	Kauçuk/ Deri	Plastik	Metal	Cam	Diğer
<b>Asya</b>									
Doğu Asya	26,2	18,8	3,5	3,5	1	14,3	2,7	3,1	7,4
Güney Asya	40,3	11,3	7,9	2,5	0,8	6,4	3,8	3,5	21,9
Güneydoğu Asya	43,5	12,9	9,9	2,7	0,9	7,2	3,3	4	16,3
Batı Asya & Orta Doğu	41,1	18	9,8	2,9	0,6	6,3	1,3	2,2	5,4
<b>Afrika</b>									
Doğu Afrika	53,9	7,7	7	1,7	1,1	5,5	1,8	2,3	11,6
Orta Afrika	43,4	16,8	6,5	2,5	-	4,5	3,5	2	1,5
Kuzey Afrika	51,1	16,5	2	2,5	-	4,5	3,5	2	1,5
Güney Afrika	23	25	15	-	-	-	-	-	-
Batı Afrika	40,4	9,8	4,4	1	-	3	1	-	-
<b>Avrupa</b>									
Doğu Avrupa	30,1	21,8	7,5	4,7	1,4	6,2	3,6	10	14,6
Kuzey Avrupa	23,8	30,6	10	2	-	13	7	8	-
Güney Avrupa	36,9	17	10,6	-	-	-	-	-	-
Batı Avrupa	24,2	27,5	11	-	-	-	-	-	-
<b>Okyanusya</b>									
Avustralya ve Yeni Zelanda	36	30	24	-	-	-	-	-	-
Okyanusya'nın Geri Kalanı	67,5	6	2,5	-	-	-	-	-	-
<b>Amerika</b>									
Kuzey Amerika	33,9	23,2	6,2	3,9	1,4	8,5	4,6	6,5	9,8
Orta Amerika	43,8	13,7	13,5	2,6	1,8	6,7	2,6	3,7	12,3
Güney Amerika	44,9	17,1	4,7	2,6	0,7	10,8	2,9	3,3	13
Karayipler	46,9	17	2,4	5,1	1,9	9,9	5	5,7	3,5

Bu çalışmada Kocaeli valiliği il çevre ve orman müdürlüğü tarafından hazırlanan 2015 yılı Kocaeli ili çevre durum raporundan faydalanılmış ve malzeme modellemesi bu verilere göre yapılmıştır. Kocaeli ili 2015 yılı katı atık kompozisyonu Şekil 4.5' te görüldüğü gibidir [117].



Şekil 4.5. Kocaeli ili 2015 yılı atık kompozisyonu.

#### 4.2.1. Kocaeli İli 2015 Yılı Kentsel Katı Atık Bilgileri

2015 yılında Kocaeli ilinin nüfusu, toplanan katı atık miktarı ve kişi başı üretilen çöp miktarına ilişkin bilgiler Çizelge 4.2' de özetlenmiştir.

Çizelge 4.2. Kocaeli ili 2015 KKA bilgileri.

<b>Toplam kişi sayısı</b>	1.780.055
<b>Toplam katı atık miktarı</b>	1.090.962,41 kg/gün
<b>Atıklardaki toplam su miktarı</b>	664.037,60 kg/gün
<b>Toplam atık miktarı (günlük)</b>	1.755.000,00 kg/gün
<b>Kişi başına düşen yaş çöp miktarı</b>	0,986 kg/gün/kişi
<b>Yaş çöp olarak yoğunluk</b>	155,350 kg/m <sup>3</sup>
<b>Günlük kişi başına düşen çöp hacmi</b>	0,006 m <sup>3</sup> /gün/kişi
<b>Toplam yaş çöp hacmi (haftalık)</b>	79079,65575 m <sup>3</sup> /hafta
<b>Günlük yaş çöp hacmi</b>	11297,094 m <sup>3</sup> /gün
<b>Toplam atık miktarı (yıllık)</b>	641.013,750 ton/yıl

Kentsel katı atık bileşimi için her farklı türün % miktarına göre hacimleri bulunarak toplam yaş ve toplam kuru hacimler hesaplanmış ve Çizelge 4.3' te gösterilmiştir.

Çizelge 4.3. Kocaeli ili yıllık KKA yaş ve kuru hacimleri

<b>Atık Tipi</b>	<b>Kütle (% kg)</b>	<b>Su Miktarı (% kg)</b>	<b>Yoğunluk (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Kuru Kütle (kg)</b>	<b>Atık Yaş Hacmi (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Atık Kuru Hacmi (m<sup>3</sup>)</b>
Kül (toz, kum, taş dahil)	4,42	8	480	4,0664	0,00920833	0,00847167
Park ve Bahçe Atıkları	1,05	60	100	0,42	0,0105	0,0042
Diğer Yanmayanlar	0,35	4	1420	0,336	0,00024648	0,00023662
Diğer Yanabilenler	13,46	8	360	12,3832	0,03738889	0,03439778
Karton	4,87	5	50	4,6265	0,0974	0,09253
Metal	1,12	3	150	1,0864	0,00746667	0,00724267
Cam	5,22	2	195	5,1156	0,02676923	0,02623385
Plastik	14,78	2	65	14,4844	0,22738462	0,22283692
Kâğıt	5,04	6	90	4,7376	0,056	0,05264
Mutfak Atıkları	49,69	70	290	14,907	0,17134483	0,05140345
<b><u>TOPLAM</u></b>	<b><u>100</u></b>	<b><u>=</u></b>	<b><u>=</u></b>	<b><u>62,163</u></b>	<b><u>0,644</u></b>	<b><u>0,500</u></b>

Yaş atığın yoğunluğu 155,350 kg/m<sup>3</sup>, kuru atığın yoğunluğu ise 199,923 kg/m<sup>3</sup> olarak hesaplanmıştır. Literatür verilerinden ortalama kimyasal bileşim içindeki element miktarları Çizelge 4.4' te verilmiştir.

Çizelge 4.4. Ortalama KKA kimyasal bileşimi.

Katı Atık Bileşenleri	Kimyasal Bileşim (% kuru kütle içinde)					
	C	H	O	N	S	Kül
Kül (toz, kum, taş dahil)	26,3	3	2	0,5	0,2	68
Park ve Bahçe Atıkları	47,8	6	38	3,4	0,3	4,5
Diğer Yanmayanlar	4,5	0,6	4,3	0	0	90,5
Diğer Yanabilenler	66,9	9,6	5,2	2	0	16,3
Karton	44	5,9	44,6	0,3	0,2	5
Metal	4,5	0,6	4,3	0,1	0	90,5
Cam	0,5	0,1	0,4	0,1	0	98,9
Plastik	60	7,2	22,8	0	0	10
Kâğıt	43,5	6	44	0,3	0,2	6
Mutfak Atıkları	48	6,4	37,6	2,6	0,4	5

#### 4.2.1.1. Kocaeli İli Kentsel Katı Atık Kompozisyonunun Belirlenmesi

Kocaeli ili 2015 yılı çevre durum raporuna göre, her bir katı atık bileşeni için atık içerisindeki element miktarları Çizelge 4.5’ te olduğu gibi hesaplanmıştır.

Çizelge 4.5. Kocaeli ili 2015 yılı KKA içerisindeki element miktarları.

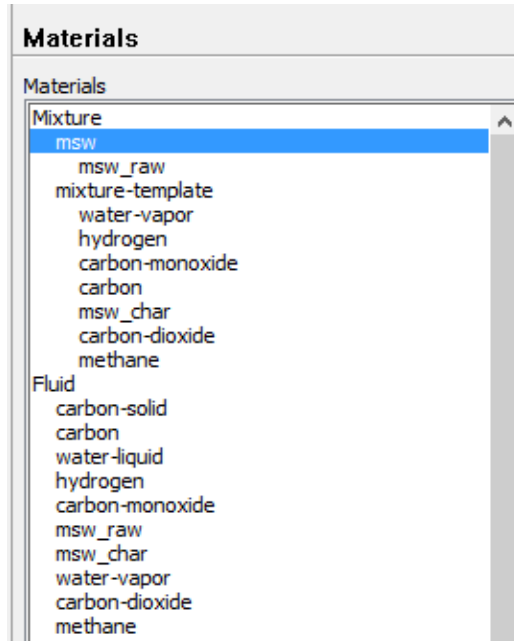
Katı Atık Bileşenleri	Kuru Kütle (Kg)	Yaş Kütle (Kg)	C	H	O	N	S	Kül
Kül (toz, kum, taş dahil)	4,0664	0,35	1,07	0,12	0,08	0,02	0,01	2,77
Park ve Bahçe Atıkları	0,4200	0,63	0,20	0,03	0,16	0,01	0,00	0,02
Diğer Yanmayanlar	0,3360	0,01	0,02	0,00	0,01	0,00	0,00	0,30
Diğer Yanabilenler	12,3832	1,08	8,28	1,19	0,64	0,25	0,00	2,02
Karton	4,6265	0,24	2,04	0,27	2,06	0,01	0,01	0,23
Metal	1,0864	0,03	0,05	0,01	0,05	0,00	0,00	0,98
Cam	5,1156	0,10	0,03	0,01	0,02	0,01	0,00	5,06
Plastik	14,4844	0,30	8,69	1,04	3,30	0,00	0,00	1,45
Kâğıt	4,7376	0,30	2,06	0,28	2,08	0,01	0,01	0,28
Mutfak Atıkları	14,9070	34,78	7,16	0,95	5,61	0,39	0,06	0,75
<b>TOPLAM</b>	<b>62,16</b>	<b>37,84</b>	<b>29,59</b>	<b>3,90</b>	<b>14,02</b>	<b>0,70</b>	<b>0,09</b>	<b>13,86</b>

Verilen bu değerlere göre Kocaeli ili için kentsel katı atığın susuz ve kükürtsüz kimyasal formülü Çizelge 4.6’ da verildiği gibi bulunmuştur.

Çizelge 4.6. Kocaeli ili 2015 yılı KKA susuz ve kükürtsüz kimyasal formülü.

Bileşen	Susuz Oranlar	Atom Ağırlığı	Mol Susuz	Susuz Mol Oranı (N=1)
C	29,59	12,01	2,464	49
H	3,90	1,01	3,865	77
O	14,02	16,00	0,876	17
N	0,70	14,01	0,050	1
S	0,09	32,07	0,003	0
Kül	13,86			
<b>Toplam</b>	<b>62,16</b>			
<b>Susuz ve Kükürtsüz Kimyasal Formül (N=1)</b>			$C_{49}H_{77}O_{17}N$	

Analizi koşturmak için, piroliz prosesi için gerekli malzemelerden Fluent kütüphanesinde olanlar direk kütüphaneden alınmıştır. Fakat daha önce de belirtildiği üzere kentsel katı atık için böyle hazır malzeme modeli bulmak neredeyse imkânsızdır. Bu nedenle piroliz ünitesine giren kentsel katı atık ve reaksiyon sonunda char olarak çıkan malzemeler Fluent programında gerekli olan özellikleri girilerek oluşturulmuştur. Analiz için girilen malzemeler Şekil 4.6’ da gösterildiği gibidir.



Şekil 4.6. Kimyasal denklem modeli için atanan malzemeler.

Deneyisel veriler sonucunda elde edilen ve kentsel katı atığın modellenmesinde kullanılan parametreler Çizelge 4.7’ de verildiği gibi sisteme tanıtılmıştır.

Çizelge 4.7. Kentsel katı atık özellikleri.

Büyükölük	Birimi	Girilen değer
Yoğunluk	kg/m <sup>3</sup>	450
C <sub>p</sub> (özgül ısı)	j/kg.K	2500
Isıl iletkenlik	W/m.K	0,15

#### 4.2.2. Çok Fazlı Akış Modelinin Seçilmesi

Dünyada gerçekleşen akışların büyük çoğunluğu çok fazlı akışlardır. Bu akışlar gaz-sıvı ya da sıvı-sıvı akışları, gaz-katı akışları, sıvı-katı akışları ve üç fazlı akışlar olmak üzere dört kategoriye ayrılarak sınıflandırılabilir.

Hesaplamaalı akışkanlar dinamiğindeki ilerlemeler, çok fazlı akışların davranışlarını daha detaylı inceleme olanağı sağlamaktadır. Bu akışların sayısal analizi için günümüzde iki temel yaklaşım kullanılmaktadır. Bunlar Euler-Lagrange yaklaşımı ve Euler-Euler yaklaşımıdır.

##### 4.2.2.1. Euler-Lagrange Yaklaşımı

Ansys Fluent yazılımında kullanılan ayrık faz modelinde (discrete phase modeling – DPM), Lagrange yaklaşımı esas alınmaktadır. Bu yaklaşımda, sürekli faz içindeki partiküller Lagrange yaklaşımıyla modellenirken sürekli ya da taşıyıcı faz olan hava Euler yaklaşımıyla modellenir. Sürekli faz için zaman ortalamaalı Navier-Stokes denklemleri çözülürken, sürekli faz içinde hareket eden parçacık ya da kabarcıklar hesaplanmış akış alanı içerisinde izlenir. Bu parçacıklar, sürekli faz ile momentum, kütle veya enerji transferinde bulunabilirler. Ansys-Fluent hesaplamaalı akışkanlar dinamiği yazılımında bulunan DPM modeli, ikincil faz olan taşıyıcı akışkanın kendi içerisinde etkileşimlerinin ihmal edilebilir düzeyde ve bu fazın hacimsel olarak birincil faza oranla daha az (birincil fazın en fazla %10- 12’ si kadar) olduğu durumlarda tercih edilir. Partikül veya damlacık yörüngeleri akış alanına göre teker teker hesaplanır. Bunun için, parçacıklar üzerine etki eden sürüklenme kuvveti, basınç gradyan kuvveti ve kaldırma kuvveti hesaba katılarak parçacığın hareketiyle ilgili eşitlikler çözülür.

Parçacık üzerinde etkili olan kuvvetlerin denge eşitliği integre edilerek parçacığın yörüngesi ve hızı hesaplanır. Euler-Lagrange yaklaşımı, yüksek mach sayısı etkileri, küresel ve küresel olmayan partiküller için çoklu sürüklenme kanunları, pnömatik transport, birincil atomizasyon modelleri, sıvı yakıtlı yanma reaksiyonları, damlacık çarpışma ve birleşme modelleri, parçacık yüklü akışlar, bozulma sürüklenme modelleri, duvar erozyon modeli, parçacıklar için çoklu sınır koşulları seçenekleri, kömür yanması alt modelleri ve sprey kurutucular için uygun çok fazlı akış modelidir. Ancak sıvı-sıvı karışımları, akışkan yataklar ve ikincil fazın hacimsel fraksiyonunun ihmal edilemeyeceği durumlarda bu metot kullanılamaz [115], [116], [118], [119].

#### 4.2.2.2. Euler-Euler Yaklaşımı

Euler metodu, çoğunlukla akış analizlerinde tercih edilen bir yaklaşımdır. Euler yaklaşımında fazların matematiksel olarak sürekli etkileşim halinde olduğu değerlendirilir. Bu yaklaşımda, fazların hacimsel fraksiyonlarının yer ve zamanın sürekli bir fonksiyonu olduğu ve toplamlarının daima bir e eşit olduğu kabulü yapılır. Yapısal olarak birbirine benzeyen korunum denklemleri her bir faz için ayrı ayrı yazılır. Ağ yapısı uzayda sabit ve hareketsiz olup, malzeme ağ yapısının içinden akmaktadır. Bu sebeple Euler elemanlarının arasında kütle transferi olmaktadır. Malzemenin dış yüzeyi de sabit ağ yapısı içerisinde aktığı ve yer değiştirdiği için havanın da modellenmesi gerekmektedir. Her bir eleman veya hücre içerisinde birden fazla akışkan veya gaz bulunabilmektedir. Ağ yapısı malzemeyle beraber hareket etmediği ve uzayda sabit olduğu için bozulması veya doğruluğunu kaybetmesi gibi bir sorun bulunmamaktadır. Euler yaklaşımının zor olan kısmı fazlar için ayrı ayrı ifade edilen korunum denklemlerinin ilişkilendirilmesi ve denklem sistemi için kapama ifadesinin yazılabilmesidir. Bu kapama denklemleri ampirik bağıntılar veya granüllü akışlar için kinetik teori yardımıyla türetilir. Euler metodunun en büyük dezavantajlarından birisi, Lagrange yaklaşımına göre eleman formülasyonu bakımından daha fazla hesaplama içermesi ve bunun sonucu olarak da analiz süresinin uzun olmasıdır. Fluent hesaplamalı akışkanlar dinamiği programı VOF (the volume of fluid), Mixture ve Eulerian çok fazlı akış modelleri olmak üzere toplamda üç adet Euler yaklaşımı sunmaktadır.

- VOF Model

VOF modeli, sabit bir Eulerian ağına uygulanan bir yüzey izleme tekniği olup, birbiri ile karışmayan iki veya daha fazla akışkan arasında oluşan arayüzeyin pozisyonunun

incelenmek istendiği uygulamalar için tasarlanmıştır. Bu yaklaşım doğrultusunda tüm akışkanlar için sadece bir momentum denklem seti çözüldür ve tüm sayısal çözümler ağı içerisinde fazların hacimsel fraksiyonları ayrı ayrı izlenir. VOF modelinin çözümler sunduğu uygulamalar arasında, bir gaz-sıvı ara yüzeyinin zamana bağlı olarak incelenmesini içeren katmanlı akış, serbest yüzey akışları, yüzey gerilmesi ve duvar adezyon etkilerini içeren yüzey takibi, çalkantı akışı, sıvı içinde büyük kabarcıkların hareketi, gaz fazı sıkıştırılabilirliği, baraj taşmasında sıvının hareketi, kapalı bir tankta sıvı hareketi, zamandan bağımlı ve zamandan bağımsız olarak herhangi bir sıvı-gaz arayüzünün izlenmesi gibi birçok farklı uygulama gösterilebilir.

- Mixture Model

Bu model iki veya daha fazla faz (sıvı veya parçacık) için tasarlanmıştır. Eulerian modelde de olduğu gibi, VOF modelinin aksine fazların birbirine karışmasına olanak tanımaktadır. Bu modelde, karışım için süreklilik, momentum ve enerji denklemleri, ikincil faz için hacim kesri denklemleri ve eğer hızlar farklı ise bağlı hızlar için cebirsel ifadeler çözüldür. Partikül yüklü akışlar, kabarcıklı akışlar, bireysel hacim kesir denklemleri için kaynak terimleri, kayma hızı ve parçacık çapı özelleştirilmesi, sedimentasyon ve siklon akışları bu model vasıtasıyla çözülebilen uygulamalara örnek olarak gösterilebilir.

- Eulerian Model

Eulerian modeli Fluent'in içerdii en karmaşık çok fazlı akış modeli olup iki veya daha fazla birbiri ile karışabilen akışkan içeren problemlerin çözümünde kullanılmaktadır. Her bir faz için -n adet momentum ve süreklilik denklemini çözer. İncelenen akışkanlar sıvı, katı veya gaz formlarının karışımı şeklinde bulunabilir. Lagrange modeli ikincil fazın hacimsel fraksiyonu <10 iken iyi sonuç vermesine karşılık Eulerian modelde bununla ilgili bir sınır yoktur. Her bir akışkan için enerji ve momentum denklemleri ayrı ayrı çözüldür. Fazlar arası momentum transferi momentum denklemine eklenen fazlar arası momentum transfer terimleri ile bulunur ve eğer fazlar arasında ısı veya kütle transferi varsa aynı şey enerji ve süreklilik denklemleri için de yapılabilir. Fazların hacimsel fraksiyonu yine diğer modellere benzer şekilde tüm çözümler ağı içerisinde izlenir ve fazların hacimsel fraksiyonlarının toplamının 1'e eşit olduğu kabulü yapılır. Eğer birincil faz sıvı veya ikincil faz katı partiküller içeriyorsa taşıyıcı faz içinde katı partiküllerin davranışını incelemek için kinetik teori kullanılır. Eulerian modelin

uygulamaları arasında kabarcık kolonları, yükselticiler, parçacık süspansiyonu ve akışkan yatakları gösterilebilir.

Genel olarak, kademeli ve serbest yüzey akışlarında VOF modeli, eğer kabarcıklı, damlacıklı ve partikül yüklü akışlarda hacimsel oran %10' dan az ise Lagrange modeli, hacimsel oran %10' dan fazla ise karışım modeli veya Eulerian model kullanılmalıdır. Eulerian ve Mixture modelleri arasında tercih yapılmak istendiğinde şunlar dikkate alınabilir [115], [116], [119]–[124]:

- Eğer dağınık fazların geniş bir dağılımı mevcutsa (parçacıklar boyut açısından farklılık gösteriyor ve en büyük parçacıklar birincil akış alanından ayrılmıyor ise) Mixture model tercih edilebilir. Eğer dağınık fazlar akış hacminin parçalarında konsantre durumda ise Eulerian model kullanılmalıdır.
- Eğer fazlar arası sürüklenme kanunları sistemde uygulanabilir ise Eulerian model genellikle Mixture modeline oranla daha iyi sonuçlar verir. Eğer fazlar arası sürüklenme kanunları bilinmiyor ve sisteme uygulanabilirlikleri hala bir soru işareti ise Mixture modeli daha iyi bir seçim olabilir.
- Eğer daha az hesaplama gerektiren bir problem çözülmek isteniyorsa Mixture modeli daha iyi bir seçim olabilir çünkü bu model Eulerian modele göre daha az sayıda denklem çözmektedir.
- Akışkan yataklarda, granül akış için Eulerian modeli tercih edilir.
- Pnömatik taşımada homojen akış için Mixture modeli, granül akış için Eulerian modeli kullanılır.

Piroliz prosesinin modellenmesinde Eulerian çok fazlı akış modeli seçilmiştir. Bu modelin seçilme sebeplerinden bazıları şöyledir:

- Çoklu ve birbirleriyle etkileşen fazların modellenmesine olanak tanır.
- Fazlar hemen hemen her kombinasyonda katı, sıvı ya da gaz olabilir.
- Tek bir basınç, tüm safhalar tarafından paylaşılır.
- Momentum ve süreklilik denklemleri her faz için çözülür.
- Granüler fazlar için aşağıdaki parametreler mevcuttur:
  - Her katı faz için granüler sıcaklık hesaplanabilir. Cebirsel formülasyon, sabit

katsayı, kullanıcı tanımlı bir fonksiyon veya kısmi diferansiyel denklem seçebilir.

- Katı faz kayma ve yığın viskoziteleri, granüler akışlara kinetik teoriler uygulanarak elde edilir. Granüler akışın modellenmesi için sürtünme viskozitesi de mevcuttur. Tüm özellikler için uygun modeller ve kullanıcı tanımlı işlevler seçilebilir.
- Sıkıştırılabilir akışa izin verilmez.
- Tüm  $k-\epsilon$  türbülans modellerine izin verilir.
- Çok değişik çok fazlı rejim tiplerine uygun olarak fazlar arası sürtünme katsayısı formülasyonları mevcuttur.

### 4.2.3. Türbülans Modelinin Seçilmesi

Yapılan analizlerin gerçekçi sonuçlar vermesinde seçilen türbülans modelinin de büyük etkisi vardır. Sonlu elemanlar programları farklı analizler için çok sayıda türbülans modeli barındırmaktadır. Türbülans modelleri Reynold sayı, akışkan türü, basınç dağılımı sınır tabaka kalınlığı gibi belirli parametrelere bağlıdır. Karşılaşılan problem için en uygun modeli seçebilmek için, seçeneklerin yeteneklerinin, kısıtlamalarının kısaca birbirlerine karşı artı ve eksi yönlerinin bilinmesi gerekmektedir [120], [121].

#### 4.2.3.1. One Equation Model

- Spalart-Allmaras:

Spalart-Allmaras modeli, kinematik türbülans viskozitesi için modellenmiş bir taşıma denklemini çözen nispeten basit tek denklemlilik bir modeldir ve özellikle düşük Reynolds sayılı uygulamalarda etkin olarak kullanılmaktadır. Bu model, özellikle duvarla sınırlanmış akışları içeren havacılık uygulamalarında kullanılmak üzere tasarlanmış ve olumsuz basınç gradyanlarına maruz bırakılmış sınır katmanları için iyi sonuçlar verdiği görülmüştür. Ayrıca turbo makineler ve içten yanmalı sistemler için de kullanımı yaygındır. Sınır tabaka hesaplanmasında, akış içerisinde ayrıklaştırma olmayan problemlerde, havacılık ve otomotiv uygulamalarında, sıkıştırılabilir akış hesaplamalarında kullanılmaktadır. Çabuk yaklaşım oluşturmaktadır. Bütün kompleks mühendislik akış türleri için uygunluğu kesin değildir. Ayrıklaştırılmış akış için, serbest kayma tabakaları için, azalan türbülans durumları ve karmaşık iç akışlar için uygun değildir.

#### 4.2.3.2. Two-Equations Model

- Standart k-ε Türbülans modeli

Türbülansın en basit modelleri two-equations modelleridir. Bu modellerde iki ayrı transport denkleminin çözümlerinde türbülanslı hız ve uzunluk ölçeğinin bağımsız olarak tanımlanılmasına olanak sağlanmıştır. k-ε modeli fluentte bu sınıfa girmektedir ve pratik mühendislik akış hesaplamalarının en çok kullanılan modelidir. Launder ve Spalding tarafından tasarlanmıştır. Çok çeşitli türbülanslı akışlar için dayanıklılık, ekonomi ve makul doğruluk, endüstriyel akış ve ısı transferi simülasyonlarında yaygın olarak kullanılmasına olanak sağlamıştır. Bu model yarı-ampirik bir modeldir ve model denklemleri olgusal değerlendirmeler ve deneysel sonuçlar üzerinden türetilmiştir. En çok kullanılan model olmasından dolayı bu modelin sınırları bilinmekte ve performansı halen daha geliştirilmektedir. Fluent programı içerisinde RNG k-ε model ve realizable k-ε modeli olmak üzere iki çeşidi daha kullanılmaktadır. Bu modelde kinetik enerji ve türbülans kayıpları çözülmektedir. Model uygulamaları için duvar fonksiyonu (wall funtion) olmasını gerektirmektedir. Karmaşık geometriler için oluşturulan dış akışlar ve duvardan uzak akışlar için uygundur.

- k-w Türbülans Modeli

k-w Türbülans Modeli düşük Reynolds sayıları için modifikasyonlar içerir. Kinetik enerji ve türbülans frekansı için çözüm yapmaktadır. Karışık tabakalar, jet akışları, boru akışları ve duvar çevresindeki akışlar için iyi sonuçlar vermektedir. Sonuçta duvar-sınır akışları ve serbest kayma akışlarına uygulanabilir. Türbülans viskozite hesaplama metodu, model sabitlerini hesaplama metodu ve diğer terimler her model için ayrılır. Geçişleri iyi bir şekilde tahmin etmektedir. İlk tahminlerde çok iyi derecede hassaslık göstermektedir.

Spalart-Allmaras modelinde ve k-ε modellerinde Boussinesq hipotezi kullanılır. Spalart-Allmaras modelinde yalnızca bir tek ek taşınım (türbülanslı viskoziteyi temsil eden) denklemi çözülmektedir. k-ε modeli için ikişer ek taşınım denklemi (türbülanslı kinetik enerji için k ve türbülans dağılma oranı için ε çözülmektedir ve  $\mu_t$ , k ve ε' nin bir fonksiyonu olarak hesaplanmaktadır.

Isı transferi simülasyonlarında yaygın olarak kullanılması, çok çeşitli türbülans türleri için makul hassasiyette doğru sonuçlar vermesinden dolayı bu analizde k-ε türbülans

modeli seçilmiştir. “k” ile belirtilen kısmi türbülans kinetik enerji değerini ( $m^2/s^2$ ), “ε” ile ifade edilen kısım ise türbülans dağılım oranını ( $m^2/s^3$ ) ifade etmektedir [119], [125].

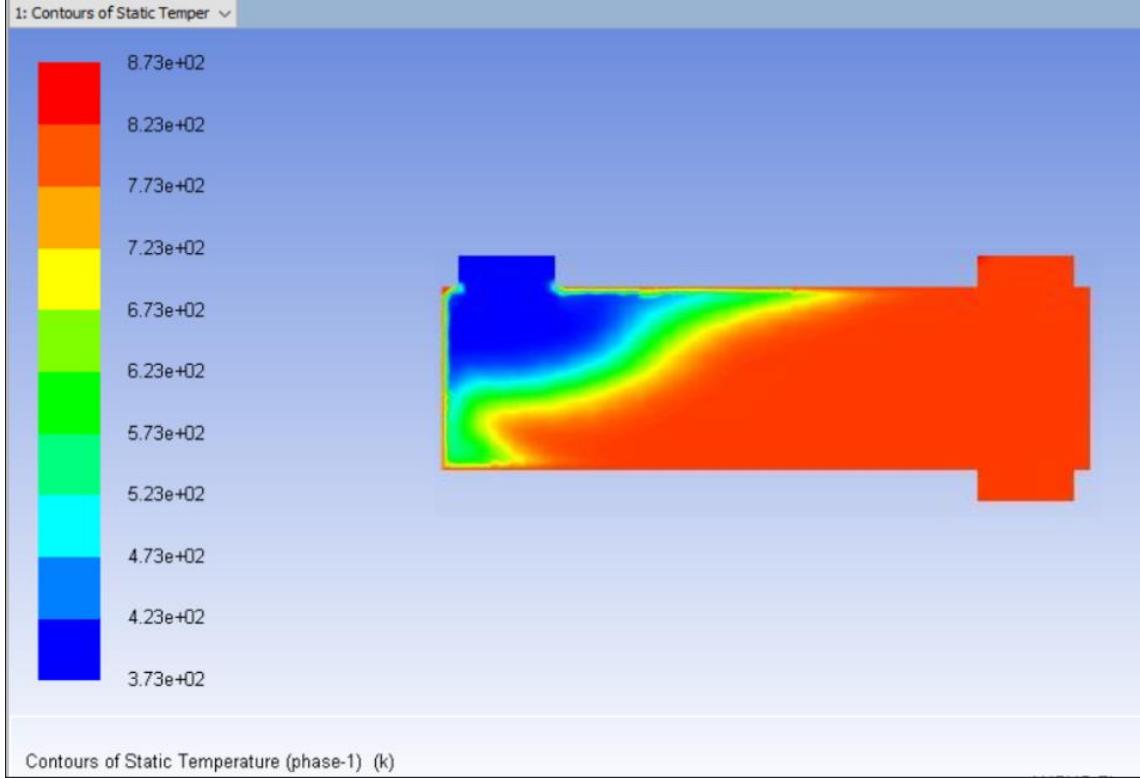
Döner reaktörde gerçekleşen kentsel katı atıkların piroliz işleminin sonlu elemanlar analizinde, farklı çap/boy oranları, farklı kentsel katı atık giriş sıcaklıkları, farklı partikül boyutu ve farklı dönme hızları kullanılarak analiz yapılmıştır. Çizelge 4.8’ de de gösterildiği gibi 27 farklı setup 3 farklı çap/boy oranında modellenen reaktörler için uygulanmış ve toplamda 81 adet analiz yapılmıştır. Bu değişkenlerin gaz ürün verimine olan etkileri karşılaştırmalı olarak görülmüş ve analizlerden alınan sonuçlardan özellikle oluşan metan gazı yüzdesine göre piroliz işlemi için optimum değerler bulunmaya çalışılmıştır. Daha sonra da maksimum metan gazı veriminin olduğu analiz şartlarının enerji analizi yapılarak, yıllık üretilebilecek enerji potansiyeli hesaplanmıştır.

Çizelge 4.8. Sonlu elemanlar analizi için girilen sınır koşulları.

Analiz numarası	Giriş sıcaklığı (K)	Partikül boyutu (mm)	Dönme hızı (rpm)
A1	353	20	5
A2	353	20	10
A3	353	20	15
A4	353	30	5
A5	353	30	10
A6	353	30	15
A7	353	40	5
A8	353	40	10
A9	353	40	15
A10	373	20	5
A11	373	20	10
A12	373	20	15
A13	373	30	5
A14	373	30	10
A15	373	30	15
A16	373	40	5
A17	373	40	10
A18	373	40	15
A19	393	20	5
A20	393	20	10
A21	393	20	15
A22	393	30	5
A23	393	30	10
A24	393	30	15
A25	393	40	5
A26	393	40	10
A27	393	40	15

### 4.3. ANALİZİN KOŞTURULARAK SONUÇLARIN ELDE EDİLMESİ

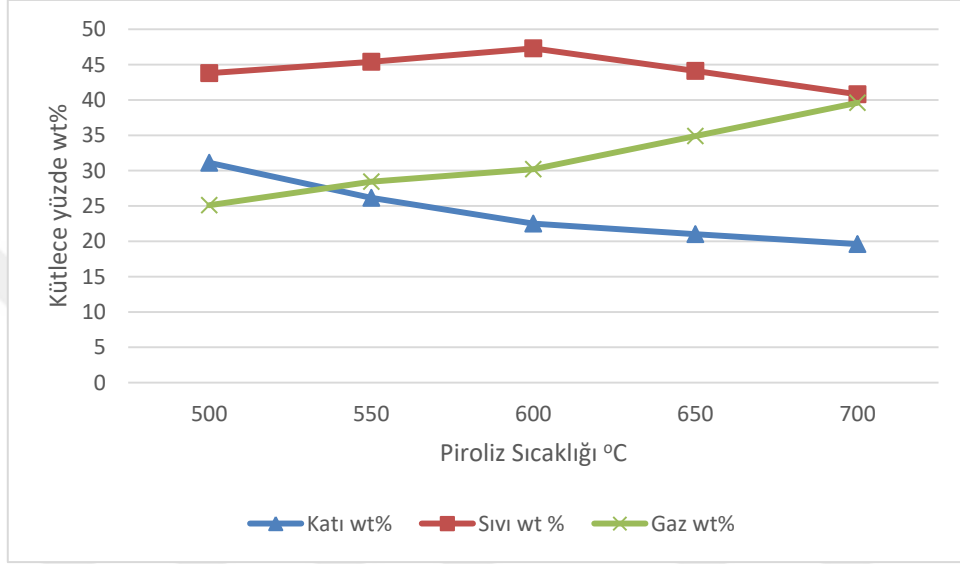
Sınır koşullarında da belirtildiği üzere ilk 9 setup 353 K, 10-18 arası 373 K ve 19-27 arası ise 393 K sıcaklığı için kurgulanmış ve analizler bu değerlere göre koşuturulmuştur. Elde edilen sonuçlara göre döner reaktör içerisindeki sıcaklık dağılımı Şekil 4.7' de gösterilmektedir.



Şekil 4.7. 373 K giriş sıcaklığında reaktör içerisindeki sıcaklık dağılımı.

## 5. BULGULAR VE TARTIŞMA

Yapılan deney sonuçlarından alınan verilere göre sıcaklığın piroliz son ürün miktarları üzerine olan etkisi Şekil 5.1' de gösterilmektedir.



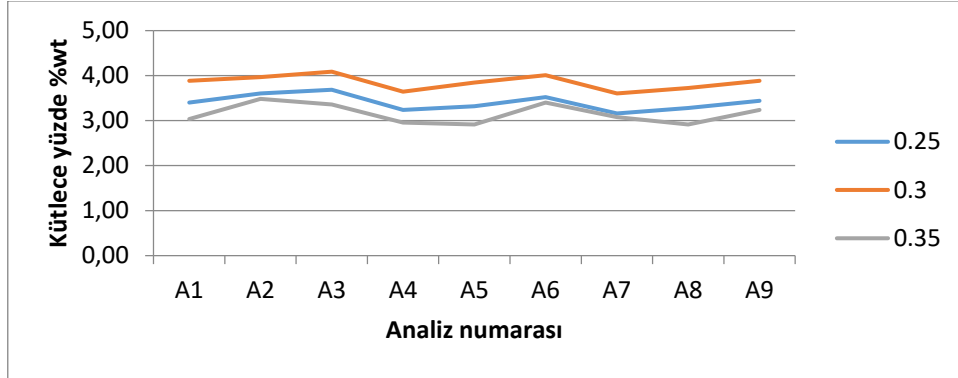
Şekil 5.1. Sıcaklığın piroliz son ürün miktarlarına olan etkisi.

Elde edilen sonuçlarda, kentsel katı atık bozunma miktarları incelendiğinde; literatürde de var olduğu üzere artan sıcaklık değeri ile kentsel katı atık bozunma miktarı artmış, buna bağlı olarak da katı ürün miktarı azalmıştır.

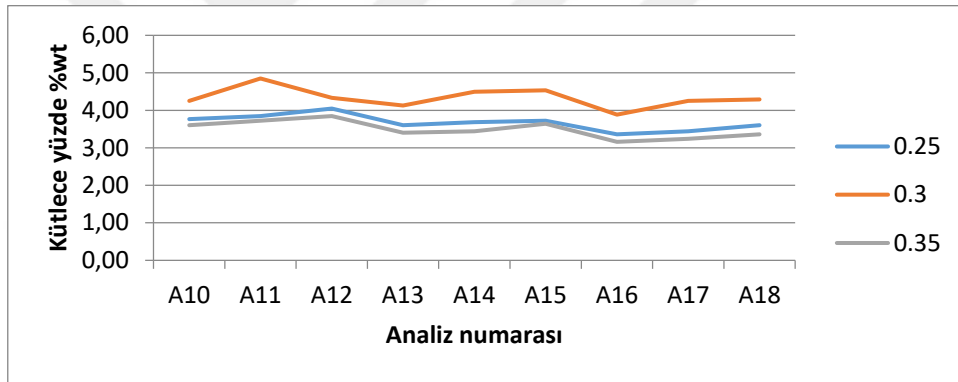
Sıcaklık değeri arttıkça, gaz ürün miktarı da artış göstermiş ve özellikle 600 °C' den sonra sıvı ürünlerin bir kısmının da parçalanmasıyla gaz ürün miktarında önemli ölçüde artış görülmüştür. Elde edilen gaz kompozisyonuna bakıldığında ise 600 °C' de maksimum CH<sub>4</sub> miktarı elde edilmişken, sıcaklığın artmasıyla CH<sub>4</sub> miktarı düşerken CO ve CO<sub>2</sub> miktarlarının arttığı görülmüştür. 600 °C sıcaklıkta elde edilen kütlece gaz ürün yüzdeleri; %4,12 CH<sub>4</sub>, %9,24 CO, %1,51 H<sub>2</sub> ve %10,70 CO<sub>2</sub> olarak gözlemlenmiştir.

Maksimum sıvı ürün miktarı ise 600 °C' de gözlemlenmiştir. Bu sıcaklıktaki kütlece sıvı ürün yüzdesi %47,29' dur. 600 °C' ye kadar sıvı ürün miktarı artış göstermekteyken, 600 °C' nin üzerindeki sıcaklıklarda sıvı ürün miktarı azalmaya başlamıştır.

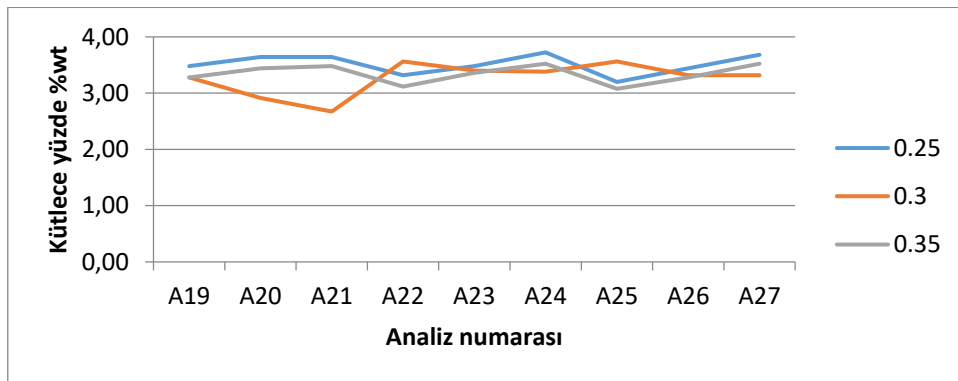
Yapılan sonlu elemanlar analiz sonuçlarına göre oluşan CH<sub>4</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub>O olmak üzere toplamda 5 ayrı gazın kütlece yüzdeleri bulunmuş ve bu değerler Şekil 5.2 ve Şekil 5.16 arasındaki şekillerde gösterilmiştir.



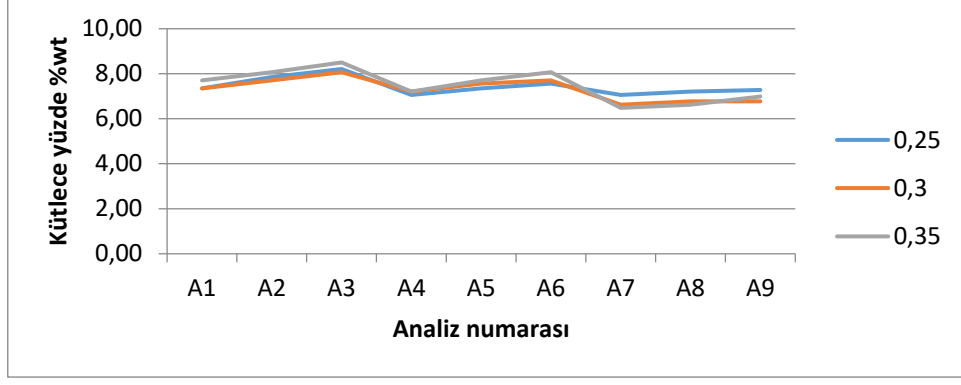
Şekil 5.2. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CH<sub>4</sub> yüzdesi.



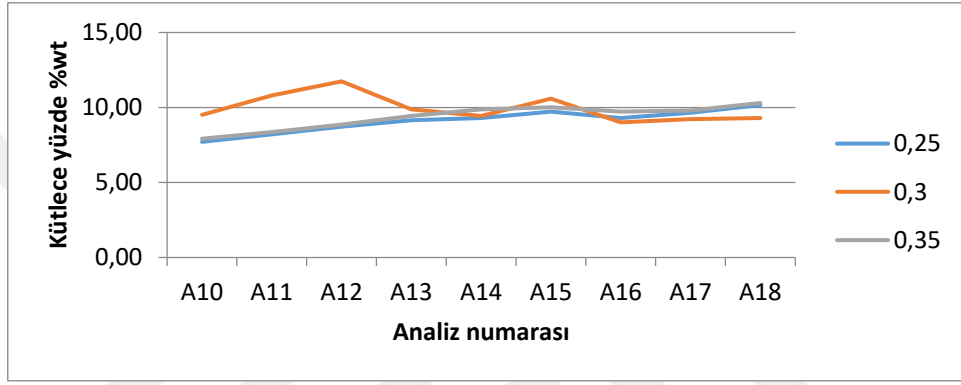
Şekil 5.3. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CH<sub>4</sub> yüzdesi.



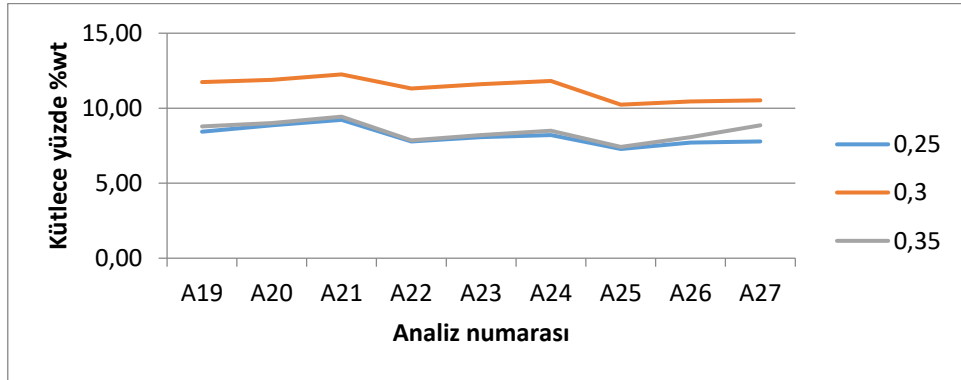
Şekil 5.4. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CH<sub>4</sub> yüzdesi.



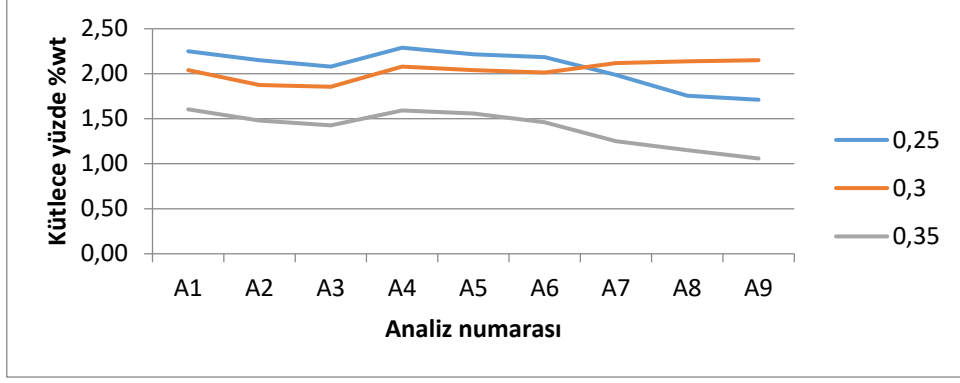
Şekil 5.5. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO yüzdesi.



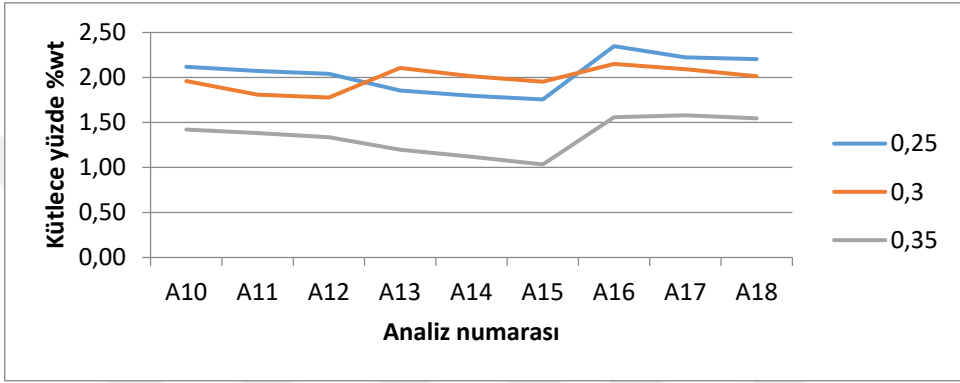
Şekil 5.6. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO yüzdesi.



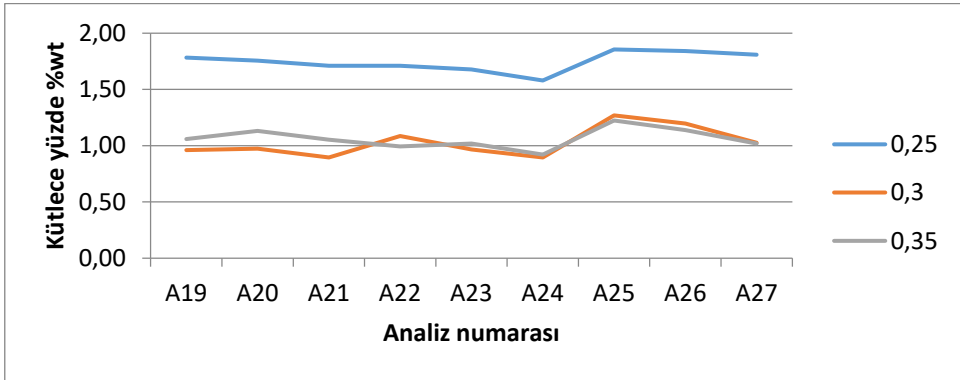
Şekil 5.7. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO yüzdesi.



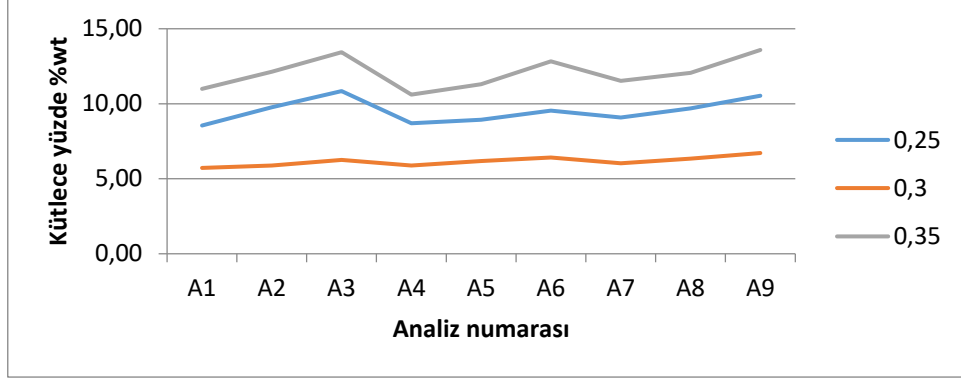
Şekil 5.8. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H<sub>2</sub> yüzdesi.



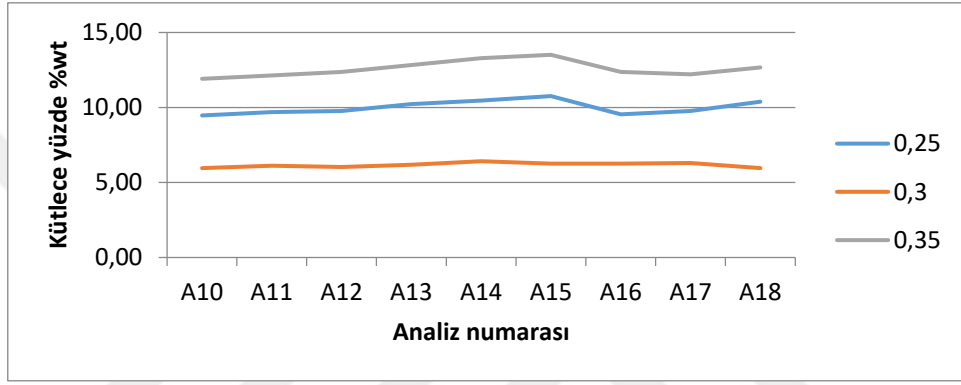
Şekil 5.9. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H<sub>2</sub> yüzdesi.



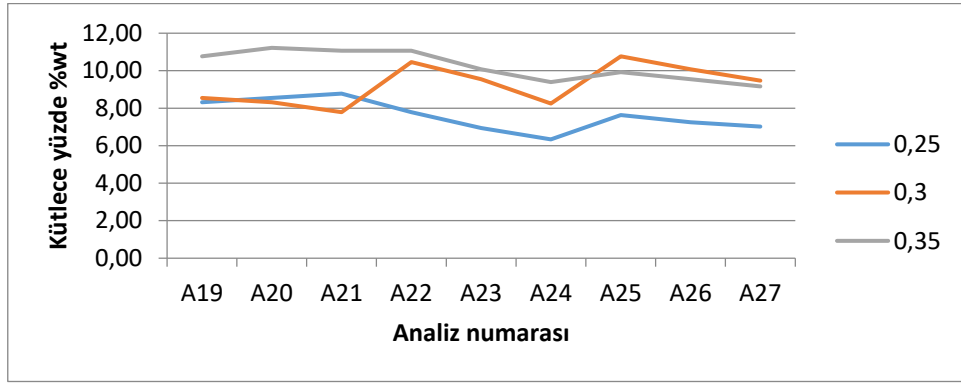
Şekil 5.10. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H<sub>2</sub> yüzdesi.



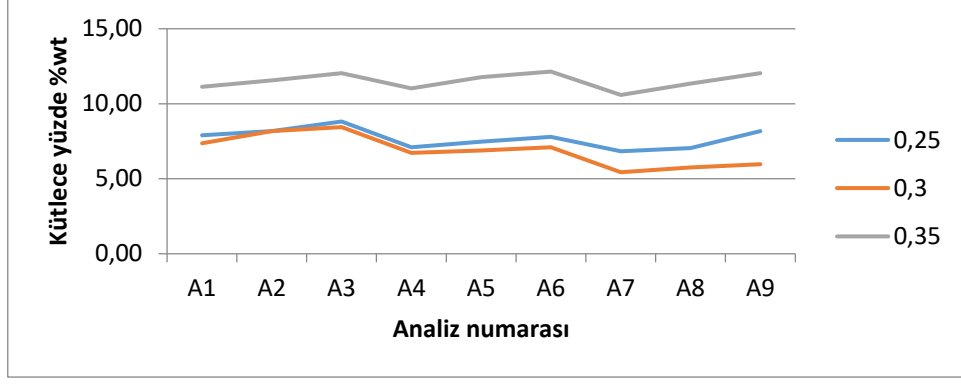
Şekil 5.11. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H<sub>2</sub>O yüzdesi.



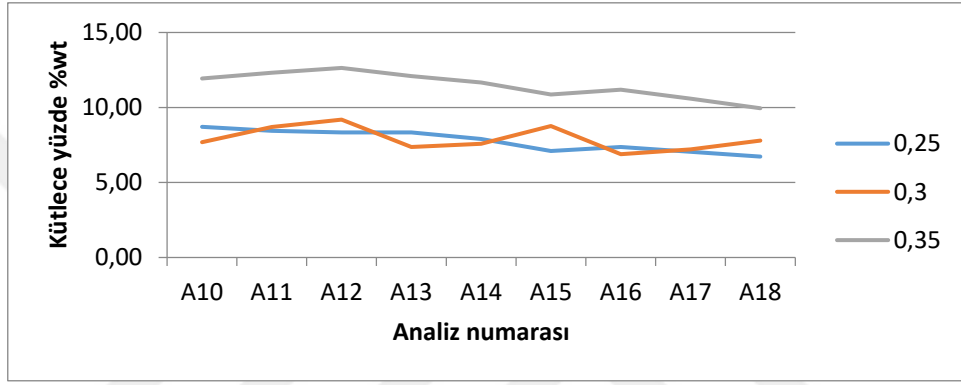
Şekil 5.12. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H<sub>2</sub>O yüzdesi.



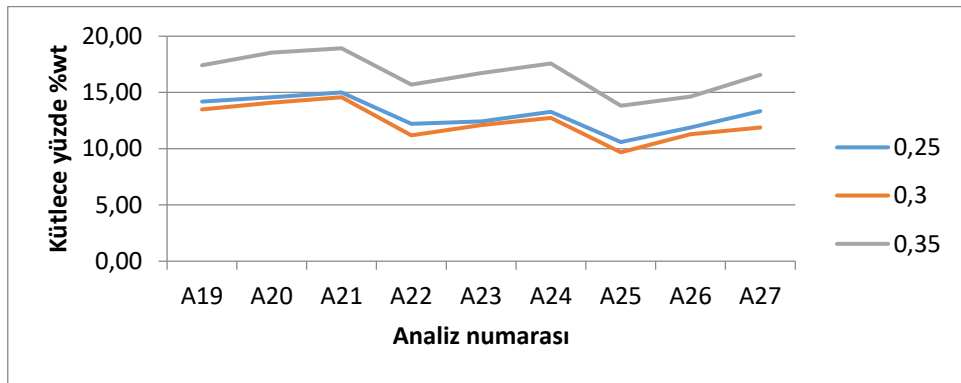
Şekil 5.13. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece H<sub>2</sub>O yüzdesi.



Şekil 5.14. 353 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO<sub>2</sub> yüzdesi.



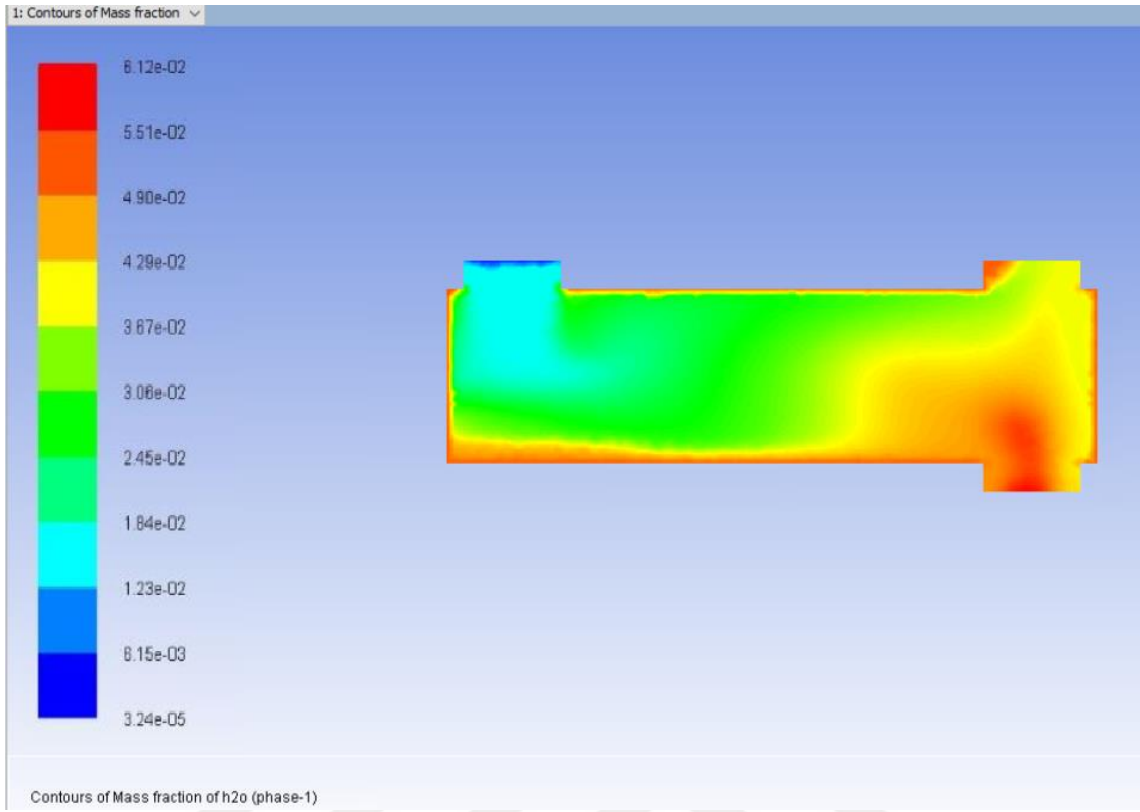
Şekil 5.15. 373 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO<sub>2</sub> yüzdesi.



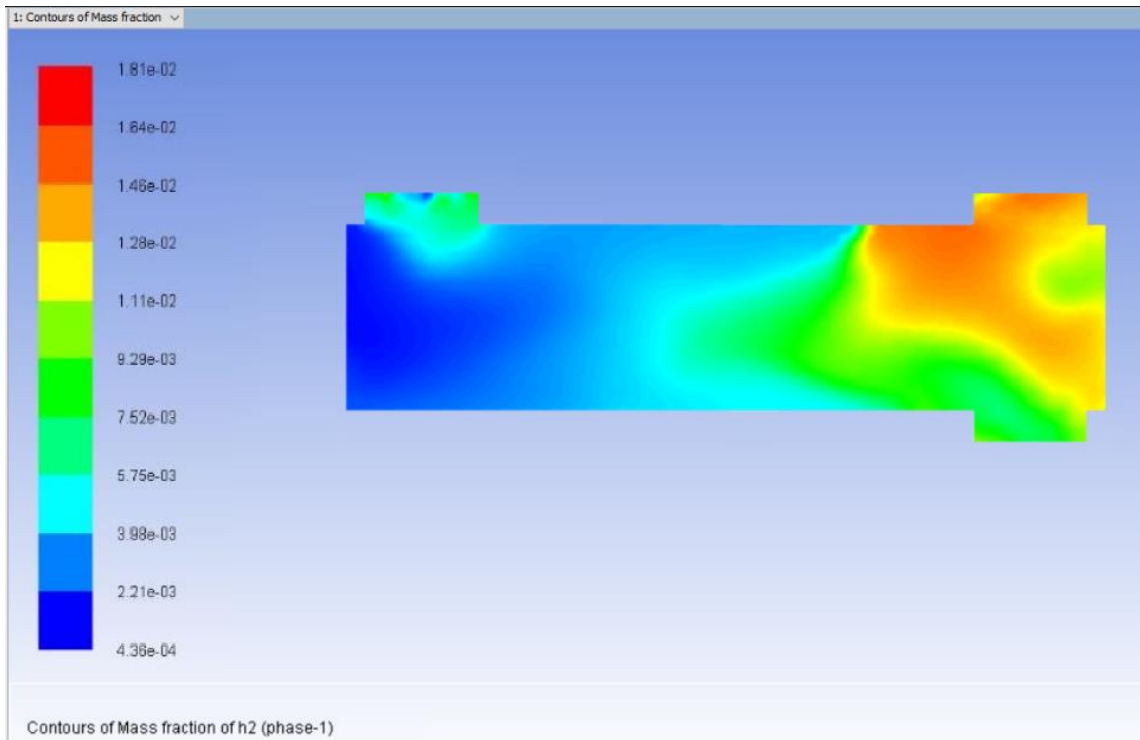
Şekil 5.16. 393 K giriş sıcaklığında 3 farklı reaktörde üretilen kütlece CO<sub>2</sub> yüzdesi.

Şekil 5.3' ten anlaşılacağı üzere maksimum CH<sub>4</sub> miktarına A11 nolu analizde yani 0.3 çap/boy oranı, 373 K giriş sıcaklığı, 20 mm partikül boyutu ve 10 rpm dönme hızında ulaşıldığı gözlemlenmektedir. Gözlemlenen bu değerlere göre 100 kg kentsel katı atığın piroliz işlemine tabi tutulması sonucunda 4,85 kg CH<sub>4</sub>, 10,80 kg CO, 1,81 kg H<sub>2</sub>, 6,12 kg H<sub>2</sub>O ve 8,70 kg CO<sub>2</sub> olmak üzere toplamda kütlece %32 oranında gaz ürün elde edilmiştir. A11 nolu analizin sonlu elemanlar analizinden elde edilen görüntüler de

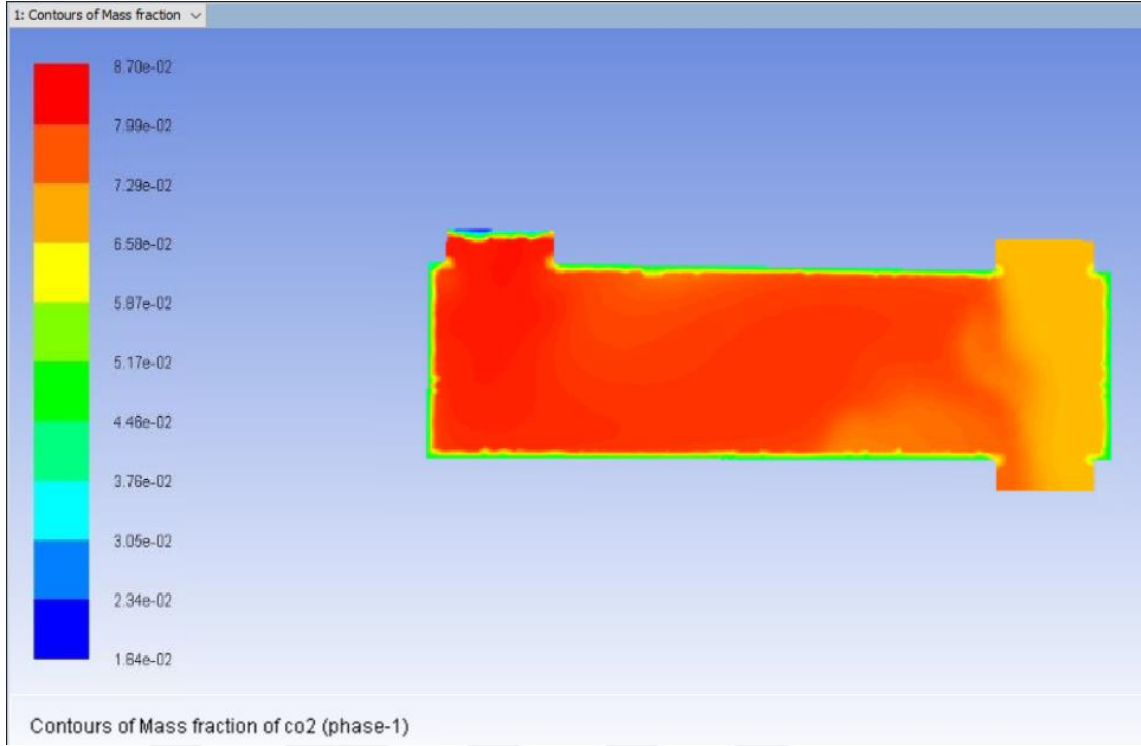
Şekil 5.17 ve Şekil 5.21 arasındaki şekillerde görülmektedir.



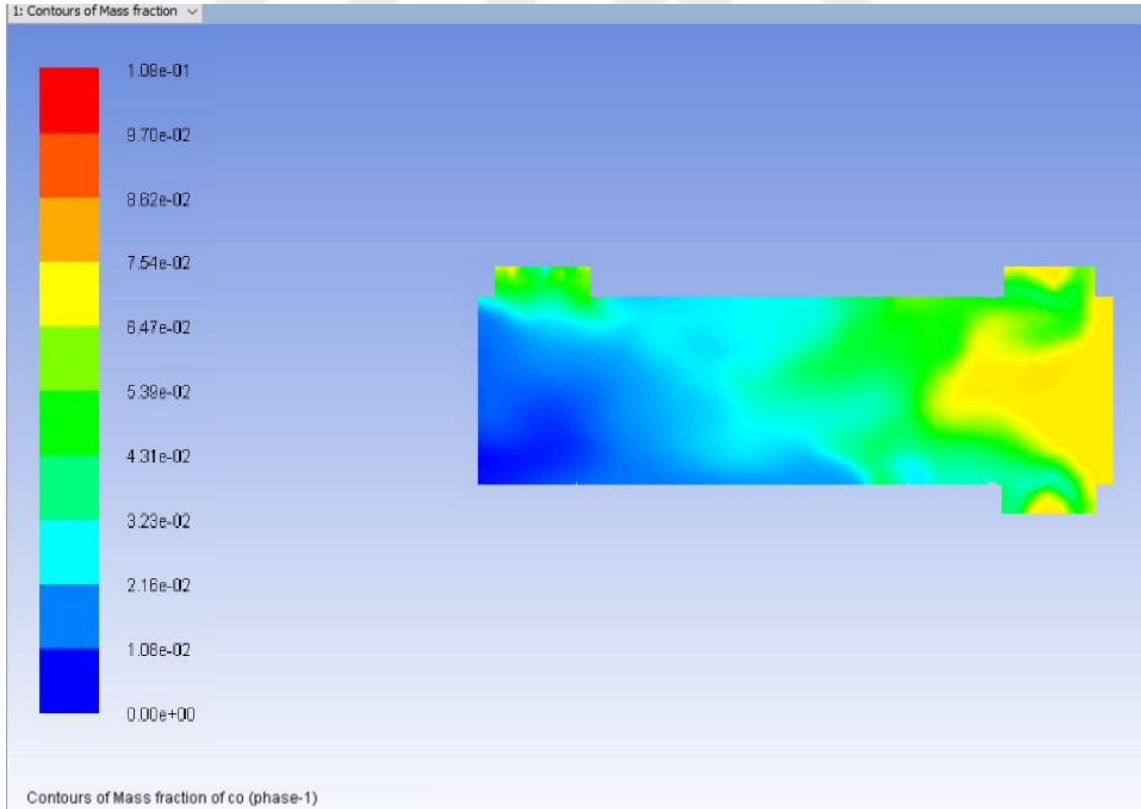
Şekil 5.17. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen H<sub>2</sub>O gazı kütlece yüzde dağılımı.



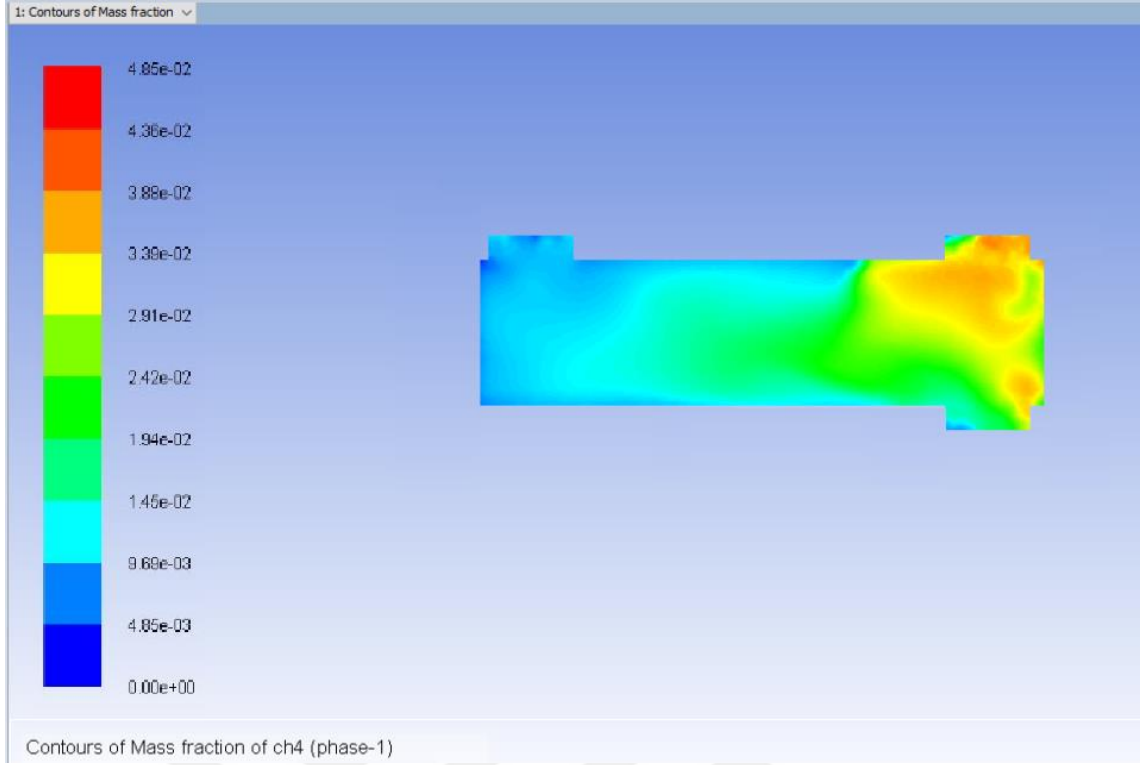
Şekil 5.18. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen H<sub>2</sub> gazı kütlece yüzde dağılımı.



Şekil 5.19. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen CO<sub>2</sub> gazı kütlece yüzde dağılımı.



Şekil 5.20. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen CO gazı kütlece yüzde dağılımı.



Şekil 5.21. Piroliz reaktörü içerisinde üretilen CH<sub>4</sub> gazı kütlece yüzde dağılımı.

## 5.1. ENERJİ ANALİZİ

Piroliz ünitesi için maksimum metan miktarının olduğu analiz verilerine göre elde edilen gaz hacimleri Çizelge 5.1’ de verildiği gibidir. Bu değerlere göre 100 kg kentsel katı atığın pirolizinde elde edilecek toplam piroliz gazı hacmi 28,28 m<sup>3</sup> olmaktadır.

Çizelge 5.1 Piroliz gazı kompozisyonu.

Hacim (m <sup>3</sup> )				
CH <sub>4</sub>	CO	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	CO <sub>2</sub>
7,39	8,64	0,02	7,65	4,58

Enerji analizi piroliz işleminden elde edilen gaz ürünlerinden sadece metan gazı üzerinden yapılmıştır. Üretilen tüm atıkların piroliz işlemine tabi tutulmaları halinde oluşacak yıllık metan gazı miktarı hesaplanmış ve içten yanmalı motorlarda elektrik enerjisine dönüştürülmeleri halinde GWh cinsinden elde edilecek enerji miktarı potansiyeli ortaya çıkarılmıştır. Hesaplamalarda metan gazının 600 °C’ deki ısıl değeri 33.810 kJ/m<sup>3</sup> ve içten yanmalı motorlarda elektrik enerjisi üretim verimi %35 olarak kabul edilmiştir. Elde edilen sonuçlar Çizelge 5.2’ de verilmiştir.

Çizelge 5.2. Kocaeli ili piroliz prosesi yıllık elektrik enerjisi potansiyeli.

Kocaeli ilinde günlük toplanan atık miktarı	1755	ton/gün
Kocaeli ilinde yıllık toplanan atık miktarı	641014	ton/yıl
Yıllık üretilebilecek gaz miktarı	181.278.759,2	m <sup>3</sup>
Yıllık üretilebilecek metan miktarı	47.386.267,65	m <sup>3</sup>
Metanın ısı değeri	33.810	kJ/m <sup>3</sup>
Yıllık ısı değeri	1.602.129.709,246	MJ/yıl
İçten yanmalı motorlarda kullanılması durumunda yıllık metandan elde edilecek ısı değeri	560.745.398,236	MJ/yıl
Yıllık üretilebilecek elektrik enerjisi	155,7626106	GWh

TR42 Doğu Marmara Bölgesi Yenilenebilir Enerji Raporu' ndaki verilere göre; Türkiye' deki kişi başına toplam elektrik tüketiminin 2.664 kWh olduğu görülmektedir. Kocaeli ilindeki kentsel katı atıkların piroliz işlemine tabi tutulmaları halinde meydana gelecek gaz ürünlerden sadece metan gazının değerlendirildiğinde bile yıllık olarak ortalama 58.470 kişinin elektrik ihtiyacının karşılanabileceği sonucuna varılmıştır.

## 6. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Kentsel katı atık bileşimi coğrafi alan, nüfus yoğunluğu, ekonomik durum, iklim koşulları ve atık yönetimi politikaları gibi değişkenlere bağlıdır ve sürekli değişim göstermektedir. Bu sebeple literatürde odun esaslı birçok malzemenin pirolizine yer verilmiş olmasına rağmen, özellikle büyük miktarlarda kentsel katı atığın piroliz işlemine tabi tutularak enerji elde edilmesine pek değinilmemiştir. Bu çalışmada kentsel katı atık piroliz tesisi tasarım, imalat ve kurulumu yapılarak farklı sıcaklıkların piroliz son ürün miktarlarına olan etkilerini gözlemlemek için deneyler yapılmıştır. Yapılan deneyler neticesinde piroliz sıcaklığının, son ürün miktarlarını etkileyen en önemli parametrelerden biri olduğu ispatlanmıştır. Kentsel katı atıkların enerjiye dönüştürülmeleri için maksimum metan miktarının elde edileceği sıcaklığın 600 °C olduğu gözlemlenmiş ve bu sıcaklıktaki CH<sub>4</sub>' ün kütlece yüzdesi %4,12 olarak belirlenmiştir.

Yine kentsel katı atıklardaki bu içerik farklılıklarından dolayı piroliz reaktörünün hesaplamalı akışkanlar dinamiği ile sonlu elemanlar analizinin daha önce yapılmadığı görülmektedir. Bu çalışmada Kocaeli valiliği il çevre ve orman müdürlüğü tarafından hazırlanan 2015 yılı Kocaeli ili çevre durum raporundan faydalanılmış ve piroliz prosesi bu rapordaki değerlere göre modellenip, analiz edilmiştir. Analizi yapılacak olan piroliz reaktörü 3 boyutlu tasarım programında çizilmiş ve analiz programına buradan import edilmiştir. Analiz programı olarak Ansys - Fluent yazılımı kullanılmış ve Multiphase modelinde sonlu elemanlar çözümü yaptırılmıştır. Bu tezde kullanılan termodinamik denge modeli sadece gaz fraksiyonunu değil aynı zamanda katı+sıvı bileşimini de öngörmeye yarayacak iki fazlı (katı+gaz) denge modelidir. Üç farklı çap/boy oranında tasarlanan reaktör, harici bir ısıtıcı ile ısıtılmakta ve yüzey sıcaklığı 873 K' de sabit tutulmaktadır. Reaktör çıkışı ise 1 atm basıncında bulunmaktadır. Bunlara ek olarak giriş sıcaklığı, partikül boyutu ve dönme hızlarında farklı değerler denenerek toplamda 81 adet analiz yapılmış ve bu değişkenlerin gaz ürün miktarını önemli ölçüde etkilediği görülmüştür.

Biyokütle ve atıklardan enerji elde edilmesine katkı sağlamak amacıyla yapılan bu çalışmada Kocaeli ili için kentsel katı atıkların döner fırında piroliz işlemine tabi

tutulmaları modellenmiş, sonlu elemanlar analizi gerçekleştirilmiş ve piroliz sonucunda elde edilen gazın çeşitli bileşenler ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ) içermekte olduğu görülmüştür.

Yapılan analizlerde 3 farklı çap/boy oranında reaktör modellenmiş ve piroliz gazları içerisinde yüksek ısı değere sahip olan metan gazı miktarının 0,3 çap/boy oranında maksimum değerde olduğu görülmüştür.

Yapılan enerji analizinde, Kocaeli ilindeki kentsel katı atıkların piroliz işlemine tabi tutulmaları halinde meydana gelecek gaz ürünlerden sadece metan gazının değerlendirildiğinde bile üretilebilecek yıllık elektrik enerjisi yaklaşık 156 GWh olarak bulunmuştur. İleriki çalışmalar için, araştırmacılar elde edilen tüm gazların ısı değerlerini hesaba katarak üretilecek elektrik enerjisi potansiyelini hesaplayabilirler.

Kalma süresinin gaz ürün miktarını artırdığı, fakat belli bir süreden sonra  $\text{CO}$  ve  $\text{CO}_2$  miktarı artarken,  $\text{CH}_4$  ve  $\text{H}_2$  miktarlarının azalmaya başladığı görülmüş ve maksimum metan miktarının 10 rpm dönme hızı neticesinde elde edildiği görülmüştür.

Partikül boyutu küçüldükçe gaz ürün miktarının arttığı gözlemlenmiştir. 20 mm, 30 mm ve 40 mm partikül boyutlarındaki malzemelerle yapılan analizler sonucunda maksimum metan miktarının 20 mm partikül boyutuyla yapılan analizden elde edildiği görülmüştür.

Kurutucu ünitesinden çıkan atıkların piroliz ünitesine alınma sıcaklıkları (giriş sıcaklığı) da gaz ürün miktarında önemli rol oynamaktadır. 353 K, 373 K ve 393 K sıcaklıklarında yapılan analizlerde maksimum  $\text{CH}_4$  miktarı 373 K sıcaklığında yapılan analizler neticesinde elde edilmiştir. Giriş sıcaklığı arttıkça  $\text{CO}$  ve  $\text{CO}_2$  üretimi artmakta fakat metan miktarı azalmaktadır. Giriş sıcaklığının düşük olduğu durumlarda ise belli kimyasal tepkimeler sonuçlanmadan atıklar üniteyi terk ettiği için; katı+sıvı ürün miktarının yüksek olduğu buna bağlı olarak da gaz ürün miktarının düşük olduğu görülmektedir.

Yapılan deneysel çalışma ve sonlu elemanlar analizinin birbiriyle örtüştüğü ve elde edilen gaz kompozisyonlarının hem literatürle hem de birbirleriyle uyumlu olduğu görülmektedir.

Bu çalışmada kentsel katı atık pirolizi, 873 K reaktör sıcaklığında modellenmiş ve maksimum metan miktarına göre optimum sınır koşulları bulunmuştur. Piroliz prosesinin hesaplamalı akışkanlar dinamiği ile modellenmesi üzerine çalışan araştırmacılar için bu çalışma farklı piroliz sıcaklıklarının ürün dağılımına olan

etkilerini incelemek için temel teşkil etmektedir.

Kentsel katı atıkların piroliz yöntemi ile bertarafı uluslararası bilim çevrelerinin ve kullanıcıların son zamanlarda üzerine yoğunlaştıkları bir konudur. Her geçen gün dağ gibi büyüyen ve önemli miktarda kalorifik değere sahip olan kentsel katı atıklardan maksimum oranda yararlanılmalıdır. Hem enerji üretimi hem de atık bertarafı imkân olduğu için piroliz tesislerinin yaygınlaştırılması ekonomik açıdan ve çevresel etkileri minimize etmek açısından çok büyük katma değer sağlamaktadır. Piroliz yöntemi kullanılmaya başlandıkça düzenli depolama sahalarına ihtiyaç kalmayacak ve bu alanların tarımsal veya diğer amaçlar için kullanılmasına katkı sağlanacaktır.

Doğal Hayatı Koruma Derneği'nin açıklamalarına göre, insanlık tarihinde hiç olmadığı kadar hızlı ve büyük miktarlarda tüketilen doğal kaynaklar, son 40 yılda birkaç kat daha artarak bitmez gibi görünen kaynaklar tahribata uğramıştır. Önümüzdeki 25 yıl içinde elektrik talebinde yüzde 70 artış olurken, enerji kaynaklarının yavaş yavaş tükenmeye yüz tutacağı Dünya Enerji Konseyi Türk Milli Komitesi tarafından hazırlanan Enerji Raporu'ndaki verilerde açıkça görülmektedir. Takip eden yıllarda ise dünyamız enerji konusunda sıkıntılı dönemlerle yüz yüze kalacaktır. Bu sebeple ülkelerin enerji ihtiyaçlarını sağlamak amacıyla dışa bağımlılıklarını azaltmaları ve özellikle yerli ve yenilenebilir enerji kaynakları ile kendi enerji ihtiyaçlarını karşılayabilmeleri büyük önem arz etmektedir. Tam da bu sebeple kentsel katı atıklar yüzyıllardır süregelmiş ve potansiyelinde bulundurduğu devasa enerji miktarı yok sayılarak 'atık' sınıfında bulundurulmaktan çıkarılıp kontrollü bir atık yönetimi sayesinde özellikle piroliz ünitelerinde değerlendirilerek ekonomik olarak bir 'girdiye' dönüştürülmelidir. Özel sektör ve kamu işbirliği ile bu konuda da çalışmalar yapılarak özellikle enerji üretimi konusunda yol alınabilirliğin önü açıktır.

## 7. REFERANSLAR

- [1] H. B. Akkuş, “Bazı katıların pirolizi ve ortak pirolizinden elde edilen katı ürünlerin karakterizasyonu,” Yüksek lisans tezi, Kimya Mühendisliği Bölümü, Eskişehir Osmangazi Üniversitesi, Eskişehir, Türkiye, 2009.
- [2] G. Kanmaz, “Biyokütlelerin katalitik pirolizi,” Yüksek lisans tezi, Kimya Mühendisliği Bölümü, Anadolu Üniversitesi, Eskişehir, Türkiye, 2011.
- [3] E. Dahlquist, *Technologies for Converting Biomass to Useful Energy*, Stockholm, Sweden: Taylor & Francis Group, 2013.
- [4] Ş. Taşar, F. Kaya ve A. Özer, “Yerfıstığı kabuğunun farklı izotermal şartlarda pirolizi ve kinetik parametrelerin belirlenmesi üzerine bir çalışma,” *Pamukkale Üniversitesi Mühendislik Bilimi Dergisi*, c. 21, s. 7, ss. 306–313, 2015.
- [5] M. He, B. Xiao, S. Liu, Z. Hu, X. Guo, S. Luo, and F. Yang, “Syngas production from pyrolysis of municipal solid waste (MSW) with dolomite as downstream catalysts,” *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 87, no. 2, pp. 181–187, 2010.
- [6] K. Papadikis, S. Gu, and A. V. Bridgwater, “CFD modelling of the fast pyrolysis of biomass in fluidised bed reactors. Part B. Heat, momentum and mass transport in bubbling fluidised beds,” *Chemical Engineering Science*, vol. 64, no. 5, pp. 1036–1045, 2009.
- [7] W. A. Worrell and P. A. Vesilind, *Solid Waste Engineering*, 2nd ed., Stamford, USA: Cengage Learning, 2011.
- [8] P. J. Reddy, *Municipal Solid Waste Management*, Hyderabad, India: Taylor & Francis Group, 2001.
- [9] S. Kumar, *Waste Management*, Vukovar, Croatia: Intech, 2010.
- [10] A. Pariatamby and M. Tanaka, *Municipal Solid Waste Management in Asia and The Pacific Islands*, Berlin, Germany: Springer, 2014.
- [11] B. Topkaya, Katı atık yönetimi, *Ders Notları*, Antalya, 2015.
- [12] A. T. Sipra, N. Gao, and H. Sarwar, “Municipal solid waste (MSW) pyrolysis for bio-fuel production: A review of effects of MSW components and catalysts,” *Fuel Processing Technology*, vol. 175, pp. 131–147, 2018.
- [13] C. Higan and M. van der Burgt, *Gasification*, Burlington, MA: Gulf Professional Publishing, 2003.
- [14] A. Demirbaş, “Gaseous products from biomass by pyrolysis and gasification:

- Effects of catalyst on hydrogen yield,” *Energy Conversion and Management*, vol. 43, no. 7, pp. 897–909, 2002.
- [15] A. V. Bridgwater, “Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 38, pp. 68–94, 2012.
- [16] C. Ludwig, S. Hellweg, and S. Stucki, *Municipal Solid Waste Management Strategies and Technologies for Sustainable Solutions*, Berlin, Germany: Springer, 2003.
- [17] G. C. Young, *Municipal Solid Waste to Energy Conversion Processes Economic, Technical and Renewable Comparisons*, New Jersey, USA: John Wiley & Sons, 2010.
- [18] G. Özbay, “Odun ve odun esaslı kompozit malzeme talaşlarının termal ve katalitik piroliz yöntemi ile sıvılaştırılması,” Doktora tezi, Mobilya ve Dekorasyon Eğitimi Bölümü, Karabük Üniversitesi, Karabük, Türkiye, 2012.
- [19] R. Chandrappa and D. B. Das, “Waste quantities and characteristics,” in *Solid Waste Management Principles and Practice*, Berlin, Germany: Springer, 2012, pp. 47–63.
- [20] P. Acar Bozkurt, “Atık lastik-kömür karışımlarının piroliz ve kritik üstü ekstraksiyonla değerli ürünlere dönüştürülmesi,” Doktora tezi, Kimya Anabilim Dalı, Ankara Üniversitesi, Ankara, Türkiye, 2011.
- [21] S. Öztürk Tophanecioğlu, “Tarımsal atıklardan hızlı piroliz yöntemiyle sentetik sıvı yakıt eldesinde piroliz parametrelerinin etkisi,” Yüksek lisans tezi, Kimya Mühendisliği Bölümü, Anadolu Üniversitesi, Eskişehir, Türkiye, 2009.
- [22] N. Akpınar, “Kentsel katı atıklardan enerji üretimi,” Yüksek lisans tezi, Enerji Bilimi ve Teknolojileri Programı, İstanbul Teknik Üniversitesi, İstanbul, Türkiye, 2006.
- [23] S. Barışçı, “Tekstil atıklarından piroliz yöntemi ile enerji elde edilmesi,” Yüksek lisans tezi, Çevre Mühendisliği Bölümü, Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü, Kocaeli, Türkiye, 2011.
- [24] G. Liu, Y. Liao, S. Guo, X. Ma, C. Zeng, and J. Wu, “Thermal behavior and kinetics of municipal solid waste during pyrolysis and combustion process,” *Applied Thermal Engineering*, vol. 98, pp. 400–408, 2016.
- [25] H. B. Goyal, D. Seal, and R. C. Saxena, “Bio-fuels from thermochemical conversion of renewable resources: A review,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 12, no. 2, pp. 504–517, 2008.
- [26] M. A. Işıkdag, “Değişik biyokütle kaynaklarından piroliz yöntemi ile sentetik yakıt elde edilmesi ve elde edilen ürünlerin incelenmesi,” Yüksek lisans tezi, Kimya Mühendisliği Bölümü, Anadolu Üniversitesi, Eskişehir, Türkiye, 2007.
- [27] P. Baggio, M. Baratieri, A. Gasparella, and G. A. Longo, “Energy and environmental analysis of an innovative system based on municipal solid waste

- (MSW) pyrolysis and combined cycle,” *Applied Thermal Engineering*, vol. 28, no. 2–3, pp. 136–144, 2008.
- [28] S. Kardaş, “Katı, sıvı ve gaz atıklardan enerji üretim yöntemleri,” Yüksek lisans tezi, Makine Mühendisliği Bölümü, Sakarya Üniversitesi, Sakarya, Türkiye, 2009.
- [29] Milli Eğitim Bakanlığı, “Çevre Koruma Katı Atık Toplama,” Türkiye, 2009.
- [30] F. Saltabaş, Y. Soysal ve V. Ş. Yıldız, “Evsel katı atık termal bertaraf yöntemleri ve İstanbul’a uygulanabilirliği,” *Türkiye’de Katı Atık Yönetimi Sempozyumu*, İstanbul, Türkiye, 2009, ss. 1–7.
- [31] E. Erdin, Katı atık yakma teknolojisi, *Ders Notları*, İzmir, 2005.
- [32] E. Arıkan, “Çok kriterli karar verme teknikleri ile katı atık bertaraf etme teknolojisi seçimi ve bir uygulama,” Yüksek lisans tezi, Endüstri Mühendisliği Bölümü, Milli Savunma Üniversitesi, İstanbul, Türkiye, 2013.
- [33] S. Eren, “Evsel atıklardan elde edilen elektrik enerjisinin yapay sinir ağları kullanılarak tahmini,” Yüksek lisans tezi, Çevre Mühendisliği Bölümü, Sakarya Üniversitesi, Sakarya, Türkiye, 2010.
- [34] E. Aynur, “İstanbul’da oluşan kentsel katı atıklar için yakma ve gazlaştırma sistemlerinin karşılaştırmalı analizi,” Yüksek lisans tezi, Çevre Mühendisliği Bölümü, İstanbul Teknik Üniversitesi, İstanbul, Türkiye, 2011.
- [35] Ö. Toraman ve H. Topal, “Katı atık ve arıtma çamurlarının değerlendirilmesinde alternatif termal teknolojiler ve uygulamaları,” *Gazi Üniversitesi Mühendislik-Mimarlık Fakültesi Dergisi*, c. 18, s. 1, ss. 19–33, 2003.
- [36] M. Zarghami, “Experimental investigation of the effects of fuel aging on combustion performance and emissions of biomass fast pyrolysis liquid-ethanol blends in a swirl burner,” M.S. thesis, Department of Mechanical and Industrial Engineering, University of Toronto, Toronto, Canada, 2012.
- [37] S. Şensöz and D. Angin, “Pyrolysis of safflower (*Charthamus tinctorius* L.) seed press cake in a fixed-bed reactor: Part 2. Structural characterization of pyrolysis bio-oils,” *Bioresource Technology*, vol. 99, no. 13, pp. 5498–504, 2008.
- [38] C. Ryu and D. Shin, “Combined heat and power from municipal solid waste: Current status and issues in South Korea,” *Energies*, vol. 6, no. 1, pp. 45–57, 2012.
- [39] A. L. Brown, “A chemical and kinetic study of cellulose and biomass pyrolysis at high heating rates,” Ph.D. dissertation, Department of Mechanical Engineering, University of Colorado, Denver, USA, 2001.
- [40] M. A. Mohd, *Advanced Gas Chromatography-Progress in Agricultural, Biomedical and Industrial Applications*, Rijeka, Croatia: Intech, 2012.
- [41] P. Basu, *Biomass Gasification and Pyrolysis Handbook*, Burlington, MA:

Academic Press, 2010.

- [42] L. D. Smoot and P. J. Smith, *Coal Combustion and Gasification*, New York, USA: Plenum Press, 1985.
- [43] C. Zhou, “Gasification and pyrolysis characterization and heat transfer phenomena during thermal conversion of municipal solid waste,” Ph.D. dissertation, Department of Materials Science and Engineering, KTH-Royal Institute of Technology, Stockholm, Sweden, 2014.
- [44] R. Luque and J. G. Speight, *Gasification for Synthetic Fuel Production*, Cambridge, UK: Woodhead Publishing, 2015.
- [45] J. Rezaian and N. P. Cheremisinoff, *Gasification Technologies A Primer for Engineers and Scientists*, Florida, USA: Taylor & Francis Group, 2005.
- [46] M. M. Massaro, “Mechanical, pyrolysis and combustion characterization of briquetted coal fines with municipal solid waste (MSW) plastic binders,” M.S. thesis, Department of Mechanical Engineering, Purdue University, Indiana, USA, 2012.
- [47] Christina Chan, “The pyrolysis of pulverized coal in a thermally stabilized burner,” Ph.D. dissertation, Department of Chemical Engineering, University of Pennsylvania, Philadelphia, USA, 1990.
- [48] A. U. Zaman, “Life cycle assessment of pyrolysis–gasification as an emerging municipal solid waste treatment technology,” *International Journal of Environmental Science and Technology*, vol. 10, no. 5, pp. 1029–1038, 2013.
- [49] J. D. Martínez, R. Murillo, T. García, and I. Arauzo, “Thermodynamic analysis for syngas production from volatiles released in waste tire pyrolysis,” *Energy Conversion and Management*, vol. 81, pp. 338–353, 2014.
- [50] C. Lautenberger, “A generalized pyrolysis model for combustible solids,” Ph.D. dissertation, Department of Mechanical Engineering, University of California, California, USA, 2007.
- [51] D. Wu, A. Zhang, L. Xiao, Y. Ba, H. Ren, and L. Liu, “Pyrolysis characteristics of municipal solid waste in oxygen-free circumstance,” *Energy Procedia*, vol. 105, pp. 1255–1262, 2017.
- [52] S. Sadaka, *Pyrolysis, Ders Notları*, Nevada, 2009.
- [53] K. M. Qureshi, A. N. K. Lup, S. Khan, F. Abnisa, and W. M. A. W. Daud, “A technical review on semi-continuous and continuous pyrolysis process of biomass to bio-oil,” *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 131, pp. 52-75, 2018.
- [54] J. M. Sebghati and M. H. Eley, “Preliminary study of the pyrolysis of steam classified municipal solid waste,” *Applied Biochemistry and Biotechnology*, vol. 63–65, pp. 35–44, 1997.

- [55] H. N. Emady, K. V. Anderson, W. G. Borghard, F. J. Muzzio, B. J. Glasser, and A. Cuitino, "Prediction of conductive heating time scales of particles in a rotary drum," *Chemical Engineering Science*, vol. 152, pp. 45–54, 2016.
- [56] P. McKendry, "Energy production from biomass (part 1): Overview of biomass," *Bioresource Technology*, vol. 83, no. 1, pp. 37–46, 2002.
- [57] H. Jouhara, "Potential of pyrolysis processes in the waste management sector," *Thermal Science and Engineering Progress*, vol. 3, pp. 171–197, 2017.
- [58] G. O. Çakal, H. Yücel, and A. G. Gürüz, "Physical and chemical properties of selected Turkish lignites and their pyrolysis and gasification rates determined by thermogravimetric analysis," *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 80, no. 1, pp. 262–268, 2007.
- [59] N. G. Turan, S. Çoruh, A. Akdemir, and O. N. Ergün, "Municipal solid waste management strategies in Turkey," *Waste Management*, vol. 29, no. 1, pp. 465–469, 2009.
- [60] M. Beckmann, A. Fontana and J. Gehrman, "Mathematical modeling and experimental investigation of the pyrolysis of waste in rotary kilns," *4th International Symposium on Waste Treatment Technologies*, 2003, pp. 1-15.
- [61] V. Chhabra, Y. Shastri, and S. Bhattacharya, "Kinetics of pyrolysis of mixed municipal solid waste-a review," *Procedia Environmental Sciences*, vol. 35, pp. 513–527, 2016.
- [62] A. V. Bridgwater and G. Grassi, *Biomass Pyrolysis Liquids Upgrading and Utilisation*, New York, USA: Elsevier Science Publishing Co, 1991.
- [63] S. W. Banks, D. J. Nowakowski, and A. V. Bridgwater, "Fast pyrolysis processing of surfactant washed Miscanthus," *Fuel Processing Technology*, vol. 128, pp. 94–103, 2014.
- [64] E. Murat, "Bazı artık biyokütlelerin yavaş pirolizi ve piroliz ürünlerinin karakterizasyonu," Doktora tezi, Orman Endüstri Mühendisliği Bölümü, Kahramanmaraş Sütçü İmam Üniversitesi, Kahramanmaraş, Türkiye, 2010.
- [65] S. Şensöz and İ. Kaynar, "Bio-oil production from soybean (*Glycine max L.*); fuel properties of bio-oil," *Industrial Crops and Products*, vol. 23, no. 1, pp. 99–105, 2006.
- [66] G. C. Young, *Municipal Solid Waste to Energy Conversion Processes*, New Jersey, USA: John Wiley & Sons, 2010.
- [67] F. Karaosmanoglu, E. Tetik, and E. Göllü, "Biofuel production using slow pyrolysis of the straw and stalk of the rapeseed plant," *Fuel Processing Technology*, vol. 59, pp. 1–12, 1999.
- [68] L. Lombardi, E. Carnevale, and A. Corti, "A review of technologies and performances of thermal treatment systems for energy recovery from waste," *Waste Management*, vol. 37, pp. 26–44, 2015.

- [69] W. K. Buah and P. T. Williams, "Combustible gaseous products from pyrolysis of combustible fractions of municipal solid waste," *The Journal of Solid Waste Technology and Management*, vol. 42, no. 3, pp. 191–196, 2016.
- [70] C. E. Greenhalf, D. J. Nowakowski, A. B. Harms, J. O. Titiloye, and A. V. Bridgwater, "Sequential pyrolysis of willow SRC at low and high heating rates – Implications for selective pyrolysis," *Fuel*, vol. 93, pp. 692–702, 2012.
- [71] P. Reddy, *Energy Recovery from Municipal Solid Waste by Thermal Conversion Technologies*, London, UK: Taylor & Francis Group, 2016.
- [72] B. E. Tiftik, "Çay fabrikası atığının pirolizi ve piroliz ürünlerinin incelenmesi," Yüksek lisans tezi, Kimya Mühendisliği Bölümü, Ankara Üniversitesi, Ankara, Türkiye, 2006.
- [73] K. Unapumnuk, "A study of the pyrolysis of the tire derived fuels and an analysis of derived chars and oils," Ph.D. dissertation, Department of Environmental Engineering, University of Cincinnati, Ohio, USA, 2006.
- [74] P. Gaurh and H. Pramanik, "A novel approach of solid waste management via aromatization using multiphase catalytic pyrolysis of waste polyethylene," *Waste Management*, vol. 71, pp. 86–96, 2018.
- [75] B. Berahman, "A preliminary study on pyrolysis and gasification of asphaltenes and coal-asphaltene slurry in entrained flow reactor," M.S. thesis, Department of Chemical and Materials Engineering, University of Alberta, Edmonton, Canada, 2012.
- [76] L. Garcia, L. Salvador, and R. Bilbao, "Influence of catalyst weight / biomass flow rate ratio on gas production in the catalytic pyrolysis of pine sawdust at low temperatures," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 5885, no. 98, pp. 3812–3819, 1998.
- [77] K.-S. Chen, R.-H. Chen, and C.-N. Liu, "Modeling municipal solid waste landfill settlement," *Environmental Earth Sciences*, vol. 66, no. 8, pp. 2301–2309, 2011.
- [78] V. I. Sharypov, N. G. Beregovtsova, B. N. Kuznetsov, L. Membrado, V. L. Cebolla, N. Marin, and J. V. Weber, "Co-pyrolysis of wood biomass and synthetic polymers mixtures. Part III: Characterisation of heavy products," *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 67, no. 2, pp. 325–340, 2003.
- [79] J. N. Brown, "Development of a lab-scale auger reactor for biomass fast pyrolysis and process optimization using response surface methodology," M.S. thesis, Department of Mechanical Engineering, Iowa State University, Iowa, USA, 2009.
- [80] S.-Q. Li, L.-B. Ma, W. Wan, and Q. Yao, "A mathematical model of heat transfer in a rotary kiln thermo-reactor," *Chemical Engineering & Technology*, vol. 28, no. 12, pp. 1480–1489, 2005.
- [81] M. D. Heydenrych, P. Greeff, A. B. M. Heesink, and G. F. Versteeg, "Mass transfer in rolling rotary kilns: A novel approach," *Chemical Engineering*

- Science*, vol. 57, no. 18, pp. 3851–3859, 2002.
- [82] M. D. Heydenrych, “Modelling of rotary kilns,” Ph.D. dissertation, Department of Chemical Engineering, University of Twente, Enschede, Netherlands, 2001.
- [83] E. A. Atibeh, “A study on the catalytic pyrolysis and combustion characteristics of Turkish lignite and co-processing effects with biomass under various ambient conditions,” M.S. thesis, Department of Mechanical Engineering, Middle East Technical University, Ankara, Turkey, 2012.
- [84] S. Kumar, *Municipal Solid Waste Management in Developing Countries*, Nagpur, India: Taylor & Francis Group, 2016.
- [85] J. Scheirs and W. Kaminsky, *Feedstock Recycling and Pyrolysis of Waste Plastics: Converting Waste Plastics into Diesel and Other Fuels*, Victoria, Australia: John Wiley & Sons, 2006.
- [86] International Energy Agency, “Potential Contribution of Bioenergy to The World’s Future Energy Demand,” France, ExCo: 2007:02, 2007.
- [87] L. Ballice, “Classification of volatile products evolved from temperature-programmed pyrolysis of Soma-Lignite and Şırnak-Asphaltite from Turkey,” *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 63, no. 2, pp. 267–281, 2002.
- [88] C. Meesri and B. Moghtaderi, “Lack of synergetic effects in the pyrolytic characteristics of woody biomass/coal blends under low and high heating rate regimes,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 23, no. 1, pp. 55–66, 2002.
- [89] T. Cordero, J. Rodríguez-Mirasol, J. Pastrana, and J. J. Rodríguez, “Improved solid fuels from co-pyrolysis of a high-sulphur content coal and different lignocellulosic wastes,” *Fuel*, vol. 83, no. 11–12, pp. 1585–1590, 2004.
- [90] Ö. Onay, S. H. Beis, and Ö. M. Koçkar, “Fast pyrolysis of rape seed in a well-swept fixed-bed reactor,” *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 58–59, pp. 995–1007, 2001.
- [91] V. Boonamnuayvitaya, S. Sae-Ung, and W. Tanthapanichakoon, “Preparation of activated carbons from coffee residue for the adsorption of formaldehyde,” *Separation and Purification Technology*, vol. 42, no. 2, pp. 159–168, 2005.
- [92] M. N. Alaya, B. S. Girgis, and W. E. Mourad, “Activated carbon from some agricultural wastes under action of one-step steam pyrolysis,” *Journal of Porous Materials*, vol. 7, no. 4, pp. 509–517, 2000.
- [93] M. A. Abdulkarim, N. A. Darwish, Y. M. Magdy, and A. Dwaidar, “Adsorption of phenolic compounds and methylene blue onto activated carbon prepared from date fruit pits,” *Engineering in Life Sciences*, vol. 25, no. 6, pp. 161–165, 2002.
- [94] M. Seredych and T. J. Bandosz, “Sewage sludge as a single precursor for development of composite adsorbents/catalysts,” *Chemical Engineering Journal*, vol. 128, no. 1, pp. 59–67, 2007.

- [95] J. A. Menéndez, A. Domínguez, M. Inguanzo, and J. J. Pis, "Microwave-induced drying, pyrolysis and gasification (MWDPG) of sewage sludge: Vitrification of the solid residue," *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 74, no. 1–2, pp. 406–412, 2005.
- [96] G. Gasco, M. J. Cueto, and A. Méndez, "The effect of acid treatment on the pyrolysis behavior of sewage sludges," *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 80, no. 2, pp. 496–501, 2007.
- [97] E. Apaydin Varol, E. Pütün, and A. E. Pütün, "Slow pyrolysis of pistachio shell," *Fuel*, vol. 86, no. 12–13, pp. 1892–1899, 2007.
- [98] H. Yang, R. Yan, H. Chen, D. H. Lee, and C. Zheng, "Characteristics of hemicellulose, cellulose and lignin pyrolysis," *Fuel*, vol. 86, no. 12–13, pp. 1781–1788, 2007.
- [99] D. Fytili and A. Zabaniotou, "Utilization of sewage sludge in EU application of old and new methods-A review," *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, vol. 12, no. 1, pp. 116–140, 2008.
- [100] J. A. Menéndez, A. Domínguez, M. Inguanzo, and J. J. Pis, "Microwave pyrolysis of sewage sludge: Analysis of the gas fraction," *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 71, no. 2, pp. 657–667, 2004.
- [101] C. Açıkgöz, O. Onay, and O. M. Koçkar, "Fast pyrolysis of linseed: Product yields and compositions," *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 71, no. 2, pp. 417–429, 2004.
- [102] C. Jindarom, V. Meeyoo, B. Kitiyanan, T. Rirksomboon, and P. Rangsunvigit, "Surface characterization and dye adsorptive capacities of char obtained from pyrolysis/gasification of sewage sludge," *Chemical Engineering Journal*, vol. 133, no. 1–3, pp. 239–246, 2007.
- [103] S. Wijesekara, R. R. Navarro, H. Zhan-Bo, and M. Matsumura, "Simultaneous treatment of dioxins and heavy metals in Tagonoura harbor sediment by two step pyrolysis," *Soil and Sediment Contamination*, vol. 16, no. 6, pp. 569–584, 2007.
- [104] A. E. Pütün, E. Apaydm, and E. Pütün, "Rice straw as a bio-oil source via pyrolysis and steam pyrolysis," *Energy*, vol. 29, no. 12–15, pp. 2171–2180, 2004.
- [105] J. M. Encinar, J. F. González, and J. González, "Fixed-bed pyrolysis of *Cynara cardunculus* L. Product yields and compositions," *Fuel Processing Technology*, vol. 68, no. 3, pp. 209–222, 2000.
- [106] A. Demirbaş, "Effects of temperature and particle size on bio-char yield from pyrolysis of agricultural residues," *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 72, no. 2, pp. 243–248, 2004.
- [107] Z. Luo, S. Wang, Y. Liao, J. Zhou, Y. Gu, and K. Cen, "Research on biomass fast pyrolysis for liquid fuel," *Biomass and Bioenergy*, vol. 26, no. 5, pp. 455–462, 2004.

- [108] K. Moustakas and M. Loizidou, "Solid waste management through the application of thermal methods," in *Waste Management*, S. Kumar, Eds., Rijeka, Croatia: Intech, 2016, pp. 89-124.
- [109] W. T. Tsai, M. K. Lee, and Y. M. Chang, "Fast pyrolysis of rice straw, sugarcane bagasse and coconut shell in an induction-heating reactor," *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 76, no. 1–2, pp. 230–237, 2006.
- [110] A. Phounglamcheik, "Modeling of a rotary drum pyrolyzer," M.S. thesis, Department of Chemical Science and Engineering, KTH-Royal Institute of Technology, Stockholm, Sweden, 2015.
- [111] E. M. Smith, *Advances in Thermal Design of Heat Exchangers: A Numerical Approach: Direct-Sizing, Step-Wise Rating, and Transients*, West Sussex, England: John Wiley & Sons, 2005.
- [112] A. Gómez-Barea, B. Leckner, A. Villanueva Perales, S. Nilsson, and D. Fuentes Cano, "Improving the performance of fluidized bed biomass/waste gasifiers for distributed electricity: A new three-stage gasification system," *Applied Thermal Engineering*, vol. 50, pp. 1453–1462, 2013.
- [113] S. H. Tscheng and A. P. Watkznsn, "Convective heat transfer in a rotary kiln," *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 57, pp. 433-443, 1979.
- [114] J. P. Gorog, "Regenerative heat transfer in rotary kilns," *Metallurgical and Materials Transactions B*, vol. 13, no. 2, pp. 153–163, 1982.
- [115] E. Dere, "CFD kullanarak gaz ejektörlerinin performansının araştırılması," Yüksek lisans tezi, Makine Mühendisliği Bölümü, Aksaray Üniversitesi, Aksaray, Türkiye, 2013.
- [116] H. Demir, "Doğal havalandırma yöntemlerinin sayısal modellemesi," Yüksek lisans tezi, Makine Mühendisliği Bölümü, İstanbul Teknik Üniversitesi, İstanbul, Türkiye, 2013.
- [117] Kocaeli Valiliği İl Çevre ve Orman Müdürlüğü, "Kocaeli İli 2015 Yılı Çevre Durum Raporu," Kocaeli, Türkiye, 2016.
- [118] P. Pepiot, C. Dibble, and T. Foust, "Computational fluid dynamics modeling of biomass gasification and pyrolysis," in *Computational Modeling in Lignocellulosic Biofuel Production*, M. Nimlos, Eds., Washington, USA: American Chemical Society, 2010, pp. 273–298.
- [119] E. Savaş, "Hesaplamalı akışkanlar dinamiği yazılımı (Fluent) kullanılarak bir işyerinde yangın acil durumunda duman tahliyesi modellenmesi," İş sağlığı ve güvenliği uzmanlık tezi, Çalışma ve Sosyal Güvenlik Bakanlığı, İş Sağlığı ve Güvenliği Genel Müdürlüğü, Ankara, Türkiye, 2015.
- [120] A. B. Yıldız, "Basınçlı hava kurutucusu ısı geri kazanım ünitesi ısı değiştiricisi tasarımı ve HAD kullanarak sayısal analizi," Yüksek lisans tezi, Makine Mühendisliği Bölümü, Uludağ Üniversitesi, Bursa, Türkiye, 2013.

- [121] A. T. Çalık, “CFD modeling of emissions formation and reduction in heavy duty diesel engines,” Ph.D. dissertation, Department of Mechanical Engineering, Istanbul Technical University, Istanbul, Turkey, 2007.
- [122] E. Aydar, “Determination of heat output of panel radiators using CFD and investigation of alternative designs,” Ph.D. dissertation, Department of Mechanical Engineering, Marmara University, Istanbul, Turkey, 2014.
- [123] Ansys Fluent. (2017, December 17). *Modeling multiphase flows*. [Online]. Available: <http://jullio.pe.kr/fluent6.1/help/html/ug/node645.htm#chp-mphase-intro>
- [124] G. Bir, “Yangın monitörlerinde jet ve su şemsiyesi akışının VOF metodu ile sayısal çözümü,” Yüksek lisans tezi, Makine Mühendisliği Bölümü, İstanbul Teknik Üniversitesi, İstanbul, Türkiye, 2012.
- [125] F. Yılmaz, “CFD modelling of two-phase pulsatile tubular flows,” Ph.D. dissertation, Department of Mechanical Engineering, Gaziantep University, Gaziantep, Turkey, 2011.

# ÖZGEÇMİŞ

## KİŞİSEL BİLGİLER

Adı Soyadı : Fikret POLAT  
Doğum Tarihi ve Yeri : 27.04.1989  
Yabancı Dili : İngilizce  
E-posta : fikretpolat@duzce.edu.tr

## ÖĞRENİM DURUMU

Derece	Alan	Okul/Üniversite	Mezuniyet Yılı
Doktora	Makine Mühendisliği	Düzce Üniversitesi	2018
Y. Lisans	Makine Mühendisliği	Düzce Üniversitesi	2015
Lisans	Makine Mühendisliği	Sakarya Üniversitesi	2011
Lise	Sayısal	Ulubathı Hasan Anadolu Lisesi	2007