

**T.C.  
GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**ATIKSU ARITMA ÇAMURU GAZLAŞTIRMA REAKTÖR  
TASARIMI ve SİSTEMİN TEKNO-İKTİSADÎ ANALİZİ**

**CEVDET DOĞAN  
YÜKSEK LİSANS TEZİ  
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**GEBZE  
2015**

**T.C.  
GEBZE TEKNİK ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**ATIKSU ARITMA ÇAMURU  
GAZLAŞTIRMA REAKTÖR TASARIMI VE  
SİSTEMİN TEKNO-İKTİSADÎ ANALİZİ**

**CEVDET DOĞAN  
YÜKSEK LİSANS TEZİ  
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**DANIŞMANI  
DOÇ. DR. MURAT DOĞRU**

**GEBZE  
2015**

**T.R.**  
**GEBZE TECHNICAL UNIVERSITY**  
**GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCES**

**REACTOR DESIGN AND TECHNO-  
ECONOMIC ANALYSIS OF SEWAGE  
SLUDGE GASIFICATION SYSTEM**

**CEVDET DOĞAN**

**A THESIS SUBMITTED FOR THE DEGREE OF  
MASTER OF SCIENCE  
DEPARTMENT OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING**

**THESIS SUPERVISER  
ASSOC. PROF. DR. MURAT DOĞRU**

**GEBZE**

**2015**



GTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun 29/06/2015 tarih ve 2015/41 sayılı kararıyla oluşturulan jüri tarafından 22/07/2015 tarihinde tez savunma sınavı yapılan Cevdet Doğan'ın tez çalışması Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında YÜKSEK LİSANS tezi olarak kabul edilmiştir.

**JÜRİ**

ÜYE

(TEZ DANIŞMANI) : Doç. Dr. Murat DOĞRU

ÜYE

: Prof. Dr. Bülent Keskinler

ÜYE

: Prof. Dr. Aziz Tanrıseven

**ONAY**

Gebze Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun

...../...../..... tarih ve ...../..... sayılı kararı.

İMZA/MÜHÜR

## ÖZET

Evsel atıksu arıtımında oluşan kaçınılmaz nihaî atık arıtma çamurudur. Evsel atıksu arıtma çamurlarının bertarafı mevcut durumda çevresel açıdan problem teşkil etmektedir. Ayrıca mevcut bertaraf yöntemleri arıtma tesis işletmeleri için yüksek maliyetler oluşturmaktadır. Yüksek maliyetleri azaltabilmek için çamurun değerlendirilme yöntemlerinden biri gazlaştırma işlemidir. Gazlaştırma işlemi, termokimyasal bir işlem olmakla birlikte uygun bir tasarım ile arıtma çamurlarının bertarafı için uygulanabilir. Bu çalışmada öncelikle 50 kg/saat kapasiteli hem aşağı hem de yukarı akışlı çalışabilecek “birleşik sabit yataklı gazlaştırıcı” tasarımı yapılmıştır. Daha sonrasında farklı gazlaştırma maddesi (hava, oksijen ve su buharı), farklı enerji çevrim sistemleri (ORC türbini ve gaz motoru) ve farklı kapasiteler (50 kg/saat, 1 ton/saat ve 2 ton/saat) için senaryolar oluşturulmuştur. Her bir senaryo için ilk yatırım maliyetleri, işletme maliyetleri ve işletme gelirleri hesaplanıp bu sistemlerin kurulmasının iktisadi açıdan uygun olup olmadığı araştırılmıştır. Gelecekte arıtma çamurlarının bertaraf maliyetlerinin değişmesi durumunda geri dönüş süresinin değişimi incelenmiştir. Arıtma çamurları nüfusun sosyoekonomik durumu, coğrafi şartlar ve arıtma sistemlerinin bileşenleri gibi birçok parametreye bağlı olduğundan kesin bir yakıt özelliğinden bahsetmemiz mümkün değildir. Bundan dolayı bu tez için kabul edilen ısı değerlerinin altındaki arıtma çamurlarının daha yüksek ısı değerli biyokütleler ile birlikte gazlaştırılması durumunda geri dönüş süresinin değişimi incelenmiştir. Ayrıca 3. Senaryo için kabul edilen gaz arıtım maliyetinin değişmesi durumunda geri dönüş süresinin değişimi incelenmiştir.

Sonuç olarak; yapılan hesaplamalarda 1 ton/saat ve 2 ton/saat kapasitedeki arıtma çamur bertarafı için 1. senaryodaki (gazlaştırma maddesi olarak hava kullanılması ve ORC türbin ile elektrik enerjisi eldesi) ve 3. Senaryodaki (gazlaştırma maddesi olarak hava kullanılması ve ORC türbin ile elektrik enerjisi eldesi) sistemlerin kurulması ve işletilmesi iktisadî açıdan uygun olarak bulunmuştur.

**Anahtar Kelimeler: Arıtma Çamuru, Gazlaştırma, İktisadî Analiz, Sabit Yataklı Gazlaştırıcı, Tasarım.**

## SUMMARY

Sewage sludge is the final inevitable by-product of domestic wastewater treatment. Current applications for the disposal of sewage sludge might be harmful to environment. Besides, sewage sludge causes high cost to waste water treatment plants. In order to reduce the high cost, sludge can be utilized in several ways, one of which is gasification. Gasification is a thermochemical process which could be used to dispose of sewage sludge. In this study, firstly a gasifier that has capacity of 50 kg/hour was designed as up and downdraft gasifier. It could be operated as both updraft and downdraft. After this design, different scenarios were created according to energy conversion equipment (ORC turbine, gas engine), gasification agent (air, oxygen and water vapor) and fuel load capacity (50 kg/hour, 1 tone/hour, 2 tones/hour). Initial investment costs, operation costs and operating revenue were calculated for all scenarios. The aim of this work is the investigation of scenarios being feasible from an economic perspective. Changing the cost of sludge disposal is also considered and changing payback time versus varying the cost of sludge disposal was also investigated. In case the sewage sludge has a lower thermal value than the assumption, co-gasification of the sewage sludge and refuse derived fuel is also considered. For this co-gasification process, changing fuel price versus changing payback time was investigated. For the 3rd scenario, in case of using innovative and more effective syngas treatment systems, altering syngas treatment cost versus payback time was also evaluated.

Finally according to assumption of all revenue is coming from waste disposal cost and electricity sales, in this study for 1<sup>st</sup> scenario (air as gasification agent and using ORC turbine as energy energy conversion equipment) and 3<sup>rd</sup> scenario (air as gasification agent and using gas engine as energy conversion equipment) with capacity for 1 tone/hour and 2 tones/hour were found feasible from techno-economical perspective.

**Key Words: Sewage Sludge, Gasification, Economical Analysis, Fixed Bed Gasifier, Design.**

## TEŞEKKÜR

Tez çalışmamın başlangıcından son aşamasına kadar bilgi ve deneyimlerini çalışmama yansıtan, tez danışmanım Doç. Dr. Murat DOĞRU'ya,

Gerek bilim görüşü gerekse verdiği derslerle ufkumu açtığını düşündüğüm Prof. Dr. Mirat GÜROL'a ve Prof. Dr. Ahmet KARAGÜNDÜZ'e

Deneyimlerinden ve bilgisinden çalışmamın sonuna kadar yararlandığım Ünal ŞEN'e ve "Napacağız abi?" sorusunu sorduğumda beni en iyi anladığımı düşündüğüm Uğur SÖHMEN'e,

Çalışma vaktimi keyifli hale getiren Çiğdem BALÇIK, Hacer ARSLAN, Çisel ŞENGEZER, Yağmur GÖREN, Ayşegül Derya ALTUNAY, Yasemin Melek TİLKİ, Serkan AKKÖSE, Faruk CAN ve Osman Cahit DEMİRCİ'ye ve buraya sığdıramadığım iş arkadaşlarıma ,

Son olarak bana emek verip de beni bugünlere getiren Anneme ve Babama, En içten teşekkürlerimi sunarım.

# İÇİNDEKİLER

	<b><u>Sayfa</u></b>
ÖZET	v
SUMMARY	vi
TEŞEKKÜR	vii
İÇİNDEKİLER	viii
SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ	x
ŞEKİLLER DİZİNİ	xiii
TABLO DİZİNİ	xv
1. GİRİŞ	1
1.1. Mevcut Durum	1
1.2. Amaç	6
1.3. Kapsam	6
2. REAKTÖR TASARIMI	8
2.1. Gazlaştırma Teorisi	8
2.1.1. Giriş	8
2.1.2. Gazlaştırma Oksitleyicileri (Gasification Agents)	8
2.1.3. Gazlaştırma İşlemi	10
2.2. Gazlaştırma Reaktör Tipleri	14
2.2.1. Sabit Yataklı Gazlaştırıcılar	15
2.2.1.1. Yukarı Akışlı Reaktörler	16
2.2.1.2. Aşağı Akışlı Reaktörler	17
2.2.1.3. Çapraz Akışlı Gazlaştırıcı	19
2.2.2. Akışkan Yataklı Gazlaştırıcılar	20
2.2.2.1. Kabarcıklı Akışkan Yataklı (KAY) Gazlaştırıcı	20
2.2.2.2. Dolaşimli Akışkan Yataklı (DAY) Gazlaştırıcı	21
2.2.2.3. Akışkan Yataklı İkiz Gazlaştırıcı	22
2.2.3. Sürüklemeli Akışlı Gazlaştırıcılar	24
2.3. Biyokütle Özellikleri	25
2.3.1. Tanım	25
2.3.2. Atom Oranı	27



2.3.3. Üçlü Çizenek (Ternary Diyagramı)	29
2.3.4. Kısmî (Proximate) Analiz	31
2.3.4.1. Uçucu Madde	32
2.3.4.2. Kül	33
2.3.4.3. Nem	33
2.3.4.4. Sabit Karbon	34
2.3.5. Elementel Analiz	35
2.3.6. Yakıt Muhtevasında Baz Alınan İfadeler	37
2.3.7. Isıl Değer	37
2.3.7.1. Üst Isıl Değer	38
2.3.7.2. Alt Isıl Değer	38
2.3.8. Yoğunluk Özellikleri	39
2.4. Mevcut Durumdaki Çalışmalar	40
2.5. Reaktör Tasarımı	45
2.5.1. Aşağı Akışlı Gazlaştırıcının Tasarımı	45
2.5.2. Yukarı Akışlı Gazlaştırıcı Tasarımı	55
2.5.3. Birleşik Sabit Yataklı Gazlaştırıcı Tasarımı	59
3. TEKNO-İKTİSADÎ ANALİZ	67
3.1. Senaryolar	67
3.2. İktisadî Analizi	75
3.2.1. İlk Yatırım Maliyeti	75
3.2.2. İşletme Maliyeti	79
3.2.3. İşletme Gelirleri	83
4. SONUÇLAR	86
KAYNAKLAR	97
ÖZGEÇMİŞ	101

# SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ

## Simgeler ve Açıklamalar

### Kısaltmalar

$\alpha$	: Stokiyometrik oran
$M_{\text{kuru}}$	: Kuru bazda nemin yüzdesi
$M_{\text{Islak}}$	: Islak bazda nemin yüzdesi
$W_{\text{kuru}}$	: Kuru yakıtın kütlesi
$W_{\text{Islak}}$	: Islak yakıtın kütlesi
K	: Karbon (Elementel Analiz için)
C	: Karbon (Elementel Analiz için)
H	: Hidrojen (Elementel Analiz için)
O	: Oksijen (Elementel Analiz için)
A	: Azot (Elementel Analiz için)
S	: Sülfür (Elementel Analiz için)
$N_i$	: İç nem (bağlı nem)
$N_d$	: Dış nem (serbest nem)
$h_g$	: Buharın gizil ısısı
$B_h$	: Boğaz yükü
$V_s$	: Yüzeysel hız
h	: Oksidasyon (yanma) bölgesinin yüksekliği
$d_h$	: Boğaz çapı
$d_g$	: Gazlaştırıcı gövdesinin çapı
$H_g$	: Gövdenin yüksekliği
$V_g$	: Gazlaştırıcı gövdesinin hacmi
$H_h$	: Hazne yüksekliği
$V_h$	: Hazne hacmi
$d_{hd}$	: Hava deliklerinin çapı
$H_{\text{indirgenme}}$	: İndirgenme bölgesinin yüksekliği
$D_g$	: Yukarı akışlı gazlaştırıcı için gazlaştırıcı çapı
$r_1$	: Kesik koninin üst çapı
$r_2$	: Kesik koninin alt çapı
$\rho_{\text{çamur}}$	: Çamurun yoğunluğu

$\rho_{\text{gaz}}$	: Sentez gazı yoğunluğu
$\text{kW}_{\text{el}}$	: Kilowatt elektrik
$\text{kW}_{\text{th}}$	: Kilowatt ısı
$\text{kWh}$	: Kilowatt saat
$\text{H}_2$	: Hidrojen
$\text{CO}$	: Karbonmonoksit
$\text{CO}_2$	: Karbondioksit
$\text{CH}_4$	: Metan
$\text{HF}$	: Hidroflorik Asit
$\text{HCl}$	: Hidroklorik Asit
$\text{SO}_x$	: Sülfür oksitler
$\text{NO}_x$	: Azot oksitler
ASTM	: American Society for Testing and Materials
ATY	: Atıktan Türetilmiş Yakıt
BSM	: Beslenen Suyun Maliyeti
BHO	: Beslenecek $\text{H}_2\text{O}$ Oranı
BOO	: Beslenecek Oksijen Oranı
CHP	: Combined Heat And Power
DAY	: Dolaşımli Akışkan Yataklı
DM	: Doğalgaz Maliyeti
ESÇ	: Elektro Statik Çöktürücü
GGTC	: Greenhouse Gas Technology Center
G.O	: Gazlaştırıcı Oranı
HAÜ	: Hava Ayırma Ünitesi
HHV	: Higher Heating Value
KAY	: Kabarcıklı Akışkan Yataklı
Kkaç	: Kuru Külsüz Arıtma Çamuru
Kaç	: Kuru Arıtma Çamuru
KM	: Katı Madde
LHV	: Lower Heating Value
MA	: Moleküler Ağırlık
M.S	: Mesai saati çalışma
M.F	: Mesai fazlası çalışma

ORC	: Organic Rankine Cycle
ÖGH	: Özgül Gazlaştırma Hızı
PAH	: Poly Aromatic Hydrocarbon
PCDD	: Polychlorinated dibenzo-p-dioxins
PCCF	: Polychlorinated dibenzofurans
PSA	: Pressure Swing Adsorption
PM	: Partiküler madde
RDF	: Refuse Derived Fuel
SAG	: Sürüklemeli Akışlı Gazlaştırıcı
SHİ	: Stokiyometrik hava ihtiyacı
SKGD	: Saatlik Kütlesel sentez gazı debisi
SSD	: Saatlik sentez gazı debisi (hacimsel)
SOİ	: Stokiyometrik oksijen ihtiyacı
S.K	: Sabit Karbon
YBD	: Yakıt besleme debisi
YBM	: Yakıt besleme miktarı
VPSA	: Vacuum Pressure Swing Adsorption

# ŞEKİLLER DİZİNİ

<b><u>Sekil No:</u></b>	<b><u>Sayfa</u></b>
1.1: Havza bölgelerine göre oluşan toplam arıtma çamuru miktarı.	5
2.1: C-H-O üçlü diyagramı.	9
2.2: Gazlaştırma Teknolojileri.	14
2.3: Gazlaştırıcı tiplerinin uygulanabilir ısı kapasite aralıkları.	15
2.4: Yukarı akışlı gazlaştırma reaktörünün şematik gösterimi ve sıcaklık profili.	17
2.5: Aşağı akışlı boğazsız tip gazlaştırıcının şematik gösterimi.	18
2.6: Aşağı akışlı boğazlı gazlaştırıcının şematik olarak gösterimi.	19
2.7: Çapraz akışlı sabit yataklı bir gazlaştırıcının şematik gösterimi.	20
2.8: Winkler tipi kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcının şematik olarak gösterimi.	21
2.9: Dolaşımli akışkan yataklı gazlaştırıcının şematik gösterimi.	22
2.10: İkiz akışkan yataklı gazlaştırıcı.	24
2.11: Sürüklemeli akış içindeki katı-gaz akışın basitleştirilmiş gösterimi.	25
2.12: Konvansiyonel bir atıksu arıtma tesisinde arıtma çamuru kaynakları.	27
2.13: Yakıtların atom oranlarının çizenekte gösterimi.	29
2.14: C-H-O üçlü çizeneği.	30
2.15: Arıtma çamurunun üçlü çizenekteki konumu.	31
2.16: Yakıtlar için kullanılan ifadelerin şematik olarak gösterimi.	37
2.17: Kopf şirketinin geliştirdiği sistemin akış çizeneği.	44
2.18: Tokyo'da Bureau Arıtma tesisinde bulunan çamur gazlaştırma sisteminin şematik gösterimi.	45
2.19: Gazlaştırıcı gövdesinin hacminin hesabının görsel gösterimi.	51
2.20: Silindirik haznenin boyutlarının gösterimi.	52
2.21: Tasarlanan aşağı akışlı gazlaştırıcının tasarım boyutları.	55
2.22: Yüzeysel hız ile birim basınç düşme oranını belirleyen ilişkiyi gösteren grafik.	58
2.23: Tasarlanan yukarı akışlı gazlaştırıcının tasarım boyutları.	59

2.24:	Ayn reatörün aşağı akışlı ve yukarı akışlı olarak çalıştırılmasının şematik olarak gösterimi.	60
2.25:	Boğazlı gazlaştırıcı için farklı boğaz+gövde türleri.	61
2.26:	Aşağı- Yukarı akışlı gazlaştırıcının boyutları.	62
3.1:	1.Senaryonun şematik olarak gösterimi.	69
3.2:	2.Senaryonun şematik olarak gösterimi.	70
3.3:	3.senaryonun şematik olarak gösterimi.	70
3.4:	Sentez gazının arıtımı için 3.senaryoda kabul edilen gaz arıtım hattının şematik gösterimi.	74
4.1:	Farklı arıtma çamuru iktisadi değerleri için yatırımın geri dönüş süresinin değişimi.	92
4.2:	ATY ile arıtma çamurunun harmanlanması sonucu elde edilen yakıtın maliyetinin çamurun ısı değerine göre değişimi.	94
4.3:	Sentez gaz arıtım maliyetinin yatırımın geri dönüş süresiyle ilişkisi.	95

# TABLO DİZİNİ

<b><u>Tablo No:</u></b>	<b><u>Sayfa</u></b>
1.1: Havza bölgelerine göre günde kişi başına oluşan arıtma çamuru miktarı.	5
2.1: Farklı oksitleyiciler için oluşan gazın ısı değerleri.	10
2.2: Genel gazlaştırma tepkimeleri (25°C'de).	12
2.3: Sabit yatakların karakteristik odun yakıtı için özellikleri.	16
2.4: Farklı çalışmalarda arıtma çamuru kısmî çözümlenmeleri.	32
2.5: Biyokütle içeriksel çözümlenme yöntemleri.	36
2.6: Literatürde yapılan çalışmalarda arıtma çamurlarının elementel çözümlenmeleri.	36
2.7: Balingen'deki tesisin özellikleri.	43
2.8: Mannheim'deki tesisin özellikleri.	43
2.9: Literatürde bulunan arıtma çamuru elementel analizleri.	46
2.10: Bu çalışmadaki hesaplamalarda kabul edilen arıtma çamurunun elementel analizi.	46
2.11: Bu çalışmadaki hesaplamalarda kabul edilen arıtma çamurunun kısmi çözümlenmesi.	47
2.12: Literatürde azami yüzey hızı ve boğaz yükü değerleri.	48
2.13: Arıtma çamurunun kısmî çözümlenmesinin moleküler ağırlık olarak karşılıkları.	53
3.1: Oluşturulan senaryolar ve farkları.	68
3.2: Kullanılan Gazlaştırma maddesine göre oluşan sentez gazının ısı değerleri.	72
3.3: Oluşacak sentez gazının tahmini içeriği.	75
3.4: Hava ayırma ünitelerinin ilk yatırım ve işletme maliyetleri.	77
3.5: Senaryoların ilk yatırım maliyetleri.	78
3.6: Çalışanların saatlik ücretleri.	79
3.7: Senaryoların çalışan dağılımları ve haftalık ücretleri.	80
3.8: Öngörülen bakım ücretleri.	81

3.9:	Yenilenebilir enerji üretimi için devletin üretilen elektrik başına uyguladığı teşvik miktarları.	84
3.10:	Biyokütleden enerji elde eden sistemlerin yerli üretim olduğu durum için teşvik miktarları.	84
4.1:	Senaryolara göre birim elektrik başına düşen maliyetler ve gelirler.	87
4.2:	Senaryolarda üretilen elektrik enerjisi miktarları, elektrik enerjisi gelirleri ve yatırımların geri dönüş süreleri.	88
4.3:	Sistemde dönüştürülen enerjilerin dağılımları ve verimleri.	96



# 1. GİRİŞ

## 1.1. Mevcut Durum

Doğadaki çevrimin bir parçası olarak canlılar, çeşitli yaşam faaliyetleri gösterip, nihayetinde canlılık özelliklerini kaybederler. Bitkiler, bu yaşam faaliyetlerini gösterirken topraktan su ve mineral maddeleri, havadan ise karbondioksiti (CO<sub>2</sub>) alıp klorofil varlığında güneş ışığı vasıtası ile glukoza ve daha sonra diğer temel bileşenlere (protein, lipid vb.) çevirir. Çevrimin diğer basamağında canlılık faaliyetleri sonlanan bitkiler mikroorganizmalar vasıtası ile çürür. Aerobik çürüme sonucunda CO<sub>2</sub>, su (H<sub>2</sub>O), bitkinin içindeki muhtevaya göre diğer gazlar ve mineraller oluşurlar. Böylece bitki, bünyesine aldığı karbonu, suyu ve diğer maddeleri geri vermiş olur. Aynı şekilde hayvan hücreleri de benzer bir çevrim sonucunda kendini oluşturan doğaya maddeleri geri verir. Tek farkı enerji için kullandığı karbon kaynağını bitki hücresi gibi kendisi üretemez. Görüldüğü gibi canlıların yaşamsal faaliyetleri sadece karbonun oluşturduğu bileşiği, fazını ve bu fazda kalış süresini değiştirebilir. Sistemdeki karbon miktarı ise sabit kalır ve bu sebeple canlıların yaşam çevrimleri karbon nötr olarak tanımlanır. Bu yaşamsal döngü içinde bulunmuş canlı olan veya canlılık özelliği göstermiş bütün maddelere biyokütle denilmektedir. Canlı kaynaklı bütün maddeler biyokütle olarak adlandırıldığından biyokütle kaynakları da çok çeşitli olabilmektedir. Biyoküteller taze (virgin) ve atık (waste) biyoküteller olarak ikiye ayrılır. Taze biyoküteller genelde direk olarak bir bitkiden veya hayvandan oluşmakta, atık biyokütler ise biyokütellerin bir dönüştürme işleminden geçmesi sonucu ortaya çıkar. Atık biyokütleyi kaynaklarına göre kabaca tarımsal atıklar, orman atıkları, hayvansal atıklar, evsel atıklar, endüstriyel atıklar ve kanalizasyon atıkları şeklinde ayırabiliriz. Kanalizasyon atığı; bu atık biyoküteller içinde mikroorganizma kaynaklı olan, kül ve nem oranı yüksek olan, kaçınılmaz olarak oluşan, nihai bertarafı sorunlu ve yüksek azot içeren bir biyokütledir. Kanalizasyonda toplanan atıksular arıtma tesisinde arıtılırken nihai atık olarak arıtma çamurlarını oluştururlar. Söz konusu çamur arıtma tesisinin beslendiği atıksuyun niteliğine göre evsel atıksu arıtma çamuru, endüstriyel atıksu arıtma çamuru gibi isimlerle adlandırılır. Arıtma çamuru arıtma işlemi sırasında birincil (ön çöktürme), ikincil (biyolojik arıtım) ve üçüncül arıtım (ileri arıtım) sonucunda oluşmaktadır. Evsel atıksu arıtma çamurları atıksuyun içindeki çökebilen

inert maddeler ve arıtma sırasında oluşan mikroorganizmalardan oluşmaktadır. Arıtma tesislerinde kaçınılmaz olarak oluşan atıksu arıtma çamuru; koku, hastalığa sebep olma ve yüksek hacimler kaplama gibi sorunlar yaratmaktadır bu sorunlardan dolayı usulüne uygun olarak bertaraf edilmesi gerekmektedir. Ayrıca içinde bulunan organik maddeler ve besin maddeleri değerli olduğundan değerlendirilmesi ve ekonomiye artı bir değer olarak kazandırılması istenmektedir. Arıtma çamuru seçilen nihai bertaraf yöntemine göre stabilizasyon, şartlandırma, yoğunlaştırma, susuzlaştırma ve kurutma işlemlerinden birinden veya birkaçından geçirilmesi gerekmektedir. Uygulanan işlem basamaklarına göre farklı katı madde (KM) içeriğine sahip atıklar oluşmaktadır. Farklı ülkelerde farklı uygulamalar olmakla birlikte genel olarak evsel atıksu arıtma çamurlarının nihai bertarafı için; toprakta kullanma, düzenli depolama ve ısıl işlemler gibi yöntemler bulunmaktadır.

Toprakta kullanma işleminde arıtma çamuru aerobik yada anaerobik olarak çürütüldükten sonra kireçle stabilize edilip ısıyla kurutulur veya peletlenir, bazen de başka bir organik madde ile kompostlanır [GGTC, 2012]. Bu işlemin Evsel ve Kentsel Arıtma Çamurlarının Toprakta Kullanılmasına Dair Yönetmelik'e uygun olması gerekmektedir. Bu yönetmelik gereği toprağa uygulanacak çamurun içindeki metal, patojen ve organik kirleticilerin miktarı sınırlanmıştır [ResGaz 1, 2010]. Belirtilen sınırların üstünde bulunan arıtma çamurları toprakta uygulanamamaktadır. Ayrıca arıtma çamurlarının içinde bulunan hormon ve antibiyotiklerden dolayı bu uygulamaya karşı toplumsal bir ön yargı bulunmaktadır.

Düzenli depolama yönteminde; sahaya getirilen evsel atıksu arıtma çamuru usulüne uygun olarak depolanmaktadır. Fakat düzenli depolama sahalarının geçirimsizliği sağlanmış olsa bile her zaman bir sızıntı riski bulunmaktadır. Arıtma çamuru düzenli depolama sahasında toplanan sızıntı suyunun toksik ve metal konsantrasyonu yükünü arttırdığı gibi maddenin ısıl değerinin verimli kullanılamamasına da sebep olmaktadır. Düzenli depolama yöntemi, depolama alanlarına giriş ücretinin artması, alanların azalması ve olası uzun süreli çevresel etkilerinden dolayı uygulanabilir bir yöntem olmaktan uzaklaşmıştır [GGTC, 2012]. Düzenli depolama sırasında anaerobik olarak bozunan çamurdan oluşan gazlar sızıntılar vasıtası ile atmosfere salınırsa, CO<sub>2</sub>'den çok daha etkili bir sera gazı olan metan gazı (CH<sub>4</sub>) atmosfere salınabilir. Ayrıca ısıl değere sahip bir maddenin düzenli depolama sahasında depolanması o maddenin ısıl değerinden faydalanılamamasına

sebeptir. Bundan dolayı bu yönteme kademeli olarak son verilmektedir. Avrupa Birliği 6. Çevre Eylem Planı'na göre 2000'den 2050'ye kadar arıtma çamurlarının depolanması %50 oranında azaltılması gerekmektedir [Werle, 2013]. Ülkemiz de Avrupa Birliği mevzuatını takip ettiğinden yeni mevzuatlar çerçevesinde paralel uygulamalar görülmektedir. 2010 yılı itibarı ile, depolanabilecek biyobozunur atık miktarı 2005'te üretilen biyobozunur atık miktarının kütlece %75'ine (ilk 5 yıl için) indirileceği, 15 yıl sonunda ise depolanabilecek biyobozunur atık miktarının %35'e (2005 yılına göre) indirileceği yönetmelikte belirtilmiştir [ResGaz 2, 2010].

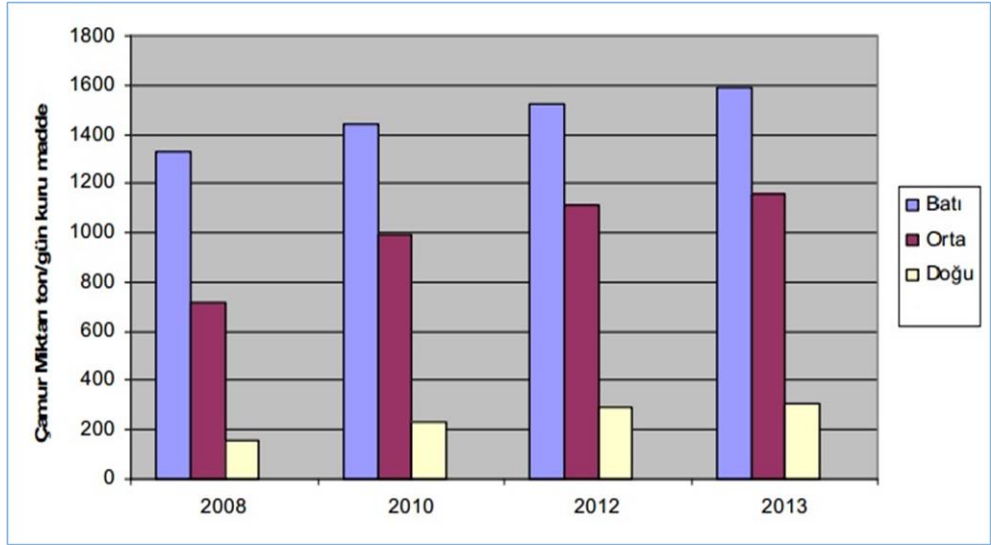
Şimdiye kadar kullanılan arıtma çamuru ısıl bertaraf yöntemleri; yakma, piroliz ve gazlaştırma olmak üzere üçe ayrılmıştır. Yakma, oksitleyici ortamda organik maddenin ısı verilerek tamamen oksitlenmesi işlemidir. Arıtma çamurunun nem oranı yüksek olduğundan ek yakıt kullanılması gerekebilmektedir. Yakma işlemi sonucunda ısı, kül, atık gaz ve atık gaz temizleme sistemi "ıslak" olarak çalışıyorsa atık su oluşmaktadır. İşlem sonucunda ısı elde edilmesine karşın poliaromatik hidrokarbonlar (PAH), ağır metaller, poliklorlanmış bifeniller (PCB), dioksinler (PCDD) furanlar (PCDF) ve asidik gazlar (sülfür oksitler (SO<sub>x</sub>), hidroklorik asit (HCl), hidroflorik asit (HF), azot oksitler (NO<sub>x</sub>), vb.) oluşmaktadır [GGTC, 2010]. Bu oluşan kirleticilerin atmosfere salınmadan önce tutulması gerekmektedir. Ayrıca oluşan kül ve uçucu kül, içeriğine göre katı atık veya tehlikeli atık sınıfına girmektedir ve girdiği sınıfa göre bertaraf edilmesi gerekmektedir. Yakma işlemi sonucu oluşan atık gaz, atıksu ve kül için kurulacak temizleme veya bertaraf sistemlerinin işletme ve ilk yatırım maliyetleri oldukça yüksek olmaktadır. Bu durum da yakma ile yapılan bertaraf işlemi pahalı bir yöntem yapmaktadır. Hâlihazırda evsel atıksu arıtma tesislerinden çıkan çamurların daha çok çimento fabrikalarına gönderilmesi teşvik edilmektedir. Çimento fabrikaları bu çamuru ek yakıt olarak kullanmaktadır. 1 ton kurutulmuş çamurun (%99-90 KM) bertaraf ücreti ortalama olarak 30-40 lira iken kurutma işlemine tabi tutulmamış çamurun (%20-25 KM) bertaraf ücreti ise çamurun karakterine de bağlı olarak 100-150 lira arasında değişmektedir. Piroliz işlemi herhangi bir oksitleyici olmadığı ortamda, organik maddelerin ısı verilerek daha kullanılabilir ürünlere dönüştürülmesi işlemidir. Piroliz işlemi sonucunda çar (char), sentez gazı (syngas) ve pirolitik yağ (pyrolytic oil) oluşmaktadır. Piroliz reaktörünün sürekli olarak dışardan ısı alması gerektiğinden kendi kendini çevirebilen (autotermal) bir sistem değildir. Dışardan aldığı ısı işlem sonucunda oluşan ürünlerden elde edilemediği durumlarda

tercih edilmez. Bu sebepten dolayı arıtma çamurlarının bertaraf edilmesi için tercih edilen bir yöntem değildir. Gazlaştırma işlemi ise organik maddenin sitokiyometrik orandan daha az oranda oksitleyici verilmesi ile organik maddelerin ısıl parçalanmasını sağlayarak daha kullanılabilir ürünlere dönüştürülmesi işlemidir. İşlem sonucu sentez gazı (syngas) ve çar (char) oluşmaktadır. Sentez gazı işletme şartlarına göre farklı oranlarda hidrojen (H<sub>2</sub>), karbonmonoksit (CO), CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> ve katran (tar) ihtiva eden, ısıl bir değere sahip bir gaz karışımı olmakla birlikte bu gaz karışımından akaryakıt, kimyasal madde ve enerji elde etmek mümkündür. Farklı gaz arıtım sistemleri kullanarak buhar türbini, gaz motoru, gaz türbini ve yakıt hücresi gibi enerji çevirim üniteleri ile elektrik enerjisi elde edilebilmektedir. Fakat sentez gazından yakıt hücresi ve gaz türbini ile elektrik enerjisi elde edilebilmesi için beslenecek sentez gazının çok iyi bir gaz arıtımından geçmesi gerekmektedir bu da üretilen enerjinin birim maliyetini arttırmakta ve bazı durumlarda bu enerji çevirim işlemlerini iktisadi açıdan mümkün kılmamaktadır.

Atık Sektörü Mevcut Durum Değerlendirmesi Raporu'na göre Türkiye'de 2008 yılında oluşan arıtma çamuru miktarı; 500.000 ton (KM)/yıl evsel arıtma çamuru ve 575.000 ton(KM)/yıl sanayi kaynaklı arıtma çamuru olmak üzere 1.075.000 ton(KM)/yıldır. Yine aynı rapora göre 2009 yılında 16.548 ton endüstriyel arıtma çamuru, 27.207 ton evsel arıtma çamuru olmak üzere toplam 43.755 ton arıtma çamuru çimento fabrikalarında ek yakıt olarak kullanılmıştır. Diğer kalan %95'lik kısım için bir bilgi bulunmamakla birlikte en iyi ihtimalle toprakta uygulama ve düzenli depolama yapıldığı düşünülmektedir. Aynı şekilde mevcut durumda oluşması muhtemel arıtma çamuru miktarı ile ilgili de kesin bir veri olmamakla birlikte Çevre ve Orman Bakanlığı tarafından hazırlanan; 2008-2012 Atıksu Arıtımı Eylem Planı'nda verilen bölge (havza) bilgileri esas alınarak hesaplamalar yapılmıştır. Bölgeler doğu, batı ve orta olarak üçe ayrılmıştır. Bu 3 bölgeye ait arıtma çamuru üretim miktarı Tablo 1.1'de, toplam çamur miktarı ise Şekil 1.1'de verilmiştir. Şekil 1.1 'de görüldüğü üzere üretilen günlük çamur miktarı batı, orta ve doğu bölgeleri için sırası ile 1.600, 1100 ve 300 ton civarındadır [Çevre ve Orman Bakanlığı, 2010].

Tablo 1.1: Havza bölgelerine göre günde kişi başına oluşan arıtma çamuru miktarı.

Bölge	Oluşan Çamur Miktarı (g/kişi.gün)
Batı	90
Orta	80
Doğu	60



Şekil 1.1: Havza bölgelerine göre oluşan toplam arıtma çamuru miktarı.

Bakanlığın yaptığı projeksiyona göre ülkemizde günlük yaklaşık olarak 3.000 ton evsel nitelikli arıtma çamuru oluşmaktadır ve oluşan bu çamur çevre için problem teşkil ettiği için usulüne uygun olarak bertaraf edilmesi gerekmektedir. Aynı şekilde arıtma çamurunun ortalama olarak 2500 kcal/kg (KM) ısıl değere sahip olduğu kabul edilirse yıllık 273.750 TEP (Ton eşdeğer petrol) enerji elde edilebileceği hesaplanabilir. Bu miktarda enerji yaklaşık 287 milyon metreküp doğalgaza eşdeğer olmakla birlikte doğalgazın metrekübünün 0,31 \$ olduğu kabul edilirse, normal şartlarda bertaraf edilmesi için para harcanması gereken bir atığın ülke ekonomisine senelik yaklaşık 89 milyon dolar gibi bir ek gelir getirebileceği öngörülebilir. Mevcut durumda kullanılan bertaraf yöntemleri olan düzenli depolama, yakma ve arazi uygulaması makul ve sürdürülebilir değildir. Bu atığın gazlaştırma işlemi ile daha uygun bir şekilde bertaraf edilmesi mümkündür. Gazlaştırma işleminin daha düşük emisyonlarda kirlenici oluşturması, enerji veriminin yüksek olması, daha düşük atık gaz arıtım maliyetinin olması, inert ve zararsız bir katı atık oluşturması gibi özellikleri

ile yakma işlemine göre üstünlükleri bulunmaktadır. Düzenli depolamaya göre ise enerji içeriği olan maddenin yeraltına gömülmemesi, daha az alana ihtiyaç duyulması, daha öngörülebilir çevresel etkilerinin olması ve daha az atıksu oluşturması gibi üstünlükleri bulunmaktadır. Toprakta kullanmaya karşı ise patojenlerin, hormonların ve bazı organik kirleticilerin yüksek sıcaklıkta bertaraf edilebilmesi gibi üstünlükleri bulunmaktadır ayrıca gazlaştırma işlemi için toplumsal bir ön yargı da bulunmamaktadır. Gazlaştırma işlemi bu gibi üstünlüklerinden dolayı arıtma çamuru bertarafı için uygun bir seçenektir. Gazlaştırma işleminin diğer bertaraf yöntemlerine göre üstünlükleri bulunmakla birlikte tasarımının zor olması, işletme bilgisinin gerekliliği ve büyük ölçekte kurulu az sayıda tesis olması gibi mahzurları vardır. Bu mahzurlardan dolayı gazlaştırma işlemi için kullanılacak gazlaştırma reaktörünün iyi tasarlanması gerekmektedir.

## **1.2. Amaç**

Bu çalışmanın başlıca amacı yerel ölçekte sorun teşkil eden arıtma çamurlarının gazlaştırma işlemi ile bertarafının gerçekleştirilmesi için uygun bir gazlaştırıcı tasarımının yapılmasıdır. Böylece mevcut durumda çamur bertarafı için kullanılan işlemlerden (yakma, düzenli depolama, toprakta kullanma vb.) kaynaklanan dezavantajların ortadan kaldırılması ve çamur bertarafının çevresel etkisinin daha düşük olması hedeflenmiştir. Bu doğrultuda tasarlanacak sistemin hem yüksek verimli hem de çeşitli biyokütle türleriyle birlikte çalışabilecek esnekliğe sahip olması amaçlanmıştır. Ayrıca üretilen enerjinin en uygun şekilde yerel ekonomiye kazandırılması bu çalışmanın temel önceliklerinden biridir.

Tasarım sonrasında farklı enerji elde etme yöntemleri ve işletme şartları için senaryolar oluşturulup hem ekonomik hem de teknik açıdan en uygun senaryonun belirlenmesi amaçlanmıştır.

## **1.3. Kapsam**

Evsel atıksu arıtma çamurlarının gazlaştırma işlemi ile bertarafı için mevcut sistem ve teknolojiler araştırılarak en uygun olanlar seçilmiştir. Bu bağlamda ısı kapasitesi sebebi ile sabit yataklı (fixed bed) gazlaştırıcıların kullanılmasına karar verilmiştir. Kullanılan sabit yataklı gazlaştırıcılardan birisi aşağı akışlı (downdraft) bir

diğeri yukarı akışlıdır (updraft). Bu iki gazlaştırıcı daha sonrasında tek bir reaktörde birleştirilmiş ve iki şekilde de çalışabilir duruma getirilmiştir. Boyece kullanılacak enerji çevrim nitesi için en uygun sentez gazı üretebilmek mümkün olacaktır.

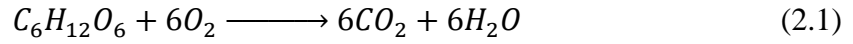
Çalışmanın sonraki aşamasında gazlaştırma sisteminin farklı oksitleyici, farklı ekipman ve farklı enerji çevrim birimi varyasyonlarında üretilen enerjinin birim maliyetleri incelenip karşılaştırılmıştır. Buradaki amaç en ekonomik ve güvenli şekilde biyokütlenin enerjiye dönüştürülmesinin belirlenmesidir. alışmalar teorik hesaplamalar ile gerçekleştirilmiş olup, deneysel bir çalışma yapılmamıştır.

## 2. REAKTÖR TASARIMI

### 2.1. Gazlaştırma Teorisi

#### 2.1.1. Giriş

Gazlaştırma en genel tanımı ile karbonlu maddeleri yanabilir gazlara dönüştüren termokimyasal bir işlemdir. Bu işlem için bir oksitleyici gerekmektedir. Bu oksitleyici, O<sub>2</sub>, hava, CO<sub>2</sub>, buhar olabildiği gibi bu oksitleyicilerin karışımı da olabilmektedir. Bir tepkimenin gerçekleşmesi için tepkimeye giren maddenin teorik olarak tepkimeye girmesi gereken madde oranına stokiyometrik oran denir. Örneğin denklem (2.1)'de görüldüğü üzere 1 mol glikozun (C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>) tamamen yanması için gereken stokiyometrik O<sub>2</sub> miktarı 6 moldür.



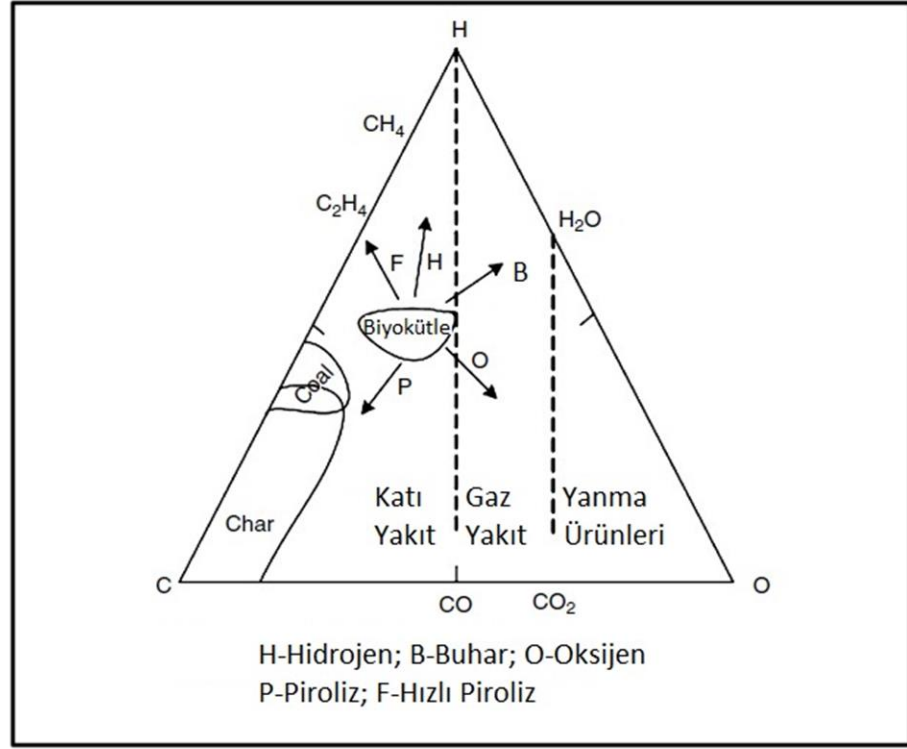
Eğer bu tepkime 3 mol O<sub>2</sub> ile gerçekleşirse stokiyometrik oranı 0,5 (3/6) olmuş olur. Gazlaştırma işleminde oksitleyiciler stokiyometrik oranın daha altında ortama verildiğinde işlem sonunda hidrojen (H<sub>2</sub>) ve karbonmonoksit (CO) gibi yarım yanma ürünleri oluşmaktadır. H<sub>2</sub> ve CO birleşiminden oluşan gaza sentez gazı adı verilir. Sentez gazı elde edildikten sonra; enerji, kimyasal madde veya akaryakıt üretiminde kullanılabilir. Gazlaştırma işlemi sonucunda tam yanmamış katı madde olarak çar oluşmaktadır. Çar yakıtın içindeki inorganik bölümle kalan organik bölümü ifade etmektedir.

#### 2.1.2. Gazlaştırma Oksitleyicileri (Gasification Agents)

Gazlaştırma için en çok kullanılan oksitleyiciler O<sub>2</sub>, su buharı ve havadır. Bu oksitleyicilerin stokiyometrik oranın altında beslenmesinden dolayı beslenen malzemeden yarım yanma ürünleri elde edilir. Oksitleyicilerin ve ısıtma işlemlerinin biyokütlenin içeriğini nasıl değiştirdiği Şekil 2.1'de görülmektedir [Basu, 2010]. Şekilde görüldüğü gibi, oksitleyici olarak oksijen kullanıldığı durumda malzeme bulunduğu konumdan oksijen köşesine doğru hareket eder. Oksijenin stokiyometrik oranın altında kullanıldığı durumlarda malzeme CO çizgisinin sınırlarında kalırken, oksijenin daha fazla kullanılması durumunda ise CO<sub>2</sub> sınırına girmektedir. Eğer



sitokiyometrik oranın üstünde O<sub>2</sub> kullanılırsa oluşan gaz “yanma ürünleri” bölgesine girecektir. Aynı şekilde buhar kullanılması durumunda oluşacak gaz kompozisyonu H-O kenarına doğru kayacaktır. Gazlaştırma işleminde yakıtın şekilde “gaz yakıt” ile gösterilmiş alana girmesi amaçlanmaktadır. Bu üçlü diyagram oluşacak gaz içeriği hakkında bir ön bilgi vermektedir.



Şekil 2.1: C-H-O üçlü diyagramı.

Farklı oksitleyiciler kullanılması sonucu elde edilen gazların ısı değerleri Tablo 2.1 'de gösterilmiştir [Basu, 2010]. Oksijenin saf olarak kullanıldığı sistemlerde oluşan ısı değer havanın kullanıldığı sistemlere göre çok daha fazladır. Bunun nedeni havanın içinde %79 oranında bulunan azot (N<sub>2</sub>) gazıdır. N<sub>2</sub> oluşan gazı seyrelttiği için ısı değerini düşürmektedir. Oksijenin saf olarak kullanılabilmesi için hava ayırma üniteleri kurulması gerekmektedir ve bu sistemler yüksek elektrik tüketmektedir. Bu durum da ilk yatırım ve işletme maliyetlerini arttırmaktadır. Su buharının oksitleyici olarak kullanıldığı durumlarda ise gazlaştırıcıya beslenecek buhar miktarının iyi ayarlanması gerekmektedir. Aksi takdirde oluşan gaz seyreltiği gibi yüksek miktarda ısı da boşa harcanmış olacaktır.

Tablo 2.1: Farklı oksitleyiciler için oluşan gazın ısı değerleri.

Oksitleyici	Oluşan gazın ısı değeri (MJ/Nm <sup>3</sup> )
Hava	4-7
Su buharı	10-18
Oksijen	12-28

### 2.1.3. Gazlaştırma İşlemi

Gazlaştırma termokimyasal bir işlem olmakla birlikte reaktörün içindeki sıcaklık ve oksitleyici miktarına göre farklı basamaklara ayrılmıştır. Bu basamaklar; kurutma, piroliz, yakma (yükseltgenme) ve gazlaştırma (indirgenme) basamaklarıdır. Gazlaştırma işlemi sırasında bu basamakların oluşumu ve sırası reaktör tipine bağlı olmakla birlikte kesin sınırlarla ayrılmamıştır ve bazı durumlarda birbiri üstüne geçmeler bulunmaktadır [Dogru, 2000].

Reaktöre beslenen hammadde öncelikle kurutma bölgesinden geçer. Bu bölgede kururken içinde bulunan nem su buharına dönüşür. Nem, beslenecek malzemenin karakterine göre serbest nem ve doğal nem (bağlı nem) olarak iki şekilde bulunabilir. Kömür gibi bir fosil yakıtta nem miktarı az olmakla birlikte kömürde bulunan nem daha çok serbest nemdir. Biyokütlenin sahip olduğu nem ise serbest nemden ziyade doğal nemdir. 20°C sıcaklıkta bulunan yakıtın içindeki bir kilogram nemin biyokütleden ayrılması için gereken ısı miktarı yaklaşık olarak 2600 kJ civarlarındadır. Kurutma için gerekli olan ısı enerjisi yakma bölgesinden gelmektedir. Buharlaşacak olan nem eğer bağlı nemse gereken ısı daha fazla olabilmektedir. Su her sıcaklıkta buharlaşır fakat bölgenin sıcaklığı 100°C'nin üstünde olunca bağlı su molekülleri için kurutma işlemi başlamış olur. Sıcaklık daha artarsa malzemenin içindeki uçucu maddeler de suyla beraber buharlaşmaya başlar. Kurutma bölgesinin sıcaklığı genellikle 100-150 °C aralığındadır. Bu bölgede ıslak hammadde ısının etkisi ile kuru hammaddeye dönüşür.

Gazlaştırma işlemi içindeki piroliz basamağında uzun zincirli organik maddeler ısı vasıtasıyla çara ve düşük moleküler ağırlıklı gaz moleküllerine dönüşmektedir. Bu gazlar yoğun ve yoğun olmayan gazlardan oluşmaktadır. Bu basamak da ısı alan (endotermik) tepkimelerden oluşmaktadır. Isı alan tepkimeler için gereken ısı yakma

bölgesinden sağlanmaktadır. Piroliz işlemi 300-650°C arasında gerçekleşmektedir. Biyokütle için gerçekleşen tepkime denklem 2.2'deki gibi gösterilebilir.



Burada sıvı ile gösterilen kısım yoğuşabilir gazları temsil etmektedir. Bu yoğuşabilir gazlar; katran (tar), ağır hidrokarbonlar ve su buharıdır. Yoğuşmayan gazlar ise CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CO, C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> ve benzeri gazları temsil etmektedir. Katı kısmı ise C ile gösterilmiş olup, çarın içindeki karbonu temsil etmektedir ve bu karbon saf karbon değildir, içinde belirli bir miktarda H ve O da ihtiva eder [Basu, 2010]. Bu basamakta üretilen ürünlerin bir kısmı yakma ve gazlaştırma basamaklarında kullanılır, kalan kısmı da sentez gazının içinde kalır. Oluşan düşük molekül ağırlıklı bileşikler yüksek sıcaklıkta yakma (oksidasyon) bölgesinden geçerse parçalanır (cracking) eğer geçmezse ya da sıcaklık yeterince yüksek değilse parçalanmaz ve soğuk bölgelerde yoğuşabilir ve hat üzerinde tıkanmalara sebep olabilir.

Kısmî oksidasyon bölgesinde, piroliz bölgesinde oluşan ürünler oksitlenerek ısı enerjisi elde edilir. Oksidasyon bölgesinin sıcaklığı kullanılan oksitleyici miktarına ve özelliklerine göre değişmekle birlikte genel olarak 1000-1500°C arasında olmaktadır. Bu bölgede üretilen ısı diğer 3 bölümdeki ısı alan tepkimelerde kullanılmaktadır. Oksidasyon bölgesi bir nevi diğer bölümler için bir ısı kaynağıdır. Bu bölümde yeterli ya da eşdağılımlı (üniform) sıcaklık kesitleri oluşmazsa piroliz bölgesinden gelen ürünler tam olarak parçalanamaz ve oksitlenemez bunun sonucunda daha yüksek miktarlarda katran ya da yanmamış karbon muhtevası yüksek çar oluşumu beklenir. Bu gibi sebeplerden dolayı yakma bölgesi önem taşımaktadır. Oksidasyon bölgesindeki tepkimeler Tablo 2.2'de R5, R6, R7 ve R8 ile gösterilmiştir [Basu, 2010]. Görüldüğü üzere bu tepkimelerde oksitleyici olarak oksijen kullanılmıştır.

Tablo 2.2: Genel gazlaştırma tepkimeleri (25°C’de).

Tepkime Türü/Adı	Tepkime	$\Delta H$ (kJ/mol)	Ref.
Karbon tepkimeleri			
R1 (Boudourard)	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	172	1
R2 (Su-gaz veya buhar)	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	131	2
R3	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-74,8	2
R4	$C + 0,5O_2 \rightarrow CO$	-111	1
Oksidasyon Tepkimeleri			
R5	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394	2
R6	$CO + 0,5O_2 \rightarrow CO_2$	-284	4
R7	$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + H_2O$	-803	3
R8	$H_2 + 0,5O_2 \rightarrow H_2O$	-242	4
Kayma Tepkimesi			
R9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41,2	4
Metanizasyon Tepkimeleri			
R10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$	247	4
R11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	206	4
R14	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$	165	2
Buhar Düzeltme Tepkimeleri			
R12	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	206	3
R13	$CH_4 + 0,5O_2 \rightarrow CO + 2H_2$	36	3
Referanslar			
1	Higman and van der Burgt, 2008, sayfa 12		
2	Klass, 1998, sayfa 276		
3	Higman ve van der Burgt, 2008, sayfa 3		
4	Knoef, 2005, sayfa 15		

Oluşan çarın gazlaştırma (indirgenme) basamağındaki tepkimeleri ve davranışları önemlidir. Gazlaştırma basamağını oluşan çarın ve diğer ürünlerin indirgeyici ortamda girdiği tepkimler oluşturur. Mezkûr tablodaki R1, R2, R3 ve R4 numaralı denklemlerde çarın farklı gazlaştırıcı maddeler ile olan tepkimleri

görülmektedir. Bu tepkimeler farklı hızlarla gerçekleşmektedir. Gazlaştırma maddeleri arasında bir etkinlik sıralaması yapılacak olursa oksijen, buhar ve karbondioksit şeklinde sıralanabilir. Dolayısı ile ilk 4 tepkime arasında en hızlısı R4 numaralı tepkimedir. Çar-buhar tepkimesi (R2), çar-oksijen tepkimesine (R4) göre 3 ila 5 merteye daha yavaştır. Boudouard tepkimesi (R1) ise çar-oksijen tepkimesine (R4) göre 6-7 kat mertebesinde daha yavaştır [Smoot and Smith, 1985]. Su-gaz tepkimesinin (R2) hızı ise Boudouard tepkimesine (R1) göre 2-5 kat daha hızlıdır [Blasi, 2009]. Yani özetle tepkimelerin hızları  $R_{C+O_2} \gg R_{C+H_2O} > R_{C+CO_2} \gg R_{C+H_2}$  şeklinde gösterilebilir.

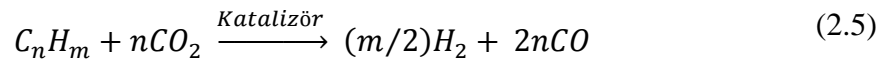
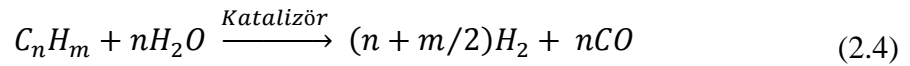
Su-gaz tepkimesi (R2) olarak da bilinen çarın buhar ile tepkimesi tepkime sonucunda oluşan ürünlerin hepsinin ısıl değerinin bulunması nedeniyle önemlidir (Denklem 2.3). Oluşan ürünler sentez gazının ısıl değerinin büyük bir kısmını oluşturan CO ve H<sub>2</sub> gazlarıdır.



Çarın karbondioksitle olan gazlaştırma tepkimesi ise Boudouard tepkimesi olarak bilinmektedir tabloda R1 nolu tepkime ile gösterilmiştir.

Kayma (shift) tepkimesi (R9) diğer bir önemli tepkimedir. Bu tepkime sonucunda ısıl değeri olan H<sub>2</sub> üretilir. Bu tepkimeye aynı zamanda su-gaz kayma tepkimesi denilmektedir. Bir diğer tepkime ise (R3) ile gösterilmiş hidro gazlaştırma tepkimesidir. Bu tepkime daha çok yapay doğal gaz üretimi için önemli bir tepkimedir.

Bu tepkimelerin yanı sıra farklı katalizörler kullanılarak düzeltme (reforming) tepkimeleri de gerçekleştirilebilir. Bu tepkimelerdeki esas amaç istenilen türdeki gazın derişiminin arttırılmasıdır. Bu tepkimler denklem 2.4 de gösterilen buhar düzeltme tepkimesi (steam reforming) ve 2.5'te gösterilen karbondioksit düzeltme tepkimesi (carbondioxide reforming) olarak ikiye ayrılmıştır.



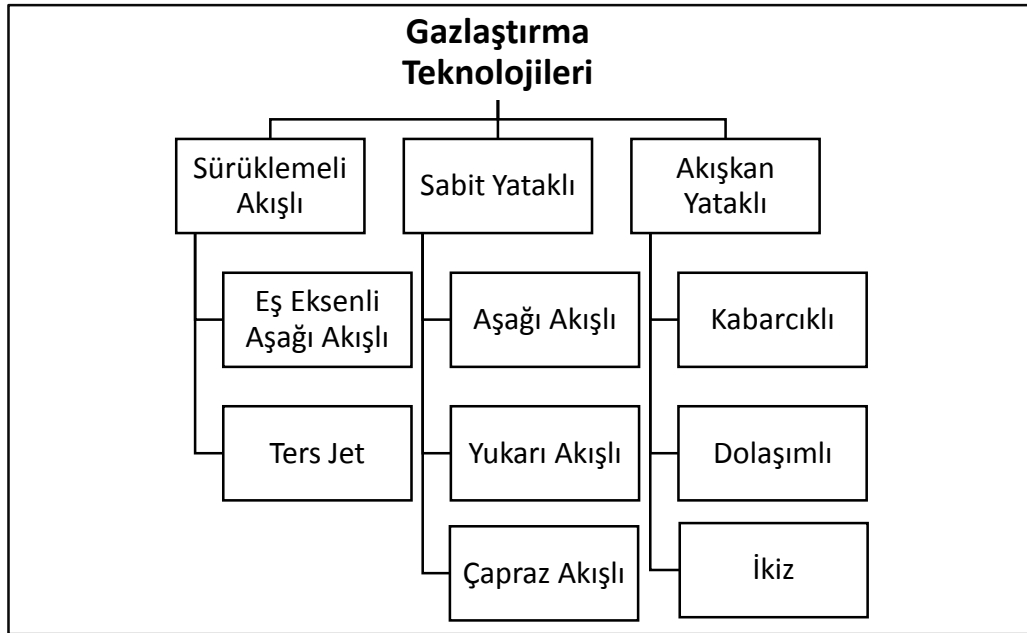
Aslında gazlaştırma işlemi sırasında gerçekleşen tepkimeler burada sıralanandan çok daha fazladır. Bu bölümde sadece en çok bilinen gazlaştırma tepkimelerine değinilmiştir.

## 2.2. Gazlaştırma Reaktör Tipleri

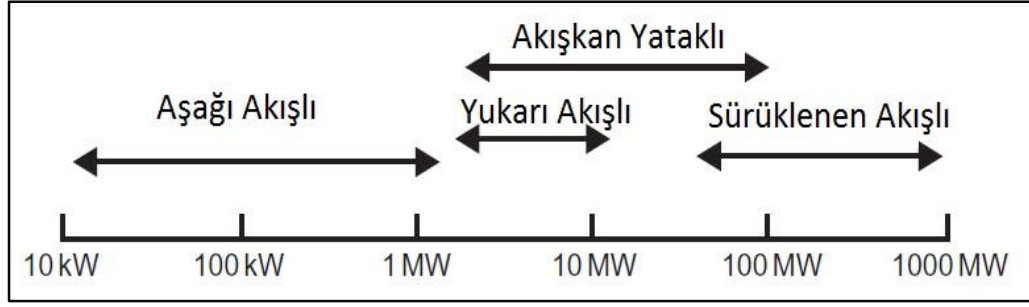
Zaman içinde ihtiyaca göre, işletme şartlarına göre, kullanılan malzemeye göre farklı gazlaştırıcı reaktörleri geliştirilmiştir. Bu reaktör tipleri genellikle katı-gaz etkileşme şekillerine ve kullanılan oksitleyiciye göre isim almışlardır. En bilinen gazlaştırıcı reaktörleri;

- Sabit yataklı gazlaştırıcı (Fixed bed)
- Akışkan yataklı gazlaştırıcı (Fluidized bed)
- Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcıdır (Entrained bed).

Bu reaktör tiplerinin farklı tasarım şekilleri de mevcuttur (Şekil 2.2). Bu teknolojiler ısı yüklerine göre farklı kullanılma aralıklarına sahiptir. Şekil 2.3'de görüldüğü üzere her gazlaştırıcı tipi için ön görülen bir ısı yüklem aralığı bulunmakla birlikte bazı aralıklar için birden fazla gazlaştırma reaktörü tipi uygun olabilmektedir. Sabit yataklı reaktörler genelde düşük ısı kapasiteli sistemler için kullanılırken, akışkan yataklı ve sürüklemeli akışlı reaktörler daha yüksek ısı kapasiteli sistemler için kullanılmaktadır. Bunun yanında birden çok sabit yataklı gazlaştırıcıyı paralel olarak birleştirerek daha yüksek kapasitelere çıkmak mümkündür.



Şekil 2.2: Gazlaştırma Teknolojileri.



Şekil 2.3: Gazlaştırıcı tiplerinin uygulanabilir ısıl kapasite aralıkları.

### 2.2.1. Sabit Yataklı Gazlaştırıcılar

Sabit yataklı gazlaştırıcılara hareketli yataklı gazlaştırıcılar da denilmektedir. Bunun sebebi beslenen malzemenin reaktör içinde bir piston gibi hareket etmesi ve reaktörden çıkmasıdır. Burada hareketli olan kısım malzemenin (yakıtın) kendisidir, reaktör ise sabit olarak durmaktadır. Gazlaştırma işlemi boyunca reaktör sabit kalır, beslenen malzeme gazlaşır ve oluşan çar ızgaraların içinden geçerek reaktörden çıkar. Bu tip reaktörlerin üretimi çok pahalı olmadığından ve kullanımının daha basit olmasından dolayı düşük kapasiteli ölçekte cazip olmaktadır. Reaktör içinde ısı ve madde alışverişi diğer reaktör tiplerine göre daha düşüktür. Bu sebepten dolayı da eş dağılımlı (üniform) bir gaz karışımı elde etmek zordur. Yukarı akışlı, aşağı akışlı ve çapraz akışlı olmak üzere bilinen 3 tip sabit yataklı gazlaştırma reaktörü tipi vardır. Bu gazlaştırıcıların ismini gazlaştırma sonucu oluşan gazın reaktörden çıktığı kısım belirlemektedir. Bu reaktörlerin özgün farklarını Basu, Knoef'in 2005'te basılan kitabındaki bilgileri kullanarak derlemiştir, derlenen veriler Tablo 2.3'de gösterilmiştir [Basu, 2010], [Knoef, 2005].

Tablo 2.3: Sabit yatakların karakteristik odun yakıtı için özellikleri.

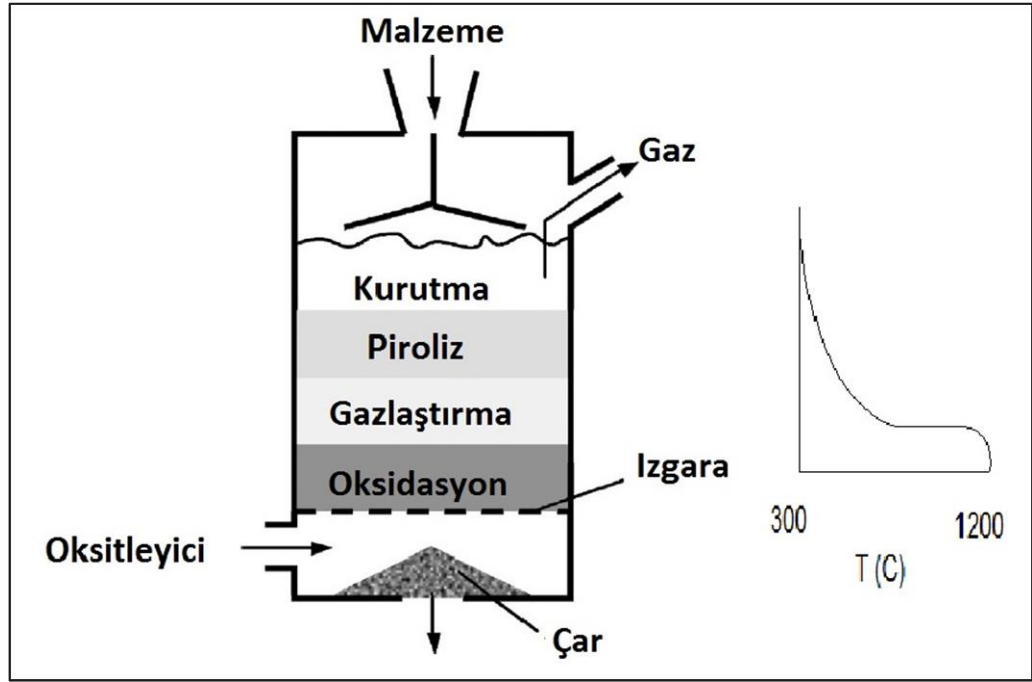
Özellikler	Yukarı Akışlı	Aşağı Akışlı	Çapraz Akışlı
% Nem (Islak bazda)	60 (en fazla)	25 (en fazla)	10-20
% Nem (kuru bazda)	25 (en fazla)	6 (en fazla)	0,5-1,0
Kül ergime sıcaklığı (°C)	>1000	>1250	
Tanecik boyutu (mm)	5-100	20-100	5-20
Uygulama aralığı (MW)	2-30	1-2	
Gaz çıkış sıcaklığı (°C)	200-400	700	1250
Katran (g/Nm <sup>3</sup> )	30-150	0,015-3,0	0,01-0,1
Gazın alt ısıl değeri (MJ/Nm <sup>3</sup> )	5-6	4,5-5,0	4,0-4,5
Sıcak gaz verimi (%)	90-95	85-90	75-90
Devrilme oranı	5-10	3-4	2-3
Besleme Yüğü (MW/m <sup>2</sup> )	<2,8		

### 2.2.1.1. Yukarı Akışlı Reaktörler

Yukarı akışlı gazlaştırıcılar bilinen en eski ve en basit gazlaştırıcılardır. Şekil 2.4'de gösterildiği üzere yukardan beslenen yakıt öncelikle kurutma bölgesinde kurur, sonra piroliz bölgesinde pirolize uğrar ve oluşan çar ile gazların tepkimeleri sonucunda gazlaştırma (indirgenme) bölgesinde yanabilir gazlar oluşur. 4. Bölge ise yakma (yükseltgenme) bölgesidir. Burada piroliz bölgesinde elde edilen çar ve hidrokarbonların bir kısmı oksitleyici vasıtası ile yakılarak gazlaştırma işleminin ihtiyaç duyduğu enerji elde edilmiş olur. Farklı tipte oksitleyiciler kullanılabilir. Elde edilen gaz reaktörün üst kısmından çıktığından ve yüksek sıcaklık bulunan bir bölümden geçmediğinden dolayı bu tip reaktörlerde oluşan sentez gazı yüksek miktarda katran içermektedir. Oluşan gaz yakıt yatağının içinden geçtiğinden partikül madde oluşumu diğer sabit yataklı reaktörlere göre daha düşük olmaktadır. Bu tip reaktörlerde %25-60 nem içeren biyokütlelerin gazlaştırılması mümkündür. Oluşan ısı, reaktörün içinden geçtiğinden ısı kullanım verimi yüksektir. Sentez gazının direk olarak kazanda yakıldığı sistemler için gazın içindeki katranın artırılmasına gerek duyulmamaktadır. Fakat bu durumda hat boyunca sentez gazının sıcaklığının katranın yoğunlaşma sıcaklığının altına düşmemesi gerekmektedir aksi takdirde katran yoğunlaşarak



hatta tıkanmalara sebebiyet verebilir. Şekil 2.4’de yukarı akışlı bir gazlaştırma reaktörünün şematik gösterimi ve sıcaklık profili görülmektedir [Basu, 2010].



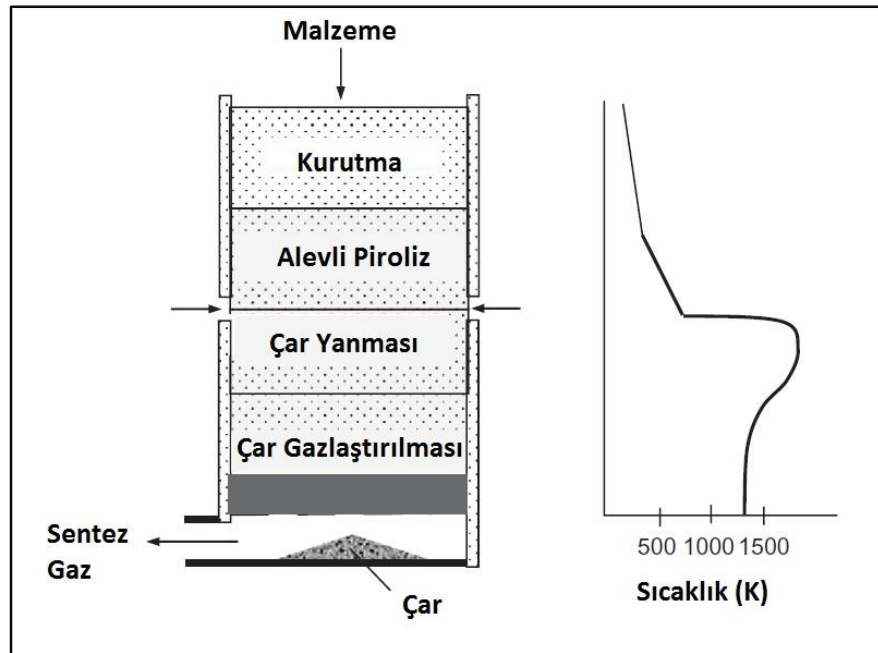
Şekil 2.4: Yukarı akışlı gazlaştırma reaktörünün şematik gösterimi ve sıcaklık profili.

### 2.2.1.2. Aşağı Akışlı Reaktörler

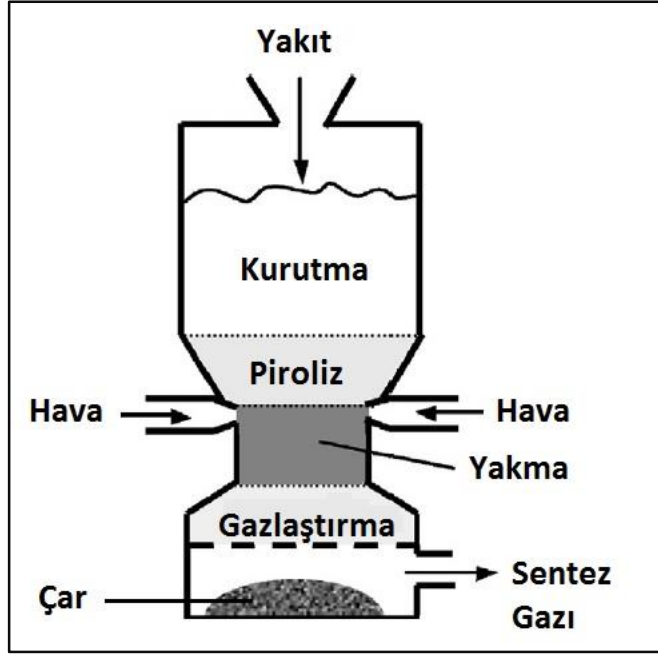
Aşağı akışlı reaktörlerde yakıt beslemesi yukarıdan aşağıya doğru, oluşan sentez gazı da reaktörün alt kısmından reaktörün dışına çıkmaktadır. Dolayısıyla bu reaktörler eşyönlü reaktörlerdir. Bu reaktörlerde kurutma bölgesinden yine piroliz bölgesi gelir. Piroliz bölgesinde oluşan ürünler yakma bölgesinden geçerler ve bu sebeple oluşan katranın büyük bir kısmı yüksek sıcaklıkta parçalanır. Yakma bölgesinde sıcaklık 1200-1400°C civarlarındadır. Yakma bölgesinden sonra gelen gazlaştırma bölgesinde gazlaştırma tepkimeleri gerçekleştikten sonra sentez gazı reaktörün alt kısmından dışarı çıkar. Oluşan çar da reaktörün alt kısmında toplandığı için, partiküler madde sürüklenmesi söz konusu olur. Bu sebepten dolayı bu tip gazlaştırıcılarda üretilen sentez gazının partiküler madde derişimi (konsantrasyonu) yüksektir. Katran derişimi ise düşüktür ve bu özelliği nedeni ile içten yanmalı motorlarda kullanılabilir sentez gazı üretmek için tercih edilen bir gazlaştırıcı tipidir. Fakat bu sistemler nem muhtevasına karşı hassastır, beslenen yakıtın nem

muhtevasının %25'i aşmaması gerekmektedir. Çıkış bölgesinin sıcaklığı yüksek olduğundan oluşan gazın da sıcaklığı yüksektir. Boğazlı ve boğazsız reaktör olmak üzere iki tip aşağı akışlı gazlaştırıcı bulunmaktadır.

Şekil 2.5 ve Şekil 2.6'de iki farklı tipteki aşağı akışlı gazlaştırıcının şematik gösterimi görülmektedir [Basu, 2010]. Boğazlı olmasının sebebi oluşan sentez gazının dar bir boğazdan geçmesini sağlayarak içinde bulunan katranın yüksek sıcaklıkta parçalanmasını sağlamaktır. Boğazsız aşağı akışlı gazlaştırıcıda beslenen yakıt ilk önce sıcaklığı artarak kurumaya tabi olur. Aşağı doğru indikçe sıcaklığı artmaya başlar 300-350°C'den sonra piroliz olayı gerçekleşmeye başlar. Bu bölge az da olsa havayı alttaki oksidasyon bölgesinden (yakma bölgesi) almaktadır ve piroliz olayından sonra ortaya çıkan yanabilir ürünler bu hava ile karşılaştıklarında yanarlar bu olaya alevli piroliz (flaming pyrolysis) denilmektedir. Kalan çar ve katranın büyük bir kısmı çar yanması kısmında yanar. Bu yanma sonucu elde edilen enerji piroliz, kurutma ve gazlaştırma basamaklarında bulunan ısı alan tepkimeler için kullanılmaktadır. Çarın gazlaştırılması basamağında ısı alan tepkimeler vasıtası ile yanabilir gazlar oluşur, bu bölgenin sıcaklığı bu tepkimeler sebebi ile düşmektedir fakat yine de 700°C'nin üstündedir.



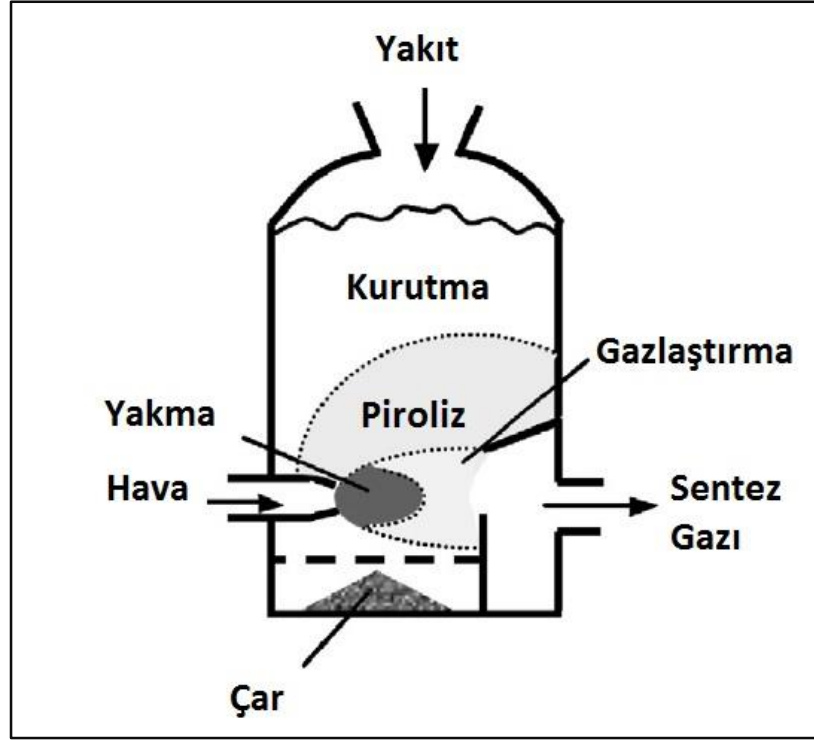
Şekil 2.5: Aşağı akışlı boğazsız tip gazlaştırıcının şematik gösterimi.



Şekil 2.6: Aşağı akışlı boğazlı gazlaştırıcının şematik olarak gösterimi.

### 2.2.1.3.Çapraz Akışlı Gazlaştırıcı

Çapraz akışlı gazlaştırıcı; yakıtın yukarıdan, oksitleyicinin bir yandan beslenip diğer yandan (karşısından) da gazın alındığı gazlaştırma reaktörleridir (Şekil 2.7) [Basu, 2010]. Bu tasarımları sebebi ile bazı kaynaklarda yandan akışlı gazlaştırıcı olarak da adlandırılmaktadır. Yüksek hızda reaktöre giren hava oksidasyonu gerçekleştirir ve bu bölgenin sıcaklığını 1500°C'nin üstüne çıkarır. Oluşan gaz karşı taraftan reaktörü terk eder. Bu reaktör tipinde de katran oluşumu düşüktür. Bu sebepten dolayı oluşan gazın basit bir şekilde temizlenmesi mümkündür. Çapraz akışlı gazlaştırıcıların başlama evreleri diğer sabit yataklı gazlaştırıcılara göre çok daha hızlı olup yaklaşık 5-10 dakika seviyelerindedir. Fakat bu gazlaştırıcılar küçük ölçekteki sistemler (<10 kWe) için kullanılabilir durumdadır. Bu tip reaktörler yüksek kül içeriğine sahip yakıtlar veya yüksek katran oluşturan yakıtlar için uygun değildir. Öte yandan eğer reaktörün üstü açık olursa, su buharına dönüşen nem reaktörden çıkabileceği için; açık reaktörler yüksek nem muhtevası için de uygun olabilmektedir.



Şekil 2.7: Çapraz akışlı sabit yataklı bir gazlaştırıcının şematik gösterimi.

## 2.2.2. Akışkan Yataklı Gazlaştırıcılar

Akışkan yataklı gazlaştırıcılar ısı ve madde alışverişinin iyi olması ile ön plana çıkmaktadırlar. Bu tip gazlaştırıcılarda yatak malzemesi olarak adlandırılan tanecikli katı maddeler bulunmaktadır. Bu malzemeler gazlaştırma maddesinin (oksitleyicisinin) uygun bir hızla reaktöre verilmesi vasıtası ile yarı askıda olarak tutulmaktadır. Bu tip gazlaştırıcılardaki iyi katı-gaz karışımı ve yatağın sahip olduğu yüksek ısıl atalet yakıtın kalitesini çok fazla –en azından diğer tip reaktörlere göre- etkilememektedir [Basu, 2006]. Bilinen teknoloji olarak 3 tip akışkan yataklı reaktör bulunmaktadır. Bunlar:

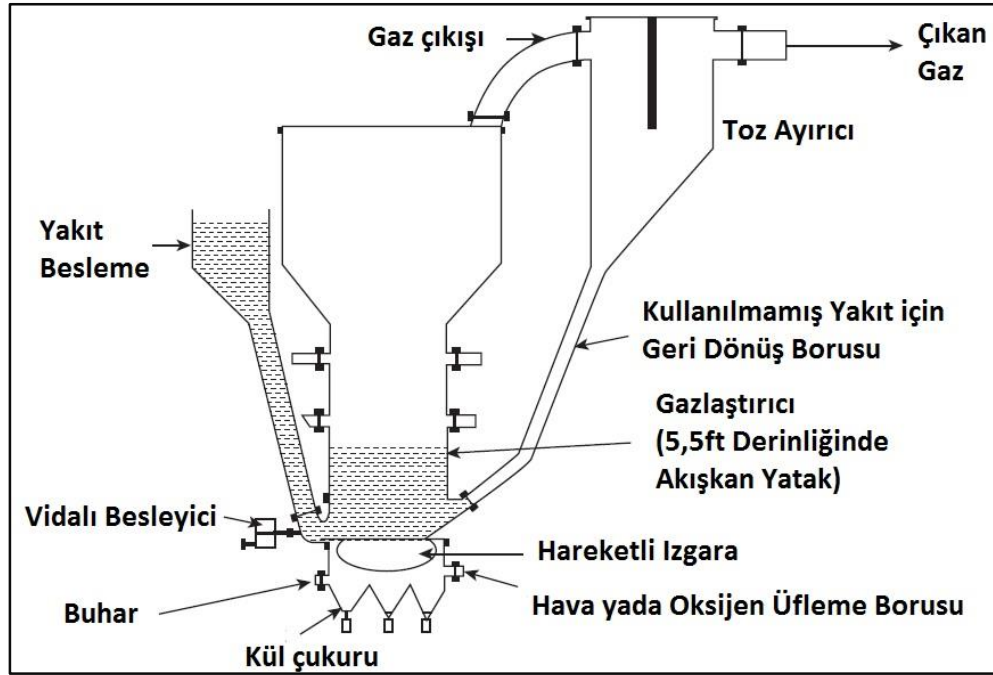
- Kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcı (KAY),
- Dolaşımli akışkan yataklı gazlaştırıcı (DAY),
- Akışkan yataklı ikiz gazlaştırıcıdır.

### 2.2.2.1. Kabarcıklı Akışkan Yataklı (KAY) Gazlaştırıcı

Kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcı Fritz Winkler tarafından 1921’de tasarlanmış olup belki de akışkan yataklı reaktörlerin en eski ticari uygulamasıdır.

Kömürün gazlaştırılması için ticari olarak yıllardır kullanılmaktadır. Bu tip gazlaştırıcılar çalışmaları sıcaklık şartlarına göre yüksek sıcaklık ve düşük sıcaklık olarak ikiye ayrılmaktadır. Ayrıca bu gazlaştırıcılar atmosferik basınç altında çalıştığı gibi yüksek basınçlarda da çalışabilmektedir. Kabarcıklı akışkan yataklı Winkler tipi gazlaştırıcının şematik olarak Şekil 2.8 'da gösterilmiştir [Basu, 2010].

Beslenecek malzeme 10 mm'den daha küçük boyutlara getirilir ve sıcak yatağın içine beslenir. Tanecikli katılardan oluşan yatak seçilen bir ya da birden fazla oksitleyici ile akışkan hale getirilir. Külde ergime olup ve topaklanmaya (aglomerasyon) sebebiyet vermemesi için yatak sıcaklığı kömür için 980°C'nin altında, biyokütle için ise 900°C'nin altında tutulur. Külün ergime sıcaklığı bu tasarım için önemli bir parametredir. Oksitleyici maddeler iki aşamalı olarak da reaktöre beslenebilir. Alttan beslenen oksitleyici yatağa bir akışkanlık kazandırırken, ikinci basamakta beslenen oksitleyici sürüklenmekte olan tepkimeye girmemiş çarın hidrokarbonlara veya yanabilir gazlara dönüştürülmesini sağlar.

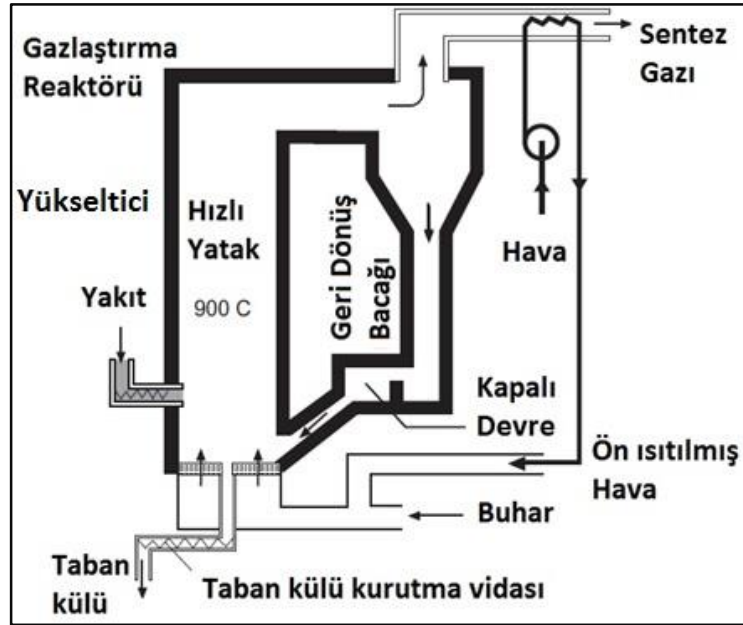


Şekil 2.8: Winkler tipi kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcının şematik olarak gösterimi.

#### 2.2.2.2. Dolaşımli Akışkan Yataklı (DAY) Gazlaştırıcı

Dolaşımli akışkan yataklı (DAY) gazlaştırıcılar yüksek gaz kalma süresi sağladığı için biyokütleler için özellikle caziptir. Bu gazlaştırıcılar özellikle yüksek

uçucu maddesi olan yakıtlar için uygundur. DAY tipi gazlaştırıcılar Şekil 2.9'de gösterildiği gibi bir yükseltici (riser), bir siklon ve bir katı madde geri döngü sisteminden meydana gelmektedir. DAY tipi gazlaştırıcılarda katı maddeler ve gaz yükseltici içinde dağılır [Basu, 2010]. Bu tip gazlaştırıcılardaki akışkanlaşma hızı 3,5-5,5 m/s iken kabarcıklı akışkan yataklarda ise 0,5-1,0 m/s civarlarındadır. Bu hızdan dolayı katı maddeler yükselticiden kaçarak reaktörü terk ederler, reaktörden çıkan katı maddeler siklon vasıtasıyla tutulup tekrardan reaktörün içine beslenir. Bu Osayede daha yüksek katı-gaz teması sağlandığı gibi sürekli bir karşım da söz konusudur. Ayrıca yüksek kalış süreleri sağlanmaktadır. Bu tip gazlaştırıcılar farklı işletme ve yakıt özelliklerine göre farklı sıcaklıklarda işletilmekle birlikte genelde yükseltici bölgesinin sıcaklığı 800-1000°C arasında değişmektedir.



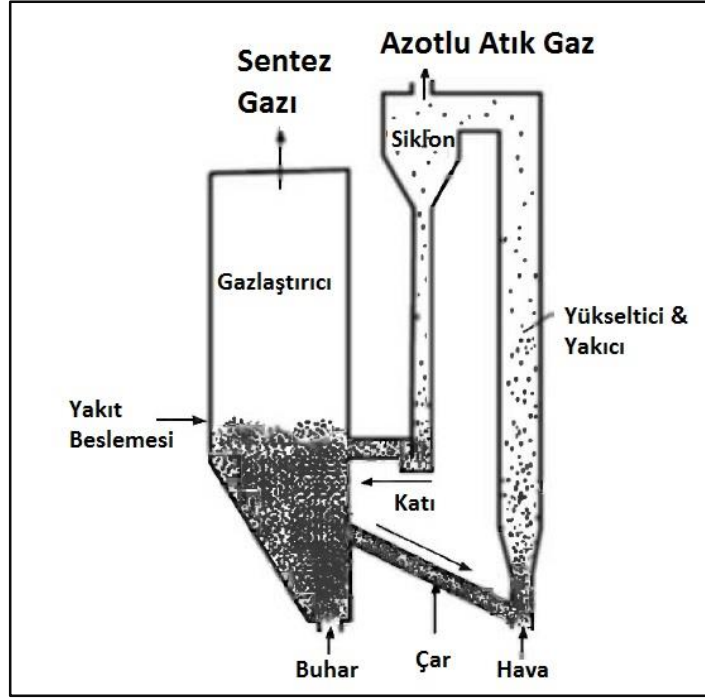
Şekil 2.9: Dolaşımli akışkan yataklı gazlaştırıcının şematik gösterimi.

### 2.2.2.3. Akışkan Yataklı İkiz Gazlaştırıcı

Gazlaştırma işleminde en önemli problemlerden birisi oksitleyici olarak hava kullanıldığı takdirde oluşan sentez gazının azot tarafından seyrelmesi ve buna bağlı olarak oluşan gazın ısı değerinin düşmesidir. Bu sorundan kaçınmak için gazlaştırıcıların saf oksijen ile beslenmesi mümkündür. Fakat havadan oksijen elde edip sonrasında reaktöre besleme işlemi ilk yatırım ve işletme maliyetleri göz önünde bulundurulduğunda iktisadî açıdan uygun bir işlem değildir. Buna karşın akışkan

yataklı ikiz gazlaştırma reaktöründe yakma ve gazlaştırma bölgeleri birbirinden ayrılarak yakma için kullanılan havanın içindeki azotun sentez gazını seyreltmesini önlemektedir. Böylece oluşan gaz daha yüksek ısı değere sahip olmaktadır. Ayrıca oluşan atıkgazla sentez gazı ayrıldığı için nihaî yanma ürünlerinin de sentez gazını seyreltmesi önlenmiş olmaktadır. Şekil2.10'da akışkan yataklı ikiz gazlaştırıcı şematik olarak gösterilmiştir [Basu, 2010]. Bu sistem bir kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcı ve bir dolaşimli akışkan yataklı gazlaştırıcıdan oluşmaktadır. Dolaşimli akışkan yataktaki yükseltici (riser) yakma işlemi için kullanılmakta, kabarcıklı akışkan yataktaki gazlaştırıcıdaki dönüş dirseği ise gazlaştırıcı olarak kullanılmaktadır. Süper buhar ile ısıtılmış KAY'da piroliz ve gazlaştırma işlemi gerçekleşir, oluşan katran ve çar mekanik olmayan vanalar vasıtası ile yükselticiye doğru hareket eder. Yükselticide bu maddelerin hava ile yanması sağlanır. Yanma işlemi sonucunda oluşan ısı yatak malzemesini ısıtır ve ısınan yatak malzemesi ( $\cong 900^{\circ}\text{C}$ ) siklonda tutulduktan sonra kabarcıklı gazlaştırıcıya geri döndürülür. Böylelikle kabarcıklı gazlaştırıcı içinde gerçekleşmesi beklenen ısı alan tepkimeler için gereken ısı sağlanmış olur. Siklondan çıkan gaz ise büyük oranını azotun oluşturduğu atık gazdır. KAY tipi gazlaştırıcıdan çıkan gaz ise ısı değeri normalden daha yüksek olan sentez gazıdır.

Bu tip akışkan yataklı gazlaştırıcıların yanı sıra, aktarımlı akışkan yataklı gazlaştırıcılar (transport) ve kimyasal dönüşlü akışkan yataklı gazlaştırıcılar gibi farklı tasarımlar da bulunmaktadır.



Şekil 2.10: İkiz akışkan yataklı gazlaştırıcı.

### 2.2.3. Sürüklemeli Akışlı Gazlaştırıcılar

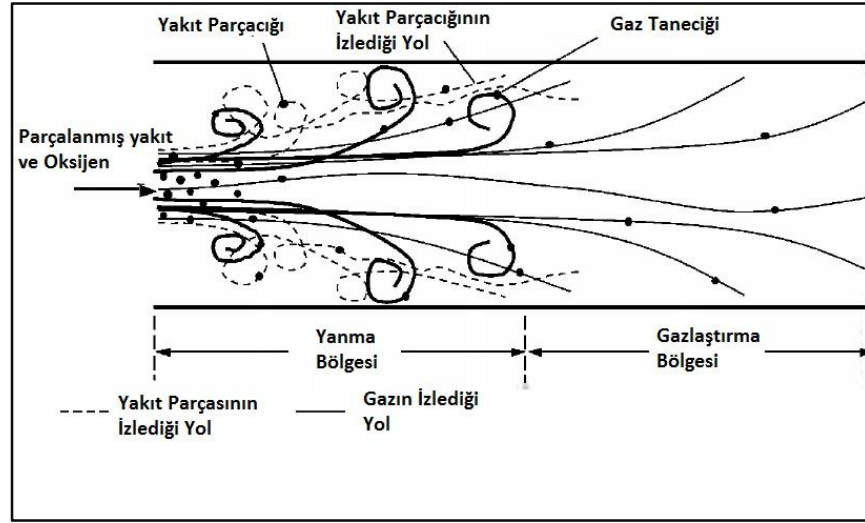
Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar (SAG), kömür, petrol koku ve rafineri kalıntıları için en başarılı ve en yaygın olarak kullanılan gazlaştırıcı tipidir [Basu, 2010]. Bu tip gazlaştırıcılarda çoğu kömür başarılı şekilde gazlaştırılabilmektedir. Fakat düşük kaliteli kömürler ve yüksek nem içeriklerinden dolayı biyokütleler bu gazlaştırıcı tipi için uygun değildir.

SAG'lar aslında gazın ve yakıtın eş yönlü aktığı piston akışlı reaktörlerdir. Hidrodinamik yapısı pulverize kömür kazanlarına benzemektedir. Pulverize kömür kazanlarında; önceden 75 mikronun altında öğütülmüş (pulverize edilmiş) kömür yakılacak hava vasıtası ile taşınmakta ve uygun yerlere konumlandırılmış yakıcılar (brülör) ile yakılmaktadır. SAG'larda ise reaktörün geometrik yapısı daha farklı olmakla birlikte stokiometrik oranın altında hava kullanılır. Bu tip gazlaştırıcıların sıcaklığı 1000 °C'yi geçtiğinden katransız ve düşük metan konsantrasyonlu bir sentez gazı elde edilir. İyi tasarlanmış SAG'larda karbon dönüşümü %100'e yakındır. Kullanım amacına göre oluşan sıcak sentez gazının soğutulması gerekebilir.

Şekil 2.11 SAG'ların çalışma düsturunu (prensibini) basitleştirilmiş bir çizim yardımı ile göstermektedir [Basu, 2010]. Yüksek hızdaki jet giriş bölgesinde bir çevrim (sirkülasyon) yaratmaktadır. İnce yakıtlar reaktörün duvarlarından ve oluşan



sıcak gazlardan gelen radyasyon vasıtası ile hızlı bir şekilde ısınmakta ve yanmaktadır. Yakıtın büyük bir kısmı bu bölgede tüketilir ve bu bölgenin sıcaklığı 2500 °C'lere kadar çıkabilir. Yanma tepkimelerinin oksijeni bitirmesinden sonra kalan çar CO<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub>O ile gazlaştırma tepkimelerine girer. Bu tepkimeler yanma tepkimelerine göre daha yavaş olduğu için daha fazla kalma sürelerine ihtiyaç duymaktadır. Bu yüzden daha uzun reaktörler gerekmektedir. SAG'lar yandan beslemeli ve yukarıdan beslemeli gazlaştırıcılar olarak ikiye ayrılmıştır.



Şekil 2.11: Sürüklemeli akış içindeki katı-gaz akışın basitleştirilmiş gösterimi.

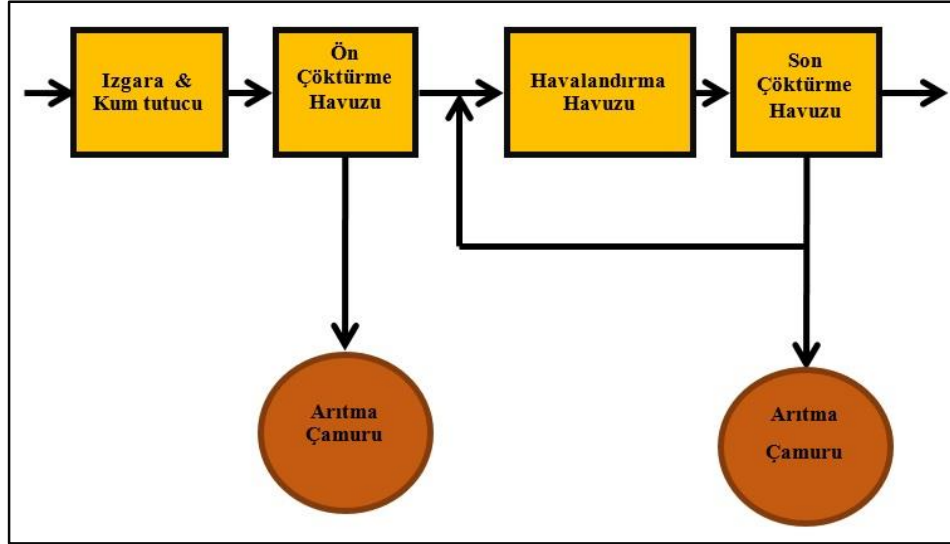
## 2.3. Biyokütle Özellikleri

### 2.3.1. Tanım

Biyokütlenin tam olarak kesin bir tanımı bulunmamaktadır. Kapsamlı olarak bakıldığı zaman; bitki, hayvan ya da mikroorganizma kaynaklı biyolojik olarak ayrışabilir, fosil olmayan organik maddeler için biyokütle tanımı yapılabilir. Biyokütle tanımının çok iyi yapılamaması, bazı kavramların çok iyi geliştirilememesine sebep olmuştur. Tanımın içinde bulunan mikroorganizma, bitki ve hayvan hücreleri çok farklı karakterdedir. Enerji eldesi için kullanılan biyokütlelerin çok büyük kısmının bitki kaynaklı olmasından dolayı genelde bitki hücresi terminolojisi üzerinden biyokütle özellikleri tartışılmaktadır.

Arıtma çamurları için konuşacak olursak, arıtma çamurları atıksular ile beraber gelen inorganik maddeler, susuzlaştırma işleminden kalan nem ve arıtım sonucu

üretilen mikroorganizmalardan oluşmaktadır. Atıksu arıtımı sonucu oluşan sıvı veya yarı katı halde, genellikle kokulu, uygulanan arıtma yöntemine bağlı olarak % 0,25-12 arasında katı madde ihtiva eden maddelere arıtma çamuru denilmektedir [Metcalf and Eddy, 2004]. Arıtma çamurları, koku oluşumuna ve uygun şekilde bertaraf edilmezse hastalık yapma ihtimali gibi problemlere sebebiyet verdiği gibi yüksek miktarlarda sudan oluştukları için yüksek hacimler kaplamaktadırlar. Bu büyük hacimlerin yönetilmesi bir arıtma tesisi için bir problemdir. Şekil 2.12 'de görüldüğü üzere konvansiyonel atıksu arıtma tesisine gelen atık su kaba ve ince ızgaradan geçtikten sonra kum tutucuya girer. Bu ünitelerde atıksu içindeki kum, çakıl, cüruf ve küçük taşlar gibi kaba kirleticiler tutulur. Sonrasında ön çöktürme havuzlarında yer çekimi yardımı ile çökebilen kirleticiler çöker. Bu çöken kısım birincil çöktürme ya da ön çöktürme çamuru olarak adlandırılır. Ardından havalandırma havuzunda mikroorganizmalar yardımı ile atıksu içindeki daha küçük veya çözünmüş kirleticilerin arıtılması sağlanır. Bu arıtım sağlanırken mikroorganizmalar çoğalır. Çoğalan mikroorganizmalar son çöktürme havuzlarında çöktürülüp sistemden ayrılır. Bu ayrılan çamur ikincil arıtım çamuru veya son çöktürme çamuru olarak adlandırılır. Klasik aktif çamur sistemi ile çalışan evsel atıksu arıtma tesisinde kullanılan arıtım üniteleri bu sırayadır. Farklı sistemlerde farklı arıtım birimler kullanılmakla birlikte oluşan çamur yine mikroorganizmalardan ve çökebilen inorganik malzemelerden kaynaklanmaktadır. Atıksu üçüncül arıtıma tabi tutulursa yine mikroorganizma kaynaklı arıtma çamuru oluşacaktır. Üçüncül arıtım sonrası elde edilen çamurla ikincil arıtma çamuru arasındaki fark aralarındaki kimyasal muhteva farkıdır. Biyolojik olan son çöktürme çamuru daha çok mikroorganizmalardan oluşmaktadır. Bu mikroorganizmalar hücrelerinde suyu tuttuklarından mekanik olarak suyun ayrılmasını zorlaştırmaktadırlar. Ayrıca çamur eğer havasız (anaerobik) çürütmeye tabi tutulursa içinde bulunan karbonun bir kısmı CO<sub>2</sub> ve CH<sub>4</sub>'a dönüştüğünden, nihai çamurun ısı değeri düşmektedir. Arıtma çamurunun miktarı; atıksuyun kirlilik derecesi, işlemde kullanılan kimyasal maddeler ve arıtma veriminin bir fonksiyonudur. Bunun yanında oluşan çamurun yapısı; coğrafi konum, nüfus yoğunluğu, nüfusun ekonomik düzeyi, gelen atık suyun karakteri, kullanılan arıtma üniteleri gibi çok farklı değişkenlere bağlıdır.



Şekil 2.12: Konvansiyonel bir atıksu arıtma tesisinde arıtma çamuru kaynakları.

Arıtma sonucunda çamurun içinde katı olarak inorganik maddeler, mikroorganizmalar, organik maddeler ve sıvı olarak da su bulunur. 2009 yılında EPA Targeted National Sewage Sludge Survey (TNSSS) isimli araştırmasını yayımlamıştır. Bu araştırmada 74 atıksu arıtma tesisinden alınan 145 parametre analiz edilmiştir. Araştırmada belirtildiği üzere bu araştırmanın esas amacı; (1) olası kaygı yaratan 9 parametre için mevcut durum bilgisi kazanmak ve (2) EPA ve National Research Council (NRC) tarafından tanımlanan birçok kirleticinin oluşumunun atıksu arıtma tesislerinde oluşan çamurla ilişkisi için mevcut durum bilgisi sağlamaktır [U.S. EPA, 2009]. Bu araştırmadan elde edilen sonuçlara bakacak olursak, arıtma çamurları sadece tipik kısmi ve elementel çözümlmelerden ibaret olmamakla birlikte çok daha karmaşık bir yapıdadır. Bu nedenle ele alınacak arıtma çamurunun analizinin iyi bilinmesi veya beslenecek malzemenin içeriğine göre esneklik gösterebilecek bertaraf işlemlerinin seçilmesi gerekmektedir.

### 2.3.2. Atom Oranı

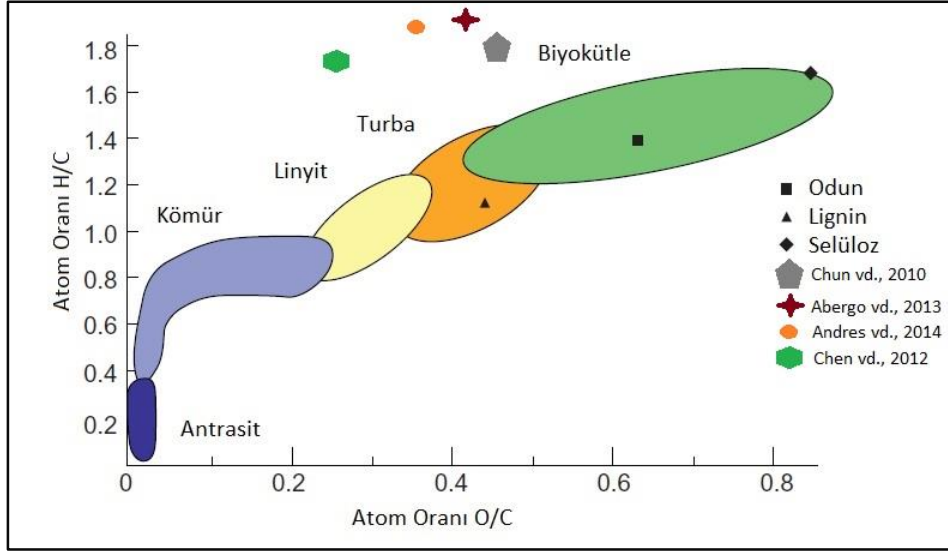
Atom oranı yakıtın ısı değerinin anlaşılması açısından önemli bir göstergedir. Atom oranları bilinen yakıtların ısı değerine ait kıyaslama yapılabilmektedir. Atom oranı yakıt içindeki H, C ve O'nin kuru ve külsüz bazda birbirine oranlarını esas almaktadır.

Şekil 2.13'de H/C ve O/C'ye göre çizilmiş bir yakıt sınıflandırma çizeneği (diyagramı) görülmektedir [Jones et al., 2006]. Bu çizenek van Krevelen çizeneği olarak bilinmektedir. Biyoküteller için geniş ölçekte lineer bir fonksiyon gibi düşünülüp çıkartılmış H/C oranı denklem 2.6'daki gibi gösterilebilir [Jones et al., 2006].

$$(H/C) = 1.4125(O/C) + 0,5004 \quad (2.6)$$

Bu çizenek aynı zamanda bize yakıtın jeolojik yaşı hakkında da bir bilgi vermektedir. Yakıtların jeolojik yaşı arttıkça ısı değerleri arttığı gibi O/C oranları düşmektedir. Biyokütle bütün hidrokarbonlu yakıtlar içinde en fazla oksijen içeriğine sahip olan yakıttır. Fakat oksijen yakıtın ısı değerine olumlu bir katkıda bulunmadığı gibi biyokütlenin sıvı yakıtlara dönüştürülmesini de zorlaştırmaktadır. Yüksek oksijen oranı yakıtın uçuculuk verimini arttırırken, yüksek hidrojen oranı yakıtın sıvı verimini arttırmaktadır [Basu, 2010].

Şekil 2.13'te Krevelen çizeneği üzerine literatürde bulunan arıtma çamurlarının elementel oranları yerleştirilmiştir. Daha önce yapılmış olan çalışmalarda arıtma çamuru karakterlerine bakıldığında arıtma çamurunu oluşturan elementlerin atom oranının Jones et al.'un yaptığı çalışmaya tam olarak uymadığı görülmektedir. Bunun nedeni ise biyokütle sınıfı için yapılan çalışmaların daha çok bitkisel kaynaklı biyoküteller üzerinde yapılması olarak açıklanabilir.

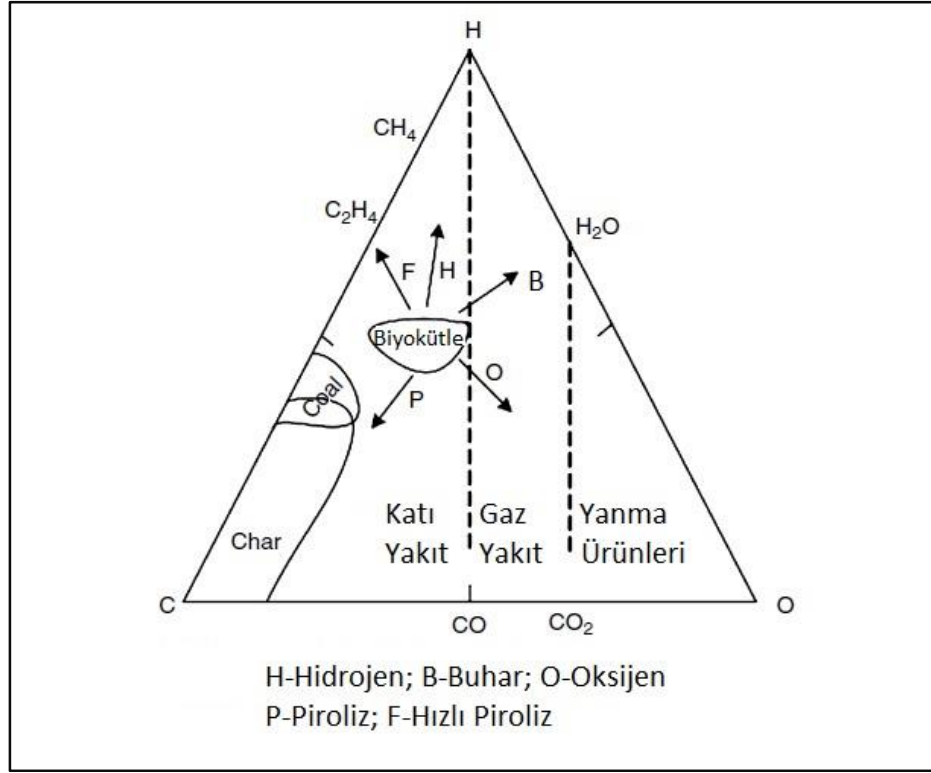


Şekil 2.13: Yakıtların atom oranlarının çiziminde gösterimi.

### 2.3.3. Üçlü Çizenek (Ternary Diyagramı)

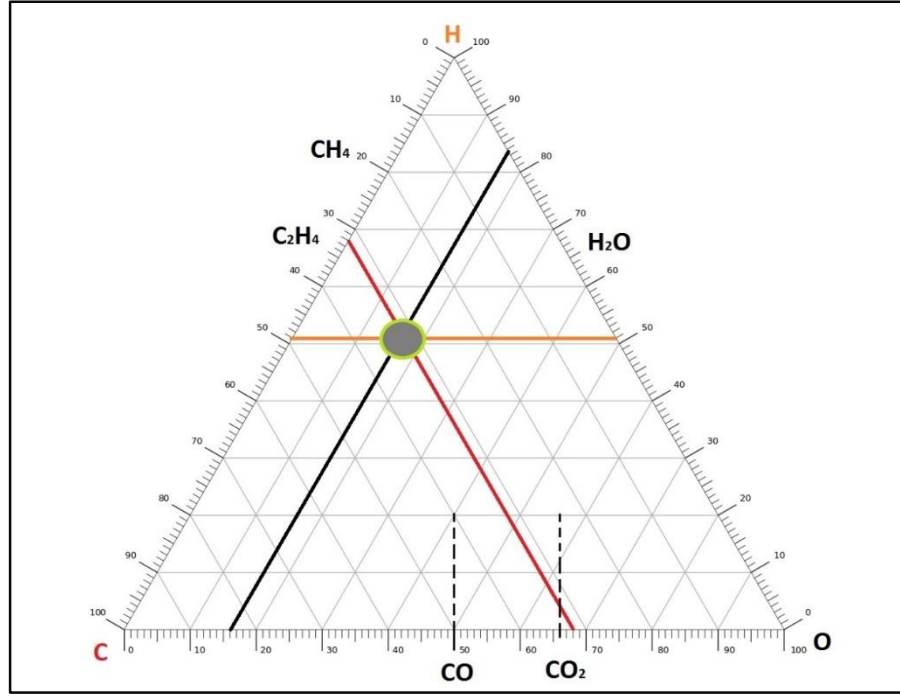
Atom oranı bilinen yakıtların, çevrim işlemleri sonucunda değişen atom oranlarının daha iyi anlaşılabilmesi için geliştirilmiş bir çizimdir. Şekil 2.14 'de gösterilen üçgenin köşeleri C, H ve O miktarlarını temsil etmektedir. Örneğin C köşesi yakıtın saf karbon olmasını temsil eder, aynı şekilde C-O kenarının ortası karbon ve oksijenin eşit sayıda atomla birleştiği durumu yani CO gazını temsil etmektedir. Bu çizim daha çok yakıt çevrim işlemleri için kullanılmaktadır. Örneğin; biyokütleyi oksijen kullanarak oksitlersek oluşacak kompozisyon O köşesine doğru kayacaktır. Eğer stokiyometrik oranın altında gerçekleşirse bu oksitleme işlemi oluşan gazın içeriği daha çok CO olurken stokiyometrik oranın üstünde gerçekleşen oksitleme

işlemi sonucunda CO<sub>2</sub> oluşumu fazla olacaktır. Ya da aynı şekilde yakıt piroliz işlemine tabi tutulursa oluşacak yakıt karbon köşesine doğru kayacaktır.



Şekil 2.14: C-H-O üçlü çizeneği.

Şekil 2.14'de görüldüğü gibi biyokütle kömüre göre daha fazla oksijen ve hidrojen ihtiva etmektedir. Kömür daha çok karbon köşesine doğru hareket etmiş durumdadır, hidrojen ve oksijen içeriği daha düşüktür. Karbon içeriği çok yüksek olduğundan dolayı antrasit karbon köşesine çok yakın bir noktadadır. Bu çizenekten jeolojik yaş çıkarımları da yapılabilir. Karbon köşesine yaklaşp O-H kenarından uzaklaştıkça yakıtların jeolojik yaşı artar. Şekil 2.15'de CH<sub>1,5</sub>O<sub>0,5</sub> şeklinde kabul edilmiş arıtma çamurunun üçlü çizenekte düştüğü yer görülmektedir. Görüldüğü üzere arıtma çamuru Şekil 2.14 'de gösterilen biyokütle sınırlarına yakın olmakla birlikte istenilen ürüne göre Şekil 2.14 'de gösterilen işlemlerin yapılması elementel açıdan uygundur.



Şekil 2.15: Arıtma çamurunun üçlü çizenekteki konumu.

### 2.3.4. Kısmî (Proximate) Analiz

Kısmî analiz; yakıtın içindeki kül, uçucu madde ve nem miktarlarının tayin edildiği biraz kabaca bir analizdir. Bu analiz yöntemi basit ve ucuzdur. Her biyokütlenin içeriği ve dikkat edilmesi gereken hususları farklı olmaktadır, fakat bu analiz yöntemleri biyoküteller için standardize edilmemiştir. Odunlar için kullanılan mevcut bir standart bulunmaktadır ve diğer biyoküteller de bu standart üzerinden analiz edilmektedir. American Society for Testing and Materials (ASTM)'a göre biyoküteller için geliştirilmiş analiz yöntemleri aşağıdaki gibidir:

- Uçucu madde: E-872 (Odun yakıtı)
- Kül: D-1102 (Odun yakıtı)
- Nem: E-871 (Odun yakıtı)
- Sabit karbon: aradaki farkla hesaplanır.

Arıtma çamurları farklı atıksular için, farklı arıtma işlemleri, farklı coğrafyalar, farklı tüketim alışkanlıkları farklı bertaraf yöntemleri gibi sebeplerden dolayı çok farklı içeriklerde oluşmaktadır. Tablo 2.4'da literatürde yapılmış farklı çalışmalarda arıtma çamurlarının kısmî analizleri görülmektedir. Arıtma çamurunun nem içeriği

susuzlaştırma işlemine tabi tutulmasından sonra yaklaşık olarak %75-80 arasında iken susuzlaştırma işleminden sonra kurutma işlemine tabi tutulması sonucunda kurutma verimine bağlı olarak %0-15 arasında değişebilir. Görüldüğü üzere arıtma çamurlarının nem ve kül muhtevası yüksektir. Herhangi bir yakıt için nem ve kül istenmeyen bir özelliktir.

Tablo 2.4: Farklı çalışmalardaki arıtma çamuru kısmî çözümlenmeleri.

Bileşenler	Andres et al. 2014	Chun et al. 2011	Abergo et al. 2013	Doğru et al. 2002	Phruphuakrat et al. 2010	Yao et al. 2013	Chen et al. 2012
Nem	8,7	5,6	6,5	11,8	11,2	0	80,2
Uçucu Madde	58,3	53,1	46,9	53,5	39,3	51,8	13,6
Kül	41,7	33,9	41,3	23,5	30,1	41,5	4,6
Sabit karbon		7,4	5,4	11,3	19,4	6,7	3,2

#### 2.3.4.1. Uçucu Madde

Bir yakıtın uçucu madde kısmı; ısıtıldığı zaman salınan yoğuşan ve yoğuşmayan gazları ifade eder. Bu miktar ısıtma hızına ve sıcaklığına göre değişebilir. Bu sebepten dolayı uçucu madde miktarı tayini, kontrollü ortamda, önceden belirlenmiş sabit bir sıcaklıkta ve ısıtma hızında gerçekleştirilir. Odun için E-872 standardı kullanılırken, kömür için D-3175-07 standardı kullanılmaktadır.

E-872 standardı 10 kg'lık biyokütle numunesinden alınan 50 gr numune ile gerçekleştirilir. Bu numune alma işlemi de ASTM D-346 protokolüne göre yapılması gerekmektedir. Alınan numune ufalanarak 1 mm'den daha düşük boyuta düşürülür ve içinden 1 gr alınır. Numune kurutulduktan sonra kapalı bir kroze konulur. Bu işlem hava ile temasdan kaçınılması için gerçekleştirilir. Sonrasında kapalı kroze 950°C'deki fırına yerleştirilir ve 7 dakika boyunca ısıtılır. Salınan uçucular parlak alev vasıtası ile dışarıdan gözlemlenir. 7 dakikadan sonra kroze çıkartılıp desikatörde soğutulur ve ağırlığı ölçülür. Ağırlık değişimi uçucu madde miktarından kaynaklanmaktadır.



### 2.3.4.2.Kül

Kül, yakıt tamamı ile yandıktan sonra geride kalan inorganik katı muhtevadır. Külün ana bileşenleri; silika, aliminyum, demir ve kalsiyumdur. Bunun yanı sıra az miktarda magnezyum, titanyum, sodyum ve potasyum da bulunabilir. Kül içeriği ASTM'ye göre odun için D-1102 numaralı standart ile, diğer biyoküteller için E-1755 numaralı standart ile, kömür için ise D-3174 numaralı standart ile ölçülmektedir.

E-1755 standardına göre 1 gr kuru biyokütle 10 °C/dakika hızla 250 °C'ye ısıtılır ve bu sıcaklıkta 30 dakika tutulduktan sonra sıcaklık 575 °C'ye yükseltilir. Bu sıcaklıkta karbon yanana kadar bekletildikten sonra soğutulup tartılır.

Esasında bu kül, oksidasyon sırasında bazı kül bileşenlerinin kaçmasından dolayı gerçek inorganik mineral madde miktarına karşılık gelmemektedir. Kesin bir analiz için düzeltme yapmak gerekmektedir. Biyoküteller genelde düşük kül içeriğine sahip olmakla beraber eğer kül içeriği potasyum gibi alkali metal veya klor gibi halojenlerden oluşuyorsa sorun teşkil edebilir. Bu bileşikler ciddi topaklaşma, tıkanma ve korozyon gibi sorunlara sebep olabilmektedirler [Mettanant, 2009]. Bunun yanında teze konu olan arıtma çamurlarının kül kısmı diğer biyokütellere göre çok yüksektir. Tablo 2.4'da görüldüğü üzere arıtma çamurunun kül içeriği çok büyük farklılıklar göstermekle birlikte bir yakıt için oldukça yüksektir.

### 2.3.4.3.Nem

Nem yakıtın içindeki su muhtevasını belirtmektedir. Yüksek nem biyokütlenin ana özelliklerinden biridir. Ham haldeki arıtma çamurunun nem içeriği %96-%99'lara kadar çıkmaktadır. Fakat farklı işlemler sonucunda bu nem miktarı %1'lere kadar düşürülebilmektedir. Nem ısı işlemler için bir zorluktur. Çünkü ısı işlemlerin gerçekleşebilmesi için yakıtın içindeki nemin kuruması gerekmektedir. Bu kurutma işlemi gerçekleşirken suyun buharlaşması için enerji harcanmaktadır ve buharlaşma için harcanan enerji geri kazanılamamaktadır. Biyokütlenin içindeki nem serbest (dış) ve iç (bağlı) nem olmak üzere ikiye ayrılmaktadır.

Serbest (dış) nem, denge neminin üstünde bulunan nemi ifade etmek için kullanılır. Genellikle hücre dışında bulunmaktadır. Buna karşı bağlı (iç) nem, hücrenin çeperinde tutunmuştur. Hücre çeperi tamamı ile suya doyduğu zaman biyokütle denge nemine ulaşmış diyebiliriz.

ASTM'nin belirlediği odun için kullanılan nem ölçme standardı D-871-82'dir. Bu işlemde tartılmış yakıt 103°C'deki fırına konular ısıtılır. Sonrasında fırından çıkartılıp desikatörde soğutulur ve tartım işlemine geçilir. Tartım farkı kısmî analiz için kullanılacak nem muhtevasıdır.

Yakıt için ölçülen nem ıslak bazda ve kuru bazda ifade edilebilir. Islak bazda ve kuru bazda olan ifadeler 2.8 ve 2.9 numaralı denklemlerde gösterilmiştir.

$$M_{kuru} = \frac{W_{Islak} - W_{kuru}}{W_{kuru}} \quad (2.8)$$

$$M_{Islak} = \frac{W_{Islak} - W_{kuru}}{W_{Islak}} \quad (2.9)$$

Burada;

- $M_{kuru}$  = Kuru bazda nemin yüzdesini,
- $M_{Islak}$  = Islak bazda nemin yüzdesini,
- $W_{kuru}$  = Kuru yakıtın kütlesini,
- $W_{Islak}$  = Islak yakıtın kütlesini,

ifade etmektedir.

Aritma çamurlarında bulunan nem daha çok bağlı nemdir. Bu bağlı nem daha çok mikroorganizmaların bünyesinde tuttuğu sudan kaynaklanmaktadır. Mikroorganizmaların kendi bünyelerindeki nemin giderilmesi, serbest nemin giderilmesinden daha zordur.

#### **2.3.4.4.Sabit Karbon**

Daha önce belirtildiği üzere sabit karbon ölçülen diğer muhtevanın bütünden çıkartılması ile elde edilir ve denklem 2.10 ile gösterilmiştir.

$$Sabit Karbon = 1 - Nem - Uçucu Madde - Kül \quad (2.10)$$

Sabit karbon, yakıt pirolize uğradıktan sonra kalan çarın içindeki karbonu temsil eder. Piroliz olayı gerçekleşirken uçucu maddeler buharlaşır ve sonrasında geride çar kalır. Sabit karbonun miktarı uçucu madde miktarına bağlıdır ve uçucu madde miktarı

da farklı sıcaklıklarda ve ısıtma hızlarında farklı miktarlara tekabül ettiğinden sabit karbonun miktarının da tam kesin bir değeri olamamaktadır. Yani sabit karbon sabit miktarda değildir farklı ısıtma hızlarında farklı değerler alabilir. Bundan dolayı standart ısıtma hızları için kullanılabilir değerler elde edilir. Genel olarak sabit karbonun gaza dönüşme tepkimeleri gazlaştırma işleminin hızını ve verimini belirlediğinden gazlaştırma işleminde sabit karbon önemli bir parametredir. Bu tepkimeler reaktör içindeki en yavaş tepkimeler olduğundan gazlaştırıcının hacminin belirlenmesinde de önemlidirler.

Sabit karbon bazı durumlarda çar ile karıştırılmaktadır. Çar sadece saf karbon değildir, içinde uçucu maddeler ve kül de bulunmaktadır. Biyokütle çarı oldukça tepkindir (reaktif). Bunun yanında boşluklu bir yapısı vardır ve kek oluşturmaz böylece daha kolay yönetilebilir.

### 2.3.5. Elementel Analiz

Bir yakıtın elementel çözümlemesi nemi alındıktan sonra kalan kısımdaki temel elementleri ve inorganik maddeleri ifade eder ve denklem 2.11'deki gibi ifade edilir.

$$K + H + O + A + S + Kül + Nem = \%100 \quad (2.11)$$

Burada, K, H, O, A ve S sırası ile karbon, hidrojen, oksijen, azot ve sülfürün yüzdelerini ifade etmektedir. Nemin ayrı yazılmasının sebebi nihaî çözümlemedeki hidrojen ve oksijenin sadece organik olan yakıtta ait olmasının sağlanmasıdır. Bütün yakıtlarda bu elementlerin olması şart değildir. Örneğin fosil yakıtların birçoğunda azot bulunmazken, bazı biyokütlelerde ise sülfür bulunmaz.

Daha önce bahsedilen atom oranı elementel çözümleme sonucunda hesaplanabilir. Aynı zamanda elementel çözümleme sonucunda ortaya çıkabilecek hava kirleticilerinin derişimi de tahmin edilebilmektedir. Bu çözümleme yöntemi kısmî çözümleme yöntemine göre zor ve pahalı bir yöntem olmakla birlikte yakıt hakkında daha çok bilgi elde edilebilmektedir.

Elementel çözümleme elementlerin tayinini esas almaktadır. Her biyokütle için geliştirilmiş bir element tayin yöntemi bulunmamakla birlikte atıktan türetilmiş yakıt (ATY) için kullanılan yöntemler makul bir dereceye kadar kullanılabilir. Tablo 2.5'de ATY için geliştirilmiş tayin yöntemleri görülmektedir.

Tablo 2.6’de ise daha önce yapılan çalışmalarda arıtma çamuru için elde edilmiş elementel çözümlenmeler görülmektedir. Bu elementel çözümlenmeler sonucunda ortalama bir elementel karışım Bölüm 2.5.1’de seçilip, yakıtın organik kısmının formülü oluşturulmuştur. Bu formül yaklaşık olarak  $CH_{1,5}O_{0,5}$  şeklindedir.

Tablo 2.5: Biyokütle içeriksel çözümlenme yöntemleri.

<b>Biyokütle İçeriği</b>	<b>Standart Yöntemler</b>
Karbon	ASTM E-777 (ATY için)
Hidrojen	ASTM E-777 (ATY için)
Azot	ASTM E-778 (ATY için)
Oksijen	Aradaki farkla hesaplanır
Kül	ASTM D-1102 (Odun için); ASTM E-1755 (Biyokütle için)
Nem	ASTM E-871 (Odun için); ASTM E-949 (ATY için)

Tablo 2.6: Literatürde yapılan çalışmalardaki arıtma çamurlarının elementel çözümlenmeleri.

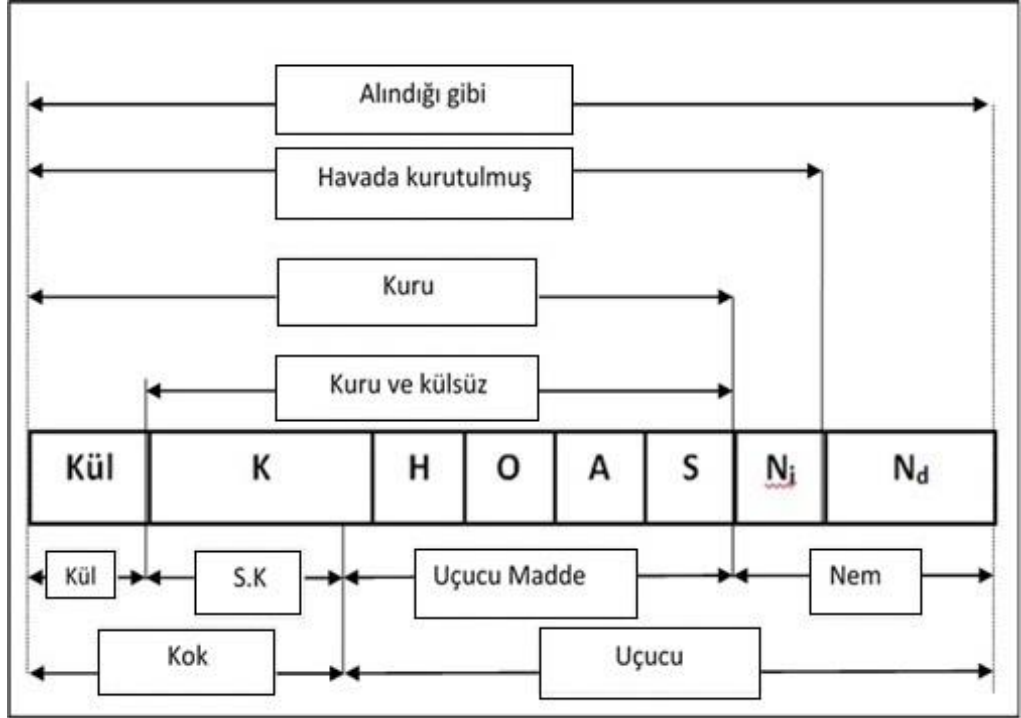
Bileşen	Andres et al. 2014	Chun et al. 2011*	Abergo et al. 2013	Doğru et al. 2002**	Phruphuak rat et al. 2010*	Yao et al. 2013**	Chen et al. 2012*	Burgbacher et al. 2012*
K	29,5	52,3	27,8	39,48	69,2	27,7	59	39,3
H	4,9	8,2	4,4	6,19	4,6	4,72	8,5	7,6
O	15	32,2	16,3	25,46	22,3	20,54	20,5	46
A	4,1	7,9	4	3,93	2,2	4,75	9,9	5,3
S	1,6		0,8	1,45	1,7	0,82	1,8	1,6
Kül	41,7		41,3	23,51		41,48		
Nem	8,7		6,5					
*Kuru ve külsüz								
** Kuru bazda								

### 2.3.6. Yakıt Muhtevasında Baz Alınan İfadeler

Yakıt özellikleri çok çeşitli şekillerde ifade edilebilmektedir. En çok aşağıdaki 4 şekilde ifade edilmektedir.

- Alındığı gibi
- Havada kurutulmuş
- Tamamen kuru
- Kuru ve külsüz

Yakıtlar için kullanılan bu ifade şekillerinin şematik olarak gösterimi Şekil 2.16 'da verilmiştir.



Şekil 2.16 Yakıtlar için kullanılan ifadelerin şematik olarak gösterimi.

Burada; K, H, O, A, S, Ni, Nd, S.K sırası ile karbon, hidrojen, oksijen, azot, sülfür, içsel nem, denge nemi ve sabit karbonu temsil etmektedir.

### 2.3.7. Isıl Değer

Isıl değer bir yakıt için en önemli özelliklerden birisidir. Biyokütlerin ısıl değerleri fosil yakıtlara göre –özellikle hacimsel olarak- oldukça düşüktür. Yakıtların

ısı enerjisini ölçmek için geliştirilmiş üst ve alt ısı değer olmak üzere 2 tane değer bulunmaktadır.

### 2.3.7.1. Üst Isıl Değer

Üst ısı değer, birim hacim ya da kütlenin yakıldıktan sonra çıkan ürünlerinin 25°C sıcaklığa döndürüldüğünde çıkan ısı miktarını tanımlamaktadır. Bu hesap yapılırken suyun gizil ısısı da dahil edilmiş olmaktadır. Üst ısı değer ASTM standartlarından D-2015 numaralı yöntem ile bomba kalorimetrede ölçülmektedir. Diğer bir adı ise brüt ısı değeridir. Kuzey Amerika’da sistemlerin verimi üst ısı değere göre hesaplanmaktadır.

### 2.3.7.2. Alt Isıl Değer

Kazan gibi enerji elde edilen sistemlerin çıkış gaz sıcaklığı 120 °C civarında olmaktadır. Çok nadir uygulamalarda çıkış gaz sıcaklığı suyun yoğuşma noktasının altına düşmektedir. Yani suyun içindeki gizil ısı çıkış gazının içinde kaldığından sistem tarafından geri kazanılamamaktadır. Sonuç olarak yakıtın içinde mevcut olan ısı ile geri kazanılabilen ısı miktarı birbirinden farklıdır. Yakıtın tamamen yanması sonucunda oluşan ısıdan su buharının sahip olduğu ısıyı çıkardığımız zaman kalan miktara alt ısı değer diğer bir deyimle net ısı değer denir. Birçok Avrupa ülkesindeki ısı verimlilik alt ısı değer baz alınarak hesaplanmaktadır. Alt ısı değer ile üst ısı değer arasındaki ilişki denklem 2.13’de verilmiştir.

$$LHV = HHV - h_g \left( \frac{9H}{100} + \frac{M}{100} \right) \quad (2.13)$$

Burada;

-LHV = Alt ısı değerini

-HHV = Üst ısı değerini

- $h_g$  = Aynı birimdeki buharın gizil ısısını

ifade etmektedir.

### 2.3.8. Yoğunluk Özellikleri

Biyokütlelerin yapıları sebebi ile farklı fiziksel özellikleri dikkate alınmak durumundadır. Örneğin samanı düşünecek olursak, saman gevşek bir malzeme olmakla birlikte uygun alet ve makinalar ile sıkıştırılabilir. Bu durumda birden fazla yoğunluktan bahsedilmesi gerekmektedir. Zira malzemenin yoğunluğu sıkıştırma oranı ile artacaktır. Biyokütleden enerji eldilen bazı işlemlerde sıkıştırma gerekirken bazı durumlarda sıkıştırmak gerekemeyebilir. Bu gibi sebeplerden dolayı biyokütle için farklı yoğunluk tanımlamaları yapılmıştır. Başlıca yoğunluk tanımlamalarının şöyledir:

**Gerçek yoğunluk:** Birim ağırlığın birim hacime olan yoğunluğuna denir. Bu yoğunluk yoğunluk ölçerler (piknometre) vasıtası ile ölçülebildiği gibi aynı zamanda elementel analiz sonucundaki elementlerin gerçek yoğunluğu düşünülerek de hesaplanabilir.

**Görünür yoğunluk:** Biyokütlenin ölçülen ağırlığının görünürdeki hacmine oranı şeklinde tanımlanabilir. Hacmin belirlenmesi için düzgün şekiller için ölçüm aletleri kullanılabilirken, düzgün olmayan şekiller için ise suyla hacim ölçümü yapılabilir. Görünür yoğunluk bilgisi gazlaştırma işlemi için kullanılacak reaktörün tasarımı için önemli bir bileşendir.

**Dökme yoğunluğu (bulk density):** Yığın halindeki biyokütle kütesinin kapladığı hacme oranını ifade eder. Dökme yoğunluğunun ölçülmesi için geliştirilmiş ASTM standardı bulunmaktadır. Bu standart ölçme işleminde; belirli ölçülerdeki kutuya (305 mm x 305 mm x 305 mm) 610 mm yükseklikten biyokütle dökülür. Kutu 150 mm yükseklikten içindeki maddenin boşlukları doldurması için üç kere yere bırakılır ve boş kalan yerler doldurulur. Son ölçülen ağırlık kutunun hacmine bölünür.

Literatürdeki çalışmalarda evsel arıtma çamurunun yoğunluk özellikleri ile ilgili bilgi oldukça kısıtlıdır. Dogru et al.'un 2002'te yaptığı çalışmada arıtma çamurunun "mutlak yoğunluğu (absolute density)" 314,33 kg/m<sup>3</sup> , dökme yoğunluğu ise 207,5 kg/m<sup>3</sup> olarak bulunmuştur [Dogru et al., 2002]. Buna karşın Burgbacher et al.'un yaptığı çalışmada iki farklı arıtma çamuru için dökme yoğunluğu 540 ve 590 kg/m<sup>3</sup> olarak bulunmuştur [Burbacher, 2012]. Arıtma çamurlarının gerçek yoğunluklarının birbirine yakın olması beklenmektedir bunun yanında dökme ve görünür yoğunlukları çamurun susuzlaştırma ve kurutma işlemlerindeki farklılıklara göre değişim

göstermektedir. Bu sebepten dolayı kurulacak arıtma çamuru gazlaştırma sistemleri çamur kurutma sistemi göz önünde tutularak tasarlanmalıdır.

## 2.4. Mevcut Durumdaki Çalışmalar

Arıtma çamurlarının gazlaştırılması ile ilgili literatürde birçok çalışma bulunmaktadır. Genelde biyokütle gazlaştırılması çalışmalarında oluşan sentez gazının içindeki kirleticilerin giderilmesi veya sentez gazının oluşumu üzerine çalışmalar olmakla birlikte oluşan sentez gazının ısı değerinin iyileştirilmesi yönünde de çalışmalar bulunmaktadır.

Genel olarak biyokütle gazlaştırma çalışmalarında sentez gazının içindeki önemli kirleticiler katran ve partiküler maddedir. Burada amaç daha temiz sentez gazı elde edip daha bu gazın daha verimli şekilde kullanılmasıdır. Biyokütle olarak arıtma çamurunun kullanıldığı gazlaştırma çalışmalarında da sentez gazı içinden bu kirleticilerin temizlenmesi çalışılmıştır. Çalışmalar bu iki kirletici arasında en çok katranın giderimi üzerinde yoğunlaşmıştır. Zira partiküler maddelerin giderimi daha kolay olmakla birlikte partiküler maddelerin giderimi yöntemlerinin başlangıcı çok öncelere dayandığından bu işlem için yeteri kadar bilgi zaten mevcuttur. Katranın giderimi ise daha zordur. Katran giderimi için reaktör içinde (birincil) ve reaktör sonrasında (ikincil) giderim yöntemleri bulunmaktadır. Katranın giderilmesi için reaktör sonrasına farklı katalizörlerin kullanıldığı çalışmalar yapıldığı gibi reaktörün içine de katalizörler konularak farklı denemeler yapılmıştır. İkincil katran giderimi için Hong et al.'un yaptığı çalışmada katran giderimi için kalsiyum oksit, demir cürufu ve dolomit ile yapılan denemelerde dolomitin en iyi katran gideren katalizör olduğu bulunmuştur [Hong et al., 2011]. Aynı şekilde Andres et al.'un yaptığı çalışmada katalizör olarak dolomit kullanılmış ve gazlaştırma ajanı olarak buharla hava denenmiştir ve buharla dolomitin beraber kullanıldığı denemelerde katran oluşumunun daha düşük olduğu görülmüştür [Andres et al., 2014]. Kim et al.'un yaptıkları çalışmada ise hem reaktörün içine hem de dışına katalizör ilave ederek sentez gazı içindeki katran derişiminin azaltılması için deneyler yapmıştır. Bu deneylerde zeolit, olivin, biyokütle kaynaklı aktif karbon, kömür kaynaklı aktif karbon ve dolomit gibi malzemeler katalizör olarak kullanılmıştır [Kim et al., 2013]. Aynı grup başka çalışmalarında olivinin doğal, saf oksijenle kalsine edilmiş hali ve hava ile kalsine edilmiş halini yatak malzemesi olarak kullanarak denemeler yapmıştır [Kim et al.,



2014]. Bu denemelerde istenilen sonuç katranın derişiminin düşürülmesi ve oluşan gazın ısıl değerinin yükseltilmesidir.

Phuphuakrat et al.'un yaptığı çalışmada aşağı akışlı gazlaştırıcıda yaptıkları deneylerde hava oranının katran giderimi üzerindeki etkisi incelenmiş ve yüksek hava oranlarında daha düşük katran oluşumu kaydedilmiş buna karşın katran karışımının değiştiği görülmüştür. Fakat bu çalışma için oluşan sentez gazının bileşimi hakkında bir bilgi verilmemiştir [Phuphuakrat et al., 2010].

Farklı katalizörler kullanarak oluşan gazın içindeki bileşimi değiştirmek de mümkündür. Reaktörün içine konulan arıtma çamurunun daha öncede CaO ile şartlandırıldığı durum ile CaO ile karıştırıldığı durum Yao et al. tarafından araştırılmış ve şartlandırılmış durumdaki arıtma çamurunun daha fazla H<sub>2</sub> ürettiği görülmüştür [Yao et al, 2013].

Arıtma çamurlarının ısıl değerinin düşük olduğundan dolayı farklı biyokütlelerle veya yakıtlarla karıştırılıp gazlaştırılması için de çalışmalar yapılmıştır. Bu çalışmalarda amaç kullanılan yakıtların birbirinin zayıf yanlarını kapatabilecek şekilde karışımlar oluşturması düşüncesidir. Bunun için arıtma çamurları; orman atıkları, taşkömürü ve linyit gibi yakıtlar ile belirli oranlarda karıştırılıp gazlaştırma işlemine tabi tutulmuşlardır [Abrego et al., 2013], [Cheng et al., 2012]. Bu çalışmalarda farklı eş etkin (sinerjistik) ve karşı etkin (antagonistik) etkilerin olduğu görülmüştür.

Oluşan arıtma çamurunun hiçbir susuzlaştırma işlemine tabi tutulmadan superkritik su ile gazlaştırılması için de laboratuvar ölçekli çalışmalar da yapılmıştır ama şundaki durumda bu işlem iktisadî olarak uygun değildir [Jacoby et al., 2012], [Zhai et al., 2013].

Yukarıda bahsedilen çalışmalar laboratuvar ölçeklidir. Bunların dışında pilot ölçekli çalışmalar da bulunmaktadır. Southern Research Institute'ün hazırladığı Arıtma Çamuru Gazlaştırma Teknolojileri raporuna göre (Aqueous Sludge Gasification Technologies, Technology Assessment Report) pilot ve ispat ölçeğinde işletilen veya işletilmesi planlanan 5 tane tesis bulunmaktadır [GGTC, 2012]. Fakat bu tesisler hakkında 2 tanesi hariç bir bilgi bulunmamaktadır. Maxwest şirketinin Florida eyaletinin Sanford şehrine kurduğu tesis iktisadî hedeflerini gerçekleştiremediği için durdurulmuştur.

M2R ve Pyromex şirketinin Almanya'nın Emmerich kentine kurdukları teşhir tesisi (demonstration plant) ise 1 ton/gün kapasiteli bir tesis olmakla birlikte bir

gazlaştırma sisteminden daha çok bir piroliz sistemidir. Bu gazlaştırma sistemi yaklaşık 1150°C’de oksijensiz ortamda işletilmektedir. Sadece az miktarda azot gazlaştırma maddesi olarak kullanılmaktadır. Gazlaştırma işlemindeki ısı alan tepkimeler için gerekli olan ısı, elektrikli silikon karbür direç yardımı ile sağlanmaktadır. Sentez gazının içindeki oksijen ve hidrojenin kaynağı ise gazlaştırılan malzemedeki nemdir. M2R’nin temsilcisi ile yapılan telefon görüşmesinde karbonun oksijene oranının 1:1 olması gerektiğini belirtmiştir. Bu oran beslenecek yakıtı bağlı olarak değişmekle birlikte, yaklaşık olarak %20 neme tekabül ettiğini de eklemiştir. Bu bilgilerin dışında bir bilgiye ulaşamamıştır.

Nexterra şirketinin Stamford şehrine yapacağı tesis ise iktisadî sebeplerden dolayı iptal olmuştur.

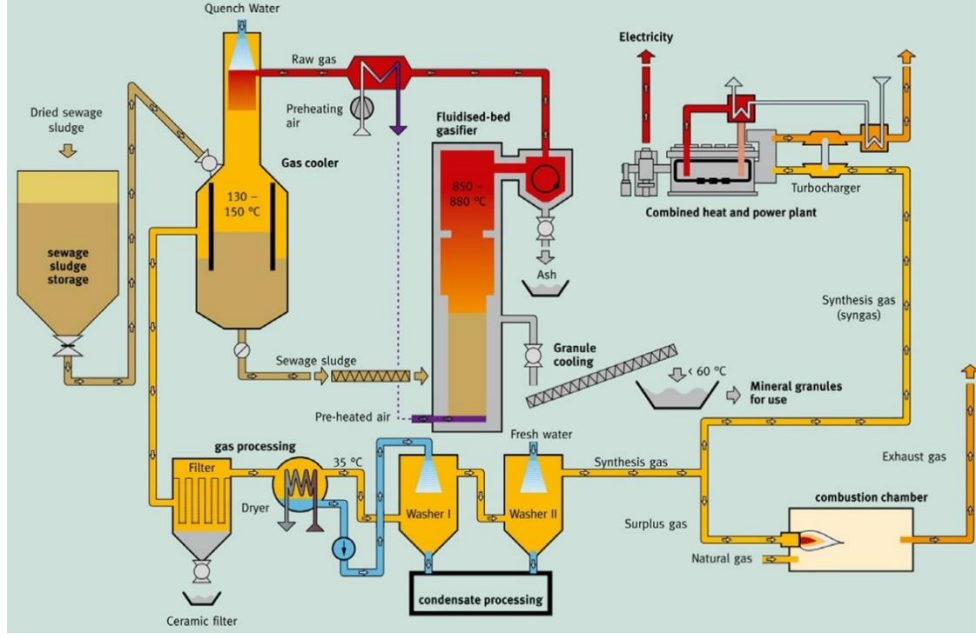
Diğer bir sistem ise Kopf şirketinin geliştirdiği sistemdir. Bu şirketin ilk teşhir tesisi 2002’de Balingen’de (Almanya) 1100 ton KM/yıl kapasite ile kurulmuştur. Elde edilen bilgi ve birikimler ile bu kapasite 1950 ton KM/yıl’a çıkarılacak şekilde tekrardan inşa edilmiştir. Çevresinde bulunan 6 tane arıtma tesisinden bu tesise arıtma çamuru gelmektedir. Aynı şirket tarafından teşhir tesisinde elde edilen bilgi ve tecrübe ile 2010 yılında Mannheim’da pilot tesis kurumuna başlanmıştır. 2010 yılının sonunda ise işletmeye alınmıştır. Bu tesis ilk tesise göre güç bakımından 4 kat daha büyüktür. Tesislerin özellikleri hakkındaki bilgilere Tablo 2.7’de ve Tablo 2.8’de görülebilmektedir. Şekil 2.17’de Kopf SynGas gazlaştırma konseptinin akış çizeneği görülmektedir [Burgbacher, 2012]. Şekilde görüldüğü üzere akışkan yatak gazlaştırıcı kullanılmaktadır. Oluşan sentez gazı beslenecek arıtma çamurunun içinden geçirildikten sonra gaz temizleme işlemine tabi tutulmakta ve sonrasında da kazanda veya motorda kullanılabilir.

Tablo 2.7: Balingen'deki tesisin özellikleri.

	<b>İlk tesis</b>	<b>Yeniden yapılan tesis</b>
Bulunduğu yer	Balingen (Almanya)	Balingen (Almanya)
Nüfus eşdeğeri	124.000 kişi	250.000 kişi
Beslenen miktar	935 ton KM/yıl	1955 ton KM/ yıl
Gazlaştırıcı madde	Hava	Hava
Gazlaştırma sıcaklığı	850 °C	850 °C
Kurulu güç	230 kW	720 kW
CHP'ye verilen güç	75 kW <sub>el</sub>	75 kW <sub>el</sub>
Kurutucuya verilen güç	-	
Kurutucu tipi	Güneşle kurutma	Bantlı kurutma
Kapladığı alan	80 m <sup>2</sup>	120 m <sup>2</sup>
Elektrik tüketimi	12kW	25kW
Soğuk gaz verimi	%66	%66
CHP : Birleşik Isı ve Güç sistemi		

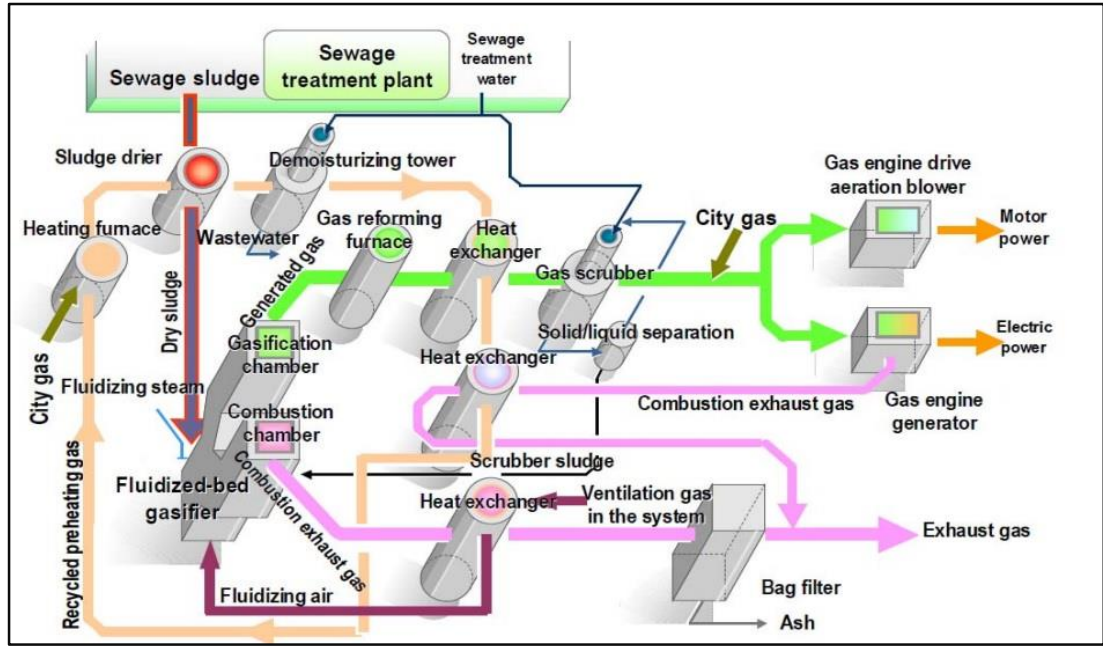
Tablo 2.8: Mannheim'deki tesisin özellikleri.

	<b>Mannheim'daki gazlaştırma tesisi</b>
Bulunduğu yer	Mannheim (Almanya)
Nüfus eşdeğeri	600.000 kişi
Beslenen miktar	5.000 ton KM/yıl
Gazlaştırıcı madde	Hava ve buhar püskürtme
Gazlaştırma sıcaklığı	850-900 °C
Kurulu güç	2.2 MW <sub>th</sub>
CHP ye verilen güç	-
Kurutucuya verilen güç	15 MW <sub>th</sub>
Kurutucu tipi	Döner kurutucu
Kapladığı alan	500 m <sup>2</sup>
Elektrik tüketimi	75 kW
Soğuk gaz verimi	%70



Şekil 2.17: Kopf şirketinin geliştirdiği sistemin akış çizeneği.

Bir diğer tesis ise Tokyo’da Bureau Kanalizasyon tesisinde bulunan arıtma çamuru gazlaştırma tesisidir. Bu sistem 15 ton/gün kapasiteli bir teşhir tesisidir. Yapılan yayında belirtildiği üzere 3400 saatten daha fazla sürede çalıştırılmıştır. Sistemin akış çizeneği Şekil 2.18’de gösterilmiştir. Bu sistemde içsel döngülü akışkan yatak kullanılmıştır. Bu sistemde gazlaştırma ve yakma aynı reaktörün ikiye bölünmüş kısımlarında gerçekleştirilmektedir. Gazlaştırma işleminin gerçekleştiği kısımdan sentez gazı çıkarken, yakma işleminin gerçekleştiği kısımdan ise atık gaz çıkmaktadır. Böylece sentez gazının seyrelmesi önlenmektedir. Oluşan sentez gazı ısı değiştiricide ısı alışverişi yaptıktan sonra gaz temizleme işlemine tabi tutulmakta ve sonrasında gaz motoruna beslenmektedir. Atık gaz ise yine ısı değiştiricide ısı alışverişinde bulunduktan sonra gaz temizleme işlemine tabi tutulup atmosfere salınır. Oluşan atık ısı çamurun ve beslenecek havanın ısıtılmasında kullanılmaktadır. Bu işlem sonucunda 5-7 MJ/m<sup>3</sup> alt ısı değerine sahip sentez gazı üretilmektedir. Fakat bu tesis hakkında bilgi çok sınırlıdır [Takahashi, 2007].



Şekil 2.18: Tokyo’da Bureau Arıtma tesisinde bulunan çamur gazlaştırma sisteminin şematik gösterimi.

Mevcut durumdaki çalışmalar daha çok laboratuvar ölçekli olup, bu çalışmaların öncelikleri; sentez gazının içindeki kirleticilerin azaltılması, oluşan sentez gazının niceliğinin artırılması ve gazlaştırma veriminin artırılması şeklinde özetlenebilir.

## 2.5. Reaktör Tasarımı

Bu bölümde 50 kg/saat kapasitede arıtma çamurunun beslendiği aşağı ve yukarı akışlı sabit reaktör tasarımı yapılacaktır. Sonra tasarlanan aşağı ve yukarı akışlı reaktörler tek bir reaktörde birleştirilecektir. Sabit yataklı gazlaştırıcı tasarımı yapılmasının sebebi ortalama bir arıtma tesisinde oluşan arıtma çamuru miktarının ortalama 1 ton KM/saat olması ve bu miktarda üretilen çamurun gazlaştırılması için sabit yataklı gazlaştırıcı kullanılmasının daha uygun olmasıdır (Şekil 2.3).

### 2.5.1. Aşağı Akışlı Gazlaştırıcının Tasarımı

Gazlaştırıcının tasarımı için öncelikle kullanılacak yakıtın özelliklerinin iyi bilinmesi gerekmektedir. Bu nedenle ilk önce çalışmada kullanılacak olan yakıt, evsel atıksu arıtma çamuru olarak belirlenmiştir. Literatürde bulunan evsel nitelikli arıtma çamurlarının mevcut nihaî ve kısmî analizleri kullanılarak ortalama bir evsel atıksu

arıtma çamuru karakteri oluşturulmuştur. Tablo 2.9'da literatürdeki evsel nitelikli arıtma çamurlarının elementel analizi gösterilmiştir. Tasarımda kullanılacak arıtma çamurunun özellikleri literatürdeki değerlere benzer şekilde seçilmiştir. Tablo 2.10'da ve Tablo 2.11'de bu tez kapsamında kullanılacak olan arıtma çamurunun elementel ve kısmi analizleri görülmektedir.

Tablo 2.9: Literatürde bulunan arıtma çamuru elementel analizleri.

Bileşen	Andres et al. 2014	Chun et al. 2011	Abrego et al. 2013	Chen et al. 2012	Burgbuchar et al. 2012		Doğru et al. 2002	Phruphuakra t et al. 2010
					I	II		
K	29,5	27,7	27,8	30,9	16,9	30	39,48	40,6
H	4,9	4,35	4,4	5,06	3,3	4,4	6,19	2,7
O	15	17	16,3	19,7	19,8	20,8	25,46	13
S	1,6	-	0,8	0,67	0,7	1,1	1,45	1
A	4,1	4,2	4	5,42	2,3	4,2	3,95	1,2
Kül	41,7	33,9	41,3	30,14	57	39,5	23,51	30,1
Nem	8,7	5,6	6,5	-	-	-	-	11,2

Tablo 2.10: Bu çalışmadaki hesaplamalarda kabul edilen arıtma çamurunun elementel analizi.

İçerik	%
Karbon	30
Hidrojen	4
Oksijen	19
Sülfür	1
Azot	3
Kül	33
Nem	10

Tablo 2.11: Bu çalışmadaki hesaplamalarda kabul edilen arıtma çamurunun kısmi çözümlemesi.

İçerik	(%)
Uçucu Madde	57
Kül	33
Nem	10

Elementel analizi Tablo 2.10'deki gibi olan arıtma çamurunun ampirik formülü  $CH_{1,5}O_{0,5}$  şeklinde olduğu hesaplanmıştır. 1 kg kuru arıtma çamurunun yanması için gereken sitokiyometrik  $O_2$  miktarı ise Bölüm 2.1.1'de bahsedildiği gibi yaklaşık olarak 4,6 kg hava/kg kuru çamur olarak hesaplanmıştır.

Karakteri bilinen bir yakıtın besleme miktarı (YBM) seçilip tasarıma devam edilmiştir. Bu çalışma için YBM 50 kg/saat olarak seçilmiştir. Sonrasında uygun boğaz yükü (hearth load) diğer bir deyişle özgül gazlaştırma hızı seçilmiştir. Burada boğaz yükü yakıt miktarının, geçtiği boğazın alanına oranı olarak tanımlanmıştır. Özgül gazlaştırma hızı ise oluşan gazın geçtiği alana oranı olarak tanımlanmıştır. Tablo 2.12'de görüldüğü üzere literatürde bu oran için kullanılan farklı değerler bulunmaktadır [Reed and Das, 1988]. Bu değerlerin yüksek seçilmesi durumunda yüksek basınç kayıpları meydana gelmekte, düşük seçilmesi durumunda ise oluşan gazdaki katran miktarı yüksektir. Azami boğaz yükü için  $0,90 \text{ Nm}^3/\text{cm}^2\text{saat}$ , asgari boğaz yükü için ise literatürde tam bir değer bulunmamakla birlikte  $0,15 \text{ Nm}^3/\text{cm}^2\text{saat}$  için katransız sentez gazı üretilebildiği belirtilmiştir ancak alt sınır için değer konulmamıştır [FAO, 1986]. Literatürdeki çalışmalarda Doğru et al. arıtma çamuru için optimum özgül gazlaştırma hızını, aynı zamanda boğaz yükünü,  $497-514 \text{ Nm}^3/\text{m}^2\text{saat}$  ( $0,05 \text{ Nm}^3/\text{cm}^2\text{saat}$ ) olarak belirlemiştir [Dogru et al., 2002].

Tablo 2.12: Literatürde azami yüzey hızı ve boğaz yükü değerleri.

Gazlaştırıcı	Tip	D <sup>a</sup> Çap (m)	V <sub>s</sub> <sup>b</sup> Yüzeysel hız (m/s)	B <sub>h</sub> Boğaz yükü (m <sup>3</sup> /cm <sup>2</sup> saat)	Referans
Imbert	I-A	0,15	2,5	0,90	[Gengas 1950]
	I-A	0,3	0,63	0,23	[Gengas 1950]
Biomass Corp.	I-A	0,3	0,95	0,34	[Graham 1983]
	I-A	0,61	0,24	0,09	[Graham 1983]
SERI Air/ox	S-A	0,15	0,28	0,10	[Reed 1982]
	S-O	0,15	0,24	0,09	[Reed 1982]
BUCK Rogers	S-A	0,61	0,13	0,05	[Walawender 1985]
	S-A	0,61	0,23	0,08	[Chern 1985]
Syn-Gas Inc.	S-A	0,76	1,71	0,62	[Graboski 1985]
	S-O	0,76	1,07	0,39	[Graboski 1985]

I : Imbert tipi gazlaştırıcı, S : Tabakalaşmış gazlaştırıcı, A: Hava kullanılan, O : Oksijen kullanılan

<sup>a</sup> Imbert tipi gazlaştırıcılarda ilk yazılan değer boğazın çapı ikinci yazılan ise gövdenin çapıdır

<sup>b</sup> Yüzeysel hız oluşan gazın geçtiği alana bölünmesi ile elde edilir bu hesap oda sıcaklığında yapılır ve yakıtın kapladığı hacim hesaba katılmaz

Yanma olayı boğaz bölgesinde gerçekleştiğinden, boğazın çapının tasarımı gazlaştırıcı için önemli bir kısıttır. Boğazın çapını hesaplamak için 2.14 ve 2.15 numaralı denklemler kullanılır. Veyahut da bir boğaz çapı seçilip, seçilen boğaz çapı için azami boğaz yükünün aşılp aşılmadığına bakılabilir. Eğer düşük boğaz çapı seçilirse; bu yüksek yüzeysel hıza sebep olacaktır ve dolayısı ile gazların yeterince gazlaştırma ve yakma bölgelerinde kalamamalarına sebebiyet verecektir. Eğer büyük boğaz çapı seçilir ise, boğaz bölgesinden beslenen havanın yakıtı nüfuz etmesi azalacaktır dolayısı ile piroliz bölgesinde oluşan ürünlerin de parçalanması azalacaktır.

$$B_h = \frac{YBM}{Alan} \text{ veya } \frac{\text{Oluşan Gazın Debisi}}{Alan} \quad (2.14)$$



$$Alan = \frac{\pi d^2}{4} \quad (2.15)$$

Literatürdeki verilere bakıldığında beslenen yakıtın oluşturduğu gaz oranı 2-2,5 Nm<sup>3</sup>/kg arasında olduğu kabul edilmektedir. Bu durumda oluşan gazın hacmini hesaplamak için bu oran 2,5 Nm<sup>3</sup>/kg seçilmiştir. Tablo 2.10'da verilen özelliklerde CH<sub>1,5</sub>O<sub>0,5</sub> moleküler formülüne sahip arıtma çamurunun gazlaştırma işlemi sonucunda yaklaşık 2,5 Nm<sup>3</sup>/kg oranında gaz oluşturduğu kabul edilmiştir. Dolayısı ile boğaz çapı (d<sub>h</sub>) 0,2 m seçilmesi durumunda, boğaz yükü 0,398 m<sup>3</sup>/cm<sup>2</sup>/saat olarak hesaplanmıştır ve bu değer kabul edilen azami boğaz yükü olan 0,9 m<sup>3</sup>/cm<sup>2</sup>/saat den düşük olduğu için seçilen değer uygundur. Tasarımda seçilen boğaz çapı için hesaplanan boğaz yükü asgarî ve azamî yükler arasında olduğundan yukarıda bahsedilen sorunlarla karşılaşmayacağı öngörülmektedir.

Yanma bölgesinin yüksekliği ise  $h/d_h$  oranı yardımı ile hesaplanır. Bu oranı Reed 55 kg/saat azamî yakıt besleme miktarı için 0,85 olarak önermiştir [Reed and Das, 1988]. Dolayısı ile yanma bölgesinin yüksekliği denklem yardımı ile 0,17 m olarak hesaplanmıştır. Bu bölgenin uzunluğunun düşük olması durumunda tepkimeler tam olarak gerçekleşemez.

$$\frac{h}{d_h} = 0,85 \quad (2.16)$$

Yakma bölgesinden sonra gelen indirgenme (gazlaştırma) bölgesinin uzunluğu için literatürde çok fazla bir bilgi bulunmamakla birlikte daha önceki çalışmalarda 20 cm'den daha fazla olması gerektiği belirtilmiştir [Yinesor, 2008]. Bu sebeple bu çalışma için 25 cm olarak kabul edilmiştir.

Gazlaştırıcı gövdesinin uzunluğunu hesaplamak için öncelikle gövdenin hacminin bilinmesi gerekmektedir. Tasarlanacak gövde bir kesik koni şeklinde düşünüldüğü için bu kesik koninin yatayla yaptığı açının belirlenmesi gerekmektedir. Malzemenin nemli olmasından dolayı reaktörün çeperlerine yapışabilme riskinden dolayı reaktörün yatayla yaptığı açı 70° olarak seçilmiştir. Bu seçim reaktör içindeki yakıtın akışı için kolaylık sağlayacaktır. Bununla beraber gazlaştırıcının içinde bulunabilecek malzeme miktarı 2 saatlik malzeme beslenmesinin miktarı olarak belirlenmiştir. Yakıtın fiziksel özellikleri dikkate alınarak yapılan hesaplamalarda gazlaştırıcının gövdesinin çapı (d<sub>g</sub>) ve yüksekliği (H<sub>g</sub>) Denklem 2.17, 2.18, 2.19 ve

2.20 kullanılarak hesaplanmıştır. Şekil 2.19'de gazlaştırıcı gövdesinin hacminin nasıl hesaplandığı görsel olarak görülmektedir.

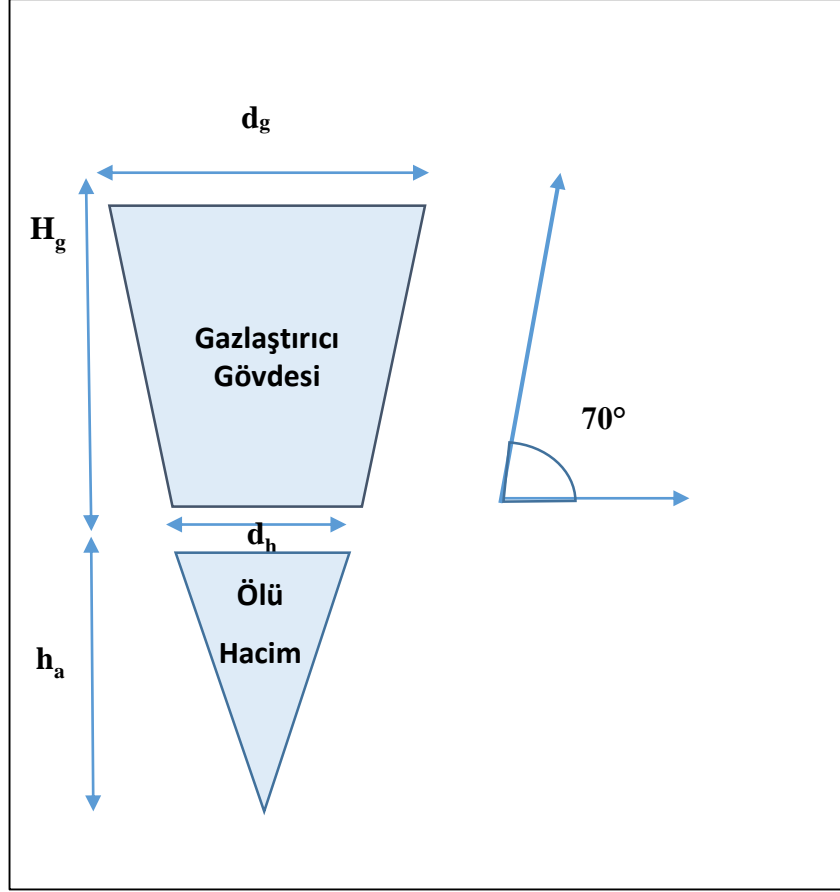
$$V_g = \frac{1}{3}(\pi x d_g^2 x (H_g + h_a) - \pi x d_h^2 x h_a) \quad (2.17)$$

$$V_g = \frac{\text{saatlik besleme miktarı } x \text{ beslenen süre}}{\text{yakıtın yoğunluğu}} \quad (2.18)$$

$$d_g = d_h + 2xH_g x \cot\theta \quad (2.19)$$

$$\frac{h_a}{H_g + h_a} = \frac{d_h}{d_g} \quad (2.20)$$

Saatlik besleme miktarı 50 kg/saat seçilip gövdenin içinde geçecek bekleme süresinin 2 saat olduğu kabul edilmiştir. Yakıtın yoğunluğu için dökme yoğunluğu kullanılmıştır. Bu değer çamurun susuzlaştırma ve kurutma işlemlerinde nasıl işlem gördüğüne göre değişmektedir. Örneğin Dogru et al.'un yaptığı çalışmada dökme yoğunluğu 200 kg/m<sup>3</sup> iken Burgbacher vd.'nin yaptığı çalışmada dökme yoğunluğu iki farklı çamur için 540 ve 590 kg/m<sup>3</sup> dir [Dogru et al., 2002], [Burgbacher et al., 2012]. Bu çalışmada çamur için dökme yoğunluğu 300 kg/m<sup>3</sup> olarak kabul edilmiştir. Beslenen kütle debisi yakıtın yoğunluğuna bölünürse gereken hacim bulunur. Bulunan hacimden sonra 2.17, 2.18, 2.19 ve 2.20 numaralı denklemler 2 bilinmeyene indirilip çözümlerse, d<sub>g</sub> ve H<sub>g</sub> büyüklükleri sırası ile 1 m ve 1,07 m olarak bulunur.

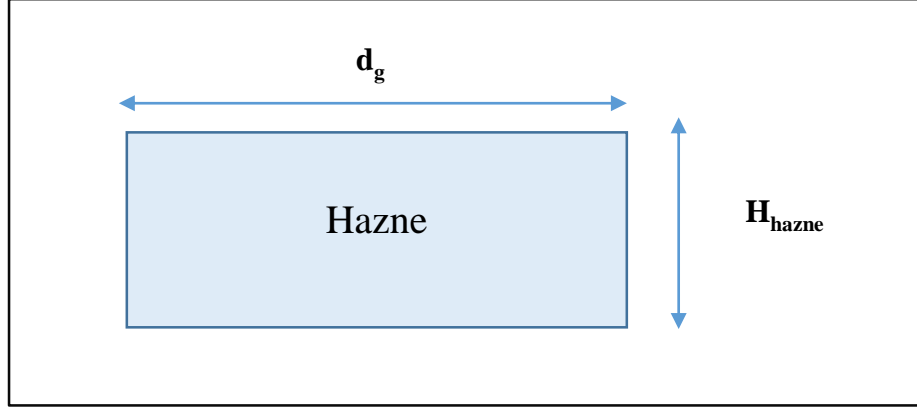


Şekil 2.19: Gazlaştırıcı gövdesinin hacminin hesabının görsel gösterimi.

Gövdenin üstünde yakıtın besleneceği haznenin boyutlandırılması için bu haznenin hacminin ( $V_h$ ) hesaplanması gerekmektedir. Bunun için de beslenme sıklığının belirlenmesi gerekmektedir. Her saat için 50 kg yakıtın hazneye beslendiği kabul edilmiştir. Besleme saatte bir kere 50 kg arıtma çamuru beslemesini gerçekleştirilebilecek şekilde düşünülmüştür. Denklem 2.21 vasıtası ile haznenin hacmi olarak bulunduktan sonra haznenin yüksekliğinin ve çapının boyutlandırılması gerekmektedir. Haznenin çapı gazlaştırıcı gövdesi ile birleştiğinden gazlaştırıcı gövdesinin üst çapı olan 1 m aynı zamanda hazne çapı olarak da kabul edilmiştir. Haznenin yüksekliği ( $H_{hazne}$ ) denklem 2.21 ve 2.22 vasıtası ile 0,21 m olarak hesaplanmıştır.

$$V_h = \frac{\text{saatlik besleme miktarı} \times \text{beslenen süre}}{\text{yakıtın yoğunluğu}} \quad (2.21)$$

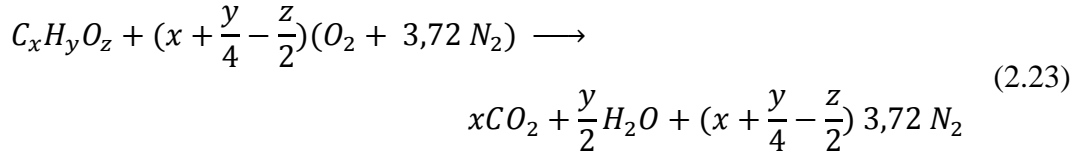
$$V_h = \pi x d_g^2 x H_{hazne} \quad (2.22)$$



Şekil 2.20: Silindirik haznenin boyutlarının gösterimi.

Haznenin altında ve üstünde sürgülü kapaklar bulunmaktadır. Bu kapaklar gövdeye hava girişinin asgarî düzeyde tutulması için konulmuştur.

Tasarımın diğer bir kısmı beslenecek hava miktarının hesaplanmasıdır. Beslenecek havanın miktarı için öncelikle stokiyometrik hava ihtiyacı hesaplanır. Bu hesap için yakıtın amprik formülünün bilinmesi gerekir. Kabul edilen çamurun elemental analizi göz önüne alındığında elde edilen formül  $CH_{1,5}O_{0,5}$  şeklindedir. Bu bileşiğin ihtiyacı olan stokiyometrik oksijen miktarı denklem 2.23'deki gibi hesaplanır.



Denklem 2.23'deki  $N_2$  'nin tepkimeye girmeden çıktığı kabul edilir. Arıtma çamurunun amprik formülü sadece yakıtın organik kısmını temsil etmektedir. Yakıtın organik kısmının moleküler ağırlığı kendisini oluşturan elementlerin ağırlıkları toplamı ile ifade edilir ve söz konusu organik madde için 21,6 gr/mol olarak hesaplanmıştır.

Fakat bu yakıt sadece organik muhtevadan oluşmamaktadır. Kül ve nem muhtevası yakıt için kabul edilen kısmî analiz (Tablo 2.11) göz önünde bulundurularak hesaplanıp Tablo 2.13 oluşturulmuştur.

Tablo 2.13: Arıtma çamurunun kısmî çözümlenmesinin moleküler ağırlık olarak karşılıkları.

İçerik	(%)	Bir molde bulunan miktar (gr/ mol)
Uçucu Madde	57	21,6
Kül	33	12,5
Nem	10	3,8
Toplam		37,9

Stokiyometrik oksijen ihtiyacı için denklem 2.24'deki oksijenin katsayısı 1,125 olarak hesaplanmıştır.



Bu basamakta hesaplanan değer mükemmel yanma için gerekli olan asgarî oksijen miktarıdır. Fakat daha önce de belirtildiği gibi gazlaştırma işleminde stokiyometrik oranın altında oksitleyici beslemesi olmaktadır. Beslenen oksitleyicinin stokiyometrik oksitleyici ihtiyacı oranına eşdeğer oran (Equivalence Ratio) denir. Biyokütle gazlaştırma çalışmalarında bu oran farklılıklar göstermekle birlikte genelde 0,2-0,4 arasındadır. Bu çalışma için eşdeğer oran 0,25 seçilmiştir. Dolayısı ile gazlaştırma için gereken oksijen miktarı 0,28 mol O<sub>2</sub>/mol yakıt olarak hesaplanmıştır.

Havanın hacimce %21 oksijen, %79 azot bulunduğu kabul edilirse, gazlaştırma reaktörüne giren havanın içindeki azot miktarı 1,05 mol N<sub>2</sub> /mol yakıt olarak hesaplanmıştır. Dolayısı ile 1 mol yakıt için yaklaşık olarak 1,33 mol gazın (1,05 N<sub>2</sub> ve 0,28 mol O<sub>2</sub>) reaktöre girdiği hesaplanmıştır.

Bir mol yakıtın 37,9 gr, bir mol yakıt için gereken oksijen miktarının 0,28 mol (8,96 gr) ve oksijenle beraber reaktöre giren azot miktarının 1,05 mol (29,4 gr) olduğu hesaplanmıştır. O halde beslenen havanın yakıt oranı denklem 2.25 kullanılarak 1,04 kg hava/ kg yakıt olarak hesaplanmıştır. Daha sonra beslenecek havanın miktarı yakıt besleme miktarı 50 kg/saat için 52,14 kg hava/saat olarak hesaplanmıştır. Bu miktarda havanın hacimsel debisi 0°C ve 1 atmde yaklaşık olarak 40,5 Nm<sup>3</sup>/saat (0,0113 Nm<sup>3</sup>/sn) olarak hesaplanmıştır.

$$\text{Beslenen havanın yakıt oranı} = \frac{\text{Hava miktarı gr}}{\text{Yakıt miktarı gr}} \quad (2.25)$$

Reaktörün içine beslenen havanın debisi reaktörün içine girecek havanın hızı için önem arz etmektedir. Reaktöre beslenecek havanın 10-30 m/sn arasında bir hız ile reaktöre girmesi gerekmektedir. Eğer hava yüksek hızda reaktöre giriş yaparsa basınç kaybı yüksek olur, tam tersi durumda ise hava yakıtı yeterince nüfuz edemeyebilir. Havanın hızı  $V_h$  ile gösterilmiştir, uygun hava hızı ise 20 m/s seçilip gerekli hava deliği alanı ( $A_h$ ) denklem 2.26 kullanılarak  $5,65 \times 10^{-4} \text{ m}^2$  olarak hesaplanmıştır. Bu alan havanın reaktöre giriş yapacağı borunun toplam alanını ifade etmektedir.

$$Q_h = V_h \times A_h \quad (2.26)$$

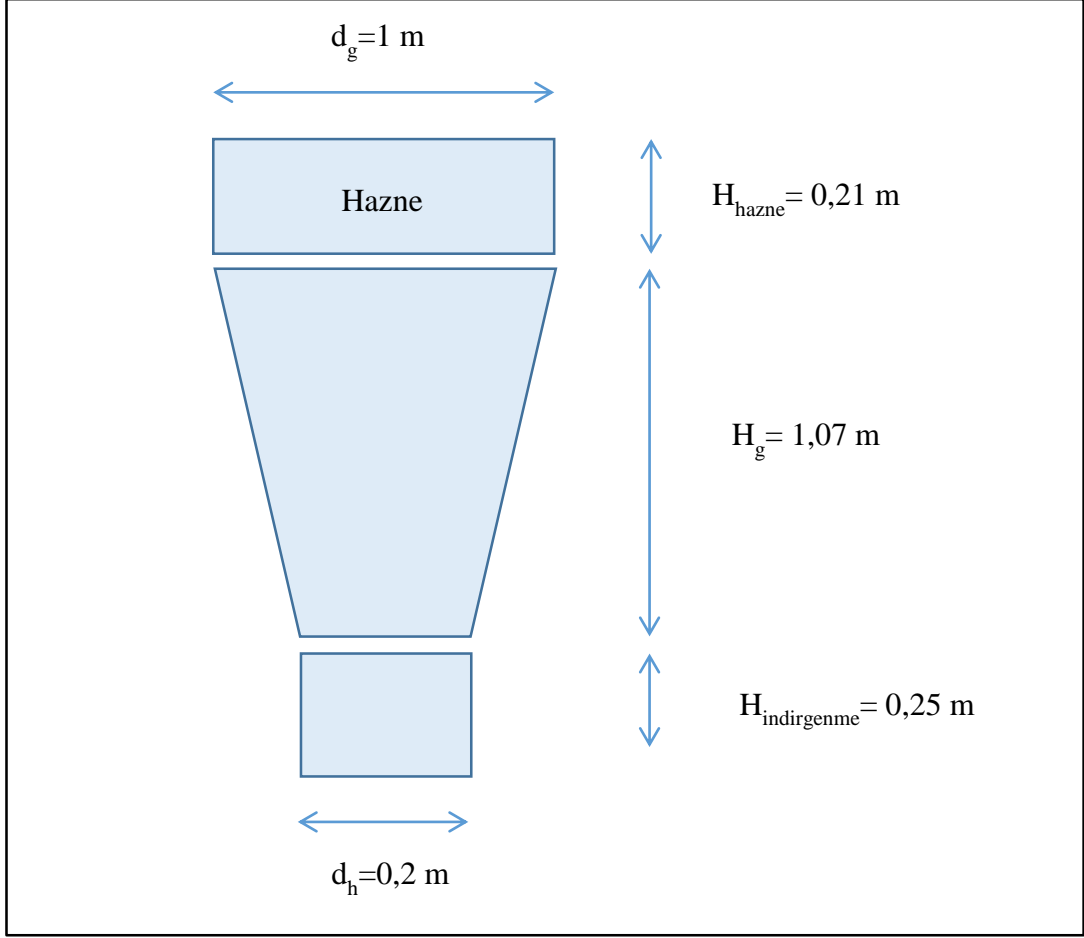
Bu tasarım için 5 adet yuvarlak hava deliği düşünülmüştür. Tek sayı olmasının sebebi ölü alanların azaltılması ve hava deliklerinden çıkan havanın birbirini sönmülmesinin önlenmesidir. Seçilen hava deliği sayısından sonra hava deliklerinin çapı ( $d_{hd}$ ) denklem 2.27 ve denklem 2.28 kullanılarak 12 mm olarak hesaplanmıştır.

$$\text{Tek bir hava deliğinin alanı} = A_1 = \frac{A_h}{\text{Hava deliği sayısı}} \quad (2.27)$$

$$A_1 = \frac{\pi \times d_{hd}^2}{4} \quad (2.28)$$

Hava deliklerinin boğazın en az 10 cm üst tarafında konumlandırılması önerilmiştir [FAO, 1986]. Bu sebepten dolayı bu çalışmada hava delikleri boğazın başladığı noktanın 10 cm üst tarafında konumlandırılmıştır.

Bu bölümde yapılan kabullerden sonra tasarlanan boyutlar Şekil 2.21'de gösterilmiştir.



Şekil 2.21: Tasarlanan aşağı akışlı gazlaştırıcının tasarım boyutları.

## 2.5.2. Yukarı Akışlı Gazlaştırıcı Tasarımı

Bu bölümde daha önce kimyasal özellikleri Tablo 2.10'da gösterilen arıtma çamuru için yukarı akışlı gazlaştırıcı tasarımı yapılacaktır. Normalde gazlaştırma reaktörleri belli bir enerji ihtiyacına göre yapıldığından öncelikle ısıl kapasite belirlenir ve sonrasında besleme debisi hesaplanır. Fakat bu tez çalışmasında belirli bir besleme debisi için tasarım yapılacaktır.

Tasarım için öncelikle 50 kg/saat tasarım debisi olarak seçilmiştir. Tasarım debisi yakıt besleme debisi (YBD) olarak adlandırılmıştır. Daha sonra reaktörün kesit alanının hesaplanması için özgül gazlaştırma hızı (specific gasification rate) seçilir. Özgül gazlaştırma hızı (ÖGH) birim kesit alandan geçen yakıtın miktarını göstermektedir ve her yakıt için farklı olduğu için bir dizi deney sonucu elde edilir. ÖGH'nin  $0,9 \text{ Nm}^3/\text{cm}^2\text{saat}$  ( $0,36 \text{ kg}/\text{cm}^2\text{saat}$ ) değerini aşmaması gerekmektedir. Daha önce de belirtildiği gibi yüksek ÖGH seçilmesi sonucunda yüksek basınç kayıpları

meydana geldiği gibi bu değerin düşük seçilmesi sonucunda yüksek katran oluşumu gözlemlenmektedir. Reaktörün tasarımı kullanılacak ÖGH daha önce yapılmış bir araştırma sonucu elde edilen en uygun ÖGH baz alınarak seçilmiştir. Doğru at al.'un arıtma çamurlarının gazlaştırılması için yaptıkları çalışmada en uygun ÖGH 497,74 - 514,60 Nm<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> saat olarak bulunmuştur [Dogru et al., 2002]. Bu değer ortalama olarak 500 Nm<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>saat kabul edilebilir. Aynı zamanda 1 kg yakıttan da 2,5 Nm<sup>3</sup> gaz oluştuğu kabul edilirse; arıtma çamuru için özgül gazlaştırma hızı 200 kg/m<sup>2</sup>saat (0,02 kg/cm<sup>2</sup>saat) olarak hesaplanır. Reed vd'nin belirttiği üzere asgari özgül gazlaştırma oranı 0,36 kg/cm<sup>2</sup>saat (0,9 Nm<sup>3</sup>/cm<sup>2</sup> saat)'den düşük olması gerekmektedir [Reed and 1988]. Yukarı akışlı gazlaştırıcı tasarımı için ÖGH 0,04 Nm<sup>3</sup>/cm<sup>2</sup>saat olarak seçilmiştir.

Seçilen özgül gazlaştırma hızı için gerekli kesit alanı denklem 2.29'de gösterildiği gibi hesaplanarak 0,3125 m<sup>2</sup> olarak bulunmuştur.

$$A = \frac{YBD \times \text{Gaz Oluşum Oranı}}{\ddot{O}GH} \quad (2.29)$$

Yakıtın ve havanın daha düzenli olarak dağılması için reaktörün kesit alanı daire olarak seçilmiştir ve reaktörün çapı denklem 2.30 kullanılarak 0,63 m olarak hesaplanmıştır.

$$D_g = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} \quad (2.30)$$

Reaktörün çapı hesaplandıktan sonra, reaktörün yüksekliğinin (H<sub>g</sub>) hesaplanması gerekmektedir. Reaktörün yüksekliği denklem 2.31 kullanılarak hesaplanabilir.

$$H_g = \frac{\ddot{O}GH \times T}{\rho_{\text{çamur}}} \quad (2.31)$$

Burada, H<sub>g</sub>, ÖGH, T ve ρ<sub>çamur</sub> sırası ile reaktörün yüksekliği, özgül gazlaştırma hızı, işletme için gereken süre ve çamurun yoğunluğunu ifade etmektedir. Çamurun özgül ağırlığı daha önce de belirtildiği gibi 300 kg/m<sup>3</sup> olarak seçilmiştir. Reaktörün içindeki yakıt miktarı yaklaşık 2 saat yetecek şekilde tasarım yapılmıştır ve reaktör yüksekliği 1,07 olarak hesaplanmış ve 1,10 kabul edilmiştir.



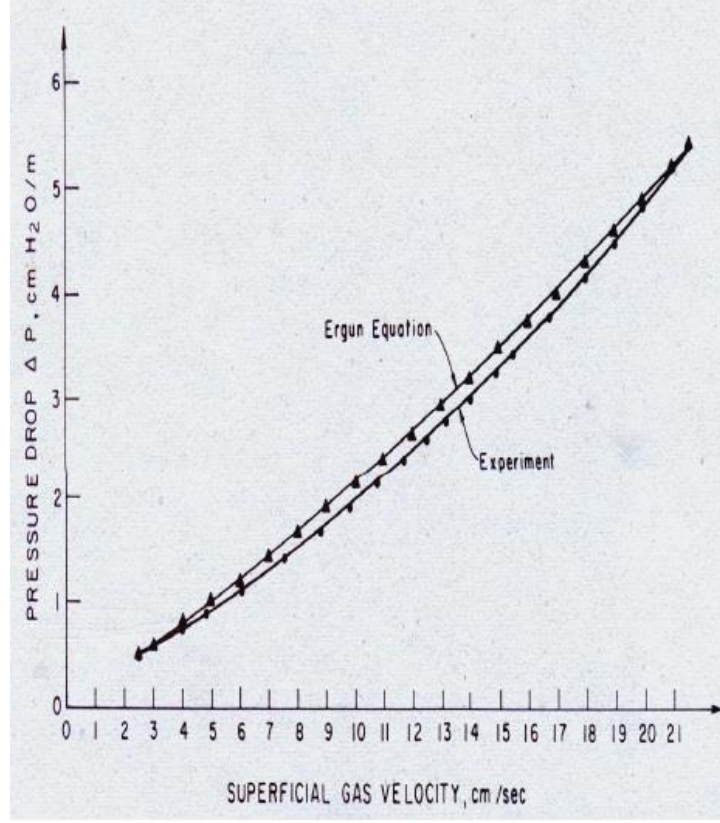
Reaktörün çapının ve yüksekliğinin bilinmesi ile reaktör boyutlandırılmıştır. Bir sonraki aşamada gazlaştırma için gereken hava miktarının hesaplanması gerekmektedir. Bu adım için öncelikle stokiyometrik hava ihtiyacının belirlenir. Sonrasında ise bu oranın yüzde kaçının reaktöre besleneceğine karar verilir. Daha önce belirtildiği gibi bu çalışma için arıtma çamurlarının  $CH_{1,5}O_{0,5}$  ampirik formüle sahip olduğu kabulü yapılmıştır. Stokiyometrik hava ihtiyacı (SHİ) da 4,13 gr hava/ gr yakıt olarak hesaplanmıştır. Stokiyometrik oran ( $\alpha$ ) ise daha önce seçildiği gibi 0,25 seçilmiştir. Gereken hava debisi (GHD) denklem 2.32 kullanılarak 43,75 m<sup>3</sup>/saat olarak hesaplanmıştır.

$$Gerekli\ hava\ debisi = \frac{\alpha \times YBD \times SHİ}{\rho_{hava}} \quad (2.32)$$

Reaktör içindeki yakıtın sebep olduğu basınç kaybı yakıtın yüksekliği ve havanın yüzeysel hızının bir sonucudur. Bu sebepten dolayı reaktörün içindeki havanın yüzeysel hızının bilinmesi gerekir. Bu doğrultudaki yüzeysel hız denklem 2.33 vasıtasıyla 3,9 cm/sn olarak hesaplanmıştır.

$$V_{yüzeysel} = \frac{Q}{A} \quad (2.33)$$

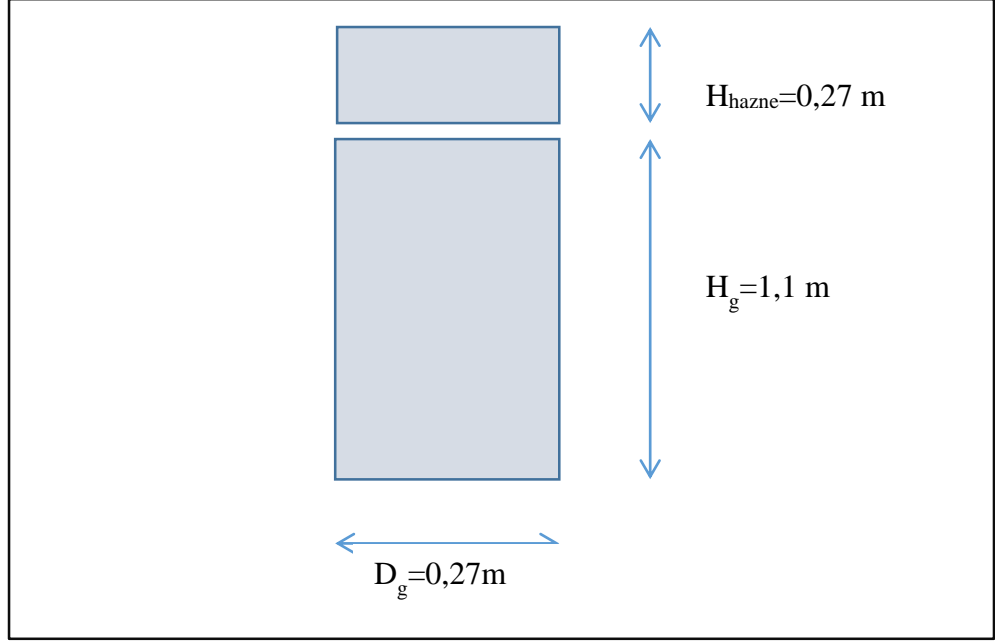
Hesaplanan yüzeysel hıza ait birim basınç düşüşü Şekil 2.22'deki grafik vasıtası ile belirlenir. 3,9 cm/sn yüzeysel hız için birim basınç düşüşü yaklaşık olarak 0,75 cm H<sub>2</sub>O/m olarak okunmuştur. Daha önce reaktörün yüksekliği 1,1 m olarak hesaplandığından basınç kaybı yaklaşık olarak 0,825 cm H<sub>2</sub>O olarak hesaplanmıştır. Dolayısı ile fan seçimi yapılırken en az 1 cm H<sub>2</sub>O'luk basınç kaybını yenebilecek kapasitede ve istenilen debide hava basabilecek hava fanının seçilmesi gerekmektedir.



Şekil 2.22: Yüzeysel hız ile birim basınç düşme oranını belirleyen ilişkiyi gösteren grafik.

Hava deliklerinin çapı önceki tasarımdaki gibi 13 mm olarak seçilmiştir. Sistem sürekli şekilde çalıştırılacağı için reaktörün kapak kısmından besleme sırasında hava almaması gerekmektedir. Bunun için çift sürgülü hazne şeklinde tasarlanmıştır. Sisteme beslemenin saatte 50 kg ve 2 defa yapılması düşünülmüştür. Daha önce Bölüm 2.5.1’de yapılan hesaplar tekrar edilip gereken hazne hacmi 0,0833 m<sup>3</sup> olarak bulunmuştur. Hazne çapının gazlaştırıcı gövdesinin çapına eşit olduğu kabulü ile hazne yüksekliği 0,27 m olarak hesaplanmıştır.

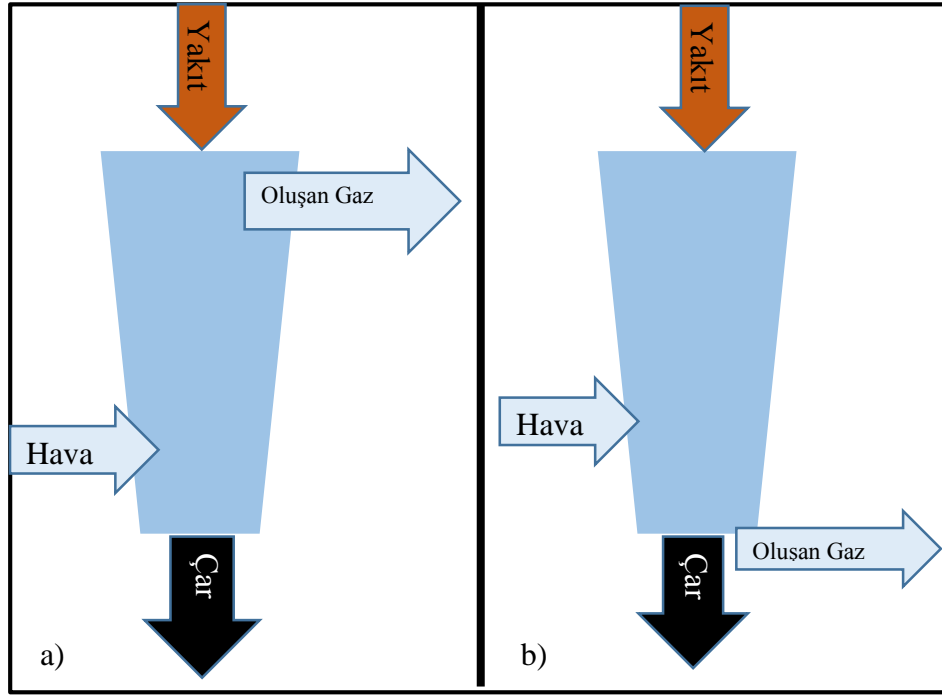
Gazlaştırıcı gövdesi ve haznenin tasarımı Şekil 2.23’de şematik olarak gösterilmiştir.



Şekil 2.23: Tasarlanan yukarı akışlı gazlaştırıcının tasarım boyutları.

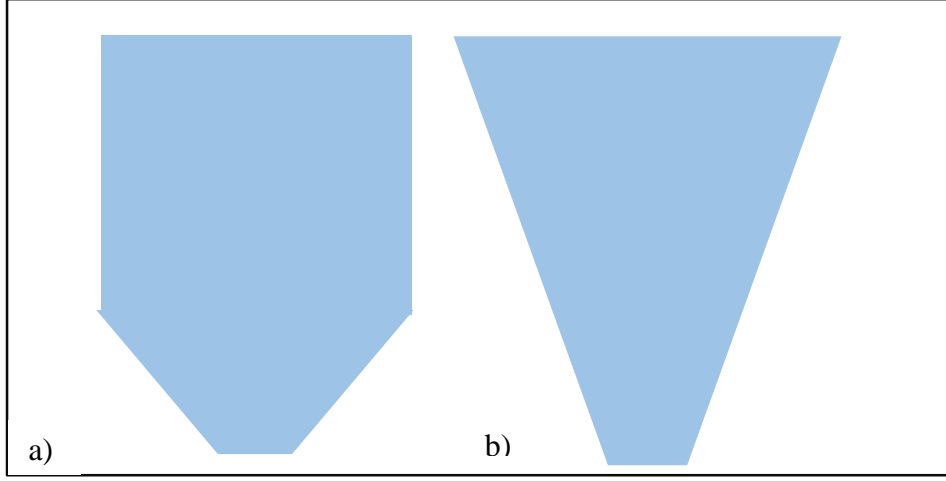
### 2.5.3. Birleşik Sabit Yataklı Gazlaştırıcı Tasarımı

Sabit yataklı gazlaştırıcıları karakterize eden temel unsur; sentez gazının çıktığı bölgedir. Eğer sentez gazı reaktörün üst tarafından çıkıyor ise yukarı akışlı, alt tarafından çıkıyor ise aşağı akışlıdır. Dolayısı ile aynı reaktörün alt ve üst kısmına iki tane gaz çıkışı ekleyerek reaktörü hem aşağı akışlı hem de yukarı akışlı olarak çalıştırmak mümkündür. Şekil 2.24'de bir reaktörün aşağı akışlı ve yukarı akışlı durumlarda madde giriş çıkışları şematik olarak gösterilmiştir. Hem aşağı hem de yukarı akışlı olarak çalışabilen bir reaktör aynı yakıt için farklı gazlaştırıcı tiplerinde oluşacak farklı karakterde sentez gazı incelenebilmesini sağlayacaktır.



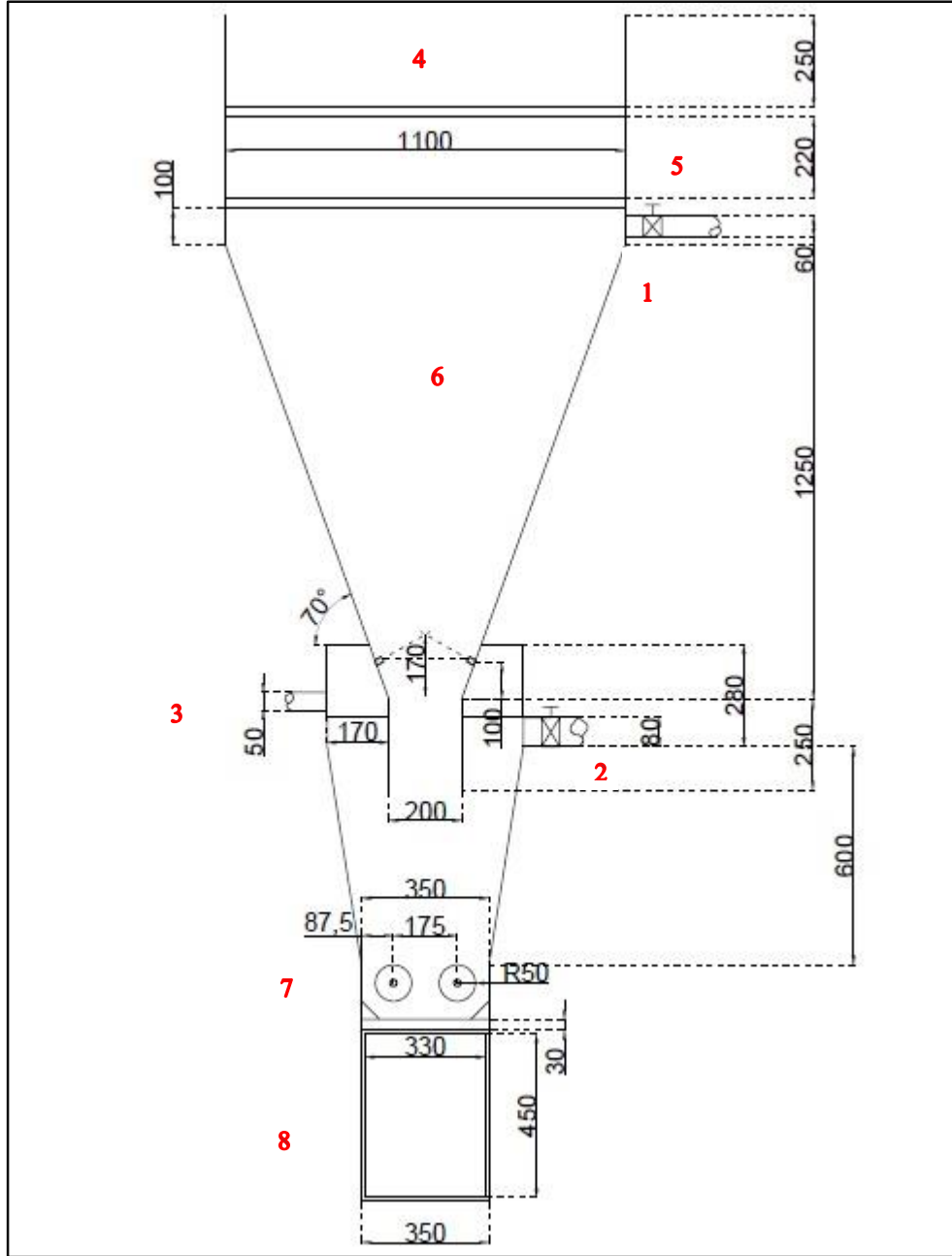
Şekil 2.24: Ayn reatörün a) yukarı akışlı, b) aşağı akışlı olarak çalıştırılmasının şematik olarak gösterimi.

Sistemin bu şekilde çalıştırılabilmesi için reaktörün iki durumda da çalışabilecek esneklikte olması gerekmektedir. Asgari özgül gazlaştırma hızı iki şekilde de ayrı ayrı çalıştırılırken literatürde belirtilen  $0,9 \text{ Nm}^3 / \text{cm}^2 \text{ saat}$  değerini aşmaması gerekmektedir. Hazne iki gazlaştırıcı tasarımında ortak olduğu için ikisi için de ortak hesaplamalar yapılmıştır. Aynı hazne ölçülerinin kullanılmasında bir sakınca bulunmamaktadır. Yukarı akışlı reaktörler genelde düzgün bir silindir şeklinde tasarlandığından, aşağı akışlı reaktörün konik yapısının biraz daha silindir şekline yaklaştırılması gerekebilir. Bundan dolayı yatayla yaptığı açı daha dike yakın seçilebilir. Veya boğaz kısmında darlaşan reaktör yukarı doğru çıkıldıkça  $45-60^\circ$  eğimle çıkıp belirlenen noktadan sonra dik şekilde üretilebilir. Bu iki örnek Şekil 2.25’de gösterilmiştir. Mevcut tasarımda arıtma çamurunun reaktör çeperlerine yapışabileceği göz önünde bulundurulup, daha dik açılı bir reaktör tasarımı düşünüşüp Şekil 2.25’de gösterilen şekillerden sağdaki (b) seçilmiştir.



Şekil 2.25: Boğazlı gazlaştırıcı için farklı boğaz+gövde türleri a) dik inen gövde, b) konik yapılı gövde.

Birleşik sabit yataklı gazlaştırıcı tasarımı için 2.5.1'de ve 2.5.2'de hesaplanan tasarım verileri kullanılarak bir ön tasarımı yapılmıştır ve tasarım değerlerinin asgari sınırları geçip geçmediğine bakılmıştır. Şekil 2.26'da yapılan tasarımın boyutları görülmektedir. Bu boyutlara göre her iki tip gazlaştırıcı için de kontrol yapılacaktır. Şekilde görülen uzunlukların birimi milimetredir.



Şekil 2.26: Aşağı- Yukarı akışlı gazlaştırıcının boyutları.

Sistemin yukarı akışlı çalışması için; 2 numaralı vana kapalı, 1 numaralı vana ise açık halde olmalıdır. Fan vasıtası ile şekilde 3 numara ile gösterilmiş olan borudan sisteme hava beslenir veya 2 numaralı borudan fan vasıtası ile çekiş sağlanır böylece havanın 3 numaralı borudan girmesi sağlanır. Beslenen hava, 13 mm iç çaplı olan ve yatayla 45° açı yapacak şekilde yerleştirilmiş hava besleme borularından içeri püskürtülür. Beslenen hava yukarıdan beslenen yakıt ile tepkimelere girerek sentez gazı oluşturur ve 1 numaralı vananın olduğu borudan dışarı çıkar. Beslenen yakıt ise sırası ile kurutma, piroliz, gazlaştırma ve yakma bölgelerinden geçtikten sonra çar

haline gelir. Oluşan çar 7 numara ile gösterilen ızgara ve karıştırıcı görevi gören silindirik karıştırıcıdan geçerek 8 numara ile gösterilen çar toplama kutusuna dökülür. Bu kutuya dökülen malzemenin sistem durduğunda ya da çalışırken uzaklaştırılabilmesi için kutunun üstüne hava almayacak bir kapak konulmuştur. Böylece kutu döküleceği zaman kapak kapatılıp, kutu çıkarılıp boşaltılabilecektir. Kutu tekrardan yerine konulduğu zaman kapak çıkarılacak ve çarın kutuya dökülmesi mümkün olacaktır. Aynı şekilde yakıtın beslendiği haznede de yakıt beslenirken sistemin içine hava girmemesi için 2 kapaklı bir tertibat düşünülmüştür. Bu tertibat vasıtası ile beslenecek yakıt önce üst hazneye beslenmekte sonrasında üst kapağın açılması ile yakıtın tamamı esas hazneye döküldükten sonra üst kapak kapatılmaktadır. Sonra esas haznenin altındaki kapak açılır ve yakıtın tamamının gazlaştırıcıya boşalması sağlanır. Böylece gazlaştırma sistemi asgarî düzeyde hava ile temasa geçmiş olur. Hazneler 1,1 m çapında 0,26 m uzunluğunda silindir şeklindedir. 1 defada 70 kg arıtma çamuru besleyebilecek büyüklükte dirler.

Tasarımın yukarı akışlı olarak çalıştırılması durumunda birleşik sabit yataklı gazlaştırıcı için özgül gazlaştırıcı hızı kontrolü yapılır. Bunun için oluşan gazın geçtiği en dar bölgedeki alanın bilinmesi gerekir. Normalde yukarı akışlı gazlaştırıcılar bir silindir şeklinde tasarlanmaktadır. Fakat bu tasarım kesik koni şeklinde olduğu için burada ortalama bir çap seçilmesi daha uygun olarak düşünülmüştür. Bu koninin alt çapı yakma bölgesinin sonu olan ve boğazın 17 cm üstündeki noktanın silindirdeki çapı olarak düşünülmüştür. Bu noktanın çapı yaklaşık 33 cm olarak hesaplanmıştır. Üst çap değeri için ise reaktörün üst çapı olan 110 cm baz alınmıştır. Dolayısı ile ortalama çap değeri bu iki çap değerinin ortalaması olacaktır ve yaklaşık 70 cm'dir. ÖGH'nin uygun aralıkta olup olmadığına bakmak için denklem 2.34 kullanılır. Bu tasarımın yukarı akışlı çalıştırılması durumunda ÖGH değeri 324,8 Nm<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/saat (0,0324 Nm<sup>3</sup>/cm<sup>2</sup>/saat) olarak hesaplanmıştır.

$$\text{ÖGH} = \frac{\text{Oluşan Gazın Debisi}}{\frac{\pi D^2}{4}} \quad (2.34)$$

Bu özgül gazlaştırma hızı Reed'in asgarî gazlaştırma hızı değeri olan 0,9 Nm<sup>3</sup>/cm<sup>2</sup>/saat'de düşük olduğu için uygundur. Buna karşı Doğru vd.'nin yaptığı çalışma sonucu elde ettiği en uygun gazlaştırma hızı olan 500 Nm<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/saat'den de düşüktür [Dogru et al., 2002]. Netice itibarı ile tasarlanan bu boyut azamî değerleri

geçmediği için kabul edilebilir bir değerdir. Yukarı akışlı gazlaştırıcı için önemli olan bir diğer parametre ise reaktör için gerekli olan yüksektir. Reaktörün yüksekliği denklem 2.32 kullanılarak 1,08 m olarak hesaplanmıştır. Bu yükseklik mevcut tasarım yüksekliği olan 1,25’den düşük olduğu için bir problem teşkil etmemektedir. Gazlaştırıcının içindeki yakıtın tüketilmesi için gereken zamanın bilinmesi reaktörün çalışma süresinin bilinebilmesi açısından önem arz etmektedir. Bu süre denklem 2.35 ve 2.36 kullanılarak 2,88 saat olarak hesaplanmıştır.

$$T = \frac{\rho_{\text{çamur}} \times V_{\text{reaktör}}}{YBH} \quad (2.35)$$

$$V_{\text{reaktör}} = \frac{\pi \times H}{3} (r_1^2 + r_1 \times r_2 + r_2^2) \quad (2.36)$$

Yukarı akışlı gazlaştırıcı için oluşan gazın yüzeysel hızı bir diğer mühim parametredir. Gazlaştırıcı gövdesinin konik bir yapısı olduğundan alt kısımda ve üst kısımdaki yüzeysel hızlar farklı olacaktır. Bundan dolayı alt taraftaki ve üst taraftaki yüzeysel hızlar ayrı ayrı hesaplanır ve ortalaması alınır. Alt kısmın çapı için hava deliklerinin olduğu yerin çapı baz alınmıştır. Üst tarafın çapı ise gazlaştırıcı gövdesinin en tepedeki çapıdır. Alt çap; yaklaşık olarak 27 cm üst kısmın çapı ise 110 cmdir. Denklem 2.33 kullanılarak  $V_{\text{yüzeyselalt}}$  ve  $V_{\text{yüzeyselüst}}$  sırası ile 25,8 ve 1,55 cm/sn olarak bulunup bu iki hızın ortalaması olan değer (13,675 cm/sn); ortalama değer olarak kabul edilmiştir. Bu yüzeysel hıza karşılık gelen birim basınç düşüşü Şekil 2.22 ‘den yaklaşık 3,2 cm H<sub>2</sub>O/m olarak okunur. Reaktörün yüksekliği 1,25 m olduğundan toplam basınç kaybı 4 cm H<sub>2</sub>O olarak bulunur. Seçilen fanın bu basıncı yenmesi ve daha önce hesaplanmış olan hava debisini (53,2 m<sup>3</sup>/saat) basabilecek kapasitede olması gerekmektedir.

Havayı reaktöre püskürtecek hava delikleri 5 tane olarak seçilmiştir, deliklerinin çapı ise daha önceki hesaplamalar baz alınarak 13 mm olarak seçilmiştir. Dolayısı ile hava deliklerinden çıkan gazın hızı 22,26 m/sn olarak hesaplanmıştır. Bu hız değeri daha önce de belirtilen 15-30 m/sn arasında olduğundan uygun aralıktadır.

Son olarak oluşan gazın reaktörden ayrılırken geçeceği borunun boyutlandırılması gerekmektedir. Bunun için borunun içindeki hızın 10-30 m/sn arasında olması gerekmektedir. Böylece katran ve partiküler maddelerin borunun üstünde birikmesi önlenecektir. Yukarı akışlı reaktörlerde çıkış sıcaklığı 200-400°C



arasında olmaktadır. Bu tasarım için sentez gazı sıcaklığı 300 °C kabul edilip boru çapı da 6 cm seçilip, boru içindeki hız 26 m/sn olarak hesaplanmıştır. Seçilen boru çapı oluşacak gazın hızı, istenilen hız aralığında olduğundan uygundur.

Yapılan kontrollerden anlaşıldığı üzere tasarlanan gazlaştırıcı yukarı akışlı olarak kullanılabilir özelliklere sahiptir.

Tasarlanan gazlaştırıcı (Şekil 2.26) aynı zamanda aşağı akışlı olarak da çalıştırılacağı için aşağı akışlı gazlaştırıcı kriterlerine de uyması gerekmektedir. Sistemin aşağı akışlı çalışabilmesi için 1 numaralı vana kapatılıp bu borudan bir gaz çıkışı olması önlenir. Oluşan gazın çıkması için ise 2 numaralı vana açılır ve oluşan gazın bu hat üzerinden çıkması sağlanır. Sisteme hava girişi ise yukarı akışlı işletmede olduğu gibi 3 numaralı boru vasıtasıyla olur. Bu borudan giren hava boğazın etrafında dolaşarak ısınır ve hava deliklerinden sisteme püskürtülür. Hava püskürtüldüğü noktada yakıtla tepkimeye girerek yanar, yanma bölgesinden sonra indirgenme bölgesinden geçer. Daha sonra 2 numaralı vananın olduğu hattı kullanarak sistemden çıkar. Beslenen yakıt ise sırası ile; kuruma, piroliz, yakma ve indirgenme bölgelerinden geçerek silindirik karıştırıcıya gelir ve sonrasında toplama kutusunda birikir.

Özgül gazlaştırma hızı yukarı akışlı reaktörler için önemli olduğu gibi aşağı akışlı reaktörler için de önemlidir. Bundan dolayı öncelikle özgül gazlaştırma hızı boğaz çapı dikkate alınarak  $0,398 \text{ m}^3/\text{cm}^2/\text{saat}$  olarak hesaplanır. Bu değer azamî değer olan  $0,9 \text{ m}^3/\text{cm}^2/\text{saat}$  'dan daha düşük olduğu için tasarlanan gazlaştırıcının boğaz çapı uygundur.

Yakma bölgesinin uzunluğu için zaten daha önce aşağı akışlı gazlaştırıcılar için yapılan hesaplamalar kullanıldığından bunların tekrardan hesaplanmasına gerek bulunmamaktadır. Yakma bölgesinin uzunluğu; 17 cm, indirgenme bölgesinin uzunluğu ise 25 cm'dir. Oluşan gazın çekildiği borunun çapı ise 8 cm olarak seçilmiştir. Bunun sebebi ise daha önce belirtildiği üzere borudaki hızın 10-30 m/s arasında olması gerekliliğidir. Bu tasarım için oluşan gazın çıkış sıcaklığı 700 °C olarak kabul edilip borudaki hız 25 m/sn olarak hesaplanmıştır. Seçilen boru çapından geçen gazın hızı istenilen aralıkta olduğundan borular üzerinde katran ve partiküler madde birikmesinin asgarî düzeyde olması beklenmektedir. Hava boruları ise boğazın 10 cm yukarısına konumlandırılmıştır. Reaktörün üst çapı 1,1 m, yüksekliği ise 1,25 m'dir. Bu büyüklükler gazlaştırıcı gövdesinin ne kadar yakıt alabileceğini belirleyen

büyükölüklerdir. Sistemin yukarı akışlı durumda çalıştırılması durumundaki hesaplamalarla arasında bir fark yoktur.

Yapılan tahkiklerde birleşik sabit yataklı gazlaştırıcının iki şekilde de çalıştırılabileceği gösterilmiştir. Tasarlanan bu reaktör arıtma çamurlarının gazlaştırılması için kullanılabilir pilot ölçekli bir sistem olmakla birlikte istenilen sentez gazı özelliklerine bağlı olarak aşığı akışlı veya yukarı akışlı olarak işletilebilecek durumdadır.

### 3. TEKNO-İKTİSADÎ ANALİZ

Bu bölümde arıtma çamurlarının gazlaştırma ile bertarafının teknolojik ve iktisadi açıdan uygunluğu araştırılmıştır. Bu bağlamda öncelikle 3 tane senaryo düşünülmüştür. Bu senaryolar tanıtılıp hesaplamalarda yapılan kabuller belirtilmiştir. Daha sonrasında bu senaryolar için farklı kapasiteler için ilk yatırım maliyetleri, işletme maliyetleri ve işletme gelirleri hesaplanıp yatırımların geri dönüş süreleri hesaplanmıştır.

#### 3.1. Senaryolar

Arıtma çamurlarının gazlaştırılması için öncelikle, Bölüm 2.5 tasarlanan gazlaştırıcı için tekno-iktisadi analiz yapılmıştır. Sonra tasarlanan gazlaştırıcının kapasitesi artırılarak iktisadi analizlerine bakılmıştır. Kapasite artırılma işlemi için saatte yaklaşık 1 ve 2 ton KM arıtma çamuru üreten bir arıtma tesisi düşünülmüştür. Bu çamur oluşum miktarları yaklaşık olarak orta ve büyük ölçekli evsel atıksu arıtma tesislerinde oluşan çamur oluşum miktarları kadardır. Çamur bertaraf maliyetleri hesaplanırken mevcut durumdaki bertaraf maliyetleri göz önünde bulundurulmuştur. İzmit'te bulunan evsel atıksu arıtma tesislerinin çoğunda çamur susuzlaştırıldıktan sonra çimento fabrikalarına gönderilmektedir. Esasında mevcut durumdaki evsel atıksu arıtma tesislerinin çoğunda kurutma ünitesi bulunmamaktadır. Kurutma sisteminin tasarımı ve iktisadi analizinin yapılması arıtma çamurunun birim maliyetinin daha iyi anlaşılması açısından önem arz etmektedir. Zira susuzlaştırma işlemi sonucundaki çamurun (%25 KM) bertaraf maliyeti 100-150 TL/ton olmakla beraber kurutma işlemi sonucunda oluşan kuru çamurun (%90 <) bertaraf maliyeti 30-40 TL/ton civarındadır. Bertaraf maliyetlerinin arasında büyük bir farkın olmasının yanı sıra susuzlaştırma işlemi sonucunda oluşan çamur, kurutma işlemi çıkışında oluşan çamurun kütlece yaklaşık 3,5 katıdır. Bu durum bertaraf maliyetlerini arttırdığı gibi, oluşan çamurun kütlelerini de arttırdığından nakliyat maliyetlerini de arttırmaktadır. Bu sebeplerden dolayı kurutma işlemi gereklidir. Fakat kurutma sisteminin tasarımı ve tekno-iktisadi analizi bu tez çalışmasının dışındadır. Bu tez kapsamında kabul edilen mevcut durum, arıtma tesisinde bir kurutma ünitesinin bulunması ve bu kurutma ünitesinin arıtma çamurunu %90 KM içeriğine getirmesi durumudur. Mevcut durumda kurutulan çamur bertaraf edilmek üzere çimento

fabrikalarına gönderildiği kabul edilmiştir. Karşılaştırılacağı durum ise arıtma çamurunun susuzlaştırılıp kurutma işlemine tabi tutulduktan sonra gazlaştırılması ve enerji elde edilmesidir. Bu bağlamda farklı gazlaştırma maddeleri ve enerji çevrimleri kullanılarak senaryolar oluşturulmuştur. Oluşturulan senaryolar Tablo 3.1'de gösterilmiştir.

Birinci senaryoda arıtma çamurunun hava kullanılarak gazlaştırma işlemine tabi tutulup gazlaştırıldığı kabul edilmiştir. Oluşan sentez gazı siklondan geçirildikten sonra sentez gazı içinde yağ geçmekte olan kazanda yakılır. Elde edilen kızgın yağ ile ORC türbininden elektrik enerjisi elde edilir. İkinci senaryoda, çamur; gazlaştırma maddesi olarak oksijen ve su buharının kullanıldığı gazlaştırıcıda gazlaştırılır. Oluşan sentez gazı birinci senaryodaki gibi siklondan geçirilip kazanda yakılır ve ORC türbinde ısı enerjisi elektrik enerjisine çevrilir. Üçüncü senaryoda ise gazlaştırma maddesi olarak hava kullanılır, elde edilen sentez gazı, içindeki kirletici maddelerden arındırıldıktan sonra gaz motoruna beslenir. Senaryolarda bulunan ORC türbininden veya gaz motorundan çıkan atık ısının ise kurutucu reaktörüne yönlendirilmesi düşünülmüştür. Böylece ıslak çamurun kuruması sağlanmaktadır. 3 senaryo için de 50 kg/saat, 1 ton/saat ve 2 ton/saat yakıt besleme debileri için hesaplamalar yapılmıştır. Senaryolar isimlendirilirken kolaylık olması amacıyla 50 kg/saat, 1 ton/saat ve 2 ton/saat çamur besleme debileri için sırası ile A, B ve C harfleri kullanılmıştır. Örneğin 1.Senaryonun 1 ton/saat çamur beslemesi için kullanılan senaryo; "1B" olarak isimlendirilmiştir.

Tablo 3.1: Oluşturulan senaryolar ve farkları.

Senaryo	Kullanılan Gazlaştırma Maddesi	Enerji Elde Etme Yöntemi
1. Senaryo	Hava	ORC türbin
2. Senaryo	Oksijen + Su buharı	ORC türbin
3. Senaryo	Hava	Gaz Motoru

Çamur kurutma, çamur gazlaştırma, enerji elde etme ve enerji çevrim ünitelerinin birbirinin ardı sıra kurulacağı kabul edilmiştir. Üniteler birbirlerine yakın

olduklarından susuzlaştırma ünitesinden kurutma ünitesine iletim konveyörler vasıtası ile sağlanmaktadır. Arıtma çamuru gazlaştırıcıya hava sızdırmaz kapak vasıtası ile beslenmektedir ve beslenmeden önce biriketlenmektedir. Gazlaştırıcının yukarı akışlı olarak çalıştırıldığı varsayılmıştır.

Çamurun ısısal değeri 3000 kcal/kg olarak kabul edilmiştir. Kurutma işleminden çıkan çamurun katı madde içeriği %90 olarak kabul edilmiştir.

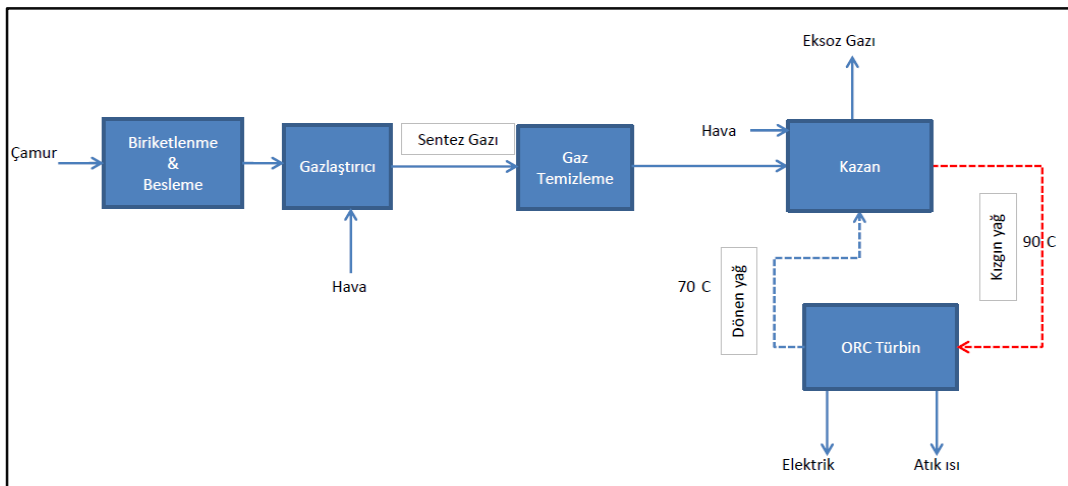
1. ve 2. Senaryoda oluşan gaz siklondan geçtikten sonra ısısal verimi %90 olan kazanda %20 hava fazlası ile yakılmaktadır. Kazanda oluşan ısı, kazanın içinden geçen yağın sıcaklığını artırır ve kızgın yağ oluşumunu sağlar. Oluşan kızgın yağ ORC türbine gönderilir. 1. ve 2. Senaryo için ORC'nin elektrik dönüşüm verimi %21, içsel ısı kaybı ise %3 olarak kabul edilmiştir. 3. senaryoda kullanılan gaz motorunun verimi ise %35 olarak kabul edilmiştir.

Oluşan atık ısının çamur kurutma işlemi için kullanıldığı kabul edilmiştir ve atık ısının iktisadi değeri hesaba katılmamıştır.

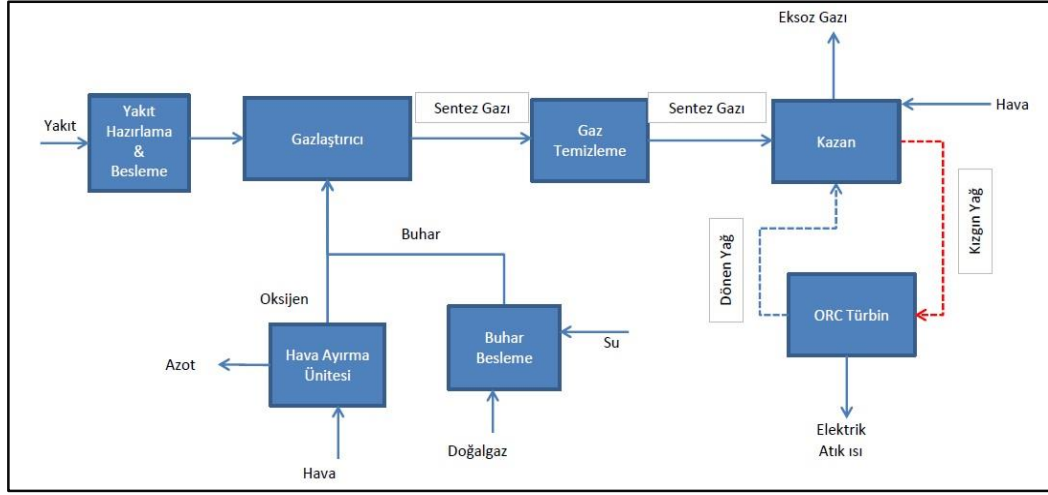
1. ve 2. Senaryoda gazlaştırıcıdan çıkan sentez gazı siklondan geçmektedir ve kazana girene kadar sentez gazının sıcaklığı katranın yoğunlaşma sıcaklığının altına düşmeyeceği kabul edilmiştir. 3. senaryoda ise daha kapsamlı bir gaz arıtımı kullanılmıştır. Gazlaştırma işleminin ısısal verimi %80 olarak kabul edilmiştir.

Sistemlerin yıllık çalışma süresi 330 gündür ve 3 vardiya olarak çalışacağı kabul edilmiştir.

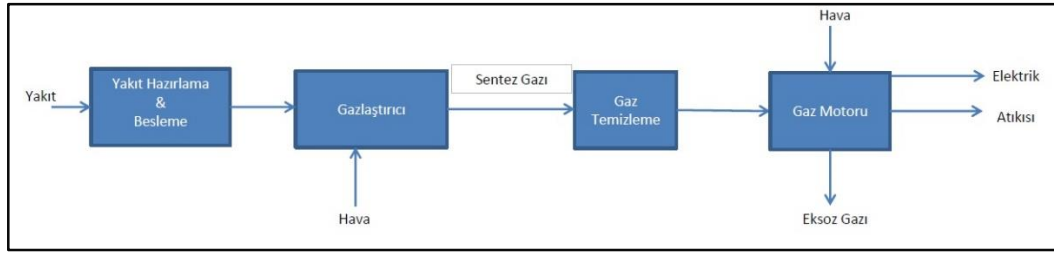
3 senaryo şematik olarak Şekil 3.1, Şekil 3.2 ve Şekil 3.3'de gösterilmiştir.



Şekil 3.1: 1. Senaryonun şematik olarak gösterimi.



Şekil 3.2: 2.Senaryonun şematik olarak gösterimi.



Şekil 3.3: 3.senaryonun şematik olarak gösterimi.

1. ve 3.Senaryo için sentez gazı oluşum oranı  $2,5 \text{ Nm}^3/\text{kg}$  arıtma çamuru olarak kabul edilip [Reed and Das, 1988] denklem 3.1 vasıtası ile oluşan sentez gazının ısı değeri  $4 \text{ MJ/m}^3$  olarak hesaplanmıştır. 2. Senaryoda ise literatürdeki sentez gazı ısı değerleri incelenerek ısı değeri kabulü yapılmıştır.

$$\frac{\text{Oluşacak gazın ısı değeri}}{\text{ısı değeri}} = \frac{\text{Yakıtın ısı değeri} \times \text{Gazlaştırma verimi}}{\text{Sentez gazı oluşum verimi}} \quad (3.1)$$

2.Senaryoda 1.senaryoda kullanılan farklı bir gazlaştırma maddesi (su buharı ve oksijen) kullanılmıştır. Daha önceden de belirtildiği üzere gazlaştırma maddesi olarak oksijen ve su buharı da gazlaştırıcının içine beslenebilir. Böylece sentez gazını seyrelten azotun reaktörün içine girmesi engellenir ve su buharının  $\text{H}_2$  'ye dönüşmesi sağlanır bu durum da daha yüksek ısı değere sahip sentez gazı elde edilmesini mümkün kılar. Oksijenin gazlaştırma maddesi olarak kullanılması için havadaki oksijenin ayırma işlemine tabi tutulması gerekmektedir. Oksijenin havadan ayrılması için hava ayırma üniteleri kullanılmaktadır. Bu hava ayırma üniteleri için ticari olarak daha çok VPSA

Vacuum Pressure Swing Adsorption (VPSA) ve Pressure Swing Adsorption (PSA) sistemleri kullanılmaktadır. PSA tipi oksijen jeneratörleri daha düşük oksijen debisi ihtiyacı için kullanılmakla beraber ilk yatırım maliyetleri VPSA sistemlere göre düşüktür. Ayrıca PSA sistemlerin işletilmesi için gereken birim elektrik enerjisi VPSA sistemlere göre yaklaşık olarak 2 katıdır. Bu nedenle hava ayırma üniteleri için 2A ve 2B senaryoları için PSA sistemleri kullanılırken 2C senaryosu için ise VPSA sistemleri kullanılmıştır. Bu seçimin sebebi VPSA ünitelerin işletme maliyetlerinin PSA ünitelerinin yaklaşık yarısı kadar olmasıdır. Buna karşın PSA ünitelerinin ilk yatırım maliyetleri VPSA ünitelerine göre daha düşüktür. 2C senaryosunda gereken O<sub>2</sub> debisi yüksek olduğundan VPSA sistemleri daha ekonomik olmaktadır.

Oksijen ve su buharının gazlaştırıcı maddesi olarak kullanıldığı durumda gazlaştırıcı oranı (G.O) kullanılmaktadır. G.O denklem 3.2’de G.O’nun sınırları ise denklem 3.3’te gösterilmiştir [Aznar et al., 1997].

$$G.O = \frac{(H_2O + O_2) \text{ kg}}{\text{Kuru Külsüz Biyokütle kg}} \quad (3.2)$$

$$0,7 < G.O < 1,6 \quad (3.3)$$

Görüldüğü üzere G.O değeri O<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub>O’dan oluşmaktadır ve eşit G.O değerleri için farklı H<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub> oluşması mümkündür. Bundan dolayı literatürde tanımlı H<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub> aralığı bulunmaktadır.

$$2 < \frac{H_2O}{O_2} < 3 \quad (3.3)$$

Hesaplamalarda öncelikle bir sitokiyometrik oran seçilip beslenecek oksijen miktarı hesaplandıktan sonra bir tanımlı aralıkta bir H<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub> oranı seçilir. Daha sonra bu orana göre H<sub>2</sub>O miktarı hesaplanıp, G.O değerinin istenilen aralıkta olup olmadığı kontrol edilmiştir. Bu değerler tasarım değerleri olup, işletme sırasında değiştirilebilecek esnekliğe sahiptir, bu sayede gazlaştırıcının optimizasyonu sağlanabilecektir. Oluşan sentez gazının ısı değeri olarak 12 MJ/Nm<sup>3</sup> kabul edilmiştir. Bu değer için Tablo 3.2’deki alt sınır değerlere yakın değerler kullanılmıştır [Basu, 2013]. Oluşacak sentez gazı için 1 Nm<sup>3</sup>/kg yakıt oranı olarak kabul edilmiştir. Literatürdeki değerlere bakıldığında Aznar et al., yaptığı çalışmada gazlaştırıcı oranı

ve H<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub> bu çalışmadaki gibi olmakla beraber oluşan sentez gazı oranı 0,85-1,2 Nm<sup>3</sup>/kg arasında olduğundan seçilen sentez gazı oluşum oranı kabul edilebilir aralıktadır [Aznar et al., 1997].

Tablo 3.2: Kullanılan Gazlaştırma maddesine göre oluşan sentez gazının ısı değerleri.

Gazlaştırma Maddesi	Isıl değer (MJ/Nm <sup>3</sup> )
Hava	4-7
Buhar	10-18
Oksijen	12-28

Kuru ve külsüz arıtma çamuru (CH<sub>1,5</sub>O<sub>0,5</sub>) için stokiyometrik O<sub>2</sub> ihtiyacı (SOİ) yaklaşık olarak 1,7 kg O<sub>2</sub>/kg kuru külsüz arıtma çamuru (kkaç) olarak hesap edilmiştir. Beslenecek O<sub>2</sub> miktarı stokiyometrik oranın 0,3'ü kadarı seçilmiştir. Beslenecek O<sub>2</sub> oranı ve miktarı denklem 3.4 ve 3.5 vasıtası ile hesaplanmıştır.

$$\text{Beslenecek } O_2 \text{ oranı (BOO)} = SOİ \times \alpha \quad (3.4)$$

$$\text{Beslenecek } O_2 \text{ miktarı} = BOO \times YBD \times \frac{(100 - \%kül - \%nem)}{100} \quad (3.5)$$

Gereken buhar debisi ise yakıt içindeki karbon miktarına bağlıdır. Kuru ve külsüz yakıtın içindeki karbon oranı Denklem 3.6 kullanılarak 0,526 olarak hesaplanmıştır. Kuru ve külsüz arıtma çamurunun içindeki karbonun buharla birebir (mol olarak) tepkimeye girdiği kabul edilip beslenecek buhar oranı denklem 3.6 vasıtası ile 0,8 kg H<sub>2</sub>O/ kkaç olarak hesaplandıktan sonra beslenecek H<sub>2</sub>O miktarı her senaryoya göre denklem 3.8 kullanılarak hesaplanmıştır.

$$\text{Karbon Oranı} = \frac{\text{kg karbon}}{1 \text{ kg kuru külsüz arıtma çamuru}} \quad (3.6)$$

$$\text{Beslenecek } H_2O \text{ oranı (BHO)} = \frac{MA_{\text{buhar}}}{MA_{\text{karbon}}} \times \text{Karbon Oranı} \quad (3.7)$$



$$\text{Beslenecek } H_2O \text{ miktarı} = BHO \times YBD \times \frac{(100 - \%k\ddot{u}l - \%nem)}{100} \quad (3.8)$$

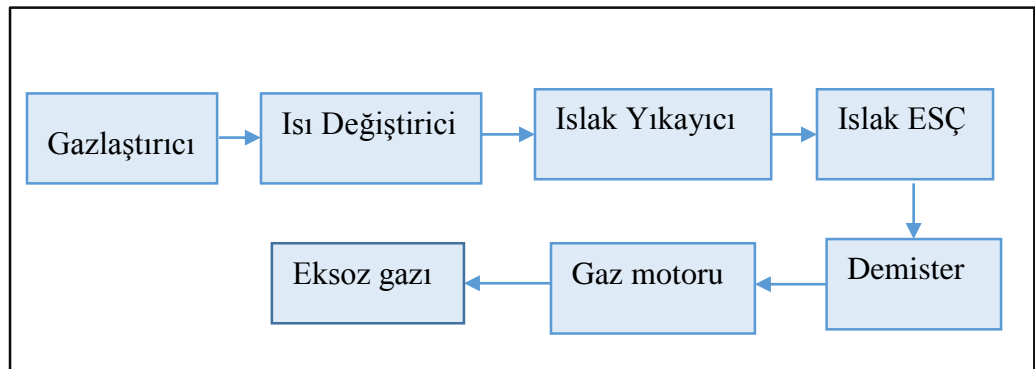
Burada MA; moleküler ağırlığı ifade etmektedir.

Gazlaştırıcı oranı 1,3 (kg O<sub>2</sub>+kg H<sub>2</sub>O)/kg külsüz kuru çamur olarak hesaplanmıştır. Bu gazlaştırma oranı yukarıda da belirtilen; istenilen G.O olan 0,6 ile 1,6 arasında olduğundan uygundur. Yüksek G.O değerlerinde yüksek katran giderimleri gözlemlenmektedir örneğin G.O'nun 0,7'den 1,2'ye artırılmasıyla %85 katran giderimi elde edilmiştir [Aznar et al., 1997]. Dolayısıyla hesap edilen G.O için düşük katran derişimleri beklenmektedir.

Diğer bir kontrol edilmesi gereken oran H<sub>2</sub>O/O<sub>2</sub> (mol/mol) oranıdır. Bu oranın 2 ile 3 arasında olması istenmektedir. Denklem 3.5 ve 3.8'de elde edilen değerler oranlanarak 2,84 (mol/mol) hesaplanmıştır. Hesaplanan bu değer eşitlikte (3.3) görüldüğü gibi istenilen aralıktadır.

3.Senaryonun ilk 2 senaryodan farkı sentez gazından enerji elde edilmesi için gaz motorunun kullanılması ve bu durumun gerekliliği olarak oluşan sentez gazının daha kapsamlı bir gaz arıtım sisteminden geçmesidir. Gazlaştırma sonucunda elde edilen sentez gazı, gaz motorlarında kullanılarak daha yüksek verimde elektrik enerjisine çevrilebilmektedir. Fakat bu işlem için oluşan sentez gazının gaz temizlemeye tabi tutulması gerekmektedir zira gaz motorları sentez gazının içindeki safsızlıklara karşı ısı kazanlarına göre daha hasastır. Sentez gazı yeterince temizlenmeden gaz motoruna beslenirse gazın içindeki safsızlıklar (katran, PM vb.) motorun verimli çalışmasını engellediği gibi motorun ömrünü de azaltır. Bu sebepten dolayı 3. senaryoda ilk 2 senaryodaki gaz arıtımından daha detaylı bir gaz arıtımı kullanılmıştır. Sentez gaz arıtımı için yapılan arıtımın işletme maliyeti için ön görülen kesin bir değer bulunmamaktadır. Bununla birlikte bu çalışmada daha önce yapılan bir çalışmada kullanılan gaz arıtım maliyetleri kullanılmıştır. Newby et al. 'un yaptığı çalışmada kömür gazlaştırması sonucu oluşan sentez gazının katı oksit yakıt hücrelerine beslenebilecek kalitede sentez gazı eldesi için gereken gaz arıtımı için birim maliyet hesabı yapılmıştır [Newby et al., 2002]. Geleneksel yöntem ve yeni yöntem arasındaki farklar incelenmiştir. Newby et al 'un yaptığı çalışmada geleneksel yöntem ile sentez gazının arıtılması için işletme maliyeti 14\$/1000 kg sentez gazı olarak belirtilmiştir. Aslında bu çalışma için kullanılacak birim gaz arıtım maliyeti daha düşük alınabilir çünkü katı oksit yakıt hücreleri için kullanılan sentez gazı daha

yüksek verimde arıtım gerektirdiğinden maliyeti de daha yüksek olacaktır. Buna karşın gaz motoru için gereken sentez gazı arıtımı nispeten daha düşük olduğundan birim maliyeti de daha düşük olacaktır. Ancak söz konusu çalışmadaki sentez gazı debisinin daha yüksek olması ve çalışmanın daha önceki bir seneye ait olması gibi sebeplerden ötürü bu çalışmada 3.senaryo için kullanılacak sentez gazı arıtım maliyeti Newby et al. un yaptığı çalışmadaki gaz arıtım değerine (14 \$/1000 kg sentez gazı) eşit olduğu kabul edilmiştir. Şekil 3.3'de görüldüğü üzere kurutma tesisinden %90 KM ile gelen atıksu arıtma çamuru yakıt hazırlama işleminden geçtikten sonra gazlaştırıcıya beslenir. Gazlaştırıcıda, gazlaştırma maddesi olarak 1.senaryodaki gibi hava kullanılmıştır. Oluşan sentez gazının sırasıyla ısı değiştirici, ıslak yıkayıcı, ıslak elektrostatik çöktürücü ve demisterden geçtikten sonra gaz motoruna beslendiği kabul edilmiştir. Isı değıştiricide gazlaştırıcıya giren havanın ısıtılıp, sistemin soğumasının önlenmesi amaçlanmıştır. Islak yıkayıcı ise gazın içindeki asit gazların ve partiküllerin tutulması amacı ile kullanılmıştır. Elektrostatik filtre sentez gazının içinde bulunan daha ince partikül maddelerin tutulmasını sağlamaktadır. Demister ünitesinde ise gazın içindeki nemin alınması sağlanmaktadır. Kullanılan gaz arıtım ünitelerinin sentez gazını gaz motoruna besleyebilecek kaliteye getirdiği ve sentez gazının ısıl değerini değıştirmedeğı kabul edilmiştir. Gaz temizleme hattı şematik olarak Şekil 3.4'de gösterilmiştir.



Şekil 3.4: Sentez gazının arıtımı için 3.senaryoda kabul edilen gaz arıtım hattının şematik gösterimi.

Literatürdeki çalışmalarda oluşan sentez gazının içeriğı de göz önüne alındığında Tablo 3.3'deki sentez gazı kompozisyonu kabul edilip sentez gazının yoğunluğu hesaplanmıştır. Tablodaki değıerler kabul edilerek gazların moleküler

ağırlıkları göz önünde bulundurularak, oluşan gazın moleküler ağırlığı 26,36 gr/mol, yoğunluğu ise 1,1775 gr/litre olarak hesaplanmıştır.

Tablo 3.3: Oluşacak sentez gazının tahmini içeriği.

Gaz Bileşeni	%
N <sub>2</sub>	55
H <sub>2</sub>	11
CO	13
CO <sub>2</sub>	13
CH <sub>4</sub>	3
H <sub>2</sub> O	5

Yapılan kabuller neticesinde oluşturulan 3 senaryonun uygulanmasında teknolojik olarak büyük bir zorluk bulunmamaktadır. Sadece 3.senaryoda oluşan sentez gazının uygun bir şekilde arıtılması gerekmektedir. Önerilen arıtma akış şemasıyla arıtılmış sentez gazı istenilen kalitede olmazsa proseste iyileştirme yapılması gerekebilir.

## 3.2. İktisadî Analizi

Oluşturulan senaryoların iktisadî açıdan analiz edilebilmesi için sistemlerin gelir ve giderlerinin iyi bilinmesi gerekmektedir. Bu çalışma için sistemleri gelir ve giderleri ilk yatırım maliyeti, işletme maliyeti ve işletme gelirleri başlıkları altında incelenmiştir.

### 3.2.1. İlk Yatırım Maliyeti

Bu bölümde Bölüm 3.1’de anlatılan senaryolar için ilk yatırım maliyetleri için yapılan hesaplamalar ve kabuller verilmiştir.

Bu çalışma için gazlaştırma sisteminin ilk yatırım maliyetleri; gazlaştırma sisteminin ve enerji çevrim sisteminin ilk yatırım maliyeti olarak kabul edilmiştir. İlk yatırım maliyeti hesabı için gazlaştırıcı, siklon, ve diğer yardımcı ekipmanlar tek bir birim olarak düşünülmüştür. Birim maliyeti için ise Türkiye’de biyokütle gazlaştırma

sistemleri kuran Mimsan Grup ile görüşülmüştür. Mimsan firması ile yapılan kişisel görüşme sonucunda gazlaştırma sistemlerinin birim maliyeti; 500-3000 kWe üreten sistemler için 2600 \$/kWe, 500kWe'den daha düşük olan sistemler için ise 3000 \$/kWe olarak kabul edilmiştir. Gazlaştırma reaktörünün maliyetleri 1.senaryonun A, B ve C kapasiteleri için hesaplanmıştır ve 2. senaryonun A, B ve C kapasiteleri için de aynı ilk yatırım maliyetlerinin geçerli olduğu kabul edilmiştir. 3.senaryoda ise gaz temizleme ekipmanlarının maliyetleri 1.senaryo için hesaplanan gazlaştırıcı maliyetlerinin %50'si olarak kabul edilmiştir. Bundan dolayı 3.senaryo için gazlaştırıcının ilk yatırım maliyetinin hesabı yapılırken 1.senaryodaki maliyetler 1,5 ile çarpılmıştır. Gazlaştırma sistemi için ilk yatırım maliyeti denklem 3.9 kullanılarak hesaplanmıştır.

$$\frac{\text{Gazlaştırıcı için İlk Yatırım Maliyeti}}{\text{Üretilen Elektrik Enerjisi}} = \text{Birim Enerji İçin İlk yatırım Maliyeti} \quad (3.9)$$

50 kg/saat'lik sistemler için sistemlerin ömrü 10 yıl, 1 ve 2 ton/saat'lik sistemler içinse sistemlerin ömrü 20 yıl olarak kabul edilmiştir. Yatırım ücretlerinin yıpranma hesapları geçen her sene için eşit olacak şekilde kabul edilip üretilen elektrik başına yıpranma denklem 3.10 ve 3.11 kullanılarak hesaplanmıştır.

$$\text{Saat Başına Düşen Yıpranma} = \frac{\text{Gazlaştırıcı için İlk yatırım Maliyeti}}{\text{Sistemin Ömrü}} \quad (3.10)$$

$$\frac{\text{Üretilen Elektrik Başına Düşen Yıpranma}}{\text{Saatte üretilen elektrik}} = \text{Saat başına düşen yıpranma} \quad (3.11)$$

ORC' türbininin ilk yatırım maliyeti 250 kWe'nın altındaki sistemler için 1500 €/kWe, 250-1500 kWe'nin arasındaki sistemler için ise 1000 €/kWe olarak kabul edilmiştir. Gaz motorunun ilk yatırım maliyetleri için ise bu çalışma kapsamındaki kapasiteler için 1000 €/kWe olarak kabul edilmiştir. Senaryolarda enerji çevrim üniteleri için üretilen elektrik başına ilk yatırım maliyetleri yine denklem 3.10 ve 3.11 kullanılarak hesaplanmıştır.

2.senaryoda kullanılan hava ayırma ünitelerinin (HAÜ) ilk yatırım ve işletme maliyetleri için Türkiye'de bu tip sistemler kuran Genatek A.Ş ile yapılan görüşme

sonucunda Tablo 3.4'de gösterilen ilk yatırım ve işletme maliyetleri yaklaşık olarak elde edilmiştir. İlk yatırım maliyetinin yıpranma payı ve üretilen birim elektrik başına yıpranma oranı aşağıdaki gibi hesaplanmıştır. 2.senaryo için yapılan hesaplamalarla 1. Senaryo için yapılan hesaplar arasındaki fark; 2. Senaryoda oksijen ayırma sisteminin kullanılması ve buhar üretiminin yapılmasıdır. Hava ayırma ünitesi ve buhar besleme dışında maliyet ve giderlerde bir değişme olmadığı kabul edilmiştir. HAÜ'lerin üretilen elektriğe göre yıpranma payı denklem 3.12 ve 3.13 kullanılarak hesaplanmıştır.

Tablo 3.4: Hava ayırma ünitelerinin ilk yatırım ve işletme maliyetleri.

Senaryo	2A	2B	2C
O <sub>2</sub> kapasitesi (m <sup>3</sup> O <sub>2</sub> /saat)	10-15	200-220	400-450
HAÜ tipi	PSA	PSA	VPSA
İlk yatırım maliyeti (€)	30.000	400.000	900.000
Elektrik gideri kWe/Nm <sup>3</sup> O <sub>2</sub>	1	1	0,5
Senelik bakım maliyeti (ilk yatırım maliyetinin %'si)	%3	%3	%6
Tesis ömrü (yıl)	20	20	20

$$HAÜ'nün Saatlik Yıpranma Payı = \frac{\text{İlk yatırım maliyeti}}{\text{Tesis ömrü}} \quad (3.12)$$

$$HAÜ'nün Üretilen Elektriğe Göre Yıpranma Payı = \frac{\text{Saatlik Yıpranma Payı}}{\text{Saatte Üretilen Elektrik}} \quad (3.13)$$

Yapılan hesaplamalarda döviz kurları dönüştürülürken 1 \$ = 2,6 TL ve 1 € = 2,8 TL olarak kabul edilmiştir. Yapılan kabuller neticesinde elde edilen ilk yatırım maliyetleri Tablo 3.5 'de gösterilmiştir.

Tablo 3.5: Senaryoların ilk yatırım maliyetleri.

	S1A	S1B	S1C	S2A	S2B	S3C	S3A	S3B	S3C
Gazlaştırma ve Gaz temizleme takımı (1000 \$)	82,25	1.235	2.470	82,25	1.235	2.470	123,4	1.852,5	3.705
Enerji Çevirme Ekipmanı (1000 \$)	38,770	511,540	1.023,08	45,230	603,08	12.170	44	844	1.689
Hava Ayırma Ünitesi (1000 \$)	-	-	-	32,38	430,67	969,23	-	-	-
İlk Yatırım Maliyeti Toplam (1000 \$)	121,020	1.746,54	3.493,08	159,86	2.268,75	4.656,23	167,375	2.696,5	5.394

### 3.2.2. İşletme Maliyeti

Bu çalışma kapsamında göz önünde bulundurulan işletme maliyetleri; işçi maliyeti (iş gücü) , yakıt maliyeti (hammadde), bakım maliyeti, gaz arıtım maliyeti (3.senaryo için) ve elektrik maliyeti (enerji) olarak kabul edilmiştir.

Sistemdeki çalışan maliyetleri hesaplanırken Tablo 3.6'deki çalışan maaşları baz alınmıştır. Her senaryo için çalışanların sayısı ve çalışma saatleri farklılık göstermektedir. Çalışanların haftalık çalışma süresi 45 saat olarak kabul edilip bu sürenin üzerindeki çalışma %50 fazla mesai olarak hesaplanmıştır. 3 Operatör haftalık mesai saatleri (M.S) olarak 45 saat çalıştıktan sonra kalan 33 saat de mesai fazlası (M.F.) olarak aralarında bölüştürülerek aldıkları ücretin %50 fazlası üzerinden maaşları hesaplanmıştır. Sistemlerin mevcut bir arıtma tesisine kurulacağı göz önüne alınıp, bazı çalışanların yarı zamanlı olarak bu ünitelerde çalıştıkları kabul edilip ücretler hesaplanmıştır. Sistem 24 saat çalışacağından operatörlerin 3 vardiya olarak çalıştığı kabul edilmiştir. 50 kg/saatlik sistem için daha düşük çalışan sayısına ihtiyaç olurken 1 ve 2 ton/saatlik sistemler için daha fazla çalışan gücüne ihtiyaç duyulmaktadır. Genel olarak 1 ve 2 ton/saatlik sistemin çalışan gücü birbirine eşit olarak kabul edilmiştir. 3.senaryoda 1.ve 2. Senaryodan farklı olarak gaz temizleme sistemi için de bir operatör çalıştırılacağı kabul edilmiştir. Çalışanların sayısı ve niteliği Tablo 3.7'de gösterilmiştir.

Tablo 3.6: Çalışanların saatlik ücretleri.

Çalışan	Saatlik Ücreti (TL/saat)
Operatör	14
Tekniker	16
Mühendis	23

Tablo 3.7: Senaryoların çalışan dağılımları ve haftalık ücretleri.

Senaryo		1A	1B	1C	2A	2B	2C	3A	3B	3C
Operatör (saat/hafta)	M.İ	135	135	135	135	135	135	135	270	270
	M.F	33	33	33	33	33	33	33	66	66
Tekniker (saat/hafta)		18	30	30	18	30	30	45	27	27
Mühendis (saat/hafta)		27	45	45	27	45	45	45	27	27
Toplam ücret (TL/hafta)		3592	4098	4098	3592	4098	4098	4338	6219	6219
Toplam ücret (\$/hafta)		1344	1576	1576	1344	1576	1576	1668	2392	2392

Çalışan maliyetlerinin üretilen birim elektiriğe göre maliyeti Tablo 3.6 ve Tablo 3.7’deki değerler gözüne alınarak Denklem 3.14 kullanılarak hesaplanmıştır.

$$\text{İşçi maaliyeti} = \frac{\text{Haftalık Çalışan Ücreti}}{\text{Haftalık Üretilen Elektrik}} \quad (3.14)$$

Sistem bakımlarının 6 ayda bir kere yapıldığı kabul edilmiştir. Farklı kapasitedeki gazlaştırıcılar için farklı bakım maliyetleri ön görülmüştür. Ön görülen bakım maliyetleri Tablo 3.8’de gösterilmiştir. Bu maliyetlere 2. Senaryolardaki hava ayırma ünitelerinin bakım maliyetleri dahil değildir. Hava ayırma ünitelerinin bakım maliyetleri ayrıca hesaplanmıştır. Üretilen birim elektrik başına bakım maliyetleri denklem 3.15’teki kullanılarak hesaplanmıştır.



Tablo 3.8: Öngörülen bakım ücretleri.

Senaryo	Bakım Ücreti (\$)
1A	4000
1B	8.000
1C	10.000
2A	4.000
2B	8.000
2C	10.000
3A	5.000
3B	10.000
3C	15.000

$$\text{Bakım maliyeti} = \frac{\text{Bakım ücreti}}{2 \text{ Bakım süresi Arasındaki Sürede Üretilen Elektrik}} \quad (3.15)$$

Sistem çalışırken sistemin harcadığı elektrik (fan, motor, pompa vb. makinaların harcadığı elektrik) ürettiği elektriğin %7,5'i olarak kabul edilmiştir. Harcanan elektriğin fiyatı, üretilen elektriğin satış fiyatı üzerinden hesaplanmıştır. 2.Senaryoda kullanılan hava ayırma ünitesinin ve 3. Senaryoda kullanılan sentez gazı arıtım ekipmanlarının harcadığı elektrik bu kabul edilen yüzdeye dahil değildir. 2. ve 3. Senaryo için söz konusu elektrik giderleri sırası ile hava ayırma ünitesinin giderleri ve gaz arıtım giderleri olarak ayrıca hesaplanmıştır.

Diğer senaryolardan farklı olarak 2.senaryo için kullanılan hava ayırma ünitesinin de bakım ve elektrik giderleri bulunmaktadır. Tablo 3.4'de verilen kabullere göre bakım ve elektrik giderleri denklem 3.16, 3.17, 3.18 ve 3.19 kullanılarak hesaplanmıştır.

$$\text{Saatlik bakım maliyeti} = \frac{\text{Senelik Bakım Maliyeti}}{1 \text{ yıl} \times 365 \frac{\text{gün}}{\text{yıl}} \times 24 \frac{\text{saat}}{\text{gün}}} \quad (3.16)$$

$$\frac{\text{Üretilen elektrik}}{\text{bazında bakım maliyeti}} = \frac{\text{Saatlik Bakım Maliyeti}}{\text{Saatte Üretilen Elektrik}} \quad (3.17)$$

$$\text{Harcanan Elektrik} = \text{Üretilen } O_2 \times \frac{\text{Birim } O_2 \text{ için}}{\text{Harcanan Elektrik}} \quad (3.18)$$

$$\text{Elektrik Giderleri} = \frac{\text{Harcanan elektriğin ücreti}}{\text{Üretilen elektrik}} \quad (3.19)$$

2. senaryodaki bir diğer işletme maliyetini sisteme oksijenle beraber beslenecek olan su buharı oluşturmaktadır. Bu işlem için suyun buharlaştırılması gerekmektedir veya kurutma sisteminde iyileştirme yapılarak kurutma sisteminde buharlaştırılan suyun reaktöre beslenmesi sağlanabilir. Mevcut senaryo için suyun şebekeden alınarak doğalgaz vasıtası ile ısıtılıp buhar elde edildiği ve bu buharın reaktöre beslendiği kabul edilmiştir. Kullanılacak su fiyatı için İSKİ'nin sanayi tesisleri için uyguladığı birim su fiyatı olan 9,14 TL/m<sup>3</sup> ücret olarak esas alınmıştır [Web1, 2015]. 1 kg suyu buharlaştırmak için gereken ısı miktarı 640 kcal (0,74432 kWsa) olarak kabul edilmiştir. Kullanılacak doğal gazın birim satış fiyatı 0,094129 kWsa/TL olarak kabul edilmiştir [Web2, 2015]. Su buharının gazlaştırma maddesi olarak kullanılmasından kaynaklanan işletme maliyetinin birim elektrik başına oranı denklem 3.20, 3.21 ve 3.22 kullanılarak hesaplanmıştır.

$$\frac{\text{Beslenen suyun}}{\text{maliyeti (BSM)}} = \text{Saatlik su beslemesi} \times \text{Suyun maliyeti} \quad (3.20)$$

$$\frac{\text{Doğalgazın}}{\text{maliyeti (DM)}} = \frac{\text{Suyu buharlaştırmak}}{\text{için gereken ısı}} \times \frac{\text{Doğal gazın}}{\text{birim ısı ücreti}} \quad (3.21)$$

$$\frac{\text{Kullanılan doğal gaz ve suyun}}{\text{üretilen enerji başına maliyeti}} = \frac{\text{BSM} + \text{DM}}{\text{Üretilen Elektrik Enerjisi}} \quad (3.22)$$

3. Senaryoda diğer senaryolardan farklı olarak sentez gazı arıtılmaktadır. Dolayısıyla bu sentez gaz arıtım sisteminin bir işletme gideri olacaktır. Bu işletme maliyeti daha önce de belirtildiği üzere Newby et al'un yaptığı çalışmada kabul edilen 14\$/1000kg sentez gazı baz alınarak denklem 3.23, 3.24, 3.25 ve 3.26 kullanılarak hesaplanmıştır [Newby et al., 2002].

$$\text{Saatlik Sentez Gazı Debisi (SSD)} = \frac{\text{Birim Yakıt}}{\text{Oluşan Sentez Gazı}} \times \frac{\text{Yakıt}}{\text{Besleme debisi}} \quad (3.23)$$

$$\text{Saatlik kütleli sentez gazı debisi (SKGD)} \left( \frac{\text{kg}}{\text{saat}} \right) = \text{SSD} \times \rho_{\text{gaz}} \quad (3.24)$$

$$\text{Saatlik gaz arıtım maliyeti} = \text{SKGD} \times \text{Gaz Arıtım Maliyeti} \quad (3.25)$$

$$\frac{\text{Üretilen elektrik başına}}{\text{gaz arıtım maliyeti}} = \frac{\text{Saatlik gaz arıtım maliyeti}}{\text{Saatte üretilen elektrik}} \quad (3.26)$$

### 3.2.3. İşletme Gelirleri

Bir yakıtın gazlaştırma işlemine tabi tutulması sonucunda ürün olarak sentez gazı ve çar oluşmaktadır. Eğer bu yakıt biyokütle ise oluşan çar “biyoçar” olarak adlandırılır. Oluşan sentez gazı ısı bir değer ihtiva etmektedir. Bu çalışma kapsamında elde edilen sentez gazı uygun enerji çevrim ekipmanları ile elektrik enerjisine çevrildiği düşünülmüştür. Enerji çevrimi yapılırken elektrik enerjisinin yanı sıra kaçınılmaz olarak atık ısı da elde edilmektedir. Yani bu çalışma kapsamında oluşan ve iktisadi değeri olan ürünler biyoçar, atık ısı ve elektrik enerjisidir. Biyoçar tarımda organik gübre, endüstride aktif karbon veya iyon değiştirici olarak kullanılabilir. Yurtdışındaki piyasalara bakıldığında tarım için kullanılan biyoçarların 150-200 \$/ton gibi satış ücretleri olduğu görülmektedir. Fakat arıtma çamurlarından elde edilecek biyoçarın kullanılabilirliği kesin olarak bilinmediği için bu çalışmada biyoçarın iktisadi değeri göz önüne alınmamıştır. Zira oluşacak biyoçar tarımda kullanılacak kalitede olabileceği gibi bertarafı için ücret ödenmesi de gerekebilir. Bu durumun netleştirilebilmesi için oluşacak biyoçarın tahkik edilmesi gerekmektedir. Aynı şekilde oluşan atık ısının çamurun kurutulması için harcadığı kabulü yapıldığı için atık ısının da direkt olarak bir ekonomik getirisi olmadığı kabul edilmiştir. Elektrik enerjisi ise biyokütleden elde edildiği için devlet tarafından teşvik edilmektedir. Enerji Bakanlığı, biyokütleden elde edilen elektrik enerjisine 13,3 cent/kWe (133 \$/MWe) olarak teşvik vermektedir (Tablo 3.9) [ResGaz 3, 2005]. Ayrıca elektriği elde edecek sistemlerin her bir birimi eğer yerli olarak üretilirse fazladan teşvik alınması mümkündür (Tablo 3.10). Gazlaştırma ve gaz temizleme

gruplarının üretimini yapan firmalar yurtiçinde de bulunduğundan gazlaştırma ve gaz temizleme grupları yerli üretim olarak yapılabilir. Dolayısı ile devletin biyokütle gazlaştırılması sonucu oluşan elektrik için verdiği teşvik toplamda 13,9 cent/kWe (139 \$/MWe) olmaktadır. Bu çalışmada da üretilen elektrik enerjisinin satışından kazanılan gelir 139 \$/MWe olarak kabul edilmiştir.

Tablo 3.9: Yenilenebilir enerji üretimi için devletin üretilen elektrik başına uyguladığı teşvik miktarları.

Yenilenebilir Enerji Kaynağına Dayalı Üretim Tesis Tipi	Uygulanacak Fiyatlar (ABD doları cent/kWh)
a. Hidroelektrik üretim tesisi	7,3
b. Rüzgar enerjisine dayalı üretim tesisi	7,3
c. Jeotermal enerjiye dayalı üretim tesisi	10,5
d. Biyokütleyle dayalı üretim tesisi	13,3
e. Güneş enerjisine dayalı üretim tesisi	13,3

Tablo 3.10: Biyokütleden enerji elde eden sistemlerin yerli üretim olduğu durum için teşvik miktarları.

Tesis Tipi	Yurt İçinde Gerçekleşen İmalat	Yerli Katkı İlavesi (ABD Doları cent/kWh)
Biyokütle enerjisine dayalı üretim tesisi	Akışkan yataklı buhar kazanı	0,8
	Sıvı veya gaz yakıtlı buhar kazanı	0,4
	Gazlaştırma ve gaz temizleme grubu	0,6
	Buhar veya gaz türbini	2,0
	İçten yanmalı motor veya stirling motoru	0,9
	Jeneratör ve güç elektroniği	0,5
	Kojenarasyon sistemi	0,4

Biyokütleden enerji üreten sistemler için enerjinin birim maliyeti hesaplanırken yakıt olarak beslenecek biyokütlenin de ücretinin hesap edilmesi gerekmektedir. Fakat arıtma çamuru arıtma tesisleri için uzaklaştırılması gereken bir atık olduğundan, bu atıkların bertarafı için ücret verilmektedir. Bu sebepten dolayı sisteme beslenecek arıtma çamurunun maliyeti olmadığı gibi çamurun tesis içinde bertaraf edilmesi bertaraf giderlerinin azaltılmasını sağlayacaktır. Yani gazlaştırma işlemi gerçekleştiğinde ödenmesi gerekmeyen “bertaraf maliyeti” sistemin geliri olarak hesaba katılabilir. Bu gelir hesaplanırken mevcut durumdaki en iktisadi bertaraf yöntemi için harcanan maliyet göz önünde bulundurulmuştur. Mevcut durumdaki en iktisadi yöntem arıtma çamurlarının çimento fırınlarında ek yakıt olarak kullanılmasıdır. Ek yakıt olarak kullanılacak arıtma çamuru kimyasal ve fiziksel özelliklerine göre ücretlendirilmektedir. Arıtma çamurunun kurutma işlemi sonucundaki fiziksel özellikleri ele alındığında (<90 KM) ton başına bertaraf ücreti yaklaşık olarak 30-40 TL/tondur. Bu ücrete nakliye ücreti de eklendiğinde bertaraf ücreti toplamda 45-60 TL/ton civarında olmaktadır. Çamur bertarafından kaynaklanan gelir ortalama olarak 50 TL/ton olarak kabul edilmiştir. Gazlaştırılan çamurun bertarafı sonucunda elde edilen bertaraf gelirinin üretilen birim elektrik başına geliri denklem 3.27 kullanılarak hesaplanmıştır.

$$\frac{\text{Üretilen Elektrik Başına Kazanılan Gelir}}{\text{Saatte Üretilen Elektrik}} = \frac{\text{Saatlik Beslenen Çamurun Bertaraf Maliyeti}}{\text{Saatte Üretilen Elektrik}} \quad (3.27)$$

Sistemdeki bir diğer gelir ise oluşan atık ısısının değerlendirilmesidir. Bu çalışma için oluşan atık ısının çamur kurutma işlemi için kullanıldığı kabul edilmiştir fakat iktisadî faydası hesap edilmemiştir.

## 4. SONUÇLAR

Çalışmanın 2. Bölümünde literatür bilgileri kullanılarak evsel nitelikli arıtma çamurlarının gazlaştırılması için laboratuvar ölçekli bir gazlaştırıcı tasarlanmıştır. Tasarlanan gazlaştırıcının ilk yatırım maliyeti hesaplanmıştır. Bu kapasitede bir gazlaştırıcının işletilmesi için gereken ekipmanlar ve iş gücü daha önce belirtilen kabuller neticesinde ön görülmüştür. Daha sonra ise daha büyük kapasitedeki arıtma çamuru gazlaştırma sistemleri için tekno-iktisadî analizleri yapılmıştır. İlk yatırım maliyetlerinin saatlik gelire bölünmesiyle yatırımın geri dönüş süresi hesaplanmıştır. Bölüm3'te yapılan kabuller neticesinde Tablo 4.1 ve Tablo 4.2 elde edilmiştir.

Tablo 4.1: Senaryolara göre birim elektrik başına düşen maliyetler ve gelirler.

	S1A	S1B	S1C	S2A	S2B	S3C	S3A	S3B	S3C
<b>Giderler (\$/MWe)</b>									
<b>Çalışan ücretleri</b>	340	19,8	9,9	280	27,3	13,5	227	16,9	8,4
<b>Gaz. Sisteminin Yıpranması</b>	40	14,7	13,4	38	12,5	12,4	32	12,5	12,5
<b>ORC Türbinin Yıpranması</b>	20	6,2	6,2	20	6,2	6,2	-	-	-
<b>Gaz Motorunun Yıpranması</b>	-	-	-	-	-	-	12	5,7	5,7
<b>Sentez Gazının Arıtım Maliyeti</b>	-	-	-	-	-	-	43	44	44
<b>Bakım Giderleri</b>	40	4	2,5	33	3,4	2,4	27	2,7	2,1
<b>Elektrik Giderleri</b>	10,4	10,4	10,4	10,4	10,4	10,4	10,4	10,4	10,4
<b>HAÜ Giderleri</b>	-	-	-	69	56,7	34,1	-	-	-
<b>Buhar giderleri</b>	-	-	-	25	24,5	24	-	-	-
<b>Gelirler (\$/MWe)</b>									
<b>Elektrik Geliri</b>	139	139	139	139	139	139	139	139	139
<b>Atık Bertaraf Geliri</b>	40	40,5	40,5	34,3	34,4	34	22		22,8
<b>Birim Elektrik Kazancı (\$/MWe)</b>	-271,4	124,4	137,1	-302,1	32,4	70	-190,4	69,6	78,7
<b>Üretilen Elektrik (MWe)</b>	0,023	0,475	0,950	0,028	0,567	1,134	0,042	0,844	1,689

Tablo 4.2: Senaryolarda üretilen elektrik enerjisi miktarları, elektrik enerjisi gelirleri ve yatırımların geri dönüş süreleri.

	S1A	S1B	S1C	S2A	S2B	S3C	S3A	S3B	S3C
<b>Üretilen Elektrik (kWh)</b>	23	475	950	28	567	1134	42	844	1689
<b>Üretilen Elektrik Başına Kazanç (\$/MWe)</b>	-271,4	124,4	137,1	-302,1	32,4	70	-190,4	69,4	78,7
<b>Saatlik Kazanç (\$/saat)</b>	-6,2	59,1	130,2	-8,5	18,4	79,4	-8	58,7	133
<b>Yıllık Kazanç (1000\$)</b>	-49	468	1.032	-67	146	629	63	465	1.052
<b>İlk Yatırım Maliyeti Toplam (1000\$)</b>	121	1.747	3.493	160	2.269	4.656	167	2.697	5.394
<b>Yatırımın Geri Dönüş süresi (yıl)</b>	-	3,7	3,4	-	15,6	7,4	-	5,8	5,1
<b>Sistemin 20 yıllık geliri (1000\$)</b>	-	9.360	20.631	-	2.910	12.574	-	9.305	21.055
<b>Sistemin 20 yıl boyunca kârı (1000\$)</b>	-	7.613	17.138	-	641	7.918	-	6.608	15.661



3. Bölümde yapılan hesaplamalarda görülüyor ki 50 kg/saat'lik sistemlerin (1A, 2A ve 3A) hiçbirinde net kazanç elde edilememektedir (Tablo 4.1). Zaten bu büyüklükteki sistemlerde esas amaç yeni bir fikrin pilot ölçekte denenmesi olduğundan genelde kazanç gibi bir amaç beklenmemektedir. Bu kapasitedeki sistemler araştırma ve geliştirme çalışmaları kapsamında değerlendirilmektedir. 50 kg/saatlik sistemlerin ana gider kalemi çalışan maaşlarından oluşmaktadır. Senaryo 3A için bu oran %55'in üzerindedir. Bu maliyetin azaltılması için varolan arıtma tesisinde çalışanların kısmî olarak bu sistemin işletilmesine zaman ayırmaları veya sistemin sadece tek vardiya olarak çalıştırılması düşünülebilir. Bu işlemler çalışan maliyetlerini düşüreceğinden sistem daha az maliyet oluşturabilir veya kendini çevirebilecek duruma gelebilir.

1 ton/saatlik debide yakıt beslemesi yapılan sistemlerde (1B, 2B ve 3B) sistem kazanç elde etmeye başlamıştır. Tablo 4.1'de görüldüğü üzere yatırımın geri dönüş süresi 3,7 ila 15,6 yıl arasında değişmektedir. 1 ton/saatlik sistemlerdeki en yüksek gider kalemine bakıldığında, artık sistemi karakterize eden özelliklerinin gider kalemi olarak öne çıktığı görülmektedir. 1B, 2B ve 3B senaryolarına bakıldığında en yüksek gider kaleminin sırası ile çalışan maaşları (%36), PSA sisteminin maliyetleri (%40) ve sentez gazının temizlenme maliyetleri (%48) olduğu görülmektedir. Senaryo 1B'de en temel gazlaştırma ekipmanları kullanılarak enerji elde edildiğinden, birim elektriğin maliyetinin azaltılması zordur. Fakat sistemin işletilmesinde yapılacak iyileştirmeler ile daha yüksek kalitede sentez gazı elde edilip maliyet başına üretilen elektrik miktarı arttırılabilir. Senaryo 2B'de en yüksek gider kalemi daha önceden de tahmin edilebileceği gibi PSA sisteminin maliyetleri olarak görülmektedir. PSA sisteminin maliyetleri içinde en büyük yüzdeyi PSA sisteminin elektrik giderleri oluşturmaktadır. Bu durum zaten PSA sistemleri için bir dezavantaj teşkil etmektedir. PSA sistemlerinde daha verimli bir şekilde oksijen üretebilmesi durumunda gazlaştırma maddesi olarak oksijen ve buhar kullanan sistemler iktisadi olarak daha uygun hale gelebilecektir. Senaryo 2B için bir diğer önemli gider buhar maliyetleridir. Buhar maliyetlerini oluşturan gider; şebeke suyu ve suyu ısıtmak için gereken doğalgazın maliyeti olarak kabul edilmiştir. Buhar beslemesi giderini oluşturan ağırlıklı maliyet ise doğalgaz maliyetidir. Bu maliyet sistemdeki atık ısının kullanılması ile daha düşük seviyelere getirilip, üretilen birim elektriğin kazancının arttırılması sağlanabilir. Senaryo 3B'ye bakıldığında en yüksek gider kaleminin sentez gazının temizlenmesi

(%48) için gereken maliyet olduğu görülmektedir. Bu senaryonun birim elektrik maliyetinin iyileştirilmesi için; daha düşük işletme maliyetleri olan sentez gazı arıtma sistemleri seçilebilir, ya da mevcut sentez gazı arıtma sistemlerinin iyileştirilmesi sağlanabilir. Daha önce yapılan bir çalışmada yenilikçi bir sentez gazı arıtma prosesi önerilmiş ve bu arıtma sisteminin birim gaz arıtma maliyeti 10\$/1000kg sentez gazı olarak belirtilmiştir [Newby et al, 2002]. Birim gaz arıtım maliyetinin düşürülmesi senaryo 3B için elde edilecek kazanç açısından önemlidir.

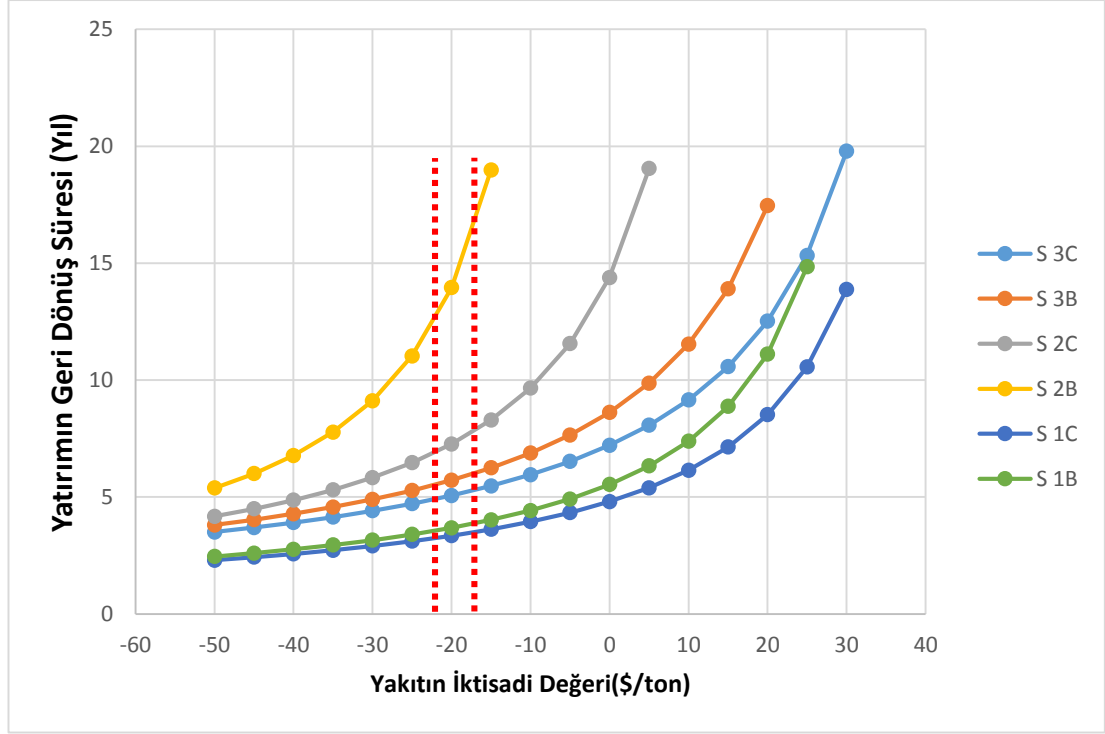
2 ton/saat'lik sistemler (1C, 2C ve 3C) için yapılan iktisadi analize bakıldığında üretilen birim elektriğin geliri en fazla senaryo 1C sonucunda oluşurken, saatlik kazancın en fazla senaryo 3C'de olduğu görülmektedir. Bunun sebebi senaryo 3C'de daha fazla elektrik enerjisi üretilmesidir. Senaryo 1C'ye bakıldığında en yüksek giderin (%23) çalışan maaşlarından kaynaklandığı görülmektedir. Ayrıca atığın bertarafından kazanılan gelirin sistemin giderlerini karşıladığı görülmektedir. Senaryo 2C'deki en yüksek gider kalemi VPSA sisteminden kaynaklanan giderlerden (%33) oluşmaktadır. VPSA sistemlerinde PSA sistemlerine göre daha düşük elektrik tüketimi olduğundan dolayı oksijen üretimi için kullanılan elektrikten kaynaklanan giderlerin yüzdesi senaryo 2B'ye göre düşmüştür. Senaryo 2C'deki saatlik kazancın artırılması için ya hava ayırma ünitelerinin elektriksel verimlerinin artırılması ya da enerjinin daha verimli bir şekilde dönüştürülmesi gerekmektedir. Senaryo 3C'ye bakıldığında ise en yüksek gider kaleminin sentez gazı arıtımından (%53) kaynaklandığı görülmektedir. Daha önce de belirtildiği üzere sentez gazı arıtımı için yapılan kabul yakıt hücresine beslenebilecek saflıktaki sentez gazı arıtımını baz almaktadır ve geleneksel (konvansiyonel) gaz arıtımını temsil etmektedir. Eğer daha yeni bir gaz arıtım yöntemi düşünülür veya gaz motoruna beslenebilecek saflıkta gaz arıtımı yapıldığı kabul edilirse bu giderin düşmesi mümkündür. Gaz arıtım maliyetlerinin yüksek olmasına ve üretilen birim elektrik başına kazancın 1C senaryosundan daha düşük olmasına rağmen gaz motorunun elektrik dönüşüm verimi yüksek olduğundan senaryo 3C'nin saatlik kazancı en fazladır.

Arıtma tesislerinde en büyük gider kalemlerinden birisi oluşan çamurun bertaraf edilmesidir. Bu bertaraf eğer tesis içinde yapılırsa, normal şartlarda ödemesi gereken bertaraf maliyetlerinden kaçınılmış olacaktır. Bu sebepten dolayı mevcut şartlarda ödenmesi gereken bertaraf maliyetlerinin ödenmemesi sistemin elde ettiği gelir olarak kabul edilmiştir. Daha önce de belirtildiği gibi atığın bertaraf maliyeti 50 TL/ton olarak

kabul edilmiştir. Bu bertaraf maliyeti belirlenirken çimento fabrikalarının çamur bertarafı için aldıkları ücret ve nakliye masrafı göz önünde bulundurulmuştur. Bu bertaraf maliyeti; coğrafi şartlara, konuma, çamurun ısı değerine, elementel analizine, nem ve kül miktarı gibi birçok parametreye göre değişebilmektedir. Çimento fabrikaları hali hazırda tek “cazip” bertaraf tesisleri olduğundan ücretleri istedikleri gibi belirleyebilmektedirler. Fakat farklı bertaraf sistemleri olursa bu bertaraf ücretleri de daha düşük seviyelere gelebilir, çünkü evsel atıksu artıma çamurunun bertarafının çimento fabrikalarına çok bir yükü olmadığı gibi ikincil yakıt olarak faydası bile bulunmaktadır. Dolayısı ile çimento fabrikaları yüksek ısı değere sahip arıtma çamurunu bedelsiz olarak bertaraf etmek isteyebilir. Mevcut durumda bazı çimento fabrikalarının yüksek ısı değere sahip ve KM yüzdesi yüksek arıtma çamurların bertarafı için sadece nakliye ücreti aldıkları bilinmektedir. Bu sebeplerden ötürü bu çalışma kapsamında çamurun bertaraf maliyetinin değişmesi ile yatırımın geri dönüş süresini nasıl değiştireceği incelenmiştir.

Şekil 4.1’de yatay eksen yakıtın maliyet ücretini göstermektedir. Yakıtın ücretinin “artı” olmasının anlamı yakıtın satılmasından ücret kazanıldığı ya da satın alınması için ücret alınması anlamına gelirken, “eksi” olmasının anlamı ise yakıtın kullanılması için ücret verilmesi anlamına gelir. Yani yakıtın ücretinin “eksi” olduğu durum yakıtın bertaraf edilme ücretine denk gelmektedir. Bu çalışmadaki yakıt arıtma çamurudur ve grafikte gösterildiği üzere arıtma çamurunun bertaraf maliyetinin düşmesi sonucunda yatırımın geri dönüş süresi artmaktadır. Bu da yatırımın gerçekleştirilmesini azaltmaktadır. Çünkü grafikte “eksi” ile gösterilen kısımda arıtma çamuru bir yakıttan daha çok bir atık gibi ele alındığından bertarafı için ücret ödenmektedir. Fakat “artı” ile gösterilen kısımda arıtma çamurunun çeşitli sektörlere “satılabilecek” bir hammadde ya da yakıt olduğu varsayıp bu varsayıma göre bir ücretlendirme yapılmıştır. Bir örnek vermemiz gerekirse çimento fabrikalarının mevcut arıtma çamurunun ısı değerini kullanmak için ton başına 10 \$ ücret verdiği durum için yakıtın iktisadi değeri “+10 \$”dır. Eğer çimento fabrikası arıtma çamurunu bertaraf etmek için 10 \$/ton ücret veriyorsa, arıtma tesisinin bu arıtma çamurunu çimento fabrikasına vermek yerine kendi tesisi içinde gazlaştırıp enerji üretmesi durumunda, bu 10 \$/ton gelirden vazgeçtiği için arıtma çamurunun ton başına 10 \$ maliyeti olmaktadır. Böyle bir durumda çimento fabrikasının verdiği ücret yerine çamurun üretildiği arıtma tesisinde gazlaştırılarak bertaraf edilmesinin maliyeti

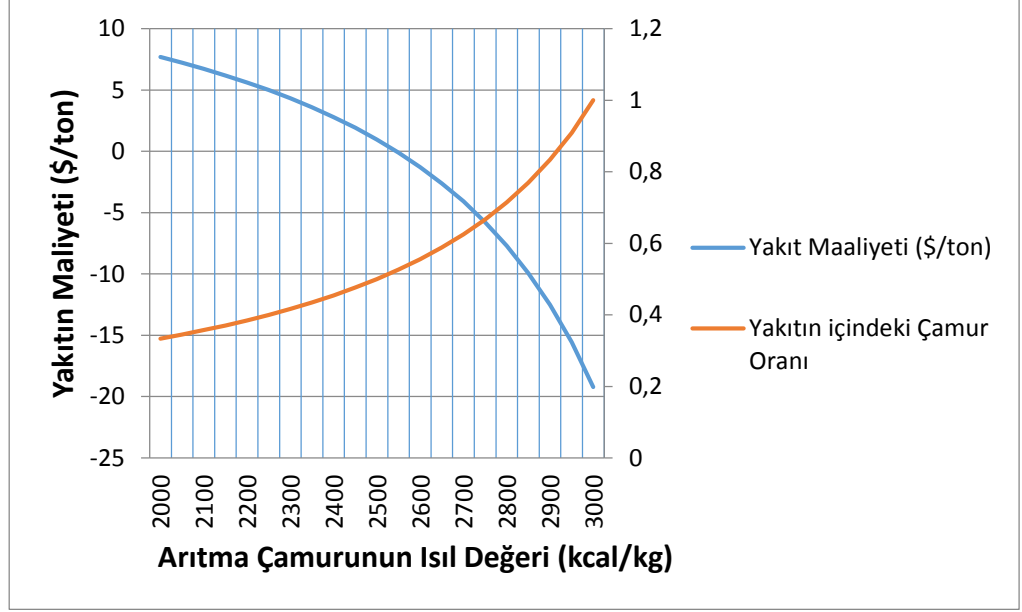
“vazgeçiş maliyeti” olarak tanımlanmaktadır. Yani ücretli olarak satılan bir ürün satılmadığı için bir “maliyet” oluşturmaktadır. Mevcut durumda arıtma çamurunun yakıt olarak kullanıldığı ücret aralığı Şekil 4.1’de kesikli çizgi ile gösterilmiştir.



Şekil 4.1: Farklı arıtma çamuru iktisadi değerleri için yatırımın geri dönüş süresinin değişimi.

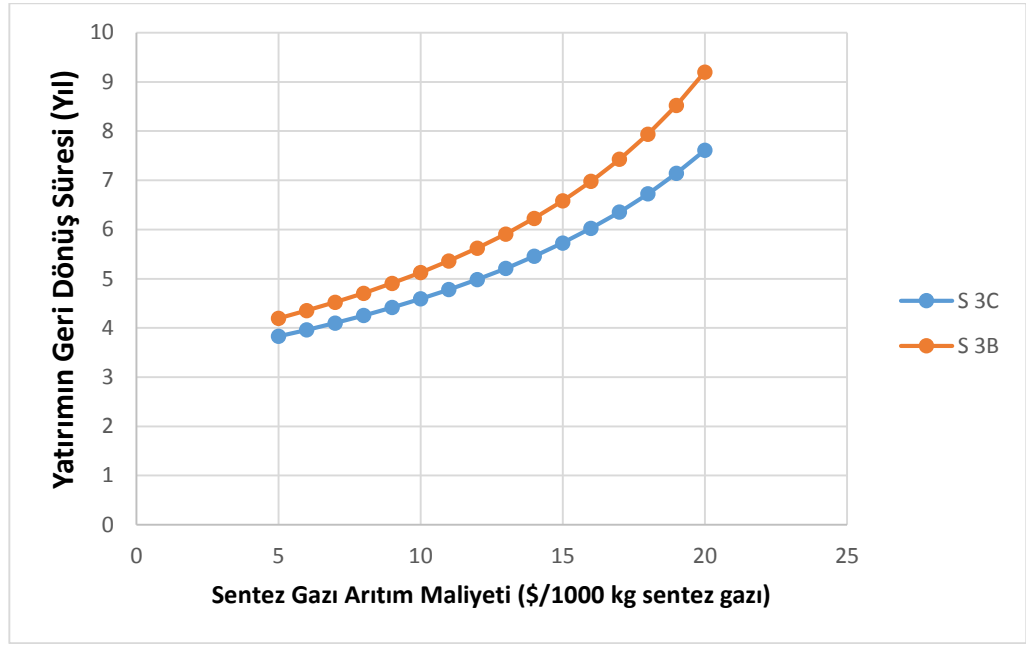
Arıtma çamurunun bertarafı için çimento fabrikalarının ücret ödemesi durumu şuanki mevcut durumdan çok uzaktadır. Şekil 4.1’de görüldüğü üzere arıtma çamuru bertarafının maliyetsiz olduğu durumda bile senaryo 2C ve senaryo 2B dışındaki senaryolarda geri dönüş süresi 9 yılın altında olduğu görülmektedir. Mevcut durumdaki çamur bertaraf maliyetleri grafikte kesikli çizgi ile gösterilmektedir. Mevcut durumdaki çamurun iktisadi değeri için senaryo 2B dışındaki senaryolar için yatırımın geri dönüş süresinin 8 senenin altında olduğu görülmektedir. Ayrıca eğer arıtma çamurunun ısıl değeri kabul edilen ısıl değer (3000 kcal/kg) altında olursa doğal olarak sistemin üreteceği enerji miktarı da düşecektir. Bundan dolayı yakıtın ısıl değerini yükseltmek için ön işlemler yapılabileceği gibi farklı yakıtlar ile karıştırılarak beslenecek yakıtın ısıl değerinin artırılması sağlanabilir. Fakat farklı yakıtlarla karıştırılarak birlikte gazlaştırma işlemi yapılırken biyokütleden elektrik enerjisi eldesi teşviğinden yararlanabilmek için birlikte gazlaştırılacak yakıtın da biyokütle sınıfına

girmesi gerekmektedir. Bu işlem için ticari olarak satılan atıktan türetilmiş yakıt (ATY) kullanılabilir. ATY'lerin şuan ki piyasadaki değeri yaklaşık olarak 50-60 TL/ton civarında olmakla birlikte ısı değeri 3500-4000 kcal/kg arasındadır. Mevcut durumdaki fiyatlar üzerinden düşünüldüğünde 500 kg arıtma çamurunun bertarafından kazanılacak gelir neredeyse 500 kg ATY'nin ücretini karşılayabilecek durumdadır. Yani arıtma çamurunun ve ATY'nin 1:1 oranında karıştırılması ile iktisadi maliyeti yaklaşık olarak "0 \$" olan ve ısı değeri arıtma çamuru ve ATY arasında olan bir yakıt elde edilmesi mümkündür. Bu bağlamda bakıldığında Şekil 4.1'de görülen bertaraf maliyetleri aynı zamanda ATY ve arıtma çamurlarının harmanlanması sonucu oluşan yakıtın maliyeti olarak da düşünülebilir. Senaryolardaki hesaplamalar yapılırken gazlaştırılacak arıtma çamurunun ısı değeri 3000 kcal/kg olarak kabul edilmiştir. Fakat daha önce de belirtildiği gibi arıtma çamurunun ısı değeri kullanılan arıtımın şekli, nüfusun sosyoekonomik özellikleri, kanalizasyon tipi gibi birçok farklı parametreye bağlı olduğundan kesin değişmez bir ısı değerinden bahsetmemiz mümkün değildir. Daha düşük ısı değere sahip arıtma çamurları kullanıldığında ısı verim düşecektir bu durumu önlemek için düşük ısı değerindeki arıtma çamurlarına ATY harmanlamasının yapılması düşünülmüştür. Şekil 4.2'de 3000 kcal/kg ısı değere sahip bir yakıt (ATY ve arıtma çamurundan oluşan) için gereken arıtma çamuru oranları ve bu yakıtın maliyeti verilmiştir. ATY için kabul edilen ısı değeri 3500 kcal/kg'dır. Yakıt maliyeti olarak gösterilen değer ATY için ödenen ücretten çamur bertaraf maliyetinin çıkarılması ile elde edilmiştir. Örneğin arıtma çamurunun 2500 kcal/kg olduğu durumda arıtma çamurunun yakıt harmanındaki oranı 0,5'tir. Yani arıtma çamuru ve ATY'nin 1:1 oranında harmanlanması gerekmektedir. Bu harmanlama sonucunda oluşan yakıtın iktisadi değeri ise yine grafikten okunacağı üzere yaklaşık 1 \$/ton'dur. Yani böyle 1 ton yakıt elde etmek için kullanılan ATY'nin maliyetinden kullanılan arıtma çamurunun bertaraf maliyetini çıkardığımızda 1 \$ kalmaktadır. Bu ücret tesis için bir maliyet olduğundan "artı" değerlidir. Şekil 4.1'de görüldüğü üzere yakıt maliyetinin 1\$ olduğu durumda Senaryo 3B, 3C, 1B ve 1C için geri dönüş süresi sırasıyla 8,9, 7,3, 5,7, ve 4,9 yıldır. Sonuç olarak ısı değeri düşük arıtma çamurları bile ATY ile harmanlanarak bu çalışma için kabul edilen ısı değere getirilebilmektedir. Burada önemli husus arıtma çamurunun ısı değeri ve ATY'nin maliyetidir. Ayrıca bu işlemler için kullanılacak ekipmanların ilk yatırım maliyetleri de göz önünde bulundurulmalıdır.



Şekil 4.2: ATY ile arıtma çamurunun harmanlanması sonucu elde edilen yakıtın maliyetinin çamurun ısısal değerine göre değişimi.

Senaryo 3B ve 3C’larda kullanılan gaz arıtımı maliyeti için 14 \$/1000 kg sentez gazı kabulü yapılmıştır. Bu arıtım maliyeti kabulü daha önce yapılmış bir çalışmada yakıt hücresine beslenecek kalitedeki sentez gazı arıtımı için gerekli olan arıtımın maliyetidir [Newby et al., 2002]. Sentez gazı arıtım maliyetinin toplam giderler içindeki yüzdesi S3B ve S3C için sırasıyla %47 ve %53 olduğundan bu işlem basamağında yapılacak iyileştirme yatırımın geri dönüş süresini azaltıp kar oranını arttırabilecek etkiye sahiptir. Bu senaryolarda arıtım sonucu kullanılacak gaz, gaz motorunda kullanılacağından ve yakıt hücresine göre kirlilik olarak daha düşük kalitede gaz beslemesi yapılabileceğinden arıtım maliyeti de düşecektir. Bundan dolayı senaryo 3B ve 3C için farklı sentez gazı arıtım maliyetleri için geri dönüş süresi hesabı yapılmıştır. Şekil 4.3 ‘de görüldüğü üzere sentez gazı arıtım maliyeti düşükçe yatırımın geri dönüş süresi azalmaktadır. Fakat gaz arıtma maliyetleri 5\$/1000kg sentez gazı civarına düşse bile geri dönüş süresi olarak senaryo 1B (3,7 yıl) ve senaryo 1C (3,4 yıl)’nin geri dönüş süresini yakalayamamaktadır. Bunun sebebi senaryo 3B’nin 1B’ye göre, senaryo 3C’nin de 1C’ye göre ilk yatırım maliyetlerinin yaklaşık olarak 1,5 katı daha yüksek olmasıdır (Tablo 4.2). Buna karşın senaryo 3B ve 3C’de üretilen elektrik enerjisi senaryo 1B ve 1C’ye göre daha yüksek olduğundan 20 yıl sonunda elde edilen kazançları birim sentez gazı maliyetininin 12 \$/1000 kg’dan daha düşük olduğu durumdan itibaren daha fazladır.



Şekil 4.3: Sentez gaz arıtım maliyetinin yatırımın geri dönüş süresiyle ilişkisi.

Tablo 4.3’de beslenen yakıtın üretilen enerjiye göre dağılımı verilmiştir. Sisteme giren yakıtın elektriğe dönüşüm verimi senaryo 1, senaryo 2 ve senaryo 3 için sırası ile yaklaşık olarak %15, %18 ve %27 olarak hesaplanmıştır. 3.Senaryolarda elde edilen yüksek verimin sebebi elektrik dönüşümü için gaz motorunun kullanılması ve gaz motorunun elektrik çevrim veriminin ORC türbinine göre yüksek olmasıdır. Bu sebeple gaz motorunda oluşan atık ısı diğer senaryolara göre daha düşüktür. Daha önce belirtildiği üzere hesaplamalar yapılırken atık ısının kurutma tesisinde kullanıldığı kabulü yapılmıştır. Fakat bu atık ısının iktisadi faydası hesaplanmamıştır. Esasında bu atık ısı uygun bir şekilde değerlendirilirse, arıtma tesisinde kullanılan doğal gazın miktarı azaltılabilir. Örneğin senaryo 3C’de oluşan atık ısı miktarı saatlik yaklaşık olarak 3000 kWsa’dır. Bu miktardaki ısı yaklaşık 270 m<sup>3</sup>/saat doğal gaz eşdeğerindedir ve bu doğal gazın iktisadi değeri yaklaşık olarak 110 \$’dır. Bu ücretler dikkate alındığında senaryoların iktisadî açıdan daha “kârlı” olduğu görülmektedir. Ancak burada dikkat edilmesi gereken husus bu atık ısının verimli bir şekilde kullanılması için ısı değiştiricilerin uygun şekilde tasarlanması ve kullanılabilecek atık ısının oluşan atık ısı içindeki oranıdır. Bunun yanı sıra daha önce belirtildiği gibi biyoçarın da iktisadi faydası hesaba katılmamıştır. Arıtma çamurunun gazlaştırılması sonucu elde edilen yan ürün olan biyoçarın pilot ölçekte yapılan çalışmalar sonucu elde edilip, fiziksel ve kimyasal özellikleri incelendikten sonra iktisadi olarak

faydasına veya zararına bakılmalıdır. Yatırımın karlılığı açısından bu iki husus dikkatlice değerlendirilmelidir.

Tablo 4.3: Sistemde dönüştürülen enerjilerin dağılımları ve verimleri.

	S1A	S1B	S1C	S2A	S2B	S3C	S3A	S3B	S3C
Sisteme giren yakıtın enerjisi (MW <sub>sa</sub> )	0,157	3,135	6,27	0,157	3,135	6,27	0,157	3,135	6,27
Elektriğe Dönüştürülen Enerji (MWe)	0,023	0,475	0,95	0,028	0,567	1,135	0,042	0,844	1,689
Oluşturulan Atık ısı (MW <sub>th</sub> )	0,086	1,719	3,438	0,102	2,053	4,107	0,075	1,496	2,992

Sonuç olarak, mevcut durumda düzenli depolama sahalarında depolanan veya çimento fabrikalarında ek yakıt olarak kullanılan arıtma çamurlarının mevcut arıtma tesislerinin içinde yani oluştuğu kaynaktan bertaraf edilmesi ve enerjiye çevrilmesi iktisadi açıdan mümkündür. Saatlik 1 ton ve 2 ton arıtma çamuru üreten arıtma tesislerinde 3 senaryonun da uygulanmasının iktisadi olarak kabul edilebilir olduğu görülmüştür. Ancak arıtma çamurunun 1. Senaryo ile veya 3. Senaryo ile gazlaştırılıp enerji elde edilmesi daha kârlı bulunmuştur. Senaryolardaki sistemlerin kurulması için öncelikle pilot ölçekli çalışmaların yapılması gerekmektedir. Bu işlem için de Bölüm 2.5’de tasarlanan 50 kg/saat kapasiteli gazlaştırma reaktörünün pilot reaktör olarak kurulması önerilmiştir. Çamurun ısısal değerinin bu çalışmada kabul edilen ısısal değerden düşük olması durumunda ise yüksek ısısal değere sahip biyokütleler ile harmanlanarak birlikte gazlaştırma işleminin yapılması önerilmiştir. Birlikte gazlaştırma yapılması için ticari olarak satılan ve biyokütle sınıfına giren atıktan türetilmiş yakıtlar kullanılabilir.



## KAYNAKLAR

Ábrego J., García G., Arauzo J., Gonzalo A., Sánchez J.L., (2013), “Influence of feedstock composition in fluidised bed co-gasification of mixtures of lignite, bituminous coal and sewage sludge”, *Chemical Engineering Journal*, 222, 345-352.

Andrés J.M., Roche E., Narros A., Rodríguez M.E., (2014), “Air and air-steam gasification of sewage sludge. The influence of dolomite and throughput in tar production and composition”, *Fuel*, 115, 54-61.

Aznar M.P., Gil J., Caballero M.A., Frances E., Corella J., (1997), “Biomass gasification in fluidized bed at pilot scale with steam-oxygen mixtures. Product distribution for very different operating conditions”, *Energy & Fuels*, 11, 1109-19.

Basu, P., (2006), “Combustion and Gasification in Fluidized Beds”, 1st Edition, CRC Press, Taylor & Francis.

Basu P., (2010), “Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Design and Theory, 1st Edition, Elsevier.

Basu P., (2013), “Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction Practical Design and Theory, 2nd Edition, Elsevier.

Blasi, C.D., (2009), “Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars”, *Progress in Energy and Combustion Science*, 35 (2), 121-140.

Burgbacher H.C., Gaiffi M., Judes J.W., (2012), “Gasification of dried sewage sludge: Status of the demonstration and the pilot plant”, *Waste Management*, 32, 719-723.

Chen D., Wang Z., Song X., Zhao L., (2012), “Study on the combined sewage sludge pyrolysis and gasification process: mass and energy balance”, *Environmental Technology*, 22, 2481-2488.

Chern S-M., (1985), “The gasification of Biomass in commercial Downdraft Gasifiers”, Master Thesis, Kansas State University

Chun N.,Y., Kim C.,S., Yoshikawa K., (2011), “Pyrolysis gasification of dried sewage sludge in a combined screw and rotary kiln gasifier” *Applied Energy*, 88, 1105-1112.

Dogru M., (2000), “Fixed-Bed Gasification of Biomass”, PHD Thesis, University of Newcastle Upon Tyne.

Dogru M., Midilli A., Howarth C.R., (2002), “Gasification of sewage sludge using a throated downdraft gasifier and uncertainty analysis”, 75, 55-82.

Fytli D, Zabaniotou A., (2008), “Utilization of sewage sludge in EU application of old and new methods e a review”, *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, 12, 116-40.

Gengas, (1950), "Svenska Erfarenheter Fran Aren 1939-1945", Stockholm. Translated as "Generator Gas: The Swedish Experience from 1939-1945", by M. Geuther (T.Reed and D.Jantzen, eds) by the Solar Energy Research Institute.

Graboski M., Brogan T.R., Darland M.G., Graham G.A., (1979), "Oxygen Blown Downdraft Gasification of Wood" Technical Report, contract ZK-5-05058-1, the Solar Energy Research Institute, Syngas Systems Incorporation, Golden, CO.

Graham R.G. and Huffman D.R., (1983), "Gasification of Wood in commercial-Scale Downdraft Gasifiers", Research Paper (no number) from Forintek Canada Corporation., 800 Montreal Rd., Ottawa, Canada, K1C 3Z5, Vol 5.

Greenhouse Gas Technology Center, (2012), "Aqueous Sludge Gasification Technologies", Technology Assessment Report, U.S. Environmental Protection Agency, Version 1.5.

Higman, C., Burgt, M.V.D., (2008), "Gasification" Second edition, Gulf Professional Publishing Elsevier.

Hong S.-P., Dong J.-I., Yeo S.-K., Park I.-H., Chung M.-S., Kim D.-I., Park Y.-K., (2011), "Reduction of tar using cheap catalysts during sewage sludge gasification", Journal of Mater Cycles Waste Managment, 13, 186-189.

Jones, J.M., Nawaz, M., Darvell, L.I., Ross, A.B., Pourkashanian, M., Williams, A., (2006), "Towards biomass classification for energy applications in: Bridgwater, A.V; Boocock, DGB. (Editors.)", Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion, vol. 1. CPL Press, 331-339.

Kim J.-S., Mun T.-Y, Kim J.-W., (2013), "Air gasification of dried sewage sludge in a two-stage gasifier: Part 1. The effects and reusability of additives on the removal of tar and hydrogen production", Hydrogen Energy, 38, 5226-5234.

Klass, D.L., (1998), "Biomass for Renewable Energy, Fuels, and Chemicals", 1st Edition, Academic Press.

Knoef, H.A.M., (2005), "Handbook Biomass Gasification", 1st edition, BTG Publisher.

Milne, T.A., Evans, R.J., Abatzoglou, N., (1998), "Biomass Gasifier Tars: Their Nature, Formation, and Conversion", Technical Report, NREL/TP-570-25357, National Renewable Energy Laboratory, USA.

Metcalf & Eddy, (2004), "Wasterwater Engineering Treatment and Reuse" Fourth International Edition, McGrawHill.

Mettanant, V., Basu, P., Butler, J., (2009) "Agglomeration of biomass fed fluidized bed gasifier and combustor" The Canadian Journal of Chemical Engineering, 87, 656-684.

NEBRA: North East Biosolids and Residuals Association, (2007), “A National Biosolids Regulation, Quality, End Use & Disposal Survey—Final Report”, Technical Report, Tamworth, NH.

Neeft J.P.A., Knoef H.A.M., Zielke U., Sjöström K., Hasler P., Simell P.A., Dorrington M.A., Abatzoglou N., Deutch S., Greil C., Buffinga G.J., Brage C., Soumalainen M., (1999), “Guideline for Sampling an Analysis of Tar and Particles in Biomass Producer Gas, Version 3.1”, Technical Report, Energy project EEN5-1999-00507 (tar protocol).

Newby R.A., Slimane R.B., Lau F.S., Jain S.C., (2002), “Development of the Ultra-Clean Dry Cleanup Process for Coal-Based Syngases”, 5th International Symposium on Gas Cleaning at High Temperature, Session 8, Morgantown, West Virginia, US, 17-20 September.

Öztürk İ., (2010), “Atık Sektörü Mevcut Durum Değerlendirmesi Raporu”, Teknik Rapor, Çevre ve Orman Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü, Türkiye.

Phuphuakrat T., Nipattummakul N., Nomioka T., Kerdsuwan S., Yoshikawa K., (2010), “Characterization of tar content in the syngas produced in a downdraft type fixed bed gasification system from dried sewage sludge”, Fuel, 89, 2278-2284.

Peng L., Wang Y., Lei Z., Cheng G., (2012), “Co-gasification of wet sewage sludge and forestry waste in situ steam agent”, Bioresource Technology, 114, 698-702.

Reed T.B., Graboski M., (1982), “Biomass-to-Methanol Specialists Workshop”, Tamarron, 3-5 March, SERI/CP-234-1590 Solar Energy Research Institute, Golden, Colorado, USA.

Reed T.,B., Das A., (1988), “Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems”, 1st Edition, Biomass Energy Foundation Press.

ResGaz 1, (2010), Eysel ve Kentsel Arıtma Çamurlarının Toprakta Kullanılmasına Dair Yönetmelik, 3 Ağustos 2010 tarih ve 27661 sayılı Resmi Gazete

ResGaz 2 , (2010), Atıkların Düzenli Depolanmasına Dair Yönetmelik, 26 Mart 2010 tarih ve 27533 sayılı Resmi Gazete.

ResGaz 3, (2005), Yenilenebilir Enerji Kaynaklarının Elektrik Enerjisi Üretimi Amaçlı Kullanımına İlişkin Kanun, 18 Mayıs 2005 tarih ve 25819 sayılı Resmi Gazete  
Smoot, L.D., Smith, P.J., (1985), “Coal combustion and gasification”, The Plenum Chemical Engineering Series, 1st Edition, Springer US.

Werle S., (2013), “Sewage Sludge Gasification: Theoretical and Experimental Investigation”, Environmental Protection Engineering, 39, 25-32.

Takashashi H., (2008), “Study on sewage sludge gasification” Proceedings of Water Environment Federation, San Diego, CA, USA, 13-17 October.

U.S. EPA, (2009), “Targeted National Sewage Sludge Survey”, Technical Report, Contract No. 822-R-08-014, Washington, DC.

Walewender W.P., Chern F.M., Fan L.T., (1985), “Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion: An International Conference, Estes Park, Colorado, October 18-22.

Web 1, (2015), <http://www.iski.gov.tr/web/statik.aspx?KID=1000484>, Erişim Tarihi : 01.03.2015

Web 2, (2015), <http://www.igdas.com.tr/SatisTarifesi> , Erişim Tarihi : 01.03.2015

Yao H., Xu M., Li A., Liu H., Hu H., Luo G., (2013), “Enhancement of hydrogen production in steam gasification of sewage sludge by reusing the calcium in lime-conditioned sludge” International Journal of Hydrogen Energy, 38, 1332-1341.

Yinesor G., (2008), “ Design and operation of a bench scale fixed bed gasification system”, Master Thesis, Marmara Üniversitesi

Zhai Y., Wang C., Chen H., Li C., Zeng G., Pang D., Lu P., (2013), “Digested sewage sludge gasification in supercritical water”, Waste Managment & Research, 31, 393-400.

## ÖZGEÇMİŞ

1989 yılında Üsküdar'da doğdu. Kadir Has Anadolu Lises'inde lise eğitimini gördü. 2007 yılında Yıldız Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği bölümünde lisans eğitimine başladı. 2011 yılında mezun oldu. 2013 yılında Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü Çevre Mühendisliği Anabilimdalında yüksek lisans eğitimine başladı. Halen yeni adı Gebze Teknik Üniversitesi olan kurumda araştırma görevlisi olarak çalışmaktadır.