



**BELEDİYE DÜZENLİ DEPOLAMA SAHALARINDA KULLANILAN GAZ
MOTORU ATIK ISISINDAN ELEKTRİK ENERJİSİ ÜRETİMİ**

Turgay KANKILIÇ

**YÜKSEK LİSANS TEZİ
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

HAZİRAN 2016

Turgay KANKILIÇ tarafından hazırlanan “BELEDİYE DÜZENLİ DEPOLAMA SAHALARINDA KULLANILAN GAZ MOTORU ATIK ISISINDAN ELEKTRİK ENERJİSİ ÜRETİMİ” adlı tez çalışması aşağıdaki jüri tarafından OY BİRLİĞİ ile Gazi Üniversitesi Makine Mühendisliği Anabilim Dalında YÜKSEK LİSANS TEZİ olarak kabul edilmiştir.

Danışman:Doç. Dr. Hüseyin TOPAL

Makina Mühendisliği, Gazi Üniversitesi

Bu tezin, kapsam ve kalite olarak Yüksek Lisans Tezi olduğunu onaylıyorum

.....

Başkan:Prof. Dr. Şenol BAŞKAYA

Makina Mühendisliği, Gazi Üniversitesi

Bu tezin, kapsam ve kalite olarak Yüksek Lisans Tezi olduğunu onaylıyorum

.....

Üye:Yrd. Doç. Tolga TANER

Otomotiv Teknolojisi, Aksaray Üniversitesi

Bu tezin, kapsam ve kalite olarak Yüksek Lisans Tezi olduğunu onaylıyorum

.....

Tez Savunma Tarihi: 10/06/2016

Jüri tarafından kabul edilen bu tezin Yüksek Lisans Tezi olması için gerekli şartları yerine getirdiğini onaylıyorum.

.....

Prof. Dr. Metin GÜRÜ

Fen Bilimleri Enstitüsü Müdürü

ETİK BEYAN

Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Tez Yazım Kurallarına uygun olarak hazırladığım bu tez çalışmada;

- Tez içinde sunduğum verileri, bilgileri ve dokümanları akademik ve etik kurallar çerçevesinde elde ettiğimi,
- Tüm bilgi, belge, değerlendirme ve sonuçları bilimsel etik ve ahlak kurallarına uygun olarak sunduğumu,
- Tez çalışmada yararlandığım eserlerin tümüne uygun atıfta bulunarak kaynak gösterdiğimi,
- Kullanılan verilerde herhangi bir değişiklik yapmadığımı,
- Bu tezde sunduğum çalışmanın özgün olduğunu,

bildirir, aksi bir durumda aleyhime doğabilecek tüm hak kayıplarını kabullendiğimi beyan ederim.

Turgay KANKILIÇ

10.06.2016

BELEDİYE DÜZENLİ DEPOLAMA SAHALARINDA KULLANILAN GAZ MOTORU ATIK ISISINDAN ELEKTRİK ENERJİSİ ÜRETİMİ

(Yüksek Lisans Tezi)

Turgay KANKILIÇ

GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Haziran 2016

ÖZET

Günümüzde temel enerji kaynakları ömürlerinin belirlenmesiyle enerji tasarrufu tüm ülkelerin ortak hedefi olarak ortaya çıkmıştır. Yenilenebilir enerji üzerinde yoğunlaşan yönetimler bu yönde teşviklerle çalışmalarını sürdürmektedirler. Bu çalışmada kentsel atıklardan enerji üretim teknolojileri değerlendirilmiş ve Malatya ilinde kurulu bulunan çöp depolama sahasından üretilen çöp gazı ile çalışan bir gaz motor tesisi ele alınmıştır. Sistemin kurulu gücü 2x1,2 MW_{el} olarak tasarlanmış ve çalışmaktadır. Elektrik üretiminde kullanılan mevcut gaz motorlarının egzozundan atılmakta olan yanma ürünlerinin taşıdığı duyulur enerjinin geri kazanımı üzerinde çalışılmıştır. Yapılan teorik tasarım ile gaz motorunun atık ısılarından atık ısı kazanı, buhar türbini, jeneratör yardımıyla sistemin verimi artırılması ve ek elektrik enerjisi üretimi incelenmiştir. Motor egzoz gazı giriş/çıkış sıcaklığı 446 °C/107 °C olarak hesaplanmış ve toplam 3242 kW termal kayıp enerjinin bir bölümünün geri kazanılabileceği anlaşılmıştır. Atık ısı kazanında 370°C’de 35 bar basınçta 1154 kg-buhar/saat kızgın buhar üretilabileceği hesaplar sonucunda ortaya çıkmıştır. Bu çalışma ile türbinde iş yapan buhardan 403,06 kW elektrik enerjisi üretilabileceği ve sistemin çöp gazının ısı enerjisinden elde edilen elektrik verimi %41,6’dan %48,6’a çıkarılabileceği anlaşılmıştır.

Bilim Kodu : 91408

Anahtar Kelimeler : Belediye atıkları, çöp gazı, anaerobik çürütücü, atık ısı kazanı, gaz motorları

Sayfa Adedi : 117

Danışman : Doç. Dr. Hüseyin TOPAL

THE PRODUCTION OF ELECTRICAL ENERGY FROM GAS ENGINE WASTE
HEAT USED IN THE MUNICIPAL LANDFILL AREA

(M. Sc. Thesis)

Turgay KANKILIÇ

GAZİ UNIVERSITY

GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCES

June 2016

ABSTRACT

Nowadays, energy saving emerges as the common goal of all countries by determining the life of the basic energy resources. Authorities that focus on renewable energy continue their studies by providing incentives in this direction. In this study, energy generation technologies from urban waste were evaluated and a gas engine plant working with the landfill gas generated from landfill which was founded in Malatya city was discussed. The installed capacity of the system is designed to be 2x1.2 MWel and the system is working. Recycling of the energy which is carried by the combustion products that are discharged from the existing gas engine exhaust system that is used for generating electricity has been studied in this paper. Running waste heat boiler, steam turbine, increasing the efficiency of the system with the help of the generator and additional electricity generation are also examined with the theoretical design. Inlet/outlet temperature of engine exhaust gas is calculated to be 446 °C / 107 °C and it is understood that some part of 3242 kW thermal energy loss is recyclable. At 370 °C and at 35 bar pressure, 1154 kg-steam/hour of superheated steam is produced in the waste heat boiler. With this study, it is understood that 403.06 kW electrical energy can be produced from the steam which is working in the turbine and electrical efficiency that is derived from landfill gas thermal energy can be increased from 41.6 % to 48.6 %.

Science Code : 91408

Key Words : Municipal waste, landfill gas, anaerobic digesters, waste heat boilers,
gas engines

Page Number : 117

Supervisor : Assoc. Prof. Dr. Hüseyin TOPAL

TEŞEKKÜR

Çalışmalarım sırasında bilimsel katkılarıyla ve farklı bakış açıları ile beni aydınlatan, yardımlarını hiçbir zaman esirgemeyen sayın hocam Doç. Dr. Hüseyin TOPAL’a teşekkürü bir borç bilirim.

Çalışmamızda teknik desteklerinden ve sisteme ait her türlü bilgiyi bize ileten Doğu Star Elektrik Üretim A.Ş.’den sayın Osman VARDI’ya teşekkürü bir borç bilirim.

Ayrıca çalışmalarım süresince sabır gösteren beni daima destekleyen eşime, anneme, babama, kurum yöneticilerime, çalışma arkadaşlarıma en içten teşekkürlerimi sunarım.

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET	iv
ABSTRACT	v
TEŞEKKÜR	vi
İÇİNDEKİLER	vii
ÇİZELGELERİN LİSTESİ	viii
ŞEKİLLERİN LİSTESİ	ix
RESİMLERİN LİSTESİ	xi
SİMGELER VE KISALTMALAR	xii
1. GİRİŞ	1
2. LİTERATÜR ÇALIŞMASI	5
3. BİYOGAZ MOTORLARINDA ATIK ISI GERİ KAZANIMI	55
3.1. Atık Isı Kazanı Isıl Tasarım Hesapları	58
3.1.1. Atık ısı kazanında ısı transfer yüzeylerinin boyutlandırılması	62
3.1.2. Atık ısı kazanında basınç kayıpları	68
3.2. Buhar Türbini Isıl Hesapları	69
4. 2x1,2 MW GÜCÜNDEKİ GAZ MOTORU ATIK ISISININ GERİ DÖNÜŞÜM SİSTEM TASARIMI	77
5. SONUÇ	107
KAYNAKLAR	109
EKLER	115
EK-1. Sistemde kullanılan gaz motor ürün kataloğu	116
ÖZGEÇMİŞ	117

ÇİZELGELERİN LİSTESİ

Çizelge	Sayfa
Çizelge 2.1. Türkiye'nin enerji potansiyeli.....	5
Çizelge 2.2. Depo gazında bulunan bileşenler ve depo gazının özellikleri	12
Çizelge 2.3. Düşey gaz toplama sistemi inşası için tavsiye edilen kriterler	18
Çizelge 2.4. Aerobik ve anaerobik arıtma enerji mukayesesi.....	20
Çizelge 2.5. Anaerobik arıtmada polimerik bileşiklerden metan gazı oluşumuna kadar gerçekleşen dönüşümler	20
Çizelge 2.6. Tek aşamalı ıslak sistemlerin avantaj ve dezavantajları.....	28
Çizelge 2.7. Tek aşamalı kuru sistemlerin avantaj ve dezavantajları.....	29
Çizelge 2.8. İki aşamalı sistemlerin avantaj ve dezavantajları	30
Çizelge 2.9. Kesikli sistemlerin avantaj ve dezavantajları.....	33
Çizelge 2.10. Depo gazı direkt kullanımla ilgili tipik yatırım, işletme maliyeti	37
Çizelge 2.11. Depo gazından elektrik üretimi ile ilgili tipik yatırım, işletme maliyeti..	37
Çizelge 2.12. Depo gazının doğal gaz kalitesine yükseltme ile ilgili tipik yatırım, işletme maliyeti.....	38
Çizelge 2.13. Depo gazı kullanım seçeneklerinin teknik fizibilitelerinin özeti.....	39
Çizelge 2.14. Gaz türbinleri ile içten yanmalı motorların mukayesesi	40
Çizelge 2.15. İzaydaş baca gazı emisyon değerleri.....	51
Çizelge 3.1. Bazı yakıtların metan sayıları	57
Çizelge 3.2. Boru demetine dik akışta C ve n değerleri.....	65
Çizelge 3.3. Akışa dik sıra sayısına göre f flim katsayısı düzeltme çarpanları	65
Çizelge 3.4. Düz sıralama halinde f düzeltme katsayısı	68
Çizelge 3.5. Çapraz sıralama halinde f düzeltme katsayısı.....	69
Çizelge 4.1. %75 ve %50 yük durumunda elde edilen değerler	105

ŞEKİLLERİN LİSTESİ

Şekil	Sayfa
Şekil 2.1. Dünya enerji tüketiminde beklenen değişim.....	5
Şekil 2.2. Depo gazından enerji üretim sistemi	8
Şekil 2.3. Düzenli depolama sahasının kesit görünüşü	9
Şekil 2.4. Düzenli depolama sahası kesit görünüşü	9
Şekil 2.5. Metan fermentasyonunun prensibi	10
Şekil 2.6. Farklı ürünlerden metan üretim oranları.....	11
Şekil 2.7. Depo gazlarının zamanla değişimi ve gaz oluşumu esnasında görülen fazlar.....	12
Şekil 2.8. Tipik bir çöp gazından enerji üretim tesisi şeması.....	13
Şekil 2.9. Pasif gaz toplama sistemi.....	14
Şekil 2.10. Gaz tahliye bacası.....	15
Şekil 2.11. Dikey kuyularla gaz toplama ve geri kazanma sistemi	15
Şekil 2.12. Dikey gaz toplama sisteminin üstten görünümü ve etki çapları.....	16
Şekil 2.13. Yatay gaz toplama sistemi planı.....	16
Şekil 2.14. Yatay gaz toplama sistemi kesiti	16
Şekil 2.15. Düşey gaz toplama kuyusu ve başlığı detayı	17
Şekil 2.16. Anaerobik arıtmada temel parçalanma yolları	21
Şekil 2.17. Katı atıkların anaerobik çürütülmesinde kullanılan proses örneği.....	27
Şekil 2.18. Tek aşamalı ıslak sistem dizaynı	28
Şekil 2.19. Kuru sistemlerde kullanılan farklı tasarımlar.....	29
Şekil 2.20. Schwarting-uhde tipi prose	31
Şekil 2.21. İki aşamalı ıslak-ıslak sistem tasarımı	31
Şekil 2.22. Farklı kesikli sistemlerde geri dönüşümlü sızıntı suyunun şekilleri	33

Şekil	Sayfa
Şekil 2.23. Türkiye’de uygulanan atıkların bertaraf yöntemleri.....	35
Şekil 2.24. Evrensel katı atık dağılımı	36
Şekil 2.25. Aynı rotor üzerinde bulunan buhar türbin jeneratörü.....	44
Şekil 2.26. İdeal bir kojenerasyon santrali	46
Şekil 2.27. Örnek bir kojenerasyon sistem verimi	47
Şekil 2.28. Kuru tip elektrostatik filtre.....	48
Şekil 2.29. Malatya ilinin katı atık kompozisyonu	53
Şekil 3.1. Gaz motorlu kojenerasyon sistemi prensip şeması.....	56
Şekil 3.2. Bazı yakıtların ısı değeri	56
Şekil 3.3. Atık ısı kazanının bölümleri.....	58
Şekil 3.4. Atık ısı kazanında sıcaklık dağılımı	59
Şekil 3.5. Boruların diziliş şekilleri	63
Şekil 3.6. Logaritmik sıcaklık farkları	67
Şekil 3.7. Teorik Rankine çevriminin diyagramı.....	69
Şekil 3.8. Gerçek Rankine çevrimi	71
Şekil 3.9. Ara buhar almalı Rankine çevrimi	72
Şekil 3.10. Buhar türbininde iş yapan akışkanın hacim değişimi.....	74
Şekil 3.11. Ara buhar ilaveli Rankine çevrimi	75
Şekil 4. 1. Soğutma suyu sıcaklığı	78
Şekil 4.2. Baca sıcaklığı 185 °C olan atık ısı kazanında sıcaklık dağılımı	80
Şekil 4.3. Atık ısı kazanının şeması	82
Şekil 4.4. Çift basınçlı atık ısı kazanında sıcaklık dağılımı	87
Şekil 4.5. Atık ısı kazanında ısı gücü dağılımı	98

RESİMLERİN LİSTESİ

Resim	Sayfa
Resim 2.1. Atık yönetimi genel esaslarına ilişkin yönetmeliğin ek-1 listesi	35
Resim 2.2. Gaz türbini.....	41
Resim 2.3. Gaz motoru.....	41
Resim 2.4. Duman borulu atık ısı kazanı	42
Resim 2.5. Su borulu atık ısı kazanı	43
Resim 2.6. Aynı rotor üzerinde bulunan buhar türbin jeneratörü.....	45
Resim 2.7. Venturi yıkayıcı	48
Resim 2.8. Kireç püskürtmeli yıkayıcı.....	49
Resim 2.9. Dioxin furan kontrol ünitesi.....	49
Resim 2.10. Uçucu kül depolama silosu	50
Resim 2.11. Sayısal çıkışlı baca gazı emisyon ölçüm cihazları.....	51
Resim 2.12. Malatya'daki katı atık sahasından iki farklı görüntü.....	52
Resim 2.13. Malatya'daki katı atık kaynaklı elektrik üretim santrali	52

SİMGELER VE KISALTMALAR

Bu çalışmada kullanılmış simgeler ve kısaltmalar, açıklamaları ile birlikte aşağıda sunulmuştur.

Simgeler	Açıklamalar
C_{po}	Özgül ısı
C_{por}	Ortalama özgül ısı
f	Isı taşınım flim katsayısı
h	Entalpi
M	Mol kütlesi
Nu	Nusselt sayısı
P	Basınç
Pr	Prandtl sayısı
R	Kirlilik katsayısı
Re	Reynold Sayısı
s	Entropi
S	Bir dizideki boru sayısı
T	Sıcaklık
T_m	Ortalama akışkan sıcaklığı
V	Akışkan hızı
W	Güç
δ	Yoğunluk
η	Verim
λ	Hava fazlalık katsayısı
ν	Kinematik viskozite

1. GİRİŞ

Günümüzde enerji ihtiyacının karşılanması amacıyla gerek birincil enerji gerekse yenilenebilir enerji kaynaklarından faydalanılmaktadır. Ancak yetersiz kalmaya başlamasından ve ömürlerinin sınırlı olmasından dolayı yeni arayışlara gidilmektedir. Bunun yanında çalışmalar yapılırken çevreye zarar vermemesi de dikkate alınmalıdır. Ülkemizde elektrik enerjisinin diğer enerji kaynaklarına göre pahalı olması, enerji kaynaklarının yetersiz olmasından dolayı ve enerji verimliliğini arttırmak için kombine çevrim santrallerinin elektrik enerjisi veriminin artırılmasına önem verilmesi gerekliliğini ortaya koymaktadır.

Dünyada sera gazı ve antropojenik metan gazı emisyonlarının dağılım oranlarına bakıldığında Metan %16'sını oluşturmaktadır. Her ne kadar CO₂ %55 olarak görülse de metan 25 defa daha etkili olmasından dolayı metan gazı miktarının azaltılması önem arz etmektedir. Bu amaçla metanın enerji kaynağı olarak kullanılması diğer enerji kaynaklarının tüketilmesini önlemekte ve sera etkisini azaltmaktadır [1].

Atıkların arazide depolanması atık bertaraf yöntemlerinin en eskisi ve en çok kullanılanıdır. Katı atıkların gelişigüzel atılması maalesef ülkemizde yaygın olarak kullanılmaktadır. Çevre ve insan sağlığı açısından çok sayıda olumsuzluklar taşıyan bu bertaraf şeklinin sakıncalarından bazıları; çöplerden çıkan kötü kokuların çevredekileri rahatsız etmesi, çöplerin rüzgârla etrafa dağılarak görüntü kirliliğine sebep olması, sinek, fare gibi zararlıların barınma ve üreme yeri olması, çöplerden çıkan sızıntı sularının yeraltı ve yerüstü sularını kirletmesi, çöplükte açığa çıkan metan gazından dolayı sık sık yangın çıkması ve metan gazının patlama riskini taşıması olarak sayılabilir. Düzenli depolama ise basit olarak katı atıkların, sızdırmazlığı sağlanmış büyük alanlara dökülmesi, sıkıştırılması ve üzerinin örtülerek tabii biyolojik reaktör haline getirilmesi olarak tanımlanabilir [2].

Doğanın korunması için çöplük gazlarının yakılması zorunludur. Bu bir gaz yakma bacasında, kazanda, bir gaz motorunda veya bu üçünün kombinasyonundan oluşan bir sistemde gerçekleştirebilmektedir. Çöp gazlarının; gaz yakma bacasında yakılması, enerjinin imha edilmesi anlamına geliyor ki, bu pek mantıklı bir çözüm değildir. Gazların

kazanlarda yakılması da genelde pek geçerli bir çözüm değildir, çünkü çöplükler; üretilen ısıyı değerlendirebileceğimiz max. 1500 metre uzaklıkların ötesindedir[3].

Bu tez çalışmasında belediye atıklarından düzenli depolamayla veya oksijensiz (anaerobik) çürütme yöntemleriyle elde edilen biyogazın kojenerasyon sisteminde, içten yanmalı motor kullanılarak yakılması sonucu oluşan egzoz gazı irdelenmiştir. Elde edilen egzoz gazı atık ısı kazanlarında kullanılarak buhar elde edilmesi amaçlanmıştır. Buharın türbin jeneratörlerinde elektrik enerjisine dönüştürülmesi planlanmıştır.

Gaz motorlu bileşik üretim sistemine giren enerjinin %65'i ısı yoluyla kaybolur. Isı geri kazanım eşanjörleri ile bu atığın %80'i geri kazanılır ve böylece örneğin %35 verimle çalışan jeneratörün toplam verimi %87'ye ulaşır. Ancak bir bileşik santralde değerlendirilmesi gereken ana konu toplam verimin yüksekliğinden çok ısıya göre 5-7 katı daha pahalı bir enerji olan elektrik veriminin yüksekliğidir[4].

Kıvılcım ateşlemeli (Otto) gaz motoru aracılığıyla çöplükte elektrik enerjisi üretilebilmektedir. Elektrik hem ısıdan daha değerli bir enerjidir, hem de kolayca uzun mesafelere taşınabilmektedir. Elektrik üretiminin yanında motorun atık ısılarının değerlendirilmesi durumunda ise daha da büyük bir yarar sağlanmaktadır [3].

Gaz turbo-jeneratörlerin çıkısına konan Atık Isı Kazanlarının, sistemin toplam veriminin yükseltilmesi suretiyle enerji üretim maliyetini düşürebildiğinden önemi artmıştır. Ayrıca Gaz Türbinlerinde 450-530 °C de çıkan gazların Atık Isı Kazanlarında 100-150 °C' ye kadar düşürülerek egzoz edilmeleri, hava kirliliğinin bir unsuru olan atmosferin ısınma probleminin azaltılması demektir [5].

Atık Isı Enerji Geri Kazanma Tesisinin verimi, atmosfere bırakılan gaz miktarı ve sıcaklığı ile direk ilgilidir. Verimi yükseltmek için atık gazın sıcaklığının düşürülmesi gerekmektedir. Basit çevrimli (Simple-Cycle Generation) gaz turbo- jeneratörlerinden atmosfere ortalama 450-530 °C de bırakılan gazlar bir atık ısı kazanından geçirilir ve 100-150 °C seviyelerine düşürülerek ilave ısı ve / veya elektrik enerjisi elde edilir. Bu suretle toplam çevrim verimi %30'lardan %45-75'ler mertebesine yükseltilmiş olur [5].

Bu tez çalışmasında Malatya ilinde kurulu bulunan çöp depolama sahasında üretilen çöp gazı ile çalışan bir gaz motor tesisi ele alınmıştır. Tesiste MWM TG 2020 gaz motoru kullanılmıştır. Çalışmamızda bu sistem için çift basınçlı, su borulu atık ısı kazanı tasarlanması ve üretilen buhar miktarına göre türbin jeneratör kullanılması amaçlanmıştır.

Sistemin elektrik verimini arttırmak için gaz motorunun egzoz atık ısısı, atık ısı kazanında buhar üretmek amacıyla kullanılması planlanmıştır. Atık ısı kazanı ısı hesaplamaları termodinamik kanunlar ve termodinamik tablolar kullanılarak yapılacaktır.

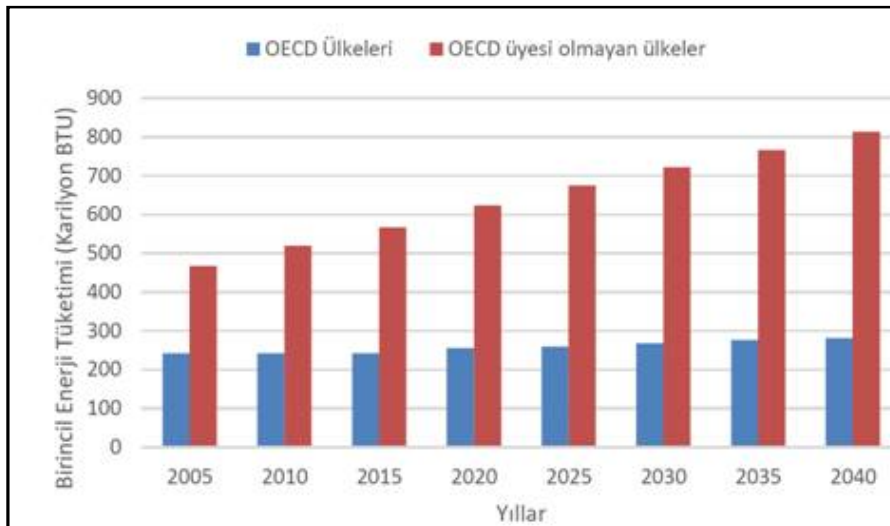
Atık ısı kazanında literatürde geçen iş akışkanı hız aralıklarında hızlar seçilecektir. Atık ısı kazanı çift basınçlı olarak 35 bar yüksek basınç ve 5,5 bar alçak basınçta buhar üretecek şekilde tasarlanacaktır. Yüksek sıcaklıktaki atık gazın enerjisinden faydalanılarak taşınım ile enerji geçişi sayesinde buhar üretilmesi planlanmıştır. Üretilen kızgın buhar türbin jeneratöründe kullanılarak mekanik enerjiye dönüştürülerek elektrik enerjisi üretilmesi amaçlanmıştır.

2. LİTERATÜR TARAMASI

Enerji kaynakları kullanılışlarına göre, yenilenebilir ve yenilenemez enerji kaynakları; dönüştürülebilirliklerine göre ise birincil ve ikincil enerji kaynakları olarak sınıflandırılmaktadır. Enerjinin herhangi bir değişim ya da dönüşüme uğramamış şekli birincil (primer) enerji, birincil enerjinin dönüştürülmesi sonucu elde edilen enerji ise ikincil (sekonder) enerji olarak tanımlanmaktadır. Birincil enerji kaynakları petrol, kömür, doğal gaz, nükleer, hidrolik, biyokütle, dalga, gel-git, güneş ve rüzgar iken; ikincil enerji kaynakları elektrik, benzin, mazot, motorin, kok kömürü, ikincil kömür, petrokok, hava gazı, sıvılaştırılmış petrol gazı (LPG) şeklindedir [6].

Yenilenebilir enerji kaynakları, doğal bir çevrim sürecinde aynen kalabilen, kullanılmasına rağmen azalmayan, tükenmeyen enerji kaynaklarıdır. Hidrolik, güneş, rüzgar, biyokütle ve dalga birer yenilenebilir enerji kaynağıdır [6].

Teknolojik gelişmeler, dünya nüfusundaki artış, insanların refah seviyesindeki artış gibi sebeplerle dünyada enerjiye olan talep sürekli artmaktadır. Şekil 2.1’de gösterildiği gibi Amerikan Enerji Ajansı (APEA) verilerine göre, 2005 ve 2040 yılları arasında OECD ülkelerindeki enerji tüketiminin fazla değişmeyeceği beklenmesine rağmen, OECD üyesi olmayan ülkelerin enerji tüketiminde yaklaşık %75’lik bir artış (2005 yılında 467 Katrilyon BTU (British Thermal Unit), 2040 yılında 813 katrilyon BTU) beklenmektedir [7].



Şekil 2.1. Dünya enerji tüketiminde beklenen değişim [7]

Uluslararası Enerji Ajansı (UEA) verilerine göre, enerji sektörüne üçte ikisi OECD dışı ülkelerde olmak üzere, toplam 42,2 trilyon dolar yatırım yapılacağı tahmin edilmekte olup, bu yatırımların 6,5 trilyon dolarının ise yenilenebilir enerji sektörüne yapılması beklenmektedir [7].

Türkiye linyit, taş kömürü, asfaltit, ham petrol, bitüm, doğalgaz ve uranyum gibi yenilenemez; hidrolik, rüzgar, jeotermal, biyokütle ve güneş gibi yenilenebilir enerji kaynaklarına sahip bir ülkedir. 2012 yılı sonu itibarıyla Türkiye'nin tespit edilen yerli enerji kaynak potansiyeli Çizelge 2.1'de verilmiştir. Çizelgeden, Türkiye'nin elektrik enerjisi üretimi amaçlı kullanılabilecek biyokütle enerji potansiyelinin 2,6 MW, ısı enerjisi üretimi amaçlı kullanılabilecek biyokütle enerji potansiyelinin ise 6 MW olduğu görülmektedir [8].

Çizelge 2. 1. Türkiye'nin enerji potansiyeli [8]

Kaynaklar	Görünür	Muhtemel	Mümkün	Toplam
Taş Kömürü (Milyon Ton)	526	425	368,4	1319,4
Linyit (Milyon Ton)	10782,3	826,767	143,141	11752,2
Asfaltit (Milyon Ton)	40,7	29,5	7,3	77,5
Bitüm (Milyon Ton)	1641,4			1641,4
Hidrolik (MW)	36603			36603
Ham Petrol (Milyon Ton)	43,13			43,13
Doğalgaz (Milyar m ³)	6,2			6,2
Uranyum (Ton)	9129			9129
Toryum (Ton)	380000			380000
Jeotermal (Elektrik) (MW)	98		512	600
Jeotermal (Isı) (MW)	3348		28152	31500
Güneş (Mtep)	32,6			32,6
Rüzgar (MW)	48000			48000
Biyokütle (Elektrik) (Mtep)				2,6
Biyokütle (Isı) (Mtep)				6

Türkiye, enerji arz güvenliğini esas alan bir enerji politikası yürütmektedir. Bu politikayla, yerli kaynaklara öncelik vermek suretiyle kaynak çeşitliliğinin sağlanması, yenilenebilir enerji kaynaklarının enerji arzındaki payının arttırılarak hem enerji ve tabii kaynaklar alanındaki faaliyetlerin çevreye duyarlı bir şekilde yürütülmesi hem de petrol ve doğal gaz alanlarında kaynak çeşitliliğinin sağlanması amaçlanmaktadır. Bu politika doğrultusunda, Cumhuriyetimizin yüzüncü yılı için arz güvenliği, yenilenebilir enerji kaynakları ve enerji

verimliliğine yönelik belirlenen hedef yenilenebilir enerji kaynaklarının enerji arzındaki payının %30'a çıkarılmasıdır [9].

1990 yılından itibaren özellikle Almanya'da enerji yasasındaki değişiklikler, teknolojilerdeki gelişmeler, gaz motoru ve jeneratör ikilisinin kolay kullanımı, H₂S'nin gaz içerisinde temizlenebilmesi biyogaz teknolojisinin tekrar kullanılmaya başlanmasına yardımcı olmuştur [10].

Depo gazından enerji geri kazanımı için dört ana yol mevcuttur. Bunlar; direkt ısıtma, elektrik üretimi, boru hattı kalitesinde gaza saflaştırmak ve kimyasal besleme stokudur.

Metotlar ve uygulama teknolojileri şu şekildedir [10]:

Direkt ısıtma uygulamaları;

- Endüstriyel kazanlar için kullanımı
- Ortam ısıtma ve soğutma
- Endüstriyel ısıtma/ortak yakma

Elektrik üretimi uygulamaları içten yanmalı motorlarda kullanımı;

- Gaz türbinlerinde kullanımı
- Buhar türbinlerinde kullanımı
- Kojenerasyon uygulamaları
- Mikro türbinlerde kullanımı
- Yakıt pillerinde kullanımı

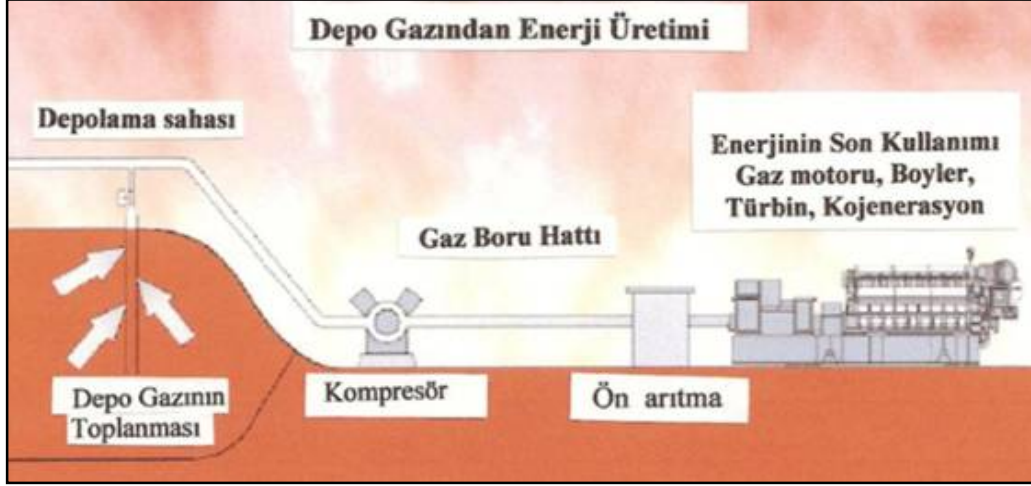
Boru hattı kalitesinde gaza saflaştırma;

- Taşıt yakıtı olarak kullanımı
- Yerel doğalgaz şebekesine enjeksiyon

Kimyasal üretim proseslerinde besleme stoku olarak kullanımı;

- Metanole dönüşüm
- Dizel yakıtı dönüşüm

Depo gazından enerji üretim sisteminin genel gösterimi Şekil 2.2' de verilmiştir [10].



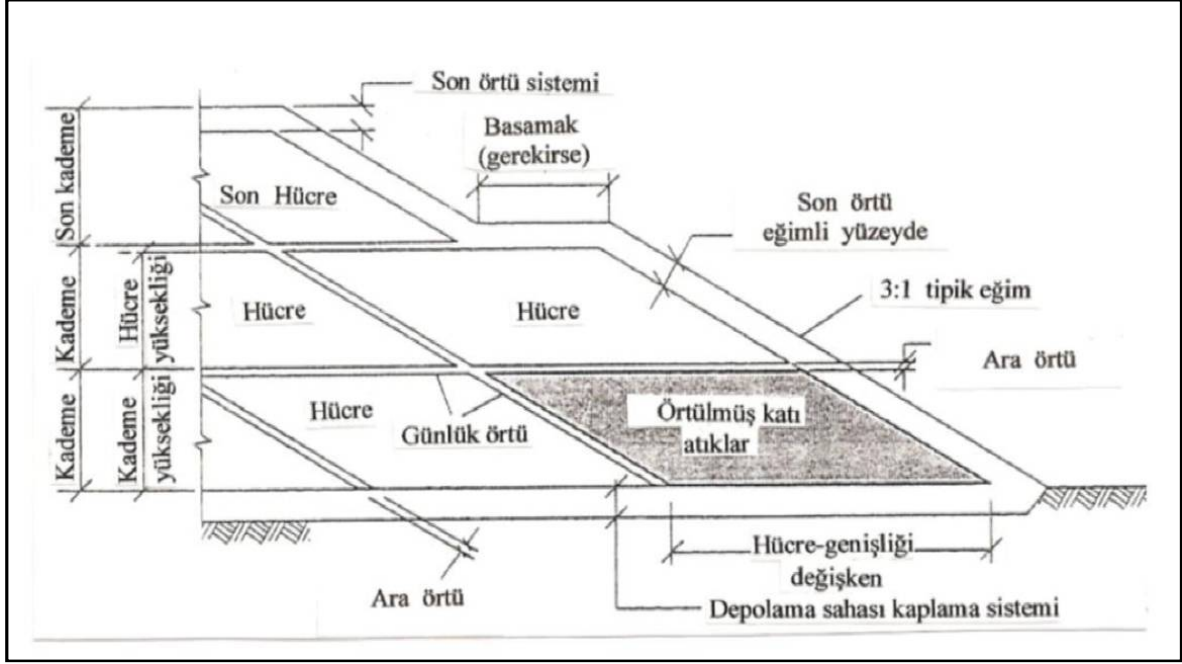
Şekil 2.2. Depo gazından enerji üretim sistemi [10]

Çevre ve insan sağlığı açısından çok sayıda olumsuzluklar taşıyan vahşi yöntemle bertaraf şeklinin sakıncalarından bazıları;

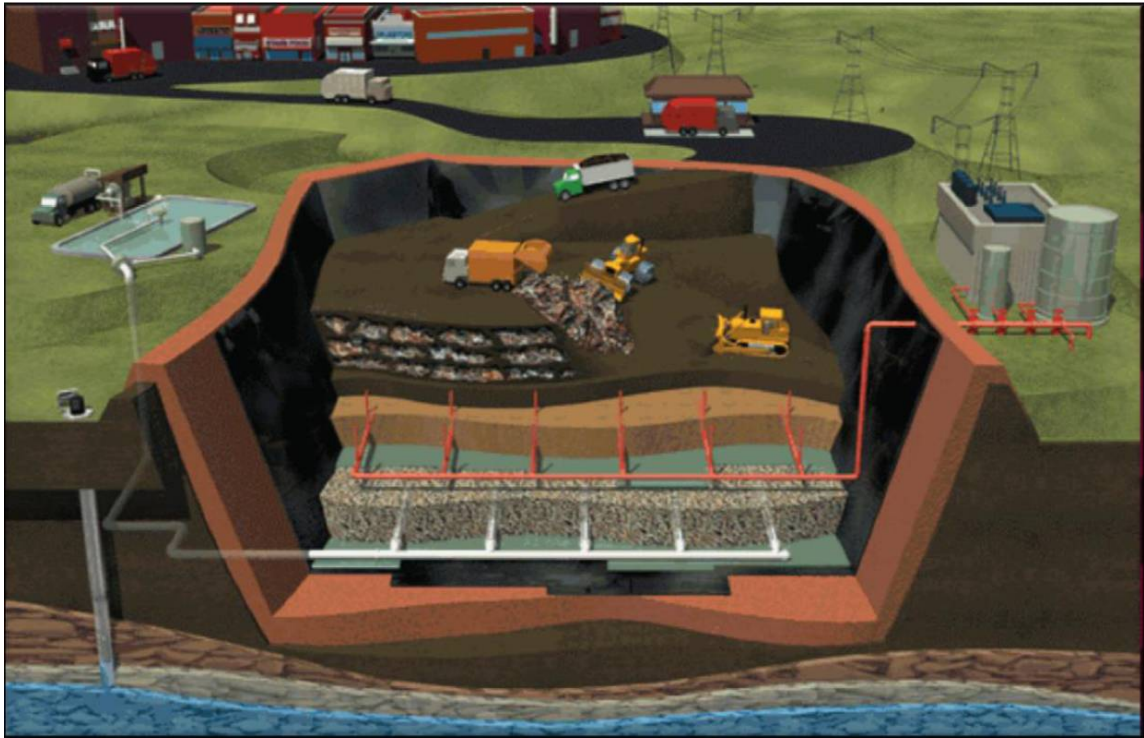
- Çöplerden çıkan kötü kokuların çevredekileri rahatsız etmesi,
- Çöplerin rüzgârla etrafa dağılarak görüntü kirliliğine sebep olması,
- Sinek, fare gibi zararlıların barınma ve üreme yeri olması,
- Çöplerden çıkan sızıntı sularının yeraltı ve yerüstü sularını kirlilemesi,
- Çöplükte açığa çıkan metan gazından dolayı sık sık yangın çıkması ve metan gazının patlama riskini taşıması olarak sayılabilir.

Düzenli depolama ise basit olarak katı atıkların, sızdırmazlığı sağlanmış büyük alanlara dökülmesi, sıkıştırılması ve üzerinin örtülerek tabii biyolojik reaktör haline getirilmesi olarak tanımlanabilir. Düzenli depolamada sızıntı suyu, depolama alanı gaz emisyonları, çöplerin dağılımı ve koku kontrolünün kolaylaştırılması için sahanın mühendisliğinin yapılmış olması gerekmektedir [10].

Bir düzenli depolama sahasının kesit görünüşü Şekil 2.3 ve Şekil 2.4’de verilmiştir.



Şekil 2.3. Depo gazından enerji üretim sistemi [10]



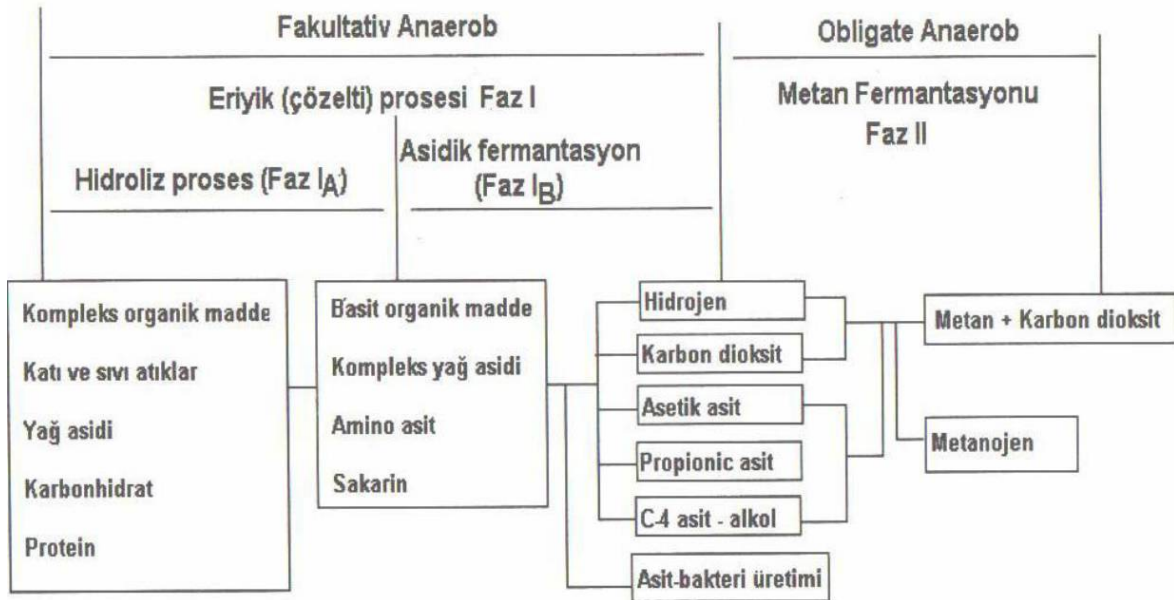
Şekil 2.4. Düzenli depolama sahası kesit görünüşü [10]

Biyogaz üç evrede oluşur [11-15]. Bunlar,

- Hidroliz
- Asit oluşturma
- Metan oluşumudur.

Hidroliz aşaması: İlk aşamada mikroorganizmaların salgıladıkları enzimler ile çözünür halde bulunmayan maddeler çamur içerisinde çözünür hale dönüşürler. Uzun zincirli kompleks karbonhidratları, proteinleri, yağları ve lipitleri kısa zincirli yapılara dönüştürürler. Bu basit organiklere dönüşüm sonucunda birinci aşama olan hidroliz tamamlanmış olur [12].

Asit oluşturma aşaması: Çözünür hale dönüşmüş organik maddeleri asetik asit, uçucu yağ asitleri, hidrojen ve karbondioksit gibi küçük yapıli maddelere dönüşür. Bu aşama anaerobik bakteriler ile gerçekleştirilir. Bu bakteriler metan oluşturuıcı bakterilere uygun ortam oluşturuurlar. Metan Fermantasyonunun Prensipli Şekil 2.5’de gösterilmiştir [10].

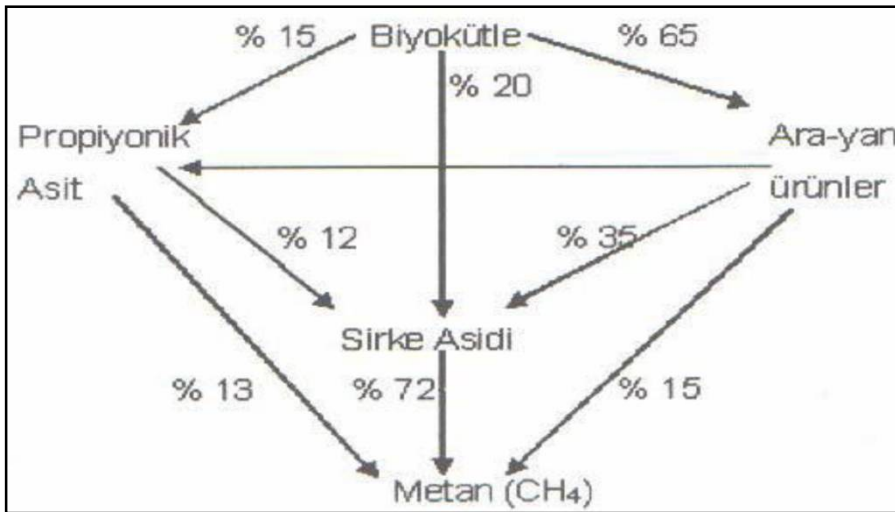


Şekil 2.5. Metan fermantasyonunun prensibi [10]

Metan oluşumu aşaması: Deponi gazı üretiminin 4 temel kademesi bulunmaktadır [10].

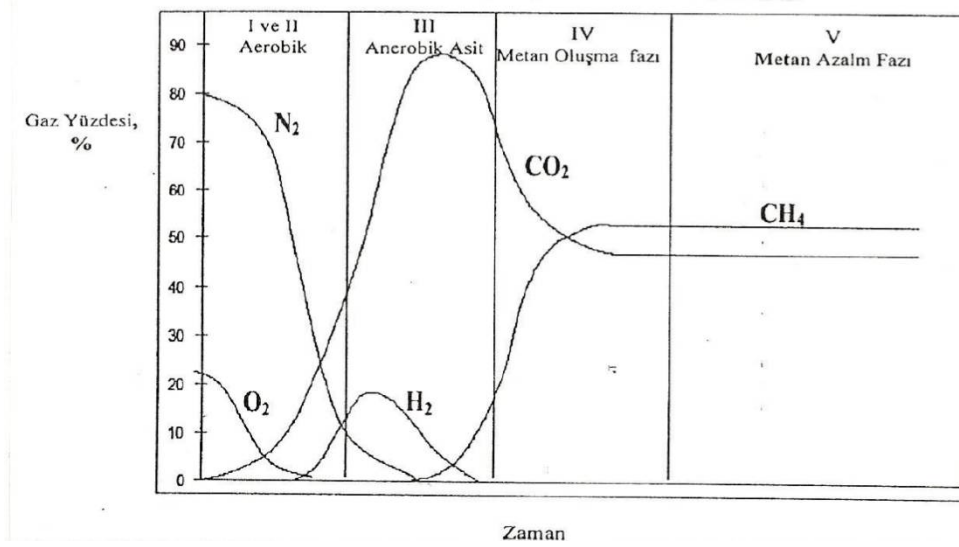
- **Aerobik kademe:** Katı atıkların alana yerleştirilmesi esnasında atıklar arasında sıkışan oksijen bu kademedeki kullanılarak tüketilir. Atıklar yerlerine yerleştirildikten sonra ilave bir oksijen verilmesi söz konusu olmadığından aerobik olarak gerçekleşen bu biyolojik indirgenme kademesi sadece birkaç gün sürmektedir. Katı atıkların kuru olması halinde bu süre biraz daha uzun sürebilir. Aerobik bozunma sonucunda tipik değerleri 10-20 °C olan bir ısı artımı oluşur. Nem içeriğine bağlı olarak ısı artımı bundan biraz fazla olabilmektedir.

- Anoksik-Nonmetanojenik Kademe: Meydana gelen asit fermentasyonu sebebiyle ortamda bir CO₂ artışı meydana gelir. Bununla birlikte bir miktar H₂ gazı da oluşabilir. Yapılan bazı çalışmalar 11 günlük bir zaman dilimi içerisinde hacimce % 70 oranında CO₂ oluşumu gerçekleşebildiğini göstermektedir.
- Anaerobik-Metanojenik-Kararsız Kademe: Metan oluşumu bu kademedeki başlar. Bu kademedeki hacimce % 50 oranında metan oluşumu için ortamda yeterli oranda nemli atıkların olması halinde yaklaşık 3 aylık bir zaman dilimi gereklidir. Atıkların yeterince nemli olmaması durumunda ise hiç oluşmayabilir.
- Anaerobik-Metanojenik-Kararlı Kademe: Bu kademedeki CH₄ oluşumu hacimce % 40-70 oranlarında sabit kalmaktadır. Katı atıklar içindeki organik maddelerin tükenmesine bağlı olarak metan oluşumu azalmaktadır. Fakat odun ve kağıt gibi selülozik ve yavaş ayrışabilir organik maddelerin varlığı metan oluşumunun uzun bir süre devam etmesini sağlamaktadır. Farklı ürünlerden metan üretim oranları Şekil 2.6'da verilmiştir.



Şekil 2.6. Farklı ürünlerden metan üretim oranları [10]

Düzenli depolama sahalarında meydana gelen ayrışma ve gaz oluşum safhaları Şekil 2.7'de verilmiştir. Ancak, atıkların biyolojik ayrışması her zaman burada gösterildiği gibi gerçekleşmeyebilir. Bazı safhalar gerçekleşmezken bazıları aynı anda meydana gelebilir. Depolanan atığın bileşenlerine ve dane boyutlarına, ayrışabilir organik maddelerin özelliğine, ortamın pH'ına ve ortamdaki nem düzeyine bağlı olarak değişir [16].



Şekil 2.7. Depo gazlarının zamanla değişimi ve gaz oluşumu esnasında görülen fazlar (I: İlk uyum fazı II: Geçiş fazı III: Asit fazı IV: Metan fazı V: Olgunlaşma fazı) [16]

Depo gazı, büyük miktarlarda bulunan ana gazlar ve daha az miktarlardaki eser gazlardan oluşur. Ana gazlar, katı atıklar içerisindeki organik maddelerin biyolojik olarak ayrışması sonucu oluşurlar. Eser haldeki gazlar çok düşük miktarlarda bile toksik olup halk sağlığı açısından tehlike arz ederler. Depo gazında bulunan bileşenler ve depo gazının özellikleri Çizelge 2.2’de gösterilmiştir [10].

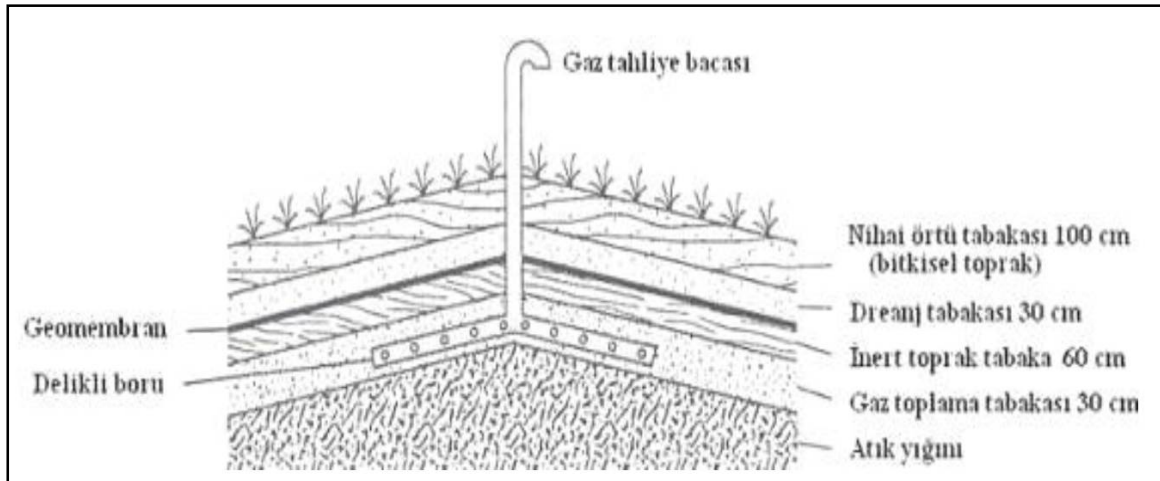
Çizelge 2.2. Depo gazında bulunan bileşenler ve depo gazının özellikleri [10]

Bileşen	Yüzde(Kuru Hacimde)
Metan	45-60
Karbondioksit	40-60
Azot	2-5
Oksijen	0,1-1,0
Sülfür, Menkaptan vb.	0-1,0
Amonyak	0,1-1,0
Hidrojen	0-0,2
Karbonmonoksit	0-0,2
Eser Bileşenler	0,01-0,6
Özellik	Değer
Sıcaklık(°C)	68-88
Özgül Ağırlık	1,02-1,06
Nem Muhtevası	Doygun
Isı Değeri(kj/m ³)	14900-20500

işleme tabi tutulmadan uygun noktalardaki gaz tahliye bacaları veya borularından atmosfere verilir. Pasif gaz tahliye bacaları nihai örtü tabakasının 1~1,5 m altına kadar indirilir ya da düşey gaz toplama kuyularına benzer tarzda, dolgu yüksekliğinin üst %75'lik kısmında gaz toplama/tahliye kuyusu tarzında teşkil edilir. Pasif gaz tahliye bacaları/kuyuları için tipik aralık veya sayı 7500 m³ atık depolama alanı hacmi başına 1 adet tahliye yapısı inşasıdır [17]. Pasif gaz toplama bacaları Şekil 2.9'de belirtildiği üzere basitçe teşkil edilebilir.

Aktif gaz toplama/çekme sisteminde, gaz toplama kuyuları bir boru şebekesi ile birbirine bağlanarak, depo gazı merkezli bir fan vasıtasıyla kısmi vakum altında çekilir. Şekil 2-10, 11, 12, 13 ve 14'de gösterildiği gibi aktif gaz çekme kuyuları, düşey veya yatay kuyular halinde teşkil edilebilir. Düşey kuyular, burgu veya döner sondaj yöntemi ile açılırlar. Tipik bir düşey gaz çekme kuyusu Şekil 2.15'de gösterilmiştir. Kuyu başlıkları, uygulanan vakumun kontrolü ile gaz debisi, sıcaklık ve bileşiminin izlenmesine imkan veren ölçü ve kontrol düzenekleri ile donatılır [17].

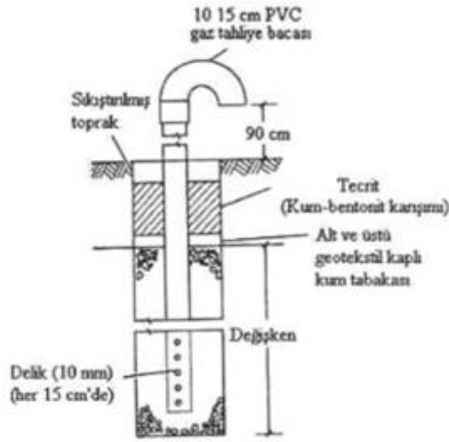
Kuyular arası mesafe, üretilen gaz debisine bağlıdır. Düşey gaz çekme kuyularının genel tasarım ve yapım kriterleri Çizelge 2.3'de özetlenmiştir [18].



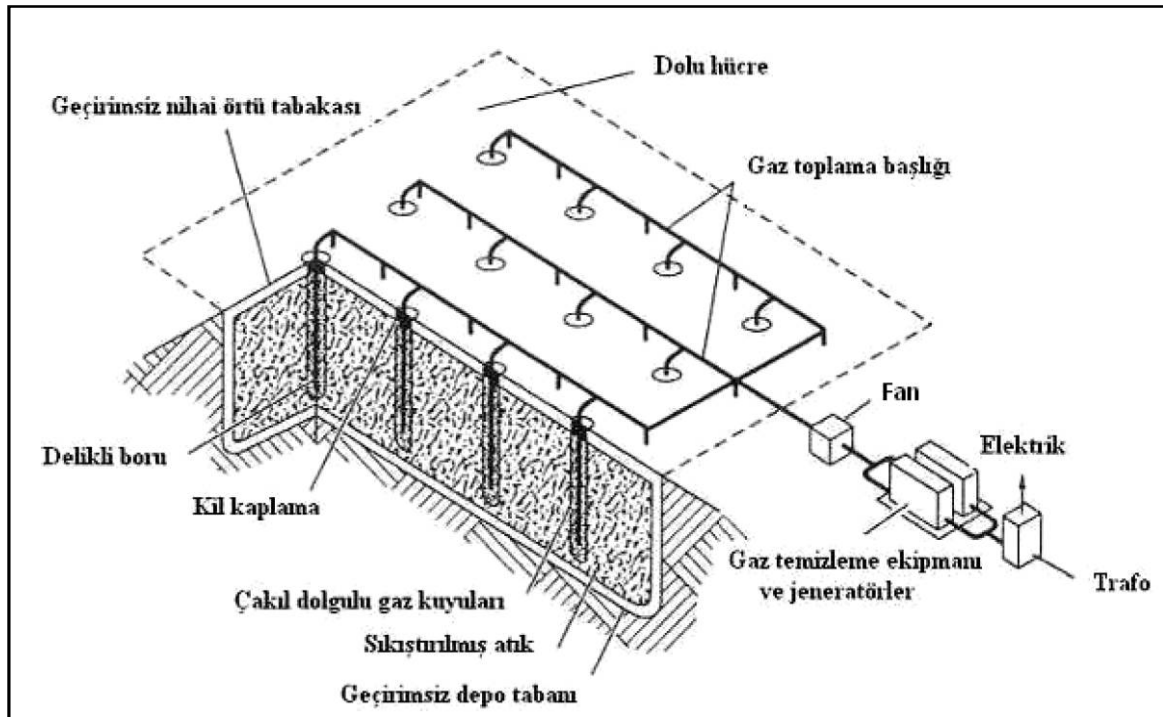
Şekil 2.9. Pasif gaz toplama sistemi [17]

Depo gazı, merkezi bir blower (gaz emme körükleri) sistemi ile gaz toplama şebekesine uygulanacak vakum altında emilir. Blower sistemi kapasitesi, çekilecek gaz debisine göre belirlenir. Gaz toplama sistemi, hidrolik kayıpları en aza indirmek üzere, uygun çap ve uzunlukta teşkil edilir. Maliyet optimizasyonu için, boru hattı maliyeti ile gaz çekme için

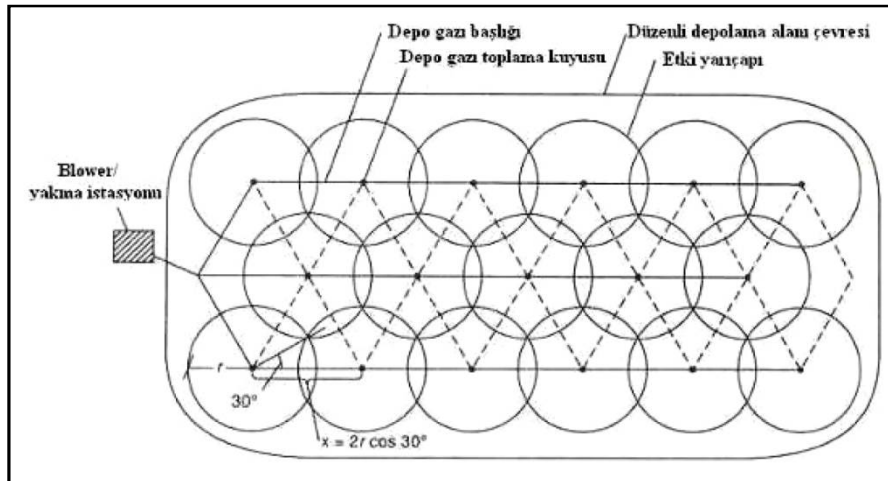
sarf edilen enerji maliyeti toplamının en düşük kaldığı durum tespit edilerek ekonomik boru çapları bulunur.



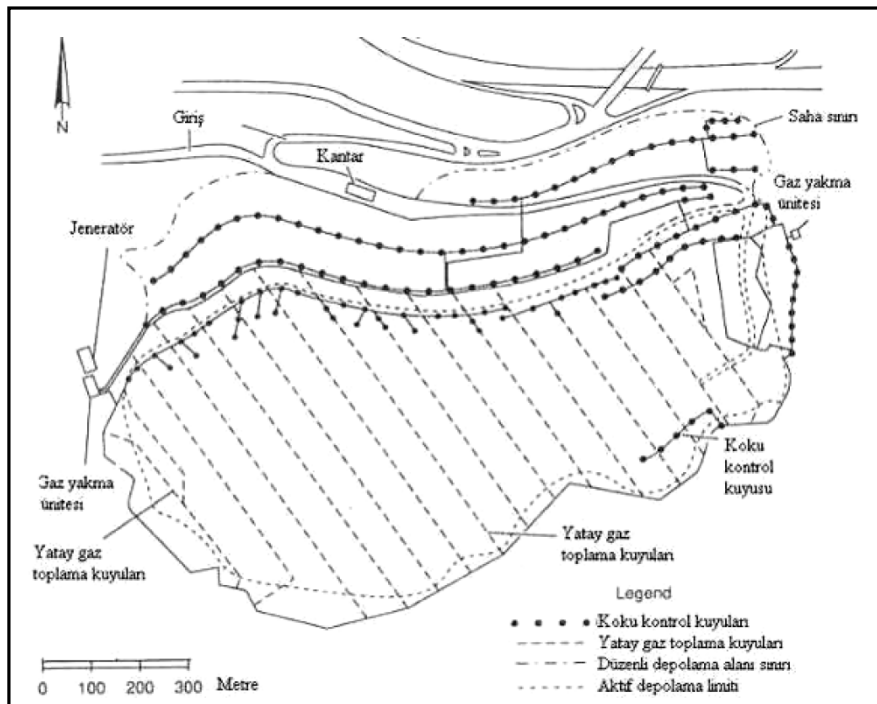
Şekil 2.10. Gaz tahliye bacası [17]



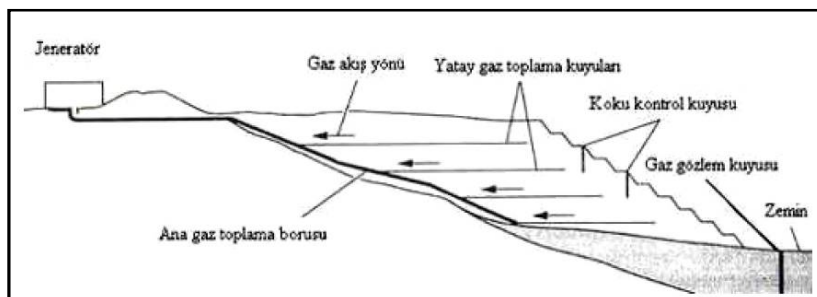
Şekil 2.11. Dikey kuyularla gaz toplama ve geri kazanma sistemi [17]



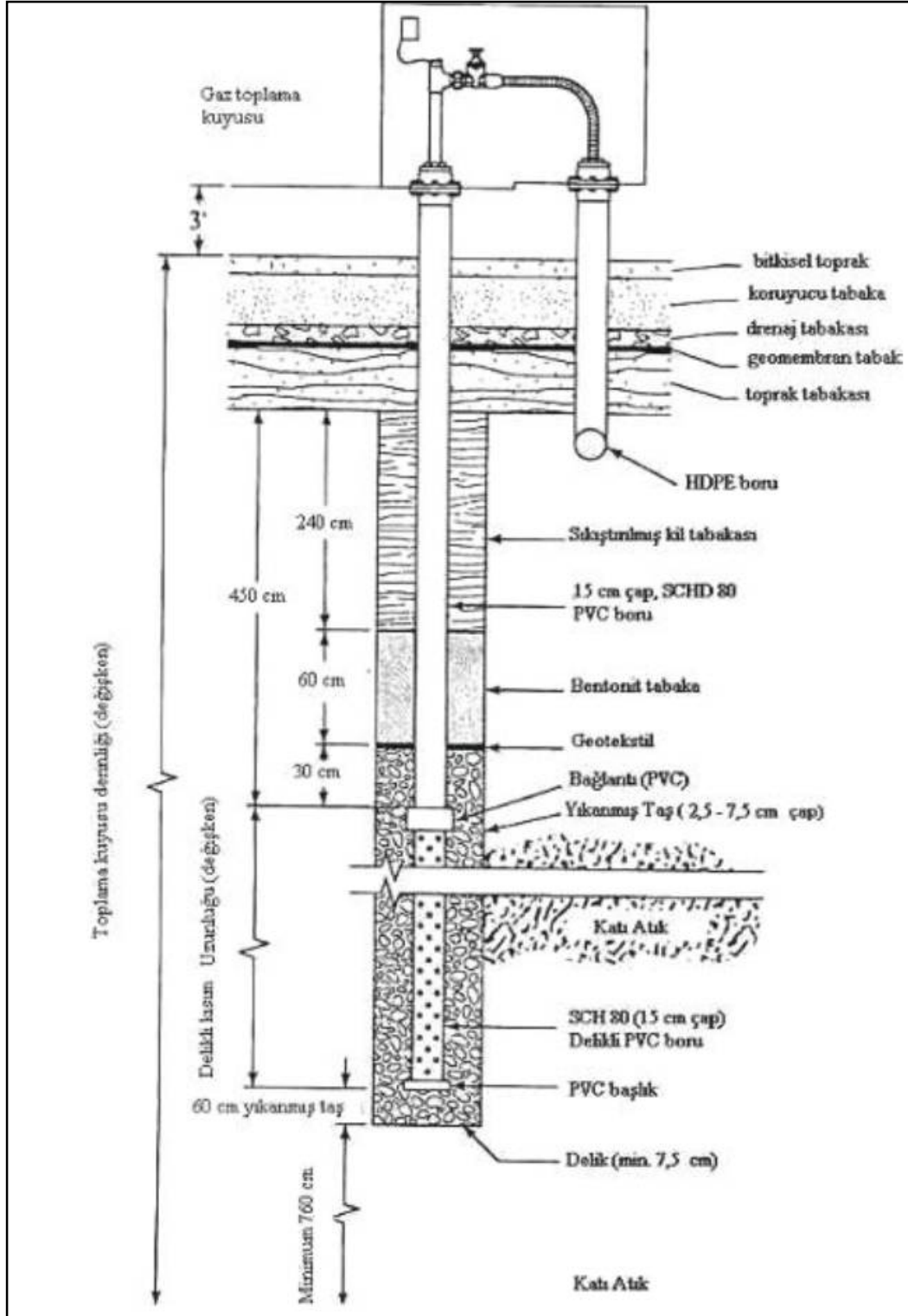
Şekil 2.12. Dikey gaz toplama sisteminin üstten görünümü ve etki çapları [17]



Şekil 2.13. Yatay gaz toplama sistemi planı [17]



Şekil 2.14. Yatay gaz toplama sistemi kesiti [17]



Şekil 2.15. Düşey gaz toplama kuyusu ve başlığı detayı [17]

Çizelge 2.3. Düşey gaz toplama sistemi inşası için tavsiye edilen kriterler [18]

Parametre	Önerilen Kriterler
Kuyu derinliği	Dolgu yüksekliğinin %75'i veya sızıntı suyu seviyesi derinliği
Delikli kısım	Tabandaki 1/3 ~2/3 'lük kısım yüzeyden itibaren asgari 7,5 m veya sonradan başlamalı
Gaz borusu	ø 7,5-10 cm, PVC veya HDPE, teleskopik bağlantılı
Kuyular arası mesafe(merkezden itibaren)	Ana toplam sistemi 60-150 m. Çevresel toplama sistemi 30-75 m
Kuyu yoğunluğu	~2000 ~8000 m ² de bir adet
Minimum gaz toplama borusu eğimi	3%
Kuyu (sondaj) çapı	30-90 cm standart (en sık uygulanan çap ø60, 75 ve 90 cm)

Organik ve inorganik maddelerin, oksijenin yokluğunda mikroorganizmaların yardımıyla parçalanarak CO₂, CH₄, H₂S ve NH₃ gibi nihai ürünlere dönüşmesi olayı Anaerobik çürütme olarak tanımlanabilir. Anaerobik arıtma ilk olarak sadece çamurların çürütülmesi amacıyla kullanılmaya başlanmış, ancak atık sularda aerobik arıtmaya kıyasla avantajlarının keşfedilmesinden sonra bu alanda da yaygın bir şekilde kullanılmaya başlanmıştır. Özellikle enerji maliyetlerinin önemli bir problem olduğu günümüzde, aerobik arıtmaya nazaran daha az enerji gerektirmesi ve hatta proses sonucu ortaya çıkan metanın enerjiye dönüştürülebilmesi anaerobik arıtmanın daha da yaygın bir şekilde kullanılmasına neden olmuştur [19].

Anaerobik arıtma sistemi seçiminde göz önüne alınacak hususlar [19]:

- Sistemin BOİ, AKM ve nütrient giderme verimleri yeterli olmalıdır.
- Koku problemi olmamalıdır.
- İşlem sonucunda oluşan çamur miktarı az ve bertarafı ekonomik olmalıdır.
- İşletme emniyeti yüksek olmalı, hakkında yeterli bilgi ve tecrübe birikimi bulunmalıdır.
- Madde ve/veya enerji geri kazanımına imkân vermelidir.
- Alan ihtiyacı az olmalıdır.
- Proses debi ve kirlilik yüklerindeki değişimleri kolay tolare edebilmelidir.
- Sistem enerji kesilmesinden, sok yüklerden, kesikli besleme ve toksik maddelerden az etkilenmelidir.

Anaerobik arıtmanın aerobik arıtmaya göre belli bazı avantaj ve dezavantajları mevcuttur.

Anaerobik arıtmanın olumlu yönleri [19]:

- Proses stabilitesinin sağlanabilmesi
- Biyokütle atığının bertaraf maliyetinin düşüklüğü
- Besi maddesi sağlama maliyetinin düşüklüğü
- İnşa alanı gereksiniminin azlığı
- Enerjinin korunması ile ekolojik ve ekonomik fayda sağlaması
- İşletme kontrolü gereksiniminin minimize edilmiş olması
- Oluşan gazın hava kirlenmesi açısından kontrol edilebilir olması
- Köpük probleminin olmaması
- Havasız şartlarda biyolojik olarak parçalanamayan maddelerin parçalanabilmesi
- Atıksudaki mevsimsel değişikliklerde arıtmanın stabilitesinin sağlanabilmesi

Anaerobik arıtmanın olumsuz yönleri [19]:

- Biyokütle gelişimi için uzun başlangıç evresinin gereksinimi
- Seyretilik atıksularda yeterli alkalinitenin üretilmemesi
- Bazı durumlarda çıkış suyunda istenilen standart değerlerin sağlanamaması
- Seyretilik atıksuların arıtılması durumunda oluşan biyogaz miktarının az olması ve elde edilen enerjinin sistemi ısıtmaya yetmemesi
- Aşırı sülfatlı atıksularda koku probleminin olması
- Nitrifikasyonun mümkün olmaması
- Metanojenlerin toksit maddelere ve çevre şartlarına aşırı duyarlı olması
- Düşük sıcaklıklarda kinetik hızların daha da düşük olması
- Biyokütlenin maksimum aktivitesi için gerekli olan azot konsantrasyonunun daha fazla olması

Anaerobik sistemlerin önemli olumsuz tarafı atık suda sülfat bileşiklerinin olması durumunda ortaya çıkmaktadır. Sülfatların indirgenmesi veya proteinlerin parçalanması sonucu ortaya çıkan H_2S hem toksik, hem de korozif niteliktedir. Ayrıca, gazdaki H_2S istenmeyen kötü kokulara neden olmaktadır. Biyogazın yakılması durumunda H_2S 'in SO_2 'ye oksitlenmesi ile koku problemi azalmaktadır. Ancak, bu durumda da hava kirleticisi parametre olan SO_2 meydana gelmektedir. Bu nedenle, anaerobik arıtmada H_2S oluşumu her zaman kontrol altında tutulmalıdır [19]. Aerobik ve anaerobik arıtma sistemlerinde enerji mukayesesi Çizelge 2.4'de gösterilmiştir.

Çizelge 2.4. Aerobik ve anaerobik arıtma enerji mukayesesi [19]

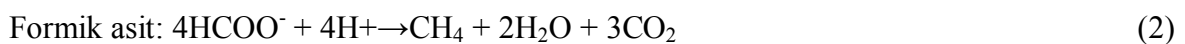
Enerji	Enerji değerleri kj/ gün	
	Anaerobik	Aerobik
Havalandırma		$1,9 \times 10^6$
Metan üretimi	$12,5 \times 10^6$	
Su sıcaklığını 30°C ye çıkarmak	$2,1 \times 10^6$	
Net enerji, kJ/gün	$10,4 \times 10^6$	$1,9 \times 10^6$

Anaerobik arıtmada polimerik bileşiklerden metan gazı oluşumuna kadar gerçekleşen dönüşümler Çizelge 2.5’deverilmektedir.

Çizelge 2.5: Anaerobik arıtmada polimerik bileşiklerden metan gazı oluşumuna kadar gerçekleşen dönüşümler [20-22]

Reaksiyona giren ürünler	Mikroorganizmalar	Reaksiyon sonucu oluşan ürünler
Proteinler Yağlar Nişasta Selüloz	Hidrolizi gerçekleştiren mikroorganizmalar	Aminoasitler Yağ asitleri, Gliserin Glükoz Dextroz
Karbonhidratlar Aminoasitler Yağ asitleri Alkoller	Asit oluşturan mikroorganizmalar	Valerik asit Bütirik asit Propiyonik asit Laktik asit Etanol
Valerik asit Bütirik asit Propiyonik asit Laktik asit Etanol	Asetik asit oluşturan mikroorganizmalar	Asetik asit CO ₂ H ₂
Asetik asit Organik asitler Alkoller CO ₂ H ₂	Metan oluşturan mikroorganizmalar	CH ₄ + CO ₂

Anaerobik parçalanmayla metan gazı elde edilir. Aşağıdaki metan gazı oluşum reaksiyonlarında hidrojen, formik asit, karbon monoksit, metanol, metilamin veasetattan metan gazı oluşmaktadır [20,21].



Karbon monoksit: $4\text{CO} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{CO}_2$ (3)

Trimetilamin: $4(\text{CH}_3)_3\text{N} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 9\text{CH}_4 + 3\text{CO}_2 + 6\text{H}_2\text{O} + \text{NH}_3$ (4)

Asetat: $\text{CH}_3\text{COOH} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2$ (5)

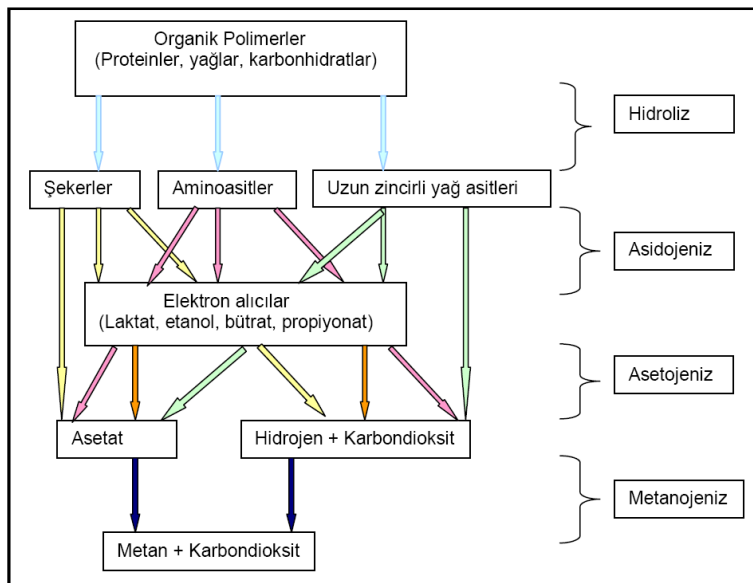
Metanol: $4\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$ (6)

Dimethylamin: $2(\text{CH}_3)_2\text{NH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2\text{NH}_3$ (7)

Monomethylamin: $4(\text{CH}_3)\text{NH}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 4\text{NH}_3$ (8)

Karmaşık organik maddelerin anaerobik parçalanması bazı kaynaklarda genel olarak hidroliz, asit oluşumu ve metan oluşumu olmak üzere üç safhalı bir süreç halinde ele alınmaktadır [11-15,23].

Anaerobik parçalanma birçok adımdan oluşmaktadır. Anaerobik arıtımın basitleştirilmiş temel adımları Şekil 2.16'da gösterilmektedir.



Şekil 2.16. Anaerobik arıtmada temel parçalanma yolları [12,21,25]

Anaerobik arıtmaya etki eden temel faktörler; sıcaklık, pH, nutrientler, toksisite ve hidrolik bekletme süresidir.

Reaktör sıcaklığı: Anaerobik çürütme, diğer biyolojik prosesler gibi büyük oranda sıcaklığa bağlıdır. Çürütme proseslerinin dönüşüm hızlarıyla alakalı olarak, 35–40 °C arası mezofilik ve yaklaşık 55 °C de termofilik sıcaklık aralığı vardır. Sıcaklığın hıza ve anaerobik çürütücünün boyutuna etkisi birçok araştırmacı tarafından gözlenmiştir [25].

Termofilik sıcaklık 50–65 °C arasında olmasına rağmen gerekli bekletme zamanını azaltmak için daha yüksek sıcaklıklarda da çalışmalar yapılır [16]. Metanojenik bakteriler çok yüksek ve çok düşük sıcaklıklarda aktif değildirler. Bakterilerin aktif oldukları sıcaklık aralıkları vardır. Bakteriler için optimum sıcaklık aralığı 30–40 °C’dir [26].

Hartman ve Ahring 2005 yılında yaptıkları çalışmada evsel katı atıkların anaerobik çürütülmesinde hipertermofilik sıcaklık uygulamışlardır. Hartman ve Ahring 65 °C anaerobik çürütme işlemi sonucunda metan gazı verimini 640–790m³/ton UK bulmuşlardır. Sistemin ön işlemlili çürütme sistemlerine göre daha düşük organik yükleme ve daha küçük reaktör gereksinimi gibi avantajları olmasına rağmen bu sistem daha önce fazla çalışılmamıştır [27].

Angelidaki ve diğerleri 2006 yılında yaptıkları çalışmada evsel katı atıkların organik kısımlarının anaerobik parçalanma prosesinde, 5–65 °C arasındaki sıcaklıklarda metan üretimini gözlemlemişlerdir. 45 °C’ de en yüksek metan gazı verimini 0,58 m³/kg/UK bulmuşlardır. Angelidaki ve diğerleri temofilik reaktörden alınan aşı bakteri ile yapılan çürütmede (45 °C) aşı bakterinin daha iyi adapte olduğunu bildirmişlerdir [28].

Yılmaz, Yüceer ve Başbüyük (2008) yaptıkları çalışmada kâğıt fabrikası atık sularının mezofilik ve termofilik şartlarda anaerobik filtrelerin performansını karşılaştırmışlardır. Elde ettikleri sonuçlarda çürütücünün performansının Termofilik şartlarda mezofilik şartlara göre daha iyi olduğunu bildirmişlerdir [29].

Bekleme süresi: Bekleme süresi, atık içindeki organik maddelerin bakteriler tarafından çürütülmesi sonucu biyogaz üretmesi için gerekli olan süre olarak tarif edilmektedir. Bu aşağıdaki denklemle ifade edilmektedir [30];

$$Bekleme\ Süresi = \frac{reaktör\ hacmi}{günlük\ debi} = \frac{m^3}{\left(\frac{m^3}{gün}\right)} \quad (2.1)$$

En uygun zaman; reaksiyona giren madde içeriği, proses sıcaklığı, çevre koşullarına ve kullanılan çürütücünün tasarımına bağlıdır. Birçok kuru proses için bekleme zamanı 14–30 gün arasındadır. Sıvı içeriği fazla olan çamurlar için bekleme zamanı ise 3 güne kadar olabilir. Bekleme zamanının azaltılması tesisin ilk yatırım masraflarını azaltmaktadır.

Çünkü daha kısa sürede çürümenin tamamlanmasıyla reaktör hacmi başına daha yüksek üretim hızı oluşur. Bu iki etki reaktörün tasarlanmasında dengede olmak zorundadır. Bekleme süresini düşürmek için sürekli karıştırma yapılır ve katı içeriği az olan çamurlar kullanılır [31].

Singh ve diğerleri 1984 yılında yaptıkları sığır atıklarının günlük beslemeli anaerobik çürütücüde çürütülmesi çalışmasında atıktaki katı içeriğinin artmasıyla optimum bekleme hızının da arttığını bildirmişlerdir [32].

Solera ve diğerleri 2002 yılında iki aşamalı anaerobik çürütücüde asetojenik reaktörde 4 ve 1,7 gün bekleme sürelerinde yaptıkları çalışmada 4 günlük bekleme süresinde toplam mikrobiyal popülasyonun daha fazla olduğunu gözlemlemişlerdir [14].

Elango ve diğerleri 2006 yılında yaptıkları çalışmada; domates atıklarıyla yapılan anaerobik proseste bekleme süresinin organik yükleme hızı ve sıcaklığa bağlı olduğunu ileri sürmüşlerdir [26].

Yılmaz, Yüceer ve Başbüyük (2008) yaptıkları çalışmada; kâğıt fabrikası atık sularının anaerobik filtrelerin performansını, 6–24 saat bekleme sürelerinde karşılaştırmışlardır. Elde ettikleri sonuçlarda, metan gazı üretiminin 6 saat bekleme süresinde en fazla olduğunu bildirmişlerdir [29].

Organik yükleme hızı: Organik yükleme hızı, birim hacim (m^3) biyoreaktörlere günlük olarak beslenen organik madde miktarı olarak tarif edilmektedir. Organik yükleme hızı anaerobik parçalanmada diğer kontrol parametreleri gibi önemli bir parametredir [23].

Yüksek organik yükleme hızında daha fazla bakteriye ihtiyaç duyulmaktadır. Anaerobik çürütücüde maksimum organik yükleme hızı; reaktör tasarımı, biyokütle elde edilmesi ve biyokütle aktivitesi gibi parametrelere bağlıdır. Speece (1996) organik yükleme hızına etki eden çeşitli faktörleri;

- 1) Anaerobik reaktörde alıkonulan yaşayabilecek durumda olan biyokütle,
- 2) Giren atık su ve alıkonulan biyokütle arasındaki kütle transferi,
- 3) Metabolizma ve hidrojen arasındaki biyokütle yakınlığı şeklinde sıralamıştır [33].

Singh ve diğerkleri 1984 yılında yaptıkları çalışmada sığır atıklarının günlük beslemeli anaerobik çürütücüde çürütölmesi çalışmasında atıktaki katı içeriğinin artmasıyla yükleme hızının da arttığını bildirmişlerdir [32].

Vavilin ve Angelidaki (2004), anaerobik parçalanmada farklı katı atıklar ve farklı karıştırma hızlarında yaptıkları çalışmada; organik yükleme hızı ve karıştırma hızının yüksek olması ile asidifikasyon sürecinin zarar gördüğünü bildirmişlerdir. Düşük karıştırma hızı da sistemin verimini düşürebilmektedir. Bununla birlikte yükleme hızı düşük olduğunda karıştırma hızının prosese önemli etkisi olmadığını belirtmişlerdir [34].

Yüklenen katı miktarının yükleme hızına oranı: Katı miktarı az olan sistemlerin katı miktarı % 10'dan az, orta katı içerenlerin % 15–20 arası ve çok miktarda katı içerenlerde ise % 22–40 arasındadır. Reaktördeki toplam katı artışıyla reaktör hacmi azalır. Organik yükleme hızı, anaerobik çürütme sistemlerinin biyolojik dönüşüm kapasitesinin ölçümüdür. Sürekli yüklemeli çürütücünün içerisinde yağ asitleri gibi zehirleyici maddelerin birikmesiyle düşük biyogaz verimi elde edilebilir. Bu sebeple sistemdeki besleme hızı azaltılır. Organik yükleme hızı sürekli sistemlerde oldukça önemli bir kontrol parametresidir. Birçok sistemde aşırı yükleme hataları görülebilir [30].

En iyi metan üretimine ve en iyi organik madde parçalanma oranına, düşük katı madde içeriğinde ve termofilik şartlarda ulaşılabilir. Katı madde içeriğinin yüksek olduğu proses zehirlenebilir [28].

PH kapasitesi: Anaerobik reaktörde pH'ın kararlılığı ve değeri çok önemlidir. Anaerobik fermantasyonda pH, mikroorganizmaların büyümesine etki eden önemli bir parametredir. Çürütücünün pH aralığı 6,8–7,2 arasında tutulmalıdır [35].

Metan oluşturuıcı bakteriler nötr veya hafif alkali ortamda yaşarlar. pH değeri 6,3'den düşük veya 7,8'den büyük olduğunda metanojenlerin sayısı azalır. Asitojenler düşük veya yüksek pH değerlerine az duyarlıdır. Bu sebeple fermantasyonda metanojenik fermantasyon baskındır [25].

Anaerobik proseste karbondioksit ve uçucu yağ asitlerinin üretimi çürütücünün pH'ını etkiler. Anaerobik fermantasyonda uçucu yağ asitlerinin normal konsantrasyonunda asetik

asit 2000 mg/L'nin altında olmalıdır. Metan üretim veriminin %75'den fazla olması için pH 5'in üzerinde olmalıdır [35].

Yılmaz, Yüceer ve Başbüyük (2008) yaptıkları çalışmada; kâğıt fabrikası atık sularının arıtılmasında kullanılan anaerobik filtrelerin performansını farklı bekleme sürelerinde mezofilik ve termofilik şartlarda karşılaştırmışlardır. Elde ettikleri sonuçlarda 6 saat bekleme süresi sonunda en iyi gaz üretiminin görüldüğü termofilik şartlarda pH'ı 7,3 olarak ölçmüşlerdir [29].

C/N oranı: Anaerobik bakterilerin enerji ihtiyacının karşılanması için organik maddelerdeki karbon gereklidir. Karbondan başka en önemli besin maddeleri azot ve fosfordur. Azot bakterilerin büyümesi ve çoğalması için önemlidir. Uygun biyolojik parçalanmada, azot, fosfor ve iz elementler gibi besin maddelerine ihtiyaç vardır. En iyi C/N/P oranı 100/28/6'dır [12]. Karbon ve azot oranı anaerobik çürütme prosesinin performansını tanımlamaktadır.

Karbon ve azot arasındaki ilişki C/N oranıyla bulunur. Yüksek C/N oranı metanojenlerde azotun tüketim hızının belirleyicisidir. Yüksek C/N oranında az miktarda gaz üretimi görülür. Diğer yandan, düşük C/N oranı metanojen bakterilere zehirleyici etki yapan pH 8,5 değeri üzerinde amonyak birikmesiyle sonuçlanır [30]. Sebze meyve ve market atıklarının C/N oranı ve su içeriği (> %80) yüksektir [15].

Rao ve diğerleri 2000 yılında yaptıkları çalışmada çürütülmüş çamurun C/N oranını 9,6 bularak çamurun toprak şartlandırıcı olarak kullanılabileceğini bildirmişlerdir [36].

Toksik etkisi: Anaerobik parçalanmada her madde bazı konsantrasyonlarda zehirleyici olabilmektedir. Anaerobik parçalanmada ağır metaller, oksijen, mineral iyonlar, sülfid, kısa zincirli organik asitler ve diğer organik asitler mikroorganizmaların büyümelerini engelleyerek toksik etki yapabilirler [12].

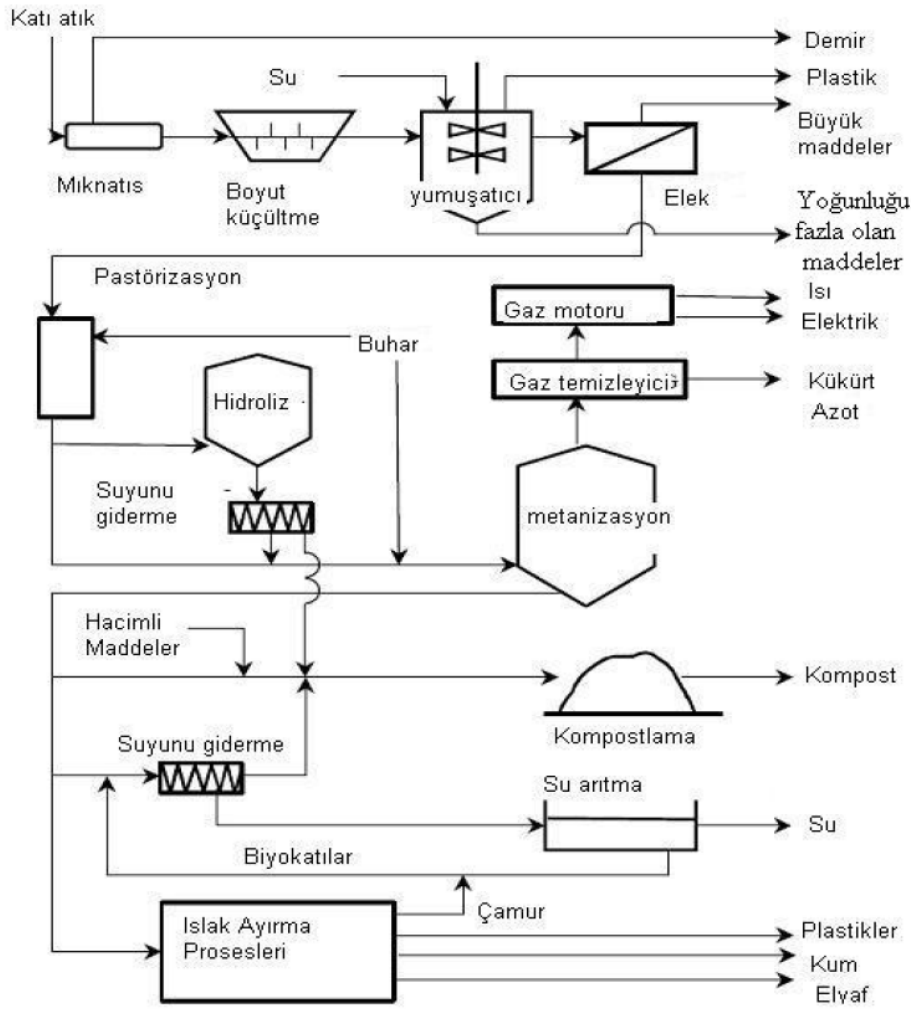
Anaerobik parçalanmada; sodyum, potasyum, kalsiyum, magnezyum, amonyum ve kükürt gibi minerallerin az miktarda bulunması bakterilerin büyümelerini geliştirirken, fazla miktarlarda bulundukları zaman toksik etki yaparlar. Ağır metal zehirlenmesi birçok anaerobik proseste problemdir. Çinko, bakır, nikel, krom, kurşun gibi ağır metaller çok az

miktarlarda mikrobiyal büyümeyi önemli ölçüde arttırırken, yüksek konsantrasyonlarda ise toksiktirler [23, 26, 37, 38]. Anaerobik parçalanmaya etki eden birçok çözülmüş zehirleyici, yavaşlatıcı, engelleyici organik ve inorganik maddeler vardır [34].

Anaerobik proseste toksik bileşikler, oksijen ve sülfid de olabilmektedir. Anaerobik proseste sülfid, sülfat indirgenmesinde bulunabilmektedir. Ama yüksek oranlarda bulunması (>50 mg/L) toksik etki gösterebilir [25]. Yüksek sülfat konsantrasyonunda sülfid zehirliliği, organik atıkların parçalanmasında genel bir problemdir. Sülfat organik atıkların parçalanmasında elektron alıcıdır ve sülfide dönüşür. Sülfid, demir, bakır ve çinko gibi ağır metallerle bileşik halindeyken zehirli değildir. İyonize olmamış sülfid formu en zehirlidir. Çözünabilir sülfidin 50–100 mg/L arasındaki konsantrasyonu çok az veya hiç zehirli değildir. Sülfid 200 mg/L üzerinde zehirlidir. Teorik olarak 600 mg/L sülfattan 200 mg/L sülfid oluşur. Anaerobik parçalanmada normal pH’da sülfidlerin çoğu hidrojen sülfid (H_2S veya HS^-) formundadır. Asit üreten bakteriler metanojenlere göre hidrojen sülfide daha az duyarlıdır. Sabun gibi deterjanlar, antibiyotikler, sabunlar, organik çözücüler bakterilerin metan üretim kapasitelerini düşürürler [23].

Katı atıklar için en yaygın olan anaerobik çürütücüler, biyolojik, teknik performansı ve dayanıklılığına bağlı olarak karşılaştırılarak seçilir. Anaerobik çürütücüler tek aşamalı, iki aşamalı ve kesikli sistemler olmak üzere 3 gruba ayrılır.

Sistem çalışmasında biyolog; hız, stabilite ve biyokimyasal reaksiyonların yerine getirilmesiyle ilgilenirken, mühendis; elektro-mekanik donanımların bakımı ve dayanıklılığına odaklanmakta, çevre mühendisi; enerji ve materyalin iyileştirilmesi sağlamak ve kirlilik emisyonlarını dikkate almakta, satıcı; bakım ve işletimsel masraflara bağlı reaktör tasarımlarını arttırmaktadır [39]. Şekil 2.17’de katı atıkların anaerobik çürütülmesinde genellikle kullanılan proses örneği görülmektedir.



Şekil 2.17. Katı atıkların anaerobik çürütülmesinde kullanılan proses örneği [39]

Tek aşamalı sistemler: Biyometanizasyon organik atıkların biyokimyasal dönüşümlerle metana dönüştürülmesi olarak tanımlanır. Biyokimyasal dönüşümler, aşağı yukarı hidrolizin yer aldığı ilk adım ve asetat hidrojen ve karbondioksitin metana dönüştürüldüğü asitleştirme ve sıvılaştırmanın yer aldığı ikinci aşamada ayrılabilir.

Tüm bu reaksiyonlar iki veya daha fazla aşamalı sistemlerde en az iki reaktörde gerçekleşirken tek aşamalı sistemlerde tek bir reaktörde aynı anda gerçekleşmektedir [39].

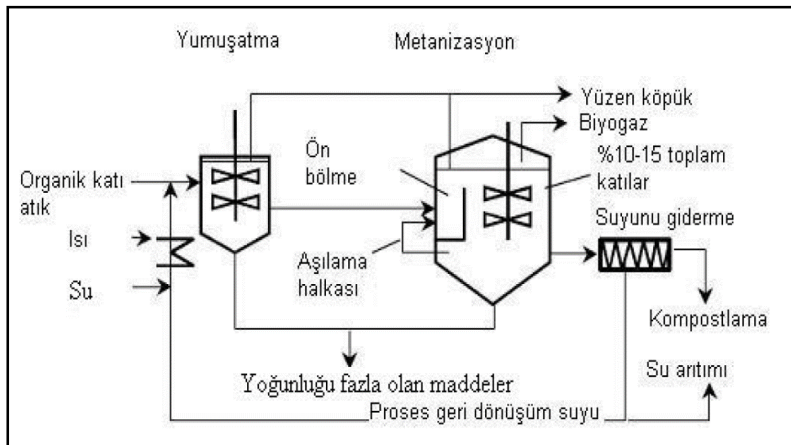
Tek aşamalı sistemler basit yapıları sebebiyle tercih edilir. Yüksek katı içerikli tek aşamalı sistemler düşük katı içeriklilere göre daha sağlam ve pahalıdır. Yüksek katı içerikli tek aşamalı sistemler düşük katı içerikli sistemlere göre düşük organik yükleme hızına sahiptir [30].

İyi tasarlanmış ve işletim koşulları dikkatli seçilmiş birçok tek aşamalı organik atık parçalama sistemlerin biyolojik performansı iki aşamalı sistemler kadar yüksektir [39]. Tek aşamalı sistemler ıslak ve kuru işletme şartlarına göre ikiye ayrılır.

- Tek aşamalı ıslak sistemler: Fazla kullanılmasının sebebi ise belirsiz atık oluşumuna daha az duyarlı olması ve reaktör tasarımında verilen biyolojik aktivite seviyesinin daha uzun süreli olmasıdır. Şekil 2.18’de tek aşamalı ıslak sistem dizaynı görülmektedir. Çizelge 2.6’da tek aşamalı ıslak sistemin avantaj ve dezavantajları karşılaştırılmıştır [39].

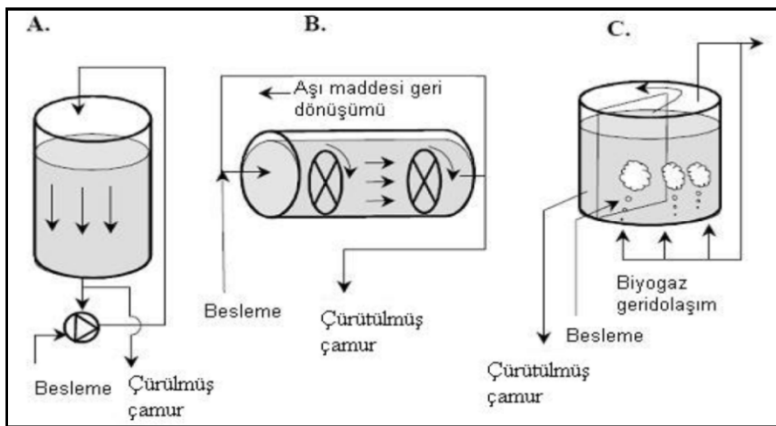
Çizelge 2.6. Tek aşamalı ıslak sistemlerin avantaj ve dezavantajları [39]

Kriter	Avantaj	Dezavantaj
Teknik	Önceki çalışmalardan esinlenebilir	-Kısa devir -Kumla aşınma -Karışık ön işlem
Biyolojik	Engelleyicilerin taze suyla seyreltilmesi	-Engelleyicilerin reaktördeani dağılımı gibi yüklemelere duyarlı
Ekonomik&Çevresel	Ekipmanlar daha ucuz(fakat önarıma aşamazının eklenmesiyle denge sağlanır)	-Yüksek miktarda su -Yüksek değerlerde ısıtma için yüksek ısı tüketimi



Şekil 2.18. Tek aşamalı ıslak sistem dizaynı [39]

- Tek aşamalı kuru sistemler: Yaş sistemlerle kuru sistemler arasındaki gider ve işletim masrafları açısından ekonomik farklılıklar azdır. Çevresel açıdan iki sistem arasındaki fark; ıslak sistemlerde organik katı atıkların her bir tonu için 1 m³ su tüketimine karşın kuru sistemlerde 10'da biri kadardır. Kuru sistemlerin diğer bir çevresel avantajı ise son ürün olan kompostun en azından termofilik şartlarda tamamen hijyenize edilerek patojenden arınmış olmasıdır [39]. Şekil 2.19'de kuru sistemlerde kullanılan farklı tasarımlar görülmektedir. Çizelge 2.7'de tek aşamalı kuru sistemlerin avantaj ve dezavantajları karşılaştırılmaktadır.



Şekil 2.19. Kuru sistemlerde kullanılan farklı tasarımlar (A: Dranco tasarımı, B: Kompogas ve BRV tasarımı, C: Valorga tasarımıdır) [39]

Çizelge 2.7. Tek aşamalı kuru sistemlerin avantaj ve dezavantajları [39, 40]

Kriter	Avantaj	Dezavantaj
Teknik	-Reaktör içerisine parçalar taşınmaz -Dirençli(hareketsiz parçalar ve plastikler giderilmesi gerekmez -İşletilmesi daha kolaydır -İlk yatırım maliyeti düşüktür	-Islak atıklar (Toplam katı oranı % 20'den az)tek başına arıtilamaz -Devreye alma süresi daha uzundur -Stabilite kontrolü daha zordur -Yük değişimlerine daha hassasdır
Biyolojik	-Daha az uçucu katı ön işlemede kaybedilir -Daha yüksek biyokütle -Engelleyicilerin konsantrasyon dağılımı limitli	-Engelleyicilerin taze suyla sulandırılma olanağı düşük -Optimize olmamış mikrobiyal şartlar
Ekonomik & Çevresel	-Daha ucuz ön işlem ve daha küçük reaktörler -Tamamlanmış hijyenizasyon -Çok küçük miktarda su kullanımı	-Daha sağlam ve pahalı atık arıtma malzemeleri ihtiyacı (daha küçük ve basit reaktör ihtiyacıyla telafi edilir)

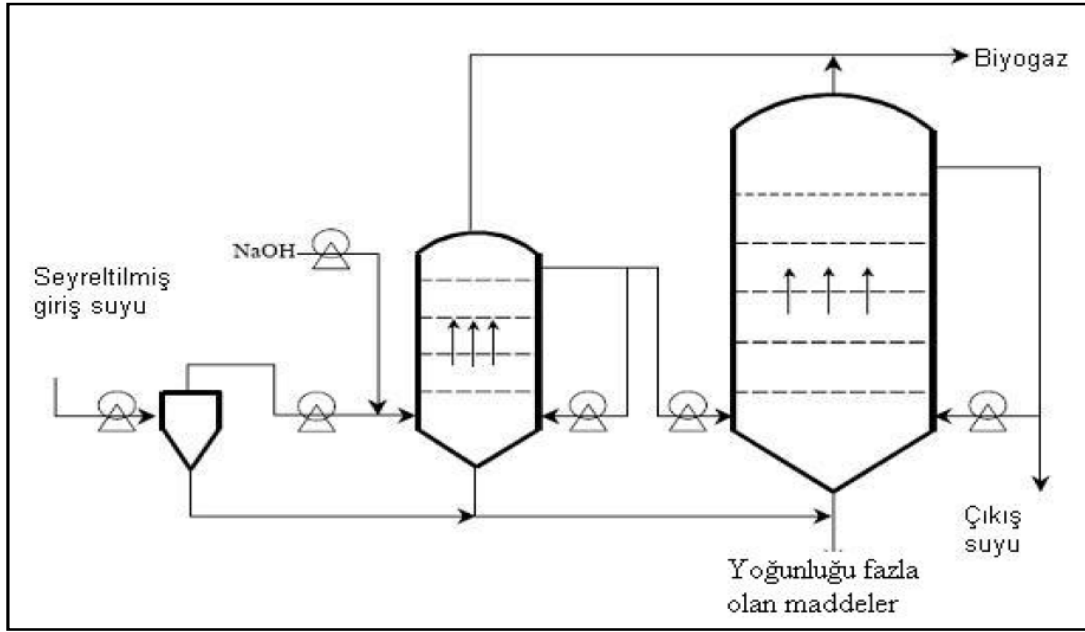
İki aşamalı sistemler: İki aşamalı sistemler anaerobik parçalanmada, sistemi geliştirmek amacıyla farklı aşamalar için ayrı reaktörlerin kullanıldığı sistemlerdir. Çoğunlukla birinci reaktörde hidroliz-asit oluşumu, ikinci reaktörde ise metan oluşumu gerçekleşir. Reaksiyon hızı birinci reaktörde selülozun hidroliz hızıyla ikinci reaktörde ise mikroorganizmaların büyüme hızıyla sınırlıdır. İki aşamalı sistemlerde sisteme çok az miktarda oksijen girişi sağlanarak hidroliz hızı arttırılır. Bu tür reaktörlerde hidroliz aşamasından sonra oluşan askıda parçacıkların giderimi önemli bir gereksinimdir [30].

İki aşamalı sistemlerin ana avantajı varsayılan yüksek reaktör hızı değil; tek aşamalı sistemlerde performansı kararlı olmayan atıkların daha çok biyolojik güvenilirlik sağlayabilmesidir [14, 41].

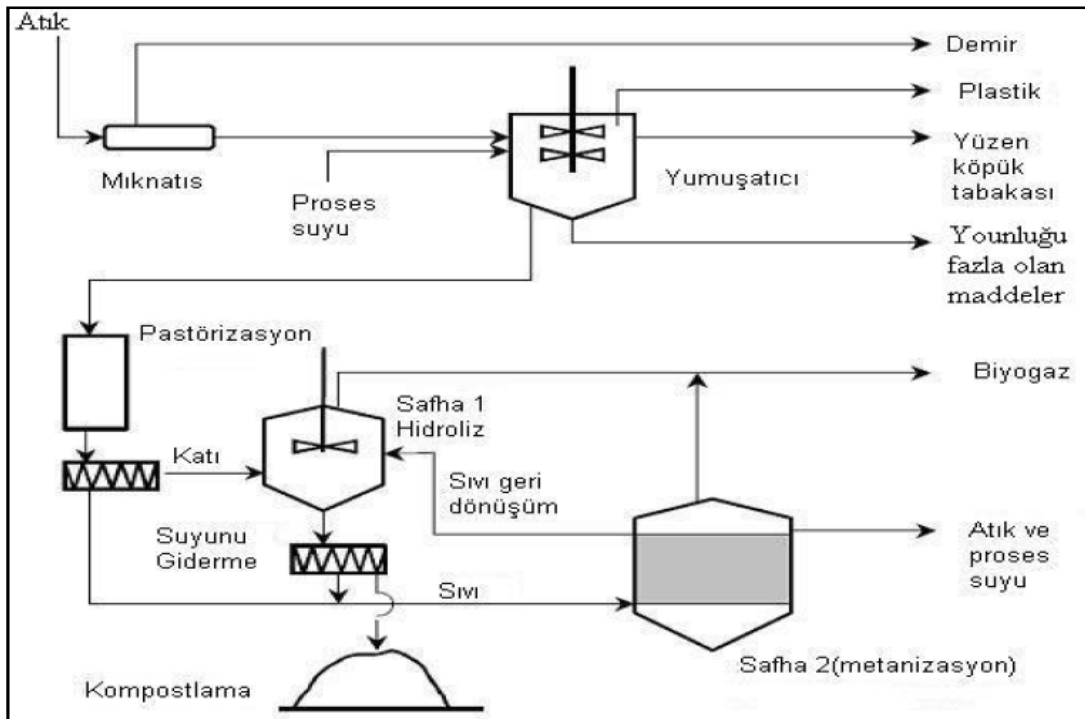
Çizelge 2.8’de iki aşamalı sistemlerin avantaj ve dezavantajları karşılaştırılmıştır. Şekil 2.20’de Schwarting-uhde tipi proses, iki aşamalı biyoatıkların kaynakta ayrıldığı ıslak-ıslak sistem görülmektedir. Şekil 2.21’de İki aşamalı ıslak-ıslak sistem tasarımı(biyokütle şeması ikinci aşamada, BTA sistemi) verilmektedir.

Çizelge 2.8. İki aşamalı sistemlerin avantaj ve dezavantajları [39,40]

Kriter	Avantaj	Dezavantaj
Teknik	-Dizayn esnekliği -İlk yatırım maliyeti yüksek -Yüksek sistem stabilitesi	-Karışık -Daha zor işletme ve kontrol
Biyolojik	-Selülozu az mutfak atıkları için daha güvenilir	-Daha küçük biyogaz verimi(katılar metanojenesisden geçmeden) -Optimize olmuş mikrobiyal şartlar
Ekonomik& Çevresel	-Kompost da az ağır metal(katılar metanojenesisden geçmeden)	-Daha fazla yatırım masrafı -Reaktörlerin hacimleri daha küçüktür



Şekil 2.20. Schwarting-uhde tipi proses [39]



Şekil 2.21. İki aşamalı ıslak-ıslak sistem tasarımı (biyokütle şeması ikinci aşamada, BTA sistemi) [39]

Anaerobik çürütmede 3 aşamalı reaktörler de kullanılmaktadır. Üç aşamalı sistemlerde ilk aşamada hidroliz, ikinci aşamada asidojenik proses, son aşamada ise metan oluşumu görülmektedir [42].

Babel anaerobik çürütücüde katı atık çözünmesinde asit oluşumunun etkisi adlı çalışmasında, iki aşamalı çürütücülerin tek aşamalılarına göre daha verimli olduğunu bildirmiştir. Bunun nedeninin ise mikroorganizmaların ayrı besin ihtiyacı, büyüme kapasiteleri ve çevresel şartlara uyum kabiliyetleri olduğunu belirtmiştir [43].

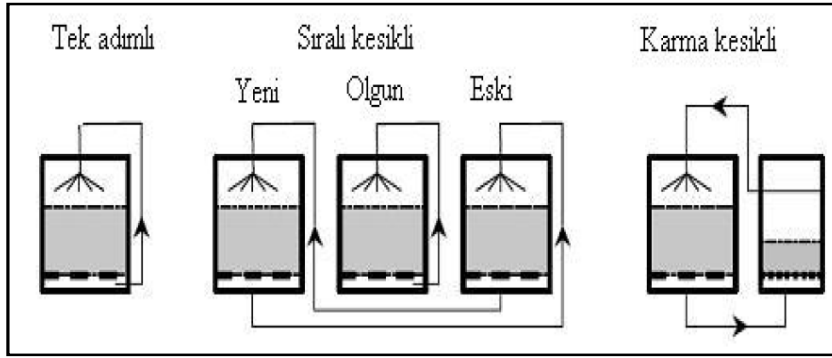
Vavilin, Angelidaki, Vavilin ve diğerleri yaptıkları çalışmalarda; organik katı materyalin anaerobik parçalanmasında iki aşamalı proseslerin asidojenik ve metanojenik bakterilerin uyumlu yaşadıkları reaktörler olduğunu bildirmişlerdir [34,44].

Parawira ve diğerleri 2007 yılında yaptıkları çalışmada; iki aşamalı reaktörlerin hidroliz, asidifikasyon ve metanojenezis aşamaları arasında iyi ayırım yapıldığını ve bu sayede asidojenik reaktörde yüksek karbondioksit üretimi, uçucu yağ asitleri konsantrasyonu ve düşük pH elde edilmiştir. Tek aşamalı reaktörlerin yüksek atıkların parçalanmasında seyreltme, pH kontrolü ve diğer atıklarla birlikte arıtım gerektirmesi gibi nedenlerle dezavantajlı olduğunu bildirmişlerdir [41].

Kesikli sistemler: Kesikli reaktörlerde anaerobik çürütücüye başlangıçta belirlenmiş bekleme zamanında içerisindeki çürütülmüş madde alınarak yerine besin maddesi ilave edilir. Sürekli sistemlerde ise taze organik madde çürütücüye verilir ve aynı miktarda çürütülmüş madde sistemden alınır [23].

Kesikli sistemlerin teknik açıdan basit olması nedeniyle yatırım masrafları, sürekli beslemeli sistemlere göre gözle görünür oranda daha azdır [45]. Şekil 2.22’de farklı kesikli sistemlerde geri dönüşümlü sızıntı suyunun şekilleri verilmektedir.

Kesikli reaktörler teknik açıdan kolay olması, pahalı olmaması ve sağlam olması nedeniyle avantaj sağlamaktadırlar. Fakat tek aşamalı reaktörlere göre daha fazla arazi ihtiyacı gerektirirler [30]. Çizelge 2.9’da kesikli sistemlerin avantaj ve dezavantajları karşılaştırılmaktadır.



Şekil 2.22. Farklı kesikli sistemlerde geri dönüşümlü sızıntı suyunun şekilleri [45]

Çizelge 2.9. Kesikli sistemlerin avantaj ve dezavantajları [45]

Kriter	Avantaj	Dezavantaj
Teknik	-Basit -Düşük teknoloji -Sağlamlık (hacimli maddelerden engelleme yok)	-Tıkanıklık -Geniş hacim ihtiyacı -Reaktör boş kaldığında patlama riski
Biyolojik	-Proses güvenilirliği (reaktörlerin çeşitliliği)	-Düşük biyogaz verimi -Düşük organik yükleme
Ekonomik & Çevresel	-Ucuz, gelişen ülkelerde uygulanabilirlik	-Çok geniş arazi alanı ihtiyacı

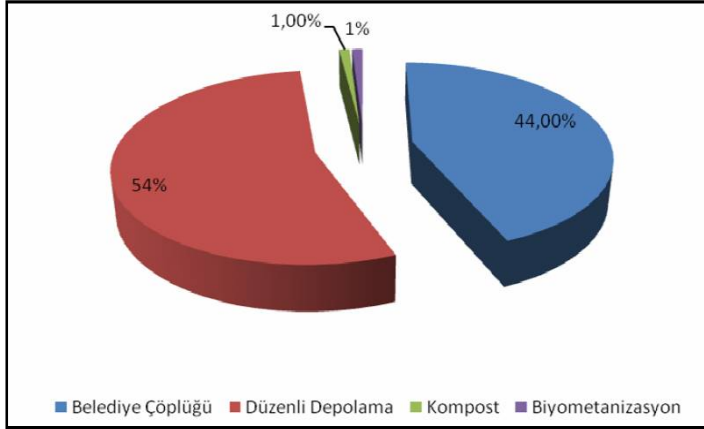
Anaerobik çürütücülerle ilgili yapılan çalışmalarda anaerobik arıtımın avantajlarının dezavantajlarından daha fazla olduğu görülmüştür. Anaerobik arıtmanın avantajları sıralanacak olursa [21, 22, 28, 33, 36, 46, 47];

- 1) Proses kararlılığının sağlanması: Prosesin kararlılığı farklı çevre koşullarında verimli kirlilik giderim kapasitesi olarak tanımlanabilir. Proses kararlılığı etkili biyokütle oluşturmak için sağlanır.
- 2) Atık biyokütle giderim masraflarının azaltılması: Aşırı biyokütle senteziyle ilişkili giderim masraflarını önemli derecede azaltır. Bu nedenle giderim masrafları genellikle aynı atık suda aerobik sistemlerin % 10'u kadardır. Azot ve fosfor gereksinimleri buna bağlı olarak azalmaktadır.
- 3) Klorlanmış organik toksisite seviyelerinin azaltılması: Klorlanmış bileşikler anaerobik şartlarda transfer edilmesiyle birlikte toksisite seviyeleri azaltılır.
- 4) İşletme bakımının azaltılması: Aerobik arıtıma göre daha düşük teknoloji ve daha az işletme giderleri gerektirebilir. Havalandırma için enerji ihtiyacı yoktur.

- 5) Hava kirliliği önlenmesi: Organik bileşiklerin birçoğu uçucu olması nedeniyle aerobik arıtmada biyolojik olarak parçalanmadan önce havaya yayılırlar. Böylece hava kirliliğine sebep olurlar. Anaerobik parçalanmada bu sakıncanın olmaması nedeniyle aerobik sistemler yerine tercih edilir.
- 6) Ekolojik uyumlu enerji korunumu ve ekonomik faydaları,
- 7) Mevsimsel arıtma kolaylığı: Şeker ve şarap fabrikaları gibi yılda sadece 2–4 ay işletilen mevsimsel işletmelerin atık sularının giderilmesinde anaerobik arıtma uygulanabilir.
- 8) Çamuru kararlı hale getirerek daha fazla bozunmasını önler.
- 9) Aerobik arıtmaya kıyasla daha az biyokütle ve çamur üretilir.
- 10) Çıkan çamur patojenlerden arındırılmış ve verimli olması nedeniyle toprak şartlandırıcı olarak kullanılabilir.
- 11) Kararlı olan çamurun koku problemi yoktur.
- 12) Besi maddesi ihtiyacı düşüktür.
- 13) Aktif havasız biyokütle uzun süre beslenmeden korunabilir.
- 14) Proses çok yüksek organik yüklerde etkilidir.
- 15) Tropik iklimlerde kullanılma imkânı vardır.
- 16) Tesisin kapladığı alan azdır.
- 17) Mekanik donanım maliyeti düşüktür.

Anaerobik parçalanmanın dezavantajlarını sıralayacak olursak [21, 22, 28, 33, 36, 42]:

- 1) Biyokütlenin gelişimi için başlangıçta uzun zaman gereklidir.
- 2) Sulandırılmış veya karbonhidratlı atık sularda yetersiz alkalinite üretim potansiyeline sahiptir.
- 3) Sülfat oluşumunda sülfid ve koku oluşur.
- 4) Nitrifikasyon yoktur.
- 5) Düşük sıcaklıklarda kinetik hızları düşüktür.
- 6) Sisteme dışarıdan ısı girdisi olur.
- 7) Sıcaklık, pH gibi parametrelerin kontrolünü daha fazla gerektirir.
- 8) Anaerobik ortamdaki metan fermantasyon bakterileri çok hassas organizmalardır.
- 9) Atıkların anaerobik çürütücüye verilmeden önce ayrılması gerekir.



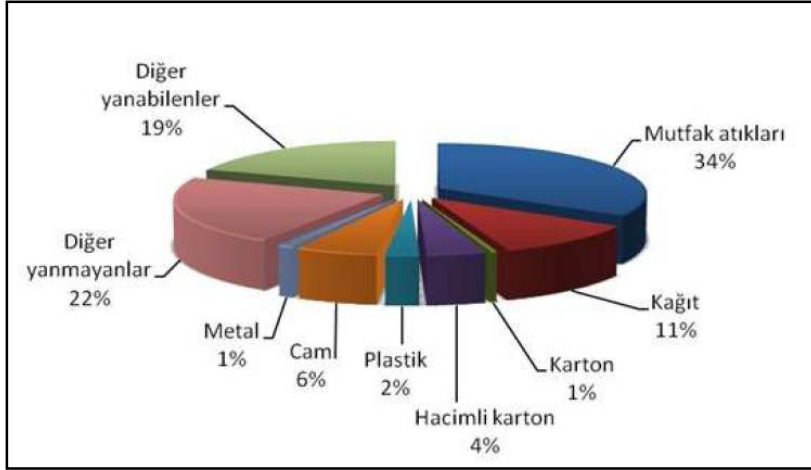
Şekil 2.23. Türkiye’de uygulanan atıkların bertaraf yöntemleri - TÜİK, 2010

Atık Yönetimi ile ilgili olarak 05.07.2008 tarih ve 26927 sayılı Atık Yönetimi Genel Esaslarına İlişkin Yönetmelik yayınlanmıştır. Bu yönetmeliğe göre Atık, herhangi bir faaliyet sonucunda oluşan, çevreye atılan veya bırakılan Atık Yönetimi Genel Esaslarına İlişkin Yönetmelik Ek-1’de yer alan sınıflardaki herhangi bir maddeyi ifade eder. Ek-1 Resim 2.1’de gösterilmektedir.

ATIK SINIFLARI	
Q1	Aşağıda başka şekilde belirtilmemiş üretim veya tüketim artıkları,
Q2	Standart dışı ürünler,
Q3	Son kullanım süresi geçmiş olan ürünler,
Q4	Dökülmüş, niteliği bozulmuş ya da yanlış kullanıma maruz kalmış olan maddeler (örneğin, kaza sonucu kontamine olmuş maddeler ve benzeri),
Q5	Aktiviteler sonucu kontamine olmuş ya da kirlenmiş maddeler (örneğin, temizleme işlemi atıkları, ambalaj malzemeleri, konteynırlar ve benzeri),
Q6	Kullanılmayan kısımlar (örneğin, bozuk piller ve bitik katalizörler ve benzeri),
Q7	Yararlı performans gösteremeyen maddeler (örneğin, kontamine olmuş asitler, kontamine olmuş çözücüler, bitik yüzey işlem tuzları ve benzeri),
Q8	Endüstriyel işlem kalıntıları (örneğin, cürufur, dip tortusu ve benzeri),
Q9	Kirliliğin önlenmesi işlemlerinden kaynaklanan kalıntılar (örneğin, yıkama çamurları, filtre tozları, kullanılmış filtreler ve benzeri),
Q10	Makine/yüzey işlemleri kalıntıları (örneğin, torna atıkları, frezeleme kırıntıları ve benzeri),
Q11	Hammadde çıkarılması ve işlenmesinden kaynaklanan kalıntılar (örneğin, petrol sahası slopları, madencilik atıkları ve benzeri),
Q12	Saflığı bozulmuş materyaller (örneğin, PCB'lerle kontamine olmuş yağlar ve benzeri),
Q13	Yasa ile kullanımı yasaklanmış olan ürün, madde ve materyaller,
Q14	Sahibi tarafından artık kullanılmayan ürünler (örneğin, tarımsal, evsel, ofis, ticari ve market kalıntıları ve benzeri),
Q15	Arazi ıslahı ve iyileştirilmesi faaliyetleri sonucunda ortaya çıkan kontamine olmuş madde, materyal ve ürünler,
Q16	Yukarıdaki kategorilerde yer almayan herhangi madde, materyal ve ürünler.

Resim 2.1. Atık yönetimi genel esaslarına ilişkin yönetmeliğin EK-1 listesi

Türkiye'nin 2010 yılı nüfusu (73722988) göz önüne alınarak yapılan istatistiğe göre kişi başı atık üretimi 1,14 kg/kişi-gün dür. Toplanan Belediye Atığı Miktarı 25277000 ton/yıl olarak hesaplanmıştır (TÜİK, 2010). Şekil 2.23'de TÜİK araştırmasına göre Türkiye'de Uygulanan Atıkların Bertaraf Yöntemlerinin yüzde dağılımları görülmektedir. Şekil 2.24'de Evrensel katı atık dağılımı görülmektedir.



Şekil 2.24. Evrensel katı atık dağılımı [48]

Ülkemizde küçük yerleşim yerlerinde hayvan gübre atıklarından ısınma, ısıtma amaçlı anaerobik yollarla metan gazı üretimi küçük ve pratik tesislerde uzun yıllardır yapılmaktadır. Ayrıca ülkemizde atık su arıtma tesislerinden çıkan çamurların anaerobik yollarla parçalanmasıyla oluşan metan gazı tesisin elektrik enerjisini karşılamaktadır. Avrupa Birliği uyum yasaları ve Tübitak 2023 yılına yönelik enerji gösterim planları da göz önünde bulundurularak metan gazı üretiminin artırılmasına yönelik özellikle kırsal kesimlerde teşvik projeleri uygulanmaktadır.

Ülkemizdeki mevcut belediyelere ait sadece 16 adet düzenli depolama tesisi ve 1 adet kompost tesisi bulunmakta ve evsel atıkların yaklaşık % 34'ü mevzuata uygun olarak bertaraf edilirken, % 66'sı düzensiz depolanmaktadır.

Ülkemizde işletme aşamasında olan 59 adet düzenli depolama tesisi bulunmaktadır. İnşaat ve ihale safhasında olan 39 adet tesis ve yer seçimi aşaması hariç plan ve proje safhasında olan 41 tesis çalışması bulunmaktadır. Metan gazından elektrik üretimi yapan 12 adet tesis bulunmaktadır [48].

Bir başka yakıtın (genellikle doğal gaz, ancak aynı zamanda kömür veya akaryakıt da olabilir) yerine depo gazını kullanan mevcut endüstriler; araba imalatı, kimyasal endüstrisi, gıda işleme, eczacılık, çimento ve tuğla imalatı, atık su arıtması, tüketici elektroniği ve ürünlerinin üretimi, kâğıt ve çelik üretimi tesisleridir.

Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre ve Şehircilik Genel Müdürlüğü Çevre ve Şehircilik Uzmanı Demet Erdoğan tarafından 2012 yılında yapılan çalışmada, direkt kullanımla ilgili olarak tipik yatırım, işletme ve yönetim maliyeti Çizelge 2.10'da gösterilmektedir [48].

Çizelge 2.10. Depo gazı direkt kullanımla ilgili tipik yatırım, işletme ve yönetim maliyeti [48]

Dağıtım Sistemi Bileşeni	Tipik Yatırım Maliyetleri	Tipik Yıllık İşletme Maliyetleri
LFG sıkıştırma ve işleme €/ (m ³ /saat)	400	40
Boru hattı / kondensat yönetimi €/km	230000	İhmal edilebilir

Depo gazından gaz motorları veya türbinler kullanılarak elektrik üretimi ile ilgili olarak Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Çevre ve Şehircilik Genel Müdürlüğü, Çevre ve Şehircilik Uzmanı Demet Erdoğan tarafından 2012 yılında yapılan çalışmada elektrik üretim ekipmanına göre tipik yatırım, işletme ve yönetim maliyeti Çizelge 2.11'de gösterilmektedir [48].

Çizelge 2.11. Depo gazından elektrik üretimi ile ilgili tipik yatırım, işletme maliyeti [48]

Elektrik Üretim Ekipmanı	Tipik Yatırım Maliyeti [€/kW]	Tipik Yıllık İşletme Maliyeti [€/kW]
İçten yanmalı motor (<800 kW)	1600	150
İçten yanmalı motor (>800 kW)	1200	130
Gaz türbini (> 3 MW)	1000	90
Mikrotürbin (< 1 MW)	3800	260

Depo gazının doğal gaz kalitesine yükseltilmesi ile ilgili olarak Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Çevre ve Şehircilik Genel Müdürlüğü, Çevre ve Şehircilik Uzmanı Demet Erdoğan tarafından 2012 yılında yapılan çalışmada tipik yatırım, işletme ve yönetim maliyeti Çizelge 2.12'de gösterilmektedir [48].

Çizelge 2.12. Depo gazının doğal gaz kalitesine yükseltme ile ilgili tipik yatırım, işletme maliyeti [48]

Basınçlı Doğal Gaz Tesis Boyutu [$\text{m}^3\text{LFG}_{\text{giriş}}/\text{h}$]	Üretim Maliyeti [€/m^3]
400	0,27
800	0,22
2000	0,18
4000	0,16
8000	0,13

Depo gazını boru hattına vermek, bölgesel kullanıcının bulunmaması durumunda uygun bir seçenek olabilmektedir. Yakında orta kalitede gaz taşıyan bir boru hattı bulunuyorsa, gazı vermeden önce sadece düşük bir gaz işleme gerekmektedir. Boru hattına verme, gazın boru hattı basıncına kadar sıkıştırılmasını da gerekli kılmaktadır.

Orta Kalite Gaz: Orta kalite gaz, depo gazının %50 metan içeriğine sahip olmasıyla eşdeğerdir. Gaz verilmeden önce işlenmekte, böylece kuru hale gelmekte ve korozif bileşenlerden arındırılmaktadır. Bu seçeneğin cazipliğini etkileyen başlıca faktörler, gaz sıkıştırmanın derecesi ve boru hattına olan mesafedir.

Yüksek Kalite Gaz: Yüksek kalite gaz için, geri kazanılan gazdaki karbondioksitin büyük kısmının ve eser elementlerin uzaklaştırılması gerekmektedir. Bu da diğer kirleticilerin uzaklaştırılmasından daha zor ve dolayısıyla daha pahalı bir prosestir.

Depo gazı kullanım seçeneklerinin teknik fizibilitelerinin özeti Çizelge 2.13’de verilmektedir.

Çizelge 2.13. Depo gazı kullanım seçeneklerinin teknik fizibilitelerinin özeti [49]

Seçenekler	Depolanmış min. atık miktarı	Gaz kalitesi (min. CH ₄ kons.)	Uygulanabilirlik
Bölgesel gaz kullanımı Sahada veya endüstri, yerleşim yerleri veya ticari tesislerde doğrudan kullanımı	1 milyon ton	35%	Saha dışında kullanım tesisi, sahadan en fazla 3-4 km uzakta olmalıdır. Sahada kullanım yüksek enerji gereksinimi olan tesisler için uygundur. Özellikle halihazırda doğal gaz kullanan tesisler.
Elektrik üretimi İY motorlar Gaz türbinleri	1,5 milyon ton 2 milyon ton	40% 40%	Elektrik şebekesi gereklidir. Satılan elektrik kullanıcının ekipmanıyla uyumlu olmalıdır. Sahada kullanım, elektrik kullanan yardımcı ekipmanlara sahip sahalar için uygundur.
Boru hattına verme Orta kalite gaz boru hatları Yüksek kalite gaz boru hattı	1 milyon ton	30-50% 95%	Orta kalite gaz boru hattı şebekesi bulunmalı ve ilave gazı taşıyacak kapasitede olmalıdır. Özel gaz arıtma gerekmemektedir. Yüksek kalitede gaz boru hattı şebekesi bulunmalıdır. ilave gaz taşıyacak kapasitede olmalıdır.

Elektrik sahada kullanılmak veya bölgesel elektrik şebekesine verilmek üzere üretilmektedir. Elektrik üretimi için çeşitli teknolojiler mevcuttur. Bunlardan en yaygın olanları, içten yanmalı motorlar ve gaz türbinlerdir [49]. Elektrik üretimindeki yöntemin seçilmesinde, beklenen gaz debisi önem taşımaktadır. Gaz türbinleri, içten yanmalı motorlara göre daha yüksek gaz debilerine ihtiyaç göstermektedirler. Dolayısıyla, gaz türbinleri sadece büyük depolama sahalarında uygun görülmektedir. Ayrıca, gaz türbinleri nispeten daha sürekli çalışma ihtiyacı göstermekte ve dolayısıyla gün içindeki değişen elektrik yüklerini karşılamak için kapatılıp açılması uygun olmamaktadır. Sonuç olarak, gaz türbinleri elektrik şebekesini sürekli olarak besleyecek şekilde elektrik üretiminde kullanılmaktadır. İçten yanmalı motorlar, kolaylıkla açılıp kapatılabilmekte ve dolayısıyla

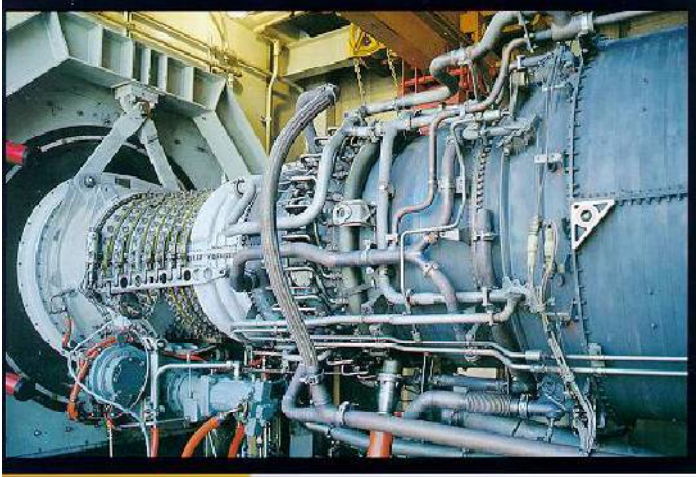
kesikli güç ihtiyaçları için uygun görülmektedir [50]. İçten yanmalı motorlarla gaz türbinlerin mukayesesi Çizelge 2.14’de verilmektedir.

Çizelge 2.14. Gaz türbinleri ile içten yanmalı motorların mukayesesi [50]

Parametre	Avantajlı Sistem	
	Gaz Türbinleri	İçten Yanmalı Motorlar
İstenen boyutta bulunabilirlik		X
Yatırım maliyeti		X
İşletme bakım maliyeti	X	
Enerji etkinliği ve gelir		X
Toplam maliyet		X
Korozyona dayanıklılık	X	
Hava emisyonları	X	
uzmanlık bakım ihtiyacı		X
İşletmede özel dikkat ihtiyacı	X	

Gaz türbinleri çevredeki kullanıcılara veya elektrik şirketlerine satmak veya sahada kullanmak için orta kalitede gazdan elektrik üretebilmektedirler. Gaz türbinlerinin ekonomik açıdan cazip olmaları için içten yanmalı motorlara göre daha yüksek miktarlarda gaz debilerine ihtiyaç vardır ve dolayısıyla büyük depolama sahalarında kullanım alanı bulabilmektedirler. 500 kW ile 10 MW arasında değişen kapasitelere sahiptirler, fakat depolama sahaları için uygun kapasite 2-4 MW arasında değişir. Ayrıca, gaz türbinleri çalışmadıkları durumda bile elektrik üretimiyle neredeyse aynı miktarda yakıt kullanmaktadırlar. Buna ilaveten, gazın türbine verilmeden önce sıkıştırılması gerekmektedir [49].

Resim 2.2’de örneği gösterilen gaz türbini, havayı sıkıştırıp, gaz veya sıvı yakıtı yakarak elektrik jeneratörünü döndüren sistemdir. Gaz türbininden çıkan egzoz gazları, sıcaklığı çok fazla olduğundan, atık ısı kazanında değerlendirilip yüksek verimde ısı enerjisi elde etmede kullanılmaktadır. Gaz türbinleri genel olarak 1 MW ve üstü güçlerde kullanılmakta ve ısı üretimleri türbin çıkış gücünün 2,5 – 3 katı kadar olmaktadır.



Resim 2.2. Gaz türbini (Anonim)

Gaz motorları; düşük devirli, otto çevrimli, çok silindirli ve 50-3500 kW güç aralığında çalışan sistemdir ve ısı üretimleri güç çıkışının 1-1,5 katı kadar olmaktadır. Gaz motorları; doğalgaz, propan veya biyogaz ile çalışabilmektedir. Azot oksit emisyonu düşük olduğundan çevre dostudur. Gaz motoru Resim 2.3’de gösterilmektedir.



Resim 2.3. Gaz motoru (Anonim)

İçten yanmalı motorlar depo gazı uygulamalarında, kullanımı en yaygın dönüşüm teknolojileridir. Otomobil motorlarına benzeyen sabit motorlar, orta kalitede gazı kullanarak elektrik üretmektedirler. Kapasiteleri 30-2000 kW arasında değişen içten yanmalı motorlar, depolama sahalarında tipik olarak 700 kW-1,4 MW kapasitesindedirler [49].

İçten yanmalı motorlar kanıtlanmış ve maliyet-etkin teknolojilerdir. Özellikle düşük üretim kapasitelerine karşı esneklikleri, küçük depolama sahaları için bu motorları tek elektrik üretim seçeneği haline getirmiştir. Geri kazanım projesinin başlangıcında, birçok içten yanmalı motor tedarik edilip gaz üretimi düştükçe devre dışı bırakılır veya alternatif kullanım alanlarına gönderilirler. İçten yanmalı motorlar, güvenilir ve etkin üretim cihazlarıdır. Fakat depolama sahası gazlarının içten yanmalı motorlarda kullanımı, gazın

bünyesindeki kirliliklerden dolayı korozyon problemine sebep olabilmektedir. Bu kirlilikler arasında, içten yanmalı motorun yüksek sıcaklık ve basınç altında kimyasal olarak reaksiyona girebileceği klorlu hidrokarbonlar bulunabilmektedir. Ayrıca içten yanmalı motorlar, depo gazında değişen hava/yakıt oranındaki salınlara karşı daha az esnekler. Bazı içten yanmalı motorlar, önemli miktarlarda NO_x emisyonuna sebep olabilmekte, bununla birlikte NO_x emisyonlarını azaltıcı tasarımlar da bulunmaktadır [50].

Sanayide yoğun olarak kullanılan ısı enerjisinin büyük bir kısmı, yanma gazlarıyla bacadan ve proses kayıplarıyla (yüzey kayıpları ve akışkan kayıpları vs.) çevreye atılmaktaydı. Enerji krizleriyle gündeme gelen enerji ekonomisi, artan enerji maliyetleri, kullanılan fosil yakıtların sınırlı olması, çevresel etkiler nedeniyle yakıt kullanımının (karbondioksit emisyonunun) önümüzdeki yıllarda sınırlandırılacak olması vb. nedenlerden dolayı her geçen gün daha da önem kazanmaktadır [51].

Atık ısı kazanlarında ısı transferi taşınım ile olmaktadır. Atık ısı kazanlarının projelendirilmesinde ve seçiminde duman gazlarının sıcaklığı, basıncı, içindeki kurum ve toz miktarları, üretilmek istenen buharın basıncı ve sıcaklığı önemli rol oynamaktadır. Atık ısı kazanları duman borulu ve su borulu olmak üzere iki tipte imal edilmektedir [52].

Resim 2.4'de gösterilen duman borulu atık ısı kazanları, genellikle düşük sıcaklıktaki atık ısıları değerlendirmek için ve duman gazlarının temiz olması (toz ve kurum miktarı en fazla 1 gr/m^3) halinde, sıcak su ve düşük basınçlı sanayi ve konut buharı üretmek için kullanılır. Bu tip kazanların boruları normal buhar kazanların borularından daha küçük çaplı ve eksenleri arasındaki uzaklık daha azdır [52].



Resim 2.4. Duman borulu atık ısı kazanı (Anonim)

Resim 2.5’de gösterilen su borulu atık ısı kazanları, atık ısının yüksek basınç ve sıcaklıkta buhar üretimine imkan vermesi halinde kullanılır. Her türlü atık gaza göre (partikül temizlik şartı aranmaksızın) imal edilebilirler [52].

Atık su kazanları atık ısıdan en iyi faydalanmak, tersinmezlik kayıplarını azaltmak ve baca sıcaklığını mümkün oldukça düşürmek için kombine çevrim santrallerinde ve büyük sanayide 2 veya 3 basınç kademeli olarak dizayn edilmektedir. Daha az yer kaplaması ısı ve transferini iyileştirmek için kanatlı borular kullanılmaktadır. Günümüzde atık ısı kazanı baca sıcaklıkları, doğal gaz gibi temiz yakıtlarda 90°C civarına kadar düşürülmüştür.

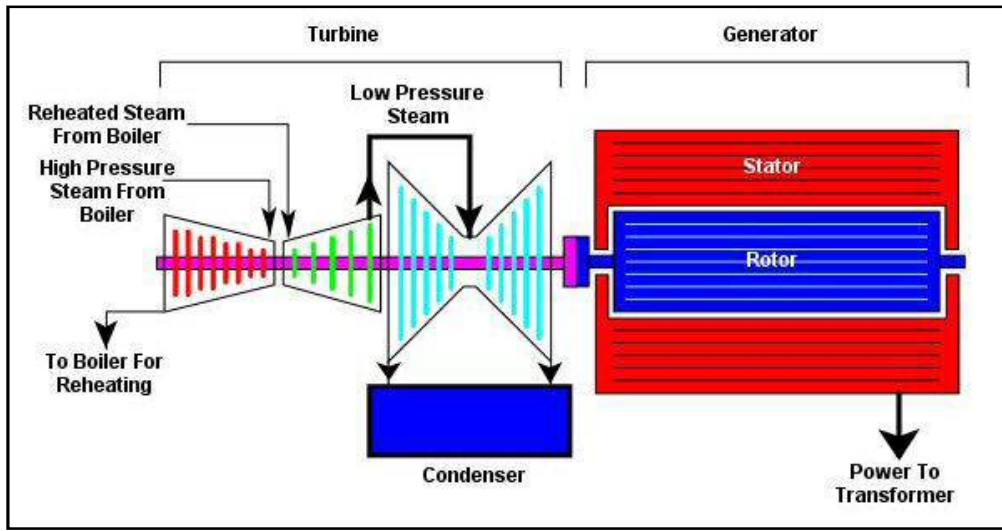


Resim 2.5. Su borulu atık ısı kazanı (Anonim)

Buhar türbinlerinde kazandan çıkan yaş buhar kurutulmak ve kızdırılmak üzere süper ısıtıcıya gider. Burada tamamen kuru buhar haline gelen buhar türbine bir stop valften geçerek gelir. Türbine gelen buhar ilk keys üzerinde olan nozullara gelir. Nozullarda hızı saniyede 1000-1500 metreye kadar ulaşan buhar daha sonra rotor şafta bağlı hareketli kanatlara gelir (Şekil 2.25 ve Resim 2.6). Bu kanatlara çarpan buhar üstündeki kinetik enerjiyi mekanik enerjiye çevirir ve rotoru çarpmanın etkisiyle çevirir. Kademeli olarak da yapılan türbinlerde amaç birim hacimde maksimum güç elde etmektir [53].

Elektrik enerjisi, uygun elektrik makineleri kullanılarak doğru veya alternatif akım şeklinde üretilir. Alternatif akım üreten makinelere, senkron, jeneratör ya da alternatör denilir.

Doğru akım jeneratörleri 750 V'a kadar çıkan gerilimler altında 7500 kW gibi büyük güçlerde ve nadiren 2000 V'a kadar yüksek gerilimde imal edilirler. Halbuki sanayide kullanılan alternatif akım üreteçleri 35 KV'a kadar yüksek gerilimlerde ve 400000 kVA veya daha büyük güçlerde yapılabilmektedir. Elektrik enerjisini üreten bir makinenin gücü ne kadar büyük olursa veriminin o oranda büyük olmasını, kWh başına gerekli harcamaların azalmasını ve hacminin küçülmesini sağlar. Alternatörlerin temel çalışma prensibi de diğer elektrik makinelerininkiyle aynıdır. Bu temel olarak Faraday prensibine dayanır [54].



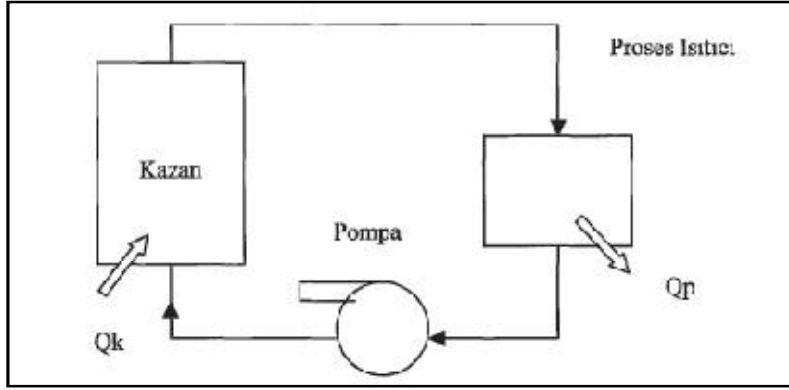
Şekil 2.25. Aynı rotor üzerinde bulunan buhar türbin jeneratörü (Anonim)



Resim 2.6. Aynı rotor üzerinde bulunan buhar türbin jeneratörü (Anonim)

Isıl işlem gereksinimlerini karşılarken elektrik de üreten sistemler geliştirilmiştir. Bu sistemlere kojenerasyon sistemleri adı verilir. Bu sistemlerde elektrik enerjisi üretirken açığa çıkan egzozun atık enerjisinden maksimum fayda sağlanması esas alınır. Motor veya türbinlerde eş zamanlı olarak, elektrik ve ısı enerjileri üretilmektedir. Birincil enerji kaynağı dediğimiz doğalgaz, fuel oil, likit gaz, dizel ve biyogazın yüksek verimle enerjiye dönüştürülmesinden ötürü, sistemlerin kendi kendisini ödemesi söz konusu olmaktadır [55].

Bir kojenerasyon santralinde, Rankine buhar türbinli çevrim, Brayton gaz türbinli çevrim, hatta bileşik gaz buhar çevrimi kullanılabilir. Buhar türbinli bir ideal kojenerasyon santralinin genel çizimi Şekil 2.26' de gösterilmiştir [55].



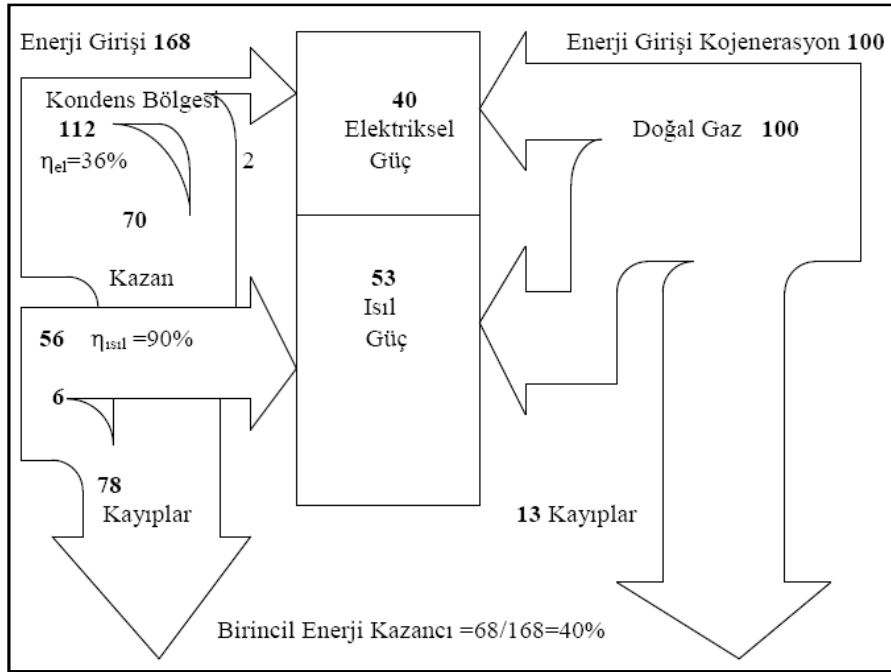
Şekil 2.26. İdeal bir kojenerasyon santrali [55]

Ülkemizde kendiüretir olarak kurulmuş kombine çevrim santralleri kojenerasyon üniteleri olarak tanınmaktadır. Kojenerasyon elektrik üretim tesisleri, bir sanayi tesisi ile entegre olarak çalışan, buhar, sıcak gaz gibi çürük proseste kullanılan veya sanayi atıklarını, yan ürünlerini elektrik üretiminde kullanarak aynı zamanda sanayi tesisinin elektrik enerjisinin ihtiyacını karşılayan tesislerdir. Burada sanayi tesisi faaliyet göstermediği zaman elektrik üretimi de olmaz. Ancak bu tesisler toplam verimi artırmaktadır. Bu sistem; endüstride, otellerde, toplu konutlarda, tatil köylerinde, spor tesislerinde, resmi dairelerde, bankalarda, hastanelerde kısaca elektrik ve ısı kullanımının olduğu yerlerde kullanılır.

Sıvı veya gaz yakıtlarla çalışan dizel santrallerin yaktıkları yakıtın ortalama % 35'ielektrik enerjisine dönüştürebilmektedir. Geriye kalan % 65'lik enerji motor ve egzoz gazı olarak kaybolmaktadır. Elektrik santrallerinde ise bu kayıp % 70'lere varmaktadır. İşte dizel santrallerde kayıp olan % 65'lik enerjinin % 85'ini geri kazanarak faydalı hale getiren sistemlere kojenerasyon sistemi denir. Kojenerasyon santrallerin maliyetleri dizel santral (jeneratör) veya diğer santrallere oranla ortalama verimlerinin daha yüksek olması nedeniyle kendilerini 2-3 yıl gibi kısa bir sürede amorti edebilmektedirler [56].

Kojenerasyon santralleri ile enerji üretildiği yerde tüketildiğinden iletim kayıpları diğer santrallere oranla yok denecek kadar azdır. Yanma sonucu açığa çıkan ısı egzozdan atılmayarak ısı enerjisi olarak geri kazanılır. Bu da enerjinin verimini büyük ölçüde artırır [57].

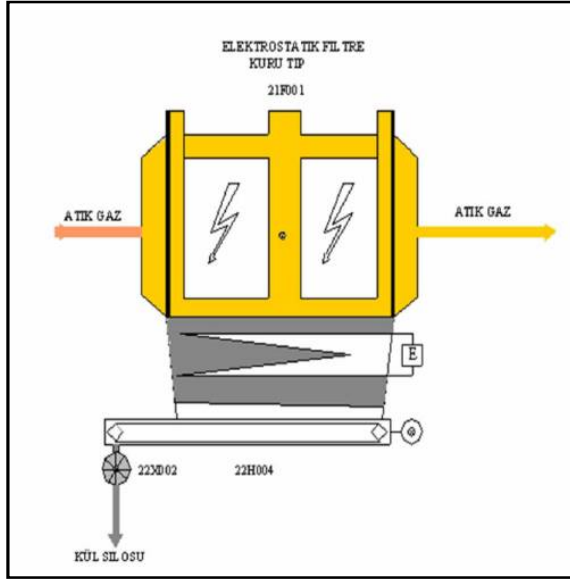
Şekil 2.27’de görüleceği üzere; 40 birim elektriksel,50 birim ısıl güce ihtiyacı olan bir tesisin bu ihtiyaçlarını karşılamak için; konvansiyonel sistemde 168 birim enerji gerekirken, kojenerasyon sistemi ile 100birim enerji yeterli olmaktadır [56].



Şekil 2.27. Örnek bir kojenerasyon sistem verimi [56]

Gaz temizleme sistemi, yakma prosesi sonucu açığa çıkan atık gazın yönetmelikte belirtilen emisyon değerlerini sağlayacak şekilde kirleticilerden arındırılması için dizayn edilmiştir. Baca gazı; elektrostatik filtre, venturi yıkayıcı, kireç püskürtmeli yıkayıcı ve dioxin furan kontrol üniteleri gibi sistemler ile temizlenmektedir. Temizlenen baca gazı bir indüktif çekiş fanı yardımıyla bacadan atmosfere verilir [58].

Baca gazının toz içeriğini kontrol etmek için sıcak gaz elektrostatik filtre bulunmaktadır. (Şekil 2.28) Gaz içinde askıdaki toz partiküllerine elektrik yüklemesi yapılarak ve güçlü bir elektrik alanı oluşturularak toplama elektrotunda birikmesi sağlanmaktadır [58].



Şekil 2.28. Kuru tip elektrostatik filtre [58]

Elektrostatik filtrede tozdan arındırılan baca gazı, yıkama sistemlerine girmektedir. İlk aşama venturi yıkayıcısıdır (Resim 2.7). Yıkayıcıya giren baca gazı yıkama sıvısı ile temas ederek doyma sıcaklığına kadar soğuyacaktır. Bu bölümde gaza uygulanan yıkama işlemi sonucunda atık gazdaki halojenler ve ağır metaller yıkama çözeltisi tarafından absorbe edilir [58].



Resim 2.7. Venturi yıkayıcı [58]

Venturi yıkayıcısından geçen atık gaz ikinci yıkama aşaması olan kireç püskürtmeli yıkayıcıya gelmektedir. Resim 2.8'deki gibi baca gazında bulunan SO_2 ve kalan kirleticilerin giderimi sağlanmaktadır. Baca gazı sisteme üst kısımdan girmekte ve yıkama sıvısı ile değişmeli olarak absorpsiyon bölgesinden geçmektedir [58].



Resim 2.8. Kireç püskürtmeli yıkayıcı [62]

Kireç püskürtmeli yıkayıcıya %10'luk kireç sütü beslemesi yapılarak ortam pH'ı 5,5 – 6 civarında tutulmak suretiyle atık gaz içindeki SO_2 giderimi sağlanmaktadır [58].

Elektrostatik filtre ve yıkayıcılardan geçen baca gazı, son aşama olarak Dioxin Furan Kontrol Ünitesinden (Resim 2.9) geçmektedir. Dioxin Furan Kontrol Ünitesi baca gazı içinde bulunabilecek Dioxin ve dibenzofuran izomerleri ve tehlikeli olabilecek organik maddelerin tutularak baca gazı emisyonlarının minimize edilmesi için dizayn edilmiştir [58].



Resim 2.9. Dioxin furan kontrol ünitesi [58]

Elektrostatik filtre ve atık ısı kazanında oluşan uçucu küller kapalı bir konveyör sistemi ile kül silosunda depolanmaktadır. Kül silosunda depolanan uçucu kül kapalı bir konveyörle (Resim 2.10) fiziksel/kimyasal arıtma ünitesine transfer edilerek arıtma sistemlerinden geçirilmekte ve depolama kriterlerine uygun hale getirilmektedir [58].



Resim 2.10. Uçucu kül depolama silosu [58]

Sayısal çıkışlı baca gazı emisyon ölçüm cihazlarıyla standartlara uygun emisyon ölçümleri yapılarak sürekli kontrol edilebilmektedir (Resim 2.11 ve Çizelge 2.15). Bu cihazlar [58];

- CO, CO₂, SO₂, O₂, NO_x parametrelerin ölçüldüğü çoklu gaz analizörü
- Toplam hidrokarbon analizörü
- HCL analizörü
- HF ve H₂O'nun ölçüldüğü HF analizörü
- Toz analizörüdür.



Resim 2.11. Sayısal çıkışlı baca gazı emisyon ölçüm cihazları [58]

Çizelge 2.15. İzaydaş baca gazı emisyon değerleri [58]

YARIM SAATLİK ORTALAMA DEĞERLER					
Parametre	Birim	Değer	Limit Değerler	Durum	Açıklama
CO	mg/m ³	4,23	100	✓	Karbonmonoksit
NO	mg/m ³	158,73	400	✓	Azotoksitler
SO ₂	mg/m ³	0,00	200	✓	Kükürtdioksit
THC	ppm	4,00	20	✓	Toplam Hidro Karbon
HF	mg/m ³	0,01	4	✓	Hidrojenflorür
HCl	mg/m ³	0,00	60	✓	Hidroklorikasit
O ₂	%	8,26	Limit Yok	✓	Oksijen
TOZ	mg/m ³	2,48	30	✓	Toz
YSICAKLIK	°C	1.229,56	Limit Yok	✓	Yanma Sıcaklığı
BSICAKLIK	°C	78,11	Limit Yok	✓	Baca Sıcaklığı

Çalışmamıza konu olan Malatya İlinde oluşan günlük katı atık miktarı yaz ve kış aylarında farklı olmakla birlikte günlük 450-500 ton arasında değişmektedir. İldeki katı atıklar, Malatya-Elazığ karayolunun onbeşinci kilometresinde yer alan Yassitepe ile Karamıldan tepesi arasındaki mevcut katı atık depolama alanında yaklaşık 30 yıllık süreden beri depolanarak bertaraf edilmektedir (Resim 4.1). Bunun yanı sıra çöp yangınları, kötü koku

ve uygun olmayan görüntüler giderilmiş olmaktadır. Bu alanda birikmiş metan gazından elektrik enerjisi elde edilmek üzere Malatya Belediyesi tarafından yap-işlet modeliyle 2011 yılında elektrik enerjisi üretim tesisi ihalesi gerçekleştirilmiştir. Katı atıklardan oluşan metan gazını kullanarak çalışan 1,2 MW gücündeki enerji santrali 2014 yılı başında faaliyete girerek 15 bin kişinin elektrik enerjisi ihtiyacının karşılanması hedeflenmiştir (Resim 4.2) [67].

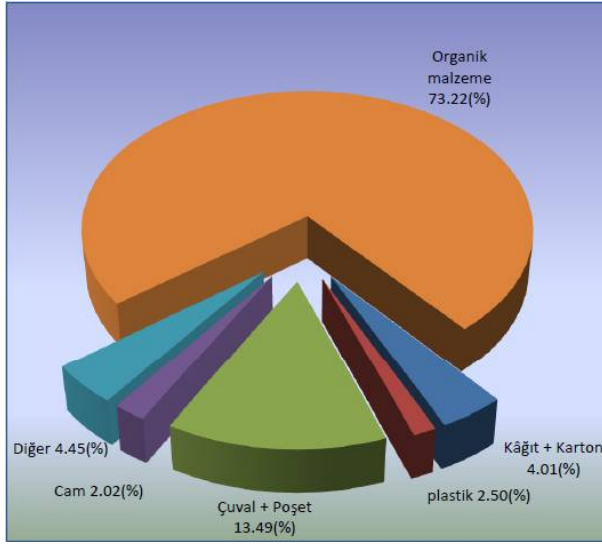


Resim 2.12. Malatya'daki katı atık sahasından iki farklı görüntü [67]



Resim 2.13. Malatya'daki katı atık kaynaklı elektrik üretim santrali [67]

Şekil 4.1'de görüldüğü gibi Malatya ilindeki evsel katı atıkların yaklaşık olarak % 73'ini organik atıklar, % 4'nü kâğıt ve karton, % 2,5'ini plastik, % 13,5'ini çuval ve poşet, % 2'ini cam ve % 4'nü ise deri metal, ağaç, kül vb. gibi maddeler oluşturmaktadır [67].



Şekil 2.29. Malatya ilinin katı atık kompozisyonu [67]

3. BİYOGAZ MOTORLARINDA ATIK ISI GERİ KAZANIMI

Tek bir sistemden eş zamanlı olarak elektrik ve/veya mekanik güç ile kullanılabilir ısı üretilmesi demek olan kojenerasyon veya diğer adıyla Bileşik Isı ve Güç Üretimi tekniğinde ana kaynak; kullanılan gaz türbini veya gaz motorunun jeneratör gücü ile motor soğutma ısısı, yağlama yağı ve egzoz gazının ısısıdır.

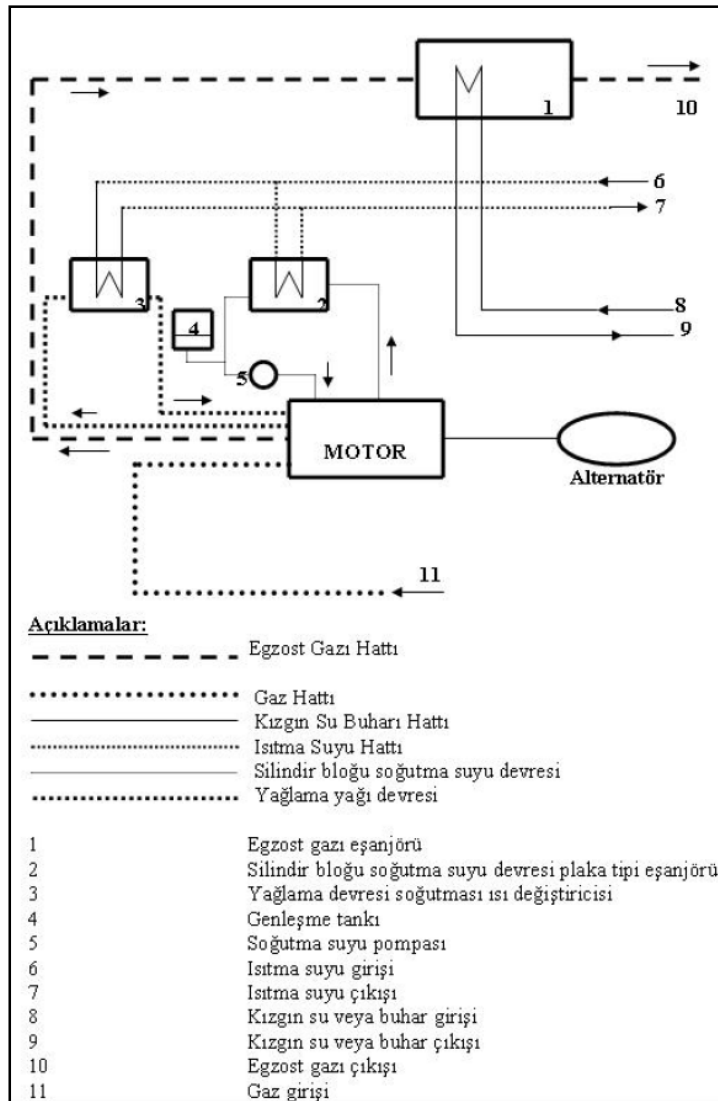
Pistonlu bir gaz motorunda yanan yakıtın enerjisinin (birincil enerjinin);

- %35-40'lık bir kısmı mekanik güce,
- %30-35'lik bir kısmı motor gömlek ısısına,
- %25-30'luk bir kısmı egzoz ısısına ve
- %7-10'luk bir kısmı radyasyon enerjisi şeklinde kayıp enerjiye dönüşmektedir [59].

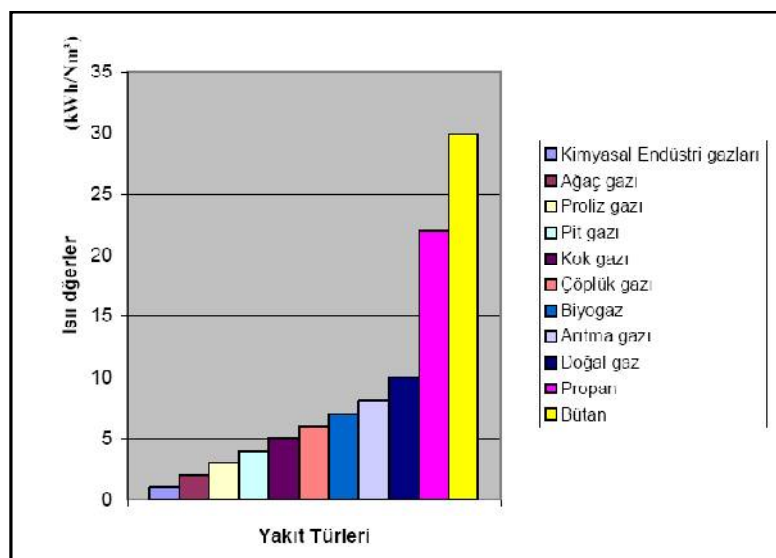
Enerji dağılımından yola çıkarak, ortaya çıkan atık ısı enerjisi, sistemdeki üç unsurdan elde edilir. Bunlar; gaz motorunun yağlama devresi, egzoz gazları, silindir bloğu soğutma devresidir. Şekil 3.1'de gaz motorları kullanılan bir kojenerasyon tesisinin prensip şeması görülmektedir. Atık ısıları geri kazanım için kullanılan eşanjörler sistemini çeşitli modifikasyonlarda tasarlamak mümkündür.

Gaz motorları denilince, yakıt olarak ilk önce doğalgaz akla gelmekte fakat atık arıtma tesislerinden kanalizasyon gazı (Sewage gas), çöp depolama tesislerinden çöplük gazı (Landfill gas) ve benzer şekilde biyogaz, kok gazı vb. yakıtlarda kullanılabilir. Üstelik atıklardan elde edilen bu gazlar elektrik ve ısı üretmek için direkt olarak kullanılabilir. Bunların direkt olarak motorlarda yakılmasıyla, değerlendirilmeleri için önce yakıp buhar üretmek, bununla da bir buhar türbini çevirmek gibi ara işlemler gerekmemektedir [60].

Bu sistemlerde düşük metan sayılı 0.54 kWh/Nm^3 'lük bir ısı değere sahip kimyasal endüstriden elde edilen gazlardan, 30 kWh/Nm^3 'lük bir ısı değere sahip bütana kadar birçok yakıt kullanmak olasıdır. Bu yakıt türlerinden bazı örnekler ve ısı değerleri Şekil 3.2'de görülmektedir [61].



Şekil 3.1. Gaz motorlu kojenerasyon sistemi prensip şeması [61]



Şekil 3.2. Bazı yakıtların ısııl değeri [61]

Enerji kaynağı olarak kullanımı düşünüldüğünde, Şekil 3.2’de verilmekte olan ısı değerler alınarak yapılan hesaplarda 2 kWh elektrik enerjisi ve 1,23 kWh ısı enerji için;

- 5–7 kg biyoatık,
- 5–15 kg çöp,
- 8–12 kg ters-organik atık,
- 4–7 m³ şehir kanalizasyon suyu yeterli olmaktadır [61].

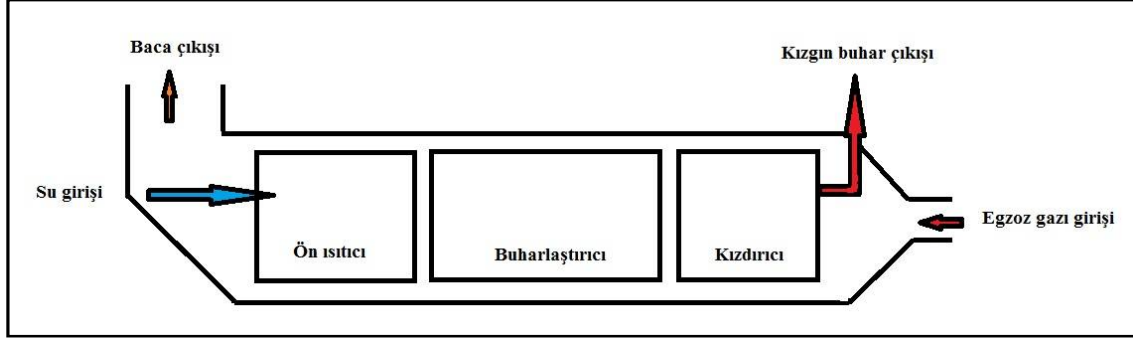
Gaz motorunda kullanılan bir yakıtın en önemli özelliklerinden biri de vuruntu direncidir. Gazın vuruntu direncini de “Metan Sayısı” belirler. Çizelge 3.1’de bazı yakıtların metan sayıları görülmektedir [59].

Çizelge 3.1. Bazı yakıtların metan sayıları [59]

Yakıt	Tanımı – Bileşimi (%)	Metan Sayısı
H ₂	Hidrojen	0
CH ₄	Metan	100
C ₂ H ₄	Etilen	15
C ₂ H ₆	Etan	43.7
C ₃ H ₆	Propilen	18.6
C ₃ H ₈	Propan	33
C ₄ H ₁₀	Bütan	10
CO	Karbon monoksit	75
Doğal Gaz (Tipik)	CH ₄ = 88,5 C ₂ H ₆ = 4,7 C ₃ H ₈ = 1,6 C ₄ H ₁₀ = 0,2 N ₂ = 5,0	72–98
Arıtma Gazı	CH ₄ = 65 CO ₂ = 35	134
Çöplük Gazı	CH ₄ = 65 CO ₂ = 25 N ₂ = 10	136

3.1. Atık Isı Kazanı Isıl Tasarım Hesapları

Atık ısı kazanlarında, yüksek sıcaklıklarda dışarı atılan gazların enerjisinden faydalanarak buhar üretilmektedir. Buhar üretimi 3 aşamada gerçekleşir. Şekil 3.3 de atık ısı kazanının bölümleri görülmektedir [62].



Şekil 3.3. Atık ısı kazanının bölümleri [62]

İki ortam arasında ısı transferi aşağıdaki formülle bulunur;

$$Q = AK \Delta T_0 \quad (3.1)$$

Burada ısı transfer yüzeyi A, ısı geçiş katsayısı K ve ortalama logaritmik sıcaklık farkı ΔT ile gösterilmektedir.

Atık ısı kazanında atık gazlar ile su buharı arasında gerçekleşen ısı transferi;

$$q = m_b (h_g - h_g) = m_g C_{po} (T_g - T_g) \quad (3.2)$$

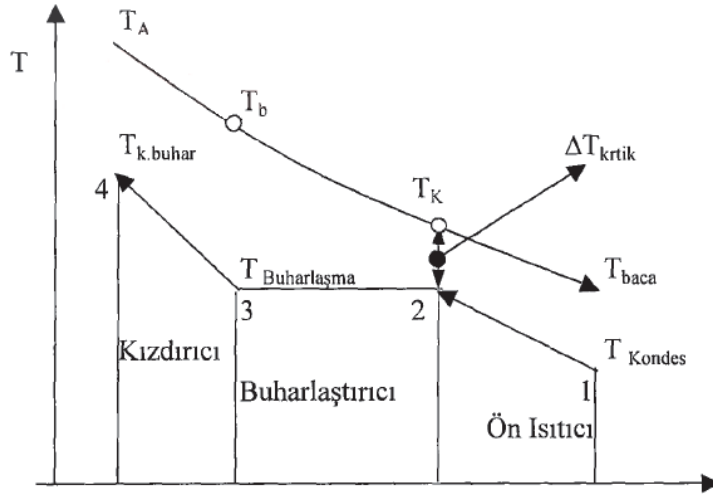
şeklinde ifade edilir.

Her hangi bir x noktasındaki gaz sıcaklığı aşağıdaki gibi ifade edilir.

$$(T_g - T_x) C_{po} = m_b (h_x - h_g) \quad (3.3)$$

$$T_x = T_g - [m_b (h_x - h_g) / C_{po}] \quad (3.4)$$

Suyun buharlaştırıcıya girdiği noktadaki (kritik nokta T_k) sıcaklıkla gaz sıcaklığı arasındaki fark kritik sıcaklık farkı Şekil 3.4’de gösterildiği gibi ΔT_k olarak tanımlanır. Kaynaklarda bu fark 15-45 °C olarak belirtilmektedir [63].



Şekil 3.4. Atık ısı kazanında sıcaklık dağılımı [62]

Üretilcek buhar miktarı aşağıdaki denklemden bulunabilir.

$$m_b = C_{po} (T_b - T_{kritik}) / (h_3 - h_2) \quad (3.5)$$

Atık ısı kazanları tek ya da çok basınçlı olarak imal edilirler.

Tek basınçlı atık ısı kazanında buhar üretimi hesabı: Atık ısı kazanında ısı 3 temel bölümde çekilmektedir. Her bölümde taşınım (flim) katsayıları ve sıcaklık durumları farklıdır. Isının tamamına yakını taşınım ile transfer olmaktadır. Birim atık gaz başına üretilen buhar miktarını bulmak için öncelikli olarak her bölümde çekilen ısıların bulunması gerekmektedir.

Ön ısıtıcıda çekilen ısı miktarı (q_6):

Pompada sıkıştırılarak kazana sevk edilen su ön ısıtıcıda buharlaşma sıcaklığına kadar ısıtılır. Suyun 1 noktasındaki entalpisini 2 noktasına kadar yükseltmek için gerekli ısı aşağıdaki gibi bulunur.

$$q_{\delta} = m (h_2 - h_1) = C_p (T_2 - T_{\text{baca}}) \quad (3.6)$$

Ön ısıtıcıda taşınım flim katsayısı çok küçük olduğundan ve buharlaşma sıcaklığına kadar ısıtmak için büyük alanlara ve sıcaklık farkına ihtiyaç duyulmaktadır. Ekonomik ve teknik şartlara bağlı olarak ön ısıtıcıda sıcaklığı buharlaşma sıcaklığına kadar çıkarmayıp, aradaki farkı buharlaştırıcıda telafi edilebilir.

Buharlaştırıcıda çekilen ısı miktarı (q_b):

Atık ısı kazanında ısı transferinin en iyi olduğu bölümdür. Su istenilen basınçtaki kaynama sıcaklığına, atık gazlardan ısı çekilerek buharlaşmaktadır. Bunun için çekilen ısı miktarı aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$q_b = m (h_3 - h_2) = C_p (T_3 - T_2) \quad (3.7)$$

Kızdırıcıda çekilen ısı miktarı (q_k) :

Kızdırıcı doymuş buharın istenilen sıcaklığa kadar kızdırıldığı ve ısı transferinin en kötü olduğu (flim katsayısının en küçük olduğu) bölümdür. Bunun için çekilen ısı miktarı aşağıdaki gibi bulunabilir.

$$q_k = m (h_4 - h_3) = C_p (T_A - T_3) \quad (3.8)$$

İstenilen şartlarda buhar elde etmek için gerekli ısı miktarı;

$$q = q_{\delta} + q_b + q_k = m (h_{\phi} - h_g) = C_p (T_A - T_{\text{baca}}) \quad (3.9)$$

Üretilen buhar miktarı;

$$m_b = C_{po} (T_{\text{giriş}} - T_{\text{baca}}) / (h_{\phi} - h_g) \quad (3.10)$$

bağıntısıyla bulunur.

Çift basınçlı atık ısı kazanında buhar üretim hesabı: Baca sıcaklığını düşürmek için kazan içerisinde ısı transferinin en iyi olduğu buharlaşma bölümünü artırmak ve mümkün olduğunca düşük sıcaklıkta buharlaşma yapmak gerekmektedir. Genelde uygulanan metot işletme basıncında buhar üretirken besleme suyunun %10-20'sini ara kademedede 3-8 bar basınçta buharlaştırarak, buhar türbinine sevk etmektir. Buradaki buhar miktarını buharlaşma bölgelerindeki kritik noktalar arasındaki sıcaklık farkından faydalanarak hesaplanabilir [63].

Besleme suyunun m miktarını işletme basıncında (yüksek basınçta) x miktarını ise alçak basınç kademesinden buhar olarak çekiliyor ise; işletme basıncında ki buhar miktarı tek basınçlı kazanla aynı, alçak basınçlı bölümden çekilen buhar miktarı ısı miktarı bulunarak hesaplanır.

Alçak basınç ön ısıtıcıdan çekilen ısı miktarı $q_{A\ddot{o}}$, başka bir deyişle x kütlesindeki suyun entalpisini h_1 'den h_{2A} entalpisine çıkarmak için gerekli ısı aşağıdaki gibi bulunur.

$$q_{A\ddot{o}} = x (h_{2A} - h_1) \quad (3.11)$$

Alçak basınç buharlaştırıcıdan çekilen ısı miktarı q_{Ab} , başka bir deyişle x kütlesindeki suyun entalpisini h_{2A} 'dan h_{3A} entalpisine çıkarmak için gerekli ısı aşağıdaki gibi bulunur.

$$q_{Ab} = x (h_{3A} - h_{2A}) \quad (3.12)$$

Alçak basınç kızdırıcıdan çekilen ısı miktarı q_{Ak} , başka bir deyişle x kütlesindeki buharın entalpisini h_{3A} 'dan h_A entalpisine çıkarmak için gerekli ısı aşağıdaki gibi bulunur.

$$q_{Ak} = x (h_A - h_{3A}) \quad (3.13)$$

Alçak basınç kademesinde buhar üretmek için gerekli ısı miktarı aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$q_A = q_{A\ddot{o}} + q_{Ab} + q_{Ak} \quad (3.14)$$

Üretilen buhar miktarı ise;

$$q = q_H + q_A = m (h_{\dot{c}} - h_g) + x (h_{A\dot{c}} - h_{A\dot{g}}) = C_p (T_A - T_{\text{baca}}) \quad (3.15)$$

bağıntısıyla bulunur.

3.1.1. Atık ısı kazanında ısı transfer yüzeylerinin boyutlandırılması

Atık ısı kazanında ısı transfer yüzeylerinin hesaplanması için suyun ve egzoz gazın arasındaki toplam ısı transfer katsayısının (K) hesaplanması gerekir. K; malzemenin (borunun) kalınlığı (l) ve ısı iletim katsayısına (λ), gaz tarafında ısı taşınım flim katsayısına (f_1) ve su tarafındaki ısı taşınım katsayısına (f_2) bağlıdır.

Kazanların imalatında çelik boruların kullanılması, kalınlıklarının ince olması ve ısı iletim katsayılarının yüksek olması toplam ısı transfer katsayısı içindeki önemini azaltmaktadır. Isı transferine etki eden en büyük faktör ısı transfer flim katsayısıdır.

Isı taşınım flim katsayıları akışkanın cinsine, hızına, sıcaklığına, akışın laminar veya türbülanslı, tabi veya zorlanmış, gelişmekte veya tam gelişmiş olmasına ve ısı transfer alanının geometrisine bağlı olarak değişmektedir. Uygulamalarda genellikle bazı deneysel çalışmalar neticesinde bulunan Nusselt (Nu), Reynolds (Re) ve Prandtl (Pr) sayılarına bağlı olarak flim katsayısını veren bağıntılar kullanılmaktadır [64].

Nusselt sayısı Nu; k akışkanın ısı iletim katsayısı, d akışın olduğu boru çapı, f ısı transfer flim katsayısı olmak üzere,

$$Nu = f d / k \quad (3.16)$$

ifade edilmektedir.

Reynolds sayısı Re; V akışın ortalama hızı, ν kinematik viskozite olmak üzere,

$$Re = V d / \nu \quad (3.17)$$

bağıntısı ile ifade edilmektedir.

Prandtl Pr sayısı; akışkanın kinematik viskozitesinin ısıl yayılım katsayısına oranı olarak ifade edilmektedir. Uygulamalarda tam gelişmiş türbülanslı akış için Dittus ve Boelter tarafından,

$$Re > 10^4 \quad \text{ve} \quad 0,6 \leq Pr \leq 100 \text{ aralığında,}$$

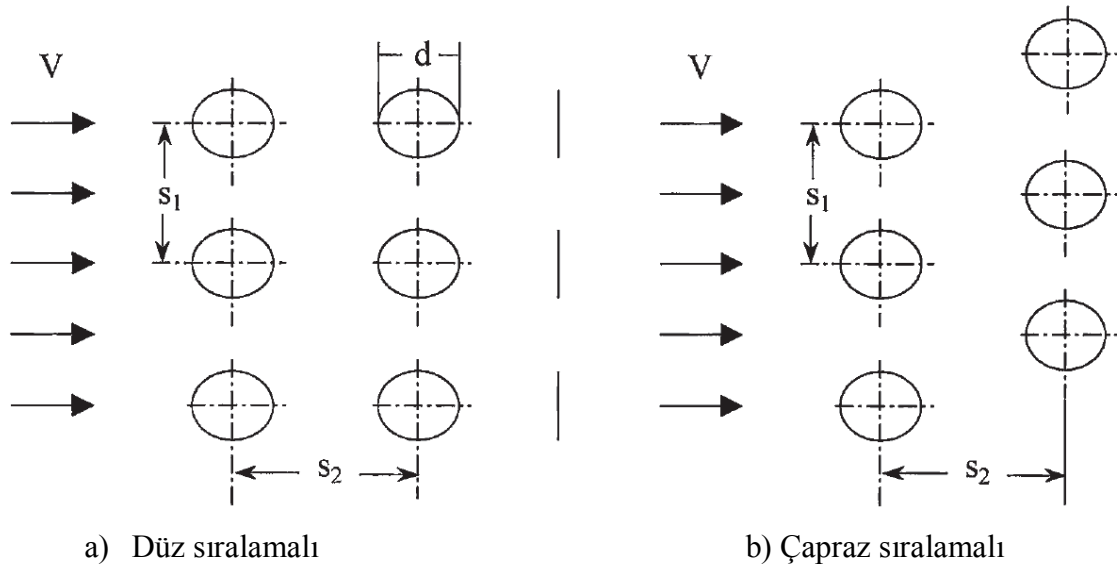
$$Nu = 0,0023 Re^{0,8} Pr^n \quad (3.18)$$

Bağıntısı verilmektedir. N akışkanın ısınması halinde 0,4 veya soğuması halinde 0,3 olarak değerlendirilir [64].

Boru demetine dik akışta ısı transfer karakteristikleri Grimson tarafından, boruların düz ve çapraz sıralı düzenlenmesi (Şekil 3.5) hallerinde incelenmiş olup boruların dış yüzeyinde ısı taşınım flim katsayısı için ortalama Nusselt (Nu_d) sayını,

$$Nu_d = C Re_d^n Pr^{1/3} \quad (3.19)$$

ifadesi ile vermiştir.



Şekil 3.5. Boruların diziliş şekilleri [64]

Akışkanın ortalama hızı V yerine maksimum (en dar kesitteki) hızı V_{max} kullanılmaktadır [68].

$$V_{\max} = V_{s1} / (s_1 - d_1) \quad (3.20)$$

Maksimum hız kütleli debi m , akışkanın yoğunluğu ρ , boru çapı d , boru yolu L , gaz akışına dik paralel boru sayısı S olmak üzere,

$$V_{\max} = m / [\rho (A - d L S)] \quad (3.21)$$

bağıntısı ile de bulunabilir [64].

Verilen bağıntı Re sayısının ,

$$2000 < Re = V_{\max} d / \nu < 40000 \quad (3.22)$$

aralığında geçerlidir [64].

Bağıntıda geçen C ve n değerleri Çizelge 3.2’de verilmiştir. Ayrıca akışa dik boru sayısı 10 sıranın altında ise bulunan flim katsayıları Çizelge 3.3’de verilen sayılarla çarpılarak düzeltilmelidir [64].

Modern kazanlarda gaz hızları 5-30 m/s arasında değişmektedir. Gaz hızının artması flim katsayısını artırmakta transfer alanı küçültmekte ancak basınç kayıplarını artırmakta buda kazanlarda gerekli baca boyunu ve fan gücünü artırmaktadır. Hızının azalması ise yüzeyleri artırmaktadır. Maliyetler göz önünde bulundurularak optimum gaz hızı tespit edilmelidir [52].

Çizelge 3.2. Boru demetine dik akışta C ve n değerleri [64]

s_2/d	s_1/d							
	1,25		1,5		2		3	
	C	n	C	n	C	n	C	n
Düz Sıralı Düzenleme								
1,25	0,386	0,592	0,305	0,608	0,111	0,704	0,070	0,752
1,50	0,407	0,586	0,278	0,620	0,112	0,702	0,075	0,744
2,00	0,464	0,570	0,332	0,602	0,254	0,632	0,220	0,648
3,00	0,322	0,601	0,396	0,584	0,415	0,581	0,317	0,608
Çapraz Sıralı Düzenleme								
0,600	-	-	-	-	-	-	0,236	0,636
0,900	-	-	-	-	0,495	0,571	0,445	0,581
1,000	-	-	0,552	0,558	-	-	-	-
1,125	-	-	-	-	0,531	0,565	0,575	0,560
1,250	0,575	0,556	0,561	0,554	0,576	0,556	0,579	0,562
1,500	0,501	0,568	0,511	0,562	0,502	0,568	0,542	0,568
2,000	0,448	0,572	0,462	0,568	0,535	0,556	0,498	0,570
3,000	0,344	0,592	0,395	0,580	0,488	0,562	0,467	0,574

Çizelge 3.3. Akışa dik sıra sayısına göre f flim katsayısı düzeltme çarpanları [64]

Akışa dik boru sayısı	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Düz Sıralı	0,68	0,75	0,83	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99	1,0
Çapraz Sıralı	0,64	0,80	0,87	0,90	0,92	0,94	0,96	0,98	0,99	1,0

Su atık ısı kazanında sürekli aynı halde kalmamaktadır. Ön ısıtıcıda sıvı, buharlaştırıcıda sıvı buhar arası ve kızdırıcıda ise buhar olarak bulunmaktadır. Her durumda akışkanın ve ısı transferinin özellikleri değişmektedir.

Akışkan hızı atık ısı kazanının boyutlandırılmasında, ısı geçiş flim katsayısının belirlenmesinde büyük önem taşımaktadır. Günümüzde imal edilen su borulu tip buhar kazanlarında akışkan hızı olarak [64];

- Ön ısıtıcıda 2-5 m/s,
- Buharlaştırıcıda 5-15 m/s
- Kızdırıcıda ise 15-30 m/s arasında değişmektedir.

Ön ısıtıcıda su soğuk olarak girmekte ve buharlaşma sıcaklığına kadar ısıtılmaktadır. Bu çalışmada dairesel kesitli boru içindeki kaynamayan su için (boru boyu $L \geq 1000$ mm ve iç çapı $10 < d < 100$ mm olan borularda ve T_m ortalama akışkan sıcaklığında) geliştirilmiş bağıntıyı kullanacağız [64].

$$f = 3.373 (1 + 0,014 T_m) V^{0,85} \quad (3.23)$$

Buharlaştırıcıda boru girişinde kaynama sıcaklığının altında olan su, boru içerisinde önce taşınım ile ısınır sonra buhar habbesi oluşmasıyla kaynama başlar. Isı geçiş katsayısı ani olarak yükselir. Habbeler birleşmeye başlar ve buhar oranı arttıkça cidarda ince bir sıvı flimi oluşur. Sıvı flimi akış boyunca gittikçe ortadan kalkar. Isı geçişi aniden kötüleşir. Isı geçişinin iyi olması için sıvı fliminin ortadan kalkmasına müsaade edilmemelidir.

Düşey boru içinde suyun, p basıncı ve zorlanmış kaynama durumunda flim katsayısı f için basınç; $5 < p < 170$ bar aralığında ve cidar sıcaklığı T_o , buhar sıcaklığı T_b ve $\Delta T = T_o - T_b$ ($^{\circ}\text{C}$) olmak üzere flim katsayısı ($\text{W/m}^2\text{C}$) cinsinden aşağıdaki denklemle bulunmaktadır [64].

$$f = 2,54 (\Delta T)^3 e^{p/15,5} \quad (3.24)$$

Kızdırıcıda doymuş buhar tam gelişmiş türbülanslı akışta Schack kızgın buhar ve gazlar için $L / d > 100$ durumunda aşağıdaki eşitlik verilmektedir [64].

$$f = [62,80 + 4,3 (T_m / 100)] V_0^{0,75} / d_i^{0,25} \quad (3.25)$$

Bu eşitlikte ortalama akışkan sıcaklığı T_m (°C), akışkan hızı V (m/s) ve basıncı p (bar) olmak üzere,

$$V_0 = V \cdot 274 \cdot p \cdot (273 + T_m) \quad (3.26)$$

ifadesi kullanılır [68].

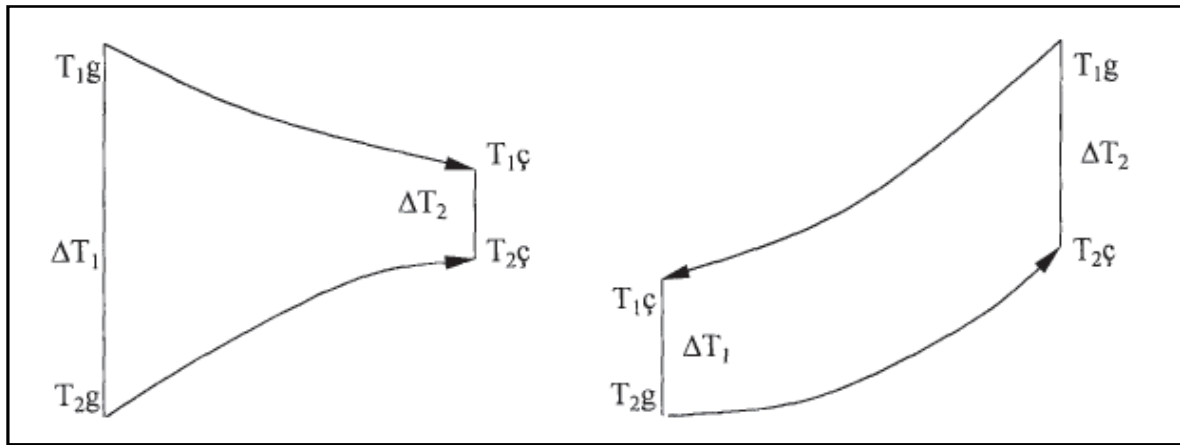
Toplam ısı geçiş katsayısının hesaplanması için, K ısı geçiş katsayısı, δ ısı transferin olduğu malzemenin kalınlığı, λ ısı iletim katsayısı, R cidarda ısı transferini engelleyen kirlilik katsayısı ve f flim katsayısı olmak üzere aşağıdaki formül kullanılır [64].

$$1 / K = (1 / f_1) + R_1 + (\delta / \lambda) + R_2 + [(1 / f_2) (d_d / d_i)] \quad (3.27)$$

Isı transfer bölgesinde akışlar arasındaki sıcaklık farkı sürekli değiştiğinden, akışların ısı transfer bölgesine giriş ve çıkış sıcaklıkları ile birbirine göre akış durumuna bağlı olarak tanımlanır [64]. Bu durumda Şekil 3.6'da gösterilen ortalama logaritmik sıcaklık farkı (ΔT_0);

$$\Delta T_0 = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / [Ln / (\Delta T_1 / \Delta T_2)] \quad (3.28)$$

bağıntısıyla bulunur.



a) Paralel akış

b) Ters akış

Şekil 3.6. Logaritmik sıcaklık farkları [64]

Toplam ısı geçiş katsayısı (K) ve ortalama logaritmik sıcaklık farkı (ΔT_0) ve ısı transfer miktarı bulunduğundan sonra Eř. 3.1 bağıntısıyla gerekli ısı transfer alanı hesaplanabilir.

3.1.2. Atık ısı kazanında basınç kayıpları

Egzoz gazları atık ısı kazanında ısısı alındıktan sonra sistemden dışarı atılır. Egzoz gazlarının akışına su boruları engel olmakta giriş ve çıkıştaki kesit değişimleri akış düzenini bozmakta buda basınç düşümüne neden olmaktadır. Bu kayıpların hesaplanması ve bacada aspiratörle basıncın karşılanması gerekmektedir.

Arka arkaya sıralanmış boru demetine dik akışta, egzoz gazları için $2000 < Re < 20000$ aralığında basınç kayıpları için V_0 normal şartlardaki hız olmak üzere boruların sıralama şekline göre aşağıda bağıntılar verilmektedir [64].

Düz sıralama halinde;

$$\Delta P = 76 n [(S_1 / d_d) / (S_2 / d_d)^{1,5}] V_0^2 T 10^{-5} \quad (3.29)$$

n arka arkaya boru dizi sayısı olup, 10 dan az olması halinde basınç kaybı Çizelge 3.4’de verilen f düzeltme katsayıları ile çarpılarak düzeltilmelidir.

Çizelge 3.4. Düz sıralama halinde f düzeltme katsayısı [64]

n	2	3	4	5	6	7	8	9
f	1,1	1,05	1,03	1,025	1,02	1,015	1,01	1,005

Çapraz sıralama halinde;

$$\Delta P = 95 n [V_0^2 T 10^{-5} / (S_2 / d_d - 1)^{1,3}] \quad (3.30)$$

n arka arkaya boru dizi sayısı olup, 10’dan az olması halinde basınç kaybı Çizelge 3.5’de verilen f düzeltme katsayıları ile çarpılarak düzeltilmelidir.

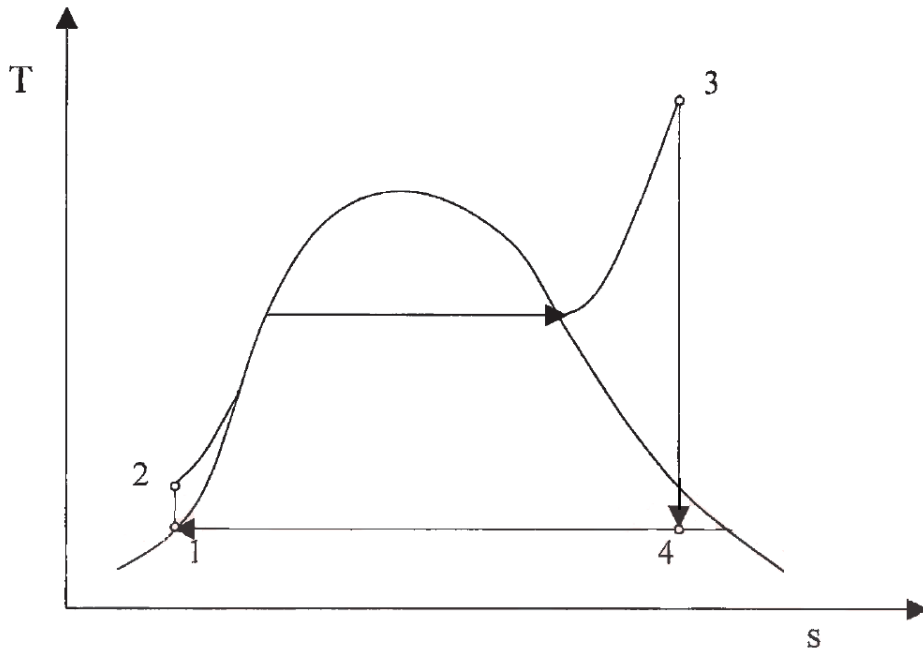
Çizelge 3.5. Çapraz sıralama halinde f düzeltme katsayısı [64]

n	2	3	4	5	6	7	8	9
f	1,24	1,12	1,075	1,06	1,05	1,04	1,025	1,01

3.2. Buhar Türbini Isıl Hesapları

Su buharının kullanıldığı buhar türbinleri Rankine çevrimine göre çalışırlar. Şekil 3.7’de verilen T-s diyagramı Rankine çevriminde;

- 1-2 noktaları arasında doymuş suyu pompa ile izantropik sıkıştırma yapılır
- 2-3 noktaları arasında kazanda sabit basınçta ısı girişi gerçekleşir
- 3-4 noktaları arasında türbinde izantropik genişleme ile mekanik enerji elde edilir
- 4-1 noktaları arasında yoğusturucuda sabit basınçta ısı atılması yapılır [65].



Şekil 3.7. Teorik Rankine çevriminin diyagramı

İdeal Rankine çevriminde pompada birim iş yapan suyu sıkıştırmak için verilmesi gereken mekanik enerji;

$$w_{TP} = h_2 - h_1 \quad (3.31)$$

kazanda kızgın buhar elde etmek için verilmesi gereken ısı enerjisi;

$$q_{TK} = h_3 - h_2 \quad (3.32)$$

buhar türbininde kızgın buharın genişletilmesiyle elde edilen mekanik enerji;

$$w_{TB} = h_3 - h_4 \quad (3.33)$$

buharı yoğuşturmak için gerekli ısı enerjisi;

$$q_{TA} = h_4 - h_1 \quad (3.34)$$

çevrimden elde edilecek net iş;

$$w_{TN} = w_{TB} - w_{TP} = (h_3 - h_4) - (h_2 - h_1) \quad (3.35)$$

bağıntılarıyla bulunur.

Çevrimin teorik verimi ise aşağıdaki bağıntılarla hesaplanır.

$$\eta_T = w_{TN} / q_{TK} = (q_{TK} - q_{TA}) / q_{TK} \quad (3.36)$$

$$\eta_T = [(h_3 - h_4) - (h_2 - h_1)] / (h_3 - h_2) \Rightarrow$$

$$\eta_T = [(h_3 - h_2) - (h_4 - h_1)] / (h_3 - h_2) \quad (3.37)$$

Pompada suyun sıkıştırılmasında çevreye olan ısı kayıpları ihmal edilebilecek düzeyde olsa da sürtünme ve giriş-çıkış sıcaklıkları arasındaki fark izantropik sıkışmayı mümkün kılmamaktadır. Entropi artışından doğan kayıpları pompanın iç verimi olarak ifade ederek pompadaki gerekli enerji;

$$w_{TP} = h_2' - h_1 = (h_2 - h_1) / \eta_{iP} \quad (3.38)$$

olmalıdır.

Buhar türbinindeki entropi artışlarından doğan kayıpları da türbinin iç verimi olarak ifade edersek, buhar türbininden elde edilen mekanik enerji;

$$w_{TB} = h_3 - h_{4'} \quad (3.39)$$

Çevrimin iç verimi ise;

$$\eta_i = [(h_3 - h_{4'})\eta_{jB} - (h_2 - h_1) / \eta_{jP}] / (h_3 - h_{2'}) \quad (3.40)$$

ifadesi ile bulunur.

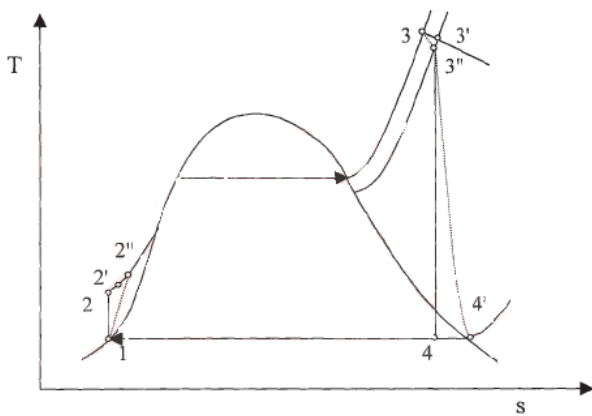
Gerçek çevrimde sadece entropi artışından meydana gelen kayıplar yoktur. Ayrıca mekanik kayıplarda söz konusudur. Bu kayıpları mekanik verimle (η_{mP} ve η_{mB}) ifade ederek hesaplamalara dahil edebiliriz.

$$w_P = (h_2 - h_1) / (\eta_{jP} \eta_{mP}) \quad (3.41)$$

$$w_B = (h_3 - h_{4'}) \times (\eta_{jB} \eta_{mB}) \quad (3.42)$$

$$\eta_i = [(h_3 - h_{4'}) \eta_{jB} \eta_{mB} - (h_2 - h_1) / (\eta_{jP} \eta_{mP})] / (h_3 - h_{2'}) \quad (3.43)$$

Ayrıca sıcaklık ve basınç düşümü olarak T-s diyagramında gösterebileceğimiz kayıplarda vardır (Şekil 3.8).

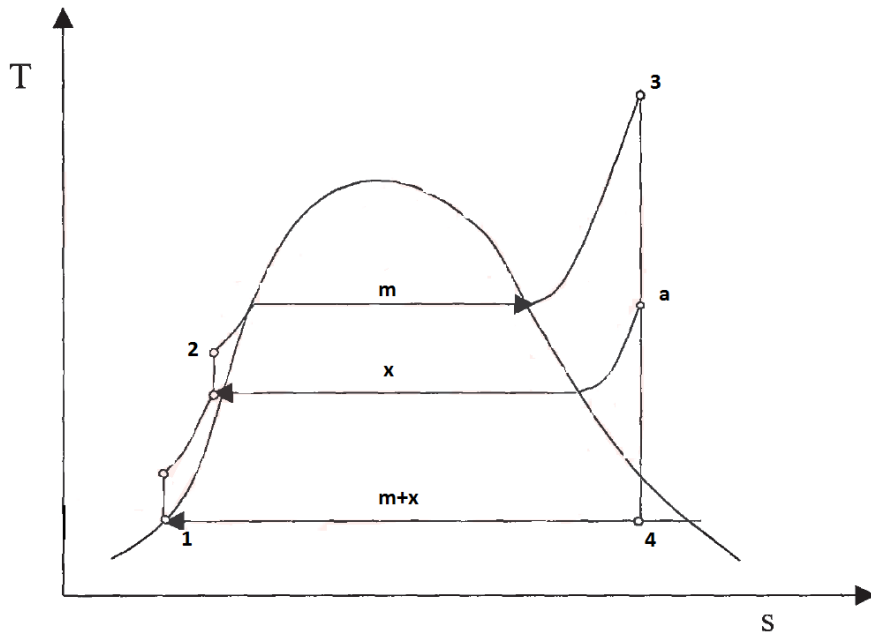


Şekil 3.8. Gerçek Rankine çevrimi

Kazan çıkışında istenilen basınçta buhar elde etmek için pompanın ön ısıtıcı ve kazan içerisinde sürtünmeden doğan basınç kayıplarını da karşılaması, suyun basıncını P_2'' noktasına kadar çıkarması gerekir. Sürtünme, yön değiştirme ve kısılmalardan dolayı basınç kayıpları olmakta, buhar türbini girişinde basınç P_3 yerine P_3' değerinde olmaktadır [65].

Kazanla türbin arasında ayrıca ısı kayıpları da olmaktadır. Kazan çıkışı sıcaklığı T_3 , çevreye olan ısı kayıpları nedeniyle türbin girişinde T_3'' sıcaklığına düşmektedir. Türbinde su T-s diyagramında da görüldüğü gibi genişlemeye 3 noktasından değil 3'' noktasından başlamaktadır. Bu nedenlerle pompa tüm basınç kayıplarını karşılamalı ve kazan da tüm ısı kayıplarını karşılamalıdır.

Ara buhar alma işlemi ısı ihtiyacını karşılamak ve ön ısıtma yaparak verimi artırmak için sıkça kullanılan bir yöntemdir [65].



Şekil 3.9. Ara buhar almalı Rankine çevrimi

Şekil 3.9’da gösterildiği gibi türbine 3 noktasında giren m kütlesi, a ara kademesine kadar genişletildikten sonra x kütlesi türbinden çekilmekte geri kalan $(m-x)$ kütlesi 4 noktasına kadar genişletilmektedir [65].

Ara kademedan çekilen buhardan elde edilen iş;

$$w_{aB} = x (h_3 - h_a) \eta_{jB} \eta_{mB} \quad (3.44)$$

şeklinde ifade edilebilir.

Geri kalan $m-x$ kütleinden ise P_4 yoğunlaştırıcı basıncına kadar genişletilerek elde edilen iş;

$$w_{aB} = (m - x) (h_3 - h_a) \eta_{jB} \eta_{mB} \quad (3.45)$$

şeklinde bulunur. Türbinden elde edilen toplam iş;

$$w_B = w_{aB} + w_{aB} = [(m - x) (h_3 - h_a) + x (h_3 - h_a)] \eta_{jB} \eta_{mB} \quad (3.46)$$

olarak bulunur.

Ara kademedan alınan x kütleindeki buharla birlikte çekilen ısı enerjisi miktarı;

$$q_a = x (h_a - h_{as}) \eta_{jB} \quad (3.47)$$

olacaktır. Türbinin karşı basınçlı olması halinde, türbini terk eden buhardan alınabilecek enerji;

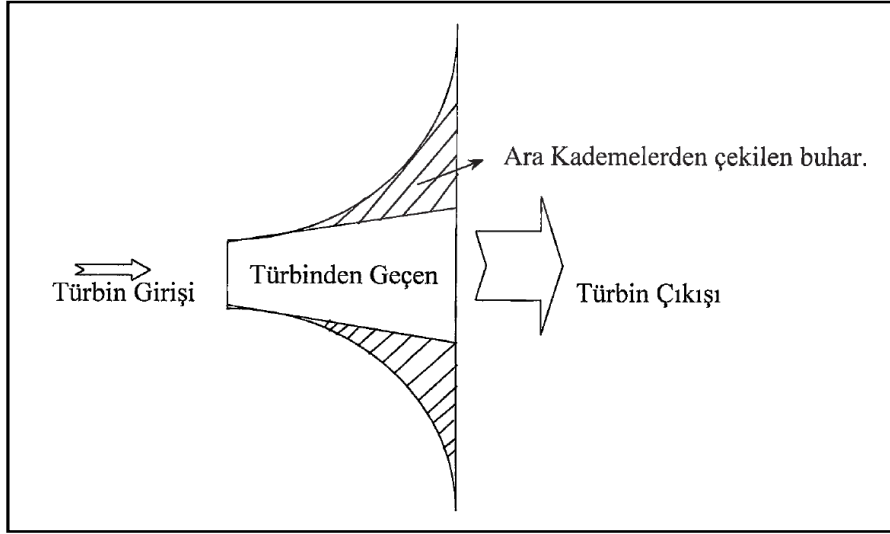
$$q_E = (m - x) (h_4 - h_{4s}) \eta_{jB} \quad (3.48)$$

düzeyindedir. Türbine giren buharın bir kısmı ara kademedan ve geri kalan kısmı ise türbini terk ettikten sonra proseslerde kullanıldığı ve proses de meydana gelen kayıpların da η_{Pro} proses verimi olarak ifade edilebileceği düşünülürse, prosesde kullanılan enerji;

$$q_{Pro} = [(m - x) (h_4 - h_{4s}) + x (h_a - h_{as})] \eta_{jB} \eta_{Pro} \quad (3.49)$$

bağıntısıyla bulunur. Bu durumda ısı verim aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$\eta_I = (w_N + q_{Pro}) / q \quad (3.50)$$



Şekil 3.10. Buhar türbininde iş yapan akışkanın hacim değişimi [66]

Şekil 3.10’da görüldüğü gibi türbin girişi ile türbin çıkışı arasında özgül hacmin aşırı artışı, türbinin son kademelerinde kanat boyutlarının aşırı büyümesine neden olmaktadır. Bu büyüme titreşimlerin artmasına, frekans dengesinin zorlaşmasına, yataklara gelen yüklerin artmasına sebep olur ki buda türbin imalatını zorlaştırmakta, ara buhar almayı zorlaştırmaktadır [66].

Atık ısı kazanlarında hem ısı transferinin en iyi olduğu buharlaşma bölgesini artırmak, hem de baca sıcaklığını düşürerek atık gazların ısısından maksimum yararlanmak için 1 ya da 2 ara basınç kademesinden buhar çekilmektedir (Şekil 3.11).

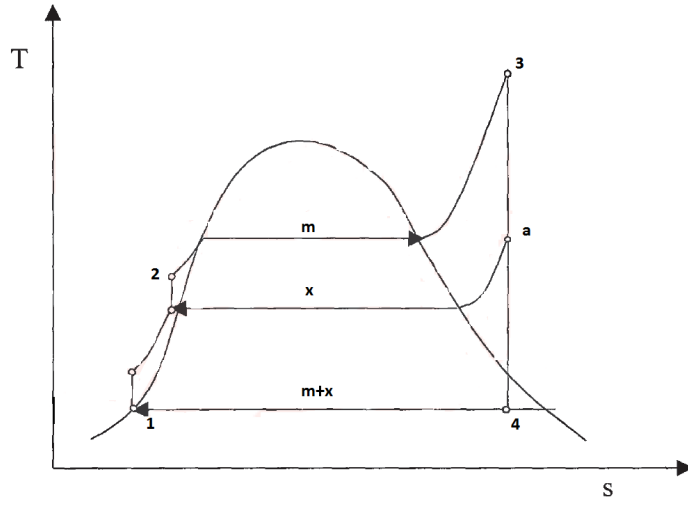
Ara kademedan üretilen x miktar buhar, türbine gönderilir ise ve buhar türbine a ara kademesinde girerse 4 noktasına kadar genişleyecektir. Ara kademedan ilave edilen buhardan elde edilen iş;

$$W_{aB} = x (h_a - h_4) \eta_{jB} \eta_{mB} \quad (3.51)$$

bağıntısıyla hesaplanabilir [65].

Türbine 3 noktasında m kütlesi, a noktasında x kütlesi girmekte ve $m+x$ kütlesinde buhar Şekil 3.11’de gösterildiği gibi genişlemektedir. Türbinden elde edilen toplam enerji ise aşağıdaki gibi bulunur.

$$w_B = [x (h_a - h_4) + m (h_3 - h_4)] \eta_{iB} \eta_{mB} \quad (3.52)$$



Şekil 3.11. Ara buhar ilaveli Rankine çevrimi

4. 2x1,2 MW GÜCÜNDEKİ GAZ MOTORU ATIK ISISININ GERİ DÖNÜŞÜMÜ SİSTEM TASARIMI

Bu çalışmada Malatya ilinde kurulu bulunan çöp depolama sahasından üretilen çöp gazı ile çalışan bir gaz motor tesisi ele alınmıştır. Ekte çalışmada kullanılacak MWM TG 2020 gaz motorunun teknik özellikleri bulunmaktadır. Sistemin kurulu gücü 2x1,2 MW_{el} olarak tasarlanmış ve çalışmaktadır. Amacımız elektrik üretiminde kullanılan mevcut gaz motorlarının egzozundan atılmakta olan yanma ürünlerinin taşıdığı enerjinin geri kazanımı üzerinde çalışılmıştır.

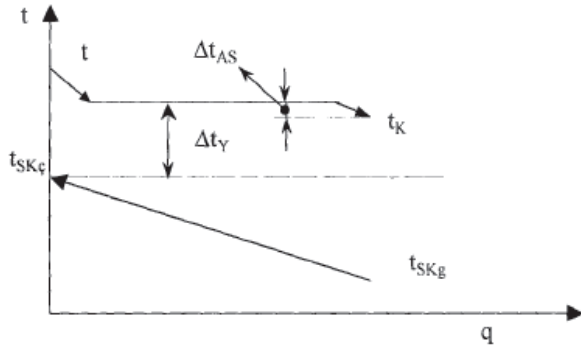
Sistemin çalışma kapasitesi tam yük durumunda, %75 yük ve %50 yük durumunda değerlendirilerek üzerinde çalışılmıştır. Motor egzoz gazı enerjisinin elektrik enerjisi üretiminde kullanılması, türbinden atılan ısı enerjisinin bir kısmı ve motor ceket ısısının bir kısmı sera ısıtmada kullanılması planlanmıştır.

Tam yük durumu için motor verilerinden okunan motor egzoz gazı sıcaklığı ve duman debisi değerlerine göre hesaplamalar yapılacaktır.

Atık Isı Kazan Hesapları: Atık ısı kazanlarında yoğuşturucudan çıkan sıcak su ile istenilen basınç ve sıcaklıkta buhar üretmektir. Atık ısı kazanı girişinde gaz sıcaklığı motor verilerinden bilinmektedir. Baca sıcaklığını ise; üretilen buharın basıncına, sıcaklığına, suyun giriş sıcaklığına bağlı olarak belirlememiz gerekmektedir.

Soğutma suyu ile yoğuşma sıcaklığı arasında olması gerekli sıcaklık basamağı (Yaklaşım sıcaklığı ΔT_y) günümüzde teknik ve ekonomik şartlara bağlı olarak 5 °C olarak alınmaktadır [51].

Yoğuşturucu ve sonrasında herhangi bir basınç dalgalanmasında suyun buharlaşarak tehlike oluşturmaması için doymuş su Şekil 4.1’de gösterildiği gibi 2 °C daha soğutulur [62].



Şekil 4.1. Soğutma suyu sıcaklığı [62]

Soğutma suyu giriş sıcaklığı ($t_{SKg}=20\text{ °C}$) ve çıkış sıcaklığı ($t_{SKç}=30\text{ °C}$) olmak üzere;

$$t_{yog} = \Delta t_y + t_{SKç} = 5 + 30 = 35\text{ °C} \text{ olarak bulunur.}$$

Yoğuşturucu çıkışında su sıcaklığı; $t_K = t_1 = t_{yog} - \Delta t_{AS} = 35 - 2 = 33\text{ °C}$ olarak bulunur.

Tek basıncılı atık ısı kazanında buhar üretimi

Kazan girişinde suyun özellikleri yoğuşturucudan çıkan su ile proseslerden dönen su birleştiğinden ve pompada entalpi artışı çok az olduğundan aşağıdaki değerler termodinamik tablolarından alınmıştır.

$$t_1 = 33\text{ °C}$$

$$h_1 = 138,27\text{ kJ/kg}$$

Ön ısıtıcı çıkışında 35 bar basınçta suyun termodinamik özellikleri termodinamik tablolardan bulunarak aşağıda verilmiştir.

$$t_2 = 242,6\text{ °C}$$

$$h_2 = 1049,7\text{ kJ/kg}$$

Ön ısıtıcıda suyu buharlaşma sıcaklığına kadar ısıtmak için gerekli ısı miktarı Eş. 3.6 bağıntısıyla; $q_0 = 1049,7 - 138,27 = 911,43\text{ kJ/kg}$ olarak bulunur.

Buharlaştırıcı girişindeki suyun özellikleri ön ısıtıcı çıkışındaki suyun özellikleri ile aynıdır. Buharlaştırıcı çıkışındaki 35 bar basıncındaki akışkanın termodinamik özellikleri yine tablolardan bulunur.

$$t_3 = 242,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$h_3 = 2802,7 \text{ kJ/kg}$$

Buharlaştırıcıda suyu buharlaştırmak için gerekli ısı miktarı Eş. 3.7 bağıntısıyla bulunur.

$$q_b = 2802,7 - 1049,7 = 1753 \text{ kJ/kg}$$

Kızdırıcıya giren akışkanın özellikleri ile buharlaştırmacıdan çıkan akışkanın özellikleri aynıdır. Kızdırıcı çıkışında 35 bar basınçta kızgın buharın termodinamik özellikleri tablolardan bulunur.

$$t_4 = 370 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$h_4 = 3152,2 \text{ kJ/kg}$$

Kızdırıcıda birim doymuş buharı kızdırmak için gerekli ısı miktarı Eş. 3.8 bağıntısıyla hesaplanır.

$$q_k = 3152,2 - 2802,7 = 349,5 \text{ kJ/kg}$$

Baca sıcaklığı $T_1 = 458 \text{ K}$ ($185 \text{ }^{\circ}\text{C}$) olarak alırsak; ortalama özgül ısı değerini hesaplamak için aşağıdaki bağıntı kullanılabilir [68].

$$C_{por} = 100 / M [28,016 \theta + 0,19665 (\theta^2/2) + 0,048023 (\theta^3/3) - 0,001966 (\theta^4/4)] \quad \frac{\theta_2^2}{\theta_1^2} / (T_1 - T_2)$$

$$\theta_1 = 458 / 100 = 4,58 \text{ ve } \theta_2 = 719 / 100 = 7,19 \quad M = \text{mol kütlesi} = 28,97 \text{ kg/mol}$$

$$C_{por} = 1,0509 \text{ kJ/ kg K}$$

Üretilen buhar miktarı; $q = q_o + q_b + q_k = m (h_c - h_g) = C_p (T_A - T_{baca})$ eşitliğinden faydalanarak bulunur.

$$m_b = [C_p (T_A - T_{\text{baca}})] / (q_o + q_b + q_k) = 1,0509(719 - 458) / 3013,93$$

$$= 0,0910 \text{ kg-buhar/kg-gaz}$$

Ön ısıtıcıda gazın sıcaklığı Eş. 3.4 bağıntısıyla; Baca sıcaklığı $T_1 = 458 \text{ K} = 185^\circ\text{C}$

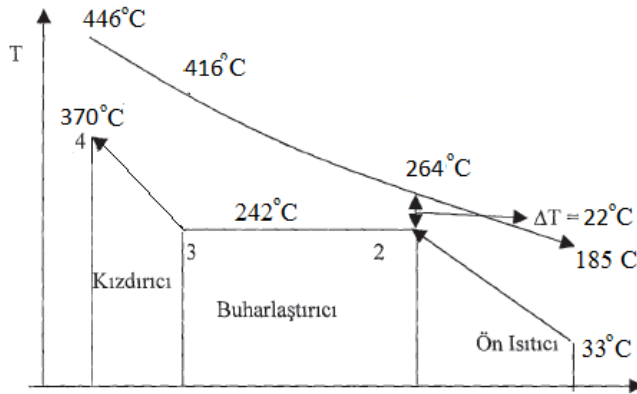
$$T_2 = T_x + [m_b (h_x - h_g) / C_{po}] = 458 + [0,0910(1049,7 - 138,27)/1,0509] = 537 \text{ K} = 264^\circ\text{C}$$

Buharlaştırıcı girişinde gazın sıcaklığı;

$$T_3 = T_x + [m_b (h_x - h_g) / C_{po}] = 537 + [0,0910(2802,7 - 1049,7) / 1,0509]$$

$$T_3 = 689 \text{ K} = 416^\circ\text{C}$$

Atık ısı kazanında gazın sıcaklığı, $t_1 = 446^\circ\text{C}$ olduğuna göre Şekil 4.2'deki grafik oluşturulur.



Şekil 4.2. Baca sıcaklığı 185°C olan atık ısı kazanında sıcaklık dağılımı

Şekil 4.2'de verilen sıcaklık dağılımında baca sıcaklığı 185°C olması halinde kritik bölge için kaynaklarda belirtilen yeterli sıcaklık farkına ulaşılmaktadır.

Çift basınçlı atık ısı kazanında buhar üretimi

Atık ısı kazanında düşük basınçta buhar üreterek baca sıcaklığını düşürebileceğimizi belirtmiştik. Hem 35 bar basınçta hem de 5,5 bar basınçta buhar üretirsek atık gazların giriş ve baca sıcaklığına bağlı olarak üretilen buhar miktarı bulunabilir. (Şekil 4.3)

Alçak basınç için

Suyun kazan girişindeki özellikleri $t_1 = 33 \text{ }^\circ\text{C}$ $h_1 = 138,27 \text{ kJ/kg}$ dir.

Ön ısıtıcı çıkışında 5,5 bar basınçta termodinamik özellikler tablolardan aşağıdaki gibi bulunur.

$$t_2 = 155,46 \text{ }^\circ\text{C} \quad h_2 = 655,77 \text{ kJ/kg}$$

Ön ısıtıcıda suyu buharlaştırma sıcaklığına kadar ısıtmak için gerekli ısı miktarı aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$q_{a\ddot{o}} = h_2 - h_1 = 655,77 - 138,27 = 517,5 \text{ kJ/kg}$$

Buharlaştırıcı girişindeki suyun özellikleri ön ısıtıcı çıkışındaki suyun özellikleriyle aynıdır. Buharlaştırıcı çıkışında 5,5 bar da iş akışkanı buharın özellikleri tablolardan aşağıdaki gibi bulunur.

$$h_3 = 2752,4 \text{ kJ/kg} \quad t_3 = 155,46 \text{ }^\circ\text{C}$$

Buharlaştırıcıda suyu buharlaştırmak için gerekli ısı miktarı aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$q_{ab} = h_3 - h_2 = 2752,4 - 655,77 = 2096,63 \text{ kJ/kg}$$

Kızdırıcı giriş özellikleri ile buharlaştırıcı çıkış özellikleri aynıdır. Buhar türbini içerisindeki 5,5 bar basınca kadar genişletilen buhar özellikleriyle aynı olmalıdır. h-s diyagramından 5,5 bar basınç ve 230 °C deki kızgın buharın entalpisi;

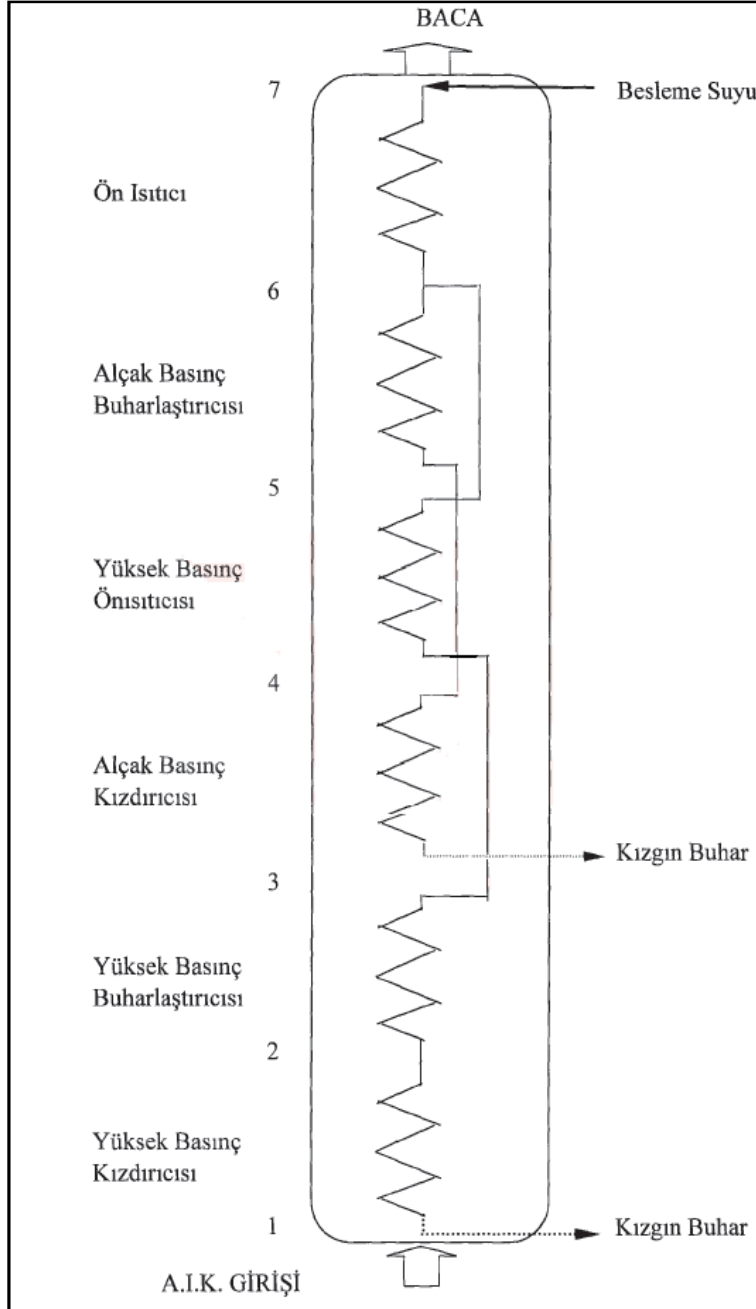
$$h_4 = 2916,86 \text{ kJ/kg}$$

$$t_4 = 230 \text{ }^\circ\text{C}$$

olarak bulunur.

Kızdırıcıda doymuş buharı kızdırmak için gerekli ısı miktarı aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$q_{ak} = h_4 - h_3 = 2916,86 - 2752,4 = 164,46 \text{ kJ/kg}$$



Şekil 4.3. Atık ısı kazanının şeması [62]

Yüksek basınç için

Alçak basınç buharlaştırıcı girişinde, alçak basınç kademesinden geçecek buhar miktarının basıncı düşürüldükten sonra geri kalan akışkan yüksek basınç ön ısıtıcısına gider. Suyun ön ısıtıcıya girişteki termodinamik özellikleri;

$$t_1 = 155,46 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$h_1 = 655,77 \text{ kJ/kg} \quad \text{olarak kabul edilir.}$$

Yüksek basınç ön ısıtıcı çıkışında 35 bar'da suyun termodinamik özellikleri tablolardan;

$$t_2 = 242,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$h_2 = 1049,7 \text{ kJ/kg}$$

ve yüksek basınç ön ısıtıcısında suyu buharlaşma sıcaklığına kadar ısıtmak için gerekli ısı miktarı ise;

$$q_{y\phi} = h_2 - h_1 = 1049,7 - 655,77 = 393,93 \text{ kJ/kg}$$

olarak hesaplanır.

Buharlaştırıcı girişindeki suyun özellikleri ile yüksek basınç ön ısıtıcı çıkışındakiyle aynıdır. Buharlaştırıcı çıkışında 35 bar'da iş akışkanı buharın özellikleri tablolardan aşağıdaki gibi bulunur.

$$t_3 = 242,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$h_3 = 2802,7 \text{ kJ/kg}$$

Buharlaştırıcıda suyu buharlaştırmak için gereken ısı miktarı;

$$q_{yb} = h_3 - h_2 = 2802,7 - 1049,7 = 1753 \text{ kJ/kg}$$

olarak hesaplanır.

Kızdırıcı girişindeki suyun özellikleri ile buharlaştırıcı çıkışındakiyle aynıdır. Kızdırıcı çıkışında buharın özellikleri buhar türbini içerisindeki 35 bar'da ve 370 °C'de iş akışkanı buharın özellikleri tablolardan aşağıdaki gibi bulunur.

$$t_4 = 370 \text{ °C}$$

$$h_4 = 3152,2 \text{ kJ/kg}$$

Yüksek basınç kızdırıcıda buharı kızdırmak için gereken ısı miktarı aşağıdaki gibi hesaplanır

$$q_{yk} = h_4 - h_3 = 3152,2 - 2802,7 = 349,5 \text{ kJ/kg}$$

Birim atık gaz başına üretilen buhar miktarı

Suyun bir kısmı (x), alçak basınç kademesinden kızgın buhar olarak alınmakta geri kalan kısmı (m) ise yüksek basınçta buhar üretilmesinde kullanılmaktadır. Kazana giren birim sudan istenilen özelliklerde buhar üretmek için gerekli ısı miktarı;

$$q_B = (m+x) q_{aö} + x q_{ab} + x q_{ak} + m q_{yö} + m q_{yb} + m q_{yk}$$

bağıntısıyla bulunur. Kazan içerisinde sıcaklık farkının en önemli olduğu ön ısıtıcı ile buharlaştırıcı arasındaki kritik noktadan hareket ederek, üretilen buhar miktarlarını bulabiliriz. Ekonomik ve teknik açıdan sıcaklık farkları; 1. Kritik noktada (yüksek basınç buharlaştırıcısında) 30 °C, 2. Kritik noktada (alçak basınç buharlaştırıcısında) 25 °C olarak alınmıştır.

$$t_1 = t_{yb} + \Delta t = 242,6 + 30 = 272,6 \text{ °C}$$

$$T_1 = 545,6 \text{ K}$$

$$t_2 = t_{ab} + \Delta t = 155,46 + 25 = 180,46 \text{ °C}$$

$$T_2 = 453,46 \text{ K}$$

Yüksek basınç kademesinde üretilen buhar;

$$m = [C_{por} (T_{giriş} - T_1)] / (q_{yk} + q_{yb})$$

$$m = 1,0509 (719 - 545,6) / (349,5 + 1753) = 0,0905 \text{ kg-buhar / kg-gaz}$$

Ara kademedan çekilen buhar miktarı ise; 2. Kritik nokta arasındaki ısı dengesinden hesaplanabilir.

$$m q_{yö} + x (q_{ab} + q_{ak}) = C_{po} (T_1 - T_2)$$

eşitliğinden;

$$x = [C_{por} (T_1 - T_2) + m q_{yö}] / (q_{ab} + q_{ak})$$

bulunur ve değerler yerine yazılırsa;

$$x = [1,0509 (545,6 - 453,46) + 0,0905 \times 393,93] / (2096,63 + 164,46)$$

$$x = 0,0586 \text{ kg-buhar / kg-gaz}$$

olarak bulunur. Birim atık gaz başına üretilen toplam buhar miktarı ise;

$$m_b = m + x = 0,0905 + 0,0586 = 0,1491 \text{ kg-buhar / kg-gaz olarak bulunur.}$$

Baca sıcaklığını ön ısıtıcıdan çekilen ısı miktarına bağlı olarak alçak basınç ön ısıtıcıdaki ısı dengesinden;

$$T_{baca} = T_2 - [(m + x) q_{aö} / C_{po}] = 453,46 - [0,1491 \times 517,5 / 1,0509]$$

$$T_{baca} = 380 \text{ K} = 107 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Alçak basınç ön ısıtıcısında gazın sıcaklığı (6 noktası);

$$\text{1.kritik noktadan: } T_6 = 453,46 \text{ K, } t_6 = 180,46 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Alçak basınç buharlaştırıcısı girişinde gazın sıcaklığı (5 noktası) Eş. 3.4 bağıntısından elde edilir.

$$T_5 = 453,46 + [0,0586 (2752,4 - 655,77) / 1,0509] = 570,4K$$

$$t_5 = 297,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Aynı şekilde alçak basınç kızdırıcı girişinde gazın sıcaklığı;

$$T = 570,4 + 0,0586 (2916,86 - 2752,4) / 1,0509 = 579,6K$$

$$t = 306,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

yüksek basınç ön ısıcısında gazın sıcaklığı (4 noktası);

$$T_4 = 570,4 + 0,0905 (1049,7 - 655,77) / 1,0509 = 604,3K$$

$$t_4 = 331,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

alçak basınç kızdırıcı girişinde gazın sıcaklığı (3 noktası);

$$2.\text{kritik noktadan: } T_3 = 545,6 \text{ K, } t_3 = 272,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

yüksek basınç buharlaştırıcı girişinde gazın sıcaklığı (2 noktası);

$$T_2 = 545,6 + 0,0905 (2802,7 - 1049,7) / 1,0509 = 679,7 \text{ K}$$

$$T_2 = 423,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

olarak hesaplanır.

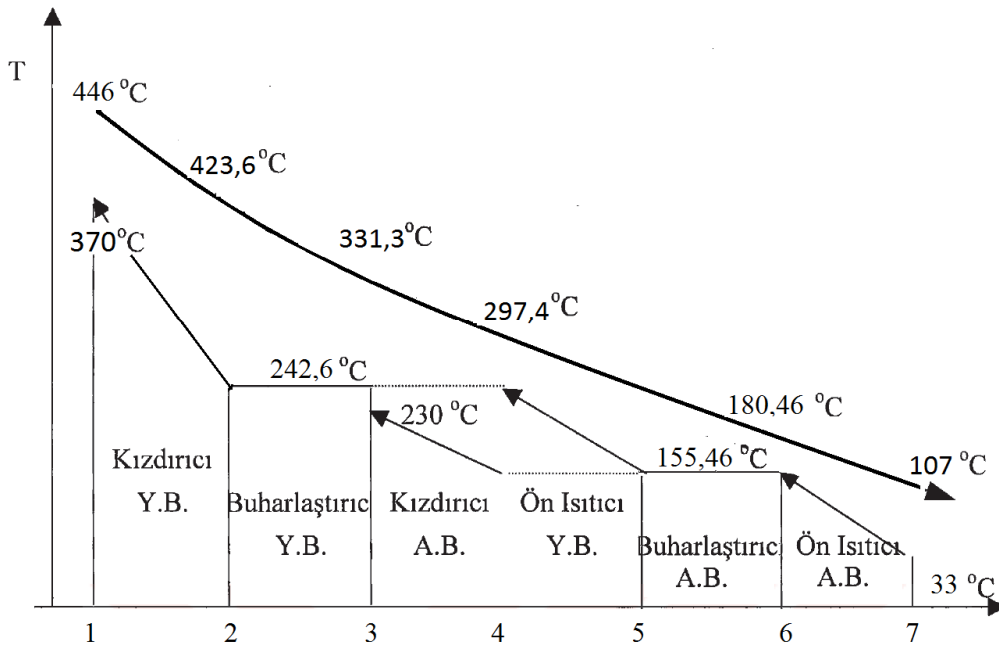
Atık ısı kazanı girişinde gazın sıcaklığı (1 noktası), gaz motoru çıkış değeri $T_1 = 719 \text{ K}$, $t_1 = 446 \text{ } ^\circ\text{C}$ olarak bilinmektedir.

Tüm noktalardaki sıcaklıklar bulunduğu göre sıcaklık dağılımını şekil 4.4 deki gibi gösterebiliriz.

Atık gaz başına üretilen toplam buhar miktarı $m_b = 0,1491$ kg/kg-gaz olarak bulunmuştur. Gaz motoru verilerinden duman debisi ise $M_g = 12752$ (6376x2) kg-gaz/saat olarak verilmiştir. Buna göre besleme suyu debisi (M_b);

$$M_b = M_g m_b = 12752 \times 0,1491 = 1901 \text{ kg-su/saat} = 1,901 \text{ ton-su/saat}$$

olarak bulunur.



Şekil 4.4. Çift basınçlı atık ısı kazanında sıcaklık dağılımı

Alçak basınç kademesinde üretilen buhar miktarı $m_a = 0,0586$ kg-buhar/kg-gaz olarak bulunmuştur. Buna göre alçak basınç kademesinde üretilen buhar debisi;

$$M_a = M_g m_a = 12752 \times 0,0586 = 747 \text{ kg-buhar/saat} = 0,747 \text{ ton-buhar/saat}$$

Yüksek basınç kademesinde üretilen buhar miktarı $m_y = 0,0905$ kg-buhar/kg-gaz olarak bulunmuştur. Buna göre bu kademedeki üretilen buhar debisi ise;

$$M_b = M_g m_y = 12752 \times 0,0905 = 1154 \text{ kg-buhar/saat} = 1,154 \text{ ton-buhar/saat}$$

olarak hesaplanır.

Buhar debileri, buhar basınçları, buhar sıcaklıkları, besleme suyu girişi şartları, gaz girişi ve çıkışı şartları ve kazan içerisindeki sıcaklık dağılımı bulunduğu göre kazan imalatı için gerekli teknik parametreler belirlenmiş olur.

Çift basınçlı atık ısı kazanının boyutlandırılması için ısı transfer alanlarının belirlenmesi gerekmektedir. Isı transfer yüzeyleri taşınım flim katsayısına bağlıdır.

Duman gazı ve iş akışkanı hızları

Isı transfer hesaplamalarında maksimum hızlar kullanıldığından atık ısı kazanının her bölgesindeki maksimum gaz hızları Eş. 3.21 bağıntısından hesaplanacaktır.

Atık ısı kazanı 2x2 m ebadında kare kesitli olarak imal edilirse ve L=3000 mm, boru dış çapı $d_d = 30$ mm, $S_d/d_d = 2$ ise en dar kesitteki sıra içerisinde boru sayısı (S);

$$S = (L - d_d) / (2 d_d) = (3000 - 30) / (2 \times 30) = 50 \text{ adet}$$

olarak bulunur.

Gaz motorundan çıkan gazların kütleli debisi (12,752 ton/saat veya 3,54 kg/s) verilmişti.

Maksimum gaz hızları, yüksek basınç kızdırıcıda (Atık ısı kazanı girişi, 1 noktası);

$$\rho = 0,3621 \text{ kg/m}^3 \quad (719 \text{ K için kaynak [64])}$$

Eş. 3.21 bağıntısında;

$$V_{\max} = 3,54 / [0,3621 (4 - 0,030 \times 2 \times 50)] = 9,78 \text{ m/s}$$

Yüksek basınç buharlaştırıcısında (2 noktasında);

$$\rho = 0,3735 \text{ kg/m}^3 \quad (696,6 \text{ K için kaynak [64])}$$

Eş. 3.21 bağıntısında;

$$V_{\max} = 3,54 / [0,3735 (4 - 0,030 \times 2 \times 50)] = 9,48 \text{ m/s}$$

Alçak basınç kızdırıcısında (3 noktasında);

$$\rho = 0,5619 \text{ kg/m}^3 \quad (545,6 \text{ K için kaynak [64])}$$

Eş. 3.21 bağıntısında;

$$V_{\max} = 3,54 / [0,5619 (4 - 0,030 \times 2 \times 50)] = 6,3 \text{ m/s}$$

Yüksek basınç ön ısıtıcısında (4 noktasında);

$$\rho = 0,4310 \text{ kg/m}^3 \quad (604,3 \text{ K için kaynak [64])}$$

Eş. 3.21 bağıntısında;

$$V_{\max} = 3,54 / [0,4310 (4 - 0,030 \times 2 \times 50)] = 8,22 \text{ m/s}$$

Alçak basınç buharlaştırıcısında (5 noktasında);

$$\rho = 0,7201 \text{ kg/m}^3 \quad (570,4 \text{ K için kaynak [64])}$$

Eş. 3.21 bağıntısında;

$$V_{\max} = 3,54 / [0,7201 (4 - 0,030 \times 2 \times 50)] = 4,92 \text{ m/s}$$

Alçak basınç ön ısıtıcısında (6 noktasında);

$$\rho = 0,8101 \text{ kg/m}^3 \quad (453,46 \text{ K için kaynak [64])}$$

Eş. 3.21 bağıntısında;

$$V_{\max} = 3,54 / [0,8101 (4 - 0,030 \times 2 \times 50)] = 4,38 \text{ m/s}$$

Atık ısı kazanı çıkışında (7 noktasında);

$$\rho = 0,9753 \text{ kg/m}^3 \quad (380 \text{ K için kaynak [64])}$$

Eş. 3.21 bağıntısında;

$$V_{\max} = 3,54 / [0,9753 (4 - 0,030 \times 2 \times 50)] = 3,64 \text{ m/s}$$

olarak hesaplanır. İş akışkanı için kaynaklarda ön görülen hız aralıklarında; Kızdırıcıda 15 m/s, buharlaştırıcılarda 5 m/s, ön ısıtıcılarda 2 m/s hızları seçilmiştir.

Gaz tarafı ısı taşınım flim katsayısı

Egzoz gazının hızından ve flim sıcaklığındaki özelliklerinden faydalananarak Eş. 3.16-3.19 bağıntıları kullanılarak kazanın her bölümü için ayrı ayrı hesaplanacaktır.

Yüksek basınç kızdırıcıda:

$$\text{Flim sıcaklığı;} \quad T_f = (T_g + T_c) / 2 = (719 + 696,6) / 2 = 707,8 \text{ K}$$

Flim sıcaklığında akışkan özellikleri;

$$\text{Pr} = 0,683 \quad v = 64,06 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} \quad k = 0,0519 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\text{Renolds sayısı;} \quad \text{Re} = V d_d / v = 9,78 \times 0,030 / (64,06 \times 10^{-6}) = 4580$$

$$\text{Nusselt sayısı;} \quad \text{Nu} = 0,535 \times \text{Re}^n \times \text{Pr}^{1/3} = 51,12$$

$$\text{Flim katsayısı;} \quad f = k \times \text{Nu} / d = 88,44 \text{ W/m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

Yüksek basınç buharlaştırıcıda:

$$\text{Flim sıcaklığı;} \quad T_f = (T_g + T_c) / 2 = (696,6 + 545,6) / 2 = 621,1 \text{ K}$$

Flim sıcaklığında akışkan özellikleri;

$$Pr = 0,681 \quad \nu = 54,42 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} \quad k = 0,0477 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\text{Renolds sayısı; } Re = V d_d / \nu = 9,48 \times 0,03 / 54,42 \times 10^{-6} = 5226$$

$$\text{Nusselt sayısı; } Nu = 0,535 \times Re^n \times Pr^{1/3} = 54,96$$

$$\text{Flim katsayısı; } f = k \times Nu / d = 87,39 \text{ W/m}^2\text{C}$$

Alçak basınç kızdırıcıda:

$$\text{Flim sıcaklığı; } T_f = (T_g + T_c) / 2 = (545,6 + 604,3) / 2 = 575 \text{ K}$$

Flim sıcaklığında akışkan özellikleri;

$$Pr = 0,680 \quad \nu = 47,22 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} \quad k = 0,0449 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\text{Renolds sayısı; } Re = V d_d / \nu = 6,3 \times 0,030 / (47,22 \times 10^{-6}) = 4002$$

$$\text{Nusselt sayısı; } Nu = 0,535 \times Re^n \times Pr^{1/3} = 47,36$$

$$\text{Flim katsayısı; } f = k \times Nu / d = 70,88 \text{ W/m}^2\text{C}$$

Yüksek basınç ön ısıtıcıda:

$$\text{Flim sıcaklığı; } T_f = (T_g + T_c) / 2 = (604,3 + 570,4) / 2 = 587,35 \text{ K}$$

Flim sıcaklığında akışkan özellikleri;

$$Pr = 0,680 \quad \nu = 48,91 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s} \quad k = 0,0457 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\text{Renolds sayısı; } Re = V d_d / \nu = 8,22 \times 0,030 / (48,91 \times 10^{-6}) = 5042$$

Nusselt sayısı; $Nu = 0,535 \times Re^n \times Pr^{1/3} = 53,85$

Flim katsayısı; $f = k \times Nu / d = 82,03 \text{ w/m}^2\text{°C}$

Alçak basınç buharlaştırıcıda:

Flim sıcaklığı; $T_f = (T_g + T_c) / 2 = (570,4 + 453,46) / 2 = 511,93 \text{ K}$

Flim sıcaklığında akışkan özellikleri;

$Pr = 0,679$ $\nu = 36,81 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ $k = 0,0414 \text{ w/m °C}$

Renolds sayısı; $Re = V d_d / \nu = 4,92 \times 0,03 / (37,41 \times 10^{-6}) = 3946$

Nusselt sayısı; $Nu = 0,535 \times Re^n \times Pr^{1/3} = 46,97$

Flim katsayısı; $f = k \times Nu / d = 64,81 \text{ w/m}^2\text{°C}$

Alçak basınç ön ısıtıcıda:

Flim sıcaklığı; $T_f = (T_g + T_c) / 2 = (380 + 453,46) / 2 = 416,73 \text{ K}$

Flim sıcaklığında akışkan özellikleri;

$Pr = 0,677$ $\nu = 21,01 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ $k = 0,0348 \text{ w/m °C}$

Renolds sayısı; $Re = V d_d / \nu = 4,38 \times 0,030 / (21,01 \times 10^{-6}) = 6254$

Nusselt sayısı; $Nu = 0,535 \times Re^n \times Pr^{1/3} = 60,61$

Flim katsayısı; $f = k \times Nu / d = 70,31 \text{ w/m}^2\text{°C}$

İş akışkanı tarafı ısı taşınım flim katsayıları

Hesaplamalarda ısı geçiş flim katsayısı için kızdırıcıda; $L/d > 100$ için verilen bağıntılar, buharlaştırıcılarda; $5 < p < 170$ bar aralığında önerilen bağıntı ve ön ısıtıcılarda ise boru boyu $L \geq 1000$ mm ve boru iç çapı $10 < d < 100$ mm aralığında geçerli bağıntılarını kullanacağız [64].

Yüksek basınç kızdırıcıda:

$$\text{Ortalama flim sıcaklığı; } T_m = (T_g + T_{\dot{c}}) / 2 = (370 + 242,6) / 2 = 306,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Akışkanın hızı; } V = 15 \text{ m/s} \quad \text{Akışkanın basıncı; } p = 35 \text{ bar}$$

$$V_0 = V \times 273 \times p / (273 + T_m) = 15 \times 273 \times 35 / (273 + 306,3) = 247,4 \text{ m/s}$$

$$\text{Flim katsayısı; } f = (62,80 + 4,3 \times T_m / 100) V_o^{0,75} / d_i^{0,25}$$

$$f = (62,80 + 4,3 \times 306,3 / 100) 247,4^{0,75} / 0,026^{0,25} = 11802 \text{ w/m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$$

Yüksek basınç buharlaştırıcıda:

$$\text{Ortalama flim sıcaklığı; } T_m = (T_g + T_{\dot{c}}) / 2 = (370 + 242,6) / 2 = 306,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Yaklaşım sıcaklığı; } \Delta T = 15 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{Akışkanın basıncı; } p = 35 \text{ bar}$$

$$\text{Flim katsayısı; } f = 2,54 \times \Delta T^3 \times e^{p/15,5}$$

$$f = 2,54 \times 15^3 \times e^{35/15,5} = 81992 \text{ w/m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$$

Alçak basınç kızdırıcıda:

$$\text{Ortalama flim sıcaklığı; } T_m = (T_g + T_{\dot{c}}) / 2 = (230 + 155,5) / 2 = 195,75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Akışkanın hızı; } V = 15 \text{ m/s} \quad \text{Akışkanın basıncı; } p = 5,5 \text{ bar}$$

$$V_0 = V \times 273 \times p / (273 + T_m) = 15 \times 273 \times 5,5 / (273 + 195,75) = 48 \text{ m/s}$$

$$\text{Flim katsayısı; } f = (62,80 + 4,3 \times T_m / 100) V_o^{0,75} / d_i^{0,25}$$

$$f = (62,80 + 4,3 \times 195,75 / 100) 48^{0,75} / 0,026^{0,25} = 3235 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Yüksek basınç ön ısıtıcıda:

$$\text{Ortalama flim sıcaklığı; } T_m = (T_g + T_ç) / 2 = (242,6 + 155,5) / 2 = 199,05 \text{ °C}$$

$$\text{Akışkanın hızı; } V = 2 \text{ m/s} \quad \text{Akışkanın basıncı; } p = 35 \text{ bar}$$

$$\text{Flim katsayısı; } f = 3373 \times (1 + 0,014 \times T_m / 100) V^{0,85}$$

$$f = 3373 \times (1 + 0,014 \times 199,05) 2^{0,85} = 23023 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Alçak basınç buharlaştırıcıda:

$$\text{Yaklaşım sıcaklığı; } \Delta T = 15 \text{ °C} \quad \text{Akışkanın basıncı; } p = 5,5 \text{ bar}$$

$$\text{Flim katsayısı; } f = 2,54 \times \Delta T^3 \times e^{p/15,5}$$

$$f = 2,54 \times 15^3 \times e^{5,5/15,5} = 12224 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Alçak basınç ön ısıtıcıda:

$$\text{Ortalama flim sıcaklığı; } T_m = (T_g + T_ç) / 2 = (33 + 155,5) / 2 = 94,25 \text{ °C}$$

$$\text{Akışkanın hızı; } V = 2 \text{ m/s} \quad \text{Akışkanın basıncı; } p = 5,5 \text{ bar}$$

$$\text{Flim katsayısı; } f = 3373 \times (1 + 0,014 \times T_m / 100) V^{0,85}$$

$$f = 3373 \times (1 + 0,014 \times 94,25) 2^{0,85} = 14103 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Toplam ısı transfer katsayıları

Egzoz gazı tarafı ısı taşınım flim katsayısı f_1 , iş akışkanı tarafı ısı taşınım flim katsayısı f_2 , kirlilik faktörü R nin ihmal edildiği varsayımı ve boru et kalınlığı $\delta = 2\text{mm}$ ve borunun ısı iletim katsayısı $\lambda = 54 \text{ w/m}^2\text{°C}$ olarak alındığında Eş. 3.27 bağıntıdan [64];

Yüksek basınç kızdırıcıda;

$$1 / K = (1 / 88,44) + (0,002 / 54) + [(1 / 11802) (0,03 / 0,026)]$$

$$K = 87,4 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Yüksek basınç buharlaştırıcıda;

$$1 / K = (1 / 87,39) + (0,002 / 54) + [(1 / 81992) (0,03 / 0,026)]$$

$$K = 87 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Alçak basınç kızdırıcıda;

$$1 / K = (1 / 70,88) + (0,002 / 54) + [(1 / 3235) (0,03 / 0,026)]$$

$$K = 68,96 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Yüksek basınç ön ısıtıcıda;

$$1 / K = (1 / 82,03) + (0,002 / 54) + [(1 / 23023) (0,03 / 0,026)]$$

$$K = 81,45 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Alçak basınç buharlaştırıcıda;

$$1 / K = (1 / 64,81) + (0,002 / 54) + [(1 / 12224) (0,03 / 0,026)]$$

$$K = 64,26 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Alçak basınç ön ısıtıcıda;

$$1 / K = (1 / 70,31) + (0,002 / 54) + [(1 / 14103) (0,03 / 0,026)]$$

$$K = 69,73 \text{ w/m}^2\text{°C}$$

Logaritmik sıcaklık farkları

Bu bölümde ısı geçişine etki eden logaritmik sıcaklık farkları ters akıma göre Eş. 3.28 bağıntısından hesaplanacaktır [64].

Yüksek basınç kızdırıcısında;

$$\Delta T_0 = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / [\text{Ln} (\Delta T_1 / \Delta T_2)]$$

$$\Delta T_0 = [(423,6-275,59)-(446-370)] / \text{Ln} [(423,6-275,59)/(446-370)] = 108 \text{ °C}$$

Yüksek basınç buharlaştırıcıda:

$$\Delta T_0 = [(423,6-275,59)-(275,59-272,6)] / \text{Ln} [(423,6-275,59)/(275,59-272,6)]$$

$$\Delta T_0 = 37 \text{ °C}$$

Alçak basınç kızdırıcıda:

$$\Delta T_0 = [(331,3-155,5) - (272,6-230)] / \text{Ln} [(331,3-155,5) / (272,6-230)]$$

$$\Delta T_0 = 94 \text{ °C}$$

Yüksek basınç ön ısıtıcıda:

$$\Delta T_0 = [(297,4-155,5) - (331,3-275,59)] / \text{Ln} [(297,4-155,5) / (331,3-275,59)]$$

$$\Delta T_0 = 92 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Alçak basınç buharlaştırıcıda:

$$\Delta T_0 = [(297,4-155,5)-(180,46-155,5)] / \text{Ln} [(297,4-155,5)/(180,46-155,5)]$$

$$\Delta T_0 = 67 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Alçak basınç ön ısıtıcıda:

$$\Delta T_0 = [(107-33) - (180,46-155,5)] / \text{Ln} [(107-33) / (180,46-155,5)] = \Delta T_o = 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Transfer olan ısı miktarları

Atık ısı kazanının her bölümünden geçen akışkan debilerini ve birim akışkan başına çekilen ısı miktarlarını hesaplamıştık. İş akışkan debilerini emniyet açısından;

Alçak basınç kademesinde: $M_a = 0,4 \text{ Ton/saat}$

Yüksek basınç kademesinde: $M_h = 0,6 \text{ Ton/saat}$

Besleme suyu debisini ise; $M_b = 1 \text{ Ton/saat}$

Transfer olan toplam özgül ısıyı; q değerini kJ/kg, debiyi kg/s olarak kW cinsinden aşağıdaki gibi hesaplayabiliriz.

$$Q = q \times M$$

Yüksek basınç kızdırıcıda: $Q_{YK} = 349,5 \times (1200/3600) = 116,5 \text{ kW}$

Yüksek basınç buharlaştırıcıda: $Q_{YB} = 1753 \times (1200/3600) = 584,3 \text{ kW}$

Alçak basınç kızdırıcıda: $Q_{AK} = 164,46 \times (800/3600) = 36,55 \text{ kW}$

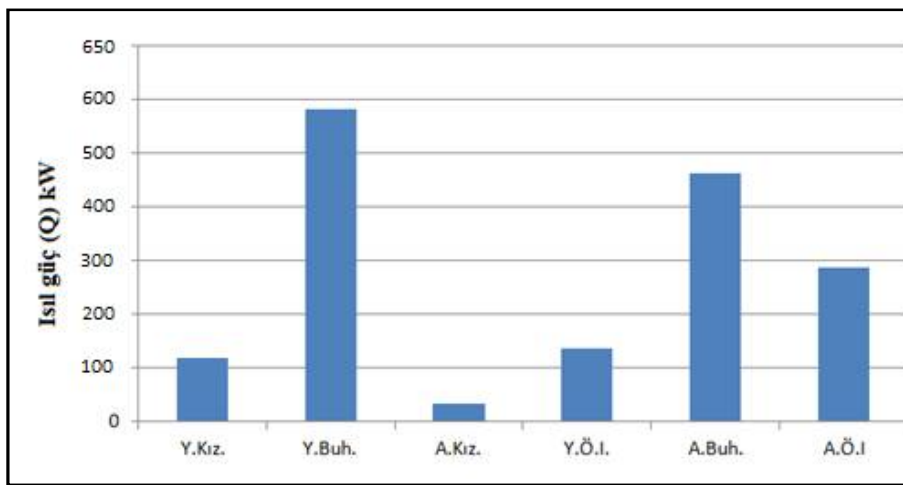
Yüksek basınç ön ısıtıcı: $Q_{YÖ} = 393,93 \times (1200/3600) = 131,3 \text{ kW}$

Alçak basınç buharlaştırıcıda: $Q_{AB} = 2096,63 \times (800/3600) = 466 \text{ kW}$

Alçak basınç ön ısıtıcı: $Q_{AO} = 517,50 \times (2000/3600) = 287,5 \text{ kW}$

Genel Toplam (Atık ısı kazanının gücü) $Q_{AIK} = 1622,15 \text{ KW}$

Şekil 4.5’de gösterildiği gibi atık ısı kazanının en büyük ısı transferi alçak basınç buharlaştırıcıda, en az ise alçak basınç kızdırıcıda olmaktadır.



Şekil 4.5. Atık ısı kazanında ısı güç dağılımı

Isı transfer alanları

Isı transfer alanlarını hesaplamak için gerekli tüm veriler belirlendiğine göre, artık Eş. 3.1 bağıntısıyla alanları bulabiliriz.

$$Q = A K \Delta T_0 \quad A = Q / (K \times \Delta T_0)$$

Yüksek basınç kızdırıcıda: $A = 116500 / (87,4 \times 108) = 13 \text{ m}^2$

Yüksek basınç buharlaştırıcıda: $A = 584300 / (87 \times 37) = 182 \text{ m}^2$

Alçak basınç kızdırıcıda: $A = 36500 / (68,96 \times 94) = 6 \text{ m}^2$

Yüksek basınç ön ısıtıcı: $A = 131300 / (81,45 \times 92) = 18 \text{ m}^2$

Alçak basınç buharlaştırıcıda: $A = 466000 / (64,26 \times 67) = 109 \text{ m}^2$

Alçak basınç ön ısıtıcı: $A = 287500 / (69,73 \times 45) = 92 \text{ m}^2$

Atık ısı kazanı toplam alanı; $A = 420 \text{ m}^2$

Kazan içerisinde ısı transferine etkin olarak katılmayan bölgeler de göz önüne alınarak atık ısı kazanının ısı transfer alanı en az 450 m^2 olacak şekilde imal edilmelidir.

Atık kazanının her bölgesinde 2 m uzunluğunda aynı kalınlıktaki borular kullanılmış olup, 1 m uzunluğundaki borunun alanı;

$A = \pi \times 0,026 = 0,0817 \text{ m}^2$ 'dir.

Buna göre kullanılan boru uzunluğu (L) ve ardı ardına sıra sayısı (AS) hesaplanabilir.

Yüksek basınç kızdırıcıda: $L = 13 / 0,0817 = 160 \text{ m}$
 $AS = L / 2 \times 50 = 2 \text{ sıra}$

Yüksek basınç buharlaştırıcıda: $L = 182 / 0,0817 = 2228 \text{ m}$
 $AS = L / 2 \times 50 = 23 \text{ sıra}$

Alçak basınç kızdırıcıda: $L = 6 / 0,0817 = 74 \text{ m}$
 $AS = L / 2 \times 50 = 1 \text{ sıra}$

Yüksek basınç ön ısıtıcı: $L = 18 / 0,0817 = 221 \text{ m}$
 $AS = L / 2 \times 50 = 3 \text{ sıra}$

Alçak basınç buharlaştırıcıda: $L = 109 / 0,0817 = 1335 \text{ m}$
 $AS = L / 2 \times 50 = 14 \text{ sıra}$

Alçak basınç ön ısıtıcı: $L = 92 / 0,0817 = 1126 \text{ m}$
 $AS = L / 2 \times 50 = 12 \text{ sıra}$

Toplam boru boyu ve sıra sayısı; $L = 5144 \text{ m}$
 $AS = 55 \text{ sıra}$

Atık ısı kazanının ölçüleri

Atık ısı kazanının kesiti $2 \times 2 \text{ m}$ olarak kabul etmiş ve buna göre hesaplamaları yapmıştık. Ardı ardına sıralar arasındaki mesafenin (S_2), boru dış çapına (d_d) oranı 2 olarak alınmıştır.

Buna göre atık ısı kazanının boyu;

$$L = 2 \times d_d \times AS = 2 \times 0,030 \times 55 = 3,3 \text{ m}$$

Atık ısı kazanındaki basınç kaybı

Atık ısı kazanındaki basınç kayıplarını duman gazlarının normal şartlardaki V_0 hızını kullanarak çapraz sıralı boru demetine dik akışta basınç düşümünü veren Eş. 3.30 bağıntısı kullanılarak hesaplanabilir.

$$V_0 = V \times 273 \times p / (273 + T_m) \quad \Delta P = 95 \text{ n } [V_0^2 T 10^{-5} / (S_2 / d_d - 1)^{1,3}]$$

Yüksek basınç kızdırıcıda:

$$T_f = 707,8 \text{ K} \quad V = 9,78 \text{ m/s} \quad n = 2 \text{ sıra} \quad S_2/d_d = 2$$

$$V_0 = 9,78 \times 273 / (273 + 707,8) = 2,72 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 95 \text{ n } [2,72^2 \times 707,8 \times 10^{-5} / (2 - 1)^{1,3}] = 9,95 \text{ Pa}$$

Yüksek basınç buharlaştırıcıda:

$$T_f = 621,1 \text{ K} \quad V = 9,48 \text{ m/s} \quad n = 23 \text{ sıra} \quad S_2/d_d = 2$$

$$V_0 = 9,48 \times 273 / (273 + 621,1) = 2,89 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 95 \text{ n } [2,89^2 \times 621,1 \times 10^{-5} / (2-1)^{1,3}] = 113,35 \text{ Pa}$$

Alçak basınç kızdırıcıda:

$$T_f = 575 \text{ K} \quad V = 3,15 \text{ m/s} \quad n = 1 \text{ sıra} \quad S_2/d_d = 2$$

$$V_0 = 3,15 \times 273 / (273+575) = 1,014 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 95 \text{ n } [1,014^2 \times 575 \times 10^{-5} / (2-1)^{1/3}] = 0,56 \text{ Pa}$$

Yüksek basınç ön ısıtıcıda:

$$T_f = 587,35 \text{ K} \quad V = 8,22 \text{ m/s} \quad n = 3 \text{ sıra} \quad S_2/d_d = 2$$

$$V_0 = 8,22 \times 273 / (273+587,35) = 2,608 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 95 \text{ n } [2,608^2 \times 587,35 \times 10^{-5} / (2-1)^{1/3}] = 11,4 \text{ Pa}$$

Alçak basınç buharlaştırıcıda:

$$T_f = 511,93 \text{ K} \quad V = 4,92 \text{ m/s} \quad n = 14 \text{ sıra} \quad S_2/d_d = 2$$

$$V_0 = 4,92 \times 273 / (273+511,93) = 1,711 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 95 \text{ n } [1,711^2 \times 511,93 \times 10^{-5} / (2-1)^{1,3}] = 19,93 \text{ Pa}$$

Alçak basınç ön ısıtıcıda:

$$T_f = 416,73 \text{ K} \quad V = 4,38 \text{ m/s} \quad n = 12 \text{ sıra} \quad S_2/d_d = 2$$

$$V_0 = 4,38 \times 273 / (273+416,73) = 1,734 \text{ m/s}$$

$$\Delta P = 95 \text{ n } [1,734^2 \times 416,73 \times 10^{-5} / (2-1)^{1,3}] = 14,28 \text{ Pa}$$

Toplam basınç düşümü; $\Delta P = 169,5 \text{ Pa} = 0,001695 \text{ bar}$

Buhar Türbini Isıl Tasarım Hesapları: Buhar türbin hesaplanmasına alçak sıcaklık sınırı T_A olan, çevre şartlarının sınırladığı, yoğuşturucu sıcaklığı t_K ile basıncının P_K bulunmasıyla başlanır. Yüksek sıcaklık sınırı T_Y günümüzde kullanılan çelik malzemenin özelliklerini koruyabildiği maksimum sıcaklık ($600 \text{ }^\circ\text{C}$) ile sınırlıdır. Türbin giriş sıcaklığı olası bir ısı dalgalanmada oluşacak riskleri azaltmak ve borudaki ısı kayıplarını da göz önünde bulundurarak daha küçük seçilir.

Yüksek basınç sınırı P_Y ise; buhar türbininde genişleme sonunda kuruluk derecesi, maksimum %12 olacak şekilde seçilir. Aksi takdirde türbinin son kademelerinde yoğuşma oluşur ve türbin kanatlarını kısa sürede deforme eder.

Basıncı artırarak, verimi artırabilmemiz için ara kızdırma yapmamız gerekir.

Buhar çevrimi için yapılan kabuller: soğutma suyu sıcaklığı $20 \text{ }^\circ\text{C}$, buhar türbini girişinde buhar sıcaklığı $370 \text{ }^\circ\text{C}$, buhar türbin girişinde buhar basıncı 35 bar olarak alınmıştır.

Daha önce yoğuşturucu çıkışında su sıcaklığını $33 \text{ }^\circ\text{C}$ olarak bulunmuştu. Yoğuşturulan buhar debisi, türbinden geçip yoğuşturucuya gelen, buhar miktarı $M_s = 2 \text{ ton/saat}$.

Besleme pompası hesabında suyu sıkıştırmak ve alçak basınç ve yüksek basınç kademeleri için ayrı pompalar kullanılmak yerine tek bir pompa ile 35 bar basıncına kadar sıkıştırıldığı ve alçak basınç için basınç düşürücü vana kullanıldığı kabul edilmiştir. Pompada birim akışkanı sıkıştırmak için harcanan enerji:

$$w_p = v \times (P_2 - P_1) / \eta_{pm} = (h_2 - h_1) / \eta_{pm}$$

$$w_p = 0,00101 \times (3500 - 5,5) / 0,99 = 3,57 \text{ kJ/kg}$$

olarak bulunur. Pompanın gücü;

$$W_p = M_s \times w_p = (2000 / 3600) \times 3,57 = 1,9833 \text{ kW}$$

olmalıdır. Emniyet açısından 2,2 kW gücünde pompa seçilebilir. Pompada çekilen enerji hesaplamalarda ihmal edilecek kadar düşüktür.

Buhar türbininden geçen birim akışkan başına üretilen mekanik enerji

A- Yüksek basınçta girip yoğuşma basıncına kadar genişletilen buhardan elde edilen iş için; buhar türbininin mekanik verimi (η_{pm}) %99, iç verimi (η_{pi}) %85 olarak alınmıştır.

Buhar türbininin yüksek basınç giriş şartları olarak; basıncı 35 bar, sıcaklığı 370 °C, entalpisi (tablolardan) $h_3=3152$ kJ/kg, entropi (tablolardan) $s_3=6,7332$ kJ/kg K dir.

Buhar türbininin yoğuşma basıncı çıkış şartları olarak (h-s diyagramından); sıcaklığı 35 °C, basıncı 0,056 bar, entalpisi $h_4=2130$ kJ/kg, entropi $s_4=6,9745$ kJ/kg K dir.

Bu değerlere göre buhar türbinin yüksek basınç kademesinden geçen birim kütle başına elde edilen iş Eş. 3.42 bağıntısıyla bulunur.

$$W_A = (h_3 - h_4) \times \eta_{iB} \eta_{mB} = (3152-2130) \times 0,99 \times 0,85 = 860 \text{ kJ/kg}$$

Buhar türbini çıkışında buharın entalpisi Eş. 3.42 bağıntısının yeniden düzenlenmesiyle bulunur.

$$h_4' = 3152 - 860 = 2292 \text{ kJ/kg}$$

Mollier diyagramından; Türbin çıkışında entropi değeri (s) = 7,25 kJ/kg K ve kuruluk derecesi (x) = 0,88 olarak gözükmektedir.

B- Yüksek basınçta girip 10 bar basınçta türbinden çekilen buharın sanayide kullanılması durumunda; sıcaklık 250 °C, basıncı 10 bar, entalpisi $h_5= 2943,1$ kJ/kg ve entropisi $s_5= 6,9265$ kJ/kg K olarak tablolardan bulunur.

Sanayide kullanılan buhardan birim kütle başına elde edilen iş:

$$w_B = (3152-2943,1) \times 0,99 \times 0,85 = 175,79 \text{ kJ/kg}$$

Çekilen buharın entalpisi $h_s' = 3152 - 175,79 = 2976,21$ kJ/kg

Tablolardan bu değere göre kızgın buhar entropisi $s = 6,9860$ kJ/kg K ve sıcaklığı 265 °C olarak bulunur. Kullanılan sanayi ısısı (Proses verimi %82 ise) q_s ;

$$q_s = 2976,21 \times 0,82 = 2440,49 \text{ kJ/kg olarak bulunur.}$$

C- Alçak basınçta girip yoğuşma basıncına kadar genişletilen buhardan elde edilen iş için; buhar türbininin alçak basınç giriş şartları olarak; basıncı $5,5$ bar, entalpisi (tablolardan) $h_a = 2752,4$ kJ/kg, entropi (tablolardan) $s_a = 6,7886$ kJ/kg K olarak bulunur.

Buna göre $5,5$ bar basınçta buharın entalpisi Eş. 3.42 bağıntısından;

$$h_a' = 3152 - [(3152 - 2752,4) \times 0,99 \times 0,85] = 2816 \text{ kJ/kg}$$

olarak bulunur. $5,5$ bar basınç ve bulunan entalpi değerine göre Mollier diyagramından; sıcaklık $t_a = 183,5$ °C, entropi $s = 6,86$ kJ/kg K bulunur.

Buhar türbininin yoğuşma basıncı çıkış şartları olarak (h - s diyagramından); sıcaklığı $t_k = 35$ °C, basıncı $p_4 = 0,056$ bar, entalpisi $h_4 = 2130$ kJ/kg, entropi $s_4 = 6,9745$ kJ/kg K dir.

Bu değerlere göre buhar türbininin alçak basınç kademesinden giren birim kütle başına elde edilen iş:

$$W_C = (2752,4 - 2130) \times 0,99 \times 0,85 = 523,75 \text{ kJ/kg}$$

Üretilen buharın konut ısınmasında kullanılması durumunda, ısıtma verimi %92 olursa konut ısısı (q_{Kon});

$$q_{Kon} = 2752,4 \times 0,92 = 2532 \text{ kJ/kg olarak bulunur.}$$

Tasarlanan çevrim santrali verimi

Sanayide kullanılan birim buhardan, buhar türbini içerisinde alınan enerji miktarı;

$$w = w_B / (4,18 \times 860) = 175,79 / 3594,8 = 0,0489 \text{ kWh / kg-buhar}$$

olarak bulunur. Konut ısısı için kullanılan buhar; türbine gönderilir ve elektrik üretilirse;

$$w = w_C / (4,18 \times 860) = 523,75 / 3594,8 = 0,1457 \text{ kWh / kg-buhar}$$

olarak bulunur. Buhar türbini maksimum güce tüm buharın elektrik enerjisine dönüştürülmesiyle ulaşır. Buhar türbininin gücü (P_{BT});

$$P_{BT} = w_A M_b + w_C M_a = 860 \times 1200 / 3600 + 523,75 \times 800 / 3600 = 403,06 \text{ kW}$$

Bu değer motor verimi ile karşılaştırılırsa türbinden elde edilen elektrik enerjisinin verimi $\eta_{Tel} = 0,0699$ olarak bulunur. Santralde elektrik üretimi, sanayi ve konutta ısı kullanımına bağlı olarak değişmektedir.

Yalnız elektrik üretildiği durumdaki verim: yüksek ve alçak basınç kademesinde üretilen buharların tamamı buhar türbininden geçmesi durumunda;

$$\eta = \eta_{GM} + \eta_{Tel} = 0,416 + 0,0699 = 0,486$$

%75 ve %50 Yük Durumu Değerleri:

Yukarıda yapılan hesaplamaların hepsi %75 ve %50 yüklerde ayrı olarak hesaplanmış ve elde edilen değerler Çizelge 4.1'de gösterilmiştir.

Çizelge 4.1. %75 ve %50 yük durumunda mevcut değerler, kabuller ve elde edilen değerler

Mevcut Gaz Motor Verileri	100%	75%	50%
Motor elektrik gücü, kW	2312	1734	1156
Egzoz ısı gücü, kW	1044	854	638
Egzoz gazı sıcaklığı, °C	446	467	489
Motor ceket suyu ısısı, kW	1308	982	706
Motor elektrik verimi, %	41,6	40,7	38,6
Motor termal verim, %	42,3	43,1	44,9
Motor egzoz duman debisi, kg-gaz/saat	12752	9624	6660

Çizelge 4.1. (devam) %75 ve %50 yük durumunda mevcut değerler, kabuller ve elde edilen değerler

Tasarım kabulleri			
Sistemde Çift basınçlı (35 bar ve 5,5 bar) su borulu atık ısı kazanı kullanılmıştır.			
Atık ısı kazanı 2x2 m kare kesitli, uzunluğu 3m, boru dış çapı 30 mm olarak tasarlanmıştır.			
Soğutma suyu giriş sıcaklığı 20°C ve Kazan besleme suyu giriş sıcaklığı 33°C alınmıştır.			
İş akışkanı hızları kızdırıcıda 15 m/s, buharlaştırıcıda 5 m/s, ön ısıtıcıda 2 m/s olarak seçilmiştir.			
Elde edilen Veriler	100%	75%	50%
Kazandan çıkış gaz sıcaklığı (baca gazı), °C	107	104	99
5,5 bar basınçta üretilen buhar miktarı, kg-buhar/kg-gaz	0,0586	0,0595	0,0612
35 bar basınçta üretilen buhar miktarı, kg-buhar/kg-gaz	0,0905	0,0956	0,1049
5,5 bar basınçtaki buhar debisi, kg-buhar/saat	747	572	408
35 bar basınçtaki buhar debisi, kg-buhar/saat	1154	920	700
Üretilen toplam buhar miktarı, kg-buhar/kg-gaz	0,1491	0,1551	0,1661
Kazan besleme suyu giriş sıcaklığı, °C	33	33	33
Besleme suyu debisi, ton-su/saat	1,901	1,491	1,105
Besleme suyu pompa gücü, kW	1,9833	1,9465	1,9279
Türbin girişi buhar sıcaklığı, °C	370	385	400
Soğutma suyu giriş sıcaklığı, °C	20	20	20
Atık ısı kazanı gücü, kW	1622,15	1309,84	1148,68
Buhar türbini gücü, kW	403,06	329,94	283,56
Santralin yalnız elektrik verimi, %	48,6	47,4	46,1

5. SONUÇ

Bu tez çalışmasında Malatya ilinde kurulu bulunan çöp depolama sahasında üretilen çöp gazı ile çalışan bir gaz motor tesisi ele alınmıştır. Tesiste MWM TG 2020 gaz motoru kullanılmıştır. Çalışmamızda bu sistem için çift basınçlı, su borulu atık ısı kazanı tasarlanmış ve üretilen buhar miktarına göre türbin jeneratör kullanılmıştır.

Sistemin elektrik verimini arttırmak için gaz motorunun egzoz atık ısısı, atık ısı kazanında buhar üretmek amacıyla kullanılmıştır. Motor egzoz gazı tam yükte 446 °C'de 12752 kg/h debide atık ısı kazanına gönderilmiştir. Atık ısı kazanı ısı hesaplamaları termodinamik kanunlar ve termodinamik tablolar kullanılarak yapılmıştır.

Atık ısı kazanında literatürde geçen iş akışkanı hız aralıklarında hızlar seçilmiştir. Atık ısı kazanı çift basınçlı olarak 35 bar yüksek basınç ve 5,5 bar alçak basınçta buhar üretecek şekilde tasarlanmıştır. Yüksek sıcaklıktaki atık gazın enerjisinden faydalanılarak taşınım ile enerji geçişi sayesinde buhar üretilmektedir. Yapılan hesaplamalarda alçak basınçta 747 kg-buhar/saat ve yüksek basınçta 1154 kg-buhar/saat buhar debileri elde edilebileceği görülmüştür. Üretilen toplam buhar miktarı 0,1491 kg-buhar/kg-gaz olarak hesaplanmıştır. Kızgın buharın türbin giriş sıcaklığı 370 °C ve atık ısı kazanı baca çıkış sıcaklığı 107 °C olarak hesaplanmıştır. Atık ısı kazanı gücü 1622,15 kW olarak hesaplanmıştır.

Üretilen buhar, türbinde tam kapasitede kullanılarak 403,06 kW elektrik enerjisi üretilebileceği hesaplanmıştır. Santralin elektrik veriminin %41,6'dan %48,6'a yükseltilebileceği anlaşılmıştır.

Ülkemizde 1 kW elektrik için ödenen ücret 2016 yılı Ocak ayı değerleri için yaklaşık 43 kuruştur. Tasarladığımız santralin egzoz gazı ısısından 340 gün/yıl tam yük çalışmada elde edilen elektrik enerjisinin yıllık yaklaşık 489000 \$ geri dönüşü olacağı hesaplanmaktadır. Buna göre santrale yapılan ek imalatlar 21 ayda amorti edilebileceği görülmektedir.

Ülkemizde elektrik enerjisinin diğer enerji kaynaklarına göre pahalı olması, enerji kaynaklarının yetersiz olmasından dolayı ve enerji verimliliğini arttırmak için kombine

evrim santrallerinin bu çalışma doğrultusunda planlamaların yapılmasına önem verilmelidir.

KAYNAKLAR

1. Energy Information Administration. (2009). *Emissions of Greenhouse Gases In The United States*, Washington: Department of Energy, 35-40.
2. Akpınar, N. ve Sen, M. (2006, 29 Kasım). *Kentsel katı atıklardan enerji üretimi*. Türkiye 10.Enerji Kongresi Programında sunuldu, İstanbul
3. Turna, T. (1999). Çöplük Gazlarından Elektrik Ve Isı Üretiminde Gaz Motoru Teknolojisi. *TMMOB Makine Mühendisleri Odası Sürdürülebilir Enerji Teknolojilerindeki Gelişmeler Ve Türkiye'deki Uygulamaları Konferansı Bildiriler Kitabı, İstanbul*. Ankara: TMMOB Makine Mühendisleri Odası, (E/1999/215), 109-114.
4. İnternet: Gaz Motorlarıyla Bileşik Elektrik Isı Üretimi, *Termodinamik Dergisi* (Şubat 1994). URL: <http://www.webcitation.org/query?url=http%3A%2F%2Fwww.termodinamik.info%2F%3Fpid%3D1038&date=2016-07-28>, Son Erişim Tarihi: 28.07.2016.
5. İnternet: Yücel, M. Gaz Türbinlerinin Atık Gazlarından Enerji Geri Kazanımı, URL: http://www.webcitation.org/query?url=http%3A%2F%2Fwww.mmo.org.tr%2Fresimler%2Fdosya_ekler%2F6d2338b2b8fce1_ek.pdf%3Fdergi%3D148&date=2016-07-28, Son Erişim Tarihi: 28.07.2016
6. Koç, E., Kaplan, E. (2008). Dünya ve Türkiye’de Genel Enerji Durumu II Türkiye Değerlendirmesi. *Termodinamik Dergisi*, 188, 106-118.
7. İnternet: Future World Energy Demand Driven by Trends in Developing Countries, U.S. Energy Administration, URL: <http://www.webcitation.org/query?url=http%3A%2F%2Fwww.eia.gov%2Ftodayinenergy%2Fdetail.cfm%3Fid%3D14011%23&date=2016-07-28>, Son Erişim Tarihi: 28.07.2016
8. İnternet: T.C. Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı. 2013. Mavi Kitap, URL: <http://www.webcitation.org/query?url=http%3A%2F%2Fwww.enerji.gov.tr&date=2016-07-28>, Son Erişim Tarihi: 28.07.2016
9. İnternet: EÜAŞ, Elektrik Sektörü Üretim Raporu. (2013). URL: <http://www.webcitation.org/query?url=http%3A%2F%2Fwww.enerji+.gov.tr&date=2016-07-28>, Son Erişim Tarihi: 13.04.2015
10. Işık, A., (2014). *Katı Atık Bertaraf Tesislerinde Organik Atıklardan Açığa Çıkan Depo Gazı İle Enerji Elde Edilmesi*, Yüksek Lisans Tezi, Karabük Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Karabük.
11. Demirel, B., Yenigün, O. (2006). Changes in Microbial Ecology in an Anaerobic Reactor. *Bioresource Technology*, 97, 1201–1208.

12. Björnsson, L. (2000). *Intensification of the Biogas Process by Improved Process Monitoring and Biomass Retention*. Doctoral Dissertation, Department of Biotechnology, Lund University, İsveç.
13. Dewil, R., Appels, R., Baeyens, J., Degreve, J. (2007). Peroxidation Enhances The Biogas Production in the Anaerobic Digestion of Biosolids. *Journal of Hazardous Materials*, 146, 577–581.
14. Solera, R., Romero, L. I., ve Sales, D. (2002). The Evolution of Biomass in a Two-phase Anaerobic Treatment Process During Start-Up. *Chemical Biochemical Engineering*, 16, 25–29.
15. Lastella G., Testa C., Cornacchia G., Notornicola M., Voltasio F., Sharma V. K. (2002). Anaerobic Digestion of Semi – Solid Organic Waste: Biogas Production and Its Purification. *Energy Conversion and Management*, 43, 63–75.
16. Tchobanoglous, G., Theisen, H., Vigil, S. (1993). *Integrated Solid Waste Management Engineering Principles and Management Issues*, New York: McGraw-Hill.
17. Öztürk, İ. (2010). *Katı Atık Yönetimi ve AB Uyumlu Uygulamaları*. İstanbul: İSTAÇ A.Ş. Teknik Kitaplar Serisi.
18. Vesilind, P.A., Worrell, W.A. and Reinhart, D.R. (2002). *Solid Waste Engineering*, USA: Brooks/Cole, Pacific Grove.
19. İnternet: Korkut, Ş., CEV348 Anaerobik Arıtım Sistemleri Ders Notları, Bülent Ecevit Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümü, URL: <http://www.webcitation.org/query?url=http%3A%2F%2Fcevre.beun.edu.tr%2Fdersnotu%2Fanaerobik%2FCEV348-anaerobik-aritim-sistemleri.pdf&date=2016-07-28>, Son Erişim Tarihi: 28.07.2016.
20. Juanga, J.P. (2005). *Optimizing dry anaerobic digestion of organic fraction of municipal solidwaste*, Master's Thesis, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand.
21. Metcalf & Eddy, inc. (2003). *Wastewater engineering: Treatment and reuse*. (Fourth edition). New York: McGraw-Hill.
22. İleri, R. (2000). *Çevre Biyoteknolojisi*. Adapazarı: Değişim Yayınları, 661.
23. Zaher, U., Cheong, D.Y., Wu, B., and Chen, S. (2007). *Producing energy and fertilizer from organic municipal solid waste*. Department of Biological Systems Engineering, Washington State University, Olympia, Washington.
24. Zaher, U. Li,R., Jeppsson, U., Steyer, J.P., and Chen, S. (2009). General pH on hydrolysis and acidogenesis of kitchen wastes in teo-phase anaerobic digestion. *Environmental technology*. 26, 329-339.
25. Van Haandel, A.C. ve Lettinga, G. (1994). *Anaerobic Sewage Treatment*. England: John Wiley & Sons, 226.

26. Elango, D., Pulikesi M., Baskaralingam, P., Ramamurthi, V. and Sivanesan, S. (2006). Production of Biogas from Municipal Solid Waste with Domestic Sewage. *Journal of Hazardous Materials*, 141, 301–304.
27. Hartmann, H., Ahring, B. (2005). A Novel Process Configuration for Anaerobic Digestion of Source- Sorted Household Waste Using Hyper- Thermophilic Post-Treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, 90, 830 – 837.
28. Angelidaki, I., Chen X., Cuia J., Kaparaju, P. ve Ellagaard, L. (2006). Thermophilic Anaerobic Digestion of Source-Sorted Organic Fraction of Household Municipal Solid Waste: Start-up Procedure for Continuously Stirred Tank Reactor. *Water Research*, 40, 2621–2628.
29. Yilmaz, T., Yuceer, A., Basibuyuk, M. (2008). A Comparison of the Performance of Mesophilic and Thermophilic Anaerobic Filters Treating Papermill Wastewater. *Bioresource Technology*, 99, 156–163.
30. Verma, S. (2002). Anaerobic Digestion of Biodegradable Organics in Municipal Solid Wastes, *Department of Earth & Environmental Engineering*, 56.
31. Ostrem, K. (2004). Greening Waste: Anaerobic Digestion for Treating The Organic Fraction of Municipal Solid Wastes. *Earth Engineering Center Colombia University*, 59.
32. Singh, R., Malik, R. K., Jain, M. K., Tauro, P. (1984). Biogas Production at Different Solids Concentrations in Daily Fed Cattle Waste Digesters. *Agricultural Wastes*, 11, 253–257.
33. Speece, R.E. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Nashville: Archae Press.
34. Vavilin, V. A. , Angelidaki, I. (2005). Anaerobic Degradation of Solid Material: Importance of Initiation Centers for Methanogenesis, Mixing Intensity, and 2D Distributed Model. *Biotechnology and Bioengineer*, 89, 113–122.
35. Yadvika, Santosh, Sreekrishnan, T.R., Kohli S. and Rana, V. (2004). Enhancement of Biogas Production from Solid Substrates Using Different Techniques—a review. *Bioresource Technology*, 95, 1–10.
36. Rao, M.S., Singh, S.P., Singh, A.K., Sodha, M.S. (2000). Bioenergy Conversion Studies of The Organic Fraction of MSW: Assessment of Ultimate Bioenergy Production Potential of Municipal Garbage. *Applied Energy*, 66, 75–87.
37. Karri, S., Reyes S.A. and Field, J.A. (2006). Toxicity of Copper to Acetoclastic and Hydrogenotrophic Activities of Methanogens and Sulfate Reducers in Anaerobic Sludge. *Chemosphere*, 62, 121–127.
38. Mignone, N.A. (2005). Biological Inhibition / Toxicity Control in Municipal Anaerobic Digestion Facilities. *Journal Water Pollution Control Federation*, 37, 392–406.

39. Vandevivere, P., De Baere, L. ve Verstraete, W. (2002). Biomethanization of the Organic Fraction of Municipal Solid Wastes, J. Mata-Alvarez editör. *Types of Anaerobic Digesters for Solid Wastes*, IWA Publishing, 4/300.
40. Öktem, Y. A., Sivri, N. (2005). *İki Fazlı Anaerobik Arıtmada İşletme Parametreleri ve Sistem Uygulamaları*. II. Mühendislik Bilimleri Genç Araştırmacılar Kongresi, Kasım, İstanbul, 519–525.
41. Parawira, W., Read J. S., Mattiasson, B., Björnsson, L. (2007). Energy Production from Agricultural Residues: High Methane Yields in Pilot-Scale Two-Stage Anaerobic Digestion. *Biomass & Bioenergy*, 1–7.
42. Park, C., Lee, C., Kim, S., Chen, Y., Chase, H. A. (2005). Upgrading of Anaerobic Digestion by Incorporating Two Different Hydrolysis Processes. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 100, 164–167.
43. Babel, S., Fukushi, K. ve Sitanarassamee, B. (2004). Effect of Acid Speciation on Solid Waste Liquefaction in An Anaerobic Acid Digester. *Water Research*, 38, 2417–2423.
44. Vavilin, V. A. , Lokshina, L. Y. , Flotats, X. , Angelidaki, I. (2007). Anaerobic Digestion of Solid Material: Multidimensional Modeling of Continuous-Flow Reactor with Non-Uniform Influent Concentration Distributions. *Biotechnology And Bioengineering*, 97, 354–366.
45. Vandevivere, P., De Baere, L., Verstraete, W. (1999). Types of anaerobic digesters for solid wastes, *Unpublished manuscript*.
46. Liao, B.Q., Kraemer, J.T., Bagley, D.M. (2006). Anaerobic Membrane Bioreactors: Applications and Research Directions, *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 36, 489-530.
47. Jiangua, J., Jichao, S., Shiyao, W., Ying, Y., Liminig, W. (2007). Prospects of Anaerobic Digestion Technology in China. *Tsinghua Science and Technology*, 12, 435– 440.
48. Erdoğan, D. (2012). *Belediye Atıkları Yönetimi, Depo Gazı ve Enerji Geri Kazanımı*, Çevre ve Şehircilik Bakanlığı Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü araştırma sempozyumunda sunuldu, Ankara.
49. Gendebien, A., Pauwels, M., Constant, M., Willumsen, H.C., Butson, J., Fabry, R., Ferrero, G.L. and Nyns, E.J. (1992). Landfill Gas: from Environment to Energy, *Office for Official Publications of the European Communities*, 69-76.
50. Mc Bean, E.A., Rovers, F.A and Farquhar, G.J. (1995). *Solid Waste Landfill Engineering and Design*. New Jersey: Prentice Hall.
51. Durmaz, A. (2000), *Isıl Güç Santral Tasarım Ders Notları*, Gazi Üniversitesi Makine Mühendisliği Bölümü, Ankara.

52. Genceli, O. (1985), *Buhar Kazanları Konstrüksiyon ve Yardımcı Elemanları*, İstanbul: Kipaş Dağıtımçılık.
53. Erdem, H., Sevilgen, S.H., Çetin, B., Akkaya A.V., Dağdaş, A. (2003). *Gaz türbin sistemlerinde çevre sıcaklığının performans etkisi*, 14. Ulusal Isı Bilimi ve Tekniği Kongresi, Isparta, 116-122.
54. Boduroğlu, T. (1986). *Elektrik Makineleri Dersleri: Teori, Hesap Ve Konstrüksiyon*, İstanbul: İTÜ yayınları.
55. Çengel, Y., Boles, M.A. (2002). *Thermodynamics An Engineering Approach*. (Fourth edition). Boston: Mc Graw Hill.
56. Güneş, S. (2009). *Atık Isıdan Faydalanma ve Özel Bir Fabrika Uygulaması*, Yüksek Lisans Tezi, Sakarya Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Sakarya.
57. Gezer, İ. (2004). *Kojenerasyon Sistemleri ve Eskişehir'deki Üç Fabrikada Sistemin Mevcut Analizi*, Yüksek Lisans Tezi, Osmangazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Eskişehir.
58. Kocaeli Büyükşehir Belediyesi. (2011). *Klinik ve Tehlikeli Atık Yakma ve Enerji Üretim Tesisi*, İzmir: İzmir Atık Ve Artıkları Arıtma Yakma Ve Değerlendirme A.Ş.
59. Öner, E. (2006). *Örnek Bir İşletmede Kojenerasyon Tesisi Uygulaması*, Yüksek Lisans Tezi, Dumlupınar Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Kütahya.
60. Çalışıcı, M. (2005). *Kojenerasyon Sistemleri ve Bir İşletmenin İhtiyacını Karşılatabilecek Kojenerasyon Sisteminin Teknik ve Ekonomik Uygulanabilirliği*, Yüksek Lisans Tezi, Mustafa Kemal Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Hatay.
61. Arda, M. (2009). *Kojenerasyon Sistemlerinde Kullanılan Gaz Motorlarının İncelenmesi*, Lisans Bitirme Tezi, Yıldız Teknik Üniversitesi, Makine Mühendisliği Bölümü, İstanbul.
62. Demir, Ş. (2001). *Çok Amaçlı Kombine Çevrim Santrali Tasarımı İle İlgili Teknik Ve Ekonomik Analizler*, Yüksek Lisans Tezi, Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Ankara.
63. Kam, W.L., Priddy, A.P. (1985). *Power Plant System Design*, Canada: John Wiley & Sons inc.
64. Onat K., Genceli O., Arısoy A. (1988). *Buhar Kazanlarının Isıl Hesapları*, İstanbul: Denklem Matbaası.
65. Büyüktür, A.R. (1985). *Termodinamik Uygulama Esasları II*, Bursa: Uludağ Üniversitesi Basımevi.
66. Büyüktür, A.R. (1989). *Termik Türbo Makineler*, İstanbul: İstanbul Teknik Üniversitesi Yayınları.

67. Behçet, R., İlkılıç, C., Oral, F. (2014). *Malatya İlinde Oluşan Evsel Katı Atıklardaki Enerji Potansiyeli*, 2. Uluslararası Çevre ve Ahlak Sempozyumu, Malatya, 433-443.
68. Öztürk, A., Kılıç, A. (1982). *Termodinamik Özellik Bağınıtları*, İstanbul: İstanbul Teknik Üniversitesi Yayınları.

EKLER

EK-1. Sistemde kullanılan gaz motor ürün katalogu

TG 2020-3-1523(03) Karya Enerjji Landfill



Technical data

1156 kWel; 400 V, 50 Hz; Landfill gas

Design conditions

Comb. air temperature / rel. Humidity:	[°C] / [%]	30 / 50
Altitude:	[m]	1000
Exhaust temp. after heat exchanger:	[°C]	180
NO _x Emission (tolerance - 8%):	[mg/Nm ³ @5%O ₂]	500

Genset:

Engine:	TCG2020V12		
Speed:	[1/min]		1500
Configuration / number of cylinders:	[-]		V / 12
Bore / Stroke / Displacement:	[mm]/[mm]/[dm ³]	170 / 195 / 53	
Compression ratio:	[-]		13,5
Mean piston speed:	[m/s]		9,8
Mean lube oil consumption at full load:	[g/kWh]		0,2
Engine-management-system:	[-]		TEM EVO

Generator:	Marelli MJB 450 LB4	
Voltage / voltage range / cos Phi:	[V] / [%] / [-]	400 / ±5 / 1
Speed / frequency:	[1/min] / [Hz]	1500 / 50

Fuel gas data: ²⁾

Methane number:	[-]	134
Lower calorific value:	[kWh/Nm ³]	4,99
Gas density:	[kg/Nm ³]	1,18
Standard gas: Landfill gas		
Analysis: CO ₂	[Vol%]	27,00
N ₂	[Vol%]	23,00
O ₂	[Vol%]	0,00
H ₂	[Vol%]	0,00
CO	[Vol%]	0,00
CH ₄	[Vol%]	50,00
C ₂ H ₄	[Vol%]	0,00
C ₂ H ₆	[Vol%]	0,00
C ₃ H ₆	[Vol%]	0,00
C ₃ H ₈	[Vol%]	0,00
C ₄ H ₈	[Vol%]	0,00
C ₄ H ₁₀	[Vol%]	0,00
C ₅ H ₁₂	[Vol%]	0,00
C ₆ H ₆	[Vol%]	0,00
H ₂ S	[Vol%]	0,00

Energy balance

Load:	[%]	100	75	50
Electrical power COP acc. ISO 8528-1:	[kW]	1156	867	578
Engine jacket water heat:	[kW ±8%]	654	491	353
Intercooler LT heat:	[kW ±8%]	94	68	44
Lube oil heat:	[kW ±8%]			
Exhaust heat with temp. after heat exchanger:	[kW ±8%]	522	427	319
Exhaust temperature:	[°C]	446	467	489
Exhaust mass flow, wet:	[kg/h]	6376	4812	3330
Combustion mass air flow:	[kg/h]	5719	4308	2976
Radiation heat engine / generator:	[kW ±8%]	41 / 31	39 / 25	38 / 20
Fuel consumption:	[kW+5%]	2777	2128	1498
Electrical / thermal efficiency:	[%]	41,6 / 42,3	40,7 / 43,1	38,6 / 44,9
Total efficiency:	[%]	83,9	83,8	83,5

System parameters ¹⁾

Ventilation air flow (comb. air ind.) with ΔT = 15K	[kg/h]	29400
Combustion air temperature minimum / design:	[°C]	20 / 30
Exhaust back pressure from / to:	[mbar]	30 / 50
Maximum pressure loss in front of air cleaner:	[mbar]	5
Zero-pressure gas control unit selectable from / to: ²⁾	[mbar]	20 / 200
Pre-pressure gas control unit selectable from / to: ²⁾	[bar]	0,5 / 10
Starter battery 24V, capacity required:	[Ah]	430
Starter motor:	[kWel.] / [VDC]	15 / 24
Lube oil content engine / base frame:	[dm ³]	205 / -
Dry weight engine / genset:	[kg]	5080 / 10600

Cooling system

Glycol content engine jacket water / intercooler:	[% Vol.]	35 / 35
Water volume engine jacket / intercooler:	[dm ³]	111 / 20
KVS / Cv value engine jacket water / intercooler:	[m ³ /h]	42 / 30
Jacket water coolant temperature in / out:	[°C]	80 / 93
Intercooler coolant temperature in / out:	[°C]	50 / 53
Engine jacket water flow rate from / to:	[m ³ /h]	36 / 56
Water flow rate engine jacket water / intercooler:	[m ³ /h]	46 / 35
Water pressure loss engine jacket water / intercooler:	[bar]	1,2 / 1,4

TG 2020-3-1523-03
33324503A
12045¹⁾ See also "Layout of power plants".²⁾ See also Tech. Circular 0199-98-35-17

Frequency band [Hz]	25	31,5	40	50	63	80	100	125	160	200	250	315	400	500	630	800	1k	1,25k	1,6k	2k	2,5k	3,15k	4k	5k	6,3k	8k	10k	12,5k	16k	LWA [dB(A)]	S [m ²]
Air-borne noise ⁴⁾ L _{eq,Tot} [dB(A)]	94	85	98	100	106	109	108	109	106	115	115	115	109	110	109	108	109	108	108	107	106	103	102	114	107	101	104	98		121	1,14
Exhaust noise ⁴⁾ L _{eq,Cooler} [dB(A)]					128		135			134			131		123				122			120			119					132	15,5

⁴⁾ DIN EN ISO 3746⁵⁾ DIN 45635-11 Appendix A (±3 dB)L_{eq}: Sound power levelS: Area of measurement surface (S₀=1m²)

PwC_2_02_2_Bi_Or1

Subject to technical changes

, k577515, 06.06.2013

ÖZGEÇMİŞ

Kişisel Bilgiler

Soyadı, adı :KANKILIÇ, Turgay
 Uyuğu :T.C.
 Doğum tarihi ve yeri :29.09.1980, Ankara
 Medeni hali :Evli
 Telefon :0(542)825 57 77
 e-mail :turgaykankilic@gmail.com



Eğitim

Derece	Eğitim Birimi	Mezuniyet tarihi
Yüksek lisans	Gazi Üniversitesi/Makina Mühendisliği	Devam Ediyor
Lisans	Kırıkkale Üniversitesi/Makina Mühendisliği	2003
Lise	Fatih Sultan Mehmet Lisesi	1997

İş Deneyimi

Yıl	Yer	Görev
2005-2008	Hasel İstif Makinaları A.Ş.	Servis Mühendisi
2008-2011	ATH Güv. Hiz. A.Ş.	Teknik Müdür
2011-Halen	Ankara DOB Müdürlüğü	Teknik Müdür

Yabancı Dil

İngilizce

Yayınlar

1. KANKILIÇ, T., Topal H., (2016). *Belediye Atıklarından Düzenli Depolama Sahalarında Biyogaz Ve Enerji Üretimi*, Mühendis ve Makina Dergisi, 56/669

Hobiler

Futbol, Sinema, Opera



GAZİ GELECEKTİR..