

**BAZI TÜRK LİNYİTLERİNİN AKIŞKAN YATAK
GAZLAŞTIRICIDA GAZLAŞTIRILMASI**

**GASIFICATION OF SOME TURKISH LIGNITES IN A
FLUDIZED BED GASIFIER**

AYŞE TARAKÇIOĞLU

Prof. Dr. TÜLAY DURUSOY
Tez Danışmanı

Hacettepe Üniversitesi
Lisansüstü Eğitim-ğretim ve Sınav Yönetmeliğinin
Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı için ngrdğ
YÜKSEK LİSANS TEZİ olarak hazırlanmıştır.

2015

AYŞE TARAKÇIOĞLU' nun hazırladığı “**Bazı Türk Linyitlerinin Akışkan Yatak Gazlaştırıcıda Gazlaştırılması**” adlı bu çalışma aşağıdaki jüri tarafından **KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI'** nda **YÜKSEK LİSANS TEZİ** olarak kabul edilmiştir.

Prof. Dr. Abdulkerim KARABAKAN

Başkan

.....

Prof. Dr. Tülay DURUSOY

Danışman

.....

Doç. Dr. Emine YAĞMUR

Üye

.....

Bu tez Hacettepe Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü tarafından **YÜKSEK LİSANS TEZİ** olarak onaylanmıştır.

Prof. Dr. Fatma Sevin DÜZ
Fen Bilimleri Enstitüsü Müdürü

Oğlum Alp ve Eşim Övünç Tarakçıoğlu'na,

ETİK

Hacettepe Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, tez yazım kurallarına uygun olarak hazırladığım bu tez çalışmada,

- tez içindeki bütün bilgi ve belgeleri akademik kurallar çerçevesinde elde ettiğimi,
- görsel, işitsel ve yazılı tüm bilgi ve sonuçları bilimsel ahlak kurallarına uygun olarak sunduğumu,
- başkalarının eserlerinden yararlanılması durumunda ilgili eserlere bilimsel normlara uygun olarak atıfta bulunduğumu,
- atıfta bulunduğum eserlerin tümünü kaynak olarak gösterdiğimi,
- kullanılan verilerde herhangi bir tahrifat yapmadığımı,
- ve bu tezin herhangi bir bölümünü bu üniversitede veya başka bir üniversitede başka bir tez çalışması olarak sunmadığımı

beyan ederim.

02/09/2015

AYŞE TARAKÇIOĞLU

ÖZET

BAZI TÜRK LİNYİTLERİNİN AKIŞKAN YATAK GAZLAŞTIRICIDA GAZLAŞTIRILMASI

Ayşe TARAKÇIOĞLU

Yüksek Lisans, Kimya Mühendisliği Bölümü

Tez Danışmanı: Prof. Dr. Tülay DURUSOY

Eylül 2015, 99 sayfa

Bu çalışmanın amacı, belirli işletme koşulları altında akışkan yatak tipi gazlaştırıcıda Türk linyitlerinin gazlaşabilme özelliklerinin belirlenmesidir. Çalışmalar deneysel ve model çalışması olmak üzere iki şekilde yapılmıştır. Her iki yöntemde de gazlaşma sonrasında elde edilen gaz bileşenlerinin işletme şartlarıyla bağlantısı incelenmiş ve sonuçlar karşılaştırılmıştır.

Deneysel çalışmalarda Manisa-Soma ve Kütahya-Tunçbilek bölgesi linyitleri kullanılmıştır. 20 kg/saat kapasiteli kabarcıklı hava beslemeli akışkan yatak tipi gazlaştırıcıda atmosferik koşulda yapılan testlerde; kömür boyutu, gazlaştırma denge oranı (ER) gibi işletme koşullarının değiştirilmesiyle gaz bileşimlerindeki değişimler incelenmiştir. ER değerinin azaltılmasıyla CO, H₂ ve CH₄ miktarları ve gaz ısıl değerinin arttığı; CO₂ miktarı, karbon dönüşüm oranı ve soğuk gaz veriminin azaldığı gözlemlenmiştir. Yapılan deneysel çalışmalarda ER değeri 0.41 – 0.24 aralığında ısıl değeri 1.3 ile 3.4 MJ/Nm³ aralığında değişen gaz elde edilmiştir. Elde edilen sentez gazı miktarının; yakıtın özelliğine, ER değerine ve sıcaklığa büyük ölçüde bağlı olduğu görülmüştür. Kömür boyutu küçüldükçe, akışkanlaşmanın daha iyi sağlandığı, gazlaştırıcı içerisinde dengeli bir ısı dağılımının gerçekleştiği tespit edilmiştir. Isıl değeri yüksek ve kül oranı düşük kömürlerin daha iyi gazlaşma eğiliminde olduğu görülmüştür.

Modelleme çalışmasında stokiyometrik kimyasal denge modeli yaklaşımı yöntemi kullanılmıştır. Model, doğrusal olmayan denklemleri iterasyon yöntemi ile çözen Matlab fonksiyonu olan Matlab Isqnonlin programı ile oluşturulmuştur. Çalışmalarda sıcaklığa bağlı ve ER değerine bağlı olmak üzere iki farklı işletme koşullarında modelleme yapılarak linyitlerin gazlaşabilme özellikleri belirlenmiştir. Sıcaklığa bağlı olarak yapılan modelleme çalışmalarında; sıcaklık yükseldikçe CO ve H₂ oranı, soğuk gaz verimi, gaz ısı değeri arttığı, CO₂ ve CH₄ oranlarının azaldığı görülmüştür. Çalışmalarda sıcaklığın artmasıyla karbon dönüşüm oranının arttığı dikkate alınmıştır. ER değerine bağlı olarak yapılan modelleme çalışmalarında ise; ER değeri azaldıkça CO, H₂, CH₄ oranları ve gaz ısı değeri arttığı, soğuk gaz verimi ve CO₂ oranlarının azaldığı görülmüştür. Çalışmalarda ER değerinin azalması ile karbon dönüşümünün azaldığı dikkate alınmıştır. Soma kömürü ile yapılan model çalışmalarında ER değeri 0.41 – 0.24 aralığında, ısı değeri 3.2 ile 4.6 MJ/Nm³ aralığında değişen gaz elde edilmiştir.

Model ve deneysel çalışmaları, linyitlerin gazlaşabilme özelliklerinin; linyitin özelliğine, ER değeri ve sıcaklığa büyük ölçüde bağlı olduğunu göstermiştir. Modelleme çalışması ile elde edilen sonuçların aynı koşullarda gerçekleşen deneysel çalışma sonucu ile uyumlu olabilmesi için, karbon dönüşümünün dikkate alınması ve doğru tahmin edilmesi gerektiği tespit edilmiştir. Bu şekilde, model çalışmalarında elde edilen gaz bileşimlerinin deneysel çalışmalarla genel olarak uyumlu olduğu görülmüştür.

Anahtar Kelimeler: Linyit gazlaştırma, kabarcıklı akışkan yatak, modelleme

ABSTRACT

GASIFICATION OF SOME TURKISH LIGNITES IN A FLUDIZED BED GASIFIER

Ayşe TARAKÇIOĞLU

Master Thesis, Department of Chemical Engineering

Supervisor: Prof. Dr. Tülay DURUSOY

September 2015, 99 pages

The objective of this study is to determine the characteristics for the possibility of Turkish lignite to gasify in a fluidized bed gasifier under specific operation conditions. Studies were conducted in two types as experimental and model studies. In both of the methods, the connection of gas components obtained after gasification with the operation conditions was examined and the results are compared.

In the experimental studies, lignites from Manisa-Soma and Kütahya-Tunçbilek areas were used. In the tests carried out under atmospheric condition with a at airfed bubbling fluidized bed type of gasifier which has the capacity of 20 kg/hour, changes in the operation conditions, such as equivalent ratio (ER), coal size effect to in gas components were analyzed. By the decrease of equivalent ratio, it was observed that CO, H₂ and CH₄ concentrations and gas heating value increased; while CO₂ concentration, carbon conversion ratio and cold gas efficiency decreased. In the experimental studies that conducted equivalent ratio of 0.41 to 0.24, gas which changed its heating value of 1.3 to 3.4 MJ/Nm³ was obtained. The concentration of the obtained synthesis gas was seen to be greatly depending on the characteristic of the fuel, equivalent ratios and bed temperature. It was found that the smaller the coal size was, the better the fluidity was provided, and a balanced heat distribution was occurred in the gasifier. It was seen that the coal which had higher heating value and lower ash content tended to be gasified better.

In the modeling study, stoichiometric method of chemical equilibrium approach was used. The model was created with Matlab Isqnonlin program which has Matlab function to solve the non-linear equations with iteration method. In the studies, the characteristics for the possibility of lignite to gasify was predicted by creating a model under two different operation conditions as it is depending on the bed temperature and equivalent ratio. In the modeling studies carried out in coherence with bed temperature; it was seen that CO, H₂ concentrations, cold gas efficiency and the lower heating value of gas increased, while CO₂ and CH₄ concentrations decreased when bed temperature increased. In the studies, it is taken into consideration that carbon conversion efficiency increased by the increased of bed temperature. In the modeling studies carried out in coherence with the equivalent ratio; it is seen that CO and H₂ and CH₄ concentrations and the lower heating value of gas increased, while the cold gas efficiency and CO₂ concentration decreased when ER value decreased. In the studies, it was taken into consideration that carbon conversion ratio decreased with the decrease of ER value. In the model studies for Soma lignite, a gas component that changed between 0.4– 0.2 ER value and between the heating value of 3.2 and 4.6 MJ/Nm³.

The characteristics for the possibility of lignite to gasify were observed greatly depending on characteristic of lignite, equivalent ratio and bed temperature in model and experimental studies. It was found that carbon conversion ratio had to be taken into consideration and estimated correctly in order that the results obtained with the modeling study could comply with the results of experimental study done under the same conditions. Therefore, it was seen that the gas components obtained in the modeling studies were generally coherent with the experimental studies.

Key Words: Lignite gasification, bubbling fluidized bed, modeling

TEŞEKKÜR

Tez çalışmasının yürütülmesi ve yönlendirilmesindeki katkılarından dolayı değerli hocam Prof. Dr. Tülay DURUSOY'a,

Tez konusunun Türkiye için önemini vurgulayarak çalışma kapsamının belirlenmesinde yol gösteren TKİ Emekli Genel Müdürü Dr. Selahattin ANAÇ'a,

Tez konusu kapsamında TKİ Genel Müdürlük ve Tunçbilek'teki Saha çalışmalarının yürütülmesinde her türlü desteği sağlayan Kurumuma; TKİ Genel Müdürü Mustafa AKTAŞ'a, TKİ Genel Müdür Yardımcısı Ömer SEZGİN'e, TKİ Ar-Ge Daire Başkanı Mustafa ZİYPAK'a ve TKİ Ar-Ge Müdürü Zeki OLGUN'a ,

Tezin her aşamasında bilgi ve tecrübelerini paylaşan, tezin yönlendirilmesine katkı sağlayan TKİ Eski Danışmanı Kimya Y.Müh. Vedat MIHLADIZ'a,

Aynı proje ekibinde bulunduğum, Tunçbilek'teki saha çalışmalarının gerçekleşmesine destek veren Makina Yük. Müh. Abdullah AKÇA ve Kimya Yük. Müh. Selin Özercan BAYO'ya, ayrıca yardımlarından dolayı Maden Yük. Müh. Ayşe ÖZER'e,

Tunçbilek'teki saha çalışmalarını organize eden ve çalışmalara destek veren Ar-Ge Başmühendisi Yaşar ECEVİT'e, gaz analizlerinin gerçekleşmesi konusundaki desteğinden dolayı Kimya Yük. Müh. Seda GÜNDOĞDU'ya ve deneylerin başarı ile tamamlanmasını sağlayan GLİ Ar-Ge Başmühendisliğinde çalışan tüm personele,

Tunçbilek saha çalışmalarında tecrübelerini aktaran, sistemin çalıştırılmasını sağlayan TÜBİTAK MAM Enerji Enstitüsü Proje Ekibine,

Matlab Kodunun yazımında emeği geçen İlker SARAÇ'a ve ayrıca Ekin KAYA'ya

Teknik çizimler ve matlab programının uygulanması aşamalarında destek veren ve aynı zamanda sevgisi ile her zaman yanımda olan eşim Övünç TARAKÇIOĞLU'na

Ve beni her konuda destekleyen Sevgili Aileme,

SONSUZ TEŞEKKÜRLER...

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa</u>
ÖZET	i
ABSTRACT	iii
TEŞEKKÜR	v
İÇİNDEKİLER	vi
ÇİZELGELER	ix
ŞEKİLLER	xi
SİMGELER VE KISALTMALAR	xiv
1. GİRİŞ	1
2. GENEL BİLGİLER	3
2.1. Kömür	3
2.2. Dünyada ve Türkiye’de Kömür Kullanımına Genel Bakış	5
2.3. Dünyada Gazlaştırma Teknolojilerine Genel Bakış	6
2.4. Temiz Kömür Teknolojileri	7
2.5. Gazlaştırma Teknolojisi	8
2.6. Gazlaştırma Teknolojilerinde Atık ve Emisyonların Azaltılması	11
2.6.1. H ₂ S , SO ₂ , COS Uzaklaştırılması	11
2.6.2. Kurşun ve Cıvanın Uzaklaştırılması	12
2.6.3. NO ve NO ₂ , N ₂ O’nun Uzaklaştırılması	12
2.6.4. CO ₂ ’nin Uzaklaştırılması	12
2.6.5. Karbon Tutma ve Depolama Teknolojisi	12
2.7. Gazlaştırıcıların Sınıflandırması	13
2.7.1. Sürüklemeli Yatak Tipi Gazlaştırıcı	14
2.7.2. Sabit Yatak Tipi Gazlaştırıcı	14
2.7.3. Akışkan Yatak Tipi Gazlaştırıcı	15
2.8. Dünyada Gazlaştırma Teknolojileri	16
2.8.1. Lurgi Gazlaştırıcı	16
2.8.2. BGL Gazlaştırıcı	16
2.8.3. Winkler Gazlaştırıcı	17
2.8.4. U-Gas Gazlaştırıcı	18

Sayfa

2.8.5. KBR Transport Gazlaştırıcı	19
2.8.6. GE Gazlaştırıcı.....	19
2.8.7. Conocophilips E-Gas Gazlaştırıcı.....	20
2.8.8. Shell Gazlaştırıcı.....	21
2.8.9. Siemens Gazlaştırıcı	22
2.8.10. Mitsubishi Ağır Endüstri (MHI) Gazlaştırıcı	22
2.8.11. Prentflo Gazlaştırıcı	23
2.9. IGCC Tesisleri.....	24
2.10. Türkiyede Gazlaştırma Teknolojileri.....	26
2.11. Akışkan Yatak Gazlaştırma Hidrodinamiği.....	26
2.12. Kömür Özelliklerinin Gazlaştırmaya Etkisi	30
2.12.1. Sürüklemeli Akışkan Yatak Sistemleri.....	31
2.12.2. Akışkan Yatak Sistemleri	32
2.12.3. Sabit Yatak Sistemleri	33
2.13. İşletme Parametrelerinin Gazlaştırmaya Etkisi	33
2.14. Gazlaştırmada Modelleme Yaklaşımları	34
3. DENEYSEL ÇALIŞMALAR	35
3.1. Gazlaştırma Deneylerinde Kullanılan Kömür Örnekleri	36
3.1.1. Kömür Örneklerinin Boyutlandırılması.....	36
3.1.2. Kısa ve Elementel Analiz	37
3.1.3. Kül Ergime Derecesi Tayini	38
3.1.4. Diğer Analizler	38
3.2. Akışkan Yatak Gazlaştırma Sistemi	39
3.3. Deneysel Çalışma	40
3.4. Ön Deneyler.....	42
3.4.1. Yakıt Kalibrasyonu.....	42
3.4.2. Hava/Yakıt Oranı Tespiti	43
3.4.3. Gazlaştırma Denge Oranı (ER) Tespiti.....	44
3.4.4. Minimum Akışkanlaşma Hızı.....	45
4. DENEYSEL SONUÇLAR.....	47
4.1. Deneysel Sonuçlarını Değerlendirme Parametreleri	47

	<u>Sayfa</u>
4.1.1. Reaktör Sıcaklığı	47
4.1.2. Hava ve Kömür Miktarı.....	48
4.1.3. Gaz Analizleri	48
4.1.4. Kül Analizleri	49
4.2. Deney Sonuçları.....	49
4.2.1. K1 Deneyi Sonuçları.....	49
4.2.2. K2-A Deneyi Sonuçları	53
4.2.3. K2-B Deneyi Sonuçları.....	57
4.2.4. K2-A ve K2-B Deney Sonuçlarının Karşılaştırılması ve Sonuçların Değerlendirilmesi.....	61
4.2.5. K3 Deneyi Sonuçları.....	63
4.3. Kül Analizlerinin Değerlendirilmesi	66
4.3.1. Kömür Külü için Kısa ve Elementel Analiz Sonuçları.....	66
4.3.2. Yoğunluk Analizleri	67
4.3.3. Kömür Külü XRF Analizleri	67
4.4. Elde edilen Gaz Ürünü için yapılan Hesaplamalar.....	67
4.4.1. Gaz Debinin Hesaplanması	68
4.4.2. Madde ve Enerji Denkliği.....	68
4.4.3. Gaz Isıl Değeri Tespiti.....	70
4.4.4. Soğuk Gaz Verimi Tespiti	70
5. MODELLEME ÇALIŞMALARI.....	71
5.1. K2 Kömürü İçin Gaz Bileşenlerinin Sıcaklık ile Değişiminin İncelenmesi.....	73
5.1.1. I.Durum.....	73
5.1.2. II.Durum	75
5.2. K2 Kömürü için Gaz Bileşenlerinin ER oranı ile Değişiminin İncelenmesi.....	77
5.2.1. I.Durum.....	77
5.2.2. II.Durum	78
6. DENEYSEL VE MODEL SONUÇLARININ KARŞILAŞTIRILMASI	80
7. SONUÇ VE DEĞERLENDİRME	84
KAYNAKLAR.....	86
EKLER	94
Ek-1. Matlab Kodu	94
Ek-2. Matlab Programı	94
ÖZGEÇMİŞ.....	99

ÇİZELGELER

Sayfa

Çizelge 2.1. Kömür ASTM Sınıflandırması	4
Çizelge 2.2. Gazlaştırma Reaksiyonları	10
Çizelge 2.3. Atık Gaz Emisyonu Karşılaştırması	13
Çizelge 2.4. Türkiye’deki Pilot Gazlaştırma Sistemleri	26
Çizelge 3.1. Elek Analizi	36
Çizelge 3.2. Kömürlerin Kısa Analiz Sonuçları	38
Çizelge 3.3. Kül Ergime Sıcaklık Değerleri	38
Çizelge 3.4. Diğer Analizler	39
Çizelge 3.5. Tesisin Genel Özellikleri	40
Çizelge 3.6. Devire Karşılık Gelen Kömür Miktarı	43
Çizelge 3.7. Havanın Kimyasal Bileşimi	43
Çizelge 3.8. Hava/Yakıt Oranı	44
Çizelge 3.9. ER Oranına Karşılık Gerekli Hava Miktarı	45
Çizelge 3.10. Akışkanlaşma Durumu için farklı Sıcaklıklarda Veri Tablosu	45
Çizelge 4.1. K1 Deneyi İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri	49
Çizelge 4.2. K2-A Deneyi İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri	54
Çizelge 4.3. K2-B Deneyi İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri	58
Çizelge 4.4. Yatak Malzemesine göre Minimum Akışkanlaşma Hızı	60
Çizelge 4.5. K3 Deneyi İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri	63
Çizelge 4.6. Kül Elementel Analizi	66
Çizelge 4.7. Yoğunluk Analizleri	67
Çizelge 4.8. Kömür Külü XRF Analizleri	67
Çizelge 4.9. K2-B Deneyi için Madde Denkliği	69
Çizelge 4.10. K2-B Deneyi Enerji Denkliği	69
Çizelge 5.1. Element Matrisi	71
Çizelge 5.2. Reaksiyon ve Denge Sabitleri	73
Çizelge 5.3. Sıcaklık ve Denge Sabitleri	73
Çizelge 5.4. Sabit % C Dönüşümü Ve Sabit ER Oranında Sıcaklığa Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi	74
Çizelge 5.5. Deneysel Karbon Dönüşümleri	75

Çizelge 5.6. Değişen % C Dönüşümü Ve Sabit ER Oranında Sıcaklığa Bağlı	
Gaz Bileşimi Değişimi	76
Çizelge 5.7. Sabit % C Dönüşümü Ve Sabit Sıcaklıkta ER Oranına Bağlı	
Gaz Bileşimi Değişimi	78
Çizelge 5.8. Değişen % C Dönüşümü Ve Sabit Sıcaklıkta ER Oranına Bağlı	
Gaz Bileşimi Değişimi	79
Çizelge 6.1. K2-A Deneyi için Deney ve Model Sonuçları	80

ŞEKİLLER

Sayfa

Şekil 2.1. 2012 yılı Dünya Kömür Rezervleri	5
Şekil 2.2. Gazlaşma Ürünleri.....	9
Şekil 2.3. Gazlaştırıcı Genel Sınıflandırması	14
Şekil 2.4. Lurgi Gazlaştırıcı.....	16
Şekil 2.5. BGL Gazlaştırıcı.....	17
Şekil 2.6. Winkler Gazlaştırıcı	18
Şekil 2.7. U-Gas Gazlaştırıcı	18
Şekil 2.8. KBR Transport Gazlaştırıcı.....	19
Şekil 2.9. GE Gazlaştırıcı	20
Şekil 2.10. E-Gaz Gazlaştırıcı	21
Şekil 2.11. Shell Gazlaştırıcı	21
Şekil 2.12. Siemens Gazlaştırıcı	22
Şekil 2.13. MHI .Gazlaştırıcı.....	23
Şekil 2.14. Prenflo Gazlaştırıcı.....	24
Şekil 2.15. IGCC Tesis Üniteleri.....	25
Şekil 2.16. Akışkanlaşma Süreci	27
Şekil 2.17. Akışkanlaşma Durumu	29
Şekil 3.1. Kömür Eleme Sistemi	37
Şekil 3.2. Elenmiş Kömür.....	37
Şekil 3.3. Akışkan Yatak Gazlaştırma Sistemi Genel Görünüşü	39
Şekil 3.4. Akışkan Yatak Gazlaştırıcının Şematik Görünümü	40
Şekil 3.5. Dağıtıcı Plaka	41
Şekil 3.6. Gazlaştırıcı Bölgesindeki Isıl Çiftler.....	41
Şekil 3.7. Kül Boşaltma sistemi.....	42
Şekil 3.8. Helezon.....	43
Şekil 3.9. Akışkan Yatak İçerisinde Hız Değişimleri.....	46
Şekil 4.1. Akışkan Yatak Sistemi Kontrol Paneli.....	47
Şekil 4.2. SRA A-3000 Micro GC cihazı	48
Şekil 4.3. K1 Deneyi HavaYakıt Miktarı	50
Şekil 4.4. K1 Deneyi ER Değerleri	50

Şekil 4.5. K1 Deneyi Reaktör içi Sıcaklık Değerleri.....	51
Şekil 4.6. K1 Deneyi CO ₂ , H ₂ ve CO Gaz Analiz Sonuçları.....	51
Şekil 4.7. K1 Deneyi CH ₄ ve O ₂ Gaz Analiz Sonuçları	52
Şekil 4.8. K1 Deneyi ER Oranına Karşılık Gaz Isıl Değeri	52
Şekil 4.9. K1 Deneyi ER Oranına Karşılık Karbon Dönüşümü ve Soğuk Gaz Verimi	53
Şekil 4.10. K2-A Deneyi Hava-Yakıt Miktarı.....	54
Şekil 4.11. K2-A Deneyi için ER Değerleri	55
Şekil 4.12. K2-A Deneyi Reaktör içi Sıcaklık Değerleri	55
Şekil 4.13. K2-A Deneyi Külü	56
Şekil 4. 14. K2-A Deneyi CO ₂ , H ₂ ve CO değerleri.....	57
Şekil 4.15. K2-A Deneyi Boyunca CH ₄ ve O ₂ değerleri	57
Şekil 4.16. K2-B Deneyi Hava Yakıt Miktarı	58
Şekil 4.17. K 2-3 Deneyi ER Değerleri	59
Şekil 4.18. K2-B Deneyi Reaktör içi Sıcaklık Değerleri.....	59
Şekil 4.19. K2-B Deneyi CO ₂ , H ₂ ve CO Gaz Analiz Sonuçları.....	60
Şekil 4.20. K2-B Deneyi CH ₄ ve O ₂ Gaz Analiz Sonuçları.....	61
Şekil 4.21. K2-A ve K2-B Deneyleri için ER oranına Karşılık Gaz Isıl Değeri Değişimi	62
Şekil 4.22. Deney K2-A ve K2-B Deneyleri için ER oranına Karşılık Karbon Dönüşüm ve Soğuk Gaz Verimi	62
Şekil 4.23. K3 Deneyi Hava Yakıt Miktarı	64
Şekil 4.24. K3 Deneyi ER Değerleri	64
Şekil 4.25. K3 Deneyi Reaktör içi Sıcaklık Değerleri.....	65
Şekil 4.26. K3 Deneyi CO ₂ , H ₂ ve CO Gaz Analiz Sonuçları.....	65
Şekil 4.27. K3 Deneyi CH ₄ ve O ₂ Gaz Analiz Sonuçları	66
Şekil 5.1. Sabit % C Dönüşümü Ve Sabit ER Oranında Sıcaklığa Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi.....	74
Şekil 5.2. Değişen % C Dönüşümü Ve Sabit ER Oranında Sıcaklığa Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi.....	76
Şekil 5.3. Sabit % C Dönüşümü Ve Sabit Sıcaklıkta ER Oranına Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi.....	77

Şekil 5.4. Değişen % C Dönüşümü Ve Sabit Sıcaklıkta ER Oranına Bağlı Gaz Bileşimi	
Değişimi.....	79
Şekil 6.1. CO Oranını Deneysel Ve Model Verilerinin Karşılaştırılması	81
Şekil 6.2. H ₂ Oranını Deneysel Ve Model Verilerinin Karşılaştırılması.....	81
Şekil 6.3. CO ₂ Oranını Deneysel Ve Model Verilerinin Karşılaştırılması.....	82
Şekil 6.4. CH ₄ Oranını Deneysel Ve Model Verilerinin Karşılaştırılması	82
Şekil 6.5. N ₂ Oranını Deneysel Ve Model Verilerinin Karşılaştırılması.....	82

SİMGELER VE KISALTMALAR

Simgeler

n_{H_2O}	: H ₂ O Mol Sayısı
n_{CH_4}	: CH ₄ Mol Sayısı
n_{CO_2}	: CO ₂ Mol Sayısı
n_{H_2}	: H ₂ Mol Sayısı
n_{N_2}	: N ₂ Mol Sayısı
% v/v	: Hacimce Yüzde Oranı
°C	: Santigrat Derece, Sıcaklık Birimi
μ	: Viskozite, kg/m.s
μm	: Mikrometre (10^{-6} m)
A	: Yatak Alanı, m ²
Al ₂ O ₃	: Alüminyum oksit
Ar	: Arhenius Sabiti
C	: Karbon
C ₂ H ₆	: Etan
CaO	: Kalsiyum oksit
CH ₄	: Metan
Cl	: Klor
CO	: Karbon monoksit
CO ₂	: Karbondioksit
COS	: Karbonoksisülfür
dp	: Yatak Malzemesi Partikül Çapı, m
e	: Karbon Dönüşümü, %
ER	: Gazlaşma Denge Sabiti,
f'	: Kömürdeki Nem, Ağırlıkça Yüzde
F _D	: Yatağa Uygulanan Kuvvet
Fe ₂ O ₃	: Demir II oksit
g	: Yerçekimi sabiti, m/s ²
H	: Hidrojen

Simgeler

H_2	: Hidrojen
H_2O	: Su
H_2S	: Hidrojen ülfür
H_g	: Gaz Alt Isıl Değeri
J	: ER Oranı
K	: Kelvin, Sıcaklık Birimi
K_2O	: Potasyum Oksit
K_a	: Kinetik Denge Sabiti
k_1	: Hidrogazlaşma Reaksiyonu Denge Sabiti
k_2	: Su Gazı Reaksiyonu Denge Sabiti
kg	: Kilogram
kg/dak	: kilogram/dakika
L, H	: Akışkan Yatak Yüksekliği, m
MgO	: Magnezyum oksit
MJ/kg	: Mega Joule/ kilogram
MJ/Nm^3	: Mega Joule/normalmetreküp
M_k	: Kömür Miktarı, kg
mm	: Milimetre (10^{-3} m)
MW_{th}	: Megawatt Termal
N	: Nitrojen Atomu
N_2	: Nitrojen Molekülü
N_2O	: Nitroz Oksit
Na_2O	: Sodyum Oksit
n_{CO}	: CO Mol Sayısı
NH_3	: Amonyak
Nm^3/sa	: Normal Metreküp/Saat
NO	: Nitrit oksit
NO_2	: Nitrit Dioksit
NO_x	: Nitrit Oksitler
O	: Oksijen Atomu
O_2	: Oksijen Molekülü
R	: İdeal Gaz Sabiti, J/mol.K

Simgeler

R_a	: Kömür Vitriniti Yansıma Değeri
Re	: Reynold Sayısı
Re_{mf}	: Minimum Akışkanlaşma Reynold Sayısı
S	: Kükürt
SiO₂	: Silisyum Oksit
SO₂	: Kükürt Dioksit
TWh	: Terawatt Saat
U_g	: Gaz Hızı, m/s
U_k	: Kömür Alt Isıl Değeri, kcal/kg
U_{mf}	: Minimum Akışkanlaşma Hızı, m/s
U_t	: Gaz Terminal Hızı, m/s
V_{H2}	: Hacimce H ₂ yüzdesi
V_{CH4}	: Hacimce CH ₄ yüzdesi
V_{CO}	: Hacim ve CO yüzdesi
V_g	: Gaz Miktarı, m ³
W	: Yatak Ağırlığı, kg
x₁	: Kuru Temelde Karbon Miktarı, %
x₂	: Kuru Temelde Hidrojen Miktarı, %
x₃	: Kuru Temelde Oksijen Miktarı, %
x₄	: Kuru Temelde Azot Miktarı, %
x₅	: Kuru Temelde Kükürt Miktarı, %
ΔG	: Gibbs Serbest Enerji Farkı
ΔG⁰	: Gibbs Standart Serbest Enerjisi
ΔP_{min}	: Minimum Basınç Farkı, kg/m ² . s ²
ε	: Boşluk Kesri, Boyutsuz
η_{soğuk}	: Soğuk gaz verimi, %
ρ hava	: Hava Yoğunluğu, kg/m ³
ρ kum	: Kum Yoğunluğu, kg/m ³
ρ_g	: Gaz Yoğunluğu, kg/m ³
ρ_p	: Partikül Yoğunluğu, kg/m ³
Φ_s	: Tanecik Küresellik Oranı, Boyutsuz

Kısaltmalar

ASTM	: Amerikan Malzeme Test Birliği (Amerikan Society for Testing and Materials)
CCS	Karbon Tutma ve Depolama (Carbon Capture and Storage)
DeNOX	: Azotu bileşik ayırma ünitesi
GTI	: Gaz Teknoloji Enstitüsü (Gas Technology Institute)
IEA	: Uluslar Arası Enerji Ajansı (International Energy Agency)
IGCC	: Entegre Gazlaştırma Kombine Çevrimi (Integration Gasification Combined Cycle)
K1	: Tunçbilek FC Pano Kömürü
K2-A	: Soma Kömürü İle Yapılan 1.Deney
K2-B	: Soma Kömürü İle Yapılan 2.Deney
K3	: Tunçbilek Lavvar Kömürü
MDEA	: Metil Di Etanol Amin
NETL-DOE	: Ulusal Teknoloji Laboratuvarı Enerji Dairesi (Department of Energy's National Energy Technology Laboratory)
UNECE	: Birleşmiş Milletler Avrupa Ekonomi Komisyonu, (United Nations Economic Commission for Europe)

1. GİRİŞ

Dünyada nüfus artışı ve sanayinin gelişimi ile enerji ihtiyacı gün geçtikçe belirgin bir artış gösterirken bu artışa karşılık enerji kaynakları giderek azalmaktadır. Bu azalış ciddi bir enerji kaynağı sorunu yaratmış, alternatif enerji kaynakları önem kazanmaya başlamıştır. Bu durum, enerji ihtiyacının karşılanmasında petrole göre daha fazla rezervi olan fosil yakıtların değerlendirilmesini tekrar gündeme getirmiştir. Dünyada en çok rezerve sahip ve yaygın olarak kullanılan bir fosil enerji kaynağı olan kömür, dünya birincil enerji arzı içinde petrolden sonra en yüksek paya sahip olup son 25 yılda belirgin artış göstermiştir [1]. Birçok gelişmiş ve gelişmekte olan ülkelerde kömürün verimli ve temiz enerji sağlayacak şekilde kullanımına yönelik Ar-Ge ve teknoloji uygulama çalışmaları sürdürülmektedir. Dünyada elektrik üretiminde kömür önemli rol oynamaktadır. Kömür santralleri ile küresel elektrik üretiminin % 41'i kömür ile sağlanmaktadır [2].

Türkiye'nin enerji arz güvenliğini esas alan enerji politikasının temel amaçları arasında, yerli kaynakların ülke ekonomisine katkısının artırılması, enerji alanındaki faaliyetlerin çevreye duyarlı şekilde yürütülmesi, enerji verimliliğinin artırılması yer almaktadır. 2009 yılında yayınlanan Elektrik Enerjisi Piyasası ve Arz Güvenliği Strateji Belgesi'ne göre 2023 yılına kadar elektrik üretimi için tüm yerli linyit ve taşkömürü ile hidrolik potansiyelimizin kullanılması hedeflenmektedir [3].

Türkiye'de, çok sınırlı miktarda bulunan doğal gaz ve petrol rezervlerine karşın, yaklaşık 13.8 milyar ton kömür rezervi bulunmaktadır [4]. Türkiye'nin sürdürülebilir kalkınmanın sağlanması ve enerji güvenliği için yerli hammadde olan kömüre dayalı, ekonomik, verimli ve temiz enerji sağlayacak teknolojilerin kullanılması ve geliştirilmesi büyük önem taşımaktadır. Diğer yandan kömürün kullanımı ile birlikte oluşan kükürt dioksit, azot oksitler, uçucu kül gibi kirleticilerin önlenmesi, günümüzde iklim değişikliği nedeniyle önem kazanmış olan sera gazı etkisi gösteren karbonmonoksit emisyonlarının azaltma girişimleri kömürden daha temiz ve verimi yüksek teknolojilerle yararlanılmasını gerektirmektedir. Bu nedenle, temiz kömür teknolojileri kapsamında günümüzde kömür gazlaştırma/sıvılaştırma teknolojilerinin önemi artmıştır. Gazlaştırma/sıvılaştırma prosesleri sonucunda entegre gazlaştırma kombine çevrim teknolojisi (IGCC) ile konvansiyonel santrallara göre daha yüksek dönüşüm verimi ile elektrik üretmek; ayrıca amonyak, sıvı yakıtlar, metanol ve yakıt hücreleri için hidrojen elde etmek olanaklıdır [5].

Gazlaştırma, karbon veya hidrokarbon temelli maddelerin çeşitli kimyasal prosesler ile yanabilen gazlara dönüştürülmesidir [15]. Dünya genelinde gazlaştırma ile sırasıyla yaygın olarak kimyasal üretimi, gaz yakıt üretimi, sıvı yakıt ve enerji üretimi yapılmaktadır. Bu üretimlerde kaynak olarak bakıldığında en çok sırasıyla kömür, petrol, gaz, petrokok, biokütle ve atıklar kullanılmaktadır [11].

Bu tez kapsamında; Kütahya-Tunçbilek bölgesi kömürleri ve Manisa-Soma kömürlerinin hava kullanılarak kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırma teknolojisi ile gazlaşabilme özellikleri; deneysel çalışmalar ve termodinamik denge modeli olmak üzere teorik ve uygulamalı olarak incelenmiştir. Bu tezin amacı, Türkiye'nin önemli bir enerji kaynağı olan kömürün enerji ihtiyacının karşılanması bakımından gazlaştırma teknolojisi ile değerlendirilmesi ve elde edilen sentez gazından başta elektrik olmak üzere çeşitli kimyasallar üretilmesi gibi ülke ekonomisine katkı sağlayacak endüstriyel ölçekli projelere veri sağlanmasıdır.

2. GENEL BİLGİLER

2.1. Kömür

Kömür, temel bileşeni karbon olan yanabilen sedimanter fosil bir yakıttır. Karbonun yanında hidrojen, oksijen ve az miktarda kükürt, azot, inorganik bileşikler içerir. Kömür, uygun ortamda bataklıklarda bozulma ve çürümeden kurtulan bitki birikimlerinin zamanla coğrafik, jeolojik, biyokimyasal ve fiziksel etkilerle değişimi sonucu oluşur [6].

Kömürleşmede iki evre benimsenmektedir. Biyokimyasal evre “turbalaşma”, dinomokimyasal ve başkalaşma evresi ise “kömürleşme” dir. Turbalaşma; bitkilerin bataklıkta yüzmeleri ile aerobik bakterilerin bitkilerin şeker, nişasta, selüloz, protein gibi bileşiklerinin kolaylıkla bozması ile CO₂, metan, amonyak ve su gibi gaz ve sıvı bileşenlerine ayrıştırması ile su yüzeyinde meydana gelen biyokimyasal bir süreçtir [6]. Turbalaşmada, hümik asit ve hümik asitin çözünmüş Na, Ca, Mg, Fe, Al gibi katyonlarla birleşmesi ile hümatlar oluşur. Kömürleşme; turbanın jeolojik ve kimyasal etmenlerle (sıcaklık, ısı akışı, ısınma hızı, basınç, tektonik olaylar, radyoaktivite v.b) çeşitli derecelerde kömürlere evrilmesidir. Kömürleşme evresinde hüminitler vitrinite dönüşmeye başlar. Vitrinitin kimyasal ve optik özellikleri, kömürleşme sürecinde diğer yapıcılardan daha düzenli bir değişim gösterir. Bu nedenle kömürlerin derecesini saptamakta vitrinit özelliklerindeki değişim kullanılır. Kömürleşme derecesi yükseldikçe, vitrinit bileşimindeki oksijen ve uçucu madde oranı azalır, karbon oranı artar. Kömür; turbadan başlamak üzere sırasıyla kömür, yarı bitümlü kömür, bitümlü kömür ve antrasit ve meta antrasit evrelerinden oluşur [6].

Kömürün sınıflandırılmasında temel olarak kömür cinsi, sabit karbon içeriği, karbon /hidrojen oranı, uçucu madde içeriği, topaklanma (aglomerasyon), ısı değeri ve petrografik özellikleri dikkate alınmaktadır. ASTM D 388 Standardına göre meta antrasitten yüksek uçuculu A bitümlü kömürüne kadar olan sınıflandırma, kömürün sabit karbon içeriğine ve uçucu madde içeriğine göre yapılmıştır (Çizelge 2.1). Kömürün topaklanma özelliği de bu sınıflandırmayı etkilemektedir [7].

Çizelge 2.1. Kömür ASTM Sınıflandırması

Sınıf	Kömürleşme Derecesi	Sabit Karbon İçeriği, % (Kuru, mineral maddesiz)	Uçucu Madde İçeriği, % % (Kuru, mineral maddesiz)	Isıl Değeri, kcal/kg (nemli, mineral maddesiz)	Aglomerasyon Özelligi
Antrasit	Meta Antrasit	≥ 98	≤ 2	-	Yok
	Antrasit	92-97	3-8	-	Yok
	Yarı Antrasit	86-91	9-14	-	Yok
Bitümlü	Düşük Uçuculu Bitümlü Kömür	78-85	15-22	-	Ortak özellik olarak mevcut *
	Orta Uçuculu Bitümlü Kömür	69-77	23-31	-	
	Yüksek Uçuculu A Bitümlü Kömürü	≤ 68	≥ 32	≥ 7778	
	Yüksek Uçuculu B Bitümlü Kömürü	-	-	7522 - 7777	
	Yüksek Uçuculu C Bitümlü Kömürü	-	-	6389 - 7521	
Yarı Bitümlü	Yarı Bitümlü A Kömürü	-	-	5834 - 6388	Mevcut
	Yarı Bitümlü B Kömürü	-	-	5278 - 5833	Yok
	Yarı Bitümlü C Kömürü	-	-	4611 - 5277	Yok
Linyit	Linyit A	-	-	3500 - 4610	Yok
	Linyit B	-	-	≥ 3500	Yok

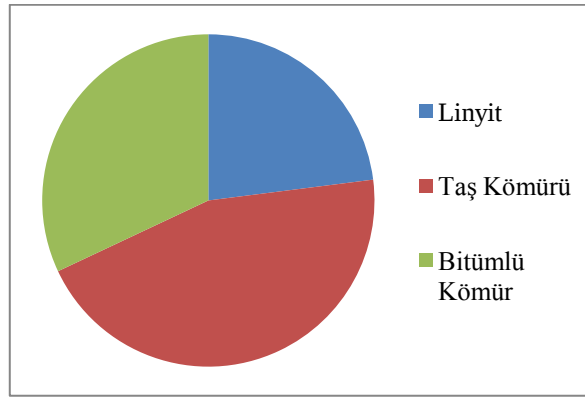
*Yüksek Uçuculu C Bitümlü Kömüründe gözlenmiştir.

Avrupa’da kömürün sınıflandırılmasında genel olarak ısı değeri, uçucu madde içeriği, sabit karbon içeriği, kekleşme özellikleri dikkate alınmıştır. Kömür taşkömürü ve kahverengi kömürler olarak ikiye ayrılmaktadır.

Taşkömürü kendi içinde antrasit, bitümlü kömür ve diğer bitümlü kömür, kahverengi kömür ise yarı bitümlü kömür ve linyit olarak alt gruba ayrılmaktadır. Avrupa Ekonomi Komisyonu Uluslararası Kömür sınıflandırma Komitesinin (UNECE) kömür sınıflandırmasına göre üst ısı değeri 5700 kcal/kg'ın üzerinde ve vitrinit yansıma özelliği $R_a = 0.6$ dan büyük olan kömürler (kuru ve külsüz temelde) “Taşkömürü” olarak adlandırılmaktadır. Üst ısı değeri 5700 kcal/kg'ın altında, uçucu madde içeriği % 31 den fazla olan kömürler (kuru ve külsüz temelde) “Kahverengi Kömür ” olarak adlandırılmaktadır [8].

2.2. Dünyada ve Türkiye’de Kömür Kullanımına Genel Bakış

2012 yılının başlangıcı itibariyle toplamı 891 milyar ton olan Dünya kömür rezervlerinin; 403 milyar ton ile %45’i antrasit ve taşkömüründen, 287 milyar ton ile %32’si bitümlü kömürler ve 201 milyar ton ile %23’ü ise linyitlerden oluşmaktadır (Şekil 2.1) [1].



Şekil 2.1. 2012 yılı Dünya Kömür Rezervleri

Dünya kömür rezervlerinin bol bulunduğu ülkelerin başında olan ABD, Rusya ve Çin sırasıyla dünya kömür rezervi toplamının % 26, % 18, % 13’üne sahiptir. Takip eden diğer ülkeler Avustralya, Hindistan, Almanya, Ukrayna ve Kazakistan ve Güney Afrika’dır. Türkiye Dünya kömür rezervinde yaklaşık %1’lik bir paya sahiptir.

Dünyada kömür en çok elektrik üretimi amaçlı kullanılmaktadır. 2010 yılında dünya elektrik üretimi 21.431 TWh olarak gerçekleşmiş, bu üretimin %40.6’sı kömürden, %22.2’si doğalgazdan, %16.0’sı hidroelektrikten , %12.9’u nükleerden, %4.6 petrol ürünlerinden ve %3.7’si diğer kaynaklardan sağlanmıştır. Dünya kömüre dayalı elektrik üretimi ise, 2010 yılında 8.697 TWh iken 2011 yılında, %5.2 artarak 9.146 TWh olmuştur. Kömüre dayalı elektrik üretiminin başında Çin ve ABD gelmektedir.

İki ülke dünyadaki kömüre dayalı elektrik üretiminin %62'sini üretmiştir. 2010'da kömürden elektrik üretimi, dünya toplam net elektrik üretiminin %41'i iken 2035 yılında %43 olacağı tahmin edilmektedir.

Türkiye'de, doğal gaz ve petrol rezervleri oldukça sınırlı olmasına karşın, 510 milyon tonu görünür olmak üzere, yaklaşık 1.3 milyar ton taşkömürü ve 13.4 milyar tonu görünür rezerv niteliğinde toplam 13.8 milyar ton linyit rezervi bulunmaktadır. Bu miktar dünya kanıtlanmış işletilebilir kömür rezervlerinin %1.7'sini oluşturmaktadır. Linyit rezervlerimiz ise dünya linyit rezervlerinin %6.9'u büyüklüğündedir [4].

Türkiye'nin 2012 yılındaki toplam birincil enerji arzı toplam arzın %31 oranı ile kömür ve doğal gaz almıştır. Kömür ve doğal gazı %25 ile petrol, %4 ile hidrolik izlemektedir.

Türkiye'de elektrik üretiminin büyük bir kısmı kömüre dayalı olup yılda 67 TWh kömüre dayalı dünya elektrik üretiminin binde yedisini üretmiştir [1].

2.3. Dünyadaki Gazlaştırma Teknolojilerine Genel Bakış

Kömür gazlaştırmanın geçmişi 1600 yıllara uzanmakla birlikte ticari ölçekte kömürün gazlaştırılması, 1972 yılında İskoçyalı mühendis William Murdock tarafından yapılmıştır. Şehir gazı veya hava gazı olarak adlandırılan bu gaz, İngiltere'de fabrikaların ve sokakların aydınlatılmasında kullanılmıştır [9].

1816 yılında Amerika Birleşik Devletleri'nde Baltimore Gaz Firması ilk kömür gazlaştırma tesisini kurmuştur. 1920'li yılların ortalarında, ABD gaz arzının %20 sini kömürden üretmeye başlamıştır. 2.Dünya savaşıdan önce, ABD de yaklaşık en az 20.000 adet gazlaştırıcı çalışır durumdayken 1940 lı yıllarda doğal gaz maliyetinin düşük olması nedeniyle kömürden gaz üretimi önemini yitirmeye başlamıştır. 1950 ve 1960 lı yıllarda petrol pazarın lideri olmuş ve oldukça az miktarda kömürden gaz üreten tesis kalmıştır. 1970'li yıllarda ise A.B. D.'de doğal gaz kaynaklarının azlığı fark edilmeye başlanmış, gaz ticareti sınırlandırılmıştır. Bu durum, kömürün önemli bir kaynak olduğunu tekrar gündeme getirerek kömürden gaz ve sıvı yakıt üretimi ile ilgili araştırmalara ilgiyi arttırmıştır [9]. 1980 li yıllardan itibaren araştırmacılar, gazlaştırma teknolojilerinin çevresel etkilerini de değerlendirmeye başlamıştır [10].

A.B.D Ulusal Enerji Teknoloji Laboratuvarı gazlaştırma bilgi bankası verilerine göre 2010 yılında Dünyada gazlaştırma teknolojisi ile sentez gazı üreten 144 adet fabrika ve 412 gazlaştırıcı bulunmakta olup toplam sentez gazı kapasitesi 70.817 MWth dır.

Bu verilere göre, Asya ve Avustralya dünyada gazlaştırma teknolojilerine öncülü etmekte, ardından Afrika ve Orta Doğu Ülkeleri gelmektedir. Asya, dünyada toplam gazlaştırma kapasitesinin %37 sine sahip olup en fazla gazlaştırma tesisi Çin’de bulunmaktadır. Çin’de mevcut ticari ölçekte gazlaştırma tesisi sayısı 56 dır. Gazlaştırma tesisi yaygın olan diğer ülkeler sırasıyla Hindistan, Güney Kore, Singapur ve Tayvan’dır. Afrika ve Orta Doğu, Dünyada toplam gazlaştırma kapasitesinin %36’sına sahiptir. Güney Afrika’da Sasol tesisleri mevcut olup Dünya sentez gazı kapasitesinin %20 sine sahiptir. Avrupa, dünyada toplam gazlaştırma kapasitesinin %16’sına sahiptir. Kuzey Amerika Dünya toplam gazlaştırma kapasitesinin %36’sına sahiptir. Orta ve Güney Amerika, Dünya toplam gazlaştırma kapasitesinin %1’ine sahiptir. Brezilya ve Dominik Cumhuriyetinde ise petrol ürünlerinden gazlaştırma ile kimyasal ve gaz üreten tesis mevcuttur [11].

Dünya genelinde gazlaştırma ile sırasıyla yaygın olarak kimyasal üretimi, gaz yakıt üretimi, sıvı yakıt ve enerji üretimi yapılmaktadır. Bu üretimlerde hammadde olarak bakıldığında en çok sırasıyla kömür, petrol, gaz, petrokok, biokütle ve atıklar kullanılmaktadır. Dünyada gazlaştırma tesisi planlamalarına bakıldığında, en çok Asya’da yaklaşık 80.000 MWth kapasitesinde gazlaştırma tesislerinin kurulması planlanmaktadır [11].

2.4. Temiz Kömür Teknolojileri

Kömür Dünya’da elektrik üretimi için büyük bir paya sahiptir. Ancak kömürün kullanımında en önemli problem fosil yakıtların neden olduğu çevre kirliliğidir. Özellikle atmosfere salınan gazlar küresel ısınmaya neden olmaktadır. Kömürün yanması ile oluşan SO₂’yi giderme yönündeki çalışmalar, 1850’li yıllarda İngiltere’de başlamıştır. 1920-1930’lu yıllarda Londra’da santral kurulmasına karşı başlatılan kampanya üzerine tüm santralarda SO₂ salımını azaltmak üzere kontrol yükümlülükleri konmuştur. 1970’lerden bu yana uluslararası anlaşmalar, başta Avrupa Birliği olmak üzere çevre mevzuatlarının gelişmesi ile belirlenen emisyon değerlerinin altında kalınması için çevre kontrol teknolojilerinin uygulanması gerekli hale gelmiştir. Dünya enerji ihtiyacını karşılanmasında önemli rolü olan kömürün çevresel etkilerinin ortaya çıkması ile çevre kirliliği bakımından atık ve emisyonları en aza indirecek prosesler geliştirilmeye başlanmıştır [5]. Temiz kömür teknolojileri olarak bilinen bu teknolojiler kömür gazlaştırma prosesleri ile başlamıştır [12].

“Temiz kömür teknolojileri” kavramı genel olarak, kömür üretimi, hazırlanması ve kullanımı süreçlerinde verimlilik ve çevre boyutlarını bir arada kapsayan bir tanımlamaya işaret etmektedir. Söz konusu teknolojiler; bir taraftan emisyon ve atıkların azaltılmasını diğer taraftan birim kömürden elde edilecek enerjinin arttırılmasını hedeflemektedir. Küresel bazda kömür endüstrisinin son yıllarda odaklandığı temel alanlar ise; kömüre dayalı termik santrallerin veriminin arttırılması ve bu santrallerden CO₂ emisyonlarının azaltılmasıdır [4].

Temiz kömür teknolojileri; kömür yıkamadan sıvılaştırmaya, gazlaştırmadan karbon tutma ve depolamaya kadar çok geniş bir yelpazeyi tanımlamakla beraber, günümüzde kömür endüstrisinin kömüre dayalı elektrik santrallerinin veriminin arttırılması ve söz konusu santrallerden CO₂ emisyonlarının azaltılmasıyla sınırlı bir alanda özellikle yoğunlaştığı görülmektedir [4].

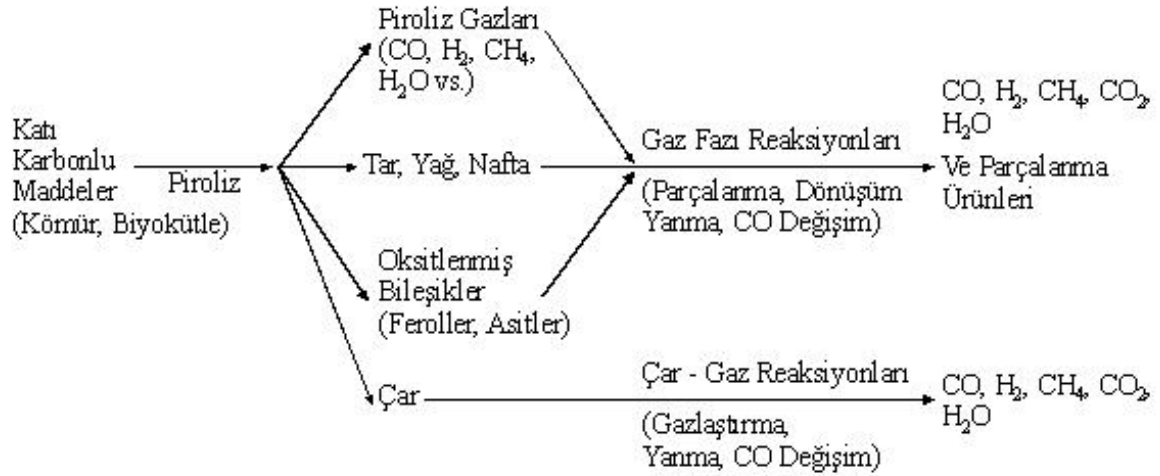
Yüksek kül, nem ve kükürt içerikli linyitlerin gazlaştıırılarak gaz üründen elektrik üretilmesinde kullanılan günümüz teknolojisi “Entegre Gazlaştırma Kombin Çevrim Teknolojisi, IGCC” olarak isimlendirilmektedir. Konvansiyonel pulverize kömür yakma sistemlerine göre çok daha yüksek verimle ve düşük emisyon yayınımlı ile çalıştırılan IGCC uygulamaları dünyada giderek yaygınlaşmaktadır. Kömürden gazlaştırma reaksiyonları ile yüksek basınçta oksijen ve buharla üretilen sentetik gaz ile uygun reaksiyonlar çerçevesinde metanol, amonyak, nafta, dizel yakıtı ve kimya endüstrisinin temel hammaddelerini üretmek mümkündür ve bu teknolojilerin üstünlüğü her geçen gün artmaktadır. Gazlaştırma teknolojisindeki gelişmeler, geleceğin enerjisi olarak tanımlanan hidrojen ve yakıt pillerinin ticarileşmesinde ve hızlı bir şekilde kullanıma girmesinde çok önemli rol oynayacağını göstermektedir [13].

2.5. Gazlaştırma Teknolojisi

Gazlaştırma; kömür, petrol, biyokütle gibi karbonca zengin yakıtları karbon monoksit ve hidrojene dönüştüren termokimyasal bir prosestir. Gazlaştırmanın temeli yanmaya dayanmakla birlikte, ‘yanma’dan farklıdır. Gazlaştırma proseslerinde tam yanmayı sağlayan stokiyometrik oksijen miktarından daha az oksijen kullanılır. Gazlaştırma ile elde edilen gazların miktarı; kömürün boyutu, kullanılan gazlaştırma gazı, basınç, reaktör tipi, sıcaklık gibi etkenlere bağlıdır. Gazlaşma sonucu elde edilen gaz içeriği genel olarak CO, CH₄, H₂, CO₂, H₂O ve N₂ olmakla birlikte tar, az miktarda H₂S, COS, NH₃ v.b kirletici gazları içerir. Sentez gazı olarak adlandırılan gaz, CO ve H₂ gazlarını içermektedir.

Gazlaşmada tam yanma için gerekli stokiyometrik oksijen miktarından daha az oksijen kullanıldığından, CO_2 yerine CO , SO_2 yerine H_2S , NO yerine NH_3/HCN oluşmaktadır. [14].

Gaz fazı içinde homojen reaksiyonların oluşumu kolay bir şekilde tanımlanırken heterojen reaksiyonlar oldukça karmaşıktır. Bunun en önemli sebebi kömür, biyokütle gibi katı parçacıkların gözenekli yapılarından dolayı gazlaşmasıdır. Gazlaşma safhalarında açığa çıkan ürün ve gazlar Şekil. 2.2. de verilmiştir [15].



Şekil 2.2. Gazlaşma Ürünleri

Başlangıçta reaktörün ısınması ve sıcaklık artmasıyla kömürdeki nem buharlaşmaktadır. Katının daha fazla ısıtılmasıyla 350-800°C sıcaklık aralığında uçucular açığa çıkmaktadır [5]. Isıtma yavaş ise 350 °C civarında piroliz gazları açığa çıkmaktadır. Çar ve uçucu gazlaşması bu safhada oldukça yavaştır. Açığa çıkan uçucu miktarının artışı ile gazlaşma, bu safhadan sonra başlamaktadır. Bununla birlikte ısıtma hızı arttırılırsa uçucu açığa çıkma ve gazlaşma safhaları aynı anda gerçekleşmekte olup ana hatlarıyla çar (sabit karbon), tar (ağır hidrokarbonlar) hafif gazlar (CH_4 , CO , H_2 , su buharı) oluşmaktadır [16].

Uçucu gazların içeriği genel olarak; H_2O , H_2 , N_2 , O_2 , CO , CH_4 , H_2S , NH_3 , C_2H_6 ve az miktarda olefin, aromatik ve tar gibi doymamış hidrokarbonlardan oluşmaktadır [10]. Temel reaksiyonlar Çizelge 2.2.'de verilmiştir [14].

Çizelge 2.2. Gazlaştırma Reaksiyonları

Reaksiyon	Entalpi Değeri ve Reaksiyon tipi	Reaksiyon Adı
$C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$	-111 MJ/kmol, Ekzotermik	Kısmi karbon oksidasyonu reaksiyonu
$C + 1/2 O_2 \rightarrow CO_2$	-283 MJ/kmol Ekzotermik	Karbonmonoksit oksidasyonu reaksiyon
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394 MJ/kmol Ekzotermik	Karbon oksidasyonu reaksiyonu
$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	+172 MJ/kmol Endotermik	Boudouard reaksiyonu
$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	+131 MJ/kmol Endotermik	Heterojen Su gazı reaksiyonu
$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-75 MJ/kmol Ekzotermik	Hidrogazlaşma reaksiyonu
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41 MJ/kmol Ekzotermik	Su gazı değişim reaksiyonu
$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	+206 MJ/kmol Endoternik	Metan buhar dönüşüm reaksiyonu

Çar gazlaşması, kurutma ve piroliz safhaları ile aynı anda meydana gelmektedir. Çar, kömürden nem ve uçucuların uzaklaşması ile geriye kalan sabit karbondur. Çar gazlaşmasında karbon dönüşümünü sınırlayıcı reaksiyonlar oluşmaktadır. Bu reaksiyonlar, kuruma ve uçucu açığa çıkması safhalarından daha yavaş oluşmaktadır. Çar oksidasyonu safhasında heterojen çar reaksiyonları gerçekleşir.

Boudouard ve heterojen su gazı reaksiyonu, metanlaşma reaksiyonundan daha hızlı oluşmaktadır. Çar gazlaşma reaksiyonları, düşük sıcaklık ve uçucu açığa çıkma safhasında bol miktarda oluşan CO ve H₂ nedeniyle çok yavaş gerçekleşen reaksiyonlardır [17].

Gaz fazı safhasında, çar gazlaşması ve ilk uçucuların açığa çıkması safhasından sonra gazlar arasında homojen gazlaşma reaksiyonları gerçekleşir.

Gazlaşma esnasında gerçekleşen ekzotermik reaksiyonlar, ısı gerektiren endotermik reaksiyonlara gerekli ısıyı sağlarlar. Oksidasyon reaksiyonları çok hızlı meydana gelir ve gazlaştırıcı içerisinde bulunan tüm oksijeni tüketir. Böylece gazlaştırıcı içinde indirgen ortam koşulları gerçekleşir [79].

Gazlaşma da elde edilen sentez gazı, enerji değerleri bakımından düşük, orta ve yüksek ısı değerli olarak üç gruba ayrılmaktadır. 3.35 – 7.53 MJ/Nm³ aralığında ısı değere sahip kömürler düşük, 7.53- 15.07 MJ/Nm³ ısı değere sahip kömürler orta ve 33.6 MJ/Nm³ ısı değere sahip kömürler yüksek enerjili sentez gazı grubuna girmektedir [18].

2.6. Gazlaştırma Teknolojilerinde Atık ve Emisyonların Azaltılması

Özellikle kömür gazlaştırmada, enerji kaynağını yakmadan önce kirleticilerden arındırarak temiz enerji elde edilmesi amaçlanmaktadır. Gazlaştırma tesislerinde hâlihazırda kullanılan ve kirleticilerin bertaraf edilmesine yönelik prosesler genel hatlarıyla bu bölümde incelenmiştir.

2.6.1. H₂S, SO₂, COS Uzaklaştırılması

Gazlaştırma işlemlerinin sonunda oluşan H₂S, SO₂, COS gibi kükürtlü bileşiklerin kaynağı yakıt içerisinde mevcut olan kükürttür. IGCC (Integrated Gasified Combined Cycle) sistemlerde kükürtten arındırma işlemi için genel olarak metil di etanol amin (MDEA) çözeltisi ile arındırma, Clauss işlemi ve Scott procesi olmak üzere üç temel işlem uygulanmaktadır.

MDEA (Metil di etanol amin) çözeltisi ile H₂S den arındırma, işleminde H₂S in uzaklaştırılması, sıvı amin çözeltisi içeren absorpsiyon kolonu kullanılarak gerçekleşmekte olup bu proses aynı zamanda CO₂'yi tutmak için de kullanılır. MDEA çözeltisi, H₂S ve CO₂ için seçici absorbant görevini üstlenmektedir.

Clauss işleminde, MDEA ile CO₂ ve H₂S bakımından zengin çözelti, alüminyum ya da titanyum katalizörleri yardımıyla %96 oranında H₂S'den uzaklaştırılmaktadır.

Scott Prosesinde 300° C de Kobalt ve Molibden katalizörleri kullanılarak SO₂'nin sülfürik asite dönüşümü sağlanmaktadır. Oluşan sülfürik asit diğer endüstrilerde hammadde olarak kullanılabilir. Scott işlemine alternatif olarak MODOP, Super claussi, SPORR, kireçtaşı veya kireçle gaz yıkama işlemleri kullanılmaktadır [19].

Kükürdün arındırılmasıyla ilgili diğer prosesler soğuk metanol çözeltisinin kullanıldığı rektisol prosesi ve polietilen glikolün di metil eterinin kullanıldığı Selexol prosesleridir. Yakıtta bulunan ve toksik özelliğe sahip ağır metaller, gazlaştırma esnasında serbest kalırlar ve buharlaşarak atmosfere yayılırlar.

2.6.2. Kurşun ve Civanın Uzaklaştırılması

IGCC sistemlerde gazlaştırma esnasında özellikle civa ve kurşun diğerlerine oranla daha çok salınmaktadır. Düşük kaynama noktası (350 °C) ile gazlaştırma işlemlerinde sorun yaratan civa; HgS ve HgCl₂ olarak gaz içerisinde bulunmaktadır. Civa genel olarak, aminli çözücülerle, karbon filtrelerle, zeolit, elektrostatik ayırıcı filtrelerle (ESP) gazdan arındırılmaktadır.

Gazlaştırma sonrası elde edilen gaz içerisinde kurşun partikül temizleme ve asit çözeltileri ile gaz temizleme yöntemleri ile çoğunlukla arındırılmaktadır. IGCC teknolojilerinde atmosfere kurşun gaz salımı düşük düzeydedir [20].

2.6.3. NO ve NO₂, N₂O'nun Uzaklaştırılması

Gazlaştırma esnasında NO ve NO₂, N₂O gazları oluşur. IGCC sistemlerde DeNO_x ünitesinde NO_x'lerin amonyak (NH₃) çözeltisi kullanarak vanadyum/titanyum katalizörleri aracılığıyla azot (N₂) ve suya(H₂O) ayrıştırılması sağlanır. Bu iki nihai ürün tamamen doğal bir yapıdadır ve çevreye zararlı bir etkileri yoktur.

2.6.4. CO₂'nin Uzaklaştırılması

IGCC sistemlerde CO₂'nin uzaklaştırılması için birçok yöntem vardır. Bu yöntemler; kimyasal baz çözeltisi, sıvı absorpsiyonu ile ayrıştırma, katı adsorpsiyonu ile ayrıştırma, gaz fazı reaksiyonu ile Metanlaştırma, Katı ile reaksiyonu (demir oksit, çinko oksit) ve Membran ile ayrıştırma işlemleridir [21]. IGCC sistemlerinde, yanma öncesi CO₂'nin tutumu sağlanmaktadır. Tutulan CO₂; gıda sanayi, petrol kuyularında petrol çıkarma işlemi v.b işlemlerde kullanılır. Fakat CO₂ tutulma miktarı çok fazladır ve sanayide başka endüstrilerde hammadde veya yan ürün olarak kullanılma oranı oldukça düşüktür. Bu yüzden CO₂'yi çevreye en zararsız hale getirmek için başka yöntemler araştırılmaktadır.

2.6.5. Karbon Tutma ve Depolama Teknolojisi

Küresel ısınmanın temel sebebi olan CO₂ gazı, fosil yakıtların artan tüketimi sonucu atmosfere salınmaktadır. Bu konuda önlem alınması için ilk adım 1997 yılında Kyoto Protokolü'nde, 2012 yılı CO₂ yayılımının 1990 yılındaki seviyesinin altına düşmesi kararı alınarak atılmıştır [22].

Karbon tutma ve depolama (CCS), fosil kaynaklı yakıtların iklim etkilerini azaltmak için, karbondioksitin santral bacasından çıkmadan yakalanıp yeraltına depolanmasını içeren bir süreçtir. Çözümlerden biri de karbondioksitin tutulması ve depolanmasıdır.

Depolanma yöntemi olarak; petrol kuyularına verimi artırmak için basılması, kapatılmış petrol ve doğalgaz kuyularına depolanması, tuz oluşumlarına vb. jeolojik formasyonlara depolanması ve okyanuslara basılması işlemleri uygulanmaktadır.

2000 yılından bu yana Kuzey Dakota'daki (US) santralde CO₂'yi sentez gazından uzaklaştırmak için yılda 1.5 milyon ton CO₂, boru hattı ile 320 km uzaklıktaki Kanada Saskatchewan'daki petrol sahasına taşınmaktadır [23].

Bütün bu uygulamaların yanında CO₂'in depolanmasında hala belirsizlikler ve riskler bulunmaktadır. Uzun yıllar sızdırmazlığın ve güvenliğin sağlanması, ölçme ve izleme sisteminin geliştirilmesi gerekmektedir. Yaygın olarak güvenli bir şekilde kullanılabilmesi, maliyetinin düşürülmesi, hukuki ve idari açıdan ortaya çıkan problemlerin çözümü konusunda araştırmalar devam etmektedir. IGCC teknolojileri ve diğer kömür teknolojilerin kirletici gaz salımları Çizelge 2.3.de verilmiştir. Bu tabloda IGCC teknolojilerindeki emisyonların daha az olduğu görülmektedir [20].

Çizelge 2.3. Atık Gaz Emisyonu Karşılaştırması

Atık Gaz, (lb/ MWh)	Pulverize Teknolojisi	Atmosferik Akışkan Yatak Teknolojisi	Basınçlı Akışkan Yatak Teknolojisi	IGCC Teknolojisi
SO ₂	2	3.9	1.8	0.7
NO _x	<1.6	<1	<2.6	<0.8
CO ₂	2.0	1.9	1.76	1.76

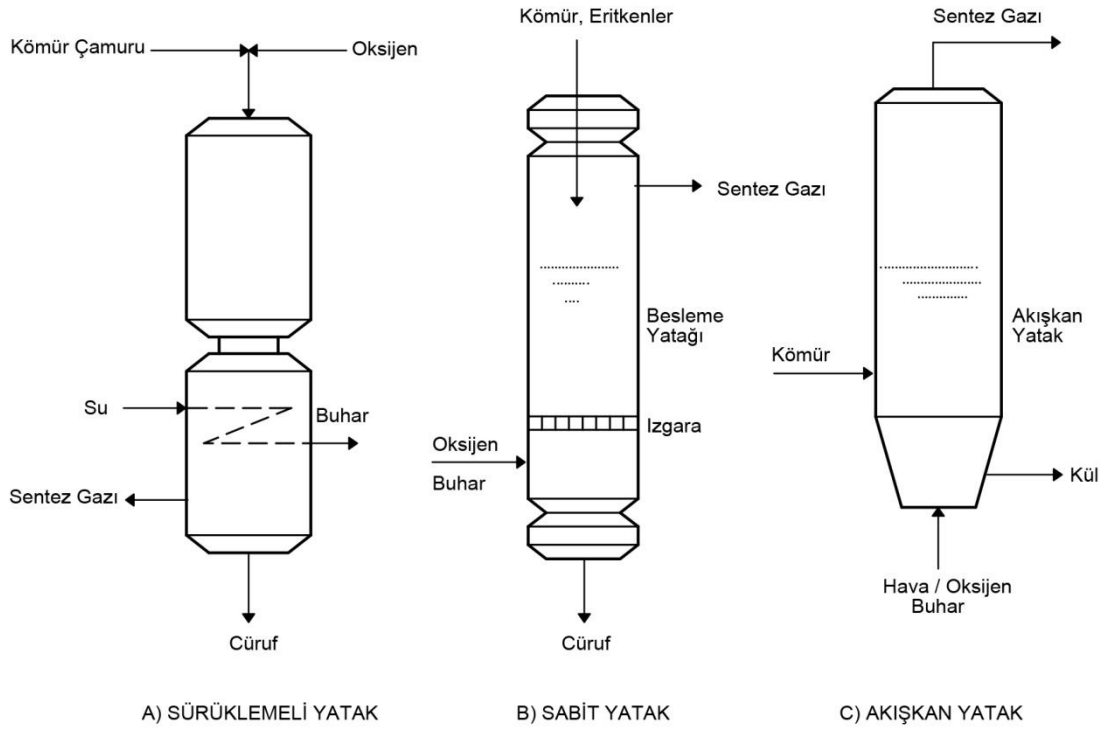
2.7. Gazlaştırıcıların Sınıflandırması

Dünyada yaygın olarak kullanılan 3 tip gazlaştırıcı bulunmaktadır:

- Sabit Yatak Tipi Gazlaştırıcı
- Akışkan Yatak Tipi Gazlaştırıcı
- Sürüklemeli Yatak Tipi Gazlaştırıcı

Bu gazlaştırıcılara ek olarak üç tip gazlaştırıcıyı içeren hibrit gazlaştırıcı ve erimiş metal banyosu gibi yeni geliştirilmiş gazlaştırıcı sınıflandırması da mevcuttur [24].

Gazlaştırıcı yatak tipleri, Şekil 2.3. de görülmektedir [56].



Şekil 2.3. Gazlaştırıcı Genel Sınıflandırması

2.7.1. Sürüklemeli Yatak Tipi Gazlaştırıcı

Sürüklemeli Yatak Tipi Gazlaştırıcıda yakıt boyutu mikron boyutlarındadır. Gazlaştırma ajanı ile eş yönlü akışla reaktörün üst bölgesinden reaktör içine verilen yakıt, hızlı bir şekilde ısınmakta ve gazlaştırma ajanı ile reaksiyona girmektedir (Şekil 2.3.a). Katı ve gaz eş yönlü olarak reaktöre içerisinde hareket etmektedir. Kalma zamanı, 5-10 saniye zaman aralığındadır. Kalma zamanının az olması, yüksek sıcaklıklarda çalışılması nedeniyle karbon dönüşümü yüksektir. Bu gazlaştırıcılarda gazlaşma ajanı olarak daha fazla oksijene gerek duyulur.

Sürüklemeli yatak gazlaştırıcılarda ortalama reaktör sıcaklığı 1500 °C ve yakıt partikül boyutu ortalama 250 µm'dir .

2.7.2. Sabit Yatak Tipi Gazlaştırıcı

Sabit yatak tipi gazlaştırıcılarda yakıt reaktörün üst bölgesinden verilirken, gazlaştırma ajanı reaktörün alt bölgesinden verilmektedir. Kül, reaktörün alt bölgesinden alınırken gaz çıkışı yatağın üst yan bölgesinden gerçekleşmektedir (Şekil 2.3.b).

Reaktörün üst kısmı, “kurutma bölgesi” olup yakıt aşağı düşerken ısınmakta ve kurumakta iken üretilen gaz reaktörü terketmeden önce soğumaktadır.

Kömür sıcaklığın yükselmesi ile biraz daha ısıtıldığında uçucular açığa çıkmaya başladığı bu kısım buhar ve CO₂ ile gazlaşmaya başladığı “bölge gazlaşma bölgesi” dir. Reaktörün alt kısmı, sıcaklığın en yüksek olduğu, oksijenin çar ile reaksiyona girdiği “yanma bölgesi” dir [25].

Sabit Yatak gazlaştırıcılarda elde edilen gaz; hidrokarbon, tar ve su içerir. Hidrodinamik olarak reaktör içi gözenekli bir yapıya benzetilebilir. Yakıt yukarıdan aşağıya doğru hareket ederken, gaz boşluklardan yukarıya doğru hareket etmektedir. Bu arada katı-gaz reaksiyonları ve gaz –gaz fazı reaksiyonları gerçekleşmektedir. Burada sorun partiküllerin topaklaşmasına neden olan dengeli dağılamayan akıştır [26].

Sabit yatak gazlaştırıcılarda ortalama reaktör sıcaklığı 1200 °C, gaz çıkış sıcaklığı ortalama 500 °C, yakıt partikül boyutu ortalama 5 cm dir. Reaktör içinde kalma zamanı uzundur.

1950 yılında ticari statüye ulaşan en bilinen sabit yatak gazlaştırıcı Lurgi sabit yatak gazlaştırıcı olup yüksek basınçta çalışabilen ilk gazlaştırıcıdır [27]. Yaygın olarak Güney Afrika’da (Sasol) ve Kuzey Dakota’da(Great Plain) faaliyet göstermektedir.

2.7.3. Akışkan Yatak Tipi Gazlaştırıcı

Akışkan yatak reaktörler, sıcaklığın dengeli olarak dağıldığı iyi karışmış reaktörlerdir (Şekil 2.3.c). Yakıt reaktörün üst yan bölgesinden verilirken, gazlaştırma ajanı reaktörün alt bölgesinden verilmektedir. Kül, reaktörün alt bölgesinden alınırken gaz çıkışı yatağın üst bölgesinden gerçekleşmektedir. Reaktörün içerisinde gaz akışı yakıt partiküllerinin yatak içerisinde yüzmesine izin verecek şekilde olmalıdır; diğer taraftan bu yüzme, partiküllerin yatak dışına çıkmasına izin vermemelidir. Burada reaktör içerisine verilen gazlaştırma ajanı (hava, buhar v.b) hızı önemlidir [25].

Akışkan yatakta topaklanma ile reaktörün devre dışı kalmasını engellemek için reaktör içerisindeki sıcaklık yakıtı kül ergime sıcaklığından daha az olmalıdır.

Akışkan yatak gazlaştırıcılarda ortalama reaktör sıcaklığı 1000 °C, gaz çıkış sıcaklığı ortalama 1000 °C, yakıt partikül boyutu ortalama +1-5 cm dir.

Akışkan yatak hidrodinamiği, sabit yatağa göre daha karmaşıktır. Burada yakıt partikülleri hareket halindedir, katı ve gaz daha iyi karışmıştır ve fazlar arası geçişi daha iyi sağlamaktadır [26]. Kalma zamanı, sabit yatak gazlaştırıcıdan daha azdır.

Ticari olarak faaliyet gösteren ilk akışkan yatak 1926 yılında Almanya’da işletmeye alınan Winkler Akışkan Yataktır.

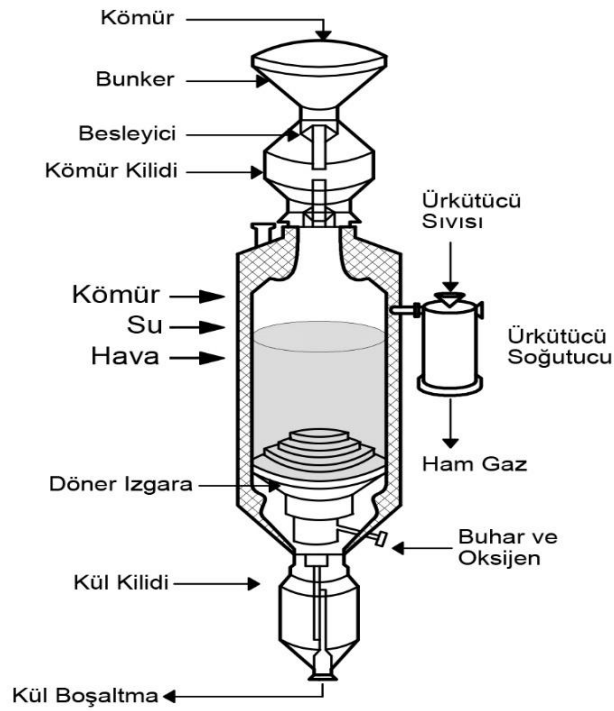
2.8. Dünyada Gazlaştırma Teknolojileri

Dünyada yaygın olarak kullanılan gazlaştırıcılar; reaktör, kullanılan gazlaştırıcı ajanı, gazlaşma ortamı, yakıt besleme şekli, gaz soğutma teknolojilerine göre farklılık göstermektedir.

2.8.1. Lurgi Gazlaştırıcı

Sabit yatak gazlaştırıcı olup halen dünyada yaygın olarak kullanılan en eski gazlaştırma teknolojisidir (Şekil 2.4). Alman firması Lurgi tarafından 1950 li yıllarda Güney Afrika'da Sasol adı ile kurulmuştur [28].

Kömür reaktör içerisine basınçlı olarak reaktörün üst bölgesinden verilmektedir. Reaktör basıncı 2.4 -3.5 Mpa dır [27]. En yüksek yatak sıcaklığı 615-700 °C olup çar gazlaşmasının gerçekleştiği sıcaklıktır. Yatağın orta bölgesinde piroliz gerçekleşerek çar ve tar oluşmaktadır.



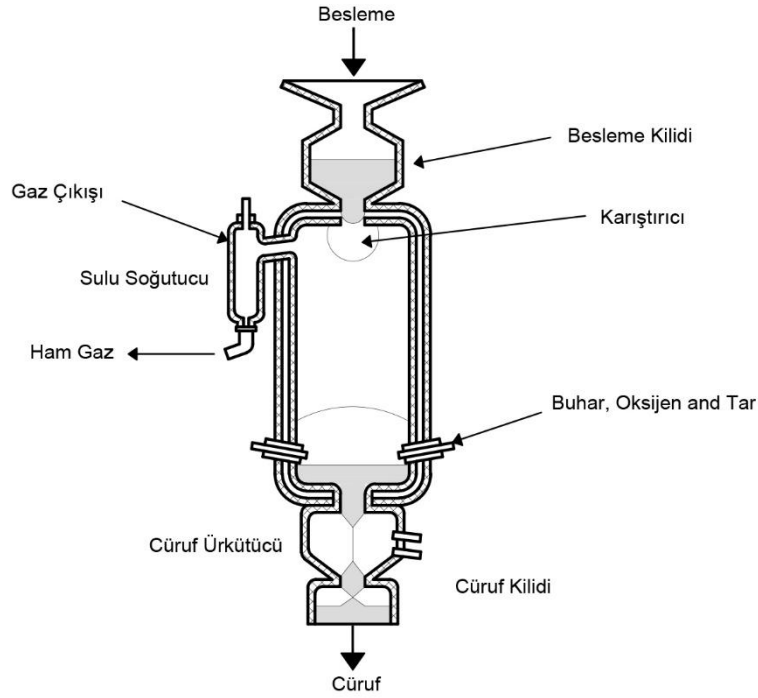
Şekil 2.4. Lurgi Gazlaştırıcı

Sentez gazı ve tar reaktörden 370-590 °C civarında ayrılmaktadır. Lurgi gazlaştırıcı, diğer ticari gazlaştırıcılara nazaran en düşük sıcaklıkta çalışan gazlaştırıcıdır. Bu gazlaştırıcı kayda değer olarak tar üretmektedir. Reaktörden sıcak olarak ayrılan gazlar devir daim eden su akımı ile soğutulması sonucunda soğutma suyu tar içererek sistemden ayrılır.

Reaktörün üst kısmında ürün gazının piroliz sonucu oluşan tar (katran) içermesi, sabit yatak gazlaştırıcıyı diğer gazlaştırıcılardan ayıran en önemli özelliktir. Bu sıvı; fenol, ve kresilik asit içerir. Great Plains Tesisinde tar yakılarak tesiste kullanılan buhar üretilmekte ve fenol ve kresilik asit iyileştirilmektedir [27].

2.8.2. BGL Gazlaştırıcı

BGL gazlaştırıcı, Lurgi gazlaştırıcı ile benzerlik göstermekle birlikte oksijen ve buhar Lurgi gazlaştırıcının alt bölümündeki ızgara yerine hava delikleri yardımıyla cüruf katmanına verilmektedir (Şekil 2.5). 1958 -1965 yılları arasında “British Gas” tarafından geliştirilmiştir. İlk ticari tesis, 2000-2005 yıllarında faaliyete geçen Almanya’da kurulan “Schwarze Pumpe Tesisi”dir [26].

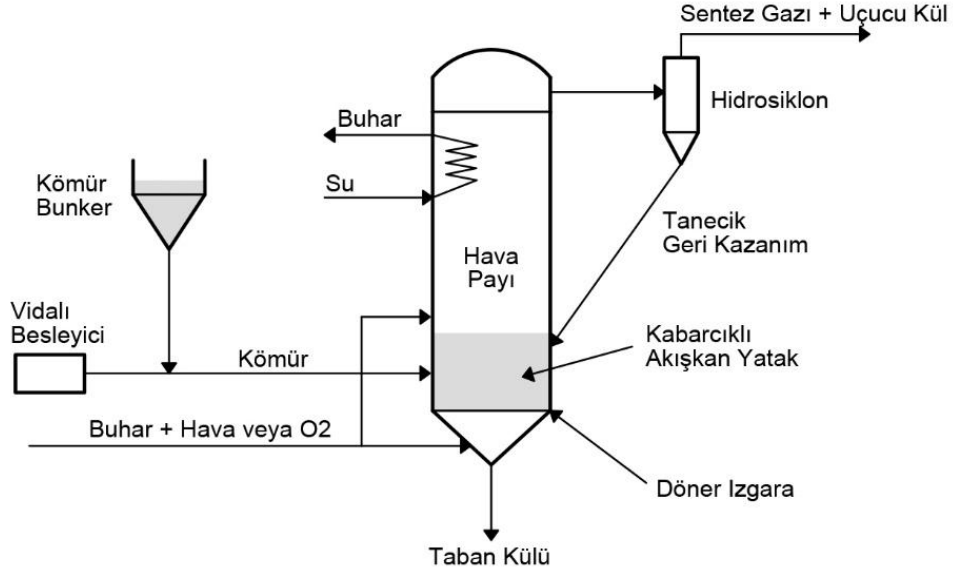


Şekil 2.5. BGL Gazlaştırıcı

2.8.3. Winkler Gazlaştırıcı

Akışkan yatak tipi gazlaştırıcı olup atmosferik basınca yakın çalıştırılmaktadır (Şekil 2.6). Reaktörün alt bölgesinde kömür, su buharı ve oksijen ile beslenmektedir. Külün %30 u reaktörün alt bölmesinden alınmakta, %70 si ise akışkanlaşan gazlarla reaktörün üst kısmına sürüklenmektedir. Burada en önemli sorun, gaz ile sürüklenen kül nedeniyle reaksiyona girmemiş karbondur.

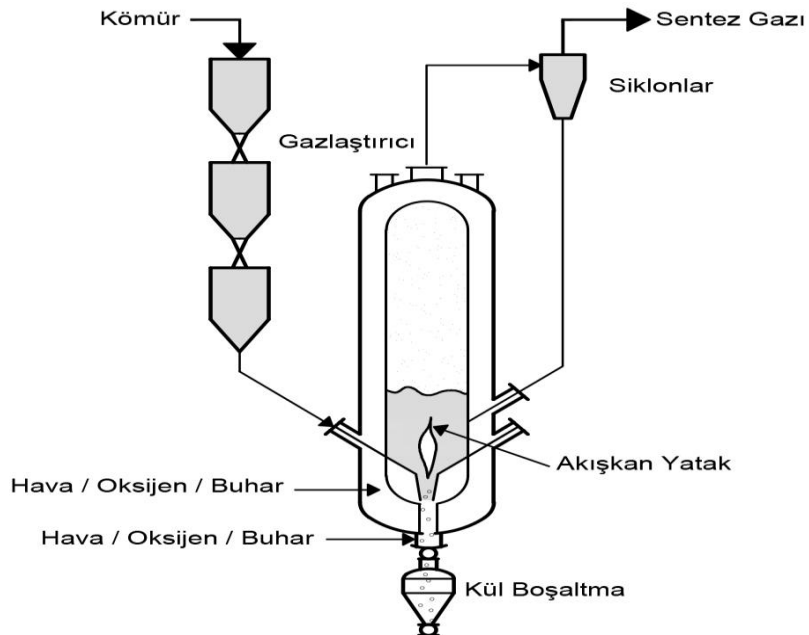
Kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırıcılar; yakıtın kül ergime sıcaklığının biraz altında, 1000 °C civarındaki sıcaklıkta işletilmektedir [27].



Şekil 2.6. Winkler Gazlaştırıcı

2.8.4. U-Gas Gazlaştırıcı

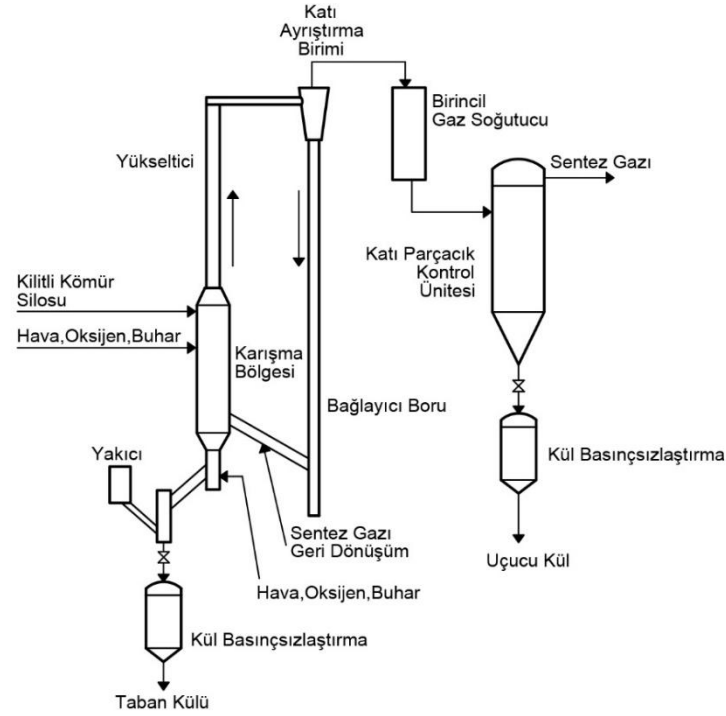
Winkler akışkan yatak gazlaştırıcısına benzemekte olup en önemli farkı basınçlı çalıştırılması ve dönen ızgara yerine konik bölme tasarımıdır (Şekil 2.7). Gazlaştırıcı 0.3-3.0 Mpa ve 840 – 1100 °C sıcaklık aralığında çalıştırılır. U-Gaz gazlaştırıcı, Amerika'da Gaz Teknoloji Enstitüsü tarafından (GTI) geliştirilmiştir. Bu sisteme dolamit, kireçtaşı eklenerek kükürt arıtma işlemi yapılmaktadır.



Şekil 2.7. U-Gas Gazlaştırıcı

2.8.5. KBR Transport Gazlaştırıcı

KBR Transport Gazlaştırıcı, dolaşımli akışkan yatak gazlaştırıcı özelliği göstermekle birlikte üst bölgesindeki yükseltici olarak adlandırılan ünite ile sürüklemeli yatak özelliği de göstermektedir (Şekil 2.8). Gazlaştırıcı alt bölümde karıştırma bölümü üst bölgede daha küçük çaplı daralan yükseltici bölümü bulunmaktadır.



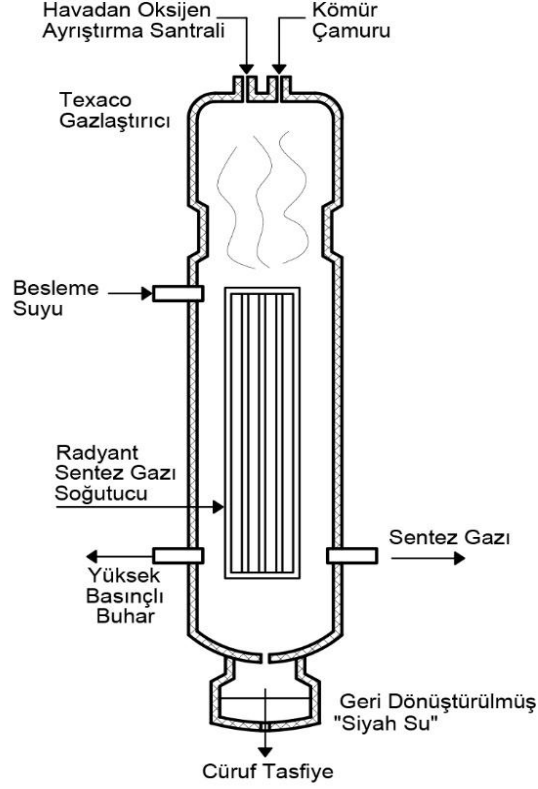
Şekil 2.8. KBR Transport Gazlaştırıcı

Alt bölgede daha düşük gaz hızında katı iyice karışmakta, kalma zamanı artmaktadır. Karıştırma bölgesinin üstünden kömür (+250-600) μm olarak verilmektedir [29]. Gaz ve katı, yükseltici bölümüne doğru hareket ederken J geçiş bölgesi ile katılar tekrar gazlaştırıcıya gönderilmektedir. Hava ve oksijen olarak iki ayrı şekilde çalıştırılabilmektedir. KBR gazlaştırıcı, düşük kalorili ve nemi yüksek kömürlerde diğer gazlaştırıcılara göre daha verimlidir [24].

2.8.6. GE Gazlaştırıcı

GE gazlaştırıcı, sürüklemeli tip gazlaştırıcı olup IGCC uygulamalarında en yaygın olarak kullanılan procestir (Şekil 2.9). Çalışma basıncı 62 bardır. Sulu kömür çamuru reaktöre üst bölgeden verilmekte, sentez gazı reaktörün alt bölgesinden alınmaktadır. Dünyada GE Enerji gazlaştırıcılardan 100 ün üzerinde ticari uygulama vardır. Bunlardan en bilineni Amerika Birleşik Devletlerinde Tampa Elektrik ve Eastman Kimyasal Tesisi ve Japonya da Ube tesisidir [24].

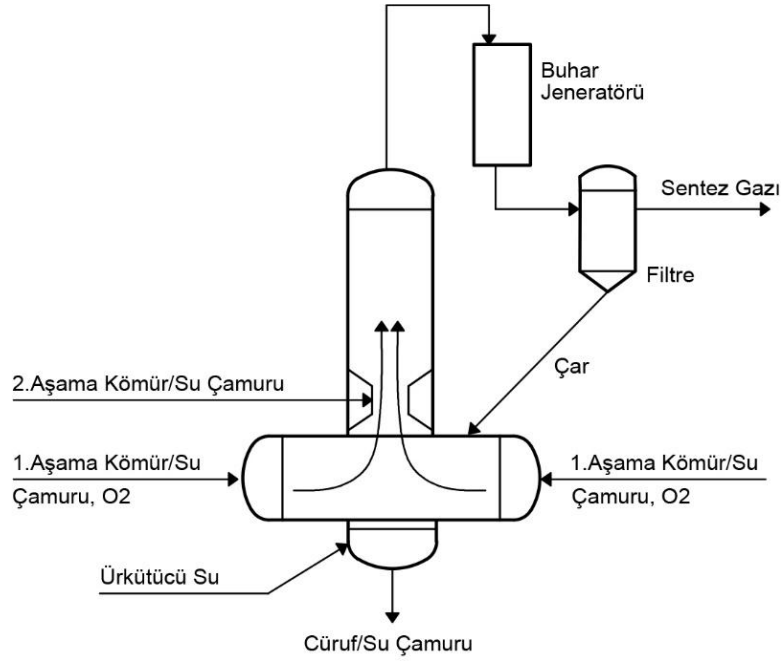
Reaktör; őrükütücü birimi ve ışı nım yapan radyant bölümlerinden oluşmaktadır. Ürkütücü bölümünde gaz ve cüruf su ile karışmakta, gaz doymuş su buharı içermektedir. Radyant bölümünde sentez gazı ve cüruf, cüruf ergime sıcaklığının altında tasarlanan kazan boruları içinden geçerek soğurulmaktadır. Cüruf őrükütücü altından alınmakta, gaz temizleme ünitesine gönderilmektedir.



Şekil 2.9. GE Gazlaştı rıcı

2.8.7. Conocophilips E-Gas Gazlaştı rıcı

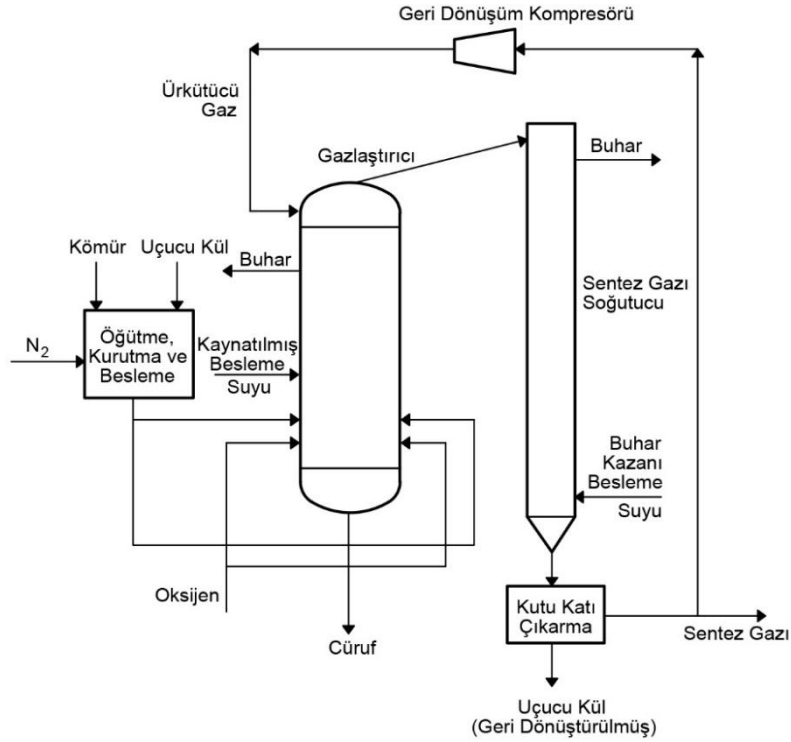
E-Gaz Gazlaştı rıcı, Dow Kimyasal tarafından 1970-1980 yıllarında geliştirilmiştir (Şekil 2.10.). İki kademeli diğ er gazlaştı rıcılardan daha farklı tasarıma sahiptir. Kömür çamur halinde birinci bölümden iki adet besleyici ile reaktöre verilmektedir. Oluş an sentez gazı ikinci bölge'ye ulaş ır, ikinci bölgede oksijensiz sulu kömür beslenerek endotermik reaksiyonların gerçekleşmesi sağlanır. Sentez gazı sıcaklığın düş er ve sentez gazı soğutucuya gönderilir. Dönüş ümünü tamamlayamayan ç ar, tutularak tekrar sisteme verilir. Sıcaklık 1370-1427 °C civarında ve basınç 4.2 MPa dır [3].



Şekil 2.10. E-Gaz Gazlaştırıcı

2.8.8. Shell Gazlaştırıcı

1950’li yıllarda geliştirilmiştir. Gazlaştırıcıya kuru besleme yapılmakta olup 4.2 MPa basınçta çalışılmaktadır (Şekil 2.11) [27]. Gazlaştırıcının yan taraflarından karşılıklı olarak kömür ve oksijen beslenir. Sıcak gaz/katı/cüruf karışım sıcaklığı yaklaşık 1600 °C dir.

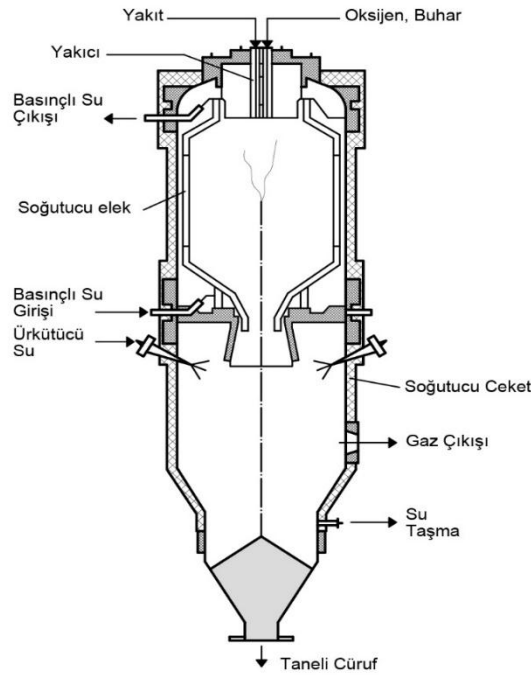


Şekil 2.11. Shell Gazlaştırıcı

Gazlaştırıcı üst bölgesinde soğuk döngülü 200 °C civarında sıcaklıkta sentez gazı soğutma akımı gazlaştırıcıya verilir. Ürkütücü gazı olarak sentez gazı sıcaklığı 900 °C düşer. Uçucu küller dönüşmemiş karbon içerikleri yüksektir. Bunlar kömür besleme sistemine tekrar verilir. Shell gazlaştırıcılar, 2007 yılında Shell kömür gazlaştırıcılarının kurulan üçüncü tip gazlaştırıcısı olmuştur, montajı planlanan gazlaştırıcı tiplerinin başında gelmektedir [27].

2.8.9. Siemens Gazlaştırıcı

1970’li yıllarda geliştirilmiş olup ilk ticari gazlaştırıcı 1984 de Almanya’da ticari kullanıma geçilmiştir (Şekil 2.12). Teknolojisi Future Energy olarak adlandırılmış, 2006 yılında Siemens tarafından satın alınmıştır [31]. Siemens gazlaştırıcı GE gazlaştırıcıya benzemektedir. Kuru beslemeli, oksijen püskürtmelidir. Basınç 2.8 MPa civarındadır. Kömür ve oksijen gazlaştırıcının üst bölgesinden verilmekte olup sıcaklık ortalama 1400 °C dir. Gazlaştırıcı refrakter yerine membran ile örülmüştür

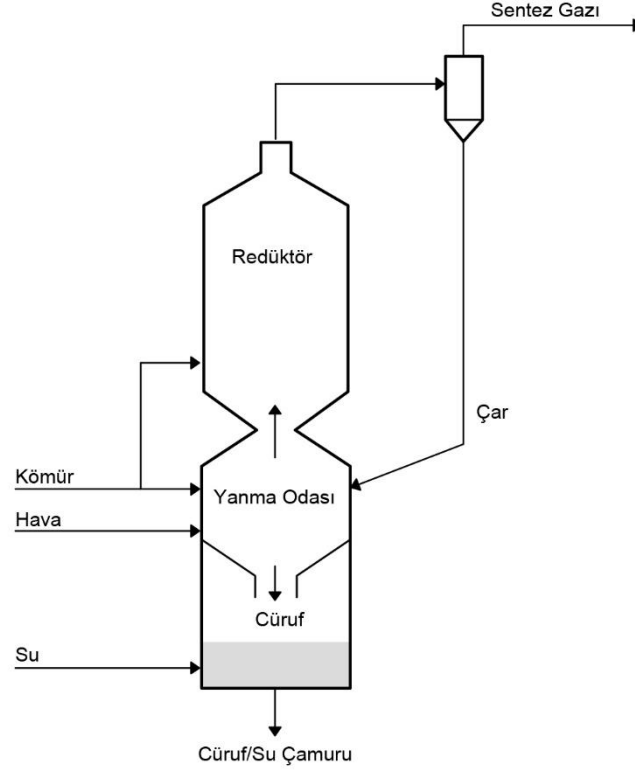


Şekil 2.12. Siemens Gazlaştırıcı

2.8.10. Mitsubishi Ağır Endüstri (MHI) Gazlaştırıcı

1980 li yıllara geliştirilmiş olup 2007 yılında Japonya da işletmeye alınmıştır. Yüksek nemli ve düşük kalorili kömürler için uygun olup kuru beslemeli bir teknolojidir (Şekil 2.13) [26]. E-gas Gazlaştırıcıya benzerlik göstermekte olup iki kademe olarak yakıcı ve indirgen kademelerinden oluşmaktadır [27]. Endotermik reaksiyonlar 700 °C sıcaklıkta, yakıtın kül ergime sıcaklığının altında indirgen bölgede olmaktadır.

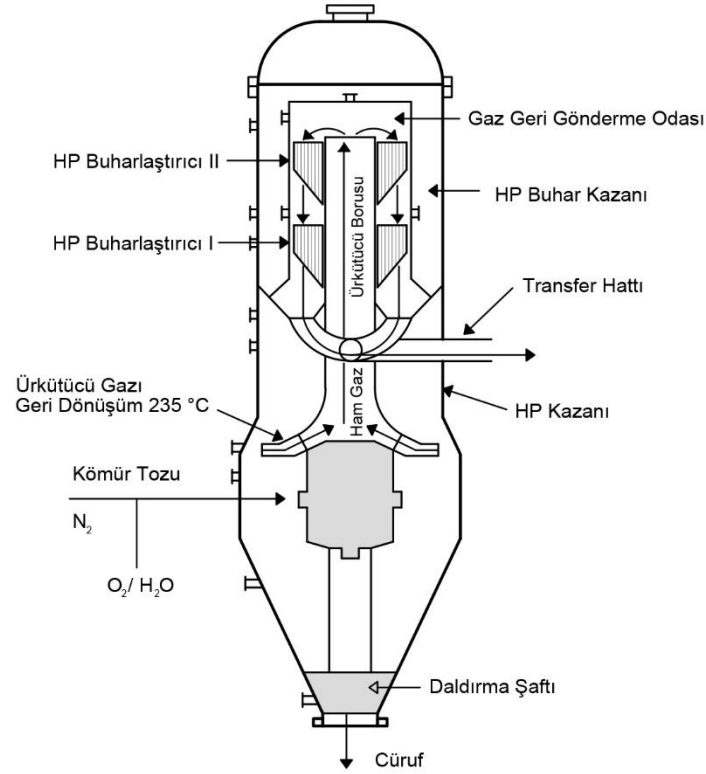
Çar indirgen bölgede sentez gazından ayrılarak yanma bölgesine geri dönmektedir. Genelde hava püskürtmeli olup karbon yakalama ve ayırma üniteli birçok MHI gazlaştırıcı oksijen püskürtmelidir.



Şekil 2.13. MHI Gazlaştırıcı

2.8.11. Prentflo Gazlaştırıcı

Gazlaştırıcının genel görünümü Şekil 2.14 de verilmiştir. Sürüklemeli tip gazlaştırıcı olup oksijen ve buhar püskürtmeli, kuru beslemeli, membran duvarlı gazlaştırıcıdır. İlk denemeleri Almanya'da başlamış olup bilinen en önemli ticari ölçekli tek tesis İspanyadaki Portellano IGCC tesisidir [10]. Sıcaklık 1600 °C civarında olup ürkütücü ile gazlar 800 °C soğutulmaktadır.



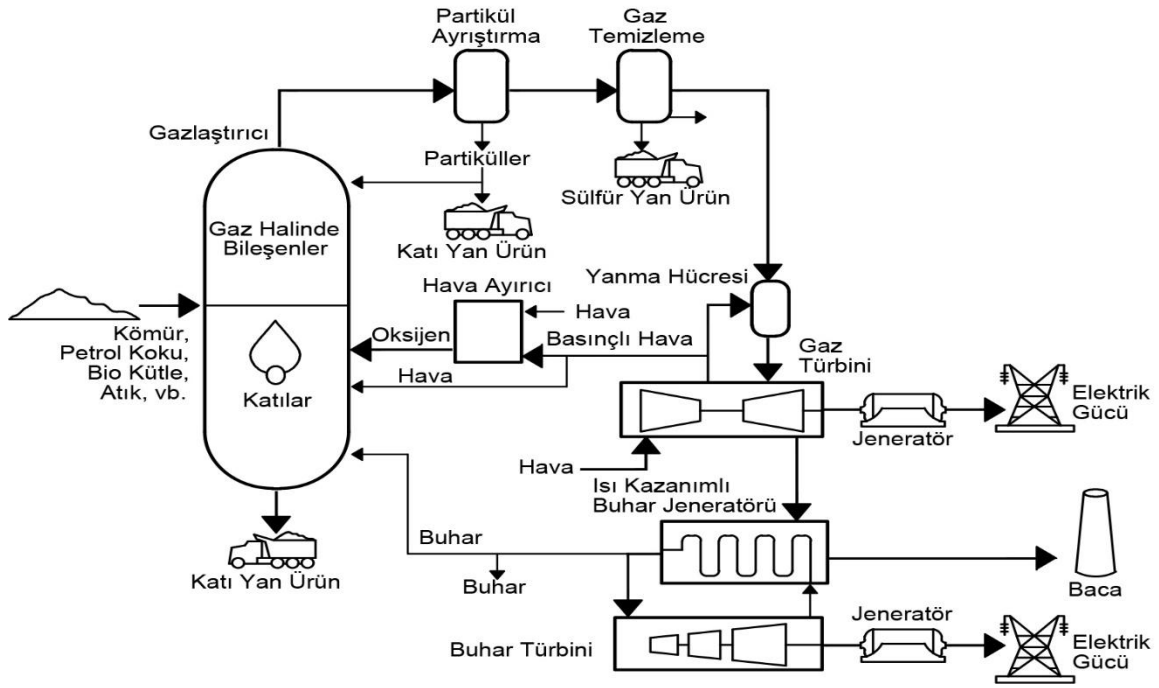
Şekil 2.14. Prenflo Gazlaştırıcı

2.9. IGCC Tesisleri

Kömür gazlaştırma teknolojileri, kombine çevrimli santrallerin ortaya çıkmasıyla önemli bir ivme kazanmıştır. Kömür gazlaştırma teknolojisi ile kombine çevrim santraller birleştirildiğinde ortaya çıkan IGCC teknolojisi, içerisinde gaz temizlemesi ve atık minimizasyonu gibi özellikleri bünyesinde barındırması nedeniyle çevresel faktörlerden dolayı tercih edilmektedir [32].

IGCC, genelde yüksek verimle elektrik üretmek amacıyla karbon temelli katı yakıtları sentez gazı olarak adlandırılan CO ve H₂ e dönüştüren, karbon tutma ve depolama işlemlerinin de dahil edilebilme potansiyeliyle sera gazı salımlarını en aza indiren bir enerji prosesidir.

IGCC teknolojisinde, kömür doğrudan doğruya yakılmamakta, kısmi oksitlenme ile yakıt oksijen ve buharla reaksiyona girmektedir. Sentez gazı safsızlıklarından temizlendikten sonra elektrik ve buhar üretme amaçlı gaz türbininde yakılmaktadır. IGCC tesisinin genel bir görünümü Şekil 2.15 de verilmiştir.



Şekil 2.15. IGCC Tesis Üniteleri

Elde edilen sentez gazından elektrik üretilmekle birlikte bu gazdan hidrojen, metanol, etanol, propanol, amonyak, metan, dimetileter, etilen, propilen, asetik asit, aseton, metil etil keton gibi kimyasallar ve sentetik benzin, sentetik dizel gibi sıvı hidrokarbonlar üretmek mümkündür.

Bu teknoloji gazlaştırıcı yanında hava ayırma ünitesi (ASU) sentez gazı temizleme üniteleri, buhar jeneratörleri, gaz türbinlerini içeren kombine bir sistemdir.

Entegre Gazlaştırma Kombine Çevrim (IGCC) teknolojisinde gazlaştırıcıdan ve arıtma ünitelerinden çıkan sentez gazı önce gaz türbininde (GT) yakılarak elektrik elde edilir. Gaz türbininden çıkan gazdan atık ısı kazanında buhar üretmek amacıyla yararlanılır. Elde edilen yüksek basınçtaki buhardan buhar türbininde (BT) elektrik üretilir. Isı enerjisinden yararlanılan gaz, atık ısı kazanından dışarı atılır. Kömür gazlaştırma prosesinin elektrik üretiminde kullanılması konvansiyonel yakma teknolojilerine göre önemli avantajlar sağlamaktadır [33].

Bu süreçten elde edilen hidrojenin araçlarda, yakıt hücrelerinde kullanılabilmesi olanağı da bulunmaktadır.

Petrol türevlerinin ikame edilmesi özellikle ulaşımda önemli olduğundan, hidrojen geleceğin temel enerji kaynağı olarak görülmekte ve otomotiv sanayinde hidrojen ile çalışan prototip araçlar imal edilmektedir. Son yıllarda dikkatler ve Ar-Ge çalışmaları yakıt hücrelerine yönelmiş bulunmaktadır.

Hidrojen enerjisinin bugünden kullanıma hazır olduğunu söylemek henüz mümkün değildir. Hidrojenin dağıtım ağı ile kullanıma sunulması konusundaki sorunların yanı sıra, öncelikle hidrojenin birincil bir enerji kaynağından üretilmesi gerekmektedir. Bu durumda hidrojenin büyük olasılıkla fosil yakıtlardan, özellikle ucuz ve bol olarak bulunan kömürden elde edileceği öngörülmektedir. Kömür gazlaştırma bu açıdan da uygun bir teknoloji olarak öne çıkmaktadır [33].

2.10. Türkiye Gazlaştırma Teknolojileri

Türkiye’de kömürün gazlaştırılması prosesi, 1900’lü yıllarda Türkiye’nin muhtelif illerinde faaliyete geçen hava gazı fabrikalarında yaygın olarak kullanılmakta iken doğal gaz kullanımına geçiş ile hava gazı fabrikaları kapatılmaya başlanmıştır. Kömürün gazlaştırılması konusunda ticari ölçekli tesis, 1961 yılında faaliyet gösteren o zamanki adı ile Kütahya Azot İşletmeleridir. Bu tesis 1989 yılında, amonyak fiyatlarındaki ekonomik politikalar nedeniyle kapatılmıştır.

Günümüzde Türkiye’de kömürlerin gazlaştırması ile enerji veya kimyasal üretimi yapan ticari bir tesis yoktur fakat bazı özel sektör ve kamu kurumlarının pilot ölçekli çalışmalar ve Ar-Ge çalışmaları devam etmektedir (Çizelge 2.4.) [33].

Çizelge 2.4. Türkiye’deki Pilot Gazlaştırma Sistemleri

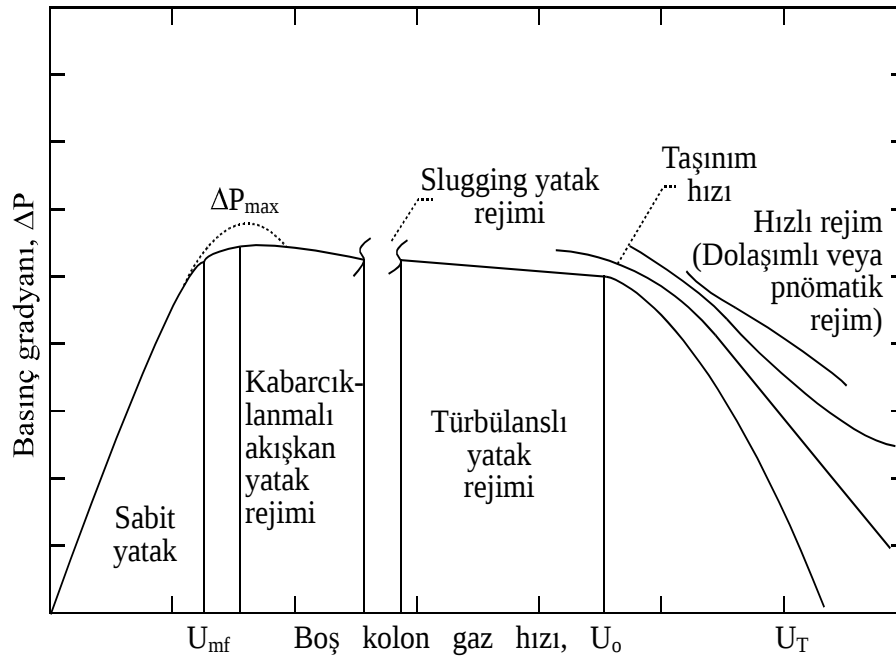
Tesis Kapasitesi	Gazlaştırma sistemi	Bulunduğu Yer	Yakıt	Durumu
2MWe	Sabit Yatak	Mamak/Ankara	Çöp/Demo	İşletmede
2MWe	Kabarcıklı Akışkan Yatak	Zorlu Enerji/Denizli	Kömür	Tasarım Aşamasında
1 MWe	Sabit Yatak	Kemerburgaz/İstanbul	Çöp/Demo	İşletmede
250 kg/h	Sürüklemeli Yatak	TKİ Tunçbilek/ Kütahya	Kömür	İşl. Alınma Aşamasında
150 kg/h	Kabarcıklı Akışkan Yatak	Tübitak Mam/ Gebze Kocaeli	Biokütle/ Kömür	Deney Amaçlı
70 kg/h	Sabit Yatak	Tübitak Mam/ Gebze Kocaeli	Biokütle/ Kömür	Deney Amaçlı
50 kg/h	Dolaşimli Akışkan Yatak	Tübitak Mam/ Gebze Kocaeli	Biokütle/ Kömür	Devreye Alınma Aşamasında
20 kg/h	Akışkan Yatak	TKİ Tunçbilek/ Kütahya	Kömür	Deney Amaçlı
10 kg/h	Sabit Yatak	Tübitak Mam/ Gebze Kocaeli	Biyokütle	Deney Amaçlı

2.11. Akışkan Yatak Gazlaştırma Hidrodinamiği

Hidrodinamik; ısı transferi, kütle transferi, gaz katı karışımı, radyal ve eksenel sıcaklık, gaz bileşimleri, gaz ve katı kalma zamanı gibi prosesin temel durumlarını büyük ölçüde etkiler [34]. Yatak malzemesinin yoğunluğu ve boyutu, gaz akışkanlaşma hızı, reaktör geometrisi, yatak yüksekliği ve yatak çapı, hava payı yüksekliği ve şekli, yakıt besleme noktalarının sayısı ve konumu, gaz dağıtıcı plaka, reaktörün gazlaşma becerisini ortaya koymada önemli rol oynayan etkenlerdir [14].

Akışkan yatak tipi reaktörlerin kabarcıklı akışkan yatak, dolaşımli akışkan yatak, iç dolaşımli akışkan yatak, püskürtmeli akışkan yatak, çift akışkan yatak gibi çeşitleri olmakla birlikte en yaygın kullanılanlar kabarcıklı ve dolaşımli akışkan yatak tipi reaktörlerdir.

Akışkanlaşma süreci, içi ince katı taneciklerle dolu yatağın tabanında dağıtıcı elek bulunan yatak alından basınçlandırılmış bir akışkan (sıvı veya gaz) düşük akış hızında hava molekülleri tanecik arasındaki boşluklardan süzülerek geçmesiyle başlar. Ancak katı taneciklerde herhangi bir hareketlenme olmaz. Bu yatağa “Sabit Yatak” adı verilir. Basınç düşüşü doğrusal bir artış gösterir ve hız arttıkça yataktaki boş hacim oranı artar, yani yatak yükselir tanecikler yavaş yavaş titremeye başlar. Bu durumdaki yatak “Genleşmiş Yatak” dır .Tüm süreçler Şekil 2.16 da verilmiştir [35].



Şekil 2.16. Akışkanlaşma Süreci

Akışkanlaşma hızı arttırılırsa, aşağıdan yukarıya doğru akan akışkan içerisinde katı tanecikler asılı olarak hareket etmeye başlar.

Basınç düşüşü yatağın birim kesit alanı başına ağırlığına eşit olur. Yani, tanecik ile akışkan yatak arasındaki sürtünme kuvveti tanecik ağırlığına eşittir. Bu duruma “Minimum Akışkanlaşma” denir. Akışkanın bu hızdan sonraki hızlarda taneciklerin bir süspansiyon şeklinde hareket etmeleri olayına “Akışkanlaşma Olayı” adı verilir.

Akışkanlaştırıcı olarak gaz kullanıldığında akışkan hızı minimum akışkanlaşma hızının üzerine çıkarsa gaz habbeleşir ve kanallaşır . Daha yüksek hızda ise dalgalanmalar şiddetli olur ve tanecikler iyice hareketlenir. Bununla birlikte yatak akışkanlaşma hacminin üzerine pek çıkmaz. Bu tip yataklara “Habbeli Yatak- (Kabarcıklı Yatak) “ adı verilir. Kabarcıklı akışkanlaşma süreci, minimum akışkanlaşmadan sonra basınç dalgalanmasının başladığı hız noktasına kadar olan bölgedir.

Geçiş bölgesi (Slugging) basınç dalgalanmasını başladığı ve dalgalamanın sönmeye başladığı hız rejimidir.

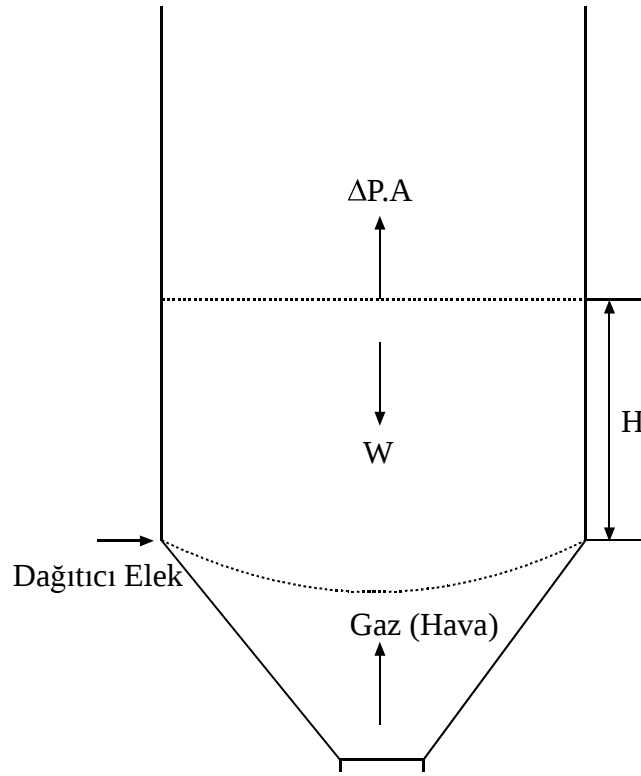
Türbülans Akışkan yatak rejimi, basınç dalgalanmasının söndüğü hız sınırından başlar ve terminal hızın altında bir nokta olan basınç düşüşünün hızla azalmaya başladığı taşınım hızı noktasına kadar devam eder. Bu süreçte kabarcıklanma en aza düşer ve türbülanslar oluşur. Taşınım hızı ve hızlı rejime geçiş; türbülanslı rejimin bitişinden terminal hıza kadar olan aralıkta tanecikler hızla boşalmaya başlar, kayma hızı artar, yatakta katı konsantrasyonu azalır. Taneciklerin boşalmaya başladığı bu nokta “Taşınım Hızı” olarak adlandırılır. Eğer taşınım hızından sonra yatağa katı beslemesi yapılırsa hızlı akışkan yatak rejimine geçilir. Bu rejimde katılar sisteme doğru sirküle ettirilerek yatak yoğunluğu arttırıldığında dolaşımli akışkan yatak rejimi oluşturulur [35].

Akışkanlaşmanın başlayabilmesi için yukarı doğru hareket eden gazın uyguladığı sürüklenme kuvvetinin, yatakta bulunan taneciklerin ağırlığına eşit olması gerekir (Şekil 2.17.) [35].

$$F_D = \Delta P A = A L (1 - \epsilon) (\rho_p - \rho_g) g \quad (2.1) [36]$$

Eşitlik 2.41.'in ifade ettiği fiziksel durum “Minimum Akışkanlaşma Hızı”dır. Bu denklem, Ergun denklemi ile Eşitlik 2.2.deki düzenlenir:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu u}{(\phi_s d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \frac{\rho_g u^2}{\phi_s d_p} \quad (2.2) [36]$$



Şekil 2.17. Akışkanlaşma Durumu

Düşük Re değerlerinde yalnız viskoz kayıplar önemli olduğu için Ergün denklemi Eşitlik 2.3.deki gibi düzenlenir.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu u}{(\phi_s d_p)^2}, \text{ Re} < 20 \quad (2.3) [36]$$

Yüksek Reynold sayılarında yalnız kinetik kayıplar göz önüne alınması yeterli olduğundan denklem Eşitlik 2.4.deki gibi düzenlenir:

$$\frac{\Delta P}{L} = 1,75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{\rho_g u^2}{\phi_s d_p}, \text{ Re} > 1000 \quad (2.4) [35]$$

Minimum akışkanlaşma hızı, Archimedes ve Reynold sayılarına bağlı olarak Reynold sayısı 20 den küçük olduğu durumlar için Eşitlik 2.5.deki gibi ifade edilir.

$$U_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g) g \epsilon^3 \phi_s^2}{150 \mu (1-\epsilon)} \quad (2.5) [34].$$

Minimum akışkanlaşma durumundaki Reynolds sayısı Eşitlik 2.6.da ve Archimedes sayısı Eşitlik 2.7.de verilmiştir.

$$Re_{mf} = \left[33,7^2 + 0,0408 Ar \right]^{1/2} - 33,7 \quad (2.6) [35].$$

$$Ar = \frac{\rho_g (\rho_p - \rho_g) g d_p^3}{\mu^2} \quad (2.7) [36].$$

Terminal Hız Reynold sayısının 0.4 den büyük ve küçük olduğu durumda Eşitlik 2.8 ve Eşitlik 2.9'da verilmiştir.

$$Re < 0.4 \quad \frac{d_p U_t \rho_g}{\mu} = \frac{Ar}{18} \quad (2.8) [36].$$

$$0.4 < Re < 500 \quad \frac{d_p U_t \rho_g}{\mu} = \left[\frac{Ar}{7.5} \right]^{0.666} \quad (2.9) [36].$$

2.12. Kömür Özelliklerinin Gazlaştırmaya Etkisi

Kömürün gazlaştırılması, kullanılan gazlaşma maddesinin özelliklerine ve basıncına, yatak tipine, gaz katı arasındaki temas şekline, ısının üretilme ve transfer edilme biçimine, minerallerin kül veya cüruf olarak uzaklaştırılmasına göre farklılık göstermektedir [37].

Gazlaştırma sonucu elde edilen sentez gazı kömürün gazlaştırılması, kullanılan gazlaşma maddesinin özelliklerine ve basıncına, yatak tipine, gaz katı arasındaki temas şekline, ısının üretilme ve transfer edilme biçimine, minerallerin kül veya cüruf olarak uzaklaştırılmasına göre farklılık göstermektedir [37].

Gazlaştırma sonucu elde edilen sentez gazının bileşimi; kömürün cinsi ve bileşimi, partükül boyutu, gazlaştırma yardımcısı, sıcaklık, basınç, ısıtma hızı, kalma zamanı, reaktör geometrisi, mineral maddelerin atılma şekli, gazın temizlenme şekline bağlıdır [38].

Kömürün elementel bileşimi (C,H,O içeriği), alt ısı değeri, kül içeriği, nem içeriği, uçucu madde içeriği, kirletici element içerikleri (S, N, Cl, ağır metal) yığın yoğunluğu, gazlaşma özelliğine etki eden ana unsurlardır [14].

Yüksek oranda kül içeriği, gazlaştırma sırasında gazlaştırılacak madde miktarları azaltarak gazlaştırma verimini düşürür.

Sabit karbon özellikleri kömürden kömüre farklılıklar göstermektedir, aynı zamanda gazlaştırıcının verimini etkiler. Sabit karbon içeriği; gazlaştırma esnasında katı-gaz tepkimesini etkiler.

2.12.1. Sürüklemeli Akışkan Yatak Sistemleri

Sürüklemeli Akışkan Yatak Sistemlerinde gazlaşmayı etkileyen temel parametreler öğütülebilirlik, kömür reaktivitesi, kül özellikleri, kül füzyon ısısı, kükürt ve klor içerikleridir.

Yüksek derecede karbon dönüşümünün sağlanması için kömür pulverize edilir. Kömürün toz haline getirilmesi dolayısıyla yüksek enerji tüketimini gerektireceğinden öğütülebilirlik indeksi yüksek kömürler tercih edilir [40]. Kömürün öğütülebilirliği hardgrove indeks ile ölçülür [40].

Karışım (slurry-çamurlu besleme) beslemeli gazlaştırıcılarda kömürün çamurlaşarak gazlaştırıcı içerisindeki dönüşümünü etkileyen önemli özelliklerin denge nemi, sabit karbon, yüzey karbonu/oksijen bağı ve serbest şişme indeksi olarak belirtmişlerdir.

Reaktivitesi yüksek olan kömürler yüksek karbon dönüşümü sağlamaktadır ve sistemin etkinliğini arttıırırlar. Reaktivitesi yüksek olan kömürler uygulamada düşük sıcaklıkta ve böylece soğuk gaz etkinliğinde gazlaşabilmektedir ancak reaktivitesi düşük kömürler in yeterli dönüşüm etkinliğini sağlayabilmesi için yüksek gazlaşma sıcaklığına ihtiyaç vardır [38].

Kül içeriği düşük kömürler, ekonomik ve teknik nedenlerden dolayı sürüklemeli yatak gazlaştırıcılarda tercih edilir. Kül, gazlaşma verimini düşüren, atığın çoğalmasına yol açarak toplam maliyeti arttıran etkenlerdir.

Gazlaştırıcılar 3Mpa a varan basınçlarda ve 1600 °C sıcaklıkta çalışıldığı dikkate alındığında, gazlaştırıcı duvarlarında dayanıklı astar aşınmaktadır. Gazlaştırıcı yapımında kullanılan refrakterin ömrünü tahmin etmek için kül füzyon ısısı ve külün asidite özelliklerinin tespiti önemlidir. Doğan ve arkadaşları [80] ticari gazlaştırıcılardan çıkarılan kullanılmış refrakter malzemelerde kapsamlı araştırma yapmış ve kömür cürufunda bulunan SiO₂, Ca ve demir oksit gibi bileşenlerin yüksek krom içeren dayanıklı malzemelere derinlemesine işleyebildiği ve malzeme kaybına yol açan çatlakların açılabilirdiğini ortaya çıkarmışlardır [38] .

Cüruf oluşturan gazlaştırıcılarda kül, gazlaştırıcı duvarından aşağıya akar ve erimiş cüruf olarak atılır. Bu yüzden cüruf oluşturan gazlaştırıcılarda kullanılmak için seçilen kömürlerin gazlaştırıcının çalışma sıcaklığının altında bir kül füzyon sıcaklığına sahip olması gerekir [41]. Kömürün kül füzyon ısısının küllerin kimyasal bileşimi (asidite) ile doğrudan ilişkili olduğunu belirtmişlerdir.

$$\text{Asidite} = \frac{\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3}{\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CaO} + \text{MgO} + \text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O}} \quad (2.10) [38]$$

Gazlaştırma sırasında kömür içerisinde bulunan kükürt, gaz soğutucular için son derece aşındırıcıdır. Kömür içerisinde az miktarda bulun Cl, sentez gazında 200-400 ppm miktarı aralığında HCl oluşmasına neden olur. HCl, gaz soğutucularında biriken uçucu kömür içerisindeki metal bileşenler ile tepkimeye girerek katalist zehirlenmesi ve atık oluşumunun tetiklenmesi gibi sorunlara yol açar [38].

2.12.2. Akışkan Yatak Sistemleri

Akışkan yatak sistemlerde düşük sıcaklıklarda çalışıldığından kömürden türetilmiş çar reaktivitesi yeteri kadar yüksek olmalıdır. Kömürün yaşı çar reaktivitesini etkilemektedir ve kömürlerin daha reaktif özellik gösterdiği görülmüştür [39]. Kömürün karbon dönüşüm oranında en büyük rol oynayan reaksiyon, kömürün uçucuların uzaklaşmasından (devotalization) kaynaklı endotermik karbon -buhar reaksiyonudur [38].

Clemens ve arkadaşları [81] Yeni Zelanda kömürlerinin bol miktarda içerdiği Ca içeriğinin katalist görevi görerek gazlaştırma reaktivitesini arttırdığını tespit etmişlerdir. Kömürün yalnızca maseral bileşimi dikkate alınarak gazlaşma reaktivitesinin tahmin edilmesinin zor olduğu, bununla birlikte ısı, basınç, kalma zamanına da bağlı olduğu sonucuna ulaşılmıştır.

Akışkan yatak içerisinde mineral madde yatağın ana bileşenlerinden biridir. Mineral madde, yatak ısısından dolayı yumuşayabilmekte ve yatak içerisinde dengeli olmayan akışkanlaşmaya neden olabilmektedir [38]. Bu nedenle kömürün kül ergime ısısının tespiti önemlidir. Külün erime sıcaklığı, kimyasal bileşimine bağlıdır, ancak külün bileşimi geniş bir aralıkta değiştiğinden, erime özellikleri de önemli farklılıklar göstermektedir.

Türkiye'nin değişik yörelerinden toplanmış olan kömür küllerinin erime sıcaklıkları ile bileşimleri arasındaki ilişkiler araştırılmış ve külün Na₂O, K₂O, CaO ve MgO içeriklerinin artmasının, erime sıcaklığında düşüşe neden olduğu saptanmıştır [44].

West ve Arkadaşları [45], İngiltere kömürünün topaklanması ile ilgili yaptıkları çalışmada kömür külü yapısındaki Fe₂O₃ ün (demir –III-oksit) akışkan yatak gazlaştırıcı içerisinde topaklanmaya neden olduğunu tespit etmişlerdir. Holden ve Hodges [46], Avustralya kömürlerinin akışkan yatakta gazlaştırılmasıyla oluşan cüruf oluşumunu araştırmışlardır.

Araştırmalar, cüruf oluşum hızının sodyum ve silisit miktarı kadar yatak sıcaklığı ile ilgili olduğunu ortaya koymuştur. Çalışma sıcaklığı, düşük ısıda eriyen sodyum silisitinin erime sıcaklığını geçtiğinde (<1000 °C) partiküller yapışkan hale gelmekte, topaklanmakta ve gözenekli cüruf oluşturmaktadır.

Akışkan yatakta oluşan H_2S , COS gibi kirletici gazlar, kireç taşı ve dolomit kullanılarak kalsiyum ve/veya demir sülfid şeklinde yatakta tutulmaktadır. Tutma etkinliği %90 civarındadır. Yüksek kükürt içerikli kömürlerde yatak içerisine eklenen kireç taşı, katı miktarını artırarak toplam maliyeti arttırır. Tutma işlemi; kömür külü kimyasından alkalinin bulunmasından olumsuz etkilenebilir. Kalisinyasyon yolu ile sorbent aktivasyonunun sağlanabilmesi için 870 °C veya daha fazla sıcaklık gerekir. Bu sıcaklıkta alkalilerin akışkan yatakta birikmesi muhtemeldir. Dolayısıyla yüksek alkali oranına sahip kömürlerin gazlaşmasında, karbon dönüşümünün yüksek seviyeye çıktığı sıcaklığın kontrol edilemesi gerekir [47].

Kömürün yapışma ve şişme özellikleri, kül kompozisyonları ile ilgili olan serbest şişme indeksini belirler. Isıtma aşamasında (360-450 °C) kömür partikülleri plastik hale geçer ve şişen partiküller topak oluşturmak üzere birleşirler. Topaklanma oluşumu, plastik hal sıcaklık aralığını hızlıca geçilmesi ve şişmiş partiküllerin şişmemiş partiküller ile karıştırılması yolu ile azaltılabilir. Akışkan yatak gazlaştırıcıda şişme özelliği düşük kömürler tercih edilir [38].

2.12.3. Sabit Yatak Sistemleri

Sabit yatak gazlaştırıcılarda yatak geçirgenliği gazlaşma özelliği için önemli bir özelliktir. Burada kömür ebatı, termal fragmentasyon, kekleşme özelliği ve kül ergime sıcaklığına bağlıdır [38]. Burada kömür hazırlanmasının minimum toz üretecek şekilde sağlanması gerekir. Kekleşmeyen kömürlerle karıştırılarak sabit yatak gazlaştırıcılarda kullanılması önerilmektedir [39].

Skodras ve Sakellarpoulos [48] alkali indeks ile Yunan kömürlerinde kömürün inorganik içeriğinin gazlaşma reaktivitesinde önemli rol oynadığını belirtmişlerdir. Ca içeriğini artması ile gazlaşma hızı arttırıldığını, Na ve K için bu tür bir durumun gerçekleşmediğini göstermişlerdir.

2.13. İşletme Parametrelerinin Gazlaştırmaya Etkisi

Denge oranı (ER) , gazlaşmayı sağlayan oksitleyici içeriğindeki oksijen ile tam yanma için gerekli stokiometrik oksijen içeriğine oranı olarak tanımlanır.

Bu oran, gazlaşma reaksiyonlarını, tar oluşumunu, gaz ısıl değerini etkilemektedir. Bu değer sıfıra yakın bir değer ise piroliz gerçekleşmekte, bu değer yanma 1 veya 1 değerinden büyük olduğunda yanma gerçekleşmektedir. Bu değer 0.25-0.35 aralığında olması, geniş kapasiteli ticari ölçekli gazlaştırma tesislerinde çar dönüşümünün en yüksek olduğu orandır [14]. Diğer taraftan ER değerini düşük olması, karbon dönüşümünü de azaltmakta, yüksek tar oluşumuna neden olmaktadır. ER değerinin yükselmesi ise sentez gazının ısıl değerini düşürmektedir.

Reaktör sıcaklığı, reaktöre içerisinde gerçekleşen kimyasal denge gazlaşma reaksiyonlarını etkilemektedir. Reaksiyonların farklı sıcaklıklardaki denge sabitleri (K değeri) değişmekte, buna göre gaz bileşimi belirlenmektedir. Gazlaştırıcı içerisindeki sıcaklıkla birlikte ER oranı, kalma zamanı, yakıtın enerji değeri, reaktör izolasyonu vb. etkiler de birlikte gazlaşma özelliklerini etkilemektedirler. Gazlaşma esnasında yakıtın karbon dönüşümü sıcaklık ve ER oranı ile değişmektedir. Gazlaştırıcı içerisinde sıcaklık 700 °C den 900 °C çıkarıldığında karbon dönüşümü artmaktadır [49].

Gazlaştırma oksitleyicinin gazlaştırıcıya giriş sıcaklığı, gazlaştırıcı içerisindeki sıcaklık profilini ve sıcak gazdan ısı geri kazanımını etkilemektedir.

Yatak malzemesinin cinsi gazlaştırma rejimi açısından önemlidir. Bu malzeme gazlaştırıcı içerisindeki çalışma sıcaklığında etkilenmeyen reaktif olmayan bir malzeme olmalıdır. Akışkan yatak gazlaştırıcılarda genel olarak alüminyum oksit, kalsiyum-magnezyum karbonat bazlı yatak malzemesi kullanılmaktadır [14].

Akışkanlaşma hızı, ER oranı, yakıt besleme hızı, yatak malzemesi özellikleri ve sıcaklık ile ilişkilidir. Bu durum dikkate alındığında en az ile en çok hız değeri; gaz katı sistemlerin minimum akışkanlaşma hızından 10 kat daha fazla olan aynı zamanda yatak malzemesinin ortalama çapının terminal hızını geçmeyen aralıkta olmalıdır [14].

2.14. Gazlaştırmada Modelleme Yaklaşımları

Gazlaştırma prosesinde gaz bileşimlerinin tahmin edilmesinde temel olarak denge yaklaşımları ve kinetik yaklaşımlar olmak üzere iki farklı model yaklaşımı benimsenmiştir [50].

Kinetik modellerde gazlaştırma içerisinde gerçekleşen ana reaksiyonların reaksiyon kinetiği, fazlar arası taşınım olayları dikkate alınır. Bu modeller; gazlaştırma sistemin ayrıntılı özelliklerini içeren, kimyasal mekanizmayla ilgili değerlendirme sağlayan özel modellerdir.

Denge yaklaşımında ise zaman ve gazlaştırıcı boyutlarına bakmaksızın olabilecek en iyi dönüşüm sağlanır [51]. Bu modeller sistem geometrisi ve dengeye ulaşmak için gerekli zaman hesabının yapılmasını gerektirmezler [52].

Denge modelleri, ticari veya deneysel olarak tekrar üretilebilirlik ile ilgili zorlukların olduğu karmaşık sistemlerin olası davranışlarının değerlendirilmesi açısından faydalıdır [62]. Gazlaştırma prosesinde denge modeli, Zainal ve arkadaşları [75] tarafından gaz ürünlerinin bileşiminin tahmin edilmesinde kullanılmıştır. Bu modelde, Biokütlenin nem içeriği ve sıcaklığın etkisi araştırılmıştır. Çoğu modelinde Gibbs serbest enerjisinin minimizasyonu temel alınmaktadır [53]. Denge modelinde bir reaksiyon sistemi, en kararlı bileşimini Gibbs serbest enerjisini en düşük ve sistem entropisinin en yüksek olduğu zaman başarır. Denge modeli yaklaşımında stokiyometrik ve stokiyometrik olmayan olmak üzere iki yaklaşım tanımlanmıştır [54].

Kimyasal denge yaklaşımının iki temel göstergesi vardır:

$G^* = G_{min}$; denge anında sistemin toplam serbest enerjisi minimum değerdedir.

$dG = 0$; “G” fonksiyonunun denge anında değişimi durur.

Stokiyometrik yöntem, $dG=0$ kriteri üzerine kuruludur. Bu modelde, sistemdeki kütle korunum denklemleri kimyasal esitlikler halinde yazılır. Bu denklemlerle beraber kimyasal dengede olduğu varsayılan reaksiyonlar denge katsayılarıyla birlikte göz önüne alınır. Denge katsayıları çıkarılırken serbest enerjinin diferansiyel değişiminin sıfır olduğu an göz önüne alınır. Kimyasal eşitlikler şeklinde yazılan kütle denklik ifadeleri ve de denge katsayıları aracılığıyla oluşturulan denklemler, beraberce bir denklem setini oluştururlar. Ortaya çıkan denklem seti çoğu zaman iteratif yöntemlerle çözülür [19].

Stokiyometrik olmayan yöntemde ise sabit basınç ve sıcaklıkta, “G” değeri minimize edilir ve sistemin toplam serbest enerjisinin minimum olduğu andaki molar değerler sentez gazının derişimini belirler. Gerçekleştirilecek minimizasyon işleminde kütle denklikleri sınırlayıcı olarak kullanılır [19].

3. DENEYSEL ÇALIŞMALAR

Tez kapsamında; Tunçbilek ve Soma bölgesi linyit kömürlerinin 20 kg/saat kapasiteli hava beslemeli kabarcıklı akışkan yatak gazlaştırma sisteminde gazlaştırma deneyleri gerçekleştirilmiştir. Deneysel çalışmalarda ER oranı ve kömür tanecik boyutu gibi işletme koşullarının değiştirilerek kömürlerin fiziksel ve kimyasal özelliklerine bağlı olarak 750 - 1000 °C sıcaklık aralığında gazlaşabilme özellikleri incelenmiştir. Gaz analizleri, sisteme on-line bağlı olan SRA A-3000 Micro GC cihazı ile yapılmıştır.

3.1. Gazlaştırma Deneylerinde Kullanılan Kömür Örnekleri

Gazlaştırma deneylerinde Tunçbilek FC Pano (K1), Soma Eynez (K2) ve Tunçbilek Lavvar (K3) bölgesi kömürleri olmak üzere 3 farklı kömür ile çalışılmıştır. Kömür numuneleri uygun boyuta öğütülmüş ardından kısa analizleri (nem, kül, uçucu madde ve sabit karbon), elementel analizleri (karbon, hidrojen, kükürt, oksijen, azot), elek analizleri, yoğunluk, gözeneklilik, şişme indeksi ve kül ergime derecesi analizleri yapılmıştır.

3.1.1. Kömür Örneklerinin Boyutlandırılması

Kömürler, gazlaştırma deneylerinin yapıldığı bölgeye kömür ocaklarından 30 mm ve altı tane boyutunda gönderilmiştir. Kömür eleme sistemi; titreşim sağlayan motor, 5mm, 3 mm, 2 mm ve 1 mm lik elekler ve toplama kabından oluşmakta olup imalatı özel olarak yaptırılmıştır (Şekil 3.1). Deneysel çalışmalarda kullanılmak üzere kırılması gereken kömürler, deneydeki tane boyutu seçimine bağlı olarak +1-5 mm tane boyutuna indirgenecek şekilde elenmiştir (Şekil 3.2).

Deney çalışmalarında kullanılacak kömür tanecik boyutu belirlendikten sonra bu tanecik boyutlarının alt boyutları da belirlenmiştir. İmalatı yapılan sistem ile aynı yönteme sahip diğer bir eleme sistemi ile, 4.75 mm- 4 mm- 2mm-1mm’lik elekler alt alta yerleştirilmiş, elek analiz sonuçları ağırlıkça % olarak Çizelge 3.1’de verilmiştir.

Çizelge 3.1. Elek Analizi

Elek Boyutu	K1	K2	K3
+4.75 mm	0.66	22.5	0.22
-4.75 +4 mm	0.84	62.1	0.22
-4+2 mm	84.0	8.54	2.8
-2+1 mm	14.0	5.31	55.9
-1 mm	0.45	1.49	40.8



Şekil 3.1. Kömür Eleme Sistemi



Şekil 3.2. Elenmiş Kömür

3.1.2. Kısa ve Elementel Analiz

Kömürlerin nem, uçucu madde ve kül analizleri TGA 701 termo gravimetrik analiz cihazı ile yapılmış; orijinal nemli temel ve kuru temeldeki değerler hesaplanarak Çizelge 3.2’de verilmiştir. Kömür örneklerinin karbon, hidrojen ve oksijen analizleri LECO Truspec Elementel analiz cihazı ile ASTM D 7582 standard test metoduna göre gerçekleştirilmiş olup, toplam kükürt analizleri LECO SC 144 Otomatik kükürt tayin cihazı ile ASTM D 4239 standard test metoduna göre analiz edilmiştir. Elementel analiz sonuçları Çizelge 3.2’de yer almaktadır.

Gazlaştırma deneylerinde kullanılan kömür örneklerinin üst ve alt ısı değer analizleri LECO AC 350 kalorimetre cihazı ile ASTM 5865 standart test metoduna göre belirlenmiş ve Çizelge 3.2’de gösterilmiştir.

Çizelge 3.2. Kömür Örneklerinin Analiz Sonuçları

Nemli Temel, %	K1	K2	K3
Nem	12.45	12.95	14.20
Kül	33.90	10.97	13.88
Uçucu Madde	27.62	37.40	43.09
Sabit Karbon	26.03	37.69	43.03
Alt Isıl, kcal/kg	3756	5356	5036
Kuru Temel, %			
Kül	38.72	12.60	13.88
Uçucu Madde	31.55	42.96	43.09
Sabit Karbon	29.73	44.44	43.03
Toplam Kükürt	0.85	1.21	1.22
Alt Isıl, kcal/kg	4365	6224	5960
Üst Isıl, kcal/kg	4542	6469	6198
Karbon	48.44	66.89	64.65
Hidrojen	2.56	4.57	4.39
Oksijen	7.45	13.26	14.45
Azot	1.98	1.47	1.41

3.1.3. Kül Ergime Derecesi Tayini

Kömürün külü, gazlaştırıcı içerisinde yüksek sıcaklıklara ulaşıldığında yumuşamakta ve akışkanlaşmaktadır. Yüksek gazlaştırma sıcaklığında erimiş veya yapışkan tortular oluşmakta ve cüruflaşmaya yol açmaktadır. Yatak içerisinde topaklanma (aglomerasyon, sinterleşme) oluşmakta ve eriyen kül reaktör çevresinde yapışarak kirlenmeye ve veriminin düşmesine neden olmaktadır. Sinterleşme kül deformasyon sıcaklığı civarında da başlayabilmektedir. Kül Ergime sıcaklığı tayini; LECO AF 700 Kül Ergime Sıcaklığı Tayin Cihazı ile indirgen ortamda yapılmış ve sonuçları Çizelge 3.3’de verilmiştir.

Çizelge 3.3. Kül Ergime Sıcaklık Değerleri (İndirgen Ortam)

Sıcaklık, °C	K1	K2	K3
İlk Deformasyon Sıcaklığı, °C	1210	1150	1223
Kül Yumuşama Sıcaklığı, °C	1268	1150	1245
Yarıküre Sıcaklığı, °C	1320	1300	1308
Akma (Ergime) Sıcaklığı, °C	1355	1328	1380

3.1.4. Diğer Analizler

Kömürlerin gerçek yoğunluk tayini, Micromeritics Accupyc 1340 Otomatik Gaz Piknometresi ile; gözeneklilik tayini MICROMERITICS ASAP 2020 Gözenek Boyut Dağılımı Cihazı ile serbest şişme indeksi 'TS 831 ISO 501 standard test metoduna göre yapılmış ve Çizelge 3.4'de verilmiştir.

Çizelge 3.4. Diğer Analizler

Parametre	K1	K2	K3
Gerçek Yoğunluk, kg/m ³	1.67	1.44	1.44
Gözeneklilik, %	50	40	52
Kül Gerçek Yoğunluk, g/cm ³	2.62	2.65	2.41
Serbest Şişme İndeksi	0	0	0

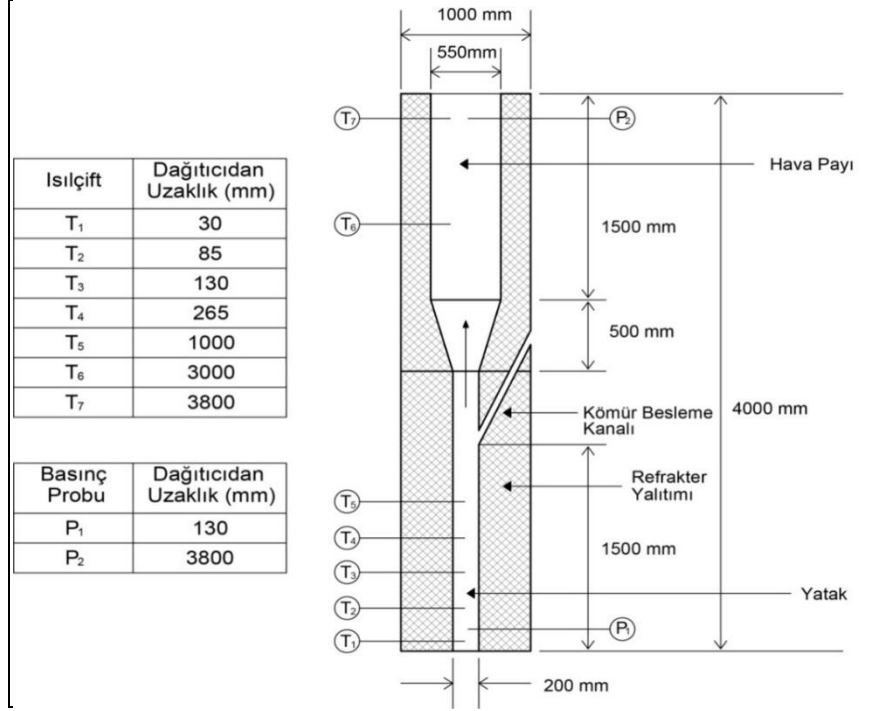
3.2. Akışkan Yatak Gazlaştırma Sistemi

Deneylerin yapıldığı pilot tesis, 20 kg/saat kapasiteli atmosferik koşulda çalışan, yaklaşık 4 metre yüksekliğe sahip, hava kullanılarak gazlaştırmanın sağlandığı, kabarcıklı akışkan yatak teknolojisine sahip Kütahya-Tunçbilekte kurulmuş olan bir pilot tesistir. Tesisin genel görünümü Şekil 3.3'de görülmektedir.

Sistem ana hatlarıyla; kömür bunker, kömür helezonu, gazlaştırıcı, ateşleme sistemi, hava, kül atma haznesi ve kontrol panelinden oluşmaktadır. Yatak boyunca sıcaklığı ölçen 7 adet ısı çift ve 2 adet basınç ölçer bulunmaktadır. Akışkan yatak gazlaştırıcının şematik görünümü Şekil 3.4'de, tesisin genel özellikleri Çizelge 3.5'de verilmiştir.



Şekil 3.3. Akışkan Yatak Gazlaştırma Sistemi Genel Görünüşü



Şekil 3.4. Akışkan Yatak Gazlaştırıcının Şematik Görünümü

Çizelge 3.5. Tesisin Genel Özellikleri

Yatak Boyutları, m	0,2X 0,2 (kare)
Operasyon Basıncı	Atmosferik
Gazlaştırıcı Yüksekliği, m	4
Kömür Akış Hızı, kg/saat	15-30
Yatak Sıcaklığı, °C	700- 950
Hava Sıcaklığı, °C	10-30
Kum miktarı, kg	7 -15
Kum Boyutu, µm	300-500
Hava debisi, Nm ³ /sa	30-50
Kömür Enerji (MJ/kg)	<10
Kömür Partikül Boyutu, mm	1-5

3.3. Deneysel Çalışma

1-5 mm tanecik boyut aralığındaki kömür besleme sistemindeki kömür bunkerine yüklenmektedir. Sistemin ön kısmında bulunan metal kapak açılmakta ve hesaplanan miktarda yatak malzemesi (silika kum) iç bölüme yerleştirilmektedir. Hava fanı çalıştırarak kapak kapatılmaktadır. Sistem ısıtmaya başlamadan önce yataktaki akışkanlaşma farklı hava debilerinde kontrol edilmekte ve uygun hava debisi belirlenmektedir. Hava, Şekil 3.5’de görülen dağıtıcı plakadan geçerek gazlaştırıcı içerisine girmektedir. Sisteme hava girişi, reaktörün alt bölgesinden karşılıklı iki hat üzerinden verilmektedir.



Şekil 3.5. Dağıtıcı Plaka

Metal kapağın alt tarafındaki ateşleyici giriş bölümü açılarak ateşleyici bu bölüme yerleştirilmekte ve çalıştırılmaktadır.

Akışkan yatak bölümünde bulunan ısı çiftlerinin (Şekil 3.6) sıcaklık değerleri sürekli olarak Kontrol panelinden (Şekil 4.1) kontrol edilmelidir. Düzenli olarak artması beklenen sıcaklıklar 250°C - 300°C ulaştığında kısa sürelerle kömür verilerek sıcaklık yükselmesi sağlanmaktadır. Gazlaştırıcı bölgesinde bulunan 5 adet ısı çiftinin sıcaklık değerleri düzenli aralıklarla kontrol panelinden gözlemlenmektedir. Sıcaklıklar ortalama 500°C ulaştığında sistemden ateşleyici çekilmekte ve ateşleme sistemi kapatılmaktadır. Sistemin soğuyarak sönmemesi için sisteme sürekli kömür verilmektedir.



Şekil 3.6. Gazlaştırıcı Bölgesindeki Isıl Çiftler

Kontrol panelinde yer alan hava debisi (F2) ve kömür debisi (M1) ayarlandıktan sonra sıcaklık değerlerinin düzenli artması ve akışkanlaşmanın artmasından dolayı sıcaklık değerlerinin birbirine yakın olması beklenmektedir.

Sisteme kömür verilmeye başlandığında, GC cihazı, gaz analizine hazır duruma getirilmektedir. Sistemden belirli aralıklarla kül boşaltılmaktadır (Şekil 3.7) Sistem kapatılırken kömür beslemesi durdurulmakta, gaz ölçme ekipmanı sistemden çıkartılmakta ve hava debisi tamamen açılarak sistem soğutulmaktadır.



Şekil 3.7. Kül Boşaltma sistemi

3.4. Ön Deneyler

3.4.1. Yakıt Kalibrasyonu

Kömür besleme helezonunun (Şekil 3.8) hangi devirde ne kadar kömürü sisteme verdiğinin hesabı için yakıt kalibrasyon işlemi yapılmıştır. Yakıt Debisi / helezon devir değerleri kömür boyutu ve özelliğine göre farklılık gösterdiğinden her kömür tipi için ayrı yapılmıştır. Yakıt Motor devri %10-100 arasında üçer dakika süre ile yapılmış kömürün bir torba içine birikimi sağlanmış ve torbadaki kömürler tartılmıştır. Çizelge 3.6'da her kömür için devire karşılık yakıt besleme debisi verilmiştir.

Çizelge 3.6. Devire Karşılık Gelen Kömür Miktarları

Devir (%)	K1 Kömür Miktarı (kg/dak)	K2 Kömür Miktarı (kg/dak)	K3 Kömür Miktarı (kg/dak)
10	5.2	6.0	5.3
20	10.9	11.1	10.0
30	16.5	17.2	15.1
40	22.1	23.1	20.3
50	27.5	29.2	25.3
60	33.2	34.7	30.7
70	38.7	39.9	35.0



Şekil 3.8. Helezon

3.4.2. Hava/Yakıt Oranı Tespiti

Gazlaştırıcıya verilecek hava miktarının hesaplanması amacıyla öncelikle kömürün tamamen yanması için gerekli stokiometrik hava miktarının belirlenmesi gereklidir. Sistemde gerçekleşecek gazlaştırma reaksiyonlarının temel bileşeni olan hava büyük oranda azot, oksijen az miktarda karbon dioksit, argon ve bir miktar su buharı içerir (Çizelge 3.7).

Çizelge 3.7. Havanın Kimyasal Bileşimi [55].

Oksijen	% 20.94 (v/v)
Azot	% 78.08 (v/v)
Argon	% 0.93 (v/v)
Karbon dioksit	% 0.03 (v/v)
Diğer Gazlar	% 0.02 (v/v)

Hava içerisindeki oksijen dışında diğer bileşenler yanma reaksiyonlarına katılmadığından oksijen dışındaki tüm gazlar inert kabul edilmiştir. Havanın hacimsel olarak % 21 oksijen, % 79 azot içerdiği kabul edilerek molekül ağırlığı 28.85 gram/mol alınmıştır [55].

Yakıtı yakmak için gerekli teorik oksijen miktarını bulmak için yakıt içinde yanabilen tüm bileşenler (karbon, hidrojen ve kükürt) dikkate alınır.

Havadaki nem oranının, hava/yakıt oranını yaklaşık %0.5 oranında değiştirdiği görülmüştür. Çizelge 3.8’de K1, K2 ve K3 kömürlerinin her biri için 1 kg yakıt için gerekli kuru ve nemli hava ihtiyacı Nm³ cinsinden hesaplanmıştır.

Çizelge 3.8. Hava/Yakıt Oranı

Hava/Yakıt Oranı	Birim	K1	K2	K4
Teorik Kuru Hava İhtiyacı	Nm ³ kuru hava/kg yakıt	4.15	5.89	5.55
Teorik Nemli Hava İhtiyacı	Nm ³ nemli hava/kg yakıt	4.17	5.91	5.57

3.4.3. Gazlaştırma Denge Oranı (ER) Tespiti

Gazlaştırma, kısmi yanma işlemi olduğundan sisteme, 1 kg kömürün tam yanması için gerekli hava miktarından daha az miktarda hava verilir. Sisteme verilen gerçek hava miktarının kömürün tam yanması için verilmesi gereken teorik hava miktarına oranına denge oranı (equivalent ratio-ER) denir. Elde edilecek gaz bileşim oranı, ER oranına büyük ölçüde bağlıdır. ER değerini <0.2 değerinden küçük olması, tamamlanamayan gazlaşma reaksiyonları, fazla çar oluşumu ve gaz ısı değerinin düşük olması gibi problemlere yol açmıştır. ER değerinin >0.4 olması, CO₂, H₂O gibi yanma reaksiyon ürünlerini fazla miktarda oluşmasına, gazlaşma ürünleri olan CO ve H₂ miktarının azalmasına neden olmuştur. Yapılan çalışmalarda en uygun oranın 0.20 - 0.30 aralığında olduğu görülmüştür [36].

Gazlaştırma için çalışılacak ER oranları 0.20-0.30 aralığında belirlenmiş olup, bu aralıkta çalışmak için sisteme verilmesi gereken hava miktarı (Nm³ nemli hava/kg yakıt) ve ER oranına Çizelge 3.9.da verilmiştir.

Çizelge 3.9. ER Oranına Karşılık Gerekli Hava Miktarları

Kömür Miktarı, kg	ER Oranı	K1 Hava Miktarı (Nm ³)	K2 Hava miktarı (Nm ³)	K3 Hava miktarı (Nm ³)
20	0.20	18	24	23
20	0.25	23	30	28
20	0.30	28	36	34

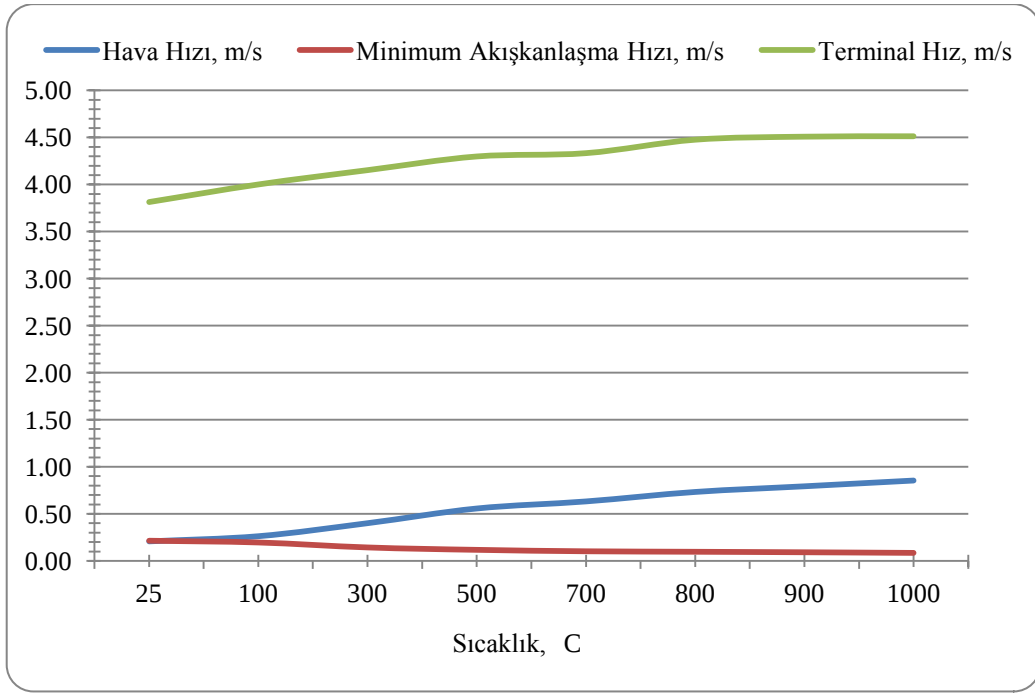
3.4.4. Minimum Akışkanlaşma Hızı

Tunçbilek gazlaştırma sisteminde akışkan yatak malzemesi olarak 300-500 µm boyutunda yaklaşık 13 kg silika kum, gaz olarak ise hava kullanılmıştır. Tüm deneyler için aynı yatak malzemesi kullanılmıştır. K2 kömürü için sistemdeki basınç düşüşü ve yatağın birim kesit başına ağırlığına eşit olduğu andaki gaz hızı olan “Minimum Akışkanlaşma Hızı” hesaplanmıştır (Çizelge 3.10.).

Çizelge 3.10. Akışkanlaşma Durumu için farklı Sıcaklıklarda Veri Tablosu

T, °C	25	300	700	800	900
ρ_{kum} , kg/m ³	2600	2600	2600	2600	2600
ρ_{hava} , kg/m ³	1.1774	0.4545	0.3876	0.3345	0.3091
m_{kum} , kg	13	13	13	13	13
H, m	1	1	1	1	1
ϕ_s	1	1	1	1	1
ϵ	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
μ_{hava} , kg/m.s	0.0000195	0.0000353	0.0000404	0.0000425	0.0000450
D_{kum} , m	0.00048	0.00048	0.00048	0.00048	0.00048
g , kg/m ²	9.8	9.8	9.8	9.8	9.8
U_{mf} , m/s	0.21	0.12	0.10	0.10	0.09
Alan, m ²	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
$\Delta P_{mf}/H$, kg/m ² .s ²	15296.67	15300.92	15301.32	15301.63	15301.78
$\Delta P_{\text{min. Akış}}$, Pa	15296.67	15300.92	15301.32	15301.63	15301.78
U_t , m/s	3.80	4.29	4.32	4.46	4.50
Re	4.92	0.62	0.40	0.31	0.26
Ar	8721.30	1026.05	668.42	521.78	429.89
Hava debisi, Nm ³ /h	30	30	30	30	30
U_g , m/s	0.21	0.56	0.63	0.73	0.79

Terminal hız, gaz hızı ve minimum akışkanlaşma hızı deney koşullarına göre farklılık göstermekle olup örnek olarak seçilen K2-B deneyi için terminal hız, gaz hızı ve minimum akışkanlaşma hızı değişimleri Şekil 3.9’da verilmiştir (K2-B deneyinin çalışma koşulları detayları , “4.2.3. K2-B Deneyi Sonuçları” kısmındadır).



Şekil 3.9. Akışkan Yatak İçerisinde Hız Değişimleri

4. DENEYSEL SONUÇLAR

3 farklı ocaktan alınan kömürler ile toplam 4 deney gerçekleştirilmiştir. Burada; Tunçbilek FC Pano kömürü ile yapılan deney K1 olarak, Soma Eynez kömürü (K2) ile yapılan 2 deney K2-A ve K2-B olarak, Tunçbilek Lavvar kömürü ile yapılan deney K3 olarak kodlandırılmıştır. Deneysel sonuçlar; reaktör içi sıcaklıkların dağılımı, hava ve kömür miktarlarının kömürün gazlaşma kabiliyetine etkisi, gaz analizlerinin özellikle sentez gazı bileşiminin (CO ve H_2) izlenmesi, elde edilen gazın ısı değeri tespiti ve kül analizlerinin değerlendirilmesi şeklinde ele alınmıştır. Her deney için yatak malzemesi olarak 13 kg silika kum reaktör içine eklenmiştir.

4.1. Deneysel Sonuçlarını Değerlendirme Parametreleri

4.1.1. Reaktör Sıcaklığı

Reaktör içerisindeki sıcaklıklar kontrol panelinde anında izlenebilmektedir (Şekil 4.1) Sıcaklık verileri, belirli zaman aralıklarında (5-15 dakika aralıklarında ve hava/yakıt oranı değiştirildiğinde) kaydedilmektedir. Gazlaştırma özelliklerinin belirlenmesi ve akışkanlaşmanın gözlemlenmesi açısından yatak bölgesinde bulunan 4 adet ısı çiftinin değerleri (T_1 , T_2 , T_3 ve T_4) dikkate alınmıştır.



Şekil 4.1. Akışkan Yatak Sistemi Kontrol Paneli

4.1.2. Hava ve Kömür Miktarı

Sisteme verilen gerçek hava miktarının kömürün tam yanması için verilmesi gereken teorik hava miktarına oranı olan ER, deneyler öncesinde tespit edilmiş olup yapılan çalışmalarda en uygun oranın 0.20 - 0.30 aralığında olduğundan yola çıkılarak her deneyde bu değerler aralığındaki çalışmalar dikkate alınmıştır [36]. Her deney için en uygun ve en yüksek sentez gazı bileşimi oranının hangi ER de olduğu tespit edilmiştir. Hesaplama detayları Bölüm 3.4.3’de Gazlaştırma Denge Oranı (ER) Tespiti kısmında verilmiştir.

4.1.3. Gaz Analizleri

Gaz analizleri, sisteme on-line olarak bağlanmış olan 5 dakika aralıklarında seri ölçüm yapabilen SRA A-3000 Micro GC Cihazı ile gerçekleştirilmiştir (Şekil 4.2). SRA A-3000 Micro GC cihazı; CO, CO₂, H₂, CH₄, O₂ ve N₂ gazlarını ölçmektedir. Deneylerde cihazın kalibrasyonları ise Linde Marka 341-F002 kodlu ve 1006717 seri nolu sertifikalı referans kalibrasyon gazı ile yapılmıştır. Kalibrasyon sonrası, kalibrasyon gazı ile doğrulama yapılarak ,cihazlar on-line olarak sisteme bağlanmıştır.

Gaz şartlandırma ünitesi ile gazlar 700 - 800 °C gibi yüksek sıcaklıklardan 4 °C’ye düşürülerek analiz gerçekleştirilmektedir. Sistem yukarıda belirtilen gaz analizlerini hacimsel yüzde kuru temelde olarak vermektedir.



Şekil 4.2. SRA A-3000 Micro GC cihazı

4.1.4. Kül Analizleri

Deneyler sonrasında elde edilen külün kısa ve elementel analizleri yapılmıştır. Kül analizler sonuçları; gazlaştırma veriminin hesaplanması, kül içerisindeki inorganik madde bileşimlerinin gazlaştırmaya etkisinin incelenmesi açısından önemlidir.

4.2. Deney Sonuçları

4.2.1. K1 Deneyi Sonuçları

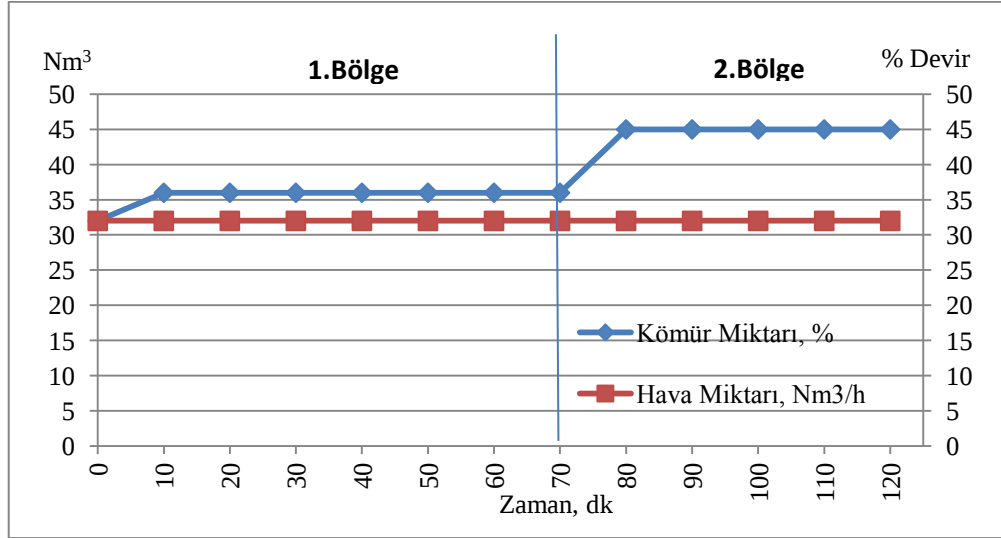
Kömür miktarının sabit tutularak hava miktarının azaltılması ile kömürün gazlaşma çalışması yapılmıştır. Bu çalışmada kömürün beklenen sürede gazlaşma eğilimi göstermediği, sistemin kararlı hale gelemediği, sentez gazı bileşim oranlarında dalgalanma olduğu görülmüştür. Bu hazırlık deneyinin sonuçları dikkate alınmamıştır. Hava miktarı sabit tutularak kademeli olarak kömür miktarı artırıldığı esas deneyde (K1 deneyi), kömürün gazlaşma özelliği gösterdiği (CO ve H₂ miktarında artış, CO₂ miktarında azalış) görülmüştür.

Deney için işletme koşulları ve gaz analizlerinin tümü Çizelge 4.1. de özet olarak verilmiştir. Çizelge 4.1. de yer alan 1. Bölge; hava miktarının saatte 32 Nm³, kömür miktarının saatte 19.9 kg olarak sisteme verilmesiyle ER oranının 0.38 olduğu bölgedir. 2. Bölge; hava miktarının saatte 32 Nm³, kömür miktarının saatte 24.8 kg olarak sisteme verilmesiyle ER oranının 0.31 olduğu bölgedir.

Çizelge 4.1. K1 Deneyi İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri

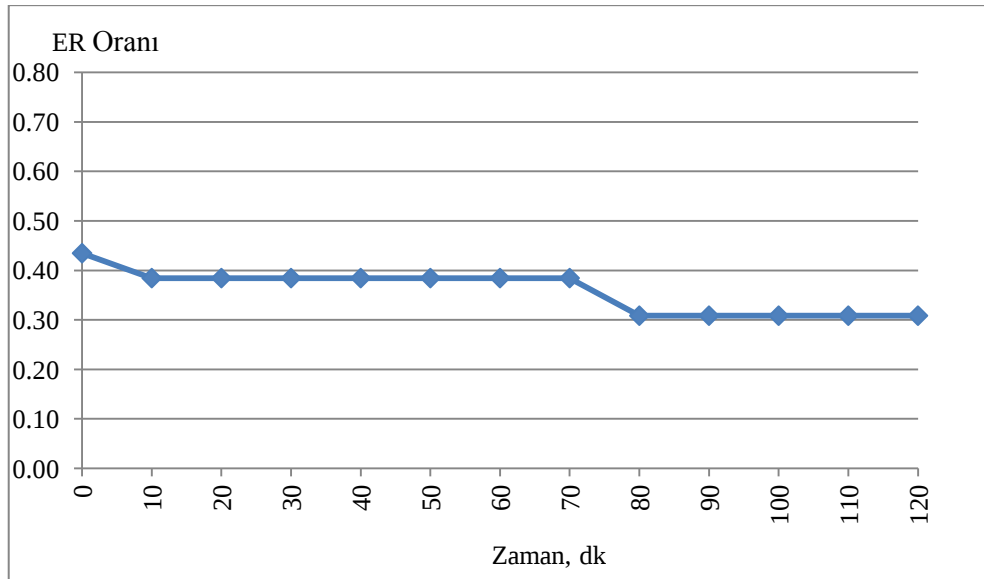
Koşul	1.Bölge	2.Bölge
Hava Miktarı, Nm ³ /h	32	32
Kömür Miktarı, kg/h	19.9	24.8
Yatak Sıcaklığı, Ortalama,	825	782
ER	0.38	0.31
Gaz miktarı, m ³ /h	36.7	35.8
CO %, v/v	4.4	4.5
H ₂ , % v/v	3.4	4.0
CO ₂ , %, v/v	15.0	14.5
CH ₄ , %, v/v	1.1	1.5
O ₂ , %, v/v	0.2	0.2
N ₂ , %, v/v	69.3	70.70
% C Dönüşümü	47	38
Gaz Isıl Değeri, MJ/Nm ³	1.32	1.52
Soğuk Gaz Verimi	15.3	14.1

Deney boyunca hava miktarının sabit tutularak kömür miktarının artırılması (Şekil 4.3.) ile ER oranı azaltılarak (Şekil 4.4.) gazlaştırmacı içindeki sıcaklık değerleri (Şekil 4.5.) ve gaz analizleri (Şekil 4.6. ve Şekil 4.7.) izlenmiştir.



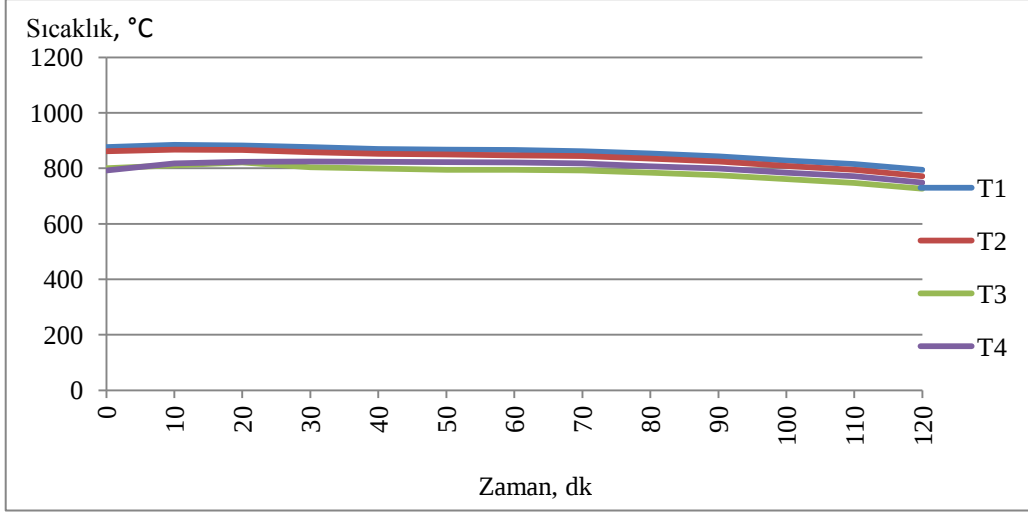
Şekil 4.3. K1 Deneyi HavaYakıt Miktarı

Deney esnasında ER oranının 0.38 den 0.31 e düşürüldüğü Şekil 4.4 de görülmektedir.



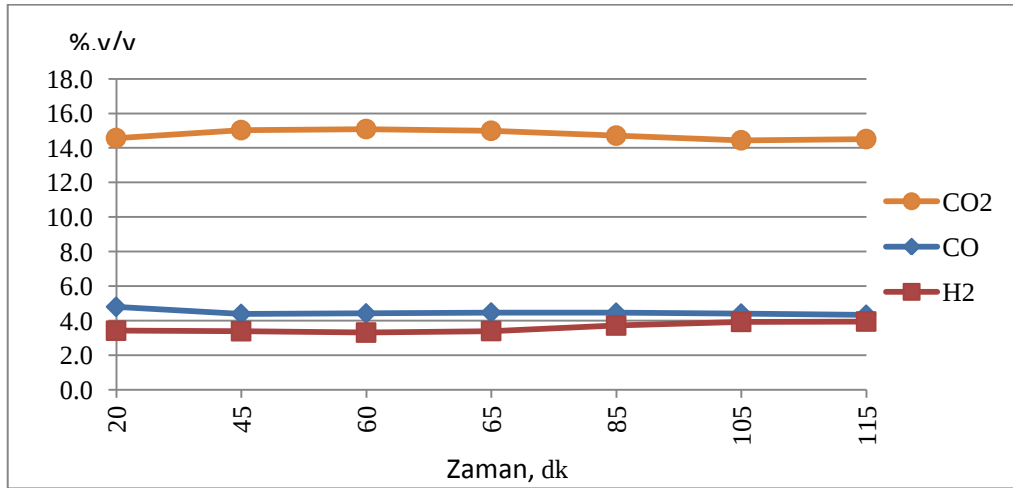
Şekil 4.4. K1 Deneyi ER Değerleri

T1, T2, T3 ve T4 sıcaklık değerleri birbirine yakın olduğundan yatak içerisinde iyi bir akışkanlaşma olduğu düşünülmektedir. 2. Bölgede ER oranının azaltılması ile gazlaştırmacı bölgesindeki sıcaklık değerleri birbirine yakın olup, 1.Bölgeye göre azalma eğilimi göstermiştir (Şekil 4.5).



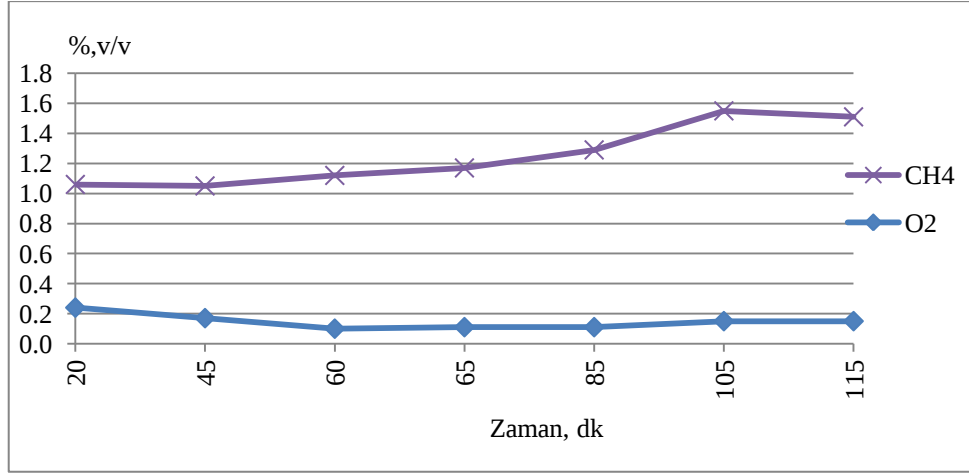
Şekil 4.5. K1 Deneyi Reaktör içi Sıcaklık Değerleri

ER değerinin azaltıldığı 2. Bölgede; CO ve H₂ oranının arttığı, CO₂ oranının azaldığı görülmüştür (Şekil 4.6). Bu durum, gazlaşmanın gerçekleşmesiyle beklenen bir durumdur.



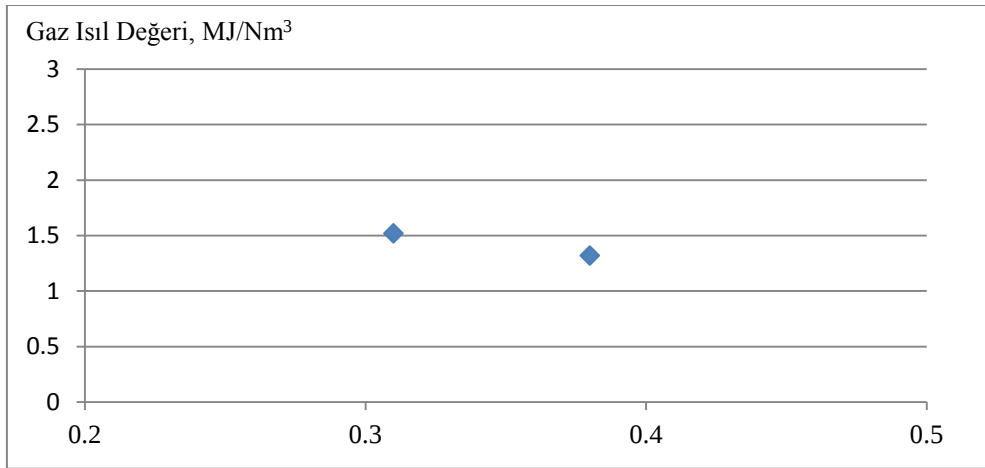
Şekil 4.6. K1 Deneyi CO₂, H₂ ve CO Gaz Analiz Sonuçları

2. Bölgede CH₄ belirgin bir artış göstermiştir (Şekil 4.7). Bu durum, ER oranının azalması ile beklenen bir durumdur.

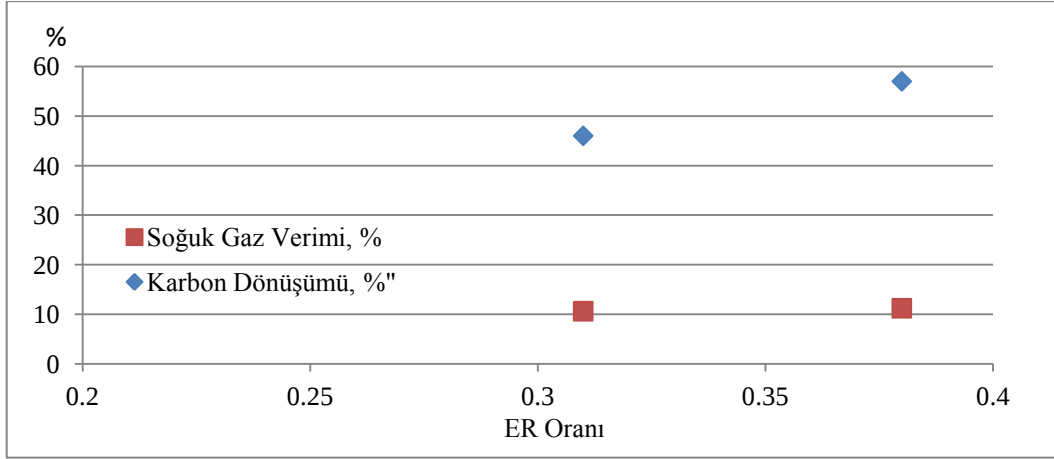


Şekil 4.7. K1 Deneyi CH₄ ve O₂ Gaz Analiz Sonuçları

Deneyde ER oranının 0.38 de 0.31 e düşürülmesiyle (2. Bölge) gaz ısı değerinde yükselme, soğuk gaz verimi ve % karbon dönüşüm oranlarında azalma görülmüştür (Şekil 4.8 ve Şekil 4.9). Bu değişim ile 2. Bölgede CO oranında belirgin bir artış görülmemiş, H₂ ve CH₄ oranları artmıştır.



Şekil 4.8. K1 Deneyi ER Oranına Karşılık Gaz Isıl Değeri



Şekil 4.9. K1 Deneyi ER Oranına Karşılık Karbon Dönüşümü ve Soğuk Gaz Verimi

Alt ısı değeri ortalama 3750 kcal/kg olan Tunçbilek kömürü ile ER oranının 0.38-0.31 aralığında ve gazlaştırıcı sıcaklığın 830 – 780 °C olduğu deneysel çalışmalarda; gaz ısı değeri bakımından en iyi deneysel sonuç ER oranının 0.31 olduğu durumda gaz ısı değerinin 1.5 MJ/Nm³ olarak elde edildiği deneydir (2.Bölge) .

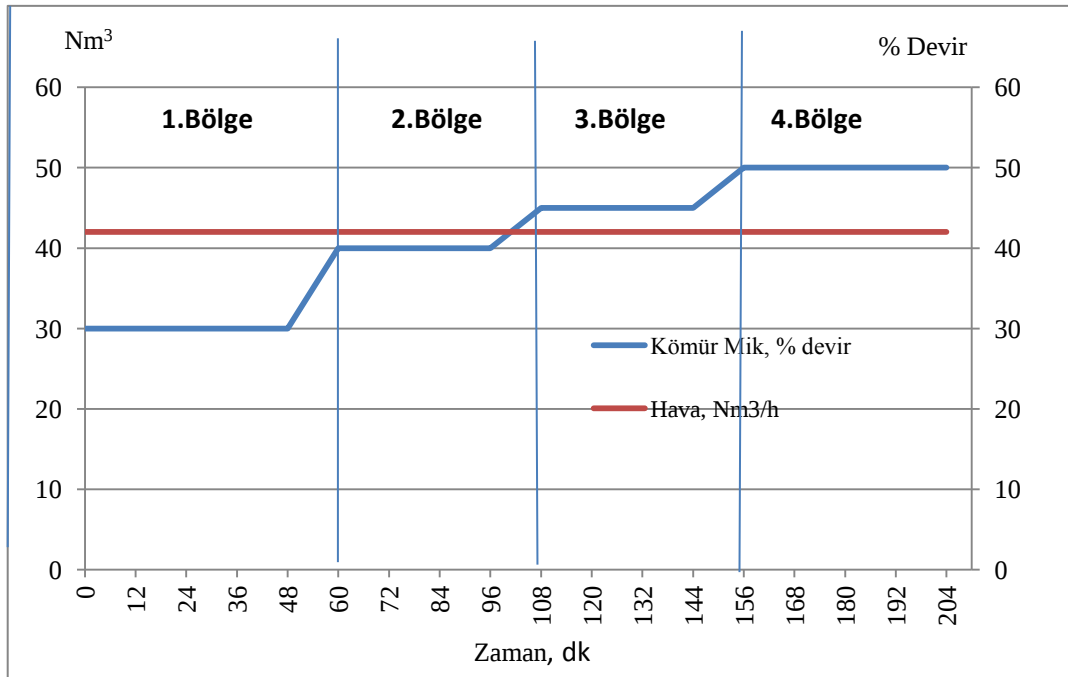
4.2.2. K2-A Deneyi Sonuçları

Deneyde hava miktarı 42 Nm³ olarak sabit tutulmuş, kömür miktarı kademeli olarak arttırılmıştır.

K2-A Deneyi İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri detaylı olarak Çizelge 4.2 de ve Şekil 4.10'da verilmiştir. Çizelge 4.2. de yer alan 1. Bölge; hava miktarının saatte 42 Nm³, kömür miktarının saatte 17.2 kg olarak sisteme verilmesiyle ER oranının 0.41 olduğu bölgedir. 2. Bölge; hava miktarının saatte 42 Nm³, kömür miktarının saatte 26.30 kg olarak sisteme verilmesiyle ER oranının 0.31 olduğu bölgedir. 3. Bölge; hava miktarının saatte 42 Nm³, kömür miktarının saatte 23.1 kg olarak sisteme verilmesiyle ER oranının 0.27 olduğu bölgedir. 4. Bölge; hava miktarının saatte 42 Nm³, kömür miktarının saatte 29.2 kg olarak sisteme verilmesiyle ER oranının 0.24 olduğu bölgedir.

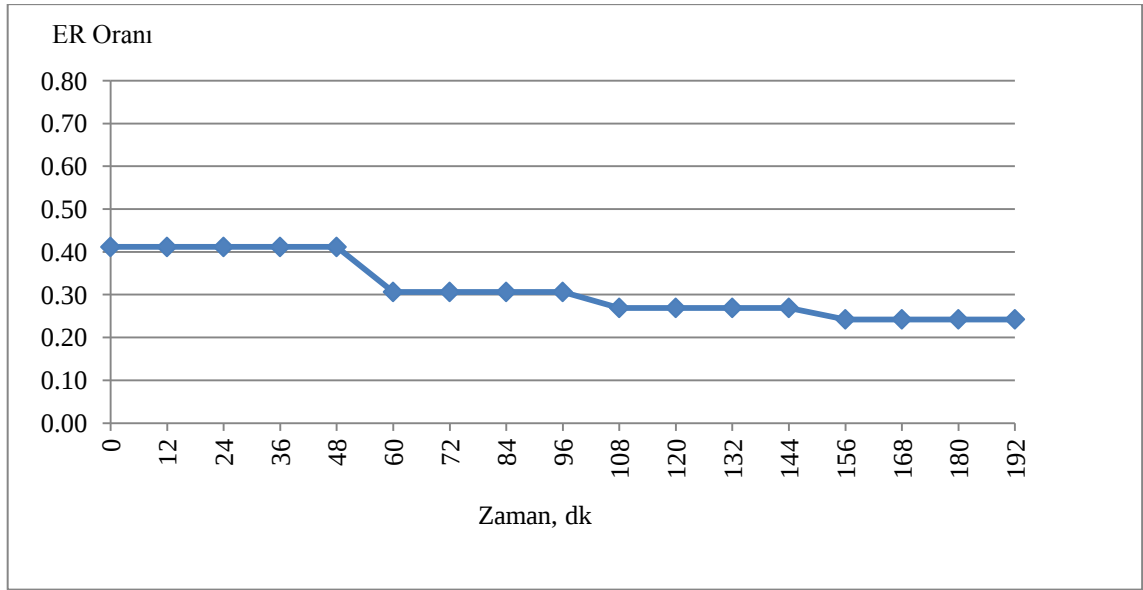
Çizelge 4.2. K2-A Deneyi İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri

Koşul	1.Bölge	2.Bölge	3.Bölge	4.Bölge
Hava Miktarı, Nm ³ /h	42	42	42	42
Kömür Miktarı, kg/h	17.20	26.30	23.10	29.2
Yatak Sıcaklığı, Ortalama,	890	925	885	875
ER	0.41	0.31	0.27	0.24
Gaz miktarı, Nm ³ /h	57.1	57.2	58.0	58.2
CO %, v/v	12.7	13.3	13.8	14.1
H ₂ , % v/v	6.2	8.1	9.2	10.0
CO ₂ , %, v/v	11.0	10.8	10.5	10.5
CH ₄ , %, v/v	0.7	1.1	1.2	1.5
O ₂ , %, v/v	0.2	0.2	0.2	0.2
N ₂ , %, v/v	60.4	57.7	56.8	56.7
Karbon Dönüşümü, %	72	58	52	48
Gaz Isıl Değeri, MJ/Nm ³	2.52	2.95	3.17	3.41
Soğuk Gaz Verimi, %	36.2	32.7	31.4	30.5



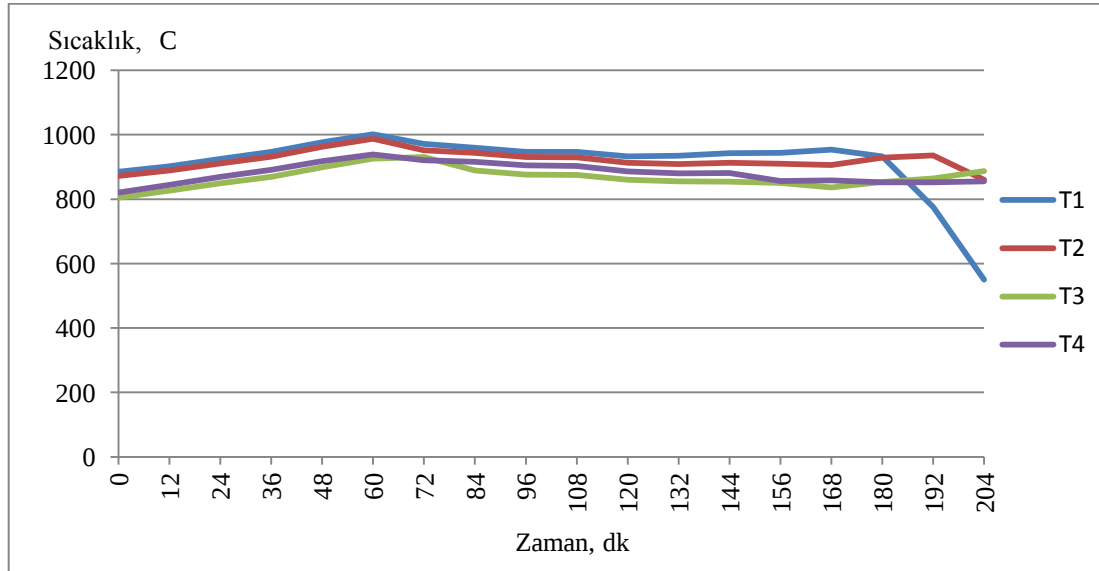
Şekil 4.10. K2-A Deneyi Hava-Yakıt Miktarı

ER oranının aşamalı olarak düşürülmesiyle (Şekil 4.11) sistemde birim yakıt başına düşen oksijen oranı azaltılmıştır. Bu değişim ile; gazlaştırıcı içinde sıcaklığın başlangıçta artmaya başladığı, daha sonra azaldığı görülmektedir (Şekil 4.12).



Şekil 4.11. K2-A Deneyi için ER Değerleri

180.dakika civarlarında (4.Bölge) T1 belirgin bir azalış göstermeye başlamış 550 °C sıcaklığına kadar düşmüştür (Şekil 4.12). Belli bir süre sonra sistem tıkanmış, çalışma durdurulmuştur. Bu durumun, kömürün topaklanma özelliği göstererek yatağın duvarlarına yapışmasından kaynaklı olduğu düşünülmektedir.



Şekil 4.12. K2-A Deneyi Reaktör içi Sıcaklık Değerleri

Sıcaklık değişimleri kontrol edildiğinde sistemin 48.- 60.dakika aralığında T1 sıcaklığının 960-1010°C aralığında olduğu görülmüştür. Akışkanlığı bozduğu ve akışkan yatağın çalışmamasına neden olduğu için biokütle ile yapılan bir çalışmada, külün erime noktasına yakın sıcaklıklarda çalışmaktan kaçınılması gerektiği belirtilmektedir [57].

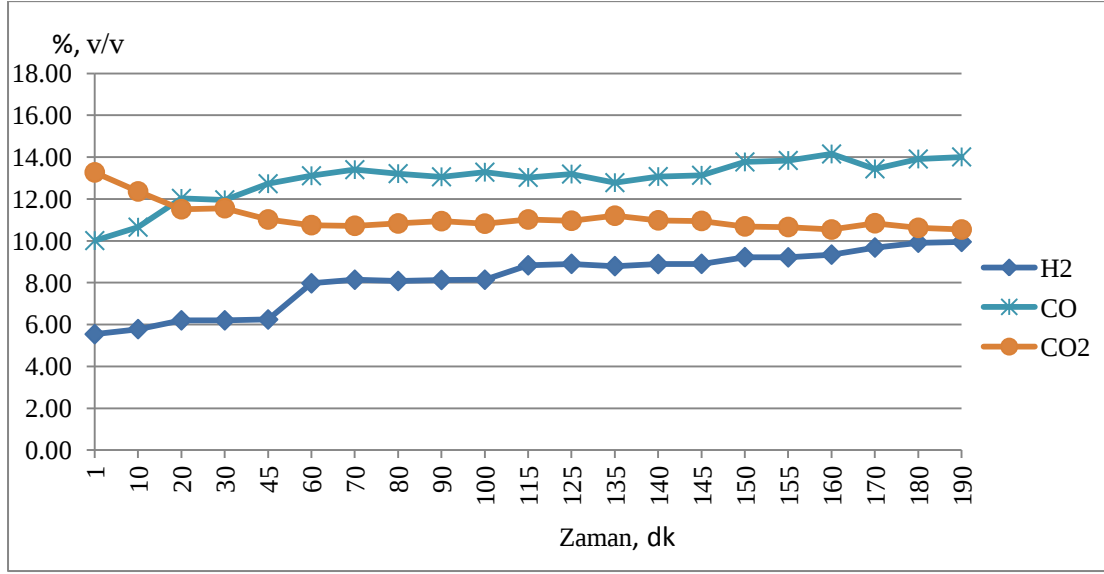
Victorian kömürleri ile yapılan bir akışkan yatak gazlaşma çalışmasında kömür çarının akışkan yatak içinde kum taneciklerine yapışarak topaklanma eğilimi gösterdiği görülmüştür [58]. T1 sıcaklığın 1000 °C yi geçmesinin; kömürün topaklanmasına, yatak içerisinde aglomerasyon olmasına, sistemin tıkanmasına ve yatak içinde sıcaklık dağılımında dalgalanmaya (Şekil 4.12.) sebep olduğu düşünülmektedir. Soma kömürünün ilk deformasyon sıcaklığının 1150 °C olması ve gazlaştırıcı alt bölgesinde sıcaklığın bu sıcaklıktan 140 °C düşük, 1010 °C (T1) olmasının; kömürün topaklanmasını engellenmesi için güvenli bir sıcaklık olmadığı görülmüştür. Sistem tıkandığından dolayı deney sonlandırılmıştır. Yatak içerisinden alınan kül resmi Şekil 4.13.de verilmiştir.



Şekil 4.13. K2-A Deney Külü

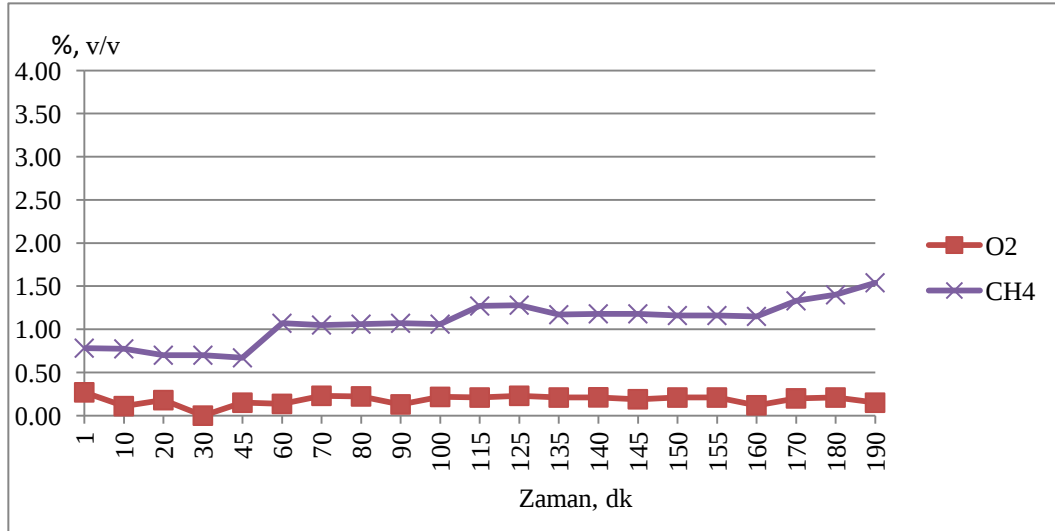
Gaz eldesine bakıldığında ER oranının giderek azaltıldığı 1. Bölgeden 4. Bölgeye doğru CO, H₂ ve CH₄ miktarının arttığı, CO₂ miktarının ise azaldığı görülmüştür (Şekil 4.14). Bu durumda uygun gazlaşma koşullarının sağlandığı düşünülmektedir. Burada da CO ve CO₂ artış oranlarındaki değişim, H₂ artış oranı kadar belirgin değildir.

Yatak içerisinde yatak bölgelerindeki sıcaklık değerleri arasındaki farkın arttığı ve akışkanlaşmanın bozulduğu 190. dakikadan sonra (4.Bölge) gaz analizleri dikkate alınmamıştır.



Şekil 4.14. K2-A Deneyi CO₂, H₂ ve CO değerleri

Deney boyunca metan ve oksijen gazı değişimi Şekil 4.15.de görülmektedir. ER değerinin azalmasıyla CH₄ miktarında artış gözlemlenmiştir. ER oranını azalması ile Metan gazındaki artış gazlaşmanın gerçekleştiği ortam için beklenen bir sonuçtur [59].



Şekil 4.15. K2-A Deneyi Boyunca CH₄ ve O₂ değerleri

4.2.3. K2-B Deneyi Sonuçları

Soma kömürü ile yapılan deneyde hava miktarı 30 Nm³ de sabit tutulmuş, kömür miktarı da % 30 devir ve daha sonra % 35 devir ile çalıştırılmıştır (Şekil 4.16). İşletme koşullarındaki bu değişim ile ER oranındaki değişim Şekil 4.17.de görülmektedir.

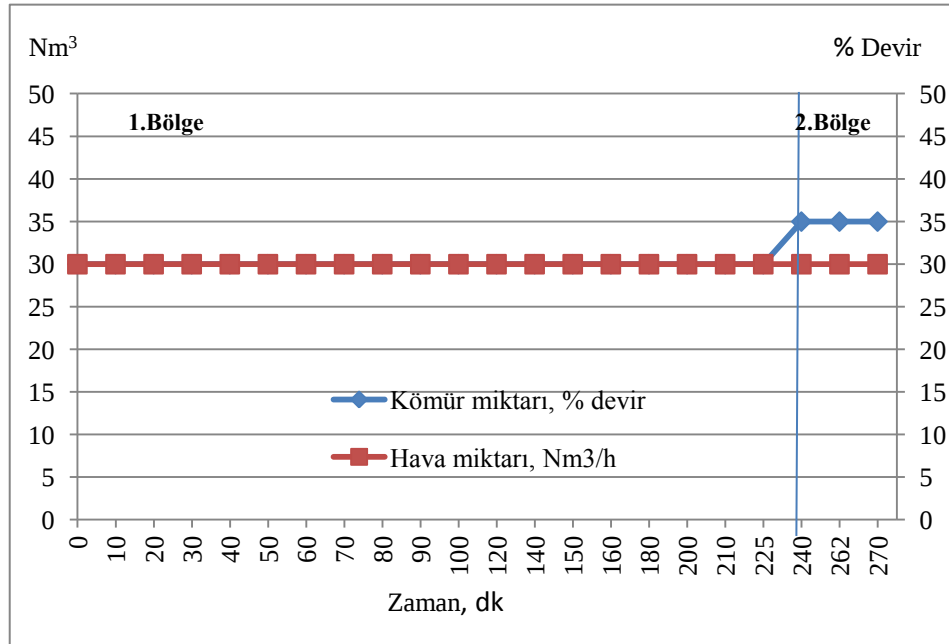
K2-B deneyi işletme koşulları ve gaz bileşim değerleri detayları, Çizelge 4.3'de verilmiştir. Çizelge 4.3. de yer alan 1. Bölge; hava miktarının saatte 30 Nm³, kömür miktarının saatte 17.2 kg olarak sisteme verilmesiyle ER oranının 0.29 olduğu bölgedir.

2. Bölge; hava miktarının saatte 30 Nm³, kömür miktarının saatte 20.10 kg olarak sisteme verilmesiyle ER oranının 0.25 olduğu bölgedir.

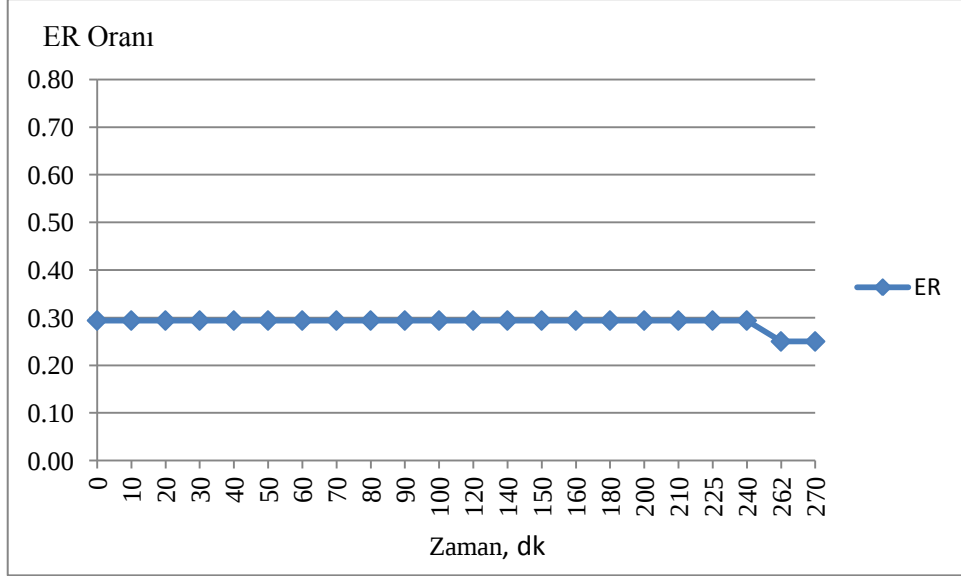
Çizelge 4.3. K2-B Deneyi İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri

Koşul	1.Bölge	2.Bölge
Hava Miktarı, Nm ³ /h	30	30
Kömür Miktarı, kg/h	17.20	20.10
Yatak Sıcaklığı,	880	860
ER	0.29	0.25
Gaz miktarı, m ³ /h	39.4	39.9
CO %, v/v	14.1	14.1
H ₂ , % v/v	8.8	9.3
CO ₂ , %, v/v	11.0	10.5
CH ₄ , %, v/v	0.9	1.0
O ₂ , %, v/v	0.6	1.5
N ₂ , %, v/v	60.1	59.8
% C Dönüşümü	55	47
Gaz Isıl Değeri,	3.08	3.15
Soğuk Gaz Verimi, %	31.6	27.6

Bu deneyde ana amaç, deneylerde sistemin yatışkın duruma gelme süresinin yaklaşık olarak belirlenmesi, aynı kömür ile yapılan K2-A deney verileri ile karşılaştırma yapılmasıdır.

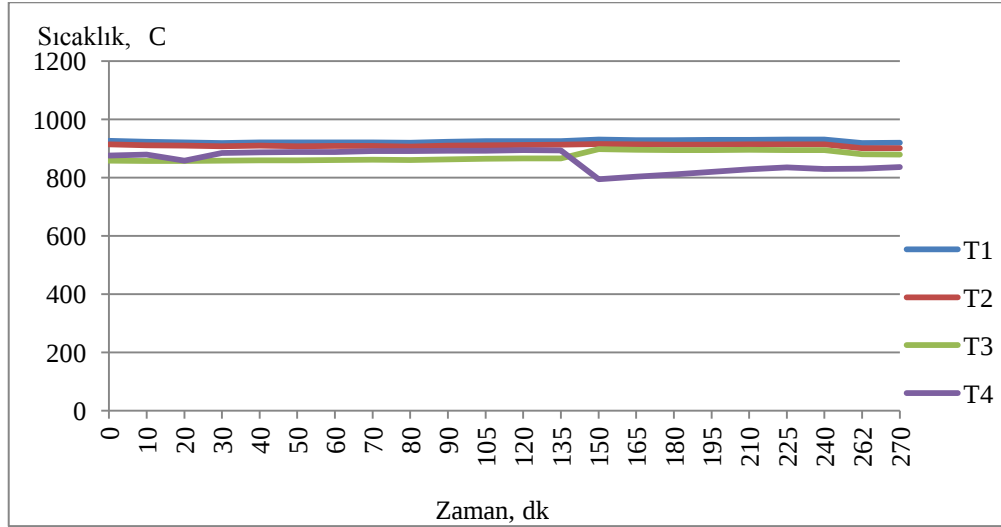


Şekil 4.16. K2-B Deneyi Hava Yakıt Miktarı



Şekil 4.17. K 2-3 Deneyi ER Değerleri

Havanın yoğunluğu sıcaklık ile azaldığından, yatak içerisinde gaz hızı (hava hızı) sıcaklığın artması ile birlikte artmaktadır [60]. Bu artışa rağmen, iyi bir akışkanlaşma ile yatağın üst bölgesinde yer alan T4 sıcaklık değerinin diğer sıcaklıklara yakın bir değerde olması beklenirken, T4 değeri 135.dakika civarlarında düşme eğilimi (80 °C civarı) göstermiştir (Şekil 4.18).



Şekil 4.18. K2-B Deneyi Reaktör içi Sıcaklık Değerleri

Kömürün elek analizine bakıldığında (Çizelge 3.1) kömür boyutunun % 85'inin 4 mm ve üzerinde olduğu görülmüştür. Bu durumun, tanecik boyutu büyük kömür külünün belirli bir zaman sonra yatakta birikmesi ile yatak malzemesi olarak görev yapmasından kaynaklı olduğu düşünülmektedir.

Bu durumda, tahminen minimum akışkanlaşma hızı civarlarında hızlarda veya bu hızdan daha düşük gaz hızlarında çalışıldığından yatak içerisinde dengeli bir sıcaklık dağılımı sağlanamadığı düşünülmektedir. Bu varsayımdan yola çıkarak yapılan örnek bir gaz hızı ve minimum akışkanlaşma hızı Çizelge 4.4 de verilmiştir. Diğer taraftan gazlaştırıcı üst bölgesindeki bu sıcaklık düşüşü; gaz analizlerinde belirgin bir değişikliğe neden olmadığından (Şekil 4.19 ve Şekil 4.20), akışkanlaşmanın tamamen bozulmadığı, gazlaşma reaksiyonlarında büyük bir değişikliğe sebep olmadığı kabul edilmiştir.

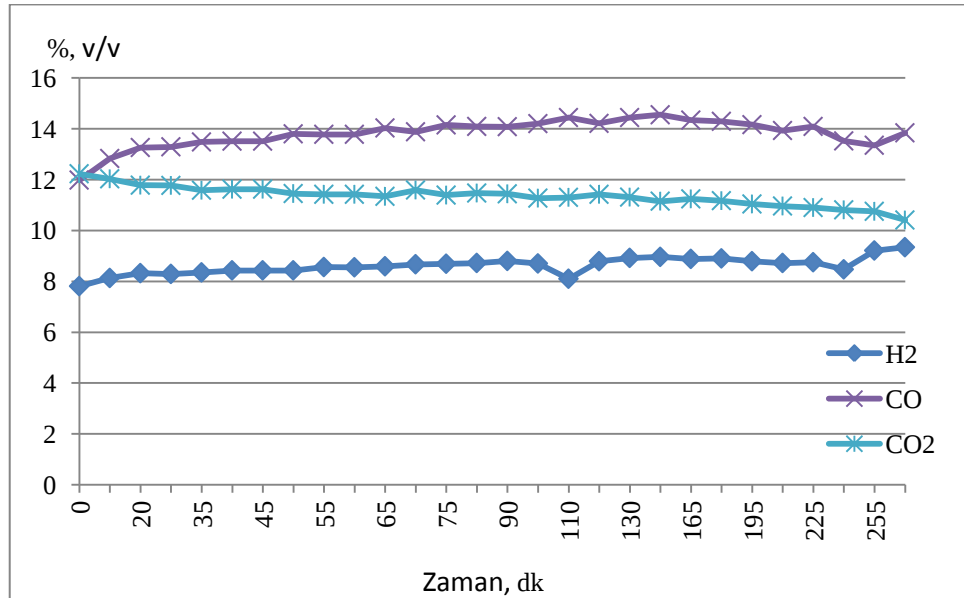
Çizelge 4.4. Yatak Malzemesine göre Minimum Akışkanlaşma Hızı

	Yatak Malzemesi Silika Kum	Yatak Malzemesi Kül
D_p (ort), m	0.00048	0.00150
U_{min} , m/s	0.10	0.84
T , °C	880	880
U_g , m/s	0.80	0.80

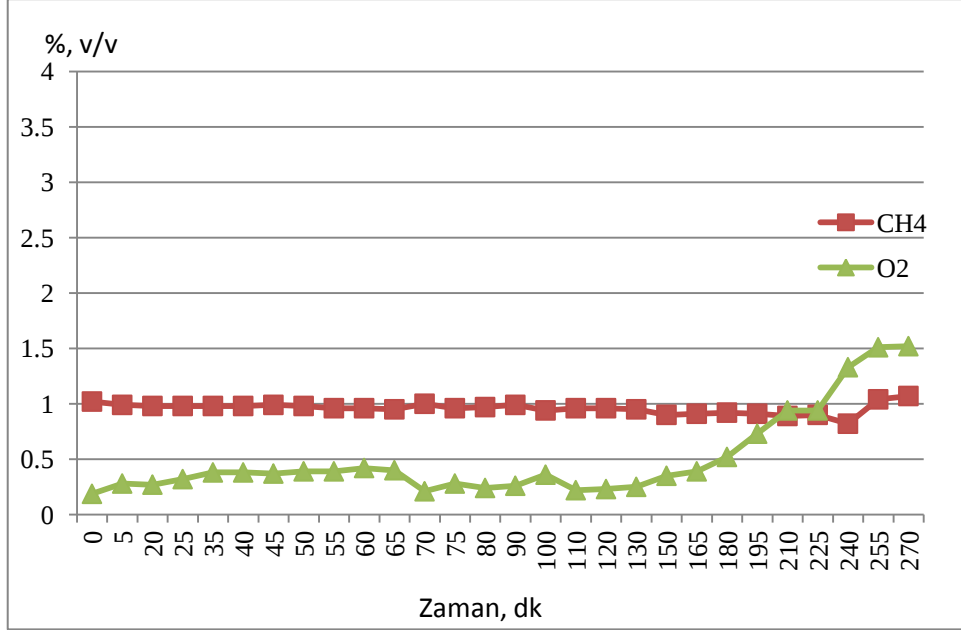
*Yatakta biriken kömür külünün boyutunun küresel olduğu ve çapının ortalama 1,5 mm olduğu varsayılmıştır.

Çizelge 4.4.de belirtilen U_{min} ; minimum akışkanlaşma ortamı için gerekli gaz hızı; U_g ; mevcut deney şartlarındaki gaz hızı, T gazlaştırıcı yatak sıcaklığıdır.

Deney boyunca gaz değişimleri Şekil 4.19 ve Şekil 4.20 de verilmiştir.



Şekil 4.19. K2-B Deneyi CO₂, H₂ ve CO Gaz Analiz Sonuçları



Şekil 4.20. K2-B Deneyi CH₄ ve O₂ Gaz Analiz Sonuçları

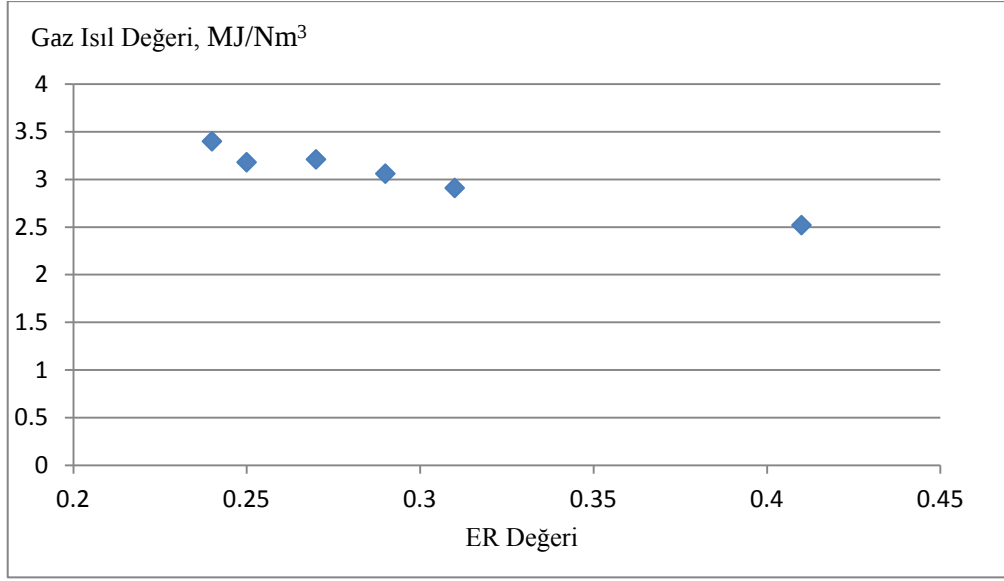
Sistem yaklaşık 4 saat sabit ER oranında (0.29) çalıştırılmış (1.Bölge) , sıcaklık değerleri ve gaz miktarlarında büyük oranda değişiklik gözlemlenmediğinden, sistemin yatışkın durumda olduğu kabul edilmiştir

4.2.4. K2-A ve K2-B Deney Sonuçlarının Karşılaştırılması ve Sonuçların Değerlendirilmesi

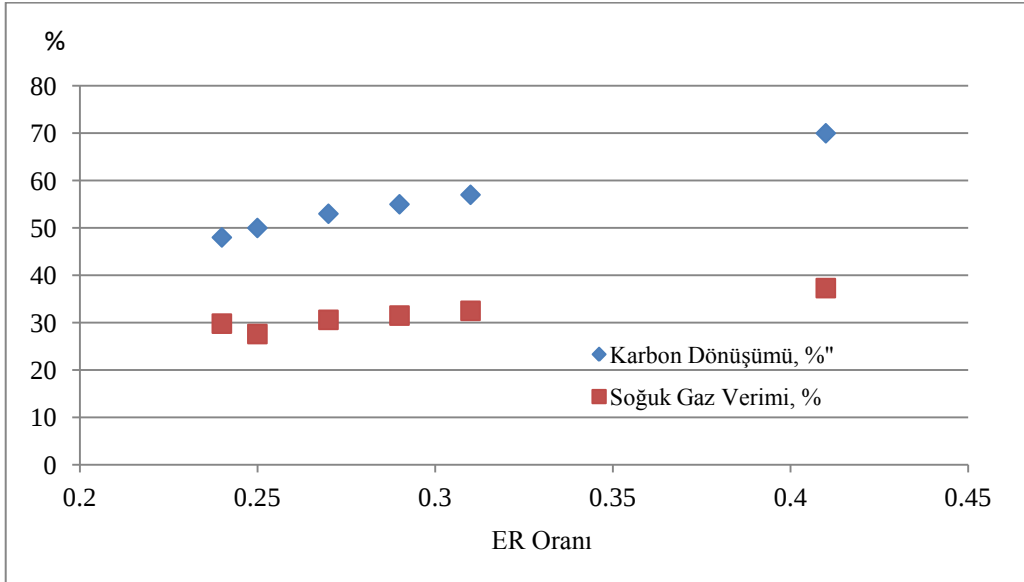
K2-A deneyinde sistem 1. Bölgede yaklaşık 60 dakika, 2.Bölgede 60 dakika, 3.Bölgede yaklaşık 60 4.Bölgede yaklaşık 50 dakika süresince sabit deney koşullarında çalıştırılmıştır. K2-B deneyinde ise sistem 1. Bölgede yaklaşık 240 dakika, 2.Bölgede 30 dakika süresince sabit deney koşullarında çalıştırılmıştır.

K2-A deneyinde çalışılan farklı ER oranları (1. Bölge ER oranı 0.41, 2.Bölge ER oranı 0.31, 3.Bölge ER oranı 0.27, 4.Bölge ER oranı 0.24) ile K2-B deneyinde çalışılan ER oranlarına karşılık (1.Bölge ER oranı 0.29, 2.Bölge ER oranı 0.25) gaz ısı değeri, karbon dönüşümü ve soğuk gaz verimi değerleri aynı grafikte gösterilmiştir (Şekil 4.21. ve Şekil 4.22).

Aynı kömür ile farklı günlerde yapılan tüm deney sonuçlarının karbon dönüşümü ve soğuk gaz verimi bakımından da birbirini desteklediği, karbon dönüşümü ve soğuk gaz veriminin ER oranının artışı ile arttığı, artışın doğrusallık gösterdiği görülmüştür.



Şekil 4.21. K2-A ve K2-B Deneyleri için ER oranına Karşılık Gaz Isıl Değeri Değişimi



Şekil 4.22. Deney K2-A ve K2-B Deneyleri için ER oranına Karşılık Karbon Dönüşüm ve Soğuk Gaz Verimi

Alt ısııl değeri ortalama 5400 kcal/kg olan Soma kömürü ile ER oranının 0.41-0.24 aralığında ve sıcaklığın 930 – 870 °C olduğu deneysel çalışmalarda en iyi deneysel sonuçlar ER oranının 0.24 olduğu durumda elde edilmiş olup gaz ısııl değeri 3.4 MJ/Nm³ olarak elde edilmiştir.

Deneysel çalışmalarda hava /yakıt oranı (ER oranı) gaz miktarlarını büyük ölçüde etkilemektedir. Deneysel çalışmalarda ER oranı arttıkça CO, H₂ ve CH₄ miktarlarının azaldığı, CO₂ oranının arttığı görülmüştür. Bu sonuç, Fudong ve arkadaşlarının[76] ticari akışkan yatakta yaptıkları deneysel çalışmada da görülmüştür.

Karataş ve arkadaşlarının [77], akışkan yatak gazlaştırıcıda yaptığı çalışmada ER oranının azaldıkça, gaz ısı değeri arttığını göstermişlerdir. Deneysel çalışmaların tümünde bu sonuç alınmıştır.

Aydar ve arkadaşlarının [59] akışkan yatakta kömür kullanarak hava ile gazlaştırma yaptıkları benzer bir çalışmada ER oranı 0.23-0.33 aralığında gaz ısı verimi 3.85 – 5.28 MJ/Nm³ aralığında değişen gaz elde etmişlerdir. Tomeczek ve arkadaşlarının [78] kömür ile hava ile akışkan yatak gazlaştırıcıda yaptıkları çalışmada 2.9 ile 3.5 MJ/Nm³ ısı değere sahip gaz elde etmişlerdir.

K2-A ve K2-B olarak verilen Soma kömürü ile yapılan deneysel çalışmalarda ise ER oranı 0.24 – 0.41 aralığında, 2.5 – 3.4 MJ/Nm³ aralığında değişen gaz elde edilmiştir.

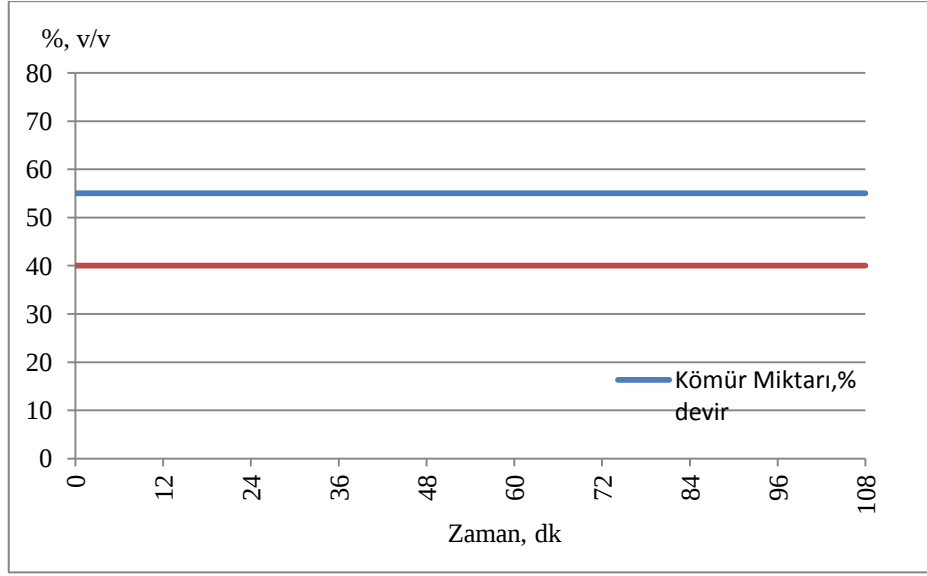
4.2.5. K3 Deneyi Sonuçları

Deneyde hava 40 Nm³, kömür ise %55 devirle sisteme verilmiştir (Şekil 4.23.) Sistem sabit ER oranında (0.26) da çalıştırılmıştır (Şekil 4.24.)

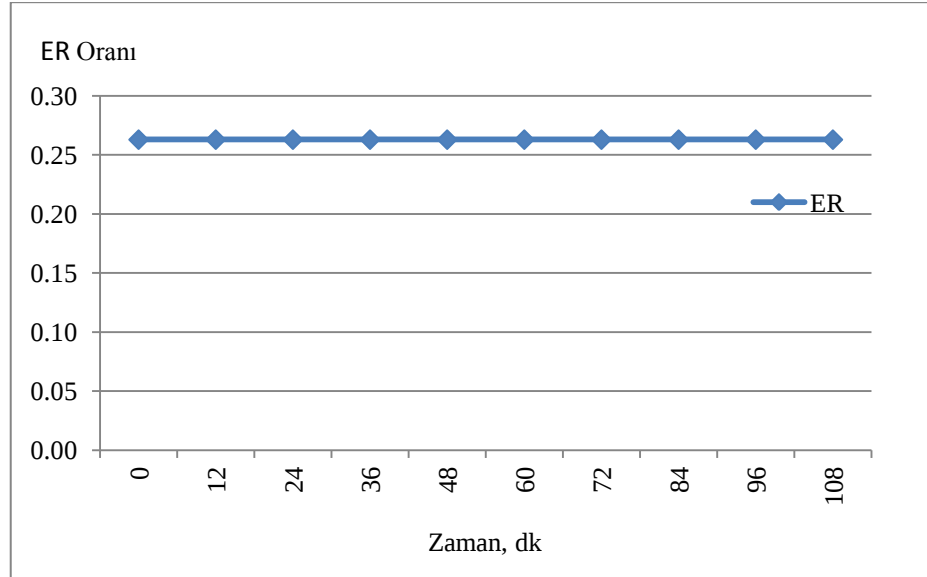
K3 deneyi işletme koşulları ve gaz bileşim değerleri detayları, Çizelge 4.5. de verilmiştir. Çizelge 4.5. de görüldüğü gibi, hava miktarı saatte 40 Nm³, kömür miktarı saatte 27.66 kg olarak sisteme verilmesiyle ER oranı 0.26 da tek bölgede çalışılmıştır.

Çizelge 4.5. K3 Deneyi İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri

Koşul	İşletme Koşulları ve Gaz Bileşim Değerleri
Hava Miktarı, Nm ³ /h	40
Kömür Miktarı, kg/h	27.66
Yatak Sıcaklığı, Ortalama, °C	850
ER	0.26
Gaz miktarı, m ³ /h	52.7
CO %, v/v	9.2
H ₂ , % v/v	7.2
CO ₂ , %, v/v	14.2
CH ₄ , %, v/v	1.60
O ₂ , %, v/v	0.8
N ₂ , %, v/v	60.0
% C Dönüşümü	49
Gaz Isıl Değeri, MJ/Nm ³	2.52
Soğuk Gaz Verimi, %	22.7

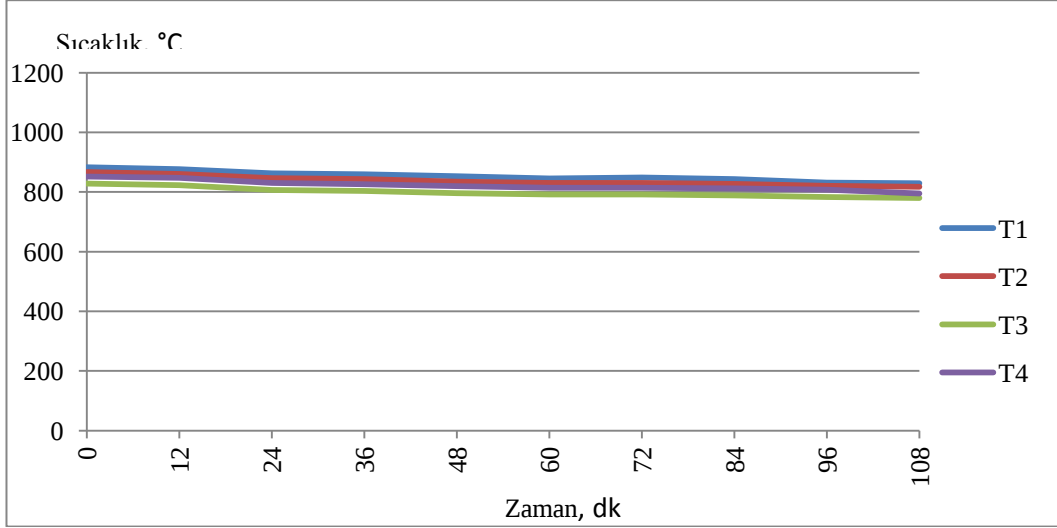


Şekil 4.23. K3 Deneyi Hava Yakıt Miktarı



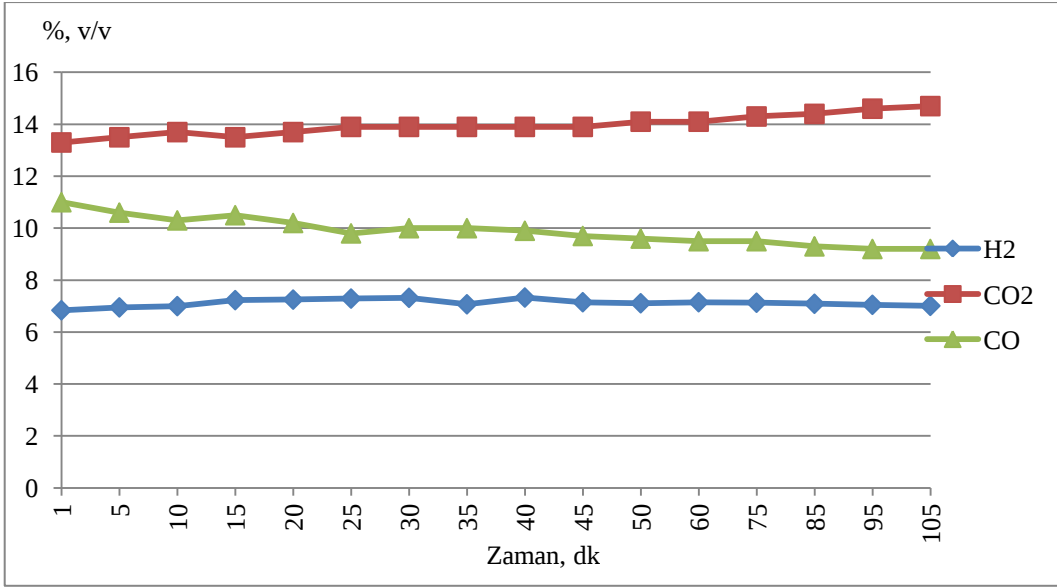
Şekil 4.24. K3 Deneyi ER Değerleri

Diğer deneylere kıyasla gazlaştırıcı içerisinde sıcaklık dağılımının homojen olduğu görülmüştür. Bu durumun K3 deneyinde kullanılan kömürün diğer deneylere kıyasla daha küçük tanecik boyutuna (Çizelge 3.1) sahip olmasından kaynaklı olduğu düşünülmektedir. Bunun sonucunda gazlaştırıcı içinde dengeli bir sıcaklık dağılımı olduğu, akışkanlaşmanın daha iyi sağlandığı görülmüştür (Şekil 4.25).

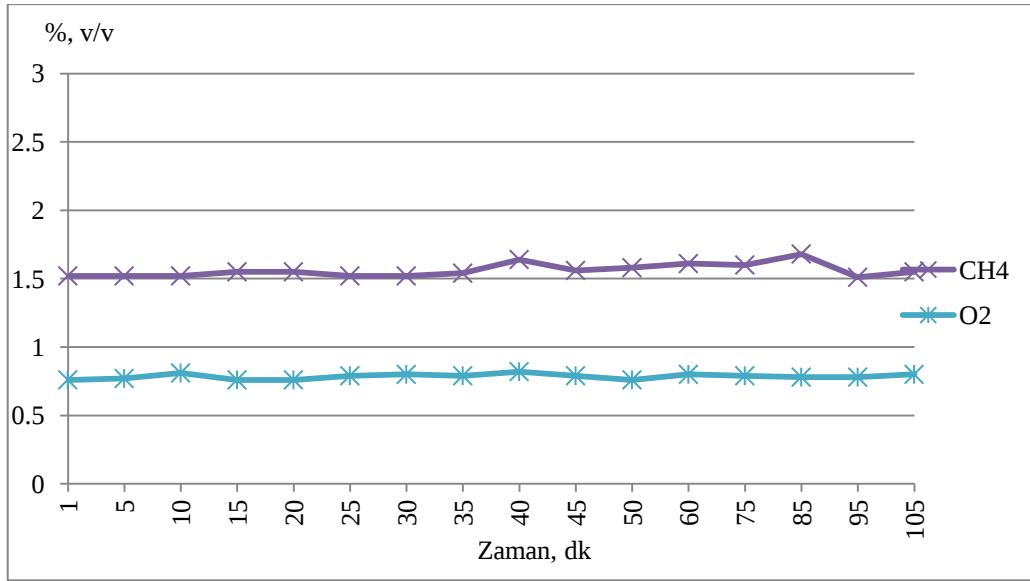


Şekil 4.25. K3 Deneyi Reaktör içi Sıcaklık Değerleri

Deney boyunca gaz bileşimi değişimleri Şekil 4.26 ve Şekil 4.27.de verilmiştir. Deneyde ER oranı sabit olduğundan gaz bileşimlerinde büyük oranda bir değişiklik olmamıştır.



Şekil 4.26. K3 Deneyi CO₂, H₂ ve CO Gaz Analiz Sonuçları



Şekil 4.27. K3 Deneyi CH₄ ve O₂ Gaz Analiz Sonuçları

Alt ısı değeri ortalama 5000 kcal/kg olan Tunçbilek Lavvar kömürü ile ER oranının 0.26 ve sıcaklığın 850 °C olduğu deneysel çalışmada gaz ısı değeri 2.5 MJ/Nm³ olarak elde edilmiştir.

4.3. Kül Analizlerinin Değerlendirilmesi

4.3.1. Kömür Külü için Kısa ve Elementel Analiz Sonuçları

Kömür için yapılan kısa ve elementel analiz, kül için de yapılmış olup sonuçlar Çizelge 4.6. da verilmiştir.

Çizelge 4.6. Kül Elementel Analizi

Kuru Temel, %	K1	K2-A	K2-B	K3
Kül	88.8	88.9	88.3	81.0
Uçucu Madde	6.2	4.4	4.2	3.0
Sabit Karbon	5.0	9.7	7.5	16.0
Toplam Kükürt	0.4	0.4	0.8	0.60
Karbon	11.2	13.7	25.0	19.9
Hidrojen	0.2	0.2	0.0	0.5
Oksijen	0.0	0.0	0.0	0.0
Azot	0.2	0.3	0.4	0.3
Alt Isıl, cal/g	722	919	1328	1509
Üst Isıl, cal/g	753	947	1392	1546

Deney sonunda toplanan külün elementel analizinde kül içerisinde karbon bulunduğu tespit edilmiştir. Akışkan yatak gazlaştırıcı sistemlerinde kül içerisindeki yanmamış karbon bulunduğu belirtilmektedir [61].

Bu durumun gazlaştırma için kömür birim miktarı başına düşen oksijen oranını azaltılması ile yanmamış karbonun yeterli oksijeni kullanamamasından kaynaklandığı düşünülmektedir [59].

4.3.2. Yoğunluk Analizleri

Kül yoğunluğunun, kömür yoğunluğundan daha fazla olduğu ve yatak malzemesi olan silika kum yoğunluğuna yakın olduğu (2.6 g/cm^3) görülmüştür (Çizelge 4.7.) Külün yatakta birikmesi ile kömür külü yatak malzemesi görevi görerek akışkanlaşmayı sağlamaktadır. Bu yüzden kömürün tanecik boyutu, akışkanlaşmayı etkileyen bir parametredir.

Çizelge 4.7. Yoğunluk Analizleri

	K1	K2-A	K2-B	K3
Kömür Yoğunluk, g/cm^3	1.67	1.44	1.44	1.44
Kül Yoğunluk, g/cm^3	2.37	2.65	2.65	2.41

4.3.3. Kömür Külü XRF Analizleri

Çalışmalarda kullanılan 3 farklı kömür için kömür külünün XRF analiz sonuçları Çizelge 4.8.de verilmiştir.

Çizelge 4. 8. Kömür Külü XRF Sonuçları

Bileşik, %	K1	K2	K3
Na_2O	0.05	---	---
K_2O	1.93	1.3	1.3
CaO	3.4	11.2	14.7
MgO	3.2	0.008	0.5
TiO_2	0.88	0.8	0.8
V_2O_5	0.04	0.2	0.2
Fe_2O_3	8.79	7.1	6.9
Al_2O_3	15.9	22.1	20.1
SiO_2	56.6	42.4	38.0
MgO	3.1	0.008	0.5
P_2O_5	0.1	0.001	0.001
SO_3	1.8	8.3	8.7

4.4. Elde Edilen Gaz Ürünü için yapılan Hesaplamalar

Sistemde ısıнын etkisiyle gazlaşma reaksiyonlarının Kömür + Hava → Gaz + Kül şeklinde gerçekleştiği düşünülmektedir. Kömürün nemli temelde elementel analizi (C, H, N, O, S), havanın nemli temelde oksijen ve azot miktarı, gaz içerisindeki bileşenlerin(CO, H₂, CO₂, CH₄, O₂ v.b) elementel temelde C, H, O, N ve S miktarı, kül içerisinde karbon miktarı dikkate alınarak çeşitli hesaplamalar yapılmıştır.

4.4.1. Gaz Debisinin Hesaplanması

Gaz debisini hesaplamak için gaz içerisindeki azot oranı dikkate alınır. Gazlaşma sonrasında elde edilen azot miktarı ile sisteme hava ile giren azot miktarı eşitlenir. Burada havanın hacimsel olarak % 21 oksijen, % 79 azot içerdiği kabul edilerek molekül ağırlığı 28,85 gram/mol alınmış olup hava içerisindeki azotun yanma reaksiyonlarına katılmadığından inert gaz olduğu kabul edilmiştir [59].

$$\text{Gaz Debisi} = \frac{\text{Sisteme Verilen Hava Miktarı Nm}^3/\text{h} \times 0.79}{\text{Sistemden Çıkan Gaz İçeri sin deki Azot Yüzdesi (hacimsel)}} \quad (4.1)$$

Sabit ER oranında çalışıldığı zaman aralıkları dikkate alınarak her deney için gaz debisi hesaplanmıştır.

4.4.2. Madde ve Enerji Denkliği

Kömürün nemli temelde karbon analizi dikkate alınarak mol cinsinden miktarı hesaplanmıştır. Gaz içerisindeki CO, CO₂, CH₄ bileşimindeki karbon miktarları mol cinsinden hesaplanmıştır. Yanmamış karbon miktarının tespiti için kül örneğinden elementel analiz yaptırılarak yanmamış karbon mol miktarı hesaplanmıştır (Çizelge 4.8).

Kül miktarının belirlenmesinde deney sonunda külün tamamı kül boşaltma haznesinden alınmış, soğutulan kül tartılarak saat başına kül miktarı yaklaşık olarak bulunmuştur. Buradan kömür külünün yaklaşık %35 inin kayıp olduğu görülmüştür. Deneyi yapıldığı sistem, uçucu külleri tutacak ve gazı temizleyecek şekilde tasarlanmadığından külün büyük bir kısmının bacadan atıldığı düşünülmektedir.

Çizelge 4.9. K2-B Deneyi için Madde Denkliği

Madde Denkliği				
	Girenler		Çıkanlar	
Element	Kömür (17.2 kg)	Hava (30 Nm ³)	Gaz (39.9 Nm ³)	Kül (1.2 kg)
C, mol	0.83		0.45	0.02
H, mol	0.93	0.03	0.63	0
O, mol	0.25	0.58	0.73	0
N, mol	0.02	2.11	2.12	0
S, mol	0.01	0	0	0
Kül, kg	1.89*	0	0	1.20

*K2 kömürünün kül miktarı %12.6 dikkate alınarak hesaplanmıştır.

Giren karbon, hidrojen ve oksijen miktarlarının büyük bölümünün çıkan gaz içerisinde tamamıyla bulunmadığı görülmüştür. Karbon dönüşümü; gaz içerisindeki karbon miktarının giren kömür içerisindeki karbon miktarına bölünmesiyle % 55 olarak bulunmuştur. Karbon kaybının ana kaynağının uçucu küllerden oluştuğu düşünülmektedir [62].

Gazlaştırmada ER oranı düştükçe, yanmamış karbon yeteri kadar oksijene sahip olmadığından karbon dönüşümü azalmaktadır [59].

K2-B Deneyi için enerji denkliği genel hatlarıyla yapılmıştır. Entalpi değerleri Çizelge 4.9. da verilmiştir. Bu çizelgede $H_{\text{üretim}}$, gazların entalpi değerlerinin dikkate alındığı ısı, $H_{\text{his.ısı}}$ ise gazların sıcaklığına bağlı olarak değişen ısıdır. Gazların entalpi değerleri dikkate alınarak hesaplanan soğuk gaz verimi % 32.5 olarak bulunmuştur.

Çizelge 4.10. K2-B Deneyi Enerji Denkliği*

	Girenler		Çıkanlar	
	Kömür	Hava	Gaz	Kül
$H_{\text{üretim}}$, kJ/kg	384980		125084	
$H_{\text{his.ısı}}$, kJ/kg	632	976	49420	1143
TOPLAM	385612	976	174505	1143

*ER oranı 0.29, sıcaklık 1153 K, % C dönüşümünün 55 olduğu durum içindir.

Verimi etkileyen en önemli faktör gaz içerisindeki karbon miktarıdır. Uçucu küllerin tutulduğu ve sisteme geri gönderildiği sistemlerde soğuk gaz verimi daha fazladır. Deney yapılan sistemde karbonun büyük bir kısmının sistemde tutma olanağı olmadığından çıkan gazın enerji değeri, giren yakıtın enerji değerinden düşüktür.

4.4.3. Gaz Isıl Değeri Tespiti

Sistemde çıkan gaz içerisindeki CO, H₂ ve CH₄ ve H₂S gazlarının hacimsel oranı dikkate alınarak gaz ısı değeri hesaplanmıştır.. CO, H₂ ve CH₄ ün alt ısı yanma entalpi değerleri sırasıyla 283 MJ/kg.mol, 242 MJ/kg.mol ve 802 MJ/kg.mol olarak alınmıştır [36]. Burada tüm deneyler için H₂S düşük miktarda (0.01-0.09 %) elde edildiğinden ihmal edilmiştir.

Gaz ısı değeri, yanma entalpi değerleri Eşitlik 4.2. de hesaplanmıştır:

$$H_{Gaz} = \frac{(V_{CO} \times 283) + (V_{H_2} \times 242) + (V_{CH_4} \times 802)}{22.4 \times 100} \quad (4.2)$$

K2-B deneyi için gaz ısı değeri (ER oranı 0.29, sıcaklık 1153 K, % C dönüşümünün 55 olduğu durumda) 3.08 MJ/Nm³ olarak hesaplanmıştır.

4.4.4. Soğuk Gaz Verimi Tespiti

Soğuk gaz verimi, sistemden çıkan gazın ısı değerinin sisteme giren yakıtın ısı değerine bölünmesiyle hesaplanır. Sıcak gaz veriminde ise tüm gazların sistem sıcaklığındaki enerji değerlerinin de dikkate alınması ve soğuk gaz verimine dahil edilmesiyle hesaplanır (Eşitlik 4.3.).

$$\eta_{soğuk} = \frac{H_{gaz} \times V_g}{H_{yakıt} \times M_k} \quad (4.3)$$

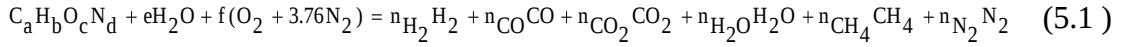
K2-B Deneyi için soğuk gaz verimi % 32.5 olarak hesaplanmıştır.

5. MODELLEME ÇALIŞMALARI

Gaz bileşimlerinin tahmini için stokiyometrik kimyasal denge modeli uygulanmıştır. Bu modelde yapılan varsayımlar aşağıda listelenmiştir.

1. Kullanılan kömürlerin ağırlıklı olarak C, H, O, ve N elementlerinde oluşmaktadır.
2. Üretilen gazlar ağırlıklı olarak H₂, CO, CO₂, H₂O ve CH₄ gazlarından oluşmaktadır.
3. Oluşan H₂S, COS, NH₃ v.b gazların az miktarda oluştuğu kabul edilip bu gazlar ihmal edilmiştir.
4. Gazlaştırma reaksiyonlarının dengeye ulaşmıştır. Reaksiyonlar sabit bir sıcaklık ve sabit basınçta gerçekleşmektedir.
5. Gazlaştırıcı içinde sıcaklık ve basınç dengeli bir şekilde dağılmıştır.
6. Hava içindeki azot , kül ve akışkan yatak malzemesi inerttir.

Bu varsayımlara dayanarak Eşitlik 5.1'deki gazlaştırma reaksiyonu modeli oluşturulmuştur [63].



Eşitlik 5.1 e göre, ürünler kısmındaki 6 bilinmeyen gaz oranlarına karşılık 6 eşitlik gerekmektedir. Bu eşitlikler, madde denkliği ve denge sabiti eşitlikleri ile sağlanır. Madde denkliğinin sağlanmasında giren kömürdeki elementlerin çıkan ürünlerdeki elementlere eşitliği sağlanır (Çizelge 5.1). Madde denkliğinde atomik ağırlıklar dikkate alınmıştır.

Modelde deneyde kullanılan kömür ağırlığı temel alınmış ve kömür içindeki C, H, O, N ve S miktarları mol olarak hesaplanmıştır.

Çizelge 5.1. Element Matrisi

Element	H ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	CH ₄	N ₂
C	0	1	1	0	1	0
H	2	0	0	2	4	0
O	0	1	2	1	0	0
N	0	0	0	0	0	2

C, H ve O ve N denklikleri; Eşitlik (1) de verilen formüle göre aşağıdaki gibi düzenlenir:

$$\text{Karbon Denkliği : } n_{CO_2} + n_{CO} + n_{CH_4} = a \quad (5.2)$$

$$\text{Hidrojen Denkliği: } 2 n_{H_2} + 2 n_{H_2O} + 4 n_{CH_4} = b + 2e \quad (5.3)$$

$$\text{Oksijen Denkliği: } n_{\text{CO}} + 2 n_{\text{CO}_2} + n_{\text{H}_2\text{O}} = c + e + 2f \quad (5.4)$$

$$\text{Azot Denkliği: } 2 n_{\text{N}_2} = d + 2f \quad (5.5)$$

Kimyasal denge eşitliği, Gibbs Serbest Enerjisinin minimizasyonu ile sağlanmaktadır [63]. Denge halinde serbest entalpi değişimi $\Delta G = 0$ olmaktadır. Bir kimyasal reaksiyonun Serbest entalpi değişimi bağıntısı Eşitlik 5.6 da verilmiştir:

$$\Delta G = \Delta G^0 + RT \ln K_a \quad (5.6)$$

Burada ΔG^0 , reaksiyonun standart koşullardaki serbest entalpi değişimidir. Gibbs serbest enerjisinin sıfıra eşit olduğu anda kinetik denge sabitlerinden yararlanarak gaz bileşenlerinin oranları tespit edilmiştir. Denge halinde $\Delta G = 0$ olduğu dikkate alınarak denge sabiti termodinamik yollardan hesaplanmıştır [55].

$$\ln K_a = \frac{\Delta G^0}{RT} \quad (5.7)$$

Burada K_a , reaksiyonun aktiviteleri çarpımı ile elde edilen termodinamik denge sabitidir. Bir kimyasal reaksiyonun denge sabiti sadece sıcaklığa bağlı olduğu bu eşitlik ile görülmektedir.

Gazlaştırma reaktörü içerisinde birçok reaksiyon gerçekleşmektedir. Modelde, bu reaksiyonlardan Boudouard reaksiyonu, heterojen su gaz reaksiyonu ve hidrogazlaşma reaksiyonlarının dengede olduğu kabul edilmiştir. Su gazı değişim reaksiyonu Boudouard reaksiyonu ve buhar reaksiyonunun bileşiminden oluşmaktadır [65,66].



Reaksiyonlar için denge sabitleri eğitlikleri aşağıdaki şekilde ifade edilir:

$$\frac{n_{\text{CO}_2} \cdot n_{\text{H}_2}}{n_{\text{CO}} \cdot n_{\text{H}_2\text{O}}} = K_1 \quad (5.10)$$

$$\frac{n_{\text{CH}_4} \cdot n_{\text{T}}}{n_{\text{H}_2}^2} = K_2 \quad (5.11)$$

Literatürde su gazı ve hidrojenleşme reaksiyonları için birçok korelasyon verilmiştir. Bu korelasyonlardan yaygın olarak kullanılanlar çizelgede 5.2’de verilmiştir. Akışkan yatak içerisindeki sıcaklık değeri yerine T değeri yazılarak reaksiyon denge sabiti bulunmuştur.

Çizelge 5.2. Reaksiyon ve Denge Sabitleri

Reaksiyon	Denge Sabiti Korelasyonu
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	$K_1 = 0.029e^{\frac{4094}{T}}$ [67]
$\text{C} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_4$	$\log K_2 = 4662.8T^{-1} - 2.095 \cdot 10^{-3} \cdot T + 0.386 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 + 3.034 \log T - 13.06$ [68]

Çizelgede verilen formüle göre akışkan yatak sıcaklık değerleri için K1 ve K2 hesaplanmış olup bazı sıcaklıklar için örnek denge sabitleri Çizelge 5.3.de gösterilmiştir.

Çizelge 5.3. Sıcaklık ve Denge Sabitleri

Sıcaklık, K	Denge Sabiti K1	Denge Sabiti K2
973	1.94	0.132
1023	1.59	0.082
1073	1.31	0.046
1123	1.11	0.031
1173	0.95	0.020
1223	0.83	0.016

Modelde, külün inert olduğu, hava içindeki azotun inert olduğu, tüm reaksiyonların dengeye ulaştığı, gazlaştırıcı içinde sıcaklığın homojen dağıldığı kabulü yapılmıştır. Sistem atmosferik basınçta çalışan, sürekli akışlı, açık bir sistem olarak düşünülmüştür. Açığa çıkan gazların CO₂, CO, H₂, CH₄, H₂O, ve N₂ gazlarından oluştuğu varsayılmıştır.

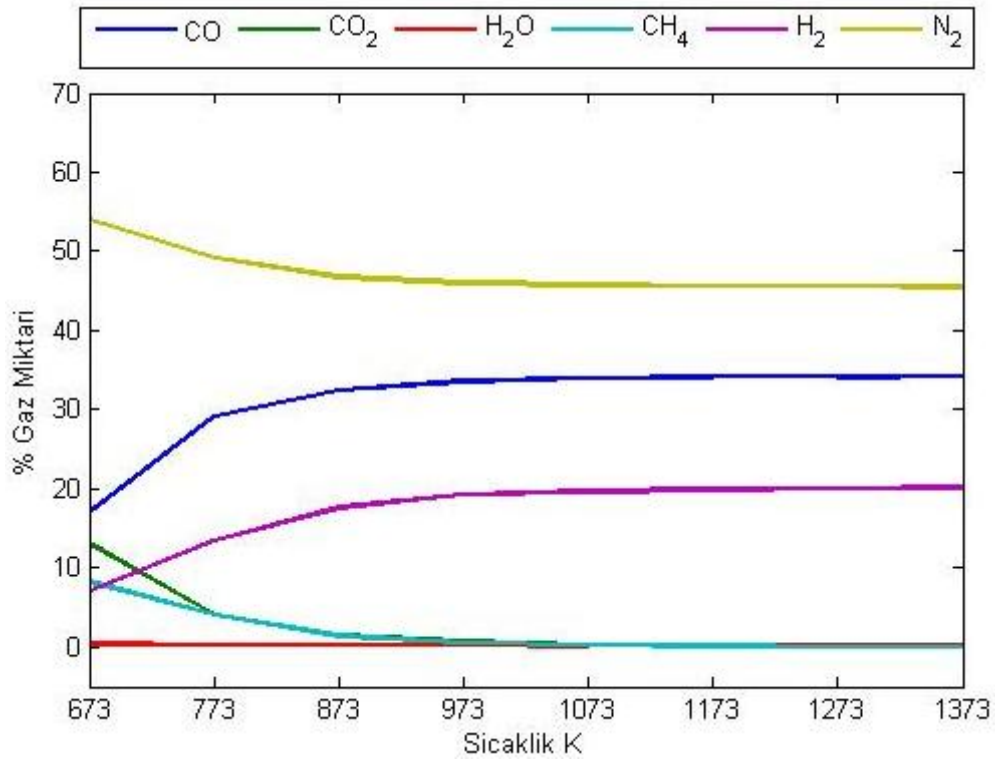
5.1. K2 Kömürü İçin Gaz Bileşenlerinin Sıcaklık ile Değişiminin İncelenmesi

K2 kömürünün sıcaklığa bağlı gaz bileşenlerinin belirlenmesinde, iki durum dikkate alınmıştır.

5.1.1. I.Durum

Karbon dönüşümünün %95 olduğu ve değişmediği, sabit ER oranında (ER oranı 0.29) çalışıldığı ve sıcaklığın 673 K ile 1373 K aralığında değiştiği şartlarda modelleme çalışması yapılmıştır.

Bu durum için şartlar Matlab programına girilmiş ve program çalıştırılmış, gaz bileşenlerinin sıcaklığa göre değişimi Şekil 5.1 ve Çizelge 5.4 de verilmiştir.



Şekil 5.1. Sabit % C Dönüşümü Ve Sabit ER Oranında Sıcaklığa Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi

Çizelge 5.4. Sabit % C Dönüşümü Ve Sabit ER Oranında Sıcaklığa Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi

	T, °C							
Ürünler	673	773	873	973	1073	1173	1273	1373
CO %, v/v	17.0	29.1	32.4	33.6	33.9	34.1	34.1	34.1
CO ₂ %, v/v	13.1	4.0	1.4	0.6	0.3	0.2	0.2	0.2
CH ₄ %, v/v	8.3	4.0	1.4	0.5	0.2	0.08	0.04	0.02
H ₂ %, v/v	7.1	13.4	17.6	19.2	19.7	19.9	20.0	20.1
H ₂ O %, v/v	0.4	0.3	0.3	0.2	0.1	0.13	0.13	0.13
N ₂ %, v/v	54.0	49.2	46.8	46.0	45.7	45.6	45.5	45.5
H _{gaz} , MJ/Nm ³	5.9	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5	6.5
η, %	66.7	81.7	85.1	86.4	86.8	87.0	87.1	87.1

Sıcaklığın artması ile CO ve H₂'nin belirgin olarak arttığı, CO₂, CH₄, H₂O ve N₂'nin azaldığı görülmüştür. Modelde sıcaklığın artışı ile sistemin gazlaşma özelliği göstererek sentez gazı oranının arttığı görülmüştür.

673-973 K sıcaklık aralığında CO'nun belirgin olarak arttığı, 973-1373 K aralığında küçük artışlar gösterdiği, H₂ için ise 673-1073 K sıcaklık aralığında H₂'nin belirgin olarak arttığı, 1073-1373 K aralığında küçük artışlar gösterdiği görülmüştür.

CH₄ oranı ise sıcaklık yükseldikçe azaldığı görülmüştür.

Gaz ısı değeri, sıcaklığın artması ile artış göstermiş, 773 K den sonra bu değeri 6.5 MJ/Nm³ olarak sabit tespit edilmiştir.

Soğuk gaz verimi ise gaz ısı değeriyle uyumlu olarak artış göstermiş, 873 K den sonra % 85- % 87 aralığında tespit edilmiştir.

5.1.2. II.Durum

İkinci durumda ise karbon dönüşümünün sıcaklığa göre değiştiği dikkate alınmış, sabit ER oranında (ER oranı 0.29) ve sıcaklığın 873 K ile 1273 K aralığındaki değiştiği şartlarda modelleme çalışması yapılmıştır.

Yüksek sıcaklıklarda karbon dönüşümü artmaktadır [50, 70]. Bu nedenle sabit ER oranında (ER oranı 0.29), sıcaklığın 873 K ile 1273 K aralığındaki değiştiği ve buna bağlı olarak karbon dönüşüm oranının değiştiği şartlarda gaz bileşenleri belirlenmiştir. Bu konuda yapılan çeşitli çalışmalarda da sıcaklığın karbon dönüşümüne etkisinin olduğu, sıcaklığın artması ile karbon dönüşümünün arttığı belirtilmiştir [70, 71].

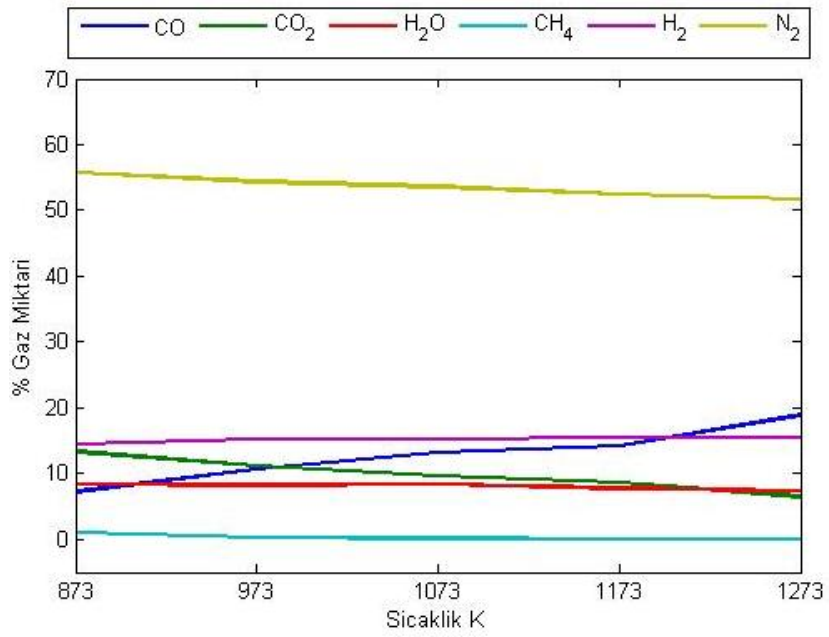
Buradan deneysel verilerde karbon dönüşümleri 850-900 °C arasında olup daha düşük sıcaklıklar için deneysel veri bulunmamaktadır. Deneysel çalışmada K2-B deneyinin ortalama reaktör sıcaklığı 1153 K dir. Deneysel çalışmalara daha yakın model oluşturmak amacıyla, literatür değerleri temel alınarak ve değerler deneysel verilere uyarlanarak sabit ER oranında değişen sıcaklığa göre değişen karbon oranları dikkate alınmış olup deneysel çalışmaya uyarlanıp varsayım yapılmıştır. Modellemede kullanılan karbon dönüşüm oranları Çizelge 5.5 de verilmiştir [72]. Deneysel sıcaklık verilerden uzaklaşıldığı 873 K'nin altındaki ve 1273 K'nin üstündeki sıcaklıklar için varsayım yapılmamıştır.

Çizelge 5.5. Deneysel Karbon Dönüşümleri

Sıcaklık, K	Literatür Değeri	Deneysel Değer
873	-	48.7
973	75	51.2
1073	86	53.8
1173	91	58.4*
1273	-	62.0

*Deneysel veridir.

Değişen % C dönüşümü ve sabit ER oranında sıcaklığa bağlı gaz bileşimi değişim değerleri Şekil 5.2 ve Çizelge 5.6 da verilmiştir.



Şekil 5.2. Değişen % C Dönüşümü Ve Sabit ER Oranında Sıcaklığa Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi

Çizelge 5.6. Değişen % C Dönüşümü Ve Sabit ER Oranında Sıcaklığa Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi

	873 K	973 K	1073 K	1173 K	1273
C Dönüşümü, %	48.7	51.2	53.8	58.4	62.0
ER Oranı	0.29	0.29	0.29	0.29	0.29
CO %, v/v	7.2	10.6	13.2	16.5	18.9
CO ₂ , %, v/v	13.3	11.2	9.6	7.8	6.5
CH ₄ , %, v/v	0.9	0.3	0.1	0.05	0.02
H ₂ , % v/v	14.4	15.2	15.2	15.5	15.5
H ₂ O, %, v/v	8.4	8.3	8.4	7.7	7.4
N ₂ , %, v/v	55.7	54.4	53.6	52.4	51.7
U, MJ/Nm ³	2.8	3.1	3.3	3.8	4.1
η, %	30.9	34.7	38.2	44.1	48.2

Gaz ısı değeri, 873-1273 K sıcaklık aralığında 2.8 – 4.1 MJ/Nm³ aralığında değişmiştir. Bu ısı değeri, daha yüksek karbon dönüşümünde elde edilen modeldeki (I.Durum) gaz ısı değerinden düşük olduğu görülmüştür.

CO ve H₂ ve CH₄ oranının, I.Durumdaki CO, H₂ ve CH₄ oranına kıyasla düşük olduğu, CO₂ oranının ise arttığı görülmüştür. CO'nun belirgin olarak azalışının (1173 K için % 34.1 den % 16.5'e) ve CO₂'deki belirgin artışın (1173 K için % 0.2'den % 7.8'e) temel sebebinin dönüşmemiş karbon olduğu düşünülmektedir.

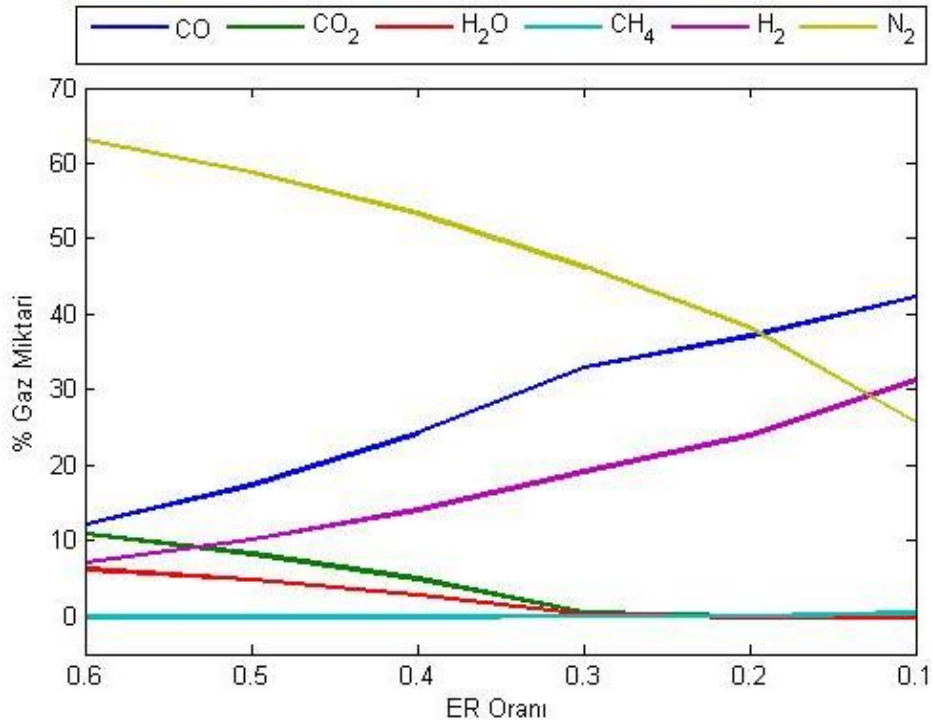
Çizelge 5.6 da, sıcaklık yükseldikçe H₂ deki değişiminin CO oranındaki değişime kıyasla az olduğu, CO oranının ise belirgin olarak arttığı görülmektedir. Soğuk gaz veriminin sıcaklığın artması ile arttığı görülmüştür.

5.2. K2 Kömürü için Gaz Bileşenlerinin ER oranı ile Değişiminin İncelenmesi

K2 kömürünün sıcaklığa bağlı gaz bileşenlerinin modellenmesinde iki durum dikkate alınmıştır.

5.2.1. I.Durum

Karbon dönüşümünün %95 ve sıcaklığın 1153 K olarak sabit olduğu durumda, ER oranı 0.6 - 0.1 aralığında değiştiği şartlarda modelleme çalışması yapılmıştır. Gaz bileşenleri değişimi Şekil 5.3 ve Çizelge 5.7 verilmiştir.



Şekil 5.3. Sabit % C Dönüşümü Ve Sabit Sıcaklıkta ER Oranına Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi

ER oranı 0.6'dan 0.1'e düştükçe CO, CH₄ ve H₂ oranlarının arttığı, CO₂, H₂O ve N₂ oranlarının azaldığı görülmektedir. Bu durum, modelde gazlaşma koşullarının sağlandığını göstermektedir. Gaz ısı değeri, ER oranının azalması ile 2.3 – 8.9 MJ/Nm³ aralığında olup düzenli artış göstermiştir.

Çizelge 5.7. Sabit % C Dönüşümü Ve Sabit Sıcaklıkta ER Oranına Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi

	ER 0.6	ER 0.5	ER 0.4	ER 0.3	ER 0.2	ER 0.1
CO %, v/v	12.2	17.5	24.3	33.1	37.3	42.4
CO ₂ %, v/v	11.0	8.4	5.1	0.7	0.002	0.002
CH ₄ %, v/v	0.012	0.025	0.048	0.088	0.186	0.465
H ₂ %, v/v	7.2	10.3	14.2	19.3	24.1	31.4
H ₂ O %, v/v	6.4	4.9	2.9	0.4	0.002	0.001
N ₂ %, v/v	63.2	58.9	53.5	46.4	38.4	25.8
U, MJ/Nm ³	2.3	3.3	4.6	6.3	7.4	8.9
η, %	46.2	59.4	72.6	85.7	81.6	74.8

Soğuk gaz verimi, ER 0.6'dan 0.3'e kadar düzenli artmış, 0.3'den sonra azalış göstermiştir. Bunun sebebinin, toplam gaz ısı değerindeki artışının toplam kömür ısı değerini karşılayamamasından kaynaklandığı düşünülmektedir. Buradan gazlaşmada soğuk gaz verimi açısından en yüksek değerin ER 0.3'de % 85.7 olduğu görülmektedir.

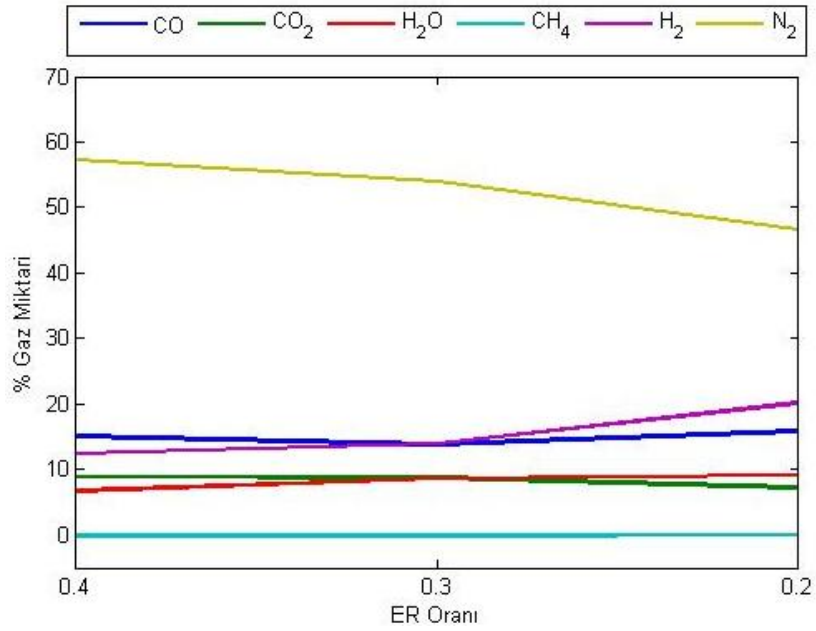
Deneysel uygulamada da, ER oranı azaltıldıkça CO, H₂ ve CH₄ oranının artarak gazlaşmanın gerçekleştiği, ER oranı arttırılınca ise CO, H₂ ve CH₄ miktarlarının azaldığı görülmüştür .

5.2.2. II.Durum

Karbon dönüşümünün ER oranına göre değiştiği dikkate alınarak, sabit sıcaklık ta (1153 K) ER oranının 0.4 - 0.2 aralığında modelleme çalışmaları yapılmıştır. Gaz bileşenleri değişimi Şekil 5.4 ve Çizelge 5.8'de verilmiştir.

ER oranı, karbon dönüşümüne etki eden önemli bir parametredir [69]. Karbon dönüşümünün ER oranına göre değiştiği dikkate alınarak, sabit sıcaklıkta (1153 K) ER 0.4 - 0.2 aralığında modelleme ile gaz bileşenleri tespit edilmiştir. Gaz bileşenleri değişimi Şekil 5.4 ve Çizelge 5.8 de verilmiştir. Burada ER oranına göre karbon dönüşümlerinin tespitinde K2 kömürü ile yapılan deneylerde elde edilen gerçek karbon dönüşümleri kullanılmıştır.

ER oranı 0.4'dan 0.2'e düştükçe CO'nun genel olarak artış gösterdiği, CH₄ ve H₂' nin arttığı, CO₂ ve N₂'nin azaldığı görülmektedir. Bu durum, modelde gazlaşma koşullarının sağlandığını göstermektedir. CO'daki az miktarda artış, deneysel çalışmalarda da görülmüş olup bu durumun karbon dönüşümünün gaz bileşenlerini büyük oranda etkilemesinden kaynaklı olduğu düşünülmektedir.



Şekil 5.4. Değişen % C Dönüşümü Ve Sabit Sıcaklıkta ER Oranına Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi

Gaz ısı değeri, ER oranının azalması ile 3.2 -4.2 MJ/Nm³ aralığında olup düzenli artış göstermiştir. Soğuk gaz verimi, % 48.5 – 38.6 aralığında olup azalış göstermiştir. Soğuk gaz verimi ile gaz ısı değeri arasındaki uyumsuzluğun sebebinin toplam gaz ısı değerindeki artışın, sisteme verilen toplam kömür ısı değerini karşılayamaması olduğu düşünülmektedir

CO oranının I. Duruma kıyasla belirgin olarak azaldığı (ER 0.3 için % 33.1 den 14.9'a) ve H₂ ve CH₄ oranının azaldığı, CO₂ oranının belirgin olarak arttığı görülmüştür.

Çizelge 5.8. Değişen % C Dönüşümü Ve Sabit Sıcaklıkta ER Oranına Bağlı Gaz Bileşimi Değişimi

	ER 0.4	ER 0.3	ER 0.2
% C Dönüşümü	70	56	43
T, K	1153	1153	1153
CO %, v/v	15.1	14.9	16.0
CO ₂ %, v/v	9.0	8.9	7.4
CH ₄ %, v/v	0.03	0.05	0.1
H ₂ %, v/v	11.6	14.1	20.3
H ₂ O %, v/v	6.8	8.7	9.3
N ₂ %, v/v	57.4	54.1	46.8
U, MJ/Nm ³	3.2	3.4	4.2
η, %	48.5	39.7	38.6

6. DENEYSEL VE MODEL SONUÇLARININ KARŞILAŞTIRILMASI

K2-A deneyindeki tüm bölgeler dikkate alınarak deney verileri ile model verileri karşılaştırılmıştır. 1. Bölge, 2.Bölge, 3.Bölge, 4.Bölge için modelleme çalışmaları yapılmış, deneysel veriler ile karşılaştırılmıştır. (Çizelge 6.1).

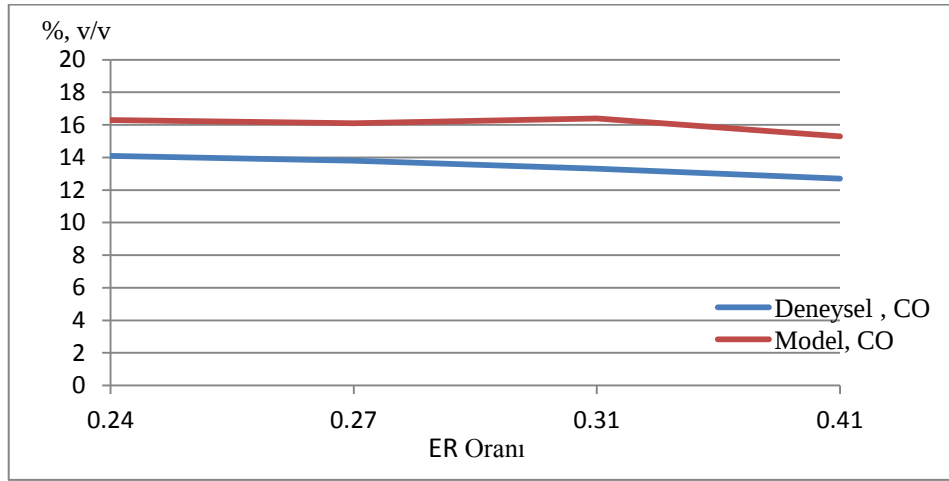
Çizelge 6.1. K2-A Deneyi için Deney ve Model Sonuçları

Koşul	1. Bölge Deney	1. Bölge Model	2. Bölge Deney	2. Bölge Model	3. Bölge Deney	3. Bölge Model	4. Bölge Deney	4. Bölge Model
Hava Miktarı, Nm ³ /h	42	42	42	42	42	42	42	42
Kömür Miktarı, kg/h	17.20	17.20	26.30	26.30	23.10	23.10	29.2	29.2
Yatak Sıcaklığı, Ortalama, °C	890	890	925	925	885	885	875	875
ER Değeri	0.41	0.41	0.31	0.31	0.27	0.27	0.24	0.24
Gaz miktarı, Nm ³ /h	57.1	62.8	57.2	62.3	58	64.3	58.2	66.0
CO %, v/v	12.7	15.3	13.3	16.4	13.8	16.1	14.1	16.3
H ₂ , % v/v	6.2	11.7	8.1	15.0	9.2	17.2	10.0	19.1
CO ₂ , %, v/v	11.0	10.1	10.8	9.1	10.5	9.2	10.5	9.0
CH ₄ , %, v/v	0.7	0.02	1.1	0.03	1.2	0.06	1.5	0.08
O ₂ , %, v/v	0.2	-	0.2	-	0.2	-	0.2	-
N ₂ , %, v/v	60.4	62.7	57.7	59.4	56.8	57.4	56.7	55.4
C Dönüşümü, %	72	72	58	58	52	52	48	48
Gaz Isıl Değeri, MJ/Nm ³	2.52	3.21	2.95	3.91	3.17	4.13	3.41	4.60
Soğuk Gaz Verimi, %	36.2	48.4	32.7	46.5	31.4	45.2	30.5	45.4
RMS Değeri	3.1		3.8		4.2		4.6	

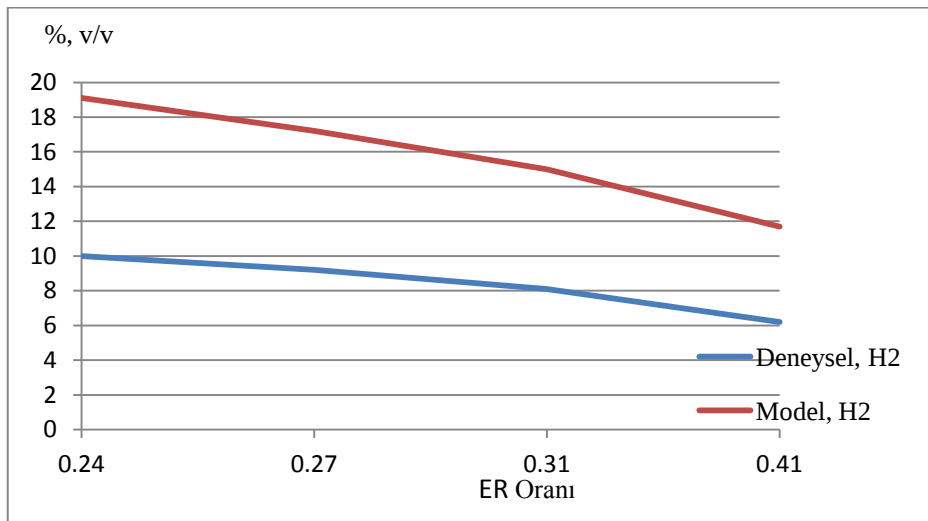
ER oranını 0.41-0.24 aralığında değiştiği durumda CO, H₂, CO₂, CH₄ ve N₂ gazlarının deneysel ve model sonuçları değişimi sırasıyla Şekil. 6.1, Şekil 6.2, Şekil 6.3 , Şekil 6.4 ve Şekil 6.5 de görülmektedir. Buradan CO₂, CO, N₂ gazı oranlarının deneysel ve model sonuçlarının birbirine yakın olduğu görülmektedir. H₂ oranı model çalışmalarında deneysel çalışmalardan daha fazla olduğu, CH₄ oranı ise modelde deneysel çalışmalardan daha az olduğu görülmektedir.

Benzer konuda H_2 ve CH_4 oranının tespiti üzerine yapılan çalışmalar, H_2 oranının model çalışmalarında deneysel çalışmalardan daha fazla olduğunu, CH_4 oranının ise model çalışmalarında deneysel çalışmalardan daha az olduğu göstermiştir [63,72, 73, 62, 74, 75].

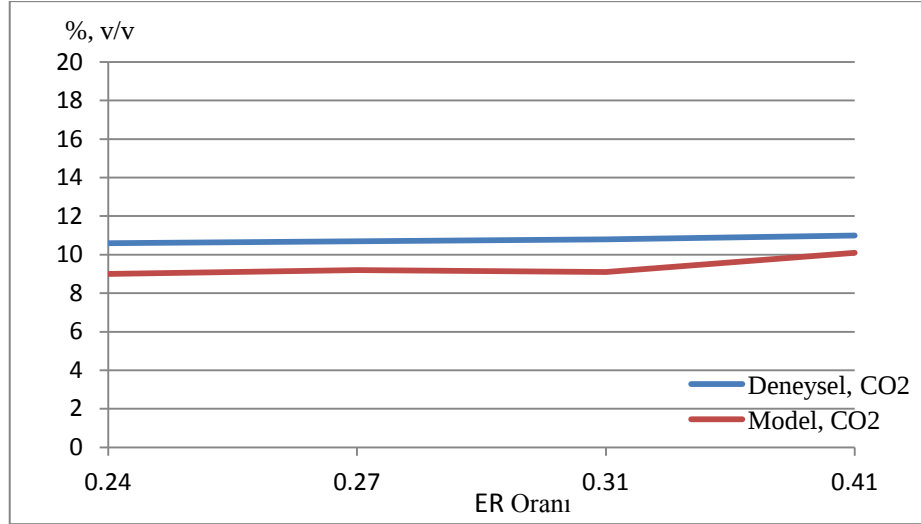
ER oranının 0.41'den 0.24'e azalması ile CO oranı deneysel sonuçlarında % 12.7 den % 14.1'e yükselmiş, modelde ise % 15.3 den %16.3'e yükselmiştir. Aynı şartlarda H_2 oranı, deneysel sonuçlarında % 6.2 den %10.0'a yükselmiş, modelde ise % 11.7'den %19.1'e yükselmiştir. CO oranında deneysel ve modelde az miktarda değişim olurken, H_2 miktarı CO ile kıyaslandığında daha fazla değişim göstermiştir. Buradan ER oranının değiştirilmesinin CO oranı üzerinde büyük etkisi olmadığı, fakat H_2 üzerinde büyük etkisi olduğu görülmektedir. Deneysel sonuçlarda da ER değeri değişiminin CO miktarını büyük oranda değiştirmediği, H_2 oranını belirgin olarak arttırdığı görülmüştür (Çizelge 4.2).



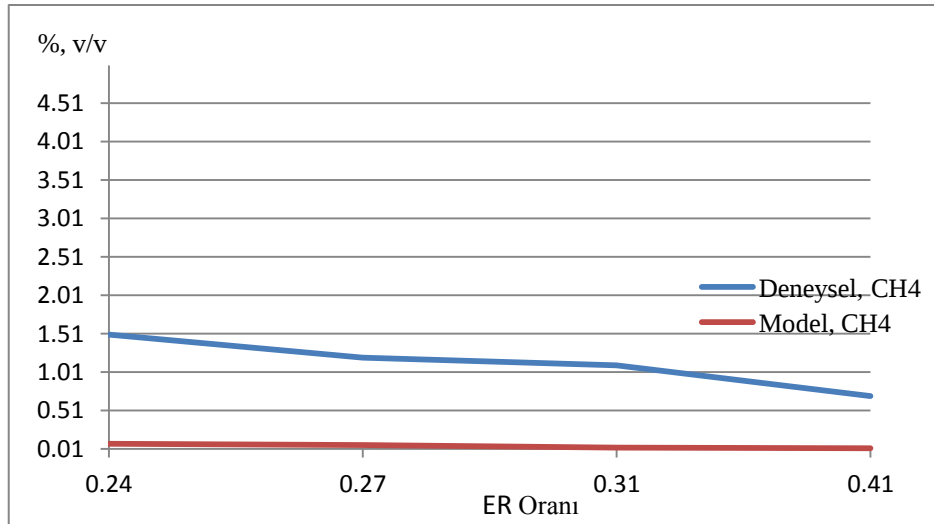
Şekil 6.1. CO Oranını Deneysel Ve Model Verilerinin Karşılaştırılması



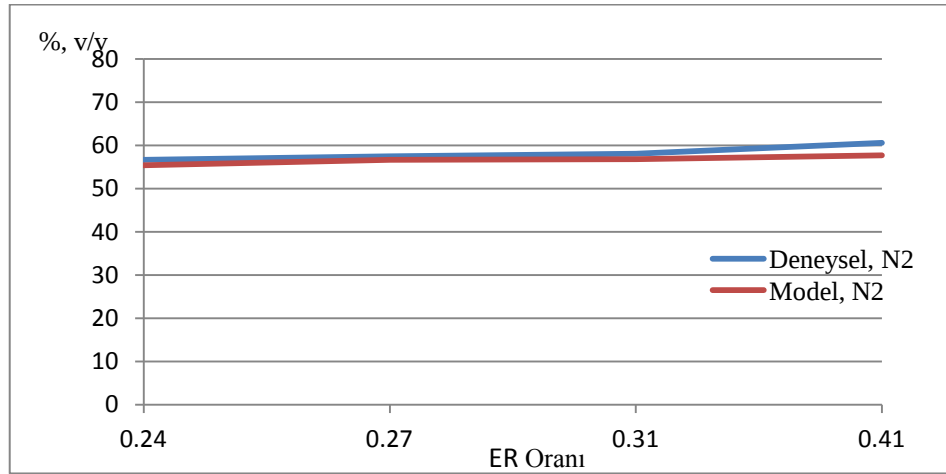
Şekil 6.2. H_2 Oranını Deneysel Ve Model Verilerinin Karşılaştırılması



Şekil 6.3. CO₂ Oranını Deneysel Ve Model Verilerinin Karşılaştırılması



Şekil 6.4. CH₄ oranını deneysel ve model verilerinin karşılaştırılması



Şekil 6.5. N₂ Oranını Deneysel Ve Model Verilerinin Karşılaştırılması

Deneysel ve model çalışmaların her ikisinde de ER oranının azalması ile CO, CH₄ ve H₂ oranlarının arttığı, CO₂ ve N₂ oranlarının azaldığı görülmüştür. ER oranının azalması ile gaz ısı değeri arttığı, soğuk gaz veriminin ise azaldığı tespit edilmiştir. Buna bağlı olarak deneysel ve model çalışmaları; ER değeri artışı ile CO, H₂ ve CH₄ oranlarının azaldığını, CO₂ ve N₂ oranlarının ise arttığını desteklemektedir. Deneysel çalışmalarda ER değeri azalması ile karbon dönüşümünün azaldığı görülmüştür.

Fudong ve arkadaşlarının [76] yaptığı deneysel çalışmalarda hava/yakıt oranının artmasıyla; CO, H₂ ve CH₄ oranlarının azaldığı, CO₂ oranı ve karbon dönüşümünün arttığı görülmüştür. Aynı şekilde Aydar ve arkadaşları [59]; ER oranının artması ile karbon dönüşüm oranının arttığını, gaz ısı değeri azaldığı göstermişlerdir.

7. SONUÇ VE DEĞERLENDİRME

Yapılan çalışmalar, yüksek ısıl değere ve düşük kül içeriğine sahip kömürlerin gazlaştırılması ile elde edilen gaz ısıl değerinin daha yüksek olduğunu göstermiştir.

ER değerinin azaltılması ile kömürün gazlaştırılabilme özelliğinin arttığı ve buna bağlı olarak gaz ısıl değerinin arttığı görülmüştür. Diğer yandan ER değerinin azaltılması ile karbon dönüşümü ve soğuk gaz verimi azalmaktadır.

Uygun gazlaşma ortamının sağlanması için, hava debisinin sabit tutularak sisteme verilen kömür miktarının artırılmasıyla kömürün gazlaşma özelliği gösterdiği, sentez gazı bileşiminin arttığı görülmüştür.

Yapılan deneysel çalışmalarda kömür tanecik boyutu küçüldükçe gazlaştırıcı içerisinde sıcaklığın daha homojen olduğu görülmüştür. Gazlaştırıcı içerisinde iyi bir akışkanlaşmanın sağlanmasının kömür tanecik boyutu ve hava debisi ile doğrudan ilişkili olduğu tespit edilmiştir.

Akışkan yatak gazlaştırma sisteminde Soma kömürü ile yapılan deneysel çalışmalar, indirgen ortamda kömürün ilk deformasyon sıcaklığının yaklaşık 150 °C altında çalışıldığı durumda gazlaştırıcı içerisinde aglomerasyon olduğunu göstermiştir.

Sabit ER değerinde, karbon dönüşümünün sıcaklığa bağlı olarak değiştiği dikkate alınarak yapılan modelleme çalışmasında; sıcaklığın artması ile CO ve H₂ gazlarının artış gösterdiği; CO₂, CH₄ ve N₂ gazlarının ise azalma gösterdiği görülmüştür. Bu durum modelin kömür gazlaşma özelliğini yansıttığını göstermektedir. Yatak sıcaklığının artışı ile CO oranı belirgin olarak artarken, CO oranına kıyasla H₂ oranının az miktarda artış gösterdiği tespit edilmiştir.

Sabit sıcaklıkta, karbon dönüşümünün ER değerine bağlı olarak değiştiği dikkate alınarak yapılan modelleme çalışmasında; ER değerinin azalması ile CO ve H₂ ve CH₄ gazlarının artış gösterdiği, CO₂ ve N₂ gazlarının ise azalma gösterdiği görülmüştür. Bu durum modelin kömür gazlaşma özelliğini yansıttığını göstermektedir. ER değerinin azalması ile H₂ oranı belirgin olarak artarken, H₂ oranına kıyasla CO oranının az miktarda artış gösterdiği tespit edilmiştir. Deneysel çalışmalarda da ER değerinin azaltılması ile CO, H₂ ve CH₄ oranının arttığı; CO₂ ve N₂ gazlarının azaldığı görülmüştür. Bu sonuç, deneysel ve model çalışmalarının uyumlu olduğunu göstermektedir.

Aynı işletme şartlarında, deneysel çalışmalarda CH_4 miktarı model çalışmalarına göre daha yüksek, H_2 miktarı ise daha düşük bulunmuş olup model çalışmalarında CH_4 ve H_2 gaz miktarlarının tespiti bakımından çok iyi bir tahmin sağlanamamıştır. Bununla birlikte CO , CO_2 ve N_2 gaz miktarlarının tespiti bakımından model ve deney çalışma sonuçları birbiri ile uyumludur.

Karbon dönüşüm oranının %95 olarak alındığı modelleme çalışmalarında sentez gazı oranı, deneysel çalışmalarda elde edilen gerçek karbon dönüşümünün kullanıldığı modelleme çalışmalarındaki sentez gazı oranından oldukça fazladır. Buradan modelleme çalışmalarında sentez gazı bileşiminin tespitinde karbon dönüşümünün büyük etkisi olduğu görülmüştür. Modelin gerçeğe yakın sonuçlar vererek iyi bir tahmin sağlaması için model çalışmalarında karbon dönüşümünün dikkate alınması ve doğru tahmin edilmesi önemlidir. Model ve deneysel sonuçlar karşılaştırıldığında işletme şartlarının değiştirilmesiyle gaz bileşenleri, karbon dönüşüm oranı, gaz ısı değeri ve soğuk gaz verimi değişimlerinin uyumlu olduğu görülmüştür.

KAYNAKLAR

- [1] *Dünya Enerji Konseyi Türk Milli Komitesi*, Enerji Raporu, ISSN 1301-6318, **2013**.
- [2] <http://www.worldcoal.org/coal/uses-of-coal/coal-electricity/> (Temmuz, **2015**).
- [3] Alonso, J.F. ve diğerleri, “Kömür kullanan büyük yakma tesisleri için Met klavuzu”, **2012** www.csb.gov.tr/db/ippc/icerikbelge/icerikbelge881.docx (Temmuz, **2015**).
- [4] *Türkiye Kömür İşletmeleri Kurumu*, Kömür Sektör Raporu (linyit) , **2014**.
- [5] *Temiz Kömür Teknolojileri*, Dünya Enerji Konseyi Türk Milli Komitesi, **2010**.
- [6] Orhan, K. *Kömür Kimyası ve Teknolojisi*, **1988**.
- [7] ASTM 388, STM D388: *Standard Classification of Coals by Rank Name of Standards Organization: American Society for Testing and Materials*, **2012**.
- [8] International Energy Agency, *IEA Statistics - COAL Information*, ISBN, 978-92-64-17470 2, **2012**.
- [9] Miller, G., Miller, B. G., Sevier, E., *Coal Energy Systems*, 247, **2005**.
- [10] Rezeriyan, J., Nicholas, P., Cheremisinoff , *Gasification Technologies: A Primer for Engineers and Scientists (Chemical Industries) Hardcover*, Taylor Francis Group ISBN 10: 0824722477 ISBN 13: 9780824722470, **2005**.
- [11] <http://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasification-plant-databases/summary> (Temmuz, **2015**).
- [12] Brian, F., *Chapter 13 – Coal and Clean Coal Technologies*, Towler, Future of Energy, 273-299, 2014.
- [13] Tolay, M., Yamankaradeniz, H., Daradimos, G., Hirschfelder, H., Vostan, P., VII. *Ulusal Temiz Enerji Sempozyumu*, UTES’2008 17-19 Aralık, İstanbul. Temiz Enerji Üretimi İçin Gazlaştırma Teknolojisi, Detes Enerji ve Çevre Teknoloji Sistemleri Ltd. Şti., Envi Rotherm GmbH, Essen, Germany, **2008**.

- [14] Scala, F. (Ed.) Arena U “Fluidized bed gasification”chap. 17 in Fluidized-bed technologies for near-zero emission combustion and gasification, ISBN 978-0-85709-541-1, DOI: 10.1533/9780857098801.3.765, Woodhead Publishing, 765-812, **2013**.
- [15] Van Der, B. “CHAPTER 2 Chemistry of Gasification I,” 1.00002-9, 1, **2009**.
- [16] Smoot, L. D., Smith, P. J., *Coal Combustion and Gasification*. New York, Plenum, **1985**.
- [17] Brown, J., *Biomass Gasification: Fast Internal Circulating Fluidised Bed Gasifier Characterisation and Comparison: a Thesis Submitted in Fulfilment of the Requirements for the Degree of Master of Engineering in Chemical and Process Engineering*, University of Canterbury, **2006**.
- [18] Pişkin, S. “Kömür Gazlaştırma”, Kömür Kural O. (Ed.), İTÜ Maden Fak. Maden Müh. Böl., Şubat **1991**.
- [19] Kaya, E., *Kömür Gazlaştırma Ürünlerinin Kimyasal Denge Kuramı ile İncelenmesi*, Hacettepe Üniv., Fen Bilimleri A.B.D., Master Tezi, Ankara, **2009**.
- [20] Ratafia-Brown, J., Manfredo, a. L. M, Hoffmann, J.W., Massood, R., “An Environmental Assessment of Igcc Power Systems.” *Nineteenth Annual Pittsburgh Coal Conference*, **2002**, 27. www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/pubs/pdf/18.pdf. (Temmuz, **2015**).
- [21] Gördesli, F. P., ‘CO₂ ile Piperazin ve Piperazin-Sterik Engelli Amin Karışımlarının reaksiyon Kinetiği’ Hacettepe Üniv. Fen Bilimleri Enstitüsü, Kimya Mühendisliği Ana Bilim Dalı Başk., Yüksek Lisans Tezi, **2009**.
- [22] <http://iklim.cob.gov.tr/iklim/AnaSayfa/Kyoto.aspx?sflang=tr> (Temmuz, **2015**).
- [23] http://ccs101.ca/ccs_pro/opportunities_for_canada/saskatchewan, (Temmuz, **2015**).
- [24] <https://netl.doe.gov/File%20Library/Research/Coal/energy%20systems/turbines/handbook/1-2-1.pdf> (Temmuz, **2015**).
- [25] <http://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/fmb> (Temmuz, **2015**).

- [26] Breault, R. W., ISSN 1996-1073, *Gasification Processes Old and New: A Basic Review of the Major Technologies*, NETL-US DOE, *Energies*, 3, 216-240, **2010**.
- [27] Brian, D.A.B., Towler, F., Elsevier, M. F., *CoAL Gasification and its applications*, ISBN 978-0-8155-2049-8, **2011**.
- [28] <http://www.netl.doe.gov/research/coal/energysystems/gasification/gasifipedia/lurgi>) (Temmuz, **2015**).
- [29] Leonard, R., Lambrecht, R.C, Vimalchand, P., Yongue, R.A., *Update on gasification testing at power systems development facility*, 32nd International Technical Conference on Coal Utilization&Fuel Systems, 10-15, **2007**.
- [30] Woods, M. C., Capicotto, P. J., Haslbeck, J. L., Kuehn, N. J., Matuszewski, M., Pinkerton, L. L. et al., “*Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants DOE/NETL-*,” National Energy Technology Laboratory, 1281, **2007**.
- [31] Volkman, D., *Future Energy GmbH: An update on technology and Project*, Gasification Technologies Council, Annual Conference, **2004**.
- [32] Tunçer, O., Hidrojenle Zenginleştirilmiş Metan Yakıtının Alev Hızları Ve Emisyon Değerlerinin Kimyasal Kinetik Analizi İstanbul Teknik Üniversitesi Uçak ve Uzay Bilimleri Fakültesi Uçak Mühendisliği Bölümü Maslak, J. of Thermal Science and Technology TIBTD Printed in Turkey ISSN 1300-3615 29, *Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi*, İstanbul, 34469, 29, 2, 29-42, **2009**.
- [33] TMMOB, “*Enerji ekipmanları yerli üretimi durum değerlendirmesi ve öneriler*”, Oda raporu, http://www.mmo.org.tr/yayinlar/kitap_goster.php?kodu=376, (Temmuz, **2015**).
- [34] Kunii, D., Levenspiel, O., *Fluidization Engineering, 2nd Ed*, Boston,: Butterworth Heineman, **1991**.
- [35] Çetin, T., *Dolaşımli Akışkan Yatak Deney Sistemlerini Kurulması ve Akışkanlaşma Davranışının İncelenmesi*, Yüksek lisans Tezi, Gazi Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, **1989**.
- [36] Basu, P., “*Combustion and Gasification in Fluidized Beds*”, Taylor&Francis Group, 2006.

- [37] Karl, H., Heek, V., Heinz-Jürgen, M., *Aspects of coal properties and constitution important for gasification*, This paper was presented at the Conference ‘Structure and Reactivity of Coal’, Society of Chemical Industry, London, UK, 25–27 March **1985**.
- [38] Collot, A. G. “Matching Gasification Technologies to Coal Properties.” *International Journal of Coal Geology* 65, 3–4, 191–212, **2006**.
- [39] Özbayoğlu, G., Ataman, N., *Kömür Kökenli Sentetik Yakıtların Üretiminde Kömür Özelliklerinin Önemi*, 16.Kömür Kongresi, 26-28 Mayıs **2008**.
- [40] Dooher, J., Malicki, N., Trudden, J., *Physiochemical Principles of Coal-Water Slurry Gasifier Feedstocks*, EPRI GS/ ER-7068. EPRI Distribution Center, Pleasant Hill, CA, USA. 151, **1990**.
- [41] Ashizawa, M., Hara, S., Ichikawa, K., Mimaki, T., Inumaru, J., Hamamatsu, T., *Development of High-Performance Coal Gasification Technology For High Ash Fusion Temperature Coals*, evaluation of flux addition method and coal blending method. EW92004. Central Research Institute of Electric Power Industry (CRIEPI), Tokyo, Japan, **1993**.
- [42] Lemens, A.H., Damiano, L.F., Gong, D., Matheson, T.W. Whitney, R.S., *Applicability of clean coal technologies to New Zealand. Coal, the future*, Twelfth International Conference on coal research: technical papers. South African Institute of Mining and Metallurgy Johannesburg, South Africa 159–162, **2000**.
- [43] Zhuo, Y., Messenbo, ck, R., Paterson, N., Dugwell, D.R., Kandiyoti, R., *High pressure gasification of coal in bench scale reactors: the effect of pressure, gasifying medium and maceral content*. Industrial Furnaces and Boilers, Proceedings of the 5th European Conference. INFUB, Rio Tinto, **2000b**.
- [44] Küçükbayrak, S., Meriçboyu, A. Haykırı, H. Gfıner, H., Urkan, K., Investigation of the Relation Between Chemical Composition and Ash Fusion Temperatures for Some Turkish Lignites, *Fuel Science and Technology International*, 11, 9, 1231-1249, 629– 638, **1993**.
- [45] West, S.S., Williamson, J., Laughlin, M.K., *Mineral interactions during fluidised bed gasification of coals*. The Impact of Ash Deposition on Coal Fired Plants. Taylor and Francis, Bristol, PA, USA, 89– 100, **1994**.

- [46] Holden, J.L., Hodges, S., *Ash clinker formation during gasification of brown coals. 1996 Australian Coal Conference: Conference Proceedings*. Australian Institute of Energy, Gippsland Group, Morwell, Vic, Australia, 305– 311, **1997**.
- [47] Sondreal, E.A., Benson, S.A., Jones, M.L., *Issues in application of advanced power systems to low rank coal. Fourteenth Annual International Pittsburgh Conference: Proceedings*. Pittsburgh Coal Conference, Pittsburgh, PA, USA. 8.3, 26, **1997**.
- [48] Skodras, G., Sakellariopoulos, G. P., “Mineral Matter Effects in Lignite Gasification.” *Fuel Processing Technology* 77–78, **2002**.
- [49] Pinto, F., Franco, C., André, R.N., Tavares, C., Dias, M., Gulyurtlu, I., Cabrita, I., Effect of experimental conditions on co-gasification of coal, biomass and plastics wastes with air/steam mixtures in a fluidized bed system. *Fuel*, 82: 1967–1976, **2003**.
- [50] Li, X., Grace, J.R., Watkinson, A.P., Lim, C. J., Ergüdenler, A., *Equilibrium Modelling of Gasification: A Free Energy Minimization Approach And It's Application To A Circulating Fluidized Bed Coal Gasifier*, *Fuel*, 80, 195-207, **2001**.
- [51] Karmakar, M.K., Datta, a. B. “Generation of Hydrogen Rich Gas through Fluidized Bed Gasification of Biomass.” *Bioresource Technology* 102, 2, **2011**.
- [52] Rodrigues, R., Secchi, A.R., Marcílio, N.R., Godinho, M., Modeling of biomass gasification applied to a combined gasifier-combustor unit: equilibrium and kinetic approaches. *10th international symposium on process systems engineering. Computer Aided Chemical Engineering* 27, 657–662, **2009**.
- [53] Ruggiero, M., Manfrida, G., An equilibrium model for biomass gasification process. *Renew Energy* 16:1106–9, **1999**.
- [54] Smith, W.R., Missen, R.W., *Chemical reaction equilibrium analysis: theory and algorithms*. Wiley Publisher, New York, 1982.
- [55] Yalçın, H., Gürü, M., *Stokiometri*, Palma Yayıncılık, **2000**.
- [56] Rand, D., Dell, C., CSIRO Energy Technology , *Australia And Formely of Atomic Energy Research Establiment*, Harwell, UK “Coal Gasification,” 276–92, **2009**.

- [57] Tomita, A., Yasuo, O., “Chapter 5 - Gasification and Combustion of Brown Coal.” *Advances in the Science of Victorian Brown Coal*, **2004**, 223–85. doi:<http://dx.doi.org/10.1016/B978-008044269-3/50006-6>. (Temmuz, **2015**).
- [58] Wales, P.O., *The Science of Victorian Brown Coal: Structure, Properties and Consequences for Utilization* 465, Chapter 9 Pyrolysis By I C Jones School of Chemical Engineering and Industrial Chemistry University of New SouthBoxi Kensington NSW2033 Australia..
- [59] Emir, A., Gul, S., Unlu, N., Akgun, F., Livatyali, H., “Effect of the Type of Gasifying Agent on Gas Composition in a Bubbling Fluidized Bed Reactor.” *Journal of the Energy Institute* 87, 1, **2014**.
- [60] Radovanovic, M., *Fluidized Bed Combustion, 2.Series*, Hemisphere Publishing Corporation, ISBN 0-89116-409-X, **1986**.
- [61] Wagner, N.J., Coertzen, M., Matjie, R.H., Van, Dyk. J.C. “Applied Coal Petrology.” *Applied Coal Petrology*, 1, 119–44, **2008**.
- [62] Li, X.T., Grace, J. R., Lim, C. J., Watkinson, a. P., Chen, H. P., Kim, J. R., “Biomass Gasification in a Circulating Fluidized Bed.” *Biomass and Bioenergy* 26, 2, 171–93, **2004**.
- [63] Jarunghammachote, S., Dutta, A. “Equilibrium Modeling of Gasification: Gibbs Free Energy Minimization Approach and Its Application to Spouted Bed and Spout-Fluid Bed Gasifiers.” *Energy Conversion and Management* 49, 6, **2008**.
- [64] Karmakar, M.K., Datta, A.B. “Generation of Hydrogen Rich Gas through Fluidized Bed Gasification of Biomass.” *Bioresource Technology* 102, 2, **2011**.
- [65] Loha, C., P., Chatterjee, K., Himadri, C., “Performance of Fluidized Bed Steam Gasification of Biomass - Modeling and Experiment.” *Energy Conversion and Management* 52, 3, **2011**.
- [66] Von Fredersdorff, C.G., Elliot, M.A., *Chemistry of Coal Utilization*, Supplementary, Wiley Publisher, New York, **1963**.
- [67] Gómez-Barea, A., Leckner, B., Modeling of biomass gasification in fluidized bed. *Progress in Energy and Combustion* 36,66, 444–509, **2010**.

- [68] Łączny ,M. J., Smoliński, A., Equilibrium Model Of Steam Gasification Of Coal, Magdalena Cempa-Balewicz*, Sebastian Iwaszenko, *Journal of Sustainable Mining*, 2, 2, **2013**.
- [69] Beheshti,S.M., Ghassemi, H., Shahsavan-Markadeh, R., Process Simulation of Biomass gasification in a bubbling Fluidized Bed Reactor, *Energy Conversion and Management*, 345-352, **2015**.
- [70] Lva, P.M., Z.H., Xionga, J., Changa, C.Z., Wua, Y., Chekna, J.X.Z., An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed, *Bioresource Technology*, 95, 1, 95-101, **2004**.
- [71] Kevin, J. T., *Carbon Conversiob during Bubbling Fluidized Bed Gasification of Biomass*, Jowa State Unversy, Ames Iowa, **2008**.
- [72] Ruggiero, M., Manfrida, G., An equilibrium model for biomass gasification process. *Renewable energy*, 16, 1106-1109, **1999**.
- [73] Carlos, R., Altafini, P.R., Wander, R., Barreto, M., Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model, *Energy Conversion and Management*, 44, 17, 2763-2777, **2003**.
- [74] Tang, H., Kitagawa, K., Supercritical water gasification of biomass: thermodynamic analysis with direct Gibbs free energy minimization, *Chemical Engineering Journal*, 106, 261-267, **2005**.
- [75] Zainal, Z.A., Ali, R., Lean, C.H., Seetharamu, K.N., Prediction of the performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials, *Energy Conversion Management*, 42, 1499–1515, **2001**.
- [76] Fudong, J., Hanping, C., Haiping, Y., Xianhua, W., Shihong, Z., Dechang, L., Experimental study of a commercial circulated fluidized bed coal gasifier, *Fuel Processing Technology*, 91, 8, 818-822, **2010**.
- [77] Karataş, H., Olgun, H., Akgün, F., Coal and Coal Calcined dolomite gasification gasification experiment in a bubbling fluidized Bed gasifier under air atmosphere, *Fuel Processing Texhnology*, 106, 666-672.
- [78] Tomeczek, J., Kudzia, W., Gradon, B., Remarczyk, L., The influence of geometrical factors and feedstock on gasification in a high temperature fluidised bed, *Can. J. Chem. Engng* 65, 785, **1987**.

- [79] J.G.Speight, Gasification, The chemistry and technology of Coal, 3rd.Ed., Boca Raton, FL: CRC Press, Chapter 2, 2012
- [80] Dogan, C.P., Kwong, K.-S., Bennett, J.P., Chinn, R.E., Improving refractory service life in slagging coal gasifiers., Eighteenth Annual International Pittsburgh Conference. Pittsburgh, 2001.
- [81] Clemens, A.H., Damiano, L.F., Gong, D., Matheson, T.W. Whitney, R.S., Applicability of clean coal technologies to New, Zealand. Coal , the future, Twelfth International Conference on coal research: technical papers, South African Institute of Mining and Metallurgy Johannesburg, South Africa 159–162, 2000

EKLER

Ek-1. Matlab Kodu

```
function [ F ] = myChemFun( n )
%UNTITLED6 Summary of this function goes here
% 6 tane nonlinear fonksiyonun tanimlandigi Matlab fonksiyonu.
% n(1) = n_CO
% n(2) = n_CO2
% n(3) = n_CH4
% n(4) = n_H2
% n(5) = n_H2O
% n(6) = n_N2

global inputs;
% inputs.x1 = 66.89;
% inputs.x2 = 4.57;
% inputs.x3 = 13.26;
% inputs.x4 = 1.47;
% inputs.x5 = 1.21;
% inputs.f_prime = 12.95;
% inputs.M = 17.2;
% inputs.e = 55
% inputs.J = 0.29;
% inputs.Uk = 5346;
% inputs.T = 1173;
f = (100-inputs.f_prime)/100;
Q = (inputs.x1*f / 12) + (inputs.x2*f / 4) + (inputs.x5*f / 32) - (inputs.x3*f / 32);
W = (Q*22.4) / (0.21 * 100);
h_O = (W * inputs.M * inputs.J * 0.21) / 22.4;
h_N = (W * inputs.M * inputs.J * 0.79) / 22.4;
log_K2 = (4662.8*(inputs.T^(-1))) - 2.095*(10^(-3))*inputs.T + 0.386*(10^(-6))*(inputs.T^2) + 3.034*log10(inputs.T) - 13.06;
K2 = 10^(log_K2);

F = [(inputs.x1*f*inputs.M / (100*12)) * (inputs.e/100) - n(1) - n(2) - n(3);
      (inputs.x2*f*inputs.M / (100*1)) + 2*(inputs.f_prime*inputs.M/(100*18)) - 2*n(4) - 2*n(5) - 4*n(3);
      (inputs.x3*f*inputs.M / (100*16)) + (inputs.f_prime*inputs.M/(100*18)) + 2*h_O - n(1) - 2*n(2) - n(5);
      (inputs.x4*f*inputs.M / (100*14)) + h_N - n(6);
      (n(2)*n(4) / (n(1)*n(5))) - 0.029*(exp(4094/inputs.T));
      (n(3)*sum(n) / (n(4)^2)) - K2
    ];

end

unction outputs = chemistry(inputs)
% chemistry function is the main optimizatton function.
```

```

% inputs
% x1, x2, x3, x4, x5, fprime, M, e, j, Uk, T
% global inputs;
% inputs.x1 = 66.89;
% inputs.x2 = 4.57;
% inputs.x3 = 13.26;
% inputs.x4 = 1.47;
% inputs.x5 = 1.21;
% inputs.f_prime = 12.95;
% inputs.M = 17.2;
% inputs.e = 55;%60;
% inputs.J = 0.29;%0.4;
% inputs.Uk = 5346;
% inputs.T = 1173;%973;

% outputs
% S_CO, S_H2, S_CH4, S_CO2, S_H2O, S_N2, Ug, n, Vg

% initial values for the myChemFun.
n0 = [1 1 1 1 1 1];

% lower bound for the values.
lb = 0;

% optimoptions may not work at the older versions of the Matlab.
% options = optimoptions('fmincon',...
%   'Algorithm','sqp','Display','iter','TolCon',1e-12, 'MaxFunEvals', 10000, 'MaxIter',
%   500000);
% x = lsqnonlin(@myChemFun,n0,[lb lb lb lb lb lb],[100 100 100 100 100 100],options)
x = lsqnonlin(@myChemFun,n0,[lb lb lb lb lb lb],[100 100 100 100 100 100])

% Yukaridaki x degerleri asagidaki sirasiyla mol degerlerine karsilik
% gelmektedir.
% n(1) = n_CO
% n(2) = n_CO2
% n(3) = n_CH4
% n(4) = n_H2
% n(5) = n_H2O
% n(6) = n_N2
outputs.S_CO = (x(1)*100)/sum(x);
outputs.S_CO2 = (x(2)*100)/sum(x);
outputs.S_CH4 = (x(3)*100)/sum(x);
outputs.S_H2 = (x(4)*100)/sum(x);
outputs.S_H2O = (x(5)*100)/sum(x);
outputs.S_N2 = (x(6)*100)/sum(x);

% Computes other outputs.
outputs.V_g = sum(x)*22.4;

```

```

outputs.U_g = ((outputs.S_CO*282.99) + (outputs.S_CH4*802.34) +
(outputs.S_H2*241.83)) / (22.4 * 100);

U_Tp = outputs.U_g * outputs.V_g * 1000 / 4.1868;
U_Tr = inputs.Uk*inputs.M;
outputs.n = (U_Tp/U_Tr)*100;

outputs.S_COd = outputs.S_CO*(100 / (100 - outputs.S_H2O));
outputs.S_H2d = outputs.S_H2*(100 / (100 - outputs.S_H2O));
outputs.S_CO2d = outputs.S_CO2*(100 / (100 - outputs.S_H2O));
outputs.S_N2d = outputs.S_N2*(100 / (100 - outputs.S_H2O));
outputs.S_CH4d = outputs.S_CH4*(100 / (100 - outputs.S_H2O));
outputs.V_gd = (sum(x) - x(5))*22.4;
outputs.U_gd = outputs.U_g*(100 / (100 - outputs.S_H2O));
outputs.nd = outputs.n*(100 / (100 - outputs.S_H2O));

outputs

end
% Plot drawing code
% x-axis represents T in Cantigrad
x = 0:100:1300;

% y-axis
y_CO = [0 0 0 0 0.2 0.9 2.1 3.0 3.8 4.4 5.0 5.4 5.8 6.1];
y_CO2 = [14.5 14.5 14.5 14.6 14.8 14.7 14.0 13.2 12.5 11.9 11.4 10.9 10.5 10.2];
y_H2O = [19 19 18.9 18.5 17.3 16 15.6 16 16.6 17.2 17.7 18.2 18.5 18.6];
y_CH4 = [2.8 2.8 2.8 2.5 1.9 1 0.4 0.1 0 0 0 0 0 0];
y_H2 = [0 0 0.2 0.9 3 5.8 7.2 7.2 6.7 6.1 5.6 5.2 4.8 4.4];
y_N2 = [63.7 63.7 63.7 63.4 62.7 61.6 60.8 60.5 60.4 60.4 60.4 60.4 60.4 60.4];

% draw plot and set properties below;
figure;
plot(x, y_CO, x, y_CO2, x, y_H2O, x, y_CH4, x, y_H2, x, y_N2, 'LineWidth', 2);
title('Sicaklik degisimi - gaz yuzdesi grafigi')
xlabel('Sicaklik C^{\circ}')
set(gca, 'XTick', x)
ylabel('% Gaz Miktarı');
legend('CO', 'CO_{2}', 'H_{2}O', 'CH_{4}', 'H_{2}', 'N_{2}',
'Location','northoutside','Orientation','horizontal');
axis([0 1300 -5 70]);

%% Plot drawing code
clc;
clear;
% x-axis represents T in Cantigrad
x = 0.1:0.1:0.6;

% y-axis.
% y 0.6 :0.1

```

```

y_CO = [5.86 5.25 4.57 3.73 2.24 0.76];
y_CO2 = [14.33 14.03 13.48 12.49 10.34 5.00];
y_H2O = [8.46 10.24 12.79 16.77 24.84 41.28];
y_CH4 = [0.05 0.05 0.04 0.04 0.03 0.02];
y_H2 = [4.86 5.39 6.09 7.04 7.56 8.77];
y_N2 = [66.44 65.04 63.02 59.93 55.61 44.17];

% draw plot and set properties below;
figure;
plot(x, flip(y_CO), x, flip(y_CO2), x, flip(y_H2O), x, flip(y_CH4), x, flip(y_H2), x,
flip(y_N2), 'LineWidth', 2);
% plot(fliplr(x), fliplr(spectrum))
title('Sıcaklık değişimi - gaz yüzdesi grafiği')
xlabel('Sıcaklık C^{\circ}')
set(gca, 'XTick', x)
set ( gca, 'XDir', 'reverse' )
ylabel('% Gaz Miktarı');
legend('CO', 'CO_{2}', 'H_{2}O', 'CH_{4}', 'H_{2}', 'N_{2}',
'Location','northoutside','Orientation','horizontal');
axis([0.1 0.6 -5 70]);

```

Ek-2. Matlab Programı

Çalışmada Matlab Isqnonlin programı kullanılmıştır. Program, doğrusal olmayan denklemleri iterasyon ile çözen bir matlab fonksiyonudur. Matlab kodu, SOMA_GUI.m dosyası ile çalıştırılmaktadır. Modelde girdi ve ürünlerden oluşan bir ara yüz oluşturulmuştur (Şekil EK2.1) Kömürün kuru temelde C, H, O, N, S, nem yüzdesi, miktarı, ER oranı, alt ısı değeri ve sıcaklık değeri girildiğinde oluşan CO, CO₂, CH₄, H₂, H₂O ve N₂ gaz yüzdeleri (kuru ve nemli temelde), gaz miktarı, gazın ısı değeri, soğuk gaz verimi yüzdesi elde edilmektedir. Sistemin sıcaklığa bağlı gaz bileşenleri değişimi grafiği drawPLots.m dosyasının çalıştırılmasıyla, sistemin ER oranına bağlı gaz bileşenleri değişimi drawPLotsER.m dosyası ile çalıştırılmaktadır.

The screenshot shows the SOMA_GUI interface with the following data:

Inputs		Outputs			
		Wet	Dry	Exp.	
x1	66.89 %	S_CO	14.781	16.208	16.533 %
x2	4.57 %	S_CO2	8.4231	9.2366	9.4214 %
x3	13.26 %	S_CH4	0.0432	0.0473	0.0483 %
x4	1.47 %	S_H2	14.699	16.119	16.441 %
x5	1.21 %	S_H2O	8.8082	N/A	N/A %
f'	12.95 %	S_N2	53.245	58.387	59.555 %
M	17.2 kg	Ug	3.4698	3.8049	MT/Nm^3
e	55 %	n	39.863	43.714	%
J	0.29	Vg	44.229	40.333	Nm^3
Uk	5346 kal				
T	1173 K				

RMS = 0.5176
Update RMS

Buttons: Compute, Reset

Şekil EK2.1. Matlab Kodu Arayüzü

RMS değeri, Deneysel verileri ile Model verileri arasındaki ilişkiyi tanımlamaktadır. Aşağıdaki formülle hesaplanır.

$$RMS = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (\text{Deneysel}_i - \text{Model}_i)^2}{N}}$$

Bu değer, modelleme ile elde edilen verilerin deneysel sonuçlara yakınlığını göstermektedir. Burada N, gaz bileşenleri sayısıdır.

ÖZGEÇMİŞ

Kimlik Bilgileri

Adı Soyadı	Ayşe TARAKÇIOĞLU
Doğum Yeri	Anamur
Medeni Hali	Evli
E-posta	tarakcioglua@gmail.com
Adresi	TKİ Genel Müdürlüğü Ar-Ge Daire Başkanlığı Hipodrom Cd. No:12 Yenimahalle 06330 ANKARA

Eğitim

Lise	Anamur Lisesi
Lisans	Gazi Üniversitesi Mühendislik Mimarlık Fakültesi Kimya Mühendisliği Bölümü

Yabancı Dil ve Düzeyi

İngilizce, İyi (2010 KPDS Puanı: 82)

İş Deneyimi

TKİ Genel Müdürlüğü bünyesinde 10 yıllık deneyim

Deneyim Alanları

Kömür Gazlaştırma, Kömür Analizleri

Tezden Üretilmiş Projeler ve Bütçesi

Tezden Üretilmiş Yayınlar

Tezden Üretilmiş Tebliğ ve/veya Poster Sunumu ile Katıldığı Toplantılar
