

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**KÖMÜR VE BİYOKÜTLE KARIŞIMLARININ GAZLAŞTIRILMASI ve
ASPEN HYSYS® PROGRAMI İLE SİMULASYONU**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

TANJU NAYIR

Makina Mühendisliği Anabilim Dalı

Isı Akışkan Programı

HAZİRAN 2012

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**KÖMÜR VE BİYOKÜTLE KARIŞIMLARININ GAZLAŞTIRILMASI ve
ASPEN HYSYS® PROGRAMI İLE SİMULASYONU**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

**TANJU NAYIR
(503081141)**

Makina Mühendisliği Anabilim Dalı

Isı Akışkan Programı

HAZİRAN 2012

İTÜ, Fen Bilimleri Enstitüsü'nün 503081141 numaralı Yüksek Lisans Öğrencisi **Tanju NAYIR**, ilgili yönetmeliklerin belirlediği gerekli tüm şartları yerine getirdikten sonra hazırladığı “**KÖMÜR VE BİYOKÜTLE KARIŞIMLARININ GAZLAŞTIRILMASI ve ASPEN HYSYS PROGRAMI İLE SİMULASYONU**” başlıklı tezini aşağıda imzaları olan jüri önünde başarı ile sunmuştur.

Tez Danışmanı : **Doç. Dr. Erhan BÖKE**

İstanbul Teknik Üniversitesi

Jüri Üyeleri : **Prof. Dr. Hüsnü ATAKÜL**

İstanbul Teknik Üniversitesi

Yrd. Doç. Dr. Turgut YILMAZ

İstanbul Teknik Üniversitesi

Teslim Tarihi : 30 Nisan 2012
Savunma Tarihi : 7 Haziran 2012

Aileme,

ÖNSÖZ

Sunulan yüksek lisans tez çalışması kapsamında, öncelikle gazlaştırma prosesi ve bu prosesin tarihsel gelişimi, uygulamaları hakkında bilgi verilmiş daha sonra ise sürüklemeli akışlı, kabarcıklı ve dolaşimli akışkan yataklı gazlaştırma sistemlerinin Aspen HYSYS programı kullanarak benzeşimi yapılmıştır. Termodinamik denge prensibine göre çalışan benzeşim çalışmalarının geçerliliği, Türk kömür ve biyokütle örnekleri, işletme şartları için elde edilen gaz bileşimlerinin literatürde verilen deneysel, Aspen HYSYS ve Aspen Plus çalışma sonuçları ile karşılaştırılarak belirlenmiştir. Termodinamik denge prensibine dayalı ve düzeltilmiş denge sıcaklıklarında çalışan modelde dolaşimli akışkan yataklı gazlaştırma sistemi için çeşitli işletme parametrelerinin gaz bileşimine etkisi araştırılarak elde edilen veriler yorumlanmıştır.

Bu yüksek lisans tez çalışmasını yöneten, olumlu eleştiri ve önerileri ile katkıda bulunan, her fırsatta yardımını esirgemeyen değerli hocam Sn. Doç. Dr. Erhan BÖKE'ye teşekkürlerimi sunarım.

Bu çalışmanın gerçekleşmesine destek olan TÜBİTAK MAM Enerji Enstitüsü eski Müdürü Sn. Doç. Dr. Fehmi AKGÜN'e teşekkür ederim.

Deneysel çalışmalarda bulunmamı sağlayan, gazlaştırma prosesi hakkında gözlem yapmama destek olan, sistemin modellenmesinde ve her türlü sorunda desteğini esirgemeyen Sn. Serhat GÜL'e, Sn. Namık ÜNLÜ'ye ve Sn. Emir AYDAR'a teşekkür ederim.

Ayrıca, hayatım boyunca bu noktaya gelebilmem için büyük fedakarlıkta bulunan, her attığım adımda hem maddi hem de manevi olarak arkamda olduklarını hissettiğim sevgili AİLEME şükranlarımı sunarım.

Nisan 2012

Tanju NAYIR
Makina Mühendisi
Çevre Mühendisi

İÇİNDEKİLER

Sayfa

ÖNSÖZ.....	vii
İÇİNDEKİLER	ix
KISALTMALAR	xi
ÇİZELGE LİSTESİ.....	xiii
ŞEKİL LİSTESİ.....	xv
ÖZET.....	xvii
SUMMARY	xix
1. GİRİŞ	1
1.1 Çalışmanın Amacı	2
1.2 Literatür Araştırması	2
2. GAZLAŞTIRMA PROSESİ	9
2.1 Gazlaştırma Prosesinin Tarihçesi	10
2.2 Gazlaştırmanın Bugünü.....	11
2.3 Gazlaştırma Teknolojileri.....	13
2.3.1 Sabit Yataklı Gazlaştırıcılar	13
2.3.1.1 Yukarı akışlı sabit yataklı gazlaştırıcılar.....	13
2.3.1.2 Aşağı akışlı sabit yataklı gazlaştırıcılar.....	14
2.3.1.3 Karşıt akışlı sabit yataklı gazlaştırıcılar	15
2.3.2 Akışkan Yataklı Gazlaştırıcılar	15
2.3.2.1 Dolaşımli akışkan yataklı sistemler	17
2.3.2.2 Kabarcıklı akışkan yataklı sistemler	18
2.3.3 Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar.....	18
2.3.4 Plazma gazlaştırma sistemleri.....	19
2.4 Gazlaştırma Reaksiyonları	22
2.4.1 Kuruma.....	23
2.4.2 Piroliz	23
2.4.3 Yanma	23
2.4.4 Gazlaştırma	24
2.4.4.1 Su - gaz reaksiyonu	24
2.4.4.2 Boudouard reaksiyonu	24
2.4.4.3 Shift dönüşümü	24
2.4.4.4 Metanizasyon reaksiyonu.....	24
2.5 Gazlaştırma Sistemleri İçin Yakıt Seçimi	24
2.5.1 Kömür ve biyokütle seçim kriterleri	25
3. GAZLAŞTIRMA SİSTEMLERİNİN MODELLENMESİ.....	27
3.1 Reaksiyon Termodinamiği	28
3.1.1 Stokiyometrik yöntem.....	29
3.1.2 Stokiyometrik olmayan yöntem.....	29
3.2 Aspen HYSYS ve Apen PLUS Paket Programları	29
4. GAZLAŞTIRMA MODELİNİN DOĞRULANMASI.....	35
4.1 Sürüklemeli Akışlı Gazlaştırıcı Modeli.....	36

4.1.1 Sürüklemeli akışlı benzeşim sonuçlarının değerlendirilmesi.....	41
4.2 Kabarcıklı Akışkan Yataklı Gazlaştırıcı Modeli	41
4.2.1 Kabarcıklı akışkan yataklı benzeşim sonuçlarının değerlendirilmesi	46
4.3 Dolaşimli Akışkan Yataklı Gazlaştırıcı Modeli	41
4.3.1 Dolaşimli akışkan yataklı benzeşim sonuçlarının değerlendirilmesi	51
5. BENZEŞİM MODELİNİN TÜRK KÖMÜR VE BİYOKÜTLE ÖRNEKLERİ İÇİN UYGULANMASI	53
5.1 Benzeşim Çalışmasından Elde Edilen Sonuçlar.....	55
5.1.1 Atmosferik hava ile gazlaştırmada HYO değerinin gaz bileşimine etkisi	55
5.1.2 Oksijen ve su buharı ortamında gazlaştırmada HYO değerinin gaz bileşimine etkisi.....	58
5.1.3 Buhar miktarının gaz bileşimine etkisi.....	61
5.1.4 Basınç artışının gaz bileşimine etkisi	63
5.1.5 Alt ısı değerinin HYO ile değişimi	66
5.1.6 Soğuk gaz veriminin HYO ile değişimi	68
6. SONUÇ VE ÖNERİLER.....	71
6.1 Öneriler.....	73
KAYNAKLAR.....	75
ÖZGEÇMİŞ.....	79

KISALTMALAR

TÜBİTAK	: Türkiye Bilimsel ve Teknolojik Araştırma Kurumu
MAM	: Marmara Araştırma Merkezi
FT	: Fischer Tropsch
ASTM	: American Society for Testing and Materials
RCSTR	: Sürekli Karıştırılan Tank Tipi Reaktör (Continuous-Stirred Tank Reactor)
IGCC	: Gazlaştırma Entegreli Kombine Çevrimli (Integrated Gasification Combined Cycle)
ABD	: Amerika Birleşik Devletleri
İETT	: İstanbul Elektrik Tramvay ve Tünel
CFD	: Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği (Computational Fluid Dynamics)
HYO	: Hava Yakıt Oranı

ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge 2.1 : Gazlaştırma reaktörlerinin karşılaştırılması .	20
Çizelge 2.2 : Gazlaştırma reaktörlerinin işletme karakterlerinin karşılaştırılması. ...	21
Çizelge 2.3: Gazlaştırmada sıcaklığa bağlı reaksiyon aşamaları	22
Çizelge 2.4 : Kömürlerin sınıflandırılması	25
Çizelge 4.1 : Kısa - elementel analiz sonuçları.....	37
Çizelge 4.2: Çalışmadaki operasyon koşulları	37
Çizelge 4.3 : Literatürdeki deney ve Aspen PLUS sonuçları ile bu tez kapsamında yapılan Aspen HYSYS modelinden elde edilen sonuçlar	40
Çizelge 4.4 : Çalışmadaki kısa – elementel analiz sonuçları.....	42
Çizelge 4.5 : Çalışmadaki operasyon koşulları	43
Çizelge 4.6: Literatürdeki deney sonuçları ile bu tez kapsamında yapılan Aspen HYSYS modelinden elde edilen sonuçların karşılaştırılması	46
Çizelge 4.7 : Elementel analiz sonuçları	48
Çizelge 4.8 : İşletme koşulları	49
Çizelge 4.9: Literatürdeki deney sonuçları ile bu tez kapsamında yapılan Aspen HYSYS modelinden elde edilen sonuçların karşılaştırılması	49
Çizelge 5.1 : Soma kömürü kısa – elementel analiz sonuçları	53
Çizelge 5.2: Benzeşim modeli operasyon matrisi	54

ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 2.1 : Gazlaştırma prosesine dayalı enerji dönüşüm yöntemleri.....	9
Şekil 2.2 : Dünya genelinde gazlaştırma kapasitesinin birikimli toplamı	11
Şekil 2.3 : Ham petrol varil fiyatının yıllara göre değişimi	12
Şekil 2.4 : Yukarı akışlı sabit yataklı gazlaştırıcı	14
Şekil 2.5 : Aşağı akışlı sabit yataklı gazlaştırıcı	14
Şekil 2.6 : Karşıt akışlı sabit yataklı gazlaştırıcı	15
Şekil 2.7 : Akışkan yatak biçimleri	16
Şekil 2.8 : Yatak bağlamasına ait fotoğraflar (a) Reaktördeki ergimiş yatak (b) Reaktörden çıkan ergimiş kül ve yatak malzemesi.....	16
Şekil 2.9 : Lurgi dolaşimli akışkan yataklı gazlaştırma sistemi	17
Şekil 2.10 : Kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırma sistemi	18
Şekil 2.11 : Noell tipi sürüklemeli akışlı gazlaştırma sistemi	19
Şekil 2.12 : Gazlaştırma prosesinde gerçekleşen reaksiyonlar	22
Şekil 3.1 : Aspen HYSYS programı windows başlangıç ekranı görüntüsü	30
Şekil 3.2 : Aspen HYSYS - Aspen PLUS proses ekipmanları gösterimi.....	31
Şekil 3.3 : Aspen HYSYS Programında kullanılan reaktör tipleri	33
Şekil 4.1 : Aspen HYSYS benzeşim ekranı görüntüsü	39
Şekil 4.2 : Modelleme yapılan deney düzeneğinin şematik resmi.....	42
Şekil 4.3 : Reaktör boyunca sıcaklığın değişimi	44
Şekil 4.4 : Aspen HYSYS ekran görüntüsü.....	45
Şekil 4.5 : Aspen HYSYS ekran görüntüsü.....	50
Şekil 5.1 : Soma kömürünün atmosferik basınçta hava ile gazlaştırılması, HYO – gaz bileşimi ilişkisi Aspen HYSYS benzeşim ekranı görüntüsü	56
Şekil 5.2 : Soma kömürü- %10 fındık kabuğu karışımının atmosferik basınçta hava ile gazlaştırılması, HYO – gaz bileşimi ilişkisi	56
Şekil 5.3 : Soma kömürü- %20 fındık kabuğu karışımının atmosferik basınçta hava ile gazlaştırılması, HYO – gaz bileşimi ilişkisi	57
Şekil 5.4 : Fındık kabuğunun atmosferik basınçta hava ile gazlaştırılması, HYO – gaz bileşimi ilişkisi	57
Şekil 5.5 : Soma kömürünün oksijen – su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması, HYO – gaz bileşimi ilişkisi	59
Şekil 5.6 : Soma kömürü-%10 fındık kabuğunun oksijen–su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması, HYO-gaz bileşimi ilişkisi... ..	59
Şekil 5.7 : Soma kömürü-%20 fındık kabuğunun oksijen–su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması, HYO-gaz bileşimi ilişkisi	60
Şekil 5.8 : Fındık kabuğunun oksijen–su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması, HYO-gaz bileşimi ilişkisi	60
Şekil 5.9 : Soma kömürünün oksijen–su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması, (su buharı (kg)/ kömür(kg) =0.09)	61
Şekil 5.10 : Soma kömürünün oksijen–su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması, (su buharı (kg)/ kömür(kg) =0.12)	62

Şekil 5.11 : Soma kömürünün oksijen–su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması, (su buharı (kg)/ kömür(kg) =0.15)	62
Şekil 5.12 : Soma kömürünün oksijenle atmosferik basınçta 0.3 HYO değerinde gazlaştırılmasında su buharı miktarının gaz bileşimine etksi	63
Şekil 5.13 : Soma kömürünün oksijen–su buharı ortamında 0.35 HYO değerinde gazlaştırılması basınç – gaz bileşimi ilişkisi	64
Şekil 5.14 : Soma kömürü - %10 fındık kabuğunun oksijen–su buharı ortamında 0.35 HYO değerinde gazlaştırılması basınç–gaz bileşimi ilişkisi.....	64
Şekil 5.15 : Soma kömürü - %20 fındık kabuğunun oksijen–su buharı ortamında 0.35 HYO değerinde gazlaştırılması basınç–gaz bileşimi ilişkisi.....	65
Şekil 5.16 : Fındık kabuğunun oksijen–su buharı ortamında 0.35 HYO değerinde gazlaştırılması basınç – gaz bileşimi ilişkisi	65
Şekil 5.17 : Soma kömürünün hava- oksijen,su buharı ortamında gazlaştırılması HYO – alt ısı değer ilişkisi	66
Şekil 5.18 : Soma kömürü- %10 fındık kabuğu hava- oksijen,su buharı ortamında gazlaştırılması HYO – alt ısı değer ilişkisi	67
Şekil 5.19 : Soma kömürü- %20 fındık kabuğu hava- oksijen,su buharı ortamında gazlaştırılması HYO – alt ısı değer ilişkisi	67
Şekil 5.20 : Fındık kabuğunun hava- oksijen,su buharı ortamında gazlaştırılması HYO – alt ısı değer ilişkisi	68
Şekil 5.21 : Soma kömürü-fındık kabuğunun soğuk gaz verimi – HYO ilişkisi	69
Şekil 5.22 : Soma kömürü-fındık kabuğu karışımının soğuk gaz verimi – HYO ilişkisi	69

KÖMÜR VE BİYOKÜTLE KARIŞIMLARININ GAZLAŞTIRILMASI ve ASPEN HYSYS PROGRAMI İLE SİMULASYONU

ÖZET

Gazlaştırma temel olarak karbon içeren kömür, petrol, biyokütle ve katı atıklar gibi hidrokarbonlu yakıtların kısmi olarak oksidasyonu ile CO, H₂, CO₂ ve CH₄ gibi gazlara dönüştürülmesi işlemidir. Gazlaştırma işlemi gazlaştırıcı adı verilen reaktörlerin içerisinde gerçekleştirilir ve ürün olarak oluşan gaz karışımına sentez gazı denilmektedir. Katı yakıt ve katı atık esaslı elektrik üretim teknolojileri arasında gazlaştırma prosesi, en düşük emisyonla, katı ve sıvı atık değerlerine sahip temiz ve çevreci bir teknoloji olarak öne çıkmaktadır. Gazlaştırma işleminde yakma teknolojilerine göre daha az miktarda CO₂, SO₂ ve NO_x oluşumu gerçekleşmektedir. Gazlaştırma teknolojileri dünya genelinde yaklaşık bir yüzyıldan beri ticari olarak hem sıvı yakıt üretimi hem de çeşitli kimyasalların üretilmesinde kullanılmaktadır. Gazlaştırma işlemi oksidant olarak hava, oksijen, su buharı ya da bunların çeşitli oranlarda karışımı kullanılarak; basınçlı veya atmosferik olarak sabit yatakta, kabarcıklı akışkan yatakta, dolaşımli akışkan yatakta ya da sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılarda gerçekleştirilebilmektedir. Dünya genelinde ticari ismiyle anılan bir çok gazlaştırıcı sistem bulunmaktadır.

Gazlaştırma işleminde proses seçimi kullanılacak olan yakıt tipine, özelliklerine ve nihai elde edilecek sentez gazından hangi ürünün üretileceği göz önüne alınarak belirlenmektedir. Yakma sistemleri stokiyometrik hava miktarının üzerinde çalıştırılırken; gazlaştırma sistemleri stokiyometrik hava ihtiyacının altında çalıştırılmaktadır. Gazlaştırma proseslerinde gerekli oksijen miktarı genellikle teorik yanma için gerekli olan oksijen miktarının % 35'i ya da daha azı olarak kontrol edilmektedir.

Bu tez çalışmasında gazlaştırma prosesi ve bu prosesin tarihsel gelişimi, uygulamaları hakkında bilgi verilmiş daha sonra ise sürüklemeli akışlı ve kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırma sistemlerinin Aspen HYSYS programı kullanarak benzeşimi yapılmıştır. Termodinamik denge prensibine göre çalışan benzeşim çalışmalarının geçerliliği araştırılmış ve düzeltilmiş denge sıcaklıklarında termodinamik denge modelinin deneysel çalışmalarla daha uyumlu sonuçlar verdiği görülmüştür. Türk kömür ve biyokütle örneklerinin gazlaştırma prosesi ile değerlendirilmesi ve işletme şartlarının elde edilecek gaz bileşimine etkisini araştırmak için termodinamik denge prensibine dayalı stokiyometrik olmayan doğrulaması literatürdeki verilerle karşılaştırılarak yapılmış olan düzeltilmiş model kullanılmıştır. Doğrulaması yapılmış modelde Soma kömürü ve Soma kömürüne çeşitli oranlarda ilave edilmiş fındık kabuğu ve fındık kabuğunun gazlaştırma prosesinde kullanılması durumunda elde edilebilecek sentez gazı bileşimi incelenmiştir. Termodinamik denge modelinin sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılardan elde edilen gaz bileşimini tahminde büyük doğrulukta olduğu görülmüştür. Daha düşük sıcaklıklarda çalışan akışkan yataklı gazlaştırıcı sistemlerinin ise

termodinamik denge koşullarından saptığı ve düzeltilmiş denge modellerinden elde edilen sonuçların daha doğru sonuçlar verdiği görülmüştür. Bu tip gazlaştırıcılarda nihai gaz bileşiminin tayininde karbon dönüşüm oranı ve düzeltilmiş denge sıcaklıklarının gaz bileşiminin doğru tahmininde etkili parametreler olduğu belirlenmiştir. Kullanılan paket programından elde edilen sonuçlarda oksijen ortamında gerçekleştirilen gazlaştırma işleminde yüksek ısı değerli sentez gazının elde edilebileceği görülmüş, ilave su buharının gaz bileşiminde etkili olan bir diğer parametre olduğu ve hidrojen miktarını arttırıcı yönde etkide bulunduğu, artan hava yakıt oranının soğuk gaz veriminin düşmesine neden olduğu belirlenmiştir.

COAL AND BIOMASS GASIFICATION AND SIMULATION OF GASIFICATION SYSTEMS USING ASPEN HYSYS PROGRAM

SUMMARY

In the context of climate change, efficiency and energy security, gasification is likely to play an important role. Gasification is a process of converting carbonaceous materials such as coal, oil and biomass to combustible gases including CO, H₂, CO₂, and CH₄ with partial oxidation. Gasification process takes place in reactors which are called gasifiers and the product realized in these gasifiers is called syngas. Among solid waste-based electricity generation process technologies, gasification process has become prominent as a clean and environmentally friendly technology for its low emissions, low solid and liquid waste values. Compared with combustion technologies, in gasification process, less CO₂, SO₂ and NO_x is produced. Gasification technologies have been used in commercial plants to produce not only liquid fuels but also miscellaneous chemicals and combustible gaseous products for almost one century. In gasification process air, steam, pure oxygen, carbon dioxide or a mixture of these gases with different ratios can be used as gasifying agent in atmospheric or pressurized; fixed beds, fluidized beds, or entrained flow gasifiers. Globally there are different type gasifiers which are known their commercial names. In contrast to combustion processes, which work with excess air, gasification processes operate at substoichiometric conditions. The oxygen supply controlled generally 35 percent of the amount of O₂ theoretically required for complete combustion.

Different kind of fuels can be used in gasifiers to produce synthesis gas. Biomass, fuel derived from organic matter on renewable basis, is among the largest sources of energy in the world, third only to coal and oil. Biomass which adsorbs CO₂ from the atmosphere during photosynthesis, and the CO₂ is then returned to atmosphere after combustion, is known as a CO₂ neutral energy source. The widespread availability of biomass has been widely recognized, as has its potential to supply much larger amounts of useful energy with fewer environmental impacts than fossil fuels. On the other hand the gas produced can be standardised in its quality and is easier and more versatile to use than the original biomass or coal. For example produced gas can be used to power gas engines and gas turbines or as a chemical feedstock for production of liquid fuels.

The performance of gasifiers could be characterised by several parameters. Producer-gas composition and gasification efficiency are both of them. The composition of gas obtained from a gasifier depends on miscellaneous parameters, such as fuel composition, gasifying agent, operating pressure, temperature, moisture content of the fuels, fly ash recirculation, second air addition, gasifier design. Because of this complexity it is very difficult to predict the exact composition of gas from a gasifier. There are different type gasification models to predict gas composition from gasifiers. The main goals of these models are to study the thermochemical processes during the gasification of the biomass and evaluate the influence of the main input

variables, such as moisture content, air/fuel ratio, temperature, producer - gas composition, pressure and the calorific value of the producer gas. Some studies only consider the final composition of chemical equilibrium, while others take into account the different processes along the gasifier, distinguishing zones. The models can be classified as kinetic rate models, thermodynamic equilibrium models, computational fluid dynamic models and neural network models.

Kinetic models provide essential information on kinetic mechanisms to describe the conversion during coal and biomass gasification, which is crucial in designing and improving of gasifiers. Kinetic rate models describe the char reduction process using kinetic rate expressions obtained from experiments and permit better simulation of the of the experimental data where the residence time of gas and fuel is relatively short. Kinetic models always contain parameters that limit their applicability to different type plants. On the other hand thermodynamic equilibrium models are independent of gasifier design and they are more suitable for process studies. Equilibrium models have two general approaches; stoichiometric and non-stoichiometric models. The stoichiometric approach requires a clearly defined reaction mechanism that incorporates all chemical reactions and species involved. On the contrary in the non-stoichiometric approach, no particular reaction mechanisms or species are involved in the numerical simulation. The only input needed to specify the feed is its elemental composition, which can be obtained from elemental analyses. Neural network gasification modeling is quite new approach and it requires experimental data to use.

Aspen HYSYS program makes model creation and updating easier since small sections of complex and integrated systems can be tested modules by module. Program is a process modelling tool for conceptual design, optimization, business planning and performance monitoring for oil and gas production, gas processing industries. The process simulator is equipped with a large property data bank which contains various stream properties required to model the material streams in a gasification plant with allowance for addition of in-house property data.

In this thesis study gasification process and the historical background of gasification processes and its applications are informed firstly. And then gasification process simulation models of an entrained fluidized, bubbling and circulating fluidized bed gasifiers are done with the Aspen HYSYS program which has a strong thermodynamic background. The thermodynamic models are found to be a useful tool for preliminary comparison and for process studies on the influence of the miscellaneous fuels and process parameters. The simulation program predict the gas product obtained from gasifier systems with non stoichiometric equilibrium model based on minimization of Gibbs free energy. The validation of the simulation process is done with the experimental and simulation results which obtained published data from in literature. At high temperatures gasification results obtained from simulation program simulate the process at high accuracy. At lower temperatures process deviates from pure chemical equilibrium model. On the other hand when the carbon conversion rate is applied and quasi state temperatures used, results becomes acceptable accuracy. By this validation in last chapter validated simulation model is used for Soma coal and hazelnut shells's gasification simulation case. A circulating fluidized bed system is simulated with Aspen HYSYS program. Effect of fuel characteristic and operation parameters on gas product are investigated.

The results shows that prediction capability of chemical equilibrium models depend on the hydrodynamic structure inside the gasifiers, operating conditions and fuel characteristic. But simulation tool gives approximate results to find the best operating point and the effect of the operation conditions of gasifying system. By this respect it can be seen from results that using O_2 as gasification agent provokes the lower heating value of syngas. The reason of it nitrogen in air dilutes the syngas and by this way heating value of produced gas decreases. In addition to this adding water vapour increases the quality of product gas by increasing the H_2 content in syngas. The optimum range to produce high content H_2 is found between 0.2 -0.3 equivalence ratio. Pressure is also an positive effect on CH_4 and H_2O content in product gas. Cold gas efficiency of some lignite is higher than hazelnut shells cold gas efficiency. At the same time increasing equivalence ratio decreases the cold gas efficiency both of them. On the other hand gas obtained from hazelnut shells' has lower H_2S emissions.

The equilibrium models are quite applicable to see the capability of different fuels in gasifying systems. Adding carbon conversion rate and applying quasi state temperatures increase the accuracy of model. To increase the sensitivity of model, tars properties can be added to system with the external codes and Aspen HYSYS program can be worked with that external code together.

1. GİRİŞ

Günümüzde küresel enerji ihtiyacı, endüstrileşme ve nüfus artışına paralel olarak hızla artmaktadır. Beklentiler enerji ihtiyacının gelecek yıllarda da artma eğiliminde olacağı yönündedir. Artan enerji ihtiyacı ile birlikte enerji güvenliği, çevresel sorunlar ve enerjinin maliyeti gibi konular daha da önem kazanmaktadır. Fosil yakıtların birincil enerji kaynağı olarak kullanımı ile açığa çıkan çevresel sorunlar, fosil yakıtların daha verimli şekilde kullanılmasını ve çevreye olan etkilerinin azaltılmasını zorunlu kılmaktadır. Fosil yakıtlara alternatif olarak gösterilen güneş enerjisi, rüzgar enerjisi, jeotermal enerji gibi yenilenebilir enerji kaynakları ise gerekli enerji talebini karşılayacak düzeye henüz ulaşamamıştır. Nükleer enerji ise yüksek kapasiteli güç üretimine olanak sağlamakla birlikte nükleer reaksiyon sonucu oluşan radyoaktif atıklar ve bu atıkların depolanıp saklanması problemini beraberinde getirmektedir. Özellikle son yıllarda araştırmalar kömür ve biyokütle gibi katı yakıtlardan konvansiyonel sistemler yerine ileri dönüşüm teknolojileri ile daha temiz ve çevre dostu sıvı yakıtlar, çeşitli kimyasallar ve elektrik enerjisi üretimi üzerine yoğunlaşmıştır. Bu alanda gazlaştırma prosesi içten yanmalı motor, yakıt pili, sıvı yakıt üretimi gibi birçok alanda kullanılabilecek temiz gaz ürünlerinin üretilmesine olanak sağlayan alternatif bir teknoloji olarak öne çıkmaktadır. Dünya genelinde artan çevre hassasiyeti ve küresel ısınmaya karşı karbon salınımına getirilen sınırlamalar gazlaştırma prosesine olan ilgiyi arttıran temel etkenlerdir.

Bilindiği gibi ülkemiz geliştirmekte olan ülkeler arasında yer almakta ve ülkemizin enerji ihtiyacı her geçen gün artmaktadır. Ülkemizin artan enerji ihtiyacının karşılanmasında sahip olduğumuz düşük ısı değerli linyitlerimizin ve biyokütle kaynaklarımızın gazlaştırma teknolojisi ile sıvı yakıtlara ve çeşitli kimyasallara dönüştürülebilmesi sürdürülebilir bir kalkınmada yerel enerji kaynaklarımızın kullanılması ve enerji güvenliğinin sağlanması açısından son derece önemli bir husustur. Özellikle ülkemizde kurulacak gazlaştırma entegreli kombine çevrimli güç santralleri ile (IGCC) yüksek verimlilikte enerji eldesi mümkün olabilir. Gazlaştırma prosesinde daha düşük miktarda oluşan CO₂, sisteme entegre çalıştırılan CO₂ tutma

ünitelerinde tutularak düşük enerji kaliteli yakıtların yüksek enerjili yakıtlara dönüşümü sağlanabilmekte hem de daha temiz ve çevre dostu olan gazlaştırma prosesiyle fosil esaslı enerji eldesinde çevreye olan etkilerin minimuma indirilmesi mümkün olabilmektedir.

1.1 Çalışmanın Amacı

Türkiye’de kullanılan sıvı yakıtların büyük kısmı ham petrolün damıtılmasından elde edilmektedir. Katı yakıtların gazlaştırma prosesine tabi tutularak sentez gazı eldesi ve elde edilen bu sentez gazından çeşitli kimyasalların ve sıvı yakıtların elde edilmesi geniş kömür ve biyokütle rezervlerine sahip ülkemiz için kritik öneme sahip olduğu değerlendirilmiştir. Yapılan araştırmalar, sıvı yakıt eldesi için gazlaştırıcının sistemin tasarlanması ve tesisin uygun şekilde işletilmesinde temel elamanların başında geldiğini göstermektedir. Bu tezde yapılan çalışmada termodinamik denge prensibi esasına göre çalışan Aspen HYSYS programı ile gazlaştırma sisteminin benzeşimi yapılmıştır. Yapılan benzeşim çalışmasının geçerliliği literatürdeki deneysel ve benzeşim çalışmalarıyla karşılaştırılarak araştırılmıştır. Bu şekilde doğrulaması yapılan benzeşim modeli kullanılarak ülkemizdeki Türk linyit kaynaklarının biyokütle örnekleri ile gazlaştırma prosesinde kullanıldığında elde edilebilecek gaz bileşimi ve çeşitli işletme parametrelerinin bu gaz bileşimine olan etkisi araştırılarak elde edilen veriler yorumlanmıştır.

1.2 Literatür Araştırması

Termal dönüşüm prosesleri arasında düşük miktarda katı, sıvı ve gaz atığa sahip olan gazlaştırma prosesinde yakıt olarak çok farklı hammaddeler kullanılabilir. Gazlaştırma proseslerini daha iyi anlamak, prostenen daha etkili bir şekilde faydalanmayı sağlamak ve sistemin işletilmesinde etkili olan parametrelerin tayini için birçok deneysel ve modelleme çalışması yapılmaktadır. Bu alanda yapılan deneysel çalışmalar oldukça maliyetlidir. Bunun yanı sıra yüksek basınç ve sıcaklıklarda çalışan gazlaştırma sistemleri için güvenlik açısından da riskler mevcuttur. Özellikle kömür ve biyokütle kaynaklarına sahip ülkelerde üniversite ve araştırma kuruluşlarında deneysel çalışmalar daha çok küçük ölçekli gazlaştırma ünitelerinde yapılmaktadır. Ülkemizde de bu alanda yapılan çalışmalar gün geçtikçe artmaktadır.

Çakal ve arkadaşları [1] yapmış oldukları çalışmada termo gravimetrik analiz (TGA) metodu ile Türkiye’de büyük miktarda rezerve sahip olan linyitlerin piroliz ve CO₂ ortamında 750-1000 °C gazlaştırılmasını incelemişlerdir. Çalışmalarının temel amacı aynı şartlarda farklı kömür türlerinin gazlaştırma ve piroliz reaktivitelerini karşılaştırmaktır. Bunun için ülkemizde büyük rezerve sahip Seyitömer, Tuçbilek, Soma ve Elbistan linyitleri göz önüne alınmıştır. Elde edilen sonuçlara göre 875 °C’de CO₂ ortamındaki gazlaştırmada düşük sıcaklıklarda Elbistan ve Seyitömer linyitleri daha reaktif iken yüksek sıcaklıklarda linyitlerin reaktivitesi Tuçbilek > Soma > Elbistan > Seyitömer şeklinde bulunmuştur. Artan sıcaklıkla birlikte reaktivitenin bu şekilde değişmesi gazlaşma ve piroliz sırasındaki iç yüzey alanının önemli şekilde artması ve mineral içeriğin katalizör etkisi yapmasından kaynaklandığını belirtmişlerdir.

Sert ve arkadaşları[2] ise yapmış oldukları çalışmada Soma kömürünün demineralize ederek kömür içeriğindeki mineral madde ve sıcaklığın elde edilen sıvı ve gaz ürünlere etkisini araştırmışlardır. Yapılan deneysel çalışma neticesinde ham kömür ve demineralize kömürün gazlaştırılmalarında elde edilen gaz bileşiminin CO, H₂ CO₂ ve CH₄’ten ve C₂-C₃ gruplarından oluştuğunu; sıcaklığın elde edilen gaz ürünü bileşiminde büyük öneme sahip olduğunu belirtmişlerdir. Ham kömür ve demineralize kömürden elde edilmiş gaz bileşimi karşılaştırıldığında H₂ ve CH₄’ün demineralize edilen kömürde daha yüksek oranda olduğunu belirtmişlerdir.

Orhaneli linyitlerini yapmış olduğu deneysel çalışmada kullanan Kayahan [3] laboratuvar ölçekli akışkan yataklı gazlaştırıcının soğuk modelini dizayn ederek akışkanlaşma ile ilgili hidrodinamik veriler elde etmiş, elde edilen verileri kullanarak dizaynı gerçekleştirilen sıcak sistemde zeytin küspesi ve Orhaneli kömürü ile deneyler yapmıştır. Yapılan deneysel çalışmalarda hava yakıt oranı ve yatak sıcaklığının gaz bileşimine olan etkisi araştırılmıştır. Gerçekleştirilen deneysel çalışmalarda hava yakıt oranı 0.2 - 0.4 aralığında incelenirken yatak sıcaklığı 750 - 900 °C arasında tutulmuştur. Çalışma sonucunda Orhaneli kömürü için en ideal gazlaştırma değeri 850 °C yatak sıcaklığı ve 0.35 hava yakıt oranı değerinde bulunmuştur. Zeytin küspesi için ise bu değer 850°C yatak sıcaklığı ve 0.30 hava yakıt oranı mertebesinde elde edilmiştir.

Gazlaştırma prosesinde kömürün yanı sıra yenilenebilir enerji kaynağı olan biyokütle kullanımı da gün geçtikçe popülaritesini arttıran ve daha çok ilgi gören bir

konudur. Özellikle günümüzde artan çevre kirliliği ve küresel ısınmayla birlikte diğer fosil yakıtlara karşılaştırıldığında daha düşük SO_x NO_x emisyonları salınımına neden olan biyokütle kullanımı yaygınlaşmaktadır. [4]

Artan şehirleşme hızı ve gelişmekte olan ekonomisi ile birlikte Türkiye'nin enerji tüketimi gün geçtikçe artmaktadır. Balat [5] yaptığı çalışmada 1997- 2007 yılları arasında ülkemizin enerji tüketiminin iki katına çıktığını belirtmektedir. Enerji tüketim hızı enerji üretim hızından daha fazla olan ülkemizde bu durumun enerji güvenliği açısından risk yarattığını ve yerel enerji kaynaklarının enerji üretiminde kullanılmasının enerji güvenliliğinin sağlanması için son derece önemli olduğunu vurgulamıştır.

Demirbaş [6] yapmış olduğu çalışmada gelişmekte olan ülkelerde birincil enerji kaynağı olarak biyokütle kullanımının %35, tüm dünyada ise % 14'ünün biyokütleden sağlandığını belirtmektedir.

Ülkemizde geniş rezervlere sahip birçok biyokütle ürünü bulunmaktadır. Özellikle bir tarım ülkesi olan ülkemizde tarımsal biyokütle çeşitliliği oldukça fazla olduğunu; Türkiye'de tarımsal ve hayvansal atıkların Türkiye'nin yıllık toplam enerji tüketiminin %22-27'sini karşılayabileceğini belirtilmektedir.[7]

Bir diğer yüksek lisans çalışmasında Boyacı [8] 0.9 m yükseklik ve 0.1 m çaptaki laboratuvar ölçekli dolaşimli akışkan yatak sisteminde üç tip odun talaşının düşük sıcaklıklarda gazlaştırılmasını incelemiştir. Sistemde kullanılan yakıt olarak ülkemizde yaygın olarak bulunabilen biyokütle türlerinden çam ve gürgen ağacı talaşı ile gürgen kabuğunun talaşını kullanmıştır. Yapılan çalışmada hava ortamında yapılan gazlaştırmada sıcaklık artış hızının gazlaştırma karakteristiğine etkisi ve işletme sıcaklığının gaz bileşimine olan etkisi araştırılmıştır. 1.5 - 10 °C/dak sıcaklık artışı ve 250 – 350 °C aralığında gerçekleştirilen deneyler sonucunda çam ağacı talaşı için brüt gazlaştırma verimi %26.1, gürgen ağacı talaşı için %26.7 ve gürgen kabuğunun talaşı için % 9.9 olarak bulunmuştur.

Gazlaştırma prosesi, kömür ve biyokütle dışında petrol türevlerine ve çeşitli atıklara da uygulanmaktadır. Bu alanda Gafur [9] tarafından yapılan çalışmada ülkemizdeki Himmetoğlu ve Seyitömer bitümlü şistlerine çeşitli oranlarda plastik atık karıştırılarak akışkan yataklı gazlaştırma sisteminde gazlaştırılması incelenmiştir. Gerçekleştirilen çalışmada bitümlü şist tipi, eklenen plastik oranı, gazlaştırma

sıcaklığı ve eklenen buhar miktarına bağlı olarak elde edilen gaz bileşiminin değişimine bakılmıştır. Hava ortamında gerçekleştirilen deneylerin sonucunda bitümlü şiste ilave edilen plastik atık miktarının gaz bileşimindeki metanı arttırdığı bulunmuştur. Ayrıca sistme eklenen buhar miktarının da gaz bileşimini etkileyerek değiştirdiği belirtilmiş; bitümlü şist ve plastik atıklar için gazlaştırmanın saf oksijen ortamında yapılması tavsiyesinde bulunulmuştur.

Dünya'daki birçok ülkede gazlaştırma üzerine yapılan çalışmalar mevcuttur. Bu alanda diğer bir deneysel çalışma Velez ve diğ.[10] tarafından gerçekleştirilmiştir. Çalışmada çeşitli biyokütlelerin Kolombiya kömürü ile karışımlarının akışkan yatakta gazlaştırılması deneysel olarak incelenmiştir. Biyokütle olarak pirinç kabukları, kahve kapçıkları ve testere talaşı kullanılmıştır. Gazlaştırma işlemi atmosferik ortamda hava – su buharı karışımı verilerek gerçekleştirilmiştir. Yapılan deneylerde buhar-yakıt oranı 0.1- 0.8 kg/kg arasında, hava - yakıt oranı ise 2-3 kg/kg arasında değiştirilerek elde edilen sentez gazı bileşimine bakılmıştır. Sisteme beslenen hava ve buharın sıcaklıkları ön ısıtma yapılarak 350 °C'ye çıkarılmıştır. Kullanılan reaktör iç çapı 22 cm olan 10 cm kalınlıkta refrakter malzeme ile kaplanmış, 4 m yükseklikte ve 310 paslanmaz çelikten imal edilmiştir. Kullanılan dağıtıcı plaka 142 delikli ve delik çapı 1 mm olarak seçilmiştir. Sistemde ilk ateşlemeyi sağlamak için propan ile çalışan bir yakıcı kullanılmıştır.

Elde edilen sentez gazı ise gaz kromatografi cihazında analiz edilerek gaz bileşimi incelenmiştir. Gaz analizörü metan ölçümü gerçekleştirmediği için sistemden elde edilen gazdaki metan miktarı ölçülememiştir. Yapılan deneysel inceleme sonunda biyokütlenin kömürle birlikte gazlaştırılmasının elde edilen gaz karışımındaki H₂ miktarını arttırdığı, bununla birlikte verimde bir azalmaya neden olduğu bu etkinin küçük olduğu belirtilmiş, yenilenebilir enerji kaynağı olan biyokütlelerin CO₂ emisyonlarının azaltılmasında fayda sağlayacağı üzerinde durulmuştur. Deneysel çalışma sırasında en önemli sorunlardan birinin külün yatakta ergiyerek yataktaki akışkanlaşma rejimini bozduğunu belirtmişlerdir. Bu sebeple 1000 °C'nin üzerindeki sıcaklıklara çıkılmaması tavsiye edilmiş; kül ergime sıcaklığının ASTM standartlarına göre belirtilen değerden daha düşük değerlerde gerçekleşebileceğini ortaya koymuşlardır.

Deneysel çalışmaların çok vakit alması ve maliyet açısından pahalı olmalarından dolayı deneysel veriler kullanılarak oluşturulan modeller üzerinden gazlaştırma

prosesinin incelendiği çalışmalar da bulunmaktadır. Bu alanda Aspen HYSYS ve Aspen PLUS gibi paket programları hem araştırmacılar hem de ticari firmalar tarafından gazlaştırma proseslerinin dizaynında yaygın olarak kullanılmaktadır. [11,12,13]

Gazlaştırma sistemlerinin modellenmesinde farklı yaklaşımlar söz konusudur. Bazı çalışmalarda kimyasal dengedeki final gaz bileşimi dikkate alınırken bazı modellerde gazlaştırıcı boyunca gerçekleşen karmaşık mekanizmalar en az iki farklı bölgeye ayrılarak incelenmektedir. Genel olarak yapılan modellemeleri kinetik modeller, kimyasal denge modelleri, yapay sinir ağları ve hesaplamalı akışkanlar dinamiği modelleri olarak sınıflandırılabiliriz[14].

Termodinamik denge modellerini de kendi içinde stokiyometrik yöntem ve stokiyometrik olmayan yöntem olmak üzere ikiye ayrılmaktadır. Stokiyometrik yöntem yaklaşımında tüm reaksiyon mekanizması ve reaksiyonlar tanımlanmaktayken stokiyometrik olmayan yöntem Gibbs serbest enerji değerinin minimizasyonu esasına göre çalışmaktadır.

Melgar ve diğerleri yapmış oldukları çalışmada aşağı akışlı gazlaştırıcının termokimyasal denge modeli ile incelemişlerdir. Kurdukları modelin doğrulamsı için literatürdeki deneysel ve simulasyon verilerini kullanmışlardır. Kurulan model ile literatürdeki çalışmaları kıyasladıklarında hidrojen değerini bir miktar yüksek bulunurken ön görülen sonuçların dneysel sisteme oldukça yakın olduğunu belirtmişlerdir[15].

Li ve diğ. [16] ise yaptıkları çalışmada hava ile çalışan 6.5 m yükseklik - 0.1 m çaplı dolaşımlı akışkan yataklı sistemde çeşitli biyokütle örneklerinin 700 – 850 °C yatak sıcaklığı ve 16–45 kg/h aralığındaki debilerde gazlaştırılmasını incelemişlerdir. Sistemde sıcaklık, hava yakıt oranı değişimi, uçucu külün yatağa geri verilmesi ve buhar eklenmesinin gaz bileşimi etkilediği görülmüştür. Sistemin performansını öngörmek için Gibbs serbest enerji değerinin minimizasyonu prensibi ile çalışan model kurulmuş, kurulan model deneylerden elde edilen veriler ile karşılaştırılmıştır. Sistemdeki çeşitli kısıtlardan dolayı gaz bileşiminin saf denge modelinden saptığı belirlenmiştir. Deneyden elde edilmiş olan veriler kullanılarak dönüşüme uğramamış karbon ve CH₄ verileri kullanılarak düzeltilmiş model oluşturulmuş; düzeltilmiş model kullanıldığında deneylerden elde edilen veriler ile düzeltilmiş modelden elde

edilen gaz bileşimi ve ısı değeri büyük oranda örtüştüğü görülmüştür. Kersten ve diğ. [17] ise yapmış oldukları çalışmada 710- 940 °C sıcaklığında gerçekleşen gazlaştırma koşulları için denge sıcaklıklarını su- gaz reaksiyonu için 531 ± 25 °C, boudard reaksiyonu için 583 ± 25 °C ve metan reaksiyonu için 457 ± 29 °C olarak değiştirdiğini ve bu sıcaklıkların prosesden bağımsız olduğunu belirtmişlerdir.

Bir diğer model çalışması Nathen ve diğ.[18] tarafından yapılmıştır. Yapılan çalışmada Yeni Zellanda linyit ve bitümlü kömürlerinin Aspen HYSYS programı kullanılarak gazlaştırılması incelenmiştir. Gazlaştırma içeren kombine çevrimli bir güç bir sistemde çalıştığı varsayılan gazlaştırıcının linyit ve bitümlü kömür kullandığı durumlar için teknoloji - ekonomik analizini yapmışlardır. Sistemin benzeşim çalışmasında Peng Robinson modeli kullanılmış, gazlaştırıcı olarak ise düşük ısı değeri linyitler için uygun olan sürüklemeli akışlı Shell tipi reaktör göz önüne alınmıştır. Yapılan modelde kömürün kimyasal olarak karbon, metan ve sudan oluştuğu düşünülmüş; metan ve suyun kömür içerisindeki uçucu maddeleri temsil ettiği varsayılmıştır. Kurulan benzeşim modeli ile farklı tip kömürlerle elde edilen yayınlanmış verilerin karşılaştırılması yapılmıştır. Yapılan çalışma neticesinde Polonya kömüründen elde edilen benzeşim sonuçlarının gerçek şartlarla en az farklılığa sahip olduğu görülmüştür. Çalışmada CO ve H₂ miktarları karşılaştırılmıştır. Yüksek ısı değeri kömürlerde CO₂ miktarı %1 - %2 arasında değişirken linyitlerde bu değerin %8- 10 mertebesinde olduğu görülmüş; ayrıca benzeşim çalışmasında H₂S, argon ve azot gazları da ihmal edildiği için CO₂ değerlerindeki hatanın fazla olduğu görülmüştür. Bu sebepten CO₂ değerlerindeki yüksek sapmalar çalışmada dikkate alınmamıştır. Benzeşim çalışmasında elde edilen sentez gazının üst ısı değeri 13 MJ/Nm³ olarak bulunurken gerçek sentez gazının ısı değeri literatürde 11.5 MJ/Nm³ olarak verilmiş; sentez gazının ısı değerindeki hata %11.3 olarak bulunmuştur.

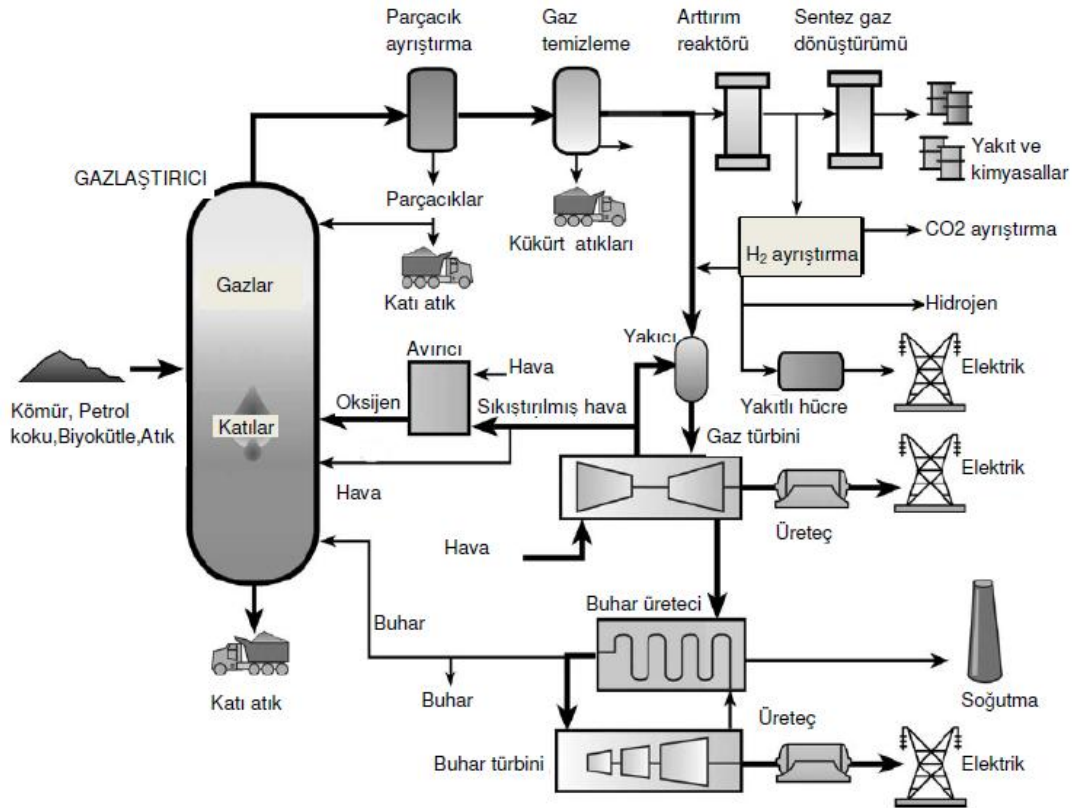
Bir diğer model çalışması Mahinpey ve Nikoo [19] gerçekleştirmiştir. Yapılan çalışmada biyokütlelerin atmosferik basınçta çalışan kabarcıklı akışkan yataklı sistemde gazlaştırılmasını Aspen Plus programını kullanarak incelemişlerdir. Yapılan modelde kabarcıklı akışkan yataklı sistemdeki yatak hidrodinamiği ve kinetiği için geçerli olan yaklaşım Fortran kodunda yazılarak Aspen Plus ile birlikte iç içe geçmiş olarak hesaplanmaktadır. Yapılan modelin doğrulaması için laboratuvar ölçekli gazlaştırıcıda sarıçam talaşı kullanılarak gerçekleştirilen deney verileri kullanılmıştır.

Aspen Plus modelinde biyokütle elementel analizine göre sisteme tanımlanmıştır. Farklı fazlarda gerçekleşen gazlaşma reaksiyonları için farklı reaktör tipleri kullanılmıştır. Uçucu maddelerin reaksiyonu için Gibbs reaktörü kullanılırken çar için Fortranda yazılan gazlaştırma kinetiği verisiyle çalışan sürekli karıştırılan tank tipi reaktör (RCSTR) kullanılmıştır. Yapılan modelde yatak sıcaklığı, hava yakıt oranı, tanecik boyutu değişiminin ve buhar ilavesinin karbon dönüşümü ile gaz bileşimi üzerine etkisi incelenmiştir. Artan yatak sıcaklığının karbon dönüşümü ve hidrojen üretimini arttırırken CH₄ ve CO oluşumunu azalttığı görülmüştür. Tanecik boyutundaki değişimin gaz bileşiminde belirgin bir etkisi olmadığı sonucuna varılmıştır.

Bir diğer model çalışmasında kömüre ilave edilen biokütlenin gazlaştırmaya etkisi araştırılmıştır. Fortes ve diğ. [20] yapmış oldukları çalışmada gazlaştırma içeren kombine çevrimli güç santrallerinin Aspen HYSYS programı kullanılarak dizayn edilmesini araştırmışlardır. Yapılan çalışmanın amacı kömürün petkok ve zeytin posasıyla birlikte gazlaştırılma fizibilitesinin araştırılmasıdır. Yapılan sistem benzeşiminin geçerliliği İspanya'daki gazlaştırma içeren kombine çevrimli ELCOGAS güç santralinden elde edilen veriler kullanılarak araştırılmıştır. Sistemde birçok farklı ünitenin modeli kurulmuş farklı oranlarda kömüre ilave edilen petkok ve zeytin posasının için 8 işletme koşulu için sistem çıktıları incelenmiştir. Benzeşim çalışması neticesinde elde edilen verilere göre kömürün IGCC santralleri için en verimli yakıt olduğu belirlenirken, katı atıkların kömürle birlikte gazlaştırılması halinde daha düşük CO₂ emisyon değerleri elde edildiğini belirtmişlerdir.

2. GAZLAŞTIRMA PROSESİ

Gazlaştırma, organik ya da fosil esaslı karbonlu yakıtların karbonmonoksit, karbondioksit, hidrojen, metan gibi gazlara dönüştürüldüğü ısıl bir işlemdir. Gazlaştırma işlemi sırasında meydana gelen kimyasal reaksiyonlar sonucunda elde edilen gaza sentez gazı denilmektedir. Günümüze kadar olan süreçte ısı, buhar ve elektrik üretiminde önemli bir paya sahip olan kömürün yakın gelecekte de önemli bir yere sahip olacağı öngörülmektedir. Kullanılan yakıtta ve gazlaştırma ortamına bağlı olarak gazlaştırıcılardan elde edilen sentez gazı doğrudan içten yanmalı motarlarda yakılabileceği gibi yakıt hücrelerinde ya da metanol, Fischer Tropsch prosesinde kullanılarak sentetik yakıt üretimi de gerçekleştirilebilmektedir. Şekil 2.1'de gazlaştırma prosesi ve bu prosese bağlı enerji dönüşüm yöntemleri görülmektedir.



Şekil 2.1 : Gazlaştırma prosesine dayalı enerji dönüşüm yöntemleri[21].

2.1 Gazlaştırma Prosesinin Tarihçesi

Gazlaştırma prosesi uzun zamandan beri bilinen ve uygulanan bir prosestir. İlk sentez gaz üretimi İskoç mühendis Murdoch'un demir retordlaması sırasında kömürün pirolizi işlemiyle üretilmiştir. Daha sonra 1812 yılında ilk gaz şirketi Londra'da kurulmuş, kömürden gaz üretimi gerçekleştirilerek Westminster Köprüsü'nün aydınlatılması sağlanmıştır. 1816 yılında kömürden gaz üretimi yapan ilk gaz üretim tesisi Amerika Birleşik Devletleri'nde kurulmuş üretilen sentez gazı ile Baltimore şehrinin sokakları aydınlatılmıştır. 1826 yılına gelindiğinde New York, Boston gibi büyük şehirlerde gaz üretimi gerçekleştirilerek sokak aydınlatılması sağlanmış; proses tüm dünyadaki büyük şehirlerde uygulanmaya başlanmıştır [22].

1920'li yıllarda Carl von Linde'nin havanın soğutma çevrimiyle bileşenlerine ayrılmasını ticari olarak gerçekleştirmesiyle o zamana kadar havayla gerçekleştirilen gazlaştırma işleminde oksijenin kullanılmasıyla birlikte sentez gazı ve hidrojen üretimi yapılmaya başlanmıştır. Bunu izleyen süreçte 1926 yılında Winkler –Akışkan Yatak Prosesi, 1931 yılında Lurgi-Basınçlı Gazlaştırıcı Prosesi, 1940'larda Koppers – Totzek Sürüklemeli Akışlı Gazlaştırma Prosesi bulunmuş ve uygulanmıştır. Tüm bu gelişmelere rağmen bu yeni teknolojinin uygulanma kapasitesi II. Dünya Savaşı sırasında Almanya'nın gazlaştırma ile sentetik yakıt üretim programı ve dünyada ise amonyak üretim endüstrisi ile sınırlı kalmıştır [23].

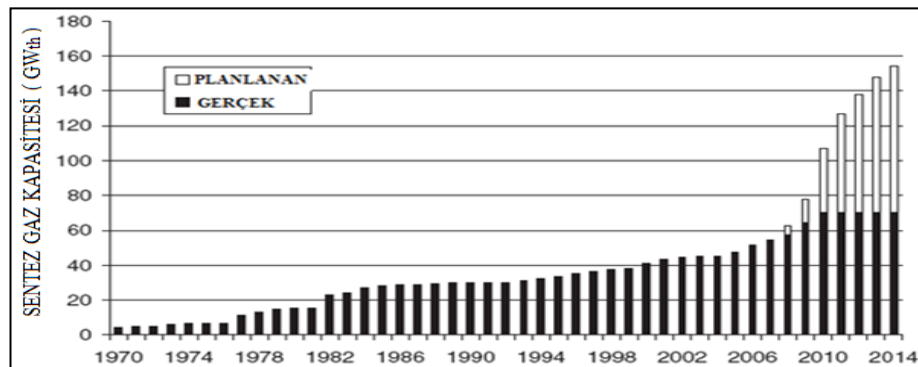
II. Dünya Savaşı'ndan sonra ise büyük rezervlerde doğalgazın keşfi ve doğalgazın yüksek ısı enerjisiye sahip olması gazlaştırma proseslerine olan ilginin azalmasına neden olmuştur. 1960 – 1970 yılları arasında gazlaştırma teknolojisine olan ilgi doğalgaz rezervlerinin azalması ve talebin rezerv miktarının üzerine çıkmasıyla tekrar artmış, özellikle 1973 petrol ambargosu alternatif yakıt üretim teknolojilerinin geliştirilmesini yeniden hızlandırmıştır. 1980'li yıllarla birlikte araştırmacılar ve çeşitli endüstriler gazlaştırma prosesinin çevresel avantajlarının da farkına varmışlardır. Daha sert ve kısıtlayıcı çevre standartları özellikle elektrik santralleri ve endüstriyel kuruluşlarda emisyonların ve sera gazlarının azaltılmasını zorunlu kılmış hükümetler ve sanayi paydaşlarının teşviki ile de gazlaştırma proseslerinin ticarileşmesi ivme kazanmıştır [22].

Ülkemizde ise gazlaştırma prosesinin ilk uygulaması Dolmabahçe Sarayı eklentilerinden olan Dolmabahçe Gazhanesi'nde gerçekleştirilmiştir. Yaz kış oturulması planlanan büyük boyutlardaki sarayın aydınlatma ve ısıtma problemini çözmek için sarayın inşaatıyla birlikte sarayın yapıldığı yerin hemen arkasında Nişantaşı'na doğru uzanan vadi ağzına son derece stratejik bir havagazı fabrikası devlet eliyle Hazîne-i Hâssa-i Hümâyün tarafından inşa ettirilmiştir. Saraya yakın olduğu için yapı Dolmabahçe Gazhanesi adıyla tanınmıştır. Dolmabahçe Gazhanesi'nin inşası sarayla birlikte 1853 yılında tamamlanmış; Kırım Savaşı'nın sona ermesi ve Paris antlaşmasının imzalanması akabinde saray ve eklentileri 7 Haziran 1856 tarihinde resmi bir törenle kullanıma açılmış ve sarayın aydınlatılması için gerekli havagazı Osmanlı Devleti sınırları içinde ilk defa burada üretilmiştir. Ayrıca Dolmabahçe Gazhanesinin üretim fazlası havagazı ile 1856 yılında Beyoğlu bölgesine havagazı verilmeye başlanmış; havagazı ile İstanbul'da ilk defa cadde-sokak aydınlatması İstiklal Caddesi (Cadde-i Kebir) aydınlatılarak gerçekleştirilmiştir.

Havagazı yerini elektrik enerjisine bırakınca Dolmabahçe Gazhanesi de bu durumdan etkilenmiştir. Cumhuriyet döneminde işlevini sürdüren gazhanenin, 1960'lı yılların başında İnönü Stadyumu'nun genişletilmesi sırasında bir bölümü yıkılmıştır. Geri kalan kısmı İstanbul Büyükşehir Belediyesi'ne bağlı İ.E.T.T mülkiyetindedir [24,25].

2.2 Gazlaştırmanın Bugünü

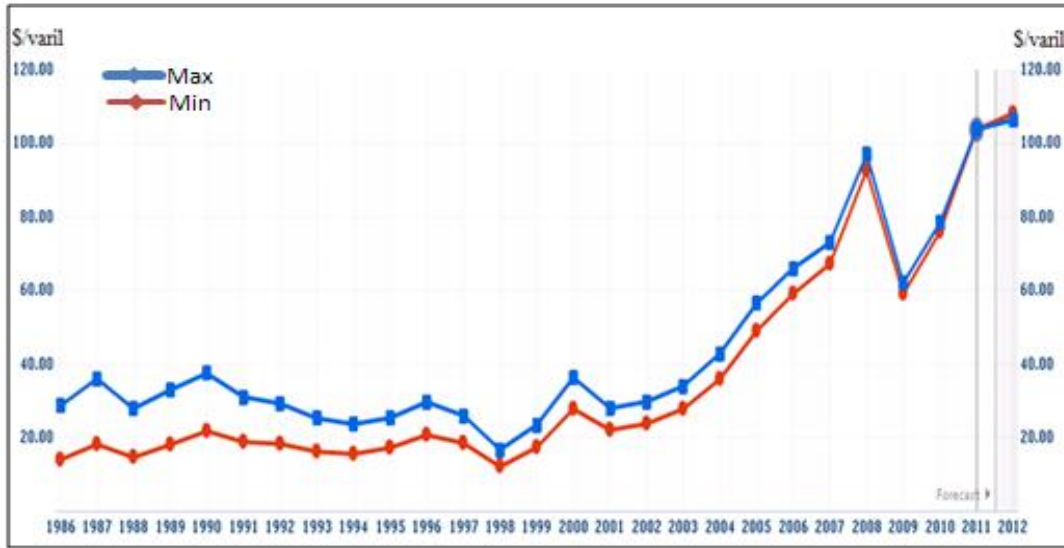
Gazlaştırma teknolojileri bugün en hızlı gelişen enerji teknolojilerinden birisi haline gelmiştir. Özellikle son 10 – 15 yıllık dönem incelendiğinde gazlaştırma prosesinin enerji üretim sistemleri arasında büyük bir atılım yaptığını söyleyebiliriz. Şekil 2.2 incelendiğinde gazlaştırma prosesine olan bu ilgi artışı açıkça görülebilir.



Şekil 2.2 : Dünya genelinde gazlaştırma kapasitesinin birikimli toplamı [23].

Bu artan ilginin birçok sebebi olmakla birlikte temel nedenin enerji maliyetlerindeki artış ve gazlaştırma teknolojisinin çevresel üstünlüklerinin farkına varılması olduğunu söyleyebiliriz. Amerika Birleşik Devletleri Enerji Bakanlığı verilerine göre 2010 yılı itibarı ile dünya genelindeki gazlaştırma prosesi büyümeye devam etmiş ve kurulu güç 70817 MWth mertebesine ulaşmıştır. Bu üretim dünya genelindeki 144 gazlaştırma tesisindeki toplamda 412 adet gazlaştırıcıda gerçekleştirilmektedir [26].

Özellikle enerji bakımından dışa bağımlı olan ülkelerde petrol fiyatlarındaki artış gazlaştırma prosesine olan ilginin artmasında son derece önem teşkil etmektedir. 2003 yılına kadar olan 20 yıllık süreçteki petrol fiyatları incelendiğinde ham petrolün varil fiyatının 20- 30 \$ arasında değiştiği görülürken; 2005 yılı ile birlikte petrolün varil fiyatı 55 – 70 \$ mertebesine ulaşmıştır. 2011 yılı Ağustos ayı itibarı ile ham petrolün varil fiyatı 103 \$ mertebesindedir. Şekil 2.3 incelenecek olursa petrol fiyatlarındaki gelişimin yıllara bağlı olarak değişimi ve artma eğilimi açıkça görülmektedir.



Şekil 2.3 : Ham petrol varil fiyatının yıllara göre değişimi [27].

Petrol fiyatlarında olduğu gibi benzer bir artma eğiliminin doğalgaz fiyatları için de geçerli olduğunu söylenebilir. Petrol ve doğalgaz fiyatlarındaki bu artma eğiliminin önümüzdeki yıllarda da süreceğinin ön görülmesi, özellikle enerji bakımından dışa bağımlı ülkelerde kömür ve biyokütle gibi yerel enerji kaynaklarının gazlaştırma gibi alternatif teknolojilerle çeşitli kimyasallara, sıvı yakıtlara ve temiz gaz yakıtlara dönüştürülmesi işlemlerini güncel kılacağını, gazlaştırma teknolojilerinin gelişmeye devam edeceğini ve yaygınlığının artacağı öngörülmektedir.

2.3 Gazlaştırma Teknolojileri

Gazlaştırma işlemi kömür ve biyokütle gibi katı yakıtların oksidantlar (oksijen, hava, su buharı ya da bunların çeşitli oranlarda karışımlarının) ile temas edeceği bir ortamda, reaktörlerin içerisinde gerçekleşmektedir. Gazlaştırma işleminin gerçekleştiği bu reaktörlere gazlaştırıcı da denilmektedir. Seçilen reaktör tipi, kullanılacak yakıtın tipine, kullanım amacına, sistemin kapasitesine, işletme zorlukları gibi parametrelere göre belirlenmektedir.

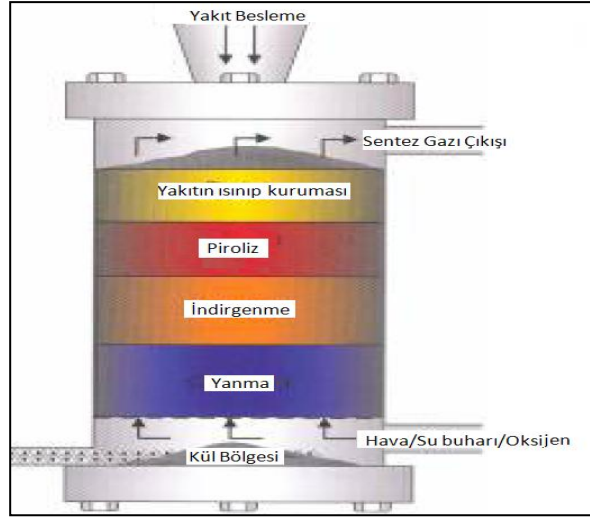
Seçilen reaktör tipine bağlı olarak karbon dönüşümü, reaktör boyunca sıcaklık dağılımları, ürün gazı içerisindeki tanecik miktarı değişeceğinden elde edilecek nihai ürünlerin bileşimi ve ısıl değerleri de reaktör tipinden doğrudan etkilenmektedir. Reaktör tipleri temel olarak sabit yataklı gazlaştırıcılar, akışkan yataklı gazlaştırıcılar ve sürüklemeli tip gazlaştırıcılar olmak üzere üçe ayrılır.

2.3.1 Sabit Yataklı Gazlaştırıcılar

Sabit yataklı gazlaştırıcılarda beslenen yakıtı desteklemek ve belirli bir reaksiyon bölgesi oluşturmak amacıyla bir metal ızgara bulunmaktadır. Sabit yataklı gazlaştırıcılar havanın ve gazın akış yönüne göre yukarı akışlı gazlaştırıcılar, aşağı akışlı gazlaştırıcılar ve karşıt akışlı gazlaştırıcılar olmak üzere sınıflandırılabilir.

2.3.1.1 Yukarı Akışlı Sabit Yataklı Gazlaştırıcılar

Yukarı akışlı sabit yataklı gazlaştırıcılarda karbon içeren kömür ve biyokütle gibi yakıtlar reaktörün üstünden sisteme beslenirken hava ya da diğer oksidantlar gazlaştırıcının alt bölgesinden reaktöre verilir. Gazlaştırıcıya beslenen yakıtın nemi aşağıdan gelen sıcak gazın ısıyla buharlaşır daha sonra piroliz bölgesinde katı yakıt bünyesindeki uçuculara ve çara ayrışır. Yanma ve gazlaştırma reaksiyonları ızgaranın üzerindeki ocak bölgesinde gerçekleşir ve sıcak gaz ürünleri bu bölgede oluşur. Yukarı akışlı sabit yataklı sistemlerde pirolizden çıkan ürünler tam olarak tepkimeye giremediklerinden ve sıcaklıkların düşük olmasından dolayı oluşan katranın parçalanması tam olarak gerçekleştirilemez ve üretilen sentez gazı içeriğindeki katran miktarı yükündür. Katran gazlaştırma sistemlerinde istenmeyen bir üründür ve borularda yoğunlaşarak tıkanmalara neden olmaktadır. Aynı zamanda enerji verimini de olumsuz yönde etkilemektedir [28]. Şekil 2.4 'te yukarı akışlı sabit yataklı gazlaştırıcının şematik resmi görülmektedir.

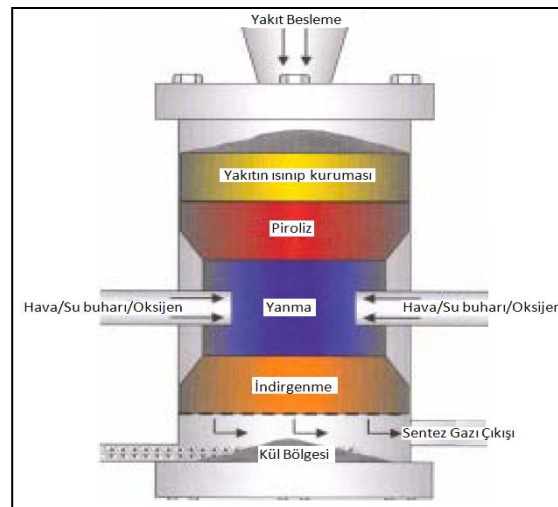


Şekil 2.4 : Yukarı akışlı sabit yataklı gazlaştırıcı [29].

2.3.1.2 Aşağı Akışlı Sabit Yataklı Gazlaştırıcılar

Aşağı akışlı sabit yataklı gazlaştırma sisteminde yakıt ve oksidantlar sisteme yukarıdan beslenir. Açığa çıkan gazlaştırma ürünleri ise sistemin alt bölgesinden alınır. Pirroliz bölgesinden çıkan ürünler sıcak yatak bölgesinden geçtiği için oluşan katranın büyük bir kısmı bu bölgede parçalanır. Bu tip gazlaştırıcılar özellikle biyokütle gazlaştırmada çok yaygın olarak kullanılmaktadır.

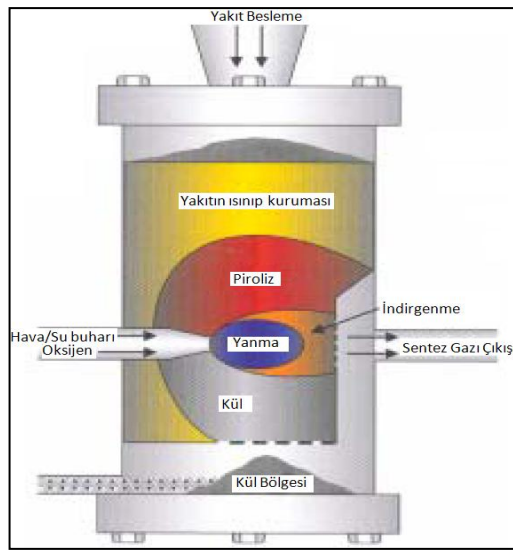
Aşağı akışlı gazlaştırıcılarda yüksek sıcaklıklarda topaklaşan yakıt tıkanmalara sebep olabilir. Bunun önüne geçmek için hareketli ızgaralar kullanılmalıdır. Çıkan gazların sıcaklığı yüksek olduğundan bu tip sistemlerde ilave bir soğutma sistemine ihtiyaç duyulabilmektedir. Şekil 2.5'te aşağı akışlı sabit yataklı gazlaştırıcının yapısı görülmektedir.



Şekil 2.5 : Aşağı akışlı sabit yataklı gazlaştırıcı [29].

2.3.1.3 Karşıt Akışlı Sabit Yataklı Gazlaştırıcılar

Karşıt akışlı sabit yataklı gazlaştırma sistemlerinde reaktörün üstünden beslenen yakıt aşağı doğru inerken gazlaştırıcı ortam olarak kullanılan gazlar reaktörün yanından beslenir. Elde edilen ürün gazı da yine aynı seviyeden diğer taraftan sistemden alınmaktadır. Yanma bölgesi bu iki bölgenin arasında kalan kısımda bulunur. Sistemde kül reaktörün alt kısmından alınmaktadır. Elde edilen ürün gazının içeriğinde istenmeyen katran ve tanecik miktarı yükümlüdür. Bu sebepten bu tip proseslerde katran ve nem miktarı düşük yakıtlar tercih edilmelidir. Şekil 2.6'da karşıt akışlı gazlaştırma sistemine ait akış şeması görülmektedir.



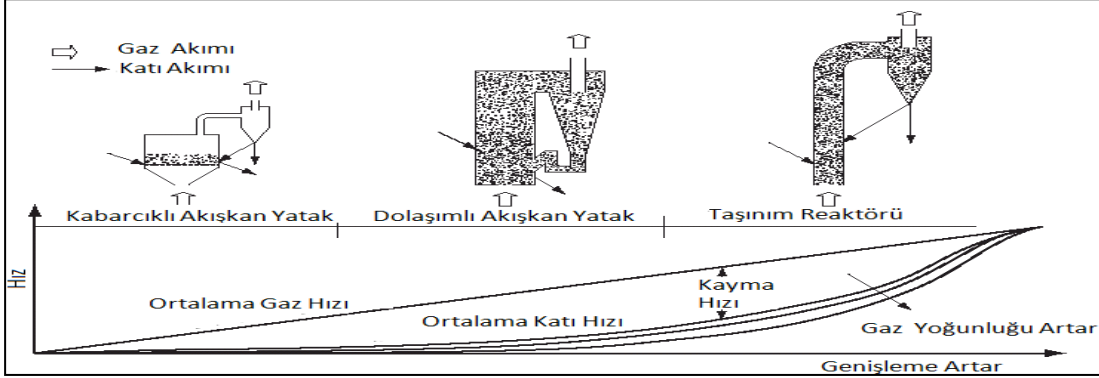
Şekil 2.6 : Karşıt akışlı sabit yataklı gazlaştırıcı [29].

2.3.2 Akışkan Yataklı Gazlaştırıcılar

Akışkan yataklı gazlaştırma sistemi Alman bilim adamı Fritz Winkler tarafından 1921 yılında bulunmuştur. Akışkan yataklı gazlaştırıcının keşfi ile bu sistemler ticari hale getirilmiş ve ticari sistemlerin kurulmasıyla hava kullanılarak yapılan gazlaştırma işlemi sonucu üretilen gazlar gaz motorlarında kullanılmıştır. 1929 yılına kadarki süreçte toplamda 5 adet olan bu sistemlerden toplamda 100 MW güç üretilmiştir. [30]

Akışkan yataklı gazlaştırma sistemlerinde uygun parçacık boyutuna getirilmiş yakıt uygun gazlaştırma ortamında akışkan hale getirilerek gazlaştırılmaktadır. Bu tip sistemler 0.5–5 mm aralığındaki kömür ve biyokütle parçacıklarının gazlaştırılması için uygundur. Yatak malzemesi olarak kum, kireç taşı ya da yakıtın kendi külü kullanılabilir. Kireç taşı eklenmesi durumunda sülfürün bir kısmının reaktör

içerisinde tutulumu sağlanır. Biyokütlelerin gazlaştırılması sırasında inert yatak malzemesi olarak silika kum da kullanılmaktadır. Bu tip sistemlerde akışkanlaşma hızının üzerine çıktığında karışım artmakta, yüksek ısı transferi ve reaktör boyunca homojen bir sıcaklık dağılımı elde edilmektedir. Şekil 2.7’de çeşitli akışkan yatak biçimleri verilmiştir.



Şekil 2.7 : Akışkan yatak biçimleri [23,30].

Reaktör işletilirken dikkat edilmesi gereken en önemli unsurlardan biri yatak sıcaklığının külün ergime sıcaklığının üstüne çıkmamasıdır. Aksi halde kül ergiyerek cüruf oluşmasına neden olabilir. Oluşan cüruf yatağı tıkayarak akışkanlaşmayı bozabilir. Bu olaya yatak bağlaması da denilmektedir. Bu sebeple akışkan yataklı sistemler daima kül ergime sıcaklığının altında çalıştırılmalıdır. Kömürle çalışan gazlaştırıcılarda bu değer 950 – 1100 °C , biyokütle ile çalışan sistemlerde ise 800-950 °C mertebesindedir. Şekil 2.8’de yatak bağlamasına ait fotoğraflar görülmektedir.



Şekil 2.8 : Yatak bağlamasına ait fotoğraflar (a) Reaktördeki ergimiş yatak (b) Reaktörden çıkan ergimiş kül ve yatak malzemesi.

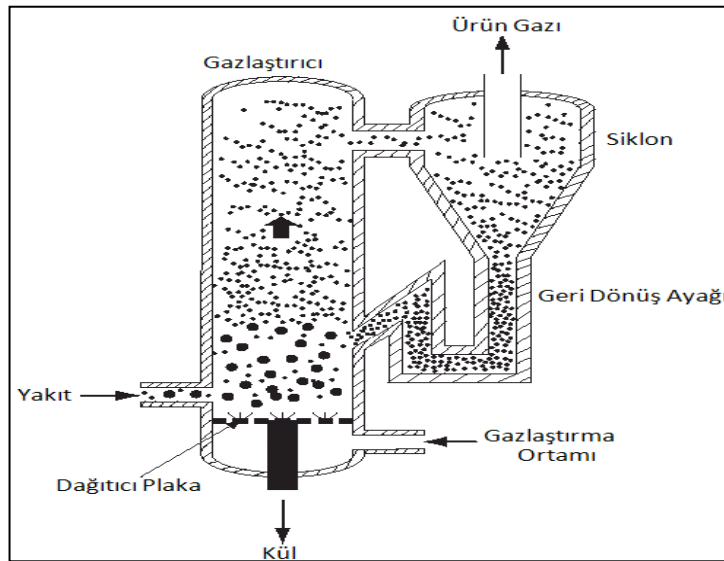
Akışkan yataklı sistemlerde reaktöre verilecek gazlaştırıcı ortamın homojen bir şekilde olması, reaktörde ölü bölgelerin oluşmaması reaktörün hidrodinamiği açısından son derece önemlidir. Ayrıca dağıtıcı plakalar katı taneciklerinin hava, su buharı ya da oksijenin sisteme beslendiği kanala gitmesine de engel olmaktadır.

Bu sebeple gazlaştırma reaktörlerinde çeşitli tiplerde dağıtıcı plakalar kullanılmaktadır.

Akışkan yataklı sistemler kendi içinde dolaşimli akışkan yataklı sistemler ve kabarcıklı akışkan yataklı sistemler olmak üzere ikiye ayrılmaktadır.

2.3.2.1 Dolaşimli akışkan yataklı sistemler

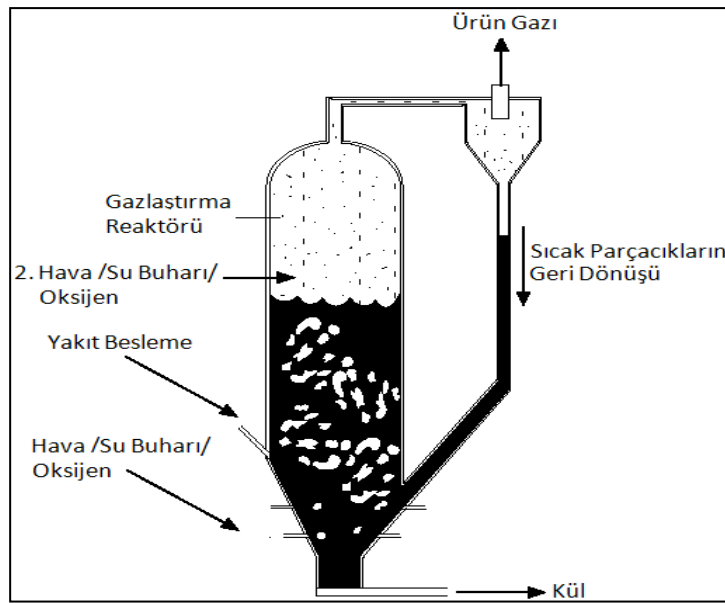
Dolaşimli akışkan yataklı sistemlerde yakıt ve yatak malzemesi sıcak bir ortamda karışmaktadır. Bu tip sistemlerde yoğun katı - gaz karışımı gerçekleşmesinden dolayı reaktörün farklı bölgelerinde kuruma, piroliz, indirgenme ve oksidasyon reaksiyonları gerçekleşmektedir. Reaktöre beslenen gazlaştırıcı ortam gazları sisteme bir dağıtıcı plaka aracılığıyla verilir. Böylece homojen bir karışım oluşturulması sağlanır. Dolaşimli akışkan yataklı sistemlerde yatak malzemesi bütün reaktör boyunca bulunduğu için reaktör boyunca sıcaklık dağılımının daha homojen olduğunu söyleyebiliriz. Akışkanlaşma hızı yatak malzemesini reaktörden çıkartabilecek 5-10 m/s mertebelerindedir. Dolaşimli akışkan yataklı sistemlerde gazlaştırıcı ortamın hızı yüksek olduğu için beslenen yakıtın reaksiyona girme süresi kabarcıklı akışkan yataklı sistemlere göre daha kısadır. Bu durum reaksiyon veriminin daha düşük olmasına neden olabilir. Bu yüzden bu tip sistemlerde reaktöre beslenecek yakıt daha küçük boyutta olmalıdır. Sabit yataklı gazlaştırıcılara kıyasla hava/yakıt oranı kolayca değiştirilebildiği için yatak sıcaklığı kolay bir şekilde kontrol edilebilmektedir. Şekil 2.9 'da dolaşimli akışkan yataklı gazlaştırma sistemine ait şematik resim görülmektedir.



Şekil 2.9 : Lurgi dolaşimli akışkan yataklı gazlaştırma sistemi [23].

2.3.2.2 Kabarcıklı akışkan yataklı sistemler

Kabarcıklı akışkan yataklı sistemlerde, yatağa beslenen yakıtın akışkanlaşmaya başlaması için gazlaşma ortamının hızının belli bir seviyede olması gerekmektedir. Bu noktadaki hıza minimum akışkanlaşma hızı denilmektedir. Bu tip reaktörlerdeki akışkanlaşma hızı 2-3 m/s mertebesinde tutulmaktadır. Daha yüksek hızlara çıktığında yatak genişleyerek yatak malzemesinin reaktörden dışarı çıkıp siklonda birikmesine neden olur. Bu sebeple kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcılarda yüksek hızlara çıkmaktan sakınılmaktadır. Şekil 2.10'da kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırma sistemine ait şematik resim görülmektedir.

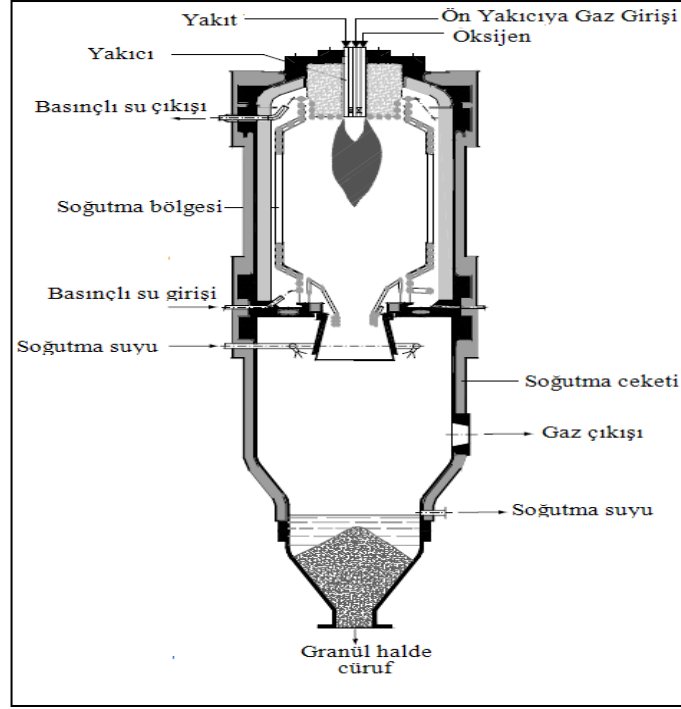


Şekil 2.10 : Kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırma sistemi [30].

2.3.3 Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar

Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar genellikle kömürlerin gazlaştırılması işleminde tercih edilen gazlaştırıcılardır. Bu tip sistemlerde yatak sıcaklıkları 1000- 1600 °C mertebesinde olduğundan yatak içerisindeki kül ergimiş halde sistemden uzaklaştırılmaktadır. Yüksek yatak sıcaklıklarından dolayı ürün gazında istenmeyen katran gibi maddelerin neredeyse tamamı parçalanmaktadır ve katran içermeyen temiz sentez gazı üretimi bu tip gazlaştırıcılarda gerçekleştirilebilmektedir. Karbon dönüşümü bu tip sistemlerde % 99 mertebesinde dir. Başarılı şekilde işletmesi gerçekleştirilen 20 – 70 bar basınçtaki ticari boyutlardaki sürüklemeli akışlı gazlaştırıcıların çoğunluğu 1950'li yıllardan sonra kurulmuştur. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar daha çok yüksek enerjili kömürlerin gazlaştırılmasında gazlaştırma

entegreli kombine çevrimli güç santrallerinde kullanılmaktadır. Kömür besleme sistemleri kuru kömür besleme ya da kömür su karışımı şeklinde olabilmektedir. Şekil 2.11 'de Noell tipi sürüklemeli akışlı gazlaştırıcının şematik resmi görülmektedir.



Şekil 2.11 : Noell tipi sürüklemeli akışlı gazlaştırma sistemi [31].

2.3.4 Plazma gazlaştırma sistemleri

Plazma gazlaştırma yöntemi daha çok evsel atık biyokütlelerin ve diğer katı atıkların gazlaştırılmasında kullanılan bir gazlaştırma yöntemidir. Bu tip sistemler plazma proliz adıyla da bilinmektedir. Sistemin temel elamanı plazma ateşleyicileridir. İki elektrod arasında oluşan yoğun elektrik arkı neticesinde yüksek sıcaklıklara ulaşılır. Beslenen atıklar yüksek sıcaklıklarda reaksiyona girerek gazlaştırma işlemi gerçekleşir. Reaktördeki yüksek sıcaklıklardan dolayı oluşan katranlı yapılar kırılmakta ve dioksin ve furan gibi gazlar parçalanmaktadır.

Yukarıda bahsedilen gazlaştırma sistemleri için, Çizelge 2.1'de karşılaştırılması; Çizelge 2.2'de ise Gazlaştırma reaktörlerinin işletme üstünlük ve zayıflık karakterlerinin karşılaştırılması yapılmıştır.

Çizelge 2.1: Gazlaştırma reaktörlerinin karşılaştırılması.

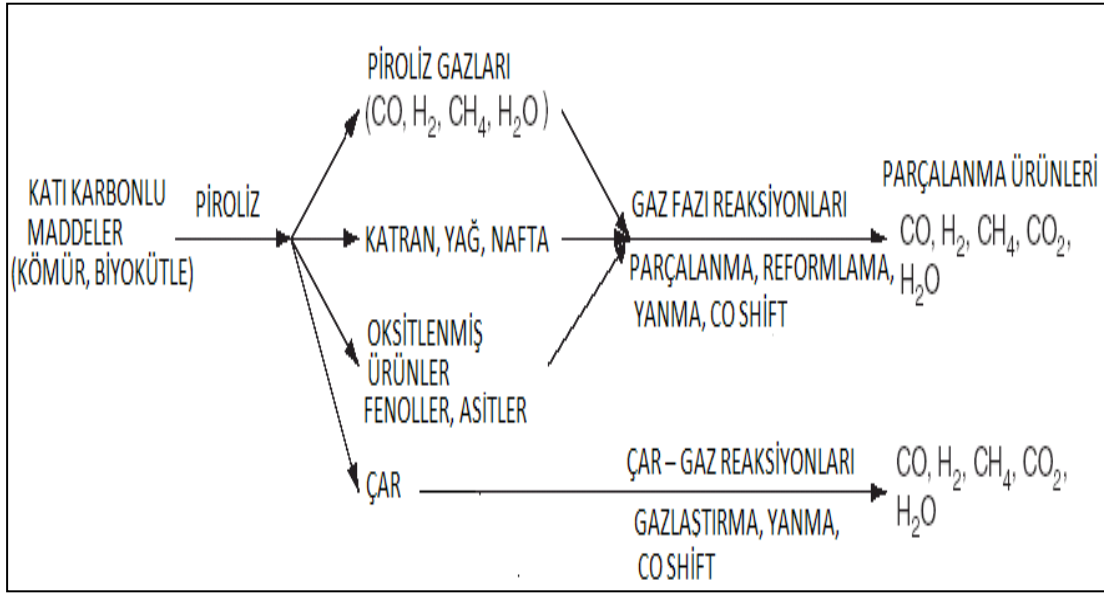
Sınıfı	Tipi	Üstünlükleri / Zayıf Yönleri	Güç Üretimi
Sabit Yataklı Gazlaştırıcılar	Aşağı Akışlı	Düşük katran üretimi, düşük ısıl değerlikli ürün gazı oluşumu, tozun ayarlanabilmesi	Küçük ve orta ölçekli tesislerde
	Yukarı Akışlı	Yüksek ısıl değerlikli ürün gazı oluşumu, yüksek katran oluşumu, tozun ayarlanabilmesi	Küçük ve orta ölçekli tesislerde
	Karşıt Akışlı	Yüksek katran oluşumu, düşük ısıl değerlikli ürün gazı, tozun ayarlanabilmesi	Küçük ve orta ölçekli tesislerde
Akışkan Yataklı Gazlaştırıcılar	Dolaşımli ya da Kabarcıklı	Yüksek ısı ve kütle transferi, daha yüksek verim ve yüksek ısıl değerlikli ürün gazı oluşumu	Orta ölçekli tesislerde
Sürüklemeli Akışlı Gazlaştırıcılar	—	Her tip kömürü gazlaştırabilir, yüksek kapasiteli, külün ergimesi	Büyük ölçekli tesislerde

Çizelge 2.2: Gazlaştırma reaktörlerinin işletme karakterlerinin karşılaştırılması[29].

Parametre	Gazlaştırıcı Yatak Tipleri		
	Sabit Yataklı Gazlaştırıcılar	Akışkan Yataklı Gazlaştırıcılar	Sürüklemeli Akışlı Gazlaştırıcılar
Beslenen yakıtın tanecik boyutu	< 51 mm	< 6 mm	< 0.15 mm
Küçük taneciklere tolerans	Sınırlı	İyi	Çok iyi
Büyük taneciklere tolerans	Çok iyi	İyi	Zayıf
Gaz çıkış sıcaklığı	450 - 650 °C	800 – 1000 °C	> 1260 °C
Yakıt tipi	Düşük değerlikli kömür	Düşük değerlikli kömür ve özellikle biyokütle	Her türlü kömür için uygundur fakat biyoküteller için uygun değildir.
Oksidant gerekliliği	Düşük	Ayarlanabilir	Yüksek
Reaksiyon bölgesi sıcaklıkları	1090 C	800 – 1000 °C	> 1990 °C
Buhar gereksinimi	Yüksek	Ayarlanabilir	Düşük
Üretilen kül tipi	Kuru	Kuru	Ergimiş
Soğuk gaz verimi	80 %	89.2%	80%
Kapasite	Küçük ölçekli	Orta ölçekli	Büyük ölçekli
Karşılan problemler	Katran oluşumu	Karbon dönüşümü	Sentez gazının soğutulması

2.4 Gazlaştırma Reaksiyonları

Gazlaştırma işlemi kömür ve biyokütle gibi katı yakıtların oksidantlar (oksijen, hava, su buharı ya da bunların çeşitli oranlarda karışımlarının) ile temas edeceği bir ortamda, reaktörlerin içerisinde gerçekleştirilmektedir. Gazlaştırma proseslerinde farklı fazlarda birçok reaksiyon meydana gelmektedir. Şekil 2.12’de kömür ve biyokütle ürünlerinin ısıl dönüşümü ve bu dönüşüm sonucu elde edilen ürünler görülmektedir.



Şekil 2.12 : Gazlaştırma prosesinde gerçekleşen reaksiyonlar [23].

Genel olarak gazlaştırma sistemlerinde sıcaklığa bağlı olarak farklı fizikokimyasal reaksiyonlar gerçekleşmektedir. Kömür ve biyokütlelerin kimyasal yapıları farklılık gösterdiğinden gazlaştırma prosesi boyunca gerçekleşme kademeleri de farklılık göstermektedir. Gerçekleşen bu reaksiyonlar ve reaksiyonların gerçekleştiği sıcaklık aralığı değerleri çizelge 2.3’de görülmektedir.

Çizelge 2.3: Gazlaştırmada sıcaklığa bağlı reaksiyon aşamaları [30].

Kuruma	>150 °C
Piroliz	150 – 700°C
Yanma	700 – 1500 °C
İndirgenme	800– 1100 °C

2.4.1 Kuruma

Kuruma işlemi katı yakıtın ısınması sırasında gerçekleşen ilk işlemdir. Atmosferik basınçta yakıtın ortam sıcaklığından 150 °C' ye kadar ısıtılmasıyla gerçekleşir. Basit gibi görünmesine karşın kuruma prosesi sıvı haldeki su, su buharı ve gözenekli yapının içindeki suyun uzaklaşması gibi üç aşamalı karmaşık bir işlemler bütünüdür.

2.4.2 Piroliz

Piroliz safhası, ısı ve kütle transferi mekanizmaları ile organik ve inorganik gazların, sıvıların çeşitli reaksiyonlarla tanecikten çevreye bırakıldığı karmaşık bir safhadır. Bu gaz ve sıvı salınımı genellikle tanecik sıcaklığının artırılması ile artmaktadır.

Kömür ve biyokütlenin pirolizi aşamasında üç tip ürün oluşumu gözlenmektedir.

Hafif gazların oluşumu: Bu fazda H₂, CO, CO₂, H₂O, CH₄ gibi gazlar açığa çıkar.

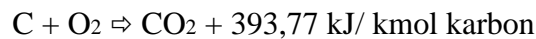
Katran oluşumu: Katran genellikle katı taneciklerden gaz halinde açığa çıkan ya da sıvı kısımdan duman formunda oluşan oldukça ağır, siyah organik ve inorganik moleküllerdir.

Çar oluşumu: Katı fazdan geriye kalan kısım çar olarak adlandırılmaktadır.

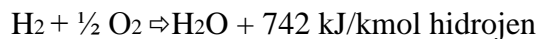
Çeşitli tipteki kömürlerde ve hemen hemen tüm biyokütlerde uçucu maddeler karbonlu yapının önemli bir kısmını teşkil etmektedirler. Özellikle işletme sürecinde piroliz sırasında açığa çıkan gaz ve sıvılar tanecik etrafında yanabilir bir ortam oluşturmaları nedeniyle son derece önemlidir. Ayrıca gazlaştırma sistemlerinde piroliz ürün gazı üreten bir aşama olması bakımından da önemlidir.

2.4.3 Yanma

Gazlaştırma sistemlerinde çarın yanması endotermik reaksiyonlar için gerekli ısının sağlandığı önemli bir safhadır. Gazlaştırıcıya verilen oksijen var olan yanabilir maddelerle reaksiyona girerek CO₂ ve H₂O oluşturur. Oluşan bu ürünler çarın piroliz ürünleri ile olan bağlantısını azaltmaktadır [30].



Diğer bir yanma reaksiyonu ise yakıt içerisindeki hidrojenin oksidasyonudur.



2.4.4 Gazlaştırma

Gazlaştırma reaksiyonları, yanma sonucu açığa çıkan enerjiyle desteklenen çeşitli endotermik reaksiyonlardır. Gazlaştırma sonucu açığa çıkan karbon monoksit, hidrojen ve metan gibi yanabilir gazlar bu reaksiyonlar sonucunda oluşmaktadır. Temel olarak gazlaştırma reaksiyonları dört temel başlık altında toplanabilir.

2.4.4.1 Su - gaz reaksiyonu

Su-gaz reaksiyonu heterojen fazda gerçekleşen bir reaksiyondur. Bu reaksiyon sonucunda aynı molar oranda karbonmonoksit ve hidrojen oluşumu gerçekleşir.



2.4.4.2 Boudouard reaksiyonu

Boudouard reaksiyonu reaktör içindeki karbondioksitin çarlarla reaksiyona girerek karbonmonoksit oluşturduğu endotermik bir reaksiyondur.



2.4.4.3 Shift dönüşümü

Reaktör içerisindeki karbonmonoksitin su buharı ile reaksiyona girerek hidrojen ve karbondioksit oluşturduğu ekzotermik bir reaksiyondur.



2.4.4.4 Metanizasyon reaksiyonu

Metanizasyon reaksiyonu heterojen fazda gerçekleşen bir reaksiyondur.



2.5 Gazlaştırma Sistemleri İçin Yakıt Seçimi

Kömür, ağır petrol ürünleri, evsel atıklar ve biyokütle gazlaştırma proseslerinde kullanılan yakıtlardır. Gazlaştırma sistemleri dizayn edilirken gerekli hidrodinamik koşulları sağlamak ve sistemin optimum koşullarda çalışmasını garanti altına almak için; kullanılacak yakıtın tanecik boyutu, elementel özellikleri ve ısıl değeri bilinmeli; hesaplamalar bu özellikler göz önüne alınarak yapılmalıdır. Yapılan bu tez çalışmasında kömür ve biyokütle benzeşimi yapılacağı için kömür ve biyokütle seçim kriterlerine ve yapısal özelliklerin tayini için yapılan analiz yöntemlerine değinilmiştir.

2.5.1 Kömür ve biyokütke seçim kriterleri

Kömürler bünyesinde organik ve inorganik yapı barındıran karmaşık bir yapıya sahiptirler. İlk önce turbaya dönüşen biyokütle yapısının üstünün bir örtü tabakasıyla kaplanması; etki eden sıcaklık, basınç tesiri ile zaman içerisinde kömürleşme gerçekleşir. İlk olarak turba oluşumu bilahare süreçte zamanla oluşan bu yapı sırasıyla linyite, alt bitümlü kömüre, bitümlü kömüre ve son olarak da antrasite dönüşmektedir. Kömürler temel olarak linyitten antrasite doğru artan enerji içeriğine göre sınıflandırılmaktadır. Çizelge 2.4' te çeşitli gazlaştırma sistemlerinde kullanılan kömür türleri bu kömür türlerinin uçucu madde, sabit karbon ve enerji içerikleri görülmektedir.

Çizelge 2.4: Kömürlerin sınıflandırılması [23].

Kömür türü	Uçucu Madde (%)	Sabit Karbon (%)	Üst Isıl Değer (MJ/kg)
Antrasit	< 8	> 92	36 – 37
Bitümlü Kömür	8 – 22	78 – 92	32 – 36
Alt Bitümlü Kömür	22 – 27	73 – 78	28 – 32
Linyit	27 - 35	63 - 73	26 - 28

Kömür seçiminde dikkate alınması gereken temel hususlar ise kömürün reaktivitesi, uçucu madde oranı, mineral madde oranı ve mineral madde bileşimi, nem miktarı, ısıl değer ve kül ergime sıcaklığı olarak özetlenebilir. Kömür için geçerli olan seçim kriterleri biyokütle için de geçerlidir. Buna ilave olarak biyokütle açısından diğer önemli olan parametreler ise biyokütlenin yoğunluğu, tanecik boyutudur [23].

3. GAZLAŖTIRMA SİSTEMLERİNİN MODELLENMESİ

GazlaŖtırma sistemlerinin modellenmesinde kullanılan yöntemleri dört temel başlık altında sınıflandırılabilir. Bunlar:

- Termodinamik Denge Modelleri
- Kinetik Modeller
- Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği Modelleri (CFD)
- Yapay Sinir Ağı Modelleri'dir.

Termodinamik denge modeli, reaksiyona giren maddelerin zamandan bağımsız olarak ürünlere dönüşmesi ve dengeye gelmesi prensibine göre çalışır. Termodinamik denge modellerinde reaksiyon mekanizmaları ve reaksiyon süreleri modellemede kullanılmaz. Son hal için yapılan kabuller modelin doğruluğunu etkilemektedir. Gerçek sistemlerde gazlaŖtırıcı içerisinde reaksiyona giren maddeler için sınırlı bir zaman vardır. Termodinamik denge modelinden çıkan gaz bileşimi, sıcaklığı, ısıl değeri gibi veriler elde edilmektedir. Bu yöntemde reaktörün geometrisi hesaplamada kullanılmaz. Termodinamik denge modellerinden bu yüzden ideal hal için geçerli sonuçlar elde edilmektedir.

Kinetik modelde ise reaksiyon belirli bir zaman içinde gerçekleşmektedir ve oluşan ürünler için reaktörün geometrisi ve hidrodinamiği göz önüne alınarak sonuçlar elde edilmektedir. Kinetik modeller ısı ve kütle transferi mekanizmaları hakkında veri içerir.

CFD Modelleri (Euler tipi) kütle, momentumun korunumu ve enerji denklemlerini reaktörün farklı bölgeleri için aynı anda çözmektedir. Bu metodun sonucunda reaktörün içerisindeki sıcaklık, konsantrasyon dağılımı gibi parametreler elde edilmektedir. Reaktör hidrodinamiği iyi bilinir ise bu metodla reaktör boyunca sıcaklık ve ürünlerin dağılımı büyük doğrulukta öngörülebilir.

Yapay sinir ağları ile gazlaŖtırıcıların modellenmesi oldukça yeni bir methodtur. Bu methodta sistem deneyimli bir operatör gibi yıllar içindeki tecrübeye göre belirli

şartlar altında çalışmakta olan reaktörden elde edilecek ürünleri öngörmektedir. Bu metod için proses hakkında detaylı ön bilgi gerekmektedir [32].

Bu tez kapsamındaki kurulan model çalışmasında termodinamik denge prensibine esaslanan dayalı gazlaştırma prosesi Aspen HYSYS paket programı kullanılarak yapılacaktır.

3.1 Reaksiyon Termodinamiği

Sistemin benzeşim modelinde Gibbs reaktörü kullanılmıştır. Gibbs reaktörü “Belirli bir sıcaklık ve basınçta kimyasal reaksiyon Gibbs fonksiyonunun azaldığı yönde gerçekleşir ve gibbs serbest enerji değerinin minimum olduğu zamanda sistem kimyasal dengeye ulaşır.” ilkesine göre çalışmaktadır.

Belirli bir sıcaklık ve basınç için sıkıştırılabilir kapalı sistem incelenecek olursa; böyle bir sistem için termodinamiğin birinci ve ikinci yasa bağıntıları birleştirildiğinde;

$$\partial Q - PdV = dU \quad (3.1)$$

$$dS \geq \partial Q/T \quad (3.2)$$

$$dU + PdV - T dS \leq 0 \quad (3.3)$$

(3.3) bağıntısını elde ederiz. Gibbs fonksiyonunun

$$(G = H - TS) \quad (3.4)$$

sabit basınç ve sıcaklık için diferansiyeli alınırsa

$$(dG)_{T,P} = dH - TdS - S dT \quad (3.5)$$

$$dH = (dU + PdV + VdP) \quad (3.6)$$

$$(dG)_{T,P} = (dU + PdV + VdP) - T dS - S dT \quad (3.7)$$

Sabit basınç ve sıcaklık için dP ve dT ifadeleri sıfır olacağından

$$(dG)_{T,P} = dU + PdV - T dS \quad (3.8)$$

(3.3) ve (3.8) numaralı denklemleri birleştirildiğinde $(dG)_{T,P} \leq 0$ sonucu elde edilir.

Bu denklemin anlamı daha önce de belirtildiği gibi belirli bir sıcaklık ve basınçta kimyasal reaksiyonun Gibbs fonksiyonunun azalacağı

yönde gerçekleşeceğini belirtmektedir. Kimyasal denge için ise $(dG)_{T,P} = 0$ olur.

Belirli bir sıcaklık ve basınç için, kimyasal reaksiyonun Gibbs fonksiyonunun arttığı yönde gerçekleşemeyeceğini, bunun termodinamiğin ikinci yasasına aykırı olduğu söylenebilir [33].

3.1.1 Stokiyometrik yöntem

Stokiyometrik yöntem $(dG)_{T,P} = 0$ prensibi üzerine kuruludur. Bu yöntemde kütle korunum denklemleri eşitlikler halinde yazılır ve bu denklemlerle kimyasal dengede olduğu reaksiyonlar denge katsayılarıyla beraber değerlendirilir. Kimyasal eşitlik şeklinde yazılmış kütle denklemleri ve denge katsayıları ile elde edilen denklemler bir denklem seti oluşturur. Bu denklem seti genellikle iteratif yöntemle çözülerek ürünlerin mol sayıları elde edilmektedir. Bu yöntem matematiksel olarak doğrusal olmayan denklem sisteminin çözümü olarak ifade edilebilir. Bununla birlikte gazlaştırma sistemlerinde aynı anda birçok reaksiyon gerçekleşmektedir. Çok sayıda nasıl ilerleyeceği bilinmeyen reaksiyon, iyonik bileşikler, çok sayıdaki reaksiyon kademesi gazlaştırma sistemleri için denge analizi yapmayı zorlaştırmaktadır.

3.1.2 Stokiyometrik olmayan yöntem

Stokiyometrik olmayan yöntemde sabit sıcaklık ve basınçta Gibbs serbest enerjisini oluşturan mol sayıları kontrol edilerek Gibbs serbest enerji değeri minimize edilmesi prensibiyle çalışır. Sistemin toplam serbest enerji değerinin minimum olduğu andaki molar değerler sentez gazının derişimini verir. Çok sayıda bileşenin denge anında var olduğu gazlaştırma sistemleri gibi kimyasal sistemlerin analizinde stokiyometrik olmayan bu yöntem tercih edilmektedir.

Her iki metod da dengede olmayan reaksiyonlar nedeniyle gerçek değerlerden farklı tahminlere neden olmaktadır. Stokiyometrik metodda gerçekte var olmayan denge katsayıları kullanıldığından; stokiyometrik olmayan metodda ise henüz ulaşılmamış minimum Gibbs serbest enerji noktasına ulaşıldığı varsayıldığından hatalı sonuçlar elde edilebilmektedir[21].

3.2 Aspen HYSYS ve Apen PLUS Paket Programları

Aspen Plus ve Aspen HYSYS proses benzeşimi için geliştirilmiş ve araştırmacılar tarafından çeşitli kömür sistemlerinin modellenmesinde yaygın olarak kullanılmakta olan programlardır. Aspen Tech şirketi 2002 yılında Hyprotech şirketinden HYSYS'i satın almasıyla HYSYS programın ismi 2006 yılında Aspen HYSYS olarak değiştirilmiştir. Aspen Plus ve HYSYS hesaplama algoritmaları ve yapıları birbirine benzeyen programlardır. HYSYS özellikle petrol endüstrisi tasarımında

oldukça yaygın olarak kullanılan bir programdır ve bu alandaki hesaplamaları içeren gelişmiş bir termodinamik altyapısı vardır.

Her iki program da kolayca anlaşılabilir bir ara yüze sahiptir. Sistemde bulunan tüm bileşenler araç kutusundaki kolayca anlaşılabilir simgelerinden seçilerek kullanılabilir. Daha etkili bir kullanım sağlamak için ara yüzde aynı cinsteki ekipmanlar kendi içlerinde sınıflandırılmışlardır.(karıştırıcılar, ısı değiştiriciler, ayırıcılar, reaktörler vb.). Şekil 3.1 'de Aspen HYSYS ve Aspen PLUS paket programlarının Windows işletim sistemindeki başlangıç ekranı görülmektedir.



Şekil 3.1 : Aspen HYSYS programı windows başlangıç ekranı görüntüsü.

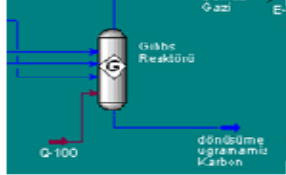
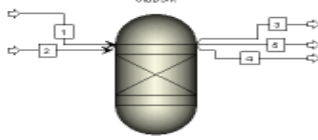
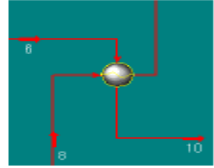
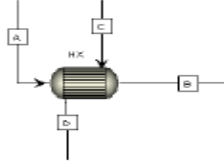
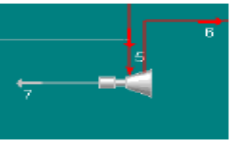
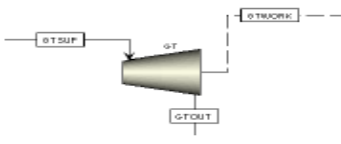
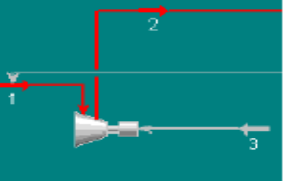
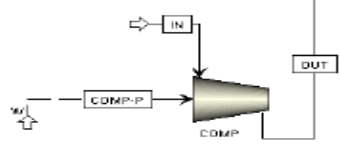
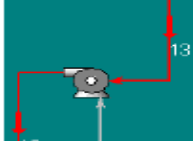
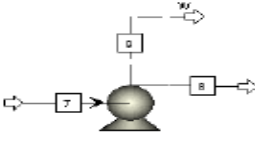
Programı kullanan kişi sistemin modelini oluşturarak gerekli verileri sisteme girmekte, ardışık modüllerden oluşan sistemlerde bir modülden çıkan ürünler diğer modüllerin girdisi olmaktadır. Fiziksel ve kimyasal özelliklerine göre diğer modüle giren girdiler modül modül hesaplanarak sonuçlar elde edilmektedir. Elde edilen sonuçlar istendiği durumlarda tablo ya da diyagram olarak programdan alınabilmektedir.

Aspen Plus ve Aspen HYSYS programları proses mühendisliğinde, büyük sistemlerin geliştirilmesinde araştırmacılara sağlamış olduğu verilerle proseslerin tasarımını kolaylaştırmaktadır. Proses tasarımında bilgisayar destekli benzeşim programlarının sağladığı avantajlarını şöyle sınıflandırabiliriz [32].

- Tasarlanan sistemin çıktılarının farklı çalışma şartları için hassasiyetleri ve optimum çalışma koşulları hakkında öngörülerde bulunmayı sağlar.
- Kütle ve enerji dengeleri kurarak sistem ekipmanlarının boyutları hakkında öngörüde bulunmamızı sağlar.
- Deney sistemlerinin kurulması ve devreye alınması uzun zaman alırken benzeşim sonuçları deneyden çok kısa zamanda elde edilebilmektedir.
- Deney sistemlerinde gerçekleştirilmesi zor ve riskli yüksek basınç ve sıcaklık durumları için veri elde etmeye olanak sağlamaktadır.

- Benzeşim sonucunda elde edilen veriler deney sistemlerinden elde edilen verilere göre çok daha ekonomiktir.
- Sistemin büyütülmesi ve farklı hammaddeler kullanılması durumunda sistemin nasıl etkilendiği görülebilmektedir.

Tüm bu avantajlarına rağmen kurulan benzeşim modelleri gerçek sistemlerle birebir örtüşen sonuçlar verememektedir. Sistem girdileri ve reaksiyonların termodinamik ve hidrodinamik koşulları gerçek sistemle örtüştüğü derecede elde edilen sonuçlar gerçek sistemlere yaklaşmaktadır. Şekil 3.2’de Aspen Plus ve Aspen HYSYS programlarında yer alan çeşitli proses ekipmanlarının simgeleri görülmektedir.

Ünite	Aspen HYSYS	Aspen PLUS
Gibbs Reaktörü		
Isı değiştirici		
Gaz türbini		
Kompresor		
Pompa		

Şekil 3.2 : Aspen HYSYS - Aspen PLUS proses ekipmanları gösterimi.

Bu çalışmada benzeşim modeli için program olarak Aspen HYSYS programı tercih edilmiştir. Aspen HYSYS programı otuzdan fazla termodinamik model içermektedir. Aspen HYSYS içerisinde bulunan başlıca termodinamik modeller aşağıda sıralanmıştır.

- Sabit Eşitlik Modeli (Equation Of State)
- Etkinlik Katsayı Modelleri (Activity Coefficient Models)
- Buhar Basınç Modelleri (Vapour Pressure Models)
- Yarı Ampirik Modeller (Semi Ampric Models)
- Özel Modeller (Specialty Models)

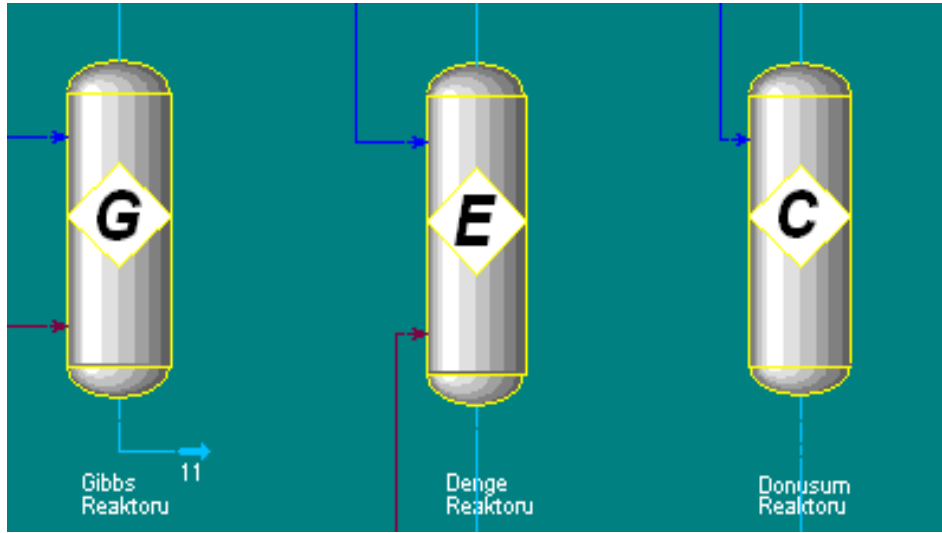
Bu tez çalışmasında Sabit Eşitlik Modeli kullanılmıştır. Öncelikle gazlaştırma prosesleri için önerilen Peng-Robinson akışkan paketi seçilmiş ve kullanılacak kömür türünün elementel analiz yapısı, oluşabilecek ürünler dikkate alınarak benzeşim çalışmasında kullanılacak elementler ve bileşikler programa girilerek bir içerik listesi oluşturulmuştur. Programın gelişmiş termodinamik altyapısı sayesinde seçilen tüm bileşenlerin benzeşimi yapılacak sıcaklık ve basınçtaki fiziksel ve kimyasal özellikleri program tarafından otomatik olarak hesaplanabilmektedir. Akışkan paketi seçildikten ve içerik listesi oluşturulduktan sonra benzeşimin oluşturulacağı sayfaya geçilerek sistem modeli kurulabilmektedir.

Sistem modeli oluşturulurken ilk önce kullanılacak yakıt, oksitleyici olarak kullanılacak hava, saf oksijen, oksijence zenginleştirilmiş hava, su buharı ya da bunların çeşitli oranlardaki karışımları sisteme beslenecek akımlar olarak tanımlanmalıdır. Literatürdeki çalışmalarda karşılaşılan problemlerin başında benzeşimde kullanılacak yakıtın(kömür,biyokütle,evsel atık vb.) tanımlanması olduğu belirtilmektedir. Kullanılan tanımlamadaki elementel analiz değerleri sisteme girilen yakıt örneği için program tarafından hesaplanan alt ısıl değer genellikle bomba kalorimetresi ile ölçülen alt ısıl değerden farklı olduğu görülmüştür. Daha gerçekçi benzeşim sonuçları elde etmek için bu alt ısıl değer ayarlanması gerekmektedir. Elementel analize göre program tarafından hesaplanan alt ısıl değer genellikle bomba kalorimetresi ile elde edilen ısıl değerden daha yüksek olduğu görülmüştür. Bu sebepten reaktöre girilen fazla enerji miktarı yapılan benzeşim modellerinde reaktörden çekilmiştir. Literatürdeki çalışmalarda kömürün doğrudan elementel analiz değerlerinin girildiği çalışmalar olduğu gibi kömür için metan, su

buharı ve karbondan oluşan üçlü bir yapıdan oluştuğunun varsayıldığı çalışmalar da mevcuttur [18].

Bu şekilde tanımlanan yakıt içeriğindeki metan ve su, yakıttaki uçucu madde miktarını; karbon ise sabit karbonu temsil ettiği varsayılmıştır. Kömürün bu şekilde tanımlandığı benzeşim çalışmalarında kömürün gerçek alt ısı değerine daha yakın değerlerin elde edildiği görülmüştür. Bu sebepten bu tez çalışmasında kullanılan kömür ve biyokütle örnekleri için bu tip tanımlama kullanılmış, alt ısı değer bomba kalorimetresinden elde edilen değere göre düzeltilmiştir. Kömürün tanımlanması sırasındaki elementel analizlerin tümü kuru bazda ve külsüz olarak dikkate alınmıştır. Bunun sebebi Peng Robinson paketi için kül tanımlamasının yapılmamasıdır.

Aspen HYSYS programında genel olarak üç tip reaktör bulunmaktadır. Bunlar dönüşüm reaktörü, denge reaktörü ve Gibbs reaktörü olarak sıralanabilir. Dönüşüm reaktörü için dönüşüm reaksiyonlarının sisteme girilmesini gerektirir. Denge reaktörü ile Gibbs reaktörünün ürünleri aynıdır fakat denge reaktörü için reaksiyon mekanizmasının tanımlanması gerekmektedir. Bu tez kapsamında reaktör tipi olarak reaksiyon sıcaklık ve basınç değerinin bilindiği ancak reaksiyon stokiyometrisinin bilinmediği durumlarda kullanılan Gibbs reaktörü kullanılmıştır [35].



Şekil 3.3 : Aspen HYSYS Programında kullanılan reaktör tipleri.

4. GAZLAŞTIRMA MODELİNİN DOĞRULANMASI

Gazlaştırma sisteminin modellenmesinde kullanılan Aspen HYSYS programındaki Gibbs reaktörü için yapılan kabuller şunlardır:

- Gibbs reaktöründe tüm kimyasal reaksiyonlar dengeye ulaşmıştır.
- Gazlaştırıcı reaktör içerisinde karışım mükemmeldir ve sistemde derişim farklılığı yoktur.
- Gazlaştırıcı içindeki reaksiyonların tümü sabit sıcaklık ve basınçta gerçekleşmektedir.
- Sistem homojen sıcaklık ve basınç dağılımına sahiptir.

Bu çalışmada kurulan gazlaştırma modelinde yapılan kabulleri şunlardır:

- Yakıt içerisindeki kül herhangi bir reaksiyonda reaktif ya da katalizör olarak yer almamaktadır.
- Sistemlerde kullanılan yatak malzemesi reaktif ya da katalitik etkiye sahip değildir.
- Gazlaştırıcı içinde katı fazda sadece karbon olduğu varsayılmıştır.
- Sistemde dönüşüme uğramayan katı fazda sadece karbonun olduğu ve gazlaştırıcıdaki karbon dönüşümüne bağlı olarak dönüşüme uğramayan karbonun denge reaksiyonları dışında tutularak reaktörden uzaklaştırıldığı varsayılmıştır.
- Sistemde kullanılan havanın %21 O₂ ve %79 N₂ gazından oluştuğu varsayılmıştır.
- Havanın içinde nem olmadığı kabul edilmiştir.
- Sistemde kullanılan buharın doymuş buhar olduğu ve reaktöre girene kadar herhangi bir yoğuşma olmadığı kabul edilmiştir.
- Gibbs reaktöründe kimyasal denge reaksiyonları içinde katran tanımlanmadığı için sistemde katran oluşumunun gerçekleşmediği düşünülmüştür.
- Sistemde kullanılan oksijenin % 100 saflıkta olduğu kabul edilmiştir.

- Kullanılan yakıt elementel analize göre karbon , metan ve su buharı, azot ve kükürt şeklinde bir yapıdan oluştuğu varsayılmış.
- Karbon, metan, su buharı , kükürt ve azot şeklinde tanımlanan yakıtın alt ısı değeri bomba kalorimetresinden elde edilen veriyle düzeltilmiştir.

Tüm bu kabuller yapıldıktan sonra modelin doğrulaması için literatürdeki deneysel ve benzeşim çalışmaları araştırılmıştır. Deneysel ve simülasyon çalışmalarının birarada olduğu Zhenghua ve arkadaşları [35] tarafından yapılan sürüklemeli gazlaştırma modeli ile TÜBİTAK MAM'daki kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcıda Kayahan ve diğerleri [36] tarafından yapılan fındık kabuğunun gazlaştırılmasından elde edilen deneysel veriler ve Li ve diğerleri [16] tarafından çeşitli biyokütle örneklerinin dolaşımli akışkan yataklı sistemde gazlaştırılmasının incelendiği deneysel veriler kullanılmıştır.

4.1 Sürüklemeli Akışlı Gazlaştırıcı Modeli

Kurulan bu ilk benzeşim modelinde sürüklemeli akışlı gazlaştırıcı modellenmiştir. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar düşük kaliteli linyitlerin gazlaştırılması için çok ideal gazlaştırıcılardır. Günümüzde gazlaştırma entegreli kombine çevrimli güç santrallerinde, büyük ölçekli işletmelerde kullanılan bu tipteki gazlaştırıcılardan temiz sentez gazı elde edilebilmektedir. Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar yüksek sıcaklıklarda çalışmaktadır ve bu tipteki gazlaştırıcılarda sistemdeki kül ergimiş olarak reaktörden uzaklaştırılmaktadır.

Benzeşim çalışmasının doğruluğunun araştırılması için Zhenghua ve diğ. [35] tarafından gerçekleştirilen deneysel ve benzeşim çalışması incelenmiştir. Zhenghua ve arkadaşlarının yaptığı çalışmada, hem deneysel hem de Aspen Plus sonuçları birarada verilmiştir. Yapılan çalışmada pülverize kömürün sürüklemeli akışlı reaktörde gazlaştırıldığı pilot ölçekli proses, basınçlı olarak çalıştırılmaktadır. Sistemdeki yakıtın basınçlandırılmasında taşıyıcı gaz olarak azot ve karbondioksit kullanılmıştır. Yüksek hidrojen içerikli sentez gazı elde etmek için reaktöre orta basınçlı su buharı beslenmiştir. Deneylerin yapıldığı reaktör 900 mm iç çapa sahiptir. Reaktörün metal kısmının yüksek sıcaklıktan etkilenmesini engellemek için 450 mm toplam kalınlığı olan üç katmanlı bir refrakter malzeme kullanılmıştır. Reaktöre beslenecek olan kömür bu işlem öncesinde öğütülüp kurutulduğu belirtilmiştir. Reaktöre beslenen taneciklerin ortalama çapı 70,34 μm 'dir. Deney

düzeneğinde refrakterin zarar görmesini engellemek için çok yüksek sıcaklıklara çıkmaktan kaçınılmış ve deneyler 1- 3 MPa basınç aralığında ve 1250 – 1350 °C aralığında gerçekleştirilmiştir. İncelenen çalışmadaki deneylerde kullanılan kömürün kısa analiz ve elementel analiz sonuçları Çizelge 4.1’de verilmiştir

Çizelge 4.1 : Kısa analiz sonuçları [35].

Kısa analiz		Elementel analiz	
Nem	9.2	C	74.06
Kül	8.4	H	5.02
Uçucu Madde	34.96	N	1.29
Sabit Karbon	47.44	O	6.91
		S	3.51
		Kül	9.21

Yapılan deneysel çalışmada 7 farklı işletme durumu için sistemde üretilen gazın bileşimine bakılmıştır. Zhenghua ve arkadaşları tarafından gerçekleştirilen deneyler ve bu deneylerdeki operasyon koşulları Çizege 5.3’ te verilmektedir.

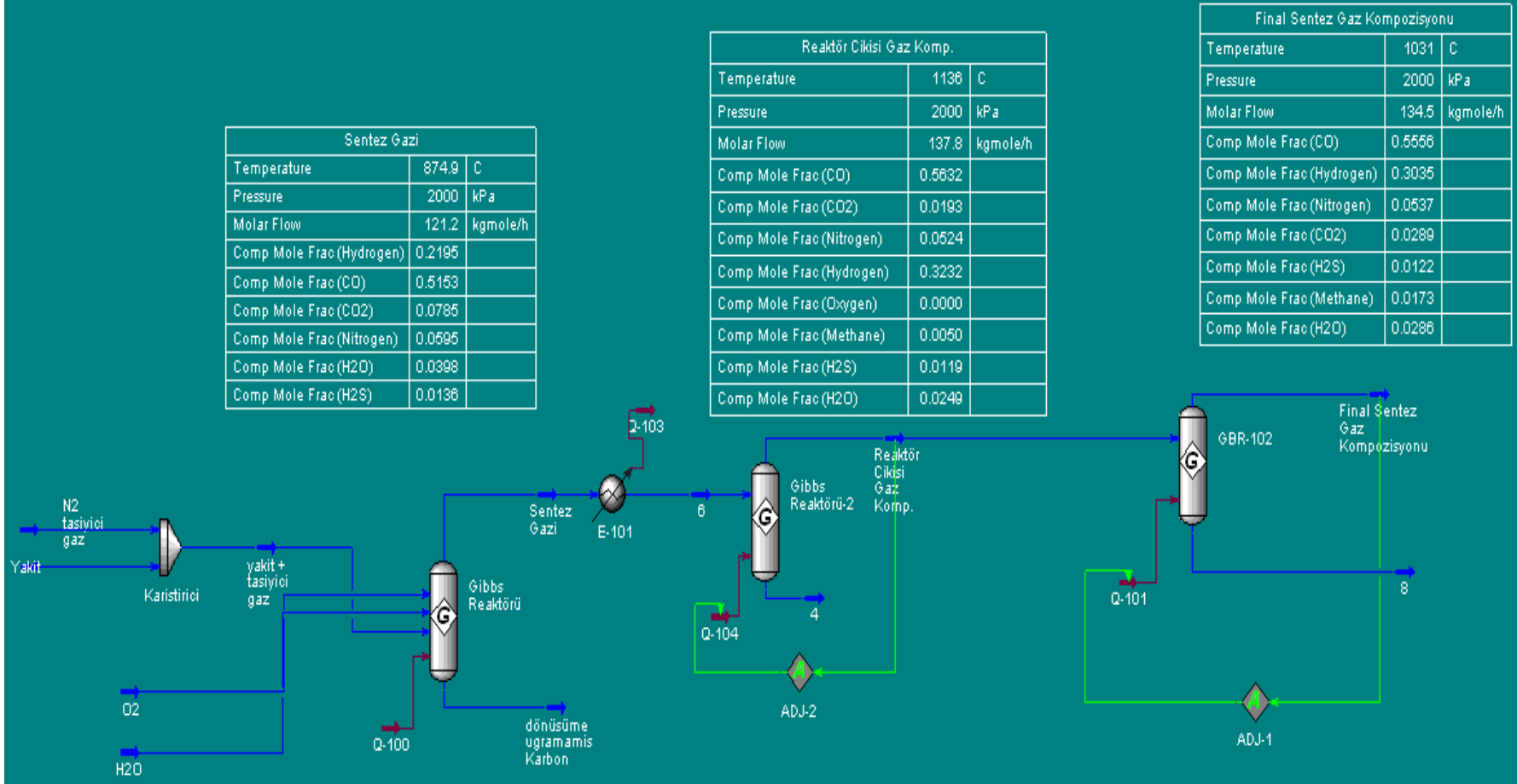
Çizelge 4.2 : Çalışmadaki işletme koşulları [35].

Durum No	Basınç MPa	Taşıyıcı Gaz	Pülverize Kömür(kg/h)	Oksijen (Nm ³ /h)	Oksijen/kömür Oranı(Nm ³ /kg)	Buhar Miktarı(kg/h)	Buhar/Kömür Oranı(kg/kg)
1	2	N ₂	1503	753	0.501	233	0.16
2	2	N ₂	767	412	0.537	135	0.18
3	2	N ₂	1411	802	0.568	262	0.19
4	2.5	N ₂	1630	932	0.572	285	0.17
5	2	CO ₂	1295	745	0.575	177	0.14
6	2	CO ₂	1105	635	0.575	239	0.22
7	2.9	CO ₂	1654	958	0.579	0	0

Çizelge 4.2’de belirtilen çalışma koşulları için sistemin modeli Aspen HYSYS programı ile yapılmıştır. Modelde gazlaştırma prosesleri için önerilen Peng-Robinson akışkan paketi kullanılmıştır. Sistemde kullanılan kömürün tanımlanmasında kömürün kuru ve külsüz elementel analizi dikkate alınmış; kömür sisteme su, metan ve karbondan oluşan üçlü yapı şeklinde tanımlanmıştır. Sistemi basınçlandırmak için komprasör, beslenen gazı kömürle karıştırmak için bir karıştırıcı ve Gibbs reaktörü kullanılmıştır. Gerekli ısı düzenlemeler yapıldıktan sonra Gibbs reaktöründeki yatak sıcaklığı 874 °C olarak program tarafından hesaplanmıştır. Gerçek sistemde bu değer 1136 °C olarak verildiği için sentez gazı bu sıcaklıktaki Gibbs reaktörüne sokulmuştur. Literatürdeki birçok çalışmada nihahi gaz bileşimine düzeltilmiş denge sıcaklıklarında doğru sonuçlar elde edildiği görülmüştür. Doherty ve diğ. [37], ve Bacon ve diğ. [38] son gaz bileşimine reaktördeki yatak sıcaklığından daha farklı değerlerde ulaşıldığını belirtmişlerdir. Farklı araştırmacılar tarafından uygulanan bu yaklaşım stokiyometrik olmayan denge metodu ile çalışan termodinamik denge metodunda kullanılmış ve deneysel verilerle model sonuçlarının daha yüksek uyumlulukta olduğu görülmüştür. Sıcaklık yaklaşımı denen bu metod benzeşim modelinde uygulanmış faklı sıcaklıklar için elde edilen gaz bileşimine bakılmıştır. Deneysel sonuçlara en yakın sonucun reaktördeki sıcaklıktan yaklaşık 100(± 20) °C daha düşük sıcaklıkta ulaşıldığı gözlemlenmiştir. Bu şekilde düzeltilmiş denge sıcaklığında model kullanılarak aynı sistemin diğer işletme koşulları için de uygulanarak elde edilen gaz bileşimleri kaydedilmiş ve karşılaştırma yapmak için Çizelge 4.3 oluşturulmuştur.

Şekil 4.1’de yapılan benzeşim çalışmasının Aspen HYSYS programına ait ekran görüntüsü mevcuttur. Çizelge 4.3’ te ise tüm işletme koşulları için literatürdeki deney ve Aspen PLUS sonuçları ile bu tez kapsamında yapılan Aspen HYSYS modelinden düzeltilmiş denge sıcaklıklarında karbon dönüşümünün sisteme girilmesi sonucunda elde edilen sonuçlar birlikte verilmiştir.

KÖMÜR VALIDASYON MODELİ



Şekil 4.1 : Aspen HYSYS benzeşim ekranı görüntüsü.

Çizelge 4.3 : Literatürdeki [35] deney ve Aspen PLUS sonuçları ile bu tez kapsamında yapılan Aspen HYSYS modelinden elde edilen sonuçlar.

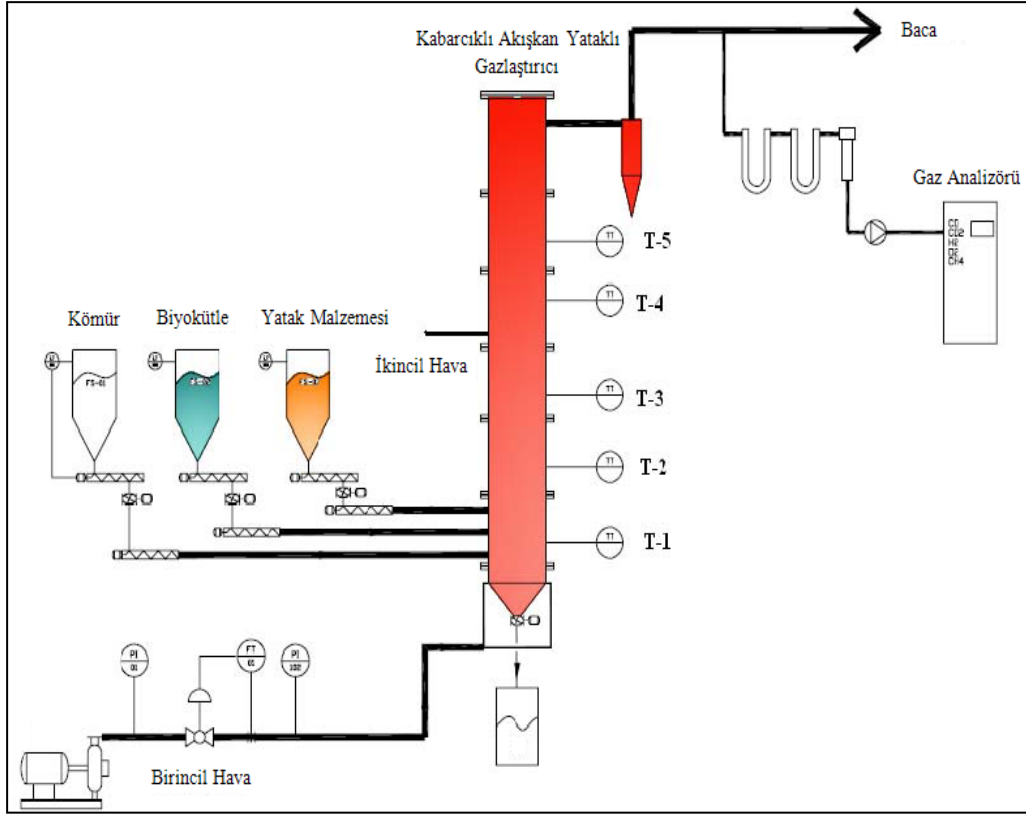
İşlem No	Elde Edilen Yöntem	CO	H ₂	CO ₂	N ₂	CO+ H ₂
1	Deney Sonuçları	59.57	31.5	2.7	5.8	91.07
	Aspen Plus Sonuçları	57.16	33.30	2.54	5.7	90.46
	Bu Çalışmanın Sonuçları	57.20	31.24	2.97	5.52	88.44
2	Deney Sonuçları	54.83	28.3	3.57	13	83.13
	Aspen Plus Sonuçları	53.38	30.02	2.58	12.87	83.41
	Bu Çalışmanın Sonuçları	53.58	30.85	2.23	12.27	84.43
3	Deney Sonuçları	60.55	30.64	2.44	6.4	91.19
	Aspen Plus Sonuçları	58.8	31.52	2.21	6.31	90.32
	Bu Çalışmanın Sonuçları	59.17	32.05	1.68	6.00	91.22
4	Deney Sonuçları	61.63	29.56	2.06	6.4	91.19
	Aspen Plus Sonuçları	59.18	31.18	2.09	6.38	90.36
	Bu Çalışmanın Sonuçları	60.48	31.44	1.37	5.35	91.92
5	Deney Sonuçları	65.7	28.5	4.2	0.6	94.2
	Aspen Plus Sonuçları	65.4	28.9	3.82	0.6	94.3
	* Bu Çalışmanın Sonuçları	65.83	29.42	3.12	0.47	95.25
6	Deney Sonuçları	63	29.23	6.73	0.6	92.23
	Aspen Plus Sonuçları	62.53	29.46	6.26	0.58	91.99
	Bu Çalışmanın Sonuçları	62.89	30.19	5.33	0.46	93.08
7	Deney Sonuçları	71.99	25.55	1.01	0.8	97.49
	Aspen Plus Sonuçları	71.7	25.51	0.86	0.61	97.21
	Bu Çalışmanın Sonuçları	72.59	23.97	0.64	0.50	96.56

4.1.1 Sürüklemeli akışlı benzeşim sonuçlarının değerlendirilmesi

Çizelge 4.3'te Zhenghua ve arkadaşları tarafından yapılan deneysel çalışma ve Aspen Plus sonuçları ile bu tez çalışmasında yapılan Aspen HYSYS modelinden elde edilen sonuçların büyük oranda örtüştüğü görülmektedir. Sürüklemeli akışkan yataklı gazlaştırıcılarda yakıtın yatak içinde geçirdiği sürenin kısa olmasına rağmen yatak sıcaklığının yüksek olması ve gazlaştırıcıya beslenen yakıtın parçacık boyutunun küçük olması nedeniyle termodinamik denge modeli ile yüksek tutarlılıkta sonuçlar vermektedir. Zhenghua ve arkadaşları tarafından yapılan bu çalışmadaki karbon dönüşüm oranı % 99 mertebesindedir. Karbon dönüşüm oranı arttıkça ideal hale daha da yaklaşılacağından elde edilen sonuçların gerçek sistem ile daha yakın sonuçlar vermesinin bekleneceğini söyleyebiliriz. Willanueva ve arkadaşları [40] da yapmış oldukları çalışmalarda sürüklemeli akışlı gazlaştırıcıların termodinamik denge modeline akışkan yataklı ve sabit yataklı gazlaştırıcılara oranla daha uygun olduğunu belirtmişlerdir.

4.2 Kabarcıklı Akışkan Yataklı Gazlaştırıcı Modeli

Bu kısımda kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcı tipi modellenmiştir. Kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcılar, düşük kaliteli linyitlerin ve çeşitli biyokütle örneklerinin gazlaştırılması işlemlerinde daha çok orta ölçekli tesislerde kullanılmaktadır. Yapılan benzeşim modelinin doğrulanması için Kayahan ve diğ. [36] tarafından TÜBİTAK MAM'da bulunan kabarcıklı akışkan yataklı sistemde fındık kabuğunun gazlaştırılması sonucunda elde edilen deney verileri kullanılmıştır. Kayahan ve arkadaşlarının gerçekleştirdiği deneyde kullanılan gazlaştırıcı kabarcıklı akışkan yataklı tipte 430 kW_{th} kapasiteye sahip bir gazlaştırıcıdır. Gazlaştırıcı 6 metre yükseklikte ve 0,45 m iç çapa sahiptir. İç yüzey 12,5 cm refrakter malzeme ile kaplanmıştır. Sistemde dağıtıcı plakasının 20 cm üzerinden başlanarak aralıklarla sıcaklık ölçümü yapılmıştır. Yapılan gözlemler neticesinde yatak bölgesinde 900 °C ölçülen sıcaklığın reaktörün yüksekliği arttıkça düştüğü belirtilmiştir. Reaktör sıcaklığı dağıtıcı plakadan 1.5 m yükseklikte 600 °C mertebesinde ölçülmüştür. Şekil 5.2'de deneylerin gerçekleştirildiği TÜBİTAK MAM'da bulunan kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcıya ait şematik resmi görülmektedir



Şekil 4.2 : Modelleme yapılan deney düzeneğinin şematik resmi[36].

Deney düzeneğinde yakıt olarak fındık kabuğu kullanılmış, gerçekleştirilen deneylerde yakıt miktarı sabit tutularak, beslenen hava debisi artırılmış ve 4 farklı hava/yakıt oranı (HYO) değeri için elde edilen gaz bileşimi değişimi incelenmiştir. İncelenen çalışmadaki deneylerde kullanılan fındık kabuğunun kısa analiz ve elementel analiz sonuçları Çizelge 4.4’te verilmiştir.

Çizelge 4.4 : Kısa – elementel analiz sonuçları [36].

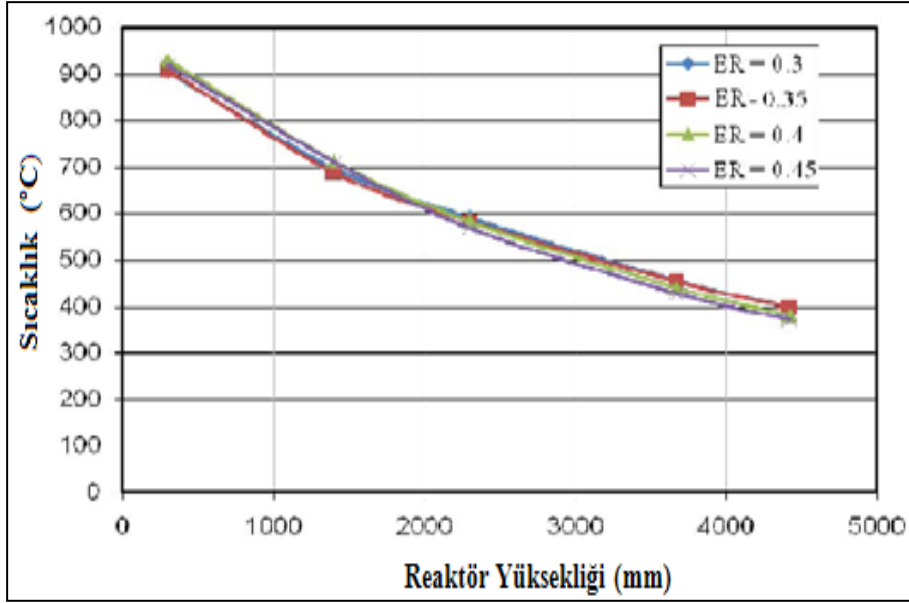
Yakıt içeriği (%)	Ham kömür	Element	Ağırlık (%)
Nem	11.97	C	56.46
Kül	1.52	H	5.46
Uçucu Madde	64.73	N	0.5
Sabit Karbon	21.77	O	37.54
Alt ısıl değer(kJ/kg)	18915	S	0.02
Üst ısıl değer(kJ/kg)	20306	Nem-Kül	0

Kayahan ve diğeri [36] tarafından gerçekleştirilmiş çalışmada 4 farklı hava yakıt oranı için sistemde üretilen gazın bileşimine bakılmıştır. Gerçekleştirilen deneyler ve bu deneylerdeki işletme koşulları Çizelge 4.5'te verilmektedir.

Çizelge 4.5 : Çalışmadaki işletme şartları [36].

İşletme No	Hava/ Yakıt Oranı (HYO)	Hava debisi (Nm ³ /h)	Kullanılan Biyokütle (kg/h)	Sentez gazı debisi (Nm ³ /h)
1	0.3	66	50	92
2	0.35	77	50	112
3	0.4	89	50	122
4	0.45	100	50	126

Çizelge 4.5'te belirtilen işletme şartları için sistemin modeli Aspen HYSYS programı ile oluşturulmuştur. Modelde gazlaştırma prosesleri için önerilen ve bir önceki modelde de kullanılan Peng-Robinson akışkan paketi kullanılmıştır. Sistemde kullanılan biyokütlenin tanımlanmasında da biyokütlenin kuru ve külsüz elementel analizi dikkate alınmış; biyokütle su, metan ve karbondan oluşan üçlü yapı şeklinde tanımlanmıştır. Sistem atmosferik basınçta çalıştırılmaktadır. Sisteme beslenen hava ortam şartlarından alınıp bir ön ısıtıcıdan geçirilerek 250 °C'ye getirilerek sisteme beslenmektedir. Bunun için benzeşim çalışmasında bir ısıtıcı kullanılmıştır. Sistemde reaksiyonların gerçekleştiği reaktör tipi olarak Gibbs reaktörü kullanılmıştır. Reaktörde dönüşüme uğramadan kütle birlikte uzaklaştırılan karbon miktarı % 8 olarak kabul edilmiştir. Sisteme beslenen fındık kabuğunun alt ısıl değeri program tarafından 18956 kJ/kg olarak hesaplanmıştır. Elementel analize göre ise kuru bazda ve külsüz fındık kabuğunun alt ısıl değeri 21800 kJ/kg olarak verilmektedir. Gerekli ısıl düzenlemeler yapılmış ve aradaki gerekli ısı bir ısı kaynağından verilecek şekilde sisteme eklenmiştir. Bu şartlar için reaktör sıcaklığı 860-973 °C aralığında hesaplanmıştır. Kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcılarda sıcaklık reaktör boyunca homojen olmayıp yüksekliğe bağlı olarak azaldığı belirtilmektedir. Şekil 4.3'te reaktör boyunca elde edilmiş olan sıcaklık dağılımı görülmektedir.



Şekil 4.3 : Reaktör boyunca sıcaklığın değişimi [36].

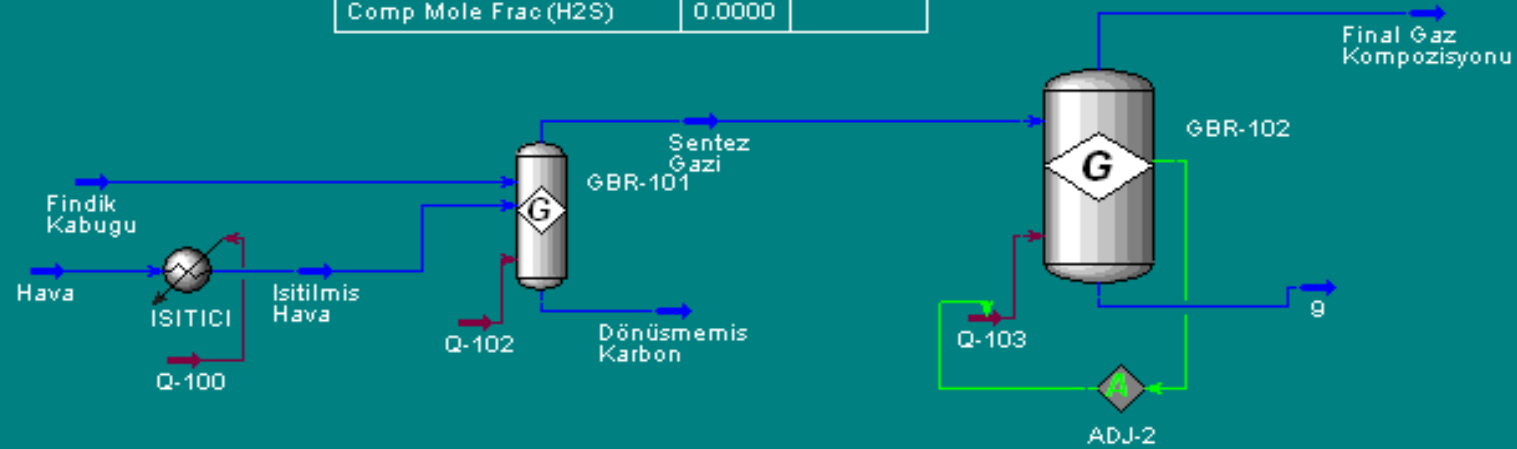
Son gaz bileşimi için sıcaklık yaklaşımı bu sistem için de uygulanmış ve deney sonuçlarına en yakın değerlerin 520 °C civarında elde edilmiştir. Bu değerde yaklaşık olarak reaktördeki dağıtıcı plakadan 3 m üzerindeki sıcaklık değerlerine tekabül etmektedir. Kersten ve diğ. [17] de yapmış oldukları çalışmada 710 - 940 °C sıcaklık aralığında çalıştırılan gazlaştırma reaktörlerinde denge reaksiyonlarını su- gaz reaksiyonu için 531 ± 25 °C, boudard reaksiyonu için 583 ± 25 °C ve metan reaksiyonu için 457 ± 29 °C olarak değiştiğini ve bu sıcaklıkların prostenen bağımsız olduğunu belirtmişlerdir. Bu kısımda tüm denge reaksiyonlarının 520 °C’de dengede olduğu kabulü yapılmıştır. Yapılan bu kabul doğrultusunda sistemdeki diğer işletme koşulları için düzeltilmiş denge sıcaklığındaki model kullanılarak işletme şartlarında elde edilen gaz bileşimleri not edilmiştir.

Şekil 4.4 ‘te yapılan benzeşim çalışmasının Aspen HYSYS programına ait ekran görüntüsü; Çizelge 4.6’da ise tüm operasyon koşulları için deney sonuçları ve bu tez kapsamında yapılan Aspen HYSYS sonuçları birlikte verilmiştir.

FINDIK KABUGU SIMÜLASYON MODELİ

Sentez Gazı		
Temperature	973.9	C
Pressure	101.3	kPa
Molar Flow	6.500	kgmole/h
Comp Mole Frac (CO)	0.2586	
Comp Mole Frac (CO ₂)	0.0631	
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.1411	
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	
Comp Mole Frac (H ₂ O)	0.0548	
Comp Mole Frac (H ₂ S)	0.0000	

Final Gaz Kompozisyonu		
Temperature	520.1	C
Pressure	101.3	kPa
Molar Flow	5.746	kgmole/h
Comp Mole Frac (CO)	0.1190	
Comp Mole Frac (CO ₂)	0.1771	
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0681	
Comp Mole Frac (Methane)	0.0657	
Comp Mole Frac (H ₂ S)	0.0001	
Comp Mole Frac (H ₂ O)	0.0220	



Şekil 4.4 : Aspen HYSYS ekran görüntüsü.

Çizelge 4.6 : Literatürdeki deney sonuçları[36] ile bu tez kapsamında yapılan Aspen HYSYS modelinden elde edilen sonuçların karşılaştırılması.

İşletme No	Kullanılan Yöntem	CO	H ₂	CO ₂	CH ₄	N ₂
1	Deney Sonucu	11.96	9.17	17.01	4.4	57.43
	*Aspen HYSYS	13.94	6.32	17.43	7.64	54.64
2	Deney Sonucu	13.81	8.73	17.44	4.98	54.44
	*Aspen HYSYS	15.5	5.73	17.02	8.83	52.94
3	Deney Sonucu	13.90	7.17	16.5	4.42	57.69
	*Aspen HYSYS	12.77	6.43	17.87	7.1	55.81
4	Deney Sonucu	12.14	5.17	15.86	3.91	62.69
	*Aspen HYSYS	11.04	7.06	18.24	5.63	58.03

*Bu çalışma

4.2.1 Kabarcıklı akışkan yataklı benzeşim sonuçlarının değerlendirilmesi

Çizelge 4.6 incelenecek olursa deneylerden elde edilmiş olan sonuçlar ile benzeşim modelinden elde edilen gaz bileşimleri birbiriyle nispeten örtüştüğü görülmektedir. 3 numaralı deney ve benzeşim modelini karşılaştıracak olursak; CO değerindeki hata % 8.1, H₂ değerindeki hata % 10, CO₂ değerindeki hata % 8.3, N₂ değerindeki hata %3.2'dir. Metan değerindeki hata % 37 mertebesinde olup diğer gazlara oranla benzeşim ve deney sonucu arasındaki hata daha fazladır.

Biyokütle örneklerinin kimyasal içerikleri kömürden farklıdır ve dolayısıyla gazlaştırıcı içerisindeki termal dönüşüm mekanizmaları da kömüre göre farklılık göstermektedir. Gazlaşma sırasında oluşan piroliz ürünlerinin ağır hidrokarbonlar içermesi ve oluşan ağır hidrokarbonların yoğunlaşması nedeniyle sentez gazı bileşimi termodinamik denge modelinden sapma göstermiştir.

Gaz bileşimindeki hata miktarının sıcaklık ayarlaması yapılmasına rağmen fazla çıkmasının bir diğer nedeni de deney düzeneğindeki karbon dönüşüm oranının bilinmiyor olmasıdır. Model kurulurken karbon dönüşümünün gaz bileşimine etkisine bakılmıştır. Elde edilen verilere göre karbon dönüşüm oranındaki değişim sentez gazı bileşiminde son derece etkili bir parametredir ve sıcak ayarlamasıyla birlikte kullanılan karbon dönüşüm oranı gaz bileşiminin doğru olarak öngörülmesini sağlamaktadır. Reaktördeki karbon dönüşümü kesin olarak bilinmediğinden yapılan bu modelde tüm deney koşullarında karbon dönüşümünün % 92 olduğu kabulü

yapılmıştır. Yapılan bu kabul elde edilen gaz bileşimindeki hata oranının yüksek olmasında etkilidir.

Yapılan benzeşim çalışmalarında metan değerindeki hata miktarının diğer gazlara oranla nispeten daha fazla olacağı literatürdeki çalışmalarda belirtilmektedir. Çünkü gerçek sistemlerde katran oluşumu da gerçekleşirken Gibbs reaktöründeki kimyasal denge reaksiyonları içerisinde katran tanımlanmamıştır. Düşük sıcaklıklarda ve biyokütelerde daha fazla katran oluşacağı literatürdeki çalışmalarda belirtilmektedir. Baker ve diğ. [40] tarafından yapılmış olan çalışmada odun biyokütlesinin gazlaştırılmasıyla sıcaklığa bağlı olarak oluşabilecek yoğunlaşabilir katran miktarının sıcaklığın azalmasına bağlı olarak arttığı belirtilmiştir. Sıcaklığın artması ise gaz fazında meydana gelen ikincil parçalanma reaksiyonlarının gerçekleşerek katranlı yapıların daha düşük hidrokarbonlu yapılara dönüşümünü sağlamaktadır [41].

4.3 Dolaşımli Akışkan Yataklı Gazlaştırıcı Modeli

Bu kısımda dolaşımli akışkan yataklı sisteminin modellenmesi yapılmıştır. Dolaşımli akışkan yataklı gazlaştırıcılar küçük ve orta ölçekli güç üretim tesislerinde genellikle düşük ısıl değerlikli kömürlerin ve biyokütle örneklerinin gazlaştırılmalarında tercih edilmektedir. Dolaşımli akışkan yataklı gazlaştırıcılarda gazlaştırma ortamının hızı yüksek olduğundan sistme beslenen yakıtın reaksiyona girme süresi kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırıcılara göre daha kısadır. Bu durumda sistemin reaksiyon veriminin daha düşük olmasına neden olabilir. Bu yüzden dolaşımli akışkan yataklı sistemlere beslen yakıtların tanecik boyutu kabarcıklı akışkan yataklı sistemlere göre daha küçüktür. Öte yandan yüksek yatak hızları sistemin daha homejen bir sıcaklık dağılımına sahip olmasını sağlamaktadır.

Modelin geçerliliğinin araştırılması için Li ve diğerleri [16] tarafından çeşitli biyokütle örneklerinin dolaşımli akışkan yataklı sistemde gazlaştırılmasının incelendiği deneysel çalışma göz önüne alınmıştır. Li ve diğerleri yapmış oldukları deneysel çalışmada servi, çam, alaçam-sarıçam-kökner karışımlarını, sedir, sarıçam-alaçam kabuklarının dolaşımli akışkan yataklı bir sistemde gazlaştırılmaları neticesinde elde edilecek gaz bileşimlerini incelemişlerdir. Sistemde gazlaştırma sıcaklığının, hava yakıt oranı değerinin, ikincil hava eklenmesinin, uçucu külün sisteme geri beslenmesinin, yakıtın içeriğindeki nemin, buhar ilavesinin ve beslenen partikül boyutunun gazlaştıma prosesine ve gaz bileşimine etkisi araştırılmıştır.

Deneysel çalışmanın yanısıra sistemin stokiyometrik olmayan denge metoduna göre çalışan modeli de kurularak deneysel verilerle elde edilen model sonuçlarının karşılaştırılması yapılmıştır.

Çizelge 4.7’de Li ve diğerleri tarafından yapılan çalışmada kullanılan servi ve çam ağaçlarının elementel analiz değerleri görülmektedir.

Çizelge 4.7 : Elementel analiz sonuçları [16].

Elementel Analiz (kuru külsüz bazda)		
Element	Servi ağacı (ağırlık %)	Çam ağacı (ağırlık %)
C	51.98	52
H	6.24	6.22
N	0.65	0.60
O	40.63	40.76
S	0,46	0.40
Üst ısı değer (MJ/kg)	20.3	20.3

Li ve diğerleri yaptıkları çalışmada 15 farklı operasyon durumu için biyokütlerin ve karıştırılmış biyokütle örneklerinin gazlaştırılmalarını incelemişlerdir. Bu çalışmada ise Li ve diğerlerinin sistemindeki servi ağacını gazlaştırıldığı 1 ve 2 nolu deneyler ile çam ağacının gazlaştırıldığı 6 ve 7 nolu deneylerin verileri kullanılmıştır.

Kullanılan modelde yapılan kabuller şunlardır:

- Biyokütlenin elementel analizine göre yakıtın metan karbon ve su buharından oluşan üçlü yapı şeklinde tanımlanmıştır.
- Sistemde gazlaştırıcının sıcaklığının 840 °C’de sabit kaldığı kabul edilmiştir.
- Dönüşüme uğramamış karbon miktarı % 5 olarak kabul edilmiştir.
- Sistemin dengede olduğunun varsayıldığı sıcaklık değeri reaktöre havanın ilk girdiği yatak bölgesinin 3.95 m üzerindeki bölgedeki sıcaklık değeri kabul edilmiştir.
- Sistemde sıcaklık dağılımının homojen olduğu ve sistemde dönüşüme uğramış karbonun kütle birlikte sistemden atıldığı varsayılmıştır.

Yapılan modellemedeki operasyon koşulları Çizelge 4.8’de görülmektedir

Çizelge 4.8 : İşletme koşulları [16].

İşletme No	Hava/ Yakıt Oranı (HYO)	Hava debisi (Nm ³ /h)	Kullanılan Biyokütle (kg/h)	Su buharı (kg/h)
1	0.53	81.57	23.94	0
2	0.44	56.29	22.91	0
6	0.42	52.69	25.33	5.66
7	0.34	54.19	33.62	0

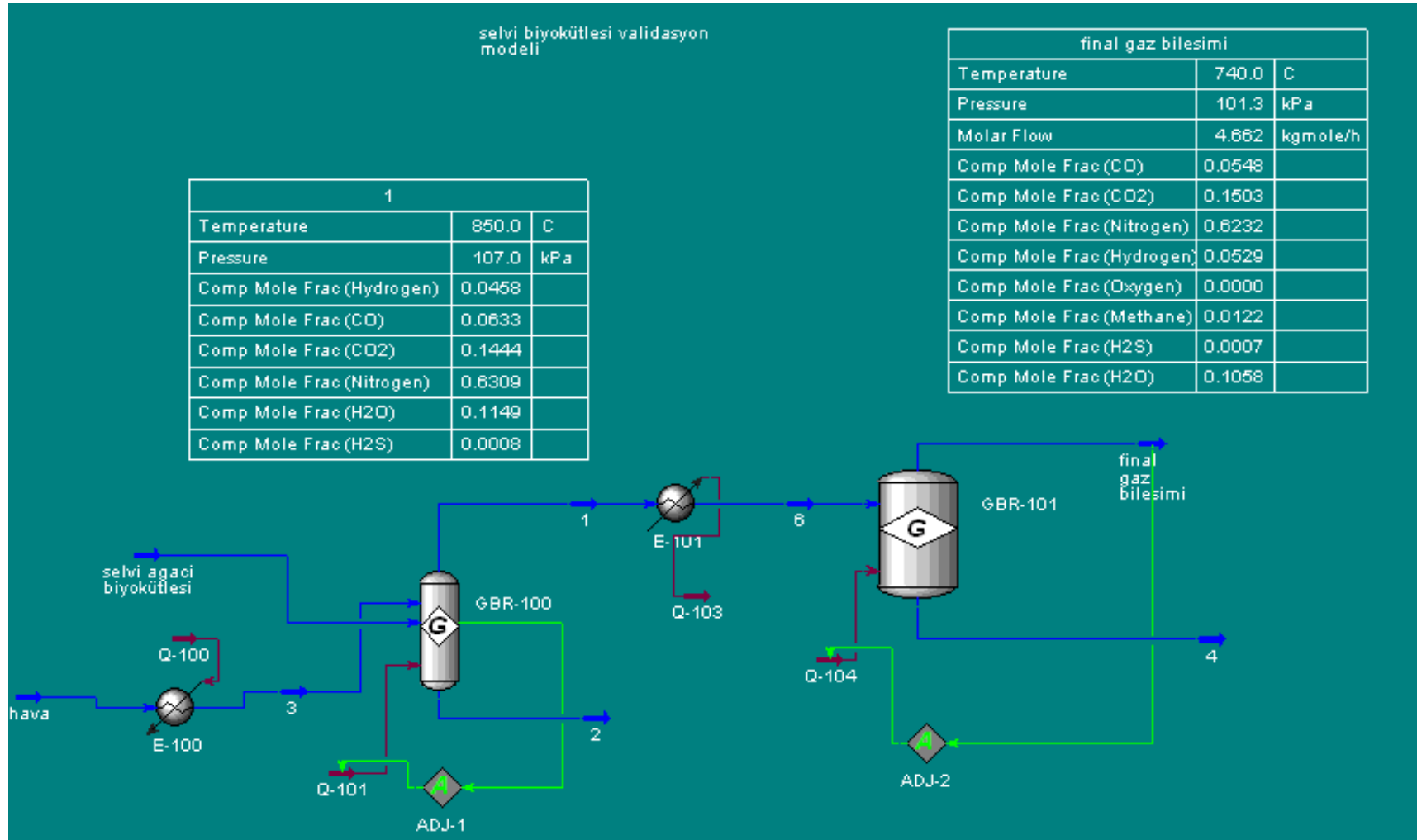
Yukarıda belirtilen operasyon koşullarının Aspen HYSYS programı ile yapılan benzeşimi neticesinde elde edilen sonuçlar Çizelge 4.9’da verilmiştir.

Çizelge 4.9 : Literatürdeki deney sonuçları[16] ile bu tez kapsamında yapılan Aspen HYSYS modelinden elde edilen sonuçların karşılaştırılması.

Operasyon No	Elde Edilen Yöntem	CO	H ₂	CO ₂	CH ₄	N ₂
1	Deney Sonucu	6.9	5.6	18.1	1.4	68
	Aspen HYSYS Sonucu	6.12	6.2	16.8	1.16	69.69
2	Deney Sonucu	11	3.1	17.01	1.9	68.1
	Aspen HYSYS Sonucu	9.77	6.45	15.71	1.09	66.98
6	Deney Sonucu	12.6	3.8	15.7	2.7	65.2
	Aspen HYSYS Sonucu	14.3	8.1	14.9	2.1	60.6
7	Deney Sonucu	16.66	5.5	15	3.4	59.5
	Aspen HYSYS Sonucu	18.22	7.5	13.6	2.30	58.38

*Bu çalışmanın sonucu

Aşağıdaki Şekil: 4.5’te 1 nolu deneye ait modelin Aspen HYSYS programı ile yapılan benzeşiminin ekran görüntüsü görülmektedir.



Şekil 4.5 : Aspen HYSYS ekran görüntüsü

4.3.1 Dolaşımli akışkan yataklı benzeşim sonuçlarının değeriendirilmesi

Elde edilen sonuçlar incelendiğinde Li'nin yapmış olduğu deneysel çalışmalara göre CO ve H₂ değeri deneyisel verilerden daha yüksek oranda tahmin edilirken CH₄ ve CO₂ değeri ise daha düşük oranda tahmin edilmiştir.

Deneysel verilerle benzeşim çalışmasının en yakın tahmininin yapıldığı 1 nolu durumu değeriendiricek olursak CO değeriindeki hata %11.3, H₂ değeriindeki hata % 10.7 CH₄ değeriindeki hata % 17.1, N₂ gazındaki hata değeri ise % 2 olarak bulunmuştur. Karbon dönüşüm oranının net olarak bilinmeyişi, elde edilen sentez gazında oluşan katran miktarının belirsizliği gaz bileşimini tahmininde beklenenden daha yüksek hatalara neden olmaktadır.

Metan değeriinin tahmini birçok araştırmacı için sorun oluşturduğu bilinmektedir. Kabarcıklı akışkan yataklı sistem modeli ile dolaşımli akışkan yataklı modeli karşılaştırdığımızda her iki modelde de en yüksek hata değeri CH₄ gazında bulunmuştur. Kömürlere göre daha düşük sıcaklıklarda gaz ürünlere dönüşmeye yatkın olan biyokütlelerin kimyasal denge modeli ile modellenmeye daha uygun olmakla birlikte oluşan piroliz ürünler ağır hidrokarbonlar içermekte ve azalan sıcaklıkla birlikte oluşan ağır hidrokarbonlar yoğunlaşma eğilimi göstermektedir. Bu da bu tip sistemlerin termodinamik dengeden sapmasına neden olarak modele göre uyumsuz tahminlerin ortaya çıkmasına neden olmaktadır. Bu tip sistemlerde modelin hassasiyetini arttırmak için deneysel verilerden elde edilen metan miktarının göz önüne alındığı düzeltilmiş modellerin kullanılması daha uyumlu tahminlerin yapılmasına olanak sağlayabilir.

5. BENZEŞİM MODELİNİN TÜRK KÖMÜR VE BİYOKÜTLE ÖRNEKLERİ İÇİN UYGULANMASI

Tez çalışmasının bu kısmında deneysel ve simülasyon çalışmalarıyla doğrulaması yapılan benzeşim modeli ülkemizde bol miktarda rezervi olan Türk linyitleri ve biyokütle örneklerinin gazlaştırma prosesinde kullanıldığı sistemin modellenmesinde kullanılmıştır. Yapılan çalışmada kömür olarak Soma linyiti, biyokütle olarak ise fındık kabuğu seçilmiştir. Önceki bölümde uyumluluk düzeyi sorgulanan ve karbon dönüşümünün bilindiği ve düzeltilmiş denge sıcaklık değerlerinde gerçek sistemlerle benzer sonuçlar verdiği görülmüş olan yakıtın karbon, metan ve su buharı olarak tanımlandığı modelleme yapılmıştır.

Yapılan benzeşim modeli ile incelenecek parametrelerin belirlenmesi için bir benzeşim matrisi oluşturulmuştur. Bu matrise göre belirlenen dört farklı yakıt tipinin 900 °C yatak sıcaklığında, 150 kg/h yakıt debisinde akışkan yataklı bir sistemde gazlaştırılması modellenmiştir. Oksidant olarak hava, oksijen ve su buharı kullanılan; atmosferik, 10 bar ve 20 bar basınçlarda; 0.2- 0.4 aralığındaki hava yakıt oranı değerleri için modeller kurularak gaz bileşiminin belirlenen bu işletme şartları ile değişimine bakılmıştır. Çizelge 5.'1 de benzeşim modelinde kullanılan soma kömürüne ait kısa ve elementel analiz değerleri görülmektedir.

Çizelge 5.1 : Soma kömürü kısa – elementel analiz sonuçları.

Kısa analiz		Elementel analiz	
Yakıt içeriği (%)	Ham kömür	Element	Kuru külsüz bazda ağırlık (%)
Nem	11.71	C	65.38
Kül	29.34	H2	6.14
Uçucu Madde	32.16	N2	1.12
Sabit Karbon	26.79	O2	25.87
Alt ısı değeri(kJ/kg)	14855	S	1.46

Çizelge 5.2’de ise benzeşim modelindeki işletme şartları için oluşturulmuş operasyon matrisi görülmektedir.

Çizelge 5.2 : Benzeşim modeli çalışma matrisi.

Model no	Yakıt tipi	Yakıcı	Basınç (bar)	Hava/yakıt oranı
1	Soma kömürü	Hava	1	0.20 – 0.25
		O ₂ +H ₂ O	10	0.30 – 0.35
			20	0.35 – 0.40
2	Soma kömürü- %10 findık kabuğu	Hava-	1	0.20 – 0.25
		O ₂ +H ₂ O	10	0.30 – 0.35
			20	0.35 – 0.40
3	Soma kömürü- %20 findık kabuğu	Hava	1	0.20 – 0.25
		O ₂ +H ₂ O	10	0.30 – 0.35
			20	0.35 – 0.40
4	Fındık Kabuğu	Hava	1	0.20 – 0.25
		O ₂ +H ₂ O	10	0.30 – 0.35
			20	0.35 – 0.40

Yukarıdaki matristeden de görüldüğü gibi benzeşim çalışmasında 120 farklı operasyon koşulu için elde edilecek gaz bileşimi incelenmiştir. Elde edilen sonuçlar diyagramlar halinde verilmiş, işletme şartlarının değişimi ile gaz bileşimdeki değişimler karşılaştırılarak yorumlar yapılmıştır.

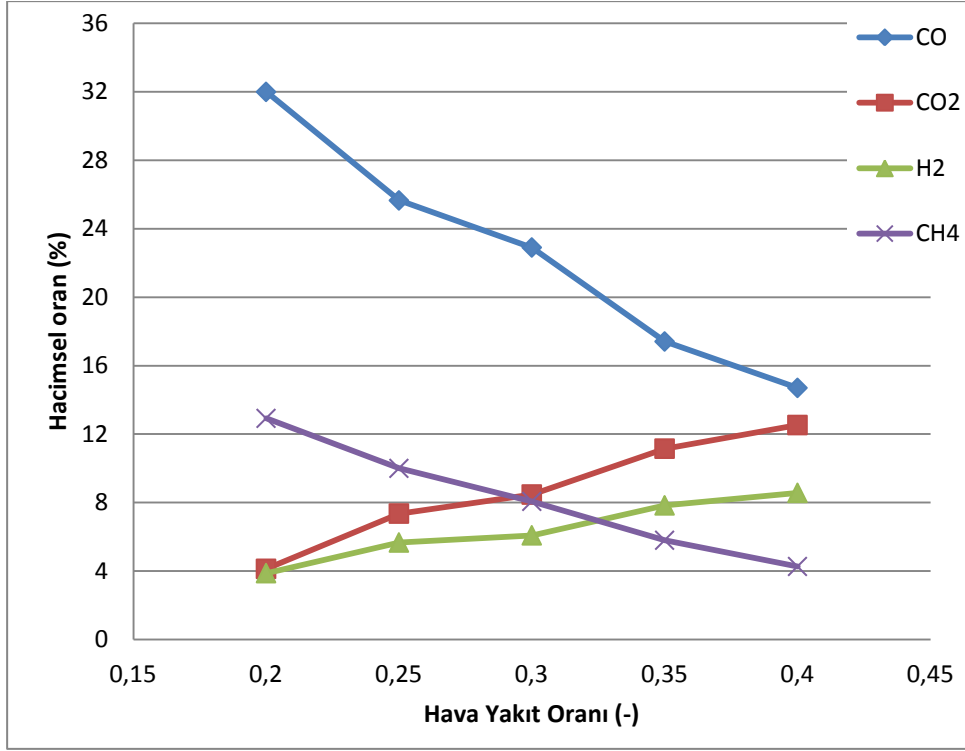
Modelde kullanılan findık kabuğu için Kayahan ve diğ. [36] tarafından yapılmış olan çalışmadaki findık kabuğuna ait veriler kullanılmıştır. Bu değerler daha önce verilmiş olan Çizelge 4.4’te mevcuttur.

Gerçekleştirilen modelde kullanılan kömürün kuru ve külsüz bazdaki alt ısı değeri 25650 kJ/kg'dır. Elementel analize göre element olarak Aspen HYSYS programına tanımlanan kömür için alt ısı değeri 28905 kJ/kg, metan karbon ve su olarak tanımlandığında ise alt ısı değeri 24537 kJ/kg olarak hesaplanmıştır. Gerçek alt ısı değeri daha yakın olduğu için ve daha önceki modellerde doğrulanması yapılan bu yöntem kullanıldığından kömürün tanımlanması bu şekilde yapılarak modeller oluşturulmuştur. Son gaz bileşimi içinde düzeltilmiş denge sıcaklık yaklaşımı uygulanarak reaktörün yatak bölgesindeki sıcaklıktan daha düşük bir sıcaklıkta nihai gaz bileşimine erişildiği varsayılmıştır. Bu değer reaktörün yatak bölgesindeki sıcaklıktan 100 °C daha düşük olduğu kabulü yapılmıştır. Tüm simülasyonlar sırasında karbon dönüşümünün HYO değerinden bağımsız olarak sabit kaldığı kabulü yapılmış ve karbon dönüşümünün % 95 olduğu varsayılmıştır.

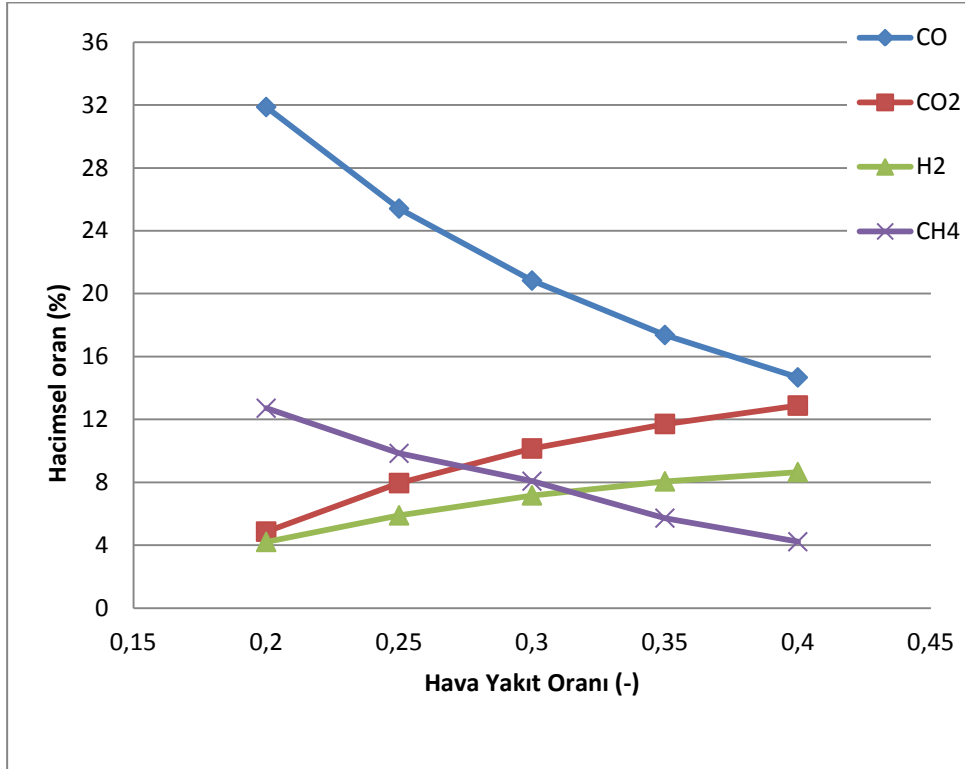
5.1 Benzeşim Çalışmasından Elde Edilen Sonuçlar

5.1.1 Atmosferik hava ile gazlaştırmada HYO değerinin gaz bileşimine etkisi

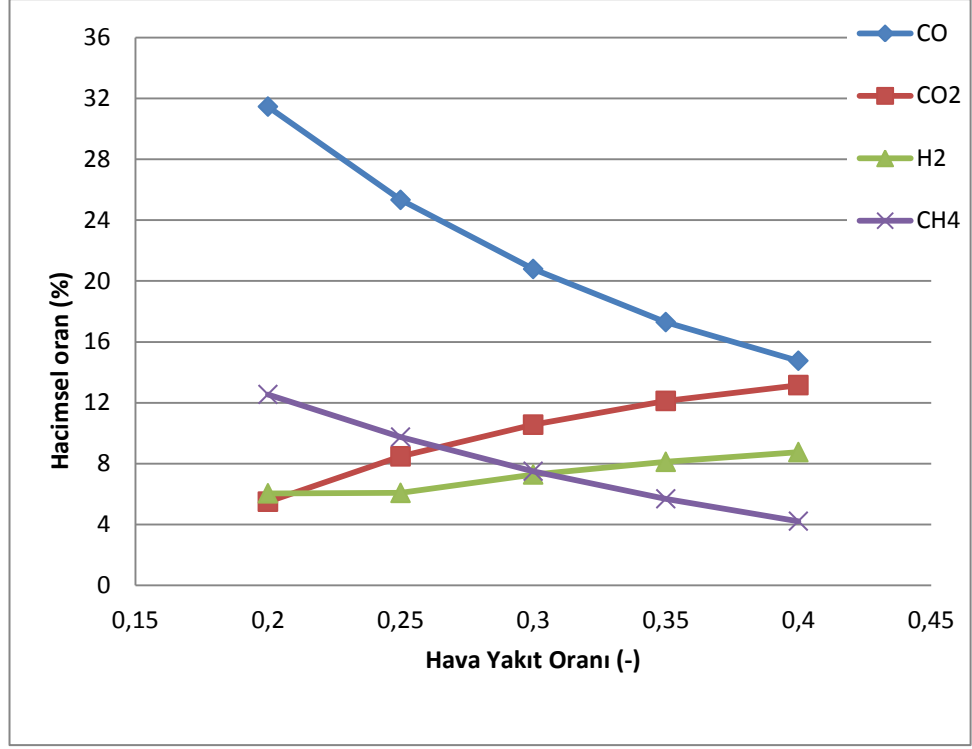
Tezin bu kısmında hava fazlalık katsayısının elde edilecek gaz bileşimine etkisi araştırılmıştır. Gazlaştırma prosesi genellikle 0.2 - 0.4 hava fazlalık katsayısı aralığında gerçekleştirildiğinden kurulan modelde bu değerler arasında gaz bileşiminin değişimine bakılmıştır. Tüm hava fazlalık katsayısı değerlerinde karbon dönüşümü ve yatak sıcaklığının sabit kaldığı kabulü yapılmıştır. Gerçek sistemlerde yatak sıcaklığının artmasıyla birlikte karbon dönüşümünün arttığı bilinmektedir. Yapılan simülasyon çalışmalarında da artan hava fazlalık katsayısı ile yatak sıcaklığının arttığı görülmüştür. Aynı zamanda düşük hava fazlalık katsayısı değerlerinde başlangıçta kabul yapılan 900 °C sıcaklıklara ulaşamayacağından dışardan sisteme enerji verilmesi gerekmektedir. Gerçek sistemlerin ototermal olması istendiğinden gerçek sistemlerde dışardan enerji vermek yerine daha yüksek hava fazlalık katsayısı değerlerinde çalışılmaktadır. Bu yüzden bu çalışmadaki hava ile gazlaştırma modellerindeki düşük hava fazlalık katsayısı değerlerinde elde edilen gaz bileşimi sisteme dışardan enerji verilmesi durumunu simüle etmektedir.



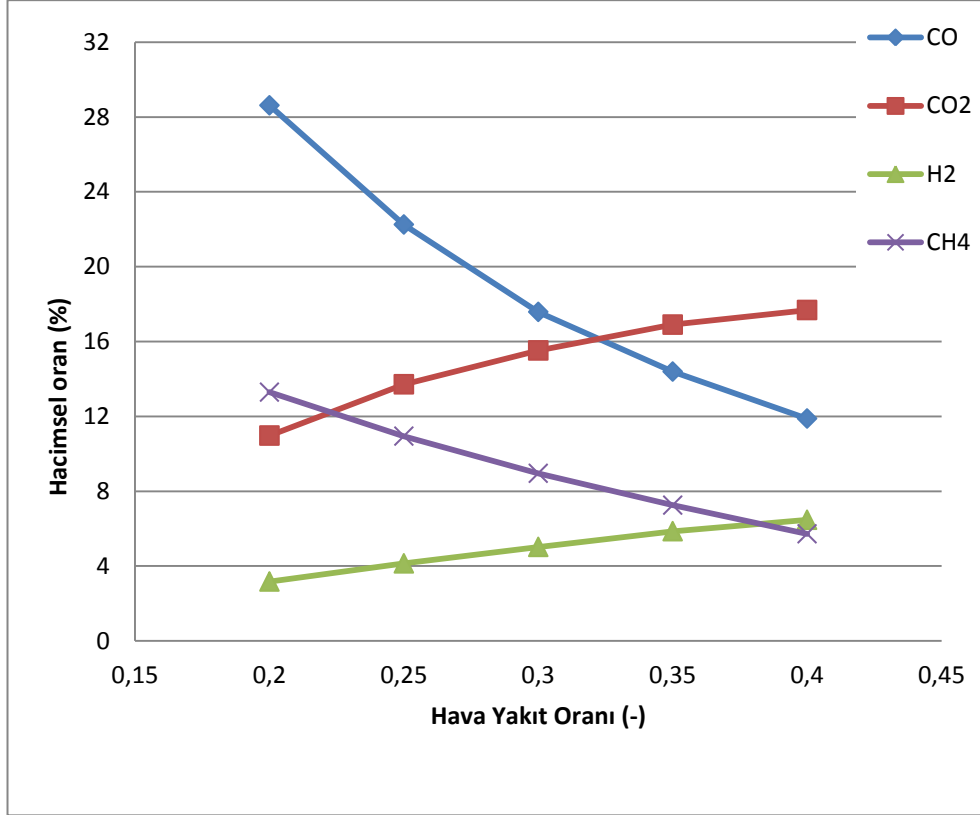
Şekil.5.1: Soma kömürünün atmosferik basınçta hava ile gazlaştırılması HYO – gaz bileşimi ilişkisi.



Şekil.5.2: Soma-%10 fındık kabuğunun atmosferik basınçta hava ile gazlaştırılması HYO-gaz bileşimi ilişkisi.



Şekil.5.3: Soma-%20 fındık kabuğunun atmosferik basınçta hava ile gazlaştırılması HYO-gaz bileşimi ilişkisi.



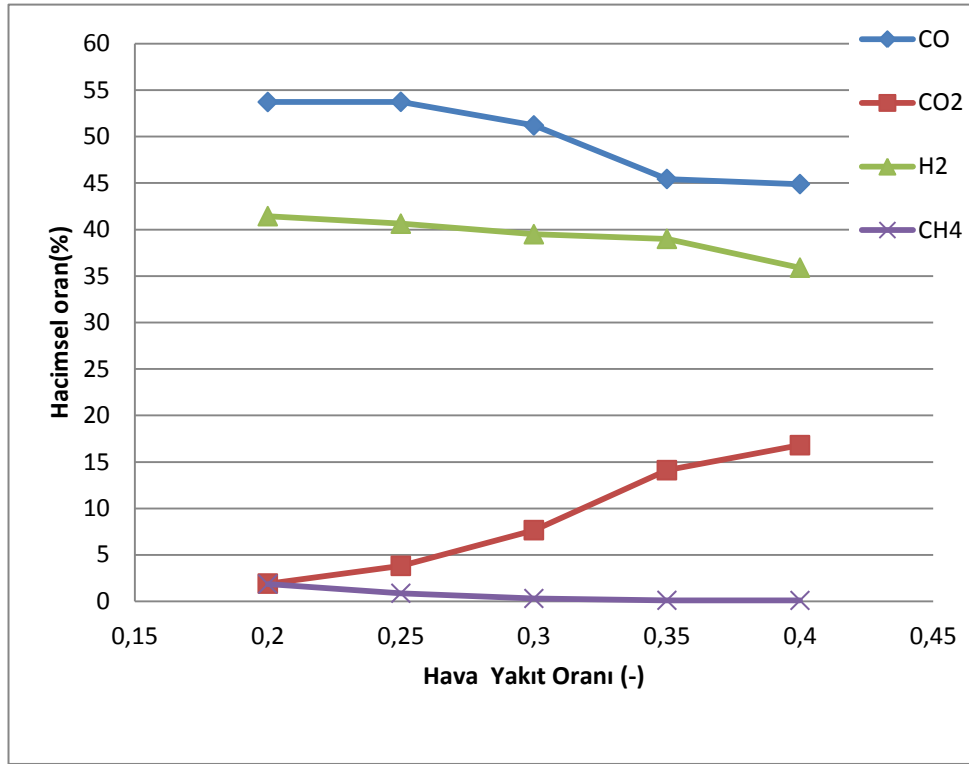
Şekil.5.4: Fındık kabuğunun atmosferik basınçta hava ile gazlaştırılması HYO-gaz bileşimi ilişkisi.

Bu çalışmadan elde edilen yukarıdaki şekiller incelenecek olursa hava ile atmosferik gazlaştırma durumları için artan hava yakıt oranı ve yakıt tipine bağlı gaz bileşimindeki değişim görülebilmektedir. Bu verilere göre artan HYO ile birlikte CO ve CH₄ değerinde belirgin bir düşüş olduğu görülmektedir. Artan HYO değerinin yanma reaksiyonlarını tetiklediğini ve yatak sıcaklığının artarak oluşan metanın parçalanmasına neden olduğunu söyleyebiliriz. Hidrojen miktarında 0.2'den 0.3 HYO'na doğru olan artma eğilimi 0.3'ten 0.4 HYO'na doğru azaldığı görülmektedir. Literatürdeki çalışmalarda artan HYO değeri ile birlikte hidrojen miktarında bir azalma görüleceği belirtilmektedir. [16,35] Modelden elde edilen sonuçlarda artan HYO değeri ile metan miktarındaki azalmanın metanizasyon reaksiyonunun ters yöne kaymasına neden olarak oluşan hidrojen miktarının artmasında etkili olduğunu söyleyebiliriz. Benzeşim çalışmasına göre kömüre yapılan biyokütle ilavesi oluşan CO gazı miktarında bir miktar düşüşe neden olmaktadır. Ayrıca kömür ile yapılacak gazlaştırma işleminde daha fazla CO oluşacağı görülmektedir. Elde edilen sonuçlara bakıldığında özellikle düşük HYO değerlerinde yüksek miktarda metan oluşacağı görülmektedir. Doherty[38] yaptığı çalışmada H₂ ve CO₂ % 2.5 hata oranı ile bulurken; CH₄ değeri deneysel çalışmadan çok daha fazla olarak bulmuştur. Doherty bunun nedeninin akışkan yataklı sistemlerde oluşan katranının termodinamik denge modelinde tanımlanmamasıyla açıklamıştır. Termodinamik denge modelinde katran oluşumu tanımlanmaması ve özellikle biyokütlelerin düşük sıcaklıklarda gazlaştırılmaları neticesinde gerçek sistemlerde katran oluşumu bekleneneğinden düşük HYO değerlerinde yüksek miktarda metan elde edilemeyecektir.[35,41]

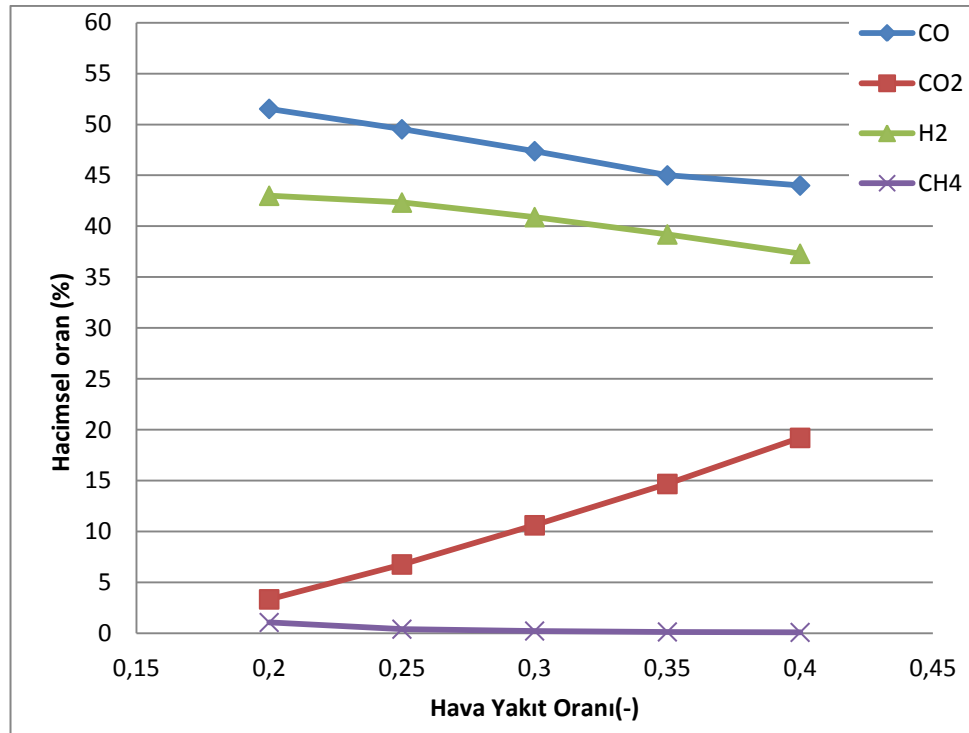
5.1.2 Oksijen ve su buharı ortamında gazlaştırmada HYO değerinin gaz bileşimine etkisi

Bu bölümde hava yerine yakıcı olarak oksijenin kullanıldığı ve gazlaştırıcıya 0,18 kg su buharı / kg yakıt değerinde buhar ilavesi yapıldığı durumda elde edilen gaz bileşiminin hava fazlalık katsayısı ile değişimi incelenmiştir. Bilindiği gibi oksidant olarak hava yerine oksijen kullanılması durumunda azot gazının seyreltici etkisi olmayacağından elde edilen gaz bileşiminin enerji açısından çok daha yüksek değere sahip olması beklenmektedir. Ancak yakıcı olarak oksijenin kullanılacağı durumlarda

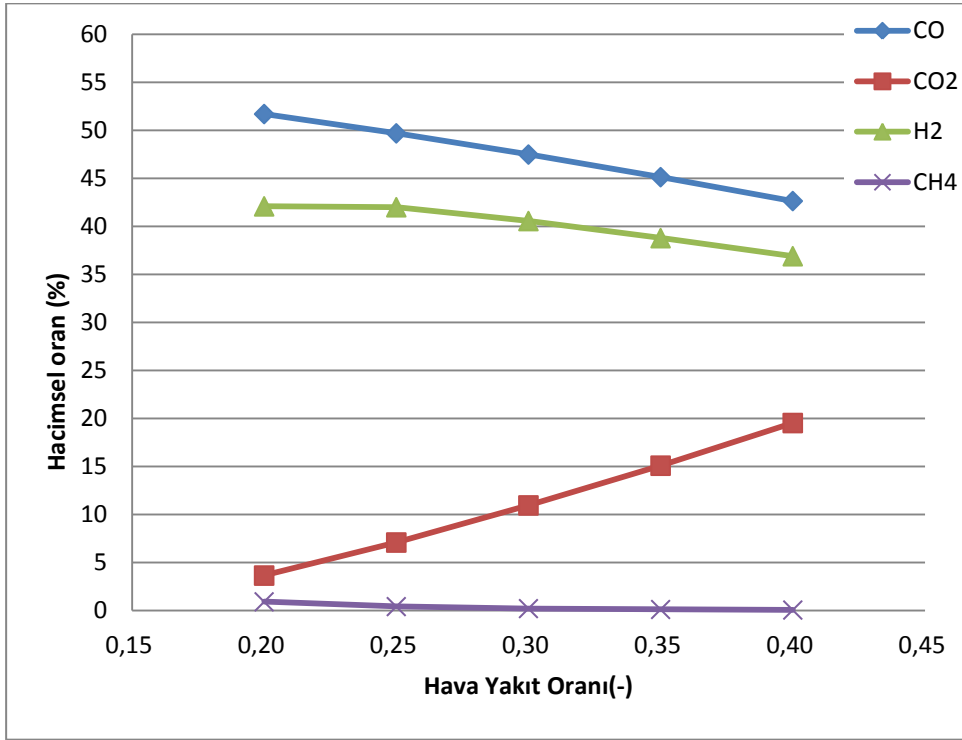
özellikle büyük sistemlerde oksijenin eldesi için hava ayırma ünitesine ihtiyaç duyulmaktadır.



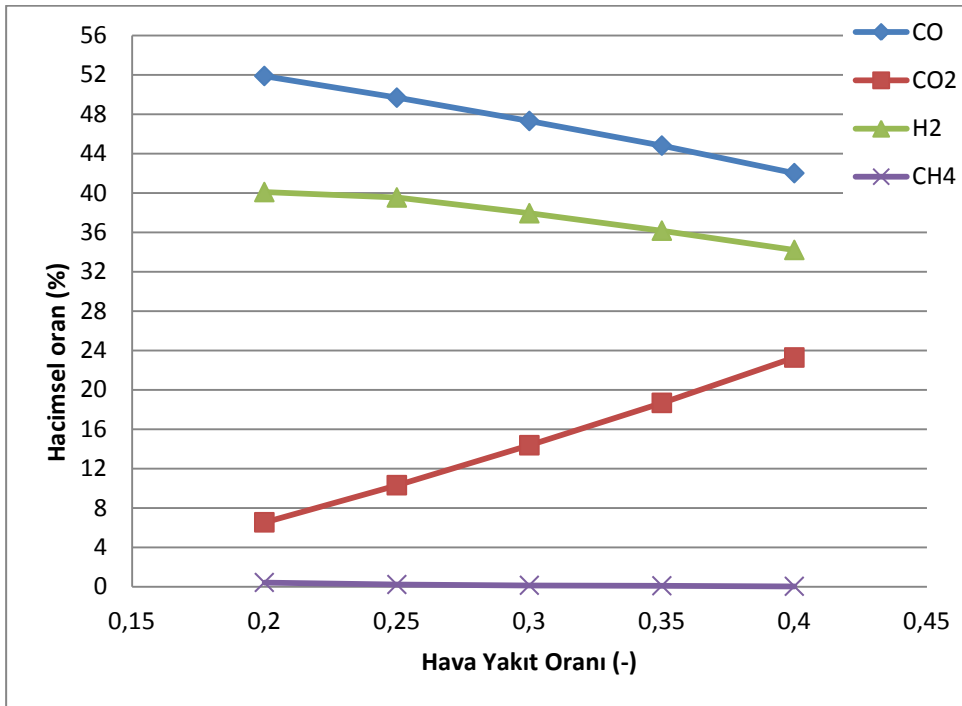
Şekil.5.5: Soma kömürünün oksijen –su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması HYO-gaz bileşimi ilişkisi.



Şekil.5.6: Soma kömürü- %10 fındık kabuğunun oksijen –su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması HYO-gaz bileşimi ilişkisi.



Şekil.5.7: Soma kömürü- %20 fındık kabuğunun oksijen –su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması HYO-gaz bileşimi ilişkisi.



Şekil.5.8: Fındık kabuğunun oksijen –su buharı ortamında atmosferik basınçta gazlaştırılması HYO-gaz bileşimi ilişkisi.

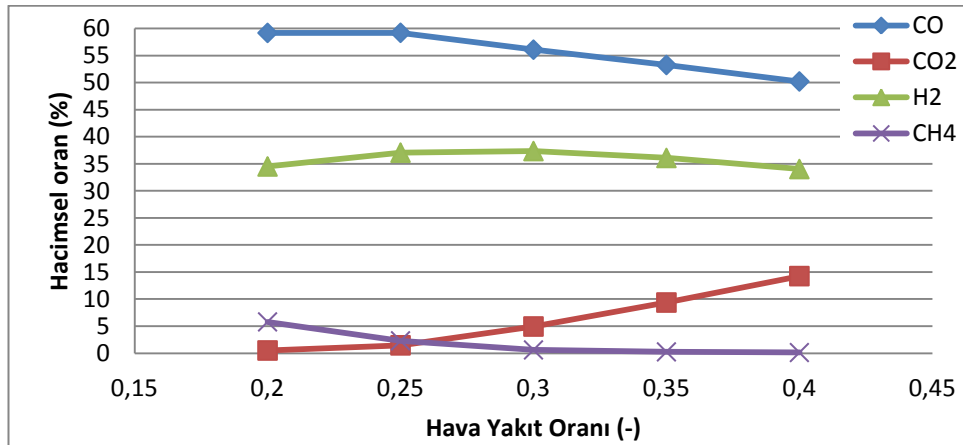
Yukarıdaki Şekil 5.5- 5.8 incelenir ve hava ile gazlaştırma hali için karşılaştırma yapılırsa hava yerine oksijen ve subuharı ortamında gerçekleştirilen gazlaştırma

işleminde elde edilen gaz bileşimindeki CO ve H₂ miktarında artış olacağı artan HYO ile birlikte CO ve H₂ değerinde bir azalma eğilimi görülürken CO₂ miktarında ise artış olacağı söylenebilir. Artan HYO değerinin yanma reaksiyonlarını tetiklenmesinin H₂ ve CO miktarındaki azalmanın nedeni olduğunu söyleyebiliriz.[21] Aynı zamanda oksijen ortamındaki gazlaştırma işleminde azot gazının seyreltici ve soğutma etkisi de olmadığından artan HYO değeri ile reaktördeki sıcaklıkların da arttığı görülmüştür. Artan yatak sıcaklıkları akışkan yataklı sistemlerin işletilmesinde çeşitli sorunlara neden olabileceği önceki bölümlerde de belirtilmişti. Özellikle yatak sıcaklıklarının yakıtın kül ergime sıcaklığının üzerine çıkması durumunda külün ergiyerek yatak hidrodinamiğini bozarak yatak bağlamasına neden olduğu; bu durumda sistemin devre dışı kalmasıyla sonuçlanabileceğini söyleyebiliriz.

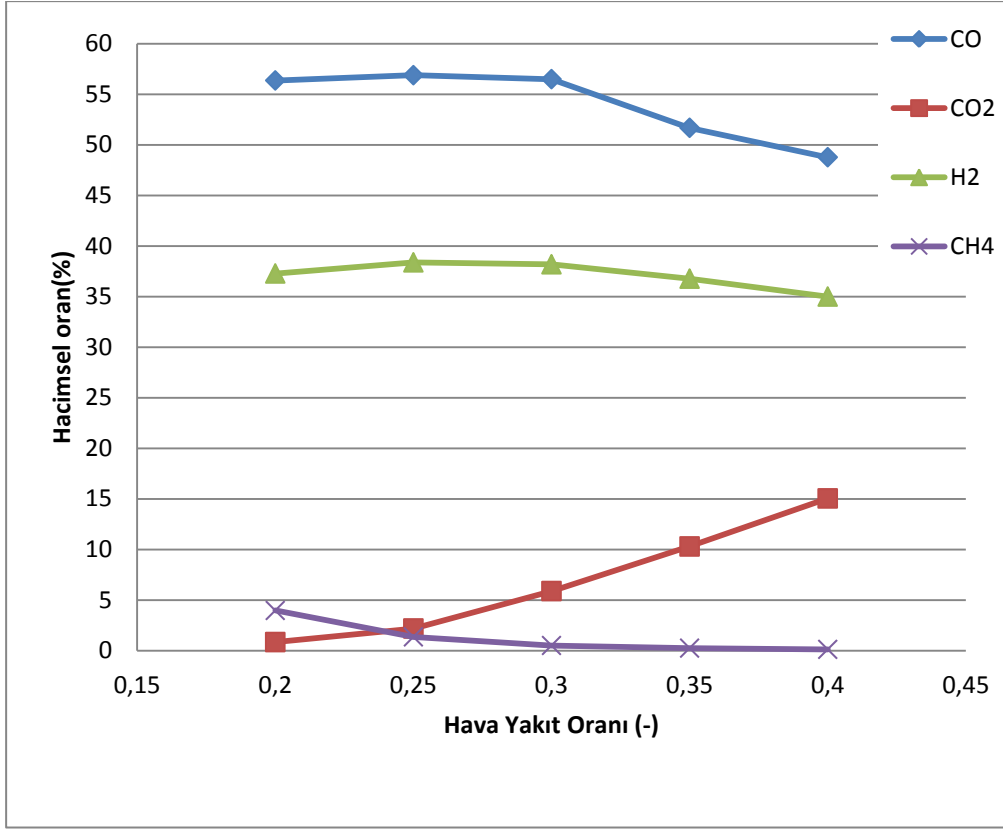
Kömür içerisine ilave edilen fındık kabuğu miktarındaki artışın ise oluşan CO₂ miktarında artışa neden olduğu yatak sıcaklığının yüksek olmasından dolayı da daha düşük metan oluşumu görülmektedir.

5.1.3 Buhar miktarının gaz bileşimine etkisi

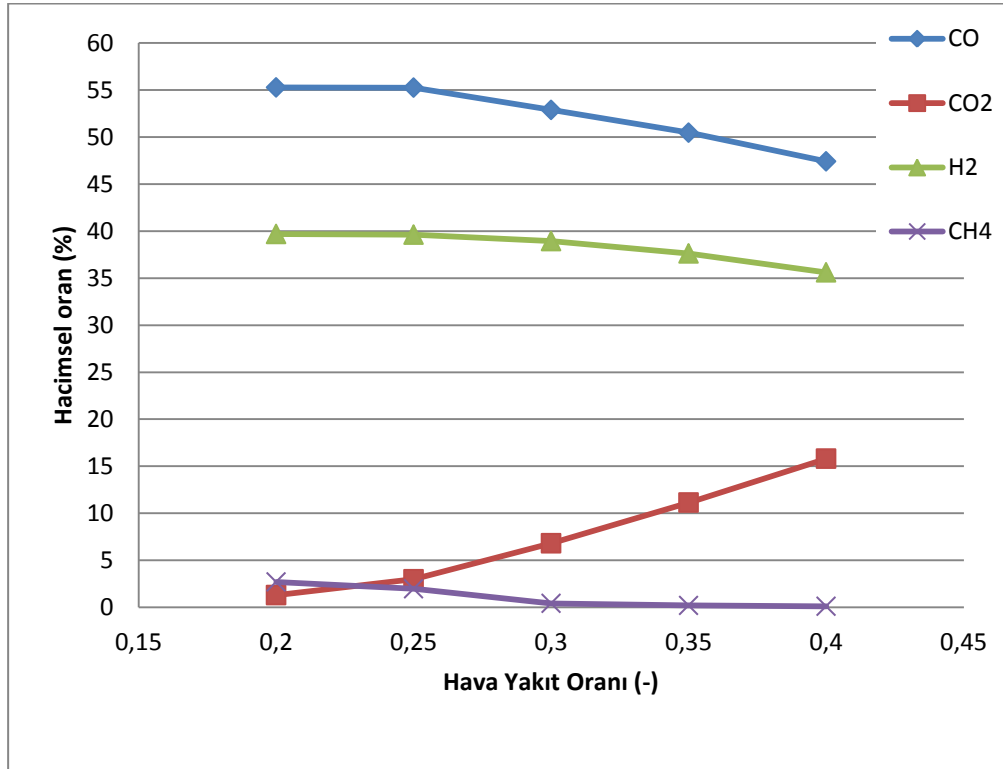
Tezin bu kısmında soma kömürünün oksijen ortamında farklı oranlarda buhar eklenerek gazlaştırılması durumunda ilave buhar miktarının gaz bileşimine olan etkisi araştırılmıştır. Daha önceki oksijen ortamındaki gazlaştırmada buhar /kömür oranı 0,18 olarak ele alınırken bu kısımda buhar /kömür oranı 0,09, 0,12, 0,15 değerleri için incelenmiş ve elde edilen sonuçlar tablolar halinde verilmiştir.



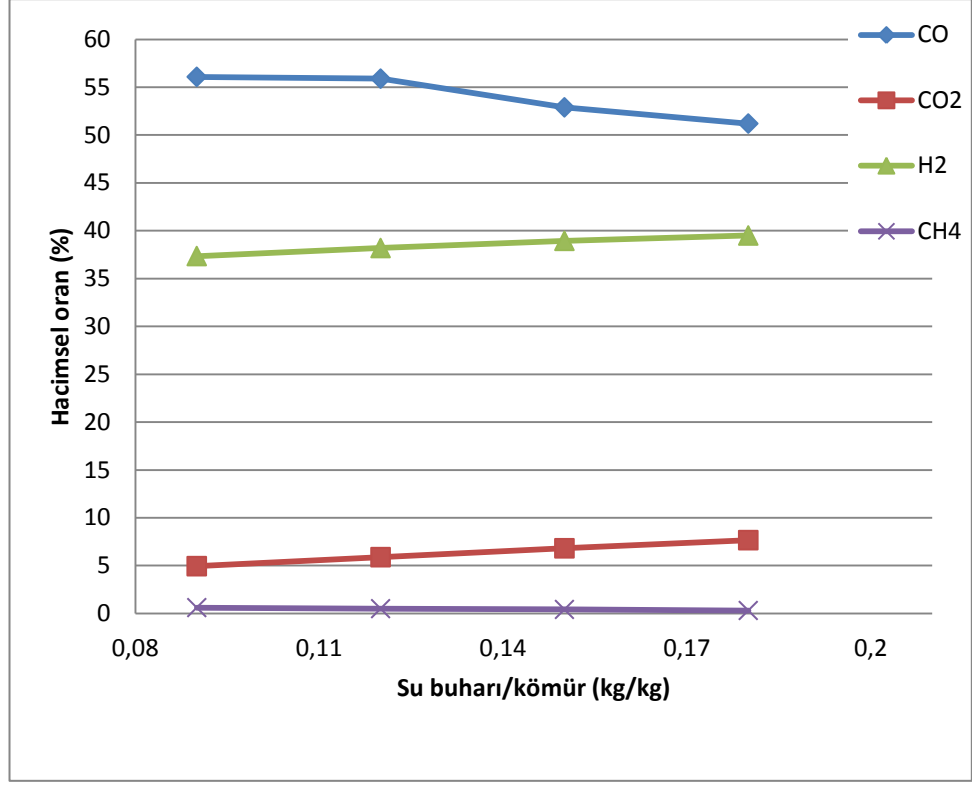
Şekil.5.9: Soma kömürünün oksijen – su buharı ortamında gazlaştırılması (su buharı(kg)/kömür(kg) = 0,09).



Şekil.5.10: Soma kömürünün oksijen – su buharı ortamında gazlaştırılması (su buharı/(kg)kömür(kg) = 0,12).



Şekil.5.11: Soma kömürünün oksijen – su buharı ortamında gazlaştırılması (su buharı(kg)/kömür(kg) = 0,15).



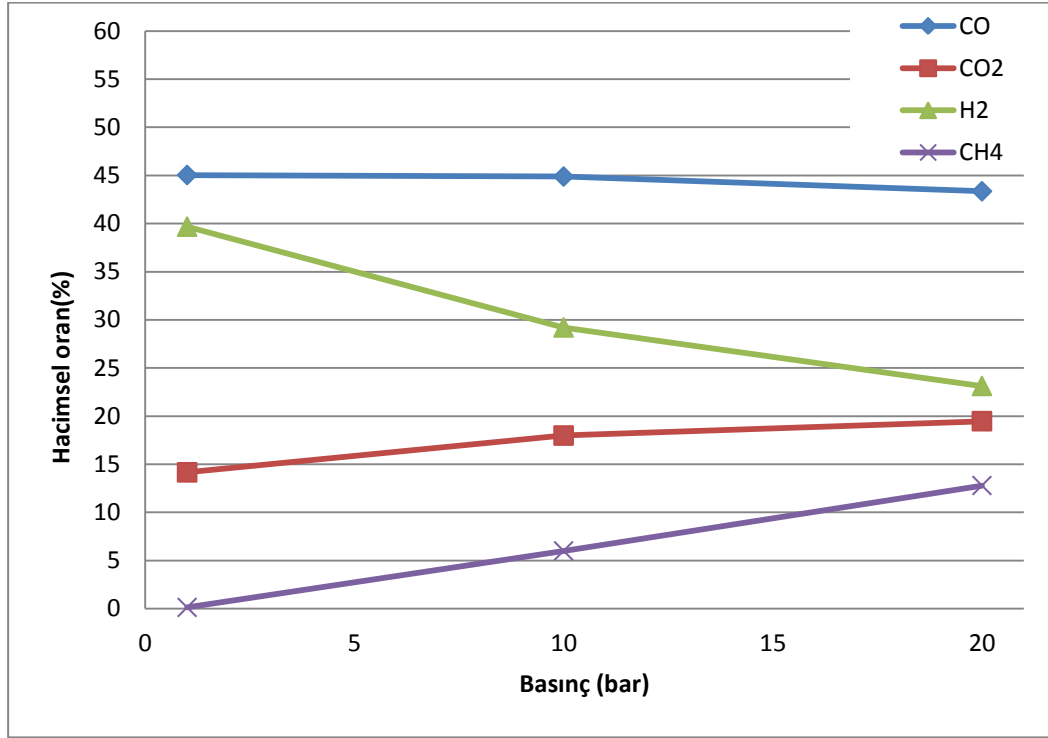
Şekil.5.12: Soma kömürünün oksijen ile 0,3 HYO değerinde gazlaştırılmasında su buharı miktarının gaz bileşimine etkisi.

Yukarıdaki Şekil 5.9, 5.10, ve 5.11 'de artan buhar miktarına göre elde edilecek gaz bileşiminin HYO ile değişimi incelenmiştir. Şekil 5.12'de ise 0,30 HYO değeri sabit tutularak buhar miktarı artışının gaz bileşime olan etkisini ortaya konmuştur. Bu grafik gazlaştırma reaktörlerinin çıkış kısımlarında gerçekleşen ve gaz bileşiminde etkisi büyük olan shift dönüşümü reaksiyonunun etkisini ortaya koymaktadır.[21] Grafikten de görüleceği gibi artan buhar oranı CO gazının azalmasına H₂ miktarının ise artması yönünde etki yapmaktadır. Yüksek hidrojen içerikli gaz eldesi için gazlaştırıcıya buhar ilavesinin olumlu etki yaptığı görülmektedir. Literatürde [22,23,30,31] yüksek hidrojen içeren gaz eldesi için sisteme buhar ilavesi önerilmektedir.

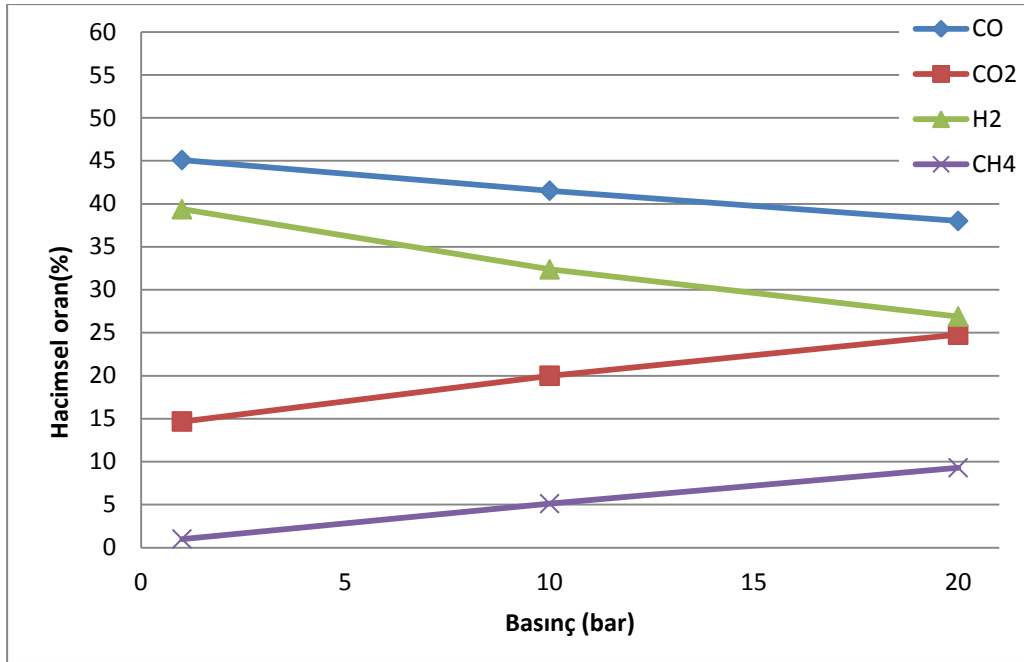
5.1.4 Basınç artışının gaz bileşimine etkisi

Gazlaştırma proseslerinin basınçlandırılmasındaki temel etken elde edilecek gaz ürünlerin daha sonraki aşamalarda çeşitli proseslerde kullanımında basınçlandırılmasının daha maliyetli olmasındandır. Bu sebeple özellikle sentetik yakıt üretimi ve amonyak sentez prosesleri için kullanılan gazlaştırıcıların basınçlı

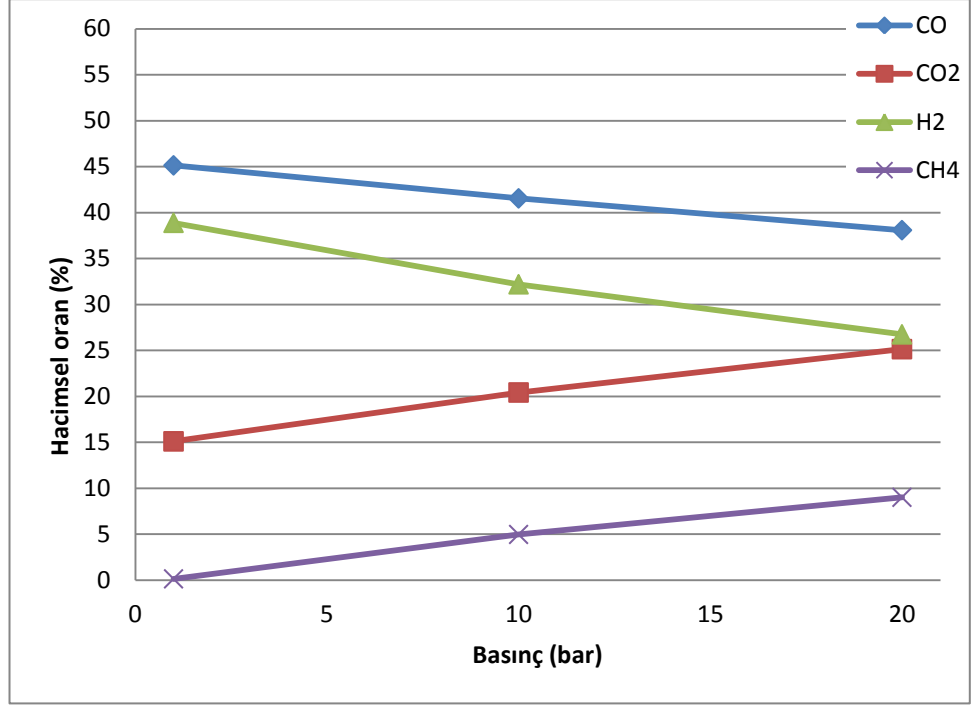
olarak çalıştırılması daha avantajlıdır. Aşağıdaki grafiklerde gazlaştırma proseslerinde basıncın gaz bileşimine olan etkisi araştırılmıştır.



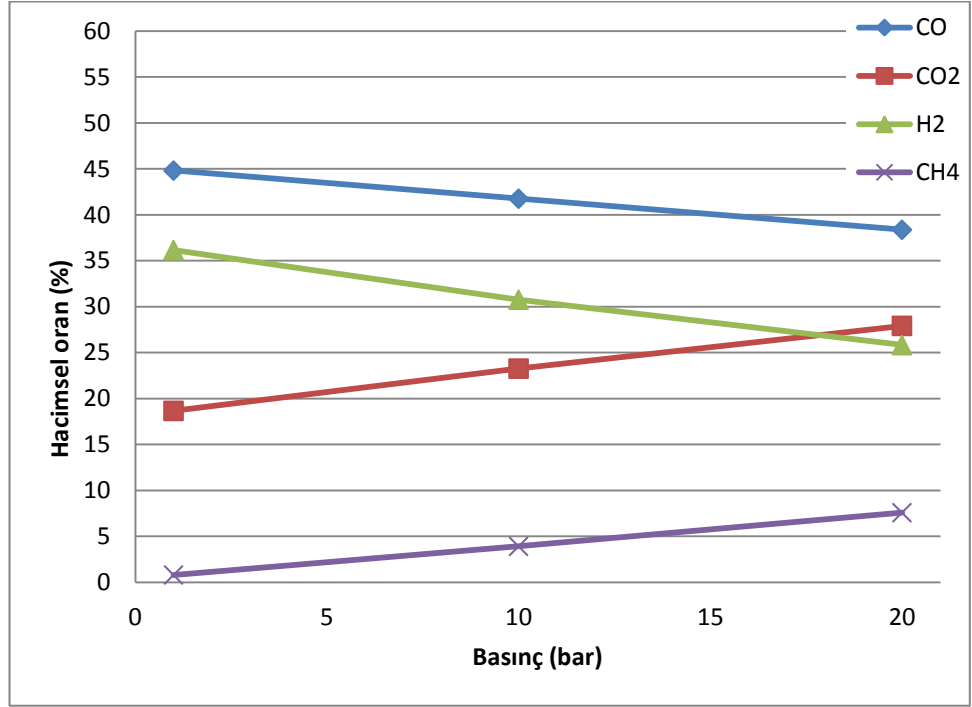
Şekil.5.13: Soma kömürünün oksijen – su buharı ortamında 0.35 HYO değerinde gazlaştırılması basınç -gaz bileşimi ilişkisi.



Şekil.5.14: Soma - % 10 fındık kabunun oksijen – su buharı ortamında 0.35 HYO değerinde gazlaştırılması basınç -gaz bileşimi ilişkisi.



Şekil.5.15: Soma - % 20 fındık kabunun oksijen – su buharı ortamında 0.35 HYO değerinde gazlaştırılması basınç -gaz bileşimi ilişkisi.



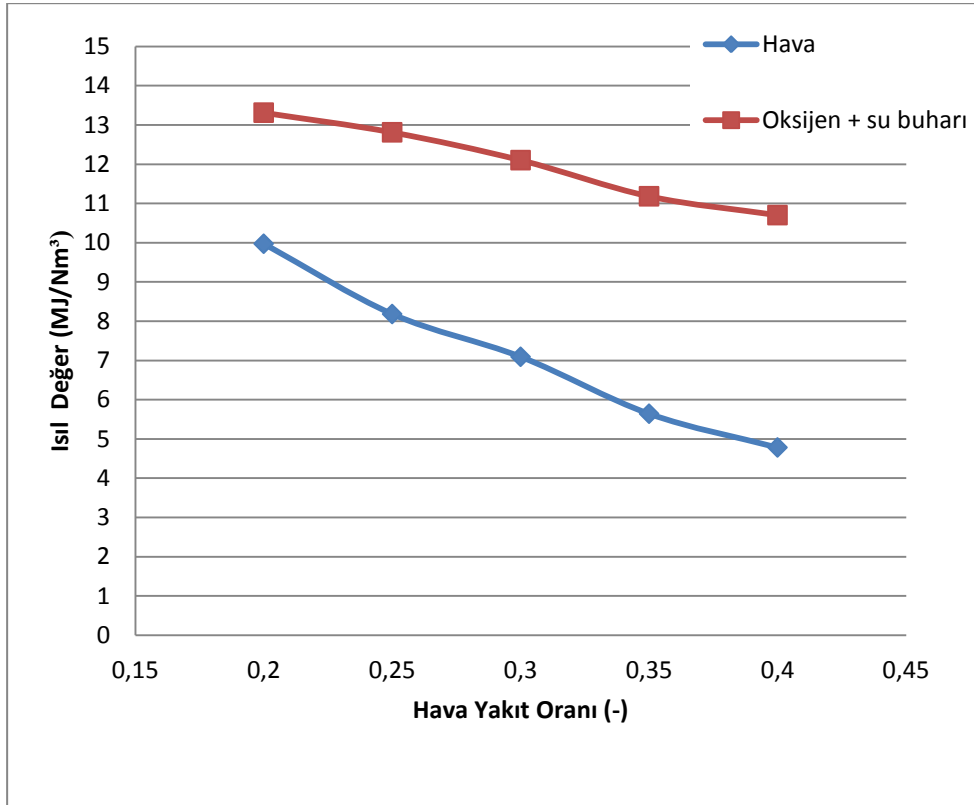
Şekil.5.16: Fındık kabunun oksijen – su buharı ortamında 0.35 HYO değerinde gazlaştırılması basınç -gaz bileşimi ilişkisi.

Yukarıda verilmiş olan grafikler incelenecek olursa artan basınçta artış paralel olarak oluşan metan miktarında da artış olacağı açıkça görülmektedir. Literatürde de artan basınç ile oluşacak metan miktarının artacağı belirtilmektedir [21].

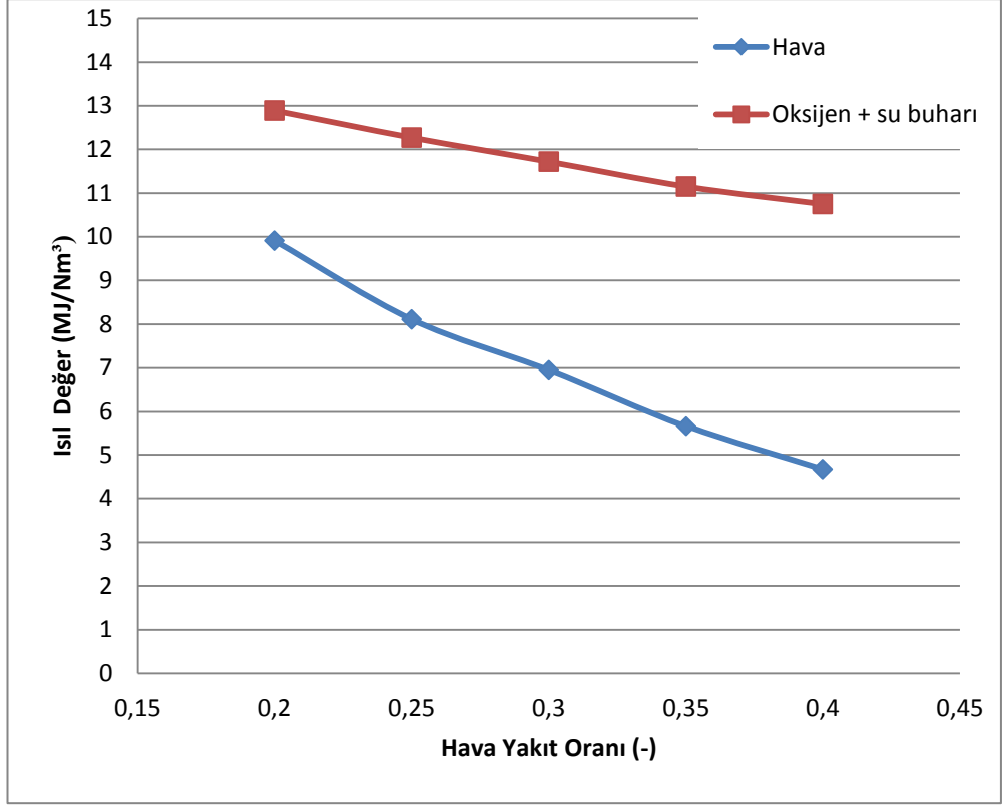
Oluşan metan miktarındaki artış metanizasyon reaksiyonu ileri yöne kaymasına neden olacağından oluşacak hidrojen miktarında azalma olacağı görülmektedir. Bu durum da yukarıdaki şekillerde açıkça görülmektedir. Artan basınçla birlikte oluşacak su buharı miktarı da metana benzer bir eğilim göstererek basıncın artmasına paralel şekilde arttığı görülmüştür.

5.1.5 Alt ısı değerinin HYO ile değişimi

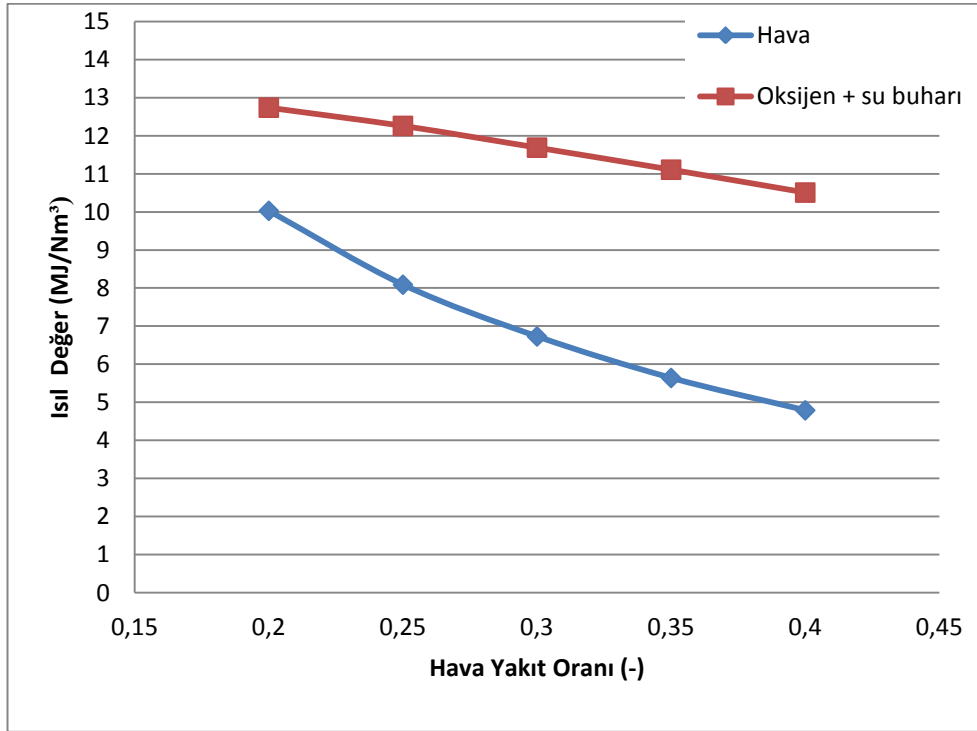
Gazlaştırma proseslerinde elde edilen gaz bileşiminin ısı değeri gazlaştırma ortamına ve işletme parametrelerine bağlı olarak değişim göstermektedir. Gazlaştırma sistemlerinde yakıcı olarak oksijen, hava, oksijence zenginleştirilmiş hava, karbondioksit, su buharı ve bu gazların çeşitli oranlardaki karışımları kullanılabilir. Yakıcı olarak havanın kullanılması durumunda azot gazının seyreltici etkisi nedeniyle düşük ısı değerli sentez gazı elde edilirken; oksidant olarak oksijenin kullanılması durumunda daha yüksek ısı değerli sentez gazı elde edilebilir.



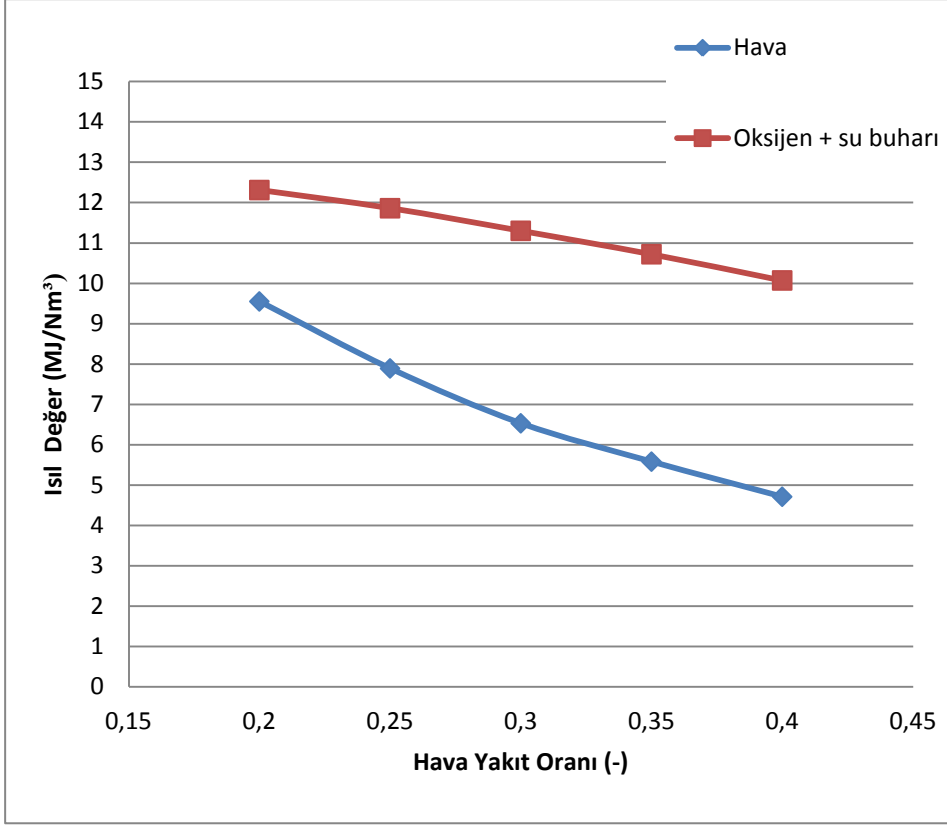
Şekil.5.17: Soma kömürünün hava– su buharı ortamında gazlaştırılması HYO- alt ısı değeri ilişkisi.



Şekil.5.18: Soma kömürünün- %10 fındık kabuğu hava- su buharı ortamında gazlaştırılması HYO - alt ısı değer ilişkisi.



Şekil.5.19: Soma kömürü-%20 fındık kabuğu hava- su buharı ortamında gazlaştırılması HYO- alt ısı değer ilişkisi.



Şekil.5.20: Fındık kabuğunun hava– su buharı ortamında gazlaştırılması HYO- alt ısı değer ilişkisi.

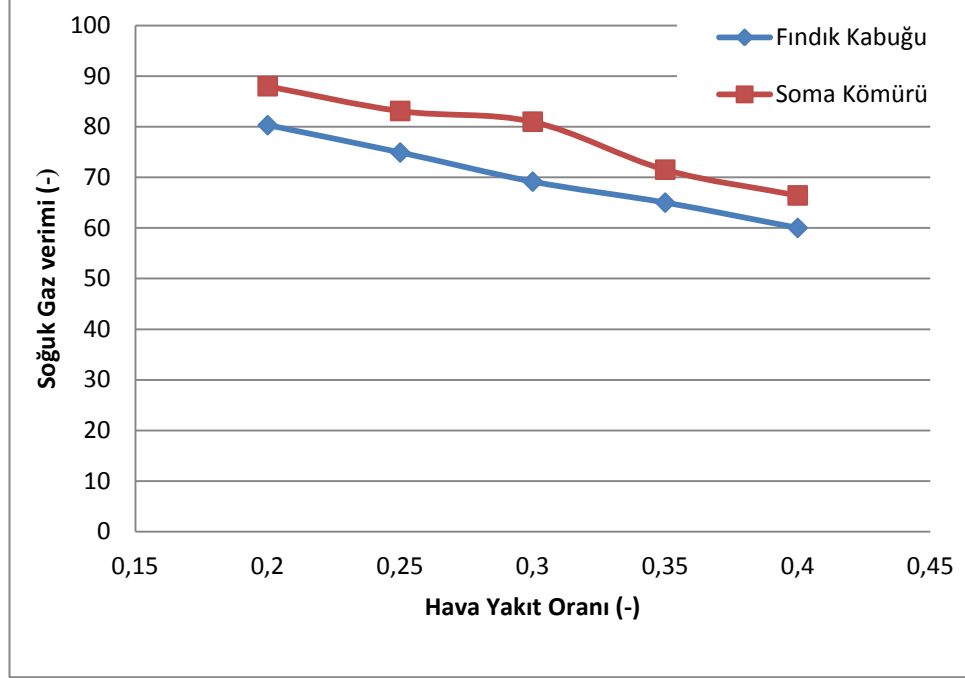
Yukarıdaki şekiller incelenecek olursa artan hava yakıt oranı ile birlikte elde edilen sentez gazın ısı değerinin azalacağı görülmektedir. Ayrıca hava yerine oksijen- su buharı ortamında gerçekleştirilen gazlaştırma işleminde, azot gazının seyreltici etkisi ortadan kalktığından yüksek ısı değerlikli sentez gazı eldesinin mümkün olduğu görülmektedir. Yapılan benzeşim çalışmasında karbon dönüşümü %95 olarak sabit alınmıştır. Ancak düşük HYO değerlerinde karbon dönüşümü daha düşük mertebelerde olacağından daha düşük ısı değerlikli gaz elde edilmesinin beklendiğini söyleyebiliriz. Hava ile gazlaştırmada elde edilen sentez gazının ısı değeri literatürde belirtildiği gibi 4-8 MJ/ Nm³ arasında değişirken oksijen ve su buharı ortamı için bu değer literatürde belirtilen 10- 18 MJ/ Nm³ mertebesine yakın olarak bulunmuştur.[10].

5.1.6 Soğuk gaz veriminin HYO ile değişimi

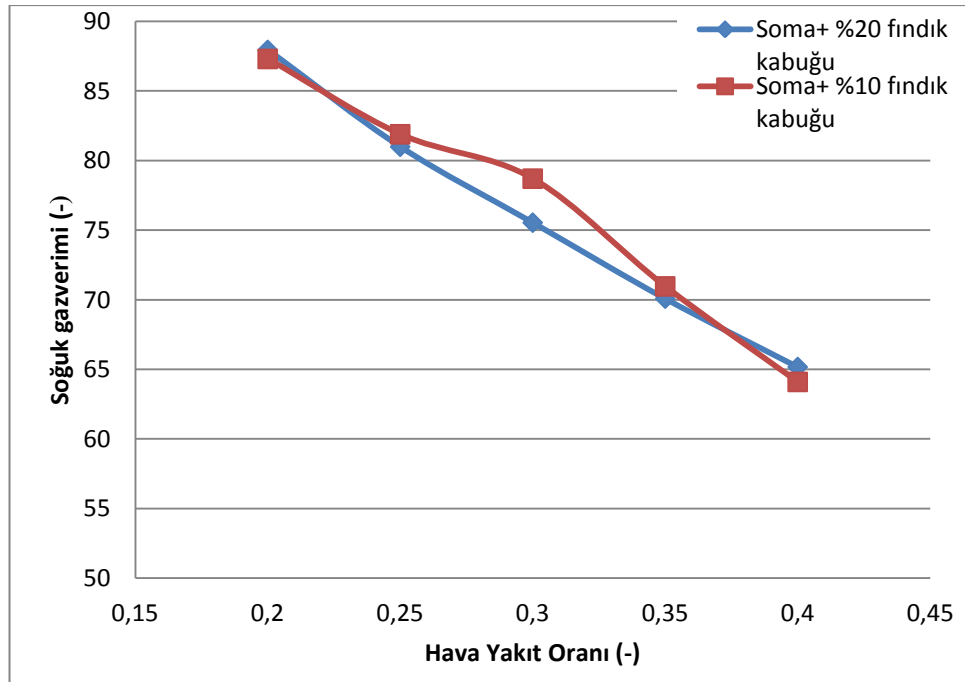
Soğuk gaz verimliliği gazlaştırma sisteminin enerji verimliliğinin hesaplanmasında kullanılmaktadır. Gazlaştırma sistemleri için soğuk gaz verimi

$$\eta = \eta_1 / \eta_2$$

formülü ile hesaplanmaktadır. Bu denklemdeki η_1 gaz karışımının alt ısıl enerjisini η_2 ise biyokütle veya kömürün alt ısıl değerini belirtmektedir. Aşağıdaki Şekil 5.21’de Soma kömürünün, ve fındık kabuğunun enerji verimliliğinin hava yakıt oranı değerine bağlı değişimi görülmektedir.



Şekil. 5.21: Soma kömürü-fındık kabuğunun soğuk gaz verimi – HYO ilişkisi.



Şekil. 5.22: Soma kömürü-fındık kabuğu karışımı soğuk gaz verimi – HYO ilişkisi.

Şekil 5.21 ve 5.22 incelencek olursa artan hava yakıt oranı değeri ile birlikte soğuk gaz veriminin azaldığı görülmektedir. Elde edilen değerlere göre en yüksek dönüşüm verimi 0.2 HYO değerinde elde edilmiştir. Ayrıca linyit fındık kabuğuna göre daha yüksek soğuk gaz verimine sahiptir. Damartsiz ve diğerlerinin[42] yapmış olduğu deneysel ve Aspen Plus simülasyon çalışmasında da artan HYO değeri ile birlikte soğuk gaz veriminin azaldığını belirtmişlerdir. Yaptıkları çalışmada zeytin çekirdeklerinin farklı sıcaklıklarda gazlaştırılmasını inceleyen Damartsiz ve diğerleri en yüksek soğuk gaz verimini ve termal verimi sırasıyla 0.2 HYO ve 750 °C' de %71 ve % 33.5 olarak elde etmişlerdir. Yüksel [43] ise yapmış olduğu yüksek lisans çalışmasında ülkemizdeki çeşitli kömürlerin gazlaştırılmaları ile hidrojen üretiminde ekserji analizini incelemiştir. Yaptığı çalışmada Soma kömürünün gazlaştırıldığı durumu için soğuk gaz verimini %80 mertebesinde hesaplamıştır.

Bu çalışmadaki modelde düşük sıcaklıklarda sistemde karbon dönüşümünün sabit kaldığı ve sistemde katran oluşumunun olmadığı kabulü yapıldığından 0,2 HYO değerinde elde edilen soğuk gaz verimi oldukça yüksek olarak bulunmuştur. Gerçek bir ototermal gazlaştırma sisteminde düşük HYO değerlerinde karbon dönüşümü daha düşük olacağından ve oluşan ağır karbonlu yapıların yoğunlaşması neticesinde katran oluşumu gerçekleşeceğinden düşük hava yakıt oranı değerlerinde soğuk gaz veriminin daha düşük değerlerde olması beklenebilir.

6. SONUÇ VE ÖNERİLER

Yapılan çalışmada gazlaştırma sistemlerinin termodinamik denge modeli ile incelenmesi durumunda termodinamik denge modelinden elde edilen değerler ile gerçek sistemlerden elde edilen sonuçlar karşılaştırılmış, çeşitli işletme şartlarının gaz bileşimine etksi araştırılmıştır. Elde edilen verilere göre:

- Gazlaştırma sistemlerinin modellenmesinde yaygın olarak kullanılan stokiyometrik olmayan termodinamik denge metodu farklı gazlaştırıcı tipleri için farklı uyumlulukta sonuçlar vermektedir.
- Gazlaştırma sistemleri çeşitli nedenlerden ötürü saf termodinamik dengeden sapma göstermektedir. Düzeltilmiş denge sıcaklıkları ve karbon dönüşüm oranının sisteme girildiği durumlarda model ile deneysel verilerin sonuçlarının daha uyumlu hale geldiği görülmüştür.
- Yüksek sıcaklıklarda ideal hale yaklaşıldığı için benzeşim çalışması ve deneysel veriler arasındaki farklılığın azaldığı belirlenmiştir. Buna paralel olarak yüksek sıcaklıklarda çalışan sürüklemeli akışlı gazlaştırma sistemlerinin termodinamik denge metoduyla incelenmesi durumunda elde edilen sonuçların deneysel verilerle yüksek uyumlulukta olduğu görülmüştür.
- Sürüklemeli akışlı gazlaştırıcılar için deneysel veriler ve model sonuçları karşılaştırıldığında CO gazı için en yüksek hata ve ortalama değeri % 3.97 ve % 1.65, H₂ için en yüksek hata ve ortalama hata değeri sırasıyla % 9 ve % 4.78 olarak bulunmuştur.
- Kabarcıklı akışkan yataklı gazlaştırma sistemi modelinde CO için en yüksek ve ortalama hata sırasıyla % 16.5 ve % 11.4 CO₂ için en yüksek ve ortalama hata değerleri sırasıyla %15 ve % 6.7, H₂ için en yüksek hata % 36 ve ortalama hata %27, N₂ değerindeki en yüksek ve ortalama hata ise % 4.85 ve % 3.87 olarak bulunmuştur. Metan değerindeki ortalama hata % 50 mertebesinde bulunmuştur.

- Dolaşımli akışkan yataklı gazlaştırıcı için CO için en yüksek ve ortalama hata sırasıyla % 13.9 ve % 11.9, CO₂ için en yüksek ve ortalama hata değerleri sırasıyla %10.58 ve % 8, N₂ değerindeki en yüksek ve ortalama hata ise % 7.36 ve % 3.13 olarak bulunmuştur. Metan değerindeki hata hidrojen değerindeki hatanın da yüksek olmasına neden olmaktadır.
- Sistemin termodinamik dengeye ulaştığı sıcaklık değeri reaktör içerisindeki ortalama sıcaklık değerinden daha düşük sıcaklıklardadır. Modeller ile deneysel sonuçlar karşılaştırıldığında gazlaştırıcılar için termodinamik denge sıcaklığı yatak sıcaklığından 100 °C daha düşük olarak alındığında deneysel değerlerle en uyumlu sonuçlar elde edilmiştir.
- Biyokütlelerin gazlaştırılması neticesinde ortaya çıkan yüksek hidrokarbonlu yapılar düşük sıcaklıklarda yoğuştuğu bilinmektedir. Aspen HYSYS paket programı içerisindeki denge reaksiyonlarda tanımlı olmayan katranlı yapılar sistemin dengeden sapmasına neden olarak uyumsuz tahmine neden olmaktadır. Metan değerinin hatalı tahmini hidrojen değerinde de hatalı tahmine neden olmaktadır.
- İşletme parametreleri elde edilen gaz ürünü ve sistemin verimini etkilemektedir. Hava ile gazlaştırma durumunda 4-8 MJ/Nm³ ısıl değer sahip sentez gazı elde edilirken yakıcı olarak su buharı ve oksijen kullanıldığında elde edilen sentez gazının ısıl değerini 10-12 MJ/Nm³ değerine ulaştığı görülmüştür.
- Hava ile gazlaştırmada artan HYO değeri ile birlikte N₂ gazının seyreltici etkisi ve yanma reaksiyonlarının tetiklenmesi sentez gazının ısıl değerinin azalmasına neden olmaktadır.
- Kömür gazlaştırılmasında biyokütle ilavesi ısıl değerde bir miktar azalmaya neden olmaktadır. Bununla birlikte biyokütle ilavesi oluşan H₂S miktarının azalmasını sağlamaktadır.
- Basınçlı gazlaştırmada artan basınçla birlikte metanizasyon reaksiyonun ileri yönde kaymasına neden olacak metan miktarını arttırıcı yönde etki yapmaktadır. Benzer bir durum oluşan subuharı için de geçerlidir. Artan basınç ile birlikte oluşan su buharı miktarında da artma görülmüştür.

- Yüksek hidrojen içeren sentez gazı eldesi için gazlaştırıcı oksijen ile 0.25-0.30 HYO değerinde çalıştırılmalıdır. Oksijen ile gazlaştırmada HYO sabit tutularak buhar miktarının gaz bileşimine etkisine bakıldığında artan su buharının H₂ miktarında artmaya neden olduğu görülmüştür. Ancak yüksek miktarda beslenen su buharı seyreltici etki yaparak gazın ısıl değerinin düşmesine neden olmaktadır.
- Soğuk gaz verimi artan HYO değeri ile birlikte azalmaktadır. Soma kömürünün soğuk gaz verimi fındikkabuğundan daha yüksek olduğu görülmüştür. Her iki yakıtta en yüksek soğuk gaz verimine 0.2 HYO değerinde elde edilmiştir.

6.1 Öneriler

Artan enerji maliyetleri ve çevresel sorunlar daha temiz ve çevreci enerji dönüşüm yöntemlerini yakın gelecekte de güncel kılacaktır. Bu alanda gazlaştırma proseslerine olan ilginin yakın gelecekte önemli olacağını söyleyebiliriz. Türkiye gibi zengin kömür yataklarına sahip ülkelerde bu alanda yapılacak olan çalışmalarda proseslerin tasarlanması ve verimli bir şekilde işletilmesi enerji alanında milli kaynakların kullanılması açısından son derece önemlidir. Bu alanda yapılacak olan çalışmalar desteklenerek milli kaynakların kullanılması sağlanmalıdır.

Kullanılan benzeşim modeli, sistemin hassas olduğu durumların belirlenmesi, yakıttan elde edilebilecek sentez gazı bileşimi hakkında veri sağlayarak çeşitli işletme parametrelerinin gaz bileşimine etkisinin belirlenmesine yardımcı olmaktadır. Özellikle yüksek sıcaklıklarda çalışan sürüklemeli akışlı gazlaştırma sistemlerinin modellenmesinde program yüksek tutatlılıkta sonuçlar verebilir. Bunun yanı sıra paket programı sistemin yardımcı ekipmanlarının boyut ve kapasitelerinin belirlenmesinde de araştırmacılara kolaylık sağlamaktadır. Kullanılan paket programı ile paralel şekilde çalışacak kod yazılarak modelin hassasiyeti arttırılabilir, sistem girdileri ve çıktıklarına bakılarak maliyet analizi yapılabilir.

KAYNAKLAR

- [1] **Gayet Ö. Çakal, Hayrettin Yücel, A. Güniz Gürüz** (2007) ‘Physical and chemical properties of selected Turkish lignites and their pyrolysis and gasification rates determined by thermogravimetric analysis’ Department of Chemical Engineering, Middle East Technical University, Ankara 06531, Turkey
- [2] **Murat Sert, Levet Ballica, Mithat Yüksel, Mehmet Sağlam** (2010) ‘Effect of mineral matter on product yield in supercritical water extraction of lignite at different temperatures Ege University, Department of Chemical Engineering, Bornova, İzmir, Turkey
- [3] **Ufuk Kayahan** (2008) ‘Design and Operation of a Laboratory Scale Fluidized Bed Gasification System’ Yüksek Lisans Tezi, Marmara Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
- [4] <<http://www.biomassenergycentre.org.uk> >, alındığı tarih 8 Haziran 2012
- [5] **Mustafa Balat** (2009) ‘Security of energy supply in Turkey: Challenges and solutions.’ Sıla Sciences & Energy Company University Mahallesi, Trabzon, Turkey.
- [6] **Ayhan Demirbaş** (2007) ‘Importance of biomass energy sources for Turkey’ Sıla Science Trabzon, Turkey.
- [7] **H.H. Öztürk, A. Başçetinçelik** (2005) ‘Energy exploitation of agricultural biomass potential in Turkey’ Department of agricultural Machinery, Faculty of Agriculture, University of Cukurova, 01330 Adana, Turkey
- [8] **Burcu Boyacı** (2010) ‘Dolaşımli Akışkan Yatakta Düşük Sıcaklıklarda Orman Ürünlerinden Oluşan Gaz Ürünlerin Deneysel İncelenmesi’ Yüksek Lisans Tezi, Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
- [9] **Ahmet Abdullah Gafur** (2006) ‘Bitümlü Şist ve Plastik Atıkların Gazlaştırılması’ Yüksek Lisans Tezi, Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
- [10] **Jhon F. Velez, Farid Chejne, Carlos F. Valdes, Eder J. Emery, Carlos A. Londono** (2008) ‘Co-gasification of Colombian coal and biomass in fluidized bed: An experimental study’ Universidad National de Colombia
- [11] **Zheng L, Furinsky E.** ‘Comprision of Shell, Texaco, BGL, and KRW gasifiers as part of IGCC plant computer simulations. Energy Convers Manage 2005 ;46:1767-79
- [12] **Ordarica-Garcia G, Douglas P, Croiset E, Zheng L.** (2006) Technoeconomic evaluation of IGCC power plants for CO₂ avoidance. Energy Convers Manage:47:2250-9

- [13] **Robinson PJ, Luyben WL.** (2008) 'Simple dynamic gasifier model that runs in Aspen dynamics. *Ind. Eng Chem Res* :47:7784-92
- [14] **Maria Purig Arnavat, Joan Carles Bruno, Alberto Coranas** (2010) 'Review and analysis of biomass gasification models.' Rovirai Virgili University, Mechanical Engineering Dept., Av. Paisos Catalans, 26 43007 Tarragona, Spain
- [15] **Andres Melgar, Juan F. Perez, Hannes Laget, Alfonso Horillo** (2005) Thermochemical equilibrium modeling of gasifying process. Thermal engines and renewable energies group MYER School of Engineering, University of Valladolid, E-47011 Valladolid, Spain.
- [16] **X. T. Li, J. R. Grace, C. J. Lim, A. P. Watkinson, H.P. Chen, J. R. Kim** (2003) 'Biomass gasification in circulating fluidized bed' Department of Chemical and Biological Engineering The University of British Columbia, Vancouver Canada
- [17] **Kersten SRA, Prins W, Van der Drift A, Van Swaaij WPM** (2002) Interpretation of biomass gasification by "quasi" –equilibrium models. In : Proceedings of the Twelfth European conference on biomass for energy, industry and climate protection.
- [18] **Smitha V. Nathen, Robert D. Kirkpatrick and Brent R. Young** (2008) 'Gasification of New Zealand Coals: A Comparative Simulation Study' Department of Chemical and Materials Engineering, The University of Auckland, Energy Fuels, 2687–2692
- [19] **Nader Mahinpey, Mehrdokht B. Nikoo** (2008) 'Simulation of biomass gasification in fluidized bed reactor using Aspen Plus' *Environmental Systems Engineering, University of Regina Biomass and Bioenergy* Volume 32, Issue 12, 1245-1254
- [20] **M. Pe'rez-Fortes, A.D. Bojarski, E. Velo, J.M. Nogue's, L. Puigjaner** (2008) 'Conceptual model and evaluation of generated power and emissions in an IGCC plant' Department of Chemical Engineering, Universitat Politècnica de Catalunya, ETSEIB, Avda. Diagonal, 647, E-08028 Barcelona, Spain
- [21] **Ekin Kaya** (2009) 'Kömür ve Gazlaştırma Ürünlerinin Kimyasal Denge Kuramıyla İncelenmesi' Yüksek Lisans Tezi, Hacettepe Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü
- [22] **John Rezaiyan ve Nicholas P. Cheremisinoff** (2005) *Gasification Technologies Modelling: A Primer for Engineers and Scientists* Taylor & Francis Group 600 Broken Sound Parkway NW, Suite 300 Boca Raton
- [23] **Christopher Highman & Maarten van der Burgt** (2006) 'Gasification Second Edition'
- [24] **Huriye Sevcan Tekin** (2006) 'Dolmabahçe Gazhanesi'nin Kuruluşu ve İşletmesi' Yüksek Lisans Tezi, Marmara Üniversitesi Türkiyat Araştırmaları Enstitüsü Türk Tarihi Anabilim Dalı Yakınçağ Tarihi Bilim Dalı

- [25] **GazBir Dergisi** (Şubat 2008) ‘Türkiye’de ilk gaz işletmesi Dolmabahçe Gazhanesi 7 Haziran 1856 – 15 Ağustos 1960’ Mehmet Mazak, 64-68
- [26] <http://www.netl.doe.gov/publications/press/2010/10055World_Gasification_Database_Now_Av.html> alındığı tarih 17.08.2011
- [27] <<http://www.eia.gov/dnav/pet/hist/LeafHandler.ashx?n=pets&s=rclcl&f=a>>, alındığı tarih 25.08.2011
- [28] **Marcio L.de Souza-Santos** (2004) ‘Solid Fuels Combustion and Gasification Modeling, Simulation, and Equipment Operation’ State University at Campinas São Paulo, Brazil
- [29] **Güzide Yinesor** (2008) ‘Design and Operation of a Bench Scale Fixed Bed Gasification System’ Yüksek Lisans Tezi, Marmara Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
- [30] **Prabir Basu** (2006) Combustion and Gasification in Fluidized Beds Taylor & Francis Group LLC, Canada
- [31] **Prabir Basu** (2010) Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Design and Theory Taylor & Francis Group LLC, Canada
- [32] **Jakub Kupecki** (2009) ‘Considerations Regarding Modeling of Mw-Scale IG-SOFC Hybrid Power System’ A Master’s thesis, RES | the School for Renewable Energy Science in affiliation with University of Iceland & the University of Akureyri
- [33] **Yunus A. Çengel, Michael A. Boles** (1996) Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik Literatür Yayıncılık, İstanbul
- [34] **Mehrdokht Behnam Nikoo:** (2007) ‘Simulation of Biomass Gasification Using Aspen Plus’ Master Thesis University Of Regina
- [35] **Zhenghua Dai , Xin Gong, Xiaolei Guo, Haifeng Liu, Fuchen Wang, Zunhong Yu** (2008) ‘Pilot-trial and modeling of a new type of pressurized entrained-flow pulverized coal gasification technology’ Chemical Engineering Papers,2304- 2313
- [36] **Ufuk Kayahan, Serhat Gül, Hayati Olgun** (2009) ‘Preliminary Results with a 450 kWth Bubbling Fluidized Bed Gasifier’ Bildiri, International Conference on Polygeneration Strategies Vienna - Austria
- [37] **Wayne Doherty , Anthony Reynolds , David Kennedy** (2009) ‘The Effect Of air preheating in a biomass CFV gasifier using ASPEN Plus Simulation Biomass and Bioenergy, 1158-1167
- [38] **Bacon DW, Downie J, HSu JC, Peters J** ‘Modelling of Fluidized bed wood gasifiers. In Overend RP, Milne TA, Mudge LK, editors. Fundamentals of thermochemical biomass conversion. Elsevier, 1982 ,717-32.
- [39] **Villanueva AL, Gomez-Barea A, Revuelta E, Campoy M, Ollero P,** (2008) Guidelines for selection of gasifiers modeling strategies. In: 16th European biomass conference and exhibition;
- [40] **Baker EG, Brown MD, Elliott DC, Mudge LK** (1988) Characterization and treatment of tars from biomass gasifiers, Denver CO: AIChE 1988 Summer National Meeting, 1–11.

- [41] **Chunshan Li , Kenzi Suzuki** (2009)'Tar property, analysis, reforming mechanism and model for biomass gasification'- An overview Renewable and Sustainable Energy Reviews, 594-604
- [42] **Th. Damartzis, S. Michailos, A. Zabaniotou** (2011)'Energetic assessment of a combined heat and power integrated biomass gasification –internal combustion engine system by using Aspen Plus®' Department of Chemical Engineering, Aristotole university of Thessaloniki, Univ. Box 455, 24154 Thessaloniki, Greece.
- [43] **Yunus Emre Yüksel** (2010)'Türkiye'deki Bazı Kömürlerin Gazlaştırılması ile Hidrojen Üretiminin Ekserji Analizi, Yüksek Lisans Tezi, Süleyman Demirel Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Fizik Anabilim Dalı, Isparta

ÖZGEÇMİŞ



Ad Soyad: Tanju NAYIR

Doğum Yeri ve Tarihi: 15.04.1986

E-Posta: nayrtanju@gmail.com

Lisans: Yıldız Teknik Üniversitesi

Mesleki Deneyim : Ağustos 2010 - Ocak 2012 TÜBİTAK MAM Enerji Enstitüsü
Trijen Projesi (Bursiyer)

: Şubat 2012 - Ford OTOSAN - Ürün Geliştirme ve Dizayn
Mühendisi