

33553

T.C.
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

KÖMÜRÜN AKIŞKAN YATAKTA YAKILMASI

Neslihan DEVECİ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

Danışman : Doç.Dr.Dursun PEHLİVAN

ELAZIĞ

1994

T.C.
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

KÖMÜRÜN AKIŞKAN YATAKTA YAKILMASI

Neslihan DEVECİ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

Bu Tez/...../1994 Tarihinde, Aşağıda Belirtilen Jüri Tarafından
Oybirliği/Oyçokluğu ile Başarılı/Başarısız Olarak Değerlendirilmiştir.

(İmza)

(İmza)

(İmza)

Doç.Dr.Dursun PEHLİVAN

ÖZET

Yüksek Lisans Tezi

KÖMÜRÜN AKIŞKAN YATAKTA YAKILMASI

Neslihan DEVECİ

Fırat Üniversitesi

Fen Bilimleri Enstitüsü

Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı

1994, Sayfa : 80

Son yirmi yılda, daha ucuz enerji üretimi için düşük kaliteli kömürlerin değerlendirilmesine yönelik çalışmalar artmıştır. % 85'e kadar inert madde içeren artıkların kolayca yakılabileceği akışkan yatak sistemi en uygun yakmak sistemi olarak kabul edilmektedir. Akışkan yatakların en önemli avantajları yanma gazındaki atmosferi kirleticilerin kontrolünün kolay olması ve yatak içerisindeki ısı transferinin yüksekliğidir.

Akışkan yatakla ilgili yapılan çalışmanın, uçucu madde ayrılması ve yanması, geriye kalan artık charın yanmasını kontrol eden mekanizmaların ortaya konulması gibi konuları içermektedir.

Sunulan tezde, Şırnak-Cizre linyiti, Tunçbilek linyiti ve Zonguldak taşkömürünün 1,70-15 mm büyüklük aralığındaki tek tanelerinin sabit yatakta ve inert dolgu maddesi olarak yoğunluğu $2,638 \text{ g/cm}^3$ olan kum kullanılan bir akışkan yatakta, uçucu madde ve karbon yanma sürelerinin tanecik boyutu ile değişimi belirlenmiştir. Ayrıca akışkan yatakta karbon yanma süresinin yatak sıcaklığı ve hava hızı ile değişimi de incelenmiştir.

Yapılan çalışmanın ikinci bölümünde, akışkan yatakta sürekli besleme halinde karbon yanma hızı hesaplanmış ve çift direnç teorisi ile hesaplanan hızlarla karşılaştırılmıştır.

Yapılan deneysel çalışmanın yanında, yanmanın difüzyonel kinetik, kimyasal kinetik veya her ikisinin birleşimi ile kontrol edildiği durumları dikkate alan bir matematiksel model geliştirilerek aynı şartlar için, teorik olarak karbon yanma süreleri hesaplanmıştır.

Çalışma sonucunda sabit ve akışkan yatakta uçucu madde yanmasının kimyasal kontrollü, karbon yanmasının difüzyon kontrollü olduğu belirlenmiştir. Yatak sıcaklığının değişiminin ısınınca şişen kömürlerin karbon yanma süresini pek değiştirmedeği, fakat orijinal büyüklüğünde kalan kömürlerin yanma sürelerinin artan sıcaklıkla azaldığı bulunmuştur. Hava hızının karbon yanma süresine belirgin bir etkisinin olmadığı bulunmuştur.

Ayrıca kömürün içerdiği kül miktarının yanma süresini büyük ölçüde etkilediği ve bu yüzden daha reaktif olması gereken linyit char tanelerinin yanma süresinin artan kül miktarı ile arttığı sonucuna varılmıştır.

ANAHTAR KELİMELEER : Kömür, yanma, akışkan yatak, sabit yatak.

SUMMARY

Master Thesis

COMBUSTION OF COAL IN FLUIDIZED BED

Neslihan DEVECİ

Fırat University

Graduate School of Natural and Applied Sciences

Department of Chemical Engineering

1994, Page : 80

Studies aimed making profitable use of less valuable coals for producing cheaper energy has increased. Fluidized-beds which could burn wastes containing up to 85 % inert material, has been accepted the most suitable burning systems. The most important advantages of fluidized-beds are easier controlling of atmospheric pollutants in the flue gas and easy and rapid heat transfer in the bed.

Studies on fluidized-bed combustion has included subjects such as releasing and burning of volatilities, determining the mechanisms controlling the combustion of remainder char.

In this study, volatilities and carbon combustion times of single particles, which ranged in size between 1,70-15 mm, of Şırnak-Cizre lignite, Tunçbilek lignite and Zonguldak bituminous coal were determined in a fixed

bed and a fluidized bed of sand particles whose density was $2,638 \text{ g/cm}^3$. Moreover the change of carbon combustion time with bed temperature and air velocity was investigated.

In the second part of the study, combustion rates of carbon which was continuously fed in the fluidized bed were estimated, and these were compared with rates computed numerically by using double resistance theory.

In addition to the experimental studies, carbon combustion times have been calculated using a mathematical model for the same conditions, in order to describe the mechanism of combustion (by diffusional kinetic, chemical kinetic or both of them).

In the study it has been found that volatilities combustion was controlled by chemical kinetic whereas carbon combustion was controlled by diffusional kinetic. It has been shown that change of bed temperature hasn't effected the burning time of coals which undergo swelling when heated, but the burning time of coals which retain their original size has decreased with the bed temperature. Air velocity didn't effect the burning times of coals appreciably.

Besides these it has been concluded that the ash contents of coals did greatly effect combustion times. Thus burning times of lignite char particles, which might be expected to burn faster due to higher reactivity, could increase with the quantity of ash.

TEŞEKKÜR

Yüksek lisans tezimin seçiminde ve çalışmalarım esnasında yakın ilgilerini esirgemeyen Sayın Hocam Doç.Dr.Dursun PEHLİVAN'a teşekkürlerimi sunarım.

Ayrıca deney düzeneği ile ilgili problemlerin çözülmesini sağlayan Mühendislik Fakültesi Makina Mühendisliği Bölüm Başkanı Sayın Prof.Dr. Kâzım PIHTİLİ'ye ve Makina Mühendisliği Bölümü Atölyesi görevlilerine de teşekkürlerimi sunarım.

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa No</u>
ÖZET	III
SUMMARY	V
TEŞEKKÜR	VII
İÇİNDEKİLER	VIII
TABLOLAR	X
ŞEKİLLER	XI
SEMBOLLER	XIV
1. GİRİŞ	1
2. KÖMÜRÜN YAPISI	4
2.1. Kömürün Kimyasal Yapısı	6
3. KÖMÜRÜN YAKILMASI	8
3.1. Sabit Yatakta Yakma	8
3.2. Pülverize Kömür Yakılması	9
3.3. Kömürün Akışkan Yatakta Yakılması	11
3.3.1. Akışkan yatak	11
3.3.1.1. Akışkan yatakların avantajları	13
3.3.1.2. Akışkan yatakların dezavantajları	14
3.3.1.3. Akışkan yataklarla ilgili genel bağıntılar	14
3.3.2. Akışkan yataklı yakma sistemleri	20
3.3.2.1. Akışkan yataklı yakma sistemlerinin üstünlükleri	20
3.3.3. Akışkan yatak uygulama örnekleri	22
3.3.3.1. Atmosferik basınçta çalışan akışkan yataklar	22

	<u>Sayfa No</u>
3.3.3.2. Basınçlı akışkan yataklar	24
3.3.4. Kömürün akışkan yatakta yakılması konusun- daki çalışmaların gözden geçirilmesi	24
4. KÖMÜRÜN YANMA KİNETİĞİ	32
4.1. Tek Bir Taneciğin Yanma Kinetiği	34
4.1.1. Yanma hızını sınırlayıcı faktörler	36
4.1.2. Yanma süresinin hesaplanması	37
4.2. Akışkan Yatakta Yakma Kinetiği	39
5. DENEYSEL BÖLÜM	48
5.1. Deney Düzenegi	48
5.2. Örneklerin Hazırlanması	50
5.3. Tek Tane Deneylerinin Yapılışı	50
5.4. Sürekli Beslemeli Deneylerin Yapılışı	53
6. DENEY SONUÇLARI ve YORUM	55
6.1. Tek Tane Yanması	55
6.1.1. Uçucu madde yanması	55
6.1.2. Karbon yanması	58
6.1.2.1. Tanecik büyüklüğünün yanma süresine etkisi	59
6.1.2.2. Yatak sıcaklığının yanma süresine etkisi	63
6.1.2.3. Hava hızının yanma süresine etkisi	66
6.2. Sürekli Besleme	66
7. SONUÇLAR	71
8. EKLER	72
8.1. Sürekli Beslemede Karbon Yanma Hızının Hesaplanması	72

8.2. Bilgisayar Programında Kullanılan Sembollerin Değerleri	73
8.3. Tek Tane Hesaplamalarında Kullanılan Bilgisayar Programı	74
9. KAYNAKLAR	79



TABLOLAR LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Tablo 2.1. Turba ve Kömürlerin Elementel Bileşimleri	5
Tablo 4.1. γ ve α Değerleri	44
Tablo 5.1. Tek Tane Kütle Aralıkları	51
Tablo 5.2. Akışkan Yatak Tek Tane Deneylerinde Uygulanan Deneysel Şartlar	52
Tablo 5.3. Besleme Hızları	53
Tablo 6.1. Yanma Deneylerinde Kullanılan Kömürlerin Analizleri	55

ŞEKİLLER LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Şekil 2.1. Kömürün Oluşumu	4
Şekil 2.2. Odunun Bileşimi ve Ligninin Yapısı	6
Şekil 2.3 Kömür Molekül Modeli	7
Şekil 3.1. Akışkanlaşma	12
Şekil 3.2. Atmosferik Basınç Altında Akışkan Yatak Güç Tesisi	23
Şekil 3.3. Basınçlı Akışkan Yatak Güç Tesisi	25
Şekil 4.1.Yanan Karbon Taneciği Çevresindeki Konsatrasyon Profili	40
Şekil 5.1. Akışkan Yatak	49
Şekil 5.2. Sabit Yatak Sistemi	54
Şekil 6.1. Akışkan Yatakta Uçucu Madde Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi	56
Şekil 6.2. Sabit Yatakta Uçucu Madde Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi	56
Şekil 6.3. Şırnak-Cizre Linyitinin Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi	60
Şekil 6.4. Tunçbilek Linyitinin Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi	60
Şekil 6.5. Zonguldak Taşkömürünün Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi	61
Şekil 6.6. Şırnak-Cizre Linyitinin Sabit Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi	62

Şekil 6.7. Tunçbilek Linyitinin Sabit Yatakta Tek Tane	
Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi	62
Şekil 6.8. Zonguldak Taşkömürünün Sabit Yatakta Tek Tane	
Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi	63
Şekil 6.9. Şırnak-Cizre Linyitinin Akışkan Yatakta Tek Tane	
Karbon Yanma Süresinin Yatak Sıcaklığı İle Değişimi	64
Şekil 6.10. Tunçbilek Linyitinin Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon	
Yanma Süresinin Yatak Sıcaklığı İle Değişimi	64
Şekil 6.11. Zonguldak Taşkömürünün Akışkan Yatakta Tek Tane	
Karbon Yanma Süresinin Yatak Sıcaklığı İle Değişimi	65
Şekil 6.12. Zonguldak Taşkömürünün Akışkan Yatakta Tek Tane	
Karbon Yanma Süresinin Hava Hızı İle Değişimi	67
Şekil 6.13. Akışkan Yatakta Tunçbilek Linyitinin Sürekli	
Besleme İçin Yanma Hızının Hesaplanması	68
Şekil 6.14. Akışkan Yatakta Zonguldak Taşkömürün Sürekli	
Besleme İçin Yanma Hızının Hesaplanması	69
Şekil 6.15. Tunçbilek Linyitinin Akışkan Yatakta Sürekli	
Besleme İçin Deneysel ve Teorik Karbon Yanma	
Hızlarının Tanecik Boyutu İle Değişimi	69
Şekil 6.16. Zonguldak Taşkömürünün Akışkan Yatakta Sürekli	
Besleme İçin Deneysel ve Teorik Karbon Yanma	
Hızlarının Tanecik Boyutu İle Değişimi	70

SEMBOLLER

A = Arrhenius sabiti

C_d = Sürüklenme katsayısı

C_H = Havanın yataktan çıkıştaki O_2 konsantrasyonu ($gmol/cm^3$)

C_0 = Havanın yatağa girişteki O_2 konsantrasyonu ($gmol/cm^3$)

C_s = Tanecik yüzeyindeki O_2 konsantrasyonu ($gmol/cm^3$)

C_{sx} = Tanecik yüzeyindeki CO_2 konsantrasyonu ($gmol/cm^3$)

d = Tanecik çapı (cm)

d_b = Kabarcık çapı (cm)

d_i = Başlangıç tanecik çapı (cm)

d_p = İnert tanecik çapı (cm)

D = Difüzyon katsayısı (cm^2/s)

D_e = Tanecik ile aynı hacimli kürenin çapı (cm)

D_E = Gaz içinden kül fazına kütle transferi için etkin difüzyon katsayısı
(cm^2/s)

D_G = Oksijenin moleküler difüzyon katsayısı (cm^2/s)

δ = Kabarcık hacim kesri

Δp = Basınç düşüşü (dyn/cm^2)

E = Aktivasyon enerjisi ($cal/gmol$)

ϵ = Boşluk oranı

ϵ_{mf} = Minimum akışkanlaşma şartlarındaki boşluk oranı

ϵ_0 = Tanecikli fazdaki boşluk oranı

ϕ = Mekanizma faktörü

ϕ_s = Küresellik

g_c = Yerçekimi ivmesi (cm^2/s)

h_p = Isı transfer katsayısı ($\text{W}/\text{m}^2\text{s}$)

H_{mf} = Minimum akışkanlaşma yatak yüksekliği (cm)

k_1 = Adsorpsiyon hız sabiti (cm/s)

k_2 = Desorpsiyon hız sabiti (cm/s)

k_3 = Yanma ürünleri adsorpsiyon hız sabiti (cm/s)

k_c = Yüzey hız sabiti (cm/s)

k_g = Kütle transfer katsayısı (cm/s)

k_3 = 1. Mertebe reaksiyon hız sabiti (cm/s)

K = Toplam hız sabiti (cm/s)

K_{bc} = Kabarcık ile kabarcık etrafındaki bulut arasında kütle transfer katsayısı (s^{-1})

K_{be} = Kabarcık ile emülsiyon faz arasındaki kütle transfer katsayısı (s^{-1})

K_{ce} = Kabarcık etrafındaki bulut ile emülsiyon faz arasındaki kütle transfer katsayısı (s^{-1})

L_{mf} = Minimum akışkanlaşma yatak yüksekliği (cm)

m = Tanecik kütlesi (g)

μ_g = Gaz akımı viskozitesi ($\text{g}/\text{cm s}$)

n = Tanecik yüzeyine O_2 akışı (cm^3/s)

Nu = Nusselt sayısı

P_3 = Yanma ürünlerinin kısmi basıncı (dyn/cm²)

Pr = Prandtl sayısı

P_s = Tanecik yüzeyindeki oksijenin kısmi basıncı (dyn/cm²)

r = Radyal uzaklık (cm)

r_A = Adsorpsiyon hızı

r_D = Desorpsiyon hızı

R = Reaksiyon küresinin yarı çapı (cm)

Re = Reynolds sayısı

Re_{pmf} = Modifiye Reynolds sayısı

ρ_c = Karbon yoğunluğu (g/cm³)

ρ_g = Gaz akımı yoğunluğu (g/cm³)

ρ_s = İnert tanecik yoğunluğu (g/cm³)

S = Tanecik yüzeyi (cm²)

Sc = Schmidh sayısı

Sh = Sherwood sayısı

S_T = Oksijenle kaplı tanecik yüzeyi (cm²)

U = Yerel çizgisel akışkanlaşma hızı (cm/s)

U_b = Kabarcıkların mutlak yükselme hızı (cm/s)

U_{br} = Tek bir kabarcık yükselme hızı (cm/s)

U_e = Emülsiyon fazından gazın geçiş hızı (cm/s)

U_f = Emülsiyon fazından gazın geçiş hızı (cm/s)

U_{mf} = Minimum akışkanlaşma hızı (cm/s)

U_0 = Yerel çizgisel akışkanlaşma hızı (cm/s)

V = Dağıtıcı plaka deliğinden gazın hacimsel akış hızı (cm^3/s)

V_b = Gazın orifizden geçmesi sonucu oluşan kabarcık hacmi (cm^3)

X = Çapraz akış faktörü



1. GİRİŞ

Petrokimya endüstrisinin 1940'lardaki ürün işleme problemlerine çözüm olarak ortaya çıkan akışkan yatak teknolojisi kısa sürede dikkatleri üzerine çekmiş ve yüksek ısı ve kütle transferinin sağladığı avantajlar nedeniyle çok değişik alanlarda uygulama olanakları ortaya çıkmıştır. 1970'li yıllarda petrol krizinin sebep olduğu enerji açığı, düşük kaliteli yakıtların değerlendirilmesine yönelik çalışmaları artırmıştır. Akışkan yatak sistemlerinin çevre kirliliğini önleme özelliği de dikkate alınarak bu yakıtların daha verimli şekilde değerlendirilmesinde en uygun yakma sistemi olduğu kabul edilmiştir (Kural, 1991).

Akışkan yatak teknolojisinin yüksek kül içerikli kömür yakma için yeterli olduğu görülmüştür. % 85'e kadar inert madde bulunduran kömür atıklarının bu sistemde değerlendirilmesinin mümkün olduğu belirtilmiştir (Piss, 1991).

Hava ile akışkanlaştırılmış inert taneciklerin oluşturduğu yatağa kömür taneciği atıldığında; uçucu maddelerin ayrılma sıcaklığına kadar ısınma, uçucu maddelerin ayrılma ve yanması, geriye kalan charın yanması olmak üzere üç olay meydana gelir.

Uçucu maddelerin ayrılma hızı sıcaklık, ısıtma hızı, basınç, kömür tipi ve büyüklüğüne bağlıdır. Akışkan yatakta oluşan NO_x ve SO_x gibi çevreyi etkileyecek gazların yayılımını kireç taşı ve dolomit kullanılarak önlenabilir.

Kömürün akışkan yatakta yanmasını araştırmadaki başlıca amaç char yanmasını incelemektir. Char yanması için geliştirilen teorik ifadelerin yanında çok miktarda deneysel ifadelerde ortaya konulmuş bulunmaktadır.

Akışkan yatakta char yanma kinetiği, difüzyonal, kimyasal veya her ikisinin birlikte etki ettiği kinetik olmak üzere üç değişik dirençle kontrol edildiği belirtilmiştir. Ayrıca difüzyonal direncin iki çeşit olduğu tesbit edilmiştir (Ross, 1981)

1- Kabarcıktan tanecik fazına oksijen difüzyonu

2- Her bir yanan tanecik etrafında oluşan sınır tabakasına oksijen difüzyonu.

Char yanma hızının verilen dirençlerden hangisi ile kontrol edildiğini belirlemek için üç model geliştirilmiştir (Ross, 1981). 1. modelde yüzeyde meydana gelen bütün reaksiyonlar hızlı kabul edilir (Avedesian, 1973). Burada kabul edilen değişiklik $\text{CO}_2 + \text{C} \rightarrow 2 \text{CO}$ reaksiyonunun sınırlı olması nedeniyle yüzeydeki belirli bir CO_2 konsantrasyonu olasıdır. 2. model CO_2 'nin C ile indirgenme reaksiyonunun ihmal edilebileceğini kabul eder, yüzeyde direkt oksidasyon ile CO oluştuğunu ve CO'nun yüzeye yakın sınır tabakası içerisinde tüketildiğini kabul eder. 3. model, 2. model ile aynıdır fakat $\text{CO} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$ reaksiyonunun daha yavaş olduğu kabul edilir. (Ross, 1981). Böylece CO'nun yanan her bir karbon taneciği çevresindeki kum içerisinde tüketildiği varsayılır.

Akışkan yatakta karbon yanma hızını dolayısıyla karbon yanma süresini tanecik büyüklüğü, sıcaklık, basınç ve hava hızı etkiler. Tanecik büyüklüğünün etkisi incelendiğinde, artan büyüklükle karbon miktarı arttığından kimyasal hız artarak, daha fazla O_2 'e ihtiyaç duyulduğu için difüzyon hızı düşer ve yanma difüzyonla kontrol edilir. Tanecik büyüklüğü azaldıkça kimyasal hız kontrolü önem kazanır.

Yatak sıcaklığının artışı karbon yanma süresinde etkili bir azalmaya neden olur ve düşük sıcaklıklarda yanma kimyasal kinetik ile kontrol edilir.

Yüksek basınçta yanma basınçtan bağımsız olan difüzyonel kinetik ile kontrol edilir ve basınç azaldıkça kimyasal kinetik önem kazanır ve düşük basınçlarda kimyasal kinetik etkilidir (Davidson, 1993).

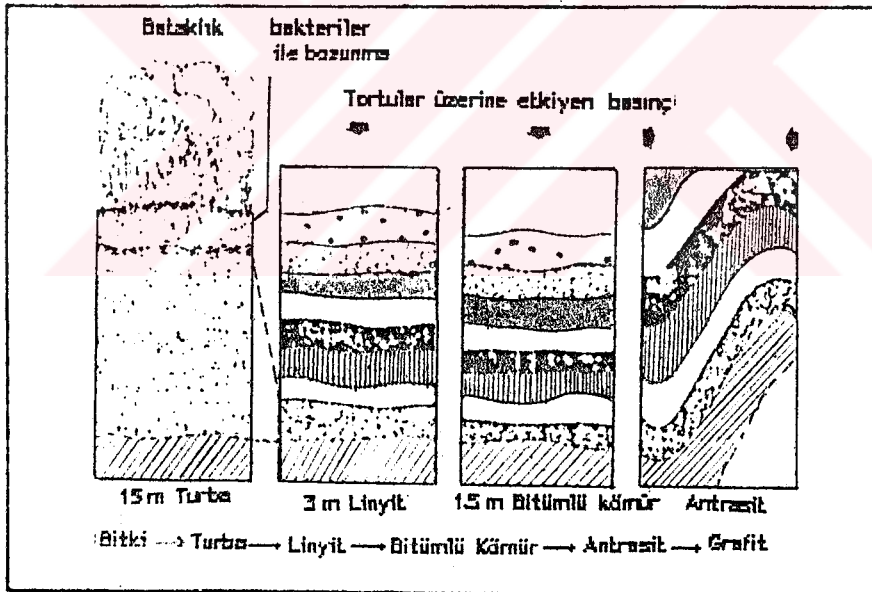
Hava hızının artırılmasıyla akışkan yatağa giren oksijen miktarı artacağından karbon yanma süresinin azalması gerektiği belirtilmektedir (Avedesian, 1973).

Bu çalışmada akışkan yataktaki Cizre ve Tunçbilek linyitleri ile Zonguldak taşkömürünün karbon yanma süresine; tanecik büyüklüğü, sıcaklık ve hava hızının etkileri incelendi. Tanecik büyüklüğünün karbon yanma ve uçucu madde yanma süresinin etkisi yanmayı kontrol eden mekanizmalar açısından tartışıldı. Benzer deneyler sabit yatakta da gerçekleştirilerek, akışkan yatak ve sabit yatak için elde edilen sonuçlar karşılaştırıldı.

Çalışmanın ikinci bölümünde ise Tunçbilek linyiti ile Zonguldak taşkömürünün akışkan yatağa sürekli beslenmesi halinde ve curuf uzaklaştırmayı içeren deneylerle kömür tanelerinin yatakta kalma süreleri değiştirilerek kararlı şartlardaki yanma hızları bulundu. Bu hızlar çift direnç teorisiyle hesaplanan hızlarla karşılaştırılarak sapmaların nedeni tartışıldı.

2. KÖMÜRÜN YAPISI

Son zamanlarda kömürün bitkisel kökenli olduğu fikri ağırlık kazanmıştır. Kömürleşme sürecinde önce çöken bataklık ormanların birikintileri bakteriyel faaliyetler altında geniş turba yataklarını oluşturmuşlardır (biyokimyasal faz). Turba, aşırı birikimlerin sebep olduğu sıcaklık ve basıncın etkisi altında bir kaç yüz yıl süren jeokimyasal fazdan sonra kömürleşmeye uğrar. Önce linyitler oluşur. Bunu izleyen sürede artan kömürleşme ile bitümlü kömürler ve antrasitler oluşur. Kömür bu yüzden bir organik tabaka olarak dikkate alınmıştır. Kömürün oluşum süreci şekil 2.1' de görülmektedir.



Şekil 2.1. Kömürün Oluşumu

Kömürün karbon içeriği turbada yaklaşık olarak ağırlıkça % 55'e ulaşırken, antrasitte ağırlıkça % 92'den daha fazladır. Oysa hidrojen aynı aralıkta ağırlıkça % 10'dan, % 3'ün altına düşer. Oksijen ağırlıkça % 35 iken

kömürleşme basamağının sonunda % 2'dir. Kükürt ve azot yalnızca yüzde birkaç olarak bulunur ve kömürleşme ile bunların konsantrasyonundaki değişme oldukça önemsizdir. Aromatik karbon atomlarının oranı linyitte % 0,5, antrasitte ise % 0,95'ten daha fazladır. Hidrojen/karbon atom oranı linyit için yaklaşık olarak 1 verilir, antrasitte ise 0,5'in altına düşer. Turba ve kömürlerin elementel bileşimleri Tablo 2.1' de verilmiştir.

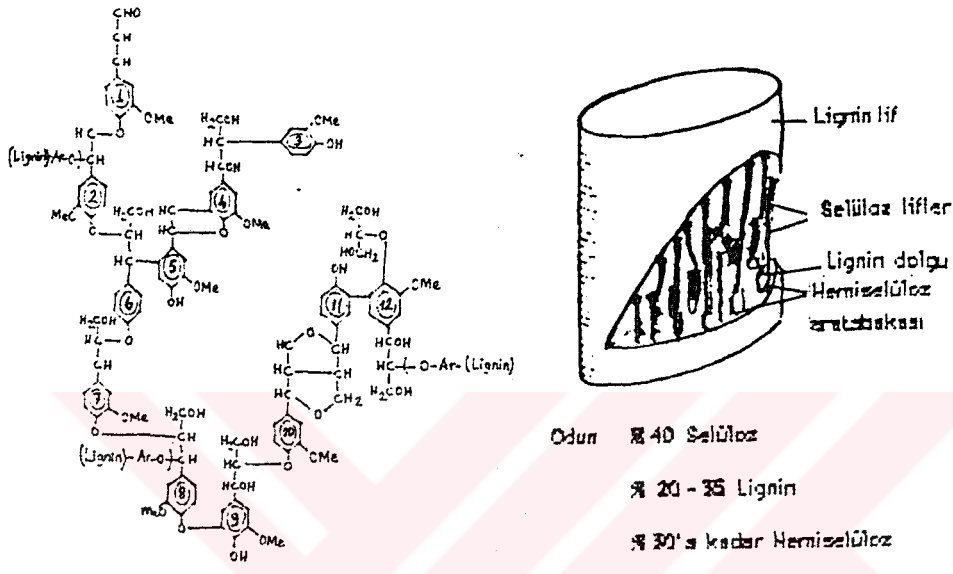
Tablo 2.1. Turba ve Kömürlerin Elementel Bileşimleri

	Kömürleşme →				
	Bitki →	Turba →	Linyit →	Bitüm. Kömür →	Antrasit → Grafit
% C	55	70	80-90	92	
% H	10	8-5	6-4	3	
% O	35	25	10-5	2	
C_{ar}/C_{top}		0,5	0,60 →	0,95	
H/C		1	→	0,5	

Oluşum süreci içerisinde orijinal bitki artıklarının farklı şekillerde başkalaşmasından dolayı kömür homojen olmayan bir maddedir (Haenel,1992). Organik tortul bir taş olan kömür, maseral denilen minerallere benzeyen fosilleşmiş bitki artıklarından oluşur. Maseraller mikroskop altında kendilerine has özellikler gösteren alanlardır ve başlıca üç gruba ayrılırlar. Vitrinit en yaygın gruptur (% 80) ve odunsu bitkisel maddelerden türemiş olduğu kabul edilir (başlıca lignin). Eksinit (liptinit) bitkilerin yağ ve waks içeren maddelerinden oluşmuştur. Tarih öncesi değişik karbonizasyon etkileri ile oluşan charın (örneğin orman yangınları veya sıcak magma ile temas sonucu) üçüncü maseral grup olan intertiniti oluşturduğu ileri sürülmektedir

2.1. Kömürün Kimyasal Yapısı

Miktar olarak lignin kömürdeki vitrinitin en önemli menşeidir. Odunun kuru maddesi yaklaşık olarak % 40 selüloz, % 35'e kadar lignin ve en fazla



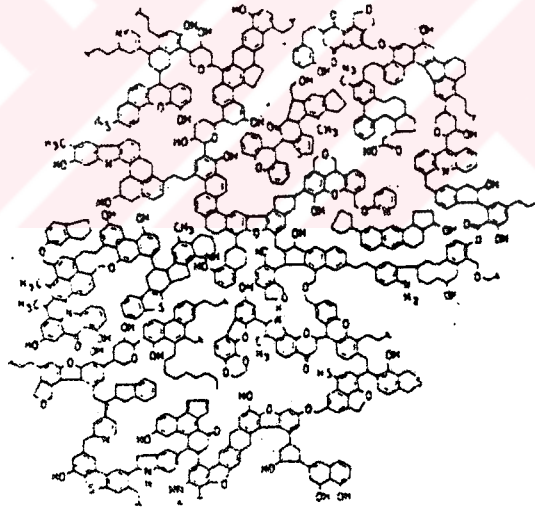
Şekil 2.2. Odunun Bileşimi ve Ligninin Yapısı

% 30 hemi selüloz ihtiva eder. Polisakkaridlerde (selüloz ve hemi selüloz) kömürleşme sürecinin biyokimyasal fazında glikozidik bağ enzimatik hidroliz ile kolayca parçalanırken, lignin biyokimyasal ve kimyasal parçalanmaya direnir.

Lignin koniferil ve sinapil alkolün polimerik, üç boyutlu çapraz, zincirli oksidasyon ürünüdür. Hidroksi, metoksi ve alkoksi grupları tarafından substitue edilmiş benzen üniteleri içerir. Şekil 2.2'de gösterilen lignin yapısına dikkatle baktığımızda monosiklik aromatik ünitelerin alifatik lignin yapısı ile naftalin, antresen veya fenantren şeklinde polisiklik aromatik ünitelere kondense olabileceği kolayca anlaşılır.

Orijininin bir sonucu olarak kömür hemen hemen uçucu olmayan çözünmeyen, kristallenmeyen, değişik büyüklük ve yapıdaki organik moleküllerin oldukça kompleks bir karışımıdır (Haenel,1992).

En son kömür modellerinden biri Şekil 2.3'de gösterilmektedir. Bu modelde ortalama 3 ilâ 5 halkalı aromatik ve hidroaromatik yapısal birimler vardır. Kısa alifatik sübstitüentler ve eter köprüleri vasıtasıyla üç boyutlu bir makromoleküler yapıdadır. Yalnız, küçük moleküller boşluk veya gözeneklerin içine gömülüdürler. Kömürün ekstraksiyonunda çözücüler bu şekildeki moleküllerle zayıf bağlı kömür bileşenlerini çözebilir. Aromatik birimlerdeki karbon atomlarının oranı kömürleşme ile artar, aynı zamanda O ve H miktarı azalır.



Şekil 2.3 Kömürün Molekül Modeli

3. KÖMÜRÜN YAKILMASI

Evlerdeki soba ve kalorifer kazanlarından termik santrallere kadar çeşitli boyut ve amaçta kazan ve fırınlarda kömür yakılmaktadır. Bu geniş bakış içerisinde kömürün yakılması, bugün hala pratik bir olay olup, bilimsel anlaşılmadan ziyade geçmiş deneyimlerden elde edilen bilgilere dayanmaktadır. Her ne kadar genelde yanma işlemi hakkında bu gün oldukça geniş bir teorik bilgi bulunsa da verilen bir yanma sistemini ilk prensipten hareketle matematiksel olarak modellemek mümkün değildir. Özellikle konu, kömürün yanması olduğunda olay daha da karmaşık bir hal almaktadır (Kural 1991).

Günümüzde kömür üç yolla yakılır. Sabit yataklarda parçalar halindeki, akışkan yataklarda kırılarak küçültülmüş kömürler yakılır. Üçüncüsü pulverize yakma sistemlerinde ise toz halindeki kömürler yakılmaktadır.

3.1. Sabit Yatakta Yakma

Izgaralı kömür yakma sistemleri olarak da adlandırılan sabit veya kesikli yatak yakma sistemleri klasik sistemler olarak adlandırılır (Kural 1991). Özellikle 1950 ile 1970'li yıllar arasındaki 20 yıllık süre içerisinde sıvı ve gaz yakıtlarla rekabet edemedikleri için bu sistemler ticari kullanımdan geniş ölçüde çekilmişlerdir. Ancak 1970'li yıllardaki petrol krizi döneminde kömür kullanımının öne çıkması ile birlikte, özellikle küçük kapasiteli alanlarda, geniş bir kullanım alanı bulmuşlardır.

Sabit yatak sistemlerini elle yüklemeli ve mekanik yüklemeli olarak iki ana grupta toplamak mümkün olduğu gibi büyük ve küçük kapasiteli sistemler

olarak da ayırmak mümkündür. Özellikle günümüzdeki evsel uygulama açısından Türkiye'de küçük kapasiteli, elle yüklemeli sabit yatak sistemlerinin önemi büyüktür.

Genellikle parça halinde kömürlerin yakıldığı sabit yataklarda tercih edilen büyüklük 5'den 50 mm'ye kadar olan bölge içindedir. Sabit yataklarda yanma süresi tanecik büyüklüğüne bağlı olarak dakikalardan saatlere kadar değişebilir. Her ne kadar yatak bağımsız parçalardan oluşmuşsa da, ahenkli bir gözenekli blok gibi davranır. Matematiksel formülasyon ve fiziksel modeller için düz veya eğri kanallara sahip bir sistem ya da gözenekli bir katı olarak tanımlanır. Yanma reaksiyonlarının difüzyon kontrollü olduğu ileri sürülmüştür (Essenhight, 1981). Sabit yatak yakma sistemlerinin üst bölümüne yerleştirilen hava jetleri giren kömürün üniform ateşlenmesini sağlar. Çapraz besleme yapılan veya titreşimli sabit yataklarda (ızgaralarda) kekleşen kömürün yanması esnasında kok oluşması sonucu ortaya çıkan problemler ızgara çubuklarının uygun arayla yerleştirilmesi veya kullanılan kömürün su ile karıştırılmasıyla önlenabilir (Berkowitz, 1979).

3.2. Pülverize Kömür Yakılması

Güç üretim tesislerinde kullanılan, aşırı derecede fazla kömür yakılan kazanlarda, kömürün kazana yakma havasının bir kısmı ile taşındığı, sürüklemeli sistemler kullanılır. Bu şekildeki yakma pülverize edilmiş yakıt veya p.f yakma olarak adlandırılır. Kömür çok küçük boyutlara öğütülür (taneciklerin % 80'i 200 μ m'den küçüktür) sonra primer hava akımı ile yakma başlığına sürüklenir (Pitt ve Millward, 1979).

Diğer sistemlerden farklı olarak, pulverize yakma sistemi kömürün cinsine bağlı değildir. Yani her cins kömür pulverize hale getirilerek yakılabilir. Ancak belirli bir cins kömür için kurulacak bir tesiste artık sadece bu kömür yakılabilir. Uygun önlemler almak şartı ile pulverize yakıt yakma sistemleri ile her türlü kömür, kok veya yanabilir katı endüstri atıkları yakılabilir (Kural,1991). Pulverize kömür yakma sistemi çok ince öğütülmüş kömürün hava içinde süspansiyon halde yakılması olarak tarif edilirse, bu günkü veya gelecekteki uygulamaları ikiye ayırmak mümkündür.

1. Kömür, kömür artığı veya diğer maddelerin öğütülmesi ile elde edilen tozun hava ile taşınarak ocağa üflenmesi şeklindeki alışılmış uygulamalar.

2. Pulverize hale getirilmiş kömürün fuel-oil, metanol veya diğer yanabilir sıvılarla karıştırılarak bir emülsiyon haline getirilmesi ve bu yakıtın ocağa sıvı yakıt gibi sprey halinde püskürtülmesi şeklindeki uygulamalar.

Tanecik boyutu çok küçük olduğundan 1400°C 'ye kadar alev sıcaklığının olduğu yakma kamarasına girdiğinde uçucu maddeler kömürden çok çabuk ayrıldığı için taneciğin içine doğru ısınma hızı artar. Pulverize kömür yakma ile fuel-oil yakma arasındaki fark, geri kalan karbon taneciklerinin yanma sürelerinin fuel-oil damlacıklarından daha uzun olmasıdır (Pitt ve Millward, 1979).

Bu yakma metodunun dezavantajı, sıcaklığın 1400°C 'ye yükselmesi sonucu kömürdeki külde bulunan bazı minerallerin eriyerek bir tabaka oluşturmalarıdır. Şayet kül tanecikleri kazanın konvektif ısı transfer bölümüne girdiğinde hala erimiş halde ise, soğutma tüpleri üzerinde tutkal gibi yapışkan tortular oluşturur ve yüksek sıcaklıkta korrozif etki gösterir (Pitt ve Millward, 1979).

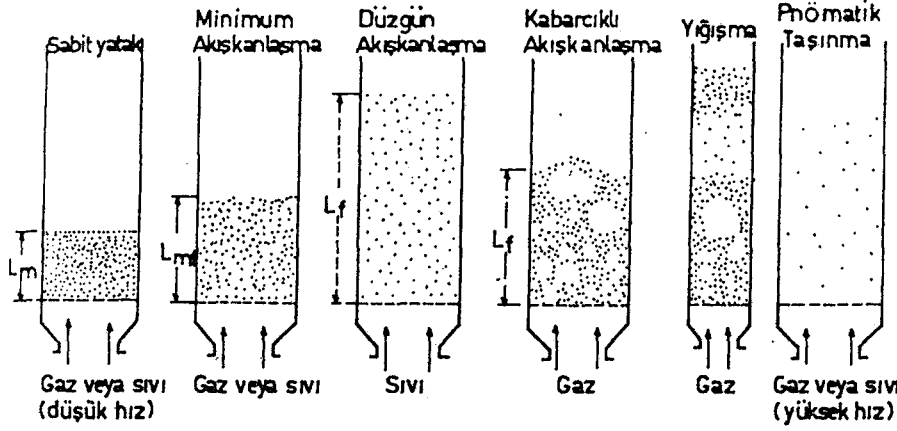
3.3. Kömürün Akışkan Yatakta Yakılması

Akışkan yataklar sağladıkları kimyasal ortam ve işlem özellikleri nedeniyle, kimya, metalurji ve petrokimya alanları başta olmak üzere endüstride yoğun kullanım alanı olan sistemler haline gelmiştir. Winkler'in 1920'lerde akışkan yatağı gazlaştırma sistemi olarak kullanması ilk örneklerden biridir (Kural, 1991).

3.3.1. Akışkan yatak

Sıvı veya gaz haldeki bir akışkan vasıtasıyla bir yatak içerisindeki katı taneciklere akışkan özellik kazandırılmasına "akışkanlaşma" denir. Köşk katı taneciklerden oluşan bir yatak içinden aşağıdan yukarıya doğru düşük hızlı bir akışkan, örneğin hava geçirildiğinde, hava hızı yavaş yavaş artırılırsa yatak boyunca g  r  len basınç düşüşü, hava akış hızı ile üstel olarak artar. Yatağı oluşturan katı tanelerin toplam ağırlığından doğan ve aşağıya doğru olan kuvvet, aşağıdan yukarıya doğru olan havanın sağladığı kaldırma kuvvetine eşit oluncaya kadar hava tanecikler arasındaki boşluklardan geçer. Bu davranıştaki yatağa "sabit yatak" denir. Akışkan hızının biraz daha artması katı tanelerin hareket etmelerine neden olur; katı tanecikler akışkan yatak içinde asılı duruma gelirler ve yatak genleşmeye başlar. Bu durumda yatak minimum akışkanlaşma noktasına erişmiştir (şekil 3.1).

Bu noktadan sonra hızın artırılmasıyla basınç düşüşü değişmez, sabit kalır. Ancak bu esnada ilk akışkanlaşma sırasında tanecikler arasındaki sürtünme kuvvetlerinin yenilenmesi gerektiğinden tipik bir histerisis olayı görülür ve basınç düşmesi ile beraber hız da bir miktar azalır.



Şekil 3.1. Akışkanlaşma

Akışkanlaşma hızı artırılmaya devam edilirse akışkanın sıvı olması halinde yatak genellikle düzgün bir genleşme gösterir, kabarcık oluşmaz. Bu tür yataklar "homojen" veya "sıvı akışkan" olarak adlandırılır. Akışkanın gaz olması durumunda ise hızın artması ile yatak yüksekliği değişmemekle beraber kabarcıklar oluşmaya başlar. Bu tip yataklara "heterojen" veya "kabarcıklı akışkan" yatak denir (Kural, 1991). Derin yataklarda, gaz kabarcıkları sonunda tüm kesiti kaplayacak büyüklüğe erişebilir. Kabarcığın üstündeki tanecikler sanki bir pistonla itiliyormuş gibi diğer taneciklerden ayrılırlar ve yatağın alt bölümüne yağmurlama şeklinde düşerler. Bu tipteki akışkan yatağa pistonlamalı akışkan yatak denir. Bu tip yataklarda verim ve ısı transferi düşer. Gaz kabarcıklarının yatak üst düzeyinde patlaması sonucu katı tanecikler şiddetle yukarı fırlatılırlar. Hava hızı artırılmaya devam edilirse önce küçükler sonrada iri tanecikler yataktan dışarıya taşınırlar. Tanecikleri dışarıya taşımaya başlayan akışkan hızına taşınım hızı (terminal hız U_t) denir.

Akışkan yataklarda akışkanlaşmanın kalitesi, katı taneciklerin ve akışkanın özelliklerine büyük ölçüde bağlı olmakla birlikte, yatak geometrisi, akışkan hızı, dağıtıcı plaka, yatak içindeki ısı değiştiriciler de akışkanlaşmayı etkiler.

Akışkanlaşmış bir yatak kaynayan bir sıvının özelliğini gösterir. Yataktaki tanecikler birbirleri ile sürekli temas halinde olmadıkları için kayma gerilmelerine karşı koymazlar ve yataklar bir yana eğildiği zaman yatağın üst yüzeyi yatay kalır. Farklı derinlikte iki yatak birleştirilirse bileşik kaplar kanununa uygun olarak iki yatak boyu eşit oluncaya kadar yüksek yataktan alçak yatağa tanecik akışı devam eder. Akışkan yatağı içeren kabın bir noktasından delik açılırsa katı ve gaz fazı bu delikten dışarı fışkırır (Kunii ve Levenspiel, 1984).

3.3.1.1. Akışkan yatakların avantajları

1. Taneciklerin düzgün sıvı benzeri akışının mümkün olması otomatik olarak kontrol edilen işlemlerin gerçekleştirilmesini sağlar.
2. Katı taneciklerin bir biriyle hızlı karışması reaktör içerisinde hemen hemen izotermal şartların gerçekleştirilmesini ve böylece işlem sıcaklığının basit ve güvenilir şekilde kontrolünü sağlar.
3. İki akışkan yatak arasında katıların sirküle edilebilmesi bir akışkan yatakta ortaya çıkan çok büyük miktardaki ısının diğer akışkan yatağa ve gerekli olan proses birimine transfer edilmesini sağlar.
4. Akışkan yatak teknolojisi büyük ölçekli işletmelere adapte edilebilir.
5. Gaz ve katı tanecikler arasındaki ısı ve kütle transfer hızları diğer temas şekillerine göre daha yüksektir.

6. Bir akışkan yatak ile bu akışkan yatağa daldırılmış cisim arasındaki ısı transfer hızının yüksek olmasından dolayı akışkan yataklar içerisindeki ısı değiştiriciler nisbeten daha düşük ısı transfer yüzeyi gerektirirler.

3.3.1.2. Akışkan yatakların dezavantajları

1. Gaz akımının tanımlanması güçtür ve potansiyel akım şeklinden çok geniş sapmalar vardır. Yataktaki kabarcık, katı-gaz temasını etkiler. Bu durum özellikle gaz halindeki reaktan için yüksek dönüşüm oranı istendiğinde ciddi bir problem haline gelir.

2. Yataktaki taneciklerin hızlı karışması katıların reaktörde farklı kalma sürelerine sahip olmalarına sebep olur. Katı tanelerin akışkan yatağa sürekli beslendiği ve uzaklaştırıldığı sürekli sistemlerde homojen olmayan farklı dönüşümlere sahip ürünler elde edilir.

3. Gevşek katılar pulverize hale gelebilir ve gaz ile taşınabilirler.

4. Parçacıkların yatak ve boruları aşındırmasından dolayı oluşan erozyon ciddi ölçülere varabilir.

5. Katalitik olmayan işlemlerde yüksek sıcaklıklarda ince tanelerin topaklaşması veya sinterleşmesi olayları görülebilir.

3.3.1.3. Akışkan yataklarla ilgili genel bağıntılar

Ortalama büyüklüğü d_p olan taneciklerden oluşan bir yataktaki akışkanlaşma başlangıcındaki basınç düşüşü Ergun denklemi ile verilir (Kunii ve Levenspiel, 1977).

$$\frac{\Delta p}{L_{mf}} \cdot g_c = 150 \frac{(1-\epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\mu_g U_{mf}}{(d_p \cdot \emptyset_s)^2} + 1,75 \frac{(1-\epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_g \cdot U_{mf}^2}{d_p \cdot \emptyset_s} \quad (3.1)$$

Denklem (3.1) ve Modifiye Reynolds sayısı;

$$Re_{pmf} = \frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu_g}$$

dan ortalama tanecik büyüklüğü için minimum akışkanlaşma hızı bulunabilir.

Re < 20 ince tanecikler bölgesi (Kinetik enerji terimi ihmal ediliyor)

$$U_{mf} = \frac{(\emptyset_s \cdot d_p)^2}{150} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\mu_g} \cdot g \cdot \frac{\epsilon_{mf}^3}{(1-\epsilon_{mf})} \quad (3.2)$$

Re > 1000 iri taneli yataklar için (Viskoz enerji terimi ihmal edilir).

$$U_{mf}^2 = \frac{(\emptyset_s \cdot d_p)}{1,75} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\rho_g} \cdot g \cdot \epsilon_{mf}^3 \quad (3.3)$$

Bir akışkan yataktan gaz akım hızı bir tarafta U_{mf} diğer taraftan U_t ile sınırlıdır. Taneciklerin gazla taşınım hızı genel olarak serbest düşme terminal hızlarına eşitlenebilir.

$$U_t = \left[\frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot (\rho_s - \rho_g)}{3 \cdot (\rho_g \cdot C_d)} \right]^{1/2} \quad (3.4)$$

Burada C_d sürüklenme katsayısıdır.

U_t/U_{mf} oranı bir yatağın çalışma esnekliğini gösterir. Bu oran ne kadar büyük ise yataktan geçen akışkanın hızının o kadar geniş bir çalışma aralığı vardır.

Gaz ile akışkanlaştırılan yataklarda genel olarak düzgün akışkanlaşma sağlanamaz. Gaz, yataktan kabarcıklar halinde geçer. Akışkan yataktaki kabarcıkların genel davranışları ile ilgili eşitliklerin çıkarılmasında, kabarcıklı bir akışkan yatağın bazı yönlerden eylemsizlik kuvvetlerinin hakim olduğu düşük viskoziteli kaynayan bir sıvı gibi davrandığı kabul edilir (Kunii ve Levenspiel, 1977). Isı ve kütle transferi ile ilgili eşitliklerin çıkarılması kabarcıklı yatak modeline dayanır.

Deneyssel olarak bulunan kabarcık yükselme hızı

$$U_{br} = 0,711 (g d_b)^{1/2} \quad (3.5)$$

olarak verilir. Burada d_b küresel başlıklı kabarcık ile aynı hacimli küre çapını ifade eder.

Gaz-sıvı sistemler için Davidson ve Schöler tarafından verilen kabarcık hacmi ifadesi

$$V_b = 1,138 \cdot \frac{V^{6/5}}{g^{3/5}} \quad (3.6)$$

V_b bir gazın orifisten geçmesi sonucu oluşan kabarcığın hacmi V gazın dağıtıcı plaka deliğinden hacimsel akış hızını ifade eder.

Kabarcıklı yatakta kabarcıkların mutlak yükselme hızı,

$$U_b = (U_0 - U_{mf}) + U_{br} \quad (3.7)$$

ile verilir. Yüksek yoğunluklu katı tanecikler bölgesine emülsiyon faz denilirse, bu fazdaki gazın akış hızı

$$U_f = \frac{U_{mf}}{\epsilon_{mf}} \quad (3.8)$$

ifadesine eşittir.

δ kabarcık hacim kesri olmak üzere,

$$U_0 = (1-\delta) U_{mf} + \delta (U_b + 3U_{mf}) \quad (3.9)$$

olur. Buna karşılık bulutu ihmal edilen iri kabarcıklarda, yani $U_b > 5 U_f$ şartını gerçekleyen kabarcıklar için yatakta yukarı doğru yükselen her bir kabarcık kendi gazını da taşır. Bu yüzden kabarcık gazının yukarı doğru net hızı kabarcığın hızına eşittir. Buna göre,

$$U_0 = (1-\delta) U_{mf} + \delta U_b \quad (3.10)$$

şeklinde yazılır ve buradan

$$U_b = \frac{U_0 - (1-\delta) U_{mf}}{\delta} \approx \frac{U_0 - U_{mf}}{\delta} \quad (3.11)$$

elde edilir. İri kabarcıkların bulutlu ihmal edildiğinden kabarcık çapı

$$d_b \approx \frac{1,5}{n} \cdot (U_0 - U_{mf}) \quad (3.12)$$

eşitliği ile hesaplanabilir. Yükselen bir kabarcık katı taneciklerden ibaret bir materyal kümesini de sürükler. Bu materyal kümesinin hacim kesri α ile gösterilirse;

$$\alpha = \frac{V_w}{V_b} \quad (3.13)$$

denklemleri ile bulunur. Emülsiyon fazından gazın geçiş hızını U_e ile gösterirsek

$$U_e = U_f = \frac{U_{mf}}{\epsilon_{mf}}$$

şeklinde elde edilen eşitlik katıların yatakta sirküle edemediğini gösterir. Katı taneler yatakta U_b hızı ile taşınır ve yükselirken karşılaştığı emülsiyon fazı ile sürekli olarak değiştirilir.

Kabarcık ile kabarcık etrafındaki bulut arasındaki kütle transfer katsayısı $(K_{bc})_b$, kabarcık bulutu ve emülsiyon fazı arasındaki kütle transfer katsayısı $(K_{ce})_b$ ve kabarcıktan emülsiyona kütle transfer katsayısı $(K_{be})_b$ olarak alınırsa,

$$\frac{1}{(K_{be})_b} = \frac{1}{(K_{bc})_b} + \frac{1}{(K_{ce})_b} \quad (3.13)$$

Burada temel alınan hacim kabarcık hacmidir. Bunun yerine başka hacimlerde alınabilir. Bunlar arasındaki ilişki aşağıdaki şekildedir.

$$(K_{be})_f = (1-\delta) \cdot (K_{be})_e = \delta (K_{be})_b \quad (3.15)$$

Kabarcıktan buluta kütle transfer katsayısı $(K_{bc})_b$ aşağıdaki eşitlik ile hesaplanabilir.

$$(K_{bc})_b = 4,5 \left(\frac{U_{mf}}{d_b} \right) + 5,85 \left(\frac{D^{1/2} \cdot g^{1/4}}{d_b^{5/4}} \right) \quad (3.16)$$

Bulut ile emülsiyon arasındaki kütle transfer katsayısı ise,

$$(K_{ce})_b = 6,78 \left(\frac{\epsilon_{mf} \cdot D_e \cdot U_b}{d_b^3} \right) \quad (3.17)$$

şeklinde ve burada D_e emülsiyon fazı difüzyon katsayısının fonksiyonudur, $D_e \cong D \cdot \epsilon_{mf}$ olarak alınabilir. d_p çaplı bir kürenin akışkan içerisinde U_0 hızıyla hareket etmesi durumunda kütle transfer katsayısı k_d olmak üzere, Sherwood sayısı aşağıdaki eşitlik kullanılarak hesaplanır.

$$Sh = \frac{k_d \cdot d_p \cdot y}{D} = 2,0 + 0,6 Sc^{1/3} \cdot Re_p^{1/2} \quad (3.18)$$

Bu eşitlikte y inert taneciğin logaritmik ortalama kesri, $Sc = \mu/\rho \cdot D$ Schmit sayısı ve $Re_p = d_p \cdot U_0 \cdot \rho / \mu$ Reynolds sayısı olarak alınır.

Akışkan içerisinde hareket eden tek küre yüzeyinden akışkana veya akışkandan küre yüzeyine ısı transfer hesaplamalarında Nusset sayısı kullanılır.

$$Nu_p = \frac{h_p \cdot d_p}{k_g} = 2 + 0,6 Pr^{1/3} \cdot Re_p^{1/2} \quad (3.19)$$

Burada h_p ısı transfer katsayısı, k_g gazın termik iletkenliği ve

$Pr = C_{pg} \mu_g / k_g$ Prandtl sayısıdır.

3.3.2. Akışkan yataklı yakma sistemleri

Akışkan yatakta katı yakıt, yakmanın teknolojik uygulaması 1970'li yıllarda gerçekleşmeye başlamış olmakla beraber bu konudaki ilk çalışma 1922 yılında Almanya'da patenti alınan ve 1926 yılında uygulamaya konulan Winkler kısmi kömür yakma işlemidir (Kural, 1991). Günümüzde tanımlandığı şekilde akışkanlaşmanın sağladığı bu başarılı uygulamaya rağmen, akışkan yatak teknolojisi ancak 1940'lardaki petrokimya endüstrisinin darboğazına çözüm olmasından sonra akademik dikkatleri üstüne çekmiştir. Yüksek ısı ve kütle transferinin sağladığı büyük avantajlar nedeniyle çok değişik alanlarda uygulama olanakları ortaya çıkmıştır ve 1950'lerde akışkan yatakta yanma konusunda bazı patentlerin alındığı görülmüştür (Nach, 1975). Akışkan yatakta katı yakıt yakma işlemi ticari olarak 1953 yılında Fransa'da Godel tarafından Activit ve Babcock-Atlantique firması için "Ignifluid teknolojisi" olarak bilinen ve yüksek kül (% 35) ve rutubet içeren taş kömürü taneciklerini yakmak için geliştirilmiştir (Godel, 1966). Son yirmi yılda akışkan yatakta kükürt tutulması en fazla işlenen konulardan biri olmuştur (Kural, 1991).

1970'li yıllarda petrol krizinin sebep olduğu enerji açığı, düşük kaliteli yakıtların değerlendirilmesine yönelik çalışmaları artırmıştır. Akışkan yataklı sistemlerin, çevre kirliliğini önleme özelliği de dikkate alınarak, bu yakıtların daha verimli bir şekilde değerlendirilmesinde en uygun yakma sistemi olduğu kabul edilmiştir.

3.3.2.1. Akışkan yataklı yakma sistemlerinin üstünlükleri

Akışkan yataklı yakma sistemlerinin pülverize kömür yakma sistemlerine göre bir çok üstünlükleri bulunmaktadır. Akışkan yataklı sistemlerde alttan verilen hava ile aktif yatak içerisindeki kömür tanecikleri serbestçe

hareket edebilmekte ve yanmaları için gerekli oksijen ile çok iyi temas olanağı bulabilmektedirler. Klasik sistemlerde ise kömürle oksijenin teması iyi olmamaktadır. Ayrıca, akışkan yataklarda kömür taneciklerinin serbestçe hareket edebilmesi homojen bir sıcaklık dağılımı da sağlamaktadır.

Akışkan yataklarda yatak içindeki yüksek ısı transfer katsayıları nedeniyle ısı transfer yüzeyleri konvensiyonel sistemlerden % 30-40 daha az olup, yanma odası hacmi küçültülmüş ve yatırım masrafları azalmıştır.

Akışkan yataklarda yanma sıcaklığı 800-900°C olup, konvensiyonel sistemlere göre çok düşüktür. Bu nedenle buhar boruları üzerindeki korozyon azaltılmıştır.

Akışkan yataklı sistemlerde pülverize sistemlere göre ön hazırlık daha basittir ve kömür taneciğinin boyutu daha büyük olduğundan, ileri öğütme maliyeti azalır.

Akışkan yataklı yakıcılarda SO_2 yayılım miktarı yatağa kireç taşı veya dolomit ilave edilerek kolayca ve etkili bir şekilde kontrol edilebilmektedir.

Akışkan yataktaki düşük yanma sıcaklığı azot oksitlerinin oluşumunu azaltmakta ve NO_x yayılımını pülverize kömür yakma sistemine göre daha düşük olmaktadır.

Akışkan yataklı sistemler pülverize sisteme göre aynı kapasite için çok daha düşük hacimli olabilmektedirler. Basınçlı akışkan yataklarda ise daha da küçülmektedir.

Akışkan yatakların, yüksek kül içeren düşük kaliteli yakıtları yakmak için çok uygun bir sistem olması dünyada ve ülkemizde gelecekte faydalanılabılır kömür rezervlerinin büyük ölçüde artmasını sağlayacaktır.

3.3.3. Akışkan yatak uygulama örnekleri

Akışkan yataklı yakıcılar, atmosferik basınçta çalışan akışkan yataklar ve basınçlı akışkan yataklar olmak üzere iki ayrı grupta incelenir.

3.3.3.1. Atmosferik basınçta çalışan akışkan yataklar

Atmosferik basınçta çalışan akışkan yataklar buhar üretiminde pülverize kömür ve sabit yatakta yakma sistemlerinin yerini almak için geliştirilmiştir. Akışkan yataklarda yanma sonucu oluşan azot ve kükürt oksitlerinin yayınmasını kontrol etmek, curuf ve korozyon gibi problemlerle karşılaşmaksızın çeşitli kömürleri yakmak, gerekli olan ısıtma yüzeyini azaltmak mümkündür (Essenhigh, 1981).

Şekil 3.2 buhar üretmek amacıyla kullanılan bir akışkan yatakta yakma uygulamasını göstermektedir. Akışkan yatakta yanma mekanizmaları, temel yanma hızı, ısı transferi ve kimyasal parametreler üzerine yaygın araştırmalar yapılmıştır (Essenhigh,1981). Sistem geliştirme; parametreleri büyütleme, kömür besleme, kireç taşı besleme, yatak malzemesini sınıflandırma, yapı maddesi, uygunluk ve kontrol sistemi geliştirmenin en pratik yollarını araştırmak için yapılmıştır.

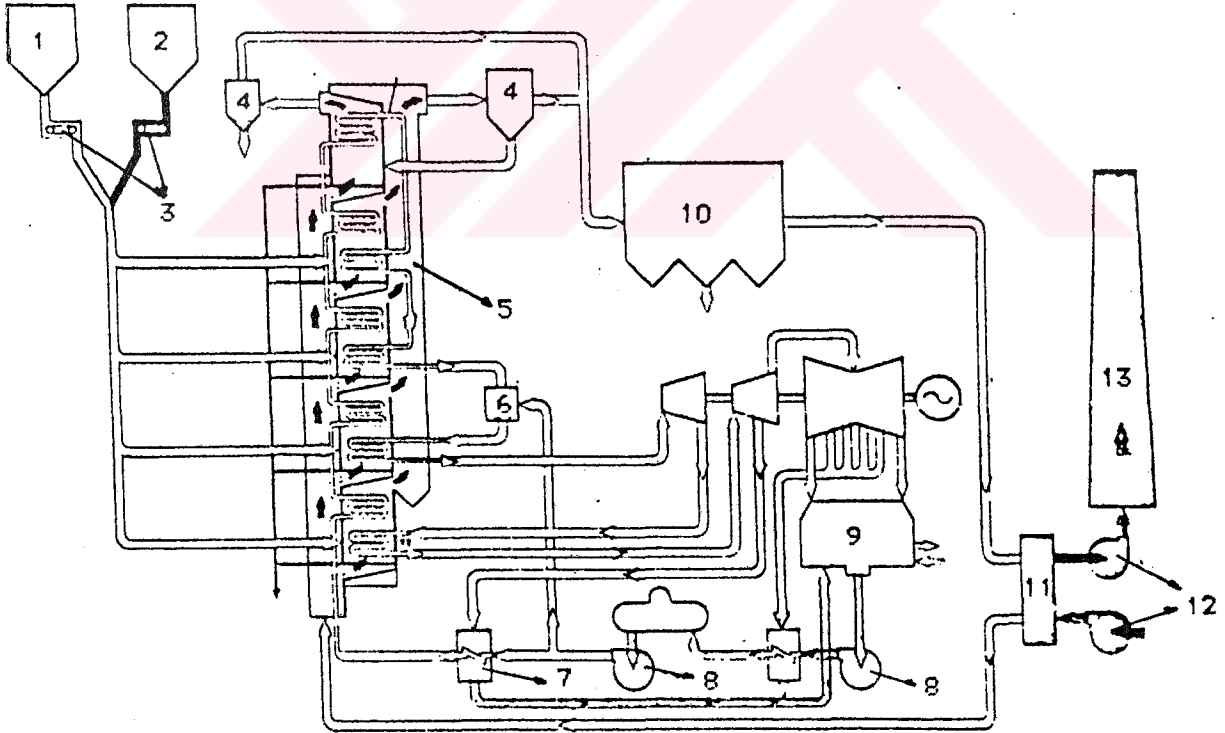
İlk pratik büyüklükte deneysel sistem Babcock Yakma Sistemleri Ltd. tarafından 1975'de yapılmış ve tatmin edici sonuçlar alınmıştır. Bu sonuçlar önceki daha küçük tesis verilerini de ispatlamıştır. Daha sonraki gelişmeler Mc Kenzie tarafından yayınlanmıştır (Essenhigh, 1981).

Amerika Birleşik Devletlerinde ERDA (şimdi DOL)'nın desteği ile 136.000 kg/st kapasiteli buhar ünitesi inşaa edilmiş ve 1976'da işletmeye

açılmıştır. Bu ünite yatay bir düzende yerleştirilmiş dört bölümlü tek bir akışkan yataktan ibarettir (Essenhig, 1981).

Akışkan yatakların İngiltere'deki gelişimi Gibson tarafından yayınlanmıştır. Burada da buhar üretim birimlerine yerleştirilen akışkan yataklara ilaveten maden ocağı atıklarını yakmak için geliştirilmiş olan üniteler vardır. Akışkan yatakların başlıca probleminin daha iyi yakıt besleme sistemi olduğu bildirilmiştir (Essenhig, 1981).

Akışkan yatakta yakmanın bir diğer şekli Godel'in tanıttığı ve ticarileştirildiği yağ ateşleme sistemidir. Bu proseste 3/4" kadar büyüklükteki kömür bir uçtan bir uca değişen yatak kalınlığı ile yan tarafa eğilen ızgaraya



Şekil 3.2. Atmosferik Basınç Altında Akışkan Yatak Güç Tesisi : 1. Kireçtaşı Deposu; 2. Kömür Deposu; 3. Akış Ölçerler; 4. Toz Tutucular; 5. Akışkan Yatak ; 6. Sıcaklık Düzenleyici; 7. Isı Değiştirici; 8. Pompa; 9. Kondensör; 10. Elektrostatik Çöktürücü; 11. Hava Isıtıcı; 12. Fan; 13. Baca.

beslenir. Alttan yaklaşık 15 ft/s hızla hava üflenir. Bu tip yatakta erimiş ve yapışkan olan kül taneleri kömüre değil diğer kül taneciklerine yapışır.

Yaş yakma kazanlarının uygulamaları her ne kadar bir kaç cihazda bitümlü kömür yakılması ile sınırlı olsa da, bu tür kazanlar antrasitler için özellikle uygundur. Belirgin avantajları, düşük yatırım ve işletme maliyeti, düşük uçuculu kömürleri yakma kabiliyeti, pülverize kömür yakma için gerekli olandan daha büyük tanecik boyutundan dolayı baca gazında kolayca ayrılan uçucu kül oluşumudur. Bu sistemin yanma testleri Yerusholmi ve Squires tarafından yapılmıştır (Essenhigh, 1981).

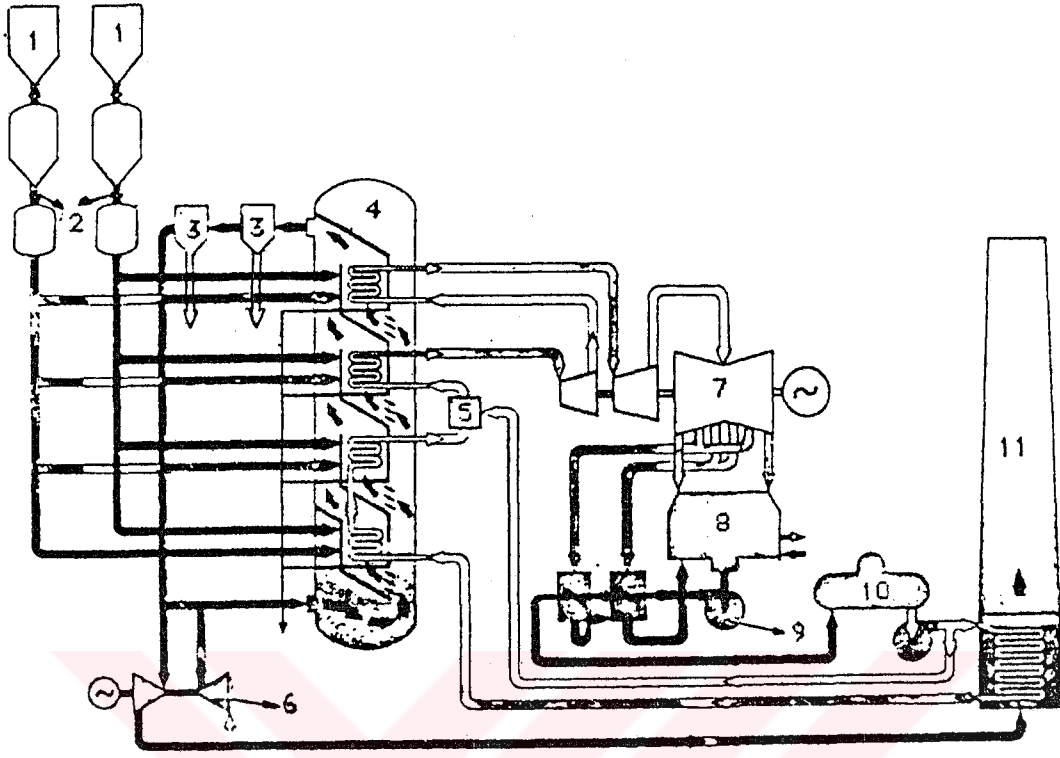
3.3.3.2. Basıncılı akışkan yataklar

Akışkan yatakların atmosfer basıncından daha yüksek basınçlarda çalıştırılması sonucunda elde edilen sıcak ve basıncılı gazların birleşik ısı ve güç çevrimi yoluyla elektrik üretiminde kullanılması için çalışmalar yapılmaktadır. Şekil 3.3'de basıncılı akışkan yatak sistemi görülmektedir.

3.3.4. Kömürün akışkan yatakta yakılması konusundaki çalışmaların gözden geçirilmesi

Kömürün akışkan yatakta yakılmasının değişik yönlerini aydınlatmak üzere 1970'li yıllardan sonra çalışmalar hızlanmıştır. Bu çalışmalar çeşitli kömürlerin neminin uzaklaşması, uçucu maddelerin ayrılması ve kömürdeki karbonun yanması gibi birçok konuyu kapsamaktadır.

Avedesian ve Davidson (1973) hava ile akışkanlaştırılan, kesikli besleme ile char ve kokun yakıldığı bir kül taneciklerinin oluşturduğu akışkan yatakta deneyler yapmışlardır. 1173 K çalışma sıcaklığında 0,39 ve 0,65 mm



Şekil 3.3. Basınçlı Akışkan Yatak Güç Tesisi : 1. Kömür ve Absorplayıcı Deposu; 2. İlk Enjektörler; 3. Siklonlar; 4. Akışkan Yatak; 5. Sıcaklık Ayarlayıcı; 6. Gaz Türbin Jeneratörü; 7. Buhar Türbin Jeneratörü; 8. Kondensör; 9. Kondensat Pompası; 10. Hava Tutucu; 11. Baca

büyükteki karbon taneciklerinin yanmasının difüzyon kontrollü bir işlem olduğunu ortaya koymuşlardır.

Basu (1977), üç farklı yatak sıcaklığında, inert maddesi kum olan bir akışkan yatak içindeki bir küresel karbon taneciğinin yanma hızını tayin etmek için bir deneysel metod geliştirmiştir. Geliştirdiği yöntemde küresel karbon taneciği inertlerin oluşturduğu emisyon içinde değil, askıda kalacak şekilde yatağa yerleştirilerek sadece kabarcıklarla temas etmesini sağlamıştır. Çalışmalar sonucunda yatak ve karbon küresinin çekirdek sıcaklığı arasındaki farkın kürenin azalan tanecik boyutu ile arttığını ve 3-10 mm çaplı karbon taneciklerinin yanmasının 750-900°C sıcaklıklarda difüzyon kontrollü olduğunu göstermiştir.

1073 ve 1173 K sıcaklıklarda sığ akışkan yataklardaki karbon yanma mekanizması üzerinde çalışan Chakraborty ve Howard(1978) atmosferik basınçta çalışan sığ akışkan yataklarda karbon taneciğinin yanma hızının işlem şartları ve dizayn parametreleri ile önemli ölçüde değiştiğini göstermişlerdir. 2-6 mm tanecik büyüklüğü aralığında, karbon yanmasının yanan karbon yüzeyine oksijenin difüzyonundan ziyade, kimyasal kinetik ile kontrol edildiğini belirtmişlerdir. Karbon taneciği yüzey sıcaklığının işlem şartlarına bağlı olarak yatak sıcaklığının 50 ila 215 K üzerinde olduğunu göstermişlerdir.

Gibbs (1980) güç üretiminde döner akışkan yatakların kullanılmasını incelemiştir. Direkt ateşlemeli türbinler için kullanılan basınçlı akışkan yatak yakıcıların boyutlarının eşit kapasiteli pulverize yakıt yakıcılardan oldukça küçük olduğunu belirtmiştir. Döner akışkan yatakların yanma şiddeti ve geri karışma hızlarını klasik yakma sistemleri ile karşılaştırarak, akışkan yatağın daha avantajlı olduğunu göstermiştir.

Sığ akışkan yataklardaki char yanmasına bazı işlem ve dizayn parametrelerinin etkisini inceleyen Chackraborty ve Howard (1981), elektriksel olarak ısıtılan 1073 ve 1173 K sıcaklıklardaki bir akışkan yatakta yaptıkları çalışmalar sonucunda, kinetik direnç ve kütle transfer direncinin her ikisinin de yanmaya etki ettiğini ileri sürmüşlerdir. Ayrıca, küçük tanecikler için (< 3 mm) oksijenin konvektif kütle transferinin ihmal edilebileceğini; fakat, 3 mm'den büyük tanecikler için önemli olduğunu belirtmişlerdir. Yine aynı şartlarda 1073-1173 K yatak sıcaklıkları, 3.20 mm tanecik büyüklüğü ve 1,37-2,5 m/s yerel akışkanlaşma hızlarında daha yoğun alimuna taneciklerinin oluşturduğu akışkan yatakta yanma hızını incelemişlerdir. Yaptıkları deneyler sonucunda yanma hızının büyük ölçüde oksijen akış hızı ile kontrol edildiğini belirtmişlerdir. Bununla birlikte çok küçük

karbon tanecikleri için yanma hızına yüzey reaktivitesinin etkisinin de önemli olduğunu göstermişlerdir.

Ross ve Davidson (1981) 1103 ve 1173 K'de hava ile akışkanlaştırılmış kum yatağında karbon taneciklerinin yanma mekanizmasını açıklamak için deneyler yapmışlardır. Karbon taneciklerinin yanmasının hem difüzyon, hemde kimyasal kontrollü yürüdüğünü göstermişlerdir. 1 ila 3 mm çaplı tanecikler için yanmanın daha çok karbon yüzeyine O_2 difüzyonu ile kontrol edildiğini, 1 mm 'den küçük tanecikler için ise $C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$ reaksiyonunun kinetiği ile kontrol edildiğini göstermişlerdir.

Stubington ve Sumaryonu (1983) azot gazı ile akışkanlaştırılmış kum akışkan yatakta 3-11 mm çaplı kömür taneciklerinden uçucu maddelerin ayrılmasını sağlayarak, gaz kromatografisi ile çıkan gazı analiz etmişlerdir. Yapılan çalışmalar sonucunda uçucu maddenin % 95'inin ayrılması için geçen sürenin tanecik merkezine ısı transferi için gerekli olan süreye çok yakın olduğunu göstererek, ısı transferinin akışkan yataklı yakıcılarda uçucu madde ayrılma süresinin ana kontrol prosesi olduğu sonucunu çıkarmışlardır. Ayrıca tek tanecik etrafında bir uçucu madde difüzyon alevinin meydana gelmesiyle uçucu madde ayrılma süresinin belirlenemeyeceğini, alev söndükten sonra da uçucu maddelerin tanecikten ayrılmaya devam edeceğini belirtmişlerdir.

Salam (1981) ve arkadaşları baca gazındaki O_2 ve CO_2 konsantrasyonlarının analizi ile 850 °C silindirik bir akışkan yatakta büyük kömür parçalarından uçucu ayrılma hızını ölçmek için bir teknik geliştirmişlerdir. Bitümlü kömür kullanarak 9-16 mm çaptaki taneciklerin uçucu madde ayrılma periyodunun 130 s'den fazla olduğunu bulmuşlar ve uçucu ayrılma süresinin O_2 giriş konsantrasyonuna bağımlılık gösterdiğini belirtmişlerdir.

Ekici (1988) ve arkadaşları; Zonguldak, Gediz, Kütahya, Çan 1, Elbistan ve Ağaçlı kömürlerini laboratuvar ölçekli bir akışkan yatakta yakarak bu kömürlerin uçucu madde yanma süresini tayin etmişlerdir. 1,0'den 10,0 mm ye kadar çeşitli büyüklük aralıklarında ve 700,750,800°C yatak sıcaklığında deneyler yapmışlardır. Deneyler sonucunda ; sabit tanecik büyüklüğünde sıcaklık arttıkça uçucu maddenin yanma süresinin azaldığı, sabit sıcaklıkta tanecik boyutu arttıkça uçucu madde yanma süresinin arttığını belirlemişlerdir. $t_v = ad^n$ şeklinde bir uçucu madde yanma süresini tanecik çapına bağlayan bir bağıntının geçerliliğini gördükten sonra, bu bağıntıyı sıcaklığın etkisini de içerecek şekilde $t_v = A+Bd+CT$ şekline getirmişlerdir.

Khan ve Lee (1989), elektrikle ısıtılan 7,3 cm çaplı bir akışkan yatak kullanarak, düşük ve yüksek sıcaklıklarda hazırlanan charların 475 ve 800 °C yatak sıcaklıklarında reaktivitelerini ölçmüşlerdir. Char hazırlama sıcaklığı arttıkça reaktivitenin düştüğü ve bu sonuçların aynı örneklerle yapılan TGA (Termogravimetrik analiz) ile elde edilenlere uygun olduğunu göstermişlerdir. Düşük sıcaklık charlarının reaktivitesinin yüksek olmasını daha fazla aktif yüzey alanına ve hidrojene sahip olmalarına bağlamışlardır.

Salam ve arkadaşları (1981), bir akışkan yatak yakıcıda Bangladeş turbasının tanecik sıcaklığı, uçucu ayrılma süresi ve yanma tamamlanma sürelerini araştırmışlardır. Tanecik sıcaklığının yatak sıcaklığından yüksek olduğunu ve aralarındaki farkın tanecik büyüklüğünün artması ile arttığını belirtmişlerdir. Yanmanın hem kinetik hemde difüzyon kontrollü olarak yürüdüğünü, fakat düşük oksijen seviyelerinde difüzyonla kontrolün daha baskın olduğu sonucuna varılmıştır.

Westby ve arkadaşları (1989), Texas linyitinin 15 cm çapta bir akışkan yatakta yakılması üzerinde çalışmışlardır. Ortalama yatak sıcaklığı, fazla

hava seviyesi, yerel akışkanlaşma hızı ve karbon dönüşümü ile SO_2 yayılmasına, karbon kalma süresi gibi başlıca işlem değişkenlerinin etkilerini araştırmışlardır. Akışkan yatak pilot tesisinden elde edilen veriler, çok küçük taneciklerin yanma hızını gerçek kinetik ile sınırlarken, linyit charının yanmasının difüzyon kontrollü olduğunu belirtmişlerdir.

Wildegger-Gaismaier ve Agarwall (1990), akışkan yatakta tek kömür tanesinin kuruma ve uçucu madde ayrılma süreleri üzerinde çalışmış ve matematiksel bir model geliştirmişlerdir. Deneyler hava ile akışkanlaştırılan bir kuvarz reaktörde yapılmıştır. Çalışma şartlarını kuruma ve uçucu madde ayrılma sürelerini tesbit etmek için değiştirmişlerdir. Yapılan çalışmalar sonucunda; kömürde uçucu maddelerin tutuşmasından sonra heterojen tutuşma ve yanma meydana geldiğini ve bu süre boyunca hala katı matriks içinde tutulan uçucuların yanmasının da meydana gelebileceğini belirtmişlerdir. Böylece uçucu madde ayrılma süresinin alev oluşması ve sönmesi arasındaki süre olarak açıklanamıyacağını ileri sürmüşlerdir. Kuruma ve uçucu madde ayrılma hızlarının uçucu madde alevinin oluşması ile artacağını göstermişlerdir.

Çevre sıcaklığı ve yüksek sıcaklıklarda bir gaz akışkan yatağın hidrodinamik davranışını araştıran Saxena ve arkadaşları (1990), 641 ve 1312 μm kum taneciklerinin oluşturduğu yatakta belirli bir süre içinde yataktaki basınç düşüşünü ve düzensiz değişimini yatak sıcaklığı ve hava hızının bir fonksiyonu olarak ölçmüşlerdir. Sonuç olarak basınç düşüşünün çevre sıcaklığından büyük ölçüde etkilendiğini; sıcaklık arttıkça azaldığını göstermişlerdir.

Durao ve Ferrao (1990), bir akışkan yatakta yüksek kül içerikli kömürlerin yanma sürelerini, 0,125'den 4 mm'ye kadar tanecik büyüklüğü için,

973-1173 K sıcaklık ve $3,7 U_{mf}$ 'den $6,2 U_{mf}$ kadar akışkanlaşma hızı bölgesinde belirlemişlerdir. Yanmanın 1173 K'de tanecik yüzeyine oksijenin difüzyonu ile kontrol edildiğini, yanma prosesine kimyasal kinetiğin etkisinin azalan yatak sıcaklığı ile arttığını, 1073 K altındaki sıcaklıklarda bütün tanecikler için etkin direnç olduğunu belirtmişlerdir.

Stubington ve Chan (1990), laboratuvar ölçülerinde kabarcıklık bir akışkan yatak yakıcıda uçucu maddelerin yanması üzerine çalışmışlardır. Char yanmasının zorluklarını gidermek için taklit bir kömür taneciği geliştirmişlerdir. Tek bir oksijen/kabarcık probu geliştirerek iç yatak ölçümleri yapmışlardır. Ölçümler sonucunda, tanecikli faz içindeki uçucuları gözleyerek, kabarcıklar içindeki gaz karışımının seyreltik olduğunu belirtmişlerdir.

Adanez ve Abanades (1991), kömür, char, kireç taşı, kireç ve kısmen kükürtlenmiş kirecin minimum akışkanlaşma hızlarını, atmosferik basınçlı akışkan yatakta yanması (AFBC) durumunda ve oda sıcaklığında belirlemişlerdir. Elde edilen verilerin Wen ve Yu denkleminde uygulanabilmesi için C_1 ve C_2 şeklinde iki parametre geliştirmişlerdir.

Piss ve arkadaşları (1991), kömür atıkları (% 73 kül), kuru temel üzerinden) ve fazla kül içeren bir kömürün (% 57 kül, kuru temel üzerinden) akışkan yatakta yanmasını, 2^3 faktöriyel dizayn kullanarak yapmışlardır. Çalışan sürede sıcaklığın yanma verimine en fazla etki eden parametre olduğu ve hava miktarındaki değişimin fazla kül içerikli kömürlerin yanma verimine etkisinin çok az olduğunu belirlemişlerdir.

Saxena ve arkadaşları (1990), kömürün yanmasında kullanılacak bir akışkan yatağın dizayn prensiplerini ve test sonuçlarını bildirmektedirler. Yakıt baca gazı bileşimlerinin ve yakma sistemi işlem şartlarının bilinmesine

dayanan; faydalı karbon verimi ve yanma verimini hesaplamak için bir metod geliştirmişlerdir. Farklı kömür besleme hızları, yatak sıcaklığı, fraksiyonel fazla hava ve gaz akışkanlaşma sayıları için on üç test sonucunu rapor etmişlerdir. İlave olarak yatağın hidrodinamik akışkanlaşma kalitesi, dağıtıcı plaka boyunca basınç düşüşü, toplam yatak boyunca basınç düşüşü ve bu iki bölge boyunca basınç düşüşünü vermişler ve basınç düşüşünün sıcaklıkla düzensiz değişim gösterdiğini belirtmişlerdir.

Stubington ve arkadaşları (1991) , kömürün kütlesi ve kalitesi, gaz akış hızı, sıcaklık ve akışkanlaştırıcı atmosfer (hava veya N_2) gibi parametrelerin uçucu madde ayrılma süresine etkisini incelemişlerdir. Deneyler sonucunda tanecik büyüklüğünün etkisini, kontrollü bir ısı transfer rejimi ile uygunluk gösteren, $t_v = nd_p^{1,5}$ bağıntısı ile vermişlerdir. Kömür tipi ve gaz hızının uçucu madde ayrılma hızına hiçbir etkisinin olmadığını bulmuşlardır. Son olarak da sıcaklık ve oksijen konsantrasyonundaki artışın uçucu ayrılma süresini azalttığını belirlemişlerdir.

Davidson (1993), 700°C'den 950°C'ye kadar yatak sıcaklıklarında akışkanlaşmış inert tanecikler içinde karbonun yanması için ileri sürülen mekanizmaları yeniden gözden geçirmiştir. 900°C yatak sıcaklığına kadar karbon yüzeyinde karbonun CO'e dönüşmesinin kimyasal hız ile kontrol edildiğini; artan basınç ile kimyasal hızın arttığını ve yüksek basınçta yanmanın basınçtan bağımsız olan difüzyon ile kontrol edildiğini, küçük tanecikler için ve ayrıca düşük yatak sıcaklıklarında kimyasal hız kontrolünün önem kazandığını belirtmektedir.

4. KÖMÜRÜN YANMA KİNETİĞİ

Yanma kinetiğini ifade eden denklemlerin temeli Langmuir adsorbsiyon izotermidir. Bu ifade gerçekte ilk olarak karbon oksijen reaksiyonlarını açıklamak üzere geliştirilmiştir. Bu izoterme göre karbon taneciği yüzeyinde oksijenin kısmi basıncı P_s ile orantılı olarak adsorblandığı aktif adsorbsiyon bölgeleri vardır. Oksijenin adsorplandığı bölgeler desorpsiyon ile boşalır. Böylece tekrar adsorpsiyona uygun hale gelir. Yüzeyden ayrılan oksijen kendisiyle birlikte karbon atomlarını da CO ve CO₂ oluşturmak üzere taşır. Bu durum aşağıdaki gibi gösterilebilir.



Burada C karbon, G adsorblanan gaz komponent, X oksijen G' oluşan gazlı ürünler, C(x) oksijen ile birlikte taşınan karbondur.

Oksijenin aktif adsorpsiyon noktalarına adsorbsiyonu ve desorpsiyonu arasında dinamik denge kurulduğundan tanecik aktif yüzeyi kısmen oksijenle kaplanmış durumdadır. Aktif adsorbsiyon bölgesi S_T , oksijenle kaplı yüzey kesri S/S_T ve adsorpsiyon hız sabiti k_1 ile gösterilirse adsorpsiyon hızı

$$r_A = k_1 P_s \left(1 - \frac{S}{S_T}\right) \quad (4.2)$$

olur. Desorpsiyon hızı ise

$$r_D = k_2 \cdot \frac{S}{S_T}$$

yazılabilir. Dinamik denge halinde $r_A = r_D$ olur. Böylece oksijenle kaplı aktif yüzey kesri :

$$\frac{S}{S_T} = \frac{k_1 \cdot P_3}{k_1 P_3 + k_2} \quad (4.4)$$

bulunur. Buna göre karbonun uzaklaştırılma hızı desorpsiyon veya adsorpsiyon hızına eşit olur.

$$R_3 = \frac{k_1 \cdot k_2 \cdot P_3}{k_1 \cdot P_3 + k_2} \quad (4.5)$$

Yukarıdaki eşitlik temel reaksiyon denklemi olmakla birlikte, özel önemi olan iki sınırlayıcı duruma sahiptir. Langmuir izoterminin normal analizinde iki uç durum vardır. (1) Yüksek basınçlarda adsorpsiyon hızı sıfırıncı mertebededir, (2) düşük basınçlarda oksijen konsantrasyonuna göre birinci mertebededir. k_1 ve k_2 'nin sıcaklıktan farklı etkilenmeleri dolayısıyla aynı sonuç sıcaklık değiştirilerek de ortaya konabilir.

$$\text{Yüksek sıcaklıklarda } k_2 \gg k_1 P_3 \text{ böylece } R_3 = k_1 P_3 \quad (4.6)$$

$$\text{Düşük sıcaklıklarda } k_1 P_3 \gg k_2 \text{ böylece } R_3 = k_2 \quad (4.7)$$

bulunur.

Şayet tane yüzeyinden ayrılan gaz yanma ürünleri tekrar yüzeye adsorplanırsa, ileri doğru olan reaksiyon için gerekli olan aktif adsorpsiyon bölgeleri işgal edilmiş olacağı için birim yüzey başına ifade edilen reaksiyon hızı düşer. Yanma ürünlerinin kısmi basıncı P_3 ve adsorpsiyon hız sabiti k_3 ile gösterilirse yanma ürünlerinin adsorpsiyon hızı,

$$r_{PA} = k_3 P_3 \left(1 - \frac{S}{S_T}\right) \quad (4.8)$$

olur ve toplam adsorpsiyon hızı

$$r_A + r_{PA} = (k_1 P_S + k_3 P_3) \left(1 - \frac{S}{S_T}\right) \quad (4.9)$$

Böylece basit izoterm $k_1 P_S \gg k_3 P_3$ kabulü ile aşağıdaki şekli alır.

$$R_s = \left(\frac{k_1 \cdot k_2 \cdot P_s}{k_1 \cdot P_s + k_2 + k_3 P_3} \right) \quad (4.10)$$

Yukarıdaki eşitliğin CO_2 ve H_2O reaksiyonlarına uyduğu gösterilmiştir.

4.1. Tek Bir Taneciğin Yanma Kinetiği

m kütleli, d çaplı, ρ_C karbon yoğunluğuna sahip küresel bir taneciğin yanma hızı, oksijenin kütle transferi ve kimyasal kinetiğine uygun birleştirilmiş dirençler altında yanması aşağıdaki denklem ile açıklanabilir.

$$-\frac{dm}{dt} = 12 \varnothing \pi d^2 \left(\frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{1}{k_s}} \right) C_p \quad (4.11)$$

Burada $\varnothing$ mekanizma faktörü, C_p ana akım oksijen konsantrasyonu, k_g (m/s) kütle transfer katsayısı, k_s (m/s) 1. mertebe reaksiyon hız sabitidir. Mekanizma faktörü için iki durum söz konusudur.

1. Yanan tanecik yüzeyinden CO_2 nakledildiğinde $\varnothing = 1$ alınır.
2. Yanan tanecik yüzeyinden CO nakledildiğinde $\varnothing = 2$ alınır.

Ross ve Field gibi araştırmacılar büyük karbon tanecikleri için ($> 3 \text{ mm}$) $\phi = 1$ alınmasını uygun görmüşlerdir.

Kütle transfer katsayısı aşağıdaki gibi Sherwood sayısına bağlı olarak ifade edilir.

$$k_g = \frac{Sh \cdot D_G}{d} \quad (4.12)$$

Burada D_G oksijenin moleküler difüzyon katsayısıdır.

Pratik yakma sistemlerinde oksijenin yanan taneciğe transferi, hızı sınırlayan temel faktördür. Akışkan yatakta yakmada kimyasal etki çok azdır. Bu yüzden hızı hesaplamak için kütle transfer katsayısı k_g 'yi bilmek genellikle gereklidir.

Akışkan yatakta yanmada, yanan taneciklerin etrafındaki inert taneciklerin yoğun fazının içinden gazın akışında k_g 'nin gerçek değeri tek tane için bulunandan oldukça düşüktür. Son zamanlardaki çalışmalarda yoğun fazın boşluk oranını hesaba katarak Sherwood sayısı aşağıdaki gibi verilmektedir.

$$Sh = 2\epsilon + 2B \left(\frac{Re}{\epsilon} \right)^{1/2} Sc^{1/3} \quad (4.13)$$

Burada B sabittir, Re Reynolds sayısı ve Sc Schmidt sayısıdır. Bu formülde yanma halindeki taneciklerin etrafındaki inert taneciklerin oksijen akımına gösterdikleri ilave direnç hesaba katılmaktadır. Burada ϵ yoğun faz boşluk oranıdır. Sığ akışkan yataklarda yüksek yerel çizgisel akışkanlaşma hızında büyük taneciklerin ($> 3 \text{ mm}$) Sherwood sayısı aşağıdaki gibi ifade edilir.

$$Sh = 2\epsilon + 0,69 Re^{1/2} \cdot Sc^{1/3} \quad (4.14)$$

Bu ifade Rowe tarafından teklif edilen, ϵ boşluk oranını içermeyen, Sherwood sayısı ifadesinin değiştirilmiş bir şeklidir. Birinci mertebe reaksiyon hız sabiti (karbon yüzeyinde) k_s , karbonun kimyasal reaktivitesine bağlıdır ve aşağıda gösterildiği gibi Arrhenius formülü ile ifade edilir.

$$k_s = \frac{K_s \cdot P_s}{12 C_p} = \frac{A \cdot e^{-E/RT} P_s}{12 C_p} \quad (4.15)$$

$K_s P_s$ çarpımı birim geometrik yüzey alanı başına karbon tüketim hızıdır. K_s yüzey reaksiyon hız sabiti (k_f alınabilir). ve P_s tanecik yüzeyindeki oksijenin kısmi basıncıdır (Avedesian ve Davidson, 1973).

4.1.1. Yanma hızını sınırlayıcı faktörler

Denklem (4.12), (4.14) ve (4.15)'den k_g ve k_s 'i yerine koyarsak

$$-\frac{dm}{dt} = 12 \pi d^2 \left\{ \frac{1}{\frac{d}{D_G (2\epsilon + 0,69 Re^{1/2} Sc^{1/3})} + \frac{12 C_p}{P_s A e^{-E/RT}}} \right\} C_p \quad (4.16)$$

denklem (4.11)'in yeni bir düzenlemesi elde edilir.

1. Durum : $k_g \gg k_s$ ise yanma hızı aşağıdaki gibidir.

$$-\frac{dm}{dt} = \pi d^2 P_s A \cdot e^{-E/RT} \quad (4.17)$$

2. Durum : $k_s \gg k_g$ ise kütle transfer hızı yanma hızını tamamen kontrol eder ve yanma hızını hesaplamak için

$$-\frac{dm}{dt} = \pi d^2 D_G (2\epsilon + 0,69 Re^{1/2} Sc^{1/3}) C_p \quad (4.18)$$

denklemini kullanılır.

4.1.2. Yanma süresinin hesaplanması

m kütleli bir tanecik için

$$m = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_c \quad \text{ve}$$

$$\frac{dm}{dt} = \frac{\pi}{6} \rho_c d^2 \frac{d(d)}{dt} \quad (4.19)$$

elde edilir. Bu ifade denklem 4.11'de yerine konursa,

$$dt = \frac{\rho_c}{24 C_p} \left(\frac{1}{k_g} + \frac{1}{k_2} \right) d(d) \quad (4.20)$$

denklemini elde edilir. Burada ρ_c char taneciğinin karbon yoğunluğudur. k_g ve k_2 yerini tutan ifadeler denklem 4.14 ve 4.15'den yerine konulursa aşağıdaki ifade elde edilir.

$$dt = \frac{d \cdot d(d)}{a + b d^{1/2}} - c d(d) \quad (4.21)$$

burada;

$$a = (48 D_G C_p \epsilon) / \rho_c$$

$$b = (16,56 C_p D_G^{2/3} U^{1/2} \mu_g^{-1/6} \rho_g^{1/6}) / \rho_c$$

$$c = \frac{P_c}{2 P_s A e^{-E/RT}}$$

Tek bir char taneciği için yanma süresi denklem (4.21) $d = d_i$, $d = 0$ sınırları arasında integre edilerek bulunur.

$$t_b = \frac{2}{3b} d_i^{3/2} - \left(\frac{a}{b} - c \right) d_i + \frac{2a^2}{b^2} d_i^{1/2} + \frac{2a^3}{3b^4} \ln \frac{a}{a + b d_i^{1/2}} \quad (4.22)$$

Her ne kadar char taneciğinin sıcaklığı büyük ölçüde değişe biliyorsa da yukarıdaki denklemlerde $T = (T_b + 150) \text{ K}$ kullanılması mantıklı sonuçlar vermiştir.

Yanma süresi (tek bir tanecik için) kinetik direnç altında ilk kesim ihmal edilerek denklem (4.21)'den belirlenebilir ve aşağıdaki gibi gösterilir.

$$t_{b\text{kinetik}} = \frac{\rho_c d_i}{2 P_s A e^{-E/RT}} \quad (4.23)$$

Yalnız difüzyon direnci altında tek bir taneciğin yanma süresi için Avedeson ve Davidson tarafından sabit bir $Sh = 1,42$ Sherwood sayısı değeri önerilmektedir ve $\phi = 1$ alındı. Aşağıda gösterildiği gibi $1/k_s$ terimi ihmal edilerek denklem (4.21) ve (4.22)'den aşağıdaki ifade elde edilir.

$$t_{b \text{ difüzyon}} = \frac{\rho_c d_i^2}{48 Sh \cdot D_G C_p} \quad (4.24)$$

4.2. Akışkan Yatakta Yakma Kinetiği

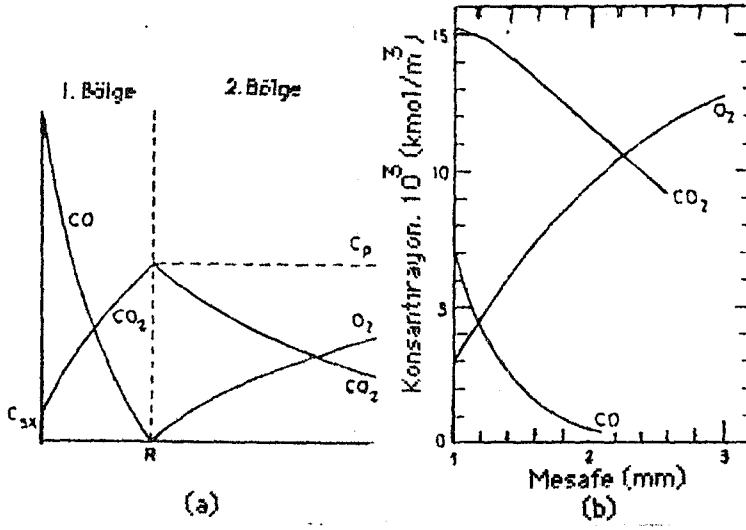
Pülverize taneciklerin yanma hızını ölçen Field (1969) kinetik kontrolden difüzyon kontrole geçişin 50 µm ila 100 µm tanecik büyüklüğü bölgesinde gerçekleştiğini belirtmiştir. Bundan dolayı küçük tanecikler için yanma kimyasal kontrollüdür. Mulcahy ve Smith (1969) 100 µm'den daha büyük tanecikler için 1200 K'nin üzerindeki sıcaklıklarda yanma hızının yüzeye oksijenin difüzyonu ile kontrol edildiğini göstermişlerdir.

Akışkan yatakla büyük karbon taneciklerinin yanmasında kimyasal kinetiğin önemi olmadığını vurgulayan Avedesian ve Davidson (1973) yanmanın iki difüzyonal dirençle kontrol edildiğini kabul etmişlerdir.

- 1- İnert tanecilere hava kabarcıklarından oksijenin difüzyonu.
- 2- Yanan taneciğe inert fazın içinden oksijen difüzyonu.

Bu iki kabule göre Avedesian ve Davidson (1973) yanma kinetiğini aşağıdaki gibi vermektedirler :

100 µm çaptan daha büyük tanecikler için CO'nin çoğunun yüzeye yakın yandığı belirtilmiştir. Difüzyon hızı tanecik çapı ile ters orantılıdır bu nedenle büyük tanecikler için difüzyon yüzeydeki kimyasal reaksiyon ile kıyaslandığında yavaştır, oysa küçük tanecikler için difüzyon hızlıdır ve CO taneciğin çevresinde reaksiyona girmeden kaçabilir. Çok az miktar su buharı CO oksidasyonunun hızını artırır. O₂ ve CO, taneciği saran ince bir reaksiyon bölgesi içinde çok hızlı reaksiyona girer. Yüzeyde oluşan CO tanecikten uzağa, O₂ ise hava akımının içinden taneciğe doğru difüzlenir. CO, CO₂ oluşturmak



Şekil 4.1.Yanan Karbon Taneciği Çevresindeki Konsantrasyon Profili (a) $\text{CO}_2 + \text{C} \rightarrow 2 \text{CO}$ Reaksiyonu Hariç Bütün Reaksiyonların Hızları; (b) $\text{CO} + 1/2 \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$ Gaz Fazı Reaksiyonu Profilleri

üzere bir difüzyon alevinde yanar. CO_2 'in yarısı CO 'e dönüşmek üzere tanecik yüzeyine geri difüzenir; diğer yarısı da ana akıma doğru difüzenir.

$$\frac{d}{dr} \left(r^2 \frac{dc}{dr} \right) = 0 \quad (4.25)$$

Zorlanmış ve doğal konveksiyon etkileri küçük olduğu ve böylece kütle transferinin önce moleküler difüzyona sebep olduğu kabulü ile konsantrasyon profili şeklindedir. C molar konsantrasyonu gösterir ve r radyal uzaklıktır, tanecik çapı d ve reaksiyon küresinin yarı çapı R olmak üzere, sınır şartları aşağıdaki gibi verilmiştir.

$$\begin{aligned} r = d/2 & \quad C_{\text{CO}_2} = 0 \\ r = R & \quad C_{\text{CO}} = C_{\text{O}_2} = 0 \\ r = \infty & \quad C_{\text{CO}_2} = 0 \quad C_{\text{O}_2} = C_p \end{aligned} \quad (4.26)$$

Böylece R yarıçaplı reaksiyon küresinde, süreklilik kuralı ve reaksiyon stokiometrilерinden dolayı CO_2 , CO ve O_2 'nin aynı difüzyon katsayısına sahip olduğunu kabul edebiliriz. O zaman,

$$-\frac{1}{2} \left(\frac{dC_{\text{CO}}}{dr} \right)_1 - \left(\frac{dC_{\text{CO}_2}}{dr} \right)_1 = - \left(\frac{dC_{\text{CO}_2}}{dr} \right)_2 = \left(\frac{dC_{\text{O}_2}}{dr} \right)_2 \quad (4.27)$$

bulunur. 1 ve 2 indisleri Şekil 4.1'deki 1. ve 2. bölgelerini gösterir.

Denklem 4.25 ve 4.26 eş molar difüzyonun küçük konsantrasyonlarını ifade eder. 2. bölgede CO_2 ve O_2 'nin karşılıklı eş molar difüzyonu vardır. 1. bölgede CO_2 'nin her molü için iki mol CO difüzenir. Bununla birlikte konsantrasyonlar % 10 civarında veya daha fazla düşüktür ve bu sebepten sürüklenme faktörü ihmal edilebilir. Bütün durumlarda verilen sınır şartları için denklem 4.25'in çözümü Şekil 4.1'de gösterilen konsantrasyon profillerini verir.

$$\begin{aligned} 1. \text{ Bölgede } C_{\text{CO}} &= 2 C_p \left(\frac{d}{r} - 1 \right) \\ C_{\text{CO}_2} &= C_p \left(2 - \frac{d}{r} \right) \end{aligned} \quad (4.28)$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Bölgede } C_{\text{CO}_2} &= C_p \frac{d}{r} \\ C_{\text{O}_2} &= C_p \left(1 - \frac{d}{r} \right) \end{aligned}$$

Oksijen bir taneciğе doğru molar akısı aşağıdaki gibidir.

$$n = 4 \pi R^2 D_E \left(\frac{dC_{\text{O}_2}}{dr} \right)_x = 4 \pi d D_E C_p \quad (4.29)$$

Burada D_E , gaz içinden kül fazının içine kütle transferi için etkin difüzyonel katsayısıdır. D_E 'nin değeri kül taneciklerinden dolayı moleküler difüzyon

katsayısı D_G 'den düşüktür ve D_E/D_G kül fazının gözeneklilik ve eğriliğine bağlıdır. Hiç bir kimyasal reaksiyon olmaksızın meydana gelmesi gereken transfer hızı $r = d/2$ de $C = 0$ ve $r \rightarrow \infty$ $C = C_p$ sınır şartları için $n_0 = 2 \pi d D_E C_p$ ile verilir. O_2 'nin transferi için denklem 4.25'i çözebiliriz. Bunu yaparsak $n_0 = k_g \pi d^2 C_p$ buluruz. $k_g = 2D_E/d$ şeklinde kütle transfer katsayısı k_g elde edilir. Burada Sherwood sayısı $Sh = k_g d / D_G$ olduğuna göre, $Sh = D_E / D_G$ olarak da yazılabilir. Kül yataklar için durgun bir atmosferde $Sh = 2$ kabul edilir. Denklem 4.29 şu şekilde yazılabilir.

$$n = 2 \pi Sh D_G d C_p \quad (4.30)$$

Ross ve Davidson (1981), yaptıkları çalışmalarda hem kütle transferi, hem de yüzey hız sabitini birleştiren ifadeyi vermişlerdir. Yanma kinetiğini açıklamak için üç model ileri sürmüştür.

1. Model : Şekil 4.1'de konsantrasyon grafikleri çizilen Avedesio'nun iki film modelinin değiştirilmesidir. Orijinal şekliyle bu teori bütün reaksiyonları hızlı olarak kabul etmiştir. Yapılan değişiklikte sınırlı hızda $CO_2 + C \rightarrow 2CO$ yüzey reaksiyonunun olduğunun kabul edilmesidir. Böylece Şekil 4.1a'da CO_2 'nin sınırlı yüzey konsantrasyonu C_{sx} 'dir.

2. Model : Yüzeyde direkt oksidasyon ile CO 'ın oluşmasından dolayı karbon ile CO_2 'in reaksiyonunun bunun yanında hızının ihmal edilebileceğini ileri sürer



CO 'ın gaz fazı oksidasyonu



reaksiyonunun hızlı olduğu kabul edilir; bununla birlikte, CO yüzey yakınında tüketilir ve reaksiyonun aşağıdaki gibi olduğu varsayılır.



3. model, 2. model ile aynıdır. Fakat reaksiyon 4.25'in hızının yavaş olduğunu ileri sürer; böylece, O_2 konsantrasyonu gradiyentlerinin bölgesinde CO'nun reaksiyonu ihmal edilebilir. CO her bir yanan karbon taneciği etrafındaki kum içinde tüketilir.

1. model için sınır şartları d karbon taneciğinin çapı olmak üzere $r = d/2$ olduğunda CO_2 'in yüzey konsantrasyonunun sıfır olmayıp C_{sx} olması dışında Avedesian'ın ki ile aynıdır.

$$r = 2d \quad C_{O_2} = C_s \quad r \rightarrow \infty \quad C_{O_2} = C_p \quad (4.34)$$

Burada C_s ve C_p yüzeyde ve tanecikli faz içindeki oksijen konsantrasyonudur. Bu nedenle O_2 'nin akısı aşağıdaki gibidir.

$$1. \text{ model} \quad n = 2 \pi Sh \cdot D_G \cdot d \left(C_p - \frac{C_{sx}}{2} \right) \quad (4.35)$$

$$2 \text{ ve } 3. \text{ model} \quad n = \pi Sh \cdot D_G \cdot d (C_p - C_s) \quad (4.36)$$

1. ve 2. model için oksijenin akısı n karbon yanma hızına eşittir. 3. modele göre CO oksijen gradienti tabakasının dışında tüketilir ve bundan dolayı n akısı karbon yanma hızının yarısıdır.

$$Re = 2 \pi K d^2 C_p \quad (4.37)$$

ifadesinde K hız sabitidir. Denklem 4.34; 4.35 ve 4.37'den

$$\frac{1}{K} = \frac{\gamma}{k_c} + \frac{\alpha d}{Sh \cdot D_G} \quad (4.38)$$

bulunur γ ve α değerleri Tablo 4.1'de verilmiştir.

Tablo 4.1. γ ve α Değerleri

	Model 1	Model 2	Model 3
γ	1	2	2
α	1	2	1

Yüzey hız sabiti k_c aşağıdaki gibi tarif edilir: Birim alan başına karbon reaksiyon hızı $= k_c \cdot (1. \text{ model için } C_{sx}, 2. \text{ ve } 3. \text{ modeller için } C_s \text{ değerlerini alan yüzeydeki gaz fazı konsantrasyonu}).$

İki fazlı sistemlerin teorisinde k hız sabiti, tanecikli fazın birim hacmi başına oksijen tüketim hızı $= k \cdot C_p$ şeklinde tanımlanır. Tanecikli fazın Hacmi $A \cdot H_{mf}$ ' dir. A yatağın kesit alanı ve H_{mf} akışkanlaşma başlangıcındaki yatağın yüksekliğidir. Tanecik sayısı $6m/\pi P_c d_i^3$ dir., m yataktaki kömürün kütlesi, P_c karbon yoğunluğu ve d_i başlangıç tanecik çapıdır. Buna göre ;

$$k = 12 m K \left(\frac{d^2}{P_c} \right) A H_{mf} d_i^3 \quad \text{ve} \quad k_g = Sh \frac{D_G}{d}$$

olduğundan , boyutsuz hız sabiti k'

$$k' = k \cdot \frac{H_{mf}}{U} = 12 m K \left(\frac{d^2}{P_c} \right) A U d_i^3 \quad (4.39)$$

olur. Yataktan çıkışta O_2 konsantrasyonu C_H için aşağıdaki ifade verilmektedir.

$$\frac{C_H}{C_0} = \beta \exp(-x) + \frac{[1 + \beta \exp(-x)]}{k' + 1 - \beta \exp(-x)} \quad (4.40)$$

Burada x çapraz akış faktörü, C_0 yatağa giren havadaki O_2 konsantrasyonu;

$\beta = 1 - U_{mf}/U$, U yatak sıcaklığında yerel çizgisel akışkanlaşma hızı, U_{mf} minimum akışkanlaşma hızıdır. N adet taneden oluşmuş m kütleli kömürün yanma tamamlanma süresi

$$t_c = \frac{m}{12 C_0 A \{U - (U - U_{mf}) \cdot \exp(x)\}} + \frac{\rho_c \cdot d_i^2 \alpha}{96 \cdot Sh D_G C_0} + \frac{\rho_c d_i \gamma}{48 \cdot kc \cdot C_0} \quad (4.41)$$

Şayet $kc \rightarrow \infty$ alırsak $\alpha = 1$ ile Avedesian'ın verdiği denklem elde edilir.

$$t_c = \frac{m}{12 C_0 A \{U - (U - U_{mf}) \cdot \exp(x)\}} + \frac{\rho_c \cdot d_i^2}{96 \cdot Sh D_G C_0} \quad (4.42)$$

Avedesian'ın bu denkleminin iki teriminin önemi aşağıdaki gibi açıklanır.

(1) Büyük miktarlardaki tanecik şarjı için yanma tamamlanma süresi denklem 4.42'nin sağındaki birinci terimdir. İnert fazdaki O_2 konsantrasyonu sıfır olur ve oksijenin kabarcıktan transferi ile yanma hızı kontrol edilir, x terimi kabarcık çapına bağlanabilir.

$$x = \frac{6,34 H_{mf}}{D_e (g D_e)^{1/2}} \left(U_{mf} + \frac{1,3 \cdot \epsilon_0^{1/2} D_G^{1/2} \cdot g}{(1 + \epsilon_0) D_e^{1/2}} \right) \quad (4.43)$$

D_e kabarcık ile aynı hacimli kürenin çapı, ϵ_0 tanecikli fazdaki boşluk oranı ve g yerçekimi ivmesidir.

(2) m 'nin çok küçük değerlerinde yanma tamamlanma süresi denklem (4.42)'nin sağındaki ikinci terime eşit alınabilir. Bu da yatak içine atılan tek bir tanecik için difüzyon kontrollü yanma tamamlanma süresidir; bu durumda kabarcık ve tanecikli faz boyunca O_2 konsantrasyonu C_0 olur, çünkü oksijenin miktarındaki azalma ihmal edilebilir.

Denklem 4.42'deki ilk terim, yanmayı kabarcık fazından tanecikli faza oksijenin kütle transferinin idare ettiği difüzyon direncini gösterir. $x \rightarrow \infty$ olsa bile, fazla karbonun yanması için daha fazla oksijene ihtiyaç duyulmasından dolayı yanmanın tamamlanma süresi artar.

İkinci terim yanan tanecik etrafındaki yerel kütle transferini gösterir. Bu terimdeki Sh sayısı 2 ile 4 arasındadır, durgun gazdaki bir tanecik için 2'den fazla farklı değildir. Gerçekte Sherwood sayısı yanan bir tanecik için 2'den düşük olabilir, çünkü yanan taneciği saran inert tanecikler difüzyon için uygun gaz hacmini düşürür. Yerel kütle transfer katsayısı k_g tanecik çapı ile ters orantılıdır.

Basıncın (P) etkisi de önemlidir, oksijen konsantrasyonu C_0 , P ile orantılıdır, fakat gaz fazı difüzyon katsayısı D_g , P ile ters orantılıdır, böylece $D_g C_0$, P 'den bağımsız olarak düşünülebilir. Denklem (4.41)'deki üçüncü terim olan kimyasal hız terimi $1/p$ ile orantılıdır; çünkü $C_0 \propto P$ 'dir. Artırılan P ile yüzeydeki kimyasal reaksiyon daha hızlı olur ve bu yüzden yüksek basınçlarda yanma, basınçtan bağımsız olan difüzyon terimi ile kontrol edilir.

Denklem 4.41'in sağındaki son terim kimyasal hızı ifade eder. En azından $900^\circ C$ 'ye kadar yüksek yatak sıcaklığında, karbonun CO 'e yanma hızının karbon yüzeyindeki hızın kontrolünde yürüdüğü kabul edilmektedir. Daha önce

belirtildiği gibi Ross ve Davidson (1981) yanan k   r yüzeyinde CO_2 'in indirgenmesinin önemli bir faktör olduğunu kabul etmişlerdir. Fakat akışkan yatakta karbon ile saf CO_2 'in reaksiyonunu inceleyen Patel 1400  C'ye kadar sıcaklıklarda bu reaksiyonun çok yavaş yürüdüğünü ve 1400  C'nin üzerindeki sıcaklıklarda karbon ile CO_2 'in reaksiyonunun kısmen kimyasal hız ve kısmen difüzyon ile kontrol edildiğini göstermiştir.



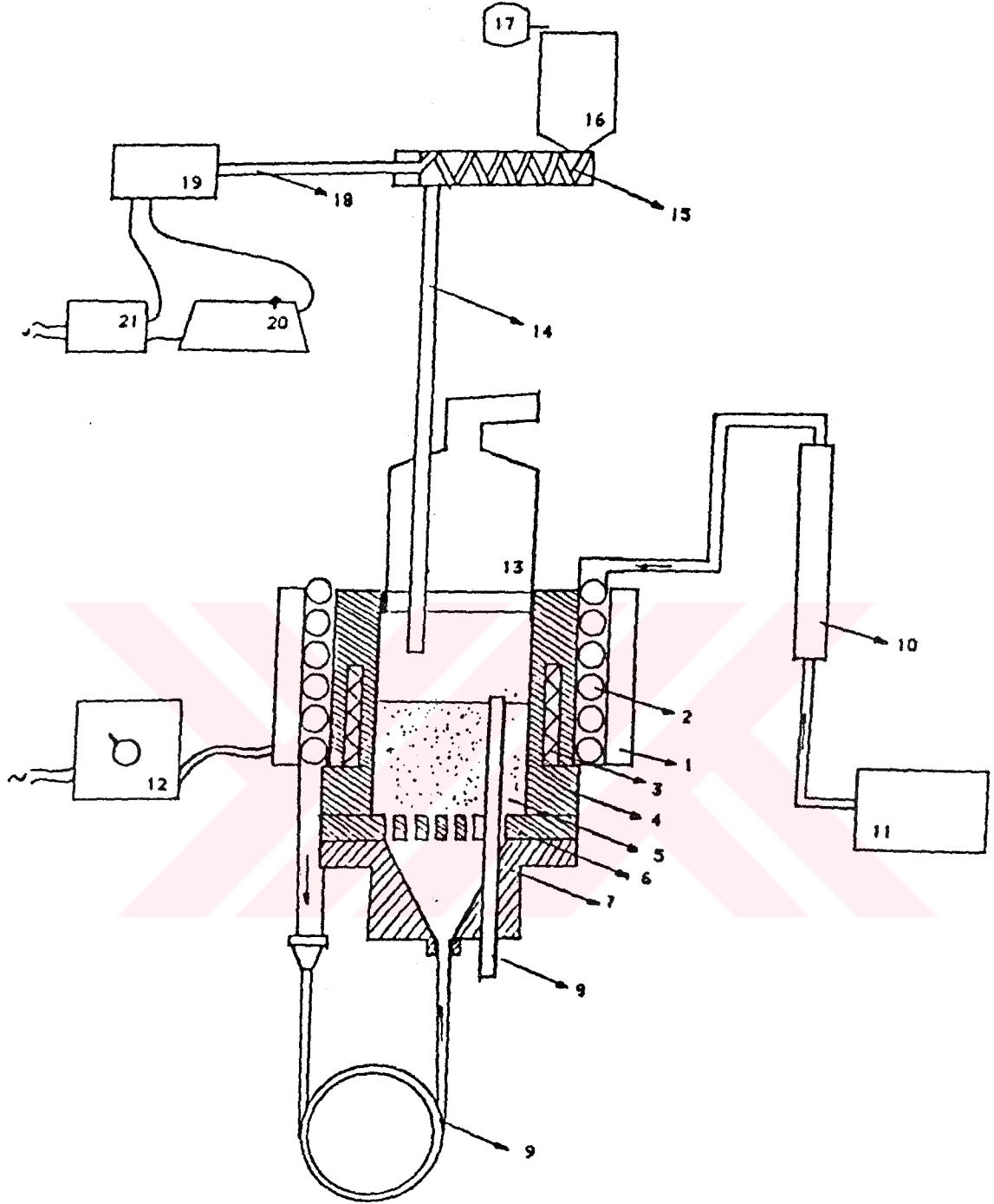
5. DENEYSEL BÖLÜM

5.1. Deney Düzeneği

Akışkan yatakta yakma deneyleri Şekil 5.1'de görölen 6,1 cm çapta ve 12 cm yükseklikte refrakter malzemeden yapılmış olan silindirik yatakta gerçekleştirildi. Reaktörün alt tarafına yerleştirilen 1,7 cm kalınlığındaki dağıtıcı plaka da aynı refrakter malzemeden yapılmış olup, 0,25 mm çaplı 140 adet delik bulunmaktadır. Yatak ve dağıtıcı plaka havanın girişini sağlayan ve V_4A paslanmaz çeliğinden yapılmış bir adaptör üzerine yerleştirilmiştir. Bu parçalar arasındaki sızdırmazlık amyant ipten (tel) yapılan contalar ile sağlanmıştır.

Şekil 5.1'de görüldüğü gibi akışkan yatak sistemi akışkan yatak, hava besleme sistemi ve sürekli katı besleme sistemi olmak üzere üç kısımda gösterilebilir. Akışkan yatak bölümü yukarıda da belirtildiği gibi ana yatak, dağıtıcı ve adaptörden oluşmaktadır. Ana yatağın dış yüzeyi üzerine ısıtmayı sağlamak üzere 1500W'lık direnç teli yerleştirilerek, bunun üzeri aynı refrakter malzeme ile kaplanmıştır. Yatağın içine inert madde olarak ortalama çapı 0,225 mm olan kum tanecikleri konulmuştur (~5,5 cm yüksekliğe kadar). Yatağın içine kum taneciklerinin hemen üzerinde görülebilecek şekilde, numune almak için bir taşma hattı borusu yerleştirilmiştir. Yatağın dışına giren havanın ön ısıtılmasını sağlamak için bakır boru sarılmıştır ve borunun etrafı ısı kaybını önlemek için yalıtkan malzeme olarak cam yünü ile kaplanmıştır.

Sisteme hava girişi bir kompresör ile sağlanmaktadır. Kompresöre depolanan hava rotametre ile ölçülerek belirli bir hızla yatak etrafına sarılan



Şekil 5.1. Akışkan Yatak : 1. Yalıtkan Malzeme; 2. Hava Ön Isıtma Boruları; 3. Isıtıcı Ceket; 4. Akışkan Yatak; 5. Yatak Dolgu Maddesi; 6. Dağıtıcı Plaka; 7. Adaptör; 8. Taşma Hattı Borusu; 9. Helezon Bakır Boru; 10. Rotametre; 11. Kompresör; 12. Voltaj Değiştirici; 13. Baca; 14. Sürekli Besleme Borusu; 15. Besleme Helezonu; 16. Bunker; 17. Tetreşim Verici; 18. Helezonu Motora Bağlayan Çubuk; 19. Motor; 20. Reosta; 21. Regülatör.

bakır borudan ve Şekil 5.1'de görülen yatak altındaki helezon bakır borudan geçirilerek yatağa verilir. Yatak altındaki helezon boru hızlı bir ısıtma veya çok yüksek sıcaklığa ihtiyaç duyulduğunda kullanılmak üzere yerleştirilmiştir.

Sürekli besleme sistemi, bunker, taşıyıcı helezon, bu helezonu çalıştıran 12 volt'luk bir motor ve motora doğru akımı sağlayan regülatör ve motorun devir sayısını ayarlama da kullanılan reostadan ibarettir. Şekil 5.1'de gösterilen sürekli besleme borusu, baca ve taşıma hattı borusu da sürekli besleme sistemine aittir. Tek tane deneylerinde baca ve besleme borusu çıkarılmakta, taşıma hattı borusunun yatak içindeki giriş ucu kapatılmaktadır.

5.2. Örneklerin Hazırlanması

Zonguldak taşkömürü, Zonguldak ili Amasra bölgesi maden ocağından, Sırnak-Cizre linyiti Elazığ Odun Ambarı'ndan ve Tunçbilek linyiti Elazığ Çimento Fabrikası stoklarından temin edildi. Kömür örnekleri havanda dövüldükten sonra sınıflandırılarak 100 mesh'de küçük kısım proximate ve ultimate analizlerde, 8-16 mesh'lik elekler arasındaki kısım sürekli besleme deneylerinde ve 8 mesh'in üstündeki daha büyük tanecikler de tek tane deneylerinde kullanılmak üzere naylon poşetlere konuldu. Tek tane yanma deneyleri için her ağırlık sınıfında en az 10 tanecik içermek üzere ağırlıkları Tablo 5.1'de gösterilen tanecikler, 8 farklı kütle aralığı içeren ayrı ayrı tartılarak seçildi.

5.3. Tek Tane Deneylerinin Yapılışı

Tek tane yanma deneylerinde, tanecik kütlesi, hava hızı ve yatak sıcaklığı olmak üzere üç parametrenin yanmaya etkisinin incelenmesi amaçlandı. Bu deneyde uygulanan şartlar Tablo 5.2'de verilmektedir.

Tablo 5.1. Tek tane kütle aralıkları

m (mg)	Mesh aralığı
3,45 ± 1,2	- 8 + 16
15,75 ± 7,66	-4+ 8
27,97 ± 7,32	-4+ 8
50,97 ± 3,92	-4+ 8
80,25 ± 14,62	-4+ 8
500.00 ± 20	4 mesh üstü
1000.00 ± 20	" " "
1500.00 ± 20	" " "

Deneyde yaklaşık 240 g kum içeren yatakta ve Şekil 5.1'de gösterilen sistemde sürekli besleme parçaları çıkarılarak yapıldı. Çalışma şartları istenilen değerlere ulaştıktan sonra taneler yatağa atıldı ve hemen kronometre çalıştırıldı. Yanma esnasında alev görünme süresi, akkor haline gelme süresi ve yanma tamamlama (sönme) süresi ayrı ayrı kronometre ile tayin edildi.

Ayrıca laboratuvar ölçeğinde sabit yatak kullanılarak 600, 650 ve 700°C kamara sıcaklığında akışkan yatakta kullanılan ağırlık aralıklarında taneler için aynı deneyler tekrarlandı. Sabit yatak düzeneği Şekil 5.2'de görüldüğü gibi elektriksel olarak ısıtılan dikey bir kamara içerisine yerleştirilmiş çelik çubuğa takılmış paslanmaz çelik sepet içermektedir. Kamaranın üzerinde, yanma gazlarının çıkmasını ve tanecik beslemeyi sağlamak için delik bir kapak vardır.

İstenilen başlangıç sıcaklığına $\pm 10^{\circ}\text{C}$ ulaşıldığında kömür taneciği kapaktaki besleme borusundan sepete düşürüldü ve aynı anda kronometre çalıştırıldı. Alev görünme süresi, akkor haline gelme süresi ve sönme süresi, kamaranın alt tarafına yerleştirilen bir ayna yardımıyla izlenerek tesbit edildi.

Tablo 5.2. Akışkan yatak tek tane deneylerinde uygulanan deneysel şartlar

Kömür Cinsi	Deney No	Ağırlık (mg)	Yatak Sıcaklığı (°C)	Hava Hızı (cm/s)
Zonguldak Taşkömürü	1	3,40 ± 0,58	600 ± 10	2,376
	2	18,92 ± 2,49	"	"
	3	27,26 ± 3,15	"	"
	4	51,29 ± 2,80	"	"
	5	77,81 ± 9,28	"	"
	6	495,71 ± 10,22	"	"
	7	1003,02 ± 11,04	"	"
	8	1498,76 ± 11,52	"	"
	9	77,81 ± 9,28	"	3,327
	10	"	"	4,252
	11	"	"	6,653
	12	"	650 ± 10	2,376
	13	"	700 ± 10	2,376
Tunçbilek Linyiti	14	3,66 ± 0,51	600 ± 10	2,376
	15	16,85 ± 3,10	"	"
	16	31,29 ± 3,36	"	"
	17	51,27 ± 2,13	"	"
	18	73,49 ± 5,44	"	"
	19	486,80 ± 27,58	"	"
	20	1012,54 ± 5,48	"	"
	21	1495,08 ± 7,11	"	"
	22	73,49 ± 5,44	650 ± 10	"
	23	"	700 ± 10	"
Cizre Linyiti	24	3,66 ± 0,64	600 ± 10	2,376
	25	17,77 ± 4,06	"	"
	26	29,40 ± 4,45	"	"
	27	51,33 ± 2,13	"	"
	28	81,83 ± 6,07	"	"
	29	496,00 ± 12,81	"	"
	30	1012,18 ± 6,05	"	"
	31	1495,40 ± 10,98	"	"
	32	81,83 ± 6,07	650 ± 10	"
	33	"	700 ± 10	"

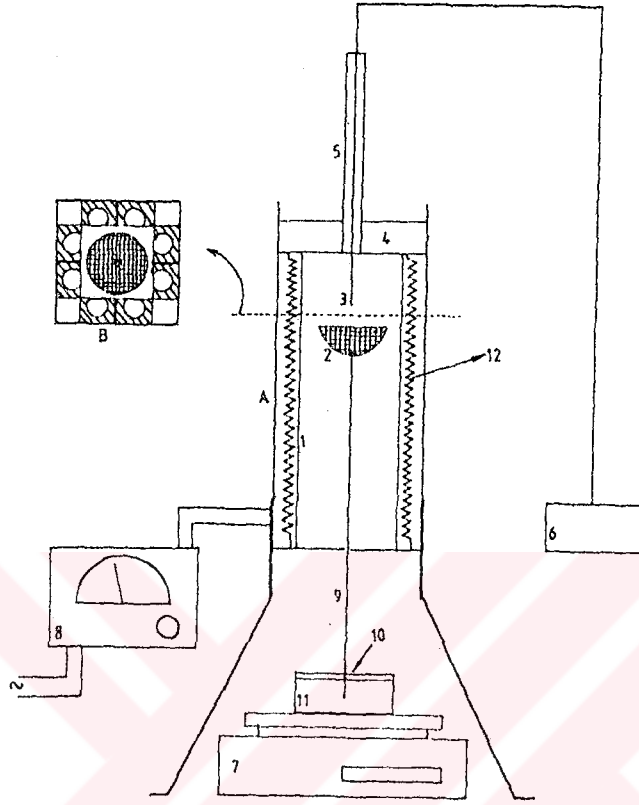
5.4. Sürekli Beslemeli Deneylerin Yapılışı

Sürekli beslemeli deneyler Şekil 5.1'de gösterilen deney düzeneğinin tamamı kullanılarak yapıldı. Bu deneylerde Şırnak-Cizre linyitinde aşırı şişme meydana geldiği için kullanılmadı. Tunçbilek linyiti ve Zonguldak taşkömürünün + 8-16 mesh aralığındaki tanecikleri kullanıldı. Deneyler yapılmadan önce besleme hızı kalibre edildi, Tablo 5.3'de görülen hızlarda sürekli besleme yapıldı.

Tablo 5.3. Besleme hızları

Reostanın Konumu	Tanecik Besleme Hızı (g/s)
1	0,411 ± 0,10
2	0,565 ± 0,10
3	0,664 ± 0,10
4	1,084 ± 0,10

Deneylere başlanmadan önce düşük akışkanlaşma hızında akışkanlaştırılan yatak 550°C'ye kadar ısıtıldı. İstenilen sıcaklığa eriştikten sonra yatağa çalışılan besleme hızında tanecikler beslenmeye başlandı. Yatak sıcaklığının artışı hızlandı ve sabit bir değere gelince (genellikle 690°C civarında) örnek alınmaya başlandı. Alınan örnekler daha sonra porselen krozelere konularak 750°C'deki fırında sabit tartıma getirilip akışkan yatakta yanmamış karbon miktarı belirlendi.



Şekil 5.2. Sabit Yatak Sistemi : A Dikey Görünüş; B Kolonunun Dik Kesiti. 1. Refrakter Tuğlar; 2. Sepet; 3. Termoçift; 4. Refrakter Kapak; 5. Besleme Tüpe; 6. Dijital Termometre; 7. Terazî; 8. Voltaj Değiştirici; 9. Sepet Çubuğu; 10. Ayna; 11. Destek; 12. Direnç Teli.

6. DENEY SONUÇLARI ve YORUM

Akışkan yatak ve sabit yatakta yanma hızları ve süreleri incelenen kömürlerin proximate ve ultimate analiz sonuçları Tablo 6.1'de görülmektedir.

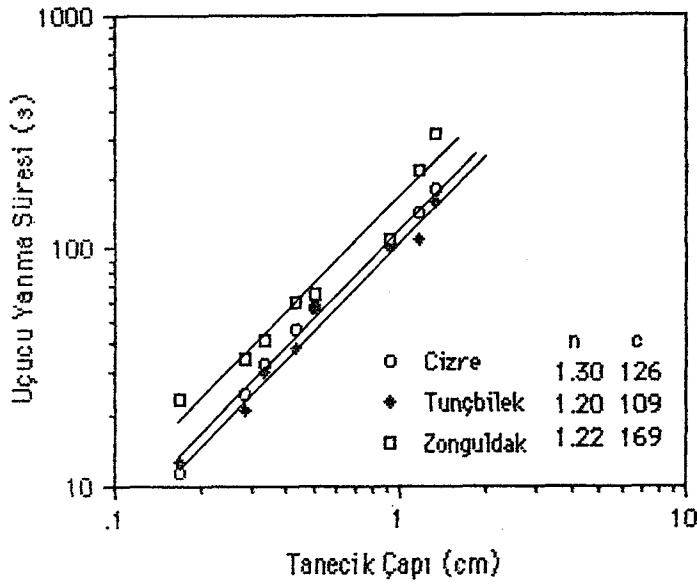
Tablo 6.1. Yanma Deneylerinde Kullanılan Kömürlerin Analizleri

	Tunçbilek	Şırnak-Cizre	Zonguldak
Proximate analiz			
% Nem :	3,31	0,34	0,93
% Kül :	15,48	26,17	11,67
% Uçucu madde :	40,63	29,59	24,75
% Sabit karbon :	40,61	43,90	62,55
Ultimate analiz (nemsiz, külsüz temel)			
% C :	56,02	64,08	89,31
% H :	6,70	4,54	5,71

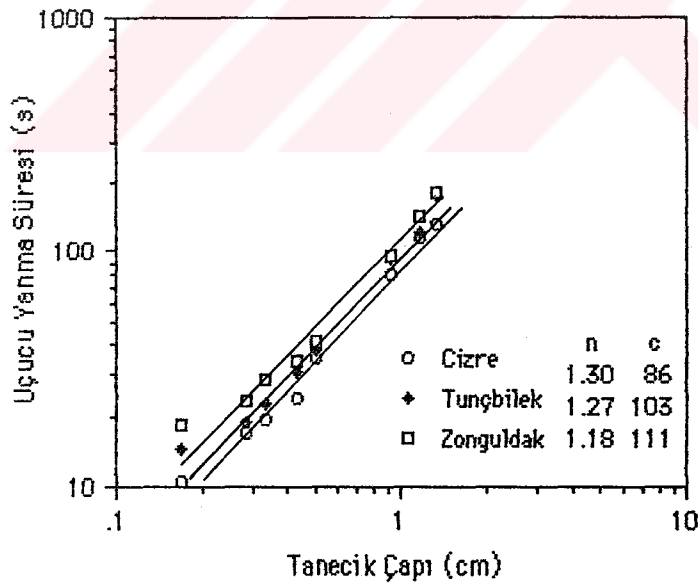
6.1. Tek Tane Yanması

6.1.1. Uçucu madde yanması

Şekil 6.1 ve 6.2'de akışkan yatak ve sabit yatakta, Zonguldak taşkömürü, Şırnak-Cizre linyiti ve Tunçbilek linyitinin uçucu madde yanma sürelerinin tanecik çapıyla değişimi gösterilmektedir. Burada $t_v = c.D_p^n$ şeklinde bir üstel ilişki ortaya konulabilmektedir. Hesaplamalardan da görüldüğü gibi uçucu maddenin yanması için bulunan n değeri karbon yanması için bulunanlardan oldukça düşüktür. Bunun nedeni her iki prosesin farklı mekanizmalarla



Şekil 6.1. Akışkan Yatakta Uçucu Madde Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi



Şekil 6.2. Sabit Yatakta Uçucu Madde Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi

kontrol edilmesidir. Grafiklerden de görüldüğü gibi Zonguldak taşkömürünün uçucu madde yanma süresi her iki sistemde yüksektir. Uçucu madde içeriğine

bakıldığında Tunçbilek linyitinin uçucu madde içeriğinin en fazla olduğu görülür. Buna göre en uzun uçucu madde yanma süresine Tunçbilek linyitinin sahip olması gerekir. Uçucu madde ayrılma hızına etki eden faktörler sıcaklık tanenin ısıtma hızı, basınç, tane boyutu ve kömür tipidir. Bunları göz önüne alarak uçucu madde yanma süresinin Zonguldak taş kömüründe uzamasına sebep olarak, kömür tipinin farklı olması gösterilebilir. Bugüne kadar ki çalışmalarda da taşkömürlerinin daha uzun uçucu madde yanma süresine sahip olduğu belirtilmektedir (Kural,1991). Bunun nedeni taşkömürlerinin aromatik kondensasyon derecelerinin daha yüksek olmasından dolayı bağ kopması reaksiyonunun daha yüksek aktivasyon enerjisine sahip olmasıdır.

Akışkan yatak için verilen grafik incelendiğinde Şırnak-Cizre linyitinin Tunçbilek linyitinden biraz daha uzun uçucu madde yanma süresine sahip olduğu görülür. Bu nedenle Şırnak-Cizre linyitinin bu proses sırasında çok fazla şişmesi uçucuların yüzeye transfer hızını azaltan bir faktör olabilir.

Akışkan yatak ve sabit yatak için çizilen grafiklerden akışkan yatakta yanma süresinin daha yüksek olduğu görülür. Bunun nedeni kömür taneciği etrafındaki inert kum tanelerinin uçucu maddelerin kömür yüzeyine difüzyonunu belli ölçüde engellemesi olabilir. Yatak sıcaklığını ölçmek üzere yerleştirilen termocift yatak üst yüzey sıcaklığını göstermektedir. Bu yüzden, dağıtıcı plaka ile yatak üst yüzeyi arasında bir sıcaklık gradientinin var olması nedeniyle kömür taneciğinin uçucu madde yanması periyodunda farklı sıcaklıklardaki noktalarda oynaması da buna neden olabilir.

n ve c değerleri uçucu madde yanma sürelerinin lineer regresyonu ile bulunmuştur. n 'in değeri her iki sistem için de 1'e yakın çıkmıştır, buna göre uçucu madde yanma hızının kimyasal kontrollü olduğu söylenebilir. Ancak burada 1. mertebe parçalanma kinetiği hız ifadesi ile Fick'in difüzyon yasasının şekli benzerliğini de gözönüne almak gerekir (Smith,1982).

6.1.2. Karbon yanması

Akışkan yatak ve sabit yatakta tek kömür tanelerinin yanmasından elde edilen deney sonuçları teorik hesaplama sonuçları ile birlikte Şekil 6.3. - 6.10'da verilmektedir.

Deneyssel veriler gözle izlenen yanma süreleridir. Teorik yanma süreleri ise I.B.Ross ve J.F. Davidson (1981) tarafından verilen yanma modellerinden 2. model esas alınarak hazırlanmış bir bilgisayar programı ile hesaplanmıştır. Bu modele göre karbon taneciği yüzeyindeki $C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$ direkt oksidasyon reaksiyonu ile meydana gelen CO'nin hemen yüzeye yakın bölgede $CO + 1/2 O_2 \rightarrow CO_2$ reaksiyonu ile tüketildiği kabul edilir. Karbon yüzeyinde oluşan CO_2 'in karbon ile tekrar reaksiyona girerek CO oluşturduğu $C + CO_2 \rightarrow 2 CO$ reaksiyonu ihmal edilir.

Bu kabule göre yürütülen sayısal hesaplamalarda tek tane yanma süreleri Ekler bölümünde verilen sayısal parametreler kullanılarak, difüzyonel kinetiğin veya kimyasal kinetiğin etkili olduğu durumlar için ayrı ayrı hesaplandı.

Daha önce yapılan çalışmalarda 1 mm çaptan daha büyük karbon tanecikleri için CO'nin yüzeyin yakınında yandığı ve başlıca yüzey reaksiyonunun $C + O_2 \rightarrow CO_2$ olduğu belirtilmiştir. Deneyde kullanılan tanecikler 1,70 mm'den daha büyük çapta olduğundan ikinci model yaklaşımı doğrudur.

Tek tane yanma süresinin incelendiği çalışmalarda tanecik büyüklüğünün, sıcaklığın ve hava hızının etkisini gösteren deneyssel ve teorik bulgular akışkan ve sabit yatak için verilmiştir.

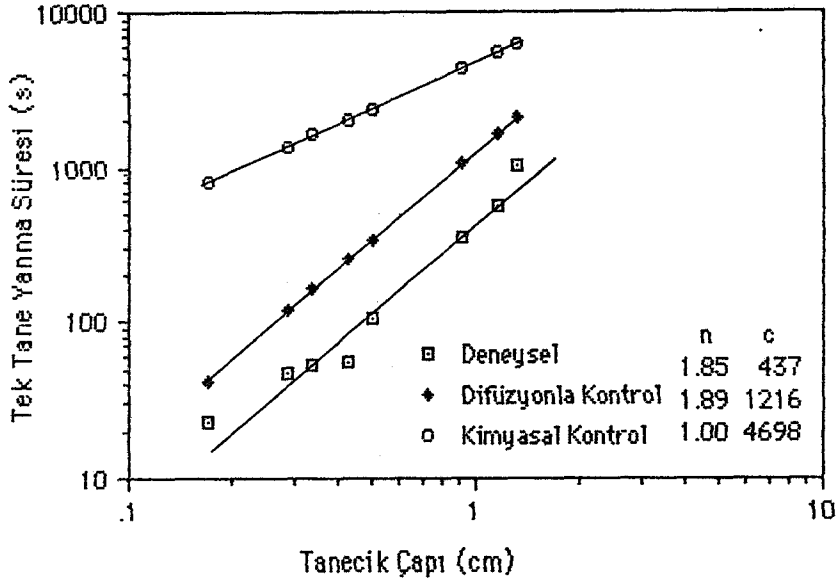
6.1.2.1. Tanecik büyüklüğünün yanma süresine etkisi

Tablo 5.1'de Şırnak-Cizre linyiti, Tunçbilek linyiti ve Zonguldak taşkömürünün verilen ağırlık aralığındaki tanecikleri için yapılan deneylerde elde edilen sonuçlar Şekil 6.3; 6.4 ve 6.5'de gösterilmektedir.

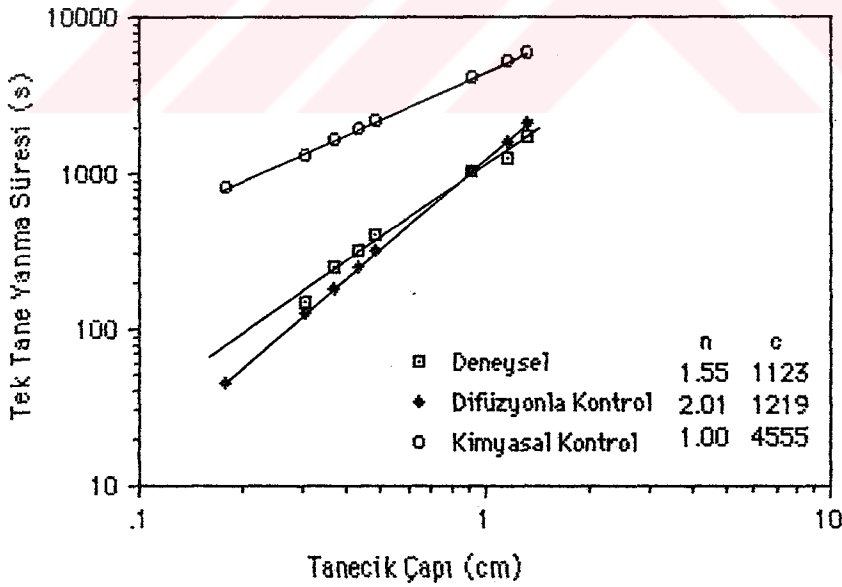
Bu grafiklerde kullanılan tanecik büyüklüğü 1,70-15 mm arasında değişmektedir ve yatak sıcaklığı 600°C'dir. Daha önce yapılan çalışmalarda $t_c = c D_p^n$ şeklinde tek bir tanecik içerisindeki karbonun yanma süresini hesaplamak için bir eşitlik geliştirilmiştir. Bu eşitlikte n 'nin değeri 1 ile 2 arasında değişir. $n = 1$ veya 1'e yakın bir değer olursa yanmanın kimyasal kontrollü, $n = 2$ veya 2'ye yakın bir değer olursa yanmanın difüzyon kontrollü olarak yürüdüğü düşünülmektedir.

Şırnak-Cizre linyiti için yapılan deneylerden elde edilen Şekil 6.1'deki deneysel verilerin hesaplanan n değerlerinin difüzyon kontrollü sayısal hesaplama sonucuna çok yakın olduğu görülmektedir. Ayrıca çalışılan tanecik büyüklüğünde difüzyonal kinetiğin daha etkili olduğu daha önceki çalışmalarda belirtilmektedir (Ross, 1981).

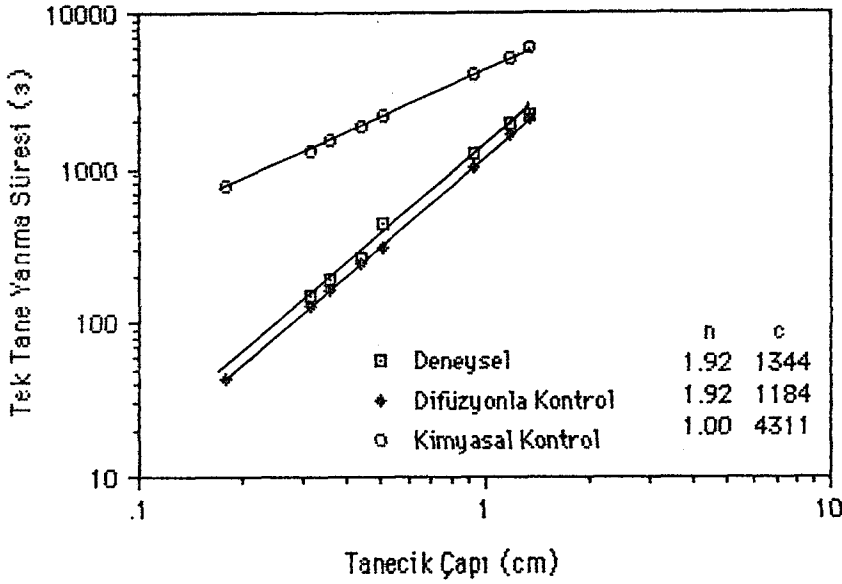
Tunçbilek linyiti için aynı durum söz konusudur. Yalnız deneysel ve teorik n değerleri Şırnak-Cizre linyitindeki gibi olmayıp, difüzyonal kinetik ve kimyasal kinetik kontrollerin kabul edildiği hesaplamalardan elde edilen değerlerin arasındadır. Bu yüzden yanmanın kesin olarak difüzyon kontrollü



Şekil 6.3. Şırnak-Cizre Linyitinin Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi



Şekil 6.4. Tunçbilek Linyitinin Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi

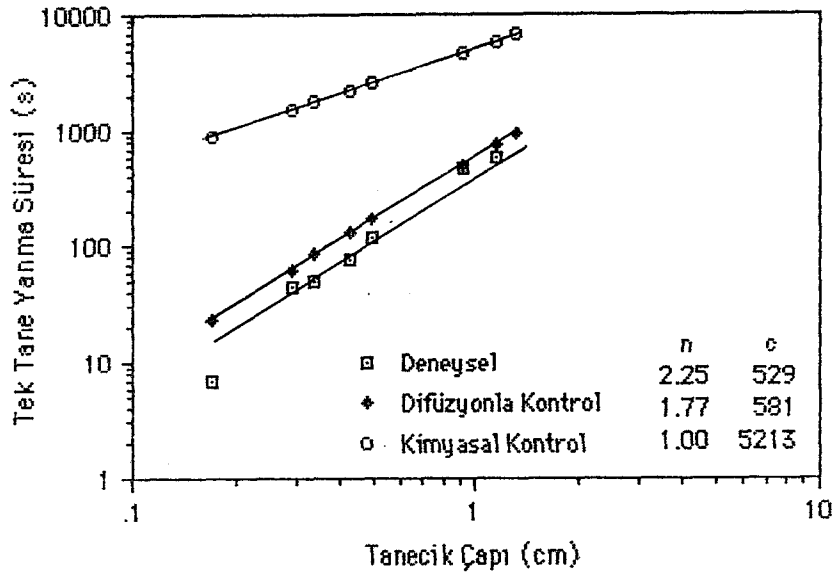


Şekil 6.5. Zonguldak Taşkömürünün Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi

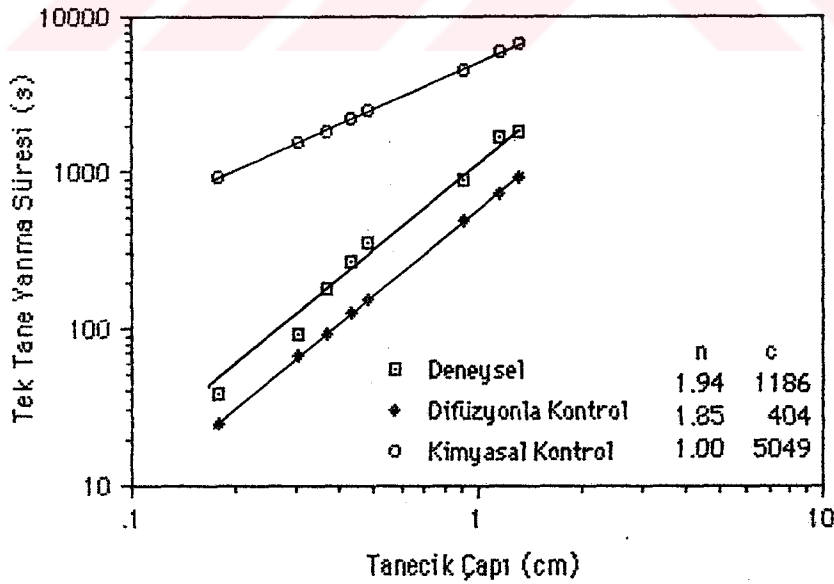
veya kimyasal kontrollü olduğunu söylemek güçtür. Fakat, grafikte deneysel verilerden elde edilen doğrunun difüzyonel kinetikle hesaplanan teorik verilere daha yakın olduğu görülmektedir.

Zonguldak taşkömürü için gözlenen yanma süresi ve teorik olarak hesaplanan yanma süreleri Şekil 6.5'de verilmektedir. Bu sürelerin difüzyonel kinetik kabulü ile hesaplanan teorik verilerle hemen hemen çakıştıkları görülür, ayrıca hesaplanan n değerleri de aynıdır. Buna göre Zonguldak taşkömürünün bu büyüklük aralığındaki yanmasının tamamen difüzyon kontrollü olduğu söylenebilir.

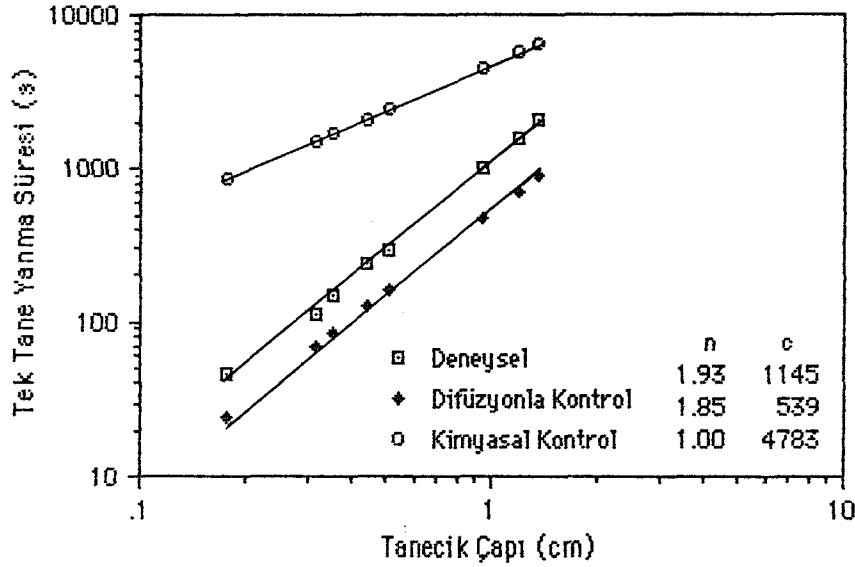
Şekil 6.6; 6.7 ve 6.8 sırasıyla Şırnak-Cizre linyiti, Tunçbilek linyiti ve Zonguldak taşkömürü için sabit yatakta gözlenen tek tane yanma süreleri ve teorik olarak hesaplanan yanma sürelerini göstermektedir. Deneysel ve teorik sonuçlar karşılaştırıldığında difüzyonel kinetiğin daha etkili olduğu görülür.



Şekil 6.6. Şırnak-Cizre Lingitinin Sabit Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi



Şekil 6.7. Tunçbilek Lingitinin Sabit Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi



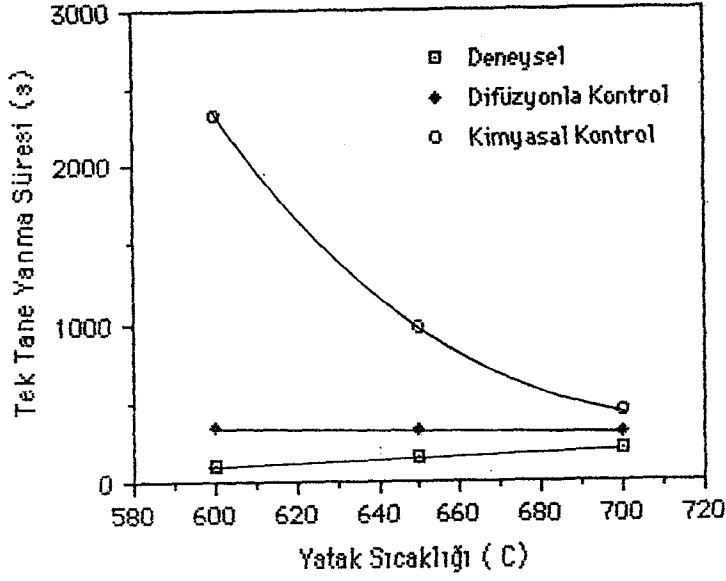
Şekil 6.8. Zonguldak Taşkömürünün Sabit Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Tanecik Çapı İle Değişimi

Sabit yatak deneylerinde Şırnak-Cizre linyiti için n değerinin 2'nin üzerinde bir değer olduğu görülür, bunun sebebi ise, bu kömür yandığında çok fazla şişmesi nedeniyle yanma sırasındaki tane büyüklüğünün başlangıç tane büyüklüğünden fazla olması ve kül tabakasından dolayı karbon yanmasının sona erdiği sürenin tam olarak tesbit edilemediğinden ileri gelebilir.

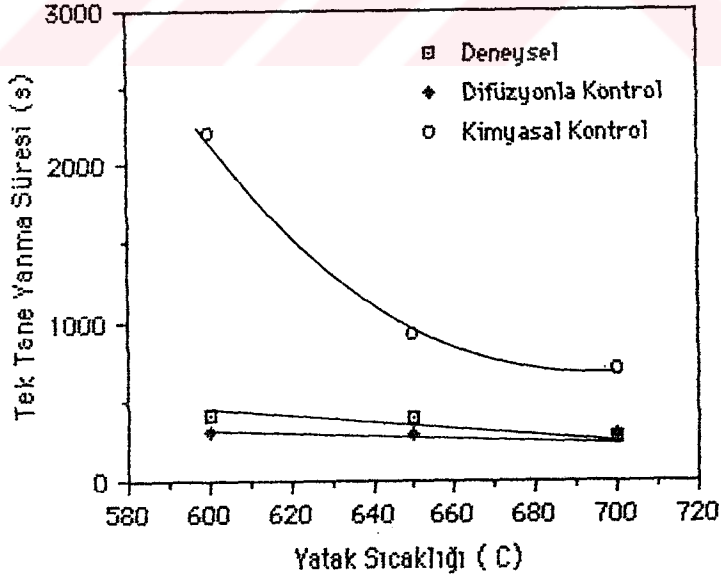
6.1.2.2. Yatak sıcaklığının yanma süresine etkisi

Sıcaklığın yanma süresine etkisi sabit bir tanecik büyüklüğünde yapıldı. 65,63-94,87 mg tanecik ağırlığında her üç kömür için 600, 650, 700°C sıcaklıklarda ölçülen yanma süreleri ve teorik olarak hesaplanan süreler Şekil 6.9; 6.10 ve 6.11'de görülmektedir.

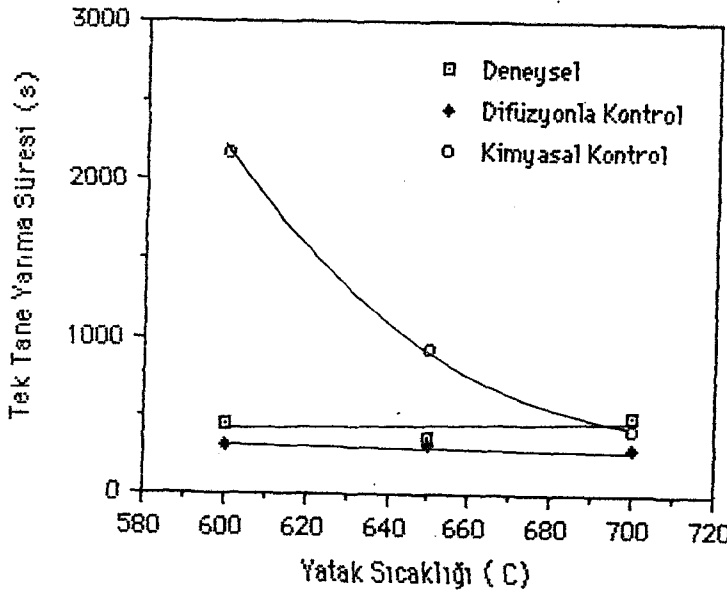
Grafiklerde görüldüğü gibi sıcaklık arttıkça yanma süresinin belirgin şekilde düştüğü görülür. Ancak bu düşme yanmanın tamamen kimyasal



Şekil 6.9. Şırnak-Cizre Lingitinin Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Yatak Sıcaklığı İle Değişimi



Şekil 6.10. Tunçbilek Lingitinin Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Yatak Sıcaklığı İle Değişimi



Şekil 6.11. Zonguldak Taşkömürünün Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Yatak Sıcaklığı İle Değişimi

kontrollü olarak yürüdüğünde beklenen düşmeden daha azdır. Yanma tamamen difüzyon kontrollü olduğunda belirgin bir düşme olmadığından buradaki yanma prosesine kimyasal direncin de az bir etkisinin olduğu söylenebilir.

Özellikle Şırnak-Cizre linyitinde deneysel yanma süresi hemen hemen değişmemektedir. Bunun sebebi sıcaklık yükseldikçe uçucu madde yanma periyodunda ısınma hızının ve uçucu madde salınma hızının artması ile tane şişmesinin daha fazla olmasıdır. Bu nedenle büyüklüğü artan char taneciği etrafındaki kül tabakasının direnci daha da önemli hale gelmektedir.

Tunçbilek linyiti için aynı durum söz konusu değildir. Sıcaklık arttıkça yanma süresinin de orantılı olarak düştüğü görülür. Yani uçucu madde yanma periyodunda orijinal tane büyüklüğünün değişmediği söylenebilir.

Zonguldak taşkömüründe yanma süresinin artan sıcaklıkla değişmediği görülür. Tane şişmesinin ortaya çıkardığı ilave difüzyon direnci ile sıcaklığın

yükselmesinin sağladığı reaktivite artışı birlikte değerlendirildiğinde bu durum açıklanabilir.

Yanma süresinin sıcaklıkla değişimi grafikleri incelendiğinde, kimyasal kinetiğin etkili olduğu teorik hesaplama sonuçlarının sıcaklık arttıkça deneyler sonucu bulunan verilere oldukça yaklaştığı görülmektedir. Fakat özellikle Tunçbilek linyitinin yanması incelendiğinde difüzyonel kinetiğin daha etkili olduğu görülür. Daha önceki çalışmalarda da sıcaklık arttıkça difüzyon direncinin etkisinin arttığı vurgulanmıştır (Davidson, 1993).

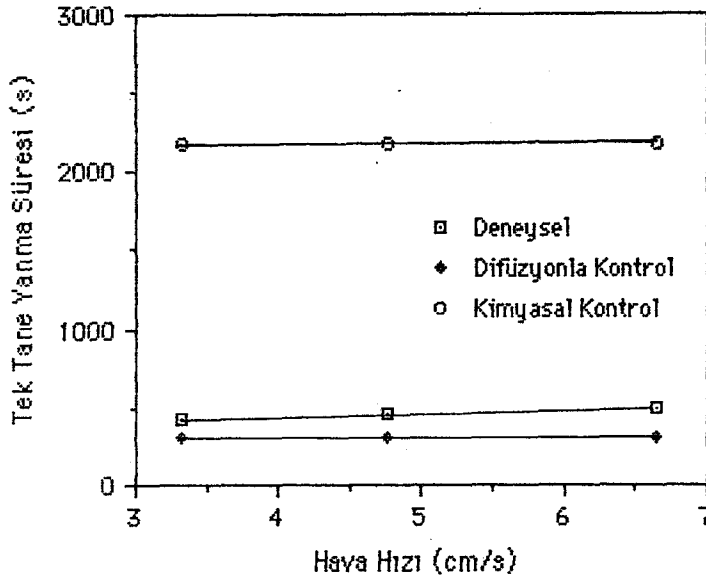
6.1.2.3. Hava hızının yanma süresine etkisi

Şekil 6.12 Zonguldak taşkömürünün $77,81 \pm 9,28$ mg tanecik ağırlığındaki tanecikleri 600°C yatak sıcaklığında üç farklı hava hızında yanması incelendiğinde elde edilen verileri göstermektedir. Deneysel veriler ve teorik verilerin hepsinde de görüldüğü gibi tek tane yanma süresi artırılan hava hızıyla değişmeden sabit kalmaktadır. Bu durum başlıca karbon yüzey reaksiyon ürününün CO olduğu görüşü ile (Ross, 1981) uygunluk göstermektedir.

Çünkü hava miktarının artması ile giren O_2 miktarı da arttığından yanma süresinin önemli derecede azalması beklenebilir. Sonuçlar ise konvektif O_2 akımının uygulanan hızlarda yanmayı etkilemediğini göstermektedir. O halde yüzeyde oluşan CO'nun önemli bir bölümünün sınır tabakası dışında, emülsiyon fazında yandığı belirtilebilir.

6.2. Sürekli Besleme

Tablo 5.3'de verilen dört ayrı besleme hızında yapılan deneylerden hesaplanan yanmayan karbon yüzdesinden ve kömürlerin bilinen sabit karbon



Şekil 6.12. Zonguldak Taşkömürünün Akışkan Yatakta Tek Tane Karbon Yanma Süresinin Hava Hızı İle Değişimi

ve kül yüzdelerinden yararlanılarak kararlı çalışma sıcaklığındaki yanma hızları Şekil 6.13 ve 6.14'deki doğruların eğimi ile hesaplandı. Yanma hızı, çıkarılışı Ekler bölümünde verilen

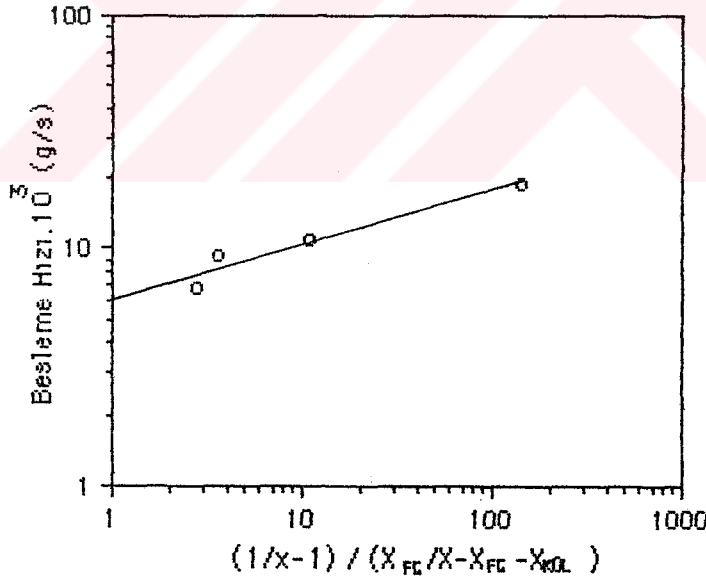
$$m = (-R_c) \frac{(1/x-1)}{(x_{FC}/x - x_{FC} - x_{KÜL})} \quad (6.1)$$

bağıntısından bulundu. Burada m besleme hızı, R_c birim zamanda yanan karbon miktarı, x uçucu madde yanması periyodu sonunda yanmayan karbon kesri, x_{FC} ve $x_{KÜL}$ sırasıyla orijinal kömürün sabit karbon ve kül kesirleridir. Burada besleme hızına karşı $(-R_c)$ teriminin yanındaki ifadeyi grafiğe aldığımızda Şekil 6.13 ve 6.14 elde edilir.

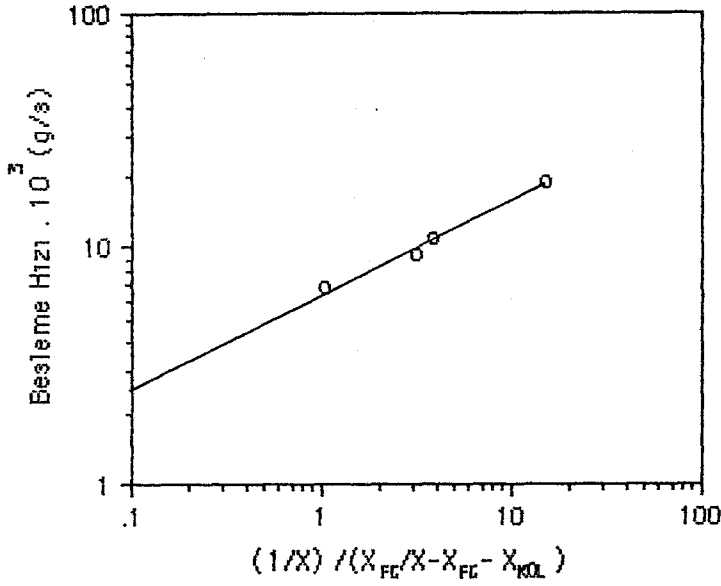
Hesaplanan deneysel hız değerleri, teorik değerler ile birlikte Şekil 6.15 ve 6.16'da gösterilmektedir. Şekil 6.15'te görüldüğü gibi Tunçbilek

lingiti için hesaplanan deneysel hız ile aynı tane büyüklüğü için hesaplanan difüzyon kontrollü yanmanın teorik hesaplama sonuçlarının birbirine yakın olduğu görülür. Fakat Zonguldak taşkömürü için aynı şey söylenemez. Şekil 6.16'ya bakıldığında aradaki farkın oldukça büyük olduğu ve deneyde kullanılan büyüklüğün yaklaşık olarak iki katı olan 4. değere daha yakın olduğu görülür.

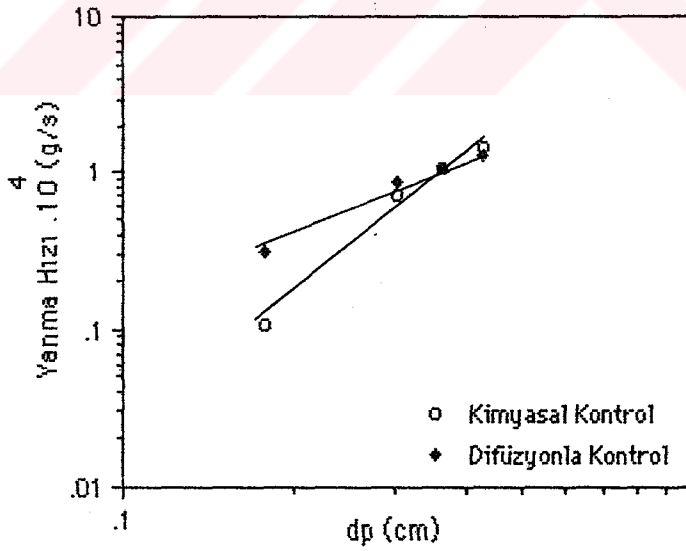
Deneysel yanma hızının teorik hızdan yüksek olmasının nedeni teorik ifadenin saf karbon yanması için geliştirilmiş olmasıdır. Halbuki gerçek Char taneleri O_2 difüzyonuna ilave direnç gösteren kül tabakası ile çevrilmiş haldedirler. Bu yüzden karbon yanma periyodunda kül miktarı ve gerçek tane çapı belirleyici faktörler olabilir.



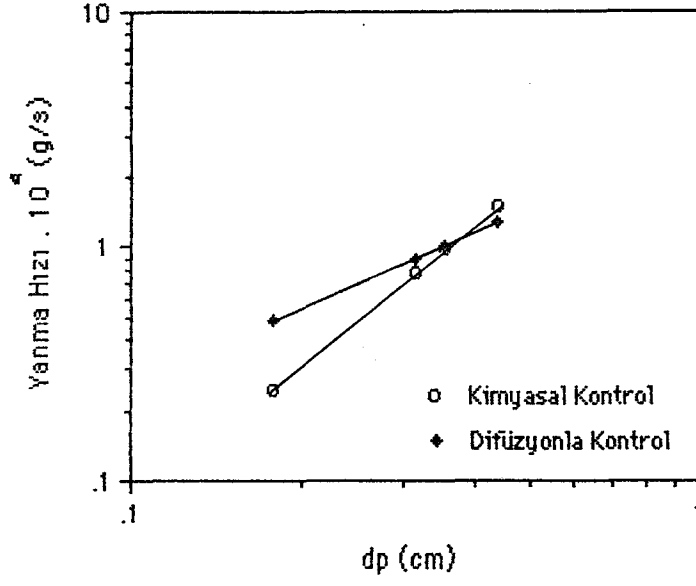
Şekil 6.13. Akışkan Yataкта Tunçbilek Lingitinin Sürekli Besleme İçin Yanma Hızının Hesaplanması



Şekil 6.14. Akışkan Yataкта Zonguldak Taşkömürün Sürekli Besleme İçin Yanma Hızının Hesaplanması



Şekil 6.15. Tunçbilek Linyitinin Akışkan Yataкта Sürekli Besleme İçin Deneysel ve Teorik Karbon Yanma Hızlarının Tanecik Boyutu İle Değişimi



Şekil 6.16. Zonguldak Taşkömürünün Akışkan Yatakta Sürekli Besleme İçin Deneysel ve Teorik Karbon Yanma Hızlarının Tanecik Boyutu İle Değişimi

7. SONUÇLAR

Kömürün akışkan yatakta yanmasının tek tane ve sürekli besleme durumları için incelenmesinden aşağıdaki sonuçlara varılabilmektedir :

- Akışkan ve sabit yatak deneylerinde izlenen uçucu madde yanma süresi akışkan yatak sisteminde daha yüksek bulunmuştur ve uçucu madde yanması kimyasal ve ısı transfer kontrollü olarak yürümektedir.

- Akışkan ve sabit yatakta tek tane karbon yanma süresinin tanecik büyüklüğü ile arttığı ve bu iki sistem karşılaştırıldığında karbon yanma süresinin de akışkan yatak sisteminde daha yüksek olduğu görülmüştür. Ayrıca her iki sistemde de karbon yanması difüzyon kontrollüdür.

- Akışkan yatakta tek tane karbon yanma süresinin sıcaklıkla değişimi incelendiğinde ısınınca şişen kömürlerde artan sıcaklığın yanma süresine hiç bir etkisinin olmadığı, fakat orijinal büyüklüğünde kalan kömürler için sıcaklık arttıkça karbon yanma süresinin azaldığı görülür.

- Hava hızının akışkan yatakta karbon yanma süresine etki etmediği bulunmuştur. Bunun nedeni ise başlıca yüzey reaksiyonunun $C + 1/2 O_2 \rightarrow CO$ reaksiyonu olması ve karbon yüzeyinde oluşan CO'nin bir kısmının sınır tabakası dışında emülsiyon fazında yanmasıdır.

- Kömürlerin içerdiği kül miktarı yanma süresini büyük ölçüde etkilemektedir. Bu yüzden, daha reaktif olması gereken linyit char tanelerinin yanma süresi artan kül miktarı ile artabilmektedir.

8. EKLER

8.1. Sürekli Beslemede Karbon Yanma Hızının Hesaplanması

Sürekli besleme deneylerinde yataktan alınan örneklerde yanmayan karbon kesri tesbit edilerek karbon yanma hızı aşağıdaki şekilde bulunabilir.

- m : Kömür besleme hızı (g/s)
 X : Yanmayan karbon kesri
 X_{FC} : Kömürün sabit karbon yüzdesi
 $X_{KÜL}$: Kömürün kül yüzdesi
 $(-R_c)$: Karbon yanma hızı (g/s)

Beslemedeki karbon miktarı

$$m \cdot X_{FC} \quad (1)$$

Yanmayan karbon miktarı

$$m \cdot (X_{FC} + X_{KÜL}) X - (-R_c) \cdot X \quad (2)$$

olduğuna göre karbon yanma hızını aşağıdaki eşitliğe göre buluruz.

$$\text{Giren C} - \text{Çıkan C} = \text{Dönüşen C}$$

(1) ve (2) ifadeleri yerine konulursa aşağıdaki bağıntı elde edilir.

$$m X_{FC} - m (X_{FC} + X_{KÜL}) X + (-R_c) \cdot X = (-R_c)$$

$$m = (-R_c) \frac{(1/X - 1)}{(X_{FC}/X - X_{FC} - X_{KÜL})}$$

8.2. Bilgisayar Programında Kullanılan Sembollerin Değerleri

FIS= Küresellik (0.730)

RS= İnert tanecik yoğunluğu (2.638 g/cm^3)

DT= Yatak çapı (6.1 cm)

AL= Yatak yüksekliği (5.5 cm)

MS= Yataktaki tanecik kütlesi (244.27 g)

DPM= Minimum tanecik büyüklüğü (0.015 cm)

DP= Ortalama tanecik büyüklüğü (0.0223 cm)

G= Yerçekimi ivmesi (981 cm/s)

GC= İvme düzeltme faktörü

DOR= Drifiz çapı (0.04 cm)

VIS= Viskozite (2.08 g/cm s)

RG= Gaz fazı yoğunluğu

EM= Boşluk oranı

E= 149227 cal/gmol

R= 0.325

$\gamma = 2$

$\alpha = 2$

8.3. Tek Tane Hesaplamalarında Kullanılan Bilgisayar Programı

```

C*****COMBUSTION TIMES OF SINGLE TURKISH COAL PARTICLES
C      IN A FLUIDIZED BED
C      FIS: SPHERICITY
C      RS: PARTICLE DENSITY
C      DT: BED DIAMETER
C      AL: BED HEIGHT
C      MS: MASS OF PARTICLES IN THE BED
C      DPM: MINIMUM PARTICLE SIZE
C      DP: AVERAGE PARTICLE SIZE
C      G: ACCELERATION OF GRAVITY
C      GC: GRAVITY CORRECTION FACTOR
C      DOR: DISTRIBUTOR ORIFICE DIAMETER
C      VIS: VISCOSITY OF FLUIDISING GAS
C      RG: DENSITY OF FLUIDISING GAS
C
C      STARTING SECTION
C      DIMENSION AYT(12),AT(12),ANU(12),ARG(12),AQ(12),AAK(12),ACP(12)
C      DIMENSION ADP(15),AWY(15),ADT(15)
C***   ZONGULDAK TAŞKÖMÜRÜ
C      DATA(ADP(N),N=1,8)/1.775E-1,3.143E-1,3.553E-1,4.385E-1,
/5.039E-1,9.343E-1,11.816E-1,13.51E-1/
C      DATA(AWY(N),N=1,8)/3.45E-3,18.92E-3,27.26E-3,51.29E-3,77.80E-3,
/495.71E-3,1003E-3,1498.84E-3/
C***   TUNBİLİK LİNYİTİ
C      DATA(ADP(N),N=1,8)/1.78E-1,3.029E-1,3.654E-1,4.308E-1,4.857E-1,
/9.122E-1,11.644E-1,13.258E-1/
C      DATA(AWY(N),N=1,8)/3.66E-3,17.825E-3,31.29E-3,51.27E-3,73.50E-3,
/486.759E-3,1012.5E-3,1495.08E-3/
C***   CİZRE LİNYİTİ
C      DATA(ADP(N),N=1,8)/1.696E-1,2.883E-1,3.348E-1,4.269E-1,4.991E-1,
/9.10E-1,11.543E-1,13.146E-1/
C      DATA(AWY(N),N=1,8)/3.21E-3,15.765E-3,29.395E-3,51.24E-3,81.83E-3,
/496.07E-3,1012.5E-3,1495.08E-3/
C      DATA(ADT(N),N=1,8)/0.01,0.02,0.03,0.05,0.06,0.08,0.09,0.10/
C      DATA(ADT(N),N=1,8)/0.1,0.2,0.5,0.8,1.,2.,3.,4./
C      DATA(AYT(N),N=1,6)/923,973,1023,1073,1123,1173/
C      DATA(AT(N),N=1,5)/500,600,800,1000,1200/
C      DATA(ANU(N),N=1,5)/2.7E-4,3.06E-4,3.7E-4,4.24E-4,4.73E-4/
C      DATA(ARG(N),N=1,5)/0.6964,0.5804,0.4354,0.3482,0.2902/
C      DATA(AQ(N),N=1,4)/0.25,0.36,0.50,0.70/
C      DATA(AAK(N),N=1,5)/9.65E-5,11.13E-5,13.78E-5,16.27E-5,18.71E-5/
C      DATA(ACP(N),N=1,5)/0.2461,0.2511,0.2625,0.2726,0.2807/
C      DATA FIS,RS,BT,AL,MS,DPM,DPI,G,GC,DOR,DL,TL,Y/O.730,2.638,6.1,5.5,
/244.27,0.015,0.0225,981,1.0,0.04,2.08,1173,0.79/
C      OPEN(4,FILE='FLU2GKTI',STATUS='OLD',ACCESS='SEQUENTIAL')
C*****EFFECT OF FLOW RATE
C      DO 8 I=1,1
C      DQ=AQ(I)
C      WRITE(*,100) DQ

```

```

WRITE(4,100) DQ
100 FORMAT(//,2X,'VOLUMETRIC FLOW RATE =',F5.4,1X,'Nm3/hr')
WRITE(*,103)
WRITE(4,103)
103 FORMAT(1X,'TEMP VBO DPS Tbout DDW W',
/ 'SH BK AK X D2 KIM ',/,
/ '-----',
/ '-----')
C*****MINIMUM FLUIDISATION VELOCITIES
DO 8 J=1,3
TEMP=AYT(J)
VIS=FUN1(TEMP,5,AT,ANU)
RG=FUN1(TEMP,5,AT,ARG)
RG=RG/1000
EMF=(1.-(RS/RS)/((11./14.)*AL*(BT**2.)))
EMF=EMF/0.9
ALMF=AL*(1.-EMF)/(1.-EMF)
UMF=((FIS*DPY)**2.)*(RS-RG)*G*(EMF**3.)/((1-EMF)*VIS*150)
RET=DPY*UMF*RG/VIS
IF(RET.L1.20) GO TO 7
UMF=((FIS*DPY)*(RS-RG)*G*(EMF**3.)/(1.75*VIS))**(1./2.)
RET=DPY*UMF*RG/VIS
IF(RET.G1.1000) GO TO 7
ARA=0.0408*(DPY**3.)*RG*(RS-RG)*G/(VIS**2.)
UMF=((33.7**2.+ARA)**(1./2.)-33.7)*VIS/(DPY*RS)
7 TOUT=TEMP
TDIS=623.
G=(DQ*1.E6/3600)*(TDIS+TOUT)/(2.*293)
UO=G*4./((22./7.)*(BT**2.))
C*****TERMINAL VELOCITIES
UT=((G*(DPM**2.))*((RS-RG)**2.))/(18.*VIS)
RET=DPM*RG*UT/VIS
IF(RET.L1.0.4) GO TO 10
UT=((((4./(225.*RG*VIS))*((RS-RG)**2.)*(G**2.))**(1./3.))*DPM)
RET=DPM*RG*UT/VIS
IF(RET.G1.500) GO TO 10
UT=(3.1*G*(RS-RG)*DPM/RG)**(1./2.)
IF(J.EQ.1) GO TO 10
C*****BUBBLE SIZE CALCULATION
WRITE(*,106)
WRITE(4,106)
106 FORMAT('-----',
/ '-----')
10 ANOR=140
C DQ=AQ(1)*TDIS*1.E6/(293.*3600.)
V=G/ANOR
VB=0.01526*(V**(6./5.))
DB=((21./11.)*VB)**(1./3.)
C*****MASS TRANSFER
C D=DL*(((TDIS+TOUT)/2.)/TL)**(3./2.)
C AKBC=(4.5*UMF/DB)+5.85*(D**(1./2.))*G**(1./4.)/(DB**(5./4.))
C RET=UT*DP*RG/VIS
C SHI=2.+0.6*(SC**(1./3.))*(RET**(1./2.))

```

```

C      ALF=ALMF*((UO/UMF)**(1./3.))
C      EF=1-(ALMF*(1.-EMF)/ALF)
C      GB=0.005
C      ED=0.8
C      SHO=DEL*((GB*ED*SH+Y*FIS*(DP**2.)*AKBC/(6.*D)))/(1.-EF)
C      AKO=D*SHO/(DP*Y)
C*****STARTING DATA
      DO 8 K=1,8
      DPS=ADP(K)
      DT=ADT(K)
      DP=DPS
      WS=AWY(K)*0.3564
      RC=WS*21./(11.*(DP**3.))
      DDW=0
      F=0
C*****COMPUTING SECTION
      GAMA=2.
      ALFA=2.
      DG=DL*(((TDIS+TOUT)/2.)/TL)**(3./2.)
11 W=(11./21.)*(DP**3.)*RC
      RE=DP*UMF*RG/VIS
      SC=VIS/(RG*DG)
      SH=2.0+0.60*(SC**(1./3.))*(RE**(1./2.))
      TP=TEMP+150.
      R=8.326
      AKO=TP*5.95E4
      EA=149227.
      AAT=(11./14.)*(BT**2.)
      AKC=AKO*EXP(-EA/(R*TP))
      BK=1./((GAMA/AKC)+(ALFA*DP/(SH*DG)))
      AK=2.*BK*(22./7.)*(DP**2.)/(AAT*ALMF)
      TKG=SH*DG/DP
      TKU=AK*ALMF/UO
      AA=6.34*ALMF/(DB*SQR1(G*DB))
      BB=1.3*EMF*SQR1(DG*G/DB)/(1.+EMF)
      X=AA*(UMF+BB)
      A=(22./7.)*RC*(DP**2.)/(AAT*(UO-(UO-UMF)*EXP(-X)))
      B=RC*GAMA/(2.*AKC)
      C=ALFA*DP*RC/(2.*SH*DG)
      CG=2.643E-6
C      A=W*(DP**2.)/(AAT*(UO-(UO-UMF)*EXP(-X)))
C      B=RC*(DPS**3.)*GAMA/(12.*AKC)
C      C=ALFA*DP*RC*(DPS**3.)/(12.*SH*DG)
C      DDW=-(12.*CG)*(22./7.)*RC*(DP**2.)/(A+B+C)
C      DDP=-(24.*CG)/(A+B+C)
C      DDW=-(12.*CG)*(22./7.)*RC*(DP**2.)/(A+C)
C      DDP=-(24.*CG)/(A+C)
C      DDW=-(12.*CG)*(22./7.)*RC*(DP**2.)/B
C      DDP=-(24.*CG)/B
C*****TEST FOR WRITING
      104 FORMAT(F5.0,1X,F5.4,1X,F5.3,1X,F5.0,1X,F6.4,1X,F6.4,1X,F5.3,
/1X,F5.2,1X,E8.3,1X,F5.1,1X,F6.4,1X,F6.4)
      IF(DP/DPS.LE.0.01) WRITE(*,104)TEMP,VB,DPS,T,DDW,W,SH,BK,AK,X,B,C

```

```

      IF(DP/DPS.LE.0.01) WRITE(4,104)TEMP,VB,DPS,T,DDW,W,SH,BK,AK,X,B,C
      IF(DP/DPS.LE.0.01) GO TO 8
C*****INTEGRATION SECTION
      5 CALL INT1(T,DT,4,4)
      CALL INT(W,DDW)
      CALL INT(DP,DDP)
      GO TO 11
      8 CONTINUE
      STOP
      END
C***** ARBITRARY FUNCTION SUBROUTINE Y VERSUS X
      FUNCTION FUN1(A,N,X,Y)
      DIMENSION X(12),Y(12)
      IF(A-X(1)) 5,5,6
      6 IF(A-X(N)) 1,2,2
      2 FUN1=Y(N)
      RETURN
      5 FUN1=Y(1)
      RETURN
      1 DO 3 I=2,N
      IF(A.LT.X(I)) GOTO 4
      3 CONTINUE
      4 FUN1=Y(I-1)+(A-X(I-1))*(Y(I)-Y(I-1))/(X(I)-X(I-1))
      RETURN
      END
      FUNCTION FUN2(A,N,X,Y)
      DIMENSION X(20),Y(20)
      IF(A-X(1)) 5,5,6
      6 IF(A-X(N)) 1,2,2
      2 FUN2=Y(N)
      RETURN
      5 FUN2=Y(1)
      RETURN
      1 DO 3 I=2,N
      IF(A.LT.X(I)) GOTO 4
      3 CONTINUE
      4 FUN2=Y(I-1)+(A-X(I-1))*(Y(I)-Y(I-1))/(X(I)-X(I-1))
      RETURN
      END
C
      SUBROUTINE INT1(TD,DTD,IOD,JSD)
      COMMON/CINT/T,DT,JS,JN,DXA(500),XA(500),IO,JS4
      IO=IOD
      JN=0
      GO TO (6,5,1,1),IO
      6 JS=2
      GO TO 7
      5 JS=JSD
      JS=JS+1
      IF(JS.EQ.3) JS=1
      IF(JS.EQ.2) RETURN
      7 DT=DTD
      3 TD=TD+DT
      T=TD
      RETURN

```

C *** UCUNCU VE DÖRDÜNCÜ ADIMLAR İÇİN ***

```

1 JS4=JSD
  JS4=JS4+1
  IF (JS4.EQ.5) JS4=1
  IF (JS4.EQ.1) GO TO 2
  IF (JS4.EQ.3) GO TO 4
  RETURN
2 DT=DTD/2.
  GO TO 3
4 TD=TD+DT
  DT=2.*DT
  T=TD
  RETURN
END

```

C

```

SUBROUTINE INT(X,DX)
COMMON/CINT/T,DT,JS,JN,DXA(500),XA(500),IO,JS4
JN=JN+1
GO TO (9,8,3,3),IO
9 X=X+DX*DT
  RETURN
8 GO TO (1,2),JS
1 DXA(JN)=DX
  X=X+DX*DT
  RETURN
2 X=X+(DX-DXA(JN))*DT/2.
  RETURN

```

C *** İKİNCİ ADIMDAN SONRAKİ BÖLÜMÜ ***

```

3 GO TO(4,5,6,7),JS4
4 XA(JN)=X
  DXA(JN)=DX
  X=X+DX*DT
  RETURN
5 DXA(JN)=DXA(JN)+2.*DX
  X=XA(JN)+DX*DT
  RETURN
6 DXA(JN)=DXA(JN)+2.*DX
  X=XA(JN)+DX*DT
  RETURN
7 DXA(JN)=(DXA(JN)+DX)/6.
  X=XA(JN)+DXA(JN)*DT
  RETURN
END

```

9. KAYNAKLAR

1. ADANEZ, J., ABNADES, J.C., 1991. Minimum Fluidization Velocities of Fluidized-Bed Coal-Combustion Solids, Powder Technology, 67, 113-119.
2. AVEDESİAN, M.M., DAVIDSON, J.F., 1973. Combustion of Carbon Particles in a Fluidized Bed, Trans., Instn. Chem. Energy, 51, 121-129.
3. BASU, P., 1977, Burning Rate of Carbon in Fluidized Beds, Fuel, 56, 390-392,
4. BERKOWITZ, N., 1979. An Introduction to Coal Technology, Academic Press, 201-209, New York.
5. CHACKRABORTY, R.K., HOWARD, J.R., 1978. Burning Rates and Temperatures of Carbon Particles in a Shallow Fluidized Bed Combuster, Journal of the Institute of Fuel, 220, 124.
6. CHACKRABORTY, R.K., HOWARD, J.R., 1981.a) Combustion of Char in Shallow Fluidized Bed Combuster : Influence of Some Design and Operating Parameters, Journal of The Institute of Energy, 48-54 .
b) Combustion of Single Carbon Particles in Fluidized Beds of High-Density Alumina, Journal of Institute of Energy, 55-58,
7. DAVIDSON, J.F., 1993. Reflections on Fluidized Combustion A Lesson For The Future, Institute of Energy-Combustion and Emissions Control, 297-310.
8. DURAO, D.F.G., FERRAO, P., GULYURTLU, I., HEITOR, M.Y., 1990. Combustion

Kinetics of High-Ash Coals in Fluidized Beds, Combustion and Flame, 79, 162-174.

9. EKİCİ, E., YALKIN, G., ATAKUL, H., SENATALAR, E.A., 1988. The Combustion of Volatiles From Some Turkish Coal in a Fluidized Bed, Journal of the Institute of Energy. 155, 189-191.
10. ESSENHIGH, R.H., 1981. Chemistry of Coal Utilization, Second Supplementary Volume (Ed.M.A.Elliott), 1313-1389, Canada.
11. FIELD, M.A.; AVEDESİAN, M.M., DAVIDSON, J.F., 1973. Combustion of Carbon Particles in a Fluidized Bed, Trans., Instn. Chem. Energy, 51, 121-129.
12. GIBBS, B.M., 1980. Coal Fired Rotating Fluidized Bed Combustion For Power Generation.
13. GODEL, A.A.; KURAL, O., 1991. Kömür, 412-437, Kurtiş Matbaası, İstanbul.
14. HAENEL, M.W., 1992. Recent Progress in Coal Structure Research, Fuel, 71, 1211-1223.
15. KHAN, M.R., LEE, Y.Y., 1989. A Comparison of the Combustibility of Chars in Fixed-Bed and Fluidized-Bed Reactors, Journal of The Institute of Energy, 79-82.
16. KUNİİ, D., LEVENSPIEL, O., 1968, Fluidization Engineering, 16-219, Robert E. Krieger Publishing CO., INC.
17. KURAL, O., 1991. Kömür, 412-437, Kurtiş Matbaası, İstanbul.
18. MULCAHY, M.F.R.; AVEDESİAN, M.M., DAVIDSON, J.F., 1973. Combustion of

- Carbon Particles in a Fluidized Bed, Trans., Instn. Chem. Energy, 51, 121-129.
19. NACH, H.; KURAL, O., 1991. Kömür, 412-437, Kurtiş Matbaası, İstanbul.
20. PISS, J.J., FUERTES, A.B., ARTOS, V., RUBIERA, A., 1991. Prediction of Combustion Efficiency in a Fluidized Bed Combustor by Statistical Experimental Design, Fuel, 70, 861-864.
21. PITT, G.J., MILLWARD, G.R., 1981. Coal and Modern Coal Processing an Introduction, Academic Press, London.
22. ROSS, I.B., DAVIDSON, J.F., 1981. The Combustion of Carbon Particles in a Fluidized Bed, Trans Ichem, 79, 108-114.
23. SALAM, T.F., NADEEM, S.A., OMAR, K.I., ve GIBBS, B.M., 1981. Combustion Characteristics of Bangladeshi Peat in a Fluidized Bed Combustor.
24. SALAM, T.F., SHEN, X.L., GIBBS, B.M., 1988. A Technique for Determining Devolatilization Rates of Large Coal Particles in a Fluidized Combustor, Fuel, 67-415-419.
25. SAXENA, S.C., RAO, N.S., ZHOU, S.J., 1990. Fluidization Characteristic of Gas Fluidized Beds at Elevated Temperatures, Energy, 15, 1001-1014.
26. SAXENA, S.C., RAO, N.S., RAO, V.G., KOGANTI, R.R., 1992. Coal Combustion Studies in a Fluidized-Bed Test Facility, Energy, 17, 579-591.
27. SMITH, I.W., 1982, The Combustion Rates of Coal Chars: A Review, Coal Combustion Kinetics and Mechanism, 1045-1065.
28. STUBINGTON, J.F., SUMARYONO, 1984. Release of Volatiles From Large Coal Particles in a Hot Fluidized Bed, Fuel. 63, 1013-1019.

29. STUBINGTON, J.F., CHAN, S.W., 1990. Experimental Measurements of Combustion of Simulated Coal Volatiles in a Bubbling Fluidized Bed Combustor, *Fuel*, 69, 678-683.
30. STUBINGTON, J.F., HUANG, G., SCARONI, A.W., 1991. Devolatilization Times of mm-Size Coal Particles, *Fuel*, 70, 1105-1108.
31. WESTBY, T.S., DANGTRAN, K., EDGAR, T.F., 1990. Fluidized-Bed Combustion of Texas Lignite, *Fuel*, 69, 590-599.
32. WILDEGGER-GAISMAIER, A.L., AGARWAL, P.K., 1990. Drying and Devolatilization of Large Coal Particles Under Combustion Condition, *Fuel*, 69, 44-52.