

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

93708


AKIŞKAN YATAKTA GAZLAŞTIRMA

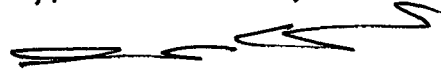
Mak. Müh. Bekir Ali BAYAZITOĞLU


F.B.E. Makina Mühendisliği Anabilim Dalı Isı Proses Programında
Hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı : Prof. Ümit Doğay ARINÇ

Yrd. Doç. Dr.
A. Koyun


Prof. Dr. Bahri ŞAHİN


17.07.2000
Prof. Ümit A. Arınç


İSTANBUL, 2000

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ	iv
ŞEKİL LİSTESİ	vi
ÇİZELGE LİSTESİ	vii
ÖNSÖZ.....	viii
ÖZET	ix
ABSTRACT	x
1. GİRİŞ.....	1
1.1 Katı Parçacıkları – Akışkan Teması	1
1.2 Dolgulu (Sabit) Yataklar	4
1.3 Akışkan Yataklar	4
1.4 Temel Akışkan Yatak Davranışı	5
2. AKIŞKAN SİSTEMLERİN ÖZELLİKLERİ	7
2.1 Katı Parçacıkların Fiziksel Özellikleri	7
2.1.1 Parçacık büyüklüğü ve şekli	7
2.1.2 Bir yataktaki parçacıkların yüzey alanı	9
2.1.3 Yatak boşluğu.....	9
2.2 Parçacıkların Akışkanlaşma Özelliklerine Göre Sınıflandırılması.....	10
2.3 Gaz – Katı ve Sıvı – Katı Sistemlerinin Genel Özellikleri.....	11
2.4 Sıvı – Katı Sistemlerinin Özellikleri	12
2.5 Gaz – Katı Sistemlerinin Özellikleri	15
2.6 Gaz – Sıvı – Katı Sistemlerinin Özellikleri.....	19
3. AKIŞKANLAŞTIRMA.....	20
3.1 Akışkanlaşma Koşulları.....	20
3.2 Akışkanlaşma Tipleri.....	21
3.3 Basınç Düşüşü	22
3.3.1 Dolgulu yataklarda akış.....	22
3.3.2 Akışın modellenmesi	23
3.3.3 Akışkan hızının basınç farkına etkisi	26
3.4 Minimum Akışkanlaştırma Hızı	28
3.4.1 Teorik yaklaşım	28
3.4.2 Minimum akışkanlaştırma hızının deneysel olarak saptanması	29
3.4.3 Amprik bağıntılar	30

4.	GAZLAŞTIRMA İŞLEMİNDE KÜTLE ve ISI TRANSFERİ SINIRLAMALARI... 32
4.1	Gözenekli Katıda Difüzyon..... 33
4.1.1	Paralel gözenek modeline göre difüzyon..... 33
4.1.2	Gelişigüzel gözenek modeline göre difüzyon 34
4.2	Dış Yüz Kütle Transferinin Belirlenmesi..... 37
4.3	Gazlaşma İşleminde Isı Transferinin Etkisi 37
5.	GAZLAŞTIRMA ve GAZLAŞTIRMA EŞİTLİKLERİNİN KURULMASI 39
5.1	Gazlaştırma İşlemi..... 39
5.2	Linyitlerin Gazlaştırılması..... 39
5.2.1	Linyitlerin özellikleri..... 41
5.2.2	Gazlaştırmanın termodinamiği 42
5.3	Gazlaştırmada Termodinamik Eşitliklerin Kurulması 46
5.3.1	Kütle dengesi denklemleri 47
5.3.2	Isı dengesi denklemleri..... 51
6.	HESAPLAMALAR..... 53
6.1	Termodinamik Eşitliklerde Bilinmeyenlerin Hesaplanması 53
6.2	Örnek Hesaplamalar 58
6.2.1	Gerekli değerler 58
6.2.2	Min. akışkanlaşmadaki yatak yüksekliği..... 59
6.2.3	Min. akışkanlaşmadaki basınç düşüşü..... 59
6.2.4	Min. akışkanlaşma hızı 59
6.2.5	Min. akışkanlaşma için gerekli debi 60
6.2.6	Tepken gazların debileri 60
6.2.7	Ürün gazların mol sayılarının bulunması 61
6.2.8	Isı denkleminin kurulması (birim zaman için) 64
6.2.9	Dışarıdan verilen ısının bulunması 69
6.2.10	T_0 değerinin bulunması..... 69
6.2.11	Tepken gazlara verilmesi gereken ısı miktarı..... 74
6.2.12	Tepken gaz beslemelerinin boru çapları 81
6.2.13	Ürün gazın alt ısı değerinin hesaplanması..... 83
6.2.14	Gazlaşma verimlerinin bulunması 93
7.	SONUÇ ve ÖNERİLER 102
	KAYNAKLAR..... 105
	ÖZGEÇMİŞ..... 106

SİMGE LİSTESİ

ΔH_{fi}	i ürün gazın oluşum entalpisi (kJ/kmol)
ϵ_{mf}	Min. akışkanlaşmadaki boşluk oranı
ρ_p	Parçacık yoğunluğu (kg/m ³)
ΔP	Parçacıkların etkin ağırlığına bağlı basınç düşüşü (Pa)
a	Kömür bileşenindeki kül yüzdesi
A	Yatak kolonunun kesit alanı (m ²)
μ	Akışkanın viskozitesi (Pa.s)
ρ	Akışkanlaştırma gazının yoğunluğu (kg/m ³)
c	Kömür bileşenindeki karbon yüzdesi
$C_{p i}$	i ürün gazının sabit basınçta ısınma ısısı (kJ/kmolK)
$C_{p karbon}$	Karbonun sabit basınçta ısınma ısısı (kJ/kgK)
$C_{p kömür}$	Kömürün sabit basınçta ısınma ısısı (kJ/kgK)
$C_{p kül}$	Külün sabit basınçta ısınma ısısı (kJ/kgK)
D	Yatak çapı (cm)
D_p	Ortalama parçacık büyüklüğü (mm)
g	Yerçekimi ivmesi (m/s ²)
Ga	Galileo sayısı
h	Kömür bileşenindeki hidrojen yüzdesi
$H_{u g.gaz}$	Gazlaşma gazının alt ısıl değeri (kJ/kg)
L	Katıların yataktaki yüksekliği (m)
M_i	i bileşeninin mol ağırlığı (kg/kmol)
$m_{kömür}$	Gazlaştırılan kömür kütlesi (kg)
n	Mol sayısı (kmol)
n_i	i ürün gazın mol sayısı (kmol)
N_T	Gazlaşma işleminden çıkan toplam mol miktarı (kmol)
n_{t1}	Tepken buhar mol sayısı (kmol)
n_{t2}	Tepken oksijen mol sayısı (kmol)
o	Kömür bileşenindeki oksijen yüzdesi
Q_{buh}	Tepken gaz buhara dışardan verilmesi gereken ısı miktarı (kJ/h)
$Q_{dış}$	Akışkana yatağa dışardan rezistansla verilen ısı miktarı (kJ/h)
$Q_{g.gaz}$	Gazlaşma sonucunda çıkan ürün gazın ısısı (kJ/h)

Q_{oks}	Tepken gaz oksijene dışardan verilmesi gereken ısı miktarı (kJ/h)
Re	Reynolds sayısı
s	Kömür bileşenindeki kükürt yüzdesi
ϕ	şekil faktörü (küresellik)
T	Gazlaştırma sıcaklığı (K)
U_{mf}	Min. akışkanlaşma hızı (m/s)
V_{mf}	Min. akışkanlaşma debisi (m ³ /s)
w	Kömür bileşenindeki nem yüzdesi
X	Dönüşüm oranı
y_i	i ürün gazının yüzdesi



ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 1.1	(a) Dolgulu yatak, (b) Düşen bulut sistemi, (c) Döner tambur, (d) Fıskırtmalı yatak, (e) Akışkan yatak, (f) Akan dolgulu Yatak	2
Şekil 1.2	Henüz akışkanlaşmamış parçacıkların davranışları	4
Şekil 2.1	Standart elek seti kullanarak elek analizi	8
Şekil 2.2	Toz sınıflama diyagramı	10
Şekil 2.3	Gaz hızındaki değişimlere bağlı yatağın davranışı	16
Şekil 2.4	Sürekli işlem için çeşitli akışkanlaşma rejimleri	18
Şekil 3.1	Basınç düşüşü ve yatak yüksekliğine karşı yüzeysel hız	20
Şekil 3.2	Akışkan hızının fonksiyonu olarak birim yükseklikteki basınç farkı	26
Şekil 3.3	Sabit ve akışkan yataklarda basınç farkı	27
Şekil 3.4	Minimum akışkanlaşma hızının saptanmasında kullanılan deney düzeneği	30
Şekil 5.1	Newton Raphson metodunun çözüm yöntemine uygun olarak kurulan türevler matrisi	50
Şekil 6.1	T gazlaştırma sıcaklığına göre, tepken gazların ısıtılması gereken sıcaklığın (T_0) değişimi	72
Şekil 6.2	T gazlaştırma sıcaklığına göre, tepken gaz buhara verilmesi gereken ısının (Q_{buh}) değişimi	77
Şekil 6.3	T gazlaştırma sıcaklığına göre, tepken gaz oksijene verilmesi gereken ısının (Q_{oks}) değişimi	79
Şekil 6.4	T gazlaştırma sıcaklığına göre, gazın alt ısıl değerinin buhar/kömür ve oksijen/kömür oranı ile değişimi	92
Şekil 6.5	T gazlaştırma sıcaklığına göre, gazlaşma veriminin buhar/kömür ve oksijen/kömür oranı ile değişimi	101

ÇİZELGE LİSTESİ

	Sayfa
Çizelge 1.1	Çeşitli gaz-katı temas yöntemlerinin karşılaştırılması 3
Çizelge 2.1	Tipik parçacık küresellikleri 8
Çizelge 3.1	Reynolds sayıları..... 26
Çizelge 4.1	Beypazarı linyiti k.k. artığının su buharı ile gazlaştırılmasında kullanılan bazı kütle transfer katsayıları 36
Çizelge 4.2	Her iki kömür için hesaplanan difüzyon değerleri..... 37
Çizelge 5.1	İşlem tiplerine göre gazlaştırma 39
Çizelge 5.2	Yakıtların H/C oranları 40
Çizelge 5.3	Gazlaştırma işleminde gerçekleştirilen tepkimeler ve termodinamik özellikleri 43
Çizelge 6.1	Eşitlikler yardımıyla hesaplanan C_p değerleri..... 54
Çizelge 6.2	Eşitlikler yardımıyla hesaplanan ürün gaz C_p değerleri 55
Çizelge 6.3	Koyun A., (1995) doktora tezindeki yazılımın Zonguldak maden kömürü için çalıştırılması ile elde edilen sonuçlar 56
Çizelge 6.4	Tepken gazların tüm oksijen/kömür ve buhar/kömür oranları için değerleri 60
Çizelge 6.5	Ürün gazların tüm oks./kömür, buh./kömür oranları ve sıcaklıklar için değerleri 62
Çizelge 6.6	Tepkimeye girmeyen tepken gazların tüm oksijen/kömür ve buhar/kömür oranları ve sıcaklıklar için ürün gazdaki değerleri 66
Çizelge 6.7	Isı dengesi ve T_0 'ın değerleri 69
Çizelge 6.8	Gazlaştırma sıcaklığına ve oksijen/kömür, buhar/kömür oranlarına bağlı olarak tepken gazlara verilmesi gereken ısı miktarları 74
Çizelge 6.9	Tepken gaz beslemelerinin boru çapları 82
Çizelge 6.10	Gaz bileşen alt ısı değerleri ve molekül ağırlıkları 83
Çizelge 6.11	Oksijen/kömür, buhar/kömür ve gazlaştırma sıcaklığına bağlı olarak sabit yatakta ürün gazın alt ısı değeri..... 85
Çizelge 6.12	Oksijen/kömür, buhar/kömür ve gazlaştırma sıcaklığına bağlı olarak akışkan yatakta ürün gazın alt ısı değeri 87
Çizelge 6.13	Oksijen/kömür, buhar/kömür ve gazlaştırma sıcaklığına bağlı olarak sabit yatakta gazlaşma verimi 94
Çizelge 6.14	Oksijen/kömür, buhar/kömür ve gazlaştırma sıcaklığına bağlı olarak akışkan yatakta gazlaşma verimi..... 96

ÖNSÖZ

Yıllarca; kendime “matematikteki x’lerin, y’lerin anlamı nedir?” diye sordum. Sonunda gördüm ki, onların aslında hiçbir anlamı yok. Ama çok önemli bir yararı var: insanı insan yapan, O’nu diğer canlılardan ayıran özelliği, yani düşünmeyi öğretiyor.

Bence, insanı da kendi içinde sınıflandıran en önemli etmen, düşünme şeklidir. Bir insan; hızlı düşünüyorsa pratik, kapsamlı düşünüyorsa ince eleyip sık dokuyan, iyiyi ve güzeli düşünüyorsa iyimser ya da iyiliksever, belki de fesatı düşünüyorsa kötü sıfatlarına sahip olur. Bu örnekler daha da çoğaltılabilir.

Günlük yaşam galesi içinde; gitgide düşünmekten uzaklaşan, sadece günü bir şekilde geçirmeye çalışan birisi olup çıkıvermişken beni sabırla destekleyen ve bundan sonraki sayfaların ortaya çıkmasına yardım eden Sn. Yrd. Doç. Dr. Ahmet Koyun’a, Sn. Prof. Ümit Doğay Arınç’a, aileme – babama, anneme, ablalarım – ve bana bir şey öğreten herkese teşekkür ederim.

Bekir Ali BAYAZITOĞLU



ÖZET

Bugün; Türkiye, tükettiği enerjinin %50'sini dış alımla karşılayan, pek az petrolü ve doğalgazı bulunan, buna karşılık bol miktarda düşük ısı değerli (6200-12500 kJ/kg) ve bol kükürtlü linyiti bulunan bir ülkedir.

Öte yandan, başta akışkan yataklı kazanlarda, düşük ısıl değerlikli yakıtlar kolaylıkla yakılabilmekte; uygun seçilmiş yatak malzemesi ile, yanma sonucu ortaya çıkan kükürt oksitleri tutulabilmekte; yanma ve sıcaklıklar denetim altında tutulabildiği için, yanma sıcaklığı 1000°C'nin altında tutularak havanın azotunun yanması engellenerek çevre kirlenmesi önlenebilmektedir. Bu özellikleri ile akışkan yataklı kazanlar ülkemiz için iyi bir çözüm olmaktadır.

Küçük taneciklerden oluşmuş bir ortam içinden herhangi bir gaz aşağıdan yukarıya doğru geçirildiğinde, gaz tanecikler arasından geçip gider. Fakat gazın hızı belli bir değere ulaştınca, ortamdaki basınç düşümü birim kesitteki taneciklerin ağırlığına eşit olur ve tanecikler hareket etmeye başlar. Bu tip bir ortam kaynayan sıvı akışkana benzediği için akışkanlaşmış yatak olarak adlandırılır. Taneciklerin harekete başladıkları kritik hız değerine ise "min. akışkanlaşma hızı" denir.

Belli bir çaptaki reaktörde, belli tane eriliğine sahip kömür için akışkan yatağın oluşması için gerekli min. akışkanın yatağa verilmesi gerekir. Bu akışkan; hava (oksijen ve azot) ve buhar karışımıdır. Yalnız bu çalışmada, yatağa azot beslenmediği varsayılıyor. Buna göre; oksijen ve buhar debileri, oksijen/kömür ve buhar/kömür oranları için hesaplanır. Kütle dengeliği kullanılarak gazlaştırma esnasında oluşan reaksiyonlardan çıkan ürün gazların miktarları belirlenir. Ancak bu miktarlar bilinebilirse – ki bu çalışmada A. Koyun'un doktora tezi ile biliniyor - kimyasal reaksiyona giren sürekli akışlı açık sistemlere termodinamiğin birinci yasası uygulanarak gazlaştırma yatak sıcaklığına ulaşmak için tepken gazlara verilmesi gereken ısı miktarları bulunur. Ürün gazın bileşenleri de bilindiğine göre, çıkan gazın alt ısıl değeri ve gazlaşma verimi hesaplanabilir.

Son zamanlarda yapılan araştırma ve gelişmeler, kömürün gazlaşmasıyla özellikle hidrojenle zengin gazların verimli olarak elde edilmesinin mümkün olduğunu göstermiştir.

Anahtar Kelimeler: Akışkanlaştırma, linyitlerin gazlaştırılması, gazlaştırmanın termodinamiği, ürün gaz alt ısıl değeri, gazlaşma verimi

ABSTRACT

Turkey has very limited petroleum and natural gas resources, and imports 50% of the energy that is consumed. However, the country is endowed with rich lignite resources with low heating value and high sulphur content.

On the other hand, fuels with low heating value can be easily burnt in fluidized-bed boilers; sulphur-oxides which are produced as a result of the burning can be separated with the help of an appropriate material for the bed; since the burning and the heating can be controlled, by holding the burning heat under 1000°C, environmental pollution can be prevented by precluding the burning of the nitrogen in the air. Due to these features, fluidized bed boilers constitute a good solution for our country.

Gas flows through the small bed particles in the reactor when it is let to flow upwards. However, when the velocity of the gas reaches a certain level, the pressure decline in the reactor becomes equal to the unit weight of the particles in the cross-section and the particles start to move. Since the above-mentioned medium is similar to a boiling fluid, it is named as a fluidized bed. The critical velocity at which the particles start moving is called the minimum fluidizing velocity.

In a reactor which has a certain diameter, the minimum amount of fluid, that is necessary for the formation of the fluidized bed of the coal with a specific particle diameter, has to be fed to the bed. This fluid is a mixture of air (oxygen and nitrogen) and steam. However, in our study, we assume that the bed is not fed with nitrogen. In line with this assumption, oxygen and steam flow rates are calculated for different ratios of oxygen/coal and steam/coal. Using the principle of conservation of mass, the amount of gases that come out of the reactions during the gasification process can be calculated. If these amounts are known (as we know in this study based on the doctoral thesis of A. Koyun), by applying the first law of dynamics to the steady state steady flow systems in a chemical reaction, it is possible to compute the amount of heat which has to be given to the reacting gases to reach the heat for the gasification. Since the components of the outflowing gas are known, the lower heating value and the gasification efficiency can also be calculated.

Most recent research has shown that it is possible to efficiently obtain gases with high hydrogen content as a result of the gasification of coal.

Keywords: Fluidization, gasification of lignites, thermodynamics of gasification, lower heating value of the produced gas, efficiency of gasification

1. GİRİŞ

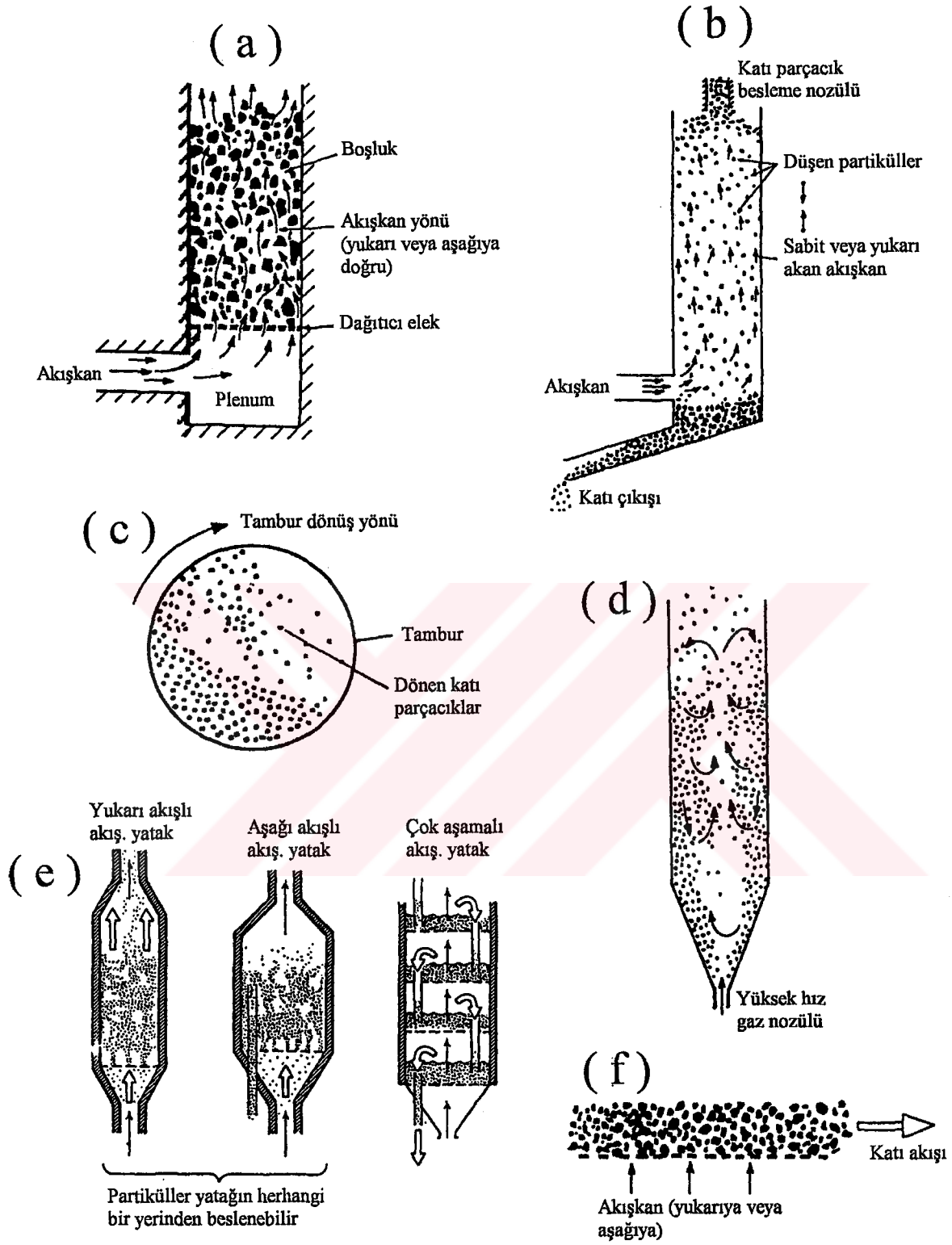
1.1 Katı Parçacıkları – Akışkan Teması

Yanma, katı yakıtların veya atıkların gazlaştırılması, parçacıkların ısıtılması ve kurutulması, kalsinasyon, filizlerin oksitlenmesi veya indirgenmesi, metal yüzey işlemleri ve katalitik ve ısıl kraking gibi pek çok proste, katılar ile gaz ve/veya sıvı akışkanlar arasında, temas ve etkileşimler yer alır¹. Pratikte, temas ettirilen katıların ve akışkanların işlevleri arasında çeşitli kombinasyonlar yer alır. Örneğin, katıların ısıtılması ve kurutulmasında sadece ısı ve kütle aktarımı, yakıcılar ve gazlaştırıcılarda ise ısı ve kütle aktarımı yanısıra, kimyasal tepkimeler de yer alır. Ancak, geniş anlamda, katıları ve akışkanları temas ettirme esaslarının, her iki durumda benzer olduğu söylenebilir.

Teorik olarak, bu tip prosesleri sürdürmenin en kolay yolu, akışkanı katı parçacıklardan oluşan bir yataktan geçirmek (Şekil 1.1.(a)), yani parçacıklar arasındaki boşluklardan akışını sağlamaktır. Şekil 1.1.(a)'daki basit “dolgu yatak”, akışkanın parçacıklar arasından aşağı veya yukarı doğru akabildiği, gözenekli bir tabanı olan bir kolondan oluşur. Akışkan, genelde aşağı doğru akıtılır; akışkanın hızını sınırlayan, yataktaki basınç düşüşüdür. Yukarı doğru akıtıldığı zaman, akış hızı, (i) yatağın minimum akışkanlaşma hızı ve (ii) aşırı miktarda ince parçacığın sistemden dışarı taşındığı hız ile sınırlandırılır. Her iki durumda, akışkan, parçacıkların yüzeyi ile temas eder. Sürekli akış halinde, parçacıkların yüzeyi hep taze akışkan ile temas içinde olur. Akışkanın parçacık/ akışkan ara yüzeyindeki akışın hali (düzgün, geçiş, düzensiz), akışkan ile parçacık arasındaki etkileşimin (ısı veya kütle aktarımı, tepkime) hızını etkiler.

Bir akışkanı katıların ile temas ettirmek amacıyla uygulanabilecek yollar arasında, akışkanı içeren dikey bir borunun tepesinden parçacıkları aşağı bırakmak (Şekil 1.1.(b)), mekanik karıştırma (Şekil 1.1.(c)), yüksek hızda bir akışkan jetinin yataktan geçirilerek parçacıkların taşındığı ve karıştırıldığı bir “fişkırmalı yatak” kullanmak (Şekil 1.1.(d)) veya hareketli yatak (Şekil 1.1.(f)) kullanmak gibi yöntemler de vardır. Hangisinin amaca daha uygun olduğuna karar vermek, her zaman kolay değildir ve proses sınırlamalarına (ekonomik analiz dahil) bağlıdır. Çizelge 1.1'de çeşitli yöntemlerin avantaj ve dezavantajları verilmektedir.

¹ Howard, J.R., Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989)



Şekil 1.1 (a)Dolgulu yatak, (b)Düşen bulut sistemi, (c)Döner tambur, (d)Fışkırtmalı yatak, (e)Akışkan yatak, (f)Akan dolgulu yatak

Çizelge 1.1 Çeşitli gaz-katı temas yöntemlerinin karşılaştırılması

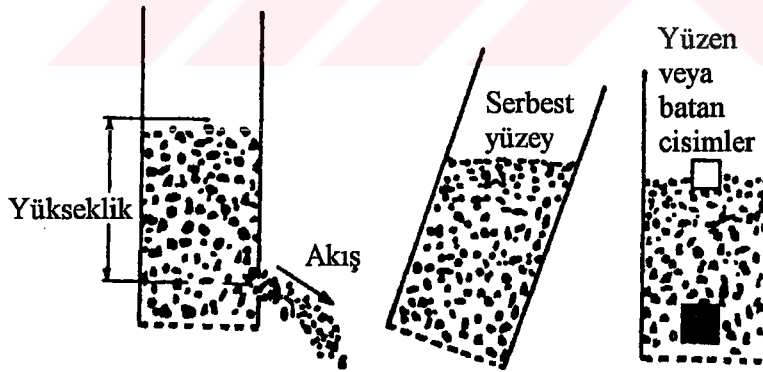
	Avantajlar	Dezavantajlar
Dolgulu Yataklar (Şekil 1.1.(a))	<ul style="list-style-type: none"> • İyi gaz dağılımı ve sıcaklık kontrolü durumunda, yüksek dönüşüm • Uzun kalma zamanı (gaz için) • Yüksek basınç düşüşü pahasına, yüksek akış debileri 	<ul style="list-style-type: none"> • Düşük gaz hızı - geniş reaktör • Sadece büyük parçacıklar • Egzotermik tepkimelerle, yüksek sıcaklık farkları ve geniş ısı aktarım alanları • Parçacık sinterleşme ve reaktörü tıkanma tehlikesi • Sadece kesikli prosesler için uygun • Ürün farklılığı
Düşen Bulut (Şekil 1.1.(b))	<ul style="list-style-type: none"> • Yapım basitliği • Düşük pompalama gücü • Kirli gazlarla çalışabilir 	<ul style="list-style-type: none"> • Kesit boyunca iyi bir dağılımın sağlanmasına bağlı • Kesit boyunca aynı olmayan parçacık kalma zamanı • Gaz hızı dağılımı üniform değil • Dar bir parçacık büyüklüğü aralığı gerekli • Katı kütleli debi veya ısı akışı birim başına gerekli hacim geniş
Fışkırtmalı Yatak (Şekil 1.1.(d))	<ul style="list-style-type: none"> • İyi akışkanlaşma için fazla büyük veya çok farklı büyüklüklerde olan parçacıkların iyi karışması • Parçacıklar arası çarpışmalar parçacıkların kümelenmesini önler • veya parçacıkların taze yüzeylerini ortaya koyar • Katıların düzenli dairesel hareketleri • Yerel akışkanlaşmamayı önlemek için fiskiyeler kullanılabilir • Bu tip kurutucular basit ve ucuzdur 	<ul style="list-style-type: none"> • Yüksek basınç düşüşü, (özellikle başlarken) • Parçacık kalma zamanı uzun olduğunda veya parçacıklar kırılınca parçacık aşınması • Kullanımı oldukça büyük parçacıklara sınırlı • Aşınma olasılığı
Akışkan Yatak (gaz-katı) (Şekil 1.1.(e))	<ul style="list-style-type: none"> • İyi gaz - katı teması • İyi parçacık karışması • Düzgün sıcaklık ve proses kontrolü ; üniform ürün kalitesi • Yüksek yataktan-yüzeye ısı aktarım katsayıları • Daha geniş bir parçacık büyüklüğü aralığı • Katıların reaktöre veya reaktörden kolayca taşınması 	<ul style="list-style-type: none"> • Daha düşük dönüşüm • Yüksek yataklarda yüksek basınç düşüşü ve pompalama gücü • Kolonda ve borularda aşınma ve çok ince parçacık oluşumu • İnce tanelerin taşınması çalışmayı sınırlayabilir • Gaz atlamaları fazla olabilir • Kullanılabilir parçacık büyüklüğü aralığı sınırlı • Parçacıkların ayrılması
Akan Dolgulu Yatak (Şekil 1.1.(f))	<ul style="list-style-type: none"> • Küçük boru kesit alanı • Üniform sıcaklık dağılımı • Oldukça az sürtkleme ve taşıma • Geniş ısı kapasite • Yüksek dönüşüm 	<ul style="list-style-type: none"> • Parçacık ayrılması • Katıların minimum akışkanlaşma hızıyla sınırlı maksimum gaz hızı • Düşük ısı aktarım katsayıları • Dar parçacık büyüklüğü aralığı

1.2 Dolgulu (Sabit) Yataklar

Dolgulu (veya sabit) yataklar (Şekil 1.1.(a)), katıları taşımadaki zorluk nedeniyle, daha çok kesikli prosesler için uygundur. Sürekli bir proses istendiğinde, henüz kullanılmamış katılar sisteme verilir. kullanılmış katılar ise dışarı alınır. Böyle bir sistem, akan dolgulu yatak haline gelir.

Dolgulu yatakla ilgili bir başka zorluk, akışkan - katı veya gaz - katı tepkimelerinin egzotermik olması durumunda, yataktaki sıcaklık farklarının varlığıdır. Yatağa veya yataktan olan ısı aktarımı zayıftır ve bunu sağlamak için geniş bir yüzey alanı gerekir. Ayrıca, akışkan hızının daha yüksek olmasının gerekli olduğu hallerde, sürüklenmeleri önlemek için, sadece büyük parçacıklar işlem görebilir. Öte yandan, yataktaki basınç düşüşü oldukça azdır.

Parçacıklar arasındaki boşluklardan akan akışkan, parçacıklar üzerine bir sürüklenme kuvveti uygular ve bu kuvvet, yataktaki parçacıkların düzenini bozacak kadar büyük olabilir. Akışkanın yukarı doğru hızı gittikçe artırılsa, akışkanın yatağa uyguladığı sürüklemenin, yatağın toplam ağırlığına eşit olduğu bir durum ortaya çıkar. Bu durumda yatak, "başlangıç akışkanlaşma" halindedir ve akışkana benzer özellikler gösterir. Yatak, hidrostatik basınç farkı altında akar, serbest yüzey hep yatay kalır ve üstünde düşük yoğunlukta cisimler yüzebilir. (Şekil 1.2)



Şekil 1.2 Henüz akışkanlaşmamış parçacıkların davranışları

1.3 Akışkan Yataklar

Bir yatağın akışkan veya dolgulu olmasını belirleyen en kolay anlaşılır parametre, akışkanın yatakta yukarı doğru akma hızıdır. Bir akışkan yatak da, içinden akışkanın beslenebileceği gözenekli bir tabanı olan bir kolon gerektirir. Dağıtıcı olarak tanımlanan gözenekli tabanın en önemli işlevi, akışkanı yatağa üniform vermesidir. Akışkan yatakta, yüzeyden yukarı taşınan parçacıkların akımdan ayrılarak yatağa tekrar düşebilmesi için yeterli mesafenin olması

bakımından, yatağın serbest yüzeyi üzerindeki boşluk yeterince yüksek olmalıdır. Böyle bir “parçacık bırakma yüksekliği” sağlanmazsa, parçacıklar, gaz akımı ile dışarı taşınırlar.

Gaz - katı tepkimelerini gerçekleştirmek için endüstride kullanılan pek çok çeşitli reaktör tiplerinden yalnızca biri olan akışkan yatak reaktör¹, diğer tipteki reaktörlere göre, dikkate değer bazı avantajlara sahiptir. En önemli avantajı, içerdiği katı parçacıklarının sürekli hareket halinde ve doğal olarak çok iyi karışmış durumda olmasıdır. Bunun sonucunda "sıcak noktalar" hızla dağılır. Dolayısıyla, sıcaklık dağılımının yatak boyunca aynı olduğu kabul edilebilir. Ayrıca, yine parçacık hareketinin bir sonucu olarak sağlanan yüksek ısı aktarımı nedeniyle, sıcaklık kontrolü nadiren bir problem olur. Bir başka önemli avantajı, gaz - katı karışımının akışkana benzer özellikleri sayesinde katının kolayca taşınabilir olmasıdır. Katının, prosesin iki farklı tepkimesinde yer alması gereken durumlarda, bu işlem özelliği çok kullanışlı olur.

Akışkan yatakların, bazı durumlarda kullanılmalarını engelleyebilecek kadar önemli dezavantajları da vardır. Bunlar arasında, katıların etkisiyle kolonun içi, ısı aktarım boruları ve vanalar gibi kısımlarda aşınmanın meydana gelmesi, siklon gibi cihazlarda çok küçük parçacıkların kayıp edilmesi (katılar pahalı bir katalizör ise bu çok önemli olur), gaz kabarcıklarının katı parçacıkları atlama (dönüşümü sınırlayabilir) gibi örnekler verilebilir. (Çizelge 1.1)

1.4 Temel Akışkan Yatak Davranışı

Gazın debisi başlangıç akışkanlaşmayı oluşturmak için gereken değer üzerine çıkarıldığında, gaz ile akışkanlaştırılan bir yatak, sıvı ile akışkanlaştırılardan farklı şekilde hareket eder². Bu sınır değerdeki debi, "minimum akışkanlaştırma hızı", U_{mf} olarak bilinir ve şöyle tanımlanır:

$$U_{mf} = \frac{V_{mf}}{A} \quad (1.1)$$

burada, V_{mf} - başlangıç akışkanlaşmadaki hacimsel akış debisi; A - yatak kolonunun kesit alanı.

Parçacıklar kesit alanının bir kısmını kapladığından, akış alanı kolonun kesit alanından daha

¹ Sinnott, R.K., Chemical Engineering – An Introduction to Chemical Engineering Design (1983)

² Howard, J.R., Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989)

küçüktür. Dolayısıyla, parçacıklar arasındaki boşluklardan geçen akışkanın hızı, (1.1) eşitliği ile hesaplanan hızdan daha büyüktür. Ancak, parçacıklarca kaplanan alan yatak boyunca değiştiği ve hesabı zor olduğu için, (1.1) eşitliği şeklinde bir ifade en basit ve pratik akışkanlaşma hız tanımını verir. Başlangıç akışkanlaşmaya kadar olan gaz hızlarında, yatağın genel davranışı akışkanın sıvı veya gaz olmasından çok az etkilenir; ancak, akışkanın hızı artırıldığında, davranışlar arasında farklılıklar meydana gelir.



2. AKIŞKAN SİSTEMLERİN ÖZELLİKLERİ

2.1 Katı Parçacıkların Fiziksel Özellikleri

2.1.1 Parçacık büyüklüğü ve şekli

Bir parçacık küresel ise, büyüklüğü çapı ile tanımlanır. Ancak, küresel parçacıklar endüstriyel proseslerde çok seyrek kullanılır; parçacıklar daha çok düzensiz şekillidir. Dolayısıyla, proseslerde her zaman bir parçacık büyüklüğü aralığında çalışılır. Bu durum, şu problemleri ortaya koyar:

- parçacık şekli nasıl tanımlanmalı
- farklı büyüklükte parçacıklardan oluşan bir yataktaki bir parçacığın ortalama büyüklüğü için, sabit ve akışkan yatak sisteminde geçerli, uygun bir değer nasıl belirlenmeli.

Küresel olmayan bir parçacığın şekli, bir "küresellik", ϕ , tanımlanarak değerlendirilebilir:

$$\phi = \frac{\text{parçacıkla aynı hacme sahip bir kürenin yüzey alanı}}{\text{parçacığın yüzey alanı}} \quad (2.1)$$

ϕ , boyutsuzdur ve birim hacimdeki yüzey alanı, S_v , ile karıştırılmamalıdır.

Küresel olmayan bir parçacığın hacmi, v_p , şöyle bulunur:

$$v_p = \pi d_p^3 / 6 \quad (2.2)$$

Burada, d_p , parçacıkla aynı hacime sahip bir kürenin çapı.

Böylece, parçacığın yüzey alanı, a_p ,

$$a_p = (\pi d_p^3 / 6) S_v \quad (2.3)$$

ve küresellik, ϕ ,

$$\phi = 6 / (d_p S_v) \quad (2.4)$$

şeklinde yazılabilir. Çizelge 2.1'de, parçacık küresellikleri için bazı tipik değerler verilmektedir.

Çizelge 2.1 Tipik parçacık küresellikleri

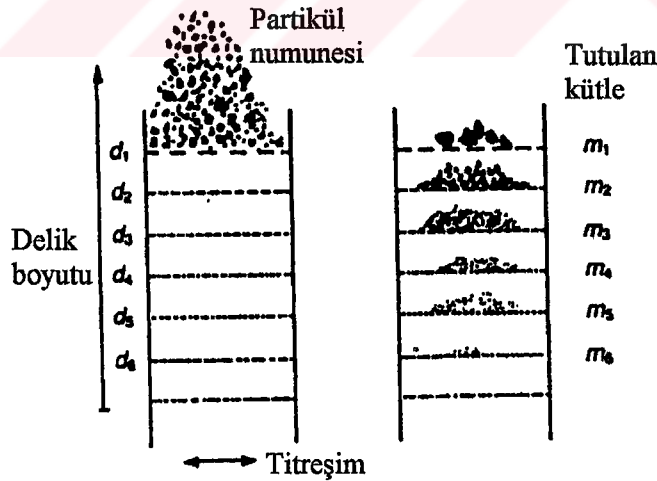
Parçacık	Küresellik
Kum	0,92-0,98
Kömür	0,8-0,9
Mika Pulları	0,28
Alumina	0,3-0,8
Katalizörler	0,4-0,9
Kireç Taşı	0,5-0,9

Gerekli küresellik değeri kritik olduğunda, çizelge değerleri kullanılmadan parçacıkların küreselliğinin saptanması gerekebilir.

Düzensiz şekilli bir parçacığın şeklini ve büyüklüğünü tanımlamak için çeşitli kriterler kullanılabilir, ancak (2.2)-(2.4) eşitlikleri de yeterli olabilir. Parçacıklar çok büyük ($> 5 \mu\text{m}$) veya çok küçük ($< 40 \mu\text{m}$) değilse, genelde, katı karışımın boyut saptaması elek analizi ile yapılabilir (Şekil 2.1). Belli bir büyüklükteki numunenin kütleli kesri x_i ise, aşağıdaki eşitlik ile, ortalama parçacık büyüklüğü, d_m , elde edilebilir:

$$d_m = \left(\sum (x_i / d_i) \right)^{-1} \quad (2.5)$$

Burada, d_i , ardışık iki elek büyüklüğünün aritmetik ortalaması.



Şekil 2.1 Standart elek seti kullanarak elek analizi

d_i elek büyüklüğünde olan küresel bir parçacığın yüzey alanı πd_i^2 'dir. Küresel olmayan parçacıklar için, kestirilen ortalama çap (eleme ile saptanan) d_i ise, hacim yaklaşık $\pi d_i / 6$ olur. Küresellik tanımından ((2.1) eşitliği) yüzey alanı $\pi d_i / \phi$, buna bağlı olarak da hacim/yüzey

alanı, yani V_s/A_s , $\phi d_i/6$ olur. Böylece, (2.5) eşitliğinden ve $x_i d_i = A_s/6V_s$ olduğuna göre, küresel olmayan parçacıklardan oluşan bir karışım için ortalama parçacık büyüklüğü, ϕd_m şeklinde bulunur.

2.1.2 Bir yataktaki parçacıkların yüzey alanı

Gaz-katı tepkimelerinin sürdürülmesinde gaz ile temas edebilecek katının çok geniş yüzey alanına sahip olması, parçacıklı yatakların büyük avantajlarından biridir. Örneğin, her biri 100 μm çapında kürelerden oluşan bir metre küpteki parçacıkların toplam yüzey alanı 30000 m^2 değerindedir¹.

(2.1) eşitliğinden, elek boyutu d_i olan tek ve küresel bir parçacığın yüzey alanı, a_i ,

$$a_i = \pi d_i^2 / \phi \quad (2.6)$$

şeklinde ifade edilebilir; ayrıca, çeşitli büyüklükte ama benzer şekilli parçacıklardan oluşan bir yatağın toplam parçacık yüzey alanı, A_s ,

$$A_s = (1/\phi) \sum (n_i \pi d_i^2) \quad (2.7)$$

şeklinde yazılabilir ve

$$d_m = 6V_s/A_s \quad (\text{veya } A_s = 6V_s/d_m) \quad (2.8)$$

ifadeleri ile karşılaştırılarak,

$$A_s = 6V_s/\phi d_m \quad (2.9)$$

olarak da yazılabilir.

2.1.3 Yatak boşluğu

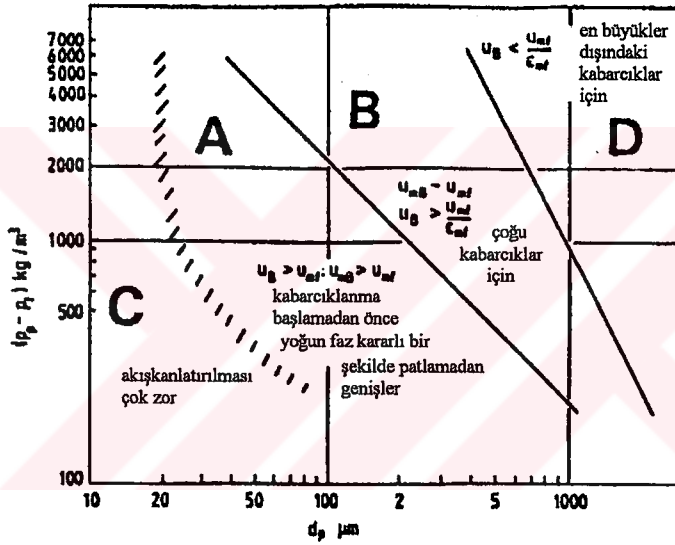
Bir yatağın boşluk kesri, ϵ , katı parçacıkları arasındaki boşluğun yatak hacmindeki kesridir. Değeri, parçacıkların şekline, yataktaki düzenlerine, büyüklük aralığına (küçük parçacıklar, büyük parçacıklar arasındaki boşluğu doldurabilir), yatağın büyüklüğü (duvardaki boşluk yatağın ortasındaki boşluktan farklıdır), vs.'ye bağlıdır. Tek parçacıkların geometrisinden kestirilen boşluklar pratikte geçerli değildir. Boşlukları, deneysel olarak, örneğin bir yatağın toptan yoğunluğunu, ρ_b , parçacıkların olduğu katının yoğunluğu, ρ_p , ile karşılaştırarak

¹ Howard, J.R., Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989)

saptamak daha doğru olur.

2.2 Parçacıkların Akışkanlaşma Özelliklerine Göre Sınıflandırılması

Her tip parçacık iyi akışkanlaştırılmaz. Geldart D. (Gas Fluidization,1983), parçacıkların akışkan hale getirilmesinde, yüzey alanı / hacim temelindeki ortalama parçacık büyüklüğünün ve parçacık yoğunluğunun çok önemli etkenler olduğunu belirtmiştir. Daha sonraki çalışmalarında da, ortamda, 45 μm 'den küçük parçacıkların bulunmasının önemli etkisi olduğunu göstermiştir. Geldart tarafından önerilen sınıflama, şematik olarak Şekil 2.2'de gösterilmektedir. Şekilde de gösterildiği gibi, parçacıklar 4 ayrı gruba ayrılmıştır: A, B, C ve D.



Şekil 2.2 Toz sınıflama diyagramı

C Grubu - Şekil 2.2'den de görüldüğü gibi, ortalama büyüklükleri $< 30 \mu\text{m}$ olan ve / veya düşük yoğunlukta olan (öyle ki, parçacıklararası kuvvetlerin parçacık üzerindeki etkisi yer çekimi kuvvetinden daha fazladır) C grubu parçacıklarının akışkanlaştırılması çok zordur. Böyle parçacıklarla, akışkanlaştırma gazı yatak içinde kanallar açmaya çalışır. Bu durum oluşur oluşmaz gazın çoğu kanallardan akar ve yatak, hiçbir zaman uygun bir şekilde akışkanlaştırılmaz.

A Grubu - Bu gruptaki parçacıklar, 20 - 100 μm boyut aralığındadır ve yoğunlukları $> 1400 \text{ kg/m}^3$ 'den daha düşüktür. Bunlara daha çok toz denir ve bu tip parçacıklardan oluşan yataklar, U_{mf} değeri geçildiğinde, gaz hızındaki artıştan çok etkilenir ve oldukça fazla genişler. Akışkanlaştırma hızı U_{mf} değerinin iki üç katı oluncaya kadar, genişleme devam

eder. Daha fazla bir hız artışında yatak parçalanır (U_{mb} - minimum kabarcıklanma hızı) ve U_{mf} durumundaki hale gelir. U_{mf} için gerekli olan gazın fazlası kabarcık şeklinde akar. Kabarcık oluşumu öncesindeki sakin sürede, parçacık karışması sınırlıdır. Kreaking katalizörleri bu tip parçacıklara tipik örnekler sayılırlar.

B Grubu - Parçacıklar genelde, 40 - 500 μm arasındadır ve yoğunlukları 1400 - 4500 kg/m^3 arasında değişir. Bu gruptaki parçacıklar, A grubundakilerden daha az kararlı yataklar oluşturur. Minimum akışkanlaşma hızı geçilir geçilmez, serbest kabarcıklanma meydana gelir. Kaba kum ve cam parçacıkları B grubu maddeleri örnekleridir.

D Grubu - Parçacıklar, 600 μm 'den büyük ve diğer gruptaki parçacıklardan daha yoğundur. Normal olarak, daha yüksek gaz hızları gerektirir ama oluşan kabarcıklar A ve B grubu parçacıkları ile olduğundan daha yavaş yükselirler. Parçacıklar arasından geçen gazın akış rejimi düzensizdir. Parçacıklar, serbest kabarcıklanma şartlarında, A ve B grubundaki parçacıklar kadar iyi karışmazlar. Kurşun bilyeler, D grubu parçacıklarına örnek olarak verilebilir.

2.3 Gaz – Katı ve Sıvı – Katı Sistemlerinin Genel Özellikleri

Bir akışkan, katılardan oluşmuş bir yataktan aşağı doğru geçirildiğinde, ilk durumu kararsız değil ise, parçacıklar arasında herhangi bir hareket olmaz. Akış düzgün ise, yataktaki basınç farkı akışın debisi ile doğru orantılıdır; ancak, daha yüksek debilerde (düzensiz rejimde) daha hızlı bir şekilde artar¹.

Bir akışkan düşük debilerde yukarı doğru geçirildiğinde, yataktaki basınç düşüşü aşağı doğru akış durumundaki ile aynı olur; ancak, parçacıklar üzerindeki sürüklenme kuvveti onların görünür ağırlıklarına (gerçek ağırlık eksi akışkanın kaldırma kuvveti) eşit olduğunda, parçacıklar akışa daha az direnç gösterecek şekilde tekrar yerleşmeye başlar ve yatak genişlemeye başlar. Bu proses, hız arttıkça toplam sürütme kuvveti parçacıkların ağırlığına eşit kalarak, yatak en gevşek kararlı dolgu şeklini alıncaya kadar devam eder. Hız daha fazla artırılırsa, parçacıklar birbirinden ayrılır ve akışkanda serbestçe asılı durur. Bu durumda, yatağın akışkan olduğu söylenir. Daha fazla bir hız artışı, parçacıkların da daha fazla ayrılmasına neden olur ve basınç farkı yatağın bir birim alanındaki ağırlığına yaklaşık olarak

¹ Coulson, J.M., Richardson, J.F., Harker, J.H., Chemical Engineering – Particle Technology and Separation Processes (1991)

eşit kalır.

Bu kademeye kadar, akışkanın sıvı veya gaz olması farketmez, sistem benzer bir şekilde davranır; daha yüksek akışkan hızlarında, yatağın genişlemesi fazla olduğunda, iki durumdaki davranış arasında fark görülür. Bir sıvı ile, hız arttıkça yatak genişlemeye devam eder ve parçacıkların hareket miktarının dereceli artışı ile üniform özelliğini korur. Bu tip bir akışkanlaşma, parçacıklı akışkanlaşma olarak bilinir. Bir gaz ile, üniform akışkanlaşma sadece oldukça düşük hızlarda elde edilir. Yüksek hızlarda iki ayrı faz oluşur: yoğun veya emülsiyon fazı da denilen sürekli faz ve zayıf veya kabarcık fazı olarak da bilinen kesikli faz. Bu durumda, akışkanlaşmanın kümesel akışkanlaşma olduğu söylenir. Gaz kabarcıkları yüksek yoğunlukta bir akışkan yataktan geçer ve bu sistem, yoğun fazı sıvıya, zayıf fazı ise buhara karşılık gelecek şekilde, kaynayan bir sıvıya benzer. Gazın debisi artırıldığında, hızı, yoğun fazdaki parçacıklara göre fazla değişmeyebilir ve toplam akış debileri yüksek olduğunda bile gazın akışı parçacıklara göre düzgün kalabilir. Gazın geçiş hızı yüksek ise, ve yatak da yüksek ise, kabarcıklar birleşir ve dar kolonlarda, tüm kesit alanını kaplayan gaz kitleleri oluşur. Bu gaz kitleleri arasında, akışkanlaşmış katılardan oluşan kitleler bulunur; bunlar yukarı taşınır ve daha sonra parçalanarak, katıların yatağa geri düşmesine neden olur.

Akışkanlaşma tipinin kestirilmesinde Froude grubu, $U_{mf} / g d_m$, 'nun bir kriter oluşturduğu ve 1 'den küçük değerlerde parçacıklı akışkanlaşma, 1 'den büyük değerlerde ise kümesel akışkanlaşma meydana geldiği yönünde bir düşünce ortaya konmuştur. Akışkan yatak, pek çok yönden, yoğunluğu katıların ve akışkanın birleşik yoğunluğuna eşit bir akışkan gibi davranır. Akışkan bir sistemin özelliklerini anlamak için, katıların ve akışkanın akış yollarını incelemek gerekir. Bu bağlamda, kabarcıkların oluşumu ve davranışı özellikle çok önemlidir. Akışkan bir sistemin özelliklerinin incelenmesinde, tekrarlanabilir şartların seçilmesi gerekir; pek çok araştırmacının sonuçları arasındaki tutarsızlıkların nedeni, özellikle ısı aktarımı ile ilgili olanların, yatakta fazla sayıda değişken şartların bulunmasına bağlanabilir.

2.4 Sıvı – Katı Sistemlerinin Özellikleri

Katı parçacıklardan oluşan bir yatağı akışkanlaştırmak için sıvı da kullanılabilir. Gaz ile olduğu gibi, sistem, yukarı doğru akan akışkanın parçacıklar üzerine uyguladığı sürüklenme kuvvetinin ağırlığa bağlı kuvvetle dengelendiği bir minimum akışkanlaştırma hızı ile tanımlanır. Gaz - katı sistemlerinden farklı olarak, sıvının hızı U_{mf} 'nin üzerine çıktığında, sıvı ile akışkanlaştırılan yatakların çoğu, kabarcık oluşturmaz ve sıvının hızı arttıkça, yatak boşluğu, ϵ , da artarak, yatak düzgün bir şekilde genişler. Ayrıca, parçacık yatağının üst kısmı

ile onun üzerindeki sıvı arasında kesin bir ara yüzey yoktur¹. Böyle bir davranış, gaz -katı sistemlerinde görülen kümesel akışkanlaşmadan ayırt edebilmek için, parçacıklı akışkanlaşma olarak adlandırılır.

Gazların ve sıvıların davranışlarındaki farklılıkların temel nedenleri tam olarak anlaşılamadı fakat, katı parçacıklarının ve akışkanlaştırma sıvısının yoğunluklarının birbirine oranı , ρ_p / ρ , önemli bir etken olarak görülmektedir. Bu oran yüksek olduğu zaman, pek çok gaz - katı karışımında olduğu gibi, kümesel akışkanlaşma gözlenir; oran düşükse, pek çok sıvı - katı karışımında olduğu gibi, sistem parçacıklı davranış gösterir. Dolayısıyla, ρ_p / ρ oranını değiştirmek, sistemdeki faz tiplerinden bağımsız bir davranış değişikliğine neden olabilir.

Sıvı ile akışkanlaştırılan sistemlerde, sıvının hızı ile boşluk arasındaki ilişki, bir süspansiyondaki parçacıkların çökme hızı ile derişimleri arasındaki ilişkiye benzer². İki sistem hidrodinamik yönden benzerdir. Öyle ki, akışkan yatakta parçacıkların net hareketi yoktur ve yukarı akan sıvı tarafından süspansiyon halinde tutulurlar; diğer yandan, çöken bir süspansiyonda, parçacıklar aşağı hareket eder ve sıvının tek akışı çöken parçacıklarca yerine geçilen sıvının yukarı akışı şeklindedir.

Richardson ve Zaki, farklı çapta borularda ve çeşitli sıvılarınla, aynı büyüklükte ($d_p > 100 \mu\text{m}$) küresel parçacıkların hem çökmesi hem de akışkanlaşması üzerine çalıştılar ve parçacıklı davranış gösteren akışkan yataklara kolayca uygulanan önemli bir nicel bağıntı geliştirdiler. Gözlenen çökme hızı veya yüzeysel sıvı hızı değerlerini, U , yatak boşluğu değerlerine, ϵ , karşı çizdiler ve aralarında doğrusal bir ilişki buldular:

$$\log U = n \log \epsilon + \log U_i \quad (2.10)$$

Burada, n - doğrunun eğimi, U_i - sonsuz seyreltmedeki değer; $\log U_i$, $\log U$ ekseninde $\epsilon=1$ 'e karşılık gelen kesim noktasıdır:

Böylece, (2.10) eşitliğinden,

$$U/U_i = \epsilon^n \quad (2.11)$$

(2.11) eşitliği Richardson-Zaki eşitliği olarak bilinir ve tamamen ampirik olmasına rağmen, sıvı - katı sistemlerinin pek çoğunun davranışlarını iyi açıklamaktadır. Ancak, parçacıklı

¹ Yates, J.G., Fundamentals of Fluidized-bed Chemical Processes (1983)

² Coulson, J.M., Richardson, J.F., Harker, J.H., Chemical Engineering – Particle Technology and Separation Processes (1991)

akışkanlaşma olduğu sistemlere ve yaklaşık aynı boyutta olan parçacıklardan oluşan yataklara uygulanması sınırlıdır. n , hem parçacıkların son düşme hızı koşullarındaki Reynolds sayısının ($Re_t = \rho d U_t / \mu$), hem de parçacık çapı / yatak çapı oranının, d/D , fonksiyonu olan bir indekstir; değeri 2,4 ile 4,8 arasında değişir ve Galileo sayısı (Ga) (ve bazen Archimedes sayısı) olarak bilinen $d^3 \rho (\rho_p - \rho) g / \mu^2$ boyutsuz grubunun belli bir değeri için, çökme ve akışkanlaşma için aynıdır. n indeksi aşağıdaki eşitlikten hesaplanabilir:

$$(4,8 - n)/(n - 2,4) = 0,043 Ga^{0,57} [1 - 1,24(d/D)^{0,27}] \quad (2.12)$$

Richardson ve Zaki, U_i 'nin, çöktürmede sonsuz bir ortamda bir parçacığın serbest çökme hızına eşit olduğunu; fakat akışkanlaşma durumunda, U_t 'den daha küçük olduğunu buldular. Akışkanlaşma için aşağıdaki eşitliği verdiler:

$$\log U_t = \log U_i + (d/D) \quad (2.13)$$

Aradaki farkın, duvar etkilerini de hesaba katmak için dahil edilen d/D teriminin, çökme durumunda çok küçük olmasından kaynaklanabileceğini belirtirler. Daha sonra, Khan ve Richardson, akışkanlaşmada duvar etkilerini hesaba katmak için şu eşitliği önerdiler:

$$U_i/U_t = 1 - 1,15(d/D)^{0,6} \quad (2.14)$$

Parçacıklar bir sıvı ile akışkanlaştırıldığında, yatak her zaman düzenli ve eşit bir şekilde genişlemez. Bu, özellikle yüksek yoğunlukta katılar için böyledir ve düzensizlikler, küçük parçacıklardan oluşan yüksek yataklarda daha da belirgindir. Bu tip durumlarda, (2.11) eşitliği ile kestirilen yatak boşluğu ile hız arasındaki ilişkiden önemli sapmalar gözlenir. Akışkan sistemlerin yapısının saptanmasında parçacık yoğunluğunun önemi büyüktür: yoğunluktaki bir artışın sonucu olarak, daha az düzenli bir akışkan sistem meydana gelir. Ancak, parçacık büyüklüğündeki bir azalma da ideal sistemden sapmalara neden olur. Geniş bir sıvı hızı aralığında, yatağın ortalama boşluğu, (2.11) eşitliğiyle kestirilenden daha düşüktür. Bu durum, daha düşük dirençli bir yoldan geçerek ortalama kalma zamanından daha az bir süre yatakta kalan ve dolayısıyla yatağın genişlemesine tam katkıda bulunmayan bir kısım akışkanın varlığı ile açıklanabilir. Yatak direncinin kanal direncine oranı daha büyük olacağından, kısmi kanallaşmanın etkisi ince taneli katılarla büyük parçacıklarla olduğundan daha belirgin olur. Sıvı - katı akışkan bir yatakta, yatak boşluğundaki düzensizlikler yatak boşluğunun 1 'e yakın değerlerinde veya U_{mf} yakınında görülmez, fakat ara değerlerde bir maksimum yapar. Ayrıca, boşluktaki bölgesel değişimler büyük oranda sıvı dağıtıcısının düzenine bağlıdır.

Bir yatakta büyüklükleri belli bir aralıkta değişen parçacıklar bulunduğu, büyük parçacıklar dibe yakın, az boşluğu olan bir yatak oluşturarak, küçük parçacıklar ise tepeye yakın, çok boşluğu olan bir yatak oluşturarak, ayrılmalar meydana gelir. Bir sıvıda akışkanlaştırılan büyük ve küçük parçacıklı bir karışımda, şu üç durumdan biri bulunabilir¹:

- tam (veya tama yakın) ayrılma: büyük parçacıklar içeren az boşluklu bir yatak üzerinde küçük parçacıklardan oluşan çok boşluklu bir yatak düzeni.
- önceki durumda olduğu gibi iki ayrı bölgenin, ama küçük parçacıkların oranı ve boşluğu dipten tepeye doğru artan bir geçiş bölgesinin de bulunduğu, küçük ve büyük parçacıklardan oluşan bir yatak düzeni.
- tam ayrılmış bölgelerin bulunmadığı, ikinci durumdaki geçiş bölgesinin yatak boyunca devam ettiği bir yatak düzeni. Yataktaki parçacıkların büyüklük aralığı dar ise, bu geçiş bölgesi yaklaşık aynı derişimde olabilir ve çok az bir ayrılma görülebilir.

Ayrılma eğilimi, sadece parçacık büyüklüklerinin oranı (büyük : küçük) ile değil, sıvı hızının artırılması ile de artar. Böylece, belli bir karışım için, çok genişlemiş bir yatakta, az boşluklu bir yatakta olduğundan daha fazla ayrılma meydana gelir.

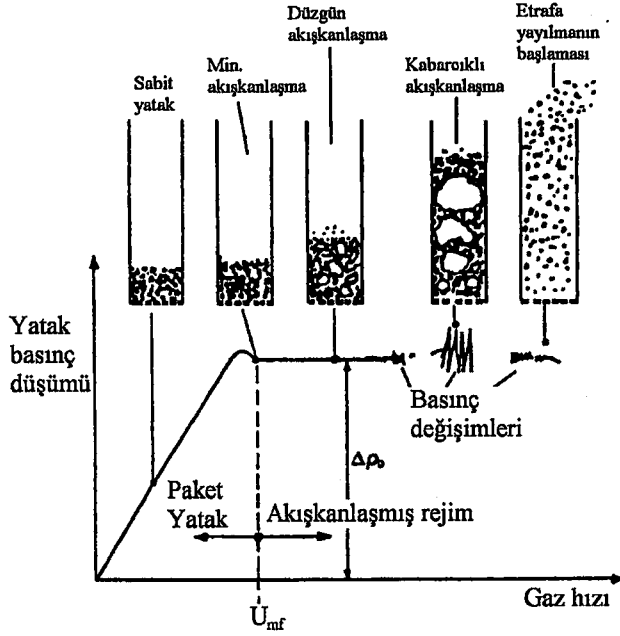
Hidrodinamikleri gaz - katı sistemlerinininkinden daha iyi anlaşılır ve endüstriyel uygulama amacıyla tasarlanmaları daha kolay ise de, sıvı - katı akışkan yataklar oldukça az kullanılır.

2.5 Gaz – Katı Sistemlerinin Özellikleri

Parçacıkların büyüklüğünün ve yoğunluğunun akışkanlaşmaya uygun olduğu, parçacıkların iyi tasarlanmış bir dağıtıcısı olan bir yatakta bulunduğu ve gazın yatağa gittikçe artan bir hızla verildiği kabul edilerek, gözlemler yapılabilir. Bu şekilde, yatağın görsel analizi yapılabilir, yataktaki basınç düşüşü saptanabilir ve yatağın yüksekliği ölçülebilir (Şekil 2.3)².

¹ Coulson, J.M., Richardson, J.F., Harker, J.H., Chemical Engineering – Particle Technology and Separation Processes (1991)

² Howard, J.R., Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989)



Şekil 2.3 Gaz hızındaki değişimlere bağlı yatağın davranışı

Şekil 2.3’de, gazın hızı sıfırdan dengeli bir şekilde arttıkça akışkan yataкта meydana gelen değişiklikler gösterilmektedir. Önce, yatağın görünüşü değişmez; basınç düşüşü debi ile artar ve akışkanlaşma başlarken maksimum değere ulaşır. Hız U_{mf} üzerine çıktığında, yataktaki basınç düşüşünde artış olmaz. Fazladan gaz akışına izin verebilmek üzere daha fazla boşluk yaratmak için, parçacıklar önce tekrar yerleşir; yani, yatak boşluğu, ϵ , artar. Bu genişlemenin derecesi parçacıkların yapısına bağlıdır. Ancak, bir noktada, parçacıklar arasında kabarcıklar oluşur. Bu kabarcıklar, yatak boyunca yükselirler ve yüzeye ulaştıklarında patlarlar. Parçacıklar, “serbest bölge” olarak adlandırılan yatak üstündeki boşlukta saçılırlar ve sonra yatağa dönerler.

Kabarcıklanma olayı, parçacıkların sürekli karışmasına neden olur ve dolayısıyla, sıcaklığın ve bileşimin yatağın her yerinde aynı olmasını sağlar. Ancak, kabarcıklanma, aynı zamanda gazın büyük bir kısmının parçacıklara temas etmeden onları atlamasına da neden olur. Yeterince yüksek akışkanlaştırma hızlarında, parçacıkların bir kısmı gazla birlikte sürüklenir ve yataktan taşınırlar. Hız arttıkça, gittikçe daha fazla parçacık taşınır ve yataktaki basınç düşüşü, parçacıkların tümü kolondan taşınıncaya kadar, azalır.

Yatak akışkanlaştığında, basınç düşüşü, ΔP , parçacıkların toplam ağırlığını karşılayacak kadardır; öyle ki,

$$\Delta P = (M/\rho_p A)(\rho_p - \rho)g \quad (2.15)$$

Burada, M - parçacıkların kütlesi, ρ_p - parçacık yoğunluğu, ρ - akışkanlaştırma gazının yoğunluğu, A - yatak kolonunun kesit alanı ve g - yerçekimi ivmesi.

Yüksek statik basınçlarda sürdürülen çalışmalar dışında, akışkanlaştırma gazının yoğunluğu ihmal edilebilir. Böylece, (2.15) eşitliği şu şekilde basitleştirilebilir:

$$\Delta P = Mg/A \quad (2.16)$$

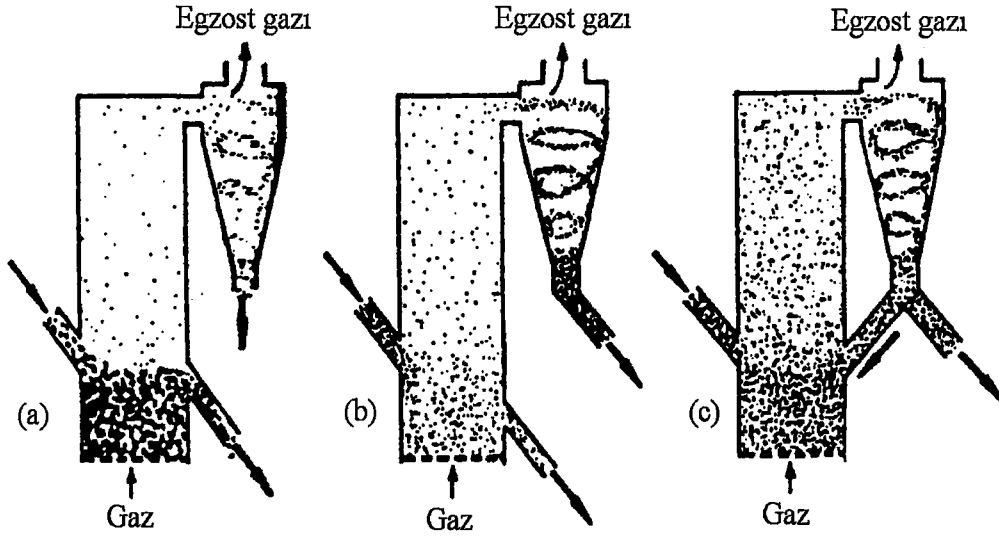
(2.15) ve (2.16) eşitlikleri yatak ile kolon duvarları arasında hiçbir etkileşmenin olmamasını veya yatakta herhangi bir enerji kaybının (bir parçacık ile duvar veya iki parçacık arasındaki çarpışmalar nedeniyle meydana gelebilir) olmamasını gerektirir¹.

Şekil 2.3'de, başlangıç akışkanlaşmaya karşılık gelen bölgede, küçük bir kambur görülür. İlk akışkanlaşma durumundan çıktıktan sonra boşluk; dolgulu yatak değerinden, ε_{pb} , minimum akışkanlaştırma hızındaki değerine, ε_{mf} yükselir; basınç düşüşü ise tekrar, yataktaki parçacıkların ağırlığını karşılayacak kadar olan değerine azalır. Bu akışkanlaşma hızlarında, yatak esas olarak iki faza ayrılır: dolgulu yatak içinde olduğu gibi, gazın bir yandan diğer yana süzüldüğü emülsiyon fazı ve gazın katı ile temas halinde bulunmadığı kabarcık fazı. Gaz hızındaki daha fazla bir artış, yüzeyde kabarcıkların çapı yatak kolonunun çapına eşit hale geldiği U_s hızına kadar, daha büyük kabarcıkların çıktığı daha şiddetli bir kaynamaya neden olur². Bu noktada, yatağın kitleleşme rejimine girdiği söylenir ve yüzeyinde, serbest bölgeye fırlatılan çok sayıda parçacık bulunur. Kitleleşme rejiminde çalışıldığında, (2.15) ve (2.16) eşitlikleri ile kestirilenden daha büyük basınç düşüşlerine neden olan şartlar ortaya çıkar. Daha da yüksek gaz hızları, daha fazla parçacığın serbest bölgeye fırlatılmasına ve hatta yatak dışına taşınmasına neden olur.

Çok ince tozlarla çalışıldığında, kitleleşme ile bu son seyreltik faz akışı bölgeleri arasında bir başka rejimin varlığı gözlenir. Bu bölge, hacmi yatağın toplam hacminin %25 'ini oluşturabilen² ve parçacık kümelerinin düzensiz hareketleri ile tanımlanan "hızlı akışkanlaştırma" bölgesidir. Şekil 2.3'deki yatak hareketlerinde hızlı akışkanlaşma rejimi gösterilmemiştir. Şekil 2.4'de gösterilen sistemdeki akışkan yatak reaktörüne, kararlı debide ve sürekli olarak parçacıklar beslenir.

¹ Howard, J.R., Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989)

² Yates, J.G., Fundamentals of Fluidized-bed Chemical Processes (1983)



Şekil 2.4 Sürekli işlem için çeşitli akışkanlaşma rejimleri

Akışkanlaştırma hızı, kullanılan parçacıkların çoğunun yataktan alınacak, kalanların ise çıkan gazla taşınacak şekilde ayarlanmıştır. Sürüklenen parçacıklar, gaz çıkış hattı üzerinde bulunan bir siklonda ayrılır. Siklonda tutulan parçacıklar yataktan alınan parçacıklara katılacak kadar işlem görmüş olabilir veya tekrar işlenmek üzere akışkan yatağa geri gönderilebilir; ayrıca, tesisin ekonomisi veya diğer gereksinimlerine bağlı olarak atılabilir. Akışkanlaşma hızı düşük ise, gazla taşınan ince parçacıkların oranı düşük olur ve tesisteki katı boşaltma işinin çoğu yataktan yapılır (Şekil 2.4.(a)). Yatağın açıkça görülebilen bir serbest yüzeyi vardır ve parçacıkların sistemde ortalama kalma süresi uzundur. Akışkanlaştırma hızı, parçacıkların çoğunun siklon tarafından tutulacak şekilde yeterince yüksek bir değere yükseltildiğinde, gaz - katı süspansiyonunun boşluğu çok genişler ve yatağın serbest yüzeyi artık görülmez olur (Şekil 2.4.(b)); ayrıca, parçacıkların çoğu çıkan gaz tarafından emildiğinden, sistemde kalma süreleri kısadır. Bu iki sınır değer arasında hızlı akışkanlaşma rejimi bulunur (Şekil 2.4 (c)). Bu durumda, siklonda tutulan parçacıklar, yüksek hızda (bu hız, besleme hızının birkaç katı olabilir) reaktöre geri gönderilir; bu şekilde, parçacıkların reaktörde kalma süreleri artırılır ve genişleyen yatağın boşluğu azaltılır. Aşırı karışma, üniform sıcaklık dağılımı ve gaz ile parçacıklar arasında hızlı ısı ve kütle aktarımı sağlar. Hızlı akışkanlaşma rejimi, akışkan yatak ile pnömatik taşıma arasında bir geçiş bölgesi olarak yorumlanır¹.

Gaz - katı akışkan sistemleri, geniş miktarda katı maddenin gazla temas ettirilmesi gereken endüstriyel alanlarda pek çok avantaj sağlar. Ancak, bu tip proseslerin dezavantajları da vardır. Parçacıkların karışması genelde iyi olmasına rağmen, gazın karışması iyi değildir ve kabarcıkların akışı, gaz ile parçacıklar arasındaki temas derecesini ciddi şekilde azaltabilir.

¹ Howard, J.R., Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989)

Parçacıkların şiddetli karışmasından ve kolonun duvarlarına çarpmasından kaynaklanan parçalanma veya aşınma gibi problemler de olabilir. Herşeye rağmen, genelde, avantajlar dezavantajlara baskındır ve gaz - katı akışkan yatak sistemleri birçok kimya ve benzer sanayilerde geniş ve her geçen gün artan uygulama alanları bulmaktadır.

2.6 Gaz – Sıvı – Katı Sistemlerinin Özellikleri

Bir gaz, sıvı - katı akışkan bir yataktan geçirildiğinde, küçük kabarcıklar halinde dağıtılabilir ve dolayısıyla, gaz, sıvı ve katı arasında iyi bir temas sağlanabilir. Bu şekilde çalıştırılan bir yatak, üç fazlı akışkan yatak olarak bilinir. Bu tip bir sistemin önemli bir uygulaması, oksijenin, yataktan kabarcıklar halinde geçirilen havadan çözeltide tutularak ve sonra çözeltiden biyomas parçacıklarına geçirilerek biyomasa aktarıldığı, biyolojik bir akışkan yatak reaktörüdür. Bu şekilde, çok iyi bir toplam kütle aktarımı sağlanır. Üç fazlı akışkan yataklar, katalitik hidrojenasyonlar gibi, katı katalizörlerin kullanıldığı gaz - katı tepkimelerinin gerçekleştirilmesinde de kullanılır. Üç fazlı akışkan sistemlerin hidrodinamiği çok karmaşıktır. Bir gaz, sıvı ile akışkanlaştırılan bir yatağının dibinden verildiğinde, yatağın genişleme derecesi katıların yapısına bağlı olarak azalabilir veya artabilir. Sıvının akışkanlaştırma hızı gaz akışının varlığı nedeniyle, genelde düşer.

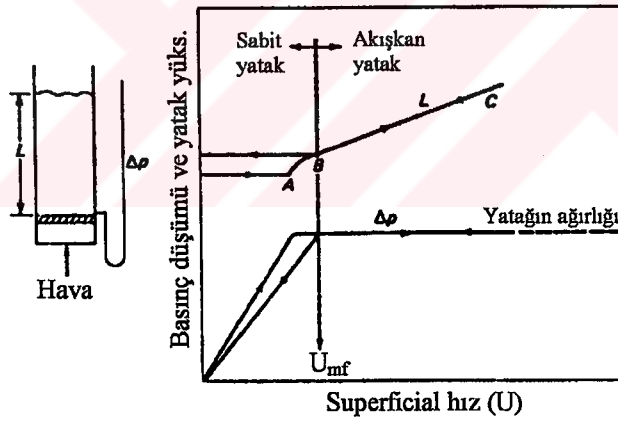
Düşük gaz hızlarında, büyük gaz kabarcıklarının yüksek ataletli ve oldukça büyük katı parçacıklarca (ör. su ile akışkanlaşan 6 mm'lik cam bilyeler) parçalandığını, bunun sonucunda ise, geniş kütle aktarım yüzeyi olan küçük gaz kabarcıklarının (≈ 2 mm) oluştuğu saptanmıştır. Sıvının yüzey gerilimi düşürüldüğünde daha da küçük kabarcıklar oluşturulabilir. Ancak, yüzey gerilimi kuvvetlerini yenemediği için, küçük parçacıklar büyük kabarcıklara giremez. Gaz - katı akışkan yataklarda, büyük kabarcıkların büyük habbe izleri olur. Aynı etki üç fazlı yataklarda da görülür; bu durumda, kabarcıklar hızla yukarıya doğru habbe izlerine sıvı çekerler ve yataktaki kalan sıvı akışının azalmasına, dolayısıyla yatağın büzülmesine neden olur. Çok yüksek gaz hızlarında, büyük parçacıklar bile büyük gaz kabarcıklarını parçalayamaz ve sıvının hacimsel debisinin gazinkine oranı $\approx 0,4$ 'den küçük olduğu durumlarda, habbe izlerinde taşınan sıvının miktarı o kadar fazla olur ki, yatağın bazı kısımları akışkanlaşmadan kalır.

3. AKIŞKANLAŞTIRMA

Bir sıvı veya bir gaz akışkan katı parçacıklardan oluşmuş bir yataktan çok düşük hızda geçirildiğinde, parçacıklar hareket etmez ve yataktaki basınç düşüşü dolgu yatak basınç düşüşü için verilen bağıntılar (ör. Ergun eşitliği) ile hesaplanabilir. Akışkanın hızı artırıldığında, basınç düşüşü ve parçacıklar üzerindeki sürüklenme kuvveti de artar ve parçacıklar hareket ederek, akışkan içinde asılı durmaya başlar. Yoğun bir akışkan gibi davrandığı için, bu asılı haldeki parçacıkların durumunu tanımlamak için, “akışkanlaşma” ve “akışkan yatak” terimleri kullanılır.

3.1 Akışkanlaşma Koşulları

Şekil 3.1 'de, küçük taneli bir madde ile kısmen doldurulmuş dikey bir boru gösterilmektedir. Borunun tepesi açıktır ve dibinde, katalizör yatağını desteklemek ve tüm kesit alanı boyunca gaz akışının aynı olmasını sağlamak için, gözenekli bir tabaka bulunur. Dağıtıcı tabaka altından, düşük debide ve herhangi bir parçacık hareketine neden olmadan, yukarı doğru hava verilir.



Şekil 3.1 Basınç düşüşü ve yatak yüksekliğine karşı yüzeysel hız

Parçacıklar çok küçük ise, parçacıklar arasındaki akış düzgün olur ve yataktaki basınç düşüşü yüzeysel hız, U , ile orantılı olur. Hız derece derece artırıldıkça, basınç düşüşü artar, fakat parçacıklar hareket etmez ve yatağın yüksekliği aynı kalır. Belli bir hızda, yataktaki basınç düşüşü, parçacıklar üzerindeki yerçekimi kuvvetine veya yatağın ağırlığına eşit olur ve hızdaki bir artış, parçacıkların hareket etmesine neden olur (A noktası). Daha fazla bir hız artışı ile, parçacıklar yatakta hareket edecek kadar ayrılır ve gerçek akışkanlaşma başlar (B noktası). Yatak akışkan hale gelince, yataktaki basınç düşüşü sabit kalır, fakat yatak yüksekliği artan debi ile artmaya devam eder. Akışkan yatağa verilen akışın debisi derece

derece düşürüldüğünde, basınç düşüşü sabit kalır ve yatak yüksekliği, daha önce artan hızlar için gözlenen BC hattını takip ederek düşer. Ancak, dolgulu yatak yapımında bir kolona boşaltılan katılar, akışkan bir yataktan yavaşça çöken katılardan daha sıkı bir şekilde yerleşme eğilimi gösterdiği için, bu durumdaki son yatak yüksekliği sabit yatağın ilk değerinden daha büyük olabilir. Düşük hızlardaki basınç düşüşü, ilk sabit yataktaki basınç düşüşünden daha azdır. Tekrar akışkanlaştırmaya başlarken, basınç düşüşü yatağın ağırlığını B noktasında eşitler ve minimum akışkanlaştırma hızını, U_{mf} , A 'dan çok, B noktası verir. U_{mf} 'yi ölçmek için, yatağı şiddetli bir şekilde akışkanlaştırmalı, gazın debisini kapatarak parçacıkların çökmesi için beklemeli ve daha sonra, yatak genişlemeye başlayıncaya kadar, akış debisi dereceli bir şekilde artırılmalıdır.

3.2 Akışkanlaşma Tipleri

Minimum akışkanlaşma hızının ötesinde, kullanılan akışkanın sıvı veya gaz olmasına bağlı olarak, akışkanlaştırılan yatakların görüntüsü oldukça farklıdır. Bir kum yatağı su ile akışkanlaştırılırken, parçacıklar çok uzağa gider. Hız artarken, hareketleri fazlalaşır; ancak, belli bir hızda, ortalama yatak yoğunluğu yatağın tüm bölgelerinde aynıdır. Buna parçacıklı akışkanlaşma denir ve yüksek hızlarda geniş fakat üniform bir yatak genişlemesi ile tanımlanır.

Gaz ile akışkanlaştırılan katı yatakları genelde, kümesel veya kabarcıklı akışkanlaşma denilen bir akışkanlaşma tipi gösterir. U_{mf} 'den çok daha yüksek yüzeysel hızlarında gazın çoğu, katı içermeyen kabarcıklar şeklinde akar ve onun ancak küçük bir kesri parçacıklar arasındaki boşluklardan geçer. Parçacıklar düzensiz bir şekilde akar ve akışkan tarafından taşınırlar. Kabarcıklar arasında boşluk kesri akışkanlaşmanın başlangıcındaki kadardır. Yatağın üniform olmamasının nedeni parçacıkların kümelenmesi olabilir; bu düşünceye dayanarak, kümesel akışkanlaşma terimi uygulandı. Ancak, parçacıkların birbirine yapıştığına dair bir izlenim yoktur ve dolayısıyla, kabarcıklı akışkanlaşma şeklinde bir ifade, olayı daha iyi tanımlar. Oluşan kabarcıklar, sudaki hava kabarcıkları veya kaynayan bir sıvıdaki buhar kabarcıkları gibi davranırlar; bu tip bir yatağa bazen, “kaynayan yatak” terimi uygulanır. Kabarcıklı bir yataktaki ısı veya kütle aktarımı veya kimyasal tepkime hızlarını inceleyen çalışmalar, kabarcıkların bir faz, parçacıkların oluşturduğu yoğun fazın ise diğer faz olduğu, akışkanlaşmanın iki- faz teorisine değinir.

Kabarcıklı akışkan yatağın davranışı, gaz kabarcıklarının sayısına ve büyüklüğüne bağlıdır. Bunların kestirilmesi ise çok zordur. Ortalama kabarcık büyüklüğü, parçacıkların yapısına ve

büyüklik dağılımına, dağıtıcı plakanın tipine, gazın yüzeysel hızına ve yatağın yüksekliğine göre değişir. Kabarcıklar yatakta yükselirken, birleşmeye ve büyümeye eğilim gösterir ve maksimum çapları, birkaç cm'den m(ler)'ye kadar olabilir. Yüksek bir yatak küçük çaplı bir kolonda bulunuyorsa, kabarcıklar kolonun tüm kesit alanını dolduruncaya kadar büyüyebilir. Ardarda gelen kabarcıklar daha sonra, katı kitleleri ile ayrılmış halde, kolon boyunca hareket ederler. Bu olaya kitleleşme denir ve sebep olduğu yataktaki basınç değişimleri ve buna bağlı olarak artan sürüklenme ve taşınma nedeniyle, istenmeyen bir durumdur. Sıvılarla parçacıklı akışkanlaşmanın, gazlarla da kabarcıklı akışkanlaşmanın sağlandığı yönündeki genelleştirme, tamamen doğru değildir¹. Yoğunluk farkı önemli bir parametredir. Çok ağır katılar suda kabarcıklı akışkanlaşma gösterebilir, buna karşın, yüksek basınçta gazlar çok ince taneli katılara parçacıklı akışkanlaşma sağlayabilir. Ayrıca, kraking katalizörleri gibi orta yoğunlukta çok ince katı parçacıkları, sınırlı bir hız aralığında parçacıklı akışkanlaşma, yüksek hızlarda ise, kabarcıklı akışkanlaşma gösterebilir¹.

3.3 Basınç Düşüşü

3.3.1 Dolgulu yataklarda akış

Akışkan bir yataktaki basınç düşüşü, (2.15) veya onun yaklaşık hali olan (2.16) eşitlikleri ile bulunabilir². Gazın hızı minimum akışkanlaşmadaki değerden, parçacıkların fazlaca taşındığı değere kadar artarken, basınç düşüşü sabit kalır (Şekil 2.3). Ergun ve çalışma arkadaşları, sabit yataklardaki basınç düşüşü ile gaz akışı arasındaki ilişkiyi veren bir eşitlik geliştirdiler. Parçacık yatağını, düz, paralel ve eşit büyüklükte kanallar grubuna eşdeğer kabul ettiler; öyle ki, kanalların toplam yüzey alanını ve içlerindeki akışkanın hacmini, sırasıyla, rastgele doldurulmuş bir yataktaki parçacıkların toplam yüzey alanına ve boşlukların hacmine eşit aldılar.

Önceleri, basınç düşüşünün, iki etkinin (yani hız ile orantılı olan viskoz tanjan gerilimleri yenmek için gereken kuvvetler ve hızın karesi ile orantılı olan kinetik enerji kayıplarını dengelemek için gereken kuvvetler) toplamına eşit olduğu düşünülürdü. Ancak, sabit bir yataktaki akışın yolu, düz ve paralel kanallar serisindekinden daha karmaşıktır çünkü yatak boşluklarındaki akış yolları hiç bir zaman düz değildir. Bu durum matematiksel modellemeyi

¹ McCabe, W.L., Smith, J.C., Harriot, P., Unit Operations of Chemical Engineering (1985)

² Howard, J.R., Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989)

çok zorlaştırır.

3.3.2 Akışın modellenmesi

Ergun ve arkadaşlarının (Ergun, S., Menster, M., 1965, Reaction of Carbon with Carbondioxide and Steam) yaklaşımı, dolgulu yatağı düz, paralel ve birbirinin aynı olan kanallar serisi şeklinde modellemektir. Onlar aşağıdaki eşitliği oluşturdu:

$$dp/dx = av + bpv^2 \quad (3.1)$$

Burada, v - akışkanın kanallardaki hızı, a ve b - katsayılar.

(3.1) eşitliğindeki terimler α ve β boyutsuz korelasyon faktörleri ile çarpılarak,

$$dp/dx = \alpha av + \beta bpv^2 \quad (3.2)$$

α ve β değerleri deneysel yollarla saptanmıştır.

a katsayısı, akışın düzgün olduğu ve d kesit alanı olan tek ve düz bir borudaki L uzunluğu boyunca basınç düşüşünü, ΔP_v , veren Hagen - Poiseuille eşitliğinden bulunmuştur; böylece,

$$\Delta P_v/L = 32\mu v/d^2 \quad (3.3)$$

Burada, v - borudaki ortalama akışkan hızı, μ - viskozite

Akıştaki girdaplara veya düzensizliklere bağlı kinetik enerjideki kayıplar nedeniyle meydana gelen basınç düşüşü, ΔP_k , şöyle ifade edilebilir:

$$\Delta P_k/L = (1/2)\rho v^2(f/L) \quad (3.4)$$

Burada, f - boyutsuz sürtünme faktörü (bu durumda L/d 'ye eşit alınmıştır).

Buradan, L uzunluğu boyunca toplam basınç düşüşü, ΔP , şöyledir:

$$\Delta P/L = 32\mu(v/d^2) + (1/2d)\rho v^2 \quad (3.5)$$

Yatağın bu tipte N paralel borudan oluştuğu kabul edilirse; uzunlukları, L , ve çapları, d , yataktaki katı parçacıklarının yüzey alanı ve hacimleri ve yatağın boşluğu cinsinden ifade edilebilir.

$$\text{Boru duvarlarının yüzey alanı,} \quad A_w = N\pi dL \quad (3.6)$$

$$\text{ve borudaki akışkanın hacmi,} \quad V = (N\pi d^2L) / 4 \quad (3.7)$$

Böylece,

$$\frac{\text{Boru duvarlarının yüzey alanı}}{\text{Borudaki akışkanın hacmi}} = \frac{A_w}{V} = \frac{4}{d} \quad (3.8)$$

Yatağın yüksekliği L, çapı D ve boşluğu ε ise, parçacıkların yüzey alanı,

$$= \sum(n_p a_p) \quad (3.9)$$

Burada, n_p ve a_p , sırasıyla, her büyüklükteki parçacıkların sayısı ve yüzey alanı.

Katı parçacıkların hacmi,

$$= \sum(n_p v_p) = (1 - \varepsilon)(\pi/4)D^2L \quad (3.10)$$

Burada, V_p - her büyüklükteki her parçacığın hacmi.

Boşlukların hacmi,

$$= \varepsilon(\pi/4)D^2L \quad (3.11)$$

Yatağın yüzey : boşluk hacmi oranı boru grubundaki ile aynı olmalı; dolayısıyla,

$$\left(\sum(n_p a_p)\right) / \left(\varepsilon(\pi/4)D^2L\right) = 4/d \quad (3.12)$$

(3.10) eşitliği, (3.12) eşitliğine yerleştirilirse,

$$d = (4\varepsilon/(1 - \varepsilon)) / (\text{parçacıkların yüzey : hacim oranı}) \quad (3.13)$$

$$d = (4\varepsilon/(1 - \varepsilon)) / S_v \quad (3.14)$$

Akışkanın boşluklardaki hızı, v , ile yüzeysel akışkanlaşma hızı, U , arasındaki ilişki şöyledir:

$$v = U/\varepsilon \quad (3.15)$$

d ve v için yazılan (3.14) ve (3.15) eşitlikleri, (3.5) eşitliğine yerleştirilerek, aşağıdaki ifade elde edilir:

$$\Delta P/L = \left(2(1 - \varepsilon)^2 / \varepsilon^3\right) \mu S_v^2 U + (1/8) \left((1 - \varepsilon) / \varepsilon^3\right) S_{v,p} U^2 \quad (3.16)$$

Boyutsuz α ve β korelasyon faktörleri yerleştirilerek,

$$\Delta P/L = \left(2\alpha(1 - \varepsilon)^2 / \varepsilon^3\right) \mu S_v^2 U + (\beta/8) \left((1 - \varepsilon) / \varepsilon^3\right) S_{v,p} U^2 \quad (3.17)$$

Ergun daha ileri giderek, basınç düşüşü hesaplamalarında parçacık ortalama büyüklüğünün, d_m , kullanılması gerekli olduğunu belirtti. Küresel parçacıklar için, (2.8) eşitliğine benzer şekilde,

$$d_m = 6/S_v \quad (3.18)$$

Bu eşitlik (3.17) eşitliğine yerleştirilirse,

$$\Delta P/L = 72\alpha \left((1-\varepsilon)^2 / \varepsilon^3 \right) \left(\mu U / d_m^2 \right) + (3\beta/4) \left((1-\varepsilon) / \varepsilon^3 \right) \left(\rho U^2 / d_m \right) \quad (3.19)$$

(Parçacıklar küresel değilse ve küresellikleri ϕ , ortalama büyüklükleri d_m ise, (3.19) eşitliğindeki d_m yerine ϕd_m yerleştirilir.)

Her iki tarafı $((1-\varepsilon)^2 / \varepsilon^3) (\mu U / d_m^2)$ ile bölerek,

$$\Delta P d_m^2 \varepsilon^3 / L \mu U (1-\varepsilon)^2 = 72\alpha + (3\beta/4) (1/(1-\varepsilon)) (\rho U d_m / \mu) \quad (3.20)$$

Burada, $\rho U d_m / \mu$ - parçacık Reynolds sayısı, Re_p .

Ergun, (3.20) eşitliğini kullanarak, çeşitli tipte ve büyüklükte parçacıklar ve çeşitli akışkanlarla yapılan deneysel çalışmalarda elde edilen verilerle çizimler hazırladı. Bu çizimlerden, 72α için 150, $3\beta/4$ için ise 1,75 değerini buldu¹. Böylece, (3.20) eşitliği, küresel olmayan ve küreselliği ϕ olan parçacıklar için tekrar düzenlendiğinde, aşağıdaki hali alır:

$$\Delta P/L = 150 \left((1-\varepsilon)^2 / \varepsilon^3 \right) \left(\mu U / (\phi d_m)^2 \right) + 1,75 \left((1-\varepsilon) / \varepsilon^3 \right) \left(\rho U^2 / \phi d_m \right) \quad (3.21)$$

(3.21) eşitliğine genelde Ergun eşitliği denir.

Eşitliğin ilk terimi U 'ya göre doğrusaldır. Boşluklardaki akış düzenli olduğunda, bu terim baskındır. İkinci terim akışın düzensizliği ile ilgilidir. Re sayısı akışın düzgün, geçiş veya düzensiz bölgede olduğunu gösterir. Parçacık çapına dayanan Reynolds sayısı, Re_p ,

$$Re_p = \rho d_m U / \mu \quad (3.22)$$

boşluklardaki akış bölgesini tanımlar (Çizelge 3.1). Ergun eşitliği, yataktan dikey olarak yukarı doğru akan sıvı veya yüksek basınçlı gaz için önemli olan akışkan statik basıncını ihmal eder.

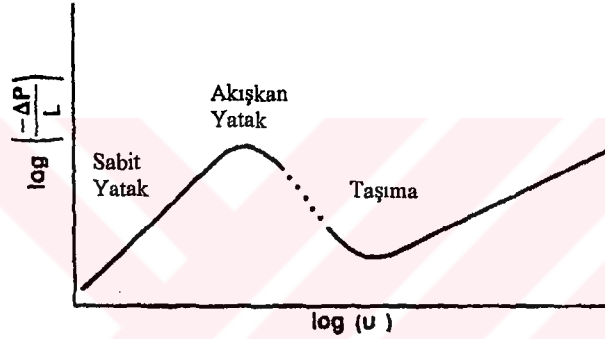
¹ Howard, J.R., Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989)

Çizelge 3.1 Reynolds sayıları

$Re_p < 10$	Boşluklarda düzgün akış
$10 < Re_p < 10^3$	Boşluklarda düzensiz akışa geçiş
$Re_p > 10^3$	Boşluklarda düzensiz akış

3.3.3 Akışkan hızının basınç farkına etkisi

Akışkanın yüzeysel hızı, U , ile yatağın birim uzunluktaki basınç farkı (düşüşü) arasındaki ilişki Şekil 3.2'de verilmektedir¹.



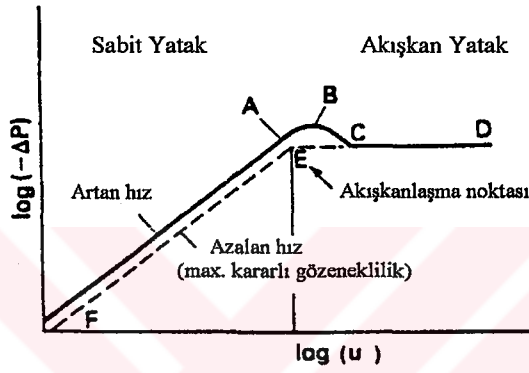
Şekil 3.2 Akışkan hızının fonksiyonu olarak birim yükseklikteki basınç farkı

Akış düzgün ise, düşük hızlarda eğimi 1 olan düz bir doğru elde edilir. Akışkanlaşma noktasında, yatağın gözenekliği artmaya başladığı için, basınç farkı düşmeye başlar. Hız, katıların taşınması için yeterince yüksek oluncaya kadar bu düşüş devam eder ve sonra, boru duvarındaki akışkanın sürtünme kuvvetleri önemli olmaya başlayınca, basınç farkı tekrar artmaya başlar.

Yataktaki toplam basınç düşüşü hızla karşılık çizildiğinde (Şekil 3.3) yatak genişlemesinin yer aldığı noktaya kadar (A noktası) gene doğrusal bir ilişki bulunur; ancak, yatak genişledikçe, eğrinin eğimi dereceli olarak azalır. Hız artırıldıkça, basınç düşüşü bir maksimumdan geçer (B noktası), hafifçe düşer ve yaklaşık olarak sabit (yani akışkanın hızından bağımsız) olan bir değere ulaşır (CD hattı). Akışkanın hızı tekrar düşürülürse, yatak sıkışır ve parçacıkların birbiri üzerinde durduğu şartlara ulaşır (E noktası) ve bu durumda, sabit bir yatağın maksimum kararlı gözenekliğine sahip olur. Hız daha fazla düşürüldüğünde, hareket

¹ Coulson, J.M., Richardson, J.F., Harker, J.H., Chemical Engineering – Particle Technology and Separation Processes (1991)

ettirilmezse yatak aynı durumda kalır. Tekrar oluşturulan bu sabit yataktaki basınç düşüşü (EF hattı), aynı hızda daha önce elde edilenden daha düşüktür. Bu durumda, hız tekrar artırılsaydı, yeni eğrinin (FE hattı) elde edileceği ve akışkanlaşma noktasında eğimin aniden 1'den 0'a değişeceği beklenebilirdi; ancak bu şartın sağlanması çok zordur çünkü yatak tamamen titreşimsiz değilse tekrar sağlanmaya eğilim gösterir. Kanallaşma olmadığında, parçacıkların şekli ve büyüklüğü, belli ölçülerdeki bir yatağın akışkanlaşma durumundaki maksimum gözenekliliği ve basınç düşüşünü belirler. İdeal bir akışkan yatakta, ECD'ye karşılık gelen basınç düşüşü, bir birim alandaki kaldırma kuvvetine eşittir. Pratikte, bu değerden çok sapabilir ve kanallaşmanın bir sonucu olarak sabit kalmayabilir.



Şekil 3.3 Sabit ve akışkan yataklarda basınç farkı

Akışkan yatakta, parçacıklar üzerindeki toplam sürtünme kuvvetleri yatağın etkin (görünür) ağırlığına eşit olmalıdır. Böylece, bir birimlik kesit alanı olan, L yüksekliğinde ve ϵ gözenekliliğinde bir yatakta,

$$\Delta P = (1 - \epsilon)(\rho_p - \rho)Lg \quad (3.23)$$

Burada, ΔP - parçacıkların etkin ağırlığına bağlı basınç düşüşü, ρ_p - parçacık yoğunluğu.

Bu bağıntı, yatağın ilk genişlemesinden, katıların taşınması haline kadar geçerlidir. Minimum akışkanlaşma hızının hesaplanan ile ölçülen değerleri arasındaki farklar, kanallaşma, gaz - katı sistemlerinde elektrostatik kuvvetlerin etkisi, çok küçük parçacıklarla önemli olan kümeleşme veya akışkan ile yatak kolonunun duvarları arasındaki sürtünme (küçük çaplı kolonlarda daha fazladır) nedeniyle ortaya çıkabilir.

Yataktaki akış düzgün ise, akışkan hızı U ile boşluk ϵ arasındaki ilişki, parçacık yatağının düz, paralel ve eşit büyüklükte kanallar grubuna eşdeğer olması kabulü temelinde, d çapında küresel parçacıklardan oluşan sabit bir yatak için geliştirilen Carman - Kozeny eşitliği ile bulunabilir:

$$U = (1/180) \left(\epsilon^3 / (1 - \epsilon)^2 \right) (\Delta P d^2 / \mu L) \quad (3.24)$$

Akışkan bir yatakta, parçacıkların etkin ağırlıkları sürtünme kuvvetleri ile dengelenir. Dolayısıyla, (3.23) eşitliğini (3.24) eşitliğine yerleştirerek (ΔP için),

$$U = (1/180) \left(\epsilon^3 / (1 - \epsilon)^2 \right) (d^2 (\rho_p - \rho) g / \mu) \quad (3.25)$$

şeklinde bir eşitlik elde edilebilir.

3.4 Minimum Akışkanlaştırma Hızı

3.4.1 Teorik yaklaşım

Üniform kürelerden oluşan bir yataktan geçirilen akışkanın yukarı doğru hızı artırıldığında, parçacıkların akışkanda serbest olarak asılı durduğu başlangıç akışkanlaşma noktasına ulaşılır. Bu şartlardaki yatak boşluğu, ϵ_{mf} , kesin bilinmez, ancak yaklaşık olarak 0,4 alınabilir. Buna karşılık gelen minimum akışkanlaştırma hızı, U_{mf} , (3.25) eşitliğinden elde edilebilir:

$$U_{mf} = (1/180) \left(\epsilon_{mf}^3 / (1 - \epsilon_{mf})^2 \right) (d^2 (\rho_p - \rho) g / \mu) \quad (3.26)$$

(3.26) eşitliği, Carman - Kozeny eşitliğine dayandığı için, sadece düzgün akış şartlarında yani düşük Re değerlerinde geçerlidir; bu ise, uygulama alanını ince parçacıklarla sınırlar. ϵ_{mf} yerine 0,4 değeri yerleştirildiğinde şu ifade elde edilir:

$$U_{mf} = 0,00059 d^2 (\rho_p - \rho) g / \mu \quad (\epsilon_{mf} = 0,4) \quad (3.27)$$

Düzgün bir akışın oluşabilmesi için parçacıklar çok büyük ($>150 \mu m$) ise, minimum akışkanlaştırma hızının hesaplanmasında, yataktaki basınç düşüşü için, Ergun eşitliği gibi daha genel bir bağıntı kullanılmalıdır.

İlk yaklaşım olarak, (3.23) eşitliğinden yararlanarak, başlangıç akışkanlaşma durumundaki basınç düşüşü için şu ifade yazılabilir:

$$\Delta P = (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_p - \rho) L_{mf} g \quad (3.28)$$

Buradan,

$$\Delta P / L_{mf} = (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_p - \rho) g \quad (3.29)$$

Ergun eşitliği ((3.21) eşitliği) minimum akışkanlaşma hızı hesaplamalarında kullanılmak

üzere düzenlendiğinde, aşağıdaki hale gelir:

$$\Delta P/L_{mf} = 150\left((1-\varepsilon_{mf})^2/\varepsilon_{mf}^3\right)\left(\mu U_{mf}/(\phi d_m)^2\right) + 1,75\left((1-\varepsilon_{mf})/\varepsilon_{mf}^3\right)\left(\rho U_{mf}^2/\phi d_m\right) \quad (3.30)$$

(3.29) eşitliğini (3.30) eşitliğine yerleştirerek, aşağıdaki eşitlik bulunabilir:

$$(\rho_p - \rho)g = 150\left((1-\varepsilon_{mf})/\varepsilon_{mf}^3\right)\left(\mu U_{mf}/(\phi d_m)^2\right) + 1,75\left(1/\varepsilon_{mf}^3\right)\left(\rho U_{mf}^2/\phi d_m\right) \quad (3.31)$$

Her iki taraf $(\rho d_m^3/\mu^2)$ ile çarpılarak,

$$\rho d_m^3(\rho_p - \rho)g/\mu^2 = 150\left((1-\varepsilon_{mf})/\varepsilon_{mf}^3\right)\left(\rho d_m U_{mf}/\phi^2\mu\right) + 1,75\left(1/\varepsilon_{mf}^3\right)\left(\rho^2 d_m^2 U_{mf}^2/\phi\mu^2\right) \quad (3.32)$$

ve $\rho d_m U_{mf}/\mu$ boyutsuz grubu yerine Re_{mf} , $\rho d_m^3(\rho_p - \rho)g/\mu^2$ boyutsuz grubu yerine de Ga yazılarak, şu eşitlik elde edilir:

$$Ga = 150\left((1-\varepsilon_{mf})/\varepsilon_{mf}^3\right)Re_{mf}/\phi^2 + 1,75\left(1/\varepsilon_{mf}^3\right)Re_{mf}^2/\phi \quad (3.33)$$

$Re_{mf} < 20$ (küçük parçacıklar) Sağ taraftaki ikinci terim ihmal edilebilir

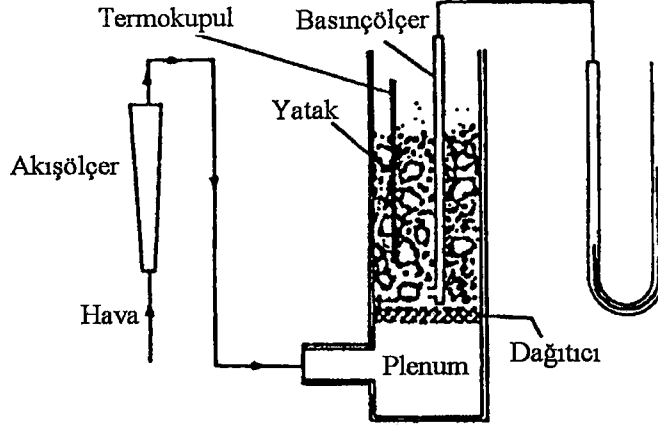
$Re_{mf} > 1000$ (büyük parçacıklar) Sağ taraftaki ilk terim ihmal edilebilir

Teorik olarak, ε_{mf} ve parçacık ortalama çapı d_m için yeterince hassas değerler elde edilebilirse, (3.33) eşitliği U_{mf} 'nin Re_{mf} ve Ga cinsinden hesaplanmasında kullanılabilir. Ancak, ε_{mf} 'nin yatak sıcaklığı ile karmaşık bir şekilde değiştiğini ve parçacıkların büyüklüğü 40-500 μm , yoğunlukları ise 1400-4000 kg/m^3 aralığında olduğunda kolayca kestirilemediğini gösteren deneyler yapılmıştır.

Pratikte, minimum akışkanlaştırma hızını belirlemek için en iyi yöntem, dereceli bir şekilde azaltılan gaz hızlarında yataktaki basınç düşüşünü doğrudan deneysel olarak ölçmek, verileri Şekil 2.3'deki gibi çizmek ve minimum akışkanlaştırma değerini grafikten okumaktır. Deneysel ölçüm yapılmadan, minimum akışkanlaştırma hızının kestirilmesi gerektiğinde yapılabilecek en iyi şey, minimum akışkanlaştırma hızında yatak boşluğu kesrini (ε) olabildiğince hassas elde etmek ve (3.32) veya (3.33) eşitliklerini uygulamaktır.

3.4.2 Minimum akışkanlaştırma hızının deneysel olarak saptanması

Bu amaçla, 100-150 mm çapında küçük bir akışkan yatak, toz veya taneli maddelerin çoğu için yeterince geniş olur (Şekil 3.4). Yataktaki basınç düşüşünü ölçmek için kullanılan statik basınç ölçeri yatakta bulunan bir manometreye bağlıdır. Bir fan veya hava besleyicisi, bir hava akış ölçeri ve akış kontrol vanası da gereklidir.



Şekil 3.4 Minimum akışkanlaşma hızının saptanmasında kullanılan deney düzeneği

Kolona, çalışma yüksekliğine kadar (genelde 100-150 mm) parçacıklar doldurulur. Parçacıkların dolgulu kolon halini bozmak için, yatak önce şiddetli bir şekilde akışkanlaştırılır, daha sonra da gazın hızı yavaş yavaş azaltılır ve her akış debisindeki basınç düşüşü kaydedilir. Elde edilen veriler bir grafiğe çizilerek değerlendirilir.

3.4.3 Ampirik bağıntılar

U_{mf} 'nin hesaplanmasında, Ergun ve Carman-Kozeny eşitliklerinin kullanılmasında karşılaşılan problemlerden biri, minimum akışkanlaşma boşluğunun bilinmemesidir. ϵ_{mf} ve ϕ bilinmediğinde ve ölçülemediğinde, kalan tek yöntem, ampirik bir bağıntının kullanılmasıdır. Ancak, ampirik bağıntılarla hesaplanan U_{mf} değerleri deneysel yöntemlerle elde edilen değerlerinden çok farklı olur. Bunun nedeni, uygulanan bağıntının geçerli olduğu parçacık büyüklüğü ve şekli aralığında, ϵ_{mf} ve ϕ değerlerinin ortalaması alınarak bağıntıda kullanılmasıdır. Örneğin, Wen ve Yu kendi çeşitli sistemleri için,

$$(1 - \epsilon_{mf}) / \phi^2 \epsilon_{mf}^3 \cong 11 \quad \text{ve} \quad 1 / \phi \epsilon_{mf}^3 \cong 14$$

değerlerinin geçerli olduğunu buldular. Bu değerlerle, (3.33) eşitliğinin şu basitleştirilmiş hali elde edilebilir:

$$Ga = 1650 Re_{mf} + 24,5 Re_{mf}^2 \quad (3.34)$$

(3.34) eşitliği Re_{mf} için çözüldüğünde, pozitif kökü şöyle bulunur:

$$Re_{mf} = (33,7^2 + 0,0408 Ga)^{1/2} - 33,7 \quad (3.35)$$

Bu eşitlik yardımıyla, gazın ve katıların sadece fiziksel özelliklerini bilmekle U_{mf}

hesaplanabilir. (3.35) eşitliği \pm %25 sapma ile, $0,001 < Re < 4000$ aralığında geçerlidir¹ ve özellikle $100 \mu\text{m}$ 'den büyük parçacıklar için uygulanmalıdır. Yine $100 \mu\text{m}$ 'den büyük parçacıklar için, Baeyens ve Geldart farklı bir bağıntı önermiştir²:

$$Ga = 1823 Re_{mf}^{1,07} + 21,7 Re_{mf}^2 \quad (3.36)$$

$100 \mu\text{m}$ 'den küçük parçacıklar için Baeyens tarafından önerilen aşağıdaki bağıntının, deneysel verilerle iyi uyum içinde olduğu belirtilmiştir².

$$U_{mf} = 9,4 \times 10^{-4} (\rho_p - \rho)^{0,934} g^{0,934} d_m^{1,8} / \mu^{0,87} \rho^{0,066} \quad (3.37)$$

Ampirik bağıntıların çoğu, çevre sıcaklığında veya ona yakın sıcaklıklarda bulunan yataklarda elde edilen deney sonuçlarından geliştirilmiştir. Dolayısıyla, bu bağıntılardan yüksek sıcaklık durumlarına geçiş amacıyla yapılan ekstrapolasyonun hassasiyetine dikkat etmek gerekir. Genelde, minimum akışkanlaşma hızını doğrudan ölçmek daha akıllıcadır.

¹ Geankoplis, C.J., Transport Processes and Unit Operations (1983)

² Howard, J.R., Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989)

4. GAZLAŞTIRMA İŞLEMİNDE KÜTLE ve ISI TRANSFERİ SINIRLAMALARI

Birçok parçacıkta tepkime şartlarında (temelde basınç değişimlerinde) tepken katının çevre hacim (bulk) ve Knudsen difüvizitesi, gözenek hacminde kütle transferi hızını etkiler. Bu iki mekanizmanın bileşimi yapılarak 4.2 eşitliğiyle verilmektedir. Eğer N_A , A tepken gazın molar akısı ise sonuçta ortak tanımlama;

$$N_A = -\frac{P}{R.T} D_e \frac{dy_A}{dx} \quad (4.1)$$

$$D_e = \frac{1}{\frac{(1-\alpha y_A)}{D_{AB}} + \frac{1}{(D_K)_A}} \quad (4.2)$$

Burada; D_e – etkin difüvizite(cm^2/s), D_{AB} – çevre hacim difüzyonu(cm^2/s), D_K – Knudsen difüzyonu(cm^2/s), N_A – hacimsel bileşim(mol/cm^3), y_A – gözenekte A bileşeninin bileşimi(mol/cm^3)

α , A ve B 'nin difüzyon hızları oranıdır: $\alpha = 1 + (N_B / N_A)$. Daimi durumda; α , tepkime katsayılarından belirlenir. Örneğin A→B tepkimesinde; gözenek tepkime ve difüzyon eşdeğer difüzyondur. Bu da $N_B = -N_A$ demektir, ve α , sifıra eşit olur. Bu durumda etkin difüvizite;

$$D_e = \frac{1}{\frac{1}{D_{AB}} + \frac{1}{(D_K)_A}} \quad \text{olur.} \quad (4.3)$$

Gözenek çapı büyük olduğu zaman eşitlik 4.1 ve 4.2 klasik sabit basınç formuna indirgenmiş olur. Bu şartlarda etkin difüzyon üzerinde moleküler difüzyon etkisi ön plana çıkar ve $(D_K)_A \rightarrow \infty$ olur. Eşitlik 4.1 ve 4.3 birleştirilerek;

$$N_A = \frac{P}{R.T} D_{AB} \frac{dy_A}{dx} (N_A + N_B) \quad (4.4)$$

ve ek olarak difüzyon eş mollü $N_B = -N_A$ ise; 4.4 eşitliği 4.5 şekline gelir:

$$N_A = -\frac{P}{R.T} D_{AB} \frac{dy_A}{dx} \quad (4.5)$$

Eğer gözenek çok küçükse, çarpışma moleküller arasında olmaktan çok birinci derecede gözenek yüzeyleri ile gaz molekülleri arasında olur. Bu durumda Knudsen Difüvizite çok küçük olur ve eşitlik 4.5 'de D_{AB} yerine D_K gelir. Geniş kılcallık durumlarında Knudsen

difüzyonunun faydalı şekli budur. Buna rağmen eşitlik 4.3 iki difüzyonun da etkili olduğu durumlar için esas eşitliktir. Fakat bu eşitlikte birleştirilmiş difüzyon hızı D_e ' nin gözenekteki tepken bileşimi y_A ile değişimi gözenek yapısının tanımlanması ile kolaylaştırılabilir.

4.1 Gözenekli Katıda Difüzyon

Sabit basınçta ve daimi durumda normal işleyen sabit yatak bir reaktörde, bazı sınırlamalar altında etkin difüzyon hızı (toplam alan başına bir birim olmak üzere) hızı;

$$(N_A)_e = -D_e \frac{dC_A}{dr} = \frac{P}{R.T} D_e \frac{dy_A}{dr} \quad \text{'den hesaplanır.} \quad (4.6)$$

e , indisi bir gözenekteki değil, ziyade gözenekli katıdaki etkin difüzyon akısını temsil etmektedir. Burada; C_A – tepken gaz bileşimi (mol/cm^3)

$$(N_A)_e = -\frac{P}{R.T} D_e \frac{y_{A2} - y_{A1}}{\Delta r} \quad (4.7)$$

Δr kömür parçacığının eksen uzunluğudur. Eğer deneysel çalışmada akım hızları ve bileşimler ölçülmüşse, akı ve parçacık boyutu yerine koyularak $(N_A)_e$ hesaplanabilir¹.

Dinamik metotlar D_e 'yi de ölçebilmektedir. Deneysel imkanın olmaması durumunda D_e , katının fiziksel özelliklerinden yararlanarak bulunmalıdır. Bu durumda tek bir silindir gözenek için difüzyon hızı bulmak için, ki, eşitlik 4.4 'den D 'nin değerini hesaplanması gerekir. D 'nin değerini D_e 'ye dönüştürmek için de bir gözenek modeli kullanmak zorunludur.

4.1.1 Paralel gözenek modeline göre difüzyon

Ortalama gözenek çapı r_o , parçada veya parçayı oluşturan taneler kümesindeki toplam gözenek yüzeyi ve toplam gözenek hacminden $r_o = 2V_o / S_o$ 'dan hesaplanabilir. D_e 'yi silindirik gözenek modelinden bulmak için bir de X_L difüzyon yolu gereklidir. Bu model varsayımına göre; silindir gözenekler r koordinatı ile 45 derece açı yaparlar, bileşke difüzyon yolu olarak (örneğin küresel tanede radyal yönde) $X_L = 2r_o$ olur ve buradan ayarlanabilir değişken olan δ (tortuozite faktörü) ortaya çıkar ve $X_L = \delta r_o$ olur. Böylece bu ifadeyi eşitlik 4.1'deki x yerine kullanarak etkin difüzyon hızı belirlenebilir. D_e 'yi D 'ye dönüştürebilmek için - ki D tüm gözenek kesit alanının yani difüzyon yönüne dik olan alan üzerine kurulmuştur- gözeneklilik ile çarpılmalıdır. Eşitlik 4.1'deki x , tanenin uzunluğudur. Bu uyarlamalar ile

¹ Smith, J.M., Chemical Engineering Kinetics, (1988)

difüzyon akısı;

$$(N_A)_e = -\frac{P}{R.T} \frac{\epsilon_0 D}{\delta} \frac{dy_A}{dr} \quad (4.8)$$

$$\text{Buradan etkin difüzivite; } D_e = \epsilon_0 D / \delta \quad (4.9)$$

olur (yüzey difüzyonu yok iken). Buna göre D_e 'yi bulmak için tek sınırlama δ 'nın bilinmesidir. Eşitlik 4.9 ve 4.7'den bulunan D_e değerleri farkından, δ 'nın değeri (1 - 6) arasında değişir. Satterfield (1970), bu değer (1,5 - 2) arasında değiştiğini ifade etmiştir.

4.1.2 Gelişigüzel gözenek modeline göre difüzyon

Tanedeki taşınım; mikro ϵ_m ve makro ϵ_μ gözeneklerde olan tüm taşınımların birleşimidir. Gözeneklerin tekil katkısının miktarı, difüzyon dik kesit alanlarının etkisine bağlıdır. Fakat bu alanların değeri, gözenek bağlantılarının ne kadar gerçekleştiğine bağlıdır. Sonuçta D_e , genel olarak eşitlik 4.10'daki gibi ifade edilir.

$$D_e = \bar{D}_m \epsilon_m^2 + \frac{\epsilon_\mu^2 (1 + 3\epsilon_m)}{1 - \epsilon} \bar{D}_\mu \quad (4.10)$$

Burada \bar{D}_m ve \bar{D}_μ , eşitlik 4.3'ün mikro ve makro gözeneklere uygulanması ile bulunur.

$$\frac{1}{\bar{D}_m} = \frac{1}{(D_{AB})_m} + \frac{1}{(D_K)_m} \quad (4.11)$$

Bu modelde tortuooziti faktörü yoktur. Gerçek difüzyon yolu uzunlukları, difüzyon yönündeki fark koordinata eşittir. Eşitlik 4.10'u uygulamak için makro ve mikro kesitleri bilmek gerekir. Ortalama gözenek çapı; mikro gözenekler için, $r_0 = 2V_0 / S_0$ eşitliğinden; makro gözenekler için, gözenek hacim dağılımı eşitliğinden bulunabilir. Ortalama gözenek çapı, $(D_{AB})_m$ ve $(D_K)_m$, eşitlik 4.10 ve 4.11'i kullanarak difüziviteyi hesaplamak için gereklidir. Makro gözenekler hakim unsur ise, etkin difüziviteyi bulmak için eşitlik 4.10, 4.12'deki şekline getirilir.

$$D_e = \bar{D}_m \epsilon_m^2 \quad (4.12)$$

Mikro gözenekler hakim ise etkin difüzivite;

$$D_e = \bar{D}_\mu \epsilon_\mu^2 \quad \text{olur.} \quad (4.13)$$

Bu iki eşitlik, eşitlik 4.9 ile karşılaştırıldığında $\delta = 1 / \epsilon_0$ olduğu görülür. Bu durumda gelişigüzel gözenek modeline göre etkin difüzivite, ϵ_0^2 'yle orantılı hale gelir. Bu halde;

$$D_e = D \frac{\epsilon_0}{\delta} \quad \text{ve} \quad \delta = 1/\epsilon_0 \text{ 'dan} \quad D_e = D\epsilon_0^2 \text{ olur.} \quad (4.14)$$

Buna göre etkin difüzyivite;

$$D_e = \frac{1}{\frac{(1-\alpha y_A)}{D_{AB}} + \frac{1}{D_K}} \epsilon^2 \quad \text{olur.} \quad (4.15)$$

Moleküler difüzyivite eşitlik 4.16'daki Chapman-Enskog eşitliği yardımıyla bulunur.

$$D_{AB} = 0.0018583 \frac{\left(T_R^3 \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right) \right)^{1/2}}{P \sigma_{AB}^2 \Omega_{AB}} \quad [\text{cm}^2/\text{s}] \quad (4.16)$$

Burada; - T_R , sıcaklık (Kelvin), - P , Karışımın toplam basıncı (atm.), - M_A, M_B , A ve B 'nin molekül ağırlığı, - Ω_{AB} ; çarpışma integrali, gerçek gazlar için $k_B T_B / \epsilon_{AB}$ 'e ait bir sabit değerdir (k_B , Boltzman sabiti: $1,381 \times 10^{-23}$ J/K), σ_{AB} ve ϵ_{AB} , AB molekül çifti için Lennard Jones sabitleri olup tablolardan alınabilir.

$$\sigma_{AB} = 0.5 (\sigma_A + \sigma_B) \quad \epsilon_{AB} = (\epsilon_A + \epsilon_B)^{1/2} \quad (4.17)$$

$$\text{yaklaşık olarak } \sigma_j = 1,18 V_B^{1/3} \quad (4.18)$$

$$\text{alınabilir ve } \frac{k_B T}{\epsilon} = 1.3 \frac{T}{T_c} \text{ 'dir.}$$

Burada, - T_c , kritik sıcaklık, - V_B , normal kaynama noktasındaki özgül hacim (cm^3/mol)'dir. (atomların hacim ortalamalarından yararlanılarak Kopps Kanunu'ndan bulunabilir).

Çarpışma integrali;

$$D_{(K)_A} = \frac{2}{3} r_0 \bar{v} \quad (4.19)$$

Knudsen difüzyivitesinin değerini bulabilmek amacıyla, gaz karışımının bileşenlerine ait ortalama moleküler hız \bar{v} için 4.17'deki eşitlik kullanılır. Eşitlikte M_A tepken gaz molekül ağırlığıdır.

$$\bar{v} = \left(\frac{8RT}{\pi M_A} \right)^{1/2} \quad (4.20)$$

gözenek ortalama çapı için moleküler difüzyon hızı eşitlik 4.21'deki son halini alır.

$$D_{K,A} = r_o \frac{8}{3} \left(\frac{RT}{2\pi M_A} \right)^{1/2} = 9,7.10^3 r_o \left(\frac{T}{M_A} \right)^{1/2} \quad [\text{cm}^2 / \text{s}] \quad (4.21)$$

Karbondioksitle gazlaştırma yapılan Zonguldak kömürü k.k artığında karbondioksit tepken gaz, Beypazarı linyitinde ise su buharı tepken gazdır. Bunlar tepkime kabına saf halde gönderildiklerinden hesaplamalarda mol oranları "bir" olarak alınmıştır. Öte yandan üretilen gaz karışımı ile karbondioksit tepken akımı ters yönlü olduklarından biri diğerinin eksi işaretlisine eşittir. Yapılan hesaplamalar çizelge 4.1'de verilmiştir. Buna göre Knudsen difüzyon hızı, moleküler difüzyon hızının 10 katıdır ve moleküler difüzyon hızı, karbondioksitin etkin difüzyonunda hakim unsurdur. Su buharı ile gazlaştırma işleminde, su buharı - gaz karışımı difüzyonu ele alınmıştır.

$$\sigma_{\text{H}_2\text{O-gazlırın}} = 0.5(\sigma_{\text{H}_2\text{O}} + \sigma_{\text{g.karışımı}}) = 3.645 \text{ Angstrom}$$

$$\frac{k_B T}{\varepsilon} \Big|_{\text{H}_2\text{O}} = 1.3 \frac{T}{T_c} \text{ ve } \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 6,905.10^{-20} ; \varepsilon_{\text{H}_2\text{O-g.karış.}} = (\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} \varepsilon_B)^{1/2} = 1,1875.10^{-21}$$

Çizelge 4.1 Beypazarı linyiti k.k. artığının su buharı ile gazlaştırılmasında kullanılan bazı kütle transfer katsayıları

T işl. sic. °C	$k_B T / \varepsilon$	Ω_{AB}
700	11,3	0,73
800	12,478	0,72
900	13,6413	0,71
1.000	14,804	0,70

Çizelge 4.2 Her iki kömür için hesaplanan difüzyon değerleri

T işlem Sıc. °C	Zonguldak Maden Kömürü			Beypazarı Linyiti		
	Moleküler Difüzyon D _{AB} cm ² /s	Knudsen Difüzyon D _K cm ² /s	Etkin Difüzyon D _e cm ² /s	Moleküler Difüzyon D _{AB} cm ² /s	Knudsen Difüzyon D _K cm ² /s	Etkin Difüzyon D _e cm ² /s
700				1,756	21,02	0,05847
800	1,13	11,03	0,078	2,063	22,08	0,049
900	1,4	11,71	0,066	2,391	23,08	0,0425
1.000	1,86	13,07	0,057	2,7418	24,05	0,037

Not : $y_A = 0.0441176$; $\alpha = 1 - \sqrt{\frac{M_A}{M_B}}$; $\frac{N_B}{N_A} = -\sqrt{\frac{M_A}{M_B}}$ ile hesaplandı.

4.2 Dış Yüz Kütle Transferinin Belirlenmesi

Gaz filminden geçen akı, katının dış yüzeyinde katı yüzeyden geçen akıya eşittir.

$$k_m(C_t - C_s) = D_e \left(\frac{dC_t}{dR} \right)_{R=R_0} \quad (4.22)$$

Burada; $-C$, tepken gazın katı yüzeyindeki bileşimi, $-k_m$, (gazdan katıya) dış kütle transfer katsayısıdır (cm/s). Biot sayısı; dış kütle transfer hızının, iç kütle transfer hızına oranıdır:

$$Bi = \frac{d_p k_m}{D_{AB}} = 2 + 1.45 \left(\frac{\mu_{\text{gaz}}}{\rho_{\text{gaz}} D_{AB}} \right)^{1/3} \left(\frac{r U_o \rho_{\text{gaz}}}{\mu_{\text{gaz}}} \right)^{1/2} \quad (4.23)$$

eşitlikte $\mu_{\text{gaz}} / \rho_{\text{gaz}} D_{AB}$ Schmidt sayısıdır.

Gaz indisli olanlar, tepken gaz akımı (katıyı çevreleyen) için fiziksel özelliklerdir.

U_o : Süperficial gaz hızı (cm/s)

Biot sayısı azalırken, dış yüzey kütle transfer dirençleri çok önemli hale gelir.

4.3 Gazlaşma İşleminde Isı Transferinin Etkisi

Deneyisel çalışmalarda, parçacık yüzeyindeki sıcaklık ölçüldüğü ve Arrhenius eşitliğinde bu

dış yüzey sıcaklıkları temel alınarak kinetik sabitler belirlendiğinde; eğer tüm parçacık ısı iletim etkileri yüzünden bu sıcaklıkta değilse, bu durum kinetik sabitlerin belirlenmesinde yanlışlıklara sebep olur. Çünkü parçacıkta ısı dağılımı, dolayısıyla iç yüzey tepkimeleri, bundan etkilenir ve aslında daha düşük bir sıcaklığa ait dönüşüm değerlerinin üretilmesine sebep olur. Hatta bu etki büyükse, tepkime ısı transfer kontrollü olabilir. Bu nedenle, kontrol basamağına karar verirken parçacık içindeki sıcaklığı kontrol etmek gerekir. Bu amaçla, daimi olmayan durum ısı iletimi eşitlikleri belli basit şekiller için kullanılabilir. Parçacık için belli bir sıcaklığa gelmesi için gereken zaman Fourier sayısı kullanılarak belirlenebilir.

$$N_{Fo} = \frac{\alpha' t_T}{(d_p / 2)^2} = \frac{1}{9.87} \ln \frac{0.608(T_s - T_a)}{T_s - T_B} \quad (4.24)$$

α' : Termal difüzyivite; $k_h / (\rho C_p)$ cm^2/s

t_T : Isıtma ve soğutma zamanı (s)

T_s, T_B : °C olarak tanenin ortalama ve başlangıç sıcaklıkları

T_B : t zamanında tanenin ortalama sıcaklığı

k_h : ısı iletim katsayısı, 0.00153 cal/cm.s.derece

C_p : özgül ısı, kömür için cal/gr.derece

Uçucu madde ve sıcaklığa bağlı olarak, kömür ısınma ısısı eşitlik 4.25 ile verilmiştir.

$$C_p = 0.2 + 0.00044 T + 0.0015 UM \quad (4.25)$$

K.k.a için kül etkisini de içine alan ısınma ısısı eşitliği;

$$C_p = -0.936 + 0.19797 \ln(T_R) \quad (\%25 \text{ kohta kül alınarak}) \quad (4.26)$$

5. GAZLAŞTIRMA ve GAZLAŞTIRMA EŞİTLİKLERİNİN KURULMASI

5.1 Gazlaştırma İşlemi

Gazlaştırma; kömürün veya kömür pirolizi sonunda kalan katı karbonlu artığın, hava, buhar, karbondioksit, oksijen veya bunların karışımı ile gaz ürünler elde etmek üzere tepkimeye sokulmasıdır. Bu işlemler ürettikleri ısıya bağlı olarak üç grupta değerlendirilirler.

Çizelge 5.1 İşlem tiplerine göre gazlaştırma

Gaz Cinsi	Isı Değeri kcal / Nm ³	Tepken Karışımı	Ortam
Düşük ısı değerli gaz direk kullanma gazı	1.150 - 1.450	Kömür+Hava + Buhar	Atmosferik Basınçta
Sentez gazı	3.000	Kömür+Buhar+Oksijen	Atm. ya da Yüksek Basınç
Boru hattı gazı	9.000	Kömür+Buhar+Oksijen	Yüksek Basınç + Metanasyonlu

Gazlaştırıcılar; tekniğin ilerlemesine paralel olarak gerek kimyasal sentez gazları, gerekse 1940'larda hava ile kömürün tepkimesiyle düşük ısı değerli gaz üreten basit reaktörlerden günümüzdeki çok hızlı kömür dönüşümü gerçekleştirilen gazlaştırıcılar haline gelmiştir.

5.2 Linyitlerin Gazlaştırılması

Doğalgazın Türkiye'ye taşınmasından önce Türkiye'de birçok yerde havayı tepken olarak kullanan düşük ısı değerli gaz üreten tesis bulunmaktaydı. Bunlar seramik, cam tesisleri ve Kütahya azot fabrikası ve bazı şehirlerdeki havagazı tesisleri gibi. Bunların bir kısmı hala çalışmaktadır. Fakat bunların hiçbiri yüksek ısı değerli boru hattı kalitesinde gaz üreten gazlaştırıcı değildi. Yüksek ısı değerli gaz üretmek kömür dönüşüm işlemlerinde en pahalı olanıdır ve bu eski teknoloji ile çalışan gazlaştırıcılarda düşük değerli linyitler değil biraz daha ısı değerli yüksek kömürler kullanılmaktaydı. Dolayısıyla verim değerleri daha da düşmekte ve işlem ekonomik olmaktan çıkmaktaydı. Oysa, Türkiye düşük değerli linyitler açısından azımsanmayacak miktarda rezerve sahiptir ve bunların; yenilenebilir enerji kaynakları, özellikle hidrojenin yakıt olarak kullanılmak üzere yaygın hale gelmesine kadar

çevreye en az hasar verecek şekilde değerlendirilmeleri ile ilgili projelerimizin hazır olması gerekir.

Düşük değerlikli linyitler düşük ısı değerine sahip oldukları için kötü yakıt gibi düşünülebilirler. Bu yüzeysel bir değerlendirmedir ve bazı yönlerden bu linyitlerin kömür dönüşüm işlemlerinde kullanılmasının avantajları olup olmadığı araştırılmalıdır.

Potansiyel ticari kömürler H / C oranı 0.6 - 1 arasında olan kömürlerdir. Bazı yakıtların ve Türkiye'deki kömürlerin H/C oranları çizelge 5.2 gösterilmektedir.

Çizelge 5.2 Yakıtların H/C oranları

Yakıt Tipi	Atomik H / C	Üst Isıl Değeri (kcal/kg)
Yüksek Isıl Değerlikli Metan	4	13.300
Yüksek Isıl Değerlikli Doğalgaz	3,5 – 4,0	11.700
Gaz yağı	2,0 – 2,2	11.300
6 no'lu Fuel oil	1,3 – 1,6	10.200
Linyit	0,8	3.900 - 5.400
Yarı Bitümlü Kömür	0,8	5.500
Bitümlü Kömür	0,5 – 0,9	6.700 - 8.800
Seyitömer Linyiti	0,9	5.375 ¹
Elbistan Linyiti	0,901	3.730 ¹
Kangal Linyiti	0,949	3.450 ¹
Zonguldak Maden Kömürü	0,714	7.100 ²
Seyitömer Linyiti k.k.a	0,3	5.936 ¹
Kangal Linyiti k.k.a	0,295	3.153 ¹

¹ Kuru temelde üst ısı değer

² Kuru külsüz temelde üst ısı değer

Görüldüğü gibi, havanın tepken olarak kullanıldığı kömürden elde edilen gaz, ısıl değeri yüksek gaz ürünlerdeki H/C oranından daha düşük oranlara sahiptir. Yüksek ısı değerli gaz üretmek için; gaz üründe, kömürdeki H/C oranından daha yüksek bir oran yakalanmalıdır. Bu demektir ki, ya kömürden karbon uzaklaştırılıp birim hidrojen başına daha az karbon gelecek ya da işlemde bir şekilde hidrojen miktarını artırılarak H/C yüzdesi büyütülecektir. Bu takdirde ürün gazdaki özellikle hafif hidrokarbon yüzdesi artmış olur. Türkiye'deki düşük değerli linyitlere bakıldığında; H/C oranı en düşük Tınas ve Konya Ilgın linyitindeki 0,71 oranından, en yüksek Konya Beyşehir ve Adıyaman Gölbaşı linyitindeki 1,2 değerine kadar değişmektedir. Bu oranlar yüksek değerliğe sahip linyitlerinkinden daha yüksektir ve kömürün buhar-oksijen ikilisi ile gazlaştırılmasıyla ürün gazdaki H/C oranlarının artacağı da aşikardır. Kömür element bileşimlerindeki H/C lehindeki fark önbelirleme hesaplarına da aynen yansımaktadır. Bu çalışmada hazırlanan ve bu bölümde termodinamik metodu verilen potansiyel belirleme programı ile farklı kömürler çeşitli yönleriyle sınanabilir. H/C oranının yükseltilmesi kömür pirolizi ile de başarılabilir. Çünkü uçucu ürünler üzerinde yapılan inceleme, pirolizde hidrojen zengin uçucu madde ve karbonca zengin k.k.a. elde edildiğini göstermektedir. Bu uçucu madde; tepken gaz karışımında kullanılarak H/C artırılabilir. Bu teknik, yüksek sıcaklıklarda birincil olarak Hidrojen ve CO üretmek için kömürü oksijen veya buharla tepkimeye sokmak ve gazlaştırmak için kurulan mevcut tekniklere terstir.

5.2.1 Linyitlerin özellikleri

- a.) Nemli durumda kalori değerleri çok düşük olup, nem oranları kütle bazında %40'a kadar çıkabilir. Çoğu zaman yanmadan önce bir miktar kurutma ister.
- b.) Tepkime hızı, diğer kömürlerden çok daha yüksektir.
- c.) Ender istisnalar dışında birçok gazlaştırıcıda kullanılır.
- d.) Genleşme indisleri çok zayıf, bu nedenle gözeneklere tepken gaz difüzyonu daha kolaydır.
- e.) Pratik olarak topaklaşma (kekleşme) ve plastikleşme özelliği yoktur.
- f.) Pirolizden geçirmeden doğrudan doğruya gazlaştırıldığında dönüşüm daha hızlı olur.
- g.) Özellikle Türkiye'de bulunan düşük değerli linyitler; H/C, O/C, UM/(C+H) oranları bakımından birçok linyitten farklı özelliğe sahiptir.
- h.) Çoğu zaman, bünyelerinde bulundurdukları fazla miktarda kül ve onun içerdiği Ca, Na, Mg gibi tepken maddeler tepkimelere olumlu yönde etki etmektedirler. Nitekim; mineralleri

kimyasal işlemlerle ayrılmış kömürler, ayırma yapılmamış kömürlere göre daha yüksek aktivasyon enerjisi göstermektedirler ve tepkimeye girme istekleri azalmaktadır.

5.2.2 Gazlaştırmanın termodinamiği

Kömür ısıtıldığında; düşük sıcaklıkta nemi, daha yüksek sıcaklıklarda uçucusu ayrılır. Isıtma işlemine tabi tutulan madde; pirolizi yapılmış k.k.a ise, bu durumda da piroliz sonunda içinde kalan uçucu ayrılır. Isıtma devam ettiğinde tepken atmosferine uygun olarak bir miktar karbon, yanma ve oksitlenmeye uğrar ve kmol'ü başına yanma için 393.513 kJ, oksitlenme için 110.000 kJ ısı verir. Bu ısı, tepken gaz karışımındaki diğer gaz bileşenin k.k.a ile yapacağı tepkimeleri taşımakta kullanılır ve ilave gaz bileşenleri de elde edilir. Böylece oluşan gaz, reaktörün tipine göre ya gaz evresinde başka gazlarla tepkimeye girer ya da karbonla yüksek sıcaklıkta buluşarak indirgenme tepkimesine uğrar ve böylece CO miktarı artar. Zaten tam yanma ile birlikte az da olsa yarım yanmadan da CO gelmektedir. İndirgenme tepkimesinde ısı üretilmez, tam tersine bu tepkime 162.835 kJ/mol ısı yutar. Ancak yarım yanma tepkimesi, bazen doğrudan doğruya meydana gelmez; yanma ve indirgenmenin toplamından oluşur. Gazlaştırıcıdaki tepkimeler, tamamen bilinmemekle beraber tam yanma ve indirgenme arka arkaya gerçekleşmektedir. Çizelge 5.3'de verilen 5.4 tepkimesi, sıcaklığın yükselmesi ile daha aktif hale gelir. 900 °C'da, ortamdaki karbon yanmasından geriye neredeyse sadece CO kalır. Bu noktada bir sınırlama vardır.

Gazlaşmanın verimli olabilmesi için, sıcaklığın kül ergime sıcaklığına gelmemesi gerekir. Aynı zamanda; düşük ısı değerli gaz üretmemek ve bu sıcaklıkları belli bir seviyede tutabilmek için reaktöre su veya buhar püskürtülür. Bu 5.11 ve 5.15 tepkime denklemlerini beraberinde getirir. Bütün bu tepkimelerden oluşan gaz ürünler de ileride anlatılacağı gibi gerekli şartlar (basınç, sıcaklık gibi) sağlandığında metan üretmek üzere tepkimeye sokulabilirler. Sisteme çok fazla buhar verildiğinde ise reaktör soğur ve tüm verimi düşer. Bu iki tepkimeden çıkan H₂ ile indirgenmeden gelen CO oranlanır ve bu oran gazlaştırma işleminde üretilen gazın ısı değeri ile gazlaştırıcıların kontrolünde değişken olarak kullanılabilir. Bu sebeple, termodinamik çalışmalarda H₂/CO oranı önemli bir parametredir. Bu noktada, gazlaştırıcılarda ürün verimi için olabilecek tepkimelerden yola çıkarak, işlem şartlarını bulmak gerekir. Bu da, termodinamik analizlerle yapılabilir.

Termodinamik analiz yoluyla; gerçek işlem ve model arasındaki farklar, bilinen giriş şartlarında reaktör performansının ön tasarımı, işlem şartları için gerekli girdiler ve herhangi bir değişkenin gazlaştırma işlemine etkisi belirlenebilir.

Gazlaştırma işleminde aynı anda gelişen bir çok tepkime olur. Bunlar çizelge 5.3'de verilmiştir.

Çizelge 5.3 Gazlaştırma işleminde gerçekleşebilen tepkimeler ve termodinamik özellikleri

Tepkime	ΔH_f (j / gmol)	ΔG_f° (j / gmol)	Eşitlik No
$C(s) + \frac{1}{2}O_2(g) \Leftrightarrow CO(g)$	-110.530	-137.268	5.1
$C(s) + 2H_2(g) \Leftrightarrow CH_4(g)$	-74.850	-50.793,9	5.2
$C(s) + O_2(g) \Leftrightarrow CO_2(g)$	-393.520	-394.383	5.3
$2CO(g) \Leftrightarrow C(s) + CO_2(g)$	-172.467	-172.456	5.4
$C(s) + H_2O \Leftrightarrow CO(g) + H_2(g)$	131.303	91.328	5.5
$H_2(g) + CO(g) \Leftrightarrow \frac{1}{2}CH_4(g) + \frac{1}{2}CO_2(g)$	-123.657	85.320	5.6
$H_2O(g) + C(s) \Leftrightarrow \frac{1}{2}CH_4(g) + \frac{1}{2}CO_2(g)$	-7.646	6.008	5.7
$H_2O(g) + CO(g) \Leftrightarrow H_2(g) + CO_2(g)$	41.164	-28.519	5.8
$3H_2(g) + CO(g) \Leftrightarrow CH_4(g) + H_2O(g)$	-206.150	-142.121	5.9
$4H_2(g) + CO_2(g) \Leftrightarrow CH_4(g) + 2H_2O(g)$	164.896	-113.602	5.10
$CH_4(g) + O_2(g) \Leftrightarrow 2H_2O(g) + C(s)$	-408.804	-406.398	5.11
$CH_4(g) + 2O_2(g) \Leftrightarrow CO_2(g) + 2H_2O(g)$	802.318	-800.781	5.12
$2H_2O(g) + C(s) \Leftrightarrow 2H_2(g) + CO_2(g)$	90.139	62.809	5.13
$H_2(g) + S \Leftrightarrow H_2S(g)$	-296.900	-300.369	5.14
$SO_2(g) + 3H_2O(g) \Leftrightarrow H_2S(g) + 2H_2O(g)$	509.175	495.965	5.15
$H_2S(g) + CO_2(g) \Leftrightarrow COS(g) + H_2O(g)$	-121.833	-234.000	5.16
$N(g) + x/2O_2 \Leftrightarrow NO_x$	90.374	86.668	5.17

Potansiyel belirleme yazılımının termodinamik girdilerini tespit etmek için yapılan parametrik inceleme ile elde edilen sonuçlar şunlardır. Bu tepkimelerden yanma tepkimesi; ısı alan tepkimelerin ısı ihtiyacını karşılaması bakımından önem taşır. İndirgenme tepkimesi, özellikle sabit yataklı gazlaştırıcılarda önemlidir. İndirgenme tepkimeleri, belli tepkime şartları ve reaktöre giren bileşim ayarlanmamışsa 1000 °C üstündeki sıcaklıklarda mutlaka gerçekleşir. Sabit yatakta; yatağın daha düşük sıcaklık bölgesinde oluşan karbondioksit gazı, sıcaklığın yükseldiği bölgede indirgenir. Bu da tüm dönüşümü etkiler. Bu nedenle; gazlaştırma reaktörü, işlem girdileri belli bir H₂/CO değerine göre ayarlanır. 5.5 tepkimesi gazlaştırma için çok önemli bir tepkimedir. Sentetik doğal gaz üretmek için başlangıçta kömürde düşük olan H/C, dörde kadar çıkmalıdır. Bu tepkime de, bu şartı sağlayabilen ucuz ve kullanışlı bir tepkimedir. Bütün problem, bu tepkimenin yürütmesi için enerji temin etmektir. 5.6 tepkimesi; 5.8 ve 5.9 ile birlikte görülür, genel olarak işlevi metanlaştırmadır. Bu tepkime gazlaştırma işleminde bir miktar gerçekleşerek ürünlerin ısıl değerlerini yükseltir ve ekonomik gazlaştırmada çok önemlidir. 5.7 tepkimesi; 5.5 ve 5.6 'nın toplamı gibidir. Kömürün tüm dönüşümü ve sentetik yakıt eldesi için tanımlanmıştır. Bu tepkime Hess kanununa göre iki tepkimenin toplamı olarak alınabilir. 5.8 tepkimesi; CO-yerdeğiştirme tepkimesi olarak da bilinir ve tüm gazlaştırma şemasına etki eder. Gazlaştırma işlemi iki bölümde oluyor gibi düşünülürse; bunlardan birincisi yarım ve tam yanma buhar-kömür tepkimeleri, ikincisi metanlaştırma ve birinci aşamada üretilen gazların çeşitli tepkimeleridir. 5.8 tepkimesi çoğunlukla ürünleri dengelemek için çalışır. Bu nedenle; gazlaştırma üzerine yapılmış termodinamik çalışmalarda, bu tepkimenin ürünleri dengeleyen tepkime olduğu kabul edilmiştir. Ancak ürünleri ayarlamanın diğer bir yolu da, birinci aşamada üretilen gazın H₂/CO değerini ayarlamaktır. Böylece metanasyon işlemleri de kontrol altına alınmış olur. Bu oranı ayarlamak için özellikle 5.4 indirgenme tepkimesinin engellenmesi gerekir. 5.9 tepkimesi; kömür işlemlerinde hemen hemen bütün sentetik doğal gaz için önerilen bir metanlaştırma tepkimesidir. Tepkimede girenlerin molar (stokiyometrik) miktarlarının, 5.5 ve 5.6 tepkimeleri birleşimine uygun olduğu görülmektedir. 5.10 tepkimesine göre, önceki metanasyon tepkimesinden biraz farklıdır ve gazlaştırma tepkimelerinin bu tepkimenin olacağı şekilde kontrol edilmesinin bazı avantajları bulunmaktadır. Öncelikle H₂/CO 'den daha yüksek yani 3H₂/CO oranı elde edilir. Düşük ısı veren özelliğinden dolayı bu tepkimenin denge tepkimesi olması durumunda; sıcaklığın kontrol edilebilme imkanının olması, birincil kömür-subuharı tepkimesinin daha az ısı alan olması, 5.10 tepkimesinin kullanılması ile H₂/CO oranının devreden çıkması ve son ürünlerde daha az karmaşıklık olma avantajları vardır. 5.11.ve 5.12 tepkimesi yanma tepkimesidir. Gazlaşma işlemi için gereken ısıyı daha az oksijen kullanarak elde etme imkanı sağlarlar. 5.4, 5.8, 5.9 ve 5.10 tepkimeleri hemen hemen aynı zamanda dengeye gelirler. Metan ürünler,

yaklaşık olarak düşük sıcaklık ve yüksek H_2/CO oranlarında oldukça yüksektir. Basıncın metan üzerine etkisi $700^\circ C$ üstündeki sıcaklıklarda başlar. Anderson R.B. (1956) tarafından sistemin termodinamiği üzerine aşağıdaki tespitler yapılmıştır:

- CO_2 ve CH_4 üreten 5.6 ve 5.7 tepkimeleri, H_2O ve CH_4 üreten 5.9 ve 5.10 tepkimelerinden daha yüksek negatif serbest enerjiye sahiptirler. Dolayısıyla, oluşumda CO_2 ve CH_4 önceliklidir.
- Her karbon atomu için standart serbest enerji değişimi $\Delta G^0/n$ 'dir. Metan üreten tepkimelerde standart serbest enerji değişimi, daha ağır hidrokarbonlara göre daha fazla negatiflik gösterir.
- CO_2 'nin hidrokarbonlara doğru hidrojenlenmesi, birçok sentez şartlarında termodinamik bakımdan mümkündür.
- Fischer Tropsch sıcaklıklarında monoksit buhar (5.8) denge tepkimesi büyük olur. Buradan; eğer dengeye 5.8 tepkimesi için varılırsa birincil tepkimelerden üretilen suyun tümü CO 'e dönüşmüş olmalıdır.
- H_2O+CO 'nun hidrokarbon üreten tepkimelerinin (burada 5.12 tepkimesi) standart serbest enerji ve standart tepkime ısısı, $H_2 + CO$ 'nun uygun tepkimelerinden daha fazla negatiftir ve dolayısıyla daha tercihli gerçekleşebilirler.
- Sentetik yakıtın ısıl değerini artıran hidrokarbonların eldesi için geçerli olan, 5.2 ve 5.11 gibi direk karbon su tepkimelerinin standart serbest enerjileri ve standart oluşum entalpileri pozitif ve yüksektir. Dolayısıyla $700^\circ C$ 'ın üstündeki sıcaklıklarda oluşabilirler.
- Metan miktarı, artan sıcaklıkla ve/veya azalan basınçla azalmıştır. Fakat 100 atm üstünde basıncın etkisi önemsizdir. Karbondioksitte de benzer davranış gözlenmiştir. Buhar bozunması sıcaklık arttıkça artmış (en çok $1200^\circ C$) ve basıncın artmasıyla yavaş yavaş indirgenmiştir. Düşük sıcaklıklarda yapılan gazlaştırma işlemlerinde hidrojen, yüksek sıcaklıklarda yapılanlarda daha fazla CO görülür. Yüksek sıcaklık işlemlerinde ürün bileşimi su gazına, düşük sıcaklıklarda lurgi (orta ve yüksek ısıl değer) gazına benzer.

Basınç artışı ile buhar/karbon oranı 2'den 6'ya doğru artar, enerji ihtiyacı azalır. Araştırmalar yüksek bir metan içeriğine 40 atm.'in üstündeki basınçlarda ulaşılabildiğini göstermektedir. Böylece 700-1000 °K aralığındaki sıcaklıklarda H_2O/CH_4 oranı 1,5-10 arasında değişmektedir. 5.2, 5.4, 5.6, 5.9 ve 5.10 tepkimelerinin hepsi için ürünlerin dengesi artan basınç ile artma göstermiştir. Buna zıt etki ise; 5.5 ve 5.13 tepkimelerinde görülmüştür.

İndirgenme tepkimesinde karbondioksit asla tamamen monoksite dönüşmez.

Yüksek sıcaklık gazlaşmayı verimli hale getirir. Ancak yüksek sıcaklık curuflaşmaya neden olur. Bu nedenle özellikle sabit yataklı reaktörlerde işlem sıcaklığını, kül ergime sıcaklığına kadar yükseltmemek gerekir. Bunun için yakma havasına buhar püskürtülür.

Ancak Koppers-Totzek gibi kömürün hızlı hareket edip sürüklendiği yataklarda (reaktörlerde) kül ergime (düşük değerli linyitlerde yaklaşık 1.050-1.200 °C) sıcaklığının üstüne çıkılmaktadır. Yanma havasına katılan buhar, yatak sıcaklığını belirli bir değerin altına düşürmeyecek şekilde ayarlanır. Bu, indirgenme tepkimesini arzu edilenin de altına düşürerek CO₂ veriminin artmasına neden olur. İndirgenme tepkimesinin olabileceği sıcaklık, kömürün reaktivitesine bağlı olmakla birlikte 800 °C altında gerçekleşmesi zorlaşır. Özellikle sabit yataklı gazlaştırıcılarda soğutma amacıyla püskürtülen buhar, gazın ısı değerini yükseltmesi (H₂ oluşumu ile) ve bir miktar indirgenme tepkimesi olacak kadar sıcaklığı ayarlayabilmesi bakımından önemlidir. Birçok termodinamik ve kinetik modelleme; bu değişkenlikleri kömürün özelliklerini de içine alacak şekilde incelemiştir.

Genellikle termodinamik analizlerde, kütle denkliği denklemlerini yazmak için kömür veya k.k.a. element analizleri, tepkime kabına giren ve çıkan maddeler için ısı denkliği denklemi, katı evrede gerçekleşen ilk tepkime ürünleri ve tepkime ortamında bulunan diğer gazların, gaz evresinde, dengesini sağlayan denge tepkimelerinin denge sabitleri kullanılır. Termodinamik ve tepkime kinetiği içeren modellerde ise; bunlara ilave olarak kütle transferine dayanan bazı ifadeler, gazlaştırma işleminde kömür veya k.k.a.'ın dönüşümünü zamana göre tanımlamak için kullanılan kinetik eşitlikler kullanılır. Termodinamik ve kinetik çalışma içeren modeller, salt termodinamik çalışmalara oranla daha büyük güçlükler taşırlar.

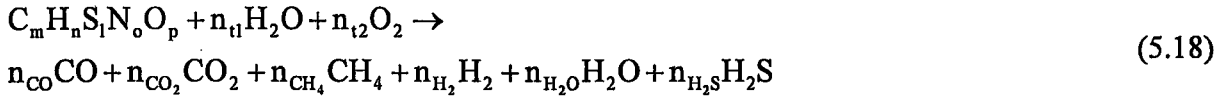
5.3 Gazlaştırmada Termodinamik Eşitliklerin Kurulması

Temel gazlaşma denklemi aşağıdaki eşitlik 5.18'deki gibi alınarak, kütle denkliği eşitlikleri kurulur. Modelin varsayımları;

- Elde edilen ürün gaz bileşiminde serbest oksijen yoktur.
- Tüm oksijen tepkimelerde kullanılmıştır.
- Kömürün içindeki azot, N₂ olarak sistemi terkedecektir.
- Kömürün içindeki sülfür, ürün gazda H₂S olarak sistemi terkedecektir.

- Kömürdeki yanıcı maddelerin tamamı yanıp bitmektedir.
- Reaktörden ısı kaybı, reaktöre giren toplam entalpinin %2 'si kadardır. (yazılımda bu istenildiği gibi ayarlanabilir).
- Tepkimeler sonunda oluşan gaz türün, iki gaz evre tepkimesi sayesinde dengeye gelir. İşlemden sıcaklık sabittir ve işlem tersinmezdir.
- Akışkan yatağa; hava ($O_2 + N_2$) ve buhar yerine, O_2 ve buhar verildiği düşünülecektir.
- Sisteme verilen su buharı $100^\circ C$ 'da doymuş su buharıdır.

Element içeriği bilinen bir kömür için şu gazlaştırma tepkimesi olur.



5.3.1 Kütle dengesi denklemleri

1) Oksijen dengesi

- a) Sisteme giren oksijen:
 - i) Sisteme direkt eklenen oksijen
 - ii) Sisteme verilen su buharı içindeki oksijen
 - iii) Kömür bileşimindeki oksijen
 - iv) Kömür nemindeki oksijen
- b) Ürün gazdaki oksijen
 - i) $n_{CO} / 2$ kadar CO gazında
 - ii) n_{CO_2} kadar CO_2 gazında
 - iii) $n_{H_2O} / 2$ kadar ürün gazdaki su buharında

$$n_{t2} + n_{t1} / 2 + (o/M_{O_2}) m_{kömür} + (w/M_{H_2O}) (m_{kömür} / 2) = n_{CO} / 2 + n_{CO_2} + n_{H_2O} / 2 \quad (5.19)$$

2) Hidrojen dengesi

- a) Sisteme giren hidrojen
 - i) Sisteme verilen su buharındaki hidrojen
 - ii) Kömür bünyesindeki hidrojen
 - iii) Kömür nemindeki hidrojen
- b) Ürün gazdaki hidrojen
 - i) $2 n_{CH_4}$ kadar CH_4 gazında
 - ii) n_{H_2} kadar H_2 gazında

iii) n_{H_2O} kadar ürün gazdaki su buharında

iv) n_{H_2S} kadar H_2S gazında

$$n_{H_2O} + \left(\frac{h}{M_{H_2}}\right)m_{kömür} + \left(\frac{w}{M_{H_2O}}\right)m_{kömür} = 2n_{CH_4} + n_{H_2} + n_{H_2O} + n_{H_2S} \quad (5.20)$$

3) Karbon dengesi

a) Sisteme giren karbon

i) Kömür bünyesindeki karbonun dönüşen miktarı

b) Ürün gazdaki karbon

i) n_{CO} kadar CO gazında

ii) n_{CO_2} kadar CO_2 gazında

iii) n_{CH_4} kadar CH_4 gazında

$$\left(\frac{c}{M_C}\right)m_{kömür} \cdot X = n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4} \quad (5.21)$$

4) Kükürt dengesi

a) Sisteme giren kükürt

i) Kömür bünyesindeki kükürt

b) Ürün gazdaki kükürt

i) n_{H_2S} kadar H_2S gazında

$$\left(\frac{s}{M_S}\right)m_{kömür} = n_{H_2S} \quad (5.22)$$

Burada; - n, mol sayısı, - o, kömür bileşenindeki oksijen yüzdesi, - w, kömür bileşenindeki nem yüzdesi, - h, kömür bileşenindeki hidrojen yüzdesi, - s, kömür bileşenindeki kükürt yüzdesi, - M, mol ağırlık (kg/kmol), - X, dönüşüm oranı

Şu halde kütle dengesi için dört denklem elde edilmiştir. Bilinmeyen sayısı ise altıdır. n_{H_2O} , n_{H_2S} sırasıyla tepken buhar ve oksijenin mol akımlarıdır. buhar/kömür, oksijen/kömür oranlarının girilmesi ile belli olur. Hesapları kolaylaştırmak için, bu denklem kısmı kesirler haline getirilir ($n=N_T y$). Bu da yedinci bilinmeyeni devreye sokar.

$$N_C = N_{C,o} \cdot X = N_T (y_{CO} + y_{CO_2} + y_{CH_4}) \quad (5.23)$$

$$N_{H_2,o} + n_{H_2O} = N_T (2y_{CH_4} + y_{H_2} + y_{H_2O} + y_{H_2S}) \quad (5.24)$$

$$N_{O_2,o} + 0,5n_{H_2O} + n_{H_2S} = N_T (0,5y_{CO} + y_{CO_2} + 0,5y_{H_2O}) \quad (5.25)$$

$$N_{S,o} = N_T y_{H_2S} \quad (5.26)$$

Sistemi çözmek için üç ilave denkleme ihtiyaç vardır. Bu denklemleri, maddenin içinde mevcut gazlar arasında denge denklemleri ve Dalton Kanunu'ndan yararlanarak elde etmek

mümkündür. Dalton Kanunu gereği bütün gaz ürünlerin yüzdeleri toplamı 1 olacağından eşitlik 5.27 elde edilir.

$$\frac{1}{N_T} (n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4} + n_{H_2} + n_{H_2O} + n_{H_2S}) = 1 \quad \text{olacağından}$$

$$(y_{CO} + y_{CO_2} + y_{CH_4} + y_{H_2} + y_{H_2O} + y_{H_2S}) = 1 \quad (5.27)$$

Gazlaştırma termodinamiğinde tepkimeler üzerine yapılan yorumlara bakıldığında, gazlaşmada oluşan gaz ürünlerin genellikle 5.8, kısmen de 5.9 ile ifade edildiği görülmektedir. Watkinson A.P. (1991) çalışmasında üç ve yine Johnson N. (1988) çalışmasında üç denge denklemi kullanmıştır. Bu noktadan hareketle; çizelge 5.3'de verilen 5.8 ve 5.9 tepkimeleri, gaz ürünleri dengeleyen tepkime olarak alınmıştır.

$$\frac{y_{H_2} y_{CO_2}}{y_{CO} y_{H_2O}} = 0,0265 \exp(3956/T_R) \quad (5.28)$$

$$\frac{y_{CH_4} y_{H_2O}}{y_{CO} y_{H_2}^3 P} = 4,3554 \cdot 10^{-14} \exp(27020/T_R) \quad (5.29)$$

Denge eşitliklerinin tanımlanmasıyla elde edilen bu denklemlerle birlikte 7x7'lik bilinmeyenler matrisi kurulur. Çizelge 5.3'deki denge olasılığı çok olan birkaç tepkimeyi de dengede alarak; yeni denklemler elde edilebilir ve üretilen gazın bileşimi daha detaylı hesaplanabilir. Ancak denklem sisteminde; denge denklemi sayısı arttıkça çözüm kümesi, işlem şartlarının oluşturduğu çözümden çok gitgide denge çözümüne doğru yaklaşma göstermektedir. Kömürden ve tepkenlerinden oluşabilecek bütün bileşenlerin teorik çözümü istenirse Bilgen E. (1988)'de yaptığı, Gibbs en küçükleme yazılımı kullanılabilir.

Denklemler sistemi temel ifadesi, eşitlik 5.30'da verilen Newton Raphson yöntemiyle çözülmüştür. Buna göre 5.23, 24, 25, 26, 27, 28, 29 eşitliklerin herbirindeki terimler bir tarafa toplanıp sıfıra eşitlenerek matris denklemleri elde edilir.

$$J(y_k) \Delta y_k = -F(y_k) \quad (5.30)$$

$$F1 = y_{CO} + y_{CO_2} + y_{CH_4} - N_{C,o} \cdot X / N_T \quad (5.31)$$

$$F2 = 2y_{CH_4} + y_{H_2} + y_{H_2O} + y_{H_2S} - (N_{H_2,o} + n_{H_2}) / N_T \quad (5.32)$$

$$F3 = 0.5y_{CO} + y_{CO_2} + 0.5y_{H_2O} - (N_{O_2,o} + n_{O_2} + 0.5n_{H_2O}) / N_T \quad (5.33)$$

$$F4 = y_{H_2S} - N_{S,o} / N_T \quad (5.34)$$

$$F5 = y_{CO} + y_{CO_2} + y_{CH_4} + y_{H_2} + y_{H_2O} + y_{H_2S} - 1 \quad (5.35)$$

$$F6 = y_{H_2} y_{CO_2} - 0,0265 \exp(3956/T_R) y_{CO} y_{H_2O} \quad (5.36)$$

$$F7 = y_{CH_4} y_{H_2O} - 4,3554 \cdot 10^{-14} \exp(27020/T_R) y_{CO} y_{H_2}^3 P \quad (5.37)$$

Eşitliklerde; y_i 'ler ürün gaz bileşimlerini, $N_{C,o}$, $N_{H_2,o}$, $N_{O_2,o}$, N_T , sırasıyla kömürün getirdiği karbon, hidrojen, oksijen mol sayısı ve gaz ürün toplam mol sayısıdır. T_R ise; gazlaştırma işleminin sıcaklığıdır. n_{t1} ve n_{t2} , gazlaştırma işlemi için dışarıdan verilen buhar ve oksijen tepken mol sayısıdır.

Eşitliklerin hepsinin sırasıyla her değişkene göre türevi alınır ve bir türevler matrisi $J(y)$ oluşturulur. Bu matriste türevlerin yerleşimi şöyle yapılır. Örneğin yukarıda 5.31 eşitliğinde verilen denklem, ilk matrisin ilk denklemini olarak alınırsa bu denklemin y_{CO} 'ya göre türevi birinci sütun, birinci satır (1x1)'de işlenir. Bu satırın ikinci elemanı ise ilk denklemin y_{CO_2} 'e göre türevi olmalıdır. Bu şekilde kurulan 7x7'lik türevler matrisi şekil 5.1'de verilmiştir. Δy_k aranan çözüm kümesi, $F(y)$ de eşitliklerin matrisidir. Dışarıdan yaklaşık çözüm olarak önerilen çözüm vektöründeki y değerleri, türevler matrisinde ve eşitlikler matrisinde yerlerine konularak, önerilen çözüm vektöründeki değerlerin yerlerine koyulmasıyla $J(y_k)$ ve $F(y_k)$ sayısal matrisleri elde edilir ve 5.30 matris eşitliğinin uygulanmasıyla, Δy_k çözüm kümesini oluşturan y_k değerleri bulunur. Bu kez işlem dışarıdan girilen yaklaşık çözüm vektörü ile değil; bulunan çözüm kümesiyle yapılarak istenen doğrulukta çözüm kümesi, dolayısıyla gaz bileşimi elde edilir.

Bu denklem sisteminin çözümü, Koyun A. (1995)'nin doktora tezindeki potansiyel belirleme yazılımı içeriğindedir.

$$\begin{vmatrix} 1 & 1 & 1 & 0 & 0 & 0 & N_{C,o} \cdot X / N_T^2 \\ 0 & 0 & 2 & 1 & 1 & 1 & (N_{H_2,o} + n_{t1}) / N_T^2 \\ 0,5 & 1 & 0 & 0 & 0,5 & 0 & (N_{O_2,o} + 0,5n_{t1} + n_{t2}) / N_T^2 \\ -0,0265 y_{H_2O} \exp(3956/T_R) & y_{H_2} & 0 & y_{CO_2} & -0,0265 y_{CO} \exp(3956/T_R) & 0 & 0 \\ 1 & 1 & 1 & 1 & 1 & 1 & 0 \\ -4,3554 \cdot 10^{-14} y_{H_2}^3 P \exp(27020/T_R) & 0 & y_{H_2O} & -3 y_{H_2}^2 y_{CO} (4,3554 \cdot 10^{-14} \exp(27020/T_R)) P & y_{CH_4} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & N_{S,o} / N_T^2 \end{vmatrix}$$

Şekil 5.1 Newton Raphson metodunun çözüm yöntemine uygun olarak kurulan türevler matrisi

5.3.2 Isı dengesi denklemleri

Ürün gaz bileşenlerinin yüzdeleri Koyun A. (1995) doktora tezi yardımı ile bilindiğine göre; açık sistemlere birinci yasanın uygulanarak genel ısı denkliği kurulabilir:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{n}_f (\Delta H_f + C_p \Delta T)_f - \sum \dot{n}_g (\Delta H_g + C_p \Delta T)_g \quad (5.38)$$

Bazı çalışmalarda; ısı kaybı değeri; Onat K. (1986), Watkinson A.P. (1988) tarafından yaklaşık veya kömür ısı değerinin bir yüzdesi olarak, Johnson N. (1988) tarafından ise sıfır olarak alınmıştır. Bu çalışmada gazlaşma verimi hesapları yapılırken, doğrudan yanma işlemi için herhangi bir ısı kaybı tanımlanmadığı için gazlaşma işlemi içinde, ısı denkliği ısı kaybı yok sayılarak hazırlanmıştır. Buna göre ısı denkliği eşitliği;

A) Girenler

- 1) Kömürün çevre şartlarındaki ısısı

$$m_{\text{kömür}} C_{p \text{ kömür}} T_{\text{çevre}}$$

- 2) Sisteme verilen oksijenin ısısı

$$n_{t2} C_{p O_2} (T_0 - 298)$$

- 3) Sisteme verilen su buharının ısısı

$$n_{t1} C_{p H_2O(g)} (T_0 - 298)$$

- 4) Sisteme verilen su buharının oluşum ısısı

$$n_{t1} \Delta H_{f H_2O(g)}$$

- 5) Sisteme verilen oksijenin oluşum ısısı

$$n_{t1} \Delta H_{f O_2}$$

B) Çıkanlar

- 1) Ürün gazdaki H₂S'ün ısısı

$$(s/M_s) m_{\text{kömür}} C_{p H_2S} (T - 298) = n_{H_2S} C_{p H_2S} (T - 298)$$

- 2) Ürün gazdaki CO'nun ısısı

$$n_{CO} C_{p CO} (T - 298)$$

- 3) Ürün gazdaki CO₂'nin ısısı

$$n_{CO_2} C_{p CO_2} (T - 298)$$

- 4) Ürün gazdaki H₂'nin ısısı

$$n_{H_2} C_{p H_2} (T - 298)$$

5) Ürün gazdaki H₂O'nun ısısı

$$n_{\text{H}_2\text{O}} C_{p\text{H}_2\text{O}} (T - 298)$$

6) Ürün gazdaki CH₄'ın ısısı

$$n_{\text{CH}_4} C_{p\text{CH}_4} (T - 298)$$

7) Ürün gazların oluşum ısıları

$$n_{\text{H}_2\text{S}} \Delta H_{f\text{H}_2\text{S}}$$

$$n_{\text{CO}} \Delta H_{f\text{CO}}$$

$$n_{\text{CO}_2} \Delta H_{f\text{CO}_2}$$

$$n_{\text{H}_2} \Delta H_{f\text{H}_2}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} \Delta H_{f\text{H}_2\text{O}}$$

$$n_{\text{CH}_4} \Delta H_{f\text{CH}_4}$$

8) Kömür karbonunun yanmayan kısmının ısısı

$$m_{\text{kömür}} c(1 - X) C_{p\text{ karbon}} T$$

9) Kömürün T sıcaklığına çıkması için gerekli ısı

$$m_{\text{kömür}} C_{p\text{ kömür}} (T - 298)$$

10) Kül ısısı

$$m_{\text{kömür}} a C_{p\text{ kül}} T$$

11) Kömür neminin 298°K'den T sıcaklığına çıkması için gerekli ısı

$$\left(\frac{w}{M_{\text{H}_2\text{O}}} \right) m_{\text{kömür}} (C_{p\text{H}_2\text{O}(g)} T - C_{p\text{H}_2\text{O}(g)} 298)$$

12) Tepken olarak verilen gazların tepkimeye girmeyen miktarlarının ısısı

$$n_{\text{buh}} C_{p\text{H}_2\text{O}(g)} (T - 298)$$

$$n_{\text{oks}} C_{p\text{O}_2} (T - 298)$$

$$n_{\text{buh}} \Delta H_{f\text{H}_2\text{O}}$$

$C_{p\text{H}_2\text{O}}$ değeri 6.13, $C_{p\text{O}_2}$ değeri ise 6.15 eşitliğinden bulunur.

Kurulan entalpi eşitliği yardımıyla; buhar/kömür, oksijen/kömür, kuru kömür temel element analizi oranları ve kütlesi bilindiğine göre, dışarıdan giren oksijen ve buhar sıcaklıkları (T_0) bulunabilir. Isı eşitliğinde;

$m_{\text{kömür}}$ (kg), n_i (kmol), C_p (kJ/kmol.K), T (°K), ΔH_f (kJ/kmol) birimine haizdirler.

6. HESAPLAMALAR

6.1 Termodinamik Eşitliklerde Bilinmeyenlerin Hesaplanması

i) Tepken olarak verilen buhar ve oksijen mol miktarları

buhar/kömür ve oksijen/kömür oranları belli olduğuna göre,

$$n_{11} = \frac{(\text{buhar/kömür})}{(\text{buhar/kömür}) + (\text{oksijen/kömür})} \times \frac{V}{M_{\text{H}_2\text{O}}} \quad [\text{kmol/h}] \quad (6.1)$$

$$n_{12} = \frac{(\text{oksijen/kömür})}{(\text{buhar/kömür}) + (\text{oksijen/kömür})} \times \frac{V}{M_{\text{O}_2}} \quad [\text{kmol/h}] \quad (6.2)$$

Burada; - V, min. akışkanlaşma için gerekli hava debisi(kg/h) , - M_i , i indisli bileşenin mol ağırlığı(kg/kmol)

ii) Tepken olarak verilen buhar ve oksijen ısınma ısıları

$$C_{p_{\text{H}_2\text{O}(g)}} = 1,8723 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \times 18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 33,7014 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}}$$

$$C_{p_{\text{O}_2}} = 0,918 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \times 32 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 29,376 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}}$$

Bu değerler, Çengel Y.A., Boles M.A., Termodinamik (1996) tablo A-2'den alınmıştır.

iii) Tepken olarak verilen buhar ve oksijen oluşum entalpileri

Bu değerler, Çengel Y.A., Boles M.A., Termodinamik (1996) tablo A-26'den alınmıştır.

$$\Delta H_{f_{\text{H}_2\text{O}(g)}} = -241820 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f_{\text{O}_2}} = 0 \text{ kJ/kmol}$$

iv) Ürün gaz mol sayıları (n)

$$n_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{s}{M_s} m_{\text{kömür}} = N_T y_{\text{H}_2\text{S}} \quad (\text{kütle denkliğinden}) \quad (6.3)$$

Kömür bünyesindeki kükürt oranı, kükürtün mol ağırlığı, kömür kütlesi belli olduğuna göre ürün gazdaki H_2S 'in mol miktarı bellidir. Koyun A. (1995) doktora tezi yardımıyla ürün gazdaki H_2S 'in yüzdesi de, çizelge 6.3'dan belli olduğuna göre, ürün gaz toplam mol miktarı, N_T , 6.3 eşitliği ile bulunabilir. N_T de bulunduktan sonra, diğer gaz ürünlerin yüzdeleri kullanarak, mol miktarları bulunabilir.

$$n_i = N_T y_i \quad (6.4)$$

v) Kullanılan özgül ısı ifadeleri ortalama değerleri

Isı denklemleri için kullanılan gaz evre sabit basınç ısınma ısıları, sıcaklığın fonksiyonu olan eşitlikler kullanılarak belirlenmiştir. Katı evredeki ısınma ısıları, yine sıcaklığa bağlı olarak şu eşitliklerle verilmiştir. (Koyun, A., doktora tezi)

$$C_{p\text{kömür}} = -3,91809 + 0,8287 \ln(T) \quad [\text{kJ/kgK}] \quad (6.5)$$

$$C_{p\text{kül}} = -0,50278 + 0,2216 \ln(T) \quad [\text{kJ/kgK}] \quad (6.6)$$

$$C_{p\text{karbon}} = -2,605 + 0,578 \ln(T) \quad [\text{kJ/kgK}] \quad (6.7)$$

Aynı şekilde gazlaştırma sonu oluşan gaz ürünün ısınma ısısı;

$$C_{p\text{gaz}} = \sum_k y_k C_{p k} \quad k : \text{H}_2\text{S}, \text{CO}, \text{CO}_2, \text{H}_2, \text{H}_2\text{O}, \text{CH}_4 \quad (6.8)$$

Çizelge 6.1 Eşitlikler yardımıyla hesaplanan C_p değerleri

T (°K)	$C_{p\text{kömür}}$ (kJ/kgK)	$C_{p\text{kül}}$ (kJ/kgK)	$C_{p\text{karbon}}$ (kJ/kgK)
298	0,803	0,760	0,688
973	1,784	1,022	1,372
1073	1,865	1,044	1,428
1173	1,939	1,063	1,480
1273	2,006	1,081	1,527

Ürün gazların ısınma ısıları [kJ/kmolK],

Bu eşitlikler, Büyüktür, A.R., Termodinamik Cilt-1 (1995) tablo A-3'den alınmıştır.

$$C_{p\text{H}_2\text{S}} = 29,601 - 0,013096.T + 5,7108 \times 10^{-6}.T^2 - 3,2638 \times 10^{-9}.T^3 \quad (6.9)$$

$$C_{p\text{CO}} = 69,145 - 0,70463.\theta^{0,75} - 200,77.\theta^{-0,5} + 176,76.\theta^{-0,75} \quad (\theta = T(\text{K})/100) \quad (6.10)$$

$$C_{p\text{CO}_2} = -3,7357 + 30,529.\theta^{0,5} - 4,1034.\theta + 0,024198.\theta^2 \quad (\theta = T(\text{K})/100) \quad (6.11)$$

$$C_{p\text{H}_2} = 56,505 - 702,74.\theta^{-0,75} + 1165,0.\theta^{-1} - 560,70.\theta^{-1,5} \quad (\theta = T(\text{K})/100) \quad (6.12)$$

$$C_{p,H_2O} = 143,05 - 183,54.\theta^{0,25} + 82,751.\theta^{0,5} - 3,6989.\theta \quad (\theta = T(K)/100) \quad (6.13)$$

$$C_{p,CH_4} = -672,87 + 439,74.\theta^{0,25} - 24,875.\theta^{0,75} + 323,88.\theta^{-0,5} \quad (\theta = T(K)/100) \quad (6.14)$$

Çizelge 6.2 Eşitlikler yardımıyla hesaplanan ürün gaz Cp değerleri

T (°K)	C _{pH2S} (kJ/kmolK)	C _{pco} (kJ/kmolK)	C _{pco2} (kJ/kmolK)	C _{pH2} (kJ/kmolK)	C _{pH2O} (kJ/kmolK)	C _{pCH4} (kJ/kmolK)
298	26,119	29,177	36,952	28,613	33,729	36,093
973	19,259	32,984	53,858	30,205	41,025	70,569
1073	18,092	33,491	55,024	30,592	42,240	74,408
1173	16,829	33,946	56,020	30,994	43,408	77,836
1273	15,451	34,353	56,874	31,403	44,524	80,884

vi)Oksijenin C_p değerinin bulunması

$$C_{p,O_2} = 37,432 + 0,020102.\theta^{1,5} - 178,57.\theta^{-1,5} + 236,88.\theta^{-2} \quad (\theta = T(K)/100) \quad (6.15)$$

T (°K)	C _{pO2} (kJ/kmolK)
298	29,498
973	34,661
1073	35,115
1173	35,516
1273	35,875

vii)Ürün gazların oluşum entalpileri

Bu değerler, Çengel Y.A., Boles M.A., Termodinamik (1996) tablo A-26'den alınmıştır.

$$\Delta H_{f,H_2S} = -296900 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f,CO} = -110530 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f,CO_2} = -393520 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f,H_2} = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f,H_2O} = -241820 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f,CH_4} = -74850 \text{ kJ/kmol}$$

Çizelge 6.3 Koyun A., (1995) doktora tezindeki yazılımın Zonguldak maden kömürü için çalıştırılması ile elde edilen sonuçlar

oks./kömür	buh./kömür	T (°K)	yCO	yCO ₂	yCH ₄	yH ₂	yH ₂ O	yH ₂ S
0,01	0,75	973	0,573	0,0095	0,1955	0,2182	0,002	0,0019
0,01	0,75	1073	0,58	0,0006	0,1806	0,237	2,E-04	0,0019
0,01	0,75	1173	0,58	5,E-05	0,1795	0,2384	2,E-05	0,0019
0,01	0,75	1273	0,58	2,E-07	0,1794	0,2386	4,E-06	0,0019
0,01	1,5	973	0,301	0,1024	0,0232	0,4691	0,103	0,0011
0,01	1,5	1073	0,333	0,0745	0,0022	0,4866	0,103	0,001
0,01	1,5	1173	0,345	0,0625	0,0002	0,4789	0,112	0,001
0,01	1,5	1273	0,354	0,0538	3,E-05	0,4706	0,121	0,001
0,01	2,5	973	0,156	0,142	0,004	0,4388	0,259	0,0008
0,01	2,5	1073	0,178	0,1209	0,0003	0,4265	0,273	0,0007
0,01	2,5	1173	0,194	0,1052	3,E-05	0,4114	0,288	0,0007
0,01	2,5	1273	0,207	0,0926	5,E-08	0,3988	0,301	0,0007
0,01	4,5	973	0,059	0,1346	0,0032	0,3265	0,476	0,0005
0,01	4,5	1073	0,075	0,1203	3,E-05	0,3203	0,483	0,0005
0,01	4,5	1173	0,087	0,1084	4,E-06	0,3084	0,495	0,0005
0,01	4,5	1273	0,098	0,0981	5,E-07	0,2982	0,506	0,0005
0,05	0,75	973	0,564	0,0145	0,1645	0,251	0,0040	0,0018
0,05	0,75	1073	0,575	0,0011	0,1427	0,2792	0,0005	0,0018
0,05	0,75	1173	0,576	0,0001	0,1408	0,2817	6,E-05	0,0018
0,05	0,75	1273	0,576	5,E-05	0,1407	0,2819	3,E-05	0,0018
0,05	1,5	973	0,295	0,1087	0,0206	0,464	0,111	0,0011
0,05	1,5	1073	0,326	0,0811	0,0018	0,4776	0,112	0,001
0,05	1,5	1173	0,339	0,0685	0,0002	0,4687	0,123	0,001
0,05	1,5	1273	0,348	0,0601	0,0001	0,4605	0,131	0,001
0,05	4,5	973	0,06	0,1354	0,0002	0,3271	0,477	0,0005
0,05	4,5	1073	0,074	0,1218	3,E-05	0,314	0,49	0,0005
0,05	4,5	1173	0,086	0,1099	3,E-06	0,3022	0,502	0,0005
0,05	4,5	1273	0,096	0,0997	3,E-07	0,2920	0,512	0,0005
0,1	0,75	973	0,553	0,022	0,1329	0,2833	0,007	0,0018
0,1	0,75	1073	0,569	0,0021	0,1017	0,3245	0,001	0,0017
0,1	0,75	1173	0,57	0,0002	0,0983	0,3293	0,0001	0,0017
0,1	0,75	1273	0,571	2,E-05	0,098	0,3298	2,E-05	0,0017
0,1	1,5	973	0,288	0,1165	0,0177	0,4571	0,12	0,001
0,1	1,5	1073	0,318	0,0894	0,0015	0,4663	0,124	0,001
0,1	1,5	1173	0,332	0,076	0,0002	0,4559	0,135	0,001
0,1	1,5	1273	0,341	0,0669	0,0001	0,447	0,144	0,001
0,1	4,5	973	0,058	0,1371	0,0003	0,3189	0,485	0,0005
0,1	4,5	1073	0,072	0,1237	2,E-05	0,3062	0,498	0,0005
0,1	4,5	1173	0,084	0,1119	3,E-06	0,2945	0,509	0,0005
0,1	4,5	1273	0,094	0,1017	3,E-07	0,2843	0,52	0,0005

oks./kömür	buh./kömür	T (°K)	yCO	yCO ₂	yCH ₄	yH ₂	yH ₂ O	yH ₂ S
0,3	0,75	973	0,503	0,0628	0,0578	0,3468	0,028	0,0015
0,3	0,75	1073	0,536	0,0245	0,012	0,4085	0,018	0,0014
0,3	0,75	1173	0,544	0,0157	0,0018	0,4219	0,016	0,0014
0,3	0,75	1273	0,546	0,0129	0,0003	0,4224	0,017	0,0014
0,3	1,5	973	0,257	0,1486	0,0096	0,4247	0,159	0,001
0,3	1,5	1073	0,285	0,1226	0,0007	0,4199	0,171	0,001
0,3	1,5	1173	0,301	0,1066	7,E-05	0,4055	0,186	0,001
0,3	1,5	1273	0,314	0,0939	1,E-05	0,3929	0,198	0,001
0,3	4,5	973	0,052	0,1439	0,0002	0,2869	0,517	0,0005
0,3	4,5	1073	0,065	0,1313	0,0002	0,2755	0,528	0,0005
0,3	4,5	1173	0,076	0,12	1,E-06	0,2635	0,54	0,0005
0,3	4,5	1273	0,086	0,1101	1,E-08	0,2536	0,55	0,0005
0,6	0,3	973	0,723	0,0271	0,0697	0,1742	0,004	0,0020
0,6	0,3	1073	0,734	0,0038	0,0413	0,2183	0,001	0,0019
0,6	0,3	1173	0,735	0,0004	0,0367	0,2259	0,0002	0,0019
0,6	0,3	1273	0,735	2,E-05	0,0361	0,2268	1,E-05	0,0019
0,6	0,75	973	0,417	0,1438	0,0171	0,3438	0,077	0,0014
0,6	0,75	1073	0,446	0,1135	0,0013	0,3531	0,085	0,0014
0,6	0,75	1173	0,459	0,1001	0,0001	0,3427	0,097	0,0014
0,6	0,75	1273	0,469	0,0896	2,E-05	0,3325	0,107	0,0014
0,6	1,5	973	0,209	0,1976	0,0035	0,3654	0,223	0,001
0,6	1,5	1073	0,235	0,1725	0,0002	0,349	0,242	0,001
0,6	1,5	1173	0,254	0,154	2,E-05	0,3311	0,26	0,001
0,6	1,5	1273	0,268	0,1401	1,E-05	0,3173	0,274	0,001
0,6	4,5	973	0,042	0,1537	8,E-05	0,2385	0,565	0,0005
0,6	4,5	1073	0,053	0,1425	6,E-06	0,2275	0,576	0,0005
0,6	4,5	1173	0,063	0,1323	6,E-07	0,2173	0,587	0,0005
0,6	4,5	1273	0,073	0,1231	1,E-07	0,2082	0,596	0,0005
1,0	0,5	973	0,395	0,2443	0,0049	0,253	0,101	0,0016
1,0	0,5	1073	0,419	0,2189	0,0003	0,2411	0,119	0,0016
1,0	0,5	1173	0,436	0,2022	2,E-05	0,2252	0,135	0,0016
1,0	0,5	1273	0,449	0,1893	2,E-05	0,2123	0,148	0,0016
1,0	1,5	973	0,15	0,255	0,0007	0,274	0,32	0,001
1,0	1,5	1073	0,17	0,235	4,E-05	0,253	0,34	0,001
1,0	1,5	1173	0,19	0,215	5,E-06	0,235	0,36	0,001
1,0	1,5	1273	0,2	0,21	6,E-07	0,219	0,37	0,001
1,0	4,5	973	0,03	0,17	2,E-05	0,169	0,63	0,0005
1,0	4,5	1073	0,04	0,16	1,E-08	0,161	0,64	0,0005
1,0	4,5	1173	0,05	0,15	4,E-07	0,152	0,646	0,0005
1,0	4,5	1273	0,05	0,14	2,E-07	0,149	0,66	0,0005

6.2 Örnek Hesaplamalar

6.2.1 Gerekli değerler

Kömür kütlesi ($m_{\text{kömür}}$)	3 kg.
Ortalama büyüklük (D_p)	5 mm.
Parçacık yoğunluğu (ρ_p)	1250 kg/m ³
Küresellik (ϕ)	0,85
Min. akışkanlaşmadaki boşluk değeri (ϵ_{mf})	0,40
Yatak çapı (D)	10 cm.
Akışkanın viskozitesi (μ)	1,82E-05 Pa.s
Akışkanın yoğunluğu (ρ)	1,205 kg/m ³
Yerçekimi ivmesi (g)	9,81 m/s ²

$$\text{Yatak kesit alanı : } A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi(0,1)^2}{4} = 0,00785 \text{ m}^2$$

$$\text{Katıların hacmi : } \frac{3 \text{ kg}}{1250 \text{ kg/m}^3} = 0,0024 \text{ m}^3$$

$$\epsilon = 0 \text{ ise, katıların yataktaki yüksekliği : } L = \frac{0,0024}{0,00785} = 0,31 \text{ m}$$

Zonguldak maden kömürü elementel analizi

Bileşen	Mol ağırlığı (kg/kmol)	Sembol	%
Karbon (C)	12	c	70,81
Hidrojen (H ₂)	2	h	4,26
Azot (N ₂)	28	n	2,37
Kükürt (S)	32	s	0,53
Oksijen (O ₂)	32	o	8,19
Nem (H ₂ O)	18	w	0,46
Kül	-	a	13,38

6.2.2 Min. akışkanlaşmadaki yatak yüksekliği

$$L_1/L_2 = (1 - \varepsilon_2)/(1 - \varepsilon_1)$$

$$L_1/L_{mf} = (1 - \varepsilon_{mf})/(1 - \varepsilon_1)$$

$$\frac{0,31}{L_{mf}} = \frac{1 - 0,40}{1 - 0}$$

$$L_{mf} = 0,52 \text{ m} \quad \text{bulunur.}$$

6.2.3 Min. akışkanlaşmadaki basınç düşüşü

$$\Delta P = L_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) (\rho_p - \rho) g \quad (3.23 \text{ eşitliği})$$

$$\Delta P = 0,51 \cdot (1 - 0,40) \cdot (1250 - 1,205) \cdot 9,81$$

$$\Delta P = 3748,7 \text{ Pa} \quad \text{bulunur.}$$

6.2.4 Min. akışkanlaşma hızı

$$Ga = \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2} Re_{mf} + \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} Re_{mf}^2 \quad (3.33 \text{ eşitliği})$$

$$Ga = \frac{\rho D_p^3 (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} = \frac{1,205 \cdot (5 \times 10^{-3})^3 \cdot (1250 - 1,205) \cdot 9,81}{(1,82 \times 10^{-5})^2} = 5,571 \times 10^6$$

$$\frac{1,75}{(0,40)^3 \cdot 0,85} Re_{mf}^2 + \frac{150(1 - 0,40)}{(0,40)^3 \cdot (0,85)^2} Re_{mf} = 5,571 \times 10^6$$

$$32,169 \cdot Re_{mf}^2 + 1946,367 \cdot Re_{mf} - 5,571 \times 10^6 = 0$$

eşitliği çözümlenip pozitif kökü bulunursa min. akışkanlaşmadaki hız değeri bulunabilir.

$$Re_{mf} = \frac{-1946,367 \pm \sqrt{(1946,367)^2 + (4 \cdot 32,169 \cdot 5,571 \times 10^6)}}{2 \cdot 32,169} = 386,994$$

$$Re_{mf} = \frac{\rho D_p U_{mf}}{\mu} \Rightarrow U_{mf} = \frac{Re_{mf} \mu}{\rho D_p}$$

$$U_{mf} = \frac{386,994 \cdot 1,82 \times 10^{-5}}{1,205 \cdot 5 \times 10^{-3}} \Rightarrow U_{mf} = 1,169 \text{ m/s} \quad \text{bulunur.}$$

6.2.5 Min. akışkanlaşma için gerekli debi

$$V_{mf} = U_{mf} A \quad (1.1 \text{ eşitliği})$$

$$V_{mf} = 1,169.0,00785$$

$V_{mf} = 9,18 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}$ kadar havanın yoğunluğunda gaz gereklidir.

$$V_{mf} = 9,18 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 33,05 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$\rho_{\text{hava}} = 1.2872 \text{ kg} / \text{m}^3$ alınırsa $V_{mf} = 42,54 \text{ kg} / \text{h}$ olarak bulunur.

6.2.6 Tepken gazların debileri

Sisteme azot beslenmediği varsayılırsa; tepken olarak verilen buhar ve oksijenin debileri, kabul edilen buhar/kömür ve oksijen/kömür oranları ile orantılı olarak min. akışkanlaşma debisine çekilmelidir.

Örnek hesaplama için kabul edilen oranlar;

$$\frac{\text{oksijen}}{\text{kömür}} = 0,01 \quad \frac{\text{buhar}}{\text{kömür}} = 4,5 \quad T = 973 \text{ K}$$

Tepken olarak verilen buharın debisi

$$n_{t1} = \frac{4,5}{0,01 + 4,5} \times \frac{42,54 \text{ kg} / \text{h}}{18 \text{ kg} / \text{kmol}} = 2,358 \text{ kmol} / \text{h} \quad (6.1 \text{ eşitliği})$$

Tepken olarak verilen oksijenin debisi

$$n_{t2} = \frac{0,01}{0,01 + 4,5} \times \frac{42,54 \text{ kg} / \text{h}}{32 \text{ kg} / \text{kmol}} = 0,003 \text{ kmol} / \text{h} \quad (6.2 \text{ eşitliği})$$

Çizelge 6.4 Tepken gazların tüm oksijen/kömür ve buhar/kömür oranları için değerleri

oksijen/kömür	buhar/kömür	n_{t1} (kmol)	n_{t2} (kmol)
0,01	0,75	2,332	0,017
0,01	1,5	2,348	0,009
0,01	2,5	2,354	0,005
0,01	4,5	2,358	0,003

oksijen/kömür	buhar/kömür	n ₁ (kmol)	n ₂ (kmol)
0,05	0,75	2,216	0,083
0,05	1,5	2,287	0,043
0,05	4,5	2,337	0,015
0,1	0,75	2,085	0,156
0,1	1,5	2,216	0,083
0,1	4,5	2,312	0,029
0,3	0,75	1,688	0,380
0,3	1,5	1,969	0,222
0,3	4,5	2,216	0,083
0,6	0,3	0,788	0,886
0,6	0,75	1,313	0,591
0,6	1,5	1,688	0,380
0,6	4,5	2,085	0,156
1,0	0,5	0,788	0,886
1,0	1,5	1,418	0,532
1,0	4,5	1,934	0,242

6.2.7 Ürün gazların mol sayılarının bulunması

Verilen oranlar ve sıcaklık için Çizelge 6.3'dan ürün gazların yüzde bileşimleri olan y değerleri alınırsa:

$$\begin{array}{l|l} y_{\text{CO}} = 0,059 & y_{\text{H}_2} = 0,3265 \\ y_{\text{CO}_2} = 0,1346 & y_{\text{H}_2\text{O}} = 0,476 \\ y_{\text{CH}_4} = 0,0032 & y_{\text{H}_2\text{S}} = 0,0005 \end{array}$$

$$n_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{s}{M_s} m_{\text{kömür}} = N_T \cdot y_{\text{H}_2\text{S}} \quad (6.3 \text{ eşitliği})$$

$$\frac{0,0053}{32 \text{ kg/kmol}} \times 3 \text{ kg/h} = N_T \cdot 0,0005 \quad \Rightarrow \quad N_T = 0,994 \text{ kmol/h}$$

$$n_i = N_T \cdot y_i \quad (6.4 \text{ eşitliği})$$

$$\begin{array}{l|l} n_{\text{CO}} = 0,059 \text{ kmol/h} & n_{\text{H}_2} = 0,325 \text{ kmol/h} \\ n_{\text{CO}_2} = 0,134 \text{ kmol/h} & n_{\text{H}_2\text{O}} = 0,473 \text{ kmol/h} \\ n_{\text{CH}_4} = 0,003 \text{ kmol/h} & n_{\text{H}_2\text{S}} = 0,0005 \text{ kmol/h} \end{array}$$

Çizelge 6.5 Ürün gazların tüm oks./kömür, buh./kömür oranları ve sıcaklıklar için değerleri

oks./kömür	buh./kömür	T (°K)	nco	nCO2	nCH4	nH2	nH2O	nH2S
0,01	0,75	973	0,1508	0,0025	0,0515	0,0574	0,0005	0,0005
0,01	0,75	1073	0,1527	0,0002	0,0475	0,0624	0,0001	0,0005
0,01	0,75	1173	0,1527	1,E-05	0,0472	0,0627	5,E-06	0,0005
0,01	0,75	1273	0,1527	5,E-08	0,0472	0,0628	1,E-06	0,0005
0,01	1,5	973	0,1368	0,0465	0,0105	0,2132	0,0468	0,0005
0,01	1,5	1073	0,1665	0,0373	0,0011	0,2433	0,0515	0,0005
0,01	1,5	1173	0,1725	0,0313	0,0001	0,2395	0,056	0,0005
0,01	1,5	1273	0,1770	0,0269	2,E-05	0,2353	0,0605	0,0005
0,01	2,5	973	0,0975	0,0888	0,0025	0,2743	0,1619	0,0005
0,01	2,5	1073	0,1271	0,0864	0,0002	0,3046	0,195	0,0005
0,01	2,5	1173	0,1386	0,0751	2,E-05	0,2939	0,2057	0,0005
0,01	2,5	1273	0,1479	0,0661	4,E-08	0,2849	0,215	0,0005
0,01	4,5	973	0,0590	0,1346	0,0032	0,3265	0,476	0,0005
0,01	4,5	1073	0,0750	0,1203	3,E-05	0,3203	0,483	0,0005
0,01	4,5	1173	0,0870	0,1084	4,E-06	0,3084	0,495	0,0005
0,01	4,5	1273	0,0980	0,0981	5,E-07	0,2982	0,506	0,0005
0,05	0,75	973	0,1567	0,004	0,0457	0,0697	0,0011	0,0005
0,05	0,75	1073	0,1597	0,0003	0,0396	0,0776	0,0001	0,0005
0,05	0,75	1173	0,1600	3,E-05	0,0391	0,0783	2,E-05	0,0005
0,05	0,75	1273	0,1600	1,E-05	0,0391	0,0783	8,E-06	0,0005
0,05	1,5	973	0,1341	0,0494	0,0094	0,2109	0,0504	0,0005
0,05	1,5	1073	0,1630	0,0406	0,0009	0,2388	0,056	0,0005
0,05	1,5	1173	0,1695	0,0343	0,0001	0,2344	0,0615	0,0005
0,05	1,5	1273	0,1740	0,0301	0,0001	0,2303	0,0655	0,0005
0,05	4,5	973	0,0600	0,1354	0,0002	0,3271	0,477	0,0005
0,05	4,5	1073	0,0740	0,1218	3,E-05	0,314	0,49	0,0005
0,05	4,5	1173	0,0860	0,1099	3,E-06	0,3022	0,502	0,0005
0,05	4,5	1273	0,0960	0,0997	3,E-07	0,292	0,512	0,0005
0,1	0,75	973	0,1536	0,0061	0,0369	0,0787	0,0019	0,0005
0,1	0,75	1073	0,1673	0,0006	0,0299	0,0954	0,0003	0,0005
0,1	0,75	1173	0,1676	0,0001	0,0289	0,0968	3,E-05	0,0005
0,1	0,75	1273	0,1679	1,E-05	0,0288	0,097	6,E-06	0,0005
0,1	1,5	973	0,1440	0,0583	0,0089	0,2286	0,06	0,0005
0,1	1,5	1073	0,1590	0,0447	0,0008	0,2332	0,062	0,0005
0,1	1,5	1173	0,1660	0,038	0,0001	0,228	0,0675	0,0005
0,1	1,5	1273	0,1705	0,0335	0,0001	0,2235	0,072	0,0005
0,1	4,5	973	0,0580	0,1371	0,0003	0,3189	0,485	0,0005
0,1	4,5	1073	0,0720	0,1237	2,E-05	0,3062	0,498	0,0005
0,1	4,5	1173	0,0840	0,1119	3,E-06	0,2945	0,509	0,0005
0,1	4,5	1273	0,0940	0,1017	3,E-07	0,2843	0,52	0,0005

oks./kömür	buh./kömür	T (°K)	nCO	nCO2	nCH4	nH2	nH2O	nH2S
0,3	0,75	973	0,1676	0,0209	0,0193	0,1156	0,0093	0,0005
0,3	0,75	1073	0,1914	0,0087	0,0043	0,1459	0,0064	0,0005
0,3	0,75	1173	0,1943	0,0056	0,0006	0,1507	0,0057	0,0005
0,3	0,75	1273	0,1950	0,0046	0,0001	0,1508	0,0061	0,0005
0,3	1,5	973	0,1285	0,0743	0,0048	0,2124	0,0795	0,0005
0,3	1,5	1073	0,1425	0,0613	0,0004	0,21	0,0855	0,0005
0,3	1,5	1173	0,1505	0,0533	4,E-05	0,2028	0,093	0,0005
0,3	1,5	1273	0,1570	0,047	5,E-06	0,1965	0,099	0,0005
0,3	4,5	973	0,0520	0,1439	0,0002	0,2869	0,517	0,0005
0,3	4,5	1073	0,0650	0,1313	0,0002	0,2755	0,528	0,0005
0,3	4,5	1173	0,0760	0,12	1,E-06	0,2635	0,54	0,0005
0,3	4,5	1273	0,0860	0,1101	1,E-08	0,2536	0,55	0,0005
0,6	0,3	973	0,1808	0,0068	0,0174	0,0436	0,001	0,0005
0,6	0,3	1073	0,1932	0,001	0,0109	0,0575	0,0003	0,0005
0,6	0,3	1173	0,1935	1,E-04	0,0097	0,0595	0,0001	0,0005
0,6	0,3	1273	0,1935	1,E-05	0,0095	0,0597	3,E-06	0,0005
0,6	0,75	973	0,1489	0,0514	0,0061	0,1228	0,0275	0,0005
0,6	0,75	1073	0,1593	0,0405	0,0005	0,1261	0,0304	0,0005
0,6	0,75	1173	0,1639	0,0357	4,E-05	0,1224	0,0346	0,0005
0,6	0,75	1273	0,1675	0,032	7,E-06	0,1187	0,0382	0,0005
0,6	1,5	973	0,1045	0,0988	0,0018	0,1827	0,1115	0,0005
0,6	1,5	1073	0,1175	0,0863	0,0001	0,1745	0,121	0,0005
0,6	1,5	1173	0,1270	0,077	1,E-05	0,1656	0,13	0,0005
0,6	1,5	1273	0,1340	0,0701	5,E-06	0,1587	0,137	0,0005
0,6	4,5	973	0,0420	0,1537	0,0001	0,2385	0,565	0,0005
0,6	4,5	1073	0,0530	0,1425	6,E-06	0,2275	0,576	0,0005
0,6	4,5	1173	0,0630	0,1323	1,E-06	0,2173	0,587	0,0005
0,6	4,5	1273	0,0730	0,1231	1,E-07	0,2082	0,596	0,0005
1,0	0,5	973	0,1234	0,0763	0,0015	0,0791	0,0316	0,0005
1,0	0,5	1073	0,1309	0,0684	0,0001	0,0753	0,0372	0,0005
1,0	0,5	1173	0,1363	0,0632	1,E-05	0,0704	0,0422	0,0005
1,0	0,5	1273	0,1403	0,0592	1,E-05	0,0663	0,0463	0,0005
1,0	1,5	973	0,0750	0,1275	0,0004	0,137	0,16	0,0005
1,0	1,5	1073	0,0850	0,1175	2,E-05	0,1265	0,17	0,0005
1,0	1,5	1173	0,0950	0,1075	3,E-06	0,1175	0,18	0,0005
1,0	1,5	1273	0,1000	0,105	3,E-07	0,1095	0,185	0,0005
1,0	4,5	973	0,0300	0,17	2,E-05	0,169	0,63	0,0005
1,0	4,5	1073	0,0400	0,16	1,E-08	0,161	0,638	0,0005
1,0	4,5	1173	0,0500	0,15	4,E-07	0,152	0,646	0,0005
1,0	4,5	1273	0,0500	0,14	2,E-07	0,149	0,66	0,0005

6.2.8 Isı denkleğinin kurulması (birim zaman için)

A) Girenler

$$1) m_{\text{kömür}} C_{p \text{ kömür}} T_{\text{çevre}} = 3\text{kg} \cdot 0,803 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 298\text{K} = 717,88 \text{ kJ}$$

$$2) n_{\text{t2}} C_{p \text{ O}_2} (T_0 - 298) = 0,003\text{kmol} \cdot 29,376 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot T_0 - 0,003\text{kmol} \cdot 29,376 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 298\text{K}$$

$$= 0,088 \cdot T_0 - 26,26$$

$$3) n_{\text{t1}} C_{p \text{ H}_2\text{O(g)}} (T_0 - 298) = 2,358\text{kmol} \cdot 33,7014 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot T_0 - 2,358\text{kmol} \cdot 33,7014 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 298\text{K}$$

$$= 79,47 \cdot T_0 - 23681,43$$

$$4) n_{\text{t1}} \Delta H_{f \text{ H}_2\text{O}} = 2,358\text{kmol} \left(-241820 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right) = -570211,56 \text{ kJ}$$

$$\sum \text{giren} = 717,88 + 0,09 \cdot T_0 - 26,26 + 79,47 \cdot T_0 - 23681,43 - 570211,56$$

$$\sum \text{giren} = -593201,37 + 79,56 \cdot T_0$$

B) Çıkanlar

$$1) n_{\text{H}_2\text{S}} C_{p \text{ H}_2\text{S}} (T - 298) = 0,0005\text{kmol} \cdot 19,259 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 973\text{K} -$$

$$0,0005\text{kmol} \cdot 26,119 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 298\text{K} = 5,48 \text{ kJ}$$

$$2) n_{\text{CO}} C_{p \text{ CO}} (T - 298) = 0,059\text{kmol} \cdot 32,984 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 973\text{K} -$$

$$0,059\text{kmol} \cdot 29,177 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 298\text{K} = 1380,52 \text{ kJ}$$

$$3) n_{\text{CO}_2} C_{p \text{ CO}_2} (T - 298) = 0,134\text{kmol} \cdot 53,858 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 973\text{K} -$$

$$0,134\text{kmol} \cdot 36,952 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 298\text{K} = 5546,55 \text{ kJ}$$

$$4) n_{\text{H}_2} C_{p \text{ H}_2} (T - 298) = 0,325\text{kmol} \cdot 30,205 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 973\text{K} -$$

$$0,325\text{kmol} \cdot 28,613 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 298\text{K} = 6780,41 \text{ kJ}$$

$$5) n_{\text{H}_2\text{O}} C_{p\text{H}_2\text{O}} (T - 298) = 0,473 \text{ kmol} \cdot 41,025 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 973 \text{ K} -$$

$$0,473 \text{ kmol} \cdot 33,729 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 298 \text{ K} = 14126,66 \text{ kJ}$$

$$6) n_{\text{CH}_4} C_{p\text{CH}_4} (T - 298) = 0,003 \text{ kmol} \cdot 70,569 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 973 \text{ K} -$$

$$0,003 \text{ kmol} \cdot 36,093 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \cdot 298 \text{ K} = 173,72 \text{ kJ}$$

$$7) n_{\text{H}_2\text{S}} \Delta H_{f\text{H}_2\text{S}} = 0,0005 \text{ kmol} \left(-296900 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right) = -148,45 \text{ kJ}$$

$$n_{\text{CO}} \Delta H_{f\text{CO}} = 0,059 \text{ kmol} \left(-110530 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right) = -6521,27 \text{ kJ}$$

$$n_{\text{CO}_2} \Delta H_{f\text{CO}_2} = 0,134 \text{ kmol} \left(-393520 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right) = -52731,68 \text{ kJ}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} \Delta H_{f\text{H}_2\text{O}} = 0,473 \text{ kmol} \left(-241820 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right) = -114380,86 \text{ kJ}$$

$$n_{\text{CH}_4} \Delta H_{f\text{CH}_4} = 0,003 \text{ kmol} \left(-74850 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right) = -224,55 \text{ kJ}$$

$$\sum \text{olu. ent.} = -174006,81 \text{ kJ}$$

$$8) m_{\text{kömür}} c(1-X) C_{p\text{ karbon}} T = 3 \text{ kg} \cdot 0,7081 \cdot (1-0,95) \cdot 1,372 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 973 \text{ K} = 141,79 \text{ kJ}$$

$$9) m_{\text{kömür}} C_{p\text{ kömür}} (T - 298) = 3 \text{ kg} \cdot 1,784 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 973 \text{ K} -$$

$$3 \text{ kg} \cdot 0,803 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 298 \text{ K} = 4489,61 \text{ kJ}$$

$$10) m_{\text{kömür}} a C_{p\text{ kül}} T = 3 \text{ kg} \cdot 0,1338 \cdot 1,022 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 973 \text{ K} = 399,15 \text{ kJ}$$

$$11) \frac{w}{M_{\text{H}_2\text{O}}} m_{\text{kömür}} (C_{p\text{H}_2\text{O}} T - C_{p\text{H}_2\text{O}} 298) =$$

$$\frac{0,0046}{18 \text{ kg/kmol}} 3 \text{ kg} \left(41,025 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \cdot 973 \text{ K} - 33,729 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \cdot 298 \text{ K} \right) = 22,90 \text{ kJ}$$

Ürün gazda; tepken olarak verilen ama tepkimeye girmeyen buhar ve oksijen bulunabilir.

Kütle dengesinden;

Hidrojen dengesinden (5.20 eşitliği):

$$n_{t1} + (h/M_{H_2})m_{k\ddot{o}m\ddot{u}r} + (w/M_{H_2O})m_{k\ddot{o}m\ddot{u}r} = 2n_{CH_4} + n_{H_2} + n_{H_2O} + n_{H_2S} + n_{buh}$$

$$2,358 + \left(\frac{0,0426}{2} \cdot 3\right) + \left(\frac{0,0046}{18} \cdot 3\right) = (2,0,003) + 0,325 + 0,473 + 0,0005 + n_{buh}$$

$$n_{buh} = 1,618 \text{ kmol}$$

Oksijen dengesinden (5.19 eşitliği):

$$n_{t2} + n_{t1}/2 + (o/M_{O_2})m_{k\ddot{o}m\ddot{u}r} + (w/M_{H_2O})(m_{k\ddot{o}m\ddot{u}r}/2) = (n_{CO}/2) + n_{CO_2} + (n_{H_2O}/2) + (n_{buh}/2) + n_{oks}$$

$$0,003 + \left(\frac{2,358}{2}\right) + \left(\frac{0,0819}{32} \cdot 3\right) + \left(\frac{0,0046}{18} \cdot \frac{3}{2}\right) = \left(\frac{0,059}{2}\right) + 0,134 + \left(\frac{0,473}{2}\right) + \left(\frac{1,618}{2}\right) + n_{oks}$$

$$n_{oks} = -0,019 \text{ kmol}$$

İşaretin eksi olması, tepken olarak verilen oksijenin gereğinden az olduğunu göstermektedir. Hesaplarda; bu değer eksi çıkarsa, sıfır olarak alınacaktır.

Çizelge 6.6 Tepkimeye girmeyen tepken gazların tüm oksijen/kömür ve buhar/kömür oranları ve sıcaklıklar için ürün gazdaki değerleri

oksijen/kömür	buhar/kömür	T (°K)	n _{buh}	n _{oks}
0,01	0,75	973	2,235	0,000
0,01	0,75	1073	2,239	0,000
0,01	0,75	1173	2,239	0,000
0,01	0,75	1273	2,239	0,000
0,01	1,5	973	2,131	0,000
0,01	1,5	1073	2,115	0,000
0,01	1,5	1173	2,116	0,000
0,01	1,5	1273	2,116	0,000
0,01	2,5	973	1,977	0,000
0,01	2,5	1073	1,918	0,000
0,01	2,5	1173	1,919	0,000
0,01	2,5	1273	1,918	0,000
0,01	4,5	973	1,613	0,000
0,01	4,5	1073	1,619	0,000
0,01	4,5	1173	1,619	0,000
0,01	4,5	1273	1,618	0,000

oksijen/kömür	buhar/kömür	T (°K)	n _{buh}	n _{oks}
0,05	0,75	973	2,118	0,057
0,05	0,75	1073	2,123	0,057
0,05	0,75	1173	2,124	0,057
0,05	0,75	1273	2,124	0,057
0,05	1,5	973	2,071	0,017
0,05	1,5	1073	2,055	0,017
0,05	1,5	1173	2,055	0,017
0,05	1,5	1273	2,055	0,017
0,05	4,5	973	1,597	0,000
0,05	4,5	1073	1,597	0,000
0,05	4,5	1173	1,597	0,000
0,05	4,5	1273	1,597	0,000
0,1	0,75	973	1,995	0,126
0,1	0,75	1073	1,994	0,125
0,1	0,75	1173	1,995	0,126
0,1	0,75	1273	1,995	0,126
0,1	1,5	973	1,974	0,052
0,1	1,5	1073	1,983	0,053
0,1	1,5	1173	1,984	0,052
0,1	1,5	1273	1,984	0,052
0,1	4,5	973	1,572	0,000
0,1	4,5	1073	1,572	0,000
0,1	4,5	1173	1,573	0,000
0,1	4,5	1273	1,572	0,000
0,3	0,75	973	1,589	0,329
0,3	0,75	1073	1,591	0,329
0,3	0,75	1173	1,595	0,329
0,3	0,75	1273	1,595	0,330
0,3	1,5	973	1,732	0,170
0,3	1,5	1073	1,737	0,171
0,3	1,5	1173	1,737	0,172
0,3	1,5	1273	1,738	0,171
0,3	4,5	973	1,476	0,033
0,3	4,5	1073	1,476	0,033
0,3	4,5	1173	1,477	0,033
0,3	4,5	1273	1,477	0,033

oksijen/kömür	buhar/kömür	T (°K)	n _{buh}	n _{oks}
0,6	0,3	973	0,773	0,804
0,6	0,3	1073	0,773	0,804
0,6	0,3	1173	0,773	0,805
0,6	0,3	1273	0,773	0,805
0,6	0,75	973	1,215	0,509
0,6	0,75	1073	1,220	0,510
0,6	0,75	1173	1,220	0,511
0,6	0,75	1273	1,220	0,511
0,6	1,5	973	1,454	0,298
0,6	1,5	1073	1,456	0,299
0,6	1,5	1173	1,457	0,299
0,6	1,5	1273	1,456	0,298
0,6	4,5	973	1,345	0,077
0,6	4,5	1073	1,346	0,077
0,6	4,5	1173	1,345	0,077
0,6	4,5	1273	1,345	0,077
1,0	0,5	973	0,738	0,765
1,0	0,5	1073	0,739	0,767
1,0	0,5	1173	0,740	0,766
1,0	0,5	1273	0,740	0,766
1,0	1,5	973	1,184	0,412
1,0	1,5	1073	1,186	0,411
1,0	1,5	1173	1,185	0,412
1,0	1,5	1273	1,188	0,408
1,0	4,5	973	1,199	0,118
1,0	4,5	1073	1,199	0,119
1,0	4,5	1173	1,200	0,119
1,0	4,5	1273	1,189	0,128

$$12) n_{\text{buh}} C_{p\text{H}_2\text{O}}(T - 298) = 1,618 \text{ kmol} \cdot 41,025 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \cdot 973 \text{K} -$$

$$1,618 \text{ kmol} \cdot 33,729 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \cdot 298 \text{K} = 48323,32 \text{ kJ}$$

$$n_{\text{buh}} \Delta H_{f\text{H}_2\text{O}} = 1,618 \text{ kmol} \left(-241820 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right) = -391264,76 \text{ kJ}$$

$$\sum \text{çıkan} = 5,48 + 1380,52 + 5546,55 + 6780,41 + 14126,66 + 173,72 - 174006,81 +$$

$$141,79 + 4489,61 + 399,15 + 22,90 + 48323,32 - 391264,76$$

$$\sum \text{çıkan} = -483881,46 \text{ kJ}$$

6.2.9 Dışarıdan verilen ısının bulunması

Akışkan yatak çevresindeki ısıtıcının direnci ohmmetre ile ölçüldüğünde, $R= 16,9 \Omega$ bulunmuştur.

$$V = I.R \quad \Rightarrow \quad I = \frac{V}{R} = \frac{220V}{16,9\Omega} = 13,02 A$$

$$P = I^2.R = (13,02)^2 . 16,9 = 2864 \text{ Watt ; ısıtıcı verimi } \eta=0,65 \text{ alınırsa:}$$

$$P = 0,65.2864 \cong 1862 \text{ W} = 1,862 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \times \frac{3600\text{s}}{1\text{h}} = 6703 \text{ kJ/h}$$

6.2.10 T_0 değerinin bulunması

$$Q = \sum \text{çıkan} - \sum \text{giren} \quad (5.38 \text{ eşitliği})$$

$$6703 = -483881,46 - (-593201,37 + 79,56.T_0)$$

$$79,56.T_0 = -483881,46 + 593201,37 - 6703$$

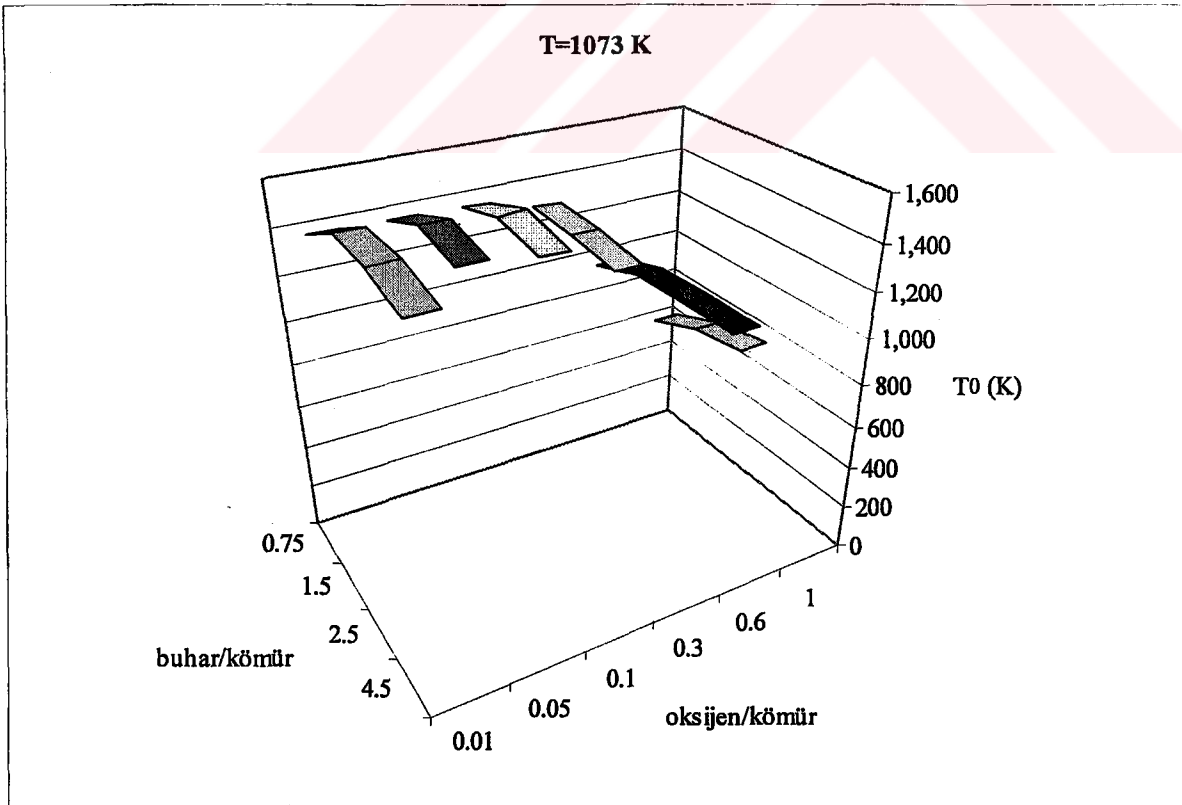
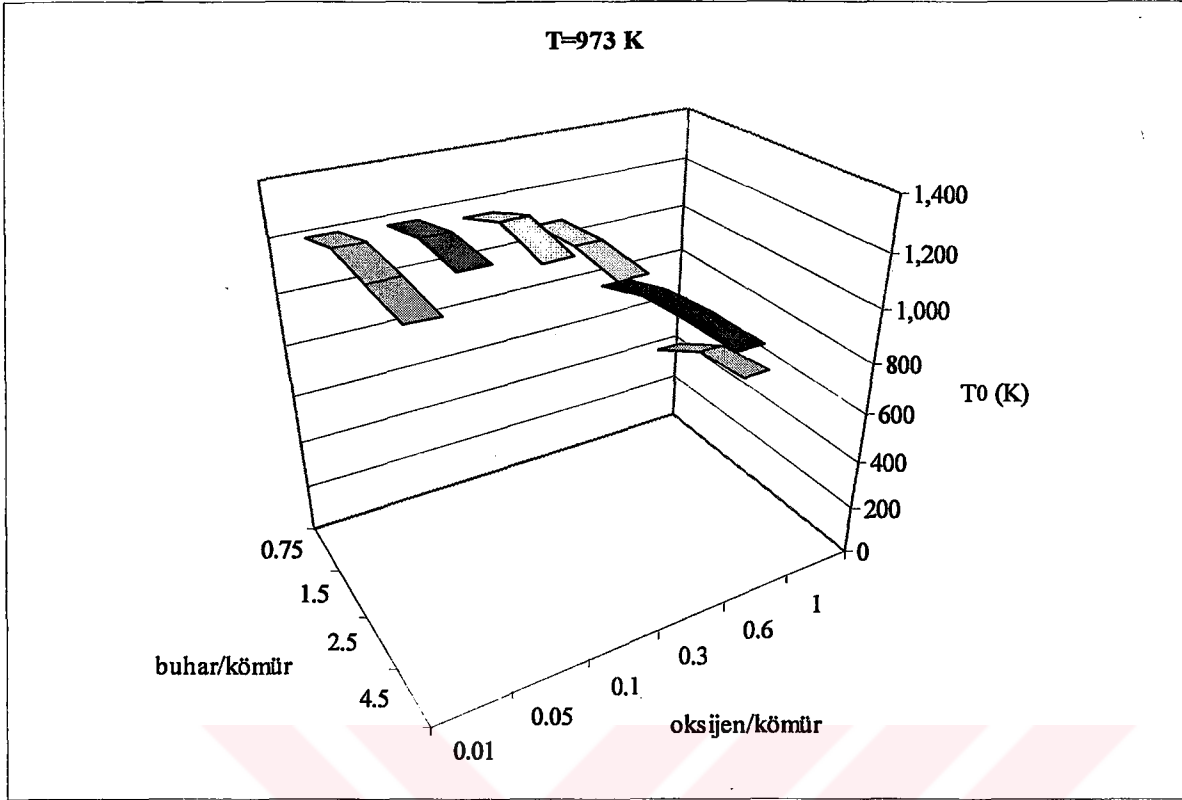
$$T_0 = 1290 \text{ K}$$

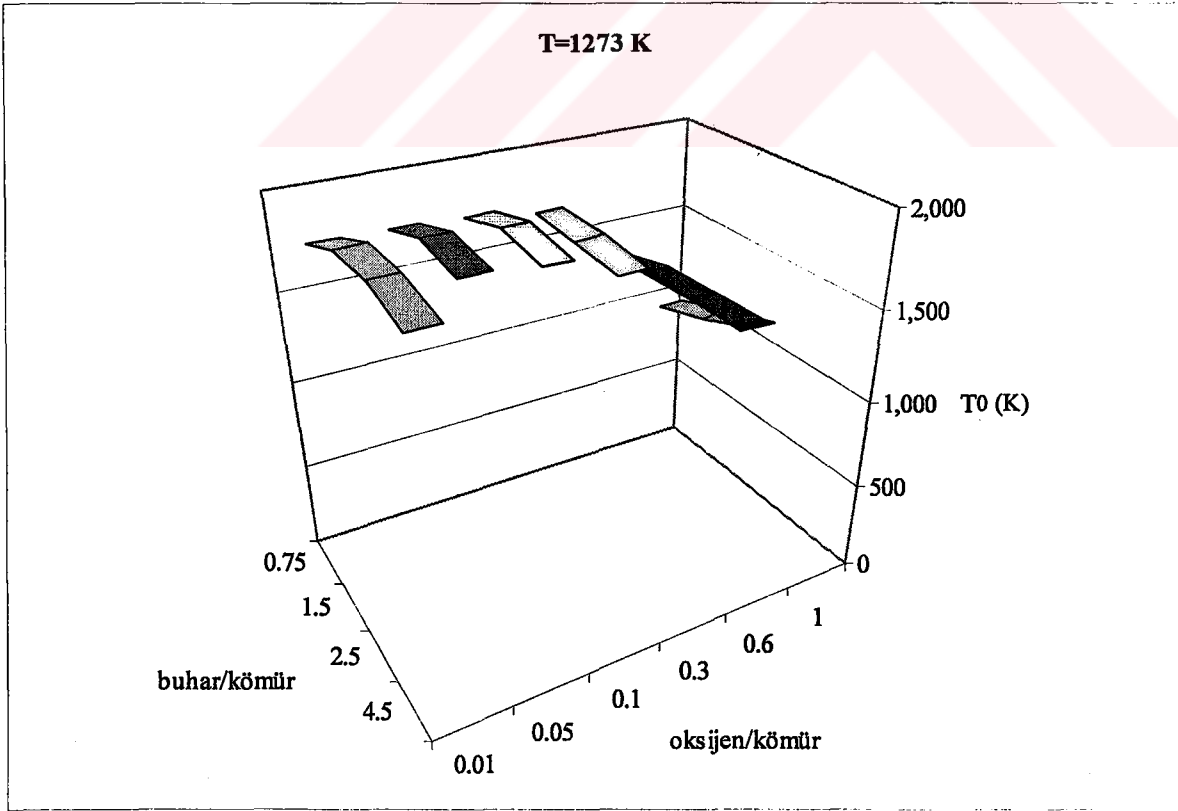
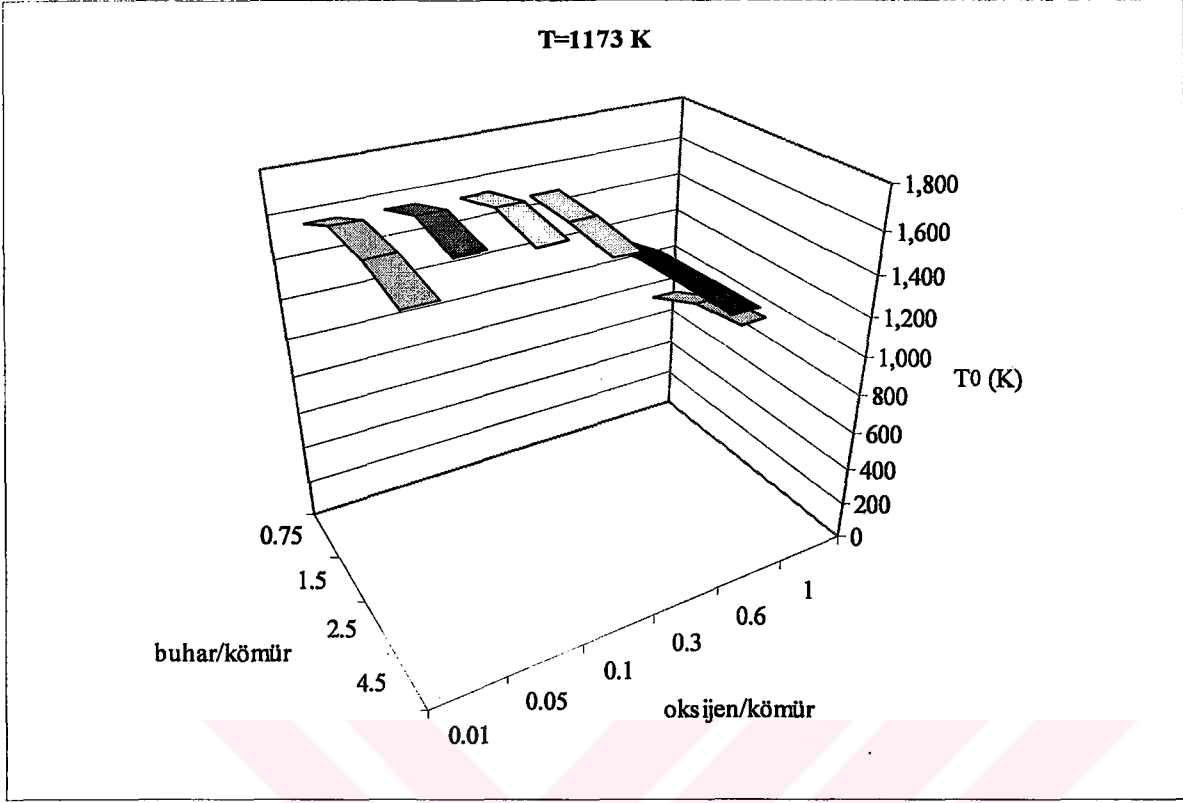
Çizelge 6.7 Isı dengesi ve T_0 'ın değerleri

oks./köm.	buh./köm.	T (°K)	$Q_{\text{dış}}$	E_{giren} (kJ)	T_0 'lı ifade	$E_{\text{çıkan}}$ (kJ)	T_0 (K)
0,01	0,75	973	6.703,00	-586.775,49	79,09	-482.607,21	1.232
0,01	0,75	1073	6.703,00	-586.775,49	79,09	-468.243,61	1.414
0,01	0,75	1173	6.703,00	-586.775,49	79,09	-453.371,98	1.602
0,01	0,75	1273	6.703,00	-586.775,49	79,09	-438.173,86	1.794
0,01	1,5	973	6.703,00	-590.735,27	79,40	-480.706,21	1.301
0,01	1,5	1073	6.703,00	-590.735,27	79,40	-462.552,20	1.530
0,01	1,5	1173	6.703,00	-590.735,27	79,40	-447.429,07	1.720
0,01	1,5	1273	6.703,00	-590.735,27	79,40	-432.136,96	1.913
0,01	2,5	973	6.703,00	-592.211,43	79,48	-482.521,70	1.296
0,01	2,5	1073	6.703,00	-592.211,43	79,48	-463.689,23	1.533
0,01	2,5	1173	6.703,00	-592.211,43	79,48	-448.558,96	1.723
0,01	2,5	1273	6.703,00	-592.211,43	79,48	-432.909,25	1.920
0,01	4,5	973	6.703,00	-593.201,37	79,56	-483.640,92	1.293
0,01	4,5	1073	6.703,00	-593.201,37	79,56	-468.407,53	1.484
0,01	4,5	1173	6.703,00	-593.201,37	79,56	-453.190,68	1.676
0,01	4,5	1273	6.703,00	-593.201,37	79,56	-437.595,31	1.872

oks./köm.	buh./köm.	T (°K)	Q _{dış}	E _{giren} (kJ)	To'lı ifade	E _{çıkan} (kJ)	To (K)
0,05	0,75	973	6.703,00	-558.137,15	77,12	-457.201,88	1.222
0,05	0,75	1073	6.703,00	-558.137,15	77,12	-442.840,14	1.408
0,05	0,75	1173	6.703,00	-558.137,15	77,12	-428.590,18	1.593
0,05	0,75	1273	6.703,00	-558.137,15	77,12	-413.833,60	1.784
0,05	1,5	973	6.703,00	-575.669,26	78,34	-469.143,38	1.274
0,05	1,5	1073	6.703,00	-575.669,26	78,34	-451.554,51	1.499
0,05	1,5	1173	6.703,00	-575.669,26	78,34	-436.637,52	1.689
0,05	1,5	1273	6.703,00	-575.669,26	78,34	-421.571,47	1.881
0,05	4,5	973	6.703,00	-588.017,30	79,2	-480.767,10	1.270
0,05	4,5	1073	6.703,00	-588.017,30	79,2	-465.897,34	1.457
0,05	4,5	1173	6.703,00	-588.017,30	79,2	-450.777,75	1.648
0,05	4,5	1273	6.703,00	-588.017,30	79,2	-435.242,84	1.844
0,1	0,75	973	6.703,00	-525.782,14	74,85	-429.713,12	1.194
0,1	0,75	1073	6.703,00	-525.782,14	74,85	-414.520,61	1.397
0,1	0,75	1173	6.703,00	-525.782,14	74,85	-400.571,61	1.583
0,1	0,75	1273	6.703,00	-525.782,14	74,85	-386.295,91	1.774
0,1	1,5	973	6.703,00	-558.137,15	77,12	-453.364,69	1.272
0,1	1,5	1073	6.703,00	-558.137,15	77,12	-438.101,24	1.470
0,1	1,5	1173	6.703,00	-558.137,15	77,12	-423.578,91	1.658
0,1	1,5	1273	6.703,00	-558.137,15	77,12	-408.769,70	1.850
0,1	4,5	973	6.703,00	-581.843,28	78,77	-477.761,01	1.236
0,1	4,5	1073	6.703,00	-581.843,28	78,77	-463.065,36	1.423
0,1	4,5	1173	6.703,00	-581.843,28	78,77	-448.094,65	1.613
0,1	4,5	1273	6.703,00	-581.843,28	78,77	-432.680,00	1.809
0,3	0,75	973	6.703,00	-427.753,43	68,05	-345.529,85	1.110
0,3	0,75	1073	6.703,00	-427.753,43	68,05	-330.079,73	1.337
0,3	0,75	1173	6.703,00	-427.753,43	68,05	-317.301,82	1.525
0,3	0,75	1273	6.703,00	-427.753,43	68,05	-304.261,92	1.716
0,3	1,5	973	6.703,00	-497.143,80	72,88	-407.814,67	1.134
0,3	1,5	1073	6.703,00	-497.143,80	72,88	-393.657,89	1.328
0,3	1,5	1173	6.703,00	-497.143,80	72,88	-379.778,09	1.518
0,3	1,5	1273	6.703,00	-497.143,80	72,88	-365.949,46	1.708
0,3	4,5	973	6.703,00	-558.137,15	77,12	-465.910,71	1.109
0,3	4,5	1073	6.703,00	-558.137,15	77,12	-451.269,62	1.299
0,3	4,5	1173	6.703,00	-558.137,15	77,12	-436.919,87	1.485
0,3	4,5	1273	6.703,00	-558.137,15	77,12	-421.926,98	1.679

oks./köm.	buh./köm.	T (°K)	Q _{dış}	Egiren (kJ)	To'li ifade	Eçıkan (kJ)	To (K)
0,6	0,3	973	6.703,00	-205.506,26	52,58	-156.627,29	802
0,6	0,3	1073	6.703,00	-205.506,26	52,58	-145.817,64	1.008
0,6	0,3	1173	6.703,00	-205.506,26	52,58	-135.905,68	1.196
0,6	0,3	1273	6.703,00	-205.506,26	52,58	-126.170,71	1.381
0,6	0,75	973	6.703,00	-335.151,90	61,61	-274.365,09	878
0,6	0,75	1073	6.703,00	-335.151,90	61,61	-261.951,18	1.079
0,6	0,75	1173	6.703,00	-335.151,90	61,61	-250.344,75	1.268
0,6	0,75	1273	6.703,00	-335.151,90	61,61	-238.690,98	1.457
0,6	1,5	973	6.703,00	-427.753,43	68,05	-359.587,13	903
0,6	1,5	1073	6.703,00	-427.753,43	68,05	-346.668,68	1.093
0,6	1,5	1173	6.703,00	-427.753,43	68,05	-333.971,29	1.280
0,6	1,5	1273	6.703,00	-427.753,43	68,05	-320.763,67	1.474
0,6	4,5	973	6.703,00	-525.782,14	74,85	-450.809,01	912
0,6	4,5	1073	6.703,00	-525.782,14	74,85	-437.096,87	1.095
0,6	4,5	1173	6.703,00	-525.782,14	74,85	-422.813,46	1.286
0,6	4,5	1273	6.703,00	-525.782,14	74,85	-408.281,88	1.480
1,0	0,5	973	6.703,00	-205.506,26	52,58	-175.128,69	450
1,0	0,5	1073	6.703,00	-205.506,26	52,58	-165.087,89	641
1,0	0,5	1173	6.703,00	-205.506,26	52,58	-155.605,67	822
1,0	0,5	1273	6.703,00	-205.506,26	52,58	-145.804,21	1.008
1,0	1,5	973	6.703,00	-361.081,03	63,42	-318.262,19	569
1,0	1,5	1073	6.703,00	-361.081,03	63,42	-307.024,48	747
1,0	1,5	1173	6.703,00	-361.081,03	63,42	-294.776,94	940
1,0	1,5	1273	6.703,00	-361.081,03	63,42	-284.336,74	1.104
1,0	4,5	973	6.703,00	-488.503,67	72,29	-438.761,13	595
1,0	4,5	1073	6.703,00	-488.503,67	72,29	-424.906,18	787
1,0	4,5	1173	6.703,00	-488.503,67	72,29	-410.933,01	980
1,0	4,5	1273	6.703,00	-488.503,67	72,29	-394.181,87	1.212





Şekil 6.1 T gazlaştırma sıcaklığına göre, tepken gazların ısıtılması gereken sıcaklığın (T_0) değişimi

6.2.11 Tepken gazlara verilmesi gereken ısı miktarı

i) Buhara verilmesi gereken ısı miktarı:

$$Q_{\text{buh}} = n_{t1} C_{p \text{ buh}} (T_0 - 373)$$

$$Q_{\text{buh}} = 2,358 \text{ kmol} \cdot 44,708 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \cdot 1290 \text{ K} - 2,358 \text{ kmol} \cdot 34,003 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \cdot 373 \text{ K}$$

$$Q_{\text{buh}} = 106086,89 \text{ kJ}$$

C_p değerleri, 6.13 eşitliğinden bulunur.

ii) Oksijene verilmesi gereken ısı miktarı:

$$Q_{\text{oks}} = n_{t2} C_{p \text{ oks}} (T_0 - 298)$$

$$Q_{\text{oks}} = 0,003 \text{ kmol} \cdot 35,933 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \cdot 1290 \text{ K} - 0,003 \text{ kmol} \cdot 29,498 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \cdot 298 \text{ K}$$

$$Q_{\text{oks}} = 112,69 \text{ kJ}$$

C_p değerleri, 6.15 eşitliğinden bulunur.

Çizelge 6.8 Gazlaştırma sıcaklığına ve oksijen/kömür, buhar/kömür oranlarına bağlı olarak tepken gazlara verilmesi gereken ısı miktarları

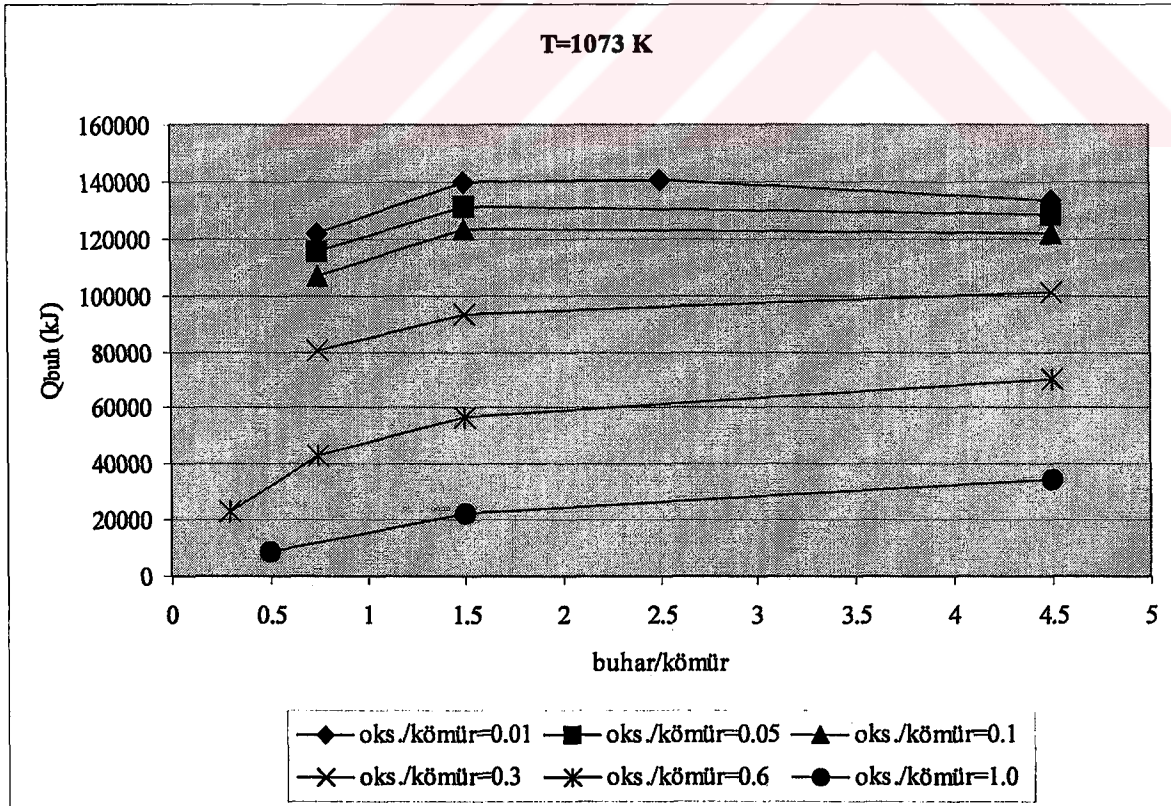
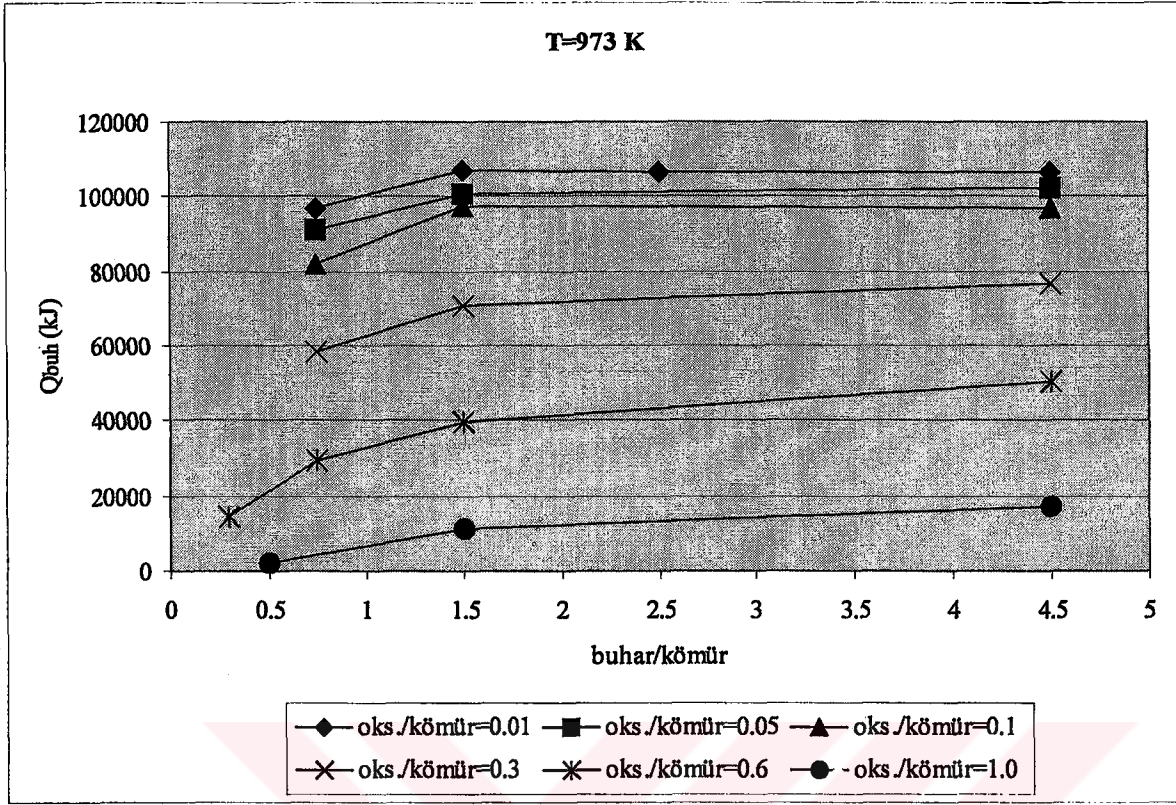
T (°K)	oks./köm	buh./köm	nt1	nt2	To (K)	Cpbuh (To)	Qbuh (kJ)	Cpoks (To)	Qoks (kJ)
973	0,01	0,75	2,332	0,017	1.232	44,07	97.045,75	35,73	598,93
1073	0,01	0,75	2,332	0,017	1.414	46,01	122.122,06	36,33	723,79
1173	0,01	0,75	2,332	0,017	1.602	47,81	149.034,62	36,86	854,38
1273	0,01	0,75	2,332	0,017	1.794	49,46	177.323,30	37,35	989,51
973	0,01	1,5	2,348	0,009	1.301	44,83	107.155,23	35,97	342,05
1073	0,01	1,5	2,348	0,009	1.530	47,14	139.574,84	36,66	425,74
1173	0,01	1,5	2,348	0,009	1.720	48,84	167.79,46	37,16	496,17
1273	0,01	1,5	2,348	0,009	1.913	50,38	196.499,62	37,63	568,71
973	0,01	2,5	2,354	0,005	1.296	44,77	106.736,69	35,95	189,02
1073	0,01	2,5	2,354	0,005	1.533	47,17	140.365,47	36,67	237,13
1173	0,01	2,5	2,354	0,005	1.723	48,87	168.353,77	37,17	276,28
1273	0,01	2,5	2,354	0,005	1.920	50,43	198.066,88	37,64	317,42
973	0,01	4,5	2,358	0,003	1.293	44,74	106.503,77	35,94	113,05
1073	0,01	4,5	2,358	0,003	1.484	46,70	133.509,21	36,53	136,27
1173	0,01	4,5	2,358	0,003	1.676	48,47	161.635,18	37,05	159,93
1273	0,01	4,5	2,358	0,003	1.872	50,07	191.097,76	37,53	184,40

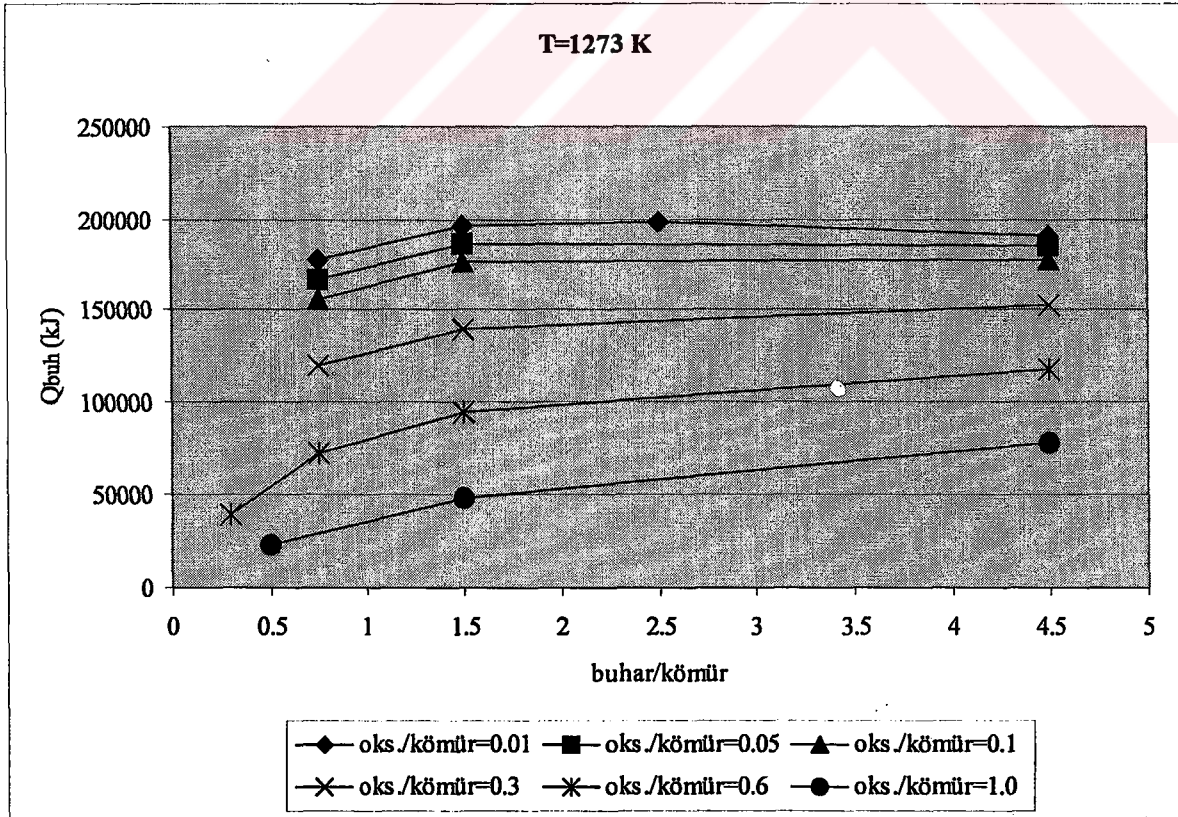
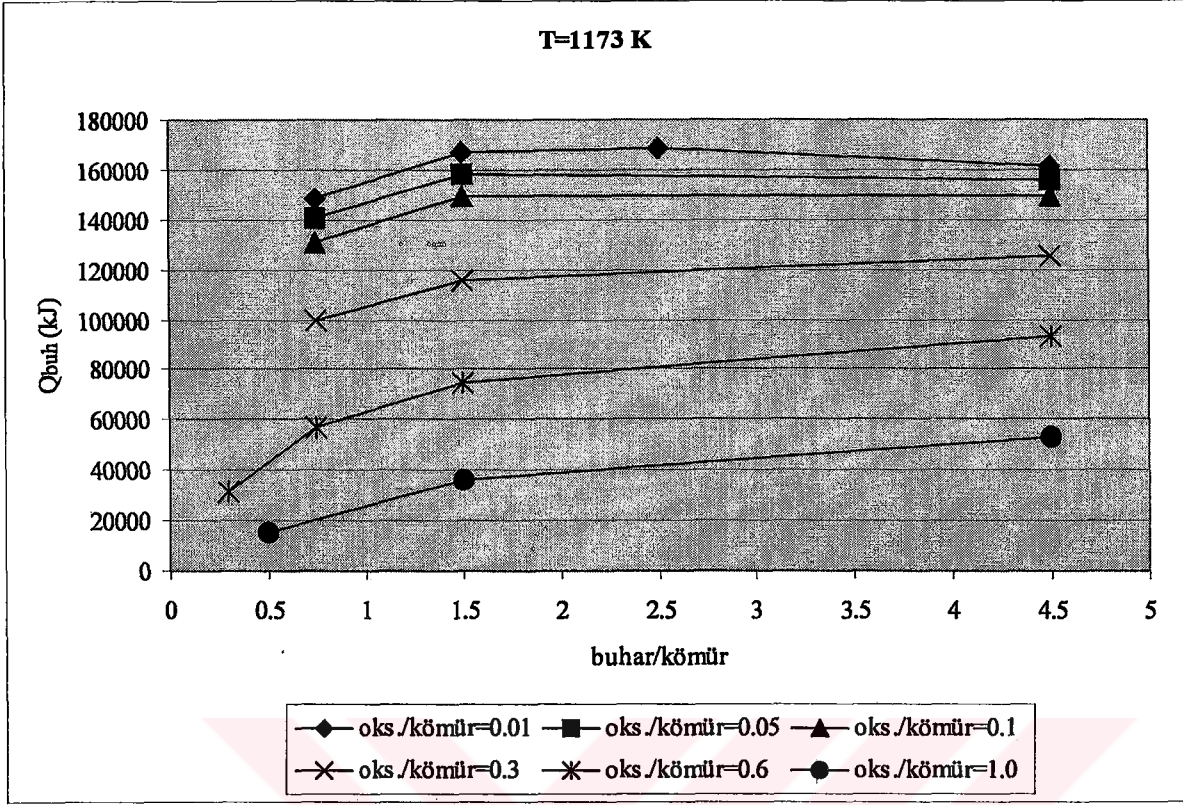
T (°K)	oks./köm.	buh./köm.	nt1	nt2	To (K)	Cpbuh (To)	Qbuh (kJ)	Cpoks (To)	Qoks (kJ)
973	0,05	0,75	2,216	0,083	1.222	43,96	90.941,19	35,70	2.891,00
1073	0,05	0,75	2,216	0,083	1.408	45,95	115.248,49	36,31	3.513,61
1173	0,05	0,75	2,216	0,083	1.593	47,73	140.378,25	36,84	4.140,68
1273	0,05	0,75	2,216	0,083	1.784	49,37	167.086,61	37,32	4.796,59
973	0,05	1,5	2,287	0,043	1.274	44,54	100.752,58	35,88	1.587,54
1073	0,05	1,5	2,287	0,043	1.499	46,85	131.588,34	36,58	1.979,59
1173	0,05	1,5	2,287	0,043	1.689	48,58	158.641,90	37,09	2.315,38
1273	0,05	1,5	2,287	0,043	1.881	50,14	186.671,11	37,55	2.659,41
973	0,05	4,5	2,337	0,015	1.270	44,49	102.408,39	35,87	551,37
1073	0,05	4,5	2,337	0,015	1.457	46,44	128.471,14	36,46	664,87
1173	0,05	4,5	2,337	0,015	1.648	48,22	156.080,60	36,98	782,29
1273	0,05	4,5	2,337	0,015	1.844	49,85	185.188,85	37,47	904,43
973	0,1	0,75	2,085	0,156	1.194	43,65	82.214,47	35,60	5.258,76
1073	0,1	0,75	2,085	0,156	1.397	45,83	107.055,54	36,28	6.534,18
1173	0,1	0,75	2,085	0,156	1.583	47,64	130.780,93	36,81	7.718,36
1273	0,1	0,75	2,085	0,156	1.774	49,29	155.876,45	37,30	8.950,42
973	0,1	1,5	2,216	0,083	1.272	44,51	97.365,32	35,87	3.057,62
1073	0,1	1,5	2,216	0,083	1.470	46,56	123.574,11	36,49	3.722,91
1173	0,1	1,5	2,216	0,083	1.658	48,31	149.391,33	37,01	4.362,94
1273	0,1	1,5	2,216	0,083	1.850	49,90	176.456,05	37,48	5.025,45
973	0,1	4,5	2,312	0,029	1.236	44,12	96.746,78	35,75	1.026,39
1073	0,1	4,5	2,312	0,029	1.423	46,10	122.331,36	36,35	1.245,30
1173	0,1	4,5	2,312	0,029	1.613	47,91	149.341,55	36,89	1.470,59
1273	0,1	4,5	2,312	0,029	1.809	49,58	178.019,51	37,38	1.706,18
973	0,3	0,75	1,688	0,380	1.110	42,68	58.555,81	35,27	11.536,11
1073	0,3	0,75	1,688	0,380	1.337	45,21	80.623,35	36,09	14.994,01
1173	0,3	0,75	1,688	0,380	1.525	47,09	99.820,27	36,65	17.897,74
1273	0,3	0,75	1,688	0,380	1.716	48,81	119.974,33	37,15	20.886,37
973	0,3	1,5	1,969	0,222	1.134	42,96	70.947,77	35,37	6.951,85
1073	0,3	1,5	1,969	0,222	1.328	45,12	92.995,08	36,06	8.679,01
1173	0,3	1,5	1,969	0,222	1.518	47,03	115.590,90	36,63	10.392,69
1273	0,3	1,5	1,969	0,222	1.708	48,74	138.948,82	37,13	12.128,47
973	0,3	4,5	2,216	0,083	1.109	42,67	76.747,78	35,27	2.516,43
1073	0,3	4,5	2,216	0,083	1.299	44,81	100.869,16	35,96	3.147,82
1173	0,3	4,5	2,216	0,083	1.485	46,71	125.605,61	36,54	3.773,64
1273	0,3	4,5	2,216	0,083	1.679	48,49	152.320,37	37,06	4.434,97

T (°K)	oks./köm.	buh./köm.	n1	n2	To (K)	Cpbuh (To)	Qbuh (kJ)	Cpoks (To)	Qoks (kJ)
973	0,6	0,3	0,788	0,886	802	38,86	14.566,19	33,71	16.164,37
1073	0,6	0,3	0,788	0,886	1.008	41,46	22.933,57	34,83	23.315,28
1173	0,6	0,3	0,788	0,886	1.196	43,67	31.161,46	35,60	29.937,57
1273	0,6	0,3	0,788	0,886	1.381	45,67	39.793,99	36,23	36.536,60
973	0,6	0,75	1,313	0,591	878	39,83	29.268,26	34,16	12.532,50
1073	0,6	0,75	1,313	0,591	1.079	42,31	43.291,62	35,14	17.213,90
1173	0,6	0,75	1,313	0,591	1.268	44,47	57.384,46	35,86	21.676,43
1273	0,6	0,75	1,313	0,591	1.457	46,44	72.179,12	36,46	26.195,80
973	0,6	1,5	1,688	0,38	903	40,15	39.790,09	34,30	8.430,03
1073	0,6	1,5	1,688	0,38	1.093	42,48	56.962,13	35,20	11.279,61
1173	0,6	1,5	1,688	0,38	1.280	44,60	74.955,44	35,90	14.120,92
1273	0,6	1,5	1,688	0,38	1.474	46,60	94.541,89	36,50	17.106,27
973	0,6	4,5	2,085	0,156	912	40,26	50.118,50	34,35	3.515,74
1073	0,6	4,5	2,085	0,156	1.095	42,50	70.588,67	35,21	4.642,93
1173	0,6	4,5	2,085	0,156	1.286	44,67	93.316,41	35,92	5.834,62
1273	0,6	4,5	2,085	0,156	1.480	46,66	117.542,21	36,52	7.060,90
973	1,0	0,5	0,788	0,886	450	34,63	2.283,73	30,62	4.417,90
1073	1,0	0,5	0,788	0,886	641	36,81	8.597,21	32,52	10.680,66
1173	1,0	0,5	0,788	0,886	822	39,12	15.345,13	33,83	16.852,73
1273	1,0	0,5	0,788	0,886	1.008	41,46	22.933,57	34,83	23.315,28
973	1,0	1,5	1,418	0,532	569	35,92	11.000,33	31,87	4.969,30
1073	1,0	1,5	1,418	0,532	747	38,16	22.432,99	33,34	8.573,35
1173	1,0	1,5	1,418	0,532	940	40,62	36.151,88	34,50	12.574,26
1273	1,0	1,5	1,418	0,532	1.104	42,61	48.716,97	35,25	16.023,88
973	1,0	4,5	1,934	0,242	595	36,24	17.171,00	32,11	2.496,39
1073	1,0	4,5	1,934	0,242	787	38,67	34.330,35	33,61	4.274,26
1173	1,0	4,5	1,934	0,242	980	41,11	53.389,35	34,70	6.100,99
1273	1,0	4,5	1,934	0,242	1.212	43,85	78.255,60	35,66	8.332,24

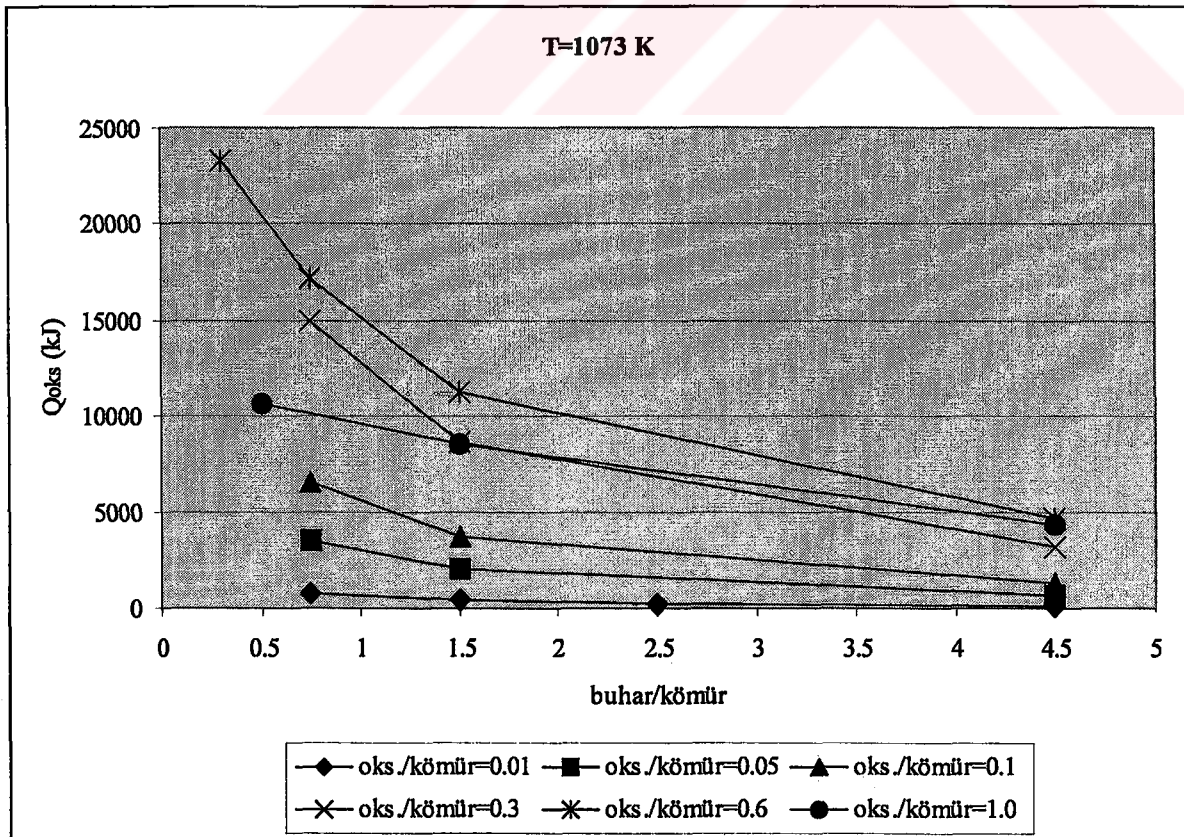
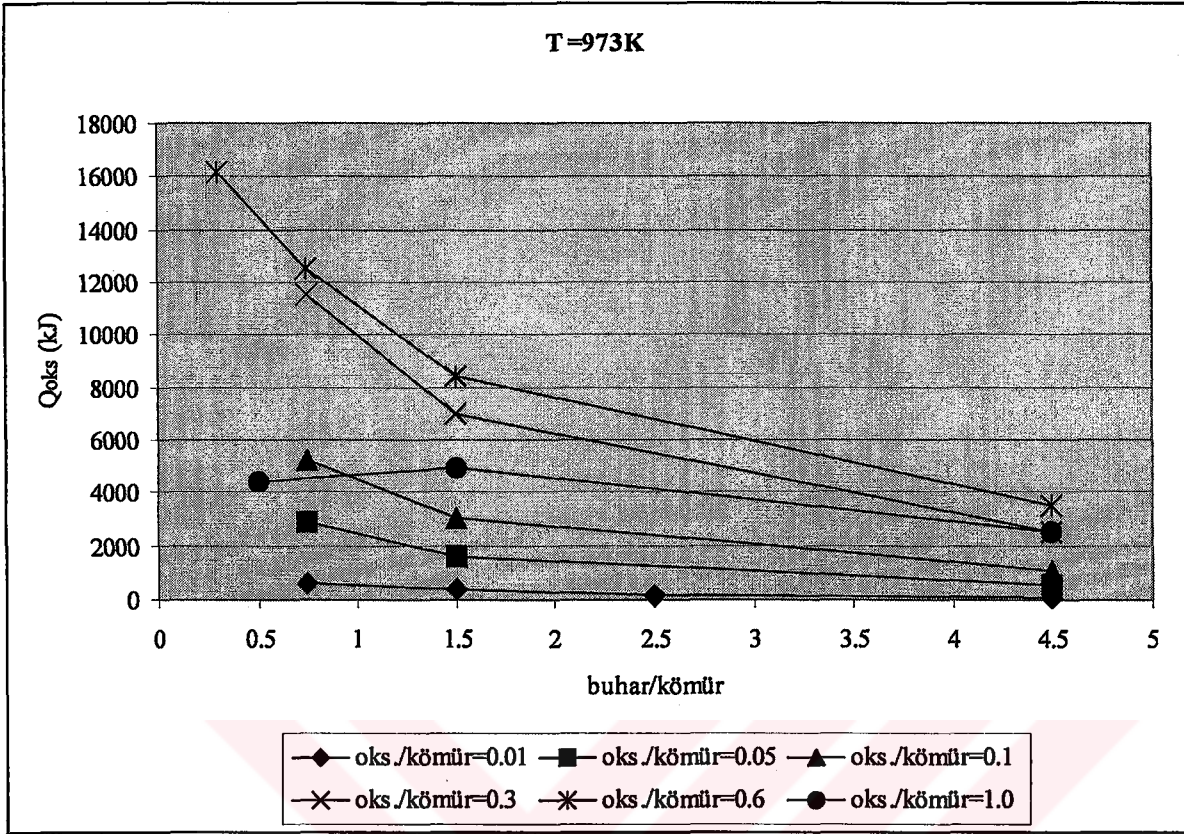
$$C_{p \text{ buh}} (373 \text{ K}) = 34,003 \text{ kJ/kmolK}$$

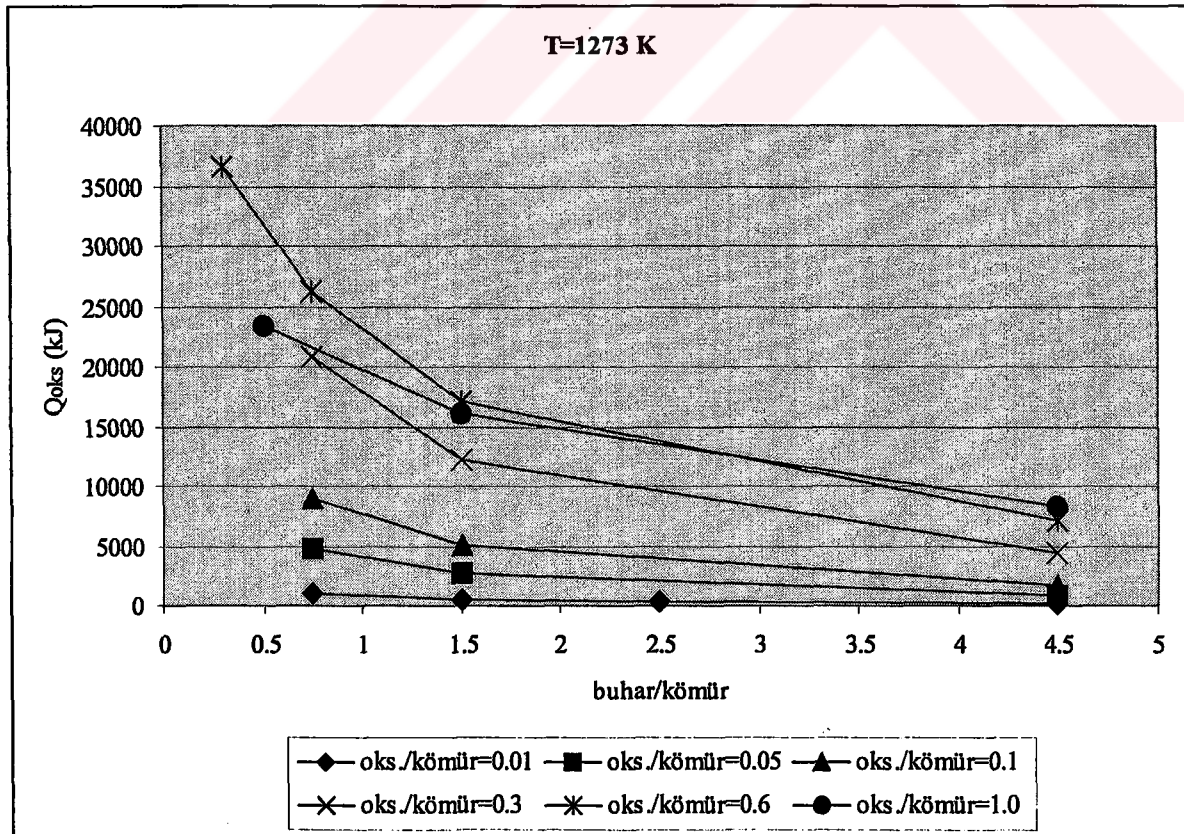
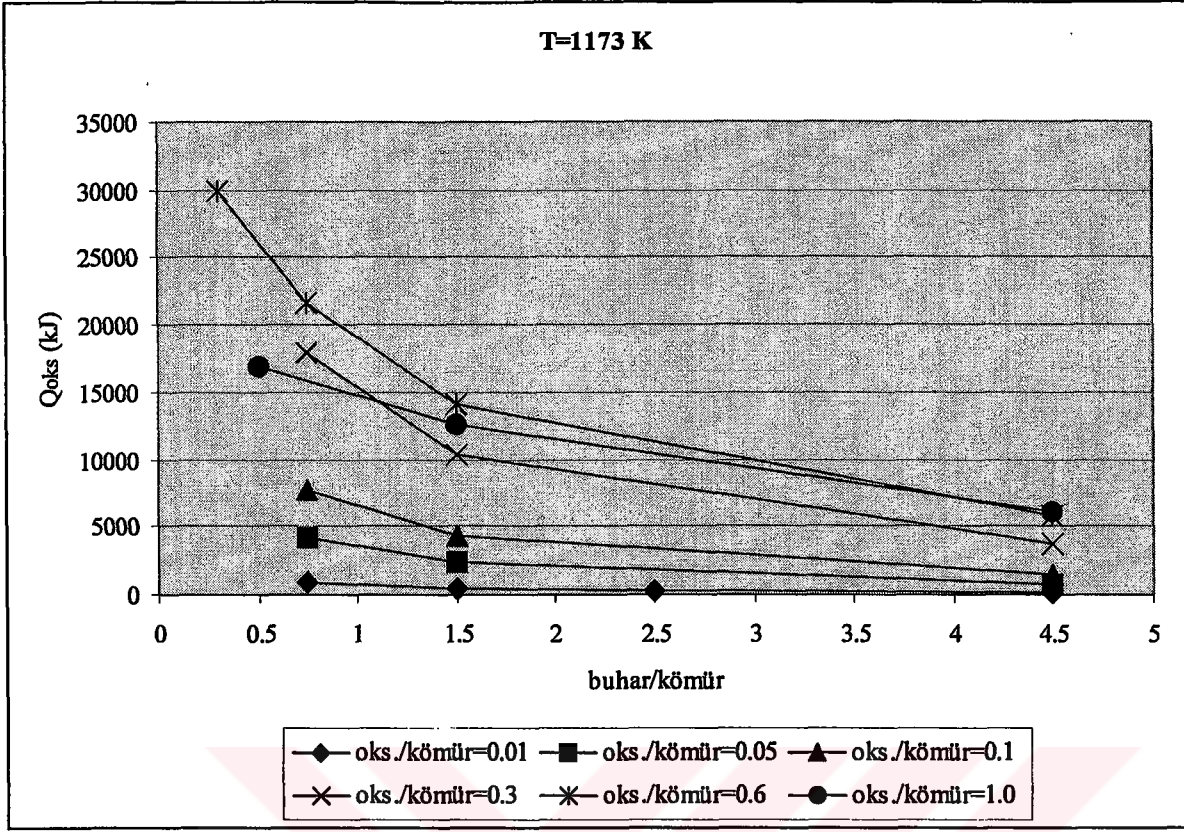
$$C_{p \text{ oks}} (298 \text{ K}) = 29,498 \text{ kJ/kmolK}$$





Şekil 6.2 T gazlaştırma sıcaklığına göre, tepken gaz buhara verilmesi gereken ısının (Q_{buh}) değişimi





Şekil 6.3 T gazlaştırma sıcaklığına göre, tepken gaz oksijene verilmesi gereken ısının (Q_{oks}) değişimi

6.2.12 Tepken gaz beslemelerinin boru çapları

Tepken gazların boru içindeki hızı, 1-3 m/s alınarak boru çapları hesaplanır.

$$\rho_{\text{buh}} = 0,5978 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_{\text{oks}} = 1,4278 \text{ kg/m}^3 \quad \text{olarak alınır.}$$

i) Buhar beslemesinin boru çapı:

$$V_{\text{buh}} = \frac{4,5}{0,01 + 4,5} \times 42,54 \text{ kg/h} = 42,45 \text{ kg/h}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{V_{\text{buh}}}{0,5978 \text{ kg/m}^3 \cdot 3 \text{ m/s} \cdot 3600 \text{ s/h}} \Rightarrow D_1 = 0,092 \text{ m}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{V_{\text{buh}}}{0,5978 \text{ kg/m}^3 \cdot 1 \text{ m/s} \cdot 3600 \text{ s/h}} \Rightarrow D_2 = 0,159 \text{ m}$$

$$\text{Çap DN 100 seçilirse, buharın hızı yaklaşık olarak: } \frac{42,45 \text{ kg/h} \cdot (1\text{h}/3600\text{s})}{0,5978 \text{ kg/m}^3 \cdot (\pi(100 \times 10^{-3})^2/4)} = 2,51 \text{ m/s}$$

ii) Oksijen beslemesinin boru çapı:

$$V_{\text{oks}} = \frac{0,01}{0,01 + 4,5} \times 42,54 \text{ kg/h} = 0,09 \text{ kg/h}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{V_{\text{oks}}}{1,4278 \text{ kg/m}^3 \cdot 3 \text{ m/s} \cdot 3600 \text{ s/h}} \Rightarrow D_1 = 0,003 \text{ m}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{V_{\text{oks}}}{1,4278 \text{ kg/m}^3 \cdot 1 \text{ m/s} \cdot 3600 \text{ s/h}} \Rightarrow D_2 = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Çap DN 15 seçilirse, oksijenin hızı yaklaşık olarak: } \frac{0,09 \text{ kg/h} \cdot (1\text{h}/3600\text{s})}{1,4278 \text{ kg/m}^3 \cdot (\pi(15 \times 10^{-3})^2/4)} = 0,10 \text{ m/s}$$

Çizelge 6.9 Tepken gaz beslemelerinin boru çapları

oks./kömü r	buh./kömü r	V _{oks} (kg/h)	V _{buh} (kg/h)	oksijen için DN	oksijenin hızı (m/s)	buhar için DN	buharın hızı (m/s)
0,01	0,3	1,37	41,17	15	1,51	100	2,44
0,01	0,5	0,83	41,71	15	0,91	100	2,47
0,01	0,75	0,56	41,98	15	0,62	100	2,48
0,01	1,0	0,42	42,12	15	0,46	100	2,49
0,01	1,5	0,28	42,26	15	0,31	100	2,5
0,01	4,5	0,09	42,45	15	0,1	100	2,51
0,05	0,3	6,08	36,46	25	2,41	100	2,16
0,05	0,5	3,87	38,67	20	2,40	100	2,29
0,05	0,75	2,66	39,88	20	1,65	100	2,36
0,05	1,0	2,03	40,51	15	2,24	100	2,40
0,05	1,5	1,37	41,17	15	1,51	100	2,44
0,05	4,5	0,47	42,07	15	0,52	100	2,49
0,1	0,3	10,64	31,9	32	2,58	100	1,89
0,1	0,5	7,09	35,45	32	1,72	100	2,10
0,1	0,75	5	37,54	25	1,98	100	2,22
0,1	1,0	3,87	38,67	20	2,40	100	2,29
0,1	1,5	2,66	39,88	20	1,65	100	2,36
0,1	4,5	0,92	41,62	15	1,01	100	2,46
0,3	0,3	21,27	21,27	50	2,11	80	1,97
0,3	0,5	15,95	26,59	40	2,47	80	2,46
0,3	0,75	12,15	30,39	40	1,88	100	1,80
0,3	1,0	9,82	32,72	32	2,38	100	1,94
0,3	1,5	7,09	35,45	32	1,72	100	2,10
0,3	4,5	2,66	39,88	20	1,65	100	2,36
0,6	0,3	28,36	14,18	50	2,81	65	1,99
0,6	0,5	23,2	19,34	50	2,30	65	2,71
0,6	0,75	18,91	23,63	50	1,87	80	2,19
0,6	1,0	15,95	26,59	40	2,47	80	2,46
0,6	1,5	12,15	30,39	40	1,88	100	1,80
0,6	4,5	5	37,54	25	1,98	100	2,22
1,0	0,3	32,72	9,82	65	1,92	50	2,33
1,0	0,5	28,36	14,18	65	1,66	65	1,99
1,0	0,75	24,31	18,23	50	2,41	65	2,55
1,0	1,0	21,27	21,27	50	2,11	80	1,97
1,0	1,5	17,02	25,52	40	2,64	80	2,36
1,0	4,5	7,73	34,81	32	1,87	100	2,06

6.2.13 Ürün gazın alt ısı değerinin hesaplanması

Gaz ürünler için kullanılan alt ısı değer ve gaz ortalamalarını bulmakta kullanılan eşitlikler için gerekli alt ısı değer ve molekül ağırlıkları çizelge 6.10'da verilmiştir.

Çizelge 6.10 Gaz bileşen alt ısı değerleri ve molekül ağırlıkları

	CH ₄	CO	H ₂ S	H ₂	CO ₂	H ₂ O
Alt Isı (kJ/kg)	35850	12640	15250	119970	0	0
Mol Ağırlık (kg/kmol)	16	28	34	2	44	18

Gazlaştırma işleminden elde edilen gaz ürün yüzdeleri (y_i) 6.16 eşitliği ile kütleli yüzdeler (kısmi kesirler) haline getirilir.

$$M_{g, gaz} = \sum_i y_i \cdot M_i \quad m_{i, g, gaz} = \frac{y_i \cdot M_i}{M_{g, gaz}} \quad (6.16)$$

Buna göre gaz ürün alt ısı değeri;

$$H_{u, g, gaz} = \sum_i m_{i, g, gaz} \cdot H_i \quad i : CO, CO_2, CH_4, H_2, H_2O, H_2S \quad \text{ile bulunur.} \quad (6.17)$$

Burada; - H_i , i bileşeninin alt ısı değeri; - $m_{i, g, gaz}$, gazlaştırma sonu elde edilen gaz ürünün kütleli bileşim değeri; - $M_{g, gaz}$, gazlaştırma gazının ortalama mol ağırlığını gösterir.

I) Sabit yatakta alt ısı değerinin hesaplanması

$$M_{g, gaz} = \sum_k y_k \cdot M_k = 0,059 \cdot 28 + 0,1346 \cdot 44 + 0,0032 \cdot 16 + 0,3265 \cdot 2 + 0,476 \cdot 18 + 0,0005 \cdot 34$$

$$M_{g, gaz} = 16,864 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{array}{l|l} m_{CO} = 0,098 & m_{H_2} = 0,039 \\ m_{CO_2} = 0,351 & m_{H_2O} = 0,508 \\ m_{CH_4} = 0,003 & m_{H_2S} = 0,001 \end{array}$$

$$H_{u, g, gaz} = \sum_k m_{k, g, gaz} \cdot H_k = 0,098 \cdot 12640 + 0,003 \cdot 35850 + 0,039 \cdot 119970 + 0,001 \cdot 15250$$

$$H_{u_{g,gaz}} = 6040,35 \text{ kJ/kg}$$

II) Akışkan yatakta alt ısı değerinin hesaplanması

Ürün gazda, tepkimeye girmemiş su buharının, sadece n_{H_2O} 'ya eklendiği varsayılmıştır. Buna göre; akışkan yatak durumunda ürün gaz toplam mol sayısı:

$$N_T = n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4} + n_{H_2} + n_{H_2O} + n_{H_2S} + n_{buh} \quad \text{olacaktır.}$$

$$\begin{array}{l|l} n_{CO} = 0,059 & n_{H_2} = 0,325 \\ n_{CO_2} = 0,134 & n_{H_2O} = 0,473 + 1,618 \\ n_{CH_4} = 0,003 & n_{H_2S} = 0,0005 \end{array}$$

$$N_T = 2,612 \text{ kmol}$$

Buna göre ürün gaz bileşim değerleri hesaplanırsa; ($y_i = n_i / N_T$)

$$\begin{array}{l|l} y_{CO} = 0,023 & y_{H_2} = 0,124 \\ y_{CO_2} = 0,051 & y_{H_2O} = 0,801 \\ y_{CH_4} = 0,001 & y_{H_2S} = 2 \times 10^{-4} \end{array}$$

$$M_{g,gaz} = \sum_k y_k \cdot M_k = 0,023 \cdot 28 + 0,051 \cdot 44 + 0,001 \cdot 16 + 0,124 \cdot 2 + 0,801 \cdot 18 + 0,0002 \cdot 34$$

$$M_{g,gaz} = 17,577 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{array}{l|l} m_{CO} = 0,037 & m_{H_2} = 0,014 \\ m_{CO_2} = 0,128 & m_{H_2O} = 0,820 \\ m_{CH_4} = 9 \times 10^{-4} & m_{H_2S} = 4 \times 10^{-4} \end{array}$$

$$H_{u_{g,gaz}} = \sum_k m_{k,gaz} \cdot H_k = 0,037 \cdot 12640 + 0,0009 \cdot 35850 + 0,014 \cdot 119970 + 4 \times 10^{-4} \cdot 15250$$

$$H_{u_{g,gaz}} = 2185,63 \text{ kJ/kg}$$

Görüldüğü üzere; ürün gazdaki tepkimeye girmemiş su buharı da dikkate alınınca (akışkan yatakta), gazlaşma gazının alt ısı değeri azalıyor. Bu durum doğal olarak, gazlaşma veriminin düşmesine neden olacaktır gibi görünmektedir.

Çizelge 6.11 Oksijen/kömür, buhar/kömür ve gazlaştırma sıcaklığına bağlı olarak sabit yatakta ürün gazın alt ısııl değeri

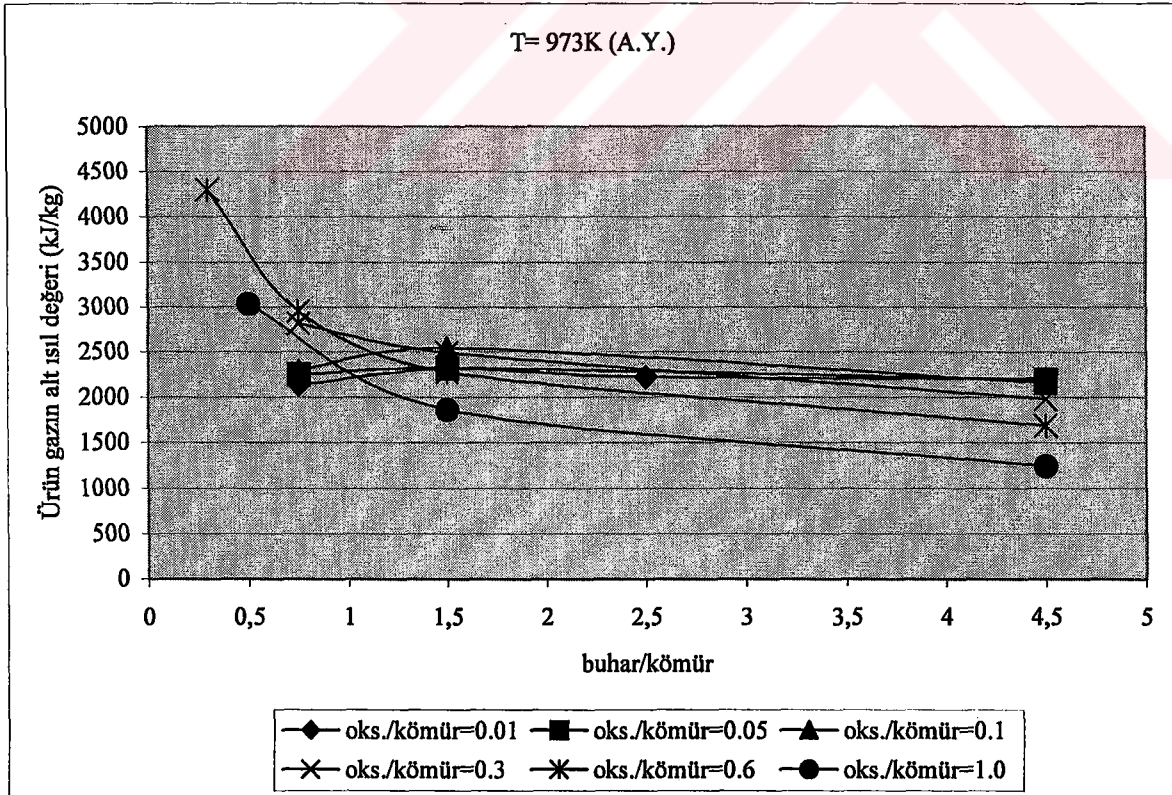
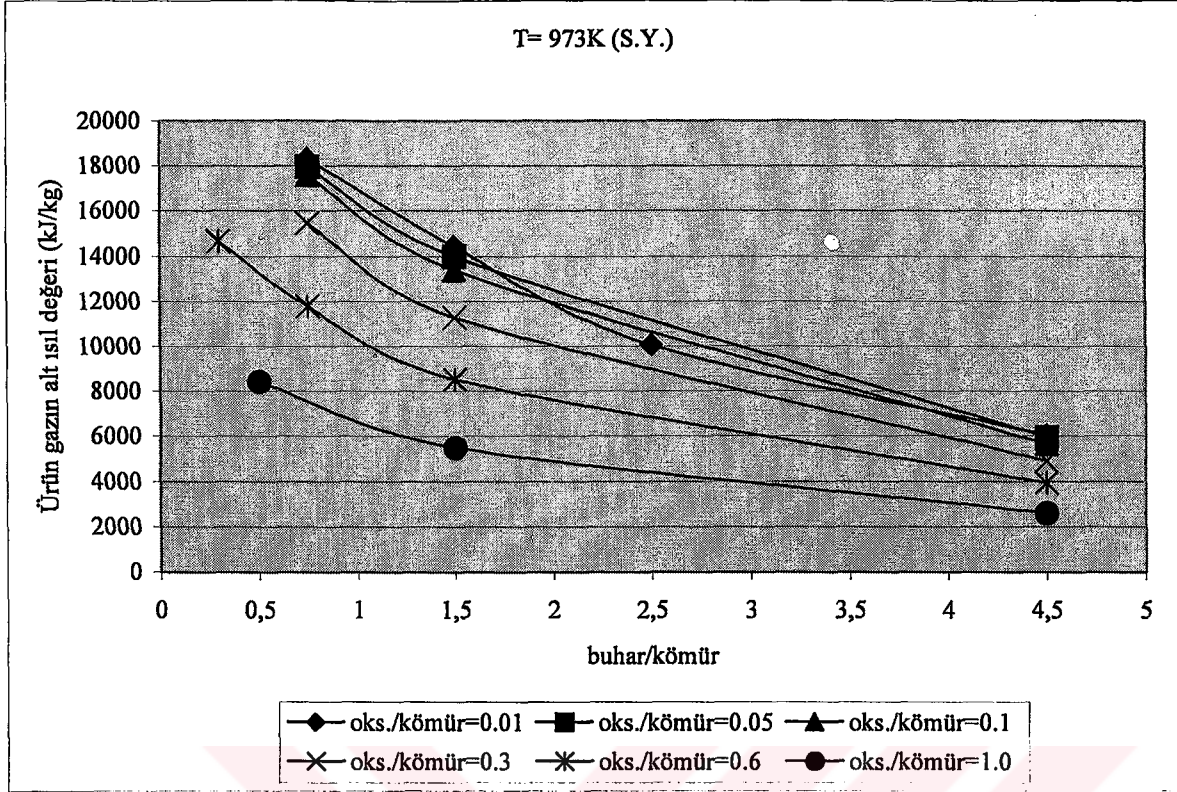
oksijen/ kömür	buhar/ kömür	T (°K)	M _{g gaz} (kg/kmol)	mCO	mCO ₂	mCH ₄	mH ₂	mH ₂ O	mH ₂ S	H _{u g gaz} (kJ/kg)
0,01	0,75	973	20,127	0,797	0,021	0,155	0,022	0,002	0,003	18.315,92
0,01	0,75	1073	19,698	0,824	0,001	0,147	0,024	0,000	0,003	18.610,34
0,01	0,75	1173	19,656	0,826	0,000	0,146	0,024	0,000	0,003	18.599,77
0,01	0,75	1273	19,652	0,826	0,000	0,146	0,024	0,000	0,003	18.599,77
0,01	1,5	973	16,134	0,522	0,279	0,023	0,058	0,115	0,002	14.411,39
0,01	1,5	1073	15,498	0,602	0,212	0,002	0,063	0,120	0,002	15.269,59
0,01	1,5	1173	15,421	0,626	0,178	0,000	0,062	0,131	0,002	15.381,28
0,01	1,5	1273	15,433	0,642	0,153	0,000	0,061	0,141	0,002	15.463,55
0,01	2,5	973	16,247	0,269	0,385	0,004	0,054	0,287	0,002	10.052,44
0,01	2,5	1073	16,099	0,310	0,330	0,000	0,053	0,305	0,001	10.292,06
0,01	2,5	1173	16,092	0,338	0,288	0,000	0,051	0,322	0,001	10.406,04
0,01	2,5	1273	16,110	0,360	0,253	0,000	0,050	0,336	0,001	10.564,15
0,01	4,5	973	16,864	0,098	0,351	0,003	0,039	0,508	0,001	6.040,35
0,01	4,5	1073	16,745	0,125	0,316	0,000	0,038	0,519	0,001	6.154,11
0,01	4,5	1173	16,749	0,145	0,285	0,000	0,037	0,532	0,001	6.286,94
0,01	4,5	1273	16,782	0,164	0,257	0,000	0,036	0,543	0,001	6.407,13
0,05	0,75	973	19,697	0,802	0,032	0,134	0,025	0,004	0,003	17.986,18
0,05	0,75	1073	19,060	0,845	0,003	0,120	0,029	0,000	0,003	18.507,68
0,05	0,75	1173	19,011	0,848	0,000	0,118	0,030	0,000	0,003	18.593,87
0,05	0,75	1273	19,007	0,849	0,000	0,118	0,030	0,000	0,003	18.606,51
0,05	1,5	973	16,336	0,506	0,293	0,020	0,057	0,122	0,002	13.981,63
0,05	1,5	1073	15,730	0,580	0,227	0,002	0,061	0,128	0,002	14.751,57
0,05	1,5	1173	15,695	0,605	0,192	0,000	0,060	0,141	0,002	14.875,90
0,05	1,5	1273	15,703	0,621	0,168	0,000	0,059	0,150	0,002	14.958,17
0,05	4,5	973	16,898	0,099	0,353	0,000	0,039	0,508	0,001	5.945,44
0,05	4,5	1073	16,897	0,123	0,317	0,000	0,037	0,522	0,001	6.008,86
0,05	4,5	1173	16,901	0,142	0,286	0,000	0,036	0,535	0,001	6.129,05
0,05	4,5	1273	16,892	0,159	0,260	0,000	0,035	0,546	0,001	6.223,96
0,1	0,75	973	19,332	0,801	0,050	0,110	0,029	0,007	0,003	17.593,02
0,1	0,75	1073	18,376	0,867	0,005	0,089	0,035	0,001	0,003	18.394,23
0,1	0,75	1173	18,260	0,874	0,000	0,086	0,036	0,000	0,003	18.495,13
0,1	0,75	1273	18,275	0,875	0,000	0,086	0,036	0,000	0,003	18.507,77
0,1	1,5	973	16,581	0,486	0,309	0,017	0,055	0,130	0,002	13.381,34
0,1	1,5	1073	16,060	0,554	0,245	0,001	0,058	0,139	0,002	14.027,17
0,1	1,5	1173	16,019	0,580	0,209	0,000	0,057	0,152	0,002	14.199,99
0,1	1,5	1273	16,013	0,596	0,184	0,000	0,056	0,162	0,002	14.282,26
0,1	4,5	973	17,046	0,095	0,354	0,000	0,037	0,512	0,001	5.654,94
0,1	4,5	1073	17,053	0,118	0,319	0,000	0,036	0,526	0,001	5.825,69
0,1	4,5	1173	17,044	0,138	0,289	0,000	0,035	0,538	0,001	5.958,52
0,1	4,5	1273	17,052	0,154	0,262	0,000	0,033	0,549	0,001	5.920,82

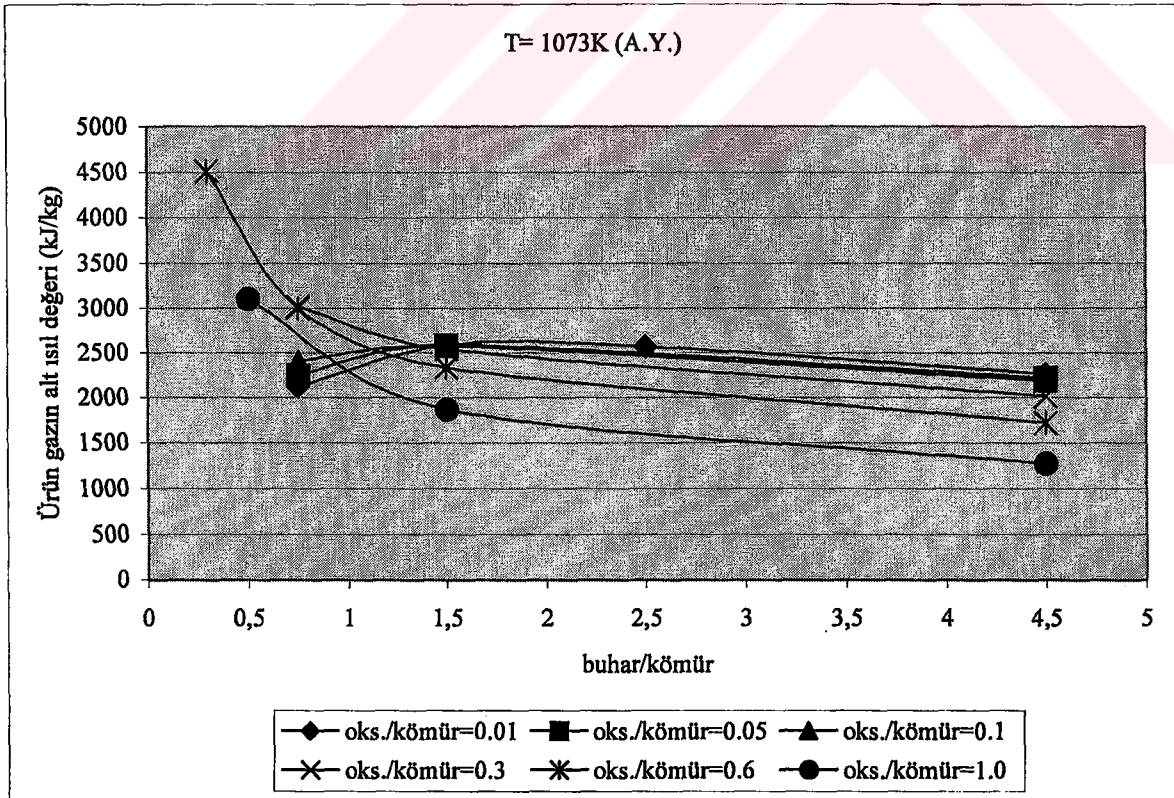
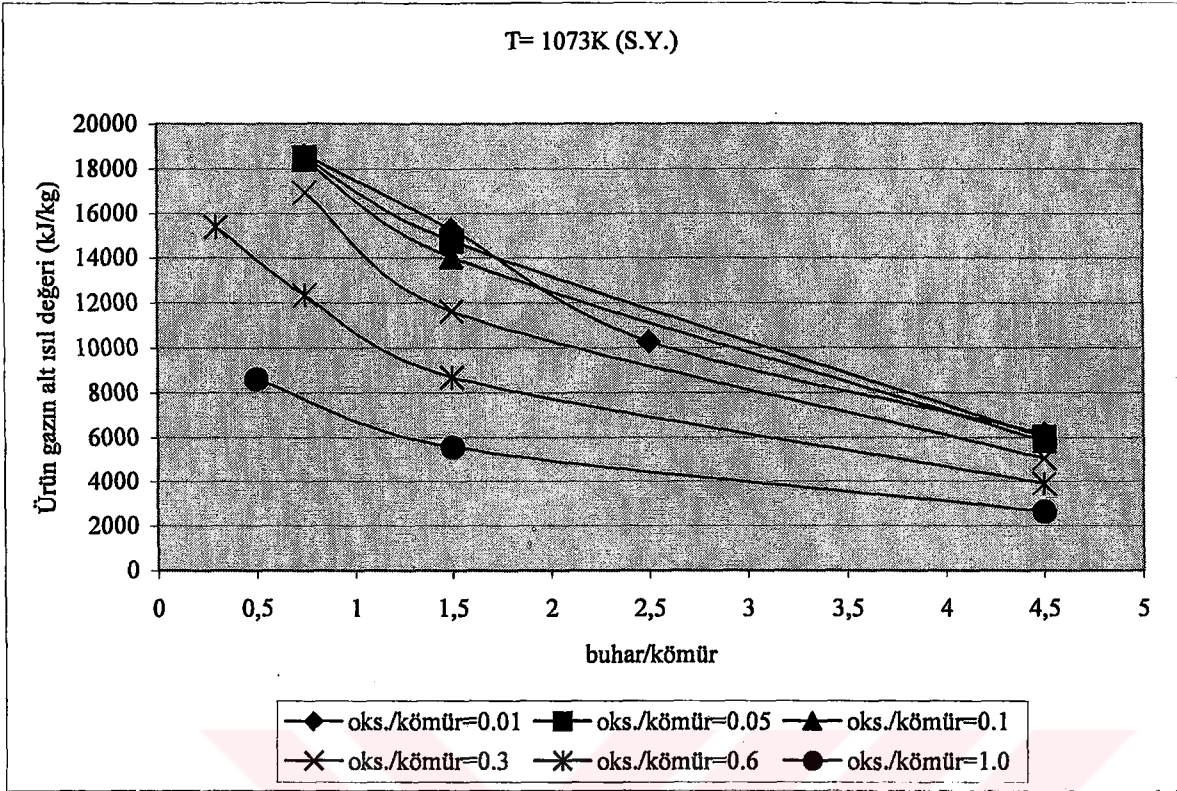
oksijen/ kömür	buhar/ kömür	T (°K)	M _{g gaz} (kg/kmol)	mCO	mCO ₂	mCH ₄	mH ₂	mH ₂ O	mH ₂ S	H _{u g gaz} (kJ/kg)
0,3	0,75	973	19,021	0,740	0,145	0,049	0,036	0,026	0,003	15.474,92
0,3	0,75	1073	17,467	0,859	0,062	0,011	0,047	0,019	0,003	16.936,45
0,3	0,75	1173	17,131	0,889	0,040	0,002	0,049	0,017	0,003	17.232,94
0,3	0,75	1273	17,059	0,896	0,033	0,000	0,050	0,018	0,003	17.369,69
0,3	1,5	973	17,633	0,408	0,371	0,009	0,048	0,162	0,002	11.268,83
0,3	1,5	1073	17,337	0,460	0,311	0,001	0,048	0,178	0,002	11.639,31
0,3	1,5	1173	17,313	0,487	0,271	0,000	0,047	0,193	0,002	11.824,77
0,3	1,5	1273	17,308	0,508	0,239	0,000	0,045	0,206	0,002	11.850,27
0,3	4,5	973	17,688	0,082	0,358	0,000	0,032	0,526	0,001	4.890,77
0,3	4,5	1073	17,672	0,103	0,327	0,000	0,031	0,538	0,001	5.036,24
0,3	4,5	1173	17,672	0,120	0,299	0,000	0,030	0,550	0,001	5.131,15
0,3	4,5	1273	17,677	0,136	0,274	0,000	0,029	0,560	0,001	5.213,42
0,6	0,3	973	23,040	0,879	0,052	0,048	0,015	0,003	0,003	14.676,66
0,6	0,3	1073	21,899	0,938	0,008	0,030	0,020	0,001	0,003	15.376,97
0,6	0,3	1173	21,705	0,948	0,001	0,027	0,021	0,000	0,003	15.515,79
0,6	0,3	1273	21,677	0,949	0,000	0,027	0,021	0,000	0,003	15.528,43
0,6	0,75	973	20,398	0,572	0,310	0,013	0,034	0,068	0,002	11.805,61
0,6	0,75	1073	19,787	0,631	0,252	0,001	0,036	0,077	0,002	12.361,11
0,6	0,75	1173	19,737	0,651	0,223	0,000	0,035	0,088	0,002	12.458,09
0,6	0,75	1273	19,713	0,666	0,200	0,000	0,034	0,098	0,002	12.527,72
0,6	1,5	973	19,381	0,302	0,449	0,003	0,038	0,207	0,002	8.514,19
0,6	1,5	1073	19,261	0,342	0,394	0,000	0,036	0,226	0,002	8.672,30
0,6	1,5	1173	19,265	0,369	0,352	0,000	0,034	0,243	0,002	8.773,64
0,6	1,5	1273	19,269	0,389	0,320	0,000	0,033	0,256	0,002	8.906,47
0,6	4,5	973	18,604	0,063	0,364	0,000	0,026	0,547	0,001	3.930,79
0,6	4,5	1073	18,594	0,080	0,337	0,000	0,024	0,558	0,001	3.905,73
0,6	4,5	1173	18,603	0,095	0,313	0,000	0,023	0,568	0,001	3.975,36
0,6	4,5	1273	18,622	0,110	0,291	0,000	0,022	0,576	0,001	4.044,99
1,0	0,5	973	24,266	0,456	0,443	0,003	0,021	0,075	0,002	8.421,26
1,0	0,5	1073	24,047	0,488	0,401	0,000	0,020	0,089	0,002	8.598,22
1,0	0,5	1173	24,040	0,508	0,370	0,000	0,019	0,101	0,002	8.731,05
1,0	0,5	1273	24,045	0,523	0,346	0,000	0,018	0,111	0,002	8.800,68
1,0	1,5	973	21,773	0,193	0,515	0,001	0,025	0,265	0,002	5.505,12
1,0	1,5	1073	21,761	0,219	0,475	0,000	0,023	0,281	0,002	5.557,97
1,0	1,5	1173	21,764	0,244	0,435	0,000	0,022	0,298	0,002	5.754,00
1,0	1,5	1273	21,972	0,255	0,421	0,000	0,020	0,303	0,002	5.653,10
1,0	4,5	973	20,015	0,042	0,374	0,000	0,017	0,567	0,001	2.585,62
1,0	4,5	1073	19,983	0,056	0,352	0,000	0,016	0,575	0,001	2.642,61
1,0	4,5	1173	19,949	0,070	0,331	0,000	0,015	0,583	0,001	2.699,60
1,0	4,5	1273	19,755	0,071	0,312	0,000	0,015	0,601	0,001	2.712,24

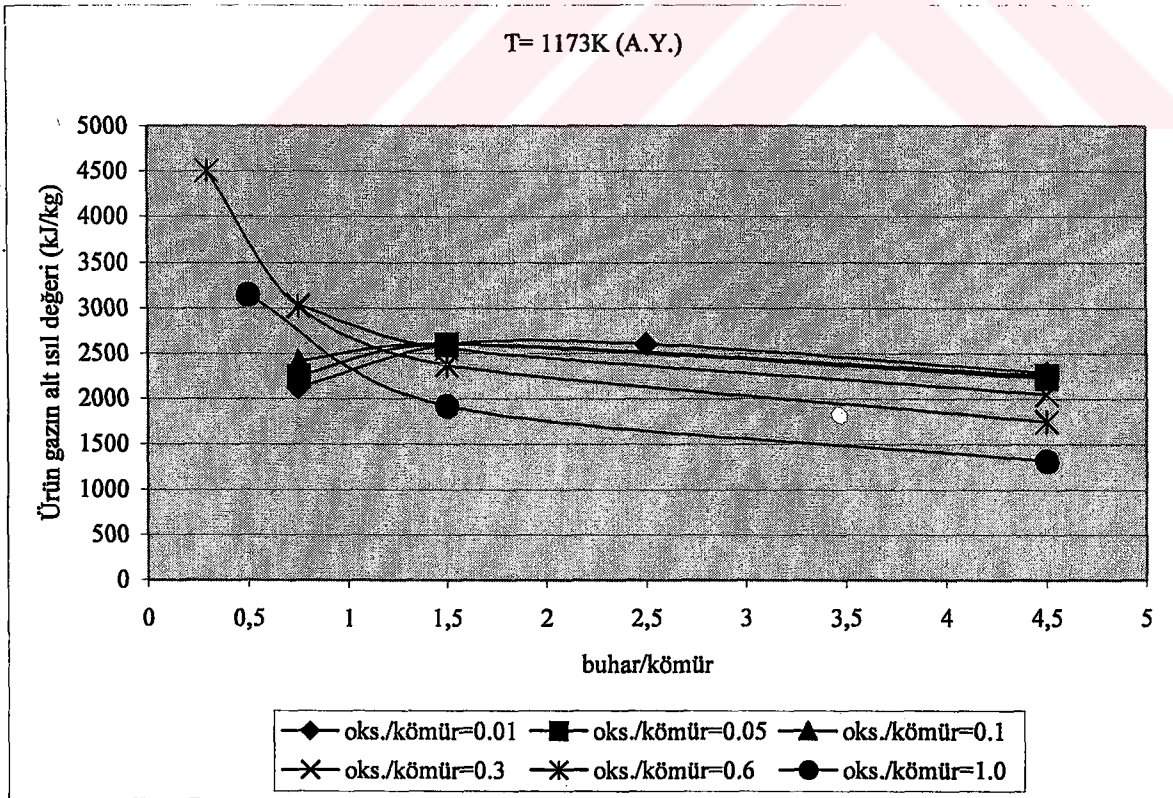
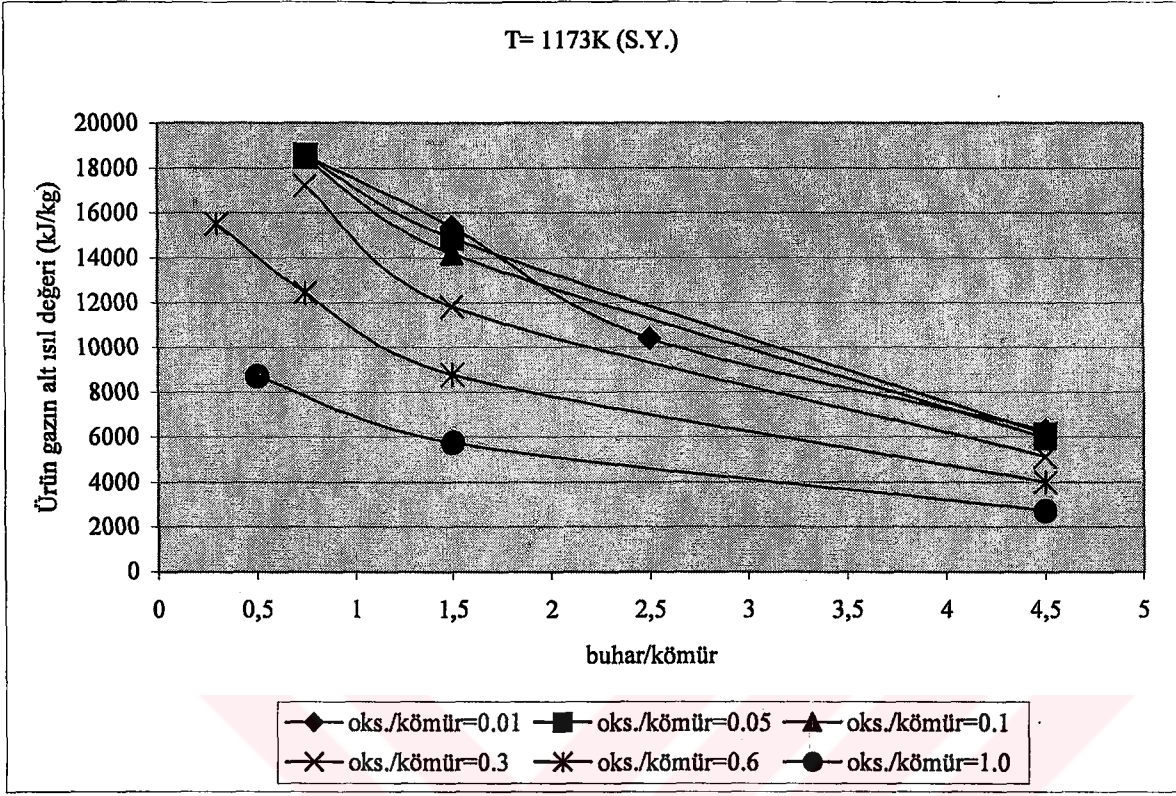
Çizelge 6.12 Oksijen/kömür, buhar/kömür ve gazlaştırma sıcaklığına bağlı olarak akışkan yatakta ürün gazın alt ısıl değeri

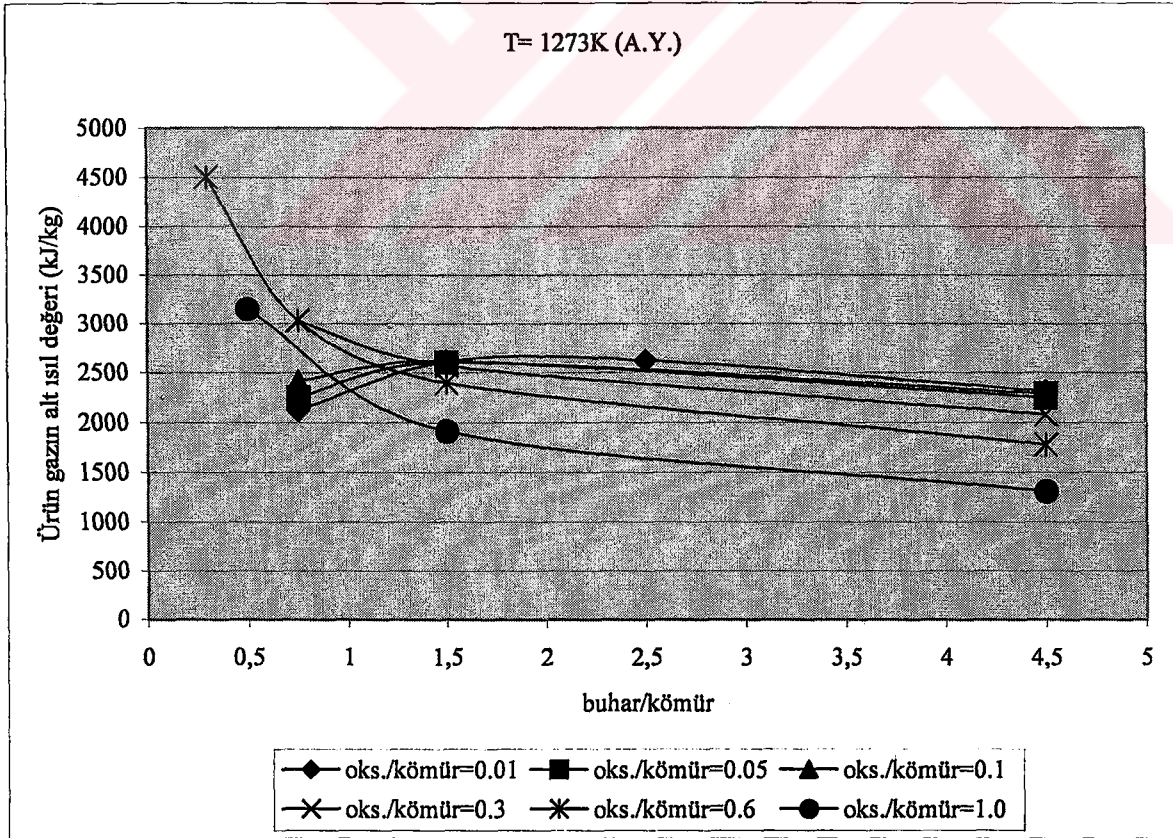
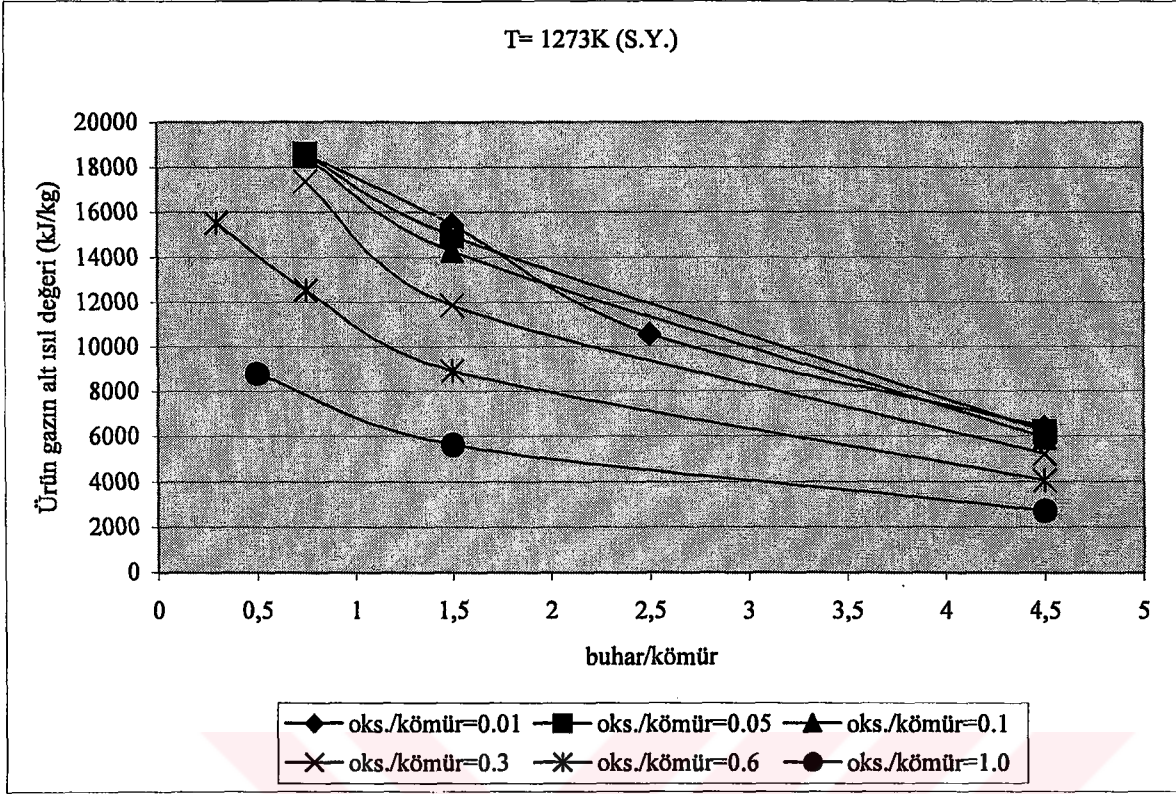
oksijen/ kömür	buhar/ kömür	T (°K)	M _{g,gaz} (kg/kmol)	mCO	mCO ₂	mCH ₄	mH ₂	mH ₂ O	mH ₂ S	H _{u g,gaz} (kJ/kg)
0,01	0,75	973	18,220	0,092	0,002	0,018	0,003	0,884	4,E-04	2134,88
0,01	0,75	1073	18,176	0,094	2,E-04	0,017	0,003	0,886	4,E-04	2122,29
0,01	0,75	1173	18,176	0,094	9,E-06	0,017	0,003	0,886	4,E-04	2123,87
0,01	0,75	1273	18,176	0,094	5,E-08	0,017	0,003	0,886	4,E-04	2124,40
0,01	1,5	973	17,673	0,084	0,045	0,004	0,009	0,858	4,E-04	2316,41
0,01	1,5	1073	17,520	0,102	0,035	4,E-04	0,011	0,851	4,E-04	2585,82
0,01	1,5	1173	17,511	0,106	0,030	4,E-05	0,010	0,853	4,E-04	2595,38
0,01	1,5	1273	17,506	0,109	0,025	9,E-06	0,010	0,855	4,E-04	2613,57
0,01	2,5	973	17,562	0,059	0,085	0,001	0,012	0,843	4,E-04	2224,26
0,01	2,5	1073	17,484	0,077	0,083	7,E-05	0,013	0,826	4,E-04	2567,92
0,01	2,5	1173	17,513	0,085	0,073	9,E-06	0,013	0,829	4,E-04	2606,15
0,01	2,5	1273	17,477	0,090	0,063	2,E-08	0,012	0,835	4,E-04	2625,58
0,01	4,5	973	17,595	0,037	0,130	0,001	0,014	0,818	4,E-04	2204,83
0,01	4,5	1073	17,534	0,046	0,115	9,E-06	0,014	0,824	4,E-04	2264,90
0,01	4,5	1173	17,499	0,053	0,103	2,E-06	0,013	0,830	4,E-04	2287,77
0,01	4,5	1273	17,502	0,059	0,093	2,E-07	0,013	0,834	4,E-04	2315,41
0,05	0,75	973	18,198	0,100	0,005	0,017	0,003	0,875	4,E-04	2252,55
0,05	0,75	1073	18,126	0,103	2,E-04	0,014	0,004	0,878	4,E-04	2248,36
0,05	0,75	1173	18,123	0,104	2,E-05	0,014	0,004	0,878	4,E-04	2252,41
0,05	0,75	1273	18,123	0,104	1,E-05	0,014	0,004	0,878	4,E-04	2252,41
0,05	1,5	973	17,722	0,084	0,050	0,004	0,009	0,853	4,E-04	2324,33
0,05	1,5	1073	17,568	0,102	0,040	4,E-04	0,011	0,847	4,E-04	2584,67
0,05	1,5	1173	17,522	0,105	0,033	4,E-05	0,010	0,851	4,E-04	2596,49
0,05	1,5	1273	17,559	0,108	0,030	4,E-05	0,010	0,851	4,E-04	2609,40
0,05	4,5	973	17,567	0,037	0,130	7,E-05	0,014	0,818	4,E-04	2192,01
0,05	4,5	1073	17,566	0,045	0,118	9,E-06	0,014	0,823	4,E-04	2221,69
0,05	4,5	1173	17,560	0,053	0,105	9,E-07	0,013	0,828	4,E-04	2260,84
0,05	4,5	1273	17,557	0,059	0,095	9,E-08	0,013	0,833	4,E-04	2288,16
0,1	0,75	973	18,184	0,105	0,007	0,014	0,004	0,870	4,E-04	2291,39
0,1	0,75	1073	18,045	0,113	0,001	0,012	0,005	0,869	4,E-04	2405,67
0,1	0,75	1173	18,033	0,113	1,E-04	0,012	0,005	0,870	4,E-04	2415,16
0,1	0,75	1273	18,032	0,113	1,E-05	0,012	0,005	0,870	4,E-04	2416,46
0,1	1,5	973	17,734	0,092	0,060	0,004	0,010	0,834	4,E-04	2542,98
0,1	1,5	1073	17,608	0,102	0,045	3,E-04	0,011	0,842	4,E-04	2581,91
0,1	1,5	1173	17,593	0,107	0,038	4,E-05	0,010	0,845	4,E-04	2606,91
0,1	1,5	1273	17,590	0,110	0,033	4,E-05	0,010	0,847	4,E-04	2622,89
0,1	4,5	973	17,628	0,037	0,132	9,E-05	0,014	0,817	4,E-04	2158,40
0,1	4,5	1073	17,628	0,044	0,120	7,E-06	0,014	0,822	4,E-04	2188,58
0,1	4,5	1173	17,617	0,052	0,107	9,E-07	0,013	0,827	4,E-04	2227,60
0,1	4,5	1273	17,664	0,059	0,100	9,E-08	0,013	0,829	4,E-04	2248,53

oksijen/ kömür	buhar/ kömür	T (°K)	M _{g gaz} (kg/kmol)	mCO	mCO ₂	mCH ₄	mH ₂	mH ₂ O	mH ₂ S	Hu g gaz (kJ/kg)
0,3	0,75	973	18,175	0,134	0,027	0,009	0,007	0,823	5,E-04	2.811,06
0,3	0,75	1073	17,870	0,154	0,010	0,002	0,008	0,826	5,E-04	3.018,15
0,3	0,75	1173	17,860	0,157	0,007	3,E-04	0,009	0,826	5,E-04	3.035,83
0,3	0,75	1273	17,815	0,157	0,005	4,E-05	0,009	0,829	5,E-04	3.036,14
0,3	1,5	973	17,915	0,091	0,081	0,002	0,011	0,815	4,E-04	2.490,86
0,3	1,5	1073	17,843	0,100	0,067	2,E-04	0,011	0,822	4,E-04	2.544,75
0,3	1,5	1173	17,846	0,105	0,059	2,E-05	0,010	0,825	4,E-04	2.554,76
0,3	1,5	1273	17,842	0,110	0,052	2,E-06	0,010	0,828	4,E-04	2.575,86
0,3	4,5	973	17,869	0,033	0,143	7,E-05	0,013	0,811	4,E-04	1.980,26
0,3	4,5	1073	17,859	0,041	0,131	7,E-05	0,012	0,816	4,E-04	2.018,60
0,3	4,5	1173	17,857	0,049	0,118	4,E-07	0,012	0,821	4,E-04	2.049,67
0,3	4,5	1273	17,858	0,055	0,108	4,E-09	0,011	0,825	4,E-04	2.075,11
0,6	0,3	973	19,257	0,257	0,016	0,014	0,004	0,707	0,001	4.303,61
0,6	0,3	1073	18,989	0,274	0,002	0,009	0,006	0,707	0,001	4.513,32
0,6	0,3	1173	18,945	0,276	2,E-04	0,008	0,006	0,709	0,001	4.506,38
0,6	0,3	1273	18,940	0,276	2,E-05	0,008	0,006	0,709	0,001	4.510,01
0,6	0,75	973	18,569	0,143	0,078	0,003	0,008	0,766	0,001	2.952,44
0,6	0,75	1073	18,419	0,154	0,062	3,E-04	0,009	0,775	0,001	3.001,09
0,6	0,75	1173	18,410	0,158	0,055	2,E-05	0,008	0,778	0,001	3.020,56
0,6	0,75	1273	18,370	0,162	0,048	4,E-06	0,008	0,782	0,001	3.034,38
0,6	1,5	973	18,361	0,081	0,122	0,001	0,010	0,785	5,E-04	2.281,93
0,6	1,5	1073	18,316	0,092	0,106	4,E-05	0,010	0,792	5,E-04	2.336,91
0,6	1,5	1173	18,311	0,099	0,094	4,E-06	0,009	0,797	5,E-04	2.372,55
0,6	1,5	1273	18,347	0,105	0,086	2,E-06	0,009	0,799	5,E-04	2.399,41
0,6	4,5	973	18,280	0,028	0,159	4,E-05	0,011	0,802	4,E-04	1.690,86
0,6	4,5	1073	18,276	0,035	0,147	2,E-06	0,011	0,807	4,E-04	1.724,67
0,6	4,5	1173	18,242	0,041	0,135	4,E-07	0,010	0,813	4,E-04	1.748,75
0,6	4,5	1273	18,240	0,048	0,125	4,E-08	0,010	0,817	4,E-04	1.775,50
1,0	0,5	973	19,858	0,165	0,162	0,001	0,008	0,664	0,001	3.036,35
1,0	0,5	1073	19,780	0,176	0,145	8,E-05	0,007	0,672	0,001	3.102,62
1,0	0,5	1173	19,807	0,184	0,133	8,E-06	0,007	0,675	0,001	3.145,89
1,0	0,5	1273	19,778	0,188	0,125	8,E-06	0,006	0,680	0,001	3.156,92
1,0	1,5	973	19,146	0,066	0,175	2,E-04	0,008	0,750	0,001	1.866,53
1,0	1,5	1073	19,117	0,073	0,161	1,E-05	0,008	0,757	0,001	1.875,78
1,0	1,5	1173	19,115	0,082	0,147	1,E-06	0,007	0,763	0,001	1.920,28
1,0	1,5	1273	19,161	0,086	0,142	1,E-07	0,007	0,764	0,001	1.910,12
1,0	4,5	973	18,913	0,021	0,179	8,E-06	0,008	0,792	4,E-04	1.243,49
1,0	4,5	1073	18,907	0,027	0,170	4,E-09	0,008	0,795	4,E-04	1.272,32
1,0	4,5	1173	18,886	0,034	0,158	2,E-07	0,007	0,800	4,E-04	1.315,04
1,0	4,5	1273	18,808	0,034	0,150	8,E-08	0,007	0,808	4,E-04	1.307,46









Şekil 6.4 T gazlaştırma sıcaklığına göre, gazın alt ısı değerinin buhar/kömür ve oksijen/kömür oranı ile değişimi (S.Y.:Sabit Yatak, A.Y.:Akışkan Yatak)

6.2.14 Gazlaşma verimlerinin bulunması

Verim; kömürü gazlaştırma işlemine tabi tutmakla elde edilen ürün ısıl değerinin, kömürün direk yakılmasından elde edilen ısıya oranı olarak tanımlanmıştır. Verim hesaplarında işletme ve yanma verimleri dahil değildir.

$$\eta_{\text{gazl.}} = \frac{N_T \cdot H_{u \text{ g.gaz}} \cdot M_{\text{g.gaz}}}{m_{\text{kömür}} \cdot H_{u \text{ kömür}} + Q_{\text{dış}} + Q_{\text{oks}} + Q_{\text{buh}}} \quad (6.18)$$

I) Sabit yatak şartlarında verim

$N_T = 0,994 \text{ kmol}$	$H_{u \text{ kömür}} \cong 16000 \text{ kJ/kg}$
$H_{u \text{ g.gaz}} = 6040,35 \text{ kJ/kg}$	$Q_{\text{dış}} = 6703 \text{ kJ}$
$M_{\text{g.gaz}} = 16,864 \text{ kg/kmol}$	$Q_{\text{oks}} = 112,69 \text{ kJ}$
$m_{\text{kömür}} = 3 \text{ kg}$	$Q_{\text{buh}} = 106086,89 \text{ kJ}$

$$\eta_{\text{gazl.}} = \frac{0,994 \text{ kmol} \cdot 6040,35 \text{ kJ/kg} \cdot 16,864 \text{ kg/kmol}}{3 \text{ kg} \cdot 16000 \text{ kJ/kg} + 6703 \text{ kJ} + 112,69 \text{ kJ} + 106086,89 \text{ kJ}}$$

$$\eta_{\text{gazl.}} = 0,63$$

II) Akışkan yatak şartlarında verim

$N_T = 2,612 \text{ kmol}$	$H_{u \text{ kömür}} \cong 16000 \text{ kJ/kg}$
$H_{u \text{ g.gaz}} = 2185,63 \text{ kJ/kg}$	$Q_{\text{dış}} = 6703 \text{ kJ}$
$M_{\text{g.gaz}} = 17,577 \text{ kg/kmol}$	$Q_{\text{oks}} = 112,69 \text{ kJ}$
$m_{\text{kömür}} = 3 \text{ kg}$	$Q_{\text{buh}} = 106086,89 \text{ kJ}$

$$\eta_{\text{gazl.}} = \frac{2,612 \text{ kmol} \cdot 2185,63 \text{ kJ/kg} \cdot 17,577 \text{ kg/kmol}}{3 \text{ kg} \cdot 16000 \text{ kJ/kg} + 6703 \text{ kJ} + 112,69 \text{ kJ} + 106086,89 \text{ kJ}}$$

$$\eta_{\text{gazl.}} = 0,62$$

Bu oksijen/kömür, buhar/kömür ve gazlaştırma sıcaklık şartlarında; akışkan yataktaki ürün gazın alt ısıl değerinin sabit yatak durumuna göre yaklaşık üçte birine düşmesine rağmen verim, ürün gaz toplam mol miktarının ve az da olsa ürün gaz mol ağırlığının artması nedeniyle hemen hemen aynı kalmaktadır. Tabii ki, önceden de yazıldığı gibi, işletme ve yanma verimleri bu verim tabirine dahil değildir.

Çizelge 6.13 Oksijen/kömür, buhar/kömür ve gazlaştırma sıcaklığına bağlı olarak sabit yatakta gazlaşma verimi

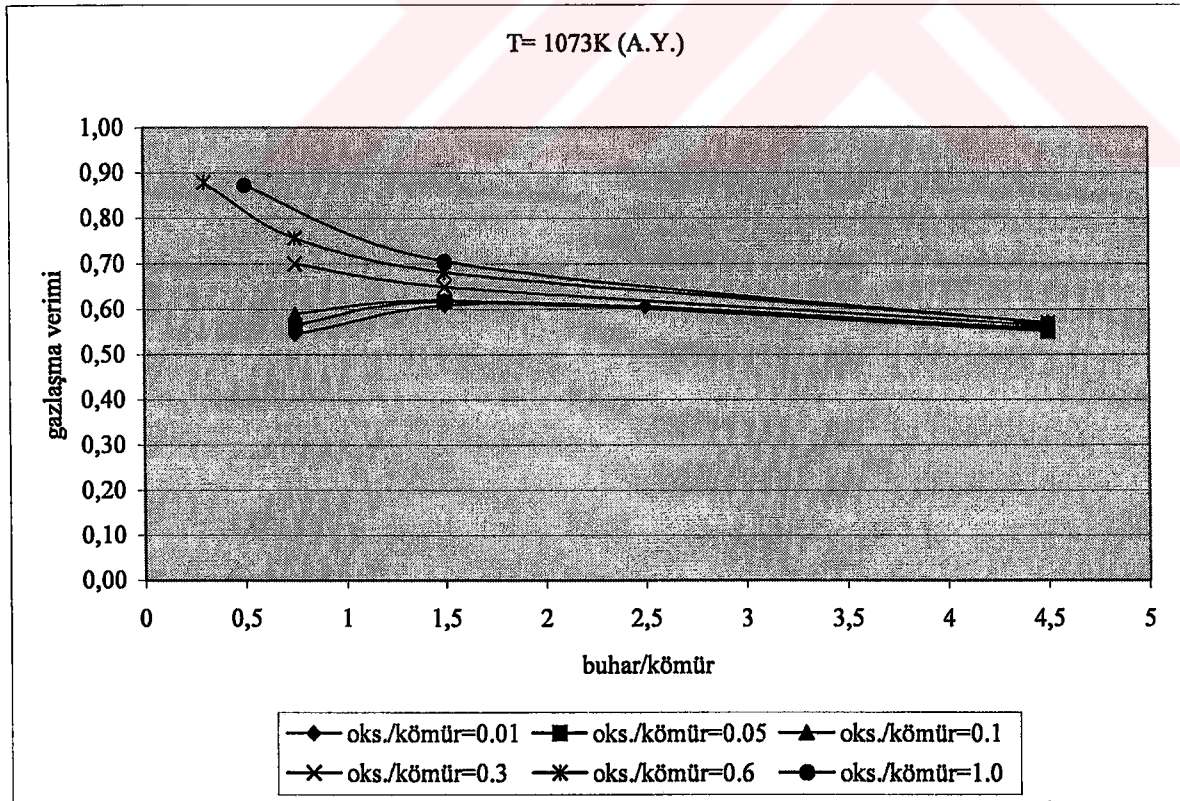
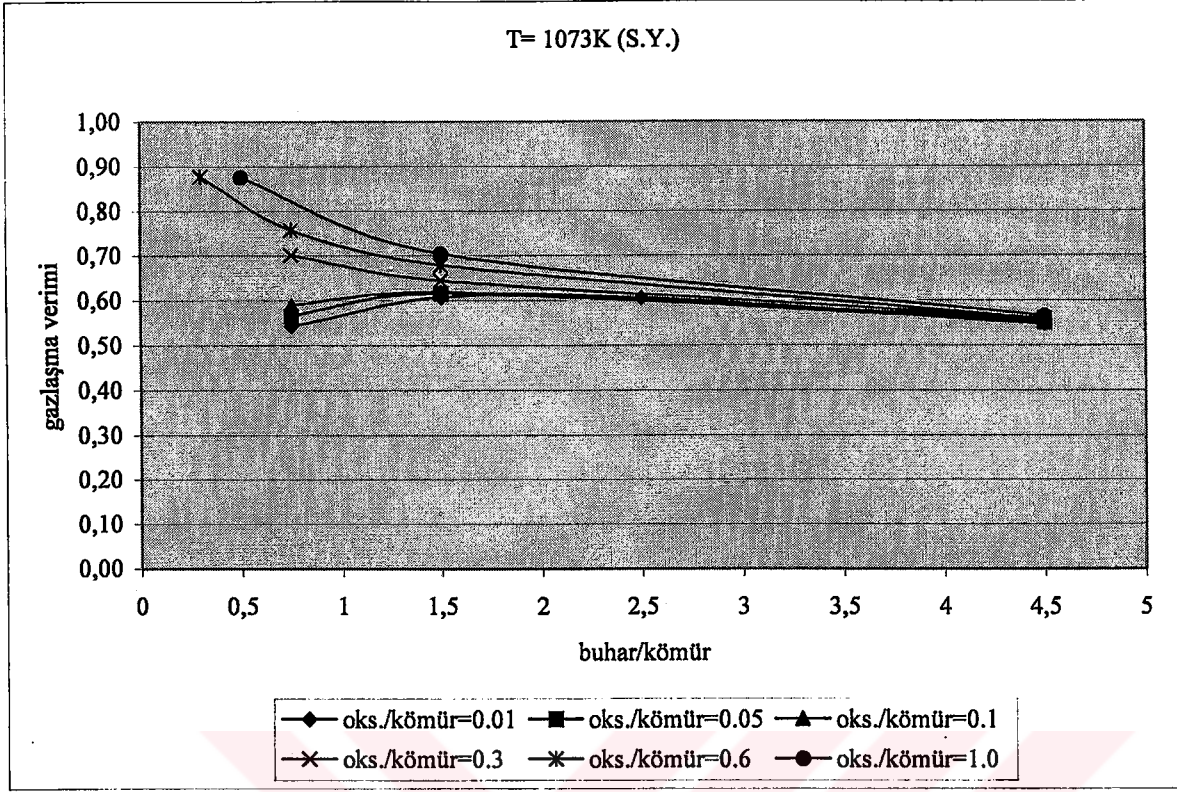
oksijen/ kömür	buhar/ kömür	T (°K)	Nr (kmol)	Q _{gaz} (kJ)	Q _{oks} (kJ)	Q _{buh} (kJ)	Q _{dış} (kJ)	Q _{kömür} (kJ)	Gazl. Verimi
0,01	0,75	973	0,263	96953,51	598,93	97045,75	6703	48000	0,64
0,01	0,75	1073	0,263	96412,24	723,79	122122,06	6703	48000	0,54
0,01	0,75	1173	0,263	96152,03	854,38	149034,62	6703	48000	0,47
0,01	0,75	1273	0,263	96132,46	989,51	177323,30	6703	48000	0,41
0,01	1,5	973	0,455	105793,58	342,05	107155,23	6703	48000	0,65
0,01	1,5	1073	0,500	118324,05	425,74	139574,84	6703	48000	0,61
0,01	1,5	1173	0,500	118597,36	496,17	167479,46	6703	48000	0,53
0,01	1,5	1273	0,500	119324,48	568,71	196499,62	6703	48000	0,47
0,01	2,5	973	0,625	102076,25	189,02	106736,69	6703	48000	0,63
0,01	2,5	1073	0,714	118304,00	237,13	140365,47	6703	48000	0,61
0,01	2,5	1173	0,714	119562,15	276,28	168355,77	6703	48000	0,54
0,01	2,5	1273	0,714	121514,56	317,42	198066,88	6703	48000	0,48
0,01	4,5	973	1,000	101864,46	113,05	106503,77	6703	48000	0,63
0,01	4,5	1073	1,000	103050,57	136,27	133509,21	6703	48000	0,55
0,01	4,5	1173	1,000	105299,96	159,93	161635,18	6703	48000	0,49
0,01	4,5	1273	1,000	107524,46	184,40	191097,76	6703	48000	0,44
0,05	0,75	973	0,278	98488,11	2891,00	90941,19	6703	48000	0,66
0,05	0,75	1073	0,278	98066,27	3513,61	115248,49	6703	48000	0,57
0,05	0,75	1173	0,278	98269,68	4140,68	140378,25	6703	48000	0,49
0,05	0,75	1273	0,278	98315,79	4796,59	167086,61	6703	48000	0,43
0,05	1,5	973	0,455	103923,78	1587,54	100752,58	6703	48000	0,66
0,05	1,5	1073	0,500	116021,10	1979,59	131588,34	6703	48000	0,62
0,05	1,5	1173	0,500	116738,63	2315,38	158641,90	6703	48000	0,54
0,05	1,5	1273	0,500	117444,07	2659,41	186671,11	6703	48000	0,48
0,05	4,5	973	1,000	100466,05	551,37	102408,39	6703	48000	0,64
0,05	4,5	1073	1,000	101531,71	664,87	128471,14	6703	48000	0,55
0,05	4,5	1173	1,000	103587,07	782,29	156080,60	6703	48000	0,49
0,05	4,5	1273	1,000	105135,13	904,43	185188,85	6703	48000	0,44
0,1	0,75	973	0,278	94550,10	5258,76	82214,47	6703	48000	0,67
0,1	0,75	1073	0,294	99375,64	6534,18	107055,54	6703	48000	0,59
0,1	0,75	1173	0,294	99290,00	7718,36	130780,93	6703	48000	0,51
0,1	0,75	1273	0,294	99439,47	8950,42	155876,45	6703	48000	0,45
0,1	1,5	973	0,500	110938,00	3057,62	97365,32	6703	48000	0,72
0,1	1,5	1073	0,500	112638,18	3722,91	123574,11	6703	48000	0,62
0,1	1,5	1173	0,500	113734,82	4362,94	149391,33	6703	48000	0,55
0,1	1,5	1273	0,500	114350,91	5025,45	176456,05	6703	48000	0,48
0,1	4,5	973	1,000	96394,11	1026,39	96746,78	6703	48000	0,63
0,1	4,5	1073	1,000	99345,49	1245,30	122331,36	6703	48000	0,56
0,1	4,5	1173	1,000	101557,01	1470,59	149341,55	6703	48000	0,49
0,1	4,5	1273	1,000	100961,82	1706,18	178019,51	6703	48000	0,43

oksijen/ kömür	buhar/ kömür	T (°K)	Nr (kmol)	Q _{gaz} (kJ)	Q _{oks} (kJ)	Q _{buh} (kJ)	Q _{diş} (kJ)	Q _{kömür} (kJ)	Gazl. Verimi
0,3	0,75	973	0,333	98018,03	11536,11	58555,81	6703	48000	0,79
0,3	0,75	1073	0,357	105610,94	14994,01	80623,35	6703	48000	0,70
0,3	0,75	1173	0,357	105392,65	17897,74	99820,27	6703	48000	0,61
0,3	0,75	1273	0,357	105782,51	20886,37	119974,33	6703	48000	0,54
0,3	1,5	973	0,500	99351,64	6951,85	70947,77	6703	48000	0,75
0,3	1,5	1073	0,500	100895,36	8679,01	92995,08	6703	48000	0,65
0,3	1,5	1173	0,500	102361,12	10392,69	115590,90	6703	48000	0,57
0,3	1,5	1273	0,500	102552,24	12128,47	138948,82	6703	48000	0,50
0,3	4,5	973	1,000	86507,94	2516,43	76747,78	6703	48000	0,65
0,3	4,5	1073	1,000	89000,43	3147,82	100869,16	6703	48000	0,56
0,3	4,5	1173	1,000	90677,68	3773,64	125605,61	6703	48000	0,49
0,3	4,5	1273	1,000	92157,63	4434,97	152320,37	6703	48000	0,44
0,6	0,3	973	0,250	84537,56	16164,37	14566,19	6703	48000	0,99
0,6	0,3	1073	0,263	88562,69	23315,28	22933,57	6703	48000	0,88
0,6	0,3	1173	0,263	88570,57	29937,57	31161,46	6703	48000	0,76
0,6	0,3	1273	0,263	88528,37	36536,60	39703,99	6703	48000	0,68
0,6	0,75	973	0,357	85969,47	12532,50	29268,26	6703	48000	0,89
0,6	0,75	1073	0,357	87318,37	17213,90	43291,62	6703	48000	0,76
0,6	0,75	1173	0,357	87781,06	21676,43	57384,46	6703	48000	0,66
0,6	0,75	1273	0,357	88164,34	26195,80	72179,12	6703	48000	0,58
0,6	1,5	973	0,500	82506,76	8430,03	39790,09	6703	48000	0,80
0,6	1,5	1073	0,500	83518,59	11279,61	56962,13	6703	48000	0,68
0,6	1,5	1173	0,500	84512,09	14120,92	74955,44	6703	48000	0,59
0,6	1,5	1273	0,500	85809,39	17106,27	94541,89	6703	48000	0,52
0,6	4,5	973	1,000	73128,42	3515,74	50118,50	6703	48000	0,68
0,6	4,5	1073	1,000	72623,14	4642,93	70588,67	6703	48000	0,56
0,6	4,5	1173	1,000	73953,62	5834,62	93316,41	6703	48000	0,48
0,6	4,5	1273	1,000	75325,80	7060,90	117542,21	6703	48000	0,42
1	0,5	973	0,313	63961,64	4417,90	2283,73	6703	48000	1,04
1	0,5	1073	0,313	64716,32	10680,66	8597,21	6703	48000	0,87
1	0,5	1173	0,313	65696,96	16852,73	15345,13	6703	48000	0,76
1	0,5	1273	0,313	66234,67	23315,28	22933,57	6703	48000	0,66
1	1,5	973	0,500	59931,49	4969,30	11000,33	6703	48000	0,85
1	1,5	1073	0,500	60473,49	8573,35	22432,99	6703	48000	0,71
1	1,5	1173	0,500	62615,03	12574,26	36151,88	6703	48000	0,61
1	1,5	1273	0,500	62104,96	16023,88	48716,97	6703	48000	0,52
1	4,5	973	1,000	51751,18	2496,39	17171,00	6703	48000	0,70
1	4,5	1073	1,000	52807,28	4274,26	34330,35	6703	48000	0,57
1	4,5	1173	1,000	53854,32	6100,99	53389,35	6703	48000	0,47
1	4,5	1273	1,000	53580,30	8332,24	78255,60	6703	48000	0,38

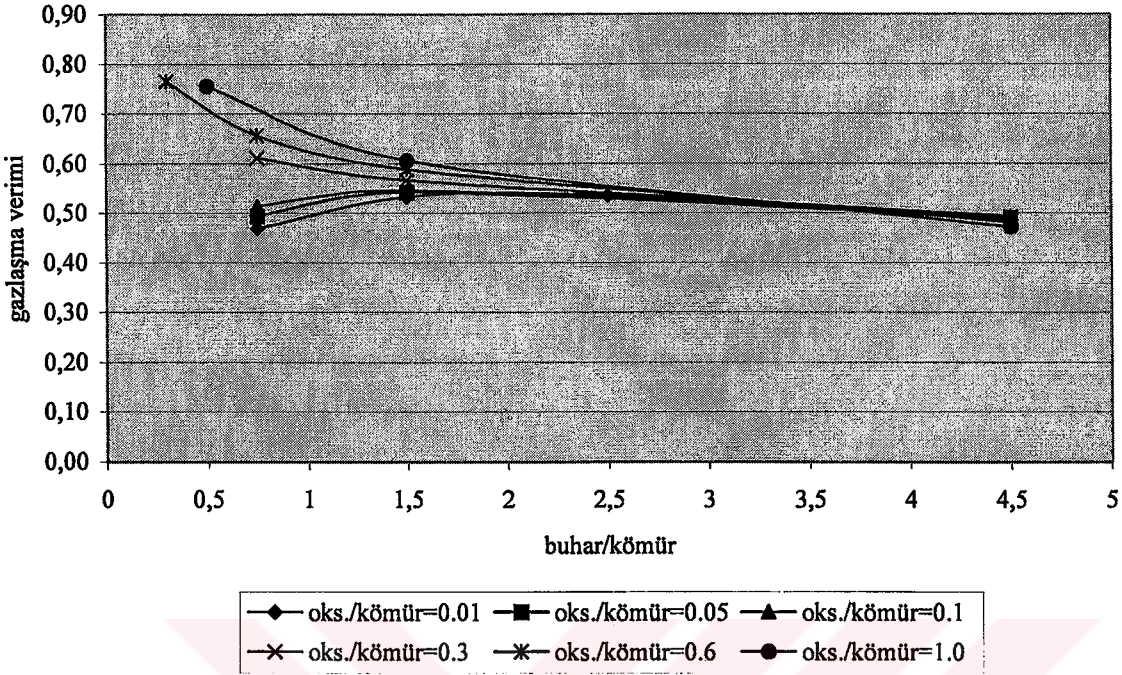
Çizelge 6.14 Oksijen/kömür, buhar/kömür ve gazlaştırma sıcaklığına bağlı olarak akışkan yatakta gazlaşma verimi

oksijen/ kömür	buhar/ kömür	T (°K)	N _T (kmol)	Q _{gaz} (kJ)	Q _{oks} (kJ)	Q _{buh} (kJ)	Q _{dış} (kJ)	Q _{kömür} (kJ)	Gazl. Verimi
0,01	0,75	973	2,498	97166,13	598,93	97045,75	6703	48000	0,64
0,01	0,75	1073	2,502	96514,05	723,79	122122,06	6703	48000	0,54
0,01	0,75	1173	2,502	96586,04	854,38	149034,62	6703	48000	0,47
0,01	0,75	1273	2,502	96610,05	989,51	177323,30	6703	48000	0,41
0,01	1,50	973	2,586	105865,31	342,05	107155,23	6703	48000	0,65
0,01	1,50	1073	2,615	118468,69	425,74	139574,84	6703	48000	0,61
0,01	1,50	1173	2,616	118891,32	496,17	167479,46	6703	48000	0,53
0,01	1,50	1273	2,616	119690,26	568,71	196499,62	6703	48000	0,48
0,01	2,50	973	2,602	101640,60	189,02	106736,69	6703	48000	0,63
0,01	2,50	1073	2,632	118170,21	237,13	140365,47	6703	48000	0,61
0,01	2,50	1173	2,633	120173,85	276,28	168353,77	6703	48000	0,54
0,01	2,50	1273	2,632	120775,36	317,42	198066,88	6703	48000	0,48
0,01	4,50	973	2,613	101368,73	113,05	106503,77	6703	48000	0,63
0,01	4,50	1073	2,619	104007,62	136,27	133509,21	6703	48000	0,55
0,01	4,50	1173	2,619	104848,00	159,93	161635,18	6703	48000	0,48
0,01	4,50	1273	2,618	106092,50	184,40	191097,76	6703	48000	0,43
0,05	0,75	973	2,396	98216,56	2891,00	90941,19	6703	48000	0,66
0,05	0,75	1073	2,401	97849,64	3513,61	115248,49	6703	48000	0,56
0,05	0,75	1173	2,402	98050,49	4140,68	140378,25	6703	48000	0,49
0,05	0,75	1273	2,402	98050,49	4796,59	167086,61	6703	48000	0,43
0,05	1,50	973	2,526	104050,43	1587,54	100752,58	6703	48000	0,66
0,05	1,50	1073	2,555	116016,12	1979,59	131588,34	6703	48000	0,62
0,05	1,50	1173	2,555	116241,33	2315,38	158641,90	6703	48000	0,54
0,05	1,50	1273	2,555	117066,11	2659,41	186671,11	6703	48000	0,48
0,05	4,50	973	2,597	100002,78	551,37	102408,39	6703	48000	0,63
0,05	4,50	1073	2,597	101350,97	664,87	128471,14	6703	48000	0,55
0,05	4,50	1173	2,597	103101,90	782,29	156080,60	6703	48000	0,49
0,05	4,50	1273	2,597	104329,68	904,43	185188,85	6703	48000	0,43
0,1	0,75	973	2,273	94708,18	5258,76	82214,47	6703	48000	0,67
0,1	0,75	1073	2,288	99322,80	6534,18	107055,54	6703	48000	0,59
0,1	0,75	1173	2,289	99692,02	7718,36	130780,93	6703	48000	0,52
0,1	0,75	1273	2,289	99739,99	8950,42	155876,45	6703	48000	0,45
0,1	1,50	973	2,474	111570,58	3057,62	97365,32	6703	48000	0,72
0,1	1,50	1073	2,483	112882,69	3722,91	123574,11	6703	48000	0,62
0,1	1,50	1173	2,484	113924,78	4362,94	149391,33	6703	48000	0,55
0,1	1,50	1273	2,484	114603,31	5025,45	176456,05	6703	48000	0,49
0,1	4,50	973	2,572	97860,12	1026,39	96746,78	6703	48000	0,64
0,1	4,50	1073	2,572	99228,59	1245,30	122331,36	6703	48000	0,56
0,1	4,50	1173	2,573	100974,04	1470,59	149341,55	6703	48000	0,49
0,1	4,50	1273	2,572	102154,78	1706,18	178019,51	6703	48000	0,44

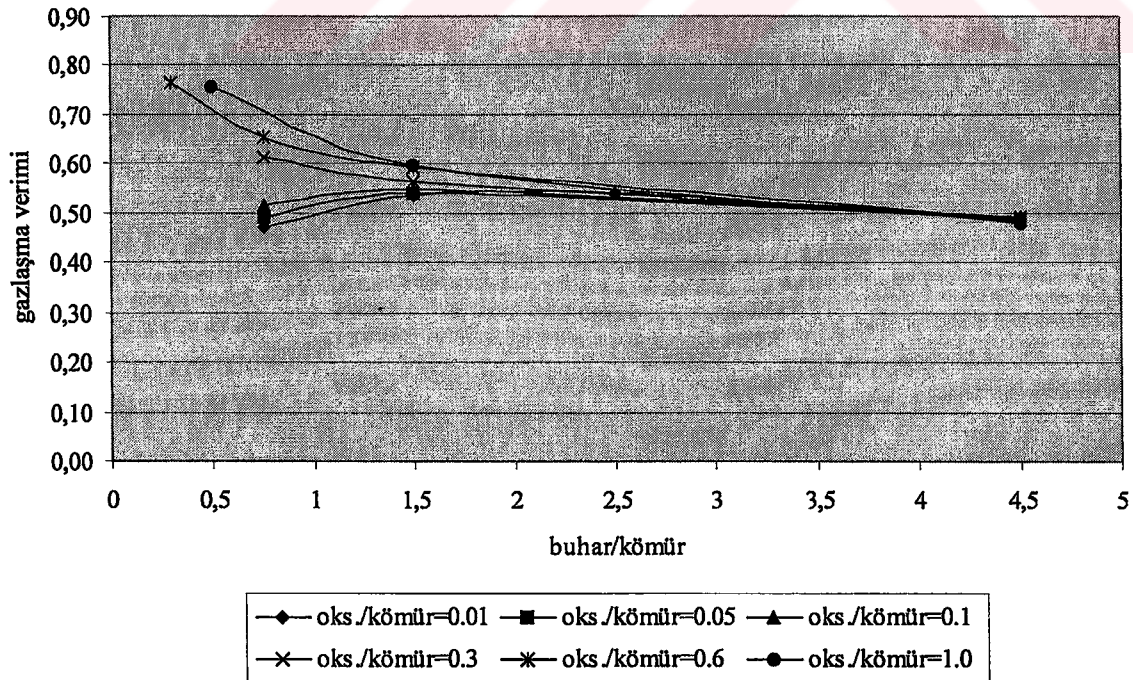
oksijen/ kömür	buhar/ kömür	T (°K)	N _T (kmol)	Q _{gaz} (kJ)	Q _{oks} (kJ)	Q _{buh} (kJ)	Q _{dış} (kJ)	Q _{kömür} (kJ)	Gazl. Verimi
0,30	0,75	973	1,922	98196,93	11536,11	58555,81	6703	48000	0,79
0,30	0,75	1073	1,948	105064,16	14994,01	80623,35	6703	48000	0,70
0,30	0,75	1173	1,952	105837,43	17897,74	99820,27	6703	48000	0,61
0,30	0,75	1273	1,952	105581,51	20886,37	119974,33	6703	48000	0,54
0,30	1,50	973	2,232	99600,11	6951,85	70947,77	6703	48000	0,75
0,30	1,50	1073	2,237	101573,28	8679,01	92995,08	6703	48000	0,65
0,30	1,50	1173	2,237	101989,94	10392,69	115590,90	6703	48000	0,56
0,30	1,50	1273	2,238	102855,15	12128,47	138948,82	6703	48000	0,50
0,30	4,50	973	2,476	87614,10	2516,43	76747,78	6703	48000	0,65
0,30	4,50	1073	2,476	89260,28	3147,82	100869,16	6703	48000	0,56
0,30	4,50	1173	2,477	90660,48	3773,64	125605,61	6703	48000	0,49
0,30	4,50	1273	2,477	91791,14	4434,97	152320,37	6703	48000	0,43
0,60	0,30	973	1,023	84780,75	16164,37	14566,19	6703	48000	0,99
0,60	0,30	1073	1,036	88788,80	23315,28	22933,57	6703	48000	0,88
0,60	0,30	1173	1,036	88446,75	29937,57	31161,46	6703	48000	0,76
0,60	0,30	1273	1,036	88494,73	36536,60	39703,99	6703	48000	0,68
0,60	0,75	973	1,572	86183,19	12532,50	29268,26	6703	48000	0,89
0,60	0,75	1073	1,577	87171,83	17213,90	43291,62	6703	48000	0,76
0,60	0,75	1173	1,577	87694,68	21676,43	57384,46	6703	48000	0,66
0,60	0,75	1273	1,577	87904,30	26195,80	72179,12	6703	48000	0,57
0,60	1,50	973	1,954	81869,77	8430,03	39790,09	6703	48000	0,80
0,60	1,50	1073	1,956	83722,18	11279,61	56962,13	6703	48000	0,68
0,60	1,50	1173	1,957	85019,44	14120,92	74955,44	6703	48000	0,59
0,60	1,50	1273	1,956	86107,06	17106,27	94541,89	6703	48000	0,52
0,60	4,50	973	2,345	72481,25	3515,74	50118,50	6703	48000	0,67
0,60	4,50	1073	2,346	73945,87	4642,93	70588,67	6703	48000	0,57
0,60	4,50	1173	2,345	74807,22	5834,62	93316,41	6703	48000	0,49
0,60	4,50	1273	2,345	75943,02	7060,90	117542,21	6703	48000	0,42
1,00	0,50	973	1,051	63370,99	4417,90	2283,73	6703	48000	1,03
1,00	0,50	1073	1,052	64560,99	10680,66	8597,21	6703	48000	0,87
1,00	0,50	1173	1,053	65613,02	16852,73	15345,13	6703	48000	0,76
1,00	0,50	1273	1,053	65746,84	23315,28	22933,57	6703	48000	0,65
1,00	1,50	973	1,684	60180,54	4969,30	11000,33	6703	48000	0,85
1,00	1,50	1073	1,686	60458,60	8573,35	22432,99	6703	48000	0,71
1,00	1,50	1173	1,685	61849,80	12574,26	36151,88	6703	48000	0,60
1,00	1,50	1273	1,688	61780,45	16023,88	48716,97	6703	48000	0,52
1,00	4,50	973	2,199	51716,36	2496,39	17171,00	6703	48000	0,70
1,00	4,50	1073	2,199	52898,44	4274,26	34330,35	6703	48000	0,57
1,00	4,50	1173	2,200	54638,69	6100,99	53389,35	6703	48000	0,48
1,00	4,50	1273	2,189	53829,22	8332,24	78255,60	6703	48000	0,38

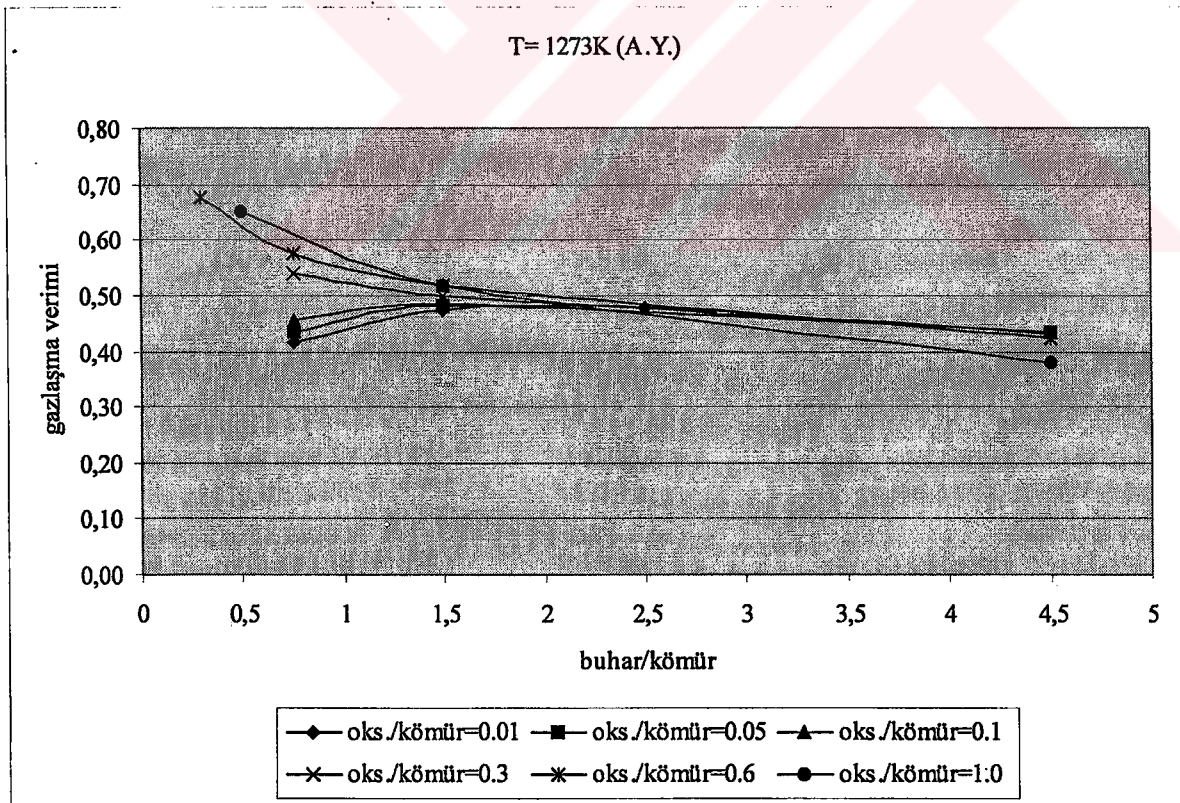
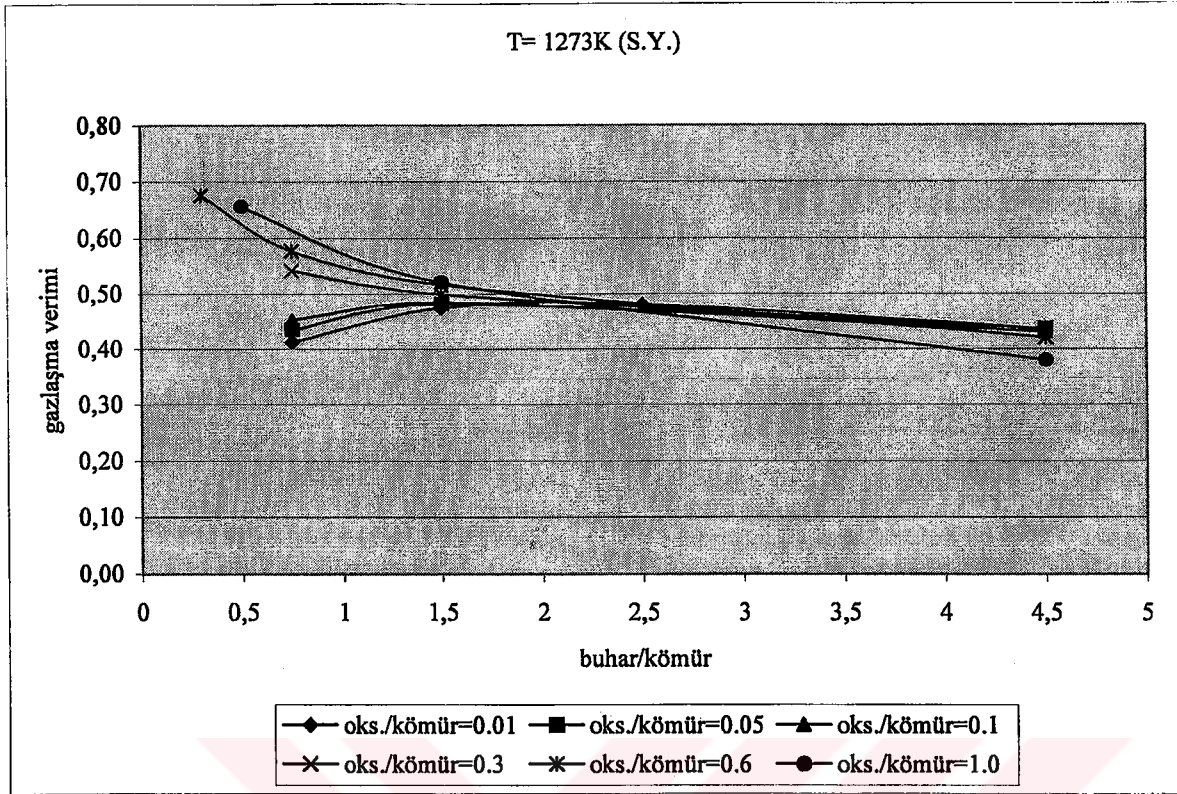


T= 1173K (S.Y.)



T= 1173K (A.Y.)





Şekil 6.5 T gazlaştırma sıcaklığına göre, gazlaşma veriminin buhar/kömür ve oksijen/kömür oranı ile değişimi (S.Y.:Sabit Yatak, A.Y.:Akışkan Yatak)

7. SONUÇ ve ÖNERİLER

Kömürün gazlaştırılmasında kullanılan yöntem; kömürü, su buharı ve oksijen (veya hava) ile belli bir işlem sıcaklığında reaksiyona sokmak ve oluşan bu reaksiyonlar sonucunda uygun koşullarda yanıcı gaz (hidrojen, karbonmonoksit ve hidrokarbonlar) elde etmeyi amaç edinmiştir.

Günümüz teknolojisinde pek çok endüstri kolunda yakıt olarak, gaz kullanılmakta veya gaza geçiş yaşanmaktadır. Bunun yanında; kömürü gazlaştırarak kolay transport edilebilir, temiz yanan ve mevcut doğalgaz ekipmanlarıyla kullanılabilen kömür gazını yakıt olarak benimsemek akla yatkın bir çözüm olacaktır.

Çalışmanın birinci bölümünde, akışkan yatağın esasını oluşturan katı parçacıkları – akışkan etkileşmesi ve temas yöntemleri genel hatları ile açıklanmıştır. İkinci bölümde, katı parçacıkların fiziksel özellikleri ile gaz-katı ve sıvı-katı sistemlerinin özellikleri anlatılmıştır. Üçüncü bölümde ise, akışkanlaşma koşulları ile tipleri açıklanmış, ayrıca min. akışkanlaştırma hızının teorik ve ampirik bağıntılar yardımıyla bulunması gösterilmiştir. Bu bölümler için; özellikle, Howard J.R.'a ait Fluidized Bed Technology: Principles and Applications (1989) ve Prof. Dr. Polat, E.'ye ait Akışkan Yatak Teknolojisi Ders Notları (1998) isimli kaynaklardan yararlanılmıştır.

Dördüncü bölümde, kinetik çalışma yaparken kontrol mekanizmasının tespiti ve bazı kütle ve ısı transfer değişkenlerinin bulunması için bir işlem yolu çıkarılmıştır. Çıkarılan yöntem deney sonuçlarına uygulandığında 1000°C sıcaklıkta yapılan gazlaştırma işlemlerinin difüzyon kontrol mekanizmasına yaklaştığı, daha düşük sıcaklıklarda yapılan gazlaştırma işlemlerinin tamamen kinetik kontrollü olduğu belirlenmiştir (A. Koyun, doktora tezi, Y.T.Ü., 1995). Kömürün gazlaştırılmasında, gazlaştırma sıcaklığının belirlenmesi önemlidir. Çok düşük bir sıcaklık, uzun reaksiyon zamanı gerektirir. Yüksek bir sıcaklık ise, bazı önemli kirleticileri ve azot oksiti üretir ki bu arıtma giderlerinden tasarruf açısından istenmeyen bir durumdur. Aynı zamanda; termodinamik hesaplar, azot oksit oluşumunun gerçekleşmediği varsayılarak yapılmıştır. Yüksek sıcaklığın bir diğer dezavantajı da, küllerin sıvılaşmasına neden olmasıdır. Bütün bu bilgileri gözönünde tutarak; reaksiyon zamanının uzunluğu pahasına düşük sıcaklıkları tercih etmek daha akıllıca olacaktır. Zaten gazlaştırma yöntemlerinin çoğunda 1100 K civarında seyredilir ki bu da yüksek sıcaklığın dezavantajlarından korunmak için oldukça emniyetli bir sıcaklıktır. Bu nedenle; termodinamik hesaplar, 973K ile 1273K ve arasındaki sıcaklıklar için yapılmıştır. Bununla birlikte; akışkan yatakta dönüşümün, sabit yatağa göre daha hızlı, dolayısıyla reaksiyon oranının yüksek olması da akışkan yatağın tercih

edilme sebebidir.

Beşinci bölümde; gazlaştırmanın termodinamiğini, bazı kabuller yaparak, inceleyebilmek amacıyla kütle denkliği ve ısı denkliği kurulmuştur. Koyun A.nın doktora tezindeki (1995) potansiyel belirleme programı, Zonguldak maden kömürü kuru haldeki temel analizi için çalıştırılarak, sabit yataktaki ürün gazın yüzdeleri bulunmuştur. Bulunan bu değerler yardımıyla termodinamik hesaplar yapılmıştır.

Altıncı bölümde ilk önce hesaplamalar için gerekli tüm bilinmeyenler (sıcaklığa bağlı tepken ve ürün gazların ısınma ısıları, ürün gazların mol sayıları) hesaplanmış; akışkanlaşmanın başlayabilmesi için tepken buhar ve oksijen debileri, orantılı olarak min. akışkanlaşma debisine getirilmiştir. Ardından, oksijen/kömür = 0.01, buhar/kömür = 4.5 ve gazlaştırma sıcaklığı $T= 973K$ için örnek hesaplar yapılmıştır. Bu parametrelerin diğer değerleri için sonuçlar, toplu olarak tablolarda gösterilmiştir.

Isı denkliğinin kurulması sonucunda gazlaştırma sıcaklığına ulaşabilmek için tepken gazların ısıtılması gereken sıcaklık dolayısıyla verilmesi gereken ısı miktarları (Q_{buh} ve Q_{oks}) bulunmuştur. Gazlaştırma sıcaklığının yükselmesi doğal olarak tepken gazlara verilmesi gereken ısıyı da arttırır. Aynı oksijen/kömür oranı ve gazlaştırma sıcaklığında; tepken gaz sıcaklığının, buhar/kömür ile çok fazla değişmediği Şekil 6.1'den görülebilir. Yine aynı sekilden, ısıtılması gereken sıcaklıkların en düşük, oksijen/kömür oranının 1.0 olduğu durumlarda ortaya çıktıkları görülüyor. En düşük sıcaklık ise 450 K ile; oksijen/kömür=1.0, buhar/kömür=0.5 ve tabii ki gazlaştırma sıcaklığı $T= 973K$ için bulunmuştur. Buhara verilmesi gereken ısı miktarı; herbir gazlaşma sıcaklığı için, oksijen/kömür=1.0 ve buhar/kömür=0.5 olduğu durumlarda en düşük değerini almaktadır. Tepken gazlara verilmesi gereken min. toplam ısı da; oksijen/kömür=1.0, buhar/kömür=0.5 ve $T= 973K$ şartlarında çıkmaktadır. Tepken gazların reaktöre beslenmesi için gerekli boru çapları ise, buhar için DN100 ve oksijen için DN65 olarak hesaplanmıştır.

Ürün gazın alt ısıl değeri hesaplanırken, sabit ve akışkan yatak gözönüne alınmıştır. Akışkan yatakta ısıl değeri hesaplarken; ürün gazdaki tepkimeye girmemiş su buharının sadece n_{H_2O} 'ya eklendiği varsayılmıştır. Alt ısıl değer; sabit yatakta, akışkan yatağa göre, daha yüksek çıkmıştır. Bunun nedeni; ürün gazda, alt ısıl değeri sıfır olan su buharının akışkan yatakta daha fazla bulunması, dolayısıyla diğer bileşenlerin kütleli bileşimlerinin azalmasıdır. Sabit yatak durumunda, en düşük alt ısıl değer, oksijen/kömür=1.0, buhar/kömür=4.5 ve $T= 973K$ şartlarında; en yüksek alt ısıl değer ise, oksijen/kömür=0.01, buhar/kömür=0.75 ve $T= 1073K$ şartlarında bulunmuştur. Akışkan yatak şartlarına bakıldığında, en düşük alt ısıl değer,

oksijen/kömür=1.0, buhar/kömür=4.5 ve $T= 973K$ şartlarında; en yüksek alt ısı değer ise, oksijen/kömür=0.6, buhar/kömür=0.3 ve $T= 1073K$ şartlarında bulunmuştur.

Gazlaşma verimi değerlerine bakıldığında; sabit yatakta en yüksek verim, oksijen/kömür=1.0, buhar/kömür=0.5 ve $T= 973K$ şartlarında elde edilmiştir. Akışkan yatakta ise verim, yine oksijen/kömür=1.0, buhar/kömür=0.5 ve $T= 973K$ şartlarında en yüksek değerini almaktadır. Sabit ve akışkan yatakta verim değerlerinin hemen hemen aynı olması; akışkan yatakta alt ısı değerinin düşerken ürün gaz toplam mol sayısının artmasına bağlıdır. Yine de, akışkan yatakta gazlaşma gazının ısının sabit yatağa göre biraz daha fazla olduğu görülmektedir. En yüksek verim değerinin bu şartlarda çıkması normaldir çünkü tepken gazlara verilmesi gereken min. ısı miktarları yine bu şartlarda gerçekleşmekteydi. Bu durum, verim ifadesine bakıldığında payda kısmının azalmasına neden olur.

Kömürün akışkan yatakta yakılması çok ilgi çekicidir; kömür bu şekilde yakılarak, kaynatıcı maliyeti düşürülür ve kirleticilerin emisyonu azaltılır. Bu tekniğin başlıca avantajı, katıların, yataktan geçirilen akışkan tarafından güçlü bir şekilde karıştırılıyor olmasıdır. Katıların karışması, çok ekzotermik veya endotermik tepkimelerle bile, yatakta pratikte bir sıcaklık farkının olmamasını sağlar. Katıların hareketi dolayısıyla, duvarlara veya yatakta bulunan su borularına olan ısı aktarımı yüksek hızlarda yer alır. Akışkanlıkları nedeniyle katıları bir cihazdan diğerine geçirmek de kolaydır.

Gaz-katı akışkanlaşmanın başlıca dezavantajı, gaz ve katı arasındaki temasın üniform olmamasıdır. Gazın çoğu yataktan kabarcıklar şeklinde geçer ve ancak çok az miktarda katıya, kabarcık etrafında bulunan ve kabarcık bulutu olarak bilinen ince bir tabaka içinde doğrudan temas eder. Katının hemen hemen tümünü içeren yoğun fazdan, gazın ancak küçük bir kesri geçer. Kabarcıklar ile yoğun faz arasında difüzyon ile ve kabarcık bölünmesi ve birleşmesi gibi düzensiz prosesler ile, bir miktar gaz değişimi yer alır; ancak, gaz bir tepkenin toplam dönüşümü genelde, aynı sıcaklıkta ve ideal piston tipi bir reaktördeki üniform temas ile olduğundan daha azdır. Kabarcıklar ile yoğun yatak arasındaki değişim derecesi ve eksenel karışmanın hızı, kabarcıkların büyüklüğündeki değişiklikler nedeniyle kolonun çapı ile değişebilir; dolayısıyla, akışkan yatakların boyutlandırılması belirsiz bir çalışmadır. Diğer bir dezavantaj, uygun bir tasarımla olumsuz etkisi azaltılabilen, kolonun iç kısımlarının ve katıların aşınmasıdır. Akışkan yatakların çoğunda, taşınan parçacıkları tutabilmek için, iç ve dış siklonlar kullanılır ancak filtreler ve sıyırıcılar da sıkça gerekli olur.

KAYNAKLAR

- Bolat, E., (1998), "Akışkan Yatak Teknolojisi", Y.T.Ü. Kimya-Metalurji Fak., Kimya Müh. Böl. Ders Notları, İstanbul
- Coulson, J.M., Richardson, J.F., Harker, J.H., (1991), Chemical Engineering – Particle Technology and Separation Processes, Oxford
- Çengel, Y.A., Boles, M.A., (1994), Thermodynamics: An Engineering Approach, McGraw-Hill, New York
- Günsburg, D.B., Çeviren: Recepoğlu, A.O., (1972), Düşük Değerlikli Yakıtların Gazlaştırılması, İ.T.Ü., İstanbul
- Howard, J.R., (1989), Fluidized Bed Technology: Principles and Applications, Adam Hilger, New York
- Koyun, A., (1995), "Düşük Değerlikli Linyitlerin Piroliz ve Gazlaştırılması", Y.T.Ü. Doktora Tezi, İstanbul
- Kunii, D., Levenspiel, O., (1969), Fluidization Engineering, John Wiley & Sons, New York
- McCabe, W.L., Smith, J.C., Harriot, P., (1985), Unit Operations of Chemical Engineering, McGraw-Hill Book Comp., Singapur
- Sinnot, R.K., (1983), Chemical Engineering – An Introduction to Chemical Engineering Design, Pergamon Press, Oxford
- Yates, J.G., (1983), "Fundamentals of Fluidized-bed Chemical Processes", Butterworths Monographs in Chemical Engineering, Londra

ÖZGEÇMİŞ

Adı Soyadı Bekir Ali BAYAZITOĞLU

Doğum Tarihi 06.08.1975

Doğum Yeri İstanbul

Lise 1986-1993 Özel Moda Lisesi

Lisans 1993-1997 Yıldız Teknik Üniversitesi Mühendislik Fak.
Makina Mühendisliği Bölümü

Çalıştığı Kurumlar

1997-1999 Tesa Tesisat San. ve Tic. Ltd. Şti.

1997- Bayazıtöğlu-Sarı Mimarlık Dek. ve Tic. Ltd. Şti.



