

154472

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

YOĞUŞMALI KAZANLARIN HESABI VE DİZAYNI

Makina Mühendisi Özgür Evren BALCI

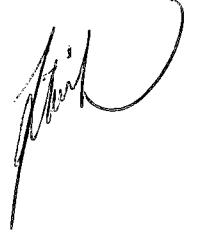
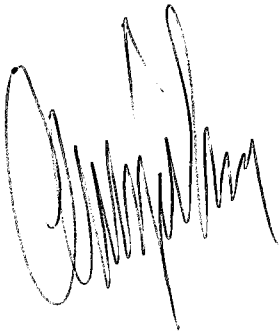
FBE. Makina Mühendisliği Anabilim Dalı Enerji Makinaları Programında
Hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı: Yrd.Doç.Dr. Burhan SUNGU

Prof. Dr. Ahmet Bayülken

Doç. Dr. Recep Öztürk



İSTANBUL, 2004

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ	iv
ŞEKİL LİSTESİ.....	v
ÇİZELGE LİSTESİ	vi
ÖNSÖZ	vii
ÖZET	viii
ABSTRACT	ix
1. DOĞAL GAZIN GENEL ÖZELLİKLERİ	1
1.1 Doğal Gazın Kullanım Alanları	1
1.2 Doğal Gaz Kaynakları	1
1.3 Doğal Gaz Ve Ülkemizde Kullanımı	4
1.4 Doğal Gazın Özellikleri	6
1.5 Doğal Gazın Üstünlükleri	6
1.6 Doğal Gazın Yanma Özellikleri	8
2. ÜST ISIL DEĞERDEN FAYDALANMANIN ESASLARI	10
2.1 Teorik Esaslar	10
2.2 Üst Isıl Değerden Efektif Olarak Faydalanmadaki Tesir Büyüklükleri.....	11
2.3 Üst Isıl Değer Tekniğinin Uygulanma Nedenleri	14
3. DOĞAL GAZIN YANMA REAKSİYONLARI	16
3.1 Doğal Gazın Yanma Denklemi.....	16
3.2 Tam Yanma Durumu ($X=1; \lambda = 1$).....	19
3.3 Yarı Yanma Durumu ($X=0; \lambda = 1$).....	20
3.4 Eksik Yanma Durumu ($X=0,80; \lambda = 1,06$).....	21
3.5 Ostwald Diyagramının Çizilişi	25
3.6 İki Sıcaklık Arasındaki Entalpi Farkı ve Ortalama Özgül Isı Değeri	29
3.7 Isıl Değer Hesabı	31
4. EKONOMİZÖR HESABI	33
4.1 Logaritmik Ortalama Sıcaklık Farkı	34
SONUÇLAR.....	38
KAYNAKLAR.....	39
EKLER	40

Ek 1	Tam yanma ($X=1$, $\lambda =1$) durumunda Rusya doğal gazı yanma hesaplamaları.....	41
Ek 2	Yarı yanma ($X=0$, $\lambda =1$) durumunda Rusya doğal gazı yanma hesaplamaları.....	42
Ek 3	Eksik yanma ($X=0,8$, $\lambda =1,06$) durumunda Rusya doğal gazı yanma hesaplamaları	43
Ek 4	Doymuş haller için su ve su buharı tablosu (Öztürk vd., 2000)	44
ÖZGEÇMİŞ	45



SİMGE LİSTESİ

f	Yakma havası içindeki su buharı miktarı (Sm^3/Sm^3)
F	Ekonomizördeki ısı transfer alanı (m^2)
H_u	Yakıtın alt ısı değeri (kJ/Sm^3)
h_R	Reaksiyon entalpi farkı (reaksiyon enerjisi) (kJ/kmol)
\bar{C}_{po}	Sabit basınçta özgül ısı değeri ($\text{kJ}/\text{kmol K}$)
K	Toplam ısı geçiş katsayısı ($\text{W}/\text{m}^2\text{°C}$)
k	Duman gazı içindeki CO_2 hacminin kuru duman gazı hacmine oranı (%)
$l L_{\min,gh}$	Tam yanma durumunda gerekli minimum hava miktarı ($\frac{\text{Sm}^3 \text{ hava}}{\text{Sm}^3_y}$)
\dot{m}_y	Kazanın saatte harcadığı yakıt miktarı (Sm^3/h)
\dot{m}_{dg}	Saatte oluşan duman gazı miktarı (Sm^3/h)
\dot{m}_{H_2O}	Duman gazı içinde saatte oluşan su buharı miktarı (Sm^3/h)
\bar{M}	Mol kütlesi (kg/kmol)
$l O_{\min}$	Tam yanma durumunda gerekli minimum Oksijen miktarı ($\frac{\text{Sm}^3 O_2}{\text{Sm}^3_y}$)
$y O_{\min}$	Yarı yanma durumunda gerekli minimum Oksijen miktarı ($\frac{\text{Sm}^3 O_2}{\text{Sm}^3_y}$)
o	Duman gazı içindeki O_2 hacminin kuru duman gazı hacmine oranı (%)
P	Basınç (kPa)
Q	Isıl güç (kJ/h)
Q_{dg}	Duman gazından saatte transfer edilen ısı (kJ/h)
Q_{H_2O}	Duman gazı içindeki su buharının yoğuşması sonucu saatte elde edilen ısı (kJ/h)
q	Duman gazı içindeki CO hacminin kuru duman gazı hacmine oranı (%)
R	Gaz sabiti ($\text{kJ}/\text{kg K}$)
r	Hacimsel oran (%)
T	Sıcaklık (°C)
V	Hacim (Sm^3)
\bar{V}	Mol hacmi (Sm^3/kmol)
X	Yakıtın tam olarak yanan kısmının oranı (%)
z	Ekonomizördeki boru adeti
λ	Hava fazlalık katsayısı
Δh	Entalpi farkı (kJ/Sm^3)
η_k	Kazan verimi (%)
ρ	Yoğunluk

Alt İndisler

dg	Duman gazı
kh	Kuru hava
y	Yakıt

ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 2.1 Doğal gazda yoğuşma, verim, dönüş suyu sıcaklığı ve baca gazı sıcaklığı ilişkisi (Broag Ltd.).....	12
Şekil 2.2 Duman gazı CO ₂ miktarına bağlı olarak su buharı çığlenme sıcaklığının değişimi (Bilgiç, 2001)	13
Şekil 2.3 Hava fazlalık katsayısına bağlı olarak su buharı çığlenme sıcaklığının değişimi (Buderus).....	14
Şekil 3.1 Ostwald diyagramının çizim yöntemi (Sungu,).....	27
Şekil 3.2 Rusya doğal gazına ait Ostwald diyagramı	28
Şekil 4.1 Sıcaklık dağılım diyagramları	35
Şekil 4.2 İki bölümlü yoğuşmalı bir kalorifer kazanı (Bilgiç, 2001).....	36

ÇİZELGE LİSTESİ

Çizelge 1.1 Dünyadaki doğal gaz rezervleri (2000) [6].....	3
Çizelge 1.2 Türkiye'nin yapmış olduğu mevcut doğal gaz alım anlaşmaları [1].....	5
Çizelge 2.1 Çeşitli gaz ve sıvı yakıtların karakteristik özellikleri (Çelik,1997).....	11
Çizelge 3.1 Hesaplamalarda kullanılacak gazların karakteristik özellikleri [4].....	16
Çizelge 3.2 Rusya doğal gazı hacimsel içeriği	17
Çizelge 3.3 Rusya doğal gazına ait farklı λ değerlerine ait "k", "q", "o" değerleri ve λ eğim değerleri.....	29
Çizelge 3.4 Rusya doğal gazına ait alt ısı değer hesabı (H_u) (Sonntag vd., 1997)	32



ÖNSÖZ

Isıtma sektöründe bugüne kadar farklı yakıtlar kullanan pek çok tipte ürün tasarlanmış ve kullanılmıştır. Zamanla bunlardan düşük verimli olanlar imkanlar elverdiğince tercih edilmemeye başlanmış ve bunların yerine daha yüksek verime sahip, daha tasarruflu ısıtıcılar, kazanlar üretilmiştir.

Bu amaçla hareket edildiğinde fosil yakıtlar arasında yanma ürünleri içerisinde kükürt bulunmayan doğal gazın avantajlı olduğu görülmüştür. Doğal gaz yakıtlı kazanlarda baca gazı içerisindeki su buharının yoğuşturulması sayesinde yakıtın üst ısıl değerinden faydalanılmaya başlanabilmiş, bu şekilde sistemin veriminde gözle görülür bir artış sağlanmıştır.

Bu çalışmada doğal gazın yoğuşmalı bir kazanda yanma şartları incelenerek, bu şartlarda yapılacak yoğuşturma sonucu ne kadar bir avantaj elde edilebileceği incelenmiştir.

Tez çalışmamda bana her türlü destek ve yardımı sağlayan ve beni yönlendiren hocam Sayın Yrd.Doç.Dr. Burhan SUNGU'ya, teknik döküman ve bilgi yardımlarından dolayı Üiversal Isı A.Ş. Genel Müdürü Sayın Metin BİLGİÇ'e, bana her zaman destek olan aileme ve arkadaşlarıma teşekkürlerimi sunarım. Saygılarımla.

ÖZET

Bu çalışmada doğal gazın Türkiye ve dünyadaki kaynakları, rezerv miktarları, kullanım alanları verilmiş, doğalgazın özellikleri ve diğer yakıtlara göre avantajları anlatılmıştır.

Çalışma esnasında doğal gazın yanma prosesi farklı yanma oranları ve farklı hava fazlalık katsayılarına göre hesaplanmış, bunların sonucunda oluşan yanma ürünlerinin miktar ve oranları tespit edilmiştir. Ostwald diyagramı, teorik çizim yöntemi detaylı bir şekilde anlatılarak çizilmiştir. Sonrasında, hesaplamalar sonucu çıkan gerçek değerlere uygun olarak tekrar çizilen Ostwald diyagramında bulunan fark ve sapmalar gösterilerek yorumlanmıştır.

Son olarak su buharının yoğuşturulması için dizayn edilecek sistemin değerleri hesaplanmış ve gerçekleşen yoğuşumun sistemin verimine katkısı belirlenmiştir.

Anahtar kelimeler: Yoğuşmalı kazanlar, doğal gaz ve yanma, Ostwald diyagramı, yanma ürünleri, ısı değer.



ABSTRACT

This study contains the quantity of reserves, and usage fields of natural gas in Turkey and world, specifications and properties, and the differences from other fossil-fuels like advantages.

In the study, the combustion of natural gas has calculated and investigated by different air-fuel ratios and combustion ratios, so the quantity of combustion products have determined by these reasons. The Ostwald diagram has been drawn after explaining the theoretical drawing method in details. Afterwards a second Ostwald diagram deviated from the theoretical one has been drawn by using the calculation results and it explained with its reasons.

The study came to end by determine the economisers technical datas with calculating the condensation of vapour in combustion products.

Keywords: Condensing boilers, natural gas and combustion, Ostwald diagram, combustion products, heating value.



1. DOĞAL GAZIN GENEL ÖZELLİKLERİ

Organik teoriye göre, diğer fosil yakacaklar gibi doğal gaz da milyonlarca yıl önce yaşamış bitki ve hayvan artıklarından oluşmuştur. Yeryüzü kabukları arasına gömülen bu artıklar, basınç ve ısı etkisiyle, kimyasal değişikliklere uğrayarak doğal gazı meydana getirmiştir. Genelde doğal gaza sıra dağ yamaçlarında, petrol yatakları ile birlikte veya serbest olarak rastlanmaktadır. Bugün çıkarılan doğal gazın yaklaşık % 40 kadarı petrol ile aynı yataklarda, % 60 kadarı ise petrolün bulunmadığı yataklardan sağlanmaktadır [7].

Doğal gaz yanıcı, kokusuz, renksiz ve havadan hafif bir gazdır. Metan, etan, propan, bütan, azot ve az miktarda karbondioksit gazlarının bileşiminden meydana gelen bir enerji türüdür. Doğal gaz hidrokarbonların karışımından meydana gelen bir gazdır. Çoğunlukla metan ihtiva eder. Çıktığı yere göre metan dışındaki diğer hidrokarbonlar da az miktarda bulunabilir. Yine çıktığı yere göre karbondioksit, azot ve kükürtlü hidrojen de içerebilir. Havadan hafif olan doğal gaz basınç altında sıvılaştırılabilir, depolanabilir. Enerji üretim sektöründe doğal gaz kullanımı ilk olarak ABD'de olmuştur. Modern üretim ve tüketim teknikleri ile yeryüzüne yakın kaynaklardan elde edilen doğal gaz, borularla tüketim yerlerine taşınarak şehir aydınlatmasında kullanılmıştır. Fakat 1950'lere gelene kadar doğal gazın toplam enerji sektöründeki payı %10'un altında olmuştur (Akaryıldız, 2002).

1.1 Doğal Gazın Kullanım Alanları

Doğal gaz, konutlarda ısıtma ve soğutma, sıcak su elde etme ve pişirmede kullanılırken, küçük sanayi atölye ve fırınlarda üretim amaçlı olarak kullanılır. Cam ve kiremit imalatında da yararlanılan doğal gaz, tekstil sektörü için de önemli bir enerji kaynağıdır. Ayrıca Türkiye'nin elektrik ihtiyacının küçümsenemeyecek bir kısmı doğal gazla çalışan santrallerden üretilmektedir.

1.2 Doğal Gaz Kaynakları

Dünyada, bugün bilinen petrol rezervlerine eşdeğer doğal gaz rezervi vardır. 2000 yılındaki belirlenmiş doğal gaz rezervleri 150,2 trilyon m³ civarındadır (ABD Enerji Bakanlığı) [6].

Başlangıçta daha çok yerel olarak kullanılan bu yakıt, özellikle 1970'li yıllardan sonra petrol fiyatlarındaki aşırı artış ile enerji sektöründeki yerini genişletmiştir. Uluslararası kullanımı sürekli artış göstermiş ve üretici ve tüketici konumunda birçok ülkenin ortaya çıkmasına neden olmuştur. Bu değişim doğal gazın toplam enerji üretimindeki payını arttırmıştır.

Bugün için dünyanın çeşitli bölgelerinde birçok doğal gaz üreticisi ülke bulunmaktadır. Başlangıçta sınırlı kullanımı olan doğal gaz, üretim artışı ve buna mukabil oluşan yoğun taleplerle evsel ısıtmanın haricindeki birçok değişik sektörde de tercih edilir hale gelmiştir. Doğal gaz 1989 yılında dünya toplam enerji tüketiminin % 21'ini karşılar durumdaydı. Günümüzde ise dünya enerji tüketiminin % 77'sini fosil yakıtlar karşılamaktadır ve bunun da yaklaşık 26'sı doğal gaza aittir. Bu oran doğal gaz kullanım trendini açıkça ortaya koymaktadır. Fosil yakıtların tespit edilen rezerv açısından gelecekteki kullanım ömrüne bakıldığında da petrolün tahminen 45 yıl sonra tükeneceği görülmektedir. En uzun ekonomik ömre sahip fosil yakıt olarak görülen kömürün ise çevreye olumsuz etkisinin fazlalığı sebebiyle sadece belli alanlarda kullanımı zorunludur. Dolayısıyla mevcut durum itibariyle çevreye olumsuz etkisi minimum olan doğal gazın kullanımının artacağı açıkça görülmektedir [7].

Çevre sağlığının bozulmasına ve hava kirliliğinin artmasına engel olmak amacıyla, yenilenebilir enerji kaynaklarının kullanımı yeterli düzeye gelene kadar enerji ihtiyacının doğal gazdan sağlanması en sağlıklı çözüm olarak görülmektedir. Ayrıca teknolojik gelişmelerle yeni rezervlerin keşfedileceği ve buna bağlı olarak doğal gaz fiyatının göreceli olarak düşeceği tahmin edildiğinden, doğal gazın yakın geleceğin en önemli yakıtı olacağı düşünülmektedir.

Dünyada bilinen petrol rezervlerine eşdeğer doğal gaz rezervi vardır. Dünya doğal gaz rezervi 150,2 trilyon metreküp olarak tahmin edilmekte, en büyük rezerv ise 48 trilyon metreküp ile Rusya'da bulunmaktadır. Dünyadaki doğal gaz rezerv miktarları ve ülkelere göre yüzde olarak dağılımı Çizelge 1.1'de verilmiştir.

Çizelge 1.1 Dünyadaki doğal gaz rezervleri (2000) [6]

Ülke	Rezerv (Trilyon kübik feet)	Trilyon m ³	Toplam Rezerv İçi Payı %
Dünya	5.304	150,2	100,0
Üretici 20 Ülke	4.571	129,4	86,2
Rusya Federasyonu	1.700	48,1	32,1
İran	812	23,0	15,3
Katar	300	11,2	5,7
B.A.E	212	6,0	4,0
Suudi Arabistan	204	6,1	3,8
ABD	164	4,7	3,1
Cezayir	160	4,5	3,0
Venezüella	143	4,2	2,7
Nijerya	124	3,5	2,3
Irak	110	3,1	2,1
Türkmenistan	101	2,9	1,9

Malezya	82	2,3	1,5
Endonezya	72	2,1	1,4
Özbekistan	66	1,9	1,2
Kazakistan	65	1,8	1,2
Kanada	64	1,8	1,2
Hollanda	63	1,8	1,2
Kuveyt	52	1,5	1,0
Çin	48	1,4	0,9
Meksika	30	0,9	0,6
Diğer Ülkeler	732	17,4	13,8

1.3 Doğal Gaz Ve Ülkemizde Kullanımı

Türkiye'de doğal gazın varlığı ilk defa 1970 yılında Kumrular bölgesinde tespit edilmiş ve 1976 yılında da Pınarhisar Çimento Fabrikası'nda kullanılmaya başlanmıştır. 1975 yılında Çamurlu sahasında bulunan doğal gaz, 1982 yılında Mardin Çimento Fabrikası'na verilmiştir. Fakat bu kaynaklardaki rezerv ve üretim miktarı düşük olduğu için yaygınlaştırılmamıştır [1].

Türkiye'nin gelişmesine paralel olarak artan hızlı ve çarpık kentleşme, sanayileşme, bunlara bağlı olarak oluşan çevre kirliliği ve hava kirliliği, 1970'lerde yaşanan petrol krizi tüm dünyayı olduğu gibi Türkiye'yi de alternatif kaynak arayışlarına itmiştir. Bu sebeple 1984 yılında SSCB ile doğal gaz sevkiyatı konusunda anlaşma imzalanmış, akabinde 84/8806 sayılı Bakanlar Kurulu Kararı ile satın alınan gazın sanayi ve şehir şebekelerinde kullanılması öngörülmüştür. Öncelikle hava kirliliği nedeni ile Ankara ve İstanbul illeri seçilmiş ve

çalışmalara başlanmıştır. Türkiye'de doğal gazın yaygın olarak kullanımı 14 şubat 1986 tarihinde SSCB ile yapılan anlaşma ile başlamaktadır. 14 Nisan 1988'de Cezayir'le yıllık 4 milyar m³ sıvılaştırılmış doğal gaz alımına ilişkin ticari anlaşma imzalanmıştır. Marmara Ereğlisi'nde 1994 yılında inşası tamamlanan sıvılaştırılmış doğal gaz terminaline 286 milyon m³ gaz taşınarak ana iletim hattına transfer edilmiştir [1].

Türkiye'ye gelen ve verilen doğal gazın en büyük bölümü elektrik üretiminde kullanılmaktadır. 1996 yılında Türkiye'nin ithal ettiği doğal gazın %53'ü elektrik üretiminde kullanılırken, bu oran 1997'de %50 olarak gerçekleşmiş, 2003 sonu itibariyle bu oran % 40 civarında olmuştur. Ancak uzun vadede doğal gazdan elektrik üretiminin azalan değil, artan bir trend göstermesi öngörülmektedir. şehir merkezindeki evsel ve ticari doğal gaz kullanımını ilk olarak Ankara'da 1988 yılı sonunda başlanmıştır. 1992 yılında İstanbul ve Bursa'da da kullanıma geçilmiştir. şehir içi doğal gaz dağıtımını, Ankara'da EGO, İstanbul'da İGDAş, Bursa ve Eskişehir'de BOTAş yürütmektedir. Doğal gazın ithali ve Türkiye'deki genel dağıtımını da BOTAş yapmaktadır [1].

Çizelge 1.2 Türkiye'nin yapmış olduğu mevcut doğal gaz alım anlaşmaları [1]

Mevcut Anlaşmalar	Miktar (Plato) (Milyar m ³ /yıl)	İmzalanma Tarihi	Süre (Yıl)	Durumu
Rus. Fed.(Batı)	6	14 şubat 1986	25	Devrede
Cezayir (LNG)	4	14 Nisan 1988	20	Devrede
Nijerya (LNG)	1.2	9 Kasım 1995	22	Devrede
İran	10	8 Ağustos 1996	25	Devrede
Rusya Fed. (Karadeniz)	16	15 Aralık 1997	25	2002
Rusya Fed. (Batı)	8	18 şubat 1998	23	Devrede
Türkmenistan	16	21 Mayıs 1999	30	2005
Azerbaycan	6.6	12 Mart 2001	15	2006

1.4 Doğal Gazın Özellikleri

Doğal gaz zehirsizdir:

Doğal gazın en önemli özelliklerinden biri zehirsiz olmasıdır. Doğal gazın solunması halinde zehirleyici ve öldürücü etkisi yoktur. Ancak ortamda fazla birikmiş ise teneffüs edilecek oksijen azaldığından dolayı boğulma tehlikesi vardır. Bu yüzden şehre dağıtmadan önce gaza kurumlar tarafından koku verilir. Bu koku sarımsağa benzer bir kokudur.

Doğal gazın patlama özelliği

Doğal gazın en önemli tehlikesi diğer gaz yakıtlarda da olduğu gibi belirli oranlarda hava ile karışması halinde patlayıcı olmasıdır. Havadaki doğal gaz çok az veya çok fazla ise herhangi bir patlama olmaz.

Doğal gaz havadan hafiftir

Doğal gazın diğer önemli bir özelliği havadan hafif olmasıdır. Dolayısıyla hava içinde yükselme eğilimindedir. Gaz kaçaqları hava ile karışmadan önce yükseklerde toplanır. Bu yüzden havalandırma bacalarından kolaylıkla dışarı atılabilir.

Doğal gaz kuru bir gazdır (Su buharı içermez)

Bu özelliği dolayısıyla dişli bağlantılarda kurumayan sızdırmazlık malzemeleri kullanılmalıdır.

Doğal gazın ısı değeri

Doğal gazın ısı değeri hava gazına göre daha fazla, tüp gaza göre daha düşüktür. Bu sebeple hava gazından doğal gaza dönüşen ocaklarda yemekler daha çabuk pişebilecektir. Tüp gazda aksine daha uzun zaman alacaktır.

1.5 Doğal Gazın Üstünlükleri

Doğal gaz çevreyi kirletmeyen bir yakıttır.

Çevreyi kirleten iki ana faktör doğal gaz dumanı içerisinde bulunmamaktadır. Bunlardan birincisi kükürt oksitlerdir. Bu madde duman gazındaki ve havadaki nemle, sülfürik asite dönüşür. Böylece hem kazan borularını, hem de asit yağmurları ile çevreyi aşındırır ve tahrip

eder. Ayrıca solunması halinde insanlar için zehirleyici etkisi vardır. İkincisi is ve uçan kül parçacıklarıdır. Özellikle kömür yakılması halinde çevreye yayılan bu katı parçacıklar temizlik ve insan sağlığı açısından son derece zararlıdır. Ayrıca kazan yüzeylerini kaplayarak verimi ve ısı kapasiteyi düşürürler [7].

Yanma ürünleri içinde bulunan ve çevreye zarar veren bir başka bileşen de azot oksitlerdir (NO_x). Azot oksitler fiziksel rahatsızlıklara, gözlerde yanmaya ve yüksek dozda bulunduğu boğulma hissine neden olur. Yanma ürünleri içinde NO_x oluşumunun ana nedenlerinden biri yanma sıcaklığının yüksek olmasıdır. Doğal gaz ocak sıcaklıkları yüksek olup, NO_x emisyonu da, eğer önlem alınmazsa, diğer yakıtlara göre daha az olmakla birlikte yine de önemli mertebededir. Bu yüzden kombi cihazlarına NO_x emisyonunu düşürmek için yanma odasına alev soğutma çubukları yerleştirilmiştir [7].

Doğal gaz temiz bir yakıttır.

Doğal gazın temiz bir yakıt olması kazan bakım ve işletmesi açısından önemli bir avantaj sağlar. Fuel-oil veya kömür yakılması haline kalorifer kazanı ısıtma yüzeyleri üzerinde biriken kül ve kurum tabakası hem yüzeyleri aşındırır, hem de ısı geçişini engelleyerek kazan verimini düşürür. Bu yüzden kazan boruları haftada en az bir kere temizlenmek zorundadır. Halbuki doğal gaz kullanımında böyle bir sorun yoktur.

Doğal gazın yakılması için ön hazırlama ve depolama gerekmez.

Doğal gaz kullanılması halinde yakıt hazırlama ve kül atma işlemlerine gerek kalmaz. Hem fuel-oil, hem de kömür depolanmak zorundadır. Bu nedenle kazan dairelerinde yakıt tankı veya kömürlük hacimleri oluşturulmaktadır. Halbuki doğal gazda buna gerek yoktur. Yakıt doğrudan şebekeden kazana bağlanmaktadır. Özellikle yakıt depolama zorunluluğu dolayısıyla katı ve sıvı yakıtlarda kazan dairesi bodruma yapıldığı halde, doğal gaz için kazan daireleri çatı katında da oluşturulabilir. Böylece değerli inşaat alanlarından önemli ölçüde tasarruf yapılabilir. Yakılmadan önce fuel-oil ısıtılmak, filtrelenmek ve basınçlandırılmak zorundadır. Kömür ise kırılmak, taşınmak ve kurutulmak gibi işlemlere gerek duyar. Ayrıca mekanik olarak ocağa beslenmesi istendiğinde pahalı sistemler gerekir. Halbuki doğal gazda böyle bir ön hazırlamaya gerek yoktur.

Otomatik kontrole uygundur.

Doğal gaz yakıcıları tamamen otomatik kontrolle, insana gerek duymadan ve emniyetli bir şekilde çalışırlar. Devreye çabuk girip, devreden çabuk çıkabilirler.

Doğal gaz kazanları yüksek verimlidir.

Doğal gazlı kazanlarda ısı verim de yüksektir. Bir kazanın ısı veriminin yüksek olması, kazanı terk eden duman gazlarının sıcaklığının düşük olmasına bağlıdır. Fuel-oil veya kömür yakılması halinde, daha önce sözü edilen, kükürt oksitlere bağlı asit korozyonu nedeniyle duman sıcaklıkları fazla düşürülmez. Halbuki doğal gazda böyle bir sorun olmadığından daha verimli kazanlar yapmak mümkündür. Nitekim piyasadaki kombi cihazlarının bazıları (alt ısı değere göre) %93-95 gibi yüksek ısı verimlere ulaşmaktadır.

Doğal gaz ekonomiktir.

Bütün bu temizlik, depolama, yakıt hazırlama ve kül atma maliyetleri göz önüne alınırsa doğal gaz yakılmasının gerek yatırım, gerekse işletme maliyetlerinde önemli kazançlar sağladığı söylenebilir.

Yapılan bir çalışmaya göre doğal gaz yakılması halinde sadece işletme giderlerinde fuel-oile oranla yıllık tüketimin % 2'si mertebesinde bir tasarruf sağlanmaktadır. Kömür olması halinde bu kazanç daha yüksek olacaktır. Kazan verimindeki artışlar da dikkate alındığında doğal gazın diğer yakıtlara en az % 10 mertebelerinde ilave işletme ekonomisi sağladığı söylenebilir.

1.6 Doğal Gazın Yanma Özellikleri

Doğal gaz ısı değeri yüksek bir gazdır.

Doğal gazın birim kütle başına ısı değeri, kömür ve fuel-oille karşılaştırıldığında daha yüksektir. Dolayısıyla herhangi bir dönüşüm işleminde, kazanlarda doğal gaza geçiş nedeniyle herhangi bir kapasite düşümü söz konusu değildir.

Ocak yükü fazla, gerekli ocak hacmi küçüktür.

Alev boyu fuel-oile göre daha kısadır. Yanmayı tamamlamak için gerekli zaman, 0,4-0,6 s mertebesinde olup, kısadır. Bu nedenle ocak hacmi daha küçük kazanlar yapılabilir[7].

Ocak sıcaklığı yüksektir.

Gerek ocak yükünün fazla olması, gerekse alevde is ve katı tanecik radyasyonunun olmayışı nedeniyle alev radyasyon kabiliyetinin az olmasından dolayı ocak sıcaklığı yüksektir.

Doğal gaz alevi, is radyasyonu olmadığı için mavi renklidir. Bu alevden ocağı çevreleyen soğutucu cidarlara geçen ısı nispeten azdır. Daha az soğumaya bağlı olarak da oda sıcaklıkları daha yüksektir. 1500 °C mertebelerine ulaşabilen oda sıcaklıkları nedeniyle kazan konstrüksiyonunda bazı önlemler alınmalıdır. (Sungu,)

Doğal gazlı kazanlarda asıl ısı geçişi konveksiyonla olur.

Yanma sonucu yanma ürünü sıcak duman gazlarına geçen yakıt ısısı, büyük ölçüde ocak dışında kalan konveksiyon yüzeylerinde suya geçer. Bu nedenle doğal gaz kazanlarında konveksiyon yüzeyleri iyi dizayn edilmelidir.

Duman gazları içinde su buharı oranı yüksektir.

Yakıt içinde su bulunmasa da, hidrojen yanması sonucu duman gazı içinde yüksek oranda su buharı bulunur. Bu su buharının yoğuşması nedeniyle hem çelik yüzeylerde korozyon, hem de bacada ve komşu duvarlarda kirlilik ve rutubet oluşur. Yoğuşmanın önlenmesi için kazan ve baca konstrüksiyonunda gerekli önlemler alınmalıdır.

Gerekli hava fazlalığı düşüktür.

Doğal gaz iyi bir yakıt olduğundan, tam yanma için gerekli hava değeri düşüktür.

Yanma için gerekli hava miktarı ve yanma sonucu oluşan duman miktarı diğer yakıtlara göre çok önemli bir farklılık göstermez.

2. ÜST ISIL DEĞERDEN FAYDALANMANIN ESASLARI

2.1 Teorik Esaslar

Fosil yakıtların yanmasında su buharı da oluşmaktadır (yaklaşık olarak; m³ doğal gaz başına 1,5-1,7 kg). Baca (duman) gazları içinde bulunan bu su buharı büyük bir enerjiye sahiptir, çünkü kg su başına buharlaşma ısısı 539 kcal (0,63 kWh) tutarındadır. Bu gizli ısı, daha önceleri kazanda faydalanılmadan baca yoluyla atmosfere atılmaktaydı. Baca gazlarının tabii çekiş (daha önceleri alışılmış 160°C den daha yüksek baca gazı sıcaklıklarıyla sağlanan) ile normal ev bacaları tarafından emniyetle atmosfere atılması mecburiyeti ve çığ noktasının altındaki sıcaklıklarda oluşan kondensin sebebiyet verdiği baca tahribatlarının önlenmesi ile ilgili talepler su buharının yoğuşturulmasıyla elde edilen gizli ısıdan faydalanmayı engelliyordu. Bugüne kadar kullanılan kazanlarda yakıtın üst ısıl değeri H₀'dan (buharlaşma ısısı kısmından) faydalanılmadığından bunların verimleri daima alt ısıl değer H_u'ya göre veriliyordu. Baca gazı içinde bulunan su buharının enerjisinden faydalanma sadece kondensasyon (yoğuşma) ile sağlanabilmektedir. Bunun için baca gazlarının, su buharının çığ noktasının altına soğutulması gerekmektedir, bu durumda "üst ısıl değerden faydalanma" söz konusudur. Çizelge 2.1'de çeşitli yakıtların karakteristik özellikleri verilmiştir. Buradan da görüldüğü gibi üst ısıl değer alt ısıl değere oranı doğal gazda 1,11 motorinde 1,06 dır. Doğal gazda motorine göre daha uygun H₀ /H_u oranının ve yüksek özgül kondens miktarının bulunması nedeniyle üst ısıl değer tekniği doğal gaz yakılmasında özellikle efektif olarak kullanılabilir (Schlee, 1997).

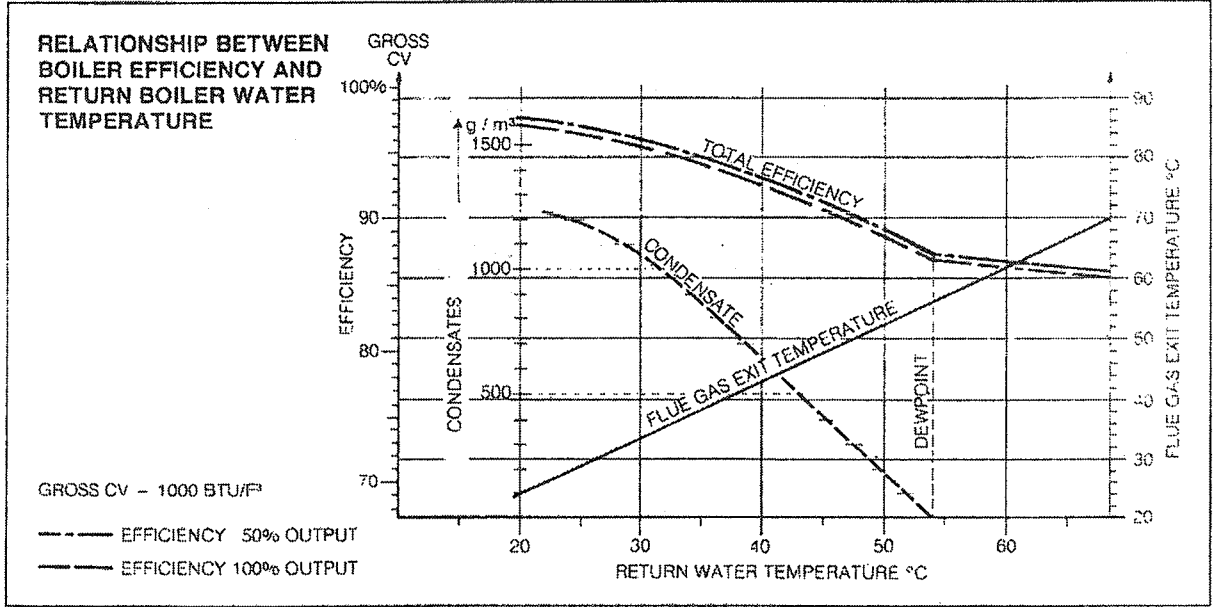
Çizelge 2.1 Çeşitli gaz ve sıvı yakıtların karakteristik özellikleri (Çelik,1997)

		Gaz yakıt				Motorin
		Doğal Gaz		Sıvılaştırılmış Gazlar		
		L	H	Propan	Bütan	
		kWh /m ³	kWh /m ³	kWh /m ³	kWh /m ³	
Üst Isıl Değer	H ₀	10,30	12,18	28,11	37,17	12,61
Alt Isıl Değer	H _u	9,30	11,02	25,88	34,32	11,86
Oran	H ₀ / H _u	1,11	1,11	1,09	1,08	1,06
Baca gazı çiğ noktası ⁽¹⁾		56,4	56,2	52,9	52,2	47
Özgül kondens miktarı ⁽²⁾	m _k	0,16	0,16	0,13	0,12	0,09

- 1) 0 °C, hava fazlalık katsayısı 1,2 ve hava bağıl nemi % 50'de
- 2) max.özgül kondens miktarı, kg/kWh (H_u'ya göre)

2.2 Üst Isıl Değerden Efektif Olarak Faydalanmadaki Tesir Büyüklükleri

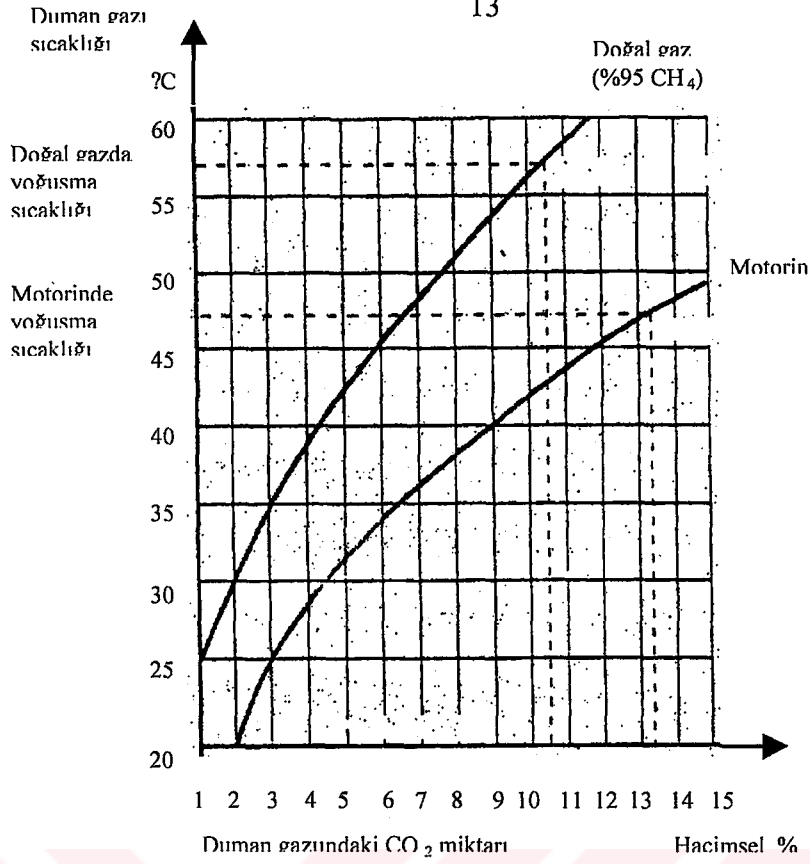
Bir kazanın baca gazlarında bulunan su buharı içindeki kondensasyon ısısından hangi oranda faydalanılabileceği herşeyden önce sıcak sulu ısıtma sistemindeki su sıcaklığına bağlıdır. Kazana dönen su ne kadar soğuksa baca gazlarından o kadar fazla ısı çekilebilmekte ve üst ısı değerinden faydalanma da o kadar büyük olmaktadır. Şekil 2.1'de Baca gazı ve dönüş suyu sıcaklığının yoğuşan su buharı miktarına ve bununla da verime etkisi görülmektedir: Örneğin 50 °C'lik baca gazı sıcaklığında verim % 90 (H₀ ,üst ısıl değere göre) ve kondens miktarı yaklaşık olarak 280 g/m³ civarında çıkmaktadır. Kondensasyon kazanlarının verimleri veya kullanma ısı verimleri 40/30 °C'lik ısıtma suyu sıcaklığında genelde % 90'ın üzerindedir (Schlee, 1997).



Şekil 2.1 Doğal gazda yoğuşma, verim, dönüş suyu sıcaklığı ve baca gazı sıcaklığı ilişkisi (Broag Ltd.)

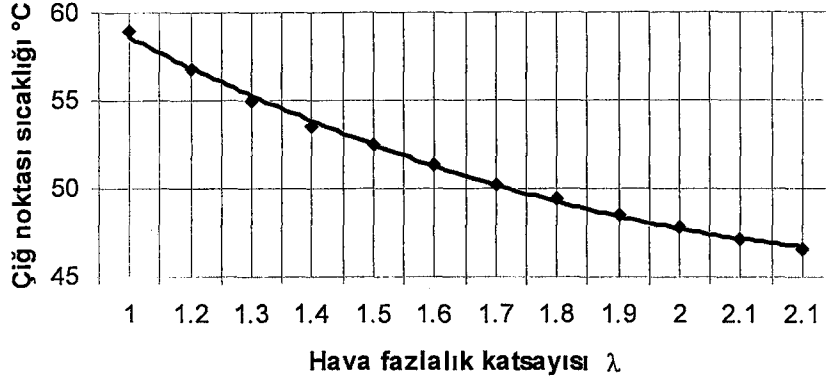
Üst ısıl değerden faydalanmada baca gazının su buharı çığ noktası sıcaklığının önemi büyüktür. Çığ noktası sıcaklığı ne kadar yüksek ise, üst ısıl değerden faydalanma imkanı o kadar artmakta; kondensasyonlu işletmede ısıtma suyu sıcaklıkları da o kadar yüksek olmaktadır. Şekil 2.2'de baca gazlarının çığ noktası sıcaklığı CO₂ miktarına bağlı olarak gösterilmiştir. Buradan da görüldüğü üzere, aynı CO₂ miktarında doğal gazdaki çığ noktası sıcaklığı motorindekine oranla oldukça yüksektir (Schlee, 1997).

Örneğin % 10,5'lik bir CO₂ miktarında (Şekil 2.2'de kesikli çizgi) çığ noktası sıcaklığı motorinde yaklaşık 42 °C, doğal gazda ise 56 °C'dir. Dönüş suyu sıcaklığı ile baca gazı sıcaklığı arasında 10 K'lik fark olduğu varsayılan bir kazanda su buharının kondensasyonu sıvı yakıtta 32 °C'lik, gaz yakıtta ise 46 °C'lik dönüş suyu sıcaklığında başlamaktadır. Bu husus, bugün uygulamada hemen hemen tamamen gaz yakıtlı kondensasyon kazanlarının görülmesinin ve sıvı yakıtlı kondensasyon kazanlarının da çok az kullanılmasının bir diğer nedenidir (Schlee, 1997).



Şekil 2.2 Duman gazı CO₂ miktarına bağlı olarak su buharı çığlenme sıcaklığının değişimi (Bilgiç, 2001)

Su buharının çığ noktası öncelikle yanmadaki hava fazlalığı tarafından etkilenmektedir. Şekil 2.3 çeşitli hava fazlalık katsayılarındaki çığ noktalarını göstermektedir. Mümkün olduğunca yüksek çığ noktası sıcaklıklarına ulaşmak ve böylelikle üst ısıl değerden yüksek dönüş suyu sıcaklıklarında da faydalanılmasını sağlamak için mümkün merteye düşük hava fazlalık katsayılı brülörlerin kullanılmasının gerektiği açıkça görülmektedir. Hava fazlalığı ne kadar düşük ise CO₂ miktarı ve bununla da baca gazlarının su buharı çığ noktası sıcaklığı o kadar yüksek, üst ısıl değerden faydalanma bölgesi de o kadar geniş olmaktadır (Schlee, 1997).



Şekil 2.3 Hava fazlalık katsayısına bağlı olarak su buharı çığlenme sıcaklığının değişimi (Isısan-Buderus)

2.3 Üst Isıl Değer Tekniğinin Uygulanma Nedenleri

Merkezi ısıtma sistemlerinin yapımında üst ısıl değer tekniğinin uygulanması ile ilgili olarak iki önemli neden mevcuttur:

- 1) Mahal ısıtma ve sıcak su temini ile ilgili maliyetlerin azaltılması
- 2) Zararlı madde emisyonlarının azaltılması ile çevrenin korunması.

Kondensasyon kazanlarının veriminin, kullanma ısıl veriminin yukarıdaki her iki avantaj için büyük önemi vardır. Gaz yakıtlı kondensasyon kazanlarının verimleri % 95'in üzerindedir;. Bu nedenle gaz yakıtlı kondensasyon kazanları bugün evsel ısı üretimi için enerji ve ekoloji bakımından en uygun çözüm olarak görülebilir; gaz yakıtlı kondensasyon kazanlarının düşük sıcaklık kazanlarına göre ortalama olarak % 10 ila 15 daha az enerji harcadığı ve ısıtma masraflarını aynı oranda azalttığı bilinmektedir. Daha düşük verimlere sahip eski kazanlarla karşılaştırma yapıldığında farkın daha büyük olduğu görülmektedir. Gaz yakıtlı kondensasyon kazanları ayrıca; daha az enerji harcadıkları ve bununla da CO₂, NO_x ve CO emisyonlarında önemli azalma sağladıkları için ve bu cihazlarda kullanılan modern yanma sistemleri NO_x ve CO emisyonlarını daha da azalttığı için, çevrenin korunmasına önemli bir katkıda bulunmaktadır. Aynı amaca hizmet eden ürünler arasında özellikle çevre dostu olanların belirlenebilmesi için, Alman çevre dairesi tarafından uygulanan testten sonra RAL (Alman Kalite Güvence Enstitüsü) tarafından verilen çevre koruma işareti "Blauer Engel"

oluşturulmuştur; Temmuz 1990'dan beri "düşük emisyonlu ve enerji tasarruflu" gaz yakıtlı kondensasyon kazanları için de bir çevre koruma işareti (RAL-UZ 61) mevcuttur. Gaz yakıtlı kondensasyon kazanları, çevre koruma işaretine sahip olabilmek için, gaz yakıtlı kondensasyon kazanları ile ilgili cihaz standartı olan DIN 4702 Teil 6'ya tam olarak uygun olmanın yanı sıra verim ve emisyon bakımından oldukça sıkı (katı) talepleri de sağlamak zorundadır. Çevre koruma işaretinin kondensasyon kazanları ile ilgili emisyon talepleri, evsel yakma sistemleri için günümüzdeki en katı emisyon mükellefiyetini oluşturmaktadır Sınır değerler; azot oksitler (NO_x) için 60 mg/kWh (34 PPM) ve karbonmonoksit (CO) için 50 mg/kWh (46 PPM) tir [2], (Schlee, 1997)

"Çevre koruma işareti jürisi" bu katı belirleme ile, gaz yakıtlı kondensasyon kazanlarında kullanılan yanma tekniğinin emisyonları azaltmada önemli bir katkı sağlaması ile ilgili gerçeği dikkate almıştır. Bu kazanların çoğu değişik konstrüksiyonlara sahip, gaz yakıtlı konvansiyonel kazanlarda görülen emisyonları oldukça azaltan modern ön karışımli brülörlerle işletilmektedir. Gaz yakıtlı kondensasyon kazanlarında oluşan kondensin PH değeri 3,5-4,5 değerleri arasındadır. (Eral, 2002)

3. DOĞAL GAZIN YANMA REAKSİYONLARI

3.1 Doğal Gazın Yanma Denklemi

Hesaplamlarda kullanılacak değerler Standart Şartlar'daki ($P = 101,325 \text{ kPa}$; $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$) değerler olacağından bu değerlere bağlı olarak bazı gazlara ait ideal gaz denklemi kullanılarak gazların standart şartlardaki mol hacimleri hesaplanır

$$P \cdot \bar{V} = \bar{M} \cdot R \cdot T \quad (3.1)$$

$$\bar{V} = \frac{\bar{M} \cdot R \cdot 288,15 \text{ Sm}^3}{101,325 \text{ kmol}}$$

Çizelge 3.1 Hesaplamlarda kullanılacak gazların karakteristik özellikleri [4]

Gaz	Mol kütlesi, \bar{M}	Gaz sabiti, R	Mol hacmi \bar{V}
	kg/kmol	kJ/kg K	Sm ³ /kmol
CO ₂	44.0098	0.188920	23.644457
CO	28.0104	0.296830	23.644444
H ₂ O	18.0152	0.461520	23.644581
N ₂ O	28.0134	0.296800	23.644587
O ₂	31.9988	0.259830	23.644220
CH ₄	16.0426	0.518350	23.648297
C ₂ H ₆	30.0694	0.276500	23.644052
C ₃ H ₈	44.0962	0.188550	23.644477
C ₄ H ₁₀	58.1230	0.143040	23.643270

Hesaplamlarda hacimsel analiz içeriği İgdaş tarafından Çizelge 3.2'de verilen Rusya doğal gazı kullanılacaktır

Çizelge 3.2 Rusya doğal gazı hacimsel içeriği

Bileşenleri	Kimyasal Formülü	Hacimsel oranı
Metan	CH ₄	% 98,52
Etan	C ₂ H ₆	% 0,41
Propan	C ₃ H ₈	% 0,14
Bütan	C ₄ H ₁₀	% 0,06
Ağır Hidrokarbonlar		% 0,03
Karbondioksit	CO ₂	% 0,03
Azot	N ₂	% 0,81

- λ :Hava fazlalık katsayısı
 X :Yakıtın tam yanan kısmının oranı
 c :Yakıt içindeki C miktarı
 h :Yakıt içindeki H₂ miktarı
 s :Yakıt içindeki kükürt miktarı (burada 0 alınacak)
 r_{C,H_v} :C_xH_y gazının yakıt içindeki hacimsel oranı
 \bar{V}_{C,H_v} :C_xH_y gazının moleküler hacmi (Sm³ / kmol)
 \bar{M}_{C,H_v} :C_xH_y gazının moleküler kütlesi (kg / kmol)
 f : Birim miktardaki yakma havası içerisinde, standart şartlarda (15° C , 760 torr) bulunan su buharı miktarı (Sm³ / Sm³)

Yakma havası içindeki gazların hacimsel oranları ;

$$r_{N_2,h} : 0,7805$$

$$r_{O_2,h} : 0,2095$$

$$r_{CO_2,h} : 0,0004$$

$$r_{D_2,h} : 0,0096 \text{ Hava içindeki diğer gazların oranı}$$

(Sungu, B.)

15 °C 'deki Kuru Havanın Yoğunluğu:

Hesaplamalarda hava içerisindeki diğer gazların oranı ihmal edilir.

$$\rho_{kh} = v_{N_2} \cdot \frac{\bar{M}_{N_2}}{\bar{V}_{N_2}} + v_{O_2} \cdot \frac{\bar{M}_{O_2}}{\bar{V}_{O_2}} + v_{CO_2} \cdot \frac{\bar{M}_{CO_2}}{\bar{V}_{CO_2}} \quad (3.2)$$

$$= 0,7805 \cdot \frac{28,0134}{23,644} + 0,2095 \cdot \frac{31,9988}{23,644} + 0,0004 \cdot \frac{44,0098}{23,644} = 1,209852 \frac{kg_{kh}}{Sm^3_{kh}}$$

f değerinin hesaplanması:

$$P_s = 12,78142 \text{ torr}; \varphi = 0,588725$$

$$f = \frac{P_b}{P_h} = \frac{\varphi \cdot P_s}{P - P_s} = \frac{0,588725 \cdot 12,78142}{760 - 12,78142} = 0,01 \frac{Nm^3_{H_2O}}{kg_{kh}} \quad (3.3)$$

$$f = 0,01 \frac{Nm^3_{H_2O}}{kg_{kh}} \cdot 1,05491488 \frac{Sm^3_{H_2O}}{Nm^3_{H_2O}} \cdot 1,209852 \frac{kg_{kh}}{Sm^3_{kh}} = 0,01285 \frac{Sm^3_{H_2O}}{Sm^3_{kh}}$$

Doğal gazın genel yanma denklemi aşağıdaki gibidir. (Sungu,)

$$V_{dg} = \left[\sum \frac{c \cdot r_{C_xH_y}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{CO_2} \cdot X + r_{CO_2h} \cdot \lambda \cdot L_{\min, kh} \right] + \left[\sum \frac{c \cdot r_{C_xH_y}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{CO} \cdot (1 - X) \right] +$$

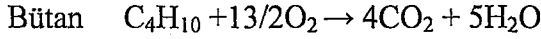
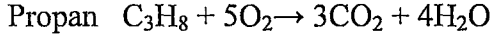
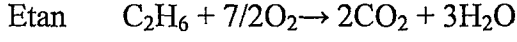
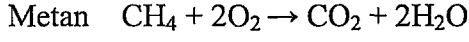
$$\left[\sum \frac{h \cdot r_{C_xH_y}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{H_2O} + r_{H_2O_y} + f \cdot \lambda \cdot L_{\min, kh} \right] + \left[\sum \frac{s \cdot r_{C_xH_y}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{SO_2} \right] + \left[\frac{r_{N_2}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{N_2} + r_{N_2h} \cdot \lambda \cdot L_{\min, kh} \right] +$$

$$\left[r_{Dh} \cdot \lambda \cdot L_{\min, kh} \right] + \left[(O_{\min, kh} - y \cdot O_{\min, kh}) \cdot (1 - X) + r_{O_2h} \cdot (\lambda - 1) \cdot L_{\min, kh} \right] \quad (3.4)$$

Yukarıdaki genel yanma denkleminde köşeli parantezler içerisindeki değerler sırasıyla karbondioksit (CO₂), karbonmonoksit(CO), su (H₂O), kükürtdioksit(SO₂), azot(N₂), hava içerisindeki diğer gazlar ve oksijenin (O₂), duman gazı içerisindeki hacimsel miktarlarını belirtmektedirler.

3.2 Tam Yanma Durumu ($X=1$; $\lambda = 1$)

Doğal gazın bileşenlerinin tam yanma denklemleri aşağıdaki gibidir:



$$O_{\min} = \left(2 \frac{r_{\text{CH}_4}}{V_{\text{CH}_4}} + \frac{7}{2} \frac{r_{\text{C}_2\text{H}_6}}{V_{\text{C}_2\text{H}_6}} + 5 \frac{r_{\text{C}_3\text{H}_8}}{V_{\text{C}_3\text{H}_8}} + \frac{13}{2} \frac{r_{\text{C}_4\text{H}_{10}}}{V_{\text{C}_4\text{H}_{10}}} \right) \bar{V}_{\text{O}_2} \quad (3.5)$$

$$O_{\min} = \left(2 \frac{0,9852}{23,648} + \frac{7}{2} \frac{0,0041}{23,644} + 5 \frac{0,0014}{23,644} + \frac{13}{2} \frac{0,0006}{23,643} \right) 23,644$$

$$O_{\min} = 1,995311 \frac{\text{Sm}^3 \text{O}_2}{\text{Sm}^3 \text{y}}$$

Bu oksijen miktarını ihtiva eden hava miktarı;

$$L_{\min_{hh}} = \frac{O_{\min}}{0,2095} = \frac{1,995311}{0,2095} = 9,524155 \frac{\text{Sm}^3 \text{hava}}{\text{Sm}^3 \text{y}} \quad (3.6)$$

Genel yanma Denklemi;

$$V_{dg} = \left[\left(\frac{0,9852}{23,648} + 2 \frac{0,0041}{23,644} + 3 \frac{0,0014}{23,644} + 4 \frac{0,0006}{23,643} \right) 23,644 \cdot 1 + 0,0004 \cdot 1 \cdot 9,524155 \right] +$$

$$\left[\frac{c \cdot r_{\text{C}_x\text{H}_y}}{V_{\text{C}_x\text{H}_y}} \cdot \bar{V}_{\text{CO}_2} \cdot (1-1) \right] + \left[\left(2 \frac{0,9852}{23,648} + 3 \frac{0,0041}{23,644} + 4 \frac{0,0014}{23,644} + 5 \frac{0,0006}{23,643} \right) 23,644 + 0 + 0,01285 \cdot 1 \cdot 9,524155 \right] +$$

$$\left[\frac{0 \cdot r_{\text{C}_x\text{H}_y}}{V_{\text{C}_x\text{H}_y}} \cdot \bar{V}_{\text{SO}_2} \right] + \left[\frac{0,0081}{23,644} \cdot 23,644 \cdot + 0,7805 \cdot 1 \cdot 9,524155 \right] + [0,0096 \cdot 1 \cdot 9,524155] +$$

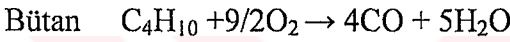
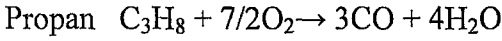
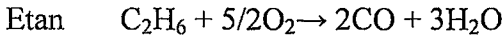
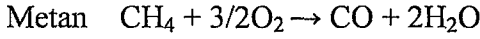
$$[(O_{\min_{hh}} - y \cdot O_{\min_{hh}}) \cdot (1-1) + 0,2095 \cdot (1-1) \cdot 9,524155]$$

$$V_{dg} = 1,00365 + 0 + 2,113314 + 0 + 7,625124 + 0,091432 + 0 = 10,833520 \frac{\text{Sm}^3 dg}{\text{Sm}^3 \text{y}}$$

$$k_{\max} = \frac{V_{CO_2}}{V_{\min_{kurul}}} = \frac{1,00365}{10,833520 - 2,113314} = 0,115095 = 11,5095 \% \quad (3.7)$$

3.3 Yarı Yanma Durumu ($X=0$; $\lambda = 1$)

Yarı yanma durumunda gaz bileşenlerinin tamamı yanmaz ve yanma ürünü olarak karbondioksit gazı yerine karbonmonoksit gazı oluşur, duman gazı olarak oluşan karbondioksit yakma havası içerisinde bulunan karbondioksit miktarından oluşmaktadır. Bileşenlerin yarı yanma denklemleri aşağıdaki gibi gerçekleşir.



$${}_y O_{\min} = \left(1,5 \frac{r_{CH_4}}{\bar{V}_{CH_4}} + 2,5 \frac{r_{C_2H_6}}{\bar{V}_{C_2H_6}} + 3,5 \frac{r_{C_3H_8}}{\bar{V}_{C_3H_8}} + 4,5 \frac{r_{C_4H_{10}}}{\bar{V}_{C_4H_{10}}} \right) \bar{V}_{O_2} \quad (3.8)$$

$${}_y O_{\min} = \left(1,5 \frac{0,9852}{23,648} + 2,5 \frac{0,0041}{23,644} + 3,5 \frac{0,0014}{23,644} + 4,5 \frac{0,0006}{23,643} \right) 23,644$$

$${}_y O_{\min} = 1,495395 \frac{Sm^3 O_2}{Sm^3 y}$$

$$V_{dg} = \left[\left(\frac{r_{CH_4}}{\bar{V}_{CH_4}} + 2 \frac{r_{C_2H_6}}{\bar{V}_{C_2H_6}} + 3 \frac{r_{C_3H_8}}{\bar{V}_{C_3H_8}} + 4 \frac{r_{C_4H_{10}}}{\bar{V}_{C_4H_{10}}} \right) \bar{V}_{CO_2} \cdot X + r_{CO_2h} \cdot \lambda \cdot L_{\min_{bh}} \right] +$$

$$\left[\frac{c \cdot r_{C_xH_y}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{CO} \cdot (1 - X) \right] + \left[\left(2 \frac{r_{CH_4}}{\bar{V}_{CH_4}} + 3 \frac{r_{C_2H_6}}{\bar{V}_{C_2H_6}} + 4 \frac{r_{C_3H_8}}{\bar{V}_{C_3H_8}} + 5 \frac{r_{C_4H_{10}}}{\bar{V}_{C_4H_{10}}} \right) \bar{V}_{H_2O} + r_{H_2O_y} + f \cdot \lambda \cdot L_{\min_{bh}} \right] +$$

$$\left[\frac{s \cdot r_{C_xH_y}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{SO_2} \right] + \left[\frac{r_{N_2}}{\bar{V}_{N_2}} \cdot \bar{V}_{N_2} + r_{N_2h} \cdot \lambda \cdot L_{\min_{bh}} \right] + \left[r_{Dh} \cdot \lambda \cdot L_{\min_{bh}} \right] +$$

$$\left[({}_i O_{\min_{bh}} - {}_y O_{\min_{bh}}) \cdot (1 - X) + r_{O_2h} \cdot (\lambda - 1) \cdot L_{\min_{bh}} \right]$$

$$\begin{aligned}
V_{dg} = & \left[\left(\frac{0,9852}{23,648} + 2 \frac{0,0041}{23,644} + 3 \frac{0,0014}{23,644} + 4 \frac{0,0006}{23,643} \right) 23,644 \cdot 0 + 0,0004 \cdot 1 \cdot 9,524155 \right] + \\
& \left[\frac{c \cdot r_{C_xH_y}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{CO} \cdot (1-0) \right] + \left[\left(2 \frac{0,9852}{23,648} + 3 \frac{0,0041}{23,644} + 4 \frac{0,0014}{23,644} + 5 \frac{0,0006}{23,643} \right) 23,644 + 0 + 0,01285 \cdot 1 \cdot 9,524155 \right] + \\
& \left[\frac{0 \cdot r_{C_xH_y}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{SO_2} \right] + \left[\frac{0,0081}{23,644} \cdot 23,644 \cdot 0 + 0,7805 \cdot 1 \cdot 9,524155 \right] + [0,0096 \cdot 1 \cdot 9,524155] + \\
& [(O_{\min_{kh}} - O_{\min_{kh}}) \cdot (1-0) + 0,2095 \cdot (1-1) \cdot 9,524155]
\end{aligned}$$

$$V_{dg} = 0,003810 + 0,999840 + 2,113314 + 0 + 7,625124 + 0,091432 + 0,499915 = 11,333435 \frac{Sm^3 dg}{Sm^3 y}$$

$$q_{\max} = \frac{V_{CO}}{V_{\min_{kuru}}} = \frac{0,999840}{11,333435 - 2,113314} = 0,108441 = 10,8441 \% \quad (3.9)$$

$$o = \frac{V_{O_2}}{V_{\min_{kuru}}} = \frac{0,499915}{11,333435 - 2,113314} = 0,054220 = 5,4220 \% \quad (3.10)$$

Burada bulunan % O₂ miktarı pratikte yaklaşık olarak $o = \frac{q_{\max}}{2}$ formülünden de bulunabilir..

3.4 Eksik Yanma Durumu (X=0,80; λ = 1,06)

$$\begin{aligned}
V_{dg} = & \left[\left(\frac{r_{CH_4}}{\bar{V}_{CH_4}} + 2 \frac{r_{C_2H_6}}{\bar{V}_{C_2H_6}} + 3 \frac{r_{C_3H_8}}{\bar{V}_{C_3H_8}} + 4 \frac{r_{C_4H_{10}}}{\bar{V}_{C_4H_{10}}} \right) \bar{V}_{CO_2} \cdot X + r_{CO_2h} \cdot \lambda \cdot L_{\min_{kh}} \right] + \\
& \left[\left(\frac{r_{CH_4}}{\bar{V}_{CH_4}} + 2 \frac{r_{C_2H_6}}{\bar{V}_{C_2H_6}} + 3 \frac{r_{C_3H_8}}{\bar{V}_{C_3H_8}} + 4 \frac{r_{C_4H_{10}}}{\bar{V}_{C_4H_{10}}} \right) \cdot \bar{V}_{CO} \cdot (1-X) \right] + \\
& \left[\left(2 \frac{r_{CH_4}}{\bar{V}_{CH_4}} + 3 \frac{r_{C_2H_6}}{\bar{V}_{C_2H_6}} + 4 \frac{r_{C_3H_8}}{\bar{V}_{C_3H_8}} + 5 \frac{r_{C_4H_{10}}}{\bar{V}_{C_4H_{10}}} \right) \bar{V}_{H_2O} + r_{H_2O_y} + f \cdot \lambda \cdot L_{\min_{kh}} \right] + \\
& \left[\frac{s \cdot r_{C_xH_y}}{\bar{V}_{C_xH_y}} \cdot \bar{V}_{SO_2} \right] + \left[\frac{r_{N_2}}{\bar{V}_{N_2}} \cdot \bar{V}_{N_2} \cdot r_{N_2h} \cdot \lambda \cdot L_{\min_{kh}} \right] + [r_{Dh} \cdot \lambda \cdot L_{\min_{kh}}] + \\
& [(O_{\min_{kh}} - O_{\min_{kh}}) \cdot (1-X) + r_{O_2h} \cdot (\lambda - 1) \cdot L_{\min_{kh}}]
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V_{dg} = & \left[\left(\frac{0,9852}{23,648} + 2 \frac{0,0041}{23,644} + 3 \frac{0,0014}{23,644} + 4 \frac{0,0006}{23,643} \right) 23,644 \cdot 0,8 + 0,0004 \cdot 1,06 \cdot 9,524155 \right] + \\
& \left[\left(\frac{0,9852}{23,648} + 2 \frac{0,0041}{23,644} + 3 \frac{0,0014}{23,644} + 4 \frac{0,0006}{23,643} \right) 23,644 \cdot (1 - 0,8) \right] + \\
& \left[\left(2 \frac{0,9852}{23,648} + 3 \frac{0,0041}{23,644} + 4 \frac{0,0014}{23,644} + 5 \frac{0,0006}{23,643} \right) 23,644 + 0 + 0,01285 \cdot 1,06 \cdot 9,524155 \right] + \\
& \left[\frac{0 \cdot r_{C_x H_x}}{\bar{V}_{C_x H_x}} \cdot \bar{V}_{SO_2} \right] + \left[\frac{0,0081}{23,644} \cdot 23,644 \cdot + 0,7805 \cdot 1,06 \cdot 9,524155 \right] + [0,0096 \cdot 1,06 \cdot 9,524155] + \\
& [(O_{\min_{kt}} - y \cdot O_{\min_{kt}}) \cdot (1 - 0,8) + 0,2095 \cdot (1,06 - 1) \cdot 9,524155]
\end{aligned}$$

$$V_{dg} = 0,803910 + 0,199968 + 2,120653 + 0 + 8,071140 + 0,096918 + 0,219702 = 11,512292 \frac{Sm^3 dg}{Sm^3 y}$$

$$k = \frac{V_{CO_2}}{V_{\min_{kuru}}} = \frac{0,803910}{11,512292 - 2,120653} = 0,085599 = 8,5599 \%$$

$$q = \frac{V_{CO}}{V_{\min_{kuru}}} = \frac{0,199968}{11,512292 - 2,120653} = 0,021292 = 2,1292 \%$$

$$o = \frac{V_{O_2}}{V_{\min_{kuru}}} = \frac{0,219702}{11,512292 - 2,120653} = 0,023393 = 2,3393 \%$$

Eksik Yanma Sonucu Oluşan Gazların Hacimsel Oranları:

$$r_{x dg} = \frac{V_x}{V_{dg}} \quad (3.11)$$

$$r_{CO_2 dg} = \frac{V_{CO_2}}{V_{dg}} = \frac{0,803910}{11,512292} = 0,069831$$

$$r_{CO dg} = \frac{V_{CO}}{V_{dg}} = \frac{0,199968}{11,512292} = 0,017370$$

$$r_{H_2O dg} = \frac{V_{H_2O}}{V_{dg}} = \frac{2,120653}{11,512292} = 0,184208$$

$$r_{N_2 dg} = \frac{V_{N_2}}{V_{dg}} = \frac{8,071140}{11,512292} = 0,701089$$

$$r_{O_2 dg} = \frac{V_{O_2}}{V_{dg}} = \frac{0,219702}{11,512292} = 0,019084$$

$$r_{D_2 dg} = \frac{V_D}{V_{dg}} = \frac{0,096918}{11,512292} = 0,008419$$

Eksik Yanma Sonucu Oluşan Gazların Kısmi Basınçları;

$$P_x = P_{top} \cdot r_{x dg} \quad (3.12)$$

$$P_{CO_2} = P_{top} \cdot r_{CO_2 dg} = 101,325 \cdot 0,069831 = 7,07559 \text{ kPa}$$

$$P_{CO} = P_{top} \cdot r_{CO dg} = 101,325 \cdot 0,017370 = 1,76001 \text{ kPa}$$

$$P_{H_2O} = P_{top} \cdot r_{H_2O dg} = 101,325 \cdot 0,184208 = 18,66485 \text{ kPa}$$

$$P_{N_2} = P_{top} \cdot r_{N_2 dg} = 101,325 \cdot 0,701089 = 71,03784 \text{ kPa}$$

$$P_{O_2} = P_{top} \cdot r_{O_2 dg} = 101,325 \cdot 0,019084 = 1,93370 \text{ kPa}$$

$$P_D = P_{top} \cdot r_{D dg} = 101,325 \cdot 0,008419 = 0,85302 \text{ kPa}$$

Burada duman gazının içindeki su buharının 18,66485 kPa'lık bir kısmi basınca sahip olduğu görülmektedir. Su buharı tablolarından bu basınca sahip su buharının çiğlenme noktası sıcaklığının 58,584152 °C olduğu tespit edilir.(Ek 4)

Yakıt Özgül Kütlesinin Hesaplanması;

$\rho_y =$ Yakıt özgül kütlesi [kg / Sm^3]

$\rho_i =$ İ gazının özgül kütlesi [kg / Sm^3]

$$\rho_y = \sum \rho_i \cdot r_i \quad (3.13)$$

$$\rho_i = \frac{m_i}{V_{m_i}} \quad (3.14)$$

$$\rho_y = \frac{\overline{M}_{CH_4}}{\overline{V}_{CH_4}} \cdot r_{CH_4} + \frac{\overline{M}_{C_2H_6}}{\overline{V}_{C_2H_6}} \cdot r_{C_2H_6} + \frac{\overline{M}_{C_3H_8}}{\overline{V}_{C_3H_8}} \cdot r_{C_3H_8} + \frac{\overline{M}_{C_4H_{10}}}{\overline{V}_{C_4H_{10}}} \cdot r_{C_4H_{10}} + \frac{\overline{M}_{CO_2}}{\overline{V}_{CO_2}} \cdot r_{CO_2} + \frac{\overline{M}_{N_2}}{\overline{V}_{N_2}} \cdot r_{N_2}$$

$$\rho_y = \frac{16,043}{23,648} \cdot 0,9852 + \frac{30,069}{23,644} \cdot 0,0041 + \frac{44,096}{23,644} \cdot 0,0014 + \frac{58,123}{23,643} \cdot 0,0006 + \frac{44,01}{23,644} \cdot 0,0003 +$$

$$\frac{28,013}{23,644} \cdot 0,0081$$

$\rho_y = 0,687798 \text{ kg} / \text{Sm}^3$ olarak bulunur.

3.5 Ostwald Diyagramının Çizilişi

Hacimsel içeriği verilmiş olan Rusya doğal gazının tam yanma, yarı yanma ve $X=0,80$, $\lambda=1,06$ şartlarındaki eksik (gerçek) yanması sonrasında bulunan k_{max} , q_{max} ve o değerleri yardımıyla gaza ait Ostwald diyagramı çizilecektir.

İlk olarak dikey ekseninde bulunan k_{max} noktası ile yatay eksenindeki o_{max} (20,95) noktasının üzerinden geçen $q = 0$ doğrusu çizilir, sonrasında dikey ekseninde bulunan k_{max} noktası ile yatay eksenindeki, yarı yanma durumunda bulunan o değerinin bulunduğu nokta üzerinden geçen $\lambda=1$ doğrusu çizilir. Yanma bu iki doğru ve yataydaki % O_2 yi gösteren doğrunun oluşturduğu “yanma üçgeni” içerisindeki şartlar dahilinde gerçekleşebilir.

q doğrularını çizmek için öncelikli olarak $q=0$ doğrusuna paralel, yarı yanma durumundaki % O_2 'den (5,4220) geçen q_{max} doğrusu çizilir. Bu iki paralel doğruya dik yardımcı bir “ n' ” doğrusu çizilerek bu doğru üzerindeki A ve B noktaları belirlenir. AB doğrusunun boyu belirlenerek q_{max} (10,8441) değerine bölünür. Bulunan değer her bir q çizgisi arasındaki mesafeyi vermektedir. AB doğrusu üzerinde B noktasından başlayarak her defasında çıkan değer kadar ilerlemek suretiyle tüm q çizgilerinin geçeceği noktalar belirlenir; $q=0$ doğrusuna paralel olarak belirlenen noktalardan geçen $q=1, q=2, \dots, q=10$ doğruları çizilir. Şekil 3.1'den de görüleceği gibi $q=10$ doğrusu ile q_{max} doğrusu arasındaki mesafe diğerlerinden farklı olmalıdır.

Diyagramdaki farklı hava fazlalık katsayılarını gösteren λ doğrularının çizimi için öncelikle $\lambda=1$ doğrusuna paralel, yatayda o_{max} noktasından geçen $\lambda=\infty$ doğrusu çizilir. Bu iki doğruya dik, doğruları birleştiren bir yardımcı “ n ” doğrusu çizilerek, bu doğru üzerindeki C ve D noktaları belirlenir “ n ” eksenindeki $n=0$ noktası $\lambda=\infty$ doğrusu üzerinde; $n=1$ noktası $\lambda=1$ doğrusu üzerinde olacak şekilde “ n ” eksenini on eşit parçaya bölünür. $\lambda=1/n$ olmak üzere; $n = 0,1 ; n = 0,2 ; n = 0,3 ; \dots$ noktaları üzerinden geçen birbirlerine paralel λ doğruları çizilir. λ doğruları arasındaki mesafeler eşit olmalıdır.

Yukarıda anlatılan yöntemle çizilen diyagram detaylı olarak Şekil 3.1'de gösterilmiştir.

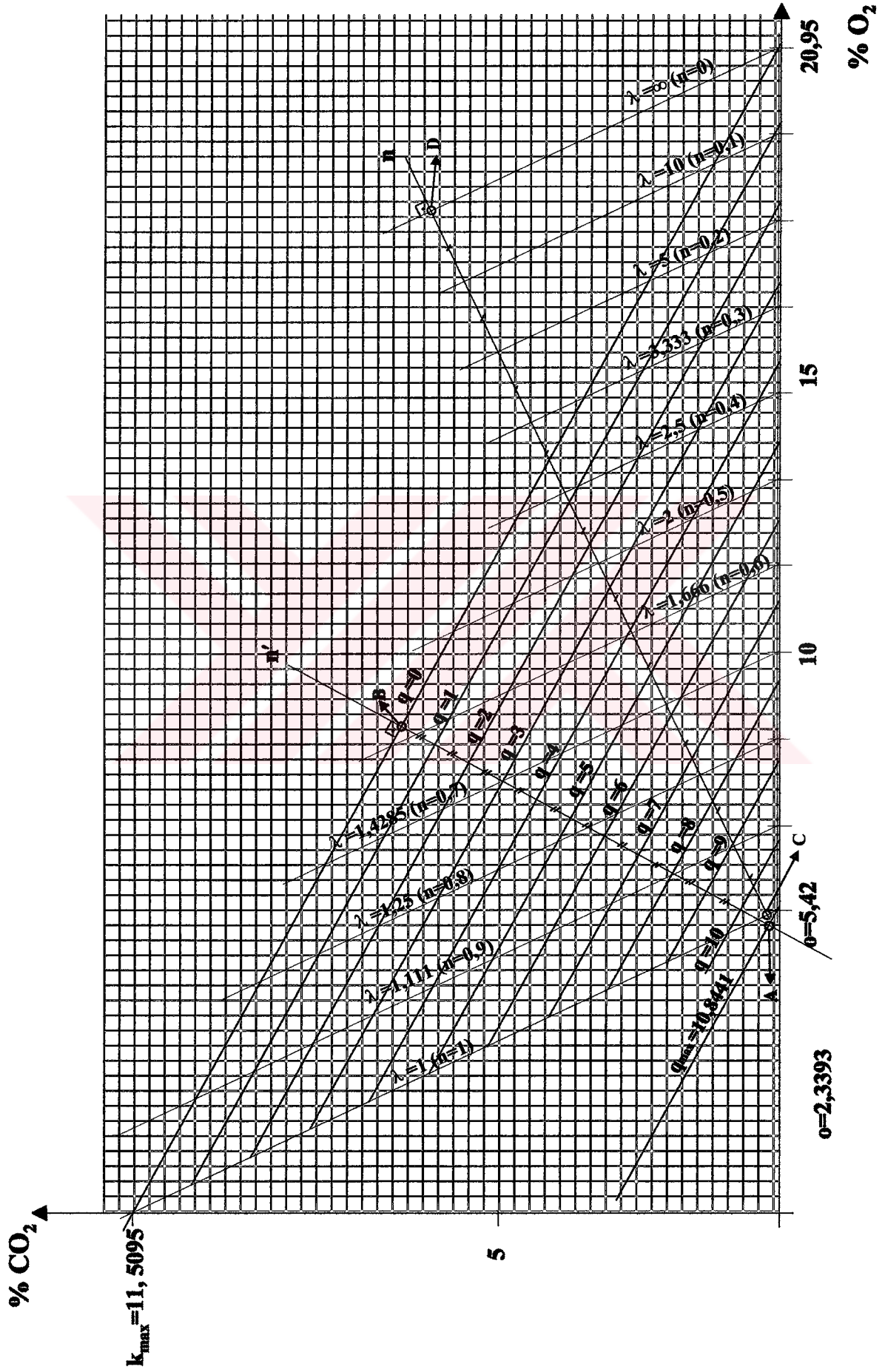
Genelde yakma havası içerisindeki CO_2 miktarı ihmal edilerek, yarı yanma durumunda duman gazı içerisinde CO_2 bulunmadığı varsayıldığından, yarı yanma durumunun % O_2 ekseninde olduğu kabul edilir. Gerçekte ise yarı yanmada duman gazının içindeki CO_2 oranı 0 değil % 0,0004 çıkar. Dolayısıyla çizim yapılırken % O_2 ekseninde belirlenen

noktalar dikeyde % 0,0004 değerini sağlayacak kadar yukarıdadır. Çizimlerde kullanılan bu eksen mavi renkte çizilmiştir.

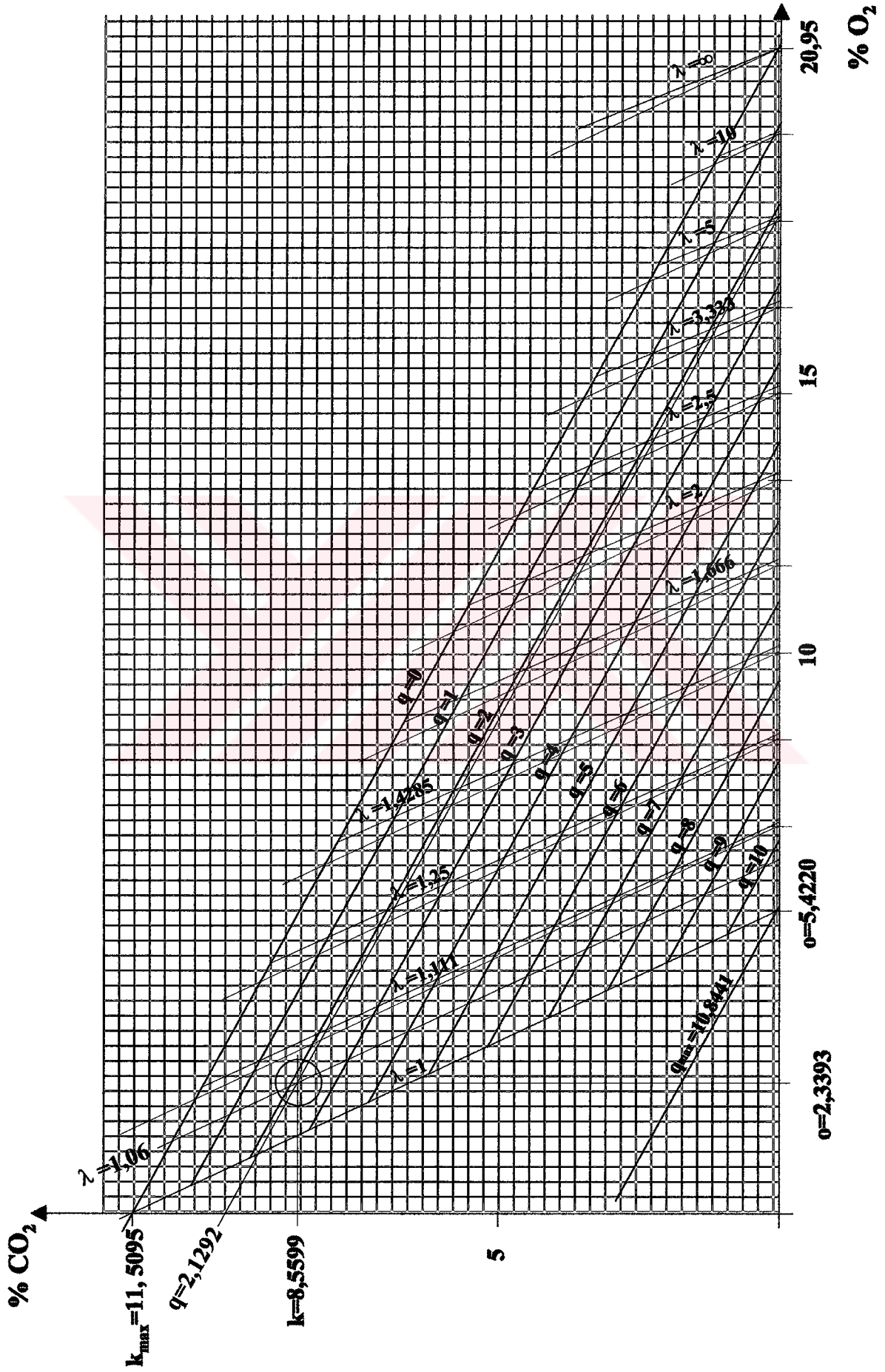
Diyagram teorik olarak bu metodla çizilmekte, fakat genel yanma denklemi formülü ile k ve o değerlerini elde ettiğimiz diğer formüllerin incelenmesi sonucu hava fazlalık katsayısı λ 'nın artışının, k değerlerindeki azalma ile o değerlerindeki artışı aynı oranda etkilemediği görülmekte; dolayısıyla gerçekte olması gereken λ doğrularında λ 'nın artışına (n değerlerindeki azalışa) bağlı olarak bir sapma (eğim artışı) olmaktadır. Gerçekleşen bu eğim artış miktarları, n değerlerinin lineer azalışlarıyla da tam bir oran göstermemekte $\lambda=1$ için $\alpha=64,695^\circ$ olmakta; $\lambda=10$ için $68,065^\circ$ değerine çıkmakta ve limit bir değere gitmektedir. Hesaplamalarda verilen çok yüksek λ değerleri için açı değerlerindeki artış azalmış, α değeri 69° değerine ulaşamamıştır. ($\lambda = 1 \cdot 10^{14} \Rightarrow \alpha = 68,37017^\circ$).

Gerçek λ doğrularını çizebilmek için n değerlerinin 0 ve 1 arası lineer değişen on değeri için tam yanma ve yarı yanma şartları için hesaplamalar ayrı ayrı yapılmış, her durum için bulunan k ve o değerleri kullanılarak gerçek λ doğruları çizilmiştir. Burada belirlenen λ değeri ve X=1 şartında (tam yanma durumu) yapılan hesaplamalar sonucu bulunan k değeri çizilecek λ doğrusunun q =0 doğrusunu kestiği noktayı; X=0 şartında (yarı yanma durumu) yapılan hesaplamalar sonucu bulunan o değeri de yataydaki O₂ eksenini kestiği noktayı belirtmektedir. Bu şekilde bulunan iki noktanın birleştirilmesiyle gerçek λ doğruları çizilmiş olur. Farklı n (dolayısıyla λ) değerleri için yapılan hesaplamalar sonucu bulunan k, q, o değerleri ve bu değerler vasıtasıyla hesaplanan λ doğruları eğim ve açı değerleri Çizelge 3.3'de tablo halinde verilmiştir. Şekil 3.2'de görülen diyagram üzerinde teorikte paralel olan λ doğruları ile gerçek λ doğruları farklı renklerde beraber çizilmiş olup aralarındaki eğim farkları ve artışları da görülmektedir.

Ayrıca, $\lambda=1,06$; X =080 şartlarında gerçekleşen eksik yanma sonucu meydana gelen % CO₂ (k), ve % O₂ (o) miktarlarını diyagram üzerinde kesiştirdiğimizde bulunan E noktasının, aynı zamanda, hesaplanan % CO (q) ve baştan belirlenmiş olan $\lambda=1,06$ doğrularının da üzerinden geçtiği nokta olduğu görülmektedir.



Şekil 3.1 Ostwald diyagramının çizim yöntemi (Sungu.)



Şekil 3.2 Rusya doğal gazına ait Ostwald diyagramı

Çizelge 3.3 Rusya doğal gazına ait farklı λ değerlerine ait “k”, “q”, “o” değerleri ve λ eğim değerleri

n		1.0	0.9	0.8	0.7	0.6
λ		1.000	1.111	1.250	1.429	1.667
Tam yanma	k	0.115095	0.102682	0.090495	0.078526	0.066769
	q	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	o	0.000000	0.022672	0.044934	0.066797	0.088271
Yarı yanma	k	0.000413	0.000412	0.000410	0.000409	0.000408
	q	0.108441	0.097276	0.086184	0.075165	0.064218
	o	0.054220	0.070207	0.086090	0.101869	0.117545
$\tan \alpha$		2.115114645	2.151481476	2.188869912	2.227323614	2.266888769
α		64.6957957700	65.0711830900	65.4463891700	65.8213819800	66.1961296200
% olarak α açısının artış oranı			0.580234%	0.576609%	0.572977%	0.569340%

n		0.5	0.4	0.3	0.2	0.1
λ		2.000	2.500	3.333	5.000	10.000
Tam yanma	k	0.055220	0.043873	0.032722	0.021763	0.010991
	q	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	o	0.109366	0.130093	0.150460	0.170478	0.190155
Yarı yanma	k	0.000406	0.000405	0.000404	0.000403	0.000401
	q	0.053341	0.042535	0.031798	0.021131	0.010532
	o	0.133119	0.148593	0.163967	0.179242	0.194420
$\tan \alpha$		2.307614270	2.349551922	2.392756660	2.437286790	2.483204250
α		66.5706003100	66.9447623900	67.3185843700	67.6900000000	68.0650829600
% olarak α açısının artış oranı			0.562053%	0.558404%	0.551728%	0.554119%

3.6 İki Sıcaklık Arasındaki Entalpi Farkı ve Ortalama Özgül Isı Değeri

Yanma işlemi sonrası ekonomizöre gönderilecek duman gazlarının sıcaklığı 200 °C alınmış; ekonomizörden çıkış sıcaklığı da, doğal gazın yanması sonucu duman gazlarında bulunan su buharının sahip olduğu 18,66485 kPa’lık kısmi basınca tekabül eden yoğuşma sıcaklığı olan 58,584152 °C’den küçük olarak 50 °C seçilmiştir.

$$\theta = T (K)/100 \text{ olmak üzere;}$$

$$\theta_1 = (273,15 + 50)/100 = 3,2315$$

$$\theta_2 = (273,15 + 200)/100 = 4,7315$$

Duman gazlarının ekonomizöre giriş ve çıkışları arasındaki entalpi farkı aşağıdaki denklem yardımıyla bulunur (Sonntag vd., 1997)

$$\Delta h = 100 \int_{\theta_1}^{\theta_2} \bar{C}_{pv}(\theta) d\theta \quad (3.15)$$

$$= 100 \int_{\theta_1}^{\theta_2} \left(\sum \frac{r_{x,dg}}{\bar{V}_x} C_{pv,x} \right) (\theta) d\theta$$

$$\begin{aligned} \sum \frac{r_{x,dg}}{\bar{V}_x} C_{pv,x} &= \frac{0,069831}{23,644457} (-3,7357 + 30,529\theta^{0,5} - 4,1034\theta + 0,024198\theta^2) + \\ &\frac{0,017370}{23,644444} (69,145 - 0,70463\theta^{0,75} - 200,77\theta^{-0,5} + 176,76\theta^{-0,75}) + \\ &\frac{0,184208}{23,644581} (143,05 - 183,54\theta^{0,25} + 82,751\theta^{0,5} - 3,6989\theta) + \\ &\frac{0,701089}{23,644587} (39,06 - 512,79\theta^{-1,5} + 1072,7\theta^{-2} - 820,4\theta^{-3}) + \\ &\frac{0,019084}{23,644220} (37,432 + 0,020102\theta^{1,5} - 178,57\theta^{-1,5} + 236,88\theta^{-2}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum \frac{r_{x,dg}}{\bar{V}_x} C_{pv,x} &= 2,342609 - 24,325795 \cdot \theta^{-3} + 31,997972 \cdot \theta^{-2} - 15,348938 \cdot \theta^{-1,5} + 0,129853 \cdot \theta^{-0,75} - \\ &0,147492 \cdot \theta^{-0,5} - 1,429904 \cdot \theta^{0,25} + 0,734851 \cdot \theta^{0,5} - 0,000518 \cdot \theta^{0,75} - 0,040936 \cdot \theta + \\ &0,000016 \cdot \theta^{1,5} + 0,000071 \cdot \theta^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta h_{(T_1-T_2)} &= (2,342609\theta - 24,325795 \cdot \frac{\theta^{-2}}{-2} + 31,997972 \cdot \frac{\theta^{-1}}{-1} - 15,348938 \cdot \frac{\theta^{-0,5}}{-0,5} + 0,129853 \cdot \frac{\theta^{0,25}}{0,25} - \\ &0,147492 \cdot \frac{\theta^{0,5}}{0,5} - 1,429904 \cdot \frac{\theta^{1,25}}{1,25} + 0,734851 \cdot \frac{\theta^{1,5}}{1,5} - 0,000518 \cdot \frac{\theta^{1,75}}{1,75} - 0,040936 \cdot \frac{\theta^2}{2} + \\ &0,000016 \cdot \theta^{1,5} + 0,000071 \cdot \frac{\theta^3}{3} \Big|_{3,2315}^{4,7315} \cdot 100 \\ &= 195,080075 \frac{kJ}{Sm^3_{dg}} \end{aligned}$$

3.7 Isıl Değer Hesabı

Isıl değer bulunması için yakıtı oluşturan gazlar için ayrı ayrı olarak; reaksiyona giren bileşiğin entalpisinden yanma ürünlerinin entalpileri ürün miktarlarıyla çarpılarak çıkarılır. Gazların yakıt içindeki hacimsel oranlarıyla çarpılarak toplanır. Çizelge 3.4'de tüm bu gazların entalpi değerleri ve yapılan hesaplar sonucu bulunan ısı değerler farklı birimlerde belirtilmiştir. Burada duman gazı içerisinde çıkan suyun sıvı fazda mı; gaz fazında mı olduğu önemlidir. Alt ısı değer hesaplanırken yanma ürünü olarak çıkan suyun gaz fazı için geçerli olan değer $\bar{h}_{f(u_2o)_g} = -241826$ kJ/kmol alınırken; üst ısı değer hesabında suyun sıvı fazdaki değeri $\bar{h}_{f(u_2o)_s} = -285830$ kJ/kmol değeri alınır (Sonntag vd., 1997).

Aşağıda CH_4 için örnek hesaplama yapılmış, diğer gazların değerleri çizelgede belirtilmiştir.

$$\begin{aligned}
 h_{R(CH_4)} &= 1 \cdot \bar{h}_{f(u_4)_g} - (1 \cdot \bar{h}_{f(v_2)} + 2 \cdot \bar{h}_{f(u_2o)_g}) & (3.16) \\
 &= -74873 - (-393522 + 2 \cdot (-241826)) \\
 &= 802301 \frac{kJ}{kmol} \Rightarrow \\
 h_{R(CH_4)} &= 802301 \frac{kJ}{kmol} \cdot \frac{1}{V_{CH_4}} \cdot r_{CH_4} = 802301 \frac{kJ}{kmol} \cdot \frac{1}{23,644457 \frac{Sm^3}{kmol}} \cdot 0,9852 \\
 &= 33424,2651 \frac{kJ}{Sm^3}
 \end{aligned}$$

Çizelge 3.4 Rusya doğal gazına ait alt ısı değer hesabı (H_u) (Sonntag vd., 1997)

	25°C , 100 kPa şartlarındaki entalpisi	Yakıtın reaksiyon ısısı		Alt ısı değer		
		kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kg	kJ/Nm ³	kJ/Sm ³
CO ₂	-393522					
CO	-110527					
H ₂ O	-241826					
CH ₄	-74873	802301	50010.7	48596	35259.8	33424.3
C ₂ H ₆	-84740	1427782	47482.9	359.967	261.181	247.585
C ₃ H ₈	-103900	2043970	46352.5	175.959	127.67	121.024
C ₄ H ₁₀	-126200	2657018	45713.7	98.0341	71.1305	67.4277

	kJ/kg	kJ/Nm ³	kJ/Sm ³
H_u	49230	35719.7	33860.3

	kcal/kg	kcal/Nm ³	kcal/Sm ³
H_u	11758.4	8531.51	8087.39

Hesaplamalar sonucu bulunan H_u değeri tablonun sonunda da görüldüğü gibi kJ ve kcal olarak farklı yakıt birimlerine göre verilmiştir. Hesaplamalarda kJ/Sm³ birimi kullanılacaktır.

4. EKONOMİZÖR HESABI

$Q = 260.000 \text{ kcal / h}$, Isıl güç (Buderus kataloğundan seçildi)

$\eta_k = 0,94$ Kazan verimi (kabul edildi)

Kazanın saatte harcadığı yakıt miktarı, $\dot{m}_y \text{ (Sm}^3 \text{ / h)}$

$$\dot{m}_y = \frac{Q_k}{\eta_k} \cdot \frac{1}{H_u} = \frac{260.000 \cdot 4,1868}{0,94} \cdot \frac{1}{33.860,3} = 34,200849 \frac{\text{Sm}^3_y}{h} \quad (4.1)$$

Saatte oluşan duman gazı miktarı, $\dot{m}_{dg} \text{ (Sm}^3 \text{ / h)}$

$$\dot{m}_{dg} = \dot{m}_y \cdot V_{dg} = 34,200849 \cdot 11,512292 = 393,730151 \frac{\text{Sm}^3_{dg}}{h} \quad (4.2)$$

Duman gazı içinde saatte oluşan su buharı miktarı, $\dot{m}_{H_2O_{dg}} \text{ (Sm}^3 \text{ / h)}$

$$\dot{m}_{H_2O_{dg}} = \dot{m}_y \cdot V_{H_2O_{dg}} = 34,200849 \cdot 2,120653 = 72,528148 \text{ (Sm}^3_{H_2O} \text{ / h)} \quad (4.3)$$

Baca gazı içerisinde saatte oluşan yoğunlaştırulabilecek su buharı miktarının $72,528 \text{ Sm}^3$ olduğu bulunmuş olur.

Yanma sonrası oluşan duman gazı ekonomizöre gönderilerek sıcaklığı 200°C 'den 50°C 'ye düşürülecektir. Bu işlem esnasında hem duman gazının sıcaklığının düşmesinden kaynaklanan bir ısı geçişi olacak, hem de sıcaklık $58,58^\circ\text{C}$ 'ye geldiğinde duman gazı içerisindeki su buharının yoğunlaşmaya başlaması sonucu, buharlaşma gizli ısı dönüş suyuna verilecektir.

Duman gazının verdiği ısı : Q_{dg}

$$\begin{aligned} Q_{dg} &= Q_g + Q_{H_2O_{dg}} = \dot{m}_{dg} \cdot \Delta h_{(T_1-T_2)} + \dot{m}_{H_2O_{dg}} \cdot \frac{1}{(V_{b_{H_2O}})_{18,66 \text{ kPa}}} \cdot (h_b - h_s)_{18,66 \text{ kPa}} \\ &= 393,730151 \cdot 195,080075 + 72,528148 \cdot \frac{1}{8,175963} \cdot (2607,222 - 245,1647) \\ &= 97.762,484387 \frac{\text{kJ}}{h} \end{aligned} \quad (4.4)$$

sistemdeki dönüş suyunun sıcaklığının 40°C 'den 50°C 'ye çıkarılması durumundaki su debisi de aşağıdaki eşitlikten hesaplanır.

$$Q_{dg} = Q_s = \dot{m}_s \cdot \Delta h_{(T_1 - T_2)} \quad (4.5)$$

$$Q_{dg} = \dot{m}_s \cdot (h_{s_{(50^\circ\text{C})}} - h_{s_{(40^\circ\text{C})}})$$

$$97.762,484387 = \dot{m}_s \cdot (209,26 - 167,45)$$

\Rightarrow

$$\begin{aligned} \dot{m}_s &= \frac{97.762,484387}{209,26 - 167,45} = 2.338,256025 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ &= 0,649516 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \end{aligned}$$

4.1 Logaritmik Ortalama Sıcaklık Farkı

Yoğuşturucunun, başlangıç kısmı ile yoğuşumun başladığı nokta arasındaki bölümünü birinci kısım kabul eder ve yoğuşumun başladığı noktadaki dolaşım suyu sıcaklığını bulmak istersek; öncelikle bu bölümdeki duman gazının entalpi farkını bulur, sonra da aşağıda verilen eşitliği kullanabiliriz.

$$\begin{aligned} \Delta h_{(58,58^\circ\text{C} - 200^\circ\text{C})} &= (2,342609\theta - 24,325795 \cdot \frac{\theta^{-2}}{-2} + 31,997972 \cdot \frac{\theta^{-1}}{-1} - 15,348938 \cdot \frac{\theta^{-0,5}}{-0,5} + 0,129853 \cdot \frac{\theta^{0,25}}{0,25} - \\ &0,147492 \cdot \frac{\theta^{0,5}}{0,5} - 1,429904 \cdot \frac{\theta^{1,25}}{1,25} + 0,734851 \cdot \frac{\theta^{1,5}}{1,5} - 0,000518 \cdot \frac{\theta^{1,75}}{1,75} - 0,040936 \cdot \frac{\theta^2}{2} + \\ &0,000016 \cdot \theta^{1,5} + 0,000071 \cdot \frac{\theta^3}{3} \Big|_{3,3173}^{4,7315} \cdot 100 \\ &= 184,029866 \frac{\text{kJ}}{\text{Sm}^3_{dg}} \end{aligned}$$

$$Q_1 = \dot{m}_{dg} \cdot \Delta h_{(200^\circ\text{C} - 58,58^\circ\text{C})} = \dot{m}_s \cdot (h_{s_{(50^\circ\text{C})}} - h_{s_{(178^\circ\text{C})}}) \quad (4.6)$$

$$393,730151 \cdot 184,029866 = 2.338,256025 \cdot (209,26 - h_{s_{(178^\circ\text{C})}}) \Rightarrow$$

$$h_{s_{(178^\circ\text{C})}} = 178,271902 \Rightarrow T_{s_{(178^\circ\text{C})}} = 42,588353^\circ\text{C}.$$

Bulunan entalpi değeri kullanılarak, yoğuşumun başladığı noktadaki dolaşım suyu sıcaklığı buhar tablosundan (Ek 4) enterpolasyon yöntemiyle bulunur.

Birinci kısım için logaritmik ortalama sıcaklık farkı;

$$\Delta T_1 = 200 - 50 = 150 \quad (4.7)$$

$$\Delta T_2 = 58,584152 - 42,588353 = 15,995800 \quad (4.8)$$

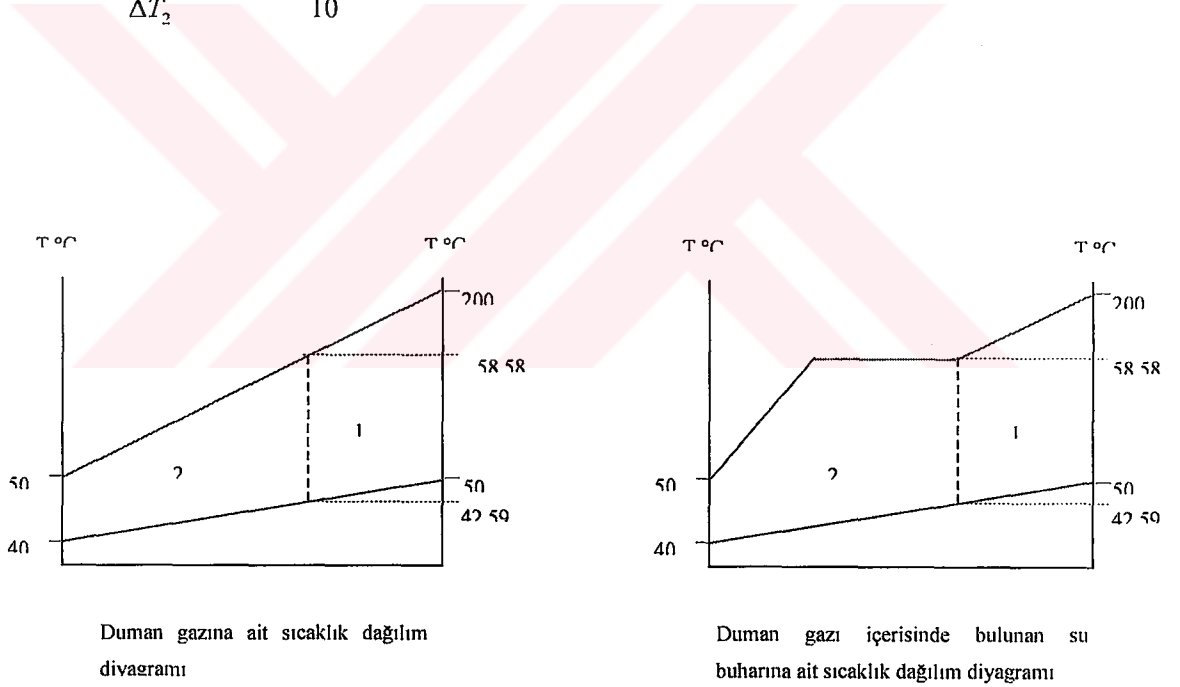
$$\Delta T_{m_1} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{150 - 15,995800}{\ln \frac{150}{15,995800}} = 59,868496^\circ C \quad (4.9)$$

İkinci kısım için logaritmik ortalama sıcaklık farkı;

$$\Delta T_1 = 58,584152 - 42,588353 = 15,995800$$

$$\Delta T_2 = 50 - 40 = 10$$

$$\Delta T_{m_2} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{15,995800 - 10}{\ln \frac{15,995800}{10}} = 12,764052^\circ C$$



Şekil 4.1 Sıcaklık dağılım diyagramları

Ekonomizörde kanatlı boru kullanılması durumunda kanatların arasının yoğuşan suyla dolması, ve tıkanması olasıdır, dolayısıyla düz, dikişli çelik boru kullanılmalıdır. Seçilen düz çelik borulara ait değerler aşağıda belirtilmiştir.

Nominal çap =40 mm

İç çap =41,8 mm

Dış çap =48,3 mm

Et kalınlığı =3,25 mm

Isıtma yüzeyi (dış yüzey) =0,152 m²/m

K, Toplam ısı geçiş kats. =46,5 kcal/ m² h °C =194,69 kJ/ m² h°C

(ONAT vd., 1996)

Bulunan değerler yardımıyla iki kısmın ayrı ayrı sahip olması gereken yüzey alanları (F) bulunur.

$$Q_1 = \dot{m}_{dg} \cdot \Delta h_{(200^\circ\text{C}:-58,58^\circ\text{C})} = F_1 \cdot K \cdot \Delta T_{m_1} \quad (4.10)$$

$$F_1 = \frac{393,730151 \cdot 184,029866}{194,69 \cdot 59,868496} = 6,216486 \text{ m}^2$$

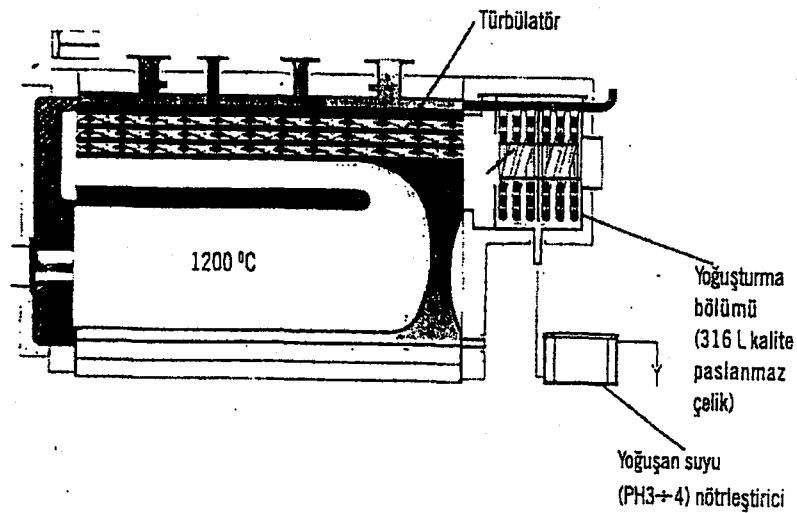
$$Q_2 = F_2 \cdot K \cdot \Delta T_{m_2}$$

$$F_2 = \frac{97,762,484387 - (393,730151 \cdot 184,029866)}{194,69 \cdot 12,764052} = 10,182711 \text{ m}^2$$

$$F = F_1 + F_2 = 6,216486 + 10,182711 = 16,399198 \text{ m}^2$$

Boru boyu 1 m kabul edildiği takdirde gerekli boru adeti (z);

$$z = \frac{F}{2,1} = \frac{16,399198}{0,152} = 107,889460 \Rightarrow 108 \text{ adet.} \quad (4.11)$$



Şekil 4.2 İki bölümlü yoğuşmalı bir kalorifer kazanı (Bilgiç, 2001)

Şekil 4.2’de iki bölümlü yoğuşmalı bir kalorifer kazanının şekli bulunmaktadır. Bu sistemde oluşan asidik özellikteki yoğuşum suyu kalsiyum karbonat vasıtasıyla nötrleştirilerek kanalizasyona atılabilir (Bilgiç, 2001)

Bulunan değerler tekrar gözden geçirilirse; ekonomizörde baca gazlarından toplam 97.762,48 kJ/h ‘lik bir enerji kazanımı olduğu, bunun 20.953,58 kJ/h’lik kısmının da sadece su buharının yoğuşturulması sayesinde elde edildiği görülmektedir. Kullanılan yoğuşumlu ekonomizörün kazanın verimini ne kadar yükselttiğini görmek istersek ;

Ekonomizörün olmadığı durumda

$$\eta=0,94$$

$$Q=260.000 \text{ kcal/h} = 1.088.568 \text{ kJ/h} \text{ idi.}$$

Ekonomizörlü durumda elde edilen verim kazancı

$$\Delta\eta = 1 - \frac{\frac{Q}{0,94} - Q_{dg}}{\frac{Q}{0,94}} = 1 - \frac{\frac{1088568}{0,94} - 97762,484387}{\frac{1088568}{0,94}} = 0,0844198 = \%8,44 \text{ (H}_u\text{'ya göre)} \quad (4.12)$$

bulunmuş olur.

SONUÇLAR

Hacimsel içeriği verilmiş olan Rusya doğal gazının tam yanma şartlarında oluşan baca gazı miktarlarına bağlı olarak çizilen teorik Ostwald diyagramıyla gerçekte çıkan değerlerin bire bir aynı olmadıkları görülmüştür. $\lambda=1/n$ formülündeki n değerinin 0,1 ile 1 rakamları arasında lineer artan on farklı değeri için ayrı ayrı yapılan hesaplamalar sonucu elde edilen λ doğrularının eğimlerinin aynı olmadığı görülmüş, bu farklar Çizelge 3.3'de tablo halinde, eğim ve açı değerlerini içermek suretiyle, Ostwald diyagramında da teorik ve gerçek durumlar için λ doğrularının farklı renkte çizilmesi suretiyle belirtilmiştir.

Rusya doğal gazının $X= 0,80$ ve $\lambda=1,06$ şartlarında yakılması sonucu oluşan gazların oranları bulunmuş, bu oranlara bağlı olarak 200° C'de kazanı terkeden duman gazının sıcaklığının içerisindeki su buharının yoğuşmasını da sağlayarak 50° C'ye kadar düşürüldüğü bir ekonomizörün gerek duyduğu ısı değiştirme yüzeyinin $16,4 \text{ m}^2$ olduğu hesaplanmıştır.

Duman gazlarının ısısından istifade ederek dolaşım suyuna yapılan bu ön ısıtma işleminin sistemin veriminde % 8,44 'lük bir artış sağladığı görülmüştür.

KAYNAKLAR

Akaryıldız, S., (2002), Yoğuşmalı Kazanların Türkiye'deki İklim Bölgelerine ve Isıtma Sistemlerine Göre Analizi, YTÜ. FBE. Yüksek Lisans Tezi.

Bilgiç, M., (2001) Kazan Dairesi El Kitabı, Üniversal Isı A.Ş.

BROAG Ltd Seagold Boilers katalogları, Fully Condensing Atmospheric Boilers.

Çelik, C., (Viessman Isı Teknikleri A.Ş.), (1997), Kazanlarda Kondensasyon Teknolojisi, Doğal Gaz Dergisi, Mayıs-Haziran 1997

Eral, H., (E.C.A. Isı Grubu A.Ş.), (2002), Modern Yoğuşmalı Kazanlarda Kullanılan Yanma Kontrol Sistemleri, Doğal Gaz Dergisi, Ocak-Şubat 2002

Isısan-Buderus Firması Katalogları.

Onat, K., Genceli, O.F., Arısoy, A., (1996), Buhar Kazanlarının Isıl Hesapları Teknik Yayıncılık Tanıtım A.Ş.

Öztürk, A., Kılıç, A., Yavuz, H., (2000), Termodinamik Isı Geçişi ve Tabloları, Çağlayan Kitabevi.

Schlee, G., (1997), Kondensasyon, Üst Isıl Değer Tekniği, Doğal Gaz Dergisi.

Sonntag, R. E., Borgnakke, C., Wylen, G. J. V., (1997), Fundamentals of Thermodynamics, John Wiley&Sons, Inc.

Sungu, B., Enerji Ekonomisi, Yüksek Lisans ve Lisans Ders Notları.

INTERNET KAYNAKLARI

[1]www.botas.gov.tr

[2]www.blauer-engel.de

[3]www.bp.com.tr

[4]www.efunda.com

[5]www.enerji.gov.tr

[6]www.foreigntrade.gov.tr

[7]www.isisan.com

EKLER

- Ek 1 Tam yanma ($X=1$, $\lambda =1$) durumunda Rusya doğal gazı yanma hesaplamaları
- Ek 2 Yarı yanma ($X=0$, $\lambda =1$) durumunda Rusya doğal gazı yanma hesaplamaları
- EK 3 Eksik yanma ($X=0,8$, $\lambda =1,06$) durumunda Rusya doğal gazı yanma hesaplamaları,
- Ek 4 Doymuş haller için su ve su buharı tablosu (Öztürk vd., 2000)



Ek 1 Tam yanma ($X=1$, $\lambda=1$) durumunda Rusya doğal gazı yanma hesaplamaları

		Mol Hacmi	Mol Kütle	Yakıtın hacimsel içeriği	Duman gazı içindeki karbon miktar	Duman gazı içindeki Hidrojen gazı miktar	Tam yanmada tepkimeye giren oksijen miktar	Yarı yanmada tepkimeye giren oksijen miktar	Duman gazı miktarları
		Sm^3/kmol	kg/kmol	$\text{Sm}^3/\text{Sm}^3_y$					$\text{Sm}^3/\text{Sm}^3_y$
Duman Gazları	CO_2	23.644457	44.0098	0.0003					1.003650
	CO	23.644444	28.0104						-
	H_2O	23.644581	18.0152						2.113314
	N_2	23.644587	28.0134	0.0081					7.625124
	O_2	23.644220	31.9988						-
	D_2	-							0.091432
Yakıtın İçeriği	CH_4	23.648297	16.0426	0.9852	1.0	2.0	2.0	1.5	
	C_2H_6	23.644052	30.0694	0.0041	2.0	3.0	3.5	2.5	
	C_3H_8	23.644477	44.0962	0.0014	3.0	4.0	5.0	3.5	
	C_4H_{10}	23.643270	58.1230	0.0006	4.0	5.0	6.5	4.5	

Havanın hacimsel içeriği	
ϕ_{O_2}	0.780500
ϕ_{N_2}	0.209500
ϕ_{Ar}	0.000400
$\phi_{\text{H}_2\text{O}}$	0.009600

V_{dg}	10.833520
Duman gazı	

X	1.000000
λ	1.000000
f	0.012843
$r_{\text{O}_{\text{min}}}$	1.995311
$r_{\text{O}_{\text{max}}}$	1.495395
L_{max}	9.524155

k	0.115095
q	0.000000
o	0.000000

Q	kcal/h	kJ/h
	260,000	1,088,568

η_t	0.94	%
----------	------	---

m_y	34.200849	Sm^3/h
m_{dg}	370.515585	Sm^3/h
m_{O_2}	72.277135	Sm^3/h
$m_{\text{H}_2\text{O}}$	8.840199	kg/h
m_{CO_2}	258.478931	g/Sm^3

Q_{dg}	93,884.353199	kJ/h
$Q_{\text{H}_2\text{O}}$	20,881.058734	kJ/h

	Yakıtın ve içeriğinin yoğunluğu	Duman gazlarının hacimsel oranları	Duman gazlarının kısmi basınçları	Duman gazlarının gaz sabitleri
	kg/Sm^3	$\text{Sm}^3/\text{Sm}^3_{\text{dg}}$	kPa	kJ/kg K
CO_2	0.000558	0.092643	9.38705	0.188820
CO		-	-	0.296830
H_2O		0.195072	19.76565	0.461520
N_2	0.009597	0.703845	71.31714	0.296800
O_2				0.259830
D_2		0.008440	0.85515	İhmal edilir
CH_4	0.668343			
C_2H_6	0.005214			
C_3H_8	0.002611			
C_4H_{10}	0.001475			

ρ	0.687798	1.000000	101.325000
Yakıt			

Ek 2 Yarı yanma ($X=0$, $\lambda =1$) durumunda Rusya doğal gazı yanma hesaplamaları

		Mol Hacmi	Mol Kütle	Yakıtın hacimsel içeriği	Duman gazı içindeki karbon miktan	Duman gazı içindeki Hidrojen gazı miktan	Tam yanmada tepkimeye giren oksijen miktan	Yarı yanmada tepkimeye giren oksijen miktan	Duman gazı miktarı
		Sm^3/kmol	kg/kmol	$\text{Sm}^3/\text{Sm}^3_y$					$\text{Sm}^3/\text{Sm}^3_y$
Duman Gazları	CO_2	23.644457	44.0098	0.0003					0.003810
	CO	23.644444	28.0104						0.999840
	H_2O	23.644581	18.0152						2.113314
	N_2	23.644587	28.0134	0.0081					7.625124
	O_2	23.644220	31.9988						0.499915
	D_2	-							0.091432
Yakıtın içeriği	CH_4	23.648297	16.0426	0.9852	1.0	2.0	2.0	1.6	
	C_2H_6	23.644052	30.0694	0.0041	2.0	3.0	3.5	2.5	
	C_3H_8	23.644477	44.0962	0.0014	3.0	4.0	5.0	3.5	
	C_4H_{10}	23.643270	58.1230	0.0006	4.0	5.0	6.5	4.5	

Havanın hacimsel içeriği	
f_{O_2}	0.209500
f_{N_2}	0.780500
f_{Ar}	0.000400
$f_{\text{H}_2\text{O}}$	0.009600

11.333435
V_{dg}
Duman gazı

X	0.000000
λ	1.000000
f	0.012843
$r_{\text{O}_{\text{min}}}$	1.995311
$r_{\text{O}_{\text{max}}}$	1.495395
$r_{\text{H}_2\text{O}}$	9.524155

k	0.000413
q	0.108441
o	0.054220

Q	kcal/h	kJ/h
	260,000	1,088,568

η_c	0.94	%
----------	------	---

\dot{m}_{H_2}	34.200849	Sm^3/h
\dot{m}_{O_2}	387.613089	Sm^3/h
\dot{m}_{N_2}	72.277135	Sm^3/h
\dot{m}_{Ar}	8.840199	kg/h
$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}}$	258.478931	g/Sm^3

Q_{H_2}	94,579.489865	kJ/h
Q_{O_2}	20,881.058734	kJ/h

	Yakıtın ve içeriğinin yoğunluğu	Duman gazlarının hacimsel oranları	Duman gazlarının kısmi basınçları	Duman gazlarının gaz sabitleri
	kg/Sm^3	$\text{Sm}^3/\text{Sm}^3_{\text{dg}}$	kPa	kJ/kg K
CO_2	0.000558	0.000336	0.03406	0.188920
CO		0.088220	8.93893	0.296830
H_2O		0.186467	18.89379	0.461520
N_2	0.009597	0.672799	68.17136	0.296800
O_2		0.044110	4.46942	0.259830
D_2		0.008067	0.81743	ihmal edilir
CH_4	0.668343			
C_2H_6	0.005214			
C_3H_8	0.002611			
C_4H_{10}	0.001475			

0.687799	1.000000	101.325000
ρ		
Yakıt		

Ek 3 Eksik yanma ($X=0,8$, $\lambda=1,06$) durumunda Rusya doğal gazı yanma hesaplamaları

		Mol Hacmi	Mol Kütle	Yakıtın hacimsel içeriği	Duman gazı içindeki karbon miktar	Duman gazı içindeki Hidrojen gazı miktar	Tam yanmada tepkimeye giren oksijen miktarı	Yarı yanmada tepkimeye giren oksijen miktar	Duman gazı miktarları
		Sm ³ /kmol	kg/kmol	Sm ³ /Sm ³ _v					Sm ³ /Sm ³ _v
Duman Gazları	CO ₂	23.644457	44.0098	0.0003					0.803910
	CO	23.644444	28.0104						0.199968
	H ₂ O	23.644581	18.0152						2.120653
	N ₂	23.644587	28.0134	0.0081					8.071140
	O ₂	23.644220	31.9988						0.219702
	D ₂	-							0.096918
Yakıtın içeriği	CH ₄	23.648297	16.0426	0.9852	1.0	2.0	2.0	1.5	
	C ₂ H ₆	23.644052	30.0694	0.0041	2.0	3.0	3.5	2.5	
	C ₃ H ₈	23.644477	44.0862	0.0014	3.0	4.0	5.0	3.5	
	C ₄ H ₁₀	23.643270	58.1230	0.0006	4.0	5.0	6.5	4.5	

Havanın hacimsel içeriği	
f_{O_2}	0.209500
f_{N_2}	0.780500
f_{CO_2}	0.000400
f_{H_2O}	0.009600

11.512292
V_{dg}
Duman gazı

X	0.800000
λ	1.060000
f	0.012843
$l_{O_{2,m}}$	1.995311
$l_{O_{2,m}}$	1.495395
$l_{m,w}$	9.524155

k	0.085599
q	0.021292
o	0.023393

Q	kcal/h	kJ/h
	280,000	1,088,568

η_c	0.94	%
----------	------	---

m_f	34.200849	Sm ³ /h
m_{a_0}	393.730151	Sm ³ /h
m_{f_0}	72.528148	Sm ³ /h
m_{a_0}	8.870900	kg/h
m_{a_0}	259.376610	g/Sm ³

Q_{a_0}	97,762.484387	kJ/h
Q_{a_0}	20,953.577187	kJ/h

	Yakıtın ve içeriğinin yoğunluğu	Duman gazlarının hacimsel oranları	Duman gazlarının kimyasal basınçları	Duman gazlarının gaz sabitleri
	kg/Sm ³	Sm ³ /Sm ³ _{dg}	kPa	kJ/kg K
CO ₂	0.000558	0.069831	7.07559	0.186920
CO		0.017370	1.76001	0.296830
H ₂ O		0.184208	18.66485	0.481520
N ₂	0.009597	0.701089	71.03784	0.296800
O ₂		0.019084	1.93370	0.259830
D ₂		0.008419	0.85302	İhmal edilir
CH ₄	0.668343			
C ₂ H ₆	0.005214			
C ₃ H ₈	0.002611			
C ₄ H ₁₀	0.001475			

0.687798	1.000000	101.325000
P		
Yakıt		

Ek 4 Doymuş haller için su ve su buharı tablosu (Öztürk vd., 2000)

T	P	h_s	h_b	v_b
°C	kPa	kJ/kg	kJ/kg	m ³ /kg
40,000000		167,450000		
42,588353		178,271902		
50,000000		209,260000		
58,000000	18,147000	242,720000	2606,200000	8,381000
58,584152	18,664851	245,164677	2607,222266	8,175963
60,000000	19,920000	251,090000	2609,700000	7,679000

ÖZGEÇMİŞ

Doğum tarihi 01.08.1976

Doğum yeri Ovacık

Lise 1989-1992 Yıldırım Bayazıt Lisesi -Bursa

Lisans 1992-1997 Yıldız Teknik Üniversitesi Makina Fak.
Makina Mühendisliği Bölümü

Yüksek Lisans 2000-2004 Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
Makina Müh. Anabilim Dalı, Enerji Makinaları
Programı

Çalıştığı kurumlar

1999- .. Arsal Otomotiv San. A.Ş.
Makina Mühendisi

