

**150 MW, KURULU GÜÇTEKİ DÜŞÜK KALİTELİ LİNYİTLE
ÇALIŞAN BİR TERMİK SANTRAL İÇİN
BUHAR KAZANI TASARIMI**

Murat ÇÜRÜKSULU

**YÜKSEK LİSANS TEZİ
MAKİNA MÜHENDİSLİĞİ**

**GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**HAZİRAN 2006
ANKARA**

Murat ÇÜRÜKSULU tarafından hazırlanan 150 MW_e KURULU GÜÇTEKİ DÜŞÜK KALİTELİ LİNYİTLE ÇALIŞAN BİR TERMİK SANTRAL İÇİN BUHAR KAZANI TASARIMI adlı bu tezin yüksek lisans tezi olarak uygun olduğunu onaylarım.

Prof.Dr. Ali DURMAZ

Tez Yöneticisi

Bu alışma, jürimiz tarafından Makina Mühendisliği Anabilim Dalında yüksek lisans tezi olarak kabul edilmiştir.

Başkan : Prof. Dr. şenol BAŞKAYA

Üye : Prof. Dr. Ali DURMAZ (Danışman)

Üye : Prof. Dr. Faruk ARINÇ

Üye : Yrd. Doç. İbrahim ATILGAN

Üye : Yrd. Doç. Hüseyin TOPAL

Tarih : 29/06/2006

Bu tez, Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü tez yazım kurallarına uygundur.

TEZ BİLDİRİMİ

Tez içindeki bütün bilgilerin etik davranış ve akademik kurallar çerçevesinde elde edilerek sunulduğunu, ayrıca tez yazım kurallarına uygun olarak hazırlanan bu çalışmada orijinal olmayan her türlü kaynağa eksiksiz atıf yapıldığını bildiririm.

Murat ÇÜRÜKSULU

**150 MW_e KURULU GÜÇTEKİ DÜŞÜK KALİTELİ LİNYİTLE ÇALIŞAN BİR
TERMİK SANTRAL İÇİN BUHAR KAZANI TASARIMI**

(Yüksek Lisans Tezi)

Murat ÇÜRÜKSULU

**GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

Haziran 2006

ÖZET

Enerji teminindeki politik kısıtlamalar ve petrol fiyatlarındaki aşırı artışlar, tüm ülkeleri ulusal enerji kaynaklarına yöneltmiştir. Türkiye de bu bağlamda başlıca fosil kaynağı olan düşük kaliteli linyitlerden, AB çevre koşulları ve Kyoto Protokolü kapsamında, ulusal kalkınmasına yönelik olarak, sonuna kadar yararlanmayı temel politika olarak benimsemiştir. Bu çalışmada, linyitlerin elektriğe dönüşümündeki en kritik süreci oluşturan, havayla yakmalı yanma süreci, uygun yanma ve emisyon kontrolü yönünden incelenmiştir. Bu incelemede temiz kömür teknolojilerinin son aşamasını oluşturan, oksijenle yakmalı ultra süper kritik kazan teknolojisi uygulaması göz önünde tutulmuştur. 150 MW_e kurulu güçteki bir termik santral kazanının, en uygun enerji denge modeli oluşturularak, ısı tasarım analizleri yapılmıştır. Bu model yardımıyla, tasarım için gerekli yanma ve işletme verileri, hesaplanabilir hale getirilmiştir. Söz konusu kazanın tasarım ve işletme verileri hesaplanmış, gerçek işletme değerleriyle karşılaştırılmıştır. Hesap sonuçları ve işletme verilerinin belli sınırlar dahilinde, kabul edilebilir olduğu görülmüştür.

Bilim Kodu :914.1.038
Anahtar Kelimeler :Buhar Kazanları, Tasarım, Düşük Kaliteli Linyitler
Sayfa adedi :134
Tez Yöneticisi :Prof. Dr. Ali DURMAZ

**STEAM BOILER DESIGN FOR A THERMAL POWER PLANT OPERATING
WITH LOW GRADE LIGNITE AT 150 MW_e CAPACITY**

(M. Sc. Thesis)

Murat ÇÜRÜKSULU

**GAZI UNIVERSITY
INSTITUTE OF SCIENCE AND TECHNOLOGY**

June 2006

ABSTRACT

Politic restrictions in energy assurance and increase in petroleum prices have directed all countries to return to national energy sources. Within the framework of the EU environmental conditions and the Kyoto Protocol, Turkey has aimed at, for the national development, to benefit from low quality lignites exhaustively to be the major fosilse fuel resource. In this study, air fired combustion process which forms the most critical process in transformation of lignite to electric has been analyzed in a proper combustion and emission control point of view. In this analysis, oxygen fired ultra supercritic boiler technology which constitutes the last stage of clean coal technology has been taken into consideration. The most acceptable energy balance model of a thermal power plant boiler at 150 MW_e established power has been designed and thermal design analysis of this model have been done. The necessary combustion and operation data for design have been returned to computable condition with the assistance of this model. Design and operation data of the said boiler have been computed and compared with real operation values. It is observed that the calculation results and the operation data were acceptable within limits.

Science Code :914.1.038
Keywords :Steam Boilers, Design, Low Grade Lignites
Page Number :134
Adviser :Prof. Dr. Ali DURMAZ

TEŞEKKÜR

Bu tez çalışmam süresinde, bu sürenin tamamını benim verimli ve üretken mühendis olabilmem için kullanmaya çaba sarf eden ve bu çalışma için gerekli deneyimlerini benden esirgemeyen değerli hocam Prof. Dr. Ali DURMAZ'a, benden yardımlarını esirgemeyen değerli Arş. Gör. Oguzhan ERBAŞ ve Arş. Gör. Zeki YILMAZOĞLU'na, bilgisine her daim başvurabileceğim değerli arkadaşım Erdem ÖRSELLİ'ye, bana yardım etmenin en çok sabır gerektiren kısımlarında gösterdiği sabırlı tavırlarıyla değerli dostum Bilal BERBER'e, bu çalışma sırasında kendilerini çok ihmal etmeme rağmen beni anlayışla karşılayan dostlarıma ve bu süre içerisinde bütün sıkıntılara rağmen kendime tek amaç olarak tezi görmem yönünde ellerinden geleni sonuna kadar yapmaya çalışan aileme teşekkürü bir borç bilirim.

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET	iv
ABSTRACT.....	v
TEŞEKKÜR.....	vi
İÇİNDEKİLER	vii
ÇİZELGELERİN LİSTESİ.....	x
ŞEKİLLERİN LİSTESİ.....	xi
SİMGELER VE KISALTMALAR.....	xiv
1. GİRİŞ	1
2. ENERJİ MÜHENDİSLİĞİNİN TEMELLERİ.....	4
2.1. Enerji Dönüşüm Sistemi Olarak Termik Santraller	7
2.2. Termik Santral Tasarımındaki Temel Kriterler	9
2.3. Ekonomik Analizler	11
2.4. Düşük Kaliteli Linyitlerin Kullanım Özellikleri.....	13
3. LİNYİT REZERVİ VE LİNYİTİN YANMA-EMİSYON ÖZELLİKLERİ	15
3.1. Düşük Kaliteli Linyitlerin Yanma Özellikleri ve Yanma Özellikleri.....	16
3.2. Kazan Tasarımına Esas Olan Linyit Rezervi ve Rezerv Hesapları.....	18
3.3. Tasarıma Esas Olan Yakıt Bandı ve Yakıt Analizleri	20
3.3.1. Yakıt bandı.....	20
3.3.2. Kömür analizleri	21
3.4. Termik Santral Kapasitesinin Belirlenmesi	27
3.5. Kömür Hazırlama Sistemleri	27
3.5.1. Tasarım kömürü özelliğinde kömür karışımının elde edilmesi	29
3.5.2. Kömür kurutma sistemi.....	30

	Sayfa
3.5.3.Kömür öğütme işlemi	34
4. KAZAN TÜRÜ VE YAKMA SİSTEMİNİN BELİRLENMESİ.....	37
4.1. Kazanların Sınıflandırılması ve Ortak Özellikleri	37
4.1.1.Kazanların iş akışkanı düzenine göre sınıflandırılması	37
4.1.2.Kazanların yakılan yakıtta göre sınıflandırılması	45
4.1.3.Kazanların yakma sistemlerine göre sınıflandırılması.....	48
5. SANTRAL ÇEVİRİM YAPISININ VE KAZAN KAPASİTESİNİN BELİRLENMESİ.....	57
5.1. Buharın Termodinamik Özelliklerinin Belirlenmesi	58
5.2. Kazan Isıl Yükünün Belirlenmesi	62
6. KAZAN ISIL TASARIMI	63
6.1. Yakıt Isıl Değerinin Hesaplanması	63
6.2. Kazan Isıl Veriminin Hesaplanması	64
6.3. Kazan Yakıt Tüketimi Hesabı.....	66
6.4. Yanma Hesapları.....	66
6.4.1.Özgül teorik ve gerçek yakma havası gereksinimi	67
6.4.2.Özgül teorik ve gerçek yanma gazı üretimi	67
6.4.3.Toplam yakma havası ve yanma gazı debileri hesabı.....	68
6.4.4.Yanma odası boyutlandırması.....	69
6.4.5.Yanma odası sıcaklığının hesaplanması	71
6.4.6.Isı değiştirgeçleri yanma gazı sıcaklıklarının hesaplanması.....	73
6.4.7.Isıtma yüzeylerinin boyutlandırılması	76
6.5. Boru Mukavemetleri	89

	Sayfa
7. BUHAR KAZANLARI GİRDİ-ÇIKTI KOŞULLANDIRMA SİSTEMLERİ	92
7.1. Kazan Çekiş Sistemi	93
7.2. Besleme Suyu Arıtma Sistemi	95
7.3. Baca Gazı Arıtma Sistemleri	96
7.3.1.Partikül arıtma sistemi	97
7.3.2.SO ₂ arıtma sistemi.....	98
7.3.3.NO _x arıtma sistemi.....	98
7.3.4.CO ₂ arıtma sistemi	100
8. SONUÇLAR VE ÖNERİLER	103
KAYNAKLAR	110
EKLER.....	113
EK-1 Tasatım abağı	114
EK-2 Su buharı için Mollier diyagramı	115
EK-3 Su buharı için T-h diyagramı	116
EK-4 Su buharı için T-s diyagramı	117
EK-5 Suyun fiziksel özellikleri.....	118
EK-6 Sıcaklığın fonksiyonu olarak özgül ısı	119
EK-7 Duman gazı ortalama özgül ısısı	120
EK-8 Atmosferik basınçta havanın fiziksel özellikleri	121
EK-9 Atmosferik basınçta bazı gazların fiziksel özellikleri	122
EK-10 Bazı metallerin fiziksel özellikleri	124
EK-11 Bazı konumlar için ışınım şekil katsayılarına ait diyagramlar	126
EK-12 CO ₂ gazının ışınım yayma katsayısı.....	127
EK-13 Su buharının ışınım yayma katsayısı.....	128
EK-14 CO ₂ ve H ₂ O için ışınım yayma katsayıları düzeltme terimi.....	129
EK-15 Bazı yüzeyler için ışınım yayma katsayıları	130
EK-16 Ocak Borularına ait konumlandırma katsayısı ψ için değerler	131
EK-17 Duman gazı için boru demetine dik akışta film katsayısı	132
ÖZGEÇMİŞ	134

ÇİZELGELERİN LİSTESİ

Çizelge	Sayfa
Çizelge 3.1. Kül ergime diyagramı ergime özellik bölgelerindeki sinterleşme basamakları	25
Çizelge 3.2. Elek gözenek aralığı, elek tel kalınlığı ve elek üzerinde kalan artık kömür oranı.....	35
Çizelge 3.3. Kömür incelik durumunun belirlenmesi.....	35
Çizelge 4.1. Kömür yakma sistemleri ve özellikleri	49
Çizelge 6.1. Bazı kazan kapasiteleri için kesitsel ısı yük değerleri	70
Çizelge 6.2. Bazı yakıt çeşitleri için hacimsel ısı yük değerleri	70
Çizelge 6.3. Baca gazı ve iş akışkanı hızları.....	77
Çizelge 6.4. Boru demetine dik akışlarda C ve n değerleri	84
Çizelge 6.5. Akışa dik sıra sayısına göre ısı aktarım film katsayısı düzeltme çarpanları.....	85
Çizelge 8.1. Tasarlanan değerlerle gerçek santralin tasarım değerlerinin karşılaştırılması	105

ŞEKİLLERİN LİSTESİ

Şekil	Sayfa
Şekil 2.1. Yakıt, yakıtsal türevler, enerji dönüşüm sistemi ve ikincil enerji türleri.....	4
Şekil 2.2. Ham fosil yakıttan dört kabuğun soyulmasıyla elektriğin elde edilmesi.....	7
Şekil 2.3. Basitleştirilmiş santral akım şeması.....	8
Şekil 2.4. Uygulamada görülen bir termik santralin karmaşık sistem yapısı.....	8
Şekil 2.5. Ekonomik yönden en uygun santral sistem yapısının belirlenmesi.....	11
Şekil 2.6. Kömürün yaşına bağlı olarak türlerindeki kaba analiz ve ısıl değer değişimleri.....	13
Şekil 3.1. Düşük kaliteli linyit ile çalışan bir termik santral kazanının sistem yapısı ve akış şeması.....	15
Şekil 3.2. Kömür rezerv azalmasının yıllık kömür tüketim hızına göre değişimi.....	19
Şekil 3.3. Yakıt özellik bandı vektörü ve kazan işletim ömrü boyunca değişimi.....	21
Şekil 3.4. Kömürün kaba ve elementer analizi	21
Şekil 3.5. Kül ergime diyagramı	23
Şekil 3.6. Kül içeriğiyle oluşturulmuş deney silindir yüksekliğinin sıcaklıkla değişimi	25
Şekil 3.7. Toz kömür yakma sistemli bir kazanda yakıt hazırlama sistemi akım ve bağlantı şeması	28
Şekil 3.8. Düşük kaliteli linyitle çalışan bir termik santral kazanının enerji akış diyagramı	32
Şekil 4.1. İş akışkanı düzenine göre kazanların sınıflandırılması.....	37
Şekil 4.2. Dolaşımli kazanların akım ve bağlantı şeması	39
Şekil 4.3. Benson tipi kazanın şematik gösterimi	41
Şekil 4.4. Dolaşımli (a) ve Benson (b) kazanda ısıtma yüzeyi düzeni ve özellikleri	42

Şekil	Sayfa
Şekil 4.5. Sulzer kazanı akım ve bağlantı şeması	44
Şekil 4.6. 6 nolu fuel-oil ile ilgili yakıt hazırlama sistemi.....	46
Şekil 4.7. Optimum atomizasyon sıcaklığının belirlenmesi	47
Şekil 4.8. Sabit ızgara yakma biçimleri	49
Şekil 4.9. Sonsuz Zincirli döner ızgaralı paralel beslemeli kömür yakma sistemi ve ızgara altı optimum birincil hava dağılımı.....	51
Şekil 4.10. İtmeli ve eğik ızgaralı kömür yakma sistemi.....	52
Şekil 4.11. Öğütülmüş linyit yakma sistemi. ($T_K < 200$ °C, $O_2 < 4$ %, $W_K < 12$ %).....	54
Şekil 4.12. Öğütülmüş taş kömürü yakma sistemi ($T_K 100 - 130$ °C, $W_K 1 - 2$ %).....	54
Şekil 4.13. Brülör düzenleri	55
Şekil 5.1. Ara kızdırmaz standart bir rankine çevriminin h-s diyagramı	57
Şekil 5.2. Ara kızdırmalı bir çevriminin h-s diyagramı	57
Şekil 5.3. Türbin giriş basıncı – jeneratör anma gücü diyagramı	58
Şekil 5.4. Termik santral sistem yapısı	59
Şekil 5.5. Santral kazanında yanma gazı ile iş akışkanı arasındaki ısı aktarımını gösteren T-A diyagramı	61
Şekil 6.1. Yanma odası geometrisi	69
Şekil 6.2. Isı değiştirgeçlerinde ışınım (q_R) ve taşınım (q_K) ile ısı aktarımının toplam ısı aktarımındaki (q_T) payları [%]	77
Şekil 6.3. Buhar hattı boru kesiti	78
Şekil 6.4. Dik akışa maruz kalan boru sıralarının düzenleri	85
Şekil 6.5. Buharlaştırıcıdaki sıcaklık farkları	87
Şekil 6.6. Kazanlarda boru patlama mekanizması	90

Şekil	Sayfa
Şekil 7.1. Bir termik santral boyunca, yanma gazı basınç kaybının, kazan giriş çıkışı arasındaki değişimi, vantilatör – aspiratör – baca konumları ve bunların kazan çekiş kaybını karşılama oranları	94

SİMGELER VE KISALTMALAR

Bu çalışmada kullanılmış bazı simgeler ve kısaltmalar, açıklamaları ile birlikte aşağıda sunulmuştur.

Simgeler	Açıklama
ΔR	Rezervdeki azalma
ΔT_m	Logaritmik sıcaklık farkı
μ	Kömür tüketim hızı
η_K	Kazan verimi
η_Y	Yanma verimi
ρ	Yoğunluk
A	Isı transfer alanı
A_{YO}	Yanma odası kesit alanı
C_{amr}	Özgül amortisman gideri
C_p	Özgül ısı
C_Y	Özgül birim ürün yakıt gideri
d	Boru çapı
d_{AK^*}	Birim güç başına ara kızdırıcı buhar debisi
d_{Y^*}	Birim güç başına yoğunlaştırıcı çıkış debisi
d_{TB^*}	Birim güç başına taze buhar debisi
h_{bs}	Besleme suyu entalpisi
h_{db}	Doymuş buhar entalpisi
h_{kb}	Kızgın buhar entalpisi
h	Isı transferi film katsayısı
h_c	Çıkış entalpisi
h_g	Giriş entalpisi
H_o	Yakıt üst ısıl değeri
H_u	Yakıt alt ısıl değeri
k	Isı iletim katsayısı

Simgeler	Açıklama
K	Isıl kayıp
L	Boru boyu
m_{ak}	Ara kızdırıcı buhar debisi
m_{buh}	Buharlaştırıcı iş akışkanını debisi
m_{eko}	Ekonomizer su debisi
m_{kız}	Kızdırıcı buhar debisi
m_B	Buhar debisi
M_y	Yakıt debisi
n	Hava fazlalık katsayısı
n_{öi}	Ön ısıtıcı sayısı
Nu	Nusselt sayısı
P_{AKÇ}	Ara kızdırıcı çıkış basıncı
P_{AKG}	Ara kızdırıcı giriş basıncı
P_B	Buhar basıncı
P_{el}	Termik santral kurulu gücü
P_{KÇ}	Kızdırıcı çıkış basıncı
P_{TB}	Türbin giriş basıncı
Pr	Prandtl sayısı
Q	Isıl kapasite
R	Kirlilik katsayısı
Re	Reynolds sayısı
S	Sıra sayısı
t_{At}	Atomizasyon sıcaklığı
T_{AK}	Ara kızdırıcı çıkış sıcaklığı
T_B	Buhar sıcaklığı
T_{baça}	Baca gazı çıkış sıcaklığı
T_{BS}	Besleme suyu sıcaklığı
T_{TB}	Taze buhar sıcaklığı
U	Toplam ısı transfer katsayısı

Simgeler**V****V_{max}****V_{YO}****Açıklama**

Özgül hacim

En dar kesitteki hız

Yanma odası hacmi

Kısaltmalar**AK****B****EKO****HÖİ****K****YO****Açıklama**

Ara kızdırıcı

Buharlaştırıcı

Ekonomizer

Hava ön ısıtıcı

Kızdırıcı

Yanma odası

1. GİRİŞ

1973 I. Dünya Enerji Krizi'nde OPEC'in kurulmasıyla, enerjinin politik silah olarak kullanım süreci başlamıştır. İran – Irak savaşıyla 1979'da başlayan II. Enerji Krizi ile bu yaklaşım pekişmiş, savaşın ağır mali yükleri altında petrol fiyatlarındaki artış, zorunlu biçimde aşağılara çekilebilmiştir. SSCB'nin dağılmasıyla petrol piyasası, kısmen de olsa istikrar kazanmıştır. Rusya'nın güçlenmesi, Çin ve Hindistan'ın küreselleşen Dünya'da büyük ekonomik güç ve enerji tüketicisi olarak ortaya çıkması, Dünya enerji politikalarına yeni bir boyut getirmiştir. Yakın zamanda doğalgaz ve petrol, dış politikada baskı aracı olarak kullanılmaya başlanmıştır. Bu sebepten dolayı ülkeler, enerji ihtiyaçlarını zorunlu olarak kendi birincil kaynaklarından sağlama yolunu tercih etmeye başlamışlardır.

İnsan nüfusunun artması, teknolojinin hızla gelişmesi gibi sebeplerden doğan enerji ihtiyacının, günümüz kaynakları tarafından aynı hızla karşılanamaması nedeniyle enerjinin verimli kullanılması, gün geçtikçe toplumların en önemli gündemini oluşturmaktadır. Ayrıca günden güne artan enerji tüketimi sebebiyle açığa çıkan sıcak gazların sera etkisine neden olması, buna bağlı olarak küresel ısınmayla iklimlerin değişiklik göstermesi, insanoğlunun geleceği için de enerji kullanımının önemini açığa çıkarmaktadır.

Türkiye'nin en temel birincil enerji kaynakları, linyitler ve hidroelektrik potansiyellerdir. Türkiye'de yaklaşık 8 milyar ton linyit rezervi bulunmaktadır. Bunların tamamına yakını düşük kaliteli linyitler sınıfına girmektedir. Bu linyitlerin günümüzde elektriğe dönüşümü dışında başka hiçbir alanda kullanımı söz konusu değildir. Bu dönüşümde enerji – işletme ekonomisi ve hava kirletici emisyonlar yönünden en kritik süreç, yanma sürecidir. Bu süreç sonucunda ısı enerjisi açığa çıkar. Bu enerjinin elde edilebilmesi için, birincil enerji kaynakları olan kömür, doğalgaz, petrol gibi fosil yakıtlar, nükleer yakıtlar, güneş ve jeotermal kaynaklar kullanılır. Isı enerjisinin elde edilmesinde, fosil ve nükleer yakıtların kullanılması en büyük paya

sahiptir. Bu nedenle fosil ve nükleer yakıtların kullanıldığı kazanlar ve reaktörler, ısı üretim teknolojilerinin kalbi konumundadır.

Ülkemizin zengin linyit rezervlerine sahip olması, ülkemizde düşük kaliteli linyit yakabilecek teknolojilerin kullanılmasını kaçınılmaz kılmıştır. Bu teknolojilerin en başında ise toz kömür brülörlü yakma sistemleri gelmektedir. Bu sistemlerde düşük kaliteli linyitlerin kullanılabilmesi için, öncelikle kömürün istenilen kaliteye yükseltilmesini sağlayacak hazırlama aşamasından geçirilmesi gerekmektedir. Bu sayede genç bir kömür olan linyitin milyonlarca yıl süren yaşlanma süreci, santrallerde çok kısa zaman zarfında atlatılmış olur. Kömürün yaşlanma sürecindeki bu hızlanma, kömür hazırlama teknolojileri (homojenizasyon, öğütme, kurutma) sayesinde gerçekleşir.

Ülkemizde bulunan termik santrallerin hiçbirinde günümüz Avrupa Birliği enerji verimliliği ve emisyon kontrolü koşulları ve Kyoto Protokolü kuralları kapsamında üretim yapılamamaktadır. Buradaki kısa ve orta vadedeki başlıca sorun, termik santrallerimizde havayla yakmalı yanma sürecinin, mevcut kömür özelliklerine uygun biçimde optimize edilememesi, bunun için gerekli yatırım ve işletme koşullarının, çeşitli nedenlerden dolayı, oluşturulamamasıdır. Emisyonlar, yanmadan kaynaklanmaktadır. Uygun yanmanın gerçekleştirilemediği hiçbir termik santral kazanında sağlıklı ve maliyete etken bir emisyon kontrolünün gerçekleşmesi mümkün değildir.

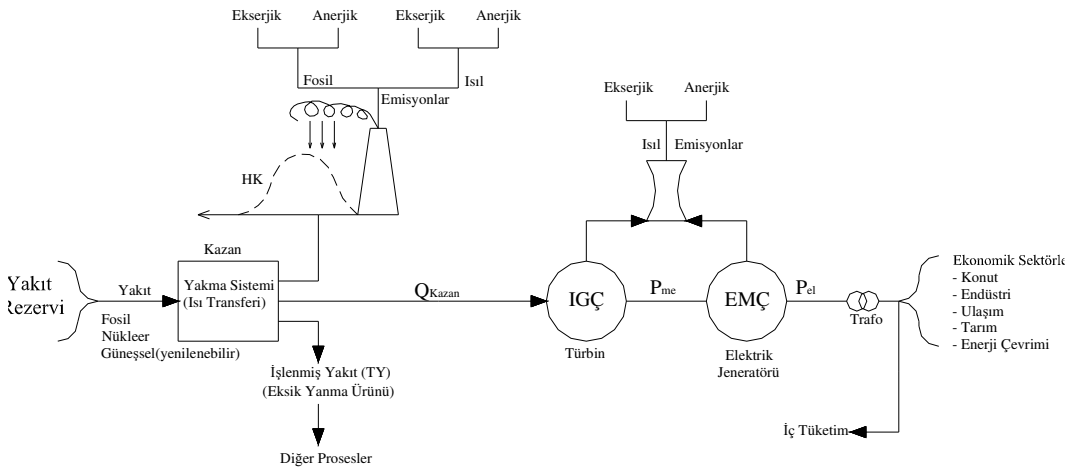
Uzun dönemde ise, bu dönemde ön görülecek çok daha sıkı emisyon sınır değerlerinde ve Kyoto kurallarında üretimin yapılabilmesi, yoğun ar-ge ve prototip uygulamalarının yapıldığı temiz kömür teknolojisine geçişle mümkün olacaktır. Düşük kaliteli linyitler bağlamında çok büyük üretim kapasitelerinde ileride en uygun çözüm olarak, temiz enerji teknolojisinin son aşamasını oluşturan oksijenle yakmalı, ultra süper kritik kazan uygulamalı, sıfır emisyon konseptiyle çalışan termik santrallere geçiş görülmektedir.

Yanma sürecinde elde edilen ısının verimli bir şekilde iş akışkanına aktarılmasıyla, iş akışkanının iş yapabilme potansiyeline sahip olması sağlanır. Bu iş potansiyeli, çeşitli teknolojilerle öncelikle mekanik enerjiye, daha sonra da dağıtım kolaylığı ve kullanım rahatlığı açısından en çok tercih edilen enerji türü olan elektrik enerjisine dönüştürülür.

Bu çalışma kapsamında elektrik enerjisi üretiminde, en karakteristik enerji dönüşüm sistemlerinden olan termik santraller incelenerek, termik santralin en önemli birimi olan buhar kazanının içyapısı ve tasarımı hakkında genel bilgiler verilmiştir. Termik santralin sistem yapısındaki teknolojik gelişmeler incelenerek 150 MW_e kurulu güce sahip toz kömür ile çalışan bir termik santralin kazan tasarımı ile ilgili temel parametreler belirlenmiştir. Bu parametreler ışığında bir buhar kazanının enerji denge modeli oluşturulmuştur. Bu model yardımıyla kazana beslenen yakıt ısısının, buhar üretim fiziğine uygun biçimde kazan ısıtma yüzeylerine dağılımı belirlenmiştir. Bu dağılımda kazanın, yanmadan, yalıtımdan, işletmeden ve baca gazı duyulur ısı kayıplarından kaynaklanan ısı kayıpları, yakıt özellikleri, işletme koşulları ve sistem ömrü göz önünde bulundurularak belirlenmiştir. Bu parametrelerin incelenmesi ve tasarım için gerekli hesaplamaların yapılması için MS Excel bilgisayar programından faydalanılmıştır.

2. ENERJİ MÜHENDİSLİĞİ TEMELLERİ

Enerji mühendisliğinin temel işlevi, doğrudan kullanılmayan birincil enerji kaynaklarının (yakıtlar), doğrudan kullanılabilen enerji türlerine (ikincil enerji) dönüştürülmesidir [1]. Enerji dönüşüm sistemlerinin tasarımı, tasarım optimizasyonu, imalatı, montajı, işletme ve kabul testlerinin yapılması, bu sistemlerin işletmesi, bakım ve onarımları gibi konular enerji mühendisliği kapsamında yer almaktadır. Yakıtın ikincil enerji türlerine (teknik yakıt, ısı, mekanik enerji, elektrik enerjisi) dönüşümüyle ilgili enerji dönüşüm sistem zinciri Şekil 2.1’de verilmiştir.



Şekil 2.1. Yakıt, yakıtsal türevler, enerji dönüşüm sistemi ve ikincil enerji türleri.

Yakıt rezervinden alınan ham yakıt, sıfırsal teknik türevle teknik yakıtlara (örnek: kömürden kok, kömür gazı; ham petrolden çeşitli rafineri ürünleri (normal benzin, süper benzin, mazot, fuel-oil, katran, petrokok v.b.); nükleer yakıtlardan U^{238} (uranyum)'dan P^{239} (plütinyum), Th^{232} (toryum)'dan U^{233} v.b doğada bulunmayan nükleer teknik yakıtların üretilmesi gibi) dönüştürülmesi, yakıtın sıfırsal türevinin alınması olarak adlandırılır. Yerkabuğuna ulaşan güneş radyasyon (ışık) enerjisi de güneşte oluşan hidrojen füzyonu (nükleer yanma) sonucunda oluşan nükleer emisyonların uzayda kaldığı temiz bir güneşsel teknik yakıttır. Teknik yakıt üretim sistemleri, yakıt teknolojisi kapsamında işlenmektedir. Bu sistemlere örnek olarak da kok fabrikaları, kömür gazı ve briket fabrikaları, rafineriler ve nükleer yakıt

dönüştürücüler verilebilir. Bu çalışmada birinci aşamada ısı ve iş akışkanı üretimi (kazan, fırın, güneş kolektörü, nükleer reaktör v.b.), birincil enerji dönüşüm sistemi olarak ele alınacaktır [2].

Enerji mühendisliğinin çalışma alanı genelde bu dönüşümler üzerinedir. Bu çalışmada ham yakıt olan düşük kaliteli linyitten üretilecek elektriğin üretim zincirindeki (Şekil 2.1) enerji dönüşüm sistemlerinin tasarımı ve optimizasyonu üzerinde durulacaktır. Ayrıntılı olarak incelenecek enerji dönüşüm sistemi, 150 MW elektrik üretim kapasiteli bir Termik Santral kazanı olacaktır.

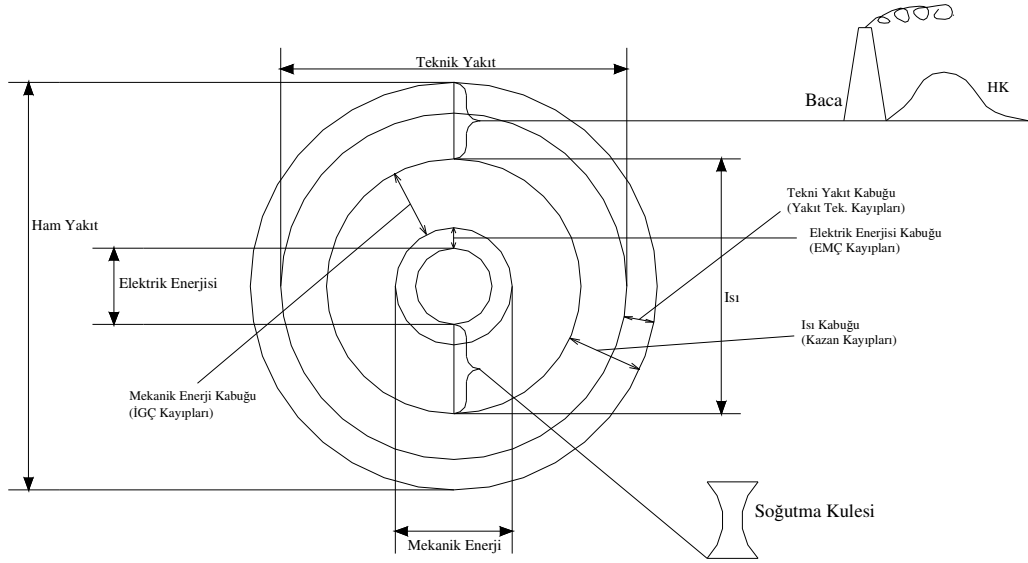
Şekilde birincil enerji dönüşüm sistemi, yakma sistemi olarak (yanma odası) veya genel anlamda iş akışkanı üreteci (kazan) olarak tanımlanır. Eksik yanma sistemleri, teknik yakıt üreteçleri (d^0Y/dT^0) olarak (yakıt teknolojisi) anılır ve yakıt teknolojileri kapsamına girer [3]. İş akışkanı üreteci olan kazanda ise birincil sistem, yanma ve ısı aktarımı olmak üzere iki alt sistemden oluşur. Teknik yakıt ve iş akışkanı üreteçlerde ana girdi yakıttır (fossil, nükleer, güneşsel). Yararlı çıktılar, teknik yakıt ve ısı taşıyıcı iş akışkanı, yararsız çıktılar da benzer emisyonlardır (fossil, nükleer ve ısı emisyonları). Fossil ve nükleer emisyonlar, ekserjik (enerji geri kazanımlı) ve anerjik (enerji geri kazanımsız) olmak üzere iki türden oluşur. Bu çalışmada fossil yakıtların kullanıldığı, fossil (kimyasal) ve ısı emisyonlarının çıktığı buhar kazanları ele alınmaktadır. Ekserjik fossil emisyonlara örnek olarak yanmamış karbon monoksit (CO), hidrokarbon (C_mH_n), uçucu kok v.b; anerjik emisyonlar için ise karbon dioksit (CO₂), su (H₂O), toz, ağır metal v.b. emisyonlar verilebilir.

Enerji dönüşüm zincirinde ikincil enerji dönüşüm sistemi, Isıl-Güç Çevrim (IGÇ) sistemleridir. Bu sistemler, iş akışkanı ve çevrim yapısına göre buhar çevrimli (Rankine Termik Santral Çevrimi), gaz çevrimli (Brayton Gaz Türbini) ve gaz çevrimli içten yanmalı motor sistemleri (Otto, Diesel) gibi türlerden oluşmaktadır [4]. Gaz Türbini ve Termik Santral çevrimleri sürekli ateşlemeli türden olmasına karşın, içten yanmalı motor çevrimleri kesikli ateşlemeli özelliktedir. Ayrıca gaz ve buhar çevrimlerinin birlikte kullanıldığı kombine çevrim sistemleri, ısı ve elektriğin birlikte

üretildiği Bileşik Isıl-Güç (kojenerasyon) çevrimleri, kritik ve pahalı enerji dönemi olarak tanımlanan günümüz dünyasında öncelikli kullanılabilir hale gelmiştir. Isıl-Güç Çevrim sistemi, iş akışkanı üretim (kazan), taşınım (buhar hattı), türbin (piston), atık ısı atma (soğutma kulesi), iş akışkanı aktarma (besleme pompası) ve enerji tasarruf alt ünitelerinden oluşan, tümleşik, döngüsel ve organize bir sistemdir. Isıl-Güç sistem verimi, bir organizasyon verimi olup, çevrimi oluşturan alt sistemlerin nicelik, nitelik ve konum yönünden bir sağ döngülü sistemin en uygun biçimde oluşturulmasıyla (yapısal ve parametrik optimizasyon) maksimize edilmesi gereken bir değerdir. Alt sistem üreticilerinin kendi sistemlerinin optimizasyonu ile uğraşmalarına karşın, bir organizasyon optimizasyonu olan Isıl-Güç Çevrim optimizasyonu, Termik Santral tasarımcısının sorumluluğundadır. Santral tasarımcısı, yakıt ve işletme koşullarını dikkate alarak birim ürün toplam üretim maliyetinin (yakıt + amortisman) minimum olacağı bir sistem yapısı belirler ve sistem parametre optimizasyonu yapar. Ayrıca tasarımcı, çevrimi oluşturan alt sistemlerin (kazan, türbin, yoğuşturucu, soğutma kulesi, besleme pompası v.b.) tasarım verilerini oluşturarak ilgili alt sistem yapıcılara alt sistemleri ihale eder. Termik Santral tasarımında en etken verim, Isıl-Güç Çevrim verimidir. Enerji ekonomisi ve çevre kirliliği yönünden kazan verimi de önemli bir etken verimdir [5].

Enerji dönüşüm zincirindeki üçüncül enerji dönüşüm sistemi, elektromanyetik çevrimdir. Burada mekanik enerji, elektrik jeneratörü üzerinden elektrik enerjisine dönüşür. Üretilen elektrik enerjisi, elektrik trafolarında iletim için uygun gerilimlere dönüştürülerek ekonomik sektörlere iletilir ve sistemlerde dağıtılır. Uygun özelliklerdeki her bir kullanıcının kullanımına sunulur.

Fosil enerji dönüşüm zincirinin başlıca işlevi, ham fosil yakıttaki çeşitli özellikteki kabukların ardı ardına soyularak yakıtın özünü oluşturan en kıymetli ikincil enerji biçimini belirleyen elektriğe ulaşmaktır (Şekil 2.2).



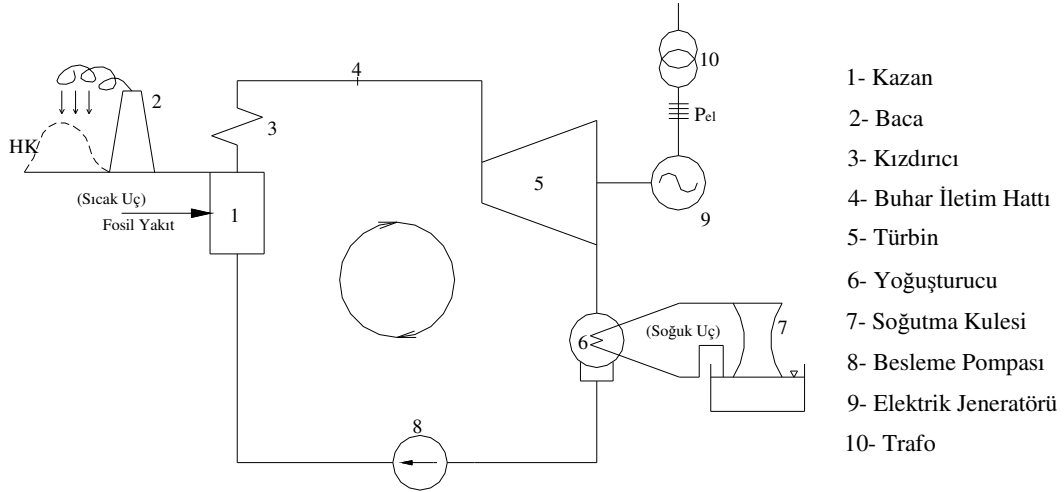
Şekil 2.2. Ham fosil yakıttan dört kabuğun soyulmasıyla elektriğin elde edilmesi.

Ham yakıtın sıfırıncı teknik türevi (d^0Y/dT^0) yani işlenmiş yakıtsal özelliğini kaybetmemiş biçimi teknik yakıtı; ham yakıtın birinci türevi (d^1Y/dT^1) yani birincil ardılı (çocuğu) ısıyı; ısının birinci, yakıtın ikinci türevi (d^2Y/dT^2) yani ikincil ardılı (torunu) mekanik enerjisi; mekanik enerjinin birinci, ısının ikinci, yakıtın üçüncü türevi (d^3Y/dT^3) yani üçüncül ardılı (ikinci kuşak torunu) ise elektrik enerjisini vermektedir. Sıfırıncı ve birinci teknik türevlerde başlıca hava kirletici fosil (kimyasal) emisyonlar oluşmaktadır [6]. Çevre ve enerji ekonomisi yönünden bu teknolojik türevsel süreçlere özellikle önem verilmelidir.

2.1. Enerji Dönüşüm Sistemi Olarak Termik Santraller

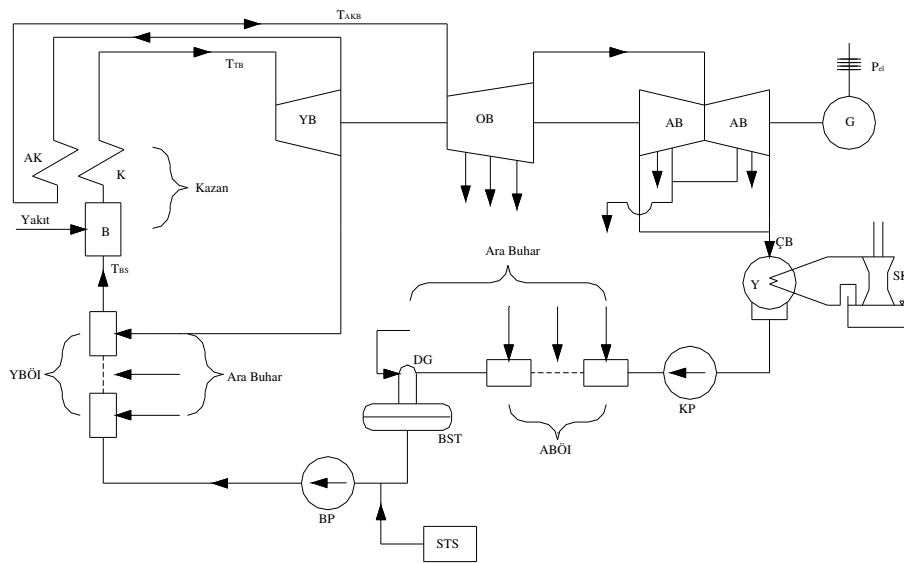
Isıl-Güç santralleri (Fosil, Nükleer, Güneşsel), ham yakıtları (kömür, uranyum) veya teknik yakıtları (kok, fuel-oil, P^{239} , U^{233} , güneş ışınım enerjisi) ana girdi olarak alıp bunları elektrik enerjisine dönüştüren sistemlerdir. Bu santraller, fosil yakıt girdisi durumunda “Termik Isıl-Güç Santralleri”, nükleer yakıt girdisi durumunda “Nükleer Isıl-Güç Santralleri”, güneş ışınımı girdili durumlarda ise “Güneş Isıl-Güç Santralleri” altında sınıflandırılmaktadır. Bu çalışmada söz konusu Isıl-Güç santrali, fosil yakıtlı buhar çevrimli olan ve “Termik Santral” olarak tanımlanan sistemdir [7].

Basit bir Termik Santral sistem yapısı Şekil 2.3'te, uygulamada görülen karmaşık bir Termik Santral sistem yapısı ise Şekil 2.4'te görülmektedir.



Şekil 2.3. Basitleştirilmiş santral akım şeması.

Şekil 2.3'te bir termik santralin basitleştirilmiş akım şeması ve sistem yapısı gösterilmiştir. Kazan, sistemin sıcak ucunu; soğutma kulesi ise soğuk ucunu tanımlar. Sistem tasarım işlemleri soğuk uçtan başlanarak yürütülür.



Şekil 2.4. Uygulamada görülen bir termik santralin karmaşık sistem yapısı.

B: Buharlaştırıcı , K: Kızdırıcı , AK: Ara kızdırıcı , YB: Yüksek basınç türbini
 OB: Orta basınç türbini , AB: Alçak basınç türbini , G: Elektrik jeneratörü
 Y: Yoğuşturucu , SK: Soğutma kulesi , KP: Kondens pompası , ÇB: Çürük buhar
 ABÖİ: Alçak basınç besleme suyu ön ısıtma sistemi , BST: Besleme suyu tankı
 BP: Besleme suyu pompası , YBÖİ: Yüksek basınç besleme suyu ön ısıtma sistemi,
 DG: Degazör , T_{TB}: Taze buhar sıcaklığı , T_{BS}: Besleme suyu sıcaklığı
 T_{AKB}: Ara kızdırılmış buha sıcaklığı , STS : Su tasfiye sistemi

Şekil 2.4'te bir yandan türbin boyutlarının düşürülmesiyle yatırım maliyetinin azaltılması, diğer yandan kazandaki yakıt tüketiminin en aza indirilmesi nedeniyle santral veriminin artırılması için türbinlerden alınan ekserji içeriği, dolayısıyla elektriğe dönüşüm oranı düşük olan ara buharlarla besleme suyu ön ısıtma sistemlerinin kullanıldığı karmaşık bir termik santral sistem yapısı görülmektedir. Ayrıca bu sistemde korozyon yapıcı karbon dioksit (CO₂) ve oksijen (O₂), ara buhar ile degazörden atılarak sistem ömrü uzatılmaktadır.

Birim elektrik toplam üretim maliyetinin (yakıt, amortisman) minimum olacağı en uygun sistem dizininin alt sistem özelliklerinin tasarım ve işletme parametrelerinin belirlenmesi, santral tasarım optimizasyonu olarak tanımlanır.

2.2. Termik Santral Tasarımındaki Temel Kriterler

Termik santral tasarımında başlıca uyulması gereken beş temel kriter vardır.

- 1- Emniyet (security) kriteri
- 2- Güvenilirlik (reliability) kriteri
- 3- İşlerlik (availability) kriteri
- 4- Verimlilik (efficiency) kriteri
- 5- Çevresel uyum (environmental acceptability) kriteri

Bir termik santral, insan ve çevre yönünden kabul edilebilir özellikte olmalıdır. Emniyet kriteri, santral dizinindeki alt elemanların işletme ömrü boyunca aksamadan ve zararlara neden olmadan yedeklemeli biçimde konumlanması ve çalışabilmesidir.

Bilgi işlemleri hasar analiz sonucu belirlenen kritik noktalarda gerektiği biçimde yedekleme işlemlerinin yapılması gerekir [8].

Güvenilirlik kriteri, santral sistem dizinindeki alt elemanların tasarım aşamasında kendilerine verilen işlevleri, işletme ömrü boyunca uygun biçimde yerine getirebilmesi kriteridir. Bilgi işlemleri güvenlik analizleri yapılarak kritik noktalar belirlenir. Bu noktalardaki güvenlik faktörlerinin artırılmasıyla ilgili tasarım ve işletme önlemleri alınır.

İşlerlik kriteri, santral sistem dizininin yönetsel ve işletmesel organizasyonunun uygun biçimde yapılarak sistem performansı ve üretimin planlandığı biçimde gerçekleştirilmesi kriteridir. Bu kriter, günümüz enerji mühendisliği ve işletme ekonomisinin en önemli kriteridir ve tamamen düzgün işletme koşullarının sağlanmasıyla ilgili uygun yönetim, üretim ve bakım-onarım organizasyonlarının yapılmasına bağlıdır. Tüm teknolojik üstünlükleri taşıyan büyük harcamalarla kurulmuş bir sistemin ekonomikliği, doğrudan işlerlik faktörüne bağlıdır. İşlerlik (availability) analizi günümüz enerji ve endüstri mühendisliğinin en güncel konusudur.

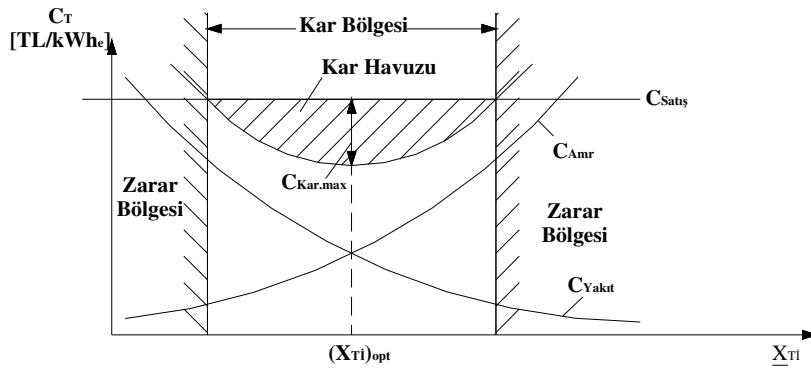
Verimlilik kriteri, verilen yakıt kimyasal enerjisinin olabildiğince elektrik enerjisine dönüştürülmesiyle birim elektrik üretimi yakıt maliyetinin minimuma indirilmesi kriteridir. Böylelikle elektrik üretim maliyeti düşerken çevreye atılan hava kirlenici emisyonlar azalmaktadır.

Çevresel uyum kriteri, yakıttan elektrik üretim sürecinde çevre kirlenici emisyonların, atık su deşarjlarının, katı atıkların ve gürültülerinin ilgili yönetmeliklerde (hava, su, toprak, gürültü v.b.) öngörülen sınır değerlerin altında tutulmasıdır. ÇED raporu, emisyon, deşarj, gürültü v.b. izin belgeleri uygulamalarıyla bu sistemlerin çalıştırılması, devlet garantisi altına alınmış olur.

2.3. Ekonomik Analizler

Santral tasarımında temel amaç, tasarım kriterlerinin gerçekleştirildiği, birim elektrik toplam üretim maliyetinin minimum olduğu sistem dizin yapısının ve alt elemanların tasarım ve işletme parametrelerinin belirlendiği optimum sistem yapısının oluşturulmasıdır. Yakıt, yatırım ve sistem yapısıyla ilgili tüm veriler sistem tasarım ve işletme vektörü (\underline{X}_{TI}) olarak isimlendirilir.

Buradaki esas sorun C_{Toplam} 'ın minimuma gittiği (\underline{X}_{TI})_{opt} vektörünün bulunmasıdır. Maliyet optimizasyonu ile ilgili temel yaklaşım Şekil 2.5'te verilmiştir.



Şekil 2.5. Ekonomik yönden en uygun santral sistem yapısının belirlenmesi.

Şekil 2.5.'te görüldüğü üzere kar havuzunun en derin noktası (\underline{X}_{TI})_{opt} vektörünü ifade eder. Bu vektör gereğince oluşturulan ve çalıştırılan termik santral, en ekonomik santraldir. (\underline{X}_{TI})_{opt} petrol fiyatlarına bağlı bir değişim gösterir ve petrol fiyatları arttıkça sağa ve yukarıya doğru kayar. Günümüz koşulunda en ekonomik koşullarda çalışabilen bir santral, hiçbir önlem alınmazsa ileride petrol (enerji) fiyatlarının artması durumunda zararla çalışır duruma gelebilir (B noktası).

Özgül birim ürün yakıt gideri C_Y [TL/kWh];

$$C_Y[\text{TL} / \text{kWh}] = (\text{Toplam yakıt maliyeti}) / (\text{Toplam üretim})$$

$$C_Y[\text{TL} / \text{kWh}] = G_Y[\text{TL/a}] / Q_Y[\text{kWh/a}]$$

$$C_Y = \frac{g_Y}{(H_u \cdot \eta_K)} \quad (2.1)$$

g_Y [TL/kg] : Ortalama birim yakıt fiyatı

H_u [kWh_y/kg] : Yakıt alt ısı değeri

η_K [kWh/kWh_y] : Kazan verimi

Birim ürün başına özgül amortisman gideri $C_{Amr}[\text{TL/kWh}]$;

$$C_{amr} = \frac{\text{TYA}}{\text{TYÜ}} \quad (2.2)$$

TYA [TL/a] : Amortisman türüne bağlı toplam yıllık amortisman

TYÜ [kWh/a] : Toplam yıllık enerji üretimi

$$C_{amr} = \frac{P_{KG} \cdot \text{ÖY} \cdot \text{YAO}}{\text{TYÜ}} \quad (2.3)$$

P_{KG} [kW] : Sistemin kurulu gücü

ÖY [TL/kW] : Özgül yatırım tutarı

YAO [1/a] : Yıllık amortisman oranı

$$\text{YAO} = \frac{F \cdot (F + 1)^{n_A}}{(F + 1)^{n_A} - 1} \quad (2.4)$$

F [-] : Yıllık faiz oranı

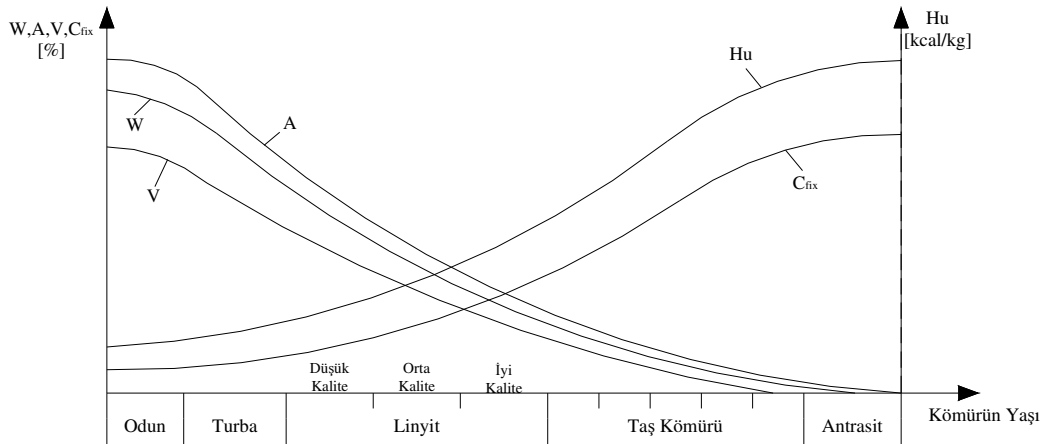
n_A [yıl] : Amortisman süresi

$$\text{TYÜ} [\text{kWh/a}] = P_{KG} [\text{kW}] F_Y [-] 8760 [\text{h/a}] \quad (2.5)$$

F_Y : Yük faktörü

2.4. Düşük Kaliteli Linyitlerin Kullanım Özellikleri

Kömür, fotosentez süreciyle özellikle karbon çağında oluşan devasa bitki ve orman artıklarının yeraltında kalarak, yüksek basınç ve sıcaklık etkisiyle fosilleşmesi (karbonizasyon) sonucu meydana gelen katı yakıt türlerinin tümüdür. Yaşına göre kömür; odun (bebek kömür), turba (çocuk kömür), linyit (delikanlı kömür), taşkömürü (olgun kömür), antrasit (yaşlı kömür) olarak isimlendirilir. Odun, fosilleşme sürecinde bünyesindeki nem ve yanıcı uçucuları atarak sabit karbon (C_{fix}) yönünden zenginleşir ve ısıl değeri (H_u) artar [9]. (Şekil 2.6)



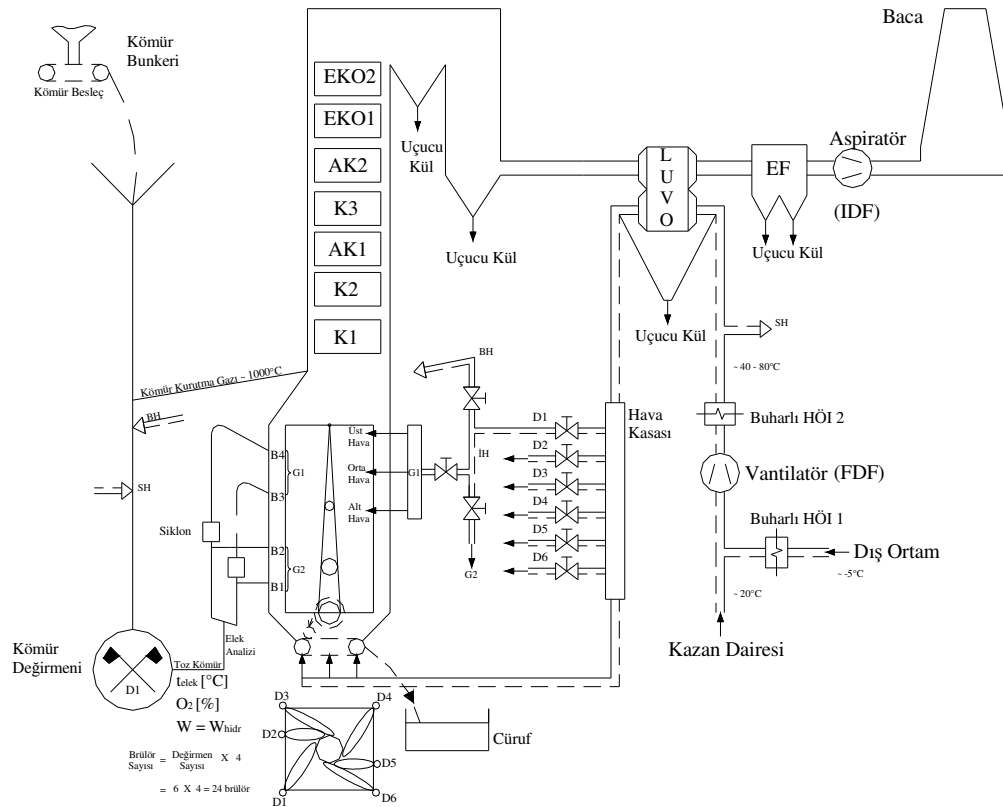
Şekil 2.6. Kömürün yaşına bağlı olarak türlerindeki kaba analiz ve ısıl değer değişimleri.

Linyit, nem ve yanıcı uçucular yönünden zengin, ısıl değeri düşük, genç bir kömürdür. Uygulamada alt ısıl değeri 1000 – 6000 [kcal/kg] arasında bulunan kömür bandı, genel olarak linyit kömürü olarak isimlendirilir. Isıl değeri 1000 – 2500 [kcal/kg] olan linyitler genelde düşük kaliteli, 2500 – 4000 [kcal/kg] olanlar orta kaliteli, 4000-6000 [kcal/kg] olan linyitler ise iyi kaliteli linyitler olarak tanımlanır. 5000 – 6000 [kcal/kg] ısıl değerdeki kömürler, alt sınıf bitümlü kömürler olarak da isimlendirilir. 1000 – 2500 [kcal/kg] ısıl değerdeki yüksek nem, kül ve kükürt oranlı kömürlerin pülverize

veya akışkan yataklı yakma sistemli büyük kapasiteli termik santral kazanları dışında enerji ve çevre ekonomisi yönünden uygun biçimde yakılması olanaksızdır. Bu kömürlerin stabil yanma koşullarında yakılabilmeleri için önce toplam neminin %10 – 18 dolayında olan kömür bünye nemine kadar kurutulması gerekir. Bu kurutma işlemi, pülverize yakma sistemlerinde, yanma odasından kömür değirmenlerine geri beslenen 1000 °C yanma gazlarıyla gerçekleştirilir. Nem oranının nispeten düşük olduğu durumlarda kömür kurutma işlemi, baca gazı duyulur ısısının hava ön ısıtıcılar üzerinden yakma havasına aktarıldığı birincil yakma havasıyla da yapılabilir. Toplam nem oranının oldukça düşük olduğu taş kömürü türlerinde kömür kurutması, baca gazlarıyla 300 – 400 °C'ye kadar ön ısıtılan birincil havayla yapılır. Akışkan yataklı kazanlarda, akışkan yatağı %1 – 5'i kömür, %95 – 99'u 800 – 900 °C yatak malzemesinden oluşur. Yatakta depolu bulunan büyük boyuttaki ısı enerjisi doğrudan kömür kurutma, gazlaştırma ve tutuşma ısısı işlevini görür. Düşük kaliteli linyitlerin kurutma işlevi yapılmadan ızgaralı sistemlerde kullanılması durumunda, yanma odası sıcaklığı, tutuşma sıcaklığının çok üzerine çıkarılmadığı ve gerekli türbülans sağlanamadığı için yakılmaları mümkün değildir.

3. LİNYİT REZERVİ VE LİNYİTİN YANMA-EMİSYON ÖZELLİKLERİ

Linyit kömürünün ağırlık olarak az bir bölümü yanıcı maddeler (C_{fix} , yanıcı uçucular), çok büyük bir bölümü ise yanmaya katkısı olmayan, yanma bozucu asalak bileşenlerden oluşur. Linyitle ilgili taşıma maliyeti, ısı taşıyıcılardan ziyade kül ve nem gibi maddelerin taşıma maliyetidir. Bu nedenle termik santraller, ocak yakınına kurulmalı. Ayrıca ilgili linyitlerin temiz ve verimli yanmasını sağlayacak kazan ve yakma sistemi yapısına sahip olmalıdır. Düşük kaliteli linyit ile çalışan bir termik santral kazanının sistem yapısı ve akış şeması Şekil 3.1’de verilmiştir [10].



Şekil 3.1. Düşük kaliteli linyit ile çalışan bir termik santral kazanının sistem yapısı ve akış şeması.

3.1.Düşük Kaliteli Linyitlerin Yanma Özellikleri ve Yanma Sorunları

Düşük kaliteli linyitlerin ısı değerlerinin düşük olması nedeniyle, büyük kapasitelerde ısının elde edilebilmesi, çok yüksek debilerdeki kömürün, kazan yanma odasına beslenmesi ile sağlanabilir. Böylesine büyük debide beslenen kömür, çok karmaşık ve zahmetli ön hazırlama işlemlerini (taşıma, harmanlama, kırma, eleme, iletme, kurutma, öğütme vb.) gerektirir. Bu işlemlerle ilgili yatırımların ekonomik olabilmesi için, yakma sistemi kapasitesinin ekonomik bir boyutta olması gerekir. Yakma sistemi kapasitesinin, buna bağlı olarak buhar debisinin artırılması, doğrudan kömür yanma hızının, dolayısıyla tanecik biçim faktörü ile yanma odasındaki türbülansın artırılabilmesine bağlıdır. Böylelikle yanma odasına beslenen kömürün, minimum zamanda yakılması sağlanabilir [11].

Yanma, gaz fazında olur. Bir kömür taneciğinin yakılabilmesi için önce çevresel ısı ve kütle transferi yardımı ile gaz fazına geçirilmesi gerekir. Bunun için gerekli ısı, alevden sağlanır. Gerekli türbülans (transfer potansiyeli) ise brülör tarafından oluşturulur. Böylece kömür nemi 105 °C dolayında buharlaşır, yanıcı uçucular 600 °C civarında uçuculaşır, kömür katranı buhar haline geçer, sabit karbon daha yüksek sıcaklıklarda oksitlenerek karbon monoksit (CO) biçimini alır. Gaz fazındaki kömür, su buharı, yanıcı uçucular, katran buharı, karbon monoksit, kok ve kül partikülleri, SO, NO vb. den oluşan heterojen yapıdaki karmaşık bir kokteyl biçimindedir. Bu özelliğinden dolayı kömür, özellikle düşük kaliteli linyit, diğer fosil yakıtlara kıyasla yakılması en zor olan yakıttır. Temel kömür yanma süreçleri (G:gazlaşma, T1:türbülans oluşturma ile yakıt/hava karışımı, T2:tutuşma, T3:yanmanın tamamlanması) birbirinden bağımsız olmayıp, eşzamanlı, karşılıklı etkileşim altında ve karmaşık bir biçimde oluşur. Bu süreçte kül, istenmeyen en olumsuz paydaştır. Yanma odasında, kömür taneciğinin yanması ile açığa çıkan kül, partikülü çepeçevre örter, ısı transferi ve oksijen difüzyonunu önleyerek tutuşmayı yavaşlatır ve yanmayı bozar. Yanma sürekliliği ve uygun yanmanın sürdürülebilmesi için, yanma odasında oluşturulacak sürekli türbülans koşulları ile külün kömür partiküllerinden sürekli ayrıştırılması gerekir (kül silkeleme). Yanma odasında sıcaklıkların, kül ergime

sıcaklığı üzerine çıkması durumunda, kül ergir. Ergiyen kül, ısıtma yüzeylerini (buharlaştırıcı, kızdırıcı, ara kızdırıcı vb.) kaplayarak, bir yandan boru patlamaları nedeniyle kazan durmalarına, diğer yandan ısı transferinin engellenmesi ile kazan veriminin düşmesine, yakıt tüketimi ve emisyonların artmasına neden olur. Kül, içerdiği silis vb. aşındırıcı maddeler nedeni ile değirmen, ısıtma yüzeyleri, fan, duman kanalları, luvo, elektro filtre vb. kazan elemanlarının sürekli aşınmasına ve kazan hasarlarına sebep olur. Diğer yünden kömür kırma, öğütme, kül atma, toz filtreleme vb. ile ilgili elektrik tüketimleri artar. Kazan işletmesi ve enerji ekonomisi yönünden kömürün kül özellikleri, tasarım öncesi ayrıntılı biçimde analiz edilmeli, doğabilecek sorunlar önceden belirlenerek gerekli tasarım ve işletme önlemleri en baştan alınmalıdır. Yanma temel koşullarının oluşturulması ile ilgili uygun kütle ve ısı transferi hızı, tanecik biçim faktörü veya özgül transfer kapasitesi olarak tanımlanan yüzey alanı A 'nın, hacim V 'ye oranı (A/V) ile yanma odası türbülans derecesi (transfer potansiyeli) tarafından belirlenir. Kömür taneciği biçim faktörü, kazanın dışı olan kömür değirmen sistemi, tanecik yanma dinamiğini belirleyen özgül transfer potansiyeli ise brülör sistemi tarafından belirlenir. Verimli ve temiz yanma yönünden uygun kömür yanma dinamiği, uygun öğütme sistemi, brülör sistemi ve yanma odası tasarımı ile oluşturulabilir [11].

Toz kömürlü sistemlerde genelde enjeksiyonlu brülörler (difüzyon brülörleri) kullanılır. Difüzyon brülörlerinde kömür tozu ve hava, çeşitli katmanlarda, farklı hızlarda verilerek, istenilen türbülans sağlanır. Türbülans etkisi ile oluşan alev geri döngüleri, brülörden yeni verilen kömürle karışır. Oluşan yanıcı uçucularla birincil hava içerikli kömür tutuşturulur. İkincil hava ve kömür tozu arasındaki hız farkı nedeniyle türbülans yumakları oluşur. Çeşitli döngülerle ufalanan yanıcı karışım yumakları içindeki kömür taneciği, yanmaya devam eder. Oluşan kül ise yumaklık türbülans hareketi yardımıyla savrulur kömürden ayrılır (kömür silkeleme, ash washing). Bu işlem sayesinde kömür taneciğine oksijen difüzyonu sağlanarak yanmanın bozulması önlenir. Yanma verimi, dolayısıyla yanma ısı kapasitesi, yanma odasının olabildiğince alevle doldurularak, tüm yanma odasında yanma koşullarının sürdürülmesine bağlıdır. Bu nedenle brülörler daha düşük kapasiteli, değişik

konumlarda ve çok sayıda olacak şekilde yerleştirilir (alınal, karşılıklı, teğetsel ve benzeri brülör düzenleri) [11].

Toz kömür öğütme inceliği, doğrudan yanıcı uçucu oranına bağlıdır. Yanıcı uçucu oranı azaldıkça, kararlı bir yanma için kömür inceliğinin azaltılması gerekir. Taş kömürü türleri ve antrasit gibi yaşlı-olgun kömürlerin yanıcı uçucu oranı düşüktür. Bunların nem ve kül oranları da düşüktür [11].

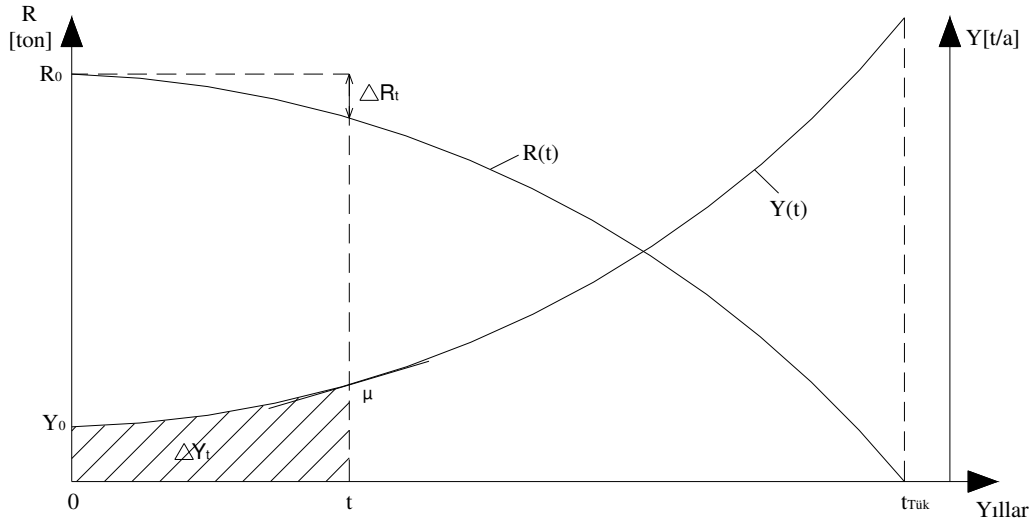
Ham kömür nem oranının, kurutma yoluyla kararlı yanma koşullarının sağlanabileceği bir düzeye indirilmesi gerekir. Bu işlem, kömür değirmenlerinde öğütmeyle birlikte yapılır. Yukarıdaki irdelemelerin sonucu olarak, düşük nem içerikli taş kömürü ve benzeri kalitedeki kömürler, yakma havasıyla (birincil hava) kurutulur ve mekanik bir biçimde ezme yoluyla öğütülürler. Nem oranı yüksek olan linyitlerde, ısıl şok kömür parçalamalı kurutma işlemi, çarpma kasnaklı değirmenin vantilatör etkisiyle yanma odası çıkışından emilen 1000 °C dolayındaki kurutma gazı ile gerçekleştirilir (Şekli 3.1). Kurutma gazının, öngörülen kurutma işlemi için yeterli debide çekilmesi gerekir. Çekilen yanma gazı ham kömürle karşılaştığında, yanma gazı içerisinde çok yoğun miktarda bulunan su (nem), bir anda buharlaşarak, ilk hacminin binlerce katı büyüklüğünde bir hacimle kömürü büyük bir hızla terk eder. Böylece dokusal parçalanmaya (ısıl şok) uğrayan kömür, toz içerikli bir kütleyle dönüşür [11].

3.2. Kazan Tasarımına Esas Olan Linyit Rezervi ve Rezerv Hesapları

Linyit yakıtlı termik santraller, santral işletme ömrü boyunca gereksinim duyduğu kömür miktarının garanti edileceği bir kömür rezervine sahip linyit kömür ocakları yakınına kurulur. Bu nedenle önce linyit kömürünün rezerv hesapları yapılır. Kömürün yanma özellikleri ve ısıl değeri belirlenir ve bu veriler esas alınarak santral tasarımına girilir. MTA'nın kömür havzalarında yaptığı sondaj çalışmaları ve aldığı örnekler (karotlar) üzerindeki kömür tabaka kalınlıkları ve tabaka alanları belirlenerek ton cinsinden rezervler belirlenir. Çıkarılan örneklerdeki kömür tabakalarından alınan

kömürler üzerinde yapılan analizlerle toplam rezervin yüzde olarak ısı değer dağılımları, kaba ve ince analiz verileri elde edilir [2].

Kazan tasarımına esas olan kömür bandı, $H_u = \underline{H_u} \pm \Delta H_u$, $W = \underline{W} \pm \Delta W$, $A = \underline{A} \pm \Delta A$, $V = \underline{V} \pm \Delta V$ analiz değerleri ile belirlenir. Kurulacak termik santral kapasitelerine ve yıllara göre kapasite artımlarına göre, yıllık yakıt tüketimleri ve bu tüketimin yaklaşık artış hızı belirlenerek mevcut bir kömür rezervinin kaç yılda biteceği hesaplanabilir. Tükenme süresi, kurulacak santralin işletme ömrü ötesindeyse, santral hiçbir tereddüt duyulmadan kurulabilir. Rezerv hesaplarında kömür tüketim hızı (μ) belirlenirken, kurulacak santralin kömür tüketimi dışında bu kömürü kullanan diğer kullanıcıların tüketim hızlarının dikkate alınması gerekir. Örneğin; yıllık kullanımdaki artış %10 ise $\mu = 0.1$ alınır.



Şekil 3.2. Kömür rezerv azalmasının yıllık kömür tüketim hızına göre değişimi.

$$\mu = \frac{(dY / Y)}{dt} \quad (3.1)$$

Y [t/a] : Yıllık kömür tüketimi

$\mu [(t/a)/a]$: Yıllık kömür tüketim hızı

$dY/Y = \mu dt$, iki tarafın da integrali alınır;

$$Y(t) = Y_0 \cdot e^{\mu t} \quad (3.2)$$

$$\Delta R(t) = \int_0^t Y(t) dt \quad (3.3)$$

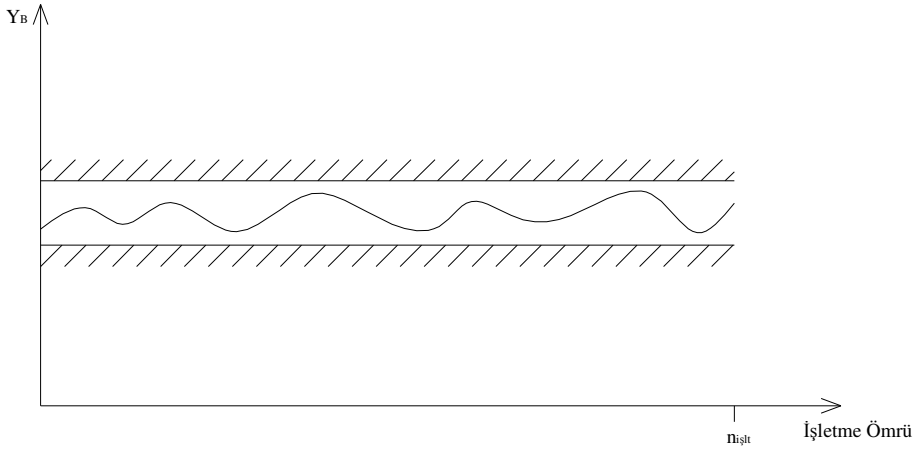
Bu eşitlikten de görüldüğü gibi rezervdeki azalma, yıllara göre kömür tüketimi eğrisi altında kalan alana eşit olmaktadır.

3.3. Tasarıma Esas Olan Yakıt Bandı ve Yakıt Analizleri

3.3.1. Yakıt bandı

Tasarıma esas olan kömür karışımının özellik bandı belirlenirken, santralin kurulacağı yere yakın kömür ocaklarından, işletme ömrü boyunca gerekli kömür miktarının sağlanacağına güvence altına alınması gerekir. İyi ve kötü kaliteli damarlardan sağlanan kömür karışımlarının, istenilen miktar ve kalitede, işletme ömrü boyunca sağlanabilmesi gerekir. İyi ve kötü kaliteli kömür rezervlerinin durumuna göre ortalama bir ısı değeri ve kaba analiz bandı belirlenir [12].

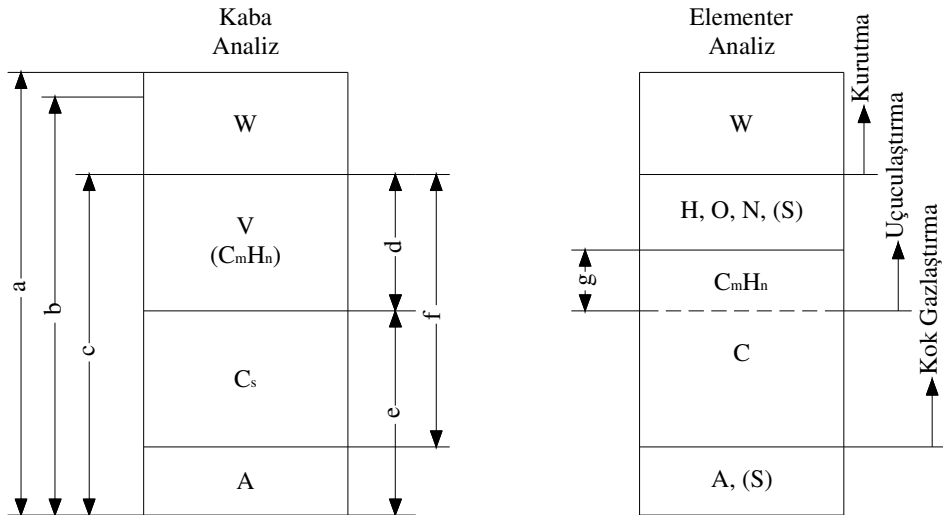
Tasarıma esas olan kömür özelliklerinin yanlış belirlenmesi durumunda, gerçek kömürün yanma özelliklerine cevap veremeyen yanlış bir kazan tasarımıyla kurulur. Kurulan kazanın tasarım kömüründen daha iyi bir kömürle beslenmesi durumunda yanma odasında aynı miktarda kömürle daha fazla ısı açığa çıkacağından kömür, kül ergimelerine ve buharlaştırıcı boru patlamalarına neden olur. Kazan bu arıza nedeniyle çalışmaz. Söz konusu kazanın tasarım kömüründen daha düşük kalitede bir kömürle beslenmesi durumunda ise gerekli kızgın buhar ve ara kızdırılmış buhar sıcaklıklarına ulaşamadığından, üretilen buharın tasarımda esas olan türbinlerde kullanılması olanaksızdır. Tasarım kömürüyle gerçekte yakılan kömür arasındaki özellik farkı kabul edilebilir bir bant içerisinde alınarak kazan enerji dengesi, tasarım enerji dengesi dolayında tutulur. Böylelikle tüm kazan elemanları, tasarımda öngörülen işlevlerini emniyetli, güvenilir, işlerlikli, verimli ve çevreye uyumlu biçimde yerine getirir [13].



Şekil 3.3. Yakıt özellik bandı vektörü ve kazan işletim ömrü boyunca değişimi.

3.3.2. Kömür analizleri

Kömür analizleri, kaba (endüstriyel, proximit) analiz ve ince (elementer, ultimate) analiz olmak üzere iki gruba ayrılır. Kömür içeriklerini gösteren analizler ve kömür gazlaşma süreci Şekil 3.4'te verilmiştir [14].



Şekil 3.4. Kömürün kaba ve elementer analizi ve tanımlar. a:Ham kömür, b:Havada kurutulmuş kömür, c:Kuru kömür, d:uçucular, e:Kok, f:Saf kömür, g:Hidrokarbonlar

Kaba Analiz

Kaba analiz, kömür içindeki sabit karbonun (C_s), yanıcı uçucuların (V), nemin (W) ve külün (A) ağırlıklı olarak oranlarını verir. Kömür, ocaktan geldiği biçimiyle (Şekil 3.4.a) “ham kömür (gren coal)”, havada kurutulmuş biçimiyle (Şekil 3.4.b) “havada kurutulmuş kömür”, neminin tamamen alınması durumunda ise ($W=0$) (Şekil 3.4.c) “kuru kömür” olarak adlandırılır. Ayrıca nemi ve külü alınmış kömüre ise (Şekil 3.4.f) “saf kömür” denir. Yanma odasına püskürtülen pülverize kömürlerde ise kömürün, bünye nemi dolayına kadar kurutulması amaçlanır [15].

Bu kaba analiz değerlerinin tasarıma ve işletmeye etkilerini inceleyecek olursak;

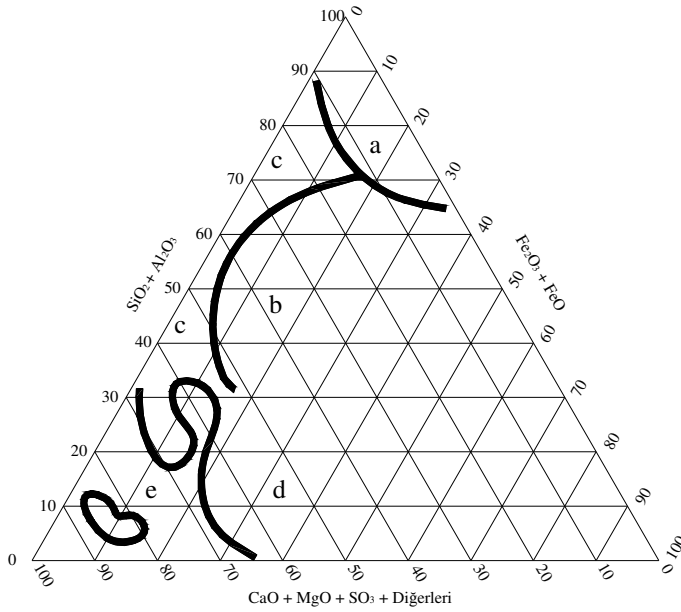
Sabit Karbon (C_s): Sabit karbon kömürün ısı deposudur. Bu nedenle olabildiğince yüksek oranlarda olması istenir. Kömürün sabit karbon oranının artışı; ısı değerini, yanma gazlarının oluşumunu ve CO_2 oranını artırır. Yanma sırasında oluşan üç atomlu gazlar (CO_2 , H_2O), uçucu kok, is ve partiküller, yüksek ışıma özellikleri nedeniyle alev soğumasını kolaylaştırırlar. Böylelikle sabit karbon oranı yüksek kömürlerin yakıldığı hacimlerde, ışıma ile büyük ısı aktarımı sağlanabildiğinden, yanma odası boyutu küçülür [2].

Yanıcı Uçucular (V): Yanıcı uçucular (kömür katran buharı) ise kömür tutuşturucu (çıra) işlevini görür. Yanıcı uçucuların olmaması durumunda ise tutuşmanın gerçekleşmesi zorlaşacağından, yanıcı uçucuların tutuşturmaya yetecek oranda olması istenir. Kömürde aşırı yanıcı uçucu bulunması, alev boyunu uzatır, yanma odası dışına taşmaya neden olur. Bu nedenle yanma odası boyutunu artırmak gerekir. Bu durum da yatırım maliyetini artıracığından istenen bir durum değildir [2].

Nem (W): Nem, bünye nemi dolayında (%10 – 18) olduğu takdirde, karbon monoksit (CO) yanma tepkimesinde katalizör görevi görerek yanma hızını artıracığından istenilen bir kömür içeriğidir. Bu oran üzerindeki kaba nem, aşırı biçimde yanma

odası sıcaklığını düşürdüğünden istenmez. Pülverize kömür yakma sistemlerinde, ham kömür nem oranı değirmenlerde kömür bünye nem oranına düşürülmeye çalışılır [3].

Kül (A): Kül, yakma sistemi ve kazan tasarımında üzerinde durulması gereken, yanma ve işletme için zararlı bir kömür içeriğidir. Kül içeriği, aşırı erozyona (aşınma) neden olan “ $\text{Si}_2\text{O}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3$ ” ve “ $\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{FeO}$ ” grupları ile düşük ergime sıcaklıklı “ $\text{CaO} + \text{MgO} + \text{SO}_3 + \text{diğ.}$ ” (toprak alkali) grubundan oluşur. Bu üç grup, eşkenar üçgen olan kül üçgeninde (Şekil 3.5) gösterilerek bu grupların oranlarına göre yanma sonunda oluşan külün ergime davranışları a, b, c, d, e olmak üzere beş bölge içerisinde belirlenir. Kül davranışı hangi bölge tarafından tanımlanıyor ise yanma odası ve kazan kül işlem ve atma sistemleri ona göre tasarımlanır [14].



Şekil 3.5. Kül ergime diyagramı.

Bu çalışmada seçilen külün içeriği aşağıdaki gibidir:

$$\text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 = 35 \%$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 4,7 \%$$

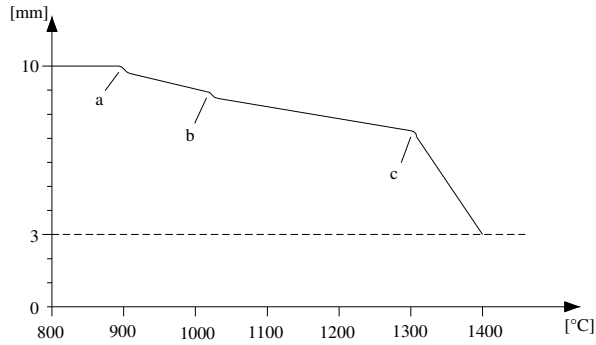
$$\text{CaO} + \text{MgO} + \text{SO}_4 + \text{diğerleri} = 60,3 \%$$

Bu değerlerle belirlenen külün “c” bölgesinde olduğu belirlenebilir. Bu sonuçlara göre, külün yumuşama sıcaklığı 1250 °C, ergime sıcaklığı 1415 °C ve akma sıcaklığı 1440 °C olacaktır.

Kömür taneciğinin yanması sonucunda açığa çıkan kül, oluşan koku çepeçevre örterek oksijen difüzyonunu önler ve yanmayı zorlaştırır. Bu nedenle yanma sürecinde, kömür taneciklerine, yanma odasında oluşturulacak türbülans veya ızgara üzerinde, ızgara elemanının hareketiyle kömür taneciği hareketlendirilir ve kül silkelenerek oksijen difüzyonu sağlanır. Yanma tekniğinde bu işleme “kömür yıkama” işlemi denir. Diğer yandan kül ergimesiyle, ergimiş kül tanecikleri yanma gazı tarafından kızdırıcı yüzeyine çarparak yapışır. Isıtma yüzeylerindeki ergimiş kül birikimi, ısı aktarımını zorlaştırır, malzeme sıcaklığının artması nedeniyle boru patlamalarına neden olur. Bu nedenle kül taneciklerinin yanma odasını terk etmeden önce kül ergime sıcaklığının altında bir sıcaklıkta tutulması gerekir. Bu sıcaklık ise 1000 °C dolayındadır.

Yanma odası tasarımında, yanma odası sıcaklığının kok gazlaşmasının ve yanmasının sağlanabilmesi için olabildiğince yüksek; yanma odası çıkış sıcaklığının ise kül ergimesinin önlenmesi için 900 °C – 1000 °C civarında tutulması gerekir. Kül ergime sıcaklığı, küldeki toprak alkali ($\text{CaO} + \text{MgO} + \text{SO}_3 + \text{diğ.}$) oranı arttıkça düşer. Kül toprak alkali oranlarının büyük olduğu kömürlerin kullanıldığı kazanlarda yanma odası olabildiğince büyük boyutlarda oluşturularak, yanma odası çıkış sıcaklığı düşürülmeye çalışılır [14].

Kül ergime davranışının deneysel olarak belirlenebilmesi için yanma sonucu açığa çıkan kül içeriğine eşdeğer içerikte oluşturulan 10 mm çapında ve yüksekliğinde deney silindiri, havasız ortamda 25 gr/cm² basınç altında sıcaklık ayarlı fırında ısıtma deneylerine tabi tutulur. Deney silindirinin artan sıcaklık ve zamana bağlı olarak deformasyon eğrisi çıkarılır. Böyle tipik bir eğri (Bunte-Baum kül ergime eğrisi) Şekil 3.6'da verilmiştir. Kül ergime eğrisinde üç kırılma noktası (Şekil 3.6-a,b,c) görülmektedir. a ve b kırılma noktaları, kısmi sinterleşme süreçlerini; c noktası ise yumuşama noktasını tanımlar. Deney silindir yüksekliğinin 3 mm'ye indiği sıcaklık, ergime sıcaklığını; zaman ise ergime zamanını gösterir. Kül yapısına bağlı olarak a ve b kırılma noktaları, c ile çakışabilir [14].



Şekil 3.6. Kül içeriğiyle oluşturulmuş deney silindir yüksekliğinin sıcaklıkla değişimi.

Kül ergime üçgeninde bulunan beş ayrı davranış bölgelerindeki kül ergime özellikleri Çizelge 3.1'de verilmiştir (14).

Çizelge 3.1. Kül ergime diyagramı ergime özellik bölgelerindeki sinterleşme basamakları.

Sint. Basamakları	Kül Erg. Bölgeleri				
	a	b	c	d	e
1. Basamak	Nadir; CaSO ₄ ergimesi	Genelde oluşmaz	CaS ergimesi Yapışkan 830- 1200°C	Oluşmaz	CaS ergimesi Yapışkan 830-1200°C
2. Basamak	Fe ₂ O ₃ indirg. (kuru)	Genelde oluşmaz	SO ₂ salgılı kuru ve tam ergime	SO ₂ salgılı kuru ve tam ergime	SO ₂ salgılı kuru ve tam ergime
3. Basamak	Zeytinsi ergime yapışkan 980- 1150°C tam erg.	Zeytinsi ergime yapışkan 980-1150°C genelde tam erg	-	Tam Ergime	Tam Ergime
4. Basamak	Tam Ergime	-	-	-	-

Linyitlerin küllerinde bulunan özellikle alkali maddeler kazan işletmesi için büyük sorunlar doğurur. Bu küllerde özellikle NaCl ve Na₂SO₄ bulunur. Bu maddeler, 600°C ve üzerinde ergirler. Bu tür linyit yakan kazanlarda, yanma odasında iyi tutuşma, iyi yakıt hava karışımı, uygun brülör düzenlemelerinin yanı sıra; borular arasında daha büyük açıklık ve borularda kül arıtma uygulamaları (ısıtma yüzeylerinin buharla yıkanması ve kurum üfleme) gerekmektedir. Ergiyerek yapışan külün kolayca temizlenebilmesi için, yanma odasına bakan ilk kızdırıcının, panel kızdırıcı (Schottun Kızdırıcı) biçiminde oluşturulması gerekmektedir.

Külün diğer bir olumsuz etkisi, içerdiği silis nedeniyle ısıtma yüzeylerinde aşırı boru aşınmalarına ve patlamalarına neden olmasıdır. Bu hasarlar uzun süre santralin devre dışı kalmasına, dolayısıyla yük ve işlerlik faktörlerinin düşmesine yol açar. Bu nedenle santral, ekonomik olma özelliğini kaybeder. Kül oranı yüksek linyit kazanları, tek çekişli kule tipi kazanlar olarak tasarımlanır. Böylece büyük kül debilerinin sık yön değiştirerek aşırı dirsek aşınmalarına yol açmasının önüne geçilmeye çalışılır. Kritik erozyon noktaları belirlenerek buralara aşınmaya direnebilen malzemelerden yamalar yapılır. Bu yamalar gerektiği durumlarda yedekleriyle değiştirilir.

Elementer Analiz

Kömürün elementer analizinde, kömürün içerdiği karbon (C), hidrojen (H), oksijen (O), azot (N), kükürt (S) oranları ayrı ayrı belirlenir. Kaba analiz sonuçları, kömürün yanma davranışı hakkında bilgi vermesine karşın; elementer analiz, yanma ve yakıt ısı hesaplarında kullanılır. Bu veriler kullanılarak yakma havası debileri, kuru ve yaş yanma gazı debileri hesaplanır [2].

Elementer analiz verileri ayrıca emisyon oluşum mekanizmalarıyla ilgili matematik modellemelerde ve oluşan emisyonların analizlerinde kullanılır.

Ayrıca elementer analiz kullanılarak yakıt üst ısı değeri (yanma değeri) H_o ve yakıt alt ısı değeri (ısıtma değeri) H_u hesaplanabilir. Yanma hesaplarıyla ilgili veriler,

ısıtma yüzeylerinin boyutlandırılmasında, yakma ve çekiş sistemleri tasarımında ve baca gazı arıtma sistemleri tasarımında kullanılır. Hesaplamalarda elementer analiz verilerinin kullanılmasına ilerleyen bölümlerde değinilecektir.

3.4. Termik Santral Kapasitesinin Belirlenmesi

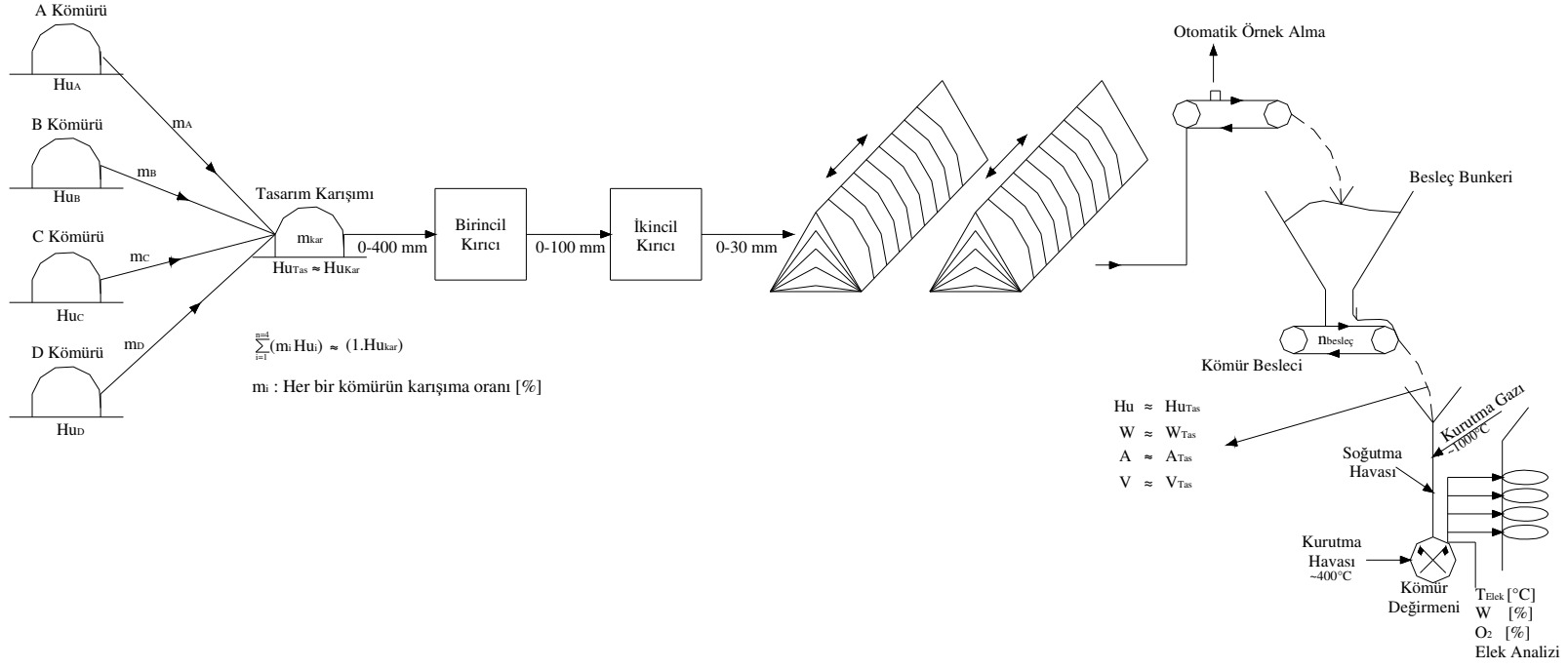
Termik santral kurulu gücü P_{el} [MW_e], linyit analizleri, yanma davranışı, linyit rezervi, yakma teknolojilerinin getirdiği sınırlamalar, elektrik şebekesinin toplam yük durumu, kurulacak santralin yük özelliği (temel, değişken, tepe), santral fizibilitesi, elektrik satış fiyatı v.b. faktörler dikkate alınarak belirlenir. Günümüzdeki uygulamalarda düşük kaliteli linyitlerle çalışan termik santral kurulu güçleri 150 – 350 [MW] arasında değişmektedir. Düşük kaliteli linyit santrallerinde kömür kalitesi ve kül özellikleri tasarımda öngörülen değerlerde tutulamadığından, sık sık arızalar oluşmaktadır. Bu durum ise kazan yük ve kullanım faktörünü düşürmektedir. Çok büyük kurulu güçlerdeki santrallerde bu düşüş nedeniyle meydana gelebilecek ekonomik kayıplar kaldırılmayacak boyutta olabilir.

3.5. Kömür Hazırlama Sistemleri

Buhar kazanlarında tasarıma esas olan ve ancak tasarım bandı içerisinde değişebilen kömürler yakılır (Bölüm 3.2.1). Tasarım bandı dışındaki özelliklerde kömürlerin yakılması, kazan performansının düşmesine, oluşacak durma ve hasarlar sonucu sistem yük ve işlerlik kapasitesinin azalmasına neden olur. Böylelikle işletme, ekonomik olmaktan çıkar.

Kazan tasarımına esas olan kömürün belli orandaki sapmalarla, alt ısıl değeri (H_u), kaba (C_s , V , W , A) ve elementer (C , H , O , N , S) analiz değerleri, kömür tane büyüklüğü ve elek analiz değerleri verilir. Tüm işletme ömrü boyunca kömür hazırlama uygulamasıyla yanma odasına verilen kömürün bu özelliklere sahip olması sağlanır. Toz kömür yakma sistemli kömür hazırlama sistemi akım şeması Şekil 3.7’de verilmiştir.

Şekil 3.7. Toz kömür yakma sistemli bir kazanda yakıt hazırlama sistemi akım ve bağlantı şeması.



3.5.1. Tasarım kömürü özelliğinde kömür karışımının elde edilmesi

Kömür ocaklarında bulunan kömür damarları, jeolojik yapı ve özellikler nedeniyle değişik özellikler gösterebilir. Bazı durumlarda, öngörülen ocak dışındaki ocaklardan da veya ithal etme yoluyla kömür sağlanabilir. Çeşitli yerlerden kömür taşıyıcılarla gelen her bir ham kömür için ayrı ayrı yığınlar oluşturulur. Her bir yığının kömür analizleri esas alınarak, tasarım kömürü özelliğinde kömür karışımı elde etmek için, orantılı ağırlıklarda kömür alınarak istenilen özelliklerdeki karışım yığını elde edilir. Bu yığın homojen olmadığından homojenleştirilmesi gerekmektedir. Bunun için, örneğin; 0 – 400 mm tane büyüklüğü dağılımındaki tasarım kömür karışım yığını, önce birincil ve ikincil ön kırıcılar (genellikle çekiçli kırıcılar) yardımıyla 0 – 40 mm veya 0 – 30 mm tane büyüklüğüne indirilir. Bu işlem sırasında aynı zamanda bir ön karışım da sağlanmış olur.

Kırıcıdan bantlarla taşınan kırılmış karışım, kömür stok sahasına getirilir. Stok sahasında bulunan gezici harmanlama sistemi ile gelen kömür, ileri geri yayılarak katmanlar halinde uzun bir üçgen prizma şeklinde yığılmış olur. Böylelikle ikincil karışım sağlanır (Şekil 3.7). Stok sahasından alınan homojenleştirilmiş kömür, bantlarla kömür besleç silosuna verilir. Bu bant üzerine yerleştirilmiş otomatik örnek alma uygulamasıyla değirmenlere gönderilen kömür karışımının analizleri yapılır. Gerçekleştirilen homojenleştirme işleminin, tasarım kömür karışımı oluşturulmasındaki uygunluğu irdelenmiş olur. Sonuca göre gerekli önlemler alınır.

Kazan yüküne uygun kömür debisi, kömür besleç hızı ve besleç kömür tabaka kalınlığı üzerinden belirlenir. Tasarım kömürü yanma hesapları sonucu belirlenen yakıt ısısı-yakma havası oranı, dolayısıyla yakıt-hava oranı, bu kömür debisine uygun olarak, yakma otomatik kontrol sistemi tarafından belirlenir. Yani sisteme verilen hava debisi, kömürün miktarına bağlı olarak belirlenir. Analiz değerlerinin bir etkisi yoktur. Bu bağlamda eğer kömür ısı değeri, tasarım değerinden farklıysa; bu durum madde miktarına göre karar veren otomatik kontrol sisteminin yanıtılmasına ve buna bağlı olarak yakıt ısısı-hava oranının değişmesine neden olur. Bu nedenle yanma,

tasarıma esas olan yanmadan farklılaşır. Performans kayıplarına ve hasarlara neden olunmuş olur. Bu sebeplerden ötürü kömür besleçlerinden değirmenlere verilen kömür özelliklerinin ($H_u \approx H_{u_{Tas}}$, $W \approx W_{Tas}$, $A \approx A_{Tas}$, $V \approx V_{Tas}$) numune alma yoluyla belirlenmesi ve bu sayede kömürün takibinin yapılması, santral kazanının çalışmasındaki sürekliliğin sağlanması için yapılan en temel çalışmadır (Şekil 3.7).

3.5.2. Kömür kurutma işlemi

Düşük kaliteli linyitlerde nem oranları %50'nin üzerine çıkmaktadır. Yanma odasında kararlı ve stabil yanmanın sağlanabilmesi için kömürün değirmenlerde bünye nemine kadar kurutulması gerekir. Kurutma sonucu açığa çıkan su buharı, toz kömürle birlikte doğrudan yanma odasına verilebilir veya yanma stabilitesi açısından sorun oluşturuyor ise nem alıcı siklonlar üzerinden ayrıştırılarak bacaya da verilebilir.

Nemin, kok gazlaşması ve CO yanmasında katalizör işlevi görmesi nedeniyle, bünye nemi oranındaki bir nemin yanma odasına verilmesi, istenilen bir durumdur. Aşırı miktardaki su buharının yanma odasında kızgın buhara dönüştürülmesi, yanma odası sıcaklığını düşürerek yanmanın bozulmasına neden olabilir.

Nem oranı yüksek linyitler, yanma odası çıkışından emilen $\sim 1000^\circ\text{C}$ yanma gazlarıyla önce ısı şoklu ön parçalanma, onun ardından çarpma kasnaklı değirmenlerde kurutulur ve öğütülür. Kömür beslecinden aşağıdaki yüksek düşme borusuna inen yüksek nemli ham linyit, yanma odası çıkışından emilen $\sim 1000^\circ\text{C}$ yanma gazıyla karşılaşır. İçinde bulunan nem, yüksek sıcaklık etkisiyle hızlı bir biçimde kızgın buhara dönüşür. Çok büyük hacim artması sonucu dışarı fıskıran buhar, kömür dokusunu parçalayarak kömürün ön ısı parçalanmasına neden olur. Isıl parçalanma işlemi, değirmen elektrik tüketimini ve değirmen dışlarındaki kül aşınmalarını azaltır. Düşük kaliteli linyitlerin işletme ve enerji ekonomisi yönünden uygun biçimde santrallerde kullanımı, ısı parçalanmalı çarpma kasnaklı değirmen sistemlerinin gelişmesiyle mümkün olmuştur. Yüksek enerjili yanma gazlarının kurutma işleminde kullanılması, kazan performansını olumsuz etkilemektedir. Kömürün kül ve öğütme

özelliğine bağlı olarak çarpma kasnaklarının önüne çekiçli kırıcı elemanlar da ilave edilebilir. Çarpma kasnak sistemi, linyit ikincil öğütme dışında, kurutma amacıyla yanma gazlarını yanma odası çıkışından emip, öğütülmüş kömürü brülörlere veren fan işlevini de görmektedir.

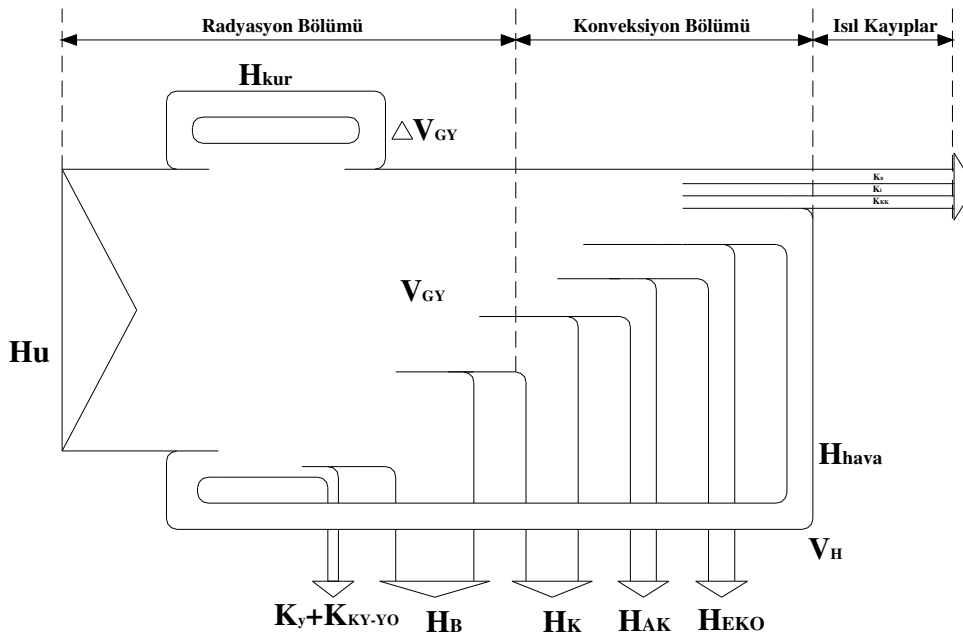
Nem oranları düşük taş kömürü ve iyi kaliteli linyitlerde de kurutma işleminin ekserji analizi yönünden uygun biçimde gerçekleştirilebilmesi için 400 °C'lere kadar baca gazlarıyla ısıtılan birincil hava ile yapılır. Bu durumda çekiçli ve merdaneli kömür değirmenleri kullanılır.

Kömür nemi, yanma odasındaki kurutma işlemi nedeniyle tutuşmayı geciktirir ve yanmayı zorlaştırır. Yanma odasına verilen kömür taneciği, alevden aldığı radyasyon ısısı, alev geri döngü sıcak gazlarıyla karışma ve yakma havası ön ısıtması katkısıyla hızlı biçimde tutuşma sıcaklığına çıkar ve tutuşur. Tutuşma işleminin hızlı biçimde yapılabilmesi için, kömürün yanma odası dışında öğütme aşamasında kurutulması gerekir. Kömür kurutma işlemi, kömür öğütülebilirlik endeksi dikkate alınarak nem oranı, taş kömüründe %10 – 5'e kadar, linyitte ise %20 – 30'a kadar düşürülür. Kömür tutuşma oranı belirlendikten sonra kömür yüküne bağlı olarak kömür kurutma ısısı hesaplanır. Buradan da kurutma için gerekli yanma gazı ve kurutma havası hesaplanır.

Kurutma Oranının Belirlenmesi

Kömürde bulunan fazla nemin tamamen yanma odasında buharlaşması durumunda, tutuşma gecikmekte, kömür taneciği yanmasını tamamlayamadan yanma odasını terk etmektedir. Bu durum, enerji verimliliğini düşürmekte, yanma stabilitesini bozmakta, kazan kapasitesini azaltmakta ve emisyonları artırmaktadır. Düşük kaliteli linyitlerin elektrik üretiminde kullanımı, yukarıda belirtildiği gibi, yanma odası çıkışından sağlanan yaklaşık 1000 °C yanma gazlı ısı şoklu kurutma ve çarpma kasnaklı değirmen teknolojilerinin geliştirilmesiyle mümkün olmuştur. Uygun kömür kurutmanın sağlanabilmesi için yanma odası çıkış sıcaklığı 1000 °C dolayında

tutulmalıdır. Düşük kaliteli linyitin yakıldığı bir termik santral kazanı için birim yakıt enerji dengesi Şekil 3.8’de verilmiştir. Enerji akış diyagramını üzerinde oluşturulan çeşitli kontrol hacimleri (değirmen, yanma odası) yardımıyla kömür kurutma oranını veren korelasyonlar aşağıda türetilmiştir. Hızlı tutuşma ve stabil yanma için ısıl şoklu kurutmanın 1000 °C’de ve yakma havasının 260 °C – 300 °C arasında tutulması gerekir. Birincil / İkincil hava oranı 0,3 / 0,7 alınmıştır [11].



Şekil 3.8. Düşük kaliteli linyitle çalışan bir termik santral kazanının birim yakıt enerji akış diyagramı. (K: Isıl kayıplar, H [kcal/kg-yakıt]: Birim yakıt özgül ısıtma yüzeyi yükü)

Değirmen ısı dengesi;

$$\Delta V_{GY} \times h_{GY@1000C} + 0,3 \times V_H \times h_{Hava@285C} = (\Delta V_{GY} + 0,3 V_H) \times h_{kar@110C} + \Delta w \times h_{buh} \quad (3.4)$$

Burada Δw [kg-H₂O/kg-y], birim kömürden buharlaşan nem miktarını, ΔV_{GY} [Nm³-GY/kg-y] birim kömür kurutma işlemi için çekilmesi gereken yanma gazı miktarını, h_{GY} birim yakıt başına yaş yanma gazı hacimsel özgül entalpisini, V_H birim yakıt özgül yakma havası miktarını, h_{hava} hava hacimsel özgül entalpisini, h_{kar} değirmen çıkışındaki toz kömür-gaz-hava karışımının hacimsel özgül entalpisini, h_{buh}

ise kömür nemi buharlaşma ısını vermektedir. $h_{buh} = 2508$ [kJ / kg] alınmıştır. Gaz patlamasının önlenmesi için değirmen çıkışı karışım sıcaklığı, karışım oksijen oranı ve kömür yanıcı uçucu oranına göre 110 – 120 °C dolayında tutulmalıdır [11].

Yanma odası ısı dengesi;

$$Hu_{kr} + \Delta V_{GY} \times h_{GY@110C} + V_H \times h_{Hava@110C} = q_B + q_{Kay} + V_{GY} \times h_{GY@1000C} \quad (3.5)$$

$$Hu_y + \Delta w \times h_{buh} + \Delta V_{GY} \times h_{GY@110C} + V_H \times h_{Hava@110C} = q_B + q_{Kay} + V_{GY} \times h_{GY@1000C} \quad (3.6)$$

Eşitlik 3.5'te Hu_{kr} , kuru toz kömürün özgül alt ısı değerini, q_{Kay} ise özgül yanma kayıpları ile yanma odası yalıtım kaybını tanımlamaktadır. 3.4 ve 3.5 no.lu eşitlikler birlikte çözülerek birim yakıt temelinde verilen kurutma gazı miktarı ΔV_{GY} [Nm³/kg-y] ve kurutma oranı $(\Delta w / w) \cdot 100$ [%] hesaplanır [11].

İşletmede olan bir linyit santrali kazanını yakma sistemiyle ilgili yapılan hesaplamalarda birim yakıt başına kurutma gazı geri döngüsü $(\Delta V_{GY}/V_{GY}) \cdot 100$ [%]=21[%], kurutma oranı ise $(\Delta w/w) \cdot 100$ [%]=79[%] hesaplanmıştır [11].

Bu hesaplamalarda;

$$Hu_y = 5831 \text{ [kJ/kg-y]}, \quad h_{GY@1000C} = 1,5884 \text{ [kJ/kg-y]}, \quad V_H = 2,2 \text{ [Nm}^3\text{/kg-y]},$$

$$h_{Hava@285C} = 1,3376 \text{ [kJ/kg-y]}, \quad h_{GY@110C} = 1.4003 \text{ [kJ / kg-y]},$$

$$h_{Hava@110C} = 1,2958 \text{ [kJ / kg-y]}, \quad q_H = V_H \times h_{Hava} \quad \text{değerleri kullanılmıştır.}$$

Kazan enerji dengesinde (Şekil 3.8), yanma odasında buharlaştırıcıdan çekilen özgül buharlaşma ısının (q_B [kJ/kg-y]), kazanda iş akışkanına birim yakıt başına aktarılan toplam ısıya (q_K [kJ/kg-y]) oranı q_B/q_K , kazanın gerçek buhar üretim süreci göz önünde tutularak Mollier Diyagramından elde edilmiştir. Bu çalışma için belirlenen özgül buharlaşma oranı, buharlaşma ve kazan kayıpları aşağıdaki gibidir:

$$q_B / q_K = 0.4 \quad (3.7)$$

$$q_B = 0,4 \cdot H_{u_y} \cdot \eta_K \quad (3.8)$$

$$q_{kay} = H_{u_y} \cdot (1 - \eta_y) \quad (3.9)$$

Kömür kalitesindeki sürekli değişmeler göz önünde tutularak, burada hesaplanan kurutma oranının bir minimum değer olduğu unutulmamalıdır. Yanma kararlılığının sürekliliği yönünden bu oranın çok daha yüksekler e çekilmesi söz konusu olabilir [11].

3.5.3. Kömür öğütme işlemleri

Yanma odası tasarımı, değirmenden gelen toz kömür tane büyüklüğü dikkate alınarak yapılır. Kömür taneciğinin yanma odasında kalma süresinin, taneciğin yanma süresinden daha büyük olması gerekir. Yanma odasının, çok düşük oranlarda bulunan en büyük taneciklere göre tasarlanması durumunda, boyutları çok büyüür. Yatırım gideri aşırı artar. Bu nedenle kömür tane büyüklüğüne bağlı olarak ortalama bir tasarım tane büyüklüğü alınıp yanma odası boyutlandırılması buna göre yapılır. Bundan küçük taneler tam yanarken, bu boyutların üzerindeki taneler tam yanmaz. Geri kalan yanmamış koklar, kazan altındaki ızgaraya düşürülerek ızgarada yakılmaya çalışılır.

Öğütölmüş kömürün uygun yanma davranışı, uygun elek analiz değerleri sağlandığı zaman oluşur.

Tane büyüklüğü dağılım analizi, örnek bir miktar kömürün, çeşitli gözenek aralıklı üst üste yerleştirilmiş yedi elekten geçirilmesiyle yapılır. Bu elek sistemi ile ilgili veriler Çizelge 3.2’de verilmiştir.

Kazan tasarımına esas olan kömür, taş kömürü veya linyitse, ham kömür analizlerinden elde edilen yanıcı uçucu (V_{HK}) oranından, kömürün kül ve nem oranı dikkate alınarak saf kömür uçucu oranı (V_{SK}) belirlenir [14].

Çizelge 3.2. Elek gözenek aralığı, elek tel kalınlığı ve elek üzerinde kalan artık kömür oranı.

Gözenek Aralığı ($d_E[\mu\text{m}]$)	Gözenek Sayısı [G/cm ²]	Tel Kalınlığı [mm]	Elek Üstü Artık Kömür Oranı (R[%])
300	400	0.2	R300
200	900	0.13	R200
150	1600	0.10	R150
120	2500	0.080	R120
100	3600	0.065	R100
90	4900	0.055	R90
75	6400	0.050	R75
60	10000	0.040	R60

Saf kömür uçucu oranına (V_{SK}) bağlı olarak taş kömürü ve linyitin uygun biçimde yakılmasında uygulanan kömür incelik durumu Çizelge 3.3'te verilmiştir. Bu tablodan saf kömür uçucu oranı dikkate alınarak kullanılacak toz kömürün incelik derecesini belirleyen R200 ve R90 değerleri belirlenir. Bu kömür inceliği, kömür külünün aşındırma etkisi ve öğütülebilirlik özellikleri dikkate alınarak uygun kömür değirmeni yapısı belirlenir (14).

Saf kömür uçucu oranı;
$$V_{SK} = \frac{V_{HK}}{1 - (A + W)} \quad (3.10)$$

Çizelge 3.3. Kömür incelik durumunun belirlenmesi.

Kömür Kömür İnceliği	Taş Kömürü			Linyit		
	V_{SK} (%) (Saf Kömür)			V_{SK} (%) (Saf Kömür)		
	4	25	45	45	53	60
R200	2	3	6	10	15	25
R90	7	18	35	45	50	60

Öğütülmüş kömür, değirmenden birincil taşıma havasıyla taşınıp doğrudan yanma odasına püskürtülürse, bu sisteme “direk (dolaysız) yakma sistemi” denir. “İndirek (dolaylı) yakma sistemi”nde ise değirmenden çıkan kömür önce ara toz kömür bunkerlerinde depolanır ve buralardan brülörlere beslenir. Uzun taşıma hatlarında, siklon ve bunker hacimleri nedeniyle toz kömür içerisinde kritik karışımlar oluşması nedeniyle kömür patlamaları meydana gelebilir. Buralarda kömürün hava sızıntılarına karşı azotla yalıtılması gerekmektedir. Bölüm 3.4.2’de belirtildiği gibi taş kömürü kurutması havayla, linyit kurutması ise yanma odasından geri emilen yüksek sıcaklıktaki yanma gazlarıyla yapılır. Öğütme sıcaklığı, dolayısıyla elek sıcaklığı, kömür özelliğine ve oksijen oranına göre 80 – 150 °C arasında tutulur.

Değirmende kurutma etkisiyle kısmen de olsa uçuculaşma sonucu C_mH_n biçiminde yanıcı uçucular da açığa çıkmaktadır. Kritik $O_2 - C_mH_n$ karışımı sonucu oluşan kömür patlamalarını önlemek için değirmen çıkışındaki gaz-kömür karışımının O_2 sınırlandırılmalıdır. Yanma gazlarıyla kurutma durumunda, karışımdaki O_2 oranı %10 – 11 dolayında tutulmalıdır. Değirmene verilen ön ısıtılmış birincil havanın üç işlevi bulunmaktadır. Bu işlevler; kömür kurutmak, öğütülmüş kömürü yanma odasına taşımak ve kömürün tutuşması için gerekli O_2 'yi sağlamaktır. Kömür kurutma ısısı, dolayısıyla kurutma amaçlı kullanılan yanma gazı ve birincil hava debisi, kurutulacak kömürün nem oranına bağlıdır. Bu nedenle değirmen çıkışındaki gaz-kömür karışım sıcaklığı 80 – 130 °C arasında değişir.

Kömür Değirmenleri

Değirmenler, öğütülecek kömürün öğütülmesinden sonra istenildiği özelliklerine göre tercih edilirler. Öğütme elemanlarına ve öğütme konumlarına göre çok sayıda değirmen türü olmasına rağmen, kömür öğütülmesinde en çok tercih edilen değirmen çeşitleri, valsli ve çarpma kasnaklı değirmenlerdir. İki değirmen türünün de çalışma prensibi gereği kömür ezilerek öğütüldüğünden, yanmanın sağlanması açısından en önemli koşullar için gerekli olan biçim faktörü (A/V) değerinin büyük olması sağlanır. Böylelikle ısı transfer kapasitesi sağlanmış olur.

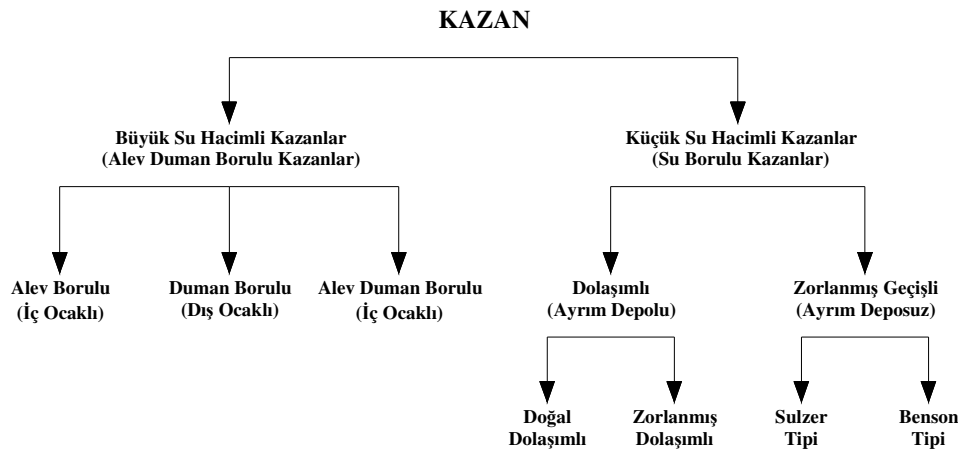
4. KAZAN TÜRÜ VE YAKMA SİSTEMİNİN BELİRLENMESİ

Kazanlar, yakılan yakıt türüne, iş akışkanın akış biçimine, yakma sistemi özelliklerine, buhar basıncına vb. birçok faktöre bağlı olarak sınıflandırılabilir. Kazan tasarımı yönünden en önemli sınıflandırma, iş akışkanın akış düzenine göre ve yakma sistemine göre yapılan sınıflandırmadır.

4.1. Kazanların Sınıflandırılması ve Ortak Özellikleri

4.1.1. Kazanların iş akışkanın düzenine göre sınıflandırılması

Yanma gazlarının ısıtma yüzeyi (boru) içinden aktığı, iş akışkanının dışında bulunduğu kazanlar “Büyük Su Hacimli” veya “Alev Duman Borulu” kazanlar olarak isimlendirilir. Kirli yanma gazlarının boru içinde, yüksek basınçlı iş akışkanının boru dışında olması, bu tür kazanlara kapasite sınırlaması ve işletme sorunları getirmektedir. Bu nedenle bu kazanlarda maksimum buhar üretim kapasitesi 20[t/h], buhar basıncı 20 [bar] dolayındadır. Genelde kızgın buhar üretimi çok kısıtlıdır. İş akışkanının boru içinden geçirilip, kirli yanma gazlarının ısıtma yüzeyinin dışında bulundurulduğu kazanlar da “Su Borulu” kazanlar olarak adlandırılır. Bu tür kazanlarda kapasite ve basınç artırımı, kızgın buhar üretimi, malzeme dayancının elverdiği ölçülerde mümkün olur.



Şekil 4.1. İş akışkanın düzenine göre kazanların sınıflandırılması.

Büyük su hacimli kazanlar günümüzde alev duman borulu biçimde üretilmektedir. Konut ısınmasında, küçük ve orta boy sanayilerin buhar gereksinimini sağlamak için kullanılır. Su kalitesine duyarlıdır. Ayrıca işletme ve bakımı kolaydır.

Dolaşımli Kazanlar

Dolaşımli kazanların akım ve bağlantı şeması Şekil 4.2’de şematik olarak verilmiştir. Degazörde gazı alınan kondens + ilave su, besleme tankında depolanır. Besleme deposu altına konumlanan besleme pompası, besleme suyunu, kazanın son bölümlerinde bulunan besleme suyu ön ısıtıcısına (EKO) besler. EKO’da yaklaşık doymuş su özelliğine kavuşan iş akışkanı, ayırım deposuna (AD) beslenir. Doymuş su, soğuk düşme borularından ve toplaçlar üzerinden buharlaştırıcıya beslenir. Buharlaştırıcıda kısmen buharlaşan (halecikli buharlaşma) iş akışkanı, su-buhar karışımı biçiminde yukarı doğru yükselerek (yükselme borusu) ayırım deposuna geri döner. Su-buhar karışımının buhar bölümü kızdırıcıya gider. Su bölümü ise düşme borusu üzerinden tekrar dolaşıma girer. İş akışkanı dolaşım süreci, soğuk düşme borusundaki su yoğunluğu (ρ_S) ile yanma odasına konumlanan buharlaştırıcı içindeki su-buhar karışımı yoğunluğu (ρ_{SB}) arasındaki yoğunluk farkından kaynaklanan dolaşım basıncı (P_D) ve dolaşım kuvveti (F_D) etkisiyle oluşur. Dolaşım basıncı (P_D) ve dolaşım kuvveti (F_D) aşağıdaki gibidir.

$$P_D = h_D \cdot \Delta\rho \cdot g \quad (4.1)$$

$$F_D = P_D \cdot A \quad (4.2)$$

Burada;

$$\Delta\rho = (\rho_S - \rho_{SB}) \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

h_D [m] : Dolaşım yüksekliği

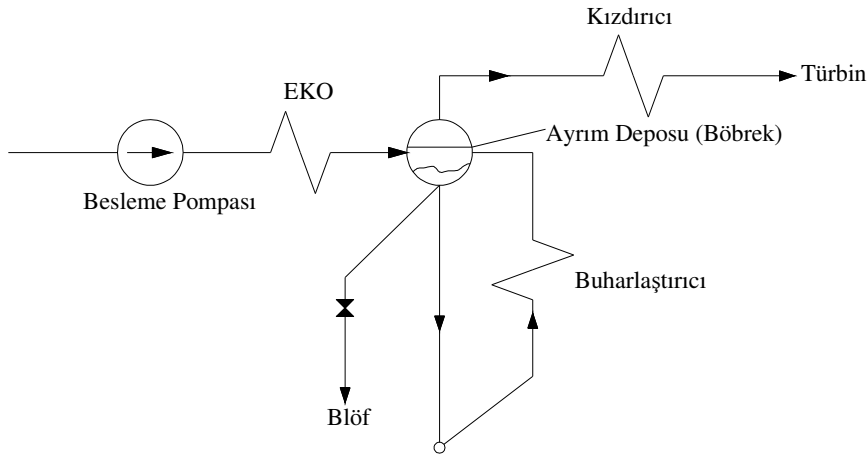
g [m/s²] : Yerçekimi ivmesi

P_D [Pa] : Dolaşım basıncı

F_D [N] : Dolaşım kuvveti

A [m²] : Kesit alan

Ayrım deposu, kazanda iş akışkanının üç ayrı fazını (su, su-buhar, buhar) birbirinden ayırır. Bu durum ise kazan ısıtılmasının yapılmasında ve enerji dengesinin oluşturulmasında büyük kolaylık sağlar. Ayrıca buhar fazının, su fazından ayrılarak, olabildiğince kuru biçimde kızdırıcıya gitmesini sağlar (damlacık filtreleme ile kızdırıcıda ısıtılma şoklarının önlenmesi işlemi). Ayrım deposu altında biriken iş akışkanının içerdiği safsızlıklar, blöf işlemiyle iş akışkanından uzaklaştırılır (partikül filtreleme ile kışır oluşumunun önlenmesi işlemi) (kazanın böbreği). Ayrım deposunda su seviyesi sabit tutularak kazan kütle dengesi sağlanır (kazan yük kontrolü). Su seviyesi, kızdırıcı boru patlamalarına (burn-out) neden olan h_{min} değerinin altına düşmemesi ve kızdırıcıya su yürütmesine neden olan h_{max} değerinin üzerine çıkmaması gerekmektedir. Su köpürmeleri sonucunda, şamandıra konumu yanlış su seviyesi gösterebilir. Bu durumda köpük kalınlığı, su seviyesinin aşırı yükseldiği sinyalinin besleme pompasına verilmesine neden olur. Böylelikle su seviyesinde azalma görülür. Bu durum ise gerçekte düşük olan su seviyesinin daha da düşmesine, h_{min} 'in altına inerek buharlaştırıcı boru patlamalarına neden olur.



Şekil 4.2. Dolaşım kazanlarının akım ve bağlantı şeması.

Küçük çaplı buharlaştırıcı borularında iş akışkanına karşı olan direncin aşılarak dolaşımın sağlanabilmesi için ayrım deposunun çok yükseklere konulması, yani h_D 'nin çok büyütülmesi gerekir. Uygun olmayan yükseklik durumlarında, gerekli yükseklik değerinin düşük olması nedeniyle basınçta meydana gelen düşüşü

karşılatabilmek için düşme borusuna bir dolaşım pompası ilave edilir. Bu tür kazanlara “Zorlanmış Dolaşimli Kazanlar” denir.

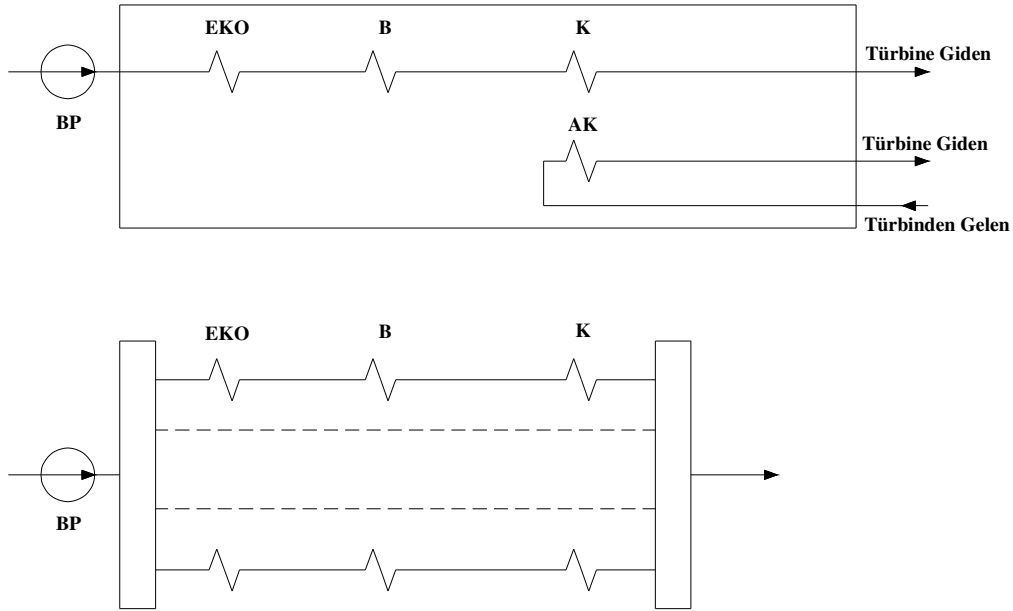
Ayırım deposu basıncının 160 – 180 bar’ın üzerine çıkması durumunda, buharlaştırıcı içinde su-buhar fazında bulunan buhar hablecikleri çöküp kızgın suya dönüşür. Bu nedenle su-buhar fazı karışım oranı su tarafına doğru değişim göstereceğinden azalan basınç farkı nedeniyle dolaşım yavaşlar ve durur. Dolaşımın durmasıyla buharlaştırıcı boruları soğuyamayacağından boru sıcaklığı, patlama sıcaklığına yükselir ve borularda patlamalar görülür. Diğer yönden buhar basıncının artması, ayırım deposu et kalınlığı basınç sınırının aşılmaması için et kalınlığının artmasına neden olur. Bu durum ise ısı gerilmeler sonucu kazan ısı yük değişimlerini kısıtlar. Bu kısıtlamalar doğrultusunda dolaşimli kazanlarda maksimum buhar üretimi 1000 [t/h], maksimum buhar basıncı ise 160 bar dolayındadır.

Zorlanmış Geçişli Kazanlar

Zorlanmış geçişli kazanlarda, kazan buhar kapasitesinin ve buhar basıncının artmasına sınır koyan ayırım deposu bulunmamaktadır. Bu nedenle ayırım deposunun kazan tasarım ve işletmesinde avantaj sağlayan özellikleri (mineral ayrıştırmada böbrek işlevi, su damlacığı filtreleme, kütle dengesini oluşturma, iş akışkanı üç fazının başlangıç ve noktalarının sabitlenmesiyle tasarım ve işletmede kolaylık sağlanması) bu kazanlarda bulunmadığı için tasarım ve işletmesi karmaşıktır. Ayrıca saf su (full-demineralize) kullanımını gerektirmektedir. Buna karşın istenilen debi ve basınçta buhar üretilebilir. Kızgın buhar sıcaklığı, malzeme sıcaklık dayancına bağlı olduğundan günümüz malzeme teknolojisinde 550 °C – 600 °C dolayında tutulmaktadır. Zorlanmış geçişli kazanlar, Benson tipi ve Sulzer tipi olmak üzere ikiye ayrılır [16].

Benson Tipi Kazanlar

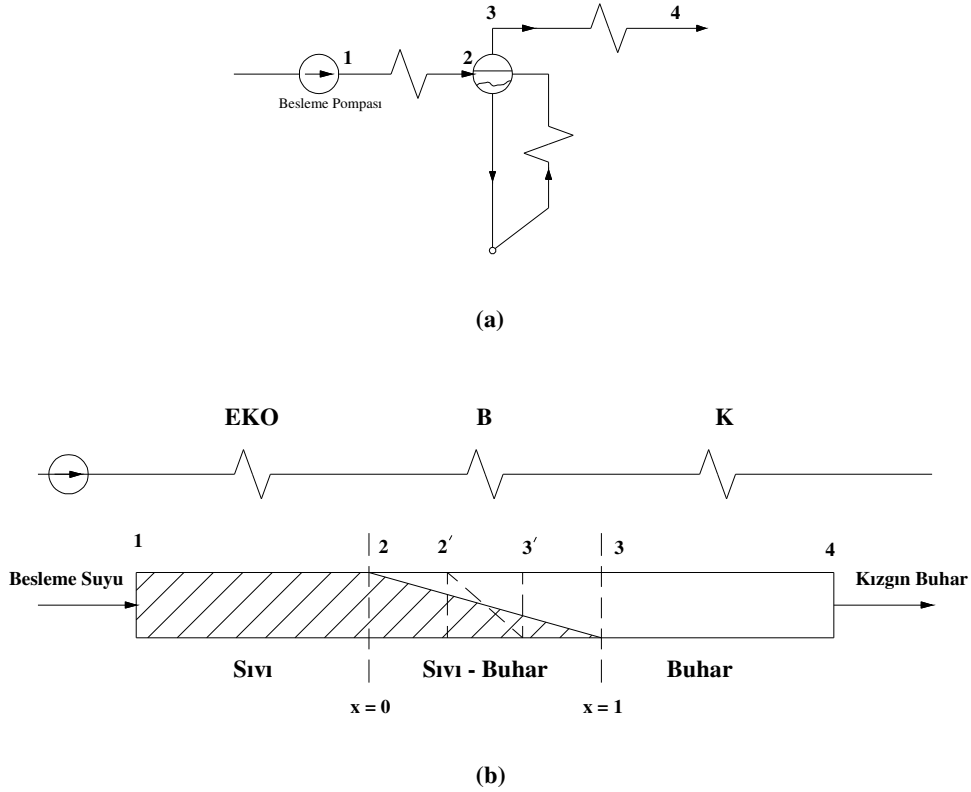
Benson kazanı, ismini taşıdığı Çek mühendis Benson tarafından II. Dünya Savaşı öncesi patenti alınan bir kazan türüdür. Besleme pompası tarafından toplaçlar üzerinden ısıtma yüzeylerine beslenen iş akışkanı, EKO, buharlaştırıcı ve kızdırıcı ısıtma yüzeylerinden geçerek kızgın buhar biçimine dönüşür. En son olarak da çıkış buhar toplacında karışarak buhar kullanıcısına (Türbin) beslenir (Şekil 4.3) [17].



Şekil 4.3. Benson tipi kazanın şematik gösterimi.

Benson kazanı iş akışkanı dinamiği Şekil 4.4'te bir boru modeli biçiminde gösterilmiştir. "1" noktasından giren besleme suyu, "2" noktasında doyma noktasına ulaşır ($x = 0$). Bu nokta EKO sonunu ve buharlaştırıcı başlangıcını tanımlar. Buharlaştırıcıda sıvı miktarı "2" noktasından başlayarak azalır. Buhar oranı " x " ise artar ve "3" noktasında doymuş buhar oluşur ($x = 1$). "3" noktasında kızdırıcı başlar ve "4" noktasında tasarımda öngörülen buhar termodinamik koşulları (P_B , t_B , m_B) oluşmuş olur. Şekil 4.4'te görüldüğü gibi iş akışkanı akış sürecinde dolaşımli kazanlara benzer herhangi bir iç dolaşım bulunmamaktadır. Yük durumuna göre buharlaşma başlangıç ve bitiş noktaları ileri-geri kaymakta, ısıtma yüzey alanı değişmektedir. Örneğin; Şekil 4.4'te görüldüğü gibi "2" noktası "2"'ne, "3" noktası

ise “3”ne kayarak, EKO ve kızdırıcı yüzeyi artarken, buharlaştırıcı yüzeyi çok küçülmektedir. Isıtma yüzeylerindeki yüke bağlı bu değişme, kazan dinamiğini etkilemekte ve bitiş noktalarının hareketli olması, faz değişim noktalarını ve dolaşimli kazanların aksine ısıtma yüzey alanlarını belirsiz hale getirmektedir. Bu nedenle kazan iş akışkanı dinamiği ve kazan ısıtma yüzeyleri tasarımı çok karmaşık hale gelmektedir. Dolaşimli kazanlarda yük (buhar debisi) kontrolü, ayırım deposu su seviyesinin sabit tutulmasıyla kolayca gerçekleştirilirken, zorlanmış geçişli kazanlarda yük kontrolü için bir çok iş akışkanı termodinamik verilerine ve karmaşık kontrol sistem yapısına ihtiyaç vardır [17].



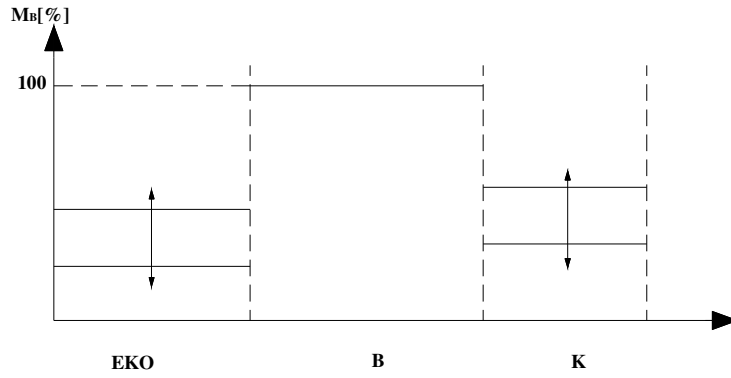
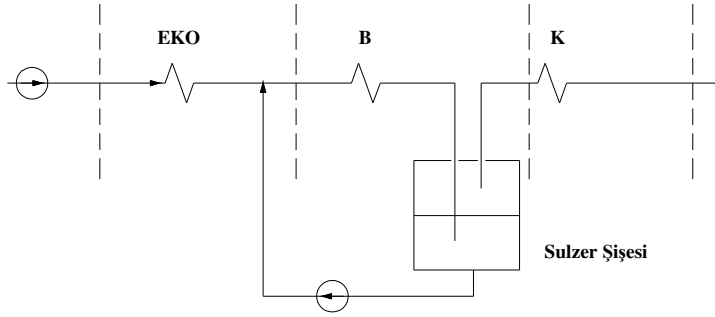
Şekil 4.4. Dolaşimli (a) ve Benson (b) kazanda ısıtma yüzeyi düzeni ve özellikleri.

Çok hızlı biçimde artan elektrik ihtiyacının bu tür kazanlarla sağlıklı biçimde karşılanması sağlanmaktadır. Yapısı itibariyle büyük yatırım gerektiren bu kazanların büyük kapasitelerde tasarımı ve büyük yük ve işlerlik faktörleriyle olabildiğince temel yük koşullarında çalıştırılması gerekir [17].

Sulzer Tipi Kazanlar

II. Dünya Savaşı sonrasında yıkılan dünya enerji alt yapısının yeniden kurulması, hızlı büyümesi öngörülen dünya ekonomisinin elektrik gereksiniminin karşılanabilmesi için zorlanmış geçişli Benson kazanlarına gereksinimi artırmıştır. Bu durum kazan üretici diğer firmaları zor duruma düşürmüştür. Bu firmalardan birisi da İsviçreli Sulzer firmasıdır. Bu firmanın Çek Benson'la ortak çalışma isteği, Benson'un karşılanamayacak patent ücreti talep etmesiyle gerçekleşmemiştir. Ancak zorlanmış kazanların ileride enerji ekonomisinde oynayacağı rolden emin olan Sulzer firması sahibi, tasarımcılarına talimat vererek Benson patentinin aşılması ile ilgili gerekli çalışmaların yapılıp, bu tür kazanlardaki üretimin Sulzer firmasının elinde olmasının önünün açılmasını istemiştir. Bu doğrultuda tasarımcılar, Benson kazanı akım şemasında buharlaştırıcı arkasına Sulzer şişesi diye tanımlanan bir eleman ekleyerek gerekli patentin alınmasını sağlamışlardır [17].

Sulzer şişesinde buharlaştırıcı çıkışındaki yaş buharın sıvı fazı şişede kalır, buhar fazı ayrılarak kızdırıcıya gider. Şişede biriken su, bir pompayla buharlaştırıcı girişine geri beslenir. Sulzer şişesi, dolaşimli kazanlarda bulunan ayırım deposuna benzer bir işlev görmektedir. Bu şişe sayesinde buharlaştırıcı çıkışı sabitlenmekte ve buharlaştırıcıdan geri beslenen su ile buharlaştırıcıdan geçen su debisi sürekli tam yük koşulunda tutulmaktadır. Böylelikle kazan stabilitesinin bozulmasına neden olan buharlaştırıcıdaki buharlaşma süreci, yük değişimlerinden etkilenmemekte, böylece zorlanmış geçişli kazanlarda yük değişiminde oluşan kararsızlıklar önlenmektedir (Şekil 4.5). Bu özelliğinden dolayı Sulzer şişesine, patent aşılması amacıyla öte bir gereksinim duyulmuştur. Daha sonra Benson tipi kazanlarda da Sulzer şişesi türü elemanlar, kazan stabilitesinin sağlanması amacıyla kullanılmaya başlanmıştır [17].



Şekil 4.5. Sulzer Kazanı akım ve bağlantı şeması. Sulzer Şişesi ile kazan stabilitesinin sağlanması.

İç dolaşımsız zorlanmış geçişli buhar kazanlarında fiziksel olarak debi ve basınç artışıyla ilgili bir sınırlama yoktur. Verimin artmasıyla yakıt tüketiminin azalmasından kaynaklanan işletme maliyetindeki tasarruf, basınç ve debi artırımının sebep olduğu yatırım maliyetindeki artışı karşılayabildiği sürece debi ve basınç artışına gidilebilir. Bu nedenle sınırlama ekonomik boyutludur.

Bir bölge veya ülkede kurulacak en büyük santralin kurulu gücü, toplam kurulu gücün %5-10'unu geçmemelidir. Gelişmiş sanayi ülkelerinde elektrik üretiminde kullanılan termik santrallerin yaklaşık %90'ının kazanı zorlanmış geçişli kazanlardır. Bu tür kazanlar, büyük kapasitelerde üretildikleri için yatırım maliyetleri, dolayısıyla amortisman giderleri çok yüksektir. Bu nedenle bilinçli işletme ve bakım-onarım uygulamalarıyla yük ve işlerlik faktörleri olabildiğince yüksek tutulmalıdır. Günümüzde zorlanmış geçişli kazanlar 6000 t/h ve üzeri kapasiteler için üretilmektedir.

4.1.2. Kazanların yakılan yakıtta göre sınıflandırılması

Kazanlar, katı yakıtlı (kömürlü), sıvı yakıtlı (fuel-oil) ve gaz yakıtlı (doğalgaz) kazanlar olmak üzere üç sınıfa ayrılır. Bu sınıflamada her tür yakıt için kendine özgü yakıt hazırlama sistemlerinin oluşturulması gerekir.

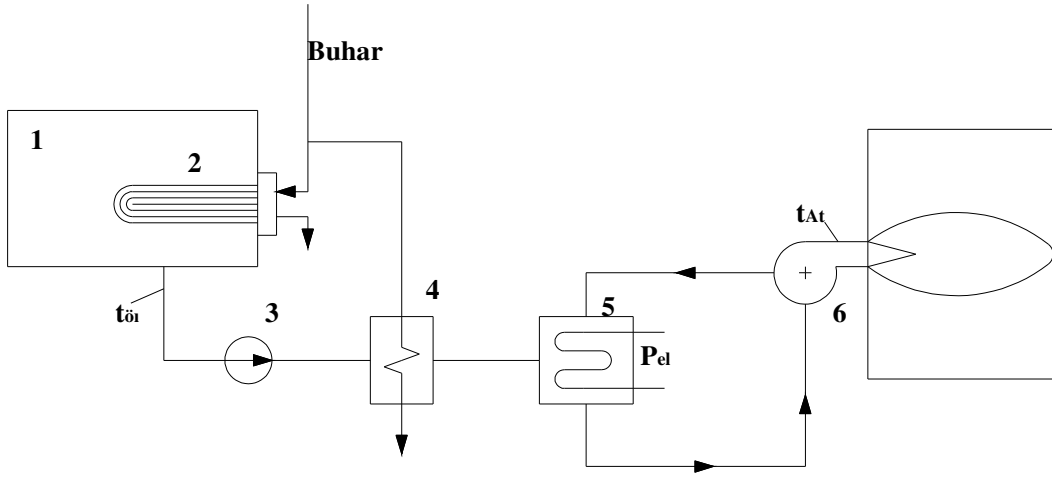
Katı yakıtlı (kömürlü) kazanlar

Kömürler, yaşlarına göre, turba, linyit, taşkömürü ve antrasit olmak üzere gruplara ayrılır. Linyit ve taşkömürleri de kendi içlerinde ısı değer ve yanma özelliğini veren kaba analiz değerlerine göre ayrıca sınıflandırılır.

Kömür yakan kazanlarda, tasarıma esas olan kömür özelliği belirlenir. Burada yakıt hazırlama, çeşitli ocak ve kömür katmanlarından gelen kömürlerin tasarım kömür özelliğine yansıtacak biçimde ön karıştırılır, kırılır, harmanlanır; öngörülen yakma sisteminin gereksinimine uygun biçimde kurutulup öğütülerek ilgili yakıcılara verilir. Yakıt hazırlama; yanmanın temel koşullarını (G+3T) oluşturan, yani yakıt gazlaştırma, yakıt-hava karışımı ve yanma süresinin tasarımda öngörülen koşullarda tutulmasını sağlayan önemli ilk aşamadır. Kömür hazırlama sistemleri Bölüm 3.4'te ayrıntılı bir biçimde incelenmiştir.

Sıvı yakıtlı (fuel-oil) kazanlar

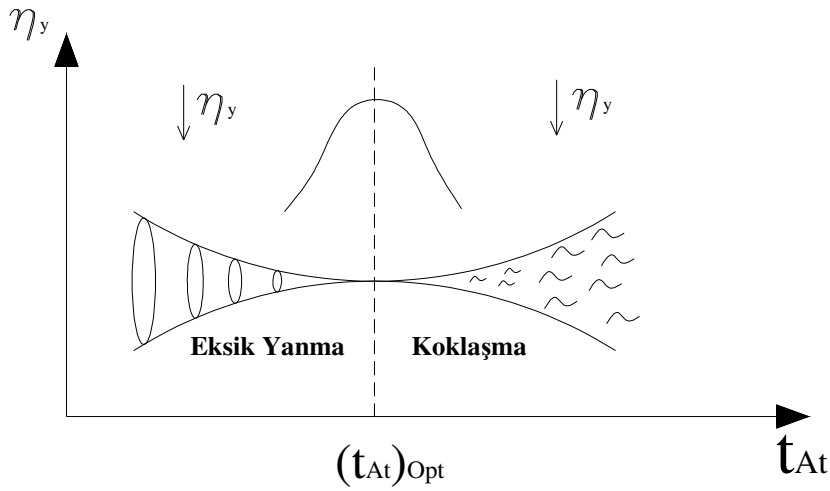
Sıvı yakıtlı kazanlarda genel olarak en ağır rafineri ürünlerinden olan fuel-oil kullanılır. Büyük kapasiteli kazanlarda genelde 6 nolu fuel-oil kullanılmaktadır. Sıvı yakıtlarda da uygun yanmanın sağlanabilmesi için sıvı yakıtın hazırlanması gerekir. 6 nolu fuel-oil ile ilgili yakıt hazırlama sistemi Şekil 4.6'da verilmiştir.



Şekil 4.6. 6 nolu fuel-oil ile ilgili yakıt hazırlama sistemi.

Soğuk günlerde 6 nolu fuel-oil, ana tankta (1) katı özellikte bulunur. Bunun pompalanabilmesi için yakıt tankı içine yerleştirilen buharlı ısıtıcı (ısı değiştirgeci) (2) kullanılır. Burada 40°C dolayında ön ısıtılan yakıt, yakıt pompası (3) ile buharlı yakıt ön ısıtıcı (4) ve günlük yakıt tankı (5) üzerinden brülöre (6) basılır. Günlük yakıt tankında fuel-oil, optimum atomizasyon sıcaklığına çıkartılır ve bu sıcaklıkta tutulur. Brülörde beslenmeyen artık yakıt, günlük yakıt tankına geri döner. Her fuel-oil'in menşesine ve dokusal yapısına uygun bağlı olarak optimum atomizasyon sıcaklığı bulunur. Bu sıcaklık, brülör yanma testleriyle rafineri tarafından belirlenerek yakıt müşterilerine bildirilir. Genelde spot piyasadan ham petrol alan rafineriler, üretilen fuel-oil'in optimum atomizasyon sıcaklığını vermez. Bu durumda kazan yanma ve verim testleriyle, ilgili yakıtın en uygun yakıt parçalama sıcaklığı $(T_{at})_{opt}$ belirlenip, yakıtın bu sıcaklıkta brülöre beslenmesi gerekir (Şekil 4.7).

Sıvı yakıt hazırlama sistemi, yakıt ön ısıtma, yakıt pompalama, uygun yakıt parçalama sıcaklığına kadar ısıtma ve brülörde yakıt parçalama (atomizasyon) işlemlerinden oluşur.



Şekil 4.7. Optimum atomizasyon sıcaklığının belirlenmesi.

Şekil 4.7’de görüldüğü gibi optimum atomizasyon sıcaklığının altında brülörlere yakıt beslenmesi durumunda atomizasyon sonucu büyük boyutlu yakıt tanecikleri yanma odasına püskürtülür, bu durum ise eksik yanma sonucu yanma veriminin düşmesine neden olur. Yakıtın optimum atomizasyon sıcaklığında ısıtılarak brülöre verilmesi durumunda yakıt, sis biçiminde en küçük tanelere parçalanır, yanma odasında hemen gazlaşıp tutuşarak yanmasını tamamlar. Bu sıcaklıkta yanma verimi maksimum olmaktadır. Yakıtın optimum atomizasyon sıcaklığının üzerinde ön ısıtılması durumunda ise yakıt, ön buharlaşmış ve koklaşmış olarak brülöre verilir. Oluşan sıvı yakıt kokları doğrudan yanma odasına püskürtülür. Bu kok tanecikleri, sıvı yakıt için tasarılan yanma odasında yakılmadan dışarıya atıldığından yanma verimi düşer ve çevreye kok tanecikleri yayılır.

Atomizasyon süreci ile sıvı yakıtın çok küçük parçalara ayrılmasıyla yanma odasında kısa sürede gazlaşıp, tutuşarak yanması sağlanır. Brülörlerde yakıt parçalama aracı olarak yakıt basıncı, buhar ve hava kullanılır.

Kömürlü kazanlarda sıvı yakıtlar, kazan devreye alınırken tutuşturma işleminde (mazot) kullanılır. Ayrıca yakıt kalitesi, yük değişimi gibi nedenlerden dolayı yanma odası sıcaklığının düşmesi ve yanma instabilitelerinde kazan enerji dengesinin korunması için yanma odasına destek yakıt olarak ilave fuel-oil püskürtülür.

Gaz yakıtlı kazanlar

Gaz yakıtlar, doğalgaz ve kömürden elde edilen çeşitli proseslerden meydana gelen proses gazlarından oluşur (yüksek fırın gazı gibi). Bu bölümde yalnızca doğalgaz yakılan kazanlar incelenecektir.

Ham doğalgaz, yeraltından çıkartıldığında çok çeşitli hidrokarbon bileşenleri ve diğer refakatçi gazlardan oluşur. Atmosfer koşullarında sıvılaşmayan hidrokarbon gazlarına kuru gaz denir. Bunlar; metan (CH_4), etan (C_2H_6), propan (C_3H_8), bütan (C_4H_{10})'dır. Doğal biçimiyle ham doğalgaz, yaş doğalgaz olarak adlandırılır. Ham gaz, gaz arıtma tesislerinde işleme tabi tutularak, kuru hidrokarbon bileşenlerini içeren kuru doğalgaza dönüştürülür. Bu nedenle doğalgazın %95 ve üzeri metandan oluşur. Doğalgaz yanması da metan yanması gibi ele alınabilir. Gaz yakıtlar gaz fazında olduğu için kütleli bir ön hazırlamaya (parçalanma, atomizasyon vb.) gerek yoktur. Doğalgaz, basınç düşürme istasyonlarından geçirilerek, kazan yükü ve yakma sistemi özelliğine göre gerekli gaz debisi ve basıncı kazan girişinde oluşturulur.

4.1.3. Kazanların yakma sistemlerine göre sınıflandırılması

Yakma sistemleri yanma biçimine göre, yüzeyde, akışkanlaştırılmış ortamda ve hacimde yanmalı olmak üzere üç grup altında toplanır.

Yüzeyde yanmalıları, ızgaralı yakma sistemleri, akışkanlaştırılmış ortamda yanmalıları, akışkan yataklı yakma sistemleri, hacimde yanmalıları ise brülörlü yakma, sistemleri olarak isimlendirilir. Yakma sistemleri ve özellikleri Çizelge 4.1'de verilmiştir.

Çizelge 4.1. Kömür yakma sistemleri ve özellikleri

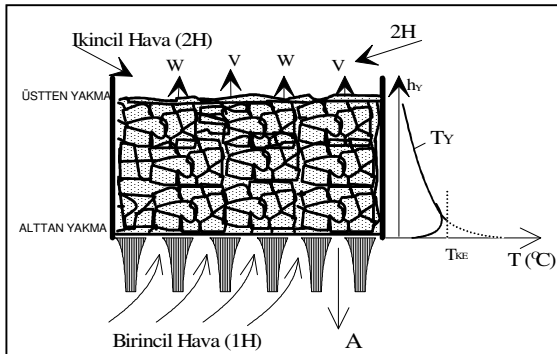
SİSTEM ÖZELLİKLER	YAKMA SİSTEMLERİ		
	IZGARALI	AKIŞKAN YATAKLI	BRÜLÖRLÜ
YANMA BİÇİMİ	Yüzeyde Yanmalı	Akışkanlaştırılmış Ortamda Yanmalı	Yanma Odası Hacminde Askıda Yanmalı
YAKIT TANE BÜYÜKLÜĞÜ	(150 - 5 mm)	(10 - 0,5 mm)	(200 - 0 μ m)
YANMA ISIL KAPASİTESİ	Küçük	Orta	Büyük
YANMA EVRELERİNDE YAKIT DİNAMIĞI	Yüzeyde Hareketsiz	Akışkanlaştırılmış Ortamda Yoğun Türbülanslı	Hacimde Askıda
KÖMÜR GAZLAŞMA VE TUTUŞMA ISI DEPOSU (Q_{tr})	Kor Tabakası	Akışkan Yatak	Alev
YAKIT	Kok, Taşkömürü, Briket(Standart Kömür)	Her Türlü Kömür ve Atıklar	Toz Kömür, Sıvı ve Gaz Yakıtlar
YAPISAL EMİSYON FİLTRELEME	Yok	Var	Çok Sınırlı
EMİSYON KONTROLÜ	Standart Kömür	Baca Gazı Arıtma Sistemleri Gereksiz	Baca Gazı Arıtma Sistemleri Gerekli

Izgaralı Yakma Sistemleri

Izgaralı yakma sistemleri, sabit ve hareketli izgaralı yakma sistemleri olarak iki alt başlıkta incelenebilirler (18).

Sabit Izgaralı Yakma Sistemleri

Sabit izgarada yakma biçimleri Şekil 4.8’de gösterilmiştir.



Şekil 4.8. Sabit izgara yakma biçimleri

Alttan yakma durumunda, yanma, ızgara üzerinde başlar, oluşan ısı, iletim ile yanma odasına taşınır. Yatak sıcaklık değişimi, en başta yatak kalınlığına bağlıdır. Belli yatak kalınlığı üzerinde, ızgara üst yüzeyinin sıcaklığı, külün ergime sıcaklığı (T_{KE}) üzerine çıkarak, külün ergimesine, birincil havanın azalmasına ve yanmanın bozulmasına neden olur. Uygun ızgara tasarımı, ızgara boyutlandırılması ve uygun yatak kalınlığı ile kül ergimesi önenebilir. Kül ayrıştırma, yatak gevşetme (şişleme) işlemi ile sağlanır.

Kül ergimesinin önenebilmesi için yakma havasının ön ısıtma sıcaklığı, 100 – 120 °C dolayında tutulur. Üstten yakma durumunda, ızgaradan başlayarak, yakıt kurur, yanıcı uçucular gazlaşır, oluşan yanıcı gazlar, yatak üzerinde, uygun ikincil hava verilmesi ile oluşturulan bir O_2 ve alev perdesinden geçirilerek tam yanma sağlanmaya çalışılır. Uçucuların ayrışması sonucunda oluşan kok, ızgara üzerinde, alttan yakma mekanizması ile yanmasına devam eder.

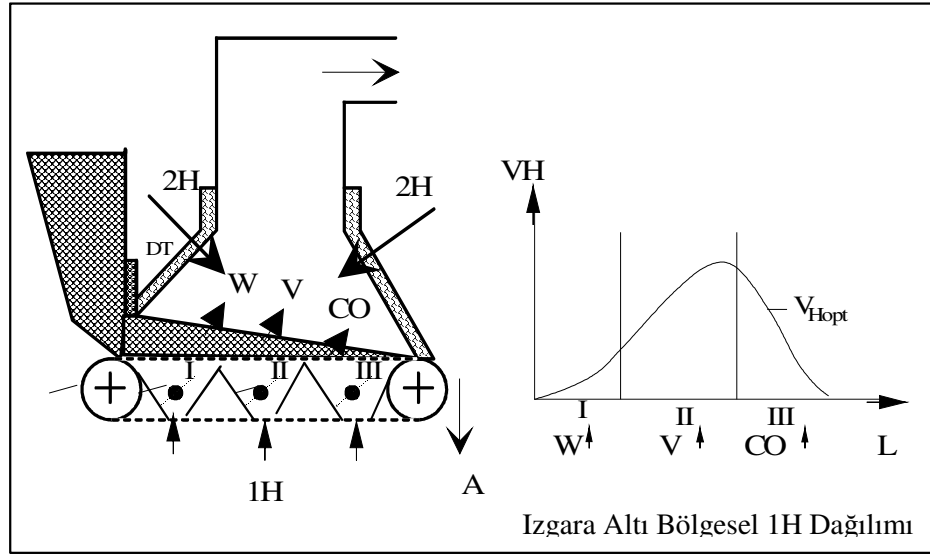
Yanmanın bozulmasının, emisyonların ve bacadan duyulur ısı kayıplarının büyük boyutlarda artmasının önenebilmesi için, elle kömür besleme yerine mekanik besleme yapılmalıdır. Kömür besleme ve kül ayrıştırma işlemlerinin birlikte yapıldığı ızgaralar, mekanik ızgara olarak tanımlanır.

Hareketli Izgaralı Yakma Sistemleri

Hareketli ızgaralı yakma sistemleri de kendi içinde döner ızgaralı ve eğik ızgaralı yakma sistemleri olarak iki alt başlıkta incelenebilirler.

Döner Izgaralı Yakma Sistemleri

Uçucu madde yönünden fakir kömürlerin yakılması için uygun olan, sonsuz zincirli döner ızgaralı ve paralel beslemeli bir yakma sistemi, basitleştirilmiş olarak Şekil 4.9'da gösterilmiştir [18].

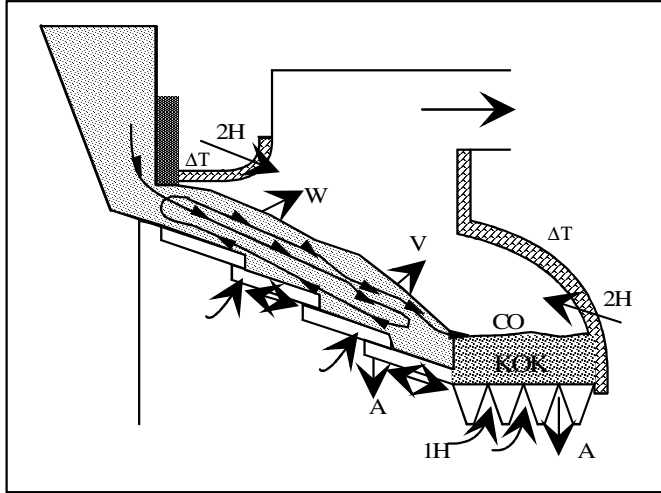


Şekil 4.9. Sonsuz zincirli döner ızgaralı paralel beslemeli kömür yakma sistemi ve ızgara altı optimum birincil hava dağılımı (V_{Hopt}).

Burada, yakıt, ızgara üzerinde bir karışıma uğramadığından, etken bir kül ayrışımı sağlanamaz. Kurutma bölgesinde kömür nemi (W), uçucu gazlaştırma bölgesinde yanıcı uçucular (V) ayrışır; kor tabakası ve alevin ışıma etkisi ile de kok, kok yakma bölgesinde, CO biçiminde gazlaşır ve yanar. Bu bölgeler için, klape kontrollü hava bölmeleri üzerinden, yanma verimi ve emisyonlar yönünden uygun, birincil yakma havası dağılım profili (V_H) oluşturulur. Yanıcı uçucular (V), döş tuğlalarından ve kor yatağından ışıma yoluyla sağlanan ısı ile yanma odasında tutuşturulmaya ve yanma odası çıkış ağzı, bir gaz alevi ile doldurulmaya çalışılır. Tam yanmanın oluşumu için gerekli oksijen ise, ikincil hava (2H) ile sağlanır. Sonsuz zincirli döner ızgaralı yakma sistemine, geri fırlatmalı kömür besleme uygulaması ile, kömür taneleri, boyutlarına göre farklı yörüngeler çizerek, daha uzun süre yanma odasında kalabilmekte, bu ise, nem ve yanıcı uçucu oranı daha yüksek kömürlerin daha uygun biçimde yakılmasına olanak sağlamaktadır. Türk linyitlerinin daha verimli ve temiz yakılması yönünden bu tür yakma sistemlerinin denenmesi, modifikasyonu ve optimizasyonuna yönelik uygulamalı çalışmaların yapılması uygun olacaktır.

Eğik Izgaralı Yakma Sistemleri

Düşük kaliteli kömürlerin, çöp ve atıkların yakılması için uygun olan, yatak gevşetmeli eğik izgaralı bir yakma sistemi Şekil 4.10'da gösterilmiştir.



Şekil 4.10. İtmeli ve eğik izgaralı kömür yakma sistemi.

Bu sistemlerde, izgara eğik biçimde konumlandırılır, izgara dilimlerinin bazılarını ileri itme hareketi veya geri itme hareketi verilerek yatak gevşetilir, kül ayrıştırılarak, O_2 'in difüzyonu kolaylaştırılır. İleri-geri hareketli izgaralarda, yatak gevşetme işlemi ile yakıt nemi (W), yanıcı uçucu (V) ve kül (A) ayrışmaları etkinleştirilir; kurutma, yanıcı uçucu gazlaştırması, tutuşturma, kok yakma bölümleri kısmen de olsa birbirinden işlevsel olarak ayrılır. Alttan kor geri besleme, üstten ışıma ile yanma iç tüketim ısısının (Q_{IT}) daha kolay aktarıldığı, bu sistemler linyit yakmaya daha uygundur.

Akışkan Yataklı Yakma Sistemleri

Bu sistemlerde, yanma, akışkanlaştırılmış yatakta olur. Akışkan yatağın büyük bölümü, yanmaya katılmayan maddelerden oluşur ve kömürün gazlaşma ve tutuşma ısısının sağlanmasında büyük bir ısı deposu işlevi görür (yanmanın $G + T_2$ koşulu). Dağıtıcı elekten verilen yakma havası yatak kaldırma kuvveti etkisi ile yatak taneciklerinin ağırlıkları dengelenir. Yer çekiminin etkisi ortadan kaldırılarak, tanecikler kararsız ve

türbülanslı bir davranışa zorlanır (yanmanın T1 koşulu). Kömür oranının %1 – 5, davranış biçiminin kararsız ve yoğun türbülanslı olması, akışkan yatağa yapısal olarak; kömür taneciğini yatakta tutma, çıkmasını geciktirme ve zorlaştırma özelliğini kazandırır (yanmanın T3 koşulu). Bu nedenle, akışkan yatak, yanmanın G +3T koşuluna yapısal olarak uyum sağlayan, uygun bir yanma ortamıdır. Akışkan yatak sıcaklığı; kok yanması, toprak alkali absorbentlerle en verimli şekilde SO₂ tutma, NO_x oluşumlarının bastırılması ile ilgili üçlü emisyon kontrol işlevinin (emisyon filtreleme koşulu) gerçekleştirilmesi için uygun olan 850 – 950 °C bölgesinde tutulur. Bu nedenlerle, akışkan yatak, düşük kaliteli yakıtlar için bile verimli yakma ve emisyon filtreleme koşullarını sağlayabilmektedir. Akışkan yataklı kazanlar, yapısal, emisyon filtreleme özellikleri nedeni ile, ek (SO₂ ve NO_x) arıtma tesislerine ihtiyaç göstermeksizin, yönetmeliklerde öngörülen emisyon sınır değerlerinin altındaki emisyonlarla işletilebilir.

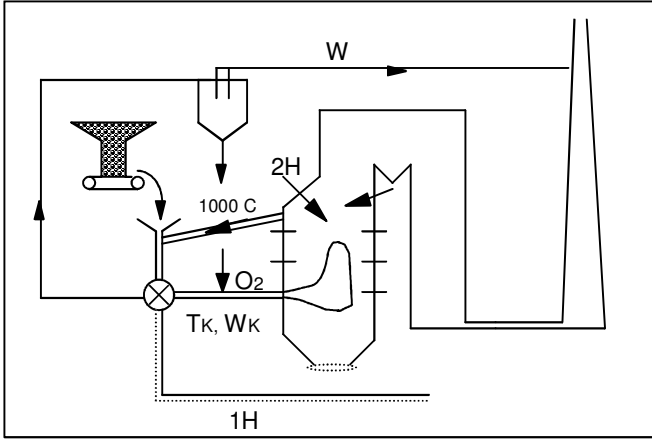
Akışkan yataklı kazanlar iki ana gruba ayrılır;

- Kabarcıklı akışkan yataklı,
- Dolaşımli akışkan yataklı.

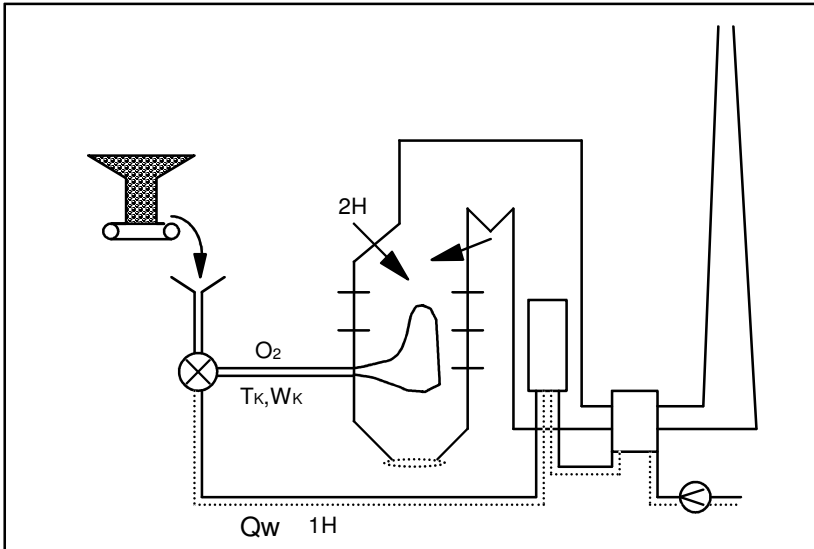
Dolaşımli akışkan yataklı kazanlarda, yanmanın temel koşullarının ve buna bağlı olarak, emisyon filtreleme koşullarının daha da etkinleştirilmesi sonucu, kabarcıklı yataklı kazanlara kıyasla, daha büyük ısı kapasitelere ve ayrıca, daha az absorbent kullanılarak daha yüksek SO₂ tutma verimlerine ulaşmak mümkün olmaktadır.

Toz Kömür Yakma Sistemleri

Nem ve kül oranları yüksek kömürlerin gerekli teknolojiler sayesinde yakılmasıyla yüksek kapasitelerde çalışan santrallerde düşük kaliteli linyit kullanılmasına olanak sağlayan, aynı zamanda kaliteli kömürlerin de daha küçük alanlarda en ideal yanmanın gerçekleştirilebildiği yakma sistemleridir. Nem oranı yüksek (W > 50 %) öğütülmüş linyit yakma sistemi Şekil 4.11’de, öğütülmüş taş kömürü yakma sistemi ise Şekil 4.12’de gösterilmiştir.



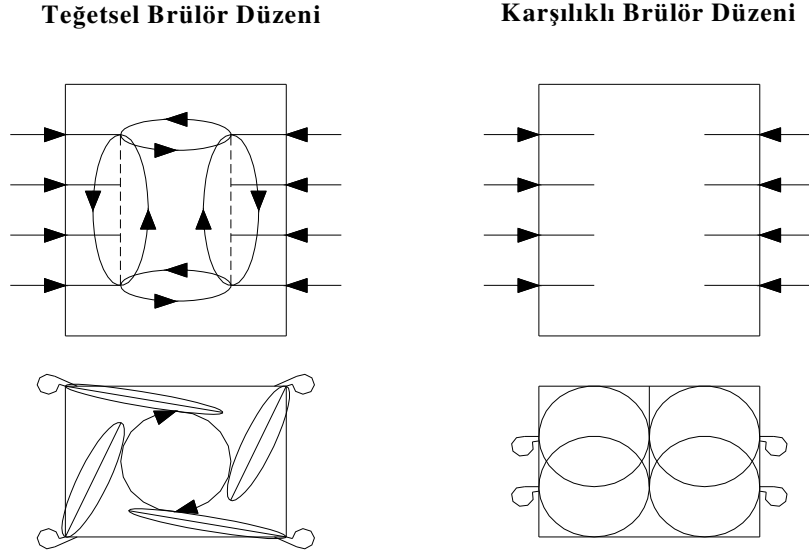
Şekil 4.11. Öğütülmüş linyit yakma sistemi. ($T_K < 200 \text{ }^\circ\text{C}$, $O_2 < 4 \%$, $W_K < 12 \%$).



Şekil 4.12. Öğütülmüş taş kömürü yakma sistemi ($T_K 100 - 130 \text{ }^\circ\text{C}$, $W_K 1 - 2 \%$).

Toz kömür yakma sistemlerinde, öğütülmüş kömür, gaz ve sıvı yakıtlarda olduğu gibi, uygun brülörler yardımı ile yanma odasına püskürtülerek yakılır. Kömür taneciği, yanma odasında, yakma havası içinde askıda (taşınmalı yatak), oluşturulan türbülans etkisi ile, hızlı biçimde kurur, gazlaşır, tutuşur ve yanmasını tamamlar [21].

Oluşturulan uygun brülör düzeni ve işletme koşulları ile alevin, yanma odası duvarlarını yalamadan, olabildiğince türbülanslı biçimde, yanma odasını doldurması sağlanır ve kararlı yanma koşullarının oluşturulmasına çalışılır. Brülörlerin konumuna göre isimlendirilmesi, Şekil 4.13'te görülmektedir [22].



Şekil 4.13. Brülör düzenleri.

Toz kömür yakma sistemlerinde kömür brülörleri, genelde çoklu brülör düzlemlerinde köşesel-teğetsel veya karşılıklı (boksör) düzende konumlandırılır (Şekil 4.13). Düşük kaliteli linyitlerde brülörler genelde, köşelerde, yanma odası ortasında bulunan bir sanal silindir ile teğetsel etkileşim içinde bulunacak biçimde, çok düzlemliler olarak konumlandırılır [11].

Çok düzlemliler brülör konumlamasıyla, alevin olabildiğince yanma odasını doldurması amaçlanır. Brülörler genelde her düzlemde sanal silindire teğetsel konumlanacak biçimde, kazan kapasitesine göre 4 – 6 adet olarak köşesel şekilde yerleştirilir. Brülör jetinin teğetsel etkisiyle sanal silindir, bir döngü hareketi kazanır, oluşan merkezkaç kuvveti etkisiyle pratikte alev topu olarak isimlendirilen sanal silindir, dışarıya doğru genişleyerek, alevlerin yanma odası köşelerini doldurması sağlanır. Alev topunda, brülör jetleri teğetsel etkileşimleriyle hem teğetsel yönde, hem de yanma eksenini yönünde alev döngü ve türbülansları oluşur. Bu türbülanslar hem dikey hem teğetsel yönde uygun yakıt hava karışımlarının oluşumunu, yanma odası çıkışına yönelen

eksik yanma ürünlerinin geri döngü hareketiyle, alttan yeniden alev topu içerisine beslenmesini sağlar [11].

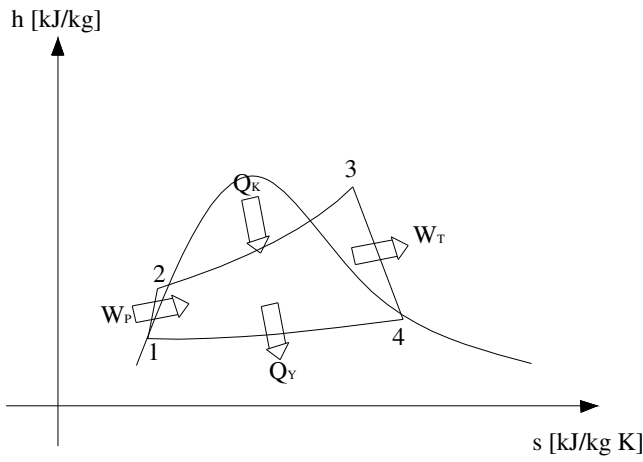
Linyitlerin, verimli ve kararlı bir biçimde yakılabilmesi için, değirmen çıkışındaki kömür tozunda kalan bünyesel nemin (W_K) yaklaşık % 12 – 18 dolayında tutulması gerekir. Yanıcı uçuculardan kaynaklanan toz bunker gaz patlamalarının önlenmesi, şok biçimindeki ısı parçalama yoluyla öğütme enerjisinin ve değirmen aşınmalarının azaltılabilmesi için, linyitler, yanma odası çıkışından alınan sıcaklığı 1000 °C dolayındaki yanma gazları ile kurutulur, öğütülür ve yanma odasına püskürtülür (Şekil 4.12). Linyitin öğütülmesinde, fan işlevi de gören, çarpma kasnaklı değirmenler kullanılır. Bu, yüksek sıcaklık linyit kurutmasının neden olduğu enerji kaybının, baca gazının kurutma aracı olarak kullanılarak geri kazanımı, linyit kazanı teknolojisinin, ileriye dönük çözüm bekleyen önemli bir sorunudur. Köşesal brülör düzeni uygulaması ile yanma odasında türbülans artırılır.

Toz kömürlü brülörlerde, kademeli yakma uygulaması ile belli ölçülerde NO_x emisyonu kontrolü sağlanabilir. Bu, yakıtça zengin, yüksek sıcaklıktaki birincil yakma bölgesinde oluşan NO emisyonlarının, yine bu bölgede oluşan CH radikallerince indirgenerek N_2 'ye dönüştürülmesi ile sağlanır.

Bunun için, oluşan NO emisyonlarının, indirgeme süresince bu bölgede kalmasının sağlanması gerekmektedir. İkincil ve bölgesel soğutma amaçlı diğer üçüncül havaların uygulandığı, havaca zengin ikincil yakma bölgesinde ise, düşük yanma sıcaklıkları sonucu, ısı NO_x oluşumu zorlaştırır. Kademeli yakma bölgelerinde gerçekleştirilen, bu birincil NO_x kontrolü uygulamaları ile linyit yakılan termik santrallerdeki NO_x emisyonları, ilave arıtma tesisine gerek kalmaksızın, yönetmelik sınır değerleri altına indirilebilmektedir.

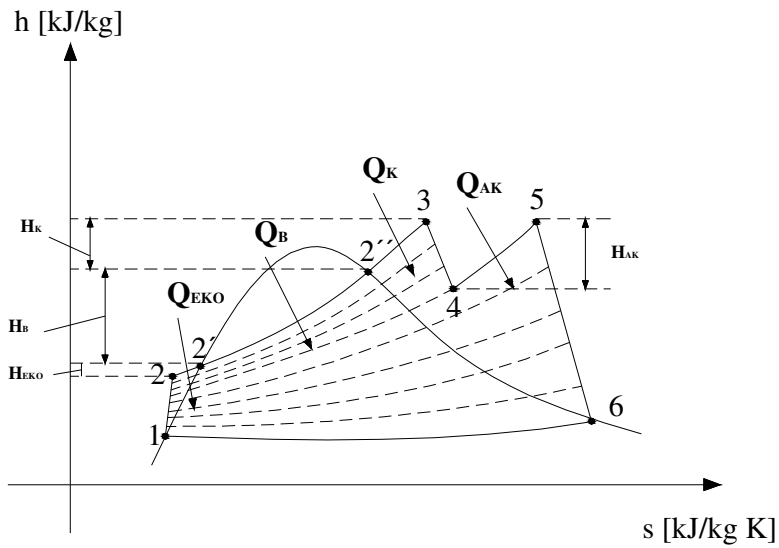
5. SANTRAL ÇEVİRİM YAPISININ VE KAZAN KAPASİTESİNİN BELİRLENMESİ

Santral yapısının belirlenebilmesi için öncelikle santralin ısıl durumunu ortaya koyabilecek h-s diyagramının çizilebilmesi gerekir (Şekil 5.1). Böylelikle santralin tüm kritik noktalarındaki termodinamik koşullar belirlenebilir [4].



Şekil 5.1. Ara kızıdırmasız standart bir Rankine Çevrimi'nin h-s diyagramı.

Bu çalışmada tasarımı yapılan santralin kazanının yapısı gereği ara kızıdırmalı bir h-s diyagramından faydalanılması gerekmektedir (Şekil 5.2) [4].

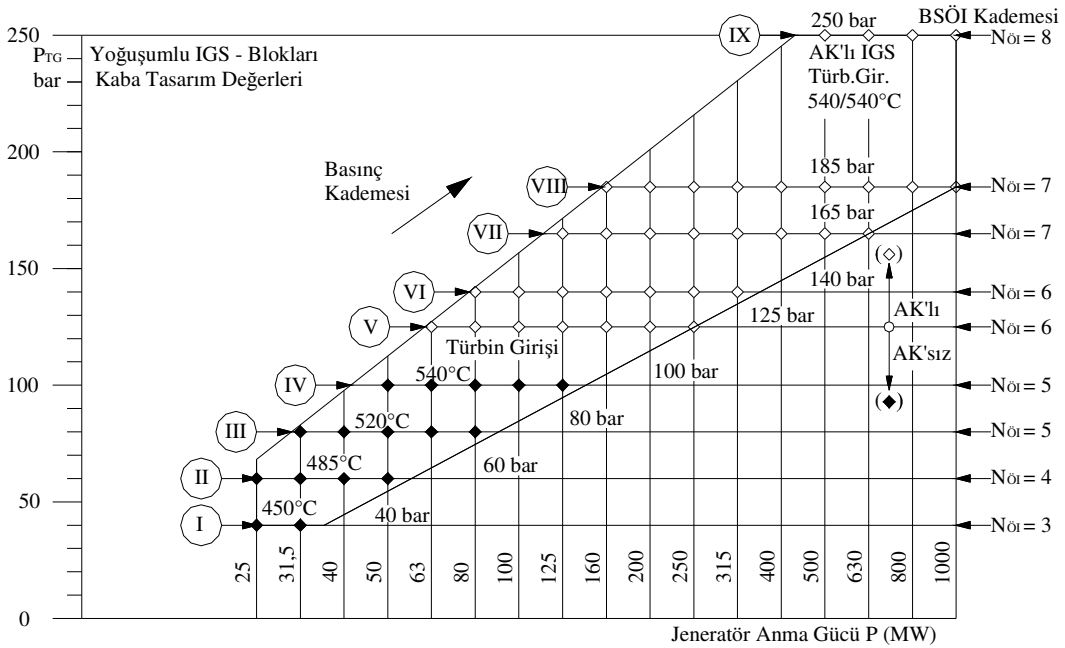


Şekil 5.2. Ara kızıdırmalı bir çevriminin h-s diyagramı.

Buradan da anlaşılacağı gibi üretilecek ısının, buna bağlı olarak elektriğin belirlenmesi için iş akışkanımızın (buhar-su) termodinamik koşullarının belirlenmesi gerekmektedir.

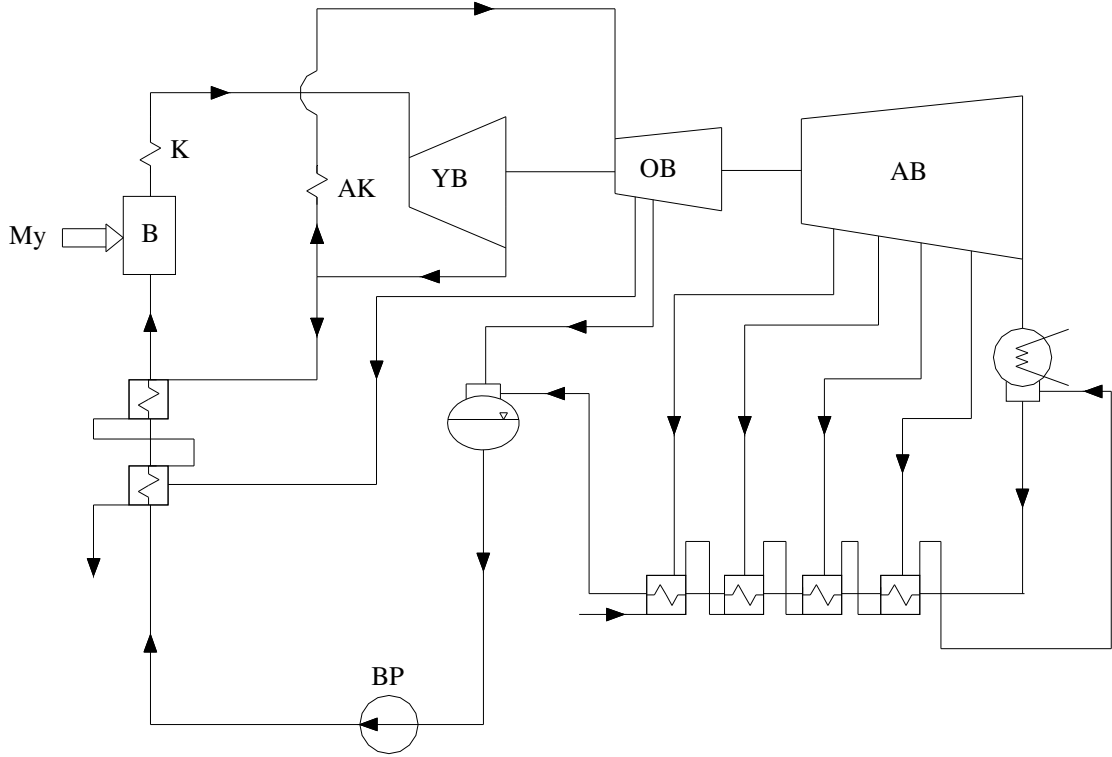
5.1. Kazan İş Akışkanının Termodinamik Özelliklerinin Belirlenmesi

Oluşturulacak termik santralin yapısını belirlerken faydalanılacak en önemli kaynak, bütün termodinamik verilere ulaşılacak değerlerin de elde edileceği tasarım abağı olacaktır. Bu abak üzerinde, kurulması istenen santralin kurulu gücünün, santral yük durumu (tepe yük, değişken yük, temel yük) ile kesiştirilmesiyle, santralin basınç kademesi belirlenecek ve böylelikle istenilen değerler elde edilebilecektir (Şekil 5.3).



Şekil 5.3. Türbin giriş basıncı – jeneratör anma gücü diyagramı.

Bu çalışmada 150 MW_e kurulu güçte bir santral tasarlanacağı için abağın yedinci basınç kademesindeki değerlerden faydalanılarak termik santral sistem yapısı belirlenebilir (Şekil 5.4). Böylelikle besleme suyu sıcaklığı; kazan çıkış ve ara kızdırıcı çıkış sıcaklıkları; türbin giriş basıncı; türbin, ara kızdırıcı ve yoğuşturucudan geçen buhar-su debileri gibi değerler elde edilebilir.



Şekil 5.4. Termik santral sistem yapısı.

$$P_{TB} = 165 \text{ [bar]}$$

$$P_{KÇ} = 173 \text{ [bar]}$$

$$P_{AKG} = 42,8 \text{ [bar]}$$

$$P_{AKÇ} = 38,5 \text{ [bar]}$$

$$T_{BS} = 250 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$T_{TB} = 540 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$T_{AK} = 540 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$d_{TB*} = 0,825 \text{ [(kg/s)/MW]}$$

$$d_{AK*} = 0,759 \text{ [(kg/s)/MW]}$$

$$d_{Y*} = 0,514 \text{ [(kg/s)/MW]}$$

$$m_{buh} = 123,75 \text{ [kg/s]}$$

$$m_{kız} = 123,75 \text{ [kg/s]}$$

$$m_{ak} = 113,85 \text{ [kg/s]}$$

$$m_{eko} = 123,75 \text{ [kg/s]}$$

Şekil 5.2'de de görüldüğü gibi ısı üretimi, 2 noktası ile 5 noktası arasında gerçekleşmekte. Bu oluşumu aşağıdaki gibi sınıflandırabiliriz.

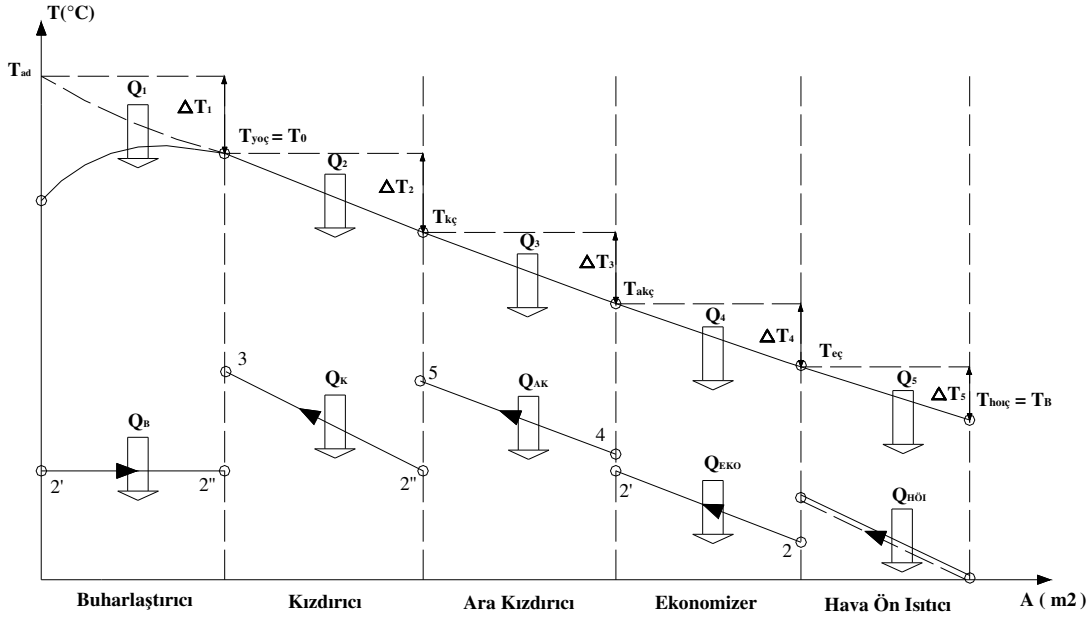
2-2' : Besleme suyu ön ısıtma işlemi (ekonomizer). Bu işlem, buharlaştırma işleminden sonra arta kalan sıcak gazın kullanılmasıyla, yakıt tasarrufu sağlamak amacıyla yapılır. İş akışkanına uygulandığı nokta ise, iş akışkanı basıncının en yüksek olduğu yer yani besleme pompası çıkışıdır.

2'-2'' : Buharlaştırma işlemi (buharlaştırıcı). Bu işlem, kömürün yakılmasıyla elde edilen yüksek ısının ön ısıtılmış besleme suyuna verilmesi ve bu suyun buhar haline dönüştürülmesi şeklinde özetlenebilir. Bu işlem sırasında iş akışkanında faz değişimi gözlemlenir. Kömürden elde edilen ısının en büyük bölümü, bu işlem için harcanır.

2''-3 : Kızdırma işlemi (kızdırıcı). Buharlaştırıcıdan çıkan düşük entalpili yeni buhar, buharlaştırmada kullanılan sıcak gaz yardımıyla kızgın buhara bu bölümde dönüştürülür. Böylelikle yüksek ısı düşü potansiyeli elde edilmiş olur.

4-5 : Ara kızdırma işlemi (ara kızdırıcı). İş akışkanının büyük bir kısmı türbinden alınarak, dış ortama göre hala yüksek sıcaklığa sahip olan yanma gazı yardımıyla tekrar ısıtılır. Böylelikle yeni bir ısı düşü potansiyeli elde edilerek verimlilik artırılmış olur.

Genel olarak anlaşıldığı üzere ısı ihtiyacının karşılanmasına yönelik temel kaynak, yüksek sıcaklığa sahip yanma gazı olacaktır. Yanma gazının kullanılabilirliğinin artırılması, genel enerji verimliliğinin de artırılmasını sağlamaktadır. Ancak yanma gazının kullanılmasının da belli bir alt sınırı bulunmaktadır. Yanma gazının dış ortam sıcaklığında değil de yaklaşık 150 [°C] civarında salınması gerekmektedir. Aksi takdirde düşük sıcaklıktaki gazın geçtiği bölümlerde kükürt kaynaklı asit korozyonu görülecektir. Bu da işletme ömrünü kısaltacağından istenmeyen bir durum teşkil edecektir. Yanma gazı ısısının 5 farklı amaç için kullanımını Şekil 5.5'te görülmektedir.



Şekil 5.5. Santral kazanında yanma gazı ile iş akışkanı arasındaki ısı aktarımını gösteren T-A diyagramı

Burada $Q_1=Q_B$, $Q_2=Q_K$, $Q_3=Q_{AK}$, $Q_4=Q_{EKO}$ ve $Q_5=Q_{HÖİ}$ olacak şekilde hesaplamalar yapılmıştır (21). Bu bilgiler ışığında kritik noktalar için entalpi değerleri;

2 noktası için

$$T_2 = 250 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$C_{p2} = 4,18 \text{ [kJ/kg}^\circ\text{C]}$$

$$h_2 = C_{p2} \cdot T_2 = 1045 \text{ [kJ/kg]}$$

3 noktası için

$$T_3 = 540 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$P_3 = 165 \text{ [bar]}$$

$$h_3 = 3400 \text{ [kJ/kg] (Mollier'den)}$$

2'' noktası için

$$T_{2''} = 350 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$x = 1$$

$$h_{2''} = 2600 \text{ [kJ/kg] (Mollier'den)}$$

4 noktası için

$$T_4 = 360 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$P_4 = 42,8 \text{ [bar]}$$

$$h_4 = 3105 \text{ [kJ/kg] (Mollier'den)}$$

2' noktası için

$$T_{2'} = 350 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$C_{p2'} = 4,18 \text{ [kJ/kg}^\circ\text{C]}$$

$$h_{2'} = C_{p2'} \cdot T_{2'} = 1463 \text{ [kJ/kg]}$$

5 noktası için

$$T_5 = 540 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$P_5 = 38,5 \text{ [bar]}$$

$$h_5 = 3545 \text{ [kJ/kg] (Mollier'den)}$$

5.2. Kazan Isıl Yükünün Belirlenmesi

Termodinamik koşulların belirlenmesinin ardından kazan ısı yükleri, sırasıyla aşağıdaki şekilde belirlenebilir:

$$Q_{\text{buh}} = m_{\text{buh}} [\text{kg/s}] \times (h_{2''} - h_{2'}) [\text{kJ/kg}] = 140703,75 [\text{kW}] \quad (5.1)$$

$$Q_{\text{kız}} = m_{\text{kız}} [\text{kg/s}] \times (h_3 - h_{2''}) [\text{kJ/kg}] = 99000 [\text{kW}] \quad (5.2)$$

$$Q_{\text{ak}} = m_{\text{ak}} [\text{kg/s}] \times (h_5 - h_4) [\text{kJ/kg}] = 50094 [\text{kW}] \quad (5.3)$$

$$Q_{\text{eko}} = m_{\text{eko}} [\text{kg/s}] \times (h_{2'} - h_2) [\text{kJ/kg}] = 51727,5 [\text{kW}] \quad (5.4)$$

Bu ısı yüklerinin toplamı olarak toplam kazan ısı yükü ise aşağıdaki gibidir:

$$Q_{\text{kazan}} = Q_{\text{buh}} + Q_{\text{kız}} + Q_{\text{ak}} + Q_{\text{eko}} = 341525,25 [\text{kW}] \quad (5.5)$$

Bu ısı yüklerinin dışında ayrıca hava ısıtılması için gerekli ısının aktarıldığı hava ön ısıtıcısı bulunmaktadır. Bu ısı değiştirgecinin ısı gücü ise aşağıdaki gibi bulunmaktadır.

$$Q_{\text{hoi}} [\text{kW}] = V_H [\text{Nm}^3/\text{s}] \times C_{pH} [\text{kJ/Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C}] \times (T_{HÇ} - T_{HG}) [^\circ\text{C}] \quad (5.6)$$

$$V_H = 152,810 [\text{Nm}^3\text{-H/s}] \quad (\text{Bölün 6.4.3})$$

$$C_{pH} = 1,296 [\text{kJ/Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C}] \quad (22)$$

$$T_{HÇ} - T_{HG} = (285 - 40) [^\circ\text{C}] \quad (\text{tasarım değerleri})$$

$$Q_{\text{hoi}} = 48512,72 [\text{kW}]$$

6. KAZAN ISIL TASARIMI

6.1. Yakıt Isıl Değerinin Hesaplanması

Kazanın ısıl tasarımının yapılabilmesi için, o santral kazanında rezerv ömrü boyunca yakılacak yakıtın ortalama elementer karışım oranlarının belirlenmesi ve bu değerlerden yola çıkılarak ısıl değerlerin tespit edilmesi gerekmektedir.

Bu çalışmada belirlenen örnek santralde yakılacak kömür karışımının yağ bazdaki elementer analiz değerleri aşağıdaki gibidir [10].

C	: 0,173 [kg-C/kg-yakıt]
H	: 0,018 [kg-H/kg-yakıt]
O	: 0,080 [kg-O/kg-yakıt]
N	: 0,005 [kg-N/kg-yakıt]
S	: 0,010 [kg-S/kg-yakıt]
W	: 0,499 [kg-W/kg-yakıt]
A	: 0,215 [kg-A/kg-yakıt]

Üst ısıl değer (yanma ısısı, H_o [kcal/kg-yakıt]): Bir yakıtın üst ısıl değeri, o yakıtın 1 atm sabit basınç ve 273 K sıcaklıkta belirli şartlar altındaki belirli hacimde hava ile tam olarak yakıldığı zaman, yanma gazları içindeki su buharının tamamının belirli bir sıcaklıkta yoğuştuğunda açığa çıkan toplam ısı miktarıdır [21].

$$H_o = 8100 C + 34100 (H - O/8) + 2220 S = 1696,3 \text{ [kcal/kg-yakıt]} \quad (6.1)$$

Alt ısıl değer (ısıtma ısısı, H_u [kcal/kg-yakıt]): 1 atm sabit basınç ve sabit sıcaklıktaki gazın belirli şartlar altındaki V hacmindeki hava ile yakıldığı zaman, yanma gazları içindeki suyun tamamının buhar olarak gaz fazında bulunduğu durumda açığa çıkan ısı miktarına alt ısıl değer denir [21].

$$H_u = H_o - 600 (W + 9H) = 1299,7 \text{ [kcal/kg-yakıt]} \quad (6.2)$$

Bu değerler, seçilen örnek santral olan Sivas Kangal Termik Santrali'nde kullanılan kömürün değerleriyle uyum göstermektedir.

6.2. Kazan Isıl Veriminin Hesaplanması

Kazan ısı verimi, kazanda üretilmesi istenen ısı yükünü, yakıtın kayıpsız verebileceği maksimum ısıya oranıyla bulunur.

$$\eta_K = \frac{Q_{\text{kazan}}}{M_y \cdot H_u} \cdot 100 \quad [\%] \quad (6.3)$$

M_y [kg-yakıt/h] :Yakıt debisi

Buradan da görüldüğü gibi kazan çıkışında istenilen ısının elde edilebilmesi aşamasında temel kayıplar söz konusu olmakta. Bu kayıplar, yanma kaynaklı ve kazan kaynaklı olmak üzere iki grupta incelenebilir. Izgara altında toplanan cürufta yakılmadan atılan kok parçaları (K_{IA}), eksik yanan karbon (K_{CO}), eksik yanan yanıcı uçucular (K_{CH}) ve filtrelerde toplanan küçük taneli yanmamış kok partikülleri (K_{UK}) yanma kaynaklı kayıplar olarak adlandırılır. Bu kayıplar göz önünde bulundurularak yanma verimi şu şekilde hesaplanabilir.

$$\eta_Y = 100 - (K_{IA} + K_{CO} + K_{CH} + K_{UK}) \quad [\%] \quad (6.4)$$

Kazan kaynaklı kayıplar ise, yüksek sıcaklıkta salınan baca gazı kaybı (K_B), yalıtım kaybı (K_{KK}) ve işletme bakım-onarım kayıpları (K_i) şeklinde sıralanabilir. Bu kayıplar da dahil edildiğinde kazan genel kaybı aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$\eta_K = \eta_Y - (K_B + K_{KK} + K_i) \quad [\%] \quad (6.5)$$

Bu çalışmada tasarımda standart kayıplar olarak hesaba katılan yalıtım kaybı ve işletme kaybı 0,5 [%] olarak hesaba katılmıştır. Bunun yanı sıra kayıplara çok az etkisi olan eksik karbon yanma kaybı ve yanıcı uçucu kaybı toplamı 0,03 [%] olarak belirlenmiştir [23]. Diğer kayıpların hesaplanması ise sırasıyla,

$$K_{IA} = \frac{A \cdot YK \cdot H_{\text{kok}}}{H_u} \cdot 100 = 2,68 \text{ [%]} \quad (6.6)$$

A [kg-kül/kg-yakıt] : Kül oranı

YK [kg-kok/kg-kül] : Küldeki yanmamış kok oranı

H_{kok} [kcal/kg-kok] : Kok ısıl değeri

H_u [kcal/kg-yakıt] : Yakıt alt ısıl değeri

$$K_{UK} = \frac{A \cdot UK \cdot H_{\text{kok}}}{H_u} \cdot 100 = 0,27 \text{ [%]} \quad (6.7)$$

UK [kg-kok/kg-kül] : Uçucu küldeki yanmamış kok oranı

$$K_B = \frac{V_{GY} \cdot C_{pG} \cdot (T_B - T_{KD})}{H_u} \cdot 100 = 10,27 \text{ [%]} \quad (6.8)$$

V_{GY} [Nm³-G/kg-yakıt] : Özgül yanma gazı miktarı

C_{pG} [kcal/kg⁰C] : Yanma gazı özgül ısısı

T_B [⁰C] : Baca gazı çıkış sıcaklığı

T_{KD} [⁰C] : Kazan dairesi sıcaklığı

Bulunan değerler 6.4 ve 6.5 numaralı denklemlerde yerlerine konursa;

$$\eta_Y = 97,02 \text{ [%]}$$

$$\eta_K = 85,75 \text{ [%]} \text{ olarak bulunur.}$$

Sivas Kangal Termik Santrali tasarım değerlerine göre η_Y değeri %97, η_K değeri ise %85,3 olarak belirtilmiştir. Bu da bulunan verim değerlerinin gerçeğe uygunluk içinde olduğunu göstermektedir.

6.3. Kazan Yakıt Tüketimi Hesabı

Kazanın istenilen ısı yükü karşılayabilmesi için ihtiyaç duyduğu yakıt debisi M_y [kg-yakıt/h],

$$M_y = \frac{Q_{\text{Kazan}}}{H_u \cdot \eta_K} \quad (6.9)$$

formülü ile bulunur.

$$M_y = 263837,4406 \text{ [kg-yakıt/h]}$$

Yıllık yakıt tüketiminin (YYT [t-yakıt/a]) hesaplanabilmesi için santralin yıl boyu çalışma oranını veren yük faktörünün (F_y [-]) belirlenmesi gerekmektedir. Bu çalışmada yük faktörü, 0,8 [-] olarak tayin edilmiştir. Bu değer, tasarlanacak olan santralin bir yılın %80'inde çalıştığını gösterir.

$$\text{YYT [t/a]} = M_y \text{ [kg/h]} \cdot F_y \text{ [-]} \cdot 8760 \text{ [h/a]} \cdot 0,001 \text{ [t/kg]} \quad (6.10)$$

$$\text{YYT} = 1848972,784 \text{ [t-yakıt/a]}$$

6.4. Yanma Hesapları

Kütleli temelde [kg/kg-yakıt], kömürün elementer analizi (C, H, O, N, S, W, A) ve stokiyometrik yanma kuralları ile tam yanma koşulları esas alınarak bulunan temel yanma denklemleri, aşağıda özet olarak verilmiştir [2].

6.4.1. Özgül teorik ve gerçek yakma havası gereksinimi

Teorik yanmada özgül oksijen gereksinimi (O_{2min} [$Nm^3-O_2/kg-yakıt$]):

$$O_{2min} = 1,87C + 5,6(H - O/8) + 0,7S = 0,37531 \text{ [Nm}^3\text{-O}_2\text{/kg-yakıt]} \quad (6.11)$$

Teorik yanmada özgül hava gereksinimi (V_{Hth} [$Nm^3-H/kg-yakıt$]):

$$V_{Hth} = (1/0,21) O_{2min} = 1,7872 \text{ [Nm}^3\text{-H/kg-yakıt]} \quad (6.12)$$

Gerçek yanmada özgül hava gereksinimi (V_H [$Nm^3-H/kg-yakıt$]):

$$V_H = n \cdot V_{Hth} = 2,0851 \text{ [Nm}^3\text{-H/kg-yakıt]} \quad (6.13)$$

Burada n , hava fazlalık katsayısını tanımlar ve yakıt yakma sistemi ve işletme koşullarına bağlı olarak değişir. Ölçülen yanma gazı oksijen oranına göre (bu çalışma için %3) hava fazlalık katsayısı n ; teorik yanma özgül hava gereksiniminin (V_{Hth}), teorik yanma özgül kuru yanma gazı miktarına (V_{Gkrth}) eşit olduğu varsayımı ile aşağıdaki gibi hesaplanır [2]:

$$n = \frac{21}{21 - O_2} = 1,17 \quad (6.14)$$

6.4.2. Özgül teorik ve gerçek yanma gazı üretimi

Teorik yanmada özgül kuru yanma gazı miktarı (V_{Gkrth} [$Nm^3-G/kg-yakıt$]):

Yakıtın yanıcı bileşenlerinin (C, H, S) tam yandığı, yakıt ve yakma havası azotunun oksitlenmediği varsayımı ile V_{Gkrth} , aşağıda verildiği biçimde hesaplanır [2].

$$V_{Gkrth} = V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{NY} + V_{NH} = 1,7457 \text{ [Nm}^3\text{-G/kg-yakıt]} \quad (6.15)$$

$$\begin{aligned} V_{CO_2} &= 1,87 C \text{ [Nm}^3\text{-G/kg-yakıt]}, V_{SO_2} = 0,7 S \text{ [Nm}^3\text{-G/kg-yakıt]}, \\ V_{NY} &= 0,8 N \text{ [Nm}^3\text{-G/kg-yakıt]}, V_{NH} = 3,76 O_{2min} \text{ [Nm}^3\text{-G/kg-yakıt]} \end{aligned} \quad (6.16)$$

Teorik yanma gazı özgül nem miktarı (V_{H_2O} [Nm³-H₂O/kg-yakıt]):

$$V_{H_2O} = 1,244 (W + 9H) = 0,8223 \text{ [Nm}^3\text{-H}_2\text{O/kg-yakıt]} \quad (6.17)$$

Teorik yanmada özgül yaş yanma gazı miktarı (V_{GYth} [Nm³-G/kg-yakıt]):

$$V_{GYth} = V_{Gkrth} + V_{H_2O} = 2,56796 \text{ [Nm}^3\text{-G/kg-yakıt]} \quad (6.18)$$

Gerçek yanmada özgül yanma gazı miktarı (V_{GY} [Nm³-G/kg-yakıt]):

$$V_{GY} = V_{GYth} + (n-1) V_{Hth} = 2,86582 \text{ [Nm}^3\text{-G/kg-yakıt]} \quad (6.19)$$

6.4.3. Toplam yakma havası ve yanma gazı debileri hesabı

Kazanın yanma odası, duman kanalları, fan, brülör, baca, arıtma tesisi gibi sistemlerinin boyutlandırılmasında kullanılan, normal şartlarda toplam yakma havası debisi V_{H0} ve yanma gazı debisi V_{G0} , saatteki ortalama kömür debisi kullanılarak aşağıda belirtilen şekilde hesaplanır [2]:

$$V_{H0} \text{ [Nm}^3\text{-H/h]} = My \text{ [kg-yakıt/h]} \cdot V_H = 550115,7213 \text{ [Nm}^3\text{-H/h]} \quad (6.20)$$

$$V_{G0} \text{ [Nm}^3\text{-G/h]} = My \text{ [kg-yakıt/h]} \cdot V_{GY} = 756111,8486 \text{ [Nm}^3\text{-G/h]} \quad (6.21)$$

Herhangi bir T [°C] sıcaklığındaki kazan bölgesinde, yakma havası ve yanma gazı debisi aşağıdaki gibi hesaplanabilir:

$$V_H [m^3-H/h] = V_{H0} [Nm^3-H/h] (273 + T)/273 \quad (6.22)$$

$$V_G [m^3-G/h] = V_{G0} [Nm^3-G/h] (273 + T)/273 \quad (6.23)$$

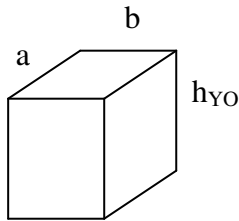
Ortam sıcaklığının yaklaşık 25 °C olduğu düşünülürse bu değerler aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$V_H [m^3-H/h] = 604522 [m^3-H/h]$$

$$V_G [m^3-G/h] = 830891 [m^3-G/h]$$

6.4.4. Yanma odası boyutlandırması

Yanma odası boyutlandırılırken en önemli kriter, alevin yanma odasını kapladığı ve alev boyunun yanma odası enine eşit olduğu varsayımı olacaktır. Ayrıca en üst düzeyde ısı aktarımını gerçekleştirilebilmesi için alev topunun yanma odasını tam doldurması gerektiği düşünülürse, yanma odası kesit alanının kare şeklinde olması gerektiği düşünülebilir. Tasarlanacak yanma odası için en etkin alev soğumasının sağlanacağı A_{YO}/V_{YO} oranının maksimum olacağı şekilde bir geometri belirlenecek olursa [2];



Şekil 6.1. Yanma odası geometrisi.

$$a [m] = b [m]$$

$$A_{YO} [m^2] = a [m] \cdot b [m] \quad (6.24)$$

$$V_{YO} [m^3] = A_{YO} [m^2] \cdot h_{YO} [m] \quad (6.25)$$

Görüldüğü gibi boyutlandırmanın gerçekleştirilebilmesi için a, b ve h_{YO} verilerinin tespit edilebilmesi gerekir. Bu verilerin tespiti için ise daha önceki benzer çalışmalardan veya sanayiden elde edilecek kesitsel (q_F [MW/m^2]) ve hacimsel (q_V [MW/m^3]) ısı yük değerlerinin (Çizelge 6.1 ve Çizelge 6.2) bilinmesi gerekmektedir [21].

Çizelge 6.1. Bazı kazan kapasiteleri için kesitsel ısı yük değerleri [MW/m^2]

Kazan Kapasitesi (t/h)	Kesitsel Isıl Yük Değerleri İçin Üst Sınır Değerler		
	$T_{ky} < 1300$ °C	$T_{ky} = 1300$ °C	$T_{ky} > 1300$ °C
130	2,13	2,56	2,59
220	2,79	3,37	3,91
420	3,65	4,49	5,12
500	3,91	4,65	5,44
1000	4,42	5,12	6,16
1500	4,47	5,45	6,63

Bu çizelgedeki T_{ky} , külün yumuşama sıcaklığını göstermektedir.

Çizelge 6.2. Bazı yakıt çeşitleri için hacimsel ısı yük değerleri [MW/m^3]

Yakıt	Kuru Cürüflü Yanma Odası	Ergimiş Cürüflü Yanma Odası		
		Açık Yanma Odası	Yarı Açık Yanma Odası	Cüruf Havuzlu Yanma Odası
Antrasit	0,110 – 0,140	< 0,145	< 0,169	0,523 – 0,598
Yarı Antrasit	0,116 – 0,163	0,151 – 0,186	0,163 – 0,198	0,523 – 0,698
Taş Kömürü	0,140 – 0,200			
Fuel-Oil	0,230 – 0,350			
Linyit	0,090 – 0,150	< 0,186	< 0,198	0,523 – 0,640
Gaz Yakıt	0,350			

Bu çizelgeler yardımıyla kazan özelliklerine göre ısı kapasiteler aşağıdaki gibi belirlenmiş olur.

$$q_F = 4,1 \text{ [MW/m}^2\text{]}$$

$$q_V = 0,145 \text{ [MW/m}^3\text{]}$$

$$A_{YO} = Q_{YO} \text{ [MW]} / q_F \text{ [MW/m}^2\text{]} = 94,246 \text{ [m}^2\text{]} \quad (6.26)$$

$$V_{YO} = Q_{YO} \text{ [MW]} / q_V \text{ [MW/m}^3\text{]} = 2664,890 \text{ [m}^3\text{]} \quad (6.27)$$

$$Q_{YO} \text{ [MW]} = M_y \text{ [kg/h]} \cdot H_u \text{ [kWh}_y\text{/kg]} \cdot \eta_Y \text{ [kWh}_t\text{/ kWh}_y\text{]} \quad (6.28)$$

Bulunan bu değerler 6.24 ve 6.25 numaralı formüllerde yerlerine koyulursa;

$$a = b = 9,71 \text{ [m]}$$

$$h_{YO} = 28,28 \text{ [m]} \quad \text{olarak bulunur.}$$

Bu boyutlar, geręek değerlerle uygunluk göstermektedir. Örnek santralde a ve b değeri 10,88; h_{YO} değeri ise 28,85 olarak belirtilmiştir.

6.4.5. Yanma odası sıcaklığının hesaplanması

Yanma odası sıcaklığı tespiti için, yanma odasına verilen ısı toplamının belirlenmesi gerekir. Yanma odasının ısı kaynakları ise yakıt ve sıcak havadır.

$$Q_{YO} = Q_{Yakit} + Q_{Hava} \quad (6.29)$$

$$V_G \cdot C_{pG} \cdot T_{YO} = M_y \cdot H_u + V_H \cdot C_{pH} \cdot T_H \quad (6.30)$$

$$T_{YO} = \frac{M_y \cdot H_u + V_H \cdot C_{pH} \cdot T_H}{V_G \cdot C_{pG}} \quad (6.31)$$

Bu ifadede görüldüğü gibi yanma odası sıcaklığından başka gazın özgül ısı değeri de bilinmemektedir. Bu nedenle çözüm için, yanma odası sıcaklığını ve özgül ısı

ifadesini içeren ikinci bir denklem gerekmektedir. Bunun için de aşağıdaki genel üçüncü dereceden eşitlikten faydalanılabilir [4].

$$\bar{C}_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad [\text{kJ/kmol.K}] \quad (6.32)$$

Bu eşitlikte belirtilen ortalama özgül ısı değeri, yanma gazını oluşturan diğer gazlar için teker teker bulunur ve bu gazların hacimsel oranları dikkate alınarak ağırlıklı ortalama yoluyla gazın o sıcaklık için bir fonksiyonu olarak özgül ısı belirlenmiş olur. Bütün gazlar için katsayı değerleri EK-6'daki çizelgeden belirlenerek denklemlere yerleştirilir.

$$\bar{C}_{p_{\text{CO}_2 @ T}} = 22,26 + 0,05981 \times T - 3,501 \times 10^{-5} \times T^2 + 7,469 \times 10^{-9} \times T^3 \quad (6.33)$$

$$\bar{C}_{p_{\text{SO}_2 @ T}} = 25,78 + 0,05795 \times T - 3,812 \times 10^{-5} \times T^2 + 8,612 \times 10^{-9} \times T^3 \quad (6.34)$$

$$\bar{C}_{p_{\text{NO} @ T}} = 29,34 - 9,395 \times 10^{-4} \times T + 9,747 \times 10^{-6} \times T^2 - 4,187 \times 10^{-9} \times T^3 \quad (6.35)$$

$$\bar{C}_{p_{\text{NO}_2 @ T}} = 22,9 + 0,05715 \times T - 3,52 \times 10^{-5} \times T^2 + 7,87 \times 10^{-9} \times T^3 \quad (6.36)$$

$$\bar{C}_{p_{\text{H}_2\text{O} @ T}} = 32,24 + 0,001923 \times T + 1,055 \times 10^{-5} \times T^2 - 3,595 \times 10^{-9} \times T^3 \quad (6.37)$$

$$\bar{C}_{p_{\text{Hava} @ T}} = 28,11 + 0,001967 \times T + 4,802 \times 10^{-6} \times T^2 - 1,966 \times 10^{-9} \times T^3 \quad (6.38)$$

Bu yaklaşımın gerçek değere nazaran hata payları EK-6'daki çizelgede verilmiştir. Bu hata değerlerinden de anlaşıldığı gibi bulunacak özgül ısı değerleri gerçek değer için kullanılabilir.

Eş. 6.38'den yanma odasına giren havanın giriş sıcaklığındaki özgül ısı değeri belirlenir ve gerekli birim dönüşümü yapılacak olursa;

$\bar{C}_{p_{\text{Hava @ } 285^{\circ}\text{C}}} = 0,315 \text{ [kcal/Nm}^3 \text{ }^{\circ}\text{C]}$ olarak bulunur.

Yanma gazını oluşturan bütün gazların özgül ısı değerleri, gazların toplam yanma gazı içindeki hacimsel oranı dikkate alınarak ortalama tek bir özgül ısı değerine dönüştürülmüş olur.

$$\bar{C}_{p_{G@T}} = \sum_{i=1}^6 (\bar{C}_{p_{i@T}} \times X_i) \quad (6.39)$$

Denklemlerin çözülmesi ve gerekli birim dönüşümlerinin yapılması halinde, yanma odası sıcaklığında özgül ısı ve bu değere bağlı olarak yanma odası sıcaklığı, 6.31 ve 6.39 numaralı eşitliklerden çekilerek aşağıdaki gibi bulunur.

$$\bar{C}_{p_{G@T_{YO}}} = 0,38 \text{ [kcal/Nm}^3 \text{ }^{\circ}\text{C}] = 1,5884 \text{ [kJ/Nm}^3 \text{ }^{\circ}\text{C}]$$

$$T_{YO} = 1365 \text{ [}^{\circ}\text{C}]$$

6.4.6. Isı değiştirgeçleri yanma gazı sıcaklıklarının hesaplanması

Yanma sonucu açığa çıkan yanma gazı, kazanda iş akışkanına aktarılmak üzere, ısısını ısı değiştirgeçlerinde (buharlaştırıcı, kızdırıcı, ara kızdırıcı, ekonomizer, hava ön ısıtıcı) kaybederek, gerekli filtre ve arıtma işlemlerinden geçip bacadan atmosfere atılır. Bu ısı değiştirgeçlerinin tasarımı, kazan tasarımının en önemli noktaları olacağından, çekilmesi gereken ısılardan faydalanarak çıkış sıcaklıklarının belirlenmesi gerekmektedir.

Buharlaştırıcıda Yanma Gazı Sıcaklığının Hesaplanması

Yanma odası çıkış sıcaklığının belirlenmesinde yanma gazından buharlaştırma işlemi için çekilen ısıl yükten faydalanılır.

$$Q_{\text{buh}} [\text{kW}] = V_G [\text{Nm}^3/\text{s}] \cdot C_{p_{\text{Gbuh}}} [\text{kJ}/\text{Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C}] \cdot (T_{\text{YO}} - T_{\text{YO}}) [^\circ\text{C}] \quad (6.40)$$

$$C_{p_{\text{Gbuh}}} = 1,5884 [\text{kJ}/\text{Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C}]$$

$$T_{\text{YO}} = 943,594 [^\circ\text{C}]$$

Bu değer, örnek santralde 940 °C olduğuna göre gerçek değerle uyum gösterdiği görülebilir.

Kızdırıcıda Yanma Gazı Sıcaklığının Hesaplanması

Kızdırıcı ıkış sıcaklığının belirlenmesinde yanma gazından kızdırma işlemi için çekilen ısıl yükten faydalanılır.

$$Q_{\text{kız}} [\text{kW}] = V_G [\text{Nm}^3/\text{s}] \cdot C_{p_{\text{Gkız}}} [\text{kJ}/\text{Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C}] \cdot (T_{\text{YO}} - T_{\text{K}}) [^\circ\text{C}] \quad (6.41)$$

Kızdırıcıdaki ortalama özgül ısının ve yanma gazının kızdırıcıyı terk ettiği sıcaklığın belirlenmesi için de iki bilinmeyenli iki denklem (Eş. 6.39 ve Eş. 6.41) zlrse aşağıdaki sonuçlar bulunabilir.

$$C_{p_{\text{Gkız}}} = 1,5549 [\text{kJ}/\text{Nm}^3 \text{ } ^\circ\text{C}]$$

$$T_{\text{K}} = 640,462 [^\circ\text{C}]$$

Bu değerin gerçek santral değeriyle karşılaştırılması mümkün değildir. Çünkü rnek santralde kızıdırıcı paketlerinin diziliş düzeni karmaşık tercih edilmişken, bu çalışmada kızıdırıcı paketlerinin art arda konulduğu düzgün sıra tercih edilmiştir.

Ara Kızıdırıcıda Yanma Gazı Sıcaklığının Hesaplanması

Ara kızıdırıcı çıkış sıcaklığının belirlenmesinde yanma gazından tekrar kızıdırma işlemi için çekilen ısıl yükten faydalanılır.

$$Q_{ak} [kW] = V_G [Nm^3/s] \cdot C_{p_{Gak}} [kJ/Nm^3 \text{ } ^\circ C] \cdot (T_{K} - T_{AK}) [^\circ C] \quad (6.42)$$

Benzer şekilde çözüm yolu uygulanarak 6.39 ve 6.42 numaralı eşitlikler birlikte çözülürse ara kızıdırıcı ortalama özgül ısısı ve yanma gazının ara kızıdırıcıyı terk ettiği sıcaklık değeri aşağıdaki gibi bulunabilir.

$$C_{p_{Gak}} = 1,5257 [kJ/Nm^3 \text{ } ^\circ C]$$

$$T_{AK} = 484,135 [^\circ C]$$

Bu değer, seçilen örnek santralin tasarım değerlerinde 480 $^\circ C$ olduğu için bu değerin de uygunluk gösterdiğini söylemek mümkün olacaktır.

Ekonomizerde Yanma Gazı Sıcaklığının Hesaplanması

Ekonomizer ıkış sıcaklığının belirlenmesinde yanma gazından buharlaştırma işlemi için çekilen ısıl yükten faydalanılır.

$$Q_{eko} [kW] = V_G [Nm^3/s] \cdot C_{p_{Geko}} [kJ/Nm^3 \text{ } ^\circ C] \cdot (T_{AK} - T_{EKO}) [^\circ C] \quad (6.43)$$

6.39 ve 6.43 numaralı eşitliklerin birlikte çözümü ile aşağıdaki sonuçlar bulunabilir.

$$C_{p_{Geko}} = 1,4839 \text{ [kJ/Nm}^3 \text{ }^\circ\text{C]}$$

$$T_{EKOÇ} = 318,164 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

Örnek santral için bu değer 310 °C'dir. Bulunan değer, gerçek değerle uygunluk göstermektedir. .

Hava Ön Isıtıcı Çıkış Sıcaklığının Hesaplanması

Hava ön ısıtıcı yani aynı zamanda baca gazı çıkış sıcaklığının belirlenmesinde yanma gazından hava ön ısıtma işlemi için çekilen ısı yükten faydalanılır.

$$Q_{höi} \text{ [kW]} = V_G \text{ [Nm}^3\text{/s]} \cdot C_{p_{Ghöi}} \text{ [kJ/Nm}^3 \text{ }^\circ\text{C]} \cdot (T_{EKOÇ} - T_{HÖIÇ}) \text{ [}^\circ\text{C]} \quad (6.44)$$

6.39 ve 6.44 numaralı denklemler birlikte çözülerek aşağıdaki sonuçlar bulunabilir.

$$C_{p_{Ghöi}} = 1,4421 \text{ [kJ/Nm}^3 \text{ }^\circ\text{C]}$$

$$T_{HÖIÇ} = T_{baca} = 157,995 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

Baca gazı çıkış sıcaklığı seçilen örnek santralin tasarım koşullarında 160 °C'dir. Bu değer, gerçek değerle uygunluk gösterdiği gibi, düşük sıcaklık korozyonunun sebebi olan sıcaklık değerinin de üzerinde bir değerde gaz dışarı atılmış olur.

6.4.7. Isıtma yüzeyinin boyutlandırılması

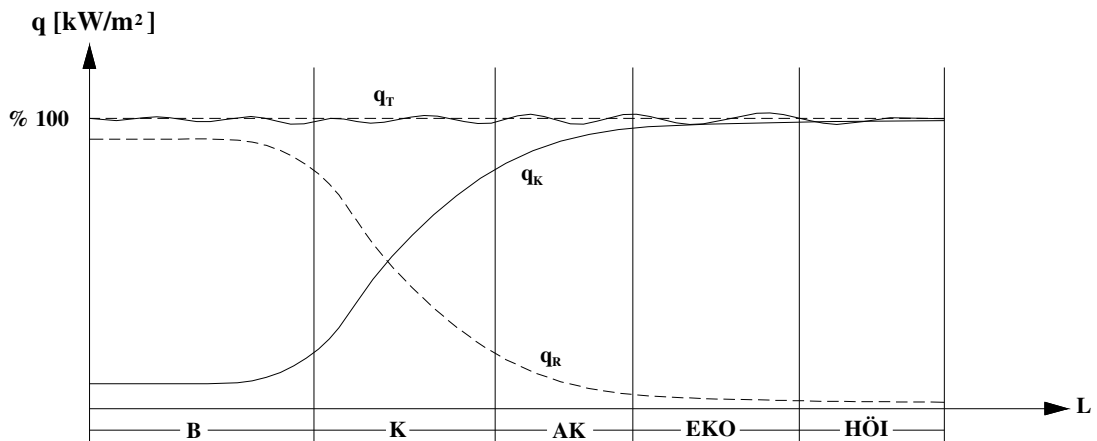
Isı değiştirgeçlerinin ısıtma yüzeylerinin hesabı yapılırken, öncelikle ısı değiştiricilerden geçecek gazın ve iş akışkanının hızlarının belirlenmesi gerekmektedir. Bu çalışmada ısı aktarım katsayısının belirlenmesinde kullanılacak baca gazı ve iş akışkanı hızları Çizelge 6.3'te verilmiştir.

Çizelge 6.3. Baca gazı ve iş akışkanı hızları [21].

Akışkan Isı Değiştirgeci	Baca Gazı (m/s)	İş Akışkanı (m/s)
Buharlaştırıcı	20	10
Kızdırıcı	20	15
Ara Kızdırıcı	20	15
Ekonomizer	20	0,9
Hava Ön Isıtıcı	15	-

Toplam Isı Aktarım Katsayılarının Belirlenmesi

Isı aktarımı ve boyutlandırma hesaplarının temelini ısı aktarım katsayıları oluşturmaktadır. İş akışkanına bir ısı aktarımı söz konusu ise, o akışkana ne şekilde bir ısı aktarımı (ışınım, taşınım, iletim, karmaşık) yapıldığının belirlenmesi ve bütün bu aktarım çeşitlerinin tek bir ortak katsayıda (U) toplanabilmesi gerekmektedir. Her bir ısı değiştirgecinde etkili olan ısı aktarımları, Şekil 6.2'de açıkça görülmektedir.



Şekil 6.2. Isı değiştirgeçlerinde ışınlım (q_R) ve taşınım (q_K) ile ısı aktarımının toplam ısı aktarımındaki (q_T) payları [%].

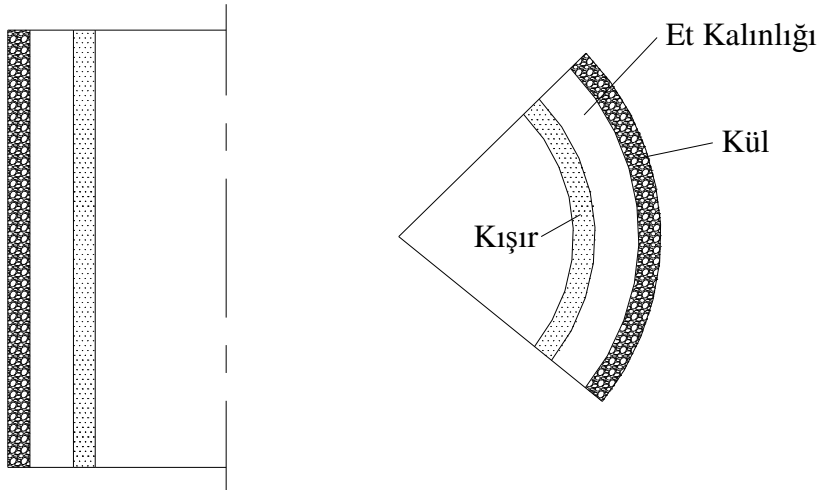
Görüldüğü üzere yanmanın gerçekleştiği ve yanma gazının en yüksek sıcaklığının görüldüğü buharlaştırıcıda ışınlım ile ısı aktarımının etkisi çok fazla iken, kızdırıcıda

iki çeşit aktarımdan de söz etmek mümkün olacaktır. Diğer ısı değiştirgeçlerinde ise artık büyük oranda zorlanmış taşınım görölmektedir.

Her bir ısı değiştirici için ortak bağıntı aşağıdaki gibidir.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_m \quad (6.45)$$

Burada U, toplam ısı aktarım katsayısını; A, ısı aktarımının gerçekteşiği yüzey alanı; ΔT_m ise ısı değiştirgeci logaritmik sıcaklık farkını göstermektedir. Toplam ısı aktarım katsayısının bulunması için, ısı aktarım alanında, aktarıma karşı direç oluşturacak etkenler (şekil 6.3) belirlenmelidir.



şekil 6.3. Buhar hattı boru kesiti

şekilden de anlaşılacağı gibi boru içindeki iş akışkanına ısı aktarılmasına üç farklı iletimsel direnç etkisi söz konusudur. Bunlar sırasıyla, dış kirlilik faktörü (kül), boru et kalınlığı ve iç kirlilik faktörüdür (kısır). Bunların dışında ayrıca borunun içinden iş akışkanı taşınım direnci, dışarısından da gaz taşınım ve ışınlım dirençleri olmak üzere ısı transferini etkileyen 6 farklı ısıl direnç söz konusu olacaktır.

Buharlaştırıcı için ısı aktarım katsayısının belirlenmesi

Buharlaştırıcı için gazın ısı taşınım direncinin önemi çok düşük olacağından bu hesaplamada 5 direnç ele alınacaktır.

$$Q_{\text{buh}} = U_{\text{buh}} \cdot A_{\text{buh}} \cdot (\Delta T_m)_{\text{buh}} \quad (6.46)$$

$$U_{\text{buh}} = \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{GR}}} + \sum_{i=1}^3 \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{h_{\text{BK}}}} \quad (6.47)$$

Bu ifadede yer alan h_{GR} , yanma gazı tarafının ısı aktarım katsayısı; h_{BK} , buhar tarafının ısı aktarım katsayısı; (δ/λ) ise kışırın, külün ve boru et kalınlığının ısı aktarımına gösterdiği direnç olarak adlandırılır.

Şekil 6.2'den de anlaşılacağı gibi buharlaştırmacıda yanma gazı için ışıyım ile ısı aktarımı baskın olarak görülmektedir. Genel ışıyım ifadesinden faydalanılacak olunursa;

$$Q = \varphi \sigma \varepsilon A (T_s^4 - T_\infty^4) = h_{\text{GR}} A (T_s - T_\infty) \quad (6.48)$$

$$h_{\text{GR}} = \frac{\varphi \sigma \varepsilon (T_s^4 - T_\infty^4)}{(T_s - T_\infty)} \quad (6.49)$$

Bu ifadede yer alan φ ifadesi, su borusunun tamamen siyah bir cisim olmadığı dikkate alınarak hesaba katılan ısı verim faktörü olarak adlandırılabilir [17]. σ , Stefan-Boltzman sabitini göstermektedir. ε ise gaz ile yüzeyin birbirine paralel olarak düşünüldüğü durum için ışıyım yayma katsayısıdır [24].

$$\varepsilon = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_{\text{Gaz}}} + \frac{1}{\varepsilon_{\text{yüzey}}} - 1} \quad (6.50)$$

Bu ifadedeki ϵ_{Gaz} ve $\epsilon_{\text{Yüzey}}$, gaz ve yüzey yayıcılığını göstermektedir. $\epsilon_{\text{Yüzey}}$, su borusunun yüzey yayıcılığını göstermektedir ve EK tablolardan yüzeyin durumuna göre belirlenebilen bir değerdir. ϵ_{Gaz} değerinin tespiti için ise gaz ışıınının irdelenmesi gerekmektedir.

Gaz molekülünü oluşturan atomlar serbest elektrik yükü içerdiklerinde dönme ve titreşim hareketleri yaparak elektromanyetik dalga yayarlar. CO_2 , H_2O , CO , NH_3 , C_mH_n gibi molekülünde çok sayıda atom bulunan gazlar, bu duruma örnek gazlardır. Gazların ışıını yüzeyde olmayıp, hacim içerisinde gerçekleşir [21]. Buna göre gazlar için ortak ışıınım katsayısı, aşağıdaki ifadeyle bulunabilir:

$$\epsilon_{\text{Gaz}} = \epsilon_{\text{CO}_2} + \epsilon_{\text{H}_2\text{O}} - \Delta\epsilon \quad (6.51)$$

Burada, ϵ_{CO_2} ve $\epsilon_{\text{H}_2\text{O}}$ gazların kısmi basınçları, sıcaklıkları ve eşdeğer tabaka kalınlığına (L_e) bağlı olarak EK tablolardan belirlenmektedir [21]. Teorik yoldan, gazın kendi ışıınıını yutması önemsiz olduğundan eşdeğer tabaka kalınlığı (L_e):

$$L_e = 4 \frac{V}{A} \text{ [m]} \quad (6.52)$$

Burada V , alevin yanma odasını tamamen doldurduğu varsayımından hareketle yanma odası hacmini, A ise dikdörtgenler prizması şeklindeki yanma odasının toplan yüzey alanını ifade etmektedir. $\Delta\epsilon$ ise iki gazın birbirlerinin ışıınmalarını kısmen yutmalarından gelen bir zayıflama terimi olup yine EK tablolardan ya da yaklaşık olarak $\Delta\epsilon = \epsilon_{\text{CO}_2} \cdot \epsilon_{\text{H}_2\text{O}}$ bağıntısından bulunabilir.

Bu bilgiler ışığında;

$$\sigma = 5,67 \times 10^{-8} \text{ [W/m}^2\text{K}^4\text{]}$$

$$\varphi = 0,45$$

$$\varepsilon_{\text{CO}_2} = 0,25$$

$$\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = 0,48$$

$$\Delta\varepsilon = 0,12$$

$$\varepsilon_{\text{Gaz}} = 0,61$$

$$\varepsilon_{\text{Yüzey}} = 0,258$$

$h_{\text{GR}} = 28,107 \text{ [W/m}^2\text{°C]}$ olarak bulunur.

Eş. 6.47 silindirik koordinatlara göre düzenlenirse [25];

$$\frac{1}{U_{\text{buh}}} = \frac{1}{h_{\text{GR}}} + R_d + \frac{D_d}{2k} \ln(D_d / D_i) + R_i \frac{D_d}{D_i} + \frac{1}{h_{\text{BK}}} \frac{D_d}{D_i} \quad (6.53)$$

Burada R_d , boru etrafında kül toplanmasıyla oluşan kalınlığın aktarıma gösterdiği direnç, R_i ise boru içinde zamanla biriken kışır tabakasının gösterdiği dirençtir. D_d ve D_i , dış ve iç boru çapını, k ise borunun iletim katsayısıdır [25].

$$R_d = 0,0002 \text{ [m}^2\text{°C/W]}$$

$$R_i = 0,0001 \text{ [m}^2\text{°C/W]}$$

$$D_d = 0,08 \text{ [m]}$$

$$D_i = 0,07 \text{ [m]}$$

$$k = 50 \text{ [W/m °C]}$$

h_{BK} değeri ise iş akışkanı tarafının ısı transfer katsayısıdır. Bu katsayı değerinin analitik olarak hesaplanması son derece karmaşık ve zor olduğu için, uygulamalarda deneysel çalışmalar sonucu belirlenmiş Nusselt (Nu), Reynolds (Re) ve Prandtl (Pr) sayılarına bağlı olarak film katsayısını veren ifadeler kullanılmaktadır [21].

Nusselt sayısı (Nu): Akışkanın iletim katsayısı, akışın olduğu boru çapı D ve ısı transfer film katsayısı h olmak üzere,

$$Nu = \frac{hD}{k} \quad (6.54)$$

olarak ifade edilmektedir.

Reynolds sayısı (Re): Akışkanın ortalama hızı V , kinematik viskozitesi ν ve akışın olduğu boru çapı D olmak üzere,

$$Re = \frac{VD}{\nu} \quad (6.55)$$

olarak ifade edilmektedir.

Prandtl sayısı (Pr): Akışkanın kinematik viskozitesinin ν , ısı yayılım katsayısına oranı olarak ifade edilmektedir. Uygulamalarda boru içindeki tam gelişmiş türbülanslı akış için Dittus ve Boelter tarafından $Re > 10^4$ ve $0,6 \leq Pr \leq 100$ aralığında

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^n \quad (6.56)$$

bağıntısı verilmektedir. Bu ifadede n , akışkanın ısınması halinde 0,4 ve soğuması halinde 0,3 değerini almaktadır [25].

Bu bilgilerden faydalanılarak h_{BK} değeri aşağıdaki gibi bulunabilir.

$$h_{BK} = 14760,817 [W/m^2 \text{ } ^\circ C]$$

Bu değer Eş. 6.53'te yerine konulursa, buharlaştırıcı için toplan ısı transfer katsayısı bulunabilir.

$$U_{buh} = 27,72 [W/m^2 \text{ } ^\circ C]$$

Kızdırıcı için ısı aktarım katsayısının belirlenmesi

Kızdırıcıda ısı aktarımını zorlaştıracak 6 direncin hepsi hesaba katılmak zorunda olacaktır.

$$Q_{kız} = U_{kız} \cdot A_{kız} \cdot (\Delta T_m)_{kız} \quad (6.57)$$

$$U_{kız} = \frac{1}{\frac{1}{h_{GR}} + \frac{1}{h_{GK}} + \sum_{i=1}^3 \frac{\sigma}{\lambda} + \frac{1}{h_{BK}}} \quad (6.58)$$

Şekil 6.2'den de anlaşılacağı üzere kızdırıcıda yanma gazı tarafının ısı transfer katsayısı belirlenirken hem ışınlam ile ısı aktarımı hem de taşınım ile ısı aktarımı göz önünde bulundurulmalıdır. Işınlam ile ısı aktarımı hesaplamalarında buharlaştırıcıdaki hesaplama yöntemi ve parametreler kullanılabilir. Bu hesaplamalar sonucunda

$h_{GR} = 17,604 \text{ [W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C]}$ olarak bulunabilir.

Yanma gazının taşınım ısı transfer katsayısının belirlenebilmesi için genel taşınım hesaplamaları için faydalanılan Nusselt (Nu), Reynolds (Re) ve Prandtl (Pr) sayılarının tespit edilebilmesi gerekmektedir. Yanma gazının boru etrafından geçmesi sırasında boruların çapraz ve düz sıralanmış durumları için ortalama Nusselt sayısı aşağıdaki şekildedir [25].

$$Nu = C Re^n Pr^{1/3} \quad (6.59)$$

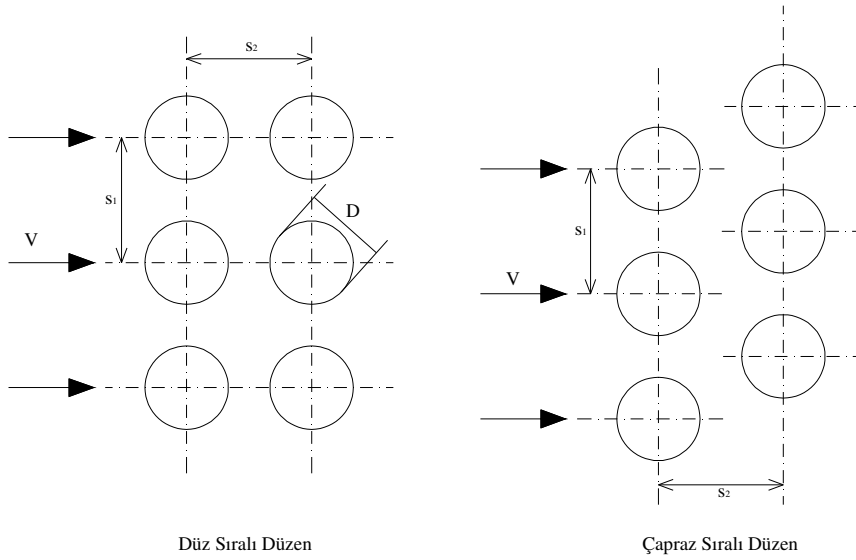
Bu bağıntı $2000 < Re < 40000$ koşullarında geçerlidir. C ve n değerleri ise Çizelge 6.4'ten elde edilebilir. Reynolds sayısının belirlenebilmesi için gerekli gaz hızı, ortalama hız olarak değil, en dar kesitteki maksimum hız tercih edilmelidir.

$$V_{max} = \frac{Vs_1}{s_1 - D} \text{ [m/s]} \quad (6.60)$$

Bu ifadede V yanma gazının kızdırıcıdaki ortalama hız değerini, D ise kızdırıcıdaki su borularının çapını ifade etmektedir. s_1 ise boru demetleri arasındaki mesafedir (Şekil 6.4). Ayrıca akışa dik boru sayısının 10 sıranın altında olması durumunda, bulunan film katsayıları, boruların düzenlemesine ve boru sıra sayısına göre hazırlanan Çizelge 6.5'ten elde edilen katsayılarla çarpılarak düzeltilmelidir [14].

Çizelge 6.4. Boru demetine dik akışlarda C ve n değerleri.

s_2/D	s_1/D							
	1,25		1,50		2,00		3,00	
Düz Sıralı Düzenleme								
	C	n	C	n	C	n	C	n
1,250	0,386	0,592	0,305	0,608	0,111	0,704	0,070	0,752
1,500	0,407	0,586	0,278	0,620	0,112	0,702	0,075	0,744
2,000	0,464	0,570	0,332	0,602	0,254	0,632	0,220	0,648
3,000	0,322	0,601	0,396	0,584	0,415	0,581	0,317	0,608
Çapraz Sıralı Düzenleme								
0,600	-	-	-	-	-	-	0,236	0,636
0,900	-	-	-	-	0,495	0,571	0,445	0,581
1,000	-	-	0,552	0,558	-	-	-	-
1,125	-	-	-	-	0,531	0,565	0,575	0,560
1,250	0,575	0,556	0,561	0,554	0,576	0,556	0,579	0,562
1,500	0,501	0,568	0,511	0,562	0,502	0,568	0,542	0,568
2,000	0,448	0,572	0,462	0,568	0,535	0,556	0,498	0,570
3,000	0,344	0,592	0,395	0,580	0,488	0,562	0,467	0,574



Şekil 6.4. Dik akışa maruz kalan boru sıralarının düzenleri.

Çizelge 6.5. Akışa dik sıra sayısına göre ısı aktarım film katsayısı düzeltme çarpanları

Akışa Dik Boru Sayısı	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Düz Sıralı	0,68	0,75	0,83	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99	1,0
Çapraz Sıralı	0,64	0,80	0,87	0,90	0,92	0,94	0,96	0,98	0,99	1,0

Bu bilgiler yardımıyla aşağıdaki değerler tespit edilir.

$$V_{\max} = 60 \text{ m/s}$$

$$s_1 = s_2 = 0,06 \text{ m}$$

$$D = 0.04 \text{ m}$$

Bu değerlerin tespitiyle kızdırıcı için gaz tarafı ısı taşımın film katsayısı h_{GK} :

$$h_{GK} = 814,205 \text{ [W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C]} \text{ olarak bulunur.}$$

6.58 numaralı eşitlik silindirik koordinatlara göre düzenlenirse [25];

$$\frac{1}{U_{kz}} = \frac{1}{h_{GR}} + \frac{1}{h_{GK}} + R_d + \frac{D_d}{2k} \ln(D_d / D_i) + R_i \frac{D_d}{D_i} + \frac{1}{h_{BK}} \frac{D_d}{D_i} \quad (6.61)$$

$$R_d = 0,0002 \text{ [m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W]}$$

$$R_i = 0,0001 \text{ [m}^2 \text{ }^\circ\text{C/W]}$$

$$D_d = 0,04 \text{ [m]}$$

$$D_i = 0,034 \text{ [m]}$$

$$k = 50 \text{ [W/m }^\circ\text{C]}$$

Bu eşitlikteki h_{BK} değeri iş akışkanı tarafı ısı taşınım film katsayısını temsil etmektedir ve buharlaştırıcı için belirlenen hesaplama yöntemine benzer yöntemle aşağıdaki gibi bulunabilir.

$$h_{BK} = 328,585 \text{ [W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C]}$$

Böylelikle kızdırıcıdaki toplam ısı aktarım katsayısının belirlenmesi için gerekli değerler elde edilmiş olur ve U_{kz} ifadesi aşağıdaki şekilde bulunabilir.

$$U_{kz} = 16,13 \text{ [W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C]}$$

Ara Kızdırıcı ve ekonomizer için ısı aktarım katsayısının belirlenmesi

Ara kızdırıcı ve ekonomizerde ise artık gazın ışıınım etkisi çok azalacağından gaz tarafından yalnızca taşınım göz önünde bulundurulacak ve etkili direnç sayısı yine beş olacaktır.

Benzer yolla yapılan hesaplamalarla U_{ak} ve U_{eko} aşağıdaki şekilde belirlenir.

$$Q_{ak} = U_{ak} \cdot A_{ak} \cdot (\Delta T_m)_{ak} \quad (6.62)$$

$$U_{ak} = \frac{1}{\frac{1}{h_{GK}} + \sum_{i=1}^3 \frac{\sigma}{\lambda} + \frac{1}{h_{BK}}} \quad (6.63)$$

$$U_{ak} = 34,78 \text{ [W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C]}$$

$$Q_{eko} = U_{eko} \cdot A_{eko} \cdot (\Delta T_m)_{eko} \quad (6.64)$$

$$U_{eko} = \frac{1}{\frac{1}{h_{GK}} + \sum_{i=1}^3 \frac{\sigma}{\lambda} + \frac{1}{h_{BK}}} \quad (6.65)$$

$$U_{eko} = 161,82 \text{ [W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C]}$$

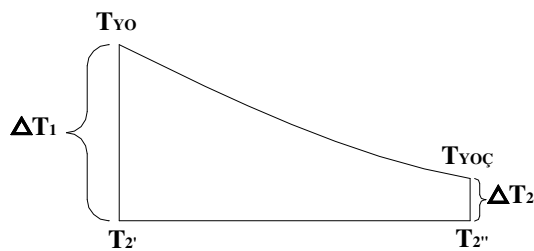
Logaritmik Sıcaklık Farklarının Belirlenmesi

Logaritmik sıcaklık farkı ile anlatılmak istenen, ısı değiştirgeçleri için uygun şekilde tanımlanabilecek ortalama sıcaklık farkıdır. Bu çalışmadaki gibi ters akışlı ısı değiştirgeçleri için bu ifade aşağıdaki gibidir.

$$\Delta T_m = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln(\Delta T_1 / \Delta T_2) \quad (6.66)$$

Bu bağıntıdaki ΔT_1 ve ΔT_2 değerleri, değiştiricilerin uçlarındaki akışkanlar arası sıcaklık farkını göstermektedir. Ortalama logaritmik sıcaklık farkı, ısı değiştiricisi boyunca toplam ısı Geçiş katsayısı ile akışkanların özgül ısılarının sabit olması ve değiştiriciden ortalama bir ısı kaybı olmaması kabulleri için geçerlidir [21]. Pratik açıdan bu kabuller genelde doğrudur.

Buharlaştırıcıdaki logaritmik sıcaklık farkının belirlenmesi için, buharlaştırıcıya giren yanma gazı ile ona ters yönlü giren ve buharlaşma sürecinde olduğundan sabit sıcaklıkta olan iş akışkanının sıcaklıkları arasındaki farklar kullanılacaktır (Şekil 6.5).



Şekil 6.5. Buharlaştırıcıdaki sıcaklık farkları.

$$(\Delta T_m)_{\text{buh}} = \frac{(T_{\text{YO}} - T_{2'}) - (T_{\text{YOÇ}} - T_{2''})}{\ln \frac{T_{\text{YO}} - T_{2'}}{T_{\text{YOÇ}} - T_{2''}}} \quad (6.67)$$

$$(\Delta T_m)_{\text{buh}} = 785,7 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

Aynı işlemler diğer ısı değıştirgeçleri için de düşünülürse;

$$(\Delta T_m)_{\text{kıı}} = \frac{(T_{\text{YOÇ}} - T_3) - (T_{\text{KÇ}} - T_{2''})}{\ln \frac{T_{\text{YOÇ}} - T_3}{T_{\text{KÇ}} - T_{2''}}} \quad (6.68)$$

$$(\Delta T_m)_{\text{kız}} = 343,9 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$(\Delta T_m)_{\text{ak}} = \frac{(T_{\text{KÇ}} - T_5) - (T_{\text{AKÇ}} - T_4)}{\ln \frac{T_{\text{KÇ}} - T_5}{T_{\text{AKÇ}} - T_4}} \quad (6.69)$$

$$(\Delta T_m)_{\text{ak}} = 111,9 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$(\Delta T_m)_{\text{eko}} = \frac{(T_{\text{AKÇ}} - T_{2'}) - (T_{\text{EKOÇ}} - T_2)}{\ln \frac{T_{\text{AKÇ}} - T_{2'}}{T_{\text{EKOÇ}} - T_2}} \quad (6.70)$$

$$(\Delta T_m)_{\text{eko}} = 97,5 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

Isı Aktarımı Yüzey Alanlarının ve Boru Boylarının Belirlenmesi

Kazan içindeki ısı değıştirgeçlerinin ısı aktarım yüzey alanları, Eş. 6.36'dan alan ifadesi çekilerek elde edilir.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m} \quad (6.71)$$

Bu formül, bütün ısı değiştirgeçlerine uygulanırsa alanlar;

$$A_{\text{buh}} = 6460 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{kız}} = 17846 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{ak}} = 12871 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{eko}} = 3280 \text{ m}^2 \quad \text{olarak bulunabilir.}$$

Boru Boylarının Belirlenmesi

Silindirlerin yanal alan formülünden yola çıkarak boru boyları şu şekilde belirlenir:

$$L = \frac{A}{\pi \cdot D} \quad (6.72)$$

Buradan yola çıkarak bütün ısı değiştirgeçleri için boru boyları;

$$L_{\text{buh}} = 25707 \text{ m}$$

$$L_{\text{kız}} = 142016 \text{ m}$$

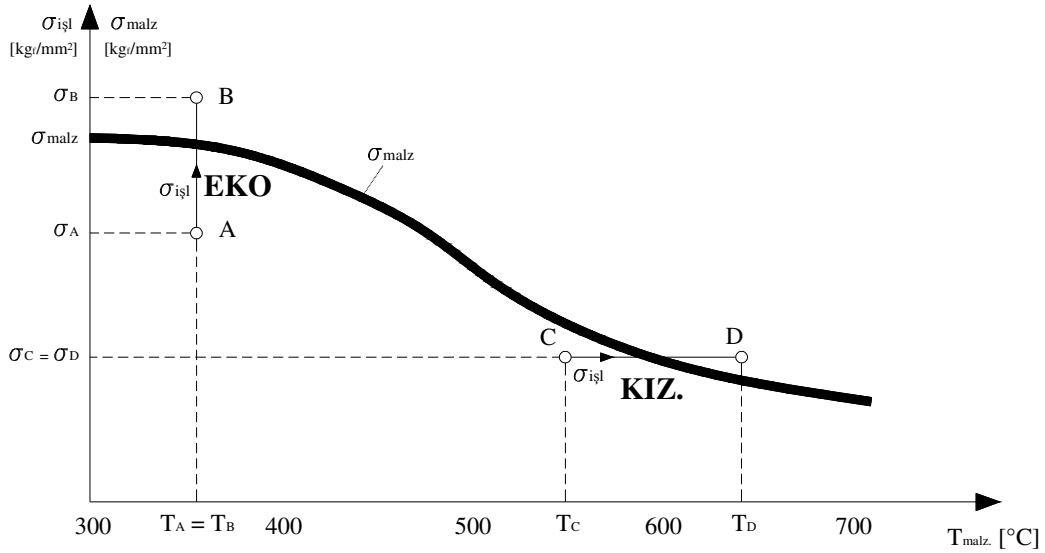
$$L_{\text{ak}} = 102431 \text{ m}$$

$$L_{\text{eko}} = 17401 \text{ m} \quad \text{olarak bulunabilir.}$$

6.5. Boru Mukavemetleri

Kazanlarda yüksek basınçların ve yüksek sıcaklıkların görölmesi nedeniyle özellikle boruların dayanımları, kazan çalışmasının sürekliliği açısından çok önem taşımaktadır. Kazanlarda sıkça görünen ve istenmeyen durumların başında boru patlamalarıdır. Boru patlamalarının başlıca sebeplerinin belirlenmesi ve bu sebeplere yönelik çözümler üretilmesi gerekmektedir.

Boru mukavemet sınırları, Şekil 6.6'da görülmektedir. Bu şekilde görülen mukavemet sınırını en çok zorlayan durum, yanma odası çıkış sıcaklığının kül ergime sıcaklığından yüksek olması sebebiyle gerçekleşen kül ergimeleridir. Ergimiş kül, boru etrafında kalıcı bir tabaka oluşturur ve ısı transferini zorlaştırır. Bu nedenle boru etrafında ısı birikmesi nedeniyle, borunun mukavemet sınırını zorlayacak hatta geçecek gerilme değerlerine ulaşmasına neden olabileceği için, bu gerilme basıncına dayanamayan boruda patlamalar görülecektir [9].



Şekil 6.6. Kazanlarda boru patlama mekanizması.

Şekilde görüldüğü gibi yanma gazı ve iş akışkanı sıcaklıklarının düşük olduğu ekonomizer ısı değiştirgecinde malzeme dayanım sınırı yüksektir. Bu noktada ($T_A = T_B$) dayanım sınırını zorlayan etken ise iş akışkanının yüksek basıncıdır. Basınç artışı ile malzemenin gerilme değeri σ_A 'dan σ_B 'ye yükseldiği zaman malzeme dayanım sınırı aşıldığından, ekonomizer boruları bu artışa dayanamayacağından patlar [9].

Kızdırıcıda görülen boru patlamaları ise kül ergimeleri nedeniyle cidar sıcaklığının artmasıyla (T_A 'dan T_B 'ye), sabit gerilmeye rağmen ($\sigma_A = \sigma_B$) sınır değer üzerinde kalacağından kızdırıcı boruları patlar.

Bu nedenlerden ötürü sınır değerler bilinerek daha az basınç değerlerinde çalışılmalıdır. Ayrıca yanma odası çıkış sıcaklığının kül ergimesinin altında tutulması, hem ısı aktarımını rahatlatacak, hem de boru patlamalarıyla kaybedilen üretim zamanı, işletmeye kazandırılmış olacaktır.

7. BUHAR KAZANLARI GİRDİ-ÇIKTI KOŞULLANDIRMA SİSTEMLERİ

Buhar kazanları, yakıtın içerdiği kimyasal enerjiyi, yanmayla ısıya dönüştürüp, bu ısıyı iş akışkanına (su) aktararak türbin termodinamik koşullarında buhar üreten bir sistemdir. Buhar kazanının ekonomik boyutu; uzun sistem ömrü, ucuz, kaliteli ve frekans kontrolüne uygun yük değişim koşullarında gerekli buharın üretilmesidir. Bu boyut; kazan emniyeti, işlerliği, güvenilirliği ve ısı verimi ile belirlenir. Kazanın çevresel boyutu ise kazanın katı, sıvı ve gaz atıklarının ilgili çevre yönetmeliklerinde öngörülen arıtma koşullarıyla çevreye atılmasıdır. Bu koşul, kazan tasarımında beşinci kriter olan çevresel uyum kriterinin sağlanmasıdır.

Kazan tasarımı ve işletmesinin güncel ekonomik koşullarda gerçekleştirilebilmesi için, temel kazan girdileri olan yakıt, yakma havası ve besleme suyunun, teknolojinin ön gördüğü koşullarda kazana beslenmesini gerektirir. Düşük kaliteli termik santral bağlamında bu işlemler; kömür hazırlama, yakma havası hazırlama, besleme suyu hazırlama (su tasfiye sistemi) sistemleri veya kazan donanım sistemleriyle gerçekleştirilir.

Çevresel çıktı koşullandırma bağlamında, termik santral kazanlarında en önemli sorun, baca gazı partikül, SO₂, NO_x ve CO₂ değerlerinin mevcut yönetmelikler ve ileride yürürlüğe girecek yönetmelik sınır değerlerinde bacadan atmosfere salınımının sağlanmasıdır.

Her kazan, belli yakıt özellikleri, sistem yapısına uygun yakma havası ve besleme suyu giriş koşulları esas alınarak tasarımı yapılır, donatılır ve işletilir. Girdi koşullarındaki her bir sapma, yanmanın bozulması, kazan hasar ve durmaları, ısı veriminin düşmesi, sistem ömrünün azalması, emisyonların artması vb. birçok olumsuzluklara neden olur.

Kömürün tasarıma esas olan koşullarda hazırlanıp kazana beslenmesi, kömür hazırlama sistemleriyle gerçekleştirilir. Isıl tasarım öncesi tasarıma esas olan kömür

özelliklerinin belirlenmesiyle ilgili kömür hazırlama sistemleri, Bölüm 3.5'te detaylı bir biçimde incelenmiştir.

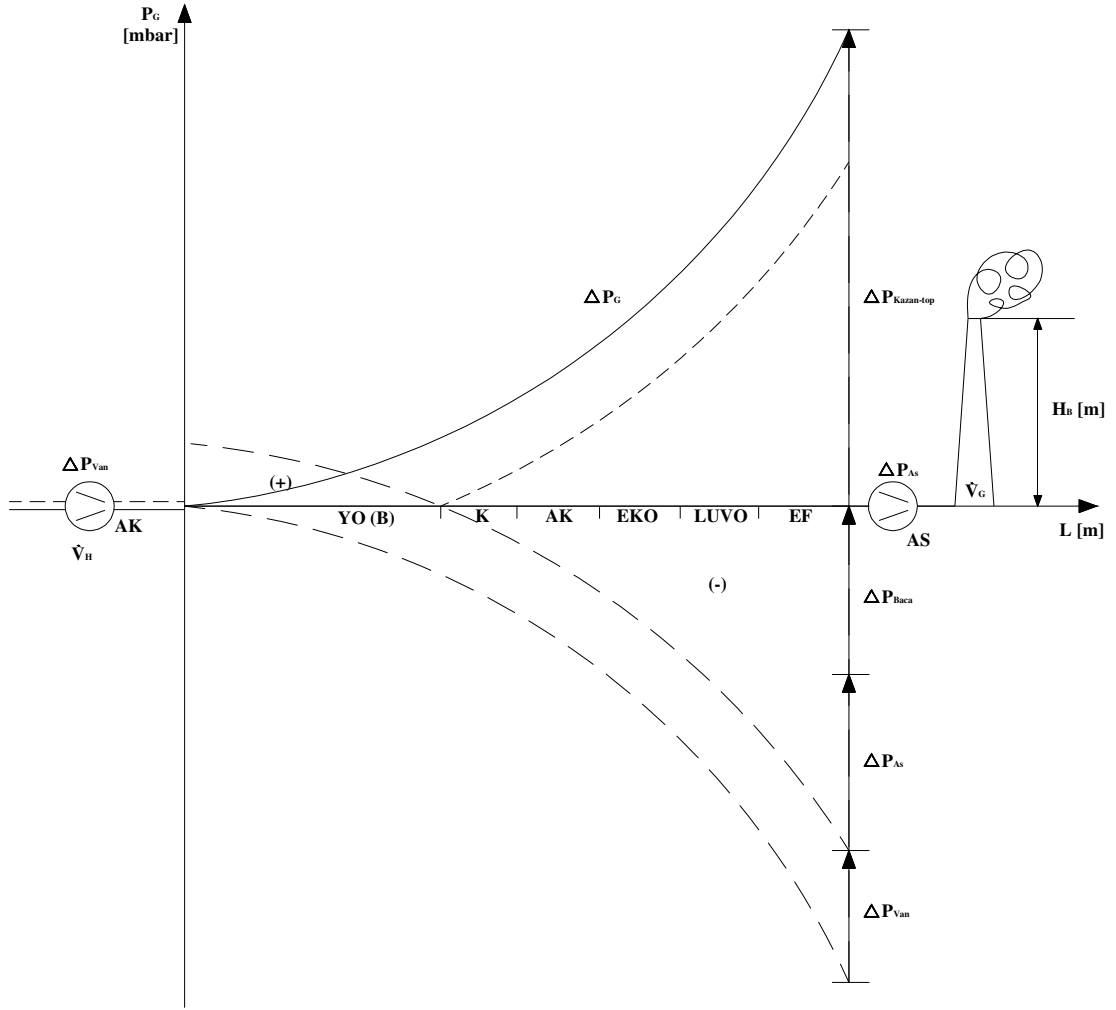
Isıl tasarımın ardından kazan yapısal ve termodinamik özellikleri, sistem boyutları ve işletme koşulları belirlenir. Bu bölümde yakma havası hazırlama (çekiş) sistemi, besleme suyu hazırlama sistemi, baca gazı arıtma sistemleri kısaca incelenmiştir. Bu sistemlerin tasarımı, boyutlandırılması ve işletilmesiyle ilgili temel mühendislik yaklaşımları aşağıda özetlenmiştir.

7.1. Kazan Çekiş Sistemi

Yanma, yakıt ve yakma havasının (birincil, ikincil, üçüncül hava) yanma odasına girmesi, yanmayla ısıyı vermesi, oluşan ısının ısıtma yüzeylerine (buharlaştırıcı, kızdırıcı, ara kızdırıcı, besleme suyu ön ısıtıcı-eko) aktararak, baca gazı sıcaklığında atmosfere geçmesidir.

Taşınımli ısı transferinin oluşturulabilmesi için, yanma gazlarının yüksek hızlarda ısıtma yüzeylerini yalayarak geçmesi gerekir. Bu geçişe karşı oluşan yanma gazı basınç (çekiş, yük) kayıplarının, vantilatör, aspiratör ve bacadan oluşan üçlü çekiş sistemiyle aşılması gerekir. Çekiş sistemi tasarımında kazan geçişlerindeki toplam çekiş kaybı, bu amaç için hazırlanmış abaklar veya paket programlar yardımıyla hesaplanır [14].

Oluşan toplam basınç kaybı, uygun vantilatör, aspiratör ve baca tasarım, seçim ve uygulamalarıyla ortaklaşa olarak karşılanır. Önce vantilatör çıkış basıncı ve bu basıncın toplam çekiş kaybını karşılamaya katkısı belirlenir. Bu koşullar genelde "sıfır" basıncının ("+" basınçtan "-" basınca geçiş noktası) yanma odası çıkışında oluşmasını sağlayarak, yanmayı vakum etkisinden uzak tutar. Böylelikle yanma esnasından kazana öngörülenden fazla hava kaçması, dolayısıyla yanmanın bozulması engellenmiş olur. Bir termik santral çekiş sistemi basınç dağılımları, çekiş elemanları konumları ve toplam basınç kaybını karşılama oranları gösterilmiştir.



Şekil 7.1. Bir termik santral boyunca, yanma gazı basınç kaybının, kazan giriş çıkışı arasındaki değişimi, vantilatör – aspiratör – baca konumları ve bunların kazan çekiş kaybını karşılama oranları.

Burada ΔP_{top} , toplam basınç kaybını; V, vantilatörü; ΔP_{van} , vantilatörün kazan çekiş kaybını karşılama payını; A, aspiratörü; ΔP_{as} , aspiratörün kazan çekiş kaybını karşılama payını; B, bacayı; ΔP_{baca} , bacanın kazan çekiş kaybını karşılama payını ifade etmektedir.

Aspiratör çekiş kaybını karşılama payı ne kadar artırılsa, baca yatırımı, dolayısıyla baca boyu o kadar kısaldır. Burada temel yaklaşım, Endüstriyel Kaynaklı Hava Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği uyarınca baca yüksekliği belirlenerek baca çekişi hesaplanır

[26], geriye kalan kısmının aspiratör tarafından karşılanması, günümüzde genel mühendislik yaklaşımıdır.

Vantilatör ve aspiratör güç gereksinimleri, ilgili birimlerdeki gaz debileri, sıcaklıkları, basınç değişimleri ve verimler dikkate alınarak, genelde aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$P_{el} = \frac{\dot{V}_G \cdot C_{pG} \cdot T_1}{\eta} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\chi-1}{\chi}} - 1 \right] \quad (7.1)$$

Burada \dot{V}_G (Nm³/s), gaz (hava, baca gazı) debisini; C_{pG} (kJ/Nm³K), gaz özgül ısısını; T_1 (K), gaz giriş sıcaklığını; (P_2/P_1) , gaz çıkış – giriş basınç oranını; χ ise sabit basın ve sabit hacimdeki özgül ısı oranlarını tanımlar.

7.2. Besleme Suyu Arıtma Sistemi

Besleme suyu, buhar üretim sürecinde ısı transferini önleyen (kısırlaşma) ve geçtiği borularda erozyon ve korozyon etkileriyle malzemelerde hasar ve ömür kısaltıcı özelliklere sahip olmaması gerekir. Bu olumsuz etkileri yaratan ve suyun içeriği olan organik madde, katı, gaz, iyon vb. maddelerin kazan tasarımına esas olan değerlerin altında tutulması gerekir. Bu işlemler, besleme suyu koşullandırma (su tasfiye) sistemleriyle gerçekleştirilir.

Suyun içerdiği katı partiküller, ısıtma yüzeyinin iç tarafında çökelerek kısır oluşur, ısı transferi önlenir, baca ısı kayıpları artar, kazan kapasitesi ve verimi düşer. Ham suda bulunan organik içerikler, borularda tıkanmalara, kazan ayırım deposunda köpürmelere, kazan kütle dengesinde bozulmalara, kızdıricılara su yürümesine, malzeme yorulmasına, kazan otomatik kontrolünde bozulmalara neden olur.

Besleme suyu iyon içerikleri, iş akışkanının iletkenliğini ve pH değerini belirler. pH değerinin 7 olması durumunda suyun kimyasal özelliği nötr, 7'den küçük olması

durumunda asidik, büyük olması durumunda ise baziktir. Asidik özellikteki su, malzemede korozyona, aşırı bazik özellikteki su ise kazanda köpürmelere, malzemede çözünmelere neden olur. Bu nedenle kazan besleme suyu pH değeri 8-9 dolayında tutulur.

Yüksek su hızlarında oluşan emiş (vakum) etkisiyle kazan bağlantı elemanlarında atmosferden suya hava, dolayısıyla oksijen sızması olur. Yüksek sıcaklıklarda buhar çelik arasındaki kimyasal etkileşimler sonucu CO₂ açığa çıkar. Hem oksijen hem de CO₂, boruların içinde korozyona neden olur. Oksijen, çukurcuk korozyonuna; CO₂ ise boru iç yüzeyinde yüzeysel korozyona neden olur.

Su arıtma tesisinde organik maddeler, dinlenme havuzlarına çökeltilir. Katı içerikler, filtrelerle (anyon, katyon ve karışık yatak), pH değerleri çeşitli kimyasallar yardımıyla istenen değerlere getirilir. CO₂ ve O₂ ise degazörlerde buhar ilavesiyle çözülerek atmosfere atılır.

Isı değiştirgeçlerinin dış yüzeylerinde yanma ürünü uçucu küller birikerek ısı transferini engeller. Belirli aralıklarla kurum üfleyiciler üzerinden bu yüzeyler üzerine buhar püskürtülerek, kül birikimleri yıkanıp boru yüzeyleri temizlenmiş olur. Buradan da görüldüğü gibi kazanın ön görülen ısı veriminde işletilmesi için iş akışkanının geçtiği boruların iç ve dış yüzeyleri, su arıtma sistemleri ve kurum üfleme uygulamalarıyla sürekli temiz tutulmalıdır.

7.3. Baca Gazı Arıtma Sistemleri

Termik santraller, özellikle düşük kaliteli linyit yakanlar, en fazla emisyon yayan ve hava kirliliğine neden olan sistemlerdir. Özellikle Avrupa Birliği emisyon standartları uygulamalarının uygulama aşamasına geldiği günümüzde bu durum, çözümü en zor sorunlardan birisidir. Hava kirliliğini azaltmak, aynı elektrik üretimi için olabildiğince az yakıt yakmayla mümkün olabilir. Bu ise enerji verimliliği yönünden en uygun kazan tasarımı ve işletmesini gerektirir.

Başlıca kazan emisyonları, CO, toz, SO₂ ve NO_x'tir. Kyoto Protokolü'nün Birleşmiş Milletler tarafından onaylanmasıyla önümüzdeki yıllarda CO₂ emisyonu azaltılması ve bertaraf edilmesi, önümüze konulan en önemli maddedir. Bu konuyla ilgili teknolojiler henüz ar-ge aşamasındadır.

Emisyon kontrolünde en etken öncelikli yaklaşım, yanma kontrolüdür. Optimum yanma koşullarında yakıt kullanımı minimum olduğunda atmosfere atılan emisyonlar da minimum düzeye iner. Ayrıca optimum yanma koşullarında emisyon kontrol yatırımları ve işletme giderleri minimuma iner [27].

Emisyon kontrol uygulamaları, ilk önce uygun yanma koşullarının oluşturulması çabalarıyla CO ve yanmamış kok azaltılması biçiminde başlamıştır. Ardından toz filtreleri (termik santraller için elektrofiltreler) işletmeye konulmuştur. 1970'lerden sonra SO₂ arıtma çalışmaları, 1980'lerden sonra için NO_x kontrolü çalışmaları hız kazanmıştır. Temiz kömür teknolojileri kapsamında CO₂ arıtma ve bertaraf işlemlerinin, önümüzdeki 30 – 40 yılın başlıca uğraşısı olması beklenmektedir.

7.3.1. Partikül arıtma sistemi

Termik santral kazanlarında toz arıtma sistemi olarak standart uygulama, elektrofiltrelerdir. Bu sistemlerde toz yüklü ham baca gazı, elektrofiltre girişinde, yüksek gerilimli elektrotlar arasındaki elektrik deşarjı (crons deşarjı) ile statik elektrik yüklenir. Negatif yüklü partiküllerin, pozitif yüklü elektrotlara gelinceye kadar bu yüklerini kaybetmemesi gerekir. Bu nedenle partikül iletkenlikleri, hem baca gazı sıcaklığı, nemi, gaz debisi ve partikül yükü, elektrofiltre tasarımıyla ilgili başlıca verilerdir. Yanma hesapları, baca gazı ve partikül analizleri ile bu tasarım verileri sağlanır [28].

7.3.2. SO₂ arıtma sistemi

Baca gazının içerdiği SO₂, baca gazıyla temasa geçen arıtıcı akışkan tarafından emme (absorbsiyon, kimyasal afinite) veya yüzeysel tutma (adsorbsiyon) etkileriyle arıtıcı akışkana çekilir ve bu akışkanda bağlanır. Literatürde çok sayıda SO₂ arıtma teknikleri verilmiştir. Bunlardan ancak çok azı uygulama aşamasında bulunmaktadır. Günümüzde yatırım ve işletme maliyetleri yönünden termik santral kazanları için en uygun SO₂ tutma yöntemi, yaş kireçtaşı yöntemidir [29].

Arıtıcı akışkanın CaOH olduğu en tanınmış sistem, Bischoff yöntemidir. Uygulamada birçok yeni sistem verilmektedir. Bunların birbirlerinden farkları, arıtıcı akışkanın etken püskürtülmesine dayanan baca gazı – arıtıcı akışkan türbülansı ve reaksiyon kulesinde yeterli süre kalma koşuludur.

NaOH'nin arıtıcı akışkan olarak kullanıldığı başlıca arıtma yöntemi, Wellman – Lord yöntemidir. Burada SO₂ arıtma sistemi, entegre bir kimya fabrikasına dönüşür. Burada çıktı olarak endüstride kullanılan SO₂ gazı, H₂SO₄ ve amorf – kükürt elde edilir [30].

NH₃ uygulamasıyla SO₂ ve NO birlikte tutulabilir. Literatürde bu yöntem, Walther yöntemi olarak bilinir. Bu sistemde yan ürün olarak, tarım sektöründe kullanılan azotlu gübre üretilir.

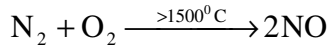
Adsorbsiyonlu SO₂ tutma uygulamalarında, yüzeysel tutucu madde olarak genelde aktif karbon kullanılır.

7.3.3. NO_x arıtma sistemi

Yanma sürecinde oluşan NO_x'ler, kömürün içerdiği azotun oksitlenmesi veya yakma havasının içerdiği azotun oksitlenmesiyle oluşur. Bu reaksiyonlar genelde 1500 °C ve üzerinde etken hale gelir. Yanma aşamasında oluşan NO_x'in yaklaşık %95'i NO, %5'i ise NO₂ biçimindedir. Atmosfere salınan NO'lar, güneş ışınları etkisiyle NO₂'ye

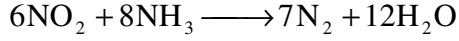
dönüşür ve atmosfer nemiyle birleşerek SO₂'de olduğu gibi HNO₃ biçiminde yağarak, ekosistemin tahribine yol açar.

Düşük kaliteli linyitlerde yanma odası sıcaklığı genelde 1500 °C'nin altındadır. Bu nedenle NO_x oluşumları, taş kömürü, sıvı ve gaz yakıtlara kıyasla çok düşüktür. Oluşan NO_x'lerin Hava Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği'nde ön görülen sınırların dışına çıkması durumunda, düşük NO_x oluşumlu toz kömürü brülörleri uygulamasıyla bu emisyonlar, yönetmelik sınır değerlerinin altına indirilebilir. Düşük NO_x oluşumlu brülörler, kademeli yakma prensibine dayanır. Aşağıda verilen eşitlik uyarınca NO emisyonunun oluşabilmesi için oksijen ve sıcaklık koşulunun birlikte oluşması gerekir. Kademeli yakma ile bu birliktelik koşulu önlenerek, NO oluşumu engellenmiş olur.



İlk aşamada gereğinden çok az birincil hava verilerek, yakıt zengin CO bol, oksijen çok az bulunan yüksek sıcaklıklı yanma gazı oluşur. Burada sıcaklık koşulu sağlansa bile oksijen koşulu sağlanamadığından NO oluşmaz. Yanma odasının ortalarına doğru aleve, tam yanmayı sağlayan ikincil hava dışında, aleve soğutmaya yönelik aleve dış çeperine üçüncül hava verilir. Bu bölgede bol miktarda oksijen bulunmasına karşın, aleve 1500 °C'nin altına soğutulduğu için sıcaklık koşulu sağlanamadığından yine NO oluşumu engellenmiş olur.

Taş kömürü, fuel-oil ve doğalgaz yakan santrallerde kademeli yakmanın yetmediği koşullarda kazan yanma gazlarının 350 – 450 °C'ye soğuduğu bir bölgede bal peteği biçiminde oluşturulmuş katalizör blokları konumlandırılır. Bu katalizör, NO_x'in NH₃ ile reaksiyonunda NO₂'nin N₂'ye indirgenme reaksiyon sıcaklığını 350 – 400 °C'ye düşürür. Ayrıca gerekli temas alanı ve kalma süresi koşullarının sağlanmasıyla N₂'ye dönüşüm sürecini hızlandırır. Bu arıtma reaksiyonu aşağıda görüldüğü gibi gerçekleşir.



7.3.4. CO₂ arıtma sistemi

Türkiye'nin, iklim değişikliği sözleşmesine taraf olmasıyla önümüzdeki yıllarda Kyoto Protokolü'nü kabul etmek ve bununla ilgili CO₂ salınım sınırlarına uymak zorunda kalacaktır. Bu bağlamda yoğun enerji tüketen çimento ve demir – çelik sektörlerinde enerji verimliliği ve CO₂ salınımı ile ilgili fayda maliyet analizleri çalışmaları yapılmıştır. Aynı çalışmaların termik santraller için de yapılması gerekmektedir. Önümüzdeki yıllarda her sektördeki üretimin, mevcut en iyi teknoloji (Best Available Technology) ile gerçekleştirilerek, bu teknoloji için gerekli yakıt tahsisleriyle karşı karşıya kalacaktır. Düşük enerji verimliliği sonunda gerekli üretimin, tahsisi ön görülen yakıtla gerçekleştirilmesi durumunda, kullanılan fazla yakıttan kaynaklanan CO₂ emisyonlarının tonu başına “Karbon Vergisi” ödemek zorunda kalacaktır. Bu vergiden kurtulmak için tesislerin, rehabilitasyon çalışmalarıyla güncel verimliliğinin yükseltilmesi veya fazla yakıttan kaynaklanan CO₂'yi karşılayacak yenilenebilir enerji yatırımlarının (hidrolik santraller, biyokütle, rüzgar enerjisi vb.) gerçekleştirilebilmesi gerekir [31].

Karbon vergisi uygulamaları, Avrupa Birliği mevzuatına göre uygulama aşamasına gelmiştir. Günümüzdeki karbon vergisinin 60 \$/ton-CO₂ dolayında olması beklenmektedir.

CO₂ sorununu çözmek, temiz kömür teknolojilerinden geçmektedir. Bu teknolojinin aşamaları aşağıdaki gibidir:

- Yanma optimizasyonu
- Akışkan yatak uygulaması
- CO₂'nin MEA (Mono Etanol Amin) ile yıkanması
- Oksijen ile yakma ve CO₂ bertarafı
- Oksijenle yakmalı ultra süper kritik kazan uygulamaları

Yanma Optimizasyonu: Yanma optimizasyonu ile mevcut santrallerde yakıt tüketimi en aza indirilerek karbon vergisine tabi olacak fazla yakıt kullanımı minimize edilmiş olur.

Akışkan Yatak Uygulaması: Dolaşimli akışkan yatak uygulamasıyla SO₂ ve NO_x arıtma tesisleri yatırımlarına gerek duyulmaz. Burada kömür gazlaştırılması ile hidrojen üretimi sağlanabilir. Baca gazı içerisindeki CO₂'nin kısmi basıncı artacağı için, CO₂ ayrıştırma işlemi kısmen de olsa etkinleştirilmiş olur.

CO₂'nin MEA (Mono Etanol Amin) İle Yıkınması: Ham doğalgaz içerisinde önemli oranda CO₂ bulunmaktadır. Ham doğalgaz, MEA ile yıkanarak CO₂ tutulur. Endüstriyel olarak doğrudan kullanılmayan bölümü boru taşıma sistemleriyle petrol kuyularına gönderilerek oralara enjekte edilir. Bu enjeksiyon ile petrol yataklarındaki ağır petrolün viskozitesi azaltılıp akışkanlığı artırılır. Böylelikle petrol kuyularının üretim verimliliği artar. Bu uygulamanın termik santral baca gazlarına uygulanması ile ilgili ar-ge çalışmaları yoğun bir biçimde devam etmektedir. Bu uygulama, santral baca gazlarının MEA çözeltisi ile yıkanıp, çözeltide bağlanmasına dayanır. CO₂ zengin MEA çözeltisine ısı verilerek, %100 konsantrasyon dolayında açığa çıkan CO₂, 30 bar dolayına sıkıştırılarak yoğunlaşma sıcaklığı -5 °C'lere düşürülür. Buradan da görüldüğü gibi CO₂'nin bağlanması, buharla ayrıştırılması, kompresörle sıkıştırılması, soğutulması ile sıvılaştırılması, çok büyük boyutlarda yatırıma ve enerjiye gereksinim duymaktadır. Bu uygulamanın elektrik üretim maliyetini %20'lerin üzerinde artıracığı hesaplanmaktadır. Bu uygulamanın en erken doğalgazla çalışan kombine çevrim santrallerinin bacalarında gerçekleştirilmesi mümkündür. Amin çözeltisinin CO₂ tutma etkinliğinin SO₂, NO_x, toz ve diğer baca gazı emisyonları tarafından bozulması (zehirlenme) nedeniyle özellikle düşük kaliteli kömür yakan termik santrallerde uygulanması, teknik ve ekonomik yönden mümkün görülmemektedir. %10 CO₂ kısmi basınçlı bir kömür santrali baca gazındaki CO₂'nin amin yıkamasız sıvılaştırılması için baca gazının -100 °C'nin altına soğutulması gerekir. Bu durum ise ekonomik yönden söz konusu değildir.

Oksijen İle Yakma ve CO₂ Bertarafı: Yakma havasının, dolayısıyla yanmadan oluşan yanma gazlarının yaklaşık %80'i N₂, geriye kalanı CO₂, O₂, SO₂, NO_x vb.dir. Yakıtın hava yerine oksijenle yakılması halinde, baca gazları sadece CO₂, O₂, SO₂, NO_x vb.den oluşur. Yanma gazı debisi yaklaşık beş kat azalır. Buna paralel olarak, kazan yatırımı, elektrofiltre, SO₂, NO_x filtre yatırımları ve tüm işletme giderleri de benzer ölçüde azalmış olur. Elektrofiltrede toz tutulur, SO₂ ve NO_x, ilgili arıtma tesisinde tutulduktan sonra geriye %100 derişimde CO₂ kalır. Kalan bu CO₂ gazı soğutulup, 30 bar civarında sıkıştırılırsa sıvılaştırılır. Teknik olarak kullanılmayan CO₂, yer altına enjekte edilir.

Oksijenle yakmalı Ultra Süper Kritik Üstü Kazan Uygulamaları: Bugünkü termik santraller, ortalama %45 verimle çalışmaktadır. Oksijen ile yakma için gerekli hava parçalamalı oksijen üretimi, üretilen elektriğin %20'sini tüketmektedir. Eğer termik santral elektrik üretim verimleri, ultra süper üstü kritik kazan uygulamasıyla %20 artırılabilirse, bugünkü verimlerde elektrik üretimi "sıfır" emisyon salınım koşullarında üretilebilir. Yanma sonucu oluşan beş kat daha düşük debilerdeki ham yanma gazları, doğrudan hiçbir toz, gaz, NO_x ve CO₂ arıtma uygulamalarına gerek duyulmaksızın 100 bar dolayında sıkıştırılıp yeraltına gaz geçirmeyen katmanlara enjekte edilir. Bacasız kazan uygulamasıyla "sıfır" emisyon termik santral düzenine geçilmesi, günümüzde ar-ge aşamasındadır. Böyle bir kazanda türbin buhar giriş sıcaklıkları 750 – 800 °C, buhar basıncı ise 350 – 400 bar olması öngörülmektedir [15].

8. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Hidrolik potansiyeller dışında Türkiye'nin başlıca enerji kaynağı, düşük kaliteli linyitlerdir. Bu kömürlerin, termik santrallerde elektriğe dönüşümünden başka bir uygulama alanı bulunmamaktadır. Günümüzde alışılmış kömür yakma teknolojileri (pulverize ve akışkan yatak) ve kazan türleriyle, bu linyitlerden elektrik üretilmektedir. %60 dolayında nem içeren ve ısı değerleri 900 – 1400 kcal/kg-yakıt olan kömürlerin öğütülerek yakılmasında, kurutma için yanma odası çıkışından alınan 1000 °C sıcaklığındaki yüksek ekserjili yanma gazı kullanılır. Düşük ekserjili bir uygulama olan kurutma için yüksek ekserjili yanma gazı kullanılması, santrali elektrik üretim verimini düşürür.

Düşük kaliteli linyitlerde kararlı yanma için gerekli yanma koşullarının yanma odasında sağlanması çok zor olmakta, kararsız yanma sonunda alev, ısıtma yüzeylerinde erozyon korozyon, kül ergime vb. hasarlara neden olmaktadır [11,34]. Bu nedenle düşük kaliteli linyitle çalışan termik santraller, sık sık devre dışı kalmakta, yük faktörleri aşırı biçimde düşmekte, elektrofiltre ve desülfürizasyon tesisleri gibi arıtma tesisleri uygun biçimde çalıştırılmamaktadır. Termik santral ortalama verimleri %30'un altına düşmektedir. Avrupa Birliği Çevre Sözleşmesi'nin kabulüyle Türkiye, AB standartlarında belirtilen sıkı, alışılmış emisyon sınır değerleriyle (toz, SO₂, NO_x) linyit yakıtlı termik santrallerini çalıştırmak zorundadır.

Türkiye ayrıca Mayıs 2005'te Birleşmiş Milletler İklim Sözleşmesi'ne taraf olmuş, Kyoto Protokolü'nün getirdiği sıkı CO₂ azaltma önlemleriyle karşı karşıya gelmek üzeredir. Günümüzde ham doğalgazın içerdiği CO₂'nin ayrıştırılmasında kullanılan amin ile baca gazı yıkama teknolojisinin, temiz baca gazı olan doğalgaz yakıtlı kombine çevrim santrali bacalarından yayılan CO₂ emisyonlarının tutulmasında kullanılması, yeni konuşulur hale gelmiştir. Ayrıca termik santrallerimizde mevcut elektrofiltrelerin ve birkaçında yeni uygulamaya konulan SO₂ arıtma sistemlerinin genelde tasarımda öngörüldüğü biçimde çalıştırılması mümkün olmamaktadır. Günümüzde düşük kaliteli linyitlerde amin yıkamalı CO₂ arıtma uygulaması, söz

konusu değildir. Ancak termik santrallerde enerji verimliliği çalışmaları yapıp, santraller için enerji tasarrufu sağlama eğrileri [31] çıkarılıp santrallerin geri kalan işletme ömürleri için tasarruf yatırımları yapılabilir. Böylece yakıt tüketimindeki azalma oranında önemli ölçüde CO₂ ve diğer alışılmış emisyonlarda da azalma sağlanabilir.

Türkiye için kısa ve orta dönemde linyit yakıtlı termik santrallerin yanma optimizasyonlarıyla ilgili rehabilitasyon yatırımları yapılarak, santrallerin yüksek verim ve yük faktöründe çalışmaları sağlanabilir. Böylelikle sürekli ve kararlı yanma koşullarının olduğu enerji ve kütle dengesinde mevcut emisyonlar en aza iner ve alışılmış toz, SO₂ arıtma tesisleriyle, ileride uygulaması muhtemel olan düşük NO_x oluşumlu brülörlerin tekniğine uygun biçimde çalışmaları sağlanmış olur.

Bu çalışmanın amacı, düşük kaliteli linyitlerin termik santrallerde elektriğe dönüşümünde, iş akışkanı taraflı buhar (Rankine) çevrimi ile yanma gazı taraflı kömür öğütme, yanma, yanma gazı ısı transferi davranışlarının, enerji-işletme ekonomisi yönünden uygun olarak oluşturulmuş kazan enerji dengesinde hesaplanabilir hale getirilmesidir [11]. Bu amaçla kazan enerji denge modeli çıkarılmış, bu dengeyi sağlayacak ısı tasarım hesapları (yanma, ısı transferi, yük kayıpları vb.) yapılmıştır. Kazan enerji dengesinin oluşturulmasıyla ilgili ısı tasarım hesaplarının yapılabilmesi için, enerji denge koşulları dikkate alınarak bir bilgisayar programından faydalanılmıştır. Bu matematik model yardımıyla alt ısı değeri $H_u = 1300$ kcal/kg-yakıt olan linyitle çalışan 150 MW_e kurulu güçteki bir termik santral kazanının ısı tasarımını yapılmış, hesap sonuçları, gerçek sistemin tasarım ve işletme değerleriyle karşılaştırılmıştır (Çizelge 8.1). Bu karşılaştırma, geliştirilen matematik modelinin kabul edilebilir sapmalar içinde, gerçek sistemin enerji dengesinin ve ısıtma yüzeyleri hesabının yapılmasında kullanılabileceğini göstermiştir. Bu kapsamda stabil yanma için gerekli kömür kurutma oranları, kömür öğütme inceliği, yanma odası boyutları, ısıtma yüzeyleri boyutları vb. hesaplar yapılmıştır.

Çizelge 8.1. Tasarlanan değerlerle gerçek santralin tasarım değerlerinin karşılaştırılması.

Veri	Gerçek Santral Tasarım Değeri	Tasarlanan Santral Değeri
Üst Isıl Değer (kcal/kg)	1700	1696,3
Alt Isıl Değer (kcal/kg)	1300	1299,7
Yanma Verimi - η_Y (%)	97	97,02
Kazan Verimi - η_K (%)	85,3	85,75
Yakıt Tüketimi (ton/h)	280	263,84
Yanma Odası Boyutları (a x b x h _{vo})	10,88 x 10,88 x 28,85	9,71 x 9,71 x 28,28
Yanma Gazı Yanma Odası Çıkış Sıcaklığı (°C)	960	943,6
Yanma Gazı Kızdırıcı Çıkış Sıcaklığı (°C)	810	640,5
Yanma Gazı Ara Kızdırıcı Çıkış Sıcaklığı (°C)	480	484,1
Yanma Gazı Ekonomizer Çıkış Sıcaklığı (°C)	310	318,2
Yanma Gazı Baca Çıkış Sıcaklığı (°C)	160	158,0
İş Akışkanı Kızdırıcı Çıkış Sıcaklığı (°C)	538	540
İş Akışkanı Ara Kızdırıcı Çıkış Sıcaklığı (°C)	538	540
Besleme Suyu Ekonomizer Giriş Sıcaklığı (°C)	250	250
Besleme Suyu Kazan Giriş Sıcaklığı (°C)	350	350

Termik santrallerde yapılan araştırma çalışmaları [1,12,13,19,20] ve bu araştırmanın sonuçları [11] mevcut teknolojilerle ülkemizde bulunan çok düşük kaliteli linyitlerin AB standartlarındaki emisyon sınır değerleri, enerji dönüşüm verimleri ve Kyoto Protokolü'nün istediği CO₂ azaltma oranlarına indirilmesi teknolojik olarak mümkün

değildir. Bu nedenle ileri yakma teknolojileri ve kazan türlerine geçilmesi zorunludur. Bu teknoloji literatürde oksijenle yakmalı süper kritik üstü zorlanmış geçişli (Benson, Sulzer) kazan uygulamalı termik santrallerdir [35-37].

Bu ileri yakma sistemlerinde, yanma için kullanılan oksijen, elektrik uygulamasıyla havanın parçalanmasıyla elde edilir. Bu işlem için, santralin ürettiği elektriğin %20 dolayındaki bir bölümün, hava parçalamada kullanılması gerekir. Bu yakma sisteminin uygulanabilir olması için, %30 – 45 dolayında olan mevcut termik santrallerin net verimlerinin %65 – 70'lere çıkarılması gerekir. Rankine eş değer Carnot çevrimi yaklaşımıyla, kazan çıkışı kızgın buharın günümüz standart değeri olan 550 °C'den 800 – 850 °C'ye, kızgın buhar basıncının da süper kritik (221,3 bar) üstü düzeydeki 350 – 400 bar'a çıkarılması gerekir.

Özet olarak kritik altı Rankine çevriminin, süper kritik üstü Rankine çevrimine, doğal dolaşımli olan kazan türünün, zorlanmış geçişli süper kritik üstü kazana geçirilmesi gerekir. Bu geçişte gerçekleştirilecek hesaplama çalışmalarında, bu tez çalışmasında gerçekleştirilen hesaplama yaklaşımına paralel bir yöntem takip edilebilir. Örnek olarak kurutma prosesi için tercih edilen kontrol hacminin giriş ve çıkış noktalarındaki entalpi değerleri göz önünde tutularak kömür kurutma oranı belirlenebilir. Kazan enerji dengesi, kazandan çekilecek ve kazana beslenecek ısı yükleri göz önüne alınarak kurulabilir.

Verim yükseltmenin diğer bir yolu ise, yüksek ekserjili (1000 °C yanma gazı) kömür kurutma yerine düşük ekserjili ara buhar uygulamalı düşük kurutma oranlı (%60 - %30) kömür kurutmaya geçilmesidir. Analizi yapılan kazanda alt ısı değeri $H_u = 1300$ kcal/kg-linyit, $n = 1,17$, özgül yaş yanma gazı $V_{GY} = 2,87$ Nm³/kg-linyit, ortalama yanma odası adiyabatik sıcaklığı yaş kömürde $T_{ad} = 1132$ °C (kuru temelde $T_{ad} = 1365$ °C)'dir. Bu santralin oksijenle yakmalı ileri teknolojilere geçilmesi durumunda, özgül oksijen gereksinimi $V_{oksijen} = 0,38$ Nm³-O₂/kg-linyit'tir. 1300 kcal/kg-linyit ısı değeri, 0,38 Nm³-CO₂/kg-linyit'ten oluşan yanma gazı (yanma odası) adiyabatik sıcaklığını yaklaşık 7500 °C'ye çıkarır. Bunun nedeni, havanın veya yanma gazının yaklaşık

%80'ini oluşturan hava azotunun kazana girmesinin engellenmesidir. Havayla yakmalı özgül yanma gazı ($2,87 \text{ Nm}^3$ yaş yanma gazı)'nın oksijenle yanmalı CO_2 'den oluşan özgül yanma gazı ($0,38 \text{ Nm}^3\text{-O}_2 \approx 0,38 \text{ Nm}^3\text{-CO}_2$)'an oranı yaklaşık 7,5'tir. Buna göre oksijenle yakmalı kazanın yanma gazı debisi, havayla yakmalı kazanın yanma gazı debisinin $1/7,5$ 'idir. Bu durumda teorik anlamda oksijenle yakmalı süper kritik üstü kazanın boyutu, havayla yakmalı alışılmış kazanın boyutunun 7,5'te biridir. Yanma odası sıcaklığının $7500 \text{ }^\circ\text{C}$ 'lere çıkması, malzeme sorunlarına, kazan boyutlarının $1/7,5$ 'e düşmesi ise, hacmin çok küçülmüş olması nedeniyle ısı transferi yüzeylerinin (ısıtma yüzeyleri), yanma gazı kanalına konumlanması olanaksızdır.

Malzeme emniyeti, tasarım ve işletme koşulları yönünden böyle bir kazanın gerçekleştirilebilmesi için, yanma odasına yoğunlaşabilen, emisyon yaratmayan, soğutucu akışkanların beslenerek, hem yanma odası sıcaklıklarının $2000 \text{ }^\circ\text{C}$ dolayına düşürülmesi, hem de kazan gaz kanalı kesitlerinin, ısıtma yüzeylerinin yerleşilebilecek boyutlara çıkarılması gerekir. Bu soğutucu gaz, CO_2 ve sudur. CO_2 , baca girişinden alınarak yanma odasına geri beslenir. Su ise kömür nemi, ham kömür durumundaki %60'lardan ara buharlı soğutma ile %30 – 40'lara düşürülür ve %30 – 40 nemli linyit, bu haliyle yanma odasına beslenerek, kalan kurumanın yanma odasında yapılmasıyla yanma odası sıcaklığının belli oranda düşürülmesi sağlanır. Buna rağmen yanma odası sıcaklığı, malzemeye zarar vermeyecek boyutlara düşürülemiyor ise, yanma odasına doğrudan düşük entalpili türbin ara buharı enjekte edilerek, ilave buharla soğutma işlemi uygulanır.

İncelenen havayla yakmalı kazana, sıvılaştırılmış CO_2 arıtma sistemi uygulansa, baca gazındaki CO_2 oranı %10 – 13 dolayında olduğundan, CO_2 'in kısmi basıncı $0,1 - 0,13$ bardır. Bu kısmi basınçta CO_2 'nin sıvılaştırılması için baca gazının $-105 \text{ }^\circ\text{C}$ 'nin altına düşürülmesi gerekir. Kısmi basıncın 1 bar olması durumunda CO_2 sıvılaştırma sıcaklığı $-70 \text{ }^\circ\text{C}$, 30 bar'a sıkıştırılmış saf CO_2 'nin yoğunlaşma sıcaklığı ise $-5 \text{ }^\circ\text{C}$ dolayındadır [38]. SO_2 'nin sıvılaştırma sıcaklığı, CO_2 'nin çok üzerinde, NO_x 'inki ise CO_2 'nin oldukça altındadır. Oksijenle yakmalı uygulamada hava yerine oksijen kullanıldığından, oluşabilecek NO_x 'ler yalnızca linyitten kaynaklanacaktır. Bu nedenle NO_x 'in yoğunlaşma

sıcaklığının CO₂'nin yoğuşma sıcaklığının çok altında olması, önemli değildir. Bunun anlamı, oksijenle yakmalı sistemlerde baca gazı debisi, havayla yakmalıya kıyasla çok küçük, CO₂ oranı %95'in üzerinde, geriye kalan ise SO₂ ve NO'dur. Eğer bu baca gazını -5 °C'ye düşürebilsek, sıvı biçimindeki CO₂ ve SO₂ gazları, pompalarla 100 bar'ın üzerine çıkarılıp yeraltına enjekte edilebilir. CO₂'nin bir bölümü yer üstünde endüstriyel CO₂ kullanımı ve boru hatlarıyla petrol yataklarına götürülerek çıkarılması zorlaşmış çok yüksek graviteli ham petrole enjekte edilip kuyuların üretim verimleri artırılabilir. Bu yaklaşımda 120 °C dolayındaki toz yüklü ham baca gazı, yağ filtrelerde yıkanarak toz çamur biçiminde santralden uzaklaştırılır. 50 °C dolayında içindeki buhar yoğuşmuş olan, tamamına yakını CO₂ ve az miktarda SO₂ ve NO_x'ten oluşan baca gazı, absorpsiyonlu soğutma sistemiyle +6 °C dolayına düşürülebilir. Absorpsiyonlu soğutma sisteminin gereksinim duyduğu düşük-orta ekserji değerli buhar, türbin ara buharından sağlanır. 30 bar dolayında CO₂ sıvılaştırması için gerekli -5 °C sıcaklıklara elektrik uygulamalı buhar sıkıştırma alışımlı soğutma sistemi kullanılabilir. Böylelikle atmosfere hiçbir emisyonun salınmadığı, *“sıfır emisyon – temiz kömür teknolojisi”* kapsamında *oksijenle yakmalı süper kritik üstü kazan uygulamalı termik santral* konsepti ve modellemesine geçilebilir. Bu modellemede de bu çalışma kapsamında, havayla yakmalı su borulu dolaşım alışımlı kazanlar için geliştirilen benzeri biçimde uygulanabilir. Yanma gazı tarafı yanma hesapları, ısı ve kütle transferi vb. hesaplamalar, benzer yaklaşımla olur. Oksijenle yakmalı sistemlerde ısı tasarımı azot yerine CO₂ termodinamik özellikleri (Cp, Pr, Nu, Re, v, vb.) etken olmaktadır.

Bu bilgiler ışığında havayla yakmalı alışımlı termik santral kazanları ve oksijenle yakmalı ileri teknoloji termik santrallerle ilgili olarak gelecekte yapılması önerilen çalışmalar aşağıda sıralanmıştır:

- Havayla yakmalı sistemlerde enerji verimliliği ve yanma optimizasyonu çalışmaları.
- Havayla yakmalı sistemlerde toz, SO₂, NO_x arıtma sistemleri araştırmaları.
- Havayla yakmalı sistemlerde amin yıkamalı CO₂ tutma sistemleri araştırmaları.
- Oksijenle yakmalı sistemlerde buharla kömür kurutma ve öğütme araştırmaları.

- Oksijenle yakmalı sistemlerde yanma odası soğutma ve ısıtma yüzeyi konumlama çalışmaları.
- Oksijenle yakmalı sistemleri için havadan oksijen üretim yöntemleri araştırması.
- Oksijenle yakmalı sistemlerde absorpsiyonlu soğutma sistemi uygulamaları.
- Oksijenle yakmalı sistemlerde süper kritik üstü Rankine çevrimi analizleri ve buhar termodinamik özellikleri ve ısı transferi verilerinin araştırılması.
- Oksijenle yakmalı sistemlerde ara buhar uygulamaları ve optimizasyonu.
- Oksijenle yakmalı sistemlerde sıvılaştırılmış CO₂'nin endüstriyel uygulama ve petrol üretiminde kullanılması araştırmaları.
- Oksijenle yakmalı sistemlerde tüm emisyonların yer altına enjeksiyonu, depolanması ve bertaraf uygulamaları.

KAYNAKLAR

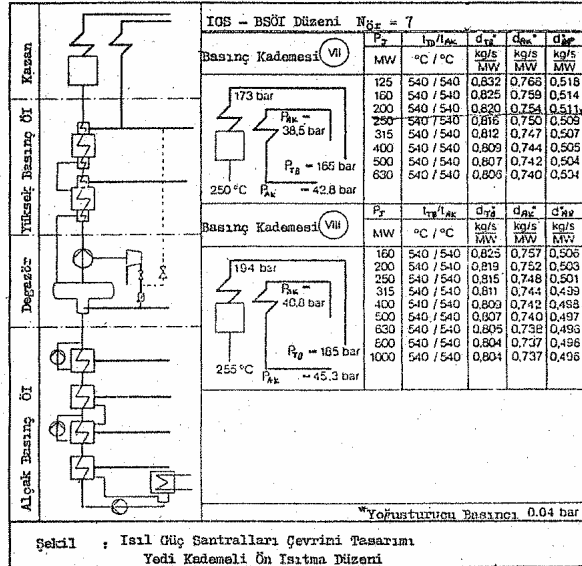
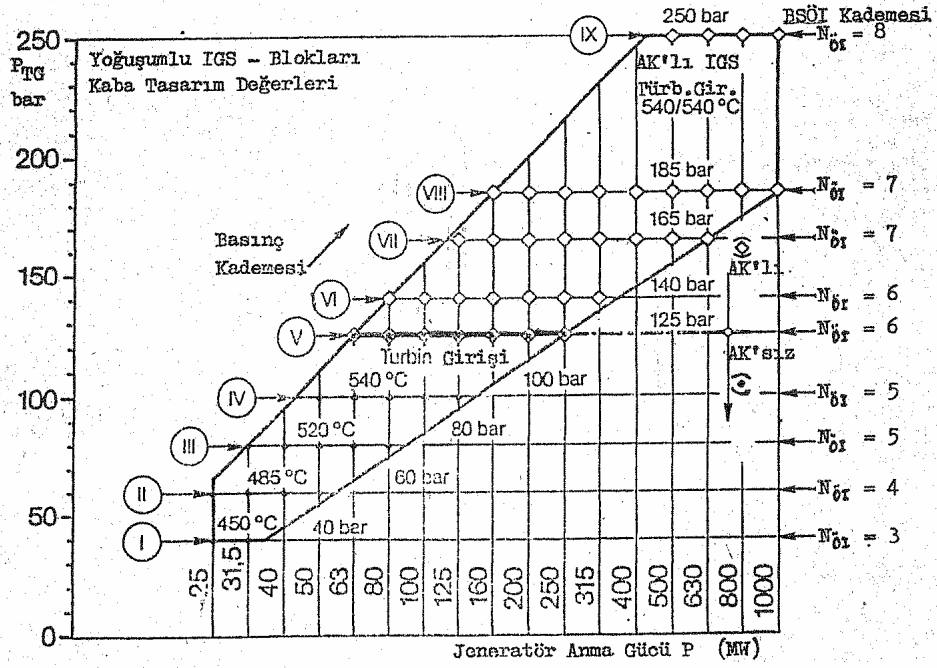
1. Durmaz, A., Ercan, Y., “Orhaneli Termik Santrali Kazanının Yanma ve Emisyon Sorunlarının İncelenmesi”, *GEÇER Araştırma Merkezi*, Ankara, 1-20 (2004).
2. Durmaz, A., “Kömürün Yanması”, Kömür Özellikleri Teknolojisi ve Çevre İlişkileri, *İstanbul Teknik Üniversitesi*, İstanbul, 353-394 (1998).
3. Durmaz, A., “Modeling Simulation and Optimization of the Combustion Control System of a Steam Generator”, *Proceedings of AMSE Conference on Modeling and Simulation*, 80-97 (1982).
4. Çengel, Y., Boles, M., “Thermodynamics: An Engineering Approach”, *McGraw Hill College Div.*, 116-129 (1994).
5. Durmaz, A., Güngen, G., Karabay, M., Ercan Y., “Application of Energy Conservation Techniques to Some Industrial Complexes in Turkey”, *Symposium on the Outlook of Energy in the Third World*, Tahran, 1-30 (1983).
6. Durmaz, A., Ercan, Y., “Yanmadan Kaynaklanan Hava Kirliliğinin Kontrolü”, *Gazi Üniversitesi*, Ankara, 1-26 (1987).
7. Durmaz, A., “Türkiye’nin Enerji Altyapısı ve Hava Kirliliği”, *Uluslararası Yanmadan Kaynaklanan Hava Kirliliğinin Kontrolü Sempozyumu Bildiri Kitabı*, Ankara, 65-72 (1987).
8. Durmaz, A., “Energy Sources and Industrial Energy Saving”, *Applied Research Journal of METU*, 1:1-10 (1983).
9. Durmaz, A., “Düşük Kaliteli Linyitlerin Elektriğe Dönüşümünde Yanma-Emisyon Sorunları ve Yanma Optimizasyonu”, *EÜAŞ Genel Müdürlüğü Semineri*, Ankara, 1-12 (2005).
10. Ercan, Y., Durmaz, A., “Kangal Termik Santrali Çevresinde Hava Kirliliği Dağılımının Modellenmesi”, 5. *Ulusal Yanmadan Kaynaklanan Hava Kirliliğinin Kontrolü Sempozyumu*, Elazığ, 76-84 (2000).
11. Durmaz, A., Çürüksulu, M., “Düşük Kaliteli Linyitler İçin Yakma Sistemi Tasarımı ve Uygun Yanma Koşullarının Oluşturulması”, *Harran Üniversitesi Mühendislik Fakültesi GAP V. Mühendislik Kongresi Bildiriler Kitabı*, 1(34): 264-272 (2006).
12. Durmaz, A., Ercan, Y., “Kangal Termik Santrali Kazanının Yanma ve Emisyon Sorunlarının İncelenmesi”, *GEÇER Araştırma Merkezi*, Ankara, 1-16 (2004).

13. Durmaz, A., Ercan, Y., “Tunçbilek Termik Santrali Kazanının Yanma ve Emisyon Sorunlarının İncelenmesi”, *GEÇER Araştırma Merkezi*, Ankara, 1-18 (2004).
14. Ledinegg, M., “Dampferzeugung, Dampfkessel und Feuerungen”, *Springer-Verlag*, 1-255 (1966).
15. Babcock, G.H., Wilcox, S., “Steam/Its Generation and Use”, *The Babcock & Wilcox Company*, 67-245 (1972).
16. Durmaz, A., “Zorlanmış Geçişli Termik Santral Kazanlarının Dinamik Davranışının Modellenmesi ve Simulasyonu“, Doçentlik Tezi, *ODTÜ*, Ankara, (1979).
17. Basu, P., Kefa, C., Jestin, L., “Boiler and Burners: Design and Theory”, *Springer Verlag*, 128-211 (2000).
18. Durmaz, A., “Yanmadan Kaynaklanan Hava Kirliliği Kontrolü”, *II. Ege Enerji Sempozyumu ve Sergisi*, Kütahya, 20-28 (2004).
19. Durmaz, A., Ercan, Y., “Çatalağzı Termik Santrali Kazanının Yanma ve Emisyon Sorunlarının İncelenmesi”, *GEÇER Araştırma Merkezi*, Ankara, 1-16 (2004).
20. Durmaz, A., Ercan, Y., “Orhaneli Termik Santrali Kazanının Yanma ve Emisyon Sorunlarının İncelenmesi”, *GEÇER Araştırma Merkezi*, Ankara, 1-20 (2004).
21. Kıyıkım, C., “Öğütülmüş Linyit ile Çalışan Bir Termik Santral Kazanı Tasarımı ile İlgili Bilgisayar Programı Geliştirilmesi”, Yüksek Lisans Tezi, *Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü*, Ankara, 62-79 (2003).
22. Onat, K., “Buhar Kazanlarının Isıl Hesapları İçin Yardımcı Levhalar”, *Birsan Kitabevi Yayınları*, İstanbul, 1-40 (1973).
23. İnternet: TS4041’e Göre Isıl Verim Hesapları. <http://www.kimyamuhendisi.com> (2004)
24. Kakaç, S., Arınç, F., “Örneklerle Mühendislik Isı Transferinin Esasları”, *Pelikan Yayıncılık*, 249-383 (2004).
25. Genceli, O.F., “Isı Değiştiricileri”, *Birsan Basın Yayın*, İstanbul, 90-129 (1999).
26. Dağsöz, K.A., “Bacalar”, *Alp Teknik Kitaplar*, İstanbul, 111-152 (1993)
27. “Endüstriyel Kaynaklı Hava Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği”, *Çevre ve Orman Bakanlığı*, 1-32 (2004).

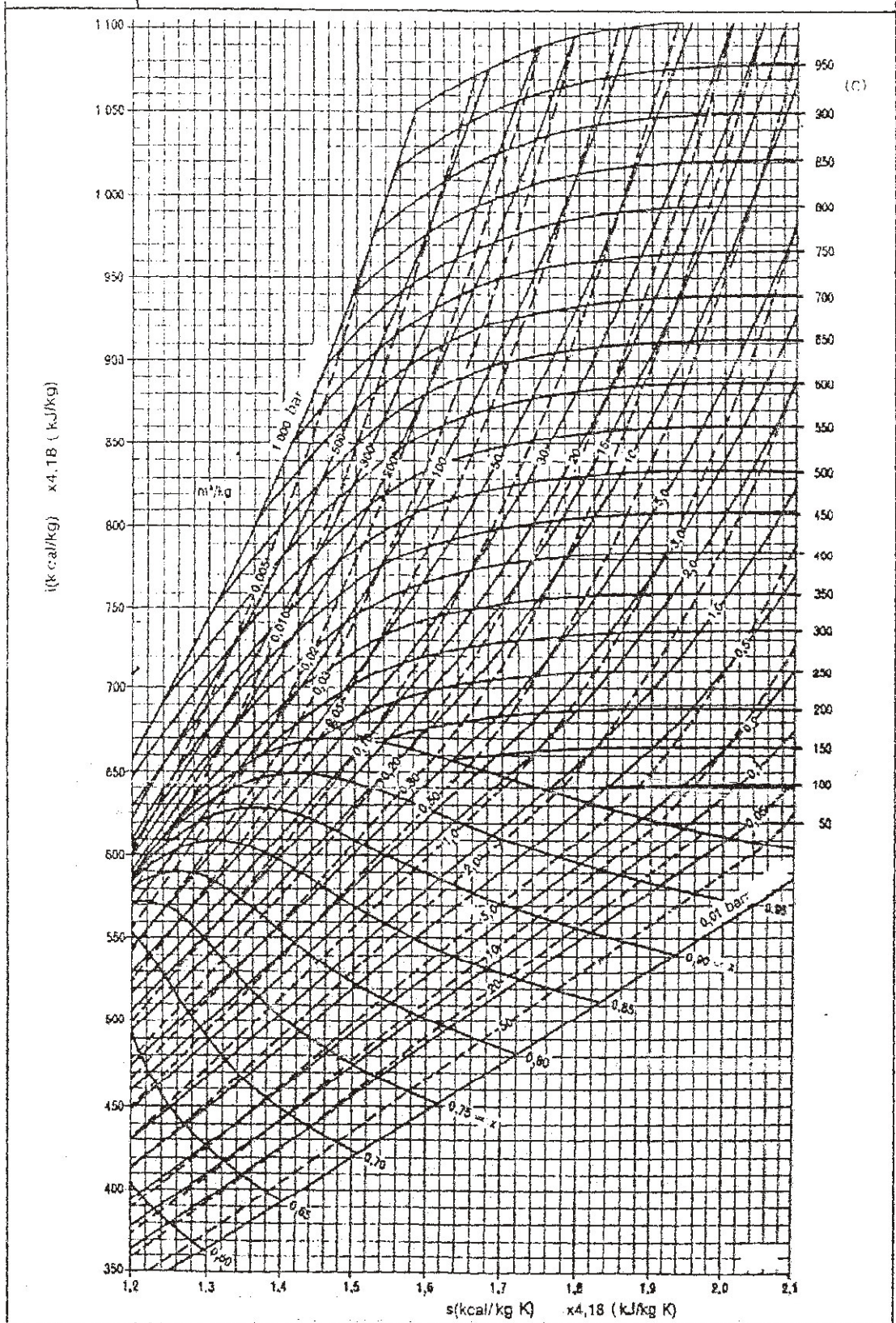
28. Durmaz, A., “Enerji Tasarrufu Önlemlerinin ve Bileşik Isı Güç Santrali Uygulamalarının Hava Kirliliği Kontrolündeki Önemi”, *Çevre Sempozyumu*, İzmir, 45-53 (1987).
29. Doğu, G., Ercan, Y., Durmaz, A., Çulfaz, M., 1988 “Baca Gazı Desülfürizasyon Tesislerinin Türkiye için Uygulanabilirlik ve Ekonomikliğinin Araştırılması”, *GEÇER Araştırma Merkezi*, Ankara, 1-26 (1988).
30. Doğu, G., Ercan, Y., Durmaz, A., Çulfaz, M., “Baca Gazı Desülfürizasyon Proseslerinin Değerlendirilmesi”, *GEÇER Araştırma Merkezi*, Ankara, 35-51 (1991).
31. Ercan, Y., Durmaz, A., Çürüksulu, M., “Türkiye Çimento Sektöründe Enerji Verimliliğinin Artırılması ve Sera Gazı Emisyonlarının Azaltılması İle İlgili Fayda-Maliyet Analizleri”, *TOBB Ekonomi ve Teknoloji Üniversitesi*, 55-59 (2006).
32. Durmaz, A., “Automatic Control of Steam Generators”, *3 rd National Heat Congress of TIBTD*, Trabzon, 34-45 (1981).
33. Durmaz, A., “Simulation and Optimization of the Combustion Control System of an Oil Fired Water Tube Steam Generator”, *Proceedings of the VI. Congress of TUBITAK*, İzmir, 197-211 (1977).
34. Durmaz, A., “Termik Santrallerde Yanma Sorunları, Yanma Optimizasyonu ve Rehabilitasyon Çalışmalarında Mühendislik Yaklaşımı”, *Geçer Araştırma Merkezi*, Ankara, 1-24 (2004).
35. Swanekamp, R., “Return of The Super Critical Boiler”, *Power*, 146(4): 32-40 (2002).
36. Ruth, R.A., “The U.S. Department of Energy’s Combustion 2000 Program: Clean, Efficient Electricity From Coal”, *Energy Conversion*, 38(10-13): 1249-1257 (1997).
37. Ann, Y.K., “Application of a Boiler Performance Model to Evaluate Low Rank Coal Fired Subcritical and Supercritical Boilers”, *Proceedings of Annual International Pittsburgh Coal Conference*, Pittsburgh, 157-164 (1995).
38. Bosnjakovic, F., “VDI-Warmeatlas”, *VDI-Verlag GmbH*, 51-64 (1974).

EKLER

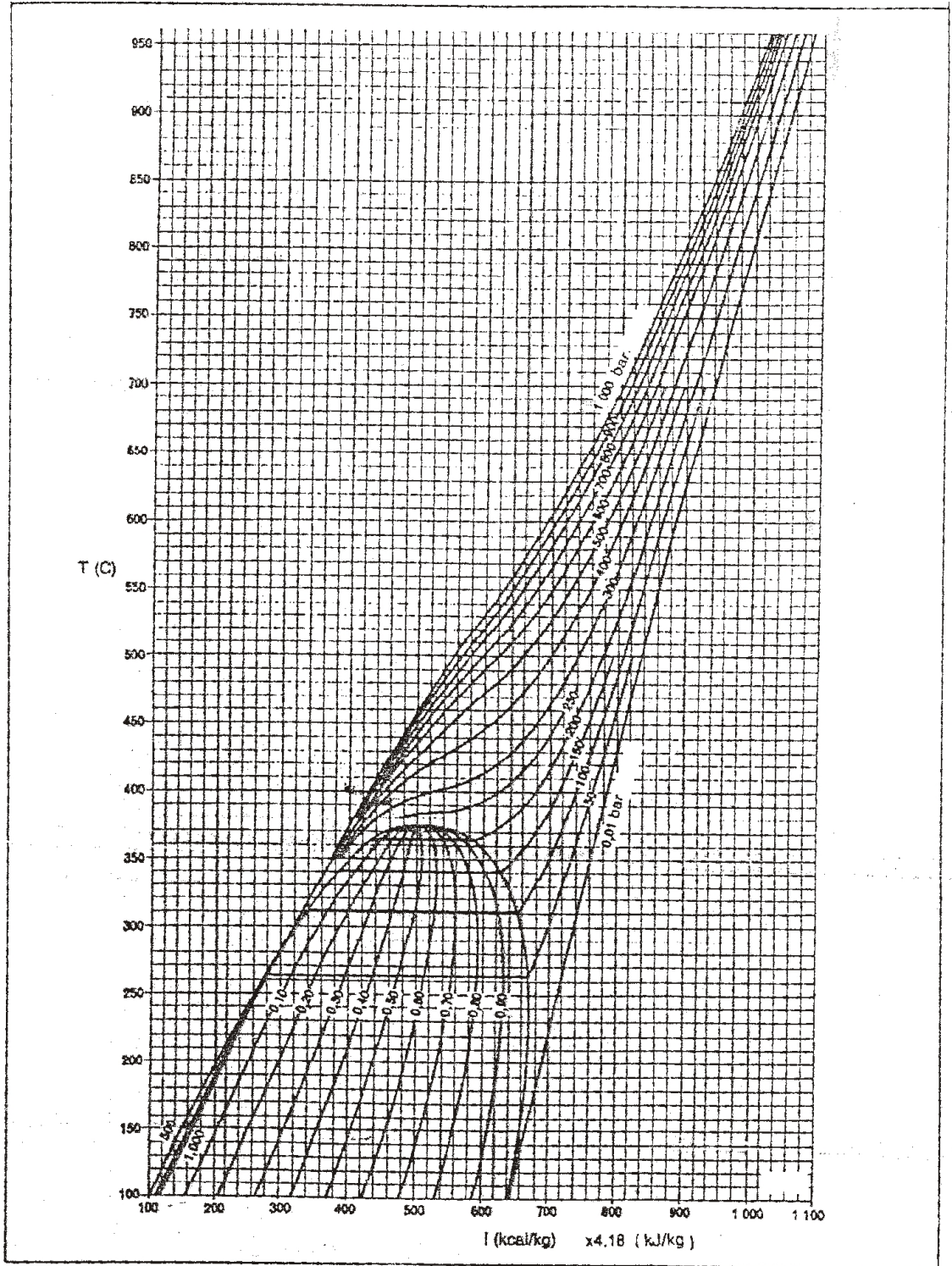
EK-1 Tasatım abağı



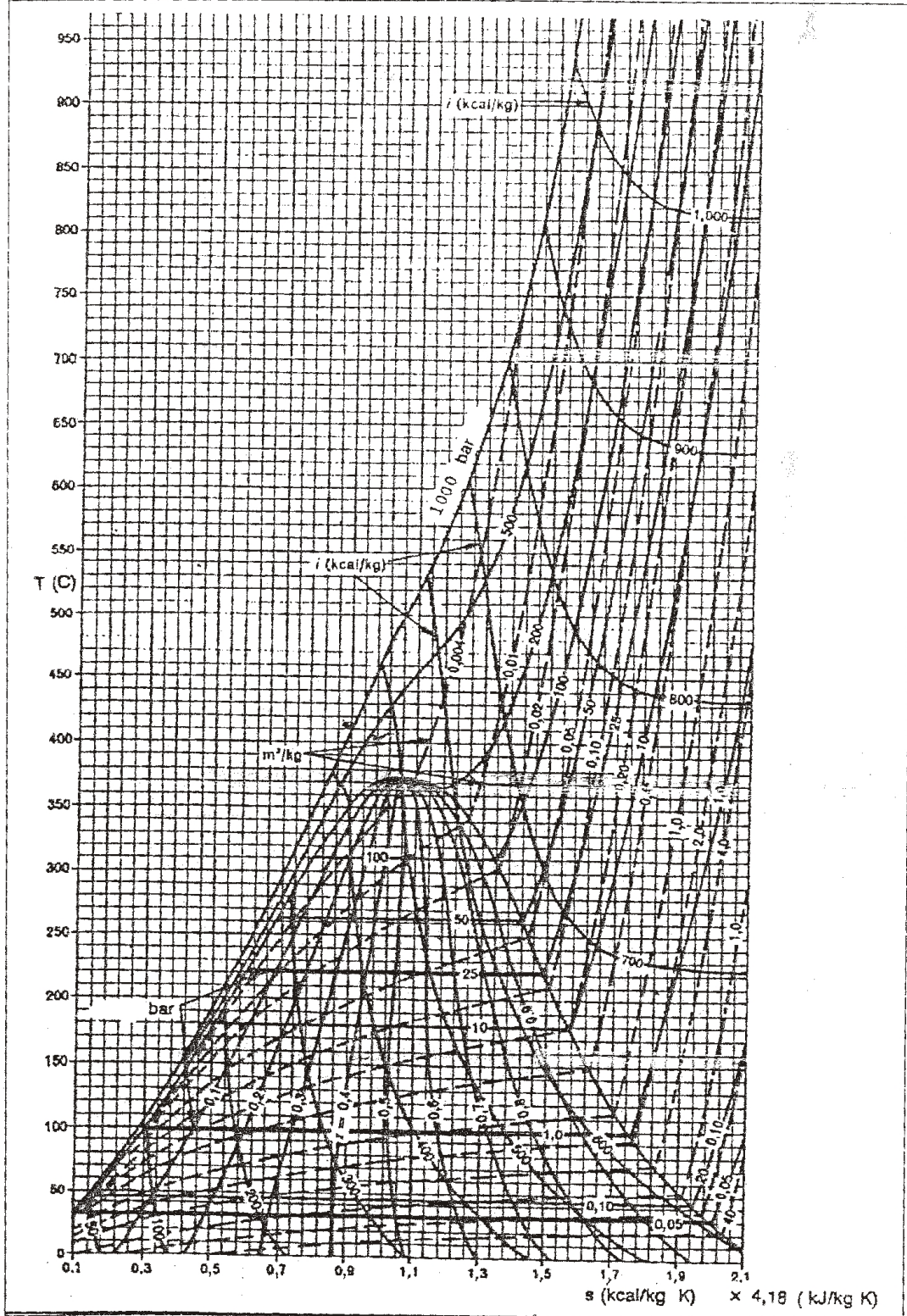
EK-2 Su buharı için Mollier diyagramı



EK-3 Su buharı için T-h diyagramı



EK-4 Su buharı için T-s diyagramı



EK-5 Suyun fiziksel özellikleri

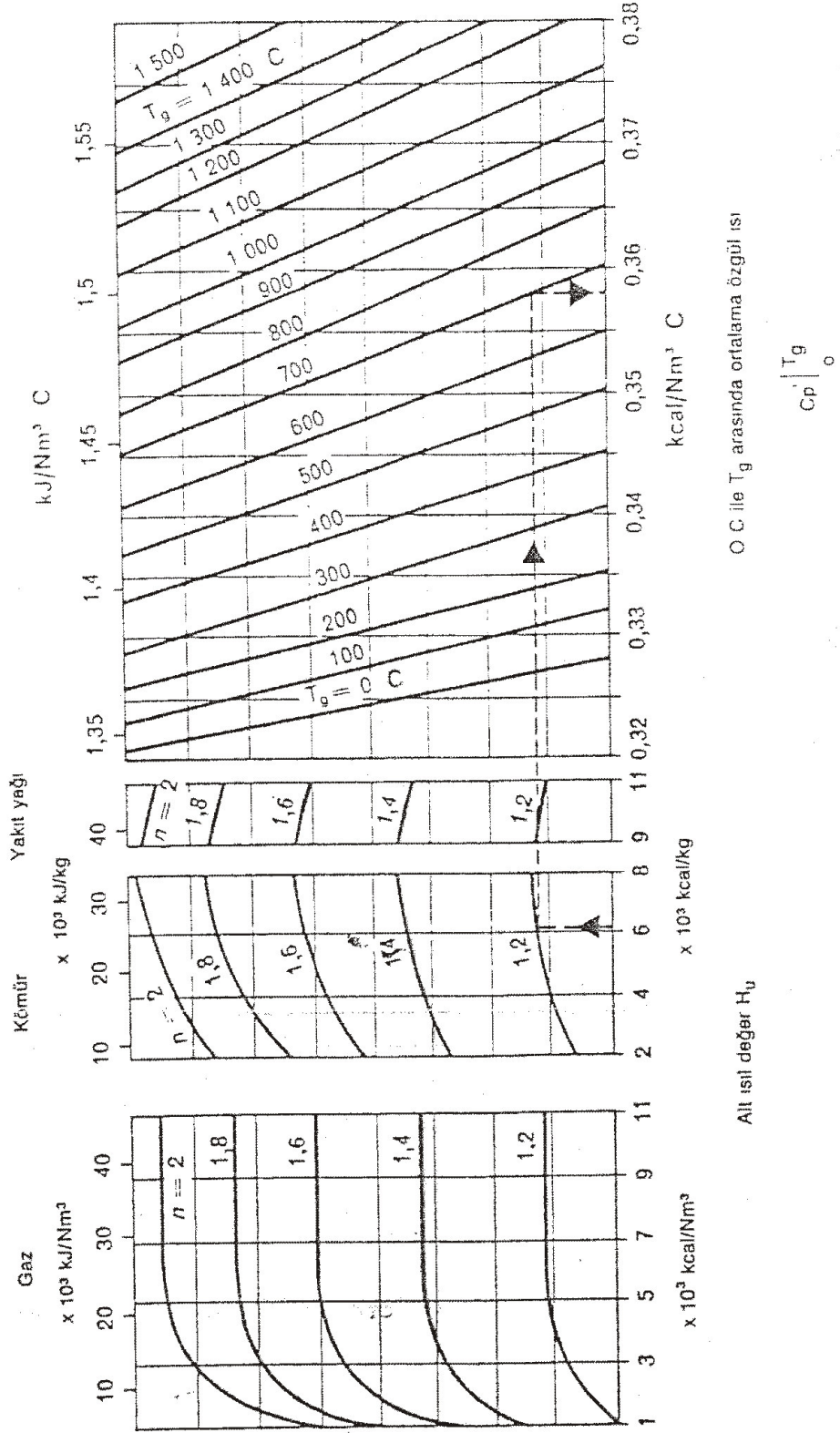
T C	c_p kJ/kg C	ρ kg/m ³	μ kg/m s	k W/m C	Pr	$\frac{g\beta\rho^2c_p}{\mu k}$ 1/m ³ C
0	4,225	999,8	$1,79 \times 10^{-3}$	0,566	13,25	
4,4	4,208	999,8	1,55	0,575	11,35	$1,91 \times 10^9$
10	4,195	999,2	1,31	0,585	9,40	$6,34 \times 10^9$
15,5	4,186	998,6	1,12	0,595	7,88	$1,08 \times 10^{10}$
21,1	4,179	997,4	$9,8 \times 10^{-4}$	0,604	6,78	$1,46 \times 10^{10}$
26,6	4,179	995,8	8,6	0,614	5,85	$1,91 \times 10^{10}$
32,2	4,174	994,9	7,65	0,623	5,12	$2,48 \times 10^{10}$
37,7	4,174	993,0	6,82	0,630	4,53	$3,3 \times 10^{10}$
43,3	4,174	990,6	6,16	0,637	4,04	$4,19 \times 10^{10}$
48,8	4,174	988,8	5,62	0,644	3,64	$4,89 \times 10^{10}$
54,4	4,179	985,7	5,13	0,649	3,30	$5,66 \times 10^{10}$
60	4,179	983,3	4,71	0,654	3,01	$6,48 \times 10^{10}$
65,5	4,183	980,3	4,3	0,659	2,73	$7,62 \times 10^{10}$
71,1	4,186	977,3	4,01	0,665	2,53	$8,84 \times 10^{10}$
76,6	4,191	973,7	3,72	0,668	2,33	$9,85 \times 10^{10}$
82,2	4,195	970,2	3,47	0,673	2,16	$1,09 \times 10^{11}$
87,7	4,199	966,7	3,27	0,675	2,03	$1,24 \times 10^{11}$
93,3	4,204	963,2	3,06	0,678	1,90	$1,44 \times 10^{11}$
104	4,216	955,1	2,67	0,684	1,66	$1,81 \times 10^{11}$
115,6	4,229	946,7	2,44	0,685	1,51	$2,28 \times 10^{11}$
126,7	4,250	937,2	2,19	0,685	1,36	$2,91 \times 10^{11}$
137,8	4,271	928,1	1,98	0,685	1,24	$3,79 \times 10^{11}$
148,9	4,296	918,0	1,86	0,684	1,17	$5,04 \times 10^{11}$
176,7	4,371	890,4	1,57	0,677	1,02	$8,56 \times 10^{11}$
204,4	4,467	859,4	1,36	0,665	1,00	$1,42 \times 10^{12}$
232,2	4,585	825,7	1,20	0,646	0,85	$2,42 \times 10^{12}$
260	4,731	785,2	1,07	0,616	0,83	$4,09 \times 10^{12}$
287,7	5,024	735,5	$9,51 \times 10^{-5}$	0,573	0,76	$7,09 \times 10^{12}$
315,6	5,703	678,7	8,68	0,575	0,73	$1,24 \times 10^{13}$

EK-6 Sıcaklığın fonksiyonu olarak özgül ısı

Sıcaklığın fonksiyonu olarak									
$\bar{c}_{p, \text{ort}} = a + bT + cT^2 + dT^3$									
[T, K ve $\bar{c}_{p, \text{ort}}$ kJ/(kmol · K) birimlerinde]									
Madde	Kimyasal formülü	a	b	c	d	Sıcaklık aralığı K	% hata En yüksek	Ort.	
Azot	N ₂	26.90	0.1571 × 10 ⁻³	0.8081 × 10 ⁻⁶	-2.873 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.59	0.34	
Oksijen	O ₂	26.46	1.520 × 10 ⁻³	-0.7155 × 10 ⁻⁶	1.312 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	1.19	0.28	
Hava		28.11	0.1967 × 10 ⁻³	0.1802 × 10 ⁻⁶	-1.066 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.72	0.33	
Hydrojen	H ₂	28.11	-0.1819 × 10 ⁻³	0.4003 × 10 ⁻⁶	-0.8704 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	1.01	0.26	
Karbon monoksit	CO	28.16	0.1675 × 10 ⁻³	0.5372 × 10 ⁻⁶	2.222 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.89	0.37	
Karbon dioksit	CO ₂	22.26	5.921 × 10 ⁻³	3.501 × 10 ⁻⁶	7.463 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.67	0.22	
Su buharı	H ₂ O	32.24	0.1923 × 10 ⁻³	1.055 × 10 ⁻⁶	-3.095 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.63	0.24	
Azot dioksit	NO	29.34	-0.09395 × 10 ⁻³	0.9747 × 10 ⁻⁶	-4.157 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.97	0.36	
Azot trioksit	N ₂ O	24.11	5.8332 × 10 ⁻³	3.562 × 10 ⁻⁶	10.58 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.59	0.26	
Azot dioksit	NO ₂	22.9	5.715 × 10 ⁻³	-3.52 × 10 ⁻⁶	7.97 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.48	0.18	
Amonyak	NH ₃	27.568	2.5630 × 10 ⁻³	0.99072 × 10 ⁻⁶	6.6903 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	1.91	0.36	
Kükürt	S ₂	27.21	7.218 × 10 ⁻³	-1.328 × 10 ⁻⁶	3.986 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.56	0.36	
Kükürt dioksit	SO ₂	25.78	8.795 × 10 ⁻³	-3.512 × 10 ⁻⁶	6.612 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.45	0.24	
Kükürt trioksit	SO ₃	16.40	14.68 × 10 ⁻³	-11.20 × 10 ⁻⁶	32.42 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.20	0.16	
Asetilen	C ₂ H ₂	21.8	9.2143 × 10 ⁻³	-6.527 × 10 ⁻⁶	16.21 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	1.40	0.59	
Benzen	C ₆ H ₆	-30.22	48.473 × 10 ⁻³	-31.57 × 10 ⁻⁶	77.62 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.37	0.20	
Metan	CH ₄	19.0	9.152 × 10 ⁻³	-1.22 × 10 ⁻⁶	5.039 × 10 ⁻¹⁰	273-1000	0.18	0.08	
Etilen	C ₂ H ₄	19.9	23.96 × 10 ⁻³	-10.38 × 10 ⁻⁶	23.08 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.40	0.22	
Etikilen dioksit	C ₂ H ₂ O	36.33	-0.7020 × 10 ⁻³	1.327 × 10 ⁻⁶	-4.938 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.32	0.08	
Asetan	C ₂ H ₄	19.99	5.524 × 10 ⁻³	1.269 × 10 ⁻⁶	-11.01 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	1.03	0.57	
Etan	C ₂ H ₆	6.901	17.27 × 10 ⁻³	-6.406 × 10 ⁻⁶	7.285 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.93	0.28	
Propan	C ₃ H ₈	-4.04	30.49 × 10 ⁻³	-15.72 × 10 ⁻⁶	31.74 × 10 ⁻¹⁰	273-1800	0.40	0.12	
İzobutan	C ₄ H ₁₀	3.96	37.16 × 10 ⁻³	-18.34 × 10 ⁻⁶	35.00 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.54	0.24	
İzopentan	C ₅ H ₁₂	-7.013	41.60 × 10 ⁻³	-23.01 × 10 ⁻⁶	49.91 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.25	0.10	
İzohexan	C ₆ H ₁₄	6.774	45.43 × 10 ⁻³	-22.46 × 10 ⁻⁶	42.29 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.56	0.21	
n-Hexan	C ₆ H ₁₄	6.938	55.22 × 10 ⁻³	-28.05 × 10 ⁻⁶	67.69 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.72	0.20	
Heptan	C ₇ H ₁₆	3.95	55.84 × 10 ⁻³	-29.344 × 10 ⁻⁶	17.67 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.54	0.13	
Oktilen	C ₈ H ₁₈	3.15	23.83 × 10 ⁻³	-12.19 × 10 ⁻⁶	24.62 × 10 ⁻¹⁰	273-1500	0.73	0.17	

Kaynak: B. G. Kyle, *Chemical and Process Thermodynamics*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1984. İzin alınarak kullanılmıştır.

EK-7 Duman gazı ortalama özgül ısısı



EK-8 Atmosferik basınçta havanın fiziksel özellikleri

T, K	ρ kg/m ³	c_p , kJ/kg · °C	μ , kg/m · s 10 ⁻⁵	ν , m ² /s 10 ⁻⁶	k , W/m · °C	α , m ² /s 10 ⁻⁴	Pr
100	3.6010	1.0266	0.6924	1.923	0.009246	0.02501	0.770
150	2.3675	1.0099	1.0283	4.343	0.013735	0.05745	0.753
200	1.7684	1.0061	1.3289	7.490	0.01809	0.10165	0.739
250	1.4128	1.0053	1.5990	11.31	0.02227	0.15675	0.722
300	1.1774	1.0057	1.8462	15.69	0.02624	0.22160	0.708
350	0.9980	1.0090	2.075	20.76	0.03003	0.2983	0.697
400	0.8826	1.0140	2.286	25.90	0.03365	0.3760	0.689
450	0.7833	1.0207	2.484	31.71	0.03707	0.4222	0.683
500	0.7048	1.0295	2.671	37.90	0.04038	0.5564	0.680
550	0.6423	1.0392	2.848	44.34	0.04360	0.6532	0.680
600	0.5879	1.0551	3.018	51.34	0.04659	0.7512	0.680
650	0.5430	1.0635	3.177	58.51	0.04953	0.8578	0.682
700	0.5030	1.0752	3.332	66.25	0.05230	0.9672	0.684
750	0.4709	1.0856	3.481	73.91	0.05509	1.0774	0.686
800	0.4405	1.0978	3.625	82.29	0.05779	1.1951	0.689
850	0.4149	1.1095	3.765	90.75	0.06028	1.3097	0.692
900	0.3925	1.1212	3.899	99.3	0.06279	1.4271	0.696
950	0.3716	1.1321	4.023	108.2	0.06525	1.5510	0.699
1000	0.3524	1.1417	4.152	117.8	0.06752	1.6779	0.702
1100	0.3204	1.160	4.44	138.6	0.0732	1.969	0.704
1200	0.2947	1.179	4.69	159.1	0.0782	2.251	0.707
1300	0.2707	1.197	4.93	182.1	0.0837	2.583	0.705
1400	0.2515	1.214	5.17	205.5	0.0891	2.920	0.705
1500	0.2355	1.230	5.40	229.1	0.0946	3.262	0.705
1600	0.2211	1.248	5.63	254.5	0.100	3.609	0.705
1700	0.2082	1.267	5.85	280.5	0.105	3.977	0.705
1800	0.1970	1.287	6.07	308.1	0.111	4.379	0.704
1900	0.1858	1.309	6.29	338.5	0.117	4.811	0.704
2000	0.1762	1.338	6.50	369.0	0.124	5.260	0.702
2100	0.1682	1.372	6.72	399.6	0.131	5.715	0.700
2200	0.1602	1.419	6.93	432.6	0.139	6.120	0.707
2300	0.1538	1.482	7.14	464.0	0.149	6.540	0.710
2400	0.1458	1.574	7.35	504.0	0.161	7.020	0.718
2500	0.1394	1.688	7.57	543.5	0.175	7.441	0.730

Not: μ , k , c_p ve Pr basınçla fazla değişmediğinden, basıncın oldukça geniş bir aralığında bu değerler sabit varsayılabilir.

EK-9 Atmosferik basınçta bazı gazların fiziksel özellikleri

Not: ρ , k , c_p ve Pr basınçla az da olsa değişmektedir.
He, H₂, O₂ ve N₂ için basınçın oldukça geniş bir aralığında bu değerler sabit varsayılabilir.

T K	ρ kg/m ³	c_p kJ/ kg C	μ kg/m s	ν m ² /s	k W/m C	α m ² /s	Pr
--------	-----------------------------	----------------------	-----------------	----------------------------	--------------	-------------------------------	----

Helium

144	0,3379	5,200	$125,5 \times 10^{-7}$	$37,11 \times 10^{-6}$	0,0928	$0,5275 \times 10^{-4}$	0,70
200	0,2435	5,200	156,6	64,38	0,1177	0,9288	0,694
255	0,1906	5,200	181,7	95,50	0,1357	1,3675	0,70
366	0,13280	5,200	230,5	173,6	0,1691	2,449	0,71
477	0,10204	5,200	275,0	269,3	0,197	3,716	0,72
589	0,08282	5,200	311,3	375,8	0,225	5,215	0,72
700	0,07032	5,200	347,5	494,2	0,251	6,661	0,72
800	0,06023	5,200	381,7	634,1	0,275	8,774	0,72

Hidrojen

150	0,16371	12,602	$5,595 \times 10^{-6}$	$34,18 \times 10^{-6}$	0,0981	$0,475 \times 10^{-4}$	0,718
200	0,12270	13,540	6,813	55,53	0,1282	0,772	0,719
250	0,09819	14,059	7,919	80,64	0,1561	1,130	0,713
300	0,08185	14,314	8,963	109,5	0,182	1,554	0,706
350	0,07016	14,436	9,954	141,9	0,206	2,031	0,697
400	0,06135	14,491	10,864	177,1	0,228	2,568	0,690
450	0,05462	14,499	11,779	215,6	0,251	3,164	0,682
500	0,04918	14,507	12,636	257,0	0,272	3,817	0,675
550	0,04469	14,532	13,475	301,6	0,292	4,516	0,668
600	0,04085	14,537	14,285	349,7	0,315	5,306	0,664
700	0,03492	14,574	15,89	455,1	0,351	6,903	0,659
800	0,03060	14,675	17,40	569	0,384	8,563	0,664
900	0,02723	14,821	18,78	690	0,412	10,217	0,676

Oksijen

150	2,6190	0,9178	$11,490 \times 10^{-6}$	$4,387 \times 10^{-6}$	0,01367	$0,05688 \times 10^{-4}$	0,773
200	1,9559	0,9131	14,850	7,593	0,01824	0,10214	0,745
250	1,5618	0,9157	17,87	11,45	0,02259	0,15794	0,725
300	1,3007	0,9203	20,63	15,86	0,02676	0,22353	0,709
350	1,1133	0,9291	23,16	20,80	0,03070	0,2968	0,702
400	0,9755	0,9420	25,54	26,18	0,03461	0,3768	0,695
450	0,8682	0,9567	27,77	31,99	0,03828	0,4609	0,694
500	0,7801	0,9722	29,91	38,34	0,04173	0,5502	0,697
550	0,7096	0,9881	31,97	45,05	0,04517	0,6441	0,700

EK-9 (Devam) Atmosferik basınçta bazı gazların fiziksel özellikleri

T K	ρ kg/m ³	c_p kJ/ kg C	μ kg/m s	ν m ² /s	k W/m C	α m ² /s	Pr
Azot							
200	1,7108	1,0429	$12,947 \times 10^{-6}$	$7,568 \times 10^{-6}$	0,01824	$0,10224 \times 10^{-4}$	0,747
300	1,1421	1,0408	17,84	15,63	0,02620	0,22044	0,713
400	0,8538	1,0459	21,98	25,74	0,03335	0,3734	0,691
500	0,6824	1,0555	25,70	37,66	0,03984	0,5530	0,684
600	0,5687	1,0756	29,11	51,19	0,04580	0,7486	0,686
700	0,4934	1,0969	32,13	65,13	0,05123	0,9466	0,691
800	0,4277	1,1225	34,84	81,46	0,05609	1,1685	0,700
900	0,3796	1,1464	37,49	91,06	0,06070	1,3946	0,711
1000	0,3412	1,1677	40,00	117,2	0,06475	1,6250	0,724
1100	0,3108	1,1857	42,28	136,0	0,06850	1,8591	0,736
1200	0,2851	1,2037	44,50	156,1	0,07184	2,0932	0,748
Karbon dioksit							
220	2,4733	0,783	$11,105 \times 10^{-6}$	$4,490 \times 10^{-6}$	0,010805	$0,05920 \times 10^{-4}$	0,818
250	2,1657	0,804	12,590	5,813	0,012884	0,07401	0,793
300	1,7973	0,871	14,958	8,321	0,016572	0,10588	0,770
350	1,5362	0,900	17,205	11,19	0,02047	0,14808	0,755
400	1,3424	0,942	19,32	14,39	0,02461	0,19463	0,738
450	1,1918	0,980	21,34	17,90	0,02897	0,24813	0,721
500	1,0732	1,013	23,26	21,67	0,03352	0,3084	0,702
550	0,9739	1,047	25,08	25,74	0,03821	0,3750	0,685
600	0,8938	1,076	26,83	30,02	0,04311	0,4483	0,668
Amonyak							
273	0,7929	2,177	$9,353 \times 10^{-6}$	$1,18 \times 10^{-5}$	0,0220	$0,1308 \times 10^{-4}$	0,90
323	0,6487	2,177	11,035	1,70	0,0270	0,1920	0,88
373	0,5590	2,236	12,886	2,30	0,0327	0,2619	0,87
423	0,4934	2,315	14,672	2,97	0,0391	0,3432	0,87
473	0,4405	2,395	16,49	3,74	0,0467	0,4421	0,84
Subuhari							
380	0,5863	2,060	$12,71 \times 10^{-6}$	$2,16 \times 10^{-5}$	0,0246	$0,2036 \times 10^{-4}$	1,060
400	0,5542	2,014	13,44	2,42	0,0261	0,2338	1,040
450	0,4902	1,980	15,25	3,11	0,0299	0,307	1,010
500	0,4405	1,985	17,04	3,86	0,0339	0,387	0,996
550	0,4005	1,997	18,84	4,70	0,0379	0,475	0,991
600	0,3652	2,026	20,67	5,66	0,0422	0,573	0,986
650	0,3380	2,056	22,47	6,64	0,0464	0,666	0,995
700	0,3140	2,085	24,26	7,72	0,0505	0,772	1,000
750	0,2931	2,119	26,04	8,88	0,0549	0,883	1,005
800	0,2739	2,152	27,86	10,20	0,0592	1,001	1,010
850	0,2579	2,186	29,69	11,52	0,0637	1,130	1,019

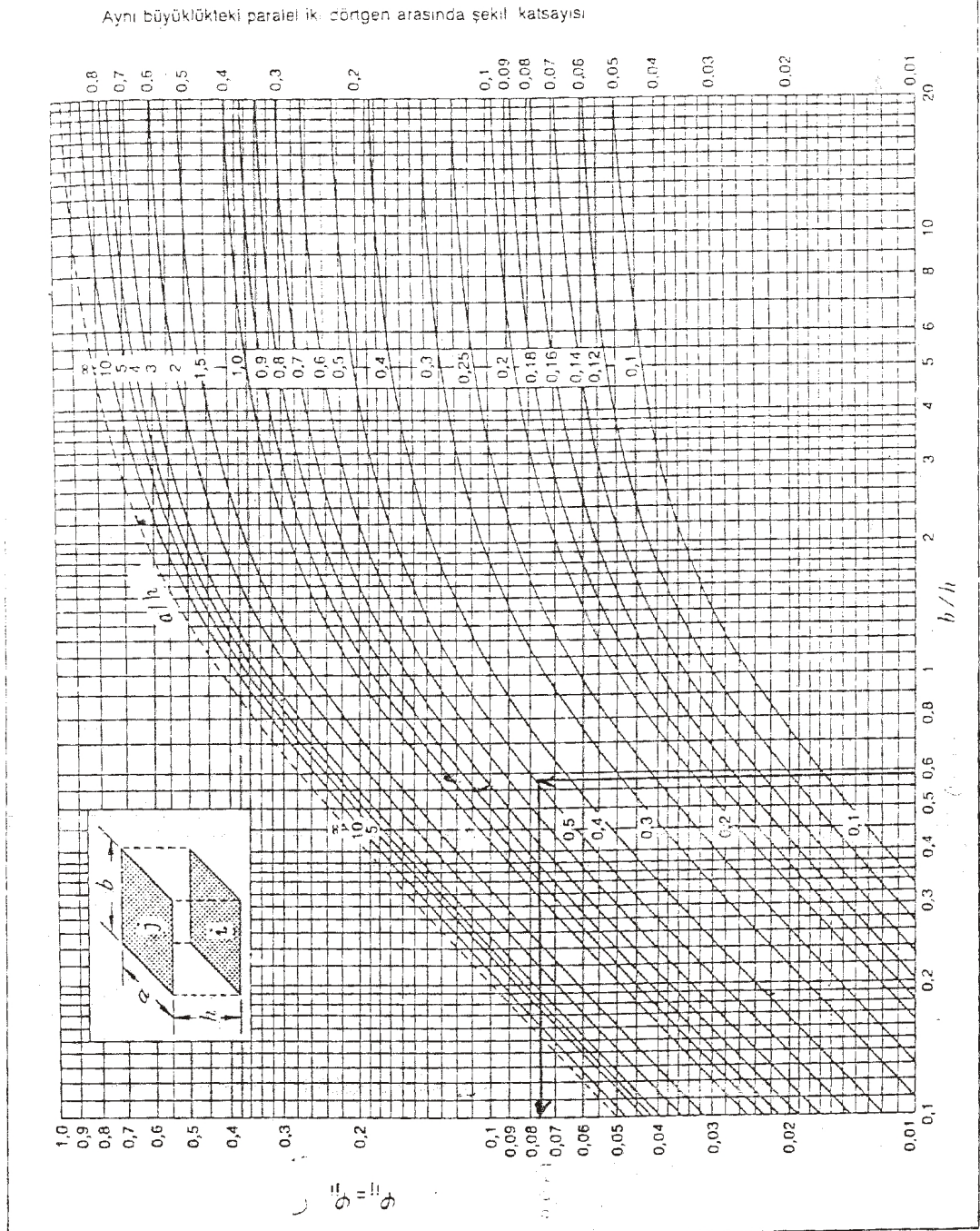
EK-10 Bazı metallerin fiziksel özellikleri

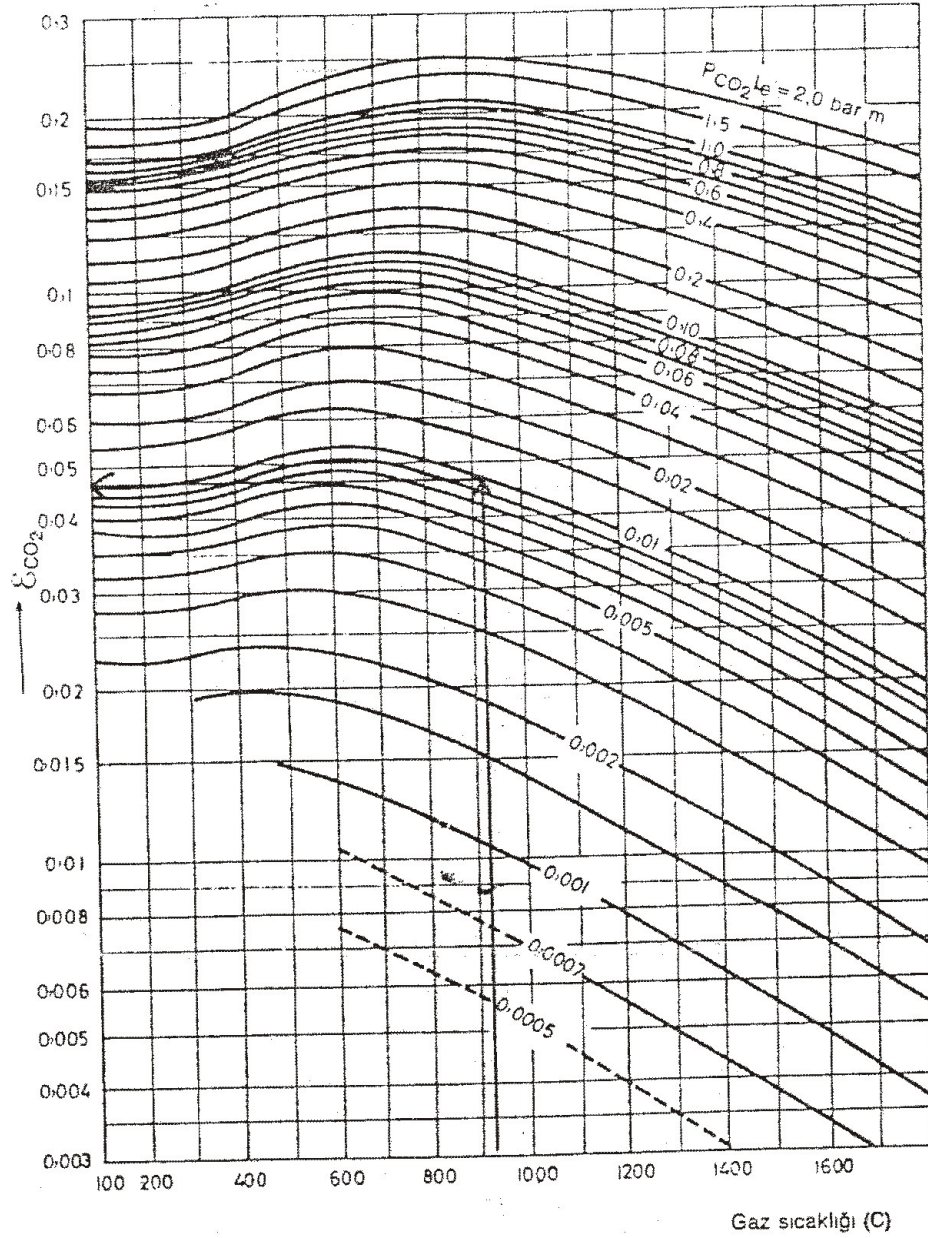
Metal	Özellikler (20 °C)				ısı iletim katsayısı k (W/m°C)									
	ρ kg/m ³	c_p kJ/ kg C	k W/ m C	α m ² /s 10 ⁻⁵	-100°C	0°C	100°C	200°C	300°C	400°C	600°C	800°C	1000°C	1200°C
Alüminyum: Saf	2 707	0,896	204	8,418	215	202	206	215	228	249				
Al-Cu (Duralumin) 94-96% Al, 3-5% Cu	2 787	0,883	164	6,676	126	159	182	194						
Al-Si (Silumin, 86,5% Al, 1% Cu	2 659	0,867	137	5,933	119	137	144	152	161					
Al-Si (Alusil) 78- 80% Al, 20-22% Si	2 627	0,854	161	7,172	144	157	168	175	178					
Al-Mg-Si 97% Al, 1% Mg, 1% Si, 1% Mn	2 707 11 373	0,892 0,130	177 35	7,311 2,343	36,9	175 35,1	189 33,4	204 31,5	204 29,8					
Kurşun	7 897	0,452	73	2,034	87	73	67	62	55	48	40	36	35	36
Demir: Saf	7 849	0,46	59	1,626		59	57	52	48	45	36	33	33	33
Dövme demir 0,5% C Çelik (C max \approx 1,5%): Karbon çeliği C \approx 0,5% 1,0% 1,5% Nikel çeliği Ni \approx 0% 20% 40% 80% Invar 36% Ni Krom çeliği Cr = 0% 1% 5% 20% Cr-Ni (chrome- nickel): 15% Cr, 10% Ni 18% Cr, 8% Ni (V2A)	7 833 7 801 7 753 7 897 7 933 8 169 8 618 8 137 7 897 7 865 7 833 7 689 7 865 7 917	0,465 0,473 0,486 0,452 0,46 0,46 0,46 0,46 0,452 0,452 0,46 0,46 0,46 0,46 0,452 0,46 0,46 0,46 0,46 0,46 0,46 0,46 0,46 0,46 0,46	54 43 36 73 19 10 35 10,7 73 61 40 22 19 16,3	1,474 1,172 0,970 2,026 0,526 0,279 0,872 0,286 2,026 1,665 1,110 0,635 0,526 0,444		55 43 36	52 43 36	48 42 36	45 40 35	42 36 31	35 29 28	31 28 28	29 28 29	31

EK-10 (Devam) Bazı metallerin fiziksel özellikleri

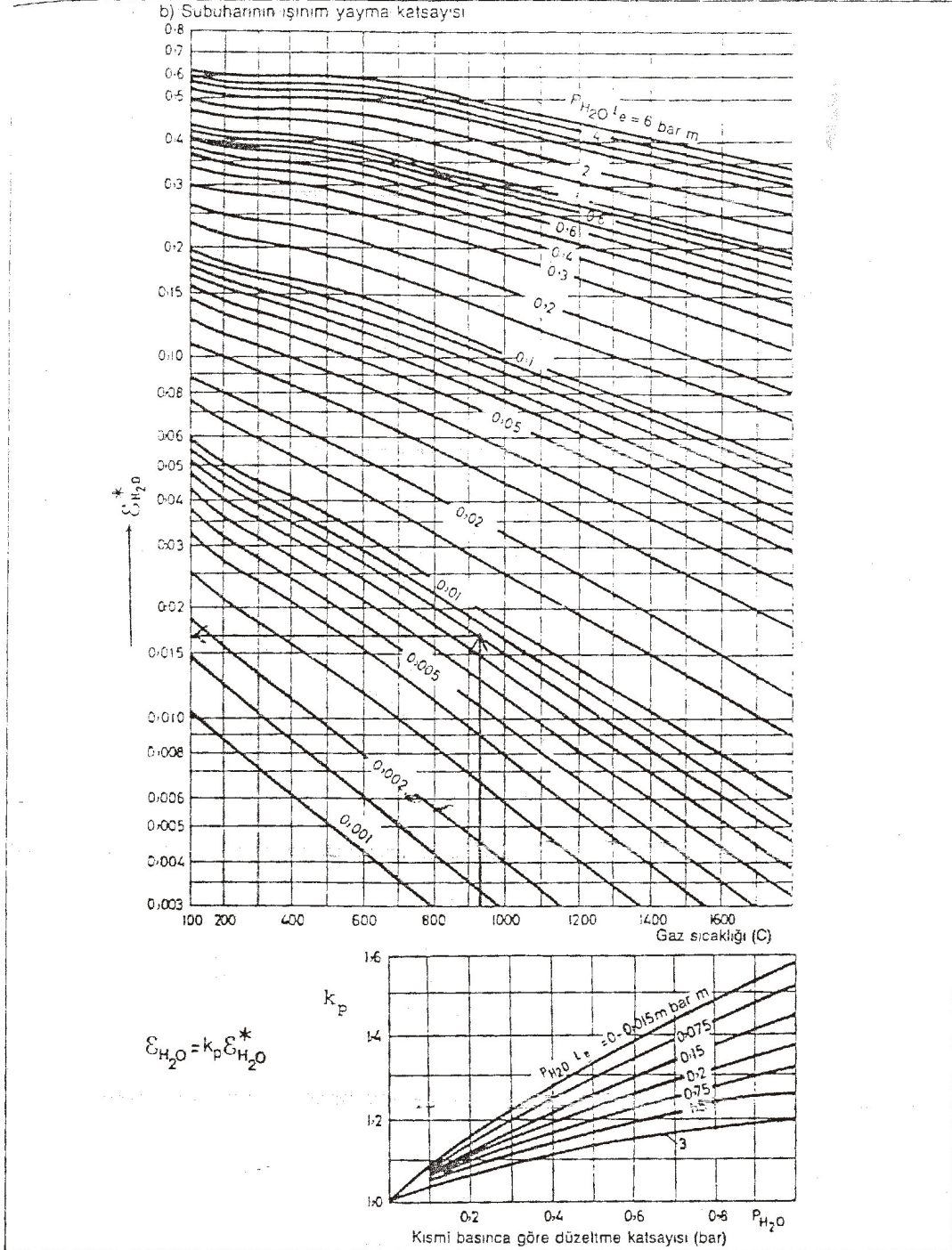
Metal	Özellikler (20 °C)				100 ile 1200 °C arasındaki ısı iletim katsayısı k (W/m°C)									
	ρ kg/m ³	ρ_s kg C kg C	k W/m C	α m ² /s 10 ⁻⁵	-100 C	0 C	100 C	200 C	300 C	400 C	600 C	800 C	1000 C	1200 C
20% Cr, 15% Ni	7 833	0,46	15,3	0,415										
25% Cr, 20% Ni	7 865	0,46	12,8	0,361										
Tungsten içeriği W = 0%														
1%	7 897	0,452	7,3	2,026										
5%	7 913	0,448	6,6	1,838										
10%	8 073	0,435	5,0	1,525										
Bakır:	8 314	0,419	4,8	1,391										
Saf:	8 954	0,3831	3,86	11,234	407	386	379	374	369	363	353			
Alüminyum bronzları														
95% Cu, 5% Al	8 666	0,410	8,3	2,330										
Bronz 75% Cu, 25% Sn	8 666	0,343	2,6	0,859										
Kızıl Friz 85% Cu, 9% Sn, 6% Zn	8 714	0,385	6,1	1,604	59		71							
Friz 70% Cu, 30% Zn	8 522	0,385	11,1	3,412	88		128	144	147	147				
Alman gırtlaklı 62% Cu, 15% Ni, 23% Zn	8 618	0,194	24,9	0,733	19,2		31	40	45	48				
Konstantan 60% Cu, 40% Ni	8 922	0,410	22,7	0,612	21		22,2	26						
Magnezyum:														
Saf:	1 746	1,013	171	9,708	378	171	168	163	157					
Mg-Al (elektroly- tic) 6-8% Al, 1-2% Zn	1 810	1,00	6,6	3,605			52	62	74	83				
Molibden	10 320	0,251	12,3	4,790	138	125	118	111	109	109	106	102	99	92
Nikel:														
Saf (99,9%)	8 906	0,4459	9,0	2,266	104	93	87	81	73	64	59			
Ni-Cr 90% Ni, 10% Cr	8 666	0,444	17	0,444			17,1	18,9	20,9	22,8	24,6			
80% Ni, 20% Cr	8 314	0,444	12,6	0,343			12,3	13,8	15,6	17,1	18,0	22,5		
Gümüş:														
Tam saf	10 524	0,2340	419	17,004	439	417	415	412						
Saf (99,9%)	10 524	0,2340	407	16,563	419	410	415	374	362	360				
Kalay, Saf	7 304	0,2255	64	3,884	74	65,9	59	57						
Tungsten	19 350	0,1344	163	6,271	166	151	142	133	126	112				
Çinko, Saf	7 144	0,3843	112,2	4,106	112	109	106	106	102	96				

EK-11 Bazı konumlar için ışınım şekil katsayılarına ait diyagramlar



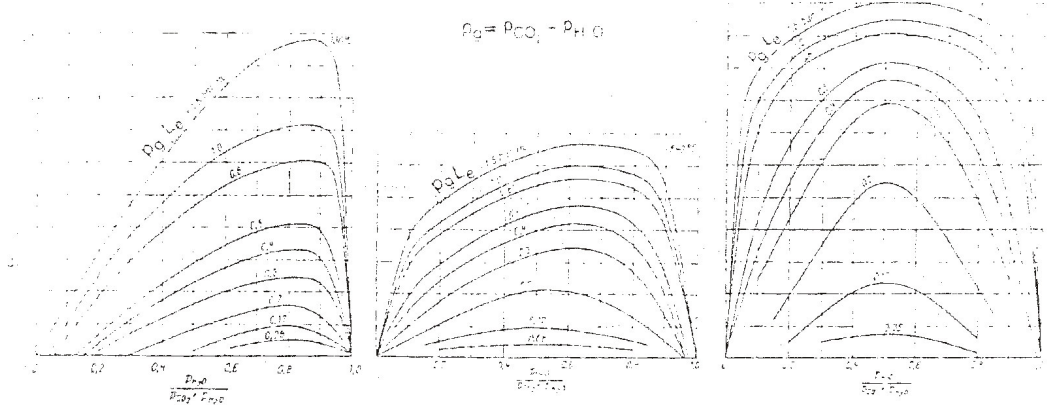
EK-12 CO₂ gazının ışınlım yayma katsayısıCO₂ gazının ışınlım yayma katsayısı

EK-13 Su buharının ışınm yayma katsayısı

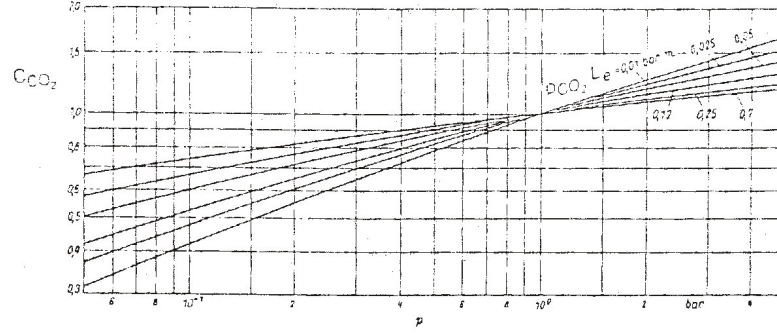


EK-14 CO₂ ve H₂O için ışınım yayama katsayıları düzeltme terimi

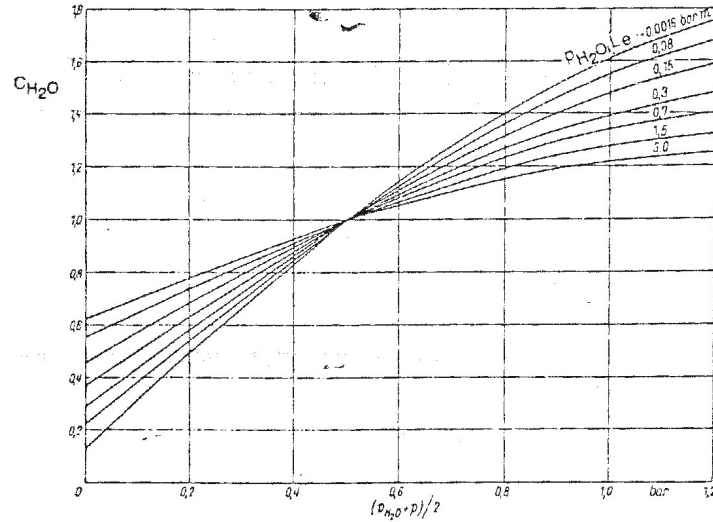
CO₂ ve H₂O gazlarının bir arada bulunmalarından gelen ΔE düzeltme terimi



d) Toplam basıncın atmosferik basınçtan farklı olması halinde CO₂ gazına ait C_{CO_2} düzeltme katsayısı [(76) bağıntısı için, s.55].



e) Toplam basıncın atmosferik basınçtan farklı olması halinde su buharına ait düzeltme katsayısı [(76) bağıntısı için, s.55].



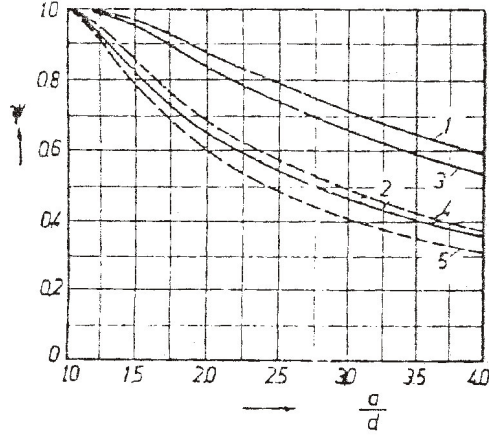
EK-15 Bazı yüzeyler için ışınlım yayma katsayıları

ϵ_n : Yüze normal doğrultudaki ışınlıma ait yayma katsayısı

ϵ : Toplam ışınlıma ait yayma katsayısı

Yüzeyin cinsi	Sıcaklık ... (C)	ϵ_n	ϵ	
Demir, Çelik	Haddelenmiş yüzey	20	0,77	
	Döküm yüzeyi	100	0,80	
	Kırmızı paslanmış	20	0,61	
	Çok paslanmış	20	0,55	
	Galvaniz kaplanmış	28	0,23	
	Zımparalanarak parlatılmış	20	0,24	
	Parlatılmış	150	0,128	0,258
Alüminyum (Hadde parlaklığı)	170	0,039	0,049	
»	150	0,050		
Oksitlenmiş	100	0,20		
Alüminyum boya	100	0,2 – 0,4		
Bakır	Parlatılmış	20	0,030	
	Temiz yüzey	20	0,070	
	Siyah oksitlenmiş yüzey	20	0,78	
	Oksitlenmiş	130	0,76	0,725
Pirinç	Parlak	20	0,05	
	Mat	20	0,22	
Krom	Parlatılmış	150	0,058	0,071
Yağlı boya	100	0,925		
Şamot		0,85		
Tuğla, harç, sıva	20	0,93		
Odun (kaygan yüzey)	70	0,935		
Bitümlü karton	20	0,93		
Cam	20	0,94	0,867	

Parlak metalik yüzeyler için $\epsilon/\epsilon_n \sim 1,2$
 Kaygan yüzeyli diğer cisimler için $\sim 0,95$
 Pürüzlü " " " " $\sim 0,98$

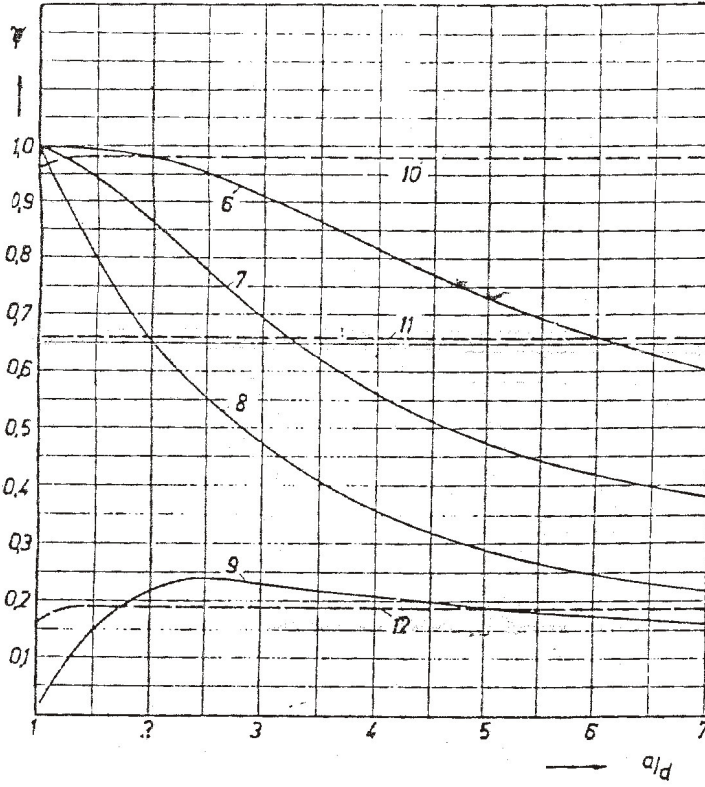
EK-16 Ocak borularına ait konumlandırma katsayısı ψ için değerler

I $e > a$ (1),(2)

II $e < a$ (3),(2)

III $e = 0$ (4),(5)

(2) ve (5) eğrileri doğrudan ışınımı gösterir.



IV $a > e$ (6,7,8,9)

V $a < e$ (10,11,12)

$$a_1 = 2d$$

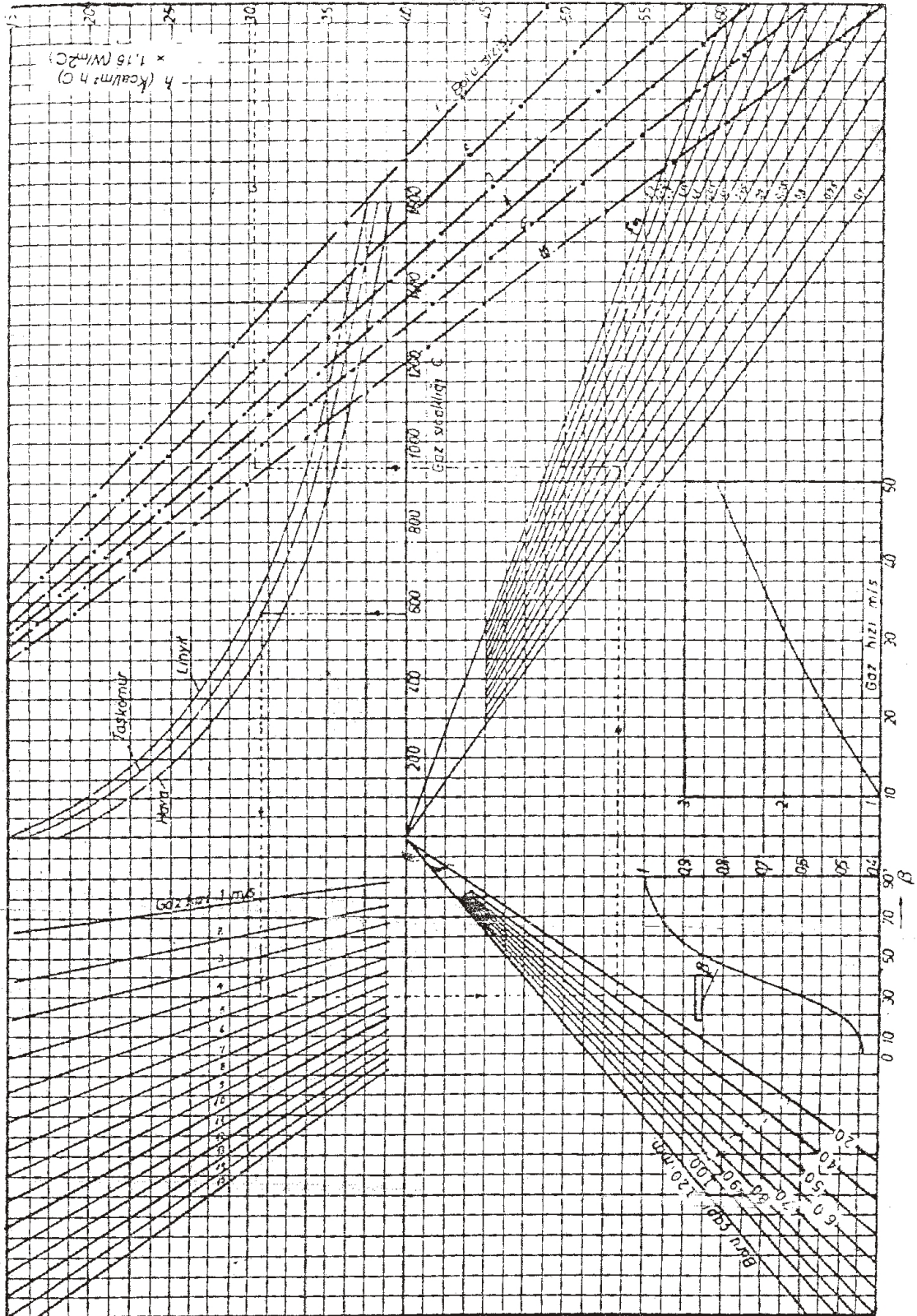
(6,10) Birinci sıraya toplam ışınım

(7) İki sıraya doğrudan ışınım

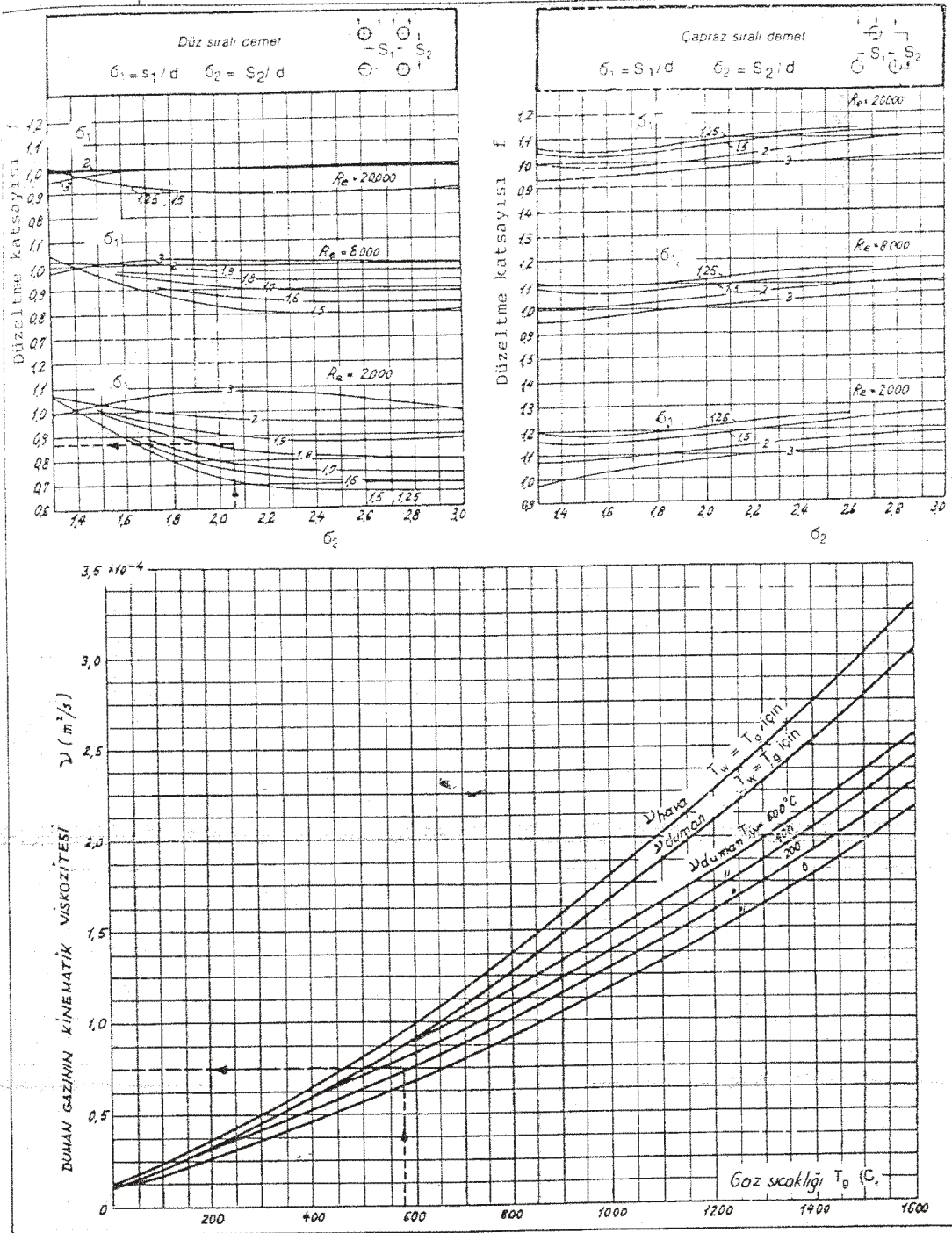
(8,11) Birinci sıraya doğrudan ışınım

(9,12) İkinci sıraya doğrudan ışınım

EK-17 Duman gazı için boru demetine dik akışta film katsayısı



EK-17 (Devam) Duman gazı için boru demetine dik akışta film katsayısı



ÖZGEÇMİŞ

Kişisel Bilgiler

Soyadı, adı : ÇÜRÜKSULU Murat
Uyruğu : T.C.
Doğum tarihi ve yeri : 06.05.1979, Ankara
Medeni hali : Bekâr
Telefon : 0 535 237 70 91 / 0 312 283 46 40
e-mail : mcuruksulu@gmail.com

Eğitim

Derece	Eğitim Birimi	Mezuniyet tarihi
Lisans	Gazi Üniversitesi Mak.Müh.Böl.	2003
Lise	Abidinpaşa EML Elektronik Böl.	1996

İş Deneyimi

Yıl	Yer	Görev
2006	UNDP İklim Değişikliği Projesi	Proje Müh.
2005	Alver Endüstriyel Ürünler	Mak. Müh
2004	GAMA End. A.Ş.	Kalite Kontrol Müh.

Yabancı Dil

İngilizce İleri