

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**ENDÜSTRİYEL TİP BİR SU BORULU KIZGIN BUHAR
KAZANININ ISIL HESAPLARI ve İYİLEŞTİRME
YÖNTEMLERİ**

106286

Makina Müh. Murat TUNÇ

**FBE Makina Mühendisliği Anabilim Dalı Isı Proses Programında
Hazırlanan**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı : Yrd. Doç. Dr. Sabiha YILDIZ

Doç. Dr. Galip Temir
Doç. Dr. Elgar Köse
Yr. Doç. Dr. Sabiha Yıldız

İSTANBUL, 2001

**TC YÖKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ**

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ.....	i
KISALTMA LİSTESİ.....	v
ŞEKİL LİSTESİ.....	vi
ÇİZELGE LİSTESİ.....	viii
ÖNSÖZ.....	ix
ÖZET.....	x
ABSTRACT.....	xi
1. GİRİŞ.....	1
2. KAZAN HAKKINDA GENEL BİLGİLER.....	3
2.1 Screen Boruları.....	10
2.2 Buhar Kızdırıcısı (Superheater)	10
2.2.1 Start-Up Esnasında Kızdırıcının Durumu.....	15
2.3 Ekonomizör.....	15
2.3.1 Çıplak Borulu Ekonomizör.....	15
2.3.2 Kanatlı Borulu Ekonomizör.....	16
2.4 Besi Suyu Ön Isıtıcısı.....	16
2.5 Kurum Üfleme Sistemi.....	18
2.6 Kazan Dizaynı.....	19
2.7 Yakma Sistemi.....	21
2.8 Buhar Saflığı.....	22
2.10 Fabrikasyon Üretimleri.....	22
2.11 Refraktör ve İzolasyon İşlemi.....	23
2.12 Ocağ, Membran Borulu Dış Duvarlar ve Buharlaştırıcı Sistem....	23
2.13 Kızgın Buhar Soğutucusu (Attemperator)	25
2.14 Kazandaki Kontrol Mekanizmaları.....	26
2.14.1 Yanma (Combustion) Kontrolü.....	26
2.14.2 Besi Suyu Seviye Kontrolü (Buhar Domunda).....	26
2.14.3 Kızgın Buhar Sıcaklığının Kontrolü.....	26
2.14.3.1 En Önemli Buhar Sıcaklığı Ayarlama Metotları.....	28
2.15 Çıplak Borulu ve Çelik Düz Kanatlı Ekonomizörün Mukayesesi.	31
2.15.1 Çelik Düz Kanatlı Borulu Ekonomizörün Avantajları.....	31
2.15.2 Çıplak Borulu Ekonomizörün Avantajları.....	33

2.15.3	Çıplak Borulu Ekonomizörlerle Dik Kanatlı Borulu Ekonomizörlerin Ağırlık Analizi	33
2.15.3.1	Çıplak Borulu Ekonomizörün Ağırlık İcmali.....	33
2.15.3.2	Düz Paralel Finli Borulu Ekonomizörün Ağırlık İcmali.....	35
2.16	150 t/h Kapasiteli Çıplak Borulu Ekonomizörlü Kızgın Buhar Kazanının Ağırlık İcmali.....	36
2.17	Kazancılıkla İlgili Temel Tavsiyeler ve Prensipler.....	36
3.	EVT / FN 65 TİPİ ENDÜSTRİYEL TİP SU BUHARI KAZANININ ANA PARAMETRELERİ.....	43
3.1	Fuel-Oil 'in İçeriği (Nemli Hal ve Kütleli Yüzde Olarak)	43
3.2	Yakıt ve Yanma ile İlgili Hesaplamalar.....	46
3.2.1	H_o ; Yakıtın Üst Isıl Değeri.....	46
3.2.2	H_1^w ; Yakıtın Alt Isıl Değeri	46
3.2.3	O_{min} ; Yakıtın Yanması İçin Gerekli Minimum Oksijen Miktarı..	46
3.2.4	V^0 ; Yakıtın Yanması İçin Gerekli Teorik Minimum Hava Miktarı.....	46
3.2.5	L_g ; Yakıtın Yanması İçin Gerekli Gerçek Hava Miktarı.....	47
3.2.6	Yanma Sonucu Oluşan Duman Gazı İçerikleri	47
3.2.6.1	V_{RO_2} ; N.Ş.A. 'da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanma Ürünleri İçerisindeki Teorik Oksijen Miktarı.....	47
3.2.6.2	$V^0_{RH_2O}$; N.Ş.A. 'da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanma Ürünleri İçerisindeki Teorik Su Miktarı.....	47
3.2.6.3	$V^0_{N_2}$; N.Ş.A. 'da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanma Ürünleri İçerisindeki Teorik Azot Miktarı.....	47
3.2.6.4	V_{Rmin} ; N.Ş.A. 'da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanma Ürünleri İçerisindeki Teorik Duman Gazı Miktarı.....	48
3.2.6.5	V_R ; N.Ş.A. 'da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanması Sonucu Oluşacak Gerçek Duman Gazı Miktarı.....	48
3.2.7	I_g^0 ; T Sıcaklığındaki Duman Gazı Entalpisi.....	48
3.3	B ; Kazanın Yakıt Sarfıyatı.....	53
3.3.1	H_{av}^w ; Yakıttan Ele Gececek Isı Miktarı.....	54
3.3.2	η_b ; Kazanın Genel Verimi.....	55
3.3.2.1	h_2 ; Atık Gaz Isı Kaybı (Baca kaybı)	56
3.3.2.1.1	H_2 ; Mutlak Isı Kaybı ve Atık Gaz Isısı.....	56
3.4	Kazan Bölümlerinin Konstrüksiyon Parametreleri.....	57
3.4.1	V_F ; Ocak Hacmi.....	57
3.4.2	A_F ; Ocağın Enine Kesit Alanı.....	58
3.4.3	Ocağın Radyasyona Maruz İç Yüzeylerinin Ayrı Ayrı Projeksiyon Alanları.....	59
3.4.3.1	A_1 ; Ocağın Ön Yüzünün Yüzey Alanı (Brülörlerin Bağlı Olduğu Duvar)	59
3.4.3.2	A_2 ; Ocağın Üstü ve Yan Duvarlarının Yüzey Alanı	59
3.4.3.3	A_3 ; Ocağın Refraktör Malzemesi ve Ateş Tuğlası Kaplı Zemin	

	Yüzey Alanı	59
3.4.3.4	A_4 ; Ocağın Bittiği Yerin Yüzey Alanı (Arka Bölme Duvarı- Screen Boruları Yüzeyleri Hariç)	59
3.4.3.5	A_t ; Toplam Projeksiyon Alanı.....	59
3.4.3.6	A_w ; Toplam Ocak İç Yüzey Alanı.....	59
4.	T_{gFe} ; OCAK ÇIKIŞINDA (SCREEN BORULARI ÖNCESİ) DUMAN GAZI SICAKLIĞININ TAYİNİ.....	61
4.1	T_a ; Yanmanın Adyabatik Sıcaklığı.....	61
4.1.1	H_u ; Ocağa Yayılan Kullanılabilir Isı.....	61
4.1.1.1	H_a ; Ocağa Giren Sıcak ve Soğuk Yakma Havaasının Vermiş Olduğu Isı.....	61
4.2	Φ ; Gizli Isı Katsayısı.....	62
4.3	Ψ_{ef} ; Kazanın Soğutma Duvarlarının Termal Veriminin Ortalama Katsayısı.....	62
4.3.1.	Σx_i ; Açısal Katsayı.....	62
4.3.2.	ζ_i ; Kirlilik Katsayısı.....	63
4.4	a_F ; Ocağın Termal Radyasyon Katsayısı	63
4.4.1	a_π ; Alevin Emissivitesi	63
4.4.1.1	a_{lum} ; Alevin Parlak Kısmının Emissivitesi.....	63
4.4.1.1.1	S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu	64
4.4.1.1.2	k_{lum} ; Alevin Parlak Kısmının Absorbsiyonunun Efektif Katsayısı.....	64
4.4.1.1.2.1	k_g ; Üçlü Atom Gazlarınca Oluşan Absorbsiyonun Efektif Katsayısı	64
4.4.1.1.2.2	k_s ; Kurum Partikülleri Tarafından Oluşan Absorbsiyonun Efektif Katsayısı	64
4.4.1.2	a_g ; Alevin Parlak Olmayan Gaz Ortamının Emissivitesi.....	65
4.5	\overline{VC} ; Yanmanın Adyabatik Sıcaklığı T_a ile Ocak Sonu Sıcaklığı T_{gFe} Sıcaklıklarındaki Duman Gazlarının Isıl Kapasitesi.....	65
4.6	M ; Yakıt Cinsine ve Sıcaklığın Ocaktaki Konumuna Bağlı Bir Katsayı.....	65
4.6.1	X ; Ocaktaki En Yüksek Sıcaklık Bölgesinin Ocağa Göre Rölatif Pozisyonu.....	66
5.	OCAKTAKİ ISI TRANSFER MİKTARI	67
5.1	H_r ; Ocaktaki Toplam Radyasyon Isı Transfer Miktarı.....	67
5.2	q_{rF} ; Ocağın Isıtma Yüzeylerinin Ortalama Isı Akısı.....	67
5.2.1	A ; Ocağın Radyasyon Isıtma Yüzeylerinin Toplamı.....	67
5.3	H_{rF} ; I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı	68
5.3.1.	x_s ; Screen Borularının Açısal Katsayısı.....	68
5.3.2	η_h ; Ocak Yüksekliği Boyunca Isı Emilimi Dağıtımının Katsayısı.....	69

5.3.3	A_{Fe} ; Ocak Çıkışı Projeksiyonlu Yüzey Alanı.....	69
5.5	H_{ww} ; Ocağı Çevreleyen Boru Duvarları Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı	70
6.	I. SCREEN BORULARININ ISI TRANSFERİ	71
6.1	I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 1. İfadesi.....	71
6.2	I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 2. İfadesi.....	71
6.2.1	A ; Screen Borularının Toplam Yüzey Alanı.....	71
6.2.2	ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı.....	72
6.2.3	U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	72
6.2.3.1	Ψ ; Screen Boruları İçin Verimlilik Faktörü.....	73
6.2.3.2	h_0 ; Duman Gazından I. Screen Borularına Olan Isı Transferinin Katsayısı	73
6.2.3.2.1	ζ ; Duman Gazlarının Uniform Olmayan Kazan Bölümlerini Yalaması Katsayısı.....	73
6.2.3.2.2	h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı.....	73
6.2.3.2.2.1	\bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı.....	73
6.2.3.2.2.2	c_s Katsayısı.....	73
6.2.3.2.2.3	c_n Katsayısı.....	74
6.2.3.2.2.4	V ; Ortalama Duman Gazı Hızı.....	74
6.2.3.2.2.4.1	A_g ; Duman Gazlarının I. Screen Boruları Demeti Arasından Geçerken ki Net Kesit Alanı.....	75
6.2.3.2.3	h_r ; Boşluğun Radyasyon Isı Transferi Katsayısı.....	75
6.2.3.2.3.1	α_g ; Duman Gazlarının Emissivitesi.....	76
6.2.3.2.3.1.1	k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı.....	76
6.2.3.2.3.1.1.1	k_g Katsayısı.....	76
6.2.3.2.3.1.1.1.1	S ; Radyasyon Tabakasının Efektif Uzunluğu.....	76
6.2.3.2.3.2	T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kurum Tutan I. Screen Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı.....	77
6.2.3.3	h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı.....	77
6.3	Hesap Kontrolü.....	78
7.	II.KIZDIRICININ ISI TRANSFERİ.....	79
7.1	II. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Buhar Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması	79
7.2	II. Kızdırıcı Çıkışındaki Duman Gazı Sıcaklığının Tespiti.....	80
7.3	II. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Duman Gazı Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması	81
7.3.1	A ; II. Kızdırıcı Boruları Toplam Yüzey Alanı.....	81
7.3.2	ΔT ; II. Kızdırıcı İçin Düzeltmiş Ana Sıcaklık Farkı.....	81
7.3.2.1	ΔT_c ; II. Kızdırıcı İçin Ana Sıcaklık Farkı.....	83
7.3.2.2	Ψ ; Ana Sıcaklık Farkı Düzeltme Katsayısı.....	84

7.3.2.2.1	P Katsayısı.....	84
7.3.3.2.2.1.1	Γ_2 Katsayısı.....	84
7.3.2.2.2	R Katsayısı.....	85
7.3.2.2.2.1	Γ_1 Katsayısı.....	85
7.3.2.2.3	C Katsayısı.....	85
7.3.2.2.3.1	A_p ; Duman Gazı Akış Yönuyle Paralel Konumda Akan Buharı Taşıyan II. Kızdırıcı Boruları Dış Yüzey Alanı.....	85
7.3.3	U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	86
7.3.3.1	Ψ ; Fuel-Oil Yakıtlı Kazanlarda Verimlilik Faktörü.....	86
7.3.3.2	h_o ; Duman Gazından Kızdırıcı Borusuna Olan Isı Transfer Katsayısı.....	86
7.3.3.2.1	ζ ; Kızdırıcı Boruları İçerisinden Geçen Akışkan İle Duman Gazının Birbirine Göre Akış Halini Gösteren Katsayı.....	86
7.3.3.2.2	h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı.....	86
7.3.3.2.2.1	A_1 Katsayısı.....	86
7.3.3.2.2.1.1	\bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı.....	87
7.3.3.2.2.2	c_s Katsayısı.....	87
7.3.3.2.2.3	c_n Katsayısı.....	88
7.3.3.2.2.4	V ; Ortalama Duman Gazı Hızı.....	88
7.3.3.2.2.4.1	A_g ; II. Kızdırıcı Boruları Arasından Duman Gazının Geçiş Kesiti Alanı.....	88
7.3.3.2.3	h'_r ; II. Kızdırıcı Öncesi Boşluk Göz önüne Alınarak Hesaplanan Düzeltilmiş Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	89
7.3.3.2.3.1	h_r ; II. Kızdırıcı Öncesi Boşluğun Radyasyon Transfer Katsayısı.....	89
7.3.3.2.3.1.1	a_g ; Duman Gazının Emisyonu.....	89
7.3.3.2.3.1.1.1	k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı.....	90
7.3.2.3.1.1.1.1	k_g Katsayısı	90
7.3.3.2.3.1.1.1.1.1	S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu.....	90
7.3.3.2.3.1.2	T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kalarak Kurum Tutmuş Kızdırıcı Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı.....	90
7.3.3.2.3.1.2.1	T_f ; II. Kızdırıcıda Dolaşan Akışkanın Ortalama Sıcaklığı.....	91
7.3.3.2.3.1.2.2	h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı.....	91
7.3.3.2.3.1.2.2.1	B Katsayısı.....	91
7.3.3.2.3.1.2.2.2	ρ ; Buharın Yoğunluğu.....	92
7.3.3.2.3.1.2.2.3	V ; II. Kızdırıcı Borularındaki Ortalama Buhar Hızı	92
7.3.3.2.3.1.2.2.3.1	A_{ss} ; Buharın II. Kızdırıcı Serpantinlerinden Akış Kesit Alanı.....	92
7.4	Hesap Kontrolü.....	94
8.	KIZGIN BUHAR SOĞUTUCUSU (ATTEMPERATOR) PÜSKÜRTME SUYU İHTİYACI.....	96
8.1	Termodinamiğin Temel Kaideleri ve Sisteme Uygulanması.....	96
8.2	Soğutma Suyu Miktarı Hesabı.....	96
9.	I. KIZDIRICININ ISI TRANSFERİ.....	100

9.1	I. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Buhar Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması	100
9.2	I. Kızdırıcı Çıkışındaki Duman Gazı Sıcaklığının Tespiti.....	101
9.3	I. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Duman Gazı Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması	102
9.3.2	ΔT ; Düzeltilmiş Ana Sıcaklık Farkı.....	102
9.3.2.1	ΔT_o ; Ana Sıcaklık Farkı.....	103
9.3.2.2	Ψ ; Ana Sıcaklık Farkı Düzeltme Katsayısı.....	103
9.3.2.2.1	P Katsayısı.....	103
9.3.2.2.1.1	Γ_2 Katsayısı.....	103
9.3.2.2.2	R Katsayısı.....	104
9.3.2.2.2.1	Γ_1 Katsayısı.....	104
9.3.2.2.3	C Katsayısı.....	104
9.3.2.2.3.1	A_p ; Duman Gazı Akış Yönüyle Paralel Konumda Akan Buharı Taşıyan I. Kızdırıcı Boruları Dış Yüzey Alanı.....	104
9.3.3	U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	105
9.3.3.1	Ψ ; Fuel-Oil Yakıtlı Kazanlarda Verimlilik Faktörü.....	105
9.3.3.2	h_o ; Duman Gazından I. Kızdırıcı Borusuna Olan Isı Transfer Katsayısı.....	105
9.3.3.2.1	ζ ; I. Kızdırıcı Boruları İçerisinden Geçen Akışkan ile Duman Gazının Birbirine Göre Akış Halini Gösteren Katsayısı.....	105
9.3.3.2.2	h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı.....	105
9.3.3.2.2.1	A_1 Katsayısı.....	105
9.3.3.2.2.1.1	$\overline{T_g}$; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı.....	105
9.3.3.2.2.2	c_s Katsayısı.....	106
9.3.3.2.2.3	c_n Katsayısı.....	106
9.3.3.2.2.4	V ; Ortalama Duman Gazı Hızı.....	106
9.3.3.2.2.4.1	A_g ; I. Kızdırıcı Boruları Arasından Duman Gazının Geçiş Kesiti Alanı.....	107
9.3.3.2.3	h'_r ; I. Kızdırıcı Öncesi Boşluk Göz Önüne Alınarak Hesaplanan Düzeltilmiş Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	107
9.3.3.2.3.1	h_r ; I. Kızdırıcı Öncesi Boşluğun Radyasyon Transfer Katsayısı..	108
9.3.3.2.3.1.1	a_g ; Duman Gazının Emisyonu.....	108
9.3.3.2.3.1.1.1	k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı.....	108
9.3.3.2.3.1.1.1.1	k_g Katsayısı	108
9.3.3.2.3.1.1.1.1.1	S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu.....	109
9.3.3.2.3.1.2	T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kalarak Kurum Tutmuş I. Kızdırıcı Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı.....	109
9.3.3.2.3.1.2.1	T_f ; I. Kızdırıcıda Dolaşan Akışkanın Ortalama Sıcaklığı.....	110
9.3.3.2.3.1.2.2	h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı.....	110
9.3.3.2.3.1.2.2.1	B Katsayısı.....	110
9.3.3.2.3.1.2.2.2	ρ ; Buharın Yoğunluğu.....	110
9.3.3.2.3.1.2.2.3	V ; I. Kızdırıcı Borularındaki Ortalama Buhar Hızı	111
9.3.3.2.3.1.2.2.3.1	A_{ss} ; Buharın I. Kızdırıcı Serpantinlerinden Akış Kesit Alanı.....	111
9.4	Hesap Kontrolü.....	113

10.	II.SCREEN BORULARININ ISI TRANSFERİ	114
10.1	II. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi	
	Miktarının 1. İfadesi.....	114
10.2	Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi	
	Miktarının 2. İfadesi.....	115
10.2.1	A ; Screen Borularının Toplam Yüzey Alanı.....	115
10.2.2	ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı.....	115
10.2.3	U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	116
10.2.3.1	Ψ ; Screen Boruları İçin Verimlilik Faktörü.....	116
10.2.3.2	h_0 ; Duman Gazından Screen Borularına Olan Isı Transferinin	
	Katsayısı.....	116
10.2.3.2.1	ζ ; Duman Gazlarının Uniform Olmayan Kazan Bölümlerini	
	Yalaması Katsayısı.....	116
10.2.3.2.2	Konvektif Isı Transfer Katsayısı.....	116
10.2.3.2.2.1	\overline{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı.....	116
10.2.3.2.2.2	c_s Katsayısı.....	117
10.2.3.2.2.3	c_n Katsayısı.....	117
10.2.3.2.2.4	V ; Ortalama Duman Gazı Hızı.....	118
10.2.3.2.2.4.1	A_g ; Duman Gazlarının Screen Boruları Demeti Arasından	
	Geçerken ki Net Kesit Alanı.....	118
10.2.3.2.3	h_r ; Boşluğun Radyasyon Isı Transferi Katsayısı.....	119
10.2.3.2.3.1	a_g ; Duman Gazlarının Emissivitesi.....	119
10.2.3.2.3.1.1	k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı.....	119
10.2.3.2.3.1.1.1	k_g Katsayısı.....	119
10.2.3.2.3.1.1.1.1	S ; Radyasyon Tabakasının Efektif Uzunluğu.....	119
10.2.3.2.3.2	T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kurum Tutan Screen Borularının	
	Mutlak Yüzey Sıcaklığı.....	120
10.2.3.3	h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı.....	121
10.3.	Hesap Kontrolü.....	121
11.	BUHARLAŞTIRICILARIN (GENERATING BANK) ISI	
	TRANSFERİ	123
11.1	ω ; Kütleli Duman Gazı Debisi.....	124
11.2	c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı.....	124
11.2.1	$\%V_{H_2O}$; Buharlaştırıcı Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki	
	Nemin Yüzdesel Oranı.....	124
11.3	A ; Buharlaştırıcı Boruları Toplam Isı Transfer Yüzey Alanı.....	125
11.4	ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı.....	126
11.5	U ; Buharlaştırıcının Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	127
11.5.1	U_{og} ; Karşı Akış Durumunda, Duman Gazı ile Buharlaştırıcı	
	Boruları Arasındaki Konvektif Isı İletim Katsayısı.....	127
11.5.1.1	U'_{cc} ; Karşı Akış Durumunda Temel Konvektif Isı İletim	
	Katsayısı.....	127

11.5.1.1.1	G_g ; Duman Gazı Kütlesel Hızı.....	127
11.5.1.1.1.1	A_g ; Duman Gazı Net Geçiş Kesiti Alanı.....	127
11.5.1.2	F_{pp} ; Duman Gazı İle Buharlaştırıcı Borularından Akan Akışkanın Birbirine Göre Karşı Akış Halinde, Film Sıcaklığının (T_f) Fiziksel Özelliklerinin Faktörü.....	128
11.5.1.2.1	T_f ; Buharlaştırıcı Boruları Yüzey Film Sıcaklığı.....	128
11.5.1.3	F_d ; Buharlaştırıcıda Boruların Düz Dizilişi İçin Düzeltme Faktörü	129
11.5.1.3.1	Re ; Duman Gazının Reynolds Değeri.....	130
11.5.1.4	F_d ; Buharlaştırıcıdaki Boru Sırası Sayısı İçin Isı Transferi Derinlik Faktörü	131
11.5.2	U_{rg} ; Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	132
11.5.2.1	U'_r ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	132
11.5.2.2	K ; Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi.....	132
11.5.2.2.1	Pr ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları (CO_2+H_2O)' nun Kısmi Basıncı.....	133
11.5.2.2.1	L ; Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu.....	133
11.5.3	F_s ; Borular Arası Boşluklardan Geçen Duman Gazı Radyasyonunun Tüm Buharlaştırıcı Yüzeylerine Etkisinin Verimlilik Katsayısı.....	135
11.6	H_{Evap} ; Buharlaştırıcı Toplam Isı Transfer Miktarı	136
12.	I. EKONOMİZÖR İLE BUHARLAŞTIRICI ARASINDAKİ BOŞLUK DOLAYISIYLA DUMAN GAZINDA OLUŞACAK SICAKLIK DÜŞÜŞÜ HESABI.....	137
12.1	Toplam Isı Transferi İfadesi.....	137
12.2	ω ; Kütlesel Duman Gazı Debisi.....	137
12.3	c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı.....	138
12.3.1	$\%V_{H_2O}$; Buharlaştırıcı Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki Nemin Yüzdesel Oranı.....	138
12.4	H_{Eco-I} ; I. Ekonomizöre Geçen Isı Transferi Miktarı.....	138
12.4.1	A_{Eco-I} ; I. Ekonomizörde Duman Gazının Geçtiği Brüt Kesit Alanı.....	138
12.4.2	ΔT ; I. Ekonomizör İçin Ana Sıcaklık Farkı.....	140
12.4.3	$(U_{rg})_{Eco-I}$; I. Ekonomizörde Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	140
12.4.3.1	U'_r ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	141
12.4.3.1.1	$(T'_s)_{Eco-I}$; I. Ekonomizörde Dolaşan Suyun Ortalama Sıcaklığı. 141	
12.4.3.2	Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi.....	141
12.4.3.2.1	Pr ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları (CO_2+H_2O)' nun Kısmi Basıncı.....	141

12.4.3.2.2	L ; Boşluğun Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu.....	142
12.4.3.2.2.1	V_L ; Buharlaştırıcı ve I. Ekonomizör Arasındaki Boşluğun Hacmi.....	142
12.4.3.2.2.2	A_{pr} ; Buharlaştırıcı ve I. Ekonomizör Arasındaki Boşluğun Projeksiyon Alanlarının Hesabı.....	142
12.5	H_{Evap} ; Buharlaştırıcıya Geçen Isı Transferi Miktarı.....	144
12.5.1	A_{Evap} ; Buharlaştırıcıda Duman Gazının Geçtiği Brüt Kesit Alanı	144
12.5.2	ΔT ; Buharlaştırıcı İçin Ana Sıcaklık Farkı.....	144
12.5.3	$(U_{rg})_{Evap}$; Buharlaştırıcıda Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	145
12.5.3.1	U'_r ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı Hesap Kontrolü....	145
13.	I. EKONOMİZÖRÜN ISI TRANSFERİ	147
13.1	ω ; Kütleli Duman Gazı Debisi.....	148
13.2	c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı.....	148
13.2.1	$\%V_{H_2O}$; Ekonomizör Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki Nemin Yüzdesel Oranı.....	148
13.3	I. Ekonomizör Çıkışındaki Buhar Sıcaklığının Hesabı.....	149
13.4	A ; I. Ekonomizör Borularının Toplam Isı Transfer Yüzey Alanı	151
13.5	ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı.....	152
13.6	U ; I. Ekonomizörün Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	153
13.6.1	U_{cg} ; Karşı Akış Durumunda, Duman Gazı ile I. Ekonomizör Boruları Arasındaki Konvektif Isı İletim Katsayısı.....	153
13.6.1.1	U'_{cc} ; Karşı Akış Durumunda Temel Konvektif Isı İletim Katsayısı.....	153
13.6.1.1.1	Gg ; Duman Gazı Kütleli Hızı.....	153
13.6.1.1.1.1	A_g ; Duman Gazı Net Geçiş Kesiti Alanı.....	153
13.6.1.2	F_{pp} ; Duman Gazı ile I. Ekonomizör Borularından Akan Akışkanın Birbirine Göre Karşı Akış Haline Göre Film Sıcaklığının (T_f) Fiziksel Özelliklerinin Faktörü.....	154
13.6.1.2.1	T_f ; I. Ekonomizör Boruları Yüzey Film Sıcaklığı.....	154
13.6.1.3	F_a ; I. Ekonomizör Borularının Düz Dizilişi İçin Düzeltme Faktörü	154
13.6.1.3.1	Re ; Duman Gazının Reynolds Değeri.....	155
13.6.1.4	F_d ; I. Ekonomizördeki Boru Sırası Sayısı İçin Isı Transferi Derinlik Faktörü.....	155
13.6.2	U_{rg} ; Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	156
13.6.2.1	U'_r ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	156
13.6.2.2	K ; Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi.....	156
13.6.2.2.1	Pr ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları (CO_2+H_2O)'nun Kısmi Basıncı.....	156

13.6.2.2.2	L ; Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu.....	156
13.6.3	F_s ; Borular Arası Boşluklardan Geçen Duman Gazı Radyasyonunun Tüm Ekonomizör Yüzeylerine Etkisinin Verimlilik Katsayısı.....	157
13.7	H_{Eco-I} ; I. Ekonomizör Toplam Isı Transfer Miktarı	157
14.	I. EKONOMİZÖR ile II. EKONOMİZÖR ARASINDAKİ BOŞLUK DOLAYISIYLA DUMAN GAZINDA OLUŞACAK SICAKLIK DÜŞÜŞÜ HESABI.....	159
14.1	Toplam Isı Transferi İfadesi.....	159
14.2	ω ; Kütleli Duman Gazı Debisi.....	159
14.3	c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı.....	159
14.3.1	$\%V_{H_2O}$; Ekonomizör Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki Nemin Yüzdesele Oranı.....	160
14.4	H_{Eco-I} ; I. Ekonomizöre Geçen Isı Transferi Miktarı.....	161
14.4.1	A_{Eco-I} ; I. Ekonomizörde Duman Gazının Geçtiği Brüt Kesit Alanı.....	161
14.4.2	ΔT ; I. Ekonomizör İçin Ana Sıcaklık Farkı.....	161
14.4.3	$(U_{rg})_{Eco-I}$; I. Ekonomizörde Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	162
14.4.3.1	U'_r ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	162
14.4.3.1.1	$(T'_s)_{Eco-I}$; I. Ekonomizörde Dolaşan Suyun Ortalama Sıcaklığı... 162	
14.4.3.2	K ; Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi.....	162
14.4.3.2.1	P_r ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları (CO_2+H_2O)' nun Kısmi Basıncı.....	162
14.4.3.2.2	L ; Boşluğun Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu.....	163
14.4.3.2.2.1	V_L ; II. Ekonomizör ve I. Ekonomizör Arasındaki Boşluğun Hacmi.....	163
14.4.3.2.2.2	A_{pr} ; II. Ekonomizör ve I. Ekonomizör Arasındaki Boşluğun Projeksiyon Alanlarının Hesabı.....	163
14.5	H_{Evap} ; II. Ekonomizöre Geçen Isı Transferi Miktarı.....	164
14.5.1	A_{Eco-II} ; II. Ekonomizörde Duman Gazının Geçtiği Brüt Kesit Alanı.....	164
14.5.2	ΔT ; II. Ekonomizör İçin Ana Sıcaklık Farkı.....	164
14.5.3	$(U_{rg})_{Eco-II}$; II. Ekonomizörde Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	165
14.5.3.1	U'_r ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	165
14.5.3.1.1	$(T'_s)_{Eco-II}$; II. Ekonomizörde Dolaşan Suyun Ortalama Sıcaklığı.....	165
15.	II. EKONOMİZÖRÜN ISI TRANSFERİ	167
15.1	w ; Kütleli Duman Gazı Debisi.....	168

15.2	c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı.....	168
15.2.1	$\%V_{H_2O}$; II. Ekonomizör Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki Nemin Yüzdesel Oranı.....	168
15.3	II. Ekonomizör Çıkışındaki Buhar Sıcaklığının Hesabı.....	168
15.4	A ; II. Ekonomizör Borularının Toplam Isı Transfer Yüzey Alanı.....	169
15.5	ΔT ; II. Ekonomizör İçin Ana Sıcaklık Farkı.....	170
15.6	U ; II. Ekonomizörün Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	171
15.6.1	U_{og} ; Karşı Akış Durumunda, Duman Gazı ile II. Ekonomizör Boruları Arasındaki Konvektif Isı İletim Katsayısı.....	171
15.6.1.1	U'_{cc} ; Karşı Akış Durumunda Temel Konvektif Isı İletim Katsayısı.....	171
15.6.1.1.1	Gg ; Duman Gazının Kütle Hızı.....	171
15.6.1.1.1.1	A_g ; Duman Gazının Net Geçiş Kesiti Alanı.....	171
15.6.1.2	F_{pp} ; Duman Gazı ile II. Ekonomizör Borularından Akan Akışkanın Birbirine Göre Karşı Akış Haline Göre , Film Sıcaklığının (T_f) Fiziksel Özelliklerinin Faktörü.....	172
15.6.1.2.1	T_f ; II. Ekonomizör Boruları Yüzey Film Sıcaklığı.....	172
15.6.1.3	F_a ; II. Ekonomizör Borularının Düz Dizilişi İçin Düzeltme Faktörü.....	172
15.5.1.3.1	Re ; Duman Gazının Reynolds Değeri.....	173
15.6.1.4	F_d ; II. Ekonomizördeki Boru Sırası Sayısı İçin Isı Transferi Derinlik Faktörü.....	173
15.6.2	U_{rg} ; Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	174
15.6.2.1	U'_r ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	174
15.6.2.2	K ; Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi.....	174
15.6.2.2.1	Pr ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları (CO_2+H_2O) 'nun Kısmi Basıncı.....	174
15.6.2.2.1	L ; Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu.....	174
15.6.3	F_s ; Borular Arası Boşluklardan Geçen Duman Gazı Radyasyonunun Tüm Ekonomizör Yüzeylerine Etkisinin Verimlilik Katsayısı.....	175
15.7	H_{Econ-I} ; II. Ekonomizör Toplam Isı Transfer Miktarı.....	175
16.	ISI BALANSI HESABI.....	177
17.	KAZAN OCAĞININ ZEMİNİNDE TUĞLA KULLANMAMANIN KAZAN ISIL HESAPLARINA ETKİLERİ.....	179
17.1	B ; Kazanın Yakıt Sarfiyatı.....	180
17.1.1	η_b ; Kazanın Genel Verimi.....	181
17.1.1.1	h_2 ; Atık Gaz Isı Kaybı (Baca kaybı).....	181

17.1.1.1.1	H_2 ; Mutlak Isı Kaybı ve Atık Gaz Isısı.....	181
17.2	Kazan Bölümlerinin Konstrüksiyon Parametreleri.....	182
17.2.1	V_F ; Ocak Hacmi.....	182
17.2.2	A_F ; Ocağın Enine Kesit Alanı.....	183
17.2.3	Ocağın Radyasyona Maruz İç Yüzeylerinin Ayrı Ayrı Projeksiyon Alanları.....	185
17.2.3.1	A_1 ; Ocağın Ön Yüzünün Yüzey Alanı (Brülörlerin Bağlı Olduğu Duvar)	185
17.2.3.2	A_2 ; Ocağın Üstü ve Yan Duvarlarının Yüzey Alanı	185
17.2.3.3	A_3 ; Ocağın Refraktör Malzemesi ve Ateş Tuğlası Kaplı Zemin Yüzey Alanı	186
17.2.3.4	A_4 ; Ocağın Bittiği Yerin Yüzey Alanı (Arka Bölme Duvarı - Screen Boruları Yüzeyleri Hariç)	186
17.2.3.5	A_t ; Toplam Projeksiyon Alanı.....	186
17.2.3.6	A_w ; Toplam Ocak İç Yüzey Alanı.....	186
18.	T_{gFe} ; OCAK ÇIKIŞINDA (SCREEN BORULARI ÖNCESİ) DUMAN GAZI SICAKLIĞININ TAYİNİ (TUĞLA KAPLI OLMAYAN OCAK ZEMİNİNE GÖRE).....	187
18.1	T_a ; Yanmanın Adyabatik Sıcaklığı.....	187
18.1.1	H_u ; Ocağa Yayılan Kullanılabilir Isı.....	187
18.1.1.1	H_a ; Ocağa Giren Sıcak ve Soğuk Yakma Havaasının Vermiş Olduğu Isı.....	187
18.2	Φ ; Gizli Isı Katsayısı.....	188
18.3	Ψ_{ef} ; Kazanın Soğutma Duvarlarının Termal Veriminin Ortalama Katsayısı.....	188
18.3.1	Σx_i ; Açısal Katsayı.....	188
18.3.2	ζ_i ; Kirlilik Katsayısı.....	189
18.4	α_F ; Ocağın Termal Radyasyon Katsayısı.....	189
18.4.1	α_n ; Alevin Emissivitesi	189
18.4.1.1	α_{lum} ; Alevin Parlak Kısmının Emissivitesi.....	189
18.4.1.1.1	S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu	190
18.4.1.1.2	k_{lum} ; Alevin Parlak Kısmının Absorbsiyonunun Efektif Katsayısı.....	190
18.4.1.1.2.1	k_g ; Üçlü Atom Gazlarınca Oluşan Absorbsiyonun Efektif Katsayısı	190
18.4.1.1.2.2	k_s ; Kurum Partikülleri Tarafından Oluşan Absorbsiyonun Efektif Katsayısı.....	190
18.4.1.2	α_g ; Alevin Parlak Olmayan Gaz Ortamının Emissivitesi.....	191
18.5	\overline{VC} ; Yanmanın Adyabatik Sıcaklığı T_a ile Ocak Sonu Sıcaklığı T_{gFe} Sıcaklıklarındaki Duman Gazlarının Isıl Kapasitesi.....	191
18.6	M ; Yakıt Cinsine ve Sıcaklığın Ocaktaki Konumuna Bağlı Bir Katsayı.....	191
18.6.1	X ; Ocaktaki En Yüksek Sıcaklık Bölgesinin Ocağa Göre Rölatif Pozisyonu.....	192

19.	OCAKTAKİ ISI TRANSFER MİKTARI (OCAK ZEMİNİ TUĞLASIZ).....	193
19.1	H_r ; Ocaktaki Toplam Radyasyon Isı Transfer Miktarı.....	193
19.2	q_{rF} ; Ocağın Isıtma Yüzeylerinin Ortalama Isı Akısı.....	193
19.2.1	A ; Ocağın Radyasyon Isıtma Yüzeylerinin Toplamı.....	193
19.3	H_{rF} ; I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı	193
19.3.1	x_s ; Screen Borularının Açıl Katsayısı.....	194
19.3.2	η_h ; Ocak Yüksekliği Boyunca Isı Emilimi Dağıtımının Katsayısı	194
19.3.3	A_{Fe} ; Ocak Çıkışı Projeksiyonlu Yüzey Alanı.....	194
19.4	H'_{rF} ; Kızdırıcılar Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı....	195
19.5	H_{ww} ; Ocağı Çevreleyen Boru Duvarları Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı	195
20.	I. SCREEN BORULARININ ISI TRANSFERİ (OCAK ZEMİNİ TUĞLASIZ).....	196
20.1	I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 1. İfadesi.....	196
20.2	I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 2. İfadesi	196
20.2.1	A ; Screen Borularının Toplam Yüzey Alanı.....	196
20.2.2	ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı	197
20.2.3	U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	197
20.2.3.1	Ψ ; Screen Boruları İçin Verimlilik Faktörü.....	198
20.2.3.2	h_0 ; Duman Gazından I. Screen Borularına Olan Isı Transferinin Katsayısı	198
20.2.3.2.1	ζ ; Duman Gazlarının Uniform Olmayan Kazan Bölümlerini Yalaması Katsayısı.....	198
20.2.3.2.2	h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı.....	198
20.2.3.2.2.1	\bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı.....	198
20.2.3.2.2.2	c_s Katsayısı.....	198
20.2.3.2.2.3	c_n Katsayısı.....	199
20.2.3.2.2.4	V ; Ortalama Duman Gazı Hızı.....	199
20.2.3.2.2.4.1	A_g ; Duman Gazlarının I. Screen Boruları Demeti Arasından Geçerken ki Net Kesit Alanı.....	200
20.2.3.2.3	h_r ; Boşluğun Radyasyon Isı Transferi Katsayısı.....	200
20.2.3.2.3.1	α_g ; Duman Gazlarının Emisivitesi.....	201
20.2.3.2.3.1.1	k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı.....	201
20.2.3.2.3.1.1.1	k_g Katsayısı.....	201
20.2.3.2.3.1.1.1.1	S ; Radyasyon Tabakasının Efektif Uzunluğu.....	201
20.2.3.2.3.2	T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kurum Tutan I. Screen Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı.....	202
20.2.3.3	h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı.....	202

20.3	Hesap Kontrolü.....	203
21.	II.KIZDIRICININ ISI TRANSFERİ (TUĞLASIZ OCAK ZEMİNİNE GÖRE).....	204
21.1	II. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Buhar Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması	204
21.2	II. Kızdırıcı Çıkışındaki Duman Gazı Sıcaklığının Tespiti.....	205
21.3	II. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Duman Gazı Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması	206
21.3.1	A ; II. Kızdırıcı Boruları Toplam Yüzey Alanı.....	206
21.3.2	ΔT ; II. Kızdırıcı İçin Düzeltilmiş Ana Sıcaklık Farkı.....	206
21.3.2.1	ΔT_c ; II. Kızdırıcı İçin Ana Sıcaklık Farkı.....	206
21.3.2.2	Ψ ; Ana Sıcaklık Farkı Düzeltme Katsayısı	207
21.3.2.2.1	P Katsayısı.....	207
21.3.2.2.1.1	Γ_2 Katsayısı.....	207
21.3.2.2.2	R Katsayısı.....	208
21.3.2.2.2.1	Γ_1 Katsayısı.....	208
21.3.2.2.3	C Katsayısı.....	208
21.3.2.2.3.1	A_p ; Duman Gazı Akış Yönüyle Paralel Konumda Akan Buharı Taşıyan II. Kızdırıcı Boruları Dış Yüzey Alanı.....	208
21.3.3	U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	209
21.3.3.1	Ψ ; Fuel-Oil Yakıtlı Kazanlarda Verimlilik Faktörü.....	209
21.3.3.2	h_o ; Duman Gazından Kızdırıcı Borusuna Olan Isı Transfer Katsayısı.....	209
21.3.3.2.1	ζ ; Kızdırıcı Boruları İçerisinden Geçen Akışkan ile Duman Gazının Birbirine Akış Halini Gösteren Katsayı.....	209
21.3.3.2.2	h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı.....	209
21.3.3.2.2.1	A_1 Katsayısı.....	209
21.3.3.2.2.1.1	\bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı.....	209
21.3.3.2.2.2	c_s Katsayısı.....	210
21.3.3.2.2.3	c_n Katsayısı.....	210
21.3.3.2.2.4	V ; Ortalama Duman Gazı Hızı.....	210
21.3.3.2.2.4.1	A_g ; II. Kızdırıcı Boruları Arasından Duman Gazının Geçiş Kesiti Alanı.....	210
21.3.3.2.3	h'_r ; II. Kızdırıcı Öncesi Boşluk Göz önüne Alınarak Hesaplanan Düzeltilmiş Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	211
21.3.3.2.3.1	h_r ; II. Kızdırıcı Öncesi Boşluğun Radyasyon Transfer Katsayısı..	212
21.3.3.2.3.1.1	a_g ; Duman Gazının Emisyonu.....	212
21.3.3.2.3.1.1.1	k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı.....	212
21.3.3.2.3.1.1.1.1	k_g Katsayısı	212
21.3.3.2.3.1.1.1.1.1	S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu.....	212
21.3.3.2.3.1.2	T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kalarak Kurum Tutmuş Kızdırıcı Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı.....	213
21.3.3.2.3.1.2.1	T_f ; II. Kızdırıcıda Dolaşan Akışkanın Ortalama Sıcaklığı.....	213
21.3.3.2.3.1.2.2	h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı.....	214

21.3.3.2.3.1.2.2.1	B Katsayısı.....	214
21.3.3.2.3.1.2.2.2	ρ ; Buharın Yoğunluğu.....	214
21.3.3.2.3.1.2.2.3	V ; II. Kızdırıcı Borularındaki Ortalama Buhar Hızı	215
21.3.3.2.3.1.2.2.3.1	A_{ss} ; Buharın II. Kızdırıcı Serpantinlerinden Akış Kesit Alanı.....	215
21.4	Hesap Kontrolü.....	217
22.	KIZGIN BUHAR SOĞUTUCUSU (ATTEMPERATOR) PÜSKÜRTME SUYU İHTİYACI (TUĞLASIZ OCAK ZEMİNİNE GÖRE)	218
22.1	Termodinamiğin Temel Kaideleri ve Sisteme Uygulanması.....	218
22.2	Soğutma Suyu Miktarı Hesabı.....	218
23.	I. KIZDIRICININ ISI TRANSFERİ (TUĞLASIZ OCAK ZEMİNİNE GÖRE)	221
23.1	I. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Buhar Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması	221
23.2	I. Kızdırıcı Çıkışındaki Duman Gazı Sıcaklığının Tespiti.....	222
23.3	I. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Duman Gazı Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması	223
23.3.2	$\Delta T'$; Düzeltilmiş Ana Sıcaklık Farkı.....	223
23.3.2.1	$\Delta T'_c$; Ana Sıcaklık Farkı.....	224
23.3.2.2	Ψ ; Ana Sıcaklık Farkı Düzeltme Katsayısı.....	224
23.3.2.2.1	P Katsayısı.....	224
23.3.2.2.1.1	Γ_2 Katsayısı.....	224
23.3.2.2.2	R Katsayısı.....	225
23.3.2.2.2.1	Γ_1 Katsayısı.....	225
23.3.2.2.3	C Katsayısı.....	225
23.3.2.2.3.1	A_p ; Duman Gazı Akış Yönüyle Paralel Konumda Akan Buharı Taşıyan I. Kızdırıcı Boruları Dış Yüzey Alanı.....	225
23.3.3	U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı.....	226
23.3.3.1	Ψ ; Fuel-Oil Yakıtlı Kazanlarda Verimlilik Faktörü.....	226
23.3.3.2	h_o ; Duman Gazından I. Kızdırıcı Borusuna Olan Isı Transfer Katsayısı.....	226
23.3.3.2.1	ζ ; I. Kızdırıcı Boruları İçerisinden Geçen Akışkan ile Duman Gazının Birbirine Göre Akış Halini Gösteren Katsayı.....	226
23.3.3.2.2	h'_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı.....	226
23.3.3.2.2.1	A_1 Katsayısı.....	226
23.3.3.2.2.1.1	\bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı.....	226
23.3.3.2.2.2	c_s Katsayısı.....	227
23.3.3.2.2.3	c_n Katsayısı.....	227
23.3.3.2.2.4	V ; Ortalama Duman Gazı Hızı.....	227
23.3.3.2.2.4.1	A_g ; I. Kızdırıcı Boruları Arasından Duman Gazının Geçiş Kesiti Alanı.....	227
23.3.3.2.3	h'_r ; I. Kızdırıcı Öncesi Boşluk Göz Önüne Alınarak Hesaplanan Düzeltilmiş Radyasyon Isı Transfer Katsayısı.....	228

23.3.3.2.3.1	h_r ; I. Kızdırcı Öncesi Boşluğun Radyasyon Transfer Katsayısı..	229
23.3.3.2.3.1.1	a_g ; Duman Gazının Emisyonu.....	229
23.3.3.2.3.1.1.1	k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı.....	229
23.3.3.2.3.1.1.1.1	k_g Katsayısı	229
23.3.3.2.3.1.1.1.1.1	S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu.....	229
23.3.3.2.3.1.2	T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kalarak Kurum Tutmuş I. Kızdırcı Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı.....	230
23.3.3.2.3.1.2.1	T_f ; I. Kızdırcıda Dolaşan Akışkanın Ortalama Sıcaklığı.....	230
23.3.3.2.3.1.2.2	h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı.....	231
23.3.3.2.3.1.2.2.1	B Katsayısı.....	231
23.3.3.2.3.1.2.2.2	ρ ; Buharın Yoğunluğu.....	231
23.3.3.2.3.1.2.2.3	V ; I. Kızdırcı Borularındaki Ortalama Buhar Hızı	232
23.3.3.2.3.1.2.2.3.1	A_{ss} ; Buharın I. Kızdırcı Serpantinlerinden Akış Kesit Alanı.....	232
23.4	Hesap Kontrolü.....	234
24.	KAZANIN ÖNEMLİ KISIMLARININ MALZEMELERİ.....	236
24.1	Buharlaştırıcı Bölümü.....	236
24.2	Buhar Kızdırcısı.....	236
24.3	Ekonomizör (Çıplak ve Alternatif Olan Finli Ekonomizör).....	236
24.4	Kazan Tesisindeki.....	236
24.5	Kızgın Buhar Soğutucusu (Attemperator)	237
24.6	Su Dom İçi Besi Suyu Isıtıcısı.....	237
25.	150 t/h'luk KAZAN TESİSİNİN MALİYET FİATINI TESPİT ESASLARI.....	238
26.	SONUÇLAR.....	239
26.1	Ateş Tuğlası Kullanmamaktan Dolayı Gelen Tasarruf.....	239
26.1.1	Kazanın Ocak Tabanı Ateş Tuğlası Miktarı.....	239
26.1.1.1	Ön Ocak Tabanında.....	239
26.1.1.2	Kızdırcı Bölgesi Ocak Tabanı.....	239
26.1.1.3	Kızdırcıların Üst ve Alt Kısımına Dik Olarak Konan Tuğla.....	239
26.1.2	Kazan Ocak Taban Tuğlalarıyla Ocak Dış Tarafı Yan Duvar Arasındaki Refraktör.....	240
26.1.3	Tatbikat İşçiliği.....	240
26.1.4	Şirket Genel Masrafı.....	241
26.2	Kazanın Yakıt Tasarrufu.....	241
26.3	Kızgın Buhar Soğutucusu Püskürtme Suyu Tasarrufu.....	241
KAYNAKLAR.....		243
EKLER		244
Ek 1	Sıcaklığa göre doymuş su buharı tablosu.....	244
Ek 2	Basınca göre su buharı tablosu.....	251
Ek 3	Kızgın su buharı tablosu.....	256
Ek 4	Su buharı için (i, s) molliere diyagramı.....	259

Ek 5	150 t/h 'lık Kazan tesisinin fiyat tespit çalışmaları.....	260
Ek 6	Duman gazı entalpisi - sıcaklık diyagramı.....	289
Ek 7	Ocak zemininde tuğla kullanılan kazanın I. ve II. kızdırcılar ile kızgın buhar soğutucusunun kazanın yük kapasitesine ve buhar sıcaklığına göre malzeme dayanım sınırları grafiği.....	290
Ek 8	Ocak zemininde tuğla kullanılmayan kazanın I. ve II. kızdırcılar ile kızgın buhar soğutucusunun kazanın yük kapasitesine ve buhar sıcaklığına göre malzeme dayanım sınırları grafiği.....	291
Ek 9	Kızdırcı bölgesi ile ocak arasındaki zeminde kullanılan ateş tuğlası ve refraktör malzemesinin detayı.....	292
Ek 10	Kazanın üst domunda kullanılan refraktör malzemesinin detayı.....	293
Ek 11	Kazanın alt domunda kullanılan refraktör malzemesinin detayı.....	294
Ek 12	Ocak zemininin yan duvarlarla birleştiği yerlerdeki refraktör ve ateş tuğlası uygulaması detayı.....	295
Ek 13	Kazanın genleşme tankı ve ölçüleri.....	296
Ek 14	Kazan tesisinin teknik bilgileri.....	297
ÖZGEÇMİŞ.....		304



SİMGE LİSTESİ

A	Kızdırıcı serpantinlerinin olduğu odanın enine kesiti
A_{Fe}	Screen borularının olduğu ocak çıkışı projeksiyonlu yüzey alanı
A_F	Ocağın enine kesit alanı
A_w	Ocağın toplam iç yüzey alanı
A_g	Duman gazı net geçiş kesiti alanı
A_p	Duman gazı akış yönüyle paralel konumda akan ve buharı taşıyan kızdırıcı borularının yüzey alanı
A_{ss}	Buharın kızdırıcı serpantinlerinden akış kesit alanı
A_{Eco-I}	I.Ekonomizörde duman gazının geçtiği brüt kesit alanı
A_{Evap-I}	I.Evaporatörde duman gazının geçtiği brüt kesit alanı
A_{Eco-II}	II.Ekonomizörde duman gazının geçtiği brüt kesit alanı
$A_{Evap-II}$	II.Evaporatörde duman gazının geçtiği brüt kesit alanı
A_{wi}	Ocak yüzeylerinden her birinin alanı
a_F	Ocağın termal radyasyon katsayısı
a_{lum}	Alevin parlak kısmının emissivitesi
a_{κ}	Alevin emissivitesi
B	Duman gazının yaladığı kızdırıcı borularının projeksiyon alanı
B	Kazanın yakıt sarfiyatı
B	Duman gazının yaladığı kızdırıcı borularının projeksiyon alanı
c	Duman gazının yaklaşık özgül ısısı
d_i	Boru iç çapı
d_d	Boru dış çapı
ε	Kirlilik faktörü
F_s	Borular arası boşluklardan geçen duman gazı radyasyonunun tüm boru yüzeylerine etkisinin verimliliği
F_a	Boruların düz dizilişi için düzenleme faktörü
F_d	Boru sırası sayısı için ısı transfer derinlik faktörü
F_{pp}	Duman gazı ile borudan akan akışkanın birbirlerine göre akış halinde, film sıcaklığının fiziksel özelliklerinin faktörü
G_g	Duman gazının kütle hızı
H_{ph}	Yakıtın yanmadan önceki fiziksel entalpisi
H_o	Yakıtın üst ısı değeri
H_1^w	Yakıtın alt ısı değeri
H_{av}^w	Yakıttan ele geçen ısı miktarı
H_2	Mutlak ısı kaybı (Atık gaz ısı kaybı)
H_a	Ocağa sıcak ve soğuk havanın vermiş olduğu ısı
H_r	Ocaktaki ısı transferi miktarı
H_{rF}	Screen boruları boyunca emilen radyasyon ısısı
H_u	Ocağa yayılan kullanılabilir ısı miktarı
H_b	Borulardaki akışkan tarafından emilecek konvektif ısı transfer miktarı
H_{Eco}	Boşluktan ekonomizöre boşluk radyasyonu şeklinde geçen ısı miktarı

H_{Econ}	Ekonomizöre geçen ısı miktarı
H_{Evap}	Boşluktan buharlaştırıcıya boşluk radyasyonu şeklinde geçen ısı miktarı
H'_{Evap}	Buharlaştırıcıdaki ısı transfer miktarı
H_t	Isı transferi miktarı
H'_{rF}	Kızdırıcılar tarafından emilen radyasyon ısısı
H_{ww}	Ocağı çevreleyen boruların radyasyon emilimi
h_r	Boşluğun radyasyon ısı transfer katsayısı
h_i	Boru cidarından akışkana olan ısı transferi katsayısı
h_2	Atık gaz ısı kaybı
h_3	Eksik yanma ısı kaybı
h_4	Yanmamış Karbon kaybı
h_5	Kazan zarf kaybı
h_6	Cüruf ısısı
h_o	Duman gazından borulara olan ısı transferi katsayısı
h_c	Konvektif ısı transfer katsayısı
h'_r	Kızdırıcı öncesi boşluk göz önüne alınarak hesaplanan düzeltilmiş radyasyon ısı transfer katsayısı
I_{ss}	Kızgın buhar entalpisi
I_{fw}	Besi suyu entalpisi
I_{sw}	Doymuş buhar entalpisi
I_{wg}	Atık gaz entalpisi
I_{ca}^o	Teorik olarak gerekli yakma havası entalpisi
I_g^o	T sıcaklığındaki duman gazı entalpisi
I_{gFe}	Ocak çıkışı duman gazı entalpisi
I_{gSSI}	Kızdırıcıya giren duman gazı entalpisi
I_{SSI}	Kızdırıcıya giren buharın entalpisi
I_{SSe}	Kızdırıcıdan çıkan buharın entalpisi
I_{gSSe}	Kızdırıcıdan çıkan duman gazı entalpisi
I'_1	Ekonomizöre giren suyun entalpisi
I'_2	Ekonomizörden çıkan suyun entalpisi
k	Efektif absorpsiyon katsayısı
k_g	Üçlü atom gazlarınca oluşan absorpsiyonun efektif katsayısı
k_s	Duman gazındaki kurum partiküllerince oluşan absorpsiyonun efektif katsayısı
k_{lum}	Parlak olmayan gaz ortamının emissivitesi, duman gazlarının emissivitesi
L, S	Efektif radyasyon tabakası uzunluğu
L_R	Kızdırıcı öncesi boş oda uzunluğu
L_B	Kızdırıcı serpantini uzunluğu
ℓ_s	Ortalama screen boruları boyu
L_g	Yakıtın yanması için gerekli gerçek hava miktarı
m	Alevin parlak kısım oranı
n	Screen boruları sıra sayısı

O_{\min}	Yakıtın yanması için gerekli minimum oksijen gazı miktarı
ρ	Buharın yoğunluğu
p, Pr	Duman gazları içindeki üçlü atom gazlarının toplam hacim konsantrasyonu
p	Besi suyu giriş basıncı
P_{ss}	Kızgın buhar basıncı
P_d	Dom basıncı
q_v	Hacimsel ısı yükü katsayısı
q_F	Yüzeysel ısı yükü katsayısı
q_{TF}	Ocağın ısıtma yüzeylerinin ortalama ısı akısı
r_{H_2O}	Duman gazı içindeki nemin hacimsel konsantrasyonu
Γ_1, Γ_2	Ψ 'nin tablodan okunması için yardımcı katsayılar
Re	Reynolds katsayısı
S_1, l_{\perp}	Duman gazının akışına dik doğrultuda screen borularının eksenler arası mesafesi
S_2, l_{\perp}	Duman gazının akışına paralel doğrultuda screen borularının eksenler arası mesafesi
T_{ca}	Brülör fanı çıkışı hava sıcaklığı
T_{aw}	Duman gazlarına maruz boruların mutlak yüzey sıcaklığı
T_f, T_{sw}	Borularda dolaşan doymuş buhar sıcaklığı
T_a	Yanmanın adyabatik sıcaklığı
T_{gFe}	Ocak çıkışı duman gazı sıcaklığı
T_{ss}	Kızgın buhar basıncı
T_{fw}	Besi suyu sıcaklığı
T_{wg}	Baca girişi duman gazı sıcaklığı
T_{ha}	Ön ısıtılmış yakma havası sıcaklığı
ΔT	Ana sıcaklık farkı
T_{SSi}	Kızdırıcıya giren buhar sıcaklığı
T_{gSSi}	Kızdırıcıya giren duman gazı sıcaklığı
T_{SSe}	Kızdırıcıdan çıkan buhar sıcaklığı
T_{gSSe}	Kızdırıcıdan çıkan duman gazı sıcaklığı
$\overline{T_g}$	Ortalama gaz sıcaklığı
T_f	Kızdırıcıda dolaşan akışkanın ortalama sıcaklığı
T_1	Duman gazı giriş sıcaklığı
T_2	Duman gazı çıkış sıcaklığı
T_s°	Borulardaki doymuş buhar sıcaklığı
t	Boru et kalınlığı
t_f	Ekonomizör boruları yüzey film sıcaklığı
U	Toplam ısı transfer katsayısı
U_{cg}	Duman gazı ile borular arası konvektif ısı iletim katsayısı
U'_{cc}	Temel konvektif ısı iletim katsayısı
U'_{rg}	Borular arası boşluk radyasyonu
U'_r	Temel radyasyon ısı transferi katsayısı

$V_{H_2O} \%$	Duman gazındaki nem yüzdesi
\bar{V}	Buharın ortalama özgül hacmi
V	Borudaki ortalama buhar hızı
V	Ortalama duman gazı hızı
V_g	Duman gazlarının kazan komponentlerindeki gerçek debisi
V^o	Yakıtın yanması için gerekli teorik minimum hava miktarı
V_{RO_2}	N.Ş.A.'da 1 kg Fuel-Oil'in yanması sonucu oluşan duman gazı ürünleri içindeki teorik oksijen miktarı
$V_{N_2}^o$	N.Ş.A.'da 1 kg Fuel-Oil'in yanması sonucu oluşan duman gazı ürünleri içindeki teorik azot miktarı
$V_{RH_2O}^o$	N.Ş.A.'da 1 kg Fuel-Oil'in yanması sonucu oluşan duman gazı ürünleri içindeki teorik su miktarı
V_{Rmin}	N.Ş.A.'da 1 kg Fuel-Oil'in yanması sonucu oluşacak minimum teorik duman gazı miktarı
V_R	N.Ş.A.'da 1 kg Fuel-Oil'in yanması sonucu oluşacak minimum gerçek duman gazı miktarı
V_F	Ocak hacmi
\overline{VC}	T_a ve T_{gFe} sıcaklıklarındaki duman gazlarının ısı kapasitesi
ω	Duman gazı kütleli debisi
W	Kızgın buhar miktarı
W_{bw}	Blöf edilen buhar miktarı
x_s	Screen borularının açılma katsayısı
x	Screen borularının bir sırasının açılma katsayısı
X	Ocaktaki en yüksek sıcaklık bölgesinin ocağa göre rölatif pozisyonu
X_b	Ocak çıkışı orta eksenine ile brülör orta eksenine arası rölatif yüksekliği
Σx_i	Ocak ısıtma yüzeyinin açılma katsayısı
Δx	Alevin gerçek pozisyonu için X 'in düzeltme faktörü
η_b	Kazan verimi
η_h	Ocak yüksekliği boyunca ısı emiliminin dağıtım katsayısı
α	Hava fazlalık katsayısı
$\Delta \alpha$	Duman gazı kanallarından oluşacak kaçaklar göz önüne alınarak belirlenmiş hava fazlalık katsayısı
Φ	Gizli ısı katsayısı
Ψ	Screen boruları için verimlilik faktörü
Ψ_{ef}	Soğutma duvarlarının termal veriminin ortalama katsayısı
ζ	Duman gazlarının uniform olmayan kazan bölümlerini yalaması katsayısı
ζ_i	Boru dış yüzeyleri kirlilik katsayısı

KISALTMA LİSTESİ

<i>a</i>	Mutlak (absolute)
<i>b</i>	Kazan (boiler)
<i>bw</i>	Blöf edilen buhar (blow-off water)
<i>ca</i>	Soğuk hava (cold air)
<i>Evap</i>	Buharlaştırıcı (evaporator)
<i>Eco</i>	Ekonomizör (economizer)
<i>fw</i>	Besi suyu (feed water)
<i>ha</i>	Sıcak hava (hot air)
<i>k/u</i>	Kurum üfleme eksen
<i>min</i>	Minimum
<i>ort</i>	Ortalama
<i>ss</i>	Screen boruları (slag screen)
<i>sw</i>	Doymuş buhar (saturated water)
<i>sh</i>	Kızgın buhar (superheated steam)
<i>s/h</i>	Kızdırıcı (superheater)
<i>sw-A</i>	Kızgın buhar püskürtme soğutma suyu (spray water of attemperator)
<i>ww</i>	Membranlı boru duvarları (water walls)
<i>wg</i>	Duman gazı (waste gas)
<i>kal</i>	Kalınlık

ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 2.2	Üst domda yer alan buhar siklonları (Babcock & Wilcox. 1972).....	3
Şekil 2.1	Kazanın üst ve alt domları ile buharlaştırıcı borularının bağlantıları.....	4
Şekil 2.3	Kazan platformunun üstten görünüşü	6
Şekil 2.4	Kazan platformunun kazanın ön tarafından görünüşü	7
Şekil 2.5	Ocak ön, arka bölme, sol yan, sağ yan, tavan ve taban membranlı boru duvar konstrüksiyonu.....	7
Şekil 2.6	Kazan kısmi yan ve arka membranlı boru duvar konstrüksiyonu	8
Şekil 2.7	Boru-lama-borudan oluşan membran duvarı ve elemanları.....	9
Şekil 2.8	Babcock & Wilcox 'un membran borulu duvar konstrüksiyonu	10
Şekil 2.9	Babcock & Wilcox 'un membran borulu duvar konstrüksiyonu	11
Şekil 2.10	Ocağın membranlı boru yan duvarına açılan adam deliği uygulaması.....	11
Şekil 2.11	Babcock & Wilcox'un icadı toroidal kollektörlü adam deliği.....	12
Şekil 2.12	Brülör deliği uygulaması (Babcock & Wilcox. 1972)	13
Şekil 2.13	Kazan yan duvar boruları üzerinde kurum üfleme ve gözetleme deliği kostrüksiyonları	14
Şekil 2.14	Kanatlı borulu ekonomizörün ele alınan kazana uygulamasının üstten görünüşü.....	17
Şekil 2.15	Kanatlı borulu ekonomizörün ele alınan kazana uygulamasının üstten yandan görünüşü.....	18
Şekil 2.16	Besi suyu ön ısıtıcısının alt domun kesiti boyunca üstten ve yandan görünüşü... 19	
Şekil 2.17	Besi suyu ön ısıtıcısı ve alt domun kesiti.....	20
Şekil 2.18	Buhar domunun içindeki şaşırtma plakaları ve diğer teçhizatlar	23
Şekil 2.19	Kazan gergi profilleri 'buckstays' (Babcock & Wilcox. 1972).....	24
Şekil 2.20	Kazan üst domunun kesiti	25
Şekil 2.21	Kazan alt domunun kesiti	25
Şekil 2.22	Üst buhar-su ve alt su besleme boruları yerleşimi	27
Şekil 2.23	Püskürtmeli tip kızgın buhar soğutucusu kesiti (Babcock & Wilcox. 1972).....	29
Şekil 2.24	Tank içi serpantinli yüzey tipi kızgın buhar soğ. Kesiti (Babcock & Wilcox. 1972).....	30
Şekil 2.25	Çelik kanatlı borulu ekonomizörün boru yerleşiminin kesiti ve üstten görünüşü.....	32
Şekil 2.26	Çelik kanatlı borulu ekonomizörün kısmi kesit görünüşü.....	33
Şekil 2.27	Çelik kanatlı boru detayı.....	34
Şekil 2.28	Çelik kanatlı boru konstrüksiyonu.....	35
Şekil 2.29	Ocağı sarmalayan buharlaştırıcı boruları (generating bank)	38
Şekil 2.30	Duman gazı geçişini rahatlatıcı köşe kırma olayı.....	41
Şekil 3.1	150 t/h kapasiteli kızgın buhar kazanının ve kurum üfleyici cihazların konumlarının üstten görünüşü.....	44
Şekil 3.2	Ocak zemininde ateş tuğlası kullanılan 150 t/h kapasiteli kızgın buhar kazanının önden görünüşü.....	45
Şekil 3.3	Kızgın buhar (40 bar, 440 °C) ve doymuş buharın (255.4 °C) molliere diyagramındaki görüntüsü	54
Şekil 3.4	Kazanın zarf kaybı, h_s (H. Lin, 1991).....	55
Şekil 3.5	Zemininde ateş tuğlası olan ocağın boyutları.....	60
Şekil 5.1	Screen borularının yerleşim düzeni	68
Şekil 5.2	Screen borularının açılmal katsayısı (H. Lin. 1991).....	68

Şekil 5.3	Ocak yüksekliği boyunca ısı emilimini dağıtımının katsayısı, η_h (H. Lin, 1991).	69
Şekil 7.1	I. ve II. Kızdırıcının dikey kesiti.....	82
Şekil 7.2	I. ve II. Kızdırıcının üstten görünümü.....	83
Şekil 7.3	Ana sıcaklık farkı düzeltme katsayısı, Ψ (H. Lin, 1991).....	86
Şekil 7.4	II. Kızdırıcı borularının eksenler arası mesafeleri ve dizilişleri.....	87
Şekil 8.1	Kızgın buhar soğutucusu (attemperator).....	98
Şekil 8.2	I. ve II. Kızdırıcı ile aralarındaki kızgın buhar soğutucusuna giren ve çıkan	99
Şekil 9.1	I. Kızdırıcı borularının eksenler arası mesafeleri.....	106
Şekil 10.1	II. Screen boruları ve konumları.....	114
Şekil 11.1	Buharlaştırıcı borularının su domu (alt dom) ve buhar domu (üst dom) arasındaki bağlantısının temsili gösterimi	124
Şekil 11.2	c ; Duman gazının yaklaşık özgül ısısı (Babcock & Wilcox, 1972).....	125
Şekil 11.3	Buharlaştırıcı borularının dizilişi.....	126
Şekil 11.4	U'_{cc} ; Karşı akış durumunda temel konvektif ısı iletim katsayısı	128
Şekil 11.5	F_{pp} ; Duman gazı ile buharlaştırıcı borularından akan akışkanın birbirine göre karışık akış halinde, film sıcaklığının (T_f) fiziksel özelliklerinin faktörü	129
Şekil 11.6	F_a ; Buharlaştırıcıda boruların düz dizilişi için düzeltme faktörü	130
Şekil 11.7	K_{Re} Katsayısı (Babcock & Wilcox, 1972).....	131
Şekil 11.8	F_d ; Buharlaştırıcıdaki boru sırası sayısı için ısı transferi derinlik faktörü	132
Şekil 11.9	U'_r ; Temel radyasyon ısı transfer katsayısı (Babcock & Wilcox, 1972).....	133
Şekil 11.10	K ; Yakıtın ve radyasyon tabakası kalınlığının radyasyon iletkenliği üzerine olan etkisi (Babcock & Wilcox, 1972).....	134
Şekil 11.11	Pr ; Duman gazının temel radyasyon elemanları (CO_2+H_2O)' nun kısmi basıncı (Babcock & Wilcox, 1972).....	135
Şekil 11.12	L ; Ana radyasyon tabakası uzunluğu (Babcock & Wilcox, 1972).....	135
Şekil 12.1	I. Ekonomizör ile ekonomizör buharlaştırıcı arasındaki kanalın 3 boyutlu kısmi görünüşü.....	139
Şekil 13.1	I. Ekonomizör borularının eksenler arası mesafeleri ve konumlarının yandan ve üstten görünüşü.....	149
Şekil 13.2	Ekonomizörün kazana göre konumu ve boyutları.....	150
Şekil 13.3	I. Ekonomizörde "karşı akış" halinin sembolik gösterimi.....	152
Şekil 13.4	I. Ekonomizör borularının dizilişini ve eksenler arası mesafeleri.....	155
Şekil 14.1	I. Ekonomizör ile II. ekonomizör arasındaki kanalın 3 boyutlu görünüşü	160
Şekil 15.1	II. Ekonomizörde "paralel akış" halinin sembolik gösterimi.....	170
Şekil 15.2	II. Ekonomizör borularının dizilişi ve eksenler arası mesafeleri.....	173
Şekil 15.3	I. ve II. Ekonomizörlerin kazanın yan tarafından görünüşleri ve buradaki duman gazı sıcaklıkları.....	176
Şekil 17.1	Tuğla kaplı olmayan ocağın 3 boyutlu görünümü ve ölçüleri.....	184
Şekil 17.2	Tuğla kaplı olmayan ocaklı kazanın önden görünüşü.....	185
Şekil 22.2	I. ve II. Kızdırıcı ile aralarındaki kızgın buhar soğutucusuna giren ve çıkan buharın (ve suyun) termodinamiksel özellikleri.....	220

ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge 3.1	Kazanın değişik komponentlerinde, 1 kg fuel-oil 'in yanması sonucu oluşan yanma ürünlerinin gerçek hacimleri	49
Çizelge 3.2	Duman gazı sıcaklıklarına karşı gelen entalpi değerleri	50
Çizelge 3.3	CO ₂ , N ₂ ve H ₂ O 'nun duman gazı sıcaklıklarına göre entalpi değerleri	51
Çizelge 3.4	Hacimsel ısı yükü katsayısı q_v (H. Lin, 1991).....	57
Çizelge 3.5	Yüzeysel ısı yükü katsayısı q_F (H. Lin, 1991).....	58
Çizelge 23.1	Zemininde ateş tuğlası kullanılmayan ocağa sahip kazan bölümlerindeki buharın (ve suyun) termodinamiksel özellikleri (tuğlasız ocak zeminine göre). 235	

ÖNSÖZ

Endüstriyel tesislerin birçoğunda kullanılan ve neredeyse sanayi devriminin başından beri vazgeçilmez unsurlar listesinin en başında yer alan, buhar ve buhar kazanlarının en ekonomik kullanımı, işletmesi ile ilk kuruluş maliyetlerinin minimum değerlerde tutulması gerekliliği, özellikle ekonomiklik kavramı 21. yüzyılda son derece önemli olduğundan, bu konuda yapılacak tüm iyileştirme çalışmaları önem kazanmaktadır.

Buhar kazanlarında baca gazı çıkış sıcaklığı, yoğuşmanın gerçekleşeceği sıcaklık sınırının üzerinde olmak üzere minimumda tutulmak suretiyle kazanın genel verimini arttırmak ve dolayısıyla kazanın yakıt sarfiyatını düşürmek üzere dizayn edilir. Bizim çalışmamızda da bu kriterlerin yanında kazanın konstrüktif bazdaki bazı bölümlerinde birtakım iyileştirme etütleri yapılmıştır.

Tez çalışmamı hazırlamam esnasında, maddi ve manevi yardımlarını esirgemeyen tez danışmanım Sayın Yrd. Doç. Dr. Sabiha Yıldız, Sayın Doç. Dr. Galip Temir, Sayın Doç. Dr. Uğur Kesgin, Sayın Makine Yük. Müh. Metin Yücel, Sayın Petrol ve Doğalgaz Müh. Fikret Ziya Özdemir ve eşim Fatma Tunç 'a teşekkürü bir borç bilirim.



ÖZET

Endüstriyel tip sıvı yakıtlı, çift domlu su borulu kızgın buhar üreten kazanın ısı hesapları ve bazı bölümlerinde yapılabilecek konstrüktif değışikliklerin kazanın ilk kuruluş ve işletme maliyetlerine pozitif manada oluşturacağı etkiler hakkında bilgi verilmiştir.

Su borulu buhar kazanlarının yanma odası zemininde genel olarak kullanılmakta olan ateş tuğlası ve refraktör malzemesinin, yeni bir dizayn olan ocak zemininin yer ile olan açısının artırılmasıyla kullanıma gerek olmadığı gösterilmiştir.

Kazanın ısı hesapları; ocak, screen boruları, kızdırıcı, kızgın buhar soğutucusu, buharlaştırıcı boruları ve ekonomizör kısımlarının her birinin ayrı ayrı duman gazı ve buhar (veya sıcak su) giriş-çıkış sıcaklıkları, ısı transfer miktarları, ısı transfer katsayılarının hesabı şeklinde yapılmıştır.

Her bir hesabın sonunda, başta kabul edilen duman gazı veya buhar sıcaklıklarının doğrulukları verilen toleranslar doğrultusunda tespit edilmiştir.

Ocak zemininde tuğla kullanmamakla, duman gazı ocak çıkış sıcaklığı zeminde tuğla kullanmaya oranla bir miktar düşmektedir. Bu düşüşün iki kızdırıcı arasında yer alan kızgın buhar soğutucusunun soğutma suyu debisinin azalmasına, ayrıca ekonomizör çıkışındaki duman gazı sıcaklığının düşmesine dolayısıyla kazan veriminin artmasına ve yakıt sarfiyatının da düşmesine olumlu yönde etki ettiği gösterilmiştir.

İyileştirme yönündeki bu tip çalışmaların maliyet açısından getirileri de son bölümde incelenmiştir.

Ele alınan kazanın gerekli tüm teknik çizim ve detaylarına da tüm bölümlerde yer verilmiştir.

Böyle bir kazan genel anlamda; petrol rafinerilerinde, gübre sanayiinde, demir-çelik sanayiinde, ahşap işleme ve benzeri sanayii kuruluşlarında, gıda yağı ve sabun fabrikalarında, kimyevi madde üreten fabrikalarda ve aynı zamanda termik santrallerde yardımcı kazan olarak kullanılan tipik bir kazan olup bu kazanın genel olarak maliyet ve satış fiyatı detaylarıyla ek olarak sunulmuştur.

Anahtar Kelimeler: Refraktör, screen boruları, kızgın buhar soğutucusu, ekonomizör, ocak zemini.

ABSTRACT

The information given about thermohydraulic calculations and constructional changes that make positive effects on the cost base investment and operating on some parts of an industrial type fuel-oil fired, water tube boiler which has two drums and generating superheated steam.

Although generally fire bricks are applied on the floor of the combustion chamber, for last years due to boiler design improvements, a new design of furnace floor inclined upwards has been applied. Consequently it's not necessary to use fire bricks and refractory material on the floor of the combustion chamber (furnace).

Furnace, screen tubes, superheater, attemperator, generating tube bank and economizer and their inlet and outlet temperatures of flue gas and steam (or hot water), heat transfer quantities, heat transfer coefficients were calculated seperately as boiler thermohydraulic calculations.

At the end of each calculation, flue gas or steam temperatures that assumed at the beginning, were confirmed.

Furnace exit gas temperature will decrease a little for furnace floor without fire bricks, comparing with furnace floor covered with fire bricks. This decrease has indicated positive effect on increase of the boiler efficiency and decrease fuel and cooling water flows in the attemperator located in two superheaters sections.

Studies of the cost improvement were given in the final section of this work. Necessary drawings and technical details of the subject boiler were given in all sections.

In general sense; these typical industrial type boilers are used, in petroleum refineries, fertilizer plants, iron and steel mills, plywoods and similar plants, vegetable oils and soap plants, chemical plants and also in power plants as an auxiliary boilers. Its cost and selling price with details are given in the enclosure of this study.

Keywords: Refractory material, screen tubes, attemperator, economizer, furnace floor.

1. GİRİŞ

Bu çalışmada, endüstriyel tipte 150 ton/h, 39 Bar (g) basınçta ve 440 °C sıcaklıkta kızgın buhar üreten Alman Alstom / EVT lisanslı çift domlu FN 65 tipi su borulu buhar kazanının ısı hesapları ayrıntılı bir şekilde yapılmıştır. Bu tip buhar kazanları ülkemizde; petrol rafinerilerinde, termik santrallerde (yardımcı kazan olarak), gübre sanayiinde, demir-çelik sanayiinde vs. sanayi kollarında yaygın olarak kullanılmaktadır.

Kazan çift yakıt yakabilecek tarzda dizayn edilmiştir. 1. yakıt (ana yakıt) fuel-oil.6 olup, 9550 kCal/kg alt ısı değerine sahiptir (bu değer ileri ki bölümlerde hesaplanarak bulunmuştur). 2. yakıt daha çok ilk çalıştırmada kullanılmakla beraber belli kapasitelere kadar ana yakıt gibi kullanılabilen rafineri gazıdır. Kazanda 4 adet brülör görev yapmaktadır.

Kazanın ısı hesapları öncelikle kazanın ocak zemininde tuğla malzemesi döşenmiş varsayılarak sırasıyla aşağıdaki gibi yapılmıştır.

Kazanın duman gazları ocak çıkış sıcaklığı ve ocakta emilen ısı miktarı, I. Screen boruları sonrası duman gazı sıcaklığı ve burada emilen ısı miktarı, II. kızdırıcı ve I. kızdırıcıda su ve duman gazı sıcaklıkları giriş-çıkışları ile bu bölgelerde emilen ısı miktarları, I. ve II. kızdırıcıların arasında yer alan kızgın buhar soğutucusunun püskürtme suyu miktarının hesabı, II. Screen boruları sonrası duman gazı sıcaklığı, buharlaştırıcı, ekonomizör ve arada kalan boşluk hacimlerinin ısı kazançları, duman gazı giriş-çıkış sıcaklıkları, buhar (veya sıcak su) giriş-çıkış sıcaklıkları hesapları yapılmıştır.

Kazanın ocak kısmının zemininde tuğla ve refraktör malzemesi olmaması haline göre yukarıdaki ısı hesap sırası aynen izlenip I. kızdırıcı sonuna kadar yapılmıştır. Buradan sonraki hesap sonuçlarına göre çıkan duman gazı sıcaklıkları da ayrıca belirtilmiştir.

Ocak zemininde tuğla kullanıp kullanılmamaya göre elde edilecek avantajlar da ayrı bir bölümde ele alınmıştır.

Tüm hesapların sonunda bir hesap irdelemesi çizelgesi yapılmıştır. Bu çizelgede hesabın özet şeklinde doneleri yer almaktadır. (Isıl geçirgenlik katsayıları, ısı miktarları, duman gazının ve buharın giriş-çıkış sıcaklıkları vs.)

Yapılmış olan hesaplar buhar üretimi ve buhar kazanları konusunda dünyanın sayılı firmalarından olan, Babcock & Wilcox Co.'nun konu ile ilgili ayrıntılı dokümanları başta olmak üzere, dünyada kabul görmüş ve halihazırda kullanılmakta olan birçok değerli kitap referans alınarak

yapılmış olduğundan, böyle bir çalışma gerçek bir uygulama niteliğinde olacağından dolayı bu konuda benzer çalışma yapacak olan diğer arkadaşlara, konu ile ilgili firmalara ve bu kazanların kullanılmakta olduğu işletmelere yardımcı olacağı kanısındayım.



2. KAZAN HAKKINDA GENEL BİLGİLER

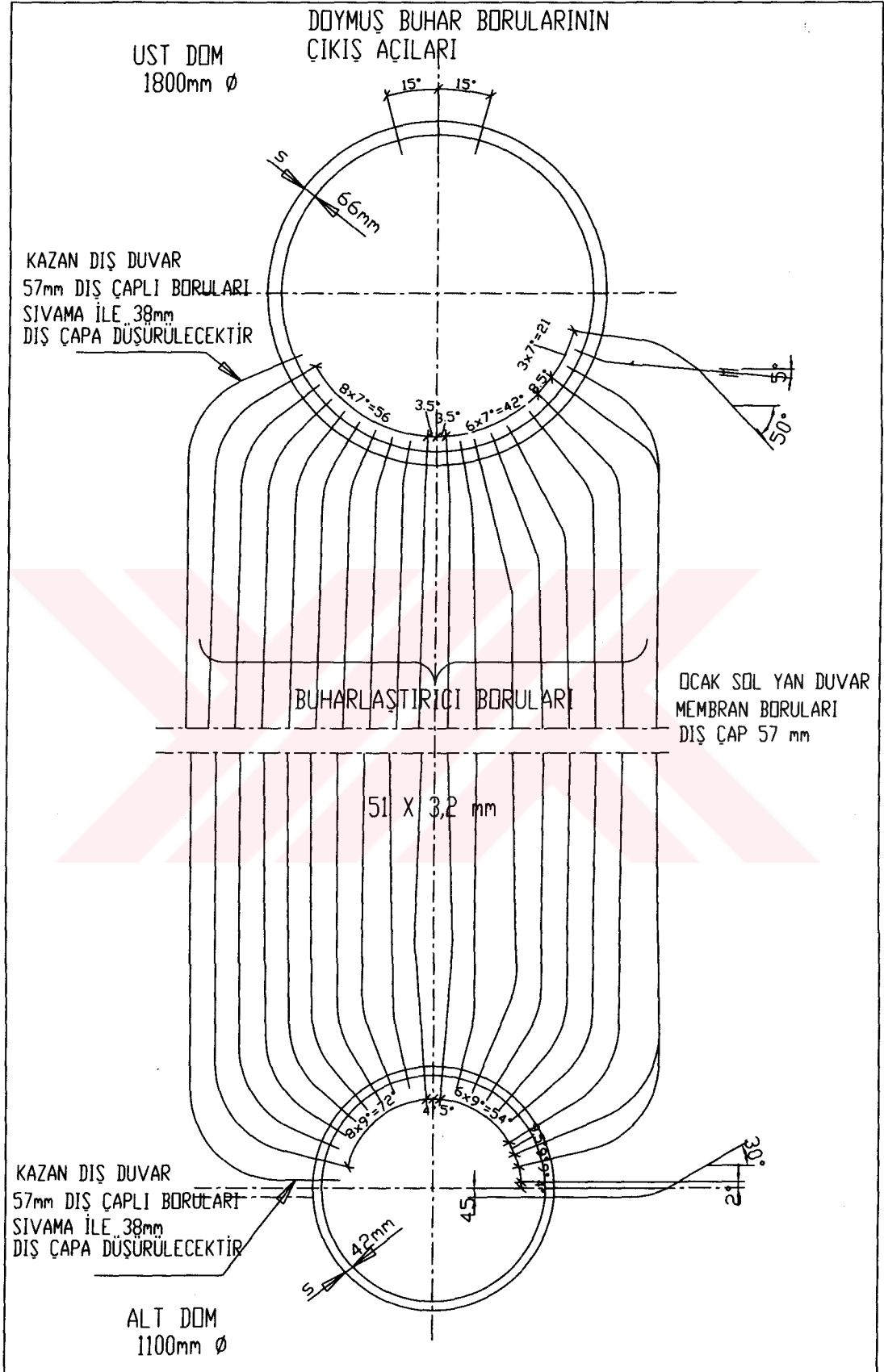
Kazan genel ölçüleri ve kazan içi ısıtma yüzeyleri yerleşimi ekte verilen resimlerde görülmektedir. İki domlu olarak dizayn edilen kazanın alt alta yerleşmiş olan domları birbirlerine evaporatör boru demetiyle bağlanmıştır. Şekil 2.1'de üst ve alt dom ile buharlaştırıcı borularının bağlantısı görülmektedir. Brülör aracılığıyla oluşan yanma sonucunda çıkan gazlar ocağı çevreleyen gaz sızdırmaz ısıtma yüzeylerini yalayıp buhar kızdırıcılarını geçtikten sonra evaporatör boru demetleri arasından ekonomizöre doğru süzülür ve dik olarak yatay borulardan oluşan ekonomizör boruları arasından geçerek bacaya sevk edilir.

Bu arada kazanın alt domunda (su domu) bulunan serpantin tipi besi suyu ön ısıtıcısında ısıtılan su, ekonomizörde daha fazla ısıtılmak üzere transfer edilir. Daha sonra üst domda toplanan su, buradan evaporatör borularında ve kazan boru panellerinde buharlaşır ve tekrar üst domda döner. Burada buhar, içindeki sudan siklon tipi ayırıcılarda ayrıldıktan sonra buhar kızdırıcılarına ve daha sonra da çıkış kolektörüne sevk edilir. Şekil 2.2 'de üst domda yer alan buhar siklonları görülmektedir.



Şekil 2.2 Üst domda yer alan buhar siklonları (Babcock & Wilcox, 1972)

Kazanın tüm ısıl hesapları, kazan parçalarının tüm mukavemet (stres) hesapları VDI, TRD ve DIN 'in yayınları esas alınarak yapılmıştır.



Şekil 2.1 Kazanın üst ve alt domları ile buharlaştırıcı borularının bağlantıları

Kazan verimi, DIN 1942’de belirtilen esaslara göre tespit edilmiştir.

Tüm kazan duvarları homojen bir sıcaklıkta tutularak genişlemenin de homojen olması sağlanmıştır.

Dizayn maksimum atölye imalatını içermektedir.

Tüm ısıtma yüzeyleri, buhar kızdırıcısı ve ekonomizör de dahil olmak üzere drene edilebilir ve havalandırılabilir şekilde tertiplenmiştir.

Yanma odası duvarlarının tamamı su soğutmalı boru-lama-boru gaz sızdırmaz membran konstrüksiyonlu olacaktır. Ocak geometrisi alevin direkt olarak duvarları yalamasını (impinchment) önleyecek biçimde saptanmıştır. Ocak tabanı hafifçe eğimli olan kazan, tabandaki panel borularını aşırı ısınmadan korumak ve alevi sıcak tutmak amacıyla ateş tuğlası ile kaplanmıştır.

Üst dom dik konumlu evaporatör borularına taşınmaktadır. Komple kazanın ağırlık merkezi domlara yakın bir noktadadır. Kazanın desteklenme tarzı ısınmadan dolayı oluşacak termal genişmeye izin vermektedir.

Her iki dom da kazan eksenine paralel olarak yerleştirilmiştir. Domların her iki ucunda da giriş kapağı bulunmaktadır.

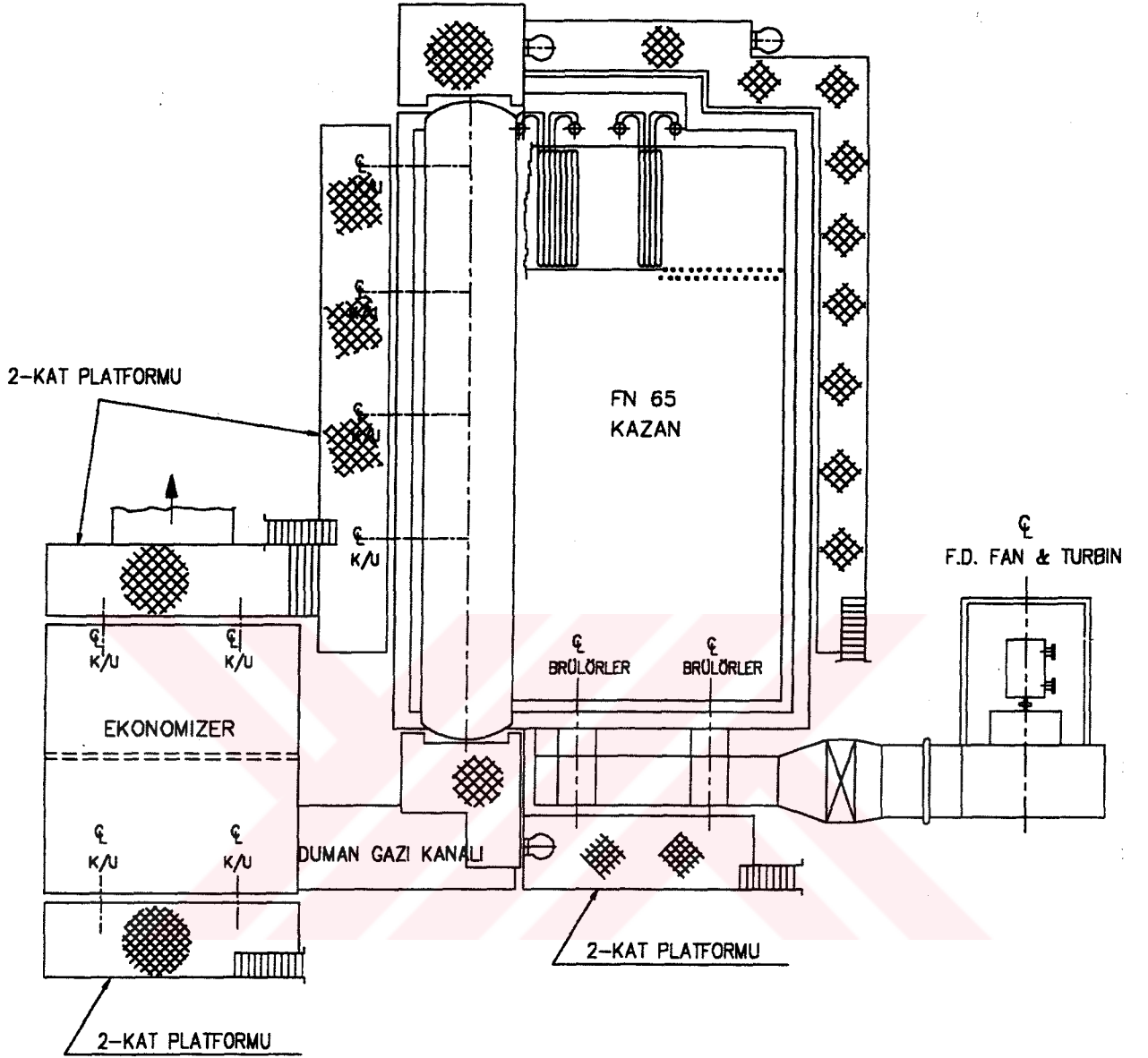
İşletme ve bakım için gerekli platformlar yapılacak olup kazanda uygun boşluklar bırakılacak ve buralara girişi sağlayan adam girme delikleri yapılacaktır. Şekil 2.3 ‘te kazanın etrafına yapılan platformların üstten görünüşü ve Şekil 2.4 ‘te kazan platformlarının kazanın önünden görünüşü görülmektedir.

Kazanın yanma havası elektrik motoru ve türbinle çevrilebilen 1 adet taze hava fanı (F.D. Fan) ile sağlanmakta ve buharlı hava ısıtıcısından geçirilerek brülörlere verilmektedir. Buharlı hava ısıtıcısında, boruların dışından geçen yanma havası, içerden geçen buhar ile ısıtılmaktadır.

Buhar üretici kazan dış ortamda tesis edilmek üzere dizayn edilmiştir. Kazan ve yardımcı ekipmanları yerinde monte edilecektir.

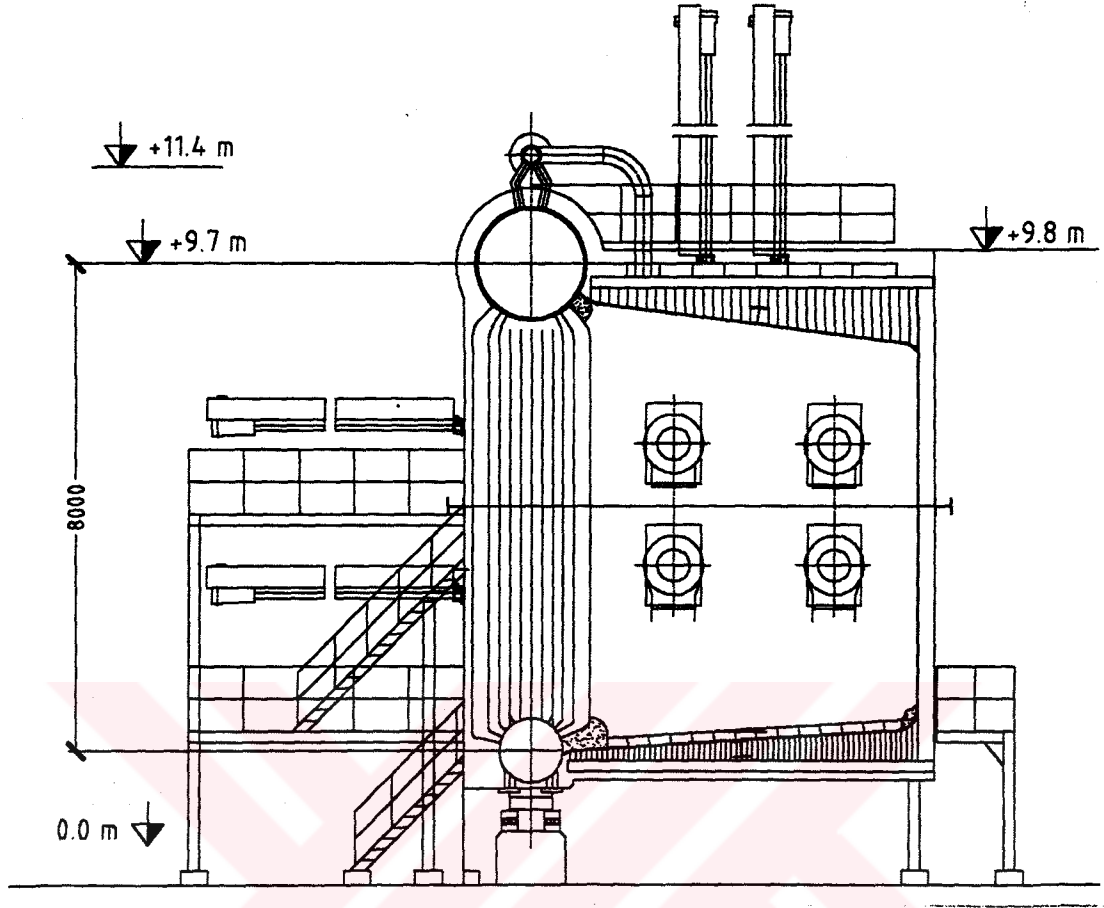
İncelenen endüstriyel tip buhar kazanı ısı ve buhar ihtiyacının olduğu küçük ve orta ölçekli güç santrallerinde hizmet verebilmektedir.

Kendiliğinden kaideli çift domlu ve tümüyle standardize edilmiş üretim özelliklerine haizdir.

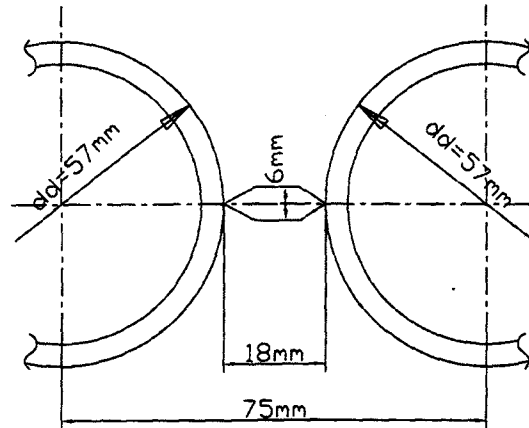


Şekil 2.3 Kazan platformunun üstten görünüşü

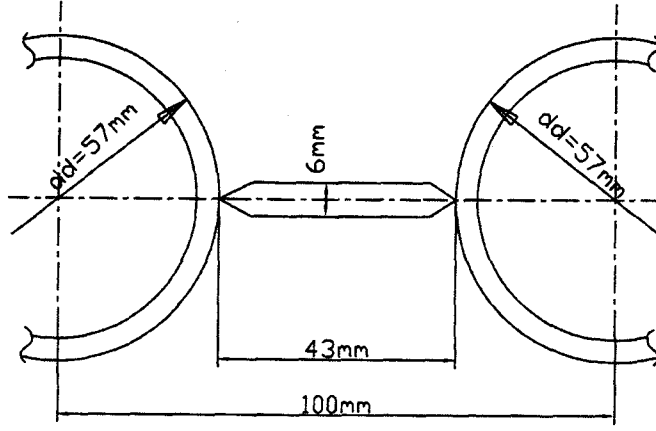
Bu tip kazanların tamamlayıcı yapı elemanları tamamen kaynak edilmiş boru-lama-boru'dan oluşan membran duvarı olup boru dış çapları 57 mm. ile 76.1 mm. arasında olup boruların akseller arası mesafesi 75 mm. ile 100 mm. arasında değişebilmektedir. Dikkatlice yürütülen teorik araştırmalar ve ekonomiklik optimizasyonu gerekliliği sonucu bu tip bir konstrüktif yapı elemanına ulaşila bilinmiştir (Illies, 1987). Şekil 2.5 'te ocak ön, arka bölme, sol yan, sağ yan, tavan ve taban membranlı boru duvar konstrüksiyonu, Şekil 2.6 'da kazan kısmi yan ve arka membranlı boru duvar konstrüksiyonu görülmektedir.



Şekil 2.4 Kazan platformunun kazanın ön tarafından görünüşü



Şekil 2.5 Ocak ön, arka bölme, sol yan, sağ yan, tavan ve taban membranlı boru duvar konstrüksiyonu



Şekil 2.6 Kazan kısmi yan ve arka membranlı boru duvar konstrüksiyonu

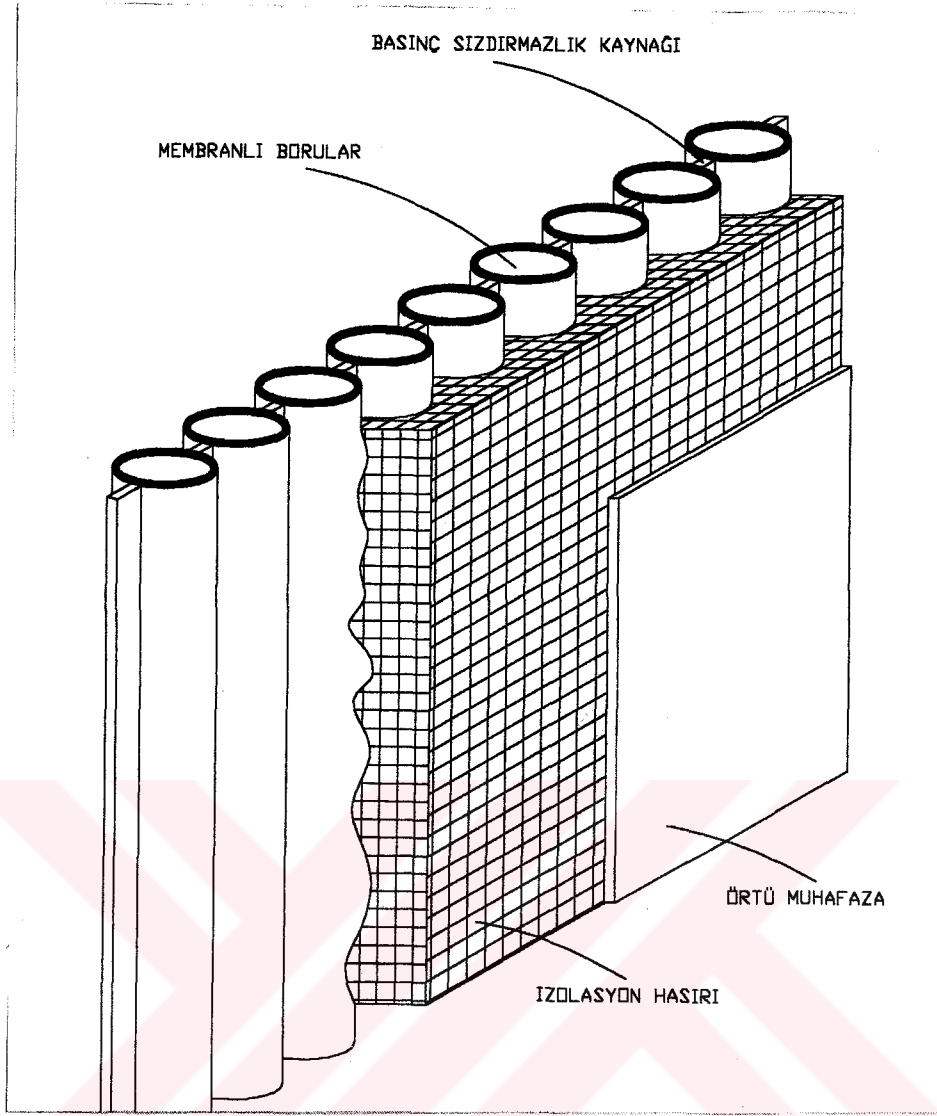
Şekil 2.7 'de boru-lama-borudan oluşan membran duvarı ve elemanları, Şekil 2.8 ve Şekil 2.9 'da Babcock & Wilcox 'un membran duvar konstrüksiyonları görülmektedir.

Boru-lama-boru membran duvarı çok çeşitli hizmet ve gereklilikler için uygun bir çözümdür.

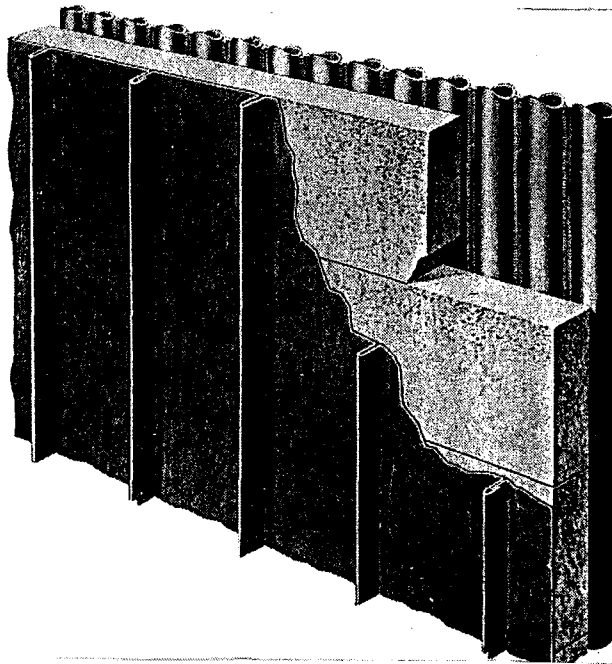
Bunlardan bazıları;

- Yüksek ve yoğun radyasyon emilimi.
- Isıl gerilmelerin uygun olarak dağılımı.
- Boru başları ile lama sonlarında eşit sıcaklıklar.
- Dizayn şartlarına hazır olarak adapte olabilmek.
- Ekonomik üretim ve anında montaj.

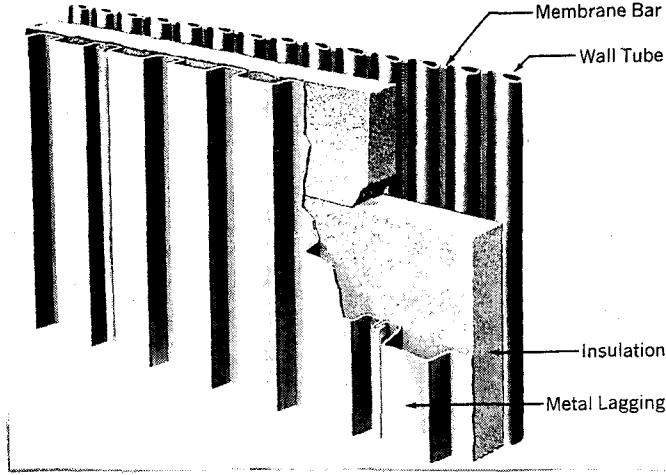
Buhar kazanı basınç ve gaz sızdırmazlık kaynaklıdır. Müdahale kapakları (adam delikleri), gözetleme deliği ve ekipman delikleri (brülör, kurum üfleme, termokupl vs.) tamamen sızdırmazdır. Şekil 2.10 'da ocağın membranlı boru yan duvarına açılan adam deliği uygulaması ve Şekil 2.11 'de de Babcock & Wilcox'un icadı toroidal kollektörlü adam deliği görülmektedir. Şekil 2.12 'de brülör deliği ve Şekil 2.13 'de de kazan yan duvar boruları üzerinde kurum üfleme ve gözetleme deliği konstrüksiyonları görülmektedir. Gözetleme kapakları işletme esnasında işletme personeline karşı herhangi bir tehlike arz etmeksizin açılabilir. Sıcak duman gazlarının kaçışı (sızması) basınç kapakları cihazlarıyla önlenmiştir.



Şekil 2.7 Boru-lama-borudan oluşan membran duvarı ve elemanları



Şekil 2.8 Babcock & Wilcox 'un membran borulu duvar konstrüksiyonu



Şekil 2.9 Babcock & Wilcox 'un membran borulu duvar konstrüksiyonu

Aşağıda kazanın belli başlı teknik özellikleri ve en önemli detayları yer almaktadır.

2.1 Screen Boruları

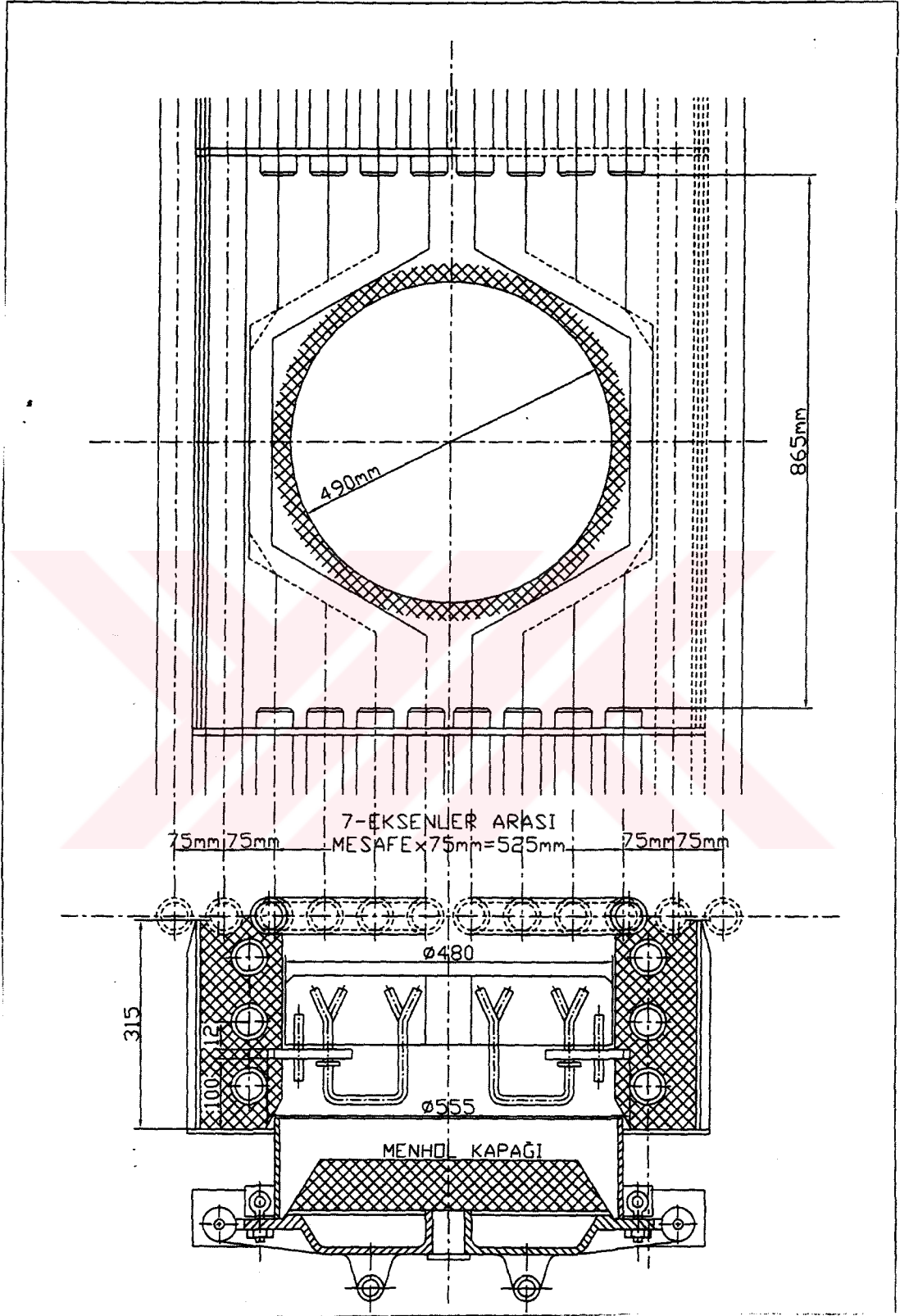
Kazanda, iki yerde screen boruları bulunmaktadır. Screen boruları kömürlü ve diğer katı yakıtlı kazanlarda dumandaki külü ve varsa cürufu tutmak için bir nevi pislik tutucu vazifesi görmektedir. Bizim uygulamamızda ocak çıkışındaki screen boruları, alevin direkt kızdırıcılara nüfuz etmesini engellemek ve kazanda duman gazının kazan bölümleri geçişlerinde boş yüzeylerden geçişinin engellemek için kullanılmaktadır, bir nevi ocak arka bölme duvarının devamı niteliğindedir. I. Screen boruları hemen ocak çıkışında olup şaşırtmacalı yerleştirilmiş 33 adet borudan oluşmaktadır. Boru dış çapları 57 mm. ve et kalınlığı 4.5 mm.dir. Malzeme St.35.8.I.(III)'dir. II. Screen boruları kızdırıcı çıkışında ve evaporatör girişinde yer almakta 32 adet çapraz yerleştirilmiş borudan oluşmaktadır.

Yine boru dış çapı 57 mm. ve et kalınlığı 4.5 mm.dir. Boru malzemesi, St 35.8.I (III) 'dir. Screen borularına "kafes boruları" da denir.

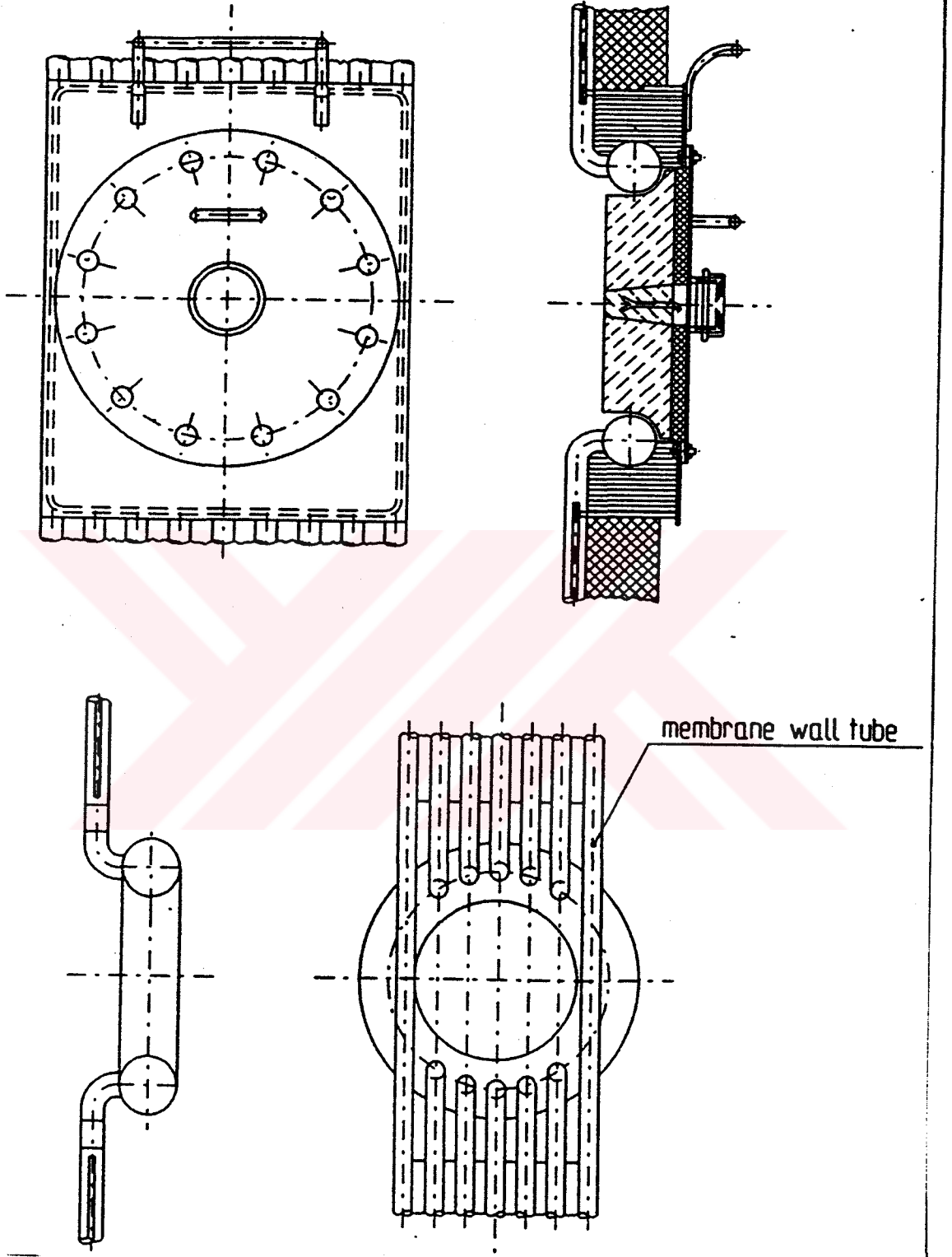
2.2 Buhar Kızdırıcısı (Superheater)

İki kademededen meydana gelmiştir. Boru serpantinleri yatay şekilde düzenlenmiş olup, yanma ocağının çıkışında ara bölgeye yerleştirilecektir.

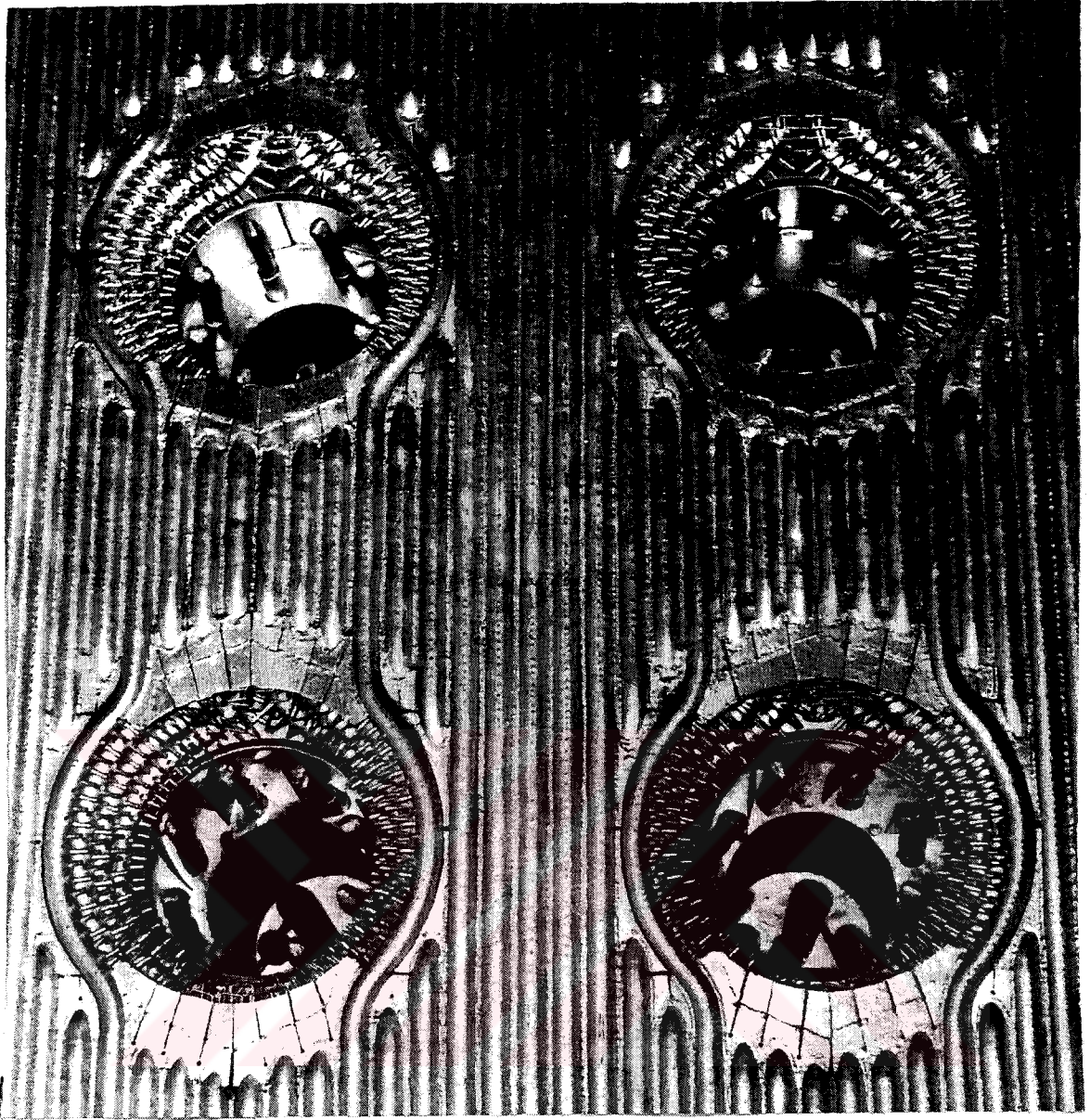
Kızdırıcı direkt ocak radyasyonundan korunmuş olup tamamen boşaltılabilir ve havası alınabilir tipte olacaktır. Kızdırıcı ocak ile buharlaştırıcı arasında kalan boşlukta yer almaktadır. Yatay tipte dizayn edilmiştir.



Şekil 2.10 Ocağın membranlı boru yan duvarına açılan adam deliği uygulaması



Şekil 2.11 Babcock & Wilcox'un icadı toroidal kollektörlü adam deliği

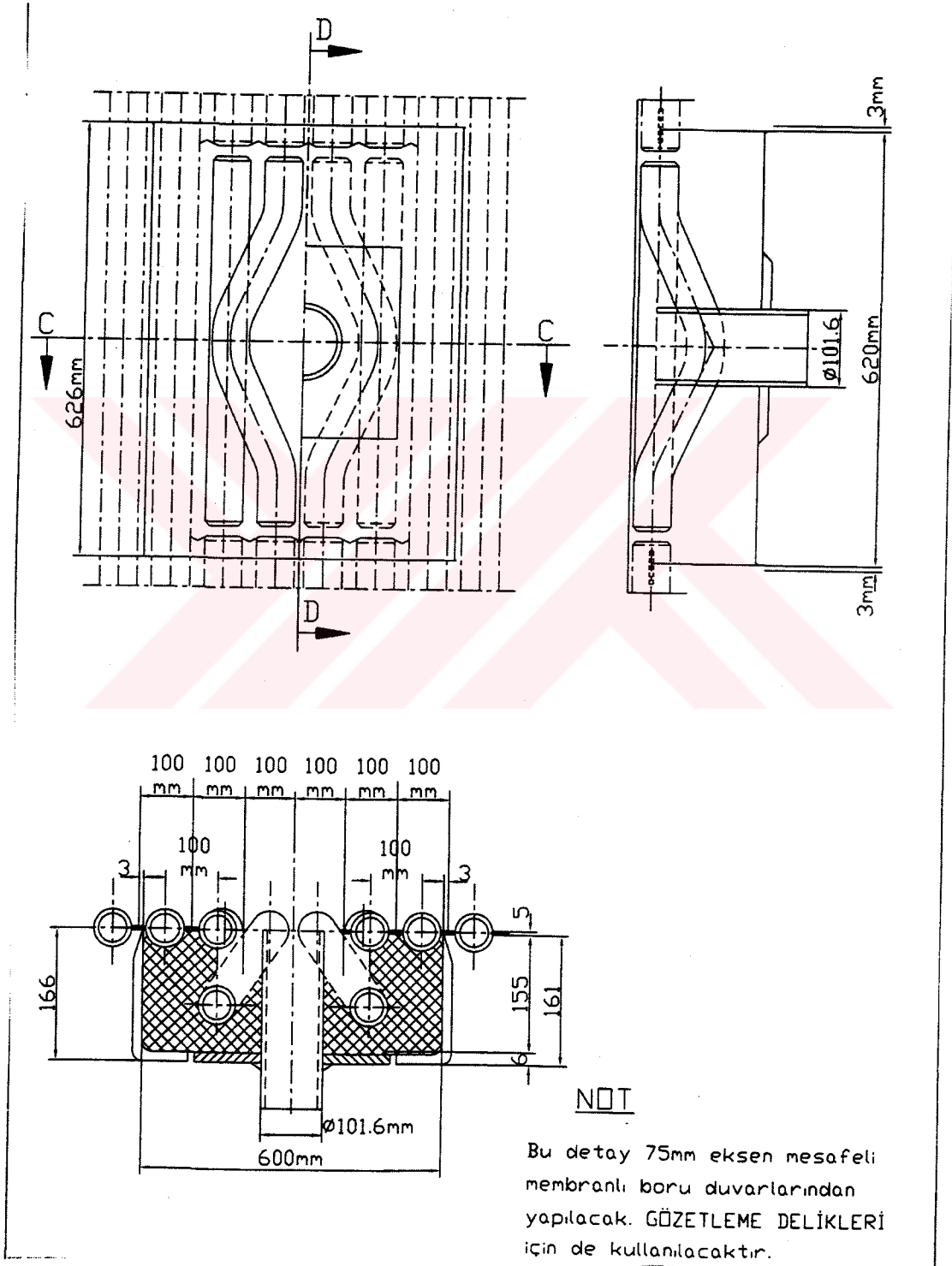


Şekil 2.12 Brülör deliği uygulaması (Babcock & Wilcox, 1972)

Serpantinler tamamen drene edilebilir, havası alınabilir ve içine girilebilir tarzdadır. Kızdırıcı kolektörleri kazanın dışında yer almakta ve böylece sıcak duman gazlarına maruz kalmamaktadırlar. Bu düzenleme ve buharlaştırıcı screen boruları dolayısıyla kızdırıcı alev radyasyonundan korunmuş olur. Kızdırıcı birincil ve ikincil kızdırıcı kısımdan oluşmakta olup bunların arasında enjeksiyon tipinde bir “kızgın buhar soğutucusu (attemperator)” yer almaktadır.

Birincil kızdırıcı anaför oluşturacak şekilde düzenlenmiş olup ikincil kızdırıcı duman gazları akımına maruz haldedir. Sıcaklık düşürücü yanma odası zemininin altında konuşlandırılmıştır.

Kızdırıcı serpantin boruları, membran borulu duvarlara bağlanmış destek ayakları tarafından taşınmaktadır. Membran borulu duvarlara ısı geçişi dolayısıyla bu destek ayakları aşırı derecede ısınmayacak olup böylece yüksek sıcaklık korozyonuna neden olmayacaklardır.



Şekil 2.13 Kazan yan duvar boruları üzerinde kurum üfleme ve gözetleme deliği konstrüksiyonları

Kızdırıcı her bir boru demetine bir kurum üfleyci sayesinde temizlenebilir tarzdadır.

2.2.1 Start-Up Esnasında Kızdırıcının Durumu

- İlk çalıştırmada kızdırıcıda buhar akışı olmadığından kızdırıcı boru malzemesinin ocaktan gelen kızgın duman gazlarına dayanıklı cinsten seçilmesi gerekir.
- Başlangıçta ocaktan çıkan gazların sıcaklığını mümkün merteye alt seviyelerde tutmak için kazan minimum yakıt yakacak şekilde (% 15-25 gibi) çalıştırılır. Ancak zaman içinde domdan gelen buharın kızdırıcı borularında akması sonucunda kızdırıcı boru malzemesinde soğuma olayının başlamasıyla yakılan yakıt kademeli olarak artırılarak tam kapasiteye çıkılır.
- İlk çalıştırmada kızdırıcı boru malzemelerinin sıcaklığını tespit etmek için uygun boru yüzeylerine “termokupl” elementleri kaynak edilir (Schmidt, 1983).

Çalıştırmaya başlandığında boruların içerisinde buhar akışı olmadığından boru cidarı ısınmaya başlar. Termokupl sisteminden bu sıcaklık yükselişi takip edilir. Borunun sıcaklığının yükselmesi kazanda buhar üretimi başlayıp domdan kızdırıcılara akmasına kadar devam eder. Bu noktada seçilmiş olan boru malzeme cinsinin bu sıcaklığa dayanması gerekmektedir. Domdan gelen buhar akışı neticesinde kızdırıcı borularında soğuma başlar ve bu da termokupl sisteminden izlenir. Bundan sonra yük kademeli olarak artırılarak % 100 yüke kadar çıkılır.

2.3 Ekonomizör

Ekonomizör kazanın arkasında ayrı bir paket olarak yapılacak olup çıplak borulardan meydana gelecek ve serpantin şeklinde olacaktır. Su ve duman gazları ekonomizörün ilk kısmında; “karşı akım” sisteminde olup, su alt taraftan yukarı doğru akararak domaya girmekte, duman gazları ise yukarıdan aşağı inerek bacaya gitmekte, sonraki kısmında ise duman gazının yönü ile suyun devridaim yönü birbirine göre paralel durumda olduğundan “paralel akım” sistemindedir. Ekonomizör tam drene edilebilir ve havası alınabilir tertipte bulunmaktadır.

2.3.1 Çıplak Borulu Ekonomizör

Buhar üretici dört ısıtma yüzeyli kısımdan oluşan iki geçişli bir ekonomizörle donatılmıştır. Ekonomizör kazandan sonra tertiplenmiş olan çelik plakalarla kaplanmış ayrı bir yer içine konmuştur. Ekonomizör çıplak boruları, taşıma kancaları yardımıyla asılmış olup duman gazına göre “karşı akış” halindedirler. Böylece su yukarı doğru akmaktadır.

Bu akış tarzı, başlangıçta oluşan buharlaşmadaki su-buhar akışı kadar mükemmel ve sürekli sabit bir su akışı yaratır.

Yatay ısıtma yüzeylerinin tümü drene edilip havası alınabilmektedir.

Buhar üst domuna besleme bağlantıları, termal uzamaları alarak aşırı gerilimleri engelleyecek tarzda yapılmıştır.

Çıplak çelik borulu ekonomizör her bir boru demetine bir kurum üfleme cihazı gelecek şekilde kendini temizleyebilecek şekilde yapılmıştır.

2.3.2 Kanatlı Borulu Ekonomizör

Ekonomizör iki ısıtma yüzeyinden oluşmuş olup kazandan sonra tertiplenmiş olan, çelik plakalarla kaplanmış ayrı bir yer içine konmuştur. Ekonomizör kanatlı boruları, taşıma kancaları yardımıyla asılmış olup duman gazına göre “karşı akış” halindedirler. Böylece su yukarı doğru akmaktadır.

Bu akış tarzı, başlangıçta oluşan buharlaşmadaki su-buhar akışı kadar mükemmel ve sürekli sabit bir su akışı yaratır.

Yatay ısıtma yüzeylerinin tümü drene edilip havası alınabilmektedir.

Buhar üst domuna besleme bağlantıları, termal uzamaları alarak aşırı gerilimleri engelleyecek tarzda yapılmıştır.

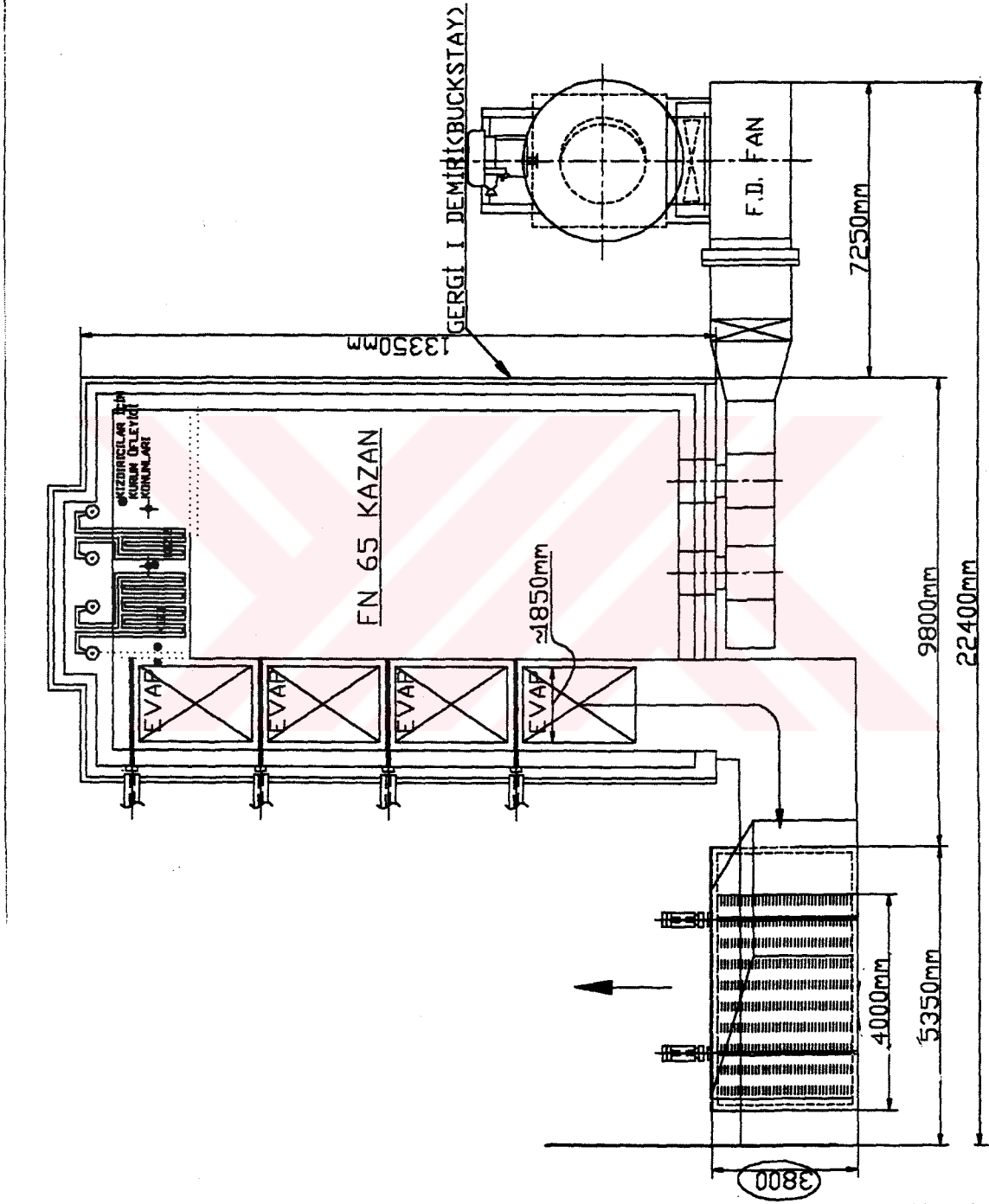
Kanatlı çelik borulu ekonomizör her bir boru demetine bir kurum üfleme cihazı gelecek şekilde kendini temizleyebilecek şekilde yapılmıştır. Şekil 2.14 ‘te ele alınan kazanımızın kanatlı borulu ekonomizörlü alternatifinin üstten görünüşü görülmektedir. Şekil 2.15 ‘te de bu ekonomizörün kazanın yan tarafından bakıldığındaki görüntüsü görülmektedir.

2.4 Besi Suyu Ön Isıtıcısı

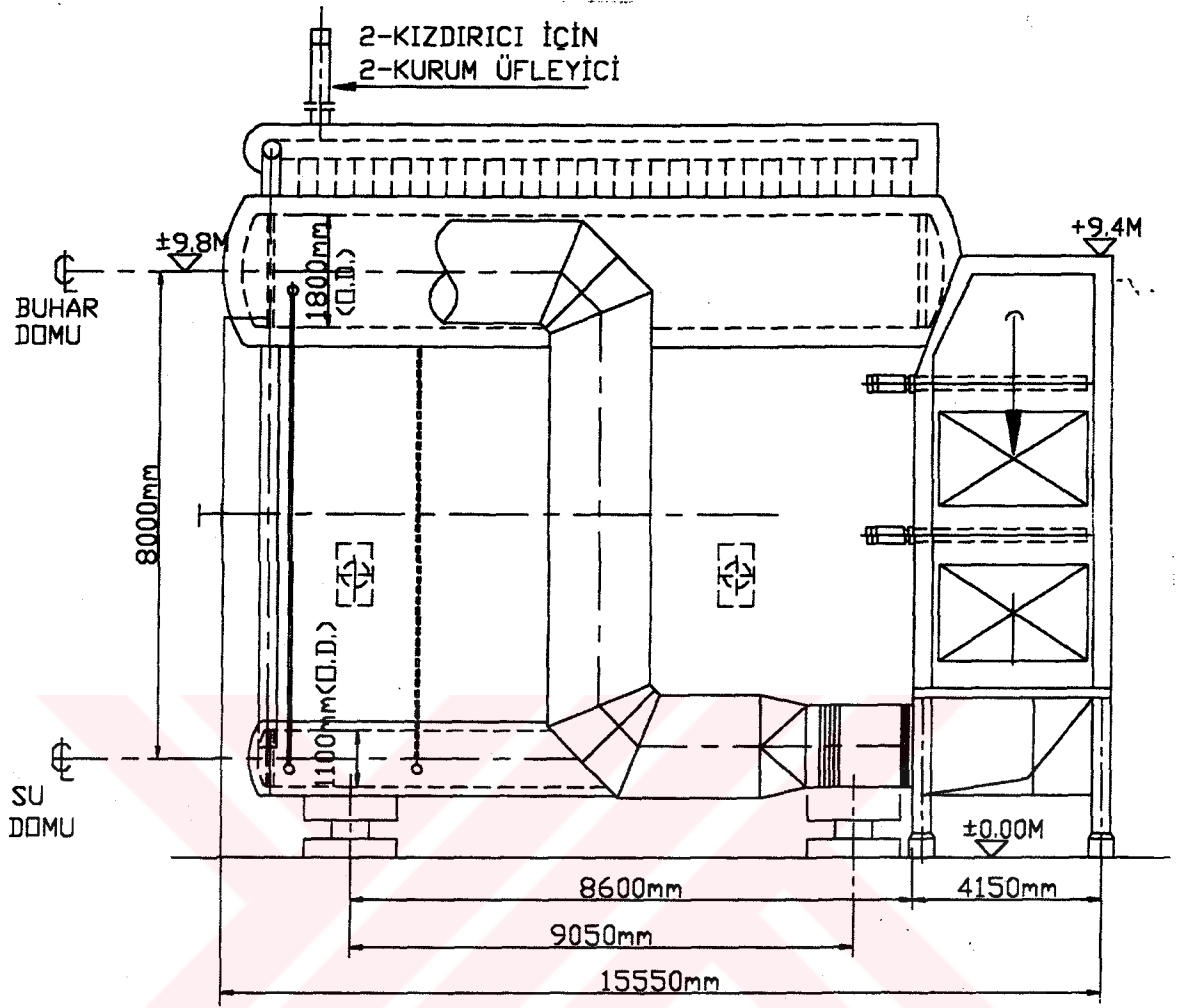
Ekonomizöre girecek besi suyu sıcaklığı, fuel-oil.6 içeriğindeki kükürt değerine göre belirlenmiştir.

Besi suyu ön ısıtıcısı alt domun içerisine yerleştirilmiştir. Bunun sebebi besi suyunun ekonomizöre giriş sıcaklığının nispeten soğuk olması sebebiyle aradaki sıcaklık farkının büyüklüğü dolayısıyla duman gazının bünyesinde bulunan kükürt’ün oluşacak yoğuşma sonucu

ekonomizör borularını kısa sürede korozyona uğratabileceğidir. Bu durum daha ziyade kazan işletme kapasitesinin, minimum % 40 olması halinde görülebilecek bir olaydır.



Şekil 2.14 Kanatlı borulu ekonomizörün, ele alınan kazana uygulamasının üstten görünüşü



Şekil 2.15 Kanatlı borulu ekonomizörün, ele alınan kazana uygulamasının kazanın yan tarafından görünüşü

Şekil 2.16 'da besi suyu ön ısıtıcısının alt domun kesiti boyunca üstten ve yandan görünüşü görülmektedir. Şekil 2.17 'de de besi suyu ön ısıtıcısı ve alt domun kesiti görülmektedir.

2.5 Kurum Üfleme Sistemi

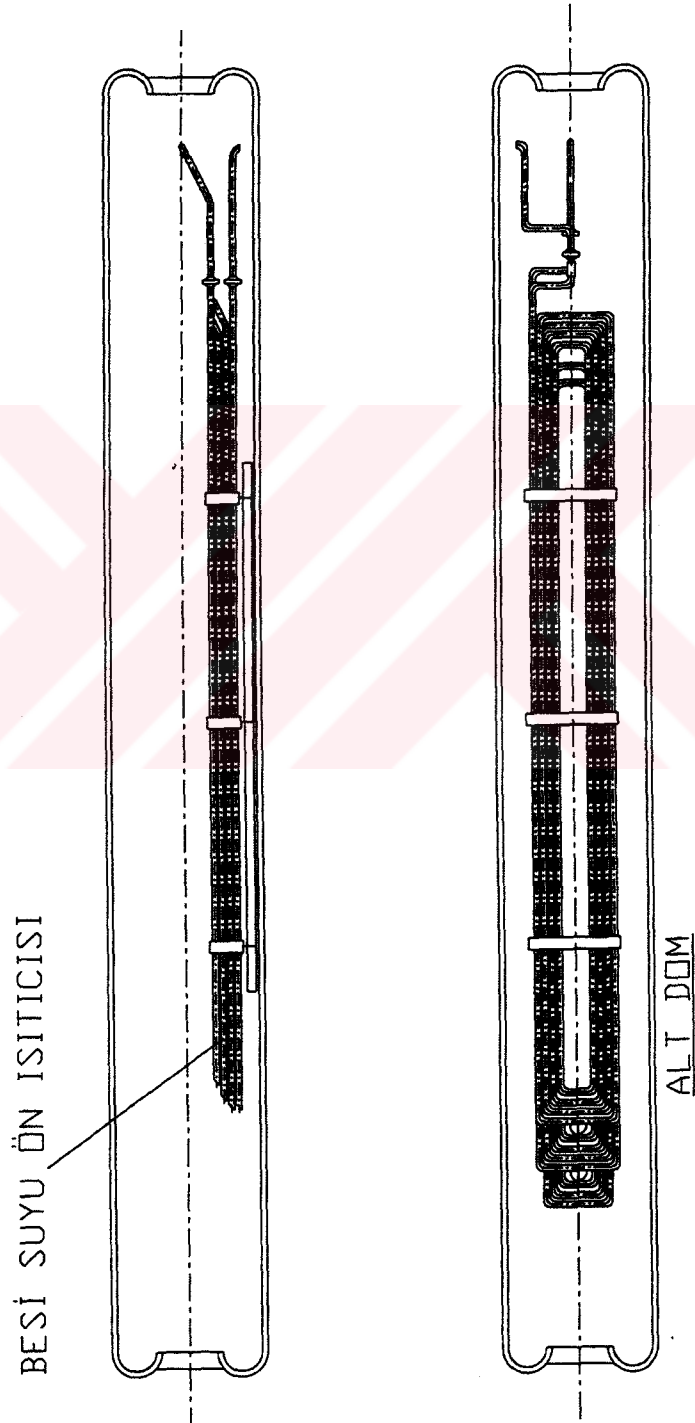
Kazanda; evaporatör boru demetinde 8 adet sabit döner tipte, buhar kızdırıcılarında 2 adet geri çekilebilir ve çıplak borulu ekonomizörde de 8 adet sabit döner kurum üfleme cihazı bulunmaktadır.

Bütün kurum üfleme cihazları elektrik motoru ile çevrilecek olup, el kumandalı kontrol panelinden kumanda edilecektir.

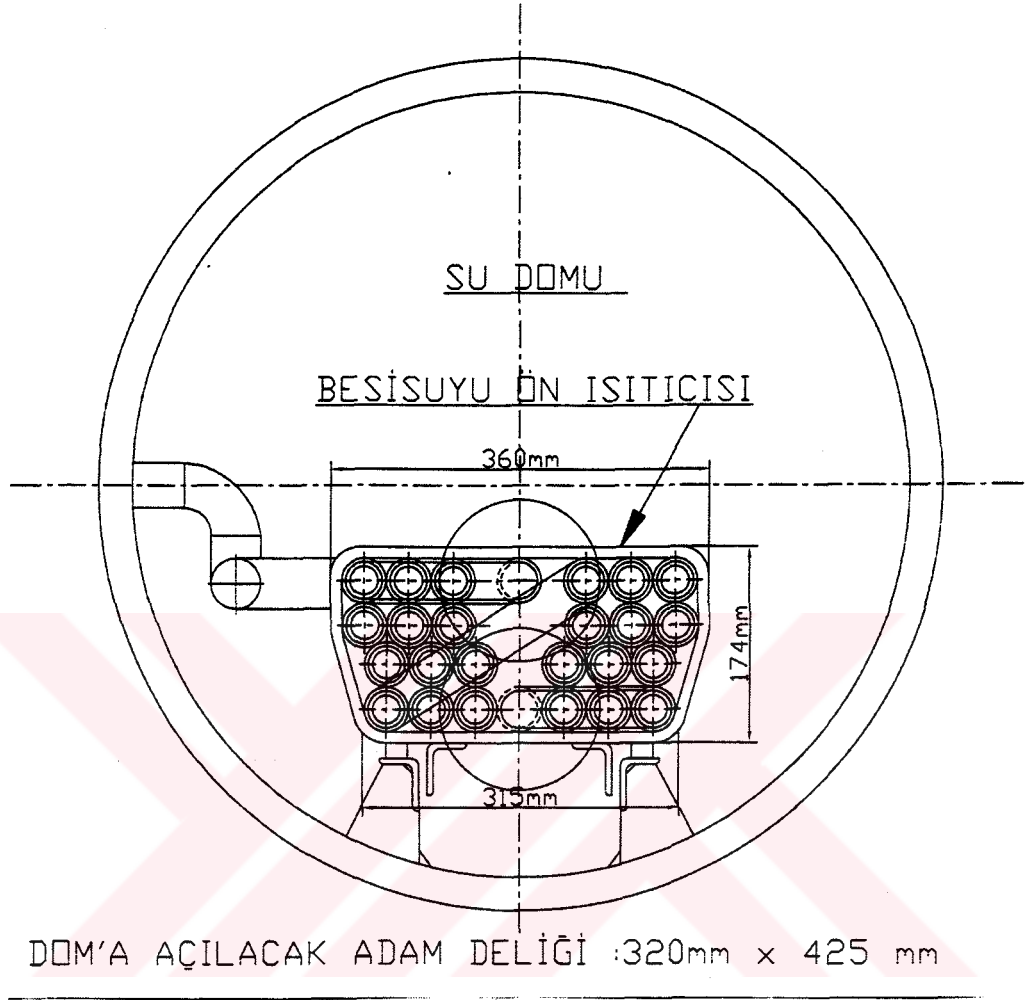
2.6 Kazan Dizaynı

Bu kazan tipi çok güvenilir ve kanıtlanmış bir kazan tipi olarak sunulmaktadır.

Seçkin olması ağır yük mesnetlenmeye göre dizayn edilmiş inşai yapı gerektirmemesi ve kazan elemanlarında geniş bir standardizasyona gidilmiş olmasıyla ön plana çıkmıştır.



Şekil 2.16 Besi suyu ön ısıtıcısının alt domun kesiti boyunca üstten ve yandan görünüşü



Şekil 2.17 Besi suyu ön ısıtıcısının ve alt domun kesiti

Belli başlı parametreleri aşağıdaki gibidir;

Buhar kapasitesi : 40 ÷ 150 ton/h

İzin verilebilen maksimum işletme basıncı : 87 bar

Buhar çıkış sıcaklığı (maksimum) : 500 °C

Bizim incelediğimiz tipteki buhar kazanı iki dramlı kendinden saportlanmış buharlaştırıcı kısmı çok geçişli akımlı ve aynı zamanda her iki taraftan kolayca müdahale edilebilir, önden yakmalı 4 brülörlü duman gazı çıkışı önden olan, ısı geri kazanım ünitesi olarak ekonomizör kullanılmış ve tüm ısıtma yüzeyleri drene edilebilir bir kazandır.

3 Geçişli ve 2 domlu, doğal sirkülasyonlu buhar üretici temel özellikler aşağıdaki gibidir;

Buhar debisi (sürekli olarak alınabilen)	:150 t/h
Buhar debisi(pik halinde) günde 2 saat	:180 t/h
Kızdırıcı çıkışındaki buhar basıncı	:40 bar
Kızdırıcı çıkışındaki buhar sıcaklığı	:440 ° C
Besi suyu sıcaklığı	:155 ° C

Kazan mevcut olan betonarme yapı üzerine konuşlandırılacaktır.

Buharlaştırıcı sistemin bir kısmı, membranlı boru duvarlarından oluşarak kendi başına mesnetlenmiş ve ocağı ile kalan diğer duman gazı geçiş kanallarını örten bir kutu gibi davranmaktadır.

Kazanın dizaynı, maksimum fabrikasyon imalatını ve komponentlerin testini münferit olarak yapma şansı verir. Böylece montaj süresi azalmakta ve düzgün, yüksek kaliteli bir işçilik elde edilmektedir. Tüm kaynaklı boru duvarları panelize edilmiş bölümler halinde monte edilmiş olup nakliyyeye uygun hale getirilmiştir. Bu panellerin boyutları transportu kolaylaştırmak ve işleme tarzı gereği limitlendirilmişlerdir.

En dış çevreyi oluşturan membranlı boru duvarlarının kolektörleri bu panellere eklenebilecektir.

Kızdırıcı ve ekonomizör elemanları montajı kolaylaştırmak için beraberce nakledilecektir.

Tüm ısıtma yüzeyleri tam olarak drene edilip havalandırılabilir.

Yakma havasını ısıtacak bir hava ısıtıcı, FD-Fan 'dan sonraki basınçlı hava tarafından düzenlenmiştir.

Kızdırıcı çıkışındaki buhar sıcaklığı (440 °C) kazan kapasitesi 50% ve 120% arasında iken korunabiliyor.

Kazan (NO)_x emisyonlarını azaltmak için duman gazını tekrar sirküle ettirmek üzere teçhiz edilmiştir.

2.7 Yakma Sistemi

Kazan yakıt olarak fuel-oil.6 ve/veya rafineri gazı yakmak üzere 4 adet kombine edilmiş brülör

ile teçhiz edilmiş olup, bunlar basınçlandırılmış işletim ve ekonomik fazla havalı yakma için ocağın ön duvarına kondurulmuşlardır.

Geniş bir bantta yakma dizaynı, otomatik kontrol, ekranlı okuma ve güvenlik ekipmanlarıyla mümkün kılınabilir. Bu yakıtlar istenirse ayrı ayrı veya eşzamanlı olarak yakılabilir.

Gaz ve sıvı yakıtın kullanılabilirdiği kombina brülörler zengin karışım yakana kadar ek olarak birkaç lans ve gas-ring kolektörlerine sahiptirler. Fuel-Oil ve gaz lansları bakım için işletme esnasında dahi demonte edilebilirler.

Yakma ekipmanları fuel-oil depolama ve hazırlık için gaz filtresi ve basınç düşürücü istasyon ünitelerine sahiptirler.

Optimum ve ekonomik bir yanma sağlayabilmek için otomatik brülörler kullanılmıştır. Kazanın ön duvarına monte edilmiş 4 adet brülör ana yakıt fuel-oil.6 ve rafineri gazı olmak üzere ayrı ayrı yakabilecek niteliktedir. Çekilen yüke bağlı olarak hava ile yakıtı, dolayısıyla yanma kapasitesinin minimumdan maksimuma kadar oransal ve otomatik olarak ayarlanabilen bir sisteme sahip brülörlerin, selonoid vanaları, ateşleyicisi, ateşleme bujileri ve fotoseli bulunacaktır.

2.8 Buhar Saflığı

Buhar üreticinin metoduna ve gerekli buhar saflığına göre domlarının içi verimli ekipmanlarla teçhiz edilmiştir. Örneğin şaşırtma plakaları veya buhar temizleyicili siklonlar gibi. Şekil 2.18 'de Babcock & Wilcox 'un bir buhar domunda şaşırtma plakaları ve diğer iç aksam görülmektedir.

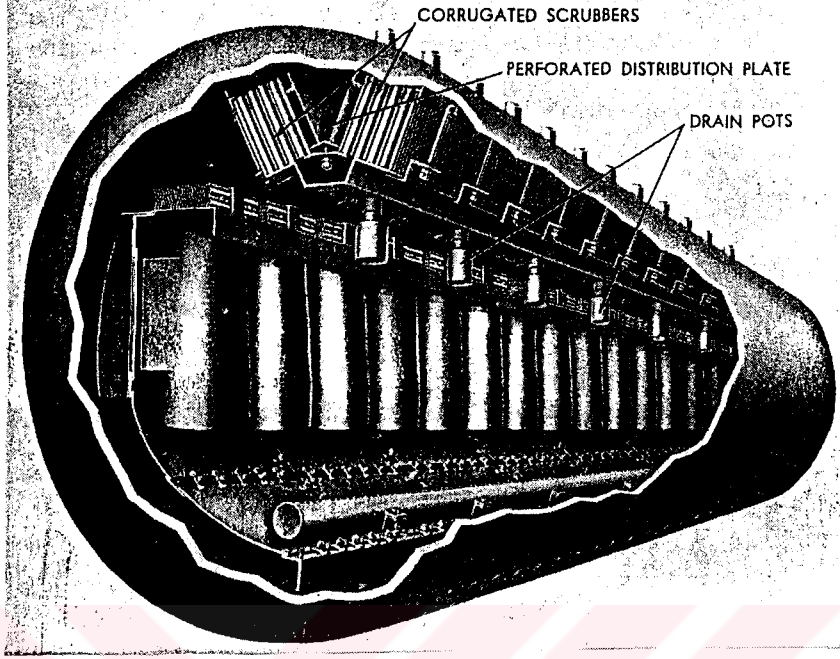
Bu iç ekipmanlar yük bandının tamamında veya geniş güç varyasyonlarında yüksek buhar saflığı elde etmede oldukça iyi hizmet verecek şekilde kendilerini kanıtlamışlardır. Ekipmanlar tamamıyla standardize edilip fabrikasyon olarak üretilmeye uygundur. Ayrıca kolayca monte edilip sökülebilecek tarzdadırlar.

2.10 Fabrikasyon Üretimleri

Boru-lama-boru membran duvarları taşımaya uygun boyutlarda fabrikada üretilebilirler. Örneğin; kolektörler mukavemet gergi profilleri (Buckstays), brülör açıklıkları, kapaklar ve müdahale deliklerinin refraktör kutuları gibi.

Taşıma işleminin elverişli olması halinde büyük hacimli komponentler montaj masraflarını

minimize etmek için fabrika ortamında ön montajı yapılabilir.



Şekil 2.18 Buhar domunun içindeki şaşırtma plakaları ve diğer teçhizatlar
(Babcock & Wilcox, 1972)

2.11 Refraktör ve İzolasyon İşlemi

Boru-lama-boru membran duvar dizaynına göre ısı direnç refraktör malzemesi kullanımı minimum hale getirilmiştir. Sadece brülör boşlukları, müdahale kapakları ve giriş kapıları sıralanmıştır (astarlama).

Mutlak gaz sızdırmazlık özelliğine haiz membran boru duvarı dizaynı, üzeri sadece galvanizli sac veya alüminyum plaka kaplı taş yününden oluşan bir dış izolasyona imkan sağlar. Eğer istenirse ısı izolasyonunun üzerini sarmalayacak şekilde ses izolasyonu da yapılabilir.

2.12 Ocak, Membran Borulu Dış Duvarlar ve Buharlaştırıcı Sistem

Tüm ocak duvarları membran borulu panellerden oluştuğundan dolayı, ocak tamamen soğutulmakta ve ısı transferi hemen hemen sadece radyasyon yoluyla gerçekleşmektedir.

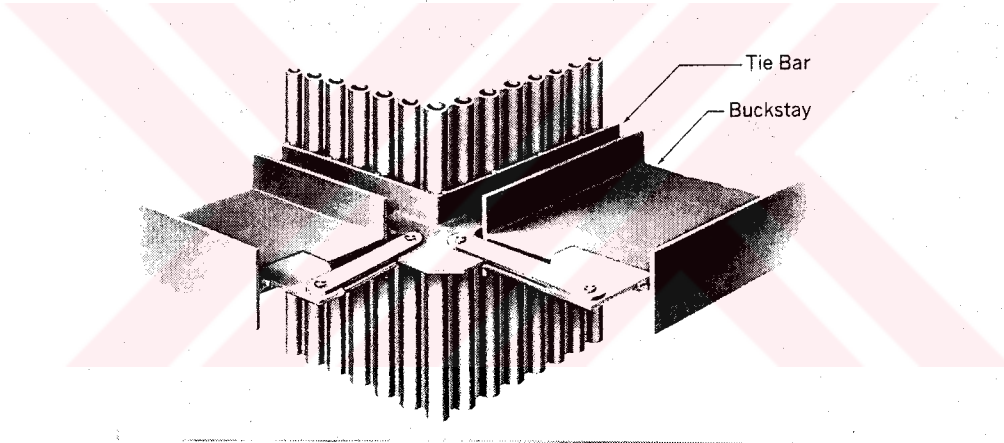
Kazan üst domunun ağırlığı dikey durumdaki buharlaştırıcı borularınca taşınmaktadır. Ana yük, domların bölgesinde toplanmış olup bu yük beton bir kaide tarafından desteklenmiştir.

Kazan sistemi her doğrultuda genişlemeye müsaittir.

Yatay yer değiştirmeler (uzama-kısalma) taşıyıcı kaide ayaklarının kayganlaştırılmış yüzeylerinin 'Moly Cote' ile yağlanmasıyla kolaylaştırılmıştır.

İşletme noktalarına göre hareketleri sınırlandırılmış bağımsız kaideler dışındaki tüm çeşitli kazan parçaları birbirine göreceli olarak genişlebilmektedirler.

Kazanı kuşatan duvarların duman gazı basıncına karşı mukavemeti ve ısı genişmelerinin sınırlaması "buckstays" adı verilen özel bir kesite sahip kementlerle sağlanmaktadır. Buckstays 'ler membran borulu paneller tarafından taşınmakta olup öylesine tasarlanmıştır ki aynı zamanda bu panellerin bazı ısı genişmelerine izin vermemektedirler. Şekil 2.19 'da kazan gergi profilleri "buckstays" 'ler görülmektedir.



Şekil 2.19 Kazan gergi profilleri (Buckstays) (Babcock & Wilcox, 1972)

Konveksiyonla ısıtılan buharlaştırıcı borularından geçen buhar-su karışımı ile duman gazı, birbirlerine göre karşı akış halindedirler.

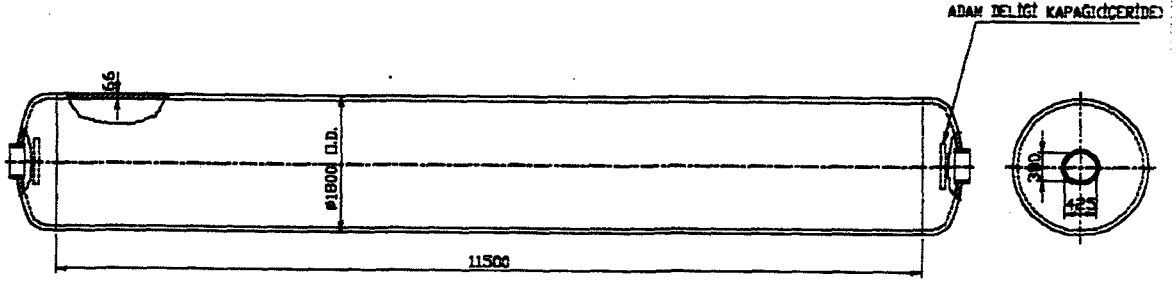
Aynı zamanda tüm membran borulu duvar panelleri ve/veya bağlantı borularının sonlarında borular açılmış deliklerin içinde genişletilmektedir (makinato ile).

Duman gazları kazanı arka duvarından itibaren terk eder.

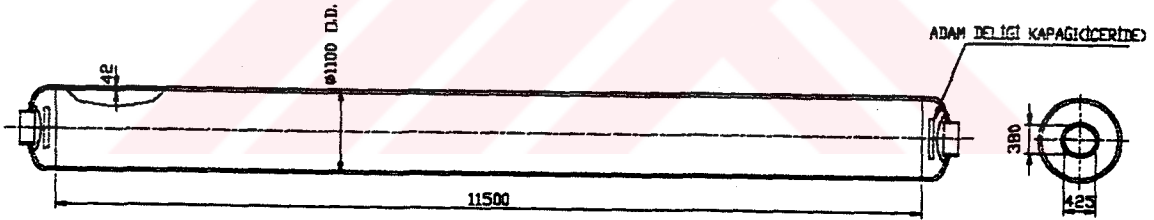
Konveksiyonla ısı alan buharlaştırıcı boruları 3 parçaya ayrılmış olup her parça bir kurum üfleyci cihazlarla temizlenecek şekildedir.

Kazan domları kazan eksenine uzunlamasına düzenlenmiş olup elipsoidal formda keplerle sonlandırılmışlardır. Bunlar füzyon kaynaklı konstrüksiyonda ana gövdeye bağlanmışlardır.

Her kepte içe doğru açılacak tarzda (380 x 425) mm boyutlarında menteşeli adam delikleri açılmıştır. Şekil 2.20 'de kazan üst domu kesiti, Şekil 2.21 'de de kazan alt domu kesiti görülmektedir. Kepler elipsoidal formda olup malzemeleri; 19 Mn 6 'dır.



Şekil 2.20 Kazan üst domunun kesiti



Şekil 2.21 Kazan alt domunun kesiti

Üst domda istenilen saflıkta buhar eldesi için verimi yüksek buhar seperatörü teçhiz edilmiştir.

Şekil 2.22 'de alt ve üst dom arasında hem bağlantı görevi hem de ocağı oluşturan boruları besleme görevini üstlenen üst buhar-su ve alt su besleme boruları ve yerleşimleri görülmektedir. Bu borular kollektör görevi yapıp ocak ön duvarı, screen boruları ve ocak arka duvarını oluşturan boruları beslemektedir.

2.13 Kızgın Buhar Soğutucusu (Attemperator)

Buhar kazanlarından beklenen hizmet; tam kapasite çalışma ile daha düşük (genellikle % 50) kapasitelerdeki çalışmalarda buhar sıcaklığının belli bir toleransta ($\% \pm 5 \text{ } ^\circ \text{C}$) sabit tutulmasıdır.

Kazanların kızdırıcıları, minimum % 50 yükte istenen buhar sıcaklığını verecek şekilde dizayn edilirler. Çok özel hallerde minimum çalışma kapasitesi % 40'a inebilir.

Bu şartlara göre dizayn edilen bir buhar kızdırıcısı, kazan % 100 kapasiteye çıktığı zaman kızdırıcının dışından geçecek duman gazı miktarı ve enerjisi artacağından kızdırıcı çıkışında istenen buhar sıcaklığından daha yüksek bir sıcaklık ortaya çıkacaktır. Bu ise istenmeyen bir durumdur. Çünkü buharı kullanacak makine ve ekipmanlar öngörülen maksimum sıcaklık için dizayn edilmişlerdir.

Bu durumun önüne geçmek ve buhar sıcaklığını öngörülen maksimum sıcaklıkta belli bir tolerans içinde sabit tutmak için iki kızdırıcı arasına "Buhar soğutucusu (Attemperator)" konur. Bu soğutucu da I. kızdırıcıdan gelen kızgın buhara kazan besi suyu kalitesinde su püskürtülerek buhar sıcaklığı belli bir oranda düşürülür ve böylece II. kızdırıcı çıkışında istenen maksimum buhar sıcaklığı sağlanmış olur.

2.14 Kazandaki Kontrol Mekanizmaları

Kazanda 3 ana kontrol mekanizması bulunmaktadır, bunlar:

2.14.1 Yanma (Combustion) Kontrolü

Yanma odası yanma olayını tamamlamak ve yanma odası duvarlarında herhangi bir alev değmesi (impinchment) olayını engellemek üzere şekillendirilmiştir.

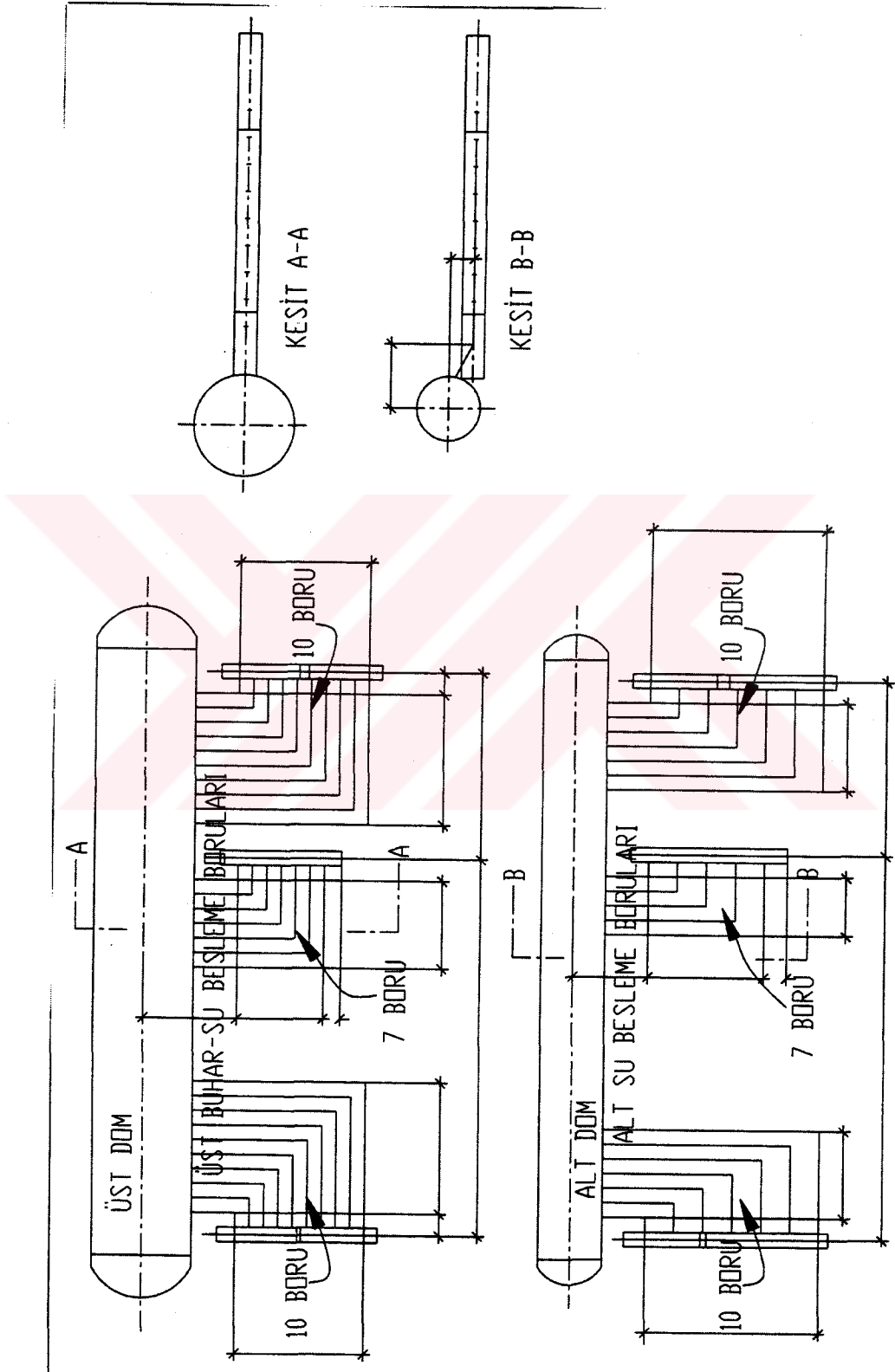
2.14.2 Besi Suyu Seviye Kontrolü (Buhar Domunda)

Besi suyu seviye kontrolünde; besi suyu pompaları ile buhar ihtiyacı arasında elektro-manuel bağlantı mevcuttur. Buhar ihtiyacı azalınca domda su seviyesi artar, daha sonra yakıt kontrol vanası, F.D. Fan (Forced Draft Fan) girişindeki giriş vanası (inlet vein) ile besi suyu pompası çıkışındaki vana kısılır, böylece aşırı su beslemesi durdurulmuş olur.

2.14.3 Kızgın Buhar Sıcaklığının Kontrolü

Bir güç üretim santrali yüksek bir yatırım maliyeti gerektirir. Ayrıca sıcaklık kontrolü için gerekli tüm kontrol ekipmanları ve armatürleri de bu yatırımı ciddi şekilde değiştirebilir.

Örneğin; yakıt kalitesindeki bir değişimi göz önünde tutarak sıcaklık kontrolünü sağlamak büyük bir mühendislik becerisi gerektirebilir.



Şekil 2.22 Üst buhar - su ve alt su besleme borularının yerleşimi

Çok çeşitli parametreler kazan veriminin düşmesine neden olabilir. Mükemmel ayarlamayı gerçekleştirebilmeyi işletme esnasındaki muhtemel varyasyonlara rağmen minimum masraf ile halledebilmek için kazanın temel dizaynını iyi yapmak gereklidir.

Buhar sıcaklığını düzenleme metotlarının temeli kızdırıcı ısıtma yüzeyini arttırmak ya da azaltmaktır. Buhar sıcaklığını arttırmak için buharlaştırıcı yüzey azaltılıyorsa bu yüzey arttırmaya göre daha ucuz, temel ve uygun olur. Ancak sıcaklığı düşürmek için yüzey arttırmak gerekirse bu yöntem de bir o kadar da pahalı zor ve pratik olmayan bir yöntemdir.

Kızdırıcı girişindeki duman gazı sıcaklığı yüzey değiştirmeye gerek kalmadan düşürülüp yükseltilebilir. Bu, ocaktaki ısı emilimi yüzeylerinin emme verimlerini değiştirerek yapılabilir. Isı emilimi verimi ocağa dönecek tuğla ile değişebilir. Eğer kayda değer kurum oluşumu olmayacaksa ocağa dönecek tuğla, yanmanın karbon kaybını arttırıcı dolayısıyla kazanın genel verimini düşürücü etki yaratır.

En ucuz, basit ve etkili buhar sıcaklığı ayarlama yöntemlerinden biri de duman gazının ısıtma ekipmanları üzerindeki kütleli hızını ocak yan bölme duvarı (baffle) vasıtasıyla yapmaktır. Birkaç standardize edilmiş kazanda, özellikle küçük ebatlardakilerde ayarlanabilir baffle duvarı mevcuttur. Bu yolla sıcaklık aralığı % 20 oranında arttırılabilir.

2.14.3.1 En Önemli Buhar Sıcaklığı Ayarlama Metotları

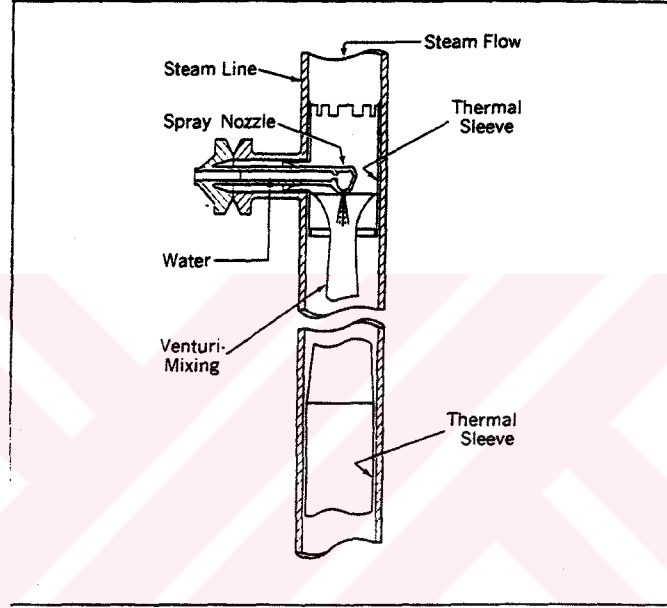
- Münferit olarak ısıtılan kızdırıcılar
- Yakma havası fazlalığı
- Duman gazı geri dönüşümlü sirkülasyonu
- Ayrı ayrı yakmalı bölünmüş ocaklar
- Brülör seçimi
- Hareketli brülörler
- Duman gazı by-passı
- Soğutma suyu püskürtme

Soğutma suyu püskürtme metodunun haricindeki tüm yöntemler buharlaştırıcı elementlerince emilecek ısı transfer miktarındaki varyasyonlar değişim arz eder. Genelde iki tip kızgın buhar

soğutucusu kullanılır. 1. Tip; kızgın buhardan ısı transferi esasına göre, 2. tip de yüksek sıcaklıktaki buharı düşük sıcaklıktaki su ile karıştırmak.

Kızgın buhar soğutucuları yüzey tipi ve direkt temaslı olmak üzere 2 sınıfa ayrılabilir.

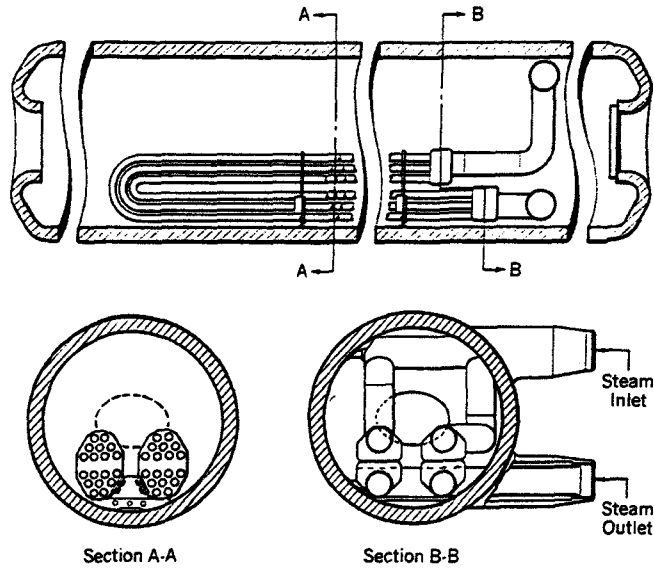
Yüzey tipinde buhar soğutma suyundan bir ısı değiştirici yardımıyla izole edilmiştir. Direkt temaslı tipinde buhar ve soğutma suyu karışmaktadır. Şekil 2.23 'de püskürtmeli tip kızgın buhar soğutucusu kesiti görülmektedir.



Şekil 2.23 Püskürtmeli tip kızgın buhar soğutucusunun kesiti (Babcock & Wilcox, 1972)

Yüzey tipi ceketli ve tank içi serpantin olmak üzere ikiye ayrılır. Şekil 2.24 'de tank içi serpantinli yüzey tipi kızgın buhar soğutucusu görülmektedir. Bu tip, bir nevi borulu eşanjör gibi çalışır. Direkt temaslıda püskürtme tipindedir. Yüksek safılıkta soğutma suyu spray nozullarında kızgın buhar ise ventüri kısmındaki boğazda karıştırılır. Nozuldaki spreyleme olayı ve ventüri boğazındaki buhar hızı dolayısıyla soğutma suyu buharlaşır, karışır ve kızgın buharı soğutur. Önemli bir ayrıntı; karışma esnasında oluşabilecek termal uzamalardan ve şoklardan dolayı suyun tamamının buharlaşmama tehlikesinin yaratacağı buhar çekicinin sıcak yüzeylere sahip borulamaya verebileceği zarardır. (Babcock & Wilcox, 1972)

Spray tip kızgın buhar soğutucusu hızlı ve duyarlı bir sıcaklık kontrol ekipmanıdır. Soğutma suyunun kalitesi ve saflığı çok önemlidir.



Şekil 2.24 Tank içi serpantinli yüzey tipi kızgın buhar soğutucusu kesiti
(Babcock & Wilcox, 1972)

Eğer suda yabancı madde oranı fazlaysa kızdırıcı borularında ve varsa türbin kanatlarında birikime ve zarara yol açabilir. Yüksek basınçtaki ısıtıcı drenajlarından ele geçen su kalitesi yeterince iyidir, ancak sadece kızgın buhar soğutucusu için kullanılacak bir pompa seçiminde pompanın yüksek basınca mukavim olması da gereklidir. En ideal yol kazan besisi suyunu kullanmaktır. Püskürtme suyundaki toplam katı madde konsantrasyonu 2.5 ppm.'yi geçmemelidir (Singer, 1981).

Kızgın buhar soğutucusunun konumu 3 farklı yerde olabilir.

1.'si doymuş buhar çıkışı yani buhar domu çıkışı ile kızdırıcı arası, 2.'si bir kızdırıcı varsa tam ortasına bir yere, iki kızdırıcı varsa ikisinin arasına, 3.'sü de kızdırıcı çıkışında olabilir.

Kızgın buhar soğutucusunun iki kızdırıcı arasına veya bir kızdırıcı varsa ortasına konmasında büyük avantaj sağlanabilir. Bu düzende bir yerleştirmeyeyle ortalama buhar sıcaklığı hiçbir zaman kızdırıcı çıkışında istenen sıcaklığın dışına çıkamaz. Bu uygulamanın bir dezavantajı, kızdırıcılar ile kızgın buhar soğutucusu arasında yapılacak borulama miktarının fazlalığıdır.

Kızdırıcı çıkışına konacak yüzey tipi kızdırıcı buhar soğutucusunun dezavantajı çıkıştaki buhar sıcaklığının istenenden biraz fazla çıkma olasılığıdır. Bu uygulama özellikle yüksek buhar

sıcaklığına ihtiyaç olduğu durumlarda uygun olabilir. Borulama ihtiyacı az olup maliyeti de düşüktür.

2.15 Çıplak Borulu ve Çelik Düz Kanatlı Ekonomizörün Mukayesesi

Alternatif ekonomizör olarak çıplak borular yerine düz dik kanatlı (finli) borulu ekonomizör düşünülebilir.

Finli kanatlı boruların krokisi ek 'de gösterilmiştir. Bu tertip kanatlı borulu ekonomizörün en büyük faydası aynı performansı veren çıplak borulu ekonomizörün yer ihtiyacının ve ağırlığının pratikmen yarı yarıya indirilmesi ve ekonomizör borularının yüzeyindeki birikimi temizleyecek kurum üfleme cihazlarının da 8 adet yerine 4 adedinin yeterli olmasıdır.

Şekil 2.25 'te çelik kanatlı borulu ekonomizörün boru yerleşiminin kesiti ve üstten görünüşü, Şekil 2.26 'da çelik kanatlı borulu ekonomizörün kısmi kesit görünüşü, Şekil 2.27 'de kanatlı boru detayı, Şekil 2.28 'de çelik kanatlı boru konstrüksyonu görülmektedir.

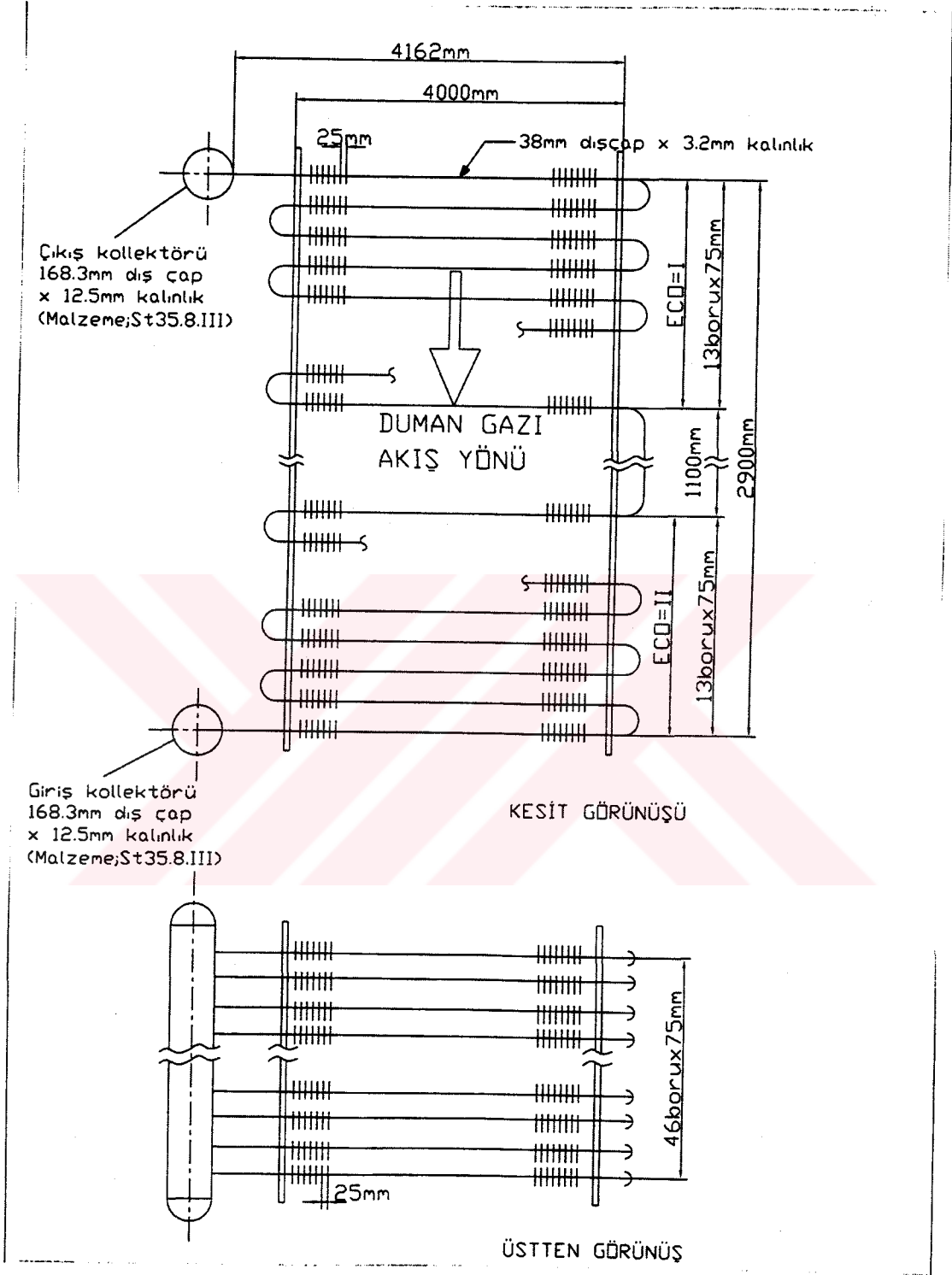
Borulara kaynatılan kanatların gaz akımına dik olması bakımından gaz içindeki kurumun kanatlar arasında takılmadan yoluna devam etmesi sağlanabilmektedir. Dolayısıyla pratikmen kurum birikmesi olmamaktadır.

2.15.1 Çelik Düz Kanatlı Borulu Ekonomizörün Avantajları

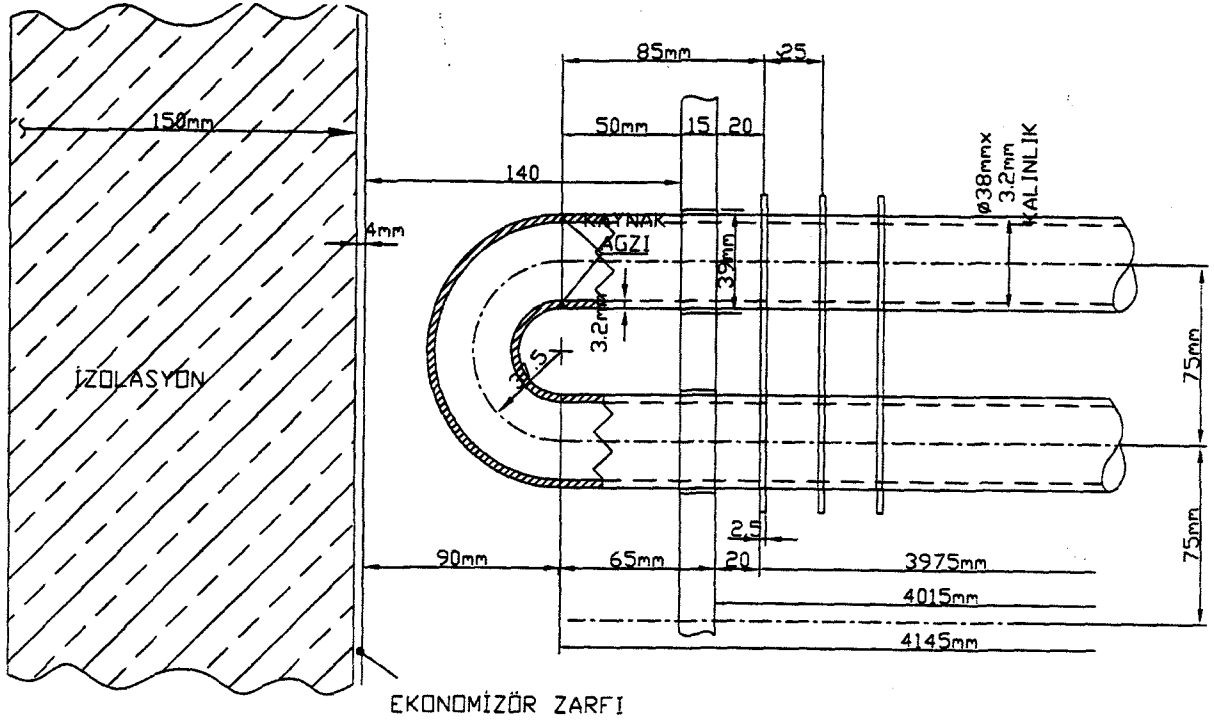
- Gövde sacı (casing) azalır.
- İzolasyon ve kaplama sacı azalır.
- Montaj işçiliği azalır.
- Kapladığı yer azalır.
- Kurum üfleme cihazlarının sayısı azalır.

(Çıplak boruluda: 8 adet, kanatlı eko.'da: 4 adet).

- Temel kütlesi azalır.
- Saportlama sistemi azalır.
- Duman gazı direnci azalacağından F.D.Fan kapasitesi düşer.
- Yaklaşık olarak çıplak borunun yarısı kadar ağırlık avantajı.



Şekil 2.25 Çelik kanatlı borulu ekonomizörün boru yerleşiminin kesiti ve üstten görünüşü



Şekil 2.26 Çelik kanatlı borulu ekonomizörün kısmi kesit görünüşü

2.15.2 Çıplak Borulu Ekonomizörün Avantajları

- Kirli yakıtlarda, kirlilik faktörü ve kurum bağlama olasılığı daha düşüktür.
- İleride bir revizyon yapılacaksa çıplak borunun kolayca temin edilebilme özelliği mevcuttur.

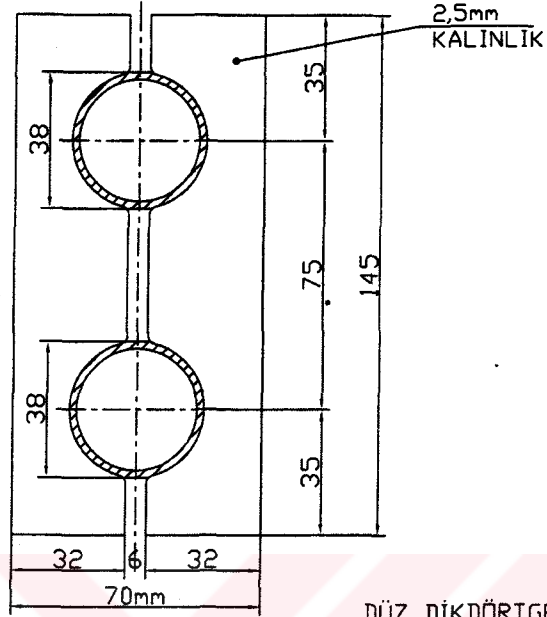
2.15.3 Çıplak Borulu Ekonomizörlerle Dik Kanatlı Borulu Ekonomizörlerin Ağırlık Analizi

2.15.3.1 Çıplak Borulu Ekonomizörün Ağırlık İcmali

Düz borular, 90° ve 180° dirsekler, giriş ve çıkış kollektörleri, soketler vs.	:35542 kg.
Boru taşıyıcı aynalar	:13569 kg.
Bağlantı boruları	: 2177 kg.
Toplam ağırlık	:51288 kg.

Not: Toplam ağırlığa dış gövde, ayaklar, üst ve alt kanallar (davlumbazlar) ve platformlar dahil değildir.

KANATLI BORU DETAYI



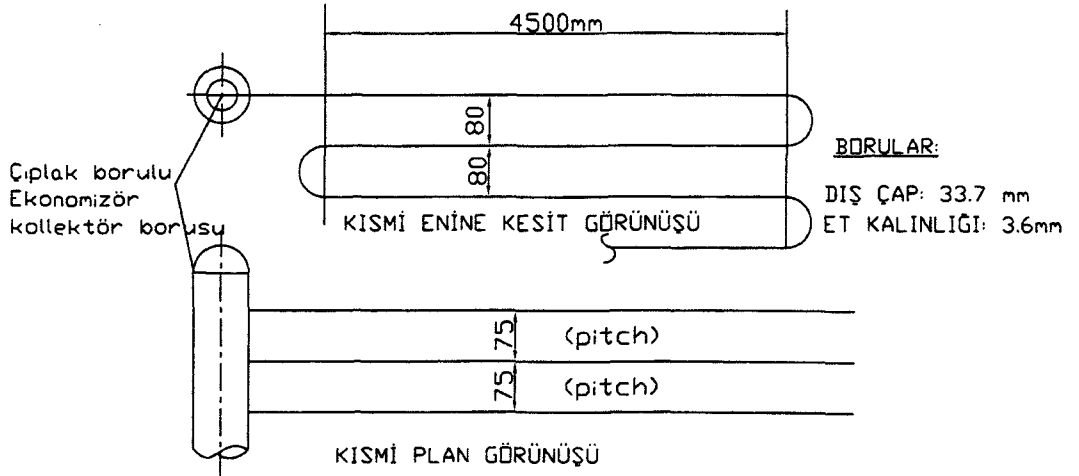
DÜZ DİKDÖRTGEN KANATLAR ARASI MESAFE

ÖLÇÜLER :mm'dir.

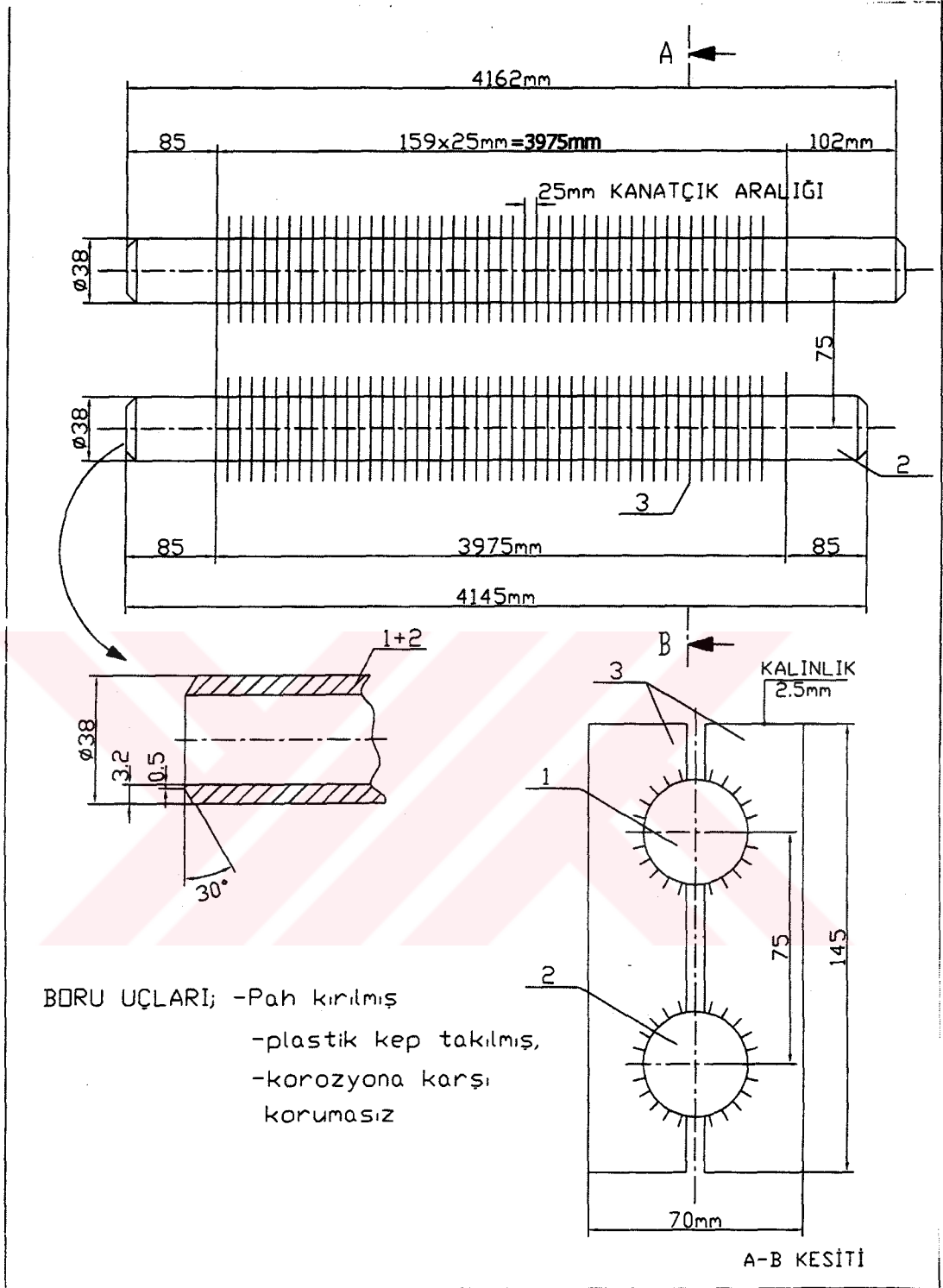
Teknik veriler

Kanatlararası eks. mes.	10	12.5	15	20	25	30
Borular arası eks. mes.	75	75	75	75	75	75
Serbest duman gazı kesit	0.03060	0.03188	0.03278	0.03380	0.03444	0.03489
	0.03010	0.03148	0.03245	0.03355	0.03424	0.03472

ÇIPLAK BORULU EKONOMİZÖR BORU DİZİLİMİ



Şekil 2.27 Çelik kanatlı boru detayı



Şekil 2.28 Çelik kanatlı boru konstrüksyonu

2.15.3.2 Düz Paralel Finli Borulu Ekonomizörün Ağırlık İcmali

Düz borular, 90 ° ve 180 ° dirsekler, giriş ve çıkış kolektörleri, soketler vs. :15983 kg.

Boru taşıyıcı aynalar : 5828 kg.

Bağlantı boruları	: 1767 kg.
Toplam ağırlık	:23578 kg.

Not: Toplam ağırlığa dış gövde, ayaklar, üst ve alt kanallar (davlumbazlar) ve platformlar ve kanatçıklar dahil değildir.

2.16 150 t/h Kapasiteli Çıplak Borulu Ekonomizörlü Kızgın Buhar Kazanının Ağırlık İcmali

Su ve buhar domları	: 56911 kg.
---------------------	-------------

Buharlaştırıcı borular ve boru duvarları (Ön duvar (1. geçiş), arka duvar (1. geçiş), yan duvar (1. geçiş), yan duvar (2. geçiş), ön duvar (1. geçiş), arka duvar (3. geçiş), yan duvar (3. geçiş), taşma boruları, doymuş buhar boruları, doymuş buhar kolektörleri, nipeller, iç gergi profilleri, dirsekler

: 152464 kg.

Düz borulu I. kızdırıcı ve II. kızdırıcı, bağlantı boruları, yüzey tipi besi suyu ısıtıcısı, püskürtme tipi kızgın buhar soğutucusu

: 23950 kg.

Çıplak borulu ekonomizör

: 51288 kg.

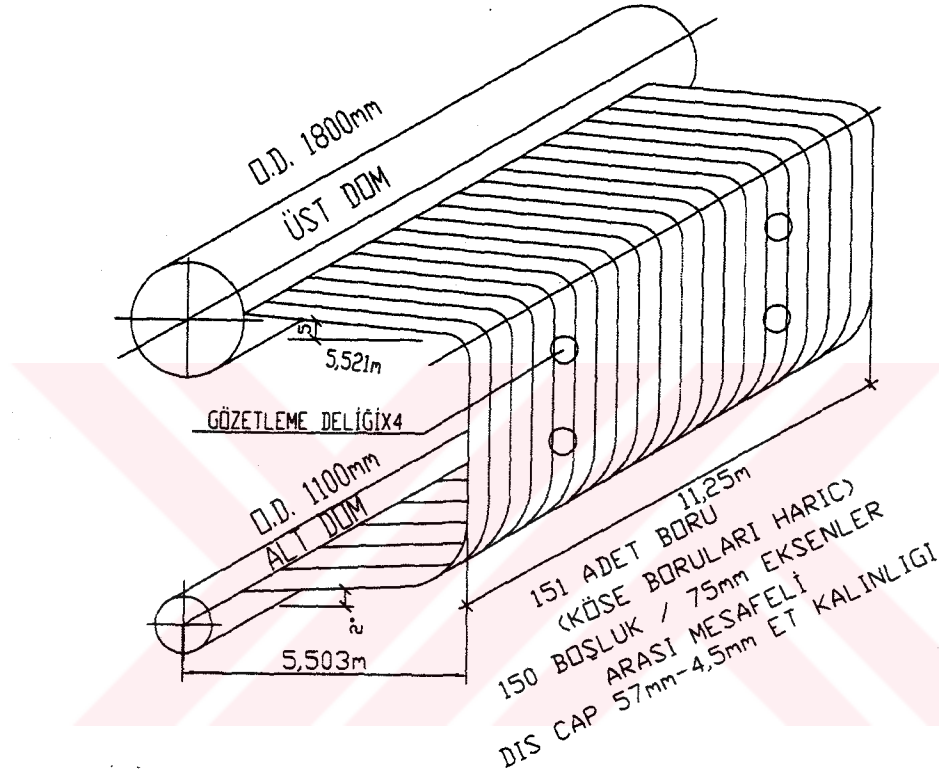
Toplam ağırlık : 284640 kg.

2.17 Kazancılıkla İlgili Temel Tavsiyeler ve Prensipler

- Ekonomizör ve baca arasındaki duman gazı kanalları “Corten çelik sac” adlı özel bir malzemeden imal edilmiştir. Bu malzemenin normal karbon çeliği saca göre (SO₂) korozyon mukavemeti 5 kat fazladır (Gaffert, 1952).
- Kazanlarda pozitif ve negatif basınçta yanma gerçekleşebilmektedir. Eski sistemlerde membranlı sızdırmazlık duvarları mevcut değildi. Kazan duvarlarını oluşturan boruların sızdırmazlığı için konan tuğlalardan sızma yapan yanmış duman gazı kazanın da kapalı bir hacimde olması halinde orada bulunan işletme ekibine hayati tehlike oluşturmaktaydı. Bunu önlemek için ID Fan (Induced Fan-emiş fanı) kullanılarak negatif bir basınç oluşturularak yanma olayı gerçekleştirilmeye çalışıldı. Böylece sızma olsa dahi dışarıdan kazan içine sızma oluyor ve dolayısıyla tehlike doğurmuyordu. Günümüzde çok büyük kazanlarda da başka nedenlerden dolayı halen negatif ya da nötre yakın basınçta ortam oluşturuluyor.

- Önceleri pozitif basınç ortamından oluşan sızmaları önlemek için tuğlaların üzerine kalın kaplama sac kaynatılırdı. Bunun da dezavantajı da kısa sürede ortaya çıktı. Bu, zamanla çok az da olsa tuğla çatlaklarından sızıp saca ulaşan duman gazının sacı içten çürütmesi neticesinde büyük tamirat masrafları açmaktaydı.
- Tüm bu sorunlar günümüzde oturmuş bir teknoloji olan boru-lama-boru konstrüksiyonunda düzenlenen membranlı duvarlarla kesin bir şekilde halledilmiştir.
- Kazanlarda en yüksek kapasiteye çıkmak çok sakıncalıdır. Bu yapılırsa buhar ve su domlarında homojen bir ısınma gerçekleşmez, dolayısıyla domlarda kılcal çatlaklar oluşup zamanla buharı ya da suyu sızdırırlar.
- Son yıllarda ve yakın geçmişte sanayi tipi bacalarının (yüksek olanların) betondan yapılmasının sebebi, betonun ısı iletkenliğinin kötü olmasından dolayı yoğuşmaya izin vermemesidir.
- Kömürlü kazanlar aynı kapasiteli fuel-oil 'li kazanlara göre daha büyüktür. Düşük ısı değerli kömüre göre dizayn edilmiş bir kazanda yüksek ısı değerli kömür kullanılırsa kazan aşırı yüklenip zayıflar. Dolayısıyla kömürün özelliğine göre (kül miktarı, alt ısı değeri, nem miktarı, kükürt miktarı vs.) kazan dizaynı yapılır. Kömürlü kazanların ocak dizaynı yapılırken kömürün özelliklerine göre duman gazı belirlenir. Aksi takdirde duman gazı hızı yüksek seçilirse temas ettiği boruları zımpara misali yer, bitirir.
- İso rating: Gaz türbinlerinin gücü; 15 ° C sıcaklıkta deniz seviyesinde ve $\Phi = \% 60$ mutlak nemde ifade edilir. Buna "Iso rating" denir.
- Kazana kazan demek için ana prensip; yanma olayını tamamlamış olması ve bu kimyasal olay sonucu oluşan yanmış duman gazlarının ısını suya aktararak buharlaştırma olayını gerçekleştirmesidir. Ancak brülörün oluşturduğu alev bölgesindeki (generating bank) olaylar kazanın ana prensibine ters düşmektedir, buharlaştırma bu bölgede olmaz. Şekil 2.29 'da ocağı sarmalayan buharlaştırıcı boruları (generating bank) görülmektedir.
- Doğal akımlı kazanlarda çalışma ilkesi, buharlaştırıcı boruların (generating bank) bir tarafının ısıtılıp bir tarafının ısıtılmayarak yoğunluğu farklı iki bölge oluşturmak ve su ya da buharın devri-daimini sürekli sağlamaktır.
- Kazan tipi seçiminde basınç, sıcaklık ve yakıt en önemli kriterlerdir. Kazanlarda giriş-çıkış şartları verildikten sonra birbirinden farklı firmalarca yapılacak olan kazan dizaynlarında

verimler aynı değerde çıkacaktır. Kazan seçiminde bir diğer kriter, iş sahibinin istekleri ön plana çıkmaktadır. Yaklaşık 30 yıldır çift domlu bu tip dizaynda yapılmış kazanlar daha kolay bakım, daha önceki tecrübelerinin devamını sürdürmeye imkan vermesi ve işletme bilgilerinin oturmuş olmasından dolayı uluslararası piyasalarda kabul görmüştür.



Şekil 2.29 Ocağı sarmalayan buharlaştırıcı boruları (generating bank)

- ABMA: American Boiler Manufacturers Associations: Amerikan kazan üreticileri birliği.
- ASME Power Corp. 'na göre yapılan dom mukavemet hesaplarında DIN normuna göre yapılanlardan daha kalın et kalınlığı çıkar.
- Kazan çıkışındaki duman gazı sıcaklıkları belli çerçevelerde bırakılarak ekonomizör kaplama sacı cidar sıcaklıkları sınırlandırılmıştır.
- Impinchment: Ocakta veya kazanın başka bölümlerinde yanma sonucu oluşan alevin yol aldığı hacimdeki duvarlara değmemesi olayı. Bu istenen bir durumdur, zira alev direkt

boruya temas ederek geçerse boru yüzeyi gereğinden fazla ısınır, boru içerisinden geçen akışkan boruyu soğutamaz ve borularda kalıcı hasarlara yol açar.

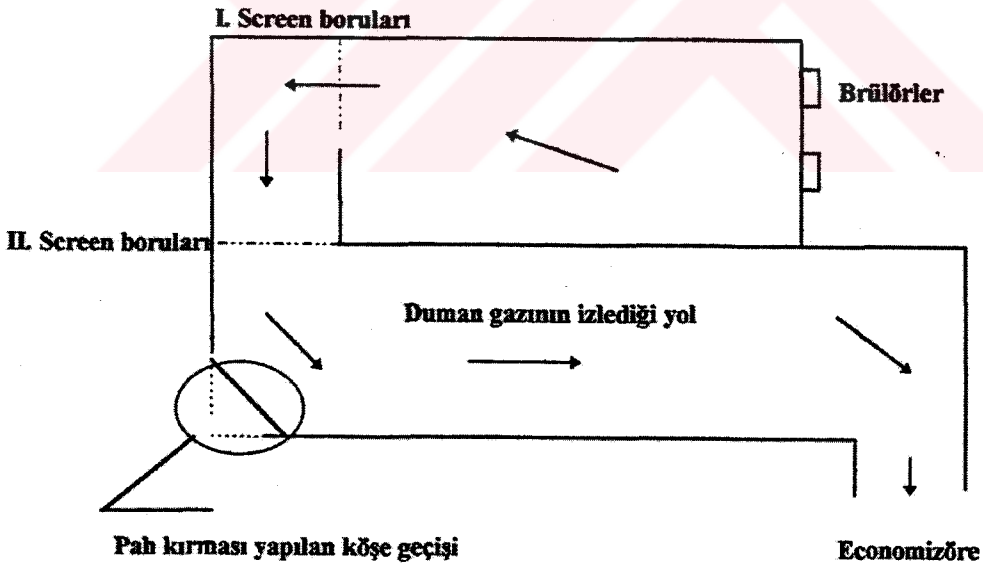
- Kazan domları içerilerindeki iç ekipmanlar (besi suyu ön ısıtıcısı, buhar siklonları vs.), buharlaştırıcı boruların doma bağlanacağı yerlerin boru çıkıntıları vs. kaynak işleri bitirildikten sonra tüm dom ısıl gerilmeleri alınacak şekilde fırınlanır. Sonradan kesinlikle kaynak işlemi yapılmaz. Aksi takdirde domda zamanla ısıl gerilmelerden dolayı çok pahalı hasar giderme çalışmalarına götürür. Dom yapılırken teorik olarak gerekli buharlaştırıcı boru adedinden biraz daha fazla boru ağzı bırakılır ve körlenir ki ilerde kazan verimi düştüğünde veya buhar ihtiyacı arttığında boru eklemek gerektiğinde ısıl gerilmeleri alınmış drama kaynak yapılmasın (Solberg, 1960).
- Kazanlarda duman gazının yolu üzerinde bulunan tüm kazan komponentlerinin (screen boruları, kızdırıcı boruları, buharlaştırıcı boruları, ekonomizör boruları ve hava ısıtıcısı) borularının eksenler arası mesafeleri (pitch) yakıtın cinsine ve daha önceki tecrübeler göre seçilir. Yakıt çok kirletici ise (örneğin kömür) zamanla boruların ısı transfer verimi düşecektir. Bunu düşünerek mesafeler büyük seçilir. Daha az kirleticilik özelliği olan yakıtlarda (doğal gaz) mesafeler küçük seçilerek yerden kazanılabilir (Solberg, 1960).
- Slag screen: Kömür yakan kazanlarda kömür cürufunu tutmaya yarayan boru demeti.(slag: curuf)
- ID fan (Induced fan): Kazandan çıkan yanmış gazları dışarıya atan fan.
- Türkiye’de ilk yapılan rafinerilerde, (Kırıkkale:Romanya, Aliğa/İzmir:Rusya, Batman-İzmit:ABD) rafinerileri kuran şirketlerin anlayışı ve teknolojik gelişmeleri mümkün mertebe ön imalatı tamamlanmış halde (assembled) kazanlar yapmak üzerineydi. Maksimum kapasiteler o yıllarda (1960-1970) 100 ton/h civarındaydı. İhtiyaç halinde 2x100 t/h olarak düzenlemeler yapılmaktaydı. Bunun asıl sebebi kazanların fabrikasında imal ve montaj edilerek paket olarak yerine götürmek gerekliliğiydi. Yerinde montaj için ülke koşullarının henüz yetersiz oluşuydu. (deneyimli kaynakçı, cihaz montaj araçları vs.)
- O zamanlarda ABDlilerin tecrübeleri iki domlu ‘D’ tipi endüstriyel buhar kazanlarının; 40 Bar, 400÷450 °C buhar şartları için en uygun seçim olduğu yönündeydi. 1955-1960’lardan beridir de Türk işletme personelleri bu tip kazanlara aşina olmuş ve başarılı olmuşlardır.

Bakım, işletme ve revizyonlarında da hiçbir sorunla karşılaşmamıştır. Bu kazanlar Ruslarınkine oranla daha ucuz kalmaktadır.

- Domlar arasına monte edilecek buharlaştırıcı boruları makinato ile şişirilerek birleştirilmektedir. Ancak doma kaynatma işlemi 80 bar işletme basınçları ve üzerinde uygulanmaktadır. Bazı durumlarda makinato yerine doma önceden kaynatılmış boru uçlarına buharlaştırıcı borularının kaynatılması işlemi de yapılmaktadır.
- Kazanın nispeten soğuk kısımlarında (ekonomizör ve sonrası) düşük yüklerde duman gazı sıcaklığının düşüklüklerinden meydana gelecek kükürt korozyonunu önlemek için, duman gazının ekonomizör çıkışındaki sıcaklığına alt sınır koyma zorunluluğu getirmiştir.
- Dolayısıyla kazanın 'Heat Input' ile 'Heat Output'u sabitleşmiş olmaktadır. Bu şartlarda kazandan aynı şartlarda daha fazla verim almak imkansızlaşır.
- Yakma havası fazlalığı (access air - X_{air}) oranı düşürülürse verim artar. Ancak bugünkü teknolojiyle brülör üreticileri aynı hava fazlalığı için aynı verimi alabildiklerinden dolayı bunu değiştirmek mümkün değildir. İşletme ile ilgili herhangi bir değişiklik verimde de farklılıklar doğurabilir.
- Kızgın buhar soğutucusunun kızdırıcı çıkışında veya iki kızdırıcı arasında olması aşağıdaki durumları ortaya çıkaracaktır.
- Soğutucu kızdırıcı çıkışında olursa; elde edilecek buharın özellikleri (sıcaklığı) soğutucu tarafından ayarlanmış olacaktır. Şayet soğutucuya su bir şekilde gelmezse bile yüksek sıcaklıkta buhar elde edilir, bu durum soğutucuya gelmeyen suyun tekrar getirilmesi ile halledilir.
- Soğutucu iki kızdırıcı arasında olursa; I. kızdırıcı çıkışında soğutucudan fazla su kaçarsa bile II. kızdırıcıda bir nebze olsun ısıtılıp soğutma suyunun kötü özellikleri azaltılmış olur. Dolayısıyla giden buharı kalitesi düşmemiş olur. Ancak bir dezavantajı da, soğutucuya su gelmezse çok pahalı sonuçlar doğuracak olan II. kızdırıcı boruları hasar görür. Bu sonuç soğutucunun kızdırıcı çıkışında olması halinde doğuracağı sonuçtan daha pahalıya patlayacaktır.
- Duman gazları, iki dom arasında dikey olarak konuşlandırılmış olan buharlaştırıcı boruları bitiminden, ekonomizöre girmeden önce bir miktar daha aynı doğrultuda yol aldırıldıktan

sonra 90° açıyla ekonomizöre (çıplak kanatlı veya düz çelik kanatlı ekonomizör) giriş yapmaktadırlar.

- Birtakım kazancılar buharlaştırıcı bitiminde devam eden bu kısmın; kötü görüntüsünü ortadan kaldırmak, kazan geneli olarak düşünülünce daha az yer kaplamak, duman gazına daha az direnç teşekkül ettirmek ve çıkıntı kadarlık bir mesafedeki boru-lama-boru konstrüksiyonundaki membranlı kazan yan duvarına gerek kalmayacağı için bir nevi kırma işlemi yapabilmektedir. Ancak bu durumda duman gazları buharlaştırıcı borularıyla yeter derecede ısı transferine girmeyebilir.
- Yaklaşık 5 yıl öncesine kadar Japon Mitsubishi Heavy Ind. ile Amerikan Combustion Engineering Corp. şirketleri duman gazının II. screen boruları çıkışında, buharlaştırıcı borularının arasına giriş yaptığı bölgede, buharlaştırıcı boruları ile temas başladığı 90°'lik yön değiştirme bölgesinde kalan köşe ölü bölgesi pah kırılarak duman gazlarına daha rahat yol aldırılmak düşüncesindeydi. Ancak bu uygulamanın gerçekte çok fazla faydalı olmadığı anlaşılınca bu firmalar da bu uygulamadan vazgeçmişlerdir. Şekil 2.30'da köşe kırma olayı görülmektedir.



Şekil 2.30 Duman gazı geçişini rahatlatıcı köşe kırma olayı

- Eğer bizim kazan tipimizdeki gibi kazan komponentleri yerleştirilmiş bir kazanda, buharlaştırıcı gruplarından birini alıp (duman gazının ilk karşılaştığı grup) bunun yerine

kızdıncıları yerleştirirsek, ocak sonundaki ocak sonu bölme duvarı (division wall) da ortadan kalkacaktır. Bu uygulama ile kazan boyutlarını küçültebiliriz ancak bu paralelde ekonomizör boyutları büyüyecektir.

- Duman gazı bünyesinde bulunan kurum partikülleri vs. diğer yabancı maddeler ısı transferi gerçekleştirilecek boruların dış yüzeyinde zamanla birikim yapar. Kazanın değişik noktalarına yerleştirilen kurum üfleyiciler, ısı transferinin verimli bir şekilde gerçekleşmesi için bu kurumların temizlenmesi işlemini gerçekleştirmektedirler. Doymuş buhar püskürtmek suretiyle kurumun duman gazıyla beraber sürüklenmesini sağlarlar. Dönerli, ileri geri hareketli ve sabit tipleri mevcuttur. Bazılarının püskürtücü uçlarına doğru ortam havası üflemesi yapılır ki duman gazının sıcaklığından dolayı imal edildikleri malzemenin yapısında deformasyonlar oluşmasın.
- Sıvı ve katı yakıtlarda kurum üfleyiciler boruların düz dizilişte düzenlenmesi durumunda verimli çalışabilmektedir. Ancak gaz yakıtlı kazanlarda boru dizilişlerinin çapraz olması halinde de kurum üfleyiciler görevini yerine getirmektedir.
- Bir kazanın basınçlı kısımlarında;

İster blöflere, ister havalandırmalara ister de enstrümanlara yapılan boru bağlantılarında daima çift vana kullanılır. Emniyet açısından herhangi bir kaçak ihtimaline karşı alınmış bir önlemdir (Morac, 1956).

3. EVT /FN 65 TİPİ ENDÜSTRİYEL TİP SU BUHARI KAZANININ ANA PARAMETRELERİ

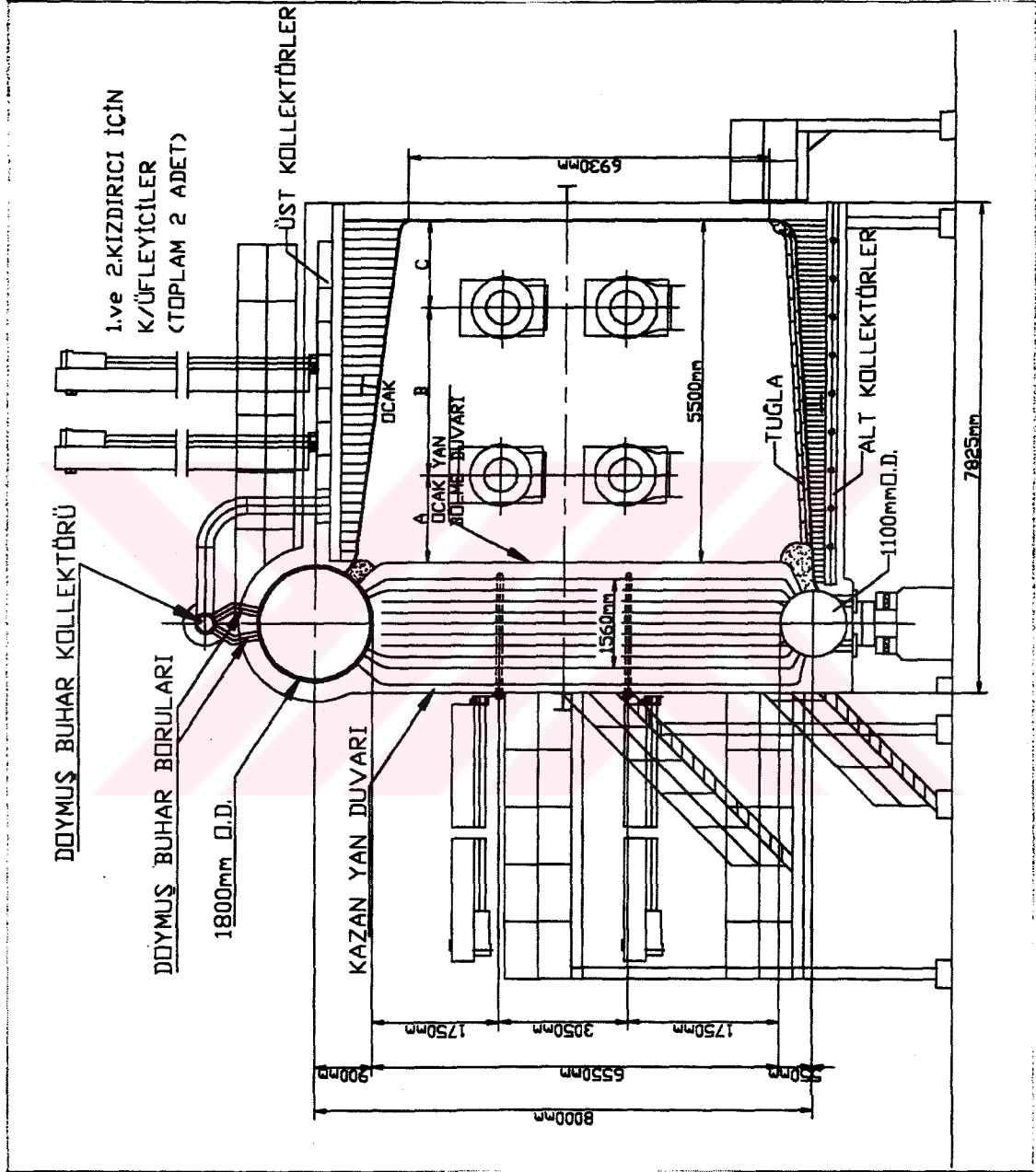
Buhar üretim kapasitesi	: $W = 150$ t/h
Kızdırıcı çıkışındaki kızgın buhar basıncı (Mutlak)	: $P_{ss} = 4.0$ MPa (40 Bar)
Mutlak dom basıncı	: $P_d = 4.35$ MPa
Kızgın buhar sıcaklığı	: $T_{ss} = 440$ °C
Besi suyu sıcaklığı	: $T_{fw} = 155$ °C
Kızgın buhar soğutucusu püskürtme suyu sıcaklığı	: $T_{sw-A} = 35$ °C
Besi suyu giriş basıncı (ekonomizör girişi)	: $p = 4.5$ Mpa
Kazan domundan yapılan blöf miktar	: $W_{bw} = 3.6$ t/h
Atık duman gazı sıcaklığı (ekonomizör çıkışı)	: $T_{wg} = 200$ °C
Sıcak yakma havası sıcaklığı	: $T_{ha} = 60$ °C
Brülör fanı çıkış sıcaklığı	: $T_{ca} = 38$ °C,
Ortam havası sıcaklığı	: $T_{ca} = 25$ °C
Yakıtın yanmadan önceki fiziksel entalpisi	: $H_{ph} = 260$ kJ/kg =62.1 kCal/kg

Kazanın termik hesapları, öncelikle ocak zemininde ateş tuğlası kullanılması durumuna göre yapılmıştır. Şekil 3.1 'de ocak zemininde ateş tuğlası kullanılan ve kullanılmayan 150 t/h kapasiteli kazan için üstten plan görünüş görülmektedir. Bu şekilde kızdırıcılarda ve buharlaştırıcılarda kullanılacak olan kurum üfleme cihazlarının konumu görülmektedir. Şekil 3.2 'de zemininde tuğla kullanılan buhar kazanının önden görünüşü görülmektedir.

3.1 Fuel-Oil 'in İçeriği (Nemli Hal ve Kütleli Yüzde Olarak)

Karbon $C^w = 84.7$

Hidrojen $H^w = 10.0$



Şekil 3.2 Ocak zemininde ateş tuğlası kullanılan 150 t/h kapasiteli kızgın buhar kazanının önden görünüşü

Oksijen $O^w = 0.60$

Azot $N^w = 0.17$

Kükürt $S^w = 3.50$

Nem $W^w = 0.70$

Kül $A^w = 0.33$

3.2 Yakıt ve Yanma ile İlgili Hesaplamalar

3.2.1 H_o ; Yakıtın Üst Isıl Değeri

Yakıtın üst ısıl değeri aşağıda gösterilen yöntemle hesaplanmıştır.

$$H_o = 32796 * C^w + 141886 * (H^w - \frac{O^w}{8}) + 9300 * S^w \quad (3.1)$$

$$H_o = 32796 * 0.847 + 141886 * (0.1 - \frac{0.006}{8}) + 9300 * 0.035$$

$$H_o = 42185 \text{ kJ / kg} = 10075.7 \text{ kCal / kg}$$

3.2.2 H_1^w ; Yakıtın Alt Isıl Değeri

$$H_1^w = H_o - 2440 * (W^w + 9 * H^w) \dots \text{kJ / kg veya kCal / kg} \quad (3.2)$$

$$H_1^w = 42185 - 2440 * (0.007 + 9 * 0.1)$$

$$H_1^w = 39971 \text{ kJ / kg} \cong 9550 \text{ kCal / kg}$$

3.2.3 O_{\min} ; Yakıtın Yanması İçin Gerekli Minimum Oksijen Miktarı

$$O_{\min} = \frac{1}{100} \left[1867 * C^w + 5.6 * (H^w - \frac{O^w}{8}) + 0.7 * S^w \right] \text{ Nm}^3 / \text{kgY} \quad (3.3)$$

$$O_{\min} = \frac{1}{100} \left[1867 * 84.7 + 5.6 * (10 - \frac{0.6}{8}) + 0.7 * 3.5 \right]$$

$$O_{\min} = 2.162 \text{ Nm}^3 / \text{kgY}$$

3.2.4 V^0 ; Yakıtın Yanması İçin Gerekli Teorik Minimum Hava Miktarı

$$V^0 = 0.0889 * (C^w + 0.375 * S^w) + 0.265 * H^w - 0.0333 O^w \quad (3.4)$$

$$V^0 = \frac{O_{\min}}{0.21} \quad Nm^3 / kgY \quad (\text{Soylu, 1997}) \quad (3.5)$$

$$V^0 = \frac{2.162}{0.21}$$

$$V^0 = 10.293 \quad Nm^3 / kgY$$

3.2.5 L_g ; Yakıtın Yanması İçin Gerekli Gerçek Hava Miktarı

$$L_g = \alpha * V^0 \quad Nm^3 / kgY \quad (\text{Soylu, 1997}) \quad (3.6)$$

$$L_g = 1.1 * 10.293$$

$$L_g = 11.322 \quad Nm^3 / kgY \cong 123000 \quad Nm^3 / h$$

3.2.6 Yanma Sonucu Oluşan Duman Gazı İçerikleri

3.2.6.1 V_{RO_2} ; N.Ş.A. 'da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanma Ürünleri İçerisindeki Teorik Oksijen Miktarı

$$V_{RO_2} = 1866 \left[\frac{C^w + 0.37 * S^w}{100} \right] \quad (3.7)$$

$$V_{RO_2} = 1866 \left[\frac{84.7 + 0.37 * 3.5}{100} \right]$$

$$V_{RO_2} = 1.605 \quad Nm^3 / kgY$$

3.2.6.2 $V^0_{RH_2O}$; N.Ş.A. 'da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanma Ürünleri İçerisindeki Teorik Su Miktarı

$$V^0_{RH_2O} = 0.111 * H^w + 0.0124 * W^w + 0.016 * V^0 \quad (3.8)$$

$$V^0_{RH_2O} = 0.111 * 10 + 0.0124 * 0.7 + 0.016 * 10.293$$

$$V^0_{RH_2O} = 1.283 \quad Nm^3 / kgY$$

3.2.6.3 $V^0_{N_2}$; N.Ş.A. 'da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanma Ürünleri İçerisindeki Teorik Azot Miktarı

$$V_{N_2}^o = 0.79 * V^o + 0.8 * \frac{N^w}{100} \quad (3.9)$$

$$V_{N_2}^o = 8.126 \text{ Nm}^3 / \text{kgY}$$

3.2.6.4 $V_{R\min}$; N.Ş.A.' da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanma Ürünleri İçerisindeki Teorik Duman Gazı Miktarı

$$V_{R\min} = V_{RO_2} + V_{H_2O}^o + V_{N_2}^o \quad (3.10)$$

$$V_{R\min} = 10.862 \text{ Nm}^3 / \text{kgY}$$

3.2.6.5 V_R ; N.Ş.A.' da 1 kg. Fuel-Oil 'in Yanması Sonucu Oluşacak Gerçek Duman Gazı Miktarı

$$V_R = V_{R\min} + (\alpha - 1)V^o \quad (3.11)$$

$$V_R = 10.862 + (1.1 - 1)10.293$$

$$V_R = 11.891 \text{ Nm}^3 / \text{kgY}$$

Çizelge 3.1'de kazanın değişik komponentlerinde, 1 kg Fuel-Oil 'in yanması sonucu oluşan yanma ürünlerinin gerçek hacimleri gösterilmiştir. Bu çizelgede $\Delta\alpha$; gaz kanallarından oluşacak kaçaklar göz önüne alınarak belirlenmiş hava fazlalık katsayısı değişimidir.

3.2.7 I_g^o ; T Sıcaklığındaki Duman Gazı Entalpisi

$$I_g^o = V_{RO_2} * C_{CO_2} T + V_{N_2}^o * C_{N_2} T + V_{H_2O}^o * C_{H_2O} T \dots \dots \dots (\text{kCal/kg}) \quad (3.12)$$

Çizelge 3.3 'de CO_2 , N_2 ve H_2O 'nun duman gazı sıcaklıklarına göre entalpi değerleri mevcuttur. Çizelge 3.2 'de de duman gazı sıcaklıklarına karşı gelen entalpi değerleri verilmiştir.

$$T = 0^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^o = 0 \text{ bulunur.}$$

$$T = 100^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^o = 1,605 * 40,62 + 8,129 * 31,04 + 1,128 * 36,06 = 358,2 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 200^\circ \text{ C için,}$$

Çizelge 3.1 Kazanın değişik komponentlerinde, 1 kg fuel-oil 'in yanması sonucu oluşan yanma ürünlerinin gerçek hacimleri

DUMAN GAZININ DEĞİŞİK KAZAN BÖLGELERİNDEKİ KARAKTERİSTİĞİ						
PARÇALAR VE EŞİTLİKLER	BİRİM	OCAK VE SCREEN TUBES	SUPERHEATER	EVAPARATÖR	EKONOMİZER	
KAZAN KOMPONENTLERİ	-	1,1	1,15	1,17	1,21	
ÇIKIŞLARINDAKİ HAVA FAZLALIĞI (SEÇİLEN)	-					
ORTALAMA HAVA FAZLALIK KATSAYISI	-	1,1	1,125	1,18	1,19	
HAVA FAZLALIK KATSAYISI DEĞİŞİMİ,	-	I=1,05 FARZEDİLDİ 0,05	0,05	0,02	0,04	
HAVA FAZLALIĞI HACMİ V	NM ³ /kgY	1,028	1,288	1,646	1,954	
GERÇEK NEM MİKTARI	NM ³ /kgY	1,3	1,304	1,309	1,315	
VH ₂ O=VH ₂ O+0,0161() V						
GERÇEK DUMAN GAZI HACMİ	NM ³ /kgY	12,043	12,3	12,66	12,988	
VH ₂ O=VH ₂ O+0,0161() V						
r/Ro ₂ =VRO ₂ /Vg	-	0,1332	0,1305	0,1267	0,1237	
r/Ho ₂ =VRO ₂ /Vg	-	0,1065	0,1043	0,1013	0,0989	
r/rRo ₂ +rH ₂ O	-	0,2397	0,2348	0,228	0,2226	

Çizelge 3.2 Duman gazı sıcaklıklarına karşı gelen entalpi değerleri

SICAKLIK C	Yanma Havasının Entalpi		V=10,285 NM ³ /kgY				
	CaT kcal/NM ³	CaT kcal/NM ³	Ia=VCaT (kcal/kgY)	Fe=1,1	Se=1,15	Fe=1,17	Ae=1,21
38	128	11,978	123,189				
60		18,91	194,51				
100	358,2	31,52	324,183	390,62	406,82	413,3	426,27
200	723,98	63,53	653,4	789,32	821,99	835,06	831,3
300	1100	96,25	989,93	1198,99	1248,5	1288,3	1307,88
400	1488,03	129,45	1331,39	1621,17	1731,2	1714,36	1767,62
500	1885,43	163,37	1680,28	2053,45	2137,47	2171,07	2238,28
600	2280,74	198,24	2038,89	2494,63	2596,57	2637,35	2718,9
700	2710,27	233,6	2402,57	2950,52	2996,2	3118,7	3214,8
800	3136,77	269,65	2773,35	3414,1	3552,77	3608,24	3719,17
900	3570,52	306,2	3149,28	3885,44	3987,12	4105,37	4231,86
1000	4011,16	342,7	3524,67	4363,62	4485,18	4610,35	4751,34
1100	4458,63	380,96	3918,17	4850,44	5046,35	5124,72	5281,44
1200	4910,95	418,7	4308,33	5341,58	5558,9	5643,02	5815,28
1800	7715,11	652,5	15.May	8386,2	8721,75	8855,97	9124,44
1900	8191	692,41	7121,43	8903,14	9259,21	9401,64	9686,5
2000	8671,61	732,3	7531,7	9424,78	9801,36	9952	10283,26
2066 Alev sic.				9771,4			
2100	9155,95	771,95	7939,5	9949,9	10346,87	10505,66	10823,24

Çizelge 3.3 CO₂, N₂ ve H₂O 'nun duman gazı sıcaklıklarına göre entalpi değerleri
(H.Lin, 1991)

SICAKLIK C	VRO2-1.605 NM3/kaY				VNO2-8.128 NM3/kaY				VH2O-1.283 NM3/kaY			
	C CO2T (kcal/NM3)	VRO2 CCO2T (kcal/NM3)	CN2T (kcal/NM3)	VN2CN2T (kcal/NM3)	CH2OT (kcal/NM3)	VH2OCH2OT (kcal/NM3)						
100	40,62	65,195	31,04	252,23	36,06	46,26						
200	85,41	137,08	62,09	504,54	72,85	93,46						
300	133,51	214,28	93,62	760,75	110,58	141,87						
400	184,39	295,94	125,9	1023,08	149,51	191,82						
500	238	381,99	158,6	1288,78	189,88	243,61						
600	292	468,66	192,03	1560,43	231,44	296,93						
700	349	560,14	226,42	1839,88	274,43	352,09						
800	407,02	653,26	261,3	2123,32	318,62	408,78						
900	466	747,93	296,65	2410,57	364,47	467,61						
1000	526	844,23	332,48	2701,73	411,53	527,99						
1100	587,04	942,19	368,78	2986,7	459,77	589,88						
1200	649,04	1041,71	08,Sub	3293,63	509,22	653,32						
1800	1028,04	1650	631,5	5131,57	825,93	1059,66						
1900	1092,05	1752,7	669,72	5442,14	881,34	1130,76						
2000	1157,06	1857,08	706,18	5754,67	937,71	1203,08						
2100	1222,05	1961,4	747,11	6071,01	994,07	1276,39						

$$I_g^0 = 1,605 * 85,41 + 8,129 * 62,09 + 1,128 * 72,85 = 723,98 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 300 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 133,51 + 8,129 * 93,62 + 1,128 * 110,58 = 1100 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 400 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 184,39 + 8,129 * 125,9 + 1,128 * 149,51 = 1488,03 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 500 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 238,0 + 8,129 * 158,6 + 1,128 * 189,88 = 1885,43 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 600 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 292 + 8,129 * 192,03 + 1,128 * 231,44 = 2290,74 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 700 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 349 + 8,129 * 226,42 + 1,128 * 274,43 = 2710,27 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 800 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 407,02 + 8,129 * 261,3 + 1,128 * 318,62 = 3136,77 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 900 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 466 + 8,129 * 296,65 + 1,128 * 364,47 = 3570,52 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 1000 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 526 + 8,129 * 332,48 + 1,128 * 411,53 = 4011,16 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 1100 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 587,04 + 8,129 * 368,78 + 1,128 * 459,77 = 4458,63 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 1200 \text{ } ^\circ \text{ C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 649,04 + 8,129 * 405,32 + 1,128 * 509,22 = 4910,95 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 1800 \text{ } ^\circ \text{C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 1028,04 + 8,129 * 631,5 + 1,128 * 825,93 = 7715,11 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 1900 \text{ } ^\circ \text{C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 1092,05 + 8,129 * 669,72 + 1,128 * 881,34 = 8191 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 2000 \text{ } ^\circ \text{C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 1157,06 + 8,129 * 708,18 + 1,128 * 937,71 = 8671,61 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

$$T = 2100 \text{ } ^\circ \text{C için,}$$

$$I_g^0 = 1,605 * 1222,05 + 8,129 * 747,11 + 1,128 * 994,07 = 9155,95 \text{ kCal / kgY bulunur.}$$

Ek 6 'da duman gazı sıcaklık- entalpi diyagramı gösterilmiştir.

3.3 B ; Kazanın Yakıt Sarfıyatı

$$B = \frac{1}{H_{av}^w * \eta_b} \left[W_{sh} * (I_{ss} - I_{fw}) + W_{bw} * (I_{sw} - I_{fw}) \right] \text{kg/sn} \quad (3.13)$$

H_{av}^w : Yakıttan ele geçecek ısı miktarı, kCal/kg

η_b : Kazan verimi, %

W_{sh} : Kızgın buhar miktarı, kg/sn

$$W_{sh} = 150t / h = 41.67 \text{ kg / sn}$$

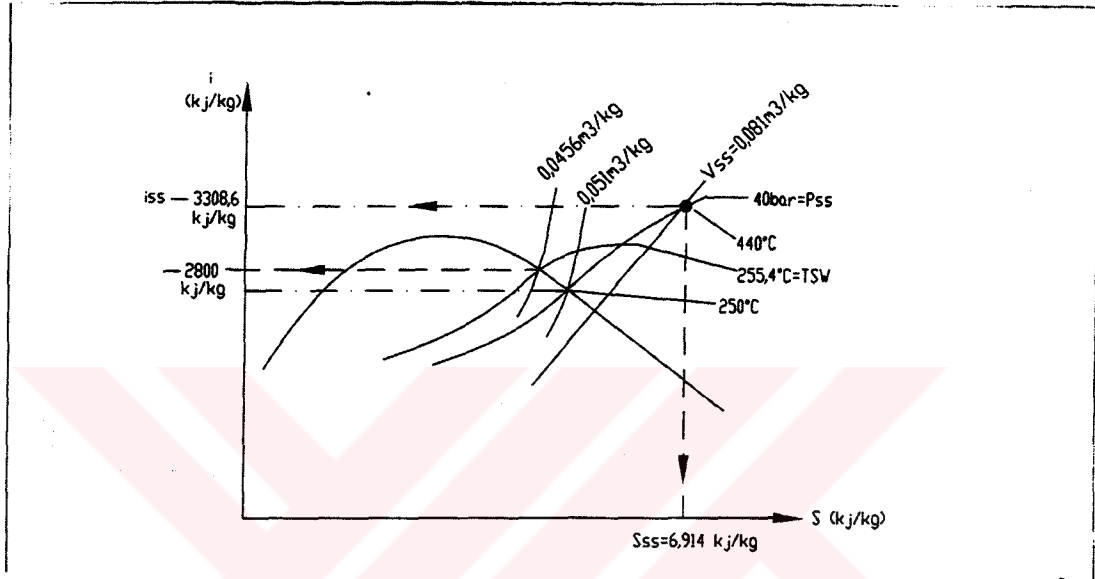
i_{ss} : Kızgın buhar entalpisi.

$i_{ss} = 3308.6 \text{ kJ / kg}$ olarak okunmuştur. ($p_{ss} = 40 \text{ bar}$ ve $T_{ss} = 440 \text{ } ^\circ \text{C}$ için Ek 3'den okunmuştur.)

i_{fw} : Besi suyu entalpisi.

$i_{fw} = 653.78 \text{ kJ/kg} = 156.15 \text{ kCal/kg}$ olarak okunmuştur. ($T_{fw} = 155^\circ \text{C}$ için Ek 1(Onat, 1988)'den okunmuştur.)

Şekil 3.3 'de kızgın buhar (40 bar, 440 °C) ve doymuş buharın (255.4 °C) Molliere diyagramındaki görüntüsü verilmiştir. (Diyagram verileri; VKW, 1974)



Şekil 3.3 Kızgın buhar (40 bar, 440 °C) ve doymuş buharın (255.4 °C) molliere diyagramındaki görüntüsü

W_{bw} : Blöf miktarı.

$$W_{bw} = 3.6 \text{ t/h} = 1 \text{ kg/sn}$$

i_{sw} : Doymuş buhar entalpisi.

$i_{sw} = 1111.7 \text{ kJ/kg} = 265.52 \text{ kCal/kg}$ olarak okunmuştur. ($P_d = 4.35 \text{ MPa}$ için Ek 2'den okunmuştur.)

3.3.1 H_{av}^w ; Yakıttan Ele Geçecek Isı Miktarı

$$H_{av}^w = H_1^w + H_{ph} \dots \dots \dots \text{kCal/kg} \quad (3.14)$$

$$H_{av}^w = 39971 + 260$$

$$H_{av}^w = 40231 \text{ kJ/kg} = 9609 \text{ kCal/kg}$$

3.3.2 η_b ; Kazanın Genel Verimi

$$\eta_b = 100 - (h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6) \quad (3.15)$$

h_2 : Atık gaz ısı kaybı.

h_3 : Eksik yanma ısı kaybı.

Yakıt cinsine ve yakma ekipmanına bağlı olarak değişir. Fuel-Oil yakıtlı kazanlarda;

$h_3 = 0.5$ olarak kabul edilmiştir. (H.Lin, 1991)

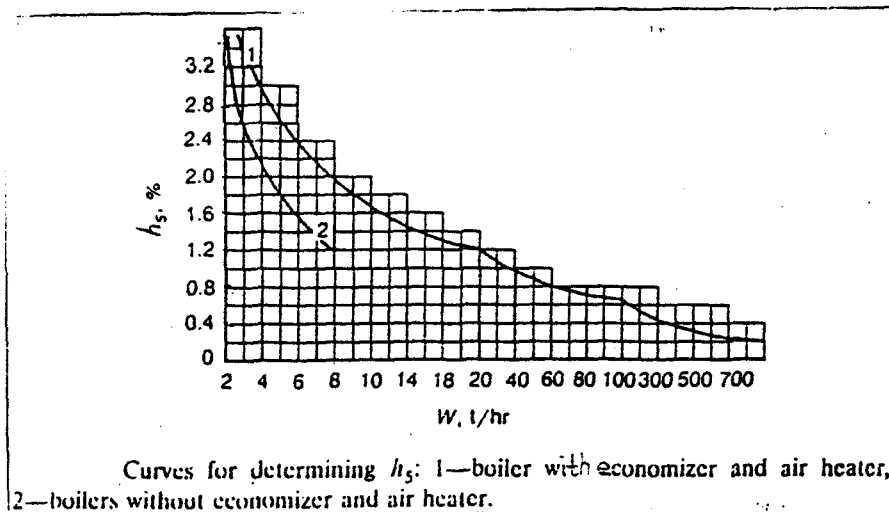
h_4 : Yanmamış C (Karbon) ısı kaybı.

Yakıt cinsine ve yakma ekipmanına bağlı olarak değişir. Fuel-Oil yakıtlı kazanlarda;

$h_4 = 0.0$ olarak kabul edilmiştir. (H.Lin, 1991)

h_5 : Kazanın çevreye yaydığı ısı (zarf kaybı).

Şekil 3.4 'den kazanın buhar kapasitesine ve kazana ek olarak ekonomizör olup olmamasına göre okunacaktır.



Şekil 3.4 Kazanın zarf kaybı, h_5 (H. Lin, 1991)

150 t/h için şekilden $h_s = 0.6$ olarak okunmuştur.

h_6 : Fiziksel ısı cüruf ısısı.

Fuel -Oil yakıtlı kazanlar için;

$h_6 = 0.0$ olarak alınmıştır. (H. Lin, 1991)

3.3.2.1 h_2 ; Atık Gaz Isı Kaybı (Baca kaybı)

$$h_2 = \frac{H_2}{H_{av}} * 100 \quad (3.16)$$

3.3.2.1.1 H_2 ; Mutlak Isı Kaybı ve Atık Gaz Isısı

$$H_2 = (I_{wg} - \alpha_{wg} * I_{ca}^0) * (1 - 0.01 * h_4) \dots\dots\dots \text{kCal/kg} \quad (3.17)$$

I_{wg} : Atık gaz entalpisi.

$I_{wg} = 861.1 \text{ kCal / kg}$ (Çizelge 3.2'den ekonomizör çıkışında kabul edilen duman gazı sıcaklığı olan 200°C ve ekonomizör çıkışında gerekli havanın hava fazlalık katsayısı olan $\alpha_{Ee} = 1.21$ 'e göre okunmuştur, bu katsayı bu kısımdaki duman gazı içindeki hava fazlalık katsayısına eşdeğerdir.)

α_{wg} : Atık gaz hava fazlalık katsayısı.

Teorik olarak gerekli fazla yanma havası katsayısıyla eşdeğerdir.

$$\alpha_{wg} = \alpha_{Ee} = 1.21$$

I_0^{ca} :Teorik olarak gerekli yakma havası entalpisi.

$I_0^{ca} = 123.19 \text{ kCal / kg}$ (Çizelge 3.2 'den 38°C için olarak okunmuştur.)

$$H_2 = (861.1 - 1.21 * 123.19) * (1 - 0.01 * 0.0)$$

$$H_2 = 712.1 \text{ kCal / kg}$$

$$h_2 = \frac{2981.51}{40231}$$

$$h_2 = 7.41\%$$

Kazan verimi ;

$$\eta_b = 100 - (7.41 + 0.5 + 0 + 0.6 + 0)$$

$$\eta_b = 91.5\%$$

Buradan kazanın yakıt sarfiyatı ;

$$B = \frac{1}{40231 * 0.915} [41.67 * (3308.6 - 653.78) + (1111.7 - 653.78)]$$

$$B = 3.0176 \text{ kg/sn} = 10863.4 \text{ kg/h}$$

3.4 Kazan Bölümlerinin Konstrüksiyon Parametreleri

3.4.1 V_F ; Ocak Hacmi

$$V_F = \frac{B * H_1^w}{q_V} \text{ (m}^3\text{)} \quad (3.18)$$

Ocak hacmi, ocağın birim hacmi başına "Isı serbest kalma katsayısı (hacimsel ısı yükü katsayısı)" na bağlıdır. (H. Lin, 1991)

q_V :Hacimsel ısı yükü katsayısı.

Bu katsayı Çizelge 3.4'den yakıt cinsine ve ocağın kuru olup olmadığına göre ile yakma ekipmanına bağlı olarak okunacaktır.

Çizelge 3.4 Hacimsel ısı yükü katsayısı q_V (H. Lin, 1991)

Statistical Value of the Heat Release Rate per Unit Furnace Volume q_V , MW / m ³ [1, 3, 4]							
Fuel	Dry Ash Furnace with burners	Chain grate and Traveling Grate	Vibrating Stoker	Underfeed Stoker	Spreader Dumping Grate	Stoker Traveling Grate	Fluidized Bed
Anthracite	0.12-0.15	0.25-0.35	0.25-0.3	0.2-0.25	0.23-0.25	0.3-0.4	1.7-2.1
Bituminous coal	0.14-0.20	0.25-0.35	0.25-0.3	0.2-0.25	0.23-0.25	0.3-0.4	1.7-2.1
Lignite	0.09-0.15	0.25-0.35	0.25-0.3	0.2-0.25	0.23-0.25	0.3-0.4	1.7-2.1
Oil	0.23-0.35	—	—	—	—	—	—
Natural gas	0.35	—	—	—	—	—	—

$q_V = 341 \text{ kW/m}^3$ olarak okunmuştur.

Buna göre ocak hacmi,

$$V_F = \frac{3,0176 * 39971}{341}$$

$$V_F = 353,6 \text{ m}^3$$

3.4.2 A_F ; Ocağın Enine Kesit Alanı

$$A_F = \frac{B * H_1^w}{q_F} \text{ (m}^2\text{)} \quad (3.19)$$

Ocak kesit alanı, ocağın birim yüzey alanı başına "Isı serbest kalma katsayısı (yüzeysel ısı yükü katsayısı)" na bağlıdır. (H. Lin, 1991)

q_F : Yüzeysel ısı yükü katsayısı, kW/m³

Bu katsayı Çizelge 3.5'den yakıt cinsine ve kazanın buhar üretim kapasitesine bağlı olarak okunacaktır.

Çizelge 3.5 Yüzeysel ısı yükü katsayısı q_F (H. Lin, 1991)

Statistical Value of the Heat Release Rate per Unit Area, q_F (for Dry Ash Furnace), MW / m ² [1-3]							
Steam Capacity, t/hr		130	220	400	670-950	1000-1600	1600
Tangential firing with corner burners	Lignite		2.1-2.56	2.9-3.36	3.25-3.71	< 4.06	4.06-4.46
	Bituminous		2.32-2.67	2.78-4.06	3.71-4.64	< 6.38	< 6.38
	Anthracite		2.67-3.48	3.02-4.52	3.71-4.64	—	—
Front arrange burners or oppositely arranged coal burners			2.2-2.79	3.02-3.72	3.48-4.07	< 4.64	< 4.64
Oil or gas firing		< 4	4.07-4.77	4.19-5.23	5.23-6.16	< 6.38	< 6.38

$q_F = 3028 \text{ kW/m}^3$ olarak okunmuştur.

Buna göre ocağın enine kesit alanı;

$$A_F = \frac{3,0176 * 39971}{3028}$$

$$A_F = 39,96 \text{ m}^2$$

Ocak boyutları Şekil 3.5'de gösterilmiştir.

3.4.3 Ocağın Radyasyona Maruz İç Yüzeylerinin Ayrı Ayrı Projeksiyon Alanları

3.4.3.1 A_1 ; Ocağın Ön Yüzünün Yüzey Alanı (Brülörlerin Bağlı Olduğu Duvar)

$$A_1 = (7,6 + 6,93) * 5,5 * 1/2$$

$$A_1 = 39,96 \text{ m}^2$$

3.4.3.2 A_2 ; Ocağın Üstü ve Yan Duvarlarının Yüzey Alanı

$$A_2 = 8,85 * 5,521 + 8,85 * 7,6 + 8,85 * 6,93$$

$$A_2 = 177,45 \text{ m}^2$$

3.4.3.3 A_3 ; Ocağın Refraktör Malzemesi ve Ateş Tuğlası Kaplı Zemin Yüzey Alanı

$$A_3 = 8,85 * 5,503$$

$$A_3 = 48,702 \text{ m}^2$$

3.4.3.4 A_4 ; Ocağın Bittiği Yerin Yüzey Alanı (Arka Bölme Duvarı-Screen Boruları Yüzeyleri Hariç)

$$A_4 = (7,6 + 7,24) * 2,95 * 1/2$$

$$A_4 = 21,89 \text{ m}^2$$

3.4.3.5 A_t ; Toplam Projeksiyon Alanı

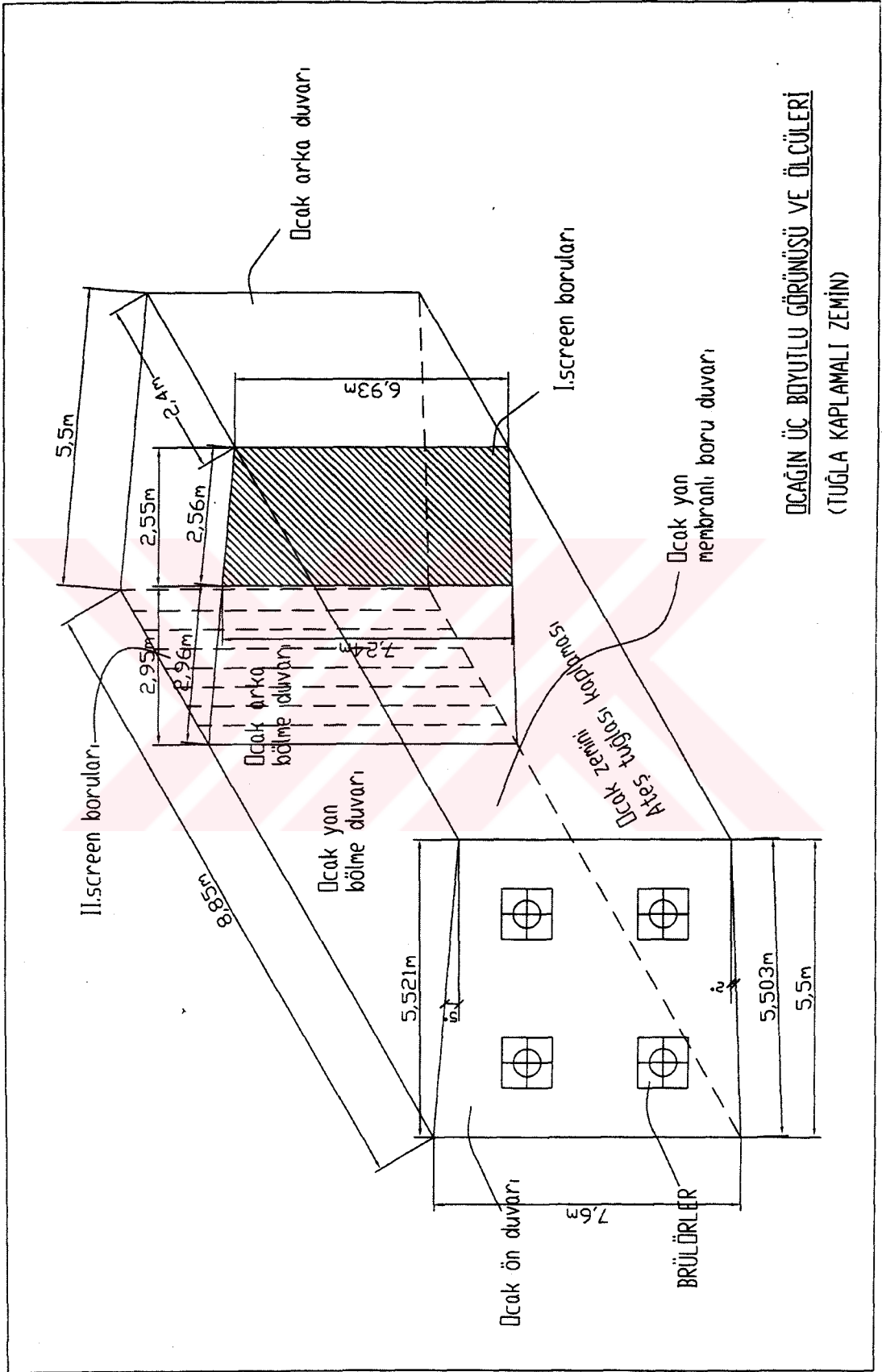
$$A_t = 39,96 + 177,45 + 48,702 + 21,89$$

$$A_t = 288 \text{ m}^2$$

Bu değere duvarların birleşim çizgilerinde kalan ölü alanlar için % 1.5 kadar artırım yapılırsa;

3.4.3.6 A_w ; Toplam Ocak İç Yüzey Alanı

$$A_w = 288 * 1,015 = 292,5 \text{ m}^2$$



Şekil 3.5 Zemininde ateş tuğlası olan ocakın boyutları

4. $T_{g_{Fe}}$; OCAK ÇIKIŞINDA (SCREEN BORULARI ÖNCESİ) DUMAN GAZI SICAKLIĞININ TAYİNİ

$$T_{g_{Fe}} = \frac{T_a}{M * \left[\frac{(5.67 * 10^{-11} * \Psi_{ef} * A_w * \alpha_F * (T_a)^3)}{\Phi * B * \overline{VC}} \right]^{0.6} + 1} - 273 \text{ (}^\circ\text{C)} \quad (4.1)$$

$T_{g_{Fe}} = 1135 \text{ }^\circ\text{C}$ olarak kabul edilmiştir. Denklemdaki tüm elemanlar ayrı ayrı hesaplanıp/veya okunup yerine yazıldıktan sonra kabul değerinin doğru olup olmadığına bakılacaktır.

$$I_{g_{Fe}} = 5022,3 \text{ kCal / kg}$$

Çizelge 3.2'den $\alpha_{Fe} = 1.1$ 'e göre okunmuştur.

4.1 T_a ; Yanmanın Adyabatik Sıcaklığı

H_u ve α_{Fe} 'ye göre Çizelge 3.2'den okunacaktır.

4.1.1 H_u ; Ocağa Yayılan Kullanılabilir Isı

$$H_u = H_{av}^w * \left[\frac{(100 - h_3 - h_4 - h_6)}{(100 - h_4)} \right] + H_a \text{ kCal / kg} \quad (4.2)$$

4.1.1.1 H_a ; Ocağa Giren Sıcak ve Soğuk Yakma Havaasının Vermiş Olduğu Isı

$$H_a = (\alpha_{Fe} - \Delta\alpha_F) * I_{ha}^0 + \Delta\alpha_F * I_{ca}^0 \text{ kCal / kg} \quad (4.3)$$

α_{Fe} ; Ocaktaki hava fazlalık katsayısı.

$\alpha_{Fe} = 1.1$ (Çizelge 3.1'den okunmuştur.)

$\Delta\alpha_F$; Ocaktan çevreye sızan yakma havaasının değişimi.

Brülörlü ve vakum basınçlı ocaklarda;

$\Delta\alpha_F = 0.05$ olarak alınmıştır. (H. Lin, 1991)

I_{ha}^0 ; Ocağa giren ve ön ısıtmayla ısıtılan yakma havaasının entalpisi.

$I_{ha}^0 = 194,51 \text{ kCal / kg}$ (Çizelge 3.2'den okunmuştur.)

I_{ca}^0 ; Ocağa giren yakma havasının ön ısıtmadan önceki, F.D.(Forced Draft) fan sonrası havanın entalpisi.

$$I_{ca}^0 = 123,19 \text{ kCal/kg} \quad (\text{Çizelge 3.2'den okunmuştur.})$$

Buna göre, H_a

$$H_a = (1,1 - 0,05) * 194,51 + 0,05 * 123,19$$

$$H_a = 210,4 \text{ kCal/kg}$$

Buradan H_u ;

$$H_u = 9609 * \left[\frac{(100 - 0,5 - 0 - 0)}{(100 - 0)} \right] + 210,4$$

$$H_u = 9771,35 \text{ kCal/kg}$$

Yanmanın adyabatik sıcaklığı, T_a

H_u ve α_{pe} 'ye göre Çizelge 3.2'den $T_a = 2066$ °C olarak okunmuştur.

4.2 Φ ; Gizli Isı Katsayısı

Her bir bölümünün ısıtma yüzey alanının ısı emiliminin ayrı ayrı olarak yapıldığı farz edilmiş ve ısı transferi hesaplamalarında bir "Gizli ısı katsayısı" nca hesaplanması yapılmıştır.(H. Lin, 1991)

$$\Phi = 1 - \frac{h_3}{\eta_b + h_6} \quad (4.4)$$

$$\Phi = 1 - \frac{0,6}{91,5 + 0,0}$$

$$\Phi = 0,9934$$

4.3 Ψ_{of} ; Kazanın Soğutma Duvarlarının Termal Veriminin Ortalama Katsayısı

$$\Psi_{of} = \frac{\sum x_i * A_{wi} * \zeta_i}{A_w} \quad (4.5)$$

4.3.1 $\sum x_i$; Açısıl Katsayı

Ocağın her bir ayrı yüzeyi için farklı değerlerdedir, örneğin;

-Ocağın refraktör malzemesi kaplı zemin yüzeyi ve ocak sonu screen boruları yanı ocak sonu ayırım duvarı için, 1.0 olarak alınabilir.(H. Lin, 1991)

-Ocağın diğer yüzeyleri için, 0.99 olarak alınabilir. (H. Lin, 1991)

A_{wi} : Ocak içinin her bir yüzeyinin alanı.

4.3.2 ζ_i ; Kirlilik Katsayısı

Ocağın her bir ayrı yüzeyi için farklı değerlerdedir, örneğin;

-Ocağın refraktör malzemesi kaplı zemin yüzeyi için, 0.1 olarak alınabilir.(H. Lin, 1991)

-Ocağın diğer tüm yüzeylerinde, 0.55 olarak alınabilir. (H. Lin, 1991)

Buna göre Ψ_{ef} ;

$$\Psi_{ef} = \frac{(0.99 * 217.41 * 0.55 + 1.0 * 48.7 * 0.1 + 1.0 * 21.89 * 0.55)}{292.5}$$

$$\Psi_{ef} = 0.4625$$

4.4 a_F ; Ocağın Termal Radyasyon Katsayısı

$$a_F = \frac{1}{1 + \left[\frac{1}{a_x} - 1 \right] * \Psi_{ef}} \quad (4.6)$$

4.4.1 a_x ; Alevin Emissivitesi

$$a_x = m * a_{lum} + (1 - m) * a_g \quad (4.7)$$

m ; Alevin parlak kısma oranı.

Fuel-Oil yakıtlı kazanlarda $m = 0,55$ olarak kabul edilmiştir. (H. Lin, 1991)

4.4.1.1 a_{lum} ; Alevin Parlak Kısımının Emissivitesi

$$a_{lum} = 1 - e^{-k_{lum} * p * S} \quad (4.8)$$

p ; Ocaktaki duman gazı basıncı, MPa

$p = 0,1$ MPa olarak kabul edilmiştir. (H. Lin, 1991)

4.4.1.1.1 S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu

$$S = \frac{3,6 * V_F}{A_w} \dots m. \quad (4.9)$$

$$S = \frac{3,6 * 353,6}{292,5}$$

$$S = 4,35 \text{ m.}$$

4.4.1.1.2 k_{lum} ; Alevin Parlak Kısmının Absorbsiyonunun Efektif Katsayısı

$$k_{lum} = k_g * r + k_s \quad (4.10)$$

4.4.1.1.2.1 k_g ; Üçlü Atom Gazlarınca Oluşan Absorbsiyonun Efektif Katsayısı

$$k_g = 10 * \left[\frac{0,78 + 1,6 * r_{H_2O}}{(10 * p * S * r)^{1/2}} - 0,1 \right] * \left[1 - 0,37 * \frac{T_{gR}}{1000} \right] \quad 1/(mMPa) \quad (4.11)$$

r_{H_2O} ; Duman gazı içindeki nemin hacimsel konsantrasyonu.

Çizelge 3.1'den $r_{H_2O} = 0.1132$ olarak okunmuştur.

r ; Duman gazı içindeki üçlü atom gazlarının toplam hacim konsantrasyonu.

$r = 0,2397$ Çizelge 3.1'den okunmuştur.

$$T_{gR} = 1408 \text{ K}$$

$$k_g = 10 * \left[\frac{0,78 + 1,6 * 0,1132}{(10 * 0,1 * 4,35 * 0,2397)^{1/2}} - 0,1 \right] * \left[1 - 0,37 * \frac{1408}{1000} \right]$$

$$k_g = 4,1796 \text{ 1/(mMPa)}$$

4.4.1.1.2.2 k_s ; Kurum Partikülleri Tarafından Oluşan Absorbsiyonun Efektif Katsayısı

$$k_s = 0,3 * (2 - \alpha_{Fe}) * \left[1,6 * \frac{T_{gR}}{1000} - 0,5 \right] \frac{C^w}{H^w} \quad 1/(mMPa) \quad (4.12)$$

$$k_s = 0,3 * (2 - 1,1) * \left[1,6 * \left(\frac{1408}{1000} \right) - 0,5 \right] \frac{84,7}{10}$$

$$k_s = 4,0 \text{ 1/(m.MPa)}$$

4.4.1.2 α_g ; Alevin Parlak Olmayan Gaz Ortamının Emissivitesi

$$\alpha_g = 1 - e^{-k_s * r * p * S} \quad (4.13)$$

Denklemleri birleştirip α_x 'yi hesaplayacak olursak;

$$\alpha_x = 0,55 * \left[1 - e^{-(4.1796 * 0.2397 + 4.0) * 0.1 * 4.35} \right] + (1 - 0,55) * \left[1 - e^{-(4.1796 * 0.2397 * 0.1 * 4.35)} \right]$$

$$\alpha_x = 0.6464$$

Buradan α_F değeri;

$$\alpha_F = \frac{1}{1 + \left[\frac{1}{0.6464} - 1 \right] * 0.4625}$$

$$\alpha_F = 0.798$$

4.5 \overline{VC} ; Yanmanın Adyabatik Sıcaklığı T_a ile Ocak Sonu Sıcaklığı T_{gFe} Sıcaklıklarındaki

Duman Gazlarının Isıl Kapasitesi

$$\overline{VC} = \frac{H_u - I_{Fe}}{T_a - T_{gFe}} \dots\dots\dots \text{kCal / (kg.}^\circ\text{C)} \quad (4.14)$$

$$\overline{VC} = \frac{9771.35 - 5022.3}{2066 - 1135}$$

$$\overline{VC} = 5.101 \text{ kCal / (kg.}^\circ\text{C)}$$

4.6 M ; Yakıt Cinsine ve Sıcaklığın Ocaktaki Konumuna Bağlı Bir Katsayı

$$M = A - B * X \quad (4.15)$$

A ve B , Yakıt cinsine göre değişen ampirik katsayılar

Fuel-Oil için aşağıdaki gibi alınabilir.

$$A = 0.54 \quad B = 0.2 \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

4.6.1 X ; Ocaktaki En Yüksek Sıcaklık Bölgesinin Ocağa Göre Rölatif Pozisyonu

$$X = X_b + \Delta X \quad (4.16)$$

X_b ; Ocak çıkışı orta eksenini ile brülör orta eksenini arasındaki rölatif yükseklik.

$$X_b = 0.229 \text{ m.}$$

ΔX ; Alevin gerçek pozisyonu için X 'in düzeltme faktörü.

Yatay konumda düzenlenmiş brülörlü kazanlarda. $\Delta X = 0.0$ alınabilir. (H. Lin, 1991)

Buna göre M ;

$$M = 0.54 - 0.2 * 0.229$$

$$M = 0.5858$$

Buna göre ocak çıkışındaki duman gazı sıcaklığı, T_{gFe} ;

$$T_{gFe} = \left[\frac{2339}{0.5858 * \left[\frac{(5.67 * 10^{-11} * 0.4625 * 292.5 * 0.798 * (2339)^3)}{0.9934 * 3.0176 * 21.356} \right]^{0.6} + 1} \right] - 273$$

$T_{gFe} = 1135 \text{ } ^\circ\text{C}$ olarak hesaplanmıştır.

Bulunan bu değer daha önce kabul edilen değere eşit olduğundan yapmış olduğumuz hesap yeterince hassas ve doğrudur. Hesap sonucunda çıkacak değer kabul edilebilir tolerans aralığı $\mp 100 \text{ } ^\circ\text{C}$ olabilirdi. (H. Lin, 1991)

5. OCAKTAKİ ISI TRANSFER MİKTARI

Ocakta yakıtın yanması sonucu oluşan radyasyon ısısının bir kısmı ocağı oluşturan boru duvarları tarafından, bir kısmı ocak sonunda yer alan I. screen boruları tarafından, kalan kısmı da kızdırıcılar tarafından absorbe edilmektedir.

5.1 H_r ; Ocaktaki Toplam Radyasyon Isı Transfer Miktarı

$$H_r = \Phi * (H_u - I_{Fe}) \dots\dots\dots kCal / kg \quad (5.1)$$

$$I_{Fe} = 5022.3 \text{ kCal} / kgY \quad (\text{Çizelge 3.2'den } T_{gFe} = 1135 \text{ }^\circ C \text{ için okunmuştur.})$$

$$H_r = 0.9934 * (9771.35 - 5022.3)$$

$$H_r = 4717.67 \text{ kCal} / kg = 19752 \text{ kJ} / kg$$

5.2 q_{rF} ; Ocağın Isıtma Yüzeylerinin Ortalama Isı Akısı

$$q_{rF} = \frac{B * H_r}{A} \dots\dots\dots kW / m^2 \quad (5.2)$$

5.2.1 A ; Ocağın Radyasyon Isıtma Yüzeylerinin Toplamı.

$$A = \sum x_i * A_{wi} \dots\dots\dots m^2 \quad (5.3)$$

$\sum x_i$; Ocağın ayrı ayrı yüzeylerinin açılal katsayıları.

A_{wi} ; Ocağın ayrı ayrı yüzey alanları.

$$A = 0.99 * 217.41 + 1.0 * 48.7 + 1.0 * 21.89$$

$$A = 285.83 \text{ m}^2 \text{ olarak hesaplanmıştır.}$$

Buradan da q_{rF} ;

$$q_{rF} = \frac{3.0176 * 19752}{285.83}$$

$$q_{rF} = 208.52 \text{ kW} / m^2$$

5.3 H_{rF} ; I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı

$$H_{rF} = \left[\frac{x_s * \eta_h * q_{rF} * A_{Fe}}{B} \right] \dots\dots\dots kJ / kgY \quad (5.4)$$

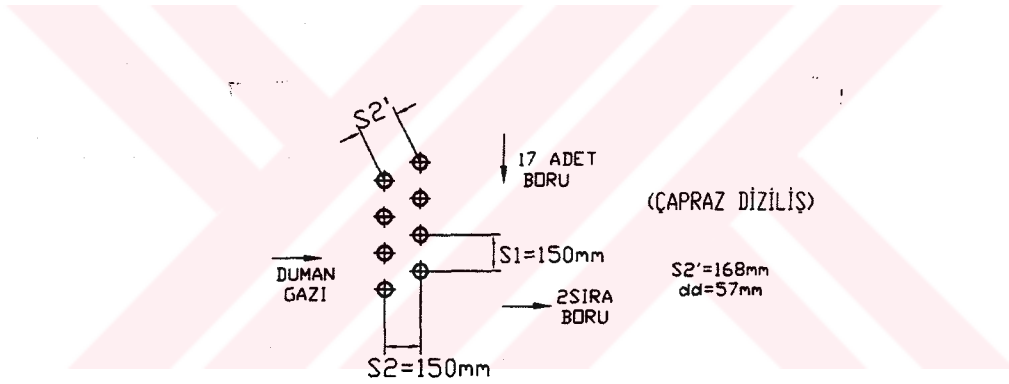
5.3.1 x_s ; Screen Borularının Açısal Katsayısı

$$x_s = 1 - (1 - x)^n \quad (5.5)$$

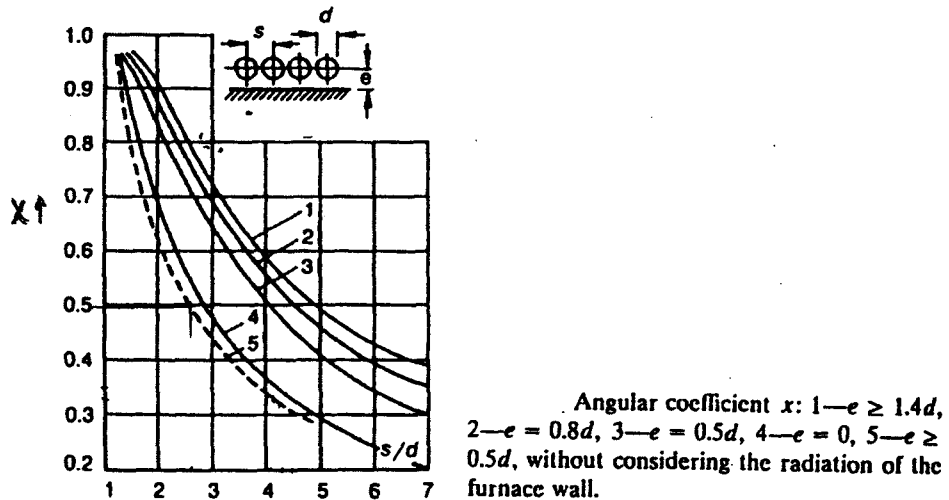
x ; Screen borularının bir sırasının açısal katsayısı.

x ; Screen borularının çapraz sıralı yerleşiminin, borular arasında oluşturduğu mesafelere göre Şekil 5.2'den okunacaktır.

Screen borularının yerleşim düzenini gösteren şekil aşağıda Şekil 5.1'de görülmektedir.



Şekil 5.1 Screen borularının yerleşim düzeni



Şekil 5.2 Screen borularının açısal katsayısı (H. Lin. 1991)

$x = 0.495$ (Şekil 5.2'den $S_1 / d = 150 / 57 = 2.631$ değeri ve (5) No'lu eğrinin çakıştırılmasıyla okunmuştur.)

S_1 ; Duman gazının akışına dik doğrultuda screen borularının eksenler arası mesafesi (mm.).

d ; Screen borularının dış çapı (mm.).

n ; Screen borularının sıra sayısı.

$$n = 2$$

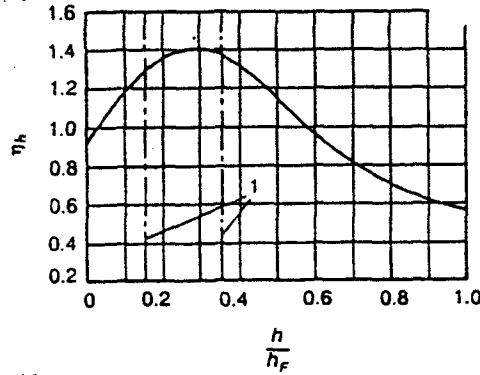
Buna göre x_s ,

$$x_s = 1 - (1 - 0.495)^2$$

$$x_s = 0.745$$

5.3.2 η_h ; Ocak Yüksekliği Boyunca Isı Emilimi Dağıtımının Katsayısı

$\eta_h = 0.55$ Şekil 5.3'den ocak yüksekliği ile ocak çıkış yüksekliği arasındaki orana ($h / h_F = 1.0$) göre okunmuştur.



Şekil 5.3 Ocak yüksekliği boyunca ısı emilimini dağıtımının katsayısı, η_h (H. Lin, 1991)

5.3.3 A_{F_e} ; Ocak Çıkışı Projeksiyonlu Yüzey Alanı

Bu yüzey ocağın çıkışındaki screen borularının yerleştirildiği boşluğun yüzey alanıdır.

$$A_{Fe} = (7.24 + 6.93) * 2.55 * 0.5 = 18.07 \text{ m}^2$$

Buna göre H_{rF} ;

$$H_{rF} = \frac{0.745 * 0.55 * 208.52 * 18.07}{3.0176}$$

$$H_{rF} = 511.66 \text{ kJ / kg} = 122.2 \text{ kCal / kg}$$

5.4 H'_{rF} ; Kızdırıcılar Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı

$$H'_{rF} = \frac{(1 - x_s) * \eta_h * q_{rF} * A_{Fe}}{B} \dots\dots\dots \text{kJ / kgY} \quad (5.6)$$

$$H'_{rF} = \frac{(1 - 0.745) * 0.55 * 208.52 * 18.07}{3.0176}$$

$$H'_{rF} = 175.12 \text{ kJ / kgY} = 41.82 \text{ kCal / kgY}$$

5.5 H_{ww} ; Ocağı Çevreleyen Boru Duvarları Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı

$$H_{ww} = H_r - (H_{rF} + H'_{rF}) \quad (5.7)$$

$$H_{ww} = 19752 - (511.66 + 175.12)$$

$$H_{ww} = 19065.22 \text{ kJ / kg} = 4553.6 \text{ kCal / kg}$$

6. I. SCREEN BORULARININ ISI TRANSFERİ

I. Screen boruları girişindeki duman gazı sıcaklığı, ocak çıkışındaki sıcaklıktır. I. Screen boruları çıkışındaki duman gazı sıcaklığı öncelikle bir kabul değeri olarak ele alınacaktır. Giriş ve çıkıştaki sıcaklıklara karşılık gelen entalpilerin farkları (Φ ile de çarpılarak), I. screen borularına olan ısı transfer miktarı olarak karşımıza çıkacaktır. Bu değer aşağıda detayları verilen ısı transferi hesabı sonucunda bulunacak olan ısı transferi miktarı ile oluşacak değer farkı verilen tolerans dahilinde kalıyorsa screen boruları çıkışında kabul edilen duman gazı sıcaklığı doğrulanmış olacaktır.

6.1 I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 1. İfadesi

$$H_b = \Phi * (I_{Fe} - I_{gSe}) \dots\dots\dots \text{kCal/kg} \quad (6.1)$$

I_{Fe} ; I. Screen boruları girişindeki duman gazı entalpisi.

I. Screen boruları girişinde duman gazı sıcaklığı, $T_{gSi} = T_{gFe} = 1135 \text{ }^\circ\text{C}$ 'dir.

Çizelge 3.2'den $I_{gSi} = I_{Fe} = 21027.5 \text{ kJ / kgY}$ olarak okunmuştur.

I. Screen boruları çıkışında duman gazı sıcaklığını, $T_{gSe} = 1100 \text{ }^\circ\text{C}$ olarak kabul edelim.

Buna karşılık gelen duman gazı entalpisi yine aynı çizelgeden;

$$I_{gSe} = 20308 \text{ kJ / kgY} = 4850.4 \text{ kCal / kgY} \text{ olarak okunmuştur.}$$

$$H_b = 0.9934 * (5022.3 - 4850.4)$$

$$H_b = 170.76 \text{ kCal / kg}$$

6.2 I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 2. İfadesi

$$H_t = \frac{U * \Delta T * A}{B} \dots\dots\dots \text{kJ / kg} \quad (6.2)$$

6.2.1 A; Screen Borularının Toplam Yüzey Alanı

$$A = \Pi * l_s * d * m_t \dots\dots\dots \text{m}^2 \quad (6.3)$$

l_s ; Ortalama I. screen boruları boyu.

$l_s = 7.0m$ olarak alınmıştır.

d ; I. Screen boruları dış çapı.

$d = 0.057 m$.

m ; I. Screen borularının toplam sayısı.

$m = 33$ adet

$A = 7 * \Pi * 0.057 * 33$

$A = 41.365 m^2$

6.2.2 ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \frac{\left[(T_{gi} - T_{fi}) - (T_{ge} - T_{fe}) \right]}{\ln \left[\frac{(T_{gi} - T_{fi})}{(T_{ge} - T_{fe})} \right]} \dots\dots\dots \text{ } ^\circ C \quad (6.4)$$

$T_{fi} = T_{fe}$; Borularda dolaşan buhar-su karışımı akışkanın doyma sıcaklığı, $^\circ C$

$T_{fi} = T_{fe} = 255.4 \text{ } ^\circ C$ ($P_d = 4.35 MPa$ 'a karşılık Ek 2'den okunmuştur.)

$T_{gfe} = T_{gi} = 1135 \text{ } ^\circ C$

$T_{gse} = T_{ge} = 1100 \text{ } ^\circ C$

$$\Delta T = \frac{\left[(1135 - 255.4) - (1100 - 255.4) \right]}{\ln \left[\frac{(1135 - 255.4)}{(1100 - 255.4)} \right]}$$

$\Delta T = 862 \text{ } ^\circ C$

6.2.3 U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = \frac{\Psi}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}} \dots\dots\dots W / (m^2 * ^\circ C) \quad (6.5)$$

6.2.3.1 Ψ ; Screen Boruları İçin Verimlilik Faktörü

$\Psi = 0.63$ olarak kabul edilmiştir. (H.Lin, 1991)

6.2.3.2 h_0 ; Duman Gazından I. Screen Borularına Olan Isı Transferinin Katsayısı

$$h_0 = \zeta * (h_c + h_r) \dots \dots \dots W / (m^2 * K) \quad (6.6)$$

6.2.3.2.1 ζ ; Duman Gazlarının Uniform Olmayan Kazan Bölümlerini Yalaması Katsayısı

$\zeta = 1.0$ Borulara dik akışlarda genelde (1.0) olarak alınır (H.Lin, 1991).

6.2.3.2.2 h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı

$$h_c = A_2 * c_s * c_n * \frac{V^{0.6}}{d^{0.4}} \dots \dots \dots kW / m^2 * K \quad (6.7)$$

A_2 ; Ampirik bir katsayı olup aşağıdaki değerler arasında yer alan duman gazı sıcaklığına göre alınmıştır.

6.2.3.2.2.1 \bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı

$$\bar{T}_g = \frac{T_{gS} + T_{gSe}}{2} \dots \dots \dots ^\circ C \quad (6.8)$$

$$\bar{T}_g = \frac{1135 + 1100}{2}$$

$$\bar{T}_g = 1117.5 \quad ^\circ C$$

$$A_2 = 16.98 \times 10^{-3} \quad (300^\circ C \leq \bar{T}_g = 1117.5 \quad ^\circ C \leq 1200^\circ C) \quad (H. Lin, 1991)$$

6.2.3.2.2.2 c_s Katsayısı

c_s katsayısı Φ 'nin alacağı değere değişim arz eder.

$$\Phi = \frac{\left(\frac{S_1}{d} - 1\right)}{\left(\frac{S_2}{d} - 1\right)} \quad (6.9)$$

$$S_1/d=150 \text{ mm./}57 \text{ mm.}=2.631$$

$$S_2'=168.15 \text{ mm./}57 \text{ mm.}=2.950$$

$$\Phi = \frac{(2.631-1)}{(2.950-1)}$$

$$\Phi = 0.836$$

$0.1 < \Phi \leq 1.7$ olduğundan,

$$c_s = 0.34 * \Phi^{0.1} \quad (6.9)$$

denklemine göre hesap yapılacaktır (H. Lin, 1991).

$$c_s = 0.34 * (0.836)^{0.1}$$

$$c_s = 0.334$$

6.2.3.2.2.3 c_n Katsayısı

c_n katsayısı, S_1/d ve n değerlerine göre değişim göstermektedir.

$$S_1/d=150 \text{ mm./}57 \text{ mm.}=2.631$$

$n=2$ adet screen boru sırası bulunmaktadır.

$S_1/d=2.631 < 3.0$ ve $n=2 < 10$ olduğundan;

$$c_n = 3.12 * n^{0.05} - 2.5 \quad (6.10)$$

denklemine göre hesap yapılacaktır (H. Lin, 1991).

$$c_n = 3.12 * 2^{0.05} - 2.5$$

$$c_n = 0.73$$

6.2.3.2.2.4 V_g ; Ortalama Duman Gazı Hızı

$$V_g = \frac{B * V_g}{A_g} * \left[1 + \left(\frac{\bar{T}_g}{273} \right) \right] \dots\dots\dots m / s \quad (6.11)$$

V_g ; Duman gazlarının I. screen boruları bölgesindeki gerçek debisi, m^3/kg

$$V_g = 12.043 \text{ m}^3 / \text{kgY} \quad (\text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.})$$

6.2.3.2.2.4.1 A_g ; Duman Gazlarının I. Screen Boruları Demeti Arasından Geçerken ki Net Kesit Alanı

$$A_g = A_F * l_s * d * m \quad \dots\dots\dots(m^2) \quad (6.12)$$

$$A_F = 18.07 \text{ m}^2 \quad (\text{Daha önce hesaplanmıştı.})$$

l_s ; Ortalama I. screen boruları boyu.

$$l_s = 7.0 \text{ m}$$

d ; I. Screen boruları dış çapı.

$$d = 0.057 \text{ m.}$$

m , I. Screen borularının bir sıradaki boru adedi.

$$m = 17 \text{ adet}$$

$$A_g = 18.07 - 7 * 0.057 * 17$$

$$A_g = 11.29 \text{ m}^2$$

Buna göre V ;

$$V = \frac{3.0176 * 12.043}{11.29} * \left[1 + \left(\frac{1117.5}{273} \right) \right]$$

$$V = 16.39 \text{ m/s}$$

Buna göre h_c ;

$$h_c = 16.98 * 10^{-3} * 0.334 * 0.73 * (16.39)^{0.6} * \frac{1}{(0.057)^{0.4}}$$

$$h_c = 0.0697 \text{ kW/m}^2 * K$$

6.2.3.2.3 h_r ; Boşluğun Radyasyon Isı Transferi Katsayısı

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * a_g * (\bar{T}_g)^3 * \left[\frac{1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g} \right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g} \right)} \right] \dots\dots\dots kW / (m^2 * K) \quad (6.13)$$

6.2.3.2.3.1 a_g ; Duman Gazlarının Emissivitesi

$$a_g = 1 - e^{-k * p * S} \quad (6.14)$$

6.2.3.2.3.1.1 k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı

$$k = k_g * r \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (6.15)$$

$r = 0.2397$ Çizelge 3.1'den okunmuştur.

6.2.3.2.3.1.1.1 k_g Katsayısı

$$k_g = 10 * \left[\frac{(0.78 + 1.6 * r_{H_2O})}{(10 * p * S * r)^{1/2}} - 0.1 \right] * \left(1 - 0.37 * \frac{T_{gFe}}{1000} \right) \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (6.16)$$

$r_{H_2O} = 0.1065$ duman gazı içindeki nemin hacimsel yüzdesi olup Çizelge 3.1'den okunmuştur.

6.2.3.2.3.1.1.1.1 S ; Radyasyon Tabakasının Efektif Uzunluğu

$$S = 0.9 * d * \left[\frac{4 * S_1 * S_2}{\Pi * d^2} - 1 \right] \dots\dots\dots m. \quad (6.17)$$

$$S = 0.9 * 0.057 * \left[\frac{4 * 0.15 * 0.15}{\Pi * (0.057)^2} - 1 \right]$$

$$S = 0.401 \text{ m.}$$

Buradan k katsayısı;

$$k = 10 * \left[\frac{(0.78 + 1.6 * 0.1065)}{(10 * 0.1 * 0.401 * 0.2397)^{0.5}} - 0.1 \right] * \left(1 - 0.37 * \frac{(1100 + 273)}{1000} \right) * 0.2397$$

$$k = 3.496 \text{ } 1/(m.MPa)$$

$$a_g = 1 - e^{-3.496 \cdot 0.1 \cdot 0.401}$$

$$a_g = 0.13$$

6.2.3.2.3.2 T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kurum Tutan I. Screen Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı

$$T_{aw} = T_f + \Delta T + 273 \text{ K} \quad (6.18)$$

T_f ; I. Screen borularında dolaşan buharın doyma sıcaklığı, °C

$$T_f = 255.4 \text{ } ^\circ \text{C}; \quad (P_d = 4.35 \text{ MPa 'a karşılık Ek 2'den okunmuştur.})$$

ΔT ; I. Screen borularının yüzey sıcaklığı artırımı.

$$\Delta T = 80 \text{ } ^\circ \text{C} \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

$$T_{aw} = 255.4 + 80 + 273$$

$$T_{aw} = 608.4 \text{ K}$$

Buna göre h_r katsayısı;

$$h_r = 5.1 \cdot 10^{-11} \cdot 0.13 \cdot (1390.5)^3 \cdot \left[\frac{1 - \left(\frac{608.4}{1390.5} \right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{608.4}{1390.5} \right)} \right]$$

$$h_r = 0.030 \text{ kW} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$h_0 = 1.0 \cdot (69.7 + 30)$$

$$h_0 = 99.7 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

6.2.3.3 h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı

Bu katsayı diğer katsayıya göre çok büyük olduğundan sonsuz gibi düşünülebilir (H.Lin, 1991).

$$h_i \cong \infty$$

Buna göre;

$$\frac{1}{h_i} \cong 0 \text{ ihmal edilebilir.}$$

Genel ısı transfer katsayısı U aşağıdaki gibi bir hale gelecektir.

$$U = \Psi * h_o$$

$$U = 0.63 * 99.7$$

$$U = 62.81 \text{ W / (m}^2 * \text{ }^\circ\text{C)}$$

Buradan da H_t ;

$$H_t = \frac{62.8 * 862 * 41.365}{3.0176 * 10^3}$$

$$H_t = 742.2 \text{ kJ / kg} = 177.27 \text{ kCal / kgY}$$

6.3 Hesap Kontrolü

Buraya kadar yapılan hesaplar sonucunda 2. denkleme göre I. screen borularının ısı transfer miktarı da hesaplanmış oldu. Şimdi de 1. denkleme elde edilen denklemler arasındaki değer farkına bakalım.

$$\frac{H_b - H_t}{H_b} < \pm 5 \% \quad (\text{H. Lin, 1991}) \quad (6.19)$$

$$\frac{H_b - H_t}{H_b} = \frac{714.78 - 742.2}{714.78} = -0.038 = -3.8 \% < \pm 5 \%$$

olduğundan yapmış olduğumuz hesap izin verilen toleranslar çerçevesinde doğru yapılmıştır. Buna göre I. screen borularının içinde dolaşan akışkanın toplam konvektif ısı absorpsiyonu;

$$H_s = H_b = 714.78 \text{ kJ / kg} = 170.7 \text{ kCal / kgY}'\text{dir.}$$

7. II.KIZDIRICININ ISI TRANSFERİ

II. kızdırıcı boruları girişindeki duman gazı sıcaklığı, yaklaşık olarak I. screen boruları çıkışındaki sıcaklıktır. II. kızdırıcı boruları çıkışındaki duman gazı sıcaklığı da, buhar tarafı göz önüne alınarak hesaplanacak ısı transferi miktarının duman gazı tarafında oluşturulacak ısı transferi bağıntısının birincisinde yerine konmasıyla hesaplanmıştır.

Buhar tarafından gidilerek hesaplanan ısı transfer miktarı, II. kızdırıcı borularına giren buharın giriş sıcaklığı ve basıncı, kabul edilerek hesaplanmıştır. II. kızdırıcı çıkışındaki buharın sıcaklığı ve basıncı, kazan dizayn edilirken baz alınan ve müşteri tarafından istenen özelliklerdeki buharın özellikleridir.

Kızdırıcıya giren buharın kabul edilen basınç değeri, kızdırıcı çıkışındaki buharın basıncından buharın kızdırıcıdaki serpantinlerinde ve armatürlerinde kaybedeceği basınç değerinin düşülmesiyle hesaplanır (Shields, 1961). Bu basınç düşümü değeri kızdırıcı borulamasının yerleşimi ve düzenine göre değişim arz edeceğinden daha önceki benzer uygulamalar göz önüne alınarak belli bir değerde alınmıştır.

Yukarıda sözü geçen kabuller baz alınarak yapılan hesaplamalar sonucunda buhar tarafından elde edilen ısı transferi miktarının duman gazı tarafında uygulanan ikinci bağıntıdan elde edilen ile arasındaki değer farkının izin verilen toleranslar dahilinde kalmasıyla doğrulanmış olacaktır.

7.1 II. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Buhar Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması

$$H_b = \frac{W}{B} * (I_{ss_e} - I_{ss_i}) - H'_{rf} \dots\dots\dots kCal / kgY \quad (7.1)$$

W; Buhar debisi, kg/sn

$$W = 150 t / h = 41.67 kg / s$$

H'_{rf} ; Ocaktan kızdırıcılara transfer edilen radyasyon ısısı, kCal/kg

$$H'_{rf} = 41.82 kCal / kgY$$

Bu ısının, 2/3'ünün II. kızdırıcıya, 1/3'ünün I. kızdırıcıya ulaştığı kabul edilecektir. (H.Lin, 1991)

T_{SSi} ve P_d ; II. kızdırıcı borularında dolaşan buharın giriş sıcaklığı ve basıncı olup aşağıdaki değerlerde kabul edilmişlerdir.

$T_{SSi} = 341.5 \text{ } ^\circ\text{C}$ ve $P_d = 4.15 \text{ MPa}$ bunlara karşılık gelen buhar entalpisi,

Ek 3'ten $I_{SSi} = 732.2 \text{ kCal / kg}$ olarak okunmuştur.

T_{SSe} ve P_{SS} ; II. kızdırıcı borularında dolaşan buharın çıkış sıcaklığı ve basıncı;

$T_{SSe} = T_{SS} = 440 \text{ } ^\circ\text{C}$ ve $P_{SS} = 4.0 \text{ MPa}$ bunlara karşılık gelen buhar entalpisi,

Ek 3'ten $I_{SSe} = 790.24 \text{ kCal / kg}$ olarak okunmuştur.

$$H_b = \frac{41.67}{3.0176} * (790.24 - 732.2) - \frac{41.82}{3} * 2$$

$$H_b = 773.59 \text{ kCal / kgY}$$

7.2 II. Kızdırıcı Çıkışındaki Duman Gazı Sıcaklığının Tespiti

Aşağıdaki ısı transfer bağıntısı duman gazı tarafı baz alınarak hesaplanacak olan ısı transfer miktarının birincisidir. Bu bağıntıdan kızdırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığı hesaplanacaktır.

$$H_b = \Phi * (I_{gSSi} - I_{gSSe} + \Delta\alpha * I_{ca}^0) \dots \dots \dots \text{kCal / kgY} \quad (7.2)$$

T_{gSSi} ; II. kızdırıcı girişindeki (I. screen boruları çıkışı) duman gazı sıcaklığı;

$T_{gSSi} = 1100 \text{ } ^\circ\text{C}$ bu sıcaklığa karşı gelen duman gazı entalpisi, Çizelge 3.2'den

$I_{gSSi} = 4850.48 \text{ kCal / kgY}$ olarak okunmuştur

I_{gSSe} ; II. kızdırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığı;

$\Delta\alpha = 0.05$, Hava fazlalık katsayısı farkı. (Çizelge 3.1'den okunmuştur.)

$I_{ca}^0 = 123.19 \text{ kCal / kg}$ (Daha önce okunmuştu.)

$\Phi = 0.9934$ (hesaplanmıştı)

$$773.59 = 0.9934 * (4850.48 - I_{gSSe} + 0.05 * 123.19)$$

$$I_{gSSe} = 4077.9 \text{ kCal / kgY}$$

Buna tekabül eden duman gazı sıcaklığı, Çizelge 3.2'den;

$$T_{gss} = 938 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ olarak okunmuştur.}$$

7.3 II. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Duman Gazı Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması

Aşağıdaki ısı transfer hesabı duman gazı tarafı baz alınarak yapılmıştır. Bu bağıntı 2.'sidir.

$$H_t = \frac{U * \Delta T * A}{B} \dots\dots\dots \text{kJ / kg} \quad (7.3)$$

7.3.1 A; II. Kızdırıcı Boruları Toplam Yüzey Alanı

$$A = m * n * \Pi * d * l \quad (7.4)$$

Şekil 7.1 ve Şekil 7.2'de I. ve II. kızdırıcının dikey kesiti ve üstten görünümü görülmektedir.

m: Serpantin adedi.

$$m=76 \text{ adet}$$

n: Bir serpantinindeki boru adedi.

$$n=8 \text{ adet}$$

d: Boru dış çapı, m.

$$d=0.038 \text{ m.}$$

l: Serpantinindeki boru boyu, m.

$$l=2.4 \text{ m.}$$

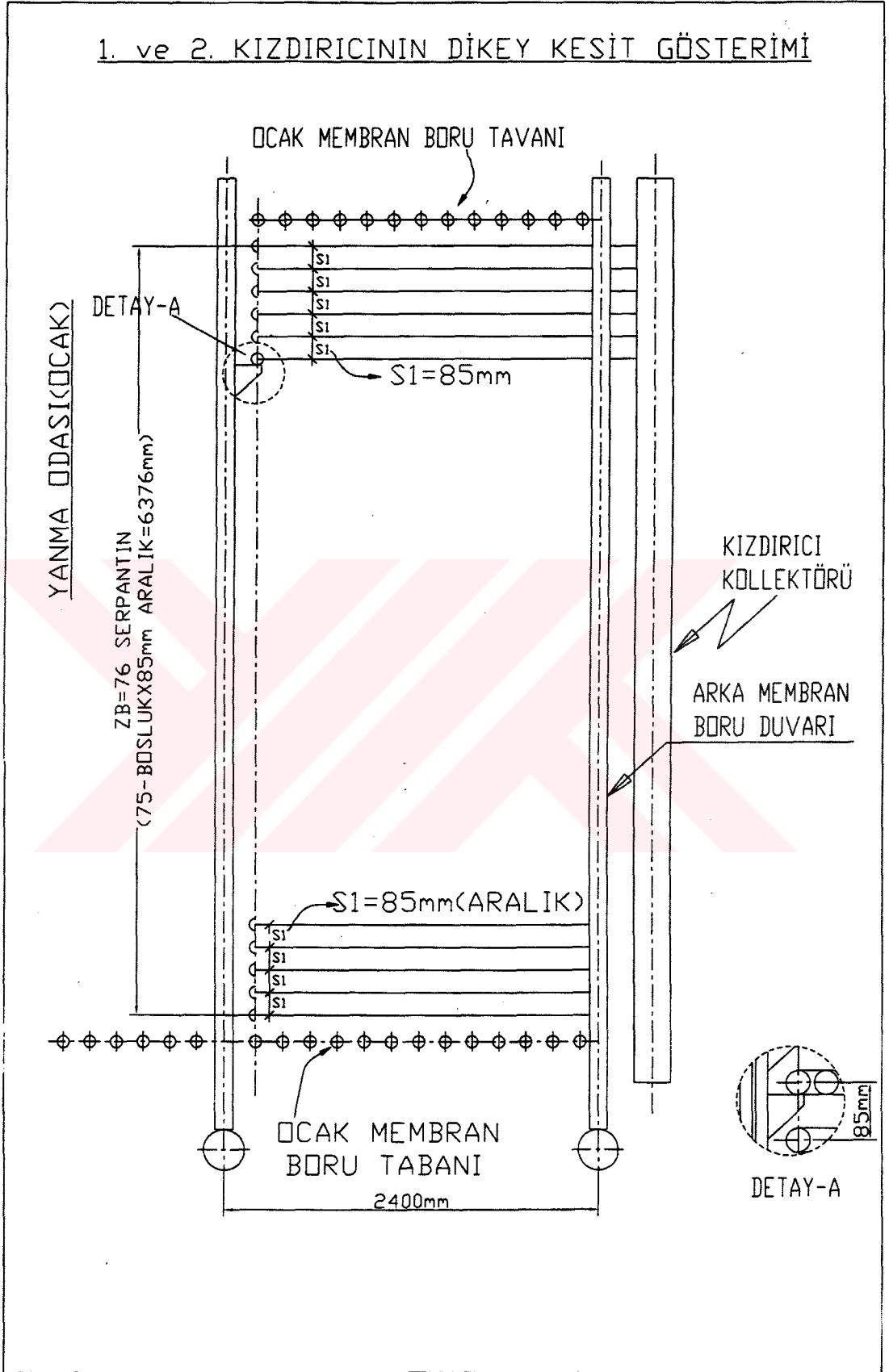
$$A = 76 * 8 * \Pi * 0.038 * 2.4$$

$$A = 174.2 \text{ m}^2$$

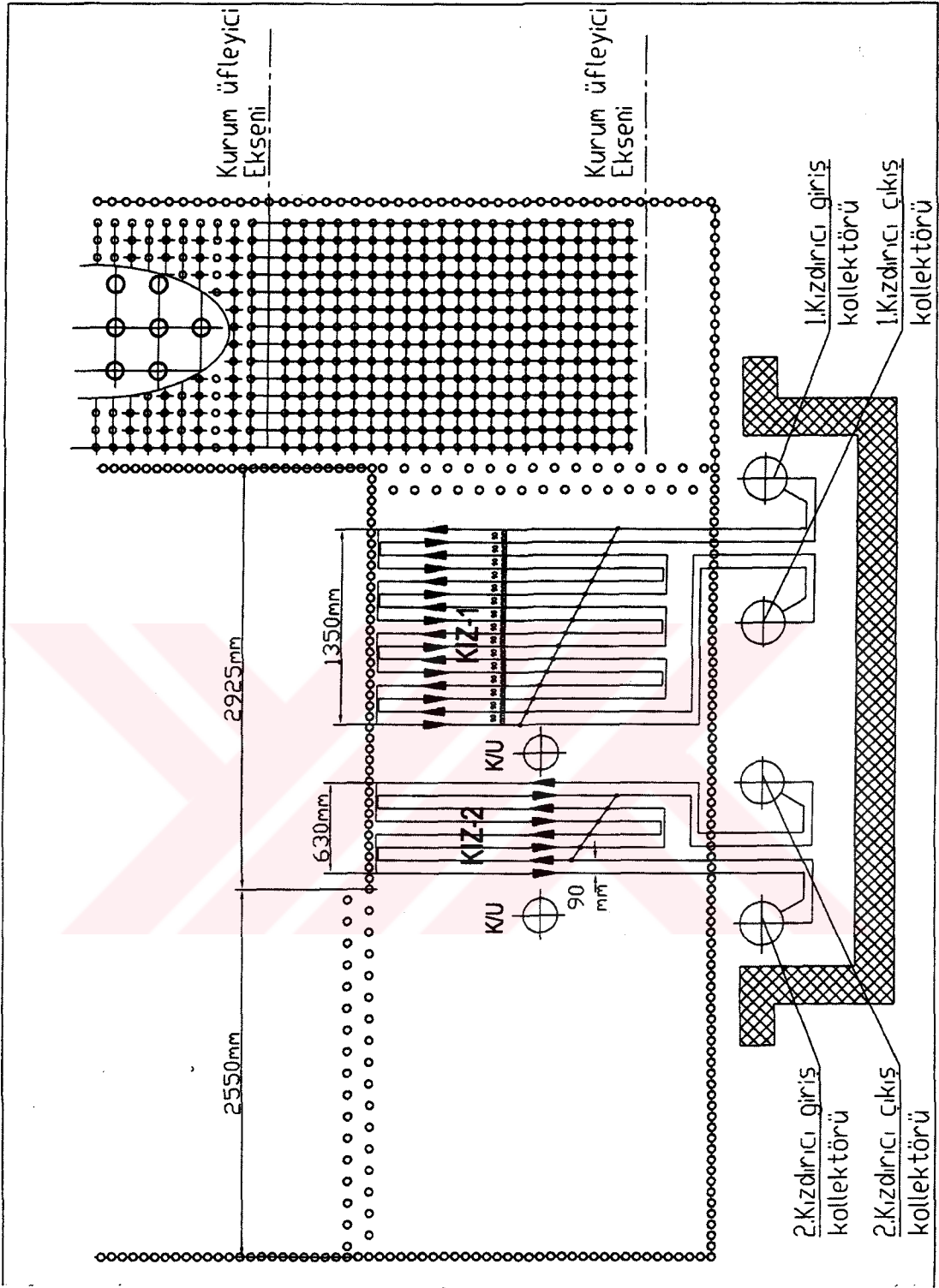
7.3.2 ΔT ; II. Kızdırıcı İçin Düzeltilmiş Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \Delta T_c * \Psi \dots\dots\dots \text{ } ^\circ\text{C} \quad (7.5)$$

1. ve 2. KIZDIRICININ DİKEY KESİT GÖSTERİMİ



Şekil 7.1 I. ve II. Kızdırıcının dikey kesiti



Şekil 7.2 I. ve II. Kızdırıcının üstten görünümü

7.3.2.1 ΔT_c ; II. Kızdırıcı İçin Ana Sıcaklık Farkı

Bu kızdırıcıdaki borularda akışkan duman gazına göre “paralel akış” sergilemektedir.

$$\Delta T_c = \frac{[(T_{gi} - T_{fe}) - (T_{ge} - T_{fi})]}{\ln \left[\frac{(T_{gi} - T_{fe})}{(T_{ge} - T_{fi})} \right]} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (7.6)$$

$$T_{gi} = T_{gSSi} = 1100 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{fe} = T_{SSe} = 440 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{ge} = T_{gSSe} = 938 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{fi} = T_{SSi} = 341.5 \text{ } ^\circ C$$

$$\Delta T_c = \frac{[(1100 - 440) - (938 - 341.5)]}{\ln \left[\frac{(1100 - 440)}{(938 - 341.5)} \right]}$$

$$\Delta T_c = 627.7 \text{ } ^\circ C$$

7.3.2.2 Ψ ; Ana Sıcaklık Farkı Düzeltme Katsayısı

Bu katsayının Şekil 7.3'den okunması için 3 parametreye ihtiyaç vardır. Bunlar; P, R ve C katsayılarıdır. Bu katsayıların hesabı aşağıdaki gibidir.

7.3.2.2.1 P Katsayısı

$$P = \frac{\Gamma_2}{T_{gi} - T_{fi}} \quad (7.7)$$

7.3.2.2.1.1 Γ_2 Katsayısı

$$\Gamma_2 = T_{fe} - T_{fi} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (7.8)$$

$$\Gamma_2 = 440 - 341.5$$

$$\Gamma_2 = 98.5 \text{ } ^\circ C$$

$$P = \frac{98.5}{1100 - 341.5}$$

$$P = 0.130$$

7.3.2.2.2 R Katsayısı

$$R = \frac{\Gamma_1}{\Gamma_2} \quad (7.9)$$

7.3.2.2.2.1 Γ_1 Katsayısı

$$\Gamma_1 = T_{gi} - T_{go} \dots \dots \dots ^\circ C \quad (7.10)$$

$$\Gamma_1 = 1100 - 938$$

$$\Gamma_1 = 162 ^\circ C$$

$$R = \frac{162}{98.5} = 1.644$$

7.3.2.2.3 C Katsayısı

$$C = \frac{A_p}{A} \quad (7.11)$$

7.3.2.2.3.1 A_p ; Duman Gazı Akış Yönüyle Paralel Konumda Akan Buharı Taşıyan II. Kızdırıcı Boruları Dış Yüzey Alanı

$$A = m * n * \Pi * d * l \quad (7.12)$$

Daha yaklaşık neticeler elde etmek için serpantinlerin dirseklerinin dönüşleri boru boylarından çıkartılmıştır.

$$A_p = [(0.090 - 2 * 0.038)76 * 3 + (0.270 - 2 * 0.038)76 * 3 + (0.360 - 2 * 0.038) * 76 * 2] * 0.038 * \Pi$$

$$A_p = 10.815 m^2$$

Buna göre C;

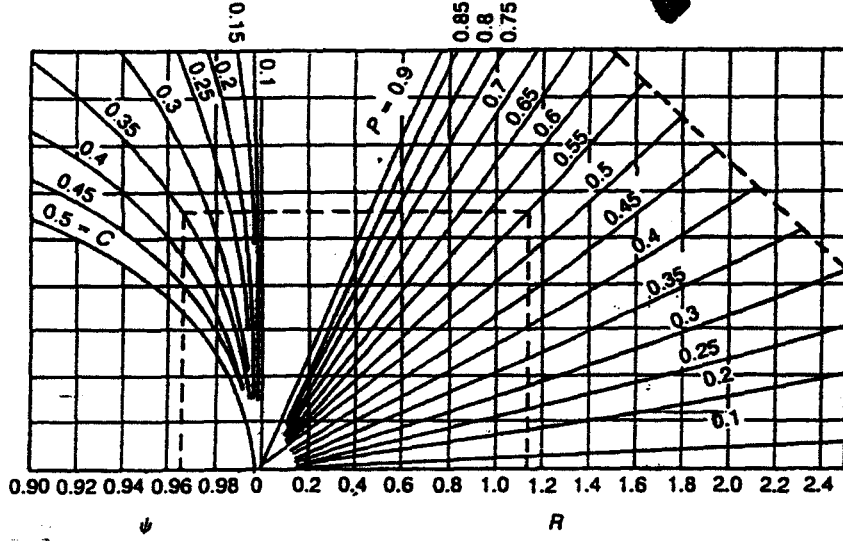
$$C = \frac{10.815}{174.2}$$

$$C = 0.062$$

P, R ve C değerlerine göre düzeltme katsayısı Şekil 7.3'den $\Psi = 0.997$ olarak okunmuştur.

$$\Delta T = 627.7 * 0.997$$

$$\Delta T = 625.81 ^\circ C$$



Şekil 7.3 Ana sıcaklık farkı düzeltme katsayısı, Ψ (H. Lin, 1991)

7.3.3 U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = \frac{\Psi}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}} \dots\dots\dots W / (m^2 * K) \quad (7.13)$$

7.3.3.1 Ψ ; Fuel-Oil Yakıtlı Kazanlarda Verimlilik Faktörü

$\Psi = 0.60$ olarak kabul edilmiştir. (H.Lin, 1991)

7.3.3.2 h_o ; Duman Gazından Kızdırıcı Borusuna Olan Isı Transfer Katsayısı

$$h_o = \zeta * (h_c + h_r) \dots\dots\dots W / (m^2 * K) \quad (7.14)$$

7.3.3.2.1 ζ ; Kızdırıcı Boruları İçerisinden Geçen Akışkan İle Duman Gazının Birbirine Göre Akış Halini Gösteren Katsayı

$\zeta = 1.0$ olarak kabul edilmiştir. (Karşı akış için) (H.Lin, 1991)

7.3.3.2.2 h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı

$$h_c = A_1 * c_s * c_n * \frac{V^{0.65}}{d^{0.35}} \dots\dots\dots kW / m^2 * ^\circ C \quad (7.15)$$

7.3.3.2.2.1 A_1 Katsayısı

A_1 ; Ampirik bir katsayı olup aşağıdaki değerler arasında yer alan duman gazı sıcaklığına göre hesaplanmıştır.

7.3.3.2.2.1.1 \bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı

$$\bar{T}_g = \frac{T_{gSSi} + T_{gSSe}}{2} \dots\dots\dots \text{ } ^\circ C \quad (7.16)$$

$$\bar{T}_g = \frac{1100 + 938}{2}$$

$$\bar{T}_g = 1019 \quad \text{ } ^\circ C$$

$$A_1 = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * \bar{T}_g) * 10^{-3} \quad (300 \text{ } ^\circ C \leq \bar{T}_g \leq 1100 \text{ } ^\circ C \text{ için}) \quad (7.17)$$

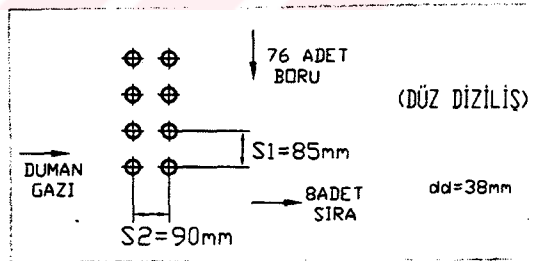
(H.Lin, 1991)

$$A_1 = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * 1019) * 10^{-3}$$

$$A_1 = 0.02527$$

7.3.3.2.2.2 c_s Katsayısı

Bu katsayı kızdırıcı borularının eksenler arası mesafesine ve yakıt cinsine göre değişim arz eder.
II. Kızdırıcı borularının eksenler arası mesafesi Şekil 7.4'de görülmektedir.



Şekil 7.4 II. Kızdırıcı borularının eksenler arası mesafeleri ve dizilişleri

$$c_s = 0.2$$

$S_2/d=90 \text{ mm./}38 \text{ mm.}=2.368>2$ ve kazanın ana yakıtı F.Oil.6 olduğundan 0.2 olarak alınmıştır.

(H. Lin, 1991)

7.3.3.2.2.3 c_n Katsayısı

Bir serpantindeki boru adedine göre değişim arz etmektedir.

$n=8$ adet >10 olduğundan aşığıdaki bağıntı kullanılacaktır.

$$c_n = 0.91 + 0.0125 * (n - 2) \quad (\text{H. Lin, 1991}) \quad (7.18)$$

$$c_n = 0.91 + 0.0125 * (8 - 2)$$

$$c_n = 0.985$$

7.3.3.2.2.4 V ; Ortalama Duman Gazı Hızı

$$V = \frac{B * V_g}{A_g} * \left(1 + \frac{\overline{T_g}}{273} \right) \dots \dots \dots m / s \quad (7.19)$$

V_g ; Duman gazlarının kızdırıcı bölgesindeki gerçek debisi.

$$V_g = 12.3 \text{ Nm}^3 / \text{kg} \quad (\text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.})$$

7.3.3.2.2.4.1 A_g ; II. Kızdırıcı Boruları Arasından Duman Gazının Geçiş Kesiti Alanı

$$A_g = A - B \dots \dots \dots \text{m}^2 \quad (7.20)$$

A ; II. Kızdırıcı serpantinlerinin olduğu odanın enine kesiti, m^2

$$A = a * b$$

a: Odanın enine uzunluğu, m.

b: Odanın yüksekliği, m.

B ; Duman gazının yaladığı kızdırıcı borularının projeksiyon alanı, m^2

$$B = d * m * a$$

d: Boru dış çapı, m.

m: Serpantin adedi, adet

$$A_g = 2.4 * 7.24 - 0.038 * 76 * 2.4$$

$$A_g = 10.45 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{3.0176 * 12.3}{10.45} * \left(1 + \frac{1019}{273}\right)$$

$$V = 16.82 \text{ m/s}$$

Buradan da h_c ;

$$h_c = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * 1019) * 10^{-3} * 0.2 * 0.985 * \frac{16.82^{0.65}}{0.038^{0.35}}$$

$$h_c = 0.0583 \text{ kW/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

7.3.3.2.3 h'_r ; II. Kızdırıcı Öncesi Boşluk Göz önüne Alınarak Hesaplanan Düzeltilmiş Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$h'_r = h_r * \left[1 + A * \left(\frac{T_R}{1000}\right)^{0.25}\right] * \left(\frac{L_R}{L_B}\right)^{0.07} \dots\dots\dots \text{kW} / (\text{m}^2 * \text{K}) \quad (7.21)$$

$$T_R = T_{gSSi} = 1100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$A = 0.3$; Fuel-Oil yakıtlı kazanlarda kullanılan bir katsayı (H. Lin, 1991).

L_R ; II. Kızdırıcı öncesi boş oda uzunluğu, m.

$$L_R = 2.66 \text{ m.}$$

L_B ; II. Kızdırıcı serpantin uzunluğu, m.

$$L_B = 0.63 \text{ m.}$$

7.3.3.2.3.1 h_r ; II. Kızdırıcı Öncesi Boşluğun Radyasyon Transfer Katsayısı

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * a_g * (\bar{T}_g)^3 * \left[\frac{1 - \left(\frac{T_{aw}}{\bar{T}_g}\right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{T_{aw}}{\bar{T}_g}\right)} \right] \dots\dots\dots \text{kW} / (\text{m}^2 * \text{K}) \quad (7.22)$$

7.3.3.2.3.1.1 a_g ; Duman Gazının Emisyonu

$$a_g = 1 - e^{-k \cdot p \cdot S} \quad (7.23)$$

7.3.3.2.3.1.1.1 k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı

$$k = k_g \cdot r \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (7.24)$$

$r = 0.2348$ Çizelge 3.1'den okunmuştur.

7.3.3.2.3.1.1.1.1 k_g Katsayısı

$$k_g = 10 \cdot \left[\frac{0.78 + 1.6 \cdot r_{H_2O}}{(10 \cdot p \cdot S \cdot r)^{1/2}} - 0.1 \right] \cdot \left(1 - 0.37 \cdot \frac{T_{gFe}}{1000} \right) \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (7.25)$$

$r_{H_2O} = 0.1043$ duman gazı içindeki nemin hacimsel yüzdesi olup Çizelge 3.1'den okunmuştur.

7.3.3.2.3.1.1.1.1.1 S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu

$$S = 0.9 \cdot d \cdot \left(\frac{4 \cdot S_1 \cdot S_2}{\Pi \cdot d^2} - 1 \right) \dots\dots\dots m. \quad (7.26)$$

$d = 0.038 m.$; $S_1 = 0.085 m.$; $S_2 = 0.090 m.$ değerleri yerine konulursa;

$$S = 0.9 \cdot 0.038 \cdot \left(\frac{4 \cdot 0.085 \cdot 0.090}{\Pi \cdot 0.038^2} - 1 \right)$$

$$S = 0.1965 m.$$

$$p = 0.1 Mpa \quad (H. Lin, 1991)$$

$$k = 10 \cdot \left[\frac{0.78 + 1.6 \cdot 0.1043}{(10 \cdot 0.1 \cdot 0.1965 \cdot 0.2348)^{1/2}} - 0.1 \right] \cdot \left[1 - 0.37 \cdot \frac{(938 + 273)}{1000} \right] \cdot 0.2348$$

$$k = 5.585 \quad 1/(m.Mpa)$$

$$a_g = 1 - e^{-5.585 \cdot 0.1 \cdot 0.1965}$$

$$a_g = 0.1039$$

7.3.3.2.3.1.2 T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kalarak Kurum Tutmuş Kızdırıcı Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı

$$T_{aw} = \left[T_f + \left(\varepsilon + \frac{1}{h_i} \right) * \frac{B * (H_b + H'_{rf})}{A} \right] + 273 \dots \dots \dots K \quad (7.27)$$

ε ; Sıvı yakıt yakan kazanlarda kirlilik faktörü.

$$\varepsilon = 2.6 (m^2 * K) / kW \quad (H. Lin, 1991)$$

A: Kızdırıcı boruları toplam dış yüzey transfer alanı.

$$A = 174.2 \text{ m}^2 \text{ (hesaplanmıştı)}$$

$$H_b = 3238.8 \text{ kJ/kg (hesaplanmıştı)}$$

$$H'_{rf} = 175.12 \times 2/3 \text{ kJ/kg (hesaplanmıştı)}$$

$$B = 3.0176 \text{ kg/sn (hesaplanmıştı)}$$

7.3.3.2.3.1.2.1 T_f ; II. Kızdırıcıda Dolaşan Akışkanın Ortalama Sıcaklığı

$$T_f = \frac{(T_{sse} + T_{ss})}{2} \dots \dots \dots ^\circ C \quad (7.28)$$

$$T_f = \frac{(440 + 341.5)}{2}$$

$$T_f = 390.75 \text{ } ^\circ C$$

7.3.3.2.3.1.2.2 h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı

$$h_i = B * \frac{(\rho * V)^{0.8}}{d^{0.2}} \dots \dots \dots kW / m^2 * ^\circ C \quad (7.29)$$

7.3.3.2.3.1.2.2.1 B Katsayısı

$$B = 6.61 * 10^{-3} \quad (H. Lin, 1991)$$

B; değeri bir katsayı olup aşağıda parantez içlerindeki basınç ve sıcaklık değerleri için kullanılmaktadır. Bizim orneğimizdeki basınç ve sıcaklıklar bu aralıklar arasında kaldığından bu katsayının kullanımı uygun görülmüştür.

$$P_{ss} = 4.0 \text{ MPa} \text{ (} P = 4.0 - 4.4 \text{ MPa)} \text{ ve } T_{ss} = 440 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (} T = 320 - 450 \text{ } ^\circ\text{C)}$$

7.3.3.2.3.1.2.2.2 ρ ; Buharın Yoğunluğu

$$\rho = \frac{1}{\bar{V}} \dots \text{kg/m}^3$$

\bar{V} ; Buharın ortalama özgül hacmi, m^3/kg

Aşağıdaki gibi II. kızdırıcıya giren ve çıkan buharın basınç ve sıcaklıklarının ortalaması alınarak Ek 3'ten okunmuştur.

Kızdırıcı girişi buhar basıncı : 41.5 bar.

Kızdırıcı çıkışı buhar basıncı : 40.0 bar.

Kızdırıcı girişi buhar sıcaklığı : 341.5 $^\circ\text{C}$

Kızdırıcı çıkışı buhar sıcaklığı : 440.0 $^\circ\text{C}$

Buharın ortalama basınç ve sıcaklığı, P_{ort} , T_{ort} ' a göre buharın ortalama özgül hacmi,

$$\left. \begin{aligned} P_{ort} &= (40 + 41.5) / 2 = 40.75 \text{ bar} \\ T_{ort} &= (341.5 + 440) / 2 = 390.75 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned} \right\}$$

$\bar{V} = 0.07299 \text{ m}^3 / \text{kg}$ olarak okunmuştur.

$$\rho = \frac{1}{0.07299}$$

$$\rho = 13.7 \text{ kg/m}^3$$

7.3.3.2.3.1.2.2.3 V ; II. Kızdırıcı Borularındaki Ortalama Buhar Hızı

$$V = \frac{W * \bar{V}}{A_{ss}} \dots \text{m/s} \quad (7.30)$$

W ; Buhar debisi, kg/sn

7.3.3.2.3.1.2.2.3.1 A_{ss} ; Buharın II. Kızdırıcı Serpantinlerinden Akış Kesit Alanı

$$A_{ss} = \Pi * (d_i)^2 * \frac{1}{4} * m * 2 \dots \text{m}^2 \quad (7.31)$$

m ; II. Kızdırıcı serpantin adedi, adet

$$m = 76 \text{ adet}$$

d_i ; II. Kızdırıcı boruları iç çapı, m.

$$d_i = d - 2 * t$$

d ; II. Kızdırıcı boruları dış çapı, m.

$$d = 38 \text{ mm.} = 0.038 \text{ m.}$$

t ; II. Kızdırıcı boruları et kalınlığı, m.

$$t = 3.6 \text{ mm.} = 0.0036 \text{ m.}$$

$$d_i = 0.038 - 2 * 0.0036$$

$$d_i = 0.0308 \text{ m.}$$

Buna göre A_{ss} ;

$$A_{ss} = \Pi * (0.0308)^2 * \frac{1}{4} * 76 * 2$$

$$A_{ss} = 0.1132 \text{ m}^2$$

Buradan da V ;

$$V = \frac{41.67 * 0.07299}{0.1132}$$

$$V = 26.86 \text{ m/s}$$

$$h_i = 6.61 * 10^{-3} * \frac{(13.7 * 26.86)^{0.8}}{(0.0308)^{0.2}}$$

$$h_i = 1.497 \text{ kW/m}^2 * ^\circ\text{C}$$

Buna göre yüzey sıcaklığı;

$$T_{aw} = \left[390.75 + \left(2.6 + \frac{1}{1.497} \right) * \frac{\left(3.0176 * \left(3238.8 + 2 * \frac{175.12}{3} \right) \right)}{174.2} \right] + 273$$

$$T_{aw} = 853.7 \text{ K}$$

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * 0.1039 * (1019 + 273)^3 * \left[\frac{1 - \left(\frac{853.7}{1292} \right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{853.7}{1292} \right)} \right]$$

$$h_r = 0.0261 \text{ kW} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

$$h_r' = 0.0261 * \left[1 + 0.3 * \left(\frac{(1100 + 273)}{1000} \right)^{0.25} \right] * \left(\frac{2.66}{0.63} \right)^{0.07}$$

$$h_r' = 0.0353 \text{ kW} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

$$h_o = 1.0 * (58.3 + 35.3)$$

$$h_o = 93.6 \text{ W} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

$$U = \frac{0.60}{\frac{1}{93.6} + \frac{1}{1497}}$$

$$U = 88.1 \text{ W} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

$$U = 0.0881 \text{ kW} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

Buradan da H_t ;

$$H_t = \frac{0.0881 * 625.81 * 174.2}{3.0176}$$

$$H_t = 3183.8 \text{ kJ} / \text{kg} = 760.44 \text{ kCal} / \text{kgY}$$

7.4 Hesap Kontrolü

$$\frac{H_b - H_t}{H_b} < \mp 2 \% \quad (\text{H. Lin, 1991}) \quad (7.32)$$

$$\frac{773.59 - 760.44}{773.59} = +0.017 = +1.7\% < \mp 2 \%$$

olduğundan yapmış olduğumuz hesap ve kabul edilen kızdırıcı girişi buhar sıcaklığı ve basıncı doğrudur.

Buna göre II. Kızdırıcıda absorbe edilen toplam konvektif ısı transferi,

$$H_{ss} = 773.59 \text{ kCal / kgY 'dir.}$$

8. KIZGIN BUHAR SOĞUTUCUSU (ATTEMPERATOR) PÜSKÜRTME SUYU İHTİYACI

Kızgın buhar soğutucusu I. kızdırıcıdan çıkan buharın sıcaklığını düşürerek kontrol altında tutmaya ve II. kızdırıcı sonunda istenen şartlarda çıkan buharı kazan kapasitesinin minimum ve maksimum olduğu durumlarda dahi sağlayabilmesine yarayan direkt püskürtmeli tip bir cihazdır. Bir nevi eşanjör gibi çalışır ancak ısı transferi kütle transferi ile sağlanır. İki kızdırıcı arasına yerleştirilir. Şekil 8.1’de bir kızgın buhar soğutucusu görülmektedir.

Soğutma suyu miktarı hesaplanırken termodinamiğin temel kaidelerinden faydalanılmıştır. Sisteme giren ısıların ve kütlelerin çıkan ısılara ve kütlelere olan eşitlikleri yazılarak iki bilinmeyenli iki denklem oluşturularak püskürtme ihtiyacı hesaplanmış oldu.

Şekil 8.2’de kızdırıcılara ve attempatora giren ve çıkan buharın (ayrıca soğutma suyunun) termodinamiksel özellikleri şematik olarak görülmektedir.

8.1 Termodinamiğin Temel Kaideleri ve Sisteme Uygulanması

Aşağıdaki bağıntılara göre bölüm 8.2’deki hesap düzenlenmiştir.

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 \quad (8.1)$$

$$Q = m \times h \quad (8.2)$$

$$m_1 + m_2 = m_3 \quad (8.3)$$

$$m_1 \times h_1 + m_2 \times h_2 = m_3 \times h_3 \quad (8.4)$$

Q : Isı

m : Kütle

h : Entalpi

8.2 Soğutma Suyu Miktarı Hesabı (Potter, 1959)

$$H_{SSe-I} + H_{SW-A} = H_{SSI-II} \quad (1)$$

$$W_{SSe-I} + W_{SW-A} = W_{SSI-II} \quad (2)$$

$$W_{SSe-I} * I_{SSe-I} + W_{SW-A} * I_{SW-A} = W_{SSI-II} * I_{SSI-II} \quad (3)$$

H_{SSe-I} :I. Kızdırıcı çıkışında, attemperator girişindeki ısı miktarı, kCal/h

H_{SW-A} :Kızgın buhar soğutucusu püskürtme suyu ısısı, kCal/h

H_{SSI-II} :Attemperator çıkışındaki, II. kızdırıcı girişindeki buharın ısısı, kCal/h

W_{SSe-I} :I. kızdırıcı çıkışındaki, attemperator girişindeki buharın debisi, kg/h

W_{SW-A} :Kızgın buhar soğutucusu püskürtme suyu debisi, kg/h

W_{SSI-II} :II. kızdırıcı girişindeki, attemperator çıkışındaki buhar debisi, kg/h

I_{SSe-I} :I. kızdırıcı çıkışında, attemperator girişindeki buharın entalpisi, kCal/kg

I_{SW-A} :Kızgın buhar soğutucusu püskürtme suyu entalpisi, kCal/kg

I_{SSI-II} :Attemperator çıkışındaki, II. kızdırıcı girişindeki buharın entalpisi, kCal/kg

$$W_{SSe-I} * 749.33 + W_{SW-A} * 36.08 = 150000 * 732.2$$

$$W_{SSe-I} + W_{SW-A} = 150000$$

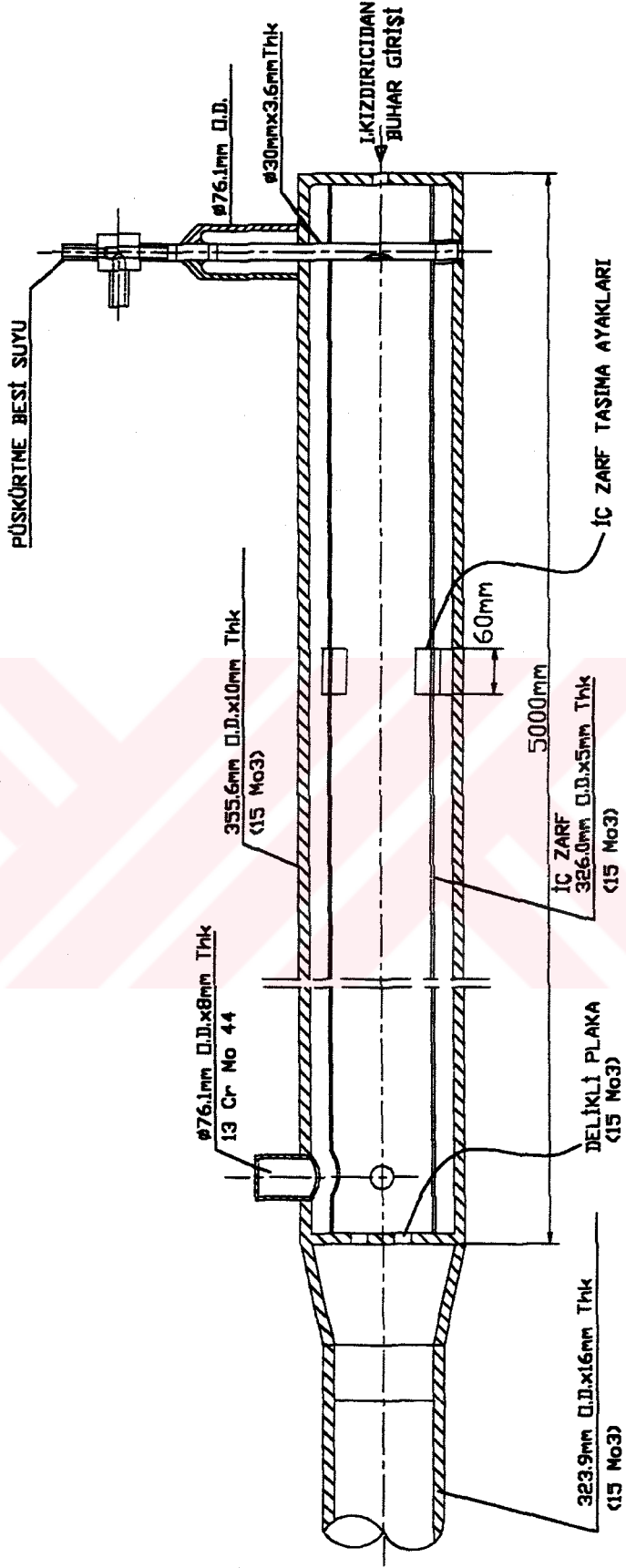
$$W_{SSe-I} * 749.33 = 109830000 - W_{SW-A} * 36.08$$

$$W_{SW-A} = 150000 - W_{SSe-I}$$

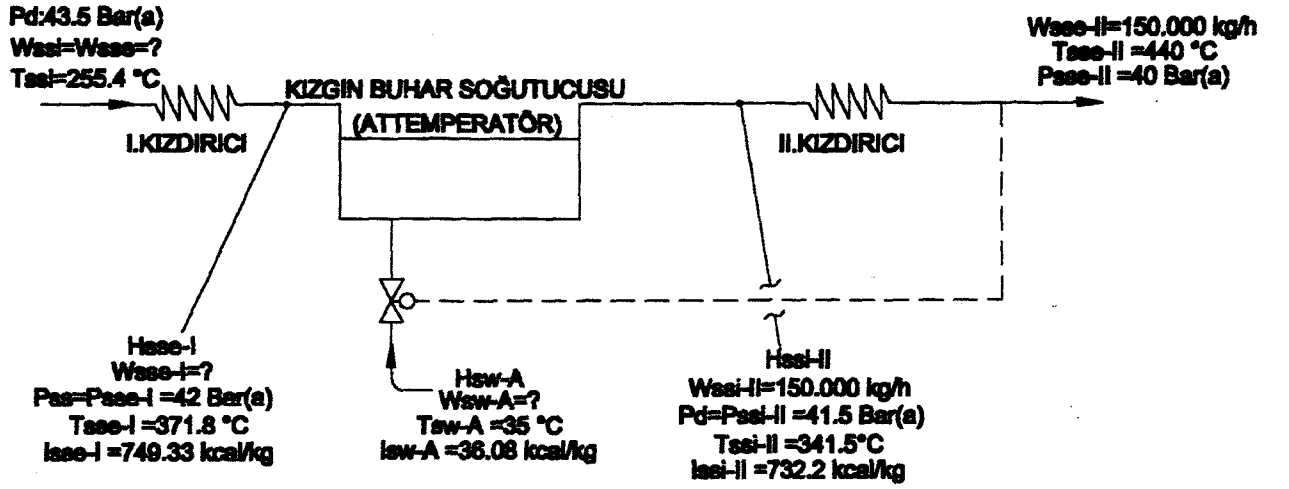
$$W_{SSe-I} * 749.33 = 109830000 - (150000 - W_{SSe-I}) * 36.08$$

$$W_{SSe-I} = 146398.43 \text{ kg / h} = 4067 \text{ kg / sn}$$

$$W_{SW-A} = 3601.6 \text{ kg / h} = 1.0 \text{ kg / sn}$$



Şekil 8.1 Kızgın buhar soğutucusu (attenuator)



Şekil 8.2 I. ve II. Kızdırıcı ile aralarındaki kızgın buhar soğutucusuna giren ve çıkan buharın (ve suyun) termodinamiksel özellikleri

9. I. KIZDIRICININ ISI TRANSFERİ

I. Kızdırıcı boruları girişindeki duman gazı sıcaklığı, II. kızdırıcı boruları çıkışındaki sıcaklıktır. I. Kızdırıcı boruları çıkışındaki duman gazı sıcaklığı da, buhar tarafı göz önüne alınarak hesaplanacak ısı transferi miktarının duman gazı tarafında oluşturulacak ısı transferi bağıntısının birincisinde yerine konmasıyla hesaplanmıştır.

Buhar tarafından gidilerek hesaplanan ısı transfer miktarı I. kızdırıcıdan çıkan buharın çıkış sıcaklığı ve basıncı kabul edilerek hesaplanmıştır. I. Kızdırıcı girişindeki buharın sıcaklığı ve basıncı, buhar domundan gelen doymuş buharın özellikleridir.

I. Kızdırıcıdan çıkan buharın kabul edilen basınç değeri, kızdırıcı serpantin borularından ve aradaki armatürlerden dolayı oluşacak basınç düşümü miktarının kızdırıcı giriş basıncından çıkartılmak suretiyle tespit edilebilir. Bu basınç düşümü değeri kızdırıcının boru yerleşimine göre değişim arz edeceğinden daha önceki benzer uygulamalar göz önüne alınarak belli bir değerde alınmıştır.

I. Kızdırıcı çıkışındaki buharın basıncı II. kızdırıcı girişindeki basınçtan biraz daha fazla alınır. Bunun sebebi, iki kızdırıcı arasındaki borulama ve armatürlerin oluşturacağı basınç kaybının da göz önünde tutulmasıdır.

Yukarıda sözü geçen kabuller baz alınarak yapılan hesaplamalar sonucunda buhar tarafından elde edilen ısı transferi miktarının duman gazı tarafında uygulanan ikinci bağıntıdan elde edilen ile arasındaki değer farkının izin verilen toleranslar dahilinde kalmasıyla doğrulanmış olacaktır.

9.1 I. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Buhar Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması

$$H_b = \frac{W}{B} * (I_{ss_e} - I_{ss_i}) - H'_{rf} \dots\dots\dots kCal / kgY \quad (9.1)$$

W : Buhar debisi, kg/sn

$$W = 41.67 - 1 = 40.67 \text{ kg / s}$$

H'_{rf} : Ocaktan kızdırıcılara transfer edilen radyasyon ısısı, kCal/kg

$$H'_{rf} = 41.82 \text{ kCal / kgY}$$

Bu ısının 1/3'ünün I. kızdırıcıya ulaştığı kabul edilmiştir. (H. Lin, 1991)

$T_{ss_e} = T_{ss}$ ve P_{ss} ; I. Kızdırıcı borularında dolaşan buharın çıkış sıcaklığı ve basıncı olup aşağıdaki değerlerde kabul edilmişlerdir.

$T_{ss_e} = 371.8 \text{ } ^\circ \text{C}$ ve $P_{ss} = 4.2 \text{ MPa}$ \Rightarrow Bunlara karşılık gelen buhar entalpisi,

Ek 3'ten $I_{ss_e} = 749.33 \text{ kCal / kg}$ olarak okunmuştur.

T_{ss_i} ve P_d : I. Kızdırıcı borularında dolaşan buharın giriş sıcaklığı ve basıncı;

$T_{ss_i} = 255.4 \text{ } ^\circ \text{C}$ ve $P_d = 4.35 \text{ MPa}$ \Rightarrow Bunlara karşılık gelen buhar entalpisi,

Ek 1'den $I_{ss_i} = 668.43 \text{ kCal / kg}$ olarak okunmuştur.

$$H_b = \frac{40.67}{3.0176} * (749.33 - 668.43) - \frac{41.82}{3}$$

$$H_b = 1063.81 \text{ kCal / kgY}$$

9.2 I. Kızdırıcı Çıkışındaki Duman Gazı Sıcaklığının Tespiti

Aşağıdaki ısı transfer bağıntısı duman gazı tarafı baz alınarak hesaplanacak olan ısı transfer miktarının birincisidir. Bu bağıntıdan I. kızdırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığı hesaplanacaktır.

$$H_b = \Phi * (I_{g_{ss_i}} - I_{g_{ss_e}} + \Delta\alpha * I_{ca}^0) \dots \dots \dots \text{kCal / kgY} \quad (9.2)$$

$T_{g_{ss_i}}$: I. Kızdırıcı girişindeki (II. kızdırıcı çıkışı) duman gazı sıcaklığı, $^\circ \text{C}$

$T_{g_{ss_i}} = 938 \text{ } ^\circ \text{C}$ bu sıcaklığa karşı gelen duman gazı entalpisi, kCal/kg

$I_{g_{ss_i}} = 4077.9 \text{ kCal / kgY}$ olarak okunmuştur .(Çizelge 3.2)

$I_{g_{ss_e}}$: I. Kızdırıcı çıkışındaki duman gazı entalpisi, kCal/kg

$\Delta\alpha$: Hava fazlalık katsayısı farkı.

$\Delta\alpha = 0.05$ (Çizelge 3.1)

$I_{ca}^0 = 123.19 \text{ kCal / kg}$ (Daha önce okunmuştu.)

$\Phi = 0.9934$ (hesaplanmıştı)

$$1063.81 = 0.9934 * (4077.39 - I_{gss} + 0.05 * 123.19)$$

$$I_{gss} = 3012.67 \text{ kCal / kgY}$$

Buna tekabül eden duman gazı sıcaklığı, Çizelge 3.2'den; $T_{gss} = 705.3 \text{ } ^\circ\text{C}$ olarak okunmuştur.

9.3 I. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Duman Gazı Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması

Aşağıdaki ısı transfer hesabı duman gazı tarafı baz alınarak yapılmıştır. Bu bağıntı 2.'sidir.

$$H_t = \frac{U * \Delta T * A}{B} \dots\dots\dots \text{kJ / kg} \quad (9.3)$$

A; I. Kızdırıcı Boruları Toplam Yüzey Alanı

$$A = m * n * \Pi * d * l \quad (9.4)$$

Şekil 7.1 ve Şekil 7.2'de I. kızdırıcının dikey kesiti ve üstten görünümü görülmektedir.

m: Serpantin adedi, adet

m=76 adet

n: Bir serpantinindeki boru adedi, adet

n=16 adet

d: Boru dış çapı, m.

d=0.038 m.

l: Serpantinindeki boru boyu, m.

l=2.4 m.

$$A = 76 * 16 * \Pi * 0.038 * 2.4$$

$$A = 348.4 \text{ m}^2$$

9.3.2 ΔT ; Düzeltilmiş Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \Delta T_c * \Psi \dots\dots\dots \text{ } ^\circ\text{C} \quad (9.5)$$

9.3.2.1 ΔT_c ; Ana Sıcaklık Farkı

I. Kızdıncıdaki borularda akışkan duman gazına göre "Paralel akış" sergilemektedir.

$$\Delta T_c = \frac{[(T_{gi} - T_{fe}) - (T_{ge} - T_{fi})]}{\ln \left[\frac{(T_{gi} - T_{fe})}{(T_{ge} - T_{fi})} \right]} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (9.6)$$

$$T_{gi} = T_{gSSi} = 938 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{fe} = T_{SSe} = 371.8 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{ge} = T_{gSSe} = 705.3 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{fi} = T_{SSi} = 255.4 \text{ } ^\circ C$$

$$\Delta T_c = \frac{[(938 - 371.8) - (705.3 - 255.4)]}{\ln \left[\frac{(938 - 371.8)}{(705.3 - 255.4)} \right]}$$

$$\Delta T_c = 504.4 \text{ } ^\circ C$$

9.3.2.2 Ψ ; Ana Sıcaklık Farkı Düzeltme Katsayısı

Bu katsayının Şekil 7.3'den okunması için 3 parametreye ihtiyaç vardır. Bunlar; P, R ve C katsayılarıdır. Bu katsayıların hesabı aşağıdaki gibidir.

9.3.2.2.1 P Katsayısı

$$P = \frac{\Gamma_2}{T_{gi} - T_{fi}} \quad (9.7)$$

9.3.2.2.1.1 Γ_2 Katsayısı

$$\Gamma_2 = T_{fe} - T_{fi} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (9.8)$$

$$\Gamma_2 = 371.8 - 255.4$$

$$\Gamma_2 = 116.4 \text{ } ^\circ C$$

$$P = \frac{116.4}{938 - 255.4}$$

$$P = 0.1712$$

9.3.2.2.2 R Katsayısı

$$R = \frac{\Gamma_1}{\Gamma_2} \quad (9.9)$$

9.3.2.2.2.1 Γ_1 Katsayısı

$$\Gamma_1 = T_{gi} - T_{ge} \dots \dots \dots ^\circ C \quad (9.10)$$

$$\Gamma_1 = 938 - 705.3$$

$$\Gamma_1 = 229.7 ^\circ C$$

$$R = \frac{229.7}{116.4} = 1.973$$

9.3.2.2.3 C Katsayısı

$$C = \frac{A_p}{A} \quad (9.11)$$

9.3.2.2.3.1 A_p ; Duman Gazı Akış Yönüyle Paralel Konumda Akan Buharı Taşıyan I. Kızdırıcı Boruları Dış Yüzey Alanı

$$A = m * n * \Pi * d * l \quad (9.12)$$

Daha yaklaşık neticeler elde etmek için serpantinlerin dirseklerinin dönüşleri boru boylarından çıkartılmıştır.

$$A_p = [(0.270 - 2 * 0.038) * 76 * 7 + (0.090 - 2 * 0.038) * 76 * 7 + (1.080 - 2 * 0.038) * 76 * 2] * 0.038 * \Pi$$

$$A_p = 31.42 \text{ m}^2$$

Buna göre C;

$$C = \frac{31.42}{348.4}$$

$$C = 0.0902$$

P, R ve C değerlerine göre düzeltme katsayısı Şekil 7.3'den $\Psi = 0.998$ olarak okunmuştur.

$$\Delta T = 504.4 * 0.998$$

$$\Delta T = 503.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

9.3.3 U; Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = \frac{\Psi}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}} \dots\dots\dots W / (m^2 * K) \quad (9.13)$$

9.3.3.1 Ψ ; Fuel-Oil Yakıtlı Kazanlarda Verimlilik Faktörü

$\Psi = 0.60$ olarak kabul edilmiştir. (H. Lin, 1991)

9.3.3.2 h_o ; Duman Gazından I. Kızdırıcı Borusuna Olan Isı Transfer Katsayısı

$$h_o = \zeta * (h_c + h_r) \dots\dots\dots W / (m^2 * K) \quad (9.14)$$

9.3.3.2.1 ζ ; I. Kızdırıcı Boruları İçerisinden Geçen Akışkan ile Duman Gazının Birbirine Göre Akış Halini Gösteren Katsayı

$\zeta = 1.0$ olarak kabul edilmiştir. (Karşı akış için) (H. Lin, 1991)

8.3.3.2.2 h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı

$$h_c = A_1 * c_s * c_n * \frac{V^{0.65}}{d^{0.35}} \dots\dots\dots kW / m^2 * ^\circ\text{C} \quad (9.15)$$

9.3.3.2.2.1 A_1 Katsayısı

A_1 ; Ampirik bir katsayı olup aşağıdaki değerler arasında yer alan duman gazı sıcaklığına göre hesaplanmıştır.

9.3.3.2.2.1.1 \bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı

$$\bar{T}_g = \frac{T_{gssi} + T_{gss\phi}}{2} \dots\dots\dots ^\circ\text{C} \quad (9.16)$$

$$\bar{T}_g = \frac{938 + 705.3}{2}$$

$$\bar{T}_g = 820.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A_1 = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * \bar{T}_g) * 10^{-3} \quad (300 \text{ } ^\circ\text{C} \leq \bar{T}_g \leq 1100 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ için}) \quad (9.17)$$

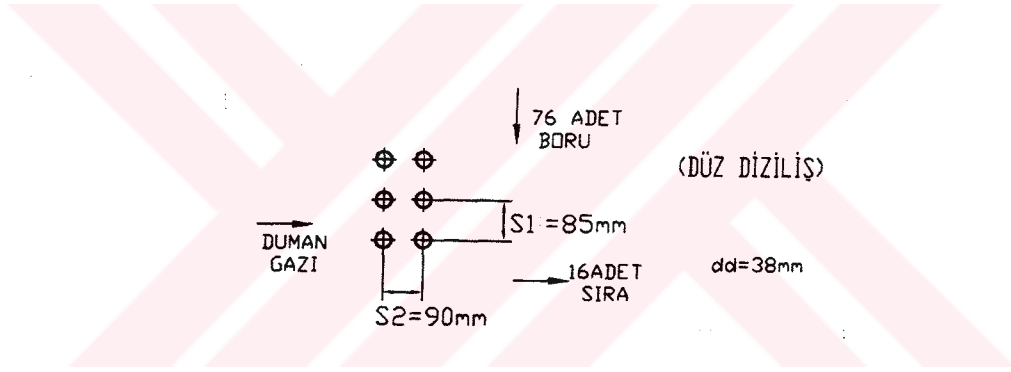
(H. Lin, 1991)

$$A_1 = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * 820.1) * 10^{-3}$$

$$A_1 = 0.02599$$

9.3.3.2.2.2 c_s Katsayısı

Bu katsayı I. kızdırcı borularının eksenler arası mesafesine ve yakıt cinsine göre değişim arz eder. I. Kızdırcı borularının eksenler arası mesafesi Şekil 9.1'de görülmektedir.



Şekil 9.1 I. Kızdırcı borularının eksenler arası mesafeleri

$$c_s = 0.2$$

$S_2/d = 90 \text{ mm.}/38 \text{ mm.} = 2.368 > 2$ ve kazanın ana yakıtı F.Oil.6 olduğundan 0.2 olarak alınmıştır.

(H. Lin, 1991)

9.3.3.2.2.3 c_n Katsayısı

Bir serpantinindeki boru adedine göre değişim arz etmektedir.

$n = 16 \text{ adet} > 10$ olduğundan $c_n = 1.0$ değeri alınacaktır. (H. Lin, 1991)

9.3.3.2.2.4 V ; Ortalama Duman Gazı Hızı

$$V = \frac{B \cdot V_g}{A_g} \cdot \left(1 + \frac{\overline{T_g}}{273} \right) \dots \dots \dots m/s \quad (9.18)$$

V_g ; Duman gazlarının I. kızdırıcı bölgesindeki gerçek debisi.

$$V_g = 12.3 \text{ Nm}^3 / \text{kg} \quad (\text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.})$$

9.3.3.2.2.4.1 A_g ; I. Kızdırıcı Boruları Arasından Duman Gazının Geçiş Kesiti Alanı

$$A_g = A - B \dots \dots \dots m^2 \quad (9.19)$$

A ; I. Kızdırıcı serpantinlerinin olduğu odanın enine kesiti, m^2

$$A = a \cdot b$$

a : Odanın enine uzunluğu, m.

b : Odanın yüksekliği, m.

B ; Duman gazının yaladığı I. kızdırıcı borularının projeksiyon alanı, m^2

$$B = d \cdot m \cdot a$$

d : Boru dış çapı, m.

m : Serpantin adedi.

$$A_g = 2.4 \cdot 7.24 - 0.038 \cdot 76 \cdot 2.4$$

$$A_g = 10.45 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{3.0176 \cdot 12.3}{10.45} \cdot \left(1 + \frac{820.1}{273} \right)$$

$$V = 14.22 \text{ m/s}$$

Buradan da h_c ;

$$h_c = 0.02599 \cdot 0.2 \cdot 0.985 \cdot \frac{16.82^{0.65}}{0.038^{0.35}}$$

$$h_c = 0.1154 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{°C}$$

9.3.3.2.3 h'_c ; I. Kızdırıcı Öncesi Boşluk Göz Önüne Alınarak Hesaplanan Düzeltilmiş Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$h_r' = h_r * \left[1 + A * \left(\frac{T_R}{1000} \right)^{0.25} \right] * \left(\frac{L_R}{L_B} \right)^{0.07} \dots\dots\dots kW / (m^2 * K) \quad (9.20)$$

$$T_R = T_{gss} = 938 \text{ } ^\circ C$$

$A = 0.3$; Fuel-Oil yakıtlı kazanlarda kullanılan bir katsayı.(H. Lin, 1991)

L_R ; I. Kızdırıcı öncesi boş oda uzunluğu, m.

$$L_R = 0.380 \text{ m.}$$

L_B ; I. Kızdırıcı serpantin uzunluğu, m.

$$L_B = 1.35 \text{ m.}$$

9.3.3.2.3.1 h_r ; I. Kızdırıcı Öncesi Boşluğun Radyasyon Transfer Katsayısı

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * a_g * (\overline{T_g})^3 * \left[\frac{1 - \left(\frac{T_{aw}}{\overline{T_g}} \right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{T_{aw}}{\overline{T_g}} \right)} \right] \dots\dots\dots kW / (m^2 * K) \quad (9.21)$$

9.3.3.2.3.1.1 a_g ; Duman Gazının Emisyonu

$$a_g = 1 - e^{-k * p * S} \quad (9.23)$$

9.3.3.2.3.1.1.1 k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı

$$k = k_g * r \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (9.24)$$

$r = 0.2348$ Çizelge 3.1'den okunmuştur.

9.3.3.2.3.1.1.1.1 k_g Katsayısı

$$k_g = 10 * \left[\frac{0.78 + 1.6 * r_{H_2O}}{(10 * p * S * r)^{1/2}} - 0.1 \right] * \left(1 - 0.37 * \frac{T_{gRe}}{1000} \right) \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (9.24)$$

$r_{H_2O} = 0.1043$ duman gazı içindeki nemin hacimsel yüzdesi olup Çizelge 3.1'den okunmuştur.

9.3.3.2.3.1.1.1.1.1 S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu

$$S = 0.9 * d * \left(\frac{4 * S_1 * S_2}{\Pi * d^2} - 1 \right) \dots \dots \dots m. \quad (9.25)$$

$d = 0.038 \text{ m. ; } S_1 = 0.085 \text{ m. ; } S_2 = 0.090 \text{ m.}$ değerleri yerine konulursa;

$$S = 0.9 * 0.038 * \left(\frac{4 * 0.085 * 0.090}{\Pi * 0.038^2} - 1 \right)$$

$$S = 0.1965 \text{ m.}$$

$$p = 0.1 \text{ Mpa} \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

$$k = 10 * \left[\frac{0.78 + 1.6 * 0.1043}{(10 * 0.1 * 0.1965 * 0.2348)^{1/2}} - 0.1 \right] * \left[1 - 0.37 * \frac{(705.3 + 273)}{1000} \right] * 0.2348$$

$$k = 6.443 \text{ 1/(m.Mpa)}$$

$$\alpha_g = 1 - e^{-6.443 * 0.1 * 0.1965}$$

$$\alpha_g = 0.1189$$

9.3.3.2.3.1.2 T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kalarak Kurum Tutmuş I. Kızdırıcı Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı

$$T_{aw} = \left[T_f + \left(\varepsilon + \frac{1}{h_i} \right) * \frac{B * (H_b + H'_{rF})}{A} \right] + 273 \dots \dots \dots K \quad (9.26)$$

ε ; Sıvı yakıt yakan kazanlarda kirlilik faktörü, $\text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$

$$\varepsilon = 2.6 (\text{m}^2 * \text{K}) / \text{kW} \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

A: I. Kızdırıcı boruları toplam dış yüzey transfer alanı, m^2

$$A = 348.4 \text{ m}^2 \text{ (hesaplanmıştı)}$$

$$H_b = 4453.96 \text{ kJ/kg (hesaplanmıştı)}$$

$$H'_{rF} = 175.12 \times 1/3 \text{ kJ/kg (hesaplanmıştı)}$$

$B=3.0176 \text{ kg/sn}$ (hesaplanmıştır)

9.3.3.2.3.1.2.1 T_f ; I. Kızdırıcıda Dolaşan Akışkanın Ortalama Sıcaklığı

$$T_f = \frac{(T_{ss} + T_{ss})}{2} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (9.27)$$

$$T_f = \frac{(255.4 + 371.8)}{2}$$

$$T_f = 313.6 \text{ } ^\circ C$$

9.3.3.2.3.1.2.2 h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı

$$h_i = B * \frac{(\rho * V)^{0.8}}{d^{0.2}} \dots\dots\dots kW / m^2 * ^\circ C \quad (9.28)$$

9.3.3.2.3.1.2.2.1 B Katsayısı

$$B = 6.61 * 10^{-3} \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

B değeri bir katsayı olup aşağıda parantez içlerindeki basınç ve sıcaklık değerleri için kullanılmaktadır. Bizim örneğimizdeki basınç ve sıcaklıklar bu aralıklar arasında kaldığından, dolayı bu katsayının kullanımı uygun görülmüştür.

$$P_{ss} = 4.2 \text{ MPa} \quad (P = 4.0 - 4.4 \text{ MPa}) \quad \text{ve} \quad T_{ss} = 371.8 \text{ } ^\circ C \quad (T = 320 - 450 \text{ } ^\circ C)$$

9.3.3.2.3.1.2.2.2 ρ ; Buharın Yoğunluğu

$$\rho = \frac{1}{\bar{V}} \dots\dots\dots \text{kg/m}^3$$

\bar{V} ; Buharın ortalama özgül hacmi, m^3/kg

Aşağıdaki gibi I. kızdırıcıya giren ve çıkan buharın basınç ve sıcaklıklarının ortalaması alınarak Ek 3'ten okunmuştur.

I. Kızdırıcı girişi buhar basıncı : 43.5 bar.

I. Kızdırıcı çıkışı buhar basıncı : 42.0 bar.

I. Kızdırıcı girişi buhar sıcaklığı : 255.4 $^\circ C$

I. Kızdırıcı çıkışı buhar sıcaklığı : 371.8 °C

Buharın ortalama basınç ve sıcaklığı, P_{ort} , T_{ort} 'a göre buharın ortalama özgül hacmi,

$$\left. \begin{aligned} P_{ort} &= (435 + 42.0) / 2 = 42.75 \text{ bar} \\ T_{ort} &= (255.4 + 371.8) / 2 = 313.6 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned} \right\}$$

$\bar{V} = 0.05827 \text{ m}^3 / \text{kg}$ olarak okunmuştur.

$$\rho = \frac{1}{0.05827}$$

$$\rho = 17.162 \text{ kg} / \text{m}^3$$

9.3.3.2.3.1.2.2.3 V; I. Kızdırıcı Borularındaki Ortalama Buhar Hızı

$$V = \frac{W * \bar{V}}{A_{ss}} \dots\dots\dots \text{m} / \text{s} \quad (9.29)$$

W ; Buhar debisi, kg/sn

9.3.3.2.3.1.2.2.3.1 A_{ss} ; Buharın I. Kızdırıcı Serpantinlerinden Akış Kesit Alanı

$$A_{ss} = \Pi * (d_i)^2 * \frac{1}{4} * m * 2 \dots\dots\dots \text{m}^2 \quad (9.30)$$

m ; I. Kızdırıcı serpantin adedi, adet

$$m = 76 \text{ adet}$$

d_i ; I. Kızdırıcı boruları iç çapı, m.

$$d_i = d - 2 * t$$

d ; I. Kızdırıcı boruları dış çapı, m.

$$d = 38 \text{ mm.} = 0.038 \text{ m.}$$

t ; I. Kızdırıcı boruları et kalınlığı, m.

$$t = 3.6 \text{ mm.} = 0.0036 \text{ m.}$$

$$d_i = 0.038 - 2 * 0.0036$$

$$d_i = 0.0308 \text{ m.}$$

Buna göre A_{av} ;

$$A_{\text{av}} = \Pi * (0.0308)^2 * \frac{1}{4} * 76 * 2$$

$$A_{\text{av}} = 0.1132 \text{ m}^2$$

Buradan da V ;

$$V = \frac{40.67 * 0.05827}{0.1132}$$

$$V = 20.93 \text{ m/s}$$

$$h_i = 6.61 * 10^{-3} * \frac{(17.162 * 20.93)^{0.8}}{(0.0308)^{0.2}}$$

$$h_i = 1.468 \text{ kW/m}^2 * \text{°C}$$

Buna göre yüzey sıcaklığı;

$$T_{\text{aw}} = \left[313.6 + \left(2.6 + \frac{1}{1.468} \right) * \frac{\left(3.0176 * \left(4453.96 + \frac{175.12}{3} \right) \right)}{348.4} \right] + 273$$

$$T_{\text{aw}} = 714.84 \text{ K}$$

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * 0.1039 * (820.1 + 273)^3 * \left[\frac{1 - \left(\frac{714.84}{1093.1} \right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{714.84}{1093.1} \right)} \right]$$

$$h_r = 0.01792 \text{ kW/(m}^2 * \text{K)}$$

$$h_r' = 0.01792 * \left[1 + 0.3 * \left(\frac{(938 + 273)}{1000} \right)^{0.25} \right] * \left(\frac{0.380}{1.35} \right)^{0.07}$$

$$h_r' = 0.02156 \text{ kW} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

$$h_o = 1.0 * (115.44 + 21.56)$$

$$h_o = 137 \text{ W} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

$$U = \frac{0.60}{\frac{1}{137} + \frac{1}{1468}}$$

$$U = 75.18 \text{ W} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

$$U = 0.07518 \text{ kW} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

Buradan da H_t ;

$$H_t = \frac{0.07518 * 503.4 * 348.4}{3.0176}$$

$$H_t = 4369.51838 \text{ kJ} / \text{kg} = 1043.63 \text{ kCal} / \text{kgY}$$

9.4 Hesap Kontrolü

$$\frac{H_b - H_t}{H_b} < \mp 2 \% \quad (\text{H. Lin, 1991}) \quad (9.31)$$

$$\frac{1063.81 - 1043.63}{1063.81} = +0.0189 = +1.89\% < \mp 2 \%$$

olduğundan yapmış olduğumuz hesap ve kabul edilen I. kızdırıcı girişi buhar sıcaklığı ve basıncı doğrudur.

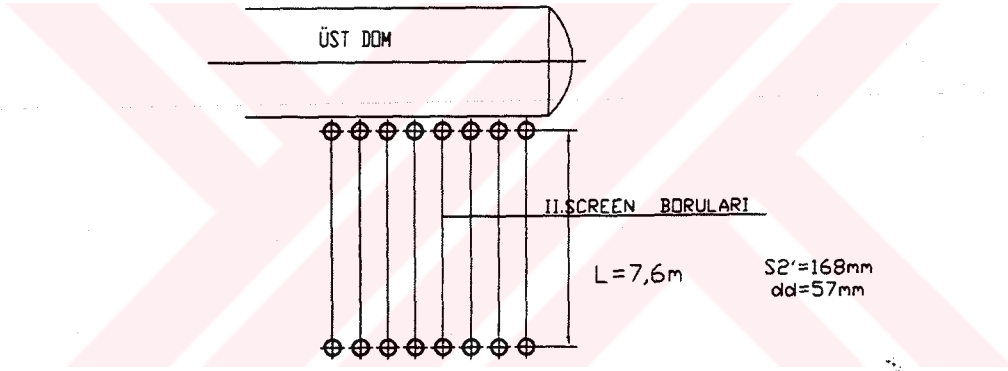
Buna göre I. kızdırıcıda absorbe edilen toplam konvektif ısı transferi,

$$H_{ss} = 1063.81 \text{ kCal} / \text{kgY} \text{ 'dir.}$$

10. IISCREEN BORULARININ ISI TRANSFERİ

II. Screen boruları girişindeki duman gazı sıcaklığı, I. kızdırıcı çıkışındaki sıcaklıktır. Screen boruları çıkışındaki duman gazı sıcaklığı öncelikle bir kabul değeri olarak ele alınacaktır. Giriş ve çıkıştaki sıcaklıklara karşılık gelen entalpilerin farkları (Φ ile de çarpılarak), screen borularına olan ısı transfer miktarı olarak karşımıza çıkacaktır. Bu değerin aşağıda detayları verilen ısı transferi hesabı sonucunda bulunacak olan ısı transferi miktarı ile oluşacak değer farkı verilen tolerans dahilinde kalıyorsa II. screen boruları çıkışında kabul edilen duman gazı sıcaklığı doğrulanmış olacaktır.

II. Screen borularının konumunun şematik gösterimi Şekil 10.1'de görülmektedir.



Şekil 10.1 II. Screen boruları ve konumları

10.1 II. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 1. İfadesi

$$H_b = \Phi * (I_{Fe} - I_{gSe}) \dots\dots\dots \text{kCal/kg} \quad (10.1)$$

I_{Fe} ; II. Screen boruları girişindeki duman gazı entalpisini.

Screen boruları girişinde duman gazı sıcaklığı, $T_{gSi} = T_{gFe} = 705.3 \text{ } ^\circ \text{C}$ 'dir.

Çizelge 3.2'den $I_{gSi} = I_{Fe} = 2975.4 \text{ kCal / kgY}$ olarak okunmuştur.

Screen boruları çıkışında duman gazı sıcaklığını, $T_{gSe} = 670^{\circ} C$ olarak kabul edelim.

Buna karşılık gelen duman gazı entalpisi yine aynı çizelgeden;

$I_{gSe} = 2928.2 \text{ kCal / kgY}$ olarak okunmuştur.

$$H_b = 0.9934 * (2975.4 - 2928.2)$$

$$H_b = 65.47 \text{ kCal / kg}$$

10.2 Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 2. İfadesi

$$H_t = \frac{U * \Delta T * A}{B} \dots\dots\dots \text{kJ / kg} \quad (10.2)$$

10.2.1 A; Screen Borularının Toplam Yüzey Alanı

$$A = \Pi * l_s * d * m_t \dots\dots\dots \text{m}^2 \quad (10.3)$$

l_s ; Ortalama screen boruları boyu.

$l_s = 7.6 \text{ m}$ olarak alınmıştır.

d ; Screen boruları dış çapı.

$d = 0.057 \text{ m}$.

m ; Screen borularının toplam sayısı.

$m = 32 \text{ adet}$

$$A = 7.6 * \Pi * 0.057 * 32$$

$$A = 43.55 \text{ m}^2$$

10.2.2 ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \frac{[(T_{gt} - T_{ft}) - (T_{gse} - T_{fse})]}{\ln \left[\frac{(T_{gt} - T_{ft})}{(T_{gse} - T_{fse})} \right]} \dots\dots\dots ^{\circ} C \quad (10.4)$$

$T_{ft} = T_{fse}$; Borularda dolaşan buhar-su karışımı akışkanın doyma sıcaklığı.

$$T_{fj} = T_{fe} = 255.4 \text{ } ^\circ C \quad (P_d = 4.35 \text{ MPa 'a karşılık Ek 2'den okunmuştur.})$$

$$T_{gfe} = T_{gi} = 705.3 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{gse} = T_{ge} = 670 \text{ } ^\circ C$$

$$\Delta T = \frac{[(705.3 - 255.4) - (670 - 255.4)]}{\ln \left[\frac{(705.3 - 255.4)}{(670 - 255.4)} \right]}$$

$$\Delta T = 432 \text{ } ^\circ C$$

10.2.3 U; Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = \frac{\Psi}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}} \dots\dots\dots W / (m^2 * ^\circ C) \quad (10.5)$$

10.2.3.1 Ψ ; Screen Boruları İçin Verimlilik Faktörü

$\Psi = 0.63$ olarak kabul edilmiştir. (H.Lin, 1991)

10.2.3.2 h_o ; Duman Gazından Screen Borularına Olan Isı Transferinin Katsayısı

$$h_o = \zeta * (h_c + h_r) \dots\dots\dots W / (m^2 * K) \quad (10.6)$$

10.2.3.2.1 ζ ; Duman Gazlarının Uniform Olmayan Kazan Bölümlerini Yalaması Katsayısı

$\zeta = 1.0$ Borulara dik akışlarda genelde (1.0) olarak alınır. (H.Lin, 1991)

10.2.3.2.2 h_c Konvektif Isı Transfer Katsayısı

$$h_c = A_2 * c_s * c_n * \frac{V^{0.6}}{d^{0.4}} \dots\dots\dots kW / m^2 * K \quad (10.7)$$

A_2 ; Ampirik bir katsayı olup aşağıdaki değerler arasında yer alan duman gazı sıcaklığına göre alınmıştır.

10.2.3.2.2.1 \bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı

$$\bar{T}_g = \frac{T_{gSi} + T_{gSe}}{2} \dots\dots\dots \text{ } ^\circ C \quad (10.8)$$

$$\bar{T}_g = \frac{705.3 + 670}{2}$$

$$\bar{T}_g = 687.6 \quad ^\circ C$$

$$A_2 = 16.98 \times 10^3 \quad (300 \text{ } ^\circ C \leq \bar{T}_g = 687.6 \quad ^\circ C \leq 1200 \text{ } ^\circ C) \quad (\text{H.Lin, 1991})$$

10.2.3.2.2.2 c_s Katsayısı

c_s katsayısı Φ 'nün alacağı değere değişim arz eder.

$$\Phi = \frac{\left(\frac{S_1}{d} - 1\right)}{\left(\frac{S_2'}{d} - 1\right)} \quad (10.9)$$

$$S_1/d = 150 \text{ mm.}/57 \text{ mm.} = 2.631$$

$$S_2' = 168.15 \text{ mm.}/57 \text{ mm.} = 2.950$$

$$\Phi = \frac{(2.631 - 1)}{(2.950 - 1)}$$

$$\Phi = 0.836$$

$0.1 < \Phi \leq 1.7$ olduğundan,

$$c_s = 0.34 * \Phi^{0.1} \quad \text{denklemine göre hesap yapılacaktır. (H.Lin, 1991)} \quad (10.9)$$

$$c_s = 0.34 * (0.836)^{0.1}$$

$$c_s = 0.334$$

10.2.3.2.2.3 c_n Katsayısı

c_n katsayısı, S_1/d ve n değerlerine göre değişim göstermektedir.

$$S_1/d = 150 \text{ mm.}/57 \text{ mm.} = 2.631$$

$n=2$ adet screen boru sırası bulunmaktadır.

$S_1/d=2.631<3.0$ ve $n=2<10$ olduğundan;

$$c_n = 3.12 * n^{0.05} - 2.5 \quad \text{denklemine göre hesap yapılacaktır. (H.Lin, 1991)} \quad (10.10)$$

$$c_n = 3.12 * 2^{0.05} - 2.5$$

$$c_n = 0.73$$

10.2.3.2.2.4 V ; Ortalama Duman Gazı Hızı

$$V = \frac{B * V_g}{A_g} * \left[1 + \left(\frac{\bar{T}_g}{273} \right) \right] \quad \text{.....} m/s \quad (10.11)$$

V_g ; Duman gazlarının screen boruları bölgesindeki gerçek debisi, m^3/kg

$$V_g = 12.30 \text{ } m^3 / kgY \quad (\text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.})$$

10.2.3.2.2.4.1 A_g ; Duman Gazlarının Screen Boruları Demeti Arasından Geçerkenki Net Kesit Alanı

$$A_g = A_F * l_s * d * m \quad \text{.....} (m^2) \quad (10.12)$$

$$A_F = 2.4 * 7.6$$

$$A_F = 18.24 \text{ } m^2$$

l_s ; Ortalama screen boruları boyu, m.

$$l_s = 7.6 \text{ } m$$

d ; Screen boruları dış çapı.

$$d = 0.057 \text{ } m.$$

m ; Screen borularının bir sıradaki boru adedi.

$$m = 17 \text{ } a \text{ det}$$

$$A_g = 18.24 - 7.6 * 0.057 * 17$$

$$A_g = 11.742 \text{ } m^2$$

Buna göre V ;

$$V = \frac{3.0176 * 12.3}{11.29} * \left[1 + \left(\frac{687.6}{273} \right) \right]$$

$$V = 11.12 \text{ m/s}$$

Buna göre h_c ;

$$h_c = 16.98 * 10^{-3} * 0.334 * 0.73 * (11.12)^{0.6} * \frac{1}{(0.057)^{0.4}}$$

$$h_c = 0.05525 \text{ kW/m}^2 * \text{K}$$

10.2.3.2.3 h_r ; Boşluğun Radyasyon Isı Transferi Katsayısı

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * a_g * (\bar{T}_g)^3 * \frac{\left[1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g} \right)^{3.6} \right]}{\left[1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g} \right) \right]} \dots\dots\dots \text{kW/(m}^2 * \text{K)} \quad (10.13)$$

10.2.3.2.3.1 a_g ; Duman Gazlarının Emissivitesi

$$a_g = 1 - e^{-k * p * S} \quad (10.14)$$

10.2.3.2.3.1.1 k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı

$$k = k_g * r \dots\dots\dots 1/(\text{m. MPa}) \quad (10.15)$$

$r = 0.2397$ Çizelge 3.1'den okunmuştur.

10.2.3.2.3.1.1.1 k_g Katsayısı

$$k_g = 10 * \left[\frac{(0.78 + 1.6 * r_{H_2O})}{(10 * p * S * r)^{1/2}} - 0.1 \right] * \left(1 - 0.37 * \frac{T_{gFe}}{1000} \right) \dots\dots\dots 1/(\text{m.MPa}) \quad (10.16)$$

$r_{H_2O} = 0.1065$ duman gazı içindeki nemin hacimsel yüzdesi olup Çizelge 3.1'den okunmuştur.

10.2.3.2.3.1.1.1.1 S ; Radyasyon Tabakasının Efektif Uzunluğu

$$S = 0.9 * d * \left[\frac{4 * S_1 * S_2}{\Pi * d^2} - 1 \right] \dots \dots \dots m. \quad (10.17)$$

$$S = 0.9 * 0.057 * \left[\frac{4 * 0.15 * 0.15}{\Pi * (0.057)^2} - 1 \right]$$

$$S = 0.401 \text{ m.}$$

Buradan k katsayısı;

$$k = 10 * \left[\frac{(0.78 + 1.6 * 0.1065)}{(10 * 0.1 * 0.401 * 0.2348)^{0.5}} - 0.1 \right] * \left(1 - 0.37 * \frac{(670 + 273)}{1000} \right) * 0.2348$$

$$k = 4.582 \text{ 1/(m.MPa)}$$

$$a_g = 1 - e^{-4.582 * 0.1 * 0.401}$$

$$a_g = 0.1678$$

10.2.3.2.3.2 T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kurum Tutan Screen Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı

$$T_{aw} = T_f + \Delta T + 273 \dots \dots \dots K \quad (10.18)$$

T_f ; Screen borularında dolaşan buharın doyma sıcaklığı, °C

$$T_f = 255.4 \text{ } ^\circ C; \text{ (} P_d = 4.35 \text{ MPa 'a karşılık Ek 2'den okunmuştur.)}$$

ΔT ; Screen borularının yüzey sıcaklığı arttırımı.

$$\Delta T = 80 \text{ } ^\circ C \quad (\text{H.Lin, 1991})$$

$$T_{aw} = 255.4 + 80 + 273$$

$$T_{aw} = 608.4 \text{ K}$$

Buna göre h_r katsayısı;

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * 0.1678 * \left[\frac{(705.3 + 670)}{2} + 273 \right]^3 * \left[\frac{1 - \left(\frac{608.4}{960.6} \right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{608.4}{960.6} \right)} \right]$$

$$h_r = 0.01675 \text{ kW} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

$$h_0 = 1.0 * (55.25 + 16.75)$$

$$h_0 = 99.7 \text{ W} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

10.2.3.3 h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı

Bu katsayı diğer katsayıya göre çok büyük olduğundan sonsuz gibi düşünülebilir. (H.Lin, 1991)

$$h_i \cong \infty$$

Buna göre;

$$\frac{1}{h_i} \cong 0 \text{ ihmal edilebilir.}$$

Genel ısı transfer katsayısı U aşağıdaki gibi bir hale gelecektir.

$$U = \Psi * h_0$$

$$U = 0.63 * 72.0$$

$$U = 45.36 \text{ W} / (\text{m}^2 * ^\circ\text{C})$$

Buradan da H_i ;

$$H_i = \frac{45.36 * 432 * 43.55}{3.0176 * 10^3}$$

$$H_i = 282.8 \text{ kJ} / \text{kg} = 67.54 \text{ kCal} / \text{kgY}$$

10.3 Hesap Kontrolü

Buraya kadar yapılan hesaplar sonucunda 2. denkleme göre screen borularının ısı transfer miktarı da hesaplanmış oldu. Şimdi 1. denkleme elde edilen denkleme arasındaki değer farkına bakalım.

$$\frac{H_b - H_i}{H_b} < \mp 5 \%$$

(H.Lin, 1991)

(10.19)

$$\frac{H_b - H_t}{H_b} = \frac{65.47 - 67.54}{65.49} = -0.032 = -3.2 \% < \mp 5 \%$$

olduğundan yapmış olduğumuz hesap izin verilen toleranslar çerçevesinde doğru yapılmıştır.

Buna göre screen borularının içinde dolaşan akışkanın toplam konvektif ısı absorpsiyonu,

$$H_s = H_b = 282.8 \text{ kJ / kg} = 65.47 \text{ kCal / kgY 'dır.}$$

11. BUHARLAŞTIRICILARIN (GENERATING BANK) ISI TRANSFERİ

Buharlaştırıcı hesabında, yine buharlaştırıcıdan çıkan duman gazı sıcaklığı kabul edilerek hesaba devam edilmiştir. Duman gazı tarafında göz önüne alınarak oluşturulan iki ısı transferi bağlantısından hesap sonunda buharlaştırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığına bakılır, eğer ilk kabul edilen ile hesap sonucunda bulunan sıcaklık farkı yeterince az ise hesap doğru yapılmıştır.

Buharlaştırıcı borularının arasına giren duman gazının özellikleri II. Screen boruları çıkışında tespit edilmiştir. Çıkıştaki duman gazı sıcaklığı kabul edilecek.

Aşağıdaki bağıntıda, tüm parametreler tek-tek hesaplanıp yerine konacak ve buharlaştırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığı hesabın başında kabul edilmiş olan sıcaklıkla karşılaştırılacak.

Şekil 11.1'de buharlaştırıcı borularının su domu (alt dom) ve buhar domu (üst dom) arasındaki bağlantısı temsili olarak görülmektedir.

$$H_{Evap} = (T_1 - T_2) * \omega * c = U * \Delta T * A \dots \dots \dots kCal / h \text{ veya } Btu / h \quad (11.1)$$

H_{Evap} : Buharlaştırıcı ısı transferi miktarı, Btu/h

T_1 : Buharlaştırıcıya giren duman gazının sıcaklığı, F

T_2 : Buharlaştırıcıdan çıkan duman gazının sıcaklığı, F

ω : Kütlesel duman gazı debisi, lb/lb

c : Duman gazının yaklaşık özgül ısı, Btu/lb, F

U : Buharlaştırıcının genel ısı transfer katsayısı, Btu/sq ft, hr, F

A : Buharlaştırıcı boruları toplam ısı transfer yüzey alanı, ft²

T_2 ; Buharlaştırıcı çıkışında duman gazı sıcaklığı, F

$T_2 = 340 \text{ } ^\circ C = 644 \text{ } F$ olarak kabul edelim.

T_1 ; Buharlaştırıcı girişi (veya II. Screen boruları çıkışı) duman gazı sıcaklığı, F

$T_1 = 670 \text{ } ^\circ C = 1238 \text{ } F$ olarak hesabı yapılmıştır.

11.1 ω ; Kütlesel Duman Gazı Debisi

$$\omega = 14.66 \text{ kg / kgY}$$

$$\text{Yakıt miktarı (B)} = 10863.3 \text{ kg / h}$$

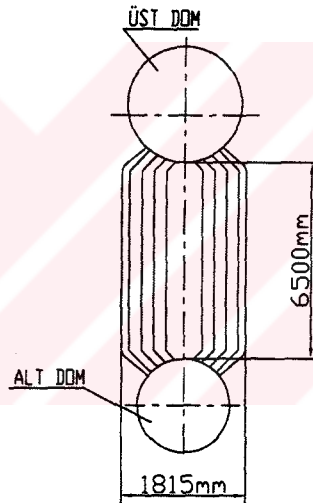
$$\omega = 14.66 * 10863.3 \text{ (kg / kgY * kg / h)}$$

$$\omega = 159225.2 \text{ kg / hr}$$

$$\omega = 350716 \text{ lb / hr}$$

11.2 c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı

Bu katsayının Şekil 11.2'den okunabilmesi için buharlaştırıcı bölgesindeki duman gazı içerisindeki nem miktarının bilinmesi gerekmektedir.



Şekil 11.1 Buharlaştırıcı borularının su domu (alt dom) ve buhar domu (üst dom) arasındaki bağlantısının temsili gösterimi

11.2.1 $\%V_{H_2O}$; Buharlaştırıcı Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki Nemin Yüzdesele Oranı

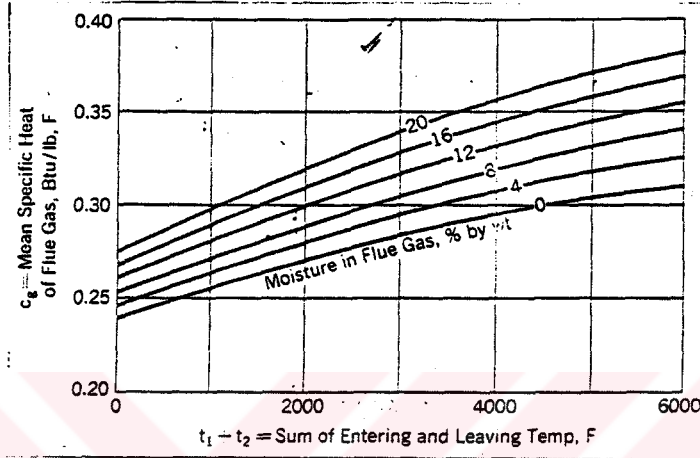
$$\%V_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_g} \quad (11.2)$$

$$\left. \begin{array}{l} V_{H_2O} = 1.309 \text{ Nm}^3 / \text{kgY} \\ V_g = 12.66 \text{ Nm}^3 / \text{kgY} \end{array} \right\} \text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.}$$

$$\%V_{H_2O} = \frac{1.309}{12.66}$$

$$\%V_{H_2O} = 10.3 \%$$

$$T_1 + T_2 = 1238 F + 644 F = 1882 F$$



Şekil 11.2 c_p ; Duman gazının yaklaşık özgül ısı (Babcock & Wilcox, 1972)

$c_p = 0.283 \text{ Btu} / \text{lb}, F$ olarak okunmuştur.

11.3 A ; Buharlaştırıcı Boruları Toplam Isı Transfer Yüzey Alanı

Buharlaştırıcı yüzey alanı hesabında, boruların iç yüzey alanı alınır.

$$A = l_b * \Pi * d_i * m * n \dots \dots \dots \text{sq ft veya } m^2 \quad (11.3)$$

l_b : Buharlaştırıcı borularının uzunluğu, m.

$$l_b = 6.5 \text{ m}$$

d_i : Buharlaştırıcı borularının iç çapı, m.

$$d_i = d_d - 2 * t$$

d_d : Buharlaştırıcı borularının dış çapı, m.

$$d_d = 51 \text{ mm.}$$

t : Buharlaştırıcı borularının et kalınlığı, m.

$$t = 3.2 \text{ mm.}$$

$$d_i = 0.051 - 2 * 0.0032 = 0.0446 \text{ m.}$$

m : Buharlaştırıcı borularının bir sırasındaki boru adedi.

$$m = 16 \text{ adet}$$

n : Buharlaştırıcı borularının toplam sıra adedi.

$$n = 84 \text{ adet}$$

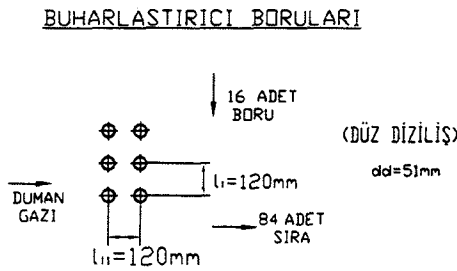
$$A = 6.5 * \Pi * 0.0446 * 16 * 84$$

$$A = 1224 \text{ m}^2 = 13175.4 \text{ ft}^2$$

11.4 ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı

Ana sıcaklık farkı, buharlaştırıcı borularındaki doymuş buharın sabit sıcaklıkta buharlaştığı ve, duman gazı sıcaklığının da gittikçe düştüğü göz önüne alınarak hesabı yapılmıştır. Buharlaştırıcı borularının dizilişi Şekil 11.3'de görülmektedir.

$$\Delta T = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1 - T'_s}{T_2 - T'_s}\right)} \dots\dots\dots^\circ F \text{ veya } ^\circ C \quad (11.4)$$



Şekil 11.3 Buharlaştırıcı borularının dizilişi

T'_s ; Buharlaştırıcı borularındaki doymuş buhar sıcaklığı, °C

$T'_s = 255.4 \text{ }^\circ C = 491.7 \text{ }^\circ F$ Ek 1'den $P_d = 43.5 \text{ bar}$ için okunmuştur.

$$\Delta T = \frac{1238 - 644}{\ln\left(\frac{1238 - 491.7}{644 - 491.7}\right)}$$

$$\Delta T = 373.7 \text{ F} = 189.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

11.5 U ; Buharlaştırıcının Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = U_{cg} + U_{rg} * F_s \dots \dots \dots \text{Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F} \text{ veya } \text{kCal} / \text{m}^2, \text{hr}, ^\circ\text{C} \quad (11.5)$$

11.5.1 U_{cg} ; Karşı Akış Durumunda, Duman Gazı ile Buharlaştırıcı Boruları Arasındaki Konvektif Isı İletim Katsayısı

$$U_{cg} = U'_{cc} * F_{pp} * F_a * F_d \dots \dots \dots \text{Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F} \text{ veya } \text{kCal} / \text{m}^2, \text{hr}, ^\circ\text{C} \quad (11.6)$$

11.5.1.1 U'_{cc} ; Karşı Akış Durumunda Temel Konvektif Isı İletim Katsayısı

Şekil 11.4'den okunabileceği gibi daha net bir sonuç için aşağıdaki denklemle de hesaplanabilir.

$$U'_{cc} = \frac{0.287 * G_g^{0.61}}{d_d^{0.39}} \dots \dots \dots \text{Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F} \quad (11.7)$$

$$d_d = 2'' = 2 / 12 \text{ feet}$$

11.5.1.1.1 G_g ; Duman Gazı Kütle Hızı

$$G_g = \frac{\omega}{A_g} \dots \dots \dots \text{lb} / \text{sqft}, \text{hr} \text{ veya } \text{kg} / \text{m}^2, \text{hr} \quad (11.8)$$

11.5.1.1.1.1 A_g ; Duman Gazı Net Geçiş Kesiti Alanı

Buharlaştırıcının olduğu boşluğun kesitinden kesitteki boruların izdüşüm yüzey alanları düşüldüğünde duman gazının net geçiş kesiti alanı bulunacaktır.

$$A_g = (l_b * a) - (l_b * d_d * m) \dots \dots \dots \text{sq ft} \text{ veya } \text{m} \quad (11.9)$$

a ; Buharlaştırıcının olduğu hacmin enine uzunluğu, m.

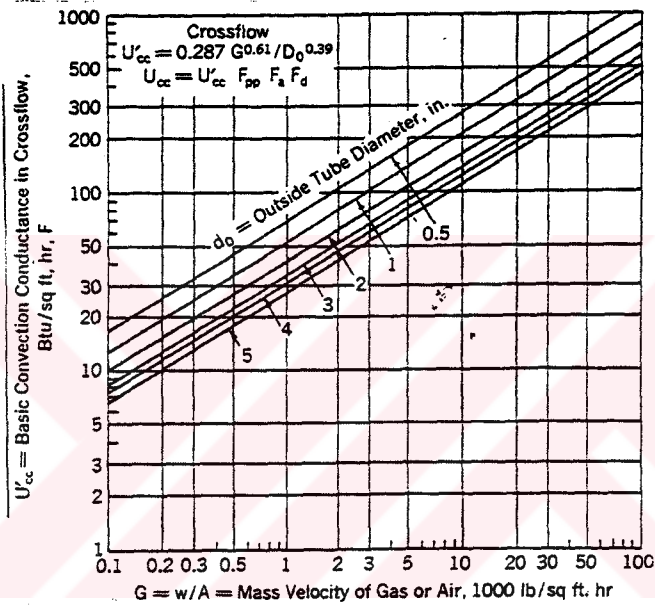
$$A_g = 6.55 * 1815 - 6.55 * 0.051 * 16$$

$$A_g = 6.544 \text{ m}^2 = 70.441 \text{ sqft.}$$

Buna göre G_g ;

$$G_g = \frac{350716}{70.44}$$

$$U'_{cc} = \frac{0.287 * (4978.86)^{0.61}}{\left(\frac{2}{12}\right)^{0.39}} = 103.89 \text{ Btu / sqft, hr, } F = 506.96 \text{ kCal / m}^2 * \text{hr} * ^\circ F$$



Basic crossflow convection conductance, U'_{cc} , as related to gas or air mass velocity, G , for various tube diameters

Şekil 11.4 U'_{cc} ; Karşı akış durumunda temel konvektif ısı iletim katsayısı

(Babcock & Wilcox, 1972)

11.5.1.2 F_{pp} ; Duman Gazı İle Buharlaştırıcı Borularından Akan Akışkanın Birbirine Göre Karışık Akış Halinde, Film Sıcaklığının (T_f) Fiziksel Özelliklerinin Faktörü

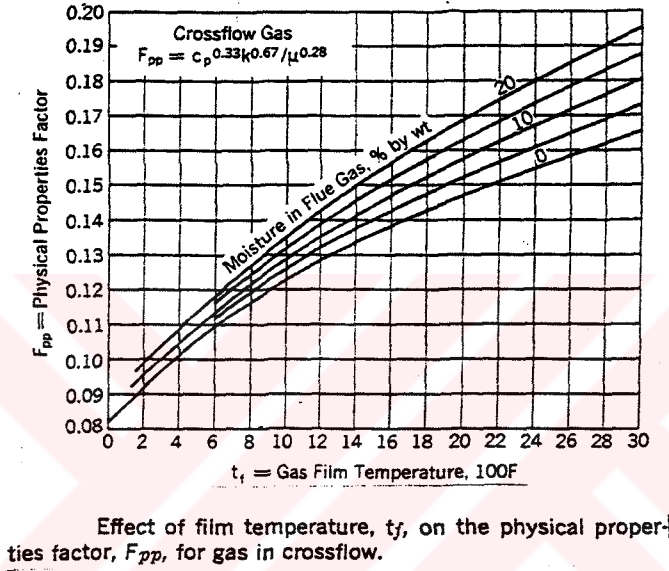
F_{pp} Katsayısı, Şekil 11.5'den T_f film sıcaklığı ve buharlaştırıcı bölgesi içerisindeki gerçek duman gazı içerisindeki su yüzdesine ($\%V_{H_2O}$) göre okunacaktır.

11.5.1.2.1 T_f ; Buharlaştırıcı Boruları Yüzey Film Sıcaklığı

$$T_f = T_s + \frac{\Delta T}{2} \dots\dots\dots \text{°F veya °C} \quad (11.10)$$

$$T_f = 491.7 F + \frac{373.7 F}{2}$$

$$T_f = 678.5 F = 359.1 \text{ °C}$$



Şekil 11.5 F_{pp} ; Duman gazı ile buharlaştırıcı borularından akan akışkanın birbirine göre karşı akış halinde, film sıcaklığının (T_f) fiziksel özelliklerinin faktörü (Babcock & Wilcox, 1972)

Buna göre, $F_{pp} = 0.117$ olarak okunmuştur.

11.5.1.3 F_a ; Buharlaştırıcıda Boruların Düz Dizilişi İçin Düzeltme Faktörü

Şekil 11.6'dan, Re katsayısı, ℓ_s / d_a ve ℓ_{\perp} / d_a boruların eksenler arası mesafelerinin duman gazı yönüne göre konumuna göre okunacaktır.

ℓ_s ; Duman gazı akış yönüne paralel boruların eksenler arası mesafesi.

$$\ell_s / d_a = 120 \text{ mm} / 51 \text{ mm} = 2.353$$

ℓ_{\perp} ; Duman gazı akış yönüne paralel boruların eksenler arası mesafesi.

$$l_{\perp} / d_a = 120 \text{ mm} / 51 \text{ mm} = 2.353$$

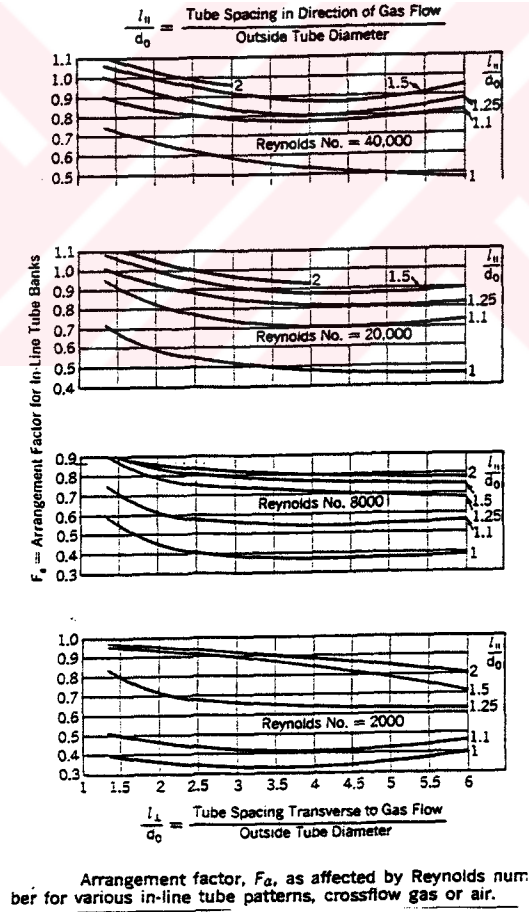
11.5.1.3.1 Re ; Duman Gazının Reynolds Değeri

$$Re = K_{Re} * G_g \quad (11.11)$$

K_{Re} ; Duman gazının boru dışındaki film sıcaklığı T_f ve boru dış çapına (d_a) göre Şekil 11.7'den okunan bir katsayı.

$$T_f = 678.5 \text{ F}$$

$$d_a = 51 \text{ mm} = 2 \text{ inches}$$



Şekil 11.6 F_a ; Buharlaştırıcıda boruların düz dizilişi için düzeltme faktörü (Babcock & Wilcox, 1972)

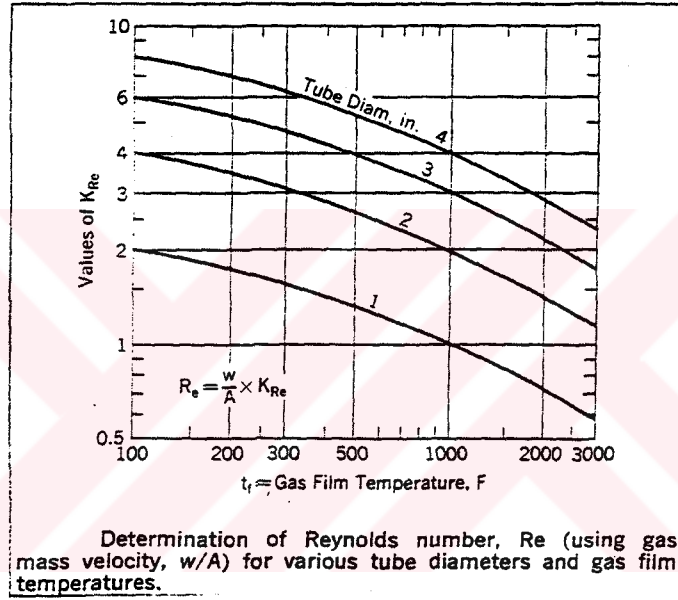
$K_{Re} = 2.368$ olarak okunmuştur.

Buna göre R_e katsayısı;

$$Re = 2.368 * 4978.86$$

$$Re = 11791.3$$

$F_d \cong 0.87$ olarak okunmuştur.



Şekil 11.7 K_{Re} Katsayısı (Babcock & Wilcox, 1972)

11.5.1.4 F_d ; Buharlaştırıcıdaki Boru Sırası Sayısı İçin Isı Transferi Derinlik Faktörü

Şekil 11.8'den boru sırası sayısına göre okunacaktır.

(Buharlaştırıcıda toplam 84 adet sıra mevcuttur.)

$F_d = 1.0$ olarak okunmuştur.

Buna göre U_{cg} ;

$$U_{cg} = 103.89 * 0.117 * 0.87 * 1.0$$

$$U_{cg} = 10.575 \text{ Btu / sqft, hr, } F = 51.6 \text{ kCal / m}^2 * \text{hr} * ^\circ\text{C}$$

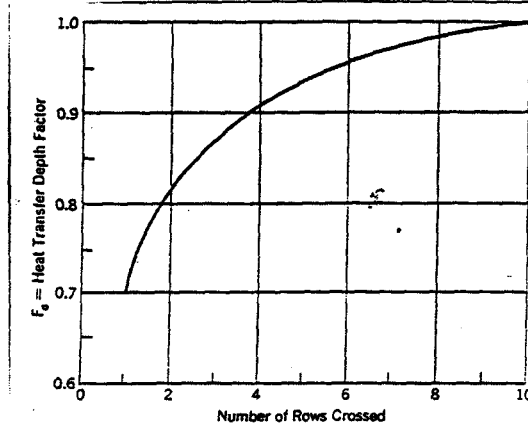


Fig. 15 Heat transfer depth factor for number of tube rows crossed in convection banks.

Şekil 11.8 F_d ; Buharlaştırıcıdaki boru sırası sayısı için ısı transferi derinlik faktörü (Babcock & Wilcox, 1972)

11.5.2 U_{rg} ; Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$U_{rg} = U_r' * K \dots \dots \dots Btu / sqft, hr, F \quad (11.12)$$

11.5.2.1 U_r' ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

Şekil 11.9'dan T_s' ve ΔT sıcaklıklarına göre okunacaktır.

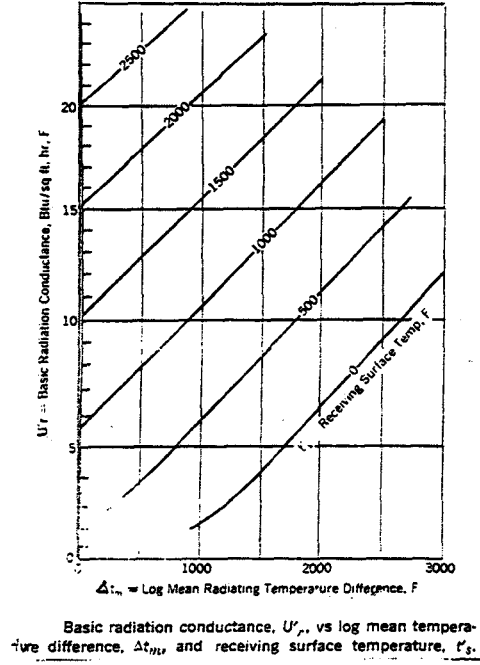
$$T_s' = 491.7 F \quad \text{ve} \quad \Delta T = 373.7 F \quad \text{olarak hesaplanmışlar idi.}$$

$$U_r' = 3.25 (Btu / sqft, hr, F) = 1586 (kCal / m^2 * hr * ^\circ C) \quad \text{olarak okunmuştur.}$$

11.5.2.2 K ; Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi

Duman gazının kısmi basınç değeri P_r ve ana radyasyon tabakası uzunluğu L değerlerine göre Şekil 11.10 'dan okunacaktır.

11.5.2.2.1 P_r ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları ($CO_2 + H_2O$)' nun Kısmi Basıncı



Şekil 11.9 U_r ; Temel radyasyon ısı transfer katsayısı (Babcock & Wilcox, 1972)

Şekil 11.11'den ocakta serbest kalan kullanılabilir ısı değeri olan H_u değeri ve buharlaştırıcıdaki hava fazlalık katsayısına göre okunacaktır.

$$H_u = 9771.3 \text{ kCal} / \text{kgY} = 9771.3 / 0.556 = 17575 \text{ Btu} / \text{lbY} \text{ (Daha önce bulunmuştu.)}$$

$$\alpha_{Fe} = 1.17 \text{ ; Çizelge 3.1'den okunmuştur.}$$

Buna göre $Pr = 0.225$ olarak okunmuştur.

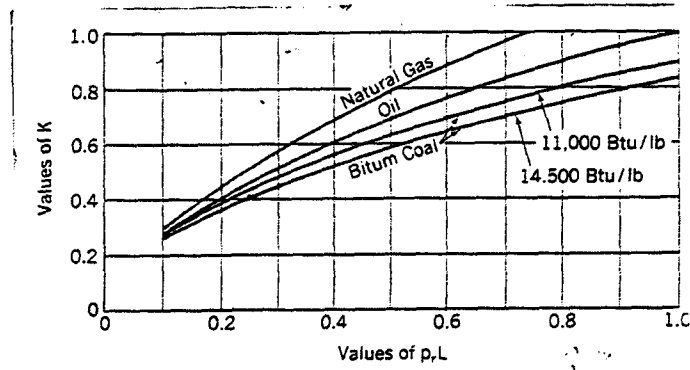
11.5.2.2.1 L; Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu

L değeri, l_{\parallel} / d_d ve l_{\perp} / d_d değerlerine göre Şekil 11.12'den okunacaktır

Şekil 11.12'den $L / d_d = 0.542$ olarak okunmuştur.

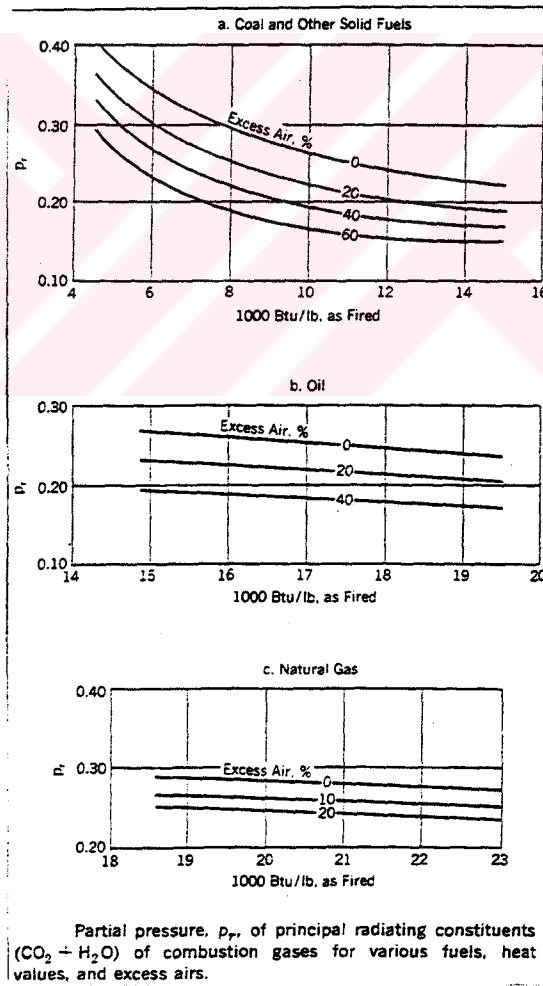
Bu değeri $d_d = 2''$ değeri ile çarparsak;

$$L / d_d * d_d \Rightarrow L = 1.084 \text{ olarak bulmuş oluruz.}$$

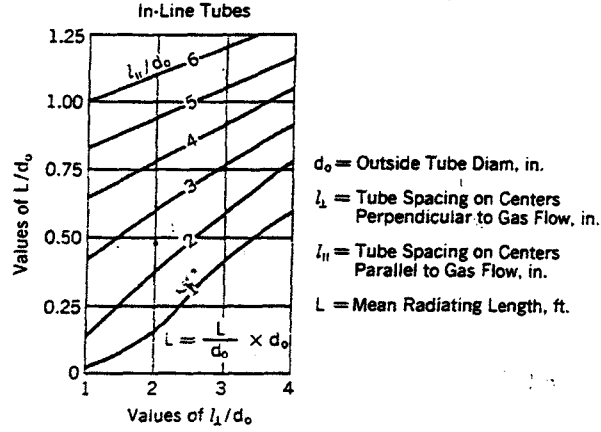


Effect of fuel and mean radiating length on radiation conductance.

Şekil 11.10 K ; Yakıtın ve radyasyon tabakası kalınlığının radyasyon iletkenliği üzerine olan etkisi (Babcock & Wilcox, 1972)



Şekil 11.11 p_r ; Duman gazının temel radyasyon elemanları ($CO_2 + H_2O$)' nun kısmi basıncı (Babcock & Wilcox)



Mean radiating length, L , for various tube diameters and arrangements.

Şekil 11.12 L ; Ana radyasyon tabakası uzunluğu (Babcock & Wilcox, 1972)

Buna göre $Pr \cdot L$ değeri;

$$Pr \cdot L = 0.225 \cdot 1.084 = 0.2439 \text{ olarak hesaplanmış olur.}$$

Buna göre K değeri; Şekil 11.10'dan,

$$K = 0.438 \text{ olarak okunmuş olur.}$$

Buradan da U_{rg} değeri;

$$U_{rg} = 3.25 \cdot 0.438 = 1.4235 \text{ Btu / sqft, hr, } F = 6.94 \text{ kCal / m}^2, \text{ hr, } ^\circ\text{C}$$

11.5.3 F_s ; Borular Arası Boşluklardan Geçen Duman Gazı Radyasyonunun Tüm Buharlaştırıcı Yüzeylerine Etkisinin Verimlilik Katsayısı

Aşağıdaki bağıntıyla hesaplanacaktır.

$$F_s = \frac{\text{Effektif yüzey alanı}}{\text{Toplam buharlaştırıcı yüzey alanı}} \quad (11.13)$$

$$F_s = \frac{1224 - (6.5 \cdot 1815)}{1224}$$

$$F_s = 0.99$$

Buraya kadar hesaplanan ve okunan değerlerden buharlaştırıcı toplam ısı transfer katsayısı U;

$$U = 10.575 + 1.4235 * 0.99$$

$$U = 11.984 \text{ Btu / sqft, hr}, F = 58.48 \text{ kCal / m}^2, \text{ hr}, ^\circ\text{C} = 68 \text{ W / m}^2, \text{ K}$$

11.6 H_{Evap} ; Buharlaştırıcı Toplam Isı Transfer Miktarı

$$H_{Evap} = 11.984 * 373.7 * 13175.4$$

$$H_{Evap} = 59006290.1 \text{ Btu / hr} = 14869585.1 \text{ kCal / h} = 1368.78 \text{ kCal / kgY}$$

$$H_{Evap} = U * \Delta T * A = \omega * c * (T_1 - T_2)$$

$$T_1 - T_2 = \frac{H_{Evap}}{\omega * c}$$

$$T_1 - T_2 = \frac{59006290.1}{350716 * 0.283}$$

$$T_1 - T_2 = 594 \text{ F}$$

$$T_2 = 1238 - 594 = 644 \text{ F} = 340 \text{ }^\circ\text{C} \text{ olarak hesaplanmıştır.}$$

Buna göre buharlaştırıcı hesabının başında kabul edilen duman gazı çıkış sıcaklığı doğru bir kabul değeridir.

12. I. EKONOMİZÖR ile BUHARLAŞTIRICI ARASINDAKİ BOŞLUK DOLAYISIYLA DUMAN GAZINDA OLUŞACAK SICAKLIK DÜŞÜŞÜ HESABI

Bu uygulamada I. Ekonomizör ile buharlaştırıcıyı birbirine bağlayan boşluğun, buradan geçen duman gazında oluşturacağı sıcaklık düşüşünün tam olarak hesabı yapılacaktır.

Duman gazının kaybedeceği ısının bir kısmı buharlaştırıcıya, diğer kısmı da I. Ekonomizöre geçecektir. Kazanın bu iki kısmına geçen ısı miktarı ayrı ayrı hesaplanıp toplandıktan sonra daha önceki uygulamalarımızdaki gibi termodinamiğin temel kaidelerine göre sıcaklık farkı tek başına denklemden çekilip tespit edilecektir. Hesap sonucunda bulunan sıcaklık düşüşü miktarı en başta kabul edilen ile aynı ise, hesap doğrulanmış olacaktır.

Not: Bu uygulamada yapılacak olan boşluk radyasyonu hesabı her ne kadar formalite gereği olsa da daha yüksek duman gazı sıcaklıklarında ve boşluk radyasyonunun önem kazandığı bazı uygulamalara çözüm için ön ayak olacağı göz önünde tutulmuştur.

Şekil 12.1'de I. Ekonomizör ile ekonomizör-buharlaştırıcı arası kanalın kısmi 3 boyutlu ölçüleri görülmektedir.

12.1 Toplam Isı Transferi İfadesi

$$H_t = H_{Eco-I} + H_{Evap} = \omega * c * \Delta T \quad (12.1)$$

H_t : I. Ekonomizör ve buharlaştırıcıya geçen ısı transfer miktarı, Btu/h

H_{Eco-I} : I. Ekonomizöre geçen ısı transferi miktarı, Btu/h

H_{Evap} : Buharlaştırıcıya geçen ısı transferi miktarı, Btu/h

ω : Kütleli duman gazı debisi, lb/lb

c : Duman gazının yaklaşık özgül ısı, Btu/(lb, F)

ΔT : Aradaki boşlukta duman gazının sıcaklık düşüşü miktarı, F

12.2 ω ; Kütleli Duman Gazı Debisi

$$\omega = 14.66 \text{ kg / kgY}$$

$$\text{Yakıt miktarı}(B) = 10863.3 \text{ kg / h}$$

$$\omega = 14.66 * 10863.3 \text{ (kg / kgY * kg / h)}$$

$$\omega = 159225.2 \text{ kg / hr}$$

$$\omega = 350716 \text{ lb / hr}$$

12.3 c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı

Bu katsayının Şekil 11.2'den okunabilmesi için ekonomizör bölgesindeki duman gazı içerisindeki nem miktarının bilinmesi gerekmektedir.

12.3.1 % V_{H_2O} ; Buharlaştırıcı Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki Nemin Yüzdesele Oranı

$$\%V_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_g} \quad (12.2)$$

$$\left. \begin{array}{l} V_{H_2O} = 1.309 \text{ Nm}^3 / \text{kgY} \\ V_g = 12.66 \text{ Nm}^3 / \text{kgY} \end{array} \right\} \text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.}$$

$$\%V_{H_2O} = \frac{1.309}{12.66}$$

$$\%V_{H_2O} = 10.3 \%$$

Bu sıcaklık düşüşünün duman gazı radyasyonu tarafından yapıldığı ve yaklaşık 14 F 'lık bir düşüş değerinde olduğu kabul edilirse,

$$T_1 = 644 \text{ F}$$

$$T_2 = 644 \text{ F} - 14 = 629 \text{ F}$$

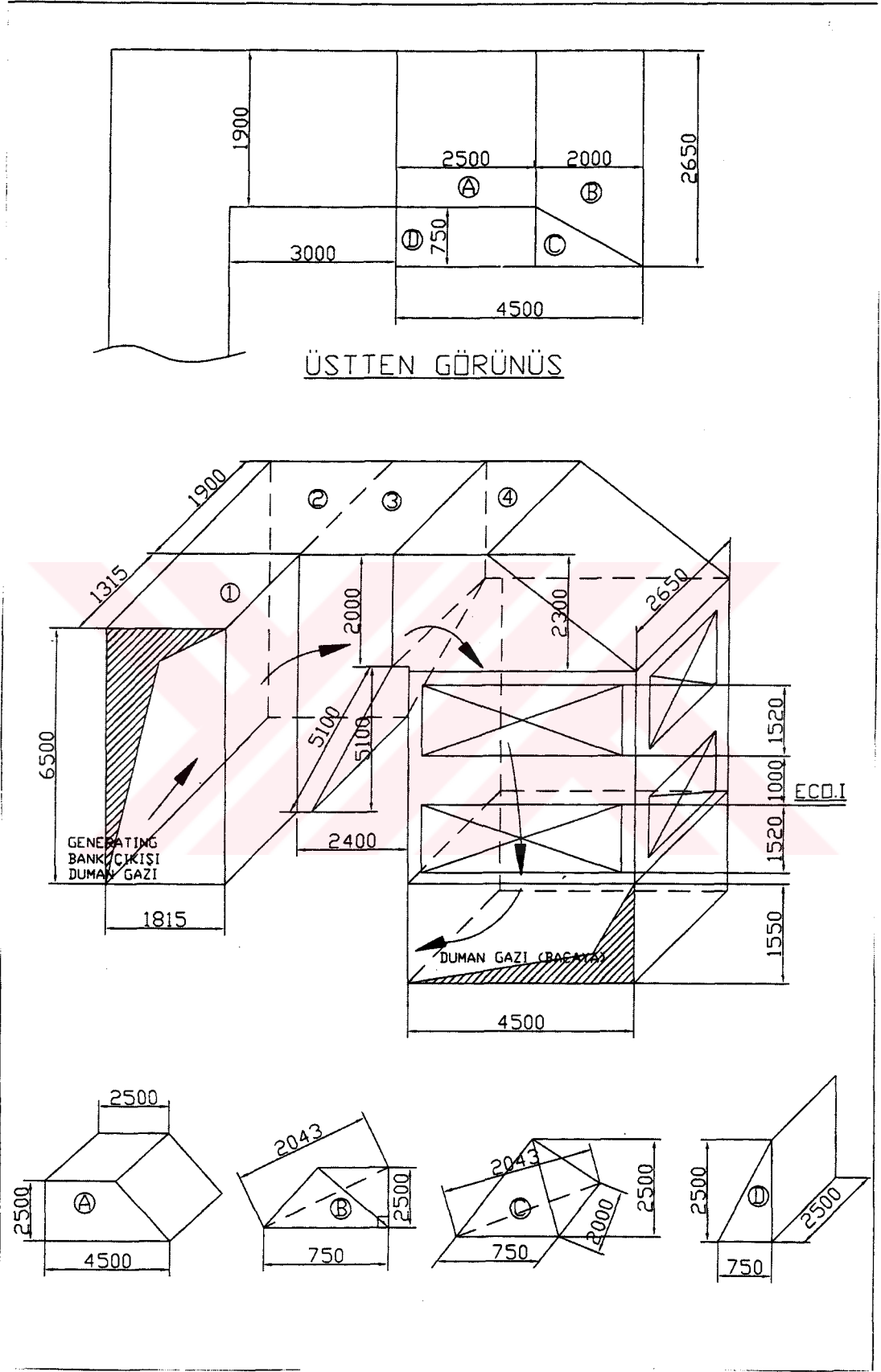
$$T_1 + T_2 = 644 \text{ F} + 629 \text{ F} = 1273 \text{ F}$$

$c = 0.288 \text{ Btu / lb, F}$ olarak okunmuştur.

12.4 H_{Eco-I} ; I. Ekonomizöre Geçen Isı Transferi Miktarı

$$H_{Eco-I} = (U_{rg})_{Eco-I} * A_{Eco-I} * \Delta T \dots \dots \dots \text{Btu / hr veya kCal / kgY} \quad (12.3)$$

12.4.1 A_{Eco-I} ; I. Ekonomizörde Duman Gazının Geçtiği Brüt Kesit Alanı



Şekil 12.1 I. Ekonomizör ile ekonomizör buharlaştırıcı arasındaki kanalın 3 boyutlu kısmi görünüşü

$$A_{E\infty-I} = a \times b \dots\dots\dots sq \text{ ft} \quad (12.4)$$

a : Ekonomizörün eni, m.

$$a=2.65 \text{ m.}$$

b : Ekonomizörün derinliği, m.

$$b=4.5 \text{ m.}$$

$$A_{E\infty-I} = 2.65 * 4.5 = 11.925 \text{ m}^2 = 1382 \text{ sq ft}$$

12.4.2 ΔT ; I. Ekonomizör İçin Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \left(\frac{T_1 + T_2}{2} \right) - (T_2')_{E\infty-I} \dots\dots\dots F \quad (12.5)$$

T_1 ; Buharlaştırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığı, F

$$T_1=644 \text{ F}$$

T_2 ; Buharlaştırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığından boşluk radyasyonundan dolayı oluşacak düşüşün çıkartılmış sıcaklığı , F

$$T_2=644-14=629 \text{ F}$$

$(T_2')_{E\infty-I}$; I. Ekonomizörden çıkan suyun kabul edilen sıcaklığı, F (Bu değer daha sonra kontrol edilecektir).

$$(T_2')_{E\infty-I} = 183 \text{ }^\circ\text{C} = 361.4 \text{ F}$$

$$\Delta T = \left(\frac{644 + 629}{2} \right) - (361.4)$$

$$\Delta T = 276.5 \text{ F}$$

12.4.3 $(U_{rg})_{E\infty-I}$; I. Ekonomizörde Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$(U_{rg})_{E\infty-I} = U_r' * K \dots\dots\dots Btu / sqft, hr, F \quad (12.6)$$

12.4.3.1 U_r ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

Şekil 11.9'dan $(T_s)_{Eco-I}$ ve ΔT sıcaklıklarına göre okunacaktır.

12.4.3.1.1 $(T_s)_{Eco-I}$; I. Ekonomizörde Dolayan Suyun Ortalama Sıcaklığı

$$(T_s)_{Eco-I} = \frac{T_1' + T_2'}{2} \dots\dots\dots F \quad (12.7)$$

T_1' ; I. Ekonomizöre giren su sıcaklığı, °C

$$T_1' = 155 \text{ °C}$$

T_2' ; I. Ekonomizörden çıkan su sıcaklığı, °C

$$T_2' = 183 \text{ °C}$$

$$(T_s)_{Eco-I} = \frac{155 + 183}{2}$$

$$(T_s)_{Eco-I} = 169 \text{ °C} = 336.2 \text{ F}$$

$U_r = 2.45 \text{ Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F}$ olarak okunmuştur.

12.4.3.2 K ; Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi

Duman gazının kısmi basınç değeri P_r ve ana radyasyon tabakası uzunluğu L değerlerine göre Şekil 11.10 'dan okunacaktır.

12.4.3.2.1 P_r ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları ($\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$)' nun Kısmi Basıncı

Şekil 11.11'den ocakta serbest kalan kullanılabilir ısı değeri olan H_u değeri ve ekonomizördeki hava fazlalık katsayısına göre okunacaktır.

$$H_u = 17575 \text{ Btu} / \text{lbY} \text{ (Bölüm 11'den)}$$

$\alpha_{Fe} = 1.21$; Çizelge 3.1'den okunmuştur.

Buna göre $Pr = 0.22$ olarak okunmuştur.

12.4.3.2.2 L ; Boşluğun Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu

$$L = 3.4 * \frac{V_L}{A_{pr}} \dots\dots\dots m \text{ veya feet} \quad (12.8)$$

V_L ; I. Ekonomizör ile buharlaştırıcı arasındaki boşluğun hacmi, m.

A_{pr} ; Boşluğu oluşturan hacmin projeksiyon alanları toplamı, m.

Öncelikle boşluk hacmini bulalım, bunun için Şekil 12.1'deki gibi boşluk hacmini 4 ana bölüme ayırıp bu hacimleri toplayacağız.

12.4.3.2.2.1 V_L ; Buharlaştırıcı ve I. Ekonomizör Arasındaki Boşluğun Hacmi

V_{L-1} ; 1.No'lu bölümün hacmi.

$$V_{L-1} = 1815 * 1315 * 6.5 = 15.51 \text{ m}^3$$

V_{L-2} ; 2.No'lu bölümün hacmi.

$$V_{L-2} = 1815 * 1900 * 6.5 = 22.41 \text{ m}^3$$

V_{L-3} ; 3.No'lu bölümün hacmi.

$$V_{L-3} = (6.5 + 2.0) * 2.4 * \frac{1}{2} = 10.2 \text{ m}^3$$

V_{L-4} ; 4.No'lu bölümün hacmi.

$$V_{L-4} = (4.5 + 2.5) * 2.3 * \frac{1}{2} * 1.9 + \frac{1}{3} * (0.75 + 2.0) * \frac{1}{2} * 2.5 + \frac{1}{3} * (0.75 + 2.0) * \frac{1}{2} * 2.5 + 0.75 * 2.5 * \frac{1}{2} * 2.5 = 19.564 \text{ m}^3$$

Buradan toplam hacim;

$$V_L = 15.51 + 22.41 + 10.2 + 19.564 = 67.68 \text{ m}^3$$

12.4.3.2.2.2 A_{pr} ; Buharlaştırıcı ve I. Ekonomizör Arasındaki Boşluğun Projeksiyon

Alanları Hesabı

Boşluk hacminin projeksiyon alanlarını şekildeki gibi boşluk hacmini 4 ana bölüme ayırıp bu yüzeyleri toplayarak hesaplayacağız.

A_{pr-1} ; 1.No'lu bölümün yüzey alanı.

$$A_{pr-1} = [(6.5 + 1.315) + (1.315 * 1.815)] * 2.0 = 21.87 \text{ m}^2$$

A_{pr-2} ; 2.No'lu bölümün yüzey alanı.

$$A_{pr-2} = 1.9 * 6.5 + 1.815 * 6.5 + 2 * 1.9 * 1.815 = 31.04 \text{ m}^2$$

A_{pr-3} ; 3.No'lu bölümün yüzey alanı.

$$A_{pr-3} = 1.9 * 2.4 + 2 * (6.5 + 2.0) * 3.0 * \frac{1}{2} + 5.1 * 1.9 = 34.17 \text{ m}^2$$

A_{pr-4} ; 4.No'lu bölümün yüzey alanı.

$$A_{pr-4} = 1.9 * 2.5 + (4.5 + 2.5) * 2.3 * \frac{1}{2} + (2.65 + 1.9) * 3.05 * \frac{1}{2} + (4.5 + 2.5) * 2.42 * \frac{1}{2} = 28.21 \text{ m}^2$$

Buradan toplam alan;

$$A_{pr} = 21.87 + 31.04 + 34.17 + 28.21 = 115.3 \text{ m}^2$$

Buna göre L;

$$L = 3.4 * \frac{67.68}{115.3}$$

$$L = 1.996 \text{ m} = 6.548 \text{ ft}$$

Pr * L değeri ;

$$Pr * L = 0.22 * 6.548 = 1.44$$

K değeri de;

K=1.0 olarak okunmuştur.

Buradan $(U_{rg})_{Eco-1}$;

$$(U_{rg})_{Eco-I} = 2.45 * 1.0$$

$$(U_{rg})_{Eco-I} = 2.45 \text{ Btu / sqft,hr, F}$$

I. Ekonomizöre geçen ısı transferi miktarı;

$$H_{Eco-I} = 2.45 * 1382 * 276.5$$

$$H_{Eco-I} = 936196 \text{ Btu / hr} = 21.71 \text{ kCal / kgY}$$

12.5 H_{Evap} ; Buharlaştırıcıya Geçen Isı Transferi Miktarı

$$H_{Evap} = (U_{rg})_{Evap} * A_{Evap} * \Delta T \dots \dots \dots \text{Btu / hr veya kCal / kgY} \quad (12.9)$$

12.5.1 A_{Evap} ; Buharlaştırıcıda Duman Gazının Geçtiği Brüt Kesit Alanı

$$A_{Evap} = a \times b \dots \dots \dots \text{sq ft} \quad (12.10)$$

a : Buharlaştırıcının eni, m.

$$a=1.815 \text{ m.}$$

b : Buharlaştırıcının yüksekliği, m.

$$b=6.5 \text{ m.}$$

$$A_{Evap} = 1.815 * 6.5 = 11.798 \text{ m}^2 = 1366.3 \text{ sq ft}$$

12.5.2 ΔT ; Buharlaştırıcı İçin Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \left(\frac{T_1 + T_2}{2} \right) - (T_s)_{Evap} \dots \dots \dots F \quad (12.11)$$

T_1 ; Buharlaştırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığı, F

$$T_1=644 \text{ F}$$

T_2 ; Buharlaştırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığından boşluk radyasyonundan dolayı oluşacak düşüşün çıkarılmış sıcaklığı , F

$$T_2=644-14=629 \text{ F}$$

$(T_s)_{Evap}$; Buharlaştırıcı borularındaki doymuş buharın sıcaklığı, F (Bölüm 11'den).

$$(T_s)_{Evap} = 255.4 \text{ } ^\circ\text{C} = 491.7 \text{ F}$$

$$\Delta T = \left(\frac{644 + 629}{2} \right) - (491.7)$$

$$\Delta T = 146.5 \text{ F}$$

12.5.3 $(U_{rg})_{Evap}$; Buharlaştırıcıda Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon

Isı Transfer Katsayısı

$$(U_{rg})_{Evap} = U_r' * K \dots \dots \dots \text{Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F} \quad (12.11)$$

K=1.0 olarak bulunmuştu.

12.5.3.1 U_r' ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

Şekil 11.9'dan $(T_s)_{Evap}$ ve ΔT sıcaklıklarına göre okunacaktır.

$$(T_s)_{Evap} = 491.7 \text{ F}, \quad \Delta T = 146.5 \text{ F}$$

$U_r' = 2.40 \text{ Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F}$ olarak okunmuştur.

Buradan $(U_{rg})_{Evap}$ ısı transfer katsayısı;

$$(U_{rg})_{Evap} = 2.40 * 1.0$$

$$(U_{rg})_{Evap} = 2.4 \text{ Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F}$$

Buharlaştırıcıya geçen ısı miktarı, H_{Evap} :

$$H_{Evap} = 2.4 * 1366.3 * 146.5$$

$$H_{Evap} = 480397.7 \text{ Btu} / \text{hr} = 11.14 \text{ kCal} / \text{kgY}$$

Buna göre I. Ekonomizöre ve buharlaştırıcıya geçen toplam ısı transferi;

$$\text{Toplam ısı transferi} = H_t = H_{Eoo-I} + H_{Evap} = \omega * c * (\Delta T)$$

$$H_t = 480397.7 \text{ Btu} / \text{hr} + 936196 \text{ Btu} / \text{hr} = 1416593.7 \text{ Btu} / \text{hr} = 32.86 \text{ kCal} / \text{kgY} \text{ 'dır.}$$

$$\Delta T = T_1 - T_2 = \frac{1416593.7}{350716 * 0.288}$$

$$T_1 - T_2 = 14 \quad F$$

Buna göre boşluktan dolayı duman gazının sıcaklık düşüş değeri hesabın başında kabul edilen değerle örtüşmüştür.



13. I. EKONOMİZÖRÜN ISI TRANSFERİ

Ekonomizör hesabında, yine ekonomizörden çıkan duman gazı sıcaklığı kabul edilerek hesaba devam edilmiştir. Duman gazı tarafında göz önüne alınarak oluşturulan iki ısı transferi bağıntısından hesap sonunda ekonomizör çıkışındaki duman gazı sıcaklığına bakılır, eğer ilk kabul edilen ile hesap sonucunda bulunan sıcaklık farkı yeterince az ise hesap doğru yapılmıştır.

I. Ekonomizör borularının arasına giren duman gazının özellikleri buharlaştırıcı boruları çıkışında tespit edilmiştir. Bu değerden aradaki boşluktan dolayı oluşan sıcaklık düşüşü de katılarak girişteki net duman gazı sıcaklığı belirlenmiş olacak. Çıkıştaki duman gazı sıcaklığı kabul edilecek. I. Ekonomizör çıkışındaki buhar sıcaklığı aşağıdaki ısı transfer bağıntılarından birine göre ısı transfer miktarı hesaplanıp bir diğer ısı transferi bağıntısı olan ; $H=W \times I$ 'da yerine konduktan sonra çıkıştaki buharın entalpi değerine ulaşılır. Entalpi değeri bulunduktan sonra buhar tablosundan bu değere karşılık gelen buhar sıcaklığı okunarak tespit edilecektir. Isı transfer miktarı olarak alınacak değere ekonomizör-buharlaştırıcı arasındaki boşluktan kazanılacak ısı miktarı da eklenecektir.

Ekonomizör çıkışındaki buhar sıcaklığı yukarıdaki gibi hesaplandıktan sonra aşağıdaki bağıntıda, tüm parametreler tek-tek hesaplanıp yerine konacak ve ekonomizör çıkışındaki duman gazı sıcaklığı hesabın başında kabul edilmiş olan sıcaklıkla karşılaştırılacak.

Şekil 13.1'de ekonomizör borularının eksenler arası mesafeleri, boruların dizilimi yandan ve üstten görülmektedir. Şekil 13.2'de de ekonomizörün tamamının kazana göre konumu ve ölçüleri üstten görülmektedir.

$$H_{Econ-I} = (T_1 - T_2) * \omega * c = U * \Delta T * A \dots \dots \dots kCal / h \text{ veya } Btu / h \quad (13.1)$$

H_{Econ-I} : I. Ekonomizörün ısı transferi miktarı, Btu/h

T_1 : Ekonomizöre giren duman gazının sıcaklığı, F

T_2 : Ekonomizörden çıkan duman gazının sıcaklığı, F

ω : Kütlesel duman gazı debisi, lb/lb

c : Duman gazının yaklaşık özgül ısısı, Btu/lb, F

U : Ekonomizörün genel ısı transfer katsayısı, Btu/sq ft, hr, F

A : Ekonomizör boruları toplam ısı transfer yüzey alanı, ft^2

T_2 : I. Ekonomizör çıkışında duman gazı sıcaklığı, F

$T_2 = 238 \text{ } ^\circ C = 460 \text{ } F$ olarak kabul edelim.

T_1 : I. Ekonomizör girişi duman gazı sıcaklığı, F

$T_1 = 331.6 \text{ } ^\circ C = 629 \text{ } F$ (14 F 'lık sıcaklık düşüşü de dahil olmak üzere net sıcaklık).

13.1 ω ; Kütleli Duman Gazı Debisi

$$\omega = 14.66 \text{ } kg / kgY$$

$$\text{Yakıt miktarı}(B) = 10863.3 \text{ } kg / h$$

$$\omega = 14.66 * 10863.3 \text{ } (kg / kgY * kg / h)$$

$$\omega = 159225.2 \text{ } kg / hr$$

$$\omega = 350716 \text{ } lb / hr$$

13.2 c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı

Bu katsayının Şekil 11.2'den okunabilmesi için ekonomizör bölgesindeki duman gazı içerisindeki nem miktarının bilinmesi gerekmektedir.

13.2.1 $\%V_{H_2O}$; Ekonomizör Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki Nemin Yüzdesele

Oranı

$$\%V_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_g} \quad (13.2)$$

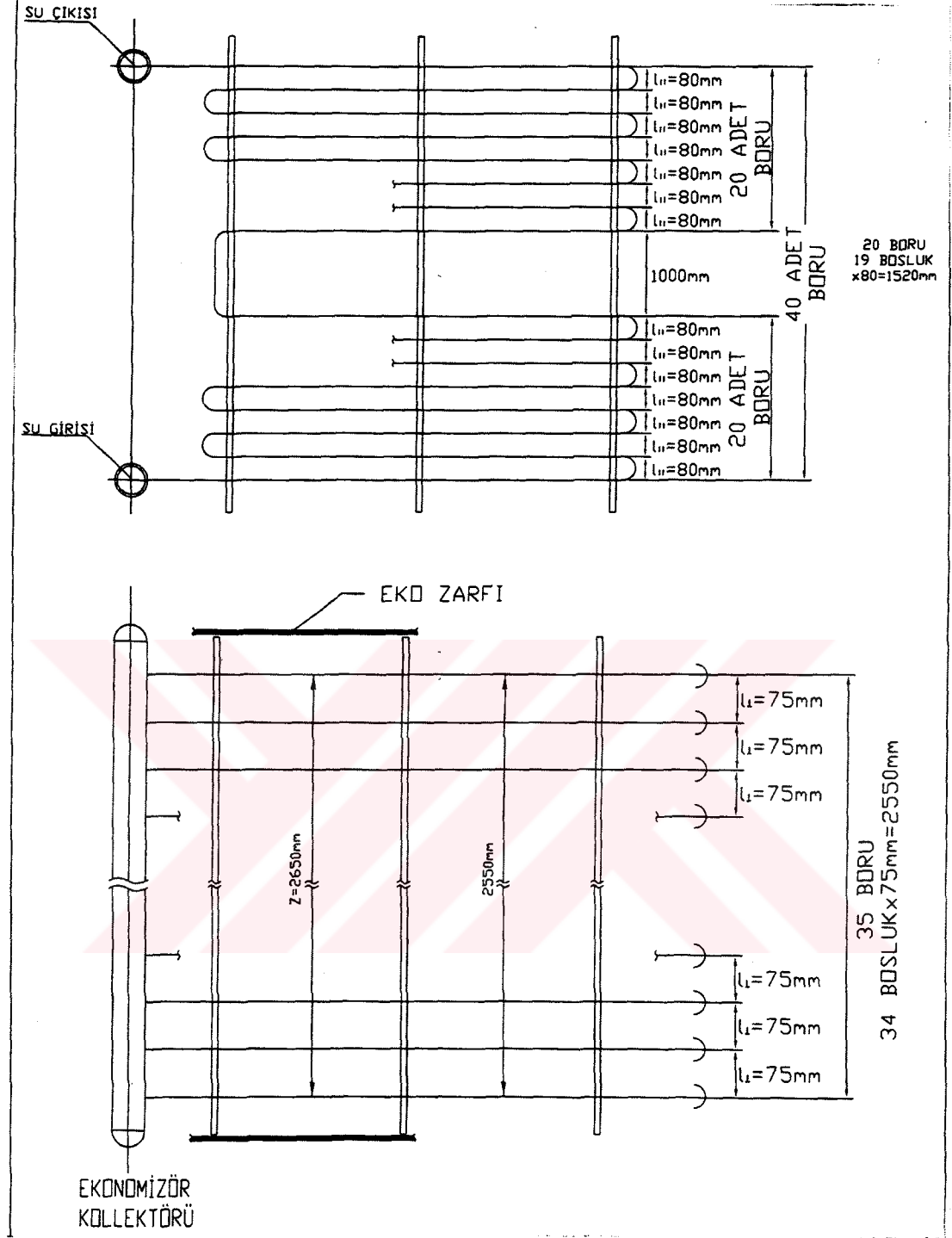
$$\left. \begin{array}{l} V_{H_2O} = 1.315 \text{ } Nm^3 / kgY \\ V_g = 12.968 \text{ } Nm^3 / kgY \end{array} \right\} \text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.}$$

$$\%V_{H_2O} = \frac{1.315}{12.968}$$

$$\%V_{H_2O} = 10.1 \%$$

$$T_1 + T_2 = 629 \text{ } F + 460 \text{ } F = 1089.4 \text{ } F$$

$c = 0.272 \text{ } Btu / lb, F$ olarak okunmuştur.

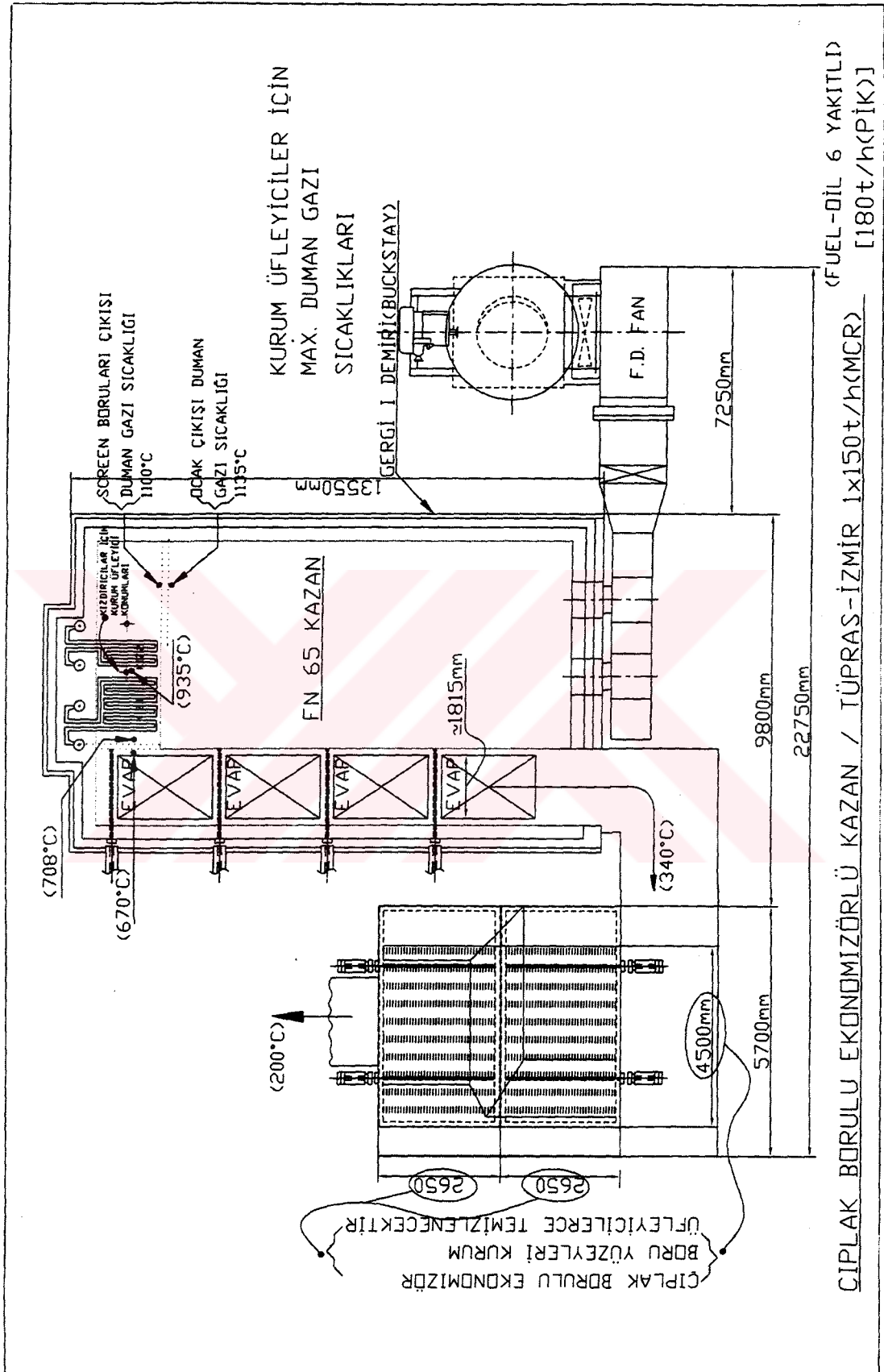


Şekil 13.1 I. Ekonomizör borularının eksenler arası mesafeleri ve konumlarının yandan ve üstten görünüşü

13.3 I. Ekonomizör Çıkışındaki Buhar Sıcaklığının Hesabı

$$H_{Econ-I} + H_{Econ-I} = W * (I_2' - I_1') \dots \dots \dots \text{kCal/hr} \quad (13.3)$$

H_{Econ-I} : I. Ekonomizörün ısı transfer miktarı, kCal/hr



Şekil 13.2 Ekonomizörün kazana göre konumu ve boyutları

$$H_{Econ-I} = 350716 * 0.272 * (629 - 460)$$

$$H_{Econ-I} = 16379208.8 \text{ Btu/hr} = 4127560.6 \text{ kCal/hr}$$

H_{Econ-I} : I. Ekonomizör ile buharlaştırıcı arasındaki boşluktan kazanılan ısı transfer miktarı, kCal/hr

$$H_{Econ-I} = 936196 \text{ Btu/hr} = 235921.4 \text{ kCal/hr}$$

W : Buharın debisi, kg/hr

$$W = 150000 \text{ kg/hr}$$

I_2' : I. Ekonomizör çıkışındaki buharın entalpisi, kCal/kg

I_1' : I. Ekonomizör girişindeki buharın entalpisi, kCal/kg

$$I_1' = 156.15 \text{ kCal/kg} \quad (T_1' = 155 \text{ }^\circ\text{C} \text{ için Ek 1'den okunmuştur.})$$

$$4127560.6 + 235921.4 = 150000 * (I_2' - 156.15)$$

$$I_2' = 185.24 \text{ kCal/kg} \Rightarrow \text{Bu entalpi değerine karşılık Ek 1'den sıcaklık değeri;}$$

$$T_2' = 183 \text{ }^\circ\text{C} = 361.4 \text{ F} \text{ olarak hesaplanmış olur.}$$

13.4 A ; I. Ekonomizör Borularının Toplam Isı Transfer Yüzey Alanı

$$A = l_e * \Pi * d_d * m * n \dots \dots \dots \text{sq ft veya } m^2 \quad (13.4)$$

l_e : I. Ekonomizör borularının uzunluğu, m.

$$l_e = 4.4 \text{ m}$$

d_d : I. Ekonomizör borularının dış çapı, m.

$$d_d = 33.7 \text{ mm.}$$

m : I. Ekonomizör borularının bir sırasındaki boru adedi.

$$m = 40 \text{ adet}$$

n : I. Ekonomizör borularının toplam sıra adedi.

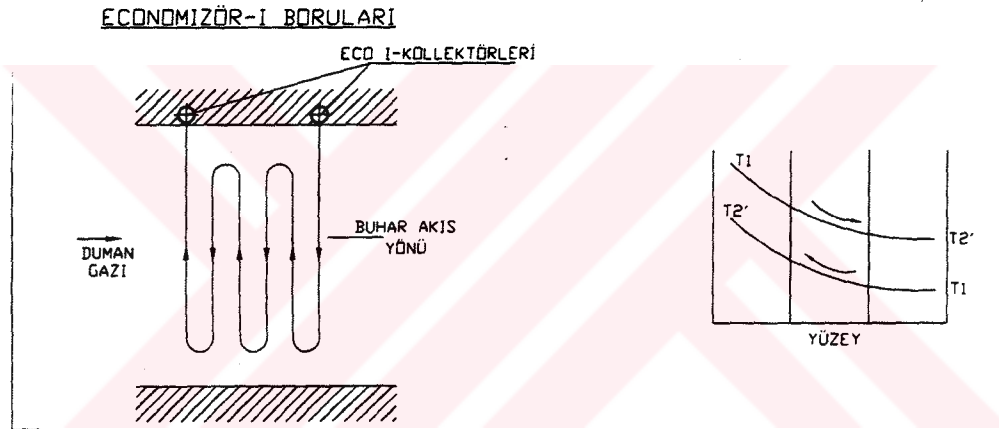
$n=35$ adet

$$A = 4.4 * \Pi * 0.0337 * 40 * 35$$

$$A = 652.2 \text{ m}^2 = 7020.4 \text{ ft}^2$$

13.5 ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı

Ana sıcaklık farkı değeri, ekonomizör borularındaki buharın izlediği yolun duman gazınkine göre “karşı akış” halinde olduğu göz önüne alınarak hesabı yapıldı. Şekil 13.3’de karşı akış hali sembolik olarak görülmektedir.



Şekil 13.3 I. Ekonomizörde “karşı akış” halinin sembolik gösterimi

$$\Delta T = \frac{[(T_1 - T_2') - (T_2 - T_1')]}{\ln\left(\frac{T_1 - T_2'}{T_2 - T_1'}\right)} \dots\dots\dots ^\circ F \text{ veya } ^\circ C \quad (13.5)$$

$$T_1 = 629 \text{ F} = 331.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 460 \text{ F} = 238 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1' = 311 \text{ F} = 155 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2' = 361.4 \text{ F} = 183 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = \frac{[(629 - 361.4) - (460 - 311)]}{\ln\left(\frac{629 - 361.4}{460 - 311}\right)}$$

$$\Delta T = 199.4 \text{ F} = 93 \text{ } ^\circ\text{C}$$

13.6 U ; I. Ekonomizörün Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = U_{cg} + U_{rg} * F_s, \dots \dots \dots \text{Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F} \text{ veya } \text{kCal} / \text{m}^2, \text{hr}, ^\circ\text{C} \quad (13.6)$$

13.6.1 U_{cg} ; Karşı Akış Durumunda, Duman Gazı ile I. Ekonomizör Boruları Arasındaki Konvektif Isı İletim Katsayısı

$$U_{cg} = U'_{cc} * F_{pp} * F_a * F_d, \dots \dots \dots \text{Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F} \text{ veya } \text{kCal} / \text{m}^2, \text{hr}, ^\circ\text{C} \quad (13.7)$$

13.6.1.1 U'_{cc} ; Karşı Akış Durumunda Temel Konvektif Isı İletim Katsayısı

Şekil 11.4'den okunabileceği gibi daha net bir sonuç için aşağıdaki denklemle de hesaplanabilir.

$$U'_{cc} = \frac{0.287 * G_g^{0.61}}{d_d^{0.39}} \dots \dots \dots \text{Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F} \quad (13.8)$$

$$d_d = 1.326'' = 1.326 / 12 \text{ feet}$$

13.6.1.1.1 G_g , Duman Gazı Kütle Hızı

$$G_g = \frac{\omega}{A_g} \dots \dots \dots \text{lb} / \text{sqft}, \text{hr} \text{ veya } \text{kg} / \text{m}^2, \text{hr} \quad (13.9)$$

13.6.1.1.1.1 A_g ; Duman Gazı Net Geçiş Kesiti Alanı

I. Ekonomizörün olduğu boşluğun kesitinden boruların izdüşüm yüzey alanları düşüldüğünde duman gazının net geçiş kesiti alanı bulunacaktır.

$$A_g = (l_b * a) - (l_e * d_d * m) \dots \dots \dots \text{sq ft} \text{ veya } \text{m} \quad (13.10)$$

l_b : I. Ekonomizörün yerleştiği boşluğun uzunluğu, m.

$$l_b = 4.5 \text{ m.}$$

a : I. Ekonomizörün olduğu hacmin enine uzunluğu, m.

$$A_g = 4.5 * 2.65 - 4.4 * 0.0337 * 35$$

$$A_g = 6.735 \text{ m}^2 = 72.5 \text{ sqft.}$$

Buna göre G_g ;

$$G_g = \frac{350716}{72.5}$$

$$U'_{cc} = \frac{0.287 * (4938)^{0.61}}{\left(\frac{1.326}{12}\right)^{0.39}} = 119.84 \text{ Btu / sqft, hr, F}$$

13.6.1.2 F_{pp} ; Duman Gazı ile I. Ekonomizör Borularından Akan Akışkanın Birbirine Göre Karşı Akış Haline Göre Film Sıcaklığının (T_f) Fiziksel Özelliklerinin Faktörü

F_{pp} Katsayısı, Şekil 11.5'den T_f film sıcaklığı ve ekonomizör bölgesi içerisindeki gerçek duman gazı içerisindeki su yüzdesine ($\%V_{H_2O}$) göre okunacaktır.

13.6.1.2.1 T_f ; I. Ekonomizör Boruları Yüzey Film Sıcaklığı

$$T_f = \frac{(T'_1 + T'_2)}{2} + \frac{\Delta T}{2} \dots\dots\dots \text{ } ^\circ F \text{ veya } ^\circ C \quad (13.11)$$

$$T_f = \frac{(311 + 361.4)}{2} + \frac{199.4}{2}$$

$$T_f = 435.9 \text{ F} = 224.4 \text{ } ^\circ C$$

Buna göre, $F_{pp} = 0.106$ olarak okunmuştur.

13.6.1.3 F_d ; I. Ekonomizör Borularının Düz Dizilişi İçin Düzeltme Faktörü

Şekil 11.6'dan, Re katsayısı, ℓ_{\parallel} / d_d ve ℓ_{\perp} / d_d boruların eksenler arası mesafelerinin duman gazı yönüne göre konumuna göre okunacaktır.

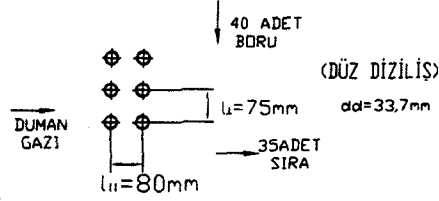
Şekil 13.4'de boruların eksenler arası mesafeleri görülmektedir.

ℓ_{\parallel} ; Duman gazı akış yönüne paralel boruların eksenler arası mesafesi.

$$\ell_{\parallel} / d_d = 80 \text{ mm} / 33.7 \text{ mm} = 2.373$$

l_{\perp} ; Duman gazı akış yönüne paralel boruların eksenler arası mesafesi.

$$l_{\perp} / d_d = 75 \text{ mm} / 33.7 \text{ mm} = 2.225$$



Şekil 13.4 I. Ekonomizör borularının dizilişi ve eksenler arası mesafeleri

13.6.1.3.1 Re ; Duman Gazının Reynolds Değeri

$$Re = K_{Re} * G_g \quad (13.12)$$

K_{Re} ; Duman gazının boru dışındaki film sıcaklığı T_f ve boru dış çapına (d_d) göre Şekil 11.7'den okunan bir katsayı.

$$T_f = 435.9 \text{ F}$$

$$d_d = 33.7 \text{ mm} = 1.326 \text{ inches}$$

$K_{Re} = 1.70$ olarak okunmuştur.

Buna göre R_g katsayısı;

$$Re = 1.70 * 4838$$

$$Re = 8514.8$$

$F_a \cong 0.87$ olarak okunmuştur.

13.6.1.4 F_d ; I. Ekonomizördeki Boru Sırası Sayısı İçin Isı Transferi Derinlik Faktörü

Şekil 11.8'den boru sırası sayısına göre okunacaktır.

(Ekonomizörde toplam 40 adet sıra mevcuttur.)

$F_d = 1.0$ olarak okunmuştur.

Buna göre U_{cg} ;

$$U_{cg} = 119.49 * 0.109 * 0.87 * 1.0$$

$$U_{cg} = 11.364 \text{ Btu / sqft,hr,F}$$

13.6.2 U_{rg} ; Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$U_{rg} = U_r' * K \dots \dots \dots \text{Btu / sqft,hr,F} \quad (13.13)$$

13.6.2.1 U_r' ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

Şekil 11.9'dan T_s' ve ΔT sıcaklıklarına göre okunacaktır.

$T_s' = 336.2 \text{ F}$ ve $\Delta T = 200 \text{ F}$ olarak hesaplanmışlar idi.

$U_r' = 2.15 \text{ (Btu / sqft,hr,F)}$ olarak okunmuştur.

13.6.2.2 K ; Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi

Duman gazının kısmi basınç değeri P_r ve ana radyasyon tabakası uzunluğu L değerlerine göre Şekil 11.10 'dan okunacaktır.

13.6.2.2.1 P_r ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları ($\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$)'nun Kısmi Basıncı

Şekil 11.11'den ocakta serbest kalan kullanılabilir ısı değeri olan H_u değeri ve ekonomizördeki hava fazlalık katsayısına göre okunacaktır.

$H_u = 17575 \text{ Btu / lbY}$ (Daha önce bulunmuştu.)

$\alpha_{Fe} = 1.21$; Çizelge 3.1' den okunmuştur.

Buna göre $P_r = 0.220$ olarak okunmuştur.

13.6.2.2.2 L ; Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu

L değeri, ℓ_{\parallel} / d_a ve ℓ_{\perp} / d_a değerlerine göre Şekil 11.12'den okunacaktır.

Şekil 11.12'den $L = 0.70$ olarak okunmuştur.

Buna göre $P_r * L$ değeri;

$$P_r * L = 0.220 * 0.70 = 0.154 \text{ olarak hesaplanmış olur.}$$

Buna göre K değeri; Şekil 11.10'dan,

$$K = 0.228 \text{ olarak okunmuş olur.}$$

Buradan da U_{rg} değeri;

$$U_{rg} = 2.15 * 0.228 = 1.4235 \text{ Btu / sqft, hr, F}$$

13.6.3 F_s ; Borular Arası Boşluklardan Geçen Duman Gazı Radyasyonunun Tüm Ekonomizör Yüzeylerine Etkisinin Verimlilik Katsayısı

Aşağıdaki bağıntıyla hesaplanacaktır.

$$F_s = \frac{\text{Effektif yüzey alanı}}{\text{Toplam ekonomizör yüzey alanı}} \quad (13.14)$$

$$F_s = \frac{652.2 - (2.65 * 4.4)}{652.2}$$

$$F_s = 0.982$$

Buraya kadar hesaplanan ve okunan değerlerden ekonomizör toplam ısı transfer katsayısı U;

$$U = 11.051 + 2.15 * 0.982$$

$$U = 11.541 \text{ Btu / sqft, hr, F} = 56.32 \text{ kCal / m}^2, \text{ hr, } ^\circ\text{C} = 65.5 \text{ W / m}^2, \text{ K}$$

13.7 H_{Econ-I} ; I. Ekonomizör Toplam Isı Transfer Miktarı

$$H_{Econ-I} = 11.541 * 199.4 * 7020.4$$

$$H_{Econ-I} = 16159924.9 \text{ Btu / hr} = 4072130.7 \text{ kCal / h} = 374.85 \text{ kCal / kgY}$$

$$H_{Evap} = U * \Delta T * A = \omega * c * (T_1 - T_2)$$

$$T_1 - T_2 = \frac{H_{Evap}}{\omega * c}$$

$$T_1 - T_2 = \frac{16159924.9}{350716 * 0.272}$$

$$T_1 - T_2 = 169 \text{ } F$$

$$T_2 = 629 - 169 = 460 \text{ } F = 238 \text{ } ^\circ C \text{ olarak hesaplanmıştır.}$$

Buna göre I. Ekonomizör hesabının başında kabul edilen duman gazı çıkış sıcaklığı doğru bir kabul değeridir.

14. I. EKONOMİZÖR ile II. EKONOMİZÖR ARASINDAKİ BOŞLUK DOLAYISIYLA DUMAN GAZINDA OLUŞACAK SICAKLIK DÜŞÜŞÜ HESABI

Bu uygulamada I. Ekonomizör ile II. Ekonomizörü birbirine bağlayan boşluğun (hopper), buradan geçen duman gazında oluşturacağı sıcaklık düşüşünün tam olarak hesabı yapılacaktır.

Duman gazının kaybedeceği ısının bir kısmı II. Ekonomizöre, diğer kısmı da I. Ekonomizöre geçecektir. Kazanın bu iki kısmına geçen ısı miktarı ayrı ayrı hesaplanıp toplandıktan sonra daha önceki uygulamalarımızdaki gibi termodinamiğin temel kaidelerine göre sıcaklık farkı tek başına denklemden çekilip tespit edilecektir. Hesap sonucunda bulunan sıcaklık düşüşü miktarı en başta kabul edilen ile aynı ise, hesap doğrulanmış olacaktır.

Şekil 14.1'de I. Ekonomizör ile II. Ekonomizör arası kanalın boyutları görülmektedir. Bu kanala "hopper" de denilir.

14.1 Toplam Isı Transferi İfadesi

$$H_t = H_{Eco-I} + H_{Eco-II} = \omega * c * \Delta T \quad (14.1)$$

H_t : I. Ekonomizör ve II. Ekonomizöre geçen ısı transfer miktarı, Btu/h

H_{Eco-I} : I. Ekonomizöre geçen ısı transferi miktarı, Btu/h

H_{Eco-II} : II. Ekonomizöre geçen ısı transferi miktarı, Btu/h

ω : Kütleli duman gazı debisi, lb/lb

c : Duman gazının yaklaşık özgül ısısı, Btu/(lb, F)

ΔT : Aradaki boşlukta duman gazının sıcaklık düşüşü miktarı, F

14.2 ω ; Kütleli Duman Gazı Debisi

$$\omega = 14.66 \text{ kg / kgY}$$

$$\omega = 159225.2 \text{ kg / hr}$$

$$\omega = 350716 \text{ lb / hr}$$

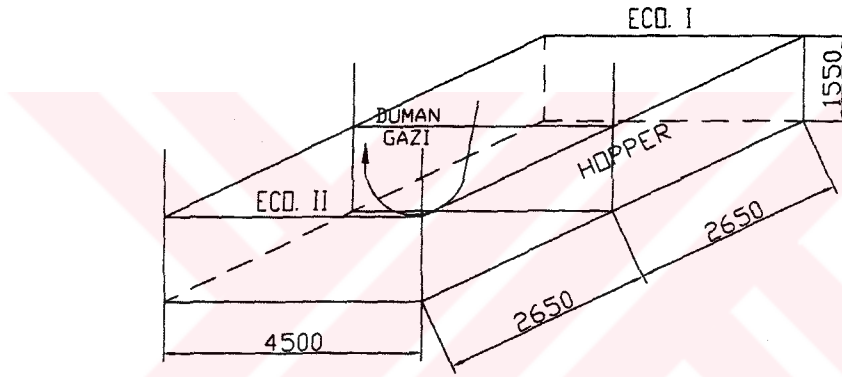
14.3 c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı

Bu katsayının Şekil 11.2'den okunabilmesi için ekonomizör bölgesindeki duman gazı içeri-sindeki nem miktarının bilinmesi gerekmektedir.

14.3.1 $\%V_{H_2O}$; Ekonomizör Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki Nemin Yüzdesel Oranı

$$\%V_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_g} \quad (14.2)$$

$$\left. \begin{array}{l} V_{H_2O} = 1315 \text{ Nm}^3 / \text{kgY} \\ V_g = 12.968 \text{ Nm}^3 / \text{kgY} \end{array} \right\} \text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.}$$



Şekil 14.1 I. Ekonomizör ile II. ekonomizör arasındaki kanalın 3 boyutlu görünüşü

$$\%V_{H_2O} = \frac{1315}{12.968}$$

$$\%V_{H_2O} = 10.1 \%$$

Bu sıcaklık düşüşünün duman gazı radyasyonu tarafından yapıldığı ve yaklaşık 4 F 'lık bir düşüş değerinde olduğu kabul edilirse,

$$T_1 = 460 F$$

$$T_2 = 460 F - 4 F = 456 F$$

$$T_1 + T_2 = 460 F + 456 F = 916 F$$

$c = 0.270 \text{ Btu} / \text{lb}, F$ olarak okunmuştur.

14.4 H_{Eco-I} ; I. Ekonomizöre Geçen Isı Transferi Miktarı

$$H_{Eco-I} = (U_{rg})_{Eco-I} * A_{Eco-I} * \Delta T \dots \dots \dots Btu / hr \text{ veya } kCal / kgY \quad (14.3)$$

14.4.1 A_{Eco-I} ; I. Ekonomizörde Duman Gazının Geçtiği Brüt Kesit Alanı

$$A_{Eco-I} = a \times b \dots \dots \dots sq \text{ ft} \quad (14.4)$$

a : Ekonomizörün eni, m.

a=2.65 m.

b : Ekonomizörün derinliği, m.

b=4.5 m.

$$A_{Eco-I} = 2.65 * 4.5 = 11.925 \text{ m}^2 = 1382 \text{ sq ft}$$

14.4.2 ΔT ; I. Ekonomizör İçin Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \left(\frac{T_1 + T_2}{2} \right) - (T_2')_{Eco-I} \dots \dots \dots F \quad (14.5)$$

T_1 ; I. Ekonomizör çıkışındaki duman gazı sıcaklığı, F

$$T_1 = 460 \text{ F}$$

T_2 ; I. Ekonomizör çıkışındaki duman gazı sıcaklığından aradaki boşluk radyasyonundan dolayı oluşacak düşüşün çıkartılmış sıcaklığı , F

$$T_2 = 460 - 4 = 456 \text{ F}$$

$(T_2')_{Eco-I}$; I. Ekonomizörden çıkan suyun sıcaklığı, F

$$(T_2')_{Eco-I} = 183 \text{ } ^\circ\text{C} = 360 \text{ F}$$

$$\Delta T = \left(\frac{460 + 456}{2} \right) - (360)$$

$$\Delta T = 97 \text{ F}$$

14.4.3 $(U_{rg})_{Eco-I}$; I. Ekonomizörde Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$(U_{rg})_{Eco-I} = U_r' * K \dots \dots \dots Btu / sqft, hr, F \quad (14.6)$$

14.4.3.1 U_r' ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

Şekil 11.9'dan (T_s') _{Eco-I} ve ΔT sıcaklıklarına göre okunacaktır.

14.4.3.1.1 (T_s') _{Eco-I}; I. Ekonomizörde Doluşan Suyun Ortalama Sıcaklığı

$$(T_s')_{Eco-I} = \frac{T_1' + T_2'}{2} \dots \dots \dots F \quad (14.7)$$

T_1' ; I. Ekonomizöre giren su sıcaklığı, °C

$$T_1' = 155 \text{ °C}$$

T_2' ; I. Ekonomizörden çıkan su sıcaklığı, °C

$$T_2' = 183 \text{ °C}$$

$$(T_s')_{Eco-I} = \frac{155 + 183}{2}$$

$$(T_s')_{Eco-I} = 169 \text{ °C} = 336.2 \text{ F}$$

$U_r' = 1.70 \text{ Btu} / sqft, hr, F$ olarak okunmuştur.

14.4.3.2 K ; Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi

Duman gazının kısmi basınç değeri P_r ve ana radyasyon tabakası uzunluğu L değerlerine göre Şekil 11.10 'dan okunacaktır.

14.4.3.2.1 P_r ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları ($CO_2 + H_2O$)' nun Kısmi Basıncı

Şekil 11.11'den ocakta serbest kalan kullanılabilir ısı değeri olan H_u değeri ve ekonomizördeki

hava fazlalık katsayısına göre okunacaktır.

$$H_u = 17575 \text{ Btu / lbY (Bölüm 11'den)}$$

$$\alpha_{Fe} = 1.21 \text{ ; Çizelge 3.1'den okunmuştur.}$$

Buna göre Pr = 0.22 olarak okunmuştur.

14.4.3.2.2 L; Boşluğun Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu

$$L = 3.4 * \frac{V_L}{A_{pr}} \dots\dots\dots m \text{ veya feet} \quad (14.8)$$

V_L ; I. Ekonomizör ile II. ekonomizör arasındaki boşluğun hacmi, m^3 .

A_{pr} ; Boşluğu oluşturan hacmin projeksiyon alanları toplamı, m^2 .

Öncelikle boşluk hacmini bulalım.

14.4.3.2.2.1 V_L ; II. Ekonomizör ve I. Ekonomizör Arasındaki Boşluğun Hacmi

$$V_L = 4.5 * 5.3 * 1.55 = 36.97 \text{ m}^3$$

14.4.3.2.2.2 A_{pr} ; II. Ekonomizör ve I. Ekonomizör Arasındaki Boşluğun Projeksiyon

Alanlarının Hesabı

$$A_{pr} = [2 * (5.3 * 1.55 + 1.55 * 4.5) + (5.3 * 4.5)] = 54.23 \text{ m}^2$$

Buna göre L;

$$L = 3.4 * \frac{36.97}{54.23}$$

$$L = 2.318 \text{ m} = 7.6 \text{ ft}$$

Pr * L değeri ;

$$Pr * L = 0.22 * 7.6 = 1.673$$

K değeri de;

K=1.0 olarak okunmuştur.

Buradan $(U_{rg})_{Eco-1}$;

$$(U_{rg})_{Eco-I} = 1.7 * 1.0$$

$$(U_{rg})_{Eco-I} = 1.70 \text{ Btu / sqft, hr, F}$$

I. Ekonomizöre geçen ısı transferi miktarı;

$$H_{Eco-I} = 1.70 * 28.51 * 48.42 * 97$$

$$H_{Eco-I} = 227636.8 \text{ Btu / hr} = 5.28 \text{ kCal / kgY}$$

14.5 H_{Evap} ; II. Ekonomizöre Geçen Isı Transferi Miktarı

$$H_{Eco-II} = (U_{rg})_{Eco-II} * A_{Eco-II} * \Delta T \dots \dots \dots \text{Btu / hr veya kCal / kgY} \quad (14.9)$$

14.5.1 A_{Eco-II} ; II. Ekonomizörde Duman Gazının Geçtiği Brüt Kesit Alanı

$$A_{Eco-II} = a * b \dots \dots \dots \text{sq ft} \quad (14.10)$$

a : II. Ekonomizörün eni, m.

$$a = 2.65 \text{ m.}$$

b : II. Ekonomizörün boyu, m.

$$b = 4.5 \text{ m.}$$

$$A_{Eco-II} = 2.65 * 4.5 = 11.925 \text{ m}^2 = 1382 \text{ sq ft}$$

14.5.2 ΔT ; II. Ekonomizör İçin Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \left(\frac{T_1 + T_2}{2} \right) - (T_2')_{Eco-II} \dots \dots \dots F \quad (14.11)$$

$$T_1 = 460 \text{ F}$$

$$T_2 = 456 \text{ F}$$

(T_2') $_{Eco-II}$; II. Ekonomizörden çıkan suyun sıcaklığı, F

$$(T_2')_{Eco-I} = 195 \text{ }^\circ\text{C} = 383 \text{ F}$$

$$\Delta T = \left(\frac{460 + 456}{2} \right) - (383)$$

$$\Delta T = 75 \text{ F}$$

14.5.3 $(U_{rg})_{Eco-II}$; II. Ekonomizörde Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$(U_{rg})_{Eco-II} = U_r' * K \dots \dots \dots \text{Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F} \quad (14.12)$$

K=1.0 olarak bulunmuştur.

14.5.3.1 U_r' ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$(U_{rg})_{Eco-II} = U_r' * K \dots \dots \dots \text{Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F} \quad (14.13)$$

Şekil 11.9'dan (T_s') $_{Eco-II}$ ve ΔT sıcaklıklarına göre okunacaktır.

14.5.3.1.1 (T_s') $_{Eco-II}$; II. Ekonomizörde Dolaşan Suyun Ortalama Sıcaklığı

$$(T_s')_{Eco-II} = \frac{T_1' + T_2'}{2} \dots \dots \dots \text{F} \quad (14.14)$$

T_1' ; II. Ekonomizöre giren su sıcaklığı, °C

$$T_1' = 183 \text{ °C}$$

T_2' ; II. Ekonomizörden çıkan su sıcaklığı, °C (kabul edildi)

$$T_2' = 195 \text{ °C}$$

$$(T_s')_{Eco-II} = \frac{183 + 195}{2}$$

$$(T_s')_{Eco-II} = 189 \text{ °C} = 372.2 \text{ F}$$

$U_r' = 1.60 \text{ Btu} / \text{sqft}, \text{hr}, \text{F}$ olarak okunmuştur.

Buradan $(U_{rg})_{Eco-II}$;

$(U_{rg})_{Eco-II}$ ısı transfer katsayısı;

$$(U_{rg})_{Eco-II} = 1.60 * 1.0$$

$$(U_{rg})_{Eco-II} = 1.6 \text{ Btu / sqft, hr, F}$$

II. Ekonomizöre geçen ısı miktarı, H_{Eco-II} :

$$H_{Eco-II} = 1.6 * 28.51 * 48.42 * 75$$

$$H_{Eco-II} = 165654.5 \text{ Btu / hr} = 3.843 \text{ kCal / kgY}$$

Buna göre I. Ekonomizöre ve II. ekonomizöre geçen toplam ısı transferi;

$$\text{Toplam ısı transferi} = H_t = H_{Eco-I} + H_{Eco-II} = \omega * c * (\Delta T)$$

$$H_t = 227636.8 \text{ Btu / hr} + 165654.5 \text{ Btu / hr} = 393291.3 \text{ Btu / hr} = 9.12 \text{ kCal / kgY' dir.}$$

$$\Delta T = T_1 - T_2 = \frac{393291.3}{350716 * 0.270}$$

$$T_1 - T_2 = 4 \text{ F}$$

Buna göre boşluktan dolayı duman gazının sıcaklık düşüş değeri hesabın başında kabul edilen değerle örtüşmüştür.

15. II. EKONOMİZÖRÜN ISI TRANSFERİ

II. Ekonomizör hesabında, yine ekonomizörden çıkan duman gazı sıcaklığı kabul edilerek hesaba devam edilmiştir. Duman gazı tarafında göz önüne alınarak oluşturulan iki ısı transferi bağıntısından hesap sonunda ekonomizör çıkışındaki duman gazı sıcaklığına bakılır, eğer ilk kabul edilen ile hesap sonucunda bulunan sıcaklık farkı yeterince az ise hesap doğru yapılmıştır.

II. Ekonomizör borularının arasına giren duman gazının özellikleri I. ekonomizör boruları çıkışında tespit edilmişti. Bu değerden aradaki boşluktan dolayı oluşan sıcaklık düşüşü de katılarak girişteki net duman gazı sıcaklığı belirlenmiş olacak. Çıkıştaki duman gazı sıcaklığı kabul edilecek. II. Ekonomizör çıkışındaki buhar sıcaklığı aşağıdaki ısı transfer bağıntılarından birine göre ısı transfer miktarı hesaplanıp bir diğer ısı transferi bağıntısı olan ; $H=W \times I$ 'da yerine konduktan sonra çıkıştaki buharın entalpi değerine ulaşılır. Entalpi değeri bulunduktan sonra buhar tablosundan bu değere karşılık gelen buhar sıcaklığı okunarak tespit edilecektir. Isı transfer miktarı olarak alınacak değere I. Ekonomizör - II. Ekonomizör arasındaki boşluktan kazanılacak ısı miktarı da eklenecektir.

II. Ekonomizör çıkışındaki buhar sıcaklığı yukarıdaki gibi hesaplandıktan sonra aşağıdaki bağıntıda, tüm parametreler tek-tek hesaplanıp yerine konacak ve II. Ekonomizör çıkışındaki duman gazı sıcaklığı hesabın başında kabul edilmiş olan sıcaklıkla karşılaştırılacak.

I. Ekonomizör ile II. Ekonomizör birbirlerinin devamı şeklinde ve tamamen simetriktir.

$$H_{Econ-II} = (T_1 - T_2) * \omega * c = U * \Delta T * A \dots\dots\dots kCal / h \text{ veya } Btu / h \quad (15.1)$$

$H_{Econ-II}$: II. Ekonomizörün ısı transferi miktarı, Btu/h

T_1 : II. Ekonomizöre giren duman gazının sıcaklığı, F

T_2 : II. Ekonomizörden çıkan duman gazının sıcaklığı, F

ω : Kütleli duman gazı debisi, lb/lb

c : Duman gazının yaklaşık özgül ısısı, Btu/lb, F

U : II. Ekonomizörün genel ısı transfer katsayısı, Btu/sq ft, hr, F

A : II. Ekonomizör boruları toplam ısı transfer yüzey alanı, ft²

T_2 ; II. Ekonomizör çıkışında duman gazı sıcaklığı, F

$T_2 = 200 \text{ } ^\circ C = 392 \text{ } F$ olarak kabul edelim.

T_1 ; II. Ekonomizör girişi duman gazı sıcaklığı, F

$T_1 = 235.5 \text{ } ^\circ C = 456 \text{ } F$ (4 F'lık sıcaklık düşüşü de dahil olmak üzere net sıcaklık).

15.1 ω ; Kütleli Duman Gazı Debisi

$$\omega = 14.66 \text{ } kg / kgY$$

$$\omega = 159225.2 \text{ } kg / hr$$

$$\omega = 350716 \text{ } lb / hr$$

15.2 c ; Duman Gazının Yaklaşık Özgül Isısı

Bu katsayının Şekil 11.2'den okunabilmesi için II. ekonomizör bölgesindeki duman gazı içerisindeki nem miktarının bilinmesi gerekmektedir.

15.2.1 $\%V_{H_2O}$; II. Ekonomizör Bölgesindeki Duman Gazı İçerisindeki Nemin Yüzdesele Oranı

$$\%V_{H_2O} = \frac{V_{H_2O}}{V_g} \quad (15.2)$$

$$\left. \begin{array}{l} V_{H_2O} = 1315 \text{ } Nm^3 / kgY \\ V_g = 12.968 \text{ } Nm^3 / kgY \end{array} \right\} \text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.}$$

$$\%V_{H_2O} = \frac{1315}{12.968}$$

$$\%V_{H_2O} = 10.1 \%$$

$$T_1 + T_2 = 456 \text{ } F + 392 \text{ } F = 848 \text{ } F$$

$c = 0.272 \text{ } Btu / lb, F$ olarak okunmuştur.

15.3 II. Ekonomizör Çıkışındaki Buhar Sıcaklığının Hesabı

$$H_{Econ-II} + H_{Econ-II} = W * (I_2' - I_1') \dots\dots\dots kCal/hr \quad (15.3)$$

$H_{Econ-II}$: II. Ekonomizörün ısı transfer miktarı, kCal/hr

$$H_{Ekon-II} = 350716 * 0.272 * (456 - 392)$$

$$H_{Ekon-II} = 6105264.1 \text{ Btu/hr} = 1538526.5 \text{ kCal/hr}$$

$H_{Ekon-II}$: II. Ekonomizör ile buharlaştırıcı arasındaki boşluktan kazanılan ısı transfer miktarı, kCal/hr

$$H_{Ekon-II} = 165654.5 \text{ Btu/hr} = 41745 \text{ kCal/hr}$$

W : Buharın debisi, kg/hr

$$W = 150000 \text{ kg/hr}$$

I_2' : II. Ekonomizör çıkışındaki buharın entalpisi, kCal/kg

I_1' : II. Ekonomizör girişindeki buharın entalpisi, kCal/kg

$$I_1' = 185.31 \text{ kCal/kg} \quad (T_1' = 183 \text{ }^\circ\text{C} \text{ için Ek 1'den okunmuştur.})$$

$$1538526.5 + 41745 = 150000 * (I_2' - 185.31)$$

$$I_2' = 195.835 \text{ kCal/kg} \Rightarrow \text{Bu entalpi değerine karşılık Ek 1'den sıcaklık değeri;}$$

$$T_2' = 195 \text{ }^\circ\text{C} = 383 \text{ F} \text{ olarak okunmuş olacaktır.}$$

15.4 A ; II. Ekonomizör Borularının Toplam Isı Transfer Yüzey Alanı

$$A = l_e * \Pi * d_d * m * n \dots \dots \dots \text{sq ft veya } m^2 \quad (15.4)$$

l_e : II. Ekonomizör borularının uzunluğu, m.

$$l_e = 4.4 \text{ m}$$

d_d : II. Ekonomizör borularının dış çapı, m.

$$d_d = 33.7 \text{ mm.}$$

m : II. Ekonomizör borularının bir sırasındaki boru adedi.

$$m = 40 \text{ adet}$$

n : II. Ekonomizör borularının toplam sıra adedi.

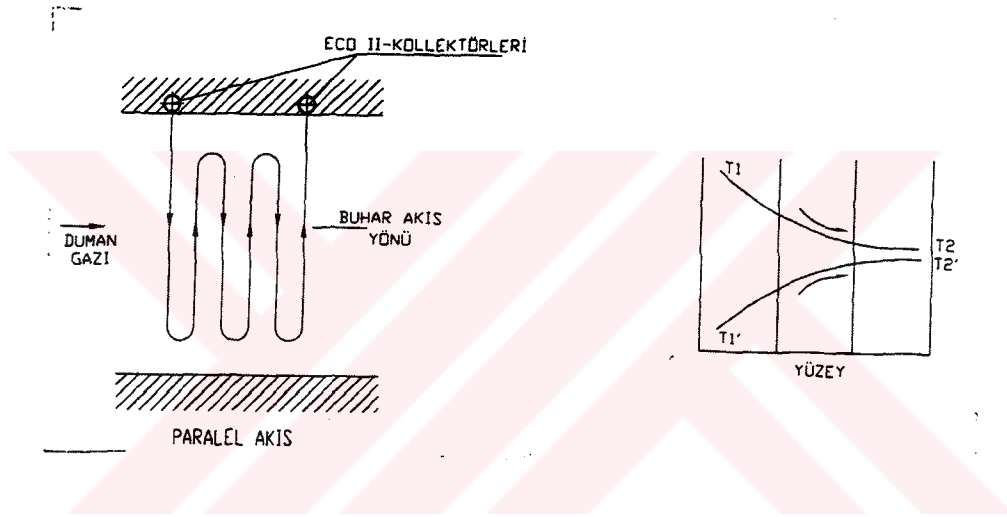
$n=35$ adet

$$A = 4.4 * \Pi * 0.0337 * 40 * 35$$

$$A = 652.2 \text{ m}^2 = 7020.4 \text{ ft}^2$$

15.5 ΔT ; II. Ekonomizör İçin Ana Sıcaklık Farkı

Ana sıcaklık farkı değeri, II. ekonomizör borularındaki buharın izlediği yolun duman gazına göre “paralel akış” halinde olduğu göz önüne alınarak hesabı yapıldı. Şekil 15.3’de paralel akış hali sembolik olarak görülmektedir.



Şekil 15.1 II. Ekonomizörde “paralel akış” halinin sembolik gösterimi

$$\Delta T = \frac{[(T_1 - T_1') - (T_2 - T_2')]}{\ln\left(\frac{T_1 - T_1'}{T_2 - T_2'}\right)} \dots\dots\dots ^\circ F \text{ veya } ^\circ C \quad (15.5)$$

$$T_1 = 456 \text{ F} = 235.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 392 \text{ F} = 200 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1' = 361.4 \text{ F} = 183 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2' = 383 \text{ F} = 195 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = \frac{[(456 - 361.4) - (392 - 383)]}{\ln\left(\frac{456 - 361.4}{392 - 383}\right)}$$

$$\Delta T = 76.6 \text{ F} = 24.77 \text{ }^\circ\text{C}$$

15.6 U ; II. Ekonomizörün Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = U_{cg} + U_{rg} * F_s, \dots \dots \dots \text{Btu / sqft, hr, F veya kCal / m}^2, \text{hr, }^\circ\text{C} \quad (15.6)$$

15.6.1 U_{cg}; Karşı Akış Durumunda, Duman Gazı ile II. Ekonomizör Boruları Arasındaki Konvektif Isı İletim Katsayısı

$$U_{cg} = U'_{cc} * F_{pp} * F_a * F_d, \dots \dots \dots \text{Btu / sqft, hr, F veya kCal / m}^2, \text{hr, }^\circ\text{C} \quad (15.7)$$

15.6.1.1 U'_{cc}; Karşı Akış Durumunda Temel Konvektif Isı İletim Katsayısı

Şekil 11.4'den okunabileceği gibi daha net bir sonuç için aşağıdaki denklemlerle de hesaplanabilir.

$$U'_{cc} = \frac{0.287 * G_g^{0.61}}{d_d^{0.39}} \dots \dots \dots \text{Btu / sqft, hr, F} \quad (15.8)$$

$$d_d = 1.326'' = 1.326 / 12 \text{ feet}$$

15.6.1.1.1 G_g; Duman Gazının Kütlesel Hızı

$$G_g = \frac{\omega}{A_g} \dots \dots \dots \text{lb / sqft, hr veya kg / m}^2, \text{hr} \quad (15.9)$$

15.6.1.1.1.1 A_g; Duman Gazının Net Geçiş Kesiti Alanı

II. Ekonomizörün olduğu boşluğun kesitinden boruların izdüşüm yüzey alanları düşülünce duman gazının net geçiş kesit alanı bulunacaktır.

$$A_g = (l_b * a) - (l_e * d_d * m) \dots \dots \dots \text{sq ft veya m} \quad (15.10)$$

l_b : II. Ekonomizörün yerleştiği boşluğun uzunluğu, m.

$$l_b = 4.5 \text{ m.}$$

a ; II. Ekonomizörün olduğu hacmin enine uzunluğu, m.

$$A_g = 4.5 * 2.65 - 4.4 * 0.0337 * 35$$

$$A_g = 6.735 \text{ m}^2 = 72.5 \text{ sqft.}$$

Buna göre G_g ;

$$G_g = \frac{350716}{72.5}$$

$$U'_{cc} = \frac{0.287 * (4938)^{0.61}}{\left(\frac{1.326}{12}\right)^{0.39}} = 119.84 \text{ Btu / sqft, hr, F}$$

15.6.1.2 F_{pp} ; Duman Gazı ile II. Ekonomizör Borularından Akan Akışkanların Birbirine Göre Karşı Akış Haline Göre , Film Sıcaklığının (T_f) Fiziksel Özelliklerinin Faktörü

F_{pp} Katsayısı, Şekil 11.5'den T_f film sıcaklığı ve II. ekonomizör bölgesi içerisindeki gerçek duman gazı içerisindeki su yüzdesine ($\%V_{H_2O}$) göre okunacaktır.

15.6.1.2.1 T_f ; II. Ekonomizör Boruları Yüzey Film Sıcaklığı

$$T_f = \frac{(T'_1 + T'_2)}{2} + \frac{\Delta T}{2} \dots\dots\dots \text{ } ^\circ F \text{ veya } ^\circ C \quad (15.11)$$

$$T_f = \frac{(361.4 + 383)}{2} + \frac{76.67}{2}$$

$$T_f = 410.5 \text{ F} = 210.27 \text{ } ^\circ C$$

Buna göre, $F_{pp} = 0.106$ olarak okunmuştur.

15.6.1.3 F_a ; II. Ekonomizör Borularının Düz Dizilişi İçin Düzeltme Faktörü

Şekil 11.6'dan, Re katsayısı, ℓ_{\parallel} / d_d ve ℓ_{\perp} / d_d boruların eksenler arası mesafelerinin duman gazı yönüne göre konumuna göre okunacaktır.

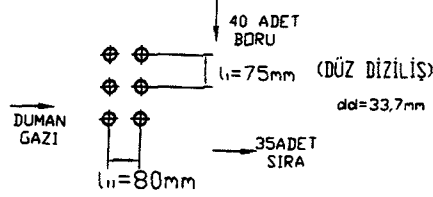
Şekil 15.2'de boruların eksenler arası mesafeleri görülmektedir.

ℓ_{\parallel} ; Duman gazı akış yönüne paralel boruların eksenler arası mesafesi.

$$\ell_{\parallel} / d_d = 80 \text{ mm} / 33.7 \text{ mm} = 2.373$$

ℓ_{\perp} ; Duman gazı akış yönüne paralel boruların eksenler arası mesafesi.

$$\ell_{\perp} / d_d = 75 \text{ mm} / 33.7 \text{ mm} = 2.225$$



Şekil 15.2 II. Ekonomizör borularının dizilişi ve eksenler arası mesafeleri

15.5.1.3.1 Re ; Duman Gazının Reynolds Değeri

$$Re = K_{Re} * G_g \quad (15.12)$$

K_{Re} ; Duman gazının boru dışındaki film sıcaklığı T_f ve boru dış çapına (d_d) göre Şekil 11.7'den okunan bir katsayı.

$$T_f = 410.5 \text{ F}$$

$$d_d = 33.7 \text{ mm} = 1.326 \text{ inches}$$

$K_{Re} = 1.85$ olarak okunmuştur.

Buna göre R_g katsayısı;

$$Re = 1.85 * 4838$$

$$Re = 8950$$

$F_d \cong 0.87$ olarak okunmuştur.

15.6.1.4 F_d ; II. Ekonomizördeki Boru Sırası Sayısı İçin Isı Transferi Derinlik Faktörü

Şekil 11.8'den boru sırası sayısına göre okunacaktır.

(II. Ekonomizörde toplam 40 adet sıra mevcuttur.)

$F_d = 1.0$ olarak okunmuştur.

Buna göre U_{cg} ;

$$U_{cg} = 119.49 * 0.106 * 0.87 * 1.0$$

$$U_{cg} = 11.052 \text{ Btu / sqft, hr, F}$$

15.6.2 U_{rg} ; Borular Arası Boşluk ve Diğer Boşlukların Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$U_{rg} = U_r' * K \dots \dots \text{Btu / sqft, hr, F} \quad (15.13)$$

15.6.2.1 U_r' ; Temel Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

Şekil 11.9'dan T_s' ve ΔT sıcaklıklarına göre okunacaktır.

$T_s' = 372.2 \text{ F}$ ve $\Delta T = 77 \text{ F}$ olarak hesaplanmışlar idi.

$U_r' = 1.30 \text{ (Btu / sqft, hr, F)}$ olarak okunmuştur.

15.6.2.2 K ; Yakıtın ve Radyasyon Tabakası Kalınlığının Radyasyon İletkenliği Üzerine Olan Etkisi

Duman gazının kısmi basınç değeri Pr ve ana radyasyon tabakası uzunluğu L değerlerine göre Şekil 11.10 'dan okunacaktır.

15.6.2.2.1 Pr ; Duman Gazının Temel Radyasyon Elemanları (CO_2+H_2O)' nun Kısmi Basıncı

Şekil 11.11'den ocakta serbest kalan kullanılabilir ısı değeri olan H_u değeri ve ekonomizördeki hava fazlalık katsayısına göre okunacaktır.

$H_u = 17575 \text{ Btu / lbY}$ (Daha önce bulunmuştu.)

$\alpha_{Fe} = 1.21$; Çizelge 3.1'den okunmuştur.

Buna göre $Pr = 0.220$ olarak okunmuştur.

15.6.2.2.1 L ; Ana Radyasyon Tabakası Uzunluğu

L değeri, ℓ_{\perp} / d_d ve ℓ_{\perp} / d_d değerlerine göre Şekil 11.12'den okunacaktır.

Şekil 11.12'den $L = 0.70$ olarak okunmuştur.

Buna göre $P_r * L$ değeri;

$$P_r * L = 0.220 * 0.70 = 0.154 \text{ olarak hesaplanmış olur.}$$

Buna göre K değeri; Şekil 11.10'dan,

$$K = 0.228 \text{ olarak okunmuş olur.}$$

Buradan da U_{rg} değeri;

$$U_{rg} = 1.30 * 0.228 = 0.296 \text{ Btu / sqft, hr, } F$$

15.6.3 F_s ; Borular Arası Boşluklardan Geçen Duman Gazı Radyasyonunun Tüm Ekonomizör Yüzeylerine Etkisinin Verimlilik Katsayısı

Aşağıdaki bağıntıyla hesaplanacaktır.

$$F_s = \frac{\text{Effektif yüzey alanı}}{\text{Toplam ekonomizör yüzey alanı}} \quad (15.14)$$

$$F_s = \frac{652.2 - (2.65 * 4.4)}{652.2}$$

$$F_s = 0.982$$

Buraya kadar hesaplanan ve okunan değerlerden II. ekonomizör toplam ısı transfer katsayısı U;

$$U = 11.051 + 0.296 * 0.982$$

$$U = 11.342 \text{ Btu / sqft, hr, } F = 55.34 \text{ kCal / m}^2, \text{ hr, } ^\circ\text{C} = 64.37 \text{ W / m}^2, \text{ K}$$

15.7 $H_{Econ-II}$; II. Ekonomizör Toplam Isı Transfer Miktarı

$$H_{Econ-II} = 11.342 * 76.67 * 7020.4$$

$$H_{Econ-II} = 6105264.1 \text{ Btu / hr} = 1538526.5 \text{ kCal / h} = 141.62 \text{ kCal / kgY}$$

$$H_{Evap} = U * \Delta T * A = \omega * c * (T_1 - T_2)$$

$$T_1 - T_2 = \frac{H_{Evap}}{\omega * c}$$

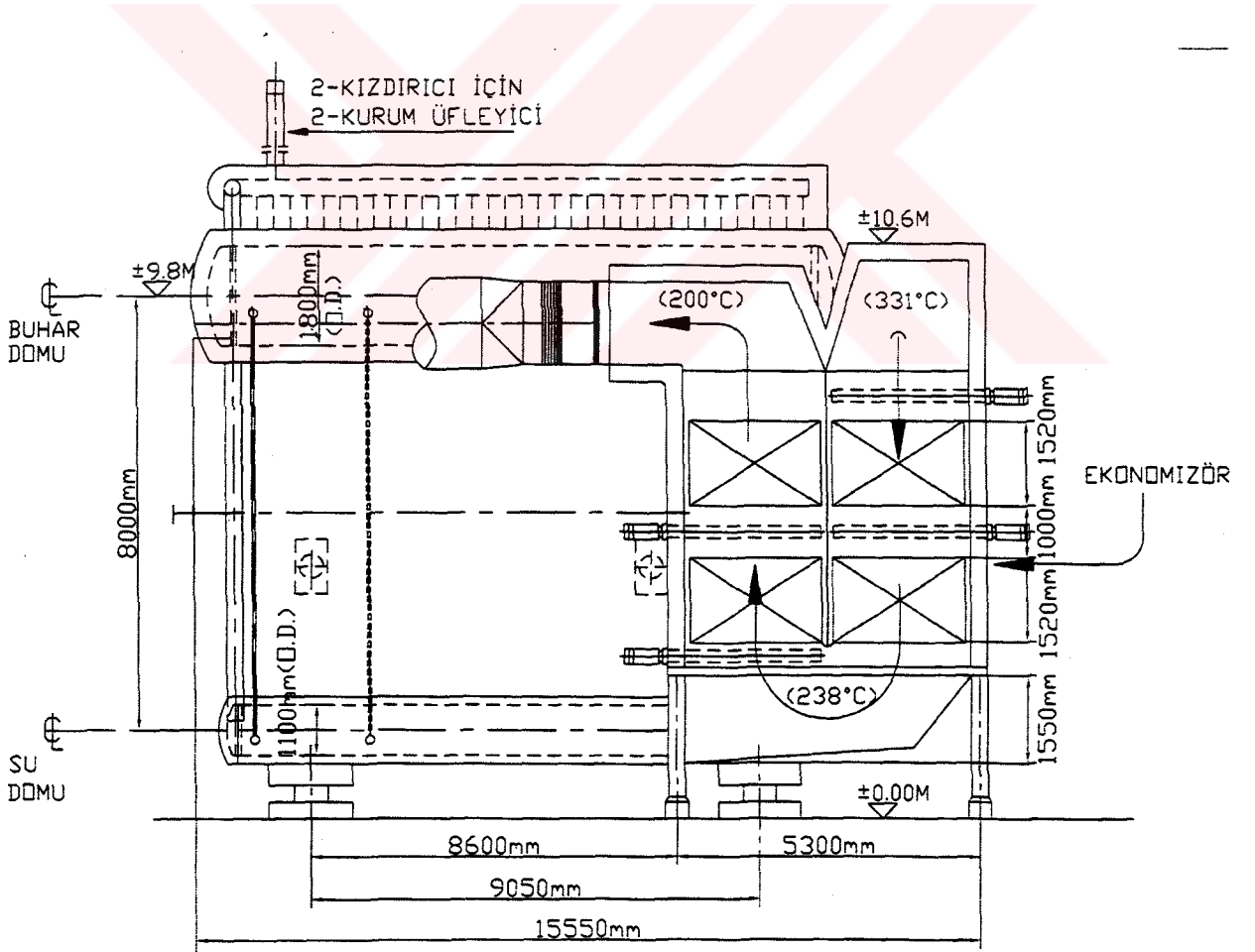
$$T_1 - T_2 = \frac{6105264.1}{350716 * 0.272}$$

$$T_1 - T_2 = 64 \quad F$$

$T_2 = 456 - 64 = 392 \quad F = 200 \quad ^\circ C$ olarak hesaplanmıştır.

Buna göre II. Ekonomizör hesabının başında kabul edilen duman gazı çıkış sıcaklığı doğru bir kabul değeridir.

Şekil 15.3 'de I. ve II. ekonomizörlerin kazanın yan tarafından görünüşleri ve buradaki duman gazı sıcaklıkları görülmektedir.



Şekil 15.3 I. ve II. Ekonomizörlerin kazanın yan tarafından görünüşleri ve buradaki duman gazı sıcaklıkları

16. ISI BALANSI HESABI

Buraya kadar yapılan hesabın doğruluğu aşağıdaki bağıntıyla gösterilecektir. Bu bağıntıda ocağa giren hava ve yakıt kazanın değişik bölümlerinde ısı enerjisine dönüşerek istenen şartlarda buhar üretiyor. Bunun yanında baca kaybı, kazan zarf kaybı, yanma kaybı vs. kayıplar da toplam değerden düşüldünce ısı dengesinin ortaya çıkması gerekmektedir.

$$\Delta H = \frac{\left[H_{av}^w * \eta_b - \left(H_r + H_{b(I+II)} + H_{ss(I+II)} + H_{Evap} + H_{Ecom(I+II)} \right) * \left(1 - \frac{h_4}{100} \right) \right]}{H_{av}^w} * 100 \quad (16.1)$$

$\Delta H < \pm 2\%$ olmalıdır.

$$H_{av}^w = 9609 \text{ kCal / kgY}$$

$$\eta_b = 0.915$$

$$H_r = 4717.67 \text{ kCal / kgY}$$

I. ve II. Screen borularının konveksiyon ısı kazancı ile I. Screen borularına ocaktan gelen radyasyon ısı kazancı;

$$H_{b(I+II)} = H_{b(I)} + H_{b(II)} + H_{rF}$$

$$H_{b(I+II)} = 170.76 + 65.47 + 122.2 = 358.43 \text{ kCal / kgY}$$

I. ve II. Kızdırıcılar ile I. Screen boruları çıkışı- II. Kızdırıcı girişi arasında kalan boşluktan gelen boşluk radyasyonunun ısı kazancı;

$$H_{ss(I+II)} = H_{ss(I)} + H_{ss(II)} + H_{rF}$$

$$H_{ss(I+II)} = 773.59 + 1063.86 + 41.82 = 1879.27 \text{ kCal / kgY}$$

Buharlaştırıcı ile buharlaştırıcı çıkışı-I. Ekonomizör girişi arasında kalan boşluktan gelen boşluk radyasyon ısı kazancı;

$$H_{Evap} = 1368.78 + 11.14 = 1379.97 \text{ kCal / kgY}$$

I. ve II. Ekonomizör ile I. Ekonomizöre girmeden önceki boşluk ve iki ekonomizör arasındaki boşluk radyasyonu toplamı;

$$H_{Econ(I+II)} = H_{Eco-I} + H_{Econ-I} + H_{Eco-I} + H_{Eco-II} + H_{Econ-II}$$

$$H_{Econ(I+II)} = 21.71 + 374.85 + 5.28 + 3.843 + 141.62$$

$$H_{Econ(I+II)} = 547.33 \text{ kCal / kgY}$$

$$h_A = 0$$

$$\Delta H = \frac{9609 * 0.915 - (4717.67 + 358.430 + 1893.94 + 1379.92 + 547.33) * \left(1 - \frac{0}{100}\right)}{9609} * 100$$

$$\Delta H = -1.09\% < \mp 2\%$$

Buna göre buraya kadar yapılmış olan tüm hesaplamalar doğrudur.

17. KAZAN OCAĞININ ZEMİNİNDE TUĞLA KULLANMAMANIN KAZAN ISIL HESAPLARINA ETKİLERİ

Buraya kadar yapılan ısı hesaplamalar kazanın ocak zemininin tuğla kaplı ve yere paralel düzleme göre 2° 'lik bir açıyla olması durumuna göre yapılmıştır. Buradan sonra ocak zemininin tuğla kaplı olmaması ve ocak zemininin yere paralel düzleme göre 15° 'lik bir açıyla olması halinin kazana genel anlamda neler kazandırabileceğine bakılacaktır. Kazanda yapılacak iyileştirme çalışmalarının başını ocak zemininde tuğla kullanıp kullanmama konusu çekecektir. Tuğla kullanmamanın sonucunda, kazanın değişik kısımlarının nasıl etkileneceği üzerinde durulacaktır.

Sanayi devriminden bugüne kadar genel anlamda endüstriyel bazda üretilmiş su borulu, "D" tipi diye tabir edilen kazanların yanma hücresi olan ocaklarının zemininde özel hazırlanan ateş tuğlası ve refraktör yaygın bir şekilde kullanılmış olup halen bu tertipte ocaklara sahip kazanların üretimleri devam etmektedir. Dünyadaki birçok kazan üreticisi şirket alışlagelmiş olan bu tip dizayndaki kazanları üretmektedir. Son yıllarda özellikle Avrupalı kazan üreticilerinden bazıları (özellikle Alman EVT-Energie Verfahren Technick) kazanın ocak zeminine döşenen tuğlayı kaldırıp bunun yerine zeminin yerle olan açısını artırarak tuğla kullanma zahmetinden kurtulmak isteme gayreti içerisindeyler. Genel anlamda ocak zeminine döşenen tuğla; ocağın yine zemininde, tuğlanın altında yer alan boruları brülörlerden çıkan alevin aşırı radyasyon ısısından korumak için kullanılmaktadır. Tuğla kullanımından kaçarak bu boruları yine aşırı radyasyon ısısından korumak için, zeminde yer alan boruların yere paralel düzlemle olan açılarını arttırarak bu borulardan geçecek suyun sirkülasyon hızını yükseltmek ve boruların daha hızlı bir şekilde soğumasını sağlayarak zarar görmelerini engelleyebiliriz. Ocak zemininde tuğla kullanmamakla, hem tuğla ve refraktör malzemesi maliyetinden hem de bunların işçiliğinden kurtulunmuş olunur.

Ocağın eğimi artacağından enine kesiti azalacak dolayısıyla da ocağın toplam hacmi azalacaktır. (ocak boyunun sabit kaldığı düşünülmüştür). Ocak hacmi azaldığından ve ocak zemininde tuğla kullanmamanın sonucu, tuğla ile çelik borunun emissivite farkından dolayı zemindeki boruların ocakta oluşan radyasyonu daha çok emme kabiliyeti neticesinde ocağın sonunda I. screen boruları girişindeki duman gazı sıcaklığı çok az da olsa bir miktar düşecektir. Bu sıcaklık düşüşü ekonomizör çıkışına kadar devam edeceğinden dolayı kazanın genel verimi de artacaktır. Kazan verimi artacağından dolayı kazanın yakıt sarfiyatı da düşecektir. Ayrıca duman gazında meydana gelecek küçük düşüşlerden dolayı iki kızdırıcı arasında yer alan kızgın

buhar soğutucusu su ihtiyacı da çok az bir düşüş gösterecektir. Bu düşüş ve artışların kazanın geneline ne gibi bir iyileştirme etkisi göstereceğini aşağıdaki bölümlerde göreceğiz.

Öncelikle ekonomizör çıkışındaki duman gazına bir kabul değeri verip kazanın genel verimini bulup kazanın yakıt sarfiyatındaki düşüğe bakılacak. Bundan sonra ocak çıkışındaki duman gazı sıcaklığı hesaplanacaktır. Bu sıcaklıkta bulunduktan sonra buradan sonraki kazan kısımlarındaki duman gazı sıcaklıkları hesaplanacaktır. Hesap, ekonomizör çıkışına kadar götürülüp buradaki duman gazı sıcaklığına bakılarak en başta kabul edilen değerle olan sapmasına bakılarak tamamlanmış olacaktır.

17.1 B ; Kazanın Yakıt Sarfiyatı

Kazanın yakıt sarfiyatında meydana gelecek düşüşü bulmak için kazan verimini bulmamız gerekiyor. Yakıt sarfiyatının bağıntısında yer alan diğer tüm parametreler Bölüm 3 ile aynıdır.

$$B = \frac{1}{H_{av}^w * \eta_b} \left[W_{sh} * (I_{ss} - I_{fw}) + W_{bw} * (I_{sw} - I_{fw}) \right] \dots\dots kg/sn \quad (17.1)$$

H_{av}^w : Yakıttan ele geçecek ısı miktarı, kCal/kg

$$H_{av}^w = 40231 \text{ kJ / kg} = 9609 \text{ kCal / kg}$$

η_b : Kazan verimi, %

W_{sh} : Kızgın buhar miktarı, kg/sn

$$W_{sh} = 150t / h = 41.67 \text{ kg / sn}$$

i_{ss} : Kızgın buhar entalpisi.

$i_{ss} = 3308.6 \text{ kJ / kg}$ olarak okunmuştur. ($p_{ss} = 40 \text{ bar}$ ve $T_{ss} = 440 \text{ }^\circ\text{C}$ için Ek 3'den okunmuştur.)

i_{fw} : Besi suyu entalpisi.

$i_{fw} = 653.78 \text{ kJ / kg} = 156.15 \text{ kCal / kg}$ olarak okunmuştur. ($T_{fw} = 155 \text{ }^\circ\text{C}$ için Ek 1'den okunmuştur.)

W_{bw} : Blöf miktarı

$$W_{bw} = 3.6 \text{ t/h} = 1 \text{ kg/sn}$$

i_{sw} : Doymuş buhar entalpisi.

$i_{sw} = 1111.7 \text{ kJ/kg} = 265.52 \text{ kCal/kg}$ olarak okunmuştur. ($P_d = 4.35 \text{ MPa}$ için Ek 2'den okunmuştur.)

17.1.1 η_b ; Kazanın Genel Verimi

Ekonomizör çıkışındaki duman gazı sıcaklığı: $T_{wg} = 189 \text{ }^\circ\text{C}$ olarak kabul edilmiştir.

$$\eta_b = 100 - (h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6) \quad (17.2)$$

h_2 : Atık gaz ısı kaybı.

h_3 : Eksik yanma ısı kaybı.

$$h_3 = 0.5$$

h_4 : Yanmamış C (Karbon) ısı kaybı.

$$h_4 = 0.0$$

h_5 : Kazanın çevreye yaydığı ısı (Zarf kaybı).

$$h_5 = 0.6$$

h_6 : Fiziksel ısı cüruf ısısı.

$$h_6 = 0.0$$

17.1.1.1 h_2 ; Atık Gaz Isı Kaybı (Baca kaybı)

$$h_2 = \frac{H_2}{H_{av}^w} * 100 \quad (17.3)$$

17.1.1.1.1 H_2 ; Mutlak Isı Kaybı ve Atık Gaz Isısı

$$H_2 = (I_{wg} - \alpha_{wg} * I_{ca}^0) * (1 - 0.01 * h_4) \dots\dots\dots \text{kCal/kg} \quad (17.4)$$

I_{wg} : Atık gaz entalpisi.

$I_{wg} = 3400 \text{ kJ/kg}$ (Çizelge 3.2'den ekonomizör çıkışında kabul edilen duman gazı sıcaklığı olan 189°C ve ekonomizör çıkışında gerekli havanın hava fazlalık katsayısı olan $\alpha_{Ee} = 1.21$ 'e göre okunmuştur, bu katsayı bu kısımdaki duman gazı içindeki hava fazlalık katsayısına eşdeğerdir.)

α_{wg} : Atık gaz hava fazlalık katsayısı.

Teorik olarak gerekli fazla yanma havası katsayısıyla eşdeğerdir.

$$\alpha_{wg} = \alpha_{Ee} = 1.21$$

I_0^{ca} : Teorik olarak gerekli yakma havası entalpisi.

$$I_0^{ca} = 123.19 \text{ kCal/kg} = 515.77 \text{ kJ/kg} \text{ (Çizelge 3.2 'den } 38^\circ \text{C için olarak okunmuştur.)}$$

$$H_2 = (3400 - 1.21 * 515.77) * (1 - 0.01 * 0.0)$$

$$H_2 = 2775 \text{ kJ/kg}$$

$$h_2 = \frac{2775}{40231}$$

$$h_2 = 0.069 = 6.9 \%$$

Kazan verimi ;

$$\eta_b = 100 - (6.9 + 0.5 + 0.0 + 0.6 + 0.0)$$

$$\eta_b = 92.0 \%$$

Buradan kazanın yakıt sarfiyatı ;

$$B = \frac{1}{40231 * 0.92} [41.67 * (3308.6 - 653.78) + 1.0 * (1111.7 - 653.78)]$$

$$B = 3.0012 \text{ kg/sn} = 10804.3 \text{ kg/h}$$

17.2 Kazan Bölümlerinin Konstrüksiyon Parametreleri

17.2.1 V_F ; Ocak Hacmi

$$V_F = \frac{B * H_1^w}{q_V} (m^3) \quad (17.5)$$

Ocak hacmi, hacimsel ısı yükü katsayısına bağlıdır.

q_V :Hacimsel ısı yükü katsayısı.

Bu katsayı Çizelge 3.4'den yakıt cinsine ve ocağın kuru olup olmadığına göre ile yakma ekipmanına bağlı olarak okunacaktır.

$q_V = 370 \text{ kW/m}^3$ olarak okunmuştur.

Buna göre ocak hacmi,

$$V_F = \frac{B * H_1^w}{q_V}$$

$$V_F = \frac{3.0012 * 39971}{372}$$

$$V_F = 322.5 \text{ m}^3$$

17.2.2 A_F ; Ocağın Enine Kesit Alanı

$$A_F = \frac{B * H_1^w}{q_F} (m^2) \quad (17.6)$$

Ocak kesit alanı, yüzeysel ısı yükü katsayısına bağlıdır.

q_F : Yüzeysel ısı yükü katsayısı, kW/m^2

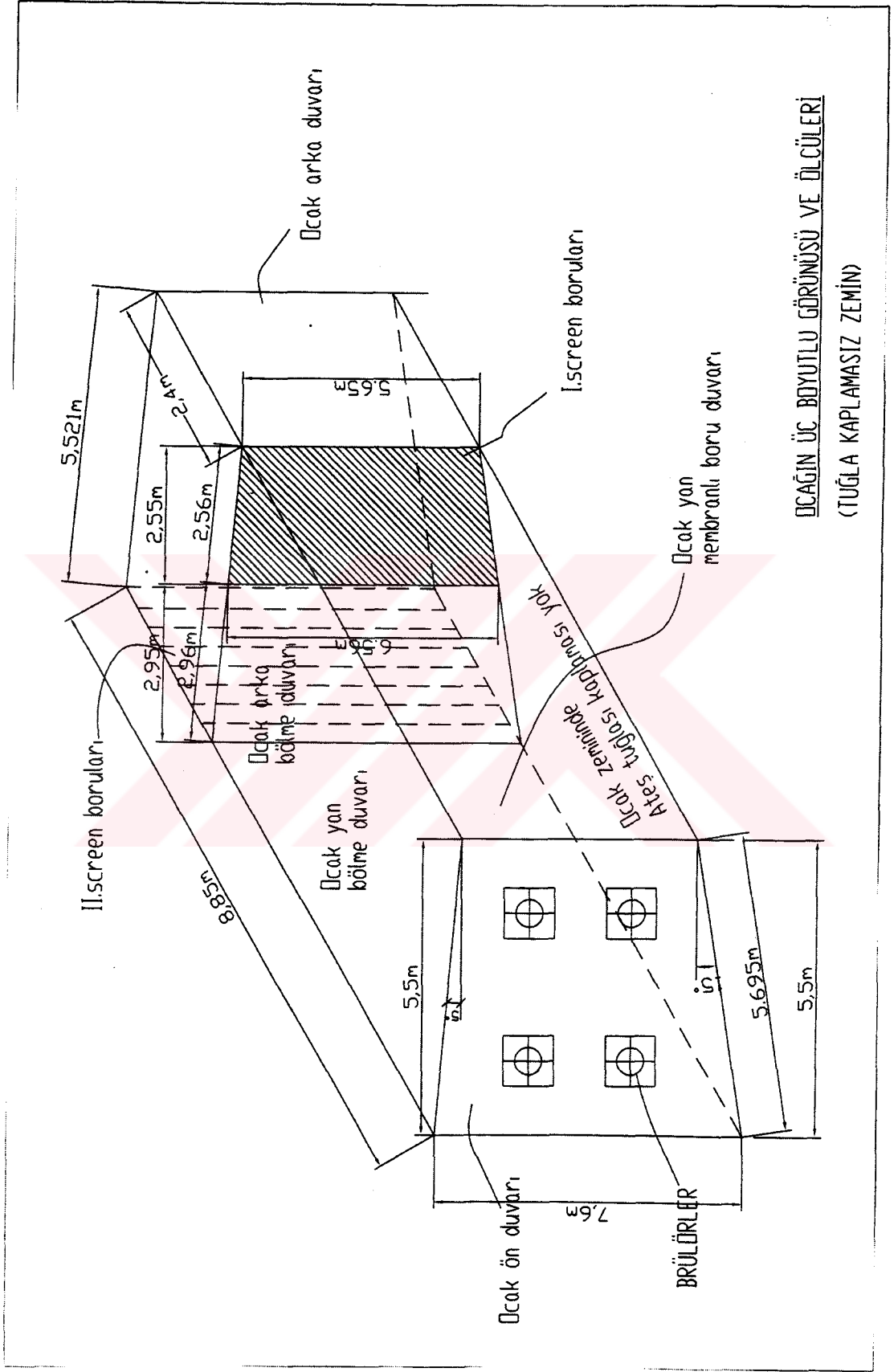
Bu katsayı Çizelge 3.5'den yakıt cinsine ve kazanın buhar üretim kapasitesine bağlı olarak okunacaktır.

$q_F = 3292 \text{ kW/m}^2$ olarak okunmuştur.

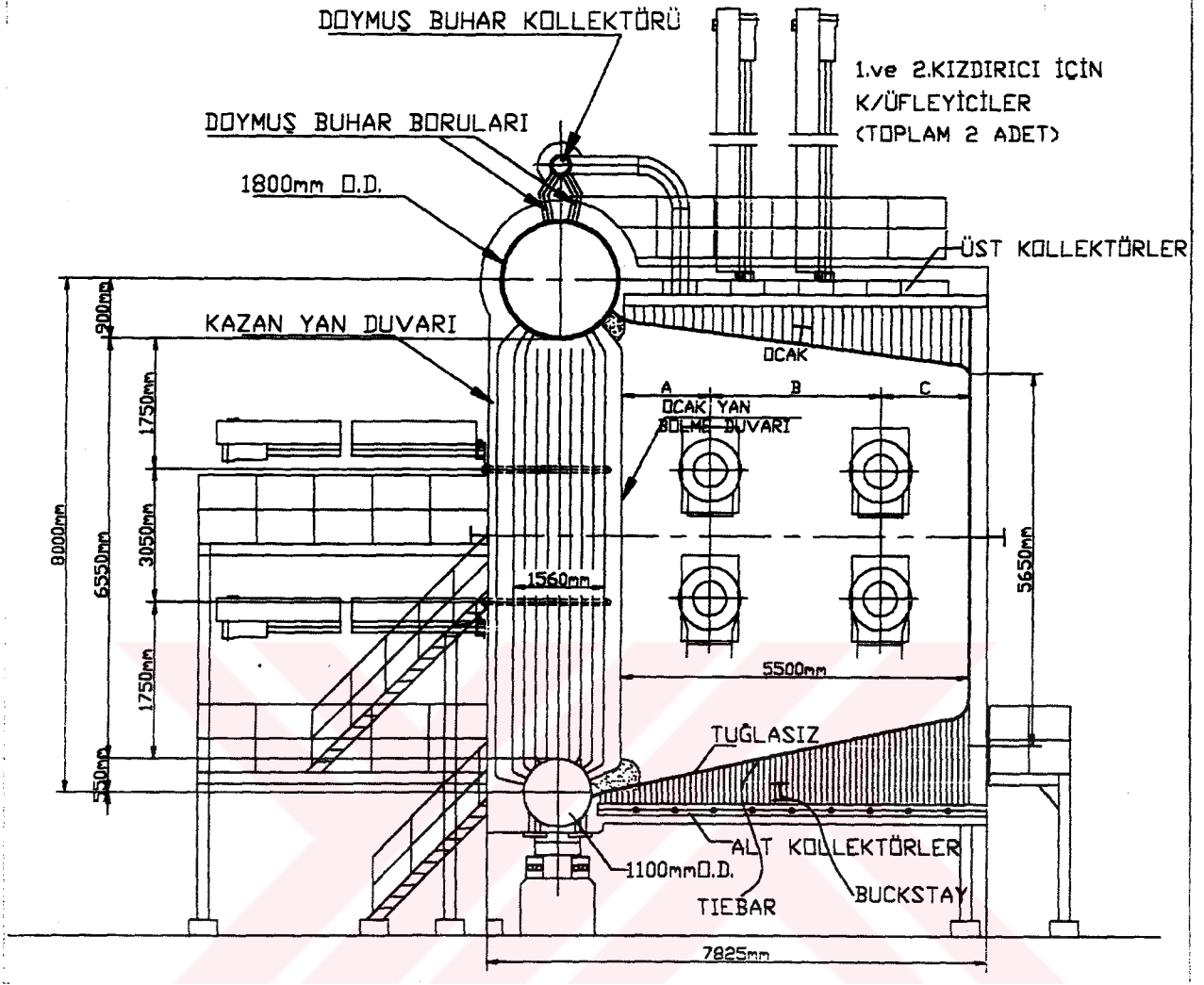
$$A_F = \frac{3.0012 * 39971}{3292} = 36.44 \text{ m}^2 \text{ olarak bulunur.}$$

Buna göre zemininde tuğla olmayan ocağın 3 boyutlu görüntüsü Şekil 17.1'de görülmektedir.

Şekil 17.2 'de de kazanın önden görüntüsünün şekli görülmektedir.



Şekil 17.1 Tuğla kaplı olmayan ocağın 3 boyutlu görünümü ve ölçüleri



Şekil 17.2 Tuğla kaplı olmayan ocaklı kazanın önden görünüşü

17.2.3 Ocağın Radyasyona Maruz İç Yüzeylerinin Ayrı Ayrı Projeksiyon Alanları

17.2.3.1 A_1 ; Ocağın Ön Yüzünün Yüzey Alanı (Brülörlerin Bağlı Olduğu Duvar)

$$A_1 = (7,6 + 5,65) \cdot 5,5 \cdot 1/2$$

$$A_1 = 36,44 \text{ m}^2$$

17.2.3.2 A_2 ; Ocağın Üstü ve Yan Duvarlarının Yüzey Alanı

$$A_2 = 8,85 \cdot 5,521 + 8,85 \cdot 7,6 + 8,85 \cdot 5,65$$

$$A_2 = 166,12 \text{ m}^2$$

17.2.3.3 A_3 ; Ocağın Refraktör Malzemesi ve Ateş Tuğlası Kaplı Zemin Yüzey Alanı

$$A_3=8,85*5,695$$

$$A_3=50.4 \text{ m}^2$$

17.2.3.4 A_4 ; Ocağın Bittiği Yerin Yüzey Alanı (Arka Bölme Duvarı-Screen Boruları Yüzeyleri Hariç)

$$A_4=(7,6+6.56)*2,95*1/2$$

$$A_4=20.886 \text{ m}^2$$

17.2.3.5 A_t ; Toplam Projeksiyon Alanı

$$A_t=36.44+166.12+50.4+20.886$$

$$A_t=273.85 \text{ m}^2$$

Bu değere duvarların birleşim çizgilerinde kalan ölü alanlar için % 1.5 kadar artırım yapılırsa;

17.2.3.6 A_w ; Toplam Ocak İç Yüzey Alanı

$$A_w=273.85*1,015$$

$$A_w=278 \text{ m}^2$$

18. T_{gFe} ; OCAK ÇIKIŞINDA (SCREEN BORULARI ÖNCESİ) DUMAN GAZI SICAKLIĞININ TAYİNİ (TUĞLA KAPLI OLMAYAN OCAK ZEMİNİNE GÖRE)

$$T_{gFe} = \frac{T_a}{M * \left[\frac{(5.67 * 10^{-11} * \Psi_{ef} * A_w * \alpha_F * (T_a)^3)}{\Phi * B * \overline{VC}} \right]^{0.6} + 1} - 273 \text{ (}^\circ\text{C)} \quad (18.1)$$

$T_{gFe} = 1128$ °C olarak kabul edilmiştir. Denklemdaki tüm elemanlar ayrı ayrı hesaplanıp/veya okunup yerine yazıldıktan sonra kabul değerinin doğru olup olmadığına bakılacaktır.

$I_{gFe} = 4988$ kCal/kg (Çizelge 3.2'den $\alpha_{Fe} = 1.1$ 'e göre okunmuştur.)

18.1 T_a ; Yanmanın Adyabatik Sıcaklığı

H_u ve α_{Fe} 'ye göre Çizelge 3.2'den okunacaktır.

18.1.1 H_u ; Ocağa Yayılan Kullanılabilir Isı

$$H_u = H_{av}^w * \left[\frac{(100 - h_3 - h_4 - h_6)}{(100 - h_4)} \right] + H_a \text{ kCal / kg} \quad (18.2)$$

18.1.1.1 H_a ; Ocağa Giren Sıcak ve Soğuk Yakma Havaasının Vermiş Olduğu Isı

$$H_a = (\alpha_{Fe} - \Delta\alpha_F) * I_{ha}^0 + \Delta\alpha_F * I_{ca}^0 \text{ kCal / kg} \quad (18.3)$$

α_{Fe} ; Ocaktaki hava fazlalık katsayısı.

$\alpha_{Fe} = 1.1$ (Çizelge 3.1'den okunmuştur.)

$\Delta\alpha_F$; Ocaktan çevreye sızan yakma havaasının değişimi.

Brülörlü ve vakum basınçlı ocaklarda;

$\Delta\alpha_F = 0.05$ olarak alınmıştır.(H. Lin, 1991)

I_{ha}^0 ; Ocağa giren ve ön ısıtmayla ısıtılan yakma havaasının entalpisi.

$I_{ha}^0 = 194,51$ kCal / kg (Çizelge 3.2'den okunmuştur.)

I_{ca}^0 : Ocağa giren yakma havasının ön ısıtmadan önceki, F.D.(Forced Draft) Fan sonrası havanın entalpisi.

$$I_{ca}^0 = 123,19 \text{ kCal/kg} \quad (\text{Çizelge 3.2'den okunmuştur.})$$

Buna göre, H_a

$$H_a = (1,1 - 0,05) * 194,51 + 0,05 * 123,19$$

$$H_a = 210,4 \text{ kCal/kg}$$

Buradan H_u ;

$$H_u = 9609 * \left[\frac{(100 - 0,5 - 0 - 0)}{(100 - 0)} \right] + 210,4$$

$$H_u = 9771,35 \text{ kCal/kg}$$

Yanmanın adyabatik sıcaklığı, T_a

H_u ve α_{Fe} 'ye göre Çizelge 3.2'den $T_a = 2066$ °C olarak okunmuştur.

18.2 Φ ; Gizli Isı Katsayısı

Her bir bölümünün ısıtma yüzey alanının ısı emiliminin ayrı ayrı olarak yapıldığı farz edilmiş ve ısı transferi hesaplamalarında bir "Gizli ısı katsayısı"na hesaplanması yapılmıştır. (H. Lin, 1991)

$$\Phi = 1 - \frac{h_s}{\eta_b + h_s} \quad (18.4)$$

$$\Phi = 1 - \frac{0.6}{92.05 + 0.0}$$

$$\Phi = 0.9935$$

18.3 Ψ_{ef} ; Kazanın Soğutma Duvarlarının Termal Veriminin Ortalama Katsayısı

$$\Psi_{ef} = \frac{\sum x_i * A_{wi} * \zeta_i}{A_w} \quad (18.5)$$

18.3.1 Σx_i ; Açıl Katsayı

Ocağın her bir ayrı yüzeyi için farklı değerlerdedir, örneğin;

-Ocağın ocak sonu screen boruları yanı ocak sonu ayırım duvarı için, 1.0 olarak alınabilir.

(H. Lin, 1991)

-Ocağın diğer yüzeyleri için, 0.99 olarak alınabilir. (H. Lin, 1991)

A_{w_i} : Ocak içinin her bir yüzeyinin alanı.

18.3.2 ζ_i ; Kirlilik Katsayısı

Ocağın her bir ayrı yüzeyi için farklı değerlerdedir, örneğin;

-Ocağın tüm yüzeylerinde, 0.55 olarak alınabilir. (H. Lin, 1991)

Buna göre Ψ_{ef} ;

$$\Psi_{ef} = \frac{(1.0 * 20.886 * 1.015 * 0.550.99 * 256.8 * 0.55)}{278}$$

$$\Psi_{ef} = 0.545$$

18.4 a_F ; Ocağın Termal Radyasyon Katsayısı

$$a_F = \frac{1}{1 + \left[\frac{1}{a_x} - 1 \right] * \Psi_{ef}} \quad (18.6)$$

18.4.1 a_x ; Alevin Emissivitesi

$$a_x = m * a_{lum} + (1 - m) * a_g \quad (18.7)$$

m ; Alevin parlak kısma oranı.

Fuel-Oil yakıtlı kazanlarda $m = 0,55$ olarak kabul edilmiştir. (H. Lin, 1991)

18.4.1.1 a_{lum} ; Alevin Parlak Kısımının Emissivitesi

$$a_{lum} = 1 - e^{-k_{lum} * p * S} \quad (18.8)$$

p ; Ocaktaki duman gazı basıncı, MPa

$p = 0,1$ MPa olarak kabul edilmiştir. (H. Lin, 1991)

18.4.1.1.1 S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu

$$S = \frac{3,6 * V_F}{A_w} \dots m. \quad (18.9)$$

$$S = \frac{3,6 * 322,5}{278}$$

$$S = 4,176 \text{ m.}$$

18.4.1.1.2 k_{lum} ; Alevin Parlak Kısmının Absorbsiyonunun Efektif Katsayısı

$$k_{lum} = k_g * r + k_s \quad (18.10)$$

18.4.1.1.2.1 k_g ; Üçlü Atom Gazlarınca Oluşan Absorbsiyonun Efektif Katsayısı

$$k_g = 10 * \left[\frac{0,78 + 1,6 * r_{H_2O}}{(10 * p * S * r)^{1/2}} - 0,1 \right] * \left[1 - 0,37 * \frac{T_{gR}}{1000} \right] \quad 1/(mMPa) \quad (18.11)$$

r_{H_2O} ; Duman gazı içindeki nemin hacimsel konsantrasyonu.

Çizelge 3.1'den $r_{H_2O} = 0,1132$ olarak okunmuştur.

r ; Duman gazı içindeki üçlü atom gazlarının toplam hacim konsantrasyonu.

$r = 0,2397$ Çizelge 3.1'den okunmuştur.

$$T_{gFe} = 1401 \text{ K}$$

$$k_g = 10 * \left[\frac{0,78 + 1,6 * 0,1132}{(10 * 0,1 * 4,176 * 0,2397)^{0,5}} - 0,1 \right] \left(1 - 0,37 * \frac{1401}{1000} \right)$$

$$k_g = 4,145 \quad 1/(mMPa)$$

18.1.1.2.2 k_s ; Kurum Partikülleri Tarafından Oluşan Absorbsiyonun Efektif Katsayısı

$$k_s = 0,3 * (2 - \alpha_{Fe}) * \left[1,6 * \frac{T_{gR}}{1000} - 0,5 \right] \frac{C^w}{H^w} \quad 1/(mMPa) \quad (18.12)$$

$$k_s = 0.3 * (2 - 1.1) \left[1.6 * \left(\frac{1401}{1000} \right) - 0.5 \right] \frac{84.7}{10}$$

$$k_s = 3.983 \text{ I/(m.MPa)}$$

18.4.1.2 a_g ; Alevin Parlak Olmayan Gaz Ortamının Emissivitesi

$$a_g = 1 - e^{-k_s * r^{*} * p^{*} S} \quad (18.13)$$

Denklemleri birleştirip a_x 'yi hesaplayacak olursak;

$$a_x = 0.55 * \left[1 - e^{-(4.145 * 0.2397 + 3.983) * 0.1 * 4.176} \right] + (1 - 0.55) * \left[1 - e^{-(4.145 * 0.2397 * 0.1 * 4.176)} \right]$$

$$a_x = 0.634$$

Buradan a_F değeri;

$$a_F = \frac{1}{1 + \left[\frac{1}{0.634} - 1 \right] * 0.545}$$

$$a_F = 0.76$$

18.5 \overline{VC} ; Yanmanın Adyabatik Sıcaklığı T_a ile Ocak Sonu Sıcaklığı T_{gFe} Sıcaklıklarındaki Duman Gazlarının Isıl Kapasitesi

$$\overline{VC} = \frac{H_u - I_{Fe}}{T_a - T_{gFe}} \dots\dots\dots \text{kCal} / (\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}) \quad (18.14)$$

$$\overline{VC} = \frac{9771.35 - 4988}{2066 - 1128}$$

$$\overline{VC} = 5.0995 \text{ kCal} / (\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}) = 21.35 \text{ kJ} / \text{kgC}$$

18.6 M ; Yakıt Cinsine ve Sıcaklığın Ocaktaki Konumuna Bağlı Bir Katsayı

$$M = A - B * X \quad (18.15)$$

A ve B , Yakıt cinsine göre değişen ampirik katsayılar

Fuel-Oil için aşağıdaki gibi alınabilir.

$$A = 0.54 \quad B = 0.2 \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

18.6.1 X ; Ocaktaki En Yüksek Sıcaklık Bölgesinin Ocağa Göre Rölatif Pozisyonu

$$X = X_b + \Delta X \quad (18.16)$$

X_b ; Ocak çıkışı orta eksenini ile brülör orta eksenini arasındaki rölatif yükseklik.

$$X_b = 0.229 \text{ m.}$$

ΔX ; Alevin gerçek pozisyonu için X 'in düzeltme faktörü.

Yatay konumda düzenlenmiş brülörlü kazanlarda. $\Delta X = 0.0$ alınabilir. (H. Lin, 1991)

Buna göre M ;

$$M = 0.54 - 0.2 * 0.229$$

$$M = 0.5858$$

Buna göre ocak çıkışındaki duman gazı sıcaklığı, T_{gFe} ;

$$T_{gFe} = \left[\frac{2339}{0.5858 * \left[\frac{(5.67 * 10^{-11} * 0.545 * 278 * 0.76 * (2339)^3)}{0.9935 * 3.0176 * 2135} \right]^{0.6} + 1} \right] - 273$$

$T_{gFe} = 1128 \text{ } ^\circ\text{C}$ olarak hesaplanmıştır.

Bulunan bu değer daha önce kabul edilen değere eşit olduğundan yapmış olduğumuz hesap yeterince hassas ve doğrudur. Hesap sonucunda çıkacak değer kabul edilebilir tolerans aralığı $\mp 100 \text{ } ^\circ\text{C}$ olabilirdi. (H. Lin, 1991)

19. OCAKTAKİ ISI TRANSFER MİKTARI (OCAK ZEMİNİ TUĞLASIZ)

Ocakta yakıtın yanması sonucu oluşan radyasyon ısısının bir kısmı ocağı oluşturan boru duvarları tarafından, bir kısmı ocak sonunda yer alan I. screen boruları tarafından, kalan kısmı da kızdırıcılar tarafından absorbe edilmektedir.

19.1 H_r ; Ocaktaki Toplam Radyasyon Isı Transfer Miktarı

$$H_r = \Phi * (H_u - I_{Fe}) \dots \dots \dots kCal / kg \quad (19.1)$$

$$I_{Fe} = 4988 kCal / kgY \quad (\text{Çizelge 3.2'den } T_{gFe} = 1128 \text{ }^\circ C \text{ için okunmuştur.})$$

$$H_r = 0.9935 * (9771.35 - 4988)$$

$$H_r = 4752.25 kCal / kg = 19896.7 kJ / kg$$

19.2 q_{rF} ; Ocağın Isıtma Yüzeylerinin Ortalama Isı Akısı

$$q_{rF} = \frac{B * H_r}{A} \dots \dots \dots kW / m^2 \quad (19.2)$$

19.2.1 A; Ocağın Radyasyon Isıtma Yüzeylerinin Toplamı.

$$A = \sum x_i * A_{wi} \dots \dots \dots m^2 \quad (19.3)$$

$\sum x_i$; Ocağın ayrı ayrı yüzeylerinin açılma katsayıları.

A_{wi} ; Ocağın ayrı ayrı yüzey alanları.

$A = 275.43 m^2$ olarak hesaplanmıştır.

Buradan da q_{rF} ;

$$q_{rF} = \frac{3.0176 * 19896.7}{275.43}$$

$$q_{rF} = 218.8 kW / m^2$$

19.3 H_{rF} ; I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı

$$H_{rF} = \left[\frac{x_s * \eta_h * q_{rF} * A_{Fe}}{B} \right] \dots \dots \dots kJ / kgY \quad (19.4)$$

19.3.1 x_s ; Screen Borularının Açıl Katsayısı

$$x_s = 1 - (1 - x)^n \quad (19.5)$$

x_s ; Screen borularının bir sırasının açıl katsayısı.

Screen borularının çapraz sıralı yerleşiminin borular arasında oluşturduğu mesafelere göre Şekil 5.2'den okunacaktır.

$x = 0.495$ (Şekil 5.2'den $S_1 / d = 150 / 57 = 2.631$ değeri ve (5) No'lu eğrinin çakıştırılmasıyla okunmuştur.)

S_1 ; Duman gazının akışına dik doğrultuda screen borularının eksenler arası mesafesi (mm.).

d ; Screen boruları dış çapı (mm.).

n ; Screen borularının sıra sayısı.

$$n = 2$$

Buna göre x_s ,

$$x_s = 1 - (1 - 0.495)^2$$

$$x_s = 0.745$$

19.3.2 η_h ; Ocak Yüksekliği Boyunca Isı Emilimi Dağıtımının Katsayısı

$\eta_h = 0.55$ Şekil 5.3'den ocak yüksekliği ile ocak çıkış yüksekliği arasındaki orana ($h / h_F = 1.0$) göre okunmuştur.

19.3.3 A_{Fe} ; Ocak Çıkışı Projeksiyonlu Yüzey Alanı

Bu yüzey ocağın çıkışındaki screen borularının yerleştirildiği boşluğun yüzey alanıdır.

$$A_{Fe} = (6.56 + 5.65) * 2.55 * 0.5 = 15.568 \text{ m}^2$$

Buna göre H_{Fe} ;

$$H_{Fe} = \frac{0.745 * 0.55 * 216.8 * 15.568}{3.0012}$$

$$H_{rF} = 460.81 \text{ kJ / kg} = 110.06 \text{ kCal / kg}$$

19.4 H'_{rF} ; Kızdırıcılar Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı

$$H'_{rF} = \frac{(1 - x_s) * \eta_h * q_{rF} * A_{Fe}}{B} \dots\dots\dots \text{kJ / kgY} \quad (19.6)$$

$$H'_{rF} = \frac{(1 - 0.745) * 0.55 * 216.8 * 15.568}{3.0012}$$

$$H'_{rF} = 157.72 \text{ kJ / kgY} = 37.67 \text{ kCal / kgY}$$

19.5 H_{ww} ; Ocağı Çevreleyen Boru Duvarları Tarafından Absorbe Edilen Radyasyon Isısı

$$H_{ww} = H_r - (H_{rF} + H'_{rF}) \quad (19.7)$$

$$H_{ww} = 19896.7 - (460.81 + 157.72)$$

$$H_{ww} = 19278.17 \text{ kJ / kg} = 4604.51 \text{ kCal / kg}$$

20. I. SCREEN BORULARININ ISI TRANSFERİ (OCAK ZEMİNİ TUĞLASIZ)

I. Screen boruları girişindeki duman gazı sıcaklığı, ocak çıkışındaki sıcaklıktır. I. Screen boruları çıkışındaki duman gazı sıcaklığı öncelikle bir kabul değeri olarak ele alınacaktır. Giriş ve çıkıştaki sıcaklıklara karşılık gelen entalpilerin farkları (Φ ile de çarpılarak), I. screen borularına olan ısı transfer miktarı olarak karşımıza çıkacaktır. Bu değer aşağıda detayları verilen ısı transferi hesabı sonucunda bulunacak olan ısı transferi miktarı ile oluşacak değer farkı verilen tolerans dahilinde kalıyorsa screen boruları çıkışında kabul edilen duman gazı sıcaklığı doğrulanmış olacaktır.

20.1 I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 1. İfadesi

$$H_b = \Phi * (I_{Fe} - I_{gSe}) \dots\dots\dots \text{kCal/kg} \quad (20.1)$$

I_{Fe} ; I. Screen boruları girişindeki duman gazı entalpisi.

I. Screen boruları girişinde duman gazı sıcaklığı, $T_{gSi} = T_{gFe} = 1128 \text{ } ^\circ \text{C}$ 'dir.

Çizelge 3.2'den $I_{gSi} = I_{Fe} = 4988 \text{ kCal / kgY}$ olarak okunmuştur.

I. Screen boruları çıkışında duman gazı sıcaklığını, $T_{gSe} = 1093 \text{ } ^\circ \text{C}$ olarak kabul edelim.

Buna karşılık gelen duman gazı entalpisi yine aynı çizelgeden;

$I_{gSe} = 4816.36 \text{ kCal / kgY}$ olarak okunmuştur.

$$H_b = 0.9934 * (4988 - 4816.36)$$

$$H_b = 170.52 \text{ kCal / kg}$$

20.2 I. Screen Boruları Tarafından Absorbe Edilecek Isı Transferi Miktarının 2. İfadesi

$$H_t = \frac{U * \Delta T * A}{B} \dots\dots\dots \text{kJ / kg} \quad (20.2)$$

20.2.1 A; Screen Borularının Toplam Yüzey Alanı

$$A = \Pi * l_s * d * m_s \dots\dots\dots \text{m}^2 \quad (20.3)$$

l_s ; Ortalama I. screen boruları boyu.

$l_s = 6.1 \text{ m}$ olarak alınmıştır.

d ; I. Screen boruları dış çapı.

$d = 0.057 \text{ m}$.

m ; I. Screen borularının toplam sayısı.

$m = 33$ adet

$A = 7 * \Pi * 0.057 * 33$

$A = 41.365 \text{ m}^2$

20.2.2 ΔT ; Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \frac{\left[(T_{gi} - T_{fi}) - (T_{ge} - T_{fe}) \right]}{\ln \left[\frac{(T_{gi} - T_{fi})}{(T_{ge} - T_{fe})} \right]} \dots\dots\dots \text{ } ^\circ C \quad (20.4)$$

$T_{fi} = T_{fe}$; Borularda dolaşan buhar-su karışımı akışkanın doyma sıcaklığı, $^\circ C$

$T_{fi} = T_{fe} = 255.4 \text{ } ^\circ C$ ($P_d = 4.35 \text{ MPa}$ 'a karşılık Ek 2'den okunmuştur.)

$T_{gfe} = T_{gi} = 1128 \text{ } ^\circ C$

$T_{gse} = T_{ge} = 1093 \text{ } ^\circ C$

$$\Delta T = \frac{\left[(1128 - 255.4) - (1093 - 255.4) \right]}{\ln \left[\frac{(1128 - 255.4)}{(1093 - 255.4)} \right]}$$

$\Delta T = 855 \text{ } ^\circ C$

20.2.3 U ; Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = \frac{\Psi}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}} \dots\dots\dots W / (m^2 * ^\circ C) \quad (20.5)$$

20.2.3.1 Ψ ; Screen Boruları İçin Verimlilik Faktörü

$\Psi = 0.63$ olarak kabul edilmiştir. (H.Lin, 1991)

20.2.3.2 h_0 ; Duman Gazından I. Screen Borularına Olan Isı Transferinin Katsayısı

$$h_0 = \zeta * (h_c + h_r) \dots \dots \dots W / (m^2 * K) \quad (20.6)$$

20.2.3.2.1 ζ ; Duman Gazlarının Uniform Olmayan Kazan Bölümlerini Yalaması Katsayısı

$\zeta = 1.0$ Borulara dik akışlarda genelde (1.0) olarak alınır(H.Lin, 1991).

20.2.3.2.2 h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı

$$h_c = A_2 * c_s * c_n * \frac{V^{0.6}}{d^{0.4}} \dots \dots \dots kW / m^2 * K \quad (20.7)$$

A_2 ; Ampirik bir katsayı olup aşağıdaki değerler arasında yer alan duman gazı sıcaklığına göre alınmıştır.

20.2.3.2.2.1 \bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı

$$\bar{T}_g = \frac{T_{gSi} + T_{gSe}}{2} \dots \dots \dots ^\circ C \quad (20.8)$$

$$\bar{T}_g = \frac{1128 + 1093}{2}$$

$$\bar{T}_g = 1110.5 \quad ^\circ C$$

$$A_2 = 16.98 \times 10^{-3} \quad (300 \text{ } ^\circ C \leq \bar{T}_g = 1117.5 \quad ^\circ C \leq 1200 \text{ } ^\circ C) \quad (H. Lin, 1991)$$

20.2.3.2.2.2 c_s Katsayısı

c_s katsayısı Φ 'nin alacağı değere değişim arz eder.

$$\Phi = \frac{\left(\frac{S_1}{d} - 1 \right)}{\left(\frac{S_2'}{d} - 1 \right)} \quad (20.9)$$

$$S_1/d=150 \text{ mm./57 mm.}=2.631$$

$$S_2'=168.15 \text{ mm./57 mm.}=2.950$$

$$\Phi = \frac{(2.631 - 1)}{(2.950 - 1)}$$

$$\Phi = 0.836$$

$0.1 < \Phi \leq 1.7$ olduğundan,

$$c_s = 0.34 * \Phi^{0.1} \quad (20.9)$$

denklemine göre hesap yapılacaktır.

(H. Lin, 1991)

$$c_s = 0.34 * (0.836)^{0.1}$$

$$c_s = 0.334$$

20.2.3.2.2.3 c_n Katsayısı

c_n katsayısı, S_1/d ve n değerlerine göre değişim göstermektedir.

$$S_1/d=150 \text{ mm./57 mm.}=2.631$$

$n=2$ adet screen boru sırası bulunmaktadır.

$S_1/d=2.631 < 3.0$ ve $n=2 < 10$ olduğundan;

$$c_n = 3.12 * n^{0.05} - 2.5 \quad (20.10)$$

denklemine göre hesap yapılacaktır.

(H. Lin, 1991)

$$c_n = 3.12 * 2^{0.05} - 2.5$$

$$c_n = 0.73$$

20.2.3.2.2.4 V ; Ortalama Duman Gazı Hızı

$$V = \frac{B * V_g}{A_g} * \left[1 + \left(\frac{\bar{T}_g}{273} \right) \right] \dots\dots\dots m/s \quad (20.11)$$

V_g ; Duman gazlarının I. screen boruları bölgesindeki gerçek debisi, m^3/kg

$$V_g = 12.043 \text{ m}^3 / \text{kgY} \quad (\text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.})$$

20.2.3.2.2.4.1 A_g ; Duman Gazlarının I. Screen Boruları Demeti Arasından Geçerken ki Net Kesit Alanı

$$A_g = A_F * l_s * d * m \quad \dots\dots\dots(\text{m}^2) \quad (20.12)$$

$$A_F = 15.568 \text{ m}^2 \quad (\text{Daha önce hesaplanmıştı.})$$

l_s ; Ortalama I. screen boruları boyu.

$$l_s = 6.1 \text{ m}$$

d ; I. Screen boruları dış çapı.

$$d = 0.057 \text{ m.}$$

m ; I. Screen borularının bir sıradaki boru adedi.

$$m = 17 \text{ adet}$$

$$A_g = 15.568 - 6.1 * 0.057 * 17$$

$$A_g = 9.657 \text{ m}^2$$

Buna göre V ;

$$V = \frac{3.0012 * 12.043}{9.657} * \left[1 + \left(\frac{1110.5}{273} \right) \right]$$

$$V = 19.146 \text{ m/s}$$

Buna göre h_c ;

$$h_c = 16.98 * 10^{-3} * 0.334 * 0.73 * (19.146)^{0.6} * \frac{1}{(0.057)^{0.4}}$$

$$h_c = 0.0765 \text{ kW/m}^2 * \text{K}$$

20.2.3.2.3 h_r ; Boşluğun Radyasyon Isı Transferi Katsayısı

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * a_g * (\bar{T}_g)^3 * \left[\frac{1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g} \right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g} \right)} \right] \dots\dots\dots kW / (m^2 * K) \quad (20.13)$$

20.2.3.2.3.1 a_g ; Duman Gazlarının Emissivitesi

$$a_g = 1 - e^{-k * p * S} \quad (20.14)$$

20.2.3.2.3.1.1 k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı

$$k = k_g * r \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (20.15)$$

$r = 0.2397$ Çizelge 3.1'den okunmuştur.

20.2.3.2.3.1.1.1 k_g Katsayısı

$$k_g = 10 * \left[\frac{(0.78 + 1.6 * r_{H_2O})}{(10 * p * S * r)^{1/2}} - 0.1 \right] * \left(1 - 0.37 * \frac{T_{gFe}}{1000} \right) \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (20.16)$$

$r_{H_2O} = 0.1065$ duman gazı içindeki nemin hacimsel yüzdesi olup Çizelge 3.1'den okunmuştur.

20.2.3.2.3.1.1.1.1 S ; Radyasyon Tabakasının Efektif Uzunluğu

$$S = 0.9 * d * \left[\frac{4 * S_1 * S_2}{\Pi * d^2} - 1 \right] \dots\dots\dots m. \quad (20.17)$$

$$S = 0.9 * 0.057 * \left[\frac{4 * 0.15 * 0.15}{\Pi * (0.057)^2} - 1 \right]$$

$$S = 0.401 \text{ m.}$$

Buradan k katsayısı;

$$k = 10 * \left[\frac{(0.78 + 1.6 * 0.1065)}{(10 * 0.1 * 0.401 * 0.2397)^{0.5}} - 0.1 \right] * \left(1 - 0.37 * \frac{(1093 + 273)}{1000} \right) * 0.2397$$

$$k = 3.516 \text{ } 1/(m.MPa)$$

$$a_g = 1 - e^{-3.516 \cdot 0.1 \cdot 0.401}$$

$$a_g = 0.1315$$

20.2.3.2.3.2 T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kurum Tutan I. Screen Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı

$$T_{aw} = T_f + \Delta T + 273 \text{ K} \quad (20.18)$$

T_f ; I. Screen borularında dolaşan buharın doyma sıcaklığı, °C

$$T_f = 255.4 \text{ } ^\circ \text{C}; \quad (P_d = 4.35 \text{ MPa 'a karşılık Ek 2'den okunmuştur.})$$

ΔT ; I. Screen borularının yüzey sıcaklığı artırımını.

$$\Delta T = 80 \text{ } ^\circ \text{C} \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

$$T_{aw} = 255.4 + 80 + 273$$

$$T_{aw} = 608.4 \text{ K}$$

Buna göre h_r katsayısı;

$$h_r = 5.1 \cdot 10^{-11} \cdot 0.13 \cdot (1383.5)^3 \cdot \left[\frac{1 - \left(\frac{608.4}{1383.5} \right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{608.4}{1383.5} \right)} \right]$$

$$h_r = 0.030 \text{ kW} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$h_0 = 1.0 \cdot (76.5 + 30)$$

$$h_0 = 106.5 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

20.2.3.3 h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı

Bu katsayı diğer katsayıya göre çok büyük olduğundan sonsuz gibi düşünülebilir. (H.Lin, 1991)

$$h_i \cong \infty$$

Buna göre;

$$\frac{1}{h_i} \cong 0 \text{ ihmal edilebilir.}$$

Genel ısı transfer katsayısı U aşağıdaki gibi bir hale gelecektir.

$$U = \Psi * h_o$$

$$U = 0.63 * 106.5$$

$$U = 67.1 \text{ W / (m}^2 * \text{ }^\circ\text{C)}$$

Buradan da H_t ;

$$H_t = \frac{67.1 * 855 * 36.5}{3.0012 * 10^3}$$

$$H_t = 689.07 \text{ kJ / kg} = 164.6 \text{ kCal / kgY}$$

20.3 Hesap Kontrolü

Buraya kadar yapılan hesaplar sonucunda 2. Denkleme göre I. screen borularının ısı transfer miktarı da hesaplanmış oldu. Şimdi 1. Denkleme elde edilen denkleme arasındaki değer farkına bakacağız.

$$\frac{H_b - H_t}{H_b} < \mp 5 \% \quad (\text{H. Lin, 1991}) \quad (20.19)$$

$$\frac{H_b - H_t}{H_b} = \frac{170.52 - 164.6}{170.52} = -0.0348 = -3.48 \% < \mp 5 \%$$

olduğundan yapmış olduğumuz hesap izin verilen toleranslar çerçevesinde doğru yapılmıştır.

Buna göre I. screen borularının içinde dolaşan akışkanın toplam konvektif ısı absorpsiyonu;

$$H_s = H_b = 170.52 \text{ kCal / kgY} \text{ 'dır.}$$

21. İLKIZDIRICININ ISI TRANSFERİ (TUĞLASIZ OCAK ZEMİNİNE GÖRE)

II. kızdırıcı boruları girişindeki duman gazı sıcaklığı, yaklaşık olarak I. screen boruları çıkışındaki sıcaklıktır. II. kızdırıcı boruları çıkışındaki duman gazı sıcaklığı da, buhar tarafı göz önüne alınarak hesaplanacak ısı transferi miktarının duman gazı tarafında oluşturulacak ısı transferi bağıntısının birincisinde yerine konmasıyla hesaplanmıştır.

Buhar tarafından gidilerek hesaplanan ısı transfer miktarı, II. kızdırıcı borularına giren buharın giriş sıcaklığı ve basıncı, kabul edilerek hesaplanmıştır. II. kızdırıcı çıkışındaki buharın sıcaklığı ve basıncı, kazan dizayn edilirken baz alınan ve müşteri tarafından istenen özelliklerdeki buharın özellikleridir.

Kızdırıcıya giren buharın kabul edilen basınç değeri, kızdırıcı çıkışındaki buharın basıncından buharın kızdırıcıdaki serpantinlerinde ve armatürlerinde kaybedeceği basınç değerinin düşülmesiyle hesaplanır. Bu basınç düşümü değeri kızdırıcı borulamasının yerleşimi ve düzenine göre değişim arz edeceğinden daha önceki benzer uygulamalar göz önüne alınarak belli bir değerde alınmıştır.

Yukarıda sözü geçen kabuller baz alınarak yapılan hesaplamalar sonucunda buhar tarafından elde edilen ısı transferi miktarının duman gazı tarafında uygulanan ikinci bağıntıdan elde edilen ile arasındaki değer farkının izin verilen toleranslar dahilinde kalmasıyla doğrulanmış olacaktır.

21.1 II. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Buhar Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması

$$H_b = \frac{W}{B} * (I_{ss} - I_{ss'}) - H'_{rf} \dots\dots\dots kCal / kgY \quad (21.1)$$

W; Buhar debisi, kg/sn

$$W = 150 t / h = 41.67 kg / s$$

H'_{rf} ; Ocaktan kızdırıcılara transfer edilen radyasyon ısısı, kCal/kg

$$H'_{rf} = 37.67 kCal / kgY$$

Bu ısının; 2/3'ünün II. kızdırıcıya, 1/3'ünün I. kızdırıcıya ulaştığı kabul edilecektir. (N/Lin, 1991)

T_{ss} ve P_d ; II. kızdırıcı borularında dolaşan buharın giriş sıcaklığı ve basıncı olup aşağıdaki değerlerde kabul edilmişlerdir.

$T_{ss} = 342.5 \text{ } ^\circ\text{C}$ ve $P_d = 4.15 \text{ MPa}$ bunlara karşılık gelen buhar entalpisi,

Ek 3'ten $I_{ss} = 733.73 \text{ kCal / kg}$ olarak okunmuştur.

$T_{sse} = T_{ss}$ ve P_{ss} ; II. kızdırıcı borularında dolaşan buharın çıkış sıcaklığı ve basıncı;

$T_{sse} = T_{ss} = 440 \text{ } ^\circ\text{C}$ ve $P_{ss} = 4.0 \text{ MPa}$ bunlara karşılık gelen buhar entalpisi,

Ek 3'ten $I_{sse} = 790.2 \text{ kCal / kg}$ olarak okunmuştur.

$$H_b = \frac{41.67}{3.0012} * (790.24 - 733.73) - \frac{37.67}{3} * 2$$

$$H_b = 758.94 \text{ kCal / kgY}$$

21.2 II. Kızdırıcı Çıkışındaki Duman Gazı Sıcaklığının Tespiti

Aşağıdaki ısı transfer bağıntısı duman gazı tarafı baz alınarak hesaplanacak olan ısı transfer miktarının birincisidir. Bu bağıntıdan kızdırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığı hesaplanacaktır.

$$H_b = \Phi * (I_{gssi} - I_{gsse} + \Delta\alpha * I_{ca}^0) \dots \dots \dots \text{kCal / kgY} \quad (21.2)$$

T_{gssi} ; II. kızdırıcı girişindeki (I. screen boruları çıkışı) duman gazı sıcaklığı;

$T_{gssi} = 1093 \text{ } ^\circ\text{C}$ bu sıcaklığa karşı gelen duman gazı entalpisi, Çizelge 3.2'den

$I_{gssi} = 4816.36 \text{ kCal / kgY}$ olarak okunmuştur

I_{gsse} ; II. kızdırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığı;

$\Delta\alpha = 0.05$, Hava fazlalık katsayısı farkı. (Çizelge 3.1'den okunmuştur.)

$I_{ca}^0 = 123.19 \text{ kCal / kg}$ (Daha önce okunmuştu.)

$\Phi = 0.9934$ (hesaplanmıştı)

$$758.94 = 0.9935 * (4816.36 - I_{gsse} + 0.05 * 123.19)$$

$$I_{gsse} = 4058.61 \text{ kCal / kgY}$$

Buna tekabül eden duman gazı sıcaklığı, Çizelge 3.2'den; $T_{gss} = 932 \text{ } ^\circ\text{C}$ olarak okunmuştur.

21.3 II. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Duman Gazı Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması

Aşağıdaki ısı transfer hesabı duman gazı tarafı baz alınarak yapılmıştır. Bu bağıntı 2.'sidir.

$$H_t = \frac{U * \Delta T * A}{B} \dots\dots\dots kJ / kg \quad (21.3)$$

21.3.1 A; II. Kızdırıcı Boruları Toplam Yüzey Alanı

$$A = m * n * \Pi * d * l \quad (21.4)$$

Şekil 7.1 ve Şekil 7.2'de I. ve II. kızdırıcının dikey kesiti ve üstten görünümü görülmektedir.

m: Serpantin adedi.

m=76 adet

n: Bir serpantinindeki boru adedi.

n=8 adet

d: Boru dış çapı, m.

d=0.038 m.

l: Serpantinindeki boru boyu, m.

l=2.4 m.

$A = 76 * 8 * \Pi * 0.038 * 2.4$

$A = 174.2 \text{ m}^2$

21.3.2 ΔT ; II. Kızdırıcı İçin Düzeltilmiş Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \Delta T_c * \Psi \dots\dots\dots \text{ } ^\circ\text{C} \quad (21.5)$$

21.3.2.1 ΔT_c ; II. Kızdırıcı İçin Ana Sıcaklık Farkı

Bu kızdırıcıdaki borularda akışkan duman gazına “paralel akış” sergilemektedir.

$$\Delta T_c = \frac{[(T_{gi} - T_{fe}) - (T_{ge} - T_{fi})]}{\ln \left[\frac{(T_{gi} - T_{fe})}{(T_{ge} - T_{fi})} \right]} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (21.6)$$

$$T_{gi} = T_{gssi} = 1093 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{fe} = T_{sse} = 440 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{ge} = T_{gsse} = 932 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{fi} = T_{ssi} = 342.5 \text{ } ^\circ C$$

$$\Delta T_c = \frac{[(1093 - 440) - (932 - 342.5)]}{\ln \left[\frac{(1093 - 440)}{(932 - 342.5)} \right]}$$

$$\Delta T_c = 620.7 \text{ } ^\circ C$$

21.3.2.2 Ψ ; Ana Sıcaklık Farkı Düzeltme Katsayısı

Bu katsayının Şekil 7.3'den okunması için 3 parametreye ihtiyaç vardır. Bunlar; P, R ve C katsayılarıdır. Bu katsayıların hesabı aşağıdaki gibidir.

21.3.2.2.1 P Katsayısı

$$P = \frac{\Gamma_2}{T_{gi} - T_{fi}} \quad (21.7)$$

21.3.2.2.1.1 Γ_2 Katsayısı

$$\Gamma_2 = T_{fe} - T_{fi} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (21.8)$$

$$\Gamma_2 = 440 - 342.5$$

$$\Gamma_2 = 97.5 \text{ } ^\circ C$$

$$P = \frac{97.5}{1093 - 342.5}$$

$$P = 0.130$$

21.3.2.2.2 R Katsayısı

$$R = \frac{\Gamma_1}{\Gamma_2} \quad (21.9)$$

21.3.2.2.2.1 Γ_1 Katsayısı

$$\Gamma_1 = T_{g_i} - T_{g_o} \dots \dots \dots \text{ } ^\circ C \quad (21.10)$$

$$\Gamma_1 = 1093 - 932$$

$$\Gamma_1 = 161 \text{ } ^\circ C$$

$$R = \frac{161}{97.5} = 1.651$$

21.3.2.2.3 C Katsayısı

$$C = \frac{A_p}{A} \quad (21.11)$$

21.3.2.2.3.1 A_p ; Duman Gazı Akış Yönüyle Paralel Konumda Akan Buharı Taşıyan II. Kızdırıcı Boruları Dış Yüzey Alanı

$$A = m * n * \Pi * d * l \quad (21.12)$$

Daha yaklaşık neticeler elde etmek için serpantinlerin dirseklerinin dönüşleri boru boylarından çıkartılmıştır.

$$A_p = [(0.090 - 2 * 0.038)76 * 3 + (0.270 - 2 * 0.038)76 * 3 + (0.360 - 2 * 0.038) * 76 * 2] * 0.038 * \Pi$$

$$A_p = 10.815 \text{ } m^2$$

Buna göre C;

$$C = \frac{10.815}{174.2}$$

$$C = 0.062$$

P, R ve C değerlerine göre düzeltme katsayısı Şekil 7.3'den $\Psi = 0.997$ olarak okunmuştur.

$$\Delta T = 627.7 * 0.997$$

$$\Delta T = 625.81 \text{ } ^\circ C$$

21.3.3 U; Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = \frac{\Psi}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}} \dots\dots\dots W / (m^2 * K) \quad (21.13)$$

21.3.3.1 Ψ ; Fuel-Oil Yakıtlı Kazanlarda Verimlilik Faktörü

$\Psi = 0.60$ olarak kabul edilmiştir. (H.Lin, 1991)

21.3.3.2 h_o ; Duman Gazından Kızdırıcı Borusuna Olan Isı Transfer Katsayısı

$$h_o = \zeta * (h_c + h_r) \dots\dots\dots W / (m^2 * K) \quad (21.14)$$

21.3.3.2.1 ζ ; Kızdırıcı Boruları İçerisinden Geçen Akışkan ile Duman Gazının Birbirine Akış Halini Gösteren Katsayı

$\zeta = 1.0$ olarak kabul edilmiştir (karşı akış için). (H. Lin, 1991)

21.3.3.2.2 h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı

$$h_c = A_1 * c_s * c_n * \frac{V^{0.65}}{d^{0.35}} \dots\dots\dots kW / m^2 * ^\circ C \quad (21.15)$$

21.3.3.2.2.1 A_1 Katsayısı

A_1 ; Ampirik bir katsayı olup aşağıdaki değerler arasında yer alan duman gazı sıcaklığına göre hesaplanmıştır.

21.3.3.2.2.1.1 \bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı

$$\bar{T}_g = \frac{T_{gSSi} + T_{gSSe}}{2} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (21.16)$$

$$\bar{T}_g = \frac{1093 + 932}{2}$$

$$\bar{T}_g = 1012.5^\circ C$$

$$A_1 = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * \bar{T}_g) * 10^{-3} \quad (300^\circ C \leq \bar{T}_g \leq 1100^\circ C \text{ için}) \quad (21.17)$$

(H. Lin, 1991)

$$A_1 = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * 1012.5) * 10^{-3}$$

$$A_1 = 0.02529$$

21.3.3.2.2.2 c_s Katsayısı

Bu katsayı kızdırıcı borularının eksenler arası mesafesine ve yakıt cinsine göre değişim arz eder.
II. Kızdırıcı borularının eksenler arası mesafesi Şekil 7.4'de görülmektedir.

$$c_s = 0.2$$

$S_2/d=90 \text{ mm./}38 \text{ mm.}=2.368>2$ ve kazanın ana yakıtı F.oil.6 olduğundan 0.2 olarak alınmıştır.

(H. Lin, 1991)

21.3.3.2.2.3 c_n Katsayısı

Bir serpantinindeki boru adedine göre değişim arz etmektedir.

$n=8 \text{ adet}>10$ olduğundan aşağıdaki bağıntı kullanılacaktır.

$$c_n = 0.91 + 0.0125 * (n - 2) \quad (\text{H. Lin, 1991}) \quad (21.18)$$

$$c_n = 0.91 + 0.0125 * (8 - 2)$$

$$c_n = 0.985$$

21.3.3.2.2.4 V ; Ortalama Duman Gazı Hızı

$$V = \frac{B * V_g}{A_g} * \left(1 + \frac{\overline{T_g}}{273} \right) \dots \dots \dots m / s \quad (21.19)$$

V_g ; Duman gazlarının kızdırıcı bölgesindeki gerçek debisi.

$$V_g = 12.3 \text{ Nm}^3 / \text{kg} \quad (\text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.})$$

21.3.3.2.2.4.1 A_g ; II. Kızdırıcı Boruları Arasından Duman Gazının Geçiş Kesiti Alanı

$$A_g = A - B \dots \dots \dots m^2 \quad (21.20)$$

A ; II. Kızdırıcı serpantinlerinin olduğu odanın enine kesiti, m^2

$$A=a*b$$

a: Odanın enine uzunluğu, m.

b: Odanın yüksekliği, m.

B ; Duman gazının yaladığı kızdırıcı borularının projeksiyon alanı, m^2

$$B=d*m*a$$

d: Boru dış çapı, m.

m: Serpantin adedi, adet

$$A_g = 2.4 * 6.56 - 0.038 * 76 * 2.4$$

$$A_g = 8.8128 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{3.0012 * 12.3}{10.45} * \left(1 + \frac{1012.5}{273}\right)$$

$$V = 19.72 \text{ m} / \text{s}$$

Buradan da h_c ;

$$h_c = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * 1012.5) * 10^{-3} * 0.2 * 0.985 * \frac{(19.72)^{0.65}}{(0.038)^{0.35}}$$

$$h_c = 0.123 \text{ kW} / \text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

21.3.3.2.3 h'_r ; II. Kızdırıcı Öncesi Boşluk Göz önüne Alınarak Hesaplanan Düzeltilmiş Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$h'_r = h_r * \left[1 + A * \left(\frac{T_R}{1000}\right)^{0.25}\right] * \left(\frac{L_R}{L_B}\right)^{0.07} \dots\dots\dots \text{kW} / (\text{m}^2 * \text{K}) \quad (21.21)$$

$$T_R = T_{gssi} = 1093 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$A = 0.3$; Fuel-Oil yakıtlı kazanlarda kullanılan bir katsayı.(H. Lin, 1991)

L_R ; II. Kızdırıcı öncesi boş oda uzunluğu, m.

$$L_R = 2.66 \text{ m.}$$

L_B ; II. Kızdırıcı serpantin uzunluğu, m.

$$L_B = 0.63 \text{ m.}$$

21.3.3.2.3.1 h_r ; II. Kızdırıcı Öncesi Boşluğun Radyasyon Transfer Katsayısı

$$h_r = 5.1 \cdot 10^{-11} \cdot a_g \cdot \left(\frac{T_g}{T_g}\right)^3 \cdot \left[\frac{1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g}\right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g}\right)} \right] \dots\dots\dots kW / (m^2 \cdot K) \quad (21.22)$$

21.3.3.2.3.1.1 a_g ; Duman Gazının Emisyonu

$$a_g = 1 - e^{-k \cdot p \cdot S} \quad (21.23)$$

21.3.3.2.3.1.1.1 k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı

$$k = k_g \cdot r \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (7.24)$$

$r = 0.2348$ Çizelge 3.1'den okunmuştur.

21.3.3.2.3.1.1.1.1 k_g Katsayısı

$$k_g = 10 \cdot \left[\frac{0.78 + 1.6 \cdot r_{H_2O}}{(10 \cdot p \cdot S \cdot r)^{1/2}} - 0.1 \right] \cdot \left(1 - 0.37 \cdot \frac{T_{gFe}}{1000} \right) \dots\dots\dots 1/(m.MPa) \quad (21.25)$$

$r_{H_2O} = 0.1043$ duman gazı içindeki nemin hacimsel yüzdesi olup Çizelge 3.1'den okunmuştur.

21.3.3.2.3.1.1.1.1.1 S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu

$$S = 0.9 \cdot d \cdot \left(\frac{4 \cdot S_1 \cdot S_2}{\Pi \cdot d^2} - 1 \right) \dots\dots\dots m. \quad (21.26)$$

$d = 0.038 \text{ m.}$; $S_1 = 0.085 \text{ m.}$; $S_2 = 0.090 \text{ m.}$ değerleri yerine konulursa;

$$S = 0.9 \cdot 0.038 \cdot \left(\frac{4 \cdot 0.085 \cdot 0.090}{\Pi \cdot 0.038^2} - 1 \right)$$

$$S = 0.1965 \text{ m.}$$

$$p = 0.1 \text{ Mpa} \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

$$k = 10 * \left[\frac{0.78 + 1.6 * 0.1043}{(10 * 0.1 * 0.1965 * 0.2348)^{1/2}} - 0.1 \right] * \left[1 - 0.37 * \frac{(932 + 273)}{1000} \right] * 0.2348$$

$$k = 5.636 \text{ 1/(m.Mpa)}$$

$$a_g = 1 - e^{-5.636 * 0.1 * 0.1965}$$

$$a_g = 0.1048$$

21.3.3.2.3.1.2 T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kalarak Kurum Tutmuş Kızdırıcı Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı

$$T_{aw} = \left[T_f + \left(\varepsilon + \frac{1}{h_i} \right) * \frac{B * (H_b + H'_{RF})}{A} \right] + 273 \dots \dots \dots K \quad (21.27)$$

ε ; Sıvı yakıt yakan kazanlarda kirlilik faktörü.

$$\varepsilon = 2.6 (m^2 * K) / kW \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

A: Kızdırıcı boruları toplam dış yüzey transfer alanı.

$$A = 174.2 \text{ m}^2 \text{ (hesaplanmıştır)}$$

$$H_b = 3072 \text{ kJ/kg (hesaplanmıştır)}$$

$$H'_{RF} = 157.7 \times 2/3 \text{ kJ/kg (hesaplanmıştır)}$$

$$B = 3.0012 \text{ kg/sn (hesaplanmıştır)}$$

21.3.3.2.3.1.2.1 T_f ; II. Kızdırıcıda Doluşan Akışkanın Ortalama Sıcaklığı

$$T_f = \frac{(T_{SSe} + T_{SSi})}{2} \dots \dots \dots ^\circ C \quad (21.28)$$

$$T_f = \frac{(440 + 342.5)}{2}$$

$$T_f = 391.25 \text{ } ^\circ C$$

21.3.3.2.3.1.2.2 h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı

$$h_i = B * \frac{(\rho * V)^{0.8}}{d^{0.2}} \dots\dots\dots kW / m^2 * ^\circ C \quad (21.29)$$

21.3.3.2.3.1.2.2.1 B Katsayısı

$$B = 6.61 * 10^{-3} \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

B ; değeri bir katsayı olup aşağıda parantez içlerindeki basınç ve sıcaklık değerleri için kullanılmaktadır. Bizim örneğimizdeki basınç ve sıcaklıklar bu aralıklar arasında kaldığından bu katsayının kullanımı uygun görülmüştür.

$$P_{ss} = 4.0 \text{ MPa} \quad (P = 4.0 - 4.4 \text{ MPa}) \quad \text{ve} \quad T_{ss} = 440 \text{ } ^\circ C \quad (T = 320 - 450 \text{ } ^\circ C)$$

21.3.3.2.3.1.2.2.2 ρ ; Buharın Yoğunluğu

$$\rho = \frac{1}{\bar{V}} \dots\dots\dots kg/m^3$$

\bar{V} ; Buharın ortalama özgül hacmi, m^3/kg

Aşağıdaki gibi II. kızdırıcıya giren ve çıkan buharın basınç ve sıcaklıklarının ortalaması alınarak Ek 3'ten okunmuştur.

Kızdırıcı girişi buhar basıncı : 41.5 bar.

Kızdırıcı çıkışı buhar basıncı : 40.0 bar.

Kızdırıcı girişi buhar sıcaklığı : 342.5 $^\circ C$

Kızdırıcı çıkışı buhar sıcaklığı : 440.0 $^\circ C$

Buharın ortalama basınç ve sıcaklığı, P_{ort} , T_{ort} ' a göre buharın ortalama özgül hacmi,

$$\left. \begin{aligned} P_{ort} &= (40 + 41.5) / 2 = 40.75 \text{ bar} \\ T_{ort} &= (342.5 + 440) / 2 = 391.25 \text{ } ^\circ C \end{aligned} \right\}$$

$\bar{V} = 0.07306 \text{ } m^3 / kg$ olarak okunmuştur.

$$\rho = \frac{1}{0.07306}$$

$$\rho = 13.69 \text{ kg / m}^3$$

21.3.3.2.3.1.2.2.3 V ; II. Kızdırıcı Borularındaki Ortalama Buhar Hızı

$$V = \frac{W \cdot \bar{V}}{A_{ss}} \dots \dots \dots m / s \quad (21.30)$$

W ; Buhar debisi, kg/sn

21.3.3.2.3.1.2.2.3.1 A_{ss} ; Buharın II. Kızdırıcı Serpantinlerinden Akış Kesit Alanı

$$A_{ss} = \Pi \cdot (d_i)^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot m \cdot 2 \dots \dots \dots m^2 \quad (21.31)$$

m ; II. Kızdırıcı serpantin adedi, adet

$$m = 76 \text{ adet}$$

d_i ; II. Kızdırıcı boruları iç çapı, m.

$$d_i = d - 2 \cdot t$$

d ; II. Kızdırıcı boruları dış çapı, m.

$$d = 38 \text{ mm.} = 0.038 \text{ m.}$$

t ; II. Kızdırıcı boruları et kalınlığı, m.

$$t = 3.6 \text{ mm.} = 0.0036 \text{ m.}$$

$$d_i = 0.038 - 2 \cdot 0.0036$$

$$d_i = 0.0308 \text{ m.}$$

Buna göre A_{ss} ;

$$A_{ss} = \Pi \cdot (0.0308)^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot 76 \cdot 2$$

$$A_{ss} = 0.1132 \text{ m}^2$$

Buradan da V ;

$$V = \frac{41.67 * 0.07306}{0.1132}$$

$$V = 26.894 \text{ m/s}$$

$$h_i = 6.61 * 10^{-3} * \frac{(13.69 * 26.894)^{0.8}}{(0.0308)^{0.2}}$$

$$h_i = 1.497 \text{ kW/m}^2 * ^\circ\text{C}$$

Buna göre yüzey sıcaklığı;

$$T_{aw} = \left[391.25 + \left(2.6 + \frac{1}{1.497} \right) * \frac{\left(3.0012 * \left(3072 + 2 * \frac{157.7}{3} \right) \right)}{174.2} \right] + 273$$

$$T_{aw} = 843.13 \text{ K}$$

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * 0.1048 * (1012.5 + 273)^3 * \frac{\left[1 - \left(\frac{843.13}{1285.5} \right)^{3.6} \right]}{\left[1 - \left(\frac{843.13}{1285.5} \right) \right]}$$

$$h_r = 0.0258 \text{ kW/(m}^2 * \text{K)}$$

$$h'_r = 0.0258 * \left[1 + 0.3 * \left(\frac{(1093 + 273)}{1000} \right)^{0.25} \right] * \left(\frac{2.66}{0.63} \right)^{0.07}$$

$$h'_r = 0.0373 \text{ kW/(m}^2 * \text{K)}$$

$$h_o = 1.0 * (12.3 + 37.3)$$

$$h_o = 160.34 \text{ W/(m}^2 * \text{K)}$$

$$U = \frac{0.60}{\frac{1}{160.34} + \frac{1}{1497}}$$

$$U = 86.9 \text{ W / (m}^2 \cdot \text{K)}$$

$$U = 0.0869 \text{ kW / (m}^2 \cdot \text{K)}$$

Buradan da H_t ;

$$H_t = \frac{0.0869 \cdot 6188 \cdot 174.2}{3.0012}$$

$$H_t = 3120.34 \text{ kJ / kg} = 745.28 \text{ kCal / kgY}$$

21.4 Hesap Kontrolü

$$\frac{H_b - H_t}{H_b} < \mp 2 \% \quad (\text{H. Lin, 1991}) \quad (21.32)$$

$$\frac{758.94 - 745.28}{758.94} = +0.018 = +1.8\% < \mp 2 \%$$

olduğundan yapmış olduğumuz hesap ve kabul edilen kızdırıcı girişi buhar sıcaklığı ve basıncı doğrudur.

Buna göre II. Kızdırıcıda absorbe edilen toplam konvektif ısı transferi,

$$H_{ss} = 758.94 \text{ kCal / kgY 'dir.}$$

22. KIZGIN BUHAR SOĞUTUCUSU (ATTEMPERATOR) PÜSKÜRTME SUYU İHTİYACI (TUĞLASIZ OCAK ZEMİNİNE GÖRE)

Kızgın buhar soğutucusu I. kızdırıcıdan çıkan buharın sıcaklığını düşürerek kontrol altında tutmaya ve II. kızdırıcı sonunda istenen şartlarda çıkan buharı kazan kapasitesinin minimum ve maksimum olduğu durumlarda dahi sağlayabilmesine yarayan direkt püskürtmeli tip bir cihazdır. Bir nevi eşanjör gibi çalışır ancak ısı transferi kütle transferi ile sağlanır. İki kızdırıcı arasına yerleştirilir. Şekil 8.1’de bir kızgın buhar soğutucusu görülmektedir.

Soğutma suyu miktarı hesaplanırken termodinamiğin temel kaidelerinden faydalanılmıştır. Sisteme giren ısıların ve kütlelerin çıkan ısılara ve kütlelere olan eşitlikleri yazılarak iki bilinmeyenli iki denklem oluşturularak püskürtme ihtiyacı hesaplanmış oldu.

Şekil 22.2’de kızdırıcılara ve attempatora giren ve çıkan buharın (ayrıca soğutma suyunun) termodinamiksel özellikleri şematik olarak görülmektedir.

22.1 Termodinamiğin Temel Kaideleri ve Sisteme Uygulanması

Aşağıdaki bağıntılara göre bölüm 22.2’deki hesap düzenlenmiştir.

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 \quad (22.1)$$

$$Q = m \times h \quad (22.2)$$

$$m_1 + m_2 = m_3 \quad (22.3)$$

$$m_1 \times h_1 + m_2 \times h_2 = m_3 \times h_3 \quad (22.4)$$

Q : Isı

m : Kütle

h : Entalpi

22.2 Soğutma Suyu Miktarı Hesabı

$$H_{SSe-I} + H_{SW-A} = H_{SSI-II} \quad (1)$$

$$W_{SSe-I} + W_{SW-A} = W_{SSI-II} \quad (2)$$

$$W_{SSe-I} * I_{SSe-I} + W_{SW-A} * I_{SW-A} = W_{SSI-II} * I_{SSI-II} \quad (3)$$

H_{SSe-I} :I. Kızdırıcı çıkışında, attemperator girişindeki ısı miktarı, kCal/h

H_{SW-A} :Kızgın buhar soğutucusu püskürtme suyu ısısı, kCal/h

H_{SSe-II} :Attemperator çıkışındaki, II. kızdırıcı girişindeki buharın ısısı, kCal/h

W_{SSe-I} :I. kızdırıcı çıkışındaki, attemperator girişindeki buharın debisi, kg/h

W_{SW-A} :Kızgın buhar soğutucusu püskürtme suyu debisi, kg/h

W_{SSe-II} :II. kızdırıcı girişindeki, attemperator çıkışındaki buhar debisi, kg/h

I_{SSe-I} :I. kızdırıcı çıkışında, attemperator girişindeki buharın entalpisi, kCal/kg

I_{SW-A} :Kızgın buhar soğutucusu püskürtme suyu entalpisi, kCal/kg

I_{SSe-II} :Attemperator çıkışındaki, II. kızdırıcı girişindeki buharın entalpisi, kCal/kg

$$W_{SSe-I} * 749 + W_{SW-A} * 36.08 = 150000 * 733.73$$

$$W_{SSe-I} + W_{SW-A} = 150000$$

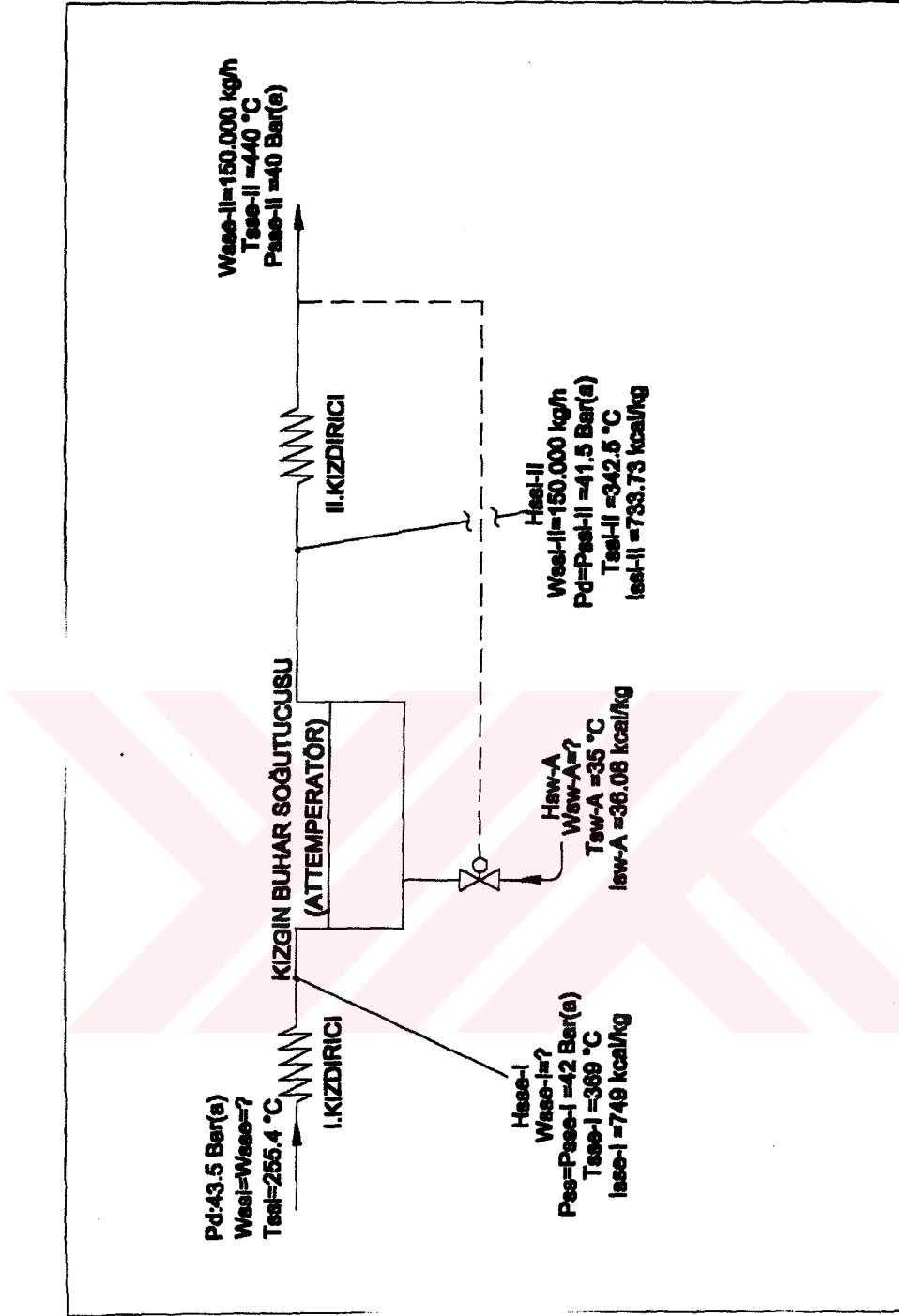
$$W_{SSe-I} * 749 = 110059490.5 - W_{SW-A} * 36.08$$

$$W_{SW-A} = 150000 - W_{SSe-I}$$

$$W_{SSe-I} * 749 = 110059490.5 - (150000 - W_{SSe-I}) * 36.08$$

$$W_{SSe-I} = 146787.1 \text{ kg / h} = 40.77 \text{ kg / sn}$$

$$W_{SW-A} = 3212.85 \text{ kg / h} = 0.892 \text{ kg / sn}$$



Şekil 22.2 I. ve II. Kızdırıcı ile aralarındaki kızgın buhar soğutucusuna giren ve çıkan buharın (ve suyun) termodinamiksel özellikleri (tuğlasız ocak zeminine göre)

23. I. KIZDIRICININ ISI TRANSFERİ (TUĞLASIZ OCAK ZEMİNİNE GÖRE)

I. Kızdırıcı boruları girişindeki duman gazı sıcaklığı, II. kızdırıcı boruları çıkışındaki sıcaklıktır. I. Kızdırıcı boruları çıkışındaki duman gazı sıcaklığı da, buhar tarafı göz önüne alınarak hesaplanacak ısı transferi miktarının duman gazı tarafında oluşturulacak ısı transferi bağıntısının birincisinde yerine konmasıyla hesaplanmıştır.

Buhar tarafından gidilerek hesaplanan ısı transfer miktarı I. kızdırıcıdan çıkan buharın çıkış sıcaklığı ve basıncı kabul edilerek hesaplanmıştır. I. Kızdırıcı girişindeki buharın sıcaklığı ve basıncı, buhar domundan gelen doymuş buharın özellikleridir.

I. Kızdırıcıdan çıkan buharın kabul edilen basınç değeri, kızdırıcı serpantin borularından ve aradaki armatürlerden dolayı oluşacak basınç düşümü miktarının kızdırıcı giriş basıncından çıkartılmak suretiyle tespit edilebilir. Bu basınç düşümü değeri kızdırıcının boru yerleşimine göre değişim arz edeceğinden daha önceki benzer uygulamalar göz önüne alınarak belli bir değerde alınmıştır.

I. Kızdırıcı çıkışındaki buharın basıncı II. kızdırıcı girişindeki basınçtan biraz daha fazla alınır. Bunun sebebi, iki kızdırıcı arasındaki borulama ve armatürlerin oluşturacağı basınç kaybının da göz önünde tutulmasıdır.

Yukarıda sözü geçen kabuller baz alınarak yapılan hesaplamalar sonucunda buhar tarafından elde edilen ısı transferi miktarının duman gazı tarafında uygulanan ikinci bağıntıdan elde edilen ile arasındaki değer farkının izin verilen toleranslar dahilinde kalmasıyla doğrulanmış olacaktır.

23.1 I. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Buhar Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması

$$H_b = \frac{W}{B} * (I_{SSe} - I_{SS}) - H'_{rf} \dots\dots\dots kCal / kgY \quad (23.1)$$

W : Buhar debisi, kg/sn

$$W = 41.67 - 0.892 = 40.778 \text{ kg / s}$$

H'_{rf} : Ocaktan kızdırıcılara transfer edilen radyasyon ısı, kCal/kg

$$H'_{rf} = 37.67 \text{ kCal / kgY}$$

Bu ısının 1/3'ünün I. kızdırıcıya ulaştığı kabul edilmiştir. (H. Lin, 1991)

$T_{SSe} = T_{SS}$ ve P_{SS} ; I. Kızdırıcı borularında dolaşan buharın çıkış sıcaklığı ve basıncı olup aşağıdaki değerlerde kabul edilmişlerdir.

$T_{SSe} = 369 \text{ } ^\circ \text{C}$ ve $P_{SS} = 4.2 \text{ MPa}$ \Rightarrow Bunlara karşılık gelen buhar entalpisi,

Ek 3'ten $I_{SSe} = 749 \text{ kCal / kg}$ olarak okunmuştur.

T_{SSi} ve P_d : I. Kızdırıcı borularında dolaşan buharın giriş sıcaklığı ve basıncı;

$T_{SSi} = 255.4 \text{ } ^\circ \text{C}$ ve $P_d = 4.35 \text{ MPa}$ \Rightarrow Bunlara karşılık gelen buhar entalpisi,

Ek 1'den $I_{SSi} = 668.43 \text{ kCal / kg}$ olarak okunmuştur.

$$H_b = \frac{40.778}{3.0012} * (749 - 668.43) - \frac{37.67}{3}$$

$$H_b = 1057.05 \text{ kCal / kgY}$$

23.2 I. Kızdırıcı Çıkışındaki Duman Gazı Sıcaklığının Tespiti

Aşağıdaki ısı transfer bağıntısı duman gazı tarafı baz alınarak hesaplanacak olan ısı transfer miktarının birincisidir. Bu bağıntıdan I. kızdırıcı çıkışındaki duman gazı sıcaklığı hesaplanacaktır.

$$H_b = \Phi * (I_{gSSi} - I_{gSSe} + \Delta\alpha * I_{ca}^0) \dots \dots \dots \text{kCal / kgY} \quad (23.2)$$

T_{gSSi} : I. Kızdırıcı girişindeki (II. kızdırıcı çıkışı) duman gazı sıcaklığı, $^\circ \text{C}$

$T_{gSSi} = 932 \text{ } ^\circ \text{C}$ bu sıcaklığa karşı gelen duman gazı entalpisi, kCal/kg

$I_{gSSi} = 4058.61 \text{ kCal / kgY}$ olarak okunmuştur .(Çizelge 3.2)

I_{gSSe} : I. Kızdırıcı çıkışındaki duman gazı entalpisi, kCal/kg

$\Delta\alpha$: Hava fazlalık katsayısı farkı.

$\Delta\alpha = 0.05$ (Çizelge 3.1)

$I_{ca}^0 = 123.19 \text{ kCal / kg}$ (Daha önce okunmuştu.)

$\Phi = 0.9935$ (hesaplanmıştı)

$$1057.05 = 0.9935 * (4058.61 - I_{gss_e} + 0.05 * 123.19)$$

$$I_{gss_e} = 2987.31 \text{ kCal / kgY}$$

Buna tekabül eden duman gazı sıcaklığı, Çizelge 3.2'den; $T_{gss_e} = 698 \text{ }^\circ\text{C}$ olarak okunmuştur.

23.3 I. Kızdırıcı Tarafından Absorbe Edilen Konvektif Isı Transfer Miktarının Duman Gazı Tarafı Baz Alınarak Hesaplanması

Aşağıdaki ısı transfer hesabı duman gazı tarafı baz alınarak yapılmıştır. Bu bağıntı 2.'sidir.

$$H_t = \frac{U * \Delta T * A}{B} \dots\dots\dots \text{kJ / kg} \quad (23.3)$$

A; I. Kızdırıcı Boruları Toplam Yüzey Alanı

$$A = m * n * \Pi * d * l \quad (23.4)$$

Şekil 7.1 ve Şekil 7.2'de I. kızdırıcının dikey kesiti ve üstten görünümü görülmektedir.

m: Serpantin adedi, adet

$$m=76 \text{ adet}$$

n: Bir serpantinindeki boru adedi, adet

$$n=16 \text{ adet}$$

d: Boru dış çapı, m.

$$d=0.038 \text{ m.}$$

l: Serpantinindeki boru boyu, m.

$$l=2.4 \text{ m.}$$

$$A = 76 * 16 * \Pi * 0.038 * 2.4$$

$$A = 348.4 \text{ m}^2$$

23.3.2 ΔT ; Düzeltilmiş Ana Sıcaklık Farkı

$$\Delta T = \Delta T_c * \Psi \dots\dots\dots \text{ }^\circ\text{C} \quad (23.5)$$

23.3.2.1 ΔT_c ; Ana Sıcaklık Farkı

I. Kızdırıcıdaki borularda akışkan duman gazına göre “Paralel akış” sergilemektedir.

$$\Delta T_c = \frac{\left[(T_{gi} - T_{fe}) - (T_{ge} - T_{fi}) \right]}{\ln \left[\frac{(T_{gi} - T_{fe})}{(T_{ge} - T_{fi})} \right]} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (23.6)$$

$$T_{gi} = T_{gssi} = 932 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{fe} = T_{sse} = 369 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{ge} = T_{gsee} = 698 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{fi} = T_{ssi} = 255.4 \text{ } ^\circ C$$

$$\Delta T_c = \frac{\left[(932 - 369) - (698 - 255.4) \right]}{\ln \left[\frac{(932 - 369)}{(698 - 255.4)} \right]}$$

$$\Delta T_c = 500.4 \text{ } ^\circ C$$

23.3.2.2 Ψ ; Ana Sıcaklık Farkı Düzeltme Katsayısı

Bu katsayının Şekil 7.3’den okunması için 3 parametreye ihtiyaç vardır. Bunlar; P, R ve C katsayılarıdır. Bu katsayıların hesabı aşağıdaki gibidir.

23.3.2.2.1 P Katsayısı

$$P = \frac{\Gamma_2}{T_{gi} - T_{fi}} \quad (23.7)$$

23.3.2.2.1.1 Γ_2 Katsayısı

$$\Gamma_2 = T_{fe} - T_{fi} \dots\dots\dots ^\circ C \quad (23.8)$$

$$\Gamma_2 = 369 - 255.4$$

$$\Gamma_2 = 113.6 \text{ } ^\circ C$$

$$P = \frac{113.6}{938 - 255.4}$$

$$P = 0.1664$$

23.3.2.2.2 R Katsayısı

$$R = \frac{\Gamma_1}{\Gamma_2} \quad (23.9)$$

23.3.2.2.2.1 Γ_1 Katsayısı

$$\Gamma_1 = T_{g_i} - T_{g_e} \dots \dots \dots ^\circ C \quad (23.10)$$

$$\Gamma_1 = 932 - 698$$

$$\Gamma_1 = 234 \text{ } ^\circ C$$

$$R = \frac{234}{113.6} = 2.06$$

23.3.2.2.3 C Katsayısı

$$C = \frac{A_p}{A} \quad (23.11)$$

23.3.2.2.3.1 A_p ; Duman Gazı Akış Yönuyle Paralel Konumda Akan Buharı Taşıyan I. Kızdırıcı Boruları Dış Yüzey Alanı

$$A = m * n * \Pi * d * l \quad (23.12)$$

Daha yaklaşık neticeler elde etmek için serpantinlerin dirseklerinin dönüşleri boru boylarından çıkartılmıştır.

$$A_p = [(0.270 - 2 * 0.038) * 76 * 7 + (0.090 - 2 * 0.038)76 * 7 + (1.080 - 2 * 0.038)76 * 2] * 0.038 * \Pi$$

$$A_p = 31.42 \text{ } m^2$$

Buna göre C;

$$C = \frac{31.42}{348.4}$$

$$C = 0.0902$$

P, R ve C değerlerine göre düzeltme katsayısı Şekil 7.3'den $\Psi=0.998$ olarak okunmuştur.

$$\Delta T = 500.4 * 0.998$$

$$\Delta T = 499.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

23.3.3 U; Toplam Isı Transfer Katsayısı

$$U = \frac{\Psi}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_i}} \dots\dots\dots W / (m^2 * K) \quad (23.13)$$

23.3.3.1 Ψ ; Fuel-Oil Yakıtlı Kazanlarda Verimlilik Faktörü

$\Psi = 0.60$ olarak kabul edilmiştir. (H. Lin, 1991)

23.3.3.2 h_o ; Duman Gazından I. Kızdırıcı Borusuna Olan Isı Transfer Katsayısı

$$h_o = \zeta * (h_c + h_r) \dots\dots\dots W / (m^2 * K) \quad (23.14)$$

23.3.3.2.1 ζ ; I. Kızdırıcı Boruları İçerisinden Geçen Akışkan ile Duman Gazının Birbirine Göre Akış Halini Gösteren Katsayı

$\zeta = 1.0$ olarak kabul edilmiştir. (Karşı akış için) (H. Lin, 1991)

23.3.3.2.2 h_c ; Konvektif Isı Transfer Katsayısı

$$h_c = A_1 * c_s * c_n * \frac{V^{0.65}}{d^{0.35}} \dots\dots\dots kW / m^2 * ^\circ\text{C} \quad (23.15)$$

23.3.3.2.2.1 A_1 Katsayısı

A_1 ; Ampirik bir katsayı olup aşağıdaki değerler arasında yer alan duman gazı sıcaklığına göre hesaplanmıştır.

23.3.3.2.2.1.1 \bar{T}_g ; Ortalama Duman Gazı Sıcaklığı

$$\bar{T}_g = \frac{T_{gSSi} + T_{gSSe}}{2} \dots\dots\dots ^\circ\text{C} \quad (23.16)$$

$$\bar{T}_g = \frac{932 + 698}{2}$$

$$\bar{T}_g = 815 \text{ } ^\circ C$$

$$A_1 = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * \bar{T}_g) * 10^{-3} \quad (300 \text{ } ^\circ C \leq \bar{T}_g \leq 1100 \text{ } ^\circ C \text{ için}) \quad (23.17)$$

(H. Lin, 1991)

$$A_1 = 28.96 * (1 - 1.25 * 10^{-4} * 815) * 10^{-3}$$

$$A_1 = 0.026$$

23.3.3.2.2 c_s Katsayısı

Bu katsayı I. kızdırıcı borularının eksenler arası mesafesine ve yakıt cinsine göre değişim arz eder. I. Kızdırıcı borularının eksenler arası mesafesi Şekil 9.1'de görülmektedir.

$$c_s = 0.2$$

$S_2/d=90 \text{ mm./}38 \text{ mm.}=2.368>2$ ve kazanın ana yakıtı F.Oil.6 olduğundan 0.2 olarak alınmıştır.

(H. Lin, 1991)

23.3.3.2.3 c_n Katsayısı

Bir serpantinindeki boru adedine göre değişim arz etmektedir.

$n=16$ adet > 10 olduğundan $c_n = 1.0$ değeri alınacaktır. (H. Lin, 1991)

22.3.3.2.4 V ; Ortalama Duman Gazı Hızı

$$V = \frac{B * V_g}{A_g} * \left(1 + \frac{\bar{T}_g}{273} \right) \dots\dots\dots m / s \quad (23.18)$$

V_g ; Duman gazlarının I. kızdırıcı bölgesindeki gerçek debisi.

$$V_g = 12.3 \text{ Nm}^3 / \text{kg} \quad (\text{Çizelge 3.1'den okunmuştur.})$$

23.3.3.2.4.1 A_g ; I. Kızdırıcı Boruları Arasından Duman Gazının Geçiş Kesiti Alanı

$$A_g = A - B \dots\dots\dots m^2 \quad (23.19)$$

A ; I. Kızdırıcı serpantinlerinin olduğu odanın enine kesiti, m^2

$$A = a \cdot b$$

a: Odanın enine uzunluğu, m.

b: Odanın yüksekliği, m.

B ; Duman gazının yaladığı I. kızdırıcı borularının projeksiyon alanı, m²

$$B = d \cdot m \cdot a$$

d: Boru dış çapı, m.

m: Serpantin adedi.

$$A_g = 2.4 \cdot 6.56 - 0.038 \cdot 76 \cdot 2.4$$

$$A_g = 8.8128 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{3.0012 \cdot 12.3}{8.8128} \cdot \left(1 + \frac{815}{273}\right)$$

$$V = 16.69 \text{ m/s}$$

Buradan da h_c ;

$$h_c = 0.0260 \cdot 0.2 \cdot 0.985 \cdot \frac{(16.69)^{0.65}}{(0.038)^{0.35}}$$

$$h_c = 0.11501 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{C}$$

23.3.3.2.3 h'_r ; I. Kızdırıcı Öncesi Boşluk Göz Önüne Alınarak Hesaplanan Düzeltilmiş Radyasyon Isı Transfer Katsayısı

$$h'_r = h_r \cdot \left[1 + A \cdot \left(\frac{T_R}{1000}\right)^{0.25}\right] \cdot \left(\frac{L_R}{L_B}\right)^{0.07} \dots\dots\dots \text{kW} / (\text{m}^2 \cdot \text{K}) \quad (23.20)$$

$$T_R = T_{gssi} = 932 \text{ }^\circ\text{C}$$

$A = 0.3$; Fuel-Oil yakıtlı kazanlarda kullanılan bir katsayı.(H. Lin, 1991)

L_R ; I. Kızdırıcı öncesi boş oda uzunluğu, m.

$$L_R = 0.380 \text{ m.}$$

L_B ; I. Kızdırıcı serpantin uzunluğu, m.

$$L_B = 135 \text{ m.}$$

23.3.3.2.3.1 h_r ; I. Kızdırıcı Öncesi Boşluğun Radyasyon Transfer Katsayısı

$$h_r = 5.1 \cdot 10^{-11} \cdot a_g \cdot \left(\frac{T_g}{T_g}\right)^3 \cdot \left[\frac{1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g}\right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{T_{aw}}{T_g}\right)} \right] \dots \dots \dots kW / (m^2 \cdot K) \quad (23.21)$$

23.3.3.2.3.1.1 a_g ; Duman Gazının Emisyonu

$$a_g = 1 - e^{-k \cdot p \cdot S} \quad (23.23)$$

23.3.3.2.3.1.1.1 k ; Efektif Absorbsiyon Katsayısı

$$k = k_g \cdot r \dots \dots \dots 1/(m.MPa) \quad (22.24)$$

$r = 0.2348$ Çizelge 3.1'den okunmuştur.

23.3.3.2.3.1.1.1.1 k_g Katsayısı

$$k_g = 10 \cdot \left[\frac{0.78 + 16 \cdot r_{H_2O}}{(10 \cdot p \cdot S \cdot r)^{1/2}} - 0.1 \right] \cdot \left(1 - 0.37 \cdot \frac{T_{gFe}}{1000} \right) \dots \dots \dots 1/(m.MPa) \quad (23.24)$$

$r_{H_2O} = 0.1043$ duman gazı içindeki nemin hacimsel yüzdesi olup Çizelge 3.1'den okunmuştur.

23.3.3.2.3.1.1.1.1.1 S ; Efektif Radyasyon Tabakası Uzunluğu

$$S = 0.9 \cdot d \cdot \left(\frac{4 \cdot S_1 \cdot S_2}{\Pi \cdot d^2} - 1 \right) \dots \dots \dots m. \quad (23.25)$$

$d = 0.038 \text{ m.}$; $S_1 = 0.085 \text{ m.}$; $S_2 = 0.090 \text{ m.}$ değerleri yerine konulursa;

$$S = 0.9 \cdot 0.038 \cdot \left(\frac{4 \cdot 0.085 \cdot 0.090}{\Pi \cdot 0.038^2} - 1 \right)$$

$$S = 0.1965 \text{ m.}$$

$$p = 0.1 \text{ Mpa} \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

$$k = 10 * \left[\frac{0.78 + 1.6 * 0.1043}{(10 * 0.1 * 0.1965 * 0.2348)^{1/2}} - 0.1 \right] * \left[1 - 0.37 * \frac{(698 + 273)}{1000} \right] * 0.2348$$

$$k = 6.481 \text{ 1/(m.Mpa)}$$

$$a_g = 1 - e^{-6.481 * 0.1 * 0.1965}$$

$$a_g = 0.1196$$

23.3.3.2.3.1.2 T_{aw} ; Duman Gazına Maruz Kalarak Kurum Tutmuş I. Kızdırıcı Borularının Mutlak Yüzey Sıcaklığı

$$T_{aw} = \left[T_f + \left(\varepsilon + \frac{1}{h_i} \right) * \frac{B * (H_b + H'_{rF})}{A} \right] + 273 \dots \dots \dots K \quad (23.26)$$

ε ; Sıvı yakıt yakan kazanlarda kirlilik faktörü, $m^2.K/kW$

$$\varepsilon = 2.6 (m^2 * K) / kW \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

A: I. Kızdırıcı boruları toplam dış yüzey transfer alanı, m^2

$$A = 348.4 \text{ m}^2 \text{ (hesaplanmıştı)}$$

$$H_b = 4425.65 \text{ kJ/kg (hesaplanmıştı)}$$

$$H'_{rF} = 157.71 \times 1/3 \text{ kJ/kg (hesaplanmıştı)}$$

$$B = 3.0012 \text{ kg/sn (hesaplanmıştı)}$$

23.3.3.2.3.1.2.1 T_f ; I. Kızdırıcıda Dolaşan Akışkanın Ortalama Sıcaklığı

$$T_f = \frac{(T_{ss*} + T_{ss})}{2} \dots \dots \dots ^\circ C \quad (23.27)$$

$$T_f = \frac{(255.4 + 369)}{2}$$

$$T_f = 312.2 \text{ } ^\circ C$$

23.3.3.2.3.1.2.2 h_i ; Boru Cidarından Buhara Olan Isı Transfer Katsayısı

$$h_i = B * \frac{(\rho * V)^{0.8}}{d^{0.2}} \dots\dots\dots kW / m^2 * ^\circ C \quad (23.28)$$

23.3.3.2.3.1.2.2.1 B Katsayısı

$$B = 6.61 * 10^{-3} \quad (\text{H. Lin, 1991})$$

B değeri bir katsayı olup aşağıda parantez içlerindeki basınç ve sıcaklık değerleri için kullanılmaktadır. Bizim örneğimizdeki basınç ve sıcaklıklar bu aralıklar arasında kaldığından, dolayı bu katsayının kullanımı uygun görülmüştür.

$$P_{ss} = 4.2 \text{ MPa} \quad (P = 4.0 - 4.4 \text{ MPa}) \quad \text{ve} \quad T_{ss} = 369 \text{ } ^\circ C \quad (T = 320 - 450 \text{ } ^\circ C)$$

23.3.3.2.3.1.2.2.2 ρ ; Buharın Yoğunluğu

$$\rho = \frac{1}{\bar{V}} \dots\dots\dots kg/m^3$$

\bar{V} ; Buharın ortalama özgül hacmi, m^3/kg

Aşağıdaki gibi I. kızdırıcıya giren ve çıkan buharın basınç ve sıcaklıklarının ortalaması alınarak Ek 3'ten okunmuştur.

I. Kızdırıcı girişi buhar basıncı : 43.5 bar.

I. Kızdırıcı çıkışı buhar basıncı : 42.0 bar.

I. Kızdırıcı girişi buhar sıcaklığı : 255.4 $^\circ C$

I. Kızdırıcı çıkışı buhar sıcaklığı : 369.0 $^\circ C$

Buharın ortalama basınç ve sıcaklığı, P_{ort} , T_{ort} 'a göre buharın ortalama özgül hacmi,

$$\left. \begin{aligned} P_{ort} &= (43.5 + 42.0) / 2 = 42.75 \text{ bar} \\ T_{ort} &= (255.4 + 369) / 2 = 312.2 \text{ } ^\circ C \end{aligned} \right\}$$

$\bar{V} = 0.05825 \text{ } m^3 / kg$ olarak okunmuştur.

$$\rho = \frac{1}{0.05825}$$

$$\rho = 17.16 \text{ kg / m}^3$$

23.3.3.2.3.1.2.2.3 V ; I. Kızdırıcı Borularındaki Ortalama Buhar Hızı

$$V = \frac{W \cdot \bar{V}}{A_{ss}} \dots \dots \dots \text{m / s} \quad (23.29)$$

W ; Buhar debisi, kg/sn

23.3.3.2.3.1.2.2.3.1 A_{ss} ; Buharın I. Kızdırıcı Serpantinlerinden Akış Kesit Alanı

$$A_{ss} = \Pi \cdot (d_i)^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot m \cdot 2 \dots \dots \dots \text{m}^2 \quad (23.30)$$

m ; I. Kızdırıcı serpantin adedi, adet

$$m = 76 \text{ adet}$$

d_i ; I. Kızdırıcı boruları iç çapı, m.

$$d_i = d - 2 \cdot t$$

d ; I. Kızdırıcı boruları dış çapı, m.

$$d = 38 \text{ mm.} = 0.038 \text{ m.}$$

t ; I. Kızdırıcı boruları et kalınlığı, m.

$$t = 3.6 \text{ mm.} = 0.0036 \text{ m.}$$

$$d_i = 0.038 - 2 \cdot 0.0036$$

$$d_i = 0.0308 \text{ m.}$$

Buna göre A_{ss} ;

$$A_{ss} = \Pi \cdot (0.0308)^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot 76 \cdot 2$$

$$A_{ss} = 0.1132 \text{ m}^2$$

Buradan da V ;

$$V = \frac{40.778 * 0.05825}{0.1132}$$

$$V = 20.98 \text{ m/s}$$

$$h_i = 6.61 * 10^{-3} * \frac{(17.16 * 20.98)^{0.8}}{(0.0308)^{0.2}}$$

$$h_i = 1.470 \text{ kW/m}^2 * ^\circ\text{C}$$

Buna göre yüzey sıcaklığı;

$$T_{aw} = \left[312.2 + \left(2.6 + \frac{1}{1.470} \right) * \frac{\left(3.0012 * \left(4425.6 + \frac{157.7}{3} \right) \right)}{348.4} \right] + 273$$

$$T_{aw} = 711.74 \text{ K}$$

$$h_r = 5.1 * 10^{-11} * 0.1196 * (815 + 273)^3 * \left[\frac{1 - \left(\frac{711.74}{1088} \right)^{3.6}}{1 - \left(\frac{711.74}{1088} \right)} \right]$$

$$h_r = 0.0178 \text{ kW/(m}^2 * \text{K)}$$

$$h_r' = 0.0178 * \left[1 + 0.3 * \left(\frac{932 + 273}{1000} \right)^{0.25} \right] * \left(\frac{0.380}{1.35} \right)^{0.07}$$

$$h_r' = 0.0214 \text{ kW/(m}^2 * \text{K)}$$

$$h_o = 1.0 * (115.01 + 21.4)$$

$$h_o = 136.4 \text{ W/(m}^2 * \text{K)}$$

$$U = \frac{0.60}{\frac{1}{136.4} + \frac{1}{1470}}$$

$$U = 74.9 \text{ W} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

$$U = 0.0749 \text{ kW} / (\text{m}^2 * \text{K})$$

Buradan da H_t ;

$$H_t = \frac{0.0749 * 499.4 * 348.4}{3.0012}$$

$$H_t = 4343.2 \text{ kJ} / \text{kg} = 1037.36 \text{ kCal} / \text{kgY}$$

23.4 Hesap Kontrolü

$$\frac{H_b - H_t}{H_b} < \mp 2 \% \quad (\text{H. Lin, 1991}) \quad (23.31)$$

$$\frac{1057.03 - 1037.36}{1057.03} = +0.0186 = +1.86\% < \mp 2 \%$$

olduğundan yapmış olduğumuz hesap ve kabul edilen I. kızdırıcı girişi buhar sıcaklığı ve basıncı doğrudur.

Buna göre I. kızdırıcıda absorbe edilen toplam konvektif ısı transferi,

$$H_{ss} = 1057.03 \text{ kCal} / \text{kgY} \text{ 'dir.}$$

I. Kızdırıcı 'dan sonra yapılan hesaplamalar sonucunda Çizelge 23.1 'deki gibi değerlerde duman gazı çıkış sıcaklıkları bulunmuştur.

Çizelge 23.1 Zemininde Ateş Tuğlası Kullanılmayan Ocağa Sahip Kazan Bölümlerindeki Duman Gazı Çıkış Sıcaklıkları

II. Screen boruları çıkışı	664 °C
Buharlaştırıcı ile I. Ekonomizör arası kanalların çıkışı (I. Ekonomizör girişi)	14.4 F
I. Ekonomizör ile II. Ekonomizör arasındaki kanalin çıkışı (II. Ekonomizör girişi)	4.0 F

Görüldüğü gibi II. kızdırıcı çıkışı yani kazan çıkışındaki duman gazı sıcaklığı tuğlasız ocak için başta kabul edilen değerle aynı çıkmıştır, $T=189\text{ °C}$.

✓

24.5 Kızgın Buhar Soğutucusu (Attemperator)

Ana gövde : - (15 Mo 3) DIN 17175

Gövde içi zarfi : - (15 Mo 3) DIN 17175

24.6 Su Dom İçi Besi Suyu Isıtıcısı

Borular : - (St 35.8.III)DIN 17175

Ek 7 ve Ek 8 'de Ocak zemininde tuğla kullanılan ve kullanılmayan kazanın I. ve II. kızdırıcılar ile kızgın buhar soğutucusunun (attemperator) kazanın yük kapasitesine ve buhar sıcaklığına göre malzeme dayanım sınırlarının grafiği görülmektedir.



25. 150 t/h'luk KAZAN TESİSİNİN MALİYET FİATINI TESPİT ESASLARI

Kazanın ön hesapları %100 yüke göre (150 t/h) yapılıp muhtelif kazan bölgelerini maruz kalacağı su ve buhar basınçlarıyla sıcaklıkları ve kazan ölçüleri tespit edildikten sonra sıcaklık bölgesine göre, domların, boruların ve kollektörlerin ölçüleri, miktarları ve malzeme cinsleri belirlenir.

Bu malzeme cins ve miktarlarına göre malzeme ve ekipman imalatlarından teklif almak suretiyle en uygun olanlar seçilir ve yapılan detaylı çalışmalarla kazanın malzeme maliyeti çıkarılır.

Kazanın bütün basınçlı ve basınçsız kısımlarıyla yerinde (kazanın çalışacağı sahada) yapılacak montaj için yine bu konuda yeterli ve ehil firmalardan alınan tekliflerle bunların da maliyeti tespit edilir.

Ofis ve mühendislik hizmetleri, genel gider hizmetleri ve kar, kazanın, işin alınmasından sonra start-up 'un yapılacağı zamana kadar tecrübeler ve ücret seviyelerine göre tespit edilir.

Ekte 4 'te kazanın maliyet çalışmasındaki gerekli detaylar verilmiştir. Ek 13 'te kazanın genişleme tankı detayı görülmektedir.

26. SONUÇLAR

Kazanın ocak bölümünde zeminde ateş tuğlası kullanmayarak öncelikle ateş tuğlası malzeme ve işçilik tasarrufu yapılmıştır. Kazan verimi nispeten artış gösterdiğinden dolayı yakıt ve kızgın buhar soğutucusu püskürtme suyu ihtiyacı da azalmıştır.

Kazandaki İyileştirme Çalışmalarının Maliyet Analizi

26.1 Ateş Tuğlası Kullanmamaktan Dolayı Gelen Tasarruf

26.1.1 Kazanın Ocak Tabanı Ateş Tuğlası Miktarı

FN 65 tipi esas kazanın:

Ocak tabanı ile kızdırıcı bölgesindeki ocak tabanı 1 sıra ateş tuğlasıyla kaplıdır.

Ayrıca I. kızdırıcı 'nın alt ve üst kısmında su ve buhar domlarına yakın yerlerinde, dom eksenlerine paralel olarak birer sıra ateş tuğlası vardır. Ek 9 'da kızdırıcı bölgesi ile ocak arasındaki zeminde kullanılan ateş tuğlası ve refraktör malzemesinin detayı Ek 10 'da kazanın üst domunda kullanılan refraktör malzemesinin detayı, Ek 11 'de kazanın alt domunda kullanılan refraktör malzemesinin detayı, Ek 12 'de ocak zemininin yan duvarlarla birleştiği yerlerdeki refraktör ve ateş tuğlası uygulaması detayı görülmektedir.

Ateş tuğlası miktarları:

26.1.1.1 Ön Ocak Tabanında

Alan	:5.47 m. x 8.750 m.≅ 48.0 m ²
Hacim	:48.0 m ² x 0.065 m.=3.12 m ³
Ağırlık	:3.12 m ³ x 2.20 ton/m ³ ≅ 7 ton

26.1.1.2 Kızdırıcı Bölgesi Ocak Tabanı

Alan	:5.47 m. x 2.650 m.≅ 15.0 m ²
Hacim	:15.0 m ² x 0.065 m.≅1.0 m ³
Ağırlık	:1.0 m ³ x 2.20 ton/m ³ = 2.2 ton

26.1.1.3 Kızdırıcıların Üst ve Alt Kısımına Dik Olarak Konan Tuğla

Dikine toplam	:9 tuğla
Boyuna toplam	:12 tuğla
Toplam tuğla	:9 x 12 adet=108 tuğla
Toplam ağırlık	:108 adet x 3.8 kg/adet=410 kg (0.41 ton)

Toplam ateş tuğlası ağırlığı:

$$7+2.2+0.41=9.61 \text{ ton (10 ton alınacaktır)}$$

Ateş tuğlası maliyeti	:10 ton x 326 \$/ton=3260 \$
	:3260 \$ x 1.15 = <u>3749 \$</u>

1.15 katsayısı: Nakliye, sigorta vs. 'nin katsayısıdır.

26.1.2 Kazan Ocak Taban Tuğlalarıyla Ocak Dış Tarafı Yan Duvar Arasındaki Refraktör

S-Kesit alanı	: 0.063 m ²
Toplam ocak uzunluğu	: 11.4 m.
Kullanılan refraktör hacmi	: 0.063 m ² x 11.4 m.=0.72 m ³ (0.8 m ³ alınabilir.)
Kullanılan refraktör ağırlığı	: 0.8 m ³ x 2.05 ton/m ³ =1.64 ton (1.8 ton alınabilir.)
Kullanılan refraktör cinsi	: PLICAST-34 (Austria Plibrico)
Maksimum sıcaklık	:1600 °C
Yoğunluk	:2.05 ton/m ³
Refraktör malzemesi	:1.8 ton x 512 \$/ton=922 \$
	:922 \$ x 1.15 = <u>1060 \$</u>

26.1.3 Tatbikat İşçiliği

10 ton ateş tuğlası + 1.8 ton refraktör \cong 12 ton

15 (Adam x Saat) / ton'dan:

Toplam iş gücü =35 A.S./ton x 12 ton=420 A.S.

4.5 \$/A.S.'den:

420 A.S. x 4.5 \$/A.S. =1890 \$

26.1.4 Şirket genel masrafı

Yaklaşık olarak 300 \$ olarak alınabilir.

TOPLAMDA :7049 \$ 'lık tasarruf edilmiş olur.

26.2 Kazanın Yakıt Tasarrufu

Kazanın ocak tabanında tuğla kullanılması halinde hesap sonucu bulunan yakıt tüketimi;

$B=3.0176$ kg/sn. Tabanda tuğla kullanılmaması halinde bulunan değer ise $B=3.0012$ kg/sn. 'dir.

Aradaki fark

$B_{fark}=3.0176-3.0012=0.0164$ kg/sn Fuel-oil.6

Kazan günde 24 saat, yılda 340 gün çalışırsa toplam fark tüketimi;

$0.164 \times 3600 \times 24 \times 340=481766.4$ kg/yıl olarak hesaplanır.

POAŞ 'tan ve İzmir / Aliğa için Fuel-Oil.6 yakıtın KDV dahil toptan fiyatı (Eylül, 2001);

333944.3 TL/kg olarak alınmıştır.

Toplam fark yakıt tüketimi maliyeti:

481766.4 kg/yıl x 333944.3 TL/kg = 160.883.143.200 TL/yıl olarak bulunur.

26.3 Kızgın Buhar Soğutucusu Püskürtme Suyu Tasarrufu

Kazanın ocak tabanında tuğla kullanılması halinde hesap sonucu bulunan püskürtme suyu debisi;

$W_{sw-a}=1.0$ kg/sn. Tabanda tuğla kullanılmaması halinde bulunan değer ise $W_{sw-a}=0.892$ kg/sn.

'dir. Aradaki fark;

$W_{\text{fark}}=1.0-0.892=0.108$ kg/sn kazan besi suyu kalitesinde 35 ° C sıcaklıkta soğutma suyu.

Yıllık tasarruf aynı yöntemle;

$$0.108 \times 3600 \times 24 \times 340 = 3122608 \text{ kg/yıl}$$

Tüpraş/ Aliğa 'daki yetkililerden alınan şartlandırılmış su maliyeti (Eylül, 2001) :

37000 TL/kg 'dır.

Toplam fark su tüketimi maliyeti:

$$3122608 \text{ kg/yıl} \times 37000 \text{ TL/kg} = \underline{115.536.496.000 \text{ TL/yıl}} \text{ olarak bulunur.}$$

Buradan görülüyor ki, ilk kuruluş maliyeti olarak ocak zemininde ateş tuğlası ve refraktör kullanmamak, yaklaşık 7000 \$ 'lık bir tasarrufa gidilmesini sağlamış oluyor. Bunun yanında işletme bazında düşünülecek olursa, yakıt ve soğutma suyu tasarrufu yıllık yaklaşık toplam 275 Milyar TL 'lık tasarruf anlamına gelmektedir.

Bu değerler endüstriyel anlamda çok büyük rakamlar ifade etmesede, sanayinin her alanında küçük de olsa buna benzer birtakım tasarruflar yapıla bilinirse ülke bazında büyük rakamlara ulaşılabilir.

Ek 14 'te kazan tesisinin genel olarak teknik detayları yer almaktadır.

KAYNAKLAR

Babcock & Wilcox, Useful Tables.

“Boilers, Evaporators & Condensers”, (1991), 363-440, “Thermohydraulic Design of Fossil - Fired-Boiler Components”, S. Kakaç, John Wiley & Sons Inc, New York, (Der.) Z. H. Lin, X'ian Jiaotong University X'ian, People's Republic of China.

Gaffert, Gustaf A., (1952), “Steam Power Stations”, Sargent & Lundy, Chicago, Mc Graw-Hill Co. Inc., New York.

Illies, Kurt., (1987), “Buhar Kazanları Termodinamik ve Mukavemet Hesapları”, (Çev., A. Özge), İstanbul.

Morac, Frederick T., (1956), “Power Plant Engineering”, University of Virginia, D. Vom Nostrand Co. Inc., New York.

Onat, K., Genceli, O. F. ve Arısoy, A., (1988) “Buhar Kazanlarının Isıl Hesapları”, İstanbul.

Potter, Philip J., (1959), “Power Plant Theory and Design”, Alabama Polytechnic Institute, The Ronald Press Co., New York.

Schmidt, D., (1983), Rohrleitungstechnik, 246-257, L. & C. Steinmuller GmbH, Essen.

Shields, Carl D., Consulting Engineers, (1961), “Boilers”, F.W. Dodge Corp., New York.

Singer, Joseph G., (1981), “Combustion Fossil Power Systems”, Combustion Engineering, Inc., Windsor, CT.

Solberg, H. L., Cromer, O.C., ve Spalding, A. R., (1960), “Thermal Engineering”, Purdue University, John Wiley & Sons Inc., New York.

Soylu, O., (1997), “Buhar Kazanları Ders Notları” 1996-1997 Eğitim-Öğretim Yılı, (YTÜ) Beşiktaş.

“Steam / Its Generation and Use”, (1972), The Babcock & Wilcox Company, New York.

VKW, (1974), El kitapçığı.

EKLER

EK 1

SICAKLIĞA GÖRE DOYMUŞ SUBUHARI TABLOSU

T: Sıcaklık (C,K)

 l_{ob} : Gizli buharlaşma ısısı

p : Basınç (bar)

s : Özgül entalpi (kJ/kg)

v : Özgül hacim (m³/kg)

' : Su için değer

q : Yoğunluk (kg/m³).

'' : Doymuş buhar için değer

i : Özgül entalpi (kJ/kg)

T	T	P	v'	v''	q''	i'	i''	l_{ob}	s'	s''
C	K	bar	m ³ /kg	m ³ /kg	kg/m ³	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg K	kJ/kg K
0,00	273,15	0,006108	0,0010002	206,3	0,004847	-0,04	2501,6	2501,6	-0,0002	9,1577
0,01	273,16	0,006112	0,0010002	206,2	0,004851	0,00	2501,6	2501,6	0,0000	9,1575
1	274,15	0,006366	0,0010001	192,6	0,005192	4,27	2503,4	2499,2	0,0152	9,1311
2	275,15	0,007053	0,0010001	179,9	0,005358	8,39	2505,2	2496,8	0,0306	9,1047
3	276,15	0,007375	0,0010001	168,2	0,005946	12,60	2507,1	2494,5	0,0459	9,0785
4	277,15	0,008129	0,0010000	157,3	0,006358	16,80	2508,9	2492,1	0,0611	9,0526
5	278,15	0,008718	0,0010000	147,2	0,006795	21,01	2510,7	2489,7	0,0762	9,0269
6	279,15	0,009345	0,0010000	137,8	0,007258	25,21	2512,6	2487,4	0,0913	9,0015
7	280,15	0,010012	0,0010001	129,1	0,007748	29,41	2514,4	2485,0	0,1063	8,9762
8	281,15	0,010720	0,0010001	121,0	0,008267	33,60	2516,2	2482,6	0,1213	8,9513
9	282,15	0,011472	0,0010002	113,4	0,008816	37,80	2518,1	2480,3	0,1361	8,9265
10	283,15	0,012270	0,0010003	106,4	0,009396	41,99	2519,9	2477,9	0,1510	8,9020
11	284,15	0,013116	0,0010003	99,91	0,01001	46,19	2521,7	2475,5	0,1658	8,8776
12	285,15	0,014014	0,0010004	93,84	0,01066	50,38	2523,6	2473,2	0,1805	8,8536
13	286,15	0,014963	0,0010006	88,18	0,01134	54,57	2525,4	2470,8	0,1952	8,8297
14	287,15	0,015973	0,0010007	82,90	0,01206	58,75	2527,2	2468,5	0,2098	8,8060
15	288,15	0,017039	0,0010008	77,98	0,01282	62,94	2529,1	2466,1	0,2243	8,7826
16	289,15	0,018168	0,0010010	73,38	0,01363	67,13	2530,9	2463,8	0,2388	8,7593
17	290,15	0,019362	0,0010012	69,09	0,01447	71,31	2532,7	2461,4	0,2533	8,7363
18	291,15	0,02062	0,0010013	65,09	0,01536	75,50	2534,3	2459,0	0,2677	8,7135
19	292,15	0,02196	0,0010015	61,34	0,01630	79,68	2536,4	2456,7	0,2820	8,6908
20	293,15	0,02337	0,0010017	57,84	0,01729	83,86	2538,2	2454,3	0,2963	8,6684
21	294,15	0,02485	0,0010019	54,56	0,01833	88,04	2540,0	2452,0	0,3105	8,6462
22	295,15	0,02642	0,0010022	51,49	0,01941	92,23	2541,8	2449,6	0,3247	8,6241
23	296,15	0,02808	0,0010024	48,62	0,02057	96,41	2543,6	2447,2	0,3389	8,6023
24	297,15	0,02982	0,0010026	45,93	0,02177	100,59	2545,3	2444,9	0,3530	8,5806
25	298,15	0,03166	0,0010029	43,40	0,02304	104,77	2547,3	2442,5	0,3670	8,5592
26	299,15	0,03360	0,0010032	41,03	0,02437	108,93	2549,1	2440,2	0,3810	8,5379
27	300,15	0,03564	0,0010034	38,81	0,02576	113,13	2550,9	2437,8	0,3949	8,5168
28	301,15	0,03778	0,0010037	36,73	0,02723	117,31	2552,7	2435,4	0,4088	8,4959
29	302,15	0,04004	0,0010040	34,77	0,02876	121,48	2554,5	2433,1	0,4227	8,4751
30	303,15	0,04241	0,0010043	32,93	0,03037	125,66	2556,4	2430,7	0,4365	8,4546
31	304,15	0,04491	0,0010046	31,20	0,03205	129,84	2558,2	2428,3	0,4503	8,4342
32	305,15	0,04753	0,0010049	29,57	0,03382	134,02	2560,0	2425,9	0,4640	8,4140
33	306,15	0,05029	0,0010053	28,04	0,03566	138,20	2561,8	2423,6	0,4777	8,3939
34	307,15	0,05318	0,0010056	26,60	0,03759	142,38	2563,6	2421,2	0,4913	8,3740
35	308,15	0,05622	0,0010060	25,24	0,03961	146,56	2565,4	2418,8	0,5049	8,3543
36	309,15	0,05940	0,0010063	23,97	0,04172	150,74	2567,2	2416,4	0,5184	8,3348
37	310,15	0,06274	0,0010067	22,76	0,04393	154,91	2569,0	2414,1	0,5319	8,3154
38	311,15	0,06624	0,0010070	21,63	0,04624	159,09	2570,8	2411,7	0,5453	8,2962
39	312,15	0,06991	0,0010074	20,56	0,04865	163,27	2572,6	2409,3	0,5588	8,2772
40	313,15	0,07375	0,0010078	19,55	0,05116	167,45	2574,4	2406,9	0,5721	8,2583
41	314,15	0,07777	0,0010082	18,59	0,05379	171,63	2576,2	2404,5	0,5854	8,2395
42	315,15	0,08198	0,0010086	17,69	0,05652	175,81	2577,9	2402,1	0,5987	8,2209
43	316,15	0,08639	0,0010090	16,84	0,05938	179,99	2579,7	2399,7	0,6120	8,2025
44	317,15	0,09100	0,0010094	16,04	0,06236	184,17	2581,5	2397,3	0,6252	8,1842
45	318,15	0,09582	0,0010099	15,28	0,06546	188,35	2583,3	2394,9	0,6383	8,1661

SICAKLIĞA GÖRE DOYMUŞ SUBUHARI TABLOSU (Devam)

T (C)	T (K)	ρ	v'	v''	g''	i'	i''	i_b	s'	s''
45	318,15	0,09582	0,0010099	15,28	0,06546	183,35	2583,3	2394,9	0,6383	8,1661
46	319,15	0,10086	0,0010103	14,56	0,06869	192,53	2585,1	2392,5	0,6514	8,1481
47	320,15	0,10612	0,0010107	13,88	0,07206	196,71	2586,9	2390,1	0,6645	8,1302
48	321,15	0,11162	0,0010112	13,23	0,07557	200,89	2588,6	2387,7	0,6776	8,1125
49	322,15	0,11736	0,0010117	12,62	0,07922	205,07	2590,4	2385,3	0,6906	8,0950
50	323,15	0,12335	0,0010121	12,05	0,08302	209,26	2592,2	2382,9	0,7035	8,0776
51	324,15	0,12961	0,0010126	11,50	0,08697	213,44	2593,9	2380,5	0,7164	8,0603
52	325,15	0,13613	0,0010131	10,98	0,09108	217,62	2595,7	2378,1	0,7293	8,0432
53	326,15	0,14293	0,0010136	10,49	0,09535	221,80	2597,5	2375,7	0,7422	8,0262
54	327,15	0,15002	0,0010140	10,02	0,09979	225,98	2599,2	2373,2	0,7550	8,0093
55	328,15	0,15741	0,0010145	9,579	0,1044	230,17	2601,0	2370,8	0,7677	7,9926
56	329,15	0,16511	0,0010150	9,159	0,1092	234,35	2602,7	2368,4	0,7804	7,9759
57	330,15	0,17313	0,0010156	8,760	0,1142	238,53	2604,5	2365,9	0,7931	7,9595
58	331,15	0,18147	0,0010161	8,381	0,1193	242,72	2606,2	2363,5	0,8058	7,9431
59	332,15	0,19016	0,0010166	8,021	0,1247	246,91	2608,0	2361,1	0,8184	7,9269
60	333,15	0,19920	0,0010171	7,679	0,1302	251,09	2609,7	2358,6	0,8310	7,9108
61	334,15	0,2086	0,0010177	7,353	0,1360	255,28	2611,4	2356,2	0,8435	7,8948
62	335,15	0,2184	0,0010182	7,044	0,1420	259,46	2613,2	2353,7	0,8560	7,8790
63	336,15	0,2286	0,0010188	6,749	0,1482	263,65	2614,9	2351,3	0,8685	7,8633
64	337,15	0,2391	0,0010193	6,469	0,1546	267,84	2616,6	2348,8	0,8809	7,8477
65	338,15	0,2501	0,0010199	6,202	0,1612	272,02	2618,4	2346,3	0,8933	7,8322
66	339,15	0,2615	0,0010205	5,948	0,1681	276,21	2620,1	2343,9	0,9057	7,8168
67	340,15	0,2733	0,0010211	5,706	0,1752	280,40	2621,8	2341,4	0,9180	7,8015
68	341,15	0,2856	0,0010217	5,476	0,1826	284,59	2623,5	2338,9	0,9303	7,7864
69	342,15	0,2984	0,0010223	5,256	0,1903	288,78	2625,2	2336,4	0,9426	7,7714
70	343,15	0,3116	0,0010228	5,046	0,1982	292,97	2626,9	2334,0	0,9548	7,7565
71	344,15	0,3253	0,0010235	4,846	0,2063	297,16	2628,6	2331,5	0,9670	7,7417
72	345,15	0,3396	0,0010241	4,656	0,2148	301,35	2630,3	2329,0	0,9792	7,7270
73	346,15	0,3543	0,0010247	4,474	0,2235	305,55	2632,0	2326,5	0,9913	7,7124
74	347,15	0,3696	0,0010253	4,300	0,2326	309,74	2633,7	2324,0	1,0034	7,6979
75	348,15	0,3855	0,0010259	4,134	0,2419	313,94	2635,4	2321,5	1,0154	7,6835
76	349,15	0,4019	0,0010266	3,976	0,2515	318,13	2637,1	2318,9	1,0275	7,6693
77	350,15	0,4189	0,0010272	3,824	0,2615	322,33	2638,7	2316,4	1,0395	7,6551
78	351,15	0,4365	0,0010279	3,680	0,2718	326,52	2640,4	2313,9	1,0514	7,6410
79	352,15	0,4547	0,0010285	3,541	0,2824	330,72	2642,1	2311,4	1,0634	7,6271
80	353,15	0,4736	0,0010292	3,409	0,2933	334,92	2643,8	2308,8	1,0753	7,6132
81	354,15	0,4931	0,0010299	3,283	0,3046	339,11	2645,4	2306,3	1,0871	7,5995
82	355,15	0,5133	0,0010305	3,162	0,3163	343,31	2647,1	2303,8	1,0990	7,5858
83	356,15	0,5342	0,0010312	3,046	0,3283	347,51	2648,7	2301,2	1,1108	7,5722
84	357,15	0,5557	0,0010319	2,935	0,3407	351,71	2650,4	2298,7	1,1225	7,5588
85	358,15	0,5780	0,0010326	2,829	0,3535	355,92	2652,0	2296,1	1,1343	7,5454
86	359,15	0,6011	0,0010333	2,727	0,3667	360,12	2653,6	2293,5	1,1460	7,5321
87	360,15	0,6249	0,0010340	2,630	0,3803	364,32	2655,3	2290,9	1,1577	7,5189
88	361,15	0,6495	0,0010347	2,536	0,3942	368,53	2656,9	2288,4	1,1693	7,5058
89	362,15	0,6749	0,0010354	2,447	0,4087	372,73	2658,5	2285,8	1,1809	7,4928
90	363,15	0,7011	0,0010361	2,361	0,4235	376,94	2660,1	2283,2	1,1925	7,4799
91	364,15	0,7281	0,0010369	2,279	0,4388	381,15	2661,7	2280,6	1,2041	7,4670
92	365,15	0,7561	0,0010376	2,200	0,4545	385,36	2663,4	2278,0	1,2156	7,4543
93	366,15	0,7849	0,0010384	2,125	0,4707	389,56	2665,0	2275,4	1,2271	7,4416
94	367,15	0,8146	0,0010391	2,052	0,4873	393,78	2666,6	2272,8	1,2386	7,4291
95	368,15	0,8453	0,0010399	1,982	0,5045	397,99	2668,1	2270,2	1,2501	7,4166
96	369,15	0,8769	0,0010406	1,915	0,5221	402,20	2669,7	2267,5	1,2615	7,4042
97	370,15	0,9094	0,0010414	1,851	0,5402	406,42	2671,3	2264,9	1,2729	7,3919
98	371,15	0,9430	0,0010421	1,789	0,5589	410,63	2672,9	2262,2	1,2842	7,3796
99	372,15	0,9776	0,0010429	1,730	0,5780	414,85	2674,4	2259,6	1,2956	7,3675
100	373,15	1,0133	0,0010437	1,673	0,5977	419,06	2676,0	2256,9	1,3069	7,3554
101	374,15	1,0500	0,0010445	1,618	0,6180	423,28	2677,6	2254,3	1,3182	7,3434
102	375,15	1,0878	0,0010453	1,566	0,6388	427,50	2679,1	2251,6	1,3294	7,3315
103	376,15	1,1267	0,0010461	1,515	0,6601	431,73	2680,7	2248,9	1,3406	7,3196
104	377,15	1,1668	0,0010469	1,466	0,6821	435,95	2682,2	2246,3	1,3518	7,3078
105	378,15	1,2080	0,0010477	1,419	0,7046	440,17	2683,7	2243,6	1,3630	7,2962

SICAKLIĞA GÖRE DOYMUŞ SUBUHARI TABLOSU (Devam)

T (C)	T (K)	p	v'	v''	g''	f'	f''	l ₀	s'	s''
105	378,15	1,2080	0,0010477	1,419	0,7046	440,17	2681,7	2243,6	1,3630	7,2962
106	379,15	1,2504	0,0010485	1,374	0,7277	444,40	2685,3	2240,9	1,3742	7,2845
107	380,15	1,2941	0,0010494	1,331	0,7515	448,63	2688,8	2238,2	1,3853	7,2730
108	381,15	1,3390	0,0010502	1,289	0,7758	452,85	2688,3	2235,4	1,3964	7,2615
109	382,15	1,3852	0,0010510	1,249	0,8008	457,08	2689,8	2232,7	1,4074	7,2501
110	383,15	1,4327	0,0010519	1,210	0,8265	461,32	2691,3	2230,0	1,4185	7,2388
111	384,15	1,4815	0,0010527	1,173	0,8528	465,55	2692,8	2227,3	1,4295	7,2275
112	385,15	1,5316	0,0010536	1,137	0,8798	469,78	2694,3	2224,5	1,4405	7,2164
113	386,15	1,5832	0,0010544	1,102	0,9075	474,02	2695,8	2221,8	1,4515	7,2052
114	387,15	1,6362	0,0010553	1,069	0,9359	478,26	2697,2	2219,0	1,4624	7,1942
115	388,15	1,6906	0,0010562	1,036	0,9650	482,50	2698,7	2216,2	1,4733	7,1832
116	389,15	1,7465	0,0010571	1,005	0,9948	486,74	2700,2	2213,4	1,4842	7,1723
117	390,15	1,8039	0,0010579	0,9753	1,025	490,98	2701,6	2210,7	1,4951	7,1614
118	391,15	1,8628	0,0010588	0,9463	1,057	495,23	2703,1	2207,9	1,5060	7,1507
119	392,15	1,9233	0,0010597	0,9184	1,089	499,47	2704,5	2205,1	1,5168	7,1399
120	393,15	1,9854	0,0010606	0,8915	1,122	503,72	2706,0	2202,2	1,5276	7,1293
121	394,15	2,0492	0,0010615	0,8655	1,155	507,97	2707,4	2199,4	1,5384	7,1187
122	395,15	2,1145	0,0010623	0,8405	1,190	512,22	2708,8	2196,6	1,5491	7,1082
123	396,15	2,1816	0,0010634	0,8162	1,225	516,47	2710,2	2193,7	1,5599	7,0977
124	397,15	2,2504	0,0010643	0,7928	1,261	520,73	2711,6	2190,9	1,5706	7,0873
125	398,15	2,3210	0,0010652	0,7702	1,298	524,99	2713,0	2188,0	1,5813	7,0769
126	399,15	2,3933	0,0010662	0,7484	1,336	529,25	2714,4	2185,2	1,5919	7,0666
127	400,15	2,4675	0,0010671	0,7273	1,375	533,51	2715,8	2182,3	1,6026	7,0564
128	401,15	2,5435	0,0010681	0,7069	1,415	537,77	2717,2	2179,4	1,6132	7,0462
129	402,15	2,6215	0,0010691	0,6872	1,455	542,04	2718,5	2176,5	1,6238	7,0361
130	403,15	2,7013	0,0010700	0,6681	1,497	546,31	2719,9	2173,6	1,6344	7,0261
131	404,15	2,7831	0,0010710	0,6497	1,539	550,58	2721,3	2170,7	1,6449	7,0161
132	405,15	2,8676	0,0010720	0,6319	1,583	554,85	2722,6	2167,8	1,6555	7,0061
133	406,15	2,9548	0,0010730	0,6146	1,627	559,12	2723,9	2164,8	1,6660	6,9962
134	407,15	3,041	0,0010740	0,5980	1,672	563,40	2725,3	2161,9	1,6765	6,9864
135	408,15	3,131	0,0010750	0,5818	1,719	567,68	2726,6	2158,9	1,6869	6,9766
136	409,15	3,223	0,0010760	0,5662	1,766	571,96	2727,9	2155,9	1,6974	6,9669
137	410,15	3,317	0,0010770	0,5511	1,815	576,24	2729,2	2153,0	1,7078	6,9572
138	411,15	3,414	0,0010780	0,5364	1,864	580,53	2730,5	2150,0	1,7182	6,9475
139	412,15	3,513	0,0010790	0,5222	1,915	584,81	2731,8	2147,0	1,7286	6,9380
140	413,15	3,614	0,0010801	0,5085	1,967	589,10	2733,1	2144,0	1,7390	6,9284
141	414,15	3,717	0,0010811	0,4952	2,019	593,40	2734,4	2140,9	1,7493	6,9190
142	415,15	3,823	0,0010821	0,4823	2,073	597,69	2735,6	2137,9	1,7597	6,9095
143	416,15	3,931	0,0010832	0,4698	2,129	601,99	2736,9	2134,9	1,7700	6,9001
144	417,15	4,042	0,0010843	0,4577	2,185	606,29	2738,1	2131,8	1,7803	6,8908
145	418,15	4,155	0,0010853	0,4460	2,242	610,60	2739,3	2128,7	1,7906	6,8815
146	419,15	4,271	0,0010864	0,4346	2,301	614,90	2740,6	2125,7	1,8008	6,8723
147	420,15	4,389	0,0010875	0,4236	2,361	619,21	2741,8	2122,6	1,8110	6,8631
148	421,15	4,510	0,0010886	0,4129	2,422	623,52	2743,0	2119,5	1,8213	6,8539
149	422,15	4,634	0,0010897	0,4025	2,484	627,83	2744,2	2116,3	1,8315	6,8448
150	423,15	4,760	0,0010908	0,3924	2,548	632,15	2745,4	2113,2	1,8416	6,8358
151	424,15	4,889	0,0010919	0,3827	2,613	636,47	2746,5	2110,1	1,8518	6,8268
152	425,15	5,021	0,0010930	0,3732	2,679	640,79	2747,7	2106,9	1,8620	6,8178
153	426,15	5,155	0,0010941	0,3640	2,747	645,12	2748,9	2103,8	1,8721	6,8089
154	427,15	5,293	0,0010953	0,3551	2,816	649,45	2750,0	2100,6	1,8822	6,8000
155	428,15	5,433	0,0010964	0,3464	2,886	653,78	2751,2	2097,4	1,8923	6,7911
156	429,15	5,577	0,0010976	0,3380	2,958	658,11	2752,3	2094,2	1,9023	6,7823
157	430,15	5,723	0,0010987	0,3299	3,032	662,45	2753,4	2091,0	1,9124	6,7735
158	431,15	5,872	0,0010999	0,3219	3,106	666,79	2754,5	2087,7	1,9224	6,7648
159	432,15	6,025	0,0011011	0,3142	3,182	671,13	2755,6	2084,5	1,9325	6,7561
160	433,15	6,181	0,0011022	0,3068	3,260	675,47	2756,7	2081,3	1,9425	6,7475

SICAKLIĞA GÖRE DOYMUŞ SUBUHARI TABLOSU (Devam)

T (C)	T (K)	p	v'	v''	ρ''	l'	l''	l _h	s'	s''
160	433,15	6,181	0,0011011	0,3008	3,260	675,47	2756,7	2081,3	1,9425	6,7475
161	434,15	6,339	0,0011034	0,2995	3,339	679,81	2757,8	2078,0	1,9325	6,7389
162	435,15	6,502	0,0011046	0,2984	3,420	684,18	2758,9	2074,7	1,9224	6,7303
163	436,15	6,667	0,0011058	0,2976	3,502	688,53	2759,9	2071,4	1,9124	6,7218
164	437,15	6,836	0,0011070	0,2970	3,586	692,89	2761,0	2068,1	1,9023	6,7133
165	438,15	7,008	0,0011082	0,2974	3,671	697,25	2762,0	2064,8	1,8923	6,7048
166	439,15	7,183	0,0011095	0,2961	3,758	701,61	2763,1	2061,4	1,8822	6,6964
167	440,15	7,362	0,0011107	0,2900	3,847	705,99	2764,1	2058,1	1,8721	6,6880
168	441,15	7,545	0,0011119	0,2940	3,937	710,36	2765,1	2054,7	1,8621	6,6796
169	442,15	7,731	0,0011131	0,2982	4,029	714,74	2766,1	2051,3	1,8521	6,6713
170	443,15	7,920	0,0011145	0,2920	4,123	719,12	2767,1	2047,9	1,8421	6,6630
171	444,15	8,114	0,0011157	0,2971	4,218	723,50	2768,0	2044,5	1,8321	6,6548
172	445,15	8,311	0,0011170	0,2917	4,316	727,89	2769,0	2041,1	1,8221	6,6465
173	446,15	8,511	0,0011183	0,2965	4,415	732,28	2769,9	2037,7	1,8121	6,6384
174	447,15	8,716	0,0011196	0,2915	4,515	736,67	2770,9	2034,2	1,8021	6,6302
175	448,15	8,924	0,0011209	0,2965	4,618	741,07	2771,8	2030,7	1,7921	6,6221
176	449,15	9,137	0,0011222	0,2917	4,723	745,47	2772,7	2027,3	1,7821	6,6140
177	450,15	9,353	0,0011235	0,2967	4,829	749,88	2773,6	2023,8	1,7721	6,6059
178	451,15	9,574	0,0011248	0,2915	4,937	754,28	2774,5	2020,2	1,7621	6,5979
179	452,15	9,798	0,0011262	0,1981	5,048	758,70	2775,4	2016,7	1,7521	6,5899
180	453,15	10,027	0,0011275	0,1938	5,160	763,12	2776,3	2013,1	1,7421	6,5819
181	454,15	10,259	0,0011289	0,1896	5,274	767,54	2777,2	2009,6	1,7321	6,5739
182	455,15	10,496	0,0011302	0,1855	5,391	771,96	2778,0	2006,0	1,7221	6,5660
183	456,15	10,738	0,0011316	0,1815	5,509	776,39	2778,8	2002,4	1,7121	6,5581
184	457,15	10,983	0,0011330	0,1776	5,629	780,82	2779,6	1998,8	1,7021	6,5503
185	458,15	11,233	0,0011344	0,1739	5,752	785,26	2780,4	1995,2	1,6921	6,5424
186	459,15	11,488	0,0011358	0,1702	5,877	789,70	2781,2	1991,5	1,6821	6,5346
187	460,15	11,747	0,0011372	0,1666	6,003	794,15	2782,0	1987,8	1,6721	6,5268
188	461,15	12,010	0,0011386	0,1631	6,132	798,60	2782,8	1984,2	1,6621	6,5191
189	462,15	12,278	0,0011401	0,1596	6,264	803,06	2783,5	1980,5	1,6521	6,5113
190	463,15	12,551	0,0011415	0,1561	6,397	807,52	2784,3	1976,7	1,6421	6,5036
191	464,15	12,829	0,0011430	0,1527	6,533	811,98	2785,0	1973,0	1,6321	6,4959
192	465,15	13,111	0,0011444	0,1493	6,671	816,45	2785,7	1969,3	1,6221	6,4883
193	466,15	13,398	0,0011459	0,1460	6,812	820,92	2786,4	1965,5	1,6121	6,4806
194	467,15	13,690	0,0011474	0,1428	6,955	825,40	2787,1	1961,7	1,6021	6,4730
195	468,15	13,987	0,0011489	0,1408	7,100	829,88	2787,8	1957,9	1,5921	6,4654
196	469,15	14,280	0,0011504	0,1380	7,248	834,37	2788,4	1954,1	1,5821	6,4578
197	470,15	14,596	0,0011519	0,1352	7,398	838,86	2789,1	1950,2	1,5721	6,4503
198	471,15	14,909	0,0011534	0,1324	7,551	843,36	2789,7	1946,4	1,5621	6,4428
199	472,15	15,226	0,0011549	0,1298	7,706	847,86	2790,3	1942,5	1,5521	6,4353
200	473,15	15,549	0,0011565	0,1272	7,864	852,37	2790,9	1938,6	1,5421	6,4278
201	474,15	15,877	0,0011581	0,1246	8,025	856,88	2791,5	1934,6	1,5321	6,4203
202	475,15	16,210	0,0011596	0,1221	8,188	861,40	2792,1	1930,7	1,5221	6,4128
203	476,15	16,549	0,0011612	0,1197	8,354	865,92	2792,7	1926,7	1,5121	6,4054
204	477,15	16,893	0,0011628	0,1173	8,522	870,45	2793,2	1922,8	1,5021	6,3980
205	478,15	17,243	0,0011644	0,1150	8,694	874,99	2793,8	1918,8	1,4921	6,3906
206	479,15	17,598	0,0011660	0,1128	8,868	879,53	2794,3	1914,7	1,4821	6,3832
207	480,15	17,959	0,0011676	0,1106	9,045	884,07	2794,8	1910,7	1,4721	6,3759
208	481,15	18,326	0,0011693	0,1084	9,225	888,62	2795,3	1906,6	1,4621	6,3686
209	482,15	18,699	0,0011709	0,1063	9,408	893,17	2795,7	1902,6	1,4521	6,3612
210	483,15	19,077	0,0011726	0,1042	9,593	897,74	2796,2	1898,5	1,4421	6,3539
211	484,15	19,462	0,0011743	0,1022	9,782	902,31	2796,6	1894,3	1,4321	6,3466
212	485,15	19,852	0,0011760	0,1003	9,974	906,87	2797,1	1890,2	1,4221	6,3394
213	486,15	20,249	0,0011777	0,0983	10,17	911,45	2797,5	1886,0	1,4121	6,3321
214	487,15	20,651	0,0011794	0,0964	10,37	916,03	2797,9	1881,8	1,4021	6,3249
215	488,15	21,060	0,0011811	0,0946	10,57	920,63	2798,3	1877,6	1,3921	6,3176

SICAKLIĞA GÖRE DOYMUŞ SUBUHARI TABLOSU (Devam)

T (C)	T (K)	p	v'	v''	g''	l'	l''	l ₂	s'	s''
215	488,15	21,060	0,0011811	0,09463	10,57	920,63	2798,3	1877,6	2,4713	6,3176
216	489,15	21,475	0,0011829	0,09283	10,77	925,23	2798,6	1873,4	2,4806	6,3104
217	490,15	21,896	0,0011846	0,09107	10,98	929,83	2799,0	1869,1	2,4900	6,3032
218	491,15	22,324	0,0011864	0,08936	11,19	934,44	2799,3	1864,9	2,4992	6,2961
219	492,15	22,758	0,0011882	0,08768	11,41	939,06	2799,6	1860,6	2,5085	6,2889
220	493,15	23,198	0,0011900	0,08604	11,62	943,67	2799,9	1856,2	2,5178	6,2817
221	494,15	23,645	0,0011918	0,08443	11,84	948,30	2800,2	1851,9	2,5271	6,2746
222	495,15	24,099	0,0011936	0,08286	12,07	952,93	2800,5	1847,5	2,5363	6,2674
223	496,15	24,560	0,0011954	0,08132	12,30	957,58	2800,7	1843,1	2,5456	6,2603
224	497,15	25,027	0,0011973	0,07982	12,53	962,22	2800,9	1838,7	2,5548	6,2531
225	498,15	25,501	0,0011992	0,07835	12,76	966,89	2801,2	1834,3	2,5641	6,2461
226	499,15	25,982	0,0012010	0,07691	13,00	971,55	2801,4	1829,8	2,5733	6,2390
227	500,15	26,470	0,0012029	0,07550	13,24	976,21	2801,5	1825,3	2,5825	6,2319
228	501,15	26,965	0,0012048	0,07412	13,49	980,88	2801,7	1820,8	2,5918	6,2249
229	502,15	27,467	0,0012068	0,07277	13,74	985,57	2801,8	1816,3	2,6010	6,2178
230	503,15	27,976	0,0012087	0,07145	14,00	990,26	2802,0	1811,7	2,6102	6,2107
231	504,15	28,493	0,0012107	0,07016	14,25	994,96	2802,1	1807,1	2,6194	6,2037
232	505,15	29,016	0,0012127	0,06889	14,52	999,68	2802,2	1802,5	2,6286	6,1967
233	506,15	29,547	0,0012147	0,06765	14,78	1004,4	2802,2	1797,9	2,6378	6,1896
234	507,15	30,086	0,0012167	0,06643	15,05	1009,1	2802,3	1793,2	2,6469	6,1826
235	508,15	30,632	0,0012187	0,06525	15,33	1013,8	2802,3	1788,5	2,6562	6,1756
236	509,15	31,186	0,0012207	0,06408	15,61	1018,6	2802,3	1783,8	2,6653	6,1686
237	510,15	31,747	0,0012228	0,06294	15,89	1023,3	2802,3	1779,0	2,6745	6,1616
238	511,15	32,317	0,0012249	0,06182	16,18	1028,1	2802,3	1774,2	2,6837	6,1546
239	512,15	32,893	0,0012270	0,06073	16,47	1032,8	2802,3	1769,4	2,6928	6,1476
240	513,15	33,478	0,0012291	0,05965	16,76	1037,6	2802,2	1764,6	2,7020	6,1406
241	514,15	34,071	0,0012312	0,05860	17,06	1042,4	2802,1	1759,8	2,7112	6,1336
242	515,15	34,672	0,0012334	0,05757	17,37	1047,2	2802,0	1754,9	2,7203	6,1266
243	516,15	35,281	0,0012355	0,05656	17,68	1052,0	2801,9	1749,9	2,7295	6,1196
244	517,15	35,898	0,0012377	0,05558	17,99	1056,8	2801,8	1745,0	2,7386	6,1127
245	518,15	36,523	0,0012399	0,05461	18,31	1061,6	2801,6	1740,0	2,7478	6,1057
246	519,15	37,157	0,0012422	0,05366	18,64	1066,4	2801,4	1735,0	2,7569	6,0987
247	520,15	37,799	0,0012444	0,05272	18,97	1071,2	2801,2	1730,0	2,7661	6,0917
248	521,15	38,449	0,0012467	0,05181	19,30	1076,1	2801,0	1724,9	2,7752	6,0848
249	522,15	39,108	0,0012490	0,05092	19,64	1080,9	2800,7	1719,8	2,7843	6,0778
250	523,15	39,776	0,0012513	0,05004	19,99	1085,8	2800,4	1714,6	2,7935	6,0708
251	524,15	40,452	0,0012536	0,04918	20,33	1090,7	2800,1	1709,5	2,8026	6,0639
252	525,15	41,137	0,0012560	0,04833	20,69	1095,5	2799,8	1704,3	2,8118	6,0569
253	526,15	41,831	0,0012584	0,04750	21,05	1100,4	2799,5	1699,1	2,8209	6,0499
254	527,15	42,534	0,0012608	0,04669	21,42	1105,3	2799,1	1693,8	2,8300	6,0429
255	528,15	43,246	0,0012632	0,04590	21,79	1110,2	2798,7	1688,5	2,8392	6,0359
256	529,15	43,967	0,0012656	0,04511	22,17	1115,1	2798,3	1683,2	2,8483	6,0290
257	530,15	44,697	0,0012681	0,04435	22,55	1120,1	2797,9	1677,8	2,8574	6,0220
258	531,15	45,437	0,0012706	0,04360	22,94	1125,0	2797,4	1672,4	2,8666	6,0150
259	532,15	46,185	0,0012731	0,04286	23,33	1130,0	2796,9	1667,0	2,8757	6,0080
260	533,15	46,943	0,0012756	0,04213	23,73	1134,9	2796,4	1661,5	2,8848	6,0010
261	534,15	47,711	0,0012782	0,04142	24,14	1139,9	2795,9	1656,0	2,8940	5,9940
262	535,15	48,488	0,0012808	0,04073	24,55	1144,9	2795,3	1650,4	2,9031	5,9869
263	536,15	49,275	0,0012834	0,04004	24,97	1149,9	2794,7	1644,8	2,9123	5,9799
264	537,15	50,071	0,0012861	0,03937	25,40	1154,9	2794,1	1639,2	2,9214	5,9729
265	538,15	50,877	0,0012887	0,03871	25,83	1159,9	2793,5	1633,6	2,9306	5,9658
266	539,15	51,693	0,0012914	0,03806	26,27	1165,0	2792,8	1627,8	2,9397	5,9588
267	540,15	52,519	0,0012942	0,03743	26,72	1170,0	2792,1	1622,1	2,9489	5,9517
268	541,15	53,355	0,0012969	0,03680	27,17	1175,1	2791,4	1616,3	2,9580	5,9446
269	542,15	54,202	0,0012997	0,03619	27,63	1180,1	2790,6	1610,5	2,9672	5,9375
270	543,15	55,058	0,0013025	0,03559	28,10	1185,2	2789,9	1604,6	2,9763	5,9304

SICAKLIĞA GÖRE DOYMUŞ SUBUHARI TABLOSU (Devam)

T (C)	T (K)	p	v'	v''	q''	i'	i''	i _h	s'	s''
270	543,15	55,058	0,0013025	0,03559	28,10	1185,2	2789,9	1604,6	2,9763	5,9304
271	544,15	55,925	0,0013053	0,03500	28,57	1190,3	2789,1	1598,7	2,9855	5,9233
272	545,15	56,802	0,0013082	0,03442	29,06	1195,4	2788,2	1592,8	2,9947	5,9162
273	546,15	57,689	0,0013111	0,03385	29,55	1200,6	2787,4	1586,8	3,0039	5,9091
274	547,15	58,587	0,0013141	0,03329	30,04	1205,7	2786,5	1580,7	3,0131	5,9019
275	548,15	59,496	0,0013170	0,03274	30,55	1210,9	2785,5	1574,7	3,0223	5,8947
276	549,15	60,415	0,0013200	0,03220	31,06	1216,0	2784,6	1568,6	3,0315	5,8876
277	550,15	61,346	0,0013231	0,03166	31,58	1221,2	2783,6	1562,4	3,0406	5,8804
278	551,15	62,287	0,0013261	0,03114	32,11	1226,4	2782,6	1556,2	3,0499	5,8731
279	552,15	63,239	0,0013292	0,03063	32,65	1231,6	2781,5	1549,9	3,0591	5,8659
280	553,15	64,202	0,0013324	0,03013	33,19	1236,8	2780,4	1543,6	3,0683	5,8586
281	554,15	65,176	0,0013356	0,02963	33,75	1242,1	2779,3	1537,2	3,0775	5,8513
282	555,15	66,162	0,0013388	0,02914	34,31	1247,3	2778,1	1530,8	3,0868	5,8440
283	556,15	67,158	0,0013420	0,02867	34,88	1252,6	2777,0	1524,3	3,0960	5,8367
284	557,15	68,167	0,0013453	0,02820	35,47	1257,9	2775,7	1517,8	3,1053	5,8294
285	558,15	69,186	0,0013487	0,02773	36,06	1263,2	2774,5	1511,3	3,1146	5,8220
286	559,15	70,218	0,0013520	0,02728	36,66	1268,5	2773,2	1504,6	3,1239	5,8146
287	560,15	71,261	0,0013554	0,02683	37,27	1273,9	2771,8	1498,0	3,1331	5,8072
288	561,15	72,315	0,0013589	0,02639	37,89	1279,2	2770,5	1491,2	3,1424	5,7997
289	562,15	73,382	0,0013624	0,02596	38,52	1284,6	2769,1	1484,5	3,1518	5,7923
290	563,15	74,461	0,0013659	0,02554	39,16	1290,0	2767,6	1477,6	3,1611	5,7848
291	564,15	75,551	0,0013695	0,02512	39,81	1295,4	2766,2	1470,7	3,1704	5,7773
292	565,15	76,654	0,0013732	0,02471	40,48	1300,9	2764,6	1463,8	3,1798	5,7697
293	566,15	77,769	0,0013769	0,02430	41,15	1306,3	2763,1	1456,8	3,1891	5,7621
294	567,15	78,897	0,0013806	0,02390	41,83	1311,8	2761,5	1449,7	3,1985	5,7545
295	568,15	80,037	0,0013844	0,02351	42,53	1317,3	2759,8	1442,6	3,2079	5,7469
296	569,15	81,189	0,0013882	0,02313	43,24	1322,8	2758,2	1435,4	3,2173	5,7392
297	570,15	82,355	0,0013921	0,02275	43,96	1328,3	2756,4	1428,1	3,2268	5,7315
298	571,15	83,532	0,0013960	0,02238	44,69	1333,9	2754,7	1420,8	3,2362	5,7237
299	572,15	84,723	0,0014000	0,02201	45,43	1339,4	2752,9	1413,4	3,2457	5,7159
300	573,15	85,927	0,0014041	0,02165	46,19	1345,0	2751,0	1406,0	3,2552	5,7081
301	574,15	87,144	0,0014082	0,02129	46,96	1350,7	2749,1	1398,5	3,2647	5,7003
302	575,15	88,374	0,0014123	0,02094	47,75	1356,3	2747,2	1390,9	3,2742	5,6924
303	576,15	89,617	0,0014166	0,02060	48,54	1362,0	2745,2	1383,2	3,2837	5,6844
304	577,15	90,873	0,0014208	0,02026	49,36	1367,7	2743,2	1375,5	3,2933	5,6765
305	578,15	92,144	0,0014252	0,01993	50,18	1373,4	2741,1	1367,7	3,3029	5,6685
306	579,15	93,427	0,0014296	0,01960	51,02	1379,1	2739,0	1359,8	3,3125	5,6604
307	580,15	94,725	0,0014341	0,01928	51,88	1384,9	2736,8	1351,9	3,3221	5,6523
308	581,15	96,036	0,0014387	0,01896	52,75	1390,7	2734,6	1343,9	3,3318	5,6442
309	582,15	97,361	0,0014433	0,01864	53,64	1396,5	2732,3	1335,8	3,3415	5,6360
310	583,15	98,700	0,0014480	0,01833	54,54	1402,4	2730,0	1327,6	3,3512	5,6278
311	584,15	100,05	0,0014527	0,01803	55,46	1408,3	2727,6	1319,4	3,3609	5,6195
312	585,15	101,42	0,0014576	0,01773	56,40	1414,2	2725,2	1311,0	3,3707	5,6111
313	586,15	102,80	0,0014625	0,01743	57,36	1420,1	2722,7	1302,6	3,3805	5,6028
314	587,15	104,20	0,0014675	0,01714	58,33	1426,1	2720,2	1294,1	3,3903	5,5943
315	588,15	105,61	0,0014726	0,01686	59,33	1432,1	2717,6	1285,5	3,4002	5,5858
316	589,15	107,04	0,0014778	0,01657	60,34	1438,1	2714,9	1276,8	3,4101	5,5772
317	590,15	108,48	0,0014831	0,01629	61,37	1444,2	2712,2	1268,0	3,4200	5,5686
318	591,15	109,93	0,0014885	0,01602	62,43	1450,3	2709,4	1259,1	3,4300	5,5599
319	592,15	111,40	0,0014939	0,01575	63,50	1456,4	2706,6	1250,1	3,4400	5,5512
320	593,15	112,89	0,0014995	0,01548	64,60	1462,6	2703,7	1241,1	3,4500	5,5423
321	594,15	114,39	0,0015052	0,01522	65,72	1468,8	2700,7	1231,9	3,4601	5,5334
322	595,15	115,91	0,0015109	0,01496	66,86	1475,1	2697,6	1222,6	3,4702	5,5244
323	596,15	117,44	0,0015168	0,01470	68,03	1481,3	2694,5	1213,2	3,4804	5,5154
324	597,15	118,99	0,0015228	0,01445	69,23	1487,7	2691,3	1203,6	3,4906	5,5062
325	598,15	120,56	0,0015289	0,01419	70,45	1494,0	2688,0	1194,0	3,5008	5,4969

SICAKLIĞA GÖRE DOYMUŞ SUBUHARI TABLOSU (Devam)

T (C)	T (K)	p	v'	v''	g''	l'	l''	l ₀	s'	s''
325	593,15	120,56	0,0015289	0,01119	70,45	1494,0	2688,0	1194,0	3,5008	5,4969
326	599,15	122,14	0,0015352	0,01395	71,70	1500,4	2684,6	1184,2	3,5111	5,4876
327	606,15	123,73	0,0015416	0,01370	72,97	1506,9	2681,1	1174,2	3,5215	5,4781
328	601,15	125,35	0,0015481	0,01346	74,28	1513,4	2677,6	1164,2	3,5319	5,4685
329	602,15	126,98	0,0015547	0,01322	75,62	1519,9	2673,9	1154,0	3,5423	5,4588
330	603,15	128,63	0,0015615	0,01299	76,99	1526,5	2670,2	1143,6	3,5528	5,4490
331	604,15	130,29	0,0015684	0,01276	78,39	1533,2	2666,3	1133,1	3,5634	5,4391
332	605,15	131,97	0,0015755	0,01253	79,83	1539,9	2662,3	1122,5	3,5740	5,4290
333	606,15	133,67	0,0015827	0,01230	81,30	1546,6	2658,3	1111,7	3,5847	5,4188
334	607,15	135,38	0,0015902	0,01208	82,81	1553,4	2654,1	1100,7	3,5955	5,4084
335	608,15	137,12	0,0015978	0,01185	84,36	1560,3	2649,7	1089,5	3,6063	5,3979
336	609,15	138,87	0,0016055	0,01163	85,95	1567,2	2645,3	1078,1	3,6172	5,3872
337	610,15	140,64	0,0016135	0,01142	87,58	1574,2	2640,7	1066,6	3,6282	5,3764
338	611,15	142,42	0,0016217	0,01120	89,26	1581,2	2636,0	1054,8	3,6392	5,3653
339	612,15	144,23	0,0016301	0,01099	90,99	1588,3	2631,2	1042,9	3,6504	5,3541
340	613,15	146,05	0,0016387	0,01078	92,76	1595,5	2626,2	1030,7	3,6616	5,3427
341	614,15	147,89	0,0016476	0,01057	94,58	1602,7	2621,0	1018,3	3,6729	5,3312
342	615,15	149,76	0,0016567	0,01037	96,46	1610,0	2615,7	1005,7	3,6844	5,3194
343	616,15	151,64	0,0016661	0,01016	98,39	1617,5	2610,3	992,8	3,6959	5,3074
344	617,15	153,54	0,0016758	0,009962	100,4	1624,9	2604,7	979,7	3,7075	5,2952
345	618,15	155,45	0,0016858	0,009763	102,4	1632,5	2598,9	966,4	3,7193	5,2828
346	619,15	157,39	0,0016961	0,009566	104,5	1640,2	2593,0	952,8	3,7311	5,2702
347	620,15	159,35	0,0017067	0,009371	106,7	1648,0	2586,9	938,9	3,7431	5,2574
348	621,15	161,33	0,0017178	0,009178	109,0	1655,8	2580,7	924,8	3,7553	5,2444
349	622,15	163,33	0,0017292	0,008988	111,3	1663,8	2574,2	910,4	3,7676	5,2311
350	623,15	165,35	0,0017411	0,008799	113,7	1671,9	2567,7	895,7	3,7800	5,2177
351	624,15	167,39	0,0017532	0,008609	116,2	1680,4	2560,7	880,4	3,7933	5,2036
352	625,15	169,45	0,0017661	0,008420	118,8	1689,3	2553,5	864,2	3,8071	5,1893
353	626,15	171,54	0,0017796	0,008232	121,5	1698,4	2546,1	847,7	3,8209	5,1746
354	627,15	173,64	0,0017937	0,008045	124,3	1707,5	2538,4	830,9	3,8349	5,1596
355	628,15	175,77	0,0018083	0,007859	127,2	1716,6	2530,4	813,8	3,8489	5,1442
356	629,15	177,92	0,0018241	0,007674	130,3	1725,9	2522,1	796,2	3,8629	5,1283
357	630,15	180,09	0,0018406	0,007490	133,5	1735,2	2513,5	778,3	3,8772	5,1121
358	631,15	182,29	0,0018580	0,007306	136,9	1744,7	2504,6	759,9	3,8915	5,0953
359	632,15	184,51	0,0018764	0,007123	140,4	1754,3	2495,2	740,9	3,9061	5,0780
360	633,15	186,75	0,0018959	0,006940	144,1	1764,2	2485,4	721,3	3,9210	5,0600
361	634,15	189,02	0,0019167	0,006757	148,0	1774,2	2475,2	701,0	3,9362	5,0414
362	635,15	191,31	0,0019388	0,006573	152,1	1784,6	2464,4	679,8	3,9518	5,0220
363	636,15	193,62	0,0019626	0,006388	156,5	1795,3	2453,0	657,8	3,9679	5,0017
364	637,15	195,96	0,0019882	0,006201	161,3	1806,4	2440,9	634,6	3,9846	4,9804
365	638,15	198,33	0,0020160	0,006012	166,3	1818,0	2428,0	610,0	4,0021	4,9579
366	639,15	200,72	0,0020464	0,005819	171,0	1830,2	2414,1	583,9	4,0205	4,9339
367	640,15	203,13	0,0020790	0,005621	177,9	1843,2	2399,0	555,7	4,0401	4,9081
368	641,15	205,57	0,0021181	0,005416	184,6	1857,3	2382,4	525,1	4,0613	4,8801
369	642,15	208,04	0,0021618	0,005201	192,3	1872,8	2363,9	491,1	4,0846	4,8492
370	643,15	210,54	0,0022136	0,004973	201,1	1890,2	2342,8	452,6	4,1108	4,8144
371	644,15	213,06	0,0022778	0,004723	211,7	1910,5	2317,9	407,4	4,1414	4,7738
372	645,15	215,62	0,0023636	0,004439	225,3	1935,6	2286,9	351,4	4,1794	4,7240
373	646,15	218,20	0,0024963	0,004084	241,9	1970,5	2244,0	273,5	4,2325	4,6539
374	647,15	220,81	0,0026407	0,003458	289,2	2046,3	2153,0	108,6	4,3487	4,3166
374,75	647,30	221,20	0,00317	0,00317	315,5	2107,4	2107,4	0,0	4,4479	

EK 2

BASINCA GÖRE SUBUHARI TABLOSU									
P	T	ρ'	ρ''	ρ'''	i'	i''	i_b	s'	s''
bar	C	m ³ /kg	m ³ /kg	kg/m ³	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg	kJ/kg K	kJ/kg K
0,010	6,9828	0,0010001	129,20	0,007739	29,34	2314,4	2485,0	0,1060	8,9767
0,015	13,036	0,0010006	87,98	0,01137	54,71	2325,5	2470,7	0,1057	8,8288
0,020	17,513	0,0010012	67,01	0,01494	73,46	2331,6	2460,2	0,2007	8,7246
0,025	21,096	0,0010020	51,26	0,01843	88,45	2340,2	2451,7	0,3119	8,6440
0,030	24,100	0,0010027	45,67	0,02190	101,00	2345,6	2444,6	0,3544	8,5785
0,035	26,694	0,0010033	39,48	0,02533	111,85	2350,4	2438,5	0,3907	8,5212
0,040	28,983	0,0010040	34,80	0,02873	121,41	2354,5	2433,1	0,4223	8,4755
0,045	31,035	0,0010046	31,14	0,03211	129,99	2358,1	2428,2	0,4507	8,4355
0,050	32,898	0,0010052	28,19	0,03547	137,77	2361,6	2423,5	0,4763	8,3960
0,055	34,603	0,0010058	25,77	0,03880	144,91	2364,7	2419,8	0,4995	8,3621
0,060	36,183	0,0010064	23,74	0,04211	151,50	2367,5	2416,0	0,5209	8,3312
0,065	37,651	0,0010069	22,02	0,04544	157,64	2370,2	2412,5	0,5407	8,3029
0,070	39,023	0,0010074	20,53	0,04877	163,38	2372,6	2409,2	0,5591	8,2767
0,075	40,316	0,0010079	19,24	0,05208	168,77	2374,9	2406,2	0,5763	8,2523
0,080	41,534	0,0010084	18,10	0,05523	173,86	2377,1	2403,2	0,5925	8,2296
0,085	42,689	0,0010089	17,10	0,05828	178,69	2379,2	2400,5	0,6079	8,2082
0,090	43,787	0,0010094	16,20	0,06121	183,28	2381,1	2397,9	0,6224	8,1881
0,095	44,833	0,0010098	15,40	0,06403	187,65	2382,0	2395,3	0,6361	8,1691
0,10	45,833	0,0010102	14,67	0,06684	191,83	2382,8	2392,9	0,6493	8,1511
0,11	47,710	0,0010111	13,42	0,07454	199,68	2388,1	2388,4	0,6733	8,1177
0,12	49,446	0,0010119	12,30	0,08089	206,94	2391,2	2384,3	0,6963	8,0872
0,13	51,062	0,0010126	11,47	0,08722	213,70	2394,0	2380,2	0,7172	8,0592
0,14	52,574	0,0010133	10,89	0,09351	220,02	2396,7	2376,7	0,7367	8,0334
0,15	53,997	0,0010140	10,02	0,09977	225,97	2399,2	2373,2	0,7549	8,0093
0,16	55,341	0,0010147	9,433	0,10600	231,59	2401,6	2370,0	0,7721	7,9869
0,17	56,615	0,0010154	8,911	0,11222	236,93	2403,8	2366,9	0,7883	7,9658
0,18	57,826	0,0010160	8,445	0,1184	241,99	2405,9	2363,9	0,8036	7,9460
0,19	58,982	0,0010166	8,027	0,1246	246,83	2407,9	2361,1	0,8182	7,9272
0,20	60,086	0,0010172	7,650	0,1307	251,45	2409,9	2358,4	0,8322	7,9094
0,21	61,145	0,0010178	7,307	0,1368	255,88	2411,7	2355,8	0,8453	7,8925
0,22	62,162	0,0010183	6,995	0,1430	260,14	2413,5	2353,3	0,8583	7,8764
0,23	63,139	0,0010189	6,709	0,1490	264,23	2415,2	2350,9	0,8702	7,8611
0,24	64,082	0,0010194	6,447	0,1551	268,18	2416,8	2348,6	0,8820	7,8464
0,25	64,992	0,0010199	6,204	0,1612	271,99	2418,3	2346,4	0,8932	7,8323
0,26	65,871	0,0010204	5,980	0,1672	275,67	2419,9	2344,2	0,9041	7,8188
0,27	66,722	0,0010209	5,772	0,1732	279,24	2421,3	2342,1	0,9148	7,8058
0,28	67,547	0,0010214	5,579	0,1793	282,69	2422,7	2340,0	0,9248	7,7933
0,29	68,347	0,0010219	5,398	0,1852	286,05	2424,1	2338,1	0,9346	7,7812
0,30	69,124	0,0010223	5,229	0,1912	289,30	2425,4	2336,1	0,9441	7,7695
0,32	70,615	0,0010232	4,922	0,2032	295,55	2428,0	2332,4	0,9623	7,7474
0,34	72,029	0,0010241	4,650	0,2150	301,48	2430,4	2328,9	0,9795	7,7266
0,36	73,374	0,0010249	4,408	0,2269	307,12	2432,6	2325,5	0,9958	7,7070
0,38	74,658	0,0010257	4,190	0,2387	312,50	2434,8	2322,3	1,0113	7,6884
0,40	75,886	0,0010265	3,993	0,2504	317,65	2436,9	2319,2	1,0261	7,6709
0,45	78,743	0,0010284	3,576	0,2796	329,64	2441,7	2312,0	1,0603	7,6307
0,50	81,345	0,0010301	3,240	0,3036	340,56	2446,0	2305,4	1,0912	7,5947
0,55	83,737	0,0010317	2,964	0,3374	350,61	2449,9	2299,3	1,1194	7,5631
0,60	85,954	0,0010333	2,732	0,3661	359,93	2453,6	2293,6	1,1454	7,5327
0,65	88,021	0,0010347	2,535	0,3945	368,62	2456,9	2288,3	1,1696	7,5035
0,70	89,959	0,0010361	2,365	0,4229	376,77	2460,1	2283,3	1,1921	7,4764
0,75	91,785	0,0010375	2,217	0,4511	384,45	2463,0	2278,6	1,2131	7,4520
0,80	93,512	0,0010387	2,087	0,4792	391,72	2465,8	2274,0	1,2330	7,4322
0,85	95,152	0,0010400	1,972	0,5071	398,63	2468,4	2269,8	1,2518	7,4147
0,90	96,713	0,0010412	1,860	0,5350	405,21	2470,9	2265,6	1,2696	7,3994
0,95	98,204	0,0010423	1,777	0,5627	411,49	2473,2	2261,7	1,2865	7,3771

BASINCA GÖRE SUBUHARI TABLOSU (Devam)

P	T	v'	v''	ρ''	I'	I''	I ₀	s'	s''
1.0	99.632	0,0010434	1,694	0,5904	417,51	2673,4	2257,9	1,3027	7,3398
1.1	102,32	0,0010435	1,549	0,6455	428,84	2679,6	2250,8	1,3330	7,3277
1.2	104,81	0,0010476	1,428	0,7002	439,36	2683,4	2244,1	1,3609	7,2984
1.3	107,13	0,0010495	1,325	0,7547	449,19	2687,0	2237,8	1,3868	7,2715
1.4	109,32	0,0010513	1,236	0,8088	458,42	2690,3	2231,9	1,4109	7,2465
1.5	111,37	0,0010530	1,159	0,8628	467,13	2693,4	2226,2	1,4336	7,2234
1.6	113,32	0,0010547	1,091	0,9165	475,38	2696,2	2220,9	1,4550	7,2017
1.7	115,17	0,0010563	1,031	0,9700	483,12	2699,0	2215,7	1,4752	7,1813
1.8	116,93	0,0010579	0,9772	1,023	490,70	2701,5	2210,8	1,4944	7,1622
1.9	118,62	0,0010594	0,9290	1,076	497,85	2704,0	2206,1	1,5127	7,1440
2.0	120,23	0,0010608	0,8854	1,129	504,70	2706,3	2201,6	1,5301	7,1268
2.1	121,78	0,0010623	0,8459	1,182	511,29	2708,5	2197,2	1,5468	7,1105
2.2	123,27	0,0010636	0,8098	1,235	517,62	2710,6	2193,0	1,5627	7,0949
2.3	124,71	0,0010650	0,7768	1,287	523,73	2712,6	2188,9	1,5781	7,0800
2.4	126,09	0,0010663	0,7465	1,340	529,64	2714,5	2184,9	1,5929	7,0657
2.5	127,43	0,0010675	0,7184	1,392	535,34	2716,4	2181,0	1,6071	7,0520
2.6	128,73	0,0010688	0,6925	1,444	540,87	2718,2	2177,3	1,6209	7,0389
2.7	129,98	0,0010700	0,6684	1,496	546,24	2719,9	2173,6	1,6342	7,0262
2.8	131,20	0,0010712	0,6460	1,548	551,44	2721,5	2170,1	1,6471	7,0140
2.9	132,39	0,0010724	0,6251	1,600	556,51	2723,1	2166,6	1,6595	7,0023
3.0	133,54	0,0010735	0,6056	1,651	561,43	2724,7	2163,2	1,6716	6,9909
3.1	134,66	0,0010746	0,5872	1,703	566,23	2726,1	2159,9	1,6834	6,9799
3.2	135,75	0,0010757	0,5700	1,754	570,90	2727,6	2156,7	1,6948	6,9693
3.3	136,82	0,0010768	0,5538	1,806	575,46	2729,0	2153,5	1,7059	6,9589
3.4	137,86	0,0010779	0,5385	1,857	579,92	2730,3	2150,4	1,7168	6,9489
3.5	138,87	0,0010789	0,5240	1,908	584,27	2731,6	2147,4	1,7273	6,9392
3.6	139,86	0,0010799	0,5103	1,960	588,53	2732,9	2144,4	1,7376	6,9297
3.7	140,83	0,0010809	0,4974	2,011	592,69	2734,1	2141,4	1,7476	6,9205
3.8	141,78	0,0010819	0,4851	2,062	596,77	2735,3	2138,6	1,7574	6,9116
3.9	142,71	0,0010829	0,4734	2,113	600,76	2736,5	2135,7	1,7670	6,9028
4.0	143,62	0,0010839	0,4622	2,163	604,67	2737,6	2133,0	1,7764	6,8943
4.1	144,52	0,0010848	0,4516	2,214	608,51	2738,7	2130,2	1,7856	6,8860
4.2	145,39	0,0010858	0,4415	2,265	612,27	2739,8	2127,5	1,7945	6,8779
4.3	146,25	0,0010867	0,4318	2,316	615,97	2740,9	2124,9	1,8033	6,8700
4.4	147,09	0,0010876	0,4226	2,366	619,60	2741,9	2122,3	1,8120	6,8623
4.5	147,92	0,0010885	0,4138	2,417	623,16	2742,9	2119,7	1,8204	6,8547
4.6	148,73	0,0010894	0,4053	2,467	626,67	2743,9	2117,2	1,8287	6,8473
4.7	149,53	0,0010903	0,3972	2,518	630,11	2744,8	2114,7	1,8368	6,8401
4.8	150,31	0,0010911	0,3894	2,568	633,50	2745,7	2112,2	1,8448	6,8330
4.9	151,08	0,0010920	0,3819	2,619	636,83	2746,6	2109,8	1,8527	6,8260
5.0	151,84	0,0010928	0,3747	2,669	640,12	2747,5	2107,4	1,8604	6,8192
5.2	153,33	0,0010945	0,3611	2,769	646,33	2749,3	2102,7	1,8754	6,8059
5.4	154,76	0,0010961	0,3485	2,870	652,76	2750,9	2098,1	1,8899	6,7932
5.6	156,16	0,0010977	0,3367	2,970	658,81	2752,5	2093,7	1,9040	6,7809
5.8	157,52	0,0010993	0,3257	3,070	664,69	2754,0	2089,3	1,9176	6,7690
6.0	158,84	0,0011009	0,3155	3,170	670,42	2755,5	2085,0	1,9308	6,7575
6.2	160,12	0,0011024	0,3059	3,270	676,01	2756,9	2080,8	1,9437	6,7464
6.4	161,38	0,0011039	0,2968	3,369	681,46	2758,2	2076,8	1,9562	6,7357
6.6	162,60	0,0011053	0,2883	3,469	686,78	2759,5	2072,7	1,9684	6,7252
6.8	163,79	0,0011068	0,2803	3,568	691,98	2760,8	2068,8	1,9802	6,7150
7.0	164,96	0,0011082	0,2727	3,667	697,06	2762,0	2064,9	1,9918	6,7052
7.2	166,10	0,0011096	0,2655	3,766	702,03	2763,2	2061,1	2,0031	6,6956
7.4	167,21	0,0011110	0,2587	3,866	706,90	2764,3	2057,4	2,0141	6,6862
7.6	168,30	0,0011123	0,2522	3,964	711,68	2765,4	2053,7	2,0249	6,6771
7.8	169,37	0,0011137	0,2461	4,063	716,35	2766,4	2050,1	2,0354	6,6683
8.0	170,41	0,0011150	0,2403	4,162	720,94	2767,5	2046,5	2,0457	6,6596
8.2	171,44	0,0011163	0,2347	4,261	725,43	2768,5	2043,0	2,0558	6,6511
8.4	172,45	0,0011176	0,2294	4,360	729,85	2769,4	2039,6	2,0657	6,6429
8.6	173,44	0,0011188	0,2243	4,458	734,19	2770,4	2036,2	2,0753	6,6348
8.8	174,41	0,0011201	0,2195	4,557	738,45	2771,3	2032,8	2,0848	6,6269

BASINCA GÖRE SUBUHARI TABLOSU (Devam)

p	T	v'	v''	q''	l'	l''	l ₀	s'	s''
9,0	175,36	0,0011213	0,2148	4,655	744,64	2772,1	2019,5	2,0941	6,6192
9,1	176,29	0,0011216	0,2104	4,754	746,76	2773,0	2020,2	2,1033	6,6116
9,4	177,21	0,0011238	0,2001	4,852	750,81	2773,8	2023,0	2,1122	6,6042
9,6	178,12	0,0011250	0,2020	4,950	754,81	2774,6	2019,8	2,1110	6,5969
9,8	179,01	0,0011262	0,1981	5,049	758,74	2775,4	2016,7	2,1297	6,5898
10,0	179,88	0,0011274	0,1943	5,147	762,61	2776,2	2013,6	2,1382	6,5828
10,5	182,02	0,0011303	0,1855	5,392	772,03	2778,0	2005,9	2,1588	6,5659
11,0	184,07	0,0011331	0,1774	5,637	781,13	2779,7	1998,5	2,1786	6,5497
11,5	186,05	0,0011359	0,1700	5,883	789,92	2781,3	1991,3	2,1977	6,5342
12,0	187,96	0,0011386	0,1632	6,127	798,43	2782,7	1984,3	2,2161	6,5194
12,5	189,81	0,0011412	0,1569	6,372	806,69	2784,1	1977,4	2,2338	6,5051
13,0	191,61	0,0011438	0,1511	6,617	814,70	2785,4	1970,7	2,2510	6,4913
13,5	193,35	0,0011464	0,1457	6,862	822,49	2786,6	1964,2	2,2676	6,4780
14,0	195,04	0,0011489	0,1407	7,106	830,08	2787,8	1957,7	2,2837	6,4651
14,5	196,69	0,0011514	0,1360	7,351	837,46	2788,9	1951,4	2,2993	6,4526
15,0	198,29	0,0011539	0,1317	7,596	844,67	2789,9	1945,2	2,3145	6,4406
15,5	199,85	0,0011563	0,1275	7,840	851,69	2790,8	1939,2	2,3292	6,4289
16,0	201,37	0,0011586	0,1237	8,085	858,56	2791,7	1933,2	2,3436	6,4173
16,5	202,86	0,0011610	0,1201	8,330	865,27	2792,6	1927,3	2,3576	6,4065
17,0	204,31	0,0011633	0,1166	8,575	871,84	2793,4	1921,5	2,3713	6,3957
17,5	205,72	0,0011656	0,1134	8,820	878,28	2794,1	1915,9	2,3846	6,3853
18,0	207,11	0,0011678	0,1103	9,065	884,58	2794,8	1910,3	2,3976	6,3751
18,5	208,47	0,0011701	0,1074	9,310	890,75	2795,5	1904,7	2,4103	6,3651
19,0	209,80	0,0011723	0,1047	9,555	896,81	2796,1	1899,3	2,4228	6,3554
19,5	211,10	0,0011744	0,1020	9,801	902,75	2796,7	1893,9	2,4349	6,3459
20,0	212,37	0,0011766	0,09954	10,05	908,59	2797,2	1888,6	2,4469	6,3367
20,5	213,63	0,0011787	0,09710	10,29	914,32	2797,7	1883,4	2,4585	6,3276
21,0	214,85	0,0011809	0,09489	10,54	919,96	2798,2	1878,2	2,4700	6,3187
21,5	216,06	0,0011830	0,09272	10,78	925,50	2798,6	1873,1	2,4812	6,3100
22,0	217,24	0,0011850	0,09065	11,03	930,95	2799,1	1868,1	2,4922	6,3015
22,5	218,41	0,0011871	0,08867	11,28	936,32	2799,4	1863,2	2,5030	6,2931
23,0	219,55	0,0011892	0,08677	11,54	941,60	2799,8	1858,2	2,5136	6,2849
23,5	220,68	0,0011912	0,08495	11,77	946,80	2800,1	1853,3	2,5241	6,2769
24,0	221,78	0,0011932	0,08320	12,02	951,93	2800,4	1848,5	2,5343	6,2690
24,5	222,87	0,0011952	0,08152	12,27	956,98	2800,7	1843,7	2,5444	6,2612
25,0	223,94	0,0011972	0,07991	12,51	961,96	2800,9	1839,0	2,5543	6,2536
25,5	225,00	0,0011991	0,07835	12,76	966,87	2801,2	1834,3	2,5640	6,2461
26,0	226,04	0,0012011	0,07686	13,01	971,72	2801,4	1829,6	2,5736	6,2387
26,5	227,07	0,0012031	0,07541	13,26	976,50	2801,6	1825,0	2,5831	6,2315
27,0	228,07	0,0012050	0,07402	13,51	981,22	2801,7	1820,5	2,5924	6,2244
27,5	229,07	0,0012069	0,07268	13,76	985,88	2801,9	1816,0	2,6016	6,2173
28,0	230,05	0,0012088	0,07139	14,01	990,48	2802,0	1811,5	2,6106	6,2104
28,5	231,01	0,0012107	0,07014	14,26	995,03	2802,1	1807,1	2,6195	6,2036
29,0	231,97	0,0012126	0,06893	14,51	999,53	2802,2	1802,6	2,6283	6,1969
29,5	232,91	0,0012145	0,06776	14,76	1004,0	2802,2	1798,3	2,6370	6,1903
30	233,84	0,0012163	0,06663	15,01	1008,4	2802,3	1793,9	2,6455	6,1837
31	235,67	0,0012200	0,06447	15,51	1017,0	2802,3	1785,4	2,6623	6,1799
32	237,45	0,0012237	0,06244	16,02	1025,4	2802,3	1776,9	2,6786	6,1785
33	239,18	0,0012274	0,06053	16,52	1033,7	2802,3	1768,6	2,6945	6,1763
34	240,88	0,0012310	0,05873	17,03	1041,8	2802,1	1760,3	2,7101	6,1744
35	242,54	0,0012345	0,05703	17,54	1049,8	2802,0	1752,2	2,7253	6,1728
36	244,16	0,0012381	0,05541	18,05	1057,6	2801,7	1744,2	2,7401	6,1715
37	245,75	0,0012416	0,05389	18,56	1065,2	2801,4	1736,2	2,7547	6,1704
38	247,31	0,0012451	0,05244	19,07	1072,7	2801,1	1728,4	2,7689	6,0896
39	248,84	0,0012486	0,05100	19,58	1080,1	2800,8	1720,6	2,7829	6,0789
40	250,33	0,0012521	0,04975	20,10	1087,4	2800,3	1712,9	2,7965	6,0685
41	251,80	0,0012555	0,04850	20,62	1094,6	2799,9	1705,3	2,8099	6,0583
42	253,24	0,0012589	0,04731	21,14	1101,6	2799,4	1697,8	2,8231	6,0482
43	254,66	0,0012623	0,04617	21,66	1108,5	2798,9	1690,3	2,8360	6,0383
44	256,05	0,0012657	0,04508	22,18	1115,4	2798,3	1682,9	2,8487	6,0286

BASINCA GÖRE SUBUHARI TABLOSU (Devam)

P	T	v'	v''	q''	l'	l''	l ₀	s'	s''
45	257,41	0,0012691	0,04404	22,71	1122,1	2797,7	1675,6	2,8612	6,0191
46	258,75	0,0012725	0,04304	23,24	1123,8	2797,0	1668,3	2,8735	6,0097
47	260,07	0,0012758	0,04205	23,76	1135,3	2796,4	1661,1	2,8855	6,0004
48	261,37	0,0012792	0,04116	24,29	1141,3	2795,7	1653,9	2,8974	5,9913
49	262,65	0,0012825	0,04028	24,83	1148,2	2794,9	1646,8	2,9091	5,9824
50	263,91	0,0012858	0,03943	25,36	1154,5	2794,2	1639,7	2,9206	5,9735
51	265,15	0,0012891	0,03861	25,90	1160,7	2793,4	1632,7	2,9320	5,9645
52	266,37	0,0012924	0,03782	26,44	1166,8	2792,6	1625,7	2,9431	5,9561
53	267,58	0,0012957	0,03707	26,98	1172,9	2791,7	1618,8	2,9541	5,9476
54	268,76	0,0012990	0,03633	27,52	1178,9	2790,8	1611,9	2,9650	5,9392
55	269,93	0,0013023	0,03563	28,07	1184,9	2789,9	1605,0	2,9757	5,9309
56	271,09	0,0013056	0,03495	28,62	1190,8	2789,0	1598,2	2,9863	5,9227
57	272,22	0,0013089	0,03429	29,16	1196,6	2788,0	1591,4	2,9967	5,9146
58	273,35	0,0013121	0,03365	29,72	1202,3	2787,0	1584,7	3,0071	5,9066
59	274,46	0,0013154	0,03303	30,27	1208,0	2786,0	1578,0	3,0172	5,8986
60	275,55	0,0013187	0,03244	30,83	1213,7	2785,0	1571,3	3,0273	5,8908
61	276,63	0,0013219	0,03186	31,39	1219,3	2784,0	1564,7	3,0372	5,8830
62	277,70	0,0013252	0,03130	31,95	1224,8	2782,9	1558,0	3,0471	5,8753
63	278,75	0,0013285	0,03076	32,51	1230,3	2781,8	1551,5	3,0568	5,8677
64	279,79	0,0013317	0,03023	33,08	1235,7	2780,6	1544,9	3,0664	5,8601
65	280,82	0,0013350	0,02972	33,65	1241,1	2779,5	1538,4	3,0759	5,8527
66	281,84	0,0013383	0,02922	34,22	1246,5	2778,3	1531,9	3,0853	5,8452
67	282,84	0,0013415	0,02874	34,79	1251,8	2777,1	1525,4	3,0946	5,8379
68	283,84	0,0013448	0,02827	35,37	1257,0	2775,9	1518,9	3,1038	5,8306
69	284,82	0,0013481	0,02782	35,95	1262,2	2774,7	1512,5	3,1129	5,8233
70	285,79	0,0013513	0,02737	36,53	1267,4	2773,5	1506,0	3,1219	5,8162
71	286,75	0,0013546	0,02694	37,12	1272,5	2772,2	1499,6	3,1308	5,8090
72	287,70	0,0013579	0,02652	37,70	1277,6	2770,9	1493,3	3,1397	5,8020
73	288,64	0,0013611	0,02611	38,29	1282,7	2769,6	1486,9	3,1484	5,7949
74	289,57	0,0013644	0,02572	38,89	1287,7	2768,3	1480,5	3,1571	5,7880
75	290,50	0,0013677	0,02533	39,48	1292,7	2766,9	1474,2	3,1657	5,7811
76	291,41	0,0013710	0,02495	40,08	1297,6	2765,5	1467,9	3,1742	5,7742
77	292,31	0,0013743	0,02458	40,68	1302,6	2764,2	1461,6	3,1827	5,7673
78	293,21	0,0013776	0,02422	41,29	1307,4	2762,8	1455,3	3,1911	5,7606
79	294,09	0,0013809	0,02387	41,90	1312,3	2761,3	1449,1	3,1994	5,7538
80	294,97	0,0013842	0,02353	42,51	1317,1	2759,9	1442,8	3,2076	5,7471
81	295,84	0,0013876	0,02319	43,12	1321,9	2758,4	1436,6	3,2158	5,7404
82	296,70	0,0013909	0,02286	43,74	1326,6	2757,0	1430,3	3,2239	5,7338
83	297,55	0,0013942	0,02254	44,36	1331,4	2755,5	1424,1	3,2320	5,7272
84	298,39	0,0013976	0,02223	44,98	1336,1	2754,0	1417,9	3,2399	5,7207
85	299,23	0,0014009	0,02193	45,61	1340,7	2752,5	1411,7	3,2479	5,7141
86	300,06	0,0014043	0,02163	46,24	1345,4	2750,9	1405,5	3,2558	5,7076
87	300,88	0,0014077	0,02133	46,87	1350,0	2749,4	1399,3	3,2636	5,7012
88	301,70	0,0014111	0,02105	47,51	1354,6	2747,8	1393,2	3,2713	5,6948
89	302,51	0,0014145	0,02077	48,15	1359,2	2746,2	1387,0	3,2790	5,6884
90	303,31	0,0014179	0,02050	48,79	1363,7	2744,6	1380,9	3,2867	5,6820
91	304,10	0,0014213	0,02023	49,44	1368,3	2743,0	1374,7	3,2943	5,6757
92	304,89	0,0014247	0,01996	50,09	1372,8	2741,4	1368,6	3,3018	5,6694
93	305,67	0,0014281	0,01971	50,74	1377,2	2739,7	1362,5	3,3093	5,6631
94	306,44	0,0014316	0,01945	51,40	1381,7	2738,0	1356,3	3,3168	5,6568
95	307,21	0,0014351	0,01921	52,06	1386,1	2736,4	1350,2	3,3242	5,6506
96	307,97	0,0014385	0,01897	52,73	1390,6	2734,7	1344,1	3,3315	5,6444
97	308,73	0,0014420	0,01873	53,40	1395,0	2733,0	1338,0	3,3388	5,6382
98	309,48	0,0014455	0,01849	54,07	1399,3	2731,2	1331,9	3,3461	5,6321
99	310,22	0,0014490	0,01827	54,75	1403,7	2729,5	1325,8	3,3534	5,6259
100	310,96	0,0014526	0,01804	55,43	1408,0	2727,7	1319,7	3,3605	5,6198
102	312,42	0,0014597	0,01760	56,80	1416,7	2724,2	1307,5	3,3748	5,6076
104	313,86	0,0014668	0,01718	58,19	1425,2	2720,6	1295,3	3,3889	5,5955
106	315,27	0,0014741	0,01678	59,60	1433,7	2716,9	1283,1	3,4029	5,5835
108	316,67	0,0014814	0,01639	61,03	1442,2	2713,1	1270,9	3,4167	5,5715

BASINCA GÖRE SUBUHARI TABLOSU (Devam)

P	T	r'	r''	g''	l'	l''	l ₀	s'	s''
110	318,05	0,0014887	0,01601	62,48	1450,6	2709,3	1258,7	3,4304	5,3595
112	319,40	0,0014962	0,01564	63,94	1458,9	2705,4	1246,5	3,4440	5,3476
114	320,74	0,0015037	0,01528	65,43	1467,2	2701,5	1234,3	3,4575	5,3358
116	322,06	0,0015113	0,01494	66,93	1475,4	2697,4	1222,0	3,4708	5,3239
118	323,36	0,0015190	0,01461	68,46	1483,6	2693,3	1209,7	3,4840	5,3121
120	324,65	0,0015268	0,01428	70,01	1491,8	2689,2	1197,4	3,4972	5,3002
122	325,91	0,0015346	0,01397	71,59	1499,9	2684,9	1185,0	3,5102	5,2884
124	327,17	0,0015426	0,01366	73,19	1508,0	2680,6	1172,6	3,5232	5,2765
126	328,40	0,0015507	0,01337	74,81	1516,0	2676,1	1160,1	3,5361	5,2646
128	329,62	0,0015589	0,01308	76,46	1524,0	2671,6	1147,6	3,5488	5,2527
130	330,83	0,0015672	0,01280	78,14	1532,0	2667,0	1135,0	3,5616	5,2408
132	332,02	0,0015756	0,01252	79,85	1540,0	2662,3	1122,3	3,5742	5,2288
134	333,19	0,0015842	0,01226	81,59	1547,9	2657,4	1109,5	3,5868	5,2168
136	334,36	0,0015928	0,01200	83,36	1555,8	2652,5	1096,7	3,5993	5,2047
138	335,51	0,0016017	0,01174	85,16	1563,7	2647,5	1083,8	3,6118	5,1925
140	336,64	0,0016106	0,01150	86,99	1571,6	2642,4	1070,7	3,6242	5,1803
142	337,76	0,0016197	0,01125	88,86	1579,5	2637,1	1057,6	3,6366	5,1679
144	338,87	0,0016290	0,01102	90,77	1587,4	2631,8	1044,4	3,6490	5,1555
146	339,97	0,0016385	0,01079	92,71	1595,3	2626,3	1031,0	3,6613	5,1431
148	341,06	0,0016481	0,01056	94,69	1603,1	2620,7	1017,6	3,6736	5,1305
150	342,13	0,0016579	0,01034	96,71	1611,0	2615,0	1004,0	3,6859	5,1178
152	343,19	0,0016679	0,01012	98,77	1618,9	2609,2	990,3	3,6981	5,1051
154	344,24	0,0016782	0,009914	100,9	1626,8	2603,3	976,5	3,7104	5,0922
156	345,28	0,0016886	0,009707	103,0	1634,7	2597,3	962,6	3,7226	5,0793
158	346,31	0,0016993	0,009505	105,2	1642,6	2591,1	948,5	3,7348	5,0663
160	347,33	0,0017103	0,009308	107,4	1650,5	2584,9	934,3	3,7471	5,0531
162	348,34	0,0017216	0,009114	109,7	1658,5	2578,5	920,0	3,7594	5,0399
164	349,33	0,0017331	0,008925	112,0	1666,5	2572,1	905,6	3,7717	5,0267
166	350,32	0,0017447	0,008738	114,4	1674,5	2565,5	891,0	3,7842	5,0132
168	351,30	0,0017570	0,008553	116,9	1682,5	2558,6	875,6	3,7974	5,0004
170	352,26	0,0017696	0,008371	119,5	1691,7	2551,6	859,9	3,8107	5,1855
172	353,22	0,0017826	0,008191	122,1	1700,4	2544,4	844,1	3,8240	5,1713
174	354,17	0,0017961	0,008014	124,8	1709,0	2537,1	828,1	3,8372	5,1570
176	355,11	0,0018101	0,007839	127,6	1717,6	2529,5	811,9	3,8504	5,1423
178	356,04	0,0018247	0,007667	130,4	1726,2	2521,8	795,6	3,8635	5,1278
180	356,96	0,0018399	0,007498	133,4	1734,8	2513,9	779,1	3,8765	5,1128
182	357,87	0,0018556	0,007330	136,4	1743,4	2505,8	762,3	3,8896	5,0975
184	358,77	0,0018711	0,007165	139,6	1752,1	2497,4	745,3	3,9028	5,0820
186	359,67	0,0018873	0,007001	142,8	1760,9	2488,8	727,9	3,9160	5,0661
188	360,55	0,0019042	0,006839	146,2	1769,7	2479,8	710,1	3,9294	5,0498
190	361,43	0,0019216	0,006678	149,8	1778,7	2470,6	692,0	3,9429	5,0332
192	362,30	0,0019395	0,006517	153,4	1787,8	2461,1	673,3	3,9566	5,0160
194	363,16	0,0019576	0,006358	157,3	1797,0	2451,1	654,1	3,9706	4,9983
196	364,02	0,0019761	0,006198	161,3	1806,5	2440,7	634,2	3,9849	4,9801
198	364,86	0,0019950	0,006038	165,6	1816,3	2429,8	613,5	3,9996	4,9610
200	365,70	0,0020143	0,005877	170,2	1826,5	2418,4	591,9	4,0149	4,9412
202	366,53	0,0020340	0,005714	175,0	1837,0	2406,1	569,2	4,0308	4,9204
204	367,36	0,0020541	0,005548	180,2	1848,1	2393,3	545,1	4,0474	4,8984
206	368,17	0,0020745	0,005379	185,9	1859,9	2379,3	519,5	4,0647	4,8750
208	368,98	0,0020952	0,005205	192,1	1872,5	2364,2	491,7	4,0827	4,8498
210	369,78	0,0021163	0,005023	199,1	1886,3	2347,6	461,3	4,1014	4,8223
212	370,58	0,0021378	0,004831	207,0	1901,5	2328,9	427,4	4,1209	4,7917
214	371,37	0,0021596	0,004624	216,3	1919,0	2307,4	388,4	4,1413	4,7569
216	372,15	0,0021817	0,004394	227,7	1940,0	2281,5	341,6	4,1631	4,7154
218	372,92	0,0022042	0,004115	243,0	1967,2	2248,0	280,8	4,2276	4,6622
220	373,69	0,0022271	0,003728	268,3	2011,1	2195,6	184,5	4,2947	4,5799
221,20	374,15	0,00317		315,5		2107,4	0,0	4,4479	

EK 3

KIZGIN SUBUHARI TABLOSU												
T C	10.0 bar $T_s = 179.88$ C			13.0 bar $T_s = 191.91$ C			16.0 bar $T_s = 204.37$ C			20 bar $T_s = 212.37$ C		
	v''	i''	s''	v''	i''	s''	v''	i''	s''	v''	i''	s''
	0.1943	2776.2	6.5828	0.1511	2785.4	6.4913	0.1237	2791.7	6.4173	0.09934	2797.1	6.3366
	v	i	s	v	i	s	v	i	s	v	i	s
200	0.2059	2826.8	6.6922	0.1551	2808.0	6.5394	0.0011564	852.4	2.3306	0.0011360	892.6	2.3300
210	0.2115	2841.0	6.7427	0.1597	2834.1	6.5939	0.1271	2816.0	0.4921	0.0011725	897.8	2.4245
220	0.2169	2874.6	6.7911	0.1641	2859.3	6.6457	0.1310	2843.1	6.5137	0.1021	2819.9	6.3829
230	0.2223	2897.9	6.8377	0.1685	2883.9	6.6951	0.1347	2869.3	6.5703	0.1053	2848.4	6.4403
240	0.2276	2920.6	6.8825	0.1727	2908.0	6.7424	0.1383	2894.7	6.6253	0.1084	2875.9	6.4943
250	0.2327	2943.0	6.9259	0.1769	2931.5	6.7878	0.1419	2919.4	6.6740	0.1114	2902.4	6.5454
260	0.2379	2965.2	6.9680	0.1810	2954.7	6.8316	0.1453	2943.6	6.7198	0.1144	2925.1	6.5941
270	0.2430	2987.2	7.0088	0.1850	2977.5	6.8740	0.1487	2967.3	6.7633	0.1172	2931.1	6.6406
280	0.2480	3009.0	7.0485	0.1890	3000.0	6.9151	0.1521	2990.6	6.8053	0.1200	2977.5	6.6851
290	0.2530	3030.6	7.0873	0.1930	3022.2	6.9550	0.1554	3013.5	6.8471	0.1228	3001.5	6.7281
300	0.2580	3052.1	7.1251	0.1969	3044.3	6.9938	0.1587	3036.2	6.8873	0.1255	3025.0	6.7696
310	0.2629	3073.5	7.1622	0.2008	3066.2	7.0317	0.1619	3058.6	6.9261	0.1282	3048.2	6.8097
320	0.2678	3094.9	7.1984	0.2046	3088.0	7.0687	0.1651	3080.9	6.9639	0.1308	3071.2	6.8487
330	0.2727	3116.1	7.2340	0.2084	3109.6	7.1049	0.1683	3102.9	7.0008	0.1334	3093.8	6.8866
340	0.2776	3137.4	7.2689	0.2123	3131.2	7.1404	0.1714	3124.9	7.0369	0.1360	3116.3	6.9235
350	0.2824	3158.5	7.3031	0.2160	3152.7	7.1751	0.1745	3146.7	7.0723	0.1386	3138.6	6.9596
360	0.2873	3179.7	7.3368	0.2198	3174.1	7.2093	0.1777	3168.5	7.1069	0.1411	3160.8	6.9950
370	0.2921	3200.9	7.3700	0.2236	3195.6	7.2429	0.1808	3190.2	7.1409	0.1436	3182.9	7.0296
380	0.2969	3222.0	7.4027	0.2273	3217.0	7.2759	0.1838	3211.8	7.1743	0.1461	3204.9	7.0635
390	0.3017	3243.2	7.4348	0.2311	3238.3	7.3084	0.1869	3233.4	7.2071	0.1486	3226.8	7.0968
400	0.3065	3264.4	7.4665	0.2348	3259.7	7.3404	0.1900	3255.0	7.2394	0.1511	3248.7	7.1296
410	0.3113	3285.6	7.4978	0.2385	3281.1	7.3720	0.1930	3276.6	7.2711	0.1536	3270.5	7.1618
420	0.3160	3306.9	7.5287	0.2422	3302.5	7.4031	0.1961	3298.2	7.3026	0.1561	3292.4	7.1935
430	0.3208	3328.1	7.5592	0.2459	3324.0	7.4338	0.1991	3319.8	7.3339	0.1585	3314.2	7.2247
440	0.3256	3349.3	7.5893	0.2496	3345.4	7.4641	0.2021	3341.4	7.3641	0.1610	3336.0	7.2553
450	0.3303	3370.8	7.6190	0.2533	3366.9	7.4940	0.2051	3363.0	7.3942	0.1634	3357.8	7.2859
460	0.3350	3392.2	7.6484	0.2570	3388.3	7.5236	0.2082	3384.7	7.4241	0.1659	3379.7	7.3159
470	0.3398	3413.6	7.6775	0.2606	3410.0	7.5528	0.2112	3406.4	7.4539	0.1683	3401.5	7.3453
480	0.3445	3435.1	7.7062	0.2643	3431.6	7.5817	0.2142	3428.1	7.4834	0.1707	3423.4	7.3748
490	0.3492	3456.7	7.7346	0.2680	3453.3	7.6102	0.2172	3449.9	7.5121	0.1731	3445.3	7.4037
500	0.3540	3478.3	7.7627	0.2716	3475.0	7.6385	0.2202	3471.7	7.5395	0.1756	3467.3	7.4323
510	0.3587	3499.9	7.7905	0.2753	3496.7	7.6664	0.2231	3493.5	7.5670	0.1780	3489.3	7.4605
520	0.3634	3521.6	7.8181	0.2789	3518.5	7.6941	0.2261	3515.4	7.5954	0.1804	3511.3	7.4883
530	0.3681	3543.4	7.8454	0.2826	3540.4	7.7215	0.2291	3537.4	7.6229	0.1828	3533.4	7.5161
540	0.3728	3565.2	7.8724	0.2862	3562.3	7.7486	0.2321	3559.4	7.6501	0.1851	3555.5	7.5433
550	0.3775	3587.1	7.8991	0.2898	3584.3	7.7754	0.2351	3581.4	7.6770	0.1876	3577.6	7.5706
560	0.3822	3609.0	7.9255	0.2935	3606.3	7.8020	0.2380	3603.5	7.7037	0.1900	3599.9	7.5974
570	0.3869	3631.0	7.9517	0.2971	3628.4	7.8284	0.2410	3625.7	7.7301	0.1924	3622.1	7.6240
580	0.3916	3653.1	7.9777	0.3007	3650.5	7.8545	0.2440	3647.9	7.7561	0.1947	3644.4	7.6503
590	0.3963	3675.2	8.0035	0.3044	3672.7	7.8803	0.2470	3670.2	7.7813	0.1971	3666.8	7.6763
600	0.4010	3697.4	8.0291	0.3080	3695.0	7.9060	0.2500	3692.5	7.8060	0.1995	3689.2	7.7022
610	0.4057	3719.7	8.0545	0.3116	3717.3	7.9314	0.2528	3714.9	7.8313	0.2019	3711.7	7.7278
620	0.4104	3742.0	8.0799	0.3152	3739.6	7.9566	0.2558	3737.3	7.8568	0.2043	3734.2	7.7531
630	0.4150	3764.3	8.1045	0.3188	3762.1	7.9815	0.2587	3759.8	7.8818	0.2066	3756.8	7.7783
640	0.4197	3786.8	8.1292	0.3225	3784.6	8.0063	0.2617	3782.4	7.9060	0.2090	3779.4	7.8032
650	0.4244	3809.3	8.1537	0.3261	3807.1	8.0300	0.2646	3805.0	7.9333	0.2114	3802.1	7.8279
660	0.4291	3831.8	8.1780	0.3297	3829.7	8.0532	0.2676	3827.7	7.9577	0.2137	3824.9	7.8524
670	0.4337	3854.4	8.2021	0.3333	3852.4	8.0764	0.2705	3850.4	7.9819	0.2161	3847.7	7.8767
680	0.4384	3877.1	8.2261	0.3369	3875.1	8.1034	0.2734	3873.2	8.0060	0.2185	3870.6	7.9009
690	0.4431	3900.9	8.2498	0.3405	3897.9	8.1272	0.2764	3896.0	8.0298	0.2208	3893.5	7.9248
700	0.4477	3922.7	8.2734	0.3441	3920.8	8.1508	0.2793	3918.9	8.0535	0.2232	3916.5	7.9485
710	0.4524	3944.5	8.2967	0.3477	3943.7	8.1742	0.2822	3941.0	8.0770	0.2255	3939.5	7.9721
720	0.4571	3966.5	8.3199	0.3513	3966.7	8.1973	0.2852	3964.0	8.1003	0.2279	3962.6	7.9954
730	0.4617	3991.4	8.3430	0.3549	3989.7	8.2206	0.2881	3988.0	8.1234	0.2302	3985.7	8.0186
740	0.4664	4014.5	8.3658	0.3585	4012.8	8.2435	0.2910	4011.2	8.1464	0.2326	4009.0	8.0417
750	0.4710	4037.6	8.3885	0.3621	4036.0	8.2662	0.2940	4034.4	8.1691	0.2349	4032.7	8.0645

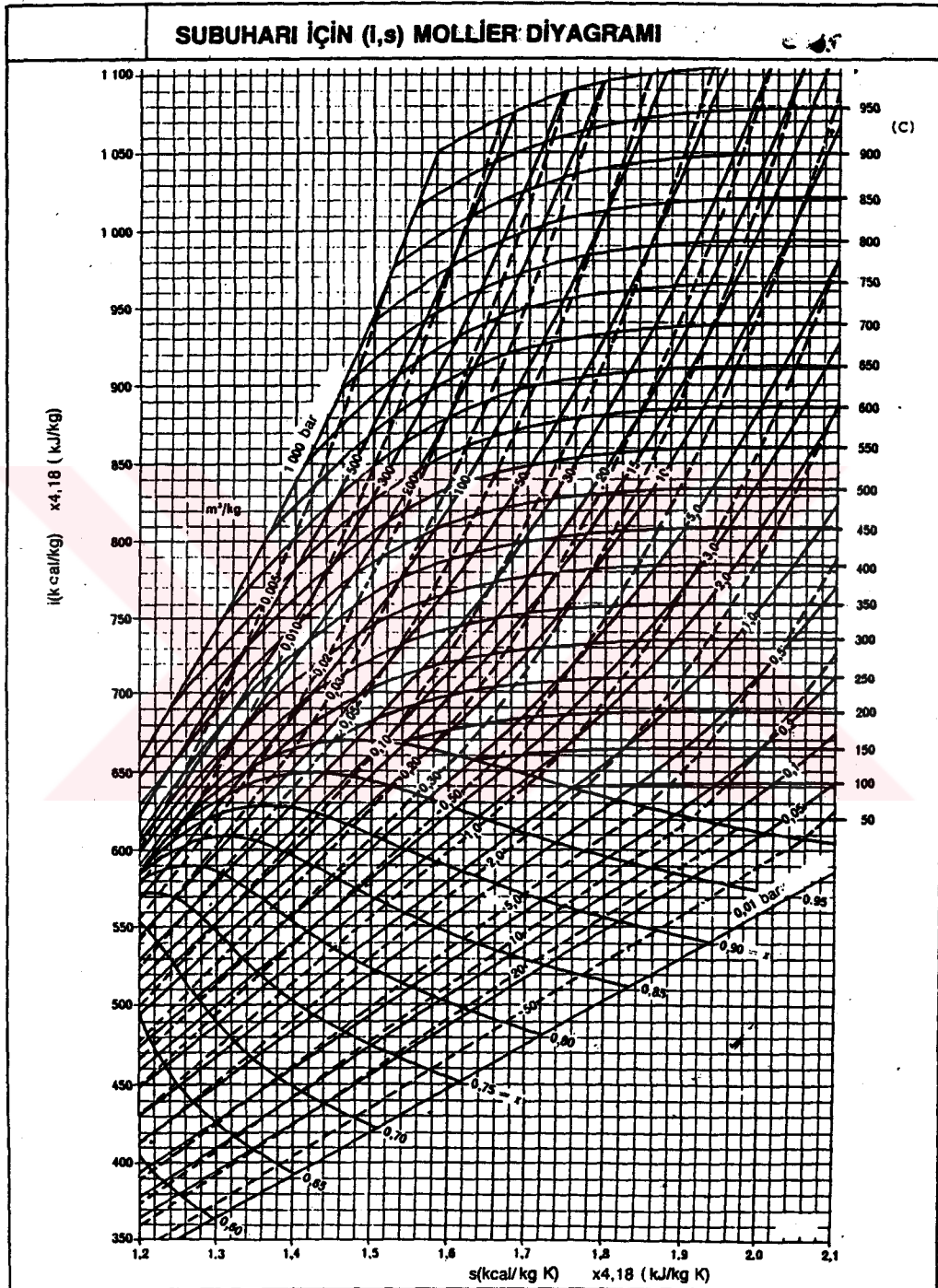
KIZGIN SUBUHARI TABLOSU (Devam)

T C	25 bar $t_s = 223,94$ C			28 bar $t_s = 242,54$ C			50 bar $t_s = 261,91$ C			70 bar $t_s = 283,79$ C		
	v''	i''	s''	v''	i''	s''	v''	i''	s''	v''	i''	s''
	0,07991	1800,9	6,2536	0,03703	2802,0	6,1228	0,03943	2794,2	5,9735	0,02737	2773,5	5,8162
200	0,0011533	852,8	2,3292	0,0011543	853,2	2,3276	0,0011530	853,8	2,3253	0,0011510	854,6	2,3222
210	0,0011710	807,9	2,4237	0,0011708	808,3	2,4220	0,0011691	808,8	2,4194	0,0011669	809,3	2,4161
220	0,0011807	943,7	2,5173	0,0011885	944,0	2,5156	0,0011866	944,4	2,5129	0,0011841	945,0	2,5092
230	0,001163	1220,1	2,6200	0,0012077	990,4	2,6087	0,0012059	990,7	2,6057	0,0012028	991,1	2,6018
240	0,001436	2850,3	6,3517	0,0012288	1037,6	2,7017	0,0012264	1037,8	2,6984	0,0012233	1038,0	2,6940
250	0,00899	2870,5	6,4077	0,05860	2828,1	6,1731	0,0012491	1085,8	2,7910	0,0012458	1085,8	2,7862
260	0,008931	2907,4	6,4605	0,00082	2861,3	6,2300	0,0012750	1134,3	2,8840	0,0012708	1134,6	2,8787
270	0,009106	2934,3	6,5104	0,00284	2892,7	6,2944	0,04053	2318,9	6,0192	0,0012988	1184,7	2,9718
280	0,009433	2960,3	6,5580	0,00477	2922,6	6,3490	0,04222	2856,9	6,0866	0,0013307	1236,7	3,0663
290	0,009665	2985,7	6,6034	0,00663	2951,3	6,4004	0,04380	2892,2	6,1519	0,02802	2794,1	3,8530
300	0,009891	3010,4	6,6470	0,00842	2979,0	6,4491	0,04530	2925,3	6,2105	0,02946	2839,4	5,9327
310	0,10115	3034,7	6,6890	0,07017	3005,7	6,4954	0,04673	2957,0	6,2651	0,03076	2880,3	6,0037
320	0,10133	3058,6	6,7290	0,07187	3031,8	6,5390	0,04810	2987,2	6,3163	0,03198	2918,3	6,0681
330	0,10151	3082,1	6,7689	0,07354	3057,2	6,5821	0,04942	3016,1	6,3647	0,03312	2953,0	6,1272
340	0,10174	3105,3	6,8071	0,07517	3082,0	6,6230	0,05070	3044,1	6,4106	0,03420	2987,0	6,1820
350	0,101975	3128,2	6,8442	0,07678	3106,5	6,6626	0,05194	3071,2	6,4543	0,03523	3021,7	6,2333
360	0,11184	3151,0	6,8804	0,07836	3130,0	6,7009	0,05310	3097,0	6,4960	0,03623	3049,1	6,2817
370	0,11391	3173,0	6,9158	0,07992	3154,3	6,7381	0,05425	3122,4	6,5371	0,03719	3078,4	6,3270
380	0,11597	3195,1	6,9505	0,08140	3177,8	6,7744	0,05531	3148,5	6,5762	0,03812	3100,7	6,3714
390	0,11801	3218,4	6,9845	0,08289	3201,1	6,8097	0,05636	3173,7	6,6140	0,03903	3124,3	6,4133
400	0,12004	3240,7	7,0178	0,08439	3224,2	6,8443	0,05739	3198,1	6,6508	0,03992	3148,2	6,4536
410	0,12206	3262,9	7,0505	0,08590	3247,1	6,8781	0,05841	3222,1	6,6866	0,04079	3172,6	6,4923
420	0,12407	3285,0	7,0827	0,08748	3270,0	6,9113	0,05941	3246,6	6,7213	0,04165	3197,4	6,5301
430	0,12607	3307,1	7,1143	0,08906	3292,7	6,9439	0,06040	3270,4	6,7559	0,04249	3222,0	6,5666
440	0,12806	3329,2	7,1455	0,09063	3315,4	6,9759	0,06138	3294,0	6,7900	0,04331	3246,2	6,6022
450	0,13004	3351,3	7,1763	0,09220	3338,0	7,0074	0,06235	3317,1	6,8217	0,04414	3270,4	6,6368
460	0,13202	3373,3	7,2066	0,09374	3360,3	7,0384	0,06331	3340,1	6,8533	0,04494	3294,1	6,6707
470	0,13399	3395,4	7,2365	0,09528	3382,1	7,0689	0,06427	3362,4	6,8853	0,04571	3318,1	6,7033
480	0,13596	3417,5	7,2660	0,09682	3405,0	7,0990	0,06522	3384,7	6,9164	0,04648	3342,4	6,7352
490	0,13792	3439,6	7,2952	0,09830	3427,1	7,1287	0,06616	3406,3	6,9469	0,04721	3366,5	6,7660
500	0,13987	3461,7	7,3240	0,09990	3450,0	7,1580	0,06709	3427,7	6,9770	0,04790	3390,6	6,7953
510	0,14182	3483,9	7,3525	0,10051	3473,1	7,1860	0,06802	3448,7	7,0067	0,04856	3414,3	6,8230
520	0,14377	3506,1	7,3800	0,10113	3495,0	7,2135	0,06895	3469,3	7,0360	0,04920	3438,3	6,8503
530	0,14571	3528,3	7,4085	0,10175	3516,8	7,2408	0,06987	3489,9	7,0648	0,04982	3462,1	6,8761
540	0,14765	3550,6	7,4360	0,10237	3538,0	7,2717	0,07079	3510,3	7,0934	0,05044	3485,9	6,9015
550	0,14958	3572,9	7,4633	0,10301	3559,4	7,3003	0,07170	3530,0	7,1215	0,05109	3509,6	6,9265
560	0,15151	3595,2	7,4903	0,10357	3580,0	7,3266	0,07261	3549,0	7,1494	0,05164	3529,6	6,9511
570	0,15344	3617,6	7,5170	0,10410	3600,7	7,3537	0,07352	3568,1	7,1769	0,05218	3549,1	6,9751
580	0,15537	3640,1	7,5434	0,10463	3621,4	7,3804	0,07442	3587,2	7,2042	0,05271	3568,1	7,0003
590	0,15729	3662,6	7,5697	0,10517	3642,1	7,4069	0,07532	3606,3	7,2311	0,05324	3587,2	7,0252
600	0,15921	3685,1	7,5956	0,10571	3662,9	7,4332	0,07622	3625,3	7,2578	0,05377	3606,2	7,0500
610	0,16112	3707,7	7,6213	0,10624	3683,7	7,4592	0,07711	3644,3	7,2842	0,05429	3625,3	7,0747
620	0,16304	3730,3	7,6468	0,10677	3704,5	7,4849	0,07800	3663,3	7,3103	0,05481	3644,3	7,1016
630	0,16495	3753,0	7,6721	0,10730	3725,3	7,5104	0,07889	3682,3	7,3362	0,05532	3663,3	7,1286
640	0,16686	3775,8	7,6971	0,10782	3746,1	7,5357	0,07978	3701,3	7,3618	0,05583	3682,3	7,1561
650	0,16876	3798,6	7,7220	0,10834	3766,9	7,5607	0,08067	3720,3	7,3872	0,05634	3701,3	7,1840
660	0,17067	3821,4	7,7466	0,10885	3787,7	7,5855	0,08156	3739,3	7,4124	0,05684	3720,3	7,2130
670	0,17257	3844,3	7,7710	0,10936	3808,5	7,6102	0,08245	3758,3	7,4373	0,05734	3739,3	7,2430
680	0,17447	3867,3	7,7952	0,10987	3829,3	7,6348	0,08334	3777,3	7,4620	0,05783	3758,3	7,2740
690	0,17637	3890,3	7,8192	0,11037	3850,1	7,6594	0,08423	3796,3	7,4865	0,05832	3777,3	7,3060
700	0,17826	3913,4	7,8431	0,11086	3870,9	7,6838	0,08512	3815,3	7,5108	0,05881	3796,3	7,3400
710	0,18016	3936,5	7,8667	0,11135	3891,7	7,7080	0,08601	3834,3	7,5349	0,05929	3815,3	7,3760
720	0,18206	3959,7	7,8902	0,11183	3912,5	7,7320	0,08690	3853,3	7,5589	0,05977	3834,3	7,4140
730	0,18396	3982,9	7,9134	0,11231	3933,3	7,7557	0,08779	3872,3	7,5824	0,06024	3853,3	7,4540
740	0,18583	4006,2	7,9365	0,11279	3954,1	7,7790	0,08868	3891,3	7,6059	0,06071	3872,3	7,4960
750	0,18772	4029,5	7,9595	0,11326	3974,9	7,8020	0,08957	3910,3	7,6292	0,06118	3891,3	7,5400

KIZIĞIN SUBUHARI TABLOSU (Nevam)

T C	100 bar T _v = 310,96 C			150 bar T _v = 342,13 C			200 bar T _v = 395,70 C			250 bar		
	v''	i''	s''	v''	i''	s''	v''	i''	s''	v	i	s
	0,01804	1272,7	5,6198	0,01034	1613,0	5,3178	0,005877	2418,4	4,9412			
200	0,001140c	355,9	2,3770	0,0011433	358,1	2,3102	0,0011397	360,4	2,3030	0,0011343	362,3	2,2960
210	0,001160c	900,7	2,4112	0,0011584	902,6	2,4032	0,0011531	904,6	2,3954	0,0011457	906,8	2,3879
220	0,001180c	945,9	2,3039	0,0011748	947,6	2,4953	0,0011603	949,3	2,4870	0,0011640	951,2	2,4790
230	0,0011988	991,3	2,3960	0,0011924	993,1	2,5397	0,0011863	994,3	2,5376	0,0011805	996,0	2,5300
240	0,0012188	1037,4	2,6577	0,0012113	1030,2	2,6773	0,0012047	1040,3	2,6677	0,0011983	1041,3	2,6583
250	0,0012400	1085,8	2,7792	0,0012324	1086,2	2,7681	0,0012227	1096,7	2,7574	0,0012173	1087,3	2,7472
260	0,0012624	1134,2	2,3709	0,0012553	1133,9	2,9585	0,0012470	1134,0	2,9468	0,0012354	1134,2	2,9357
270	0,0012917	1183,0	2,9631	0,0012807	1182,8	2,9493	0,0012706	1182,1	2,9363	0,0012612	1181,8	2,9241
280	0,0013221	1235,0	3,0993	0,0013090	1232,9	3,0407	0,0012971	1231,4	3,0262	0,0012863	1230,3	3,0126
290	0,0013570	1287,9	3,1512	0,0013411	1284,6	3,1333	0,0013269	1282,9	3,1169	0,0013141	1280,0	3,1017
300	0,0013970	1343,4	3,2458	0,0013779	1338,2	3,2277	0,0013606	1334,3	3,2085	0,0013433	1331,1	3,1916
310	0,0014427	1402,2	3,3395	0,0014212	1394,3	3,3230	0,0013994	1388,6	3,3028	0,0013807	1383,9	3,2829
320	0,01926	2753,3	5,7145	0,0014736	1454,3	3,4207	0,0014431	1443,6	3,3998	0,0014214	1438,9	3,3764
330	0,02042	2836,5	5,8032	0,0015402	1510,4	3,5233	0,0015004	1506,4	3,5013	0,0014804	1496,7	3,4730
340	0,02147	2883,4	5,8803	0,0016324	1593,3	3,6271	0,0015704	1572,3	3,6100	0,0015273	1558,3	3,5743
350	0,02242	2923,8	5,9499	0,01146	2694,8	5,1467	0,0016662	1647,2	3,7208	0,0016000	1623,1	3,6824
360	0,02331	2964,8	6,0110	0,01296	2770,8	5,2677	0,001827	1742,9	3,8355	0,001698	1701,1	3,8036
370	0,02414	3001,3	6,0682	0,01348	2833,6	5,3662	0,0020008	2327,0	5,1117	0,0018352	1788,8	3,9411
380	0,02493	3033,7	6,1213	0,01428	2887,7	5,4497	0,0022246	2660,2	5,3165	0,0022240	1941,0	4,1737
390	0,02568	3068,5	6,1711	0,01500	2933,7	5,5225	0,0025181	2749,3	5,4320	0,0026009	2391,3	4,8599
400	0,02641	3099,0	6,2182	0,01566	2979,1	5,5876	0,0028947	2820,3	5,5585	0,0030614	2582,0	5,1433
410	0,02711	3130,3	6,2620	0,01628	3019,3	5,6459	0,0033681	2880,4	5,6870	0,0036887	2691,3	5,3069
420	0,02779	3159,7	6,3057	0,01686	3057,0	5,6986	0,0039420	2932,9	5,7232	0,0043750	2774,1	5,4271
430	0,02846	3188,3	6,3487	0,01741	3092,7	5,7457	0,0046174	2980,2	5,7591	0,0051728	2842,3	5,5252
440	0,02911	3216,2	6,3861	0,01794	3126,9	5,7870	0,0054224	3023,7	5,7923	0,0060906	2901,7	5,6087
450	0,02974	3243,6	6,4243	0,01845	3159,7	5,8268	0,0063571	3064,3	5,8260	0,0071471	2954,3	5,6821
460	0,03036	3270,3	6,4612	0,01895	3191,5	5,8640	0,0074315	3102,7	5,8616	0,0083609	3002,3	5,7479
470	0,03098	3297,0	6,4971	0,01943	3222,3	5,8982	0,0086558	3139,2	5,8952	0,0097502	3046,7	5,8060
480	0,03158	3323,2	6,5321	0,01989	3252,4	5,9304	0,0100409	3174,4	5,9281	0,0112941	3088,3	5,8569
490	0,03217	3349,0	6,5661	0,02033	3281,8	5,9612	0,0115939	3208,3	5,9608	0,0130178	3128,1	5,9102
500	0,03276	3374,6	6,5994	0,02076	3310,6	5,9907	0,0133177	3241,1	5,9936	0,0149113	3165,9	5,9653
510	0,03334	3400,0	6,6320	0,02118	3338,9	6,0190	0,0151914	3273,1	6,0267	0,0170752	3202,3	6,0122
520	0,03391	3425,1	6,6640	0,02159	3366,8	6,0464	0,0172251	3304,2	6,0592	0,0195180	3237,5	6,0568
530	0,03448	3450,2	6,6953	0,02200	3394,3	6,0738	0,0194286	3334,7	6,0914	0,0222421	3271,3	6,0995
540	0,03504	3475,1	6,7261	0,02240	3421,4	6,1005	0,0218181	3364,7	6,3013	0,0252422	3304,7	6,1403
550	0,03560	3499,8	6,7564	0,02279	3448,3	6,1263	0,0243855	3394,1	6,3374	0,0284772	3337,0	6,1801
560	0,03615	3524,3	6,7863	0,02317	3475,0	6,1515	0,0271488	3423,0	6,3724	0,0319501	3368,7	6,2183
570	0,03670	3549,2	6,8156	0,02354	3501,4	6,1761	0,0301181	3451,6	6,4065	0,0356730	3399,7	6,2553
580	0,03724	3573,7	6,8446	0,02391	3527,7	6,2000	0,0333023	3479,9	6,4398	0,0396588	3430,3	6,2913
590	0,03778	3598,2	6,8731	0,02429	3553,8	6,2243	0,0367485	3507,8	6,4724	0,0439136	3460,3	6,3263
600	0,03832	3622,7	6,9013	0,02468	3579,8	6,2484	0,0404681	3535,5	6,5043	0,0484473	3489,9	6,3604
610	0,03883	3647,1	6,9292	0,02507	3605,6	6,2723	0,0444647	3563,0	6,5356	0,0532830	3518,1	6,3934
620	0,03930	3671,6	6,9567	0,02545	3631,4	6,2959	0,0487478	3590,3	6,5663	0,0584405	3548,1	6,4263
630	0,03991	3696,0	6,9838	0,02582	3657,1	6,3193	0,0533494	3617,4	6,5965	0,0639491	3576,7	6,4583
640	0,04044	3720,4	7,0107	0,02620	3682,7	6,3427	0,0582934	3644,3	6,6261	0,0698317	3605,2	6,4894
650	0,04096	3744,7	7,0373	0,02657	3708,3	6,3659	0,0635197	3671,1	6,6554	0,0760942	3633,4	6,5203
660	0,04148	3769,1	7,0635	0,02714	3733,8	6,3870	0,0690690	3697,9	6,6841	0,0827530	3661,4	6,5504
670	0,04200	3793,5	7,0895	0,02750	3759,2	6,4074	0,0749825	3724,5	6,7125	0,0898391	3689,2	6,5801
680	0,04252	3817,9	7,1153	0,02787	3784,7	6,4279	0,0812854	3751,0	6,7405	0,0973615	3716,9	6,6093
690	0,04303	3842,3	7,1408	0,02823	3810,1	6,4474	0,0879983	3777,4	6,7681	0,010539	3744,5	6,6381
700	0,04355	3866,8	7,1660	0,02859	3835,4	6,4666	0,0950511	3803,8	6,7953	0,011663	3771,0	6,6664
710	0,04406	3891,2	7,1910	0,02894	3860,8	6,4856	0,0102330	3830,1	6,8222	0,012877	3797,2	6,6944
720	0,04457	3915,6	7,2157	0,02929	3886,1	6,5043	0,0116770	3856,4	6,8488	0,0141710	3823,5	6,7210
730	0,04507	3940,1	7,2402	0,02965	3911,5	6,5229	0,0131955	3882,6	6,8751	0,0155433	3849,6	6,7471
740	0,04558	3964,6	7,2645	0,02991	3936,8	6,5413	0,0147922	3908,8	6,9011	0,0170056	3875,7	6,7720
750	0,04608	3989,1	7,2886	0,03036	3962,1	6,5596	0,0164700	3935,0	6,9267	0,0185770	3901,7	6,8023

EK 4



EK 5

NOT: EK 5 'TE BU SAYFADAN SONRA KULLANILAN EK NUMARALARI SADECE EK 5 İÇİNDİR !

150 t/h'lık

KAZAN TESİSİNİN

FİAT TESPİT ÇALIŞMALARI

150 t/h Kazan Tesisi

MALİYET ve SATIŞ FİYAT İÇMAL TABLOSU

İş ve Masraf Grupları	Şantiye Teslimi Çıplak Maliyet	Montaj Bedeli	Direkt Maliyet
1. Kazan Mekanik Kısımları ve Ekipmanları (Çıplak EKO. Dahil)	1.772.464\$ (EK-A)	360.000\$ (EK-B)	2.132.464 \$
2. Elektrik İşleri	38.600 \$ (EK-C)	8.780 \$ (EK-D)	47.380 \$
3. Enstrüman ve Kontrol Sistemleri	554.500 \$ (EK-E)	19.480 \$ (EK-F)	621.360 \$
4. Mühendislik Hizmetleri Tutarı	-	-	188.200 \$ (EK-G)
5. Testler ve Devreye Alma	-	-	30.000 \$ (EK-H)
6. Yabancı Uzman (30 gün)	-	-	40.000 \$ (EK -I)
Direkt Maliyet Tutarı	2.366.375 \$	388.260 \$	Σ 3.059.404 \$
Endirekt Giderler (EK-K/1)	-	-	700.000 \$
Şirketin Genel Masraf Hissesi ve Öngörülemeyen Masraflar (EK-K/2)	-	-	600.000\$
Karşız Toplam Fiyat (Maliyet)			Σ 4.630.199 \$
Kar (Brüt) [-%15 Satış Fiyatından]			740.596 \$
Satış Fiyatı			Σ 5.100.000 \$
Fiatlara KDV Dahil Değildir			

KAZAN MEKANİK KISIMLARININ MALZEME ve EKİPMAN FİYAT İÇMALİ

EKA-

Malzeme ve Ekipman Cinsi	Malzeme Fiyatı FOB-Liman	Nakliye ,Sigorta v.s. Masraf Faktörü	İmalat Fabrikasına Teslim Fiyatı	İmalat Tutarı	İmal Edilmiş Fiyat (Malzeme+İmalat)
EK-1 Buhar ve Su Domu (Mlz.+İmalat)	180.350 \$	x 1.15 =	-	-	207.402 \$
EK-1 Basınçlı Kısımlar (2 Dom hariç)	81.612 \$	x 1.15 =	93.854 \$	302.670 \$ (EK-1A)	396.524 \$
EK-2 Basımsız Metal Kısımlar	31.820 \$	x 1.15 =	36.593 \$	14.832 \$ (EK-2)	51.425 \$
EK-3 Hava ve Gaz Kanalları	2.570 \$	x 1.15 =	2.956 \$	2.950 \$ (EK-3)	5.906 \$
EK-4 İzole ve Sac (Altı.) Kaplama	15.418 \$	x 1.15 =	17.731 \$	Kazan Montaj Fiyatına Dahil	17.731 \$
EK-5 Ateş Tuğlası ve Refraktör	58.377 \$	x 1.15 =	67.134 \$	" "	67.134 \$
EK-6 Blöf Tankı	600 \$	x 1.15 =	690 \$	650 \$ (EK-6)	1.340 \$
EK-7 Kazan Ekipmanları (Mlz.+İmalat)	595.808 \$	x 1.15 =	-	-	685.180 \$
Hava Fanı ve Türbini, Brülörler, Kurum Üfleme Cihazları, Emniyet Vanaları, Buharlı Hava Ön Istıscısı.	Satın Alınacak Kazan Yabancı Ekipmanların Üzerine %10 Emniyet Payı (595.808 \$ x0.10=59.581\$)				60.000 \$
EK-8 Kazan ve EKO üzerindeki Dış borulama ve Valfler (Mlz.+İmalat)	49.681 \$	x 1.15 =	-	-	57.135 \$
EK-9 Çıplak Borulu Ekonomizör					Σ 1.549.780 \$
EK-10 Şantiyeye Nakliye (İst.-İzmir/Aliağa) Şantiye (Aliağa) Teslimi (Kazan+Çıplak Borulu) Eko. Bedeli					+ Σ 183.234 \$ Σ 1.733.014 \$
					+ Σ 39.450 \$ Σ 1.772.464 \$

Not:EK-1 ila EK-10,EK-K'dan sonra verilmiştir.

EK-B**Montaj Bedeli**

Bütün Mekanik Kısımlar, Refraktör, İzole ve Sac Kaplama Dahil.....Σ360.000 \$

(Atlantik Firmasının 22.11.1999 Tarihli Teklifi)

EK-C

Elektrik İşleri Götürü Malzeme Bedeli..... Σ 38.600 \$

(Not:Toplam Tutarı: 45.370 \$ Olan Benzeri Bir İşten Kıyaslama İle Alındı.)

Kapsamı:

-Güç Verme Sistemi (Power Supply System)

-Topraklama Sistemi

-Aydınlatma Sistemi

-Yıldırımda Koruma Sistemi

-Yangın Alarm Sistemi

-Saha Haberleşme Sistemi

EK-D

Elektrik İşleri Montaj Bedeli.....8.780 \$

Σ 2.510 Adam x Saat x 3.5 \$ / (Adam x Saat) ≅ 8.780 \$

EK-E

Enstrüman ve Kontrol Sistemleri Malzeme Bedeli.....554.500 \$

(Toplam Tutarı 854.480 \$ Olan Benzeri Bir İşten Kıyaslama İle Alındı.)

Kapsamı:

- DCS Sistemi Malzemeleri
- Kesintisiz Güç Kaynağı (UPS)
- Enstrüman Malzemeleri
- Enstrüman Kabloları
- Kablo Güzergah Malzemeleri
- Lokal Brülör Kontrol Paneli

EK-F

Enstrüman ve Kontrol Sistemleri Montaj Bedeli..... 19.480 \$

$\Sigma 5.565 \text{ Adam} \times \text{Saat} \times 3.5 \text{ \$} / (\text{Adam} \times \text{Saat}) \cong 19.480 \text{ \$}$

EK-G**A) Mühendislik Hizmetleri Tutarları**

1. Uzman Kazan Firması Mühendislik Bedeli (~250.000 DM)..... 115.000 \$
2. 160 Adet İmalat Resminin Hazırlanması..... 40.000 \$
3. Elektrik İşleri Mühendisliği..... 7.250 \$
4. Enstrüman ve Kontrol Sistemleri Mühendisliği..... 25.950 \$

Toplam: $\Sigma 188.200 \text{ \$}$

EK-H**B) Testler ve İşletmeye Alma**

İşçilik: $\Sigma 6.000 (A \times S) \times 3,5 \text{ \$} / A \times S = \dots \Sigma 21.000 \text{ \$}$

Malzeme..... 9.000 \$

Toplam: $\Sigma 30.000 \text{ \$}$

EK-I**Kazanın Devreye Alınmasında Yabancı Uzman**

30 Gün Kabul Edildi x 1.000 \$ /Gün	Σ 30.000 \$
Uçak ,Yol Parası Gidiş-Dönüş	Σ 3.000 \$
Otel ;30 Gün x 150 \$/Gün	Σ 4.500 \$
Muhtelif Diğer Masraflar	Σ 2.500 \$
Toplam	Σ 40.000 \$

EK-K**1)- En direkt Giderler**

-Şantiye Genel Giderleri

-Şantiye Ofisi Kurulması

-Şantiye Personeli

-Yönetici Personel Seyahatleri

-Kaynakçı Testleri

-Teminat Mektupları Giderleri (Σ 27.000 \$ Toplama Dahil)

-Mukavele Masrafları

-Şantiye Sigortası

-(Benzer İşlerden Kıyaslanarak) ~Σ 700.000 \$

2)- Şirketin Genel Masraf Hissesi ve Öngörülemeyen Masraflar ~Σ 600.000 \$

(Benzeri İşlerden Kıyaslanarak Alındı.)

EK-A'DAKİ EKLERİN (EK-1 İLE EK-10'UN LİSTESİ)

EK-1 : Kazan Basınçlı Kısımlarının Malzeme Fiyatları

EK-2 : Kazan Metal Basınsız Kısımları

EK-3 : Kazan Kısmı Hava ve Gaz Kanalları

EK-4 : İzole ve Sac (Alü.) Kaplaması

EK-6 : Kazan Blöf Tankı

EK-7 : Kazan Ekipmanları

EK-8 : Kazan ve Eko. Üstü Dış Borulama ve Valfleri

EK-9 : Çıplak Borulu Ekonomizör

EK-10 : Nakliye Bedelleri

EK-1

Kazan Basınçlı Kısımlarının Malzeme Fiyatları İcmali

A) Domlar	Fab.Çıkışı Mlz. Fiyatları
1. 2-Dom (İmal Edilmiş Olarak) Fab.Çıkışı /Almanya	180.350 \$
B) Domlar Hariç Kazanın Diğer Basınçlı Kısımlar	Ex-Works /Almanya
1. İki Dom Arası. Buharlaştırma Boruları	19.520 \$
2. Ocak ve Bölme Duvarları Membran Boruları	27.258 \$
3. Ocak Duvar Boruları İçin Membran Lamaları	4.090 \$
4. Ocak Duvar Boruları İçin Kollektörler	1.959 \$
5. Buhar Kızdırıcıları Boru ve Kollektörleri	22.523 \$
6. Su Domundan Ocak Ön ve Arka Duvar Borularına Su Besleme Boruları (Supply Tubes) ile Ocak Ön, Arka ve Bölme Duvar Borularından Buhar Domuna (Su+Buhar) Karışımı Besleme Boruları (Riser Tubes)	2.175 \$
7. Doymuş Buhar İrtibat Boruları	433 \$
8. Doymuş Buhar Kolektörü	1.153 \$
9. Kızgın Buhar Soğutucusu (Attemperator)	2.345 \$
10. Su domu İçi Besi Suyu Isıtıcısı	+ 156 \$
Basınçlı Kısımların Genel Toplamı (2 x Dom Hariç)	Σ 81.612 \$
C) 2. Dom Dahil Tüm Kazan Basınçlı Kısımların Mlz. Fiyat Toplamı	Σ 261.962 \$

Buhar ve Su Domu Fıatları

Fab.Çıkışı Mlz.Fıatları	
1. Buhar Domu 1.800 ϕ mmx66 mm Kal.x11.500 mm.Boy	107.860 \$
2. Su Domu 1.100 ϕ mmx42 mm Kal.x11.500 mm Boy	72.490 \$
Su+Buhar Domu İmal Edilmiş Olarak Fabrika Çıkış Toplam Fıatı	Σ 180.350 \$

Not:Fıatlar, Almanya Siegen Fabrika Çıkış Fıatları olup Isıl İşlemlerin Yapılması ve Deliklerin Delinmesi Dahildir.

Her İki Domun Malzemesi: 19 Mn 6 'dır.

**B)-Kazanın Basınçlı Kısımları (Domlar Hariç)
Buharlaştırıcı Boruları ve Kolektör Fıatları**

Fab.Çıkışı Mlz.Fıatları	
1. Buharlaştırıcı Boruları (St 35.8.III)	
51 mm ϕ x 3,2 mm.Kal x 8,5 m Σ 8.940 m x 5 DM/m=44.700 DM	Σ 19.520 \$
2. Ocak Membran Boruları (St 35.8.III)	
57 mm ϕ x 4,5 mm.Kal x 7m Σ 138 m x 15 DM/m	Σ 885 \$ (2.025 DM)
57 mm ϕ x 4,5 mm.Kal x 8m Σ 4.000 m x 8 DM/m	Σ 13.974 \$ (32.000 DM)
57 mm ϕ x 4,5 mm.Kal x10m Σ 2.870 m x 8 DM/m	Σ 10.027 \$ (22.960 DM)
57 mm ϕ x 6,3 mm.Kal x 8m Σ 17 m x 24 DM/m	Σ 179 \$ (408 DM)
57 mm ϕ x 6,3 mm.Kal x10m Σ 38 m x 24 DM/m	Σ 399 \$ (912 DM)
Ocak Boruları Toplam Tutar	Σ 27.258
Ocak Ön ve Arka Duvar ve Bölme Boru Duvarı giriş ve Çıkış Kolektörleri	
168,3 mm ϕ x14,5 mm.Kal x Σ 39 m (St.35.8.III) x115DM/m	Σ 1.959 \$ (4.485 DM)
Ocak Boruları Membrane Lamaları	
18 mm x 6 mm Kal.(15 Mo 3) Σ 7.675 m \rightarrow 6.525 Kg Ağırlık;(7.675 m x 0,85 Kg/m) = 6.525 Kg x1.435 DM/Kg	Σ 4.090 \$ (9.365 DM)

3. 1. ve 2. Kızdırıcı Boruları ve Kolektörleri	
38 mm ϕ x 3,6 mm.Kal x ~11.000 mm (St 35.8.III) Σ 1.545 m x 4,15 DM/m	Σ 2.800 \$ (6.112 DM)
38 mm ϕ x 3,6 mm.Kal x ~11.000 mm (15 Mo 3) Σ 6.415 m x 5,45 DM/m	Σ 15.268 \$ (34.962 DM)
1. S/H giriş Koll. 323,9 mm x 16 mm.Kal.(St 35.8.III) Σ 12 m x 220 DM/m	Σ 1.153 \$ (2.640 DM)
1.ve 2.S/H. Koll (Σ 3 adet) 323,9 mm x16mm. Kal.(15Mo3) Σ 27 m x 280 DM/m	Σ 3.302 \$ (7.560 DM)
Buhar Kızdırıcı Komple Mlz. (Borular + Kolektör)Toplamı	Σ 22.523 \$
4. Supply ve Riser Tubes	
76,1 mm ϕ x 4 mm.Kal x 7.000 mm (St 35.8.III) Σ 415 m x12 DM/m	Σ 2.175 \$ (4.980 DM)

5. Doymuş Buhar Kolektörü	
323,9 mm ϕ x 16 mm.Kal x 11.500 mm (St 35.8.III) Σ 12 m x 220 DM/m	Σ 1.153 \$ (2.640 DM)
6. Doymuş Buhar İrtibat Boruları	
114,3 x 5 mm.Kal x 1 m (St 35.8.III) Σ 30 m x 33 DM/m	Σ 433 \$ (990 DM)
Kızgın Buhar Soğutucusu ve Besi Suyu Isıtıcısı	
7. Kızgın Buhar Soğutucusu (Attemperatör)	
Gövde: 355,6 mm ϕ x 10 mm.Kal x 5.000 mm (15 Mo3) 85,2 Kg/m x 5 m = 450 Kg x ~4 DM/Kg	Σ 786 \$ (1.800 DM)
Koruyucu boru: 326 mm ϕ x 5 mm. Kal. x 4.000 mm (15 Mo 3) ~80 Kg/m x 4 m = 320 Kg x ~4 DM/Kg	Σ 559 \$ (1.280 DM)
Spray Kafası: ~1000 \$ (Tahmini)	1.000 \$
Kızgın Buhar Soğutucusu Toplamı	Σ 2.345 \$
8. Su Domu İçi Besi Suyu Isıtıcısı	
Boru; 33,7 mm ϕ x 3,6 mm.Kal x 10.000 mm (St 35.8.III) Σ 50 m x 4 DM/m	88 \$ (200 DM)
Boru; 114,3 mm ϕ x 5 mm. Kal x 500 mm (St 35.8.III) Σ 1 m x 40 DM/m	18 \$ (40 DM)
Aksesuarlar	50 \$
Besi Suyu Isıtıcısı Toplamı	Σ 156 \$

EK-1A (1/1)**Kazan ve Ekonomizör Basınçlı Kısımların İmalat Birim Fiyatının Tesbiti**

Oschatz-Gebze'den Alınan 09.11.1999 Tarihli Teklif:

Toplam: Σ 850.000 DM

İmalat Fiyatı Gebze Oschatz Fabrikasında Teslim Toplamı: 850.000 DM/2.2=386.500 \$	
1 Kg Başına İmalat Fiyatı: Ortalama Birim Fiyat	
KDV Hariç	
$\frac{386.500 \$}{\Sigma 226.111 Kg} \cong 1.71 \$ / Kg$	

Kazan ve Çıplak Borulu Ekonomizör İmalat Fiyatları Tutarları

1. Kazan Basınçlı Kısımlar (Dom'lar Hariç): Σ 177.000 Kg 177.000 Kg x 1,71 \$/Kg	302.670 \$
2. Çıplak Borulu Ekonomizör: Basınçlı Kısımlar Boru Aynalarına Geçirilmiş ve Yan Gövde Saçları da Konularak Eco. Bir Bütün Olarak Teslim Edilecektir. Üst ve Alt Gaz Kanalları (Davlumbazlar Hariç) 49.111 Kg x 1,71 \$/Kg	83.980 \$

EK-2 (1/2)**Kazan Metal Basınçsız Kısımları Fiyat İcmali**

	Malzeme Bedeli	İmalat Tutarı
1. Kazan Gövdesi Takviye Profilleri (Buckstays) (Σ 7,5 ton)	3.375 \$	2.625 \$
2. Kazan Adam Girişi ve Gözetleme Delikleri vs. Armatür (Σ 0,5 ton)	8.000 \$	(İmal Edilmiş Fiyat)
3. Brülör Kutusu (Burner Box) (Σ 3,5 Ton)	1.541 \$	1.959 \$
4. Kazan Saportları (Özel) (Σ 2 ton)	10.000 \$	(İmal Edilmiş Fiyat)
5. Kazan Platform ve Merdivenleri ve Ayakları (Σ 15,2 ton)	8.904	10.248 \$
Toplam	Σ 31.820 \$	Σ 14.832 \$
	Malzeme Tutarı	İmalat Tutarı
Toplam Ağırlık ≈29 Ton Alınabilir.		

Kazan Basınçsız Kısımların Fiyatları (Refraktör-İzole ve İzole Sacı Hariç)

1. Kazan Gövdesi Takviye Profilleri (Buckstays) 4 Adet 12 m. ve 1 Adet 8 m'lik 300 'lük I demiri ≈ 60 m. 121 Kg/m → ≈ 7.500 Kg x 450 \$ / Ton=3.375 \$	3.375 \$
2. Kazan Adam Girişi ve Gözetleme Delikleri (Üç Adam Girme Deliği, 10 Gözetleme Deliği)	8.000 \$
3. Brülör Kutusu 90 m ² x 39.3 Kg/m ² = 3,537 Ton →3,5370 Ton x 428 \$/Ton (5 mm. Sac)=1.541 \$	1.541 \$
4. Kazan Saportları	10.000 \$
	Σ 22.916 \$

5. Platform ve Merdivenler

1. Kazan Platformları (Toplam 9 Platform)	
1 x 0,95 m x 12,5 m = 119 m ²	
1 x 0,95 m x 1,9 m = 1.8 m ²	
1 x 0,95 m x 3,6 m = 3.5 m ²	
1 x 1,5 m x 2,3 m = 3.5 m ²	
2 x 1,20 m x 9,5 m =22.8 m ²	
1 x 2 m x 2,3 m =4.6 m ²	
2 x 1,2 m x 5 m =12.0 m ²	
	~ 168 m ² x 40 Kg/m ²

EK-2 (2/2)		
Kazan Basınçsız Kısımların Fiatları		
2. Merdiven ve Korkuluklar	~ 168 m ² x 20 Kg/m ²	Σ 3.360 Kg
3. Taşıyıcı Çelik Ayak Ağırlığı:	~ 168 m ² x 20 Kg/m ²	Σ 5.040 Kg
Ağırlık	Malzeme	İmalat
1. 6.720 Kg x	0,7 \$/ Kg = 4.704 \$ x	0,9 \$/Kg 6.048 \$
2. 3.360 Kg x	0,5 \$/Kg = 1.680 \$ x	0,5 \$/Kg 1.680 \$
3. 5.040 Kg x	0,5 \$/Kg = 2.520 \$ x	0,5 \$/Kg 2.520 \$
TOPLAM	Σ 8.904 \$	Σ 10.248 \$

Not:

- 1-)Kazan Platform Birim Ağırlığı :40 kg/m²
2-)Platform Birim Alanı Başına Merdiven ve Korkuluk Ağırlıkları :20 kg/m²
3-)Platform Birim Alanı Başına Taşıyıcı Çelik Ayak Ağırlığı :30 kg/m²

EK-3 (1/1)**Kazan Üzerindeki Hava ve Gaz Kanalları Mlz. Ve İmalat Fiyat İcmali**

1. Hava Kanalları (2,3 ton)	1.022 \$
2. Gaz Kanalları (3,6 ton)	1.548 \$
Malzeme Toplamı	Σ 2.570 \$
İmalat Fiyatı Σ 5.900 Kg x 0,5 \$/Kg	2.950 \$

Kazan Üzerindeki Kanalların Malzeme Fiyatları

1. Hava Kanalları (4 mm St 37-2 Sac) (Fan Emişinden - Brülör Kutusuna Kadar)	
Soğuk Kısım: 12 m ² Sıcak Kısım (Max. 100 °C): 15 m ² Fan Emiş Ağızı: 45 m ² 2,4 m φ x (H = 6,3 m) Toplam Alan: Σ m ²	
Σ 72 m ² x 31,4 Kg/m ² ≈ 2.300 Kg → 2.3 Ton x 444 \$ / Ton	1.022 \$
2. Gaz kanalı (5 mm H-II sac) (Kazan ile Eko. Arası Gaz Kanalı)	
Σ 90 m ² x 39,3 Kg/m ² ≈ 3.600 Kg → 3.6 Ton x 430 \$ / Ton	1.548 \$

EK-4 (1/2)

İzole ve Sac (Alü.) Kaplaması Fiyat İcmali

A) İzolasyon Malzemesi		
1. Kazan		6.500 \$
2. Brülör Kutusu		500 \$
3. Kazan-Eko Arası Gaz Kanalı		1.150 \$
4. Hava Ön Isıtıcısı ve Hava Kanalı Sıcak Kısmı		100 \$
Toplam İzolasyon Malzemesi		Σ 8.250 \$
B) İzole Sac (Alü.) Kaplama Malzemesi		
1. Kazan		5.162 \$
2. Brülör Kutusu		934 \$
3. Kazan Eko. Arası Gaz Kanalı		934 \$
4. Hava Ön Isıtıcısı ve Hava Kanalı Sıcak Kısmı		200 \$
Toplam Alü. Sac Malzemesi		Σ 7.168 \$
Genel Toplam İzole ve Alü. Sac Malzemesi		Σ 15.418 \$

İzolasyon ve Kaplaması

A-)Kazan İzole ve Sac Kaplaması Alanları

Kazan Üstü: 9,0 m x 11,40 m	102,60 m ²
Kazan Altı: 8,5 m x 11,40 m	96,90 m ²
Ocak Yan Duvar: 6,6 m x 11,40 m	75,30 m ²
Kazan Yan Duvar: 8,0 m x 11,40 m	91,20 m ²
Kazan + Ocak Arka Duvarı: 8,6 m x 7,83 m	67,40 m ²
Kazan Ön Duvar (Brülör Kutusu): 6,6 m x 5,5 m	36,30 m ²
Kazan Dış Yüzey Alanları Toplamı	470 m ²
Doymuş Buhar Kolektörleri ve Boruları	~10 m ²
Buhar Soğutucusu ve Giriş ve Çıkış Boruları	~12 m ²
Toplam Kazan İzole Alanı: Σ 470 m ² → 500 m ² Alındı.	Σ 500 m ²
Saç Kaplama Alanı %15 Fazlası Olarak Alındı.	575 m ²

B-)İzole ve Saç Kaplama Alanları: (Kazan İzole Alanı x 1.15)

	İzole Alanı	Saç Kaplama Alanı
– Kazan	500 m ² x 1,15	575 m ²
– Buharlı Hava Ön Isıtıcısı	3 m ² x 1,15	4 m ²
– Hava Kanalı Sıcak Kısmı	15 m ² x 1,15	18 m ²
– Kazan Eko. Arası Gaz Kanalı	90 m ² x 1,15	104 m ²
– Brülör Kutusu	90 m ² x 1,15	104 m ²

EK-4 (2/2)

C-)İzolasyon Malzeme Fıatları ve Tutarları

1. Kazan İzolasyonu : $\Sigma 500 \text{ m}^2$	
Taş Yünü (80 Kg/m ³), Kalınlık 100 mm. Tip: İZOCAM 650 Birim Fiyat $\cong 12.75 \text{ \$/m}^2$	
$500 \text{ m}^2 \times 12.75 \text{ \$/m}^2 = 6.375 \text{ \$}$	6.500 \$
2. Kazan-Eko. Arası Kanan İzolasyonu: $\Sigma 90 \text{ m}^2$	
Taş Yünü (80 kg/m ³), Kalınlık 100 mm. Tip: İZOCAM 650 Birim Fiyat = $12.75 \text{ \$/m}^2$	
$90 \text{ m}^2 \times 12.75 \text{ \$/m}^2 = 1.148 \text{ \$}$	1.150 \$
3. Hava Ön İstıcısı ve Hava Kanalı Sıcak Kısmı	
$3 \text{ m}^2 + 15 \text{ m}^2 = 18 \text{ m}^2$ Taş Yünü (80 Kg/m ³), Kalınlık 40 mm Tip: İZOCAM 650 $18 \text{ m}^2 \times \Sigma 5.50 \text{ \$/m}^2 = 99 \text{ \$}$	100 \$
4. Brülör Kutusu	
$\Sigma 90 \text{ m}^2$ Taş Yünü 40 mm'lik 80 Kg/m ³ $\Sigma 90 \text{ m}^2 \times 5.50 \text{ \$/m}^2 = 495 \text{ \$}$	500 \$

D-)İzolasyon Saç Kaplama Malzeme Fıatları ve Tutarları

1 mm.'lik 3003-H 26 Sertliğinde Alüminyum Levha (2.72 Kg/m²)

1. Kazan İzole Sac Kaplama mlz.	
Toplam Alan: $575 \text{ m}^2 \times 2.72 \text{ Kg/m}^2 = 1.564 \text{ Kg} \times 3.3 \text{ \$/Kg}$	5.162 \$
2. Kazan-Eko Arası Sac Kaplaması Mlz.	
Toplam Alan: $104 \text{ m}^2 \times 2.72 \text{ Kg/m}^2 = 283 \text{ Kg} \times 3.3 \text{ \$/Kg}$	934 \$
3. Buharlı Hava İstıcısı ve Hava Kanalı Sıcak Kısmı	
Toplam Alan: $4 \text{ m}^2 + 18 \text{ m}^2 = 22 \text{ m}^2 \times 2.72 \text{ kg/m}^2 = 60 \text{ Kg}$ $60 \text{ Kg} \times 3.3 \text{ \$/Kg}$	200 \$
4. Brülör Kutusu	
Toplam Alan: $104 \text{ m}^2 \times 2.72 \text{ Kg/m}^2 = 283 \text{ Kg}$ $283 \text{ Kg} \times 3.3 \text{ \$/Kg}$	934 \$
Toplam Alü. İzo.Sac Ağırlığı: $\Sigma 2.190 \text{ Kg}$ (1 mm.)	

EK-5 (1/1)**Ateş Tuğlası ve Refraktörler Fiyat İcmali**

	Fab.Çıkış Bedeli
1. Ateş Tuğlaları	3.532 \$
2. Bütün Refraktörler	54.845 \$
Toplam Tutar	Σ 58.377 \$
1. Ateş Tuğlası	9.6 ton
2. Bütün Refraktörler	155 ton
Toplam Ağırlık	~Σ 165 ton

Not:Fiatlar Rem-San/İstanbul Firmasının 10.09.1999 Tarihli Teklifinden Alınmıştır.

Refraktör Miktarı Tespiti

1. 4 Brülör Boğazına	
İç Kısım (LUPLAST X38 veya Eşdeğeri)	1.6 m ³
Dış Kısım (LUFIX FL10 veya Eşdeğeri)	6 m ³
2. Gözetleme Deliklerinde (Σ 10 adet) /LUFIX FL 35 veya Eşdeğ.)	0.3 m ³
3. Manhole ve Kapaklarında (3 adet)	
Boru Kısımlarında (LUFIX FL 35 veya Eşdeğeri)	1.5 m ³
Kapaklarda (LUFIX 36/2 veya Eşdeğeri)	0.6 m ³
4. Buhar Domu Altı Refraktörü (LUPLAST X38 veya Eşdeğeri)	2 m ³
5. Su Domu Üstü Refraktörü (LUPLAST X38 veya Eşdeğeri)	1 m ³
6. Buhar ve Su Domlarının, Ocak ve Bölme Duvarıyla Birleşme Bölgelerinde (Ön ve Arka Duvarlar Dahil)	
(LUPLAST X38 veya Eşdeğeri)	9.6 m ³
3.8 m ³ + 5 m ³ + 0.5 m ³ + 0.30 m ³	
7. Kurum Üfleme Kutularında	
(LUFIX FL35 veya Eşdeğeri)	0.7 m ³
8. Kazan Ocak Tabanı Ateş Tuğlası (AA-Kalite)	
5.475 m x 11.4 m = 62.415 m ² →65 m ² Olarak Alındı	65 m ²
Toplam 4.400 Adet AA-Kalite Ateş Tuğlası Σ 9.6 Ton	

EK-6 (1/1)**Blöf Tankı Fiat İcmali**

1 Adet Malzeme Fıatı	600 \$
İmalat Fıatı	650 \$
$\Sigma 838 \text{ Kg} \times \sim 0,77 \text{ \$/Kg} = 645 \text{ \$}$	

Blöf Tankı Malzemesi Tespiti ve Fıatları

1 x Adet D = 1.2 m ϕ L ₁ = 2.0 m L ₂ = 2.6 m Kalınlık: 6 mm	
Mlz: H-II Saç 6 mm (47.1 Kg/m ²)	
Gövde $(\pi \times 1.2) \times 2.0 \text{ m} = 7.6 \text{ m}^2$	
Başlar Açınımı D1 = 1.2 + 0.3 + 0.3 \cong 1.8 m $\frac{\pi \times D_1^2}{4} = 2.6 \text{ m} \times 2 \text{ ad} = 5.2 \text{ m}^2$	
Aşınma Plakası: $\sim 2 \text{ m}^2$ (6 mm.-47.1 Kg/m ²)	
Toplam Saç İhtiyacı: $7.6 \text{ m}^2 + 5.2 \text{ m}^2 + 2 \text{ m}^2 \cong 15 \text{ m}^2 \times 47.1 \text{ Kg/m}^2 = 708 \text{ Kg}$ 708 Kg x 0.5 \\$/Kg	354 \$
L Profili ayakları L 150 x 150 x 14 mm (31.6 Kg/m) 4 Ad. x 1.0 m x = 4 m x 31.6 Kg/m \cong 160 Kg \rightarrow 160 Kg x 0.43 \\$/Kg	56 \$
Nozullar (Tahmini)	150 \$
Muhtelif	40 \$
	$\Sigma 600 \text{ \$}$

EK-7**Kazan Ekipmanları Fiyat İcmali**

		FOB-Liman
1. Cebri Üfleme Fanı (1 Adet)	33.000 \$	118.000 \$
Cebri Üfleme Fanı Türbini (1 Adet) 548 kW	85.000 \$	
2. Yakıt Brülörleri (4 ad)		400.000 \$
3. Kurum Üfleme Ekipmanları (Σ 10 Adet Sadece Kazanda + Kontrol Sis.)		49.800 \$
4. Emniyet Vanaları 2 Adet Buhar Domunda 1 Adet Buhar Kızdırıcısında		17.480 \$
5. Buharlı Hava Ön Isıtıcısı (1 Adet)		10.600 \$
Toplam Kazan Ekipmanları		Σ 595.808 \$

EK-7 (2/2)

Kurum Üfleme Cihazları Fiyatları (Not'a Bakınız)

A-)Kazan İçin

	FOB Liman Fiyatı
1. Buhar Kızdırıcısında 1220°C / 1060°C Gaz Sıcaklıklarında: Tipi: Döner, İleri Geri Çalışan Elementli Element Boru Malzemesi: 10 Cr Mo 910 - Kalite	
Miktar: 2 x 1 Ad = 2 Ad →(7.277 \$ /Adet)	14.554 \$
2. Kazan Buharlaştırıcı Boru Demetinde	
a) 605 / 755 / 855 °C Gaz Sıcaklıklarında: Tipi: Döner-Sabit Elementli Element Boru Malzemesi: Paslanmaz 304 Kalite Miktar: 3x2 ad = 6 ad → 6 x 1.963 \$/Adet	11.778 \$
b) 505°C Gaz Sıcaklıklarında: Tipi: Döner-Sabit Elementli Element Boru Malzemesi: 13 Cr Mo 44 - Kalite Miktar: 2 x 1 ad = 2 ad →2 x 1.878 \$/Adet	3.756 \$
PLC Kontrol Sistemi	9.834 \$
Ambalaj ve Limana Teslim	2.381 \$
Tüm Kazan Kurum Üfleme Cihazları ve Aksesuarları (Emniyet Marjini Verilerek)	Σ 49.800 \$
B. Çıplak Borulu Ekonomizör İçin	
450 / 250 °C Gaz Sıcaklıklarında: Tipi: Döner - Sabit elementli Element Boru Malzemesi: 15 Mo 3-Kalite Miktarı: 8 x 1 ad = 8 ad →8 x 1.900 \$/Adet	15.200 \$
4. PLC Kontrol Sistemi (Kazandaki Fiata Dahildir.)	
5. Ambalajlama ve Gemiye Teslim (F.O.B)	2.381 \$
6. Toplam (FOB İngiltere Limanı) (Kazan+Ekonomizör)	Σ 65.000 \$
Kazandaki K/U'ler ve PLC Sistemi İçin	Σ 49.800 \$
Çıplak Eko.'daki K/U'ler İçin	Σ 15.200 \$

Not:Diamond Power Ltd.-Scotland'ın 07.09.1999 Tarihli Teklifinden.

EK-8 (1/2)**Kazan ve Eko Üstü Dış Borulama ve Valfleri Fiyat İcmali**

1. Valfler	35.465 \$
2. Borular	14.216 \$
Toplam Valf ve Borular (FOB Liman)	Σ 49.681 \$

Kazan ve Eko'daki Valfler

1. Kurum Üfleme Borulamasında 2" Stop Valf: 4-Ad x 375 \$ = 1.500 \$ 1 1/2" Stop Valf: 4 Ad x 320 \$ = 1.296 \$	2.796 \$
2. Havalandırma (Vent) Sistemlerinde 1/2" Stop Valf: 22 ad x 26,50 \$/Ad = 583 \$	583 \$
3. Blöf Sistemlerinde 1" Stop Valf: 25-Ad x 42,50 \$/Ad = 1.050 \$	1.050 \$
4. Ana Buhar Hattında 12" Gate Valf: 2 Ad x 4.060 = 8.120 \$ 12" Check Valf: 2 Ad x 4.380 \$ /ad = 8.760 \$	19.679 \$
5. Ekoya Su Giriş Hattında 8" Gate Valf 4 Ad x 2.355 \$ = 9.420 \$ 8" Check Valf 1 Ad x 1.940 \$ /ad = 1.940 \$	11.360
Toplam Valfler Tutarı (FOB-Liman)	Σ 35.465 \$

EK-8 (2/2)**Kazan ve Eko. Dış Borulaması**

Kurum Üfleme Borulaması (St 35.8.III) (2") → ~Σ 80 m x 5 DM/m = 400 DM=181 \$	181 \$
Drenaj Hatları (15 Mo 3) (1") → ~Σ 120 m x 7,11 DM/m = 853 DM=386 \$	386 \$
Havalandırma Hatları (St 35.8.III) (1/2") → ~Σ 50 m x ~3.5 DM/m = 175 DM=92 \$	92 \$
v.s. Hatlar (Seal Air gibi) (St 35.8.III) (2") → ~Σ 100 m x ~8.25 DM/m =825 DM=434 \$	434 \$
Besi Suyu Borusu (St 35.8.III) (193.7 Dış Çapx 12,5 mm Kal.) ~Σ 30 m x 220 DM/m = 6.600 DM=2.987 \$	2.987 \$
Kızdırıcı Çıkış Borusu (15 Mo 3) (323.6 mm Dış Çap x 16 mm Kal.) ~Σ 50 m x 280 DM/m = 14.000 DM=6.335 \$	6.335 \$
Buhar Soğutucusu (Attemperatör) (Giriş-Çıkış Boruları) (15 Mo 3) (323.9 mm Dış Çap x 16 mm Kal.) ~Σ 30 m x 280 DM/m = 8.400 DM=3.801 \$	3.801 \$
Toplam Kazan + Eko Dış Borulama Malzeme Tutarı (FOB-Liman)	Σ 14.216 \$

EK-9 (1/5)

150 t/hr Kazan Tesisi

Çıplak Borulu Ekonomizör Fiat Tespiti

EK-9 (1/5)**Çıplak Borulu Eko. Fiat İcmali (Ayrıntılar Sayfa 3/5'dedir.)**

	Malzeme+İmalat
1. Eko. Basınçlı Kısımları, Boru Aynaları ve Gövde Sacı(Mlz.): Σ 49.345 \$ (F.O.B.) x 1,15	56.747 \$
2. Mad-1'in İmalat Bedeli: Σ 49.111 Kg x 1,71 \$/Kg	83.980 \$
3. İrtibat Boruları: 1.453 \$ x 1,15	1.671 \$
4. Eko. Üstü ve Altı Gaz Kanalları ve Platformları (2.700 \$ + 1.470 \$) → Σ 4.170 \$ x 1,15	4.796 \$
5. Mad - 4'ün İmalat Bedeli: Σ 7.000 Kg x 1 \$/Kg	7.000 \$
6. Eko: İzole ve Kaplama Alü. Sac Malzeme Bedeli 2.737 \$ + 2.515 \$ = 5.252 \$ → 5.252 \$ x 1,15	6.040 \$
Ekipmanlar Hariç Toplam Eko. Paket Maliyet	Σ 160.234 \$
7. Eko. Ekipmanları (8 Kurum Üfleme Cihazı-1 Emniyet Vanası) Σ 20.000 \$ x 1,15	23.000 \$
Toplam Eko. Paket Maliyeti	Σ 183.234 \$
Not: Eko.'nun İzolasyon ve Alü. Sac Kaplaması Şantiyede Montaj Fiati İçinde Yapılacaktır.	

Not:

FOB Malzeme Bedelleri Nakliye, Sigorta v.s. Masraf İçin Ortalama Olarak 1.15 Katsayısı İle Çarpılmıştır.

EK-9 (2/5)

Çıplak Borulu Eko. Fiat Çalışması

	FOB-Liman
A) Oschatz Tarafından Paket Olarak Montajı Yapılacak Kısımlar	
1. Eko. Basınçlı Kısımları (Sayfa 4/5'den)	36.563 \$
2. Eko. Boru Aynaları (Sayfa 4/5'den)	8.370 \$
3. Eko. Dış Gövde Sacı ,Takviyeleri ve Ayakları (Sayfa 4/5'den)	4.412 \$
Toplam Malzeme Bedeli	Σ 49.345 \$
4. Yukarıdaki Kısımların İmalat Fiyatı: Σ 49.111 Kg x 1,71 \$/Kg (Oschatz-Gebze İmalat Fiyatı)	83.980 \$
B) Yukarıdaki Hesaba Girmeyen Diğer Eko. Kısımları	
1. İrtibat Hatları (Connection Line) Σ 1.987 Kg (Sayfa 5/5'den)	1.453 \$
2. Eko. Üstü ve Altı Gaz Kanalları (Sayfa 5/5'den)	2.700 \$
3. Eko. Platform ve Merdivenleri (Sayfa 5/5'den)	1.470 \$
4. Eko. İzolasyon Mlz. (240 m ²) (Sayfa 5/5'den)	2.737 \$
5. Eko. İzole Saç Kaplama Mlz. (Σ 278 m ²) (Sayfa 5/5'den)	2.515 \$
Toplam Mlz. Bedeli	Σ 10.875 \$
C. Eko. Ekipmanları: (Sayfa 5/5'den)	Σ 20.000 \$

Kanalların ve Platformların İmalat Bedeli

4.500 Kg +2.500 Kg =7.000 Kg	7.000 \$
Σ 7.000 Kg x 1 \$/Kg	

EK-9 (3/5)

Çıplak Borulu Ekonomizör Fiyat Tespit Çalışması

A-1) Basınçlı Kısımlar	Mlz. Bedeli FOB (\$)
a) Borular: 33,7mm.φ x 3,6 mm.Kal. x 4,3 m x2.800 Ad. (St 35.8.III) Σ 13.000 m x 3,9 DM/m (Ağırlık=35.100 Kg)	23.059 \$
b) 180 °Dirsek:33.7 mm.φx 3.6 mm.Kal.x 1.365 Ad. (St 35.8.III) x 10 DM/Ad. (Ağırlık≈0.3 m.x1.365=410 m.; 2.70 Kg/m. Σ Ağırlık=1.107 Kg)	6.207 \$
c) 90 °Dirsek:33.7 mm.φx 3.6 mm.Kal.x 2.730 Ad. (St 35.8.III) x 5 DM/Ad. (Ağırlık≈ 0.15 m.x2.730=410 m.; 2.70 Kg/m. Σ Ağırlık=1.107 Kg)	6.207 \$
d) Giriş Kolektörleri (2 Adet) 193.7 mm.φx 12.5 mm.Kal.x3.0 m. (St 35.8.III) 6.0 m.x200 DM/m. (Ağırlık:6.0x56.2 Kg/m.=338 Kg)	545 \$
e) Çıkış Kolektörleri (2 Adet) 193.7 mm.φx 12.5 mm.Kal.x3.0 m. (St 35.8.III) 6.0 m.x200 DM/m. (Ağırlık:6.0x56.2 Kg/m.=338 Kg)	545 \$
Basınçlı Kısımlar Toplamı	35.563 \$

A-2 Boru Aynaları (6 Ad / 15 mm - 118 Kg/m ²)	
4,5 x 4,5 x 5 m (15 Mo3) 4,5 x 5 m = 22,5 m ² x 6 Ad. = 135 m ² Σ 135 m ² x 118 Kg/m ² ≅ 16 Ton x 523 \$/Ton	8.370 \$
A-3 Gövde Sacı , Takviyeleri ve Ayaklar	
6.500 Kg + 2.200 Kg = Σ 8.750 Kg x ~ 1,1 DM / Kg	4.412 \$ (9.750 DM)

EK-9 (4/5)

Çıplak Borulu Eko Fiat Çalışması (Devam)

B-1 İrtibat Boruları	Fiyat (\$)
(3 Boru) (25,3 Kg/m) 168,3 mm.φ x 6,3 mm.Kal. (St 35.8.III) (Σ 1.390 Kg) 55 m x 36 DM/m	865 \$ (1.980 DM)
(1 Boru) (13,5 Kg/m) 114,3 mm.φ x 5.0 mm.Kal (St 35.8.III) (Σ 405 Kg) 30 m. x 33 DM/m.	433 \$ (990 DM)
10 Ad. 90° Dirsek 168,3 mm.φ x 6,3 mm.Kal (St 35.8.III) Σ 170 Kg x 1,8 DM/Kg	137 \$ (306 DM)
2 Ad. T Parçası 168,3 mm.φ x 6,3 mm.Kal (St 35.8.III) Σ 22 Kg x 1,8 DM/Kg	18 \$ (40 DM)
Malzeme Tutarı:	Σ 1.453 \$
B-2 Eko Altı Gaz Kanalı (Hopper):	2.555 Kg
Eko Altı Gaz Kanalı Takviyeleri:	300 Kg
Eko. Üstü Gaz Çıkış Kanalı:	1.426 Kg
Eko. Üstü Gaz Çıkış Kanalı Takviyeleri::	157 Kg
	≅4.500 Kg
Malzeme Tutarı: Σ 4.500 Kg x 0,6 DM/Kg (Mlz.)	Σ 2.700 DM
B-3 Eko. Platformları (Toplam 4 Platform) 4x1.2 m.x5.7 m.=27.4 m ² x 40 Kg/m ²	Ağırlık (Kg) Σ 1.096 Kg
Eko. Merdiven ve Korkuluklar :28 m ² x 20 Kg/m ²	Σ 560 Kg
Eko. Taşıyıcı Çelik Ayak Ağırlığı: 28 m ² x 30 Kg/m ²	Σ 840 Kg
	Σ 2.496 Kg
Malzeme Tutarı :Σ 2.496 Kg x 0,588 \$/Kg	Σ 1.470 \$
B-4 Çıplak Borulu Eko. İzolasyonu	Fiyat(\$)
Gövdesi: 139 m ² → x 12,75 \$/m ² (100 mm)	1.773 \$
Alt kanalı: 65 m ² → x 10,40 \$/m ² (80 mm)	676 \$
Üst Gaz Çıkış Kanalı: 36 m ² → x 8,00 \$/m ² (60 mm)	288 \$
Üst Gaz Giriş Kanalı, (Kazan Eko Arası Kanala Dahil Edildi) Σ 240 m ² İzole Alanı	Σ 2.737 \$
B-5 Çıplak Borulu Eko. İzole Saç Kaplaması (Alü.) (1 mm)	
Toplam alan: 240 m ² x 1,15 = 278 m ² 280 m ² x 2,72 Kg/m ² = 762 Kg →762 Kg x 3,3 \$/Kg	2.515 \$

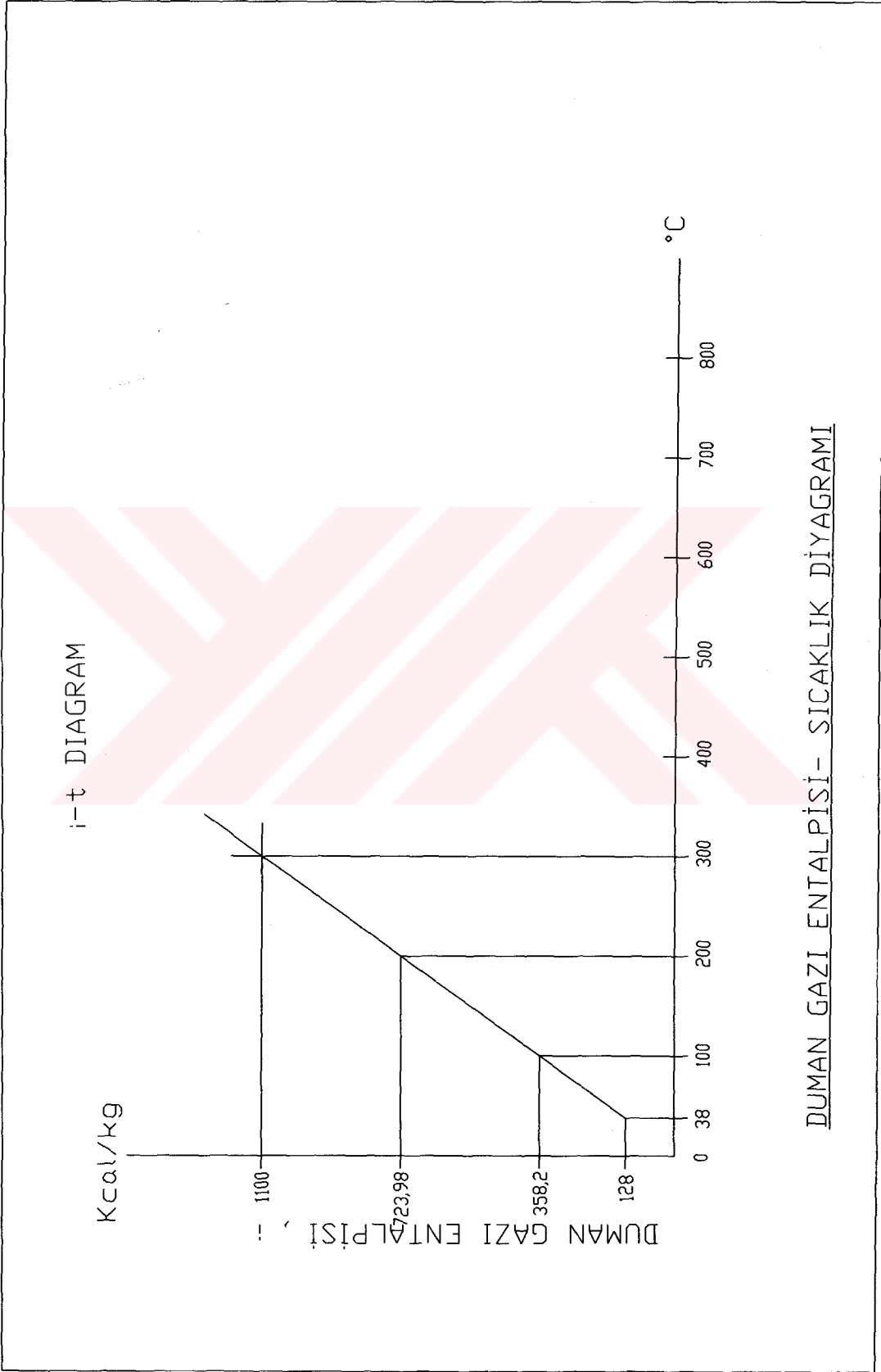
EK-9 (5/5)

C) Eko. Ekipmanları	
a) Eko. Emniyet Vanası (1 Ad)	4.000 \$
b) Kurum Üfleme Cihazları 8 Ad X 2.000 \$	16.000 \$
Ekipmanların Toplamı	Σ 20.000 \$

EK-10 (1/1)**Nakliye Bedelleri (Kazan ve ıplak Borulu Eko.)****Σ 395-Ton Nakledilecektir.**

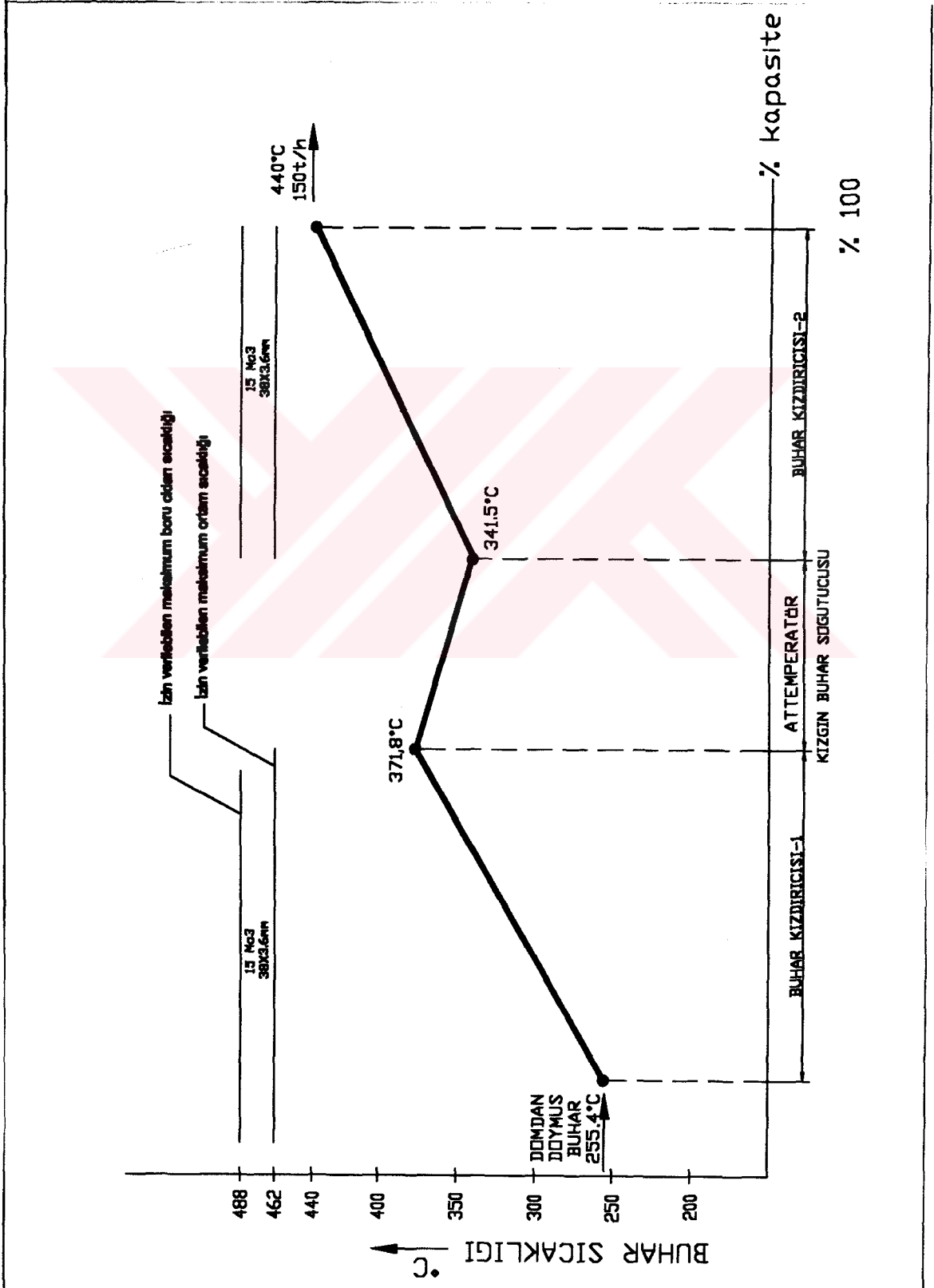
a) İst-İzmir Deniz Yolu Nakliyesi: 395 Ton x 90 \$/Ton	35.500 \$
b) İzmir-Aliğa Kara Yolu nakliyesi 395 Ton x 10 \$/Ton	3.950 \$
Toplam Nakliye Tutarı	Σ 39.450 \$

EK 6



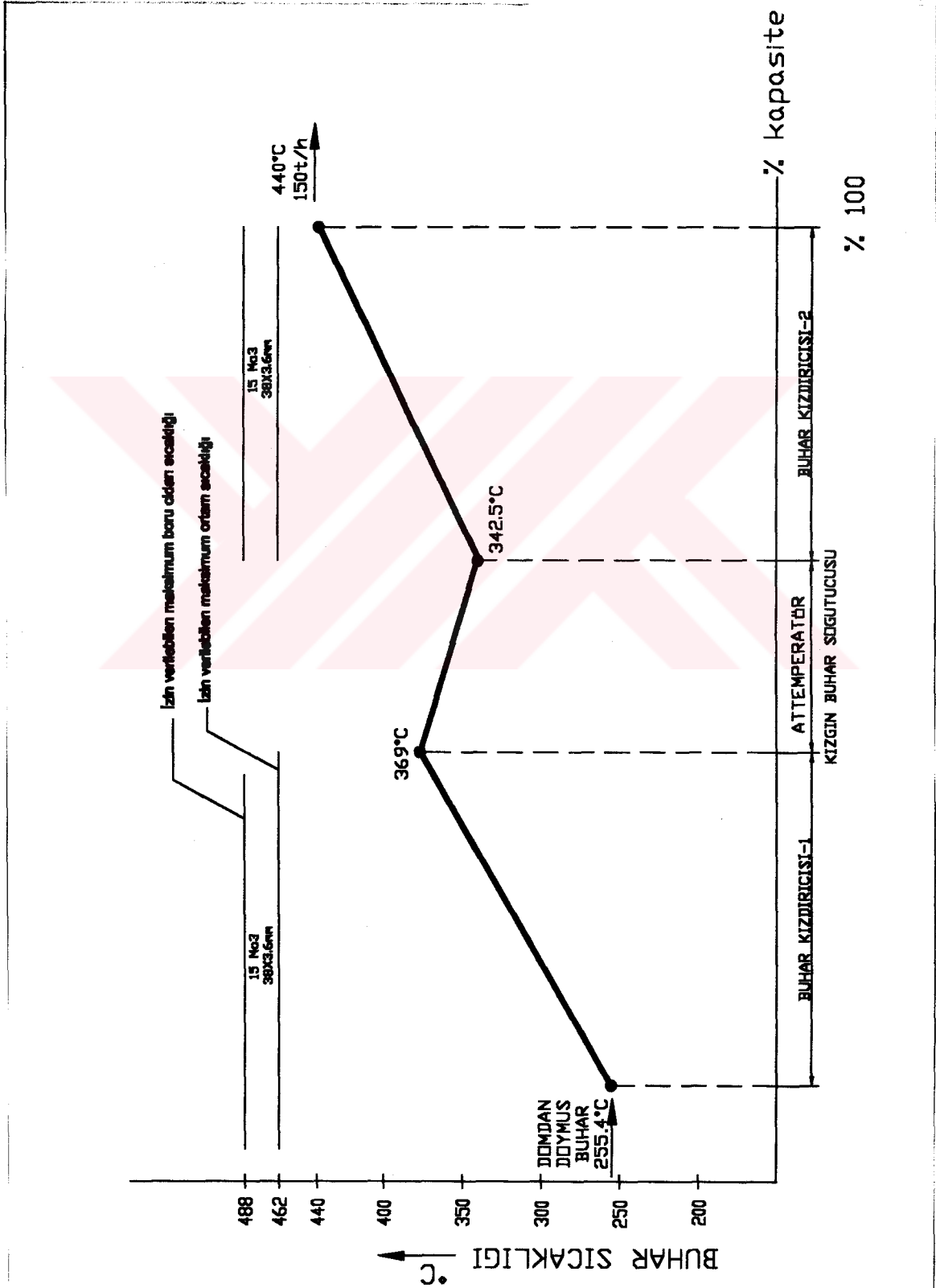
EK 7

Ocak Zemininde Tuğla Kullanılan Kazanın I. ve II. Kızdırıcılar ile Kızgın Buhar Soğutucusunun Kazanın Yük Kapasitesine ve Buhar Sıcaklığına Göre Malzeme Dayanım Sınırları Grafiği



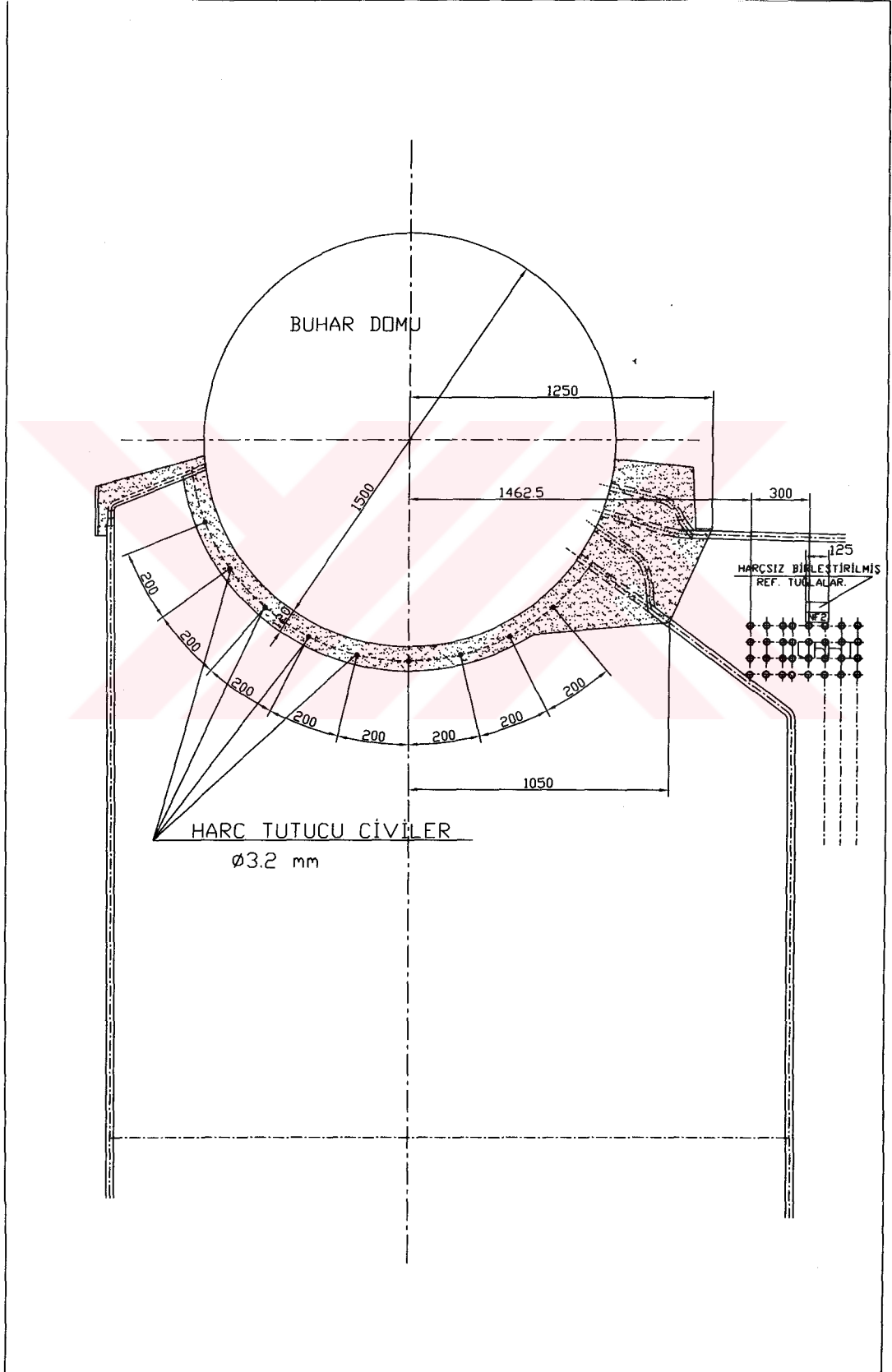
EK 8

Ocak Zemininde Tuğla Kullanılmayan Kazanın I. ve II. Kızdırıcılar ile Kıvıncın Buhar Soğutucusunun Kazanın Yük Kapasitesine ve Buhar Sıcaklığına Göre Malzeme Dayanım Sınırları Grafiği



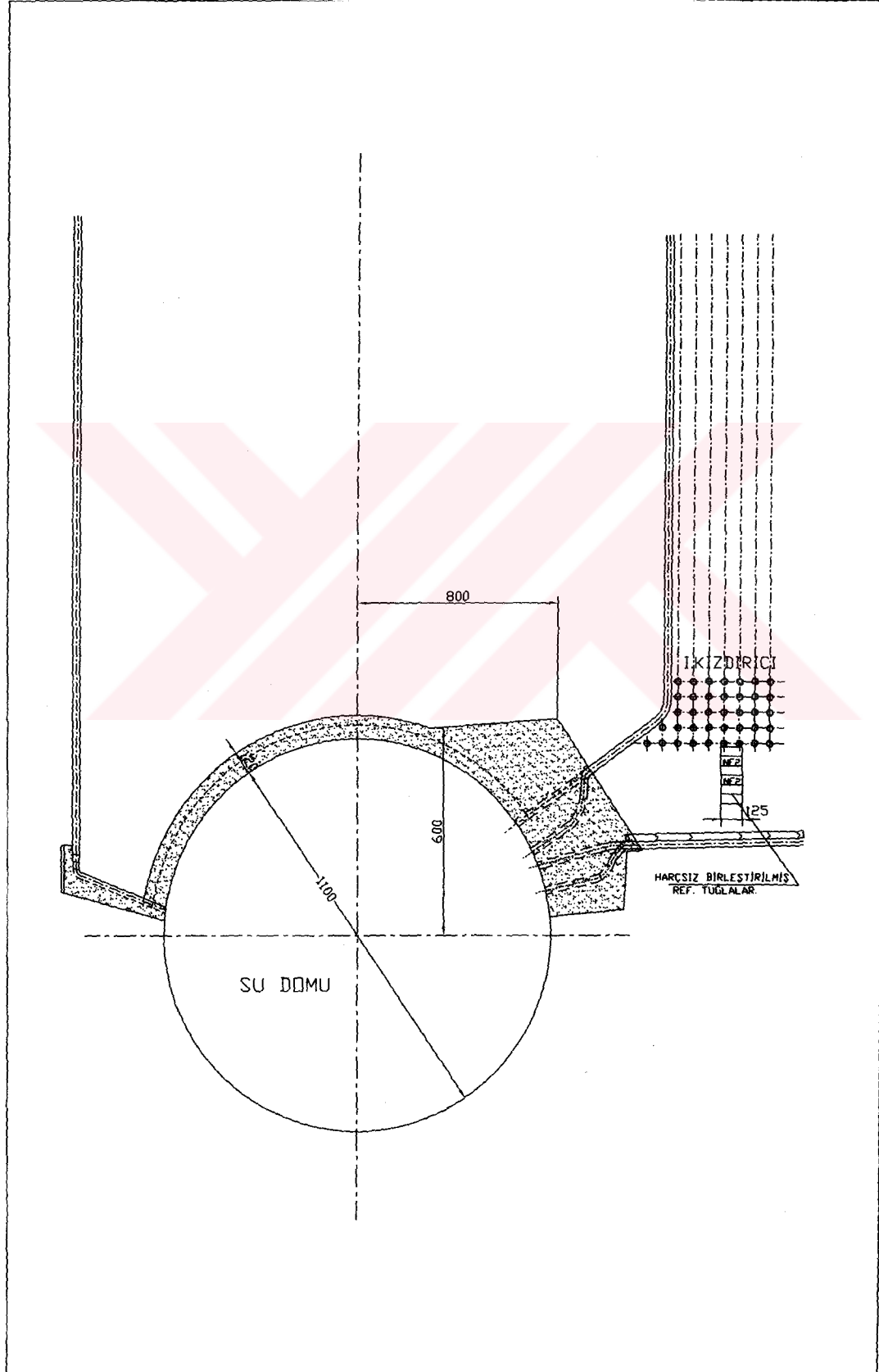
Ek 10

Kazanın üst domunda kullanılan refraktör malzemesinin detayı



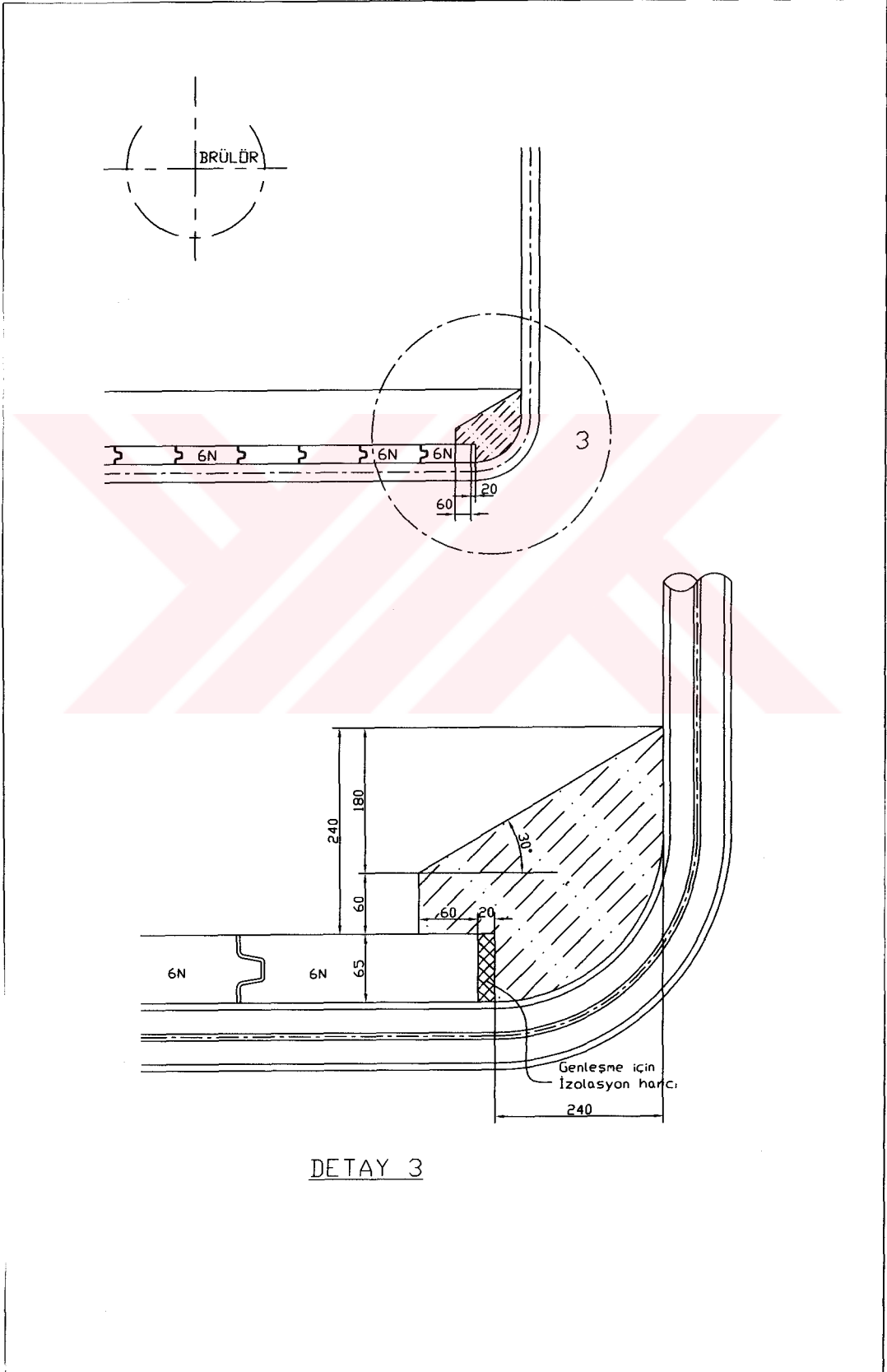
Ek 11

Kazanın alt domunda kullanılan refraktör malzemesinin detayı



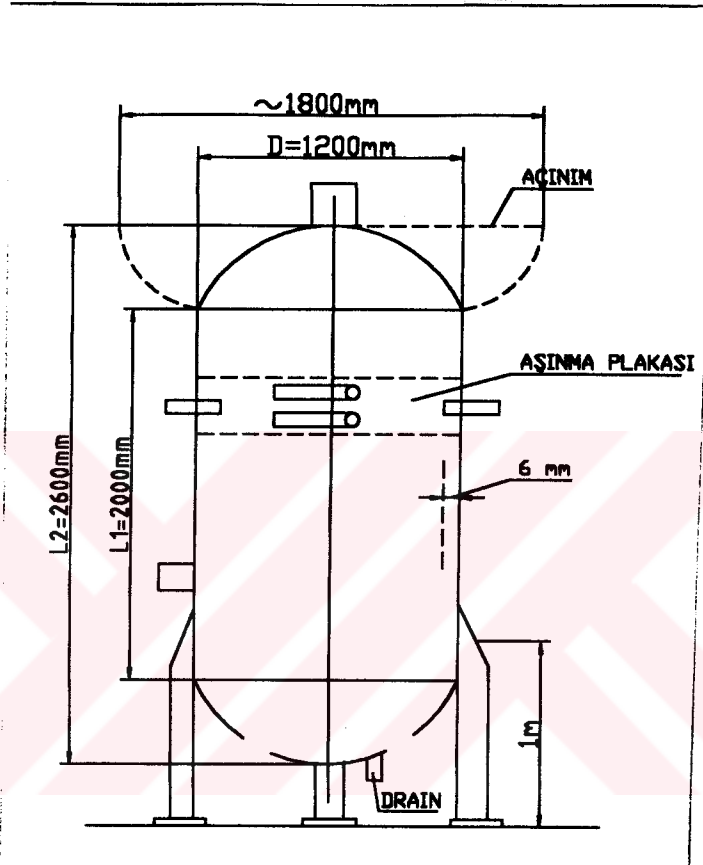
Ek 12

Ocak zemininin yan duvarlarla birleştiği yerlerde refraktör ve ateş tuğlası uygulaması detayı



Ek 13

Kazanın genişleme tankı ve ölçüleri



EK 14**KAZAN TESİSİNİN TEKNİK BİLGİLERİ**

Söz konusu tesis aşağıdaki işletme ve dizayn donelerine göre karakterize edilmiştir. Tüm doneler kazan yüküne, MCR kapasitesine ve yakıt türüne bağlıdır. Tüm ekipmanların adedi bir kazan için verilmiştir. Tüm işletme doneleri ilgili bir (1) ekipmana göredir. Tüm basınç göstergeleri (bar) göstergeleri ile ifade edilir.

Kazan İşletme Doneleri

Buhar miktarı (MCR) kapasitede	t/h	150
Max. pik noktası;(günde iki saat)	t/h	180
Dizayn basıncı	barg	50
Çalışma basıncı	barg	43,5
Kızdırıcı çıkışı çalışma basıncı	barg	39
Kızdırıcı çıkışı buhar sıcaklığı	°C	440 ± 5
Degazör çıkışı	°C	145
Besi suyu sıcaklığı (ekonomizör girişi)	°C	155

Yakıt**Fuel-oil (Ana Yakıt)**

API (American Petroleum Instution)		10,5
50°C'deki vizkozite	SSF	Max. 550
Alt ısı değeri	Kcal/kg	9550
Kükürt	%w	3,5
Besleme kollektörü basıncı	barg	13
Besleme kollektörü sıcaklığı	°C	105-200

Rafineri Gaz Yakıtı (İlk Çalıştırmada)

Alt ısı değeri		9500-10500
Akış sıcaklığı	°C	35
Emme basıncı	barg	2,5

Brülörler

Tip Çift yakıtlı brülörler

Yakıt

Fuel Oil 6: Ana Yakıt Buhar atomizör tip

Rafineri gaz yakıtı; ilk çalıştırmada

Adet 4

Her kazan için Fuel-oil miktarı :

150 t/h'da (%100 MCR) çalışma kg/h 10865

Brülör başına Fuel-oil miktarı :

150 t/h'da (%100 MCR) çalışma (4 brülörle) kg/h 2715

Rafineri gaz yakıt(ilk çalıştırmada sadece) Nm³/h 2800

Geri dönüşüm oranı 5 /1

Brülörde yakıt viskozitesi cst 12-15

Brülör ağzında yakıt basıncı barg 13

Atomize buhar basıncı (kontrol valfi öncesi) barg 12

Rafineri gaz yakıt basıncı (brülör ağzı)barg 1-2,5

Fuel Oil alt ısı değeri kcal/kg 9550

Rafineri gaz yakıt alt ısı değeri kcal/kg 9500 +10500

Ölçüler**Kazan Bloğu****Borular arası genişlik mesafesi**

(eksenden eksene) m 7.35

Borular Arası derinlik mesafesi

(eksenden eksene) m 11.4

Yükseklik m 11.4**Ekonomizör Bloğu****Genişlik** m 5.7**Derinlik** m 5.3**Yükseklik** m 5.3**Yanma Odası****Genişlik** m 5.5**Derinlik** m 8.85**Yükseklik (merkezi)** m 7.24**Hacim** m³ 353.6**Yüzey** m² 292.5**Domlar****Üst Dom****Dış çap** mm 1800**Et kalınlığı** mm 66**Silindir uzunluğu** mm 11500

Alt Dom

Dış çap	mm	1100
Et kalınlığı	mm	42
Silindir uzunluğu	mm	11500

Borular**Buharlaştırıcı**

Doma bağlanan ve bölme duvarlarını oluşturan borular

Dış çap	mm	57
Et kalınlığı	mm	4.5
Eksenler arası mesafe	mm	75
Konveksiyon boruları		
Dış çap	mm	51
Et kalınlığı	mm	3.2
Gaz akışına dik eksen mesafesi	mm	120
Gaz akışına paralel eksen mesafesi	mm	120

I. Kızdırıcı

Dış çap	mm	38
Et kalınlığı	mm	3.6
Gaz akışına dik eksen mesafesi	mm	85
Gaz akışına paralel eksen mesafesi	mm	90

II. Kızdırıcı

Dış çap	mm	38
Et kalınlığı	mm	3.6

Gaz akışına dik eksen mesafesi	mm	85
Gaz akışına paralel eksen mesafesi	mm	90
Ekonomizör (Çıplak Borulu)		
Dış çap	mm	33.7
Et kalınlığı	mm	3.6
Gaz akışına dik eksen mesafesi	mm	75
Gaz akışına paralel eksen mesafesi	mm	80
Besi Suyu Borulaması		
Dış Çap	mm	168.3
Et kalınlığı	mm	6.3
Ana Buhar Boruları		
Dış çap	mm	323.9
Et kalınlığı	mm	8.8
Isıtma yüzeyleri		
Buharlaştırıcı	m ²	1224
Kızdırıcı	m ²	522
Ekonomizör	m ²	1304
Yanma Hava ve %100 MCR'da Duman Gazı		
Yanma Hava		
Yanma odasında hava fazlalığı	%	10
Hava hacmi	Nm ³ /h	123000
Hava sıcaklığı	°C	25
Brülör Taze Hava Fanı		

Adet		1
Debi	Nm ³ /h	123000
Hava sıcaklığı	°C	38
Statik basınç	mbar	90
Hız (devir)	RPM (nominal)	1500
Güç	kw	550
Buhar türbini	kw	600
(dişli kutulu)	RPM (nominal)	4000/1500
Hava Kanalları		
Et kalınlığı	mm	5
Net kesit alanı	m ²	3.2
Duman Gazı		
Ekonomizör çıkışı, duman gazı hacmi	Nm ³ /h	141480
Duman gazı sıcaklığı		
Yanma odası çıkışı	°C	1100
Kızdırıcı çıkışı	°C	705
Buharlaştırıcı çıkışı	°C	340
Ekonomizör çıkışı	°C	200
Kazan Besi Sistemi		
Kazan Besi Suyu Pompası ve Türbini		
Adedi		1
Tipi		Centrifugal, multistage
Kapasitesi	m ³ /h	300

Deşarj basıncı	barg	53
Akışkan sıcaklığı	°C	145
Hız	RPM (nominal)	3000
Güç	kw	482
Buhar türbini	kw	550
	RPM (nominal)	3000

Kurum Üfleyiciler

Kazan Buharlaştırıcısı için :

Elektrik motorlu uzun mesafe giden herbiri 2

Çok nozüllü döner başlıklı (elektrik motorlu) herbiri 6

Kızdırıcı için :

Elektrik motorlu uzun mesafe giden herbiri 2

Çok nozüllü döner başlıklı (elektrik motorlu) herbiri 8

ÖZGEÇMİŞ

Doğum tarihi	18. 03. 1976	
Doğum yeri	Mardin	
Lise	1990-1993	İstanbul Yedikule Lisesi
Lisans	1993-1997	Yıldız Teknik Üniversitesi Mühendislik Fak. Makina Mühendisliği Bölümü
Yüksek Lisans	1997-2001	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Ens. Makina Müh. Anabilim Dalı, Isı Proses Prog.

Çalıştığı kurumlar

1998-1998	Gedik Holding A. Ş. Termo Buhar Vanaları Grubu Sorumlusu.
1998-1999	STS Tesisat Armatürleri Pazarlama Tic. A. Ş.
1999-2001	Tokar Yapı ve End. Tes. San. ve Tic. A. Ş.



**T.C. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ**