

DOĞAL GAZ YAKAN SİSTEMLERDE BACA GAZINDAN ISI GERİ KAZANIMI

HAYDAR ARAS

ANADOLU UNIVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTUSU
LİSANS USTU YÖNETMELİĞİ UYARINCA
MAKİNA MÜHENDİSLİĞİ ANA BİLİM DALI
ENERJİ BİLİM DALINDA
YÜKSEK LİSANS TEZİ
OLARAK HAZIRLANMIŞTIR.

T. C.
Yükseköğretim Kurulu
Dokümantasyon Merkezi

DANIŞMAN : PROF. DR. KEMAL TANER

EYLÜL - 1991

HAYDAR ARAS'ın "YUKSEK LISANS" tezi olarak hazırladığı "DOGAL GAZ YAKAN SISTEMLERDE BACA GAZINDAN ISI GERI KAZANIMI" başlıklı bu çalışma, jürimizce lisansüstü yönetmeliğinin ilgili maddeleri uyarınca değerlendirilerek kabul edilmiştir.

9.1.3.1.3.1.

~~Kemal Taner~~

Uye : Prof. Dr. Kemal Taner (Dönüşmen)

Uye : Doç. Dr. Yasar Pancar

Uye : Yrd Doç. Dr. İlker Çekirge

Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun 11. EYLÜL 1991
gün ve 286-17.. sayılı kararıyla onaylanmıştır.

~~Rüstem Kaya~~

Prof. Dr. Rüstem KAYA

Enstitü Müdürü

IÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa</u>
IÇİNDEKİLER.....	iii
ÖZET.....	v
SUMMARY.....	vi
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	vii
TABLolar DİZİNİ.....	viii
SEMBOLLER DİZİNİ.....	ix
1. GİRİŞ.....	1
2. REKUPERATÖRLERDE MUHTELİF AKIŞ HALLERİ.....	3
2.1. Aynı yönlü paralel akım.....	3
2.2. Zıt yönlü paralel akış.....	3
2.3. Çapraz akım.....	4
3. KAZANDA KULLANILAN YAKITIN ÖZELLİKLERİ.....	5
3.1. Doğal gazla ait özellikler.....	5
3.2. Doğal gazda yanma.....	7
3.3. Doğal gazın sanayiye etkileri.....	13
4. BACA GAZLARINDAKİ GERİ KAZANILABİLİR ENERJİ VE YÜKSEK SICAKLIK UYGULAMALARI.....	14

İÇİNDEKİLER (devam)

4.1. Baca gazlarındaki geri kazanılabilir enerji.....	14
4.2. Yüksek sıcaklık uygulamaları.....	16
4.2.1. Sıcak su eldesi için dizayn edilen rekuperatörler.....	17
4.2.2. Kazan yakma havasını ısıtmak için rekuperatör dizaynı.....	17
4.2.2.1. Borulu rekuperatörler....	18
4.2.2.2. Plakalı rekuperatörler....	18
4.2.2.3. Rejeneratif rekuperatör..	19
4.2.2.4. Çift rekuperatör sistemi.	20
5. SICAK SU ELDESİ İÇİN REKUPERATÖR DIZAYNI....	22
5.1. Normal yükte rekuperatör dizaynı.....	22
5.2. Maksimum yükte rekuperatör dizaynı.....	30
5.3. Ventilator seçimi.....	37
5.4. Rekuperatör konstruksiyon esasları.....	38
5.5. Rekuperatörün kazan verimine etkisi.....	41
5.6. Rekuperatörün kazan giriş suyunu ısıtması halinde yakacak miktarının tayini.....	42
6. KAZAN YAKMA HAVASININ ISITILMASI İÇİN REKUPERATÖR DIZAYNI.....	44

İÇİNDEKİLER (devam)

6.1. Rekuperatör dizaynı için veriler.....	44
6.2. Rekuperatör dizaynı.....	45
7. EKONOMİK ANALİZ.....	55
8. SONUÇ.....	58
KAYNAKLAR DİZİNİ.....	59

EKLER

1. Tablolar
2. Sıcak Su Eldesi İçin Dizayn Edilen Rekuperatöre Ait Teknik Resimler
3. Kazan Yakma Havaasının Isıtılması İçin Dizayn Edilen Rekuperatöre Ait Teknik Resimler.

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil	Sayfa
2.1 Aynı yönlü paralel akımlı rekuperatör.....	3
2.2 Zıt yönlü paralel akımlı rekuperatör.....	4
2.3 Çapraz akımlı rekuperatör.....	4
3.1 Duman gazı yoğunlaşma sınırı.....	9
4.1 Madde dengesi.....	15
4.2 Baca kayıpları.....	16
4.3 Sıcak su eldesi için rekuperatör.....	17
4.4 Borulu rekuperatörler.....	18
4.5 Borulu rekuperatör.....	19
4.6 Rejeneratif rekuperatör.....	20
4.7 Çift rekuperatör sistemi.....	21
5.1 Kanatlı boru.....	23
5.2 Rekuperatör baca bağlantı kesiti.....	43
6.1 Hava-gaz rekuperatörü.....	46

TEŐEKKUR

Doğal Gaz Yakan Sistemlerde Baca Gazından Isı Geri Kazanımı başlıklı bu çalıőmayı hazırlamamda, beni destekleyen sayın hocam Prof.Dr. Kemal TANER'e teőekkurlerimi sunarım.



SEMOLLER DIZINI

Sembol: Açıklama:

b	Kanat genişliği [mm]
C _{pg}	Gaz ısınma ısısı [$\frac{kCal}{Nm^3^{\circ}C}$]
C _{pw}	Su ısınma ısısı [$\frac{kCal}{Nm^3^{\circ}C}$]
d _a	Boru dış çapı [mm]
d _i	Boru iç çapı [mm]
F	Birim uzunlukta toplam yüzey alanı [$\frac{m^2}{m}$]
F _a	Birim uzunlukta boru dış alanı [$\frac{m^2}{m}$]
F _o	Birim uzunlukta kanat arası boru alanı [$\frac{m^2}{m}$]
F _H	Gerekli ısıtma yüzeyi [m ²]
F _i	Birim uzunlukta ki boru iç alanı [$\frac{m^2}{m}$]
F _R	Birim uzunlukta ki kanat alanı [$\frac{m^2}{m}$]
F _s	Birim uzunlukta duman gazı serbest geçiş alanı [$\frac{m^2}{m}$]
G _{m s}	Boru norm su debisi [$\frac{lt}{h}$]
H	Emme yüksekliği [m]
H _o	Üst ısıtma değeri [$\frac{kJ}{Nm^3}$]
h _R	Kanat yüksekliği [mm]
H _u	Alt ısıtma değeri [$\frac{kJ}{Nm^3}$]
K	Toplam ısı transfer katsayısı [$\frac{kCal}{m^2h^{\circ}C}$]
L _R	Kanat boyu [mm]
m	Karakteristik uzunluk [$\frac{1}{m}$]
N	Vantilatör gücü [KW]
N _e	Pompa gücü [KW]
R _h	Hidrolik çap [m]
S	Boru et kalınlığı [mm]
t	Kanat arası hatve [mm]
T _{gç}	Gaz çıkış sıcaklığı [°C]
T _{gg}	Gaz giriş sıcaklığı [°C]
T _{sç}	Su çıkış sıcaklığı [°C]
T _{sg}	Su giriş sıcaklığı [°C]
T _a	Ortalama sıcaklık [°C]
U	Islak çevre [m]
v	Özgül hacim [$\frac{m^3}{kg}$]
v _o	Özgül duman miktarı [$\frac{Nm^3 (Duman)}{Nm^3 (Yakacak)}$]

semboller dizini (devam)

Sembol: Açıklama:

V_{g_0} Teorik özgül duman miktarı $\left[\frac{dm^3 (Hava)}{Nm^3 (Yakacak)} \right]$

V_{h_0} Teorik özgül hava miktarı $\left[\frac{Nm^3 (Hava)}{Nm^3 (Yakacak)} \right]$

V_h Özgül hava miktarı $\frac{Nm^3}{Nm^3}$

V_R Baca gazı miktarı $\left[\frac{Nm^3}{h} \right]$

W_R Kanat arası gaz debisi $\left[\frac{Nm^3}{\phi h} \right]$

α Kanatlı boru demeti ısı transfer katsayısı $\left[\frac{kCal}{m^2 h^\circ C} \right]$

β Isı transfer alanının plakalar arası alana oranı $\frac{m^2}{m^2}$

ΔTM Logaritmik sıcaklık farkı $[^\circ C]$

ΔP Basınç düşümü $[mmSS]$

δ_p Kanat kalınlığı $[mm]$

η Verim

λ_R Kanatlı boru ısı iletim katsayısı $\frac{kCal}{mh^\circ C}$

ÖZET

Bu alışmada, Doğal gaz yakan sistemlerde, yüksek sıcaklıklı baca gazları yardımı ile, kazan yakma havasının ısıtılması veya 55 °C'de sıcak su eldesi için reküperatör dizaynı ele alınmıştır.

Çalışmada öncelikle doğal gaz kullanan fabrikalarda enerji ekonomisi dikkate alınarak, sanayi sektöründe verimli olabilecek modeller üzerinde durulmuştur. Ayrıca reküperatör dizaynı için bir hesap yöntemi anlatılmış ve örnek bir proje hazırlanmıştır. Isıl hesaplarda VDI ısı atlasında belirtilen unsurlar dikkate alınmıştır.

Sonuç olarak, dizayn edilen reküperatörler teknik ve ekonomik yönlerden mukayese edilmiştir.

SUMMARY

In this thesis, the recuperator design has been full filled in order to increase, the input air for the boiler or to heat the water up to 50 °C in using chimney gases in such system using Natural gases.

First of all, energy economy in the factories using Natural gases has been considered and some models which would be efficient in those factories have been studied. Additionally, a calculation method of recuperator design and a sample project have been shown. For the temperature calculations, V.D.I. Temperature Manual has been used.

Finally, designed recuperators have been compared technically and economically.

1. GİRİŞ

Kaynakların en verimli, akılcı kullanımının bazı bilim dallarına konu olduğu günümüzde, sanayinin, ulaştırmanın ve toplumsal yaşantımızın itici gücü durumunda olan enerjiyi akılcı kullanmanın önemi de kendiliğinden ortaya çıkmaktadır.

Günümüzde çeşitli sanayi kollarında ısı ihtiyacını karşılamak için kazanlar kullanılmaktadır. Çeşitli özelliklere sahip bu kazanlar, kullanım yerlerine ve amaçlarına göre sürekli gelişmiş ve günümüzde hemen her sanayii kolunda ısı ihtiyacı için kullanılır duruma gelmiştir.

Son günlerde Türkiye kamuoyunda en çok konuşulan konuların başında doğal gaz gelmektedir. Acaba doğal gazdan sadece ısı ihtiyacının karşılanması için mi yararlanılacak? yoksa temizlik, homojen yanma, esneklik gibi özelliklerinden yararlanarak, yüksek ısı verim artışı sağlamak için mi kullanılacak.

Isıl verimde artış sağlamak için, baca gazı ile oluşan ısı kayıpların önlenmesi gerekir. Baca gazı birçok ısı işlem tesisini yüksek sıcaklıkta terkeder. Bir rekuperatörden geçirilen yüksek sıcaklıklı baca gazı ile yakma havasının ısıtılması ve sıcak su eldesi mümkündür. Bu işlem sonucunda enerjinin büyük bir kısmı tesise geri kazandırılır. Baca gazı sıcaklığının artması ile hava ve su daha fazla ısıtılarak enerji tasarrufu artırılabilir.

1985 yılında Devlet İstatistik Enstitüsü tarafından yapılan bir araştırmaya göre 1983 yılında ülkemiz sanayisi 7.4×10^6 Ton Eşdeğer Petrol enerji tüketmiştir. Bunun % 42 si petrol kökenli, % 41 i katı fosil yakıt, % 16' sı da elektrikli enerjisi türündendir. Toplam enerjinin % 38.5' i metal ana sanayii tarafından kullanılmış olup bu sanayide enerji masrafının toplam masrafa oranı % 8.7 olarak

saptanmıştır. Bu oran Toprak Ana Sanayii için % 25.7, kağıt sanayii için % 18.7 dir. Görüldüğü gibi enerji masrafı toplam maliyet içinde önemli bir paya sahiptir.

Doğal gazın yurdumuza getirilmesi çok olumlu bir gelişmedir. Ekonomik ve değerli bir yakıt olan bu gazın verimsiz kullanımını önlemekse mühendislere düşmektedir.



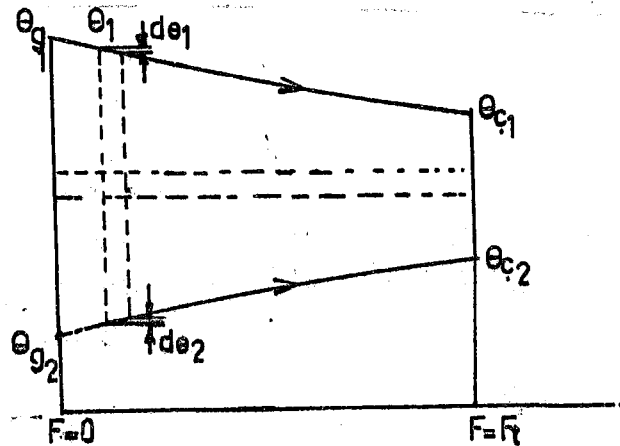
2. REKUPERATÖRLERDE MUHTELİF AKIŞ HALLERİ

Baca gazları ile ısıtılacak akışkan, birbirine bitişik kanallardan sürekli olarak geçirilerek ısı aktarımı sağlanır. Baca gazı ile ısıtılacak akışkan aynı, zıt, paralel yönlü akabilir. Çelik malzemedeki yapılmış rekuperatörler de toplam ısı transfer katsayısı oldukça yüksektir.

Rekuperatörler muhtelif tiplerde olup, farklı sıcaklıklara sahip iki akışkan arasındaki ısı naklini sağlarlar.

2.1 Aynı Yönlü Paralel Akımlı Rekuperatör

Şekil 2.1 de görüldüğü gibi gerek soğuyan ve gerekse soğutan akışkanlar aynı yönde paralel olarak akmaktadırlar. Akışkan sıcaklıkları herhangi F yüzeyinden sonra θ_1 ve θ_2 değerlerini almış olsunlar. F yüzeyi dF kadar artmakla, soğuyan akışkanın sıcaklığı $d\theta_1$ kadar azalmasına mukabil soğutan akışkanın sıcaklığı $d\theta_2$ kadar fazlalaşır. Yani dF yüzeyi boyunca her iki akışkan arasında dQ kadar ısı alışverişi olmuştur.

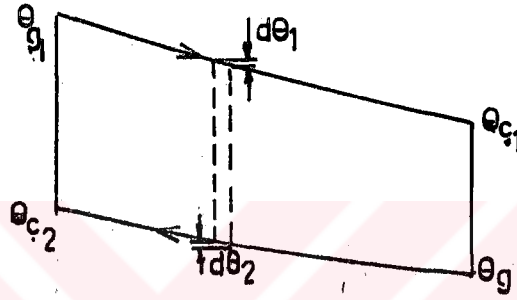


Şekil 2.1: Aynı yönlü paralel akımlı rekuperatör

2.2 Zıt Yönlü Paralel Akımlı Rekuperatör

Şekil 2.2 zıt yönlü paralel akım halindeki her iki akışkanında sıcaklık değişimleri görülmektedir. Bu haldeki hesaplar, aynı yönlü paralel akım haline benzemektedir.

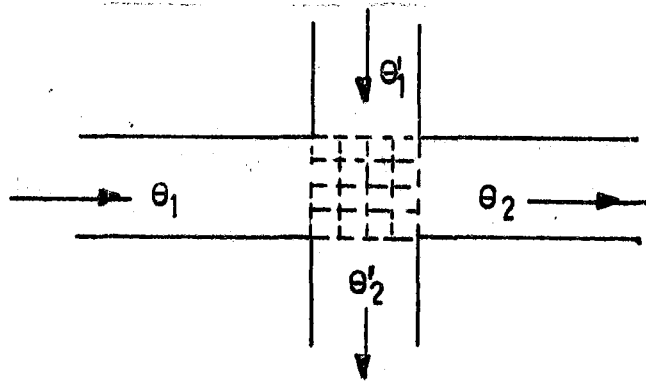
Ancak yönler zıt olduğu ve soğutan akışkanın F yönüne göre sıcaklığı düştüğü için $dQ = -G_2 c_2 d\theta_2$ ifadesinin önüne (-) işareti gelir.



Şekil 2.2: Zıt yönlü paralel akımlı reküperatör

2.3 Çapraz Akımlı Reküperatör

Her iki akışkanın birbirine dik olarak geçmesi halinde çapraz akım söz konusu olup, Şekil 2.3 de görülmektedir. Çapraz akım halinde logaritmik sıcaklık farkı: Paralel akımdaki logaritmik sıcaklık farkının f düzeltme faktörü ile çarpılması ile elde edilir.



Şekil 2.3: Çapraz akımlı reküperatör

3. KAZANDA KULLANILAN YAKITIN ÖZELLİKLERİ

Kazanda yakıt olarak doğal gaz kullanılmaktadır. Bölüm 3.1 de doğal gaza ait özellikler anlatılmıştır.

3.1 Doğal Gaza Ait Özellikler

Doğal gaz esas olarak metan(CH_4) ve metana göre daha az oranda olmak üzere, etan(C_2H_6) ve propan(C_3H_8) gibi hidrokarbonlardan ve azot(N_2), karbondioksit(CO_2), hidrojen sulfür(H_2S) ile helium(He) gazlarından meydana gelen renksiz, kokusuz bir gazdır. Ayrıca çok küçük yüzdelerde olmak üzere oksijen ve argon gazlarının bulunduğu doğal gaz kaynaklarına da rastlanabilir. Ticari kullanıma arz edilen doğal gazda genellikle %80 ile %95 arasında metan, %5 ila %10 arasında etan ve propan bulunur. Geri kalan yüzde genellikle azottur. Alt ısı değeri 30 ila 45 MJ/Nm³, havaya göre yoğunluğu ise 0.58 ila 0.79 kg/m³ (Hava:1.0 kg/m³) arasındadır. Doğal gaz mavi bir alevle yanar ve hava ile belli oranda karıştığında patlayıcı özelliği vardır. Eğer doğal gaz rezervinde kükürt var ise, üretilen doğal gazda da hidrojen sulfür görülür. Bu bileşenin dağıtım şebekelerinde ve kullanma yerlerinde yaratabileceği korozyon problemlerini önlemek gayesi ile doğal gaz şebekeye verilmeden önce genellikle temizlenir. Kullanıma sunulan doğal gaz içindeki kükürtün ihmal edilebilir seviyede olması nedeniyle, yakılma sonunda oluşan duman gazında kükürt dioksit bulunmaz. Duman gazında kükürt dioksit bulunması insan sağlığına ve çevreye olumsuz etki yapmaktadır. Bu olumsuz etki ve asit çığ noktası oluşmaması için duman gazı sıcaklığından yararlanmak istenirse duman gazı sıcaklığı en fazla 160 °C ye kadar soğutulabilir. Bu ise kömür, fuel-oil gibi diğer fosil yakacakların en önemli sakıncalarıdır. Doğal gazın yakılması sonucu oluşan duman gazları çığlenme noktasına (Doğal gaz için 60 °C) kadar soğutulabilir. Doğal gaz içinde yanmayan madde bulunmadığı için tüme yanar, hava ile çok iyi

karişabildiğinden hava fazlalık katsayısı 1 civarındadır. Yanmamış yakacak kaybı yoktur, baca kaybı ise diğeri yakacaklara göre çok küçüktür. (Genceli, 1989).

Sıvı ve katı yakacaklarda, duman gazı ile sürüklenen kurum, kül gibi yanmamış maddelerin ısı transferi yüzeylerine yapışarak meydana getirdiği ısı direnç problemi doğal gazda yoktur. Isı transferi yüzeyleri temiz kaldığından, kurum ufleme cihazları daha az çalıştırılır. Bu nedenle, bu cihazların harcadığı buhar ve enerji sarfiyatı azalır.

BOTAŞ tarafından dağıtılan doğal gazın kimyasal özellikleri Tablo 3.1 de kükürt miktarları Tablo 3.2 de ısı değerleri ise Tablo 3.3 de verilmiştir.

Tablo 3.1: Doğal gazın kimyasal içeriği. (Genceli, 1989)

METAN	MINIMUM	% 85
ETAN	MAKSİMUM	% 7
PROPAN	MAKSİMUM	% 3
BUTAN	MAKSİMUM	% 2
PENTAN VE DİĞER H.C.	MAKSİMUM	% 1
KARBONDİOKSİT	MAKSİMUM	% 3
AZOT	MAKSİMUM	% 5
OKSİJEN	MAKSİMUM	% 0,02

Tablo 3.2:Doğal gaz içindeki kükürt miktarları.
(Genceli, 1989) .

HİDROJEN SÜLFÜR	MAKSİMUM	5,1 mg/m ³
MERKAPTAN KÜKÜRT	MAKSİMUM	15,30 mg/m ³
TOPLAM KÜKÜRT	MAKSİMUM	102 mg/m ³

Tablo 3.3:Doğal gazın alt ve üst ısıl değerleri.
(Genceli, 1989) .

ÜST ISIL DEĞER	9360 kcal/Nm ³
ALT ISIL DEĞER	8750 kcal/Nm ³

3.2 Doğal Gazda Yanma

Yanma: yakacak içindeki yanabilir elemanların oksijen ile kimyasal tepkimeye girmesi olarak tanımlanabilir. Yakacak içindeki temel yanabilir elemanlar karbon, hidrojen ve bunların bileşenleridir. Kükürt de yanabilir bir eleman olmasına ve yakacağın ısıl değerini bir miktar artırmasına rağmen, korozif etkileri nedeniyle zararlı olduğundan yakacakta istenmeyen bir maddedir. (Genceli, 1989) Bu yüzden tüketime sunulmadan önce doğal gazdaki kükürtlü bileşenler alınır. Bu sebeplerden dolayı doğal gaz kullanımı tercih edilmektedir.

Pratik açıdan bir çok yanma olayı için gerekli olan oksijen havadan sağlanır. Standart kuru havanın hacimsel bileşimi Tablo 3.4 de görülmektedir.

Tablo 3.4:Kuru havanın hacimsel bileşimleri. (Genceli, 1989) .

ELEMAN	HACİMSEL %
OKSİJEN	20.99
KARBON DİOKSİT	0.03
HİDROJEN	0.01
AZOT	78.03
ARGON	0.94
NEON	0.00123
HELIUM	0.00040
KRYPTON	0.00005
XENON	0.000006
TOPLAM	100.001686

Tablo 3.5:Yanıcı gazların tutuşma sınırları. (Genceli, 1989) .

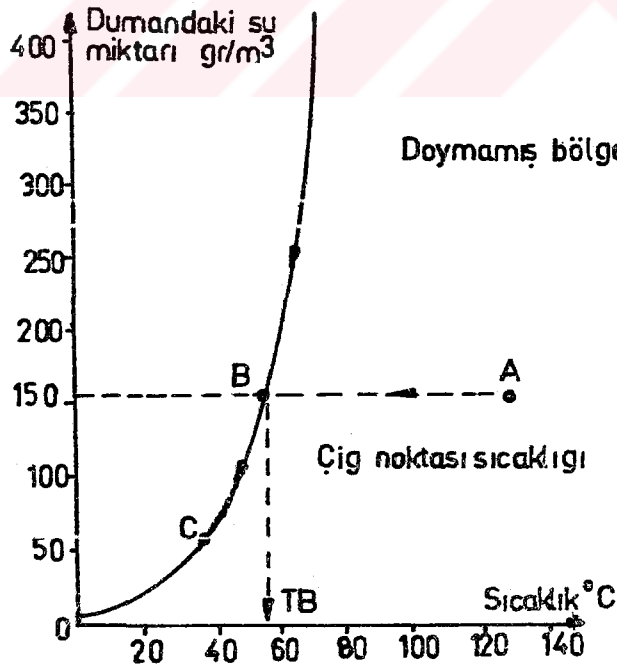
YANICI GAZ	ALT TUTUŞMA SINIRI	ÜST TUTUŞMA SINIRI
HİDROJEN	%4.1	%74.0
KARBON MONOKSİT	%12.5	%74.0
METAN	%5.3	%13.9
ETAN	%3.1	%12.5
PROPAN	%2.4	%9.5
n-BÜTAN	%1.9	%8.4
BENZOL	%1.4	%7.1

4. tablo
7

Çiğ noktası ve yoğunlaşma:

Şekil 3.1 de verildiği gibi, su buharına ait doyma eğrisi, yoğunlaşmanın meydana geldiği çığ noktası sıcaklığını belirler. Soğuma AB yatay doğrusu boyunca olur. B doyma noktasına (veya çığ noktasına) gelindiğinde, gaz içindeki su buharı yoğunlaşmaya başlar. Soğutmaya devam edilirse, işlem BC doyma eğrisi boyunca devam eder. Soğuma ilerledikçe gizli ısı daha fazla serbest kalır.

Doğal gaz yanmasında da olay aynı şekilde olur. Suyun gizli ısısı, doğal gazın alt ısıl değerinin % 11'i kadardır. Yani doğal gaz yanması halinde 100 KWh duyulur ısı temin ediliyorsa, 11 KWh kadar da gizli ısı elde edilir. Doğal gaz yanmasında hava fazlalık katsayısı 1.2 olması durumunda çığ noktası sıcaklığı 57 °C civarındadır.



Şekil 3.1: Duman gazı yoğunlaşma sınırı (Gas de France, 1989)

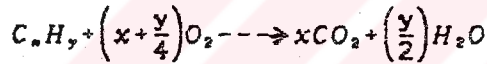
Yanma denklemleri:

Katı ve sıvı fazındaki bütün yakacakların yanabilmesi, önce gaz fazına geçmesi, sonra da yeterince sıcak bir ortamda kafi miktarda oksijen bulabilmesine bağlıdır.

İyi bir yanma için: yeterli ocak sıcaklığının, iyi hava yakıt karışımının (türbulans), yeterli yanma zamanının sağlanması gereklidir. Bu üç temel unsur, uygun ocak ve brülör dizaynı ile gerçekleştirilir.

Butun yakacaklarda yanma denklemlerini çıkarabilmek için, yakacaktaki elemanların özellik ve ısı değerlerinin bilinmesi gerekir. Tablo 3.6'da özellikler ve ısı değerler verilmiştir.

Doğal gaz genelde çeşitli hidrokarbonlardan oluşan bir gaz yakacak olduğundan:



şeklinde yanar. Butun yanma olaylarında bilinmesi gereken en önemli karakteristik değerler: Yakacığın ısı değeri, özgül hava miktarı ve özgül duman miktarıdır. S.S.C.B'den ithal edilen doğal gazın karakteristik değerleri aşağıda hesaplanmıştır.

Baca gazı ısınma ısısı:

Baca gazına ait ısınma ısısı Ek 1 Tablo 14 yardımı ile,

$$C_p = \frac{44 \times 0.429 + 0.362 \times 18}{62} = 0.39 \frac{kCal}{Nm^3 \text{ } ^\circ C}$$

Doğal gaza ait ısı değeri:

$H = CH_4 \times (q)_{CH_4} + C_2H_6 \times (q)_{C_2H_6} + C_3H_8 \times (q)_{C_3H_8} + C_4H_{10} \times (q)_{C_4H_{10}} + C_5H_{12} \times (q)_{C_5H_{12}}$ formülü ile hesaplanırsa,

Tablo 3.6:Doğal gazın karakteristik değerleri. (Genceli, 1989) .

<u>Bileşik</u>	<u>Formül</u>	<u>Yoğunluk</u> <u>kg/m³</u>	<u>Üst Isıl</u> <u>Değer</u> <u>kJ/Nm³</u>	<u>Alt Isıl</u> <u>Değer</u> <u>kJ/Nm³</u>
Metan	CH ₄	0.681	37706	33943
Etan	C ₂ H ₆	1.236	66060	60434
Propan	C ₃ H ₈	1.916	94042	86515
Bütan	C ₄ H ₁₀	2.534	121874	112448
Pentan	C ₅ H ₁₂	3.050	149781	138492

Üst ısıl değer:

$$H_0 = 0.85 \times 37706 + 0.07 \times 66060 + 0.03 \times 94042 + 0.02 \times 121874 + 0.01 \times 149781$$

$$H_0 = 43430.85 \frac{kJ}{Nm^3}$$

Alt ısıl değer:

$$H_u = 0.85 \times 33943 + 0.07 \times 60434 + 0.03 \times 86515 + 0.02 \times 112448 + 0.01 \times 138492$$

$$H_u = 39311.26 \frac{kJ}{Nm^3}$$

Teorik özgül hava miktarı

$$V_{ho} = \frac{100}{21} \times \left(X + \frac{Y}{4} \right) \times C_x H_y - O_2$$

$$V_{ho} = 10.98 \frac{Nm^3(hava)}{Nm^3(yakacak)}$$

Özgül hava miktarı:

$$V_{h_0} = 11.53 \frac{Nm^3(\text{hava})}{Nm^3(\text{yakacak})}$$

$$V_{r_0} = \left(X + \frac{Y}{2}\right) \times C_{xH_y} + 0.79V_{h_0} + N_2 \frac{Nm^3(\text{duman})}{Nm^3(\text{yakacak})}$$

Teorik Özgül Duman Miktarı:

$$n = 1.05$$

$$V_{g_0} = \left(1 + \frac{4}{2}\right) \times 37706 + \left(2 + \frac{6}{2}\right) \times 66060 + \left(3 + \frac{8}{2}\right) \times 94042 + \left(4 + \frac{10}{2}\right) \times 121874 + \left(5 + \frac{12}{2}\right) \times 149781 + 0.79 \times 10.98 + N_2$$

Özgül duman miktarı:

$$V_g = V_{g_0} + (n-1) \times V_{h_0}$$

$$V_g = 12.6 \frac{Nm^3(\text{duman})}{Nm^3(\text{yakacak})}$$

Doğal gaz yakan kazanlarda ısı verim, kazana giren suyun sıcaklığı ile değişir. Verim su giriş sıcaklığının azalması ile artar ve aynı şekilde baca gazında yoğunlaşan su buharı miktarıda artar. 30 °C su giriş sıcaklığı halinde genel olarak baca gazı 45 °C ye kadar soğutulabilir. (Şekil 5.1) bu halde duyulur ısı kaybı %2, gizli ısı kaybı ise %5 civarındadır. Bu haller için alt ve üst ısı değerlere göre tanımlanmış kazan verimleri:

$$\eta_{AID} = \frac{(100-2) + (11-5)}{100}$$

$$\eta_{AID} = \%104$$

$$\eta_{UID} = \frac{111 - (2+5)}{111}$$

$$\eta_{UID} = \%94$$

olarak hesaplanır.

3.3 Dogal Gazın Sanayiye Etkileri

Yeni yatırımlara girme veya mevcut tesislerin tevzi, modernizasyon, yenileme, kalite düzenleme ve entegrasyonu yönünden imkanlar doğacaktır.

Yabancı firmalar ile işbirliği artacak, muhtemel ortak yatırımlar ve lisans anlaşmaları ile kapital, teknoloji, bilgi transferi sağlanacaktır.

Genelde ısı sektörü hareketli bir devreye girecek ve dinamik bir ortam doğacaktır. Mevcut ürünlerde daha rasyonel bir imalata gidilecek, kalite yükselecek, ürünler tip ve model bakımından çeşitlenecektir.

Fanlı brülörlerin yanında, diffüzyon alevli brülörler, atmosferik brülörler, reküperativ brülörler ve regenerativ brülörlere talep başlayacaktır. Dogal gazın temiz olma, kolayca yanma, sistemde kolay kontrol edilebilme özelliği bu tip brülörlerde ortaya çıkar.

Kazanlarda karşı basıncı yüksek ve daha randımanlı dizaynlara geçiş mümkün olacak, baca gazından faydalanılarak ekonomizör kullanımına önem verilecektir.

Proses kontrol, otomatik kontrolün kullanımı ve bu sistemlere güven, fuel oil'in özellikleri sebebiyle yeterince yaygınlaşmamıştır. Dogal gazda bu düşünce değişecektir.

Dogal gazın yakıt olarak, tesiste depolama ihtiyacının olmaması, teminde zorluk çekilmemesi, sipariş gerekmemesi ve bedelinin kullanıldıktan sonra ödenmesi, işletme içinde rahat ve ucuz bir şekilde dağıtılabilmesi sebebiyle tercih edilmektedir.

4. BACA GAZLARINDAKİ GERİ KAZANILABİLİR ENERJİ VE YÜKSEK SICAKLIK UYGULAMALARI

Baca gazlarının tekrar kullanımıyla oldukça büyük enerji tasarrufu sağlanabilir. Elde edilecek enerji gerek aynı sistem için gerekse, farklı sistemler için kullanılabilir en ekonomik yakıttır. Kazan ısı verimini arttırmak: baca gazı kayıplarını sınırlamakla elde edilir. Bu kayıplar iki cinstir.

i. Duyulur ısı kayıpları ki bunlar duman çıkış sıcaklığı ile orantılıdır.

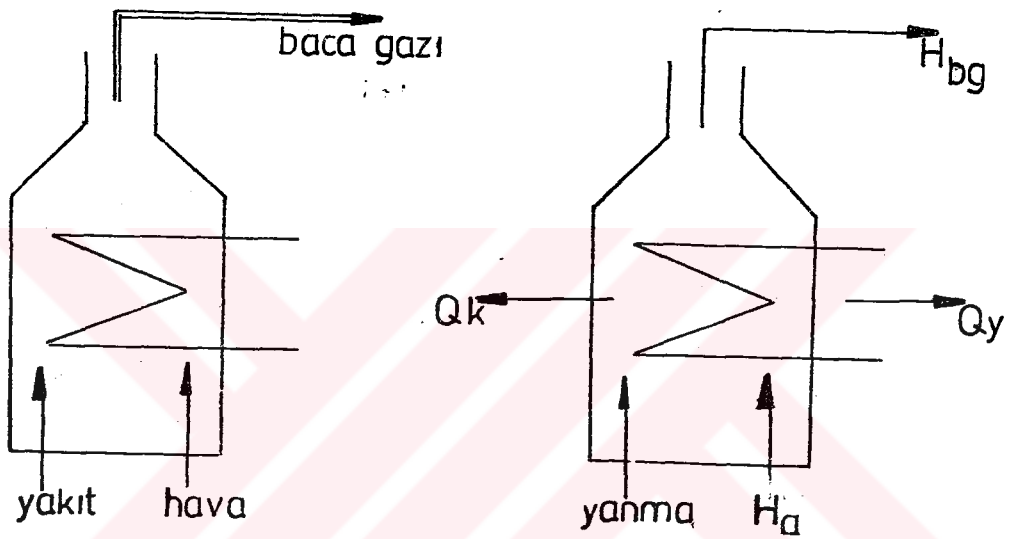
ii. Gizli ısı kayıpları ise suyun buhar haline dönüşmesi ile ilgilidir. Duman gazının her m^3 ünde 154 gr su buharı bulunması alt ısı değerinde %11 kayba neden olur. (Les Chaufferies composes: Gas de France, 1989)

4.1. Baca Gazlarındaki Geri Kazanılabilir Enerji

Kazan, Fırın gibi bir enerji üretim tesisinde yakıt, hava içindeki oksijen ile birleşerek yanmakta, açığa çıkan enerji, ürünün ısıtılmasında kullanılmaktadır. Şekil 4.1'de gösterilen madde dengesine göre, yakıt ile birlikte karbon, hidrojen gibi yanıcı maddeler, hava ile birlikte, oksijen ve azot, çevre sıcaklığında sisteme girmekte, yanma ürünleri CO_2 , CO , H_2O ile hava fazlalığındaki O_2 , reaksiyona katılmayan N_2 ve diğer yanıcı olmayan maddeler sıcak olarak sistemden çıkmaktadır.

Sistemin enerji bilançosuna göre sisteme, yakıtın yanma ısısı ile çevre sıcaklığındaki yakıt ve havanın duyulur ısıları girmektedir. Sistemden yararlı ısı Q_y yanında tesisin cidarlarından çevreye taşınım ve ışınım kayıpları Q_k ile baca gazının entalpisi H_{bg} çıkmaktadır. Buradan da anlaşıldığı üzere % 1-3 mertebesinde olan taşınım ve ışınım

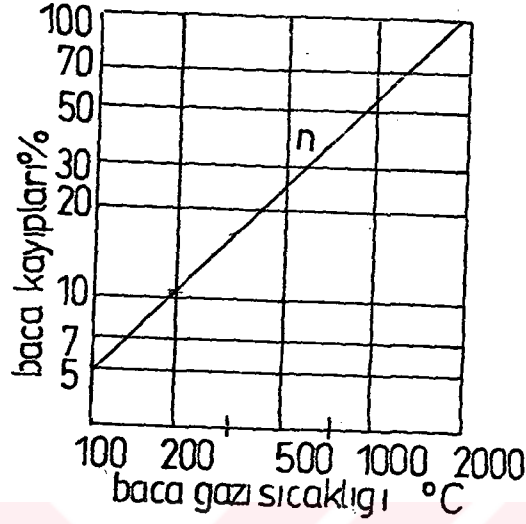
kayıplarının yanında baca kayıpları, sistemin termik verimini etkileyen niceliklerdendir. Baca gazı sıcaklığı ile doğru orantılı olarak artmaktadır.



Şekil 4.1: Madde dengesi (Tanes, 1989)

Tesisin verimi yararlı ısının sisteme giren toplam ısıya oranı olarak tanımlanmaktadır. Yararlı ısı, giren ısı ile, ısı kayıplarının farkına eşit olduğundan verim = 1 - Konvektif kayıplar oranı - Baca kayıpları oranıdır.

Şekil 4.2 de baca gazı kayıplarının sisteme giren enerjiye oranı, baca gazı sıcaklığına bağlı olarak verilmiştir. Diyagramda baz olarak 15.6 °C giriş sıcaklığı kabul edilmiştir. Diyagrama göre % 20 hava fazlalığı ile çalışan doğalgazlı bir enerji tesisinde yaklaşık olarak 200 °C de dışarı atılan baca gazlarının içindeki enerjinin sisteme verilen enerjiye oranı % 20 civarındadır. Taşınım ve ışınım kayıpları da % 2 olarak kabul edilirse toplam kayıp % 22, verim ise % 78 olmaktadır.



Sekil 4.2: Baca kayıpları (Tanes, 1985)

Klasik bir kazanın arkasına yerleştirilen reküperatör dumanların soğumasını ve yoğunlaşma sıcaklığına kadar düşmesini temin eder. Bu teknikle özel olarak basınçlı, klasik kazanların yoğunlaşmalı kazana dönüşmesi sağlanır. Isı değişim yüzeyi ne kadar büyükse reküperasyon o derecede etkili olur. Genel kaide olarak reküperatörün ısı değişim alanı yanma nücrisi alanı kadar olmalıdır. Bu da kullanılan malzemenin ısıl geçirgenliğine bağlıdır (0.07 ile 0.1 kW/m² olarak). Reküperatör, yoğunlaşmalı hidrolik devre olarak klasik kazan devresinden ayrılabilir ve nispeten daha soğuk bir devrenin bağımsız olarak kullanılmasını sağlayabilir.

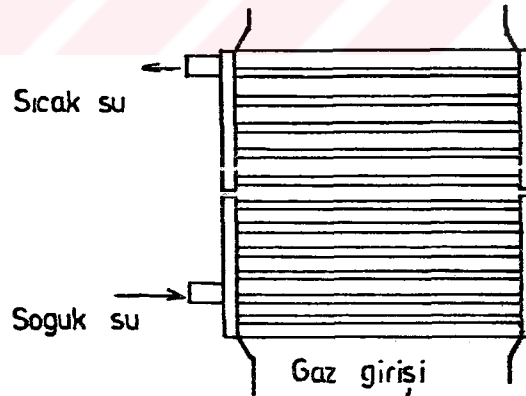
4.2. Yüksek Sıcaklık Uygulamaları

Bu uygulamalar daha çok fırınlarda uygulanmaktadır. (Ergitme fırınları, Kurutma fırınları, Tav fırınları, Porselen fırınları v.b) Her fırın ayrı bir özellik arzettiğinden, tek tek irdeleme yapılması gerekir. Burada doğal gazın yanma alevinin karakteristiği önemlidir. Bu karakteristik, renk, şekil, enerji gücü ve kimyasal kompozisyon dan ibarettir. Doğal gaz alevi, yanma odasının şekline göre, değişik şekillerde tasarlanabilir. Örneğin,

Doğal gaz alevinin boyu döner fırında 20 m, çimento fırınında 100 m dir. Buna ilaveten, doğal gaz kullanımında konvansiyonel brülörlerin yanısıra, regenerative brülör dizaynları da yapılabilir. Doğal gazın sülfür ihtiva etmemesi sebebiyle baca gazları çişlenme noktasına kadar soğutulabilir. Bu soğutma işlemini gerçekleştirebilecek reküperatörlerin değişik tipleri vardır.

4.2.1 Sıcak su eldesi için dizayn edilen reküperatörler

Yerden ısıtma tesislerinde kullanılan bu reküperatörler, kazan besleme suyunu ısıtmak için veya dışarda ki herhangi bir tesisin sıcak su ihtiyacını karşılamak için kullanılırlar. Şekil 4.3 de tipik bir sıcak su reküperatörü ana hatları ile verilmiştir. Bu tip reküperatörlerde, yoğunlaşma problemi göz önüne alınarak, korozyona dayanıklı malzemeler kullanılmalıdır.



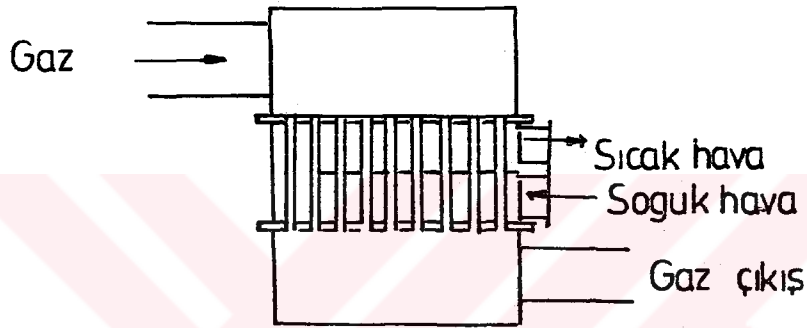
Şekil 4.3: Sıcak su eldesi için reküperatör. (Bilgiç, 1989)

4.2.2 Kazan yakma havasını ısıtmak için dizayn edilen reküperatörler

Kazan yakma havasının ısıtılarak, yanmanın daha stabil olmasını amaçlayan bu tip reküperatörler, tüplü, plakalı ve rotatif olabilirler.

4.2.2.1 Borulu reküperatörler

Hava boruların içinde sirküle edilir. Yanma gazları boruların dışından geçer. Reküperatör yanma havası fanının çıkışına yerleştirilerek yanma havasının ısıtılması sağlanır.



Şekil 4.4: Borulu reküperatör (Meunier, 1991)

Avantajları:

Yanma gazları ile hava arasında direkt temas sağlar.

Yanma havası fanı soğuk hava ile çalışır, bu yüzden elektrik tüketimi minimumdur.

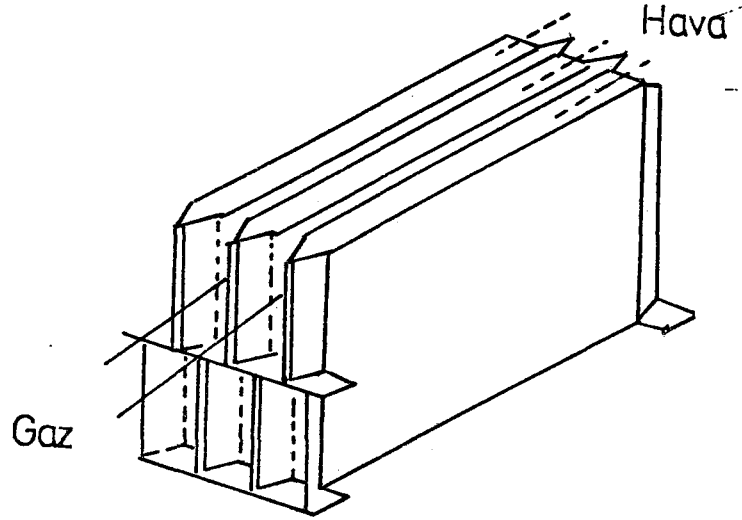
Hiç bir hareketli parça olmaması nedeniyle bakımı kolaydır.

Mahsuru:

Kanallar oldukça büyüktür.

4.2.2.2 Plakalı reküperatörler

Bu tip reküperatörler: hava ve yanma gazlarının körüklü plakalardan, karşılıklı olarak sirküle edilmeleri ile ısı aktarımı sağlanır. Reküperatörün yüksek basınçla çalışmasını önlemek için reküperatör hava fanının önüne yerleştirilir.



Sekil 4.5: Plakalı reküperatör (Meunier, 1991)

Avantajları:

Verimi yüksektir.

Tüplü sisteme göre daha hafif ve ekonomiktir.

Basınç kaybı düşüktür.

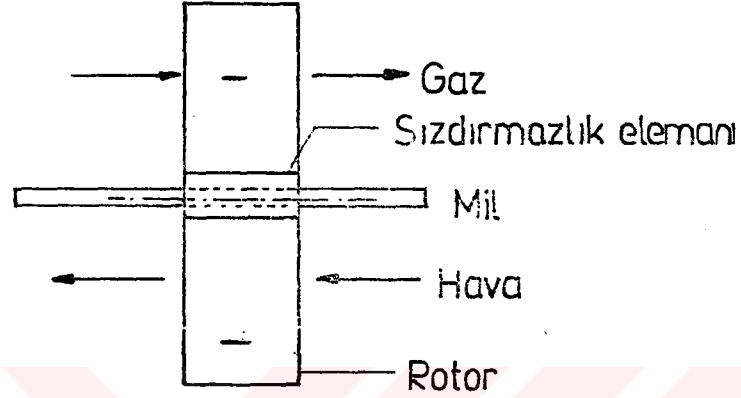
Bakımı kolaydır.

Mahsuru:

Büyük hava fanı gerektirir.

4.2.2.3 Rejeneratif reküperatörler

Bu tip reküperatörlerde, kaynaklı sacdan yapılmış bir rotor mevcuttur. Rotor, ısıtma elemanlarını haznesinde toplayan bir çerçeveye olup 2-3 devir/dakika hızda döner. Rotorun içinde, ondüle veya bal peteği şeklindeki ince çelik saçlar ısı transfer alanını artırmaktadır. Yanma gazları, rotorun yarı hacminden geçerek, ondüle plakaları ısıtırlar. Rotor döndükçe ısınan bu hacimden, soğuk hava karşı yönden geçirilerek ısıtılmış olur. Gaz ve havanın birbirine karışmasını önlemek için rotorun ortasına sızdırmazlık elemanları yerleştirilir.



Şekil 4.6: Rejeneratif reküperatör (Meunier, 1991)

Avantajları:

Diğer reküperatörlere göre daha az yer kaplarlar. Bu sebeple büyük kapasiteli fırın veya kazanlarda ekonomik olmaktadır.

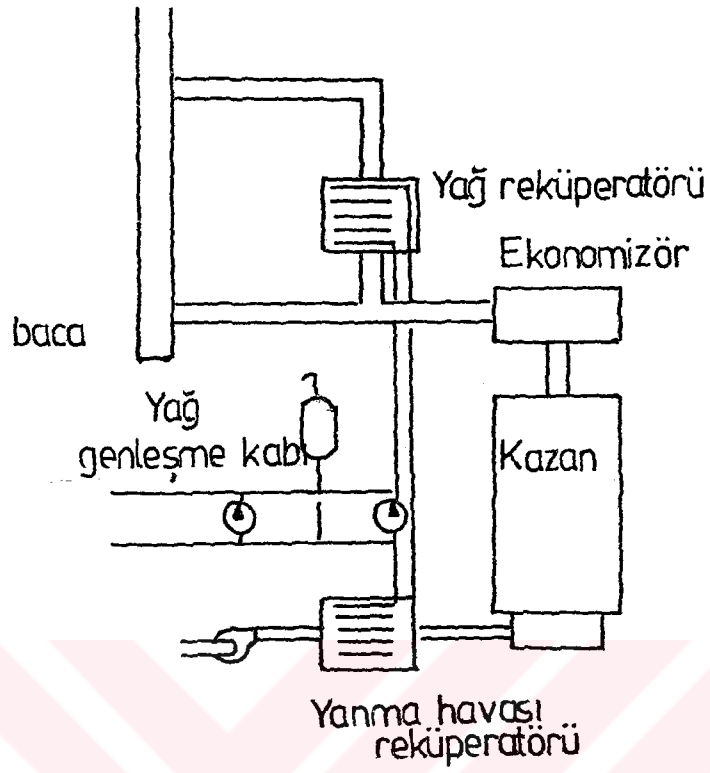
Mahsurları:

Rekuperatörde basınç kaybı büyüktür

Yanma gazları ile hava arasında %3-7 oranında sızıntı vardır.

4.2.2.4 Çift reküperatör sistemi

Bu tip sistemlerde, bir adet yağ reküperatörü bacaya yerleştirilir. Bir adet yağ reküperatöründe hava kanalına yerleştirilir. Bacaya konan reküperatörde, yağ yanma gazları ile ısınır. Isınan yağ diğer reküperatöre sirküle ettirilir ve yanma havasının ısıtılması sağlanır.



Sekil 4.7: Çift reküperatör sistemi (Üzsarfati, 1989)

Avantajları:

Reküperatör fazla yer kaplamaz ve kanallara rahatlıkla yerleştirilebilir.

Mahsurları:

Yağ hattı bakım gerektirir.

5. SICAK SU ELDESİ İÇİN, REKUPERATÖR DİZAYNI

Rekuperatör dizaynı için, ilk olarak, sistemin normal yükte çalıştığı andaki veriler kullanılırsa

5.1 Normal yükte rekuperatör dizaynı

$$\text{Baca gazı debisi} = V_g = 20000 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$\text{Gaz giriş sıcaklığı: } T_{g,e} = 194 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Gaz çıkış sıcaklığı: } T_{g,c} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Su giriş sıcaklığı: } T_{s,e} = 5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Su çıkış sıcaklığı: } T_{s,c} = 55 \text{ } ^\circ\text{C}$$

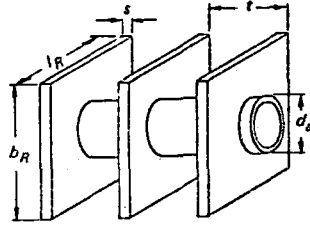
Rekuperatörde birim yüzeydeki ısı transferini artırmak için kanatlı borular kullanılmıştır. Rekuperatörde kullanılan kanatlı borulara ait ölçüler Tablo (5.1) da verilmiştir.

Tablo 5.1: Kanatlı boru boyutları. (V.D.I.1984) .

Boru Dış Çapı	d_a	31.8 mm
Boru İç Çapı	d_i	25.4 mm
Boru Et Kalınlığı	s	3.2 mm
Kanat Boyu	L_k	65 mm
Kanat Genişliği	b_k	65 mm
Kanat Yüksekliği	h_k	16.6 mm
Kanat Kalınlığı	e_r	2 mm
Kanat Arası Hatve	t	15 mm

$$\text{Boru ısı iletim katsayısı } \lambda_A = 50 \frac{\text{kcal}}{\text{m.h.C}}$$

$$\text{Boru norm su debisi } G_{nr} = 1824 \frac{\text{lt}}{\text{h}}$$



Şekil 5.1: Kanatlı boru (VDI, 1984)

i. Boru İç Alanı:

$$F_i = 3.14 \times d_i$$

$$F_i = 3.14 \times 25.4 \times 10^{-3}$$

$$F_i = 0.07979 \frac{m^2}{m}$$

ii. Boru Dış Alanı:

$$F_a = 3.14 \times d_a$$

$$F_a = 3.14 \times 31.8 \times 10^{-3}$$

$$F_a = 0.09999 \frac{m^2}{m}$$

iii. Kanat Alanı:

$$F_k = \frac{2}{t} \times \left(L_R \times b_R - 3.14 \times \frac{(d_o)^2}{4} \right)$$

$$F_k = \frac{2}{(15 \times 10^{-3})} \times \left(65 \times 10^{-3} \times 65 \times 10^{-3} - 3.14 \times \frac{(31.8 \times 10^{-3})^2}{4} \right)$$

$$F_k = 0.4574 \frac{m^2}{m}$$

iv. Kanat Arası Boru Alanı:

$$F_c = \frac{(l - b_R)}{t} \times 3.14 \times d_a$$

$$F_c = \frac{(15 \times 10^{-3} - 2 \times 10^{-3})}{(15 \times 10^{-3})} \times 3.14 \times 31.8 \times 10^{-3}$$

$$F_c = 0.086582 \frac{m^2}{m}$$

v. Kanat Ucu Alanı:

$$F_T = \frac{2}{t} \times (L_R + b_R) \times b_R$$

$$F_T = \frac{2}{(15 \times 10^{-3})} \times (65 \times 10^{-3} + 65 \times 10^{-3}) \times 2 \times 10^{-3}$$

$$F_T = 0.034666 \frac{m^2}{m}$$

vi. Toplam Yüzey Alanı:

$$F = F_b + F_c + F_T = 0.4574 + 0.086582 + 0.034666 = 0.57864 \frac{m^2}{m}$$

vii. Duman Gazı Serbest Geçiş Alanı:

$$F_s = \frac{t(L_R - d_a)}{t}$$

$$F_s = 15 \times 10^{-3} \frac{(65 \times 10^{-3} - 31.8 \times 10^{-3})}{(15 \times 10^{-3})}$$

$$F_s = 0.0322 \frac{m^2}{m}$$

Birimsiz Katsayılar

$$\frac{F}{F_0} = \frac{0.57864}{0.0999} = 5.79$$

$$\frac{F_R}{F} = \frac{0.4574}{0.57864} = 0.79$$

$$\frac{L_R}{b_R} = \frac{65}{65} = 1$$

$$\frac{b_R}{da} = \frac{65}{31.8} = 2.044$$

Rekuperatör ebadları:

Uzunluk : L=1500 mm

Genişlik: B=1500 mm

Boru Hatvesi S=70 mm

$$\text{Boru Adedi (n)} = \frac{B}{S} = \frac{1500}{70} = 20 \text{ adet}$$

Duman gazı yönü ısı transfer katsayısı aşağıdaki gibi hesaplanır.

i. Kanat arası gaz debisi:

$$W_R = \frac{V_R}{F_R \times n \times \frac{1}{2} \times 3600}$$

$$W_R = \frac{20000}{0.0322 \times 20 \times 0.75 \times 3600}$$

$$W_R = 11.502 \frac{Nm^3}{sn}$$

ii. Isı transfer film katsayısı

$$\alpha_c = (4.3 + 0.001 \times T_m \times 2.51) \times \frac{W_R^{0.654}}{da^{0.324}}$$

iii. Ortalama sıcaklık

$$T_m = \frac{T_c + T_c}{2}$$

$$T_m = \frac{194 + 60}{2}$$

$$T_m = 127 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Sonuç olarak duman gazı ısı transfer katsayısı

$$\alpha_c = (4.3 + 0.001 \times 127 \times 2.51) \times \frac{11.502^{0.654}}{0.0318^{0.364}}$$

$$\alpha_c = 80.047 \frac{\text{kCal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\frac{F}{F_0} = 5.79$$

Ek. 1 Tablo. 1 den $\frac{\alpha_s}{\alpha_c} = 0.665$ bulunur.

$$\alpha_s = 0.665 \times 80.047$$

$$\alpha_s = 53.23 \frac{\text{kCal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\frac{b_p}{da} = 2.044$$

$$\frac{L_p}{b_p} = 1$$

Ek. 1 Tablo. 2 den $\phi = 1.65$ bulunur.

$$Y = \sqrt{\frac{2 \times \alpha_s}{\lambda_p \times \theta_p}}$$

$$Y = \sqrt{\frac{2 \times 53.2}{50 \times 2 \times 10^{-3}}}$$

$$Y = 31 \frac{1}{\text{m}}$$

$$X = Y \times \phi \times \frac{da}{2}$$

$$X = 31 \times 1.65 \times \frac{31.8 \times 10^{-3}}{2}$$

$$X = 0.85$$

Ek. 1 Tablo. 3 den yararlanarak: $\eta_k = 0.82$ olarak bulunur.

Kanatlı boru demeti zahiri ısı transfer film katsayısı:

$$\alpha = \alpha_k \times \left(1 - (1 - \eta) \times \frac{F_k}{F} \right)$$

$$\alpha = 53.2 \times (1 - (1 - 0.82) \times 0.79)$$

$$\alpha = 45.9 \frac{kCal}{m^2 \cdot h \cdot ^\circ C}$$

Su tarafı ısı transfer katsayısı aşağıdaki gibi hesaplanır:

i. Su hızı:

$$W_w = \frac{G_v}{\rho_w \times n}$$

$$W_w = \frac{20000}{(1874 \times 20)}$$

$$W_w = 0.533 \frac{m}{sn}$$

ii. Ortalama sıcaklık:

$$T_m = \frac{(T_{wg} + T_{wc})}{2}$$

$$T_m = \frac{5 + 50}{2}$$

$$T_m = 28 \text{ } ^\circ C$$

Sonuç olarak su tarafı ısı transfer katsayısı:

$$\alpha_w = 2900 \times (W_w)^{0.82} (1 + 0.014 \times T_m)$$

$$\alpha_w = 2900 \times 0.533^{0.86} (1 + 0.014 \times 28)$$

$$\alpha_w = 2367 \frac{\text{kCal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Isı İletim Katsayısı:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha} + \left(\left(\frac{1}{\alpha_w} \right) + \left(\frac{S}{\lambda_k} \right) \right) \times F$$

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{45.9} + \left(\left(\frac{1}{2367} \right) + \left(\frac{0.0032}{50} \right) \right) \times \frac{0.57864}{0.07979}$$

$$K = 40 \frac{\text{kCal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Logaritmik sıcaklık farkı:

$$\Delta TM = \frac{(T_g - T_{wa}) - (T_c - T_{wa})}{\ln \frac{(T_g - T_{wa})}{(T_c - T_{wa})}}$$

$$\Delta TM = \frac{(194 - 50) - (60 - 5)}{\ln \frac{(194 - 50)}{(60 - 5)}}$$

$$\Delta TM = 92.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$F = \frac{55 - 5}{194 - 5}$$

$$P = 0.26$$

$$R = \frac{194 - 60}{55 - 5}$$

$$R = 2.6$$

Ek.1 Tablo.12'den F=0.96 bulunur.

$$\Delta TM = 92.4 \times 0.96 = 88.6^\circ\text{C}$$

Gerekli ısıtma yüzeyi:

$$F_H = \frac{Q_H}{K \times \Delta TM}$$

$$F_H = \frac{1045000}{40 \times 85}$$

$$F_H = 307 \text{ m}^2$$

1. Sıra Kanatlı Boru Demeti alanı:

$$F_1 = F \times L \times n$$

$$F_1 = 0.57864 \times 1.5 \times 20$$

$$F_1 = 17.3592 \frac{\text{m}^2}{\text{sıra}}$$

Gerekli sıra sayısı:

$$N = \frac{F_H}{F_1}$$

$$N = 16 \text{ Sıra}$$

GAZ	SU
$V_{g_0} = 20000 \text{ Nm}^3 / \text{h}$	$V_{su} = 20000 \text{ L/h}$
$T_{g_0} = 194 \text{ }^\circ\text{C}$	$T_{wg} = 5 \text{ }^\circ\text{C}$
$T_{g_1} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$	$T_{wg} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$
$C_{p_g} = 0.39 \text{ kCal/Nm}^3 \cdot \text{ }^\circ\text{C}$	$C_{p_w} = 1 \text{ kcal/kg} \cdot \text{ }^\circ\text{C}$

$$Q_g = V_{g_0} \times C_{p_g} \times \Delta T_g$$

$$Q_g = 20000 \times 0.39 \times (194 - 60)$$

$$Q_g = 1045000 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

$$Q_{g_{max}} = Q_{su}$$

$$1045000 = V_{su} \times 1 \times 45$$

$$V_{su} = 23222 \frac{\text{lt}}{\text{h}}$$

Normal yük altında dizayn edilen reküperatörle saatte 23222 lt suyu ısıtmamız mümkündür.

5.2 Maksimum yükte reküperatör dizaynı

Sistem maksimum yükleme ile çalışırken alınan değerlere göre hesaplarımızı yeniden yapacak olursak.

$$\text{Baca gazı debisi : } V_g = 30000 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$\text{Gaz giriş sıcaklığı: } T_{gg} = 194 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Gaz çıkış sıcaklığı: } T_{gç} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Su giriş sıcaklığı: } T_{sg} = 5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Su çıkış sıcaklığı: } T_{sç} = 80 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q_g = V_g \times C_p \times \Delta T$$

$$Q_g = 30000 \times 0.39 \times (194 - 60)$$

$$Q_g = 1567800 \frac{\text{kCal}}{\text{h}}$$

Boru Dış Çapı	da	31.8 mm
Boru İç Çapı	di	25.4 mm
Boru Et Kalınlığı	S	3.2 mm
Kanat Boyu	L _R	65 mm
Kanat Genişliği	b _R	65 mm
Kanat Yüksekliği	h _R	16.6 mm
Kanat Kalınlığı	đ _r	2 mm
Kanat Arası Hatve	t	15 mm

$$\text{Boru iletim katsayısı } \lambda_k = 50 \frac{\text{kCal}}{\text{m.h.}^\circ\text{C}}$$

$$\text{Boru norm su debisi } G_w = 1824 \frac{\text{lt}}{\text{h}}$$

i. Boru İç Alanı:

$$F_i = 3.14 \times d_i$$

$$F_i = 3.14 \times 25.4 \times 10^{-3}$$

$$F_i = 0.07979 \frac{m^2}{m}$$

ii. Boru Dış Alanı:

$$F_a = 3.14 \times d_a$$

$$F_a = 3.14 \times 31.8 \times 10^{-3}$$

$$F_a = 0.0999 \frac{m^2}{m}$$

iii. Kanat Alanı:

$$F_k = \frac{2}{t} \times \left(L_k \times b_k - 3.14 \times \frac{(d_a)^2}{4} \right)$$

$$F_k = \frac{2}{(15 \times 10^{-3})} \times \left(65 \times 10^{-3} \times 65 \times 10^{-3} - 3.14 \times \frac{(31.8 \times 10^{-3})^2}{4} \right)$$

$$F_k = 0.4574 \frac{m^2}{m}$$

iv. Kanat Arası Boru Alanı:

$$F_c = \frac{(t - b_k)}{t} \times 3.14 \times d_a$$

$$F_c = \frac{(15 \times 10^{-3} - 2 \times 10^{-3})}{(15 \times 10^{-3})} \times 3.14 \times 31.8 \times 10^{-3}$$

$$F_c = 0.086582 \frac{m^2}{m}$$

v. Kanat Ucu Alanı:

$$F_T = \frac{2}{t} \times (L_R + b_R) \times \delta_R$$

$$F_T = \frac{2}{(15 \times 10^{-3})} \times (65 \times 10^{-3} + 65 \times 10^{-3}) \times 2 \times 10^{-3}$$

$$F_T = 0.034666 \frac{m^2}{m}$$

vi. Toplam Yüzey Alanı:

$$F = F_R + F_c + F_T = 0.4574 + 0.086582 + 0.034666 = 0.57864 \frac{m^2}{m}$$

vii. Duman Gazı Serbest Geçiş Alanı:

$$F_s = \frac{t \times (L_R - d_a)}{t}$$

$$F_s = 15 \times 10^{-3} \frac{(65 \times 10^{-3} - 31.8 \times 10^{-3})}{(15 \times 10^{-3})}$$

$$F_s = 0.0322 \frac{m^2}{m}$$

Birimsiz Katsayılar

$$\frac{F}{F_0} = \frac{0.57864}{0.0999} = 5.79$$

$$\frac{F_R}{F} = \frac{0.4574}{0.57864} = 0.79$$

$$\frac{L_R}{b_R} = \frac{65}{65} = 1$$

$$\frac{b_R}{d_a} = \frac{65}{31.8} = 2.044$$

Rekuperatör Ebadları:

Uzunluk : L=1500mm

Genişlik: B=1500mm

Boru Hatvesi S=70mm

$$(\text{Boru Adedi}) n = \frac{B}{S} = \frac{1500}{70} = 20 \text{ adet}$$

Duman Gazı Yönü Isı Transfer Katsayısı Hesabı aşağıdaki gibi hesaplanır.

i. Kanat arası gaz debisi

$$W_R = \frac{V_R}{F_R \times n \times \frac{l}{2} \times 3600}$$

$$W_R = \frac{30000}{0.0322 \times 20 \times 0.75 \times 3600}$$

$$W_R = 17.25 \frac{Nm^3}{sn}$$

ii. Isı transfer film katsayısı

$$\alpha_c = (4.3 + 0.001 \times T_m \times 2.51) \times \frac{W_R^{0.684}}{d_c^{0.221}}$$

iii. Ortalama sıcaklık

$$T_m = \frac{T_c + T_e}{2}$$

$$T_m = \frac{194 + 60}{2}$$

$$T_m = 127 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\alpha_c = (4.3 + 0.001 \times 127 \times 2.51) \times \frac{17.25^{0.684}}{0.0318^{0.221}}$$

$$\alpha_c = 104.3 \frac{kCal}{m^2 h ^\circ C}$$

$$\frac{F}{F_0} = 5.79$$

Ek 1 Tablo 1 den $\frac{\alpha_s}{c_p} = 0.0665$ bulunur.

$$\alpha_s = 0.665 \times 104.3$$

$$\alpha_s = 69.34 \frac{kCal}{m^2 h^{\circ}C}$$

$$\frac{b_s}{da} = 2.044$$

$$\frac{L_s}{b_s} = 1$$

Ek. 1 Tablo. 2 den $\phi = 1.65$ bulunur

$$Y = \sqrt{\frac{2 \times \alpha_s}{\lambda_s \times b_s}}$$

$$Y = \sqrt{\frac{2 \times 69.3}{50 \times 2 \times 10^{-3}}}$$

$$Y = 37 \frac{1}{m}$$

$$X = Y \times \phi \times \frac{da}{2}$$

$$X = 37 \times 1.65 \times \frac{31.8 \times 10^{-3}}{2}$$

$$X = 0.9$$

Ek.1 Tablo. 3 den $\eta_s = 0.80$ bulunur.

Kanatlı Boru Demeti Zahirî Isı Transfer Film Katsayısı

$$\alpha = \alpha_s \times \left(1 - (1 - \eta) \times \frac{F_s}{F} \right)$$

$$\alpha = 69.34 \times (1 - (1 - 0.8) \times 0.79)$$

$$\alpha = 58.38 \frac{kCal}{m^2 h^{\circ}C}$$

Su Tarafı Isı Transfer Katsayısı aşağıdaki gibi hesaplanır.

i. Su hızı:

$$W_w = \frac{G_v}{\rho_w \times R}$$

$$W_w = \frac{20000}{1874 \times 20}$$

$$W_w = 0.5336 \frac{m}{s}$$

ii. Ortalama sıcaklık:

$$T_m = \frac{(T_{wg} + T_{wt})}{2}$$

$$T_m = \frac{5 + 50}{2}$$

$$T_m = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Isı Transfer Film Katsayısı α_w :

$$\alpha_w = 2900 \times W_w^{0.85} (1 + 0.014 \times T_m)$$

$$\alpha_w = 2900 \times 0.5336^{0.85} (1 + 0.014 \times 43)$$

$$\alpha_w = 2366 \frac{kCal}{m^2 h ^\circ C}$$

Isı İletim Katsayısı:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha} + \left(\left(\frac{1}{\alpha_w} \right) + \left(\frac{S}{\lambda_s} \right) \right) \times \frac{F}{F_i}$$

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{69.34} + \left(\left(\frac{1}{2366} \right) + \left(\frac{0.0032}{50} \right) \right) \times \frac{0.57864}{0.07979}$$

$$K = 55 \frac{kCal}{m^2 h ^\circ C}$$

Logaritmik sıcaklık farkı:

$$\Delta TM = \frac{(194-50)-(60-5)}{\ln \frac{(194-50)}{(60-5)}}$$

$$\Delta TM = 95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = \frac{55-5}{194-5}$$

$$P = 0.24$$

$$R = \frac{194-60}{55-5}$$

$$R = 2.9$$

Ek 1 Tablo 12'den $F=0.96$ bulunur.

$$\Delta TM = 96 \times 0.96 = 92 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Gerekli Isıtma Yüzeyi:

$$F_H = \frac{Q_H}{K \times \Delta TM}$$

$$F_H = \frac{1500000}{55 \times 92}$$

$$F_H = 289 \text{ m}^2$$

1.Sıra Kanatlı Boru Demeti alanı:

$$F_1 = F \times L \times n$$

$$F_1 = 0.57864 \times 1.5 \times 20$$

$$F_1 = 17.3592 \frac{\text{m}^2}{\text{ sıra}}$$

Gerekli sıra sayısı:

$$N = \frac{F_H}{F_1} = 14$$

5.3 Vantilatör seçimi

Rekuperatör sisteminin bacada yarattığı basınç düşümünden dolayı, bacadaki çekişin sağlanması için baca çıkışına vantilatör konulmalıdır. Vantilatöre ait hesaplar aşağıdaki sıraya göre yapılır.

i. Hidrolik çap:

$$R_h = \frac{4 \times F}{U}$$

$$F = 1.5 \times 1.5 - 8 \times 31.8 \times 10^{-3} \times 0.75$$

$$F = 2.0592 \text{ m}^2$$

$$U = 14.175 \text{ m}$$

$$R_h = \frac{4 \times 2.0592}{14.175}$$

$$R_h = 0.58 \text{ m}$$

ii. R_e sayısı:

$$R_e = \frac{G \times R_h}{\mu}$$

$$G = \frac{m}{A}$$

$$R_e = \frac{6.944 \times 0.58}{0.099 \times 1.5 \times 3.02 \times 10^{-3}}$$

$$R_e = 8997$$

iii. Basınç Düşümleri:

$$\Delta P = f \times \frac{L}{R_h} \times \frac{G^2}{2 \times g}$$

$$\Delta P = 0.036 \times \frac{1.5}{0.58} \times \left(\frac{6.944}{1.5 \times 0.099} \right)^2$$

$$\Delta P = 4800 \frac{N}{m^2}$$

$$\Delta P = 4.8 \text{ kPa} = 489 \text{ mmSS}$$

Bulunan basınç düşüm değerlerine göre, seçilen vantilatörün teknik değerleri şöyledir;

Hava kapasitesi: 24500 $\frac{m^3}{h}$

Toplam basınç : 490 mmSS

Fan devri : 1350 $\frac{d}{d}$

Randıman : % 82

Elektirik motoru : 55 KW, 1500 $\frac{g}{d}$, B3. 50 Hz.

Vantilatör Tip / Büyüklük: 18150 RDR 630

Suyun sirkülasyonunu sağlayacak pompa seçimi:

$$Q_p = \lambda \times G_{w_i}$$

$$\lambda = 1.5 - 2.5$$

$$G_{w_i} = 1824 \frac{lt}{h}$$

$$N_e = \frac{\gamma \times Q_p \times H_m}{102 \times \eta_g}$$

$$N_e = \frac{1000 \times 0.0021 \times 10}{102 \times 0.55} = 4 \text{ KW}$$

$$\text{Elektirik motoru gücü} = 1.2 \times 4 = 5 \text{ KW}$$

Vantilatör ve pompa seçimi maksimum yükte çalışma durumuna göre, reküperatör dizaynı ise normal yükte çalışma durumlarına göre dizayn edilmiştir. Dizayn resimleri Ek 2 de verilmiştir.

5.4 Reküperatör konstrüksiyon esasları:

Dizayn edilecek reküperatöre ait hesaplamalar ve kontroller şu şekilde yapılmıştır.

Boru ağırlığı:

$$G = 3.14 \times L \times \gamma \times \frac{(d_d^2 - d_i^2)}{4} + 3.14 \times \frac{d_i^2}{4} \times L \times \rho$$

$$d_i = 25.4 \text{ mm}$$

$$d_e = 31.8 \text{ mm}$$

$$L = 3 \text{ m}$$

$$\gamma = 7900 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \text{ (Konstrüksiyonda Cr, Ni alaşımlı paslanmaz}$$

çelik kullanılmıştır.)

$$G = 6.815 \text{ kg}$$

$$q = \frac{G}{L} = \frac{6.815}{3} = 2.272 \frac{\text{kg}}{\text{m}}$$

$$R_a = R_b = 3.408 \text{ kg}$$

$$M = \frac{q \times L^2}{8}$$

$$M = 2.556 \text{ kgm}$$

Boru atalet momenti:

$$I = 3.14 \times \frac{(d_e^4 - d_i^4)}{64}$$

$$I = 2.976 \text{ cm}^4$$

Sehim:

$$\text{sehim} = \frac{5}{384 \times E \times I \times q \times L^4}$$

çelige ait elastisite modülü $E = 2.1 \times 10^{-10}$ dur.

$$\text{sehim} = 1.132 \times 10^{-4} \text{ mm}$$

Egilme momentinin hesabı:

$$\sigma = \frac{M \times L}{2 \times I}$$

$$\sigma = \frac{255.6 \times 3}{2 \times 2.976}$$

$$\sigma = 128 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$\sigma_{em} = 800 \frac{kg}{cm^2}$ dir. Sistem eğilmeye karşı emniyetlidir.

Aynaların mukavemet açısından kontrolü:

$$G = 1500 \text{ kg}$$

$$R = \frac{1500}{2}$$

$$R = 750 \text{ kg}$$

Aynaya boruların ve suyun ağırlıkları etki etmektedir.

$$\sigma = \frac{R}{F}$$

$$F = (d_d - d_i) \times s$$

$$\sigma = \frac{750}{(3.18 - 2.54) \times s}$$

$$\sigma_{em} = 800 \frac{kg}{cm^2}$$

$$s = 1.33 \text{ cm}$$

Aynanın yapılacağı sacın kalınlığı 1.5 cm alınacaktır.

$$1824 \text{ Lt/h} = 0.506 \text{ Lt/sn}$$

$$0.506 \times 16 \times 16 = 32.384 \text{ Lt/sn} = 0.130 \text{ m}^3$$

$$V = a \times b \times c$$

$$c = 30 \text{ mm}$$

$$\text{St 35 civatanın } \sigma_{em} = 800 \frac{kg}{cm^2}$$

civataya gelen kuvvet:

$$F = A \times P$$

$$A = 3 \times 1.5 = 4.5 \text{ m}^2$$

$$P = 489 \text{ kg (Basınç düşüsü)}$$

$$F = 2202 \text{ kg}$$

Civataya ait diş dibi çapı hesaplanırsa,

$$d_i = \sqrt{\frac{4 \times F_1}{3.14 \times \sigma_{sm}}}$$

$d_i = 5.9$ mm bulunur

Sistemde kullanılan civatalar M6 olarak tayin edilmiştir.

Flanş çaplarının tayini:

$$Q = 0.129 \frac{m^3}{sn}$$

$$U_s = 1.5 \frac{m}{sn}$$

$$A_{fe} = \frac{Q}{U_s} = \frac{0.129}{1.5} = 0.0864 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_{fe}}{3.14}}$$

$D = 30$ mm olarak bulunur.

Sistemde kullanılan kanatlı borular, Cr,Ni alşımlı çeliktir. Davlumbazların i yüzeyleri teflon kaplamadır. Malzemeler'e ait özellikler ve rekuperatre ait otomatik kontrol devresi EK-2 de verilmiştir.

5.5 Rekuperatörün kazan verimine etkisi

Rekuperatörler, doğal gaz yakan kazanlarda verim artışı sağlarlar. Rekuperatör ilave edilen sistemdeki kazan verimini hesaplayacak olursak:

Kazana ait baca gazı debisi 30000 Nm³/h,

su debisi 36000 kg/h,

kazan su giriş sıcaklığı 120 C

kazan su çıkış sıcaklığı 141 C (Kızgın su)

Saatte tüketilen yakıt 2380 Nm³

Kazanın verimi:

Ek. 1 Tablo. 15 den $h_1 = 651.18$ kCal/kg, $h_2 = 119.81$ kCal/kg alınırsa,

$$h_1 - h_2 = 533.23 \text{ kCal/kg}$$

$$\eta_{AID} = \frac{P \times (h_2 - h_1)}{B \times H_u}$$

$$\eta_{AID} = \frac{36000 \times 533.23}{2380 \times 8750} = \%92$$

$$\eta_{UID} = \frac{P \times (h_2 - h_1)}{B \times H_o}$$

$$\eta_{UID} = \frac{36000 \times 533.23}{2380 \times 9360} = \%90.012$$

Sisteme rekuperatör eklendiğinde kazan verimleri:

Kazan verimi:

$$\eta_{AID} = \frac{P \times (h_2 - h_1) + V_R \times C_p \times \Delta T}{B \times H_u}$$

$$\eta_{AID} = \frac{36000 \times 533.23 + 30000 \times 0.39 \times 134}{2380 \times 8750} = \%99.8 = \%100$$

$$\eta_{UID} = \frac{P \times (h_2 - h_1) + V_R \times C_p \times \Delta T}{B \times H_o}$$

$$\eta_{UID} = \frac{36000 \times 533.23 + 30000 \times 0.39 \times 134}{2380 \times 9360} = \%91$$

olarak bulunur.

5.6 Rekuperatörün kazan giriş suyunu ısıtması halinde verim

Dizayn edilen rekuperatör, özellikleri aşağıda verilen, kazanın bacasına bağlanırsa

yakacak miktarı: 64 Nm³/h

su çıkışı: Doymuş buhar, (10 atü)

su giriş sıcaklığı: 65 °C,

Kazan verimi:

$$\eta_{uid} = \frac{P \times (h_2 - h_1)}{B \times H_u} = \frac{900 \times (662 - 65)}{64 \times 9360} = 0.90$$

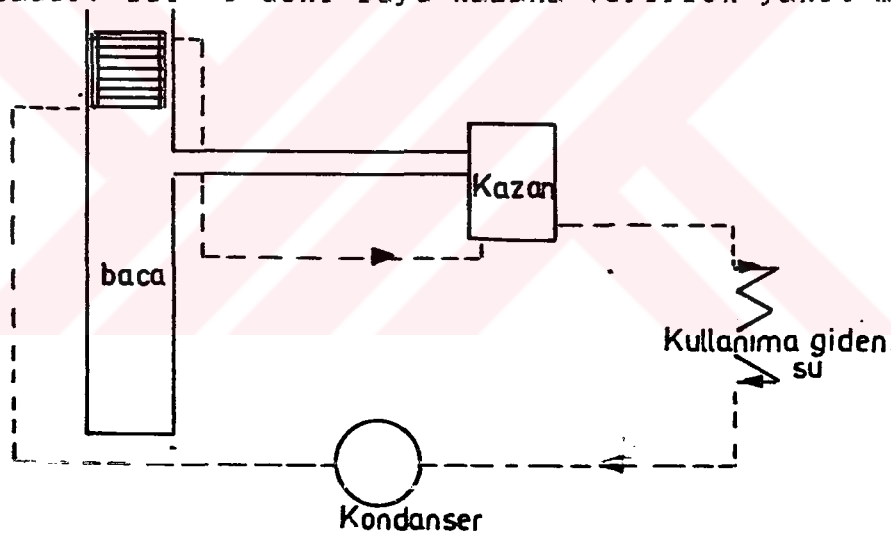
$$\eta_{AID} = \frac{P \times (h_2 - h_1)}{B \times H_v} = \frac{900 \times (662 - 65)}{64 \times 8750} = 0.95$$

$$Q = P \times (T_2 - T_1) = V_R \times C_{pg} \times (T_2 - T_1)$$

$$900 \times (T_2 - 65) = 806 \times 0.39 \times (194 - 60)$$

$$T_2 = 110 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Rekuperatör maksimum yük altında suyu 110 °C ye kadar ısıtmaktadır. 110 °C deki suyu kazana verirse yakıt miktarı:



Şekil 5.2 : Rekuperatör baca bağlantı kesiti

$$B^1 = \frac{900 \times (662 - 110)}{0.95 \times 8750} = 59 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$\Delta B = B - B^1 = 64 - 59 = 5 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

Şeklinde bulunur. Sonuç olarak, rekuperatörde ısıtılan su kazan besleme suyu olarak kullanılırsa saatte 5 Nm³ yakıt tasarrufu sağlanır.

6. KAZAN YAKMA HAVASININ ISITILMASI İÇİN REKUPERATÖR DİZAYNI

Sistemin amacı bize verilen şartlar altında temel ısı transfer kanunları ve yüzeyin sürtünme karakteristiklerini göz önüne alarak rekuperatör etkinliğini, hava ile gaz taraflarındaki basınç düşümlerini saptamaktır.

Kazan yakma havasının ısıtılması için sunulan ikinci model tamamen grafik yöntem olup uygulanan ilk yöntemden daha kullanışlıdır.

Uygulayacağımız bu yöntemde takip edilecek adımlar sırasıyla şöyledir.

1. Ek. 1 Tablo. 4 den yüzey karakteristiklerinin saptanması

2. Isı transfer yüzeylerinin ve serbest akış yüzeylerinin saptanması

3. Ek.1 Tablo.5 den akışkan özelliklerinin saptanması

4. Re sayıları

5. Yüzey temel karakteristiklerini gösteren grafikler $StPr^{2/3}$ değerleri

6. Isı transfer katsayıları

7. Kanat etkinliği

8. Yüzey etkinliği

9. Toplam ısı transfer katsayıları

10. Rekuperatör etkinliği

11. Basınç düşümleri

6.1 Rekuperatör Dizaynı İçin Veriler

Rekuperatör dizaynı için kullanılacak veriler aşağıdaki gibidir.

$$\text{Baca gazı miktarı: } V_g = 25000 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

Hava debisi: $W_h = 24.3 \frac{kg}{sn}$

Gaz giriş sıcaklığı : $T_{gg}=194 \text{ } ^\circ\text{C}$

Gaz çıkış sıcaklığı : $T_{g\check{c}}=60 \text{ } ^\circ\text{C}$

Hava giriş sıcaklığı: $T_{sg}=20 \text{ } ^\circ\text{C}$

Hava çıkış sıcaklığı: $T_{s\check{c}}=50 \text{ } ^\circ\text{C}$

6.2 Reküperatör Dizaynı

Kazan yakma havasını ısıtmak için dizayn edilecek reküperatörün hesapları aşağıdaki gibidir.

Yüzey Karakteristikleri Ek 1 Tablo 4'den alınmıştır.

Hava için:

Kanat boşluğu : $(b_1)=6.35 \times 10^{-3} \text{ m}$

Hidrolik yarıçap : $(r_h)=1.11 \times 10^{-3} \text{ m}$

Kanat kalınlığı : $(\delta_1)=0.15 \times 10^{-3} \text{ m}$

$\frac{\text{Transfer Alanı}}{\text{Plakalar Arası Alan}} (\beta_1) = 840 \frac{m^2}{m^3}$

$\frac{\text{Kanat Alanı}}{\text{Toplam Alan}} = 0.640$

Gaz için:

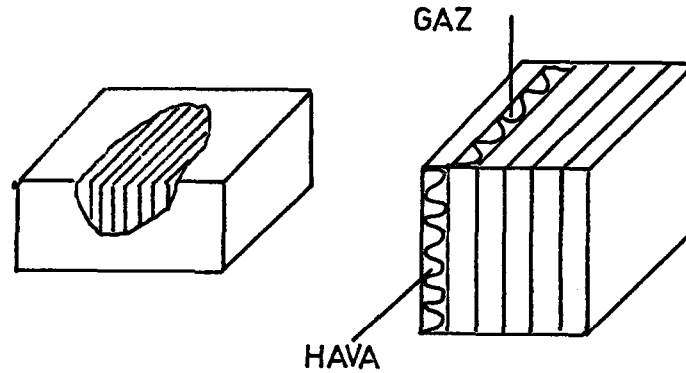
Kanat boşluğu : $(b_2)=6.35 \times 10^{-3} \text{ m}$

Hidrolik yarıçap : $(r_h)=7.71 \times 10^{-3} \text{ m}$

Kanat kalınlığı : $(\delta_2)=0.15 \times 10^{-3} \text{ m}$

$\frac{\text{Transfer Alanı}}{\text{Plakalar Arası Alan}} (\beta_2) = 1204 \frac{m^2}{m^3}$

$\frac{\text{Kanat Alanı}}{\text{Toplam Alan}} = 0.756$



Şekil 6.1: Reküperatör

Hava için ön yüzey alanı $A_{\text{ön,h}} = 0.91 \times 2.29 = 2.09 \text{ m}^2$

Gaz için ön yüzey alanı $A_{\text{ön,g}} = 2.29 \times 1.83 = 4.18 \text{ m}^2$

$V = 2.29 \times 1.83 \times 0.91 = 3.82 \text{ m}^3$

Hava ve gaz taraflarını ayıran levhanın kalınlığı, $a = 0.30 \times 10^{-3} \text{ m}$

Sistemde kullanılan kanatlar yüksek sıcaklıklara maruz kalacağından, kanat malzemesi için Ek i Tablo (G) yardımı ile seçim yapılırsa

$k = 20.8 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$ olur.

Isı transferi ve serbest akış alanları şöyledir:

$$\alpha_1 = \frac{(b_1 \times \beta_1)}{b_1 + b_2 + 2a}$$

Hava tarafı:

$$\alpha_h = \frac{6.35 \times 10^{-3} \times 840}{6.35 \times 10^{-3} + 6.35 \times 10^{-3} + 2 \times 0.3 \times 10^{-3}}$$

$$\alpha_h = 401 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}$$

Gaz tarafı :

$$\alpha_g = \frac{6.35 \times 10^{-3} \times 1204}{6.35 \times 10^{-3} + 6.35 \times 10^{-3} + 2 \times 0.3 \times 10^{-3}}$$

$$\alpha_g = 574.82 \frac{m^2}{m^3}$$

Her iki taraftaki toplam ısı transfer alanı:

$$A = \alpha \times V$$

Hava tarafı :

$$A_h = 401 \times 3.82 = 1531 \text{ m}^2$$

Gaz tarafı :

$$A_g = 574.842 \times 3.82 = 2195 \text{ m}^2$$

Serbest Akış Alanının Un Alana Oranı:

$$\sigma = \alpha \times r_h$$

Hava tarafı :

$$\sigma_h = 401 \times 1.11 \times 10^{-3} = 0.44511$$

Gaz tarafı :

$$\sigma_g = 574.842 \times 7.71 \times 10^{-3} = 0.4432$$

Buna göre serbest akış alanları

Hava tarafı :

$$A_{s,h} = 0.44511 \times 2.09 = 0.93 \text{ m}^2$$

Gaz tarafı :

$$A_{s,g} = 0.4432 \times 4.18 = 1.85 \text{ m}^2 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Akışkan Özellikleri:

Hava tarafı :

$$T_h = \frac{50+20}{2} = 35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Gaz tarafı :

$$T_g = \frac{194+60}{2} = 127 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Burada akışkan sıcaklıkları, akış uzunluğu ile lineer değişeceğinden dolayı aritmetik ortalamalar tatmin edicidir.

Ek.1 Tablo.5'den hava ve gaz tarafı fiziksel özellikleri tespit edilir.

Hava Tarafı, Fiziksel Özellikleri :

$$\mu = 1.85 \times 10^{-3} \text{ pa.s}$$

$$Pr = 0.711$$

$$Pr^{\frac{1}{3}} = 0.796$$

$$C_p = 1.04 \frac{\text{kJ}}{\text{kg-K}}$$

Gaz Tarafı, Fiziksel Özellikleri :

$$\mu = 3.02 \times 10^{-3} \text{ pa.s}$$

$$Pr = 0.711$$

$$Pr^{\frac{1}{3}} = 0.796$$

$$C_p = 1.05 \frac{\text{kJ}}{\text{kg-K}}$$

Yukarda verilen özgül ısılar havadaki nem ve yakıtın yanmasından dolayı düzeltilmelidir.

Ek.1 Tablo.7'den hava için $X_{H_2O} = 1.013$

Ek.1 Tablo. 8'den Hava yakıt karışımı için $X_{e,f}=1.019$

Buna göre:

$$C_{p,k}=X_{e,w}=1.013 \times 1.04 = 1.05352 \frac{kJ}{kg-K}$$

$$C_{p,g}=X_{e,w} \times X_{e,f} \times C_p = 1.013 \times 1.019 \times 1.05 = 1.08 \frac{kJ}{kg-K} \text{ olarak hesaplanır.}$$

İlk yaklaşım olarak hem hava hemde gaz tarafı için basınç düşümü %2 olarak kabul edilirse havanın çıkış basıncı 88.9 kPa, gazın çıkış basıncı 101 kPa olur. Hava ve gaz için giriş ve çıkıştaki özgül hacimler (Sistemi mükemmel gaz denkleminde uyarlayarak) şu şekilde hesaplanırsa:

Özgül Hacimler:

$$v = \frac{R \times T}{P}$$

Hava tarafı :

$$v_{h,1} = \frac{287 \times 298}{91000} = 0.861 \frac{m^3}{kg}$$

$$v_{h,2} = \frac{287 \times 325}{88900} = 0.104 \frac{m^3}{kg}$$

$$v_{ort} = \frac{0.861 + 0.104}{2} = 0.4826 \frac{m^3}{kg}$$

Gaz tarafı :

$$v_{g,1} = \frac{287 \times 467}{101000} = 1.327 \frac{m^3}{kg}$$

$$v_{g,2} = \frac{287 \times 333}{80800} = 1.181 \frac{m^3}{kg}$$

$$v_{g,ort} = \frac{1.327 + 1.181}{2} = 1.254 \frac{m^3}{kg}$$

Re sayıları:

Hava tarafı :

$$G_h = \frac{W_h}{A_{c,a}}$$

$$G_h = \frac{24.3}{0.929}$$

$$G_h = 26.15 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{sn}}$$

$$Re = \frac{4 \times R_{h,h} \times G_h}{\mu_h}$$

$$Re = \frac{4 \times 1.11 \times 10^{-3} \times 26.15}{1.85 \times 10^{-5}}$$

$$Re = 6276$$

Gaz tarafı :

$$W_g = (1 + 0.05) \times 24.3 = 25.15$$

$$G_g = \frac{W_g}{A_{c,g}}$$

$$G_g = \frac{25.15}{1.85}$$

$$G_g = 13.79 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{sn}}$$

$$Re = \frac{4 \times R_{h,g} \times G_g}{\mu_g}$$

$$Re = \frac{4 \times 7.71 \times 10^{-3} \times 13.79}{3.02 \times 10^{-5}}$$

$$Re = 14084$$

Ek.1 Tablo.9-a dan $St, Pr^{\frac{1}{3}}$ degerleri okunursa:

Hava tarafı :

$$Pr^{\frac{1}{3}} = 0.0073$$

$$f = 0.0375$$

$$St = 0.00954$$

Ek 1 Tablo 9-b den $St, Pr^{\frac{1}{3}}$ degerleri okunursa:

Gaz tarafı :

$$Pr^{\frac{1}{3}} = 0.0045$$

$$f = 0.0155$$

$$St = 0.00588$$

Isı transfer katsayıları:

Hava tarafı :

$$h_a = St \times G \times Cp$$

$$h_a = 0.00954 \times 26.15 \times 1.05$$

$$h_a = 262 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Gaz tarafı :

$$h_g = St \times G \times Cp$$

$$h_g = 0.00588 \times 13.79 \times 1.08$$

$$h_g = 87 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Kanat etkinliği:

Hava tarafı :

$$m = \sqrt{\frac{2 \times 262}{20.8 \times 0.15 \times 10^{-3}}}$$

$$m = 407 \frac{1}{m}$$

$$L = \frac{b}{2}$$

$$L = \frac{6.35 \times 10^{-3}}{2}$$

$$L = 0.003175 \text{ m}$$

$$m \times L = 407 \times 0.0032 = 1.3$$

Ek 1 Tablo 10 dan $\eta_{f,h} = 0.665$

Gaz tarafı :

$$m = \sqrt{\frac{2 \times 85}{20.8 \times 0.15 \times 10^{-3}}}$$

$$m = 231 \frac{1}{m}$$

$$m \times L = 231 \times 0.0032 = 0.733$$

Ek.1 Tablo.10 dan $\eta_{f,g} = 0.850$

Yüzey etkinliği:

$$\eta_o = 1 - \frac{A_f}{A_o} \times (1 - \eta_f)$$

Hava tarafı :

$$\eta_{o,h} = 1 - 0.640(1 - 0.665)$$

$$\eta_{o,h} = 0.786$$

Gaz tarafı :

$$\eta_{o,g} = 1 - 0.756(1 - 0.850)$$

$$\eta_{o,g} = 0.887$$

Toplam Isı Transfer Katsayısı:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{\eta_{o,h} \times h_a} + \frac{1}{\eta_{o,g} \times h_g \times \frac{A_o}{A_i}}$$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{0.786 \times 262} + \frac{1}{0.887 \times 85 \times \frac{2.193}{1.631}}$$

$$U_o = 70.9 \frac{W}{m^2 K}$$

Rekuperatör etkinliği:

Hava tarafı:

$$Ch = Wh \times Cp, h = 24.3 \times 1.05$$

$$Ch = 25.15 \frac{KW}{K}$$

Gaz tarafı:

$$Cg = Wg \times Cp, g$$

$$Cg = 25.515 \times 1.08$$

$$Cg = 27.5562 \frac{KW}{K}$$

$$Kapasite = \frac{C_{minimum}}{C_{maksimum}}$$

$$Kapasite = \frac{25.515}{27.5562}$$

$$Kapasite = 0.925$$

Basınç düşümleri:

$$\frac{\Delta P}{P_1} = \frac{C^2 \times u_1}{2 \times g \times P_1} \times \left((K_c + 1 - \sigma^2) + 2 \times \left(\frac{u_2}{u_1} - 1 \right) + \left(f \times \frac{A}{A_c} \times \frac{u_m}{u_1} \right) - (1 - \sigma^2 - K_e) \times \frac{u_2}{u_1} \right)$$

Ek. 1 Tablo. (11) den hava ve gaz'a ait K_c ve K_e değerleri aşağıdaki gibidir.

	K_c	K_e
Gaz	0.54	0.28
Hava	0.48	0.24

$$\left(\frac{A}{A_c} \right)_h = \left(\frac{L}{R_h} \right)_h = \frac{1.531}{0.929} = 1.648$$

$$\left(\frac{A}{A_c} \right)_g = \left(\frac{L}{R_h} \right)_g = \frac{2.193}{1.85} = 1.19$$

Hava Tarafı:

$$\frac{\Delta P}{P_1} = \frac{26.18^2 \times 0.861}{2 \times 9.81 \times 91} \times \left((0.48 + 1 - 0.445^2) + 2 \times \left(\frac{0.861}{0.104} - 1 \right) + \left(0.0375 \times 1.648 \times \frac{0.4826}{0.861} \right) - (1 - 0.445^2 - 0.24) \times \frac{0.104}{0.861} \right)$$

$$\Delta P = 48.44 \text{ mmSS}$$

Gaz tarafı:

$$\frac{\Delta P}{P_1} = \frac{G^2 \times v_1}{2 \times g \times P_1} \times \left((K_c + 1 - \sigma^2) + 2 \times \left(\frac{v_2}{v_1} - 1 \right) + \left(f \times \frac{A}{A_c} \times \frac{v_m}{v_1} \right) - (1 - \sigma^2 - K_e) \times \frac{v_2}{v_1} \right)$$

$$\frac{\Delta P}{P_1} = \frac{24.7^2 \times 1.327}{2 \times 9.81 \times 101} \times \left((0.54 + 1 - 0.443^2) + 2 \times \left(\frac{1.18}{1.327} - 1 \right) + \left(0.0155 \times 1.9 \times \frac{1.254}{1.327} \right) - (1 - 0.443^2 - 0.28) \times \frac{1.18}{1.327} \right)$$

$$\Delta P = 4 \text{ mmSS}$$

Kazan yakma havasını ısıtmak için dizayn edilen rekuperatörde, hava ve gaz taraflarındaki toplam basınç düşümü 52 mmSS = 45 Pa = 0.045 kPa olduğu için: bacada cebri çekiş olmayacaktır. Sistemdeki havayı emmek için seçilen fan'a ait karakteristik değerler aşağıdadır. Konstrüksiyon resimleri ve otomatik kontrol devresi Ek 3'de verilmiştir.

$$m = 25000 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$n = 650 \frac{\text{d}}{\text{a}}$$

$$\Delta P = 80 \text{ mmSS}$$

$$H = 137 \text{ m (Zemin yüksekliği)}$$

$$\eta = 0.88$$

$$N_e = 20 \text{ KW}$$

Dizayn edilen rekuperatörde basınç düşüm değeri 450 mmSS'nun üzerinde olsaydı rekuperatör, hava fanının hemen girişine konulacaktı, bunun sonucunda sistemde'ki hava fanının gücünün artırılması gerekirdi.

7. EKONOMİK ANALİZ

Rekuperatörlerin geri ödeme süreleri, maliyet, ısı transfer yüzeyi, dolayısıyla geri kazanılan enerji miktarı ile doğru orantılı olarak değişmektedir.

Kazan yakma havasını ısıtmak için dizayn edilen rekuperatör:

Tesis maliyeti:50 Milyon TL

<u>Kullanılan malzeme</u>	<u>Birim fiyat (TL)</u>
20 m ² sac (St 37-2)	90000
80 m ² kanal sacı (St 37-2)	90000
8 adet L profil	45000
4 adet tespit çubuğu	45000
1 adet fan	2500000
16 m bağlantı borusu (di=25.4	85000

mm)

Mühendislik tahhüt işleri	15000000
Otomatik kontrol devresi	20000000

Toplam: 50 Milyon TL

Sıcak su eldesi için dizayn edilen rekuperatör:

Tesis maliyeti:83 Milyon TL

<u>Kullanılan malzeme</u>	<u>Birim fiyat:</u>
Kanatlı boru 384 m (Cr-Ni)	90000
Ayna 4.5 x 2 m ² (St 37-2)	90000
25 m ² sac (St 37-2)	90000
8 adet L profili	45000
4 adet tespit çubuğu	45000
1 adet ventilatör	8000000

1990.7/11
Arhanjle

14 m bağlantı borusu (di=25.4 mm)	85000
Pompa	800000
Otomatik kontrol Ünitesi	20000000
Mühendislik tahhut işleri	15000000
<u>Toplam:83 Milyon TL</u>	

Dizayn edilen reküperatörle saatte 20000 lt su ısıtılabilir. Bu miktarda sıcak su, fabrikada kullanıma verilimektedir. 20000 lt su reküperatörle değilde boiler ile ısıtılsaydı 1 m³ suyu ısıtmak için toplam 495.450 TL gerekirdi.

Boiler, günde 16 saat, yılda 150 gün çalışırsa:

Toplam 20 x 16 x 150 =48000 m³ su/yıl

Toplam maliyet =48000 x 495.450 =23781600

Yukarıda görüldüğü gibi sisteme reküperatör bağlanması 23.7 Milyon TL lık kazanç sağlamaktadır. Reküperatör olmadığı durumda kazan suyunu ısıtmak için bu miktarın harcanması gerekecektir.

Sıcak su eldesi için dizayn edilen reküperatörün, başabaş analizini, 10 yıl kullanım ömrüne göre yaparsak:

P:Paranın şimdiki değeri.

A:Yıllık düzğün değeri.

f:Enflasyon.

i:Yıllık kazanç oranı. (f<i)

n:Ekonomik ömür.

Türkiyede ki enflasyonun % 45 olduğu kabul edilerek, yıllık düzğün değeri şu şekilde hesaplanır.

$$P = \frac{Ax(1-(1+i)^{-n})}{i} \quad (\text{Kaşya, 1989})$$

$$83000000 = \frac{Ax(1-(1+0.5)^{-10})}{0.5}$$

A=42 Milyon

83 Milyon TL yatırım için, işletme 10 yıl süre ile 42 Milyon/yıl ödemek zorundadır. (Enflasyon sabit kabul edilmiştir %45)



8. SONUÇLAR

Isıl kapasitesi 10 milyon kCal/h' in üzerinde olan tesislerde, yüksek verim ve optimum performansı elde etmek için, rekuperatörlerin kurulması gereklidir.

Doğal gaz yakan sistemlere rekuperatör ilavesi ile:

1. Baca gazları 194 °C den 60 °C' ye soğutulurken, baca gazından 1045000 kCal/h ısı çekilir.

2. Kazan verimi %92' den % 99.98' e yükselir.

3. Baca gazında 19.57 °C lik soğuma, kazan verimini %1 artırır.

$$\Delta\eta = \%99.8 - \%92 = \%7.8 \quad \Delta T = 194 - 60 = 134 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Verimde \%1 artış sağlamak için } \Delta T = \frac{134 \times 0.01}{0.078} = 19.57^\circ\text{C}$$

4. Kazan besleme suyunu ısıtmak için rekuperatör kullanılırsa; 5 Nm³/h yakıt tasarrufu sağlanır.

5. Kazan yakma havasının 50 °C ye kadar ısıtılması; Kazanda ateşlemenin daha stabil olmasını, maksimum ve minimum yüklenme esnekliğini artırır.

6. Kazan yakma havasının ısıtılması ile hızlı yanma sağlanır. Yanmanın hızlı olması, üretimi artırır.

7. 50 °C' ye kadar ısıtılan kazan yakma havası; menfezlerden uflenerek mahal ısıtmada kullanılabilir.

KAYNAKLAR DIZINI

- Billy, B, and Price, J., 1975, Central heating and air conditioning, TAB Books Inc. Canada., 457 p.
- Dağsöz, A., 1973, Isı transferi, Kipaş Dağıtımçılık Ltd. Şti., İstanbul., 320 s.
- Eker. A., 1980, Pratikte uygulamalı sanayi tipi kazanların ve aksesuarlarının proje hazırlama tekniği, Ankara., 98 s.
- Elektirik İşleri Etüd İdaresi Genel Müdürlüğü, 1985, sanayide enerji taraması anket sonuçları, Ankara., 6, 29 s.
- Ercan, Y., Durmaz, A. ve Yanmalı. C., 1985, Akaryakıtlı bir tav fırını atık ısısının fabrika ısıtılmasında kullanımı, İstanbul, IBTD., 1, 407 - 418 s.
- Gas de France, 1989, Les Chaufferies Composses, France., 3, 18 p.
- Genceli. O., 1989, Doğal gazla ilişkin genel bilgiler, TMMOB., İstanbul., 7 - 18 s.
- Kahya, E, ve Göktaş, Y., 1989, Mühendislik ekonomisi, Şenel, M (Ed), A.U. Mühendislik Mimarlık Fakültesi Yayınları No: 96, Eskişehir, 94 s.
- Kakac, S., 1987, Örneklerle ısı transferi, ODTU Mühendislik Fakültesi, Yayın No 27, 368, s.
- Kern, D., 1950, Process heat transfer, Mc Grow-Hill Com., New York., 471 p.
- Meunier, H., 1991, Industrial heat exchangers on recuperators for high temperature waste gases, Institute of Von Karman, Belgium, 95 p.

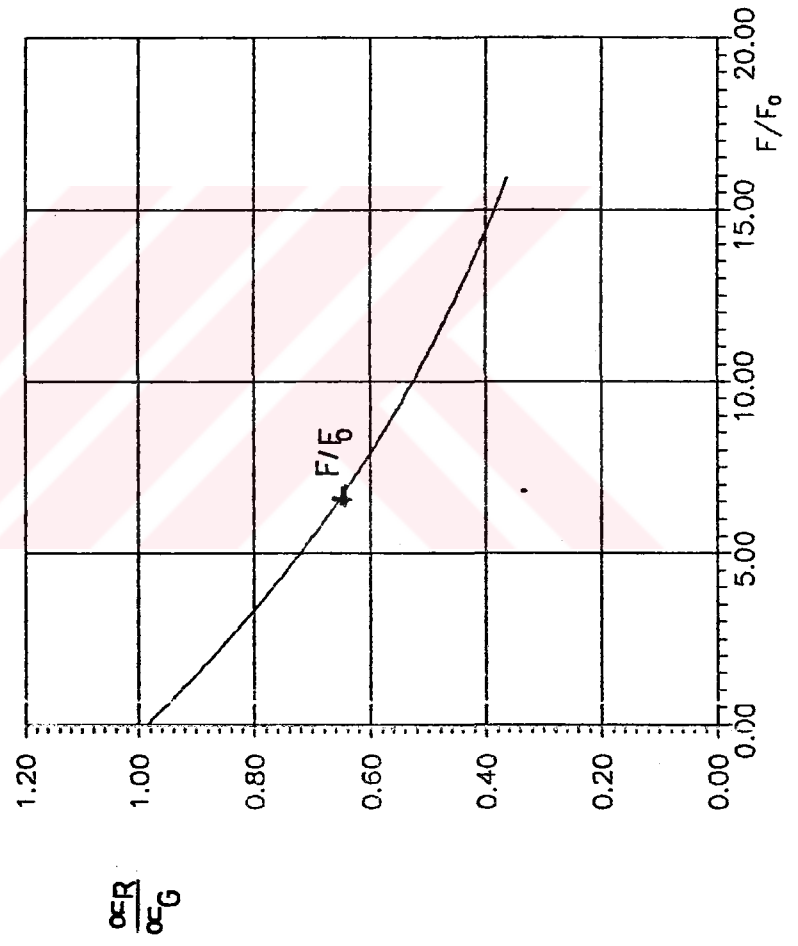
- Mosunov, G., Yaroshenko, F, at all., 1975, In Fluance of uneven distirbution of gas-air flows on the temperature in the checkerwork of a blast-furnace hot-blast stove, Urals Polytechnical Institute., USSR., 196-197 p.
- Onat, K., 1973, Buhar kazanlarının mukavemet hesapları, Arpaz Matbacılık., Istanbul., 96 s
- Uzsarfati, R., 1989, Sanayide doğal gaz, TMMOB., Istanbul., 40-42 s
- Rohsenow, W, and Hartnett., 1973, Handbook of heat transfer., Mc Grow Hill Book Com., New York, 1254 p.
- Tanes, Y., 1985, Atık ısıdan yararlanma, TIBTD., Istanbul, 1, 457-463 s.
- Taner, K., Buhar kazanları ders notları, Eskişehir, (yayınlanmamış).
- Taner, K., Isıl cihazların dizaynı, Eskişehir, (yayınlanmamış).
- VDI-Warheatlas, 1984, Verlagdes Vereins Deutscher Ingenieure, Dusseldorf, Mb1, Mb2, Mb3, Mb4.
- William, K, and London, A., 1984, Compact heat exchangers, Mc Grow Hill Book Com., New York, 430 p.

EK - 1

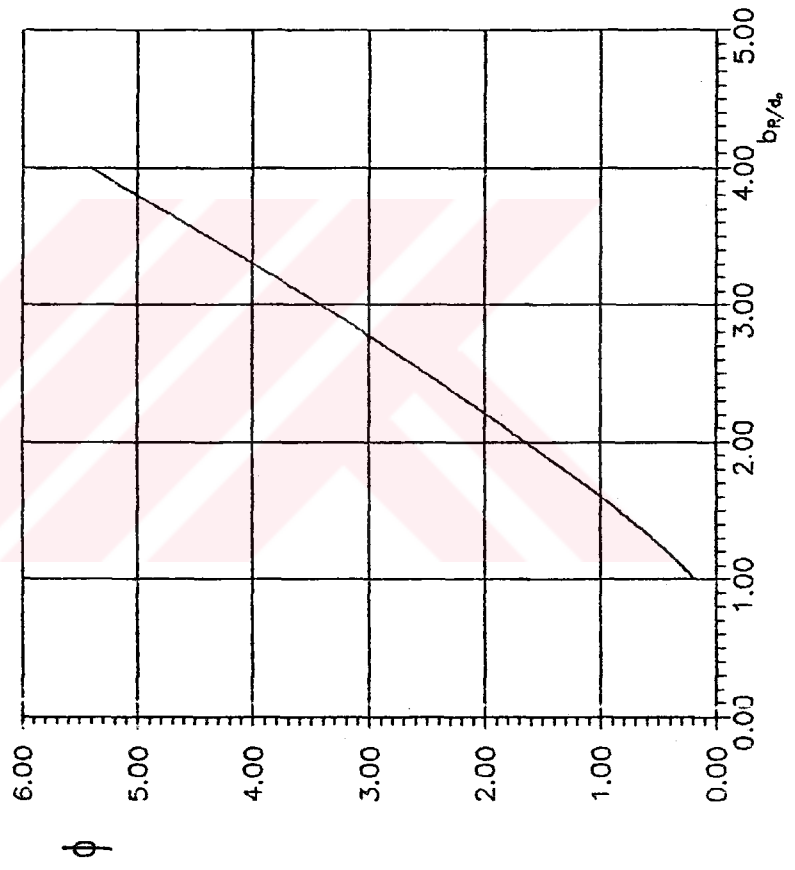
Hesaplamalarda Kullanılan Tablolar

1. Isı Transfer Katsayısı
2. ϕ Değerleri
3. Kare profil kanatta Verim
4. Yüzey Karakteristikleri
5. Akışkan Özellikleri
6. Kanat Malzemeleri
7. Özgül Isı Düzeltme Faktörü
8. Hava Yakıt Karışımı İçin Efektif Düzeltme Faktörü
- 9 a. Hava Tarafı St, Pr^{2/3} sayıları
- 9 b. Gaz Tarafı St, Pr^{2/3} sayıları
10. Kanat Verimi
11. Hava ve Gaza Ait Ke, Kc değerleri
12. Karşıt Akımda Düzeltme Faktörü
13. Mody Diagramı
14. Gazların Sabit Basınçta Isınma Isıları
15. Basınca ve Sıcaklıklara Göre Entalpi Tablosu

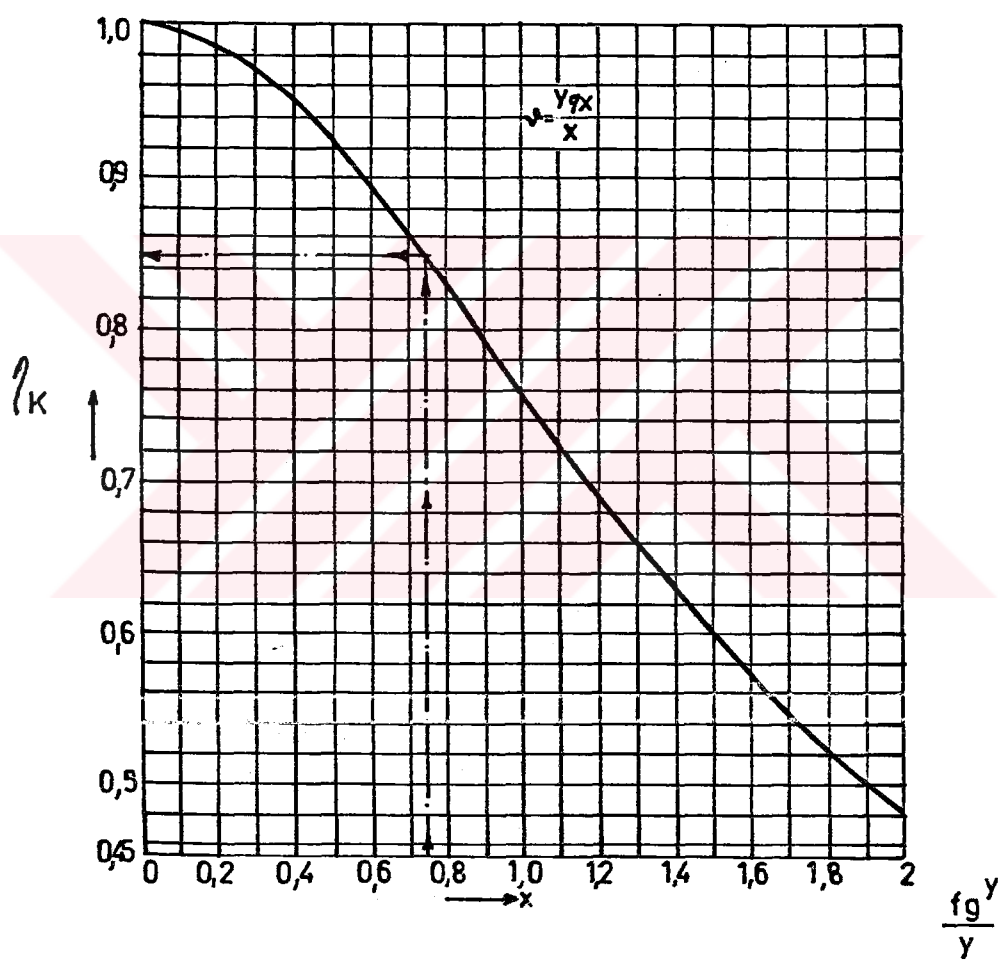
Tablo-1: Isı transfer katsayısı (VDI, 1984)



Tablo-2: ϕ degerleri (VDI, 1984)



Tablo 3: Kanat Verimi (V.D.I. 1984)



Tablo - 4: Yüzey karakteristikleri (Kays, W and London, A, 1984)

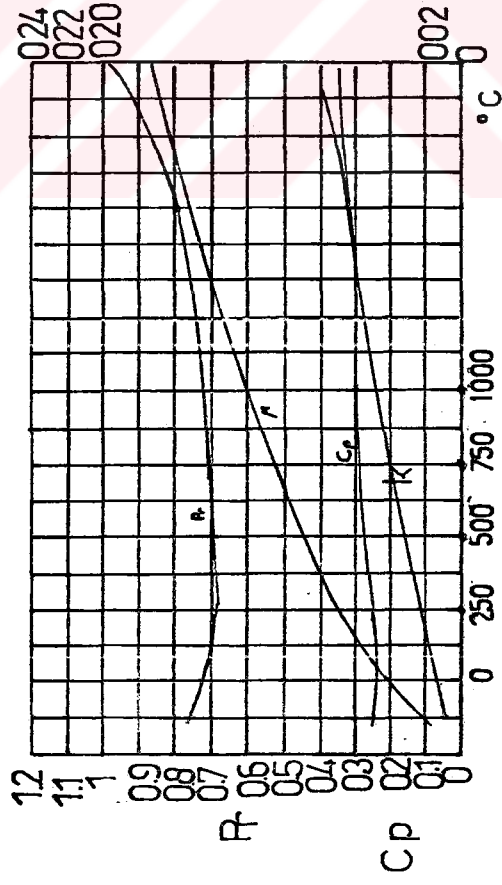
Gaz

<u>b (mm)</u>	<u>4r_n (mm)</u>	<u>δ</u> <u>mm</u>	<u>Kanat</u> <u>genişliği</u> <u>mm</u>	<u>β</u> <u>m²/m³</u>	<u>Kanat/toplam</u> <u>alan</u>
6.35	3.08	0.152	6.35	1204	0.756
10.55	2.65	0.152	3.175	1368	0.873
9.54	2.68	0.254	3.175	1250	0.840
6.35	2.38	0.102	3.175	1548	0.923
2.49	1.54	0.102	3.175	2254	0.785

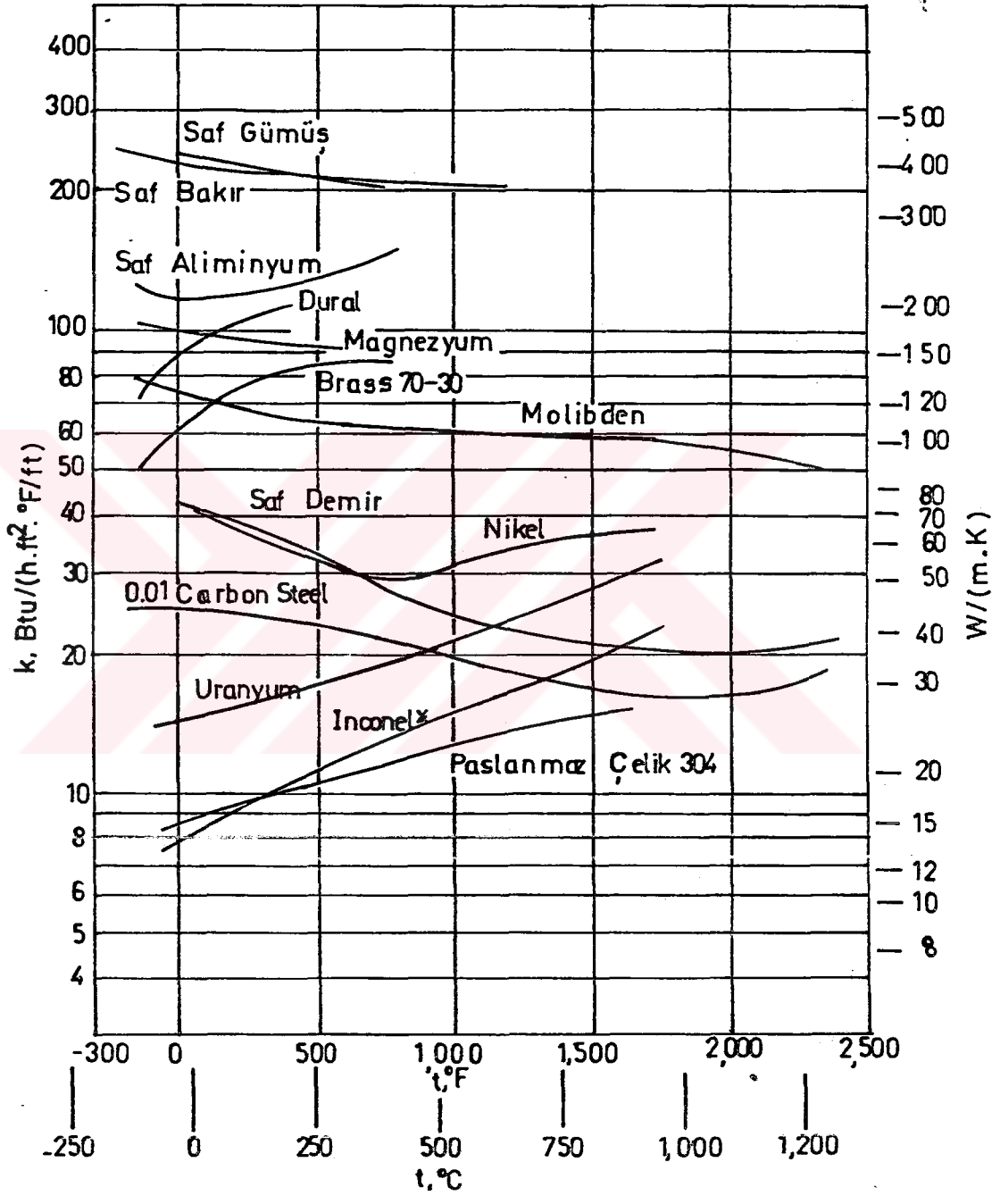
Hava

<u>b (mm)</u>	<u>4r_n (mm)</u>	<u>δ</u> <u>mm</u>	<u>Kanat</u> <u>genişliği</u> <u>mm</u>	<u>β</u> <u>m²/m³</u>	<u>Kanat/toplam</u> <u>alan</u>
6.35	4.453	0.152	9.525	840	0.640
6.349	4.4528	0.152	9.525	840	0.640
6.35	3.650	0.152	9.525	1007	0.705
6.35	3.084	0.152	4.763	1204	0.756

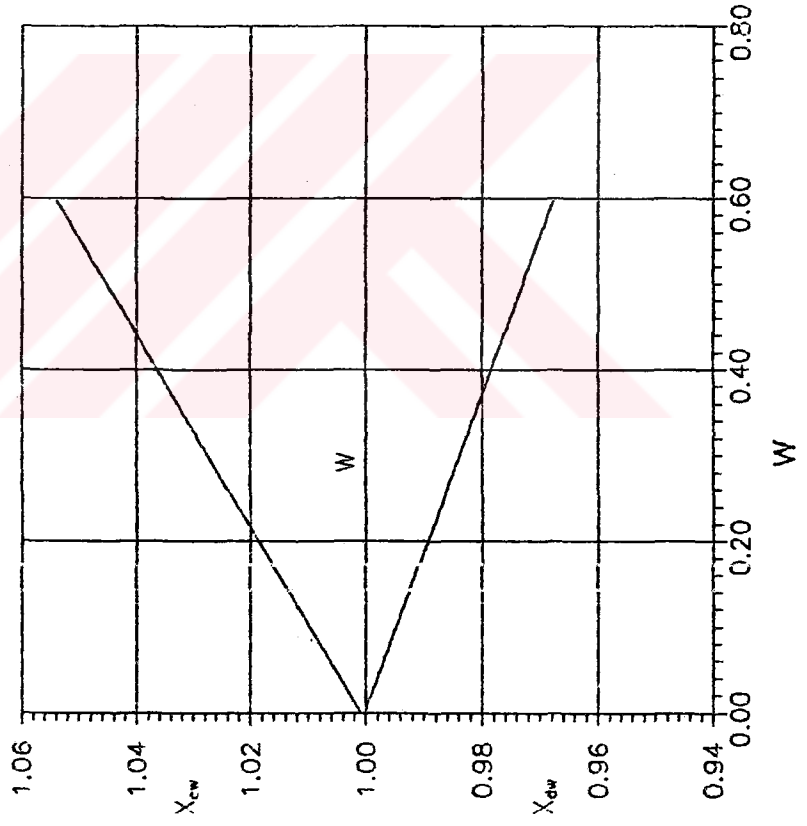
Tablo-5: Akışkan Özellikleri (Kays, W and London, A, 1984)



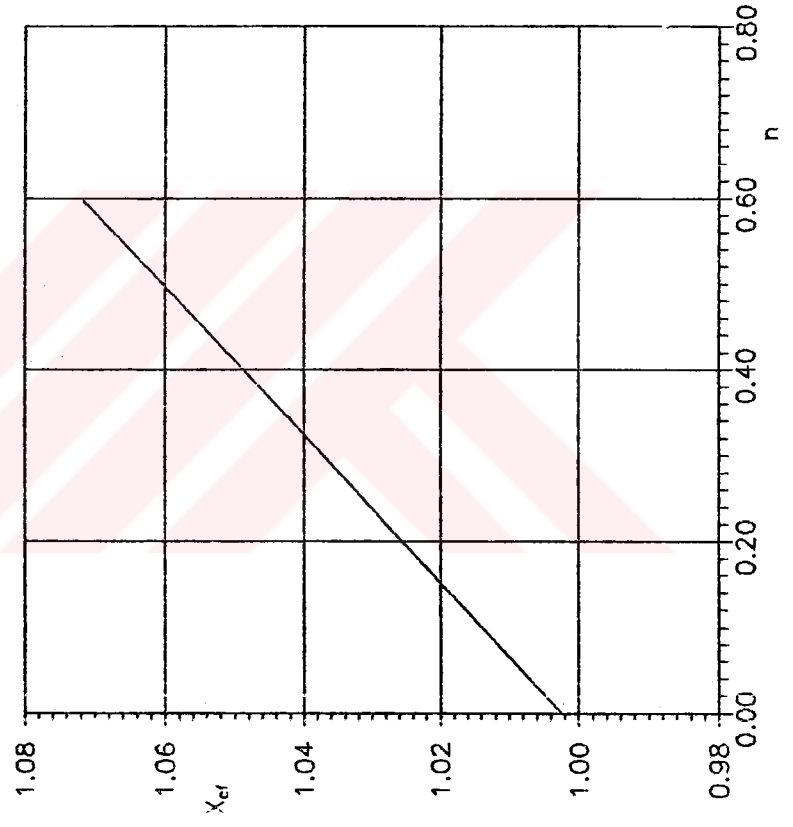
Tablo 6: Bazı Metallerin Isı İletkenlikleri
(Kays, W and London, A, 1984)



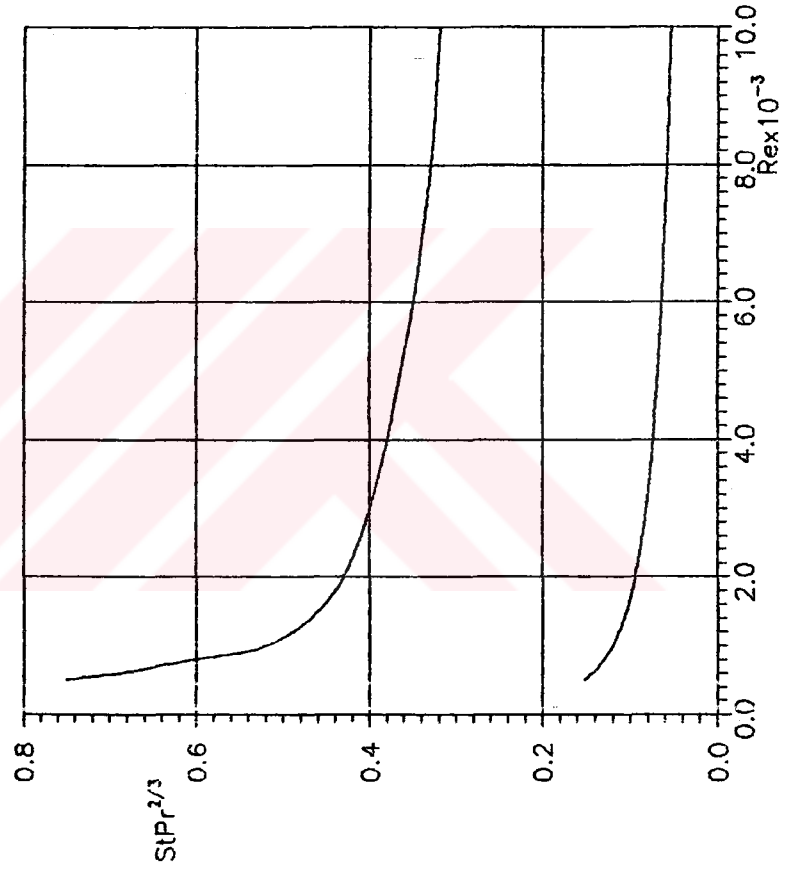
Tablo-7: Düzgöl ısı düzeltme faktörü (Kays, W and London, A, 1984)



Tablo-8: Hava yakıt karışımı için efektif düzeltme faktörü
(Kays, W and London, A, 1984)
London, A, 1984)



Tablo-9 a: Hava için St, Pr $^{2/3}$ sayıları (Kays, W and London, A, 1984)



Tablo-9 b: Gaz için St, Pr ^{2/3} sayıları (Kays, W and London, A, 1984)

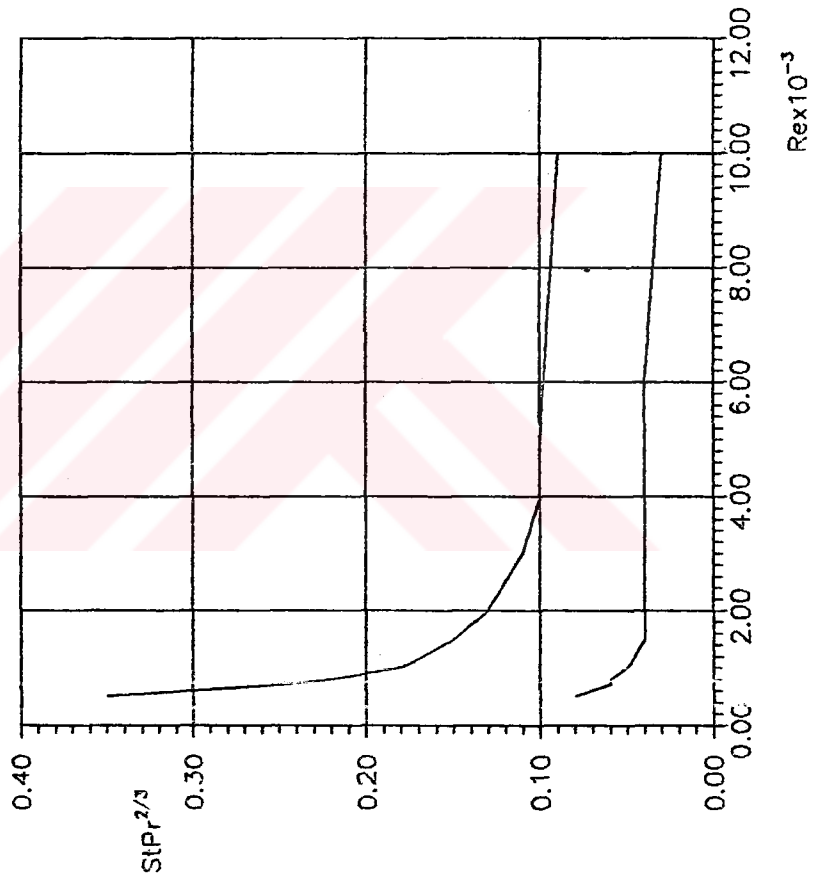
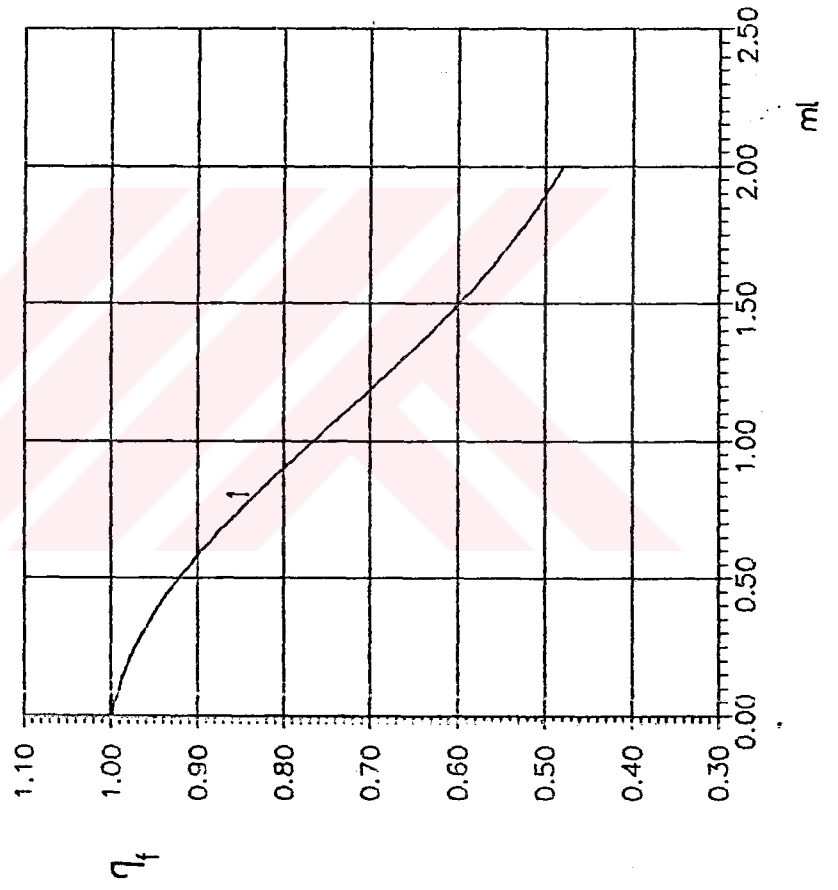
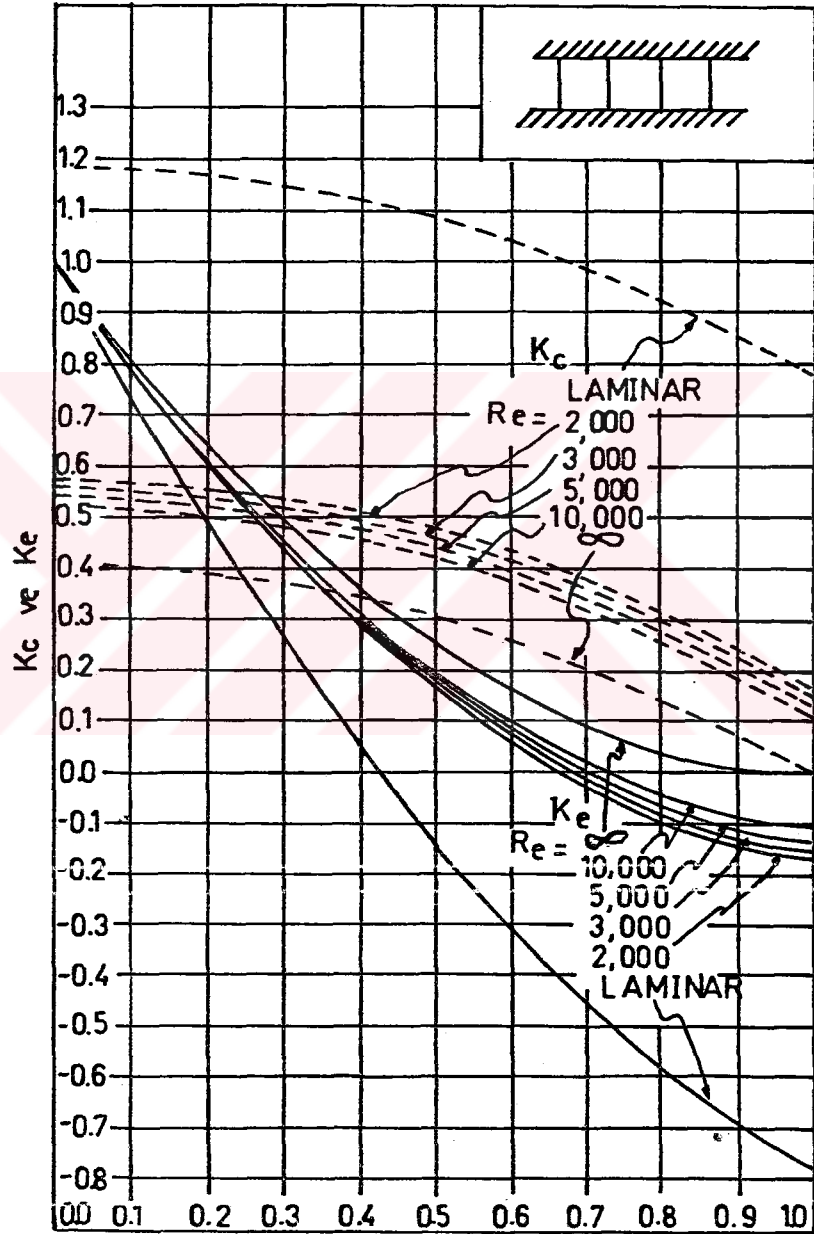


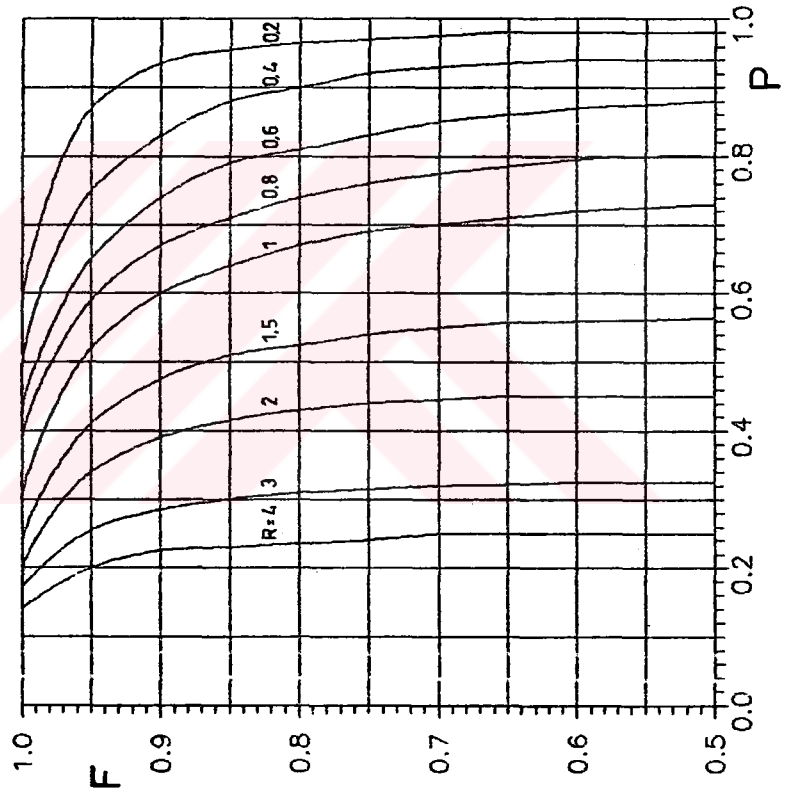
Table-10: Kanat verimleri (Kays, W and London, A. 1984)



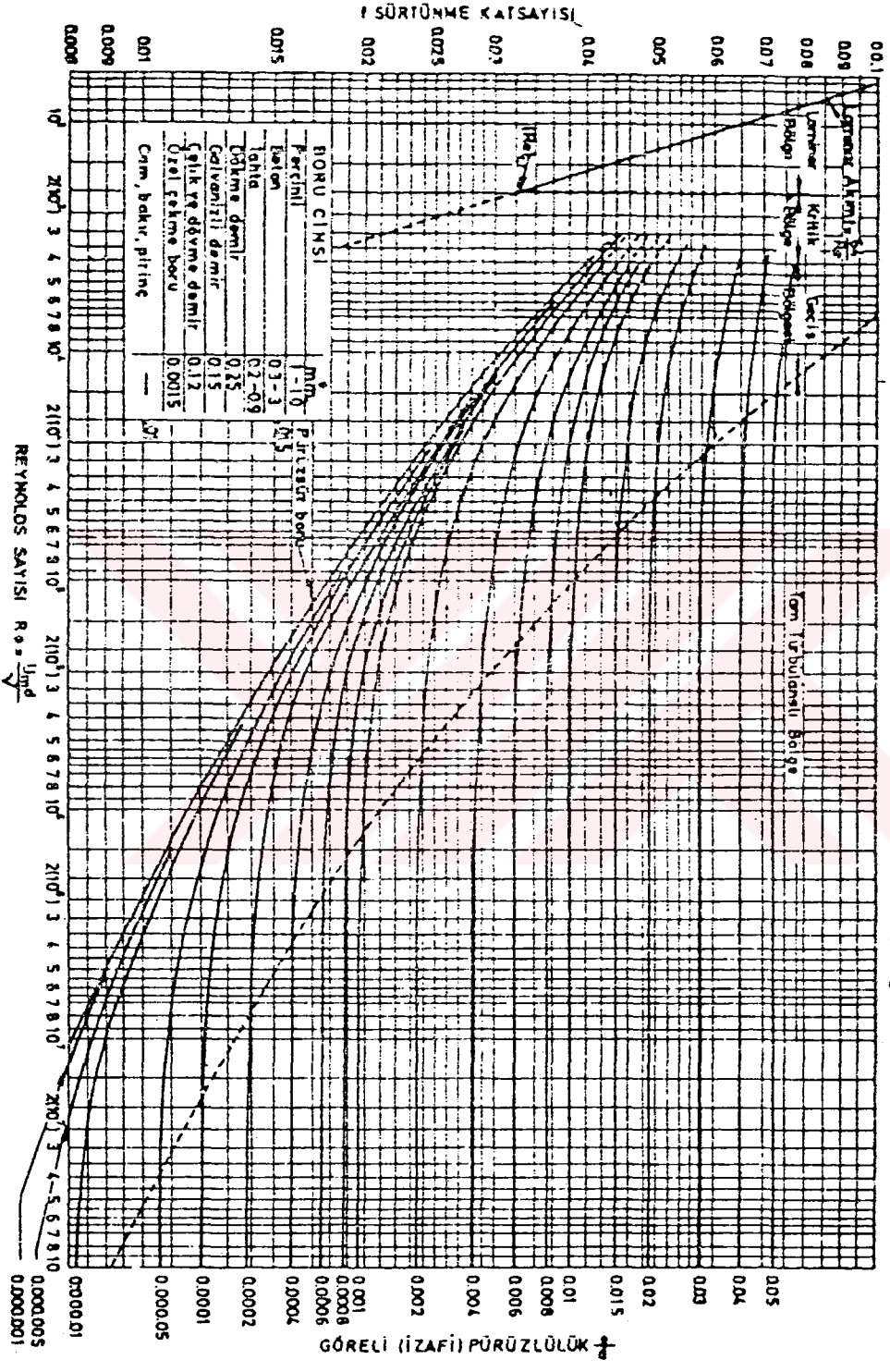
Tablo 11: K_c ve K_e Kayıp Katsayıları
(Kays, W, and London, A, 1984)



Tablo-12: Karşıt akımda düzeltme faktörü (Kakac, 1987)



MOODY DİYAĞRAMI $\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{\rho V^3}{2}$



Tablo-14: Sabit basınçta ortalama ısınma ısısı (Eker, 1980)

$$C_p = \frac{kCal}{Nm^3C}$$

T °C	Hava	CO ₂	H ₂ O	O ₂
0	0.311	0.382	0.354	0.312
100	0.312	0.406	0.310	0.314
200	0.313	0.429	0.362	0.319
300	0.315	0.448	0.367	0.324
400	0.318	0.464	0.372	0.330
500	0.321	0.478	0.378	0.333

Tablo-15: Suyun sıcaklığa ve basınca göre entalpi değerleri (Eker, 1980)

$$h = \frac{kCal}{k^{\circ}C}$$

Sıcaklığa göre entalpi değerleri

T °C	P (ata)	h_s	h_b
100	1.00	99.12	638.5
104	1.20	104.32	640.3
108	1.4	108.85	642.0
112	1.6	112.89	643.5
116	1.8	116.54	644.7
120	2.0	119.50	645.8
140	4.0	143.60	653.4

Suyun basınca göre entalpi değerleri:

P atu	h_s	h_b
5	152.1	655.8
6	155.8	656.9
7	162.0	658.7
8	171.3	660.8
9	176.4	662.0
10	181.2	663.8

EK-2:

Sıcak su eldesi için dizayn edilen reküperatöre ait teknik resimler.

Otomatik kontrol devresinin teknik resmi.

Otomatik kontrol devresinin açıklanması.



Otomatik Kontrol Devresi

Devre elemanlarından A; hava giriş sıcaklığını, B; hava çıkış sıcaklığını, C, gaz giriş sıcaklığını, D, gaz çıkış sıcaklığını, ölçer.

Şemada 1 nolu eleman baca gazı ile damperi kontrol eder.

2 nolu eleman sıcak hava ile damperi kontrol eder.

3 nolu eleman 1 ve 2 nolu elemanlardan aldığı sinyallere göre aktif hale geçerek duruma göre baca gazı debisini ayarlar

4 nolu eleman reküperatördeki basınç düşümünü tespit eder.

5 nolu eleman baca gazlarının çıkış sıcaklığını gösterir.

6 nolu eleman hava çıkış sıcaklığını gösterir.

7 nolu eleman gaz giriş sıcaklığını gösterir.

8 ve 9 nolu elemanlar ise havanın belirlenen sıcaklığa gelmesini kontrol eder.

Baca gazları reküperatöre 194 °C de girmektedir. Reküperatöre havanın giriş sıcaklığı 20 °C, çıkış sıcaklığı ise 50 °C olarak tespit edilmişti, eğer havanın çıkış sıcaklığında pozitif veya negatif yönde bir sapma meydana gelirse; 2 nolu eleman yardımı ile aktif sistem (3 nolu eleman) devreye sokularak, damper kontrolü sağlanacaktır. Eğer sistemdeki basınç düşüm değeri tespit edilen değeri aşarsa aktif sistem yine devreye girerek damperin konumunu kontrol edecektir.