

BOYA FABRİKASI ISI TESİSİNİN HESAP VE PROJELENDİRİLMESİ

İDRİS CEBİR

Anadolu Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Lisansüstü Yönetmeliği Uyarınca
Makina Mühendisliği Anabilim Dalı
Enerji Bilim Dalında
YÜKSEK LİSANS TEZİ
Olarak Hazırlanmıştır.

Danışman : Prof. Dr. Kemal TANER

Eylül - 1990

IDRİS CEBİR'in "YÜKSEK LİSANS" tezi olarak hazırladığı "BOYA FABRİKASISI ISI TESİSİNİN HESAP VE PROJELENDİRİLMESİ" başlıklı bu çalışma, jürimizce lisansüstü yönetmeliğinin ilgili maddeleri uyarınca değerlendirilerek kabul edilmiştir.

20. 1. 3. 1. 1990

Uye : Prof. Dr. Kemal TANER

Uye : Doç. Dr. Yasar PARÇOL

Uye : Y. Doç. Dr. İlker GÜRKAN

Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun 21. 9. 1990
gün ve 255/6... sayılı kararıyla onaylanmıştır.

Prof. Dr. RÜSTEM KAYA
Enstitü Müdürü

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa</u>
ÖZET	vi
SUMMARY	vii
ŞEKİLLER DİZİNİ	viii
SEMBOLLER DİZİNİ	ix
TEŞEKKÜR	xi
1. GİRİŞ	1
2. BOYA SANAYİİNDE ISI İHTİYACI VE BU İHTİYACI KARŞILAYAN TESİSLER	3
2.1. Boya Sanayiinde Isı Gerektiren Unsurlar	3
2.1.1. Alkit Üretimi	4
2.2. Boya Sanayiinde Isı İhtiyacını Karşıl原因ayan tesisler	5
2.2.1. Kızgın buhar tesisleri	6
2.2.2. Elektrik ısıtıcılı tesisler	6
2.2.3. Açık alevli sistemler	7
2.2.4. Kızgın yağ tesisleri	9
3. KIZGIN YAĞ TESİSLERİNİN TANITIMI	11
3.1. Tesisat ile ilgili Genel Bilgiler	11
3.1.1. Tesisat şeması	11
3.1.2. Sistemin çalışma prensibi	13
3.2. Isı Temininde Kullanılan Kazanlar	14
3.2.1. Yakıt yönünden kazanların sınıflan- dırılması	14
3.2.2. Serpantin tipine göre kazanların sınıflandırılması	14
4. KIZGIN YAĞ BORULU KAZANLAR	17
4.1. Yağ Borulu Kazanların Tanıtımı	17
4.2. Kızgın Yağ Borulu Kazanı Oluşturan Elemanlar ..	22
4.3. Yağ Borulu Kazanların Kapaklarının Özellikleri	24
4.3.1. Ön ve ara kapak karışım harcı	24
4.3.2. Arka kapak karışım harcı	25
5. KIZGIN YAĞ BORULU KAZAN DİZAYNI	26
5.1. Takip Edilecek Hesap Yöntemi	26
5.2. Proje Verileri ve Yapılacak Kabuller	27
5.3. Isıl Hesap Yöntemi	28

İÇİNDEKİLER (devam)

	<u>Sayfa</u>
5.3.1. Yakıtın kimyasal analizi	30
5.3.2. Kazan veriminin hesabı	31
5.3.3. Ocak sıcaklığının hesabı	31
5.3.4. Birinci ve ikinci çekim sonu gaz sıcaklıkları	35
5.3.5. Kızgın yağın ısı transfer katsayısı	37
5.3.6. Isı transfer alanının hesabı için ikinci bir yöntem	38
5.4. Konstrüksiyon Hesapları	39
5.5. Mukavemet Hesapları	39
5.6. Kazan Yardımcı Elemanları	40
5.7. Baca Hesabı	41
6. 1000000 kCal/h ISI İHTİYAÇLI BİR TESİS İÇİN KIZGIN YAG BORULU KAZAN DİZAYNI	43
6.1. Proje Verileri	43
6.1.1. Yapılan kabuller	43
6.2. Isıl Hesaplar	44
6.2.1. Yakıtın kimyasal analizi	44
6.2.2. Kazan verimi	45
6.2.3. Ocak sıcaklığının hesabı	46
6.2.4. Ocak sonu gaz sıcaklığının hesabı	52
6.2.5. Birinci çekim sonu gaz sıcaklığı	54
6.2.6. İkinci çekim sonu gaz sıcaklığı	56
6.2.7. Toplam ısı transfer alanı	58
6.3. Isı Alanının Hesabı için Yaklaşık Bir Yöntem ..	58
6.3.1. Duman gazının ortalama ısı transfer katsayısı	59
6.3.2. Kullanılan boruların özellikleri	59
6.3.3. Kızgın yağın konveksiyon ısı transfer katsayısı	59
6.3.4. Toplam ısı transfer katsayısı	61
6.3.5. Toplam ısı transfer alanı	61
6.4. Konstrüksiyon Hesapları	62
6.5. Mukavemet Hesapları	64
6.6. Sirkülasyon Pompası ve Motor Seçimi	66
6.7. Baca Hesabı	67

İÇİNDEKİLER (devam)

	Sayfa
7.KAZAN DİZAYNI İÇİN BİLGİSAYAR PROGRAMI	69
7.1.Bilgisayar Programı.....	69
7.2.Akiş Seması	76
8.SONUÇ	79
KAYNAKLAR DİZİNİ	80
EKLER	

ÖZET

Bu çalışmada, günümüzde birçok sanayi dalında kullanılan fakat literatürlerde fazla yer almayan yağ borulu kazanların tanıtımı ve yağ borulu kazan dizaynı ele alınmıştır.

Çalışmada boya sanayii ve gereken ısı ihtiyacı dikkate alınarak, bu sanayi dalında kullanılan ısı santralleri tanıtılmış, yağ borulu kazanların önemi vurgulanmış ve bu tip kazanların gerekliliğine dikkat çekilmiştir.

Ayrıca yağ borulu kazan dizaynı için bir hesap yöntemi anlatılmış ve örnek bir proje hazırlanmıştır. Isıl hesaplarda buhar kazanları ısı hesap yöntemleri takip edilmiş ve ortalama bir yöntemle, bu yöntem arasındaki farklılıklar gösterilmiştir.

Sonuç olarak her iki yönteminde yağ borulu kazanlarda kullanılabileceği görülmüştür. Çalışmanın sonunda kazan dizaynı için bir BASIC programı yazılmış ve bu programla örnek bir dizayn yapılmıştır.

SUMMARY

In this thesis in many industry branch but not yet familiar, the oil tube boiler are introduced and taking into account the heat requirement of the die industries are introduced and importance of this boilers explained.

Calculation method for oil tube boilers is explained and prepared one sample project for thermal calculations. The thermal calculations for boilers are followed by the difference between the averaged method and this thermal calculation showed.

As a result both methods can be used for oil tube boilers. At the end of this work the computer programme for boiler design is written and by using this programme a sample design is done.

ŞEKİLLER DİZİNİ

<u>Sekil</u>		<u>Sayfa</u>
2.1	Alkit üretim reaktörü	5
2.2	Elektrik ısıtıcılı reaktör şeması	7
2.3	Açık alevli reaktör	8
3.1	Kızgın yağ tesisi tesisat planı	12
3.2	Spiral tek sıralı boru demeti	15
3.3	Eksenel boru demeti	15
3.4	Tek sıra silindirik boru demeti	16
3.5	İç içe geçmeli silindirik boru demeti	16
4.1	Katı yakıtlı dairesel boru demetli dik tip yağ borulu kazan	20
4.2	Sıvı veya gaz yakıtlı, dairesel boru demetli yatık tip kazan	20
4.3.	Çift sıra dairesel boru demetli kazan	21
4.4.	Dağresel boru demetli çift sıra serpantinli yatık tip kazan	23

SEMBOLLER DİZİNİ

- A : Alan [m^2].
- a : Isısal yayınma katsayısı [m^2/sn]
- B : Birim yakıt ihtiyacı [kg/h].
- c : Özgül ısı [kJ/kgK].
- C_k : Sabit katsayı [-].
- D : Çap [m].
- h : Toplam ısı transfer katsayısı [W/m^2K].
- h_k : Konveksiyon ısı transfer katsayısı [W/m^2K].
- h_r : Radyasyon ısı transfer katsayısı [W/m^2K].
- H_a : Alev yükü [kJ/Nm^3].
- H_o : Yakıtın üst ısı değeri [kJ/kg].
- H_u : Yakıtın alt ısı değeri [kJ/kg].
- l : Entalpi [kJ/Nm^3].
- k : Isı iletim katsayısı [W/mK].
- L : Serpantin boyu [m].
- L_a : Alev boyu [m].
- L_e : Alevin eşdeğer tabaka kalınlığı [m].
- m : Debi [kg/sn].
- n : Hava fazlalık katsayısı [-].
- P : Basıncı [Bar].
- q : Özgül ocak gücü [kJ/Nm^3].
- Q : Kazan ısı yükü [$kCal/h$].
- T : Sıcaklık [$^{\circ}C$].
- T_b : Baca gazı sıcaklığı [$^{\circ}C$].
- T_o : Ortam sıcaklığı [$^{\circ}C$]
- V_a : Özgül duman miktarı [kg/Nm^3].
- V_h : Toplam hava ihtiyacı [kg/Nm^3].

SEMBOLLER DİZİNİ (Devam)

- w : Gaz hızı [m/s]
- Y : Yanmamış yakıt miktarı [%].
- Z : Toplam baca kaybı [%].
- Z_b : Baca kaybı [%].
- Z_r : Radyasyon kaybı [%].
- Z_s : Sıcak cidar kaybı [%].
- η : Kazan verimi [%].
- ϵ : Yayınma katsayısı [-].
- λ : Isı iletim katsayısı [W/mK].
- ν : Kinematik vizkozite [m²/sn]
- ρ : Yoğunluk [kg/m³].
- Nu : Nusselt sayısı [-].
- Pr : Prandtl sayısı [-].
- Re : Reynolds sayısı [-].

TEŞEKKÜR

Bu projenin hazırlanmasında değerli yardımlarından dolayı başta sayın hocam Prof.Dr. Kemal TALLER'e projenin uygulanmasında yardımlarını esirgemeyen DETSA Ltd.Şti. yetkililerine ve KARTALLAR BOYA A.Ş. yetkililerine, tecrübelerinden faydalanmamı sağlayan sayın İhsan KARTAL'a, tezin resimlerinin çizilmesinde yardımlarını esirgemeyen DUYGU MUHENDİSLİK Bürosuna teşekkür ederim.

İdris CEBİR

1. GİRİŞ

Yıllardan beri insanoglu çeşitli sebeplerle ısı üretmek yoluna gitmiştir. Örneğin ısınmak için, bazı gıda maddelerini pişirmek için v.b..Fakat teknoloji gelişip, ihtiyaçların çeşitlenmesi ve çeşitli maddelerin doğada olduğu gibi kullanımı yerine bazı özellikler kazandırılıp kullanılması gereği, bu ihtiyacın doruk noktaya çıkmasına sebep olmuştur.

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

Üretim ve imalat sektörlerinin kazanlarda aradıkları en önemli özellikler verimlilik, ekonomi ve güvenirliliktir. Tüm bu özelliklere hitap eden kazanlar ise kuşkusuz kızgın yağ borulu kazanlardır. Fakat bu tür kazanların da bazı dezavantajları vardır. Bunların başında düşük ısı ihtiyaçlarına cevap verebilmeleri söylenebilir.

Kullanıma 19 yy başlarında giren kızgın yağ borulu kazanların ilk örnekleri Avrupada geliştirilmiş ve kullanılmıştır. 1. ve 2. dünya savaşları her teknolojiye olduğu gibi, kazan sanayiinde de yansımış ve bu tür kazanların gelişimini hızlandırmıştır.

Pek çok sanayi dalında ısı, üretim veya imalatda direkt olarak kullanılır. Isı genellikle reaksiyon hızlandırıcı olarak düşünülmektedir. Boya sanayiinde de ısı kullanımı bu amaç içindir.

Boya hammaddesi birçok kimyasal ve organik maddelerin ısı altında reaksiyonları sonucu elde edilir. Bu hammaddeler normal şartlar altında birbirleriyle reaksiyona girmezler bu nedenle ısı ihtiyacı ortaya çıkmaktadır.

Yağ borulu (kızgın yağ borulu) kazanlar ayrıca kurutma işlemlerinde ağaç ve tekstil sanayiinin hemen her dalında kullanılmaktadırlar. Kısaca 300°C sıcaklıkla ihtiyacı giderilebilen her sektörde bu kazanlar kullanılabilir. Bu kazanların önemli bir özelliği, düşük basınçlarda çalışıyor olmaları ve iş güvenliği açısından tercih edilmeleridir.

2. BOYA SANAYİNDE ISI İHTİYACI VE BU İHTİYACI KARŞILAYAN TESİSLER.

Sanayinin bir çok dalında olduğu gibi ,boya sanayinde de ısıнын önemi büyüktür.

Boya imalatının en önemli kısmını kimyasal reaksiyonlar oluşturur.Boya hammaddelerinin belirli oranlarda karıştırılıp homojen bir hale getirilebilmesi için bu reaksiyonlara ihtiyaç vardır.Isı altında yapılan reaksiyonlar daha kısa süreli ve daha homojen bir karışım meydana getirirler.Çoğu hallerde ise hammaddeleri direk olarak reaksiyona sokmak imkansızdır.Bu durumlarda ısıya kesin olarak ihtiyaç vardır.Normal şartlarda reaksiyona girmeyen maddeler , sıcaklığın etkisi altında kolayca birleşir ve homojen bir karışım oluştururlar. Bu nedenle boya imalatında ısıya kesin olarak ihtiyaç vardır.

2.1. Boya Sanayinde Isı Gerektiren Unsurlar.

Boya imalatı iki aşamada yapılır.Birincisi alkit üretimi, ikincisi ise kısaca boya üretimi olarak adlandırılır.Alkit üretimi tamamen bir ısı işlem reaksiyonu ile yapılır ve boya sanayinin en önemli kısmını oluşturur.Boyanın özellikleri tamamen alkitin cinsine bağlıdır.Yani imal edilecek boyanın selülozik ,sentetik veya yağlı boya v.b olması alkit türüne bağlıdır.Boyanın renklendirme işlemi boya imalatının ikinci kısmını oluşturur ve bu işlemde ısıya gerek duyulmaz.

Alkitler üç ana sınıfa ayrılırlar;

1. Uzun yağlı alkitler
2. Orta yağlı alkitler
3. Kısa yağlı alkitler

Her alkit türünün hammaddeleri farklı olduğu gibi kimyasal reaksiyon süreleride farklıdır.

2.1.1. Alkit üretimi

Boya üretiminin alkit üretimi ve boya üretimi diye iki ayrı grup altında toplanması uygundur. Alkit üretimi başlı başına bir sanayi dalıdır. Boya sanayiinde ana üretim kısmını alkit üretimi oluşturur.

Alkitlerin hammaddelerini; bitkisel yağlar, gliserin, toluen, ksitol, anhidratlar v.b. oluşturur. Bir orta yağlı alkit şu hammaddelerden meydana gelir.

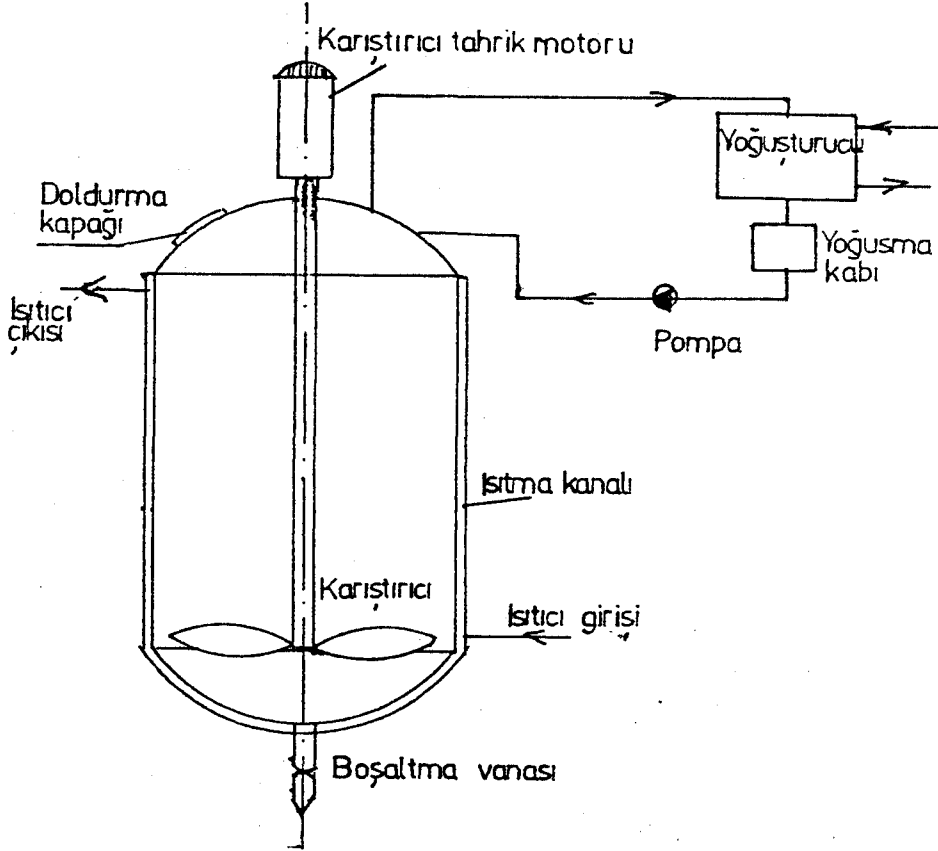
Bitkisel yağlar	%30
Gliserin	%15
Titalik Anhidrit	%25
Toluen	%30

Bu hammaddeler, reaksiyon işleminin yapılacağı reaktöre şarj edilir. Reaktör 300°C'ye kadar ısıtılır. Bu esnada karışımın homojen bir hale gelebilmesi için reaktör içindeki bir karıştırıcı hammaddeleri sürekli olarak karıştırır. Bu tür üretimin yapılabileceği bir reaktör şekil 2.1'de şematize edilmiştir.

Reaksiyon esnasında ısının etkisiyle hammaddeler çeşitli gazlar açığa çıkarırlar. Bu gazlar bir soğutma devresinden geçirilip yoğunlaştırılırlar ve tekrar reaktöre verilirler. Orta yağlı bir alkitin reaksiyon süresi 18 saattir. Reaksiyon tamamlandıktan sonra, boya üretimi için, artık ısıya ihtiyaç kalmamaktadır. Reaksiyon tamamlandıktan sonra reaktörün soğutulması işlemi başlar. Reaktörü ısıtan yağ veya gaz, bir soğutma devresinden geçirilip, reaktörün soğuması sağlanır. Daha sonra, reaktör boşaltma vanasından oluşan alkit alınır.

Alkit elde edildikten sonra, boya üretiminin ikinci aşamasına geçilir. Bu aşama tamamen boyaya renk vermek

üzere yapılan karıştırma işlemini içerir. Çeşitli renk verici maddeler, belirli oranlarda alkitlerle karıştırılarak boya oluşumu sağlanır.



Şekil 2.1: Alkit üretim reaktörü.[Kartal.İ.]

2.2. Boya Sanayiinde Isı İhtiyacını Karşıllayan Tesisler

Alkit üretimi için gerekli olan ısıyı elde etmek ve reaktöre vermek için bugüne kadar birçok yol denenmiştir.

Kızgın buhar tesisleri, elektrik ısıtıcılı reaktörler, açık alevli sistemler ve kızgın yağ sistemleri bu yöntemlerin bazılarıdır. Bu sistemleri teker teker ele aldığımızda da görüleceği gibi, en ekonomik, en güvenli ve en pratik çözüm kızgın yağ tesisleridir.

2.2.1. Kızgın buhar tesisleri

Boya sanayiinde bir süre denenip daha sonra terkedilmiş olan bir sistemdir. Bu sistemin günümüzde kullanılmayışının başlıca sebepleri aşağıda sıralanmıştır.

i-Kızgın buharla ihtiyaç duyulan 300°C'sıcaklığa çıkmak için yaklaşık 90 atü basınç gerekmektedir. Buda sistemin çok iyi dizayn edilip daha kalın malzemelerin kullanılması gerektiğini gösterir.

ii-Kızgın buhar devresinin çabuk deforme olmaması için bütün devrenin alaşımlı çeliklerden imal edilmesi gerekir. Bu iki hususta maliyeti çok fazla artırıcı nedendir.

iii-Basıncın yüksek olması iyi bir otomatik kontrol sistemini gerektirir.

iv-Basıncın yüksek olması sistemde patlama tehlikesini artırır. Bu nedenle iş güvenliği oldukça düşüktür.

v-Kızgın buhar elde etmek için daha büyük ve daha pahalı buhar santrallerine ihtiyaç vardır.

2.2.2. Elektrik ısıtıcılı tesisler

Şekil 2.2'de elektrik ısıtıcılı bir reaktör şematize edilmiştir.

Bu sistemin kullanılmayışının sebepleri de aşağıdaki gibidir.

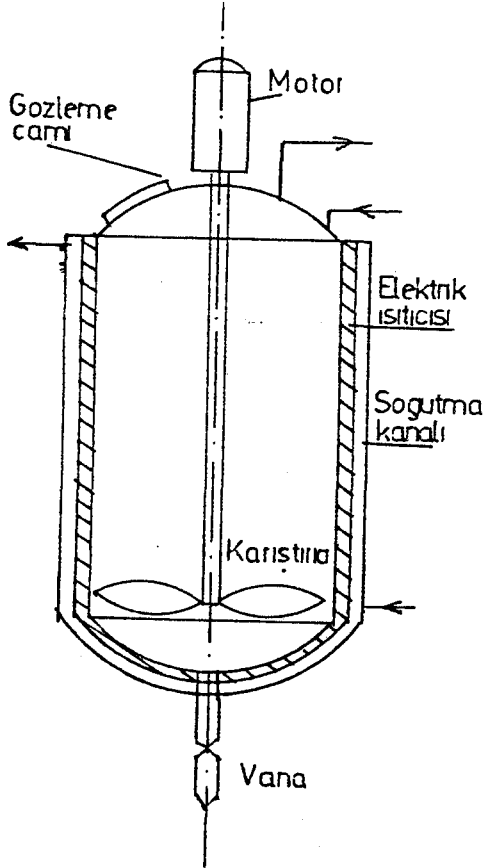
i-Elektrik sarfiyatı yüksektir.

ii-Reaktörle soğutma devresi arasında rezistansların olması ısı transferini azaltmakta bu nedenle reaktörün soğutulması uzun sürmektedir.

iii-Soğutma esnasında ısı gerilmelerden dolayı rezistansların kopma tehlikesi fazladır.

iv-Rezistans kopması halinde onarım işlemi uzun sürmektedir.

v-İmalatları zor ve pahalıdır.



Sekil 2.2: Elektrik ısıtıcılı reaktör şeması.[Kartal.]

2.2.3. Açık alevli sistemler

Bu tür sistemlerin esaslı reaktörlerin herhangi bir ocakla direkt olarak ısıtılmasına dayanır. Sekil 2.3'de direkt alevli reaktör sistemi şematize edilmiştir.

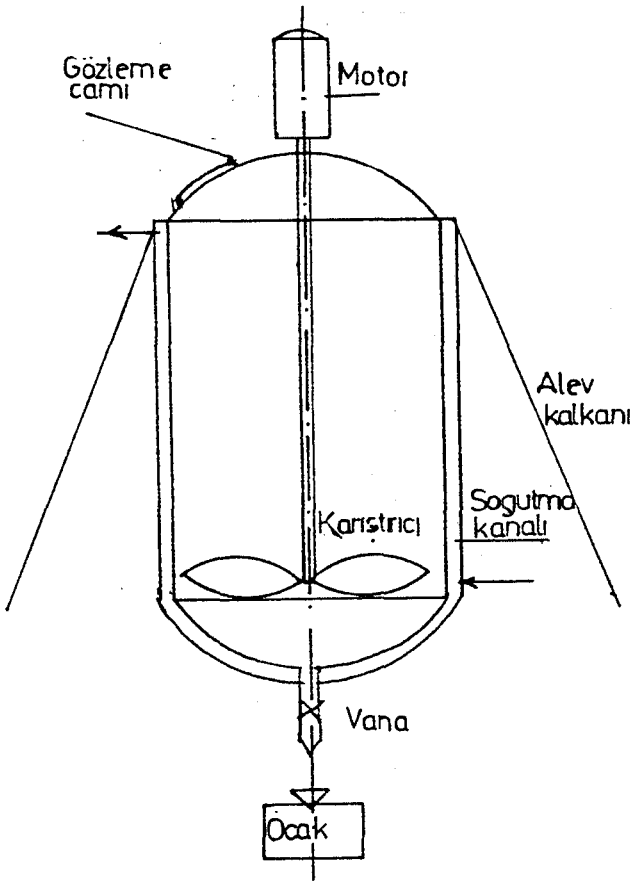
Bu sistemin dezavantajlarını şöyle sıralayabiliriz.

i-Alev açıkta olduğundan yangın tehlikesi fazladır.

ii-Direkt alevden dolayı reaktör dış yüzeyi çabuk korozyona uğramaktadır. Bunu önlemek için alaşımlı çeliklerin kullanılmasının gerekliliği maliyeti artırmaktadır.

iii-Soğutma kanalları ısı transferini azaltmakta dolayısıyla yakıt sarfiyatını artırmaktadır.

iv-Her reaktör için ayrı bir ocak sistemi kurmak gerekir.



Şekil 2.3: Açık alevli reaktör [Kartal İ]

2.2.4. Kızgın yağ tesisleri

Günümüz boya sanayiinde en çok kullanılan ısıtma tesisleri kızgın yağ borulu tesislerdir. Kızgın yağ tesislerinin kullanımını haklı kılan özelliklerini şöyle sıralayabiliriz.

i-Kullanılan ısı transfer yağının özelliği nedeniyle 300°C sıcaklığa 0.4 Bar efektif basınçta çıkmak mümkündür. Ancak sistemdeki sürtünme dirençlerini yok etmek için orta büyüklükteki bir tesiste maksimum basınç 10 Bar civarında olur. Dolayısıyla basıncın düşük olması basınçtan doğabilecek tehlikeleri en aza indirebilmektedir.

ii-Basıncın düşük olması nedeniyle imalatta kullanılan malzeme kalınlıklarının yüksek değerlerde olması gerekmez.

iii-Isı transfer yağının yağlayıcı özelliğinden dolayı sistem korozyona karşı korunmuş olur ve buda tesisatın ömrünü artırır.

iv-Bu tip sistemlerin soğutma devreleri diğer sistemlerinkine göre daha basittir. Isıtma yağı, ısıtma işleminden sonra, bir soğutma devresinden geçirilerek reaktörün soğuması sağlanır.

v-Bir kızgın yağ tesisinden birçok reaktör beslenebilir.

vi-Uzak yerlere ısı transferi diğer sistemlere göre çok kolay ve ekonomiktir.

vii-Isı kayıpları çok az olup yakıt yönünden ekonomiktirler.

viii-Sistem basit ve dizaynı kolaydır.

Kızgın yağ tesislerinin bu avantajlarına rağmen bazı olumsuz yönleride vardır. Bu dezavantajları şöyle sıralayabiliriz.

i-Ani ısıtma ve soğutma nedeniyle yağ özelliklerini yitirebilir. Buda sistemin tamamen tahrip olmasına neden olur.

ii-Sıcaklık kontrolünün çok iyi yapılması gerekir. Aksi halde ısı transfer yağının alevlenme tehlikesi vardır.

iii-Yüksek sıcaklıklarda yağdan ayrılan atık gazlar çevreye zarar vermektedir.

Kızgın yağ tesislerinin avantajları ve dezavantajları dikkate alındığında ve diğer sistemlerle karşılaştırıldığında bu sistemlerin tercih sebepleri ortaya çıkmaktadır.

3. KIZGIN YAG TESİSLERİNİN TANITIMI

Boya sanayiinde kullanılan kızgın yağ tesisleri genellikle tek tip imal edilirler. Tesisat devresi fazla karmaşık olmayıp, çalışma prensibi kolaydır. Isı üretim merkezinden bir kızgın yağ kazanıyla birçok reaktör beslenebilir.

3.1. Tesisat ile ilgili Genel Bilgiler

Bir kızgın yağ tesisi üç ana bölümden oluşur. Isı üretim merkezi, reaktör kısmı ve soğutma devresi kızgın yağ tesisini meydana getiren en önemli kısımlardır.

3.1.1. Tesisat şeması

Boya sanayiinde en çok kullanılan kızgın yağ tesislerinin tesisat şeması şekil 3.1'de verilmiştir.

Kızgın yağ tesisini oluşturan ana elemanları şöyle sıralamak mümkündür.

- 1-Kızgın yağ kazanı
- 2-Degazör
- 3-Filtre
- 4-Genleşme tankı
- 5-Rezerv tankı
- 6-Sirkülasyon pompası
- 7-Besleme pompası
- 8-Valf
- 9-Valf
- 10-Reaktör
- 11-Yardımcı sirkülasyon pompası
- 12-Valf

13-Valf

14-Valf

15-Valf

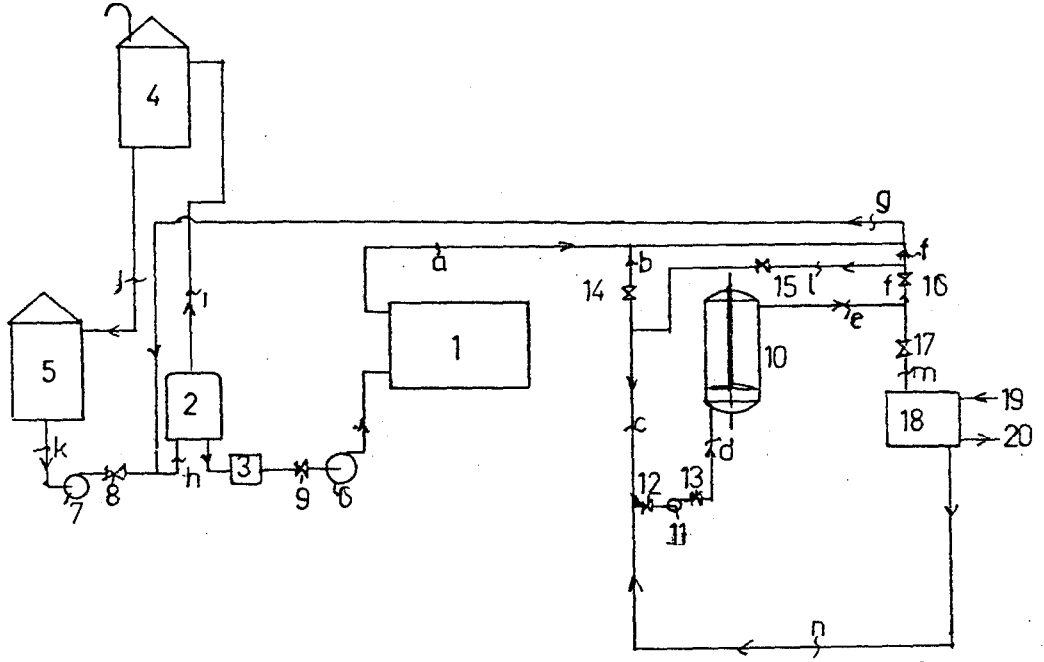
16-Valf

17-Valf

18-Sogutma sistemi

19-Sogutucu girişi

20-Sogutucu ıkışı



Sekil 3.1: Kızgın yağ tesisi tesisat planı. [DETSAAŞ]

3.1.2. Sistemin çalışma prensibi

Sekil 3.1 de verilen kızgın yağ tesisinin çalışma prensibi kısaca şöyledir. Isı transfer yağı 1 nolu kızgın yağ kazanında ısıtıldıktan sonra a-b-c-d yolunu takip ederek reaktöre verilir. Reaktörden çıkan yağ e-f-g-h yolundan degazöre verilir.

Degazörde ,kızgın yağdan ayrılan atık gazlar ve fazla basınç durumunda artan yağlar i yolunu takip ederek 4 nolu genleşme tankına gider.

Degazörde toplanan yağ 6 nolu pompa yardımı ile tekrar kazana verilir. Bu durum ısıtma işlemi içindir ve 9,12,13,14 ve 16 nolu valfler açıktır. 8,15,17 nolu valfler ise kapalıdır.

Genleşme tankında biriken yağlar j yolunu takip ederek rezerv deposuna verilir.

Sistemde yağın azalması durumunda 8 nolu valf açılır ve 7 nolu pompa yardımıyla rezerv deposundan sisteme yağ gönderilir.

Isıtma işlemi tamamlanıp reaksiyon tamamlandıktan sonra soğutma işlemi başlatılır. Soğutma işlemi yine ısıtmada kullanılan ısı transfer yağı ile yapılır. Soğutma işlemi kısaca şöyle yapılmaktadır.

Kazan devre dışı bırakılır ve 6 nolu pompa durdurulur. 14 ve 16 nolu valfler kapatılır. 12,13,15,17 nolu valfler açılır. 11 nolu sirkülasyon pompası ile e-m-n-d yolundan yağ devrettirilir. Bu esnada 18 nolu soğutma ünitesi devreye sokulur ve buradan geçen yağ soğutulur. e-l-c hattı bay-pas devresi olup soğutma devresindeki basınç yükselmelerini ve ani ısı değişimlerini önlemek içindir.

3.2. Isı Temininde Kullanılan Kazanlar.

Kızgın yağ sistemlerine ismini veren ve bütün kızgın yağ tesislerinde kullanılan kazanlar ,kızgın yağ borulu kazanlardır.

Kızgın yağ borulu kazanları ancak yakıt ve ısıtma serpantinleri açısından sınıflandırmak mümkündür.

3.2.1. Yakıt yönünden kazanların sınıflandırılması

i-Katı yakıtlı kazanlar

Odun, odun talaşı, taş kömürü, linyit vb yakacakların kullanıldığı kazanlardır.

Yağ borulu kazanların ısı yüklerinin genelde fazla olması, katı yakacaklarda yüklemenin zor ve yükleme sistemlerinin pahalı olması depolama sorununun olması nedeni ile fazla tercih edilmezler.

ii-Sıvı yakıtlı kazanlar

Petrol, fuel-oil ve ağır yağlarla ısıtılan kazanlar

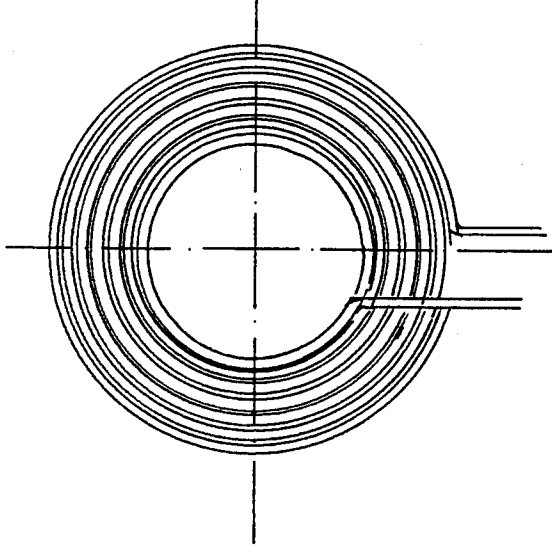
Yağ borulu kazanlarda genellikle tercih edilen yakıtlardır.

iii-Gaz yakıtlı kazanlar

Yüksek fırın gazı, kok fırın gazı , jenaratör gazı ve doğal gaz vb ile ısıtılan kazanlardır.

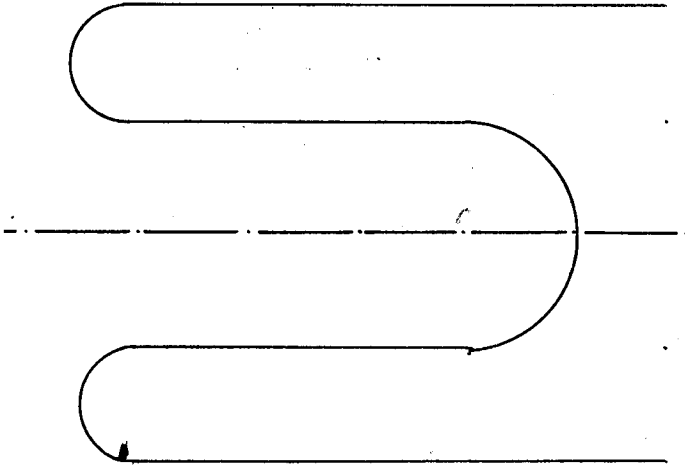
3.2.2. Serpantin tipine göre kazanların sınıflandırılması

i-Spiral tek sıralı boru demeti.



Sekil 3.2:Spiral tek sıralı boru demeti

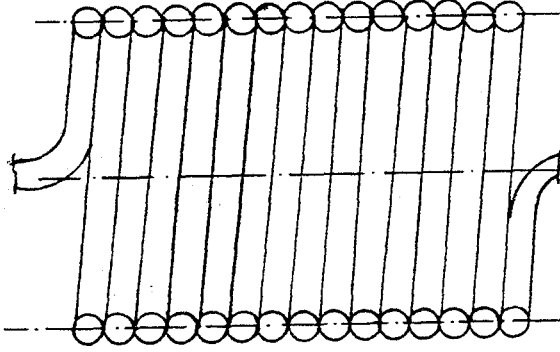
ii-Eksenel boru demeti.



Sekil 3.3: Eksenel boru demeti

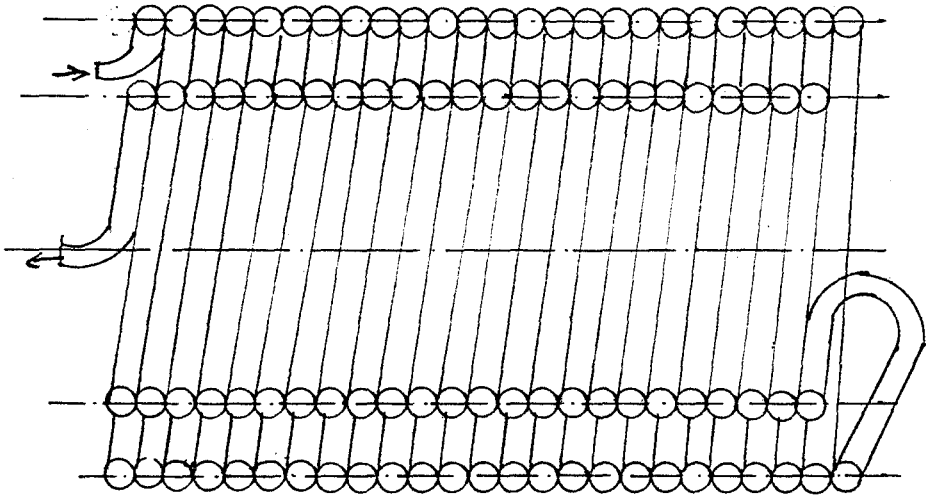
iii-Silindirik boru demeti.

a-Tek sıra silindirik boru demeti.



Sekil 3.4: Tek sıra silindirik boru demeti [DETSAA.Ş]

b-İç içe geçmeli silindirik boru demeti



Sekil 3.5: İç içe geçmeli silindirik boru demeti [DETSAA.Ş]

4. KIZGIN YAĞ BORULU KAZANLAR

Boya ve tekstil sanayiinin hemen her dalında ısı ihtiyacı kızgın yağ borulu kazanlarla karşılanmaktadır.

Gerek ekonomik olmaları, gerek emniyetli ve uzun ömürlü oluşları bu tip kazanları 300°C sıcaklığa ihtiyaç duyulan hemen her sanayii dalında kullanılır hale getirmiştir. Boya sanayii dışında, tekstil sanayii ve ağaç sanayiinde çok kullanılırlar. Kurutma işlemlerinde bu tip kazanlar daha ekonomik ve daha pratik olduklarından tercih edilirler.

4.1. Yağ Borulu Kazanların Tanıtımı

Yağ borulu kazanlarda ısı transferi tamamen ısı transfer yağı ile sağlanır. Kazanda ısıtılan yağ bir sirkülasyon pompası yardımı ile devrettirilir ve ısı ihtiyacı olan bölgelere gönderilir.

Yağ borulu kazanların en önemli özellikleri düşük basınçlarda yüksek sıcaklıklara çıkılabilmesidir. Kullanılan ısı transfer yağlarının özellikleri nedeni ile 300°C sıcaklığa en fazla 1 bar basınçta çıkılır. Ancak sistemdeki sürtünme dirençlerini yok etmek için orta büyüklükteki bir kazanda maksimum basınç 10 bar'a çıkar.

Isı transfer yağları yüksek sıcaklıklarda kimyasal özelliklerini kaybetmezler. Yüksek sıcaklıklarda karakteristik özellikleri çok az değişir ve ısı transfer özellikleri hemen hemen aynı kalır. Yağlayıcı özellikleri nedeniyle içinde dolaştıkları borularda her hangi bir korozyon oluşturmazlar, aksine boruların ömürlerinin uzamasını sağlarlar. Isı transfer yağları zehirli olmayıp insan sağlığına zarar vermezler.

En çok kullanılan ısı transfer yağları MarlothermS, Mobiltherm600,601,602, 603, Texatherm320 yağlarıdır. Bu yağların donma noktaları -15 ile -20°C

arsında olup alevlenme sıcaklıkları 320 ile 350°C arasıdır. Bu yağlar 300°C sıcaklığa ihtiyaç duyulan hemen her tesiste rahatça kullanılabilir. Tablo 4.1'de bazı ısı transfer yağlarının sıcaklıklara bağlı olarak karakteristik değerleri verilmiştir.

Yağ borulu kazanlarda basıncın düşük oluşu basınçtan doğabilecek problemleri ortadan kaldırır. Kullanılacak malzeme kalınlıklarını en aza indirir. Kazan konstrüksiyonu basit ve imalatı kolaydır. Kazan iki ana bölümden meydana gelir. Isıtma serpantinleri ve kazan gövdesi kazanı oluşturan en önemli kısımlardır.

Yağ borulu kazanlarda en ideal serpantin tipi dairesel boru demetli serpantin tipleridir. Alev boru demeti içinde oluşturulur ve ayrıca ocağa ihtiyaç kalmaz. Yani dairesel boru demeti burada ocak vazifesinde görür. Bu tip serpantinler ısı kayıplarını da en aza indirir. Bu nedenle yağ borulu kazanlar genellikle dairesel boru demetli serpantin olarak imal edilirler.

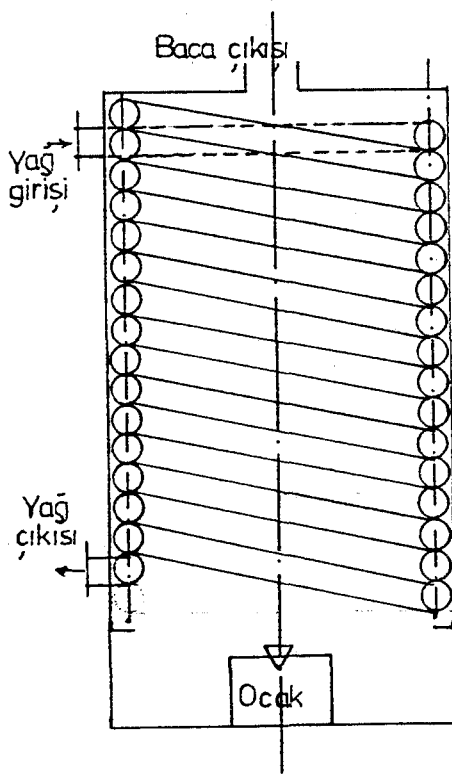
Kullanılan yakıtlar katı, sıvı veya gaz yakıt olabilir. Dairesel boru demetli kazan tipinde katı yakıt kullanılması halinde kazan dik olarak tutulmalıdır. Sekil 4.1. Bu ocak kulunun alınabilmesi açısından zorunludur.

Kazanda kullanılan borular dikişsiz çelik çekme borular olmalıdır. Bunun nedeni dairesel boru demeti halinde bukulecek borularda eğer borular dikişli boru ise bukum esnasında dikişlerin zayıflama veya atma tehlikesinin olmasıdır. Dikişsiz çelik çekme borularda böyle bir tehlike söz konusu olmadığından bu tip borular tercih edilirler. Ancak çelik çekme borular pahalı olduklarından bu tip boruların kullanılması maliyeti artırıcı bir unsurdur. Boru demetinin hem ocak vazifesi görmesi hemde bukum esnasında deforme olmayışları çelik çekme boru

kullanılmasını zorunlu kılar. Yağ borulu kazanlarda çelik çekme boru kullanılması gereği maliyeti artırıcı bir unsur olmasına rağmen uzun ömürlü oluşları ve uzun vadede kendilerini amorti edişleri ,hatta uzun vadede çok daha ekonomik oluşları, ilk yatırım masraflarının fazla olmalarının göz önüne alınmaması için yeterli bir sebeptir.

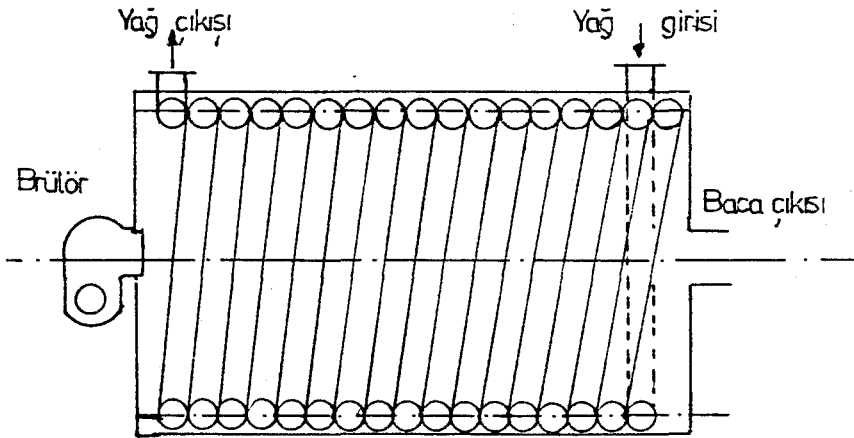
Tablo 4.1: Bazı ısı transfer yağlarının karakteristik değerleri [Dağsöz.A.K]

θ °C	P_s bar	ρ kg/m ³	c kJ/kg K	k W/m K	$10^6 \eta$ kg/m s	$10^6 \nu$ m ² /s	$10^6 \alpha$ m ² /s	Pr
Marlotherm S								
0	-	1045	1,55	0,132	111800	107	0,082	1306
50	-	1010	1,70	0,129	11700	11,6	0,075	154
100	-	975	1,83	0,125	3170	3,25	0,070	46
150	-	939	1,98	0,122	1480	1,58	0,066	24
200	0,004	903	2,14	0,118	858	0,95	0,061	15,5
250	0,024	865	2,31	0,115	563	0,65	0,057	11,4
300	0,115	827	2,49	0,112	413	0,50	0,054	9,3
350	0,41	785	2,68	0,108	326	0,42	0,052	8,0
Mobiltherm 600								
0	-	972	1,51	0,122	-	-	0,083	-
50	-	940	1,68	0,119	28200	30	0,075	400
100	-	907	1,86	0,115	5260	5,8	0,068	85
150	0,004	874	2,03	0,112	1750	2,0	0,063	32
200	0,025	841	2,20	0,109	940	1,12	0,059	19
250	0,12	808	2,38	0,106	575	0,71	0,055	13
300	0,40	775	2,55	0,102	400	0,52	0,052	10
Texatherm 320								
0	-	921	2,21	0,151	244060	265	0,074	3570
50	-	889	2,33	0,140	15100	17	0,068	260
100	-	857	2,45	0,130	3690	4,3	0,062	70
150	-	825	2,57	0,119	1490	1,8	0,056	32
200	0,002	793	2,68	0,109	870	1,1	0,051	21,4
250	0,018	761	2,80	0,098	550	0,72	0,046	15,7
300	0,11	729	2,92	0,088	390	0,53	0,041	12,8
Energol HM 65								
0	-	878	1,84	0,135	324900	370	0,084	4400
50	-	847	2,03	0,131	18600	22	0,076	285
100	-	816	2,22	0,127	4240	5,2	0,070	74
150	-	784	2,41	0,124	1720	2,2	0,066	34
200	0,002	753	2,60	0,120	980	1,3	0,061	21
250	0,019	722	2,79	0,116	635	0,88	0,058	15
300	0,13	691	3,02	0,113	440	0,64	0,054	12
Aral Öl WTX								
0	-	976	1,50	0,123	-	-	0,084	-
50	-	945	1,68	0,119	30240	32	0,075	425
100	-	913	1,85	0,116	5200	5,7	0,069	83
150	0,004	882	2,03	0,113	1850	2,1	0,063	33
200	0,028	851	2,21	0,110	985	1,16	0,058	20
250	0,13	819	2,38	0,106	600	0,73	0,054	13
300	0,43	788	2,56	0,103	400	0,51	0,051	10



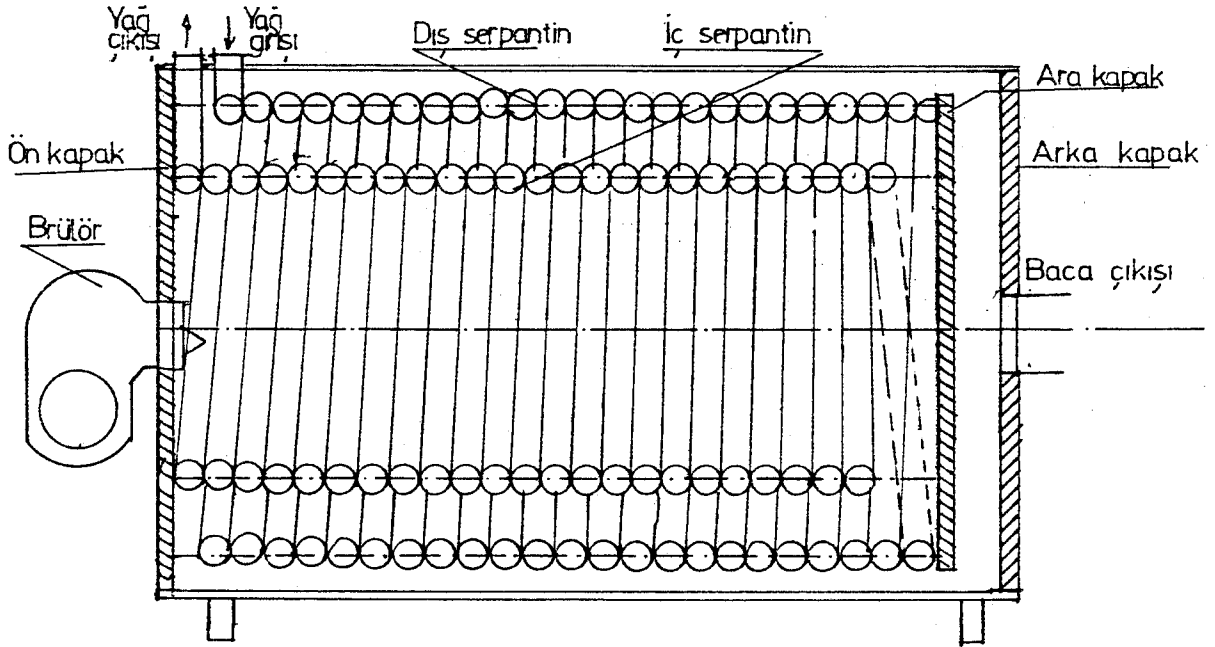
Sekil 4.1: Katı yakıtlı, dairesel boru demetli dik tip yağ borulu kazan [DE TSA.A.Ş.]

Sıvı ve gaz yakıt kullanılan kazanlarda ise kazan yatık tutulur. Sekil 4.2.



Sekil 4.2: Sıvı veya gaz yakıtlı, dairesel boru demetli yatık tip kazan [DE TSA.A.Ş.]

Isı ihtiyacının fazla olması durumunda iç içe geçmeli dairesel boru demetli serpantinler kullanılır. Sekil 4.3.



Sekil 4.3: Çift sıra dairesel boru demetli kazan [DETSAAŞ]

Boruların bir birine eklenme işlemi, borular teker teker bukulduktan sonra yapılmalıdır. Boruların düz halde eklenip bukulmesi halinde kaynak dikişlerinde çatlamlar meydana getirebilmektedir. Bu nedenle borular önce teker teker bukulup daha sonra eklenmelidir.

Kaynak dikişlerinin çok sağlam ve sızdırmaz olması gereği, kaynakların birinci sınıf olmasını zorunlu kılar. Bu nedenle eklenecek borularda önce kaynak ağzı açılıp kök pasonun bazik tip bir elektrotla usta bir kaynakçı tarafından yapılması tavsiye edilir.

Serpantin tamamlandıktan sonra, serpantinde her hangi bir sızma olup olmadığı mutlaka kontrol edilmelidir. Bu nedenle serpantin bir basınç testine tabi tutulmalıdır. Basınç testi 10 bar basınçta çalışacak bir kazan için serpantin 15-20 bar basınçta su ile doldurulup en az 24 saat bekletilerek yapılır. Test sonucunda kaynak dikisleri ve borular iyice kontrol edilip her hangi bir sızma ve terlemenin olup olmadığına bakılmalıdır. Sızma ve terleme olması durumunda, bu bölgeler kesilip tekrar kaynak yapılmalıdır. Sızma tamamen önlenene kadar serpantin teste tabi tutulup gerekli tadilatlar yapılmalıdır. Kazan işletmeye alındığında meydana gelebilecek en ufak bir sızma kazanın yanıp tamamen tahrip olmasına sebep olur.

4.2. Kızgın Yağ Borulu Kazanı Oluşturan Elemanlar

Dairesel boru demetli, çift sıra serpantinli, sıvı yakıtlı yatık tip bir yağ borulu kazan şekil 4.4 te şematize edilmistir.

Kazanı oluşturan elemanlar

1-Birinci sıra serpantin

2-İkinci sıra serpantin

3-Gövde

4-Ön kapak

5-Ara kapak

6-Arka kapak

7-Baca çıkışı

8-Brülör bağlantısı

9-Yağ giriş kollektörü

10-Yağ çıkış kollektörü

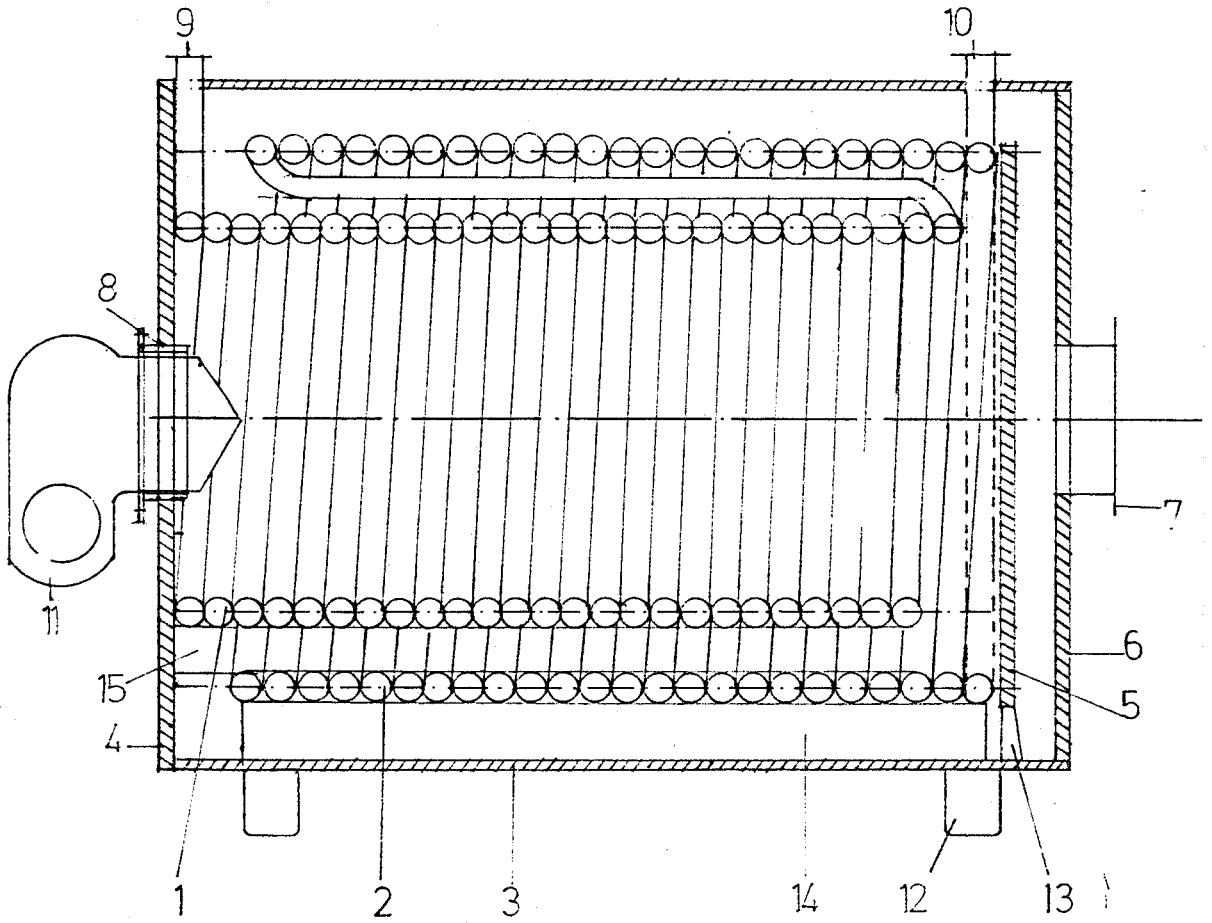
11-Brülör

12-Ayaklar

13-Ara tava merkezleme parçası

14-İkinci sıra serpantin merkezleme parçası

15-Birinci sıra serpantin merkezleme parçası



Sekil 4.4: Dairesel boru demetli, çift sıra serpantinli yatık tip kazan [DETSA.A.Ş.]

4.3. Yağ Borulu Kazanların Kapaklarının Özellikleri

Kazanda kullanılan kapaklar ısıya dayanıklı ve ısı transferini azaltıcı özellikte olmalıdırlar. Özellikle ön ve ara kapak direkt olarak iletkenle karşı karşıya olacağından, bu kapakların ısıya karşı çok dayanıklı olmaları gerekir. Arka kapak sadece duman gazı ile temasta olacağından bu kapağın sadece ısı transferini azaltıcı özelliğe sahip olması yeterlidir.

Bütün kapaklar çelik konstrüksiyondan tava şeklinde hazırlanıp daha sonra içlerine özel olarak hazırlanmış karışım harcı doldurulur.

4.3.1. Ön ve ara kapak karışım harcı

Ön ve ara kapak için ısı transferini azaltıcı ve yüksek sıcaklıklara dayanıklı şu karışım hazırlanır.

1/4 ölçek Fondu çimentosu ile 3/4 şamot temiz bir yüzey üzerinde kuru vaziyette iyice homojen olacak şekilde karıştırılır. Bu karışım kg başına 0.1 lt su ile harç haline getirilir. Karışım tam homojen oluncaya kadar karıştırılır. Harcın döküleceği yüzey temizlenmeli ve bir kat boya ile boyanmalıdır. Harcın döküleceği yüzey üzerine 10 cm de bir adet harç tutucu konmalıdır. Hazırlanan harç sıkıştırılarak tava içine konur. Sıkıştırma sonunda yüzeyde hafif bir nem görülmelidir.

Harcın döküleceği yüzey üzerine 2-3 mm çapında delikler delinmelidir. Harcın kuruması esnasında bu deliklerden su buharı tahliye olacağından her hangi bir çatlama olmayacaktır. Harç döküldükten 4 saat sonra beton priz tutmaya başlar ve ısı açığa çıkar. Bu esnada beton yüzeyi sürekli ıslatılmalıdır.

4.3.2. Arka kapak karışım harcı

2/15 ölçek fondu çimentosu, 1/15 ölçek portlan çimentosu ve 12/15 ölçek şamot kg başına 0.1 lt su ile homojen bir harç haline getirilir. Ön kapakta olduğu gibi arka kapaktada aynı işlemler yapılarak harç arka kapak tavaasına dökulur.

5. KIZGIN YAĞ BORULU KAZAN DIZAYNI

Yağ borulu kazanların dizaynında dikkat edilmesi gereken en önemli konu ısı transfer yüzeyinin hesabıdır.

Yapılan çalışmalar sonucunda ısı transfer yüzeyinin hesabında en geçerli yolun, duman gazının yolu boyunca soğuması dikkate alınıp, iki nokta arasındaki entalpi farkının hesaplanması ve bu entalpi farkını sağlayacak ısı transfer yüzeyinin hesaplanması olarak söylenebilir.

Duman gazının yolu boyunca iki noktası arasındaki entalpi azalması, bu bölgede yağa verilen ısıdır. Burada önce ocak sıcaklığı hesaplanır ve daha sonra uygun bir nokta seçilir. Seçilen noktanın sıcaklığı tahmini bir değer alınır. Ocak boyutları tespit edilip bu iki nokta arasındaki entalpi farkı hesaplanır. Entalpi farkından son noktanın entalpisi bulunur. Hesaplanan entalpi değeri ile tahmin edilen sıcaklık karşılaştırılır. Sıcaklık ve entalpi değerlerinin uyuşmaması halinde tekrar başa dönülüp yapılan sıcaklık tahmini değiştirilir ve hesaplar tekrar yapılır.

Isıl hesap yöntemi, başta yapılan kabullerle yapılan hesapların karşılaştırılması olarak özetlenebilir.

5.1. Takip Edilecek Hesap Yöntemi

Yağ borulu kazan dizaynı beş ana bölüm altında yapılacaktır.

1-Isıl hesaplar.

Bu bölümde kazan verimi, ocak sıcaklığı, baca gazı sıcaklığı ve ısı transfer yüzeyi hesaplanacaktır.

2-Konstruksiyon hesapları.

Yapılan ısı hesapları neticesinde kazanın ana boyutları hesaplanacaktır.

3-Mukavemet hesapları.

Yağ borulu kazanlarda mukavemet hesapları fazla yer tutmaz. Borularda yağ basıncının düşük olması nedeniyle basınçtan doğabilecek problemler ortadan kalkar. Yinede bir kontrol yapmak açısından yağ borularının et kalınlığı, kazan gövdesinin et kalınlığı ve kapak civatalarının hesabı yapılacaktır.

4-Baca hesabı

Duman gazında,kazan içinde meydana gelen basınç kayıpları hesaplanıp gerekli baca yüksekliği bulunacak ve vantilatör seçimi yapılacaktır.

5-Kazan yardımcı elemanlarının hesabı.

Sirkulasyon pompası, motor ve brülör seçimi yapılacaktır.

5.2. Proje Verileri Ve Yapılacak Kabuller

Kazan dizaynını yapabilmek için proje verileri haricinde bazı kabullerin de yapılması gerekir.

Proje verileri.

1-Kazan ısı yuku Q

2-Yağın kazana giriş ve çıkış sıcaklıkları T_0 ve T_1

3-Sistemde artı bir basıncın istenip istenmediği tespit edilmelidir.

4-Kullanılmak istenen yakıt tipi belirlenir.

Hesaplarda yapılması gereken kabuller.

1-Kullanılacak yağ seçilip özellikleri belirlenir.

2-Kullanılacak borular belirlenip, iç ve dış çap ve ısı transfer özellikleri tespit edilir. Boruların dikişsiz çelik çekme boru olmasına dikkat edilmelidir.

3-Kazan ısı yükünün $Q < 650000$ kCal/h olması durumunda tek sıra serpantin, $650000 < Q < 1500000$ kCal/h olması durumunda çift sıra serpantin, $Q > 1500000$ olması durumunda da uç sıra serpantin kullanılmalıdır.

4-Birinci serpantin kıvrım çapı tahmini bir değer alınır. $D_1 = 1 \dots 1.4$ m

5-Serpantin boyu $L = 3 \dots 4$ m arasında bir değer seçilir.

6-Birinci sıra serpantin çapı ve boyu ocak boyutları olarak kabul edilir.

7-Baca sıcaklığı tahmini bir değer alınır. Baca sıcaklığı yağı kazana giriş sıcaklığından 50 ile 100°C fazla bir değerde olur. Uygulamada bu tip kazanlarda baca gazı sıcaklığı 320 ile 350°C arasında değişmektedir. Tahmin edilen baca gazı sıcaklığı ile hesaplanan baca sıcaklığının farklı olması halinde, baca sıcaklığı tahmini değiştirilir ve hesaplar tekrar yapılır.

8-Duman gazının hızı ocakta, 1. ve 2. çekimlerde sabit kalacak şekilde ikinci serpantin çapı ve kazan çapı belirlenir.

5.3. Isıl Hesap Yöntemi

Isıl hesaplarda asıl amaç ısı transfer yüzeyini hesaplamaktır. Bunun için ocak sıcaklığı, ocak sonu gaz sıcaklığı, 1. ve 2. çekim sonu gaz sıcaklıkları hesaplanır. 2.çekim sonu gaz sıcaklığının tahmin edilen baca gazı sıcaklığı ile yaklaşık aynı olmalıdır. Aksi takdirde tekrar başa dönülüp baca sıcaklığı tahmini tekrar yapılır ve bu değere göre hesaplar tekrar gözden geçirilir. Tahmin edilen baca sıcaklığı ile hesaplanan baca sıcaklığı yaklaşık eşit olana kadar işlemlere devam edilir.

Burada takip edilen yol buhar kazanları ısı hesap yöntemiyle hemen hemen aynıdır. Kullanılan yöntem şöyledir: Önce ocak sıcaklığı hesaplanır. Kabul edilen serpantin çapı ve boyuna göre ısıtma alanı bulunur. Ocak sonundaki gaz sıcaklığı tahmini bir değer alınır. Bu değerlere bağlı olarak ocak sonundaki gaz entalpisi hesaplanır. Hesaplanan entalpi ile tahmin edilen gaz sıcaklığının uyuşup uyuşmadığı tablolar yardımı ile kontrol edilir. Sonuçların uyusması halinde yapılan sıcaklık tahmini doğru demektir. Aksi taktirde tekrar başa dönülüp yapılan sıcaklık tahmini değiştirilir ve hesaplar tekrar yapılır. Sonuçların yaklaşık olarak uyum gösterene kadar işlemler devam eder.

1. ve 2. çekimde de aynı yöntem kullanılır. Çift sıra serpantinli kazanlarda 2. çekim sonu bulunan sıcaklık en başta tahmin edilen baca sıcaklığı ile aynı olmalıdır. Aksi halde tekrar başa dönülüp yapılan baca gazı sıcaklığı değiştirilir ve hesaplar tekrar yapılır.

Bu hesap yönteminde ısı transfer yağının özellikleri dikkate alınmaz. Duman gazının geçtiği yol boyunca kaybettiği enerji yağa verilen ısı olarak alınır.

Bu hesapların doğruluğunu kontrol etmek için ikinci bir hesap yöntemi kullanılmıştır. Ortalama yöntem adı verilen ve ısı transfer yağının özelliklerini de hesaba katan bu yöntem, ilk yöntemle karşılaştırıldığında aralarında fazla bir farkın olmadığı görülmektedir. Bu yöntemde ısı transfer yağının konveksiyon ısı transfer katsayısı hesaplanır, duman gazının ortalama ısı transfer katsayısı ve boruların ısı iletim katsayısı dikkate alınıp toplam ısı transfer katsayısı bulunur.

Kazanını ocak sıcaklığı, baca sıcaklığı ve yağın kazana giriş ve çıkış sıcaklıkları yardımıyla ortalama logaritmik

sıcaklık farkı hesaplanır. Kazan ısı yuku de bilindiğine göre logaritmik sıcaklık farkı ve toplam ısı transfer katsayısı yardımıyla ikinci bir ısıtma alanı hesaplanmıştır.

5.3.1. Yakıtın kimyasal analizi

1- Kullanılacak yakıt tespit edilir.

2- Ek 1, Tablo 1 yardımıyla yakıtın kimyasal bileşenleri ve oranları belirlenir.

3-Yakıtın üst ısı değeri 1 nolu ifadeyle hesaplanır.

$$H_o = 34100\%H_2 + 8100\%C + 2220\%S \quad (1)$$

4-2 ve 3 nolu ifadeler yardımı ile yakıttaki su buharı miktarı ve suyun moleküler ağırlığı tespit edilir.

$$V_s = \%H_2 + \%CH_4 \quad (2)$$

$$W_s = \frac{VM}{22.4} \quad (3)$$

5-Yakıtın alt ısı değeri 4 nolu ifadeyle hesaplanır.

$$H_u = H_o - 600(W + 9H) \quad (4)$$

6-Duman gazının yoğunluğu

$$\rho_o = \%C\gamma_1 + \%H_2\gamma_2 + \%O_2\gamma_3 + \%S\gamma_4 \quad (5)$$

Burada $\gamma_1, \dots, \gamma_4$ değerleri Ek 1 Tablo 2' den alınır.

7-Tablo 3 yardımıyla hava fazlalık katsayısı belirlenir.

8-Teorik hava miktarı 6 ve 7 nolu ifadeyle hesaplanır.

$$V_{th} = \frac{22.4}{C} \%C + \left(\%H_2 - \frac{\%O_2}{8} \right) \frac{22.4}{4} + \frac{22.4}{32} \%S \quad (6)$$

$$V_h = \frac{100}{21} V_{th} \quad (7)$$

9-Üzgül hava ihtiyacı.

$$V_h = nV_h \quad (8)$$

10-Üzgöl duman miktarı Ek 1 Tablo 4 yardımıyla okunur.

5.3.2. Kazan veriminin hesabı

1-Baca sıcaklığı yaklaşık tahmin edilir.

Çift sıra serpantin tipi kazanlarda baca sıcaklığı $T_b = 320 \dots 350^\circ\text{C}$ arasında değişir. Hesaplarda baca gazı sıcaklığının $T_b = T_y + 50 \dots 100$ gibi bir değer alınması uygundur. Burada T_y ,yağın kazandan çıkış sıcaklığıdır.

2-Ortam sıcaklığı tespit edilir.

3-Yanmamış yakıt miktarı yakıt cinsine bağlı olarak belirlenir.Sıvı yakacaklarda $y=0$ alınabilir.

4-Baca gazının entalpisi Ek 1 Tablo 5 yardımıyla bulunur.

5-Ortam sıcaklığına göre Ek 1 Tablo 5 yardımıyla ortamın entalpisi tespit edilir.

6-Baca kaybı 9 nolu ifadeyle hesaplanır.

$$Z_b = \frac{(1-y)V_g(t_d - t_c)}{H_u} \quad (9)$$

7-Sıcak cidar kaybı Ek 1 Tablo 6 dan okunur.

8-Radyasyon kaybı % 1 civarında alınabilir.

9-Toplam kayıplar $Z = Z_b + Z_s + Z_r$

10-Kazan verimi.

$$\eta = 1 - Z \quad (10)$$

5.3.3. Ocak sıcaklığının hesabı

1-Birim yakıt ihtiyacı

$$B = \frac{Q}{H_u} \quad (11)$$

2-Toplam gaz miktarı.

$$V_g = v_g B \quad (12)$$

3-Uygulamada 1 metreküp alev hacmi başına 80.....120 kg/h yakıt yakıldığı varsayılır.Hesaplarda bu limitler arası bir değer alınır.Kabul edilen değere göre ocak hacmi belirlenir.Daha önce kabul edilen birinci sıra serpantininin çapı ve boyu ocak boyutları olarak düşünülür.Ocak hacmi $F = \pi d_o^2 l_o$ ve ocak yuku

$$H_m = \frac{B H_u}{F} \quad (13)$$

4-Alev boyu

$$l_a = \frac{V_a}{A_o} \quad (14)$$

5-Toplam hava ihtiyacı.

$$V_h = B n v_h \quad (15)$$

6-Ocak gazının entalpisi.

$$i_o = \frac{\eta_o B H_u + V_h i_h}{V_g} \quad (16)$$

7-Işınım yapan yüzey.

$$A_1 = \pi d_o l_o + \pi \frac{d_o^2}{4} \quad (17)$$

Işınım yutan yüzey

$$A_2 = \pi d_o l \quad (18)$$

8-Alev ve gazın eş değer tabaka kalınlığı.

$$L_e = \frac{4V_o}{A_o} \quad (19)$$

9-Işınım yutma katsayısı

$$a_{t_{max}} = 3CH_m \quad (20)$$

$$C = 27.10E-8 \text{ m}^2\text{h/Kcal}$$

10-Alevin yayınma katsayısı.

$$\epsilon_{at} = CH_m L_e \quad (21)$$

11-Tablo 7 den CO₂ ve H₂O buharının basınçları okunur ve

$$P_{CO_2} L_e \quad P_{H_2O} L_e$$

hesaplanır.

12-Ocak sıcaklığı için bir tahmin yapılır ve Tablo 8 yardımı ile

$$\epsilon_{CO_2} , \epsilon_{H_2O} , \Delta \epsilon$$

değerleri okunur. Daha sonra

$$\epsilon_g = \epsilon_{CO_2} + \epsilon_{H_2O} - \Delta \epsilon \quad (22)$$

$$\epsilon_a = \epsilon_g + (1 - \epsilon_g) \epsilon_{at} \quad (23)$$

değerleri hesaplanır.

13-Ocaktaki ısı transferinde taşınımın ışıma oranı tahmini bir değer alınır. Bu değer Ck=%5....%10 arasındadır.

14-Yutucu yüzeyler için $\epsilon_v=0.9$ alınır.

15-

$$\Phi = \left(\frac{1}{\epsilon_a} + \frac{A_1}{A_2} \left(\frac{1}{\epsilon_v} - 1 \right) \right)^{-1} \quad (24)$$

16- Boru dış cıdarındaki sıcaklık $T_w = T_y + (50 \dots 100)$

17-

$$X = \frac{20.41 C_k \Phi A_1}{i_o V_o} \left(\frac{T_w}{100} \right)^4 \quad (25)$$

18-

$$1 - \frac{i_{go}}{i_o} = X \left(\left(\frac{T_o}{T_w} \right)^4 - 1 \right) \quad (26)$$

26 nolu ifadede T_o veya i_{go} tahmini değerler alınır ve diğer bilinmeyen hesaplanır. Ek 1 Tablo 5 yardımıyla hesaplanan T_o ve i_{go} değerlerinin doğruluğu kontrol edilir. Deneme yanılma metoduyla bu iki bilinmeyenin Tablo 5 ile uyum sağlayıncaya kadar değerleri değiştirilir.

Sonuçta bulunan T_o değerinin başta kabul edilen T_o ile yaklaşık aynı olması gerekir. Aksi halde tekrar başa dönüp yeni bir T_a değeri kabul edilmeli ve hesaplar tekrar yapılmalıdır. Başta kabul edilen alev sıcaklığı ile hesaplanan alev sıcaklığı uyum gösterene kadar işlemler devam ettirilir.

19- Ocaktaki gaz hızı

$$w_o = \frac{V_h}{A} \quad (27)$$

$$w_m = w_o \frac{T_o + 273}{273} \quad (28)$$

20-Ocak gazının konveksiyon ısı transfer katsayısı.

$$h = \left(4.19 + 0.3 \frac{T_m}{100} - 0.0088 \left(\frac{T_m}{100} \right)^2 \right) \frac{w_m^{0.75}}{d^{0.25}} \quad (29)$$

21-Ocakta yağa konveksiyonla verilen ısı

$$Q_k = Ah\Delta T \quad (30)$$

22-Ocakta yağa verilen toplam ısı.

$$Q = V_g(i_o - i_{g0}) \quad (31)$$

23-Radyasyonla verilen ısı miktarı.

$$Q_r = Q - Q_k \quad (32)$$

24-

$$C_k = 1 + \frac{Q_k}{Q_r} \quad (33)$$

Son olarak hesaplanan C_k değeri daha önce tahmin edilen C_k değeri ile aynı olmalıdır. Aksi halde tahmin edilen C_k değeri değiştirilip hesaplar tekrar yapılır.

5.3.4. Birinci ve ikinci çekim sonu gaz sıcaklıkları

1-Çekim sonu gaz sıcaklığı tahmin edilir.

2-Boru cidar sıcaklığı, duman gazının çekim bölgesine giriş ve çıkış sıcaklıkları yardımıyla logaritmik sıcaklık farkı hesaplanır.

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (34)$$

3-Ek 1 Tablo 9' dan w , H_u ve d' ye bağlı olarak konveksiyon ısı transfer katsayısı okunur.

4-Radyasyon ısı transfer katsayısı.

Tablo 10 ve Tablo 11'den q_{CO_2} ve q_{H_2O} okunur.

$$h_r = 0.93 \frac{q_{CO_2} + q_{H_2O}}{\Delta T} \quad (35)$$

5-

$$h = h_k + h_r \quad (36)$$

6-Gaz entalpisinde meydana gelen azalma.

$$\Delta i = \frac{hA\Delta T_m}{V_g} \quad (37)$$

7-Çekim bölgesi sonu entalpisı.

$$i_n = i_o - \Delta i \quad (38)$$

8- i_2 ve kabul edilen T_2 sıcaklığının uyuşup uyuşmadığı Tablo 5 yardımıyla kontrol edilir. Bu iki değer birbirleriyle uyum göstermemesi halinde başta yapılan sıcaklık tahmini değiştirilir ve hesaplar tekrar yapılır.

İkinci çekim sonu gaz sıcaklığı kabul edilen baca sıcaklığı ile yaklaşık aynı olmalıdır. Çift sıra serpantinli tiplerde baca sıcaklığı ile ikinci çekim sıcaklığı ile hemen hemen aynıdır. Kabul edilen baca sıcaklığı ile hesaplanan ikinci çekim sonu gaz sıcaklığı arasında 20°C 'den fazla fark olması halinde tekrar başa dönülüp, yeni bir baca sıcaklığı tahmini yapılır ve hesaplar tekrarlanır.

9-Ocak içinde gazın hızı hesaplandıktan sonra, birinci ve ikinci çekimlerde gaz hızının sabit kalacağı kabul edilir. Bu kabule göre ikinci serpantin çapı ve kazan çapı hesaplanır. Yani

$$\omega_1 = \omega_2 = \omega_3 \quad (39)$$

olmalıdır. Buradan

$$A_1 = A_2 = A_3 \quad (40)$$

ve

$$\pi \frac{d_1^2}{4} = \pi \frac{d_2^2 - d_1^2}{4} = \pi \frac{d_3^2 - d_2^2}{4} \quad (41)$$

kesit alanlarının eşit olduğu sonucu elde edilir.

Hesaplarda, kabul edilen birinci serpantin çapı ve boyuna bağlı olarak bulunan gaz hızı ve gazın bütün bölgelerde sabit kalması gereği ile hesaplanan ikinci serpantin ve kazan çapı ısı transfer alan değerleri olarak kullanılır. İkinci serpantin boyu doğal olarak birinci serpantin boyu ile aynı olmalıdır. Duman gazındaki entalpi farkı bu alanlara bağlı olarak hesaplanır.

Birinci serpantin için yapılan çap ve boy kabulleri tamamen tecrübi değerlerdir. Konstruksiyon ve yerleşim açısından kazan boyunun 5 m yi geçmesi istenmez. Ayrıca ısıtma borularının bukm çaplarının 800 mm nin altına düşüldüğünde deforme olduğu ve boru cidarlarında çatlamların olduğu gözlenmiştir. Bu nedenle serpantin çaplarının 1 m nin altında olması tavsiye edilmez.

5.3.5. Kızgın yağın ısı transfer katsayısı

1-Yağın kazana giriş ve çıkış sıcaklıkları tespit edilir.

2-Yağın ortalama sıcaklığına bağlı olarak kullanılan ısı transfer yağının karakteristik özellikleri Tablo 1' den alınır.

$$T_m = \frac{T_g + T_c}{2} \quad (42)$$

3-Kazan ısı yüküne bağlı olarak yağ debisi hesaplanır.

$$m = \frac{Q}{c\Delta T} \quad (43)$$

4-Yağın boru içindeki hızı

$$v = \frac{m}{A} \quad (44)$$

5-Reynolds sayısı

$$R_e = \frac{dv}{\nu} \quad (45)$$

6-Nusselt sayısı

$3000 < R_e < 5 \times 10^5$ için

$$N_u = 0.023 R_e^{0.8} P_r^{0.4} \quad (46)$$

7-Yağın konveksiyon ısı transfer katsayısı.

$$h_y = \frac{N_u k}{d} \quad (47)$$

5.3.6. Isı transfer alanının hesabı için ikinci bir yöntem

1-Duman gazının ortalama ısı transfer katsayısı hesaplanır.

2-Duman gazı, yağ ve borular için toplam ısı transfer katsayısı hesaplanır.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{h_g} + \frac{1}{h_y} + \frac{d}{\lambda}} \quad (48)$$

3-Alev sıcaklığı, baca sıcaklığı, yağın kazana giriş ve çıkış sıcaklıkları yardımıyla ortalama logaritmik sıcaklık farkı hesaplanır.

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (49)$$

4-Isı transfer alanı.

$$A = \frac{Q}{K \Delta T_m} \quad (50)$$

Bu yöntemle hesaplanan ısı transfe alanı ile, daha önce buhar kazanları ısııl hesap yöntemiyle hesaplanan ısı transfer alanının karşılaştırılması yapıldığında her iki sonucun da birbirine yakın olduğu gözlenir.

5.4. Konstrüksiyon Hesapları

Isıl hesaplarda birinci serpantinın çapı kabul edilip gaz hızının sabit kalması gereği ile bulunan ikinci serpantin ve kazan çapları kazanın ana boyutları olarak kabul edilir.

Isıl hesaplar sonucunda hesaplanan ısı transfe alanı ile serpantin çap ve boyuna göre bulunan boruların ısıtma alanının karşılaştırılması yapılip gerçek kazan boyutları hesaplanır.

5.5. Mukavemet hesapları

Sistem düşük basınçlarda çalıştığından yağ borularında basınçtan doğabilecek tehlikeler yok denecek kadar azdır. Kazanın sıvı yakacakla ısıtılması halinde ocaktaki gaz basıncı maksimum 7.5 bar olur. Bu nedenle kazan için her hangi bir basınç tehlikesi yoktur.

Ancak yinede yağ borularının et kalınlıklarını, kazan gövdesi et kalınlığını ve kapak civatalarının kontrolünün yapılmasında fayda vardır.

1-Yağ borularının gerilme kontrolü.

$$\sigma = \frac{P d_{ort}}{e} < \sigma_{am} \quad (51)$$

2-Kazan gövdesi et kalınlığı hesabı.

$$e = \frac{P D_k}{200 \frac{k}{s} V + P} \quad (52)$$

P:Kazan ocak basıncı.Sıvı yakacaklı ocaklarda P=5...10 bar

D_k:Kazan çapı mm

k:Kullanılacak malzemenin emniyet gerilmesi.....17 Kg/mm²

s:Emniyet katsayısı.s=1.5.....2

V:Kaynak faktörü.V=0.8.....1

3-Kapak civatalarının kontrolü.

Ocak gazının basıncına göre kapağa gelen basınç kuvveti hesaplanır. Kapakta kullanılacak civata adedi, kapaktan gaz sızması olabileceği düşüncesiyle 24...36 adet arası bir değer seçilmelidir. Civata cinsi M8.....M16 arası bir değer alınabilir. Daha sonra seçilen civata adedine bağlı olarak bir civataya gelen kuvvet hesaplanır.

$$F_c = \frac{F_t}{n} \quad (53)$$

Seçilen civata tipinin gerilme kontrolü yapılır.

$$\sigma = \frac{F_c}{\frac{\pi d_k^2}{4}} < \sigma_{em} \quad (54)$$

5.6. Kazan Yardımcı Elemanları

1-Pompa seçimi .

i-Tesisatta kullanılan boruları toplam boyu hesaplanır.

$$ii-1.10^5 < R_e < 2.10^6$$

için borulardaki sürtünme katsayısı,

$$\lambda = 0.0032 + \frac{0.226}{R_e^{0.237}} \quad (55)$$

ifadesi ile hesaplanır.

iii-Tesisattaki valf ve dirsek adedi ve kayıp katsayıları belirlenir.

iv-Toplam kayıplar

$$\Delta P = \frac{V^2}{2g} \left(\lambda \frac{L}{d} + K_v n_v + K_d n_d \right) \quad (56)$$

ifadesi ile hesaplanır.

v-Tasisattaki diğer cihazların kayıpları tespit edilir. Filtre kaybı, reaktör kaybı, degazör kaybı vb.

vi-Toplam kayıplar.

$$\Sigma \Delta P = \Delta P_i + \Delta P_c + \Delta P_d + \dots + \quad (57)$$

vii-Hesaplanan toplam kayıplar sistemdeki toplam basınç kaybıdır. Kullanılacak pompanın bu dirençleri yenmesi gerekir.

2-Motor gücü.

$$N_m = \frac{m \Sigma \Delta P}{102 \eta_m} \quad (58)$$

5.7. Baca Hesabı

1-Duman gazında kazan içinde aldığı yol boyunca meydana basınç düşümü.

$$\Delta P = \frac{w^2}{2g} \left(\lambda \frac{L}{d} + n_1 k_1 + n_2 k_2 + \dots + \right) \quad (59)$$

w:Duman gazının hızı m/sn

L:Duman gazının kazan içinde aldığı yol m

D:Duman gazının geçtiği kesit çapı m

n_1 :Kazanda duman gazının döndüğü 90°'lik dönüş sayısı

k_1 :Kazanda duman gazının döndüğü 90°'lik dönüşlerin kayıp katsayısı.

n_2 :Kazanda duman gazının döndüğü 180°'lik dönüş sayısı.

k_2 :Kazanda duman gazının döndüğü 180°'lik dönüşlerin kayıp katsayıları.

λ :Sürtünme katsayısı.

2-Aspiratör emme ve basma kanallarındaki basınç kaybı. $H_v=5...10$ mSS

3-Aspiratör dinamik basınç kaybı. $H_d=5....10$ mSS

4-Toplam kayıplar.

$$H = H_d + H_v + \Delta P \quad (60)$$

5-Aspiratör gücü.

$$N_a = \frac{V_g H}{3600102\eta} \quad (61)$$

6. 1000000 kCal/h ISI İHTİYAÇLI BİR TESİS İÇİN KIZGIN YAĞ BORULU KAZAN DİZAYNI

Kazan dizaynı için proje verileri dışında bazı kabullerin yapılması gerekir. Hesaplarda yapılan kabuller genelde konstruksiyonla ilgili olup ısı hesaplarının bu konstruksiyon değerlerini sağlayıp sağlamadığı kontrol edilmiştir.

6.1. Proje Verileri

- 1-Kazan ısı yükü. $Q=1000000$ kCal/h
- 2-Yağın kazana giriş sıcaklığı. $T_g=250$ °C
- 3-Yağın kazandan çıkış sıcaklığı. $T_c=300$ °C
- 4-İstenilen işletme basıncı. $P=1$ atm
- 5-Yakıt. Kazan sıvı yakıtlı dizayn edilecek.
- 6-Yakıt. Fuel-oil 5

6.1.1. Yapılan kabuller

- 1- $Q=1000000$ kCal/h için çift sıra serpantin kullanılmıştır.
- 2-Birinci serpantin çapı. $d_1=1200$ mm
- 3-Serpantin boyu. $L=3400$ mm
- 4-Yağ boruları. $d_1=76$, $d_2=62$ mm çelik çekme boru kullanılmıştır.
- 5-Isı transfer yağı. Mobiltherm 600
- 6-Baca gazı sıcaklığı. $T_b=350$ °C
- 7-Ortam sıcaklığı. $T_c=25$ °C

6.2. Isıl Hesaplar

Isıl hesaplar yakıtın kimyasal analizi, kazan verimi, ocak sıcaklığının hesabı, ocak sonu gaz sıcaklığı, birinci ve ikinci çekim sonu gaz sıcaklıkları ve ısı transfer alanının hesabını içerir.

6.2.1. Yakıtın kimyasal analizi

1-Kullanılan yakıt. Fuel-oil 5

2-Yakıtın kimyasal bileşenleri ve oranları.Ek 1 Tablo 1

C:%84.5

H₂ :%10.8

O₂ :%1.5

S:%3.2

3-Yakıtın üst ısı Değeri.

$$H_u = 0.845 \times 8100 + 0.108 \times 34000 + 0.032 \times 220$$

$$H_u = 10587 \text{ kCal/kg}$$

4-Yakıttaki su buharı miktarı.

$$V = \%H_2 + \%CH_4 \times 2$$

$$CH_4 = 0$$

$$V = 0.108 \text{ m}^3$$

Suyun moleküler ağırlığı $M_{H_2O} = 18 \text{ Kmol}$

Su buharı miktarı

$$w = \frac{0.10818}{22.4}$$

$$w = 0.086 \text{ kg}$$

5-Yakıtın alt ısı değeri.

$$H_u = 10587 - 600 \times (0.086 - 9 \times 0.108)$$

$$H_u = 9952 \text{ kCal/kg}$$

6-Karışım gazının özgül ağırlığı $\gamma_1, \gamma_2, \dots$ değerleri Tablo 2'den alınır.

$$\rho = 0.845 \times 0.78 + 0.108 \times 0.0899 + 0.015 \times 1.429$$

$$\rho = 1.44 \text{ Kg/m}^3$$

7-Tablo 3 'ten hava fazlalık katsayısı okunur.

sıvı yakacaklarda $n=1.2 \dots 1.4$ tur.

$n=1.3$ alınmıştır.

8-Teorik hava miktarı.

$$V_h = 22.4 \frac{0.845}{12} + \left(0.108 - \frac{0.015}{8} \right) \frac{22.4}{4} + 22.4 \frac{0.032}{32}$$

$$V_h = 2.194$$

$$V_{ht} = \frac{100}{21} 2.194$$

$$V_{ht} = 10.447 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

9-Özgül hava ihtiyacı.

$$V_h = 1.3 \times 10.447$$

$$V_h = 13.58 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

10-Özgül duman miktarı Tablo 4 'ten okunur.

$$V_g = 13.8 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

6.2.2. Kazan verimi

1- Baca gazı sıcaklığı $T_b = 350 \text{ }^\circ\text{C}$ kabul edilmiştir.

Uygulamada $T_b = T_{y_g} + (50 \dots 100)$ alınır.

T_{y_g} : Yağın kazana giriş sıcaklığı olup $T_{y_g} = 250 \text{ }^\circ\text{C}$ dir

2-Ortam sıcaklığı $T_o = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

3-Yanmamış yakıt miktarı $y=0$

1-y=1 Brulörde yakıtın tamamı yandığı düşünulmuştur.

4-Duman gazının entalpisi T_b ve H_u ya bağlı olarak Tablo 5 'ten okunur.

$$i_d = 120 \text{ kCal/Nm}^3$$

5- $T_c = 25$ °C de havanın entalpisi Tablo 5 yardımıyla okunur.

$$i_h = 8.5 \text{ kCal/Nm}^3$$

6-Baca kaybı.

$$Z_b = \frac{1 \times 13.8 \times (120 - 8.5)}{9952}$$

$$Z_b = 0.15$$

7-Sıcak cidar kaybı Tablo 6'dan okunur.

$$Z_s = \%3$$

8-Radyasyon kaybı .

$$Z_r = \%1$$

9-Toplam kayıplar.

$$Z = 0.15 + 0.03 + 0.01$$

$$Z = 0.19$$

10- Kazan Verimi

$$\eta = 1 - 0.19$$

$$\eta = 0.81$$

$$\eta = \%80 \quad \text{alınmıştır.}$$

6.2.3. Ocak sıcaklığının hesabı

1-Birinci serpantin için $d_1 = 1200$ mm $L = 3400$ mm kabul edilmiştir.

2-Kazan ısı yuku.

Dizayni düşünülen kazanın net ısı yuku $Q=1000000$ kCal/h dir.

Kazan verimi %80 olduğuna göre kazanın gerçek ısı yuku

$$Q = \frac{1000000}{0.8}$$

$Q=1250000$ kCal/h olması gerekir.

Isı yükünün Kj cinsinden ifadesi

$Q=1250000 \times 4.186 = 5232500$ Kj/h ve

$$Q = \frac{5232500}{3600}$$

$Q=1455$ KW olur.

3-Birim yakıt ihtiyacı

$$B = \frac{1250000}{9952}$$

$B=126$ kg/h

4-Meydana gelen toplam gaz miktarı

$$V_g = 13.8 \times 126$$

$$V_g = 1740 \text{ Nm}^3/\text{kg}$$

5-Ocak yuku

1 m³ alev hacmi başına saatte 100 kg/h sıvı yakacak yakıldığı varsayılsın. Bu durumda $B=126$ kg/h yakıtı yakabilmek için

$$V_a = \frac{126}{100}$$

$V_a = 1.26$ m³ ocak hacmine ihtiyaç vardır.

Yapılan kabule göre birinci serpantin çapı 1200 mm ve boyu 3400 mm dir. Bu durumda ocak hacmi

$$V_{so} = \pi \frac{1.12^2}{4} 3.4$$

$$V_{so} = 3.35 \text{ m}^3 \text{ olur.}$$

Görüldüğü gibi alev ocağı tamamen doldurmamaktadır. Ocak yuku

$$H_m = \frac{1269952}{1.26}$$

$$H_m = 995200 \text{ kCal/Nm}^3 \text{ olur.}$$

6-Alev boyu

$$A_o = \pi \frac{d_o^2}{4}$$

$$A_o = 0.985 \text{ m}^2$$

$$l = \frac{1.26}{0.985}$$

$$l = 1.278 \text{ m}$$

$l = 1280 \text{ mm}$ alınmıştır. Bu durumda

$l_1 = 3400 - 1280 = 2120 \text{ mm}$ lik bir bölgede alev oluşmamaktadır. Fakat bu bölge ocakla aynı olduğu için yine buradada ısı transferinin büyük bir bölümü radyasyonla olmaktadır.

7-Toplam hava ihtiyacı.

$$V_h = 126 \times 13.6 \times 1.3$$

$$V_h = 2278 \text{ Nm}^3/\text{kg yakacak}$$

8-Ocak gazının entalpisi

$$i_o = \frac{11269952 + (22788.5)}{1740}$$

$$i_o = 728 \text{ kCal/ Nm}^3 = 3048 \text{ Kj/Nm}^3$$

9-Işınım yapan yüzey

$$A_1 = \pi \cdot 1.12 \cdot 1.28 + \pi \frac{1.12^2}{4}$$

$$A_1 = 5.48 \text{ m}^2$$

10-Işınım yutan yüzey.

$$A_2 = \pi \cdot 1.12 \cdot 3.4$$

$$A_2 = 11.96 \text{ m}^2$$

11-Alev ve gazın eşdeğer tabaka kalınlığı.

$$V_0 = \pi \frac{1.12^2}{4} \cdot 1.28$$

$$V_0 = 1.26 \text{ m}^3$$

$$A_0 = 3.14 \cdot 1.12 \cdot 1.28 + 2 \cdot 1.26$$

$$A_0 = 7.34 \text{ m}^2$$

$$L_e = \frac{41.26}{7.34}$$

$$L_e = 0.685 \text{ m}$$

12-Işınım yutma katsayısı

$$\alpha_{\text{max}} = 3 \times 27 \cdot 10^{-8} \cdot 995200$$

$$\alpha_{\text{max}} = 0.806 \text{ 1/m}$$

13-Alev yayınma katsayısı

$$\epsilon_{\text{af}} = 27 \cdot 10^{-8} \cdot 995200 \times 0.685$$

$$\epsilon_{\text{af}} = 0.184$$

14-CO₂ ve H₂O buharının basınçları Tablo 7' den bar olarak okunur.

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 0.09$$

$$P_{\text{CO}_2} = 0.115$$

$$P_{CO_2}L_e = 0.115 \times 0.685 = 0.078 \text{ barm}$$

$$P_{H_2O}L_e = 0.090 \times 0.685 = 0.061 \text{ barm}$$

15-Ocak sıcaklığı $T_o = 1230^\circ\text{C}$ tahmin edilsin. Tablo 8'den

$P_{CO_2}L_e$, $P_{H_2O}L_e$ ve T_o ya bağlı olarak

$$\epsilon_{CO_2} = 0.08 \quad \epsilon_{H_2O} = 0.068 \quad \text{ve} \quad \Delta\epsilon = 0.0055$$

değerleri okunur.

$$\epsilon_g = 0.08 + 0.068 - 0.0055$$

$$\epsilon_g = 0.145$$

$$\epsilon_a = 0.145 + (1 - 0.145) \times 0.184$$

$$\epsilon_a = 0.302$$

16-Ocaktaki ısı transferinde ışıının taşınım oranı

$\eta = \%8$ kabul edilsin

$C_k = 1.08$ olur.

Yutucu yüzeyler için

$\epsilon_w = 0.9$ alınmıştır.

$$\Phi = \left(\frac{1}{0.302} + \frac{5.48}{11.96} \left(\frac{1}{0.9} - 1 \right) \right)^{-1}$$

$$\Phi = 0.297$$

17-Boru cidar sıcaklığı

$$T_w = 300 + 50 = 350^\circ\text{C} \text{ alınsın}$$

18-

$$X = \frac{20.41 \times 1.08 \times 0.297 \times 5.48 \left(\frac{350 + 273}{273} \right)^4}{3048 \times 1740}$$

$$X = 0.0102$$

19-

$$1 - \frac{i_{g0}}{3048} = 0.0102 \left(\left(\frac{T_a}{623} \right)^4 - 1 \right)$$

ifadesinde i_{g0} ve T_a için tahminler yapıldığında $T_a = 1240$ ve $i_{g0} = 1970$ Kj/Nm³ için uygun olduğu ve Tabla 5 ile uygunluk sağladığı görülmüştür.

Başta yapılan kabulde alev sıcaklığı $T_a = 1240$ °C kabul edilmişti. Kabul edilen sıcaklık değeri ile hesaplanan arasında fazla fark olmadığından yapılan hesaplamalar doğrudur.

20-Ocak gazının hızı.

$$\omega_0 = \frac{1740}{3600\pi^{\frac{1.12^2}{4}}}$$

$$\omega_0 = 0.49$$

$$\omega = 0.49 \frac{1240 + 273}{273}$$

$$\omega = 2.75 \text{ m/sn}$$

21-Ocak gazının konveksiyon ısı transfer katsayısı.

$$h_k = \left(4.19 + 0.3 \frac{800}{100} - 0.0088 \left(\frac{800}{100} \right)^2 \right) \frac{0.49^{0.75}}{1.12^{0.25}}$$

$$h_k = 3.5 \text{ w/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

22-Taşınım yüzeyi

$$A_t = 3.14 \times 1.12 \times 3.14 \times 1.14$$

$$A_t = 13.63 \text{ m}^2$$

23-Konveksiyonla geçen ısı

$$Q_k = 13.63 \times 3.5 \times (1240 - 350)$$

$$Q_k = 42934 \text{ W}$$

24-yağa verilen toplam ısı

$$Q = \frac{1740}{3600}(3048 - 1970)$$

$$Q = 521 \text{ kW}$$

25-Radyasyonla geçen ısı

$$Q_r = 521 - 43 = 478 \text{ kW}$$

26- C_k nın kontrolü

$$C_k = 1 + \frac{43}{478}$$

$$C_k = 1.08 \quad \text{Başta yapılan kabul doğrudur.}$$

6.2.4. Ocak sonu gaz sıcaklığının hesabı

1-Ocak sonu gaz sıcaklığı.

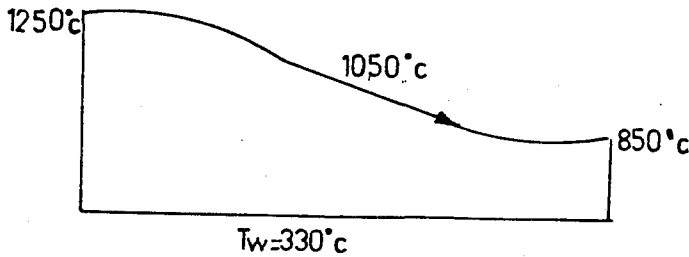
$T_1 = 850 \text{ }^\circ\text{C}$ tahmin edilmiştir.

2-Ortalama boru cidar sıcaklığı.

$$T_s = \frac{350 + 310}{2}$$

$$T_s = 330 \text{ }^\circ\text{C}$$

3-Logaritmik sıcaklık farkı.



$$\Delta T_1 = 1240 - 330$$

$$\Delta T_2 = 850 - 330$$

$$\Delta T_m = \frac{920 - 520}{\ln \frac{920}{520}}$$

$$\Delta T_m = 701$$

4-Konveksiyon ısı transfer katsayısı Tablo 9' dan okunur.

$$h_k = 3.5 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

5-Radyasyon ısı transfer katsayısı.Tablo 10'dan $q_{k,2}$ ve $q_{k,2,0}$ değerleri okunur.

$$h_r = 0.93 \frac{22350 + 7535}{1050 - 330}$$

$$h_r = 38.6 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6-Toplam ısı transfer katsayısı.

$$h = 38.6 + 3.5 = 42.1 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

7-Gazın entalpisinde meydana gelen azalma.

$$\Delta i = \frac{38.6 \times 0.8 \times 13.63 \times 701 \times 10^3}{1740/3600}$$

$$\Delta i = 610 \text{ Kj/Nm}^3$$

8-Ocak sonu gaz entalpisi.

$$i_2 = 1970 - 610 = 1360 \text{ Kj/Nm}^3$$

9-Ocak sonu gaz sıcaklığını bulmak için Tablo 5' ten $i_2 = 1360 \text{ Kj/Nm}^3$ entalpi değerine karşılık gelen sıcaklık okunur.

Okunan sıcaklık değeri $T_2 = 860 \text{ } ^\circ\text{C}$ civarındadır ve bu başta kabul edilen sıcaklık değeri ile yaklaşık aynıdır. Bu

hesaplar sonucu yapılan sıcaklık tahmininin doğru olduğu ve ocakta yağa verilen ısı miktarının 610 kJ olduğunu gösterir.

6.2.5. Birinci çekim sonu gaz sıcaklığı

Birinci çekimde ısı transferi daha çok konveksiyonla olur. Burada radyasyonun etkisi azalır.

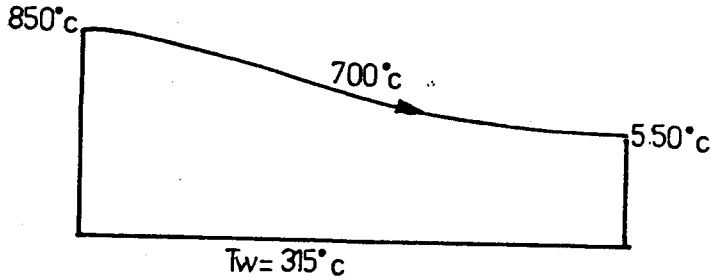
1-Birinci çekim sonu gaz sıcaklığı $T_3 = 550^\circ\text{C}$ kabul edilmiştir.

2-Ortalama boru cidar sıcaklığı.

$$T_r = \frac{330 + 300}{2}$$

$$T_w = 315^\circ\text{C}$$

3-Logaritmik sıcaklık farkı.



$$\Delta t_1 = 850 - 315 = 535$$

$$\Delta T_2 = 550 - 315 = 235$$

$$\Delta T_m = \frac{535 - 235}{\ln \frac{535}{235}}$$

$$\Delta T_m = 365 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4-Birinci çekim mutlak gaz hızı.

$$w = 0.49 \frac{850 + 273}{273}$$

$$w = 2.1 \text{ m/sn}$$

5-Konveksiyon ısı transfer katsayısı Tablo 9' dan alınır.

$$h_k = 22 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6-Radyasyon ısı transfer katsayısı Tablo 11 den alınır.
Burada L_*

$$V = \frac{\pi}{4} (1.7^2 - 1.2^2) 3.4$$

$$V = 3.87 \text{ m}^3$$

$$A = \pi 1.323.4 + \pi 1.543.4$$

$$A = 30.54 \text{ m}^2$$

$$L_* = \frac{43.87}{30.54}$$

$$L_* = 0.5 \text{ olur.}$$

$$h_r = 14 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

7-Toplam ısı transfer katsayısı.

$$h = 14 + 22 = 36 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

8-Entalpi farkı

$$\Delta i = \frac{0.8 \times 36 \times 30.5 \times 365 \times 10^3}{1740/3600}$$

$$\Delta i = 663 \text{ kJ/Nm}^3$$

9-Birinci çekim sonu gaz sıcaklığı

$$i_2 = 1360 - 663 = 727 \text{ KJ/Nm}^3$$

$10-i_2=727 \text{ Kj/Nm}^3$ değerine karşılık T_2 değeri Tablo 5 ' ten $560 \text{ }^\circ\text{C}$ okunur.

Kabul edilen sıcaklık değeri ile hesaplanan değer arasında fazla fark olmadığından yapılan kabulün doğru olduğu ve birinci çekimde yağa 663 Kj/Nm^3 ısı verildiği kabul edilmiştir.

6.2.6. İkinci çekim sonu gaz sıcaklığı

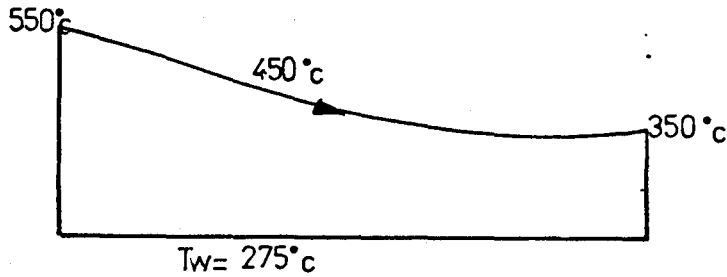
1-İkinci çekim sonu gaz sıcaklığı $T_4=550 \text{ }^\circ\text{C}$ tahmin edilmiştir.

2-Ortalama boru cidar sıcaklığı.

$$T_s = \frac{250+300}{2}$$

$$T_s = 275 \text{ }^\circ\text{C}$$

3-Logaritmik sıcaklık farkı



$$\Delta T_1 = 550 - 275 = 275$$

$$\Delta T_2 = 350 - 275 = 75$$

$$\Delta T_m = \frac{275 - 75}{\ln \frac{275}{75}}$$

$$\Delta T_m = 154 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4-İkinci çekim mutlak gaz hızı.

$$w = 0.49 \frac{550 + 273}{273}$$

5-Konveksiyon ısı transfer katsayısı Tablo 9'dan okunur.

$$h_k = 27 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6-Radyasyon ısı transfer katsayısı Tablo 10 ve Tabla 11 yardımıyla bulunur.

$$A = 1.7 \times 3.14 \times 3.4 = 18.15 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{\pi}{4} (2^2 - 1.7^2) 3.4$$

$$V = 2.96 \text{ m}^3$$

$$I_s = \frac{42.96}{18.15}$$

için tablolar yardımıyla

$$h_r = 8.5 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ bulunur.}$$

7-Toplam ısı transfer katsayısı.

$$h = 27 + 8.5 = 35.5 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

8-Entalpide meydana gelen azalma.

$$\Delta t = \frac{0.8 \times 35.5 \times 18.15 \times 154}{1740/3600}$$

$$\Delta T_m = 164$$

9-İkinci çekim sonu gazın entalpisi.

$$i_s = 727 - 164 = 563 \text{ kJ/Nm}^3 = 134 \text{ kCal/Nm}^3$$

10- $i_3 = 563 \text{ kJ/Nm}^3$ için Tablo 5' ten $T_s = 360 \text{ } ^\circ\text{C}$ okunur.

Hesapların girişinde kabul edilen baca sıcaklığı 350 °C idi. İkinci çekim sonu ile baca girişi arası mesafe dikkate alınacak olursa yapılan baca sıcaklığı tahmininin doğru olduğu söylenebilir.

6.2.7. Toplam ısı transfe alanı

1-Ocak ısıtma alanı

$$A_1 = 3.14 \times 1.15 \times 1.2 \times 3.4$$

$$A_1 = 14.75 \text{ m}^2$$

2-Birinci çekim ısıtma alanı

$$A_2 = 3.14 \times 1.15 \times (1.2 + 1.7)$$

$$A_2 = 35.6 \text{ m}^2$$

3-İkinci çekim ısıtma alanı

$$A_3 = 3.14 \times 1.15 \times 1.7 \times 3.4$$

$$A_3 = 21 \text{ m}^2$$

4-Toplam ısı transfer alanı

$$A = 14.75 + 35.6 + 21 = 71.35 \text{ m}^2$$

Borular dairesel olarak bukulup birleştirileceğinden %15 lik bir alan kaybı olacaktır.

$$A = 72 \times 1.15 = 83 \text{ m}^2 \text{ alınmıştır.}$$

6-Gerekli boru boyu

$$L = \frac{83}{\pi 69^{-3}}$$

$$L = 382 \text{ m}$$

6.3. Isı Transfer Alanının Hesabı İçin Yaklaşık Bir Yöntem

Isı transfer alanını hesaplamak için kızgın yağ, borular ve duman gazının toplam ısı transfer katsayısı ile ortalama logaritmik sıcaklık farkından faydalanılır.

6.3.1. Duman gazının ortalama ısı transfer katsayısı

$$h_g = \frac{35.5 + 36 + 42.1}{3}$$

$$h_g = 38 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Bu yaklaşık bir değerdir. Duman gazının gerçek ortalama ısı transfer katsayısı $f=1.2$ düzeltme katsayısı ile çarpılarak bulunur.

$$h_g = 1.2 \times 38 = 46 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6.3.2. Kullanılan boruların özellikleri

$$d_i = 76 \text{ mm}$$

$$d_o = 62 \text{ mm}$$

$$\text{Boru et kalınlığı } e = 7 \text{ mm}$$

Kullanılan borunun ısı transfer katsayısı

$$\lambda = 49.5 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

6.3.3. Kızgın yağın konveksiyon ısı transfer katsayısı

1. Yağın kazana giriş sıcaklığı;

$$T_y = 250^\circ\text{C}$$

2. Yağın kazandan çıkış sıcaklığı;

$$T_c = 300^\circ\text{C}$$

3. Kullanılan yağ;

Mobiltherm 600 (Donma sıcaklığı -20°C , alevlenme sıcaklığı 320°C)

4. Ortalama yağ sıcaklığı:

$$T_{f1} = \frac{300 + 250}{2} = 275 \text{ } ^\circ\text{C}$$

5. $T_{f1} = 275^\circ\text{C}$ 'de Mobiltherm 600 yağının karakteristik özellikleri;

$$\gamma = 0.26 \text{ Bar}$$

$$\rho = 792 \text{ kg/m}^3$$

$$c = 2.92 \text{ kJ/kgK}$$

$$k = 0.104 \text{ W/mK}$$

$$\eta = 488 \times 10^{-6} \text{ kgm/sn}$$

$$\nu = 0.615 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{sn}$$

$$\alpha = 0.0535 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{sn}$$

$$\text{Pr} = 125$$

6. Gerekli yağ debisi;

Q_1 : Kazanın verdiği ısı

Q_2 : Yağın aldığı ısı

$Q_1 = Q_2$ ısı dengesinden;

$$Q_1 = Q_2 = \dot{m} c \Delta t$$

$$\dot{m} = \frac{Q}{c \Delta t}$$

$$\dot{m} = \frac{4925000}{2.92 \cdot 50}$$

$$\dot{m} = 33732.8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m} = 42.59 \text{ m}^3/\text{h}$$

7. Yağın hızı;

Kullanılacak boru;

$$d_d = 76 \text{ mm}$$

$$d_i = 62 \text{ mm}$$

$$e = 7 \text{ mm}$$

Kesit alanı;

$$A = \frac{\pi (62 \times 10^{-3})^2}{4} = 3.019 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$v = \dot{m} / A = 3.908 \text{ m/sn}$$

8. Akış tipi;

Reynolds sayısı;

$$Re = \frac{62 \times 10^{-3} \cdot 3.908}{0.615 \times 10^{-6}}$$

$$Re = 394026$$

$Re > 3000$ olduğundan akış türbülanslı akıştır.

9. Nusselt sayısı;

$3000 < Re < 5 \times 10^5$ için Mc Adams formülü ... bağıntısı

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

$$Nu = 0.023 394026^{0.8} 11.5^{0.4}$$

$$Nu = 1829.89$$

10. Konveksiyon ısı transfer katsayısı;

$$h_2 = \frac{Nu \cdot k}{d_i}$$

$$h_2 = \frac{1829.89 \times 0.104}{62 \times 10^{-3}}$$

$$h_2 = 3069.5 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

6.3.4. Toplam ısı transfer katsayısı

$$K = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_y} + \frac{e}{\lambda}}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{46.41} + \frac{1}{3070} + \frac{2 \times 10^{-3}}{49.6}}$$

$$K = 42 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

6.3.5. Toplam ısı transfer alanı

1- Logaritmik sıcaklık farkı;

Yağ

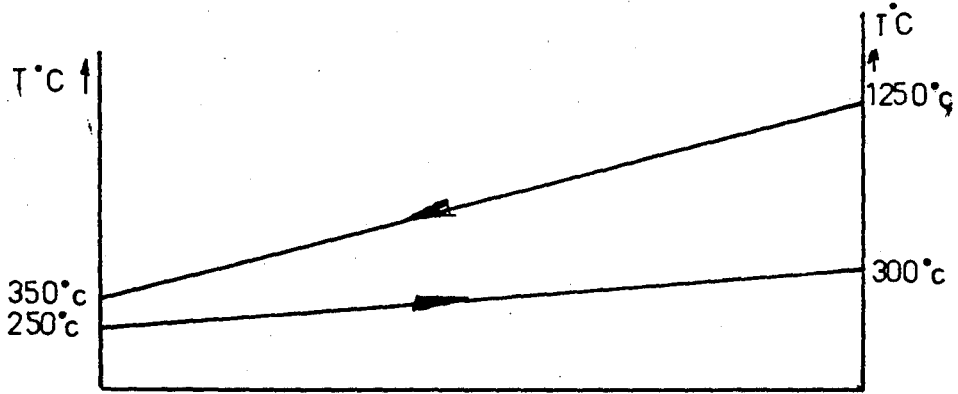
Gaz

$$T_{y1} = 250 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{y2} = 1250 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{c1} = 300 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{c2} = 350 \text{ } ^\circ\text{C}$$



$$\Delta t_1 = 1250 - 350 = 900 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 350 - 250 = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{900 - 100}{\ln \frac{900}{100}}$$

$$\Delta t_m = 364 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2- Isı transfer alanı;

$$A = \frac{1455000 \text{ W}}{45 \cdot 364} = 95 \text{ m}^2$$

3- Gerekli boru boyu;

$$L = \frac{A}{\pi d}$$

$$L = \frac{95}{\pi 80 \times 10^{-3}} = 378 \text{ m}$$

İki yöntem arasında fark çok azdır. Bu nedenle uygulamada bu tip kazanlar için ortalama yöntemi uygulamak mümkündür.

6.4. Konstruksiyon Hesapları

Ocakta ve serpantinler arasında gaz akış hızının sabit kalması öngörülmüştür. 1. Serpantin çapı $D_1 = 1200 \text{ mm}$.

$$A_1 = \frac{\pi 1.2^2}{4} = 1.13 \text{ m}^2$$

1. 2. serpantin ortalama çapı;

$$A_2 = \frac{\pi}{4}(D_2^2 - D_1^2) = A_1 \text{ olmalı}$$

$$\frac{\pi}{4}(D_2^2 - 1.2^2) = 1.13$$

$$D_2 = 1.697 \text{ buradan } D_2 = 1700 \text{ mm alınabilir.}$$

2. Kazan dış çapı;

$$A_3 = A_2 = A_1 = (D_k^2 - D_2^2) \frac{\pi}{4}$$

$$(D_k^2 - 1.7^2) \frac{\pi}{4} = 1.13$$

$$D_k = 2.08 \text{ m buradan } D_k = 2000 \text{ mm.}$$

3. 1. serpantinde bir sıra için gerekli boru;

$$L_1 = \pi D_1 = \pi 1.70 = 3.77 \text{ m}$$

4. 2. serpantinde bir sıra için gerekli boru;

$$L_2 = \pi D_2 = \pi 1.7 = 5.34 \text{ m}$$

5. İki serpantinde bir sıra için gerekli boru;

$$L_3 = L_2 + L_1 = 3.77 + 5.34 = 9.11 \text{ m.}$$

6. Gerekli sarım;

$$N = \frac{38^2}{9.11}$$

$$N = 41.9, \text{ buradan } N = 42 \text{ adet}$$

7. Serpantin boyu;

Borular bukümden dolayı ovalleşmektedir.

$$L_s = 42.80 = 3360 \text{ mm}$$

8. Kazan boyu;

$$\text{Ün kapak; } L_1 = 300 \text{ mm}$$

$$\text{Ara kapak; } L_2 = 350 \text{ mm}$$

$$\text{Arka kapak; } L_3 = 350 \text{ mm}$$

$$\text{Arka kapak ara kapak arası; } L_4 = 250 \text{ mm}$$

Serpantinler arası kaydırılmış boşluk; $L_3 = 250 \text{ mm}$

Kazan boyu;

$$L = L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5$$

$$L = 4760 \text{ mm}$$

9. Brülör seçimi;

$$B = 125 \text{ kg/h}$$

MS8-V2DU tip brülör (Alarko alpom)

$$n = 2800 \text{ d/d}$$

$$N = 4 \text{ kW}$$

6.5 Mukavemet Hesapları;

Yağ borulu kazanlar genellikle düşük basınçlarda çalışırlar. Bu nedenle basınçtan dolayı fazla mukavemet problemleri çıkmamaktadır. Kazan manto et kalınlığı, boru et kalınlığı kontrolü ve kapak civatalarının hesabıyla yetinilecektir.

1. Kızgın yağ borularının et kalınlığının kontrolü;

$$P_{max} = 10 \text{ atm} = 10 \text{ kg/cm}^2$$

$$\sigma = \frac{P d_{ort}}{e}$$

$$\sigma = \frac{10 \cdot 69 \times 10^{-2}}{7 \times 10^{-2}} = 98.5 \text{ kg/cm}^2$$

$98.5 < 1400 \text{ kg/cm}^2$ olduğundan uygundur.

2. Kazan manto kalınlığı;

$$e = \frac{P D_k}{200 \frac{K}{S} V + P}$$

P: Ocaktaki gaz basıncı 1.5 atü

D_k : Kazan çapı 2000 mm

K: Emniyetli gerilme 1.7 kg/mm^2

δ : Emniyet katsayısı 1.5

V: Kaynak faktörü 0.8

$$e = \frac{2000 \cdot 5}{200 \cdot \frac{20}{1.8} \cdot 0.8 + 7.5}$$

$e = 4.67$ mm buradan $e = 5$ mm seçilmiştir.

3. Kapak civata hesabı;

Aynaya gelen basınç $P = 5$ atm.

$$P = 5.1,033 = 5.165 \text{ kg/cm}^2$$

Kapak alanı;

$$A = \pi 20^2 4 = 314.16 \text{ cm}^2$$

Kapağa gelen basınç kuvveti;

$$P = F/A$$

$$F = P \cdot A$$

$$F = 5.165 \times 314.16 = 1622 \text{ kg}$$

$Z = 24$ adet civata kullanıldığı varsayılınsın;

$$\text{Bir civataya gelen kuvvet } P_c = 1622 / 24 = 67.58 \text{ kg}$$

M10 civata için;

$$A = 0.567 \text{ cm}^2$$

Civatada oluşan gerilme;

$$\sigma = \frac{P_c}{A} = \frac{68.57}{0.567}$$

$$\sigma = 120 \text{ kg/cm}^2 < 750 \text{ kg/cm}^2 \text{ uygun.}$$

Civata sayısının fazla tutulmasının sebebi kapaklardan gaz sızıntısını önlemektir.

6.6 Sirkulasyon Pompası Ve Motor Seçimi

1-Kazanda meydana gelen basınç kayıpları

i-Kazanda kullanılan toplam boru miktarı

$l=380$ m

ii-Kazan içinde 4 adet 90° lik dirsek kullanılmaktadır.

Dirseklerin kayıp katsayıları $f=0.4$

Kullanılan boruların iç çapı $d=62$ mm

Borudaki yağ hızı $v=3.9$ m/sn

Sürtünme katsayısı $1.10^5 < Re < 2.10^6$ için nikuradse ifadesi

$$\lambda = 0.0032 + \frac{0.026}{394026^{0.237}}$$

$$\lambda = 0.136$$

iii-Tesisatta 10 m boru kullanılmaktadır.

iv-Tesisatta $n=16$ adet 90° lik $f=0.4$ dirsekler kullanılmaktadır.

Toplam boru kayıpları

$$\Delta P_1 = \frac{3.9^2}{29.81} \left(0.0136 \frac{390}{0.062} + 0.44 + 0.416 \right)$$

$$\Delta P_1 = 72.8 \text{ mSS}$$

2-Reaktör kayıpları.

$$\Delta P_2 = 7 \text{ mSS}$$

3-Filtre kaybı.

$$\Delta P_3 = 1 \text{ mSS}$$

4-Degazör kaybı.

$$\Delta P_4 = 5 \text{ mSS}$$

5-Vana kayıpları.

Tesisatta toplam 5 adet $f=2$ vana vardır.

$$\Delta P_5 = 2 \times 5 \frac{3.9^2}{2 \times 9.81}$$

$$\Delta P_5 = 7.8 \text{ mSS}$$

6-Toplam kayıplar.

$$\Delta P = 72.8 + 7 + 5 + 7.8 + 1 = 93.9 \text{ mSS}$$

$$\Delta P = 95 \text{ mSS alınmıştır.}$$

7-Seçilen pompa

$$H_m = 95 \text{ mSS}$$

$$Q = 43 \text{ m}^3/\text{h}$$

8-Gerekli motor gücü.

$$m = 9.37 \text{ kg/sn}$$

Motor verimi $\eta = 95\%$

$$N_m = \frac{9.37 \times 95}{102 \times 0.95}$$

$$N_m = 9.18 \text{ kW}$$

$$N_m = 10 \text{ kW seçilmiştir.}$$

6.7 Baca Hesabı

1-Kazan içinde duman gazında meydana gelen basınç kaybı.

L =Duman gazının kazan içinde aldığı yol. $L=12 \text{ m}$

d =Duman gazının geçtiği kesit alanının ortalama çapı. $d=0.75 \text{ m}$

W_g =Duman gazının hızı. $W_g=4.18 \text{ m/sn}$

Sürtünme katsayısı.

$$\lambda = 1$$

Duman gazı kazan içinde iki kere 180° , iki kez 90° lik dönüşler yapmaktadır.

180° lik dönüşlerde $f=3$, 90° lik dönüşlerde $f=2$ alınabilir.

Toplam kayıplar.

$$\Delta P_1 = \frac{4.18^2}{2 \times 9.81} \left(1 \frac{12}{0.75} + 2 \times 3 + 2 \times 2 \right)$$

$$\Delta P_1 = 21.3 \text{ mSS}$$

$H_v = 5$ mSS Aspirator emme ve basma kanallarındaki basınç kaybı.

$H_d = 5$ mSS Aspirator dinamik basınç kaybı.

Toplam kayıplar.

$$\Delta P = 21.3 + 5 + 5 = 31.3 \text{ mSS}$$

$$\Delta P = 32 \text{ mSS seçilmiştir.}$$

Toplam basınç kaybını karşılamak için $H=32$ m baca yüksekliğine ihtiyaç vardır.

2-Aspirator gücü.

$$N_a = \frac{32 \times 1733}{3600 \times 102 \times 0.95}$$

$$N_a = 0.15 \text{ kW}$$

$$N = 1.5 \times 0.15$$

$$N = 0.235 \text{ kW}$$

$$N = 0.250 \text{ kW seçilmiştir.}$$

7. KAZAN DIZAYNI İÇİN BİLGİSAYAR PROGRAMI

Yapılmış olan bu program ile kızgın yağ borulu kazanın sahip olması gereken tüm büyüklükler hesaplanabilmektedir. Program BASIC programlama diliyle yazılmıştır. Tamamen kullanıcı ile bağımlı bir program olarak düşünülmüştür. Bu nedenle programın belli aşamalarında kullanıcıdan bazı tablo değerleri istenmektedir. Tüm tablo değerleri Ek 1'de sunulmuştur. Yapılan program tablo değerlerine dışarıdan ulaşıldığı için oldukça hızlı çalışmaktadır.

7.1. Bilgisayar Programı

```

10 REM BU PROGRAM BUHAR KAZANI ISIL MESAP YONTEMINE DAYANARAK
20 REM KIZGIN YAG BORULU KAZAN ISL HESAPLARINI YAPAR
30 Q=1000000!
40 TG=250
50 TC=300
60 TD=25
70 P=.26
80 RO=792
90 C=2.92
100 K=.104
110 NU=.000488
120 MU=6.15E-07
130 A=5.35E-08
140 PR=11.5
150 INPUT "BACA SICAKLIGI Tb=";TB
160 D1=1200
170 D2=1700
180 LS=3400
190 DB1=76
200 DB2=62
210 E=(DB1+DB2)/2
220 LM=49.5
230 INPUT "KULLANILAN YAKIT ";A$
240 CR=.845
250 H2O=.108
260 S=.032
270 O=.015
280 Y=.005
290 REM"HESAPLAR VE SONUCLAR"
300 HQ=CR*8100+H2O*34000!+S*220
310 WS=H2O
320 MS=18
330 W=WS*MS
340 HU=HQ-600*(O+9H2O)
350 VTH=22.4/12*CR+(H2O-O/8)*22.4/4+22.4/32*S
360 VHO=100/21*VTH
370 INPUT N
380 VH=N*VHO

```

```

390 INPUT VG
400 INPUT ID
410 INPUT IO
420 ZB=((1-Y)*VG*(ID-IO))/HU
430 INPUT ZS
440 ZR=.01
450 Z=ZB+ZS+ZR
460 VR=1-Z
470 Q1=Q/VR
480 Q2=Q1*4.186
490 Q3=Q2/3600
500 B=Q1/HU
510 VG1=VG*B
520 INPUT F1
530 HM=B*HU/F1
540 AO=PI*D1^2/4
550 VA=B/F1
560 LA=VA/AO
570 VH=B*VH*N
580 IH=(NI*B*HU+VH*ID)/VG
590 A1=PI*D1*LS+PI D1^2/4
600 A2=PI*LS*D1
610 V0=PI*D1^2/4
620 AO=PI*D1*LA+2*V0
630 LE=4*V0/AO
640 CT=2.7E-07
650 AIMAX=3*CT*HM
660 EAL=CT*HM*LE
670 INPUT "TABLO 7 VE 8 DEN PH20 VE PC0 DEGERLRINI GIRINIZ=";PH20,PC0
680 PCOLE=PC0*LE
690 PH20LE=PH20*LE
700 INPUT "OCAK SICAKLIGINI TAHMIN EDINIZ=";TO
710 INPUT " DEGERLERINI GIRINIZ=";ECO2,EH20,DE
720 EG=ECO2+EH20-DE
730 EA=EG+(1-EG)*EAL
740 INPUT "RADYASYONUN TASINIMA ORANI CK=";CK
750 EW=.9
760 FI=(1/EA+A1/A2*(1/EW-1))^-1
770 TS=TB
780 X=20.41*CK*FI*A1*((TS+273)/100)^4
790 I1=IGO*(1-X*((TA/TS)^4-1))
800 INPUT S
810 IF S=1 GOTO 700
820 W0=VH/A
830 W=W0*(TA+273)/273
840 TM=(TO+TB)/2
850 H=(4.19+.03*TM/100-.0088*(TM/100)^2)*W^.75/D1^.25
860 A1=PI*D1*LS*1.14
870 Q =VH/3600*(IO-IH)
880 QK=A*H*DT

```

```

890 QR=Q-QK
900 CKR=1+QK/QR
910 IF CK<>CKR GOTO 740
920 INPUT "OCAK SONU GAZ SICAKLIGINI TAHMIN EDINIZ T2=";T2
930 TS=TB+310/2
940 DT1=T0-TS
950 DT2=T2-TS
960 DTM=(DT1-DT2)/LN(DT1/DT2)
970 INPUT "TABLO 9 DAN HK YI OKUYUNUZ=";HK
980 INPUT "TABLO 10 DAN qco2 ve qH2O OKUNUR=";QCO2,QHEO
990 HR=.93*(QCO1+QH2O)/(T2-TB)
1000 DI=(K*A0*DTM)/VG
1010 I2=I0-DI
1020 INPUT S
1030 IF S=1 GOTO 920
1040 INPUT "1.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGINI TAHMIN EDINIZ T3=";T3
1050 TS=TS+300/2
1060 DT1=T2-TS
1070 DT2=T3-TS
1080 DTM=(DT1-DT2)/LN(DT1/DT2)
1090 W0=W0*(T2+273)/273
1100 INPUT "HK YI TABLO 8 YARDIMIYLA OKUYUNUZ HK=";HK
1110 V0=PI/4*(D2^2-D1^2)*LS
1120 A0=PI*LS*D1+PI*D2*LS
1130 LE=4*V0/A0
1140 INPUT "TABLO 9 DAN HR OKUNUR HR=";HR
1150 H=HK+HR
1160 A2=PI*LS*1.14*(D1+D2)
1170 DI=K*A*DTM/VG
1180 I3=I2-DI
1190 INPUT S
1200 IF S=1 GOTO 1040
1210 INPUT "2.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGINI TAHMIN EDINIZ T4=";T4
1220 TS=TS+250/2
1230 DT1=T3-TS
1240 DT2=T4-TS
1250 DTM=(DT1-DT2)/LN(DT1/DT2)
1260 W0=W0*(T3+273)/273
1270 INPUT "TABLO 8 DEN HK YI GIRINIZ HK=";HK
1280 A0=PI*D2*LS
1290 V0=PI/4*(2^2-D2^2)*LS
1300 LE=4*V0/A0
1310 INPUT "TABLO 9 DAN HR YI GIRINIZ HR=";HR
1320 H=HR+HK
1330 A3=PI*D2*LS*1.14
1340 DI=H*A*DTM/VG
1350 I4=I3-DI
1360 INPUT S
1370 IF S<>1 GOTO 1390
1380 GOTO 150
1390 A=A1+A2+A3
1400 LB=A/PI*DB1

```

```

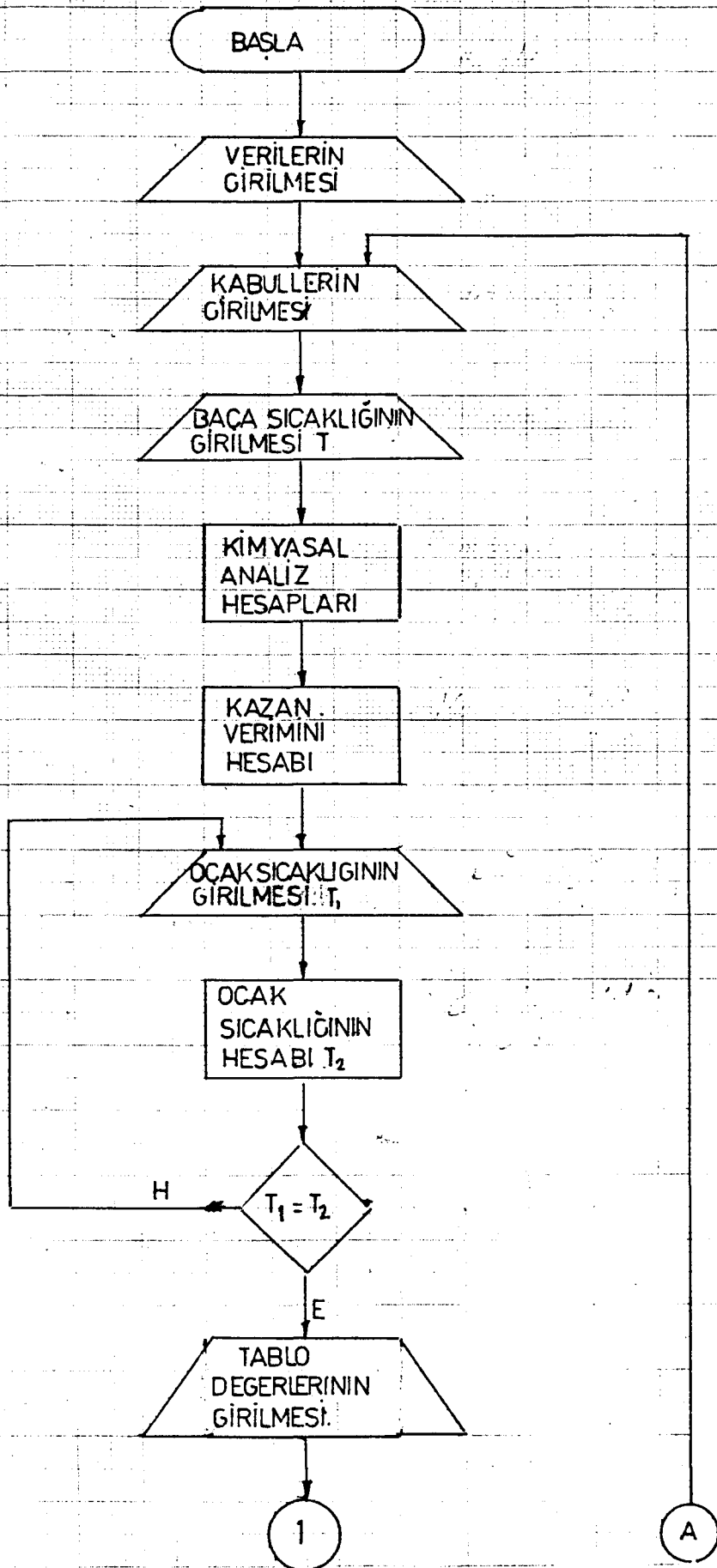
1410 PRINT "PROJE VERILERI"
1420 PRINT "KAZAN ISI YUKU Q=";Q
1430 PRINT "YAGIN KAZANA GIRIS SICAKLIGI TG=";TG
1440 PRINT "YAGIN KAZANDAN CIKIS SICAKLIGI TC=";TC
1450 PRINT "ORTAM SICAKLIGI=";TO
1460 PRINT "YAPILAN KABULLER"
1470 PRINT "KULLANILAN YAG MOBILTHERM600"
1480 PRINT "YAGIN KARAKTERISTIK OZELLIKLERI"
1490 PRINT "BASINC P=";P
1500 PRINT "YOGUNLUK Ro=";RO
1510 PRINT "ISINMA ISISI C=";C
1520 PRINT "ISI TRANSFER KATSAYISI k=";K
1530 PRINT "DINAMIK VIZKOZITE NU=";NU
1540 PRINT "KINEMATİK VIZKOZITE MU=";MU
1550 PRINT "ISIL YAYINMA KATSAYISI=";A
1560 PRINT "PRANDTL SAYISI Pr=";PR
1570 PRINT "KULLANILAN YAKIT FUEL-OIL 5"
1580 PRINT "YAKITIN KIMYASAL OZELLIKLERI"
1590 PRINT "%C=";C
1600 PRINT "%H2=";H2
1610 PRINT "%O2=";O2
1620 PRINT "%S=";S
1630 PRINT "KULLANILAN BORU"
1640 PRINT "IC CAP DB1=";DB1
1650 PRINT "DIS CAP DB2=";DB2
1660 PRINT "ISI TRANSFER KATSAYISI LM=";LM
1670 PRINT "1.SERPANTIN CAPI D1=";D1
1680 PRINT "SERPANTIN BOYU L=";L
1690 PRINT "BACA SICAKLIGI Tb=";TB
1700 PRINT "HESAP SONUCLARI"
1710 PRINT "UST ISIL DEGER HO=";HO
1720 PRINT "ALT ISIL DEGER HU=";HU
1730 PRINT "HAVA FAZLALIK KATSAYISI n=";N
1740 PRINT "TEORİK HAVA MIKTARI Vh=";VH
1750 PRINT "OZGUL HAVA MIKTARI Vho=";VHO
1760 PRINT "OZGUL DUMAN MIKTARI Vg=";VG
1770 PRINT "TOPLAM KAZAN KAYIPLARI VK=";VK
1780 PRINT "KAZAN VERIMI V=";V
1790 PRINT "GEREKLI KAZAN ISI YUKU Q=";Q1
1800 PRINT "BIRIM YAKIT IHTIYACI B=";B
1810 PRINT "TOPLAM GAZ IHTIYACI Vg=";VG
1820 PRINT "TOPLAM HAVA IHTIYACI Vh=";VH
1830 PRINT "OCAK GAZI ENTALPISI Io=";IO
1840 PRINT "RADYASYON,KONVEKSİYON ISI TRANSFER ORANI Ck=";CK
1850 PRINT "KABUL EDİLEN ALEV SICAKLIGI Ta=";TA
1860 PRINT "HESAPLANAN ALEV SICAKLIGI Ta=";TA
1870 PRINT "DUMAN GAZI ENTALPISI I=";I
1880 PRINT "BAZ HIZI W=";W
1890 PRINT "KONVEKSİYONLA GECEN ISI Qk=";QK
1900 PRINT "RADYASYONLA GECEN ISI Qr=";QR
1910 PRINT "GERCEK Ck DEGERI Ck=";CK
1920 PRINT "2.SERPANTIN CAPI D2=";D2

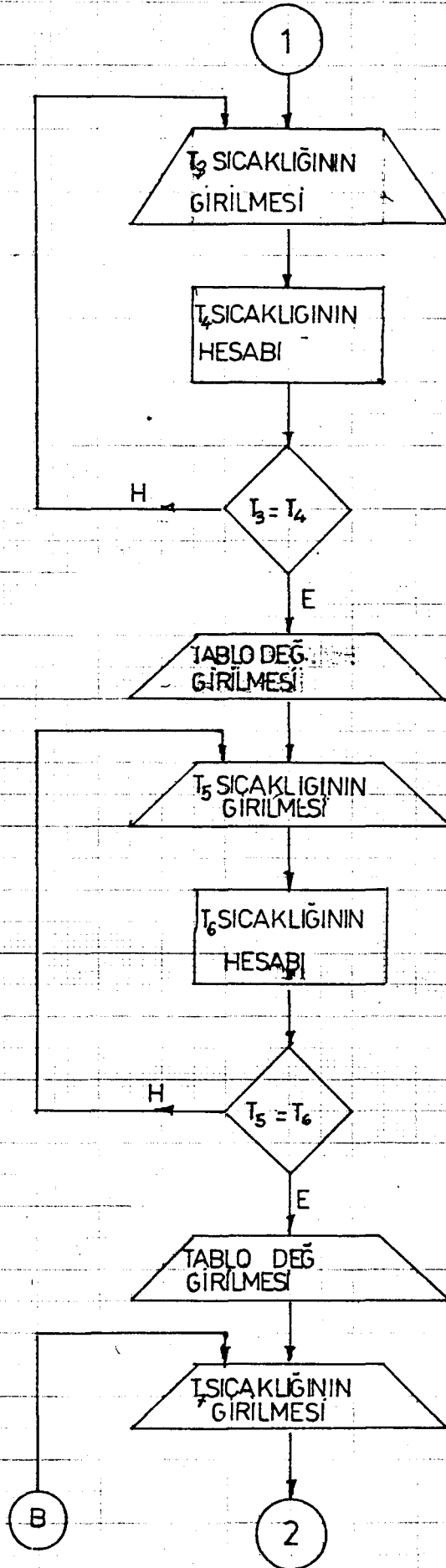
```

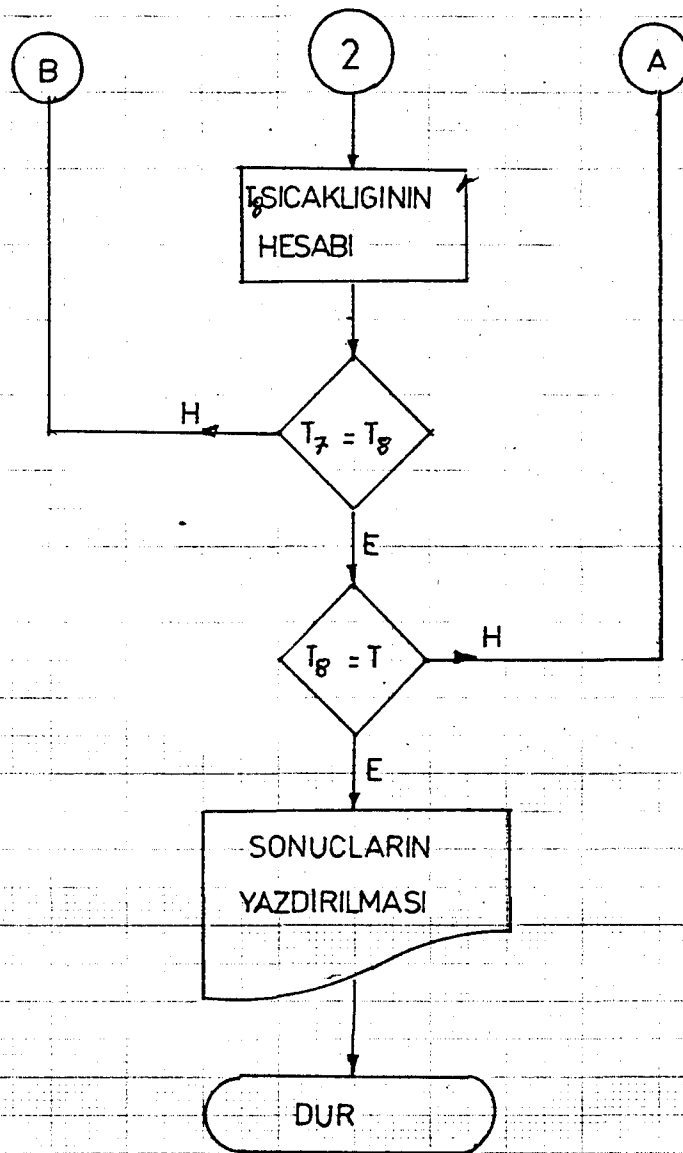
```
1930 PRINT "KAZAN CAPI Dk==" ;DK
1940 PRINT "OCAK SONU GAZ SICAKLIGI T2=" ;T2
1950 PRINT "HESAPLAR SONUCU BULUNAN T2 SICAKLIGI T2=" ;T2
1960 PRINT "OCAK SONU GAZ ENTALPISI I2=" ;I2
1970 PRINT "OCAK ISITMA ALANI A1=" ;A1
1980 PRINT "1.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGI T3=" ;T3
1990 PRINT "HESAPLANAN 1.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGI T3=" ;T3
2000 PRINT "1.CEKIM SONU GAZ ENTALPISI I3=" ;I3
2010 PRINT "2.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGI T4=" ;T4
2020 PRINT "HESAPLANAN 2.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGI T4=" ;T4
2030 PRINT "2.CEKIM SONU GAZ ENTALPISI I4=" ;I4 ;"kJ/Nm3"
2040 PRINT "1.CEKIM ISITMA ALANI A2=" ;A2 ;"m2"
2050 PRINT "2.CEKIM ISITMA ALANI A3=" ;A3 ;"m2"
2060 PRINT "TOPLAM ISI TRANSFER ALANI A=" ;A ;"m2"
2070 PRINT "GERCEK ISI TRANSFER ALANI AG=" ;AG ;"m2"
2080 PRINT "DEREKLI BORU BOYU L=" ;L ;"m"
```


PROJE VERILERI
 KAZAN ISI YUKU $Q = 1000000$
 YAGIN KAZANA GIRIS SICAKLIGI $TG = 250$
 YAGIN KAZANDAN CIKIS SICAKLIGI $TC = 300$
 ORTAM SICAKLIGI $= 25$
 YAPILAN KABULLER
 KULLANILAN YAG MOBILTHERM600
 YAGIN KARAKTERISTIK OZELLIKLERI
 BASINCI $P = 0.26$
 YOGUNLUK $\rho = 792$
 ISINMA ISISI $C = 2.92$
 ISI TRANSFER KATSAYISI $k = 0.104$
 DINAMIK VIZKOZITE $\nu = 0.000488$
 KINEMATİK VIZKOZITE $\mu = 6.15E-07$
 ISIL YAYINMA KATSAYISI $= 6.350001E-08$
 PRANDTL SAYISI $Pr = 11.5$
 KULLANILAN YAKIT FUEL-OIL 5
 YAKITIN KIMYASAL OZELLIKLERI
 $\%C = 84.5$
 $\%H_2 = 10.8$
 $\%O_2 = 1.5$
 $\%S = 3.2$
 KULLANILAN BORU
 IC CAP $DB_1 = 62$
 DIS CAP $DB_2 = 76$
 ISI TRANSFER KATSAYISI $LM = 49.5$
 1.SERPANTIN CAPI $D_1 = 1200$
 SERPANTIN BOYU $L = 3400$
 BACA SICAKLIGI $T_b = 350$
 HESAP SONUCLARI
 UST ISIL DEGER $H_0 = 10558$
 ALT ISIL DEGER $H_U = 9952$
 HAVA FAZLALIK KATSAYISI $n = 1.3$
 TEORİK HAVA MIKTARI $V_h = 10.4$
 OZGUL HAVA MIKTARI $V_{ho} = 13.58$
 OZGUL DUMAN MIKTARI $V_g = 13.8$
 TOPLAM KAZAN KAYIPLARI $V_K = 0.2$
 KAZAN VERIMI $V = 0.8$
 GEREKLİ KAZAN ISI YUKU $Q = 1250000$
 BİRİM YAKIT İHTİYACI $B = 126$
 TOPLAM GAZ İHTİYACI $V_g = 1740$
 TOPLAM HAVA İHTİYACI $V_h = 2278$
 OCAK GAZI ENTALPİSİ $l_o = 3048$
 RADYASYON, KONVEKSİYON ISI TRANSFER ORANI $C_k = 1.07$
 KABUL EDİLEN ALEV SICAKLIGI $T_a = 1230$
 HESAPLANAN ALEV SICAKLIGI $T_a = 1240$
 DUMAN GAZI ENTALPİSİ $I = 1970$
 BAZ HIZI $w = 0.49$
 KONVEKSİYONLA GECEN ISI $Q_k = 43$
 RADYASYONLA GECEN ISI $Q_r = 521$

GERCEK Ck DEGERI Ck= 1.07
2.SERPANTIN CAPI D2= 1700
KAZAN CAPI Dk== 2000
OCAK SONU GAZ SICAKLIGI T2= 850
HESAPLAR SONUCU BULUNAN T2 SICAKLIGI T2= 845
OCAK SONU GAZ ENTALPISI I2= 1360
OCAK ISITMA ALANI A1= 14.85
1.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGI T3= 550
HESAPLANAN 1.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGI T3= 555
1.CEKIM SONU GAZ ENTALPISI I3= 727
2.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGI T4= 350
HESAPLANAN 2.CEKIM SONU GAZ SICAKLIGI T4= 360
2.CEKIM SONU GAZ ENTALPISI I4= 570 kJ/Nm3
1.CEKIM ISITMA ALANI A2= 30.5 m2
2.CEKIM ISITMA ALANI A3= 18.15 m2
TOPLAM ISI TRANSFER ALANI A= 72 m2
GERCEK ISI TRANSFER ALANI AG= 83 m2
GEREKLI BORU BOYU L= 382 m







8. SONUÇ

Görulduđu gibi yağ borulu kazan dizaynında buhar kazanları ısı hesap yöntemi doğru sonuçlar vermiştir. Takip edilen ısı hesap yöntemi tamamen buhar kazanları ısı hesap yöntemiyle aynıdır. Bu yöntemin doğruluğu ortalama yöntem adı verilen yöntemlede gösterilmiştir.

Ortalama yöntemde ısı transfer yağının karakteristik özelliklerini dikkate alarak , boru içindeki akışın tipine bağılı olarak yağın ısı transfer katsayısı hesaplanmış ve duman gazı ve boruların ısı transfer katsayılarından faydalanılarak toplam ısı transfer katsayısı bulunmuştur. Bu yöntemle hesaplanan ısı transfer alanı buhar kazanları ısı hesap yöntemi ile hesaplanan alanla yaklaşık aynı olmaktadır.

Uygulamada daha pratik ve daha kolay olan ikinci yöntem kullanılabilir. Ancak bu yöntem çift sıra serpantinli kazanlarda daha kesin sonuç vermektedir.

Yağ borulu kazanlar artık günümüzde 300°C sıcaklık isteyen tesislerde vaz geçilmez ısı santralleri haline gelmiştir. Ünceki bölümlerde de avantajlarından bahsedildiği gibi dizaynlarının kolay, konstruksiyonlarının basit , ekonomik ve uzun ömürlü oluşları, iş güvenliği açısından emniyetli ve işletimlerinin kolay oluşları bu tip kazanları cazip hale getirir.

Bu tip kazanları yalnızca ilk yatırım masrafları fazladır. Çelik çekme boru kullanılma zorunluluğu ilk yatırım maliyetini yükseltir fakat boruların uzun ömürlü oluşları nedeniyle kısa sürede kendisini amorti ederler.

Türkiye'de üretimleri yapılan fakat yeterince açığa çıkmamış olan bu konuya daha fazla eğilinilmesi gerektiğine inanmaktayım.

KAYNAKÇA

- DAGSDZ. A., "Isı Transferi", Kipas Dağıtımçılık, İstanbul, 1973, 320 s.
- EKER, A., "Pratikte Uygulamalı Sanayi Tipi Kazanların ve Aksesuarlarının Proje Hazırlama Tekniği", Emel Matbaacılık, Ankara, 1980, 170 s.
- EKER, A., "Buhar Kazanları", Emel Matbaacılık, Ankara, 1980, 250 s.
- GÜKELİM, A.T., "Hidrolik Makinalar", Birsen yayınevi, İstanbul 1984, 370 s.
- KAKAÇ, S., "Isı Transferi", ODTU Matbaası, Ankara, 1982, 300 s.
- ONAT, K., "Buhar Kazanlarını Isıl Hesap Yöntemi", Denklem Matbaası, İstanbul, 1988, 360 s.
- TANER, K., "Buhar Kazanları Ders Notları". Eskişehir, 1985.
- YAZICI, H.F., "Su Makinaları", İTÜ Matbaası, İstanbul, 1983, 420 s.
- Yakıtlar ve Yağlar, Petrol Ofisi Ürün Kataloğu, Ankara, 1980, 120 s.

EKLER

Tablo -1 Bazı yakacakların yüzde cinsinden kimyasal analizi.
[Eker A]

	C	H ₂	O ₂	S	H ₂ O		CO ₂ max %
Ham petrol ve türevleri	85	13	1,7	0,3	—	10000 10500	15,5 15,1
Taş kömürü							
katran yağı	89	7	2,5	0,5	—	9100	18,0
Benzol	92,1	7,9	—	—	—	9600	16,1
Linyit kömürü							
katran yağı	84	1	4,3	0,7	—	9600	16,0
Naftalin	93,7	6,3	—	—	—	9300	18,1
Ham petrolden Fuel-Oil	84,5	10,8	1,5	3,2	—	9600	16

Tablo -2 Bazı gazların karakteristik özellikleri.
[Eker A]

Gaz neveleri	İşareti	Atom sayısı	Mol.Ağ. Ağır.	Öz. Ağ. Kg/Nm ³	Öz. Hac. Nm ³ /Kg
Su buharı	H ₂ O	3	18	0,804	1,244
Kuru hava	—	—	28	1,293	0,7735
Oksijen	O ₂	2	32	1,429	0,699
Hidrojen	H ₂	2	2	0,0899	11,127
Azot (Hava içindeki)	N ₂	2	28	1,257	0,7957
Karbon dioksit	CO ₂	3	44	1,977	0,506
Kükürt dioksit	SO ₂	3	64	2,926	0,341
Metan	CH ₄	5	16	0,717	1,395
Etilen	C ₂ H ₄	6	28	1,260	0,793

Tablo-3

IZGARA VE OCAK YÜKÜ İÇİN PRATİK DEĞERLER [Onat K]

Ocak cinsi	Yakacak cinsi	Yakacakta aranan özellikler	Izgara yükü		Ocak yükü 10 ⁻⁶ kcal/m ² h	Hava fazlalık katsayısı n (ocakta)
			q _s (10 ⁻⁶ kcal/m ² h)	b _s kg/m ² h		
Sabit basamaklı ızgara	Linyit, turba, testere artığı, odun artıkları	Nem → 60(80)%, U.M. fazla Hu < 4000 kcal/kg. (16750 kJ/kg)	Ham linyit 0,6—0,7 (1)	330—300	0,15—0,18	1,3 — 1,45
Kayan basamaklı ızgara	Linyit, turba, odun talaşı ve artıkları, yıkama artıkları, kok	Nem → 60 % Hu ≤ 4000 kcal/kg. (16750 kJ/kg)	Üflemesiz → 0,6 Üflemeli 0,75—0,85—(1,3)	300—650	0,15—0,22 (0,4)	1,3 — 1,45
Martin ızgarası	Her türlü taşkömür, ham linyit, turba, yıkama artıkları, ince taneli-kömürler	Nem → 60% kül → 60%, Tane 0—60 m Hu=1500—5500kcal/Kg. 6300 - 23000 kJ/kg	Taşkömür 0,9—1,35 Ham linyit 1,1—1,5 ↑	150—230 500—750	0,25—0,3 0,20—0,22	1,3 — 1,55
Titreşimli eğik ızgara	Her türlü taşkömür, ham linyit, linyit biriketi, kok	Hamurlaşmayan ince taneli kömürler elverişli değil	Taşkömür 0,6—1,2	100—200	0,2—0,0	1,3 — 1,5
Toz kömür	Taşkömür, ham linyit, kok		—	—	$\frac{\text{Taşkömür}}{0,13-0,14-0,17-0,2}$ $\frac{\text{Linyit}}{0,13-0,14-0,17-0,2}$	1,25 — 1,35
Ergimiş küllü	Taşkömür, kömür artıkları	(kül ergime sıcaklığı düşük)	—	—	0,18 — 0,20*	1,15
Sıvı yakacak	Ham petroler, damıtma artıkları		—	—	0,3 — 0,75**	1,1 — 1,3
Gaz yakacak	Gaz yakacaklar		—	—	0,4 — 1 — (2)	1,1 — 1,2

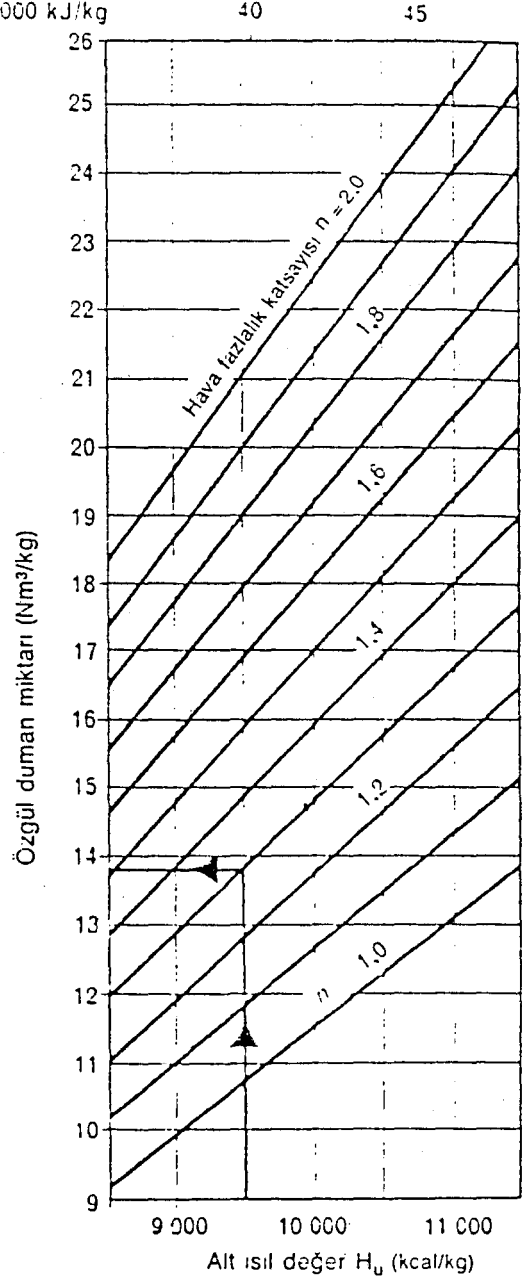
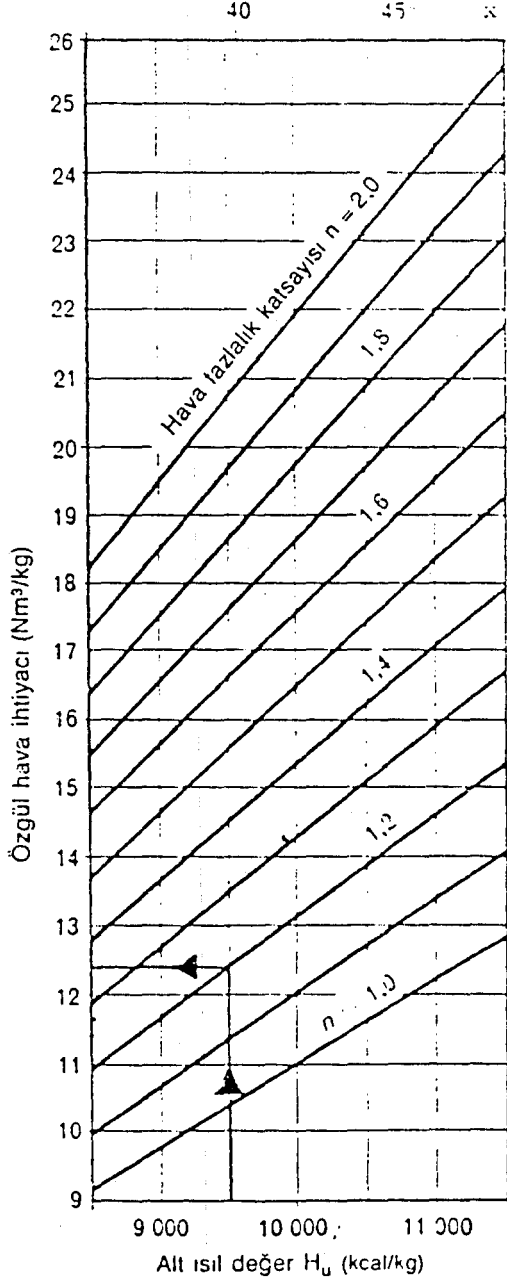
* Toplam ocak yükü

** Gemi kazanında 2.10⁶ Kcal/m²h (2325 kW/m²) değerine kadar çıkabilir.

$$1 \text{ kcal/h} = 1,16 \text{ W}$$

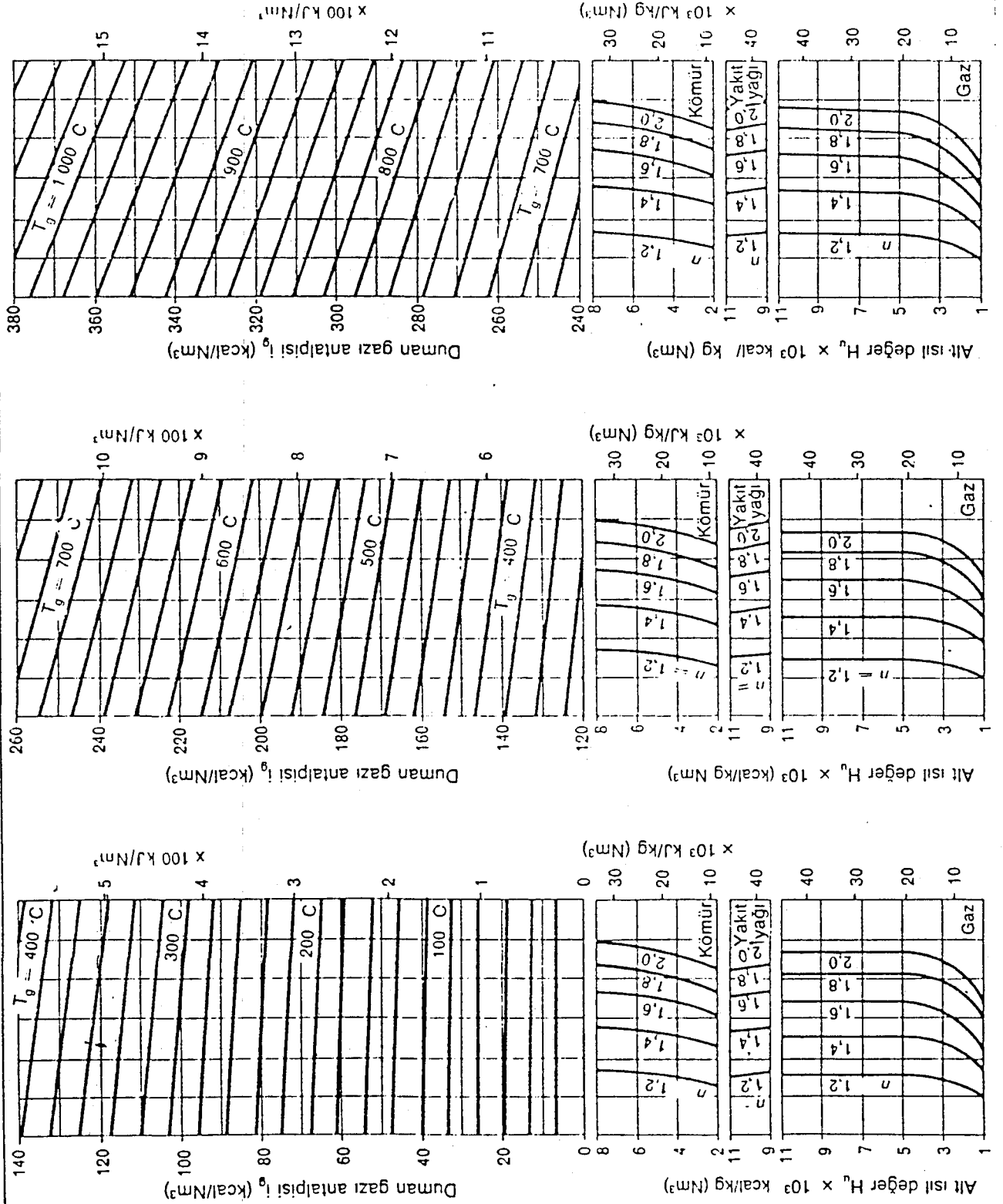
Tablo- 4

FUEL-OİL İÇİN YAKMA HAVASI VE DUMAN
GAZI MİKTARLARI [Onat K]



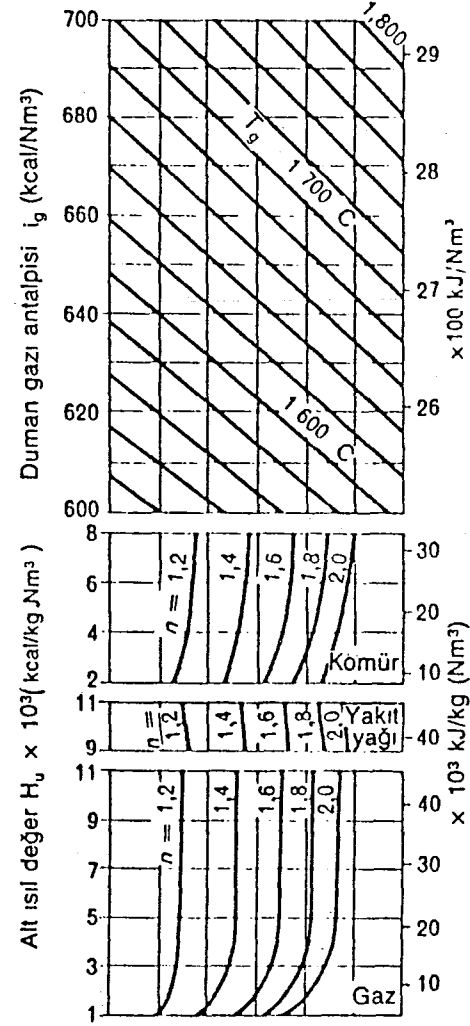
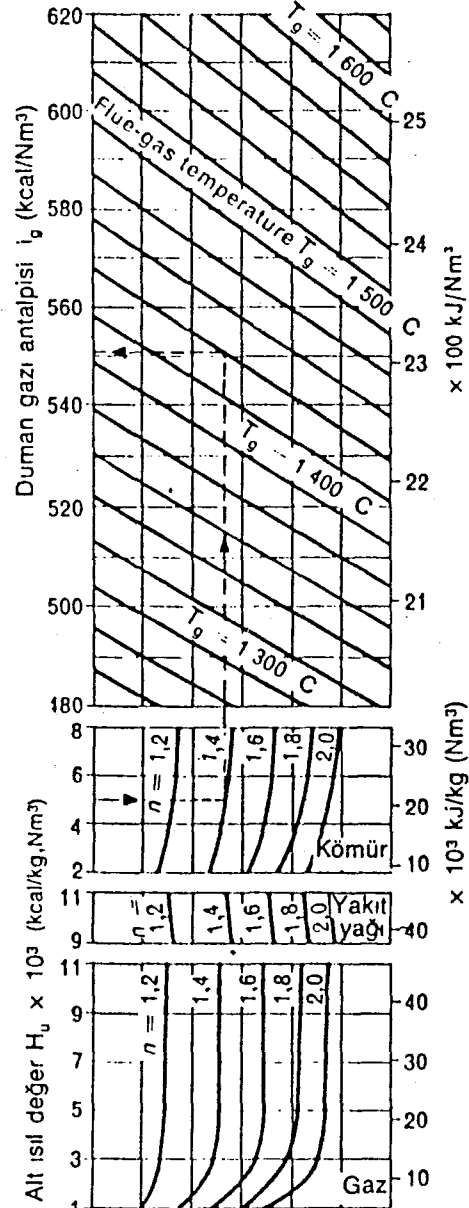
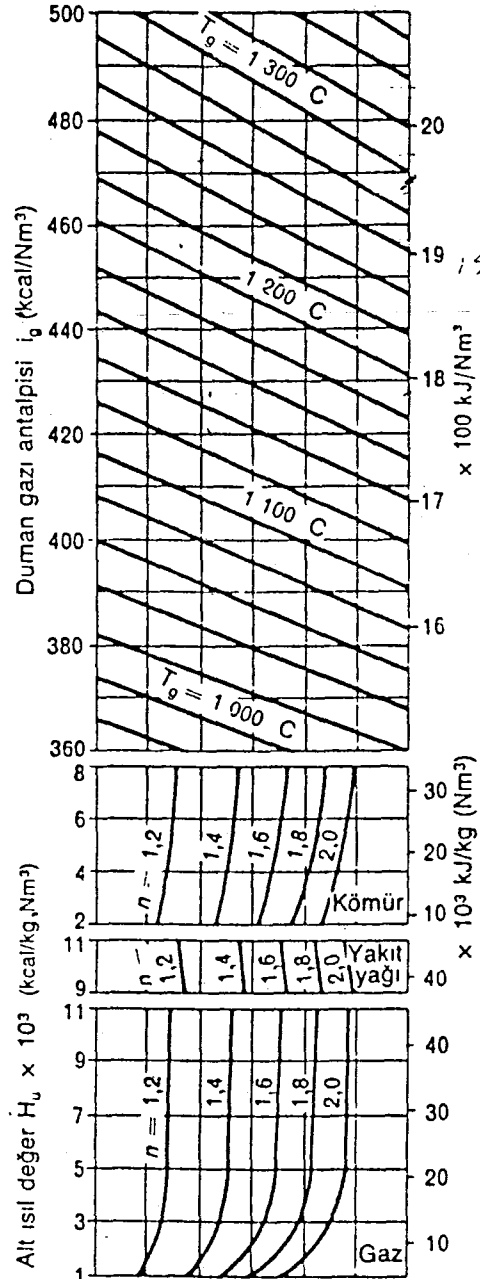
Tablo-5

DUMAN GAZİNİN ANTALPİSİ [Onat.K]



Tablo-5a

DUMAN GAZININ ANTALPİSİ (Devam) [Orat K]



Örnek

$H_u = 5000$ kcal/kg (kömür)

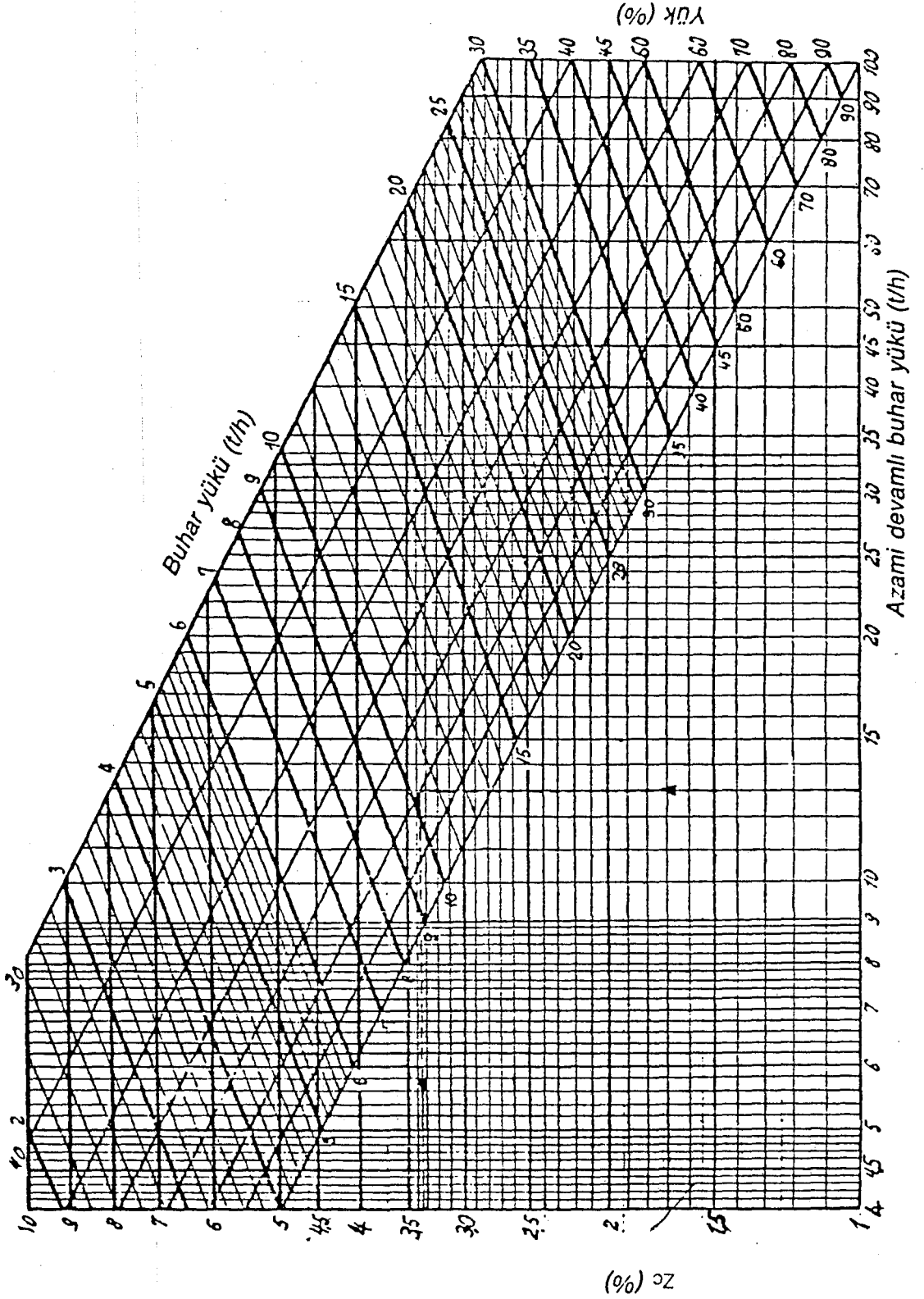
Hava fazlalık katsayısı $n = 1,4$

Duman gazı sıcaklığı $T_g = 1440$ C

Duman gazının antalpisi $i_g = 550,3$ kcal/Nm³

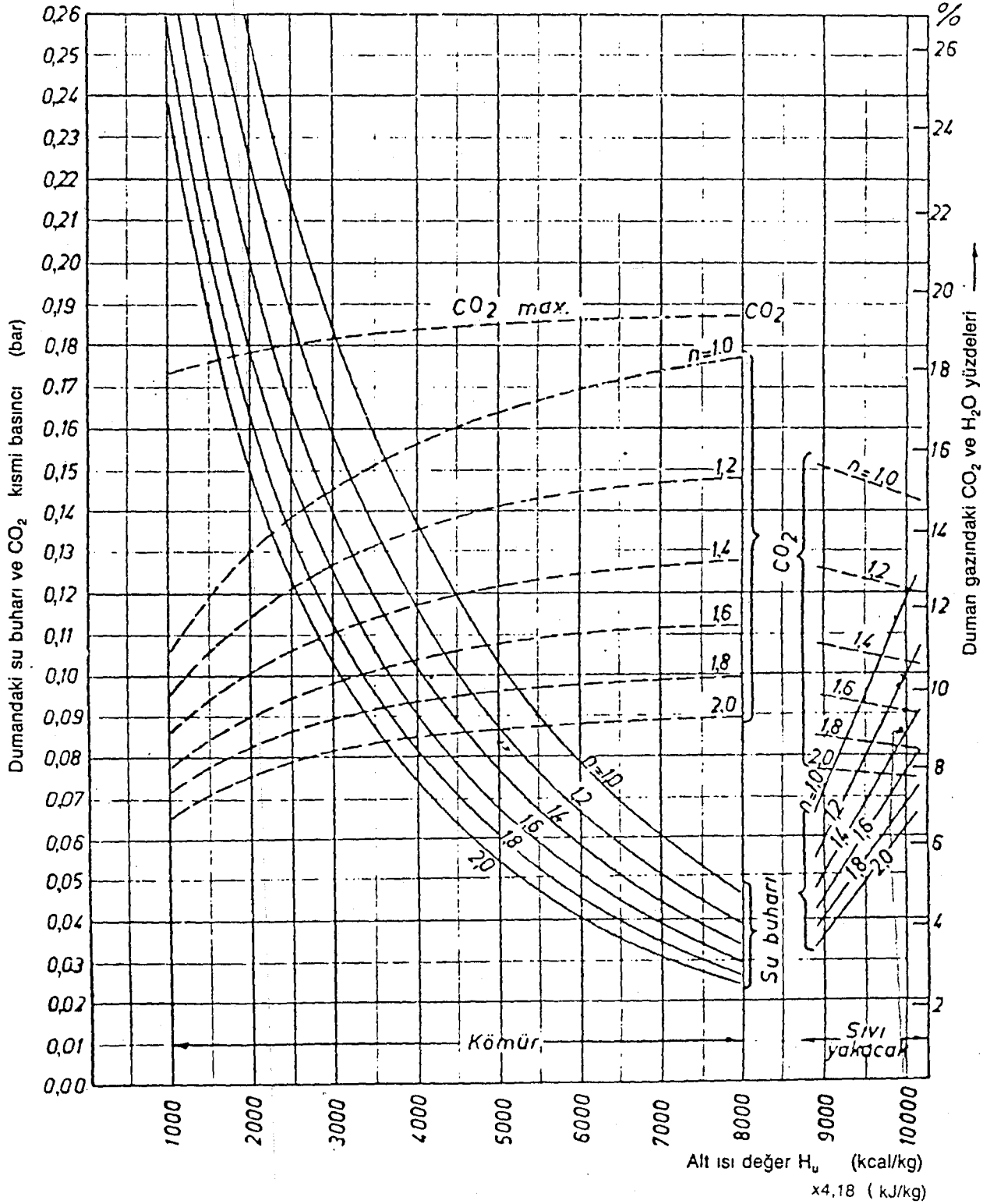
Tablo-6

SU BORULU KAZANLAR İÇİN SICAK CİDAR KAYIBI (Z_c)[Onat.K]



Tablo-7

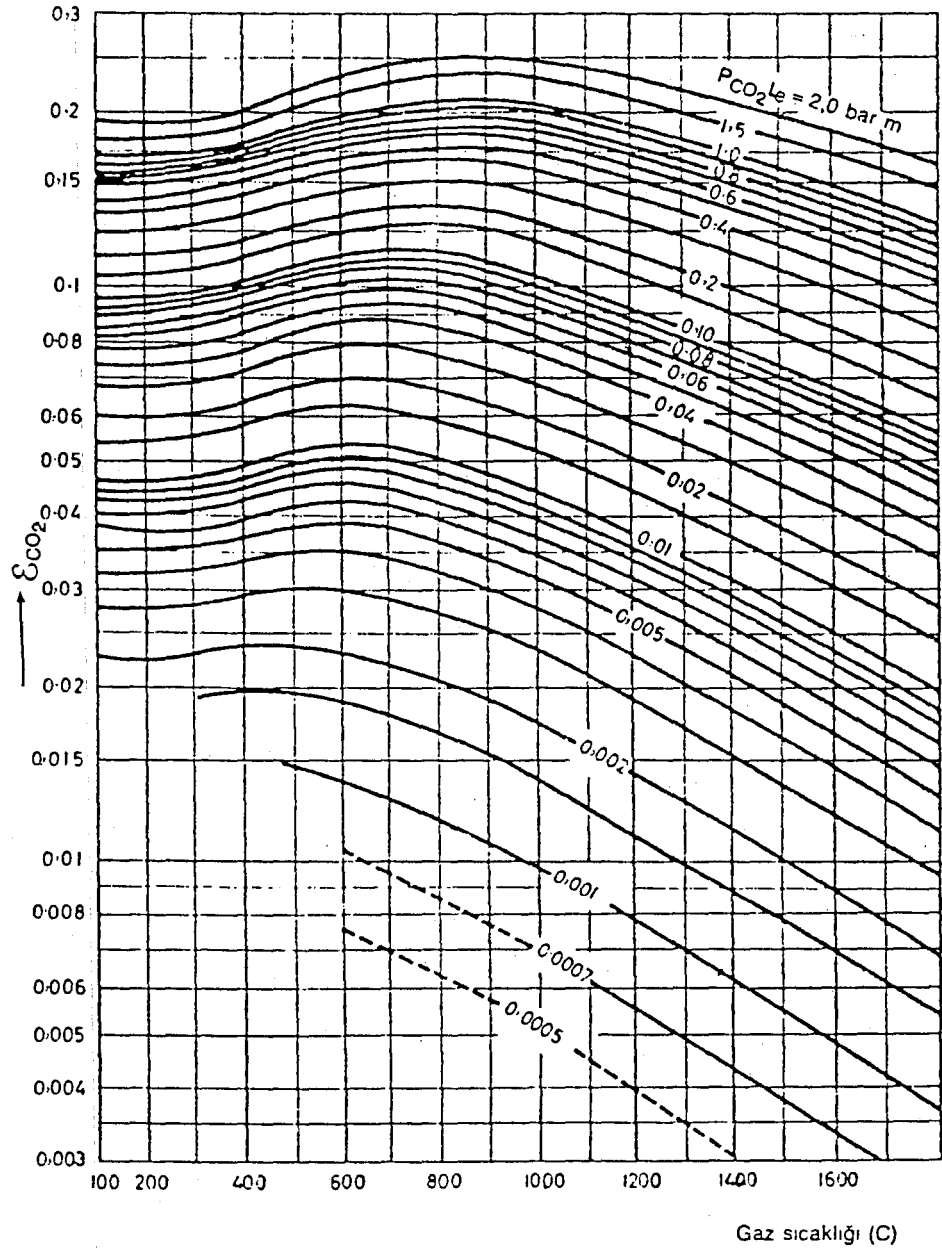
DUMAN GAZINDAKİ CO_2 ve H_2O (SUBUHARI)
HACİMSEL ORANLARI [Onat.K°]



Tablo-8

GAZLAR İÇİN İŞİNİM YAYMA KATSAYILARI [Onat.K]

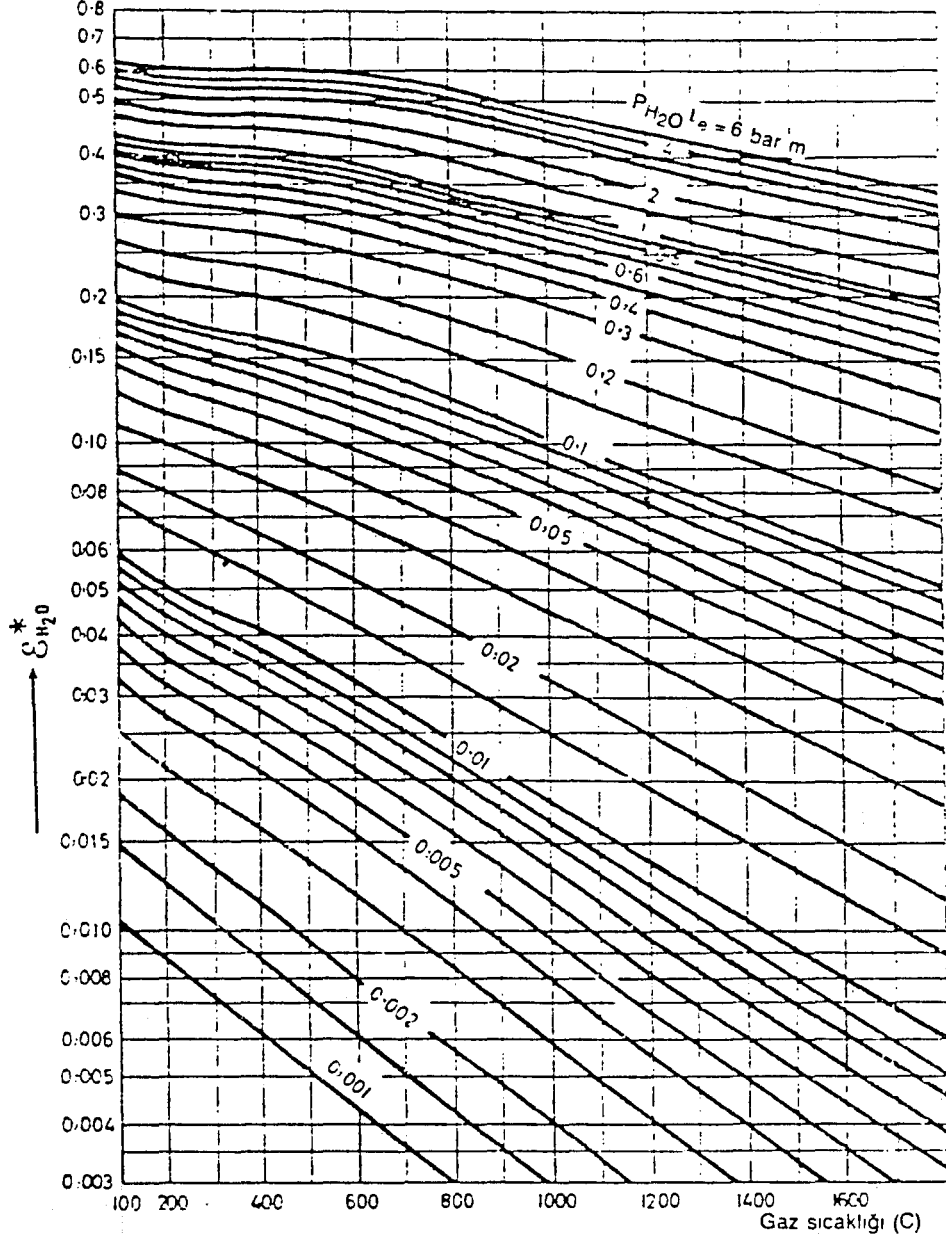
a) CO₂ gazının ışıınım yayma katsayısı



Tablo - 8a

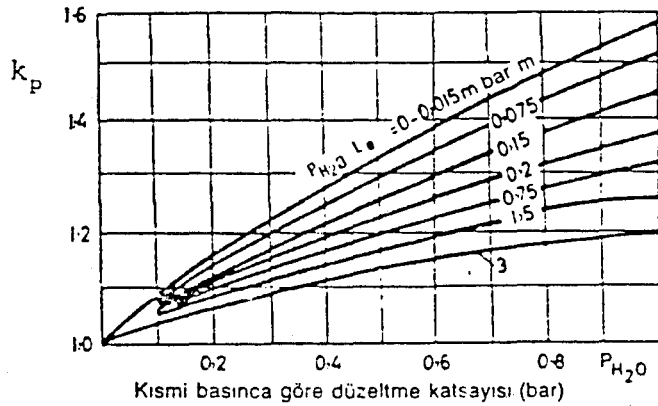
GAZLAR İÇİN İŞİNİM YAYMA KATSAYILARI (Devam) [Onat.K]

b) Subuharının işinim yayma katsayısı



$$\epsilon_{H_2O} = k_p \epsilon_{H_2O}^*$$

0,062.

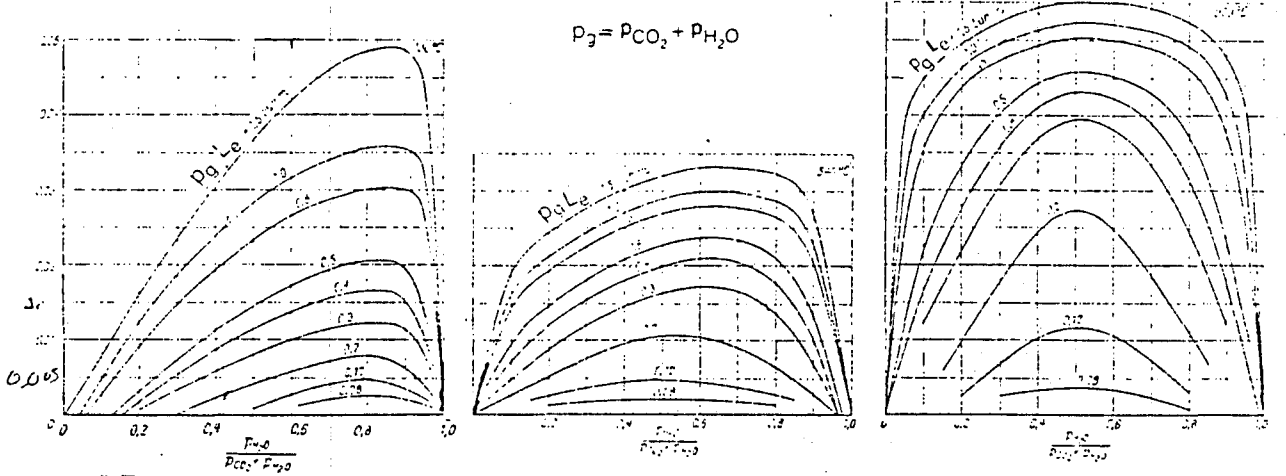


Kısmi basınca göre düzeltme katsayısı (bar)

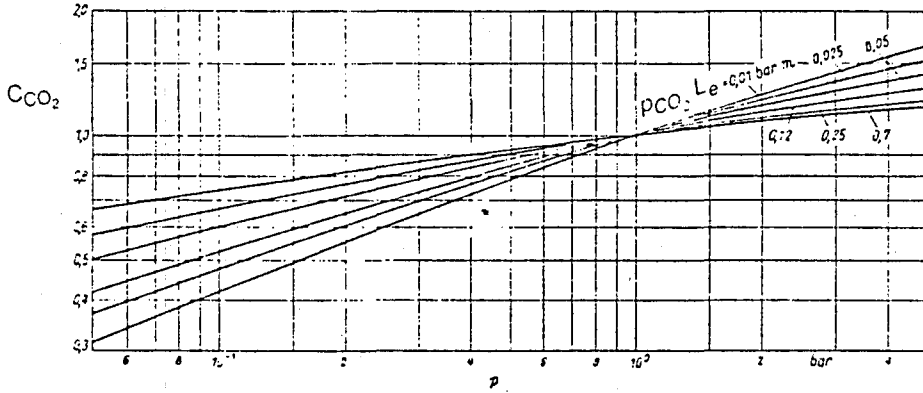
Tablo- 8b

GAZLAR İÇİN İŞİNİM YAYMA KATISAYILARI (Devam) [Ondt.K]

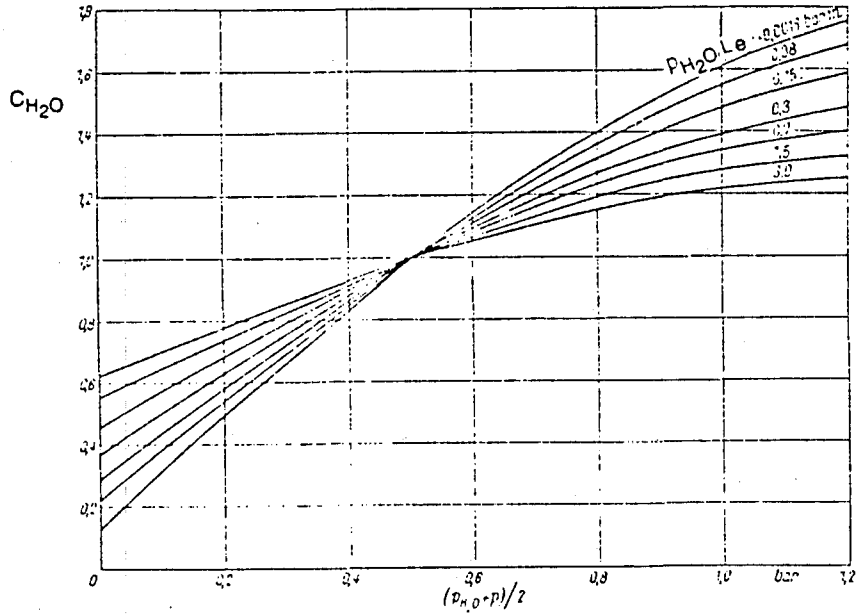
c) CO_2 ve H_2O gazlarının bir arada bulunmalarından gelen ΔE düzeltme terimi



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

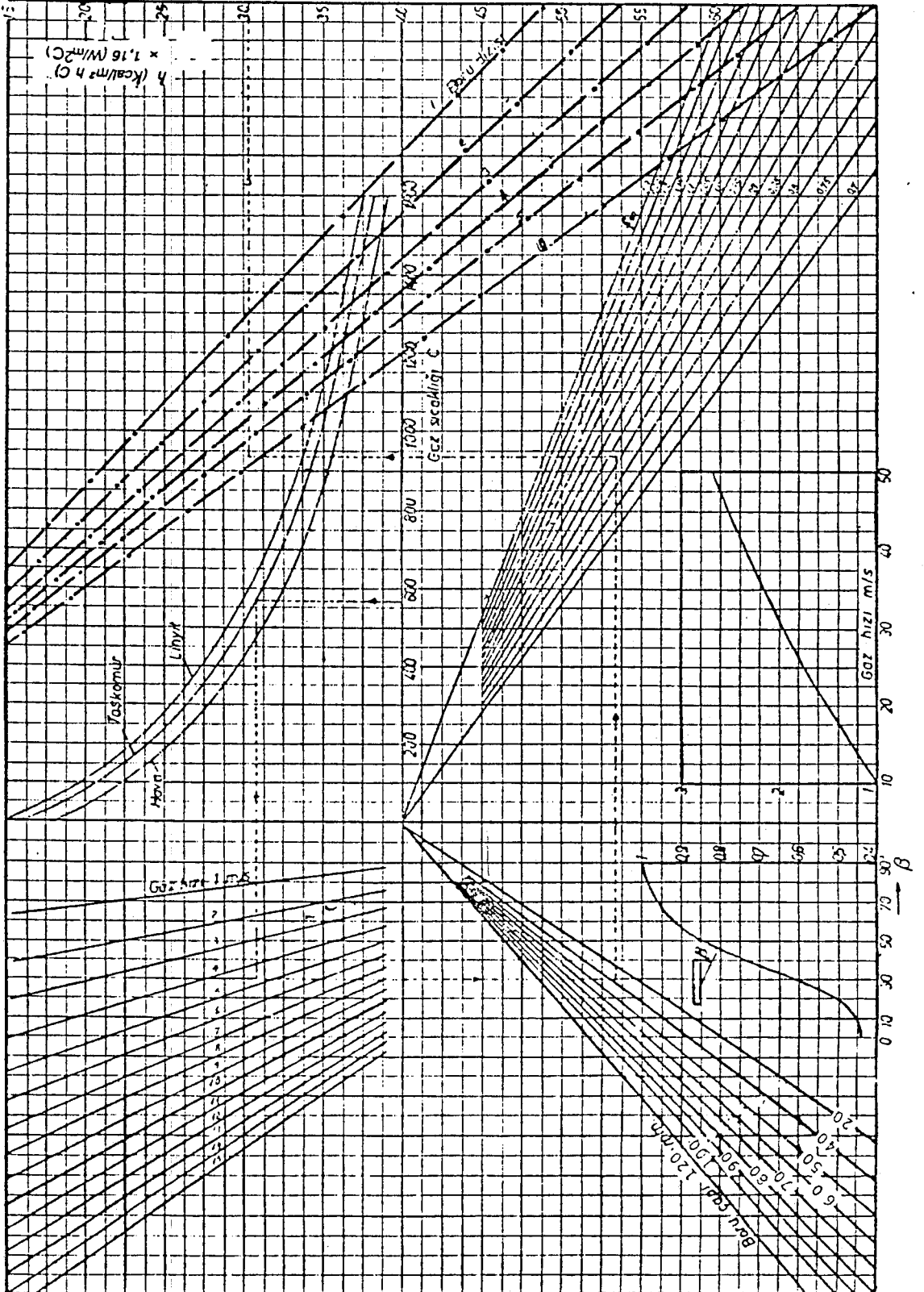


e) Toplam basıncın atmosferik basınçtan farklı olması halinde subuharına ait düzeltme katsayısı [(76) bağıntısı için, s.55].

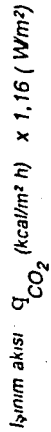


Tablo-9

DUMANGAZI HALİNDE BORU DEMETİNE DİK AKIŞTA
FİLM KATSAYISI (GAZ BASINCI=1 bar) [Onat.K]



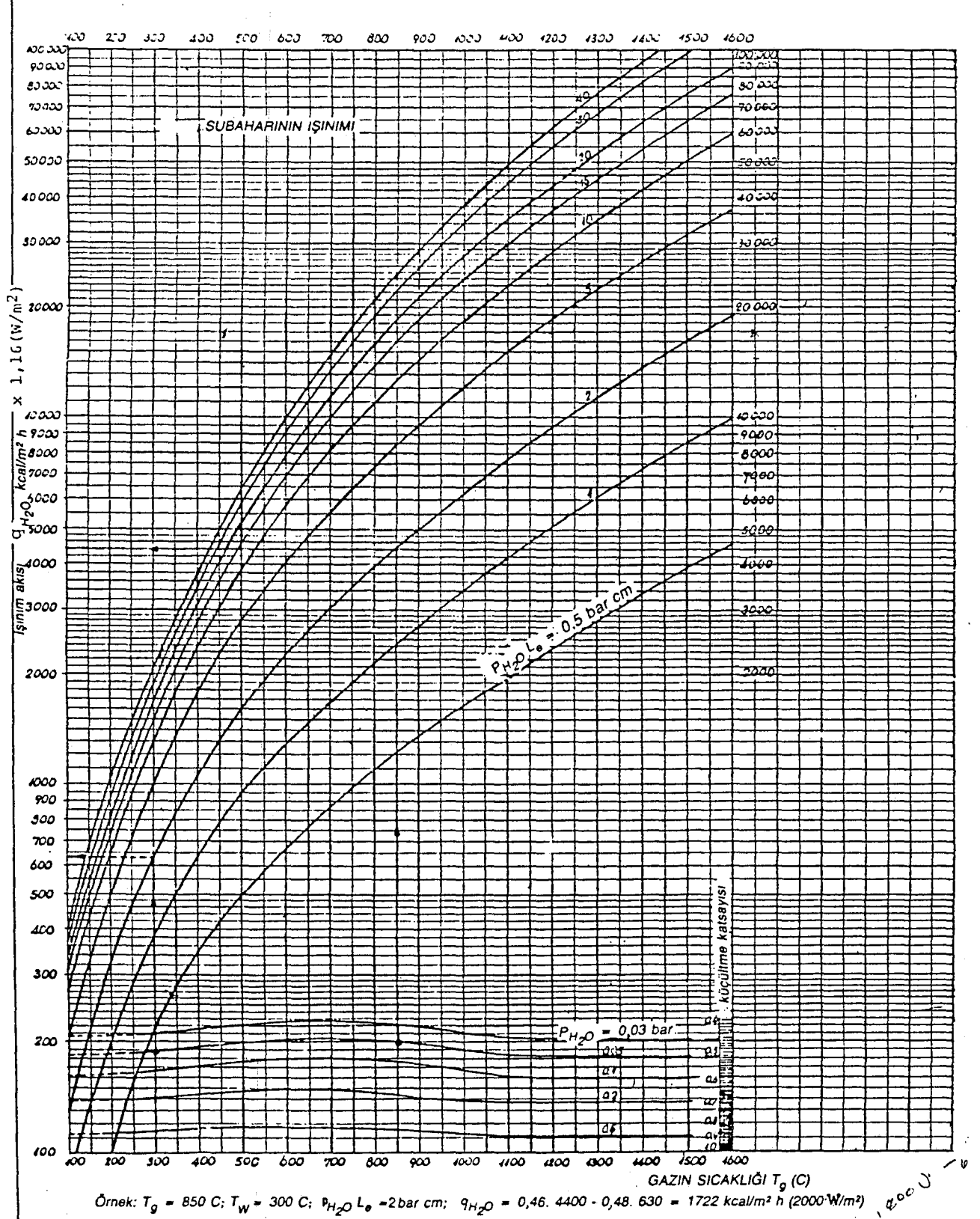
CO₂ GAZININ İŞINIM AKISI [Onat.K]

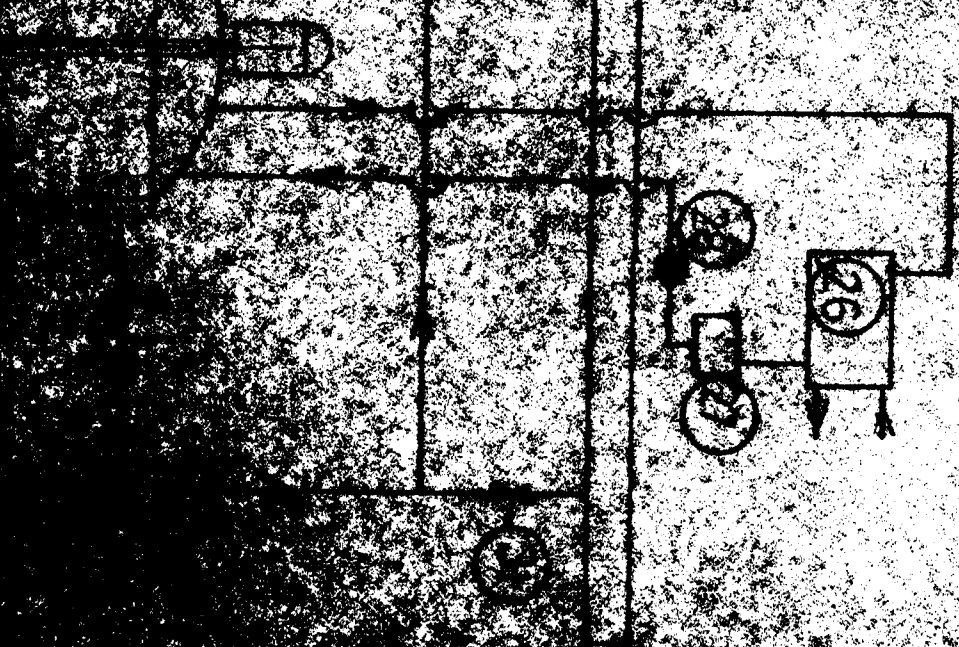


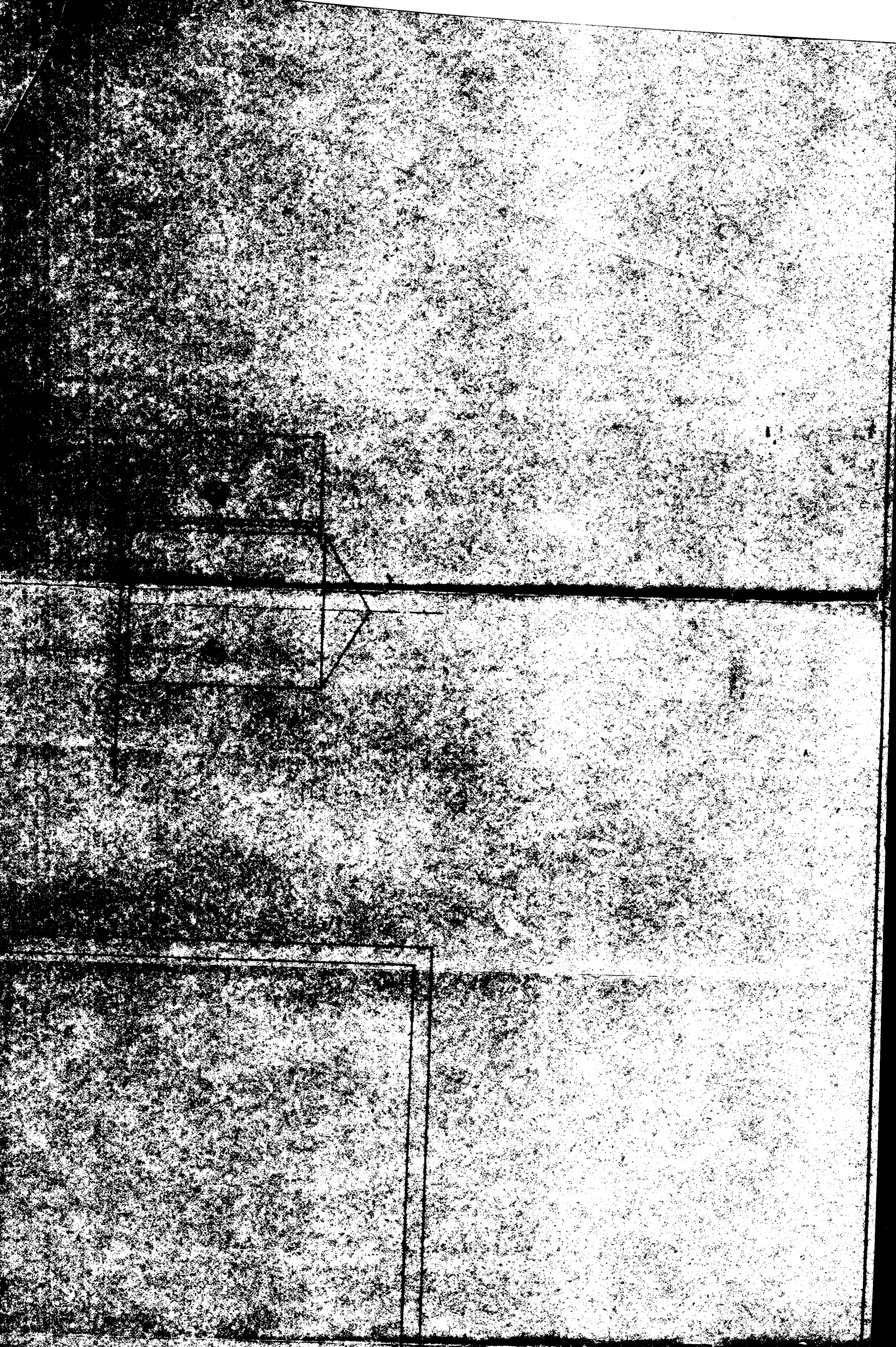
Príklad: $T_g = 850\text{ }^{\circ}\text{C}$; $T_w = 300\text{ }^{\circ}\text{C}$; $p_{\text{CO}_2} = 2\text{ bar cm}$; $q_{\text{CO}_2} = 4900 - 310 = 4590\text{ kcal/m}^2\text{h}$ (5337 W/m^2).

Tablo-11

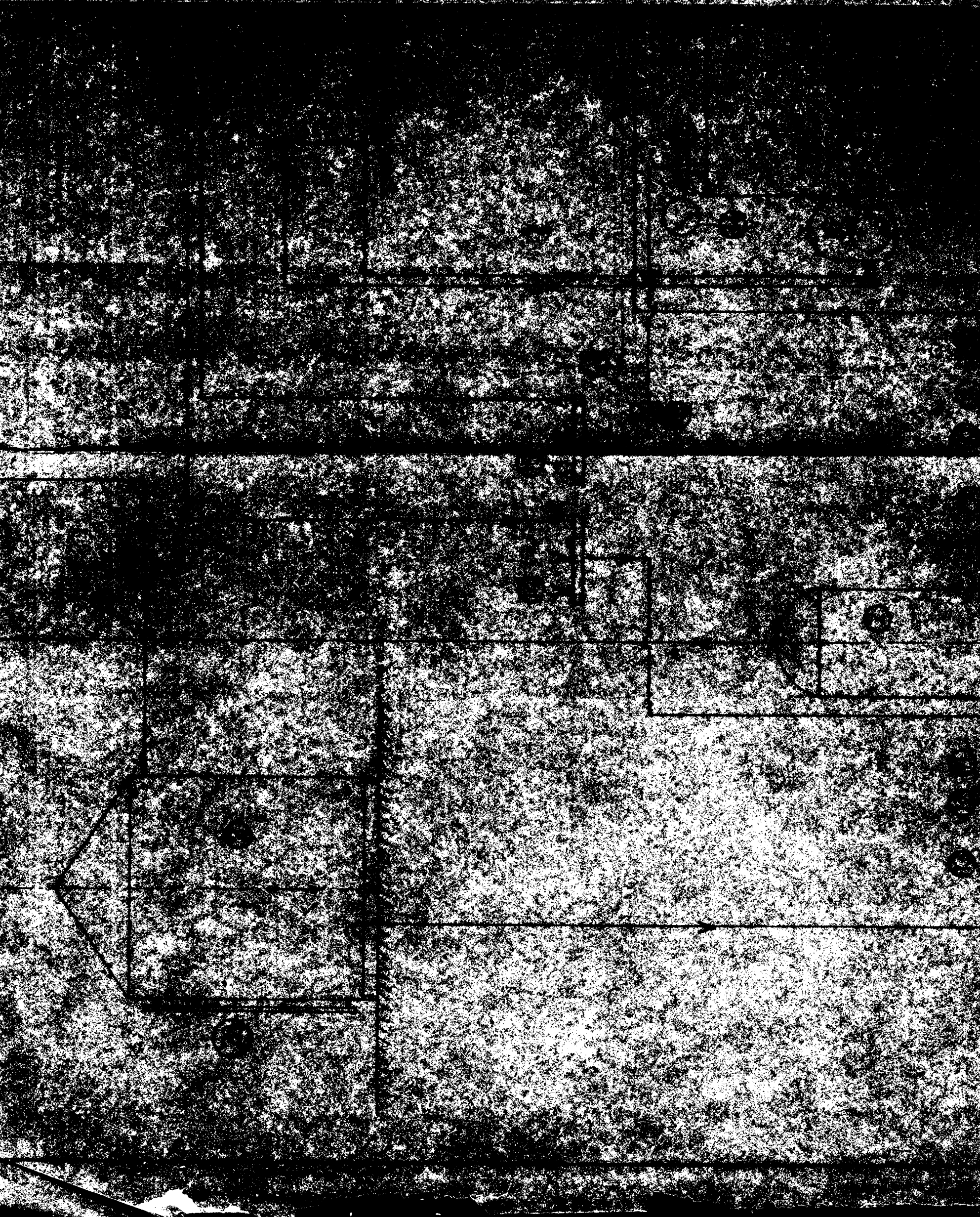
SUBUHARININ İŞINIM AKISI [Onat K]

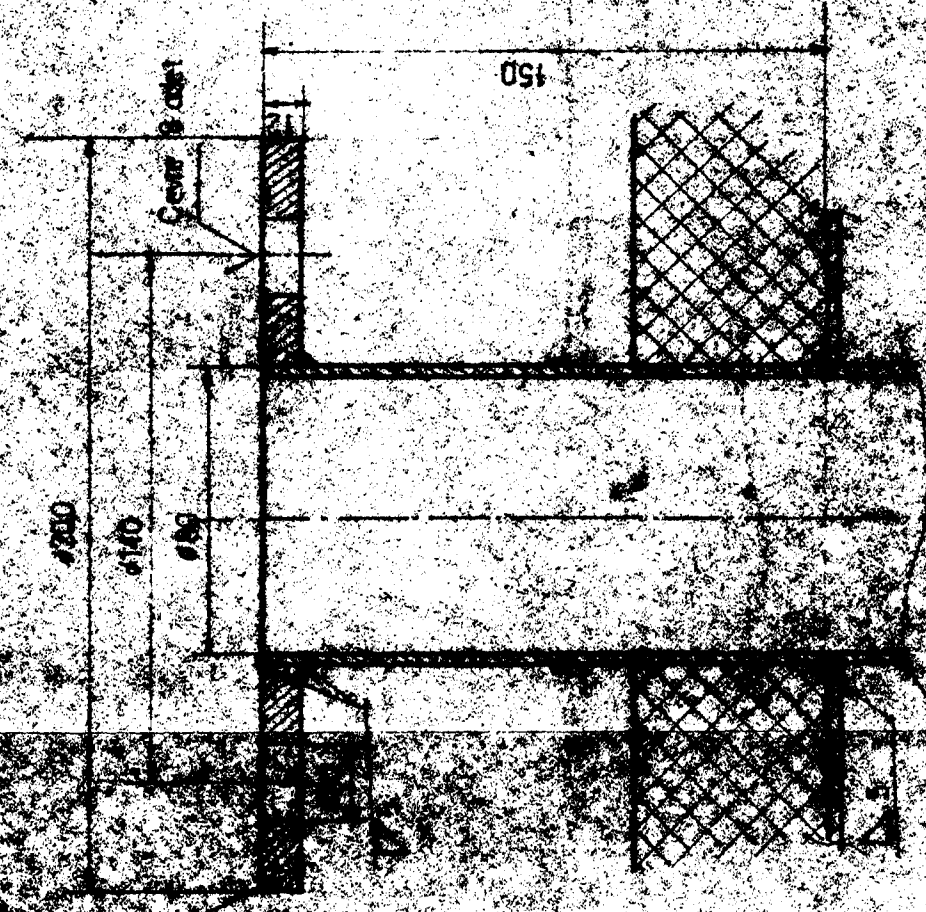




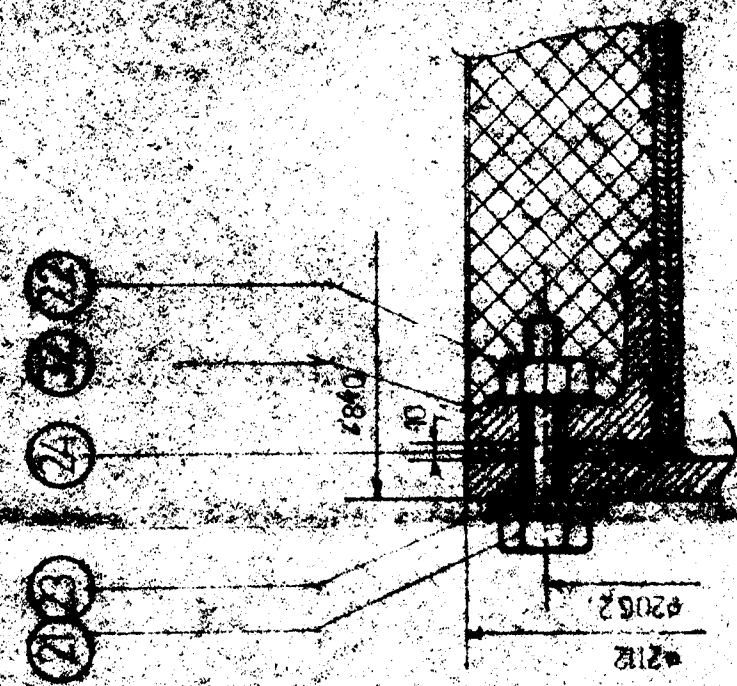








B-DETAIL



A-DETAIL