

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**AKRİLİK ELYAF ÜRETEN TEKSTİL FABRİKASININ  
ENERJİ ETÜDÜ**

Makina Müh. Volkan ÖZER

**FBE Makine Mühendisliği Anabilim Dalı Enerji Programında  
Hazırlanan**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**

**Tez Danışmanı : Yrd. Doç. Dr. Süleyman Hakan SEVİLGİN**

**İSTANBUL, 2009**

## İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ.....	iv
KISALTMA LİSTESİ.....	vi
ŞEKİL LİSTESİ.....	vii
ÇİZELGE LİSTESİ.....	viii
FABRİKA İÇİNDE KULLANILAN TERİMLER.....	viii
ÖNSÖZ.....	x
ÖZET.....	xi
ABSTRACT.....	xii

### BÖLÜM-1

1. AKRİLİK ELYAF ÜRETEN TEKSTİL FABRİKASININ ENERJİ ETÜDÜ .....	1
1.1 Giriş.....	1
1.2 Fabrikalarda enerji verimliliğinin artırılması .....	2
1.2.1 Mevcut tesislerde enerji verimliliğini artırıcı önlemler .....	2
1.2.2 Yeni kurulacak tesislerde enerji verimliliğini artırıcı önlemler .....	2

### BÖLÜM-2

2. FABRİKANIN TANITIMI .....	4
2.1 Ürünler .....	4
2.1.1 Renkli Tow .....	4
2.1.2 Ekru ve Renkli Top/Bumps.....	5
2.1.3 Ekru ve Renkli Elyaf.....	5
2.2 Üretim İşletmeleri.....	5
2.2.1 Boyahane Ünitesi.....	5
2.2.1.1 Kontinü Boyama İşletmesi .....	5
2.2.1.2 Kesikli Boyama İşletmesi.....	7
2.2.2 Tops Ünitesi.....	9
2.2.3 Kesim ve Paketleme Ünitesi.....	10

### BÖLÜM-3

3. ISIL HESAPLAR .....	11
3.1 Isı geçiş bağıntıları.....	11
3.1.1 İletim .....	11
3.1.2 Taşınım.....	12

3.1.3	Işınım .....	13
3.2	Isı İletim Katsayısı .....	15
3.3	Akışkanın Özellikleri .....	20
3.3.1	Hidrodinamik Sınır Tabaka .....	20
3.3.2	Isıl Sınır Tabaka.....	20
3.3.3	Laminar ve Türbülanslı Akış.....	21
3.4	Silindir Üzerinde Çapraz Akış.....	21
3.5	İç Akış .....	23
3.6	Yoğuşma Durumunda Isı Transfer Katsayısı .....	25

#### BÖLÜM-4

4.	BUHAR HATTI ISI KAYBI HESABINDA İZLENEN YOL .....	26
4.1	Buhar hatlarının çizimi.....	26
4.2	Isıl Hesaplar.....	27
4.3	Havanın Isı Transfer Katsayısının Hesabı.....	29

#### BÖLÜM-5

5.	BUHAR HATLARINDA MEYDANA GELEN ISI KAYIPLARI .....	32
5.1.	İlma buhar hattında borulardan ve vanalardan meydana gelen ısı kayıpları.....	32
5.2.	Kazan Buhar Hattında Borulardan ve Vanalardan Meydana Gelen Isı Kayıpları.....	44
5.3.	Fiksaj Buhar Hattında Borulardan ve Vanalardan Meydana Gelen Isı Kayıpları .....	50
5.4	Kesim ve Paketleme Bölümü Buhar Hattında Meydana Gelen Isı Kaybı .....	56
5.5.	Tops Bölümü Buhar Hattında Meydana Gelen Isı Kaybı .....	61
5.6.	Hatlarda Meydana Gelen Buhar Kaybı .....	66
5.7.	Buhar Hattı İzolasyonları .....	70

#### BÖLÜM-6

6.	FLAŞ BUHAR .....	72
----	------------------	----

#### BÖLÜM-7

7.	FİKSAJ KABİNLERİNİN İYİLEŞTİRİLMESİ.....	74
7.1.	Mevcut Fiksaj Kabinlerinin Durumu .....	74
7.2.	Yapılan İyileştirme .....	74
7.3.	Sonuç.....	76

#### BÖLÜM-8

8.	KONDENSTOP ÇEŞİTLERİ .....	78
8.1.	Ters Kovalı Kondenstop .....	78
8.2.	Şamandıralı Kondenstoplar .....	80
8.3.	Termodinamik Kondenstoplar.....	81
8.3.	Termostatik Kondenstoplar .....	82

## BÖLÜM-9

9.	KONDENSTOP DENEYİ .....	84
9.1	Deneyin Yapılışı .....	85
9.2	Deney Sonuçları .....	85

## BÖLÜM-10

10.	KURUTUCULARDA ISI GERİ KAZANIMI.....	88
10.1	Aktopstaki Kurutuclarda Enerji Kazanım Hesabı .....	91
11.	SONUÇ .....	94
	KAYNAKLAR .....	96
	EKLER .....	98
Ek-1	Doymuş Su ve Buharın Özellikleri .....	98
Ek-2	Yalıtım Malzemelerinin Özellikleri .....	100
Ek-3	Atmosfer Basıncında Havanın Termofiziksel Özellikleri .....	101
Ek-4A	8 barG Basıncındaki Buhar Geçen İzolasyonlu Bir Boruda Kaybolan ısı miktarı ....	102
Ek-4B	8 barG Basıncındaki Buhar Geçen İzolasyonsuz Bir Boruda Kaybolan ısı miktarı ..	103
Ek-4C	Hatlara Göre Vanalarda Oluşan Buhar Kayıpları .....	104
Ek-5	Çaplara göre boru sıcaklığına bağlı olarak, vana ve flanş çiftinden kaybolan ısı miktarının kaybolacağı boru eşdeğer uzunluğu .....	105
	ÖZGEÇMİŞ .....	106
Ek-6	BUHAR HATTI ÇİZİMLERİ	

### Simge Listesi

A	alan ( $m^2$ )
C	yıllık meydana gelen para kaybı (YTL)
D	Silindir çapı (m)
E	yayma gücü ( $W/m^2$ ), elektrik potansiyeli (V), ısı geri kazanımı (%)
G	gelen ışınım ( $W/m^2$ )
g	yerçekimi ivmesi ( $m/s^2$ )
h	taşınım katsayısı ( $W/m^2.K$ )
$h_{fg}$	buharlaştırma gizli ısısı ( $J/kg$ )
i	faiz oranı
k	ısı iletim katsayısı ( $W/m.K$ ), kurutucunun kurutma oranı
L	uzunluk (m)
$\dot{m}$	kütleli debi ( $kg/s$ )
Nu	Nusselt sayısı
Pr	Prandtl sayısı
$q''$	ısı akısı ( $W/m^2$ )
q	ısı geçişi (W)
Q	ısı transfer miktarı ( $kJ/h$ )
$R_t$	ısı direnci ( $K/W$ )
$R_e$	elektrik direnci, $\Omega$
Re	Reynolds sayısı
r	silindir yarıçapı (m)
T	sıcaklık (K)
U	toplam ısı geçiş katsayısı ( $W/m^2.K$ )
u	akışkanın ortalama hız bileşenleri
V	akışkan hızı (m/s)
x	kardezyen koordinat (m)

### Yunan harfleri

$\alpha$	yutma oranı
$\Gamma$	birim zamanda birim genişlik için yoğuşan su ( $kg/s.m$ )
$\epsilon$	yayma oranı, ısı değiştiricisinin verimi (%)

- $\mu$  viskosite (kg/s.m)  
 $\nu$  kinematik viskosite (m<sup>2</sup>/s)  
 $\rho$  kütle yoğunluğu (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\sigma$  Stefan-Boltzman sabiti

### Alt indisler

- a hava  
abs yutma, yutulan  
b buhar, siyah cisim, bugünkü değer  
D çap  
di kurutucu girişi  
do kurutucu çıkışı  
e buharlaşmış su, nemli havanın ısı değiştiricisi çıkışı  
f doymuş sıvı hali  
fi havanın ısı değiştiricisi girişi  
fo havanın ısı değiştiricisi çıkışı  
g doymuş buhar hali  
H ısıtıcı  
ıd ısı değiştiricisi  
s yüzeyle ilgili özellikler, su  
t ısı  
T toplam  
üğ giren ürün  
üç çıkan ürün

**Kısaltmalar**

Nom	Nominal
Std	Standart
FBO	Flaş buhar oranı
FBM	Flaş buhar miktarı (kg/s)
TÜBİTAK	Türkiye Bilimsel Ve Teknolojik Araştırma Kurumu

**Fabrika içinde kullanılan terimler**

Akrilik	Akrilik asitlerin, ışık, ısı ya da metallere maruz bırakılması sonucu oluşan polimerlerin genel adı.
Tops	Boyanmış elyaf ürünlerinin büyük makaralar şeklinde sarılarak yuvarlak hale gelmiş şekli ve bu işlemin yapıldığı hattın ismidir.
Bumps	Tops ürünlerinin daha büyüğüdür.
Kontinü boyama	Elyafın sürekli biçimde bir prosese girip ürün olarak çıkma işlemidir.
İlma	Boyanmış elyafın kurutma işleminin yapıldığı hattın ismidir
Fiksaj	Buharın elyaf üzerine verildiği prosesin ismidir
Kazan	Kesikli boyamının yapıldığı hattın ismidir
Kesim	Elyafın kesilerek tops veya bumps hale getirilmeden paketlenme işleminin yapıldığı hattın ismidir.

## ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 2.1	Fiksaj kabine girmeden önce boyanın karıştırılma anı .....	6
Şekil 2.2	Elyafın Yıkanması .....	6
Şekil 3.1	Isı akış yönünü gösteren diyagram (solda) ve bir boyutlu birim eleman üzerindeki ısı iletim analizi (sağda) .....	12
Şekil 3.2	Taşınım ile Isı Geçişinde Sınır Tabaka Gelişimi.....	13
Şekil 3.3	Işınım ile ısı alışverişi: (a) bir yüzeyde ve (b) bir yüzey ile daha büyük çevre yüzeyler arasında .....	14
Şekil 3.4	Normal sıcaklık ve basınçlarda maddenin değişik halleri için ısı iletim değerleri..	15
Şekil 3.5	Muhtelif katılarda ısı iletim katsayısının sıcaklıkla değişimi.....	16
Şekil 3.6	Karma silindirik bir duvarda sıcaklık dağılımı.....	19
Şekil 3.7	Dairesel boruda laminer, hidrodinamik sınır tabaka gelişimi .....	24
Şekil 6.1	Konden tankı (sol tarafta büyük mavi tank).....	72
Şekil 6.2	Örnek flaş buhar tankı.....	72
Şekil 7.1.	Fiksaj kabine iyileştirilmesi .....	75
Şekil 10.1.	Kurutucudan ısı geri kazanımı.....	88
Şekil 10.2	Örnek ısı değiştiricisi .....	72



## ÇİZELGE LİSTESİ

Çizelge 3.1	Üretimsiz ısı denkleminde bir boyutlu, sürekli rejim sonuçları .....	20
Çizelge 3.2	Dairesel silindir üzerinden geçen çapraz akış için Hilpert bağıntısının sabitleri .....	22
Çizelge 3.3	Dairesel silindir üzerinden geçen çapraz akış için Zhukauskas bağıntısının sabitleri .....	23
Çizelge 4.1	DIN 2448 dikişsiz boru çapları .....	28
Çizelge 4.2	Çaplara göre havanın ısı transfer katsayısı .....	31
Çizelge 5.1	İlma hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı .....	32
Çizelge 5.2	İlma hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları (yoğuşma göz önüne alınmazsa) .....	35
Çizelge 5.3	İlma hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları (yoğuşma göz önüne alınmazsa) .....	39
Çizelge 5.4	İlma hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları (yoğuşmanın hesaba katılmasıyla) .....	41
Çizelge 5.5	İlma hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları (yoğuşmanın hesaba katılmasıyla) .....	44
Çizelge 5.6	Kazan hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı .....	45
Çizelge 5.7	Kazan hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları .....	48
Çizelge 5.8	Kazan hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları .....	49
Çizelge 5.9	Fiksaj (1-2-3-4) hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı .....	50
Çizelge 5.10	Fiksaj (3-4-5-6) hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı .....	51
Çizelge 5.11	Fiksaj (11) hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı .....	51
Çizelge 5.12	Fiksaj hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları .....	54
Çizelge 5.13	Fiksaj hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları .....	55
Çizelge 5.14	Kesim ve paketleme hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı .....	57
Çizelge 5.15	Kesim ve paketleme hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları .....	59

Çizelge 5.16 Kesim ve paketlenme hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları .....	61
Çizelge 5.17 Tops hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı.....	62
Çizelge 5.18 Tops hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları .....	64
Çizelge 5.19 Tops hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları .....	66
Çizelge 5.20 Boru ve vanalarda meydana gelen buhar kayıpları.....	67
Çizelge 5.21. Yıllara göre alınan buharın birim fiyatları .....	68
Çizelge 5.22 Yıllara göre buhar kaybından edilen zarar .....	69
Çizelge 5.23 Firmalara göre vana izolasyon fiyatları.....	70
Çizelge 5.24 Fabrikada bulunan vanaların sayısı.....	70
Çizelge 5.25 Fabrikada bulunan vanaların izolasyon maliyetleri .....	71
Çizelge 7.1 Fiksaj Kabinlerinin 2007 yılı dâhilinde aylık tüketim durumlarının incelenmesi	76
Çizelge 7.2 Yıllık tasarruf miktarlarına ait Çizelge .....	77
Çizelge 8.1 Yıllık tasarruf miktarlarına ait çizelge .....	85
Çizelge 11.1 Yapılan iyileştirmeler ve elde edilen kazançlar.....	94

## ÖNSÖZ

Tekstil fabrikaları buhar tüketiminin en yüksek olduğu sanayi kuruluşlarından biridir. Fakat çoğu tekstil fabrikası incelendiğinde buharın verimli bir şekilde kullanılmadığı görülür. Buharın ısısından yeterince faydalanılarak ürünün daha ucuza üretilmesi sağlanır. Bu da sanayi kuruluşlarının ayakta kalabilmesi için çok önemlidir.

Bu çalışmada da AKTOPS tekstil fabrikasının bazı buhar kayıpları üzerinde durulmuştur. Tüketilen buhar miktarının azalması hem fabrika için hem ülkemiz için hem de dünya için çok önemlidir. Azalan kaynaklar ve ekonomik kriz, fosil yakıt ve dolayısıyla elektrik fiyatlarının artmasına neden olmaktadır. Tüm bunlar bu çalışmada değinilen buhar tüketimine yönelik iyileştirmelerin yapılmasının gerekliliğini ortaya koymaktadır.

Tez konusunun seçiminde ve hazırlanmasında bilgi ve yardımlarıyla katkı sağlayan değerli hocam Yrd. Doç. Dr. Süleyman Hakan SEVİLGEN'e şükranlarımı arz ederim.

Tezin ilerleyişi sırasında benden bilgisini esirgemeyen Yrd. Doç. Dr. Hasan Hüseyin ERDEM hocama, gerek fabrika gerekse de fabrika dışında bana her türlü desteği sağlayan, bu tezin tamamlanmasında büyük emeği olan Sayın Yük. Mak. Müh. Bilgehan ARAT'a ve yüksek lisansım sırasında büyük desteğini hissettiğim TÜBİTAK'a teşekkürlerimi borç bilirim.

Eğitim hayatım boyunca maddi ve manevi desteklerini esirgemeyen anne ve babama sonsuz teşekkür ederim.

## ÖZET

Günümüzde enerji ihtiyacı sürekli artmakta, buna bağılı olarak gelen talebi karşılamak için yeni kaynakların bulunması gerekmektedir. Bu artan enerji ihtiyacı ile birlikte, doğalgaz, petrol, LPG gibi yakıtların fiyatları da artmaktadır. Sanayi tesislerinin artan bu talepleri ile birlikte, yakıt fiyatlarının da artması, piyasadaki rekabet koşullarını etkilemektedir. Bu yüzden kullanılan enerjinin kıymetini bilmeli ve onları en tasarruflu biçimde kullanmanın yolunu aramalıyız.

Boyama, kurutma, yıkama gibi bir çok makinanın bulunduğu ve bu işlemler için buharın kullanıldığı bir sektör olan tekstil fabrikalarında, tasarruf konusunda bir çok iyileştirmeler yapılabilir. Enerji tasarrufu ile ilgili aklı gelen en etkin yöntemlerden biri yalıtımdır. Yine boyama işlemi yapan makinalardan çıkan sıcak boyalı suyun atık ısısından faydalanılabilir. İyi bir analizle gereksiz kullanılan buharlar tespit edilip bunları en az seviyeye indirmek de büyük miktarda tasarruf sağlar. Kurutma işlemi sırasında dışarı atılan havanın ısısından faydalanılarak, içeri alınan havanın ön ısıtılması kurutucunun verimini arttırabilir.

Bu çalışmada bir tekstil fabrikasının enerji etüdü yapılmıştır. Enerji olarak tekstil fabrikasında çok fazla tüketilen buhar ele alınmıştır. Böylece fabrikanın birim ürün için tüketeceği buhar azaltılarak, birim ürün maliyeti düşürülmüştür.

Bu amaçla ilk önce buhar hatları çizilmiş, yapılan incelemelerde mümkün olan iyileştirmeler tartışılmıştır. Daha sonra iyileştirme önerileri sunulup, maliyet analizi ile kendini ne kadar sürede amorte ettiği bulunmuştur. İki farklı tip kondensstopun deneyi yapılmış, hangisinin daha verimli olduğu incelenmiştir. Son olarak da kurutucudan çıkan sıcak nemli havanın ısısından faydalanılarak kurutucunun daha verimli kullanılabileceği gösterilmiştir.

Anahtar kelimeler: Enerji etüdü, izolasyon, kondensstop

**ABSTRACT**

Nowadays new sources need to be found to supply the increased energy demands. The prices of the fuels like natural gas, petroleum, LPG are also increasing due to the increased energy demands. Increasing in both energy demands of the industrial plants and fuel prices affect the competition in the market. Hence, we should realize the worth of energy and find ways how to use them more effectively.

There are several ways to save waste energy in the textile industry which has process like drying, dyeing and washing that uses steam. One of the most effective way to save waste heat is insulation. Determination of the waste steam uses and decreasing them also saves the energy. During drying, the warm moist air is sent to the atmosphere. Directing this warm air to an exchanger and heating the fresh air that enters to the dryer increases the efficiency of the dryer.

This project is a study of energy saving of a textile plant. Steam is the energy that covers the wide range of the plant's energy. The cost of the products will be decreased by decreasing the steam consumption of the plant.

Due to this purpose, firstly the steam pipe lines were drawn and possible heat savings were discussed. Then the suggestions were implemented theoretically and the cost analysis were made to find out the amortizing time. Two steam trap (condenstop) were tested and the more effective one was found. At the end, the warm humid air of the dryer was used to increase the dryer's efficiency.

**Key Words:** Energy Saving, Insulation, Steam Trap

## BÖLÜM-1

### 1.AKRİLİK ELYAF ÜRETEN TEKSTİL FABRİKASININ ENERJİ ETÜDÜ

#### 1.1 Giriş

Türkiye, genç bir nüfusa sahip olmakla birlikte nüfusu sürekli artmaktadır. Üretilen enerjinin ise yaklaşık üçte biri sanayide tüketilmektedir. Bu enerjinin önemli bir miktarı pratik bazı enerji tasarruf önlemleriyle geri kazanılabilir. Enerji tasarrufu ile fabrikanın ürünlerini üretme maliyeti azalacak ve böylece rekabet gücü de artacaktır. Ayrıca enerji verimli kullanılmış olup ülkemizin dış ülkelere enerji için vereceği para miktarı da azalacaktır. Enerji tasarrufu, enerji arz hizmetlerinin azaltılması veya kısıtlanması şeklinde de düşünülmemelidir. Enerji tasarrufu; kullanılan enerji miktarının değil 1 kg ürün başına tüketilen enerjinin azaltılması, enerjinin gereksiz kullanım sahalarını belirlemek ve israfı asgari düzeye indirmek veya tamamen ortadan kaldırmak için alınan önlemleri içerir. Bu şekilde, üretici aynı miktardaki mal veya hizmetleri daha az enerji veya aynı miktar enerji ile daha çok mal ve hizmet üreterek, ulusal ve uluslararası alanda rekabet gücünü arttırabilir.

Türkiye’de sanayicinin kullandığı elektrik 7 cent\$/kW iken, başta A.B.D ve Brezilya olmak üzere birçok ülkede bu değer ortalama 4 cent\$/kW civarındadır. Enerji fiyatlarındaki yüksek girdi sermayemizin rekabet gücünü olumsuz etkilemektedir. Bu durum sanayicinin enerjiyi olabildiğince verimli kullanmasını gerektirmektedir. (Kaya ve Güngör, 2002)

Yapılan çalışmalarda buhar tüketen işletmelerde yapılacak iyileştirmelerle ciddi tasarruflar sağlandığı görülmüştür. Bu iyileştirmelerin temel amacı atık ısının geri kazanılması ve sistemin daha verimli kullanılmasıdır. Oğulata çalışmasında kurutucudan çıkan sıcak ve nemli havanın ısısından faydalanarak kurutucu girişindeki havanın ısıtılmasının enerji kazanımına etkisini incelemiştir (Oğulata 2003). Bujak çalışmasında bir kağıt fabrikasında kullanılan açık kondens tankını kapatarak enerji kaybının önlenilebileceğini göstermiştir (Bujak 2008). Yine yapılan bir çalışmada atık suyun ısısından faydalanılarak kazanılan enerji gösterilmiştir. (Pulat, Etemoğlu ve Can 2007)

Bu tezde de Aktops tekstil fabrikasında buhar hatlarında meydana gelen kayıplar hesaplanmış, iki tip kondensatörün buhar tüketimleri ile ilgili deney yapılmıştır. Ayrıca kurutucunun daha verimli çalışması için çıkan havanın ısısından yararlanılan bir sistem önerilmiştir.

## **1.2 Fabrikalarda enerji verimliliğinin artırılması**

### **1.2.1 Mevcut tesislerde enerji verimliliğini artırıcı önlemler**

Kurulu bir tesiste enerji verimliliğini arttırmak için çeşitli yöntemler kullanılır. Bunlardan bazıları maddeler halinde aşağıda verilmiştir.

- a) Mevcut yakma sisteminin en verimli şekilde kullanımı ile yakıtların yakılması,
- b) Isıtma, soğutma, iklimlendirme ve ısı transferinde en yüksek verimin elde edilmesi,
- c) Isı yalıtımının standartlara uygun olarak yapılması, ısı üreten, dağıtan ve kullanan tüm ünitelerin yalıtılarak ısı kaybının en aza indirilmesi,
- d) Atık ısı geri kazanımı,
- e) Isının işe dönüştürülmesinde verimliliğin artırılması,
- f) Elektrik tüketiminde kayıpların önlenmesi,
- g) Elektrikten iş, ısı vb dönüşümlerde verimliliğin artırılması, mümkün olduğu takdirde bileşik ısı-güç üretimine geçilmesi,
- h) Otomatik kontrol uygulamaları ile insan faktörünün en aza indirilmesi,
- i) Hava kirlenici emisyonların minimuma çekilmesi ve tüketilen enerji atıklarının çevreyi en az kirletecek şekilde saklanması için azami çaba gösterilmesi

### **1.2.2 Yeni kurulacak tesislerde enerji verimliliğini artırıcı önlemler**

Eğer yeni bir tesis kurulacaksa, önceden bazı tedbirleri almak yerinde olur. Kurulu bir tesis için yapılması düşünülen iyileştirmeler yeni kurulacak tesis için de geçerlidir.

- a) Yeni alınacak makineler enerji verimi yüksek olan teknolojiler arasından, standardizasyon ve kalite güvenlik sisteminin gereklerine dikkat edilerek seçilmelidir..
- b) Tesis, ısı yalıtımı açısından en verimli şekilde projelendirilir ve uygulama projeye uygun olarak yapılmalıdır.

- c) Tesisin kuruluğu aşamasında enerji verimliliği ile ilgili tım ölçüm cihazları temin ve monte edilmelidir.
- d) Hava kirletici emisyonların minimuma çekilmesi ve tüketilen enerji atıklarının çevreyi en az kirletecek şekilde saklanması için gerekli düzenlemeler yapılmalıdır.
- e) Bileşik ısı-güç üretimine önem verilmelidir. [6]



## BÖLÜM-2

### 2. FABRİKANIN TANITIMI

AKKÖK şirketler grubunun bir üyesi olan AKTOPS kuruluşundan bu yana sürekli gelişen ve büyüyen kapasitesi ile ülke ekonomisine önemli ölçüde katkılar sağlamaktadır.

AKTOPS tabiatta yüne en çok benzeyen sentetik elyaflardan olan akrilik elyafını işletmelerinde kullanmaktadır. Akrilik elyafı doğu komşusu olan AKSA Akrilik Kimya Sanayiinden temin etmektedir.

AKTOPS fabrikası 280 çalışanı ile örme, dokuma, battaniye ve halı sanayilerine hizmet vermekte, akrilik ürünlerin doğal ve sentetik elyaflarla yapılan karışımları da pazarda büyük talep görmektedir.

AKTOPS müşterilerinin pazarda maliyet ve kalite açısından avantajlı durumda olmasını sağlamak üzere, teknolojik gelişmelerin ışığı altında sürekli olarak gelişmekte ve kendini yenilemektedir.

#### 2.1 Ürünler

##### 2.1.1- Renkli Tow

Sonsuz uzunlukta ve aynı incelikte olan ekru elyaf filamentlerinin boyama makinalarında boyanması ile elde edilir. Tabiatta bulunan tüm renkler, ekru akrilik tow üzerine uygulanabilir. Renkli towlarda aranan en önemli kalite parametresi, istenilen rengin tutturulması, iplikte istenilen tutumun yakalanması için towun gerekli yumuşaklıkta olmasıdır. Bu işlemde boyama sırasında tow üzerine transfer edilen kimyasal maddeler ile gerçekleştirilir.

AKTOPS yılda, 51100 ton boyama üretim kapasitesine sahiptir.

### **2.1.2 Ekru ve Renkli Top/Bumps**

AKSA'dan temin edilen ekru towlar veya boyahane işletmelerinde boyanmış hale getirilen renkli towlar, bazı fiziki özellikler katılarak tops veya bumps haline getirilirler. Towlar tops veya bumps haline getirilirken makinalarda koparma işlemlerine tabii olurlar. Elyaf boylarının, istenilen boy dağılımına uygun şekilde olması gerekir. Bu özellik dışında, buhar verilerek veya verilmeyerek iplik görünümünü etkileyen özellikler de sağlanabilir. Böylece el örgü iplikleri veya triko iplikleri elde edilir. Tops ve bumps olarak tanımlanan ürünlerin özellikleri aynıdır. Ancak, boyut olarak birbirlerinden farklı oldukları için, bu şekilde tanımlanmışlardır.

AKTOPS yılda, 62 050 ton tops/bumps kapasitesine sahiptir.

### **2.1.3- Ekru ve Renkli Elyaf**

Ekru towların veya renkli towların belli uzunluklarda kesilme işlemi ile elde edilen üründür. Önemli kalite parametresi elyaf boylarının aynı uzunlukta olmasıdır.

AKTOPS yılda, 102 200 ton elyaf kesim üretim kapasitesine sahiptir.

## **2.2 Üretim İşletmeleri**

### **2.2.1 Boyahane Ünitesi**

#### **2.2.1.1 Kontinü Boyama İşletmesi**

İşletmede her biri 12 ton/gün kapasiteye sahip, 11 adet kontinü (İLMA) tow boyama makinası, 11 adet kontinü tow kurutucu Alea bulunur. Makina 6 kısımdan meydana gelmiştir.

Tow giriş sehpaı:Towların makinaya üniform bir şekilde beslenmesini sağlayan, gergilerin verildiği kısımdır. Gergi sehpaı kutu veya balya halinde gelen hammaddeyi fular merdanesine sevk eder. Gergi sehpaı towlara tansiyon vererek, bantların homojen boyanmasını sağlar. 12 bant halinde boyama yapılır.

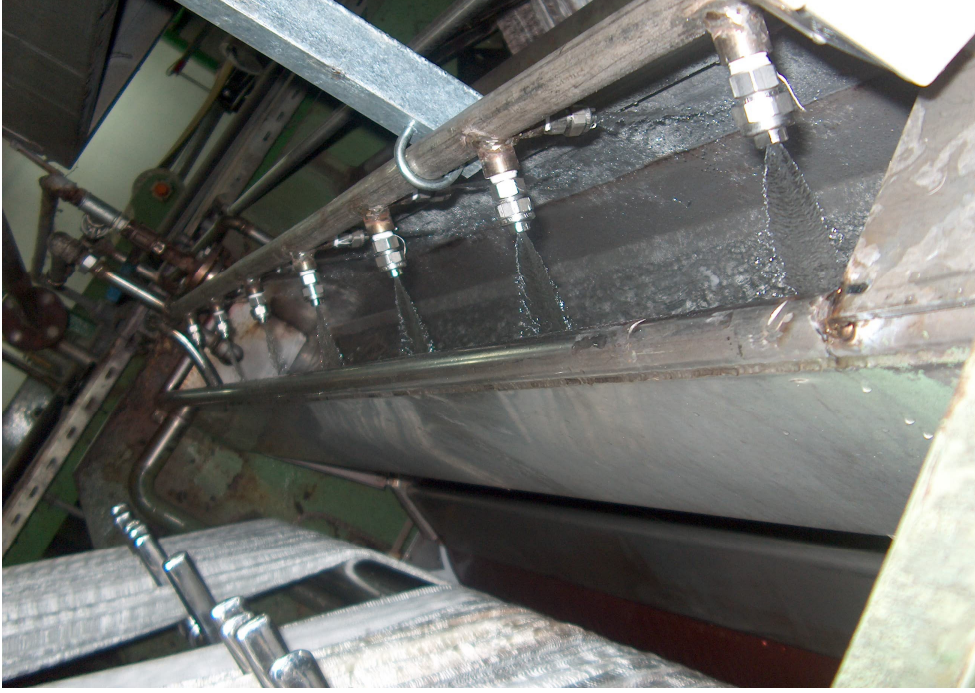
Fular merdanesi: Kauçuk kaplı iki merdaneden meydana gelmiştir. Merdanelerden biri sabit, diğeri kızak üzerinde hareket eden bir mekanizmaya sahiptir. Fular merdane grubunun yan tarafında 2 adet 1000 lt'lik boya kazanı bulunur. Boyacılar tarafından hazırlanan boya sarjı, boya kazanlarından pompa vasıtasıyla, fular merdanelerine transfer edilir. Fular merdaneleri arasından geçen ekru towa, 5 atmosferlik bir basınç uygulanarak, akrilik elyaf ve boyar maddenin zayıf bağ oluşturması sağlanır.

Fiksaj kabini: Sürekli hareket halindeki palet üzerine gelen zayıf bağlı renkli towun, 3 atmosferlik buhar basıncı altında 100-110 °C sıcaklıkta zayıf olan bağlarının kuvvetlenmesi ve sabitlenmesi sağlanır. Boyanan rengin açık ya da koyu olmasına göre towun kabin içinde kalış süresi ayarlanabilir.

Yıkama kabini: Buharlama kabininden çıkan renkli towların üstünde bulunan reaksiyona girmemiş olan kimyasal maddelerin yumuşak su ile temizlendiği ve apreleme işleminin yapıldığı bölgedir. 4 adet tekmeden meydana gelmiştir.



Şekil 2.1. Fiksaj kabinine girmeden önce boyanın karıştırılma anı



Şekil 2.2. Elyafın Yıkanması

Kurutucu kabin: Yıkama banyosundan çıkan ıslak tow bantları kurutucuya girmeden önce, kompresörlerden gelen hava ile nozullardan geçirilerek açılır. Daha sonra serpantinlerin bulunduğu kabinlerde kurutulur. Serpantinlerde dolaşan buhar 8 atmosfer basınçta olup, kabin ısıları 100-170 °C' dir.

Çıkış sehpası: Boyama, apreleme, yıkama ve kurutma işlemleri görmüş olan renkli towlar 12 bant halinde makinadan çıkarak kılavuz grubundan geçerler ve kutuların içine istifleme işlemi yapılır. Platform raylar üzerinde tekerlekler vasıtası ile ileri geri bir düzen içinde çalışır. Her bir kutuya yaklaşık 500 kg tow istiflenebilir.

Düz boyamaların dışında, aynı makinada vığre boyama da gerçekleştirilebilir. Yalnız merdane grubunda farklılık vardır. 6-7 veya 10 bant halinde kesikli boyama yapılır.

### 2.2.1.2 Kesikli Boyama İşletmesi

vii

Kesikli boyama işletmesinde her biri 6 ton/gün kapasiteye sahip 4 adet boyama makinası bulunmaktadır. İşletmede bulunan makinalar ve işlevleri aşağıda açıklanmıştır.

Elyaf besleme makinası:(OMMI CAB/S 1600) Kek hazırlama presinde hazırlanacak elyafı, transfer etmek üzere kullanılır. Preslenecek olan kesik elyaf balyası makinanın girişinde bulunan sehpa üzerine yerleştirilir. Balya açıldıktan sonra, elyaf makinanın taşıyıcı paleti üzerine aktarılır. Taşıyıcı palet üzerinde bulunan elyaf, önce PVC palet üzerine buradan da tarayıcı bantlar arasına taşınır. Bu bantlarla ters yönde dönen tarama tamburu vasıtasıyla presin seperatörüne giden emiş kanalına aktarılır. Makinada teraziye set edilen miktarda çalışmak mümkündür. Otomatik olarak çalışan makine set edilen miktarda transferi gerçekleştirdikten sonra durur. Bu makine çalışır halde iken, kek hazırlama presi de devrededir. Pres altında bulunan kekin içine transfer edilen elyaf beslenir.

Kek hazırlama presi:(GUALCHİARANI PRC 60 ve PRC 100) Elyaf besleme makinasından bu makinaya aktarılan kesik elyaf, burada kek sepetinin içine doldurularak preslenmektedir. Bu esnada yıkama pistonları sepetin içine su verebilecek pozisyona dönerler. Separatör kanalı prese doğru ilerleyerek elyaf besleme makinasından transfer edilen kesik elyafı kek sepetinin içine aktarabilecek pozisyona gelir. Besleme makinasına set edilen miktar tamamlandıktan sonra otomatik olarak durur. Sistem otomatik olarak çalıştırılabileceği gibi manuel olarak ta çalıştırılabilir. Kekin içine verilen suyun sıcaklığı 70-75°C' dir. Boyamanın homojen olmasına fayda sağlayıcı unsurdur.

Boyama kazanı:(LORIS BELLİNİ RBNV 1600/2200) Kekin içinde bulunan elyafların boyama işleminin gerçekleştiği makinadır. Eşit Miktarda elyaf ile doldurulmuş iki ayrı kek boyama kazanının içine vinç vasıtası ile yerleştirilir. Yerleştirildikten sonra kazan kapağının kilitli konumda olması gereklidir. Boyama işlemi başlamadan önce uygun olan reçeteye göre hazırlanmış olan boya banyosu, mikserde bulunmalıdır. Ayrıca rezerve tankında gerekli miktarda su ve gerekli kimyasal maddeler bulunur. Bu işlemlerden sonra bilgisayarda uygun olan boyama programına göre bir boyama programı seçilir. Boyama işlemine bu şekilde başlanabilir. Otomatik bilgisayar kontrollü olan bu sistemde sisteme manuel olarak da müdahale edilebilir. Boyama işlemi kapalı ortamda yüksek sıcaklıklara çıkılarak ve içten dışa sirkülasyon ile yapılır.

Santrifüj makinası: (CIMA 1500 ZCE) Boyama işleminden sonra elyafın üzerinde bulunan fazla miktardaki suyun boşalması santrifüjleme işlemi ile yapılır. Santrifüjleme makinasından çıkan kekler kurutmaya hazır hale gelir. Santrifüjleme süresi, elyafın inceliğine göre

değişebilir. İnce denyeli mallarda süre artırılır. Malın inceliğine göre 30-50 dk arasında santrifüjleme yapılabilir. Dönüş hızı ise, 1400 devir/dk'dır.

Elyaf-Tow besleme ve kurutma makinası:(ALEA B 72.2) Santrifüjleme işleminden geçmiş olan boyalı kek, kurutucuya taşıyıcı bantlar ile getirilerek kabinler içerisinde kurutulur. Taşıyıcı bantların çalışma ve duruş zamanları ayarlanabilir. Daha önceden set edilmiş olan kurutucu kabin sıcaklıklarında elyafın kurutulması işlemi yapılır. Kurutucu palet hızı ise, kabin üzerinde bulunan 0-10 arasında ölçeklendirilmiş düğme ile ayarlanabilir. Kazan boyama işletmesinde, kek hazırlama presine ve besleme-kurutma makinasına yapılan modifikasyonlar ile tow boyama işlemi yapılabilir. Proses akışında herhangi bir farklılık yoktur. Yalnız elyaf besleme makinasından besleme yapılmayıp, tow direkt olarak kek hazırlama presine beslenir. tow kekinin kurutma makinasına beslenmesi, bir klavuz vasıtasıyla alea kabininin girişinde bulunan nozul vasıtasıyla gerçekleşir.

### **2.2.2 Tops Ünitesi**

Tops İşletmesinde 30 ton/gün tops(bobin), 150 ton/gün bumps kapasiteli makinalar bulunmaktadır. İşletmede 28 adet konvertör makinası (Konvertör 11-14 seydel 679, konvertör 15-21 seydel 870, konvertör 20 seydel 880, konvertör 26-28 seydel 871, konvertör 23-25 NSC Schlumberger TB 10 makinalarıdır.) 24 adet integrato makinası (çekme 1-6 Sant Andrea RSN/D, çekme 7-14 Sant Andrea UB-31, çekme 15-17 NSC Schlumberger GC 15 R5L 10, çekme 18-23 Sand Andrea RSND S40 UV 11 G, çekme 24 NSC Schlumberger D3-GC 15) bulunmaktadır. Konvertör makinaları towların çekilmesini ve koparılması işlemlerini sağlayan makinalardır. Elektrik motor tahrikli miller ve dişliler yardımı ile çalışır. Konvertör makinaları ile gelişmişlik derecelerine göre tek bant veya çift bant çalışmak mümkündür. Bantların makinaya beslenmesi gergi klavuzları ile gergi verilerek yapılır. Bu bölgede düğüm swichleri bulunur. İlk çekim bölgesinden sonra ütü bölgesi vardır. Daha sonra bantlar iki kez daha çekime tabii tutulur ve koparma bölgesinde koparma işlemi gerçekleştirilir. Bu işlemleri gördükten sonra hava üfleyici klavuza sokulur ve kıvrıcıklandırma merdaneleri arasından geçen bant, bir taşıyıcı bant vasıtasıyla kovalara dökülür. Bu makinalarda müşteri isteğine bağlı olarak AR (buhar verilmemiş elyaf) veya RX (buhar ile doyurulmuş elyaf) olarak çalışılabilir. Konvertörlerden gelen elyaf bantları integrato makinalarına belli dublaj oranlarında bağlanır. Bütün dublajlar bağlandıktan sonra tüm bantlar rebreaker silindirlerinin altına kadar getirilir. Disklerden ve manşonlardan geçen

bantlar bu bölgede tarama işlemine tabii tutulur ve finalde tops bandı haline gelir. Tops bobininin yanında işletmede 3 hat bumps presleri bulunur. Elyaf bandının özellikleri açısından aralarında farklılık yoktur. Tops bobinleri daha sıkı sarımlı 14 kg ağırlığında; bumpslar ise, daha gevşek sarımlı ve 42 kg ağırlığındadır.

### 2.2.3 Kesim ve Paketleme Ünitesi

Kesim ve Paketleme Ünitesinde 280 ton/gün üretim kapasitesi ile üretim yapılmaktadır. İşletmede 11 adet kıvrıcıklandırma makinası (Tow kıvrıcıklandırma mak. 1-7 ING. C. Mondelli, Tow kıvrıcıklandırma makinası 8-11), 10 adet kesim makinası (Kesim makinası 1-6 Elyaf kesici Kor Mak. San., Kesim makinası 7-10 Elyaf Kesici Ç.1200 mm), mevcuttur. Ayrıca; Elyaf paketleme presi paal (HEKON 100 Mp), Elyaf paketleme presi (GUALCHİERANİ-BNAR-60), PRE PRES-Balyalama presi (AUTEFA UNIBOX 5000) makine, Tow-Tops-Bumps paketleme presi (GUALCHİERANİ FTCW-300), Tops-Bumps paketleme presi (GUALCHİERANİ FTC-150), Tops-Bumps paketleme presi (GUALCHİERANİ FTC-300) mevcuttur. Kıvrıcıklandırma makinalarının gelişmişlik derecelerine göre çift bant çalışılabilir. Kıvrıcıklandırma makinalarında ilk olarak gergi bölümü bulunur. Bu kısımda kıvrıcıkların açılmasını sağlayan gergi çubukları ve düğüm geldiğinde makinanın durmasını sağlayan düğüm swichleri bulunur. Towun makinaya düzgün olarak şekilde girmesini sağlayan kılavuz çubuklar bulunmaktadır. Besleme merdane gruplarında istenilen tansiyon verilen tow bandı, buharla temasa geçtiği ütü bölgesine gelir. Düzgün ve homojen bir kıvrıcık alması için, ütü bölgesinde verilen buhar basıncı önemlidir. Ara merdane grubu ve ara kılavuz çubuklarından geçen towa, çelik merdane grubunda istenilen kıvrıcık sayısı ve derinliği verilir. Buradan çıkan sıcak tow, hava emişli trasport bandından geçerek havuza aktarılır. RX veya AR çalışma imkanı vardır. Merdaneler arasındaki çekimin ayarlanmasıyla yapılır. Kesim işletmesinde 4 ve 5 numaralı makinalarda AR çalışılabilir. Bu makinalarda AR çalışmaya yönelik ütü plakaları bulunmaktadır. Kesim makinaları, kıvrıcık almış olan bantların beslendiği makinalardır. Gergi kulesi ve kılavuz merdanelerinden geçen tow kesici gruba gelir. Bu kısımda towlar bir tambur etrafına sarılıp, kesici bıçaklar vasıtasıyla istenilen boylarda kesilir. Tamburda kesilen elyaflar emiş kanalı vasıtasıyla prese çekilirler. Towlar kıvrıcıklandırılıp, kesim yapılabileceği gibi AKSA'dan gelmiş haldeki üzerinde bulunan kıvrıcık ile kesim yapılabilir. Yapılan bu kesim şekline direkt kesim adı verilir. [4]

## BÖLÜM-3

### 3. ISIL HESAPLAR

Boru içinde meydana gelen ısı kaybını hesaplamak için içerideki akışkandan dışarıdaki akışkana kadar her bir maddenin özellikleri bilinmelidir. Boru ve izolasyonun ısı iletim katsayılarını sabit kabul edilebilir. Fakat iç ve dıştaki akışkanların özellikleri hesaplamalıdır. Isıl hesaplamalarda kullanılan modülasyon ve formüller için Incropera, Holman ve Genceli'nin kitaplarından faydalanılmıştır.

#### 3.1 Isı geçiş bağıntıları

Isı geçişi üç türlü olmaktadır. Bunlar konduksiyonla (iletim), konveksiyonla (taşınım) ve radyasyonla (ışınım) ısı iletim şekilleridir. Bu iletimlere ait özellikler ve formüller aşağıda verilmiştir.

##### 3.1.1 İletim

İletimle ısı transferinde, yüksek enerjili parçacıklardan düşük enerjili parçacıklara enerji aktarımı söz konusudur. Yüksek enerjili moleküller daha yüksek sıcaklıktadırlar. Bu yüzden daha düşük sıcaklıktaki moleküllere çarptığında mutlaka enerji aktarımı gerçekleşir.

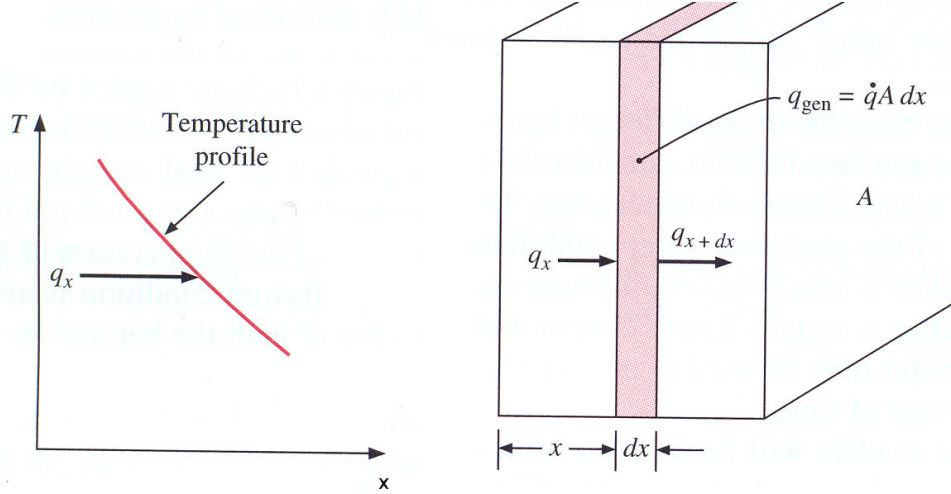
Boru içindeki buhardan havaya ısı geçişi, boru üzerinden iletimle olmaktadır. Isı iletimi için an denklemi Fourier Yasası'na göre belirlenir. Düz bir duvardan ısı geçişi aşağıdaki an denklemi ile ifade edilir:

$$q_x'' = -k \frac{dT}{dx} \quad (3.1)$$

Buradaki  $q_x''$  ( $W/m^2$ ) birim yüzeyden, birim zamanda,  $x$  doğrultusunda geçen ısıdır. Denklemden  $k$ , ısı iletim katsayısı ( $W/m.K$ ) olup her malzemeye göre farklıdır. Sıcaklık dağılımı doğrusal ve sürekli rejimde ise, sıcaklık gradyanı



$$\frac{dT}{dx} = \frac{T_2 - T_1}{L} \quad (3.2)$$



Şekil 3.1 Isı akış yönünü gösteren diyagram (solda) ve bir boyutlu birim eleman üzerindeki iletim analizi (sağda) (Holman, 1997)

olarak ifade edilir ve ısı akısı da,

$$q_x'' = -k \frac{T_2 - T_1}{L} \quad (3.3)$$

olur. Eğer birim yüzey için çıkarılan bu ifade toplam yüzey alanı ile çarpılırsa, birim zamanda geçen ısı ,q (W), bulunur.

$$q_x = q_x'' \cdot A \quad (3.4)$$

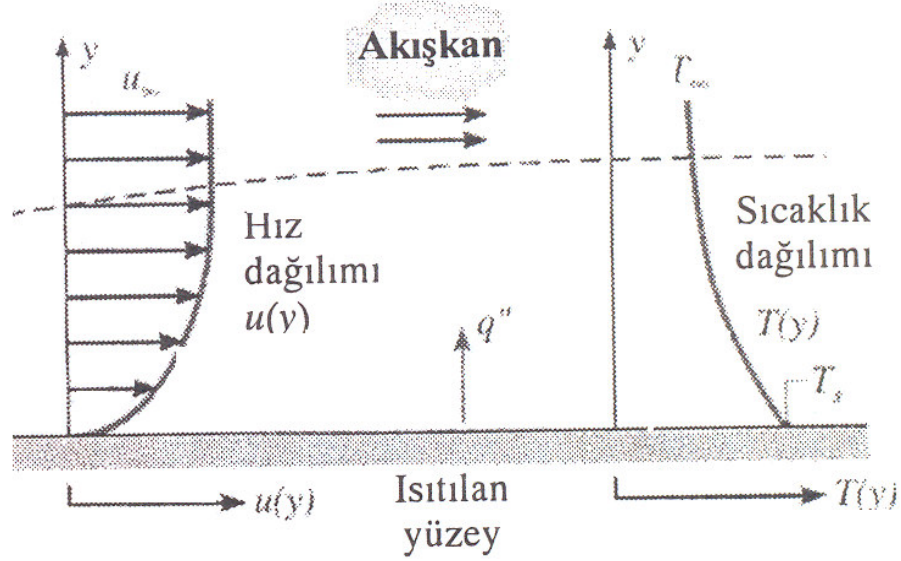
### 3.1.2 Taşınım

Taşınım ile ısı geçişi iki farklı şekilde gerçekleşir. Moleküller rastgele hareketleri sonucu enerji aktarırlar veya akışkanın kitle hareketi ile enerji aktarımı olur.

Taşınım ile ısı transferi eğer bir fan, pompa gibi dış etki ile oluşuyorsa zorlanmış taşınım, sıcaklık farkından dolayı meydana gelen yoğunluk farkından oluşuyorsa doğal taşınım denir.

Taşınmımla ısı tranferinde ısı akısı;

$$q'' = h \cdot (T_s - T_\infty) \quad (3.5)$$



Şekil 3.2. Taşınmımla Isı Geçişinde Sınır Tabaka Gelişimi (Incropera, 2006)

şeklindedir. Buradaki  $h$  ( $W/m^2.K$ ) ısı taşınım katsayısıdır ve yüzey geometrisine, akışkan hareketinin türüne ve akışkanın bazı termodinamik ve aktarım özelliklerine göre belirlenir.

### 3.1.3 Işınmım

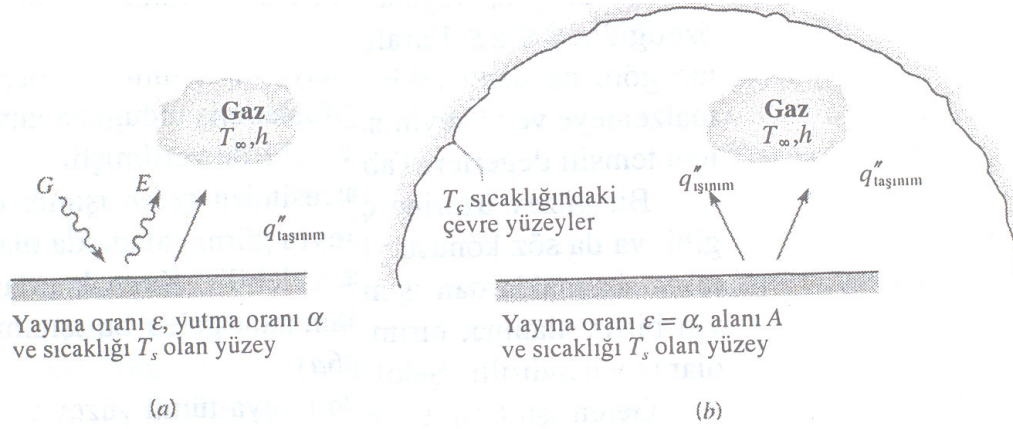
Işınmım, sonlu sıcaklığa sahip bir cismin yaydığı enerjidir. Bu enerji elektromagnetik dalgalar ile aktarılır. Işınmımla ısı kaybı boşlukta dahi gerçekleşebilmektedir. Birim zamanda yayma gücünün, Stefan-Boltzmann yasası ile tanımlanan bir üst sınırı vardır:

$$E_b = \sigma T_s^4 \quad (3.6)$$

Buradaki  $T_s$  yüzeyin mutlak sıcaklığı olup  $\sigma$ , Stefan-Boltzmann sabitidir. Böyle bir yüzey ideal ışınmım yayıcı veya siyah cisim olarak adlandırılır. Gerçek bir yüzeyin yaydığı ısı akısı ise, aynı sıcaklıktaki siyah cismin yaydığından daha azdır.

$$E_b = \varepsilon \sigma T_s^4 \quad (3.7)$$

Bir yüzeye çevresinden gelen ışınlam da söz konusudur. Güneş veya çevresindeki diğer yüzeylerden ışınlam gelebilir. Yüzeyin birim alanına, birim zamanda gelen ışınlam  $G$  olarak adlandırılır.



Şekil 3.3. Işınlamla ısı alışverişi: (a) bir yüzeyde ve (b) bir yüzey ile daha büyük çevre yüzeyler arasında (Incropera, 2006)

Gelen ışınlam yutulabilir, yansıtılabilir veya geçirilebilir.  $\alpha$  yutma oranı bilinirse  $G_{abs}$  hesaplanabilir.

$$G_{abs} = \alpha G \quad (3.8)$$

Çok sık karşılaşılan bir özel durum,  $T_s$  sıcaklığındaki küçük bir yüzey ile, bu yüzeyi tamamen çevreleyen, sabit sıcaklıktaki daha büyük bir yüzey arasında ışınlamla ısı alışverişidir. Gelen ışınlam bu durumda,  $T_\infty$  sıcaklığındaki bir siyah cismin yaydığı ışınlam olarak düşünülebilir ve  $G = \sigma T_\infty^4$  olur. Eğer  $\alpha = \varepsilon$  kabulü yapılırsa, birim yüzey alanından birim zamanda ışınlamla net ısı geçişi için aşağıdaki denklem yazılabilir.

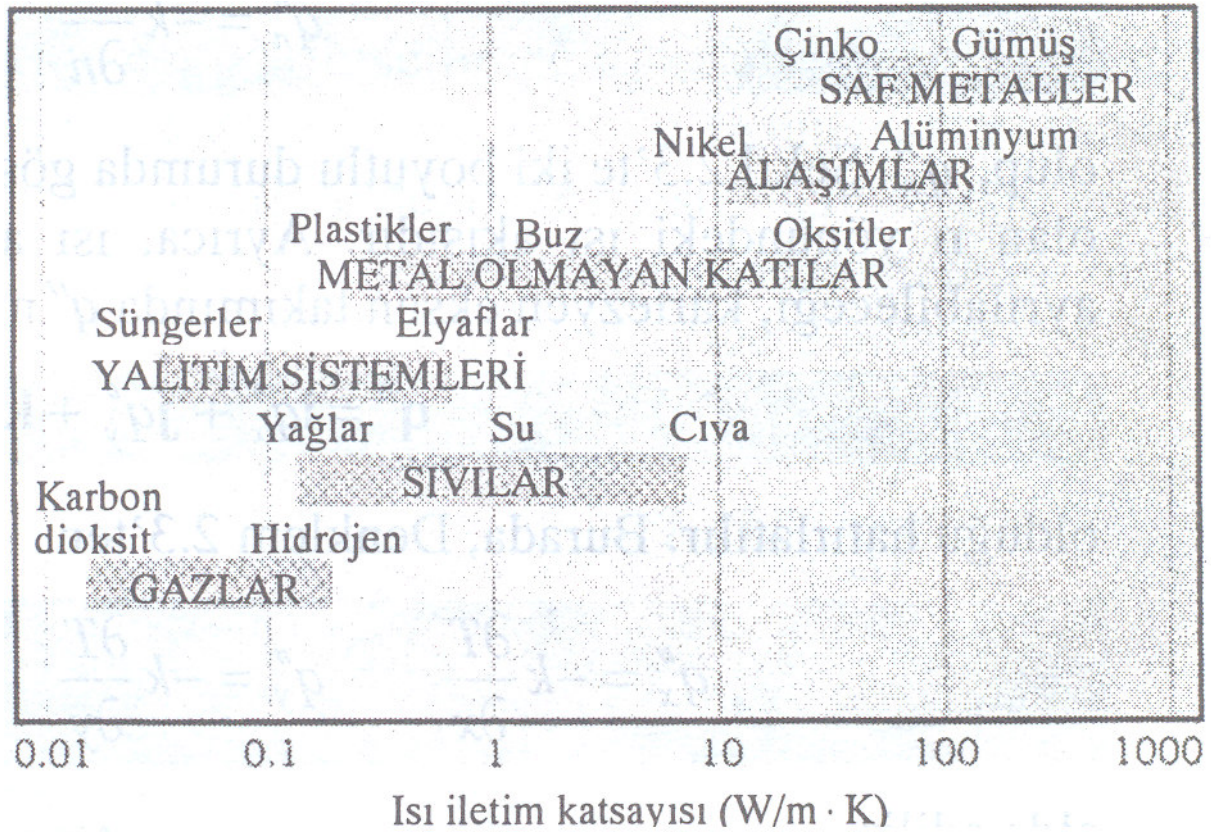
$$q''_{ışınım} = \frac{q}{A} = \varepsilon E_b(T_s) - \alpha \sigma T_\infty^4 = \varepsilon \sigma (T_s^4 - T_\infty^4) \quad (3.9)$$

### 3.2 Isı İletim Katsayısı

Isı iletim katsayısı bilinmezse Fourier yasası uygulanamaz. Bu özellik maddenin hali ile ilgili olup; atomik, moleküler ve fiziksel yapısına bağlıdır. Fourier yasasına göre ısı iletim katsayısı

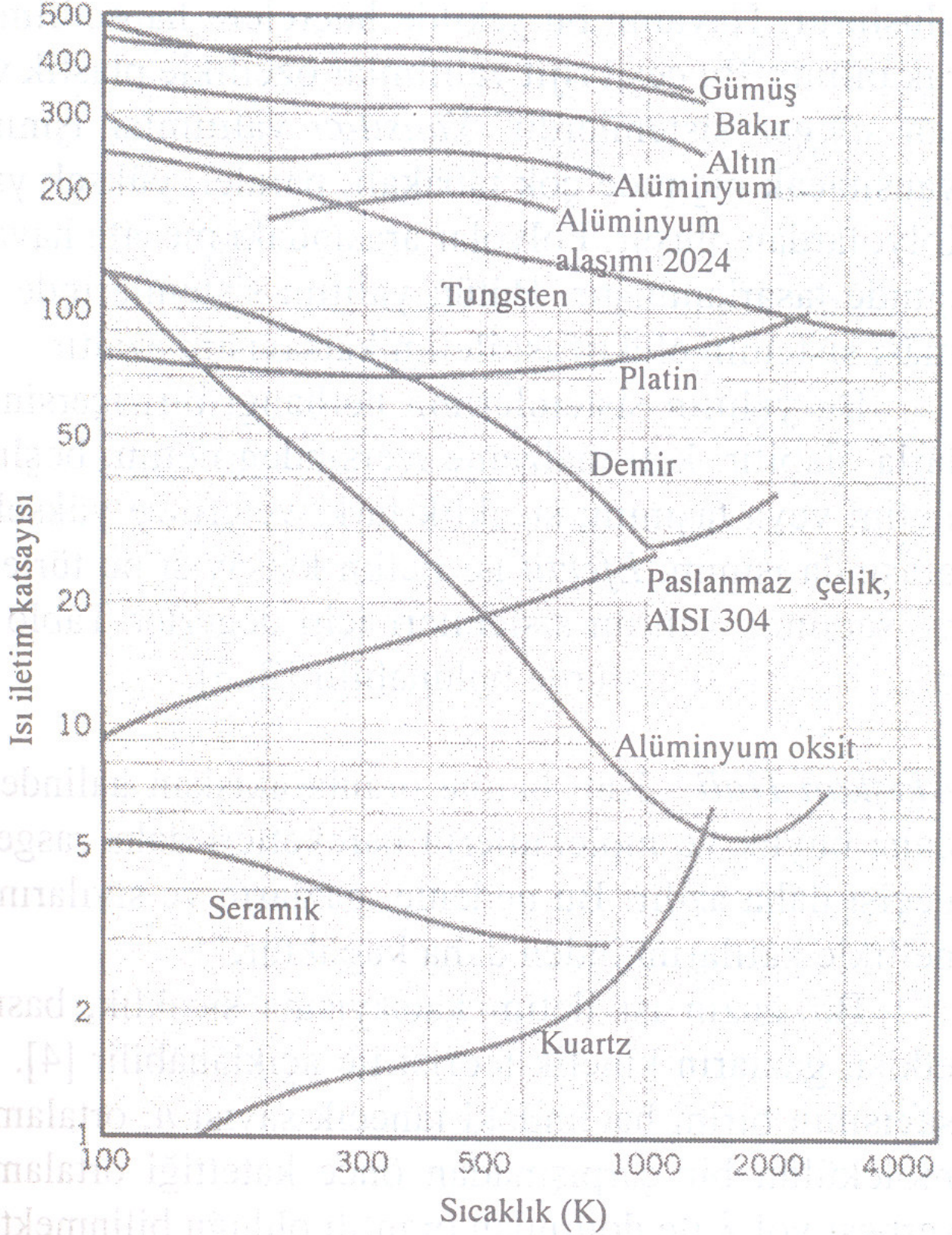
$$k \equiv -\frac{q_x}{(\partial T/\partial x)} \quad (3.10)$$

olarak tanımlanmaktadır. Maddenin katı hali, sıvı ve gaz haline göre daha yüksek ısı iletim katsayısına sahiptir. Bu durum moleküller arasındaki uzunluktan kaynaklanmaktadır.



Şekil 3.4. Normal sıcaklık ve basınçlarda maddenin değişik halleri için ısı iletim değerleri

(Incropera, 2006)



Şekil 3.5 Muhtelif katılarda ısı iletim katsayısının sıcaklıkla değişimi (Incropera, 2006)

İletimle ısı geçişi döz bir duvar için

$$q_x'' = -k \frac{T_2 - T_1}{L}$$

olarak bulunmuştu. (denklem 3.3)

Bir elektrik direnci ile iletilen elektrik arasındaki ilişki, bir ısıl dirençle iletilen ısı arasındaki ilişkiye benzer. Isı iletim direnci

$$R_{t,iletim} \equiv \frac{T_{s,1} - T_{s,2}}{q_x} = \frac{L}{kA} \quad (3.11)$$

şeklindedir. Benzer şekilde Ohm yasası, aynı sistemdeki elektrik iletimi için elektrik dirincini

$$R_e \equiv \frac{E_{s,1} - E_{s,2}}{I} = \frac{L}{\sigma A} \quad (3.12)$$

olarak verir.

Aynı şekilde taşınım ile ısı geçişi arasında da bir bağıntı kurulabilir.

$$q = hA(T_s - T_\infty) \quad (3.13)$$

olup, ısı taşınım direnci aşağıdaki gibidir.

$$R_{t,konveksiyon} = \frac{T_s - T_\infty}{q} = \frac{L}{hA} \quad (3.14)$$

Bu yolla ısı geçiş problemlerinin çözümünde büyük kolaylık sağılanır. Radyal sistemlerin de mantığı aynı olup iç ve dış yüzeyler farklı olduğu için bazı değışiklikler vardır. Katı içinde herhangi bir silindirik yüzeyin üzerinden iletilen ısı,

$$q_r = -kA \frac{dT}{dr} = -k(2\pi rL) \frac{dT}{dr} \quad (3.15)$$

olarak gösterilebilir. Burada,  $A = 2\pi rL$  ısı geçiş yönüne dik alandır. Buradaki ısı geçişi  $q_r$  radyal yönde sabittir. Buradaki diferansiyel denklem çözülürse sıcaklık dağılımının düz duvardaki gibi lineer değil de, logaritmik olduğu ortaya çıkar. Bu sonuçla ısı geçişi şöyle olur.

$$q_r = \frac{2\pi Lk(T_{s,1} - T_{s,2})}{\ln(r_2/r_1)} \quad (3.16)$$

Ve silindirik duvarda radyal ısı iletimi için ısı direncin ise

$$R_{iletim} = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi Lk} \quad (3.17)$$

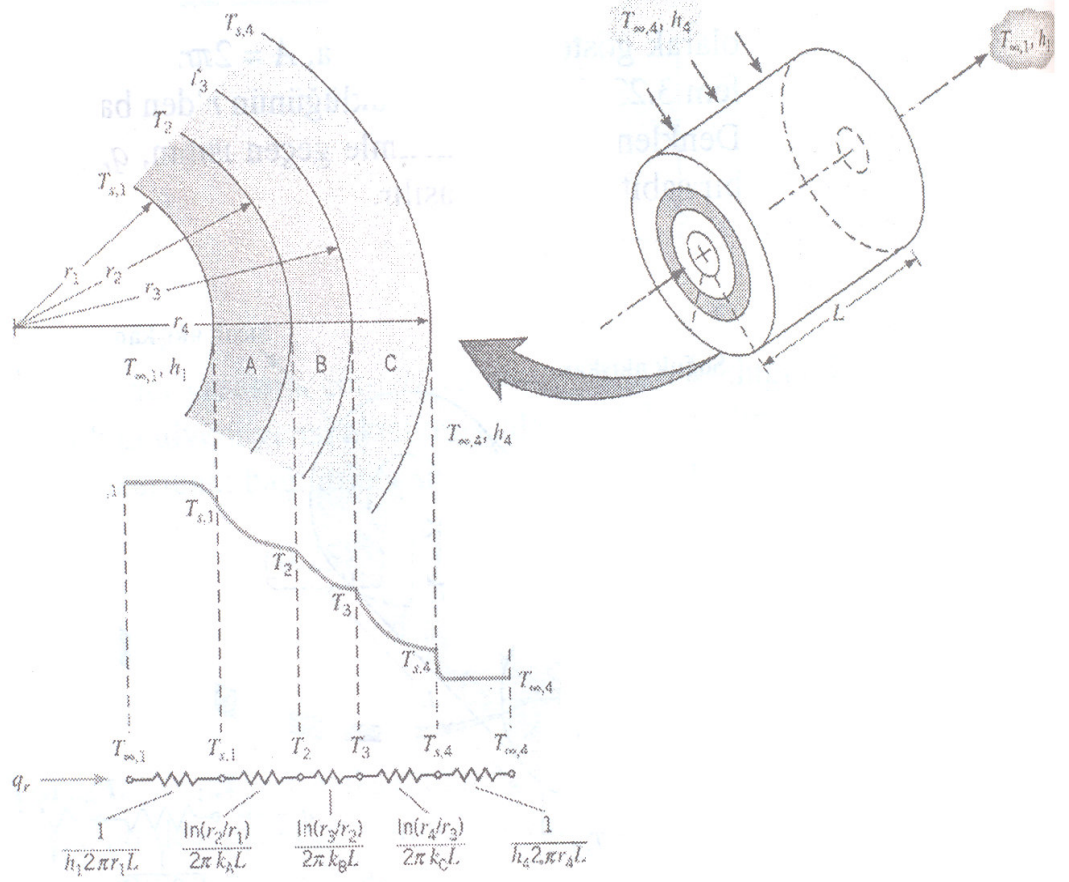
olduğu bulunur.

Şekil 3.6'daki gibi bir karma sistemde ara temas dirençleri gözardı edilirse ısı geçişi aşağıdaki bağıntıyla elde edilir.

$$q = \frac{T_{\infty,1} - T_{\infty,2}}{R_{toplam}} = UA(T_{\infty,1} - T_{\infty,2}) \quad (3.18)$$

Karma sistemlerde toplam ısı geçiş katsayısı “U” ile çalışmak daha kolaydır.

Silindirik yüzeylerde U nun tanımı iç yüzey alanına ( $A_1 = 2\pi r_1 L$ ) göre yapılırsa, denklemler eşitlenir ve



Şekil 3.6. Karma silindirik bir duvarda sıcaklık dağılımı (Incropera, 2006)

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{r_1}{k_A} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{r_1}{k_B} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{r_1}{k_C} \ln \frac{r_4}{r_3} + \frac{r_1}{r_4} \frac{1}{h_4}} \quad (3.19)$$

elde edilir. Bu tanım aradaki alanların herhangi birine göre de yapılabilir. Çizelge 3.1'de düzlemsel duvar, silindirik duvar ve küresel duvar için üretimsiz ısı denkleminde bir boyutlu, sürekli rejim sonuçları verilmiştir.



Çizelge 3.1. Üretimsiz ısı denkleminde bir boyutlu, sürekli rejim sonuçları (Incropera, 2006)

	Düzlemsel Duvar	Silindirik Duvar	Küresel Duvar
Isı Denklemi	$\frac{d^2T}{dx^2} = 0$	$\frac{1}{r} \frac{d}{dr} \left( r \frac{dT}{dr} \right) = 0$	$\frac{1}{r^2} \frac{d}{dr} \left( r^2 \frac{dT}{dr} \right) = 0$
Sıcaklık Dağılımı	$T_{s,1} - \Delta T \frac{x}{L}$	$T_{s,2} - \Delta T \frac{\ln(r/r_2)}{\ln(r_1/r_2)}$	$T_{s,1} - \Delta T \left( \frac{1-r_1/r}{1-r_1/r_2} \right) \frac{x}{L}$
Isı Akısı (q'')	$k \frac{\Delta t}{L}$	$\frac{k\Delta T}{r \ln(r_2/r_1)}$	$\frac{k\Delta T}{r^2(1/r_1 - 1/r_2)}$
Isı Geçişi (q)	$kA \frac{\Delta t}{L}$	$\frac{2\pi L k \Delta T}{r \ln(r_2/r_1)}$	$\frac{4\pi k \Delta T}{(1/r_1 - 1/r_2)}$
Isıl Direnç	$\frac{L}{kA}$	$\frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi L k}$	$\frac{(1/r_1 - 1/r_2)}{4\pi k}$

### 3.3 Akışkanın Özellikleri

#### 3.3.1 Hidrodinamik Sınır Tabaka

Düz bir levha üzerinde bir akış ele alınırsa, akışkanın levha yüzeyine temas ettiği noktalarda hız sıfır olur. Bu parçacıklar kendisine temas eden parçacıkların hareketlerini yavaşlatır. Bu etki giderek azalarak  $y = \rho$  uzaklığında göz ardı edilebilir değere gelir. Yüzeyden  $y$  uzaklığının artışıyla  $x$  hızının  $u$  bileşeni, serbest akış değeri  $u_\infty$  ulaşmaya kadar artar.

Ro büyüklüğü sınır tabaka olarak adlandırılır ve genellikle  $u=0,99u$  sonsuz değerine ulaştığı  $y$  değeri olarak tanımlanır. Sınır tabaka içinde hız gradyanı ve kayma gerilmeleri büyüktür, sınır tabaka dışında ise göz ardı edilebilirler.

#### 3.3.2 Isıl Sınır Tabaka

Yüzey üzerinde bir akış olduğunda hidrodinamik sınır tabaka olduğu gibi, yüzey ile akışkanlar arasında sıcaklık farkı olduğunda da ısıl sınır tabaka gelişir. Akışkan parçacıkları

levha ile temas ettiği noktalarda aynı sıcaklığa ulaşır. Ve böylelikle temas ettikleri parçaları da etkileyerek git gide azalır. Yine x mesafesi arttıkça ısı sınır tabaka da büyür.

### 3.3.3 Laminar ve Türbülanslı Akış

Akışkanın özelliklerini belirlemek için önce onun türbülanslı mı yoksa laminar mi olduğunun bilinmesi gerekir. Laminar ve türbülanslı akışın kesin farklılıkları vardır. Laminar akışta akışkan hareketi çok düzenlidir. Türbülanslı sınır tabaka içinde ise akışkan hareketleri düzensizdir.

Sınır tabaka hesaplarında, laminar akıştan türbülanslı akışa geçişin, bir x noktasında başladığı varsayılır. Bu nokta Reynolds sayısı olarak adlandırılan bir boyutsuz değişkenin adı ile belirlenir.

$$Re_x \equiv \frac{\rho u_\infty x}{\mu} \quad (3.20)$$

Buradaki x giriş ucundan olan uzaklıktır. Kritik reynolds sayısı laminardan türbülanslı bölgeye geçişin başladığı değerdir. Bu değer değişik yüzeyler ve geometriler için değişmektedir.

### 3.4 Silindir Üzerinde Çapraz Akış

Boruda meydana gelen ısı kaybını hesaplariken, eğer hava hareketliyse borunun dışında bir akış meydana gelir. Serbest akışın ön durma noktasında hızı sıfır olur ve basıncı artar. Bu noktadan itibaren, basınç akış yönünde azalır ve silindirin sonunda en düşük değere ulaşır.

Reynolds sayısına bağlı olan sınır tabakadan türbülansa geçiş, ayrılma noktasının konumundan büyük ölçüde etkilenir. Silindir için karakteristik uzunluk çaptır ve Reynolds sayısı,

şeklinde tanımlanır. Nu sayısını hesaplarırken Re ve Pr değerlerine ihtiyaç vardır. Yerel Nusselt sayısı için  $Pr \geq 0,6$  için ön durma noktasında, sınır tabaka çözümlemesi

$$Nu_D = 1,15 Re_D^{1/2} Pr^{1/3} \quad (3.21)$$

sonucunu verir.

Bununla beraber, mühendislik hesaplarında, toplam ortalama değerler daha fazla kullanılır. Hilpert' in ampirik bağıntısı

$$\overline{Nu}_D \equiv \frac{\bar{h}D}{k} = C Re_D^m Pr^{1/3} \quad (3.22)$$

yaygın olarak kullanılan bir bağıntıdır. Bu bağıntıda geçen C ve m sabitleri aşağıdaki çizelgede verilmiştir.

Çizelge 3.2. Dairesel silindir üzerinden geçen çapraz akış için Hilpert bağıntısının sabitleri (Incropera, 2006)

<b>Re<sub>D</sub></b>	<b>C</b>	<b>m</b>
0,4-4	0,989	0,33
4-40	0,911	0,385
40-4000	0,683	0,466
4000-40000	0,193	0,618
40000-400000	0,027	0,805

Bunun dışında, çapraz akışlı dairesel silindir için başka bağıntılar da önerilmiştir. Zhukauskas'ın bağıntısına göre

$$\overline{Nu}_D = C Re_D^m Pr^n \left( \frac{Pr}{Pr_s} \right)^{1/4} \quad (3.23)$$

olarak hesaplanır. Burada tüm özellikler  $T_s$  yüzey sıcaklığında hesaplanan  $Pr$  dışında,  $T_\infty$ , yani dış ortam sıcaklığında hesaplanır.  $Pr \leq 10$  ise  $n=0,37$  olup, diğer durumda  $n=0,36$  dır. Buradaki  $C$  ve  $m$  değerleri aşağıdaki çizelgede gösterilmiştir.

Çizelge 3.3. Dairesel silindir üzerinden geçen çapraz akış için Zhukauskas bağıntısının sabitler  
(Incropera, 2006)

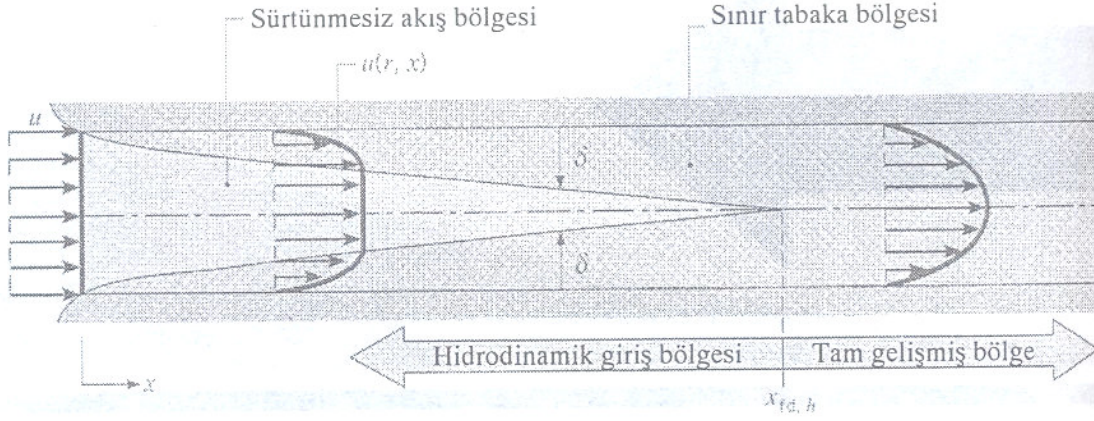
$Re_D$	$C$	$m$
1-40	0,75	0,4
40-1000	0,51	0,5
$10^3$ - $2 \times 10^5$	0,26	0,6
$2 \times 10^5$ - $10^6$	0,076	0,7

### 3.5 İç Akış

Dairesel bir boru içinde meydana gelen akış için akışkanın boruya sabit hızda girdiği kabul edilirse, sürtünme etkileri önem kazanır ve boru içinde ilerledikçe sınır tabaka gelişir. Bu gelişme sürtünmesiz akış bölgesinin giderek küçülmesi ve boru ekseninde sınır tabakaların birleşmesiyle sona erer. Bu noktadan sonra hız profili artık  $x$  ile değişmez. Bundan sonra akış tam gelişmiştir. Girişten bu koşulun gerçekleştiği noktaya kadar olan uzaklık hidrodinamik giriş uzunluğu olarak adlandırılır.

Boru içinde akan akışkanın laminer veya türbülanslı bölgede olduğunu yine Reynolds sayısı ile belirlenir.

$$Re_D \equiv \frac{\rho u_m D}{\mu} \quad (3.24)$$



Şekil 3.7. Dairesel boruda laminer, hidrodinamik sınır tabaka gelişimi (Incropera, 2006)

Burada  $u_m$  boru kesiti boyunca akışkanın hızı,  $D$  ise boru çapıdır. Türbülansın başladığı kritik Reynolds sayısı;

$$Re \approx 2300$$

olarak alınır. Türbülansa geçiş genellikle giriş bölgesinde sınır tabaka değişimi sırasında başlar.

Nusselt sayısını bulmak için Colburn şöyle bir eşitlik vermiştir.

$$Nu = 0,023 Re_D^{4/5} Pr^{1/3} \quad (3.25)$$

Dittus-Boelter eşitliği yukarıdaki bağıntıdan daha yaygın olarak kullanılmaktadır.

$$Nu = 0,023 Re_D^{4/5} Pr^n \quad (3.26)$$

Burada  $T_s > T_m$  için  $n=0,4$  diğer durumda  $n=0,3$  olarak alınır.

Buradan boru içindeki akışkanın ısı iletim katsayısına geçilebilir.

$$h = \frac{Nu \cdot k}{D} \quad (3.27)$$

### 3.6 Yoğuşma Durumunda Isı Transfer Katsayısı

Buhar boru içinde kendi doyma sıcaklığının altında olan boru ile temasa geçtiğinde yoğuşma meydana gelir. Bu yoğuşma sonrasında bir film tabakası oluşur. Bu durumda ısı transfer katsayısında önemli derecede artış görülür.

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3} \quad (3.28)$$

Bu formülde s indisi sıvı haldeki fiziksel durumunu, b ise buhar halindeki fiziksel durumunu göstermektedir. g yer çekimi ivmesi ( $m^2/s$ ), k ısı iletim katsayısı (W/mC),  $\mu$  dinamik viskozite ( $Ns/m^2$ ),  $\Gamma$  birim boru boyunda yoğuşan sıvıyı ( $kg/ms$ ) göstermektedir. (Holman, 1997; Genceli, 2005; Incropera, 2006)

## BÖLÜM-4

### 4. BUHAR HATTI ISI KAYBI HESABINDA İZLENEN YOL

Aktops fabrikasında iki farklı basınçta hat bulunmaktadır. Aksa fabrikasında 21 barG'de üretilen buhar Aktops'da bulunan kolektöre geldiğinde 8 barG basınca düşmektedir. Diğer bir hat ise yine Aksa'da 6 barG basınçta üretilip kolektörde 3 barG basınca düşürülmektedir.

8 barG basıncındaki hat; kontinü boyahanade ilma kurutucuları ve kompresörleri, kesikli boyahanade ise kazan ve presleri beslemektedir. 3 barG basıncındaki hat ise kesim paketleme ünitesi, tops ünitesi ve kontinü boyahanedeki fiksaj kabinlerini beslemektedir.

Buhar hattında meydana gelen ısı kaybının hesabında aşağıdaki yol izlenecektir.

#### 4.1 Buhar hatlarının çizimi

Enerji etüdü çalışmasını yapmadan önce hatların Aksa'dan başlayıp kullanılan makinalara kadar nasıl geldiğinin bilinmesi gerekir. Bu yüzden iyileştirme çalışmalarından önce bu hatların çizimi gerekmektedir. Yapılan çizimler ile hat üzerindeki eksiklikler daha rahat farkedilecektir.

Hatların çiziminden sonra hatlar içinden geçen buharın özellikleri bilinmelidir. Bu özellikler zaten kolektörden itibaren hat takip edildiği için bilinmektedir. Hatlar içinde doymuş buhar geçmektedir. Hesaplama yapılırken hatlarda meydana gelen basınç kayıpları önemsenmemiştir. Bu yüzden hat boyunca buhar sabit basınçta doymuş buhar olarak kabul edilmiştir.

Hesaplara geçmeden önce çizimde bilmesi gereken diğer bir önemli konu ise hatlarda bulunan boruların çapları ve uzunluklarıdır. Kolaylık olsun diye hatlarda ayırım noktalarına harfler ve numaralar verilerek o ünite üzerindeki boruların çap ve uzunluklarının listesi çıkarılmıştır.

## 4.2 Isıl Hesaplar

Isıl hesapları yapabilmek için hem boru içinde hem de boru dışında bulunan akışkanların ısı transfer katsayılarının hesaplanması gerekir. Borunun içinde hangi üniteye olduğuna bağlı olarak, daha önce de belirtildiği gibi iki farklı basınçta buhar geçmektedir. Borunun dışında ise akışkan olarak hava bulunmaktadır.

Boru içindeki buharın ısı transfer katsayısını etkileyen faktörler; buharın basıncı, sıcaklığı ile içinden geçtiği borunun çapı ve uzunluğudur. Bu yüzden bu değer her hat için ve yukarıda belirtilen her farklı özellik için, buharın ısı iletim katsayısı farklı olabilmektedir. Fakat belli bir değer üzerinde buharın ısı transfer katsayılarında önemli bir artış olsa dahi toplam ısı kaybı değişmemektedir. Bunun nedeni toplam ısı transfer katsayısında, ısı transfer katsayısını en düşük ısı transfer katsayısı belirler. Yani buharın ısı transfer katsayısı ne kadar yüksek olursa olsun, boru ve havanın iletim katsayısı, daha düşük olduğu için etkisi fazla olmayacaktır. Bu mantıkla eğer izolasyon yapılırsa, izolasyonun ısı transfer katsayısı, buhar, boru ve havanın ısı transfer katsayısı yanında çok küçük kalacağı için, ısı geçişini belirleyen ana etmen izolasyon olacaktır. Buharın ısı transfer katsayısı her ünite için ayrı ayrı hesaplanacak ve bunlar da çizelge şeklinde verilecektir.

Boru dışındaki havanın ise her hat için farklı bir hesaba ihtiyacı yoktur. Hava hızı fabrika içinde her yerde aynı ve çapraz akışlı kabul edilmiştir. Havanın ısı transfer katsayısını etkileyen faktörlerden hava sıcaklığı ve basıncı da her yerde aynı kabul edildiği için, çapraz akışta Reynolds sayısını etkileyen havanın temas ettiği boru çapı (D) , havanın ısı transfer katsayısına etki eden temel faktör olarak değerlendirilmiştir. Boru dış çapları ise her hat için aynı olup sadece borunun çapına ve izolasyonlu olup olmamasına göre değişmektedir. Fakat farklı ünitelerde aynı dış çapa sahip borular için havanın ısı transfer katsayısı aynıdır.

Hatlarda borular, DIN 2448 dikişsiz borudur. Bunlar sırasıyla DN (15, 20, 25, 32, 40, 50, 65, 80, 100, 150, 200) şeklinde çaplara göre sıralanmışlardır. Bu boruların çapları aşağıdaki çizelgede verilmiştir.



Çizelge 4.1. DIN 2448 dikişsiz boru çapları [1]

Nom. Çap		Dış Çap mm			Std. Et. Kal.	Nom. Çap		Dış Çap mm.			Std. Et. Kal.
mm.	Inch.	Seri 1	Seri 2	Seri 3		mm.	Inch.	Seri 1	Seri 2	Seri 3	
-	1/8	10,2	-	-	1,6	65	2 1/2	76	-	-	2,9
-	1/4	13,5	-	-	1,8	-	-	-	-	82,5	3,2
-	-	-	16	-	1,8	80	3	88,9	-	-	3,2
10	3/8	17,2	-	-	1,8	90	3 1/2	-	102	-	3,6
-	-	-	19	-	2	-	-	-	-	108	3,6
-	-	-	20	-	2	100	4	114	-	-	3,6
15	1/2	21,3	-	-	2	-	-	-	127	-	4
-	-	-	25	-	2	-	-	-	133	-	4
-	-	-	-	25,4	2	125	5	140	-	-	4
20	3/4	26,9	-	-	2,3	-	-	-	-	152	4,5
-	-	-	-	30	2,6	-	-	-	-	159	4,5
-	-	-	31,8	-	2,6	150	6	168	-	-	4,5
25	1	33,7	-	-	2,6	-	7	-	-	178	5
-	-	-	38	-	2,6	-	-	-	-	194	5,6
32	1 1/4	42,4	-	-	2,6	200	8	219	-	-	6,3
-	-	-	-	44,5	2,6	-	9	-	-	245	6,3
40	1 1/2	48,3	-	-	2,6	250	10	273	-	-	6,3
-	-	-	51	-	2,6	300	12	324	-	-	7,1
-	-	-	-	54	2,6	350	14	356	--	-	8
-	-	-	57	-	2,9	400	16	406	--	-	8,8
50	2	60,3	-	-	2,9	450	18	457	--	-	10
-	-	-	63,5	-	2,9	500	20	508	--	-	11
-	-	-	70	-	2,9	550	22	-	--	559	12,5
-	-	-	-	73	2,9	600	24	610	-	-	12,5

Hatlar çizilirken göze çarpan en önemli konu vanaların izolasyonsuz olmasıdır. Çeşitli kaynaklarda çıplak bir vananın aynı çaptaki 3 metre veya daha fazla boydaki boruya eşdeğer kabul edileceği belirtilmiştir.(Nayyar, 1992 ve [3]) Bu yüzden vanalardan meydana gelen ısı kayıplarının ve buhar kaybının hesabını yapmak yararlı olacaktır. Aynı zamanda borularda meydana gelen ısı kayıplarını da göstermek karşılaştırma açısından faydalı olacaktır. Ayrıca vanalar izolasyonlu olsaydı ne kadar ısı kaybedeceği de hesaplanmıştır.

### 4.3 Havanın Isı Transfer Katsayısının Hesabı

Vanalar aynı çaptaki 3 metre boru eşdeğeri alındığı için artık vana yerine boru eşdeğeri kullanılacaktır. Vanalar izolasyonsuz olduğu için borular da izolasyonsuz kabul edilmiştir. Bu yüzden havanın ısı transfer katsayısı için; borunun hem izolasyonlu hem de izolasyonsuz durumuna göre farklı çaptaki borularda hesaplar yapılmıştır. Boruya izolasyon eklenince doğal olarak borunun dış çapı izolasyonun kalınlığıyla değişecektir. Fabrikadaki hatlarda izolasyon kalınlığı 50 mm olduğu ve hatlardaki çaplar için bu kalınlık uygun olduğu için hesaplarda izolasyon kalınlığı olarak 50 mm alınmıştır.

Çapraz dış akışta Reynolds sayısı şöyle hesaplanıyordu. (Denklem 3.24)

$$\text{Re}_D \equiv \frac{\rho VD}{\mu} = \frac{VD}{\nu}$$

Hava hızı olarak 0,5 m/s kabul edilmiştir. Hava hızının artması Reynolds sayısını dolayısıyla, hava ısı transfer katsayısını ve ısı kaybını arttıracaktır. Hava için gerekli olan özellikler Ek 3'te verilmiştir. Buradan hava için gerekli olan Prandtl sayısı alınır ve Nusselt sayısı hesaplanarak, ısı transfer katsayısı hesaplanır. Şimdi DN20 çapındaki boru için izolasyonlu ve izolasyonsuz durum için havanın ısı transfer katsayısı hesaplanmıştır.

İzolasyon yokken havanın temas ettiği yüzey çapı borunun dış çapı olacaktır. Bu da Çizelge 4.1'den, DN20 için

$$D_d = 0,027 \text{ m}$$

olarak alınır. Şimdi Reynolds sayısı hesaplanırsa,

$$\text{Re}_D \equiv \frac{\rho VD}{\mu} = \frac{VD}{\nu} = \frac{0,5 \cdot 0,027}{0,000015} = 900$$

olarak bulunur. Buradan Nusselt sayısını hesaplanırsa (Denklem 3.23)

$$\overline{Nu}_D = C Re_D^m Pr^n \left( \frac{Pr}{Pr_s} \right)^{1/4} = 0,51 \cdot 900^{0,5} \cdot 0,709^{0,37} \cdot \left( \frac{0,709}{0,69} \right)^{0,25} = 13,56$$

$$h = \frac{Nu \cdot k}{D} = \frac{13,56 \cdot 0,0263}{0,027} = 13,212 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Hava için gerekli olan  $\nu$ ,  $k$ ,  $Pr$ ,  $Pr_s$  değerleri Ek 3'te verilmiştir.  $C$ ,  $m$ ,  $n$  değerleri ise  $Re$  sayısına göre Çizelge 3.3'den alınmıştır.

Aynı şekilde DN20 için izolasyonlu boruda meydana gelen ısı kaybında dış çap değişecektir. Dolayısıyla Reynolds sayısı ve ısı iletim katsayısı da değişecektir. İzolasyon kalınlığı 0,05 m dir. Dolayısıyla dış çap 0,127 m olacaktır.

$$Re_D = \frac{\rho V D}{\mu} = \frac{V D}{\nu} = \frac{0,5 \cdot 0,127}{0,000015} = 4233$$

$$\overline{Nu}_D = C Re_D^m Pr^n \left( \frac{Pr}{Pr_s} \right)^{1/4} = 0,51 \cdot 4233^{0,5} \cdot 0,709^{0,37} \cdot \left( \frac{0,709}{0,69} \right)^{0,25} = 29,31$$

$$h = \frac{Nu \cdot k}{D} = \frac{29,31 \cdot 0,0263}{0,127} = 6,070 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Isı kaybı hesabı yapılırken değişik çaplardaki boruların, izolasyonlu olup olmamasına göre havanın ısı transfer katsayısı, Çizelge 4.2'de karşılık gelen değerlerden alınacaktır. Her ünite için ayrı ayrı buharın ısı transfer katsayısı hesaplanıp böylece ısı kaybı hesabı yapılacaktır.

Aynı şekilde diğer çaplar içinde aynı hesaplar yapıp havanın ısı transfer katsayısı Çizelge 4.2'de verilmiştir.

Çizelge 4.2. Çaplara göre havanın ısı transfer katsayısı

<b>Havanın Isı Transfer Katsayısı (<math>W/m^2K</math>)</b>								
<b>Boru</b>	<b>İzolasyon Yoksa</b>				<b>İzolasyon Varsa</b>			
	<i>Havanın Temas ettiği yüzeyin Çapı (m)</i>	<i>Reynolds Sayısı</i>	<i>Nusselt Sayısı</i>	<i>Havanın Isı Transfer Katsayısı (<math>W/m^2K</math>)</i>	<i>Havanın Temas ettiği yüzeyin Çapı (m)</i>	<i>Reynolds Sayısı</i>	<i>Nusselt Sayısı</i>	<i>Havanın Isı Transfer Katsayısı (<math>W/m^2K</math>)</i>
DN150	0,1683	5610	40,92	6,396	0,2683	8943	53,95	5,288
DN100	0,1143	3810	32,45	7,466	0,2143	7143	47,14	5,785
DN80	0,0889	2963	27,90	8,256	0,1889	6296	43,70	6,085
DN65	0,0761	2536	25,42	8,785	0,1761	5870	41,90	6,258
DN50	0,0424	2010	22,10	9,643	0,1424	5343	39,60	6,498
DN40	0,0483	1610	19,35	10,538	0,1483	4943	37,80	6,703
DN32	0,0603	1413	17,89	11,101	0,1603	4746	36,89	6,813
DN25	0,0337	1123	15,59	12,170	0,1337	4456	35,52	6,987
DN20	0,027	900	13,56	13,212	0,127	4233	29,31	6,070
DN15	0,0213	710	12,04	14,875	0,1213	4043	33,50	7,265

## BÖLÜM-5

### 5. BUHAR HATLARINDA MEYDANA GELEN ISI KAYIPLARI

Fabrika içinde bulunan tüm hatlarda buhar borularından ve vanalardan meydana gelen ısı kayıpları hesaplanacaktır. Bu hesapları yapmak için çeşitli şartlara göre (hız, sıcaklık, çap vb.) buhar ve havanın ısı tranfer katsayıları bilmelidir. Havanın ısı iletim katsayısı daha önceden belirlenmişti. Burada buharın ısı transfer katsayısı ve vana ile borularda meydana gelen ısı kayıpları hesaplanmıştır.

#### 5.1. İlma buhar hattında borulardan ve vanalardan meydana gelen ısı kayıpları

İlma buhar hattında 8 barG basınçta kolektörden çıkan buhar, kurutucularda ve kompresörde kullanılmaktadır. Ek-6 İlma Hattının Yerleşimi Planı'nda, ilma hattının, kolektör çıkışından makinalara kadar olan boru çapları, buhar debileri ve boru metrajları verilmiştir. Şekil yardımıyla boru çapı ve buhar debisine göre boru metrajları ve vana sayıları aşağıdaki çizelgede verilmiştir. (Çizelge 5.1.)

Çizelge 5.1 İlma hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı

Tanım	m (t/h)	Çap (DN)	L (m)	Vana sayısı	Tanım	m (t/h)	Çap (DN)	L (m)	Vana sayısı
ilma(A-B)	4,96	100	23	1	İlma4( KOMP-Komp.1)	0,0565	50	4,5	1
ilma(B-11)	0,113	65	14	1	İlma4 (KOMP1-2)	0,0565	25	3	1
ilma(11-11.1)	0,113	50	4	2	İlma(4-5)	2,1145	100	7,5	0
ilma(11.1-11.2)	0,113	25	6,5	1	ilma(5-5.1)	0,7	65	3,5	1
İlma(B-1)	4,847	100	9	0	ilma(5.1-5.2)	0,28	65	0,5	0
ilma(1-1.1)	0,63	65	5	3	ilma(5.2-K)	0,14	32	2	2
ilma(1.1-K)	0,14	32	2	2	ilma(5.2-5.3)	0,14	65	4	0
ilma(1.1-1.2)	0,42	65	3	0	ilma(5.3-K)	0,14	32	2	2
ilma(1.2-K)	0,14	32	2	2	ilma(5.1-5.4)	0,42	65	3	0
ilma(1.2-1.3)	0,28	65	3	0	ilma(5.4-K)	0,14	32	2	2
ilma(1.3-K)	0,14	32	2	2	ilma(5.4-5.5)	0,28	65	3	0
ilma(1.3-1.4)	0,14	65	3	0	ilma(5.5-K)	0,14	25	2	2
ilma(1.4-K)	0,14	32	2	2	ilma(5.5-5.6)	0,14	65	3	0
İlma(1- KOMP)	0,07	25	9	1	ilma(5.6-K)	0,14	25	2	2
İlma(1-2)	4,217	100	9	0	İlma5( KOMP-Komp.1)	0,0565	50	4,5	1

ilma(2-2.1)	0,63	65	5	3	İlma5 (KOMP1-2)	0,0565	25	3	1
ilma(2.1-K)	0,14	32	2	2	İlma(5-6)	1,358	100	4	1
ilma(2.1-2.2)	0,42	65	3	0	ilma(6-6.1)	0,434	65	3,5	1
ilma(2.2-K)	0,14	32	2	2	İlma(6.1-6.2)	0,1085	65	0,5	0
ilma(2.2-2.3)	0,28	65	3	0	ilma(6.2-K)	0,1085	32	2	2
ilma(2.3-K)	0,14	32	2	2	ilma(6.1-6.3)	0,3255	65	3	0
ilma(2.3-2.4)	0,14	65	3	0	ilma(6.3-K)	0,1085	32	2	2
ilma(2.4-K)	0,14	32	2	2	ilma(6.3-6.4)	0,217	65	3	0
İlma(2- KOMP)	0,07	15	3	1	ilma(6.4-K)	0,1085	25	2	2
İlma(2-bhane)	3,587	100	8,5	0	ilma(6.4-6.5)	0,1085	65	3	0
boyahane	0,226	65	40	1	ilma(6.5-K)	0,1085	25	2	2
İlma(Bhane-3)	3,361	100	5	0	ilma6(KOPM)	0,0565	25	3	1
ilma(3-3.1)	0,49	65	4,5	3	İlma(6-7)	0,867	100	5	0
ilma(3.2-K)	0,14	32	2	2	ilma(7-7.1)	0,433	65	3,5	1
ilma(3.2-3.3)	0,14	65	4,5	0	İlma(7.1-7.2)	0,10825	65	0,5	0
ilma(3.3-Komp)	0,14	32	2	2	ilma(7.2-K)	0,10825	32	2	2
ilma(3.1-3.4)	0,16	65	2	0	ilma(7.1-7.3)	0,32475	65	3	0
ilma(3.4-Komp)	0,14	32	2	2	ilma(7.3-K)	0,10825	32	2	2
ilma(3.5-Alea)	0,02	65	13	2	ilma(7.3-7.4)	0,2165	65	3	0
İlma3( KOMP-Komp.1)	0,05	25	9	1	ilma(7.4-K)	0,10825	32	2	2
İlma3 (KOMP1-2)	0,05	15	4	1	ilma(7.4-7.5)	0,10825	65	3	0
İlma(3-4)	2,871	100	8,5	1	ilma(7.5-K)	0,10825	32	2	2
ilma(4-4.1)	0,7	65	3,5	1	ilma7(KOPM)	0,0565	25	3	1
ilma(4.1-4.2)	0,28	65	0,5	0	İlma(7-8)	0,3775	100	2	1
ilma(4.2-K)	0,14	32	2	2	ilma(8-8.1)	0,321	65	5	1
ilma(4.2-4.3)	0,14	65	3,5	0	İlma(8.1-8.2)	0,107	65	0,5	0
ilma(4.3-K)	0,14	32	2	2	ilma(8.2-K)	0,107	25	2	2
ilma(4.1-4.4)	0,42	65	3	0	ilma(8.1-8.3)	0,214	65	3	0
ilma(4.4-K)	0,14	32	2	2	ilma(8.3-K)	0,107	25	2	2
ilma(4.4-4.5)	0,28	65	3	0	ilma(8.3-8.4)	0,107	65	3	0
ilma(4.5-K)	0,14	32	2	2	ilma(8.4-K)	0,107	25	2	2
ilma(4.5-4.6)	0,14	65	3	0	İlma8 KOMP	0,0565	25	2	1
ilma(4.6-K)	0,14	32	2	2					

Çizelge 5.1 yardımıyla çaplara göre buhar debileri sıralanıp buhar debilerine karşılık gelen metrajlar ve vana sayıları da yazılarak ilma hattı için ısı kaybı hesabı yapılmıştır. Isı kaybı hesabı boru ve vana için ayrı çizelgelerde gösterilmiştir. İzolasyonsuzken ve izole edilmesi ile meydana gelen ısı kaybı ayrı bir çizelgede gösterilerek karşılaştırılması yapılmıştır.

Isı kaybının hesabı için önce buharın ısı transfer katsayısı hesaplanmıştır. Borulardan kaynaklanan ısı kaybı, sonra da vanalardan meydana gelen ısı kaybı hesaplanmıştır. İlk hesaplama yönteminde film tabaka oluşmadığı göz önüne alınmıştır. Bu yöntemle klasik

olarak sırasıyla, Reynolds sayısı, Nusselt sayısı ve ısı taşınım katsayısı hesaplanmıştır. İkinci hesaplamada ise film tabaka oluştuğu (yoğuşma meydana geldiği için) göz önüne alınarak hesaplamalar yapılmıştır.

Yapılan hesaplarda buhar ısı iletim katsayısı daha önceden boru için hesaplanan ısı iletim katsayıları ile aynı olduğu için tekrar hesaplanmamıştır. Son olarak eğer vanalar izolasyonlu olsaydı, meydana gelecek olan ısı kaybı hesaplanmıştır. Bu işlemlerden sonra ilma hattı için boru ve vanalardan meydana gelen ısı kayıpları hesaplanmıştır.

DN 15 çapındaki boru ve 0,019 kg/s debisindeki buhar için örnek olarak bu hesaplamalar gösterilmiştir.

DN 15 borunun iç çapı 0,0173 metredir. Çizelge 5.2’de de görüldüğü gibi boru boyu 3 metredir. Buharın viskozitesi EK 1’deki çizelgeden buharın özelliklerine göre alınır. 8 barG basıncındaki doymuş buhar için buharın viskozitesi  $0,00001478 \text{ Ns/m}^2$  olarak alınmıştır. Reynolds sayısı Denklem 3.24’ten

$$\text{Re}_D \equiv \frac{\rho V D}{\mu} = \frac{V D}{\nu} = \frac{4 \dot{m}}{\pi D_{iç} \nu} = \frac{4 \cdot 0,019}{\pi \cdot 0,0173 \cdot 14,78 \cdot 10^{-6}} = 96824$$

olarak bulunur. Yine Prandtl sayısı EK 1’den alınmıştır.

Reynolds sayısına bakıldığında,  $\text{Re} > 2300$  olduğu için türbülanslı bölgededir. Böylece türbülanslı bölge için Nusselt sayısı Denklem 3.26’dan

$$\text{Nu} = 0,023 \text{Re}_D^{4/5} \text{Pr}^{0,3} = 0,023 \cdot 96824^{4/5} \cdot 1,14^{0,3} = 233$$

Nusselt sayısının hesabından sonra buharın ısı transfer katsayısı Denklem 3.27’den hesaplanmıştır.

$$h = \frac{\text{Nu} \cdot k}{D} = \frac{233 \cdot 0,032}{0,0173} = 431 \text{ W/m}^2 \text{K}$$

Isı transfer katsayısı hesaplandıktan sonra artık boru da meydana gelen ısı kaybı hesaplanabilir. Eğer hesaplar borunun iç yüzey alanına göre yapılırsa;

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,0173 \cdot 3 = 0,163 \text{ m}^2$$

Boru izolasyonlu olup izolasyon kalınlığı 50 mm olduğu için,

$$D_{iz} = D_d + s_{iz} = 0,0213 + 0,1 = 0,1213 \text{ m}$$

Havanın ısı iletim katsayısı daha önceden hesaplanmıştı. Borunun iletim katsayısı olarak 40 W/mK [1] ve cam yününün ısı iletim katsayısı olarak da 0,043 W/mK (Ek 2) alınmıştır.(Denklem 3.16)

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iz}} \ln \frac{r_{iz}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{iz}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{431} + \frac{0,0173}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0213}{0,0173} + \frac{0,0173}{0,043} \ln \frac{0,1213}{0,0213} + \frac{0,0173}{0,1213} \cdot \frac{1}{7,27}} = 2,69 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Dış sıcaklık 20° C olduğuna göre;

$$q = UA_{iç} (T_b - T_h) = 2,69 \cdot 0,163 \cdot (175 - 20) = 67,07 \text{ W}$$

Çizelge 5.2’de buhar debileri çaplara göre ayrılmış ve her biri için ısı kayıpları gösterilmiştir.

Çizelge 5.2. İlma hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları (yoğuşma göz önüne alınmazsa)

	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)					Isı Kaybı (W)				
	Buhar debisi (Kg/s)	Boru İç Çapı (m)	Reynolds Sayısı	Nusselt Sayısı	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)	Boru boyu (m)	İç Yüzey Alanı (m <sup>2</sup> )	Boru Dış Çapı (m)	U (W/m <sup>2</sup> K)	Isı Kaybı (W)
<b>DN100</b>	1,378	0,107	1109254	1639,92	490,44	23	0,73	0,1143	1,15	1358,96
	1,346	0,107	1083983	1609,96	481,48	9	3,03	0,1143	1,15	531,74
	1,171	0,107	943089	1440,26	430,73	9	3,03	0,1143	1,15	531,59
	0,996	0,107	802196	1265,38	378,43	8,5	2,86	,1143	1,15	501,88



Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)					Isı Kaybı (W)					
Buhar debisi (Kg/s)	Boru İç Çapı (m)	Reynolds Sayısı	Nusselt Sayısı	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)	Boru boyu (m)	İç Yüzey Alanı (m <sup>2</sup> )	Boru Dış Çapı (m)	U (W/m <sup>2</sup> K)	Isı Kaybı (W)	
0,934	0,107	751653	1201,19	359,23	5	1,68	0,1143	1,15	295,17	
0,798	0,107	642070	1058,92	316,68	8,5	2,86	0,1143	1,15	501,58	
0,587	0,107	472886	829,09	247,95	7,5	2,52	0,1143	1,15	442,13	
0,377	0,107	303703	581,77	173,99	4	1,34	0,1143	1,14	235,34	
0,241	0,107	193895	406,3	121,51	5	1,68	0,1143	1,14	293,34	
0,105	0,107	84424	208,91	62,47	2	0,67	0,1143	1,13	116,3	
<b>DN65</b>	0,031	0,0703	38464	111,38	50,70	14	3,09	0,0761	1,3	614,84
	0,175	0,0703	214446	440,4	200,46	5	1,1	0,0761	1,33	223,87
	0,117	0,0703	142964	318,4	144,93	3	0,66	0,0761	1,32	133,99
	0,078	0,0703	95309	230,2	104,78	3	0,66	0,0761	1,32	133,52
	0,039	0,0703	47654	132,21	60,18	3	0,66	0,0761	1,3	132,29
	0,175	0,0703	214446	440,4	200,46	5	1,1	0,0761	1,33	223,87
	0,117	0,0703	142964	318,4	144,93	3	0,66	0,0761	1,32	133,99
	0,078	0,0703	95309	230,2	104,78	3	0,66	0,0761	1,32	133,52
	0,039	0,0703	47654	132,21	60,18	3	0,66	0,0761	1,3	132,29
	0,063	0,0703	76928	193,94	88,28	40	8,83	0,0761	1,31	1776,07
	0,136	0,0703	166791	360,19	163,95	4,5	0,99	0,0761	1,32	201,19
	0,039	0,0703	47654	132,21	60,18	4,5	0,99	0,0761	1,3	198,43
	0,044	0,0703	54462	147,12	66,96	2	0,44	0,0761	1,31	88,39
	0,006	0,0703	6807	27,87	12,68	13	2,87	0,0761	1,21	530,21
	0,194	0,0703	238273	479,13	218,09	3,5	0,77	0,0761	1,33	156,8
	0,078	0,0703	95309	230,2	104,78	0,5	0,11	0,0761	1,32	22,25
	0,039	0,0703	47654	132,26	60,18	3,5	0,77	0,0761	1,3	154,33
	0,117	0,0703	142964	318,4	144,93	3	0,66	0,0761	1,32	133,99
	0,078	0,0703	95309	230,2	104,78	3	0,66	0,0761	1,32	133,52
	0,039	0,0703	47654	132,21	60,18	3	0,66	0,0761	1,3	132,29
	0,194	0,0703	238273	479,13	218,09	3,5	0,77	0,0761	1,33	156,8
	0,078	0,0703	95309	230,2	104,78	0,5	0,11	0,0761	1,32	22,25
	0,039	0,0703	47654	132,21	60,18	4	0,88	0,0761	1,3	176,38
	0,117	0,0703	142964	318,4	144,93	3	0,66	0,0761	1,32	133,99
	0,078	0,0703	95309	230,2	104,78	3	0,66	0,0761	1,32	133,52
	0,039	0,0703	47654	132,21	60,18	3	0,66	0,0761	1,3	132,29
	0,121	0,0703	147729	326,86	148,78	3,5	0,77	0,0761	1,32	156,35
	0,03	0,0703	36932	107,82	49,081	0,5	0,11	0,0761	1,3	21,94
	0,09	0,0703	110797	259,67	118,19	3	0,66	0,0761	1,32	133,71
	0,06	0,0703	73864	187,73	85,45	3	0,66	0,0761	1,31	133,14
	0,03	0,0703	36932	107,82	49,08	3	0,66	0,0761	1,3	131,64
	0,12	0,0703	147389	326,26	148,51	3,5	0,77	0,0761	1,32	156,35
	0,03	0,0703	36847	107,62	48,99	0,5	0,11	0,0761	1,3	21,94
	0,09	0,0703	110541	259,19	117,98	3	0,66	0,0761	1,32	133,71
	0,06	0,0703	73694	187,39	85,29	3	0,66	0,0761	1,31	133,14
	0,03	0,0703	36847	107,62	48,99	3	0,66	0,0761	1,3	131,63
	0,089	0,0703	109265	256,79	116,89	5	1,1	0,0761	1,32	222,82
	0,03	0,0703	36421	106,63	48,53	0,5	0,11	0,0761	1,3	21,93

	Buharın Isı Transfer Katsayısı ( $W/m^2K$ )					Isı Kaybı (W)				
	Buhar debisi (Kg/s)	Boru İç Çapı (m)	Reynolds Sayısı	Nusselt Sayısı	Buharın Isı Transfer Katsayısı ( $W/m^2K$ )	Boru boyu (m)	İç Yüzey Alanı ( $m^2$ )	Boru Dış Çapı (m)	$U$ ( $W/m^2K$ )	Isı Kaybı (W)
	0,059	0,0703	72843	185,65	84,50	3	0,66	0,0761	1,31	133,12
	0,03	0,0703	36421	106,63	48,53	3	0,66	0,0761	1,3	131,6
DN50	0,031	0,0545	49615	136,54	80,17	4	0,68	0,0603	1,47	153,74
	0,016	0,0545	24807	78,42	46,04	4,5	0,77	0,0603	1,45	170,65
	0,016	0,0545	24807	78,42	46,04	4,5	0,77	0,0603	1,45	170,65
DN32	0,039	0,0372	90057	220	189,24	38	4,44	0,0424	1,77	1203,89
	0,03	0,0372	69794	179,41	154,33	4	0,47	0,0424	1,77	126,46
	0,03	0,0372	69633	179,08	154,05	8	0,93	0,0424	1,77	252,91
DN25	0,031	0,0285	94878	229,37	257,54	6,5	0,58	0,0337	2,05	182,3
	0,019	0,0285	58774	156,37	175,57	9	0,81	0,0337	2,04	251,49
	0,014	0,0285	41982	119,47	134,14	9	0,81	0,0337	2,03	250,59
	0,039	0,0285	117548	272,25	305,69	4	0,36	0,0337	2,05	112,33
	0,016	0,0285	47439	131,74	147,92	14	1,25	0,0337	2,04	390,35
	0,03	0,0285	91100	222,03	249,3	4	0,36	0,0337	2,05	112,16
	0,03	0,0285	89840	219,57	246,54	6	0,54	0,0337	2,05	168,22
DN15	0,019	0,0173	96824	233,12	431,21	3	0,16	0,0213	2,69	67,07
	0,014	0,0173	69160	178,11	329,45	4	0,22	0,0213	2,68	89,26

Vanalarda meydana gelen ısı kayıplarının hesabında, vanalar izolasyonsuz olduğu için bir takım değişiklikler olmuştur. Daha önceki hesaplardan farklı olarak izolasyon olmadığı için dış çap değişecek ve dolayısıyla hava ısı iletim katsayısı da değişecek, aynı zamanda izolasyon olmadığı için izolasyonlu ifade formülden çıkarılacaktır. Fakat buharın ısı iletim katsayısında bir değişiklik olmayacaktır.

Daha önce hesabı yapılan DN15 çapında ve 0,019 kg/s debisindeki buharın geçtiği vana ele alınırsa, buhar sadece 1 vanadan geçtiği görülür (Çizelge 5.2). İzolasyonsuz boru için DN15 çapındaki borudaki havanın ısı transfer katsayısına bakılırsa (Çizelge 4.2) bu değer 7,27  $W/m^2K$  olduğunu görülür.

Yukarıda DN15 borudaki 0,019 kg/s buhar için ısı transfer katsayısı 431,21  $W/m^2K$  olarak bulunmuştu. Toplam ısı geçiş katsayısını hesaplanırsa

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{r_d} \frac{1}{h_h}} = \frac{1}{\frac{1}{431} + \frac{0,0173}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0213}{0,0173} + \frac{0,0173}{0,0213} \cdot \frac{1}{7,27}} = 17,55 \text{ W/m}^2\text{K}$$

İç yüzey alanına sadece boru uzunluğu etki edecektir. Burada sadece bir tane vana olduğu için 3 metre boru olarak düşünülürse,

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,0173 \cdot 3 = 0,163 \text{ m}^2$$

olarak bulunur. Buradan da ısı kaybı

$$q = UA_{iç} (T_b - T_h) = 17,55 \cdot 0,163 \cdot (175 - 20) = 443 \text{ W}$$

olarak bulunur. Bu hesaplamalar hatta bulunan diğer vanalar için de yapılırsa Çizelge 5.3'teki sonuçlar elde edilir.

İkinci olarak da yoğuşma durumu için ısı taşınım katsayısı hesaplanacaktır. Yoğuşma için ısı taşınım katsayısı,

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

şeklindedir. Bu formülde yer alan birim boru boyunda yoğuşan sıvı miktarı ( $\Gamma$ ) bilmemektedir. Ancak birim boru boyu başına meydana gelen ısı kaybı bilinirse ve o basınçta buharlaşma gizli ısısına bölünürse buharlaşan miktar bulunabilir. Bu yüzden ilk olarak belli bir değer kabul edilmiştir. Isı taşınım katsayısı bulunduktan sonra ısı kaybı hesabı yapılmıştır. Ve çıkan değer tekrar h hesabı için kullanılmıştır. Isı taşınım katsayısını yerine koyduktan sonra çıkan ısı kaybı ile tekrar ısı taşınım katsayısı hesaplandığında, bulunan bir önceki değere eşit oluncaya kadar işlemler tekrarlanmıştır.

DN15 çapındaki borudan geçen ve 0,019 kg/s debisindeki buhar için bu işlemler yapılmıştır.

İlk olarak ısı transfer katsayısı olarak yukarıda bulunan değer olan  $431 \text{ W/m}^2\text{K}$  alınmıştır.

Birim boru boyu için yüzey alanını hesaplanırsa,

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,0173 \cdot 1 = 0,05435 \text{ m}^2$$

olarak hesaplanır. Buradan toplam ısı geçiş katsayısı

Çizelge 5.3. İlma hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları (yoğuşma göz önüne alınmazsa)

	Vana sayısı	Aynı Çaptaki Boru Eşdeğeri (m)	İç Yüzey Alanı (m <sup>2</sup> )	U (W/m <sup>2</sup> K)	Isı Kaybı (W)	İzolasyonlu Isı Kaybı (W)
<b>DN100</b>	1	3	1,01	6,76	1043	177
	1	3	1,01	6,71	1035	177
	1	3	1,01	6,59	1017	177
	1	3	1,01	6,18	953	174
<b>DN65</b>	1	3	0,66	8,00	811	132
	3	9	1,99	9,07	2760	403
	3	9	1,99	9,07	2760	403
	1	3	0,66	8,58	870	133
	3	9	1,99	8,98	2732	402
	2	6	1,33	5,43	1102	245
	1	3	0,66	9,11	923	134
	1	3	0,66	9,11	923	134
	1	3	0,66	8,93	906	134
	1	3	0,66	8,93	906	134
<b>DN50</b>	1	3	0,66	8,79	891	134
	2	6	1,03	9,41	1479	231
	1	3	0,51	8,66	680	114
<b>DN32</b>	1	3	0,51	8,66	680	114
	38	114	13,32	11,85	24159	3612
	4	12	1,40	11,69	2508	379
<b>DN25</b>	8	24	2,80	11,68	5014	759
	1	3	0,27	13,62	560	84
	1	3	0,27	13,29	546	84
	1	3	0,27	12,99	534	84
	4	12	1,07	13,73	2257	337
	5	15	1,34	13,10	2693	418
	4	12	1,07	13,59	2235	336
<b>DN15</b>	6	18	1,61	13,59	3350	505
	1	3	0,16	17,55	438	67
	1	3	0,16	17,34	432	67

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iz}} \ln \frac{r_{iz}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{iz}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{431} + \frac{0,0173}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0213}{0,0173} + \frac{0,0173}{0,043} \ln \frac{0,1213}{0,0213} + \frac{0,0173}{0,1213} \cdot \frac{1}{7,27}} = 2,69 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$q_b = UA_{iç} (T_b - T_h) = 2,69 \cdot 0,05435 \cdot (175 - 20) = 22,36 \text{ W}$$

olarak bulunur. 8 barda buharın gizli ısısı 2030 kJ/kg olarak alınıp birim boru boyu başına, birim zamanda yoğuşmuş su bulunursa

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{22,36}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,0173} = 20,26 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

olarak bulunur.

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

$$= 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{900 \cdot (900 - 4,16) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 20,26 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 32437 \text{ W / m}^2\text{K}$$

Bu ısı taşınım katsayısı ile tekrar ısı kaybını hesaplanırsa

$$q_b = UA_{iç} (T_b - T_h) = 2,71 \cdot 0,05435 \cdot (175 - 20) = 22,49 \text{ W}$$

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{22,49}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,0173} = 20,39 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

$$h = 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{900 \cdot (900 - 4,16) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 20,39 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 32370 \text{ W / m}^2\text{K}$$

Son olarak tekrar ısı transfer katsayısı ile U hesaplanıp oradan da ısı kaybına geçilirse,

$$q_b = UA_{iç} (T_b - T_h) = 2,71 \cdot 0,05435 \cdot (175 - 20) = 22,49 \text{ W}$$

Buradan

$$h = 32370 \text{ W/m}^2\text{K}$$

olarak bulunur. Bu son değer önceki değer ile aynıdır. Dikkat edilirse film yoğuşması olmadığını farzedilirse bulunan değerden yaklaşık 100 kat daha az bir değer bulunmuştur. Şimdi toplam ısı kaybını yeniden hesaplanırsa,

$$q=68,37 \text{ W}$$

bulunur. İlk bulunan değer 67,07 W idi. İki değer arasında çok fazla bir fark yoktur. Bunun nedeni ise ısı taşınım katsayısı ne kadar artarsa artsın, ısı kaybı ısı transfer katsayısı en düşük olana göre belirlenir. Burada ısı transfer katsayısı en düşük olan izolasyondur. Vanalarda ise havadır. Formüle bakılırsa ısı taşınım katsayısına sıvı ve buharın özellikleri, ile birim boru boyu başına yoğuşan buhar etki etmektedir. Yani aynı boru çapında h değerleri aynı olacaktır. Bu yolla diğer borular için aynı işlemler yapılırsa Çizelge 5.4'teki değerler elde edilir.

Çizelge 5.4. İlma hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları (yoğuşmanın hesaba katılmasıyla)

	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)			Isı Kaybı (W)				
	Buhar debisi (Kg/s)	Boru İç Çapı (m)	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)	Boru Uzunluğu (m)	İç Yüzey Alanı (m <sup>2</sup> )	Boru Dış Çapı (m)	U (W/m <sup>2</sup> K)	Isı Kaybı (W)
<b>DN100</b>	1,378	0,107	42723	23	7,73	0,1143	1,15	1379,93
	1,346	0,107	42723	9	3,03	0,1143	1,15	539,97
	1,171	0,107	42723	9	3,03	0,1143	1,15	539,97
	0,996	0,107	42723	8,5	2,86	0,1143	1,15	509,97
	0,934	0,107	42723	5	1,68	0,1143	1,15	299,98
	0,798	0,107	42723	8,5	2,86	0,1143	1,15	509,97
	0,587	0,107	42723	7,5	2,52	0,1143	1,15	449,98
	0,377	0,107	42723	4	1,34	0,1143	1,15	239,99

Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)			Isı Kaybı (W)					
Buhar debisi (Kg/s)	Boru İç Çapı (m)	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)	Boru Uzunluğu (m)	İç Yüzey Alanı (m <sup>2</sup> )	Boru Dış Çapı (m)	U (W/m <sup>2</sup> K)	Isı Kaybı (W)	
0,241	0,107	42723	5	1,68	0,1143	1,15	299,98	
0,105	0,107	42723	2	0,67	0,1143	1,15	119,99	
0,031	0,0703	40837	14	3,09	0,0761	1,33	639,25	
0,175	0,0703	40837	5	1,1	0,0761	1,33	228,30	
0,117	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,078	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,039	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,175	0,0703	40837	5	1,1	0,0761	1,33	228,30	
0,117	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,078	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,039	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,063	0,0703	40837	40	8,83	0,0761	1,33	1826,43	
0,136	0,0703	40837	4,5	0,99	0,0761	1,33	205,47	
0,039	0,0703	40837	4,5	0,99	0,0761	1,33	205,47	
0,044	0,0703	40837	2	0,44	0,0761	1,33	91,32	
0,006	0,0703	40837	13	2,87	0,0761	1,33	593,59	
0,194	0,0703	40837	3,5	0,77	0,0761	1,33	159,81	
0,078	0,0703	40837	0,5	0,11	0,0761	1,33	22,83	
0,039	0,0703	40837	3,5	0,77	0,0761	1,33	159,81	
0,117	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,078	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,039	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,194	0,0703	40837	3,5	0,77	0,0761	1,33	159,81	
0,078	0,0703	40837	0,5	0,11	0,0761	1,33	22,83	
0,039	0,0703	40837	4	0,88	0,0761	1,33	182,64	
0,117	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,078	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,039	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,121	0,0703	40837	3,5	0,77	0,0761	1,33	159,81	
0,03	0,0703	40837	0,5	0,11	0,0761	1,33	22,83	
0,09	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,06	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,03	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,12	0,0703	40837	3,5	0,77	0,0761	1,33	159,81	
0,03	0,0703	40837	0,5	0,11	0,0761	1,33	22,83	
0,09	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,06	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,03	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,089	0,0703	40837	5	1,1	0,0761	1,33	228,30	
0,03	0,0703	40837	0,5	0,11	0,0761	1,33	22,83	
0,059	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
0,03	0,0703	40837	3	0,66	0,0761	1,33	136,98	
<b>DN50</b>	0,031	0,0545	39451	4	0,68	0,0603	1,49	158,65

	Buharın Isı Transfer Katsayısı ( $W/m^2K$ )			Isı Kaybı (W)				
	Buhar debisi (Kg/s)	Boru İç Çapı (m)	Buharın Isı Transfer Katsayısı ( $W/m^2K$ )	Boru Uzunluğu (m)	İç Yüzey Alanı ( $m^2$ )	Boru Dış Çapı (m)	U ( $W/m^2K$ )	Isı Kaybı (W)
	0,016	0,0545	39451	4,5	0,77	0,0603	1,49	178,48
	0,016	0,0545	39451	4,5	0,77	0,0603	1,49	178,48
DN32	0,039	0,0372	36998	38	4,44	0,0424	1,79	1231,11
	0,03	0,0372	36998	4	0,47	0,0424	1,79	129,59
	0,03	0,0372	36998	8	0,93	0,0424	1,79	259,18
DN25	0,031	0,0285	35275	6,5	0,58	0,0337	2,06	185,83
	0,019	0,0285	35275	9	0,81	0,0337	2,06	257,76
	0,014	0,0285	35275	9	0,81	0,0337	2,06	257,76
	0,039	0,0285	35275	4	0,36	0,0337	2,06	114,56
	0,016	0,0285	35275	14	1,25	0,0337	2,06	400,96
	0,03	0,0285	35275	4	0,36	0,0337	2,06	114,56
	0,03	0,0285	35275	6	0,54	0,0337	2,06	171,84
DN15	0,019	0,0173	32370	3	0,16	0,0213	2,71	68,37
	0,014	0,0173	32370	4	0,22	0,0213	2,71	91,16

Vanalarda meydana gelen ısı kaybı hesabında, h değerleri Çizelge 5.4'te karşılık geldikleri boru çapları için aynıdır. Yoğuşma olmadan yapılan hesaplardan tek farkı h değeri olacaktır. Çizelge 5.5'de vanalar için kaybolan ısı miktarları verilmiştir.

### Sonuç

İki hesaplamayı birbiriyle karşılaştırsak; ilk hesaplamada h değerini  $431 W/m^2K$  bulurken, bu boruda meydana gelen ısı kaybını  $67,07 W$  bulmuştur. İkinci hesaplamada ise h değeri  $42478 W/m^2K$  gibi çok yüksek bir değer bulunmasına rağmen ısı kaybını  $68,37 W$  gibi ilk değerden çok farklı bir sonuç bulunmamıştır. Bunun nedeni de daha önceden belirtildiği gibi toplam ısı geçiş katsayısı (U) hesaplanırken, U'nun değerine paydada bulunan en büyük değerlerin etkisidir. Paydadaki bu değerleri büyük yapan değerler ise,  $h_h$ ,  $h_b$ ,  $k_b$ ,  $k_i$  gibi ısı geçiş katsayılarının küçük olmasıdır. Bu değerlerden hangisi küçükse en çok etkiyi o yapacağı için, buharın ısı taşınım katsayısının artması diğer değerler sabit kaldığı için pek fazla bir etki etmemektedir.



Çizelge 5.5. İlima hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları (yoğuşmanın hesaba katılmasıyla)

	$U$ ( $W/m^2K$ )	$Isı Kaybı$ ( $W$ )	$İzolasyonlu$ $Isı Kaybı$ ( $W$ )
<b>DN100</b>	6,85	1071,20	179,99
	6,85	1071,20	179,99
	6,85	1071,20	179,99
	6,85	1071,20	179,99
<b>DN65</b>	9,50	975,92	136,98
	9,50	2927,76	410,95
	9,50	2927,76	410,95
	9,50	975,92	136,98
	9,50	2927,76	410,95
	9,50	1951,84	273,96
	9,50	975,92	136,98
	9,50	975,92	136,98
	9,50	975,92	136,98
	9,50	975,92	136,98
<b>DN50</b>	10,66	1697,30	237,98
	10,66	848,65	118,99
	10,66	848,65	118,99
<b>DN32</b>	12,64	26103,70	3693,33
	12,64	2747,76	388,77
	12,64	5495,51	777,54
<b>DN25</b>	14,37	598,28	85,77
	14,37	598,43	85,92
	14,37	598,43	85,92
	14,37	2393,74	343,68
	14,37	2992,17	429,60
	14,37	2393,74	343,68
<b>DN15</b>	18,29	462,28	68,37
	18,29	462,28	68,37

## 5.2. Kazan Buhar Hattında Borulardan ve Vanalardan Meydana Gelen Isı Kayıpları

Kazan buhar hattında 8 barG basınçta kolektörden çıkan buhar, kurutucularda kazanlarda ve preste kullanılmaktadır. EK 6'da Kazan Hattının Yerleşim Planı'nda kazan ünitesinin, kolektör çıkışından makinalara kadar; boru çapları, buhar debileri ve boru metrajları verilmiştir. Şekil yardımıyla boru çapı ve buhar debisine göre boru metrajları ve vana sayıları Çizelge 5.6' da verilmiştir.

Kazan boyamada diğer ünitelerden farklı olarak, kazanlar günün her saatinde çalışmamaktadır. Her bir kazan yaklaşık 12 saat çalışmaktadır. Bu yüzden günlük tam kapasite ile çalışmış gibi kabul yapıldıktan sonra, en son saatte kaybolan buharı bulduktan sonra, günlük kaybolan buhar için 12 ile çarpılmıştır..

Çizelge 5.6. Kazan hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı

Tanım	m t/h	ÇAP	L (m)	Vana	Tanım	m t/h	ÇAP	L (m)	Vana
kolektör-A	4	DN100	127	1	D1-R3	0,3227	DN50	3	2
A-B	3,4913	DN80	28	1	D1-D2	0,5809	DN50	3	2
B-B1	0,265	DN50	3	4	D2-K4	0,2548	DN40	2	2
B1-Kur.	0,08	DN25	3	3	D2-R4	0,3227	DN50	2	1
B1-B2	0,185	DN25	3	0	D-E	0,9027	DN80	6	1
B2-Kur	0,08	DN25	3	3	E-E1	0,58	DN50	18	0
B2-B3	0,105	DN25	3	0	E1-K5	0,2582	DN40	2	2
B3-Kur	0,08	DN25	3	3	E1-R5	0,3227	DN50	2	1
B3-komp	0,025	DN20	3	1	E-F	0,3227	DN80	10	0
B-C	3,2265	DN80	30	0	F-P2	0,3227	DN50	3	4
C-C1	1,1618	DN50	18	0	A-G	0,5077	DN80	14	1
C1-K1	0,2548	DN40	2	4	G-G1	0,185	DN32	1	1
C1-R1	0,3227	DN50	3	2	G1-G2	0,16	DN20	2	3
C1-C2	0,5809	DN50	3	2	G2-Kur.	0,08	DN20	3	3
C2-K2	0,2548	DN40	2	2	G2-G3	0,08	DN20	3	0
C2-R2	0,3227	DN50	4	2	G3-Kur	0,08	DN20	3	3
C-D	2,0645	DN80	15	0	G1-Komp	0,025	DN20	1	1
D-D1	1,1618	DN50	18	0	G-H	0,3227	DN80	47	1
D1-K3	0,2548	DN40	2	2	H-P1	0,3227	DN50	4	4

Çizelge 5.6 çıkarıldıktan sonra çaplara göre buhar debileri sıralanmıştır. Buhar debilerine karşılık gelen metrajlar ve vana sayıları da yazılarak kazan ünitesi için ısı kaybı hesabına geçilmiştir. Isı kaybı hesabı boru ve vana için ayrı çizelgelerde gösterilmiştir. Borulardan meydana gelen ısı kaybı aşağıdaki çizelgede gösterilmiştir.

Buharın özellikleri ilma hattındaki buharın özellikleriyle aynıdır. Her iki hatta da 8 barG basınçta buhar geçmektedir. Isı kaybı hesabı için yine, buharın ısı transfer katsayısının bulunmasından başlanmıştır. Boruların ısı hesabından sonra vanalardan meydana gelen kayıplar hesaplanmıştır. Her hatta yapılan hesaplarda farklı çaplardaki borular ele alınmıştır.

Isı taşınım katsayısının hesabı yapılırken sadece yoğuşma hali göz önüne alınmıştır. Yani ilma hattındaki gibi iki türlü durum için işlemler yapılmamıştır. Zaten bu iki hesapların arasında çok büyük bir fark bulunmamaktadır. Bu yüzden boru içinde yoğuşma meydana geldiği için, buna göre hesapları yapılmıştır.

DN 40 çapındaki boru ve 0,07122 kg/s debisindeki buhar için bu hesaplamalar yapılacaktır. DN 40 borunun iç çapı 0,0431 metredir. Çizelge 5.6'dan bakıldığı zaman boru boyunun 8 metre olduğu görülür. Hesaplarda kolaylık olsun diye, aynı çaptaki ve debideki borular beraber hesaplanmıştır.

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

Buradaki h değerini bulmak için birim boru boyunda yoğuşan su miktarını bulmak gerekir. Onun için toplam ısı geçiş katsayısını 27 W olarak ele alınmıştır.

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{27}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,0431} = 9,82 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

$$= 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{900 \cdot (900 - 4,16) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 9,82 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 41293 \text{ W / m}^2 \text{ K}$$

olarak bulunur. Bu h değeri tekrar birim boru boyu için oluşan ısı kaybı hesabında kullanılmıştır.

$$A_{i\zeta} = \pi DL = \pi \cdot 0,0431 \cdot 1 = 0,1354 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{i\zeta}} \ln \frac{r_{i\zeta}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{i\zeta}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{41293} + \frac{0,0431}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0483}{0,0431} + \frac{0,0431}{0,043} \ln \frac{0,1483}{0,0483} + \frac{0,0431}{0,1483} \cdot \frac{1}{6,7}} = 1,65 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$q_b = UA_{i_c}(T_b - T_h) = 1,65 \cdot 0,1354 \cdot (175 - 20) = 34,20 \text{ W}$$

bulunur. Buradan tekrar birim boru boyu başına yoğuşan sıvıyı hesaplırsak

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{34,20}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,0431} = 12,44 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

olarak çıkar. H hesabı tekrarlırsak,

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s(\rho_s - \rho_b)g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

$$= 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{900 \cdot (900 - 4,16) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 12,44 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 38162 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

bulunur.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iz}} \ln \frac{r_{iz}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{iz}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{48845} + \frac{0,0431}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0483}{0,0431} + \frac{0,0431}{0,043} \ln \frac{0,1483}{0,0483} + \frac{0,0431}{0,1483} \cdot \frac{1}{6,7}} = 1,65 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

U daki değişim yaklaşık on binde bir mertebesindedir.

$$q_b = UA_{i_c}(T_b - T_h) = 1,65 \cdot 0,1354 \cdot (175 - 20) = 34,20 \text{ W}$$

çıkılmaktadır. Burada ısı kaybındaki değişiklik de binde bir mertebelerindedir. Bu işlem sonunda tekrar h hesaplırsak bir önceki değer olan  $38162 \text{ W/m}^2 \text{ K}$  değeri bulunacaktır. Bu işlemler birim boru boyuna göre yapılmıştı. Boru boyumuz daha önce de belirtildiği gibi 8

metreydi. Birim boru boyu için bulunmuş olan ısı kaybının 34,20 W lık değeri 8 ile çarpılırsa gerçek ısı kaybı bulunur.

$$q = q_b = 34,20 \cdot 8 = 273,60 \text{ W}$$

Diğer borular için hesaplanan değerler Çizelge 5.7’de verilmiştir.

Çizelge 5.7. Kazan hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları

	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)			Isı Kaybı (W)				
	Buhar debisi (Kg/s)	Boru İç Çapı (m)	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)	Boru Uzunluğu (m)	İç Yüzey Alanı (m <sup>2</sup> )	Boru Dış Çapı (m)	U (W/m <sup>2</sup> K)	Isı Kaybı (W)
<b>DN100</b>	1,111111	0,1071	42723	127	42,731	0,1143	1,18	7693,38
<b>DN80</b>	0,969806	0,0837	41782	28	7,362637	0,0889	1,26	1396,83
	0,89625	0,0837	41782	30	7,888539	0,0889	1,26	1496,60
	0,573472	0,0837	41782	15	3,94427	0,0889	1,26	748,30
	0,25075	0,0837	41782	6	1,577708	0,0889	1,26	299,32
	0,089639	0,0837	41782	10	2,629513	0,0889	1,26	498,87
	0,141028	0,0837	41782	14	3,681318	0,0889	1,26	698,41
	0,089639	0,0837	41782	47	12,35871	0,0889	1,26	2344,68
<b>DN50</b>	0,073611	0,0547	39451	3	0,515535	0,0599	1,48	116,47
	0,322722	0,0547	39451	36	6,186424	0,0599	1,48	1397,65
	0,161361	0,0547	39451	8	1,374761	0,0599	1,48	310,59
	0,089639	0,0547	39451	22	3,780593	0,0599	1,48	854,12
	0,161111	0,0547	39451	18	3,093212	0,0599	1,48	698,83
<b>DN40</b>	0,071722	0,0431	38162	8	1,083221	0,0483	1,65	273,60
	0,053704	0,0431	38162	9	1,218624	0,0483	1,65	307,85
<b>DN25</b>	0,051389	0,0372	35275	1	0,116867	0,0424	1,78	31,79
	0,022222	0,0285	35275	15	1,343031	0,0337	2,05	421,69
	0,029167	0,0285	35275	3	0,268606	0,0337	2,05	84,34
	0,051389	0,0285	35275	3	0,268606	0,0337	2,05	84,34
<b>DN20</b>	0,006944	0,022	33790	6	0,41469	0,027	2,38	150,90
	0,022222	0,022	33790	10	0,69115	0,027	2,38	251,50
	0,044444	0,022	33790	2	0,13823	0,027	2,38	50,30

Vana için yapılacak olan hesapta sadece izolasyonsuz olacağı için U ve dolayısıyla q farklı h değerleri ise aynı olacaktır. Yapılan örnekteki buhar 10 tane vanadan geçmektedir. Burada her bir boru boyu 3 metre alındığı için bu 30 metre boyundaki izolasyonsuz boruya eşdeğerdir.

Vana için toplam ısı geçiş katsayısı hesaplanırsa,

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{r_d} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{38162} + \frac{0,0431}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0483}{0,0431} + \frac{0,0431}{0,0483} \cdot \frac{1}{10,54}} = 11,80 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,0431 \cdot 10 = 4,06 \text{ m}^2$$

$$q = UA_{iç} (T_b - T_h) = 11,80 \cdot 4,06 \cdot (175 - 20) = 7332 \text{ W}$$

olarak bulunur. İzolasyonlu olma durumunda ısı kaybı, birim boru boyu için ısı geçiş olarak bulunan 34,20 W/m ile boru boyu olan 30 metre çarpılarak elde edilir.

$$q = 34,20 \cdot 30 = 1026 \text{ W}$$

olarak bulunur. Sadece bu vanalardan elde edilen kayıp

$$7332 - 1026 = 6306 \text{ W}$$

olur. Tüm hesaplar yapıldıktan sonra kaybolan ısı miktarı toplu halde hesaplanmıştır.

Çizelge 5.8.. Kazan hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları

	Vana sayısı	Aynı Çaptaki Boru Eşdeğeri (m)	İç Yüzey Alanı (m <sup>2</sup> )	U (W/m <sup>2</sup> K)	Isı Kaybı (W)	İzolasyonlu Isı Kaybı (W)
<b>DN100</b>	1	3	1,009394	7,962018	1229,632	181,7333
<b>DN80</b>	1	3	0,788854	8,889238	1057,502	149,6603
	1	3	0,788854	8,889238	1057,502	149,6603
	1	3	0,788854	8,889238	1057,502	149,6603
	1	3	0,788854	8,889238	1057,502	149,6603
<b>DN50</b>	4	12	2,062141	10,55267	3329,449	465,8848
	4	12	2,062141	10,55267	3329,449	465,8848
	14	42	7,217495	10,55267	11653,07	1630,597
<b>DN40</b>	10	30	4,062079	11,79821	7332,567	1026,182
	6	18	2,437248	11,79821	4399,54	615,7092
<b>DN32</b>	1	3	0,350602	12,64069	678,0728	95,36999
<b>DN25</b>	9	27	2,417456	14,37369	5316,407	759,0459
<b>DN20</b>	2	6	0,41469	16,19411	1027,477	150,9024
	6	18	1,244071	16,19411	3082,432	452,7071
	3	9	0,622035	16,19411	1541,216	226,3535

### 5.3. Fiksaj Buhar Hattında Borulardan ve Vanalardan Meydana Gelen Isı Kayıpları

Fiksaj buhar hattında kolektörden çıkan buhar, fiksaj kabinlerinde kullanılmaktadır. Fiksaj hattı toplam 11 tanedir. Bunlardan Fiksaj 9 ve Fiksaj 10 kullanılmamaktadır. Fiksaj 1-2-3 ve 4'e, Fiksaj 5-6-7 ve 8'e ve Fiksaj 9-10 ve 11'e buhar ayrı hatlardan gelmektedir. Bu hatların çizimi Ek-6'da Fiksaj(1-11) Hattının Yerleşimi Planı'nda gösterilmiştir. Her bir hat da 3 barG basınçta doymuş buhar bulunmaktadır. 8 barG hattına göre karşılaştırılacak olursak, sadece buharın özellikleri değişecektir. 3 barG'de buharın özellikleri EK 1 'den alınır.

Yerleşim Planı'nda buharın hangi çaptaki borudan geçtiği görülmektedir. Bunların listesi Çizelge 5.9'da verilmiştir..

Çizelge 5.9. Fiksaj (1-2-3-4) hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı

<i>Tanım</i>	<i>m t/h</i>	<i>ÇAP</i>	<i>L (m)</i>	<i>Vana</i>	<i>Tanım</i>	<i>m t/h</i>	<i>ÇAP</i>	<i>L (m)</i>	<i>Vana</i>
Kolektör-A	2,68	DN100	29	1	5-FİKS AJ2	0,3	DN50	2	0
A-B	2,01	DN100	12	0	C-C1	0,67	DN80	10	1
B-C	1,34	DN100	8	0	C1-1	0,52	DN50	8	2
C-D	0,67	DN100	3	1	C1-4	0,15	DN50	7	1
A-A1	0,67	DN80	7	1	1-C2	0,01	DN15	2	4
A1-1	0,52	DN50	6	2	2-2.1	0,35	DN50	3	1
A1-4	0,15	DN50	6	2	2.1-FİKS AJ3	0,18	DN50	2	0
1-A2	0,01	DN15	2	4	2.1-FİKS AJ3	0,17	DN50	2	0
2-2.1	0,35	DN50	4	1	3-5	0,15	DN25	1	2
2.1-FİKS AJ1	0,18	DN50	2	0	4-5	0,15	DN32	1	1
2.1-FİKS AJ1	0,17	DN50	3	0	5-FİKS AJ3	0,3	DN32	1	1
3-5	0,15	DN25	1	1	D-D1	0,67	DN80	10	1
4-5	0,15	DN25	1	1	D1-1	0,52	DN50	9	2
5-FİKS AJ1	0,3	DN25	4	1	D1-3	0,15	DN50	10	2
B-B1	0,67	DN80	7	1	1-1.1	0,37	DN50	4	4
B1-1	0,52	DN50	8	2	1.1-FİKS AJ4	0,2	DN50	2	0
B1-4	0,15	DN50	8	2	1.1-FİKS AJ4	0,17	DN50	2	1
1-FİKS AJ2	0,2	DN20	3	1	2-4	0,15	DN32	1	3
3-5	0,15	DN50	2	1	3-4	0,15	DN25	1	1
3-FİKS AJ2	0,17	DN20	6	0	4-FİKS AJ3	0,3	DN32	3	1
4-5	0,15	DN32	3	1					

Çizelge 5.10. Fiksaj (3-4-5-6) hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı

<i>Tanım</i>	<i>m t/h</i>	<i>ÇAP</i>	<i>L (m)</i>	<i>Vana</i>	<i>Tanım</i>	<i>m t/h</i>	<i>ÇAP</i>	<i>L (m)</i>	<i>Vana</i>
Kolektör-A	2,68	DN100	55	1	4-fiksaj6	0,3	DN25	3	1
A-B	2,01	DN100	2	1	C-C1	0,67	DN80	5	1
B-C	1,34	DN100	10	0	Boyama	0,1	DN20	8	12
C-D	0,67	DN100	6	2	C1-1	0,42	DN50	9	2
A-A1	0,67	DN80	12	1	C1-3	0,15	DN50	10	2
A1-1	0,52	DN50	12	2	1-1.1	0,3	DN50	3	4
A1-3	0,15	DN50	12	2	1.1-1.1.1	0,15	DN50	2	0
1-1.1	0,37	DN50	5	4	1.1-1.1.2	0,15	DN50	3	0
1.1-1.1.1	0,19	DN50	2	0	2-4	0,15	DN25	1	2
1.1-1.1.2	0,18	DN50	3	0	3-4	0,15	DN25	1	1
2-4	0,15	DN25	1	2	4-fiksaj7	0,3	DN25	3	1
3-4	0,15	DN25	1	1	D-D1	0,67	DN80	5	1
4-fiksaj5	0,3	DN25	3	1	Boyama	0,1	DN20	8	12
B-B1	0,67	DN80	5	1	D1-1	0,42	DN50	9	2
Boyama	0,1	DN20	8	12	D1-3	0,15	DN50	10	2
B1-1	0,42	DN50	9	2	1-1.1	0,3	DN50	3	4
B1-3	0,15	DN50	10	2	1.1-1.1.1	0,15	DN50	2	0
1-1.1	0,3	DN50	3	4	1.1-1.1.2	0,15	DN50	3	0
1.1-1.1.1	0,15	DN50	2	0	2-4	0,15	DN25	1	2
1.1-1.1.2	0,15	DN50	3	0	3-4	0,15	DN25	1	1
2-4	0,15	DN25	1	2	4-fiksaj8	0,3	DN25	3	1
3-4	0,15	DN25	1	1					

Çizelge 5.11. Fiksaj (11) hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı

<b>Tanım</b>	<b>m t/h</b>	<b>ÇAP</b>	<b>L (m)</b>	<b>Vana</b>
Kolektör-A	0,56	DN100	18	1
A-B	0,56	DN80	32	1
B-1	0,2	DN25	3	3
B-2	0,36	DN32	4	4

Hesaplar yapılırken aynı çaptan geçen, aynı debideki buharların bulunduğu boru boyu ve vana sayısı toplanmıştır. DN80 çapındaki borudan geçen 0,19 kg/s debisindeki buharın bulunduğu borudaki ısı kaybı hesaplanmıştır. İlk olarak ısı taşınım katsayısının hesaplanması için ısı kaybına tahmini bir değer vermek gerekir. İlk değer olarak  $q=30$  kW olarak alınırsa,



$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{30}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,0825} = 5,43 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

$$= 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{925,9 \cdot (925,9 - 2,17) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 5,43 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 51895 \text{ W/m}^2\text{K}$$

olarak bulunur. Şimdi bu h değerini tekrar birim boru boyu için oluşan ısı kaybı hesabında kullanılırsa,

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,0825 \cdot 1 = 0,2591 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iz}} \ln \frac{r_{iz}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{iz}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{153} + \frac{0,0825}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0889}{0,0825} + \frac{0,0825}{0,043} \cdot \ln \frac{0,1889}{0,0889} + \frac{0,0825}{0,1889} \cdot \frac{1}{6,08}} = 1,24 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$q_b = UA_{iç} (T_b - T_h) = 1,26 \cdot 0,2591 \cdot (143 - 20) = 40,1 \text{ W}$$

bulunur. Buradan tekrar birim boru boyu başına yoğuşan sıvı hesaplanırsa,

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{40,1}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,0825} = 7,25 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

olarak çıkar. Tekrar h hesabına geçilirse,

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

$$= 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{925,9 \cdot (925,9 - 2,17) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 7,25 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 47108 \text{ W / m}^2 \text{ K}$$

bulunur.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iz}} \ln \frac{r_{iz}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{iz}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{47108} + \frac{0,0825}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0889}{0,0825} + \frac{0,0825}{0,043} \cdot \ln \frac{0,1889}{0,0889} + \frac{0,0825}{0,1889} \cdot \frac{1}{6,08}} = 1,26 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$q_b = UA_{i\varphi} (T_b - T_h) = 1,26 \cdot 0,2591 \cdot (143 - 20) = 40,11 \text{ W}$$

çıkılmaktadır. Burada ısı kaybındaki değişiklik de binde bir mertebelerindedir. Bu işlem sonunda tekrar h hesaplanırsa bir önceki değer olan  $47108 \text{ W / m}^2 \text{ K}$  değeri bulunur. Bu işlemler birim boru boyuna göre yapılmıştı. Boru boyu olan 61 metreyi, birim boru boyu için hesaplanmış ısı kaybı olan  $40,11 \text{ W}$  lık değer ile çarpılırsa gerçek ısı kaybı bulunur.

$$q = 40,11 \cdot 61 = 5252,28 \text{ W}$$

Diğer borular için hesaplanan değerler Çizelge 5.12.'de verilmiştir.

Vana için yapılacak olan hesapta sadece izolasyonsuz olacağı için U ve dolayısıyla q farklı h değerleri ise aynı olur. Yapılan örnekteki buhar 8 tane vanadan geçmektedir. Burada her bir boru boyu 3 metre alındığı için bu, 24 metre boyundaki izolasyonsuz boruya eşdeğerdir.

Vana için toplam ısı geçiş katsayısı hesaplanırsa,

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{r_d} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{47108} + \frac{0,0825}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0889}{0,0825} + \frac{0,0825}{0,0889} \cdot \frac{1}{8,25}} = 8,88 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,0825 \cdot 24 = 6,22 \text{ m}^2$$

$$q = UA_{iç}(T_b - T_h) = 8,88 \cdot 6,22 \cdot (143 - 20) = 6800 \text{ W}$$

### 5.12. Fiksaj hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları

	Buharın Isı Trasfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)			Isı Kaybı (W)				
	Buhar debisi (Kg/s)	Boru İç Çapı (m)	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)	Boru Uzunluğu (m)	İç Yüzey Alanı (m <sup>2</sup> )	Boru Dış Çapı (m)	U (W/m <sup>2</sup> K)	Isı Kaybı (W)
<b>DN100</b>	0,74	0,1071	48534	84	28,26	0,1143	1,150	3999,3
	0,56	0,1071	48534	14	4,71	0,1143	1,150	666,5
	0,37	0,1071	48534	18	6,06	0,1143	1,150	857,0
	0,19	0,1071	48534	9	3,03	0,1143	1,150	428,5
	0,16	0,1071	48534	18	6,06	0,1143	1,150	857,0
<b>DN80</b>	0,19	0,0837	47108	61	16,04	0,0889	1,258	2446,4
	0,16	0,0837	47108	32	8,41	0,0889	1,258	1283,4
<b>DN50</b>	0,14	0,0547	44598	43	7,39	0,0603	1,488	1347,6
	0,10	0,0547	44598	7	1,20	0,0603	1,488	219,4
	0,10	0,0547	44598	9	1,55	0,0603	1,488	282,0
	0,05	0,0547	44598	7	1,20	0,0603	1,488	219,4
	0,05	0,0547	44598	7	1,20	0,0603	1,488	219,4
	0,04	0,0547	44598	90	15,47	0,0603	1,488	2820,5
	0,08	0,0547	44598	11	1,89	0,0603	1,488	344,7
	0,06	0,0547	44598	2	0,34	0,0603	1,488	62,7
	0,12	0,0547	44598	27	4,64	0,0603	1,488	846,1
0,05	0,0547	44598	2	0,34	0,0603	1,488	62,7	
<b>DN32</b>	0,04	0,0372	41978	5	0,58	0,0424	1,778	127,8
	0,08	0,0372	41978	4	0,47	0,0424	1,778	102,2
	0,10	0,0372	41978	4	0,47	0,0424	1,778	102,2
<b>DN25</b>	0,08	0,0285	40018	13	1,16	0,0337	2,052	293,8
	0,04	0,0285	40018	12	1,07	0,0337	2,052	271,2
	0,06	0,0285	40018	3	0,27	0,0337	2,052	67,8
<b>DN20</b>	0,03	0,022	38098	24	1,66	0,027	2,378	485,3
	0,06	0,022	38098	3	0,21	0,027	2,378	60,7
	0,05	0,022	38098	6	0,41	0,027	2,378	121,3
<b>DN15</b>	0,03	0,0173	36497	4	0,22	0,0213	2,705	72,3

olarak bulunur. Eğer izolasyon olsaydı ısı kaybı, birim boru boyu için hesaplanan ısı geçiş katsayısı olan 40,11 W ile boru boyu olan 61 metre çarpılarak elde edilen,

$$q = 40,11 \cdot 61 = 962,5 \text{ W}$$

olarak bulunurdu. Sadece bu vanalardan elde edilen kayıp

$$6800 - 962,5 = 5838,47 \text{ W}$$

olur. Tüm hesaplar yapıldıktan sonra kaybolan ısı miktarı toplu halde hesaplanmıştır.

### 5.13. Fiksaj hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları

	$U$ ( $W/m^2K$ )	$Isı \text{ Kaybı}$ ( $W$ )	$izolasyonlu$ $Isı \text{ Kaybı}$ ( $W$ )
<b>DN100</b>	7,96	1977,00	285,66
	7,96	988,50	142,83
	7,96	2965,50	428,49
	7,96	988,50	142,83
<b>DN80</b>	8,89	6801,00	962,52
	8,89	850,12	120,31
<b>DN50</b>	10,66	6734,24	940,15
	10,66	1346,85	188,03
	10,66	5387,39	752,12
	10,66	673,42	94,02
	10,66	10774,78	1504,24
	10,66	8081,09	1128,18
<b>DN32</b>	12,64	4040,54	564,09
	12,64	2725,50	383,35
	12,64	1090,20	153,34
<b>DN25</b>	12,64	2180,40	306,68
	14,37	1899,46	271,20
	14,37	8072,70	1152,62
<b>DN20</b>	14,37	1424,59	203,40
	16,19	14867,34	2183,63
<b>DN15</b>	16,19	412,98	60,66
	18,29	2934,50	434,05

#### 5.4 Kesim ve Paketleme Bölümü Buhar Hattında Meydana Gelen Isı Kaybı

Kesim ve paketleme bölümü, kolektörden 3 barG basınçta doymuş halde gelen buhar ile beslenmektedir. Ek-6'da Kesim Buhar Hattının Yerleşim Planı gösterilmiştir. Kesim ve paketleme ünitesinde 12 adet hat bulunmaktadır. Buharın büyük kısmını hatta bulunan ütüler kullanmaktadır. EK1'de buharın özellikleri verilmiştir. Çizelge 5.14.'de, şekilde gösterildiği gibi buharın hangi çaptaki borudan, hangi debide ve kaç metre boru uzunluğunda gittiği verilmiştir. İşaretlendirme buharın geliş yönünden itibaren yapılmıştır. İşaretler şekilde gösterilmiştir.

Hesaplar yapılırken aynı çaptan geçen, aynı debideki buharların bulunduğu boru boyu ve vana sayısı toplanmıştır. DN40 çapındaki borudan geçen 0,017 kg/s debisindeki buharın bulunduğu borudaki ısı kaybı hesaplanırsa;

İlk olarak ısı taşınım katsayısının hesaplanması için ısı kaybına tahmini bir değerin verilmesi gerekir. İlk değer olarak  $q=20$  kW olarak alınır.

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{20}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,0431} = 6,92 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

$$= 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{925,9 \cdot (925,9 - 2,17) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 6,92 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 47844 \text{ W/m}^2\text{K}$$

olarak bulunur. Şimdi bu h değerini tekrar birim boru boyu için oluşan ısı kaybı hesabında kullanılırsa,

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,0431 \cdot 1 = 0,1354 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iz}} \ln \frac{r_{iz}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{iz}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{47844} + \frac{0,0431}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0483}{0,0431} + \frac{0,0431}{0,043} \ln \frac{0,1483}{0,0483} + \frac{0,0431}{0,1483} \cdot \frac{1}{6,7}} = 1,65 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Çizelge 5.14. Kesim ve paketleme hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı

Tanım	m t/h	ÇAP	L (m)	Vana	Tanım	m t/h	ÇAP	L (m)	Vana
<b>Kurutucu 6</b>					<b>Kurutucu11</b>				
J-1	0,08	DN50	3	3	1-3	0,03	DN40	14	1
2-3	0,05	DN32	3	3	2-3	0,03	DN25	15	0
2-4	0,03	DN25	4	1	3-O1	0,06	DN40	13	3
C-B	0,08	DN50	21	1	4-N1	0,06	DN40	19	3
<b>Kurutucu1</b>					5-7	0,03	DN25	15	3
I-1	0,08	DN50	3	3	6-7	0,01	DN20	13	2
2-3	0,05	DN25	2	3	7-M1	0,04	DN25	3	0
2-4	0,03	DN15	3	3	M1-L1	0,32	DN65	7	0
F-E	0,08	DN50	5	0	<b>Kurutucu10</b>				
I-H	0,16	DN150	2	0	1-L1	0,06	DN40	20	3
<b>Kurutucu2</b>					2-3	0,06	DN40	19	3
H-1	0,08	DN50	3	3	4-J1	0,03	DN25	22	5
2-3	0,05	DN25	2	3	5-3	0,01	DN20	14	0
2-4	0,03	DN25	2	1	L1-F1	0,38	DN65	5	0
E-A	0,16	DN50	45	1	K1-I1	0,1	DN50	8	0
H-G	0,24	DN150	14	0	<b>Kurutucu9</b>				
<b>Kurutucu4</b>					1-3	0,03	DN40	14	0
K-K1	0,08	DN65	6	3	2-3	0,03	DN25	17	0
M1-M2	0,04	DN40	1	2	3-F1	0,06	DN40	13	3
M2(K1)-K2	0,12	DN65	9	2	4-H1	0,06	DN40	21	4
M1-M3	0,01	DN20	7	2	5-I1	0,03	DN25	19	4
M-M1	0,05	DN40	0,5	1	6-G1	0,01	DN20	13	2
M-M4	0,03	DN25	4	4	I1-C1	0,2	DN50	3	0
<b>Kurutucu5</b>					F1-D1	0,44	DN65	5	0
L-L1	0,08	DN65	6	3	<b>Kurutucu8</b>				
N1-N2	0,04	DN20	4	3	1-2	0,03	DN40	15	1
N2(L1)-N2	0,12	DN65	9	2	2-3	0,03	DN25	15	2
N1-N3	0,01	DN15	7	2	3-C1	0,06	DN40	3	1
N-N1	0,05	DN40	0,5	1	4-D1	0,06	DN40	28	4
N-N4	0,03	DN25	4	4	5-B1	0,03	DN25	20	3
L-K	0,08	DN150	5	0	6-E1	0,01	DN20	11	2
K-G	0,16	DN150	2	0	E1-DBT	0,3	DN50	9	0
G-DBT	0,4	DN150	6	0	D1-A1	0,5	DN65	5	0
DBT-B	0,4	DN100	15	3	<b>Kurutucu7</b>				
<b>Kurutucu12</b>					1-3	0,03	DN40	14	1
1-3	0,03	DN40	22	0	2-3	0,03	DN25	22	1
2-3	0,03	DN25	18	2	3-A1	0,06	DN40	3	1
3-S1	0,06	DN40	14	3	4-DBT	0,06	DN40	19	3
4-R1	0,06	DN40	19	3	5-DBT	0,03	DN25	20	3
5-7	0,03	DN25	15	3	6-DBT	0,01	DN20	11	2
6-7	0,01	DN20	9	2	A1-N	0,96	DN65	36	1
7-P1	0,04	DN25	3	0	N-M	1,04	DN100	5	0
S1-O1	0,16	DN65	2	0	M-B	1,12	DN100	38	0
					B-A	1,6	DN100	18	1

$$q_b = UA_{iç}(T_b - T_h) = 1,65 \cdot 0,1354 \cdot (143 - 20) = 27,50 \text{ W}$$

bulunur. Buradan tekrar birim boru boyu başına yoğuşan sıvıyı hesaplanırsa

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{27,50}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,0431} = 9,52 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

olarak çıkar. Tekrar h hesabına geçilirse

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s(\rho_s - \rho_b)g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

$$= 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{925,9 \cdot (925,9 - 2,17) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 9,52 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 43026 \text{ W/m}^2\text{K}$$

bulunur.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iz}} \ln \frac{r_{iz}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{iz}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{43026} + \frac{0,0431}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0483}{0,0431} + \frac{0,0431}{0,043} \ln \frac{0,1483}{0,0483} + \frac{0,0431}{0,1483} \cdot \frac{1}{6,7}} = 1,65 \text{ W/m}^2\text{K}$$

U daki değişim yaklaşık on binde bir mertebesindedir.

$$q_b = UA_{iç}(T_b - T_h) = 1,65 \cdot 0,1354 \cdot (143 - 20) = 27,50 \text{ W}$$

çıkılmaktadır. Burada ısı kaybındaki değişiklik de binde bir mertebelerindedir. Bu işlem sonunda tekra h hesaplanırsa bir önceki değer olan 43026  $W/m^2K$  değeri bulunur. Bu işlemler birim boru boyuna göre yapılmıştı. Boru boyu daha önce de belirtildiği gibi 191 metreydi. Bulunan birim boru boyu için ısı kaybı olan 27,50 W lık değer 191 ile çarpılırsa gerçek ısı kaybı bulunur.

$$q = 27,50 \cdot 191 = 5252,28 \text{ W}$$

Diğer borular için hesaplanan değerler Çizelge 5.15'de verilmiştir.

Çizelge 5.15. Kesim ve paketleme hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları

	Buharın Isı Trasfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)			Isı Kaybı (W)				
	Buhar debisi (Kg/s)	Boru İç Çapı (m)	Buharın Isı Transfer Katsayısı (W/m <sup>2</sup> K)	Boru Uzunluğu (m)	İç Yüzey Alanı (m <sup>2</sup> )	Boru Dış Çapı (m)	U (W/m <sup>2</sup> K)	Isı Kaybı (W)
<b>DN150</b>	0,044	0,1593	50448	2	1,001	0,1683	1,024	126,1
	0,067	0,1593	50448	14	7,006	0,1683	1,024	882,8
	0,022	0,1593	50448	5	2,502	0,1683	1,024	315,3
	0,044	0,1593	50448	2	1,001	0,1683	1,024	126,1
	0,111	0,1593	50448	6	3,003	0,1683	1,024	378,3
<b>DN100</b>	0,111	0,1071	48534	15	5,047	0,1143	1,150	714,2
	0,289	0,1071	48534	5	1,682	0,1143	1,150	238,1
	0,311	0,1071	48534	38	12,786	0,1143	1,150	1809,2
	0,444	0,1071	48534	18	6,056	0,1143	1,150	857,0
<b>DN65</b>	0,022	0,0703	46198	6	1,325	0,0761	1,334	217,4
	0,033	0,0703	46198	9	1,988	0,0761	1,334	326,1
	0,022	0,0703	46198	6	1,325	0,0761	1,334	217,4
	0,033	0,0703	46198	9	1,988	0,0761	1,334	326,1
	0,044	0,0703	46198	2	0,442	0,0761	1,334	72,5
	0,089	0,0703	46198	7	1,546	0,0761	1,334	253,6
	0,106	0,0703	46198	5	1,104	0,0761	1,334	181,2
	0,122	0,0703	46198	5	1,104	0,0761	1,334	181,2
	0,139	0,0703	46198	5	1,104	0,0761	1,334	181,2
	0,267	0,0703	46198	36	7,951	0,0761	1,334	1304,4
<b>DN50</b>	0,022	0,0547	44598	3	0,516	0,0603	1,483	94,0
	0,022	0,0547	44598	21	3,609	0,0603	1,483	658,1
	0,022	0,0547	44598	3	0,516	0,0603	1,483	94,0
	0,022	0,0547	44598	5	0,859	0,0603	1,483	156,7
	0,022	0,0547	44598	3	0,516	0,0603	1,483	94,0
	0,044	0,0547	44598	45	7,733	0,0603	1,483	1410,2
	0,028	0,0547	44598	8	1,375	0,0603	1,483	250,7
	0,056	0,0547	44598	3	0,516	0,0603	1,483	94,0
	0,083	0,0547	44598	9	1,547	0,0603	1,483	282,0
<b>DN40</b>	0,017	0,0431	43026	191	25,862	0,0483	1,651	5252,3
	0,008	0,0431	43026	79	10,697	0,0483	1,651	2172,4
	0,014	0,0431	43026	1	0,135	0,0483	1,651	27,5
	0,011	0,0431	43026	1	0,135	0,0483	1,651	27,5
<b>DN32</b>	0,014	0,0372	41978	3	0,351	0,0424	1,778	76,7
<b>DN25</b>	0,008	0,0285	40018	212	18,982	0,0337	2,052	4791,3
	0,014	0,0285	40018	4	0,358	0,0337	2,052	90,4
	0,011	0,0285	40018	6	0,537	0,0337	2,052	135,6
<b>DN20</b>	0,003	0,022	38098	78	5,391	0,027	2,355	1561,4
	0,011	0,022	38098	4	0,276	0,027	2,355	80,1
<b>DN15</b>	0,008	0,0173	36497	3	0,163	0,0213	2,705	54,3
	0,003	0,0173	36497	7	0,380	0,0213	2,705	126,6



Vana için yapılan hesapta sadece izolasyonsuz olacağı için U ve dolayısıyla q farklı, h değerleri ise aynı olur. Yapılan örnekteki buhar 34 tane vanadan geçmektedir. Burada her bir boru boyu 3 metre alındığı için bu 102 metre boyundaki izolasyonsuz boruya eşdeğerdir.

Vana için toplam ısı geçiş katsayısı hesaplanırsa,

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{r_d} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{43026} + \frac{0,0431}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,0483}{0,0431} + \frac{0,0431}{0,0483} \cdot \frac{1}{10,54}} = 11,80 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,0431 \cdot 102 = 13,81 \text{ m}^2$$

$$q = UA_{iç} (T_b - T_h) = 11,80 \cdot 13,81 \cdot (143 - 20) = 20041 \text{ W}$$

olarak bulunur. Eğer izolasyon olsaydı ısı kaybı, birim boru boyu için hesaplanmış olan ısı geçiş katsayı 27,50 W ile boru boyu olan 102 metrenin çarpılmasıyla elde edilen,

$$q = 27,50 \cdot 102 = 2804 \text{ W}$$

olarak bulunurdu. Sadece bu vanalardan elde edilen kayıp

$$20041 - 2804 = 19237 \text{ W}$$

olur. Tüm hesaplar yapıldıktan sonra kaybolan ısı miktarı toplu halde hesaplanmıştır.

Çizelge 5.16. Kesim ve paketleme hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları

	$U$ ( $W/m^2K$ )	$Isı Kaybı$ ( $W$ )	$izolasyonlu$ $Isı Kaybı$ ( $W$ )
<b>DN100</b>	2965,50	428,49	285,66
	988,50	142,83	142,83
<b>DN65</b>	9,50	2323,25	326,11
	9,50	1548,83	217,40
	9,50	2323,25	326,11
	9,50	1548,83	217,40
	9,50	774,42	108,70
<b>DN50</b>	10,62	2020,33	282,05
	10,62	673,44	94,02
	10,62	2020,33	282,05
	10,62	2020,33	282,05
	10,62	673,44	94,02
<b>DN40</b>	11,80	20041,69	2804,88
	11,80	1768,38	247,49
	11,80	1178,92	164,99
	11,80	1178,92	164,99
<b>DN32</b>	12,64	1635,30	230,01
<b>DN25</b>	14,37	17095,13	2440,84
	14,37	2849,19	406,81
<b>DN20</b>	16,19	4955,78	749,78
	16,19	1238,94	187,44
<b>DN15</b>	18,29	1100,44	162,77
	18,29	733,63	108,51

### 5.5. Tops Bölümü Buhar Hattında Meydana Gelen Isı Kaybı

Tops bölümü, kolektörden 2,8 barG basınçta doymuş halde gelen buhar ile beslenmektedir. Ek 6'da Tops Buhar Hattının Yerleşim Planı gösterilmiştir. Tops ünitesinde 25 adet hat bulunmaktadır. Tops ünitesinde çok fazla buhar tüketilmemektedir. Bu yüzden ısı kaybı diğer ünitelere göre çok küçük kalır. Buharın özellikleri yine Ek 1'den alınır. Çizelge 5.17'de buharın hangi çaptaki borudan, hangi debide ve kaç metre boru uzunluğunda gittiği verilmiştir. İşaretleme buharın geliş yönünden itibaren yapılmıştır. İşaretler Yerleşim Planı'nda gösterilmiştir.

Çizelge 5.17 Tops hattından geçen buharların debisi, geçtiği boru çapı ve uzunluğu ve boru sayısı

Tanım	m t/h	ÇAP	L (m)	Vana	Tanım	m t/h	ÇAP	L (m)	Vana
kolektör-A	0,25	DN40	20	1	C5-C6	0,04	DN40	5	0
A-B	0,23	DN40	21	0	C6-15	0,01	DN20	6	3
B-C	0,17	DN40	37	2	C6-C7	0,03	DN40	4	0
C-D	0,1	DN40	18	1	C7-16	0,01	DN20	6	3
A-A1	0,02	DN40	19	1	C7-C8	0,02	DN40	5	0
A1-2	0,01	DN20	6	3	C8-17	0,01	DN20	6	3
A1-A2	0,01	DN40	7	0	C8-C9	0,01	DN40	4	0
A2-1	0,01	DN20	6	3	C9-18	0,01	DN20	6	3
B-B1	0,06	DN40	17	1	D-D1	0,1	DN40	22	1
B2-B3	0,03	DN40	4,5	1	D1-19	0,01	DN20	6	3
B3-8	0,01	DN20	6	3	D1-D2	0,09	DN40	4	0
B3-B4	0,02	DN40	6	0	D2-20	0,01	DN20	6	3
B4-7	0,01	DN20	6	3	D2-D3	0,08	DN40	4	0
B4-B5	0,01	DN40	7	0	D3-21	0,01	DN20	6	3
B5-6	0,01	DN20	6	3	D3-D4	0,07	DN40	5	0
B1-B6	0,03	DN40	2,5	1	D4-22	0,01	DN20	6	3
B6-9	0,01	DN20	6	3	D4-D5	0,06	DN40	7	1
B6-B7	0,02	DN40	17	0	D5-23	0,01	DN20	6	3
B7-10	0,01	DN20	6	3	D5-D6	0,05	DN40	4	0
B7-B8	0,01	DN40	5	0	D6-24	0,01	DN20	6	3
B8-11	0,01	DN20	6	3	D6-D7	0,04	DN40	6	0
C-C1	0,07	DN40	15	1	D7-25	0,01	DN20	6	3
C1-C2	0,03	DN40	3	1	D7-D8	0,03	DN40	4	1
C2-14	0,01	DN20	6	3	D8-26	0,01	DN20	6	3
C2-C3	0,02	DN40	7	0	D8-D9	0,02	DN40	4	0
C3-13	0,01	DN20	6	3	D9-27	0,01	DN20	6	3
C3-C4	0,01	DN40	6	0	D9-D10	0,01	DN40	5	0
C4-12	0,01	DN20	6	3	D10-28	0,01	DN20	6	3

Tops ünitesinde diğer hatlara göre yüksek miktarda buhar tüketimi olmamaktadır. DN20 çapındaki borudan 0,003 kg/s debideki buhar geçmektedir. Bu boruda kaybolan ısının hesabı yapılmıştır. İlk olarak kaybolan ısıyı 20 W olarak kabul edilirse

$$\Gamma = \frac{m}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{20}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,022} = 13,6 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

$$= 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{925,9 \cdot (925,9 - 2,17) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 13,6 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 38236 \text{ W / m}^2 \text{ K}$$

olarak bulunur.  $h$  değeri tekrar birim boru boyu için oluşan ısı kaybı hesabında kullanılırsa,

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,022 \cdot 1 = 0,0691 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iz}} \ln \frac{r_{iz}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{iz}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{38236} + \frac{0,022}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,027}{0,022} + \frac{0,022}{0,043} \cdot \ln \frac{0,127}{0,027} + \frac{0,022}{0,127} \cdot \frac{1}{7,138}} = 2,38 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$q_b = UA_{iç} (T_b - T_h) = 2,38 \cdot 0,0691 \cdot (143 - 20) = 20,22 \text{ W}$$

bulunur. Buradan tekrar birim boru boyu başına yoğuşan sıvı hesaplanırsa,

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot D} = \frac{q_b}{h_{fg} \cdot \pi \cdot D} = \frac{20,21}{1000 \cdot 2030 \cdot \pi \cdot 0,022} = 13,7 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$$

olarak çıkar. Tekrar  $h$  hesabına geçilirse,

$$h = 0,76k_s \left[ \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_b) g}{\mu_s \Gamma} \right]^{1/3}$$

$$= 0,76 \cdot 0,68 \cdot \left[ \frac{925,9 \cdot (925,9 - 2,17) \cdot 9,8}{0,000158 \cdot 13,7 \cdot 10^{-5}} \right]^{1/3} = 38098 \text{ W/m}^2\text{K}$$

bulunur.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{k_{iz}} \ln \frac{r_{iz}}{r_d} + \frac{r_i}{r_{iz}} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{38098} + \frac{0,022}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,027}{0,022} + \frac{0,022}{0,043} \cdot \ln \frac{0,127}{0,027} + \frac{0,022}{0,127} \cdot \frac{1}{7,138}} = 2,38 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$q_b = UA_{iç} (T_b - T_h) = 2,38 \cdot 0,0691 \cdot (143 - 20) = 20,22 \text{ W}$$

çıkmaktadır. Bu işlem sonunda tekrar h hesaplanırsa bir önceki değer olan 38098  $W/m^2K$  değeri bulunur. Bu işlemler birim boru boyuna göre yapılmıştı. Boru boyu 156 metredir. Birim boru boyu için hesaplanmış ısı kaybı olan 20,22 W lık değer 156 ile çarpılırsa gerçek ısı kaybı bulunur.

$$q = 20,22 \cdot 156 = 3154 \text{ W}$$

Diğer borular için hesaplanan değerler Çizelge 5.18’de verilmiştir.

Çizelge 5.18. Tops hattında borulardan meydana gelen ısı kayıpları

	Buharın Isı Trasfer Katsayısı ( $W/m^2K$ )			Isı Kaybı (W)				
	Buhar debisi ( $Kg/s$ )	Boru İç Çapı (m)	Buharın Isı Transfer Katsayısı ( $W/m^2K$ )	Boru Uzunluğu (m)	İç Yüzey Alanı ( $m^2$ )	Boru Dış Çapı (m)	U ( $W/m^2K$ )	Isı Kaybı (W)
<b>DN40</b>	0,003	0,0431	43026	39	5,281	0,0483	1,651	1072
	0,006	0,0431	43026	58	7,853	0,0483	1,651	1595
	0,008	0,0431	43026	18	2,437	0,0483	1,651	495
	0,011	0,0431	43026	11	1,489	0,0483	1,651	302
	0,014	0,0431	43026	4	0,542	0,0483	1,651	110
	0,017	0,0431	43026	24	3,250	0,0483	1,651	660
	0,019	0,0431	43026	20	2,708	0,0483	1,651	550
	0,022	0,0431	43026	4	0,542	0,0483	1,651	110
	0,025	0,0431	43026	4	0,542	0,0483	1,651	110
	0,028	0,0431	43026	40	5,416	0,0483	1,651	1100
	0,047	0,0431	43026	37	5,010	0,0483	1,651	1017
0,064	0,0431	43026	21	2,843	0,0483	1,651	577	
0,069	0,0431	43026	20	2,708	0,0483	1,651	550	
<b>DN20</b>	0,003	0,022	38098	156	10,782	0,027	2,378	3154

Vana için yapılmış olan hesapta sadece izolasyonsuz olacağı için U ve dolayısıyla q farklı, h değerleri ise aynı olmuştur. Yapılan örnekteki buhar 78 tane vanadan geçmektedir. Burada diğer hatlardan farklı olarak, vanaların boyutları küçük olduğu için boru boyu eşdeğeri olarak 1 metre alınması uygun görülmüştür.

Vana için toplam ısı geçiş katsayısı hesaplanırsa,

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_b} + \frac{r_i}{k_b} \ln \frac{r_d}{r_i} + \frac{r_i}{r_d} \frac{1}{h_h}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{38098} + \frac{0,022}{2 \cdot 40} \cdot \ln \frac{0,027}{0,022} + \frac{0,022}{0,027} \cdot \frac{1}{13,21}} = 16,19 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A_{iç} = \pi DL = \pi \cdot 0,022 \cdot 78 = 5,39 \text{ m}^2$$

$$q = UA_{iç} (T_b - T_h) = 16,19 \cdot 5,39 \cdot (143 - 20) = 10737 \text{ W}$$

olarak bulunur. Eğer izolasyon olsaydı ısı kaybı, birim boru boyu için hesaplanmış olan ısı geçiş katsayısı 20,22 W ile boru boyu olan 78 metre çarpılarak elde edilen

$$q = 20,22 \cdot 78 = 1577 \text{ W}$$

olarak bulununurdu. Sadece bu vanalardan elde edilen kayıp

$$10737 - 1577 = 9160 \text{ W}$$

olur. Tüm hesaplar yapıldıktan sonra kaybolan ısı miktarı toplu halde hesaplanmıştır.

Çizelge 5.19. Tops hattında vanalardan meydana gelen ısı kayıpları

	$U$ ( $W/m^2K$ )	$Isı Kaybı$ ( $W$ )	$izolasyonlu$ $Isı Kaybı$ ( $W$ )
<b>DN40</b>	11,79783	589,4616	82,49661
	11,79783	2357,846	329,9864
	11,79783	1178,923	164,9932
	11,79783	589,4616	82,49661
	11,79783	1178,923	164,9932
	11,79783	1178,923	164,9932
	11,79783	589,4616	82,49661
<b>DN20</b>	16,19317	21475,05	3154,128

### 5.6. Hatlarda Meydana Gelen Buhar Kaybı

Tüm hatlarda meydana gelen ısı kaybını hesapladıktan sonra, buhar kaybı hesabına geçilebilir. Kıyaslama açısından borularda meydana gelen ısı kaybı da bu hesaplarla birlikte verilmiştir.

Vanaların izolasyonlu ve izolasyonsuz durumları için meydana gelen ısı kaybı hesaplanmıştır. İlk önce bu iki değer farkını alınıp  $W$  (J/s) olan birim kJ/h birimine dönüştürülüp sonra o buharın gizli ısısına bölünmüştür. Gizli ısılar ilma ve kazan hattı için 8 barG basınçtaki, diğer hatlar için 3 barG basıncındaki değerler olur. Örnek olarak ilma hattı yapılırsa,

$$Q_{\zeta} - Q_{iz} = 73677 - 10548 = 63130 \text{ W}$$

$$\Delta Q = \frac{63130 * 3600}{1000} = 227266 \text{ kJ/h}$$

$$\dot{m} = \frac{\Delta Q}{h_{fg}} = \frac{227266}{2030} = 112 \text{ kg/h}$$

olarak bulunur. Diğer hatların vanalarında ve borularda meydana gelen buhar kayıpları Çizelge 5.20'de verilmiştir.

Çizelge 5.20. Boru ve vanalarda meydana gelen buhar kayıpları

HAT	Borulardan Meydana Gelen Isı Kaybı (W)	Vanalardan Meydana Gelen Isı Kaybı				Buhar Kaybı (kg/h)	
		İzolsayonsuz (W)	İzolsayonlu (W)	İzolsayon Farkı (W)	İzolsayon Farkı (kJ/h)	Boru	Vana
İlma	16770	73677	10548	63130	227266	29,7	112,0
Kazan	20210	47143	6669	40474	145707	17,9	35,9
Kesim	26304	73657	10470	63187	227473	44,4	106,6
Fiksaj	18667	87217	12402	74814	269331	31,5	126,3
Tops	11404	18401	2650	56704	15751	19,2	26,6

Yukarıdaki hesaplarda daha önceden belirtildiği gibi kazan hattının buhar kaybı hesabı için bulunan değer ikiye bölünmüştür. Yıllık hesap yapılırken tekrar ikiye bölünmemiştir.

Buharın bir tonunun fiyatı 33 \$ dır. Bulunan buhar kaybı ile bir yılda kaybedilen buhar ile bunun maliyeti hesaplanırsa,

$$m_T = 407,3 \text{ kg/h}$$

Yıllık meydana gelen para kaybı,

$$C = \frac{m \cdot 24 \cdot 350 \cdot 33}{1000} = 112915 \text{ \$/yıl}$$

olarak bulunur. Bir yıllık çalışma gün sayısı 350 gün (%95 yıl) olarak alınmıştır. Görüldüğü gibi vanaların izolasyon edilmediği her yıl için yaklaşık 100000 \$ gibi bir para boşuna gitmektedir. Doğalgaz fiyatının sürekli arttığı göz önüne alınırsa bu rakam daha da artar. Doğalgaz ihtiyacı da her geçen gün artmaktadır.

Aktops firması buharın tonunu 33 \$ almaktadır. Aksa' da üretilen buhar için doğalgaz kullanılmaktadır. Doğalgaz fiyatlarındaki artış buhar maliyetini doğrudan etkilemektedir.



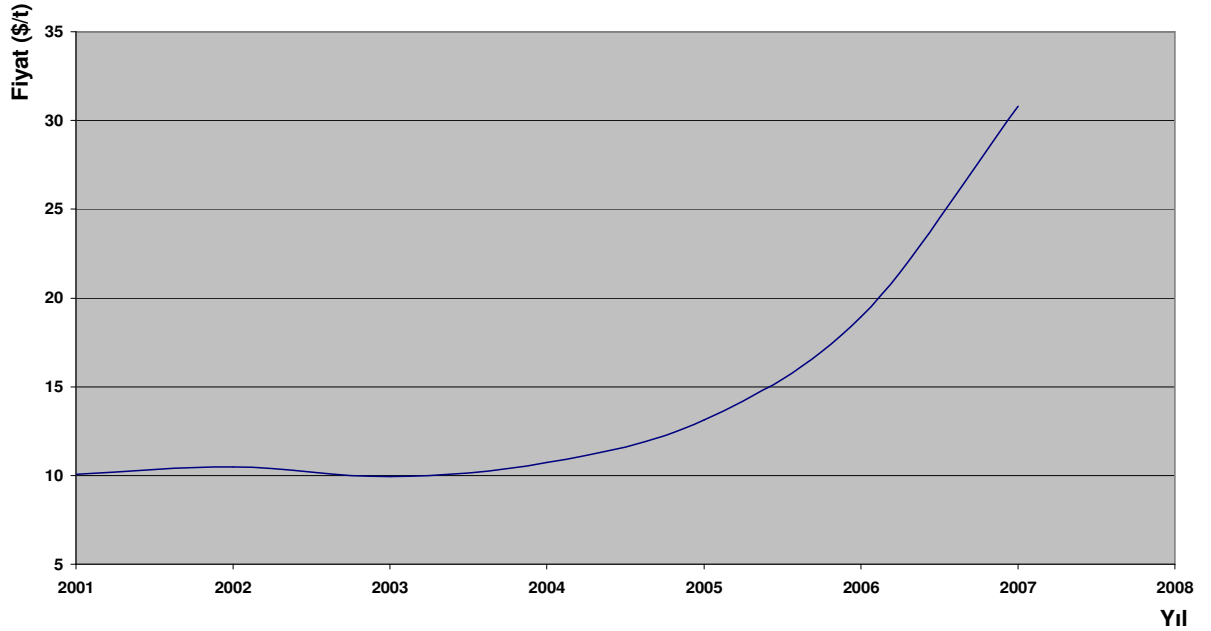
Çizelge 5.21. Yıllara göre alınan buharın birim fiyatları

	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007
<b>BUHAR BİRİM ORT. FİYATI (\$/TON)</b>	10,057	10,496	9,941	10,734	13,119	18,943	30,800
<b>\$ BİRİM FİYATI (YTL/\$)</b>	1,245	1,519	1,494	1,428	1,348	1,436	1,308

Çizelge 5.21'in grafiği aşağıda verilmiştir. Görüldüğü gibi her yıl genel olarak artmıştır. Özellikle 2004 yılından sonra bu artış hissedilir bir şekilde yükselmiştir. Ve bundan sonraki senelerde de bu büyük artışlar beklenmektedir. 2004 yılından itibaren artış oranlarına bakılırsa; 2004-2005 arası % 15, 2005-2006 arası % 54, 2006-2007 arası ise % 46 oranında bir artış gözlenmiştir. Yani her sen bir önceki seneye göre çok daha fazla oranda zarar edilmektedir.

2001 yılından itibaren bu güne kadar edilen zararı hesaplamak için o günde kaybedilen para miktarını bu günkü değere getirilmelidir. Yukarıda saatlik buhar kaybı 407,3 kg olarak bulmuştu. Her yıl için bir ton buharın alış bedelleri Çizelge 5.21'de verilmişti.

Yıllara göre buharın alış fiyatı



Şekil 5.1 Yıllara göre buharın alış fiyatı

Her bir yıl için vanalardan kaybolan buharın maliyeti verilmiştir. Örnek olarak 2001 yılında bir ton buhar için 12,52 YTL ödenmiştir. Yıllık kaybolan buhar miktarı

$$C = \frac{407,3 \cdot 24 \cdot 350 \cdot 12,52}{1000} = 42808 \text{ YTL}$$

olarak bulunur. Bu değerin bugüne getirilmesi demek o paranın bankaya atılması halinde bugün için değerinin ne olduğu demektir. Banka faizini % 10 kabul edersek eğer, 7 yıllık zaman dilimi içinde bu paranın bugünkü değeri,

$$C_b = \frac{C}{(1+i)^{-t}} = \frac{42808}{(1+0,1)^{-7}} = 83420 \text{ YTL}$$

bulunur. Her bir yıl için bu işlemler tekralanırsa

Çizelge 5.22 Yıllara göre buhar kaybından edilen zarar

	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007
<b>Yıllara Göre Kayıp (YTL)</b>	42807,8	54505,8	50792,5	52405,79	60452,3	92976,58	135384,5
<b>Bugünkü değeri (YTL)</b>	83420,4	96560,4	81801,8	76727,32	80462,1	112501,7	148922,9

Yukarıdaki Çizelgeye göre 2001 yılından itibaren meydana gelen zarar 682978 YTL dir.

Bir sonraki aşamada izolasyon firmalarından alınan vana izolasyon fiyatlarıyla, izolasyon maliyetini çıkarılmıştır.

### 5.7. Buhar Hattı İzolasyonları

İzolasyon çapları buhar hattı sıcaklıkları ile ortam sıcaklıkları arasındaki farka göre belirlenmekle birlikte burada Marmara Bölgesi normal şartları göz önüne alınarak tespit edilmiştir.

Çeşitli firmalardan alınan vana izolasyon fiyatları Çizelge 5.21’de verilmiştir. Vana izolasyonları vana ceketi veya vana kutusu takılarak yapılabilir. Vana ceketi daha pratik olduğu için daha ucuz maliyetle yapılmaktadır. Buradaki fiyatlara işçilik masrafları da dahildir.

Çizelge 5.23. Firmalara göre vana izolasyon fiyatları

ÇAP	TÜMTES İZOLASYON FİYATLARI		İZOMER İZOLASYON FİYATLARI		PİŞKİN İZOLASYON FİYATLARI		MARMARA İZOLASYON	
	VANA KUTU	VANA Ceket	VANA KUTU	VANA Ceket	VANA KUTU	VANA ceket	VANA KUTU	VANA ceket
DN15	25	-	-	37,36	-	-	-	27
DN20	28	-	-	51,89	29,75	-	60	35
DN25	30	-	-	58,12	33,5	-	61	40
DN32	33	-	-	68,5	36	-	62,5	45
DN40	35	-	-	74,73	40,6	-	63,5	48,75
DN50	41	-	-	78,88	47	-	65,5	57,5
DN65	56	-	-	105,86	55	-	68,5	67,5
DN80	60	-	-	114,17	64	-	70,45	86,25
DN100	62	-	-	124,55	73	-	75	112,5
DN125	0	-	-	145,3	-	-	-	-
DN150	68	-	-	215,88	81	-	84	131,25

Çizelge 5.24. Fabrikada bulunan vanaların sayısı

Vana tipi	Vana sayısı	Vana tipi	Vana sayısı
DN15	28	DN50	92
DN20	141	DN65	29
DN25	97	DN80	13
DN32	105	DN100	16
DN40	17	DN150	0

Vana sayıları belirlendikten sonra vanaların izolasyonu için gerekli olan maliyet hesaplanabilir. Belirli çaplar için izolasyon maliyetleri yukarı da verilmişti. Çizelge 5.21'deki fiyat listesinden uygun olan vana ceket ve vana kutusu fiyatları alınmış ve ikisi için de maliyet hesabını çıkarılmıştır.

Vana kutularına bakıldığında Tümtes firmasının izolasyon fiyatları uygun görülmektedir. Vana ceketlerinde ise Marmara firmasının izolasyon fiyatları uygundur.

Çizelge 5.25. Fabrikada bulunan vanaların izolasyon maliyetleri

Vana tipi	Vana sayısı	Vana ceket (YTL)	Vana kutu (YTL)	Vana ceket toplam fiyatı (YTL)	Vana kutusu toplam fiyatı (YTL)
DN15	28	27	25	756	700
DN20	141	35	28	4935	3948
DN25	97	40	30	3880	2910
DN32	105	45	33	4725	3465
DN40	17	48,75	35	828,75	595
DN50	92	57,5	41	5290	3772
DN65	29	67,5	56	1957,5	1624
DN80	13	86,25	60	1121,25	780
DN100	16	112,5	62	1800	992
DN150	0	131,25	68	0	0
Toplam	538	-	-	25293,5	18786

Bulunan vana kutusu maliyeti 18786 YTL dir. Yıllık meydana gelen zararı ise 112915 \$ olarak bulunmuştu. Doların kuru olarak 1,30 YTL/\$ olarak alınırsa,

$$\frac{18786 * (1 + 0,20)}{112915 * 1,30} = 0,1535 \text{ yıl}$$

$$= 1,84 \text{ ay}$$

Vanalar izole edildiği takdirde 1,84 ay sonra yatırılan parayı amorti etmektedir. Burada 0,2 ile izolasyon fiyatının çarpılmasının nedeni, ekstra gelebilecek masrafları karşılamak içindir.

## BÖLÜM-6

### 6. FLAŞ BUHAR

Yüksek basınçtaki doymuş su düşük basınçtaki bir yere gönderildiğinde aradaki entalpi farkından dolayı bir miktar suyun buharlaştığı görülür. Örnek olarak  $P_1$  basıncındaki doymuş suyun entalpisi  $h_1$ , daha düşük basınçtaki ( $P_2$ ) doymuş suyun entalpisi  $h_2$  olsun. Bu su  $P_2$  basıncına düşürüldüğünde  $h_2 - h_1$  kadar bir enerji açığa çıkar. Bu enerji de  $P_2$  basıncına düşen suyun bir kısmını buharlaştırır. Oluşan bu buhara Flaş Buhar adı verilir.

Fabrikada 8 barG basınçta bulunan buharların kondensleri toplanmaktadır. 3 barG basınçtaki buharların kondensleri ise içine kimyasal madde karıştığı için atılmaktadır. 8 barG basıncındaki buharın kondensleri yaklaşık 5 t/h civarındadır. Bu kondens kazan ve ilma hattından gelen miktardır. Bu iki hattan gelen kondensin geri kazanımında bir takım kayıplar olacağı için 4,5 t/h olarak alınmıştır. Bu kondens dışarıda kondens tankında toplanmaktadır. Kondensin gelişi 3 bar, kondens tankı ise 1 bar basınçta. Yani atmosfere açıktır. Zaten oluşan flaş buhar atmosfere atılmaktadır.



Şekil 6.1 Kondens tankı (sol tarafta büyük mavi tank)

1 bar basınçta doymuş suyun entalpisi 418 kJ/kg 'dır. Gizli ısı ise 2258 kJ/kg 'dır. 3 bar basınçta gelen doymuş haldeki kondensin entalpisi 562 kJ/kg'dır.

$$\Delta h = 562 - 418 = 144 \text{ kJ/kg}$$

Flaş buhar oranı

$$FBO = \frac{144}{2258} = 0,064$$

olur. Yani gelen kondensin %6,4 kadar kısmı buhara dönüşmektedir.

Kondens tankına gelen kondens 5,5 t/h olduğuna göre, flaş buhara dönüşen kondens miktarı

$$FBM = 4500 \cdot 0,064 = 286 \text{ kg/h}$$

Bu da demek oluyor ki saatte 286 kg buhar dışarı atılıyor. Bu buharın maliyeti,

$$C = 286 \times 33 \times 1,3 / 1000 = 12,3 \text{ YTL/h}$$

$$= 12,3 \times 24 \times 350 = 103063 \text{ YTL/yıl}$$

dir.



Şekil 6.2 Örnek Flash Buhar Tankı [11]

Flaş buhar tankı maliyeti (tank, vanalar, boru ve işçilik dahil) 10000 YTL olarak alınmıştır. [13]

$$\frac{10000}{103063} = 0,1 \text{ yıl}$$

=1,2 ay gibi kısa bir zaman diliminde kendini amorti etmektedir.

## BÖLÜM-7

### 7. FIKSAJ KABİNLERİNİN İYİLEŞTİRİLMESİ

#### 7.1. Mevcut Fiksaj Kabinlerinin Durumu

Mevcut Fiksaj kabinlerinde tow flash buharı ve kabin ısıtma buharı girişleri toplam üç adet borudan olup hepsi aynı buhar hattından beslenmekte ve tek kesme vanası ile kumanda edilmektedir.

Bu üç buhar girişinin 2 adedi kabin ısıtılmasında, bir adedi towa flash buhar gönderme amacıyla 2 grupta kullanılmakta, ancak her grubun buhar tüketiminin değerleri bilinmemektedir. Flash buhar ve kabin ısıtma buharlarının miktarları birbirinden farklı olarak tahmin edilmiştir. Bu amaçla buhar girişlerine ayrı vanalar konularak bu tahminin gerçekliği test edilmiştir.

#### 7.2.Yapılan İyileştirme

8 nolu İlma makinesi fiksaj kabininde bu amaçla 26.10.2007 tarihinde yukarıda bahsedilen konunun gerçekliğini test amacıyla uygulama yapılmış ve denemelere başlanmıştır. Bu amaçla buhar ısıtma boruları ile flash buhar boruları 2 adet kesme vanası ile ayrılmış ve gereksinime göre buhar verilmiştir. Denemeler öncelikle açık renk elyaf Fiksaj işlemlerinde yapılmıştır.

8 nolu ilma fiksaj kabininde yapılan denemeler sonucunda ortalama 700 kg/h olan buhar tüketim değerlerinin, Toplamda 470 kg/h buhar tüketim değerlerine indiği gözlemlenmiştir. Toplam 470 kg/h buhar tüketiminde flash buharın ortalama tüketimi 100kg/h, fiksaj kabini ısıtmasında 370 kg/h ortalama olarak belirlenmiştir.

Bu durumda İlma 8 fiksaj kabini buhar tüketim değerinde yaklaşık %33 oranında iyileştirme gözlemlenmiştir.

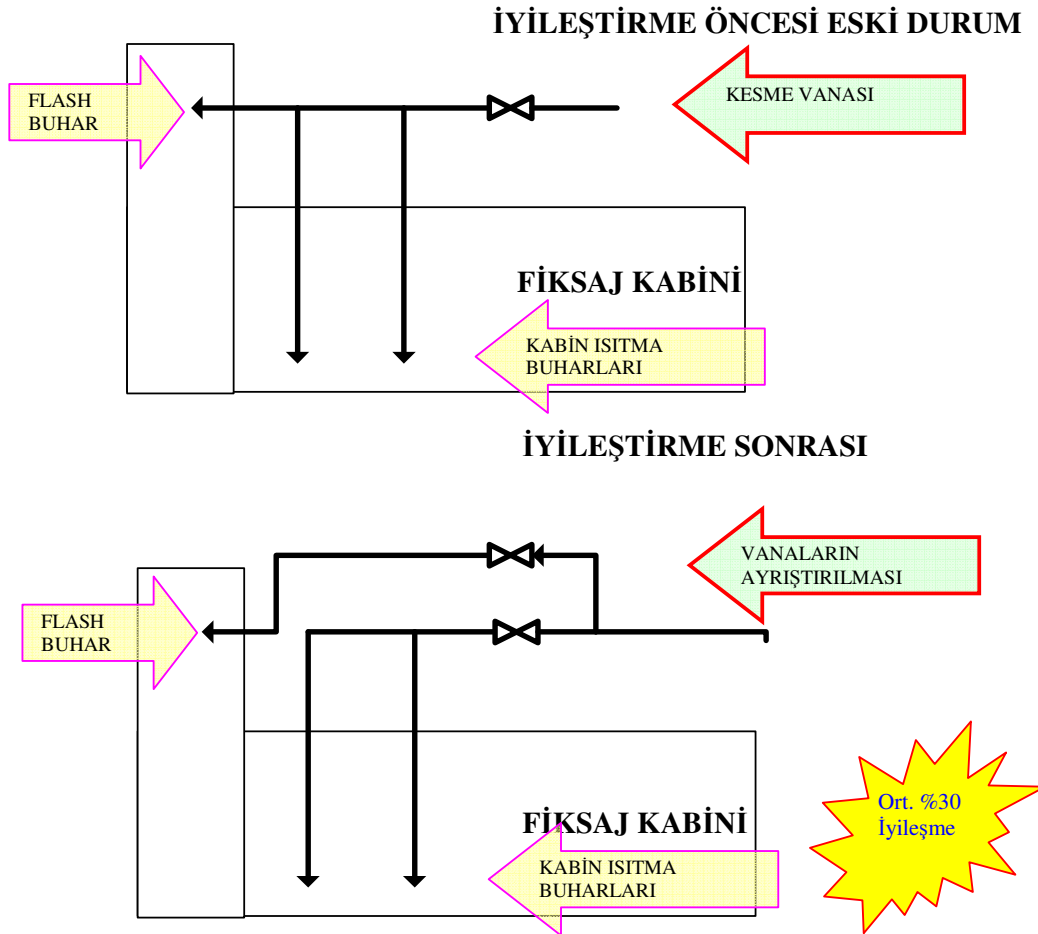
Burada ulaşılan başarıdan sonra İlma 5 makinesinde koyu renkli, orta desitexli fiksaj işlemleri için aynı sistem uygulanmıştır.

Burada önceki sistemde 1300 kg/h buhar tüketimi mevcut iken 800 kg/h (flash 100 kg/h, Fiksaj 700) olmak üzere % 38 oranında iyileştirme gözlemlenmiştir.

Boyanması ve fiksajı zor olan desitexlerde 1400 kg/h olan tüketim değerleri 1100 kg/h olarak iyileştirme sağlanmıştır. (200+900) % 21 iyileşme gözlemlenmiştir.

Sistem başarılı olduğu için diğer tüm kabin buhar beslemelerine bu sistem uygulanmıştır. Bu iyileşme sonucunda günlük ortalama 2690 kg buhar / ton ürün olan buhar tüketim oranı, 2400 kg buhar/ton ürün tüketim oranına düşmüştür.

Böylece sürekli boyahane buhar tüketim oranında yaklaşık %9 oranında iyileştirme sağlanmış olmaktadır. Departmanda üretilen açık renklerde bu değer 2200 kg buhar / ton ürün tüketim oranlarına kadar düşmektedir.



Şekil 7.1. Fiksaj kabininin iyileştirilmesi



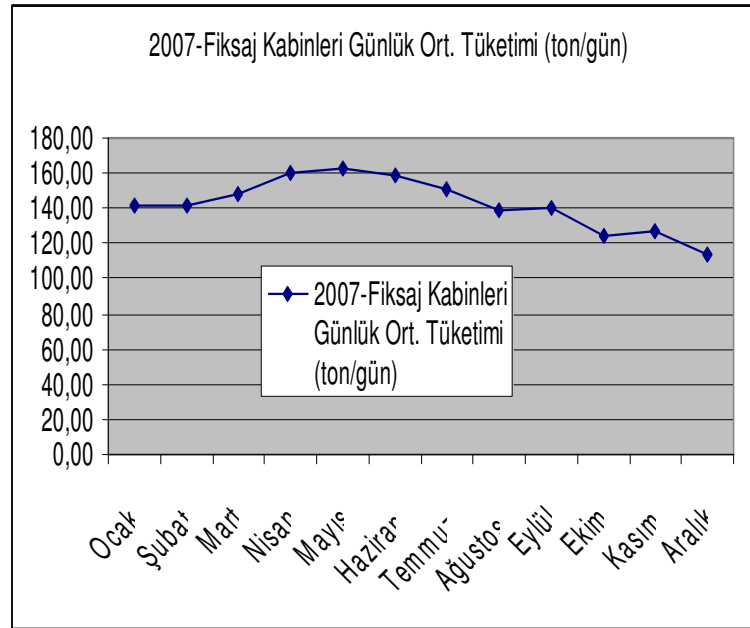
### 7.3. Sonuç

Fiksaj kabinlerinde ortalama %19 oranında iyileştirme olurken İşletme genelinde % 9 iyileştirme sağlanmıştır.

Fiksaj kabinlerindeki Buhar Tüketiminden elde edilen kazanç buhar miktarı ve USD Karşılığı olarak aşağıdaki çizelgede gösterilmektedir. Maliyet olarak ise sadece vana ve işçilik masrafları vardır. Bu da yaklaşık 1000 YTL tutmuştur.

Çizelge 7.1. Fiksaj Kabinlerinin 2007 yılı dâhilinde aylık tüketim durumlarının incelenmesi

AYLAR	2007- Fiksaj Kabinleri Günlük Ort. Tüketimi (ton/gün)
Ocak	141,42
Şubat	141,42
Mart	147,68
Nisan	160,21
Mayıs	162,59
Haziran	158,82
Temmuz	150,81
Ağustos	138,53
Eylül	140,04
Ekim	124,88
Kasım	126,82
*Aralık	113,97
** Ortalama 2007 Günlük Tüketim Değeri (ton/gün)	144,84
2007 genel Ortalaması	142,27
% Ortalama İyileşme	21%



\* Aralık ayında iyileştirmeler tamamlanmış olup iyileştirmenin etkisi grafik ve Çizelgeden izlenebilmektedir.

\*\* İyileştirmelerin tamamlandığı Kasım ayına ayına kadar olan döneme ait günlük ortalama değeridir. Aralık dâhil edilmemiştir.

Çizelge 7.2. Yıllık tasarruf miktarlarına ait Çizelge

Fiksaj Kabinlerinde Yıllık Ortalama Tüketim Miktarı (360 gün/yıl)	52.142 ton/yıl
İyileşme Durumunda ort. Yıllık Buhar Tasarrufu ((ton/yıl)	11.113 ton/yıl
USD Karşılığı Tasarruf	\$ 366.720

## BÖLÜM-8

### 8. KONDENSTOP ÇEŞİTLERİ

#### 8.1. Ters Kovalı Kondenstop

Ters kovalı kondenstop buharla su arasındaki yoğunluk farkına göre çalışan kondenstoptur. Ters kovaya giren buhar, kondenstopun yükselmesine neden olur ve boşaltma vanasını açar. Diğer mekanik kondenstoplardan farklı olarak ters kova, buhar sıcaklığında hava ve karbondioksidi de atar.

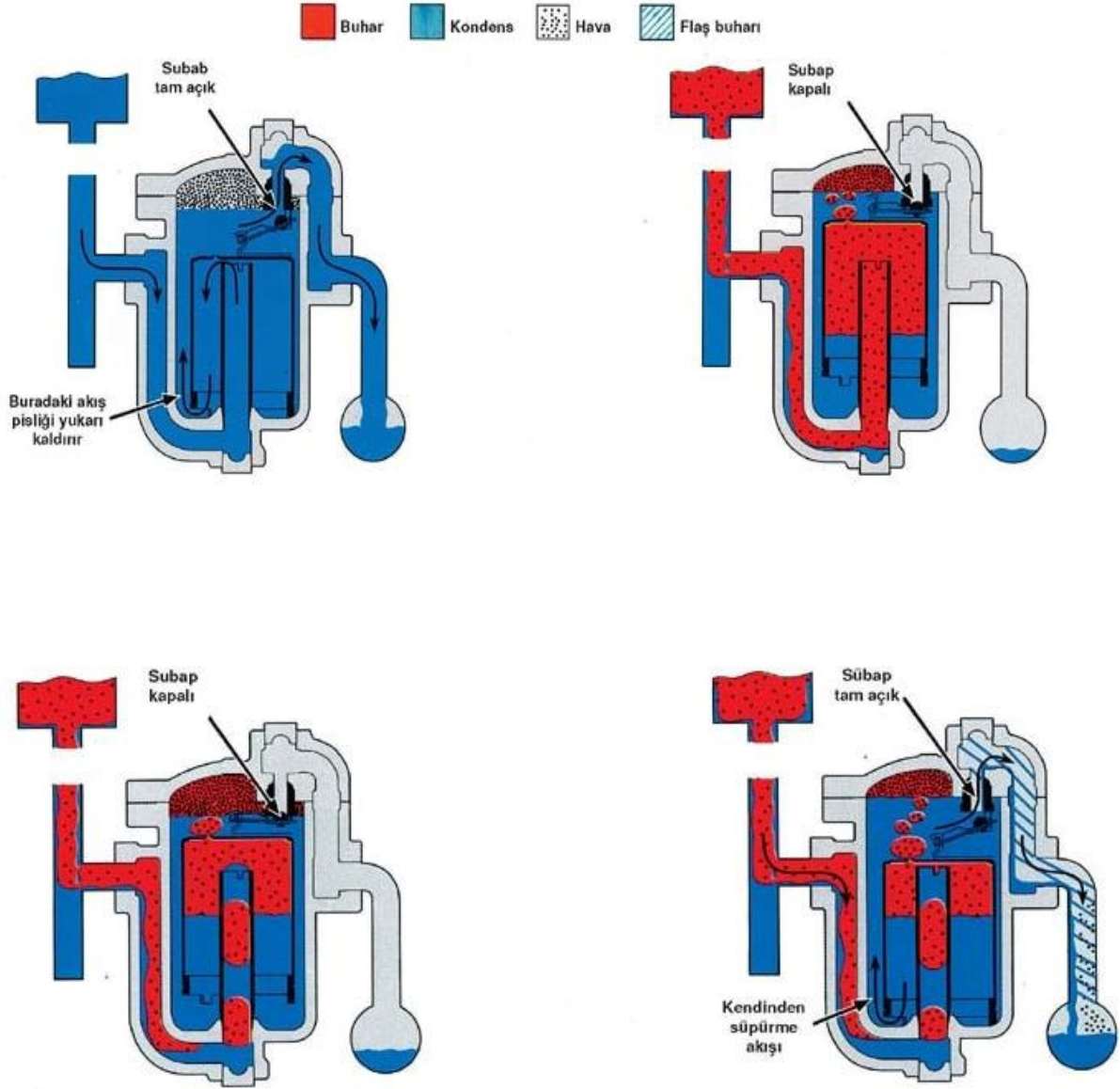
Bu basit kondenstop prensibi 1911’ de Armstrong tarafından bulunmuştur. Armstrong ters kovalı kondenstopun en önemli özelliği, basınca karşı vanayı açmak için kovanın sağladığı kuvveti arttıran eşsiz manivela sistemidir. Aşınacak ya da sürtünme yaratacak mesnet yoktur. Maksimum kapasite şartlarında boşaltma deliğini açmak üzere tasarlanmıştır. Kovanın altı açık olduğundan koç darbelerine dayanıklıdır. Aşınma olabilecek noktaları uzun ömür için takviye edilmiştir.

Bir Armstrong ters kovalı kondenstopu, aşınma esnasında dahi enerji korunumunu sürdürebilir. Kadmeli aşınma sit çapını yavaş yavaş büyütür ve küre sübabın şeklini ve çapını değiştirir. Fakat bu olurken, küre daha derine oturarak sızdırmazlığı sağlamaya devam eder.

Armstrong ters kovalı kondenstoplarının güvenli olma özelliğinin en önemli unsurlarından biri kirlenme problemlerinden uzak tutan bir dizayna sahip olmasıdır. Çünkü sübap ve sit, kondenstopun üzerindedir. Büyük kir partikülleri, kovanın yukarı aşağı hareketi altında toz haline getirildikleri alt bölgeye düşerler. Kondenstop vanası tam açık veya kapalı olduğundan partiküllerinin serbest geçişi mümkün olacaktır. Ayrıca kovanın kenarı altından geçen hızlı kondens akışı, kiri kondenstopun dışına süpüren bir kendini temizleme hareketi oluşturacaktır. Ters kovalı vana manivela takımı ve kova olmak üzere iki hareketli parçaya sahiptir. Bu özellik, yapışacak, kilitlenecek veya tıkanacak hiç bir sabit nokta ve karmaşık bağlantılar olmaması anlamına gelmektedir.

Armstrong ters kovalı kondentoplarının sübap ve siti yüksek kromlu paslanmaz çeliktir, taşlanmıştır ve leplenmiştir. Diğer tüm parçalar aşınma ve korozyona dayanıklı paslanmaz çeliktir.

Tahliye hattındaki yüksek basınç, fark basıncını azaltır. Karşı basınç giriş basıncına yaklaşırken çok düşük basınç farklarından olduğu gibi boşaltma sürekli olur. Karşı basıncın, düşük fark basıncının neden olduğu kapasite düşmesi dışında ters kovalı kondensstopun çalışmasına olumsuz etkisi yoktur. Sübapı açmak için kova tarafından daha az kuvvete ihtiyaç vardır.



Şekil 8.1 Ters kovalı kondensstopun çalışma prensibi [5]

1. Kondenstop, buhar ısıtmalı ünite ile kondens dönüş kolektörü arasındaki tahliye hattına monte edilmelidir. Devreye almada kova aşağıda ve sübabı tam açıktır. İlk kondens girip kovanın altından akarken, kondenstop gövdesini doldurur ve kova tamamen batıktır. Kondens açık sübaptan dönüş kolektörüne tahliye olur.
2. Ayrıca buhar kovanın atından kondenstopa girer, yükselir ve kovayı yüzdürerek üstte toplanır. Kova yükselir ve sıkıca kapanana kadar sübabı site doğru kaldırır. Hava ve karbondioksit sürekli kovadaki delikten geçer ve kondenstopun üzerine birikir. Hava atıcıdan geçen buhar, kondentopun radyasyonu ile buharlaşır.
3. Giren kondens kovayı doldurmaya başlarken, kova vana kolu üzerinde bir çekiş uygulamaya başlar. Kondens yükselmeye devam ederken, sübabı fark basıncına karşı açmasına kadar daha fazla kuvvet uygulanır.
4. Sübap açılmaya başlarken, sübaptaki basınç kuvveti azalır. Daha sonra kova hızla batır ve sübabı tamamen açar. Kondensten önce biriken hava tahliye edilir. Kovanın altındaki akış, pislikleri kaldırır ve kondenstopun dışına süpürür. Buhar kovayı daldırana kadar tahliye devam eder. Çevrim tekrarlanır.

## 8.2. Şamandıralı Kondenstoplar

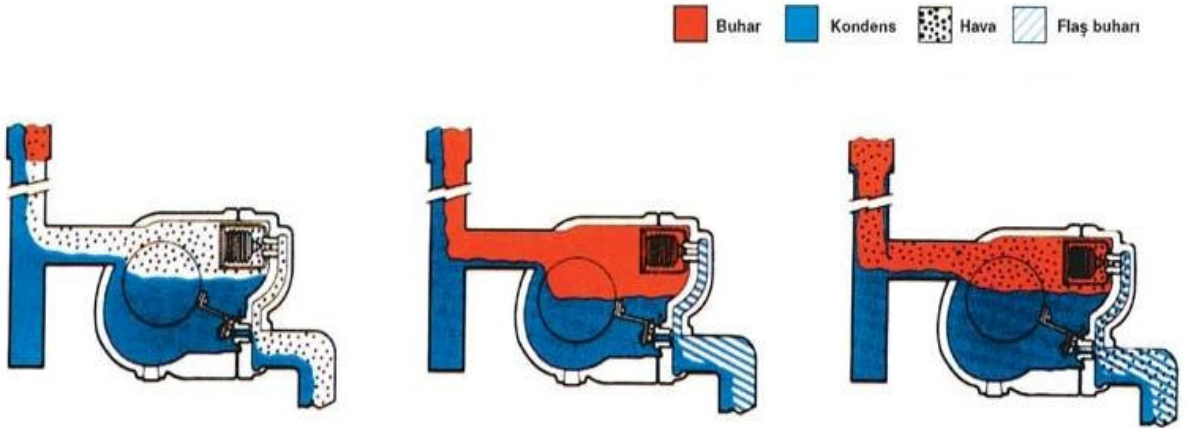
Şamandıralı ve termostatik hava atıcılı kondenstoplar, yoğunluk ve sıcaklık prensibine göre çalışan mekanik bir tiptir. Şamandıralı kondenstopun vanası yoğunluk prensibine göre çalışır. Şamandırayı, sübap ve site bir kol bağlar, kondens kondenstop için belli bir seviyeye ulaştığında şamandıra yükselir, boşaltma deliğini açar ve kondensi tahliye eder. Kondens tarafından oluşturulan su sızdırmazlığı, buhar kaybını önler.

Boşaltma deliği su seviyesinin altında olduğundan, havayı ve yoğuşmayan gazları tahliye edemez. Hava ve yoğuşmayan gazların birikmesi önemli sıcaklık düşüşüne neden olduğundan, kondenstopun üzerindeki hava atıcısı boşaltma yapar. Termostatik atıcı, doyma sıcaklığının birkaç derece altında açar. Böylece tamamen ayrı bir boşaltma deliğinden, biraz düşük sıcaklıkta büyük hacimdeki havayı atabilir.

Değişken buhar basıncı, kondensi tahliye eden ısı transfer ünitesindeki basıncın maksimum buhar basıncından belirli koşullar altında vakum basıncına kadar değişebilmesi anlamına gelir. Basıncın sıfıra düşmesi durumunda kondens tahliyesi yer çekimi kuvveti ile sağlanır. Düşük buhar basınçlarındaki önemli miktarda hava serbest kalabilecektir.

Şekilde şamandıralı kondensstopun çalışma prensibi verimiştir.

1. Devreye alma sırasında, düşük sistem basıncı havayı termostatik atıcıdan dışarı atar. Atılan havayı normalde yüksek kondens yükü izler ve ana sübabı açan şamandırayı kaldırır. Geri kalan hava açık olan hava atıcıdan tahliye edilir.
2. Kondensstopa buhar geldiğinde, termostatik hava atıcı daha yüksek sıcaklığı hissettiğinden kapanır. Kondens ana sübaptan akmaya devam eder. Sübabın pozisyonu, kondensin kondensstopa akışıyla aynı miktarda tahliye için şamandıra tarafından ayarlanır.
3. Kondensstopa hava birikirken, sıcaklık doymuş buharınkinin altına düşer. Basınc dengeli termostatik hava atıcı açılır. Hava tahliye edilir.



Şekil 8.2 Şamandıralı kondensstopun çalışma prensibi [5]

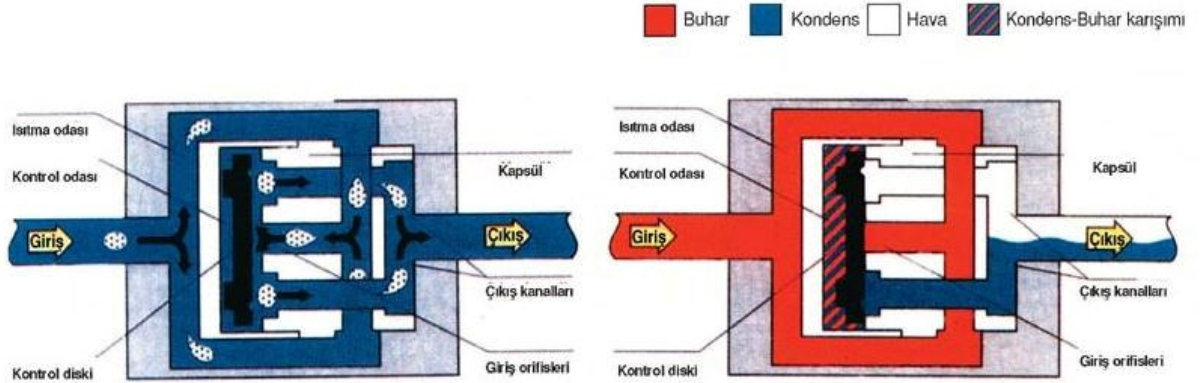
### 8.3. Termodinamik Kondensstoplar

Termodinamik kondensstoplar, hız prensibine göre çalışan bir zaman geciktirme aletidir denebilir. Sadece tek bir hareketli parçası vardır. Çok hafif ve kompakt olduğundan Termodinamik disk tip kondensstop, montaj hacminin sınırlı olduğu çoğu uygulamanın ihtiyacını karşılar. Basit ve küçük boyutuna ek olarak hidrolik şoka dayanıklılık, açıldığında tüm kondensin tamamı ile boşaltılması ve sürekli boşaltma hareketi için kesintili çalışma gibi özellikleri mevcuttur.

Armstrong'a özgü termodinamik kondens toplardaki eşsiz ısıtma odası disk gövdesini ve kontrol odasını çevreler. Bu odacık kondens top çıkışına kontrollü bir akış çevrimini sağlar. Bu durum çevrim oranını ortam şartları değil, kondens top dizaynı tarafından kontrol edilmesi anlamına gelir. Bu kontrol özelliği olmazsa yağmur, kar ve soğuk ortam koşulları kondens topun çevrim oranını bozar.

Termodinamik kondens topun çalışma prensibi;

1. Devreye alma sırasında, kondens topa giren kondens ve hava kontrol odası etrafındaki ısıtma odası ve giriş orifisinden geçer. Bu akış, diski giriş orifisinden yukarı doğru kaldırır ve kondens çıkış kanallarından akar.
2. Buhar diske ulaştığında, disk yüzeyindeki artmış akış hızı bu noktadaki basıncı düşürür ve disk orifisi kapatır. Kontrol odasından buharın kontrollü akışı, kondens topun açılmasına neden olur. Eğer kondens varsa, tahliye edilir. Buhar mevcudiyetinde kondens top tekrar kapanır ve kontrollü bir oranda çevrime devam eder.

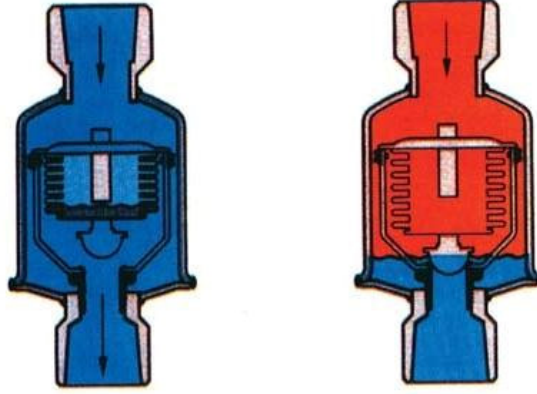


Şekil 8.3 Termodinamik kondens topun çalışma prensibi [5]

#### 8.4 Termostatik Kondens toplar

Armstrong termostatik kondens topları basınç dengeleme körüklü veya wafer tip elemanlı olarak temin edilebilir. Paslanmaz çelik, karbon çeliği ve bronz gibi çeşitli malzemelerden imal edilirler. Bu tür kondens toplar genelde çok düşük kondens yükü bulunan uygulamalarda kullanılmaktadır.

Termostatik kondensstoplar buhar ile kondens ve hava arasındaki sıcaklık farkına göre çalışırlar. Buhar, termostatik eleman içerisindeki basıncı artırır ve körüğün genişmesi ile geçiş deliğini kapatarak kondensstopun kapanmasına neden olur. Kapalı durumda kondens ve yoğunlaşmayan gazlar kondensstop girişinde birikirken sıcaklık düşmeye başlar ve termostatik eleman büzülür ve sübabı açar.



Şekil 8.4. Termostatik kondensstopun çalışma prensibi [5]

1. Devreye alma sırasında, kondens ve hava buharın önünde doğrudan kondensstopa itilir. Termostatik körük elemanı tamamen büzülmüştür. Buhar körüğe yaklaşıncaya kadar, sübab açık konumdadır.
2. Kondensstopdaki sıcaklık artarken, süratle körük elemanı ısıtılır ve içindeki buhar basıncını artırır. Eleman içindeki basınç, kondensstop gövdesindeki sistem basıncıyla dengede olduğunda, körüğün yay etkisi elemanın gevşemesine neden olur ve sübab kapatılır. Kondensstopdaki sıcaklık, doymuş buhar sıcaklığının birkaç derece altına düştüğünde, dengelenmiş basınç körüğü büzer ve sübabı açar. [5]



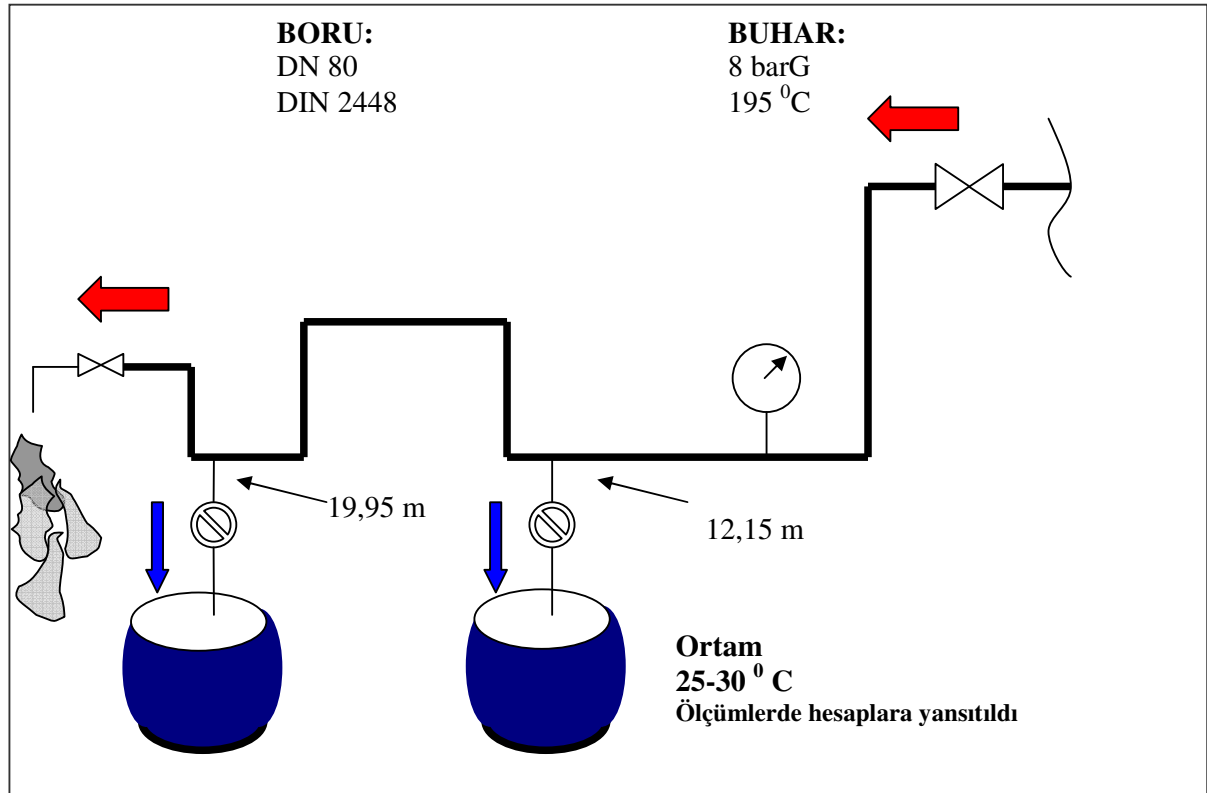
## BÖLÜM-9

### 9. Kondenstop Deneyi

Fabrikada kullanılan kondensstoplar genellikle Ters Kovalı, Şamandıralı veya Termodinamiktir. Fakat bu kondensstopların hangisinin daha iyi olduğunu bilmek buhar kaybını önleyebilir. Bunun için kazan bölümünün hat sonunda bu kondensstoplarla ilgili deneyler yapılmıştır.

Deneyde terskovalı ve şamandıralı kondensstoplar kullanılmıştır. Toplam 8 tane deney her iki kondensstopa da uygulanmıştır. Bu deneyler aşağıdaki gibidir.

1. Hem boru hem vana izolasyonlu iken (12,5m ve 19,5m uzunluğunda)
2. Sadece boru izolasyonlu iken (12,5m ve 19,5m uzunluğunda)
3. Sadece vana izolasyonlu iken (12,5m ve 19,5m uzunluğunda)
4. Hem vana hem boru izolasyonsuz iken (12,5m ve 19,5m uzunluğunda)



Şekil 9.1. Deney düzeneğinin şematik gösterimi

## 9.1 Deneyin Yapılışı

Deney düzeneği Kazan Hattı'nın buhar hattı sonuna yerleştirilmiştir. Buradaki boru DN 80 olup içinden 8 barG basıncında buhar geçmektedir. Boru düzeneği Şekil 9.1'de gösterilmiştir. İlk deneyde hem boru hem de vana izolasyonludur. Beş dakika arayla 6 kere hem ters kovalı hem de şamandıralı için bu şekilde kondens miktarları şekildeki gibi hortumlar yardımıyla kovaların içindeki suyun içine gönderip tartılmıştır. Kovaların içinde suyun bulunmasının nedeni ise oluşan kondensin mümkün olduğunca buharlaşmasını önlemektir. İkinci deneyde ise vananın izolasyonu sökülüp deney aynı şekilde tekrarlanmıştır. Üçüncü deneyde vananın izolasyonu takılıp borununkisi sökülüyor ve en son deneyde de her ikisinin de izolasyonu sökülmektedir.

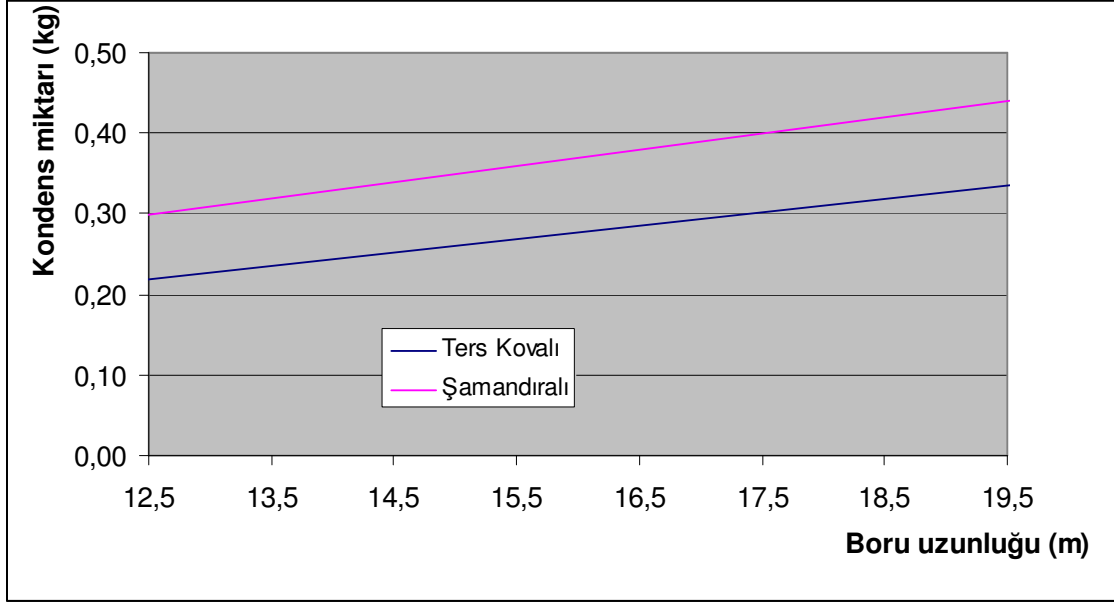
## 9.2 Deney Sonuçları

Çizelge 8.1'de deneyin sonuçları verilmiştir. Aynı zamanda TLV programında ve teorik olarak da yapılan hesaplar çizelgede verilmiştir.

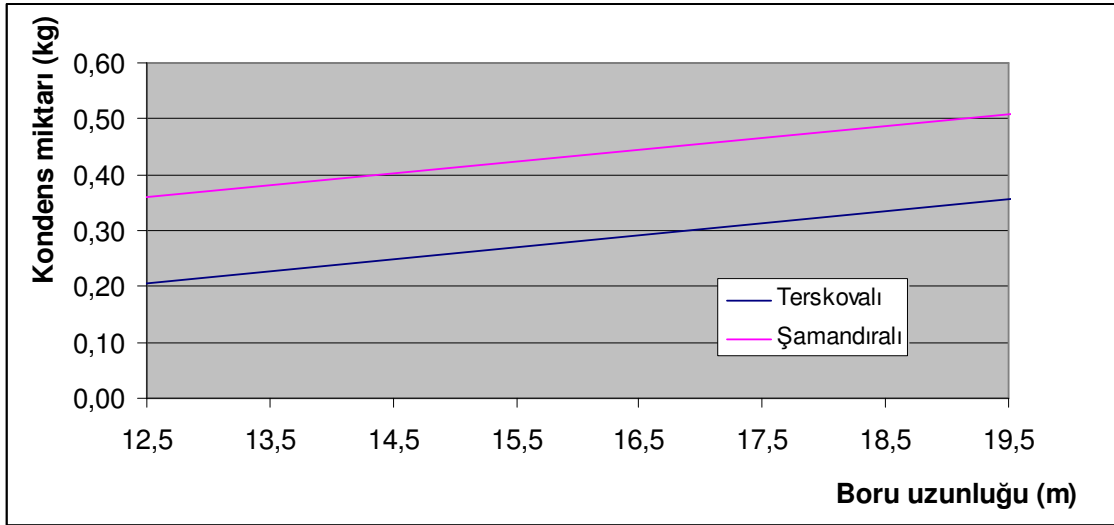
Çizelge 8.1. Kondenstop deneylerinin sonuçları ve karşılaştırılması

Valf izolasyon kalınlığı (mm)	Boru İzolasyon kalınlığı (mm)	Boru uzunluğu (m)	Ambient Temperature (°C)	Test Süresi	DENEY 1	DENEY 2	DENEY 3	DENEY 4	DENEY 5	DENEY 6	Deney sonucu oluşan ortalama kondens miktarı (kg)	Kondens miktarı- (TLV) hesapları (kg)	Kondens miktarı- Teorik hesaplar	Kondenstop Tipi
50	50	12,15	30	5	0,32	0,24	0,16	0,20	0,14	0,22	0,21	0,11	0,08	T.K
50	50	19,95	30	5	0,50	0,40	0,25	0,30	0,30	0,30	0,34	0,18	0,13	T.K
50	50	12,15	30	5	0,25	0,34	0,28	0,30	0,30	0,28	0,29	0,11	0,08	§
50	50	19,95	30	5	0,45	0,50	0,45	0,40	0,45	0,45	0,45	0,18	0,13	§
0	50	12,15	30	5	0,22	0,24	0,14	0,18	0,14	0,26	0,20	0,36	0,23	T.K
0	50	19,95	30	5	0,55	0,35	0,30	0,30	0,35	0,35	0,37	0,43	0,28	T.K
0	50	12,15	30	5	0,30	0,40	0,34	0,26	0,44	0,38	0,35	0,36	0,23	§
0	50	19,95	30	5	0,40	0,60	0,45	0,55	0,60	0,50	0,52	0,43	0,28	§
50	0	12,15	32	5	0,35	0,35	0,35	0,35	0,25	0,27	0,32	0,19	0,13	T.K
50	0	19,95	32	5	0,40	0,55	0,50	0,45	0,30	0,45	0,44	0,26	0,18	T.K
50	0	27,75	32	5	0,66	0,64	0,50	0,46	0,46	0,48	0,53	0,19	0,13	§
50	0	35,55	32	5	0,90	0,90	0,75	0,65	0,60	0,60	0,73	0,26	0,18	§
0	0	12,15	31	5	0,70	0,30	0,40	0,40	0,45	0,35	0,43	0,44	0,29	T.K
0	0	19,95	31	5	1,15	0,35	0,60	0,60	0,45	0,60	0,63	0,51	0,34	T.K
0	0	12,15	31	5	0,70	0,50	0,52	0,55	0,52	0,55	0,56	0,44	0,29	§
0	0	19,95	31	5	0,95	0,65	0,65	0,70	0,70	0,70	0,73	0,51	0,34	§

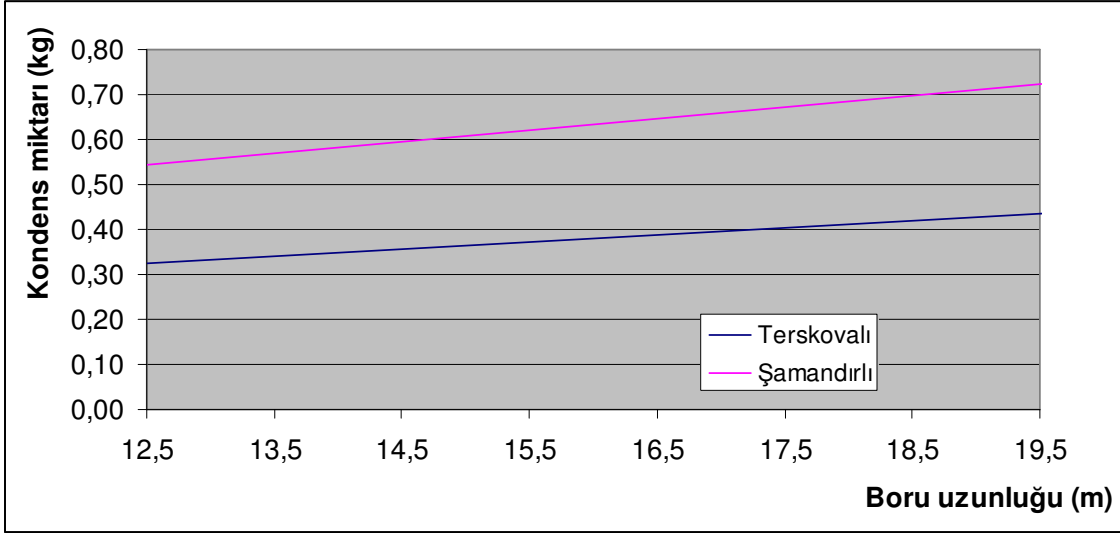
Aşağıdaki grafiklerde ters kovalı ve şamandıralı kondensatörlerin karşılaştırılması gösterilmiştir. Grafiklere baktığımızda her durum için şamandıralı kondensatörden 5 dakikalık sürede atılan kondens daha fazladır.



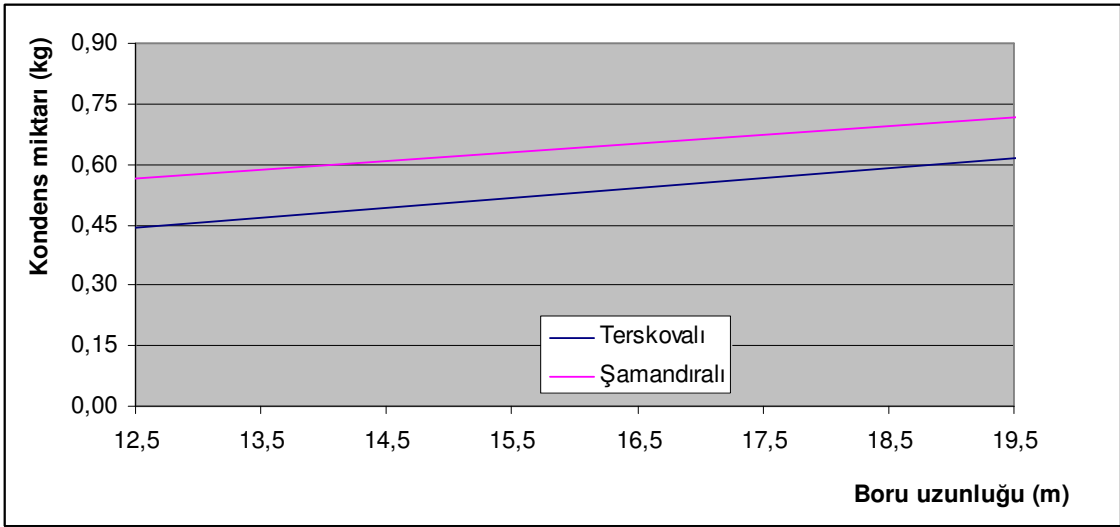
Grafik 8.1. Valf ve boru izolasyonlu iken kondensatörlerin karşılaştırılması



Grafik 8.2. Sadece boru izolasyonlu iken kondensatörlerin karşılaştırılması



Grafik 8.3. Sadece vana izolasyonlu iken kondensstopların karşılaştırılması



Grafik 8.4. Boru ve Vana izolasyonsuz iken kondensstopların karşılaştırılması

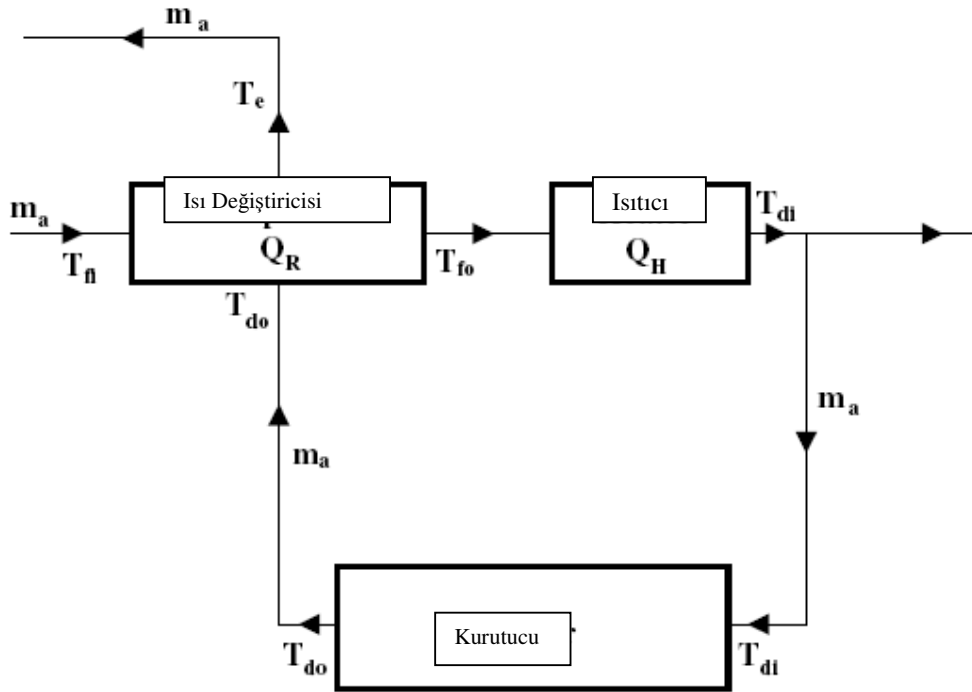
### Sonuç

Grafiklerden görüldüğü üzere şamandırılı kondensstop yerine ters kovalı kondensstop göndermek buhar tasarrufu açısından kazanç sağlayacaktır. İzolasyon varken şamandırılı kondensstop ters kovalıya göre 5 dakikada yaklaşık 80 gram daha fazla kondensat üretmektedir. Bu da bir saatte yaklaşık 1 kg daha fazla demektir. Fabrika için yüzlerce kondensstop vardır. Kondensstopların değiştirilmesi gerektiğinde, ters kovalı kondensstop ile değiştirilmesi fabrikaya kar sağlayacaktır.

## BÖLÜM-10

### 10. KURUTUCULARDA ISI GERİ KAZANIMI

Tekstil fabrikasında kurutma işlemi sırasında büyük miktarda enerji harcanır. Hammadde kurutucuya gelip içindeki su buharlaşarak havayla dışarı atılır. Bu sıcak nemli havanın ısısından kurutma işleminde tekrar faydalanılabilir. Fakat hava nemli ve genellikle kirli olduğu için direkt olarak içeri alınamaz. Kurutucu içerisine devamlı temiz hava gönderilmelidir. Kurutucu içerisine gerekli sıcaklıkta havayı almak için ısı değiştiricisi ile kurutucudan çıkan nemli havanın ısısını alarak ön ısıtma gerçekleştirilir.



Şekil 10.1 Kurutucudan ısı geri kazanımı

Isı değiştiricisinin maksimum ısı transferi değeri

$$Q_{\max} = (m_a * c_p)_{\min} * (T_{do} - T_{fi}) \quad (10.1)$$

dır. Gerçekte ise bu değere ulaşamaz.

$$Q_{ger} = (m_a * c_p)_{sic} * (T_{do} - T_e) = (m_a * c_p)_{soğ} * (T_{fo} - T_{fi}) \quad (10.2)$$

Isı değıştiricisinin verimi,

$$\varepsilon = \frac{Q_{ger}}{Q_{\max}} = \frac{(m_a * c_p)_{sic} * (T_{do} - T_e)}{(m_a * c_p)_{\min} * (T_{do} - T_{fi})} = \frac{(m_a * c_p)_{soğ} * (T_{fo} - T_{fi})}{(m_a * c_p)_{\min} * (T_{do} - T_{fi})} \quad (10.3)$$

olur. Burada  $(m_a * c_p)_{sic} = (m_a * c_p)_{soğ}$  olarak alınırsa

$$\varepsilon = \frac{Q_{ger}}{Q_{\max}} = \frac{(T_{do} - T_e)}{(T_{do} - T_{fi})} = \frac{(T_{fo} - T_{fi})}{(T_{do} - T_{fi})} \quad (10.4)$$

olur. Bir önceki formülde yer alan  $(m_a * c_p)_{\min}$  sıcak ve soğuk  $(m_a * c_p)$  değerinden küçük olanı olarak alınır. Isı değıştiricisine giren ve çıkan nemli havanın sıcaklık farkı  $\Delta T = T_{do} - T_e$  olarak ifade edilirse,

$$\varepsilon = \frac{Q_{ger}}{Q_{\max}} = \frac{\Delta T}{(T_{do} - T_{fi})} \quad (10.5)$$

olarak elde edilir. Kurutucudaki havanın birim zamanda taşıdığı nem miktarı;

$$m_e = (X_2 - X_1) * m_a \quad (10.6)$$

Buradaki  $X_2$  ve  $X_1$  havanın giriş ve çıkışındaki nem miktarıdır. Kurutucuda buharlaşan su miktarı giriş ve çıkıştaki ürünün kütle farkından bulunabilir.

$$m_e = \frac{m_{\dot{u}g} - m_{\dot{u}\xi}}{t}$$

Kurutucunun kurutma oranı

$$k = 1 - \frac{m_{\dot{u}\xi}}{m_{\dot{u}g}} \quad (10.7)$$

olarak ifade edilir.

Isı değiştiricisinde meydana gelen ısı geçişi,

$$Q_{id} = \varepsilon * m_a * c_p * (T_{do} - T_{fi}) \quad (10.8)$$

Isıtıcıda mey dana gelen ısı geçişi,

$$Q_H = m_a * c_p * (T_{di} - T_{fo}) \quad (10.9)$$

Toplam ısı geçişi,

$$Q_T = m_a * c_p * (T_{di} - T_{fi}) = Q_H + Q_{id} = m_a * c_p * (T_{di} - T_{fo}) + \varepsilon * m_a * c_p * (T_{do} - T_{fi}) \quad (10.10)$$

Isı geri kazanımı,

$$E = \frac{Q_{id}}{Q_T} * 100 \quad (10.11)$$

şeklinde tanımlanır.

### 10.1 Aktopstaki kurutucularda enerji kazanım hesabı

Sürekli boyama işletmesinde her bir hattan günde yaklaşık 12 ton ürün elde edilmektedir. Bu da bir saatte 500 kg ürün anlamına gelir. Kazan içerisine giren 1000 kg ürün kazandan 650 kg olarak çıkıyor. Bu da demek oluyor ki saatteki 500 kg lık ürün için;

$$m_e = \frac{500 * 350}{650} = 269 \text{ kg lık su dışarı atılmaktadır.}$$

$$m_{üç} = 500 \text{ kg}$$

$$m_{üg} = m_{üç} + m_e * t = 500 + 269 * 1 = 769 \text{ kg}$$

$$k = 1 - \frac{m_{üç}}{m_{üg}} = 1 - \frac{500}{769} = 0,34$$

Kurutucu içerisindeki havanın giriş ve çıkış sıcaklıkları 130 ve 100 derecedir. İçeri giren ürün ve çıkan ürün arasındaki kütle farkı havaya geçen su miktarıdır. Havanın başlangıçtaki ve çıkıştaki nem miktarı birim kütle için 0,03 kg olarak alınırsa, (Oğulata, 2003)

$$m_e = (X_2 - X_1) * m_a \Rightarrow m_a = \frac{m_e}{(X_2 - X_1)} = \frac{269}{0,03} = 8966 \text{ kg / h}$$

olarak bulunur.

Havanın özgül ısısı,

$$C_p = 1 \text{ kJ / kg } ^\circ\text{C}$$

Havanın ısı değitiricisine giriş sıcaklığı,

$$T_{fi} = 25^\circ\text{C}$$



Isı değiştiriciden çıkışında 10 °C ısındığı kabul edilirse,

$$\Delta T = 10^{\circ}C$$

Isı değiştiricisinin verimi,

$$\varepsilon = \frac{Q_{ger}}{Q_{max}} = \frac{\Delta T}{(T_{do} - T_{fi})} = \frac{10}{100 - 25} = 0,133$$

Isı değiştiricisinde meydana gelen ısı transferi,

$$Q_{id} = \varepsilon * m_a * c_p * (T_{do} - T_{fi}) = 0,133 * 8966 * 1 * (100 - 25) = 89667 kJ / h$$

Toplam ısı transferi,

$$Q_T = m_a * c_p * (T_{di} - T_{fi}) = 8966 * 1 * (130 - 25) = 851833 kJ / h$$

Enerji geri kazanım oranı,

$$E = \frac{Q_{id}}{Q_T} * 100 = 9,53$$

olarak bulunur.

Burada ısı değiştiricisinde meydana gelen ısı transferini Aktops firmasında kullanılan buhar ile karşılacağı dūřünülmüřtür. 8 bardaki buharın gizli ısısı 2030 kJ/kg ise, bu durumda gerekli olan buhar miktarı,

$$m_b = \frac{Q_{id}}{h_{fg}} = \frac{89667}{2030} = 44,17 kg / h$$

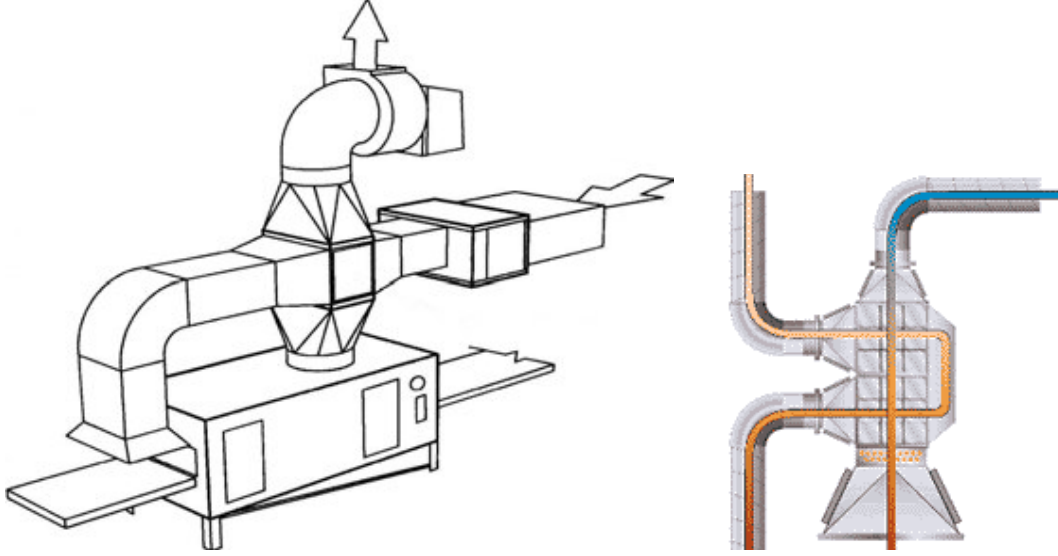
8 tane kurutucudan yılda meydana gelen buhar kaybı;

$$m_{by} = m_b * 8 * 24 * 350 / 1000 = 2968t$$

Bir ton buhar 33 \$ a alındığına göre, yıllık boşa ödenen para;

$$C = m_{by} * 33 * 1,3 = 127327YTL$$

olarak bulunur. 1 \$, 1,3 YTL olarak kabul edilmiştir.



Şekil 10.2 Örnek ısı değiştiricisi [12]

Bir kurutucunun fiyatı (kurutucu, işçilik, borular, vanalar ve ek masraflar dahil) 15000 YTL alınmıştır. [13]

Toplam 13 kurutucu vardır. Toplam maliyeti 195000 YTL bulunur. Amorti süresi ise

$$T = \frac{C_{verilen}}{C_{kazanç}} \frac{195000}{127327} = 1,5 \text{ yıl}$$

olarak bulunur.

## 11. SONUÇ

Dünyadaki rekabet koşullarının zorlaşması, üretim maliyetinin azaltılmasının önemini daha da arttırmaktadır. Günümüzde meydana gelen ekonomik krizden en fazla etkilenen sektörlerden biri de tekstil fabrikalarıdır. Bu yüzden en ufak maliyet azaltıcı önlemlerin bile göz önüne alınması gerekir.

Buhar tüketimi ile ürün üreten fabrikalara baktığımızda birçok iyileştirmenin yapılabileceği görülür. En basit olarak yalıtımların düzgün yapılması bile en fazla altı ayda kendini amorti ederek büyük miktarlarda kazanç sağlamaktadır. Aynı zamanda buhar hatları ve kullanılan makinalara bakıldığı zaman birçok kaçak görülebilmektedir. Bu kaçakların uzun zamanda fakedilmediği takdirde fabrikaya çok büyük zararları vardır. Buharın ısısından yeterince faydalanmak yine sağlanabilecek en büyük kazançlardan biridir. Buhar tüketen makinalardan (kurutucu, ütü, yıkama kabini, vb. ) çıkan sıcak su veya havanın ısısından faydalanılma yolları aranmalıdır.

Bu çalışma ile bir tekstil fabrikasında yapılabilecek iyileştirmelerden bazıları ele alınmıştır.

Çizelge 11.1 Yapılan iyileştirmeler ve elde edilen kazançlar

Yapılan İyileştirme	Elde Edilen Kazanç	Yapılan işlem maliyeti	Amorti Süresi
Vanaların izole edilmesi	148.922 YTL/yıl	18.786 YTL	1,84 ay
Flaş buharın toplanması	103.063 YTL/yıl	10.000 YTL	1,2 ay
Fiksaj hattında yapılan iyileştirme	476.736 YTL/yıl	1.000 YTL	1 gün
Yeni kondensöplerin şamandıralı yerine terskovalı takılması	1 kg buhar/h	-	-
Kurutuculardan çıkan sıcak havanın ısısından faydalanma	127.327 YTL/yıl	195.000 YTL	1,5 yıl

- 1- Vanalarda meydana gelen ısı kaybı hesabı: İzolasyonsuz bir vanada meydana gelen ısı kaybı, aynı çaptaki 3 metre boruda meydana gelen ısı kaybına eşit olarak alınmıştır. Bu kabul ile yapılan hesaplarda fabrikadaki vanalarda meydana gelen buhar kaybı 407,3 kg/h olarak hesaplanmıştır. Bu buhar kaybının 2001 yılından itibaren fabrikaya getirdiği zarar 682.987 YTL dir. Tüm vanalar için izolasyon maliyeti 18.786 YTL olarak bulunmuş ve bu maliyetin 2 ay gibi kısa bir sürede amorti edildiği görülmüştür.

- 2- Kondens tankının atmosfere açık olmasından dolayı kaybedilen buhar miktarı 286 kg/h olarak bulunmuştur. Bunun yıllık maliyeti ise 103.068 YTL gibi ciddi bir rakam olarak karşımıza çıkmıştır.
- 3- Fiksaj kabinlerinde yapılan iyileştirme ile ciddi miktarda buhar tasarrufu sağlanmış ve yıllık 476.710 YTL tasarrur sağlanmıştır.
- 4- Şamandıralı ve terskovalı kondenstoplar test edilmiş, sonucunda şamandıralı kondenstopun saatte 1 kg daha fazla buharı dışarı attığı görülmüştür.
- 5- Son olarak da kurutucudan çıkan sıcak ve nemli havanın ısısından faydalanılarak yıllık 127.327 YTL tasarruf yapılabileceği gösterilmiştir.

Yukarıda yapılan çalışmalar dışında daha birçok iyileştirme yapılabilir. Doğalgaz fiyatlarının ve doların sürekli artması her geçen gün meydana gelen zararı daha da arttırmaktadır. Bu yüzden iyileştirme çalışmalarına çok daha fazla önem vermeliyiz.

## KAYNAKLAR

Aybers, N. ve Şahin, B., (1995), “ Enerji Maliyeti”, Yıldız Teknik Üniversitesi Yayınları, İstanbul

Bujak J., (2008), “Energy Savings and Heat Efficiency in the Paper Industry: A Case Study of a Corrugated Board Machine

Genceli O. F., (2005), “Isı Değiştiricileri”, Birsen Yayınevi, İstanbul

Holman, J.P., (1997), “ Heat Transfer 8th Edition”, McGraw-Hill Companies

Incropera, F. P., (2006), “ Isı ve Kütle Geçişinin Temelleri”, Dördüncü basımdan çeviri, Literatür Yayınları, İstanbul

Kadem F. D., Oğulata R. T. ve Kadem M. G., (2005), “Tekstil İşletmelerinde Tesisat Isıl Yalıtım”, VII. Ulusal Tesisat Mühendisliği Kongresi, İzmir

Karışlı H. ve Kaptan Ş., (2007), “Tekstil Boyahanalarında Atık Sıcak Sudan ve Buhar Kazanlarından Isı Geri Kazanımı, Pompa Hidroforlardan Enerji Tasarrufu Uygulamaları”, Adana

Kaya, D. , Güngör, C. ,(2002), “Sanayide Enerji Tasarruf Potansiyeli-II” Mühendi ve Makina, Sayı 515

Nayyar L. M., (1992) “ Piping Handbook” Sixth Edition, McGraw-Hill Inc., B-288

Oğulata, R.T., (2003), “ Utilization of Waste-Heat Recovery in Textile Drying”, Applied Enegy, Adana

Ogulata RT, Doba Kadem F. (2000) “Method for waste energy recovery and its application to textile industry”, Adana

Pulat, E., Etemoğlu, A.B. ve Can M., (2007), “Waste-Heat Recovery Potential in Turkish Textile Industry: Case Study for City of Bursa”, Renewable&Sustainable Energy Reviews, Bursa

## İNTERNET KAYNAKLARI

[1] <http://normboru.com/tablogoster.aspx?veri=10>

[2] <http://www.tlv.com/global/EU/> (Pocket SE1 Version 3.03 Steam System Design Software 9/01/2002)

[3] <http://www.onseyalitim.com.tr>.

- [4] <http://www.ak-tops.com/>
- [5] <http://www.yakacikvalf.com.tr/>
- [6] [http://www.eie.gov.tr/turkce/en\\_tasarrufu/uetm/95\\_yonetmelik.doc](http://www.eie.gov.tr/turkce/en_tasarrufu/uetm/95_yonetmelik.doc)
- [7] <http://www.autocadgunlugu.com/im/0712/psi-1.gif> bak
- [8] [www.erkamax.com.tr](http://www.erkamax.com.tr)
- [9] [www.sciencedirect.com](http://www.sciencedirect.com)
- [10] [www.mmo.org.tr](http://www.mmo.org.tr)
- [11] <http://www.aralsan.com/afc-aralsan-flas-buhar-cihazı>
- [12] <http://teskon.mmo.org.tr/bildiri/2003-11.pdf>
- [13] <http://www.matche.com/EquipCost/Exchanger.htm>

Ek-1 D Oymuş Su ve Buharın Özellikleri (Incropera, 2006)

Sıcaklık	Basınç	Özgül Hacim (m <sup>3</sup> /kg)		Buharlaştırma Isısı	Özgül Isı (kJ/kgK)		Viskozite (Ns/m <sup>2</sup> )		Isı İletim Katsayısı		Prandtl Sayısı		Yüzey Gerilmesi	Genleşme Katsayısı	Sıcaklık
		$v_f 10^{-3}$	$v_g$		$h_{fg}$ (kJ/kg)	$C_{p,f}$	$C_{p,g}$	$\mu_f 10^{-6}$	$\mu_g 10^{-6}$	$k_f 10^{-3}$	$k_g 10^{-3}$	$Pr_f$			
$T(K)$	P (Bar)	$v_f 10^{-3}$	$v_g$	$h_{fg}$ (kJ/kg)	$C_{p,f}$	$C_{p,g}$	$\mu_f 10^{-6}$	$\mu_g 10^{-6}$	$k_f 10^{-3}$	$k_g 10^{-3}$	$Pr_f$	$Pr_g$	$\sigma_f 10^{-3}$ (N/m)	$\beta_f 10^{-6}$ (K)	$T(K)$
273.15	0.00611	1.000	206.3	2502	4.217	1.854	1750	8.02	569	18.2	s	0.815	75.5	-68.05	273.15
275	0.00697	1.000	181.7	2497	4.211	1.855	1652	8.09	574	18.3	12.22	0.817	75.3	-32.74	275
280	0.00990	1.000	130.4	2485	4.198	1.858	1422	8.29	582	18.6	10.26	0.825	74.8	46.04	280
285	0.01387	1.000	99.4	2473	4.189	1.861	1225	8.49	590	18.9	8.81	0.833	74.3	114.1	285
290	0.01917	1.001	69.7	2461	4.184	1.864	1080	8.69	598	19.3	7.56	0.841	73.7	174.0	290
295	0.02617	1.002	51.94	2449	4.181	1.868	959	8.89	606	19.5	6.62	0.849	72.7	227.5	295
300	0.03531	1.003	39.13	2438	4.179	1.872	855	9.09	613	19.6	5.83	0.857	71.7	276.1	300
305	0.04712	1.005	29.74	2426	4.178	1.877	769	9.29	620	20.1	5.20	0.865	70.9	320.6	305
310	0.06221	1.007	22.93	2414	4.178	1.882	695	9.49	628	20.4	4.62	0.873	70.0	361.9	310
315	0.08132	1.009	17.82	2402	4.179	1.888	631	9.69	634	20.7	4.16	0.883	69.2	400.4	315
320	0.1053	1.011	13.98	2390	4.180	1.895	577	9.89	640	21.0	3.77	0.894	68.3	436.7	320
325	0.1351	1.013	11.06	2378	4.182	1.903	528	10.09	645	21.3	3.42	0.901	67.5	471.2	325
330	0.1719	1.016	8.82	2366	4.184	1.911	489	10.29	650	21.7	3.5	0.908	66.6	504.0	330
335	0.2167	1.018	7.09	2354	4.186	1.920	453	10.49	656	22.0	2.88	0.916	65.8	535.5	335
340	0.2713	1.021	5.74	2342	4.188	1.930	420	10.69	660	22.3	2.66	0.925	64.9	566.0	340
345	0.3372	1.024	4.683	2329	4.191	1.941	389	10.89	688	22.6	2.45	0.933	64.1	595.4	345
350	0.4163	1.027	3.846	2317	4.195	1.954	365	11.09	668	23.0	2.29	0.942	63.2	624.2	350
355	0.5100	1.030	3.180	2304	4.199	1.968	343	11.29	671	23.3	2.14	0.951	62.3	652.3	355
360	0.6209	1.034	2.645	2291	4.203	1.983	324	11.49	674	23.7	2.02	0.960	61.4	697.9	360
365	0.7514	1.038	2.212	2278	4.209	1.999	306	11.69	677	24.1	1.91	0.969	60.5	707.1	365
370	0.9040	1.041	1.861	2265	4.214	2.017	289	11.89	679	24.5	1.80	0.978	59.5	728.7	370
373.15	10.133	1.044	1.679	2257	4.217	2.029	279	12.02	680	24.8	1.76	0.984	58.9	750.1	373.15
375	10.815	1.045	1.574	2252	4.220	2.036	274	12.09	681	24.9	1.70	0.987	58.6	761	375
380	12.869	1.049	1.337	2239	4.226	2.057	260	12.29	683	25.4	1.61	0.999	57.6	788	380
385	15.233	1.053	1.142	2225	4.232	2.080	248	12.49	685	25.8	1.53	1.004	56.6	814	385
390	1.794	1.058	0.980	2212	4.239	2.104	237	12.69	686	26.3	1.47	1.013	55.6	841	390
410	3.302	1.077	0.553	2153	4.278	2.221	200	13.42	688	28.2	1.24	1.054	51.5	952	410

Sıcaklık	Basınç	Özgül Hacim (m <sup>3</sup> /kg)		Buharlaştırma Isısı	Özgül Isı (kJ/kgK)		Viskozite (Ns/m <sup>2</sup> )		Isı İletim Katsayısı		Prandtl Sayısı		Yüzey Gerilmesi	Genleşme Katsayısı	Sıcaklık
		$v_f 10^{-3}$	$v_g$		$h_{fg}$ (kJ/kg)	$C_{p,f}$	$C_{p,g}$	$\mu_f 10^{-6}$	$\mu_g 10^{-6}$	$k_f 10^{-3}$	$k_g 10^{-3}$	$Pr_f$			
420	4.370	1.088	0.425	2123	4.302	2.291	185	13.79	688	29.8	1.16	1.075	49.4	-	420
430	5.699	1.099	0.331	2091	4.331	2.369	173	14.14	685	30.4	1.09	1.10	47.2	-	430
440	7.333	1.110	0.261	2059	4.36	2.46	162	14.50	682	31.7	1.04	1.12	45.1	-	440
450	9.319	1.123	0.208	2024	4.40	2.56	152	14.85	678	33.1	0.99	1.14	42.9	-	450
460	11.71	1.137	0.167	1989	4.44	2.68	143	15.19	673	34.6	0.95	1.17	40.7	-	460
470	14.55	1.152	0.136	1951	4.48	2.79	136	15.54	667	36.3	0.92	1.20	38.5	-	470
480	17.90	1.167	0.111	1912	4.53	2.94	129	15.88	660	38.1	0.89	1.23	36.2	-	480
490	21.83	1.184	0.0922	1870	4.59	3.10	124	16.23	651	40.1	0.87	1.25	33.9	-	490
500	26.40	1.203	0.0766	1825	4.66	3.27	118	16.59	642	42.3	0.86	1.28	31.6	-	500
510	31.66	1.222	0.0631	1779	4.74	3.47	113	16.95	631	44.7	0.85	1.31	29.3	-	510
520	37.70	1.244	0.0525	1730	4.84	3.70	108	17.33	621	47.5	0.84	1.35	26.9	-	520
530	44.58	1.268	0.0445	1679	4.95	3.96	104	17.72	608	50.6	0.85	1.39	24.5	-	530
540	52.38	1.294	0.0375	1622	5.08	4.27	101	18.1	594	54.0	0.86	1.43	22.1	-	540
550	61.19	1.323	0.0317	1564	5.24	4.64	97	18.6	580	58.3	0.87	1.47	19.7	-	550
560	71.08	1.355	0.0269	1499	5.43	5.09	94	19.1	563	63.7	0.90	1.52	17.3	-	560
570	82.16	1.392	0.0228	1429	5.68	5.67	91	19.7	548	76.7	0.94	1.59	15.0	-	570
580	94.51	1.433	0.0193	1353	6.00	6.40	88	20.4	528	76.7	0.99	1.68	12.8	-	580
590	108.3	1.482	0.0163	1274	6.41	7.35	84	21.5	513	84.1	1.05	1.84	10.5	-	590
600	123.5	1.541	0.0137	1176	7.00	8.75	81	22.7	497	92.9	1.14	2.15	8.4	-	600
610	137.3	1.612	0.0115	1068	7.85	11.1	77	24.1	467	103	1.30	2.60	6.3	-	610
620	159.1	1.705	0.0094	941	9.35	15.4	72	25.9	444	114	1.52	3.46	4.5	-	620
625	169.1	1.778	0.0085	858	10.6	18.3	70	27.0	430	121	1.65	4.20	3.5	-	625
630	179.7	1.856	0.0075	781	12.6	22.1	67	28.0	412	130	2.0	4.8	2.6	-	630
635	190.9	1.935	0.0066	683	16.04	27.6	64	30.0	392	141	2.7	6.0	1.5	-	635
640	202.7	2.075	0.0057	560	26	42	59	32.0	367	155	4.2	9.6	0.8	-	640
645	215.2	2.351	0.0045	361	90	-	54	37.0	331	178	12	26	0.1	-	645
647.3°	221.2	3.170	0.0032	0	∞	∞	45	45.0	238	238	∞	∞	0.0	-	647.3'



## Ek-2 Yalıtım Malzemelerinin Özellikleri (Incropera, 2006)

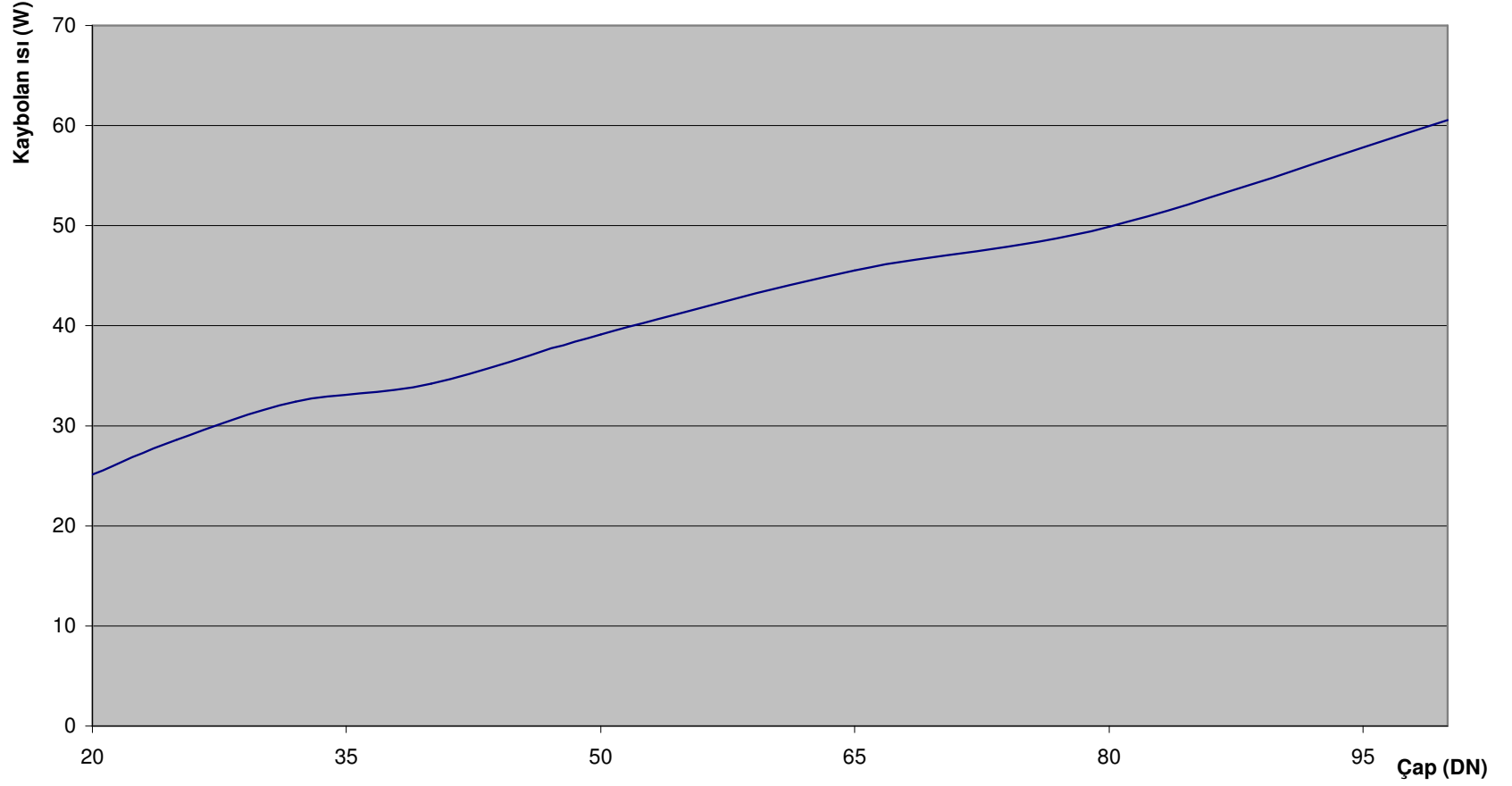
<b>Yalıtım Malzemeleri ve Sistemleri</b>			
<b>Tanımı/ Bileşimi</b>	<b>300K'de Bazı Özellikleri</b>		
	<b>Yoğunlu k, p (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Isı İletim Katsayısı, k (w/m· K)</b>	<b>Özgül Isı, cp (J/kg· K)</b>
<b>Örtü malzemeleri</b>			
Camyünü, yüzü kağıt kaplı	16	0.046	-
	28	0.038	-
	40	0.035	-
Cam yünü, kanal örtüsü	32	0.038	835
<b>Panolar</b>			
Gözenekli cam	145	0.058	1000
Cam yünü	105	0.036	795
<b>Polistiren, genişmiş</b>			
Çekme (R- 12)	55	0.027	1210
Dökme tane	16	0.040	1210
Mineral fiberbord, çatı malzemesi	265	0.049	
Sıkıştırılmış tahta	350	0.087	1590
mantar	120	0.039	1800
<b>Gevşek dolgu, köpük</b>			
Mantar tanecikleri	160	0.045	-
Yosunlu silis, kaba taneli	350	0.069	-
	400	0.091	-
Yosunlu silis, ince taneli	200	0.052	-
	275	0.061	-
Cam yünü	16	0.043	835
Vermikülit, yonga	80	0.068	835
	160	0.063	1000
<b>Yerinde uygulama, püskürtme</b>			
Mineral yünü tanecikleri asbest bağlayıcı, püskürtme	190	0.046	-
Polivinil asetat mantar macunu, püskürtme, sürme	-	0.100	-
Üretan, katı köpük	70	0.026	1045
<b>Yansıtıcılar</b>			
Cam tabakalar arasında alüminyum folyo vakumlanmış, 10-12 tabaka aşırı soğutma (150 K) uygulamaları	40	0.00016	-
Alüminyum folyo, cam kağıdı tabakaları, vakumlanmış, 75-150 tabaka, aşırı soğutma (150 K) uygulamaları	120	0.000017	-
Vakumlanmış silika tozu	160	0.0017	-

## EK-3 Atmosfer Basıncında Havanın Termofiziksel Özellikleri (Incropera, 2006)

T (K)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$c_p$ (kJ/kg.K)	$\mu \cdot 10^{-7}$ (N.s/m <sup>2</sup> )	$\nu \cdot 10^{-6}$ (m <sup>2</sup> /s)	$k \cdot 10^{-3}$ (W/m.K)	$\alpha \cdot 10^{-6}$ (m <sup>2</sup> /s)	Pr
100	3,55	1,03	71	2	9,3	2,5	0,78
150	2,33	1,01	103	4,4	13,8	5,8	0,75
200	1,74	1,01	132	7,5	18,1	10,3	0,73
250	1,39	1,01	159	11,4	22,3	15,9	0,72
300	1,16	1,01	184	15,8	26,3	22,5	0,7
350	0,99	1,01	208	20,9	30	29,9	0,7
400	0,87	1,01	230	26,4	33,8	38,3	0,69
450	0,77	1,02	250	32,3	37,3	47,2	0,68
500	0,69	1,03	270	38,7	40,7	56,7	0,68
550	0,63	1,04	288	45,5	43,9	66,7	0,68
600	0,58	1,05	305	52,6	46,9	76,9	0,68
650	0,53	1,06	322	60,2	49,7	87,3	0,69
700	0,49	1,07	338	68,1	52,4	98	0,69
750	0,46	1,08	354	76,3	54,9	109	0,7
800	0,43	1,09	369	84,9	57,3	120	0,7
850	0,4	1,11	384	93,8	59,6	131	0,71
900	0,38	1,12	398	102,9	62	143	0,72
950	0,36	1,13	411	112,2	64,3	155	0,72
1000	0,34	1,14	424	121,9	66,7	168	0,72
1100	0,31	1,15	449	141,8	71,5	195	0,72
1200	0,29	1,17	473	162,9	76,3	224	0,72
1300	0,26	1,18	496	185,1	82	238	0,71
1400	0,24	1,2	530	213	91	303	0,7
1500	0,23	1,23	557	240	100	350	0,68
1600	0,21	1,24	584	268	106	390	0,68
1700	0,2	1,26	611	298	113	435	0,68
1800	0,19	1,28	637	329	120	482	0,68
1900	0,18	1,3	663	362	128	534	0,67
2000	0,17	1,33	689	396	137	589	0,67
2100	0,16	1,37	715	431	147	646	0,66
2200	0,15	1,41	740	468	160	714	0,65
2300	0,15	1,47	766	506	175	783	0,64
2400	0,14	1,55	792	547	196	869	0,63
2500	0,13	1,66	818	589	222	960	0,61
3000	0,11	2,72	955	841	486	1570	0,53

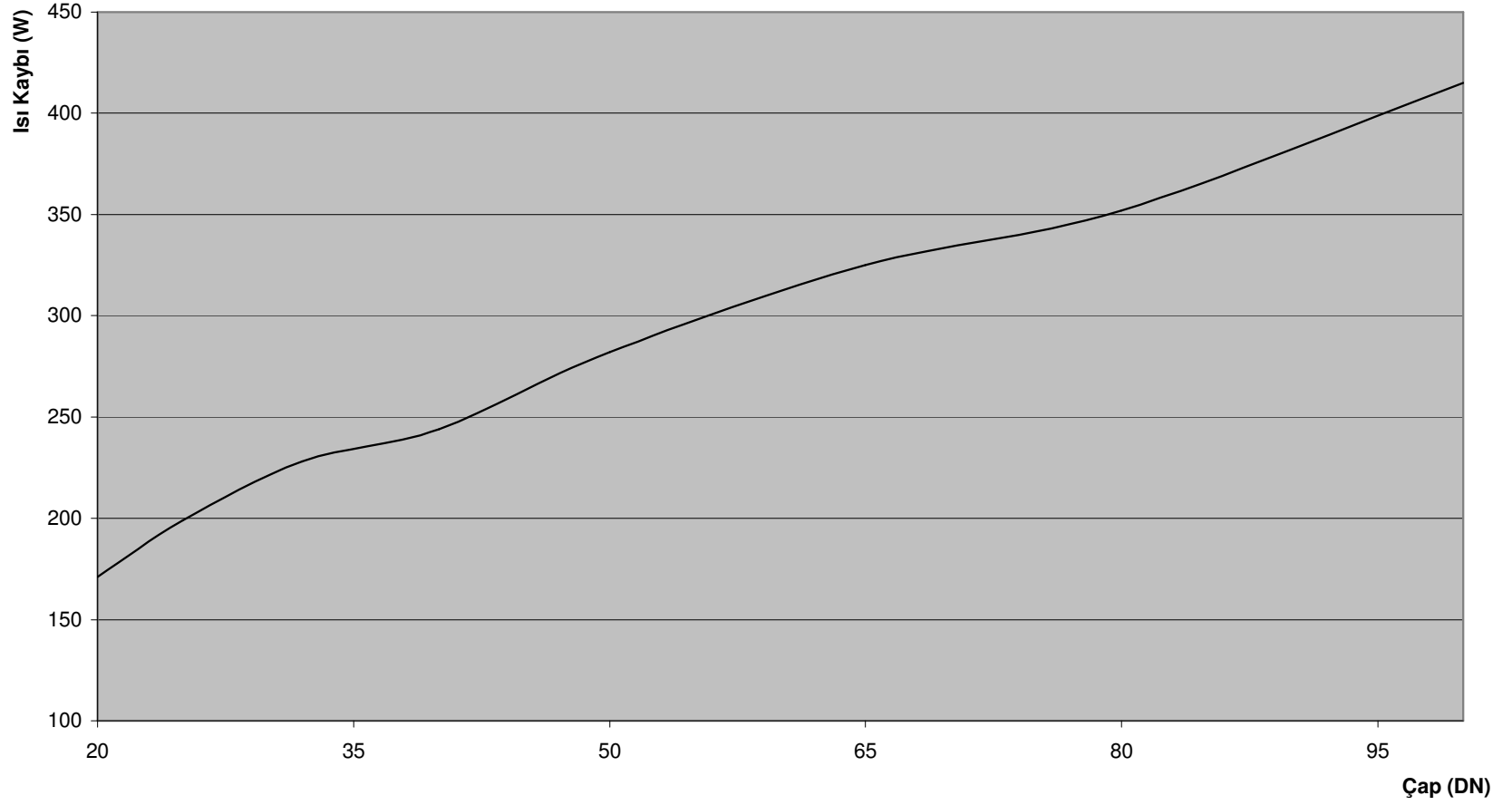
Ek-4A

**8 barG basıncındaki buhar geçen izolasyonlu bir borudan kaybolan ısı miktarı**

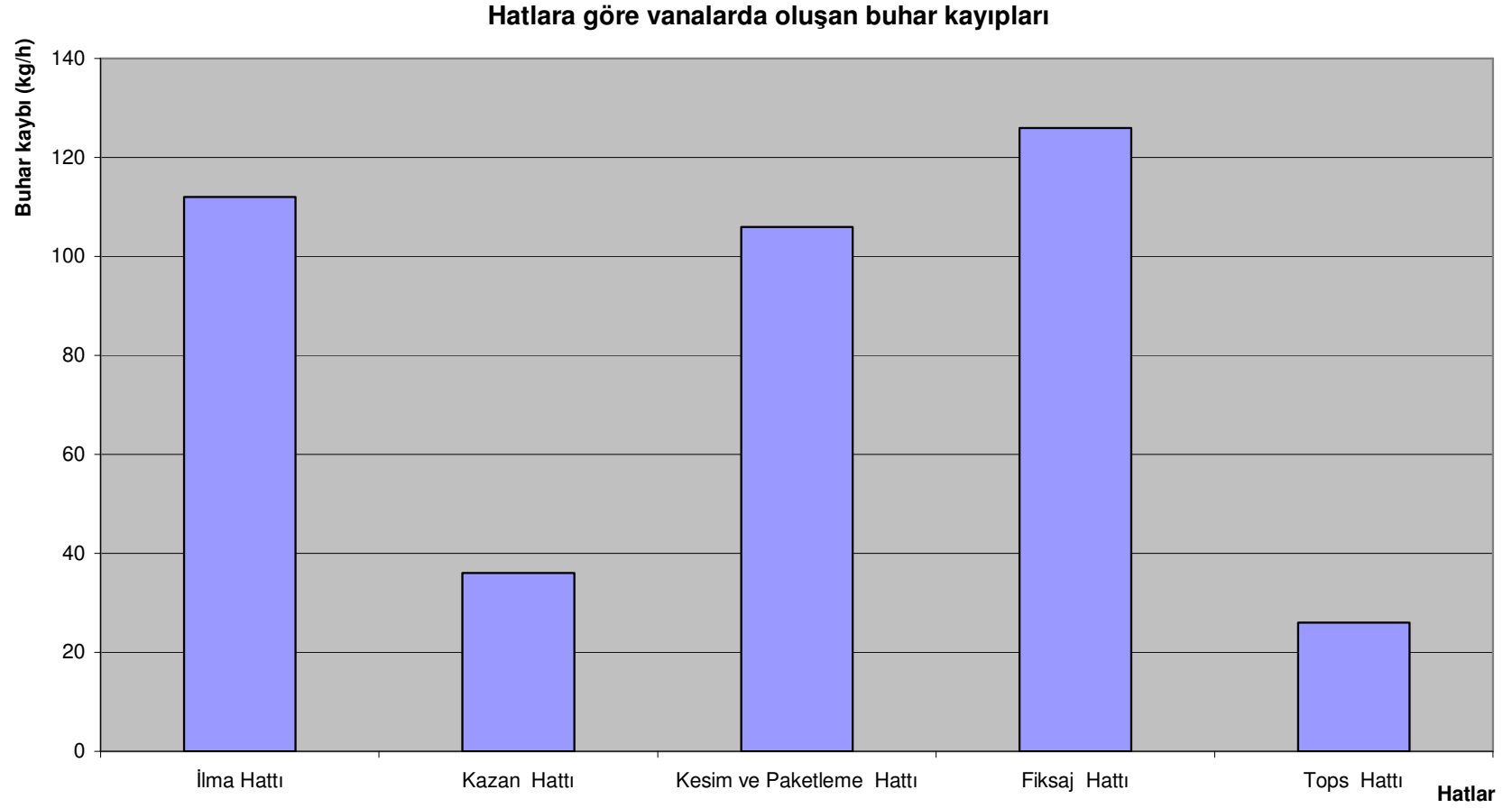


Ek-4B

**8 barG basıncında buhar geçen izolasyonsuz bir boruda kaybolan ısı miktarı**



Ek-4C



Ek-5 [3]

Çaplara göre boru sıcaklığına bağlı olarak, vana ve flanş çiftinden kaybolan ısının kaybolacağı boru eşdeğer uzunluğu

Parça	DN	Boru Sıcaklığı °C		
		50	100	300
Flanş Çifti	25	0,2 m	0,4 m	1,0 m
	100	0,5 m	1,0 m	2,5 m
	300	1,5 m	3,0 m	7,0 m
Vana	25	0,5 m	1,0 m	2,5 m
	100	1,2 m	2,5 m	7,0 m
	300	3,0 m	6,0 m	12 m
Toplam	25	0,7 m	1,4 m	3,5 m
	100	1,7 m	3,5 m	9,5 m
	300	4,5 m	9 m	19 m

**ÖZGEÇMİŞ****Doğum Tarihi** 21.11.1984**Doğum Yeri** Erzurum**Lise** 1999-2002 Bursa Anadolu Lisesi**Lisans** 2002-2006 Yıldız Teknik Üniversitesi  
Makina Mühendisliği Bölümü-Enerji Dalı**Yüksek Lisans** 2006-2008 Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü  
Makina Mühendisliği Bölümü-Enerji Dalı**Çalıştığı kurum**

2008-Devam ediyor Ford Otosan Otomotiv A.Ş.