

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**BUHAR ÜRETİM MERKEZLERİNDE ENERJİ
VERİMLİLİĞİNİN ARTTIRILMASI VE BİR
ENDÜSTRİYEL TESİSİN ANALİZİ**

Mak. Müh. Dinçer DURUKAFA

FBE Makina Mühendisliği Anabilim Dalı Isı Proses Programında Hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı : Yrd.Doç.Dr. Handan ÇUBUK

İSTANBUL, 2010

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**BUHAR ÜRETİM MERKEZLERİNDE ENERJİ
VERİMLİLİĞİNİN ARTTIRILMASI VE BİR
ENDÜSTRİYEL TESİSİN ANALİZİ**

Mak. Müh. Dinçer DURUKAFA

FBE Makina Mühendisliği Anabilim Dalı Isı Proses Programında Hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı : Yrd.Doç.Dr. Handan ÇUBUK

Jüri : Prof.Dr. Galip TEMİR

Yrd.Doç.Dr. Nur BEKİROĞLU



İSTANBUL, 2010

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ	iv
ŞEKİL LİSTESİ.....	v
ÇİZELGE LİSTESİ	viii
ÖNSÖZ	ix
ÖZET	x
ABSTRACT	xi
1. GİRİŞ.....	12
2. BUHAR ÜRETİM SİSTEMİ	14
2.1 Kazan Dairesi	14
2.2 Buhar Kazanı.....	15
2.3 Brülör.....	19
2.4 Kazan Kontrol ve Emniyet Donanımı	20
2.4.1 Kapama/kesme vanaları	20
2.4.2 Emniyet ventili	21
2.4.3 Su seviye göstergesi.....	22
2.4.4 Basınç kontrol sistemi.....	23
2.4.5 Kazan suyu iletkenliği kontrol sistemi.....	25
2.4.6 Dip blöf sistemi	27
2.4.7 Numune soğutucu	29
2.4.8 Kazan su seviyesi kontrol sistemi.....	29
2.5 Su Besleme Sistemi	32
2.6 Besi Suyu Hazırlama Sistemi	38
2.6.1 Besi suyunun kimyasal ıslahı	38
2.6.2 Besi suyunun ısıl ıslahı	41
2.7 Kondens toplama istasyonu.....	44
2.8 Blöf soğutma tankı.....	45
2.9 Ekonomizör	46
2.10 Baca	48
3. BUHAR DAĞITIM SİSTEMİ	49
3.1 Buhar Kollektörü	49
3.2 Ana Dağıtım Hatları	50
3.3 Tâli Dağıtım Hatları.....	57
3.4 Dağıtım Hattı Armatürleri.....	58
4. KONDENS TOPLAMA SİSTEMİ	62
4.1 Buhar Kapanları.....	62
4.1.1 Termostatik buhar kapanları.....	62
4.1.2 Mekanik buhar kapanları	64
4.1.3 Termodinamik buhar kapanları	65

4.1.4	Buhar kazanı seçimi	65
4.2	Kondens Dönüş Hatları.....	66
4.3	Ara Kondens Toplama İstasyonları	66
5.	BUHAR SİSTEMİNDE ENERJİ KAYIPLARI	67
5.1	Buhar Kazanı Dış Cidar Kayıpları.....	67
5.2	Baca Gazı Sıcaklığına Bağlı Enerji Kaybı.....	68
5.3	Baca Gazıyla Atılan Su Buharına Bağlı Enerji Kaybı	69
5.4	Yakıt-Hava Oranına Bağlı Enerji Kaybı.....	70
5.5	İşletme Zorunluluklarından Doğan Enerji Kayıpları	71
5.6	Flaş Buhar Kayıpları	72
6.	BUHAR SİSTEMLERİNDE ENERJİ GERİ KAZANIMI	74
6.1	Baca Gazının Duyulur Enerjisinin Geri Kazanımı	74
6.2	Baca Gazının Gizli Enerjisinin Geri Kazanımı	76
6.3	Yakıt-Hava Oranının Optimizasyonu	79
6.4	Flaş Buhar Kayıplarının Engellenmesi.....	81
6.5	Dış Cidar Kayıplarının Önlenmesi	83
7.	ÖRNEK BİR TESİSİN BUHAR SİSTEMİNDE VERİMLİLİK ARTIŞ ÇALIŞMALARI.....	84
7.1	İyileştirme Çalışmalarından Önceki Durum	84
7.1.1	Ölçümler.....	84
7.1.2	Analizler.....	87
7.2	Verimlilik Artışına Dair Önlem Önerileri.....	92
7.3	Uygulanan Verimlilik Arttırma Önlemleri	93
7.3.1	Ekonomizör	93
7.3.2	Yoğuşmalı ekonomizör	94
7.3.3	Yanma kontrol otomasyonu	96
7.3.4	Blöf sistemlerinin otomasyonu ve geri kazanımı	97
7.3.5	Degazör gaz atma hattına ısı değiştirici ilavesi	99
7.3.6	Kondens dönüş hattına flaş buhar tankı ilavesi	99
7.3.7	Yalıtım zafiyetlerinin giderilmesi.....	100
7.4	İyileştirme Çalışmalarından Sonraki Durum	101
7.4.1	Ölçümler.....	102
7.4.2	Analizler.....	104
7.4.3	Ekonomik analiz	108
8.	SONUÇ	115
	KAYNAKLAR.....	117
	EKLER	118
	Ek 1 İyileştirmelerden önce kazan dairesi akım şeması	119
	Ek 2 İyileştirmelerden sonra kazan dairesi akım şeması	120
	ÖZGEÇMİŞ.....	121

SİMGE LİSTESİ

a	Yıl
B	Yakıt debisi – Nm ³ /h
C%	Kondens dönüş yüzdesi - %
Co	Derişim - ppm
c _p	Özgül ısı - kWh/Nm ³
d	Çap - mm
e	Enflasyon oranı - %
F	Alan – m ²
h	Entalpi – kJ/kg
H	Su sertliği -
H _u	Yakıt alt ısı değeri – kWh/Nm ³
i	Faiz oranı - %
ir	Reel faiz oranı - %
k	Konveksiyon ısı transfer katsayısı – kJ/(m ² .°C)
K	Su yumuşatma cihazı kapasitesi
L	Uzunluk - m
m	Kütle - kg
ṁ	Kütleli debi – kg/h
n	Mol - mol
P	Basınç - bar
Q	Isı - kJ
r	İç karlılık oranı - %
T	Sıcaklık - °C
u	Hız – m/s
Ḃ	Hacimsel debi – m ³ /h
α	Genleşme katsayısı – 1/°C
ε	Siyah cisim katsayısı
η	Verim - %
λ	Yakma havası fazlalık katsayısı
σ	Planck katsayısı – kJ/(m ² .°C ⁴)
θ	Yakıt özgül duman gazı miktarı – Nm ³ /Nm ³ -doğalgaz
υ	Özgül hacim – m ³ /kg

ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 2.1 Kazan dairesi bileşenleri.....	14
Şekil 2.2 Skoç tipi buhar kazanı kesit resmi	16
Şekil 2.3 Bir buhar kazanında kapasite kullanımına bağlı verim grafiği.....	18
Şekil 2.4 Bir püskürtmeli brülörün kesiti.....	19
Şekil 2.4 TRD 604'e göre 72 saat gözetimsiz işletme koşullarına uygun buhar kazanı donanımı.....	20
Şekil 2.5 Glob tipi düz akışlı kapama vanası kesiti.....	21
Şekil 2.6 Tam kalkışlı, kapalı kapaklı emniyet ventili kesiti	22
Şekil 2.7 Refleks camlı seviye göstergesi	23
Şekil 2.8 Manometre, musluğu ve sifonu.....	24
Şekil 2.9 Presostat, basınç sınırlandırıcı, basınç sensörü (soldan sağa).....	24
Şekil 2.10 Kazan suyu iletkenlik sınır değerleri.....	25
Şekil 2.11 Otomatik yüzey blöf sistemi	26
Şekil 2.12 Dip blöf vanası.....	28
Şekil 2.13 Otomatik dip blöf sistemi	28
Şekil 2.14 Numune soğutucu.....	29
Şekil 2.15 Kondüktif elektrot çalışma prensibi	30
Şekil 2.16 Kapasitif elektrot çalışma prensibi.....	31
Şekil 2.17 EN 12953-6'ya göre 72 saat gözetimsiz seviye kontrol sistemi.....	32
Şekil 2.18 Dik milli santrifüj pompa kesiti	32
Şekil 2.19 Su besleme pompası grubu modeli	33
Şekil 2.20 Pompa performans grafiği örneği.....	34
Şekil 2.21 İki noktalı su besleme sistemine sahip bir buhar kazanı	34
Şekil 2.22 Üç yollu vanalı oransal besi suyu sistemine sahip bir buhar kazanı.....	36
Şekil 2.23 İki yollu motorlu vana ve bypass hatlı oransal besi suyu sistemine sahip buhar kazanı	36
Şekil 2.24 Değişken devirli pompa ve resirkülasyon hattı ile oransal besi suyu sistemi.....	37
Şekil 2.25 Tandem su yumuşatma ünitesi.....	39
Şekil 2.26 Kimyasal dozajlama ünitesi	40
Şekil 2.27 Tam gaz almalı degazör.....	42
Şekil 2.28 Tam gaz almalı degazör armatür grubu.....	43
Şekil 2.29 Degazöre giren ve degazörden çıkan debiler.....	44
Şekil 2.30 Kondens istasyonu.....	45
Şekil 2.31 Blöf soğutma tankı	45

Şekil 2.32 Spiral kanatlı çelik boru.....	46
Şekil 2.33 Kapatılabilir nitelikte bir ekonomizör uygulaması	47
Şekil 3.1 Buhar kolektörü.....	49
Şekil 3.2 Koç darbesi oluşumu.....	51
Şekil 3.3 Ana buhar dağıtım hattı yerleşimi.....	51
Şekil 3.4 Ana buhar dağıtım hattına akıma ters eğim verilmesi.....	52
Şekil 3.5 Basınç kaybına göre buhar borusu çap seçim grafiği.....	53
Şekil 3.6 Basınç kaybına göre buhar borusu çap seçimine örnek	54
Şekil 3.7 Boru çapı, uzunluğu ve sıcaklığına göre genişleme miktarı grafiği.....	56
Şekil 3.8 Boru hareketine izin veren makaralı taşıyıcılar	56
Şekil 3.9 Boru hattı genişleme elemanları	57
Şekil 3.10 Ana dağıtım hattına tâli hat bağlanması	57
Şekil 3.11 Buhar hatlarında çap daralması.....	58
Şekil 3.12 Buhar hatlarında yukarı dönüş	58
Şekil 3.13 Buhar hatlarında pislik tutucu montajı	59
Şekil 3.14 Siklonik buhar separatörü	59
Şekil 3.15 Disk tipi yaylı çek valf çalışma prensibi	60
Şekil 3.16 Basınç düşürme istasyonu.....	60
Şekil 3.17 Vakum kırıcı	61
Şekil 3.18 Hava atıcı.....	61
Şekil 4.1 Sıvı genişmeli termostatik buhar kapağı.....	63
Şekil 4.2 Basınç dengeli termostatik buhar kapağı çalışma prensibi.....	63
Şekil 4.3 Bimetalik termostatik buhar kapağı	63
Şekil 4.4 Şamandıralı buhar kapağı	64
Şekil 4.5 Ters kovalı buhar kapağı	64
Şekil 4.6 Termodinamik buhar kapağı.....	65
Şekil 4.7 Buhar hattındaki kondens tahliye cebi	66
Şekil 5.1 İzolasyon kalınlığı ve işletme basıncına göre kazan dış cidar sıcaklığı.....	67
Şekil 5.2 Kazan yükü ve işletme basıncına göre baca gazı sıcaklıkları.....	68
Şekil 5.3 Yakma havası miktarına bağlı baca gazı emisyonları.....	70
Şekil 5.4 Flaş buhar oluşumu	73
Şekil 6.1 Ekonomizör ile besi suyu ön ısıtması.....	74
Şekil 6.2 Yoğuşmalı ekonomizör ile taze besi suyu ön ısıtması	78
Şekil 6.3 Dönen kondensin soğutulmuş flaş buhar oluşumunun önlenmesi.....	82
Şekil 6.4 Flaş buhar tankı.....	83

Şekil 7.1 Ölçülen kazan yüzey sıcaklıkları	85
Şekil 7.2 Buhar basıncına göre yalıtımsız flanşlı glob vanalardan ısı kaybı.....	90
Şekil 7.3 Buhar basıncına göre yalıtımsız flanş çiftlerinden ısı kaybı.....	91
Şekil 7.4 Sisteme eklenen çelik ekonomizör.....	94
Şekil 7.5 Sisteme eklenen yoğuşmalı ekonomizör	95
Şekil 7.6 Sisteme eklenen nötralizasyon cihazı.....	95
Şekil 7.7 Yanma kontrol otomasyonu.....	96
Şekil 7.8 İletkenlik kontrol sistemi	97
Şekil 7.9 Flaş buhar cihazı	98
Şekil 7.10 Otomatik dip blöf sistemi	98
Şekil 7.11 Degazör gaz çıkışına bağlanan bakır borulu ısı değiştirici.....	99
Şekil 7.12 Kondens dönüşüne bağlanan flaş buhar cihazı	100
Şekil 7.13 Buhar kazanının 120 mm taş yünü ile izolasyonu	100
Şekil 7.14 Prefabrik vana izolasyon ceketi	101
Şekil 7.15 İzolasyonun yenilenmesinden sonra kazan yüzey sıcaklıkları	102
Şekil 7.16 Sisteme eklenen ekonomizörün yüzey sıcaklıkları	103
Şekil 7.17 Buhar basıncına göre prefabrik yalıtımlı flanşlı glob vanalardan ısı kaybı.....	106
Şekil 7.18 Buhar basıncına göre prefabrik yalıtımlı flanş çiftlerinden ısı kaybı.....	107
Şekil 7.19 İç karlılık oranı r' 'ye göre net bugünkü değerin değişimi	113

ÇİZELGE LİSTESİ

Çizelge 2.2 EN 12953-10'a göre besi suyundan istenen özellikler	38
Çizelge 3.1 Boru çapına göre buhar hızları.....	52
Çizelge 3.2 Eşdeğer boru uzunluğu katsayısı.....	53
Çizelge 3.3 Buhar hatlarında boru çapına göre destekler arası maksimum mesafe, L.....	55
Çizelge 4.1 Buhar hattındaki kondens tahliye cebi boyutları.....	66
Çizelge 5.1 Farklı yakıtlara göre baca gazında bulunması uygun olan O ₂ miktarı	71
Çizelge 6.1 Farklı yakıtların alt ısı değeri, özgül duman gazı miktarı ve baca gazı özgül ısısı75	
Çizelge 6.2 %20 hava fazlalığı ile CH ₄ yanması sonucu oluşan 230°C baca gazının enerjisi.	80
Çizelge 6.3 %5,5 hava fazlalığı ile CH ₄ yanması sonucu oluşan 230°C baca gazının enerjisi	81
Çizelge 7.1 Gaz sayacı ile yapılan doğalgaz debisi ölçümü	84
Çizelge 7.2 Buhar kazanı baca gazı ölçüm sonuçları	85
Çizelge 7.3 Buhar kazanı cidar sıcaklıkları dağılımı.....	85
Çizelge 7.4 Su sayacı ile taze besi suyu debisi ölçümü	86
Çizelge 7.5 Besi suyu ve kazan suyunun iletkenlik ölçüm sonuçları	86
Çizelge 7.6 Sistemde bulunan yalıtımsız flanş çifti ve vana adetleri	87
Çizelge 7.7 Doğalgazın kimyasal olarak volümetrik dağılımı	87
Çizelge 7.8 Doğalgazın stokiyometrik yanma sonucu tepkime bileşenlerinin mol dağılımı... 87	
Çizelge 7.9 $\lambda = 1,29$ olması durumunda baca gazı bileşenlerinin entalpisi	88
Çizelge 7.10 Çelik ekonomizör yatırım maliyeti.....	93
Çizelge 7.11 Yoğuşmalı ekonomizör yatırım maliyeti	94
Çizelge 7.12 Yoğuşmalı ekonomizör yatırım maliyeti	97
Çizelge 7.13 Blöf otomasyonu ve geri kazanım sistemi yatırım maliyeti	98
Çizelge 7.14 Degazör atık gaz geri kazanım sistemi yatırım maliyeti	99
Çizelge 7.15 Kondens dönüşünde oluşan flaş buhar geri kazanım sisteminin maliyeti	99
Çizelge 7.16 Yalıtım zafiyetlerinin giderilme maliyeti	101
Çizelge 7.17 İyileştirmelerden sonra yapılan doğalgaz debisi ölçümü.....	102
Çizelge 7.18 İyileştirmelerden sonra yapılan baca gazı ölçüm sonuçları	102
Çizelge 7.19 Buhar kazanı ve ekonomizör cidar sıcaklıkları dağılımı	103
Çizelge 7.20 İyileştirmelerden sonra ölçülen taze besi suyu debisi	103
Çizelge 7.21 $\lambda = 1,07$ olması durumunda baca gazı bileşenlerinin entalpisi	104
Çizelge 7.22 İyileştirmelerin birim buhar maliyetine etkisi.....	108
Çizelge 7.23 İyileştirmelerin toplam yatırım maliyeti.....	108
Çizelge 7.24 İyileştirmelerle sisteme eklenen cihazların hurda fiyatları	109
Çizelge 7.25 İyileştirmelerin sağladığı toplam tasarrufun bugünkü değeri	112

ÖNSÖZ

2008 yılında dünyanın toplam enerji tüketimi yaklaşık 5.10^{20} J'dür ve bu enerjinin % 80-90'ı fosil yakıtlardan karşılanmaktadır (BP, 2009). Fosil yakıtların sürekli artan maliyetleri, rezervlerinin sınırlı oluşu ve çevreye verdikleri zarar göz önünde bulundurulduğunda bu yakıtların tüketiminin mümkün olan en düşük çizgiye çekilmesi bir zorunluluk haline gelmiştir.

2004 yılında Türkiye'de tüketilen enerjini %42'si sanayi tesislerinde tüketilmiş olup, bu enerjinin %70'i fosil yakıtlardan sağlanmıştır (www.eie.gov.tr). Bu durum fosil yakıtlara bağlı enerji tüketiminde sanayinin ağırlığını göstermektedir.

Endüstriyel proseslerin yüksek sıcaklıkta ısı ihtiyacını karşılamak için yaygın olarak buhar sistemleri kullanılmaktadır. Buhar; endüstriyel tesislerde, ısı transferi yoluyla güç üretiminde ve aktarımında kullanılan bir akışkandır. Günümüz koşullarında hızla artan enerji maliyetleri dikkate alındığında, birincil enerji kaynakları kullanılarak buhar üretimi sırasında enerji verimliliği ve etkin kullanımı önem kazanmaktadır. Bu durum endüstriyel tesisleri, imkanlarını daha efektif şekilde kullanmaya zorlamaktadır.

Buhar üretimi için kullanılan kazanların tamamı fosil yakıt enerjisini kullanmaktadır. Türkiye'de kurulu buhar sistemlerinin büyük bir kısmı çok verimsiz sistemlerdir. Bununla birlikte ülkemizde buhar sistemlerini işleten personel ve sorumlu yöneticilerin bu sistemlere dair bilgi eksikliği verimlilik artışına yönelik çalışmaların önünde engel oluşturmaktadır.

Bu çalışmada buhar sistemlerinin çalışma prensibi, tüm bileşenleri, bu sistemlerde verim kaybının sebepleri ve kayıpları azaltma metotları incelenecek; buhar kullanan bir endüstriyel tesisin verim kayıpları analiz edilerek, verim artışına yönelik iyileştirmeler yapıldıktan sonra ve bu iyileştirmelerin sonuçları irdelenecektir.

Bu çalışma süresince destek ve yardımlarını esirgemeyen eşim Cansu Mergin Durukafa'ya teşekkürlerimi bir borç bilirim.

ÖZET

Buhar birçok endüstride, prosesin ihtiyaç duyduğu ısıyı sağlamak üzere, en yaygın olarak kullanılan ısı transfer akışkanıdır. Türkiye sanayisinde ısı üretiminin fosil yakıtlara, özellikle de ithal doğalgaza dayalıdır. Her geçen gün artan yakıt maliyetleri, enerji maliyetlerinin toplam ürün maliyetinde en büyük paylardan birine sahip olmasına sebep olmaktadır. Ayrıca düşük verimle çalışan buhar santralleri, çevreye zararlı gaz emisyonlarının da artmasına sebep olmakta, finansal maliyetin yanına çevresel maliyeti de eklemektedir.

Ülkemizde kurulu buhar üretim tesislerin çok büyük kısmı düşük enerji verimliliği ile çalışmakta ve yüksek enerji verimlilik artışı potansiyeli taşımaktadır. Günümüz yakma ve ısı teknolojilerinin sunduğu teknik ve mali açıdan uygulanabilirliği olan teknolojik imkânlar sayesinde yüksek verim değerleri elde etmek mümkündür. Ayrıca verim artışının sağladığı enerji tasarrufu sayesinde bu uygulamaların gerektirdiği ilk yatırım maliyetleri de kısa süre içinde geri dönmektedir.

Baca gazı ile atmosfere atılan duyulur ısının, yanma ürünü olan su ile atılan gizli ısının, sistemde oluşan kondensin, oluşan çürük buharın, kazan blöfleri ile atılan ısının geri kazanılması; yakma sisteminin baca gazı emisyon değerlerine göre kontrol edilmesi, sıcak yüzeylerin yalıtım eksikliklerinin giderilmesi vb. pek çok uygulama buhar sisteminin verimini %30'a kadar artırma imkanı sunmaktadır.

Tezimizin amacı bu yöntemlerin ayrıntılı olarak incelenmesi ve bir tekstil fabrikasında bulunan örnek bir buhar tesisinin bu yöntemlere göre değerlendirilmesidir.

ABSTRACT

Steam is the most common heat transfer fluid used for supplying the heat demand of processes in many industries. In Turkey, industrial heat is supplied by utilizing exported fossil fuels, particularly natural gas. Year-by-year increasing fuel costs take one of the biggest parts in the total production costs. In addition to this low-efficient steam generation systems cause high emissions and environmental consequences.

Most of the steam systems in Turkey are operated with low efficiency and hold the potential of high level efficiency increase. The modern combustion and heating technologies which are financially and technically feasible present high efficient systems. Additionally, the investment costs are paid back in a short period by the savings due to the efficiency increase.

Measures like recovering the sensible heat of flue gas, latent heat of water vapour in the flue gas, condensate, flash steam and boiler blow down; controlling the combustion air flow rate according to flue gas content; eliminating the the heat losses caused by insufficient insulation, etc. may increase system efficiency by 30%.

The objective of this study is analysing the steam systems and the possibilities to increase the system efficiency, and applying the measures to increase the efficiency of the steam system in a textile factory.

1. GİRİŞ

Endüstride yüksek sıcaklıktaki ısı ihtiyaçlarının sağlanması için en yaygın olarak kullanılan ısı transfer akışkanı buhardır. Buhar, özellikle tekstil, konfeksiyon, gıda, kimya, ilaç, elektrik üretimi ve bölgesel ısıtma alanlarında yoğun olarak kullanılır.

Buhar, yüksek miktarda ısı enerjisini bünyesinde taşır. Bu sayede küçük kütleli debilerle büyük miktarda enerji taşınmasına el verir. Ayrıca buhar boru içinde 30 m/s gibi çok yüksek hızlarda hareket eder. Düşük kütleli debi ve yüksek hız sayesinde küçük boru çapları elde edilir.

Buhar, enerji aktardığı proseste sabit sıcaklıkta ısı transferi sağlar. Bu durum faz değişimi sırasında gerçekleşen gizli ısı transferinin sonucudur. Sabit sıcaklıkta gerçekleşen ısı transferi sayesinde ısıtılan madde ve yüzeylerde homojen sıcaklık dağılımı elde edilir.

Buhar üretmek için gerekli olan su, kolay bulunabilir ve ucuz bir maddedir. Doğa ve insan sağlığına zararsız olan su, bir kazan içinde ısıtıldığı zaman bünyesinde enerji tutmaya başlar ve kazanın basıncına bağlı olarak belirli bir sıcaklıkta buharlaşmaya başlar. Buharın elde edildiği basınç arttıkça, sıcaklığı da artar.

Kullanıldığı noktada ısıyı vererek yoğuşan buharın özgül hacmi büyük oranda düşer. Bu daralma sonucu oluşan negatif basınç, yeni buhar külesinin bu noktaya akmasını sağlar. Bu sayede buharın üretildiği noktadan kullanılacağı noktaya nakledilmesi için pompa, kompresör vb. makinalarca üretilen ilave bir enerjiye ihtiyaç yoktur. Bu makinaları tahrik eden elektrik motorlarının harcayacağı elektrik enerjisinden tasarruf edilir.

Buharın konvektif ısı transfer katsayısı, sıvı fazdaki ısı transfer akışkanlarından çok daha yüksektir. Bu sayede proseste daha küçük ısı transfer yüzeyleri ile aynı miktarda enerjinin aktarılmasını sağlar.

Doymuş buharın basıncı ve sıcaklığı arasında doğrudan bir ilişki bulunduğu için, buharla proseste verilen enerjinin, basit bir basınç kontrolüyle kumanda edilmesi mümkündür. Modern kontrol cihazları sayesinde proseste yaşanan ani değişimlere hızlıca cevap verebilecek kumanda sistemleri düşük maliyetlerle kurulabilir.

Ülkemizde, yukarıda da belirtildiği üzere pek çok avantaja sahip olan buhar sistemleri hakkında akademik olarak pek çok çalışma olmasına karşın, uygulamada gerek bu sistemlerinin projelendirilmesi, gerek kurulumu, gerekse de işletimi alanında önemli bir açık olduğu rahatlıkla söylenebilir. Türkiye’de kurulu buhar tesislerinin çok büyük bir oranı düşük enerji verimliliği ile işletilmektedir.

Ülkemizde kurulu buhar sistemleri çok büyük bir enerji verimlilik artış potansiyeli taşımaktadır. Bu potansiyel, ilgili kişilere bilgi aktarımı, teknik destek ve yasal önlemlerle gerçeğe dönüştürülebilir.

Bu çalışma ile iyi bir buhar sisteminin tasarlanması, kurulması ve işletilmesine yönelik temel bilgileri derlemek amacını taşımakla birlikte, düşük enerji verimliliğine sahip kurulu bir buhar sisteminin nasıl iyileştirilebileceğine dair uygulamalı olarak bilgi aktarılacaktır.

Çalışmada öncelikle buhar üretim sistemi hakkında bilgi verilecektir. Bir buhar üretim sisteminin bileşenleri ele alınacak, bu bileşenlerin işlevleri ve çalışma prensipleri üzerinde durulacaktır.

Üretilen buharın kullanım noktasına dağıtımı ile ilgili hususlar Buhar Dağıtım Sistemi başlığı altında incelenecektir. Bu bölümde buhar dağıtım sistemlerin tasarlanması ve kurulumunda dikkate alınması gereken ayrıntılar ile bu sistemlerde kullanılan ekipmanlar hakkında bilgi verilecektir.

Buhar proseste ısını vererek sıvı faza geçer. Bu faz ve kondens olarak adlandırılır. Kondens Toplama Sistemi başlığı altında oluşan kondensin toplanarak buhar üretim sistemine geri döndürülmesi ve bu işlem için gerekli sistem bileşenlerinden bahsedilecektir.

Buhar sistemleri ile ilgili bu genel bilgilerin verilmesinin ardından sistemdeki enerji kayıpları ve bu kayıpların sebepleri detaylandırılacaktır. Sistemdeki enerji kayıplarının tanımlanmasının ardından, bu kayıpların geri kazanım yöntemleri ve bu yöntemlerin gerektirdiği donanım ve ekipmanlar incelenecektir.

Çalışmamızın son bölümünde Bursa'da kurulu bir tekstil fabrikasının buhar sisteminde yapılan iyileştirmeler sonucu elde edilen verimlilik artışı değerlendirilecektir. Bu örnek buhar sistemi üzerine yapılan bu çalışma altı kısımdan oluşmaktadır: Mevcut sistem üzerinde yapılan ölçümler, bu ölçümlere dayalı analizler ile belirlenen toplam sistem verimliliğinin ve kayıpların hesaplanması, verim kayıplarına sebep olan eksiklerin/yanlışıkların düzeltilmesi için yapılan iyileştirmeler, iyileştirmelerden sonra yapılan ölçümler, bu ölçümlere dayalı analizlerle yeni sistem veriminin hesaplanması ve iyileştirmeler için yapılan yatırımların ekonomik analizi.

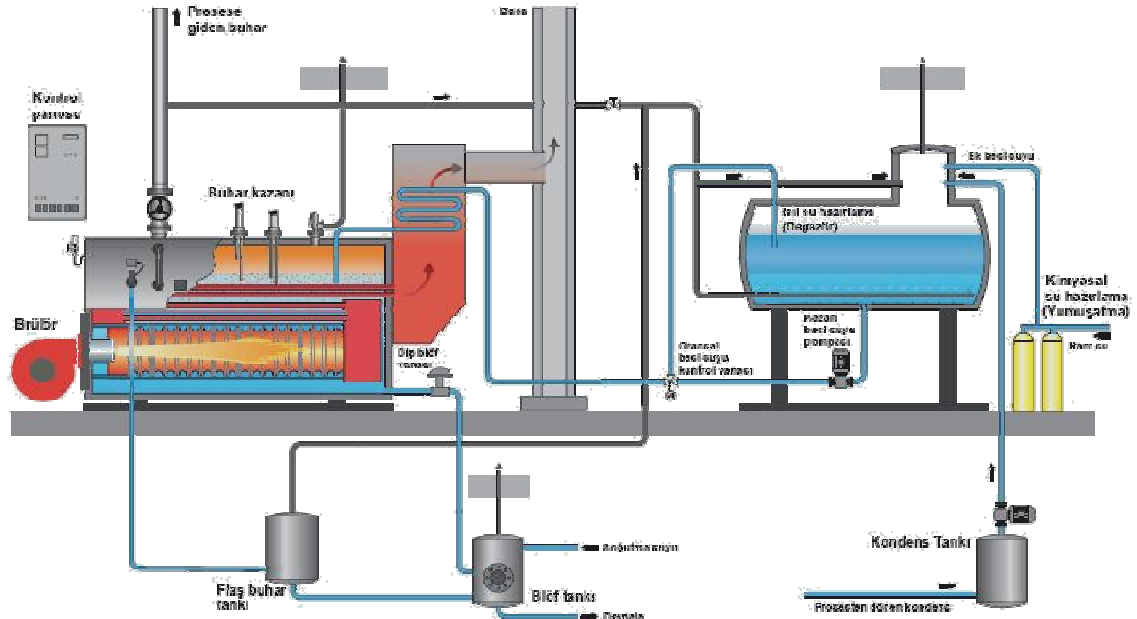
Örnek tesisin buhar sisteminde yapılan bu verimlilik artış çalışması, ülke genelindeki duruma ışık tutabilmesi açısından önemli bir örnek teşkil etmektedir.

2. BUHAR ÜRETİM SİSTEMİ

2.1 Kazan Dairesi

Doğru tasarlanarak kurulan ve iyi işletilen bir kazan dairesi, verimli bir buhar sisteminin merkezinde durur. Kazan dairesi sistemde kullanılacak buharın üretildiği noktadır. Sistem verimi, buharın üretilmesinde kullanılan yakıt miktarına ters orantılı bir şekilde bağlıdır. Kullanılan yakıt miktarı, kazan dairesinde yer alan cihazların sebep olduğu kayıplara bağlı olarak artar. Bu sebeple bir buhar üretim sisteminin verimi değerlendirilirken, analizler kazan verimi ile sınırlı tutulamaz; tüm kazan dairesi bileşenleri sistem sınırına dâhil edilmelidir.

Bir buhar üretim merkezinin temel bileşenleri buhar kazanı, brülör, ekonomizör, su besleme pompaları, ısıl ve kimyasal su hazırlama sistemleri, kondens toplama istasyonu, kumanda sistemi ve bacadır. Bu bileşenlerin her biri için pek çok farklı uygulama seçenekleri mevcuttur. Bu seçeneklerin tesisin boyut ve ihtiyaçlarına göre yatırım ve işletme maliyetleri ekseninde değerlendirilerek, en doğru bileşimin oluşturulması, verimli bir kazan dairesi kurulmasının temelidir.



Şekil 2.1 Kazan dairesi bileşenleri

2.2 Buhar Kazanı

Buhar kazanı herhangi bir yolla elde edilen ısı enerjisini kullanarak istenen basınç, sıcaklık ve miktarda buhar üreten basınçlı kaptır. Buhar kazanlarında buhara verilen ısı enerjisi çeşitli yakıtlardan, elektrik enerjisinden, nükleer enerjiden ya da eldeki atık ısının değerlendirilmesinden elde edilir. Günümüzde buhar üretimi esas olarak fosil yakıtlardan, özellikle de doğalgazdan elde edilen ısı enerjisine dayanmaktadır.

Buhar kazanları konstrüksiyonuna göre alev-duman borulu ve su borulu olmak üzere temel olarak ikiye ayrılır.

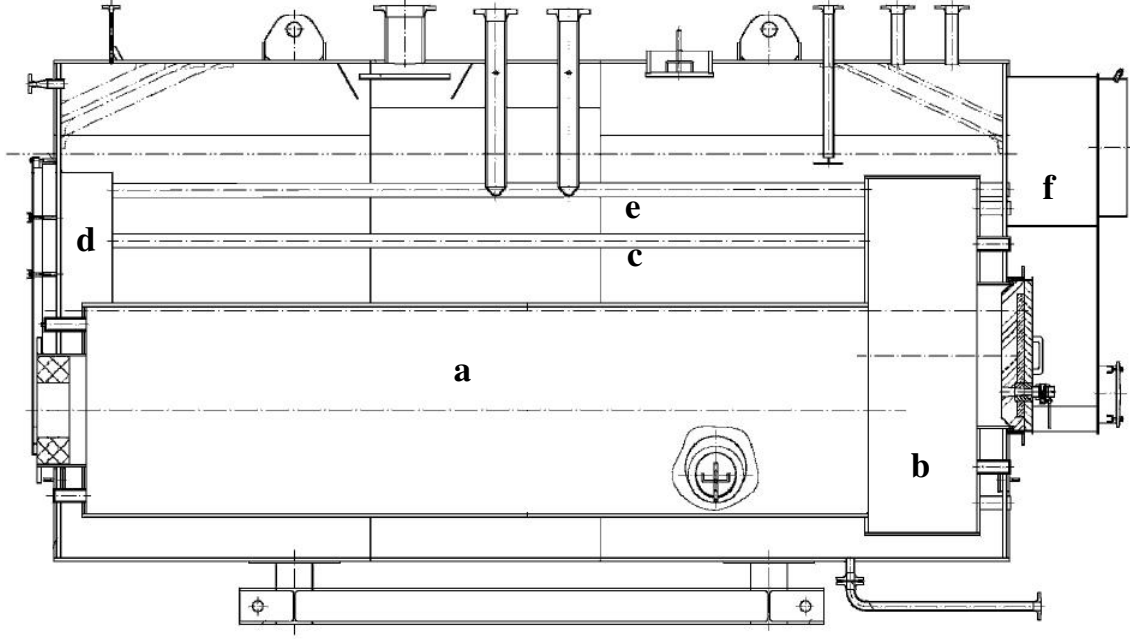
Alev-duman borulu kazanlarda yanma bir alev borusunun içinde gerçekleşir, yanma ürünü sıcak duman gazları ise daha küçük çaplı boru demetleri içinden geçerek bacaya atılır. Alev ve duman boruları dışında su bulunur. Su borulu kazanlarda ise su boruların içinde bulunur. Yanma ve duman gazı akışı ise su borularından imal edilen cidarların oluşturduğu hacimlerin içinde gerçekleşir.

Alev-duman borulu kazanlar 25 t/h buhar kapasitesine, 25 bar buhar basıncına kadar olan uygulamalarla sınırlıdır. Su borulu kazanları tüm kapasite ve basınç aralıklarında kullanmak mümkün olmasına rağmen bu tip kazanlar yüksek kapasite ve basınç ihtiyaçlarında kullanılır. Yakıt tipi de kazan tipi seçiminde etkili bir kriterdir. Büyük yanma hacimlerini gerektiren katı yakıtlı sistemler genel olarak su borulu olarak tasarlanır.

Endüstride 25 t/h ve 25 bar değerlerinin altındaki sistemlerin daha yaygın olarak kullanılması ve doğalgaz dağıtımındaki gelişmelerden dolayı daha düşük kurulum maliyetli ve kompakt tasarımlı alev-duman borulu kazanlara uygulamada daha sık rastlanmaktadır.

Sıvı/gaz yakıtlı alev-duman borulu buhar kazanı tasarımında yüksek verim ve düşük NO_x emisyonları sayesinde üç geçişli Skoç tipi tasarım kabul görmüştür. Skoç tipi kazanlarda yanma külhan olarak da adlandırılan yanma hücresinde gerçekleşir. Bu bölgede ortam sıcaklığı 1200-1400°C'dir. Yanma sonucu oluşan duman gazları yanma hücresini terk ederek cehennemliğe girer. Cehennemlik, yanma hücresi ve ikinci duman gazı geçiş borularını bağlayan duman kutusudur. Cehennemlikteki duman gazı sıcaklığı 900°C civarındadır. Duman gazları, cehennemlikten ikinci geçiş borularına dağılır. İkinci geçiş boruları, kısa duman boruları olarak da adlandırılır. Bu bölgede ısı transferi yoğun olarak konveksiyon yoluyla gerçekleşir. Kısa duman borularından çıkan duman gazları, ikinci ve üçüncü duman gazı geçişlerini birleştiren ön duman sandığına ulaşır. Ön duman sandığında gaz sıcaklığı 450°C civarındadır. Duman gazları, kazan içindeki son geçişini gerçekleştirmek üzere ön duman sandığından üçüncü geçiş borularına girer. Üçüncü geçiş boruları uzun duman boruları

olarak da adlandırılır. Duman gazları uzun duman borularında 220-280°C'ye kadar soğutulduktan sonra arka duman sandığına toplanarak bacaya atılır.



a. Yanma hücresi, b. Cehennemlik, c. Kısa duman boruları, d. Ön duman sandığı, e. Uzun duman boruları, f. Arka duman sandığı

Şekil 2.2 Skoç tipi buhar kazanı kesit resmi

Bir buhar kazanının %75-80'i su ile doludur. Yukarıda kalan ve boru demetinin bulunmadığı kısım buhar hacmidir.

Buhar kazanlarının üretiminde kullanılması gereken malzemeler standartlarca tanımlanmıştır. Avrupa ve TS Normları, Basınca maruz kazan saclarında 1.0425/P265GH ve 1.0481/P295GH çelik malzeme kullanılması gerektiğini tarif eder. Ayrıca duman boruları için EN 10216-2/10217-2'ye uygun çelik boru tanımlanmıştır. Kaynak süreçleri EN 288'e uygun olarak gerçekleştirilmeli, kaynak teknisyenleri EN 287'ye göre sertifikalandırılmış olmalıdır. Buhar kazanlarının imalatı, Avrupa Birliği Basınçlı Kaplar Direktifi 97/23/EC'ne tâbidir. Buhar kazanları tarif eden Avrupa Normu EN12953, TSE tarafından kabul edilerek TS 377/EN12953 başlığı ile yayınlanmıştır.

Buhar kazanı üzerinde kontrol ve güvenlik ekipmanlarının bağlanabilmesi için flanş ve nozullar bulunur. Bu bağlantılar:

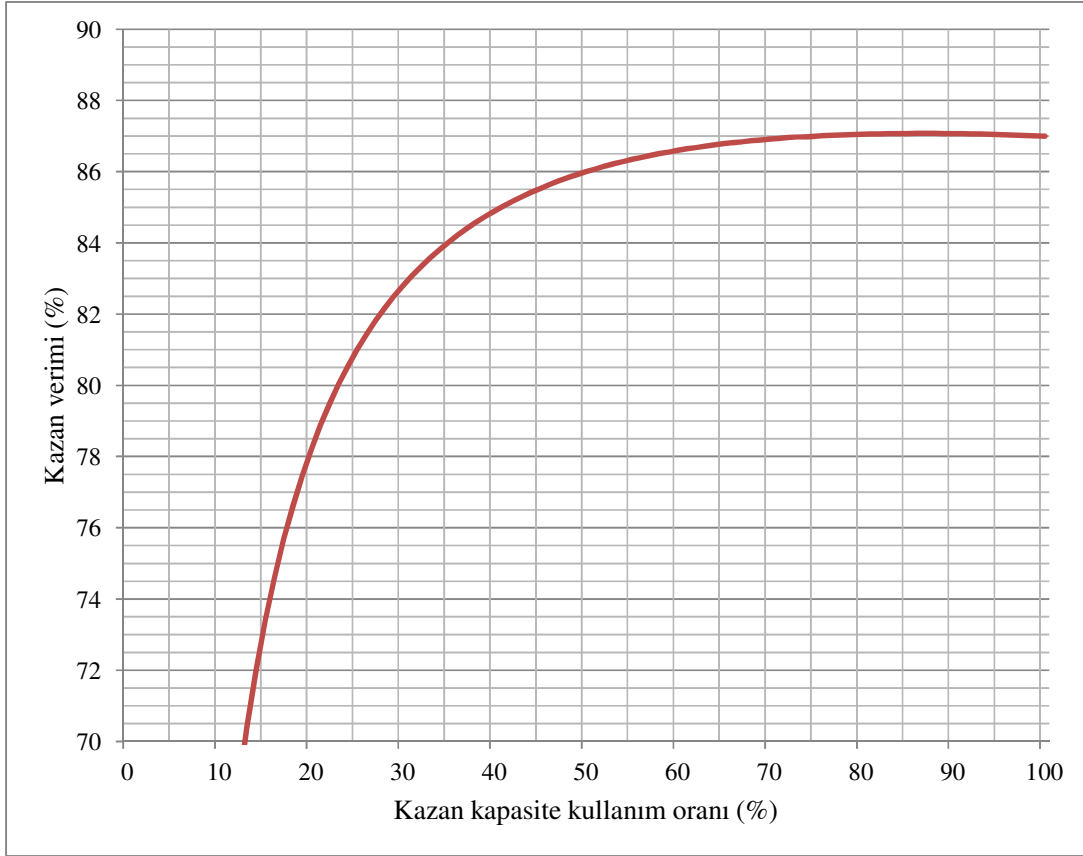
- 1 adet ana buhar vanası bağlantı flanşı
- 1 adet hava tahliye vanası flanşı
- 2 adet emniyet vanası bağlantı flanşı
- 1 adet dip blöf vanası bağlantı flanşı
- 1 adet yüzey blöf vanası bağlantı flanşı
- 1 adet su besleme vanası bağlantı flanşı
- 1 adet seviye kontrolörü bağlantısı
- 2 adet minimum seviye sınırlayıcısı bağlantısı
- 1 adet maksimum seviye sınırlayıcısı bağlantısı
- 1 adet iletkenlik elektrodu bağlantısı
- 2 adet presostat bağlantısı
- 1 adet basınç sensörü bağlantısı
- 1 adet maksimum basınç sınırlayıcı bağlantısı
- 1 adet manometre bağlantısı
- 1 adet baca gazı sıcaklık sensörü bağlantısı
- 2 x 2 adet seviye göstergesi bağlantı flanşı

şeklinde sıralanabilir. Bu bağlantıların çapları kazan kapasitesine, buhar basıncına ve üreticilerin katalog değerlerine göre değişkenlik gösterir.

Buhar kazanları 80-120 mm kalınlığında mineral esaslı taş yünü ile izole edilir. İzolasyon 1 mm kalınlığında çelik veya alüminyum sac ile korumaya alınır. Brülör bağlantı ağızı, ön duman sandığı, arka temizleme kapağı gibi yüksek sıcaklıktaki gazlara su soğutması olmaksızın maruz kalan kazan parçaları, çelik malzemenin zarar görmemesi için refrakter malzeme ile kaplanır. En yaygın olarak kullanılan refrakter malzeme ateş betonudur. Kimi üreticiler ısı yalıtım özelliği çok güçlü olmayan bu ağır malzeme yerine daha hafif ve ısı iletim katsayısı daha düşük olan özel malzemeler de kullanmaktadır.

Buhar kullanan bir tesisin ihtiyaç duyduğu buhar kapasitesi hesaplanırken kritik değer olan pik buhar çekişleri göz önünde bulundurulur. Ancak ortalama çalışma değerleri genellikle pik çekişin altındadır. Bu sebeple tasarım aşamasında seçilen kazan kapasitesi önemlidir. Bir kazan dairesi tasarlanırken, olası arızalar sebebiyle üretimin durmaması için buhar kazanı yedeklenir. Yedekleme yaparken ortalama çalışma değerlerinin hesaplanmış maksimum buhar ihtiyacından daha düşük olacağı göz önünde bulundurulmalıdır. Bu durumda her biri pik buhar çekişinin %60-70'i kapasitesinde 2 adet kazan değerlendirilebilir.

Buhar kazanlarının anlık verimleri, kapasite kullanım oranına bağılı olarak değişir. Bu kapasite kullanım oranı-verim ilişkisi üreticiden üreticiye farklılık gösterir. Kazan, ortalama çalışma koşullarındaki kapasite kullanım oranında maksimum kapasiteye sağlayacak şekilde seçilmelidir. Şekil 2.3'te grafiği verilmiş olan buhar kazanının %50'nin altındaki kapasite kullanım oranlarında çalıştırılması büyük verim düşüşlerine sebep olmaktadır. Bu kazan, ortalama çalışma koşullarında minimum %60 yükte çalışacak şekilde boyutlandırılmalıdır. Şekil 2.3'te gösterilen grafik üreticiye ve kazan çalışma basıncına göre değişkenlik gösterir.



Şekil 2.3 Bir buhar kazanında kapasite kullanımına bağlı verim grafiği

Bir buhar kazanının tasarım basıncı, istenen işletme basıncından minimum 1,5 bar yüksek olmalıdır. Ayrıca kazan üretimin ardından tasarım basıncının 1,85 katı basınçta test edilmiş olmalıdır. Bu test kazanın oda sıcaklığında su ile basınçlandırılması yoluyla yapılır.

Buhar kazanı, bir buhar sisteminin kalbidir. Genellikle bir buhar kazanının ilk yatırım maliyeti, yıllık işletme maliyetinin %20-40'ı arasındadır. Bu denli yüksek işletme maliyeti olan bir cihazın doğru şekilde boyutlandırılması, seçilmesi ve kurulması özenle yürütülmesi gereken bir mühendislik aktivitesidir.

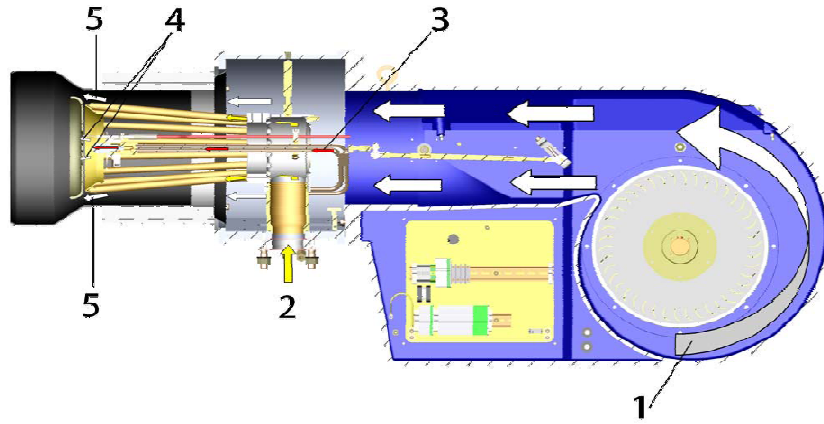
2.3 Brülör

Brülör, yakıtın uygun miktardaki hava ile karıştırılarak yanmasını sağlayan cihazdır. Brülörler, yakıt tipine göre toz, sıvı ve gaz brülörleri olarak sınıflandırılabilir. Toz kömür brülörleri pudra iriliğindeki toz kömürü yakarlar ve çok özel uygulamalarda, nadiren kullanılır. Uygulamada sıvı ve gaz yakıtlı brülörlere çok sık rastlanır. Ayrıca brülörler çalışma şekline göre püskürtmeli brülörler ve rotatif brülörler olarak ikiye ayrılabilir.

Rotatif brülörler özellikle fuel oil no.6 gibi yüksek viskoziteli sıvı yakıtların yakılmasında kullanılır. Rotatif brülörlerde yakıt yüksek devirde (~6000 d/d) dönen bir çanağın içine gönderilir. Dönme etkisi ve çanağın konik iç yapısı sayesinde atomize edilen yakıt, hava ile karıştırılarak yanma sağlanır. Asıl olarak sıvı yakıt için kullanılan rotatif brülörler çift yakıtlı olarak gaz yakılmasına uygun şekilde de üretilmektedir.

Üflemlili brülörler motorin ve fuel oil no.4 gibi yüksek viskoziteli olmayan sıvı yakıtların ve gaz yakıtların yakılmasında kullanılır. Sıvı yakıt brülörlerinde yakıt bir pompa vasıtasıyla basınçlandırılır ve (30-40 bar) bir meme yoluyla pulverize edilerek yakılır. Gaz brülörlerinde ise basınçlı gelen gaz, bir fan tarafından sevk edilen yakma havası ile karıştırılır.

Yakıt hava karışımı yanma odasına gönderilirken yüksek gerilim kaynağına bağlı elektrikli bir ateşleme mekanizması yardımıyla ateşlenir. Alevin sönmesi halinde yakıt hava karışımının yanma odasına gönderilmesinin durdurularak oluşabilecek tehlikelerin önlenmesi için brülörlerde bir alev sensörü bulunur. Sensör alevi algıladığı müddetçe yakıt-hava karışımının sevkine devam edilir.

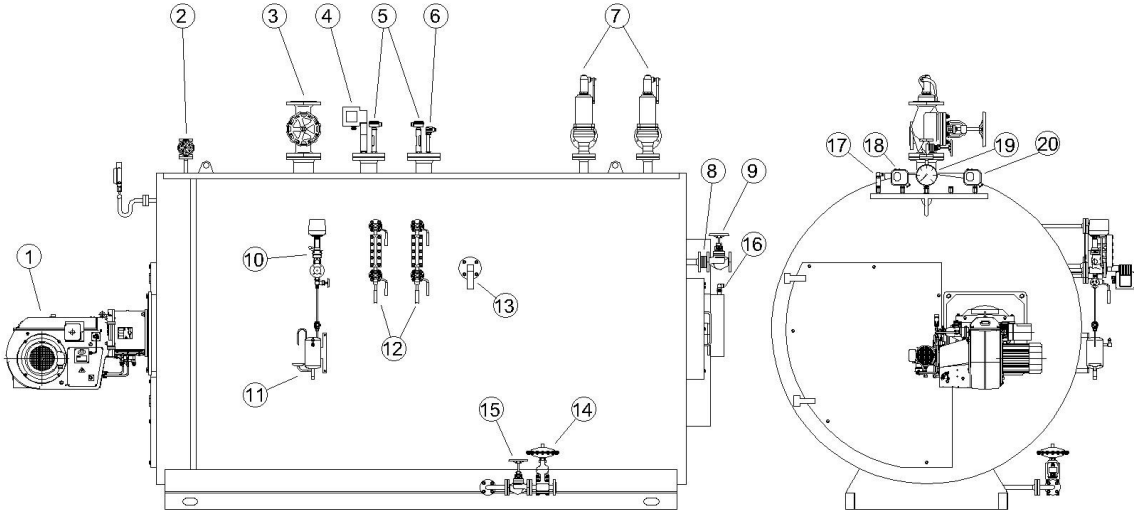


1. Yakma havası, 2. Doğalgaz, 3. Sıvı yakıt, 4. Çekirdek hava, 5. Sekonder hava

Şekil 2.4 Bir püskürtmeli brülörün kesiti

2.4 Kazan Kontrol ve Emniyet Donanımı

Buhar kazanlarının kontrol altında tutulması ve emniyetli bir şekilde işletilmesi için kimi kontrol ve emniyet ekipmanlarına ihtiyaç duyulur. Bu ekipmanlar vasıtasıyla işletme verileri ölçülür, kumanda işlemleri gerçekleştirilir ve işletme emniyeti sağlanır. Kontrol ve emniyet donanımı uzman personel tarafından gözetim altında tutulmalıdır. Otomatik kontrol teknolojisindeki gelişme ile birlikte buhar kazanının sürekli gözetim altında tutulma zorunluluğu da ortadan kalkmıştır. EN 12953/6 buhar kazanlarının 24 veya 72 saat gözetimsiz işletilebilmesi için gerekli kazan donanımlarını tanımlar.



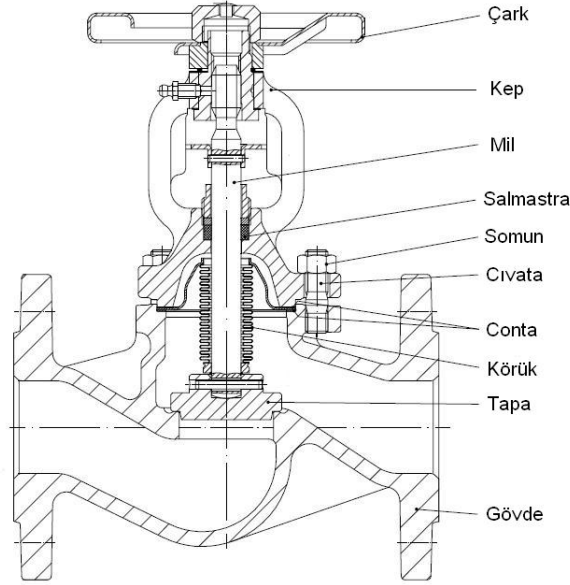
- | | | |
|--------------------------------|--------------------------------|---------------------------------|
| 1. Brülör | 8. Çekvalf | 15. Dip blöf kesme vanası |
| 2. Hava atma vanası | 9. Besi suyu kapama vanası | 16. Baca gazı sıcaklık sensörü |
| 3. Buhar kapama vanası | 10. Otomatik yüzey blöf vanası | 17. Basınç sensörü |
| 4. Su seviye kontrolörü | 11. Numune soğutucu | 18. Maks. basınç sınırlandırıcı |
| 5. Min. seviye sınırlandırıcı | 12. Seviye göstergesi | 19. Manometre |
| 6. Maks. seviye sınırlandırıcı | 13. İletkenlik kontrolörü | 20. Presostat |
| 7. Emniyet ventili | 14. Otomatik dip blöf vanası | |

Şekil 2.4 TRD 604'e göre 72 saat gözetimsiz işletme koşullarına uygun buhar kazanı donanımı

2.4.1 Kapama/kesme vanaları

Bakım, onarım vb. faaliyetler esnasında akışı kapatmak ya da açmak maksatı ile kazan üzerine yerleştirilen armatürlerdir. Kapama vanaları, tasarım ve işletme şartlarına uygun malzemeden imal edilmiş olmalıdır. EN 12953/2, işletme basıncının 13 bar'ı işletme sıcaklığının 220°C'yi geçmediği durumlarda DN200'e kadar vanalarda 0.6020/0.6025 (GG20/GG25) pik döküm veya 0.7033/0.7040/0.7043 (GGG-35.3/GGG-40/GGG 40.3) sfero döküm malzemelerin kullanılmasına izin vermekle birlikte ana buhar vanaları ve darbeye bağlı yüklerin oluşabileceği durumlarda pik dökümün kullanılmasına izin vermez.

Buhar kazanı üzerinde kullanılan kapama vanalarının yüksek sızdırmazlık sağlayarak kaçak oluşmasına engel olan glob vana olması tercih edilmelidir.



Şekil 2.5 Glob tipi düz akışlı kapama vanası kesiti

2.4.2 Emniyet ventili

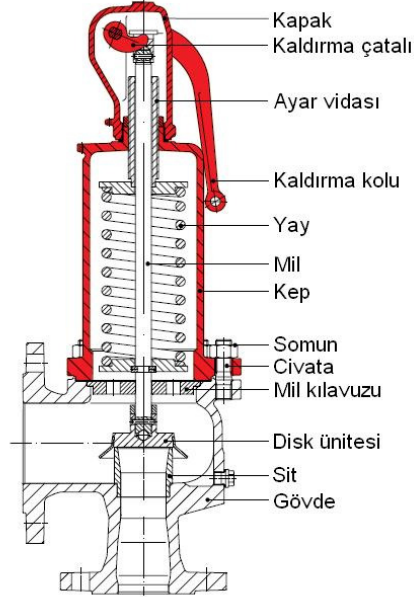
Tüm basınçlı sistemler gibi buhar kazanlarında da insanların ve prosesin korunması için emniyet ventiline ihtiyaç duyulur. DIN 3320 emniyet ventilini “*Önceden belirlenmiş emniyet basıncının aşılmasını önlemek üzere, ilgili akışkanın dışında herhangi bir enerjiye ihtiyaç duymaksızın tanımlı miktarda akışkanı otomatik olarak boşaltıp, normal basınç koşullarına döndükten sonra yeniden kapanabilecek şekilde tasarlanmış bir vana.*” şeklinde tanımlar.

Buhar kazanı üzerine monte edilen emniyet ventilinin boşaltma kapasitesi, kazan buhar kapasitesinden büyük olmalıdır. Bununla birlikte kazana bağlanan emniyet ventilinin bağlantı çapı 20 mm’den küçük olmamalıdır.

Kazan basıncı, tasarım basıncının 1,1 katına ulaşmadan önce emniyet ventilinin tam kapasite ile boşaltmaya geçmesi gereklidir. Bu yüzden buhar kazanlarında tam kalkışlı emniyet ventilleri kullanılır. Tam kalkışlı emniyet ventillerinin boşaltma kesitleri, basıncın set değerine ulaşması halinde ani şekilde tamamen açılır.

Emniyet ventili açma basıncı, kazan tasarım basıncından daha yüksek bir değere ayarlanmamalıdır. Ayarlanan açma basıncı ile kazan işletme basıncı arasında uygun miktarda bir marj bulunmalıdır. Uygulamada kazan işletme basıncının emniyet ventili açma basıncının 1,5 bar altında olması istenir.

Emniyet ventillerinin çıkış flanşları, giriş flanşlarından 2 çap daha büyüktür. Çıkış flanşına bağlanan boşaltma hattı, akış direncini önlemek üzere, mümkün olan en kısa yoldan ve minimum dirsekle kazan dairesi dışına çıkmalıdır. Boşaltma hattında oluşan akış direnci, emniyet ventili set basıncının %12'si ile sınırlı olmalıdır. Boşaltma hattı çapı, hiçbir koşulda emniyet ventili çıkış çapından küçük olmamalıdır.



Şekil 2.6 Tam kalkışlı, kapalı kapaklı emniyet ventili kesiti

EN 12953-6'ya göre bir buhar kazanı üzerinde en az 1 emniyet ventili bulunması gerektiği vurgulanırken; Türkiye'de 1475 sayılı İş Kanununa dayanılarak çıkarılan İşçi Sağlığı ve İş Güvenliği Tüzüğü'nün 405. maddesinde buhar kazanı üzerinde 2 emniyet ventili bulunması gerektiği belirtilmiştir.

2.4.3 Su seviye göstergesi

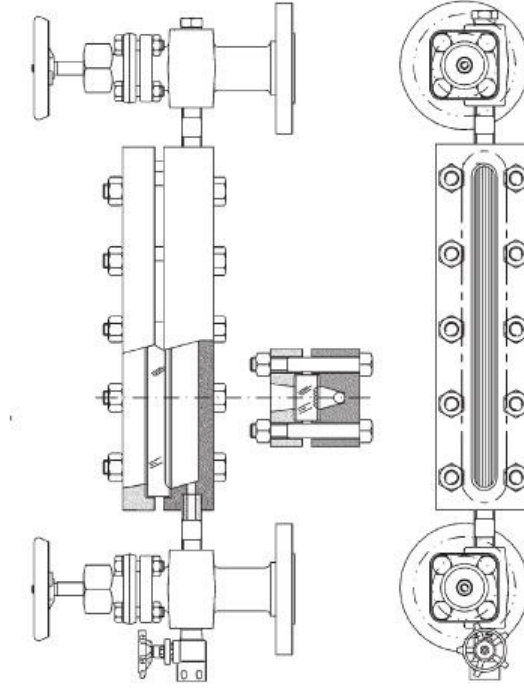
Seviye göstergesi, kazan işletme şartları ne olursa olsun, kazan içindeki mevcut su seviyesini gösterir. Seviye göstergesi, en düşük okuma seviyesi en üstteki duman borusunun seviyesinden en az 50 mm yukarıda olacak şekilde kazana monte edilmelidir.

Tüm buhar kazanları üzerinde en az 1 adet seviye göstergesi bulunur. Ancak 100 kW'tan büyük kazanlarda 2 seviye göstergesi bulunması gerekir. Buhar kazanlarında genellikle refleks camlı seviye göstergeleri kullanılır.

Refleks camlı seviye göstergeleri sıvı ve gaz ortamlarda ışığın farklı şekilde kırılması ilkesine göre çalışır. Camın suya temas ettiği bölgede dışarıdan gelen ışık kırılarak sıvı ortama girer ve absorbe edilir. Ancak ışık, cam ve buharın temas ettiği yüzeyden buhar ortamına geçemez ve

tam yansımayla geri döner. Bu sayede camın su ile temas eden bölgesi koyu görünürken, buharla temas eden bölgesi açık renk ve parlak görünür.

Seviye göstergelerinin camları, özellikle de buhar tarafında, korozyon ve erozyondan dolayı hasar görmeye meyillidir. Herhangi bir korozyon ya da erozyon belirtisi, camın değiştirilmesi gerektiğini gösterir.



Şekil 2.7 Refleks camlı seviye göstergesi

Seviye göstergeleri içinde yabancı madde birikiminin önlenmesi için alt taraftaki blöf vanası vasıtasıyla periyodik olarak blöf yapılmalıdır. Seviye göstergelerinin işlev testi düzenli olarak yapılmalıdır.

2.4.4 Basınç kontrol sistemi

Kazan basıncının ölçülmesi, düzenlenmesi ve sınırlandırılması için kullanılan sisteme basınç kontrol sistemi denir.

Kazanlarda buhar basıncını ölçmek için kadran çapı en az 100 mm olan bir manometre su seviyesinden daha yüksek bir noktaya monte edilir. Manometre ve kazan arasında, sürekli su ile dolu olacak şekilde boyutlandırılmış bir sifon bulunmalıdır. Kazanda müsaade edilen en yüksek basınç değeri, manometre üzerinde kolayca görünebilecek şekilde kırmızı renkle işaretlenir. Manometre ölçüm aralığı, kazan işletme basıncı skalanın orta bölümünde kalacak

şekilde seçilmelidir. Test ve bakımlar için manometrenin önünde musluk olması tavsiye edilir.



Şekil 2.8 Manometre, musluğu ve sifonu

Kazan basıncının otomatik kontrolü için basınç siviçleri ve sensörleri kullanılır. Bu kontrolörler, kazan basıncına göre brülöre kumanda eder. Kademeli brülörlerde her bir kademe için bir basınç siviçi, modülasyonlu brülörlerde ise bir adet basınç siviçi ve bir adet basınç sensörü kullanılır.

Basınç siviçleri presostat olarak da adlandırılır. Basınç siviçleri üzerinde üst ve alt basınç olmak üzere iki adet ayar düğmesi bulunur. Kazan ayarlanan üst basınca ulaştığında, siviç elektrik devresini keser. Ayarlanan alt basınca düşülmesi halinde devre tekrar tamamlanır.



Şekil 2.9 Presostat, basınç sınırlandırıcı, basınç sensörü (soldan sağa)

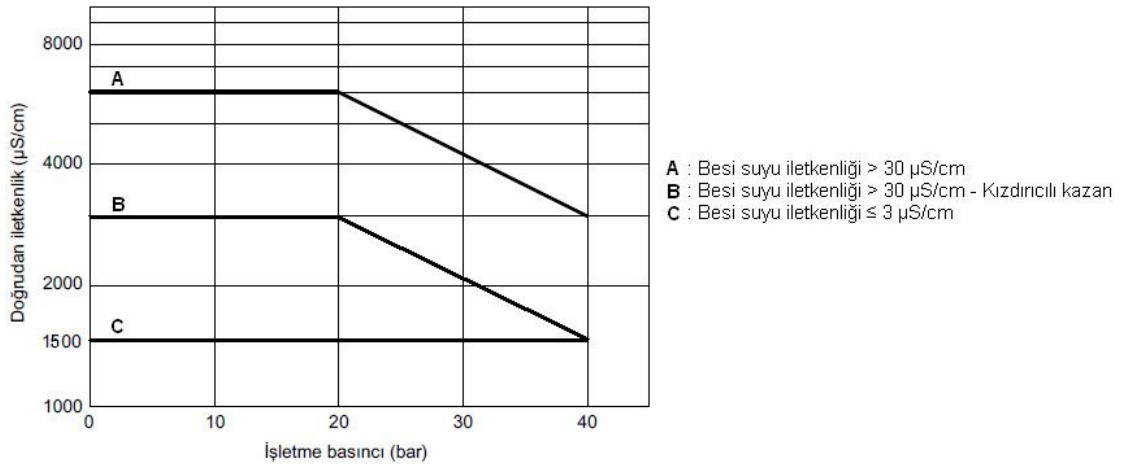
Brülörün modülasyonlu olması halinde aç-kapa mantığı ile çalışan siviçler yeterli olmaz. Modülasyon yapılabilmesi için analog veriye ihtiyaç duyulur. Bu veri basınç sensörleri (basınç transmitterleri) vasıtasıyla sağlanır. Basınç transmitterleri piezo-elektrik ölçüm

hücrelerinin basınç karşısında elektrik direncinin artması ve basınca göre değişen akım ya da voltaj değerlerinin çıkış verisi olarak kullanılması prensibine göre çalışır. Uygulamada 0 – 20 mA ya da 0 – 10 V çıkış veren transmitterler yaygındır. Brülör modülasyonu transmitter tarafından üretilen veriye göre değişir.

Buhar kazanında müsaade edilen maksimum basıncın aşılmasını önlemek üzere basınç sınırlandırıcı siviç bulunmalıdır. Maksimum basınca ulaşılması halinde basınç sınırlandırıcı siviç elektrik devresini keserek brülörün kapanmasını sağlar. Sınırlandırıcı siviç, basınç düşse dahi uzman tarafından kontroller yapılarak reset düğmesine basılmadan brülörün yeniden devreye girmesini engeller.

2.4.5 Kazan suyu iletkenliği kontrol sistemi

Kazan suyu buharlaşırken, besi suyu ile birlikte kazan içine taşınan çözülmüş yabancı maddeler geride kalır. Kazan suyu içinde çözülmüş olan katı maddeler TDS (toplam çözülmüş katı) olarak adlandırılır. Kazan suyu TDS miktarı, buharlaşma sürdükçe yükselir. Yüksek miktarda TDS içeren kazan suyu yüzeyinde köpürme oluşur. Derişim arttıkça buhar hacmi kabarcıklarla dolar ve köpük buharla birlikte tesisata taşınır. Bu durum buharın kuruluk derecesini düşürürken yüksek miktarda yabancı madde içermesine de sebep olur. Yabancı maddeler proses cihazları, kontrol vanaları, buhar kapanları vb. sistem elemanlarının kirlenmesine, performanslarının düşmesine ve arızalanmalarına sebep olur. Bu nedenle kazan suyunun içerdiği çözülmüş katı miktarı sınırlandırılmalıdır.



Şekil 2.10 Kazan suyu iletkenlik sınır değerleri

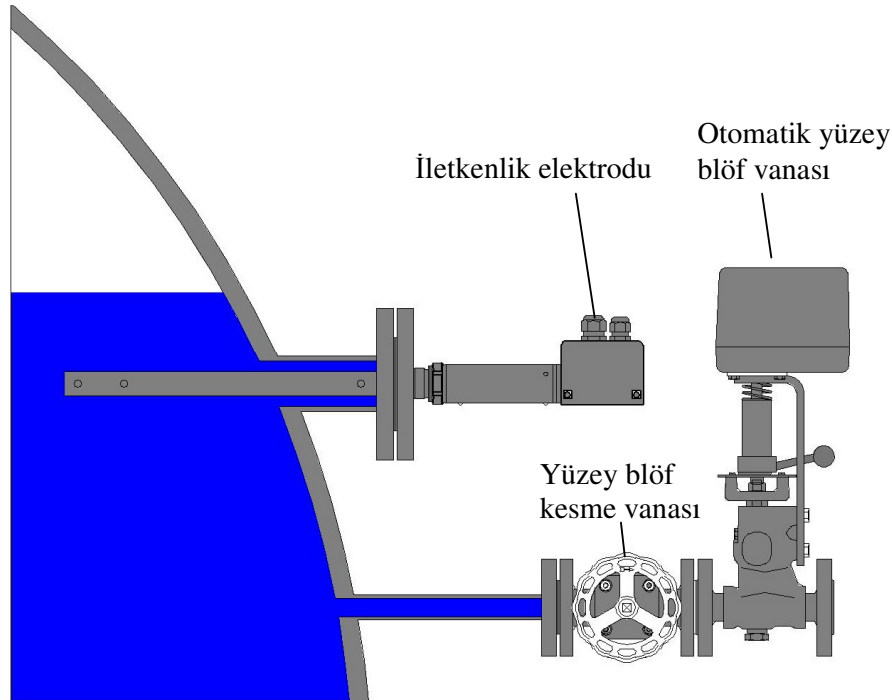
Kazan suyu TDS miktarı, yüksek derişimli suyun kazandan tahliye edilerek, yerine düşük derişimli su beslenmesi yoluyla kontrol edilir. Bu işleme *yüzey blöf* adı verilir. Yüzey blöf,

minimum su seviyesinin altına monte edilen DN20 çapta bir vana ile gerçekleştirilir. Vana, kazan buhar ürettiği müddetçe, yapılması gereken blöf miktarı kadar debiyi geçirecek şekilde belirli bir açıklıkta bırakılır ya da belirli aralıklarla açılıp kapatılır.

Yüzey blöf ile dışarı atılan yüksek sıcaklıktaki kazan suyu ile birlikte bir miktar enerji de kaybedilir. Gereğinden fazla yapılan blöf yüksek enerji kayıplarını da beraberinde getirir. Bu sebeple özellikle büyük kapasiteli sistemlerde yüzey blöf işlemlerinin otomatik kontrol sistemleri tarafından gerçekleştirilmesi tercih edilmelidir. Ayrıca EN 12953-6'ya göre buhar kazanlarının 72 saat gözetimsiz işletilebilmesi için yüzey blöf işlemi otomatik kontrolle gerçekleştirilmelidir.

Otomatik yüzey blöf sistemleri kazan TDS seviyesini sürekli ölçerek, yüzey blöf vanasının açıklığını değiştirmek suretiyle gerekli miktarda blöf yapılmasını sağlar.

Kazan suyunun TDS miktarı arttıkça elektrik iletkenliği de artar. Dolayısı ile kazan suyu iletkenliğinin ölçülmesi TDS miktarının saptanmasını sağlar. Otomatik yüzey blöf sistemlerinde iletkenlik ölçümü bir elektrot vasıtası ile yapılır. Elektrota uygulanan voltaj, elektrot ve elektrolit (kazan suyu) arasında bir gerilim farkı oluşturur. Ölçülen gerilim farkı bir transmitter vasıtasıyla analog veriye (4–20 μ A elektrik akımı) dönüştürülür. Yüzey blöf vanasını kontrol eden elektrik aktüatörü transmitterden aldığı veriye göre gerekli vana açıklığını ayarlar.



Şekil 2.11 Otomatik yüzey blöf sistemi

Suyun içindeki toplam çözünmüş katı miktarı, su kütlesinin, derişimle çarpılması ile elde edilir:

$$m_{TDS} \text{ (mg)} = m_{su} \text{ (kg)} \cdot C_o \text{ (ppm)} \quad (2.1)$$

Buhar kazanlarında yapılması gereken yüzey blöf miktarı giren ve çıkan çözünmüş katı maddeler için kütlelerin denge denklemi ile hesaplanabilir. Kazanı terk eden buharla birlikte yabancı madde taşınmadığı için bu yolla sistemden çıkan TDS de sıfırdır. Kazandan blöf yoluyla çıkan suyun derişimi, kazan suyunun derişimi ile aynıdır ve bu değer için sınırlar Şekil 2.10'da tanımlanmıştır. Kazana giren besi suyu miktarı ise kazandan çıkan toplam kütle kadar olmalıdır. Bir başka deyişle besi suyu miktarı, buhar ve yüzey blöf miktarlarının toplamı kadar olacaktır. Bu durumda eşitlik,

$$m_{yb} \cdot C_{o_i} = (m_b + m_{yb}) \cdot C_{o_{bs}} \quad (2.2)$$

$$m_{yb} = \frac{m_b \cdot C_{o_{bs}}}{C_{o_i} - C_{o_{bs}}} \quad (2.3)$$

şeklinde yazılır. Burada,

m_{yb} : Yüzey blöf debisi [kg/h]

m_b : Buhar debisi [kg/s]

$C_{o_{bs}}$: Besi suyu derişimi [ppm]

C_{o_i} : İstenen maks. derişim değeri (Bknz. Şekil 2.10) [ppm]

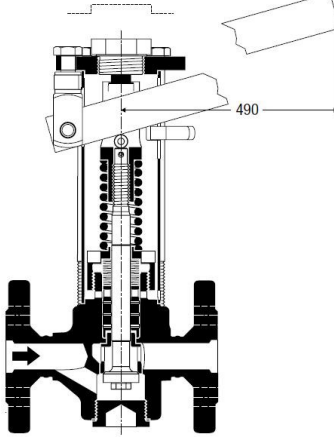
olarak ifade edilmiştir.

2.4.6 Dip blöf sistemi

Buharlaşma esnasında kazan suyunda oluşan çalkalanmanın etkisiyle katı partiküller su içinde askıda kalır. Ancak buharlaşmanın ve dolayısı ile çalkalanmanın durması ile birlikte bu askıdaki partiküller yerçekimi etkisi ile kazanın alt kısmında toplanır. Çözünmemiş bu maddeler zaman içinde çamursu bir birikim oluşturur. Oluşan çamur kazan ısı transfer yüzeylerini kaplar, ısı transferini engeller ve yüzeylerin aşırı ısınarak zarar görmesine, hatta kazanın devre dışı kalmasına sebep olur.

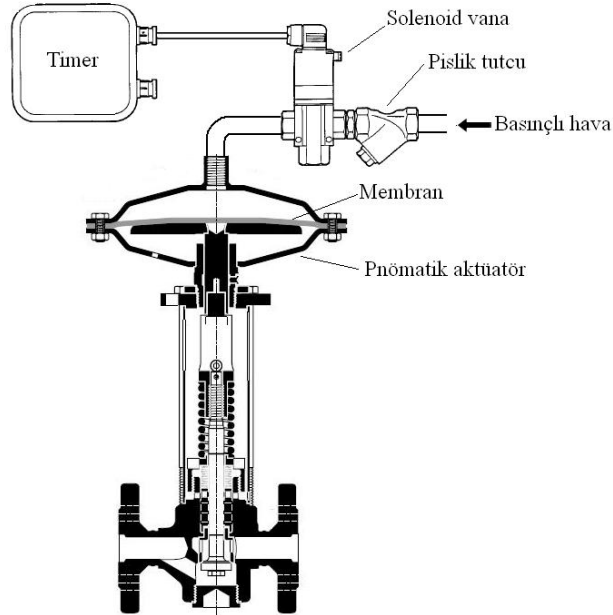
Oluşan çamursu birikimin tahliyesi, kazandan dışarı ani ve kısa süreli bir akış sağlanarak gerçekleştirilir. Bu akış, kazanın en alt noktasına yerleştirilen bir nozula bağlanan ve ani açılma özelliğine sahip bir vana ile yapılır. Bu ani tahliye işlemi *dip blöf* olarak adlandırılır. Bu işlem için üretilmiş vanalara dip blöf vanası adı verilir.

Dip blöf vanaları bir yay vasıtası ile sürekli olarak kapalı durumdadır. Vanaya bağlı bir manivelaya basarak milin hızlı bir şekilde aşağı itilmesi sağlanır. Bu sayede vana orifizi tam açılır. Kazan suyu vananın ani bir şekilde açılması ve yüksek basınç farkı sayesinde yüksek bir hızda tahliye edilirken beraberinde çökelmiş katıları da dışarı taşır.



Şekil 2.12 Dip blöf vanası

Dip blöf işlemi her 8 saatte bir 4 saniye boyunca yapılır. Bu yüzden EN 12953-6'ya göre 72 saat gözetimsiz işletme gerçekleştirilebilmesi için dip blöfün istenen periyotta otomatik olarak açılması gereklidir.

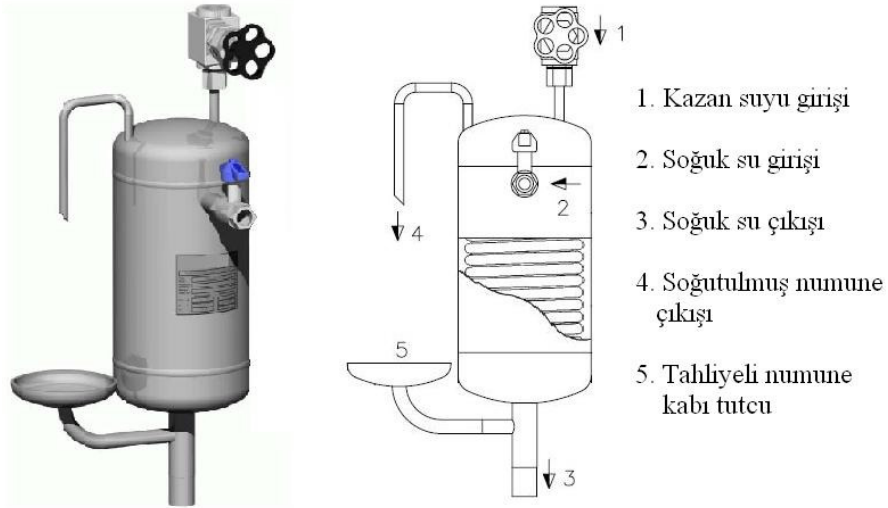


Şekil 2.13 Otomatik dip blöf sistemi

Otomatik dip blöf sistemlerinde blöf vanası pnömatik bir aktüatör ile donatılmıştır. Pnömatik aktüatöre basınçlı hava ile çalışır. Basınçlı hava aktüatör içindeki membranının şişmesini sağlayarak, mili aşağı iter. Aktüatöre bağlı basınçlı hava zamanlayıcıdan aldığı sinyale göre açılan bir solenoid vana ile kontrol edilir.

2.4.7 Numune soğutucu

Kazan suyunun iletkenlik, pH, alkali metal içeriği, toplam sertlik, karbonat sertliği değerleri ile fosfat, sodyum sülfat, klorid, silikat, demir ve oksijen derişimleri düzenli olarak analiz edilmelidir. Ancak kazan içinde basınçlı halde bulunan yüksek sıcaklıktaki doymuş suyun bir kısmı atmosferik basınca açıldığı anda buhara dönüşür. Flaş buhar olarak ayrılan saf su, alınan numunenin değerlerinin değişmesine sebep olur. Bu yüzden numunenin soğutulduktan sonra atmosferik basınca alınması gerekir. Bu soğutma işlemi numune soğutucuları vasıtasıyla yapılır.



Şekil 2.14 Numune soğutucu

Numune soğutucuları temel olarak serpantinli ısı değıştiricilerdir. Primer devreden geçen kazan suyu ısını sekondevredeki soğuk suya vererek soğur. Alınan numune yaklaşık 25°C'ye kadar soğutulur. Numune soğutucular, serpantin gücü ortalama 5 kW olacak şekilde tasarlanır.

2.4.8 Kazan su seviyesi kontrol sistemi

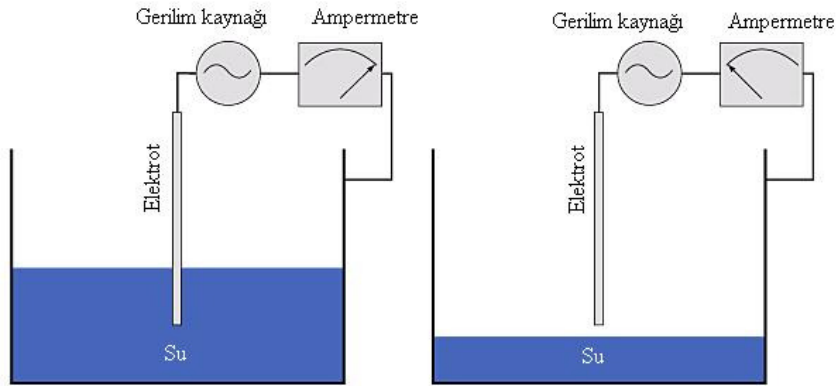
Buharlaşma sonucu kazan suyu seviyesi düşer. Kazanda eksilen su sürekli olarak su besleme sistemi tarafından tamamlanır. Su besleme sistemi tarafından kazana gönderilecek su miktarının kontrolü *su seviye kontrol sistemi* vasıtasıyla gerçekleştirilir.

Kazan su seviyesinin sürekli olarak emniyetli sınırlar içinde tutulması, buhar kazanlarında en hayati güvenlik unsurudur. Su seviyesi hiçbir koşulda duman borularının altına düşmemelidir. Yüksek sıcaklıkta duman gazı taşıyan bu boruların su seviyesinin üstünde kalması halinde aşırı ısınması kaçınılmazdır. Susuz çalışma halinde borular tavlama sıcaklığına kadar ısınabilir. Aşırı ısınan boruların tekrar su ile buluşması halinde ani ve yüksek miktarda buharlaşma gerçekleşir. Böyle bir durumda kazan basıncı çok büyük bir hızla yükselir ve kazan malzemesinin mukavemet sınırlarını zorlar. Yaşanan kazan patlamalarının çok büyük bir kısmı su seviye kontrolü hatalarından dolayı gerçekleşmektedir.

Geçmişte tüm dünyada yaygın olarak kullanılan ve yüksek hata riski taşıyan mekanik seviye kontrol sistemleri, günümüzde yerini elektronik otomasyon sistemlerine bırakmıştır. Elektronik sistemler sayesinde seviye kontrolü hatalarını minimuma indirmek mümkündür.

Elektronik seviye kontrol sistemlerinde kazan suyu içine daldırılan elektrotlar vasıtasıyla seviye ölçümü yapılır. Uygulamada iletkenlik ve sığa olmak üzere iki farklı prensibe dayanan elektrot tipleri ile karşılaşılır.

İletkenlik prensibine dayanan elektrotlara *kondüktif elektrot* adı verilir. Bu yöntemde elektrot ve kazan gövdesi arasında oluşturulan elektrik devresine gerilim uygulanır. Kazan suyu elektroda değdiği sürece devre tamamlanır, seviye elektrotun altına düştüğü anda devre kesilir. Yani kondüktif elektrotlardan alınabilecek veri on/off dijital veridir. Bu veri ile pompa, vana, alarm ya da herhangi bir rölenin açılıp kapanması sağlanabilir.

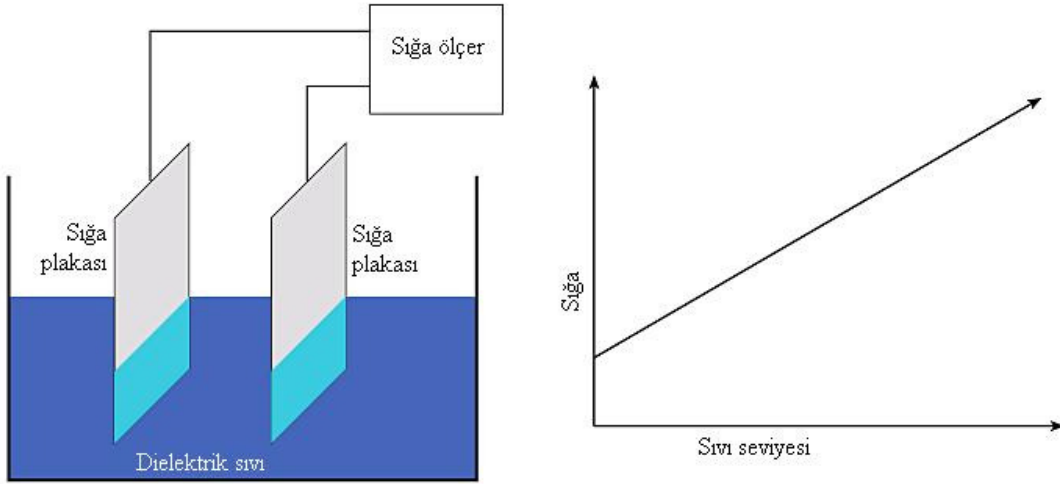


Şekil 2.15 Kondüktif elektrot çalışma prensibi

Kondüktif elektrotlar genellikle minimum ve maksimum seviye sınırlandırıcı olarak kullanılır. Seviye sınırlandırıcıları emniyetsiz işletme koşullarının oluşmasını engellemek üzere kazan üzerinde bulundurulur. Kazan su seviyesi emniyet sınırları dışına çıkarsa bu elektrotların gönderdiği sinyalle brülör ve besleme suyu pompası devre dışı bırakılır, alarm çalıştırılır. Ayrıca

kazan beslenen suyun modülasyonlu olmasının istenmediği durumlarda kondüktif elektrotlar kullanılabilir. Bu durumda pompanın çalışmasının ve durmasının istendiği seviyelere birer elektrot yerleştirilir. Bu basit seviye kontrol yönteminin en büyük dezavantajı kazana ani şekilde yüksek miktarda düşük sıcaklıkta suyun beslenmesine bağlı olarak ortaya çıkan rejim bozulmalarıdır. Özellikle ekonomizörlü sistemlerde, duman gazı ve besi suyu akışının senkronize olması istendiği için besi suyu pompasına bu elektrotların kumanda etmesi tercih edilmemelidir.

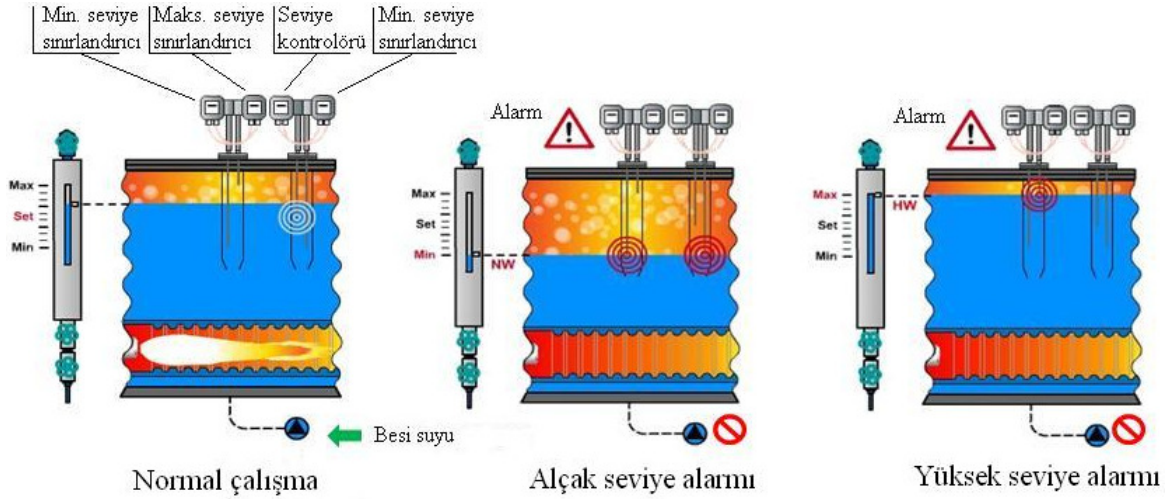
Sığa prensibine göre çalışan elektrotlar ise *kapasitif elektrot* olarak adlandırılır. Kapasitif elektrotlar iki katmandan oluşur. İki katman arasında oluşan sığa, aradaki dielektrik ortama bağlıdır. Elektrotun suya batmış olan yüksekliği değiştiğinde oluşan sığa da değişir. Bu sayede elektrotun su içinde kalan uzunluğuna bağlı olarak değişken veri elde etmek mümkündür. Bir başka deyişle kapasitif elektrotlar analog veri üretir. Üretilen analog veri ile besi suyu pompasının devri ya da besi suyu kontrol vanasının açıklığı değiştirilerek besi suyu sisteminin modülasyonlu çalışması sağlanır.



Şekil 2.16 Kapasitif elektrot çalışma prensibi

Kapasitif elektrotlarda kontrol aralığı kumanda sistemi üzerinden ayarlanabilir. Kondüktif elektrotlarda kontrol suyun elektrota değip değmemesine göre sağlandığı için kontrol aralığını değiştirmek için elektrotun uzunluğunun ya da pozisyonunun değiştirilmesi gerekir.

EN 12953-6'ya göre 72 saat gözetimsiz işletme koşullarının sağlanabilmesi için kazanın 2 adet minimum, 1 adet maksimum seviye sınırlandırıcı ve 1 adet seviye düzenleyici olmak üzere toplamda 4 elektrota sahip olması gerekir.



Şekil 2.17 EN 12953-6'ya göre 72 saat gözetimsiz seviye kontrol sistemi

2.5 Su Besleme Sistemi

Kazan içinde sürekli buharlaşarak eksilen suyun tamamlanması ve su seviyesinin istenen sınırlar içinde kalmasının sağlanması gerekir. Bu, kazan işletme basıncından daha yüksek basınç sağlayan besi suyu pompası vasıtasıyla yapılır. Alev-duman borulu kazanlarda kullanılan besi suyu pompaları santrifüj tiptedir.

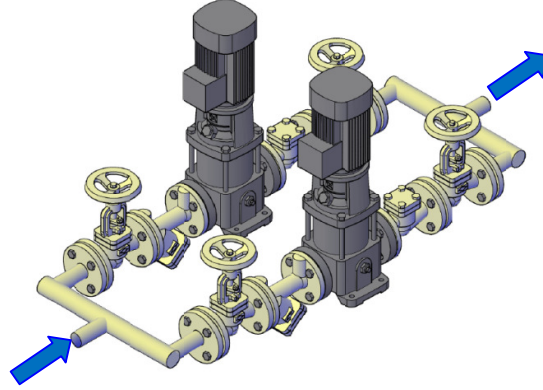


Şekil 2.18 Dik milli santrifüj pompa kesiti

Bir buhar kazanının besi suyu pompası mutlaka yedeklenmelidir. Böylece düzenli bakımlar ve olası arızalar esnasında yedek pompa devreye alınarak sistemin durması önlenmiş olur.

Her bir pompanın emme ve basma taraflarına birer adet kesme vanası koyulur. Emme tarafına ayrıca pislik tutucu da monte edilmelidir. Bu sayede tesisatta bulunması muhtemel pisliğin pompa içine girerek arızaya sebep olması engellenir. Pislik tutucu içinde bulunan filtrenin düzenli olarak temizlenmesi gerekir. Bu yüzden pislik tutucular emme vanası ve pompa

arasına yerleştirilmelidir. Böylece temizlik esnasında vana kapatılabilir. Ayrıca basma tarafındaki vana ile pompa arasına kazan suyunun geri basmasını engellemek için çek valf monte edilmelidir.



Şekil 2.19 Su besleme pompası grubu modeli

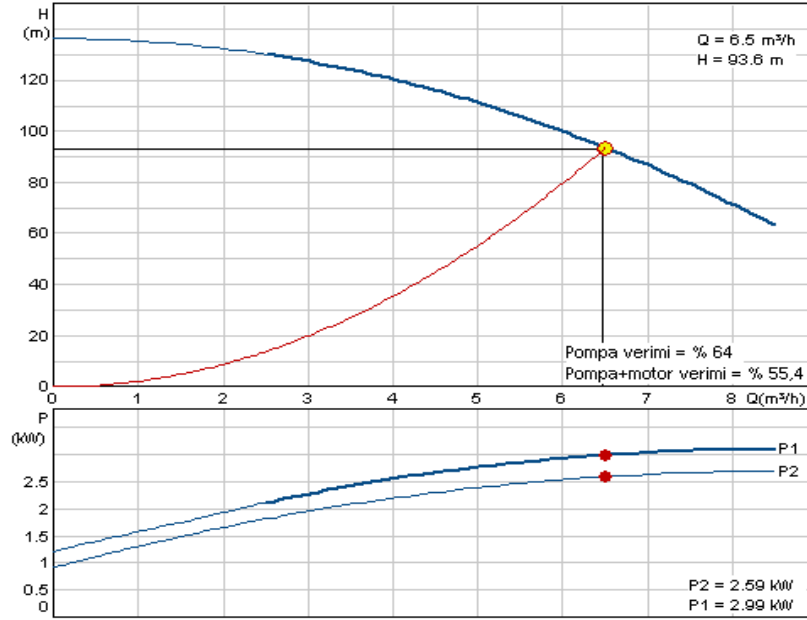
Besi suyu pompası seçiminde kazan kapasitesi, işletme basıncı ve besi suyu hattındaki basınç kayıpları göz önünde bulundurulur.

Su besleme sisteminin buhar üretimine bağlı olarak değişken miktarlarda yapıldığı sürekli (oransal) seviye kontrol sistemlerinde besi suyu pompasının debisi, kazan kapasitesinin en az 1,25 katı kadar olmalıdır. Kazan içindeki suyun minimum seviyeye gelmesi ile pompanın devreye girdiği, maksimum seviyeye ulaşıldığında ise pompanın durduğu iki noktalı (on-off) seviye kontrol sistemlerinde ise pompa debisi, kazan kapasitesinin en az 1,4 katı kadar olmalıdır.

Pompa basıncı, su besleme hattında bulunan vana, çek valf, dirsek, redüksiyon vb. elemanların yerel basınç kaybı, boru kayıpları ve kazan işletme basıncının toplamından büyük olmalıdır. Hat üzerinde, besi suyunun ön ısıtmasında kullanılan ekonomizör bulunuyorsa, ekonomizörün basınç kaybı da bu toplama eklenmelidir. Pratikte besi suyu pompasının basıncı, kazan basıncının 1,3 – 1,5 katı olarak seçilir.

Pompa debisi ve basıncı belirlendikten sonra üreticiler tarafından hazırlanmış olan performans grafikleri yardımıyla uygun pompa seçilir.

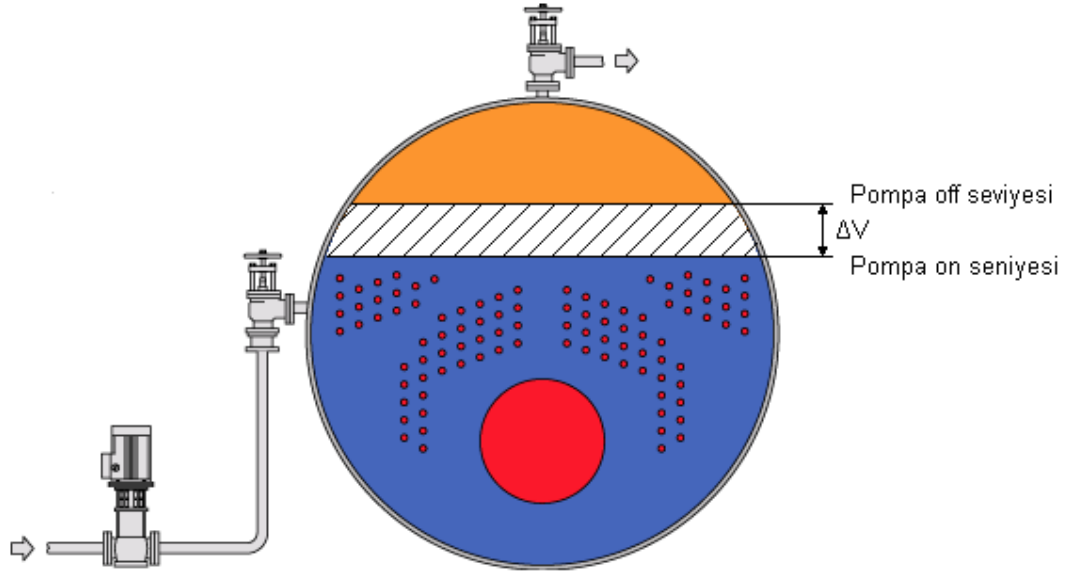
Pompa seçiminde dikkate alınması gereken diğer bir unsur ise pompa verimidir. Seçilen pompa, istenen debi ve basma yüksekliğinde maksimum verimi sağlamalıdır. Pompanın verili debi ve basma yüksekliğindeki verimi, üreticiler tarafından hazırlanan performans grafiklerinde gösterilmiştir.



Şekil 2.20 Pompa performans grafiği örneği

Su besleme sistemleri, çalışma prensiplerine göre iki noktalı ve sürekli su besleme sistemleri olmak üzere ikiye ayrılır.

İki noktalı su besleme sistemi en basit seviye kontrol sistemidir. Bu sistemde, kazan içindeki su minimum seviyeye geldiğinde pompa devreye girer. Pompa, su seviyesi maksimum noktaya gelene dek çalışır. Bu sayede kazan içindeki su seviyesinin belirlenen iki nokta arasında kalması sağlanır.



Şekil 2.21 İki noktalı su besleme sistemine sahip bir buhar kazanı

İki noktalı seviye kontrol sistemlerinin ilk yatırım maliyetleri düşüktür. Ancak bu sistemlerin kimi dezavantajları bulunur. Kazan su seviyesini minimuma düşmesiyle birlikte devreye giren besi suyu pompası, kazan su seviyesi maksimuma ulaşana dek kazana yüksek su basar. Kazan içine giren yüksek miktardaki düşük sıcaklıklı su, kazan suyunun sıcaklığını düşürür. Bu durum kazan içinde rejimin bozulmasına yol açar ve kazan basıncını düşürür. Bu yüzden pompanın devreye girmesi ile birlikte brülör yükü %40'a kadar artış gösterir. Bu durum kazanda verim düşüşüne ve buharla birlikte su sürüklenmesine sebep olur.

Ayrıca asenkron elektrik motorları ilk hareket esnasında nominal elektrik akımlarının 2 – 7 katı akım çeker. Kısa süreli dur-kalklarla çalışan bir pompanın elektrik tüketimi yükselir.

Tüm dezavantajlarına rağmen düşük kurulum maliyetleri nedeniyle özellikle küçük ve orta kapasiteli buhar kazanlarında yaygın olarak iki noktalı seviye kontrol sistemleri kullanılmaktadır.

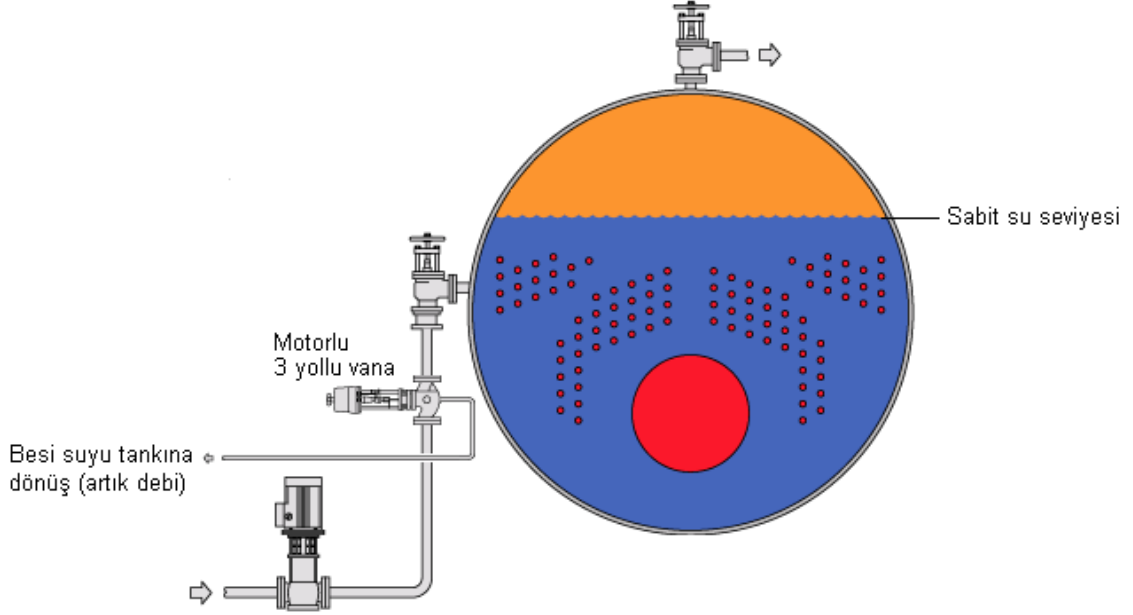
Sürekli su seviye kontrolünde ise buhar üretim miktarına bağlı olarak değişen kazan su seviyesini belirli bir noktada tutmak için kazana sürekli, ihtiyaca bağlı olarak değişen debide su beslenir. Bu sistemler, “oransal besi suyu sistemleri” olarak da adlandırılır. Bu sistemlerde, kazan içindeki su miktarındaki azalma eş zamanlı olarak besi suyu ile telafi edilir. Bu sayede kazan içine ani olarak büyük miktarda su girişi olmadığından kazan rejimi değişkenlik göstermez.

Oransal besi suyu sistemleri buhar debisinde dalgalanmalar yaşanmasını engeller ve kazan su seviyesinin stabil kalmasını sağlar.

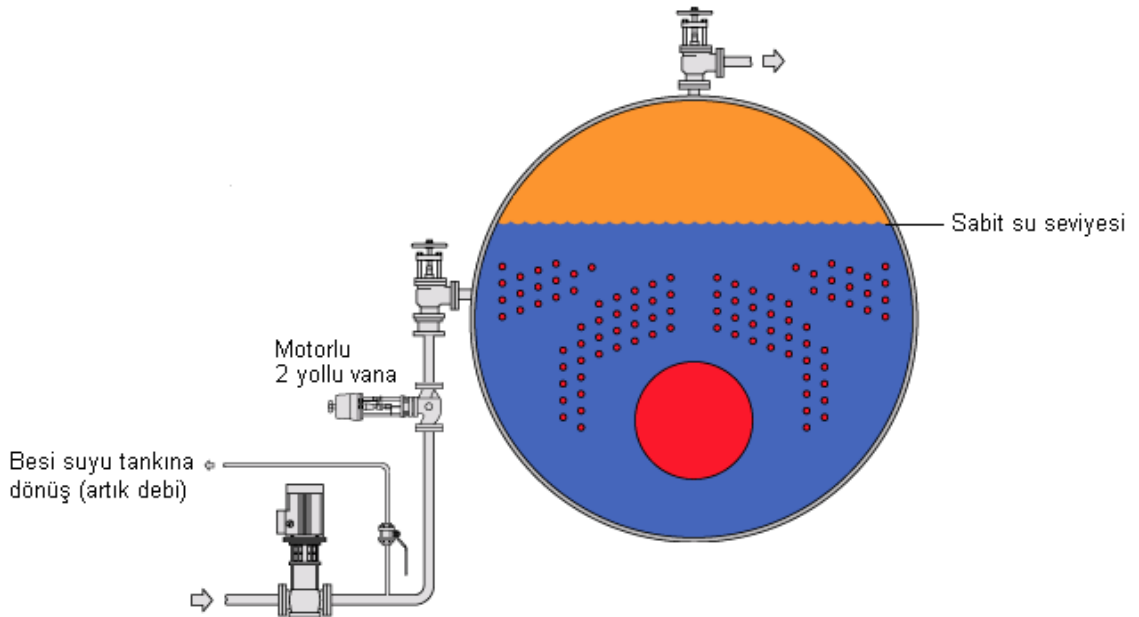
Ekonomizör vasıtasıyla atık baca gazının ısısından faydalanarak besi suyunun ön ısıtmasının yapıldığı sistemlerde oransal besi suyu düzeneğinin kullanılması özellikle tavsiye edilir. Zira bu durumlarda yakma ve besi suyu sistemlerinin eşgüdümlü çalışması ve ekonomizördeki baca gazı ve besi suyu akışlarının eşzamanlı hale getirilmesi sistem veriminin sürekli yüksek kalmasını sağlar. Aksi halde duman gazı, besi suyu akışı olmadığı durumlarda sistemi yüksek sıcaklıkta terk eder ve sistem verimi düşer.

Kazana beslenen su debisini kumanda etmenin değişik yolları mevcuttur. Sabit devirli pompa kullanılması halinde debi kontrolü pompa ve kazan arasına yerleştirilen elektrik aktüatörlü bir vana ile yapılır. Bu vana, ihtiyaca göre otomatik olarak açılıp kapanarak besi suyu debisini değiştirir. Ancak bu durumda pompanın tanımlı minimum debisinin altında çalışarak zarar görmesini engelleyecek bir önlemin alınması gerekir. Bu önlem, pompanın minimum debisi

kadar debiyi besi suyu tankına geri göndermektir. Bu resirkülasyon, kontrol vanasının üç yollu olması (Şekil 2.22) ya da iki yollu kontrol vanası kullanılıyorsa bir bypass hattı ile sağlanabilir.

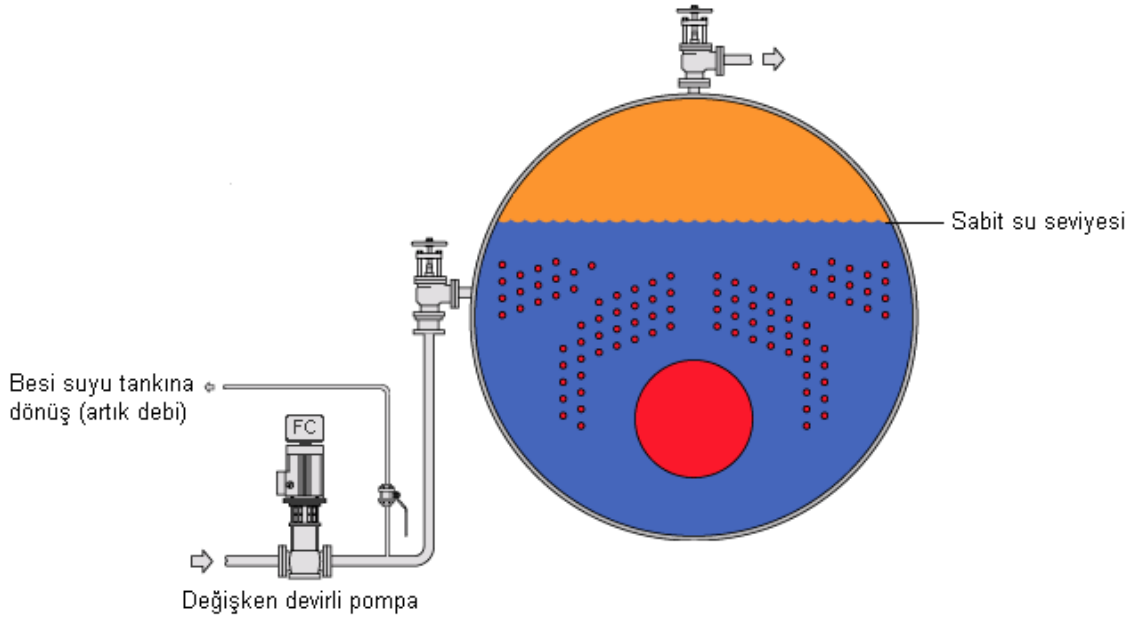


Şekil 2.22 Üç yollu vanalı oransal besi suyu sistemine sahip bir buhar kazanı



Şekil 2.23 İki yollu motorlu vana ve bypass hattı oransal besi suyu sistemine sahip buhar kazanı

Oransal besi suyu sağlamanın diğere bir yolu ise besi suyu pompası devrine kumanda etmektir. Bu tip sistemlerde besi suyu miktarı ihtiyacına göre pompa motorunu besleyen AC voltajın frekansı bir invertör vasıtasıyla değiştirilir ve buna bağılı olarak pompa devri değışir. Pompa, yüksek debi gerekmesi halinde yüksek devirde, düşük debi gerekmesi halinde düşük devirde döner. Devir kontrollü pompalı oransal besi suyu sistemi resirkülasyon hatlı ve resirkülasyon hatsız olmak üzere iki farklı şekilde uygulanabilir. Resirkülasyonlu sistemlerde (Şekil 2.11) pompa minimum devrinin sağladığı debiden daha az besi suyu ihtiyaçlarında pompanın aşırı ısınmasını engellemek için bir miktar suyu besi tankına geri gönderecek bir hat bulunur. Resirkülasyonsuz sistemlerde ise minimum devrin sağladığı debinin altındaki besi suyu ihtiyaçlarında motor kontrolörü pompayı durdurur. Bu yüzden bir resirkülasyon hattına ihtiyaç duyulmaz. Bu durumda durma ve kalkmalar arasındaki süre pompa üreticisi tarafından tavsiye edilen aralıkta olmalıdır. Ayrıca aşınmaların minimize edilmesi için pompa düşük devirle devreye girmelidir. Değışken devirli pompaların en büyük avantajı, devirle birlikte güç tüketiminin de düşmesidir. Ancak elektrik tüketimindeki düşüşün sağladığı tasarruf, bu sistemin ilk yatırım maliyeti ile birlikte değıerlendirilmelidir. Genellikle, sadece buhar ihtiyacının büyük değışkenlikler gösterdiği yüksek kapasiteli kazanlar için değışken devirli pompa sistemlerinin kullanılması doğrudur.



Şekil 2.24 Değışken devirli pompa ve resirkülasyon hattı ile oransal besi suyu sistemi

Oransal besi suyu sistemleri yüksek yatırım maliyetlerine rağmen düzenli buhar basıncı ve debisi sağlması, brülörün daha verimli çalışması, kazan ısıl gerilimlerini azaltması, buharla

birlikte sürüklenen su miktarını azaltması, pompa ve brülörde dur-kalklara bağlı aşınmaları azaltması gibi önemli avantajlara sahiptir.

2.6 Besi Suyu Hazırlama Sistemi

Şartlandırılmamış su kazan besisi suyu olarak kullanıma uygun değildir. Besi suyu, kazan işletmesi açısından zararlı maddelerden arındırılmalıdır. Standartlar besisi suyu için kabul edilen sınırları belirtmiştir (Çizelge 2.1). Kazan besisi suyu, bu standartları yerine getirecek şekilde şartlandırılmalıdır. Bu şartlandırma kimyasal ve ısı ıslah sistemleri vasıtasıyla yapılır.

Çizelge 2.2 EN 12953-10'a göre besisi suyundan istenen özellikler

Maks. işletme basıncı	bar	0,5 – 20	>20
Genel istekler		Renksiz, berrak ve çözünmüş madde içermeyen	
25°C'deki pH değeri		> 9	> 9
Toprak alkali toplamı (Ca ²⁺ +Mg ²⁺)	mmol/l	< 0,01	< 0,01
Oksijen	mg/l	< 0,05	< 0,02
Karbonik asit	mg/l	< 25	< 25
Demir	mg/l	< 0,2	< 0,1
Bakır	mg/l	< 0,05	< 0,01
Oksitlenebilme (MnVII → Mn II) KMnO4 olarak	mg/l	< 10	< 10
Yağ	mg/l	< 1	< 1

2.6.1 Besi suyunun kimyasal ıslahı

Genellikle buhar kazanı besisi suyu sistemlerinde iyi ıslah edilmiş su ya da şebeke suyu kullanılır. Bu su, askıdaki ve çözünmüş (özellikle alkali metaller, kalsiyum ve magnezyum) maddelerden temizlenmiş olmalıdır.

Kalsiyum ve magnezyum iyonları su içinde çözünmüş halde bulunur. Su endüstrisinde bu elementler, kazan taşına sebep olan elementler olarak bilinir. Bu bileşikler, ısı etkisi altında katı çökeltiler halinde kazan ısı transfer yüzeylerini kaplar. Oluşan bu kaplama, ısının duman tarafından su tarafına geçişine engel olur. Bu durum öncelikle yüksek baca gazı sıcaklıklarına ve düşük verime sebep olur. Kazan taşı kalınlığı arttıkça, metal yüzeylerinin yeterince soğutulmaması sebebiyle kazan ısı transfer yüzeyleri tahrip olur. Bu sebeple, yumuşak suyun sahip olması gereken özellikler standartlarca tanımlanmıştır.

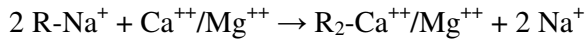
Isı etkisi altında kazan taşı oluşumu prosesi:



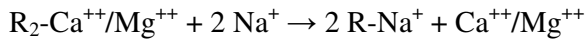
Su sertliğine sebep olan maddelerin tahliye edilmesi işlemi yumuşatma olarak adlandırılır.

Yumuşatma işlemi için iyon değiştirici reçineli sistemler kullanılır. İyon değiştiriciler, aktif absorbe edici gruplu küresel reçinelerden oluşur. Su yumuşatıcı reçineler sodyum iyonları içerir. Sert suyun iyon değiştirici üzerinden akmasıyla, sodyum iyonları, kalsiyum ve magnezyum iyonları ile değiştirilir. İşletmeye zarar verici kazan taşına sebep olan iyonlar bu sayede sudan tasfiye edilir. Reçinedeki tüm sodyum iyonlarının kalsiyum ve magnezyum iyonları ile değiştirilmesi durumunda, sodyum çözeltilisiyle (iyon değiştiriciyi rejenere eden tuz tabletleri) rejenerasyon gerçekleşir. Sodyum iyonları reçine kütlesi etrafını sararak kazan taşı oluşumuna sebep olan maddeleri tasfiye eder. Böylece İyon değiştirici suyu yumuşatmaya devam edebilir. Bu proses sonsuz kere tekrarlanabilir.

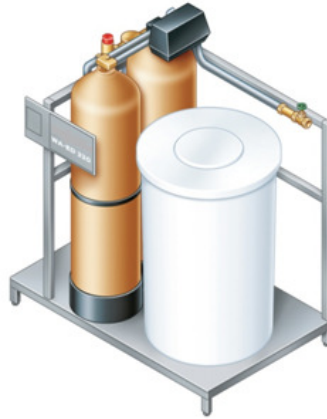
Yükleme:



Rejenerasyon:



Rejenerasyon esnasında işletmenin devam edebilmesi için yumuşatma ünitelerinde bulunan reçine yedeklenir. Bu sayede reçinelerden biri rejenere edilirken, diğeri devreye girerek işletmenin devamını sağlar. Bu sistemler tandem su yumuşatma üniteleri olarak adlandırılır.



Şekil 2.25 Tandem su yumuşatma ünitesi

Su yumuşatma ünitelerinin nominal kapasitesi, iki rejenerasyon arasında yumuşatılabilecek su miktarı ve bu suyun sertlik derecesinin çarpımı şeklinde “m³ x °dH” birimiyle ifade edilir. Bir başka deyişle bir yumuşatma ünitesi ile yumuşatılabilecek su miktarı, suyun sertliği arttıkça düşer. Su yumuşatıcı reçinenin iki rejenerasyonu arasında maksimum 7 saat olmalıdır.

Su yumuşatma ünitesi, besi suyu tankına bağlanan taze besi suyu hattına yerleştirilir.

Yumuşatılması gereken su miktarı, geri dönmeyen kondens miktarına yani ek besi suyu miktarına eşittir. Zira kullanım yerinde dönmeyen kondens taze besi suyu ile telafi edilir. Yani sisteme alınan ve yumuşatılması gereken taze besi suyunun debisi, buhar üretim miktarı ile geri dönen kondens miktarının arasındaki fark kadar olacaktır. Bu durumda yumuşatma cihazının kapasitesi aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$K \geq \frac{\dot{m}_b \times (100 - C\%)}{100} \times 7 \times H \quad (2.4)$$

Burada,

K: Su yumuşatma cihazı kapasitesi [$m^3 \times \text{°dH}$]

\dot{m}_b : Kazan buhar kapasitesi [ton/h]

C%: Kondens dönüş oranı [%]

H: Su sertliği [°dH – Alman setliği]

olarak ifade edilir. Su sertlik birimleri arasındaki ilişki aşağıdaki gibidir:

$$1 \text{°dH} = 1,79 \text{°fH} \quad ; \quad 1 \text{°dH} = 17,9 \text{ mg/l CaCO}_3 \text{ (Anglo-Amerikan)}$$

Ayrıca besi suyunun alkalilik seviyesinin korunması, arta kalan sertliğin giderilmesi ve oksijenin bağlanması için besi suyuna düzeltici kimyasallar eklenir. Bu işlem dozajlama olarak adlandırılır. Dozajlama sistemlerinde besi suyunda arta kalan sertliği almak amacıyla fosfatlar ve oksijeni bağlamak amacıyla sodyum sülfid bazlı bağlayıcılar olmak üzere iki farklı dozaj kimyasalı kullanılır. Bu sebeple her tesis için iki adet dozajlama ünitesi gerekir. Dozajlama sistemleri, dozaj tankı (50-100 litre), diyaframlı dozaj pompası ile gerekli vana ve bağlantı elemanlarından oluşur. Dozaj tankında depolanan çözelti, pompa vasıtasıyla düzenli olarak besi suyu tankına gönderilir.



Şekil 2.26 Kimyasal dozajlama ünitesi

2.6.2 Besi suyunun ısıl ıslahı

Suyun kimyasal olarak tasfiyesi ile sertlik yapıcı maddeler, bir yumuşatma sistemi sayesinde sudan uzaklaştırılır. Ayrıca, suyun içinde çözülmüş gazlar, kaçınılmaz olarak buhar kazanının içinde, buhar hatlarında ve kondens dönüş hatlarında korozyona sebep olur.

Korozyonun engellenmesi için, besi suyu içinde bulunan oksijenin oranı maksimum 0,02 mg/l olarak tanımlanmıştır. Bu değeri sağlamak için oksijen bağlayıcı kimyasallar kullanılabilir. Ancak besi suyunda bulunan tüm oksijenin kimyasallar vasıtasıyla arıtılması ekonomik değildir. Bu sebeple, yumuşatma sisteminden gelen ek besi suyu, bir gaz alma sisteminde, prosten dönen kondensle birlikte ısıl olarak da işlenerek gazlardan arındırılır. Bu gaz alma sistemi degazör olarak adlandırılır.

Degazörler gaz alma kapasitelerine göre iki gruba ayrılabilirler: tam gaz almalı degazörler, kısmi gaz almalı degazörler.

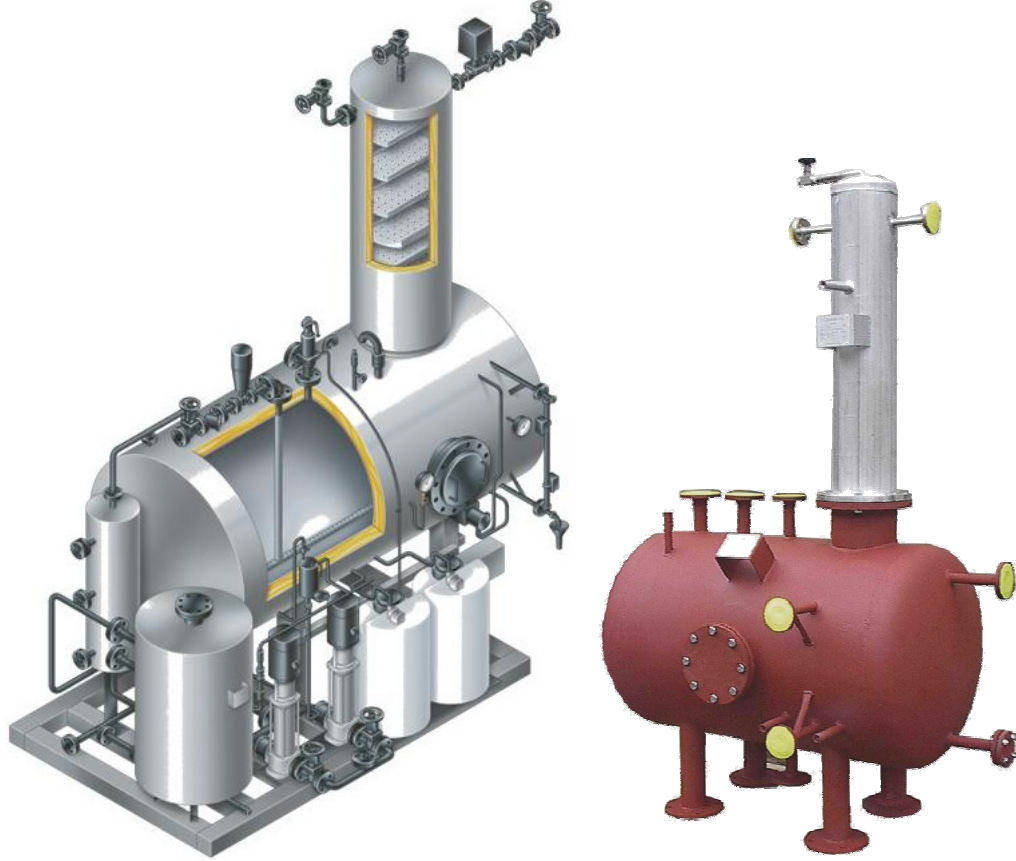
Tam gaz almalı degazörler, genellikle 0,2 – 0,5 bar(g) pozitif basınç altında çalışır. Bunun için kazanda üretilen buhar kullanılır. Besi suyu bu sayede 102°C'ye yükseltilir. Bu sıcaklık altında besi suyu içindeki çözülmüş karbondioksit tamamen tasfiye olurken, oksijen derişimi 0,02 mg/l'nin altına iner.

Tam gaz alma sistemleri, bir besi suyu tankı ve bu tankın üzerine monte edilmiş bir degazör domundan oluşur. Prosten dönen kondens ve yumuşatma sisteminden gelen ek besi suyu degazör domunun üst kısmından girer. İşlemden geçen su alttaki besi suyu tankında depolanır.

Besi suyu tankı, korozif gazlardan arındırılmış besi suyunu kazan besleme üzere hazır bulunduran tanktır. Genellikle St 37 çelik malzemedden üretilir. Tank içinde, düşük basınçlı buharı dağıtmak üzere delikli borudan üretilmiş bir difüzör bulunur. Boru üzerindeki deliklerden dağıtılan buhar, tankın içindeki suyun içinden geçerek domaya doğru ilerler. Bu sırada tank içindeki suyu ısıtır. Besi suyu tankı hacmi genellikle 1 saatlik buhar çekişini karşılayacak besi suyunu hazır bulunduracak şekilde seçilir. Ancak büyük kapasitelerde (≥ 10 t/h) tank hacmi 30 – 45 dakikalık besi suyunu depolayacak şekilde seçilebilir. Isı kayıplarının önlenmesi için tank ve dom izole edilmelidir.

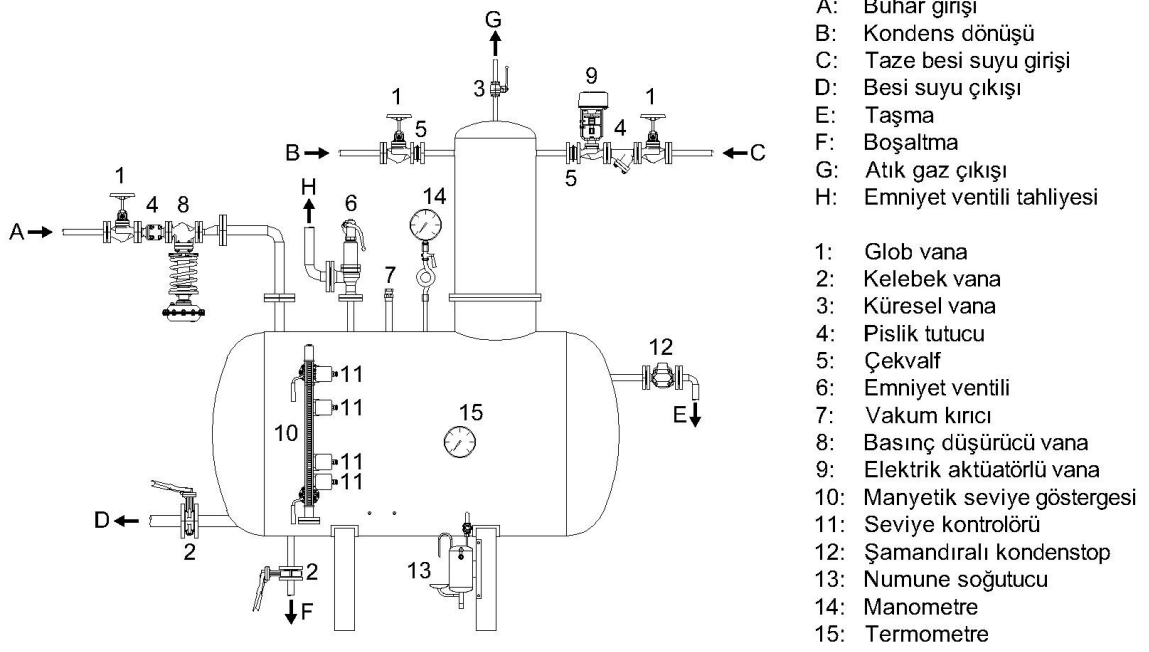
Degazör domu, besi suyu içinde bulunan korozif gazların ekstrakte olduğu bölümdür. Bu bölümde yoğun miktarda korozyon riski bulunduğu için dom tamamen paslanmaz çelik malzemedden (EN 1.4301 – 1.4404) üretilir. Dom içinde delikli kaskat plakalar bulunur. Domun üst noktasından degazöre giren taze su plaka üzerindeki delikler sayesinde damlalar halinde bir alttaki plakaya doğru akar. Kaskat plakalar, suyun eşit olarak dağılmasını ve

mümkün olan en büyük temas yüzeyini sağlar. Plakalardan aşağıya damlayan su damlacıkları, ters yönden gelen sıcak buharla karşılaşarak kaynama noktasına ulaşır. Damlalar içinde bulunan çözülmüş gazlar sıcaklık etkisiyle sudan ayrılarak, buharla birlikte yukarı doğru hareket eder. Sudan ayrılan gazlar ve atık buhar, domun tepe noktasından atmosfere atılır.



Şekil 2.27 Tam gaz almalı degazör

Tam gaz almalı degazörlerde besi suyu basınç altında 102°C 'ye ısıtıldığı için, suyun pompa emişinde buharlaşma riski bulunur. Buhar, pompa çarkında kavitezyon etkisi ile hasar oluşturur ve pompanın devre dışı kalmasına sebep olur. Bu yüzden pompa emişinde buharlaşmanın engellenmesi için statik basınç oluşturulmalıdır. Bu statik basınç degazörün pompadan yaklaşık olarak 3,5 m yükseğe yerleştirilmesiyle sağlanır. Kazan dairelerinde degazörü istenen yüksekliğe yerleştirebilmek için beton ya da çelik konstrüksiyondan platform bulunur.



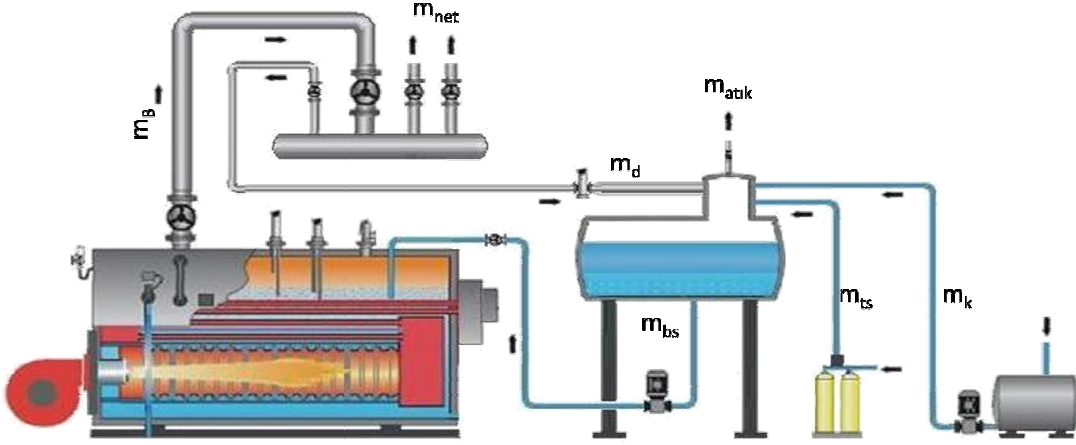
Şekil 2.28 Tam gaz almalı degazör armatür grubu

Tam gaz almalı bir degazöre beslenmesi gereken buhar miktarının hesaplanması, buhar üretim sisteminin net buhar kapasitesini belirlemek için gereklidir. Şekil 2.28’de görülen degazörün dış cidarlarının sistem sınırı olarak kabul edilmesi halinde giren ve çıkan kütle dengesi yazılarak hesaplanabilir:

$$\dot{m}_d = \frac{\dot{m}_{bs} \cdot h_{s@102^\circ\text{C}} + \dot{m}_{atik} \cdot h_{b@0,2\text{bar}} - \dot{m}_k \cdot h_{s@90^\circ\text{C}} - \dot{m}_{ts} \cdot h_{s@18^\circ\text{C}}}{h_{b@0,2\text{bar}}} \quad (2.5)$$

Burada besi suyu debisi (\dot{m}_{bs}) kazan buhar kapasitesine eşittir. Atık buhar debisi (\dot{m}_{atik}) ise kazan kapasitesinin %0,2-0,5’i kadardır. Prosesten dönmeyen kondensin telafisi için degazöre ek besi suyu gönderilmelidir. Degazöre beslenen buhar yoğuşarak tank içindeki suya karışacağı için taze su debisi (\dot{m}_{ts}), besi suyu debisinden kondens (\dot{m}_k) ve degazöre beslenen buhar debisinin (\dot{m}_d) çıkartılması ile bulunur. Bu durumda 2.5 numaralı denklem aşağıdaki gibi yazılabilir:

$$\dot{m}_d = \frac{\dot{m}_b \cdot (h_{s@102^\circ\text{C}} + 0,005 \cdot h_{b@0,2\text{bar}} - h_{s@18^\circ\text{C}}) - \dot{m}_k \cdot (h_{s@90^\circ\text{C}} - h_{s@18^\circ\text{C}})}{h_{b@0,2\text{bar}} - h_{s@18^\circ\text{C}}} \quad (2.6)$$



Şekil 2.29 Degazöre giren ve degazörden çıkan debiler

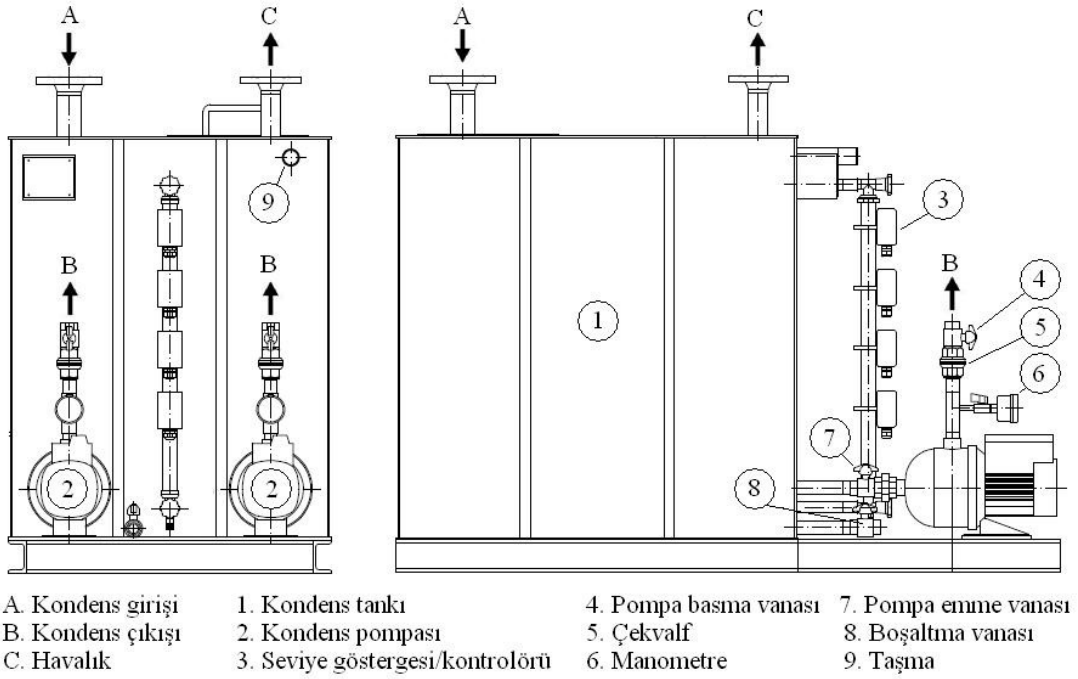
Kısmi gaz alma tesislerinde klasik bir degazör domu mevcut değildir. Bu sistemler 95°C gaz alma sıcaklığında, atmosferik olarak çalışır. Bu sistemlerde oksijen derişimi yaklaşık olarak 1 mg/l'ye kadar düşürülebilir. Başka bir deyişle kısmi gaz almalı degazörlerin performansı, tam gaz almalı sistemlere göre yaklaşık 20 – 50 kat düşüktür. Bu tip tesislerde, geride kalan oksijeni bağlamak için daha fazla miktarda düzeltici kimyasal dozajı yapılmalıdır. Sürekli kimyasal dozajı işletme maliyetini büyük oranda arttıracığı için kısmi gaz almalı degazörlerin çok küçük kapasiteler dışında kullanılması tavsiye edilmez.

2.7 Kondens toplama istasyonu

Prosesten dönen kondens yüksek miktarda ısı taşımalarının yanı sıra buhar kazanında kullanmak için ideal olan damıtılmış sudur. Bu yüzden sistemde yoğuşan buharın mümkün olan en düşük kayıpla besi suyu sistemine geri dönmesi gereklidir. Bu sayede gerek ısıl gerekse kimyasal besi suyu ıslah maliyetleri düşürülür.

Proseste oluşan kondens toplanarak kazan dairesinde bulunan kondens tankında biriktirilir. Kondens tankı genellikle St 37 çelik malzemedden üretilir ve izole edilir. Tank hacmi genellikle 1 saatte oluşan kondensi depolayabilecek seçilir. Ancak büyük kapasitelerde (≥ 10 t/h) tank hacmi 30 – 45 dakikalık besi suyunu depolayacak şekilde seçilebilir.

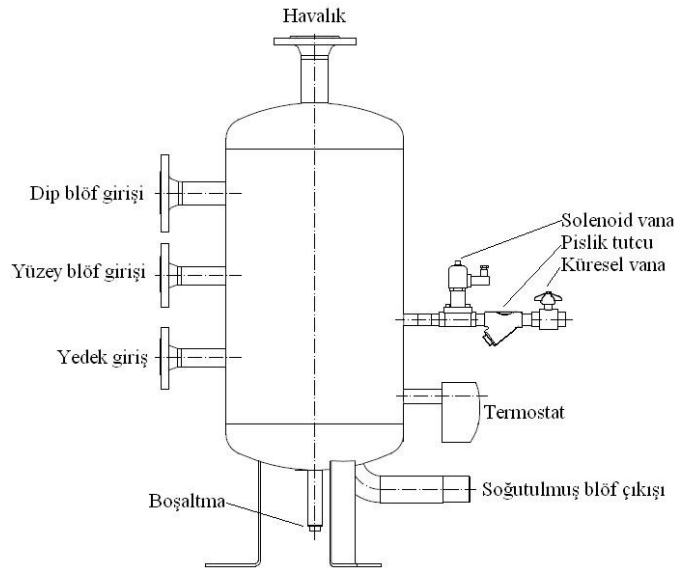
Tankta biriken kondens, pompa vasıtasıyla degazöre gönderilir. Sistemdeki pompa arıza risklerine karşı ikinci bir pompa ile yedeklenmelidir. Kondens seviyesi maksimuma ulaştığı anda tank üzerinde bulunan seviye kontrolörü pompaya çalışma sinyali gönderir. Minimum seviyeye ulaşılması ile birlikte kontrolör pompayı durdurur. Tank, kontrol sistemi, gerekli vana ve göstergelerle birlikte bu sisteme *kondens istasyonu* adı verilir.



Şekil 2.30 Kondens istasyonu

2.8 Blöf soğutma tankı

Yüzey ve dip blöf yoluyla kazandan tahliye edilen yüksek sıcaklıktaki su kanalizasyon hatlarına zarar verir. Bu sebeple blöf suyu atılmadan önce uygun sıcaklığı düşürülmelidir. Bu işlem blöf soğutma tankları ile gerçekleştirilir.



Şekil 2.31 Blöf soğutma tankı

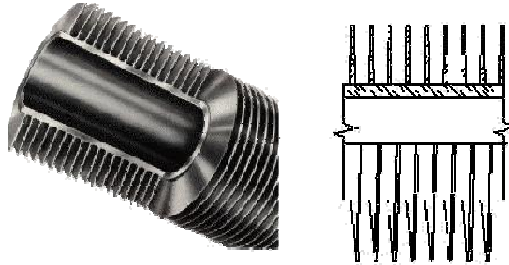
Blöf soğutma tankları atmosfere açık sistemlerdir. Tank minimum 0,5 bar tasarım basıncında St 27 çelik malzemeden üretilir. Tank üzerindeki bir termostat, içerdeki su sıcaklığı $\sim 35^{\circ}\text{C}$ 'yi geçmeyecek şekilde soğuk su girişi sağlamak üzere bir solenoid vanaya kumanda eder. Soğuk su ile karışarak sıcaklığı düşen blöf suyu tanktan kanalizasyona atılır.

2.9 Ekonomizör

Duman gazı sıcaklığı, doymuş buhar sıcaklığının $50-80^{\circ}\text{C}$ üzerinde kazanı terk eder. Bu sıcaklıkta duman gazları yüksek miktarda enerji taşır. Bu enerjinin geri kazanılması için ekonomizörler kullanılır.

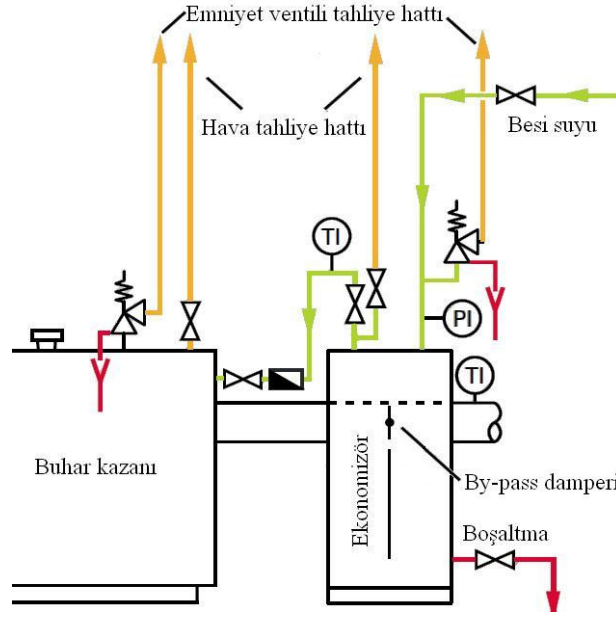
Ekonomizörler genel olarak besi suyunun ön ısıtması için tasarlanır. Degazörden çıkan besi suyu 102°C 'dir. Baca gazından sağlanan atık enerjinin geri kazanılmasıyla, besi suyu yaklaşık olarak 130°C sıcaklığa yükseltilir ve buhar kazanına girer. Bu sırada baca gazı (yaklaşık 130°C 'ye) soğutulur.

Uygulamada en çok karşılaşılan ekonomizör tipi kanatlı borulu ekonomizörlerdir. Bu tip ekonomizörlerde DN25 – DN32 çap aralığında, St 35-8 çelik borular kullanılır. Isı transfer yüzey alanını arttırmak amacıyla boruların üzerinde spiral sarım halinde kaynatılmış kanatçıklar bulunur. Bu borular dirsek ve kolektörlerle birbirine bağlanarak serpantin haline getirilir. Isıtılan su bu serpantinin içinden geçer. Duman gazı ise serpantinin dışında, çelik bir gövde içinde akar. Bu gövdenin 50 mbar basınca göre tasarlanması yeterlidir. Gövde, gaz sızıntısını tamamen engelleyecek şekilde kaynakla birleştirilmelidir.



Şekil 2.32 Spiral kanatlı çelik boru

Ekonomizör ve kazan arasındaki su bağlantısı üzerinde kesme vanası yerleştirilen tesisat uygulamalarında ekonomizör üzerinde emniyet ventili ve duman gazı by-pass tertibatı bulunmalıdır.



Şekil 2.33 Kapatılabilir nitelikte bir ekonomizör uygulaması

Çelik malzemeden imal edilen ekonomizörlerde baca gazında bulunan su buharının yoğuşması halinde korozyon etkisiyle kısa sürede boru delinmeleri ortaya çıkar. Bu yüzden baca gazının sıcaklığı belirli bir noktanın altına düşürülmemelidir. Ekonomizöre giren suyun sıcaklığının yakıt ve yakma havası miktarına göre 50-70°C ile sınırlanması ile yoğuşma riski ortadan kaldırılır.

Doğalgaz, LPG, motorin gibi kükürt içermeyen yakıtların duman gazı, uygun malzemeden yapılan ekonomizörler vasıtasıyla yoğuşturularak önemli miktarda ısı geri kazanımı gerçekleştirilebilir. Yoğuşma enerjisinden etkin olarak yararlanabilmek için ısıtılacak suyun 40°C'nin altındaki sıcaklıklarda ekonomizöre girmesi gereklidir. Özellikle kondens dönüş oranının düşük olduğu proseslerde sisteme giren düşük sıcaklıklı taze besleme suyu miktarlarının yüksek olmasından dolayı yoğuşmalı ekonomizörlerin kullanılması uygundur.

Yoğuşmalı ekonomizörler EN 1.4571 (ASTM 316TI) ya da EN 1.4539 (ASTM 904L) paslanmaz çelik malzemeden üretilir. Bu tip ekonomizörlerde kanatlı boru kullanılması doğru değildir. Zira yoğuşan sıvı kanatların arasını doldurarak ısı transferini olumsuz yönde etkiler.

Baca gazının yoğuşması sonucu ortaya çıkan sıvı kuvvetli asidik özellik taşır. Bu sıvının kanalizasyona gönderilmeden önce nötralize edilmesi gerekir. Bu işlem için üretilmiş granül veya sıvı halde kimyasallar kullanılır.

2.10 Baca

Bacaların görevi yanma sonucu oluşan duman gazlarının açık havaya güvenli bir şekilde iletmektir. Baca içinde bulunan sıcak gazlarla, dışarıda bulunan düşük sıcaklıklı hava arasındaki özkütle farkı baca çekişi etkisini doğurur. Bu çekiş baca içinde negatif basınç oluşturur. Oluşan negatif basınç dış hava sıcaklığına ve rüzgar durumuna bağlıdır.

Çekişinin sağlanması için baca içindeki duman gazları ve dış hava sıcaklığı arasındaki farkın korunması gerekir. Bu sebeple bacalar izole edilir. İzolasyon aynı zamanda baca gazının yoğunlaşma sıcaklıklarının altına düşerek bacanın korozyona uğramasını engelleme amacını taşır.

Duman gazının baca içinde yoğunlaşması halinde bacanın delinmesini engelleme maksadıyla çok katmanlı bacalar kullanılır. Bu tip bacalarda duman gazı ile temas eden iç cidar paslanmaz çelik malzemedendir imal edilir. Paslanmaz çelik iç cidarın dışında izolasyon malzemesi bulunur. En dış katman ise bacanın kendi kendisini taşıma özelliğine sahip olup olmamasına göre değişir. Kendini taşıyabilen bacalarda dış katman uygun kalınlıkta taşıyıcı bir çelik silindir şeklinde üretilir. Ayrıca taşıyıcı bir sisteme ihtiyaç duyan bacalarda ise dış cidar sadece izolasyon kılıfı olarak ince çelik ya da alüminyum malzemedendir imal edilir.

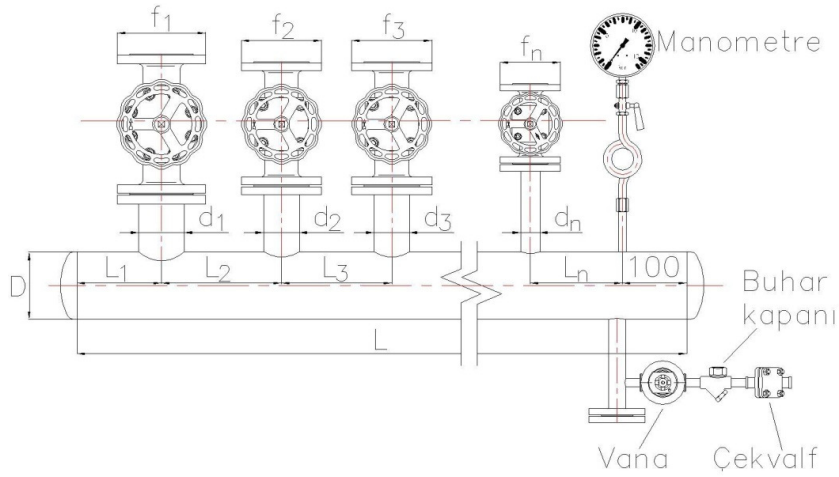
Bacaların boyutlandırılması ile ilgili bilgiler ve hesap yöntemleri EN 13384 numaralı standartta bulunabilir. Bununla birlikte metal bacalar için düzenlemeler EN 1856 numaralı standartta ayrıntılı olarak belirtilmiştir.

3. BUHAR DAĞITIM SİSTEMİ

Kazanda üretilen buharı prosese taşıyan sisteme buhar dağıtım sistemi denir. Buharın istenen basınç, kalite ve miktarda buhar kullanan cihazlara taşınması; enerji kayıplarının minimumda tutarak, yüksek verimli bir sistem elde edilmesi tekniğe uygun tasarlanıp, kurulmuş ve iyi işletilen bir buhar dağıtım sistemi ile mümkündür. Buhar dağıtım sistemi buhar kolektörü, ana dağıtım boruları, tâli dağıtım boruları ve hat üzerindeki armatürlerin toplamından oluşur.

3.1 Buhar Kolektörü

Buhar kolektörü, buhar dağıtım hattının başlangıç noktasıdır. Kazanların buhar çıkış ağları boru hatları ile kolektöre bağlanır ve kolektör üzerindeki flanşlardan zonlara dağıtılır. Bir buhar kolektörü üzerinde buhar giriş vanası/vanaları, buhar çıkış vanaları, manometre ve kondens tahliyesi için bir drenaj hattı bulunur. Drenaj hattı üzerin vana, buhar kapanı ve çekvalf bağlanır.



Şekil 3.1 Buhar kolektörü

$$D = \sqrt{d_1^2 + d_2^2 + d_3^2 + \dots + d_n^2} \quad (3.1)$$

n adet vana için kolektör çapı 2.7 numaralı denklemde gösterildiği şekilde hesaplanır. Hesaplanan çap ölçüsünü kapsayan nominal çapta boru seçilir. Kolektör uzunluğu üzerine vana adet ve çaplarına göre değişkenlik gösterir.

$$L = L_1 + L_2 + L_3 + \dots + L_n + 100 \quad (3.2)$$

$$L_1 = 100 + \frac{f_1}{2} \quad (3.3)$$

$$L_2 \geq 75 + \frac{(f_1 + f_2)}{2} ; L_3 \geq 75 + \frac{(f_2 + f_3)}{2} ; \dots ; L_n \geq 75 + \frac{(f_{n-1} + f_n)}{2} \quad (3.4)$$

2.10 numaralı denklemde L_2 uzunluğu hesaplanırken, özellikle DN150 ve üzerindeki çaplarda, monte edilecek vananın çarkına rahat müdahale edilebilecek mesafenin bırakıldığından emin olunmalıdır.

Vanalar, mil eksenleri aynı hizaya gelecek şekilde kollektöre monte edilir. Bu durumda kollektöre bağlı olan flanş boyunlarının yüksekliği, flanş çapına bağlıdır. En büyük çaplı flanşın boynu en kısa olur. Flanş boyunlarının minimum yüksekliği, kollektör izole edildikten sonra vana bağlantı cıvatalarına pay kalacak şekilde belirlenmelidir. Bu yükseklik uygulamada 120 mm civarındadır.

Kollektörde oluşan kondensin tahliyesi için alt tarafa bir cep yapılarak, bu cebe buhar kapalı grubu monte edilmelidir. Ayrıca buhar basıncını okuyabilmek için 100 mm'den büyük çapa sahip bir manometre, bir sifon vasıtasıyla kollektöre bağlanmalıdır.

3.2 Ana Dağıtım Hatları

Buhar kollektöründen çıkarak, zonlara buhar taşınmasını, buharın tâli hatlar vasıtasıyla kullanım yerine ulaşmasını sağlayan boru sistemi ve armatürlerin toplamına *ana buhar dağıtım hatları* denir.

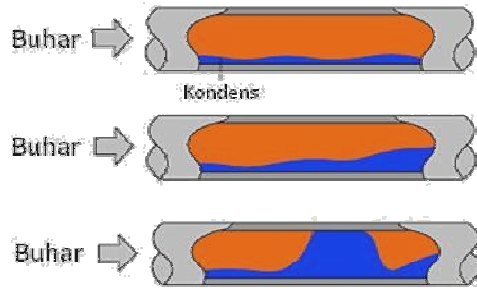
Buhar sistemlerinde ana buhar dağıtım hatlarında büyük çaplarda kullanılmasından dolayı yüksek ısı kayıplarının oluşması söz konusudur. Bu sebeple ana hatlarda ısı kayıplarını minimize edecek yalıtım önlemlerinin alınması sistem veriminin yüksek seviyelerde tutulması için zorunludur. Hat her ne kadar yalıtılsa da ışıma yoluyla kaybedilen ısı bir miktar yoğunlaşmaya sebep olur. Hatta oluşan kondens oranı buhar sıcaklığına, dış ortam sıcaklığına uygulanan yalıtımın performansına bağlıdır. Verimli bir buhar dağıtım sisteminin sağlanabilmesi için ısı kayıplarını ekonomik minimum noktada tutabilecek optimum yalıtım malzemesi ve kalınlığının belirlenmesi gerekir. Optimum yalıtım kalınlığının belirlenmesinde yatırım maliyeti, boru içinde taşınan ısı miktarı, boru çapı ve hat sıcaklığı göz önünde bulundurulur. Dış ortamdaki boru hatlarında rutubet ve rüzgar faktörleri de göz önünde bulundurulmalıdır.

Buhar hattı yalıtımında en yaygın olarak kullanılan yalıtım uygulaması dışı alüminyum ile kaplanan taş yünüdür. Bununla birlikte alüminyum kaplı fiberglas ve kalsiyum silikat da diğer yaygın yalıtım malzemeleridir. Özellikler dış ortamda bulunan hatlarda yalıtımın ezilmesi ve ıslanmasına karşı önlem alınmalıdır. Zira yalıtımın ıslanması halinde ısı kayıpları 50 kata kadar artabilir.

Emniyet ventilleri hariç olmak üzere hat üzerinde bulunan boru, flanş ve vanalar gibi tüm

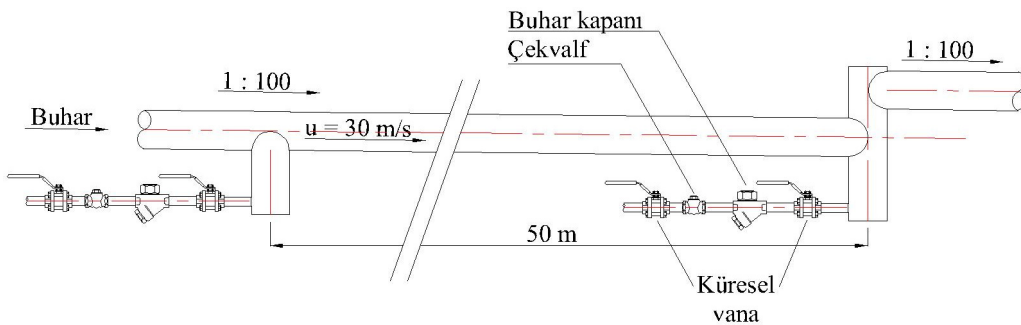
sıcak yüzeylerin yalıtılması önemlidir. Özellikle bakımlar esnasında flanş cıvatalarına kolay erişim için flanşların izolasyonsuz bırakılması yaygın olarak yapılan bir yanlıştır. Bu işlem yaklaşık yarım metre boruyu yalıtımsız bırakmaya denktir. Gönümüzde vana, flanşlı bağlantı vb. bakım gerektirebilecek elemanların yalıtımı için kolay sökülüp takılabilen prefabrik izolasyon malzemeleri bulunmaktadır.

Isı kayıplarının sebep olduğu yoğuşma sonucu oluşan kondensin hatta birikmesinin önlenmesi gerekir. Hatta kondens birikimine izin verilirse, ortalama 30 m/s hızla akan buhar, kondensin normalin çok üzerinde hızlanarak yüksek momentum ve kinetik enerji kazanmasına sebep olur. Bu yüksek enerji, kondensin karşılaşacağı vana, dirsek vb. akışın yönünün değiştiği noktalarda çekiç sesi benzeri bir gürültü çıkartarak, bu elemanların zaman içinde zarar görmesine sebep olur. Bu olaya *koç darbesi*, *su koçu* ya da *su çekiçlemesi* adları verilir.



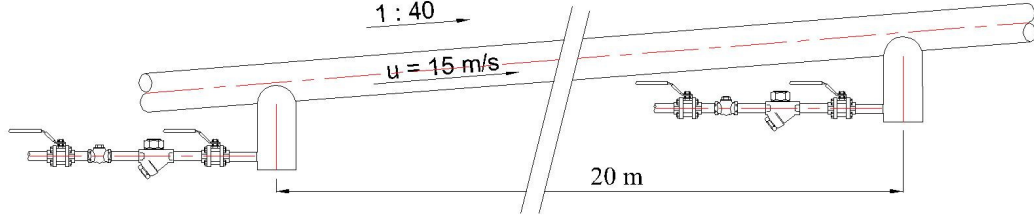
Şekil 3.2 Koç darbesi oluşumu

Hat içinde oluşan kondensin birikiminin önlenmesi için buhar tesisatı akış yönünde %1 eğimle alçalarak şekilde döşenmelidir. Bu sayede kondensin yerçekimi etkisiyle drenaj noktalarına akması sağlanır. Bu şekilde tasarlanan bir tesisatta buhar hızı 30 m/s civarında olmalı, drenajlar arasındaki mesafe ise 50 metreden uzun olmamalıdır. Uzun boru hatlarında bu eğimin yaratacağı yükseklik farkını düşürmek için sınırlamak için kimi drenaj cepleri istenen yüksekliğe kadar uzatılır ve boru hattı bu uzantının üst noktasından yine %1 eğimle devam ettirilir.



Şekil 3.3 Ana buhar dağıtım hattı yerleşimi

Buhar hatlarının sürekli olarak akış yönünde eğime sahip olmasının gerekmesi ile birlikte her mahalde bu durumu sağlamak mümkün olmayabilir. Yer şekli ya da mimari zorunluluklardan dolayı buhar hattının akış yönünde yükselmesi gerekebilir. Bu durumda hat eğimi %2,5, buhar hızı ise 15 m/s olacak şekilde tasarım yapılmalıdır. Hat gerekli yüksekliğe ulaştıktan sonra akış yönünde eğim uygulamasına geri dönmelidir.



Şekil 3.4 Ana buhar dağıtım hattına akıma ters eğim verilmesi

Ana dağıtım hatlarında DIN 2448'e uygun St 35 – St 52 malzemedен üretilmiş dikişsiz çelik borular kullanılır. Yüksek sıcaklıklı kızgın buhar tesisatlarında ise krom, molibden vb. alaşımli, yüksek mukavemet değerlerine sahip malzemedен üretilmiş borular kullanılır.

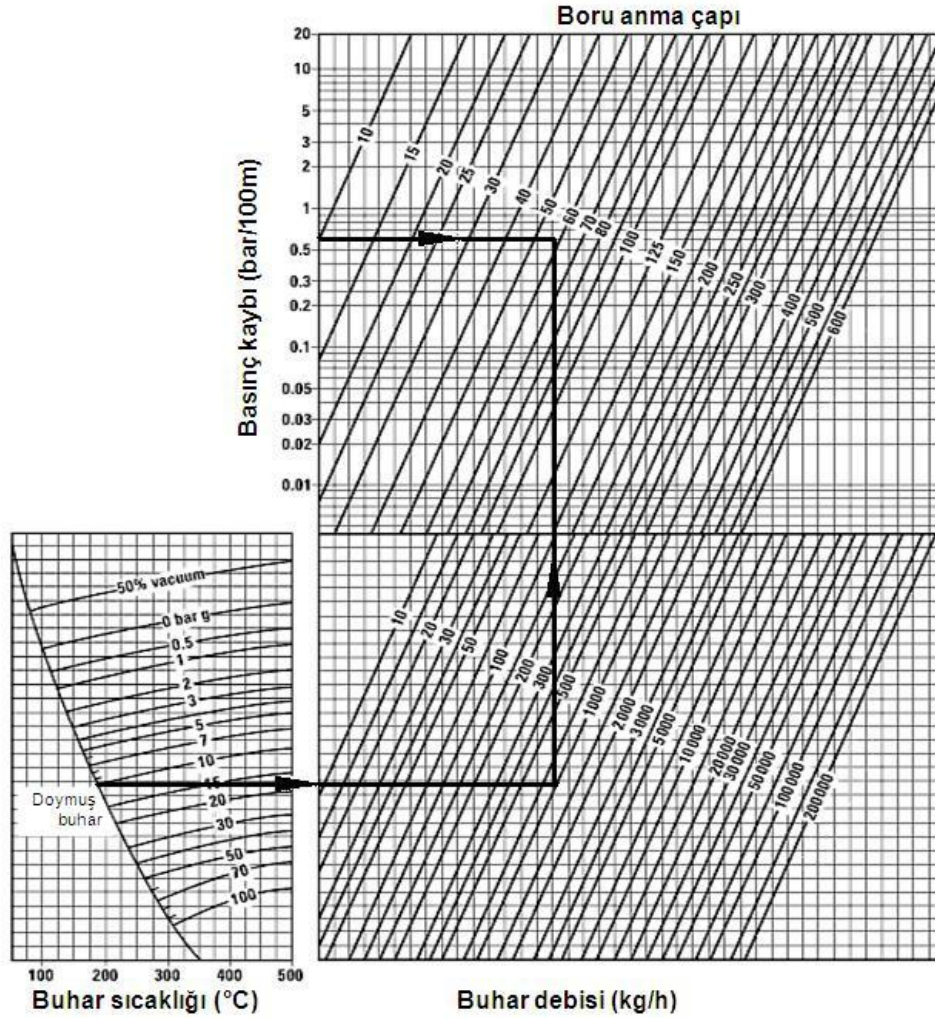
$$D = \sqrt{\frac{4 \times \dot{m}_b \times v_b}{\pi \times u_b}} \quad (3.5)$$

Boru çapı 3.5 numaralı denklem yardımıyla hesaplanır. Hesaplanan boru çapına en yakın nominal çapta boru seçilir. Buhar hızı, u 'nun boru çaplarına göre değerleri Çizelge 3.1'de gösterilmiştir. Burada dikkat edilmesi gereken nokta, hızın hiçbir koşulda 40 m/s'den büyük olmaması gerektiğidir. Ayrıca boru çapı seçimi için hazırlanmış abak ve grafikler bulunabilir.

Çizelge 3.1 Boru çapına göre buhar hızları

Boru çapı	\leq DN32	DN 40 – DN125	\geq DN150
Buhar hızı (m/s)	15	30	40

Ayrıca boru çapı seçimi için hazırlanmış abak ve grafikler bulunabilir. Şekil 3.5'te müsaade edilen maksimum basınç kaybına göre boru çapı seçim grafiği görülmektedir.

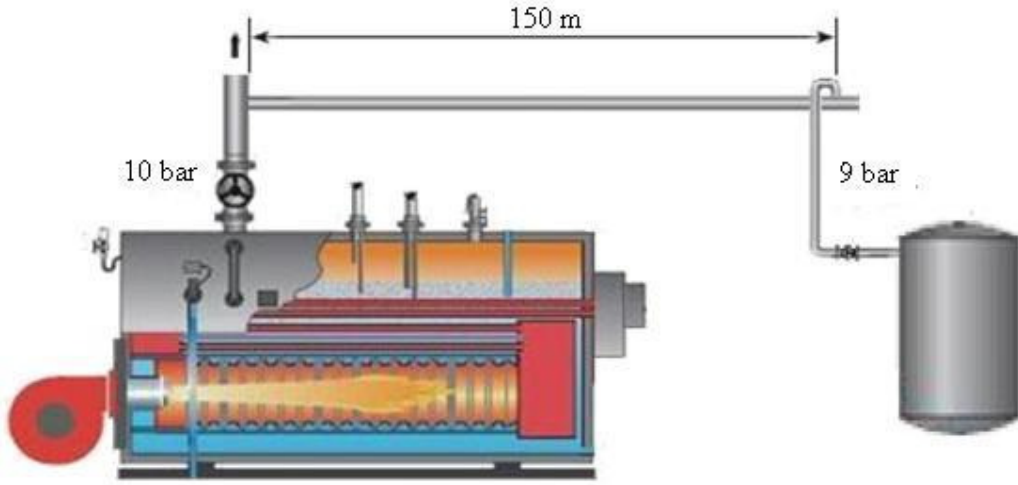


Şekil 3.5 Basınç kaybına göre buhar borusu çap seçim grafiği

Bu grafikte basınç kaybı değeri, müsaade edilen maksimum toplam basınç kaybını toplam eşdeğer boru uzunluğuna bölüp, 100 ile çarpılarak bulunur. Boru hattı üzerinde bulunan armatür ve bağlantı elemanlarının kayıplara katılması gerekir. Bu kayıplar toplam boru uzunluğunu belirli oranlarda artırarak bulunur ve bulunan yeni uzunluk değerine eşdeğer boru uzunluğu adı verilir.

Çizelge 3.2 Eşdeğer boru uzunluğu katsayısı

Boru uzunluğu	< 50 m	> 100 m (az miktarda fittings)	> 100 m (çok miktarda fittings)
Katsayı	1,05	1,10	1,2



Şekil 3.6 Basınç kaybına göre buhar borusu çap seçimine örnek

Örnek:

Şekil 3.6’da 10 bar buhar üreten bir kazandan, 9 bar’da 1000 kg/h (0,278 kg/s) buharla çalışan bir proses cihazına 150 m uzunluğunda boru hattı döşenmesi gereklidir. Bu boru üzerinde sınırlı miktarda vana ve fittings bulunduğu göre boru çapı ne olmalıdır?

Eşdeğer boru uzunluğu (Çizelge 3.2’ye göre): $150 \times 1,10 = 165$ m

100 m’deki maks. basınç kaybı: $(10 - 9) \times 100 / 165 = 0,6$ bar/100 m

Şekil 3.5’e göre boru iç çapı: 60 mm

Bu durumda DN65 (73,0x3,6) boru seçilebilir. Bu borunun iç çapı $73 - 2 \times 3,6 = 65,8$ mm’dir.

Bu çapa göre hız kontrolü 3.5 numaralı formül yardımıyla yapılabilir:

$$u_b = \frac{\dot{m}_b \times v_b}{D^2 \times \pi/4} = \frac{0,278 \text{ kg/s} \times 0,1774 \text{ m}^3/\text{kg}}{(0,0658 \text{ m})^2 \times 3,14/4} = 14,51 \text{ m/s} \quad (3.6)$$

3.6 numaralı denklemle hesaplanan buhar hızı, Çizelge 3.1’de belirtilen hızdan düşük çıkmıştır. Başka bir deyişle boru çapı normal uygulamadan daha büyük alınmıştır. Ancak verili koşulları sağlayabilmek için düşük de olsa bu hız kabul edilmelidir.

Büyük çaplandırılmış hatlar boru, vana, fittings vb. tesisat elemanlarının maliyetlerinin yükselmesine, boru destekleme ve izolasyon gibi tesisat işlerinin maliyetinin artmasına, boru dış yüzey alanlarının artmasından dolayı ısı kayıplarının artmasına ve artan ısı kayıplarından dolayı hatta fazladan yoğuşmaya, dolayısıyla kondens drenajlarının adetlerinin artmasına ve buhar kuruluk derecesinin düşmesine sebep olur. Küçük çaplandırılmış hatlarda ise yüksek basınç kayıplarından dolayı buharın kullanım yerine düşük basınçta ulaşması ve proses

cihazlarının performansının düşmesi, yetersiz buhar beslemesi, sitemdeki aşınma risklerinin artması, buhar hızının artmasından dolayı su koçu ve gürültü meydana gelmesi gibi sorunlarla karşılaşılabilir. Büyük ya da küçük çaplandırılan hatlarda bu sorunlara karşı önlemler alınmalıdır.

Ana dağıtım borularının sabitlemesi boru taşıyıcıları ve destekleri ile gerçekleştirilir. Bu taşıyıcılar statik halde ve işletme esnasında ortaya çıkabilecek tüm yük ve gerilimlere dayanabilecek şekilde tasarlanmalıdır. Destekler tasarlanırken, borunun, içindeki akışkanın, boru bağlantı parçalarının, vanaların, yalıtım malzemesinin ağırlıklarından dolayı ortaya çıkan statik yükler ile birlikte sismik hareketler, emniyet ventillerinin açılması ile ortaya çıkan reaksiyon kuvvetleri vb. etkilerin doğurabileceği dinamik yükler hesaba katılmalıdır.

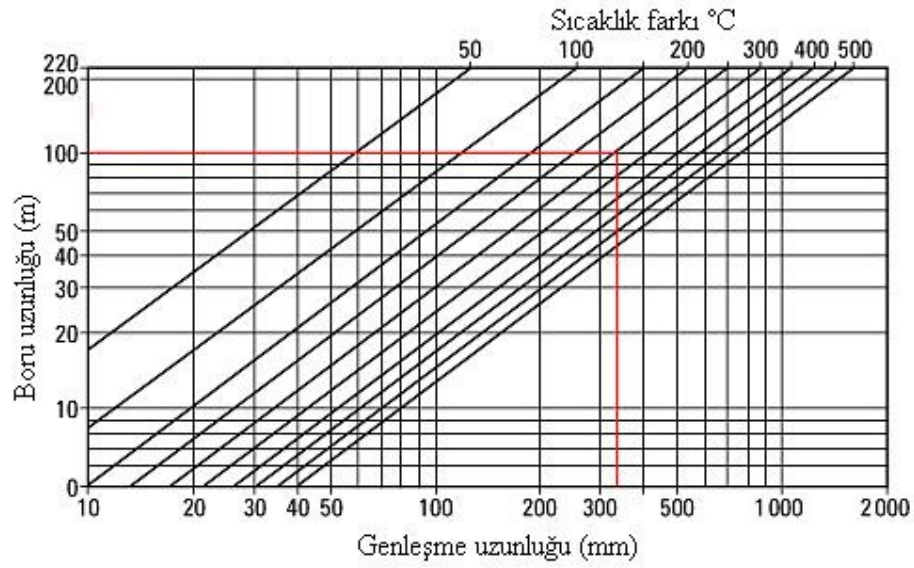
Boru hatlarında kullanılan destek elemanları arasındaki maksimum mesafe boru çapına ve et kalınlığına, ağır bağlantı parçaları ve vanaların konumlarına ve destek olarak kullanılacak beton kolon, duvar, çelik konstrüksiyon vb. yapı elemanlarının yerleşimine göre belirlenir. Buhar hatlarında kullanılan destek elemanlarının birbirine maksimum mesafesi Çizelge 3.1’de gösterilmiştir. Boru hattı üzerinde bulunan ağır vana ve cihazların bu desteklere mümkün olduğunca yakın yerleştirilmesi gerekir.

Çizelge 3.3 Buhar hatlarında boru çapına göre destekler arası maksimum mesafe, L

DN	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300
L (m)	2,4	2,7	2,75	3,2	3,65	3,95	4,25	4,55	5,15	5,75	6,4	7,3	7,9	9,15

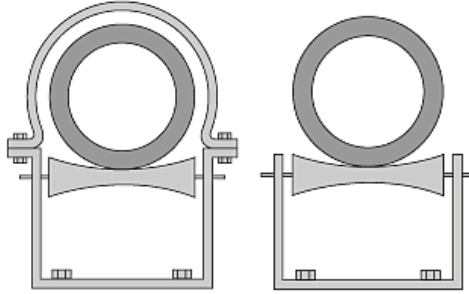
Buhar hatları yüksek sıcaklıkta işletildiği için büyük genişleme oranları söz konusudur. Ana hatların tasarlanması sırasında ortaya çıkacak genişlemeler değerlendirilmelidir. Sistemde oluşacak genişlemeler 3.5 numaralı formül kullanılarak hesaplanabileceği gibi Şekil 3.5’ten de okunabilir.

$$L=L_0 \times \alpha \times (T - T_0) \quad (3.7)$$



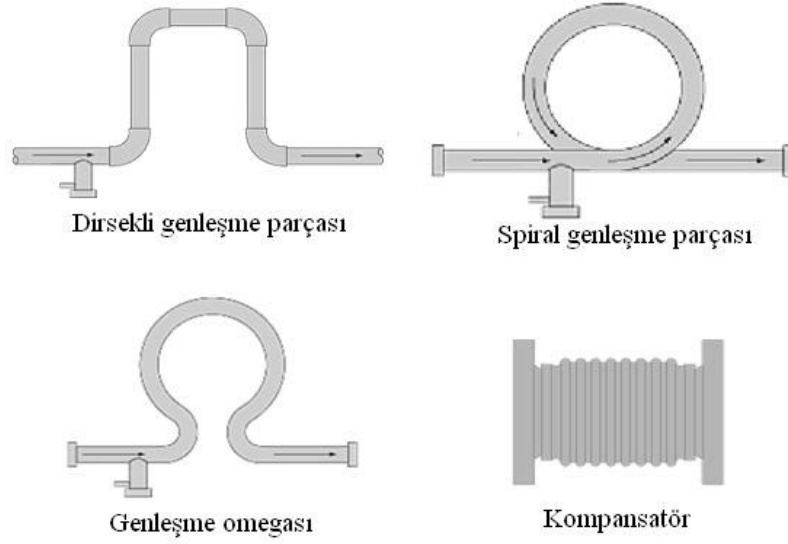
Şekil 3.7 Boru çapı, uzunluğu ve sıcaklığına göre genişleme miktarı grafiği

Boru sistemi işletme esnasında ortaya çıkan genişlemelere bağlı hareketleri karşılayabilecek esneklikte tasarlanmalıdır. Bu sebeple sistemdeki taşıyıcı elemanların boru hareketine izin verecek şekilde seçilmesi gerekir. Uygulamada makaralı taşıyıcılar rijit olmayan hatlarda yaygın olarak kullanılır.



Şekil 3.8 Boru hareketine izin veren makaralı taşıyıcılar

Rijit taşıma elemanlarının kullanıldığı noktalarda mutlaka genişleme karşılayıcı elemanlar kullanılmalıdır. Genleşme karşılayıcı elemanlar toplam borulama uzunluğunun değişmesine izin vermeden genişlemeyi karşılayan elemanlardır. Genleşme karşılamak için özel olarak üretilmiş kompansatörler kullanılabileceği gibi, borudan yapılmış elemanlardan da yararlanılabilir.

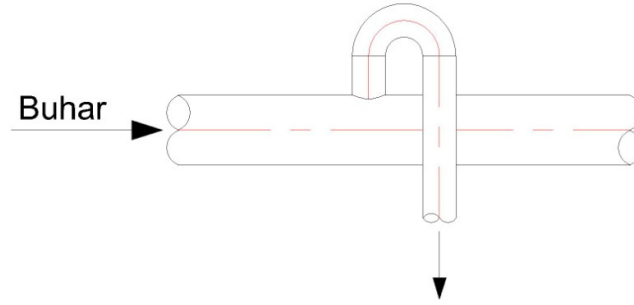


Şekil 3.9 Boru hattı genişleme elemanları

3.3 Tâli Dağıtım Hatları

Proses alanına büyük çaplı ana dağıtım hatları ile taşınan buharı proses cihazlarına taşıyan daha küçük çaplı hatlara *tali dağıtım hatları* denir. Bu hatların çaplarının belirlenmesinde ana buhar hatlarında belirtilen yöntemler aynen kullanılır.

Tali hatlar genelde ana dağıtım hatlarından çok daha kısadır. Genel kural olarak bu hatların uzunluğunun 10 m ile, hızının ise 30 m/s ile sınırlanması ile basınç kayıplarının sıfıra yakın olması sağlanır.

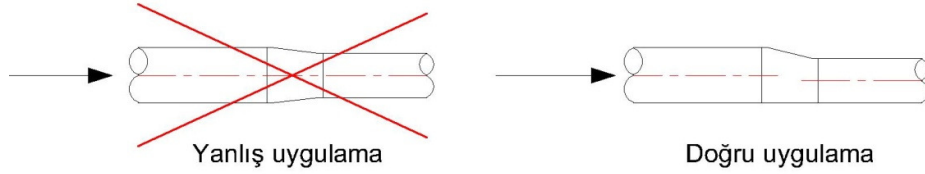


Şekil 3.10 Ana dağıtım hattına tâli hat bağlanması

Ana dağıtım hattında meydana gelen ısı kayıplarından dolayı oluşan kondens borunun alt kısmında bulunur. Bu sebeple tâli dağıtım borusu ana hatta borunun Şekil 3.10'da gösterildiği şekilde üst kısmından bağlanmalıdır. Bu sayede hatta kondens girişi engellenir.

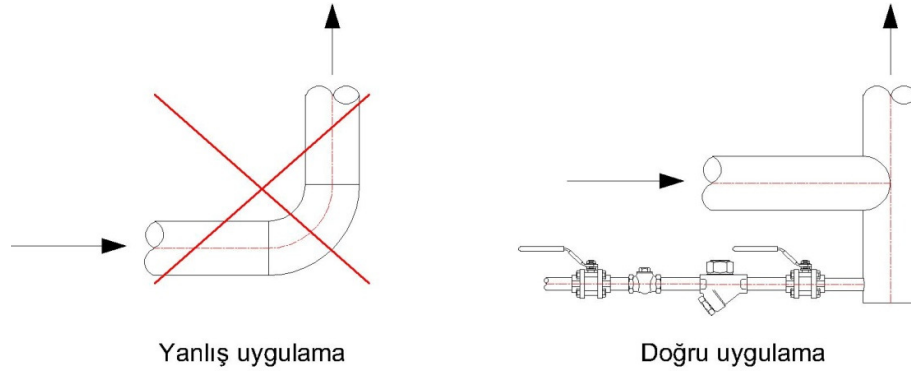
Hatta çap düşümünün gerçekleştirilmesi gerektiği durumlarda konsantrik redüksiyon kullanılması, redüksiyonun gerisinde kondens birikimine sebep olacağı için uygun değildir.

Bu sebeple borunun alt kısmında seviye değişimine sebep olmayacak şekilde eksantrik redüksiyonlarla çap kcltlmelidir.



Şekil 3.11 Buhar hatlarında çap daralması

Buhar hatlarında yukarı doğru dönüşlerin doğrudan dirseklerle yapılması halinde hatta oluşan kondens bu dirsekte birikir. Bu sebeple yukarı dönüşlerde dirsek kullanmak yerine bir Tee parça ile kondens cebi yapılmalıdır.

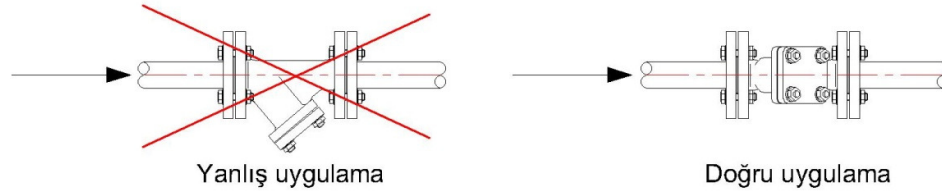


Şekil 3.12 Buhar hatlarında yukarı dönüş

3.4 Dağıtım Hattı Armatrleri

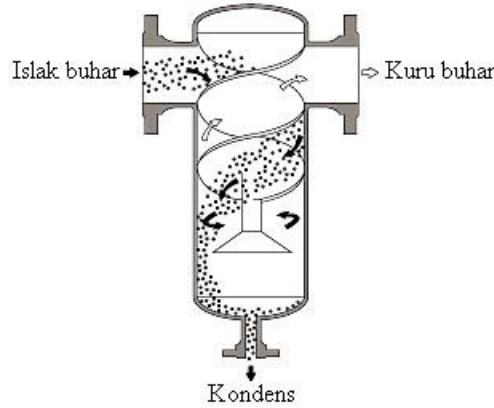
Buhar tesisatında kullanılan akış kesme vanalarının yavaş açılıp kapanabilen tipte olması gereklidir. Küresel vana gibi küçük hareketlerle hızlıca açılabilen vanalar ko darbesi riski yarattığı için özellikle DN20'den büyük çaplarda tercih edilmemelidir. Buhar hatlarında pistonlu ya da glob vanalar tercih edilir.

Buhar hatlarında kullanılan basınç düşürücü vanalar, aktüatörlü vanalar vb. yüksek maliyetli armatürlerin hattan gelebilecek katı parçacıklar tarafından zarar görmesini engellemek için *pislik tutucular* kullanılır. Buhar hatlarındaki pislik tutucuların filtre kısmı aşağıya bakacak şekilde monte edilmesi, kondensin birikebileceği hacim oluşmasına sebep olur. Bu sebeple buhar hatlarındaki tüm pislik tutucular, filtre ağızları yana bakacak şekilde bağlanmalıdır.



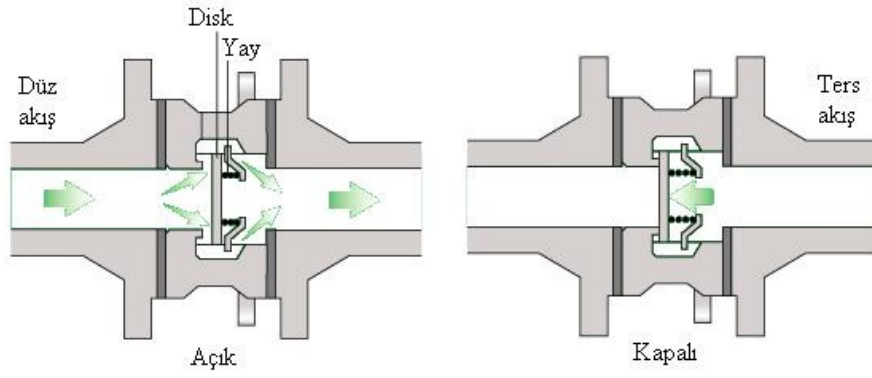
Şekil 3.13 Buhar hatlarında pislik tutucu montajı

Kimi hassas ölçüm ve proses cihazlarına yüksek kurulukta buhar iletilmesi çok önemlidir. Aksi halde taşınan su zerrecikleri hatalı ölçüm, performans düşüşü ve arıza gibi sonuçlar doğurabilir. Bu tip cihazlardan önce su zerreciklerini buhardan ayıran elemanların hatta monte edilmesi gerekir. Buharı ve su damlalarını ayıran cihazlara *separatör* adı verilir. En yaygın olarak kullanılan buhar separatörleri siklonik tiplerdir. Siklonik separatörlerin içinde bulunan kanatlar, buharın vorteks hareket etmesini sağlar. Yüksek hızda oluşan vorteks, buhar içindeki su zerreciklerinin savrulmasını ve hız kaybederek aşağıya doğru akmasını sağlar.



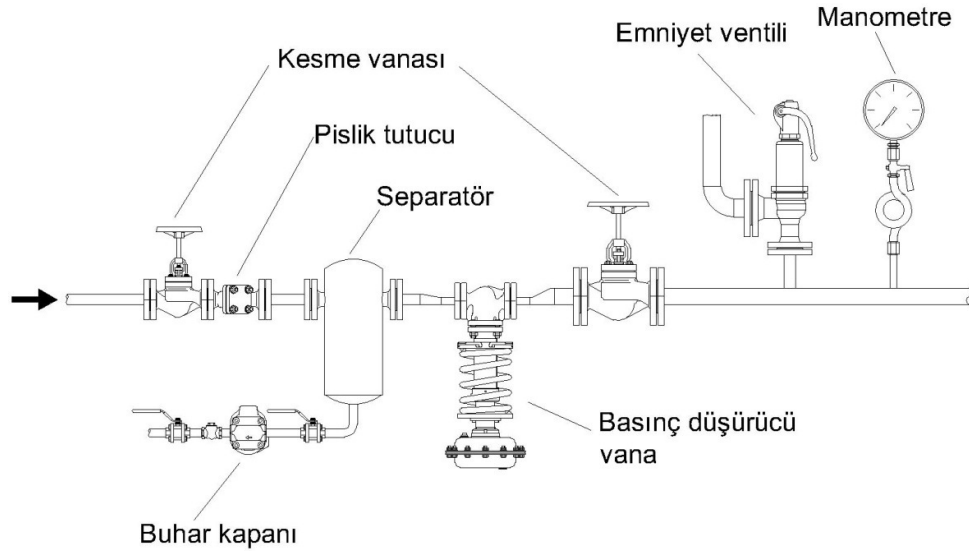
Şekil 3.14 Siklonik buhar separatörü

Ters akışın oluşma riskinin bulunduğu hatlarda akışı tek yöne sınırlamak için *çek valf* kullanılır. Disk tipi, yaylı, çalpara, diyaframlı, yatık tipler başta olmak üzere pek çok tip çek valf mevcuttur. Özellikle düşey hatlarda kullanılacak çek valflerin montaj ile ilgili sınırlamaları kontrol edilmelidir. Buhar hatlarında en yaygın olarak kullanılan tip disk tipi yaylı çek valflerdir. Bu çek valfler flanş arasına monte edilir. Disk tipi yaylı çek valflerin yatay ya da düşey montajında bir sınırlama bulunmaz.



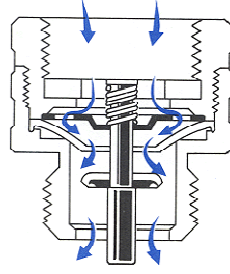
Şekil 3.15 Disk tipi yaylı çek valf çalışma prensibi

Pek çok tesiste, üretilen buhardan daha düşük basınç gerektiren prosesler bulunur. Buhar bu noktalara basıncı düşürüldükten sonra sevk edilir. Basınç düşürme işlemi basınç *düşürücü vanalar* ile gerçekleştirilir. Basınç düşürücüye yabancı madde ve su damlası girmesine izin verilmemelidir. Bu sebeple pislik tutucu ve separatör kullanılır. Basınç düşürücü çıkışında buharın özgül hacmi büyüyeceği için çapın da büyümesi gerekir. Basınç düşürücüde meydana gelebilecek bir arıza sonucu yüksek basıncın hatta gitmesini önlemek için sistemde emniyet ventili kullanılır. Tipik bir basınç düşürme istasyonu Şekil 3.16'da gösterilmiştir.



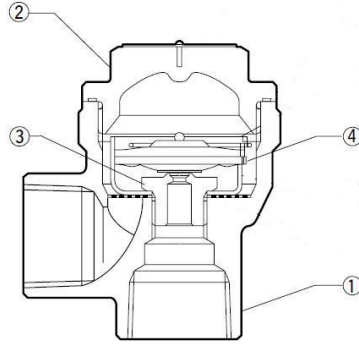
Şekil 3.16 Basınç düşürme istasyonu

Duruşlar esnasında boru hattında kalan buhar soğuma etkisiyle yoğuşur. Yoğuma sonucu özgül hacmin çok büyük miktarda düşmesinden dolayı sistemde vakum oluşur. Oluşan vakumun sistem elemanlarına zarar vermeden ortadan kaldırılması gerekir. Bu işlem *vakum kırıcılarla* yapılır.



Şekil 3.17 Vakum kırıcı

Vakum kırıcılar, sistemde oluşan vakumu bertaraf ederken hatta hava girmesine sebep olur. Ayrıca başka sebeplerle de hatta hava girmesi söz konusu olabilir. Hava, düşük ısı transfer katsayısı ile buharın ısı transfer etkinliğini önemli miktarda azaltır. Bu sebeple hat üzerinde hava tahliye elemanları bulunmalıdır. Bu elemanlara *hava atıcı* adı verilir. Hava atıcılar termostatik prensiple çalışır. Sistem buhar sıcaklığına ulaşıncaya dek hava atıcının orifizi açıktır. Buharın tüm hattı doldurması ile birlikte hava atıcı kapanır.



(1.Gövde, 2.Kapak, 3.Sit, 4.Termostatik eleman)

Şekil 3.18 Hava atıcı

Tüm bu cihazların dışında sıcaklık etkisiyle çalışan termostatik vanalar, elektrik sinyali ile çalışan solenoid ve elektrik aktüatörlü vanalar, hava basıncı etkisiyle çalışan pnömatik aktüatörlü vanalar, manometreler, termometreler, buhar sayaçları gibi kontrol ve ölçüm elemanları buhar hatlarında sıkça rastlanan armatürlerdir.

4. KONDENS TOPLAMA SİSTEMİ

Buharın proseste ısını vererek yoğuşması sonucu oluşan kondensin doğru bir şekilde tahliyesi işletme giderleri ve çevreye verilen zararın sınırlanması açısından çok önemlidir. Kondens, bünyesinde taşıdığı yüksek ısının yanı sıra, buhar kazanında kullanılmak için ideal olan damıtılmış sudur. Bu sebeple proseste oluşan kondensin mümkün olan en yüksek oranda buhar sistemine geri çevrilmesi gerekir.

Kondens toplama sistemi buhar kapanları, kondens dönüş hatları, ara kondens tankları ve Buhar Üretim Sistemi başlığı altında incelenmiş olan ana kondens istasyonundan oluşur.

4.1 Buhar Kapanları

Oluşan kondensin sisteme geri çevrilmesi kadar, kondensle birlikte buharın tahliye edilmesini önlemek de çok önemlidir. Zira buharın enerjisini prosese aktarmadan sistemden tahliyesi işletme maliyetlerini çok büyük ölçüde arttırır. Kondensi tahliye ederken, buhar cihaz içinde hapseden cihazlara *buhar kapanları* denir. Buhar kapanları kondenstop olarak da adlandırılır.

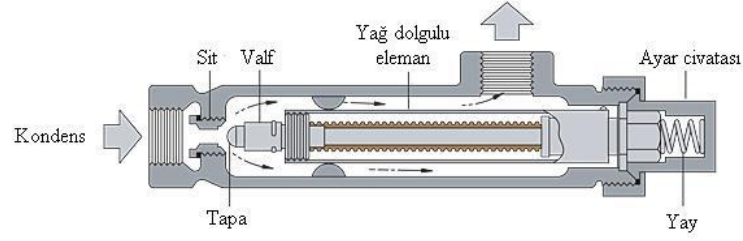
Uygulamada pek çok farklı buhar kapanı tipi bulunmaktadır. Tüm bu tipler çalışma prensibine göre üç ana sınıfa ayrılır: Termostatik buhar kapanları, mekanik buhar kapanları ve termodinamik buhar kapanları

4.1.1 Termostatik buhar kapanları

Doymuş buharın sıcaklığı, basıncına bağlıdır. Proseste ısını vererek yoğuşan buharın oluşturduğu kondens doymuş buhar ile aynı sıcaklıktadır. Bu sıcaklık sadece herhangi bir ısı kaybı sonucu düşebilir. Termostatik buhar kapanları belirli bir sıcaklığın altındaki kondensin tahliyesini sağlar. Tahliye edilen kondensin yerini yüksek sıcaklıkta buharın doldurması sonucu Termostatik kondenstop kapanır ve buhar kaybı önlenir.

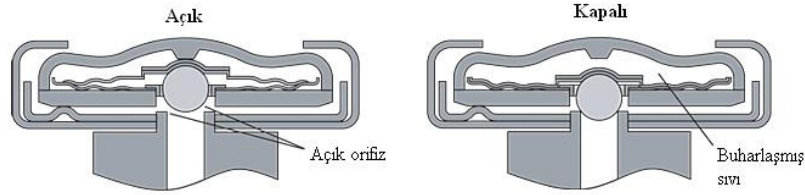
Termostatik buhar kapanları sıvı genleşmesi, basınç dengesi ya da bimetalik ilkeye göre çalışabilir.

Sıvı genleşmeli tipteki buhar kapanlarında sıcaklığın artması ile genleşen bir yağ ile dolu olan genleşme elemanı orifizin kapanmasını sağlar. Sıcaklığın düşmesi sonucu yağ daralır ve orifiz tekrar açılarak tahliyeyi sağlar. Bu tip buhar kapanlarında açma sıcaklığı 60-100°C aralığındadır. Bu sayede özellikle ilk çalışma esnasında sistemse bulunan hava ve soğuk kondens tahliye edilebilir. Ancak 100°C'nin altındaki sıcaklıklarda çalışan sıvı genleşmeli buhar kapanları, işletme esnasında oluşan kondensin tahliyesine uygun değildir.



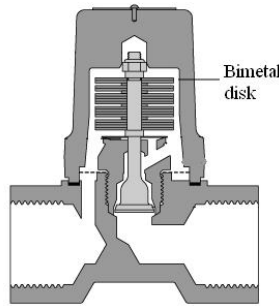
Şekil 4.1 Sıvı genişlemeli termostatik buhar kapanı

Basınç dengesi ilkesine göre çalışan termostatik buhar kapanlarında açma elemanı içi su ve alkol karışımı ile dolu olan bir kapsüldür. Tahliye edilen kondens sıcaklığı belirli bir noktaya ulaştığında kapsül içindeki alkol-su karışımı buharlaşır ve oluşan hacim genişlemesi ile orifizin kapanmasını sağlar. Bu tip buhar kapanlarında açma sıcaklığı kapsül içindeki alkol-su karışımının oranı ile belirlenir. İşletme esnasında kondens sıcaklığının yüksek olmasından dolayı bu tip buhar kapanları ilk kalkışlardaki kondensi ve özellikle havayı tahliye etmek üzere kullanılır.



Şekil 4.2 Basınç dengeli termostatik buhar kapanı çalışma prensibi

Bimetalik termostatik buhar kapanları genişleme katsayıları farklı olan birleştirilmiş iki metal lamelin sıcaklık etkisi altında eğilerek orifizi kapatması ilkesine göre çalışır. Sıvı dolgusu bulunmadığı için donma riskinin bulunduğu noktalarda kullanılmaya uygundur. Tüm diğer termostatik kondens toplar gibi sadece ilk kalkışlardaki düşük sıcaklıklı kondensi ve havayı tahliye etmeye uygundur.

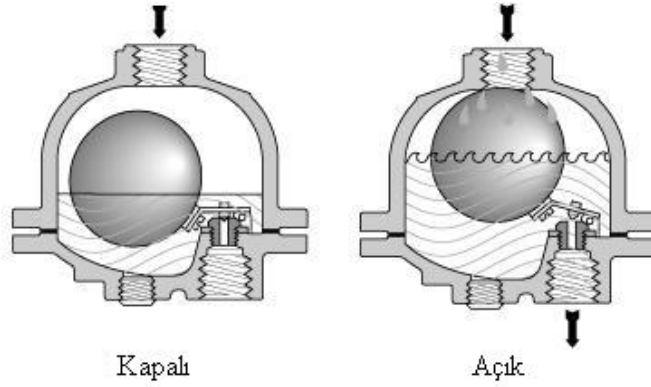


Şekil 4.3 Bimetalik termostatik buhar kapanı

4.1.2 Mekanik buhar kapanları

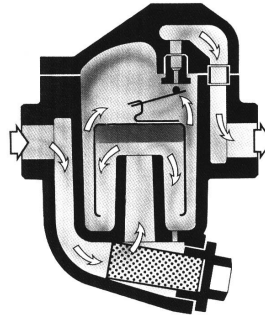
Mekanik buhar kapanları buhar ve kondensin özkütle farkından yararlanarak çalışır. Temel olarak iki tip mekanik buhar kapanı mevcuttur: Şamandıralı kondenstoplar, ters kovalı kondenstoplar.

Şamandıralı buhar kapanlarında şamandıra kondensin kaldırma kuvvetiyle yukarı hareket ederken orifizin açılmasını sağlar. Sıcaklıktan bağımsız olarak, oluşan kondens miktarına göre boşaltma yapabildiği için işletme esnasında oluşan kondensin tahliyesi için ideal bir buhar kapanı tipidir. Şamandıralı kondenstoplar entegre hava atıcılar sayesinde hava tahliyesi de sağlar. Şamandıralı buhar kapanları içinde sürekli olarak bir miktar kondens bulunduğu için donma sonucu zarar görebilir. Bu sebeple donma riskinin bulunduğu dış ortamlarda kullanılması uygun değildir.



Şekil 4.4 Şamandıralı buhar kapanı

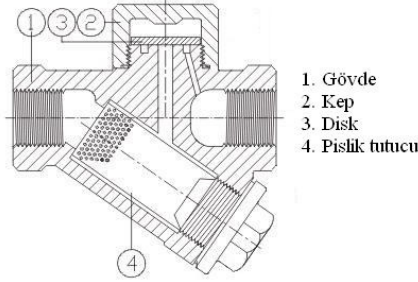
Ters kovalı buhar kapanlarında kondens bulunduğu müddetçe kova aşağıda kalır ve orifizin açık kalması sağlanır. Kondensin tahliye edilerek buharın kova içine girmesiyle birlikte özkütle farkından dolayı kova yukarı hareket eder ve orifiz kapanır. Hava tahliyesi konusunda zayıf olan ters kovalı kondenstopların donma riski taşıyan ortamlarda kullanılması uygun değildir.



Şekil 4.5 Ters kovalı buhar kapanı

4.1.3 Termodinamik buhar kapanları

Termodinamik buhar kapanları, yüksek sıcaklıklı kondensin basınç kaybetmesi sonucu flaş buhar oluşumu ilkesine dayanır. Termodinamik kondenstoplar düşük maliyetleri, geniş çalışma aralıkları, hafif olmaları ve basit tasarımları ile büyük avantaj sağlar. Donma riskleri bulunmaz. Ancak çok düşük basınç farklarının bulunduğu uygulamalara uygun değildir. Kondens tarafındaki karşı basıncın, buhar basıncının %80'inin üstünde olması durumunda termodinamik kondenstopların kullanılması uygun değildir.



Şekil 4.6 Termodinamik buhar kapanı

4.1.4 Buhar kapanı seçimi

Buhar kapanı seçimi, uygulamanın özelliklerine göre yapılmalıdır. Buhar kapanları yapılarına göre farklı özellikler sunar. Bu sebeple doğru kondenstop seçimi, uygulamanın doğru değerlendirilmesine bağlıdır.

Buhar kapanı seçilirken koç darbesi, hattan gelebilecek pislik, donma, sisteme hava girişi, ani basınç yükselmeleri vb. riskler göz önünde bulundurulmalıdır.

Ana buhar hatlarında oluşan kondensin tahliyesi için termodinamik buhar kapanları kullanılır. Eşanjörler, kurutucular, boylerler ve serpantinli tüm sistemlerde şamandıralı kondenstopların kullanılması uygundur. Pişirme tencereleri gibi ceketli tüm sistemlerde ve radyatör, hava ısıtıcı bataryalar gibi sistemlerde denge basınçlı termostatik kondenstoplar tavsiye edilir.

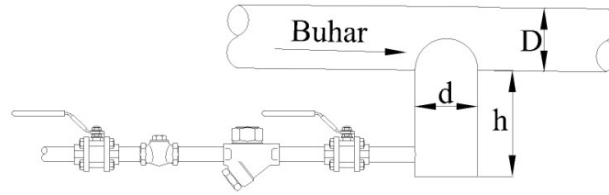
Farklı proseslerde kullanılması tavsiye edilen kondenstoplarla ilgili detaylı çizelgeler üreticiler tarafından yayınlanan kataloglarda bulunur.

4.2 Kondens Dönüş Hatları

Buhar kapanları vasıtasıyla cihazdan dışarı çıkartılan kondensi buhar sistemine geri çevirmek üzere kazan dairesine taşıyan boru sistemine *kondens dönüş hattı* denir.

Kondens, buhar kapanından basınç kaybıyla çıkar ve bu basınç düşüşü yüksek sıcaklıklı kondensin bir kısmının flaş buhara dönüşmesine sebep olur. Bu sebeple kondens dönüş hatları flaş buharın özgül hacmi ve hızına göre boyutlandırılmalıdır.

Ana buhar hatlarında kondens tahliyesi için belirli aralıklarla cepler yapılarak, oluşan kondensin bu ceplerde toplanması sağlanır. Bu cepler için gerekli boyutlar, buhar borusunun çapına bağlıdır.



Şekil 4.7 Buhar hattındaki kondens tahliye cebi

Çizelge 4.1 Buhar hattındaki kondens tahliye cebi boyutları

Boru çapı – D	Cep çapı – d	Cep yüksekliği – h
\leq DN 100	$d = D$	$h \geq 100$ mm
DN 125 – 200	$d = 100$ mm	$h \geq 150$ mm
\geq DN 250	$d = D/2$	$h \geq D$

Ana buhar hatlarından cepler vasıtasıyla her 50 m’de bir tahliye edilen kondens debisinin toplam buhar debisinin %1’ine eşit olduğu kabul edilir ve kondens hattı boyutlandırılır.

Kondens, buhar kapanından basınç kaybıyla çıkar ve bu basınç düşüşü yüksek sıcaklıklı kondensin bir kısmının flaş buhara dönüşmesine sebep olur. Bu sebeple kondens dönüş hatlarında iki fazlı akış gerçekleşir. flaş buharın özgül hacmi ve hızına göre boyutlandırılmalıdır.

4.3 Ara Kondens Toplama İstasyonları

Kondens genellikle ekstra bir enerji ihtiyacı duymadan kendi basıncı ile kazan dairesindeki kondens tankına gider. Ancak basınç kayıplarının çok yüksek olduğu uzun kondens hatlarında veya kazan dairesinin daha yüksek bir noktada olduğu durumlarda kondens bir ara kondens tankında toplanarak, pompa vasıtasıyla ana kondens tankına gönderilir.

5. BUHAR SİSTEMİNDE ENERJİ KAYIPLARI

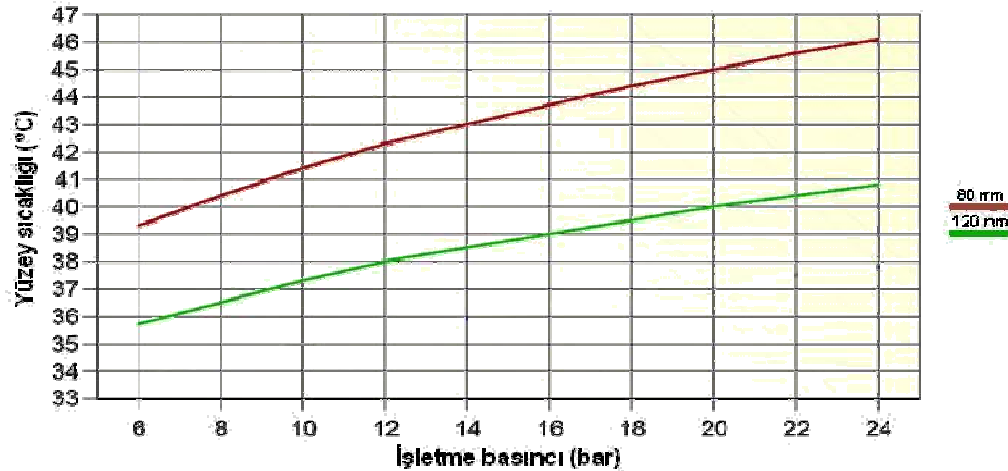
Buhar üretmek için kullanılan yakıtın barındırdığı enerji ile prosese sunulan enerji arasında, sistemde yaşanan ısı kayıplarından kaynaklanan bir fark bulunur. Prosese sunulan enerjinin, harcanan yakıtın toplam enerjisine oranı toplam sistem verimidir.

Sistemdeki enerji kayıpları kazan dış cidar kayıpları, baca gazı kayıpları, blöf kayıpları, flaş buhar kayıpları, tasarım ve uygulama hatalarına bağlı kayıplar olarak sınıflandırılabilir.

5.1 Buhar Kazanı Dış Cidar Kayıpları

EN 12953'e göre bir kazanın dış cidar kayıpları toplam kazan kapasitesinin %1'i ile sınırlı olmalıdır. Meydana gelen bu kayıplar, kazan dış cidar sıcaklıklarına bağlıdır. Buhar kazanlarında kazan içindeki akışkan sıcaklıkları, kazan kapasite kullanım oranından bağımsız olarak sabittir. Örneğin 6 bar işletme basıncında çalışan bir buhar kazanında bulunan su ve buharın sıcaklığı 165°C'dir. 6 bar'da 1000 kW ısı güç üretmek üzere tasarlanmış standarda uyan bir kazanın dış cidar kaybı 10 kW'tır. Bu kazanın %50 kapasitede çalıştırılarak 500 kW güç üretmesi halinde de buhar ve su sıcaklıkları, dolayısı ile kazan dış cidar sıcaklıkları değişmez. Bu durumda dış cidar kayıpları %2'ye (10kW/500kW) çıkar. Görülmektedir ki kazan kapasitesi kullanım oranı düştükçe dış cidar kayıplarının oranı da artmaktadır.

Kazan dış cidarlarına bağlı ısı kayıpları temel olarak taşınım ve ışıma ile gerçekleşir. Taşınım ile gerçekleşen ısı kaybı cidar sıcaklıklarıyla, ışıma ile gerçekleşen ısı kayıpları ise bu sıcaklıkların 4. kuvveti ile doğru orantılıdır.



Şekil 5.1 İzolasyon kalınlığı ve işletme basıncına göre kazan dış cidar sıcaklığı

Bir buhar kazanının dış yüzeylerinde farklı sıcaklık dağılımları mevcuttur. Mineral esaslı kalın malzeme ile izole edilen kazan gövdesi 35-50°C aralığındadır. Adam ve el delikleri,

mapalar, emniyet ventilleri gibi izole edilmesi uygun olmayan ve kazan suyu ya da buharla temas halindeki metal kısımların dış yüzeyleri buhar sıcaklığındadır. Brülör bağlantı flanşı, kazan kapıları, duman sandığı, patlama kapağı gibi duman gazı ile temas halinde olan kısımlarda ise 120-200°C yüzey sıcaklıkları söz konusudur.

Bu yüzeylerden taşınım yoluyla ısı kaybı 5.1 numaralı denklemde gösterilmiştir. Burada F toplam yüzey alanı, k toplam konveksiyon ısı transfer katsayısı, T_y yüzey sıcaklığı, T_0 ortam sıcaklığını ifade etmektedir. Taşınımla kaybedilen toplam ısıyı bulmak için denklem farklı sıcaklıklardaki yüzeylere ayrı ayrı uygulanarak çıkan sonuçlar toplanır.

$$Q_{TK} = F \times k \times (T_y - T_0) \quad (5.1)$$

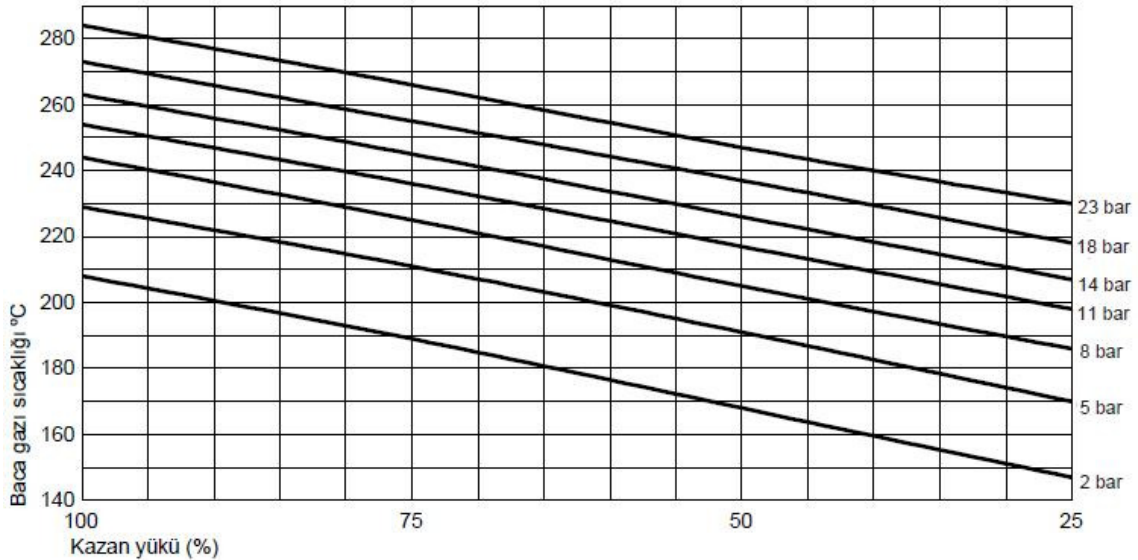
Işınım ile kaybedilen ısı miktarı ise 5.2 numaralı denklem yardımıyla hesaplanabilir. Burada ϵ siyah cisim katsayısını, σ Planck katsayısını ifade eder.

$$Q_{IK} = F \times \epsilon \times \sigma \times (T_y^4 - T_0^4) \quad (5.2)$$

Toplam dış cidar kaybı, taşınım ve ışınım kayıplarının toplanması ile elde edilir.

5.2 Baca Gazı Sıcaklığına Bağlı Enerji Kaybı

Buhar kazanlarının baca gazı sıcaklığı, buharın kazan işletme basıncındaki doyma sıcaklığından 50-75°C daha yüksektir.



Şekil 5.2 Kazan yükü ve işletme basıncına göre baca gazı sıcaklıkları

Kazanı terk eden duman gazlarının taşıdığı ısı, sıcaklığına bağlıdır. Gaz sıcaklığı düşürülerek, sisteme aktarılan ısı miktarı arttıkça sistem verimi de yükselir.

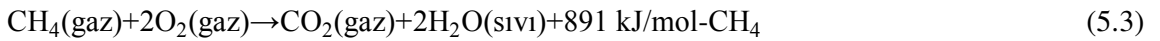
Baca gazının taşıdığı ısı miktarı, yanma ürünlerinin miktarı, sıcaklığı ve özgül ısısından faydalanılır. Yanma ürünlerinin miktarı yakma havası fazlalık katsayısına göre değişkenlik gösterir. Her bir yanma ürününün miktarı hesaplandıktan sonra değerler tek tek özgül ısıları ve baca gazı sıcaklıklarıyla çarpılır. Elde edilen değerlerin toplamı baca gazı toplam ısını verir.

Optimum boyutlardan daha küçük tasarlanmış kazanlarda olması gerekenden daha yüksek baca gazı sıcaklıkları söz konusudur. Bununla birlikte kazanın kapasitesinin üzerinde çalışmaya zorlanması, uygun kalitede su kullanılmamasından kaynaklanan kazan taşı oluşumu ve duman borularının düzenli olarak temizlenmemesi sonucu birikebilecek is tabakası baca gazı sıcaklıklarının yükselmesine sebep olur.

Yüksek baca gazı sıcaklığına bağlı ısı kayıpları çok büyük verim kayıp oranlarına sebep olur. Ayrıca bu kayıplar, alınacak önlemlerle önüne geçilmesi ve geri kazanılması en kolay kayıplardan biridir.

5.3 Baca Gazıyla Atılan Su Buharına Bağlı Enerji Kaybı

Hidrokarbon yakıtların yanması sonucu su açığa çıkar. Ancak yüksek tepkime sıcaklığından dolayı ortaya çıkan su gaz fazındadır. Su, gaz fazına geçerken tepkime enerjisinin bir kısmını bünyesine alır. Tepkime sonucu ortaya çıkan toplam enerji *üst ısı değer*, bu enerjiden su buharı ile taşınan enerjinin çıkartılması halinde kalan enerjiye ise *alt ısı değer* adı verilir.



Denklem 5.3'te doğalgazın %96'sını oluşturan metan gazının yanma tepkimesi görülmektedir. Yanma ürünü suyun sıvı formda olması halinde (üst ısı değer) 1 mol metan için 891 kJ enerji elde edilir. Ancak yanma reaksiyonunun yüksek sıcaklıkta gerçekleşmesi dolayısı ile yanma ürünü suyun sıvı formda bulunmaz. Toplam tepkime enerjisinin bir kısmı oluşan buhar tarafından taşınır.

Denklem 5.3'te yer alan moleküllerin mol kütleleri aşağıdaki gibidir:

CH₄ : 16 g/mol

O₂ : 32 g/mol

CO₂ : 44 g/mol

H₂O : 18 g/mol

Yukarıda listelenen mol kütleleri kullanılarak denklem 5.3'te mol dengesi ile ifade edilen yanma reaksiyonu kütle dengesine göre denklem 5.4'teki gibi yazılabilir:

Normal şartlar altında 1 mol gazın 22,4 litre olduğu düşünülürse metanın öz kütlesi

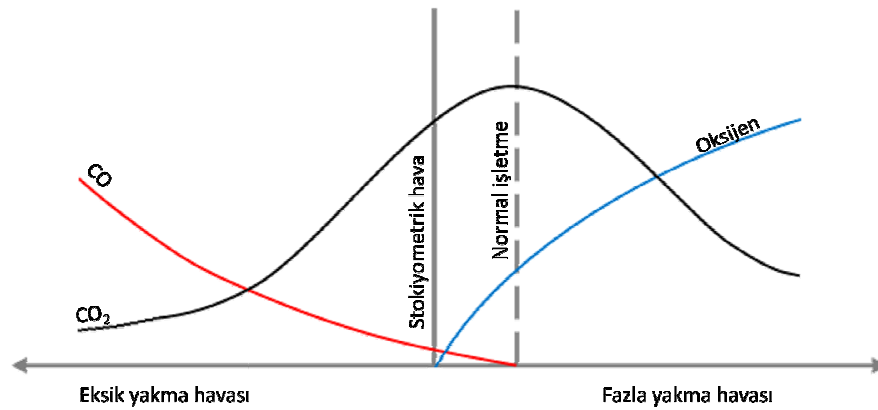
$16 \text{ g} / 22,4 \text{ litre} = 0,714 \text{ kg/Nm}^3$ olarak hesaplanır. Bu durumda 1 Nm³ metan yandığında yaklaşık 1,6 kg su, 39,8 MJ enerji açığa çıkar. Açığa çıkan enerji 1,6 kg suyun buharlaşması için gerekli buharlaşma enerjisi kadar eksilir.

Atmosferik basınçta suyun buharlaşma entalpisi 2,26 MJ/kg olduğuna göre $1,6 \times 2,26 = 3,62 \text{ MJ}$ enerji, brüt tepkime enerjisinden eksilecektir. Bu durumda açığa çıkan net enerji 36,18 MJ olur.

Doğalgazın yanması sonucu oluşan duman gazında bulunan su buharı ile taşınan enerji, toplam yanma enerjisinin %6'sı kadardır.

5.4 Yakıt-Hava Oramna Bağlı Enerji Kaybı

Bir kazanda denklem 5.3'te gösterilen yanma reaksiyonunun gerçekleşebilmesi için yanma odasına gönderilen yakıt ve oksijen moleküllerinin mükemmel şekilde tepkimeye girmesi gerekir. Ancak bunun gerçekleşmesi pratikte mümkün değildir. Yakıt moleküllerinin tam oksidasyonu sağlanmadan kazanı terk etmesi, yakıttan alınabilecek enerjinin tamamından yararlanamamak demektir. Bu sebeple, tüm yakıt moleküllerinin yanmayı tamamlayabilmesi için kazan yanma odasına, teorik hava ihtiyacından daha fazla hava gönderilir. Yanma odasına gönderilen hava miktarının, stokiyometrik hava miktarına oranı *hava fazlalık katsayısı* olarak adlandırılır.



Şekil 5.3 Yakma havası miktarına bağlı baca gazı emisyonları

Yanma odasına gönderilen hava fazlalığı, tepkimeye katılmayan hava kütlesinin de baca gazı

sıcaklığında kazanı terk ederek sistemden dışarı ısı taşınması anlamına gelir. Bu sebeple yakma havası fazlalığının optimum noktada tutulması gerekir. Bir başka deyişle tam yanmanın sağlanması için gereken fazla havanın düşük ya da yüksek miktarda olması verim kaybına sebep olur.

Yakma havasının optimum değeri, baca gazında karbon monoksitin bulunmadığı minimum değerdir. Zira karbon monoksit yakıtın yanmasını tam olarak gerçekleştirememesi sonucu oluşur. Yakma havasının uygun oranda olup olmadığı baca gazında bulunan oksijen miktarına göre belirlenir. Yakıt tipine bağlı olarak baca gazında bulunması gereken oksijen miktarları Çizelge 5.1’de gösterilmiştir.

Çizelge 5.1 Farklı yakıtlara göre baca gazında bulunması uygun olan O₂ miktarı

	Doğalgaz	Fuel oil	Kömür
Baca gazındaki oksijenin volümetrik oranı	% 1,2 - 3	% 3 - 6	% 6 - 9

Yakma teknolojisindeki gelişmeler, baca gazında bulunan oksijen miktarının düşürülmesini sağlamıştır. Elektronik kontrol sistemleri sayesinde yakıt ve hava debileri baca gazında bulunan anlık oksijen miktarına göre sürekli olarak kontrol edilebilmektedir. Bu sistemler sayesinde, geleneksel modülasyonlu brülörlere göre %1 mertebesinde verim artışı sağlanabilir.

5.5 İşletme Zorunluluklarından Doğan Enerji Kayıpları

Buhar kazanlarında düzenli olarak yapılması gereken yüzey ve dip blöf ile birlikte kazandan yüksek sıcaklıktaki kazan suyu tahliye edilir ve yerine daha düşük sıcaklıktaki besi suyu alınır.

Doğru olarak yapılan blöf işlemleri yoluyla gerçekleşen verim kayıpları, işletme basıncına ve besi suyu iletkenlik değerine göre % 0,3 – 1 aralığındadır. Ancak gereğinden fazla blöf yapılması halinde çok daha yüksek kayıplar meydana gelir.

Örnek: 6 bar’da işletilen 10 t/h kapasiteli bir buhar kazanına beslenen besi suyunun iletkenliği 250 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ’dir. Bu kazandaki yüzey blöf yoluyla kaybedilen ısı ne kadardır?

Şekil 2.10’da yer alan grafikte bu kazan için standart tarafından tanımlanmış maksimum kazan iletkenlik değerinin 6000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ olduğu görülebilir. Bu durumda Denklem 2.3’ten yararlanarak gerekli yüzey blöf miktarı hesaplanabilir:

$$\dot{m}_{yb} = \frac{10.000 \times 250}{6.000 - 250} = 435 \text{ kg/h}$$

6 bar'da doymuş su sıcaklığı 165°C'dir. Bu durumda yüzey blöf yoluyla 165°C'deki kazan suyu tahliye edilirken, yerine 102°C'deki besi suyu gönderilir. Bu durumda yüzey blöf yoluyla kaybedilen ısı miktarı

$$\dot{Q}_{yb} = \dot{m}_{yb} \times c_{p@140^\circ\text{C}} \times \Delta T = 435 \times 4,3 \times (165 - 102) = 117.842 \text{ kJ/h} = 32,7 \text{ kW}$$

olarak hesaplanır. 6 bar'da 10 t/h buharın taşıdığı enerji buhar debisinin entalpi değişimi ile çarpılması ile bulunabilir:

$$\dot{Q}_K = \dot{m}_b \times (h_{b@6 \text{ bar}} - h_{s@102^\circ\text{C}}) = 10000 \times (2762 - 427) = 23350000 \text{ kJ/h} = 6486 \text{ kW}$$

Bu durumda yüzey blöfün sebep olduğu verim kaybı ise $32,7/6486 \times 100 = \% 0,5$ 'tir.

Kazan blöf kayıplarının yanı sıra besi suyunun ısıl ıslahı sırasında buhar kayıpları yaşanır. Degazörde besi suyundan ekstrakte edilen korozif gazlarla birlikte bir miktar buhar da sistemden dışarı atılır. Bu kayıplar degazör domunun en üst noktasında bulunan gaz tahliye vanası yoluyla gerçekleşir. Deneyimler degazörde yaşanan buhar kayıplarının, sistemin buhar kapasitesinin %0,2-0,5'i arasında olduğunu göstermektedir.

5.6 Flaş Buhar Kayıpları

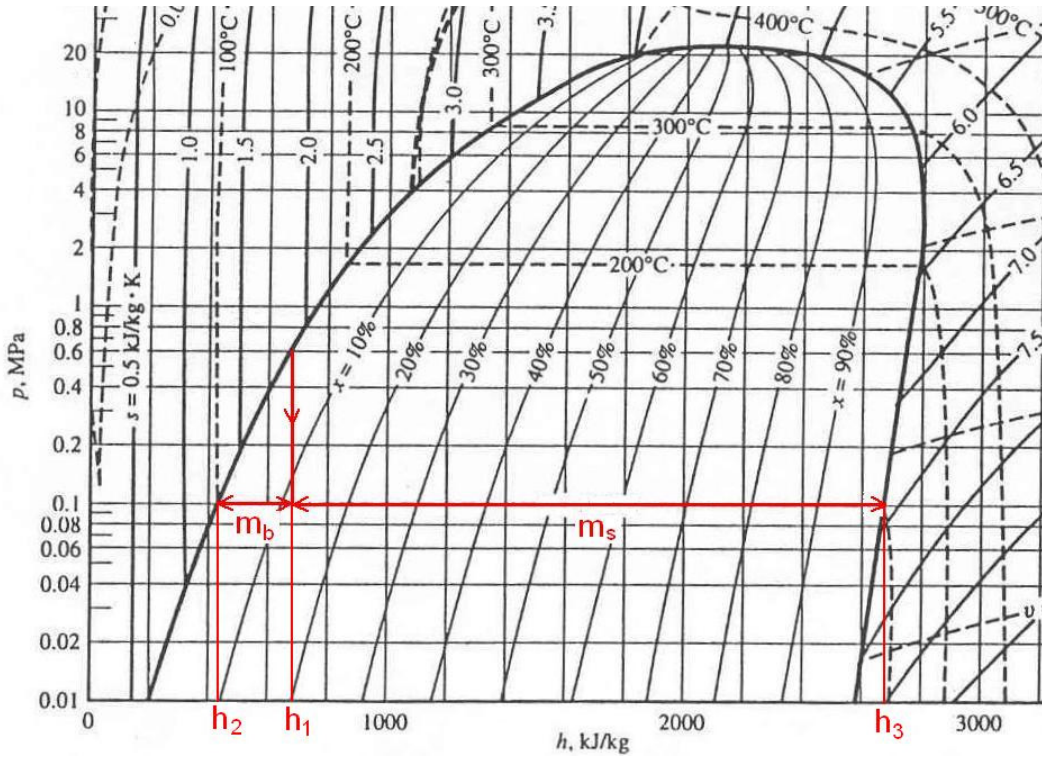
Buhar, taşıdığı enerjisi prosese verdikten sonra yoğuşur. Buhar kapanları vasıtasıyla tahliye edilen kondens, proses basıncında doymuş sudur. Atmosferik basınçtaki kondens tankına ulaşan kondensin bir kısmı buhara dönüşür. Geride kalan kondens atmosfer basıncında doymuş su halindedir. İç enerji değişimi sonucu oluşan bu buhar *flaş buhar* olarak adlandırılır.

Şekil 5.4'te 5 bar gösterge basıncında (0,6 MPa, mutlak) kondensin atmosferik basınca açılması halinde davranışı görülmektedir. Basınç düşüşünden sonra kondensin %12'si flaş buhara dönüşmektedir.

Şekil 5.4'e göre oluşan flaş buharın toplam kondense oranı Denklem 5.5'teki gibi hesaplanır.

$$\% \text{ Flaş buhar} = \frac{h_1 - h_2}{h_3 - h_2} \times 100 \quad (5.5)$$

Flaş buharın sıcaklığı kazan tarafından üretilen buharın sıcaklığından düşük olmasına rağmen taşıdığı ısı düşük değildir. Bu sebeple flaş buhar enerjisinin geri kazanımı önemli bir tasarruf sağlar.



Şekil 5.4 Flaş buhar oluşumu

Flaş buhar en yoğun olarak degazörün ihtiyaç duyduğu enerjiyi sağlamak üzere kullanılır. Ancak çoğu zaman oluşan flaş buhar, degazör ihtiyacının çok üzerinde olabilir. Bu durumda ısı değıştirciler vasıtasıyla bu enerji geri kazanılır.

Doğrudan düşük basınçlı buhar ihtiyacı olmayan tesislerde kondensin enerjisinin flaş buhar yoluyla alınması en iyi seçenek olmayabilir. Böyle durumlarda prostesten dönen kondensin enerjisi bir ısı değıştirici ile daha düşük sıcaklıktaki bir akışkana aktarılarak, kondens sıcaklığının 90°C'ye düşürülmesi sağlanabilir. Bu sayede kondens tankına ulaşarak atmosferik basınca açılan kondensin kaynama sıcaklığının altında olmasından dolayı flaş buhar oluşmaz.

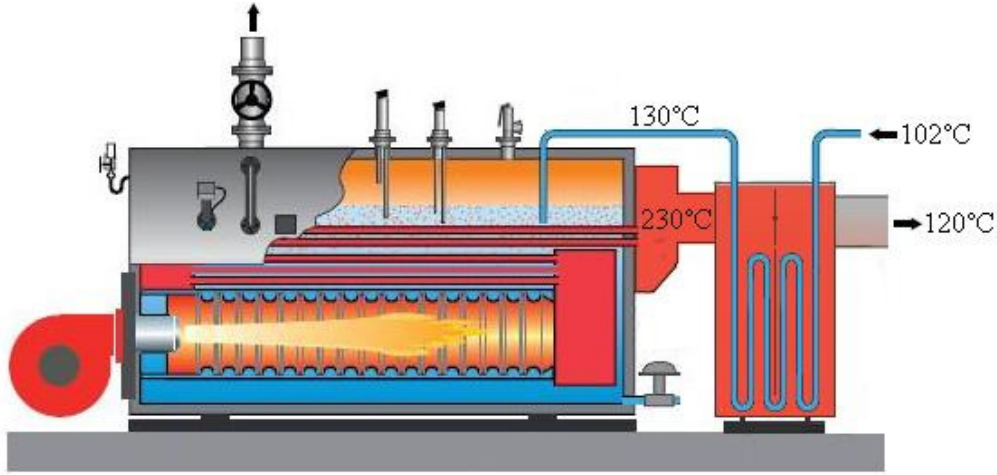
6. BUHAR SİSTEMLERİNDE ENERJİ GERİ KAZANIMI

Bölüm 5’te belirtilen enerji kayıplarının, alınacak önlemlerle en aza indirilmesi mümkündür. Gerekli ısı geri kazanım cihazları ve modern otomasyon sistemleri sayesinde yüksek verimli bir buhar kazanı işletmesi sağlanabilir.

6.1 Baca Gazının Duyulur Enerjisinin Geri Kazanımı

Tekniğe uygun tasarlanmış bir buhar kazanında baca gazı sıcaklığının, buhar sıcaklığından 50-75°C daha yüksek olduğu belirtilmişti. Örneğin 6 bar gösterge basıncında çalışan bir kazanın baca gazı sıcaklığının 230°C’den yüksek olmaması beklenir. Bu sıcaklık kazanı terk eden duman gazları için makul olsa da faydalanılamamış yüksek miktarda ısının baca gazının bünyesinde bulunduğunu gösterir. Bu enerji kazan suyundan daha düşük sıcaklıkta bir akışkana kolayca aktarılabilir. Atık baca gazı enerjisini suya aktararak, kullanıma sunmak üzere ekonomizörler kullanılır.

Bu enerjinin buhar sistemi içinde değerlendirilmesini sağlamak üzere ekonomizörde besi suyunun ısıtılması uygulamada en yaygın rastlanan geri kazanım biçimidir. Bu sayede besi suyu 102°C’den 120-130°C’ye ısıtılırken, baca gazı sıcaklığı da 120-130°C’ye düşürülür.



Şekil 6.1 Ekonomizör ile besi suyu ön ısıtması

Baca gazından geri kazanılan ısı miktarı, gaz sıcaklığının düşüşü ile doğru orantılıdır. Baca gazı debisinin özgül ısı ve sıcaklık düşüşü ile çarpımı geri kazanılan ısı miktarını verir.

Baca gazı debisi yakıtta ve yakma havası fazlalık katsayısına bağlıdır. Baca gazı özgül ısı ise yakıtta, yakma havası fazlalık katsayısına ve sıcaklığa göre değişir. Çizelge 6.1’de yakma havası fazlalık katsayısının 1,2 olması halinde farklı yakıtların özgül duman gazı miktarları ve duman gazının özgül ısıları gösterilmiştir.

Çizelge 6.1 Farklı yakıtların alt ısı değerleri, özgül duman gazı miktarı ve baca gazı özgül ısı

	Doğalgaz	Motorin	Fuel oil no.4	Fuel oil no.6
Alt ısı değeri, H_u	9,59 kWh/Nm ³	11,86 kWh/kg	11.28 kWh/kg	10,70 kWh/kg
Özgül duman gazı miktarı, ϑ	11,6 Nm ³ / Nm ³ (n=1,2)	14,2 Nm ³ /kg (n=1,2)	13,2 Nm ³ /kg (n=1,2)	12,3 Nm ³ /kg (n=1,2)
Duman gazı özgül ısı, c_p	0,4.10 ⁻³ kWh/Nm ³ (n=1,2; T=200°C)			

$$Q_{Eko} = \dot{V}_{bg} \times c_p \times (T_2 - T_1) \quad (6.1)$$

Ekonomizörün geri kazandığı ısı Denklem 6.1'e göre hesaplanabilir. Burada \dot{V}_{bg} baca gazının hacimsel debisini ifade eder ve kazanda tüketilen yakıt debisinin özgül duman gazı miktarı ile çarpılması ile elde edilir (Denklem 6.2).

$$\dot{V}_{bg} = B \times \vartheta \quad (6.2)$$

Baca gazı hacimsel debisinin hesaplandığı Denklem 6.2'de B ile gösterilen yakıt debisinin hesabı Denklem 6.3'te gösterilmiştir.

$$B = \frac{Q_{kazan}}{\eta_{kazan} \times H_u} \quad (6.3)$$

Ekonomizör ile geri kazanılan ısı sayesinde aynı buhar kapasitesini sağlamak için daha az yakıt enerjisi harcanmasını sağlar. Bu durumda ekonomizörle birlikte toplam verim η' Denklem 6.4'te gösterilen şekilde hesaplanabilir.

$$\% \eta' = \frac{Q_{kazan}}{\frac{Q_{kazan}}{\eta_{kazan}} - Q_{Eko}} \times 100 \quad (6.3)$$

Örnek:

Bir buhar kazanına ait değerler şu şekildedir:

Kazan kapasitesi:	10 t/h (6480 kW)
İşletme basıncı:	6 bar
Kazan verimi:	%89
Baca gazı sıcaklığı:	230°C

Bu kazana ekonomizör eklenmesi ile baca gazı sıcaklığının 120°C'ye düşürülmesi halinde verim ne olur?

$$B = \frac{Q_{\text{kazan}}}{\eta_{\text{kazan}} \times H_u} = \frac{6480}{0,89 \times 9,59} = 759 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\dot{V}_{\text{bg}} = B \times \vartheta = 759 \times 11,6 = 8804 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$Q_{\text{Eko}} = \dot{V}_{\text{bg}} \times c_p \times (T_2 - T_1) = 8804 \times 0,4 \cdot 10^{-3} \times (230 - 120) = 387 \text{ kW}$$

$$\% \eta' = \frac{Q_{\text{kazan}}}{\frac{Q_{\text{kazan}}}{\eta_{\text{kazan}}} - Q_{\text{Eko}}} \times 100 = \frac{6480}{\frac{6480}{0,89} - 387} \times 100 = \%94$$

Ekonomizör kullanımı sonucu verim %89'dan %94'e yükselmiştir. Yeni durumda doğalgaz tüketimi Denklem 6,3'e göre hesaplanabilir:

$$B' = \frac{Q_{\text{kazan}}}{\eta' \times H_u} = \frac{6480}{0,94 \times 9,59} = 719 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

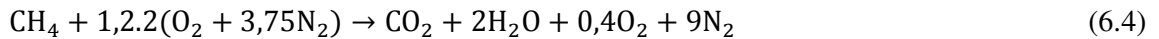
Bu sistem için ekonomizörün saatlik doğalgaz tasarrufu 40 Nm^3 'tür.

6.2 Baca Gazının Gizli Enerjisinin Geri Kazanımı

Hidrokarbonların yanması sonucu su açığa çıktığı ve reaksiyon sıcaklığından dolayı bu suyun baca gazında gaz formunda bulunduğu bölüm 5.3'te belirtilmişti. Baca gazında bulunan su buharının yoğuşma sıcaklığına soğutulması halinde büyük miktarda enerji gizli ısı yoluyla geri kazanılabilir.

Baca gazındaki suyun yoğuşma sıcaklığına *çiğ noktası* denir. Bu çiğlenme sıcaklığı baca gazındaki su buharının kısmi basıncına karşılık gelen doyma sıcaklığıdır.

Pratikte yanma için gerekli oksijen, yanma odasına gönderilen havadan sağlanır. Başka bir deyişle yanma odasına gönderilen oksijenle birlikte büyük miktarda (hacmen oksijenin 3,75 katı) azot da gönderilmiş olur. Ayrıca %20 yakma havası fazlalığı da düşünülürse metan için yanma reaksiyonu Denklem 6.4'teki gibi olur.



Metanın yanması sonucu ortaya çıkan suyun çiğ noktasının bulunması için su buharının duman gazı içindeki kısmi basıncının bulunması gerekir. Yanmanın tam ve toplam basıncının 100 kPa (mutlak) atmosfer basıncı olduğu düşünülürse suyun kısmi basıncı Denklem 6.5'teki gibi hesaplanabilir. Denklem 6.4'te görüldüğü gibi reaksiyon ürünü su 2 mol, yanma ürünlerinin toplamı ise 12,4 mol'dür.

$$P_{H_2O} = \frac{n_{H_2O}}{n_{top}} \times P_{top} = \frac{2}{12,4} \times 100 = 16,13 \text{ kPa} \quad (6.5)$$

Buhar tablolarından 16,13 kPa basınçta suyun duyma sıcaklığının 55,4°C olduğu görülebilir. Metan gazının yanması sonucu oluşan duman gazının bu sıcaklığa düşürülmesi halinde baca gazındaki su buharının gizli ısıyı geri kazanılabilir.

Yanma reaksiyonunun yüksek sıcaklıkta gerçekleşmesinden dolayı yanma odasına gönderilen hava içindeki azot ve oksijen gazları da tepkime gerçekleşir. Bu tepkime sonucu azot monoksit (NO) açığa çıkar (Denklem 6.6). Gaz sıcaklığı düşünce azot monoksitin bir kısmı oksijenle tepkimeye girerek azot dioksit (NO₂) oluşturur (Denklem 6.7).



Açığa çıkan azot oksitler çevre ve insan sağlığına zararlı maddelerdir. Bu maddeler solunum sisteminde yarattığı ölümcül hasarların yanı sıra oluşturduğu sera etkisi ile küresel ısınmaya sebep olmaktadır. Azot dioksitin su ile tepkimeye girmesi sonucu çok agresif bir asit olan nitrik asit (HNO₃) meydana gelir (Denklem 6.8). Bu durum asit yağmurlarına sebep olur.



Baca gazında bulunan su buharının yoğunlaştırılması halinde NO₂ bu su ile tepkimeye girer ve nitrik asit oluşturur. Oluşan nitrik asit karbon çelikleri ve dökme demir malzeme üzerinde yıkıcı bir etki gösterir. Bu sebeple baca gazının gizli enerjisinden faydalanabilmek için krom ve nikel alaşımlı çelik malzemeden üretilmiş *yoğuşmalı ekonomizörler* kullanılır.

Ayrıca yoğuşan baca gazı ile birlikte oluşan nitrik asit kanalizasyon tesisatına ve doğaya zarar vereceği için nötrleştirildikten sonra kanala atılmalıdır. Bu işlem için nötralizasyon cihazları kullanılır (Bkz. Şekil 7.6).

Kömür ve fuel oil gibi kükürt içeren yakıtların baca gazının yoğunlaştırılması sonucu benzer şekilde sülfürik asit meydana gelir. Bu çok kuvvetli aside karşı krom-nikel alaşımlı çeliklerin bile mukavemet gösterememesinden dolayı bu yakıtların kullanılması halinde yoğuşmalı ekonomizör uygulaması mümkün değildir.

Bölüm 5.3'te 1 Nm³ metanın yanması sonucu 1,6 kg su açığa çıktığı gösterilmişti. Denklem 6.5'te ise bu suyun kısmi basıncının 16,13 kPa olduğu hesaplanmıştı. Bu basınçta suyun buharlaşma entalpisinin 2350 kJ/kg olduğu buhar tablolarından görülebilir.

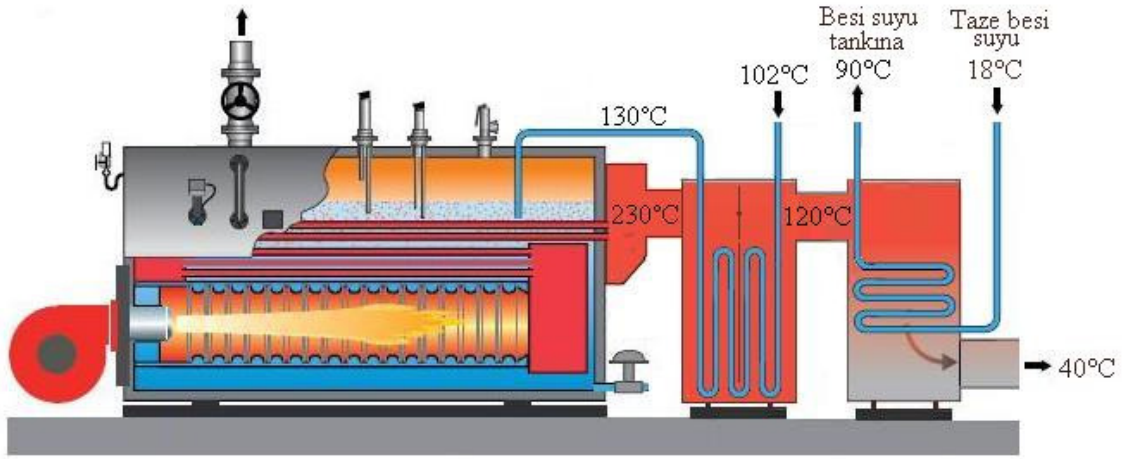
Bu durumda doğalgazın yanması sonucu açığa çıkan suyun yoğunlaştırılması sonucu geri

kazanılacak ısı Denklem 6.9’da gösterilmiştir.

$$Q_{\text{yoğ}} = 1,6 \times 2370 = 3792 \text{ kJ/Nm}^3 \text{-doğalgaz} = 1,05 \text{ kWh/Nm}^3 \text{-doğalgaz} \quad (6.9)$$

Ayrıca baca gazının yoğuşma sıcaklığına düşürülmesi, duyulur ısı transferi yoluyla da geri kazanım miktarını arttıracaktır.

Özellikle kondens dönüşünün olmadığı ya da çok düşük olduğu sistemlerde taze besi suyunun besi suyu tankına girmeden önce ısıtılması için yoğuşmalı ekonomizör kullanılması yüksek miktarda enerji tasarrufu sağlar. Bu sayede 10-20°C gelen taze besi suyu 90-100°C’ye yükseltilir ve degazöre beslenmesi gereken buhar miktarında ciddi miktarda azalma sağlanır.



Şekil 6.2 Yoğuşmalı ekonomizör ile taze besi suyu ön ısıtması

Örnek:

Ekonomizörlü bir buhar kazanına ait değerler şu şekildedir:

Kazan kapasitesi:	10 t/h (6480 kW)
Kazan verimi:	%94
Baca gazı sıcaklığı:	120°C

Bu kazana bir yoğuşmalı ekonomizör eklenmesi ile baca gazı sıcaklığının 40°C’ye düşürülerek baca gazındaki suyun yoğuşturulması halinde verim ne olur?

Kazan doğalgaz tüketimi:

$$B = \frac{Q_{\text{kazan}}}{\eta_{\text{kazan}} \times H_u} = \frac{6480}{0,94 \times 9,59} = 719 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Yoğuşma sonucu geri kazanılacak ısı (Denklem 6.9’a göre):

$$Q_{\text{gizli}} = 1,05 \times 719 = 755 \text{ kW}$$

Baca gazı sıcaklığının 40°C'ye düşmesi sonucu geri kazanılacak duyulur ısı (Denklem 6.1 ve 6.2'ye göre):

$$\begin{aligned} Q_{\text{duyulur}} &= B \times \vartheta \times c_{p@80^{\circ}\text{C}} \times (T_2 - T_1) \\ &= 719 \times 11,6 \times 0,38 \cdot 10^{-3} \times (120 - 40) \\ &= 253 \text{ kW} \end{aligned}$$

Yoğuşmalı ekonomizör ile toplamda geri kazanılan ısı gizli ve duyulur ısılar toplamıdır:

$$Q_{\text{Yog}} = Q_{\text{gizli}} + Q_{\text{duyulur}} = 755 + 253 = 1008 \text{ kW}$$

Geri kazanılan bu enerji ile birlikte üst ısıl değerden faydalanıldığı için alt ısıl değere göre %100'den büyük bir verim değeri hesaplanır:

$$\% \eta' = \frac{Q_{\text{kazan}}}{\frac{Q_{\text{kazan}}}{\eta_{\text{kazan}}} - Q_{\text{Yog}}} \times 100 = \frac{6480}{\frac{6480}{0,94} - 1008} \times 100 = \%110$$

Yoğuşmalı ekonomizör kullanımı sonucu verim %94'ten %110'a yükselmiştir. Yeni durumda doğalgaz tüketimi Denklem 6,3'e göre hesaplanabilir:

$$B' = \frac{Q_{\text{kazan}}}{\eta' \times H_u} = \frac{6480}{1,1 \times 9,59} = 614 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Bu sistem için ekonomizörün saatlik doğalgaz tasarrufu 105 Nm³'tür.

6.3 Yakıt-Hava Oranının Optimizasyonu

Bölüm 5.4'te yakıt-hava karışımı oranının baca gazı kompozisyonuna etkisi irdelenmişti. İyi bir yanma sağlamak için baca gazında yanmasını tamamlamamış yakıt bulunmamasını sağlayacak fazladan havanın minimumda tutulması gerekir. Bu sayede baca gazında bulunan oksijen ve azot miktarının düşük olması sağlanır.

Modülasyonlu brülörler sayesinde baca gazında bulunan oksijenin oranını %3 civarında tutabilmektedir. Üreticiler genellikle kazan verimlerini baca gazında %3 oksijen bulunması haline göre tanımlar. Uygulamada iyi bir kazan verimi sağlamak adına baca gazında %3 oksijen bulunmasının iyi bir değer olduğu kabul edilir.

Ancak elektronik kontrol sistemleri ile donatılmış modern brülörler sayesinde yakma havası fazlalık katsayısının sürekli olarak optimumda tutulması sağlanır. Baca gazında bulunan oksijen ve karbon monoksiti sürekli ölçerek yakıt ve hava miktarlarını optimize eden bu

sistemlerle baca gazında bulunan oksijen miktarı %1 seviyesine kadar çekilebilir.

Yakma havası fazlalık katsayısı gerçekte yanma odasına gönderilen oksijenin mol sayısının stokiyometrik yanma için tepkimeye girmesi gereken oksijen mol sayısına oranı olarak tanımlanabilir.

1 mol metanın stokiyometrik yanması için 2 mol oksijen gerektiği Denklem 5.3'te gösterilmişti. O halde yakma havası fazlalığı denklem 6.10'a göre hesaplanabilir.

$$\% \lambda = \frac{n_{O_2}}{2} \times 100 \quad (6.10)$$

Pek çok kaynakta yakma havası fazlalığının %20 olduğu kabulüyle hesaplar yapılır. Bu durumda baca gazında yer alacak oksijenin mol sayısı Denklem 6.10'a göre 0,4 mol olarak hesaplanır. Buna bağlı azot miktarı da 9 mol'dür (Denklem 6.4).

Baca gazında bulunan oksijen oranı denklem 6.11 yardımıyla hesaplanır.

$$\% O_2 = \frac{n_{O_2}}{n_{CO_2} + n_{H_2O} + n_{O_2} + n_{N_2}} \times 100 \quad (6.11)$$

Denklem 6.11'e Denklem 6.4'te belirtilen yanma ürünlerinin mol sayıları yazılırsa %20 hava fazlalığı ile baca gazında bulunan oksijenin oranı bulunabilir:

$$\% O_2 = \frac{0,4}{1 + 2 + 0,4 + 9} \times 100 = \%3,23$$

Bu durumda baca gazlarının kazanı 230°C'de terk ederken beraberinde dışarı taşıdığı ısı Çizelge 6.2'de hesaplanmıştır.

Çizelge 6.2 %20 hava fazlalığı ile CH₄ yanması sonucu oluşan 230°C baca gazının enerjisi

	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	Toplam
1 kmol CH ₄ yanması sonucu baca gazı bileşenleri (kmol)	1	2	0,4	9	12,4
1 m ³ CH ₄ (22,4 kmol/m ³) için baca gazı bileşenleri (mol/m ³ -doğalgaz)	44,64	89,28	17,86	401,79	553,57
230°C'de entalpi(kJ/mol)(Büyüktür, 1995)	8,682	7,206	6,341	6,150	-
1 m ³ CH ₄ için entalpi (kJ/m ³ -CH ₄)	387,56	643,35	113,25	2471	3615,16

Modern yakma kontrolörlerine sahip brülörlerin kullanılması ile baca gazındaki oksijenin %1'e düşürülmesi sonucu baca gazında bulunan oksijen ve ona bağlı azot miktarı Denklem 6.11'e göre hesaplanabilir:

$$0,01 = \frac{n_{O_2}}{1 + 2 + n_{O_2} + n_{N_2}} \quad ; \quad n_{N_2} = 3,76.(2 + x_{O_2})$$

$$n_{O_2} = 0,11 \text{ mol/mol.CH}_4$$

Bu durumda yakma havası fazlalığı Denklem 6.10'a göre hesaplandığında %5,5 gibi çok küçük bir değer bulunur.

Bu halde 230°C'de baca gazı ile atılan ısı miktarı Çizelge 6.3'te gösterilmiştir.

Çizelge 6.3 %5,5 hava fazlalığı ile CH₄ yanması sonucu oluşan 230°C baca gazının enerjisi

	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	Toplam
1 kmol CH ₄ yanması sonucu baca gazı bileşenleri (kmol)	1	2	0,11	7,93	11,04
1 m ³ CH ₄ (22,4 kmol/m ³) için baca gazı bileşenleri (mol/m ³ -doğalgaz)	44,64	89,28	4,91	354,02	492,85
230°C'de entalpi (kJ/mol)	8,682	7,206	6,341	6,150	-
1 m ³ CH ₄ için entalpi (kJ/m ³ -CH ₄)	387,56	643,35	31,13	2177,2	3239,24

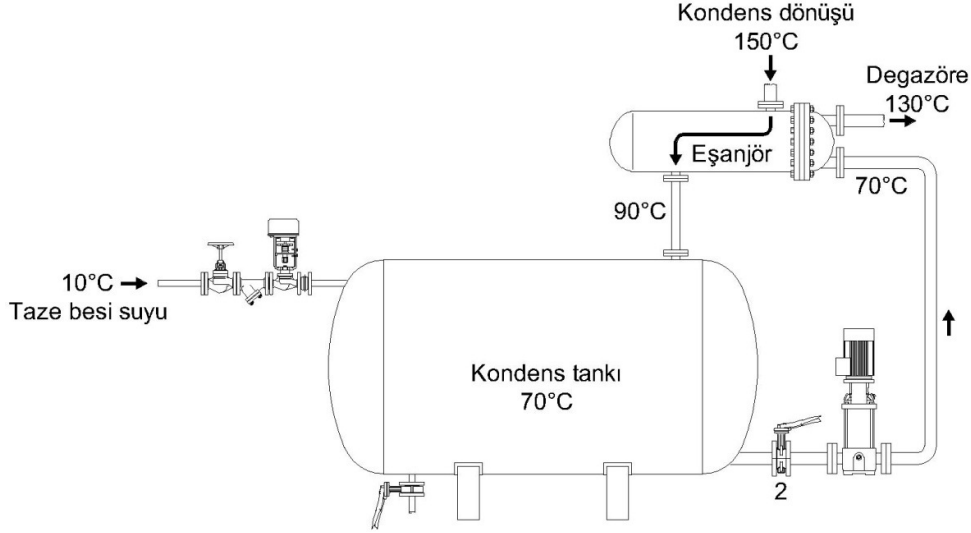
Baca gazı kompozisyonuna göre yakıt-hava oranını düzenleyen otomasyon sisteminin kullanılması durumunda 376 kJ/Nm³-CH₄ (0,104 kWh/Nm³-CH₄) enerji tasarrufu sağlanır. Bu tasarrufun karşılığı $0,104/9,59 \cdot 100 = \%1,08$ 'dir.

6.4 Flaş Buhar Kayıplarının Engellenmesi

Kondens geri dönüşü ve yüzey blöf gibi yüksek basınçta doymuş suyun atmosfere açıldığı anda bir miktar kütle buhara dönüşür. Oluşan buharla birlikte yüksek miktarda enerji de sistemden dışarı taşınır. Bu sebeple yüksek sıcaklıktaki bu suyun atmosfere açılmadan önce bir tank içinde basıncını düşürülerek, oluşan buharın kontrollü bir şekilde kullanım noktasına aktarılması ya da henüz yüksek basınçta bir ısı değiştirici vasıtasıyla ısısının alınması ve atmosferik basınçtaki kaynama sıcaklığının altına düşürüldükten düşük basınçlı ortama

aktarılması gerekir.

Prosesten dönen kondensin enerjisi atmosferik basınçtaki kondens tankına açılmadan önce bir ısı değiştirici ile daha düşük sıcaklıktaki taze besi suyuna aktarılabilir ya da bir flaş buhar tankı ile oluşan düşük basınçlı buhar ayrılarak geride kalan kondensin doyma sıcaklığının altında kondens tankına girmesi sağlanır.



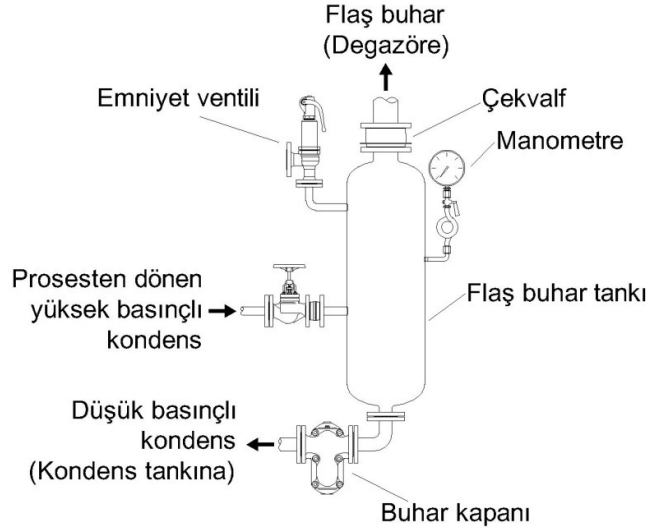
Şekil 6.3 Dönen kondensin soğutularak flaş buhar oluşumunun önlenmesi

Prosesten dönen yüksek sıcaklıktaki kondens Şekil 6.3'te gösterilen şekilde soğutularak atmosferik basınçta doyma sıcaklığının (100°C) altına düşürülürse flaş buhar oluşumunun önüne geçilmiş olur. Kondens tankına, prosesten dönmeyen kondens oranında alınan soğuk taze besi suyu ile karışarak soğuyan kondens, kondens pompası vasıtası ile degazöre gönderilirken bir ısı eşanjörü ile yüksek sıcaklıktaki kondensin doyma sıcaklığının altına düşmesini sağlar.

Sistemden dönen yüksek sıcaklıktaki kondensin ısısını geri kazanmanın bir başka yolu ise kondens tankına girmeden önce basıncının bir flaş buhar tankı içinde düşürülerek oluşan flaş buharın kontrollü olarak kullanım noktasına gönderilmesidir. Oluşan flaş buhar genellikle degazörün ihtiyaç duyduğu düşük basınçlı buharı sağlamak üzere kullanılır. Flaş buhar tankı uygulaması Şekil 6.4'te görülmektedir.

Kazandan yüzey blöf ile atılan yüksek basınçlı doymuş suyun yüksek ısı enerjisi taşıdığı daha önce belirtilmişti (Bkz. Bölüm 5.5). Blöf suyunun büyük miktarda yabancı madde içermesi, enerjisinin bir ısı değiştirici yoluyla geri kazanılmasını engeller. Zira bu yabancı maddeler ısı değiştirici yüzeylerinde birikerek zaman içinde cihazın işlemez hale gelmesine sebep olacaktır. Bu sebeple bir flaş buhar tankı kullanılarak basınç düşüşü sonucu oluşan buhar

yoluyla enerji geri kazanımı sağlanmalıdır. Şekil 6.4'te "Prosesten dönen kondens" olarak adlandırılmış bağlantıya kazan yüzey blöf hattının bağlanması ve "Kondens tankına" olarak gösterilmiş hattın blöf soğutma tankına bağlanması ile yüzey blöf geri kazanım sistemi kurulabilir.



Şekil 6.4 Flaş buhar tankı

6.5 Dış Cidar Kayıplarının Önlenmesi

Kazan, degazör, kondens tankı, flaş buhar tankı, boru hatları, boru bağlantı elemanları, vanalar vb. tesisat elemanları yüksek yüzey sıcaklıkları yüzünden dış cidarlardan büyük miktarda enerji kaybederler. Bu elemanların dış cidar kayıpları iyi bir yalıtım uygulaması ile asgariye düşürülmelidir.

EN 12953 bir kazanın dış cidar kayıp miktarının, kazan nominal kapasitesinin %1'i ile sınırlanması gerektiğini ifade eder. Tasarım ve kurulum esnasında, mümkün olan en düşük seviyede dış cidar kayıp orana sahip kazanların tercih edilmesi gerekir.

Özellikle bakımlar esnasında sökülmesi gereken flanş ve benzeri boru bağlantı elemanlarının cıvatalarına kolay erişim sağlanabilmesi için bu elemanların izole edilmemesi çok yaygın olarak görülen bir hatadır. İzole edilmeyen her flanş çiftinin dış cidar kaybı, aynı nominal çaptaki 0,5 m çıplak borunun dış cidar kaybına eşittir. Aynı şekilde birçok tesiste yalıtılmamış vana ve diğer tesisat elemanlarına rastlamak mümkündür.

İzole edilmemiş tesisat elemanlarının izole edilmesi halinde, bu elemanlardan gerçekleşen ısı kaybı 1/50 oranına kadar düşürülebilir.

7. ÖRNEK BİR TESİSİN BUHAR SİSTEMİNDE VERİMLİLİK ARTIŞ ÇALIŞMALARI

Tekstil sektöründe 1971'den beri üretim yapmakta olan bir firmasının Bursa'daki konfeksiyon fabrikasında yıkama, kurutma ve ütü proseslerinde kullanılmak üzere 4000 kg/h buhar kapasiteli, 6 bar işletme basıncında çalışan 8 sene önce kurulmuş buhar üretim tesisi analiz edilerek iyileştirmeler yapılmıştır.

Tesis günde 2 vardiya olmak üzere toplam 16 saat, yılda ise ortalama 300 gün çalışmaktadır. Buhar sistemi yıl içinde ortalama %70 kapasite ile çalışmaktadır.

7.1 İyileştirme Çalışmalarından Önceki Durum

Mevcut buhar sisteminin analizi için kazan verimliliği ve diğer tesisat elemanlarının kayıplarını belirlemek için kimi ölçümler yapılmıştır.

Kazan veriminin hesaplamasında seçilen yöntem EN 12953-11 kod no'lu "Silindirik Kazanlar – Bölüm 11: Kabul Deneyleri" başlıklı standarttır. Bu standarda göre dolaylı metot tercih edilerek temel alınmıştır. Bu metot, yakıtla sisteme verilen enerjiden, baca gazı kayıpları, iletim, taşınım ve ışıınım ile oluşan kayıplar dâhil, tüm kayıpların çıkartılması ilkesine dayanır. Bulunan değer, yakıt enerjisi vasıtasıyla kullanılan toplam enerjiye oranı, kazan verimi değerini oluşturur.

7.1.1 Ölçümler

Tesiste bulunan kazanda harcanan doğalgaz miktarını ölçmek üzere gaz hattı üzerinde Quanto G-250 tipi doğalgaz sayacı bulunmaktadır. Kazan tam yükte iken doğalgaz sayacı vasıtasıyla yapılan ölçüm sonuçları Çizelge 7.1'de gösterilmiştir.

Çizelge 7.1 Gaz sayacı ile yapılan doğalgaz debisi ölçümü

	İlk endeks (Nm ³)	Son endeks (Nm ³)	Fark (Nm ³)	Ölçüm süresi (dk)	Debi (Nm ³ /h)
Ölçüm 1	5123733,6	5123784,7	51,1	10	306,6
Ölçüm 2	5123817,2	5123868,0	50,8	10	304,8
Ölçüm 3	5123901,5	5123952,1	50,6	10	303,6
				Ortalama:	305

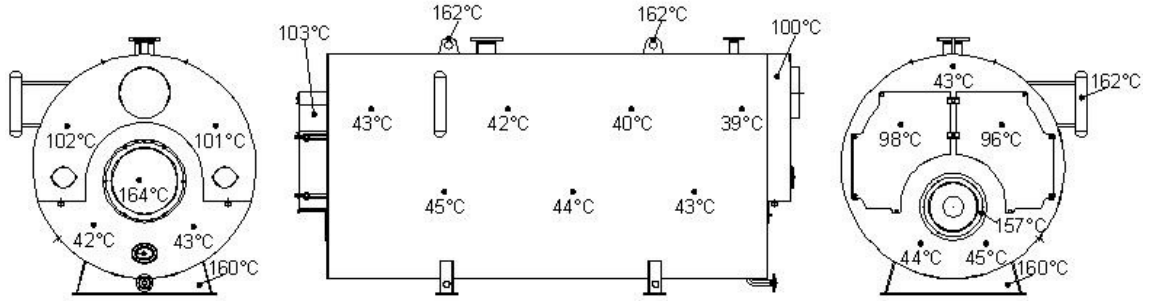
$$m_{dg} = 305 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Kazanın baca gazı değerleri Testo 330-1LL tipi baca gazı analiz cihazı ile ölçülmüştür. Kazan tam yükte iken 3 defa ölçüm yapılmış ve elde edilen değerlerin ortalamaları Çizelge 7.2'de gösterilmiştir.

Çizelge 7.2 Buhar kazanı baca gazı ölçüm sonuçları

	Ölçüm 1	Ölçüm 2	Ölçüm 3	Ortalama
Baca gazı sıcaklığı [°C]	251	254	254	253
O₂ [%]	4,2	4,6	4,4	4,4

Kazan dış cidar kayıplarının hesaplanması için dış yüzey sıcaklıkları Testo 845 tipi infrared sıcaklık ölçüm cihazı kullanılarak ölçülmüş ve ölçüm sonuçları Şekil 7.1’de gösterilmiştir. Ayrıca Çizelge 7.2’de ortalama sıcaklıklar ve bu sıcaklıklara sahip olan yüzeylerin alanları belirtilmiştir.



Şekil 7.1 Ölçülen kazan yüzey sıcaklıkları

Çizelge 7.3 Buhar kazanı cidar sıcaklıkları dağılımı

Yüzey	İzole kazan dış yüzeyleri	Isı köprüleri (mapa, manhol vs.)	Ön kapaklar ve arka duman sandığı
Ortalama sıcaklık (°C)	43	160	100
Alan (m ²)	27,56	1,31	2,78
Kazan dairesi sıcaklığı (°C)	27°C		

Kazan taze besi suyu girişinde bulunan su sayacı vasıtası ile kayıpları telafi etmek için sisteme eklenen su miktarı ölçülerek Çizelge 7.4’te gösterilmiştir. Taze besi suyu sıcaklığı ise 18°C olarak ölçülmüştür.

Çizelge 7.4 Su sayacı ile taze besi suyu debisi ölçümü

	İlk endeks (m ³)	Son endeks (m ³)	Fark (m ³)	Ölçüm süresi (dk)	Debi (m ³ /h)
Ölçüm 1	24573,121	24573,368	0,247	10	1,482
Ölçüm 2	24573,419	24573,673	0,254	10	1,524
Ölçüm 3	24573,754	24574,005	0,251	10	1,506
Ortalama:					1,505

Kondens tankının havalık borusundan kazan dairesi dışına yoğun flaş buhar çıkışı gözlenmiştir. Ölçülen taze besi suyu debisi sadece prosten geri dönmeyen kondensi değil, kondens tankından flaş buhar olarak kaybedilen kondensi de telafi etmektedir. Flaş buhar kayıplarının hesaplanabilmesi için sistemden dönen kondensin, atmosferik basınca açılmadan önceki basıncı ölçülmüştür:

Kondens dönüş basıncı: 3 bar

Kazan suyunun TDS miktarını sınırlamak için kazan üzerinde bulunan DN20 nominal çaptaki küresel vana sürekli olarak belirli bir açıklıkta tutularak, bir miktar kazan suyu tahliye edilmektedir. Yüzey blöf yoluyla tahliye edilen su miktarının hesaplanması için besi suyu ve kazan suyunun toplam çözünmüş madde miktarı LRGT 16-1 tipi iletkenlik ölçüm cihazı ile ölçülerek, elde edilen sonuçlar Çizelge 7.5'te gösterilmiştir.

Çizelge 7.5 Besi suyu ve kazan suyunun iletkenlik ölçüm sonuçları

	EN 12953'e göre sınır değeri	Ölçülen
Besi suyunun 25°C'deki iletkenliği (µS/cm)	-	313
Kazan suyunun 25°C'deki iletkenliği (µS/cm)	6000	3740

Kazan suyu iletkenlik değerinin EN 12953-10 tarafından tanımlanmış olan sınır değerinin çok altında olduğu Çizelge 7.5'te görülmektedir. Bu durumda yüzey blöf miktarının hassas olarak ayarlanmasının mümkün olmadığı küresel vana ile yapılan blöfün, gerekli miktarın çok üzerinde olduğu ve önemli miktarda ısı kaybının yaşandığı söylenebilir.

Kazan dairesinde bulunan degazörün gaz atma vanasından dışarı korozif gazlarla birlikte buhar atıldığı gözlenmiştir. 0,2 bar basınçtaki bu buharın, kazan kapasitesinin %0,5'i mertebesinde olduğu söylenebilir. Bu durumda degazör gaz atma vanasından 20 kg/h buhar atıldığı kabul edilir.

Kazan dairesinde ve fabrika içindeki tesisatta bulunan vana ve flanşların tamamı, bakımlar esnasında kolay sökülüp takılabilmesi için yalıtımsız bırakılmıştır. Sistemde bulunan yalıtımsız vanaların (glob vana, pislik tutucular) ve flanş çiftlerinin adetleri Çizelge 7.6'da gösterilmiştir.

Çizelge 7.6 Sistemde bulunan yalıtımsız flanş çifti ve vana adetleri

Çap (DN)	15	20	25	32	40	50	65	80	100	125
Vana	18	12	16	14	12	10	9	8	4	2
Flanş çifti	22	16	20	18	16	14	9	8	4	2

7.1.2 Analizler

Baca gazı ölçüm değerlerine dayanarak, bu yolla kaybedilen verimi hesaplamak için doğalgazın yanma reaksiyonu incelenmelidir. Çizelge 7.7'de doğalgazın kimyasal olarak volümetrik dağılımı verilmiştir.

Çizelge 7.7 Doğalgazın kimyasal olarak volümetrik dağılımı

	Metan	Etin	Propan	n-Bütan	i-Bütan	n-Penan	i-Penan	Haksan	N ₂	CO ₂
%	96,32	1,94	0,62	0,11	0,09	0,01	0,01	0,01	0,84	0,06

Çizelge 7.7'de belirtilen yakıt kompozisyonuna göre, stokiyometrik yanma sonucu oluşacak baca gazı kompozisyonu Çizelge 7.8'de gösterilmiştir.

Çizelge 7.8 Doğalgazın stokiyometrik yanma sonucu tepkime bileşenlerinin mol dağılımı

Gaz	Doğalgazdaki mol oranı (%)	Yakma karışımı (mol)			Yanma ürünleri (mol)			
		Yakıt	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂
CH ₄	96,32	0,9632	1,9264	7,2432	0,9632	2	Stokiyometrik yanma ürünü olarak O ₂ açığa çıkmaz	7,2432
C ₂ H ₆	1,94	0,0194	0,0679	0,2553	0,0388	3		0,2553
C ₃ H ₈	0,62	0,0062	0,0310	0,1166	0,0186	4		0,1166
C ₄ H ₁₀	0,20	0,0020	0,0130	0,0489	0,0080	5		0,0489
C ₅ H ₁₂	0,02	0,0002	0,0016	0,0060	0,0010	6		0,0060
N ₂	0,84	0,0084	-	-	-	-		0,0006
CO ₂	0,06	0,0006	-	-	0,0006	-		-
Toplam	100	1	2,0399	7,6700	1,0302	2.0206	7,6700	

Ölçülen baca gazı değerlerinin stokiyometrik yanma ile kıyaslanması ile kazan için hava

fazlalık katsayısına bağlı verim kaybı hesaplanabilir. Denklem 7.1'de baca gazındaki oksijenin oranı yardımı ile tepkimeye giren oksijen miktarı hesaplanabilir.

$$\%O_2 = \frac{n_{O_2}}{n_{CO_2} + n_{H_2O} + n_{O_2} + n_{N_2}} \quad 7.1$$

$$0,044 = \frac{n_{O_2}}{1,0302 + 2,0206 + n_{O_2} + (7,6700 + 3,76.n_{O_2})}$$

$$n_{O_2} = 0,5967$$

Yakma havası fazlalık katsayısı:

$$\lambda = \frac{2,0399 + 0,5967}{2,0399} = 1,29$$

Hesaplanan yakma havası fazlalığı ile gerçekleşen yanma sonucu tepkime ürünlerinin oranları ve entalpileri Çizelge 7.9'da gösterilmiştir.

Çizelge 7.9 $\lambda = 1,29$ olması durumunda baca gazı bileşenlerinin entalpisi

	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	Toplam
1 kmol doğalgazın yanması sonucu baca gazı bileşenleri (kmol)	1,0302	2,0206	0,5967	9,9136	13,5611
1 m ³ (22,4 kmol/m ³) doğalgaz için baca gazı bileşenleri (mol/m ³ doğalgaz)	45,991	90,205	26,638	442,57	605,404
253°C'de entalpi (kJ/mol) (Büyüktür, 1995)	9,511	7,850	6,909	6,687	-
1 m ³ doğalgaz için baca gazı bileşenlerinin entalpisi (kJ/m ³ doğalgaz)	437,42	708,11	185,04	2959,4	4290

Çizelge 7.1'de ölçülen doğalgaz tüketiminin 305 Nm³/h olduğu göz önünde bulundurulursa baca gazı yoluyla kaybedilen ısı aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$Q_{bk} = 305 \times 4290 = 1.308.450 \text{ kJ/h} = \mathbf{363,5 \text{ kW}}$$

Kazan dış cidarlarından kaybedilen ısı, taşınım ve ışıınım olmak üzere iki yolla gerçekleşir. Bu kayıplar doğrudan yüzey sıcaklıkları ve alanlarına bağlıdır. Denklem 7.2'de taşınım, 7.3'te ise ışıınım dış ortama aktarılan ısı miktarları hesaplanabilir.

$$Q_{kon} = F \times k \times (T_y - T_o) \quad 7.2$$

$$Q_{rad} = F \times \varepsilon \times \sigma \times (T_y^4 - T_o^4) \quad 7.3$$

Çizelge 7.3'te belirtilen tüm yüzeyler için 7.2 ve 7.3 no'lu denklemlere uygulanarak sonuçlar toplanırsa kazan dış cidar kayıpları bulunur:

$$\Sigma Q_{\text{kon}} = 27,56 \times 8,14 \times (43 - 27) + 1,31 \times 8,14 \times (160 - 27) + 2,78 \times 8,14 \times (100 - 27) = 6660 \text{ W}$$

$$\begin{aligned} \Sigma Q_{\text{rad}} &= 27,56 \times 0,95 \times 5,67 \cdot 10^{-8} \times [(273+43)^4 - (273+27)^4] + \\ &\quad 1,31 \times 0,95 \times 5,67 \cdot 10^{-8} \times [(273+160)^4 - (273+27)^4] + \\ &\quad 2,78 \times 0,95 \times 5,67 \cdot 10^{-8} \times [(273+100)^4 - (273+27)^4] \\ &= 6372 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\Sigma Q_{\text{cidar}} = \Sigma Q_{\text{kon}} + \Sigma Q_{\text{rad}} = \mathbf{13 \text{ kW}}$$

Çizelge 7.5'teki değerlerin Denklem 2.3'e uygulanması halinde kazandan yapılan blöf miktarı bulunabilir:

$$\dot{m}_{\text{yb}} = \frac{\dot{m}_{\text{b}} \cdot C_{\text{O}_{\text{bs}}}}{C_{\text{O}_i} - C_{\text{O}_{\text{bs}}}} = \frac{4000 \times 313}{3740 - 313} = 365 \text{ kg/h}$$

Kazandan yüzey blöf yoluyla atılan 6 bar'da 365 kg/h doymuş suyun entalpisi aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$Q_{\text{yb}} = \dot{m}_{\text{yb}} \times h_{\text{s@6bar}} = 365 \times 697 = 254405 \text{ kJ/h} = \mathbf{71 \text{ kW}}$$

3 bar'da doymuş su olan kondensin kondens tankına açılması halinde bir miktar kondens flaş buhar olarak sistemi terk etmektedir. Flaş buhara dönüşen kondens miktarını bulmak için Şekil 5.4 ve Denklem 5.5'ten yararlanılırsa, oluşan flaş buhar debisi, kondens debisine göre tanımlanabilir:

$$\dot{m}_{\text{fb}} = \dot{m}_{\text{k}} \times \frac{h_{\text{s@3bar}} - h_{\text{s@atm}}}{h_{\text{b@atm}} - h_{\text{s@atm}}} = \frac{604-418}{2676-418} = 0,0824 \cdot \dot{m}_{\text{k}}$$

Çizelge 7.4'te ölçülen taze besi suyu debisi proseten dönmeyen ve flaş buhar olarak sistemi terk eden kondensin toplamına eşittir:

$$\dot{m}_{\text{ts}} = (4000 - \dot{m}_{\text{k}}) + \dot{m}_{\text{fb}}$$

$$1505 = 4000 - 0,9176 \cdot \dot{m}_{\text{k}}$$

$$\dot{m}_{\text{k}} = 2719 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{\text{fb}} = 0,0824 \cdot \dot{m}_{\text{k}} = 0,0824 \times 2767 = 224 \text{ kg/h}$$

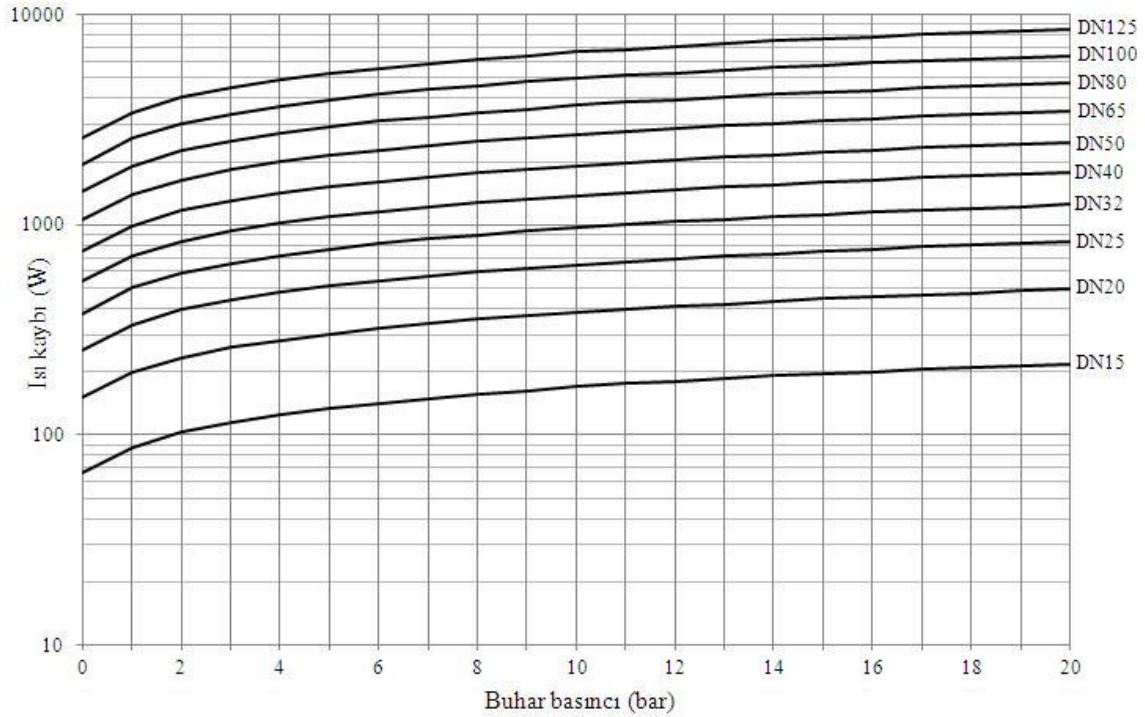
Kondens tankından flaş buhar çıkışı ile kaybedilen ısı aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$Q_{fb} = \dot{m}_{fb} \times h_{b@atm} = 224 \times 2676 = 599424 \text{ kJ/h} = \mathbf{166,5 \text{ kW}}$$

Degazör gaz atma vanasından atık gazla birlikte tahliye edilen yaklaşık 20 kg/h buhar ile dışarı atılan enerji:

$$Q_{atık} = \dot{m}_{atık} \times h_{b@0,2bar} = 20 \times 2685 = 53700 \text{ kJ/h} = \mathbf{15 \text{ kW}}$$

Sistemde bulunan yalıtımsız flaş çifti ve vanaların ısı kayıplarının hesaplanması için Şekil 7.2 ve Şekil 7.3'teki grafiklerden elde edilen birim ısı kayıp değerleri, Çizelge 7.6'da belirtilen adetlerle çarpılır.

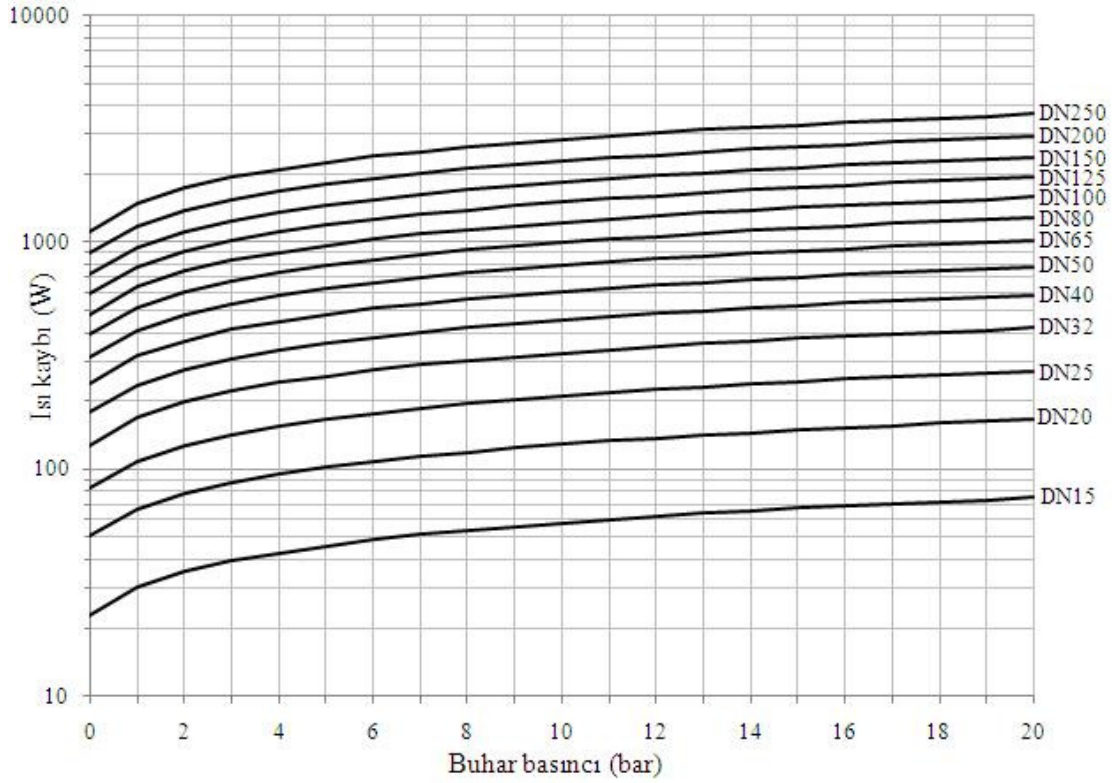


Şekil 7.2 Buhar basıncına göre yalıtımsız flaşlı glob vanalardan ısı kaybı

Toplam izolasyonsuz vana kayıpları (Çizelge 7.5 ve Şekil 7.2'den faydalanarak):

$$Q_{vana} = 18 \times 142 + 12 \times 180 + 16 \times 222 + 14 \times 269 + 12 \times 347 + 10 \times 451 + 9 \times 661 + 8 \times 834 + 4 \times 1064 + 2 \times 1403$$

$$= 40391 \text{ W} = \mathbf{40,4 \text{ kW}}$$



Şekil 7.3 Buhar basıncına göre yalıtımsız flanş çiftlerinden ısı kaybı

Toplam izolasyonsuz flanş çifti kayıpları (Çizelge 7.5 ve Şekil 7.3'ten faydalanarak):

$$Q_{\text{flanş}} = 22 \cdot 49 + 16 \cdot 59 + 20 \cdot 68 + 18 \cdot 97 + 16 \cdot 108 + 14 \cdot 128 + 9 \cdot 154 + 8 \cdot 174 + 4 \cdot 192 + 2 \cdot 234$$

$$= 12662 \text{ W} = \mathbf{12,7 \text{ kW}}$$

Yukarıda hesaplanan kayıplar yardımıyla toplam sistem verimi Denklem 7.4 yardımı ile hesaplanabilir:

$$\% \eta_s = \frac{m_{dg} \times Hu - \sum \text{Kayıp}}{m_{dg} \times Hu} \times 100 \quad 7.4$$

$$\% \eta_s = \frac{305 \times 9,59 - (363,5 + 13 + 71 + 166,5 + 15 + 40,4 + 12,7)}{305 \times 9,59} \times 100$$

$$\% \eta_s = \mathbf{\%76,68}$$

Kayıpları minimuma indirerek toplam verimi arttırmak için işletmeye kimi önlemler önerilmiştir.

7.2 Verimlilik Artışına Dair Önlem Önerileri

Kazan baca gazı sıcaklığının düşürülerek, baca gazının duyulur ısısından faydalanmak için çelik malzemedен üretilmiş bir ekonomizörün sisteme dâhil edilmesi önemli miktarda ısı geri kazanımı sağlayacaktır. Bu doğrultuda işletmeye baca gazı sıcaklığını 120°C'ye düşürmek üzere tasarlanmış, kanatlı su borulu bir ekonomizör vasıtasıyla besi suyunun ön ısıtmasının yapılması önerilmiştir.

Prosesten dönmeyen 1281 kg/h kondens (%32) yerine sürekli olarak sisteme 18°C su ilave edilmektedir. Bu suyun ısıtılması için baca gazında bulunan su buharını yoğunlaştırarak, baca gazı gizli ısını geri kazanacak yoğuşmalı bir ekonomizörün kullanılması önemli miktarda ısı geri kazanımı sağlayacaktır. İşletmeye baca gazını 40°C'ye düşürerek, taze besi suyunu ısıtan paslanmaz çelikten üretilmiş yoğuşmalı bir ekonomizör önerilmiştir.

Çizelge 7.2'de görüldüğü üzere baca gazında bulunan oksijen miktarı yüksektir. Bunun sebebi 1,29 gibi yüksek bir yakma havası fazlalık katsayısı ile yanmanın gerçekleşmesidir. Yakma havası fazlalık katsayısı ve buna bağlı olarak baca gazında bulunan oksijen miktarı, baca gazı kompozisyonuna göre yakıt-hava oranını düzenleyen otomasyon sisteminin kullanılması durumunda çok düşük seviyelere çekilebilir. Bu doğrultuda baca gazındaki oksijen miktarını %1,1 gibi düşük bir değere indirebilecek elektronik yanma kontrol sistemli bir brülör önerilmiştir.

Yüzey blöf vasıtasıyla kazandan dışarı atılan suyun gerekli miktarın çok üzerinde olduğu hesaplanmıştı. Bu değer gereğinden daha fazla yapılmasını önlemek üzere kazana iletkenlik kontrolü için otomasyon sistemi eklenmesi önerilmiştir. Bu sayede önemli miktarda ısı muhafaza edilebilecektir. Ayrıca otomasyon sistemi vasıtasıyla tahliye edilen düşük kaliteli suyun taşıdığı enerjinin geri kazanılması için bir flaş buhar tankının eklenmesi önerilmiştir.

Degazörün gaz atma vanasından kaybedilen yaklaşık 20 kg/h 0,2 bar basınçlı buharın enerjisini geri kazanmak için bu çıkışa bir eşanjör eklenmesi önerilmiştir. Atık buharla birlikte yüksek derecede korozif gazlar da bu eşanjörden geçeceği için, seçilen eşanjörün korozyona dayanıklı bakır borudan imal edilmiş olması gereklidir.

Prosesten dönen kondensin basıncının düşmesi sonucu açığa çıkan flaş buharın degazöre beslenerek geri kazanılması için sisteme flaş buhar cihazı eklenmesi önerilmiştir. Flaş buhar cihazı kondens dönüş hattına, kondens tankından hemen önce monte edilerek 0,2 bar'da flaş buhar elde edilmesi halinde degazöre beslenmesi gereken buhar sağlamış olur. Ayrıca kondens dönüşüne monte edilen flaş buhar cihazı, buhar kapanlarından kaçan buharın da geri kazanılmasını sağlayacaktır.

Kazan dış cidarlarından kaybedilen ısı, kazan izolasyonunun iyileştirilmesi ile minimize edilebilir. Kazanın dış yüzey sıcaklıklarının düşürülmesi için 120 mm taş yünü ile yalıtımının iyileştirilmesi önerilmiştir.

Sistemde bulunan tüm yalıtımsız vana ve flanşların prefabrik izolasyon malzemesiyle yalıtılarak, buhar dağıtım hatlarındaki ısı kayıplarının azaltılması önerilmiştir.

7.3 Uygulanan Verimlilik Arttırma Önlemleri

Yapılan analizler ve bunlara bağlı iyileştirme önerileri sonucu yatırımcı aşağıdaki iyileştirmelerin yapılmasına karar vermiştir.

7.3.1 Ekonomizör

Kazandan 253°C sıcaklıkta çıkan duman gazını 130°C'ye düşürmek üzere kanatçıklı çelik borulu ekonomizör imal ettirilerek sisteme eklenmiştir.

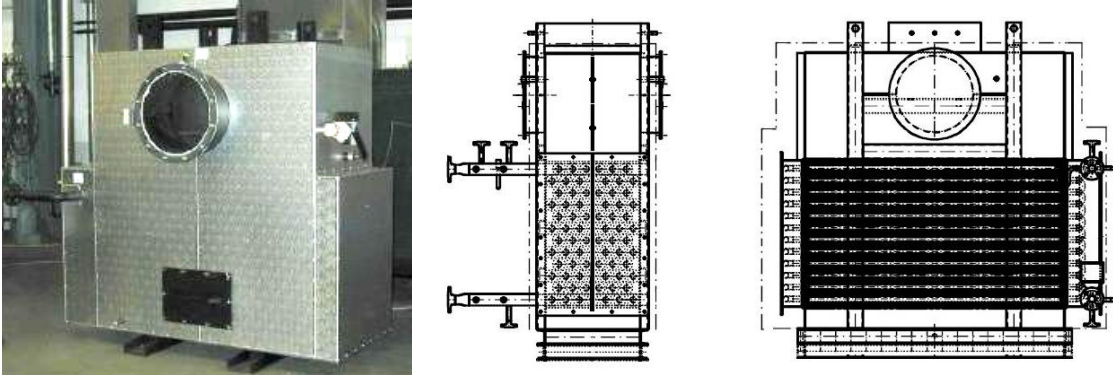
Çelik ekonomizör vasıtasıyla baca gazı 130°C'ye soğutulurken, degazörden 102°C gelen besi suyu yaklaşık 140°C'ye ısıtılmaktadır. Ekonomizörün geri kazanım kapasitesinin yaklaşık 200 kW olması beklenmektedir.

Ekonomizör toplam ısı transfer yüzeyi yaklaşık 90 m²'dir ve yaklaşık ağırlığı 1650 kg'dır. Ekonomizörün eni 2 m, boyu 1,4 m, yüksekliği ise 2,7 m'dir.

İmalat süresi 5 hafta olan ekonomizör, fabrikaya araç üzerinde teslim edildikten sonra vinç vasıtasıyla kaidesinin üzerine yerleştirilerek, su, duman gazı ve elektrik tesisatı yapılmıştır. Ekonomizör için yatırım maliyeti Çizelge 7.10'da gösterilmiştir.

Çizelge 7.10 Çelik ekonomizör yatırım maliyeti

Çelik ekonomizör fiyatı	32.400 TL
Ekonomizörün fabrikaya nakil maliyeti	600 TL
Vinç ile yerine koyma maliyeti	1.000 TL
Besi suyu tesisat maliyeti	400 TL
Duman kanalı tesisat maliyeti	1.200 TL
Gerekli armatürlerin (emniyet vetili, kapama vanaları, termostatlar, termometreler, manometre vb.) maliyeti	3.200 TL
Duman kanalı, besi suyu hattı ve vanaların izolasyon maliyeti	1.250 TL
Montaj işçiliği (120 adam.saat), (Brüt ücret: 12 TL/adam.saat)	1.440
TOPLAM	41.490 TL



Şekil 7.4 Sisteme eklenen çelik ekonomizör

7.3.2 Yoğuşmalı ekonomizör

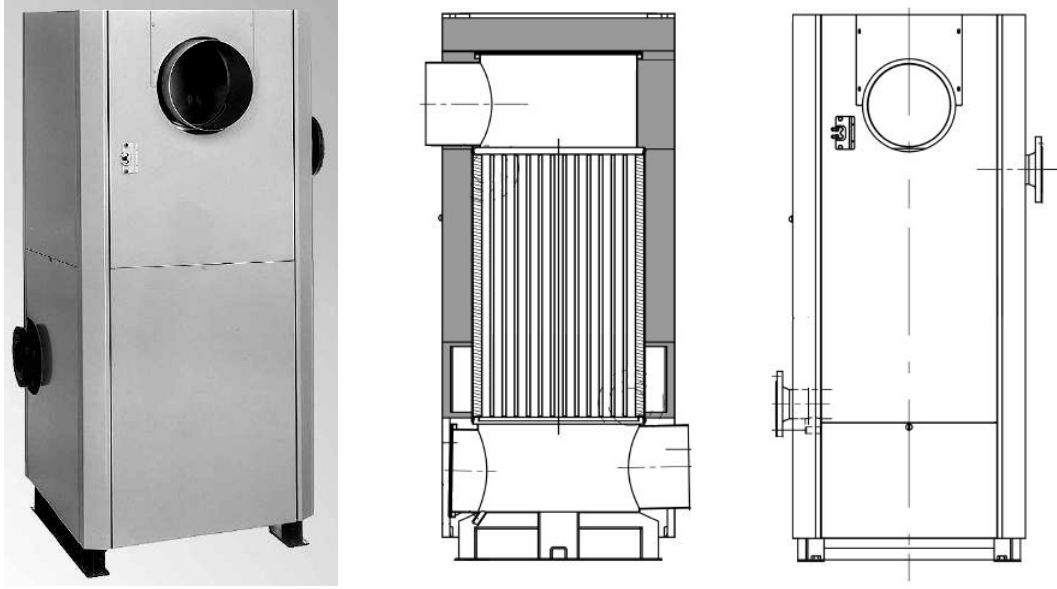
Çelik ekonomizörde sıcaklığı 130°C 'ye düşürülen duman gazını 40°C 'ye indirerek, bünyesindeki su buharını yoğuşturmak ve duman gazının gizli ısısını geri kazanmak üzere paslanmaz çelik yoğuşmalı ekonomizör imal ettirilerek sisteme eklenmiştir.

Yoğuşmalı ekonomizör vasıtasıyla geri kazanılan ısı, geri dönmeyen kondensi telafi etmek üzere sisteme eklenen 18°C taze besi suyunu yaklaşık 75°C 'ye ısıtmak için kullanılacaktır. Bu şekilde geri kazanılan ısının yaklaşık olarak 110 kW olması beklenmektedir.

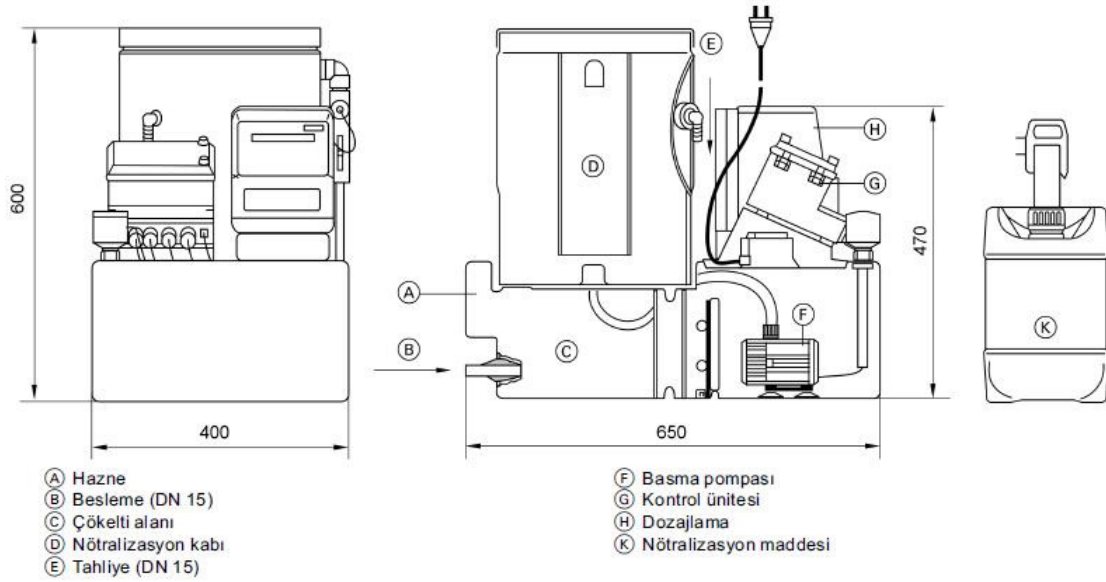
İmalat süresi 4 hafta olan yoğuşmalı ekonomizör fabrikaya araç üzerinde teslim edildikten sonra vinç vasıtasıyla yerine yerleştirilerek duman gazı, su, yoğuşma hatları, nötralizasyon istasyonu ve elektrik tesisatı yapılmıştır. Yoğuşmalı ekonomizör için yatırım maliyeti Çizelge 7.11'de gösterilmiştir.

Çizelge 7.11 Yoğuşmalı ekonomizör yatırım maliyeti

Yoğuşmalı ekonomizör fiyatı	62.300 TL
Nötralizasyon sistemi fiyatı	3.100 TL
Ekonomizörün fabrikaya nakil maliyeti	600 TL
Vinç ile yerine koyma maliyeti	1.000 TL
Taze besi suyu tesisat maliyeti	350 TL
Paslanmaz çelik duman kanalı tesisat maliyeti	2.450 TL
Gerekli armatürlerin (emniyet ventili, kapama vanaları, termostatlar, termometreler, manometre vb.) maliyeti	2.300 TL
Duman kanalı, besi suyu hattı ve vanaların izolasyon maliyeti	850 TL
Montaj işçiliği (144 adam.saat), (Brüt ücret: 12 TL/adam.saat)	1.728 TL
TOPLAM	74.678 TL



Şekil 7.5 Sisteme eklenen yoğuşmalı ekonomizör



Şekil 7.6 Sisteme eklenen nötralizasyon cihazı

Baca gazının yoğuşması ile birlikte oluşan nitrik asidin nötrleştirilmesi için nötralizasyon cihazında bazik sodyum bileşikler tüketilmektedir. Bu durum yoğuşmalı ekonomizörde işletme maliyeti ortaya çıkartmaktadır.

Nötralizasyon cihazı üreticisinin beyan edilen kimyasal tüketiminin doğalgaz tüketimine oranı 0,43 ml/Nm³ doğalgaz'dır. Üretici tarafından tedarik edilen sıvı haldeki bazik kimyasal 25 litrelik bidonlarda 150 TL'den satılmaktadır.

Kazanın tam kapasitede çalışması halinde yaklaşık 270 Nm³/h doğalgaz tüketileceği varsayılırsa, kimyasal tüketimi 270*0,43= 116,1 ml/h olur. Kazanın senede 300 gün, günde 16 saat, ortalama olarak %70 kapasite ile çalıştığı düşünülürse yıllık kimyasal maliyeti aşağıdaki gibi hesaplanabilir:

$$\text{Nötralizasyon sıvısı tüketimi} = \frac{0,1161 \text{ l/h} \times 16 \text{ h/gün} \times 300 \text{ gün/yıl} \times 0,7}{25 \text{ l/bidon}} = 15,6 \text{ bidon/yıl}$$

Yukarıda yapılan hesaba göre yılda 16 bidon kimyasal tüketilecektir. Bu durumda yoğuşmalı ekonomizörün yıllık işletme maliyeti 16*150= **2.400 TL/yıl** olacaktır.

7.3.3 Yanma kontrol otomasyonu

Yakma havası fazlalık katsayısını verimli bir yanmanın oluşabileceği minimum değere indirmek için sisteme yanma kontrol otomasyonu eklenmiştir.

Yanma kontrol otomasyon sistemini brülöre eklenen elektronik bir kontrolör ve baca gazında bulunan oksijen miktarını ölçerek kontrolöre sinyal gönderen bir prob oluşturmaktadır. Ayrıca brülör yakma havası fanı devrini kapasiteye göre ayarlamak üzere kumanda panosuna frekans invertörü eklenmiştir. Frekans invertörü düşük kapasitelerde fan motoruna beslenen elektrik akımını azaltarak, düşük devirlerde çalışmasını sağlamaktadır. Bu sayede düşük kapasitelerde brülör fan motorunun harcadığı elektrik gücü azaltılmış olur.



Elektronik kontrolör, oksijen probu, frekans invertörü

Şekil 7.7 Yanma kontrol otomasyonu

Yanma otomasyonu için yatırım maliyeti Çizelge 7.12’de gösterilmiştir.

Çizelge 7.12 Yoğuşmalı ekonomizör yatırım maliyeti

Elektronik yakma kontrolörü	8.100 TL
Oksijen probu	6.500 TL
Frekans invertörü	7.400 TL
Kablo ve kablo kanalı maliyeti	300 TL
Elektrik tesisatı işçiliği (32 adam.saat), (Brüt ücret: 18 TL/adam.saat)	576 TL
TOPLAM	22.876 TL

7.3.4 Blöf sistemlerinin otomasyonu ve geri kazanımı

Bölüm 7.1.1’de kazan suyu iletkenlik değerinin standart tarafından tanımlanmış sınır değerinin çok altında olduğu belirtilmişti. Bu durum gerekli miktarın üzerinde yüzey blöf yapıldığını gösterir. Bölüm 7.1.2’de yüzey blöfle dışarı atılan kazan suyu miktarı 365 kg/h ve bu suyun taşıdığı enerji 71 kW olarak hesaplanmıştı.

Kazan üzerinde bulunan manüel bir vana ile gerçekleştirilen yüzey blöf miktarının tam olarak belirlenmesi mümkün olmadığı için sisteme iletkenlik kontrol sistemi eklenmiştir. İletkenlik kontrol sistemi sayesinde sadece gereği kadar yüzey blöf yapılması sağlanacaktır.



İletkenlik elektrodu, motorlu yüzey blöf vanası, kontrolör

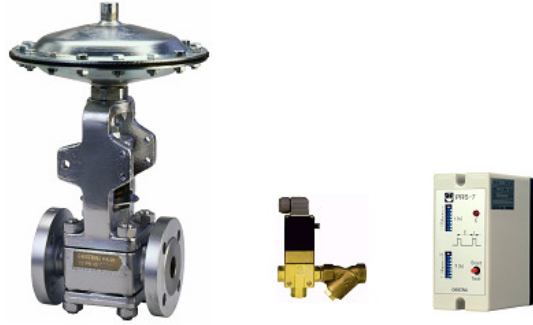
Şekil 7.8 İletkenlik kontrol sistemi

Yüzey blöf yoluyla kazandan dışarı atılan suyun bir miktarının basınç düşmesi sonucu flaş buhara dönüştüğü daha önce anlatılmıştı. Yüksek miktarda ısı taşıyan düşük basınçlı bu buharın geri kazanılması için sisteme bir flaş buhar cihazı eklenmiştir. Geri kazanılan buhar degazöre beslenecektir.



Şekil 7.9 Flaş buhar cihazı

Ayrıca 72 saat gözetimsiz işletme koşullarını sağlamak için kazana otomatik dip blöf sistemi de eklenmiştir. Dip blöf sistemi pnömomatik aktüatörlü bir vana, aktüatöre gönderilen havayı kontrol eden bir solenoid vana ve bir kontrolörden oluşmaktadır.



Pnömomatik dip blöf vanası, solenoid vana, kontrolör

Şekil 7.10 Otomatik dip blöf sistemi

Çizelge 7.13 Blöf otomasyonu ve geri kazanım sistemi yatırım maliyeti

İletkenlik kontrol sistemi fiyatı	7.600 TL
20 litre flaş buhar tankı fiyatı	900 TL
DN25 şamandıralı kondensstop fiyatı (Flaş buhar cihazı için)	800 TL
DN32 disk tipi çekvalf fiyatı (Flaş buhar cihazı için)	70 TL
Otomatik dip blöf sistemi fiyatı	3.600 TL
Flaş buhar tesisatı maliyeti	600 TL
Flaş buhar tankı ve hattının izolasyon maliyeti	750 TL
Kablo ve kablo kanalı maliyeti	300 TL
Mekanik tesisat işçiliği (16 adam saat), (Brüt ücret: 12 TL/adam.saat)	192 TL
Elektrik tesisatı işçiliği (32 adam.saat), (Brüt ücret: 18 TL/adam.saat)	576 TL
TOPLAM	15.388 TL

7.3.5 Degazör gaz atma hattına ısı değiştirici ilavesi

Degazör gaz atma ağzından dışarı atılan korozif gaz ve buharın taşıdığı enerjiyi geri kazanmak üzere sisteme oksijen korozyonundan etkilenemeyecek bakır borulu eşanjör eklenmiştir. 18°C sıcaklıktaki taze besi suyu öncelikle bu eşanjörden geğirilerek yaklaşık 25°C'ye ısıtıldıktan sonra yoğuşmalı ekonomizöre gönderilmiştir.

Çizelge 7.14 Degazör atık gaz geri kazanım sistemi yatırım maliyeti

0,5 m ² bakır borulu ısı değiştirici	2.100 TL
Isı değiştirici taşıyıcı konsol maliyeti	250 TL
Gerekli armatürlerin (emniyet ventili, kapama vanaları, termometre vb.) maliyeti	600 TL
Bakır boru ve fittings maliyeti	450 TL
Taze besi suyu hattı maliyeti	250 TL
Isı değiştirici ve boru izolasyon maliyeti	550 TL
Mekanik tesisat işçiliği (16 adam.saat), (Brüt ücret: 12 TL/adam.saat)	192 TL
TOPLAM	4.392 TL



Şekil 7.11 Degazör gaz çıkışına bağlanan bakır borulu ısı değiştirici

7.3.6 Kondens dönüş hattına flaş buhar tankı ilavesi

Bölüm 7.1.2'de sistemden dönen basınçlı kondensin atmosferik basınca açılması ile oluşan flaş buharın 166,5 kW enerji taşıdığı hesaplanmıştı. Oluşan flaş buharın degazörün ihtiyaç duyduğu enerjiyi karşılama üzere kontrollü olarak kondensden ayrılması için sisteme bir flaş buhar cihazı eklenmiştir.

Çizelge 7.15 Kondens dönüşünde oluşan flaş buhar geri kazanım sisteminin maliyeti

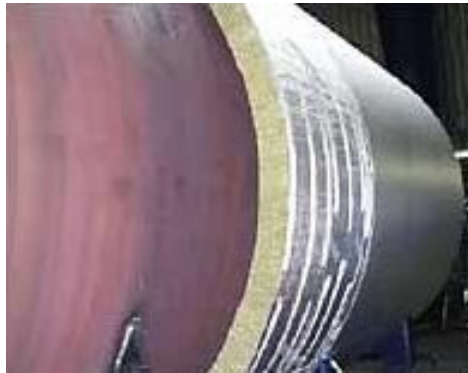
500 litre flaş buhar tankı fiyatı	2.700 TL
DN50 şamandıralı kondenstop fiyatı	2.500 TL
DN100 disk tipi çek valf fiyatı	340 TL
Flaş buhar tankı ve hatlarının izolasyon maliyeti	1.750 TL
Montaj işçiliği (48 adam.saat), (Brüt ücret: 12 TL/adam.saat)	576 TL
TOPLAM	7.866 TL



Şekil 7.12 Kondens dönüşüne bağlanan flaş buhar cihazı

7.3.7 Yalıtım zafiyetlerinin giderilmesi

Kazan yüzeylerinin sıcaklık dağılımı şekil 7.1’de gösterilmiştir. Bu sıcaklıkların düşürülerek dış cidar ısı kayıplarını minimuma indirmek üzere kazanın 80 mm kalınlığındaki eski izolasyonu sökülerek 120 mm kalınlığında taş yünü malzeme ile izolasyon yenilenmiştir. Ayrıca seviye kolektörü, kazan kapısı ve arka duman sandığı gibi daha önce izole edilmemiş yüzeyler de izole edilmiştir. Taş yünü izolasyon 1 mm kalınlığında 316L paslanmaz çelik sac ile kaplanmıştır.



Şekil 7.13 Buhar kazanının 120 mm taş yünü ile izolasyonu

Buhar sisteminde bulunan tüm vanalar ve flaş çiftleri kolay sökülüp takılabilen prefabrik izolasyon ceketleri ile kaplanarak bu bölgelerden ısı kaybı minimuma indirilmiştir.



Şekil 7.14 Prefabrik vana izolasyon ceketi

Çizelge 7.16 Yalıtım zafiyetlerinin giderilme maliyeti

Kazan izolasyonu için kullanılan 120 mm taşıyıcı (56m ² -fire dahil) (36 TL/m ²)	2.016 TL
1 mm 316L paslanmaz çelik sac (460 kg – fire dahil) (5,20 TL/kg)	2.392 TL
18 adet DN15 vana ceketi (24 TL/adet)	432 TL
12 adet DN20 vana ceketi (25 TL/adet)	300 TL
16 adet DN25 vana ceketi (28 TL/adet)	448 TL
14 adet DN32 vana ceketi (30 TL/adet)	420 TL
12 adet DN40 vana ceketi (36 TL/adet)	432 TL
10 adet DN50 vana ceketi (42 TL/adet)	420 TL
9 adet DN65 vana ceketi (50 TL/adet)	450 TL
8 adet DN80 vana ceketi (52 TL/adet)	416 TL
4 adet DN100 vana ceketi (80 TL/adet)	320 TL
2 adet DN125 vana ceketi (95 TL/adet)	190 TL
24 adet flanş çifti (muhtelif çapta) izolasyonu	360 TL
İşçilik maliyeti (224 adam.saatt), (Brüt ücret: 12 TL/adam.saatt)	2.688 TL
TOPLAM	11.284 TL

7.4 İyileştirme Çalışmalarından Sonraki Durum

Buhar sisteminde yapılan iyileştirmelerden sonra verimliliği ve diğer tesisat elemanlarının kayıplarını belirlemek için kimi ölçümler yapılmıştır.

Kazan veriminin hesaplamasında seçilen yöntem EN 12953-11 kod no'lu "Silindirik Kazanlar – Bölüm 11: Kabul Deneyleri" başlıklı standarttır. Bu standarda göre dolaylı metot tercih edilerek temel alınmıştır. Bu metot, yakıtla sisteme verilen enerjiden, baca gazı kayıpları, iletim, taşınım ve ışınmam ile oluşan kayıplar dâhil, tüm kayıpların çıkartılması ilkesine dayanır. Bulunan değerler, yakıt enerjisi vasıtasıyla kullanılan toplam enerjiye oranı, kazan verimi değerini oluşturur.

7.4.1 Ölçümler

İyileştirmelerden sonra yapılan doğalgaz tüketimi ölçümleri Çizelge 7.17’de gösterilmiştir.

Çizelge 7.17 İyileştirmelerden sonra yapılan doğalgaz debisi ölçümü

	İlk endeks (Nm ³)	Son endeks (Nm ³)	Fark (Nm ³)	Ölçüm süresi (dk)	Debi (Nm ³ /h)
Ölçüm 1	5226432,4	5226474,7	42,3	10	253,8
Ölçüm 2	5226494,2	5226536,1	41,9	10	251,4
Ölçüm 3	5226557,8	5226600,0	42,2	10	253,2
				Ortalama:	252,8

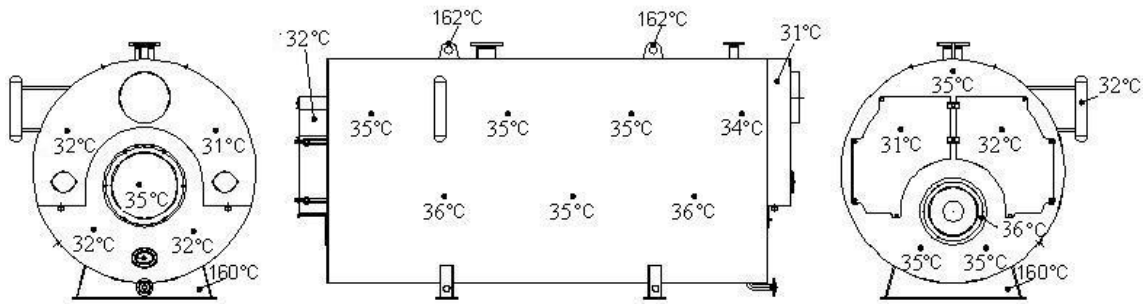
$$m_{dg} = 252,8 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Baca gazı analiz cihazı ile iyileştirmelerden sonra yapılan ölçüm sonucu sıcaklık oksijen miktarı Çizelge 7.18’de gösterilmiştir.

Çizelge 7.18 İyileştirmelerden sonra yapılan baca gazı ölçüm sonuçları

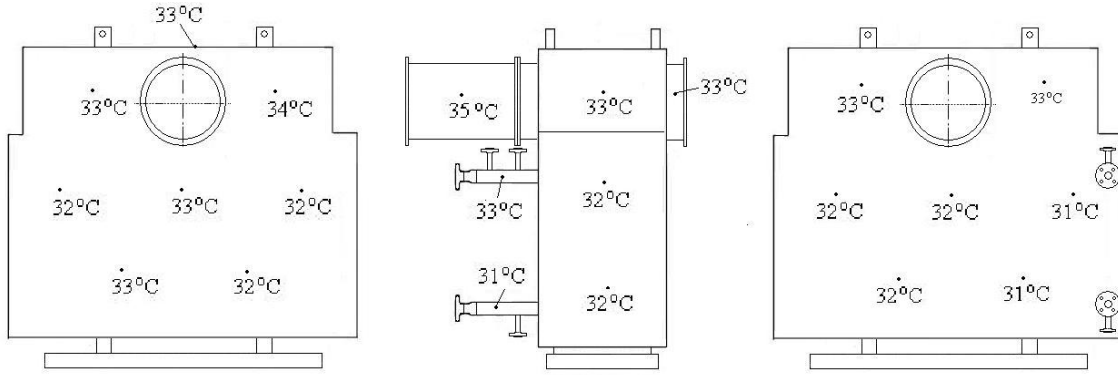
	Ölçüm 1	Ölçüm 2	Ölçüm 3	Ortalama
Baca gazı sıcaklığı [°C]	43	42	44	43
O₂ [%]	1,2	1,2	1,2	1,2

Kazanın 120 mm taş yünü ile izolasyonundan sonra yapılan yüzey sıcaklığı ölçümlerinden elde edilen sonuçlar Şekil 7.14’te gösterilmiştir.



Şekil 7.15 İzolasyonun yenilenmesinden sonra kazan yüzey sıcaklıkları

Ayrıca sisteme eklenen çelik ekonomizörün sıcaklık dağılımı Şekil 7.15’te görülebilir. Yoğuşmalı ekonomizörün ortalama yüzey sıcaklık dağılımı, kazan dairesi sıcaklığına çok yakın olduğu için bu ekonomizörün yüzey kayıpları ihmal edilmiştir.



Şekil 7.16 Sisteme eklenen ekonomizörün yüzey sıcaklıkları

Çizelge 7.19 Buhar kazanı ve ekonomizör cidar sıcaklıkları dağılımı

Yüzey	Kazan dış yüzeyleri	Ekonomizör dış yüzeyleri	Isı köprüleri (mapa, ayaklar vs.)
Ortalama sıcaklık (°C)	34	32	160
Alan (m ²)	30,34	19,09	1,21
Kazan dairesi sıcaklığı (°C)	27°C		

Daha önce atmosfer basıncında flaş buhara dönüşerek sistemden uzaklaşan kondens, flaş buhar cihazı ile geri kazanıldığı için sisteme eklenen taze besi suyunda azalma gerçekleşmiştir. Ölçülen taze besi suyu debisi Çizelge 7.20'de gösterilmiştir.

Çizelge 7.20 İyileştirmelerden sonra ölçülen taze besi suyu debisi

	İlk endeks (m ³)	Son endeks (m ³)	Fark (m ³)	Ölçüm süresi (dk)	Debi (m ³ /h)
Ölçüm 1	25248,245	25248,462	0,217	10	1,302
Ölçüm 2	25248,563	25248,781	0,218	10	1,308
Ölçüm 3	25248,889	25249,106	0,217	10	1,302
				Ortalama:	1,304

Flaş buhar cihazından 0,2 bar'da doymuş su olarak çıkıp kondens tankına dökülen kondensin cüzi miktarda flaş buhar ürettiği gözlemlenmiştir.

Kazan suyunun iletkenliğini kontrol etmek için kazana monte edilen otomatik yüzey blöf sisteminin çalışması ile birlikte kazan suyu iletkenliğinin 5000 µS/cm'de sabit kaldığı gözlemlenmiştir.

7.4.2 Analizler

Ölçülen yeni baca gazı değerlerinin stokiyometrik yanma ile kıyaslanması ile kazan için hava fazlalık katsayısına bağlı verim kaybı hesaplanabilir. Yanmaya katılan oksijen miktarı Denklem 7.1’de baca gazındaki oksijenin oranı yardımı ile hesaplanabilir.

$$0,012 = \frac{n_{O_2}}{1,0302 + 2,0206 + n_{O_2} + (7,6700 + 3,76.n_{O_2})}$$

$$n_{O_2} = 0,1364$$

Yakma havası fazlalık katsayısı:

$$\lambda = \frac{2,0399 + 0,1364}{2,0399} = 1,07$$

Hesaplanan yakma havası fazlalığı ile gerçekleşen yanma sonucu tepkime ürünlerinin oranları ve entalpileri Çizelge 7.21’de gösterilmiştir.

Çizelge 7.21 $\lambda = 1,07$ olması durumunda baca gazı bileşenlerinin entalpisi

	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	Toplam
1 kmol doğalgazın yanması sonucu baca gazı bileşenleri (kmol)	1,0302	2,0206	0,1364	8,1829	13,5611
1 m ³ (22,4 kmol/m ³) doğalgaz için baca gazı bileşenleri (mol/m ³ doğalgaz)	45,991	90,205	6,089	365,308	507,593
43°C’de entalpi (kJ/mol) (Büyüktür, 1995)	0,698	0,605	0,530	0,521	-
1 m ³ doğalgaz için baca gazı bileşenlerinin entalpisi (kJ/m ³ doğalgaz)	32,10	54,57	3,23	190,33	280,23

Çizelge 7.1’de ölçülen doğalgaz tüketiminin 252,8 olduğu göz önünde bulundurulursa baca gazı yoluyla kaybedilen ısı aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$Q_{bk} = 252,8 \times 280,23 = 70.842 \text{ kJ/h} = \mathbf{19,7 \text{ kW}}$$

Kazan dış cidar sıcaklıklarının düşürülmesi ile birlikte kazan ve ekonomizörün dış yüzeylerinden taşınım ve ışınlama kaybedilen ısı Denklem 7.2 ve 7.3 yardımıyla hesaplanır:

$$\Sigma Q_{kon} = 30,34 \times 8,14 \times (34 - 27) + 19,09 \times 8,14 \times (32 - 27) + 1,21 \times 8,14 \times (160 - 27) = 3816 \text{ W}$$

$$\begin{aligned}\Sigma Q_{\text{rad}} &= 30,34 \times 0,95 \times 5,67 \cdot 10^{-8} \times [(273+34)^4 - (273+27)^4] + \\ & 19,09 \times 0,95 \times 5,67 \cdot 10^{-8} \times [(273+32)^4 - (273+27)^4] + \\ & 1,21 \times 0,95 \times 5,67 \cdot 10^{-8} \times [(273+160)^4 - (273+27)^4] \\ & = 3612 \text{ W}\end{aligned}$$

$$\Sigma Q_{\text{cidar}} = \Sigma Q_{\text{kon}} + \Sigma Q_{\text{rad}} = 7,4 \text{ kW}$$

Kazan suyu iletkenliği 5000 5000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ 'de sabit kaldığına göre Denklem 2.3 yardımıyla otomasyon sisteminin yaptığı blöf miktarı bulunabilir:

$$\dot{m}_{\text{yb}} = \frac{\dot{m}_b \cdot C_{o_{bs}}}{C_{o_i} - C_{o_{bs}}} = \frac{4000 \times 313}{5000 - 313} = 267 \text{ kg/h}$$

Blöfle dışarı atılan kazan suyu kanalizasyona gönderilmeden önce sisteme eklenen flaş buhar ünitesine girer. 6 bar'dan 0,2 bar'a genişleyen doymuş suyun bir kısmı degazörde kullanılmak üzere flaş buhar olarak geri kazanılır. Oluşan flaş buhar miktarı Denklem 5.5'e göre aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$\% \text{ Flaş buhar} = \frac{697,22 - 438,95}{2683,42 - 438,95} \times 100 = \%12,5$$

$$\text{Yüzey blöften kazanılan flaş buhar miktarı} = 267 \times 0,125 = 33,4 \text{ kg/h}$$

Elde edilen flaş buhar degazöre gönderilirken, geride kalan blöf suyu 0,2 bar'da doymuş su olarak kanala atılır. Kanala atılan bu su ile kaybedilen enerji aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$Q_{\text{yb}} = (1 - 0,125) \cdot \dot{m}_{\text{yb}} \times h_{s@0,2\text{bar}} = 0,875 \times 267 \times 438,95 = 102550 \text{ kJ/h} = 28,5 \text{ kW}$$

Kondens dönüşüne eklenen flaş buhar cihazı vasıtasıyla 3 bar'dan 0,2 bar'a genişleyen 2719 kg/h debili kondensin bir kısmı flaş buhar olarak degazöre aktarıldı. Degazöre aktarılan flaş buhar debisi Şekil 5.4 ve Denklem 5.5'ten yararlanılarak hesaplanabilir:

$$\dot{m}_{\text{fb}} = \dot{m}_k \times \frac{h_{s@3\text{bar}} - h_{s@0,2\text{bar}}}{h_{b@0,2\text{bar}} - h_{s@0,2\text{bar}}} = 2719 \times \frac{604,74 - 438,95}{2683,42 - 438,95} = 211 \text{ kg/h}$$

$$\text{Kondens tankına aktarılan 0,2 bar'da doymuş kondens miktarı} = 2719 - 211 = 2508$$

Flaş buhar cihazından 0,2 bar'da doymuş su olarak çıkan ve kondens tankında atmosfere açılan bu kondensin çok küçük bir kısmı buharlaşarak sistemi terk etmektedir. Sistemi terk eden buhar miktarı yine Denklem 5.5'e göre hesaplanabilir:

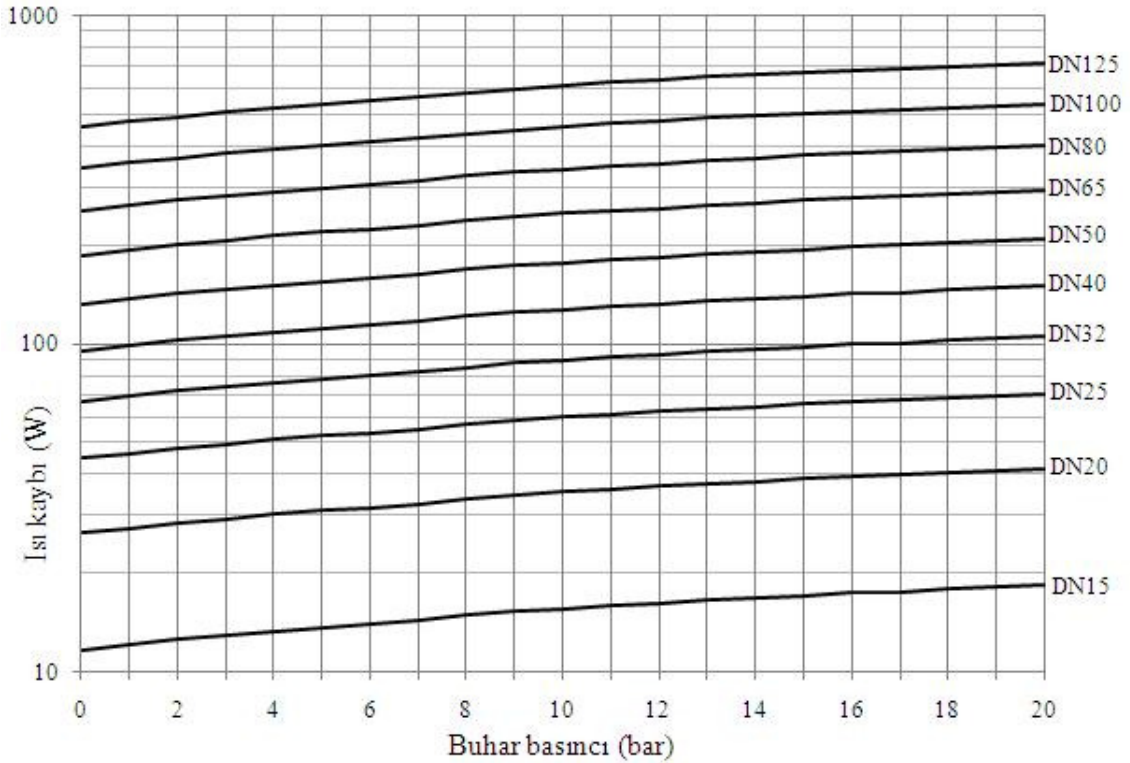
$$\dot{m}_{\text{terk}} = 2508 \times \frac{438,95 - 417,46}{2675,5 - 417,46} = 24 \text{ kg/h}$$

Sistemi terk eden flaş buharla taşınan ısı = $24 \times 2675,5 = 64212 \text{ kJ/h} = \mathbf{17,8 \text{ kW}}$

Degazör gaz tahliye hattına bağlanan bakır borulu eşanjör sayesinde bu noktadan kaybedilen 20 kg/h buhar yoğunlaştırularak 60°C sıcaklıkta su olarak kanala atılmaktadır. Bu halde dışarı atılan ısı miktarı aşağıdaki gibidir:

$$Q_{\text{atık}} = \dot{m}_{\text{atık}} \times h_{s@60^\circ\text{C}} = 20 \times 251 = 5020 \text{ kJ/h} = \mathbf{1,4 \text{ kW}}$$

Sistemde bulunan yalıtımsız flaş çifti ve vanaların tamamının izole edilmesi ile bu noktalardaki ısı kayıpları minimize edilmiştir. Yalıtımlı flaş çifti ve glob vanaların ısı kayıpları Şekil 7.16 ve 7.17’de bulunan grafiklerden bulunabilir.

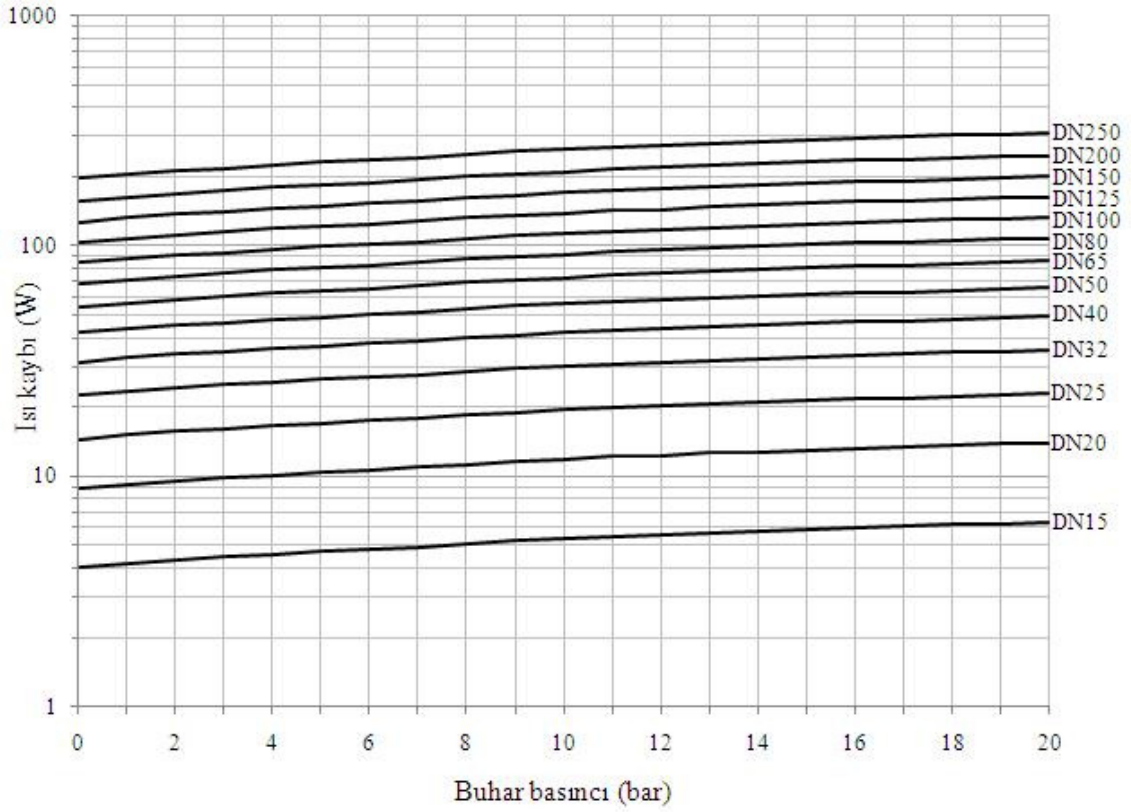


Şekil 7.17 Buhar basıncına göre prefabrik yalıtımlı flaşlı glob vanalardan ısı kaybı

Vanaların yalıtılmasından sonra ısı kayıpları (Çizelge 7.5 ve Şekil 7.16’den faydalanarak):

$$Q_{\text{vana}} = 18 \times 14 + 12 \times 18 + 16 \times 22 + 14 \times 27 + 12 \times 34 + 10 \times 45 + 9 \times 65 + 8 \times 82 + 4 \times 105 + 2 \times 138$$

$$= 3993 \text{ W} = \mathbf{3,99 \text{ kW}}$$



Şekil 7.18 Buhar basıncına göre prefabrik yalıtımlı flanş çiftlerinden ısı kaybı

Flanş çiftlerinin ısı kayıpları (Çizelge 7.5 ve Şekil 7.17'den faydalanarak):

$$Q_{\text{flanş}} = 22 \cdot 5 + 16 \cdot 6 + 20 \cdot 7 + 18 \cdot 10 + 16 \cdot 11 + 14 \cdot 13 + 9 \cdot 15 + 8 \cdot 17 + 4 \cdot 19 + 2 \cdot 23$$

$$= 1277 \text{ W} = \mathbf{1,27 \text{ kW}}$$

İyileştirmelerden sonra yapılan ölçümlere göre hesaplanan kayıplar yardımıyla toplam sistem verimi Denklem 7.4 yardımı ile hesaplanabilir:

$$\% \eta'_s = \frac{252,8 \times 9,59 - (19,7 + 7,4 + 28,5 + 17,8 + 1,4 + 3,99 + 1,27)}{252,8 \times 9,59} \times 100$$

$$\% \eta_s = \mathbf{\%96,70}$$

7.4.3 Ekonomik analiz

Bölüm 7.4.2’de yapılan hesaplar göstermektedir ki iyileştirmelerden önce %76,68 olan toplam sistem verimi, yapılan revizyonlardan sonra %20 artış göstererek %96,70’e çıkmıştır. Bu verim artışının birim buhar üretim maliyetine etkisi Çizelge 7.22’de gösterilmiştir.

Çizelge 7.22 İyileştirmelerin birim buhar maliyetine etkisi

	İyileştirmelerden önce	İyileştirmelerden sonra
6 bar’da 1 kg buharın taşıdığı enerji	2335 kJ/kg	
Toplam verim	% 76,68	% 96,70
1 kg buhar üretmek için harcanan enerji	3045 kJ/kg	2415 kJ/kg
1 kg buhar elde etmek için kullanılan doğalgaz miktarı	0,0882 Nm ³ /kg-buhar	0,0699 Nm ³ /kg-buhar
Doğalgaz birim fiyatı	0,52 TL	
1 kg buharın maliyeti	4,6 Kr	3,6 Kr

Bölüm 7.3’te yapılan iyileştirmelerin yatırım maliyetleri ayrı ayrı hesaplanmıştır. Tüm yatırımların maliyetleri toplamı Çizelge 7.23’te gösterilmiştir.

Çizelge 7.23 İyileştirmelerin toplam yatırım maliyeti

Yapılan iyileştirme	Yatırım maliyeti (TL)
Çelik ekonomizör	41.490,00
Yoğuşmalı ekonomizör	74.678,00
Yanma kontrol otomasyonu	22.876,00
Blöf otomasyon sistemi ve geri kazanımı	15.388,00
Degazör gaz atma hattına ilave edilen ısı değiştirici	4.392,00
Kondens dönüş hattına ilave edilen flaş buhar tankı	7.866,00
Yalıtım zafiyetlerinin giderilmesi	11.284,00
TOPLAM	177.974,00

Tam yükte doğalgaz tüketimi 305 Nm³/h'ten 252 Nm³/h'e düşürülmüştür. Fabrikanın günde 16 saat, yılda 300 gün, ortalama %70 kapasiteyle çalıştığı daha önce belirtilmişti.

Bursa'daki doğalgaz dağıtım firması olan Bursagaz'ın Mayıs 2010'da yayınladığı sanayi tüketicileri fiyat listesinde serbest tüketicinin doğalgaz tedarik maliyeti 0,52 TL/m³ olarak belirtilmiştir. Çizelge 7.1'de iyileştirmelerden önceki, Çizelde 7.17'de ise sonraki doğalgaz tüketim miktarlarının sırasıyla 305 ve 252 Nm³/h olduğu belirtilmiştir. Bu durumda yıllık tasarruf aşağıdaki şekilde hesaplanabilir:

$$\text{Tasarruf} = (305 - 252) \times 16 \times 300 \times 0,7 \times 0,52 = \mathbf{92.601,60 \text{ TL/yıl}}$$

Kazan dairesinin 8 sene önce kurulduğu daha önce belirtilmişti. Gaz yakıtlı kazanların ömrünün 20 sene olduğu düşünülürse yapılan yatırımın 12 sene ömür olduğu kabul edilir. 12 senenin sonunda kazanla birlikte iyileştirmeler esnasında eklenen cihazların da hurdaya çıkacaktır. Bu durumda eklenen cihazların hurda fiyatlarını hesaplamak gerekir.

Çizelge 7.24 İyileştirmelerle sisteme eklenen cihazların hurda fiyatları

Cihaz	Hurda ağırlığı (kg)	Hurda birim fiyatı (TL/kg)	Toplam hurda fiyatı (TL)
Çelik ekonomizör	1650	0,46	759,00
Yoğuşmalı ekonomizör	1050	2,70	2.835,00
Bakır borulu eşanjör	45	10,20	459,00
Tanklar	370	0,46	170,20
Armatürler	220	0,55	121,00
TOPLAM			4.344,20

Hesaplanan tasarruf miktarı sayesinde yatırımın geri dönüş süresini belirlemek mümkündür. Ancak bu süre belirlenirken paranın zaman içinde değer değişimi hesaba katılmalıdır. İyileştirme yatırımları için yapılan harcamalar, bu yatırımlardan kaynaklanan işletme ve bakım harcamaları ve bu yatırımların sağladığı tasarruf miktarlarının aynı zaman düzeyine getirilmiş değerlerinin hesaba katılması halinde anlamlı ve mantıklı bir karşılaştırma mümkün olabilir. Bu sebeple tüm gider ve tasarrufların *bugünkü değeri* hesaplanmalıdır.

Bugünkü değer, gelecekteki bir tarihte yapılacak ödeme ya da kazanç değerinin, paranın zaman değeri ve yatırım riski gibi diğer etkenleri yansıtacak şekilde, bir iskonto oranıyla yeniden hesaplanmasıdır. Bugünkü değer hesapları farklı zamanlardaki nakit akışlarını kıyaslamak için işletmecilik ve iktisat alanlarında yaygın olarak kullanılmaktadır. (http://en.wikipedia.org/wiki/Present_value)

Bugünkü değer metodunda, yatırımın her yıl sağlayacağı nakit girişleri önceden tespit edilen bir iskonto oranına göre, bugüne indirgenerek toplanır. Bulunan bu toplam değer, yapılan harcamalardan büyük olması durumunda yatırım kârlıdır denir. Enerji verimliliği yatırımlarından elde edilecek tasarruflar nakit girişi olarak kabul edilecektir. İşletme bakım, işçilik gibi maliyetler nakit çıkışıdır.

Gelecekte gerçekleşecek bir nakit akışının bugünkü değeri, bugünkü değer faktörü (BDF) sayesinde bulunur. Bugünkü değer faktörü, yıllık faiz oranı ve nakit akışının gerçekleşeceği zamana bağlıdır ve Denklem 7.5'te gösterilmiştir.

$$BDF = \frac{1}{(1+i)^a} \quad 7.5$$

Denklem 7.5'in enflasyonist ortamda gerçekçi bir sonuç verebilmesi için i ile gösterilen yıllık faiz oranının yerine *reel faiz oranı* (ir) koyulmalıdır. Reel faiz oranı nominal faizden enflasyon oranının (e) çıkartılması ile bulunur ve Denklem 7.6'da gösterilmiştir.

$$ir = \frac{1+i}{1+e} - 1 \quad 7.6$$

T.C. Başbakanlık Türkiye İstatistik Kurumu tarafından yayınlanan 05.07.2010 tarih ve 120 sayılı bültende üretici fiyatları endeksinin Haziran 2010'daki değişim oranı %7,64 olarak açıklanmıştır. Ayrıca 2010 yılında farklı bankalar tarafından beyan edilen yıllık faiz oranı ortalama %12,33'tür. Reel faiz oranı hesabında bulunan yıllık faiz ve enflasyon oranlarında bu değerler kullanılacaktır:

$$ir = \frac{1+0,1233}{1+0,0764} - 1 = 0,0436$$

$$ir = \%4,36$$

Bu durumda her yıl için bugünkü değer faktörü

$$\text{BDF} = \frac{1}{(1 + 0,0436)^a}$$

olur. Bugünkü değer faktörü kullanılarak İyileştirmelerin sağladığı toplam tasarrufun *net bugünkü değeri* (NBD) Denklem 7.7 ile bulunabilir.

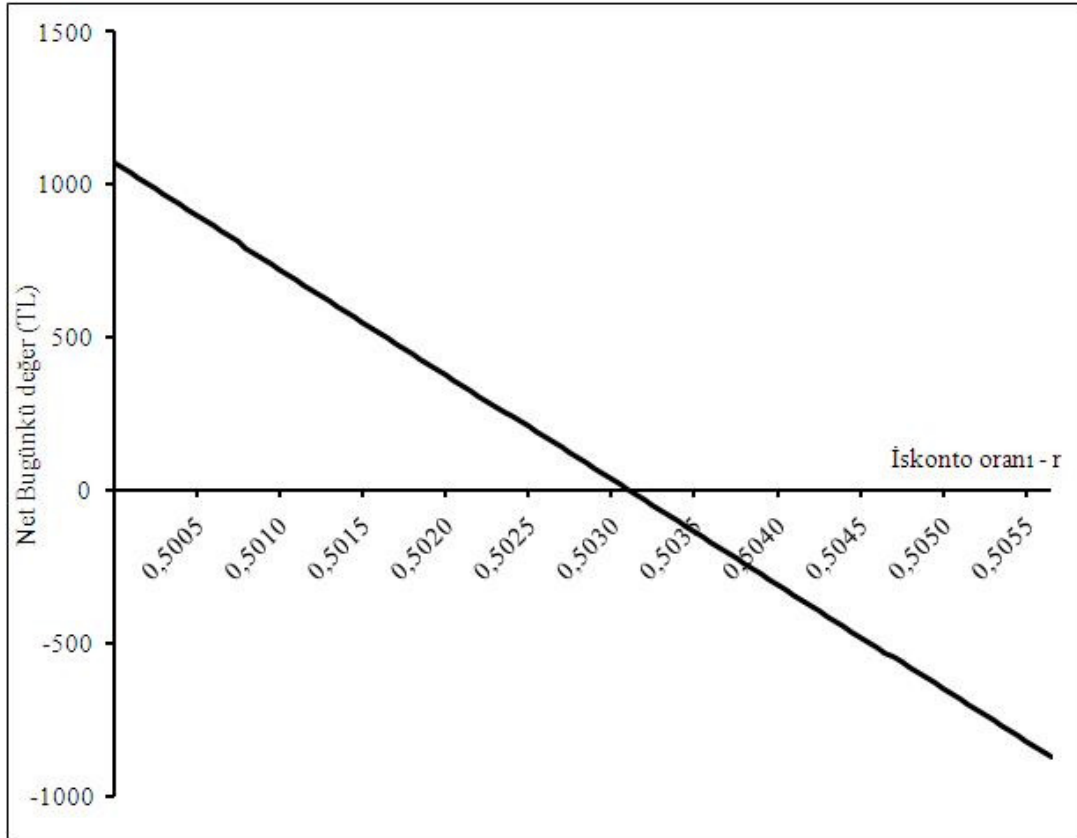
$$\text{NBD} = \sum_{a=0}^A \frac{\text{Gider}_a}{(1+i)^a} - \sum_{a=0}^A \frac{\text{Tasarruf}_a}{(1+i)^a} \quad 7.7$$

Denklem 7.7'ye göre hesaplanan net bugünkü değer Çizelge 7.25'te gösterilmiştir.

Yatırımın karlılığını kontrol etmek için kullanılan bir diğer yöntem ise iç karlılık oranıdır. Bu yöntemde, yatırımın ekonomik ömrü boyunca toplam gider ve tasarruf değerlerinin birbirine eşit olmasını sağlayan iç karlılık oranı (r) bulunur. Bu değer yılın reel faizden büyük olması durumunda yatırım kârlıdır denir.

$$\sum_{a=0}^A \frac{\text{Gider}_a}{(1+r)^a} = \sum_{a=0}^A \frac{\text{Tasarruf}_a}{(1+r)^a} \quad 7.8$$

Çizelge 7.23’de görülen net bugünkü değerın iç karlılık oranı r ’ye göre değişimini gösteren grafik Şekil 7.18’de görülmektedir.



Şekil 7.19 İç karlılık oranı r ’ye göre net bugünkü değerın değişimi

Grafikte de görüldüğü üzere net bugünkü değerın sıfıra eşit olmasını sağlayan r değeri %50,31’dir.

$$\begin{array}{l} r = \%50,31 \\ i = \%4,36 \end{array} \quad \left| \quad r > i \Rightarrow \text{Yatırım kârlıdır.} \right.$$

Bulunan r değerin reel faiz oranı olan %4,36’dan büyük olması yatırımın kârlı olduğunu gösterir.

İyileştirmeler sadece finansal maliyetin değil, aynı zamanda çevresel maliyetin de düşürülmesini sağlamıştır. Zira aynı miktarda ısı enerjisini üretmek için %20 oranında daha az yakıt tüketilmesi, yanma sonucu açığa çıkan karbon dioksit emisyonunu da aynı oranda azaltmıştır.

Çizelge 7.21'de belirtildiği üzere 1 Nm³ doğalgaz yakılması sonucu 45,991 mol karbon dioksit salımı olmaktadır. Yapılan iyileştirmelerle birlikte 305 Nm³/h olan doğalgaz tüketiminin 252 Nm³/h'e düşürülerek, 53 Nm³/h doğalgaz tasarrufu sağlandığı daha önce belirtilmişti. Günde 16 saat, yılda 300 gün, ortalama %70 kapasiteyle çalışan tesis için yıllık karbon dioksit salımında yaşanan azalma aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$53 \times 45,991 \times 16 \times 300 \times 0,7 = 8.190.077 \text{ mol-CO}_2/\text{a} = \mathbf{8.190 \text{ kmol-CO}_2/\text{a}}$$

Karbon dioksitin mol kütlesi 44 kg/kmol olduğuna göre yılda **360,36 ton** karbon dioksitin atmosfere atılması önlenmiştir.

8. SONUÇ

Örnek tesisin buhar sisteminde gerçekleştirilen rehabilitasyon sayesinde toplam sistem verimi yaklaşık olarak %20 oranında arttırılmıştır.

Sağlanan yakıt tasarrufu ile birlikte karbon dioksit emisyonlarında da 360 ton/yıl düşüş gerçekleştirilmiştir. Bir sera gazı olarak küresel iklim değişiminin önemli sebeplerinden biri olarak gösterilen karbon dioksit salımının düşürülmesi, fabrikanın doğa dostu bir tesis haline getirilmesine katkı sağlamıştır.

Türkiye'nin 2008 yılında gerçekleşen toplam doğalgaz tüketimi 38 milyar metreküptür (BP, 2009). Sanayinin bu tüketimdeki payı %42'dir (www.eie.gov.tr). Bu durumda sanayide tüketilen yıllık doğalgaz miktarının yaklaşık olarak 16 milyar metreküp olduğu söylenebilir. Tezimize konu olan tekstil fabrikasında gerçekleştirilen %20 verimlilik artışı, Türkiye genelindeki verimlilik artış potansiyeline ışık tutmaktadır. Bu durum yıllardan beri uzmanlarca vurgulandığı halde ülke genelinde gözle görünür bir ilerleme sağlanamamıştır. Ayrıca verimsiz tesislerin doğa ve insan sağlığına verdiği zararlara göz yumulmaktadır.

En kısa sürede en fazla kâr elde etmeye dayalı bir sistemde, büyük yatırım maliyetleri doğuran verimlilik artışına yönelik çalışmalar yatırımcıların ilgisini çekmemektedir. Bu sebeple doğal kaynaklar sorumsuzca tüketilmekte, üretim esnasında çevreye geri dönüşü olmayan zararlar verilmektedir. Bu durumun önüne geçebilmek adına kimi devlet kurumları tarafından verimlilik arttırıcı projeler finansal olarak desteklenmektedir. Verimlilik arttırıcı projeler doğaya verilen zararı azaltmakla birlikte üretim maliyetlerinde de önemli bir düşüş sağlamaktadır. Bir başka deyişle devletin verimlilik arttırıcı projelerde yatırımcıya destek olması, toplumsal kaynakların bu yatırımcıların kâr oranlarını arttırması için harcanması demektir. Yani serbest piyasa ekonomisine dayalı bir sistemde kaynakların verimli kullanımını sağlayan önlemler ya yatırımcı tarafından rantabl bulunduğu takdirde ya da kamusal kaynakların devlet tarafından bu tesislere harcanması halinde gerçekleşebilmektedir. Bu sebeple konu hakkında topyekun bir ulusal politika ve bu politikaya bağlı ulusal planlama yapılması zorunludur. Bu plana göre endüstriyel tesisler için minimum verimlilik değerleri tanımlanmalı, bu değerleri sağlayamayan tesislerin işletilmesine izin verilmemelidir. Verimsiz tesislerin kapatılması sonucu ortaya çıkacak üretim ve istihdam açığı kamu yatırımları ile kapatılmalıdır.

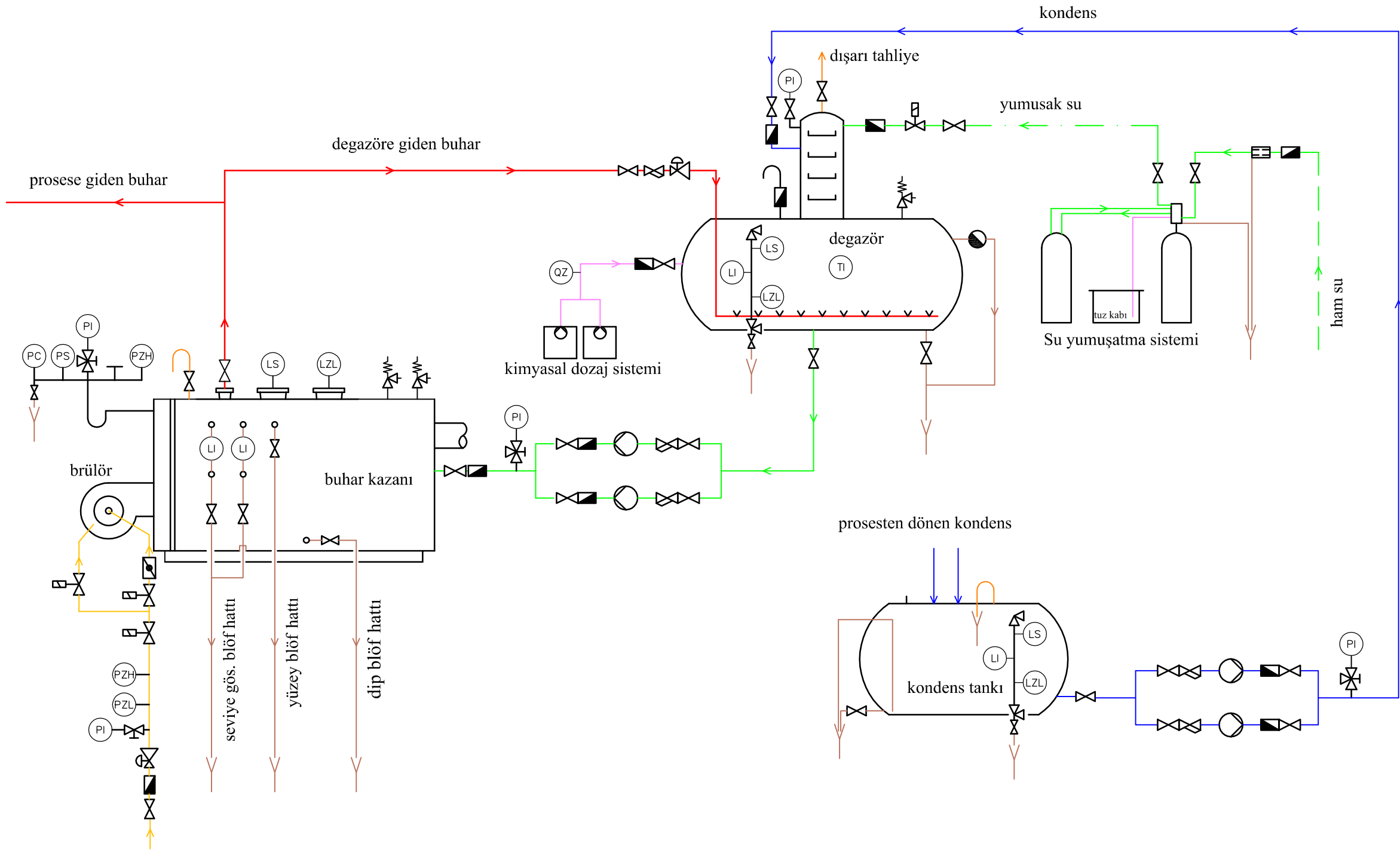
Bu çalışma ile ortalama bir fabrikada bulunan buhar sisteminin verimlilik artış potansiyeli gösterilerek, tüm üretim süreçlerinin taşıdığı potansiyele işaret edilmeye çalışılmıştır. Bu potansiyelin değerlendirilebilmesi, kaynakların planlı ve çevre ile barışık bir şekilde kullanımına yönelik adımların atılmasını gerektirmektedir. Ne var ki bu adımların atılmasını sadece kâr saiki ile hareket eden işletmelerden beklemek olumlu sonuç vermemektedir. Sürdürülebilir bir endüstri için kamusal plan ve düzenlemeler kaçınılmazdır.

KAYNAKLAR

- Çengel, A.Y., Boles, M.A. (2000) “Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik”, Literatür Yayıncılık, İstanbul
- Büyüktür, A.R. (1995) “Termodinamik uygulamaları Esasları”, Birsen Yayınları, İstanbul
- Genceli, O.F. (1990) “Isı Değiştiricileri”, Birsen Yayınları, İstanbul
- Onat, K., Genceli, O.F., Arısoy, A. (1998) “Buhar Kazanlarının Isıl Hesapları”, Teknik Yayıncılık, İstanbul
- M.M.O. (2001) “Kızgın Sulu, Kızgın Yağlı ve Buharlı Isıtma Sistemleri”, MMO Yayınları, Ankara
- Incropera, F.P., DeWitt D.P. (2003) “Isı ve Kütle Geçişinin Temelleri”, Literatür Yayıncılık, İstanbul
- Schramek, E.R. (2003) “Isıtma veKlima Tekniği El Kitabı”, TTMD Yayınları, İstanbul
- TTMD (2001) “Tesisat Mühendisliği Uygulama Kitabı”, TTMD Yayınları, İstanbul
- BP, (2009) “Statistical View of World Energy 2009”, BP Publications, Londra
- Türk Standartı (2005) “TS 377 EN 12953”
- Gedik, T., Akyüz, K.C., Akyüz, İ. (2005) “Yatırım Projelerinin Hazırlanması ve Değerlendirilmesi”, ZKÜ Bartın Orman Fakültesi Dergisi Sayı:7
- Heperkan, H., Batur, B., Batur, H., Tüter H., Olgun, B. (2007) “Bir Gıda İşletmesinde Fonksiyon Kalite Kontrol Uygulaması”, VIII. Ulusal Tesisat Mühendisliği Kongresi
- <http://www.spiraxsarco.com/resources/steam-engineering-tutorials.asp>
- www.tuik.gov.tr
- www.eie.gov.tr

EKLER

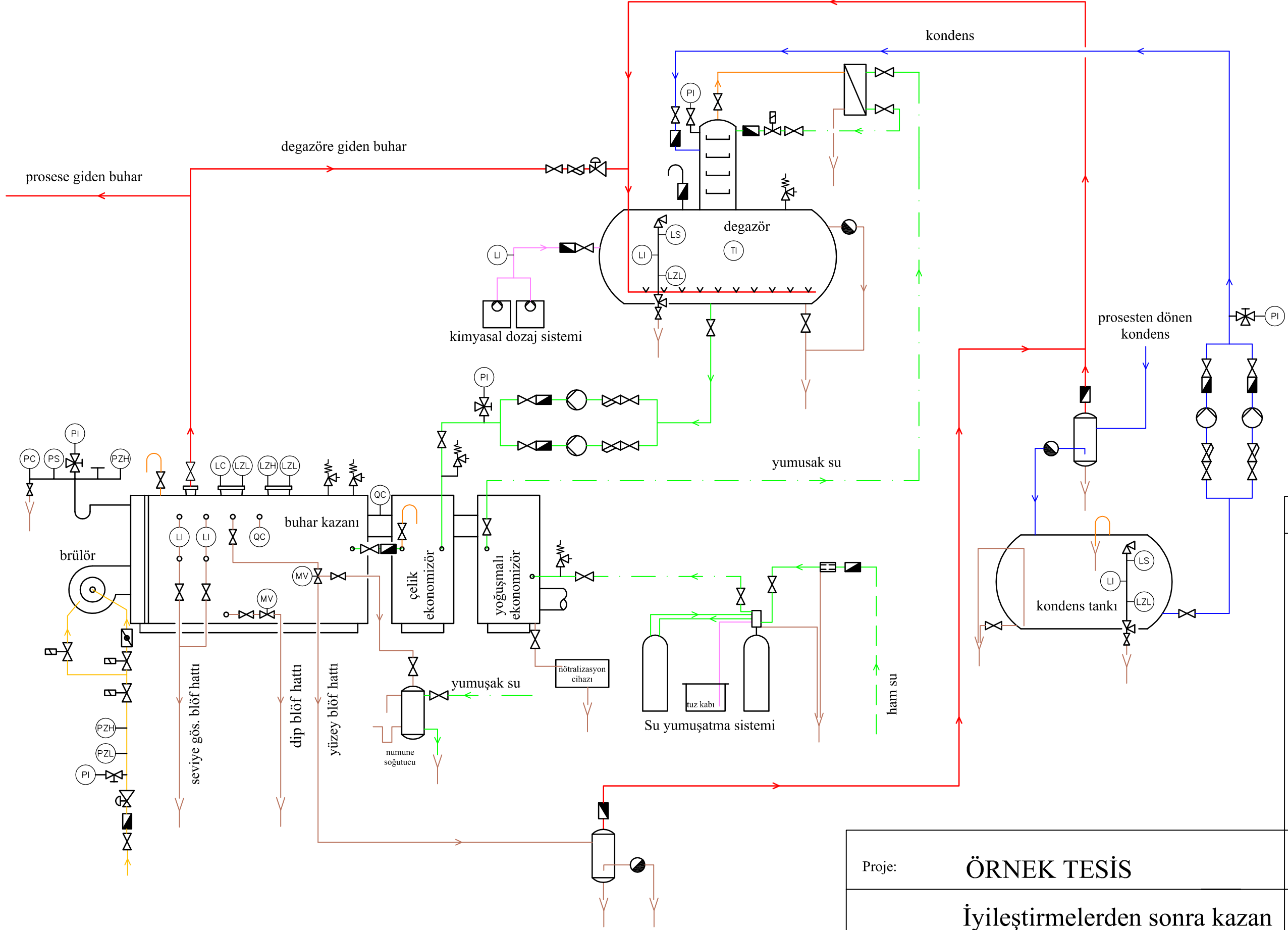
- Ek 1 İyileştirmelerden önce kazan dairesi akım şeması
Ek 2 İyileştirmelerden sonra kazan dairesi akım şeması



simge	açıklama
	vana
	pislik tutucu
	çek valf
	filtre
	klape
	solenoid vana
	emniyet vanası
	basınç düşürücü vana
	üç yollu vana
	pompa
	buhar kapanı

Kod	ilk harf	ikinci/üçüncü harf
C		otomatik kontrol
H	manuel	yüksek
I		gösterge
L	seviye	alçak
M	motor	
P	basınç	
Q	kalite, analiz	
S		devre anahtarı
T	sıcaklık	
V		vana
Z		önemli güvenlik kontrolü

Proje:	ÖRNEK TESİS	Çizim No.:	EK - 1	Ölçek:	-
Konu:	İyileştirmelerden önce kazan dairesi akım şeması	Çizen:	İsim:	Tarih:	
			Dinçer Durukafa	02.05.2010	
		Kontrol:	Handan Çubuk	04.05.2010	



simge	açıklama
	vana
	pislik tutucu
	çek valf
	filtre
	klape
	solenoid vana
	emniyet vanası
	basınç düşürücü vana
	üç yollu vana
	pompa
	buhar kapanı

Kod	ilk harf	ikinci/üçüncü harf
C		otomatik kontrol
H	manuel	yüksek
I		gösterge
L	seviye	alçak
M	motor	
P	basınç	
Q	kalite, analiz	
S		devre anahtarı
T	sıcaklık	
V		vana
Z		önemli güvenlik kontrolü

Proje:	ÖRNEK TESİS	Çizim No.:	EK - 2	Ölçek:	-
Konu:	İyileştirmelerden sonra kazan dairesi akım şeması	Çizen:	İsim: Dinçer Durukafa	Tarih:	02.05.2010
		Kontrol:	Handan Çubuk		04.05.2010

ÖZGEÇMİŞ

Doğum tarihi	05.12.1979	
Doğum yeri	İzmir	
Lise	1994-1997	Buca Lisesi
Lisans	1997-2002	Yıldız Üniversitesi Mühendislik Fak. Makine Mühendisliği Bölümü
Yüksek Lisans	2008-2010	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Müh. Anabilim Dalı, Isı Proses Programı

Çalıştığı kurumlar

2002-2007	Üniversal Makine ve Isı San. Tic A.Ş.
2007 -Devam ediyor	Viessmann Isı Teknikleri Tic. A.Ş.