GIDA SEKTÖRÜNDE ENERJİ VERİMLİLİĞİ VE ENERJİ YÖNETİMİ: ŞEKER FABRİKASI ÖRNEĞİ

Tolga TANER

DOKTORA TEZİ
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ

GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

OCAK 2013
ANKARA

Tolga TANER tarafından hazırlanan "GIDA SEKTÖRÜNDE ENERJİ VERİMLİLİĞİ ve ENERJİ YÖNETİMİ: ŞEKER FABRİKASI ÖRNEĞİ" adlı bu tezin Doktora tezi olarak uygun olduğunu onaylarım.

Prof. Dr. Mecit SİVRİOĞLU ……
Tez Danışmanı, Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Bu çalışma, jürimiz tarafından oy birliği ile Makine Mühendisliği Anabilim Dalında Doktora tezi olarak kabul edilmiştir.

Prof. Dr. Aydın ÖZTAN ……
Gıda Mühendisliği Anabilim Dalı, AÜ

Prof. Dr. Mecit SİVRİOĞLU ……
Makine Mühendisliği Anabilim Dalı, GÜ

Doç. Dr. Cemil YAMALI ……
Makine Mühendisliği Anabilim Dalı, ODTÜ

Doç. Dr. Atilla BIYIKOĞLU ……
Makine Mühendisliği Anabilim Dalı, GÜ

Yrd. Doç. Dr. Hüseyin TOPAL ……
Makine Mühendisliği Anabilim Dalı, GÜ
Tez Savunma Tarih: 11/01/2013

Bu tez ile G.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu Doktora derecesini onamıştır.

Prof. Dr. Şeref SAĞIROĞLU ……
Fen Bilimleri Enstitüsü Müdürü

TEZ BİLDİRİMİ

Tez içindeki bütün bilgilerin etik davranış ve akademik kurallar çerçevesinde elde edilerek sunulduğunu, ayrıca tez yazım kurallarına uygun olarak hazırlanan bu çalışmada bana ait olmayan her türlü ifade ve bilginin kaynağına eksiksiz atıf yapıldığını bildiririm.

Tolga TANER

GIDA SEKTÖRÜNDE ENERJİ VERİMLİLİĞİ ve ENERJİ YÖNETİMİ: ŞEKER FABRİKASI ÖRNEĞİ

(Doktora Tezi)

Tolga TANER

GAZİ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Ocak 2013

ÖZET

Bu çalışmada öncelikle gıda sektörlerine genel bir bakış ile enerjinin önemi vurgulanmıştır. Gıda sektöründeki enerji verimliliği için termodinamik kanun verimlilikleri incelenmiştir. Enerji verimliliği ve enerji yönetimi için örnek olarak şeker sektörü ele alınmıştır. Bu sebep ile Türkiye'nin en büyük kuruluşlarından Konya Çumra Şeker fabrikası entegre tesisi çalışmada göz önüne alınarak enerji ve ekserji analizleri uygulanmıştır. Fabrikanın tüm proseslerinin enerji ve ekserji analizleri gerçekleştirilmiştir. Ayrıca fabrikanın 2008 ile 2011 yılları arasında enerji yönetimi için enerji tüketim miktarları çıkarılmıştır. Bu çalışmalar ışığı altında proseslerde iyileştirme sağlayabilmek için değişik senaryolarla analizler yapılmıştır. Bu senaryolar sonucunda da termoekonomik analizler uygulanmıştır. Bu çalışmalara destek olması açısından SPSS İstatiksel Metottan faydalanılmıştır. Sonuç olarak fabrikanın enerji – ekserji analiz sonuçlarına göre yapılan termoekonomik analiz ile fabrika karının arttırılabileceği sonucuna ulaşılmıştır.

Bilim Kodu : 914.1.038
Anahtar Kelimeler : Enerji verimliliği, enerji yönetimi, termoekonomik, ekserji
Sayfa Adedi : 216
Tez Yöneticisi : Prof. Dr. Mecit SİVRİOĞLU

FOOD INDUSTRY ENERGY EFFICIENCY AND ENERGY MANAGEMENT: THE CASE OF SUGAR FACTORY

(PhD. Thesis)

Tolga TANER

GAZİ UNIVERSITY
INSTITUTE OF SCIENCE AND TECHNOLOGY

January 2013

ABSTRACT

This study emphasizes the importance of energy with an overview of the entire food sector. Energy efficiencies related to thermodynamic laws are investigatedfor the food sector. Energy efficiency and energy management are discussed taking the sugar sector as an example. For this reason the Cumra Sugar integratedfactoryin Konya, one of the Turkey's largest companies, was taken into account to perform the energy and exergy analyzes are realized. Energy and exergy analyzes of all the processes in the plant. In addition, the energy performance analysis of the factory is determined for the energy managementbetween the years 2008 and 2011 purposes. In the light of these studies, different system scenarios are carried out to improve energy consumption quantity. According to the results of these scenarios thermoeconomic analyzes are applied. SPSS statistical method was utilized in these studies to present the results. As a result, it is concluded that using the results of thermoeconomic analysis based on the plant energy – exergy analysis, the profits of the factory would be improved.

Science Code : 914.1.038
Key Words : Energy efficiency, energy management, thermoeconomic, exergy
Page Number: 216
Adviser : Prof. Dr. Mecit SİVRİOĞLU

TEŞEKKÜR

Çalışmalarım boyunca yardım ve katkılarıyla beni yönlendiren değerli hocam Prof.Dr.Mecit SİVRİOĞLU'na yine kıymetli tecrübelerinden faydalandığım hocam Prof.Dr.Aydın ÖZTAN ve Yrd.Doç.Dr.Hüseyin TOPAL'a, Konya Çumra Şeker fabrikasında çalışan ve yardımlarını benden esirgemeyen Baydu VEZNEDAROĞLU, Ali TUNCEL, Burak TÜRKÖZÜ, Türker DURSUN ve diğer tüm çalışma arkadaşlarına, manevi destekleriyle beni hiçbir zaman yalnız bırakmayan ve bana hep güvenen çok değerli eşim Öznur TANER'e, her zaman bana destek olan ve emeği bulunan saygıdeğer babam meslektaşım Hikmet TANER'e, bana uğur getiren biricik kızım Özüm TANER'e ve son olarak bana çok büyük hakkı geçen annem Melek TANER'e teşekkürü bir borç bilirim.

İÇİNDEKİLER

Sayfa

ÖZET iv

ABSTRACT v

TEŞEKKÜR vi

İÇİNDEKİLER vii

ÇİZELGELERİN LİSTESİ x

ŞEKİLLERİN LİSTESİ xiii

SİMGELER VE KISALTMALAR xv

1. GİRİŞ 1

2. LİTERATÜR TARAMASI VE ARAŞTIRMASI 4

3. GIDA SEKTÖRÜNE GENEL BAKIŞ 11

3.1. Gıda Sektörleri ve Enerji Tüketimi 11

3.2. Şeker Üretim Prosesi ve Kullanılan Parametreler 11

3.3. Konya Çumra Şeker Fabrikası ve Prosesi 14

4. TANIM, TEORİ, ANALİZ VE YÖNTEMLER 23

4.1.Gıda Sektöründe Enerji ve Ekserji Analizi 23

4.2.Enerji Analizi 23

4.3.Ekserji Analiz 24

4.4.Termoekonomik Analiz 26

4.5.Enerji Yönetimi ve Enerji Tüketimi 27

4.6.Kullanılan Yöntem ve Denklemler 28

4.6.1.Enerji ve ekserji analizi ile ilgili yöntem ve denklemler 28

4.6.2.Enerji yönetimi ve verimliliği ile ilgili yöntem ve denklemler 54

4.6.3.Diğer enerji hesaplamaları ile ilgili yöntem ve denklemler 57

Sayfa

5. ENERJİ VE EKSERJİ ANALİZLERİ 66

5.1. Enerji – Ekserji Analizi Hesaplamaları 67

5.1.1. Fabrika evaporatörleri ve ısı değiştirgeçleri ile ilgili genel bilgiler 68

5.1.2. Buharlaşma prosesi için buhar hesaplamaları 70

5.1.3. Ham şerbet üretimindeki ısı değiştirgeçleri kütle denkliği ve enerji hesaplamaları…. 73

5.1.4. Fabrika şeker üretimi ve proses enerji - ekserji hesaplamaları 75

5.2. Enerji ve Ekserji Verimliliklerin İyileştirilmesi…….……..……122

5.3. Termoekonomik Uygulamalar 127

5.4. Kazan Enerji Ekonomisi 144

5.5. Enerji Yönetimi ve Verimliliği ile İlgili Hesaplamalar 146

5.5.1. Enerji yönetimi ve enerji tüketim verileri 146

5.5.2. Enerji tüketim verileri ile ilgili hesaplamalar 147

5.5.3. Şeker fabrikasının enerji verimliliği için önerilen bazı enerji tasarruf yöntemleri ile ilgili yapılan hesaplamalar 147

5.6. Enerji Yönetimi, Enerji ve Ekserji İle İlgili Termoekonomik Uygulamalar 156

5.6.1. Enerji yönetimi ve termoekonomik analiz 156

6. SONUÇ VE İRDELEMELER 159

KAYNAKLAR 163

EKLER 170
EK-1 Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar 171
EK-2 Buhar entalpi ve entropi değerleri için WASP 2.0.36 paket programının kullanılması 194
EK-3 Şeker entalpi ve özgül ısıl kapasite hesaplamaları örneği 195
EK-4 Türbin buhar tüketim hesaplamaları programı 197

Sayfa

EK-5 Enerji ve ekserji analiz sonuçlarının İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması 200
EK-6 Enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metotu SPSS 17.0 uygulaması 205
EK-7 Enerji verimliliği ile ilgili kanun ve yönetmelikler 213

ÖZGEÇMİŞ 214

ÇİZELGELERİN LİSTESİ

Çizelge **Sayfa**

Çizelge 4.1. Enerji ve ekserjinin karşılaştırılması ve arasındaki farklar 25

Çizelge 4.2. Üretim - tüketim ve enerji denklem tablosu 55

Çizelge 5.1. Fabrika verileri 69

Çizelge 5.2. Buharlaşma prosesindeki buharın teknik özellikleri tablosu 72

Çizelge 5.3. Ham şerbet üretimindeki ısı değiştirgeçlerin kütle denkliği ve enerji tablosu 75

Çizelge 5.4. Ham şerbet üretim prosesi enerji ve ekserji analiz sonuçları 84

Çizelge 5.5. Ham şerbet arıtma prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları 88

Çizelge 5.6. Ham şerbet koyulaştırma prosesi enerji ve ekserji analiz sonuçları 93

Çizelge 5.7. Koyu şerbet rafine prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları 97

Çizelge 5.8. Nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları 99

Çizelge 5.9. Fabrika enerji üretim proses enerji ve ekserji analiz sonuçları 102

Çizelge 5.10. Buhar enerji üretim proses parametre tablosu 107

Çizelge 5.11. Fabrika yardımcı tesisler prosesi enerji ve ekserji analiz sonuçları... 115

Çizelge 5.12. Fabrikanın genel proses enerji ve ekserji analizsonuçları 117

Çizelge 5.13. İşlenen pancarın birim kütledeki elektrik enerjisi ihtiyacı ve enerji-ekserji verimlilikleri senaryoları. 125

Çizelge 5.14. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri fabrika üretim proses ekserji ve kütle sonuçları 140

Çizelge 5.15. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri kazan, türbin ve jeneratör oransal verimlilik sonuçları 140

Çizelge 5.16 .Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri kazan, türbin ve jeneratör yatırım maliyetleri 140

Çizelge **Sayfa**

Çizelge 5.17. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri kazan, türbin ve jeneratör sermaye yatırım oranları ve ekserji maliyeti 141

Çizelge 5.18. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri matematiksel Bağımsız yöntem ile termoekonomik analiz 141

Çizelge 5.19. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri Ekstrasyon yöntem ile termoekonomik analiz..... 142

Çizelge 5.20. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri Eşitlik yöntem ile termoekonomik analiz 142

Çizelge 5.21. Mevcut ve senaryo güç geri ödeme süreleri. 143

Çizelge 5.22. Senaryo güç geri ödeme süreleri farkı 144

Çizelge 5.23. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri Eşitlik yöntemi ile fabrika maliyeti termoekonomik analizi..... 144

Çizelge 5.24. Buhar enerji maliyeti..... 145

Çizelge 5.25. Yakıt maliyet karşılaştırması tablosu..... 145

Çizelge 5.26. Fabrika üretimi 2008, 2009, 2010 ve 2011 yılları 148

Çizelge 5.27. Fabrika enerji tüketimi verileri ve sonuçları 2010 – 2011 yılları **.....** 149

Çizelge 5.28. Fabrika enerji tüketimi verileri ve sonuçları 2008 – 2009 yılları 150

Çizelge 5.29. Fabrika toplam enerji tüketim sonuçları 2008, 2009, 2010 ve 2011 yılları..... 151

Çizelge 5.30. Fabrika enerji tüketimi ve maliyet analiz sonuçları 2010 – 2011 yılları..... 152

Çizelge 5.31. Fabrika enerji tüketimi ve maliyet analiz sonuçları 2008 – 2009 yılları..... 153

Çizelge 5.32. Enerji tüketim analiz sonuçları 2008 yılı..... 154

Çizelge 5.33. Enerji tüketim analiz sonuçları 2009 yılı..... 154

Çizelge 5.34. Enerji tüketim analiz sonuçları 2010 yılı..... 155

Çizelge **Sayfa**

Çizelge 5.35. Enerji tüketim analiz sonuçları 2011 yılı 155

Çizelge 5.36. Fabrika elektrik enerjisi maliyeti 157

Çizelge 5.37. Fabrika işletme maliyeti 157

Çizelge 5.38. Çeşitli senaryolara göre fabrika net karı 158

ŞEKİLLERİN LİSTESİ

Şekil **Sayfa**

Şekil 3.1. Şeker fabrikasının kojenerasyon aşamaları 12

Şekil 4.1. Buhar güç santral çevrimi 58

Şekil 4.2. Buhar güç santral Rankine çevrimi T-s diagramı 59

Şekil 5.1. Şeker fabrikası şeker üretimi 66

Şekil 5.2. Evaporatör ve ısı değiştirgeçleri genel görünüm 68

Şekil 5.3. Evaporatörler 70

Şekil 5.4. Isı değiştirgeçleri 73

Şekil 5.5. Pancar alım prosesi (1. Proses) 80

Şekil 5.6. Ham şerbet üretim prosesi (2. Proses) 81

Şekil 5.7. Ham şerbet üretim prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagram 83

Şekil 5.8. Ham şerbet arıtma prosesi (3. Proses) 85

Şekil 5.9. Ham şerbet arıtma prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı 86

Şekil 5.10. Ham şerbet koyulaştırma prosesi (4. Proses) 90

Şekil 5.11. Ham şerbet koyulaştırma prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı 91

Şekil 5.12. Koyu şerbet rafine prosesi (5. Proses) 94

Şekil 5.13. Ham koyu şerbet rafine prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı 95

Şekil 5.14. Nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi 98

Şekil 5.15. Nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı 98

Şekil 5.16. Fabrika enerji üretim proses ve akış şeması 100

Şekil **Sayfa**

Şekil 5.17. Fabrika enerji üretim prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı 101

Şekil 5.18. Buhar güç santral çevrimi 105

Şekil 5.19. Buhar güç santral Rankine çevrimi T-s diagramı 106

Şekil 5.20. Fabrika yardımcı tesisler prosesi 113

Şekil 5.21. Fabrika yardımcı tesisler prosesi blok diyagramı 114

Şekil 5.22. Fabrikanın genel proses enerji ve ekserji verimlilikleri grafiği 121

Şekil 5.23. Fabrikanın genel proses enerji ve ekserji analizi sonuçları 122

Şekil 5.24. Fabrika enerji üretimi enerji-ekserji verimlilikleri senaryoları..... 126

Şekil 5.25. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri elektrik jeneratör ekserji birim maliyeti termoekonomik analizi 143

SİMGELER VE KISALTMALAR

Bu çalışmada kullanılmış bazı simgeler ve kısaltmalar, açıklamaları ile birlikte aşağıda sunulmuştur.

Simgeler	**Açıklama**
Θ	Enerji kalitesi
λ	Hava fazlalık oranı
χ	Kuruluk derecesi
β	Özgül buhar tüketimi, kg/kWh
Ψ	Özgül ekserji, kJ/kg
ν	Teorik özgül bacagazı miktarı, Nm^3/kg
η	Verim, %
φ	Oransal verimlilik, %
$\dot{Q}_h$	Isı gücü, kW
$\dot{C}$	Ekserji maliyeti,€/kJ
$\dot{E}x$	Birim zamanda ekserji transferi, kW
$\dot{E}n$	Birim zamanda enerji transferi, kW
$\dot{m}$	Kütlesel debi (100 kg pancara göre), kg/pg s
$\dot{Q}$	Isı, kW
$\dot{W}$	Güç, kW
$\dot{Z}$	Sermaye yatırım maliyeti, €/kJ
Δ	Fark indisi
$\sum$	Toplam indisi
1T	Türbin buhar girişi
2T	Türbin buhar çıkışı
∞	Ölü hal indisi
A	Alan, m^2
a	Yatay eksende kayma
a^c	Amortisman çarpanı

Simgeler	Açıklama
$\mathbf{A_h}$	Isı transfer yüzey alanı, m^2
b	Buharlaştırıcı indisi
b	Doğrunun eğimi
Brix	Suda çözünen kuru madde oranı, %
c	Maliyet, €/kJ
C	Özgül ısı, kJ/kg ℃
c1	Kondenser girişi
$\mathbf{Ca(OH)_2}$	Kalsiyum hidroksit
$\mathbf{CaCO_3}$	Kalsiyum karbonat
CaO	Kireç
$\mathbf{CO_2}$	Karbondioksit
CRF	Sermaye iyileştirme faktörü
E	Ekserjik maliyet, $E=EXC_j$
el	Elektrik
en	birim enerji, kJ/pg kg
En	Özgül enerji, kJ/pg (100 kg pancara göre)
enT	Toplam enerji indisi
es	Eşitlik
ex	birim ekserji, kJ/pg kg
Ex	Özgül ekserji, kJ/pg (100 kg pancara göre)
EXC	Ekserji maliyeti
$\mathbf{exc_j}$	Birim ekserji maliyeti, $\frac{€}{kJ}$
$\mathbf{EXC_j}$	Ekserji maliyeti, €
$\mathbf{ex_j}$	Akış ekserjisi, kJ
exT	Toplam ekserji indisi
f	Doymuş sıvı
fg	Doymuş sıvı ve buhar
g	Yerçekim ivmesi, m/s^2
GOS	İşletmenin geri ödeme süresi (Amortisman süresi), yıl

Simgeler	Açıklama
h	Entalpi, kJ/kg
H_u	Yanma ısısı, kJ/kg
I	Tersinmezlik, kJ/pg, kW
i	Giriş indisi
i	Yıllık faiz oranı, %
J	Jeneratör
K	Kazan
k	Kazan
kl	Kül
ℓ	Kayıp
log	Logaritmik
m	Kütle, kg
me	Mekanik
mil	Türbin mili
n	Veri noktalarının sayısı
n	Yatırımın ekonomik ömrü, yıl
net	Net
netY	Yardımcı tesis indisi
n_H	Sistemin yıllık çalışma süresi, saat/yıl
o	Çıkış indisi
P	Basınç, Pa
P_{el}	Buhar Güç Santrali (Üretilen elektrik enerjisi gücü), MW veya kW
pg	100 kg'a pancara göre
pp	Pompa
P_T	Türbin gücü, MW
Q	Isı, kJ/pg (100 kg pancara göre)
q	Isı, kJ
s	Entropi, kJ/kg K
s,i	Ham şerbet girişi

Simgeler	**Açıklama**
s,o	Ham şerbet çıkışı
T	Sıcaklık, K, ℃
t	Termal ve/veya türbin
TEC	Termoekonomik maliyet
tec_j	Birim ekserji maliyet, $\frac{€}{kJ}$
TEC_j	Termoekonomik maliyet, €
TPL	Toplam
U	Isı değişim katsayısı, kW/m^2 K
u	Uçan kok
V	Gerçek özgül bacagazı miktarı, Nm^3/kg
v	Hız, m/s
v4	Basınç düşürücü ventil
v_a	Ham şerbet akış hızı, m/s
W	İş, kJ/pg (100 kg pancara göre)
x	Ham şerbet madde oranı, KM (%)
y	Yakıt
yy	Yakacağın yanmamış kısmı
z	Yükseklik, m
ω	Akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü indisi

Kısaltmalar	**Açıklama**
A	Kül oranı
Ap.	Aparat
Buh.	Buharlaştırıcı
E	Enerji tüketimi, TEP
elk.jen.	Elektrik jeneratörü
Evap.	Evaporatör

Kısaltmalar	Açıklama
KM	Kuru Madde, %
KNY	Kaynama Noktasını Yükselmesi
Li	Toz Linyit Kömürü
OSB	Organize Sanayi Bölgesi
P	Üretim, ton
PFK	Şerbet arıtım filtresi
pg	Pancara göre
SPSS	İstatiksel Metot
Stand	Standart
T	Toplam
TEP	Ton Eşdeğer Petrol
TMMOB	Türkiye Mühendisler ve Mimarlar Odalar Birliği
Ü	Üretim, ton
Vak.	Vakum
VKT	Dikey Kristilizasyon Vakumu
WASP	Buhar entalpi - entropi hesaplama paket programı

1. GİRİŞ

Gıda fabrikaları enerjiyi yoğun olarak kullanırlar. Gıda sektöründe bu enerji kullanımından dolayı enerjinin verimli kullanılması gerekmektedir. Enerji verimli kullanılırken ayrıca enerjiden tasarruf da yapılması çok önemlidir.

Gıda sektöründe kullanılan enerji sebebi ile hem çevrenin korunması hem de proses esnasında kullanılan enerjiden maksimum faydalanılması önem arz etmektedir. Gıda sektöründe proses gereği enerji yanında atık ısı atılımından ötürü enerjinin tekrar sisteme kazandırılması için enerji analiz hesaplamaları yapılması gerekir.

Gıda prosesleri enerji ve ekserji analizlerinin, işletme karlılığına olan katkısı çok büyüktür. Gıda sektöründe üretim prosesinde enerjinin çok kullanılmasından ötürü enerji tüketimi çok fazla olmaktadır. İşletmelerin karlılığı için; enerjiden maksimum tasarruf elde etmek ve enerji – ekserji kayıplarını en aza indirgemek gerekmektedir.

Gıda sektörü proseslerinde enerjinin korunumu için mühendislik bilgileri çok iyi kullanılmalıdır. Özellikle termodinamik ve ısı transferi prensipleri uygulamaları enerji ve ekserji hesaplamaları için çok önemlidir.

Gıda sektöründe enerji ve ekserji analizlerinin yeterince kavranmaması ve uygulanabilirliğinin düşük seviyelerde olması işletmelerde çok büyük enerji kayıpları getirmektedir. Bu sebeple enerji kayıplarının en aza indirilmesi gerekmektedir.

Bu tez çalışmasında; şeker üretim prosesindeki enerji – ekserji kayıplarını azaltarak enerji tasarrufu sağlamak için gıda sektörlerinde enerji verimliliği ve enerji yönetimi konuları genel kapsamda araştırılmıştır. Enerji ve ekserji analizleri yapılmıştır. Gıda sektörlerinde yapılabilecek enerji tasarrufları irdelenmiştir. Sanayide uygulanabilecek enerji yönetimi programının nasıl olabileceği gösterilmiştir.

Termodinamiğin 1 ve 2. Kanuna göre yapılan hesaplamalar sonucunda fabrikanın enerji ve ekserji verimlilikleri hesaplanmıştır.

Enerji ve ekserji verimlikleri hesaplamalarının genel bir değerlendirmesi yapılarak nasıl olması gerektiği üzerinde durulmuştur.

Örnek hesaplamalar gıda sektöründen şeker sanayisinin önde gelen kuruluşlarından biri olan Konya Çumra Şeker Fabrikası için yapılmıştır. Enerji yönetimi programı bu fabrika için tasarlanmıştır.

Fabrika proseslerinin ayrı ayrı enerji ve ekserji analiz sonuçları çıkarılarak en çok kaybın meydana gelmiş olduğu prosesle ilgili olarak bazı senaryolar üzerinde çalışılmıştır. En çok kayıpların yaşandığı 7. proses olan buhar güç santrali ile ilgili değişik senaryolar üretilmiş ve verimliliğin nasıl arttırılabileceği tartışılmıştır. Bunun akabinde termoekonomik analiz uygulanmıştır. Enerji ekonomisi ile ilgili bazı hesaplamalarda bulunulmuştur. Bu sonuçlara göre senaryolar düzenlenerek bazı öneriler getirilmiştir.

Konya Çumra Şeker fabrikası 2011 üretimi itibariyle yaklaşık 288 853 ton toplam şeker üretiminde bulunmuş, Türkiye'nin en büyük şeker fabrikasıdır. Tez çalışması için seçilmiş olmasının en önemli nedeni budur.

Enerji ve ekserji verimlilik sonuçlarına göre iyileştirmeler uygulanarak enerjiden daha fazla ne kadarlık bir tasarruf yapılabileceği irdelenmiştir.

Ayrıca enerji yönetimi için gerekli olan fabrikanın 1 yıllık enerji tüketim miktarı ve maliyetleri hesaplanmıştır.

Enerji yönetimi için yapılan bu hesaplamalar ile fabrikanın ihtiyaç duyabileceği enerji yönetim programın gerekliliği vurgulanmıştır.

Enerjinin doğru ve verimli kullanılması ülke yararına da olduğu için bu tez çalışmasındaki sonuçlar değerlendirilerek öneriler getirilmiştir. Bununla ilgili termoekonomik analiz hesaplamaları yapılmıştır.

Enerji tüketim verileri ile fabrikanın enerji yönetimi programını yeni çıkan enerji kanunlarına göre oluşturması gerektiği belirtilmiştir.

Enerjinin etkin ve verimli kullanılabilmesi fabrika için ne kadar önemli olduğu ve bunun yanında ekonomik analizler ile desteklenerek fabrika karının ne kadar arttırılabileceği hesaplamaları yapılarak analiz edilmiştir. Enerji tasarruf yapılması gereken noktalar ve proses adımları belirtilmiştir.

Ayrıca yakıt bazında da bazı enerji hesaplamalarında bulunarak alternatif olabilecek sistemler belirtilmiştir.

Ayrıca enerji hesaplamaları için fabrikadan alınan veriler, SPSS İstatiksel Metot ile matematiksel bağıntılarla olan ilişkisi Ekler bölümünde ortaya konmuştur.

2. LİTERATÜR TARAMASI VE ARAŞTIRMASI

Gıda sektöründe enerji verimliliği ve ekserji – enerji analizleri ile ilgili daha önce yapılmış çalışmalar aşağıda özetlenmiştir.

Ekserjiyi Çengel ve Boles, (1996) şu şekilde açıklamıştır. Kullanılabilir enerji olarak tanımlanan ekserji sistem ve çevre ile ilgilidir. Sistem eğer çevresi ile denge halinde bulunuyorsa kullanılabilirliği sıfır demektir. Sistem bu durumdayken ölü halde bulunur. Enerjinin mekanik biçimlerinden olan kinetik ve potansiyel enerjiler enerjilerine eşit kullanılabilirliğe sahip enerjilerdir. Bir ısıl enerji deposunun kullanılabilir enerjiye (ekserji) sahip olabilmesi için, ısıl enerji deposu ile çevre ortamın arasında çalışabilen bir Carnot ısı makinesinin olması gerekir. Sonlu sıcaklık farkı ısı geçişi sırasında entropi üretimine ve tersinmezliğe neden olur. Entropi üretimi her zaman kullanılabilirliğin (ekserjinin) yok edilmesine sebep olur [Çengel ve Boles, 1996].

Gerçek işin kapalı ve açık sistemlerde hesaplanması için enerjinin korunumu denklemlerinin kullanılması gerekmektedir. Sistemdeki hacimde değişiklik varsa yapılan işin bir kısmı çevreye karşı yapılır ve çevre işi olarak geçer. Çevre işi P_o basıncındaki çevre havayı iter. Yararlı iş toplam gerçek iş ile çevreye yapılan iş arasındaki farktır [Çengel ve Boles, 1996].

Çevrenin yaptığı iş, sürekli akışlı sistemler ve sabit sınırları olan sistemler için sıfırdır. İki hal arasındaki değişim sırasında bir sistemden elde edilebilecek en fazla yararlı iş tersinir iş olarak görülür. Eğer son hal çevre hali ise tersinir iş kullanılabilirliğe (ekserji) eşittir. Tersinmezlik ise tersinir iş ile yararlı iş arasındaki farktır [Çengel ve Boles, 1996].

Buhar güç santralindeki enerji ve ekserji analizinin basınçlı buhar çevrimine göre hesaplamaları yapılarak bazı önerilerde bulunulmuştur [Hwang ve ark., 1998].

Kojenerasyon sistemlerindeki hesaplamalar ele alınmıştır. Biokütle kullanıldığında diğer yakıtlara göre maliyet analizleri çıkarılmıştır [Seguro, 2000].

Ekserji Analizi, 1. ve 2. Termodinamik Kanunlarını kullanarak faydalı enerjiyi açıklar. Ekserji, enerjinin kalite analizi için güçlü bir araçtır. Ekserji transferi, maksimum kullanılabilir mevcut işi tersinir olarak sistem ve çevresi arasında tersinir ortamı transfer eder [Chang, 2001].

Tekin ve Bayramoğlu (2001) yapmış oldukları çalışmada; şeker üretim tesisindeki ham şerbet üretimi ve buhar güç biriminin ekserji ve yapısal analizlerini incelemişlerdir. 4 proses aşaması için ekserji analizi yapılmıştır. Bunlar ham şerbet üretimi, şerbet atığı, şeker rafinesi ve güç buhar sistemidir [Tekin ve Bayramoğlu, 2001].

Enerji ve ekserji analizleri için proses integrasyonu (proses birleştirmesi) ele alınarak bir fabrikanın tüm proses analizi çıkarılmıştır [Dalsgrad, 2002].

Arons (2004) enerji verimliliği üzerine yaptığı çalışmada ekserji analizi ile ilgili Termodinamik bağıntılardan faydalanmıştır. Bazı uygulama örneklerini incelemiş ve çözüm yöntemleri göstermiştir. Enerji kullanımı ve ekserji verimliliği hesaplamalarında bulunmuştur [Arons, 2004].

Şeker fabrikalarında kullanılan suyun minimum düzeyde faydalanarak maliyetin düşürülebileceği üzerinde durulmuştur. Ekonomik analizler uygulanarak maliyet hesaplamaları yapılmıştır [Zbontar Zver ve Glavic, 2004].

Çolpan (2005), kombine çevrim kojenerasyon tesislerinde çeşitli yapılandırmalar yaparak enerji, ekserji analizler ile birlikte termoekonomik hesaplamalarda bulunmuştur. Her bir yapılandırmada, kullanılan sabit buhar kütlesi yerine değişken buhar kütle miktarını analiz etmiştir [Çolpan, 2005].

Sistemlerin temel termodinamik özellikleri, her bir prosesin enerji analiziyle kıyaslanarak sistemlerdeki çevreye olan ekserji yıkımları ve sistemdeki termodinamik enerji verimsizlikleri incelemiştir. Termoekonomik analiz yaklaşımlarından SPECO metodu uygulamıştır. Fabrikadaki buhar güç santrali ile ilgili maliyet hesabını uygulamıştır. Değişik yapılandırmalarla enerji analizleri ve maliyet karşılaştırmalar da bulunmuştur [Çolpan, 2005].

Arnao ve arkadaşları (2006) küspe boyler kazanı verimliliğini tespit edip hesaplamışlardır. Boyler hesabında buhar jeneratörü, hava ısı değiştirgeçleri ve ekonomizer hesabı yapılmıştır [Arnao ve ark., 2006].

Yakıt verimliliği ve etanol üretimi ile ilgili analizler yapılarak işletme ekonomisi üzerinde durmuşlardır [Krajnc ve ark., 2006].

Dinçer ve Rosen (2007) ekserji ve enerji analiz hesaplamalarının fabrikalar için çok önemli bir yere sahip olduğunu belirtmiştir. Ekserji analizi, enerji ve diğer sistem analizi, tasarımı ve gelişimi için Termodinamiğin 2. Kanunu ile birlikte kütle ve enerji korunumunu prensiplerini kullanan bir metottur [Dinçer ve Rosen, 2007].

Enerji verimliliğinin tespit edilmesinde enerji atıklarının ve kayıplarının büyüklüklerinin saptanması çok önemlidir. Ekserji analizi, entropi üretiminin düşürülmesini hedef alır. Termoekonomik yöntemler ile bazı hesaplamalar yapılabilir [Dinçer ve Rosen, 2007].

Pellegrini (2007), şeker kamışı küspe gazlaştırma ekserji analizi üzerine çalışmıştır. Biyokütle üzerine gazlaştırmanın nasıl yapıldığını incelemiştir [Pellegrini, 2007].

Enerji santrali üzerinde kojenerasyon tesisinden alınan işletme verileri kullanılarak enerji ve ekserji analizleri yapılmıştır [Özkaymak, 2007].

Lobo ve arkadaşları (2007) çalışmalarında şeker fabrikası için alternatif ekonomik seçenekler üzerinde durmuşlar ve işletme maliyet hesaplamalarında bulunmuşlardır [Lobo ve ark., 2007].

Sanayideki enerji ve ekserji analiz üzerinde yapılan çalışmada, alınan verilere göre enerji ve ekserji verimlilikler ve enerji maliyetleri hesaplanmıştır [Lampret ve ark., 2007].

Berhane (2007)'in çalışmasında şeker fabrikalarındaki enerji kaynakları değerlendirilmiştir. Enerji üretimi ve verimlilikleri gözlenerek enerji ile ilgili problemler belirlenmiştir. Alternatifler önerilerek değişik veri çalışmaları yapılmıştır. Bununla ilgili olarak değişik senaryolar karşılaştırılmıştır [Berhane, 2007].

Türközü (2008)'de şeker üretimi proseslerini Termodinamiğin 2. Yasasını sürekli akışlı açık sistemine göre uygulayarak fabrika enerji ve ekserji analizlerini çıkarmıştır [Türközü, 2008].

Gıda işletmelerinin ekonomik analizini tasarlamak için nicel veriler ile gıda akış proseslerinden yararlanılır. Ön fizibilite çalışmasında; ekonomik analiz, madde ve enerji denkliği (balansı), kalibrasyon ölçümü ve işletme proses maliyeti çok önemlidir [Maroulis ve Saravacos, 2008].

Bir başka çalışmada ise; şeker fabrikalarında etkin enerji üretimi için değişik senaryolar tasarlanmıştır. Rankine çevrimi ile çalışan buhar santrali ile biokütle yakıtla çalışan bileşik ısıl güç çevrim kojenerasyon sistemlerinden faydalanılmıştır. Bu sistemler birbirleri ile karşılaştırılmıştır [Deshmukh, 2008].

Buhar enerji güç santrallerinin şeker fabrikalarındaki maliyet arttırıcı en önemli proses olduğu belirtilmiştir. Buna bağlı olarak Rankine çevrimi de göz önüne alınarak enerji ve ekserji analizleri hesaplanmıştır [Bocci ve ark., 2009].

İkizoğlu (2009)'daki çalışmasında kojenerasyon sistemlerinden olan elektrik enerjisi üretiminin karşı basınçlı buhar güç üretimi olarak tanımlamış ve enerji verimliliğinde gerekli olduğunu açıklamıştır. Ayrıca bununla ilgili olarak buhar enerji güç santrali için bazı enerji ve ekserji analiz karşılaştırmalarında bulunmuştur [İkizoğlu, 2009].

Bir çalışmada çeltik kabuğu buhar güç santralinde yakıt olarak kullanılmaktadır. Bunun için enerji ve ekserji analizinden yararlanılmıştır. Buhar ısıl güç santralinde enerji verimliliği sağlamak için iyileştirme ve geliştirme tasarım metotları kullanılmıştır. Enerji analizinde kriter olarak ısıl verimlilik, ekserji verimliliği ve ekserji kaybı (yıkımı) bu tasarım metotları içerisinde yer almıştır. Güç santralindeki kazan ekserji verimliliği % 30 ve buhar türbini ekserji verimliliği ise % 76 olduğu zaman çeltik kabuğu yakıtlı güç santralinin buhar enerji üretiminin ekonomik olduğu açıklanmıştır [Peerapong, 2009].

Ekserji, belli bir referans noktasına göre termodinamik bir sistemin çevre ile ısıl denge haline gelirken sistem içerisinde bulunan enerjiden üretilebilecek maksimum kullanılabilir iş olarak tanımlanır. Ekserji pratikte, sistemlerdeki tersinmezliklerden dolayı tüketilir. Bu sebepten dolayı sistemdeki tersinmezlikler sonucunda ekserji ile entropi doğru orantılı olarak değişir [Söğüt ve ark., 2010].

Termodinamiğin 2. Yasasına göre yapılan ekserji analiz hesaplarının amacı fabrikalarda tüketilen enerjinin mümkün olduğunca en aza indirerek enerji tasarrufu sağlamaktır. Bundan dolayı ekserji analizleri enerji hesaplamalarında çok önemli bir araç olmuştur. Bu analizler ile enerji verimliliği arttırılarak daha iyi enerji tasarrufu elde edilebilir. İşletmeler için bu tip enerji tasarrufu yapılarak, enerjinin verimi arttırılıp işletme maliyetleri düşürülerek termoekonomik analizler gerçekleştirilir [Söğüt ve ark., 2010].

Enerjinin verimli ve etkin kullanılması ile birlikte enerjiden tasarruf edilmesi gerekir. Ülkemiz sanayi sektörü açısından enerji tüketimi ve maliyet çok önemli bir sorun olarak gözükmektedir. Enerji tüketiminin bu tip sanayi sektörlerinde çok yüksek olması bazı enerji tasarruflarının hedef alınması gerektiğini göstermektedir. Yüksek

kalite ve düşük maliyetinin elde edilmesi, enerji verimliliğinde başarı sağlamak için ana hedeflerden biridir. Bu hedeflerin gerçekleşmesi için enerji verimliliği hesaplamaları ve termoekonomik analizlerinin yapılması gerekmektedir [Söğüt ve ark., 2010].

Enerji ve ekserji verimliliklerinin; buhar güç santrali kazan hesaplamalarında kullanılan yakıta da bağlı olduğu belirtilerek enerji ve ekserji analizleri hesaplanmıştır [Mehmood, 2011].

Şeker fabrikasının termoekonomik analizi ekserji analiz teorisine göre hesaplanmıştır. Proses akışına göre Termoekonomik maliyetler çıkarılmıştır [Guallar ve Valero, 2011].

Ayrıca enerji yönetimi ile ilgili literatür çalışmaları ise aşağıda kronolojik sıralamaya göre verilmiştir;

Petrecca (1993) sanayide enerji yönetimi çalışmasında kazan santralleri ve kojenerasyon konularını detaylı olarak işlemiştir [Petrecca, 1993].

Enerji üretimi ve Termodinamik verimliliğini Aubrecht (1995) irdelemiştir [Aubrecht, 1995].

Enerji yönetimi ile ilgili yapılan çalışmada; enerji verimliliği için fabrikaların üretim ve tüketim verileri 12 aylık olmak üzere incelenmiştir. Taner'in (2002) yaptığı çalışmalarda bu enerji verileri metal ve tekstil sanayisi için çıkarılarak fabrikaların enerji analizi yapılmıştır. Regresyon analizi ile doğruluk testi uygulanarak fabrikaların 1 yıllık spesifik enerji tüketimleri ve kümülatif değerler eğrileri çizdirilerek fabrikaların enerji verimliliği analizi çıkarılmıştır [Taner, 2002].

Enerji tüketim verileri ile ay bazında fabrikaların kar ve zarar durumu hakkında yorum yapılmıştır. Buna bağlı olarak fabrikalarda yapılması gereken yatırımlar belirlenmiş ve amortisman (yıpranma payı) süreleri belirlenmiştir [Taner, 2002].

Enerji yönetimi ve verimliliği ile ilgili olarak Beggs'in (2002) de ayrıntılı olarak çalışmaları bulunmaktadır [Beggs, 2002]. Öte yandan Turner'in (2007) yaptığı çalışmalarda enerji analiz yöntemleri kullanılarak enerji yönetimi ve ekonomisi ile ilgili yapılan çalışmalar mevcuttur [Turner, 2007]. Ayrıca Thuman (2001) enerji yönetimi üzerine enerji projeleri üzerine çalışmalar yapmıştır [Thuman, 2001].

Bu tezdeki amaç; şeker fabrikalarında kullanılan enerjinin yoğun miktarda olmasından dolayı mümkün olduğunca enerjiden maksimum verimle faydalanılmasıdır. Şeker fabrikalarında proses gereği enerji yanında yüksek miktarda atık ısı atılmasından ötürü enerjinin tekrar sisteme kazandırılması enerji ve ekserji analiz hesaplamaları sonuçlarına bağlıdır.

Bu çalışmada, şimdiye kadar yapılan çalışmalarda yapılmamış analizler yapılmıştır. Bu çalışmada, tüm sistemin şeker üretimi proseslerinin enerji kalitesi incelenmiştir. Fabrikanın enerji ve ekserji analizinin yanında enerji yönetimi de incelenmiştir. Ekonomik analiz ise tüm sistem için incelenmiştir.

Şeker üretim proseslerinde enerji ve ekserji analizleri işletme karlılığında çok büyük öneme sahiptir. Şeker üretiminde enerjinin çok kullanılmasından ötürü enerji tüketimi çok fazla olmaktadır. İşletmelerin karlılığı için; enerjiden maksimum tasarruf elde etmek ve enerji – ekserji kayıplarını en aza indirgemek gerekmektedir.

Şeker üretiminde, enerji ve ekserji analizlerinin yeterince kavranmaması ve uygulanabilirliğinin düşük seviyelerde olması işletmelere çok büyük enerji kayıpları getirmektedir. Bu sebeple enerji kayıplarının en aza indirilmesi gerekmektedir. Tez çalışmasında öncelikle gıda sektörlerinde enerji verimliliği ve enerji yönetimi konuları genel kapsamda araştırılmıştır. Bu gıda sektörlerinden şeker sanayisinin önde gelen kuruluşlarından birisi olan Konya Çumra Şeker fabrikası ile ilgili enerji – ekserji analizleri yapılmıştır.

3. GIDA SEKTÖRÜNE GENEL BAKIŞ

Bu çalışmada gıda sektörleri ile ilgili olarak yapılan enerji verimliliği çalışmaları ele alınmıştır. Örnek olarak Konya Çumra şeker fabrikası incelenmiştir.

3.1. Gıda Sektörleri ve Enerji Tüketimi

Gıda sektöründe 9 temel üretim bulunmaktadır. Bunlar, hayvansal gıda üretimi, zeytinyağı ve çekirdek üretimi, şeker ve ürünleri, sebze ve meyve konserve üretimi, süt üretimi, et üretimi, deniz ürünleri ve paketlemesi, ekmek – pasta üretimi ve diğer gıda üretimleri adı altında toplamak mümkündür [Wang, 2009].

Gıda fabrikalarındaki enerjiden tasarruf etmek için enerji ve ekserji analizleri yapılması gerekmektedir. Gıda işletme tesislerinde, yenilebilir hammadde daha değerli gıda ürünlerine dönüştürülür. Bu dönüşüm proseslerinde işgücü, makine ve enerjiden faydalanır. Gıda işletme tesislerinde enerji-ekserji verimliliği üretim hatları ve uygulanan proses ile değişir.

Gıda sektöründe başlıca iki tip enerji kullanımı söz konusudur. Bunlar; elektrik enerjisi ile buhar üretim prosesleri kullanımıdır. Burada enerjinin korunumu ilkesi ele alınarak çözümlemeler yapılır.

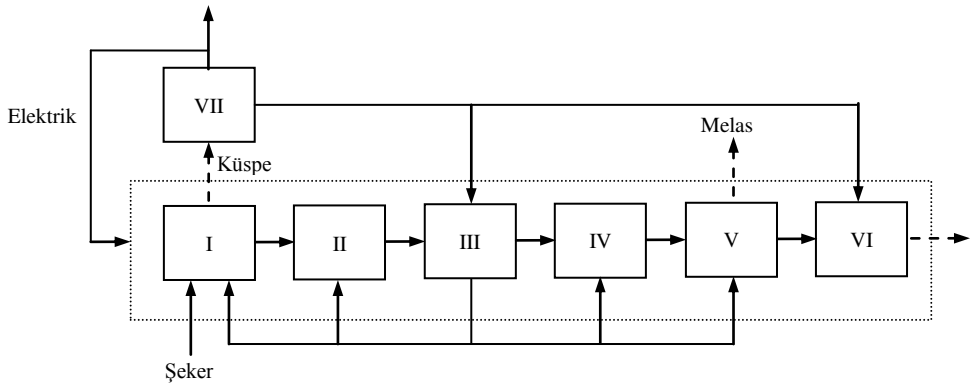
Gıda sektöründeki enerji tüketimlerinin olduğu prosesler şu şekildedir; sterilizasyon, pastörizasyon, soğutma – dondurma, evaporasyon ve diğer buna benzer prosesler.

3.2. Şeker Üretim Prosesi ve Kullanılan Parametreler

Şeker ve şekerleme ürünleri imalat sektöründeki üretim faaliyetleri şunlardır: 1. proses, şeker veya çikolata gibi yeni bir ürün işleme ve 2. proses, şeker pancarı şeker kamışının işlenmesi ile şeker üretimidir. Şeker kamış veya pancarından şeker üretilir. Şekerin rafine edilme sürecinde buharlaşma ve kurutma işlemi için hemen hemen tüm adımlarda pompa ve santrifüj gücü tüketildiği için enerji kaybı da bu proseslerde çok olmaktadır. Şeker üretim tesisinin enerji tüketimi, bireysel birim

operasyonlarının enerji talebine ve ısı değiştirici ağı enerji dönüşüm verimliliğine bağlıdır. Isı değiştirici ağı maksimum enerji geri kazanımı için optimize edilebilir. Şeker ve şekerleme ürünleri imalat sektöründe yakıt, buhar üretimi ve satın alınan elektriğin büyük bir kısmındaki motorları çalıştırmak için kullanılır. Şeker üretim tesislerinin işletme atıklarından yararlanarak enerji kullanımı için kojenerasyon sistemleri kurulmalıdır [Wang, 2009].

Şeker üretimi temelde birkaç adımdan oluşmaktadır: şeker suyunu çıkarma, meyve suyu durultma ve buharlaşma, şurup tedavi ve şeker kaynatma, kristalizasyon, santrifüj ve kurutma prosesleridir. Fazla ısı değişimi olduğu için bu süreçte çok fazla buhar enerjisi kullanılır. Buharlaşma sistemi bir optimize tasarım gerekmektedir. Şeker fabrikasındaki ısıtıcılar için minimum yatırım için iyi bir termoekonomik analiz yapılmalıdır. İşletme giderlerini en düşük seviyede tutmak için buharlaşma sistemine termoekonomik analiz uygulanmalıdır. Burada örnek olarak, Brezilya'da şeker üretimi yapan şeker fabrikalarındaki proses parametreleri tanımlanmıştır [Ensinas ve ark., 2007].



Şekil 3.1. Şeker fabrikasının kojenerasyon aşamaları [Ensinas ve ark., 2007]

Şeker fabrikasının kojenerasyon aşamaları Şekil 3.1'de detaylandırılmıştır. Fabrikaya gelen şeker pancarından çıkan küspe ile (şeker üretimi sonrası kalan kısmı) elektrik enerjisi üretilerek tekrar şeker üretim proses aşamalarında kullanılmaktadır. Şekil 3.1'deki proses aşamaları şunlardır [Ensinas ve ark., 2007];

I: Şerbet özütleme prosesi (ham şerbet ve küspeye ayrıldığı aşama)

II: Şerbet durultma prosesi (şekerin katkı ve diğer yabancı parçalardan ayrıldığı aşama)

III: Şerbet buharlaştırma prosesi (çoklu buharlaştırıcıda şerbetin yoğunlaştırılması)

IV: Şurup tedavi prosesi (konsantre edilmiş şerbet = şurup son ürün kalitesini geliştirmek için arındırıldığı aşama)

V: Şeker kaynama, kristilizasyon ve santrifuj ayırma prosesi (fırınlarda şurup vakum içinde kaynatılarak kristal hale getirilir. Daha sonra kristalizatörde kristaller büyütülerek şeker formundaki kristaller santrifüj ile melaslardan = şekerli posadan ayrılır.)

VI: Şeker kurutma (şeker depolanana kadar nem içeriğini azaltmak için kurutulur.)

VII: Kojenerasyon sistem prosesi (proses ihtiyacı kadar buhar ve elektrik enerjisi üretimi hazır halde tutulur. Genelde şeker pancarı küspesi buharlaştırıcı için yakıt olarak kullanılır ve buharlaştırıcıda yüksek basınçta üretilen buhar, buhar devresindeki geri basınç veya özütleme – koyulaştırma türbinine hareket eder.)
Termoekonomik analize göre [Ensinas ve ark., 2007];

A. Ekstraksiyon (özütleme) sistemi
B. Kaynatma sistemi
C. Şurup tedavi sistemi
D. Buharlaştırma sistemi

Yukarıda bahsedilen bu prosedürlere göre ısının parametreleri şu şekilde tanımlanmıştır [Ensinas ve ark., 2007];

- Isıtma aşama sayıları
- Isıtma gereksinimleri
- Ortalama logaritmik sıcaklık farkı

- Isı transfer yüzey alanı

Buharlaştırıcı sisteminde izlenmesi gereken parametreler ise şunlardır [Ensinas ve ark., 2007];

- Buharlaştırıcıların işletme basıncı
- Şerbet kaynama noktası yükseltilmesi
- Şerbet kaynatma sıcaklığı
- Orta şerbet konsantrasyonu
- Isı transfer yüzey alanı
- Yatırım maliyeti
- Isıtmada tüketilen buharın parasal maliyeti
- Üretilen kaçak buhar ve kondensatın parasal maliyeti

3.3. Konya Çumra Şeker Fabrikası ve Prosesi

Konya Çumra Şeker fabrikası Türkiye'nin en büyük şeker fabrikalarından birisidir. Konya Çumra Şeker fabrikası 2011 üretimi itibariyle yaklaşık 288 853 ton toplam şeker üretiminde bulunmuştur. Türkiye'nin en büyük entegre tesislerindendir. Konya Çumra Şeker fabrikasında üretilen şekerin tüm proses aşamaları ve detaylar şu şekildedir;

Şeker hammaddesi

Şeker (sakaroz) çoğu bitkinin bünyesinde bulunur. Fakat bünyesinde ekonomik olarak şeker elde edilebilecek kadar şeker bulunduran iki bitki vardır: Şeker kamışı ve şeker pancarıdır.

Şeker pancarı ise dünyada, ülkemizi de kaplayan ılıman iklime sahip kuşakta yetiştirilmektedir. Şeker pancarının yapısında % 4 - 5 hücre dokusu, % 4 - 5 kimyasal bağlı su ve % 90 - 95 öz suyu vardır. Pancar öz suyunun bileşimi şu

şekildedir: % 15 - 18 şeker (sakaroz), % 1,0 - 1,5 diğer şeker dışı organik maddeler, % 0,8 anorganik tuzlar bulunmaktadır [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Şeker Üretim Aşaması

Şeker pancarından şeker üretim süreci başlıca üç bölümden oluşmaktadır [Konya Şeker Fabrikası, 2009]:

a) Meydan işleri ve pancarın işletmeye hazırlanması,
b) Ham fabrika işlemleri
c) Rafineri işlemi

a) Meydan işleri ve pancarın işletmeye hazırlanması

Şeker pancarı ekimi yapıldıktan sonra yılın belli aylarında sökülmektedir. Söküm genellikle Eylül-Kasım ayları arasında yapılır ve sökümü yapılan pancarlar işlenmek üzere fabrikaya taşınmaktadır. Fabrikaya ulaşan pancarlar direk işletmeye veya daha sonra işlenmek üzere bir süre stoklanacağı yer silolarına alınmaktadır.

Günlük işletmeye yönlendirilen pancarlar, önce fabrika sahasındaki beton silolara alınarak, su yardımıyla yıkama tesisine sevk edilir. Bu tesiste pancarlar, suyla beraber kanallardan hareket ederken, taş tutucular ağırlık farkından dolayı pancarla beraber gelen taşı ve kumu, ot tutucular da otu tutarak pancarı bu yabancı maddelerden temizlerler. Pancar daha sonra yıkama kısmına gelir ve burada suyla yıkanarak toprağından arındırılır. Nihai olarak bir durulama tesisinden geçen pancarlar bantlarla taşınarak günlük bunkere alınırlar [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

b) Ham fabrika işlemleri

Ham fabrika kısmında süreç şu bölümlerden oluşur [Konya Şeker Fabrikası, 2009]:

a) Pancarın kıyılması

b) Difüzyon işlemi
c) Ham şerbetin arıtılması
d) Filtrasyon
e) Berrak şerbetin koyulaştırılması (buharlaştırıcılar)

a) Pancarın kıyılması

Pancar bıçakları, etrafındaki kasalara rende şeklinde özel yapıya sahip bıçaklar yerleştirilmiş döner tambur şeklindedir. Dönüş hareketi, tamburun iç bölümünden beslenen pancarı prizma şeklinde kıyım haline getirir. Bir bant kantarında ağırlık tartımının ardından bu kıyımlar difüzyon işlemi öncesi haşlama teknesine gönderilir [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

b) Difüzyon işlemi

Pancardaki şekerin kıyım içerisinden şerbete alındığı cihaza difüzör adı verilir. Bıçaklarda kıyılan pancar, önce bir haşlama teknesine ve buradan da difüzöre gelir. Bu sistemde pancar hücrelerindeki şeker, ortamdaki sıcak suya geçer. Sıcaklık yaklaşık 70 ℃ civarındadır. Benzer şekilde pancardaki şekerin de tamamına yakını difüzörün içerisinde suya geçmektedir. Bu işlem, ters akım prensibine göre gerçekleşir. Yani difüzöre alttan kıyım girerken tam tersi yönden, üstten de sıcak su verilmektedir. Buradan ayrılan küspe, sistemden uzaklaşmadan önce preselerde sıkılarak, suyu mümkün olduğunca geri alınır. Böylece küspe içerisinde giden su ve şeker kaybı azaltılmış olur. Kazanılan prese suyu tekrar sisteme döndürülür. Bu uygulama, enerji kazanımı açısından da gereklidir. Difüzörden alınan şerbet, içerisindeki şeker dışı organik ve anorganik maddelerden arındırılmak üzere arıtım istasyonuna gönderilmektedir [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

c) Ham şerbetin arıtılması

Arıtım işlemi şu aşamalarda gerçekleşir [Konya Şeker Fabrikası, 2009]:

- Kireçlemeler,
- Karbonatlamalar ve filtrasyon,

Kireçlemeler

Elde edilen ham şerbetin içeride pancardan gelen şeker dışı maddeler kireç sütü ile parçalanarak çöktürülür (kireç sütü, sönmemiş kirecin şekerli suyla veya suyla söndürülmesi ile elde edilen sulu sönmüş kireç). Arıtım maddesi olarak kirecin tercih edilmesinin nedeni, ucuz bir ham madde olması, her yerde kolayca bulunabilmesi, ekipmana zarar vermemesi, kullanımının kolay olması, süzme ile şerbetten ayrılabilmesi, çevreye zararsız bir madde olmasıdır [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Kireçleme dört kademede uygulanır. Bu kademelerden üçü kireç sütü ilavesiyle yapılır.

İlk üç kireçleme 1. Karbonatlamadan önce, son kireçleme de 2. Karbonatlamadan öncedir.1. Kireçleme işlemi kademeli olarak uygulanır. Her kademede pH biraz daha yüksektir. Sıcaklık 50 - 55℃'dir.

Soğuk ana kireçleme 1. Kireçleme ile aynı sıcaklık aralığında fakat daha yüksek alkalitede yapılır.

Sıcak ana kireçleme soğuk ana kireçleme ile aynı alkalitede yapılır. Şerbet sıcaklığı yaklaşık 85 ℃'ye yükseltilmiştir.

Karbonatlamalar ve filtrasyon

Kireçleme işlemi tamamlanmış şerbet 1. Karbonatlamaya gelir. Ortama verilen CO_2'in etkisiyle kalsiyum hidroksit yani $Ca(OH)_2$ çökerek $CaCO_3$ şeklinde katı faza geçer. Bu esnada ortamdaki diğer askıdaki maddeler de oluşan tortuya dahil olurlar.

d) Filtrasyon

Karbonatlamadan sonra şerbet, filtre istasyonuna gönderilerek önce yoğunlaştırma filtrelerinden süzülür. Ortaya çıkan yoğun çamurlu şerbet tekrar pres filtrelerden süzülerek tüm şerbet geri alınır. Süzülen şerbet tekrar arıtım istasyonuna döndürülerek son kireçlemeye tabi tutulur. Son kireçlemenin ardından 2. Karbonatlama işlemi uygulanır ve son kireçlemede verilen ve daha önce ortamda kalmış olan kireç tamamen $CaCO_3$ şeklinde katı hale geçmiş olur. İkinci defa filtre dairesine gönderilen şerbet süzülerek berrak bir sulu şerbet elde edilmiş olur.

Arıtılmış şerbetin buharlaştırılması

Sulu şerbetin buharlaştırılması, buharlaştırma istasyonunda (buharlaştırıcılarda) gerçekleştirilir.

e) Berrak şerbetin koyulaştırılması (evaporatör=buharlaştırıcı)

Filtre edilen sulu şerbet ısıtıcılardan geçirilerek, sıcaklığı 120-125°C'ye çıkarılarak kademeli buharlaştırıcı istasyonuna gönderilir. Buharlaştırıcı istasyonu fabrikaların kapasitesine göre 4 veya 5 kademeli, her kademede 2 ya da üçüncü kademelerde buhar ihtiyacına göre bazen 3 buharlaştırıcı cihazından oluşmaktadır. Buharlaştırıcı cihazları silindirik, altı ve üstü bombeli, alt bölüme yakın yerde içerisinde dikey borular bulunan ısıtma kamaralı cihazlardır. Şerbetin ısıtılması için buhar kullanılır. Buhar ve şerbet birbirine karışmaz. İşlem sırası [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Isıtılan şerbet I. Kademe buharlaştırıcıya gönderilir. Buhar kazanından gelen 2,5 atü basınçta 135°C'deki buhar, bu buharlaştırıcının buhar kamarasını beslemektedir. Şerbet burada bir miktar yoğunlaşarak kendi akışıyla daha düşük basınçtaki bir sonraki kademeye geçer. Bu kademeye ısıtma buharı olarak birinci kademenin şerbet buharı beslenmektedir. İşlem bu şekilde devam ederek son kademede şerbet yoğunluğu % 65-70 KM (kuru madde)'ye ulaşır. Sıcaklığı ise 90-95°C civarındadır. Böylece buharlaştırıcılarda buharlaştırma işlemi gerçekleştirilmiş olur.

Evaparatör çalışma prensibi süreklidir ve şerbet bu cihazlarda sürekli akış halindedir. Evaparatörlerde şerbet yoğunlaşırken rengi de bir miktar koyulaşabilir.

c) Rafine işlemi

Koyu şerbet kristalizasyon kademeleri için rafineri kısmına gönderilir. Kristalizasyon kademeleri (pişirimler) üç aşamada gerçekleştirilir [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

- Kristal şeker pişirimi
- Orta şeker pişirimi
- Son şeker pişirimi

Şeker fabrikalarında işlem kademeleri birbirlerinden detayda farklılıkları gösterebilir. Konya Çumra Şeker fabrikasında kristal şekerde kesikli pişirim, orta ve son şeker kısmında ise sürekli pişirim sistemi uygulanmaktadır.

Kristal şeker pişirimi

Rafineri ünitesinde kristal şeker pişirim işlemi koyu şerbetin, kristal beyaz şurubu, orta şeker ve rafine şekerle karıştırılmasını takiben hazırlanan standart şurubun kuru madde içeriği % 92-93 oluncaya kadar koyulaştırılması işlemidir. Bu işlem sırasında şurubun içerisindeki şeker kristallenir. Pişirim vakum kazanlarında gerçekleştirilir. Kesikli yapılan kristal şeker pişirimlerinde her vakum aparatı ayrı ayrı çalışır. Önce maya vakumu olarak ayrılan bir aparatta maya lapası pişirilir. Bu maya lapa diğer vakum aparatlarının mayalanmasında kullanılır [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Vakum aparatlarına alınan standart şurup buharlaştırılarak suyu uzaklaştırılır. Doygunluk noktasında mayalama yapılır yani ortama şeker kristalleri verilir ve pişirim bu kristallerle devam eder. Pişirim bittiğinde, kristal şeker lapası elde edilmiş olur. Vakum aparatında pişirim işlemleri eksi basınç altında yani vakum altında gerçekleştirilir [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Elde edilen kristal şeker lapası kesikli çalışan kristal şeker santrifüjlerinde işlenerek, bir başka deyişle şeker kristalleri ortam şurubundan ayrılarak yaş kristal şeker elde edilir. Bu şeker kurutma-soğutma tesisine gönderilir [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Kurutulan ve soğutulan şeker, ambalajlanmak üzere şeker bunkerine sevkedilir. Tam otomatik ve el değmeden çalışan ambalajlama makinelerinde bu şeker polipropilen şeker torbalarına doldurularak ağızları dikilir ve satış şekeri olarak şeker ambarına sevkedilir. Böylece beyaz kristal şeker elde edilmiş olur [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Orta şeker pişirimi

Kristal şeker santrifüjlerinde ayrılan şurup, orta şeker ünitesinde tekrar pişirim işlemine alınır. Orta şeker pişirimi sürekli pişirim prensibine göre yapılır. Sürekli pişirimde vakum aparatları ya üst üste yerleştirilmiş katlı vakumlar (VKT) şeklinde, yada yan yana seri olarak çalışan ayrı ayrı vakumlar (kaskat) şeklinde tasarlanmıştır. Her ikisinde de çalışma prensibi aynıdır ve seri sürekli şekildedir.

Sürekli pişirimde ilk vakum aparatına sürekli maya beslenirken, son vakum aparatından sürekli lapa alımı yapılmaktadır. Sistem otomasyonda çalıştığından her vakuma gerektiği kadar şurup beslemesi yapılır [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Sürekli pişirim kesikli pişirimle kıyaslandığında bir takım üstünlüklere sahiptir. Bu nedenle gelişen şeker teknolojisinde bu sistem tercih edilmektedir. Konya Şeker Fabrikası'nda daha önce kesikli çalışan orta şeker pişirimleri, 2006 yılındaki revizyonda sürekli pişirim sistemine döndürülmüştür. Sistem efektif bir şekilde çalışmaktadır [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Orta şeker son vakumundan alınan orta lapa, işlenmek üzere orta şeker sürekli santrifüjlerine gönderilir. Burada yine şeker kristalleri ve ortam şurubu birebirlerinden ayrılır. Orta şeker kristal şeker standart şurubunun karışımına girerek sisteme geri döner. Orta şurup ise tekrar pişirim için son şeker ünitesine gönderilir.

Son şeker pişirimi

Orta şeker santrifüjlerinde çıkan orta şurup, son şeker pişirimine alınır. Son şeker pişirim vakumları da prensip olarak orta şeker pişirim sistemi ile tamamen aynı şekilde çalışır. Yani, seri ve sürekli sisteme göre çalışır. 1 adet orta şeker vakumu maya pişirimi için ayrılmıştır. Son şeker pişiriminden elde edilen lapa, kristalizatörlere gönderilerek nihai kristallenme sağlanır. Kristalizatörlerden alınan lapa, son şeker sürekli santrifüjlerinde işlenir. Santrifüjlerde son şeker ve şurup ayrılır. Bu şurup melastır ve yan ürün olarak melas tanklarına gönderilir. Son şeker ise rafine işlemine tabi tutularak yani bir miktar şurupla karıştırılarak lapa hazırlanır ve rafine şeker sürekli santrifüjlerinde işlenir [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Rafine şeker santrifüjlerinden ayrılan şeker, orta şekerde olduğu gibi kristal şekerin standart şurubunun hazırlanmasında kullanılarak sisteme geri dönmüş olur. Rafine şurup ise son şeker pişirim şurubu olarak kullanılır. Fabrikamızda rafine şekerin bir kısmı orta şeker mayası olarak kullanılmaktadır [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Melas

Şeker üretim işlemlerinde son şeker santrifüjlerinden çıkan nihai şurup melastır. Melasın kuru maddesi (Brix) 80-85 arasıdır ve yaklaşık olarak % 45-50 civarında şeker içerir. Kuru madde, şekerin kuru madde oranıdır. KM olarak gösterilir. Kuru maddeler, suda çözünür kuru madde ve çözünmeyen kuru madde olarak ikiye ayrılır. Suda çözünür olanlar küçük moleküllü bazı maddeler ve bazı vitaminlerdir. Suda çözünmeyenler ise pektin ve nişasta gibi büyük moleküllü maddelerdir. Kurumaddenin % 95'i suda çözünmektedir. Suda çözünen bu kurumadde oranına Brix denir [Üstün, 1998].

Ayrıca organik ve inorganik maddeler açısından zengin bir karışımdır. Bileşiminde çeşitli miktarlarda değişik vitaminler de ihtiva etmektedir. Bu özellikleri nedeniyle bazı sanayi kollarının ana ham maddesi durumundadır. Melas ülkemizde başlıca maya üretimi, yem sanayi, alkol üretimi, vs. gibi alanlarda kullanılmaktadır.

Proses akış şemasına göre Konya Çumra Şeker fabrikasında ısıl işlemlerle ilgili bütün proses aşamalarının giriş ve çıkışlarında enerji ve kütle özellikleri ile ilgili veriler toplanmıştır.

Fabrikadan alınan ve kabul edilen (literatür çalışmaları) veriler kullanılarak enerji verimliliği ile ilgili hesaplamalar gerçekleştirilmiştir.

4. TANIM, TEORİ, ANALİZ VE YÖNTEMLER

Bu bölümde önce yapılacak enerji verimliliği ve yönetimine ait temel tanım ve kavramlar açıklanmış daha sonra ilgili hesaplamalar üzerinde durulmuştur.

4.1. Gıda Sektöründe Enerji ve Ekserji Analizi

Gıda sektöründe; enerji verimliliğinin belirlenmesi için yapılan enerji ve ekserji analizleri çok önemlidir. Bunun sebebi ise gıda sektöründe ki proseslerde çok fazla enerji kullanılmasıdır. Proses aşamalarının birçok safhasında değişik ısı ve kütle akışlarından dolayı enerji ve ekserji analizi hesapları mühendislik ve termodinamik bilgiler ile birlikte dikkatlice yapılmalıdır.

Gıda sektöründe kullanılan buhar kütlesi neredeyse tüm gıda sektörlerinin proses aşamalarında kullanılmaktadır. Buharın olduğu yerde enerji ile ilgili tüm konular önem kazanmaktadır.

Gıda sektörlerinde şekerin üretiminde ise büyük miktarda enerji tüketimi söz konusudur. Enerjinin çok fazla tüketilmesi ekserjiyi de bir adım öne çıkarmaktadır. Sonuçta şeker üretiminde kullanılan buharın çok fazla miktarda olması, enerji ve ekserji analizlerini önemli hale getirdiği gibi; enerji verimliliği, enerji ekonomisi, termoekonomik açısından bu hesaplamaların ve analizlerin yapılması gerektiğini ortaya koymaktadır.

Yukarıdaki analizlerin yanında enerji yönetimi konusunun da incelenmesi sektörün enerji performansını ortaya çıkarması için gereklidir. Sonuçta, iyi bir enerji yönetim programı oluşturmak fabrikalar için önemli amaçlarından biridir.

4.2. Enerji Analizi

Termodinamiğin 1. Kanunu enerji korunumunu açıklar. Enerji girdi ve çıktılarının hesaplanması için kütle denkliğinin de ortaya konması gerekir.

Termodinamik 1. Kanuna göre enerji üretimi şu şekilde örneklendirilebilir. Bir sistemdeki ısıl enerji prosesinde; elektrik enerjisi çıkışından önce buhar enerjisi üretilir. Yüksek basınçta elde edilen buhar enerjisinin verimliliği çok önem kazanmaktadır [Çolpan, 2005].

Ayrıca şekerin enerji analizi için de hesaplamalar yapılmalıdır [Kotas, 1995].

Bulunan sonuçlarla enerji kalitesinin de açıklanması gerekir. Enerji kalitesi enerji kaynaklarının derecelendirilmesidir. Enerji kalitesi ekserjinin enerjiye olan oranıdır [Wang, 2009].

Enerji kalitesi (Θ), 0 ile 1 aralığındadır. Enerji kalite oranının 1'i geçen sonuçlar enerji üretiminin olduğu anlamına gelir ki Termodinamiğin I. Yasasına aykırıdır. Bu oranın ayrıca 0'ın altına düşmemesi gerekir. Enerji kalitesinin yüksek olması enerji kaynaklarının çok iyi kullanılmadığı anlamına gelir [Wang, 2009].

4.3. Ekserji Analizi

Ekserjiyi, Termodinamiğin 2. Kanunu "enerjinin kullanılabilirliği" şeklinde tanımlar. Ekserji ile ilgili literatürde de şu şekilde tanımlamalar yapılmıştır;

Ekserji, maksimum iş olarak tanımlanırken sistemin çevre ile denge haline gelmesini sağlar. Ekserji analizinde, son halin sistemin ölü hal olduğu kabul edilmektedir. Bu halde, kinetik ve potansiyel enerjileri sıfırdır. Bu çalışmadaki hesaplamalarda çeşitli entalpi ve diğer termodinamik bağıntıları su buharı termodinamik tablolarından alınmıştır [Dinçer, 2007].

Ekserji analizinde sistemdeki nicel olarak ekserji yıkım ve kaybı hesaplanmalıdır. Bu yöntemin bir gerçek iyileştirme yaklaşımı olmamasına rağmen sistemin ekserji verimliliğini tanımlar. Potansiyel, mekanik ve elektrik enerjileri saf ekserjilerdir. Kimyasal ekserji ise yanmadaki kimyasal ayrışma ile ilgili olan ekserji reaksiyonunu tanımlar. Isıl ekserji ise Carnot prosesinde tanımlanmış olan, ölçülebilen maksimum

mekanik enerjidir. Bu üretilen maksimum mekanik enerji, çevre ile olan sıcaklık farkından kaynaklanan ve kullanılan ısıdır. Kontrol hacmindeki olağan korunum sadece enerji, kütle ve türleri için uygulanabilir. Ekserjinin gerçekleşmesiyle kayıpların sonucunda tersinmezlikler meydana gelir. Fakat ekserji kaybının ortaya çıkması ile sistemdeki entropi üretim miktarı düşer [Dalsgård, 2002].

Kombine ısıl ve güç santralleri ekserji dağılımının değişmesine en iyi örnektir. Yakıttan ısı ve güç üretilebilir. Fakat kombine üretimde, üretilen ısı için minimize edilmiş ekserjinin harcanması uygundur. Türbinlerdeki güç üretimi (ekserji eldesi) için yüksek kaliteli enerji kullanıldığında, nispeten düşük sıcaklık sonucunda üretilen ısının düşük kalite enerji (düşük ekserji-enerji) kullanılması gerekecektir [Dalsgård, 2002].

Enerji ve ekserji arasındaki farklar kısaca Çizelge 4.1'deki şekilde özetlenebilir [Dinçer ve Rosen, 2007].

Çizelge 4.1. Enerji ve ekserjinin karşılaştırılması ve arasındaki farklar

No	Enerji	Ekserji
1	Termodinamiğin I. Kanunu açıklar.	Termodinamiğin II. Kanunu açıklar.
2	Nicelik (miktar) önemlidir.	Niceliğin (miktar) yanında nitelik (kalite) önemlidir. (Entropi)
3	Kütle ile enerji, ortam özelliğinden bağımsız olarak ele alınır.	Kütle ile enerji, ortam özelliğine bağımlı olarak ele alınır.
4	Einstein'nın İzafiyet Teorisine göre sıfırdan farklıdır. (E = m c2) E: Enerji [J], m: Kütle [kg], c: Hız [m/s]	Ortam ile bir denge söz konusu olduğunda sıfıra eşittir.
5	Hareket yapabilme yeteneğini açıklar.	Enerjinin kullanılabilirliğini yani iş potansiyelini açıklar.
6	Vardan yok edilemez yoktan da var edilemez. Sürekli kendini korur.	Tersinmez işlemlerde sürekli olarak yıkıma (kayba) uğrar. Tersinir işlemde ise korunur.

Ekserji analiz hesaplamalarında fiziksel ve kimyasal ekserjiler ele alınır [Kotas, 1995].

Ekserji hesaplamalarında çeşitli entalpi ve diğer termodinamik bağıntılar su buharı termodinamik tablolarından alınmıştır [Kotas, 1995].

Konya Çumra Şeker fabrikası ile ilgili bu tez çalışmasında fiziksel ekserjinin yanında kimyasal ekserjinin çok küçük olması sebebi ile kimyasal ekserji ihmal edilmiştir (Ayrıca potansiyel ve kinetik enerjilerin çok küçük olmaları sebebi ile ekserji analiz hesaplamalarında ihmal edilmiştir). Şeker üretimi ham fabrika kısmında enerji – ekserji hesaplamaları aşağıdaki süreçlerde ele alınmıştır:

1) Taze pancarın kıyılması

2) Ham şerbet üretimi (difüzyon işlemi)

3) Ham şerbetin arıtılması

4) Ham şerbetin koyulaştırılması (evaporasyon)

5) Rafinasyon

6) Kurutma

7) Yardımcı sistemler

8) Enerji üretimi

Konya Çumra A. Ş. şeker fabrikasının proses aşamalarındaki enerji ve ekserji girdi – çıktıları fabrikadan alınan verilerle enerji verimliliği hesaplamaları yapılmıştır. Enerji ve ekserji analizleri her bir prosesi için hesaplanmıştır.

4.4. Termoekonomik Analiz

Termoekonomik analiz tanım olarak ekserji analizinin ekonomik maliyetinin çıkarılmasıdır. Termoekonomik analizin esas amacı maliyetleri en aza indirgemek için yapılan analizler eşliğinde değişik senaryolar üzerinde durulmasıdır.

İyi bir iyileştirme için fabrikanın mevcut durumu ile uygulanabilir termoekonomik analiz sonuçları karşılaştırılarak en iyi ve verimli olan senaryonun seçilmesi gerekir. Yani değişik senaryolardan en iyisinin saptanmasıdır.

Fabrikaların enerji ve ekserji verimliliğindeki enerji ve ekserji analiz sonuçlarına göre termoekonomik analiz uygulanarak fabrika enerji ekonomisi için ne yapılması gerektiği ortaya çıkarılır.

Termoekonomik analiz yaklaşımı iki şekilde incelenebilir;

I. Yaklaşımda proses akışındaki enerji analizinin temel alan termoekonomik analiz metotları [Szargut ve ark., 1988],

II. Yaklaşım da ise maliyet limitlerinin bulunması ile enerji akışının tüm fabrika için ekserjik analiz metotlarının uygulanması hedeflenir [Söğüt ve ark., 2010]. Bu hedefler kapsamında maliyet analiz yöntemleri uygulanır [Kotas, 1995].

Yukarıdaki her iki metot da baz alınarak termoekonomik analiz uygulanmıştır. Önce proseslerin enerji ve ekserji analizleri bulunmuş daha sonra bulunan sonuçlara göre maliyet yöntemleri uygulanmıştır.

4.5. Enerji Yönetimi ve Enerji Tüketimi

Enerji Yönetimi ve enerji tüketimi ile ilgili yapılan çalışmalarda; enerji verimliliği için fabrikaların üretim ve tüketim verileri 12 aylık olmak üzere incelenmiştir.

Enerji Yönetimi, fabrikalardaki odak noktası olan enerji tasarrufunun sağlanması için tüm işletme birimleri arasında koordinasyonun sağlanarak enerjinin kontrol altına alınması ile belli bir enerji programın yürütülmesi olarak açıklanabilir.

Enerji yönetimi için bir yıllık fabrikanın enerji tüketimi hesaplamaları yapılmıştır. Turner'in (2007) yaptığı çalışmalarda Termodinamik bağıntılar vasıtasıyla enerji

analiz yöntemleri kullanılarak, enerji yönetimi ve ekonomisi ile ilgili yapılan çalışmalar mevcuttur [Turner, 2007]. Ayrıca Thuman (2001) Enerji Yönetimi üzerine enerji projeleri üzerine çalışmalar yapmıştır [Thuman, 2001]. Bu enerji verileri ile metal ve tekstil sanayisi için fabrikaların enerji tüketim hesaplamaları yapılarak fabrikaların enerji yöneticisine ihtiyacının olup olmadığı açıklanmıştır [Taner, 2002].

Taner'in (2002) yaptığı çalışmada hedef ve standart enerji veri analizleri de uygulanarak hangi aylarda fabrikaların kar ve zarar durumu hakkında yorum yapılabilmiş ve buna bağlı olarak fabrikalarda yapılması gereken yatırımlar belirlenmiş ve amortisman süreleri belirlenmiştir [Taner, 2002].

4.6. Kullanılan Yöntem ve Denklemler

Bu çalışmada enerji ve ekserji analizi hesaplanmasında termodinamik kanunlarından ve buharlaştırıcı (evaporatör) ısı hesabı için ise ısı transferi denklemlerinden faydalanılmıştır. Bu hesaplamalar eşliğinde fabrikanın enerji ve ekserji analizi yapılmıştır.

Bu hesaplamalar göz önüne alınarak termoekonomik analiz formülleri ile fabrikanın maliyet analizi de çıkarılmıştır.

Ayrıca fabrikanın enerji yönetim programını uygulayabilmesi için de enerji tüketim hesaplamaları da yapılmıştır.

4.6.1. Enerji ve ekserji analizi ile ilgili yöntem ve denklemler

Bu çalışmada enerji ve ekserji analizleri aşağıdaki formüllerden yararlanılarak yapılmıştır.

Hem literatürlerde hem de şeker üretimi yapan fabrikalarda, teknik olarak birim pancara göre kilogram kütlesi ele alındığı için; kütlesel debilerde birim kg/pg, enerji kavramında ise birim olarak kJ/pg kullanılmıştır. Kütlesel debi de kullanılan pg

ifadesi, 100 kg birim pancara göre anlamındadır (100 pg: 100 kg pancara göre demektir.).

Ölü hal için 25°C ve 1 atm basınç koşulları kabul edilmiş ve ∞ indis sembolü ile gösterilmiştir.

Kontrol hacminde kütle giriş ve çıkışları eşit olduğundan kütle korunur. Kütle Denkliği ise;

$$\sum m_i = \sum m_o \qquad (4.1)$$

olup, burada

m_i: Toplam kütle girişi, kg/pg
m_o: Toplam kütle çıkışı, kg/pg

dır.

Aynı şekilde enerji korunumu olan Termodinamiğin 1. Kanuna göre eşitliğin sol kısmı şeker üretim prosesinde ortaya çıkan iş, kütle ve ısı ile enerjinin transfer oran değişimini, eşitliğin sağ kısmı ise iç, potansiyel ve kinetik enerjileri değişim miktarlarını göstermektedir. Sürekli akış açık sistem olduğu ve sistemin çok iyi yalıtılmış olmasından dolayı adyabatik olduğu kabul edilmiştir. Ayrıca iş olmadığından iş W ile adyabatik sistem olduğu için ısı miktarı Q_i sıfırdır. Buna göre Enerji Denkliği;

$$\sum En_i + Q_i = \sum En_o + W \qquad (4.2)$$

Burada

i : Giriş indisi
o : Çıkış indisi

En_i: Enerji girişi, [kJ/pg]

En_o: Enerji çıkışı, [kJ/pg]

Q_i : Isı miktarı, [kJ/pg]

W : İş, [kJ/pg]

dır.

Enerji denkliği yeniden düzenlenirse;

$$Q_i - W = \sum En_{net_i} = \sum En_o - \sum En_i \quad (4.3)$$

olur.

En_{net_i}: Toplam net enerji transferi, [kJ/pg]

dır.

İş, kütlesel enerji transferine göre çok küçük olduğu zaman ihmal edilebilir:

$$\sum En_{net_i} = Q_i \quad (4.4)$$

olur.

Enerji Girişi;

$$\sum En_i = \sum m_i h_i \quad (4.5)$$

olur.

h_i: Entalpi girişi, [kJ/pg]

dır.

Enerji Çıkışı;

$$\sum En_o = \sum m_o h_o \quad (4.6)$$

olur.

h_o: Entalpi çıkışı, [kJ/pg]

dır.

Böylelikle sisteme net enerji transferi, giriş ve çıkışlardaki enerji farkı ile bulunur.

Net enerji transferi:

$$En_{net} = \sum En_{net_i} = \sum En_o - \sum En_i \quad (4.7)$$

olur.

En_{net} : Net enerji transferi, [kJ/pg]
$\sum En_i$: Toplam enerji girişi, [kJ/pg]
$\sum En_o$: Toplam enerji çıkışı, [kJ/pg]

dır.

Sistemdeki ekserji kaybı ise kontrol hacmine giren ve çıkan ekserji farkları ile bulunur. Öncelikle ekserji giriş ve çıkışları hesaplanır. Potansiyel ve kinetik enerjiler çok küçük olduğu için ihmal edilir.

Ekserji Girişi (Kontrol hacmi):

$$\sum Ex_i = m_i[(h_i - h_\infty) - T_\infty(s_i - s_\infty) + \frac{V_i^2}{2} + gz_i] \quad (4.8)$$

Burada

Ex_i : Ekserji girişi, [kJ/pg]
h_∞ : Ölü hal entalpisi, [kJ/pg]
T_∞ : Ölü hal sıcaklığı, [K]
s_i : Entropi girişi, [kJ/kg.K]
s_∞ :Ölü hal entropisi, [kJ/kg.K]
v_i : Akışkan giriş hızı, [m/s]
g : Yerçekim ivmesi, 9,81 [m/s^2]
z_i : Giriş yükseklik farkı, [m]

dır.

Ekserji Girişi (Potansiyel ve kinetik enerji ihmal edildiğinde, $\frac{V_i^2}{2} + gz_i = 0$):

$$\sum Ex_i = m_i[(h_i - h_\infty) - T_\infty(s_i - s_\infty)] \quad (4.9)$$

olur.

Ekserji Çıkışı (Kontrol hacmi):

$$\sum Ex_o = m_o[(h_o - h_\infty) - T_\infty(s_o - s_\infty) + \frac{V_o^2}{2} + gz_o] \quad (4.10)$$

olur.

Burada

Ex_o: Ekserji çıkışı, [kJ/pg]

s_o : Entropi çıkışı, [kJ/kg.K]

v_o : Akışkan çıkış hızı, [m/s]

z_o : Çıkış yükseklik farkı, [m]

dır.

Ekserji Çıkışı (Potansiyel ve kinetik enerji ihmal edildiğinde, $\frac{V_o^2}{2} + gz_o = 0$):

$$\sum Ex_o = m_o[(h_o - h_\infty) - T_\infty(s_o - s_\infty)] \quad (4.11)$$

olur.

Ekserji giriş ve çıkış farkı, adyabatik ve işin söz konusu olmadığı süreçlerde ekserji kaybını (tersinmezliği) ifade eder. Bu durumda;

Ekserji Kaybı:

Burada

$$Ex_\ell = I = \sum Ex_\ell = \sum Ex_o - \sum Ex_i = T_\infty \Delta S \quad (4.12)$$

olur.

Ex_ℓ : Ekserji kaybı, [kJ/pg]

I : Tersinmezlik, [kJ/pg]

$\sum Ex_i$: Toplam ekserji girişi, [kJ/pg]

$\sum Ex_o$: Toplam ekserji çıkışı, [kJ/pg]

Şekerin tüm proses hesaplamalarında net enerji transferi ve ekserji denklemleri kullanılır.

Hava ve buhar için kullanılması gereken özgül akış ekserji denklemi aşağıda verilmiştir.

Özgül akış (buhar veya hava) ekserjisi;

$$\Psi = (h-h_{\infty})-T_{\infty}(s-s_{\infty}) \tag{4.13}$$

Burada

Ψ : Hava veya buhar özgül akış ekserjisi, [kJ/kg]
h : Hava veya buhar entalpisi, [kJ/kg]
h_{∞} : Ölü hal entalpisi, [kJ/kg]
T_{∞} : Ölü hal sıcaklığı, [K]
s : Hava veya buhar entropisi, [kJ/kg.K]
s_{∞} :Ölü hal entropisi, [kJ/kg.K]

dır.

Şeker su çözeltisi için kullanılması gereken özgül akış ekserjisi ile sıkıştırılamaz maddenin özgül entalpi ve entropi denklemleri aşağıda verilmiştir.

Sıkıştırılamaz maddenin (şeker) özgül entalpisi;

$$h = C\,(T - T_{\infty}) \tag{4.14}$$

olur. Burada

h : Şeker özgül entalpisi, [kJ/kg]

T : Şeker sıcaklığı, [K]

T_∞ : Ölü hal sıcaklığı, [K]

C : Özgül ısı, [kJ/kg K]

dır.

Sıkıştırılamaz maddenin (şeker) özgül entropisi;

$$s = C \ln (T / T_\infty) \quad (4.15)$$

dir. Burada

s: Şeker özgül entropisi, [kJ/kg]

dir.

Sıkıştırılamaz maddenin (şeker) özgül ekserjisi;

Burada

$$\psi = c [T - T_\infty - T_\infty \ln(T/T_\infty)] \quad (4.16)$$

olur.

ψ: Şeker özgül akış ekserjisi, [kJ/kg]

dir.

Bu çalışmada tüm şeker prosesi için alınan verilerle enerji ve ekserji analizleri sonunda Termodinamiğin 1 ve 2. Kanun verimlilikleri hesaplanmıştır.

Enerji ve ekserji verimlilikleri:

$$\eta_{en} = \frac{\Sigma En_o}{\Sigma En_i} .\%100 \quad (4.17)$$

$$\eta_{ex} = \frac{\Sigma Ex_o}{\Sigma Ex_i} .\%100 \quad (4.18)$$

Enerji kaynaklarının kalitesi derecelendirilebilir. Enerjinin termodinamik kalitesi ekserji farkının ekserji farkına oranıdır [Wang, 2009].

Enerji kalitesi:

$$\Theta = \frac{Ex_{\ell}}{En_{net}} \quad (4.19)$$

Buharlaşma prosesi için buhar hesaplamaları

Buharlaşma prosesi için ısı denklemleri ile hesaplama yapılmıştır [Ensinas ve ark., 2007].

Buharlaştırıcı sıcaklık hesabı:

$$T_b = T_{su,d} + \Delta T_{KNY} \quad (4.20)$$

Burada

T_b : Buharlaştırıcı sıcaklığı, [°C]

$T_{su,d}$: Doymuş su sıcaklığı, [°C]

ΔT_{KNY}: Kaynama noktası yükselme sıcaklığı (Buharlaşma sırasında pancar giriş sıcaklığından daha yüksek bir sıcaklıkta kaynaması anlamına gelir. Yani buharlaştırıcı sıcaklığı ile doymuş su sıcaklığı arasındaki sıcaklık farkıdır.), [°C]

dir.

Buharlaştırıcı sıcaklık farkı hesabı:

$$\Delta T_b = T_{h,i} - T_b \tag{4.21}$$

Burada

ΔT_b: Buharlaştırıcı sıcaklık farkı, [°C]
T_b : Buharlaştırıcı sıcaklığı, [°C]
$T_{h,i}$: Isıtıcı (ısı değiştirgeci) giriş sıcaklığı, [°C]

dir.

Buharlaştırıcı ısı değişim katsayı hesabı [Ensinas ve ark., 2007]:

Burada

$$U_b = \frac{465 \times T_b}{x_{s,o}} \tag{4.22}$$

olur.

U_b: Buharlaştırıcı ısı değişim katsayı, [kW/m^2°C]
T_b: Buharlaştırıcı sıcaklığı, [°C]
$x_{s,o}$: Ham şerbet çıkış kuru madde oranı, KM [%]

dır.

Kaynama noktası yükselme sıcaklık hesabı [Ensinas ve ark., 2007]:

Buharlaştırma prosesinde, ham şerbet daha yüksek bir kaynama noktasında kaynamaya başlamasıdır. Ham şerbet yüksek derişimli bir çözelti olduğu için kaynama noktası yükselmesi bu tip çözeltilerde çok görülür ve basınç arttıkça da kaynama noktası yükselmeye başlar.

Burada

$$\Delta T_{KNY}=6{,}064\times10^{-5}\left[\frac{(273+T_{b,i})^2 x_{s,o}^2}{(374{,}3-T_{b,i})^{0.38}}\right]\left[5{,}84\times10^{-7}(x_{s,o}-40)^2+0{,}00072\right] \quad (4.23)$$

olur.

$x_{s,o}$: Ham şerbet çıkış kuru madde oranı, KM [%]
$T_{b,i}$: Buhar su giriş sıcaklığı, [℃]

dır.

Ham şerbet üretimi ısı değiştirgeçleri kütle denkliği ve enerji hesaplamaları

Ham şerbet üretimi ısı değiştirgeçleri kütle denkliği ve enerji hesaplamaları için aşağıdaki ısı transferi denklemlerinden yararlanılmıştır [Ensinas ve ark., 2007].

Isı transfer yüzey alanı:

$$A_h=\frac{Q_h}{U_h\Delta T_{h,log}} \quad (4.24)$$

Burada

A_h : Isı transfer yüzey alanı, [m^2]

Q_h : Isı gücü, [kW]

U_h : Isı değişim katsayısı, [kW/m^2K]

$\Delta T_{h,log}$: Logaritmik sıcaklık farkı

dır.

Isı değiştirgeçleri ısı değişim katsayı hesabı:

$$U_h=6,978 \times T_{h,i} \left(\frac{v_a}{1,8}\right)^{0,8} \quad (4.25)$$

Burada

U_h : Isı değiştirgeçleri ısı değişim katsayısı, [kW/m^2K]

$T_{h,i}$: Isı değiştirgeçleri buhar giriş sıcaklığı, [K]

v_a : Ham şerbet akış hızı, [m/s]

dır.

Isıtıcı sıcaklık farkı hesabı:

$$\Delta T_{h,log}=\frac{(T_{h,b}-T_{s,i})-(T_{h,b}-T_{s,o})}{\ln\left(\frac{T_{h,b}-T_{s,i}}{T_{h,b}-T_{s,o}}\right)} \quad (4.26)$$

Burada

$\Delta T_{h,log}$: Isı değiştirgeç ortalama logaritmik sıcaklık farkı, [℃]

$T_{h,b}$: Isı değiştirgeç buhar sıcaklığı, [℃]

$T_{s,i}$: Ham şerbet giriş sıcaklığı, [℃]

$T_{s,o}$: Ham şerbet çıkış sıcaklığı, [℃]

dır.

Isı değiştirgeç enerji dengesi:

$$\dot{Q}_h = U_h \times A_h \times \Delta T_{h,log} \quad (4.27)$$

Burada

$\dot{Q}_h$: Isı değiştirgeç enerjisi, [W]
U_h : Isı transferi katsayısı, [W/m^2 ℃]
A_h : Isı değiştirgeç transfer yüzey alanı, [m^2]
$\Delta T_{h,log}$: Isı değiştirgeç ortalama logaritmik sıcaklık farkı, [℃]

dır.

Ekserji ekonomisi (termoekonomik) hesaplamaları:

Ekserji ekonomisi diğer adıyla termoekonomik analiz ekserji (ekserji kayıplarından kaynaklanan ekonomik kayıplar) maliyetlerinin hesaplanması için yapılır.

Termoekonomik hesaplamalar aşağıdaki genel denklemlere göre kullanılır;

Genel denklemler

Genel denklemler olarak Valero Metodu ekserji ekonomisi yöntemine göre yazılmıştır [Ensinas ve Ark., 2007]. Tüm akış sistemindeki ekserjik maliyet;

$$A\,EXC = Y \quad (4.28)$$

Şeklinde ifade edilir. Burada

Y : Her birimin çalışma ekserji dengesini, akış giriş ekserji genel sistemi ve bağımsız maliyet dengelerini içermektedir.

A : İşletme için giren ve çıkan akış ekserjilerini, tüm sistemdeki akış ekserjilerinin giriş akış ekserjisine oranlarını ve bağımsız maliyet oranlarını içermektedir.

EXC : Ekserji maliyeti, [€]

dir.

Birim ekserjik maliyeti [Chang, 2001]:

$$exc_j = \frac{EXC_j}{ex_j} \tag{4.29}$$

Burada

exc_j : Birim ekserjik maliyet, $[\frac{€}{kJ}]$

EXC_j : Ekserji maliyeti, [€]

ex_j : Akış ekserjisi, [kJ]

dir.

Termoekonomik maliyet [Chang, 2001]:

$$A\ TEC = Z \tag{4.30}$$

Şeklinde ifade edilir. Burada

Z :Ekipman maliyeti, akış giriş genel sistem parasal maliyeti ve bağımsız maliyet dengelerini içermektedir.

TEC: Termoekonomik maliyet, [€]

dir.

Ekserji birim termoekonomik maliyeti [Chang, 2001]:

$$tec_j = \frac{TEC_j}{ex_j} \tag{4.31}$$

Burada;

tec_j : Birim termoekonomik maliyet, $[\frac{€}{kJ}]$

TEC_j : Termoekonomik maliyet, [€]

ex_j : Akış ekserjisi, [kJ]

dir.

Yukarıdaki akış ekserji birim termoekonomik maliyet denklemi termoekonomik uygulamalarda kullanılır.

Kurulu güç tesisi ekserji maliyeti, termoekonomik maliyet analizi

Temel olarak ekserji hesabı ele alınır. Ekserji maliyet yöntemi kullanılır. Yukarıdaki formüllerle birlikte genel bir çözümleme yapılır.

Tesiste akışkan yataklı kazan (ısı), türbin termal ekserji ve buhar üretimi için aşağıdaki genel ekserji maliyet formülü kullanılır [Kotas, 1995].

$$\dot{C}_{K,o} = \dot{C}_{en} + \dot{Z} \tag{4.32}$$

Burada

$\dot{C}_{K,o}$: Birim zamanda kazan ekserji çıkış maliyeti, [€/s]

$\dot{C}_{en}$: Birim zamanda enerji giriş maliyeti, [€/s]

$\dot{Z}$:Sermaye yatırım miktarı, [€/s]

dır.

Ayrıca

$$\dot{C}_{K,o} = \dot{E}_{t,o} \times c_{ex} = \dot{Q}_{K,o} \times c_{en} \quad (4.33)$$

$\dot{E}_{t,o}$:Türbin termal ekserji miktarı, [kJ/s]

c_{ex} : Ekserji birim maliyeti, [€/kJ]

$\dot{Q}_{K,o}$: Kazan ısı miktarı, [kJ/s]

c_{en} : Birim enerji maliyeti, [€/kJ]

dir.

Bu genel formüllerden sonra bazı kabuller yapılarak ekserji hesaplamaları yapılır. Bu ekserji maliyet analizi yapılmadan önce türbin, buhar, yakıt kütleleri bulunur. Türbin mil gücü ile akışkan yataklı kazan, türbin oransal verimlilikler bulunarak hesaplamalar yapılır. Kabuller ise şu şekildedir [Kotas, 1995];

-Tüm basınç kayıpları ihmal edilir.
-Tüm ısı kayıpları (elektrik ve mekanik) ihmal edilir.
-Türbin besleme pompa kayıpları ve diğer yedek ekipmanların kayıpları da ihmal edilir.

Türbin mil gücü:

$$\dot{W}_{mil} = \frac{\dot{W}_{el}}{\eta_{me}\eta_{el}} \quad (4.34)$$

Burada

$\dot{W}_{mil}$: Türbin mil gücü, [kW]

$\dot{W}_{el}$: Kurulu tesis elektrik gücü, [kW]

η_{me} : Mekanik verim, [%]

η_{el} : Elektrik verim, [%]

dır.

Kazan yakıt miktarı

Burada

$$\dot{m}_K = \frac{\dot{m}_b\,(h_{K5,o} - h_{K4,i})}{\Psi_{Li} \times \eta_K} \tag{4.35}$$

$\dot{m}_K$: Akışkan yataklı kazan yakıt (toz kömür) miktarı, [kg/s]

$\dot{m}_b$: Buhar kütlesel debisi, [kg/s]

$h_{K5,o}$: Akışkan yataklı kazan çıkış entalpisi, [kJ]

$h_{K4,i}$: Akışkan yataklı kazan giriş entalpisi, [kJ]

ψ_{Li} : Toz linyit kömür özgül ekserji, [kJ/kg]

η_K : Akışkan yataklı kazan verimi, [%]

dır.

Akışkan yataklı kazan ekserji girişi ise şu şekilde hesaplanmıştır;

Burada

$$\dot{E}x_{i,K} = \dot{m}_K \Psi_{Li} \tag{4.36}$$

dır.

Akışkan yataklı kazan oransal verimliliği [Kotas, 1995]:

$$\varphi_K = \frac{\dot{E}x_{1T}}{\dot{E}x_{iK}} \tag{4.37}$$

Burada

φ_K : Akışkan yataklı kazan oransal verimliliği, [%]
$\dot{E}x_{1T}$: Türbin buhar giriş ekserji miktarı, [kW]
$\dot{E}x_{iK}$: Kazan giriş ekserji miktarı, [kW]

dır.

Termoekonomik analiz uygulanırken maliyet analiz yöntemlerinden eşitlik yöntemi uygulanır.

Eşitlik yöntemi, kar eşitliğine dayanan bir yöntem (Banar, 2007) olduğu için seçilmiştir. Kar ise; şeker üretimi satış gelirleri ile işletme maliyetleri arasındaki fark demektir. Bunun için; türbin yatırım maliyeti ile türbin mil gücü ekserji maliyeti eşit alınarak hesaplamalar yapılır.

Eşitlik yöntemi, türbin mil gücü ile türbin buhar çıkış ekserji maliyetinin eşit olarak alınmasını ifade eder [Gagglioli, 1983].

Eşitlik yöntemi kullanılarak türbin eşitlik oransal verimliliği hesaplanır [Kotas, 1995]. Şu şekilde bulunur;

$$\varphi_{es,T} = \frac{\dot{W}_{mil} + \dot{E}x_{2T}}{\dot{E}x_{1T}} \tag{4.38}$$

Burada

$\varphi_{es,T}$: Türbin eşitlik oransal verimliliği, [%]

$\dot{E}x_{2T}$: Türbin buhar çıkış ekserji miktarı, [kW]

dir.

Türbin oransal ekserjik çıkış verimliliği ($\varphi_{ex,T}$) de şu şekilde hesaplanır [Kotas, 1995];

$$\varphi_{ex,T} = \frac{\dot{W}_{mil}}{\dot{E}x_{1T} - \dot{E}x_{2T}} \tag{4.39}$$

olur.

Diğer maliyet analiz yöntemlerinden ekstrasyon yöntemi uygulanır. Türbinin amacı mil gücü üretmektir. Bu nedenle, iş üretimi için kullanılan türbin mil sermaye maliyeti türbin buhar ekserji hesabından çıkarılır. Böylelikle yüksek ve düşük basınçlı buhar ekserji birim maliyeti ilave denklem ile eşitlenerek elde edilir. Türbin mil işi, türbin prosesi ile sermaye gider maliyetlerinin tümünü içerir [Gagglioli, 1983].

Ekstrasyon yöntemi (çıkarım yöntemi) ile türbin eşitlik ve ekserjik oransal çıkış verimlilikleri bulunduktan sonra aynı yöntemle elektrik jeneratör oransal verimliliği hesaplandı [Kotas, 1995];

Burada

$$\varphi_J = \frac{\dot{W}_{el}}{\dot{W}_{mil}} \tag{4.40}$$

φ_J : Elektrik jeneratör oransal verimliliği, [%]

dır.

Bulunan oransal verimlilikler ile mil fabrika kurulu güç yatırım değerlerine göre termoekonomik ekserjik maliyet hesaplamaları yapılır. Sermaye iyileştirme faktörü bulunarak tek tek akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü yatırım oranları belirlenir.

Sermaye iyileştirme faktörü (amortisman çarpanı) [Elhanan ve Derbentli, 2007]:

$$a^c = CRF = \frac{i\,(1+i)^n}{(1+i)^n-1} \tag{4.41}$$

Burada

$a^c = CRF$: Sermaye iyileştirme faktörü (amortisman çarpanı)
i : Yıllık faiz oranı, [%]
n : Yatırımın ekonomik ömrü, [yıl]
dir.

Sermaye iyileştirme faktörü bulunduktan sonra ayrı ayrı akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü sermaye yatırım oranları bulunur.

Akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü için sermaye yatırım oran genel denklemi [Elhanan ve Derbentli, 2007]:

$$\dot{Z}_\omega = \frac{a^c}{n_H}\frac{C_\omega}{3\,600} \tag{4.42}$$

Burada

ω : Akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü indisi

$\dot{Z}_{\omega}$: Sermaye yatırım miktarı, [€/s]

n_H : Sistemin yıllık çalışma süresi, [h/yıl]

C_{ω} : Yatırım maliyeti, [€]

dir.

Daha sonra giriş birim ekserji maliyeti hesaplaması şu şekilde yapılır [Kotas, 1995].

$$c_{ex,i}=\frac{C_{Li}}{\psi_{Li}} \tag{4.43}$$

Burada;

$c_{ex,i}$: Giriş birim ekserji maliyeti, [€/kJ]

C_{Li} : Toz linyit kömür birim fiyatı, [€/kg]

dir.

Akışkan yataklı kazan sermaye yatırım oranı:

$$\dot{Z}_K=\frac{a^c}{n_H}\frac{C_K}{3\,600} \tag{4.44}$$

Burada;

$\dot{Z}_K$: Akışkan yataklı kazan sermaye yatırım miktarı, [€/s]

C_K: Akışkan yataklı kazan yatırım maliyeti, [€]

dir.

Türbin sermaye yatırım oranı:

$$\dot{Z}_T = \frac{a^c}{n_H} \frac{C_T}{3\,600} \tag{4.45}$$

Burada

$\dot{Z}_T$: Türbin sermaye yatırım miktarı, [€/s]
C_T: Türbin yatırım maliyeti, [€]

dir.

Elektrik jeneratör sermaye yatırım oranı:

$$\dot{Z}_J = \frac{a^c}{n_H} \frac{C_J}{3\,600} \tag{4.46}$$

Burada

$\dot{Z}_J$: Türbin sermaye yatırım miktarı, [€/s]
C_J: Türbin yatırım maliyeti, [€]

dir.

Bağımsız (otonom) yöntem kullanarak ekserji maliyetinin hesaplanması:

Akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü sermaye yatırım miktarları, oransal verimlikler ile ekserji birim maliyetlerine göre akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü ekserji maliyetleri hesaplanır.

Genel maliyet hesaplamaları için kullanılan matematiksel ekserjik bağımsız yöntem denklemi şu şekildedir [Kim, 2010; Baghernejad, 2011] ;

$$\sum_{o,x}(\dot{E}_{oj}\dot{C}_{oj})=\sum_{i,x}(\dot{E}_{ij}\dot{C}_{ij})+\dot{Z}_x \tag{4.47}$$

Burada

o : Çıkış

i : Giriş

x : Proses akış no indisi

$\dot{Z}_x$: Yatırım oranı

dir.

Akışkan yataklı kazan için ekserji birim maliyeti [Baghernejad, 2011]:

$$\dot{C}_{K,ex}=\frac{\dot{E}x_{iK}c_{ex,i}}{\dot{E}x_{1T}}+\frac{\dot{Z}_K}{\dot{E}x_{1T}}=\frac{c_{ex,i}}{\varphi_K}+\frac{\dot{Z}_K}{\dot{E}x_{1T}} \tag{4.48}$$

Burada;

$\dot{C}_{K,ex}$:Akışkan yataklı kazan ekserji maliyeti, [€/kJ]

dir.

Türbin ekserji birim maliyeti:

Genel ekserji denklemi yazılırsa [Kotas, 1995];

$$\dot{W}_{mil}\dot{C}_{mil,ex}+\dot{E}x_{2T}\dot{C}_{2T,ex}=\dot{E}x_{1T}\dot{C}_{K,ex}+\dot{Z}_T \tag{4.49}$$

olur.

Burada;

$\dot{C}_{mil,ex}$: Mil gücü birim ekserji maliyeti, [€/kJ]

$\dot{C}_{2T,ex}$: Türbin buhar çıkış ekserji birim maliyeti, [€/kJ]

dir.

Yukarıda bahsi geçen denklemde $\dot{C}_{mil,ex}$ ve $\dot{C}_{2T,ex}$ parametrelerinin her ikisi de bilinmeyen olduğu için bu denklem çözülemez. Bunun için *eşitlik yöntemi* uygulanarak mil gücü ile türbin buhar çıkış ekserjileri tek bir maliyet kabul edilerek birbirlerine eşitlenirse;

$$\dot{C}_{mil,ex}=\dot{C}_{2T,ex}=\frac{\dot{C}_{K,ex}}{\varphi_{es,T}}+\frac{\dot{Z}_T}{\dot{W}_{mil}+\dot{E}x_{2T}} \tag{4.50}$$

olur.

Elektrik jeneratörü ekserji birim maliyeti [Kotas, 1995]:

$$\dot{C}_{J,ex}=\frac{\dot{C}_{mil,ex}}{\varphi_J}+\frac{\dot{Z}_J}{\dot{W}_{el}} \tag{4.51}$$

Burada

$\dot{C}_{J,ex}$: Elektrik jeneratör birim ekserji maliyeti, [€/kJ]

dir.

Ekstrasyon (çıkarım) yöntem kullanarak ekserji maliyetinin hesaplanması [Kotas, 1995]:

Akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü sermaye yatırım oranları, oransal verimlikler ile ekserji birim maliyetlerine göre akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü ekserji maliyetleri ekstrasyon yöntemine göre hesaplanır. Türbinin amacı mil gücü üretmektir. Ekstrasyon yönteminde, türbin buhar giriş ekserji birim maliyeti ile türbin buhar çıkış ekserji birim maliyeti birbirine eşit olarak alınır. Daha önce bağımsız yönteme göre hesaplanan akışkan yataklı kazan ekserji birim maliyeti bu yöntemde ise, türbin ekserji birim maliyetine eşitlenir. Yani akışkan yataklı kazan ekserji birim maliyetinin yerine türbin buhar çıkış ekserji birim maliyeti konularak hesaplamalar yapılır.

Akışkan yataklı kazan için ekserji birim maliyeti [Kotas, 1995]:

$$\dot{C}_{K,ex} = \dot{C}_{2T,ex} \tag{4.52}$$

Mil gücü için ekserji birim maliyeti [Kotas, 1995]:

$$\dot{C}_{mil,ex} = \frac{\dot{C}_{2T,ex}}{\varphi_{ex,T}} + \frac{\dot{Z}_K}{\dot{W}_{mil}} \tag{4.53}$$

Elektrik jeneratörü için ekserji birim maliyeti [Kotas, 1995]:

$$\dot{C}_{J,ex} = \frac{\dot{C}_{mil,ex}}{\varphi_J} + \frac{\dot{Z}_J}{\dot{W}_{el}} \tag{4.54}$$

Termoekonomik analiz için uygulanan eşitlik ve ekstrasyon yöntemin dışında iş üretim yöntemi ile buhar üretim yöntemi de kullanılabilir.

İş üretim yöntemi, elektrik güç üretilmeden sadece proses buharının üretilmesini açıklar. Yani buhar proses ekserji birim maliyeti hesaplanır. Düşük basınçlı akışkan yataklı kazandan sağlanan sıcaklık ve basınç dikkate alınır. Burada mil gücü ekserji birim maliyeti türbin ekserji birim maliyeti ile birlikte hesaplanır.

Buhar üretim yönteminde ise, mil gücü ekserji birim maliyeti türbinin ürettiği elektrik enerjisi ile hesaplanır. Düşük basınçlı buhar ekserji birim maliyeti türbin ekserji maliyetine eşit olarak alınır. Bu yöntem, buhar ekserji birim maliyetini düşürerek elektrik gücü ekserji birim maliyetini yükseltmiş olur.

Eşitlik yöntemi kullanarak ekserji maliyetinin hesaplanması [Kotas, 1995]:

Bu 4 yöntem değişik tesislerdeki değişik kriterlere göre sistemdeki ekserji kaybı maliyetini ve faiz tutarını tanımlar. Bu yöntem tüm gelir giderlerini içeren bir yöntem olduğu için alınır. Buna göre kurulu güç santralinin tüm gider genel denklemi ise [Kotas, 1995];

$$\dot{E}x_{İK} c_{ex,i} + (\dot{Z}_K + \dot{Z}_T + \dot{Z}_J) = \dot{E}x_{2T} \dot{C}_{2T,ex} + \dot{W}_{el} \dot{C}_{J,ex} \tag{4.55}$$

şeklinde ifade edilir.

İşletme gider genel denklemine eşitlik yöntemi uygulanır. Türbin buhar çıkış ekserji birim maliyeti elektrik jeneratör ekserji birim maliyetine eşit olduğu kabul edilerek yeni denklem oluşturulur. Bu tesis için iki ürün birim ekserji maliyetleri eşitlik yöntemine göre eşit alınır. En uygun yöntem buhar güç santrali için eşitlik yöntemi olduğu için hesaplamalarda bu yöntem kullanılır. Çünkü türbin buhar çıkış birim ekserji maliyetinin, elektrik jeneratörü birim ekserji maliyetine eşit olmasıdır. Bu denklem şu şekildedir [Kotas, 1995];

$$\dot{C}_{2T,ex} = \dot{C}_{J,ex} = \frac{\dot{E}x_{İK} c_{ex,i} + (\dot{Z}_K + \dot{Z}_T + \dot{Z}_J)}{\dot{E}x_{2T} + \dot{W}_{el}} \tag{4.56}$$

İşletmenin yukarıda hesaplanan maliyetlerinin hesaplanmasının yanı sıra yıllık kazançlarına göre de geri ödeme süresinin çıkarılması gerekmektedir. Buna göre yatırım maliyetlerinin karşılanması için geri ödeme süresi denklemi aşağıdaki gibidir [Elhanan ve Derbentli, 2007];

$$GOS=\frac{C_{TPL}}{c_{net}} \tag{4.57}$$

Burada;

GOS: İşletmenin geri ödeme süresi (amortisman süresi), [yıl]
C_{TPL}: Toplam yatırım maliyeti geri dönüş miktarı, [€]
c_{net} : İşletme yıllık toplam kazancı, [€/yıl]

dır.

Bu bulunan sonuçlarla işletmenin mevcut durum ile düzenlenen senaryolar ele alınarak karşılaştırılması yapılır. Hangi senaryo iyi ise ona göre planlama yapılabilir.

4.6.2. Enerji yönetimi ve verimliliği ile ilgili yöntem ve denklemler

Enerji yönetimi ve verimliliği ile ilgili yapılan çalışmalara göre şu hesaplamalar yapılmıştır [Taner, 2002];

Enerji tüketim veri hesaplamaları:

Enerji denkleminin çıkarılabilmesi için öncelikle a ve b sabitlerinin bulunarak belirlenmesi gerekir. Enerji tüketim verilerine göre bu işlemler yapılır. Aşağıda genel enerji tüketim denklemi verilmiştir. P ise spesifik değişken olup üretim miktarını temsil eder [Taner, 2002].

$$ENERJİ = a + bP \tag{4.58}$$

Öncelikle enerji tüketim ve fabrika üretimine göre Çizelge 4.2 oluşturulur. Buradaki enerji tüketimi fabrikanın tüm enerji (Elektrik enerjisi, kullanılan yakıt ve diğer enerji harcamaları) verileri ile ortak birim hale getirilerek hesaplamaları 12 aylık olacak şekilde yapılır. Aynı şekilde üretim miktarları da 12 ay olacak şekilde hesaplanır. Üretim ve tüketim miktarlarına göre a ve b sabit sayıları en küçük kareler metoduna göre hesaplanarak Çizelge 4.2'de yerini alır. Böylece enerji denklemi bulunmuş olur.

Çizelge 4.2. Üretim- tüketim ve enerji denklem tablosu

Dönem	**Yıl/Ay**	**Üretim, P [ton]**	**Tüketim, E [Gcal] veya [TEP]**	**P^2**	**E^2**	**ExP**
1	Ocak	P1	E1	…	…	…
2	Şubat	P2	E2	…	…	…
3	Mart	P3	E3	…	…	…
4	Nisan	P4	E4	…	…	…
5	Mayıs	P5	E5	…	…	…
6	Haziran	P6	E6	…	…	…
7	Temmuz	P7	E7	…	…	…
8	Ağustos	P8	E8	…	…	…
9	Eylül	P9	E9	…	…	…
10	Ekim	P10	E10	…	…	…
11	Kasım	P11	E11	…	…	…
12	Aralık	P12	E12	…	…	…
…… Yılı	**Toplam**	**ΣP**	**ΣE**	**ΣP^2**	**ΣE^2**	**ΣEP**

ΣP : Toplam üretim, ton

ΣE : Toplam tüketim enerjisi, [Gcal veya TEP]

En küçük kareler metodu kullanarak standart denklemin elle hesaplanması [Taner, 2002]*:*

Doğru denklemi;

$$E = a + bP \tag{4.59}$$

E : Enerji tüketimi düşey eksende, [Gcal veya TEP]

P : Üretim miktarı yatay eksende, [ton]

b : Doğrunun eğimi

a : Yatay eksende kayma

n : Veri noktalarının sayısı

olup,

a ve b sabitlerinin değerlerinin hesabında en uygun doğrunun eğimi b için;

$$b= \frac{\Sigma EP- \frac{(\Sigma P)(\Sigma E)}{n}}{\Sigma P^2- \frac{(\Sigma P)^2}{n}} \tag{4.60}$$

b : Doğrunun eğimi

ΣEP: Toplam enerji tüketim ve üretim miktarlarının çarpımı

ΣE : Toplam enerji tüketim miktarı, [Gcal veya TEP]

ΣP : Toplam üretim miktarı, [ton]

ΣP^2 : Toplam üretim miktarının karesi

n : 12 ay baz alındığı için hesaplamalarda n=12 olarak alınır. n dönem sayısıdır.

a değeri ise aşağıdaki denklemlerden bulunur;

$$a= \frac{\Sigma E}{n} - \frac{(b)[\Sigma(P)]}{n} \tag{4.61}$$

Burada;

a = Yatay eksende kayma

dır.

Son olarak enerji tüketim TEP (Ton Eşdeğer Petrol) değerlerine göre fabrikanın enerji harcaması çıkartılır [Taner, 2002].

4.6.3. Diğer enerji hesaplamaları ile ilgili yöntem ve denklemler

Fabrika akışkan kazan ısıl enerji verimliliği hesaplamaları için şu formüllerden yararlanılmıştır.

Kazanın enerji giriş miktarı:

$$q_{k,i} = m_{k,i}\, C_p\, (T_{k,o} - T_{k,i}) \tag{4.62}$$

Burada;

$q_{k,i}$:Kazana giren enerji miktarı, [kW]
$m_{k,i}$: Su giriş debisi,[kg/s]
$T_{k,i}$: Akışkan kazan su giriş sıcaklığı, [°C]
$T_{k,o}$: Akışkan kazan su çıkış sıcaklığı, [°C]
C_p : Özgül ısıl kapasite, [kJ/kg K]

dir.

Kazandan yanma sonucunda transfer edilen ısı miktarı:

$$q_{k,o} = m_y\, H_u \tag{4.63}$$

Burada;

m_y: Kazanda yakılan yakıt debisi, [kg/s]
H_u: Yanma ısısı (ısıl değeri), [kJ/kg]

dır.

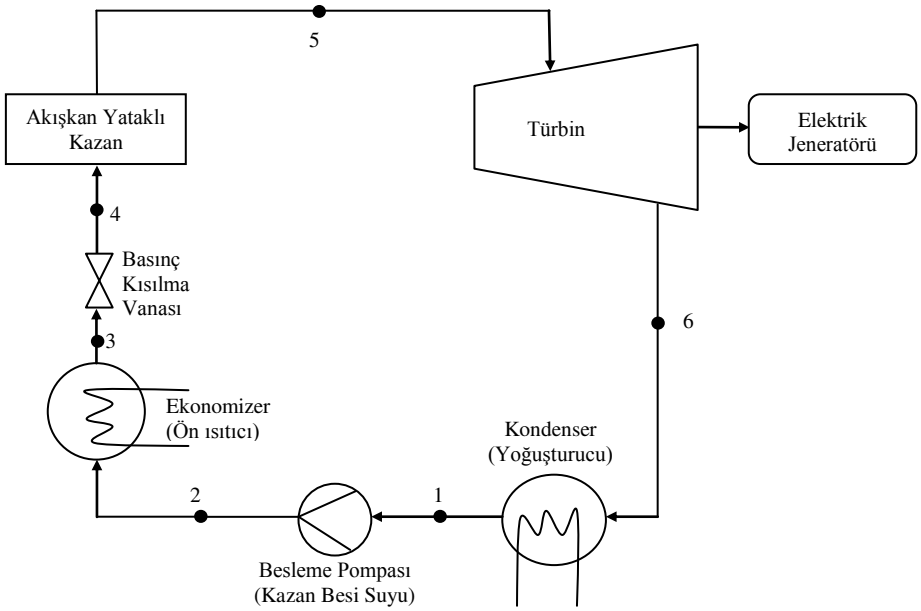
Buna göre kazanın verimi (η_k):

$$\eta_k = q_{k,i} / q_{k,o} \qquad (4.64)$$

olur.

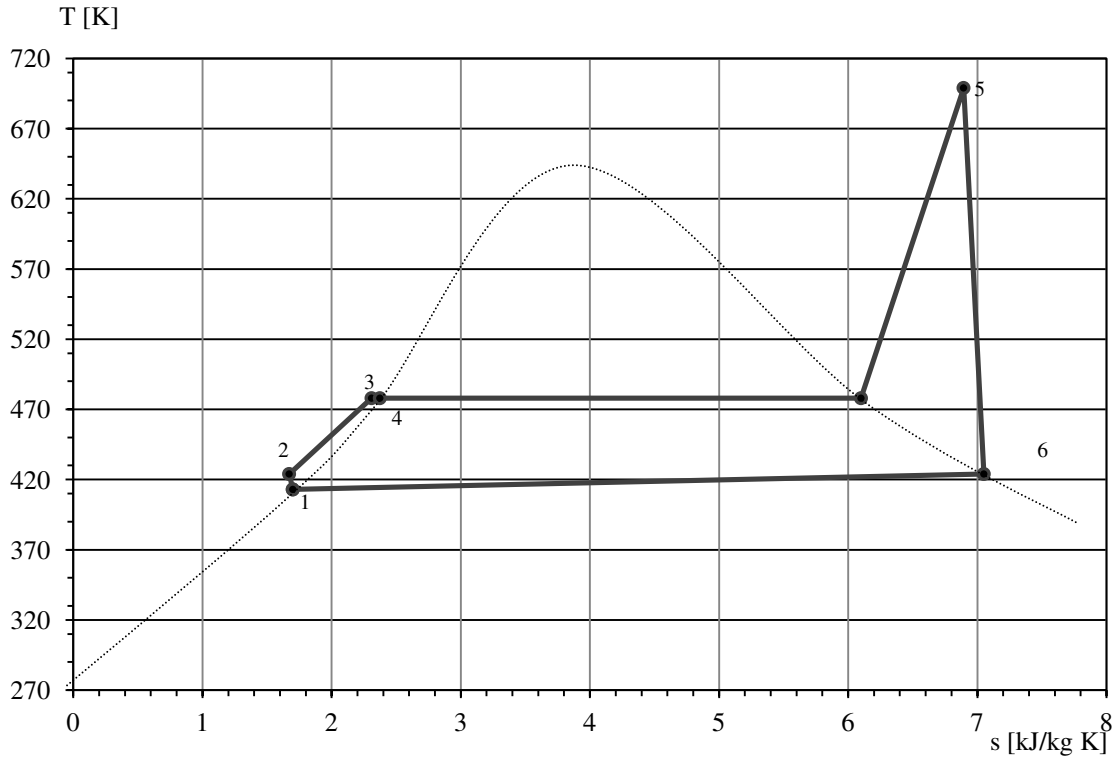
Buharlı güç santrali ile ilgili Rankine Çevrimi:

Buharlı güç santrali ile ilgili Rankine Çevrimi Şekil 4.1'de verilmiştir. Kazan Besi suyu pompa ile basılarak ekonomizere gelmektedir. Buradan da basınç düşürücü ventile gelerek kazana gönderilmektedir. Detaylı olarak Rankine Çevriminin 6 noktasından giriş ve çıkış verilerine göre enerji hesaplamaları yapılmıştır.



Şekil 4.1. Buhar güç santral çevrimi [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Buhar güç santral çevrimi için kullanılan Rankine Çevrimi sıcaklık entropi grafiği Şekil 4.2'de gösterilmiştir.



Şekil 4.2. Buhar güç santral Rankine çevrimi T-s diagramı

Rankine Çevrimi hesaplamaları aşağıdaki formüllere göre hesaplanmıştır. Hesaplamalarda buhar tablolarından yararlanılmıştır.

Türbin çıkış kuruluk derecesi:

$$x_{t6,o} = (s_{t5,i} - s_{c1,i}) / s_{c1,fg} \quad (4.65)$$

Burada;

$x_{t6,o}$: Türbin kuruluk derecesi çıkışı

$s_{t5,i}$: Türbin entropi girişi, [kJ/kg K]

$s_{c1,i}$: Kondenser entropi girişi, [kJ/kg K]

$s_{c1,fg}$: Kondenser entropisi (doymuş sıvı ile buhar arasındaki fark), [kJ/kg K]

dir.

Türbin entalpi çıkışı hesabı:

$$h_{t6,o} = h_{t6f,o} + x_{t6,o} h_{t6fg,o} \quad (4.66)$$

Burada

$h_{t6,o}$: Türbin entalpi çıkışı, [kJ/kg]
$h_{t6f,o}$: Türbin doymuş sıvı entalpi çıkışı, [kJ/kg]
$h_{t6fg,o}$: Türbin doymuş sıvı ve buhar entalpi çıkışı, [kJ/kg]

dır.

Pompa işi:

$$w_{pp} = \left[v_{pp,f} \times (P_2 - P_1)_{pp}\right] / \eta_{pp} \quad (4.67)$$

Burada;

w_{pp} : Pompa işi, [kJ/kg]
$v_{pp,f}$: Besleme pompasının doymuş sıvının özgül hacmi, [m^3/kg]
$(P_2 - P_1)_{pp}$: Besleme pompası basınç farkı, [kPa]
η_{pp} : Pompa verimi % 80 olarak kabul edilmiştir.

Akışkan kazan ısı girişi:

$$q_{k4,i} = (h_{k5,o} - h_{v4,o}) \quad (4.68)$$

Burada

$q_{k4,i}$: Kazan ısı girişi, [kJ/kg]
$h_{k5,o}$: Kazan entalpi çıkışı, [kJ/kg]

$h_{v4,o}$: Basın düşürücü ventil entalpi çıkışı, [kJ/kg]

dır.

Türbin işi:

$$w_t = \eta_t \eta_j \, (h_{t5,i} - h_{t6fg,o}) \tag{4.69}$$

Burada

w_t : Türbin işi [kJ/kg]
η_t : Türbin verimi % 85 olarak kabul edilmiştir.
η_j : Jeneratör verimi % 95 olarak kabul edilmiştir.

Net iş:

$$w_{net} = w_t - w_{pp} \tag{4.70}$$

Burada

w_{net} : Net iş, [kJ/kg]
w_t : Türbin işi, [kJ/kg]
w_{pp} : Pompa işi, [kJ/kg]

dir.

Isıl verim:

$$\eta_{th} = w_{net} / q_{k4,i} \tag{4.71}$$

Burada

η_{th} : Isıl verim, [%]

W_{net} : Net iş, [kJ/kg]

$q_{k4,i}$: Kazan ısı girişi, [kJ/kg]

dır.

Tersinmezlik:

$$I=\left[T_{\infty}x\left(\left(s_{k5,o}-s_{pp,f}\right)+\left(-q_{k4,i}/T_{k4,i}\right)\right)\right]+\left[T_{\infty}x\left(\left(s_{pp,f}-s_{t6,o}\right)+\left(q_{k4,o}/T_{\infty}\right)\right)\right] \quad (4.72)$$

Burada

I : Tersinmezlik, [kJ/kg]

$s_{k5,o}$: Kazan entropi çıkışı, [kJ/kg K]

$s_{t6,o}$: Türbin entropi çıkışı, [kJ/kg K]

$s_{pp,f}$: Besleme pompası doymuş sıvı entropi çıkışı, [kJ/kg K]

T_{∞} : Ölü hal sıcaklığı, [K]

dır.

Ekserji kaybı:

$$Ex_{\ell} = (h_{t5,i} - h_{pp2,o}) - [T_{\infty}\times (s_{t5,i} - s_{pp2,o})] \quad (4.73)$$

Burada

Ex_{ℓ} : Ekserji kaybı, [kJ/kg]

$h_{t5,i}$: Türbin entalpi girişi, [kJ/kg]

$h_{pp2,o}$: Besleme pompası entalpi çıkışı, [kJ/kg]

$s_{t5,i}$: Türbin entropi girişi, [kJ/kg K]

$s_{pp2,o}$: Besleme pompası entropi çıkışı,[kJ/kg K]

T_∞: Ölü hal sıcaklığı, [K]

dır.

Net enerji transferi:

$$En_{net} = w_t + h_{t6,o} - h_{k4,i} \quad (4.74)$$

Burada

En_{net} : Net enerji transferi, [kJ/kg]

W_t : Türbin işi, [kJ/kg]

$h_{t6,o}$: Türbin entalpi çıkışı, [kJ/kg]

$h_{k4,i}$: Kazan entalpi girişi, [kJ/kg]

dır.

Kireç üretimi enerji ve ekserji hesabı:

Fabrikadan alınan verilere göre akışkan kazandan elde edilen kirecin enerji ve ekserji hesaplamaları şu formüllere göre yapılmıştır [Büyükgüner, 2005].

Buna göre CaO miktarı;

$$m_{CaO} = m_{Ca(OH)_2} \% \text{ CaO} \quad (4.75)$$

Burada

m_{CaO} : Kireç (CaO) kütlesel debisi, [kg/s]

$m_{Ca(OH)_2}$:$Ca(OH)_2$ kütlesel debisi, [kg/s]

% CaO : Kireç yüzdesi, [%]

dır.

Kirecin (CaO) enerjisi;

$$En_{CaO} = m_{CaO} \times h_{CaO} \quad (4.76)$$

Burada

En_{CaO} : Kireç enerjisi, [W]
m_{CaO} : Kireç (CaO) kütlesel debisi, [kg/s]
h_{CaO} : Kireç entalpisi, [kJ/kg]

dir.

Kirecin (CaO) ekserjisi;

$$Ex_{CaO} = m_{CaO} \times \psi_{CaO} \quad (4.77)$$

Burada

Ex_{CaO} : Kireç ekserjisi, [W]
m_{CaO} : Kireç (CaO) kütlesel debisi, [kg/s]
ψ_{CaO} : Kireç özgül ekserjisi, [kJ/kg]

dir.

<u>Kireç üretim başına enerji tüketimi</u>

$$en = En / m_{CaO} \quad (4.78)$$

Burada

CaO : Kireç

en_{CaO} : Kireç üretim başına enerji tüketimi, [kJ/kg]

Kireç enerji kalitesi

$$\Theta_{CaO} = Ex_{CaO} / En_{CaO} \quad (4.79)$$

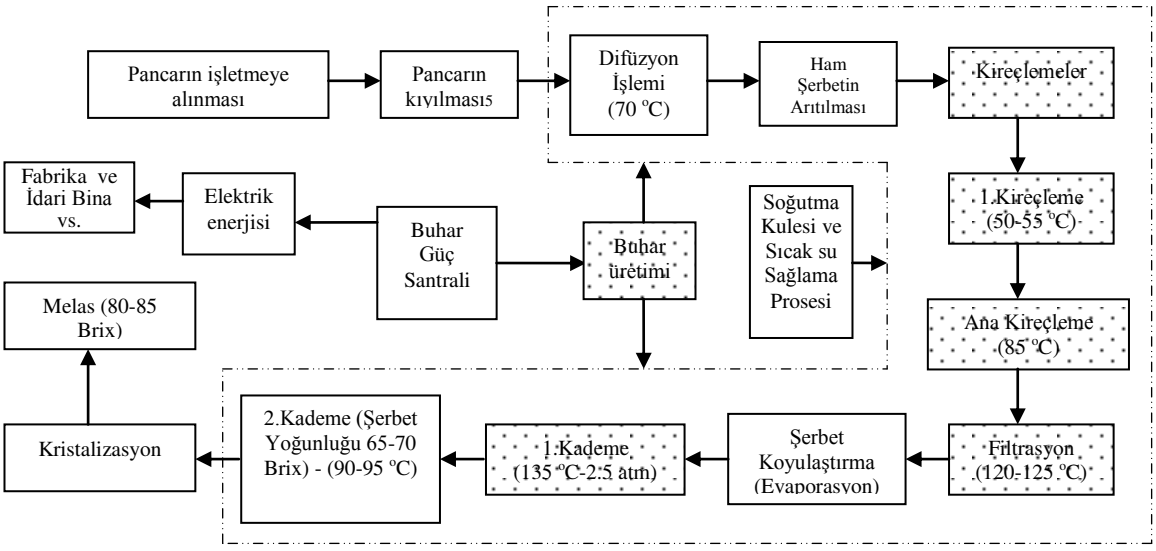
Θ_{CaO} : Kireç enerji kalitesi

5. ENERJİ VE EKSERJİ ANALİZLERİ

Konya Çumra Şeker fabrikasının enerji ve ekserji verimliliklerini hesaplamak için öncelikle enerji ve ekserji analizleri gerçekleştirilmiştir.

Fabrikanın 2011 yılı kampanya dönemi proses akış verilerine ve elde edilen bulgulara göre enerji ve ekserji değerleri ayrı ayrı tüm proses aşamaları için hesaplanmıştır. Bu hesaplamalar eşliğinde proseslerde yapılabilecek iyileştirmelerle bazı senaryolar üzerinde durulmuştur. Yapılabilecek iyileştirmelerle fabrika termoekonomik analizi gerçekleştirilmiştir.

Proses akış şemasına göre Konya Çumra Şeker fabrikasından termal süreçlerin görüldüğü proses aşamalarında ki veriler dikkate alınarak enerji ve ekserji verimlilik hesaplamaları yapılmıştır. Proses akış şeması Şekil 5.1'deki gibidir;



Şekil 5.1. Şeker fabrikası şeker üretimi [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Not:Termal süreç olarak gösterilmiştir.

Şekil 5.1'de şeker üretimi genel olarak akış şemalarına göre detaylandırılmıştır. Pancarın işletmeye alınması ile pancar kıyılmaktadır. Daha sonra proses işlem aşamaları başlamaktadır. Pancar kıyımından sonra pancarlar 70°C'lik sıcaklıkta

difüzyon işlemine tabi tutularak pancarın yumuşaması sağlanarak ham şerbet elde edilmektedir. Bu işlem esnasında güç santralinden üretilen buhar yardımıyla buhar ihtiyacı karşılanmaktadır. Difüzyon işleminden sonra ham şerbet arıtma işlemi uygulanarak kireçleme işlemine geçilmektedir. Kireçleme işleminde, sıcaklık 55℃'den 85℃'ye kadar yükseltilerek işlem tamamlanmaktadır. Kireçleme işlemi sonrası 120℃ ile 125℃ arasında filtrasyon işlemine tabi tutularak ham şerbet filtreden geçirilmektedir. Filtre sonrası ham şerbet, ısı değiştirgeçleri vasıtasıyla buharlaştırılarak koyulaştırma işlemi uygulanır. Koyulaştırılmış şerbet, sırasıyla 1. Kademede 135℃ ve 2,5 [atm] sıcaklık ve basınca yükseltilmektedir. 2. Kademede ise şerbet yoğunluğu 65 ile 70 Brix olacak şekilde 90-95℃ sıcaklığa düşürülmektedir. Daha sonra şerbet, yoğunluğu 65 ile 70 Brix olmuş şeker kristalizasyon (fabrika soğutma kulesi aracılığı ile) işlemine tabi tutularak kristal hale getirilmektedir. Paketlenmek üzere gönderilmektedir. Kristalizasyon işlemi sırasında 65 ile 70 Brix yoğunluğundaki şeker artığı sayılan melas, hayvan yemi olarak kullanılmaktadır.

5.1. Enerji – Ekserji Analizi Hesaplamaları

Enerji ve ekserji analizleri için önce Şekil 5.1'deki proses akış şemasına göre ürün kütlesel debi girdi ve çıktıları, giriş ve çıkış basınçları, giriş ve çıkış sıcaklıkları, giriş ve çıkış buhar sıcaklıkları, çevre sıcaklıkları, giriş ve çıkış nem oranları, diğer girdi ve çıktı verileri ile birlikte elektrik enerjisi ve buhar üretimi için tesiste kurulu olan buhar güç santrali ile ilgili veriler de toplanarak enerji ve ekserji analizleri hesaplanmıştır. Türbin ve akışkan yataklı kazan kurulu güçleri, yakıt kütlesel debi girdi ve çıktıları, buhar gazı giriş ve çıkış basınçları, giriş ve çıkış sıcaklıkları, çevre sıcaklıkları çıktı verileri fabrikadan sağlanarak enerji ve ekserji verimlilikleri bulunmuştur.

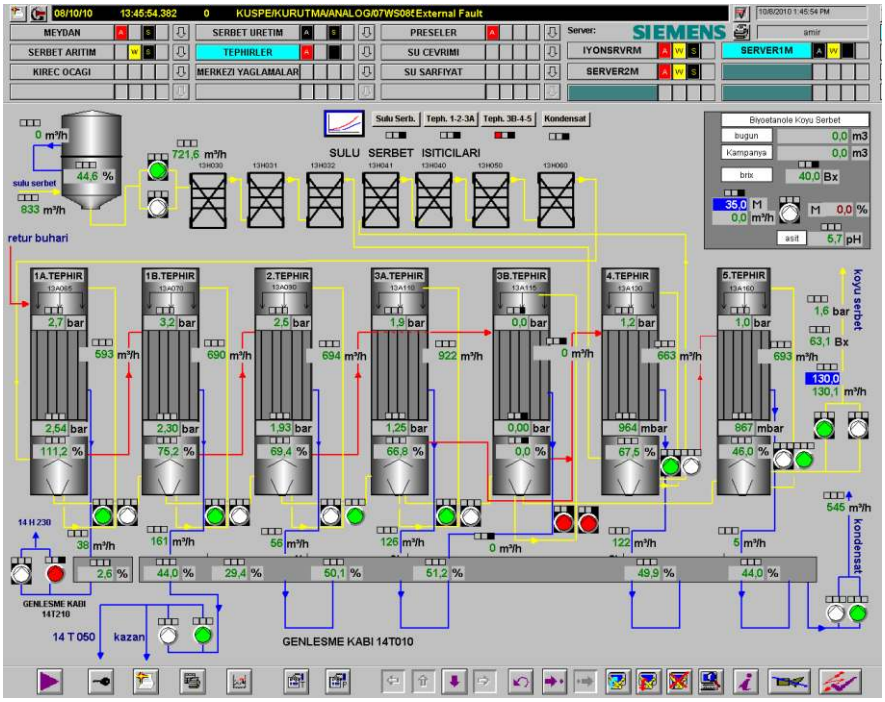
Şeker üretimindeki proses aşamalarında iyileştirmeler dikkate alınarak enerji ve ekserji verimlilikleri hesaplamaları tekrar yapılmıştır. Bu iyileştirme yöntemlerine göre değişik senaryolar düzenlenmiştir. Ayrıca enerji – ekserji verimliliklerinin değişim eğrileri ve grafikleri çizilmiştir. Bu amaçla İstatiksel paket programı SPSS 17.0 kullanılarak sonuçlar matematiksel bağıntılar şeklinde ifade edilmiştir.

5.1.1. Fabrika evaporatörleri ve ısı değiştirgeçleri ile ilgili genel bilgiler

Fabrikanın öncelikle proseslerdeki ısı transferi ile ilgili hesaplamaları yapılarak Şekil 5.2'deki evaporatörlerdeki gerekli miktardaki buhar ihtiyacının bulunması için ısı değiştirgeçleri kütle ve enerji hesaplamaları yapılmıştır. Bu hesaplamalara göre şeker üretimindeki buhar ihtiyacı ve özellikleri hesaplanmıştır. Bu hesaplamalarda bazı noktaların belirlenmesi gerekmiştir.

Şekil 5.2 fabrikanın merkez bilgisayar sistemindeki anlık ekran görüntüsü olarak alınmış olup, fabrika evaporatörlerine ve ısı değiştirgeçlerine ait şematik bir şekildir.

Burada fabrikada adlandırılan ismi ile tephir olan terimin teknik adı buharlaştırıcıdır. Aynı şekilde sulu şerbet ısıtıcıları diye adlandırılan eşanjör terimin teknik adı ise ısı değiştirgeçleri olarak anılmaktadır. Evaporatörlerin basıncı 1 ile 2,7 bar arasında değişmektedir. Isı değiştirgeçleri vasıtasıyla evaporatörlerde ki buharlaştırma prosesi gerçekleşmektedir.



Şekil 5.2. Evaporatör ve ısı değiştirgeçleri genel görünüm [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Şeker fabrikalarının şeker üretim proseslerinde enerji ve ekserji analizlerinin karşılaştırmasını yapılabilmesi için kütle enerji denkliğinde (literatür taramalarda da) 100 [pg] birim pancar olarak 100 [kg]'lık kütle ele alınmıştır. Bir başka deyişle 100 [kg/pg] kütle enerji denkliğinde baz alınarak hesaplamalar yapılmıştır.

Fabrikanın ısı değiştirgeçleri kütle ve enerji hesaplamaları için, fabrika verilerine göre ve literatür taramalarına göre bazı parametre değerleri kabul edilmiştir [Ensinas ve ark., 2007].

Buna göre proses enerji ve ekserji analizi hesaplamalarında kullanılan bazı parametreler ve değerler Çizelge 5.1'de verilmiştir.

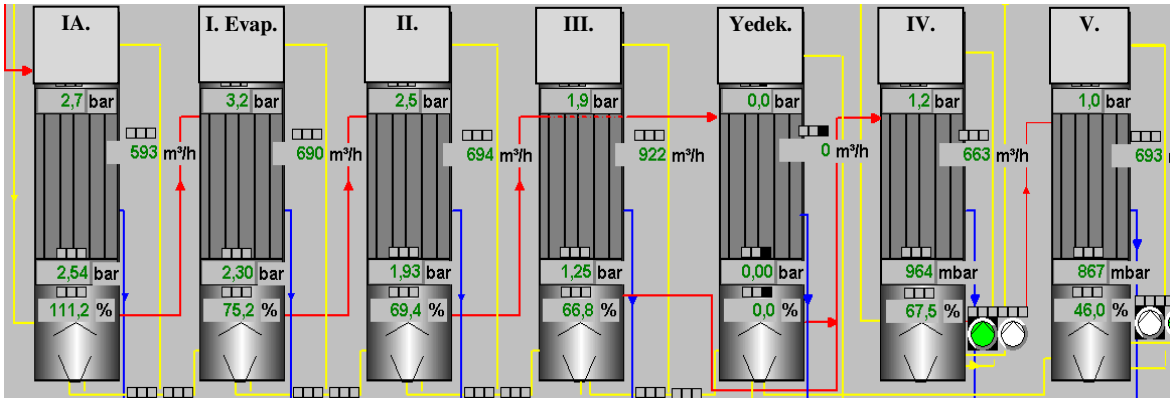
Çizelge 5.1. Fabrika verileri [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Pancar şeker oranı	%17,00
Taze pancar kıyımı saflığı	% 78,50
Pancar brix	% 23,38
Pancar sıcaklığı	22 ℃
Ham şerbet saflığı	% 88,00
Ham şerbet brix	% 17,30
Ham şerbet sıcaklığı	35 ℃
Difüzyon sıcaklığı	68 ℃
Sıkılmış küspe brix	% 23,00
Sıkılmış küspe saflığı	% 8,36
Koyu şerbet brix	% 72,00
Koyu şerbet saflık	% 90,80
Prese suyu brix	% 1,50
Nemli küspe brix	% 10,00
Şeker saflık	% 100,0
Şeker brix	% 55,00
Nemli kristal şeker brix	% 72,00
Nemli kristal şeker saflığı	% 100,0
Filtre çamuru (pfk)	% 70,00
Sulu şerbet brix	% 16,50
Sulu şerbet saflığı	% 90,80
Evaporatör sulu şerbet brix	% 16,50
Rafine koyu şerbet brix	% 71,00
Melas brix	% 85,00
Melas saflık	% 55,00

Ham şerbet üretimindeki Şekil 5.1'de detay resmi verilmiş ısı değiştirgeçlerin kütle denkliği ve enerji hesaplamaları yapılmış, sonuçlar Çizelge 5.2'de verilmiştir.

5.1.2. Buharlaşma prosesi için buhar hesaplamaları

Buharlaşma prosesi buhar hesaplamaları için Şekil 5.3'e göre teknik özellikler çıkarılmıştır. Bu resim fabrikanın merkez bilgisayar sistemi monitörlerinden alınmış olup, buna göre hesaplamalar yapılmıştır.



Şekil 5.3. Evaporatörler [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Şekil 5.3'e göre sırasıyla IA, I, II, III, IV, V nolu evaporatörler aracılığıyla buharlaşma prosesi tamamlanmaktadır. Ayrıca sistemde herhangi bir arızaya karşı yedek evaporatörde bulunmaktadır. Evaporatörlerin buradaki görevi buharlaşmayı sağlamaktır.

Buharlaştırıcı sıcaklığının bulunması için öncelikle kaynama noktası yükseltme sıcaklığı bulunmuştur. Burada doymuş su giriş sıcaklığı ile ham şerbet çıkış kuru madde oranı parametrelerinden faydalanılarak kaynama noktası yükseltme sıcaklığı aşağıdaki şekilde hesaplanmış ve Çizelge 5.2'de ΔT_{KNY} ifadesi ile yer almıştır.

Kaynama noktası yükseltme sıcaklık hesabı (Bkz. Eş. 4.24):

$$\Delta T_{KNY}=6{,}064\times10^{-5}\left[\frac{(273+T_{b,i})^2 x_s^2}{(374{,}3-T_{b,i})^{0.38}}\right]\left[5{,}84\times10^{-7}\left(x_s-40\right)^2+0{,}00072\right] \quad (5.1)$$

eşitliğe göre yapılmıştır.

Kaynama noktası yükseltme sıcaklıkları bulunduktan sonra buharlaştırıcı sıcaklık sonuçları bulunmuştur.

Buharlaştırıcı sıcaklıkları fabrikanın proses kütle giriş ve çıkış sıcaklıkları olarak kullanılmıştır. Buna göre enerji ve ekserji analiz hesaplamaları yapılmıştır. Buharlaştırıcı sıcaklık giriş ve çıkış hesaplamalarında şu formüller kullanılarak Çizelge 5.2 oluşturulmuştur.

Buharlaştırıcı sıcaklık hesabı (Bkz. Eş. 4.20):

$$T_b=T_{su,d}+\Delta T_{KNY} \quad (5.2)$$

Buharlaştırıcı sıcaklık farkı hesabı (Bkz. Eş. 4.21):

$$\Delta T_b=T_{h,i}-T_b \quad (5.3)$$

Ayrıca buharlaştırıcı ısı değişim katsayısı da hesaplanarak evaporatörler arasındaki fark bulunmuş ve Çizelge 5.2'de gösterilmiştir. Burada küçükten büyüğe doğru sırasıyla IA, V, III, II, I, IV nolu evaporatörlerde buharlaştırıcı ısı değişim katsayısının sıralandığı görülmektedir. Buharlaştırıcı ısı değişim katsayısı hesaplanırken Şekil 5.3 ele alınarak hesaplamalar yapılmıştır.

Buharlaştırıcı ısı değişim katsayı hesabı (Bkz. Eş. 4.22):

$$U_b = \frac{465 \times T_b}{x_{s,o}} \tag{5.4}$$

eşitliğe göre yapılmıştır.

Buharlaştırıcı sisteminde izlenmesi gereken parametreler aşağıda verilmiş, Çizelge 5.2'de buharlaşma prosesindeki buharın teknik özellikleri yukarıda verilen ısı transferi formülleri ile hesaplanmıştır.

Çizelge 5.2. Buharlaşma prosesindeki buharın teknik özellikleri tablosu

Proses Adları ve Teknik Özellikler:	Buhar girişi (Isıtma için)		Buhar çıkışı (Şerbet için)		Buhar Sıcaklık, Basınç Farkları ve Kaynama Noktası Yükseltilme Sıcaklığı						Isı Transfer Hesaplamaları	
Proses Parametre:	$T_{b,i}$	$P_{b,i}$	$T_{b,o}$	$P_{b,o}$	KM	S	ΔT_b	ΔP	ΔT_{KNY}	Q_g	T_b	U_b
Birim:	[°C]	[bar]	[°C]	[bar]	[%]	[%]	[°C]	[bar]	[°C]	[kJ/kg]	[°C]	[kW/m^{2}K]
IV. Evaporatör	108	1,31	102,5	1,03	15	75,20	5,50	0,28	0,26	2230,55	108,26	33,56
I. Evaporatör	134	3,20	129,0	2,34	25	69,04	5,00	0,86	0,67	2168,35	134,67	25,05
II. Evaporatör	128	2,50	121,0	1,96	35	66,80	7,00	0,54	1,08	2199,75	129,08	17,15
III. Evaporatör	119	1,90	111,9	1,32	45	67,50	7,10	0,58	1,69	2222,77	120,69	12,47
V. Evaporatör	101	1,10	96,0	0,87	55	68,00	5,00	0,23	2,59	2260,44	103,59	8,76
IA. Evaporatör	129	2,70	120,3	2,53	65	111,2	8,70	0,17	5,55	2200,58	134,55	9,63

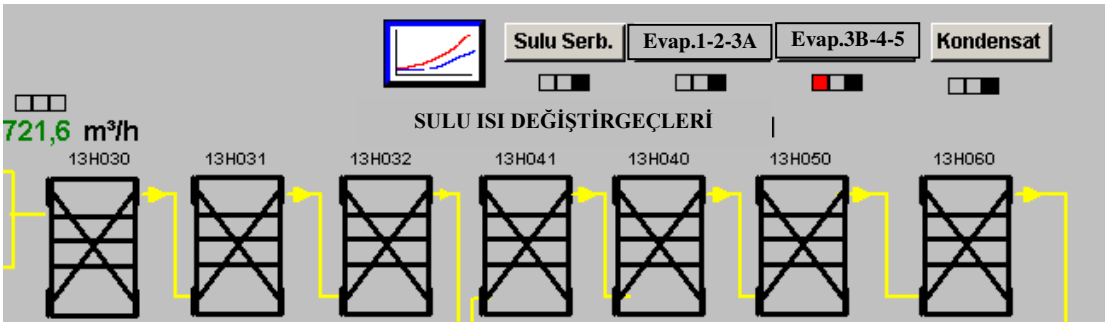
Not: KM kuru madde, S şeker saflığı, $P_{b,i}$ giriş basıncı, $P_{b,o}$ çıkış basıncı, ΔT_b buharlaştırıcı sıcaklık farkı, ΔP giriş ve çıkış basınç farkı, Q_g gizli ısı (Buhar giriş sıcaklığına göre bulunmuştur), T_b buharlaştırıcı sıcaklığı, U_b buharlaştırıcı ısı değişim katsayısı, $T_{b,i}$ ve $T_{b,o}$ buharlaştırıcı giriş ve çıkış sıcaklığı, ΔT_{KNY} kaynama noktası yükseltme sıcaklığıdır.

Q_g gizli ısıları www.mmo.org.tr alınmış olup ısıtma için gerekli olan buharlaştırıcı giriş sıcaklığına göre bulunmuşlardır. Yukarıdaki tabloda bulunan sıcaklık giriş ve çıkışları değerler fabrika proses uygulamalarının enerji ve ekserji analizinde kullanılmıştır.

5.1.3. Ham şerbet üretimindeki ısı değiştirgeçleri kütle denkliği ve enerji hesaplamaları

Ham şerbet üretimi ısı değiştirgeçleri kütle denkliği ve enerji hesaplamaları için ısı transferi denklemlerinden yararlanılmıştır [Ensinas ve ark., 2007; Genceli, 2005].

Isı değiştirgeçleri ile ilgili hesaplamalarda Şekil 5.4 ele alınarak hesaplamalar yapılmıştır.



Şekil 5.4. Isı değiştirgeçleri [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Isı değiştirgeç ısıtılan ürün (soğuk akışkan) için enerji dengesi formülü ile enerji miktarı aşağıdaki formül ile bulunarak Çizelge 5.3 oluşturulmuştur.

$$Q_{h,i} = \dot{m} C_p \Delta T_h \quad (5.5)$$

$$\Delta T_h = T_{h,o} - T_{h,i} \quad (5.6)$$

Isı değiştirgeçleri ısı değişim katsayısı hesabı yapılmıştır.

Isı değiştirgeçleri ısı değişim katsayı hesabı (Bkz. Eş. 4.25):

$$U_h = 6{,}978 \times T_{h,b} \left(\frac{v_a}{1{,}8}\right)^{0{,}8} \quad (5.7)$$

şeklinde hesaplanır.

Daha sonra ısı değiştirgeci ısıtan ürün (sıcak akışkan) için logaritmik ısıtıcı sıcaklık farkı hesaplanmıştır.

Isıtıcı sıcaklık farkı hesabı (Bkz. Eş. 4.26):

$$\Delta T_{h.log}=\frac{(T_{h,b}-T_{s,i})-(T_{h,b}-T_{s,o})}{\ln\left(\frac{T_{h,b}-T_{s,i}}{T_{h,b}-T_{s,o}}\right)} \tag{5.8}$$

Bulunan bu değerlerden sonra ısı transfer yüzey alanı hesaplanmıştır.

Isı transfer yüzey alanı (Bkz. Eş. 4.24):

$$A_h=\frac{Q_h}{U_h\Delta T_{h,log}} \tag{5.9}$$

bulunup,

Isı değiştirgeç enerji dengesi (Bkz. Eş. 4.27):

$$Q_h = U_h\times A_h\times \Delta T_{h,log} \tag{5.10}$$

Yukarıdaki formüller eşliğinde ham şerbet üretimindeki ısı değiştirgeçlerindeki kütle denkliği ve enerjiler hesaplanarak Çizelge 5.3 oluşturulmuştur.

Çizelge 5.3. Ham şerbet üretimindeki ısı değiştirgeçlerin kütle denkliği ve enerji tablosu

Isı değiştirgeçleri parametre/birim	Isı değiştirgeç ısıtılan ürün (soğuk akışkan)		
	Ham Şerbet	Ham Şerbet	Kireçli Ham Şerbet
$\dot{m}_{h,i}$ [kg/pg]	100	100	119
$T_{h,i}$ [°C]	34	41	50
$T_{h,o}$[°C]	41	46,6	75
C_p [kJ/kg K]	3,88	3,88	3,85
$Q_{h,i}$ [kJ/pg]	2 723	2 178,4	11 453,75
$x_{h,o}$ (% KM)	% 17,30	% 17,30	% 71,00
Isı değiştirgeçleri parametre/birim	Isı değiştirgeç ısıtan ürün (sıcak akışkan)		
	Su	Su	Su
$T_{h,b}$ [°C]	50	58	96
$T_{h,o}$[°C]	43	44	61
$\Delta T_{h,log}$ [°C]	12,17	14,01	31,88
$\dot{m}_{h,o}$ [kg/pg]	117,28	54,9	74,21
U_h [W/m^2 K]	1 938,00	1 996,25	2 225,42
A_h [m^2]	114,90	77,87	161,43

Not: 100 pg 100 kg birim pancara göre demektir. V_a = 1,5 [m/s], ortalama şerbet hızı

Ham şerbet üretimindeki ısı değiştirgeçlerindeki kütle denkliği ve enerji hesaplamaları ile ısı değiştirgeçlerindeki yüzey alanları bulunmuştur. Buradaki sıcaklık giriş ve çıkışları fabrika proses uygulamalarında kullanılmıştır.

5.1.4. Fabrika şeker üretimi ve proses enerji - ekserji hesaplamaları

Fabrika şeker üretimi ve proses enerji – ekserji hesaplamaları enerji ve ekserji verimlilik esasına göre yapılmıştır. Enerji ve ekserji analizinden önce fabrikadaki proseslerinde yer alan proses akışları giriş ve çıkış kısımları belirlenmiştir. Belirlenen bu proses akışlarına göre fabrikadan elde edilen kütlesel debi, basınç ve sıcaklık parametre verileri ile enerji - ekserji hesaplamaları, giriş ve çıkışlar baz alınarak yapılmıştır.

Fabrika enerji ve ekserji hesaplamalarında kullanılan genel denklemlerle (Bkz. Eş. 4.5- Eş.4.18) Dördüncü bölümde açıklanmıştır. Aşağıda yararlanılan formüller sırasıyla şu şekildedir;

Kontrol hacminde kütle giriş ve çıkışları eşit olduğundan kütle korunur. Kütle Denkliği ise (Bkz. Eş.4.1);

$$\sum m_i = \sum m_o \tag{5.11}$$

dır.

Aynı şekilde enerji korunumu olan Termodinamiğin 1. Kanuna göre eşitliğin sol kısmı şeker üretim prosesinde ortaya çıkan iş, kütle ve ısı ile enerjinin transfer oran değişimini, eşitliğin sağ kısmı ise iç, potansiyel ve kinetik enerjileri değişim miktarlarını göstermektedir. Sürekli akış açık sistem olduğu ve sistemin çok iyi yalıtılmış olmasından dolayı adyabatik olduğu kabul edilmiştir. Ayrıca iş olmadığından iş $\dot{W}$ ile adyabatik sistem olduğu için ısı miktarı $\dot{Q}_i$ sıfırdır. Buna göre Enerji Denkliği (Bkz. Eş.4.2);

$$\sum En_i + Q_i = \sum En_o + W \tag{5.12}$$

Enerji denkliği yeniden düzenlenirse (Bkz. Eş.4.3);

$$Q_i - W = \sum En_{net_i} = \sum En_o - \sum En_i \tag{5.13}$$

İş, kütlesel enerji transferine göre çok küçük olduğu zaman ihmal edilebilir (Bkz. Eş.4.4):

$$\sum En_{net_i} = Q_i \tag{5.14}$$

Enerji Girişi (Bkz. Eş.4.5);

$$\sum En_i = \sum m_i h_i \tag{5.15}$$

Enerji Çıkışı (Bkz. Eş.4.6);

$$\sum En_o = \sum m_o h_o \tag{5.16}$$

Böylelikle sisteme net enerji transferi, giriş ve çıkışlardaki enerji farkı ile bulunur.

Net enerji transferi (Bkz. Eş.4.7):

$$En_{net} = \sum En_{net_i} = \sum En_o - \sum En_i \tag{5.17}$$

Sistemdeki ekserji kaybı ise kontrol hacmine giren ve çıkan ekserji farkları ile bulunur. Öncelikle ekserji giriş ve çıkışları hesaplanır. Potansiyel ve kinetik enerjiler çok küçük olduğu için ihmal edilir.

Ekserji Girişi (Kontrol hacmi) (Bkz. Eş.4.8):

$$\sum Ex_i = m_i[(h_i - h_\infty) - T_\infty(s_i - s_\infty) + \frac{V_i^2}{2} + gz_i] \tag{5.18}$$

Ekserji Girişi (Potansiyel ve kinetik enerji ihmal edildiğinde, $\frac{V_i^2}{2} + gz_i = 0$) (Bkz. Eş.4.9):

$$\sum Ex_i = m_i[(h_i - h_\infty) - T_\infty(s_i - s_\infty)] \tag{5.19}$$

Ekserji Çıkışı (Kontrol hacmi) (Bkz. Eş.4.10):

$$\sum Ex_o = m_o[(h_o - h_\infty) - T_\infty(s_o - s_\infty) + \frac{V_o^2}{2} + gz_o] \tag{5.20}$$

Ekserji Çıkışı (Potansiyel ve kinetik enerji ihmal edildiğinde, $\frac{V_o^2}{2}+gz_o= 0$) (Bkz. Eş.4.11):

$$\sum Ex_o = m_o[(h_o-h_\infty)-T_\infty(s_o-s_\infty)] \quad (5.21)$$

Ekserji giriş ve çıkış farkı, adyabatik ve işin söz konusu olmadığı süreçlerde ekserji kaybını (tersinmezliği) ifade eder. Bu durumda;

Ekserji Kaybı (Bkz. Eş.4.12):

$$Ex_\ell = I = \sum Ex_\ell = \sum Ex_o - \sum Ex_i = T_\infty \Delta S \quad (5.22)$$

Şekerin tüm proses hesaplamalarında net enerji transferi ve ekserji denklemleri kullanılır. Hava ve buhar için kullanılması gereken özgül akış ekserji denklemi aşağıda verilmiştir.

Özgül akış (buhar veya hava) ekserjisi (Bkz. Eş.4.13);

$$\Psi = (h-h_\infty)-T_\infty(s-s_\infty) \quad (5.23)$$

Şeker su çözeltisi için kullanılması gereken özgül akış ekserjisi ile sıkıştırılamaz maddenin özgül entalpi ve entropi denklemleri aşağıda verilmiştir.

Sıkıştırılamaz maddenin (şeker) özgül entalpisi (Bkz. Eş.4.14);

$$h = C\,(T - T_\infty) \quad (5.24)$$

Sıkıştırılamaz maddenin (şeker) özgül entropisi (Bkz. Eş.4.15);

$$s = C \ln (T / T_\infty) \quad (5.25)$$

Sıkıştırılamaz maddenin (şeker) özgül ekserjisi (Bkz. Eş.4.16);

$$\psi = c\,[T - T_\infty - T_\infty \ln(T/T_\infty)] \tag{5.26}$$

Bu çalışmada tüm şeker prosesi için alınan verilerle enerji ve ekserji analizleri sonunda Termodinamiğin 1 ve 2. Kanun verimleri hesaplanmıştır.

Enerji verimliliği (Bkz. Eş.4.17):

$$\eta_{en} = \frac{\Sigma En_o}{\Sigma En_i} .\%100 \tag{5.27}$$

Ekserji verimliliği (Bkz. Eş.4. 18):

$$\eta_{ex} = \frac{\Sigma Ex_o}{\Sigma Ex_i} .\%100 \tag{5.28}$$

Enerji kaynaklarının kalitesi derecelendirilebilir. Enerjinin termodinamik kalitesi ekserji farkının ekserji farkına oranıdır [Wang, 2009].

Enerji kalitesi (Bkz. Eş.4.19):

$$\Theta = \frac{Ex_\ell}{En_{net}} \tag{5.29}$$

Ham şeker üretim prosesi enerji – ekserji hesaplamaları aşağıdaki sıraya göre yapılmıştır:

1) Taze pancarın kıyılması
2) Ham şerbet üretimi (difüzyon işlemi)
3) Ham şerbetin arıtılması
4) Ham şerbetin koyulaştırılması (buharlaştırma)

5) Rafinasyon

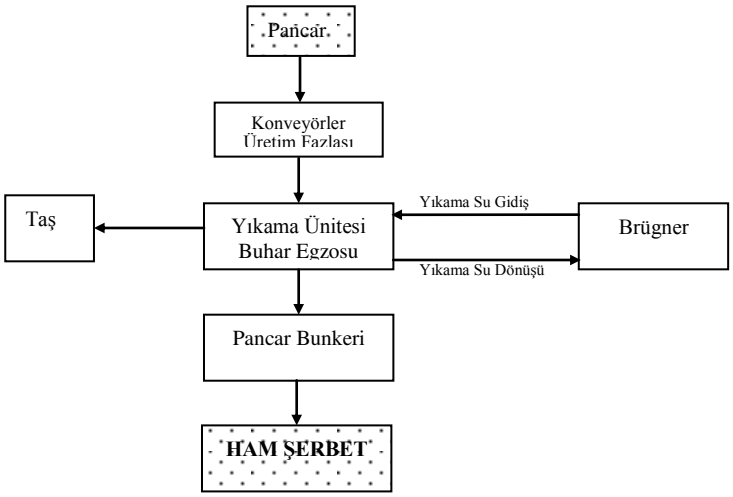
6) Kurutma

7) Enerji üretimi

Ayrıca fabrika yardımcı tesislerin enerji ve ekserjileri hesaplanmış fakat fabrika enerji ve ekserji analizine dahil edilmemiştir. Çünkü fabrika prosesinden tamamen bağımsız olan yardımcı tesisler sadece şeker üretimindeki soğutma işlemlerinde kullanılmaktadır. Bu prosesler ayrı ayrı ele alınmıştır.

1. Taze pancarın kıyılma prosesi

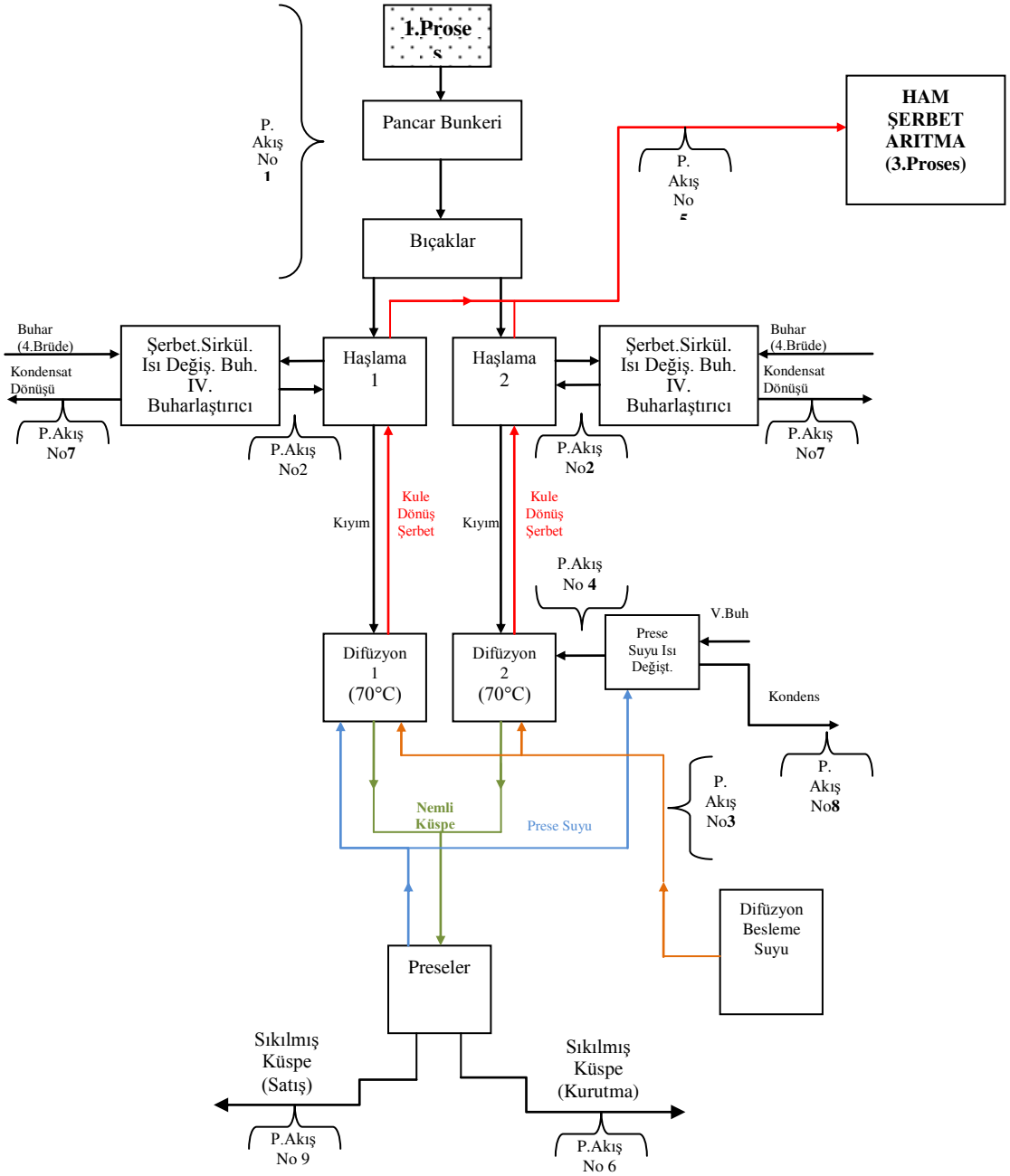
Önce pancar fabrikaya getirilerek depolanmaktadır. Daha sonra pancar buradan alınarak bantlı konveyörler aracılığı ile ham şerbet üretim 2. prosesine gelmekte ve burada kıyılarak işleme girmektedir. Bu nedenle bu süreç sırasında herhangi bir enerji işlemine tabi olmadığı için enerji ve ekserji hesapları yapılmamıştır. Şekil 5.5'de ham şerbet öncesi pancar alım prosesi detaylandırılmıştır. İşletmeye gelen pancar konveyörler aracılığı ile yıkama ünitesine gitmektedir. Burada brügner yıkama su gidiş ve dönüşü sağlanarak yıkanan pancar, pancar bunkerine gönderilerek ham şerbet prosesine hazır hale getirilmektedir. Bu proseste herhangi bir enerji kütle alışverişi olmadığı için kütle giriş ve çıkış blok diyagramı çizilmemiştir.



Şekil 5.5. Pancar alım prosesi (1. Proses) [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

2. Ham şerbet üretim prosesi (difüzyon işlemi)

Bu proseste pancar bunkerlerinde toplandıktan sonra bıçaklar yardımıyla kıyılma işlemi uygulanır. Bıçaklarda kıyılan pancar, önce bir haşlama teknesine ve buradan da difüzöre gelir. Bu kıyılan pancar difüzör cihazına gelerek şerbet işlemine alınır. Bu sistemde pancar hücrelerindeki şeker, ortamdaki sıcak suya geçer.



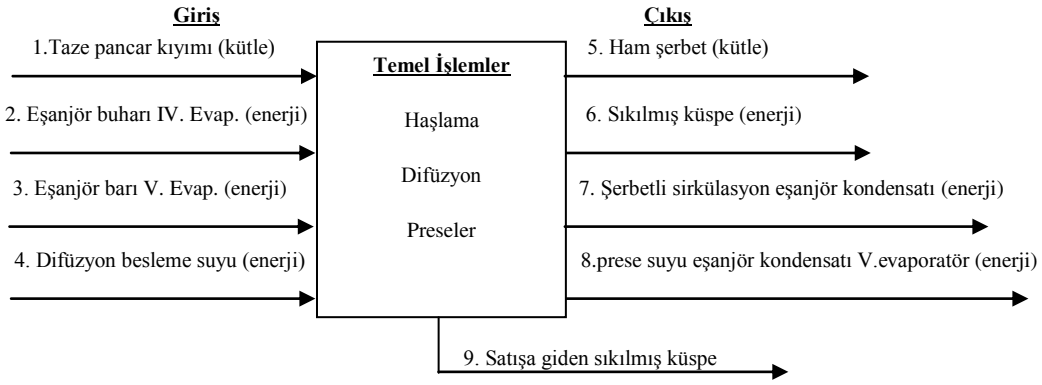
Şekil 5.6. Ham şerbet üretim prosesi (2. Proses) [8-11 Ekim 2010 tarihinde örnek şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Şekil 5.6'daki difüzyon içerisindeki şeker sıcaklığı yaklaşık 70ºC civarındadır. Bu prosesde; Şekil 5.6'da görüldüğü gibi pancardaki şekerin de tamamına yakını difüzörün içerisinde suya geçmektedir.

Bu işlem, ters akım prensibine göre gerçekleşir. Yani difüzöre alttan kıyım girerken tam tersi yönden, üstten de sıcak su verilmektedir. Buradan ayrılan küspe, sistemden uzaklaşmadan önce preselerde (sıkma işlemini yapan cihaz adı) sıkılarak, suyu mümkün olduğunca geri alınır. Böylece küspe içerisinde giden su ve şeker kaybı azaltılmış olur. Kazanılan prese suyu tekrar sisteme döndürülür. Bu uygulama, enerji kazanımı açısından da gereklidir. Difüzörden alınan şerbet, içerisindeki şeker dışı organik ve anorganik maddelerden arındırılmak üzere arıtım istasyonuna gönderilmektedir [Konya Şeker Fabrikası, 2009].

Şekil 5.6'da 1. prosesten gelen pancarlar pancar bunkerlerinden geçerek bıçaklar vasıtasıyla parçalara ayrılarak haşlama kazanlarına gelmektedir. Haşlama kısmında sirkülasyon ısı değiştirgeçleri ile kondensat dönüşleri sağlanarak 4. brüde (şerbet buharı) buharından faydalanılmaktadır. Haşlamadan difüzyona geçerek ham şerbet oluşturulmaktadır.

Ham şerbet üretimi prosesi kütle - enerji blok akış diyagramı ölü durum halde (1 atm, 25℃) iken enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Giriş ve çıkışları verilerek Şekil 5.7'de gösterilmiştir. Proses no 1, 2, 3 ve 4 kütle ve enerji girişini, 5, 6, 7 ve 8 ise kütle ve enerji çıkışını göstermektedir. 9 nolu proses akışı ise proses içinde yer almayan satışa giden sıkılmış küspeyi göstermektedir. Enerji hesaplamalarında yer almamaktadır.



Şekil 5.7. Ham şerbet üretim prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı

Şekil 5.7 blok diyagramı göz önüne alınarak ham şerbet üretim prosesi enerji ve ekserji analiz sonuçları Çizelge 5.4'de görülmektedir.

Çizelge 5.4'de ham şerbet üretim prosesinde enerji ve ekserji hesaplamaları kütle giriş ve çıkışlarına göre ele alınmıştır. Proses akışlarının sıcaklık ve basınçlarına göre enerji ve ekserji hesaplamaları ayrı ayrı hesaplanmıştır.

Öncelikle giriş prosesleri analiz edilmiştir. Proses akış 1 nolu taze pancar kıyımında şeker saflığı % 78,5 (Brix değeri 23,38) olacak şekilde şekerin özgül ısıl kapasite ile entalpi değerleri hesaplanmış ve ayrıca www.sugartech.com web sayfası hesaplamasına göre doğru olup olmadığının kontrolü de yapılmıştır. Proses akış no 2 şerbetli sirkülasyon ısı değiştirgeç buharı IV. Buharlaştırıcı enerji ve ekserji hesaplamalarında buhar entalpi ile entropi hesaplamaları WASP 2.0.36 paket programı (Bkz. EK-2) ile hesaplanmış ve daha sonra enerji ve ekserjileri bulunmuştur.

Ayrıca bu değerler termodinamik kanun ve diğer su buhar tablolarından bulunarak da hesaplanmış ve teyit edilmiştir. Bu işlemleri proses akış no 3 difüzyon besleme suyu için ve proses akış no 4 prese suyu ısı değiştirgeçleri buharı V. Buharlaştırıcısı için de aynı yöntemle enerji ve ekserji hesaplamaları uygulanmıştır. Sonrasında çıkış prosesleri analiz edilmiştir. Proses akış 5 nolu ham şerbetin saflık değeri % 88 (Brix değeri 17,3) ve proses akış 6 nolu kurutmaya giden sıkılmış küspe saflık değeri % 8,36 (Brix değeri 23,38) olacak şekilde şekerin özgül ısıl kapasite ile entalpi

değerleri hesaplanmış ve ayrıca www.sugartech.com web sayfası (Bkz. EK-3) hesaplamasına göre doğru olup olmadığının kontrolü de yapılmıştır.

Proses akış no 7 - 8 için enerji ve ekserji hesaplamalarında buhar entalpi ile entropi hesaplamaları WASP 2.0.36 paket programı ile hesaplanıp daha sonra enerji ve ekserjileri bulunmuştur. Ayrıca bu değerler termodinamik kanun su buhar tablolarından bulunarak da hesaplanmış ve teyit edilmiştir.

Çizelge 5.4. Ham şerbet üretim prosesi enerji ve ekserji analiz sonuçları

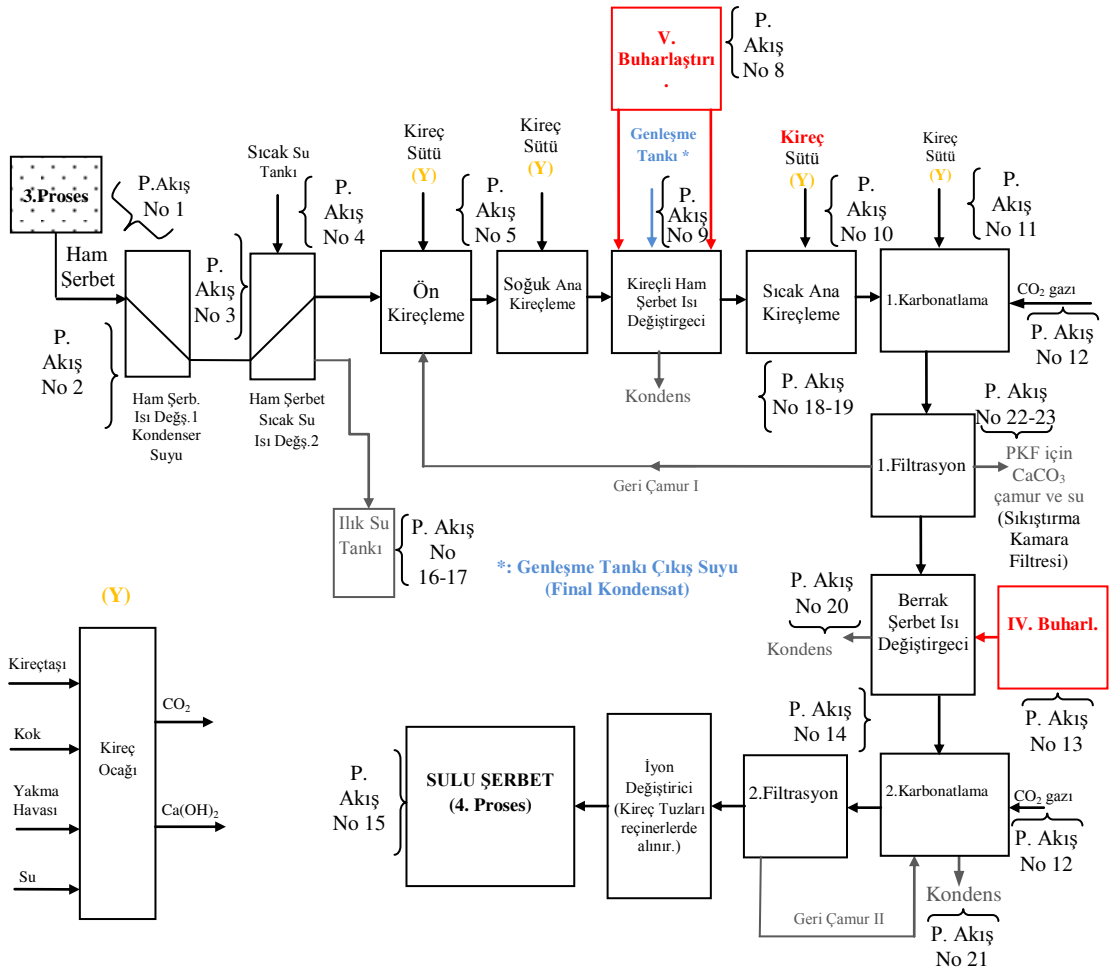
P. Akış No	Proses Akış Adı	Kütle	m [kg/pg]	P [bar]	T [°C]	Brix [%]	En [kJ/pg]	Ex [kJ/pg]
1	Taze pancar kıyımı* (Saflık % 78,5)	Giriş	100	1	22	23,38	7 930,00	5,78
2	Şerbetli sirkülasyon ısı değiştirgeçleri buharı IV.Buharlaştırıcı		1,4	1,1	103	-	3 753,40	701,51
3	Difüzyon besleme suyu		26,5	1	53	-	5 877,70	135,18
4	Prese suyu ısı değiştirgeçleri buharı V.Buharlaş.		0,4	0,87	92	-	154,07	10,99
Ham Şerbet Üretim Proses Giriş Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**17 715,17**	**853,45**
5	Haşlama sonrası ham şerbet* (Saflık % 88)	Çıkış	100	1	35	17,3	13 210,00	62,37
6	Kurutmaya giden sıkılmış küspe* (Saflık % 8,36)		19,2	1	50	23	3 413,76	460,80
7	Şerbetli sirkülasyon ısı değiştirgeçleri kondensatı		1,4	1,1	103	-	604,17	51,26
8	Prese suyu ısı değiştirgeçleri kondensatı V.Buharlaştırıcı		0,4	0,87	92	-	154,07	10,99
9	Satışa giden sıkılmış küspe		7,3	-	-	-	0,00	0,00
Ham Şerbet Üretim Proses Çıkış Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**17 382,00**	**585,42**
Not:100 pg = 100 kg birim pancara göre								

Not: Buhar entalpi ve entropi değerler WASP 2.0.36 paket programına göre bulunmuştur [Andy C Creations and Katmar Software, 2009]. Bu paket programında proses akışlardaki basınç ve sıcaklık değerleri programda girilerek entalpi ve entropi sonuçları bulunarak enerji ve ekserji sonuçları her bir proses akışı için ayrı ayrı hesaplanmıştır. Ölü hal P_0 1 [atm] ve 25 T_0 [°C] olarak kabul edilmiştir [Dincer, 2007; Wang, 2009; Kotas, 1995; Szargut ve ark., 1988].
*: Şeker (şerbet v.s.) h (entalpi) ve C (özgül ısıl kapasite) değerleri ise www.sugartech.com web sayfasından alınmıştır.

Çizelge 5.4'e göre ham şerbet üretim prosesine göre yapılan hesaplamalarda giriş enerjisi En_{2i} = 17 715,17 [kJ/pg], giriş ekserjisi Ex_{2i} = 853,45 [kJ/pg]'dır. Çıkış enerji miktarı En_{2o} = 17 382,0 [kJ/pg], çıkış ekserjisi Ex_{2o} = 585,42 [kJ/pg]'dır. Buna göre ham şerbet üretim prosesi net enerji transferi - ekserji, verimlilikleri ve enerji kalitesi; En_{net2} = 333,17 [kJ/pg], $Ex_{\ell 2}$ = 268,03 [kJ/pg], η_{en2} = % 98,1 , η_{ex2} = % 68,6 ve Θ_2= 0,80 olarak bulunmuştur.

3. Ham şerbetin arıtılması prosesi

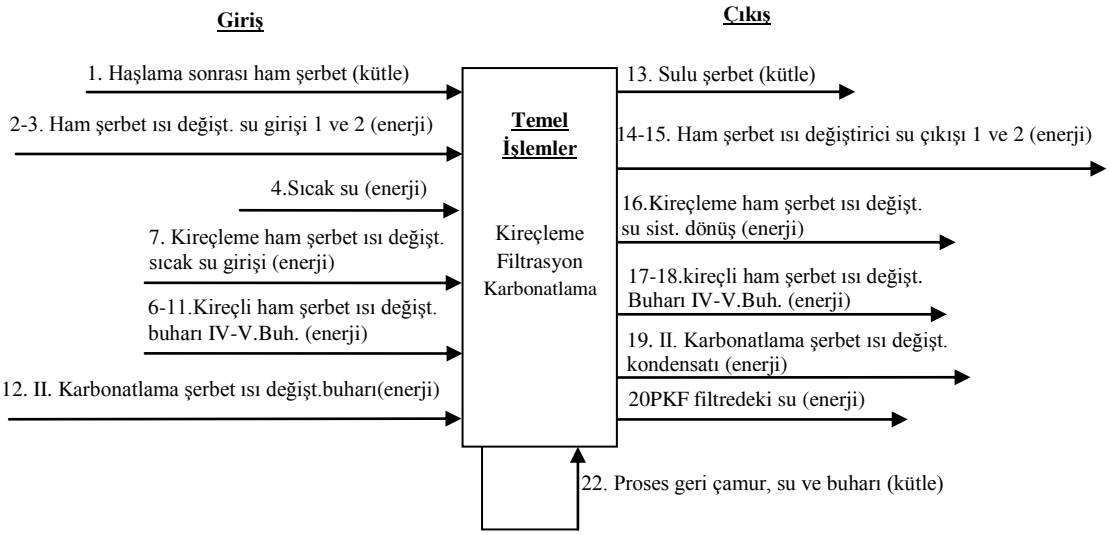
Şekil 5.8'de ham şerbet sıcak su ısı değiştirgeçlerinde (sıcak su tankı) ısıya tabi tutulduktan sonra sırasıyla kireçleme, karbonatlama ve filtrasyon işlemleri görülmektedir. Bu işlemler ikinci defa uygulanarak şerbet arıtma işlemi tamamlanmaktadır.



Şekil 5.8. Ham şerbet arıtma prosesi (3. Proses) [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Ham şerbet arıtma prosesi kütle - enerji blok akış diyagramı ölü halde (1 atm, 25°C) iken enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Giriş ve çıkışları verilerek Şekil 5.9'da gösterilmiştir.

Proses akışları 1, 2, 3, 4, 6, 7, 11 ve 12 olan kütle - enerji girişini, proses akışları 13, 14, 15, 16, 17, 18, 19, 20 ve 22 nolu proses akışları ise kütle ve enerji çıkışını göstermektedir. Şekil 5.9'daki blok diyagramına göre proses enerji ve ekserji hesaplamaları yapılarak Çizelge 5.5 oluşturulmuştur.



Şekil 5.9. Ham şerbet arıtma prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı

Şekil 5.9'da proses akışlarından 5, 8, 9, 10, ve 21 olanlar ise sistemdeki enerji açısından çok küçük değere sahip olduklarından enerji ve ekserji hesaplamaları ihmal edildiği için blok diyagramda yer almamıştır. Ayrıca 22 nolu proses akışı ise sistem içinde devirdaim yapan geri çamur, su ve buhar kütlesi olduğu için enerji ve ekserji hesaplamalarında yer almamıştır. Bahsedilen bu proses akışları Çizelge 5.5'de kütlesel giriş ve çıkış anlamında yer almıştır.

Şekil 5.9 blok diyagramı göz önüne alınarak ham şerbet arıtma prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları Çizelge 5.5'de tablo halinde verilmiştir.

Çizelge 5.5'de ham şerbet arıtma prosesinde enerji ve ekserji hesaplamaları kütle giriş ve çıkışlarına göre ele alınmıştır. Proses akışlarının sıcaklık ve basınçlarına göre enerji ve ekserji hesaplamaları ayrı ayrı hesaplanmıştır.

Öncelikle giriş prosesleri analiz edilmiştir. Proses akış 1 nolu haşlama sonrası ham şerbet şeker saflığı % 88 (Brix değeri 17,3) olacak şekilde şekerin özgül ısıl kapasite ile entalpi değerleri hesaplanmış ve ayrıca www.sugartech.com web sayfası hesaplamasına göre doğru olup olmadığının kontrolü de yapılmıştır. Proses akış no 2 - 3 ham şerbet ısı değiştirgeci su girişi 1–2 enerji - ekserji hesaplamalarında su - buhar entalpi ile entropi hesaplamaları WASP 2.0.36 paket programı ile hesaplanmış ve daha sonra enerji ve ekserjileri bulunmuştur. Ayrıca bu değerler termodinamik kanun ve diğer su buhar tablolarından bulunarak da hesaplanmış ve teyit edilmiştir.

Bu işlemleri proses akış no 4 sıcak su, proses akış no 6 -11 kireçli ham şerbet ısı değiştirgeci buharı V-IV. Buharlaştırıcısı, proses akış no 7 kireçli ham şerbet ısı değiştirgeci sıcak su, proses akış no 12, II. Karbonatlama şerbet ısı değiştirgeci buharı için de aynı yöntemle enerji ve ekserji hesaplamaları uygulanmıştır.

Sonrasında çıkış prosesleri analiz edilmiştir. Proses akış 13 nolu sulu şerbetin saflık değeri % 90,8 (Brix değeri 16,5) olacak şekilde şekerin özgül ısıl kapasite ile entalpi değerleri hesaplanmış ve ayrıca www.sugartech.com web sayfası hesaplamasına göre doğru olup olmadığının kontrolü de yapılmıştır.

Proses akış no 14, 15, 16, 17, 18, 19 ve 20 için enerji ve ekserji hesaplamalarında buhar entalpi ile entropi hesaplamaları WASP 2.0.36 paket programı (Bkz. EK-2) ile hesaplanıp daha sonra enerji ve ekserjileri bulunmuştur. Ayrıca bu değerler termodinamik kanun su buhar tablolarından bulunarak da hesaplanmış ve teyit edilmiştir.

Çizelge 5.5. Ham şerbet arıtma prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları

P. Akış No	Proses Akış Adı	Kütle	m [kg/pg]	P [bar]	T [°C]	Brix [%]	En [kJ/pg]	Ex [kJ/pg]
1	Haşlama sonrası ham şerbet* (Saflık %88)	Giriş	100	1	35	17,3	13 210,00	62,37
2	Ham şerbet ısı değiştirici su girişi 1		116	1	40	-	22 820,68	483,60
3	Ham şerbet ısı değiştirici su girişi 2		60	1	58	-	14 562,00	481,90
4	Sıcak su		10,41	1	57	-	2 482,99	79,18
5	Ön kireçleme giriş kireç sütü		3,2	1	50	-	0,00	0,00
6	Kireçli ham şerbet ısı değiştirici buharı V.Evap.		3,2	0,8	92	-	1 232,58	90,95
7	Kireçleme ham şerbet ısı değişt. Sıcak su girişi		81,7	1	95	-	32 501,08	2 518,78
8	Sıcak ana kireçleme giriş kireç sütü		5,2	1	50	-	0,00	0,00
9	Son kireçleme kireç sütü		0,5	1	50	-	0,00	0,00
10	Toplam CO_2 gazı girişi		1,6	1	80	-	0,00	0,00
11	Kireçli ham şerbet ısı değiştirici buharı IV.Evap		0,6	1,1	103	-	1 608,60	301,24
12	II. Karbonatlama şerbet ısı değiştirici buharı		1,4	1,1	103	-	3 753,40	702,88
Ham Şerbet Arıtma Proses Giriş Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**92 171,33**	**4 720,90**
13	Sulu şerbet çıkışı* (Saflık %90,8)	Çıkış	100	1	92	16,5	35 260,00	2 553,57
14	Ham şerbet ısı değiştirici su çıkışı 1		116	1	40	-	19 428,84	285,85
15	Ham şerbet ısı değiştirici su çıkışı 2		60	1	44	-	11 052,00	202,81
16	Kireçleme ham şerbet ısı değişt. Su sistemine dönüş		21,3	1	65	-	5 792,96	238,49
17	Kireçli ham şerbet ısı değiştirgeçleri kondensatı V.Evaporatör		3,2	0,8	92	-	1 232,58	90,95
18	Kireçli ham şerbet ısı değiştirgeçleri kondensatı IV.Evaporatör		0,25	1,1	103	-	670,25	125,52
19	II. Karbonatlama şerbet ısı değiştirgeçleri kondensatı		1,4	1,1	103	-	3 753,40	702,88
20	PKF filtredeki su		5,6	1	55	-	1 291,19	40,80
21	$CaCO_3$ (PKF filtresi çamuru)		5,4	1	30	70	0,00	0,00
22	Proses geri çamur, su ve buharı (sistem içi devirdaim)		70,66	-	-	-	0,00	0,00
Ham Şerbet Arıtma Proses Çıkış Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**78 481,22**	**4 240,87**
Not: 100 pg = 100 kg birim pancara göre								

Not: Buhar entalpi ve entropi değerler WASP 2.0.36 paket programına göre bulunmuştur [Andy C Creations and Katmar Software, 2009]. Bu paket programında proses akışlardaki basınç ve sıcaklık değerleri programda girilerek entalpi ve entropi sonuçları bulunarak enerji ve ekserji sonuçları her bir proses akışı için ayrı ayrı hesaplanmıştır. Ölü hal P_0 1 [atm] ve 25 T_0 [°C] olarak kabul edilmiştir [Dincer, 2007; Wang, 2009; Kotas, 1995; Szargut ve ark., 1988].
*: Şeker (şerbet v.s.) h (entalpi) ve C (özgül ısıl kapasite) değerleri ise www.sugartech.com web sayfasından alınmıştır.

Çizelge 5.5'e göre ham şerbet arıtma prosesine göre yapılan hesaplamalarda giriş enerjisi En_{3i} = 92 171,33 [kJ/pg], giriş ekserjisi Ex_{3i} = 4 720,90 [kJ/pg]'dır. Çıkış enerji miktarı En_{3o} = 78 481,22 [kJ/pg], çıkış ekserjisi Ex_{3o} = 4 240,87 [kJ/pg]'dır.

Buna göre ham şerbet arıtma prosesi net enerji transferi - ekserji, verimlilikleri ve enerji kalitesi;

En_{net3} = 13 690,1 [kJ/pg], $Ex_{ℓ3}$ = 480,0 [kJ/pg], η_{en3} = % 85,1 , η_{ex3} = % 89,8 ve Θ_3= 0,04 olarak bulunmuştur. Enerji kalitesinin düşük olması bu proseste şeker üretimindeki temel işlemlerden kaynaklanmaktadır.

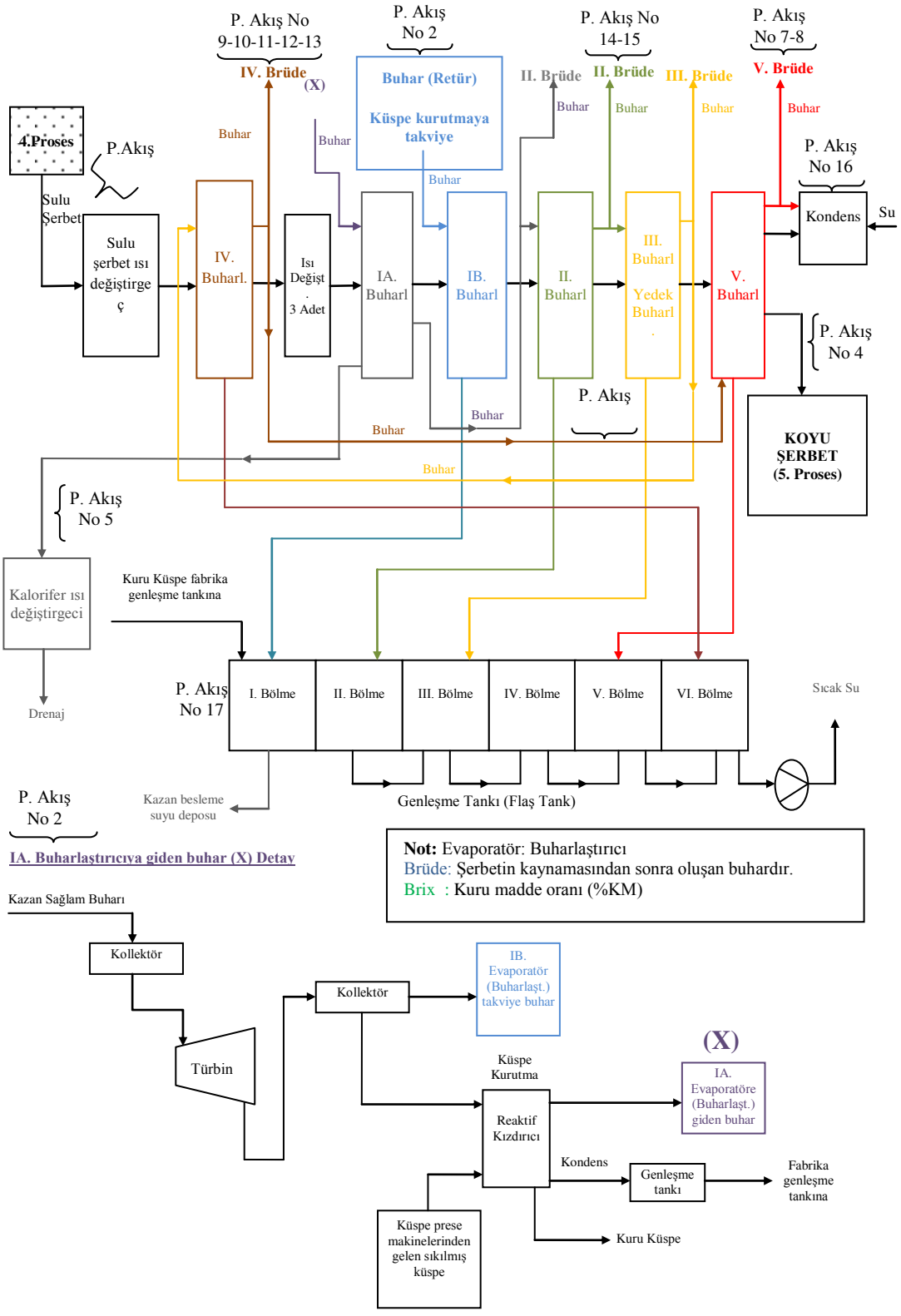
4. Ham şerbetin koyulaştırılması prosesi (buharlaştırıcı)

Şekil 5.10'da ham şerbet koyulaştırma prosesi detaylandırılmıştır. Arıtılmış ham şerbet sulu şerbet hale getirildikten sonra buharlaştırıcılardan geçirilerek koyu şerbet üretimi gerçekleşmektedir.

Buharlaştırıcılarda kullanılan buhar tekrar 6 bölmeye ayrılmış genleşme tanklarına (flaş tanklar) ve kalorifer dairesine (bir kısmı buradan drenaja) gönderilmektedir. Ayrıca burada ise sıcak su olarak kazan besleme suyu ve diğer sıcak su işlemleri için tekrar fabrikaya kazandırılmaktadır.

Burada en büyük buhar takviyesi IB. Buharlaştırıcısında gerçekleşmektedir. Retür buhar kullanılmaktadır. Retür buhar, çürük buhar demektir. Yani fabrika buhar güç santralinde üretilen elektrik enerjisinde kullanılan sağlam buhar daha sonra retür (çürük) buhar olarak işletmede kullanılır. Küspe kurutmaya takviye olarak gönderilen buhardır.

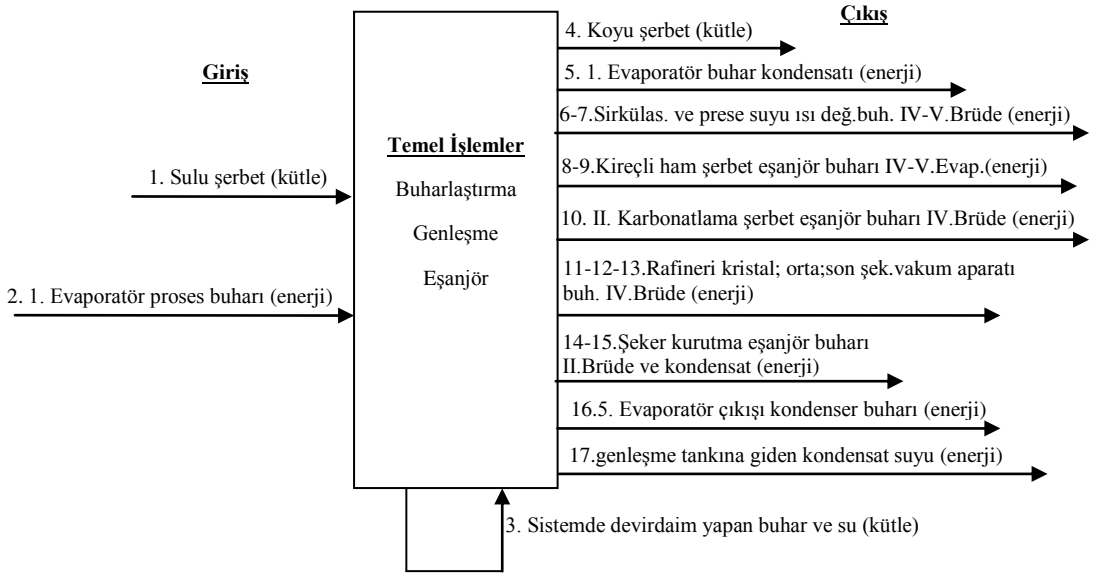
Burada IA. ve IB. Buharlaştırıcılarına giden ve X ile gösterilen buhar da Şekil 5.10'da detaylandırılmıştır. Kazan sağlam buharı kollektörler vasıtasıyla türbine oradan ise tekrar kollektörlere gönderilerek IB. Buharlaştırıcısına ulaştırılmaktadır. Kollektörden ayrılan diğer buhar ise reaktif kızdırıcıdan geçirilerek küspe kurutmada kullanılmakta sonra da IA. Buharlaştırıcısına gönderilerek işlem tamamlanmaktadır. Geri kalan ise genleşme tankına gönderilmektedir.



Şekil 5.10. Ham şerbet koyulaştırma prosesi (4. Proses) [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Ham şerbet koyulaştırma prosesi kütle - enerji blok akış diyagramı ölü halde (1 atm, 25 ℃) iken enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Giriş ve çıkışları verilerek Şekil 5.11'de gösterilmiştir.

Proses akışları 1 ve 2 olan kütle ve enerji girişini,4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 14, 15, 16 ve 17 nolu proses akışları ise kütle ve enerji çıkışını göstermektedir. 3 nolu proses akış ise sistemde devirdaim yapan su ve buharı gösterdiği için enerji ve ekserji hesaplamalarına dahil edilmemiştir. Şekil 5.11'deki blok diyagramına göre proses enerji ve ekserji hesaplamaları yapılarak Çizelge 5.6 oluşturulmuştur.



Şekil 5.11. Ham şerbet koyulaştırma prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı

Şekil 5.11 blok diyagramı göz önüne alınarak ham şerbet koyulaştırma prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları Çizelge 5.6'da tablo halinde verilmiştir.

Şekil 5.11'de proses akışlarından 3 olan sistemdeki enerji açısından çok küçük değere sahip olduğundan enerji ve ekserji hesaplamaları ihmal edildiği için blok diyagramda yer almamıştır. Bahsedilen bu proses akışları Çizelge 5.5'de kütlesel giriş ve çıkış anlamında yer almıştır.

Çizelge 5.6'da ham şerbet koyulaştırma prosesinde enerji ve ekserji hesaplamaları kütle giriş ve çıkışlarına göre ele alınmıştır. Proses akışlarının sıcaklık ve basınçlarına göre enerji ve ekserji hesaplamaları ayrı ayrı hesaplanmıştır. Öncelikle giriş prosesleri analiz edilmiştir. Proses akış 1 nolu sulu şerbet şeker saflığı % 90,8 (Brix değeri 16,5) olacak şekilde şekerin özgül ısıl kapasite ile entalpi değerleri hesaplanmış ve ayrıca www.sugartech.com web sayfası (Bkz. EK-3) hesaplamasına göre doğru olup olmadığının kontrolü de yapılmıştır. Proses akış 2 nolu I. Buharlaştırıcı enerji - ekserji hesaplamalarında su - buhar entalpi ile entropi hesaplamaları WASP 2.0.36 paket programı ile hesaplanmış ve daha sonra enerji ve ekserjileri bulunmuştur. Ayrıca bu değerler termodinamik kanun ve diğer su buhar tablolarından bulunarak da hesaplanmış ve teyit edilmiştir. Sonrasında çıkış prosesleri analiz edilmiştir. Proses akış 4 nolu koyu şerbetin saflık değeri % 90,8 (Brix değeri 72) olacak şekilde şekerin özgül ısıl kapasite ile entalpi değerleri hesaplanmış ve ayrıca www.sugartech.com web sayfası (Bkz. EK-3) hesaplamasına göre doğru olup olmadığının kontrolü de yapılmıştır. Proses akış no 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 14, 15, 16 ve 17 için enerji ve ekserji hesaplamalarında buhar entalpi ile entropi hesaplamaları WASP 2.0.36 paket programı (Bkz. EK-2) ile hesaplanıp daha sonra enerji ve ekserjileri bulunmuştur. Ayrıca bu değerler termodinamik kanun su buhar tablolarından bulunarak da hesaplanmış ve teyit edilmiştir.

Çizelge 5.6'ya göre ham şerbet koyulaştırma prosesine göre yapılan hesaplamalarda giriş enerjisi En_{4i} = 107 851,60 [kJ/pg], giriş ekserjisi Ex_{4i} = 19 724,86 [kJ/pg]'dır. Çıkış enerji miktarı En_{4o} = 93 498,97 [kJ/pg], çıkış ekserjisi Ex_{4o} = 12 160,65 [kJ/pg]'dır. Buna göre ham şerbet koyulaştırma prosesi net enerji transferi - ekserji, verimlilikleri ve enerji kalitesi;

En_{net4} = 14 352,6 [kJ/pg], $Ex_{\ell 4}$ = 7 564,2 [kJ/pg], η_{en4} =% 86,7 , η_{ex4} =% 61,7 ve Θ_4= 0,53 olarak bulunmuştur. Çizelge 5.6'da ham şerbet koyulaştırma prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları alınıp tablo hale getirilmiştir.

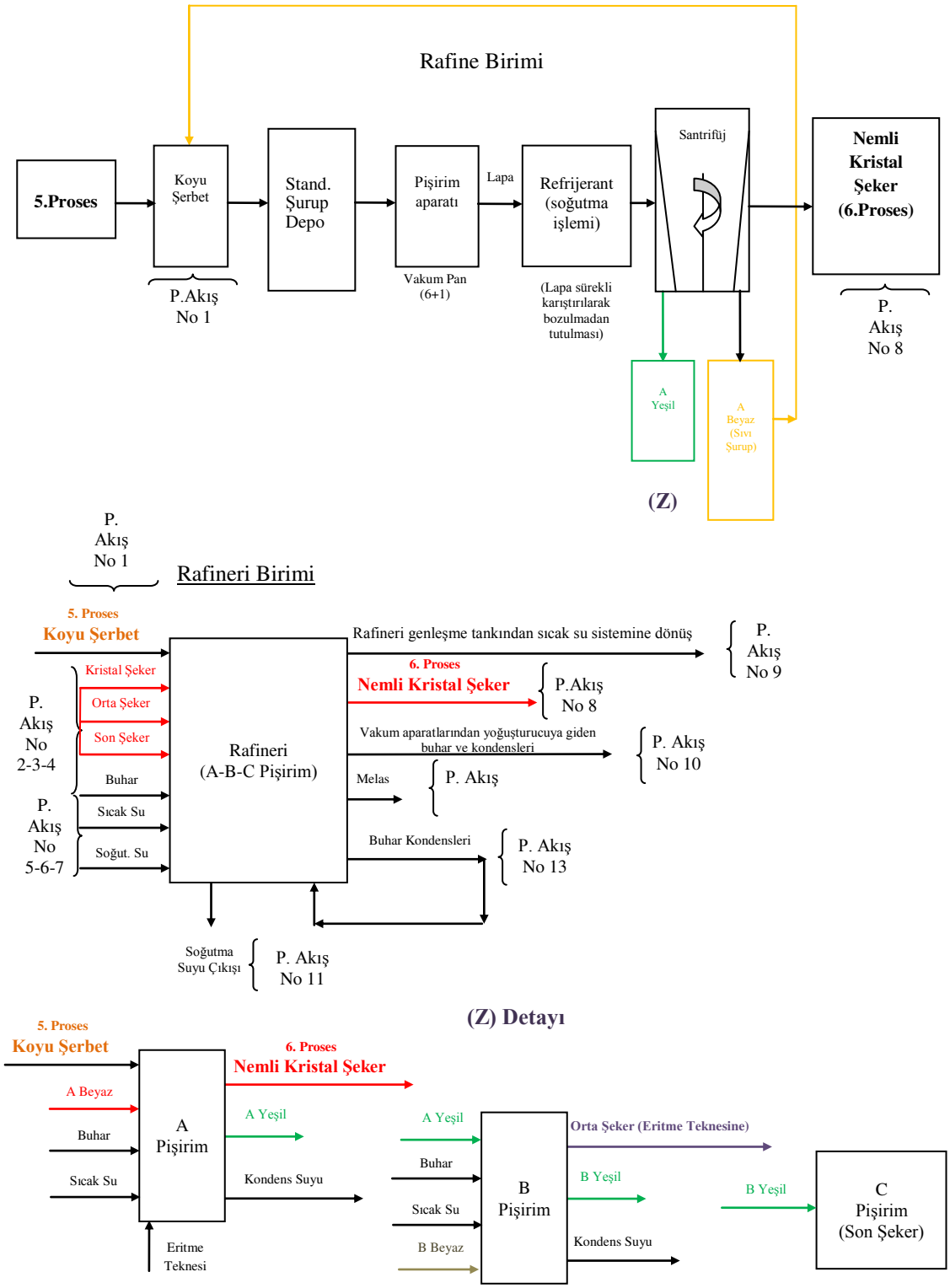
Çizelge 5.6. Ham şerbet koyulaştırma prosesi enerji ve ekserji analiz sonuçları

P. Akış No	Proses Akış Adı	Kütle	m [kg/pg]	P [bar]	T [°C]	Brix [%]	En [kJ/pg]	Ex [kJ/pg]
1	Sulu şerbet* (Saflık %90,8)	Giriş	101	1	92	16,5	35 612,60	2 579,11
2	I. Evaporatör proses buharı girişi		26,5	3	134	-	72 239,00	17 145,75
3	Sistemde Devirdaim Yapan Buhar ve Su		19,76	-	-	-	0,00	0,00
Ham Şerbet Koyulaştırma Proses Giriş Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**107 851,60**	**19 724,86**
3	Koyu şerbet* (Saflık %90,8)	Çıkış	26	1	96	72	6 502,60	544,05
4	I. Evaporatör buhar kondensatı (kazan dönüşü)		26,5	3	129	-	14 359,56	1 658,98
5	Sirkülasyon ısı değiştirgeçleri buharı IV.Brüde		1,4	1,1	103	-	3 753,40	701,51
6	Prese suyu ısı değiştirgeçleri buharı V.Brüde		0,4	0,8	92	-	154,07	10,98
7	Kireçli ham şerbet ısı değiştirgeç buharı V.Brüde		3,2	0,8	92	-	1 232,58	87,80
8	Kireçli ham şerbet ısı değiştirgeç buharı IV.Brüde		0,25	1,1	103	-	670,25	125,27
9	II. Karbonatlama şerbet ısı değiştirgeç Buh. IV.Brü.		1,4	1,1	103	-	3 753,40	701,51
10	Rafineri kristal şeker vakum aparat buh.IV.Brüde		8,54	1,1	103	-	22 895,74	4 279,20
11	Rafineri orta şeker vakum aparat buharı IV.Brüde		2,82	1,1	103	-	7 560,42	1 413,04
12	Rafineri son şeker vakum aparat buharı IV.Brüde		1,25	1,1	103	-	3 351,25	626,35
13	Şeker kurutma ısı değiştirgeçleri buharı II.Brüde		0,85	2,5	118	-	420,81	43,27
14	Şeker kurutma ısı değiştirgeçleri kondensatı		0,83	2,5	118	-	410,91	42,25
15	5. Evaporatör çıkışı kondenser buharı		0,5	0,8	92	-	192,59	13,05
16	Üniteden genleşme tankına giden kondensat suyu		73,32	1	92	-	28 241,4	1 913,4
Ham Şerbet Koyulaştırma Proses Çıkış Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**93 498,97**	**12 160,65**
Not:100 pg = 100 kg birim pancara göre								

Not: Buhar entalpi ve entropi değerler WASP 2.0.36 paket programına göre bulunmuştur [Andy C Creations and Katmar Software, 2009]. Bu paket programında proses akışlardaki basınç ve sıcaklık değerleri programda girilerek entalpi ve entropi sonuçları bulunarak enerji ve ekserji sonuçları her bir proses akışı için ayrı ayrı hesaplanmıştır. Ölü hal P_0 1 [atm] ve 25 T_0 [°C] olarak kabul edilmiştir [Dincer, 2007; Wang, 2009; Kotas, 1995; Szargut ve ark., 1988].
*: Şeker (şerbet v.s.) h (entalpi) ve C (özgül ısıl kapasite) değerleri ise www.sugartech.com web sayfasından alınmıştır.

5. Koyu şerbet rafine prosesi

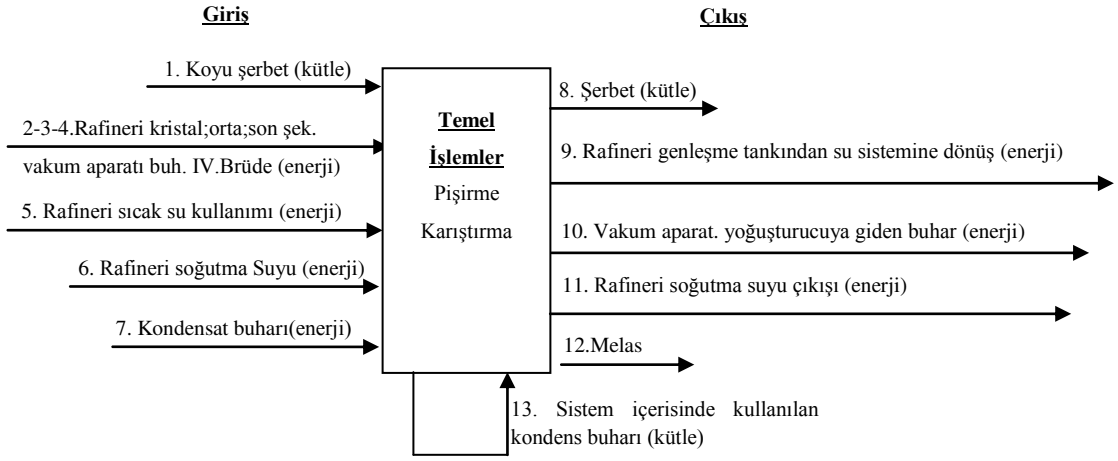
Şekil 5.12'de koyu şerbet rafine prosesi görülmektedir. Koyu şerbetin daha sonra sırasıyla pişirim aparatından geçirilmektedir. Soğutma (lapanın sürekli karıştırılması ile lapanın bozulmamasının sağlanması işlemi) işlemi uygulanarak santrifüjden geçerek nemli kristal elde edilmektedir. Ayrıca şeker, A-B-C kalitesine göre ayrılmaktadır.



Şekil 5.12. Koyu şerbet rafine prosesi (5. Proses) [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Koyu şerbet rafine prosesi kütle - enerji blok akış diyagramı ölü halde (1 atm, 25℃) iken enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Giriş ve çıkışları verilerek Şekil 5.13'de gösterilmiştir.

Proses akışları 1, 2, 3, 4, 5, 6 ve 7 olan kütle ve enerji girişini 8, 9, 10 ve 11 nolu proses akışları ise kütle ve enerji çıkışını göstermektedir. Şekil 5.13'deki blok diyagramına göre proses enerji ve ekserji hesaplamaları yapılarak Çizelge 5.7 oluşturulmuştur.



Şekil 5.13. Ham koyu şerbet rafine prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı

Şekil 5.13 blok diyagramı göz önüne alınarak koyu şerbet rafine prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları Çizelge 5.7'de tablo halinde verilmiştir.

Şekil 5.13'de proses akışlarından 12 ve 13 olanlar sistemde enerji açısından çok küçük değere sahip olduklarından enerji ve ekserji hesaplamaları ihmal edildiği için blok diyagramda yer almamıştır. Bahsedilen bu proses akışları Çizelge 5.7'de kütlesel giriş ve çıkış anlamında yer almıştır.

Çizelge 5.7'de koyu şerbet rafine prosesinde enerji ve ekserji hesaplamaları kütle giriş ve çıkışlarına göre ele alınmıştır. Proses akışlarının sıcaklık ve basınçlarına göre enerji ve ekserji hesaplamaları ayrı ayrı hesaplanmıştır. Öncelikle giriş prosesleri analiz edilmiştir. Proses akış 1 nolu koyu şerbet şeker saflığı % 90,8 (Brix değeri 72) olacak şekilde şekerin özgül ısıl kapasite ile entalpi değerleri hesaplanmış ve ayrıca

www.sugartech.com web sayfası (Bkz. EK-3) hesaplamasına göre doğru olup olmadığının kontrolü de yapılmıştır. Proses akış 2 nolu Rafineri kristal şeker pişirimi, proses akışlarında 3 ve 4 nolu rafineri orta, son şeker pişirimi ile proses akış 5, 6 ve 7 nolu akışların enerji - ekserji hesaplamalarında su - buhar entalpi ile entropi hesaplamaları WASP 2.0.36 paket programı ile hesaplanmış ve daha sonra enerji ve ekserjileri bulunmuştur. Ayrıca bu değerler termodinamik kanun ve diğer su buhar tablolarından bulunarak da hesaplanmış ve teyit edilmiştir. Sonrasında çıkış prosesleri analiz edilmiştir. Proses akış 8 nolu şeker saflık değeri % 100 (Brix değeri 100) olacak şekilde şekerin özgül ısıl kapasite ile entalpi değerleri hesaplanmış ve ayrıca www.sugartech.com web sayfası (Bkz. EK-3) hesaplamasına göre doğru olup olmadığının kontrolü de yapılmıştır. Proses akış no 9, 10 ve 11 için enerji ve ekserji hesaplamalarında buhar entalpi ile entropi hesaplamaları WASP 2.0.36 paket programı (Bkz. EK-2) ile hesaplanıp daha sonra enerji ve ekserjileri bulunmuştur. Ayrıca bu değerler termodinamik kanun su buhar tablolarından bulunarak da hesaplanmış ve teyit edilmiştir.

Çizelge 5.7'ye göre koyu şerbet rafine prosesine göre yapılan hesaplamalarda giriş enerjisi En_{5i}= 46 538,1 [kJ/pg], giriş ekserjisi Ex_{5i} = 7 187,2 [kJ/pg]'dır. Çıkış enerji miktarı En_{5o} = 40 830,1 [kJ/pg], çıkış ekserjisi Ex_{5o} = 3 492,1 [kJ/pg]'dır.

Buna göre ham koyu şerbet rafine prosesi net enerji transferi - ekserji, verimlilikleri ve enerji kalitesi;

En_{net5} = 5 708,0 [kJ/pg], $Ex_{\ell 5}$ = 3 695,1 [kJ/pg], η_{en5} =% 87,7 ve η_{ex5} =% 48,6 ve Θ_5 = 0,65 olarak bulunmuştur. Enerji ve ekserji analiz hesaplamaları yapılmıştır. Ham koyu şerbet rafine prosesi enerji ve ekserji analizi verileri Çizelge 5.7'de detaylandırılmıştır.

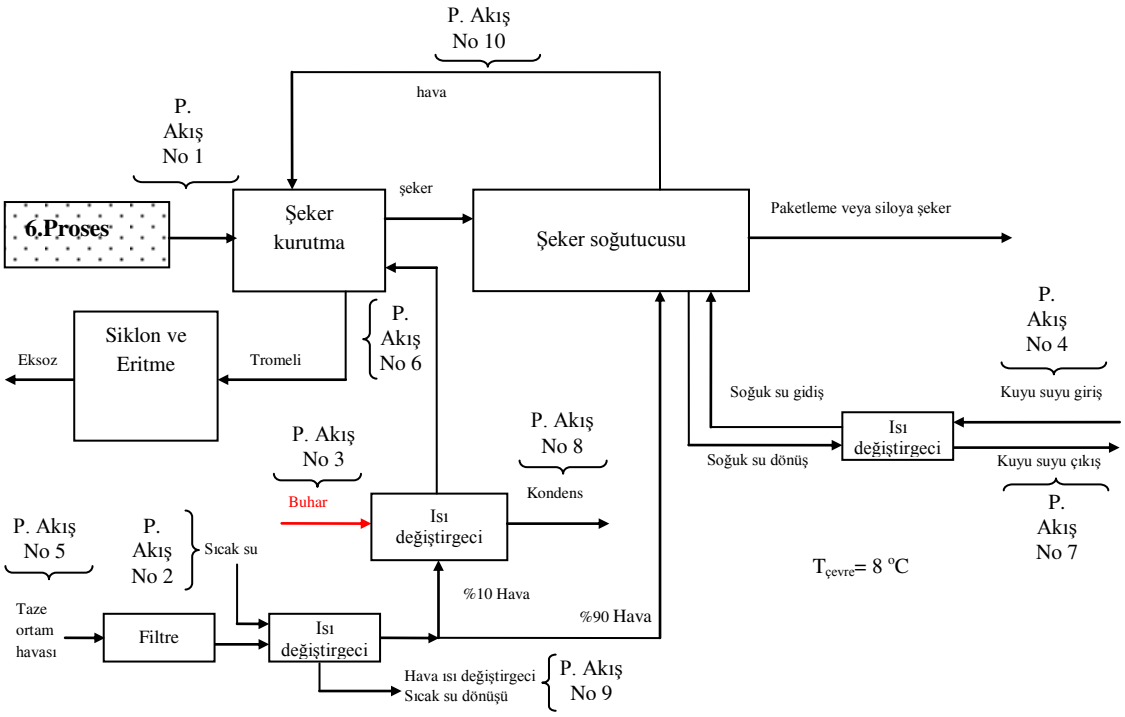
Çizelge 5.7. Koyu şerbet rafine prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları

P. Akış No	Proses Akış Adı	Kütle	m [kg/pg]	P [bar]	T [°C]	Brix [%]	En [kJ/pg]	Ex [kJ/pg]
1	Koyu şerbet * (Saflık % 88)	Giriş	21,6	1	92	72	5 155,9	402,7
2	Rafineri kristal şeker pişirimi buharı IV.Brüde		8,54	1,1	103	-	22 895,74	4 279,20
3	Rafineri orta şeker pişirimi buharı IV.Brüde		2,82	1,1	103	-	7 560,42	1 413,04
4	Rafineri son şeker pişirimi buharı IV.Brüde		1,25	1,1	103	-	3 351,25	626,35
5	Rafineri sıcak su kullanımı		3,35	1	94	-	1 292,90	97,30
6	Rafineri soğutma suyu girişi		14	2	22	-	1 292,87	2,56
7	Kondensat buhar girişi		12,6	1,1	94,0	-	4 963,3	366,1
Ham Koyu Şerbet Rafine Proses Giriş Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**46 538,1**	**7 187,2**
8	Şeker * (Saflık % 100)	Çıkış	14,03	1	55	100	1 453,51	27,71
9	Rafineri genleşme tankından su sistemine dönüş		9,23	1,1	92	-	3 555,40	253,7
10	Vakum aparatlarından yoğuşturucuya giden buhar		12,61	0,19	62	-	32 951,19	3 159,2
11	Rafineri soğutma suyu çıkışı		14	1	49	-	2 870,00	51,49
12	Melas * (Saflık % 55)		3,78	1	55	85	0,00	0,00
13	Sistem içerisinde kullanılan kondens buharı		10,5	-	-	-	0,00	0,00
Ham Koyu Şerbet Rafine Proses Çıkış Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**40 830,1**	**3 492,1**
Not:100 pg = 100 kg birim pancara göre								

Not: Buhar entalpi ve entropi değerler WASP 2.0.36 paket programına göre bulunmuştur [Andy C Creations and Katmar Software, 2009]. Bu paket programında proses akışlardaki basınç ve sıcaklık değerleri programda girilerek entalpi ve entropi sonuçları bulunarak enerji ve ekserji sonuçları her bir proses akışı için ayrı ayrı hesaplanmıştır. Ölü hal P_0 1 [atm] ve 25 T_0 [°C] olarak kabul edilmiştir [Dincer, 2007; Wang, 2009; Kotas, 1995; Szargut ve ark., 1988].
*: Şeker (şerbet v.s.) h (entalpi) ve C (özgül ısıl kapasite) değerleri ise www.sugartech.com web sayfasından alınmıştır.

6. Nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi

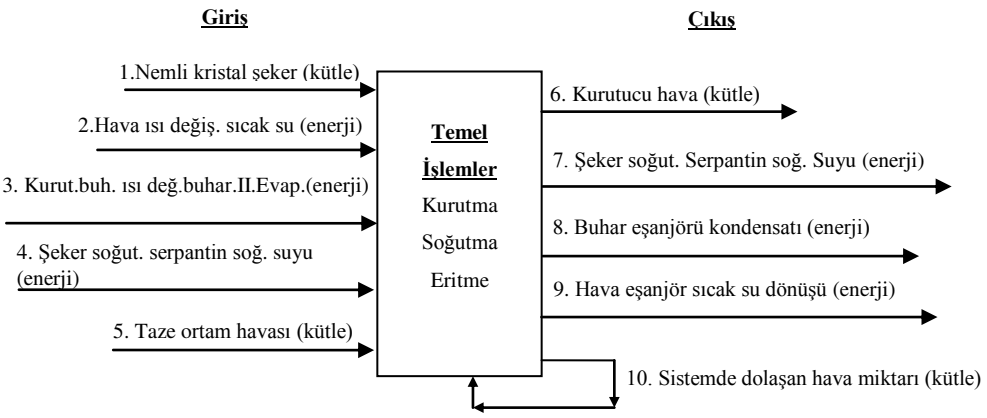
Nemli kristal şekeri öncelikle ısı değiştirgeçleri vasıtasıyla kurutularak şeker soğutucusuna gelmektedir. Şeker soğutucusundan sonra paketleme veya siloya şeker gönderilmekte ve üretim tamamlanmaktadır. Şekil 5.14'de detay proses verilmiştir.



Şekil 5.14. Nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi kütle - enerji blok akış diyagramı ölü halde (1 atm, 25℃) iken enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Giriş ve çıkışları verilerek Şekil 5.15'de gösterilmiştir.

Proses akışları 1, 2, 3, 4 ve 5 olan kütle ve enerji girişini 6, 7, 8 ve 9 nolu proses akışları ise kütle ve enerji çıkışını göstermektedir. Şekil 5.15'deki blok diyagramına göre proses enerji ve ekserji hesaplamaları yapılarak Çizelge 5.8 oluşturulmuştur.



Şekil 5.15. Nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı

Şekil 5.15 blok diyagramı göz önüne alınarak nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları Çizelge 5.8'de tablo halinde verilmiştir.

Çizelge 5.8'e göre nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesine göre yapılan hesaplamalarda giriş enerjisi En_{6i} = 6 714,83 [kJ/pg], giriş ekserjisi Ex_{6i} = 666,81 [kJ/pg]'dır. Çıkış enerji miktarı En_{6o} = 5 255,39 [kJ/pg], çıkış ekserjisi Ex_{6o} = 491,65 [kJ/pg]'dır. Buna göre nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi net enerji transferi - ekserji, verimlilikleri ve enerji kalitesi; En_{net6} = 1 459,4 [kJ/pg], $Ex_{\ell 6}$ = 175,2 [kJ/pg], η_{en6} = % 78,3 , η_{ex6} = % 73,7 ve Θ_6 = 0,12 olarak bulunmuştur. Nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi enerji ve ekserji analizi verileri Çizelge 5.8'de detaylandırılmıştır.

Çizelge 5.8. Nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları

P. Akış No	Proses Akış Adı	Kütle	m [kg/pg]	P [bar]	T [°C]	Brix [%]	En [kJ/pg]	Ex [kJ/pg]
1	Nemli kristal şeker * (Saflık % 100)	Giriş	14,0	1	55	72	1 948,78	27,69
2	Hava Isı değiştirici Sıcak Su Girişi		0,3	1	96	-	120,61	9,19
3	Kurutma buhar ısı değ. Buhar girişi II.buharl.		0,87	1,96	121	-	2 356,48	509,03
4	Şeker soğutucu serpantin soğutma suyu girişi		5,8	1	80	-	1 941,84	109,43
5	Taze ortam havası **		0,87	1,96	121	-	347,12	11,48
Nemli Kristal Şeker Kurutma ve Soğutma Proses Giriş Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**6 714,83**	**666,81**
6	Kurutucu hava çıkışı **	Çıkış	7,6	0,98	40	-	2 380,76	2,92
7	Şeker soğutucu serpantin soğutma suyu çıkış		5	1	26	-	544,90	0,04
8	Buhar ısı değiştirgeçleri kondensat çıkışı		0,83	1,96	121	-	2 248,14	485,62
9	Hava ısı değiştirgeçleri sıcak su dönüşü		0,3	1	65	-	81,59	3,06
10	Sistemde dolaşan hava miktarı		8,1	-	-	-	0,00	0,00
Nemli Kristal Şeker Kurutma ve Soğutma Proses Çıkış Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**5 255,39**	**491,65**
Not: 100 pg = 100 kg birim pancara göre								

Not: Buhar entalpi ve entropi değerler WASP 2.0.36 paket programına göre bulunmuştur [Andy C Creations and Katmar Software, 2009]. Bu paket programında proses akışlardaki basınç ve sıcaklık değerleri programda girilerek entalpi ve entropi sonuçları bulunarak enerji ve ekserji sonuçları her bir proses akışı için ayrı ayrı hesaplanmıştır. Ölü hal P_0 1 [atm] ve 25 T_0 [°C] olarak kabul edilmiştir [Dincer, 2007; Wang, 2009; Kotas, 1995; Szargut ve ark., 1988].

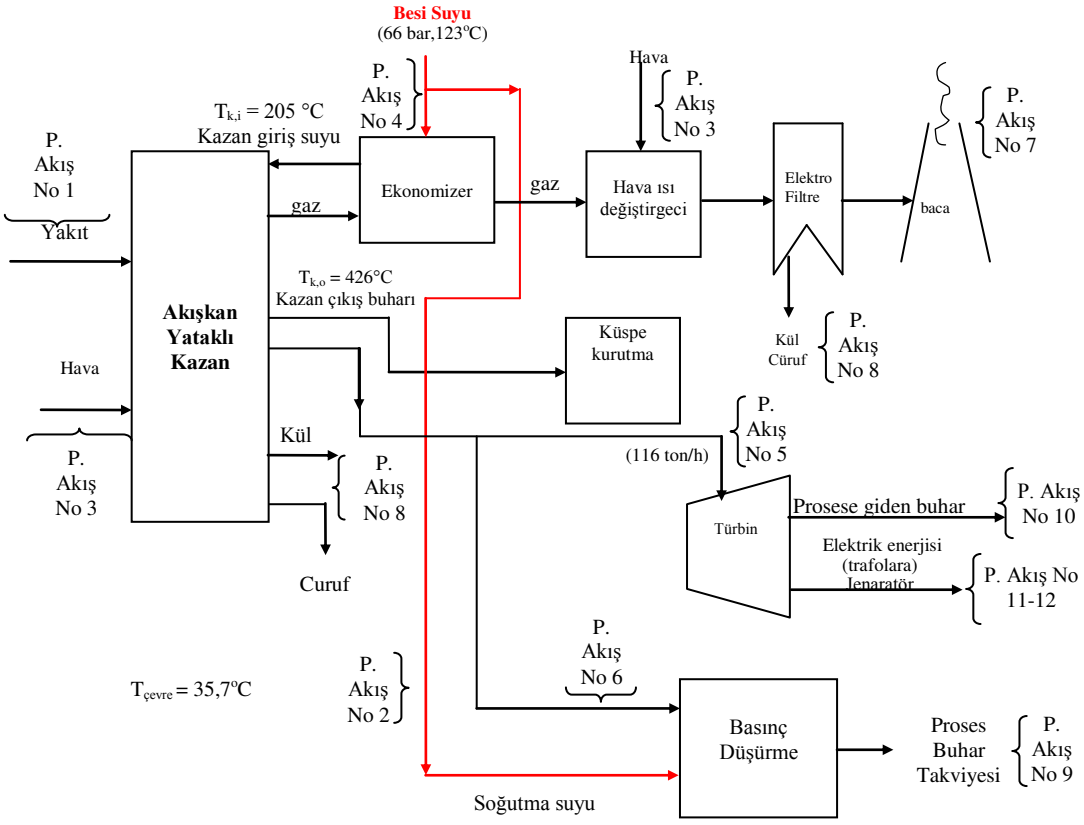
*: Şeker (şerbet v.s.) h (entalpi) ve C (özgül ısıl kapasite) değerleri ise www.sugartech.com web sayfasından alınmıştır.

** : Havanın h (entalpi) ve C (özgül ısıl kapasite) değerleri (Çengel, 1996) kitabından alınmıştır. (Interpolasyon yöntemi ile)

7. Fabrika enerji üretimi

Fabrikanın enerji ihtiyacı toz linyit kömür akışkan yataklı kazanla sağlanmaktadır. Bu akışkan yataklı kazan tam dolaşımlı bir kazandır. Akışkan yataklı kazan yakılarak ısı açığa çıkmaktadır. Buradan elde edilen enerji ile reaktif güç türbinleri harekete geçerek elektrik enerjisi üretilmekte ve fabrikada kullanılmaktadır. Ayrıca kazandan elde edilen buhar enerjisinden, fabrikanın daha öncede detaylı olarak belirtilen ısı değiştirgeçleri başta olmak üzere tüm proseslerde yararlanılmaktadır.

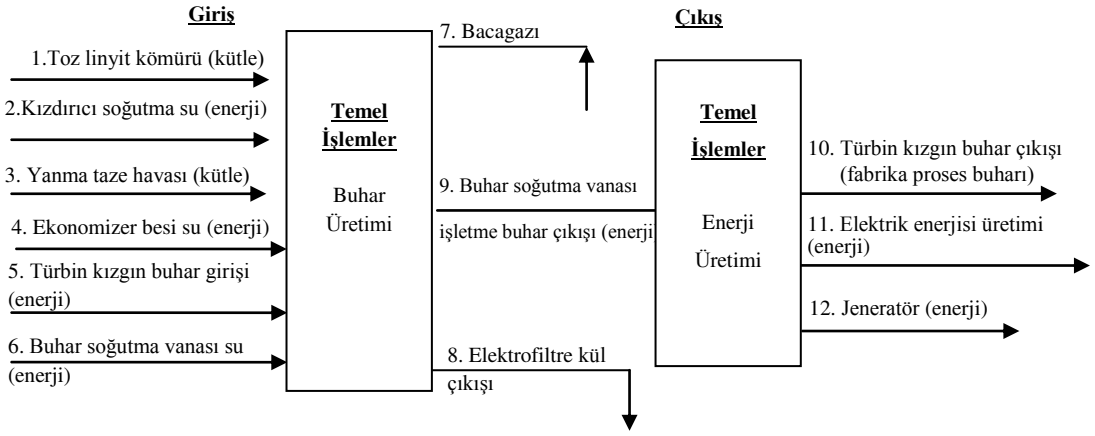
Şekil 5.16'da fabrika enerji üretim proses ve akış şeması detaylandırılmıştır. Kazandan elde edilen 66 bar ve 123℃ sıcaklıktaki besi suyu, ekonomizer vasıtasıyla tekrar sisteme geri gönderilerek proses buhar takviyesi olarak kullanılmaktadır.



Şekil 5.16. Fabrika enerji üretim proses ve akış şeması [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Fabrika enerji üretim prosesi kütle - enerji blok akış diyagramı ölü halde (1 atm, 25℃) iken enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Giriş ve çıkışları verilerek Şekil 5.17'de gösterilmiştir.

Proses akışları 1, 2, 3, 4, 5 ve 6 olan kütle ve enerji girişini 7, 8, 9, 10, 11 ve 12 nolu proses akışları ise kütle ve enerji çıkışını göstermektedir. Şekil 5.17'deki blok diyagramına göre proses enerji ve ekserji hesaplamaları yapılarak Çizelge 5.9 oluşturulmuştur.



Şekil 5.17. Fabrika enerji üretim prosesi kütle ve enerji giriş çıkış blok diyagramı

Şekil 5.17 blok diyagramı göz önüne alınarak fabrika enerji üretim prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları Çizelge 5.9'da tablo halinde verilmiştir. Bu proses enerji ve ekserji analiz hesaplamaları ayrıca Ek 1'de detaylı olarak verilmiştir.

Çizelge 5.9'a göre fabrika enerji üretim prosesine göre yapılan hesaplamalar sonucunda giriş enerjisi En_{7i} = 153 623,5 [kJ/pg], giriş ekserjisi Ex_{7i} = 87 640,7 [kJ/pg]'dır. Çıkış enerji miktarı En_{7o} = 71 309 [kJ/pg], çıkış ekserjisi Ex_{7o} = 24 243,4 [kJ/pg]'dır.

Buna göre fabrika enerji üretim prosesi net enerji transferi - ekserji, verimlilikleri ve enerji kalitesi; En_{net7} = 82 314,5 [kJ/pg], $Ex_{\ell 7}$ = 63 397,3 [kJ/pg], η_{en7} =% 46,4 , η_{ex7} =% 27,7 ve Θ_7 = 0,77 olarak bulunmuştur.

Şekil 5.17'de proses akışlarından 7 ve 8 olanlar ise sistemdeki enerji açısından çok küçük değere sahip olduğundan enerji ve ekserji hesabı ihmal edildiği için blok diyagramda yer almamıştır. Fakat Çizelge 5.9'da kütlesel giriş ve çıkış anlamında yer almıştır. Fabrika enerji üretim prosesi enerji ve ekserji analizi sonuçları Çizelge 5.9'da detaylandırılmıştır.

Çizelge 5.9. Fabrika enerji üretim proses enerji ve ekserji analiz sonuçları

P. Akış No	**Proses Akış Adı**	**Kütle**	**m [kg/pg]**	**P [bar]**	**T [°C]**	**En [kJ/pg]**	**Ex [kJ/pg]**
1	Toz linyit kömürü *	Giriş	7,3	1	8	70 296,37	63 266,7
2	Kızdırıcı soğutma su girişi		2,5	65,5	123,0	1 301,25	155,38
3	Yanma taze havası **		24,67	1	37	7 654,86	0
4	Ekonomizer besi su girişi		26,25	65,5	123	13 663,13	1631,5
5	Türbin kızgın buhar girişi		18,3	37,0	427	60 164,6	22 526,4
6	Buhar soğutma vanası su girişi		1,05	20	123	543,33	60,7
Fabrika Enerji Üretim Proses Giriş Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları						**153 623,5**	**87 640,7**
7	Bacagazı***	Çıkış	30,1	1	150	0	5 158,8
8	Elektrofiltre kül çıkışı****		1,9	1	110	0	0,00
9	Buhar soğutma vanası işletme buhar çıkışı		26,5	3,2	135	15 038,22	1 839,3
10	Türbin Kızgın Buhar Çıkışı (Proses buharı)		18,3	3,2	176	51 580,6	12 555,1
11	Elektrik enerjisi üretim çıkışı (türbinden) *****		1,371 [kW/pg]			4 937,04	4 937,04
12	Jeneratör ******		% 5 Kayıp			-249,6	-249,6
Fabrika Enerji Üretim Proses Çıkış Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları						**71 309,0**	**24 243,4**
Not:100 pg = 100 kg birim pancara göre, kullanılana buhar enerjisi miktarı ise 6,872 [kg/kWh] ve 8 [MW] türbin gücü							

Not: Buhar entalpi ve entropi değerler WASP 2.0.36 paket programına göre bulunmuştur [Andy C Creations and Katmar Software, 2009]. Bu paket programında proses akışlardaki basınç ve sıcaklık değerleri programda girilerek entalpi ve entropi sonuçları bulunarak enerji ve ekserji sonuçları her bir proses akışı için ayrı ayrı hesaplanmıştır. Ölü hal P_0 1 [atm] ve 25 T_0 [°C] olarak kabul edilmiştir [Dincer, 2007; Wang, 2009; Kotas, 1995; Szargut ve ark., 1988].

* : Fabrikada kullanılan yakıt toz linyit kömürü olduğu için fabrika verilerine göre kömürün alt ısıl değeri yaklaşık 2 300 [kcal/kg] olduğundan Hu=9 629,64 [kJ/kg]'dır. Toz linyit kömürü için λ: 1.2 alındı [Kotas, 1995].

** : Havanın h (entalpi) ve s (entropi) değerleri [Çengel, 1996] kitabından alınmıştır. (Interpolasyon yöntemi ile)

,*: Bacagazı ve kül ile ilgili h (entalpi) ve Cp (özgül ısıl) değerleri ve gerekli formüller teknik kitaplardan alınmıştır [Büyükgüner, 2005; Onat ve ark., 2007] .

*****: Birim kütleye göre elektrik enerjisi üretim enerji ve ekserji hesabında saatteki üretim miktarına göre alındığı için 3 600 saniye ile çarpılarak bulunmuştur.

******: Jeneratör kaybı % 5 kabul edilerek elektrik enerjisi üretimine göre hesaplama yapılmıştır. Trafodan olan kayıp çok küçük olduğu için ihmal edilmiştir [Bakış ve ark., 2009; Kıvanç ve Serpen, 2011].

Çizelge 5.9'daki elektrik enerjisi üretim çıkışı şu şekilde bulunmuştur. Öncelikle fabrikanın 2011 yılı verilerine göre günlük fabrika şeker üretimi 14 000 [ton/gün] olmaktadır. Elektrik enerji ihtiyacı ise 13,714 [kW/ton] olduğu tespit edilmiştir [Nurveren, 2001]. Buna göre fabrika enerji üretim prosesi 11. akışı olan elektrik enerjisi üretimi çıkış kütlesi [pg] birim pancara göre;

$$\dot{W}_{7o,11}=13,714\ \left[\frac{kW}{ton}\right]=1,3714\frac{[kW]}{[kg]}=1,3714\ [\frac{kW}{pg}]$$

$\dot{W}_{7o,11}$: Fabrika enerji üretim prosesi elektrik enerjisi üretimi [kW/pg]

Fabrika enerji üretim prosesi elektrik enerjisi üretimi iş gücü bulunduktan sonra enerji ve ekserji hesaplaması yapılmıştır.

$$En_{7o,11} = 1,3714\ [\frac{kW}{pg}]\ 3\ 600\ [s]$$

$$En_{7o,11} = 4\ 937,04\ [\frac{kJ}{pg}]$$

Fabrika elektrik enerjisi üretiminde, enerji ile ekserji miktarları birbirine eşit alınmıştır [Kotas ve Ark., 1999; Nurveren, 2001; Szargut ve ark., 1988; Tekin, 1995].

$$Ex_{7o,11} = 4\ 937,04\ [\frac{kJ}{pg}]$$

Fabrika enerji üretim proses akışkan kazan ısıl verimliliğinin bulunması için aşağıdaki hesaplamalardan faydalanılmıştır. Yakıt ısıl değeri H_u 2 300 kcal/kg (9 629,64 kJ/kg) ve hava fazlalık katsayısı λ 1,2 alınırsa [Kotas, 1995];

Kazan ile ilgili verimlilik hesabı ise şu şekilde yapılmıştır. Akışkan kazana 205 [°C] sıcaklığında ve 57,1 [kg/s] debisi ile giren su, 426 [°C] sıcaklığa kadar ısıtılmaktadır. Buna göre:

Kazan enerji giriş miktarı (Bkz. Eş.4.62):

$$q_{k,i} = \dot{m}_{k,i} C_p (T_{k,o} - T_{k,i}) \quad (5.31)$$

Ekonomizerden sonra kazana giren suyun sıcaklığı;

$$T_{k,i}\,[K] = T_{k,i}\,[°C] + 273 \quad (5.32)$$
$$T_{k,i}\,[K] = 205 + 273$$
$$T_{k,i}\,[K] = 478\,[K]$$

bulunur.

Kazandan çıkan buharın sıcaklığı;

$$T_{k,o}[K] = T_{k,o}[°C] + 273 \quad (5.33)$$
$$T_{k,o}\,[K] = 426 + 273$$
$$T_{k,o}\,[K] = 699\,[K]$$

bulunur.

Bu sıcaklıklara göre kazan enerji giriş miktarı (Bkz. Eş.4.62);

$q_{k,i}$ = 57,1 [kg/s] x 4,18 [kJ/kg.K] x (699-478 [K]) = 52 747,838 [kW]

bulunur.

Kazandan yanma sonucunda transfer edilen ısı miktarı (Bkz. Eş.4.63):

$$q_{k,o} = m_y H_u \quad (5.34)$$

Burada,

m_y: Kazanda yakılan yakıt debisi, [kg/s]

H_u: Yanma ısısı (ısıl değeri), [kJ/kg]

dır.

$q_{k,o}$ =6,12 [kg/s] x 9 629,64 [kJ/kg] = 58 933,39 [kW]

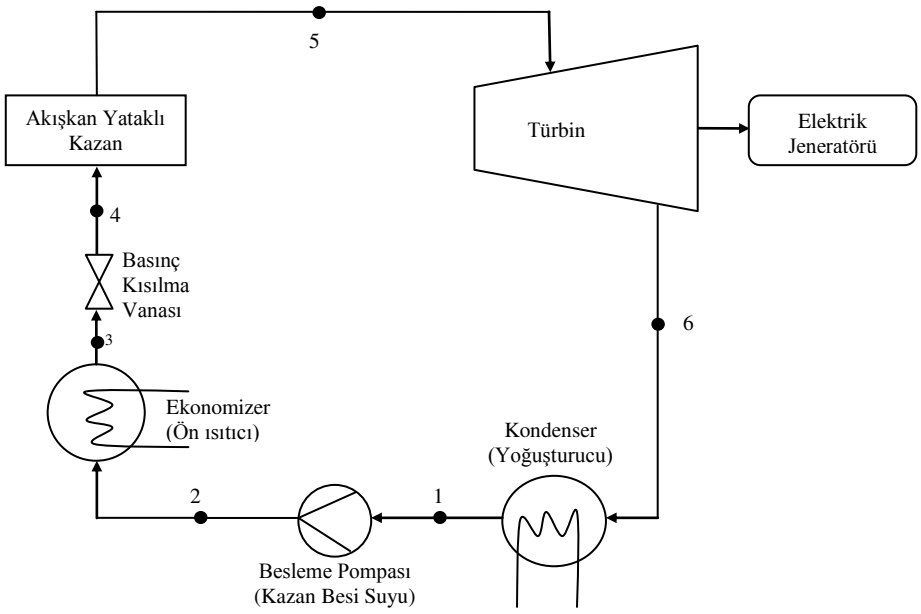
bulunur.

Buna göre kazanın verimi (η_k) (Bkz. Eş.4.64):

$$\eta_k = \frac{q_{k,i}}{q_{k,o}} \tag{5.35}$$

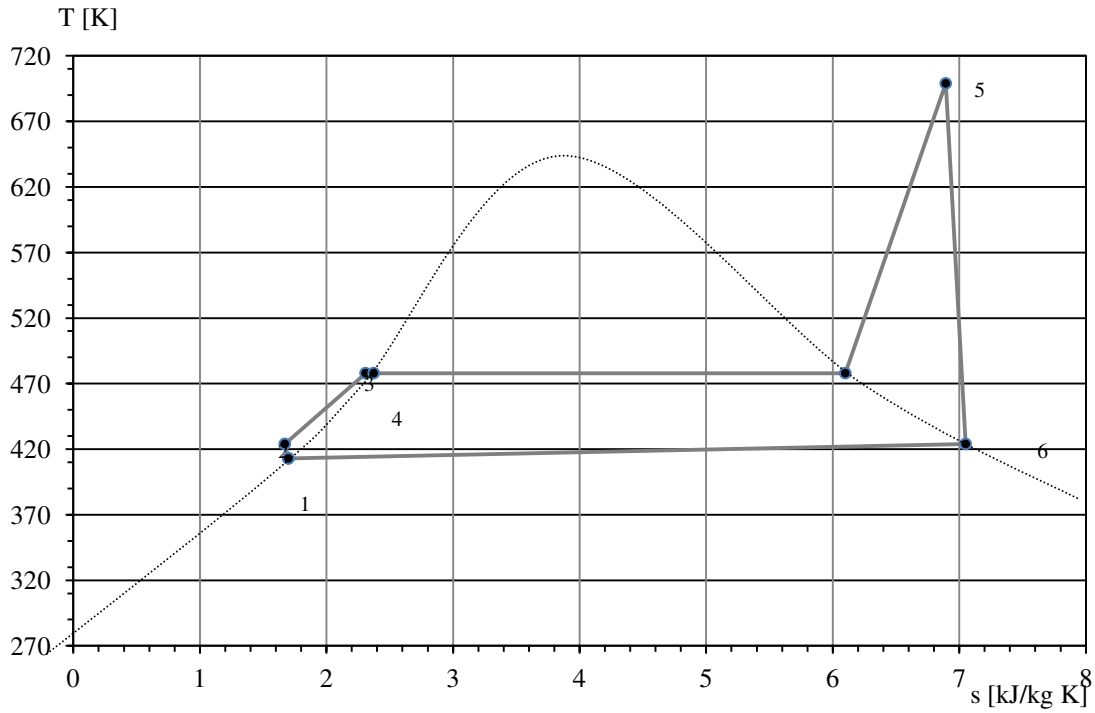
η_k= 0,895 ≅ % 90

bulunur.



Şekil 5.18. Buhar güç santral çevrimi [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Buharlı güç santrali ile ilgili Rankine Çevrimi Şekil 5.18'de verilmiştir. Akışkan yataklı kazan besi suyu pompa ile basılarak Ekonomizere gelmektedir. Buradan da basınç düşürücü ventile (kısılma vanası) gelerek akışkan yataklı kazana gönderilmektedir.



Şekil 5.19. Buhar güç santral Rankine çevrimi T-s diagramı

Buhar güç santral çevrimi için kullanılan Rankine Çevrimi sıcaklık entropi grafiği Şekil 5.19'da gösterilmiştir.

Bu grafiğe göre; 1 nolu hal durumu sıcaklık 413 [K] ve entropi 1,7 [kJ/kg K], 2 nolu hal durumu sıcaklık 424 [K] ve entropi 1,6718 [kJ/kg K], 3 nolu hal durumu sıcaklık 478 [K] ve entropi 2,3741 [kJ/kg K], 4 nolu hal durumu sıcaklık 478 [K] ve entropi 2,3742 [kJ/kg K], 5 nolu hal durumu sıcaklık 699 [K] ve entropi 6,894 [kJ/kg K] ve 6 nolu hal durumu sıcaklık 424 [K] ve entropi 7,051 [kJ/kg K] şeklindedir.

Buhar enerji üretim proses parametre tablosu Çizelge 5.10'da görülmektedir. Hesaplamalarda Rankine Çevrimi formüllerine (Bkz. Eş.4.65, Eş.4.66, Eş.4.67, Eş.4.68, Eş.4.69, Eş.4.70, Eş.4.71, Eş.4.72, Eş.4.73, Eş.4.74) göre yapılmış ve buhar

tablolarından yararlanılmıştır. Bu hesaplamalar Excel programında hesaplatılmış ve Çizelge 5.10'da verilmiştir.

Çizelge 5.10. Buhar enerji üretim proses parametre tablosu

BUHAR ENERJİ ÜRETİM PROSES ve HESAPLAMALARI						
Proses Adımları:	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**
Proses Adı:	**B.S.Pom**	**Eko.**	**B.D.Ventil**	**Kazan 1**	**Türbin**	**Kondenser**
Kullanılan yakıt miktarı, [kg/s]	-	-	-	6,12	-	-
Kurulu güç $P_{türbin}$, [kW]	-	-	-	-	8 000	-
Kullanılan buhar miktarı, [kg/s]	-	-	-	-	15,27	-
β, Özgül buhar tüketimi, [kg/kWh]	-	-	-	-	6,872	-
T_k, [K]	-	-	-	1 100	-	-
Po, [kPa] (ölü hal)	100	100	100	100	100	100
To, [°C] (ölü hal)	25	25	25	25	25	25
P_1 Giriş basıncı, [kPa]	310	6 570	6 570	3 750	3 750	320
P_2 Çıkış basıncı, [kPa]	6 570	6 570	3 750	3 750	320	310
T_1 Giriş sıcaklığı, [K]	413	413	478	478	699	424
T_2 Çıkış sıcaklığı, [K]	413	478	478	699	424	413
T Doyma sıcaklığı, [K]	-	-	-	-	519,4	-
h_0, [kJ/kg]	104,89	104,89	104,89	104,89	104,89	104,89
h_f , [kJ/kg]	561,47	-	-	-	570,73 -	-
h_{fg}, [kJ/kg]	2163,8	-	-	-	2 155,77-	-
h_1, [kJ/kg]	561,47	593,241	876,845	875,83	3 279,187	2 696,253
h_2, [kJ/kg]	568,187	876,845	875,83	3 279,187	2 761,72	561,47
v_f , [m^3/kg]	0,001073	-	-	-	-	-
s_f , [kJ/kg K]	1,6718	-	-	-	-	1,7
s_{fg}, [kJ/kg K]	-	-	-	-	-	5,2646
s_0, [kJ/kg K]	0,3674	0,3674	0,3674	0,3674	0,3674	0,3674
s_1, [kJ/kg K]	1,6718	1,7329	2,3741	2,3742	6,894	1,7
s_2, [kJ/kg K]	1,6718	2,3741	2,3742	6,894	7,051	-

Çizelge 5.10'daki sonuçlar dikkate alınarak buhar güç santralinin ısıl verimi aşağıdaki gibi hesaplanmıştır;

Türbin çıkış kuruluk derecesi (Bkz. Eş.4.65):

$$x_{t6,o} = (s_{t5,i} - s_{c1,i}) / s_{c1,fg} \tag{5.36}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$x_{t6,o}$= (6,894 – 1,7) / 5,2646

$x_{t6,o}$= 0,987

Türbin entalpi çıkışı hesabı (Bkz. Eş.4.66):

$$h_{t6,o} = h_{t6f,o} + x_{t6,o} h_{t6fg,o} \quad (5.37)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$h_{t6,o} = 570,73 + 0,987 \text{ x } 2\,155,77$

$h_{t6,o} = 2\,698,48$ [kJ/kg]

Pompa işi (Bkz. Eş.4.67):

$$w_{pp} = \left[v_{pp,f} \times (P_2 - P_1)_{pp}\right] / \eta_{pp} \quad (5.38)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$w_{pp} = [0,00107 \text{ x } (6\,570 - 310)] / 0,80$

$w_{pp} = 8,39$ [kJ/kg]

Akışkan kazan ısı girişi (Bkz. Eş.4.68):

$$q_{k4,i} = (h_{k5,o} - h_{v4,o}) \quad (5.39)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$q_{k4,i} = (3\,279,19 - 875,83)$

$q_{k4,i} = 2\,403,357$ [kJ/kg]

Türbin işi (Bkz. Eş.4.69):

$$w_t = \eta_t \eta_j \, (h_{t5,i} - h_{t6fg,o}) \tag{5.40}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$w_t = 0{,}85 \times 0{,}95 \times (3\,279{,}187 - 2\,143{,}54)$

$w_t = 917{,}035$ [kJ/kg]

Net iş (Bkz. Eş.4.70):

$$w_{net} = w_t - w_{pp} \tag{5.41}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$w_{net} = 917{,}035 - 8{,}39$

$w_{net} = 908{,}645$ [kJ/kg]

Türbin ısıl verim (Bkz. Eş.4.71):

$$\eta_{th} = w_{net} / q_{k4,i} \tag{5.42}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$\eta_{th} = 956{,}61 / 2\,403{,}357$

$\eta_{th} = 0{,}378 = \%\ 37{,}8$

Tersinmezlik (Bkz. Eş.4.72):

$$I=\left[T_{\infty}x\left(\left(s_{k5,o}-s_{pp,f}\right)+\left(-q_{k4,i}/T_{k4,i}\right)\right)\right]+\left[T_{\infty}x\left(\left(s_{pp,f}-s_{t6,o}\right)+\left(q_{k4,o}/T_{\infty}\right)\right)\right] \quad (5.43)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$I=\left[298x\left((6{,}894-1{,}6718)+(-2\,403{,}357/1116)\right)\right]+\left[298x\left((1{,}6718-6{,}894)+(1\,914{,}22/298)\right)\right]$$

$Ex_{\ell} = I = 914{,}459 + 358$

$I = 1\,272{,}46$ [kJ/kg]

Ekserji Kaybı (Bkz. Eş.4.73):

$$Ex_{\ell} = (h_{t5,i} - h_{pp2,o}) - [T_{\infty} \times (s_{t5,i} - s_{pp2,o})] \quad (5.44)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$Ex_{\ell} = (3\,279{,}187 - 104{,}89) - [298 \times (6{,}894 - 0{,}3674)]$

$Ex_{\ell} = 1\,229{,}37$ [kJ/kg]

Net enerji transferi (Bkz. Eş.4.74):

$$En_{net} = w_t + h_{t6,o} - h_{k4,i} \quad (5.45)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$En_{net} = 965{,}30 + 2\,761{,}72 - 875{,}83$

$En_{net} = 2\,816{,}19$ [kJ/kg]

Anlık buhar enerji miktarı 2 816,19 [kJ/kg] ve ekserji 1 229,37 [kJ/kg] olduğu görülmüştür. Tersinmezlik (ekserji yıkımı) miktarı ise 1 272,46 [kJ/kg] olarak hesaplanmıştır.

Ayrıca buhar tüketimi miktarları ve özgül buhar tüketim hesaplarının doğruluğunun kanıtlanması için The Turbine Steam-Consumption Calculator Version 2.1 Programme buhar bilgisayar paket programı kullanılmıştır. Ekler bölümünde EK 4 olarak yer almıştır.

Kireç üretimi enerji ve ekserji hesabı (Bkz. Eş.4.75):

Fabrikadan alınan verilere göre $Ca(OH)_2$ 200 [t/gün]'dur. CaO (kireç) % 56 [Büyükgüner, 2005] olarak kabul edilmiştir. Buna göre CaO miktarı;

$$m_{CaO} = m_{Ca(OH)2} \times \% \text{ CaO} \quad (5.46)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

m_{CaO} = 112 [t/gün] = 4,67 [t/h] = 4 670 [kg/h] = 1,2973 [kg/s]

n_{CaO} = 56,08 [g/mol]

CaO'nun entalpi değeri 177 940 [kJ/kmol] ve 3 177,5 [kJ/kg] olarak bulunur [Kotas, 1995]. Buna göre CaO'nun enerjisi (Bkz. Eş.4.76);

$$En_{CaO} = m_{CaO} \times h_{CaO} \quad (5.47)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

En_{CaO} = 14 838 925 [kJ/h] = 4 121,92 [kJ/s] = 4 121,92 [kW]

CaO'nun birim ekserji değeri ise 119 620 [kJ/kmol] ve 2 133 [kJ/kg] olarak alınabilir [Kotas, 1995]. Buna göre CaO'nun ekserjisi (Bkz. Eş.4.77);

$$Ex_{CaO} = m_{CaO} \times \psi_{CaO} \quad (5.48)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

Ex_{CaO} = 9 961 110 [kJ/h] = 2 766,975 [kJ/s] = 2 766,975 [kW]

Kireç üretim başına enerji tüketimi (Bkz. Eş.4.78);

$$en = En_{CaO} / m_{CaO} \quad (5.49)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

en = 4 121,92 / 1,2973 =3 177,5 [kJ/kg]

Kireç Enerji Kalitesi (Bkz. Eş.4.79);

$$\Theta_{CaO} = Ex_{CaO} / En_{CaO} \quad (5.50)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

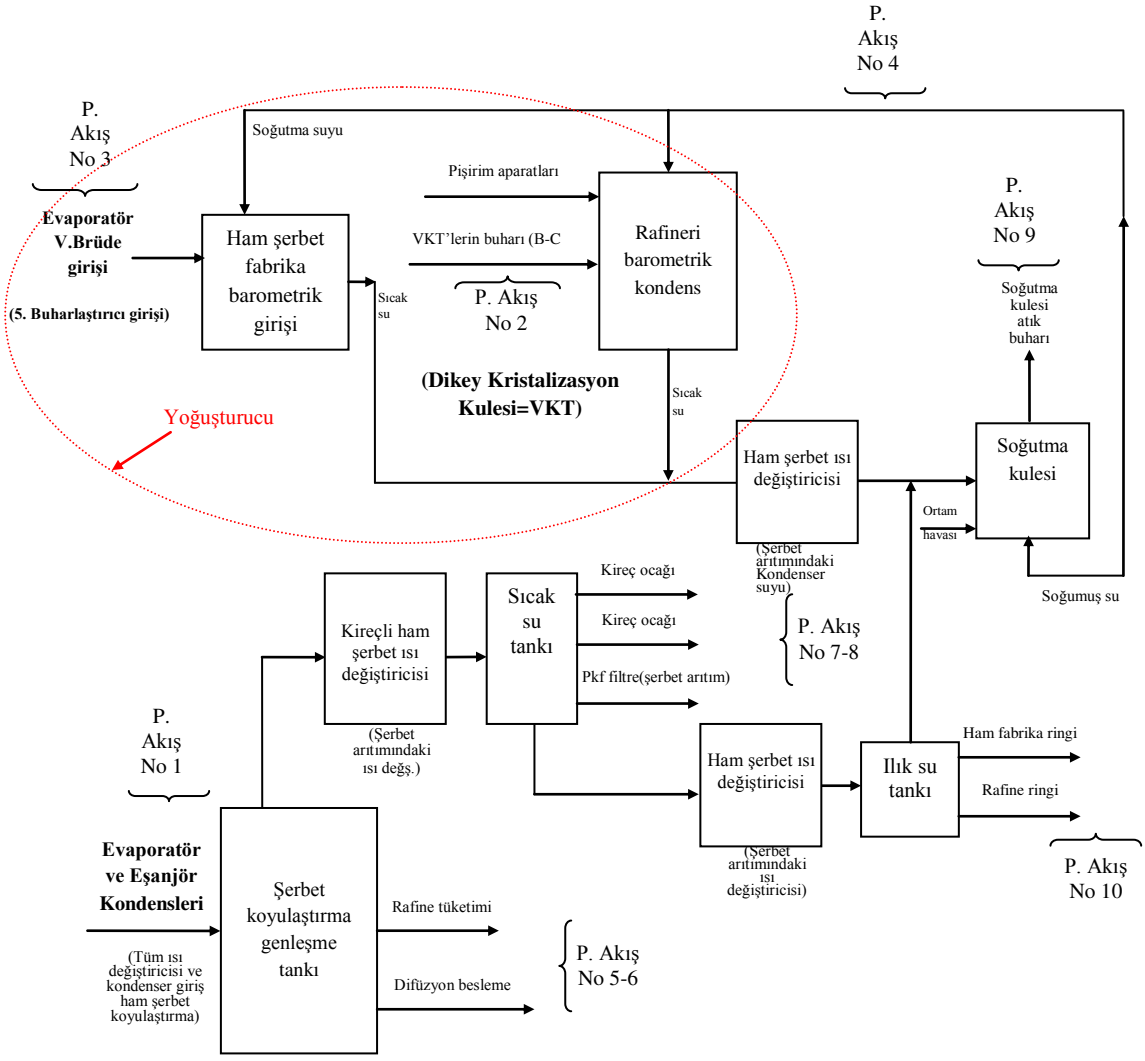
Θ = 0,671 olarak bulunur.

Fabrika yardımcı tesis (soğutma kuleleri) prosesi

Daha önce enerji ve ekserji analiz hesaplamaları yapılan fabrikanın 7 adet prosesinin yanında buharın soğutulması için kullanılan yardımcı tesisler bulunmaktadır. Yardımcı tesislerde ham şerbet koyulaştırma proses buharlaştırıcılarından çıkan brüdenin soğutulması için soğutma kuleleri sistemi kullanılmaktadır.

Ham şerbet ısıtıcıları ise tekrarlı olarak soğutma kulesi yardımıyla soğutulmaktadır. Dikey Kristalizasyon Kuleleri (VKT) kullanılarak B-C kalitede şeker üretimi için buhar üretilmektedir. VKT diğer bir deyişle ham şerbet vakumlama aparatı olarak kullanılmaktadır. Ayrıca şerbet koyulaştırma ve kireçli ham şerbet ısıtıcıdaki sıcak su kireç Ocağına ve şerbet arıtımı için PKF (şerbet arıtım filtresi) filtrelere gönderilirken ham şerbet ısıtıcısının soğutulması için ılık su tankı yardımıyla soğutma kulesine gönderilmektedir.

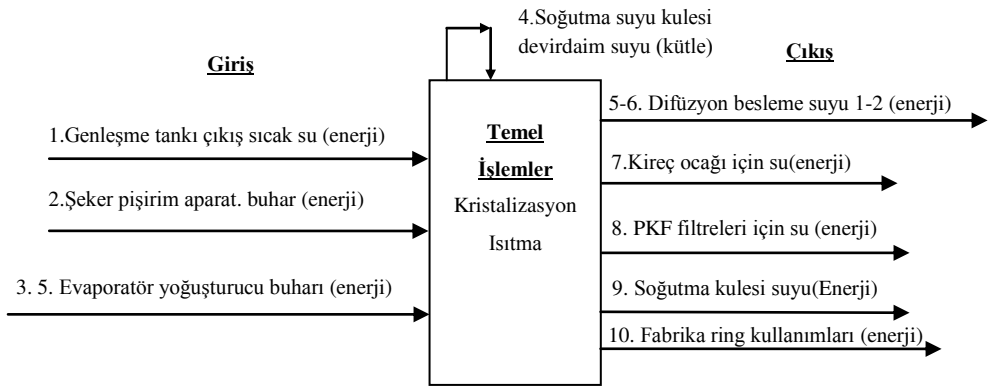
Şekil 5.20'de fabrika sıcak su sağlama sistemi ve soğutma kuleleri prosesi (yardımcı tesisler) detaylandırılmıştır.



Şekil 5.20. Fabrika yardımcı tesisler prosesi [8-11 Ekim 2010 tarihinde Çumra şeker fabrikasında yapılan görüşme ve çalışmalar]

Fabrika yardımcı tesisler prosesinin, kütle - enerji blok akış diyagramı ve ölü hal (1 atm, 25 ℃) iken enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Giriş ve çıkışları verilerek Şekil 5.21'de gösterilmiştir. Fakat bu prosesin sistem içerisinde herhangi bir etkisi olmadığı için fabrikanın genel enerji ve ekserji analizi içerisine dahil edilmemiştir.

Proses akışları 1, 2, 3 ve 4 olan kütle ve enerji girişini 5, 6, 7, 8, 9, 10 nolu proses akışları ise kütle ve enerji çıkışını göstermektedir. Şekil 5.21'deki blok diyagramına göre proses enerji ve ekserji hesaplamaları yapılarak Çizelge 5.11 oluşturulmuştur.



Şekil 5.21. Fabrika yardımcı tesisler prosesi blok diyagramı

Şekil 5.21 blok diyagramı göz önüne alınarak fabrika yardımcı tesisler prosesi enerji ve ekserji analizi Çizelge 5.11'de sonuçları verilmiştir.

Çizelge 5.11'e göre fabrika yardımcı tesisler prosesine göre yapılan hesaplamalarda giriş enerjisi En_{Yi} = 69 496,91 [kJ/pg], giriş ekserjisi Ex_{Yi} = 6 072,56 [kJ/pg]'dır. Çıkış enerji miktarı En_{Yo} = 47 223,83 [kJ/pg], çıkış ekserjisi Ex_{Yo} = 372,36 [kJ/pg]'dır.

Buna göre fabrika sıcak su ve soğutma kuleleri prosesi net enerji transferi - ekserji, verimlilikleri ve enerji kalitesi;

En_{netY} = 22 273,1 [kJ/pg], $Ex_{\ell Y}$ = 5 700,2 [kJ/pg], η_{enY} = % 68,0 , η_{exY} = % 6,1 ve Θ_Y= 0,26 olarak bulunmuştur.

Enerji ve ekserji analiz hesaplamaları yapılmıştır. Fabrika sıcak su ve soğutma kuleleri prosesi enerji ve ekserji analizi verileri Çizelge 5.11'de detaylandırılmıştır.

Çizelge 5.11'de fabrika yardımcı tesisler prosesi enerji ve ekserji analizi ile ilgili alınan veriler ve yapılan hesaplamalar tablo halinde verilmiştir.

Çizelge 5. 11. Fabrika yardımcı tesisler prosesi enerji ve ekserji analiz sonuçları

P. Akış No	Proses Akış Adı	Kütle	m [kg/pg]	P [bar]	T [°C]	Brix [%]	En [kJ/pg]	Ex [kJ/pg]
1	Genleşme tankı çıkış sıcak su	Giriş	89,18	1	94	-	35 101,25	2 589,20
2	Şeker pişirim aparatlarındaki buhar		12,57	0,2	71	-	33 060,36	3 255,38
3	5. Evaporatör yoğuşturucu buharı		0,5	0,8	96	-	1 335,30	227,98
4	Soğutma suyu kulesi devirdaim suyu		309,36	-	-	-	0,00	0,00
Fabrika Sıcak Su - Soğutma Kuleleri Proses Giriş Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**69 496,91**	**6 072,56**
5	Difüzyon besleme suyu 1	Çıkış	4	1	96	-	1 608,08	122,52
6	Difüzyon besleme suyu 2		8,7	1	53	-	1 929,66	44,38
7	Kireç ocağı için su		3,6	1	58	-	873,72	25,37
8	Pkf filtreleri için su		6,81	1	58	-	1 652,79	48,00
9	Soğutma kulesi su çıkışı		385	4	25	-	40 455,80	119,27
10	Fabrika ring kullanımları		3,5	3	48	-	703,78	12,82
Fabrika Sıcak Su - Soğutma Kuleleri Proses Çıkış Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları							**47 223,83**	**372,36**
Not:100 pg = 100 kg birim pancara göre								

Not: Buhar entalpi ve entropi değerler WASP 2.0.36 paket programına göre bulunmuştur [Andy C Creations and Katmar Software, 2009]. Ölü hal P_0 1 [atm] ve 25 T_0 [°C] olarak kabul edilmiştir [Dincer, 2007; Wang, 2009; Kotas, 1995; Szargut ve ark., 1988]. Bu paket programında proses akışlardaki basınç ve sıcaklık değerleri programda girilerek entalpi ve entropi sonuçları bulunarak enerji ve ekserji sonuçları her bir proses akışı için ayrı ayrı hesaplanmıştır.

Fabrikanın enerji ve ekserji analizi

Fabrikanın enerji ve ekserji analiz sonuçları Çizelge 5.12'e göre düzenlenmiştir. Fabrikanın daha önce hesaplanan giriş ve çıkış değerlerine göre hesaplandıktan sonra, genel tablo halinde enerji kalitesi, Termodinamiğin 1. Kanun verimliliği (enerji verimliliği) ve Termodinamiğin 2. Kanun verimliliği (ekserji verimliliği) hesaplanmıştır.

Hesaplamalarda genel olarak şu formüllerden yararlanılmıştır;

Net enerji transferi (Bkz. Eş.4.7):

$$En_{net} = \sum En_{net_i} = \sum En_o - \sum En_i \quad (5.46)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

Ekserji kaybı (Bkz. Eş.4.12):

$$Ex_l = \sum Ex_l = \sum Ex_0 - \sum Ex_i = T_\infty \Delta S \quad (5.47)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

Termodinamik 1. Kanun Verimi, η_{en} [%] (Bkz. Eş.4.17):

$$\eta_{en} = \frac{\Sigma En_o}{\Sigma En_i} \%100 \quad (5.48)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

Termodinamik 2. Kanun Verimi, η_{ex} [%] (Bkz. Eş.4.18):

$$\eta_{ex} = \frac{\Sigma Ex_o}{\Sigma Ex_i} \%100 \quad (5.49)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

Enerji Kalitesi, Θ (Bkz. Eş.4.19):

$$\Theta = \frac{Ex_\ell}{En_{net}} \quad (5.50)$$

eşitliğinden bulunmuştur.

Çizelge 5.12. Fabrikanın genel proses enerji ve ekserji analiz sonuçları

P. No	**Fabrikanın Enerji ve Ekserji Analizi**	**En_i [kJ/pg]**	**En_o [kJ/pg]**	**Ex_i [kJ/pg]**	**Ex_o [kJ/pg]**	**En_{net} [kJ/pg]**	**$Ex_ł$ [kJ/pg]**	**ηen (%)**	**ηex (%)**	**Q, Enerji Kalitesi**
1	Pancar depolama prosesi	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-
2	Ham şerbet üretim prosesi	17 715,2	17 382,0	853,4	585,4	333,2	268,0	% 98,1	% 68,6	0,80
3	Ham şerbet arıtma prosesi-	92 171,3	78 481,2	4 720,9	4 240,9	13 690,1	480,0	% 85,1	% 89,8	0,04
4	Ham şerbet koyulaştırma prosesi	107 851,6	93 499,0	19 724,9	12 160,7	14 352,6	7 564,2	% 86,7	% 61,7	0,53
5	Ham koyu şer. rafine prosesi	46 538,1	40 830,1	7 187,2	3 492,1	5 708,0	3 695,1	% 87,7	% 48,6	0,65
6	Nemli kris.şeker kurutma ve soğ.prosesleri	6 714,8	5 255,4	666,8	491,7	1 459,4	175,2	% 78,3	% 73,7	0,12
7	Fabrika enerji üretim prosesi	153 623,5	71 309,0	87 640,7	24 243,4	82 314,5	63 397,3	% 46,4	% 27,7	0,77
Fabrikanın Toplam Enerji, Ekserji ve Enerji Kalitesi Analiz Sonuçları (100 pg = 100 kg birim pancara göre)		**424 614,5**	**306 756,7**	**120 793,9**	**45 214,1**	**117 857,8**	**75 579,8**	**% 72,2**	**% 37,4**	**0,64**

Not: Fabrika enerji üretim proses hesaplamaları EK-1'de detaylandırılmıştır.

Çizelge 5.12'de 1. Proseste herhangi bir enerji işlemi olmadığı için enerji ve ekserji değerleri sıfır kabul edilmiştir. Burada işletmeye gelen pancarın depolanması ve taşınması söz konusudur.

Çizelge 5.12'de ham şerbet üretim prosesi olan 2. Proseste hesaplanan enerji giriş miktarı En_{2i} = 17 715,2 [kJ/kg], enerji çıkış miktarı En_{2o} = 17 382 [kJ/kg], ekserji giriş miktarı Ex_{2i} = 853,4 [kJ/kg], ekserji çıkış miktarı Ex_{2o} = 585,4 [kJ/kg]'dır. Bu hesaplamalara göre 2. Proses net enerji transferi miktarı En_2 = 333,2 [kJ/kg] ve ekserji miktarı Ex_2 = 268,0 [kJ/kg] olarak bulunmuştur. 2. Proses enerji verimliliği η_{en2} = % 98,1 ve ekserji verimliliği ise η_{ex2} = % 68,6, bu sonuçlara bağlı olarak 2. Prosesin enerji kalitesi Θ_2 = 0,80'dir. Enerji ve ekserji verimlilikleri ile enerji kalitesi sonuçları bu proseste oldukça iyidir.

Çizelge 5.12'de ham şerbet arıtma prosesi olan 3. Proseste hesaplanan enerji giriş miktarı En_{3i} = 92 171,3 [kJ/kg], enerji çıkış miktarı En_{3o} = 78 481,2 [kJ/kg], ekserji

giriş miktarı Ex_{3i} = 4 720,9 [kJ/kg], ekserji çıkış miktarı Ex_{3o} = 4 240,9 [kJ/kg]'dır. Bu hesaplamalara göre 3. Proses net enerji transferi miktarı En_3 = 13 690,1 [kJ/kg] ve ekserji miktarı Ex_3 = 480,0 [kJ/kg] olarak bulunmuştur. 3. Proses enerji verimliliği η_{en3} = % 85,1 ve ekserji verimliliği ise η_{ex3} = % 89,8 bu sonuçlara bağlı olarak 3. Prosesin enerji kalitesi Θ_3 = 0,04'dir. Enerji ve ekserji verimlilikleri proseste iyi olmasına karşın enerji kalitesi sonuçları bu proseste oldukça düşüktür. Düşük olmasının sebeplerinden biri ise ham şerbet arıtımındaki enerji kullanılabilirliğinin düşük olmasıdır. Bunun sonucu olarak ekserji miktarı düşük olmaktadır.

Çizelge 5.12'de ham şerbet koyulaştırma prosesi olan 4. Proseste hesaplanan enerji giriş miktarı En_{4i}= 107 851,6 [kJ/kg], enerji çıkış miktarı En_{4o} = 93 499,0 [kJ/kg], ekserji giriş miktarı Ex_{4i} = 19 724,9 [kJ/kg], ekserji çıkış miktarı Ex_{4o} = 12 160,7 [kJ/kg]'dır. Bu hesaplamalara göre 4. Proses net enerji transferi miktarı En_4 = 14 352,6 [kJ/kg] ve ekserji miktarı Ex_4 = 7 564,2 [kJ/kg] olarak bulunmuştur. 4. Proses enerji verimliliği η_{en4} = % 86,7 ve ekserji verimliliği ise η_{ex4} = % 61,7 bu sonuçlara bağlı olarak 4. Prosesin enerji kalitesi Θ_4 = 0,53'dir.

Çizelge 5.12'de koyu şerbet rafine prosesi olan 5. Proseste hesaplanan enerji giriş miktarı En_{5i} = 46 538,1 [kJ/kg], enerji çıkış miktarı En_{5o} = 40 830,1 [kJ/kg], ekserji giriş miktarı Ex_{5i} = 7 187,2 [kJ/kg], ekserji çıkış miktarı Ex_{5o} = 3 492,1 [kJ/kg]'dır. Bu hesaplamalara göre 5. Proses net enerji transferi miktarı En_5 = 5 708,0 [kJ/kg] ve ekserji miktarı Ex_5 = 3 695,1 [kJ/kg] olarak bulunmuştur. 5. Proses enerji verimliliği η_{en5} = % 87,7 ve ekserji verimliliği ise η_{ex5} = % 48,6 bu sonuçlara bağlı olarak 5. Prosesin enerji kalitesi Θ_5 = 0,65'dir.

Çizelge 5.12'de nemli kristal şeker kurutma ve soğutma prosesi olan 6. Proseste hesaplanan enerji giriş miktarı En_{6i} = 6 714,8 [kJ/kg], enerji çıkış miktarı En_{6o} = 5 255,4 [kJ/kg], ekserji giriş miktarı Ex_{6i} = 666,8 [kJ/kg], ekserji çıkış miktarı Ex_{6o} = 491,7 [kJ/kg]'dır. Bu hesaplamalara göre 6. Proses net enerji transferi miktarı En_6 = 1 459,4 [kJ/kg] ve ekserji miktarı Ex_6 = 175,2 [kJ/kg] olarak bulunmuştur. 6. Proses enerji verimliliği η_{en6} = % 78,3 ve ekserji verimliliği ise η_{ex6} = % 73,7 bu sonuçlara

bağlı olarak 6. Prosesin enerji kalitesi Θ_6 = 0,12'dir. Enerji ve ekserji verimlilikleri proseste iyi olmasına karşın enerji kalitesi sonuçları bu proseste oldukça düşüktür. Kurutma ve soğutma işlemlerinin aynı proseste olması enerji kullanılabilirliğini düşürmektedir. Bununla birlikte enerji kayıpları fazla olduğu için ekserji sonuçları da çok düşük çıkmakta ve böylece enerji kalitesini düşürmektedir.

Çizelge 5.12'de fabrika enerji üretim prosesi olan 7. Proseste hesaplanan enerji giriş miktarı En_{7i} = 153 623,5[kJ/kg], enerji çıkış miktarı En_{7o} = 71 309,0 [kJ/kg], ekserji giriş miktarı Ex_{7i} = 87 640,7[kJ/kg], ekserji çıkış miktarı Ex_{7o} = 24 243,4 [kJ/kg]'dır. Bu hesaplamalara göre 7. Proses net enerji transferi miktarı En_7 = 82 314,5 [kJ/kg] ve ekserji miktarı Ex_7 = 63 397,3 [kJ/kg] olarak bulunmuştur. 7. Proses enerji verimliliği η_{en7} = % 46,4 ve ekserji verimliliği ise η_{ex7} = % 27,7 bu sonuçlara bağlı olarak 7. Prosesin enerji kalitesi Θ_7 = 0,77'dir. Enerji ve ekserji verimlilikleri proseste oldukça düşüktür. Hem enerjinin hem de ekserjinin bu denli düşük olmasının nedeni enerji buhar güç santralinde elektrik enerjisi üretimindeki kayıpların fazla olmasıdır. Bu verimliliklerin düşük olması ister istemez enerji kalitesi sonuçlarını da düşürmektedir. Bunun akabinde akışkan yataklı kazan, besleme su pompası ve elektrik enerjisi üreten türbindeki enerji kayıpları çok fazla olmaktadır. Bu elektrik enerjisi üretimi sırasındaki enerji ve ekserji verimliklerine karşın enerji kalitesi oldukça iyidir. Bunun sebebi ise enerji ve ekserji miktarlarının birbirine yakın olması bir başka deyişle enerjiden elde edilen ekserji oranının iyi olmasıdır. Yani kullanılabilirliğin yüksek olmasıdır. Elektrik enerjisi üretiminde ekserjinin enerjiye olan oranı çok iyi durumdadır. Burada kayıplar çok fazladır. Bu kayıpların en aza indirilerek enerji ve ekserji verimliliklerinin arttırılması sağlanmış olacaktır.

Çizelge 5.12'de Fabrikanın Toplam Enerji, Ekserji ve Enerji Kalitesi Analiz Sonuçlarına göre toplam enerji giriş miktarı En_{Ti} = 424 614,5 [kJ/kg], toplam enerji çıkış miktarı En_{To} = 306 756,7 [kJ/kg], toplam ekserji giriş miktarı Ex_{Ti} = 120 793,9 [kJ/kg], ekserji çıkış miktarı Ex_{To} = 45 214,1[kJ/kg]'dır. Bu hesaplamalara göre fabrika toplam net enerji transferi miktarı En_T = 117 857,8 [kJ/kg] ve toplam ekserji kaybı miktarı Ex_T = 75 579,8 [kJ/kg] olarak bulunmuştur. Fabrika toplam enerji

verimliliği η_{enT} = % 72,2 ve ekserji verimliliği ise η_{exT} = % 37,4 bu sonuçlara bağlı olarak enerji kalitesi Θ_T = 0,64'dür.

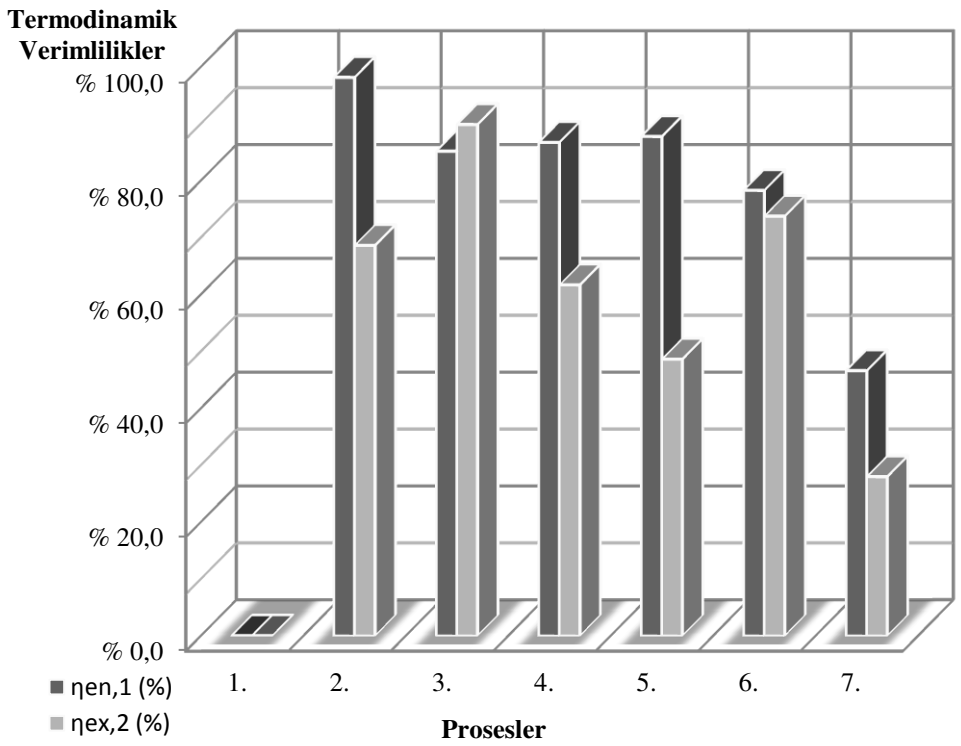
Çizelge 5.12'de fabrikanın enerji ve ekserji analizinde; Termodinamiğin 1. Kanuna göre enerji verimliliği 7. Proseslerde düşük bir orandadır. Fabrikanın enerji ve ekserji analizine göre enerji verimliliği ortalamanın üzerinde bir değere sahipken ekserji verimliliği düşüktür. Bunun başlıca nedenlerinden biri 7. Proseste ekserji kayıplarının çok fazla yaşanmasıdır. Çünkü 7. Proseste fabrikanın ihtiyacı olan elektrik enerjisi üretimi esnasında Rankine Çevrim sistemine bağlı olarak çalışan akışkan yataklı kazan, besleme pompası ve türbinde enerji kayıpları çok fazla olmaktadır. Kullanılabilir enerji miktarı da düşmektedir. 7. Proseste ise enerji üretimi esnasında buharın ve akışkan yataklı kazandan kaynaklanan ısı kayıplarının fazla olduğu görülmektedir. Bundan ötürü 7. Proseslerde ekserji verimlikleri düşük olmaktadır.

Termodinamiğin 2. Kanuna göre ekserji verimliliğinde ise en büyük tersinmezlik (ekserji yıkımı) kaybı 7. Proseslerde yaşanmaktadır.

Fabrikanın Toplam Enerji, Ekserji ve Enerji Kalitesi Analiz Sonuçlarına göre fabrikanın genel enerji kalitesi 0,64'dür. Enerji kalitesi enerji kaynağın derecelendirilmesidir. Enerji akışının Termodinamik kalitesi birim enerjideki ekserji miktarını verir [Wang, 2009].

Enerji ve ekserji verimlilikleri gösterimi grafiksel olarak Şekil 5.22'de gösterilmiştir. 7. Proseste enerji verimliliği düşüktür.

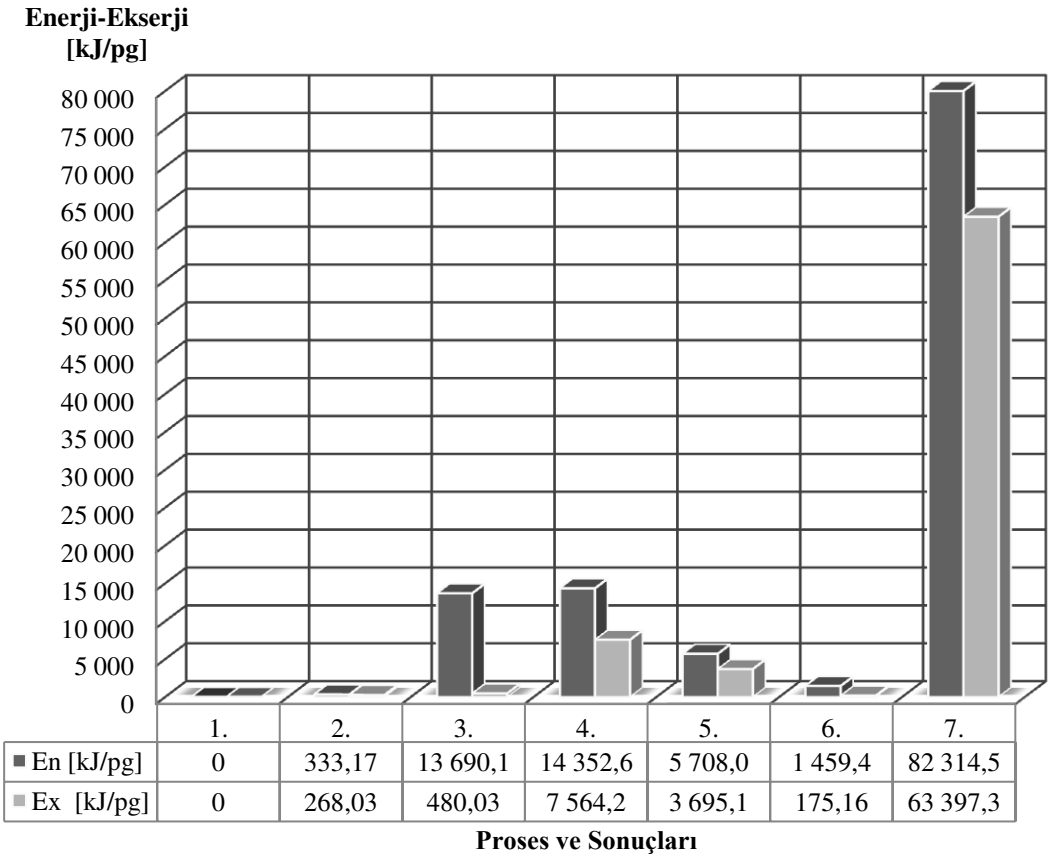
Fabrikanın enerji ve ekserji analizinin sonuçları SPSS 17.0 İstatiksel Metot bilgisayar paket programına göre enerji (bağımsız değişken) ve ekserji (bağımlı değişken) bağıntılarının matematiksel olarak birbirleriyle ilişkili olduğu görülmüştür. Detaylı olarak EK-5'de sunulmuştur.



Şekil 5.22. Fabrikanın enerji ve ekserji verimlilikleri grafiği

Şekil 5.23'de fabrikanın enerji ve ekserji analiz sonuçları grafik ile verilmiştir. 7. Proseste net enerji ve ekserji kaybı sonuçlarının yüksek olduğu görülmektedir. Fakat fabrikada enerji üretiminin gerçekleştiği proses olan 7. Proses enerji ve ekserjinin en çok harcandığı prosestir. Diğer proseslerde ise 2 ve 6. Proseslerde çok düşük olan enerji ve ekserji miktarları 3, 4, 5, ve 6. Proseslerde çok daha yüksektir.

Sonuç olarak Şekil 5.23'de fabrikada enerji ve ekserji kayıpları açısından en dikkat edilmesi gereken proses 7. Prosestir. Bununla ilgili bazı düzenlemeler gerektiği görülmüştür. Enerji ve ekserji verimliliklerin iyileştirilmesi için bazı senaryolar üzerinde durulmuş ve termoekonomik hesaplamalar yapılmıştır. Fabrika için önerilerde bulunulmuştur.



	1.	2.	3.	4.	5.	6.	7.
En [kJ/pg]	0	333,17	13 690,1	14 352,6	5 708,0	1 459,4	82 314,5
Ex [kJ/pg]	0	268,03	480,03	7 564,2	3 695,1	175,16	63 397,3

Şekil 5.23. Fabrikanın enerji ve ekserji analizi sonuçları

5.2. Enerji ve Ekserji Verimliliklerin İyileştirilmesi

Fabrikanın enerji ve ekserji verimliliklerin iyileştirilmesi için şeker üretimindeki enerji üretim prosesi ele alınmıştır. Çünkü fabrikadaki en büyük enerjinin kullanıldığı alan olmasıdır. Burada yapılabilecek iyileştirmeler fabrikanın enerji tasarrufu yapmasını sağlayacaktır. Ekserji verimliliğinde yapılacak iyileştirme ise kullanılan enerjinin kalitesini arttıracaktır.

Çizelge 5.12'de fabrikanın genel proses enerji ve ekserji analizi (Termodinamik 1. ve 2. Kanun verimlilikleri) irdelendikten sonra enerji verimliliklerinin düşük olduğu proses olan fabrika enerji üretim prosesi ile ilgili gerekli kütlesel debi değişimleri senaryoları üzerinde durulmuştur. Çünkü yapılacak olan kütlesel debi değişimi ile üretilen buhar enerjisinin artıp artmayacağı irdelenmiş olacaktır. Bu değişik senaryolarla enerji ve ekserji verimliklerinin arttırılması amaçlanmıştır.

Bu değişik senaryolardan sonra termoekonomik analiz yapılarak fabrikanın enerji ekonomisinin maliyetinin düşürülmesi hedeflenmiştir.

Bu sebepten ötürü buhar enerjisinin en fazla harcandığı ve tersinmezliklerin olduğu 7. Prosesteki enerji ve ekserji analizlerinde şu tip senaryolar üzerinde durulmuştur;

Çizelge 5.13'e göre; 7. Proses olan fabrika enerji üretim prosesinde 3 değişik senaryo üzerinde durulmuştur. Türbinden olan elektrik enerjisi kurulu gücü (enerji santrali kurulu güç 8 MW) sırasıyla 10 MW, 12 MW ve 14 MW güce getirildiğinde enerji ve ekserji verimliliklerinin arttığı gözlemlenmiştir. Fabrika enerji üretim enerji verimliliğinin % 46,4'den % 48,7'ye ve ekserji verimliliğinin ise % 27,7'den % 31,7'ye arttırılması senaryoları üzerinde durulmuştur.

8, 10, 12 ve 14 [MW] güçlere göre elektrik enerjisi üretim çıkışı şu şekilde bulunmuştur. Öncelikle fabrikanın 2011 yılı verilerine göre günlük fabrika şeker üretimi 14 000 [ton/gün] olmaktadır. Elektrik enerji ihtiyacı ise 13,714 [kW/ton] olduğu tespit edilmiştir [Nurveren, 2001]. Elektrik enerjisi üretimi fabrikada kurulu enerji santraline göre 8 000 [kW], buna göre fabrika enerji üretim prosesi 11. akışı olan elektrik enerjisi üretimi çıkış kütlesi [pg] birim pancara göre;

$$\dot{W}_{7o,11}=13{,}714\ \left[\frac{kW}{ton}\right]=1{,}3714\,\frac{[kW]}{[kg]}=1{,}3714\ [\frac{kW}{pg}]$$

Burada

$\dot{W}_{7o,11}$: Fabrika enerji üretim prosesi elektrik enerjisi üretimi, [kW/pg]

olur.

Fabrika enerji üretim prosesi elektrik enerjisi üretimi iş gücü bulunduktan sonra enerji ve ekserji hesaplaması yapılmıştır.

$En_{7o,11}$ = 1,3714 [$\frac{kW}{pg}$] 3 600 [s]

$En_{7o,11}$ = 4 937,04 [$\frac{kJ}{pg}$]

şeklinde bulunur.

Aynı hesaplama yöntemi ile 10 [MW] senaryo güç için yapılır. Buna göre fabrika enerji üretim prosesi 11. akışı olan elektrik enerjisi üretimi çıkış kütlesi [pg] birim pancara göre;

$$W_{7o,11}=17,14\ \left[\frac{kW}{ton}\right]=1,714\ \frac{[kW]}{[kg]}=1,714\ [\frac{kW}{pg}]$$

olur.

Fabrika enerji üretim prosesi elektrik enerjisi üretimi iş gücü bulunduktan sonra enerji ve ekserji hesaplaması yapılmıştır.

$En_{7o,11}$ = 1,714 [$\frac{kW}{pg}$] 3 600 [s]

$En_{7o,11}$ = 6 171 ,48 [$\frac{kJ}{pg}$]

şeklinde bulunur.

Aynı hesaplama yöntemi ile 12 [MW] senaryo güç için yapılırsa;

$$W_{7o,11}=20,57\ \left[\frac{kW}{ton}\right]=2,057\ \frac{[kW]}{[kg]}=2,057\ [\frac{kW}{pg}]$$

olur.

Fabrika enerji üretim prosesi elektrik enerjisi üretimi iş gücü bulunduktan sonra enerji ve ekserji hesaplaması yapılmıştır.

$$En_{7o,11} = 2{,}057\ [\frac{kW}{pg}]\ 3\ 600\ [s]$$

$$En_{7o,11} = 7\ 405{,}56\ [\frac{kJ}{pg}]$$

şeklinde bulunur.

Aynı hesaplama yöntemi ile 14 [MW] senaryo güç için yapılırsa;

$$W_{7o,11}=24\ \left[\frac{kW}{ton}\right]=2{,}4\ \frac{[kW]}{[kg]}=2{,}4\ [\frac{kW}{pg}]$$

olur.

Fabrika enerji üretim prosesi elektrik enerjisi üretimi iş gücü bulunduktan sonra enerji ve ekserji hesaplaması yapılmıştır.

$$En_{7o,11} = 2{,}40\ [\frac{kW}{pg}]\ 3\ 600\ [s]$$

$$En_{7o,11} = 8\ 640\ [\frac{kJ}{pg}]$$

şeklinde bulunur.

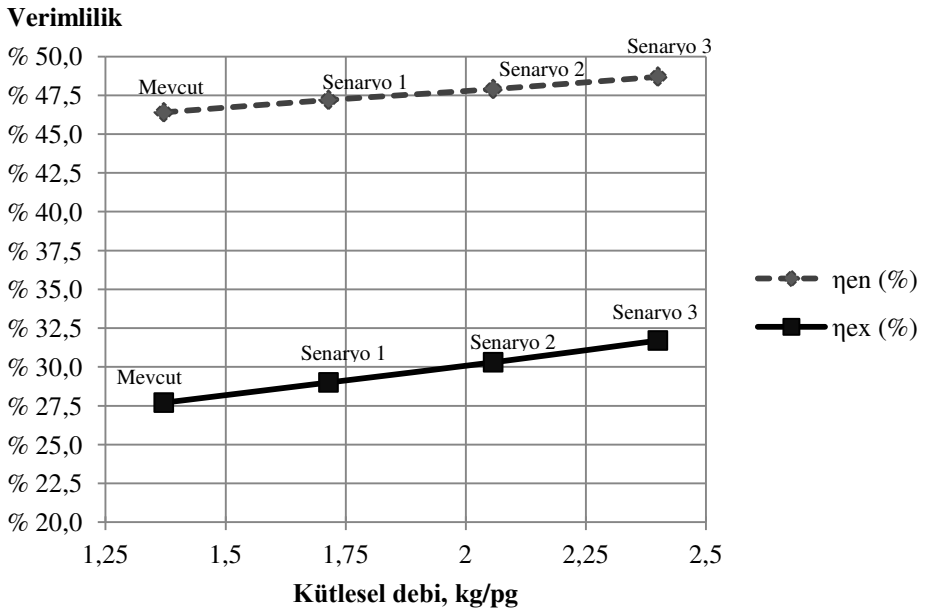
Çizelge 5.13.İşlenen pancarın birim kütledeki elektrik enerjisi ihtiyacı ve enerji-ekserji verimlilikleri senaryoları

7. Proses	$\dot{W}$, [kW/pg]	P_T, Türbin gücü, [kW]	En [kJ/pg]	Ex [kJ/pg]	η_{en} (%)	η_{ex} (%)	Senaryo
Buhar Üretimi (Türbin Gücü)	1,3714	8 000 kW	4 937,04	4 937,04	% 46,4	% 27,7	**Mevcut**
	1,7143	10000 kW	6 171,48	6 171,48	% 47,2	% 29,0	**1**
	2,0571	12 000 kW	7 405,56	7 405,56	% 47,9	% 30,3	**2**
	2,4000	14 000 kW	8 640,00	8 640,00	% 48,7	% 31,7	**3**

Çizelge 5.13'e göre tüm senaryolara göre kurulu enerji santral gücün artırılması ile 7. Prosesin enerji ve ekserji verimlikleri arttırılarak verimliliklerde iyileşme sağlanabilir.

Şekil 5.24 ele alınarak buhar kurulu güç santrali gücü arttırıldığında düzenlenen senaryolara göre, enerji ve ekserji verimlilikleri Excel bilgisayar programında grafik olarak çizdirilmiştir. Enerji ve ekserji verimliliklerin değiştiği görülmektedir.

Öncelikle Şekil 5.24'e göre kurulu güç santralin gücü arttırıldığında enerji ve ekserji verimlilikleri artmıştır. Buna bağlı olarak ekserjik termoekonomik için yatırım maliyeti hesaba katılmıştır.



Şekil 5.24. Fabrika enerji üretimi enerji-ekserji verimlilikleri senaryoları

Böylece mevcut ve düzenlenen senaryolara göre yapılacak enerji ve ekserji verimlilikleri iyileştirmeleri için ekonomik analiz yapılmıştır. Fabrikanın kalbi pozisyonundaki fabrika enerji üretim prosesi için yapılması gereken iyileştirmeler fabrikanın karlılığında da büyük etken olabilecektir.

Böylece proses akışlarına göre alternatif çözüm üretilerek Termodinamiğin 1 ve 2. Kanun verimliklerinde artış sağlanabilir. Bu sebeple; bu çalışmanın ekserjik termoekonomik uygulamalar kısmında, kurulu güç santrali için mevcut durumun ve üretilen senaryoların termoekonomik analizi yapılarak bazı çözümlemeler ve öneriler de bulunulmuştur.

Bu çalışmada ekserjik termoekonomik uygulamalar kısmında, detaylı olarak ekserjik birim maliyetleri ve yatırım maliyetleri olarak da hesaplanmıştır.

5.3. Termoekonomik Uygulamalar

Termoekonomik uygulamalar için Çizelge 5.13'deki buhar üretimi kütlesel debi ve enerji-ekserji verimlilikleri senaryolarına göre kurulu güç arttırıldığındaki ekserji maliyetleri ortaya çıkarılmıştır.

Bunun için maliyetlendirme ekserji yöntemlerinden faydalanılmıştır. Öncelikle tüm basınç kayıpları, tüm ısı transferi, besleme pompası ve diğer yedek ekipman kayıpları ihmal edilmiştir [Szargut ve Ark., 1988; Kotas, 1995].

Gerekli pazar araştırması ile Konya Çumra Şeker fabrikasından alınan diğer verilerle birlikte işletmenin mevcut kurulu güç yatırım maliyetleri ve yıllık net kazanç değerleri termoekonomik hesaplamalarda kullanılmıştır. Bu genel formüllerden sonra bazı kabuller yapılarak ekserji hesaplamaları yapılmıştır. Bu ekserji maliyet analizi yapılmadan önce türbin, buhar, yakıt kütleleri bulunmuştur. Türbin mil gücü ile akışkan yataklı kazan, türbin oransal verimlilikler bulunarak hesaplamalar yapılmıştır. Bu hesaplamalar mevcut 8 [MW]'lık kurulu gücün hesaplaması için detaylandırılmış diğer 10, 12 ve 14 [MW]'lık senaryo güç tesisleri için bilgisayar paket programı olan excel'de çözdürülüp termoekonomik analizi yapılarak karşılaştırılmıştır. Hangisinin işletme için daha karlı olduğu belirtilmiştir.

Termoekonomik hesaplamalar (8 MW mevcut kurulu buhar güç santrali):

Hesaplama yapılmadan önce 8 MW mevcut kurulu buhar güç santrali için bazı teknik değerler, daha önce hesaplaması yapılmış enerji ve ekserji miktarları, yatırım maliyetleri ve diğer kabuller şu şekildedir;

Teknik değerler;

$\dot{W}_{el}$ = 8 000 [kW]
η_T = 0,90 (Türbin verimi)
η_K = 0,90 (Akışkan yataklı kazan verimi)
η_{el} = 0,95 (Elektrik jeneratör verimi)
η_m = 0,95 (Türbin mil mekanik verimi)
Hu = 9,63 [MJ/kg], toz linyit kömür ısıl değer
ψ_{Li} = 8,666 [MJ/kg] = 8 666 [kJ/kg], toz linyit kömür özgül ekserjisi

Ekonomik değerler, işletme çalışma süresi, birim fiyat ve yatırım maliyetleri;

C_{Li} = 17,5 [€/ton], toz linyit kömür birim fiyatı
C_K = 15 000 000 [€], akışkan yataklı kazan yatırım maliyeti
C_T = 9 000 000 [€], türbin yatırım maliyeti
C_J = 4 000 000 [€], elektrik jeneratörü yatırım maliyeti
i≅ % 10 yıllık yatırım faiz oranı (yaklaşık değer)
n = 10 yıl, yatırımın ekonomik ömrü (amortisman süresi)
n_H = 5 [ay] x 30 [gün/ay] x 24 [h/gün] = 3 600 [h], yıllık işletme çalışma süresi

Bu yatırım ve birim fiyatları pazar araştırması ve fabrikadaki çalışmalar esnasındaki verilerden de faydalanılarak güncel olarak çıkarılmış değerlerdir.

Bu belirlenen değerlere göre termoekonomik hesaplar şu şekildedir.

Türbin mil gücü (Bkz. Eş.4.34):

$$\dot{W}_{mil}=\frac{\dot{W}_{el}}{\eta_{me}\eta_{el}} \tag{5.51}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\dot{W}_{mil}=\frac{8\ 000}{0,95\times0,95}=8\ 329,86\ [kW]$$

Daha önce hesaplanan türbin buhar kütlesi $\dot{m}_b= 15,27$ [kg/s] için $\dot{m}_K$ akışkan kazan buhar ihtiyacı şu şekilde hesaplandı (Bkz. Eş.4.35);

$$\dot{m}_K=\frac{\dot{m}_b\ (h_{K5,o}-h_{K4,i})}{\Psi_{Li}\times\eta_K} \tag{5.52}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\dot{m}_K=\frac{15,27\ (3\ 279,187-875,83)}{9\ 630\times0,90}$$

$$\dot{m}_K=4,234\ \left[\frac{kg}{s}\right]$$

Akışkan yataklı kazan ekserji girişi ise şu şekilde hesaplandı (Bkz. Eş.4.36);

$$\dot{E}x_{i,K}=\dot{m}_K\Psi_{Li} \tag{5.53}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\dot{E}x_{i,K}= 4,234\times 8\ 666 = 36\ 695,03\ [kW]$$

Türbin anlık buhar ekserji giriş ve çıkışı daha önce (Bkz. Çizelge 5.9) bulundu. Bu hesaplamada birim kütlesel debiye [pg/s] göre kW cinsinden bulundu. Buna göre türbin buhar ekserji girişi $\dot{E}x_{1T}$=22 526,4 [kW] ve ekserji çıkışı (proses buharı) ise $\dot{E}x_{2T}$= $\dot{E}x_H$=12 555,1 [kW] olarak alındı. Bu tanımlamalara ayrıca buhar ekserji giriş ve çıkış oranları da denir.

Bu değerlere göre termoekonomik hesaplamalar yapıldı.

Akışkan yataklı kazan oransal verimliliği (Bkz.Eş.4.37) :

$$\varphi_K = \frac{\dot{E}x_{1T}}{\dot{E}x_{iK}} \tag{5.54}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\varphi_K = \frac{22\ 526,4}{36\ 695,03} \cong 0,614$$

Eşitlik metodu kullanılarak türbin eşitlik oransal verimliliği de şu şekilde bulundu [Kotas, 1995] (Bkz. Eş.4.38);

$$\varphi_{es,T} = \frac{\dot{W}_{mil} + \dot{E}x_{2T}}{\dot{E}x_{1T}} \tag{5.55}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\varphi_{es,T} = \frac{8\ 329,86 + 12\ 555,1}{22\ 526,4} = 0,927$$

Türbin oransal ekserjik çıkış verimliliği ($\varphi_{ex,T}$) de şu şekilde hesaplandı [Kotas, 1995] (Bkz. Eş.4.39);

$$\varphi_{ex,T}=\frac{\dot{W}_{mil}}{\dot{E}x_{1T}-\dot{E}x_{2T}} \tag{5.56}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\varphi_{ex,T}=\frac{8\ 329,86}{22\ 526,4-12\ 555,1}=0,835$$

Ekstrasyon yöntemi (çıkarım yöntemi) ile türbin eşitlik ve ekserjik oransal çıkış verimlilikleri bulunduktan sonra aynı yöntemle elektrik jeneratör oransal verimliliği hesaplandı [Kotas, 1995] (Bkz. Eş.4.40);

$$\varphi_{J}=\frac{\dot{W}_{el}}{\dot{W}_{mil}} \tag{5.57}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\varphi_{J}=\frac{8\ 000}{8\ 329,86}=\%0,96=\%96$$

Yukarıda bulunan oransal verimlilikler ile fabrika kurulu güç yatırım değerlerine göre termoekonomik ekserjik maliyet hesaplamalarına geçildi. Sermaye iyileştirme faktörü bulunarak tek tek akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü yatırım oranları hesaplandı.

Sermaye iyileştirme faktörü (amortisman çarpanı) [Elhanan ve Derbentli, 2007] (Bkz.Eş.4.41):

$$a^{c}=CRF=\frac{i\,(1+i)^{n}}{(1+i)^{n}-1} \tag{5.58}$$

$$a^c=CRF=\frac{0,1\ (1+0,1)^{20}}{(1+0,1)^{20}-1}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$a^c = CRF = 0,1175$$

Sermaye iyileştirme faktörü bulunduktan sonra ayrı ayrı akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü sermaye yatırım oranları bulundu.

Akışkan yataklı kazan için sermaye yatırım oranı [Elhanan ve Derbentli, 2007] (Bkz.Eş.4.44):

$$\dot{Z}_K=\frac{a^c}{n_H}\frac{C_K}{3\ 600} \tag{5.59}$$

$$\dot{Z}_K=\frac{0,1175}{3\ 600}\ \frac{15\ 000\ 000}{3\ 600}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\dot{Z}_K= 0,1359\ [€/s]$$

Türbin için sermaye yatırım oranı [Elhanan ve Derbentli, 2007] (Bkz.Eş.4.45):

$$\dot{Z}_T=\frac{a^c}{n_H}\frac{C_T}{3\ 600} \tag{5.60}$$

$$\dot{Z}_T=\frac{0,1175}{3\ 600}\ \frac{9\ 000\ 000}{3\ 600}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$\dot{Z}_T = 0{,}0816$ [€/s]

Elektrik jeneratörü için sermaye yatırım oranı [Elhanan ve Derbentli, 2007] (Bkz.Eş.4.46):

$$\dot{Z}_J = \frac{a^c}{n_H}\frac{C_J}{3\,600} \tag{5.61}$$

$$\dot{Z}_J = \frac{0{,}1175}{3\,600}\ \frac{4\,000\,000}{3\,600}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$\dot{Z}_J = 0{,}0363$ [€/s]

Daha sonra ekserji giriş birim maliyeti hesaplaması şu şekilde yapıldı [Kotas, 1995] (Bkz. Eş.4.43).

$$c_{ex,i} = \frac{C_{Li}}{\psi_{Li}} \tag{5.62}$$

$$c_{ex,i} = \frac{0{,}0175}{8\,666}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$c_{ex,i} = 2{,}02\times10^{-6}$ [€/kJ]

Sermaye iyileştirme faktörü bulunarak tek tek akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü yatırım oranları ve ekserji birim maliyeti hesaplandıktan sonra akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü ekserji maliyetleri bağımsız yöntem ile hesaplanmıştır.

Bağımsız (otonom) yöntem kullanarak ekserji maliyetinin hesaplanması:

Akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü sermaye yatırım oranları, oransal verimlikler ile ekserji birim maliyetlerine göre akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü ekserji maliyetleri sırasıyla şu şekilde hesaplanır;

Akışkan yataklı kazan için bağımsız yöntem ekserji birim maliyeti [Baghernejad, 2011] (Bkz. Eş.4.48):

$$\dot{C}_{K,ex}=\frac{\dot{E}x_{iK}c_{ex,i}}{\dot{E}x_{1T}}+\frac{\dot{Z}_K}{\dot{E}x_{1T}}=\frac{c_{ex,i}}{\varphi_K}+\frac{\dot{Z}_K}{\dot{E}x_{1T}} \tag{5.63}$$

$$\dot{C}_{K,ex}=\frac{2{,}02\times10^{-6}}{0{,}614}+\frac{0{,}1359}{22\ 526{,}4}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\dot{C}_{K,ex}= 0{,}933\times10^{-5}\ [€/kJ]$$

Türbin ekserji birim maliyeti:

Genel ekserji denklemi yazılırsa [Kotas, 1995] (Bkz. Eş.4.49);

$$\dot{W}_{mil}\dot{C}_{mil,ex}+\dot{E}x_{2T}\dot{C}_{2T,ex}=\dot{E}x_{1T}\dot{C}_{K,ex}+\dot{Z}_T \tag{5.64}$$

Yukarıda bahsi geçen denklemde $\dot{C}_{mil,ex}$ ve $\dot{C}_{2T,ex}$ parametrelerinin her ikisi de bilinmeyen olduğu için bu denklem çözülemez. Bunun için *eşitlik metodu* uygulanarak mil gücü ile türbin buhar çıkış ekserjileri tek bir maliyet kabul edilerek birbirlerine eşitlenirse (Bkz. Eş.4.50);

$$\dot{C}_{mil,ex}=\dot{C}_{2T,ex}=\frac{\dot{C}_{K,ex}}{\varphi_{es,T}}+\frac{\dot{Z}_T}{\dot{W}_{mil}+\dot{E}x_{2T}} \quad (5.65)$$

$$\dot{C}_{mil,ex}=\dot{C}_{2T,ex}=\frac{0{,}933\times10^{-5}}{0{,}927}+\frac{0{,}0816}{8\ 329{,}86+12\ 555{,}1}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$\dot{C}_{mil,ex}=\dot{C}_{2T,ex}=1{,}396\times10^{-5}$ [€/kJ]

Elektrik jeneratörü ekserji birim maliyeti [Kotas, 1995] (Bkz. Eş.4.51)*:*

$$\dot{C}_{J,ex}=\frac{\dot{C}_{mil,ex}}{\varphi_J}+\frac{\dot{Z}_J}{\dot{W}_{el}} \quad (5.66)$$

$$\dot{C}_{J,ex}=\frac{1{,}396\times10^{-5}}{0{,}95}+\frac{0{,}0363}{8\ 000}$$

$\dot{C}_{J,ex}= 1{,}91\times10^{-5}$ [€/kJ]

şeklinde bulunur.

$\dot{C}_{J,ex}= 1{,}91\times10^{-5}$[€/kJ] x 3 600 [h]

eşitliğinden bulunmuştur.

$\dot{C}_{J,ex}= 0{,}06876$ [€/kWh]

olur.

Ekstrasyon (çıkarım) yöntem kullanarak ekserji maliyetinin hesaplanması [Kotas, 1995]:

Akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü sermaye yatırım oranları, oransal verimlikler ile ekserji birim maliyetlerine göre akışkan yataklı kazan, türbin ve elektrik jeneratörü ekserji maliyetleri ekstrasyon yöntemine göre hesaplandı.

Ekstrasyon yöntemde, türbinin amacı mil gücü üretmek olduğu için türbin buhar giriş ekserji birim maliyeti ile türbin buhar çıkış ekserji birim maliyeti birbirine eşit olarak alındı.

Daha önce bağımsız yönteme göre hesaplanan akışkan yataklı kazan ekserji birim maliyeti türbin ekserji birim maliyetine eşitlenir.

Akışkan yataklı kazan için ekserji birim maliyeti [Kotas, 1995] (Bkz. Eş.4.52):

$$\dot{C}_{K,ex} = \dot{C}_{2T,ex} \tag{5.67}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\dot{C}_{K,ex} = \dot{C}_{2T,ex} = 0{,}933\times10^{-5}\ [€/kJ]$$

Mil gücü için ekserji birim maliyeti [Kotas, 1995] (Bkz. Eş. 4.53):

$$\dot{C}_{mil,ex} = \frac{\dot{C}_{2T,ex}}{\varphi_{ex,T}} + \frac{\dot{Z}_K}{\dot{W}_{mil}} \tag{5.68}$$

$$\dot{C}_{mil,ex} = \frac{0{,}933\times10^{-5}}{0{,}835} + \frac{0{,}1359}{8\ 329{,}86}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$\dot{C}_{mil,ex} = 2{,}748\times10^{-5}$ [€/kJ]

Elektrik jeneratörü için ekserji birim maliyeti [Kotas, 1995] (Bkz. Eş. 4.54):

$$\dot{C}_{J,ex}=\frac{\dot{C}_{mil,ex}}{\varphi_J}+\frac{\dot{Z}_J}{\dot{W}_{el}} \qquad (5.69)$$

$$\dot{C}_{J,ex}=\frac{2{,}748\times10^{-5}}{0{,}96}+\frac{0{,}0363}{8\ 000}$$

$\dot{C}_{J,ex}= 3{,}315\times10^{-5}$ [€/kJ]

$\dot{C}_{J,ex}= 3{,}315\times10^{-5}$ [€/kJ] x 3 600 [h]

eşitliğinden bulunmuştur.

$\dot{C}_{J,ex}= 0{,}1193$ [€/kWh]

Termoekonomik analiz için uygulanan eşitlik ve ekstrasyon yöntemin dışında iş üretim yöntemi ile buhar üretim yöntemi ele alındı.

Eşitlik yöntemi kullanarak ekserji maliyetinin hesaplanması [Kotas, 1995]:

Bu 4 yöntem değişik tesislerdeki değişik kriterlere göre sistemdeki ekserji kaybı maliyetini ve faiz tutarını tanımlar. Bu kriterlere göre; Konya Çumra Şeker fabrikasının akışkan yataklı kazan, türbin ve jeneratör yatırımları göz önüne alındığında eşitlik yönteminin termoekonomik analiz olarak uygun olduğu görüldü. Hesaplamalarda diğer yöntemlerde bulunduktan sonra bulunan sonuçlarda karşılaştırıldı. Bu karşılaştırmalara göre eşitlik yöntemini uygulandı. Eşitlik yönteminde bulunan bu değerlere göre düzenlenen senaryolarla hesaplamalar yapıldı.

Buna göre kurulu güç santralinin tüm gider genel denklemi ise [Kotas, 1995] (Bkz. Eş.4.55);

$$\dot{E}x_{IK}c_{ex,i}+(\dot{Z}_K+\dot{Z}_T+\dot{Z}_J)=\dot{E}x_{2T}\dot{C}_{2T,ex}+\dot{W}_{el}\dot{C}_{J,ex} \quad (5.70)$$

İşletme gider genel denklemine eşitlik yöntemi uygulanır. Türbin buhar çıkış ekserji birim maliyeti elektrik jeneratör ekserji birim maliyetine eşit olduğu kabul edilerek yeni denklem oluşturulur. En uygun yöntem buhar güç santrali için eşitlik yöntemi olduğu için hesaplamalarda bu yöntem kullanılır. Türbin buhar çıkış birim ekserji maliyeti, elektrik jeneratörü birim ekserji maliyetine eşit olarak alınır. Bu denklem şu şekildedir [Kotas, 1995] (Bkz. Eş.4.56);

$$\dot{C}_{2T,ex}=\dot{C}_{J,ex}=\frac{\dot{E}x_{IK}c_{ex,i}+(\dot{Z}_K+\dot{Z}_T+\dot{Z}_J)}{\dot{E}x_{2T}+\dot{W}_{el}} \quad (5.71)$$

$$\dot{C}_{2T,ex}=\dot{C}_{J,ex}=\frac{36\,691{,}844\times 2{,}02\times10^{-6}+(0{,}1359+0{,}0816+0{,}0363)}{8\,000+12\,555{,}1}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

$$\dot{C}_{2T,ex}=\dot{C}_{J,ex}=1{,}596\times10^{-5}\ [€/kJ]=0{,}05743\ [€/kWh]$$

İşletmenin yukarıda hesaplanan maliyetlerinin hesaplanmasının yanı sıra yıllık kazançlarına göre de 8 [MW] kurulu güç için geri ödeme süresinin çıkarılması gerekmektedir. Buna göre yatırım maliyetlerinin karşılanması için geri ödeme süresi denklemi aşağıdaki gibidir [Elhanan ve Derbentli, 2007] (Bkz. Eş. 4.57);

$$GOS=\frac{C_{TPL}}{c_{net}} \quad (5.72)$$

$$GOS=\frac{28\,000\,000\ [€]}{10\,000\,000\ [€/yıl]}$$

eşitliğinden bulunmuştur.

GOS = 2,8 [yıl]

Bu bulunan sonuçlarla (Mevcut durum 8 MW kurulu güce göre yapılan hesaplamalar) işletmenin mevcut durum ile düzenlenen senaryolar ele alınarak karşılaştırılması yapılmıştır. Sırasıyla 10, 12 ve 14 [MW]'lık senaryo güç buhar santralleri kurulduğunda ekserji birim maliyetleri Excel bilgisayar paket programında hesaplanmıştır.

Eşitlik yöntemi, kar eşitliğine dayanan bir yöntem (Banar, 2007) olduğu için seçildi. Kar ise; şeker üretimi satış gelirleri ile işletme maliyetleri arasındaki fark demektir. Bunun için; türbin yatırım maliyeti, türbin mil gücü ekserji maliyetine eşit alınarak hesaplamalar yapıldı. Eşitlik yöntemine göre; jeneratör birim ekserji maliyeti ele alınarak senaryolar üretildi.

10, 12 ve 14 [MW]'lık senaryo güç buhar santrallerine göre daha önce türbin buhar tüketim hesaplama paket programı (Bkz. Ek-4) ile sırasıyla üretilen buhar miktarları bulundu. 10 [MW] güç için üretilen buhar 19,08 [kg/s], 12 [MW] senaryo güç için üretilen buhar 22,90 [kg/s] ve 14 [MW] senaryo güç için üretilen buhar 26,72 [kg/s] olduğu hesaplandı.

Yukarıda değişik yöntemlere göre örnek olarak 8 [MW]'lık mevcut kurulu güç santrali hesaplamaları yapıldı. Diğer 10, 12 ve 14 [MW]'lık senaryo güç buhar santrali senaryoları ise Excel programında eşitlik yöntemine göre hesaplatılarak sonuçlar tablolar halinde verildi. 8 [MW]'lık mevcut kurulu güç santrali ile 10, 12 ve 14 [MW]'lık senaryo güç santrali ile karşılaştırılması yapılabilmesi için Excel programında bulunan sonuçlar çizelge haline getirildi. Daha önce fabrikanın enerji üretim proses enerji ve ekserji hesaplamalarında bulunan ekserji, kütle denklikleri sonuçları 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçlerine göre de bulunarak aşağıdaki Çizelge 5.14'de verilmiştir.

Çizelge 5.14. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri fabrika üretim proses ekserji ve kütle sonuçları

P_{el} [MW] güç	P_{mil} [kW] türbin mil gücü	$\dot{m}_b$ [kg/s] türbin buhar kütlesi	$\dot{m}_K$ [kg/s] kazan buhar kütlesi	$Ex_{i,K}$ [kW] kazan ekserji girişi	Ex_{1T} [kW] türbin ekserji girişi	Ex_{2T} [kW] türbin ekserji çıkışı
8	8 329,86	15,27	4,234	36 695,03	22 526,40	12 555,10
10	10 412,33	19,09	5,294	45 874,79	28 142,70	15 685,30
12	12 494,79	22,90	6,350	55 030,53	33 672,90	18 767,50
14	14 577,26	26,72	7,409	64 210,29	39 326,00	21 918,30

Bulunan sonuçlara göre kazan, türbin ve jeneratör oransal verimlilikler sırasıyla Excel programında hesaplanarak sonuçları Çizelge 5.15'de verildi. Bu oranlar yatırım maliyetleri hesaplamalarında kullanılan oranlardır.

Çizelge 5.15. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri kazan, türbin ve jeneratör oransal verimlilik sonuçları

Pel [MW] güç	φ_K kazan oransal verimlilik	$\varphi_{es,T}$ türbin oransal çıkış verimliliği (eş.metot)	$\varphi_{ex,T}$ türbin oransal ekserji verimliliği	φ_J jeneratör verimlilik oranı
8	0,614	0,927	0,835	0,96
10	0,613	0,927	0,836	0,96
12	0,612	0,928	0,838	0,96
14	0,612	0,928	0,837	0,96

Daha sonra pazar araştırması ve fabrika çalışması sırasında alınan bilgiler eşliğinde buhar güç santrali yatırım maliyetleri ve toplamı Çizelge 5.16'da verildi.

Çizelge 5.16. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri kazan, türbin ve jeneratör yatırım maliyetleri

P_{el} [MW]güç	C_K [€] kazan yatırım maliyeti	C_T [€] türbin yatırım maliyeti	C_J [€] elk.jen. yatırım maliyeti	C_{TPL} [€] toplam yatırım maliyeti
8	15 000 000	9 000 000	4 000 000	28 000 000
10	17 000 000	10 000 000	5 000 000	32 000 000
12	19 000 000	11 000 000	6 000 000	36 000 000
14	21 000 000	12 000 000	7 000 000	40 000 000

Bu yatırım maliyetlerine göre hesaplanan sermaye iyileştirme faktörü (amortisman çarpanı) ile birlikte kazan, türbin ve jeneratör sermaye yatırım oranları ile ekserji

giriş birim maliyetleri Excel programında hesaplatılarak sonuçları Çizelge 5.17'de gösterildi.

Çizelge 5.17. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri kazan, türbin ve jeneratör sermaye yatırım oranları ve ekserji maliyeti

P_{el} [MW] güç	n [yıl] yatırımın ekonomik ömrü	n_H [h/yıl] yıllık çalışma süresi	a^c sermaye iyileştirme faktörü	Z_K [€/s] kazan sermaye yatırım oranı	Z_T [€/s] türbin sermaye yatırım oranı	Z_J [€/s] elk.jen. sermaye yatırım oranı	$c_{ex,i}$[€/kJ] ekserji giriş birim maliyeti
8	20	3 600	0,1175	0,1359	0,0816	0,0363	0,00000202
10	20	3 600	0,1175	0,1541	0,0906	0,0453	0,00000202
12	20	3 600	0,1175	0,1722	0,0997	0,0544	0,00000202
14	20	3 600	0,1175	0,1903	0,1088	0,0634	0,00000202

Bulunan sermaye yatırım oranları ile 3 tip matematiksel hesaplamalar yapılarak termoekonomik ekserji maliyet hesaplamaları yapılarak sonuçları verildi.

Bağımsız otonom yönteme göre yapılan hesaplamalar Excel programında yapıldıktan sonra sonuçları Çizelge 5.18'de verildi.

Çizelge 5.18.Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri matematiksel bağımsız yöntem ile termoekonomik analiz

Pel [MW] güç	Bağımsız (Otonom) Yöntem				
	$C_{K,ex}$ [€/kJ] kazan ekserji maliyeti	$C_{2T,ex}$ [€/kJ] türbin buhar ekserji maliyeti	$C_{J,ex}$ [€/kJ] elk.jen. ekserji maliyeti	C_{mil} [€/kJ] türbin mil ekserji maliyeti	$C_{J,ex}$ [€/kWh] elk.jen. ekserji maliyeti
8	0,00000933	0,00001396	0,0000191	0,00001396	0,0687
10	0,00000877	0,00001293	0,0000180	0,00001293	0,0648
12	0,00000842	0,00001225	0,0000173	0,00001225	0,0622
14	0,00000814	0,00001175	0,0000168	0,00001175	0,0604

Ekstrasyon yönteme göre yapılan hesaplamalar Excel programında yapıldıktan sonra sonuçları Çizelge 5.19'da verildi.

Çizelge 5.19.Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri Ekstrasyon yöntem ile termoekonomik analiz

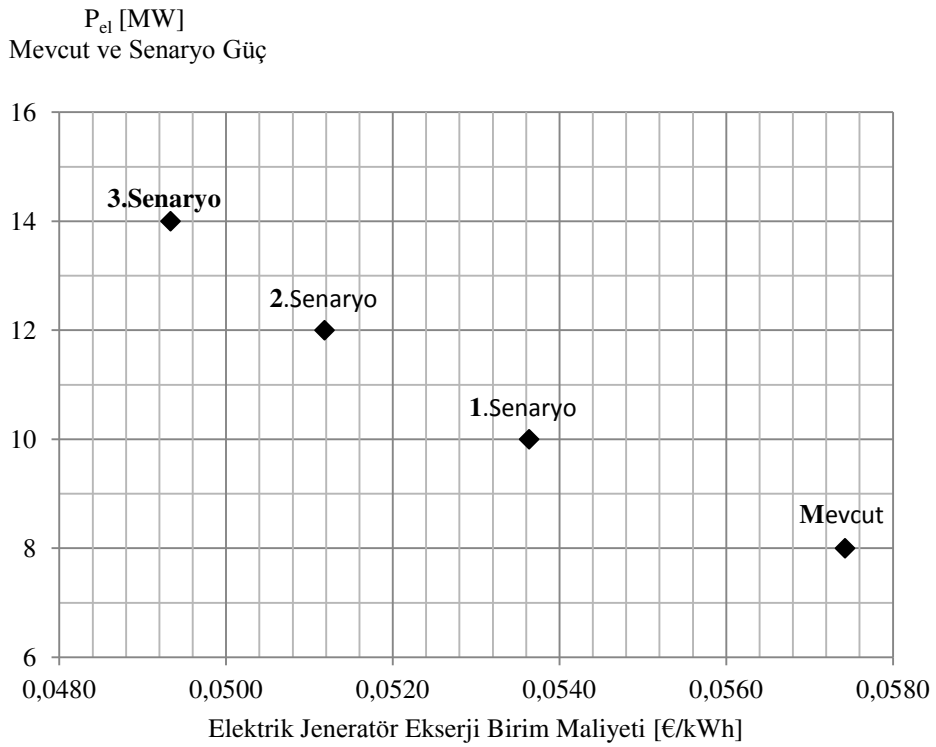
Pel [MW] güç	Ekstrasyon (Çıkarım) Yöntem				
	$C_{K,ex}$ [€/kJ] kazan ekserji maliyeti	$C_{2T,ex}$ [€/kJ] türbin buhar ekserji maliyeti	$C_{J,ex}$ [€/kJ] elk.jen. ekserji maliyeti	C_{mil} [€/kJ] türbin mil ekserji maliyeti	$C_{J,ex}$ [€/kWh] elk.jen. ekserji maliyeti
8	0,00000933	0,00000933	0,00003315	0,00002748	0,1193
10	0,00000877	0,00000877	0,00003086	0,00002529	0,1111
12	0,00000842	0,00000842	0,00002933	0,00002382	0,1056
14	0,00000814	0,00000814	0,00002825	0,00002277	0,1017

Eşitlik yönteme göre yapılan hesaplamalar Excel programında yapıldıktan sonra sonuçları Çizelge 5.20'de verildi.

Çizelge 5.20.Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri Eşitlik yöntem ile termoekonomik analiz

Pel [MW] güç	Eşitlik Yöntemi			
	$C_{J,ex}$ [€/kJ] elk.jen. ekserji maliyeti	$C_{2T,ex}$ [€/kJ] türbin buhar ekserji maliyeti	$C_{2T,ex}$ [€/kWh] türbin buhar ekserji maliyeti	$C_{J,ex}$ [€/kWh] elk.jen. ekserji maliyeti
8	0,00001595	0,00001595	0,05743	0,0574
10	0,00001490	0,00001490	0,05364	0,0536
12	0,00001422	0,00001422	0,05118	0,0512
14	0,00001370	0,00001370	0,04934	0,0493

Bunun için matematiksel bağımsız yöntem ile termoekonomik analiz sonuçları yararlı olacaktır. Burada bulunan elektrik jeneratör ekserji maliyeti işletme için önemlidir. Mevcut durum ile karşılaştırıldığında Şekil 5.25 oluşturulmuştur. Bu şekle göre 8 [MW]'lık mevcut kurulu güç santrali ele alındığında santral güç arttırıldığında senaryo güçlerinden 14 [MW]'ın elektrik jeneratör ekserji maliyetinin daha düşük olduğu görülmektedir. İşletme için kurulu gücü arttırmak işletme için çok faydalı olacaktır.



Şekil 5.25. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri elektrik jeneratör ekserji birim maliyeti termoekonomik analizi

İşletmenin yukarıda hesaplanan maliyetlerinin hesaplanmasının yanı sıra yıllık kazançlarına göre de 8 [MW] kurulu olan güç ile 10, 12 ve 14 [MW] kurulması planlananlar için de geri ödeme süresi çıkarılmıştır. Buna göre yatırım maliyetlerinin karşılanması için geri ödeme süreleri aşağıdaki Çizelge 5.21'e göre sıralandı.

Çizelge 5.21. Mevcut ve senaryo güç geri ödeme süreleri

P_{el} Güç [MW]	C_{TPL} [€] toplam yatırım maliyeti	c_{TPL} [€/yıl] işletmenin yaklaşık yıllık net kazancı	GOS [yıl] işletmenin geri ödeme süresi
8	28 000 000	10 000 000	2,80
10	32 000 000	12 493 170	2,56
12	36 000 000	14 948 109	2,41
14	40 000 000	17 457 687	2,29

*: Türbin ekserji çıkışına göre yıllık net kazanç oransal olarak ele alınmıştır.

Bu yukarıdaki senaryolara göre 8 [MW] kurulu güç, mevcut kullanılan buhar santrali olduğu için arasındaki fark işletmenin net geri ödemesini çıkaracaktır. Buna göre Çizelge 5.22 oluşturuldu.

Çizelge 5.22. Senaryo güç geri ödeme süreleri farkı

P_{el} Güç [MW]	C_{TPL} [€] toplam yatırım artış maliyeti	c_{TPL} [€/yıl] işletmenin yaklaşık yıllık net kazancı	GOS [yıl] işletmenin geri ödeme süresi farkı
10	4 000 000	12 493 170	0,32
12	8 000 000	14 948 109	0,53
14	12 000 000	17 457 687	0,68

Daha önce bulunan eşitlik yöntemine göre kurulu güç ve senaryolara göre buhar üretimi için bulunan elektrik jeneratör üretiminin parasal değerleri baz alındığında fabrikanın pancar üretimi için kar zarar termoekonomik analiz uygulandı. Buna göre Çizelge 5.23'de gibi sonuçları bulundu.

Çizelge 5.23. Mevcut kurulu güç ile 10, 12 ve 14 [MW] senaryo güçleri eşitlik yöntemi ile fabrika maliyeti termoekonomik analizi

Pel [MW] güç	Pancar üretimine göre kurulu ve senaryo güç arasındaki kar farkları					
	$C_{J,ex}$ elk.jen. ekserji maliyeti[€/kWh]	$\dot{m}_b$türbin buhar kütlesi[kg/s]	Üretim miktarı kurulu güç artış miktarı [ton] *	Kurulu güç yıllık ekserji maliyeti [€] **	Fabrika yıllık pancar üretimi parasal değeri [€] ***	İşletme karı [€] ****
8	0,0574	15,27	288 853	1 653 902	29 385 016	27 731 113
10	0,0536	19,09	361 114	1 930 938	36 736 081	34 805 142
12	0,0512	22,90	433 185	2 211 113	44 067 902	41 856 789
14	0,0493	26,72	505 445	2 486 505	51 418 967	48 932 462

*: Üretim miktarları, türbinden üretilen senaryo buhar kütleleleri ele alınarak hesaplanmıştır.

**: Kurulu güç yıllık ekserji maliyeti, kurulu güç ile bulunan $C_{J,ex}$ elektrik jeneratörü ekserji maliyeti ile çarpılarak bulunmuştur.

***: Birim fiyat www.turkseker.gov.tr şeker resmi web sitesinden beyaz-ham şeker üretim birim fiyat 101,7346 [€/ton] olarak alınmıştır. Üretim miktarı kurulu güç artış miktarı ile bu birim fiyat çarpılarak kurulan senaryolara göre fabrika yıllık pancar üretimi parasal değerleri çıkarılmıştır.

****: Fabrikanın bu kurulan senaryolara göre karı, fabrika yıllık pancar üretimi parasal değeri ile kurulu güç yıllık ekserji maliyeti farkı ile bulunmuştur.

5.4. Kazan Enerji Ekonomisi

Enerji ekonomisi anlamında yakıt maliyet karşılaştırılması kullanılan buhar enerjisine göre buhar maliyeti ve kazan enerji ekonomisi yapılmıştır. Alternatif sistemler üzerinde durulmuştur. Çizelge 5.24'de buhar enerji maliyeti ve Çizelge 5.25'de kazan enerji ekonomisi veri ve hesaplamaları yapılmıştır.

Çizelge 5.24. Buhar enerji maliyeti

Fabrikanın günlük çalışma süresi	24 [h/d]
Fabrikanın aylık çalışma süresi	30 [d/a]
Fabrikanın yıllık çalışma süresi	24 [a/y]
Fabrika Buhar Enerji Üretimi	69 600 000 [kcal/h]
Kullanılan buhar miktarı	116 [t/h]

Not: 1 [ton buhar] 600 000 [kcal] enerji eşdeğer

Çizelge 5.25'de fabrikanın yakıt kazanı ile ilgili maliyet analizi yapılmıştır. Kazanda kullanılan mevcut sistemin diğer sistemler göre maliyet karşılaştırması yapılmıştır. Buna göre fabrikanın kullandığı toz linyit kömürün diğer yakıtlara göre avantajlı olduğu görülmüştür. Mevcut sisteme göre en verimli ve maliyeti düşük olan toz linyit kömürle çalışan akışkan yataklı kazan buhar maliyeti 6,4 [Euro/kg] olduğu hesaplanmıştır.

Çizelge 5.25.Yakıt maliyet karşılaştırması tablosu

Buhar Enerjisi (Kullanılan)	69 600 000	kcal / h	1 € =	2,25 TL			
YAKIT	Fuel-Oil (No: 6)	Doğalgaz	İthal Kömür	Toz Linyit Kömürü	Güneş Enerjisi	Prina	Fındık Kabuğu
Yakıt Birimleri:	[kcal/kg]	[kcal/m^3]	[kcal/kg]	[kcal/kg]	* [kcal/m^3 gün]	[kcal/kg]	[kcal/kg]
Yakıt ısıl değeri	9 600	8 250	6 500	2 300	5 750	4 300	6 500
Y_{fiyat} [TL/kg]-[TL/m^3]	1,1949	0,5059	0,2720	0,0500	0,6058	0,1888	0,1880
Yakıcı tipi	Brülör	Brülör	Izgaralı Kazan	Akışkan Yat.Kazan	Güneş Panelleri	Akışkan Yat.Kazan	Akışkan Yat.Kazan
Kazan verimi [%]	80	93	75	90	90	87	87
$Q_{kayıp}$ [kg/h]-[m^3/h]	9 063	9 071	14 277	33 623	13 449	18 605	12 308
$Q_{kayıp}$ [kg/gün]-[m^3/gün]	217 500	217 713	342 646	806 957	322 783	446 512	295 385
$Q_{kayıp}$ [kg/ay]-[m^3/ay]	6 525 000	6 531 378	10 279 385	24 208 696	9 683 478	13 395 349	8 861 538
$Q_{kayıp}$ [kg/yıl]-[m^3/yıl]	32 625 000	32 656 891	51 396 923	121 043 478	48 417 391	66 976 744	44 307 692
$Y_{kayıp}$[TL/h]	10 829	4 589	3 883	1 681	8 148	3 513	2 314
$Y_{kayıp}$[TL/gün]	259 894	110 146	93 200	40 348	195 542	84 301	55 532
$Y_{kayıp}$[TL/ay]	7 796 820	3 304 381	2 795 993	1 210 435	5 866 251	2 529 042	1 665 969
$Y_{kayıp}$[TL/yıl]	38 984 102	16 521 905	13 979 963	6 052 174	29 331 256	12 645 209	8 329 846
$Y_{kayıp}$ [€/s]	4 813	2 040	1 726	747	3 621	1 561	1 028
$Y_{kayıp}$ [€/gün]	115 508	48 954	41 422	17 932	86 907	37 467	24 681
$Y_{kayıp}$ [€/ay]	3 465 254	1 468 614	1 242 663	537 971	2 607 223	1 124 019	740 431
$Y_{kayıp}$ [€/yıl]	17 326 268	7 343 069	6 213 317	2 689 855	13 036 114	5 620 093	3 702 154
1 kg - m^3 buhar maliyeti	**41,5 €**	**17,6 €**	**14,9 €**	**6,4 €**	**31,2 €**	**13,5 €**	**8,9 €**

Not: *: Kaynak http://www.auraset.com/trfacts.htm olarak yaklaşık ortalama değer alınmıştır. Ayrıca http://www.solarbuzz.com/going-solar/using/economic-payback web sitesinden de yararlanılmıştır.
**: Güneş enerjisi ile ilgili giderler kaynak http://www.gunessistemleri.com/elektriksatis.php enerji yasalarına göre alınmıştır. http://greenecon.net/solar-energy-the-security-perspective/energy_economics.html web sitesinden ise maliyet alınmıştır. Güneş enerjisi tarifesi 0,05 [€/kWh] = 0,099245 [TL/kWh] = 0,0001154 [TL/kcal]
Yakıt fiyatı [TL /kg] - [TL/m^3] = Güneş enerjisi tarifesi x Yakıt ısıl değeri =0,0001154 x 5 250 = 0,6058 [TL/m^3]
***: Prina yakıt için kalorifik değerler, teknik detay ve fiyatlar http://www.aydinprina.com & http://www.dogusprina.com web sitelerinden alınmıştır. Kömürle 1/3 oranında karıştırıldığında da yakılabildiği cürufun düştüğü kül miktarının kömürle birlikte yakıldığında kül miktarının % 15'den % 7'ye düştüğü belirtilmiştir. Prina yakıt verimi ise yaklaşık % 87 literatürlere göre kabul edilmiştir. Ortalama kalorifik değer 4 200 kcal/kg alınmıştır. 1ton prina 160 TL + KDV =188,8 TL ve 1 kg ise 0,1888 TL'dir.
****: Kömür fiyatları http://www.tki.gov.tr/tki/komurfiyat.pdf web sitesinden alınmıştır.
*****: Fındık kabuğu fiyatı çeşitli web sitelerindeki satış fiyatlarına göre ortalama değer olarak alınmıştır. Isıl değer yaklaşık olarak 6 500 kcal/kg'dir.(TCMB Döviz Endeksinden alınmıştır.)

5.5. Enerji Yönetimi ve Verimliliği ile İlgili Hesaplamalar

Enerji yönetimi ve verimliliği ile ilgili hesaplamalarda, fabrikadan 2008 ile 2011 yıllarına ait alınan enerji tüketim verileri ile enerji denklemleri (E = a + bP) bulunmuştur. Buna yanında fabrikanın 2008 ile 2011 yıllarına ait toplam enerji yönetim birimini oluşturup oluşturmayacağı enerji kanun ve yönetmeliklerine göre belirlenmiştir.

5.5.1. Enerji yönetimi ve enerji tüketim verileri

Enerji yönetimi ve enerji tüketim verileri için enerjinin verimli kullanılması için fabrikaların üretim miktarına göre enerji tüketiminin incelenip tüketilen enerjinin aylık bazda bir yıllık enerji dağılımının çıkartılması ve bunun sonucunda fabrikanın enerji sapmalarının belirlenmesidir. Bu çıkan sonuçlarla fabrikanın enerji kontrol birimine mi veya enerji yöneticisine mi ihtiyacı olduğu ortaya çıkmış olur.

Enerji üretim prosesi

Şeker fabrikaları diğer sanayi kollarından bazı açılardan farklıdır. Bu farklılıklardan biri de enerji kullanımıdır. Şeker üretim kademelerinin ısıtma, buharlaştırma gibi işlemleri buharla yapılmaktadır. Bu buhar, buhar kazanlarında üretilir. Basınçlı buhar, işletmeye gönderilmeden önce türbinlerden geçirilerek enerjisinin bir bölümü elektrik enerjisine dönüştürülür, bir başka deyişle elektrik enerjisi üretimi gerçekleştirilir. Üretilen bu elektik enerjisi tüm fabrikanın ihtiyacına yetecek miktardadır. Kampanyada fabrika normal kapasitede çalıştığı zamanlarda dışarıdan elektrik enerjisi satın almamaktadır. 3/3/2001 tarih ve 24335 Mükerrer sayı ile yayımlanmış Elektrik Piyasası Kanuna göre Birinci Kısım Genel Hükümler Birinci Bölüm Madde 1'in 11. bendi ile İkinci Bölüm Elektrik Piyasası Faaliyetleri ve Lisanslar Madde 2'nin 4a-2. Bendine göre bu tip üretim yapan özel sektör üretim şirketlerinin elektrik enerjisi üretimi yasal bir zorunluluktur. Bu sebeple Konya Çumra Şeker fabrikasında elektrik enerjisi üretimi mevcuttur.

5.5.2. Enerji tüketim verileri ile ilgili hesaplamalar

Konya Çumra Şeker fabrikasının enerji tüketim verileri ile üretim verileri doğrultusunda fabrikanın enerji performans analizi çıkarılmıştır.

Şeker fabrikasının 2008, 2009, 2010 ve 2011 yıllarındaki enerji tüketim miktarları çıkartılmıştır. Böylelikle fabrikada kurulu olmayan enerji yönetimi TEP (Ton Eşdeğer Petrol) göre enerji komitesinin veya enerji yöneticisi atanıp atanmayacağı Resmi Gazetede 02.05.2007 tarihinde Sanayi Kuruluşlarının Enerji Tüketiminde Verimliliğin Arttırılması İçin Alacakları Önlemler Hakkında Yönetmelik ele alınarak belirlenmiştir. Enerji tüketiminin 2010 yılında daha düşük olduğu görülmüştür. Bir anlamda enerjinin daha verimli kullanıldığı yıl olarak tespit edilmiştir. Bunun nedeni ise fabrikanın elektrik enerjisi üretim miktarının 52 337,07 Gcal olarak arttırılmasıdır. Bunun anlamı da fabrikanın kurulu güç santralinin arttırılması ile enerji verimliliğinin de daha da artabileceğinin göstergesidir.

Ayrıca yapılabilecek iyileştirmelerle mevcut fabrikanın enerji tüketiminin daha da düşürülebileceği görülmüştür. Enerji tüketim verileri, İstatiksel Metot ile EK-6'da yorumlanmıştır. İstatiksel Metot olarak SPSS 17.0 bilgisayar paket programı kullanılarak sonuçlar matematiksel bağıntılar şeklinde ifade edilmiştir.

5.5.3. Şeker fabrikasının enerji verimliliği için önerilen bazı enerji tasarruf yöntemleri ile ilgili yapılan hesaplamalar

Fabrikanın enerji, ekserji, ekonomik analizlerinin yanı sıra enerji tüketim verilerine göre fabrika enerji verimliliği için enerji tasarrufu yapılabilecek bazı öneriler getirilmiştir. Fabrika prosesinde yapılabilecek gerekli iyileştirmelerle sistemde alternatif çözümler üretilmiştir.

Fabrikanın yasal zorunluluk hale getirilen bu enerji verimliliği kanuna göre; enerji yönetimi ve/veya enerji komitesinin kurulup kurulmayacağını belirleyebilmek için enerji tüketim verilerinden enerji tüketim miktarları hesaplanmıştır. İşletmenin enerji

yönetimi programı uygulayabilmesi için enerji tüketim sonuçları çok büyük katkı sağlayacaktır.

Fabrikanın 2008, 2009, 2010 ve 2011 yılları kapsamında alınan üretim verileri Çizelge 5.26'daki gibidir.

Çizelge 5.26. Fabrika üretimi 2008, 2009, 2010 ve 2011 yılları

	2008	**2009**	**2010**	**2011**
Ürün Adı / Aylar	Toplam şeker üretim miktarı [ton]	Toplam şeker üretim miktarı [ton]	Toplam şeker üretim miktarı [ton]	Toplam şeker üretim miktarı [ton]
Ocak	34 648	53 030	56 739	48 833
Şubat	0	19 093	34 885	21 879
Mart	0	0	0	0
Nisan	0	0	0	0
Mayıs	0	0	0	0
Haziran	0	0	0	0
Temmuz	0	0	0	0
Ağustos	0	0	0	0
Eylül	10 232	0	2 537	0
Ekim	52 462	62 385	56 633	67 963
Kasım	58 872	66 470	58 793	73 782
Aralık	59 361	62 781	56 028	76 396
TOPLAM	**215 575**	**263 759**	**265 618**	**288 853**

Fabrikanın 2010 ve 2011 yılları kapsamında alınan tüketim verileri fabrikadan alınarak excel bilgisayar programında enerji Gcal birimlerine çevrilmiş ve Çizelge 5.27'de sonuçları verilmiştir.

Çizelge 5.27. Fabrika enerji tüketimi verileri ve sonuçları 2010 – 2011 yılları

2010 yılı	**Tüketim Miktarları**							
	Kömür		Elektrik (Şebeke)		Üretilen Elektrik		Doğalgaz	
Aylar	[Gcal]	[ton]	[Gcal]	[kWh]	[Gcal]	[kWh]	[Gcal]	[m^3]
Ocak	74 945	32 585	357,59	415 800	9 247,46	10 752 856	5 835,21	707 298
Şubat	54 949	23 891	249,23	289 800	7 019,09	8 161 734	4 051,76	491 123
Mart	0	0	1 714,80	1 993 950	0	0	5 982,24	725 120
Nisan	0	0	1 370,75	1 593 900	0	0	5 117,97	620 360
Mayıs	0	0	547,22	636 300	2 609,71	3 034 552	3 284,56	398 128
Haziran	0	0	363,01	422 100	3 225,18	3 750 206	1 436,75	174 152
Temmuz	0	0	893,97	1 039 500	2 037,22	2 368 866	1 091,57	132 312
Ağustos	0	0	1 349,08	1 568 700	0	0	1 129,94	136 962
Eylül	0	0	1 344,65	1 563 541	971,66	1 129 840	977,04	118 429
Ekim	86 434	37 580	1 193,42	1 387 701	8 857,53	10 299 456	14 519,97	1 759 996
Kasım	80 624	35 054	621,82	723 051	8 923,88	10 376 600	17 464,45	2 116 903
Aralık	75 302	32 740	1 470,99	1 710 450	9 445,33	10 982 946	17 127,55	2 076 067
Toplam	**372 255**	**161 850**	**11 476,52**	**13 344 793**	**52 337,07**	**60 857 056**	**78 019,01**	**9 456 850**
2011 yılı	**Tüketim Miktarları**							
	Kömür		Elektrik (Şebeke)		Üretilen Elektrik		Doğalgaz	
Aylar	[Gcal]	[ton]	[Gcal]	[kWh]	[Gcal]	[kWh]	[Gcal]	[m^3]
Ocak	73 082	31 775	1 544,13	1 795 500	9 936,67	11 554 262	18 677,65	2 263 958
Şubat	29 012	12 614	1 576,64	1 833 300	4 709,99	5 476 734	9 355,62	1 134 014
Mart	0	0	2 167,20	2 520 000	0	0	6 039,89	732 108
Nisan	0	0	1 945,06	2 261 700	0	0	5 052,48	612 422
Mayıs	0	0	1 799,98	2 093 004	0	0	3 252,23	394 210
Haziran	0	0	1 997,62	2 322 810	646,82	752 116	7 802,12	945 712
Temmuz	0	0	2 215,96	2 576 700	1 213,20	1 410 700	15 116,62	1 832 317
Ağustos	0	0	2 329,74	2 709 000	0	0	3 901,06	472 856
Eylül	0	0	2 403,05	2 794 239	288,27	335 192	1 058,90	128 352
Ekim	79 455	34 546	1 039,71	1 208 970	9 978,19	11 602 552	18 604,95	2 255 146
Kasım	71 187	30 951	1 289,86	1 499 841	10 423,18	12 119 980	21 615,49	2 620 059
Aralık	75 509	32 830	1 692,58	1 968 120	11 576,38	13 460 908	23 949,88	2 903 016
Toplam	**328 246**	**142 716**	**22 001,54**	**25 583 184**	**48 772,70**	**56 712 444**	**134 426,90**	**16 294 170**

Aynı şekilde fabrikanın 2008 ve 2009 yılları kapsamında alınan tüketim verileri fabrikadan alınarak excel bilgisayar programında enerji Gcal birimlerine çevrilmiş ve Çizelge 5.28'de sonuçları verilmiştir.

Çizelge 5.28. Fabrika enerji tüketimi verileri ve sonuçları 2008 – 2009 yılları

2008 yılı	**Tüketim Miktarları**							
	Kömür		Elektrik (Şebeke)		Üretilen Elektrik		Doğalgaz	
Aylar	[Gcal]	[ton]	[Gcal]	[kWh]	[Gcal]	[kWh]	[Gcal]	[m^3]
Ocak	28 060	12 200	541,80	630 000	4 713,6	5 481 032	5 693,97	690 178
Şubat	0	0	1 089,02	1 266 300	0	0	0	0
Mart	0	0	958,99	1 115 100	0	0	0	0
Nisan	0	0	1 050,40	1 221 400	0	0	0	0
Mayıs	0	0	996,91	1 159 200	0	0	0	0
Haziran	0	0	980,66	1 140 300	0	0	0	0
Temmuz	0	0	1 067,35	1 241 100	0	0	0	0
Ağustos	0	0	1 121,53	1 304 100	0	0	0	0
Eylül	18 680	8 122	834,37	970 200	2 041,9	2 374 385	710,57	86 130
Ekim	62 067	26 986	75,85	88 200	7 989,4	9 290 088	8 247,19	999 659
Kasım	54 887	23 864	119,20	138 600	8 460,2	9 837 456	2 660,86	322 528
Aralık	67 189	29 213	162,54	189 000	8 715,8	10 134 663	3 613,25	437 970
Toplam	**230 885**	**100 385**	**8 998,61**	**10 463 500**	**31 921,1**	**37 117 624**	**20 925,84**	**2 536 465**
2009 yılı	**Tüketim Miktarları**							
	Kömür		Elektrik (Şebeke)		Üretilen Elektrik		Doğalgaz	
Aylar	[Gcal]	[ton]	[Gcal]	[kWh]	[Gcal]	[kWh]	[Gcal]	[m^3]
Ocak	62 385,20	27 124	8 564,48	9 958 696	140,87	163 800	10 728,17	1 300 384
Şubat	29 900,00	13 000	4 076,53	4 740 152	590,56	686 700	5 255,70	637 054
Mart	0	0	0	0	1 289,48	1 499 400	5643	684 000
Nisan	0	0	0	0	980,66	1 140 300	5172	626 850
Mayıs	0	0	0	0	1 099,08	1 278 000	3978	482 156
Haziran	0	0	0	0	1 202,28	1 398 000	3604	436 820
Temmuz	0	0	0	0	1 452,02	1 688 400	3652	442 700
Ağustos	26 523,60	11 532	0	0	1 262,39	1 467 900	257	31 150
Eylül	4 365,40	1 898	0	0	845,21	982 800	1054	127 757
Ekim	69 000,00	30 000	8 775,24	10 203 773	232,97	270 900	5 839,36	707 801
Kasım	71 760,00	31 200	9 170,97	10 663 921	222,14	258 300	6 968,92	844 717
Aralık	71 911,80	31 266	9 534,55	11 086 684	406,35	472 500	7 181,11	870 437
Toplam	**335 846,00**	**146 020**	**40 121,70**	**46 653 226**	**9 724,02**	**11 307 000**	**59 332,56**	**7 191 826**

Bulunan tüketim değerlerine göre 2008, 2009, 2010 ve 2011 yıllarına ait enerji tüketim birimi olarak toplam Gcal ve TEP (Ton Eşdeğer Petrol) enerji değerleri Çizelge 5.29'da sonuçları verilmiştir.

Bu toplam enerji tüketim sonuçlarına göre; en çok enerji tüketimi 2011 yılında ve en düşük enerji tüketimi ise 2008 yılında gerçekleştiği Çizelge 5.29'da görülmektedir.

Çizelge 5.29.Fabrika toplam enerji tüketim sonuçları 2008, 2009, 2010 ve 2011yılları

Enerji Tüketimi	**2008**		**2009**		**2010**		**2011**	
	Toplam Enerji Miktarı		Toplam Enerji Miktarı		Toplam Enerji Miktarı		Toplam Enerji Miktarı	
Aylar	[Gcal]	[TEP]	[Gcal]	[TEP]	[Gcal]	[TEP]	[Gcal]	[TEP]
Ocak	29 582,08	2 958,21	81 536,98	8 153,70	71 890,84	7 189,08	83 367,62	8 336,76
Şubat	1 089,02	108,90	38 641,66	3 864,17	52 231,20	5 223,12	35 234,46	3 523,45
Mart	958,99	95,90	4 353,52	435,35	7 697,04	769,70	8 207,09	820,71
Nisan	1 050,40	105,04	4 190,85	419,09	6 488,72	648,87	6 997,54	699,75
Mayıs	996,91	99,69	2 878,71	287,87	1 222,06	122,21	5 052,22	505,22
Haziran	980,66	98,07	2 401,49	240,15	-1 425,42	-142,54	9 152,92	915,29
Temmuz	1 067,35	106,73	2 200,25	220,03	-51,68	-5,17	16 119,38	1 611,94
Ağustos	1 121,53	112,15	25 518,19	2 551,82	2 479,02	247,90	6 230,80	623,08
Eylül	18 183,57	1 818,36	4 574,19	457,42	1 350,02	135,00	3 173,68	317,37
Ekim	62 401,36	6 240,14	83 381,63	8 338,16	93 289,86	9 328,99	89 122,27	8 912,23
Kasım	49 207,04	4 920,70	87 677,75	8 767,77	89 786,60	8 978,66	83 669,47	8 366,95
Aralık	62 249,88	6 224,99	88 221,10	8 822,11	84 455,21	8 445,52	89 575,08	8 957,51
Toplam	**228 888,79**	**22 888,88**	**425 576,32**	**42 557,63**	**409 413,47**	**40 941,35**	**435 902,54**	**43 590,25**

Bulunan tüketim değerlerine göre 2008, 2009, 2010 ve 2011 yıllarına ait ayrıca enerji maliyet analizi yapılmıştır. Burada kullanılan kömür, şebekeden üretilen elektrik enerjisi, üretilen elektrik enerjisi ile doğalgazın birim maliyet değerleri www.enerji.gov.tr ile www.enerji-dunyasi.com web sitelerinden güncel olarak Eylül ayı 2012 yılı birim fiyatlarına göre hesaplanmış Çizelge 5.30'da sonuçları verilmiştir. Burada bulunan sonuçlar sonrasında güncel Merkez Bankası resmi web sitesi Türk Lirasının Euro döviz değerine göre maliyet değerleri çevrilmiştir.

Buna göre güncel döviz bilgisi olarak yaklaşık 1 TL 2,30 Euro kabul edilmiştir. Kömür birim fiyatı 120 TL/ton, şebeke elektrik enerjisi birim fiyatı 0,02525 TL/kWh, üretilen elektrik enerjisi yaklaşık satış birim fiyatı ve doğalgazın birim fiyatı 0,06702 TL/m^3 olarak alınmıştır.

Çizelge 5.30. Fabrika enerji tüketimi ve maliyet analiz sonuçları 2010 – 2011 yılları

2010 yılı	**Tüketim Miktarları**				**TOPLAM Enerji Maliyeti [TL]**	**TOPLAM Enerji Maliyet [€]**
	Kömür	Şebekeden Elektrik	Üretilen Elektrik	Doğalgaz		
Aylar	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]		
Ocak	3 910 200	10 498,95	188 174,98	47 403,11	3 779 927,08	1 643 446,56
Şubat	2 866 920	7 317,45	142 830,35	32 915,06	2 764 322,17	1 201 879,20
Mart	0	50 347,24	0	48 597,54	98 944,78	43 019,47
Nisan	0	40 245,98	0	41 576,53	81 822,50	35 575,00
Mayıs	0	16 066,58	53 104,66	26 682,54	-10 355,55	-4 502,41
Haziran	0	10 658,03	65 628,61	11 671,67	-43 298,91	-18 825,61
Temmuz	0	26 247,38	41 455,16	8 867,55	-6 340,23	-2 756,62
Ağustos	0	39 609,68	0	9 179,19	48 788,87	21 212,55
Eylül	0	39 479,41	19 772,20	7 937,11	27 644,32	12 019,27
Ekim	4 509 600	35 039,45	180 240,48	117 954,93	4 482 353,90	1 948 849,52
Kasım	4 206 480	18 257,04	181 590,50	141 874,84	4 185 021,38	1 819 574,51
Aralık	3 928 800	43 188,86	192 201,56	139 138,01	3 918 925,32	1 703 880,57
TOPLAM	**19 422 000**	**336 956,02**	**1 064 998,48**	**633 798,09**	**19 327 755,63**	**8 403 372,01**
2011 yılı	**Tüketim Miktarları**				**TOPLAM Enerji Maliyeti [TL]**	**TOPLAM Enerji Maliyet [€]**
	Kömür	Şebekeden Elektrik	Üretilen Elektrik	Doğalgaz		
Aylar	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]		
Ocak	3 813 000	45 336,38	202 199,59	151 730,47	3 807 867,26	1 655 594,46
Şubat	1 513 680	46 290,83	95 842,85	76 001,62	1 540 129,60	669 621,56
Mart	0	63 630,00	0	49 065,88	112 695,88	48 998,21
Nisan	0	57 107,93	0	41 044,52	98 152,45	42 674,98
Mayıs	0	52 848,35	0	26 419,95	79 268,31	34 464,48
Haziran	0	58 650,95	13 162,03	63 381,62	108 870,54	47 335,02
Temmuz	0	65 061,68	24 687,25	122 801,89	163 176,31	70 946,22
Ağustos	0	68 402,25	0	31 690,81	100 093,06	43 518,72
Eylül	0	70 554,53	5 865,86	8 602,15	73 290,83	31 865,58
Ekim	4 145 520	30 526,49	203 044,66	151 139,88	4 124 141,72	1 793 105,09
Kasım	3 714 120	37 870,99	212 099,65	175 596,35	3 715 487,69	1 615 429,43
Aralık	3 939 600	49 695,03	235 565,89	194 560,13	3 948 289,27	1 716 647,51
TOPLAM	**17 125 920**	**645 975,40**	**992 467,77**	**1 092 035,27**	**17 871 462,90**	**7 770 201,26**

Aynı şekilde 2008 ve 2009 yıllarına ait tüketim değerlerine göre enerji maliyet analizi yapılarak Çizelge 5.31'de sonuçları verilmiştir.

Çizelge 5.31. Fabrika enerji tüketimi ve maliyet analiz sonuçları 2008 – 2009 yılları

2008 yılı	**Tüketim Miktarları**				**TOPLAM Enerji Maliyeti [TL]**	**TOPLAM Enerji Maliyet [€]**
	Kömür	Şebekeden Elektrik	Üretilen Elektrik	Doğalgaz		
Aylar	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]		
Ocak	1 464 000	15 907,50	95 918,06	46 255,73	1 430 245,17	621 845,73
Şubat	0	31 974,08	0	0	31 974,08	13 901,77
Mart	0	28 156,28	0	0	28 156,28	12 241,86
Nisan	0	30 840,35	0	0	30 840,35	13 408,85
Mayıs	0	29 269,80	0	0	29 269,80	12 726,00
Haziran	0	28 792,58	0	0	28 792,58	12 518,51
Temmuz	0	31 337,78	0	0	31 337,78	13 625,12
Ağustos	0	32 928,53	0	0	32 928,53	14 316,75
Eylül	974 640	24 497,55	41 551,74	5 772,43	963 358,25	418 851,41
Ekim	3 238 320	2 227,05	162 576,54	66 997,15	3 144 967,66	1 367 377,24
Kasım	2 863 680	3 499,65	172 155,48	21 615,83	2 716 640,00	1 181 147,82
Aralık	3 505 560	4 772,25	177 356,60	29 352,75	3 362 328,40	1 461 881,91
TOPLAM	12 046 200	264 203,38	649 558,42	169 993,88	11 830 838,84	5 143 842,97
2009 yılı	**Tüketim Miktarları**				**TOPLAM Enerji Maliyeti [TL]**	**TOPLAM Enerji Maliyet [€]**
	Kömür	Şebekeden Elektrik	Üretilen Elektrik	Doğalgaz		
Aylar	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]	Maliyet [TL]		
Ocak	3 254 880	251 457,07	2 866,50	87 151,74	3 590 622,31	1 561 140,13
Şubat	1 560 000	119 688,84	12 017,25	42 695,36	1 710 366,95	743 637,80
Mart	0	0	26 239,50	45 841,68	19 602,18	8 522,69
Nisan	0	0	19 955,25	42 011,49	22 056,24	9 589,67
Mayıs	0	0	22 365,00	32 314,10	9 949,10	4 325,69
Haziran	0	0	24 465,00	29 275,68	4 810,68	2 091,60
Temmuz	0	0	29 547,00	29 669,75	122,75	53,37
Ağustos	1 383 840	0	25 688,25	2 087,67	1 360 239,42	591 408,44
Eylül	227 760	0	17 199,00	8 562,27	219 123,27	95 270,99
Ekim	3 600 000	257 645,27	4 740,75	47 436,82	3 900 341,34	1 695 800,58
Kasım	3 744 000	269 264,01	4 520,25	56 612,93	4 065 356,69	1 767 546,39
Aralık	3 751 920	279 938,77	8 268,75	58 336,69	4 081 926,71	1 774 750,74
TOPLAM	17 522 400	1 177 993,96	197 872,50	481 996,18	18 984 517,64	8 254 138,10

2008, 2009, 2010 ve 2011 yıllarına ait üretim ve enerji tüketim sonuçları Çizelge 5.26 ve 5.29'a göre enerji tüketim analiz tabloları sırasıyla en küçük kareler metodu ile oluşturulmuştur. Aşağıda enerji denklemleri excel programı ile çıkarılmıştır (Bkz. Eş.4.58).

$$E=a+bP \tag{5.73}$$

Çizelge 5.32'de 2008 yılına ait enerji tüketim analiz sonuçları verilmiştir.

Çizelge 5.32. Enerji tüketim analiz sonuçları 2008 yılı

Dönem	Yıl/Ay	Üretim [ton] (P)	Tüketim [TEP] (E)	P^2	E^2	ExP
1	Ocak	34 648,00	2 958,21	1 200 483 904,00	8 750 995,15	102 495 994,18
2	Şubat	0	108,90	0	11 859,60	0
3	Mart	0	95,90	0	9 196,54	0
4	Nisan	0	105,04	0	11 033,49	0
5	Mayıs	0	99,69	0	9 938,34	0
6	Haziran	0	98,07	0	9 616,90	0
7	Temmuz	0	106,73	0	11 392,27	0
8	Ağustos	0	112,15	0	12 578,21	0
9	Eylül	10 231,80	1 818,36	104 689 731,24	3 306 423,42	18 605 068,63
10	Ekim	52 461,64	6 240,14	2 752 223 356,72	38 939 301,13	327 367 765,77
11	Kasım	58 872,39	4 920,70	3 465 958 068,82	24 213 327,70	289 693 594,18
12	Aralık	59 360,97	6 224,99	3 523 724 996,78	38 750 478,49	369 521 352,14
2008 Yılı	**Toplam**	215 574,80	22 888,88	11 047 080 057,57	114 036 141,23	1 107 683 774,90
b=	0,0971					
a=	163,891					
E=	**163,39 + 0,0971 . P**					

Enerji denklemine göre Çizelge 5.33'de 2009 yılına ait enerji tüketim analiz sonuçları verilmiştir.

Çizelge 5.33. Enerji tüketim analiz sonuçları 2009 yılı

Dönem	Yıl/Ay	Üretim [ton] (P)	Tüketim [TEP] (E)	P^2	E^2	ExP
1	Ocak	53 030,42	8 153,70	2 812 225 445,38	66 482 788,73	432 394 021,86
2	Şubat	19 092,78	3 864,17	364 534 362,69	14 931 782,14	73 777 690,97
3	Mart	0	435,35	0	189 531,02	0
4	Nisan	0	419,09	0	175 632,61	0
5	Mayıs	0	287,87	0	82 869,54	0
6	Haziran	0	240,15	0	57 671,30	0
7	Temmuz	0	220,03	0	48 411,04	0
8	Ağustos	0	2 551,82	0	6 511 782,00	0
9	Eylül	0	457,42	0	209 231,89	0
10	Ekim	62 384,71	8 338,16	3 891 851 542,71	69 524 960,60	520 173 841,28
11	Kasım	66 469,78	8 767,77	4 418 231 786,19	76 873 877,24	582 792 079,52
12	Aralık	62 781,32	8 822,11	3 941 494 140,94	77 829 631,01	553 863 732,90
2009 Yılı	**Toplam**	263 759,01	42 557,63	15 428 337 277,90	312 918 169,11	2 163 001 366,53
b=	0,1275					
a=	744,84					
E=	**744,84+ 0,1275.P**					

Çizelge 5.34'de 2010 yılına ait enerji tüketim analiz sonuçları verilmiştir.

Çizelge 5.34. Enerji tüketim analiz sonuçları 2010 yılı

Dönem	Yıl/Ay	Üretim [ton] (P)	Tüketim [TEP] (E)	P^2	E^2	ExP
1	Ocak	56 739,53	7 189,08	3 219 374 718,54	51 682 929,25	407 905 277,98
2	Şubat	34 885,75	5 223,12	1 217 015 413,52	27 280 984,11	182 212 453,36
3	Mart	0	769,70	0	592 443,79	0
4	Nisan	0	648,87	0	421 035,39	0
5	Mayıs	0	122,21	0	14 934,29	0
6	Haziran	0	- 142,54	0	20 318,14	0
7	Temmuz	0	- 5,17	0	26,71	0
8	Ağustos	0	247,90	0	61 455,33	0
9	Eylül	2 537,50	135,00	6 438 906,25	18 225,60	342 568,11
10	Ekim	56 633,47	9 328,99	3 207 350 377,31	87 029 975,50	528 332 873,05
11	Kasım	58 793,79	8 978,66	3 456 709 154,63	80 616 331,10	527 889 391,58
12	Aralık	56 028,06	8 445,52	3 139 143 619,42	71 326 818,53	473 186 144,42
2010 Yılı	**Toplam**	265 618,10	40 941,35	14 246 032 189,66	319 065 477,73	2 119 868 708,49
b=	0,1451					
a=	200,9597					
E=	**200,96 + 0,1451 . P**					

Bu enerji denklemine göre Çizelge 5.35'de 2011 yılına ait enerji tüketim analiz sonuçları verilmiştir.

Çizelge 5.35. Enerji tüketim analiz sonuçları 2011 yılı

Dönem	Yıl/Ay	Üretim [ton] (P)	Tüketim [TEP] (E)	P^2	E^2	ExP
1	Ocak	48 833,14	8 336,76	2 384 675 562,26	69 501 597,61	407 110 257,01
2	Şubat	21 879,04	3 523,45	478 692 391,32	12 414 673,31	77 089 620,92
3	Mart	0	820,71	0	673 563,43	0
4	Nisan	0	699,75	0	489 656,15	0
5	Mayıs	0	505,22	0	255 248,86	0
6	Haziran	0	915,29	0	837 759,60	0
7	Temmuz	0	1 611,94	0	2 598 342,58	0
8	Ağustos	0	623,08	0	388 228,94	0
9	Eylül	0	317,37	0	100 722,73	0
10	Ekim	67 962,89	8 912,23	4 618 954 009,37	79 427 797,19	605 700 703,57
11	Kasım	73 782,47	8 366,95	5 443 853 026,87	70 005 797,43	617 334 003,80
12	Aralık	76 395,56	8 957,51	5 836 281 282,13	80 236 957,31	684 313 854,95
2011 Yılı	**Toplam**	288 853,10	43 590,25	18 762 456 271,95	316 930 345,14	2 391 548 440,24
b=	0,1137					
a=	896,56					
E=	**896,56 + 0,1137 .P**					

Çizelge 5.32, Çizelge 5.33, Çizelge 5.34 ve Çizelge 5.35'deki enerji tüketim analiz sonuçlarına göre en fazla enerjinin tüketildiği yıl 2011 yılıdır.

Fabrikanın 2008, 2009, 2010 ve 2011 yılları enerji tüketim verileri sonuçları SPSS 17.0 İstatiksel Metot bilgisayar paket programına göre verilerin matematiksel olarak ilişkileri ortaya konmuştur. Buradan çıkan sonuca göre üretim (bağımsız değişken) ve enerji tüketimi (bağımlı değişken) bağıntılarının birbirleriyle ilişkili olduğu görülmüştür. Detaylı olarak EK-6'da sunulmuştur.

5.6. Enerji Yönetimi, Enerji ve Ekserji İle İlgili Termoekonomik Uygulamalar

Enerji ve ekserji analizi ile fabrikanın enerji verimliliğinin değişik senaryolarla arttırılabileceği ortaya konmuştur. Ayrıca termoekonomik uygulamalarda gösterilmiştir. Bunu yanında, enerji tüketimi ve şeker üretimi ile ilgili yapılan enerji tüketim değerlerinin yıllara göre bulunması fabrikanın sistemli bir enerji yönetim birimini oluşturması gerektiği görülmüştür. Buna göre yapılan analizler bu çalışmada çok önemli olduğu daha önce vurgulanmıştır. Enerji güç santralinin gücünün arttırılması ve enerji yönetiminin kurulması bu çalışmada ortaya çıkmıştır.

5.6.1. Enerji yönetimi ve termoekonomik analiz

Enerji ve ekserji analizi ile ilgili termoekonomik analiz daha önce bulunmuş (Bkz. Çizelge 5.13 ve Çizelge 5.23) sonuçlarla birlikte Çizelge 5.36'da düzenlendiğinde fabrikanın enerji analizi çıkarılmış olmaktadır. Burada basit bir oran yapılırsa, yani elektrik jeneratörü enerji verimliliği ile çarpılıp ekserji verimliliğine bölünürse fabrikanın elektrik enerjisi maliyeti ortaya çıkmış olur.

Çizelge 5.36. Fabrika elektrik enerjisi maliyeti

	Senaryo	P_{el}, Türbin gücü, [kW]	η_{ex} [%]	$C_{J,ex}$ elk.jen. ekserji maliyeti [€/kWh]	η_{en} [%]	$C_{J,en}$ elk.jen. enerji maliyeti [€/kWh]
Mevcut ve Senaryo Türbin Gücü	Mevcut	8 000 kW	% 27,7	0,0574	% 46,4	0,0961
	1	10 000 kW	% 29,0	0,0536	% 47,2	0,0872
	2	12 000 kW	% 30,3	0,0512	% 47,9	0,0809
	3	14 000 kW	% 31,7	0,0493	% 48,7	0,0757

Daha önce pancar üretimine göre enerji maliyeti senaryolara göre yapıldığında Çizelge 5.37'deki sonuçlar ortaya çıkar. Çizelge 5.37'de fabrika net karı sonuçları verilmiştir. Burada en büyük kar olarak 3. Senaryo 14 [MW]'lık bir güç enerji santrali olarak görülmektedir.

Çizelge 5.37. Fabrika işletme maliyeti

P_{el} [MW]	Pancar üretimine göre kurulu ve senaryo güç arasındaki kar farkları (elektrik enerjisi üretimi açısından)					
	$C_{J,en}$ elk.jen. enerji maliyeti [€/kWh]	m_b türbin buhar kütlesi[kg/s]	Üretim miktarı kurulu güç artış miktarı [ton] *	Kurulu güç yıllık enerji maliyeti [€] **	Fabrika yıllık pancar üretimi parasal değeri [€] ***	İşletme karı [€] ****
8	0,0961	15,27	288 853	2 767 680	29 385 016	26 617 336
10	0,0872	19,09	361 114	3 139 200	36 736 081	33 596 881
12	0,0809	22,90	433 185	3 494 880	44 067 902	40 573 022
14	0,0757	26,72	505 445	3 815 280	51 418 967	47 603 687

*: Üretim miktarları, türbinden üretilen senaryo buhar kütleleleri ele alınarak hesaplanmıştır.

**: Kurulu güç yıllık ekserji maliyeti, kurulu güç ile bulunan $C_{J,en}$ elektrik jeneratörü enerji maliyeti ile çarpılarak bulunmuştur.

***: Birim fiyat www.turkseker.gov.tr şeker resmi web sitesinden beyaz-ham şeker üretim birim fiyat 101,7346 [€/ton] olarak alınmıştır. Üretim miktarı kurulu güç artış miktarı ile bu birim fiyat çarpılarak kurulan senaryolara göre fabrika yıllık pancar üretimi parasal değerleri çıkarılmıştır.

****: Fabrikanın bu kurulan senaryolara göre karı, fabrika yıllık pancar üretimi parasal değeri ile kurulu güç yıllık enerji maliyeti farkı ile bulunmuştur.

2011 yılına ait fabrika enerji tüketim verileri sonuçları ile karşılaştırma yapıldığında ortaya net bir tablo çıkmaktadır. Çizelge 5.38'de detaylı olarak fabrika net karı

sonuçları verilmiştir. Burada en büyük kar olarak 3. Senaryo 14 [MW]'lık bir güç enerji santrali olarak görülmektedir.

Çizelge 5.38. Çeşitli senaryolara göre fabrika net karı

Buhar Güç Santrali	P_{el} [MW]	$C_{J,en}$ [€/kWh] elk.jen. enerji maliyeti	Üretim güç artışına göre miktarı [ton]	Üretilen elektrik enerji miktarı [TEP] *	Toplam tüketim enerji miktarı [TEP] *	Kurulu güç yıllık enerji maliyeti [€] **	Kurulu güç yıllık enerji üretimi parasal değeri [€] *	Toplam fabrika yıllık enerji maliyeti [€] *	Fabrika yıllık pancar üretimi parasal değeri [€] ***	**Fabrika Net Karı [€] ******
Mevcut	8	0,0961	288 853	4 877	43 590	2 767 680	2 282 675	7 770 201	29 385 016	**21 614 815**
1.Senaryo	10	0,0872	361 114	6 097	42 370	3 139 200	2 515 654	7 537 222	36 736 081	**29 198 859**
2.Senaryo	12	0,0809	433 185	7 314	41 153	3 494 880	2 711 558	7 341 318	44 067 902	**36 726 584**
3.Senaryo	14	0,0757	505 445	8 534	39 933	3 815 280	2 897 821	7 155 055	51 418 967	**44 263 912**

*: Enerji yönetimi için hesaplanan enerji tüketim miktarlarına göre alınmıştır. Daha sonra 10, 12 ve 14 MW'a göre üretilen buhar enerji kütle miktarı ile doğru orantı uygulanarak sonuçlar olası senaryo TEP, parasal değer ve maliyetler bulunmuştur.

**: Kurulu güç yıllık ekserji maliyeti, kurulu güç ile bulunan $C_{J,en}$ elektrik jeneratörü enerji maliyeti ile çarpılarak bulunmuştur.

***: Birim fiyat www.turkseker.gov.tr şeker resmi web sitesinden beyaz-ham şeker üretim birim fiyat 101,7346 [€/ton] olarak alınmıştır. Üretim miktarı kurulu güç artış miktarı ile bu birim fiyat çarpılarak kurulan senaryolara göre fabrika yıllık pancar üretimi parasal değerleri çıkarılmıştır.

****: Fabrikanın bu kurulan senaryolara göre karı, fabrika yıllık pancar üretimi parasal değeri ile toplam fabrika yıllık enerji maliyeti farkı ile bulunmuştur.

6. SONUÇ VE İRDELEMELER

Bu çalışmada, enerji – ekserji analizi ile fabrikanın proses aşamalarına göre Termodinamik 1. ve 2. Kanun verimliliklerinin ortaya konması ile tüm proses aşamalarının verimlilikleri bulunmuştur. Buna göre alternatif olarak neler yapılabileceği ortaya konmuştur. Bunlar tesisin proseslerindeki en çok enerjinin harcandığı ve ekserji kaybının meydana geldiği yerlere göre alternatifler, bir başka deyişle senaryolar üretilmiştir. Bilhassa enerji güç santral tesisinde türbin gücünün arttırılması üzerinde durularak değişik senaryolar üretilmiş ve hesaplamalar sonucunda türbin gücünün arttırılması ile enerji ve ekserji kaybının azaltılabileceği irdelenmiştir.

Enerji ve ekserji analizinde mevcut proseslerde gerekli iyileştirmeler yapıldığında fabrikanın enerji ve ekserji verimliliklerinin (Termodinamik 1. Kanun ve 2. Kanun) nasıl arttırılabileceği gösterilmiştir. Değişik senaryolarla sistemdeki proseslerde alternatif çözüm bulunarak iyileştirme sağlandığında fabrikanın mevcut enerji ve ekserji verimliliklerinin arttırılabileceği analiz edilmiştir.

Bununla ilgili olarak bulunan enerji ve ekserji sonuçlarına göre termoekonomik uygulamalar yapılmıştır.

Literatür çalışmaları incelendiğinde, şeker fabrikaları ile ilgili yapılan enerji ve ekserji analizlerinde bu tarz yukarıda bahsedilen türbin gücü arttırılması üzerinde durulmamıştır. Değişik senaryolar üretilmemiştir. Bu çalışmada mevcut kurulu güç 8 [MW] iken 10, 12 ve 14 [MW]'lık türbin gücü artışı senaryoları üzerinde durulmuştur. Bu senaryolara göre maliyet analizi ve fabrika işletme karlılığı ortaya konmuştur.

Fabrika proseslerinin ayrı ayrı enerji ve ekserji analiz sonuçları çıkarılarak en çok kaybın meydana gelmiş olduğu proseslerle ilgili olarak bazı senaryolar üzerinde çalışılmıştır. En çok kayıpların yaşandığı 7.proses olan buhar güç santrali ile ilgili değişik senaryolar üretilmiş ve verimliliğin nasıl arttırılabileceği tartışılmıştır.

Buna göre enerji ve ekserji analizindeki iyileştirmelerle ile fabrika proseslerinde; Fabrikanın mevcut proseslerinde enerji – ekserji verimliliği analiz hesaplamalarında iyileştirme ile fabrikanın termoekonomik analizi uygulaması ile fabrikanın enerji ve ekserji verimliliğinde 7. Proses için farklı senaryolar üzerinde durularak proses iyileştirmeleri üzerinde durulmuştur. Fabrika yatırım yaparak 3. Senaryoya göre yani 14 [MW]'lık türbin gücü ile çalışan buhar türbin uygulamaya koyduğu takdirde enerji ve ekserji verimlikleri arttırılabilir. Bu fabrika için çok büyük bir kar olabilir.

Böylelikle fabrikadaki kurulu buhar güç santralinin gücü arttırıldığında sistemdeki enerji ve ekserji verimliliğinin arttırılabileceği tartışılmış ve irdelenmiştir.

Ayrıca bu çalışmada fabrikanın 2008 ile 2011 yılları arasındaki enerji tüketim miktarları incelenmiştir. Şeker fabrikasında enerji yönetim biriminin oluşturulması ile fabrikanın enerji açısından kontrollü olması sağlanacaktır. Enerjinin tasarruflu bir şekilde kullanılması, fabrika birimleri arasında koordinasyonun sağlanmasıyla olacaktır.

Bunun için, 25 Ekim 2008 tarih ve 27035 sayılı resmi gazetede "Enerji Kaynaklarının ve Enerjinin Kullanımında Verimliliğin Arttırılmasına Dair Yönetmelik" göre yıllık enerji tüketimi 1 000 TEP ve üzeri olan sanayi tesislerinde, toplam inşaat alanı en az 20 000 m^2 ve/veya yıllık enerji tüketimi 500 TEP olan ticari binalarda, toplam inşaat alanı en az 10 000 m^2 ve/veya yıllık enerji tüketimi 250 TEP ve üzeri olan Kamu Binalarında, Organize Sanayi Bölgelerinde (OSB) bulunan yıllık enerji tüketimi 1 000 TEP'in altında bulunan işletmelerde, 100 MW ve üzerinde kurulu güce sahip elektrik üretim santrallerinde Enerji Yöneticisi bulundurulması yasal zorunluluk hale getirilmiş bulunmaktadır [Elektrik İşleri Etüt İdaresi, 2009].

02 Mayıs 2007 tarihinde "Enerji Verimliliği Kanunu", 25 Ekim 2008 tarih ve 27035 sayılı resmi gazetede "Enerji Kaynaklarının ve Enerjinin Kullanımında Verimliliğin Arttırılmasına Dair Yönetmelik" ve 11 Kasım 1995 tarihli resmi gazetede yayımlanan "Sanayi Kuruluşlarının Enerji Tüketiminde Verimliliğin Arttırılması İçin

Alacakları Önlemler Hakkında Yönetmelik" kanun ve yönetmelikler ayrıca tezin ek bölümünde (EK-7) verilmiştir.

Bu çalışmada; fabrikanın enerji performansının iyileştirilmesiyle enerjinin daha verimli kullanılabileceği ortaya konmuştur. Fabrikanın 2011 yılına ait verilerinde yapılan enerji hesaplamalarında 43 590 [TEP]'lik bir enerji tüketimi söz konusu olduğu için Enerji Kontrol Biriminin (Bkz. EK-7) oluşturulması gerektiği görülmüştür.

Düzenlenen 3. senaryo 14 [MW]'lık türbin gücü ile toplam tüketim enerji miktarı 39 933 [TEP] düşmüştür. Buna göre de enerji yönetmeliklerinde yer alan şeker fabrikalarının 40 000 [TEP] altı fabrikalarda enerji kontrol birimi oluşturmadan sadece enerji yöneticisi ataması ile yeterli olacaktır. Şu an için hali hazırda bir enerji kontrol birimi enerji yönetmeliklerine göre oluşturma zorunluluğu fabrika için bulunmaktadır. Bir başka deyişle birim oluşturulmadan ve maliyet arttırılmadan sadece bir enerji yöneticisi tayin edilmesi ile bu problem çözülmüş olacaktır.

İkinci olarak ise enerji ve ekserji analizi ile fabrikanın tüm prosesleri hesaplanmıştır. Buna göre 14 [MW]'lık türbin gücü ile bir yatırım yapıldığında bunun işletme geri ödeme süresinin 2,29 [yıl] olduğu bulunmuştur.

Mevcut 8 [MW]'lık türbin gücündeki elektrik enerjisi ekserji birim maliyetinin 0,0574 [€/kWh], 3.senaryo 14 [MW]'lık türbin gücü ile elektrik enerjisi ekserji birim maliyetinin 0,0493 [€/kWh] olduğu hesaplanmıştır. Buna bağlı olarak mevcut 8 [MW]'lık türbin gücündeki elektrik enerjisi enerji birim maliyetinin 0,0961 [€/kWh]'dan 3.senaryo 14 [MW]'lık türbin gücü ile 0,0757 [€/kWh]'a düştüğü görülmüştür.

Mevcut 8 [MW]'lık türbin gücündeki üretilen buhar kütlesi 15,27 [kg/s] iken, 3.senaryo 14 [MW]'lık türbin gücünde 26,72 [kg/s] olabileceği hesaplanmıştır.

Fabrika için en önemli olan ise karlılık olduğu gözardı edilmemiştir. Bunun için enerji ekonomisi çıkarılmıştır. Fabrikanın net karının ise 14 [MW]'lık senaryo türbin gücü ile 44 263 912 [€] olabileceği görülmüştür. Yani kurulu güç santral türbin gücünün arttırılmasıyla fabrika net karı da artacaktır.

Gerekli iyileştirmeler ve termoekonomik uygulamalar (çeşitli senaryolarla) yapıldığında fabrikanın enerji ve ekserji verimliliğinde artış sağlanmasının mümkün olduğu görülmüştür. Enerji ve ekserji ile ilgili hesaplamalar ile fabrikanın enerji ekonomisi hesaplamaları yapılmıştır. Sistemdeki fabrikanın şeker prosesini bozmadan enerji – ekserji verimliliğinde iyileştirilmiş sonuçlar bulunmuş ve buna göre fabrikanın enerji – ekserji analiz sonuçlarına göre termoekonomik analiz ile fabrika karının arttırılabileceği sonucuna varılmıştır.

Sonuç olarak bu çalışma, şeker üretim sektöründeki proseslere göre enerji ve ekserji verim analizlerinin nasıl yapılabileceğini, bu türdeki üretim prosesleri (gıda sektöründeki ve benzer sektörlerdeki prosesler) için de bir model oluşturacağını göstermiştir.

KAYNAKLAR

Abusoglu, A., Kanoglu, M., "Exergoeconomic Analysis And Optimization of Combined Heat And Power Production: A Review", ***Renewable And Sustainable Energy Reviews 13, Elsevier***, 2295-2308 (2009).

Akdağ, A.E., "CO_2 Soğutkanli Soğutma Sistemlerinin Termodinamik Ve Termoekonomik Analizi", Yüksek Lisans Tezi, ***Süleyman Demirel Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü***, 1-76 (2010).

Apaiah, R., Linneman, A., "Exergy Analysis: A Tool To Study The Sustainability Of Food Supply Chains", ***Food Research International 39***,***Elsevier***, 1-11 (2006).

Arons, J., "Efficiency And Sustainability In The Energy And Chemical Industries", ***Marcel Dekkers***, New York – Basel, 1-300 (2004).

Aubrecht, G., "Energy", ***Prentice-Hall***, New Jersey, 1-696 (1995).

Baghernejad, A., Yaghoubi, M., "Exergoeconomic Analysis And Optimization of An Integrated Solar Combined Cycle System (ISCCS) Using Genetic Algorithm", ***Energy Conversion And Management 52, Elsevier***, 2193-2203 (2011).

Banar, K., "Maliyet Muhasebesi", ***Anadolu Üniversitesi Yayın No: 1524***, Eskişehir, 1-386 (2007).

Beggs, C., "Energy: Management, Supply And Conservation", ***Taylor & Francis Group***, Oxford, 1-284 (2002).

Bakış, R., Bilgin, M., Tuncan, A., Altan, M., "Porsuk Havzasındaki Çok Amaçlı Barajlardan Elektrik Üretiminin Araştırılması", ***Journal of Engineering And Architecture Faculty of Eskişehir Osmangazi University***, XXII(2): 15-43 (2009).

Berhane, Y., "Energy Assessment, Generation And Utilization Efficiency In Ethiopian Sugar Factories", Yüksek Lisans Tezi, ***Addis Ababa University Mechanical Engineering***, 1-100 (2007).

Bocci, E., Di Carlo A., Marcelo, D., "Power Plant Perpectives For Sugarcane Mills", ***Energy 34, Elsevier***, 689-698 (2009).

Borrero, M., Pereira J., "An Environmental Management Method For Sugar Cane Alcohol Production In Brazil", ***Biomass And Bioenergy 25***, ***Elsevier***, 287-299 (2003).

Büyükgüner, M., "Dolaşımlı Tip Bir Akışkan Yataklı Reaktörde Kireçtaşı-SO_2 Reaktivitesinin Deneysel Belirlenmesi", Yüksek Lisans Tezi, ***Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü***, Ankara, 1-170 (2005).

Chacartegui, R., Sánchez, D., Gregorio,N., Jiménez-Espadafor, F.J., Muñoz, A., Sánchez, T., "Feasibility Analysis Of A MED Desalination Plant In A Combined Cycle Based Cogeneration Facility", ***Applied Thermal Engineering 29, Elsevier***, 412-417 (2009).

Chang, H., "Exergy Analysis And Exergoeconomic Analysis Of An Ethylene Process", ***Tamkang Journal Of Science And Engineering***, China, 4 (2): 105-110 (2001).

Cortes, E., Rivera, W., "Exergetic And Exergoeconomic Optimization Of A Cogeneration Pulp And Paper Mill Plant Including The Use Of A Heat Transformer", ***Energy Xxx***, ***Elsevier***, 1-11 (2010).

Çengel, Y., Boles, Y., "Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik", ***Mcgraw Hill-Literatür Yayıncılık***, ISBN 975-8431-91-9, 1-869 (1996).

Çolpan, C., Ö., "Exergy Analysis Of Combined Cycle Cogeneration Systems", Yüksek Lisans Tezi, ***ODTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü***, Ankara, 1-120 (2005).

Dalsgard, H., "Simplification Of Process Integration In Medium-Size Industry", Doktora Tezi, ***Department Of Mechanical Engineering Philosophy Colorado State University Ford Collins***, Colorado, 1-295 (2002).

Deshmukh, R., "Thermal Gasification Or Direct Combustion? A Technical Assessment Of Energy Generation In Indonesian Sugar Factories", Yüksek Lisans Tezi, ***The Faculty Of Humboldt State University***, 1-182 (2008).

Dinçer, I., Rosen, M. A., "Exergy", ***Elsevier***, London, 1-450 (2007).

"Sanayide Enerji Yönetimi Esasları", Elektrik İşleri Etüt İdaresi Genel Müdürlüğü, I-II-III-IV, Ankara, ISBN 975-7566-69-1, (1997).

Elhanan, A. E., Derbentli, T., "Gaz Türbinli Kojenerasyonla Elektrik Üretimi ve Soğutma", ***İTÜ Mühendislik Dergisi***, 6 (5-6): İstanbul, 47-58 (2007).

Ensinas, A., Nebra, S. A., "Analysis Of Process Steam DemAnd Reduction And Electricity Generation In Sugar And Ethanol Production From Sugarcane", ***Energy Conversion And Management 48***, ***Elsevier***, 2978-2987 (2007).

Ensinas, A., Nebra, S. A., "Design Of Evaporation Systems And Heaters Networks In Sugar Cane Factories Using A Thermoeconomic Optimization Procedure", ***Int. J.Of Thermodynamics***, 10 (3): 97-105 (2007).

Gaggioli, R. A., "Second Law Analysis for Process And Energy Engineering",***In Efficiency And Costing; ACS Symposium Series; American Chemical Society***, 0097-6156/83/0235-0003: 3-50 (1983).

Genceli, O.F., "Isı Değiştiricileri", ***Birsen Yayınevi***, İstanbul, 1-424 (2005).

Guallar, J., Valero, A., "Thermoeconomic Study Of A Sugar Factory", ***Dept Of Mechanical Engineering University Of Zaragoza,*** Zaragoza, 1-8 (2011).

Hwang, D., Kwon,D.J., Song, Y.C.,Song, H.K., "Analysis Of Energy And Exergy Balances Of Power Plant Systems And The Development Of Exergy Program", ***Journal Of The Korean Institute Of Chemical Engineers Hwanak Konghak,*** 37 (2): 171-177 (1999).

İkizoğlu, A., "Şeker Fabrikalarında Enerji Geri Kazanımı Sistemlerinin Araştırılması", Yüksek Lisans Tezi, ***Süleyman Demirel Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü***, Isparta, 1-77 (2009).

Kalaycı, Ş., "SPSS Uygulamalı Çok Değişkenli İstatistik Teknikleri", ***Asil Yayın***, Ankara, ISBN 975-9091-14-3, 1-426 (2010).

Kamate, S., Gangavati, P., "Exergetic, Thermal, And Fuel Savings Analyses Of A 20.70-MW Bagasse- Based Cogeneration Plant", ***Cogeneration & Distributed Generation Journal***, 45-58 (2008).

Khurana, S., Banerjee, R., "Energy Balance And Cogeneration For A Cement Plant", ***Applied Thermal Engineering 22, Elsevier***, 485-494 (2002).

Kıvanç, A.H., Serpen, U., "Jeotermal Santrallerin Karşılaştırılması", ***X. Ulusal Tesisat Mühendisliği Kongresi***, İzmir, 111-128 (2011).

Kim, D. J., "A New Thermoeconomic Methodology For Energy Systems", ***Energy 35, Elsevier***, 410-422 (2010).

Kotas, T.J., "The Exergy Method Of Thermal Plant Analysis", ***Anchor Brendon Ltd***, London, 1-328 (1995).

Krajnc, D., Mele, M., Glavic, P., "Improving The Economic And Environmental Performances Of The Beet Sugar Industry In Slovenia: Increasing Fuel Efficiency And Using By-Products For Ethanol", ***Journal Of Cleaner Production 15, Elsevier***, 1240-1252 (2007).

Lampret, M., Bukovec, V., "Industrial Energy-Flow Management", ***Applied Energy 84, Elsevier***, 781-794 (2007).

Lobo, P., Jaguaribe, E., "Economics Of Alternative Sugar Cane Milling Options", ***Applied Thermal Engineering 27, Elsevier***, 1405-1413 (2007).

Mbohwa, C., "Bagasse Energy Cogeneration Potential In The Zimbabwean Sugar Industry", ***Renewable Energy 28, Elsevier***, 191-204 (2003).

Mehmood, S., "Energy And Exergy Analyses Of Biomass Co-Firing Based Pulverized Coal Power Generation", Master Thesis, ***The Faculty Of Engineering And Applied Science Mechanical Engineering Program University Of Ontario Institute Of Technology***, Ontario, 1-126 (2011).

Modesto, M., Nebra, S.A., "Exergoeconomic analysis of the power generation system using blast furnace And coke oven gas in a Brazilian steel mill", ***Applied Thermal Engineering 29, Elsevier***, 2127-2136 (2009).

Muller, D., "An Energy Management Method For The Food Industry", ***Applied Thermal Engineering 27, Elsevier***, 2677-2688 (2007).

Nurveren, K., "Bor Şeker Fabrikası Buharlaştırma Sistemlerinin Ekserji Analizi", Yüksek Lisans Tezi, ***Niğde Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü***, Niğde, 1-76 (2001).

Onat, K., Genceli, O.F., Arısoy, A., "Buhar Kazanlarının Isıl Hesapları", ***Birsen Yayınevi***, İstanbul, 1-378 (2007).

Özkaymak, M., "Bir Termik Santralde Kojenerasyon Tesisinin Ekserji Analizi", ***Teknoloji Dergisi,*** 10(1): Karabük, 61-65 (2007).

Ozsunar, A., Baskaya, S., Sivrioglu, M., "Experimental Investigation Of Mixed Convection Heat Transfer In A Horizontal And Inclined Rectangular Channel", ***Heat And Mass Transfer 38, Springer-Verlag***, 271-278 (2002).

Peerapong, P., "Exergetic And Thermoeconomic Analyses Of The Rice-Husk Power Plant In ThailAnd", ***Journal Of Metals, Materials And Minerals,*** 19 (2): 9-14 (2009).

Pellegrini, L., Oliviera Jr. S., "Exergy Analysis Of Sugarcane Bagasse Gasification", ***Energy 32, Elsevier***, 314-327 (2007).

Petrecca, G., "Industrial Energy Management: Principles And Applications", ***Kluwer Academic Publishers***, Boston/Dordrecht/London, 1-430 (1993).

Ram, R., Banerjee, R., "Energy And Cogeneration Targeting For A Sugar Factory", ***Applied Thermal Engineering 23, Elsevier***, 1567-1575 (2003).

Rosen, M., And Dinçer, İ., "Effect Of Varying Dead-State Properties On Energy And Exergy Analysesof Thermal Systems", ***International Journal Of Thermal Sciences 43***, ***Elsevier***, 121-133 (2004).

Roszkowski, A., "Energia A Rolnictwo (Kryzys Energetyczny - Efektywność - Rolnictwo)", ***Inżynieria Rolnicza 4***, 25-35 (2008).

Şahin, H.M., ve Ark., "Enerji ve Ekserji Analiz Metoduyla Kayseri Şeker Fabrikasında Enerji Verimliliğinin Değerlendirilmesi", ***Gazi Üniv. Müh. Mim. Fak. Der.***, 22 (1): Ankara, 111-119 (2007).

Saravacos, G.,D., Maroulis, Z.,B., "Food Plant Economics", ***CRC Press,Taylor & Francis Group, LLC***, Boca Raton, London, New York, 1-352 (2008).

Seguro, J. V., "Power Generation Using Sugar Cane Bagasse: A Heat Recovery Analysis", Master Thesis, ***The Faculty Of Engineering And Applied Science Mechanical Engineering Program University Of Ontario Institute Of Technology***, Ontario, 1-223 (2011).

Shukuya, M., "Energy, Entropy, Exergy And Space Heating Systems", ***Laboratory Of Building Environment Musashi Institute Of Technology,*** Tokyo, 1-11 (1994).

Söğüt, Z., Oktay, Z., Karakoç, H., Yörü, Y., "Kuru Tipi Çimento Üretiminde Farin Değirmeninin Termoekonomik Analizi", ***Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi 30***, Türkiye, ISSN 1300-3615, 59-72 (2010).

Sosa-Arnao, J., Modesto, M., Nebra, S., "Two Proposals To Determine The Efficiency Of Bagasse Boiler", ***Proceedings Of The 6. Encontro De Energia No Meio Rural, Campinas*** Brazil, 1-11 (2006).

Szargut, J, Morris, D.,R., Steward, F., R., "Exergy Analysis Of Thermal", ***Chemical, And Metallurgical Processes***, ***Springer-Verlag***, Berlin, ISBN 3-540-18864-9, 1-332 (1988).

Taner, T., "Sanayide Enerji Yönetimi", Yüksek Lisans Tezi, ***Pamukkale Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü***, Denizli, 1-110 (2002).

Tao, G., Chen, L., Sun F., "Exergoeconomic Performance Optimization For An Endoreversible Regenerative Gas Turbine Closed-Cycle Cogeneration Plant", ***Revista Mexicana De Fi´Sica 55 (3), Investigacio´ N***, 192-200 (2009).

Tekin, T., "Erzurum Şeker Fabrikasının Ekserji Analizi", Doktora Tezi, ***Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü***, Erzurum, 1-112 (1995).

Tekin, T., "Exergy Loss Minimization Analysis Of Sugar Production Process From Sugar Beet", ***Institution Of Chemical Engineers***, ***Trans Icheme***, 76 (C), 149-154 (1998).

Tekin, T., Bayramoğlu, M., "Exergy And Structural Analysis Of Raw Juice Production And Steam-Power Units Of A Sugar Production Plant", ***Energy 26, Elsevier***, 287-297 (2001).

TMMOB Makine Mühendisleri Odası ***Konya Şubesi Bülten Yerel Süreli Yayını***, Sayı 46, Konya (2011).

Türközü, B., "Çumra Şeker Fabrikası Ekserji Analizi", Yüksek Lisans Tezi, ***Selçuk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü***, Konya, 1-92 (2008).

Turner, W., "Energy Management Handbook", ***The Fairmont Press***, Lilburn, 1-702 (2007).

Urbanie, K., Zalwski, P., "A Decomposition Approach For Retrofit Design Of Energy Systems In The Sugar Industry", ***Applied Thermal Engineering 20***, ***Elsevier***, 1431-1442 (2000).

Utlu, Z., "Energetic And Exergetic Assessment Of The Industrial Sector At Varying Dead (Reference) State Temperatures: A Review With An Illustrative Example", ***Renewable And Sustainable Energy Reviews 12***, ***Elsevier***, 1277-1301 (2008).

Van Gool, W., "Energy Analysis And Optimization Of Energy Systems", ***IEEE***, CH2781-3/89/0000-19: 1923-1928 (1989).

Vieira L.S., Donatelli J.L., Cruz M.E., "Mathematical Exergoeconomic Optimization Of A Complex Cogeneration Plant Aided By A Professional Process Simulator", ***Applied Thermal Engineering 26, Elsevier***, 654-662 (2006).

Yalçın, S. E, "Buhar Kazanlarının Eksergoekonomik Çözümlenmesi", Yüksek Lisans Tezi, ***İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü***, İstanbul, 1-378 (2006).

Wall, G., Chuang, C., Ishida, M., "Exergy Study Of The Kalina Cycle", ***Analysis And Design Of Energy Systems: Analysis Of Industrial Prœsses, ASME,*** 10 (3): California, 73-77 (1989).

Wang, L., "Energy Efficiency And Management In Food Processing Facilities", ***CRC Press***, Boca Raton – London – New York, 1-452 (2009).

Zbontar Zver, L., Glavic, P., "Water Minimization In Process Industries: Case Study In Beet Sugar Plant", ***Resources, Conservation And Recycling 43, Elsevier,*** 133-145 (2005).

İnternet: Aydın Prina
http://www.aydinprina.com (2010).

İnternet: Andy C And Katmar Software
http://www.chempute.com/wasp.htm (2009).

İnternet: Doğuş Prina
http://www.dogusprina.com (2010).

İnternet: Elektrik İşleri Etüt İdaresi
http://www.eie.gov.tr (2009).

İnternet: Elektrik İşleri Etüt İdaresi
http://www.eie.gov.tr/turkce/en_tasarrufu /kaan timur.html (2009).

İnternet: Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı
http://www.enerji.gov.tr (2012)

İnternet: Enerji Dünyası Dergisi
http://www.enerji-dunyası.com (2010).

İnternet: Green Econometrics
http://www.greenecon.net/solar-energy-the-security-perspective/energy_economics.html (2010).

İnternet: Güneş Sistemleri
http://www.gunessistemleri.com/elektriksatis.php (2010).

İnternet: Konya Şeker Fabrikası
http://www.konyaseker.com.tr (2009).

İnternet: NPD Solarbuzz
http://www.solarbuzz.com/going-solar/using/economic-payback (2010).

İnternet: Sugar Tech
http://www.sugartech.com (2009).

İnternet: Tansug Makine
http://www.auraset.com (2010).

İnternet: TMMOB Makina Mühendisleri Odası
http://www.mmo.org.tr/resimler /dosya_ekler/8181d991caac98b_ek.pdf (2009).

İnternet: TMMOB Makina Mühendisleri Odası
http:// www.mmo.org.tr (2010).

İnternet: Türkiye Cumhuriyeti Merkez Bankası
http://www.tcmb.gov.tr, (2012).

İnternet: Türkiye Kömür İşletmeleri
http://www.tki.gov.tr/tki/komurfiyat.pdf (2012).

İnternet: Türkiye Şeker Fabrikaları A. Ş.
www.turkseker.gov.tr (2012).

EKLER

EK-1.Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

İşletmede enerji ve ekserji kayıplarının en çok olduğu proseslerden biri olan buhar güç santrali ele alınarak hesaplamalar yapılmıştır.

Çizelge 1.1. Fabrika enerji üretim prosesi enerji ve ekserji analiz sonuçları

A. No	Proses Akış Adı	Kütle	m[kg/pg]	P [bar]	T [°C]	h [kJ/kg]	h_0[kJ/kg]	s[kJ/kg.K]	s_0 [kJ/kg.K]	ψ [kJ/kg]	Cp [kJ/kg.K]	η[%]	T_0 [°C]	En [kJ/pg]	Ex [kJ/pg]
1	Toz linyit kömürü *	Giriş	7,3	1,0	8	9 629,6				8 666,7		0,9	25	70 296,4	63 266,7
2	Kızdırıcı soğutma su girişi		2,5	65,5	123	520,5	104,8	1,55	0,37	62,2			25	1 301,3	155,4
3	Yanma taze havası **		24,7	1,0	37	310,2	298,2	1,73	1,70	0,0			25	7 654,9	0,0
4	Ekonomizer besi su girişi		26,3	65,5	123	520,5	104,8	1,55	0,37	62,2			25	13 663,1	1 631,5
5	Türbin buhar girişi (kızgın b.)		18,3	37,0	427	3 282,3	104,8	6,91	0,37	1 228,9			25	60 164,6	22 526,4
6	Buhar soğutma vanası su girişi		1,1	20,0	123	517,5	104,8	1,56	0,37	57,8			25	543,3	60,7
Fabrika Enerji Üretim Proses Giriş Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları (100 pg = 100 kg birim pancara göre)														**153 623,5**	**87 640,7**
7	Bacagazı***	Çıkış	30,1	1,0	150	212,5	41,1			28,5	1,38		25	0,0	5 158,8
8	Elektrofiltre kül çıkışı****		1,9	1,0	110	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0			25	0,0	0,0
9	Buhar soğutma vanası işletme buhar çıkışı		26,5	3,2	135	567,5	104,8	1,69	0,37	69,4			25	15 038,2	1 839,3
10	Türbin buhar çıkışı (proses buharı)		18,3	3,2	176	2 814,0	104,8	7,16	0,37	684,9			25	51 580,6	12 555,1
11	Elektrik enerjisi üretim çıkışı (türbinden)*****		1,371 [kW/pg]											4 937,0	4 937,04
12	Jeneratör ******		%5 Kayıp											- 246,9	- 246,9
Fabrika Enerji Üretim Proses Çıkış Toplam Enerji ve Ekserji Miktarları (100 pg = 100 kg birim pancara göre)														**71 309,0**	**24 243,4**

Not: Buhar entalpi ve entropi değerler WASP 2.0.36 paket programına göre bulunmuştur [Andy C Creations And Katmar Software, 2009]. Bu paket programında proses akışlardaki basınç ve sıcaklık değerleri programda girilerek entalpi ve entropi sonuçları bulunarak enerji ve ekserji sonuçları her bir proses akışı için ayrı ayrı hesaplanmıştır. Ölü hal P_0 1 [atm] ve 25 T_0 [°C] olarak kabul edilmiştir [Dincer, 2007; Wang, 2009; Kotas, 1995; Szargut ve ark., 1988].

* : Fabrikada kullanılan yakıt toz linyit kömürü olduğu için fabrika verilerine göre kömürün alt ısıl değeri yaklaşık 2 300 [kcal/kg] olduğundan Hu = 9 629,64 [kJ/kg]'dır. Toz linyit kömürü için λ: 1.2 alındı [Kotas, 1995].

** : Havanın h (entalpi) ve s (entropi) değerleri [Çengel, 1996] kitabından alınmıştır. (Interpolasyon yöntemi ile)

,*: Bacagazı ve kül ile ilgili h (entalpi) ve Cp (özgül ısıl) değerleri ve gerekli formüller teknik kitaplardan alınmıştır [Büyükgüner, 2005; Onat ve ark., 2007] .

*****: Birim kütleye göre elektrik enerjisi üretim enerji ve ekserji hesabında saatteki üretim miktarına göre alındığı için 3 600 saniye ile çarpılarak bulunmuştur.

******: Jeneratör kaybı % 5 kabul edilerek elektrik enerjisi üretimine göre hesaplama yapılmıştır. Trafodan olan kayıp çok küçük olduğu için ihmal edilmiştir [Bakış ve ark., 2009; Kıvanç ve Serpen, 2011].

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

Çizelge 1.1'e göre hesaplamalar sonucunda enerji girişi 153 623,5 [kJ/pg] ve çıkış enerji ise 71 309,0 [kJ/pg]'dir. Ekserji girişi ise 87 640,7 [kJ/pg] ve ekserji çıkışı ise 24 243,4 [kJ/pg] olarak bulunmuştur. Net enerji transferi miktarı 82 314,5 [kJ/pg] ve net ekserji miktarı ise 63 397,3 [kJ/pg]'dır. Bu sonuçlara göre enerji verimlilik oranı % 46,4 ve ekserji verimliliği ise % 27,7 olarak bulunmuştur. Enerji kalitesi ise 0,77'dir.

Bu hesaplamalar eşliğinde Çizelge 1.1'de Excel Office programı kullanılarak tablo oluşturulup hesaplamalar yapılmış ve detaylandırılmıştır. Hesaplama yöntemleri ise şu şekildedir;

Enerji ve ekserji ile ilgili hesaplamalar

Hesaplamalarda enerji – ekserji analizinde kütle, sıcaklık ve basınç parametreleri giriş – çıkışlarına göre enerji ve ekserji sonuçları bulunmuştur. Bu sonuçlar enerji ve ekserji giriş çıkış farklarına göre net enerji transferi ve ekserjiler çıkarılmıştır.

a) Kütle girişine göre enerji ve ekserji hesaplamaları:

1. Akış no: Toz linyit kömürü enerji ve ekserji hesaplamaları

Fabrikada kullanılan yakıt toz linyit kömürü olduğu için fabrika verilerine göre kömürün alt ısıl değeri yaklaşık 2 300 [kcal/kg] olduğundan $h_{7i,1}$ = Hu = 9 629,64 [kJ/kg]'dır. Toz linyit kömürü kütlesel debisi 7,3 [kg/pg], 1 [atm] ve 8 [℃] ise;

Enerji hesabı

$$En_{7i,1} = \dot{m}_{7i,1} h_{7i,1} \quad (1.1)$$

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

$En_{7i,1}$ = 7,3 [kg/pg] x 9 629,64 [kJ/kg]

$En_{7i,1}$ = 70 296,4 [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Özgül yakıt ekserjisi;

$$\Psi_{7i,1} = h_{7i,1}.\eta_{kömür} \quad (1.2)$$

$\psi_{7i,1}$ = 9 629,64 [kJ/kg] x 0,90

$\psi_{7i,1}$ = 8 666,67[kJ/kg]

Ekserji;

$$Ex_{7i,1} = m_{7i,1} .\psi_{7i,1} \quad (1.3)$$

$Ex_{7i,1}$ = 7,3 [kg/pg] x 8 666,67[kJ/kg]

$Ex_{7i,1}$ = 63 266,7 [kJ/pg]

2. Akış no: Kızdırıcı soğutma su enerji ve ekserji hesaplamaları

Kızdırıcı soğutma suyu enerji ve ekserji hesaplamalarında WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayar paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına göre entalpi, entropi, özgül ekserjiler bulunmuştur. Ölü hal olarak 25 [°C] ve 1 [atm] olarak kabul edilmiştir [Çengel, 1996].

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

Kızdırıcı soğutma suyu girişi parametreleri ve değerleri sırasıyla 2,5 [kg/pg], 65,5 [bar] ve 123 [℃] ise;

WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayara paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına bağlı olarak: $h_{7i,2}$ = 520,5 [kJ/kg], h_{∞}= 104,8 [kJ/kg], $s_{7i,2}$ = 1,55 [kJ/kg.K], s_{∞} = 0,37 [kJ/kg.K] olarak bulunmuştur. Bu okunan değerlere göre;

Enerji hesabı

$$En_{7i,2} = \dot{m}_{7i,2}\, h_{7i,2} \tag{1.4}$$

$En_{7i,2}$ = 2,5 [kg/pg] x 520,5 [kJ/kg]

$En_{7i,2}$ = 1 301,3 [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Özgül akış ekserjisi;

$$\psi_{7i,2}=h_{7i,2}-h_{\infty}-T_{\infty}(s_{7i,2}-s_{\infty}) \tag{1.5}$$

$\psi_{7i,2}$ =(520,5−104,8) −(25+273) × (1,55− 0,37)

$\psi_{7i,2}$ =62,2[kJ/kg]

Ekserji;

$$Ex_{7i,2} = \dot{m}_{7i,2}\psi_{7i,2} \tag{1.6}$$

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

$Ex_{7i,2}$ = 2,5 [kg/pg] × 62,2[kJ/kg]

$Ex_{7i,2}$ = 155,4[kJ/pg]

3. Akış no: Yanma taze havası enerji ve ekserji hesaplamaları

Yanma taze havası enerji ve ekserji hesaplamalarında havanın h (entalpi) ve s (entropi) değerleri termodinamik hava tablosundan alınmıştır. Ölü hal 25 [℃] ve 1 [atm] olarak kabul edilmiştir [Çengel, 1996]. Fabrikada kullanılan yakıt toz linyit kömürü olduğu için fabrika verilerine göre kömürün alt ısıl değeri yaklaşık 2 300 [kcal/kg] olduğundan Hu = 9 629,64 [kJ/kg] teorik özgül yanma taze havası için λ: 1,2 alındı [Kotas, 1985]. Taze yanma havası kütle hesabı ile ilgili gerekli formüller şu şekildedir [Onat ve ark., 2007];

Teorik özgül yanma taze havasının miktarı

$$\nu_{7i,3ho}\ [Nm^3/kg] = [0{,}241x\ (H_u/1\ 000)] + 0{,}5 \quad (1.7)$$

$\nu_{7i,3ho}$= [0,241 × (9 629,64/1 000)] + 0,5

$\nu_{7i,3ho}$= 2,82 [Nm^3/kg]

Gerçek özgül yanma taze havasının miktarı

$$V_{7i,3h}\ [Nm^3/kg] = \lambda.\nu_{ho} \quad (1.8)$$

$V_{7i,3,h}$ = 1,2 x 2,82

$V_{7i,3,h}$ = 3,385 [Nm^3/kg]

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

***Gerçek yanma taze havasının kütle miktarı*

$\dot{m}_{7i,3h}$ [kg/pg] = $V_h.m_y$ (1.9)

m_y : Toz linyit kömürü kütlesi, 7,3 [kg/pg]

$\dot{m}_{7i,3h}$ = 3,385 [Nm^3/kg] x 7,3 [kg/pg]

$\dot{m}_{7i,3h}$ = 24,7 [kg/pg]

Yanma taze havası parametreleri ve değerleri sırasıyla 24,7 [kg/pg], 1 [bar] ve 37 [°C] ise; Çengel (1996) hava tablolarına bağlı olarak: $h_{7i,3}$ = 310,2 [kJ/kg], $h_{7i,3\infty}$= 298,2 [kJ/kg], $s_{7i,3}$ = 1,73 [kJ/kg.K],$s_{7i,3\infty}$ = 1,70 [kJ/kg K] olarak bulunmuştur. Bu bulunan değerlere göre;

Enerji hesabı

$En_{7i,3} = \dot{m}_{7i,3}\, h_{7i,3}$ (1.10)

$En_{7i,3}$ = 24,7 [kg/pg] x 310,2 [kJ/kg]

$En_{7i,3}$ = 7 654,9 [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Yanma taze havasında yararlı iş kullanılabilirlik enerji çok küçük olduğu için O kabul edilmiştir.

Özgül akış ekserjisi;

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

$$\psi_{7i,3}=h_{7i,3}-h_{\infty}-T_{\infty}(s_{7i,3}-s_{\infty}) \quad (1.11)$$

$\Psi_{7i,3} = 0$ [kJ/kg]

Ekserji;

$$Ex_{7i,3} = \dot{m}_{7i,3}\psi_{7i,3} \quad (1.12)$$

$Ex_{7i,3} = 0$ [kJ/kg]

4. Akış no: Ekonomizer besi su girişi enerji ve ekserji hesaplamaları

Ekonomizer besi su girişi enerji ve ekserji hesaplamalarında WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayar paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına göre entalpi, entropi, özgül ekserjiler bulunmuştur. Ölü hal olarak 25 [℃] ve 1 [atm] olarak kabul edilmiştir [Çengel, 1996].

Ekonomizer besi su girişi parametreleri ve değerleri sırasıyla 26,3 [kg/pg], 65,5 [bar] ve 123 [℃] ise; WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayara paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına bağlı olarak: $h_{7i,4}$ = 520,5 [kJ/kg], h_{∞}= 104,8 [kJ/kg], $s_{7i,4}$ = 1,55 [kJ/kg.K],s_{∞} = 0,37 [kJ/kg.K] olarak bulunmuştur. Bu okunan değerlere göre;

Enerji hesabı

$$En_{7i,4} = \dot{m}_{7i,4}\, h_{7i,4} \quad (1.13)$$

$En_{7i,4}$ = 26,3 [kg/pg] x 520,5 [kJ/kg]

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

$En_{7i,4}$ = 13 663,1 [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Özgül akış ekserjisi;

$$\psi_{7i,4}=h_{7i,4}-h_{\infty}-T_{\infty}(s_{7i,4}-s_{\infty}) \quad (1.14)$$

$\Psi_{7i,4}$ =(520,5−104,8) −(25+273) × (1,55− 0,37)

$\Psi_{7i,4}$ =62,2[kJ/kg]

Ekserji;

$$Ex_{7i,4} = \dot{m}_{7i,4}\psi_{7i,4} \quad (1.15)$$

$Ex_{7i,4}$ = 26,3 [kg/pg] × 62,2[kJ/kg]

$Ex_{7i,4}$ = 1 631,5 [kJ/pg]

5. Akış no: Türbin kızgın buhar giriş enerji ve ekserji hesaplamaları

Buhar soğutma vanası su girişi enerji ve ekserji hesaplamalarında WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayar paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına göre entalpi, entropi, özgül ekserjiler bulunmuştur. Ölü hal olarak 25 [℃] ve 1 [atm] olarak kabul edilmiştir [Çengel, 1996].

Buhar soğutma vanası su girişi parametreleri ve değerleri sırasıyla 18,3 [kg/pg], 37 [bar] ve 427 [℃] ise;

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayara paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına bağlı olarak: $h_{7i,5}$ = 3 282,3 [kJ/kg], h_{∞}= 104,8 [kJ/kg], $s_{7i,5}$ = 6,91 [kJ/kg.K], s_{∞} = 0,37 [kJ/kg.K] olarak bulunmuştur. Bu okunan değerlere göre;

Enerji hesabı

$$En_{7i,5} = \dot{m}_{7i,5}\, h_{7i,5} \quad (1.16)$$

$En_{7i,5}$ = 18,3 [kg/pg] x 3 282,3 [kJ/kg]

$En_{7i,5}$ = 60 164,6 [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Özgül akış ekserjisi;

$$\psi_{7i,5}=h_{7i,5}-h_{\infty}-T_{\infty}\,(s_{7i,5}-s_{\infty}) \quad (1.17)$$

$\Psi_{7i,5}$ =(3 282,3 – 104,8) –(25+273) × (6,91 – 0,37)

$\Psi_{7i,5}$ = 1 228,9 [kJ/kg]

Ekserji;

$$Ex_{7i,5} = \dot{m}_{7i,5}\psi_{7i,5} \quad (1.18)$$

$Ex_{7i,5}$ = 18,3 [kg/pg] ×1 228,9 [kJ/kg]

$Ex_{7i,5}$ = 22 526,4 [kJ/pg]

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

6. Akış no: Buhar soğutma vanası su girişi enerji ve ekserji hesaplamaları

Buhar soğutma vanası su girişi enerji ve ekserji hesaplamalarında WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayar paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına göre entalpi, entropi, özgül ekserjiler bulunmuştur. Ölü hal olarak 25 [℃] ve 1 [atm] olarak kabul edilmiştir [Çengel, 1996].

Buhar soğutma vanası su girişi parametreleri ve değerleri sırasıyla 1,1 [kg/pg], 20 [bar] ve 123 [℃] ise;

WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayara paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına bağlı olarak: $h_{7i,6}$ = 517,5 [kJ/kg], h_{∞}= 104,8 [kJ/kg], $s_{7i,6}$ = 1,56 [kJ/kg.K], s_{∞} = 0,37 [kJ/kg.K] olarak bulunmuştur. Bu okunan değerlere göre;

Enerji hesabı

$$En_{7i,6} = \dot{m}_{7i,6}\, h_{7i,6} \tag{1.19}$$

$En_{7i,6}$ = 1,1 [kg/pg] x 517,5 [kJ/kg]

$En_{7i,6}$ = 543,3 [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Özgül akış ekserjisi;

$$\psi_{7i,6}=h_{7i,6}-h_{\infty}-T_{\infty}(s_{7i,6}-s_{\infty}) \tag{1.20}$$

$\Psi_{7i,6}$ =(517,5−104,8) −(25+273) × (1,56− 0,37)

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

$\Psi_{7i,6}$ = 57,8 [kJ/kg]

Ekserji;

$$Ex_{7i,6} = \dot{m}_{7i,6}\psi_{7i,6} \quad (1.21)$$

$Ex_{7i,6}$ = 1,1 [kg/pg] ×57,8 [kJ/kg]

$Ex_{7i,6}$ = 60,8 [kJ/pg]

b) Kütle çıkışına göre enerji ve ekserji hesaplamaları:

7. Akış no: Baca gazı çıkışı enerji ve ekserji hesaplamaları

Baca gazı çıkışı enerji ve ekserji hesaplamaları öncesinde daha önce giriş kütleleri akışlarından 3 nolu olan taze yanma havası prosesinde bulunan taze yanma havası kütlesi de kullanılarak baca gazı hesabı yapılmıştır. Bu hesaplamalar şu şekildedir [Onat ve ark., 2007];

Teorik özgül bacagazı (duman) miktarı

$$\nu_{7o,7}\ [Nm^3/kg] = [0,227x\ (Hu/1000)] + 1,375 \quad (1.22)$$

$\nu_{7o,7}$=[0,227x (9 629,64 /1000)] + 1,375

$\nu_{7o,7}$ = 3,56 [Nm^3/kg]

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

Gerçek özgül bacagazı (duman) miktarı

$$V_{7o,7}\ [Nm^3/kg] = \nu_{7o,7} + (\lambda\text{-}1)\ \nu_{7o,7h} \quad (1.23)$$

λ: Hava fazlalık katsayısı, 1,2
$\nu_{7o,7h}$ = 2,82 [Nm^3/kg], teorik özgül taze yanma havası miktarı

$V_{7o,7}$ =3,56 [Nm^3/kg]+ (1,2 − 1) ×2,82 [Nm^3/kg]

$V_{7o,7}$ =4,124 [Nm^3/kg]

****Gerçek bacagazı (duman) kütle miktarı*

$$m_{7o,7}[kg/pg] = V_{7o,7}m_y \quad (1.24)$$

$m_{7o,7}$ = 4,124 [Nm^3/kg] x 7,3 [kg/pg]

$m_{7o,7}$ = 30,1 [kg/pg]

Bacagazı kütlesel debisi 30,1 [kg/pg], basınç 1 [bar] ve sıcaklık 150 [°C]'dir. Bu parametreler göre entalpi ve özgül ısıl kapasitesi bulunmuştur.

Bacagazı ve kül ile ilgili h (entalpi) değerleri ve gerekli formüller teknik kitaplardan alınmıştır [Büyükgüner, 2005; Onat ve ark., 2007] . Buna göre tablolar okunduğunda h_{7o} = 212,5 [kJ/kg] ve C_{7po} = 1,38 [kJ/kg K] olarak bulunmuştur. Buna göre;

Enerji hesabı

Bacagazı enerji miktarı çıkışı çok küçük olduğundan 0 kabul edilmiştir.

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

$En_{7o,7} = 0$ [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Bacagazı kaybı için öncelikle kül kütle miktarının bulunması gereklidir. Daha önceki hesaplamalarda bulunan bacagazı ve taze yanma havası kütlelerinden yararlanılmıştır.

*****Kül kütle miktarı*

$$m_{kl}[kg/pg] = m_h - m_{7o,7} + m_y \quad (1.25)$$

m_{kl}=24,7 – 30,1 + 7,3

m_{kl}[kg/pg] = 1,9 [kg/pg]

Fabrika verilerinden toplam kömürdeki cüruf miktarı m_C = 1,32 [kg/pg] alınmıştır. Cüruftaki yanmamış kömür yüzdesi a yaklaşık 0,1 ve uçan koktaki kömür oranı yaklaşık 0,45 olarak seçilmiştir. Buna göre m_A, yakacağın kül oranı [Onat ve ark., 2007];

Yakacağın kül oranı

$$m_A \left[\frac{kg}{pg}\right] = m_C(1-a) \quad (1.26)$$

m_A = 1,32 (1-0,1)

m_A [kg/pg] = 1,188 [kg/pg]

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

Uçan kok miktarı

$$m_u \left[\frac{kg}{pg}\right] = \frac{0,9\ A}{1\text{-}b} \quad (1.27)$$

$$m_u \left[\frac{kg}{pg}\right] = \frac{0,9 \times 1,188}{1\text{-}0,45}$$

$m_u = 1,944$ [kg/pg]

Yakacağın yanmamış miktarı

$$m_{yy} = a \,.m_C + b \,.m_u \quad (1.28)$$

$m_{yy} = 0,1 \times 1,32 + 0,45 \,.\, 1,944$

$m_{yy} = 1,0068$ [kg/pg]

Ekserji hesaplanırken $h_{7o} = 212,5$ [kJ/kg] ve $h_\infty = 41,1$ [kJ/kg] entalpi değerleri bulunmuştur. Buna göre ekserji miktarı [Onat ve ark., 2007];

$$Ex_{7o,7} = m_{7o}(h_{7o} - h_\infty) \quad (1.29)$$

$Ex_{7o,7} = 30,1\ (212,5 - 41,1)$

$Ex_{7o,7} = 5\ 158,8$ [kJ/kg]

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

8. Akış no: Elektrofiltre kül çıkış enerji ve ekserji hesaplamaları

Elektrofiltre kül çıkış kütlesel debisi hesaplanmıştır. Külün kütlesi 7. Akış olan bacagazı çıkışı prosesinde hesaplanmıştır. Bu hesaplamalarda (Onat ve ark., 2007) çalışmalarından faydalanılmıştır. Elektrofiltre kül çıkış kütlesel debisi 1,89 [kg/pg], 1 [atm] ve 110 [°C] ise;

Enerji hesabı

Elektrofiltre kül çıkışında enerji miktarı çok küçük olduğu için ihmal edilmiştir.

$En_{7o,8} = 0$ [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Elektrofiltre kül çıkışında ekserji miktarı çok küçük olduğu için ihmal edilmiştir.

$Ex_{7o,8} = 0$ [kJ/pg]

9. Akış no: Buhar soğutma vanası işletme buhar çıkışı enerji ve ekserji hesaplamaları

Buhar soğutma vanası işletme buhar çıkışı enerji ve ekserji hesaplamalarında WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayar paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına göre entalpi, entropi, özgül ekserjiler bulunmuştur. Ölü hal olarak 25 [°C] ve 1 [atm] olarak kabul edilmiştir [Çengel, 1996]. Buhar soğutma vanası işletme buhar çıkışı parametreleri ve değerleri sırasıyla 26,5 [kg/pg], 3,2 [bar] ve 135 [°C] ise;

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayara paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına bağlı olarak: $h_{7o,9}$ = 567,5 [kJ/kg], h_{∞}= 104,8 [kJ/kg], $s_{7o,9}$ = 1,69 [kJ/kg.K], s_{∞} = 0,37 [kJ/kg.K] olarak bulunmuştur. Bu okunan değerlere göre;

Enerji hesabı

$$En_{7o,9} = \dot{m}_{7o,9}\, h_{7o,9} \quad (1.30)$$

$En_{7o,9}$ = 26,5 [kg/pg] x 567,5 [kJ/kg]

$En_{7o,9}$ = 15 038,2 [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Özgül akış ekserjisi;

$$\psi_{7o,9}=h_{7o,9}-h_{\infty}-T_{\infty}(s_{7o,9}-s_{\infty}) \quad (1.31)$$

$\Psi_{7o,9}$ =(567,5– 104,8) –(25+273) × (1,69– 0,37)

$\Psi_{7o,9}$ = 69,4 [kJ/kg]

Ekserji;

$$Ex_{7o,9} = \dot{m}_{7o,9}\psi_{7o,9} \quad (1.32)$$

$Ex_{7o,9}$ = 26,5 [kg/pg] ×69,4 [kJ/kg]

$Ex_{7o,9}$ = 1 839,3 [kJ/pg]

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

10. Akış no: Türbin kızgın buhar çıkışı (proses buharı) enerji ve ekserji hesaplamaları

Türbin kızgın buhar çıkışı enerji ve ekserji hesaplamalarında WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayar paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına göre entalpi, entropi, özgül ekserjiler bulunmuştur. Ölü hal olarak 25 [℃] ve 1 [atm] olarak kabul edilmiştir [Çengel, 1996]. Buhar soğutma vanası işletme buhar çıkışı parametreleri ve değerleri sırasıyla 18,3 [kg/pg], 3,2 [bar] ve 176 [℃] ise;

WASP for Windows 2.0.36 versiyon bilgisayara paket programı ve Çengel (1996) su buhar tablolarına bağlı olarak: $h_{7o,10}$ = 2 814,0 [kJ/kg], h_{∞}= 104,8 [kJ/kg], $s_{7o,10}$ = 7,16 [kJ/kg.K], s_{∞} = 0,37 [kJ/kg.K] olarak bulunmuştur. Bu okunan değerlere göre;

Enerji hesabı

$$En_{7o,10} = \dot{m}_{7o,10}\, h_{7o,10} \tag{1.33}$$

$En_{7o,10}$ = 18,3 [kg/pg] x 2 814,0 [kJ/kg]

$En_{7o,10}$ = 51 580,6 [kJ/pg]

Ekserji hesabı

Özgül akış ekserjisi;

$$\psi_{7o,10}=h_{7o,10}-h_{\infty}-T_{\infty}(s_{7o,10}-s_{\infty}) \tag{1.34}$$

$\Psi_{7o,10}$ =(2 814,0 – 104,8) –(25+273) × (7,16– 0,37)

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

$\Psi_{7o,10}$ = 684,9 [kJ/kg]

Ekserji;

$$Ex_{7o,10} = \dot{m}_{7o,10}\psi_{7o,10} \quad (1.35)$$

$Ex_{7o,10}$ = 18,3 [kg/pg] ×684,9 [kJ/kg]

$Ex_{7o,10}$ = 12 555,1 [kJ/pg]

11. Akış no: Elektrik enerjisi üretim çıkışı enerji ve ekserji hesaplamaları

Elektrik enerjisi üretimi enerji ve ekserji hesaplamalarında ölü hal olarak 25 [°C] ve 1 [atm] olarak kabul edilmiştir [Çengel, 1996].

Türbinden elde edilen elektrik enerjisi üretim parametreleri ve değerleri sırasıyla kütlesel debisi 1,371 [kW/pg] ve enerji üretim santral gücü 1 saatteki yani t = 3 600 s'ye göre ;

Enerji hesabı

$$En_{7o,11} = \dot{m}_{70,11}t\,[s] \quad (1.36)$$

$En_{7o,11}$ = 1,371 [kW/pg] x 3 600 [s]

$En_{7o,11}$ = 4 937,0 [kJ/pg]

Not: 100 pg = 100 kg birim pancara göre olduğu için alınmıştır.

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

Ekserji hesabı

Türbinden elde edilen elektrik enerjisi üretimi sistemde kullanıldığından ekserjisi aynı şekilde bulunan enerji miktarı ile aynıdır.

$Ex_{7o,11}$ = 4 937,0 [kJ/pg]

12. Akış no: Jeneratör enerji ve ekserji hesaplamaları

Türbinden elde edilen elektrik enerjisi jeneratöre aktarılırken % 5'lik bir kayba neden olmaktadır. Buna göre enerji ve ekserji hesaplaması toplam elektrik enerjisi üretiminin % 5'lik kaybına göre alınırsa;

Enerji hesabı

$$En_{7o,12} = -En_{7o,11} \ \% \ 5 \quad (1.37)$$

$En_{7o,12}$ = - 4 937,0 [kJ/pg] % 5

$En_{7o,11}$ = - 246,9 [kJ/pg]

Ekserji hesabı

$$Ex_{7o,12} = -Ex_{7o,11} \ \% \ 5 \quad (1.38)$$

$Ex_{7o,12}$ = - 4 937,0 [kJ/pg] % 5

$En_{7o,11}$ = - 246,9 [kJ/pg]

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

Enerji üretim prosesindeki proses akışları giriş ve çıkış kütlelerine göre enerji ve ekserji miktarları Termodinamik formüllerinde yerine yazılır ve düzenlenirse;

Fabrika enerji üretim proses net enerji transferi miktarı

$$En_{net7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = [En_{7i,1}+En_{7i,2}+En_{7i,3}+En_{7i,4}+En_{7i,5}+En_{7i,6}] - [En_{7o,7}+En_{7o,8}+En_{7o,9}+En_{7o,10}+En_{7o,11}+En_{7o,12}] \quad (1.39)$$

$$En_{net7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = [70\,296{,}4+1\,301{,}3+7\,654{,}9+13\,663{,}1+60\,164{,}6+543{,}3] - [0+0+15\,038{,}2+51\,580{,}6+4\,937{,}0-246{,}9]$$

$$En_{net7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 82\,314{,}5\ [kJ/kg]$$

Fabrika enerji üretim proses ekserji kaybı miktarı

$$Ex_{\ell 7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = [Ex_{7i,1}+Ex_{7i,2}+Ex_{7i,3}+Ex_{7i,4}+Ex_{7i,5}+Ex_{7i,6}] - [Ex_{7o,7}+Ex_{7o,8}+Ex_{7o,9}+Ex_{7o,10}+Ex_{7o,11}+Ex_{7o,12}] \quad (1.40)$$

$$Ex_{\ell 7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = [63\,266{,}7+155{,}4+0+1\,631{,}5+22\,526{,}4+60{,}7] - [5\,158{,}8+0+1\,839{,}3+12\,555{,}1+4\,937{,}04-246{,}9]$$

$$Ex_{\ell 7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 63\,397{,}3\ [kJ/kg]$$

Enerji ve ekserji miktarları ile enerji ve ekserji verimlilikleri sırası ile bulunursa;

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

Fabrika enerji üretim net enerji transferi miktarı

$$En_{net7i}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = [En_{7i,1}+En_{7i,2}+En_{7i,3}+En_{7i,4}+En_{7i,5}+En_{7i,6}] \quad (1.41)$$

$$En_{net7i}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 153\ 623{,}5\ [kJ/kg]$$

$$En_{net7o}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = [En_{7o,7}+En_{7o,8}+En_{7o,9}+En_{7o,10}+En_{7o,11}+En_{7o,12}] \quad (1.42)$$

$$En_{net7o}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 71\ 309{,}0\ [kJ/kg]$$

$$En_{net7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = En_{net7i} - En_{net7o} \quad (1.43)$$

$$En_{net7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 153\ 623{,}5 - 71\ 309{,}0$$

$$En_{net7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 82\ 314{,}5\left[\frac{kJ}{kg}\right]$$

Fabrika enerji üretim ekserji kaybı miktarı

$$Ex_{l7i}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = [Ex_{7i,1}+Ex_{7i,2}+Ex_{7i,3}+Ex_{7i,4}+Ex_{7i,5}+Ex_{7i,6}] \quad (1.44)$$

$$Ex_{l7i}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 87\ 640{,}7\ [kJ/kg]$$

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

$$Ex_{\ell 7o}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = [Ex_{7o,7}+Ex_{7o,8}+Ex_{7o,9}+Ex_{7o,10}+Ex_{7o,11}+Ex_{7o,12}] \quad (1.45)$$

$$Ex_{\ell 7o}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 24\ 243{,}4\ [kJ/kg]$$

$$Ex_{\ell 7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = Ex_{\ell 7i} - Ex_{\ell 7o} \quad (1.46)$$

$$Ex_{\ell 7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 87\ 640{,}7 - 24\ 243{,}4$$

$$Ex_{\ell 7}\left[\frac{kJ}{kg}\right] = 63\ 397{,}3\left[\frac{kJ}{kg}\right]$$

Enerji verimliliği

$$\eta_{en7} = \frac{En_{net7o}}{En_{net7i}} \quad (1.47)$$

$$\eta_{en7} = \frac{71\ 309{,}0}{153\ 623{,}5}$$

$$\eta_{en7} = 0{,}464 = \%\ 46{,}4$$

Ekserji verimliliği

$$\eta_{ex\ell 7} = \frac{Ex_{7o}}{Ex_{7i}} \quad (1.48)$$

$$\eta_{ex\ell 7} = \frac{24\ 243{,}4}{87\ 640{,}7}$$

EK-1. (Devam) Fabrika enerji üretimi proses hesaplamaları ve tablolar

$\eta_{ex\ell 7}$=0,277=% 27,7

Enerji kalitesi

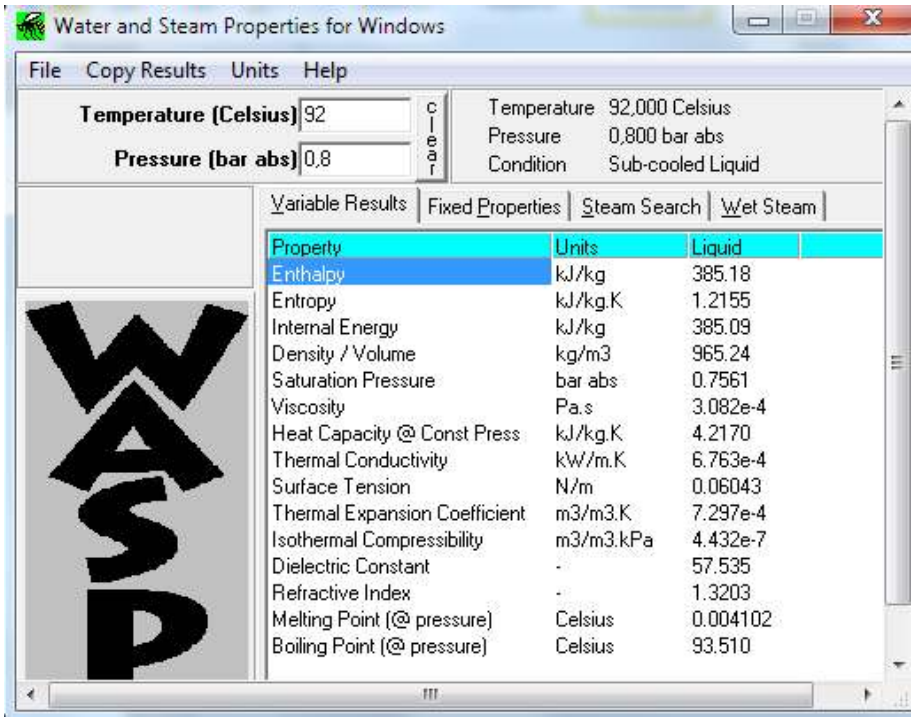
$$\Theta_7=\frac{Ex_{\ell 7}}{En_{net7}} \qquad (1.49)$$

$$\Theta_7=\frac{63\ 397,3}{82\ 314,5}$$

Θ_7= 0,77

EK-2.Buhar entalpi ve entropi değerleri için WASP 2.0.36 paket programının kullanılması

Fabrika enerji ve ekserji hesaplamalarında proseslerdeki su ve buhar entalpi ve entropi hesaplamaları WASP 2.0.36 paket programı ile hesaplanmıştır. Andy C Creations And Katmar Software'e ait bir yazılımdır. Aşağıda örnek olarak paket programın bir hesaplaması Şekil 2.1'de görülmektedir.

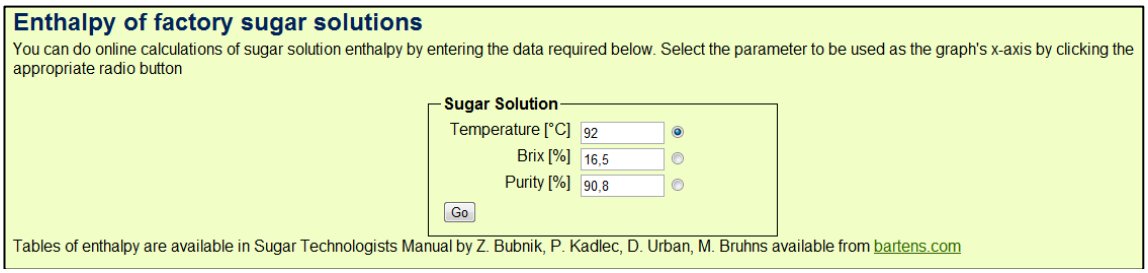


Şekil 2.1. Su ve buhar entalpi ve entropi hesaplamaları için WASP paket programı örneği (92 ℃ sıcaklık ve 0,8 bar basınç için)

EK-3. Şeker entalpi ve özgül ısıl kapasite hesaplamaları örneği

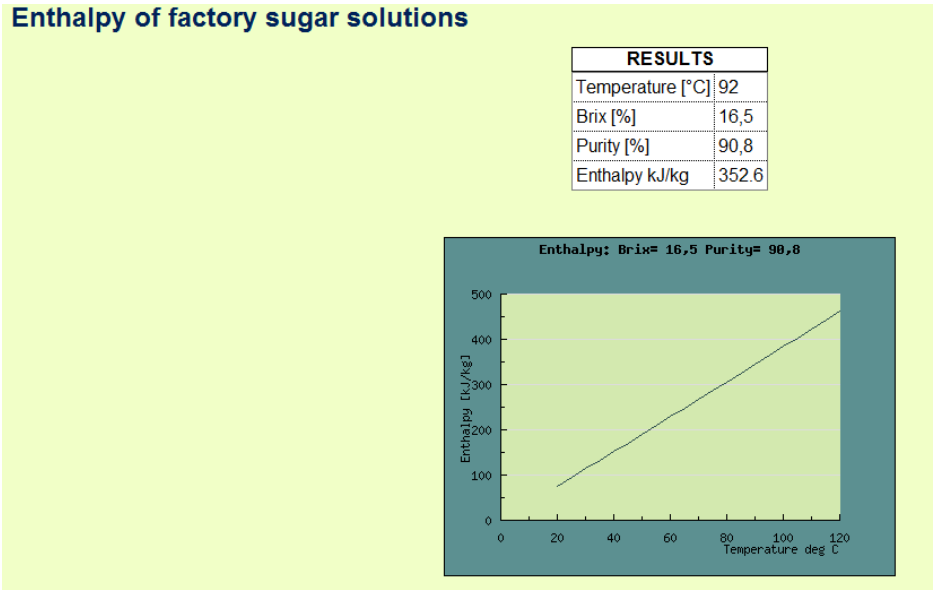
Bu çalışmada şeker ile ilgili teknik entalpi ve özgül ısıl kapasite hesaplamaları o prosesteki şeker saflığı ve brix değerlerine göre www.sugartech.com resmi site hesaplama aracına göre yapılmış ve bir örnek sunulmuştur.

Örnek olarak 4. proses olan ham şerbet ele alınmıştır. Giriş proses akış 1 nolu sulu şerbet saflık % 90,8 ve brix % 16,5'dir. Sulu şerbetin sıcaklığı 92°C ise entalpi değeri ve özgül ısıl kapasitesi sonuçları bulunur. Öncelikle Şekil 3.1'de girilecek olan değerler verilmiştir.



Şekil 3.1. Sulu şeker sıcaklık, saflık ve brix girilen değerleri

Bu yukarıdaki değerlere göre entalpi sonucu 352,6 kJ/kg Şekil 3.2'de verilmiştir.



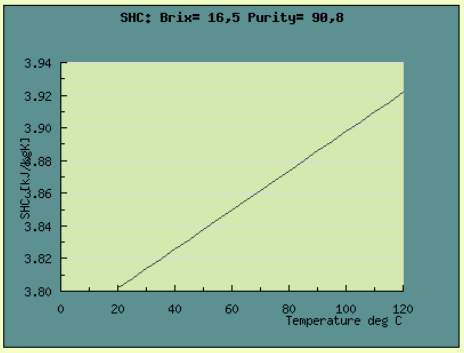
Şekil 3.2. Sulu şeker entalpi sonucu

EK-3. (Devam) Şeker entalpi ve özgül ısıl kapasite hesaplamaları örneği

Aynı şekilde ekserji hesaplaması için gerekli olan özgül ısıl kapasitesi 3,89 kJ/kg K olarak Şekil 3.3'de bulunmuştur.

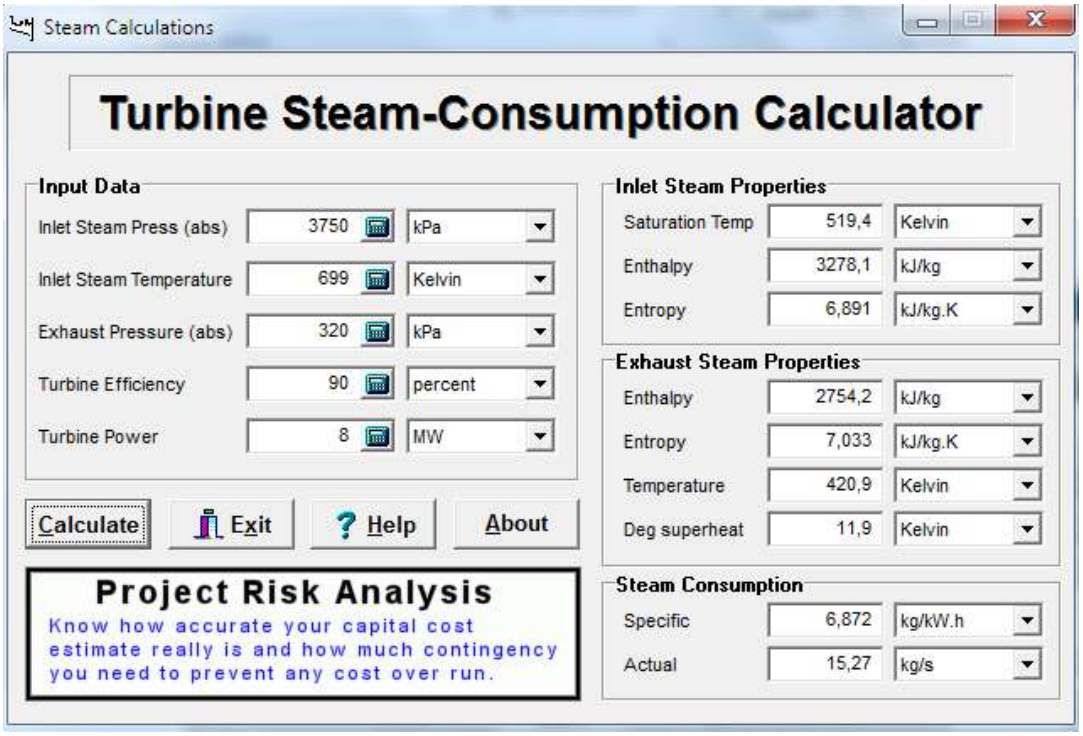
Specific Heat Capacity

RESULTS	
Temperature [°C]	92
Brix [%]	16,5
Purity [%]	90,8
Specific Heat Capacity [kJ/kgK]	3.89



Şekil 3.3. Sulu şeker entalpi sonucu

EK-4. Türbin buhar tüketim hesaplamaları programı

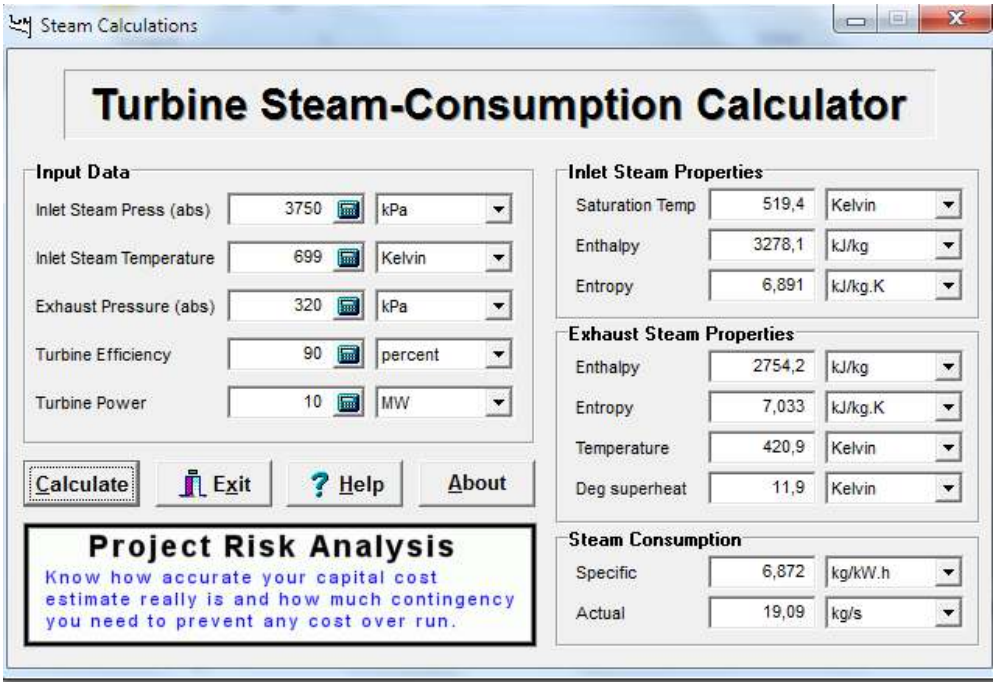


Şekil 4.1. The Turbine Steam-Consumption Calculator Version 2.1 Programme 8 MW kurulu güç için 15,27 kg/s buhar tüketimi

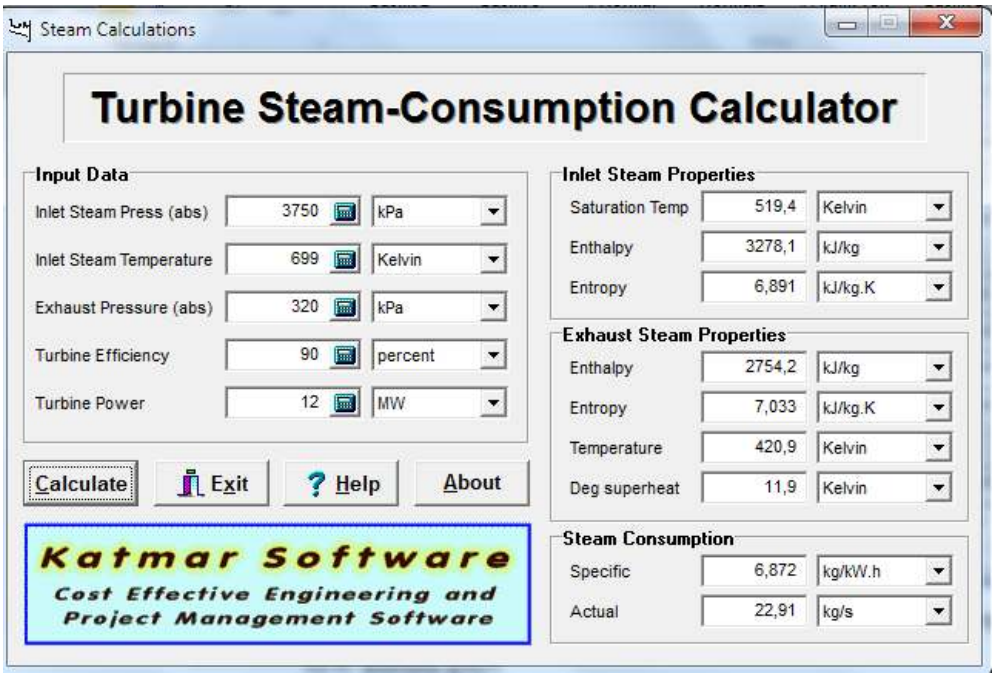
Not: Manuel olarak yapılan hesaplama ile hem de buhar hesaplama programı ile aynı sonuçlara ulaşılmıştır.

Şekil 4.2, Şekil 4.3 ve Şekil 4.5'de 10 [MW] kurulu güç için üretilen buhar 19,09 [kg/s], 12 [MW] kurulu güç için üretilen buhar 22,90 [kg/s] ve 14 [MW] kurulu güç için üretilen buhar 26,72 [kg/s] olduğu hesaplatılmıştır.

EK-4. (Devam) Türbin buhar tüketim hesaplamaları programı

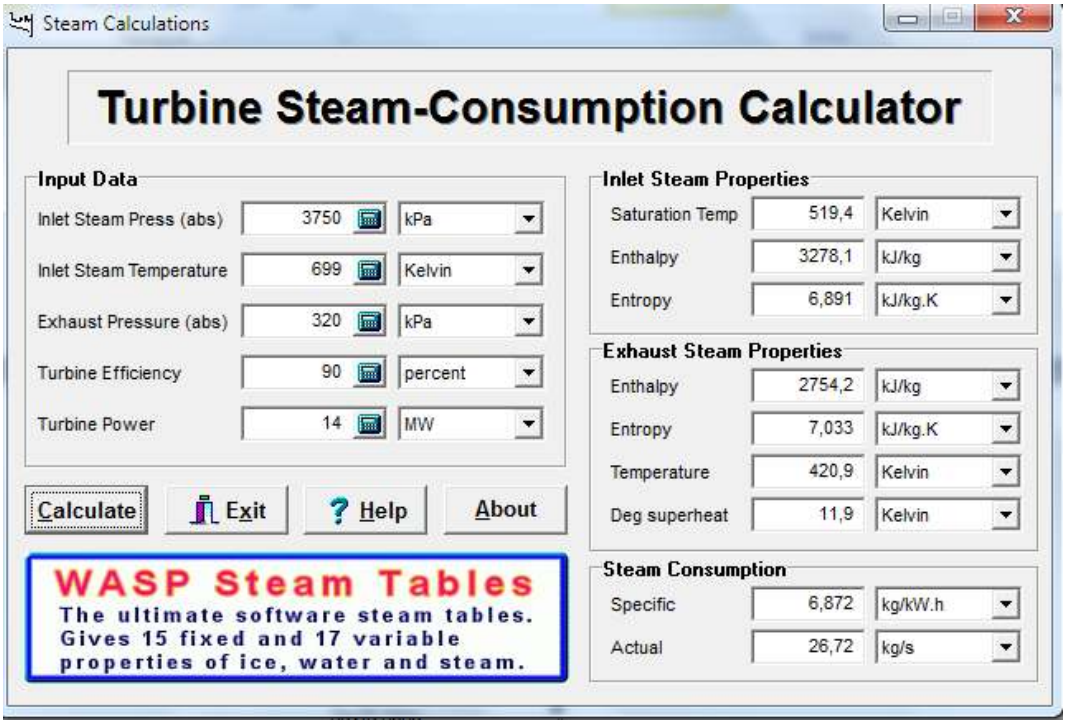


Şekil 4.2. The Turbine Steam-Consumption Calculator Version 2.1 Programme 10 MW senaryo güç için 19,09 kg/s buhar tüketimi



Şekil 4.3. The Turbine Steam-Consumption Calculator Version 2.1 Programme 12 MW senaryo güç için 22,91 kg/s buhar tüketimi

EK-4. (Devam) Türbin buhar tüketim hesaplamaları programı

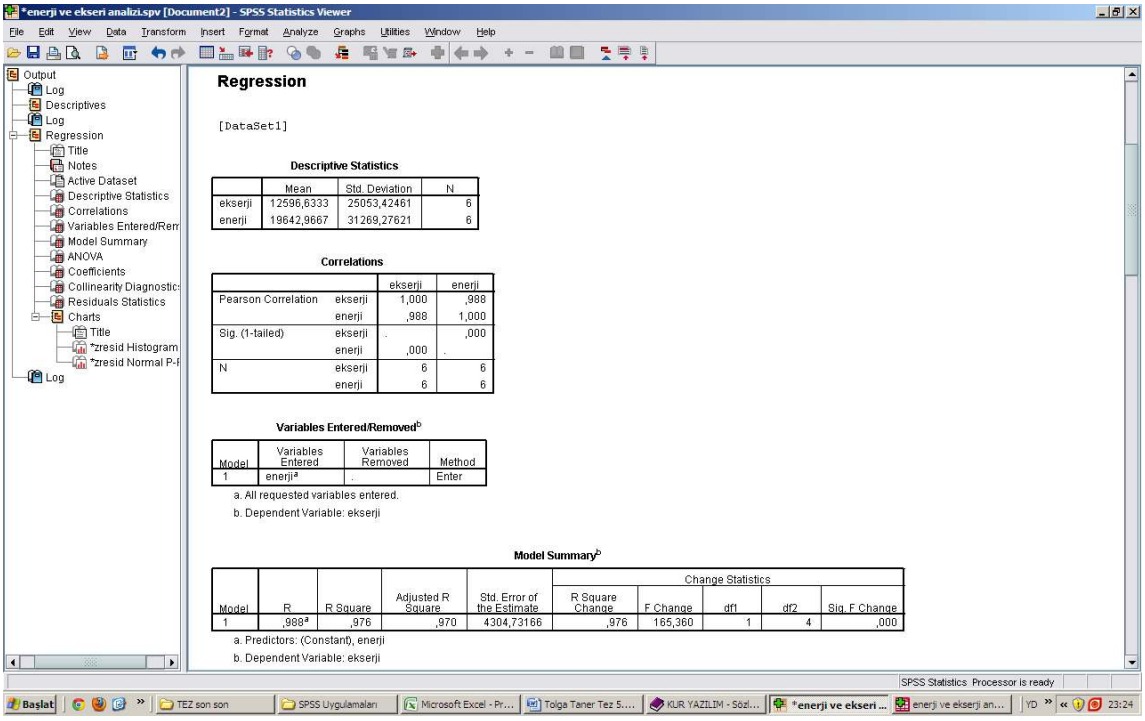


Şekil 4.3. The Turbine Steam-Consumption Calculator Version 2.1 Programme 14 MW senaryo güç için 26,72 kg/s buhar tüketimi

EK-5. Enerji ve ekserji analiz sonuçlarının İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması

Hesaplaması yapılan enerji ve ekserji analiz sonuçlarının arasındaki ilişkilerinin Eşitlik ile açıklanabilmesi için, İstatiksel Metotlardan Lineer Regresyon Analizi SPSS 17.0 bilgisayar paket programı ile uygulanmıştır.

Aşağıdaki Şekil 5.1'de paket programın enerji ve ekserji analiz uygulaması görülmektedir.



Şekil 5.1.Enerji ve ekserji analiz sonuçlarının İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması

Şekil 5.1'deki SPSS 17.0 İstatiksel Metot Bilgisayar Paket enerji ve ekserjinin analiz sonuçlarının matematiksel ilişki açısında şu şekilde yorumlanabilir;

EK-5. (Devam) Enerji ve ekserji analiz sonuçlarının İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması

Descriptive Statistics tablosunun anlamı tanımlayıcı istatistikler anlamına gelir. Bu tablobu model için dahil edilen değişkenlerin aritmetik (mean) ve stAndart sapmalarını (Std. Deviation) göstermektedir [Kalaycı, 2010].

Correlations tablosunun anlamı değişkenler arasındaki korelasyondur. Burada Pearson Korelasyonunda bağımsız değişken (enerji:1) 0,8 üzeri olduğundan bu halin çoklu bağıntı probleminin bir göstergesi olduğunu belirtmektedir. Ayrıca enerji ile ekserji arasındaki Pearson katsayısının 0,988 olması ise iki değişken arasındaki bağıntının yükseğe yakın olduğunu belirtir. Bir başka deyişle enerji ve ekserji arasında çok kuvvetli, pozitif yönlü ve anlamlı bir ilişki olduğu sonucuna varılmaktadır [Kalaycı, 2010].

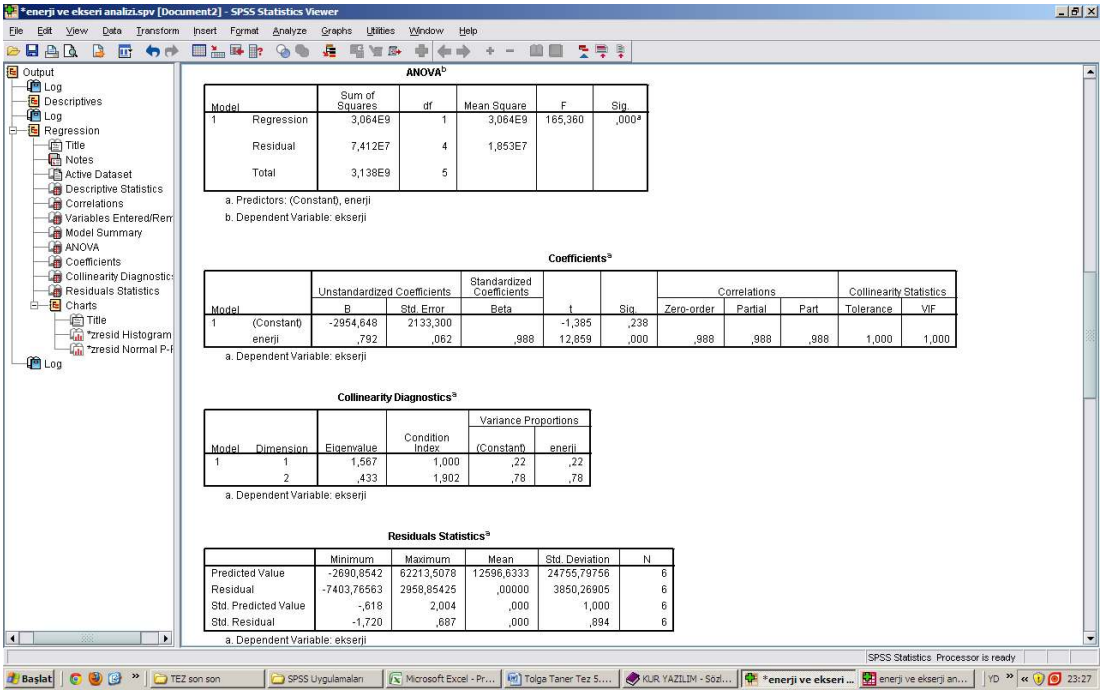
Variables Entered Removed[b] tablosunun ise değişken metodunun Enter Metot (bu metot bu modelin bağımlı değişkeni tahmin etme başarısı) ile çözdürüldüğü anlatılmaktadır. Ekserjinin ise bağımlı, enerjinin ise bağımsız değişken olduğunu göstermektedir [Kalaycı, 2010].

Model Summary[b] tablosu ise Model Özetini vermektedir. R square bağımlı değişkenin yüzde kaçlık kısmının bağımsız değişken tarafından açıklandığını belirtmektedir. Bu hesaplamada R^2 değeri 0,976'dır. Bu değerin 1 yakınlığı verilerin doğruluğunu göstermekte olduğunu belirtmektedir. Burada bağımlı değişken olan ekserjinin yüzdelik kısmının bağımsız değişken olan enerji tarafından açıklanışıdır.

Sig. F değeri 0,05'den büyük olduğundan (tabloda Sig. F değeri 0) varyansların (ortalamadan sapma ölçütü) homojen olduğu açıklanabilir. Bu da sonuç olarak varyans analizinin temel varsayımını sağladığı için varyans analizinden elde edilen sonuçların doğru olduğunu gösterir. Ayrıca Anova (Varyans Analiz) Tablosunda da Şekil 5. 2'de de açıklanmaktadır [Kalaycı, 2010].

EK-5. (Devam) Enerji ve ekserji analiz sonuçlarının İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması

Aşağıdaki Şekil 5. 2'de paket programın devamı gösterilmektedir.



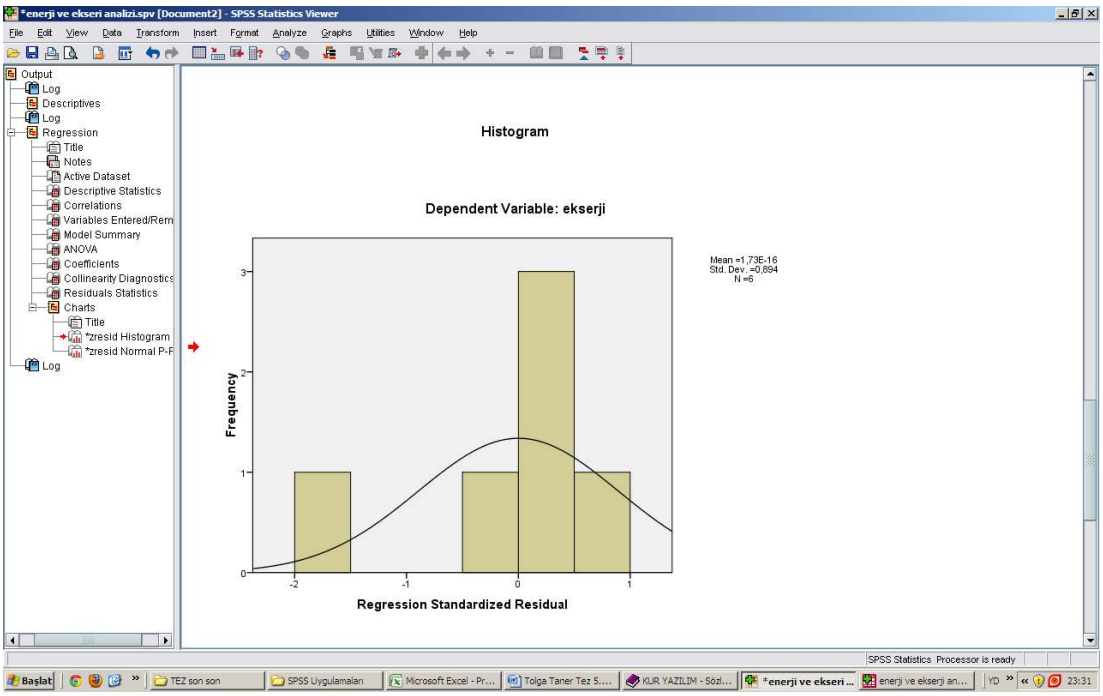
Şekil 5.2. Enerji ve ekserji analiz sonucu katsayılar, R^2 ve denklemleri

Şekil 5.2'deki Coefficients (Parametre Tahmini) tablosunda katsayıların tahmin değerleri ve bunlara ilişkin t değerleri bulunmuştur. Enerjideki 1 birimlik artış ekserjideki 0,792'lik birim kadar arttıracaktır. Modelimizin özet olarak tahmin sonuç denklemi ise;

y = –2 954,648+0,792 x olarak bulunur. Burada y ekserjiyi ve x ise enerjiyi göstermektedir [Kalaycı, 2010].

EK-5. (Devam) Enerji ve ekserji analiz sonuçlarının İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması

Şekil 5.3'de enerji ekserji analizinin Histogram grafiğine göre dağılımı detaylandırılmıştır. Şekil 5.3'deki Histogram çizimi sınıflayıcı ve sıralayıcı verilerin tekrar edilme sıklığını gösteren grafiktir. Yatay eksen frekansı vermektedir. Tam simetriğe yakın olan eğri verinin tam normal dağılıma yakın olduğunu belirtmektedir [Kalaycı, 2010].

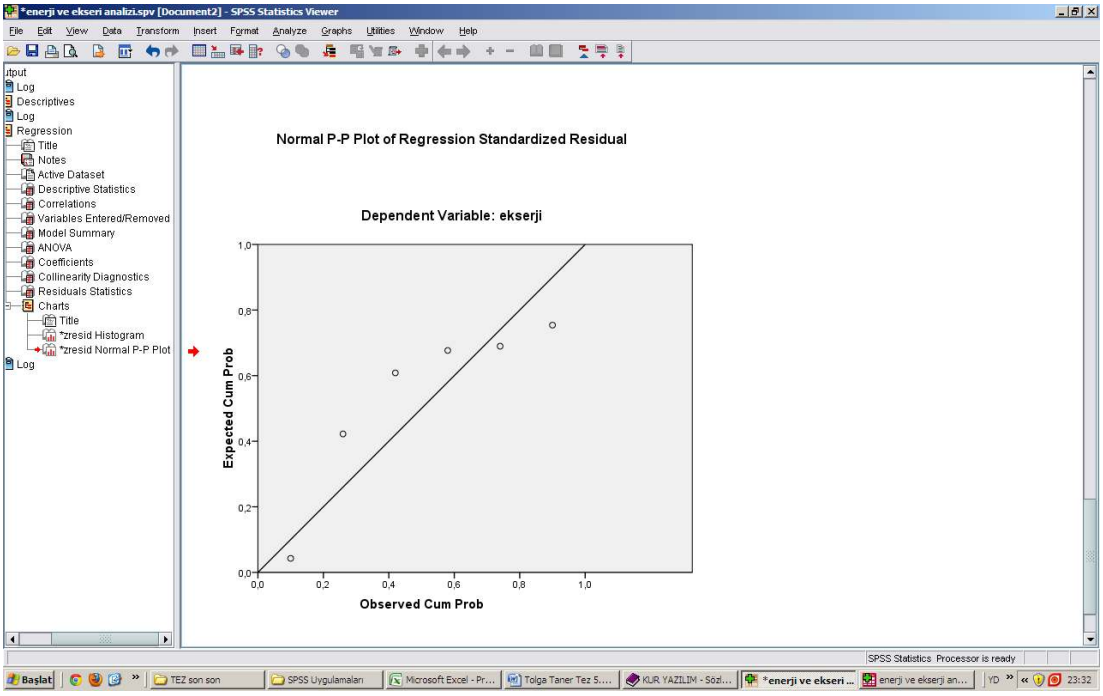


Şekil 5.3. Histogram grafiği

Şekil 5.4'de ise fabrikanın enerji ve ekserji analizinin standartlaştırılmış regresyon artık değerlere göre regresyon eğrisi grafiği çizdirilmiştir.

EK-5. (Devam) Enerji ve ekserji analiz sonuçlarının İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması

Yatay eksen beklenen normal değerleri, düşey eksen ise gözlenen regresyon eğrisi değerleri göstermektedir. Burada regresyon doğrusundan çok fazla bir sapma olmadığı görülmektedir. Yani gözlenen dot işaretlerinde doğrusal regresyon eğrisinden çok fazla sapmadığı görüldüğü için yapılan enerji ve ekserji analizinin dağılımın tam normal dağılıma yakın olduğu bu SPSS 17.0 ile belirlenmiş olmaktadır.

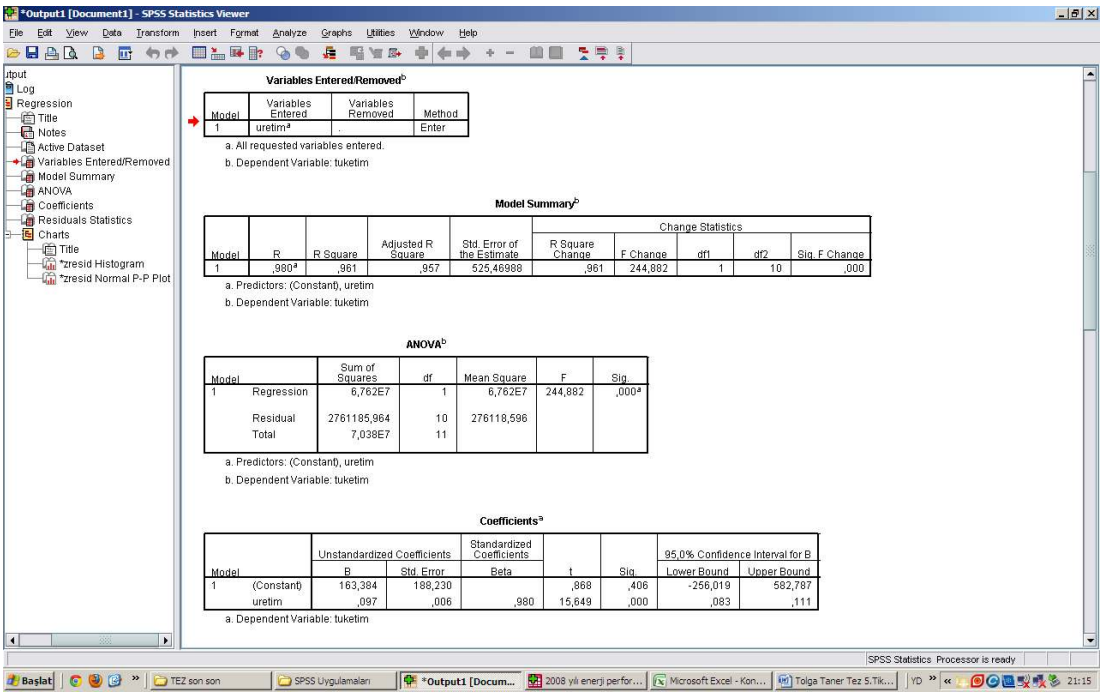


Şekil 5.4. Enerji ve ekserji regresyon eğrisi grafiği

Sonuç olarak fabrikadan toplanan verilerin doğruluk analizinin yapılmış olması ile hesaplanan enerji ve ekserji sonuçlarının doğruya yakın olduğu tespit edilmiştir.

EK-6.Enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metotu SPSS 17.0 uygulaması

Enerji tüketim verilerinin 2008, 2009, 2010 ve 2011 yılları aylık bazdaki üretim ve enerji tüketimi arasındaki ilişkilerinin Eşitlik ile açıklanabilmesi için, İstatiksel Metotlardan Lineer Regresyon Analizi SPSS 17.0 bilgisayar paket programı ile uygulanmıştır. Aşağıdaki Şekil 6.1'de paket programın 2008 yılı fabrika üretim ve enerji tüketim verilerine göre uygulaması görülmektedir.



Şekil 6.1.2008 yılı üretim - enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metot SPSS 17.0 uygulaması

Buradaki SPSS 17.0 İstatiksel Metot Bilgisayar Paket 2008 yılı enerji tüketim verilerinin matematiksel ilişki açısında şu şekilde yorumlanabilir;

Variables Entered Removed[b] tablosunun ise değişken metodunun Enter Metot (bu metot bu modelin bağımlı değişkeni tahmin etme başarısı) ile çözdürüldüğü anlatılmaktadır. Ekserjinin ise bağımlı, enerjinin ise bağımsız değişken olduğunu göstermektedir [Kalaycı, 2010]

EK-6. (Devam) Enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metotu SPSS 17.0 uygulaması

Model Summary[b] tablosu ise Model Özetini vermektedir. R square bağımlı değişkenin yüzde kaçlık kısmının bağımsız değişken tarafından açıklandığını belirtmektedir. Bu hesaplamada R^2 değeri 0,961'dir. Bu değerin 1 yakınlığı verilerin doğruluğunu göstermekte olduğunu belirtmektedir. Burada bağımlı değişken olan ekserjinin yüzdelik kısmının bağımsız değişken olan enerji tarafından açıklanışıdır. Ayrıca Anova (Varyans Analiz) Tablosu ise modelin bir bütün olarak algılanarak testin anlamlılığını açıklamaktadır. Tablodaki F değeri 244,882 ve Sig. 0,000 olması modelin bütün olarak her düzeyde anlamlı olduğunu göstermiş olur [Kalaycı, 2010].

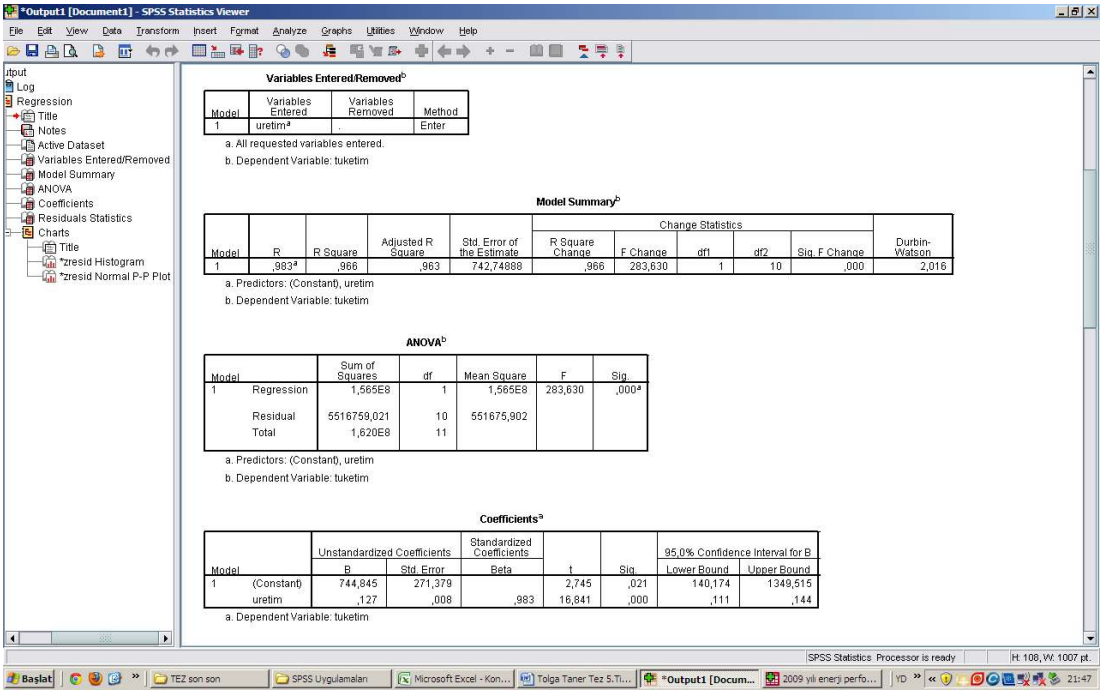
Şekil 6.1'deki Coefficients (Parametre Tahmini) tablosunda katsayıların tahmin değerleri ve bunlara ilişkin t değerleri bulunmuştur. Üretimdeki 1 birimlik artış enerji tüketiminde 0,097'lik birim kadar arttıracaktır. Modelimizin özet olarak tahmin sonuç denklemi ise;

y = 163,384 + 0,097 x olarak bulunur. Burada y enerji tüketimini ve x ise üretimi göstermektedir [Kalaycı, 2010].

Sonuç olarak fabrikadan toplanan verilerin doğruluk analizinin yapılmış olması ile hesaplanan 2008 yılı enerji tüketim verilerinin doğruya yakın olduğu tespit edilmiştir.

EK-6. (Devam) Enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metotu SPSS 17.0 uygulaması

Şekil 6.2'deki SPSS 17.0 İstatiksel Metot Bilgisayar Paket 2009 yılı enerji tüketim verilerinin matematiksel ilişki açısından şu şekilde yorumlanabilir;



Şekil 6.2. 2009 yılı üretim ve enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması

Variables Entered Removed[b] tablosunun ise değişken metodunun Enter Metot (bu metot bu modelin bağımlı değişkeni tahmin etme başarısı) ile çözdürüldüğü anlatılmaktadır. Ekserjinin ise bağımlı, enerjinin ise bağımsız değişken olduğunu göstermektedir [Kalaycı, 2010].

EK-6. (Devam) Enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metotu SPSS 17.0 uygulaması

Model Summary[b] tablosu ise Model Özetini vermektedir. R square bağımlı değişkenin yüzde kaçlık kısmının bağımsız değişken tarafından açıklandığını belirtmektedir. Bu hesaplamada R^2 değeri 0,966'dir. Bu değerin 1 yakınlığı verilerin doğruluğunu göstermekte olduğunu belirtmektedir. Burada bağımlı değişken olan ekserjinin yüzdelik kısmının bağımsız değişken olan enerji tarafından açıklanışıdır. Ayrıca Anova (Varyans Analiz) Tablosu ise modelin bir bütün olarak algılanarak testin anlamlılığını açıklamaktadır. Tablodaki F değeri 283,630 ve Sig. 0,000 olması modelin bütün olarak her düzeyde anlamlı olduğunu göstermiş olur [Kalaycı, 2010].

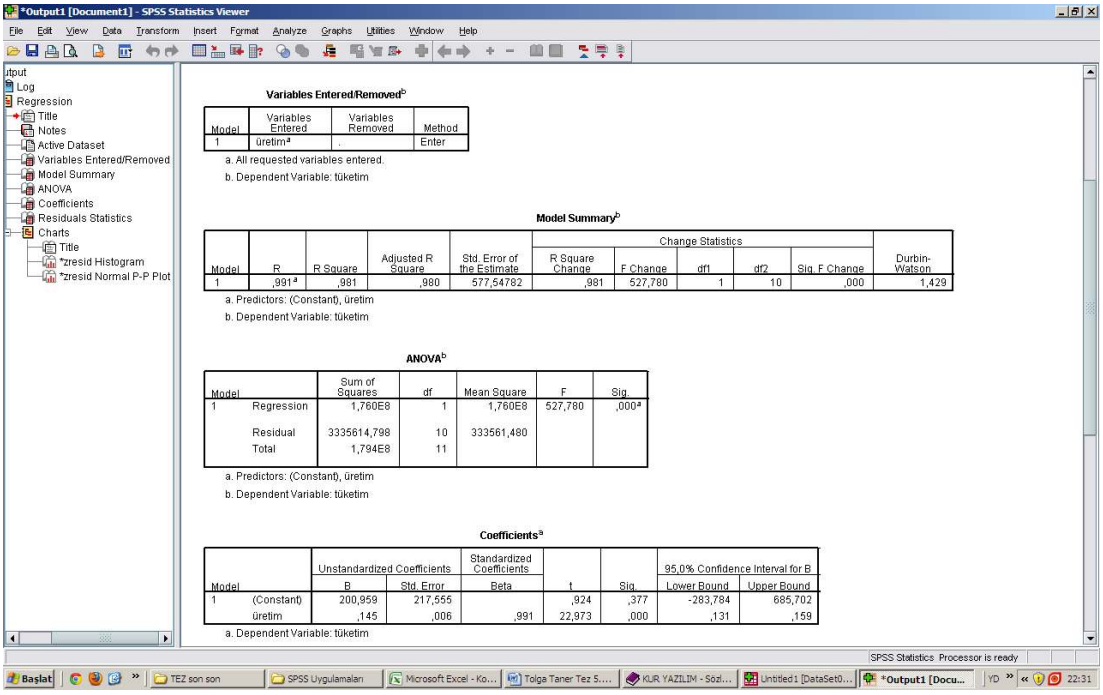
Şekil 6.2'deki Coefficients (Parametre Tahmini) tablosunda katsayıların tahmin değerleri ve bunlara ilişkin t değerleri bulunmuştur. Üretimdeki 1 birimlik artış enerji tüketiminde 0,127'lik birim kadar arttıracaktır. Modelimizin özet olarak tahmin sonuç denklemi ise;

y = 744,845 + 0,127 x olarak bulunur. Burada y enerji tüketimini ve x ise üretimi göstermektedir [Kalaycı, 2010].

Sonuç olarak fabrikadan toplanan verilerin doğruluk analizinin yapılmış olması ile hesaplanan 2009 yılı enerji tüketim verilerinin doğruya yakın olduğu tespit edilmiştir.

EK-6. (Devam) Enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metotu SPSS 17.0 uygulaması

Aşağıdaki Şekil 6.3'de paket programın 2010 yılı fabrika üretim ve enerji tüketim verilerine göre enerji performans analizi uygulaması görülmektedir.



Şekil 6.3. 2010 yılı üretim - enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması

Buradaki SPSS 17.0 İstatiksel Metot Bilgisayar Paket 2010 yılı enerji tüketim verilerinin matematiksel ilişki açısında şu şekilde yorumlanabilir;

Variables Entered Removed[b] tablosunun ise değişken metodunun Enter Metot (bu metot bu modelin bağımlı değişkeni tahmin etme başarısı) ile çözdürüldüğü anlatılmaktadır. Ekserjinin ise bağımlı, enerjinin ise bağımsız değişken olduğunu göstermektedir [Kalaycı, 2010]

EK-6. (Devam) Enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metotu SPSS 17.0 uygulaması

Model Summary[b] tablosu ise Model Özetini vermektedir. R square bağımlı değişkenin yüzde kaçlık kısmının bağımsız değişken tarafından açıklandığını belirtmektedir. Bu hesaplamada R^2 değeri 0,980'dir. Bu değerin 1 yakınlığı verilerin doğruluğunu göstermekte olduğunu belirtmektedir. Burada bağımlı değişken olan ekserjinin yüzdelik kısmının bağımsız değişken olan enerji tarafından açıklanışıdır. Ayrıca Anova (Varyans Analiz) Tablosu ise modelin bir bütün olarak algılanarak testin anlamlılığını açıklamaktadır. Tablodaki F değeri 527,780 ve Sig. 0,000 olması modelin bütün olarak her düzeyde anlamlı olduğunu göstermiş olur [Kalaycı, 2010].

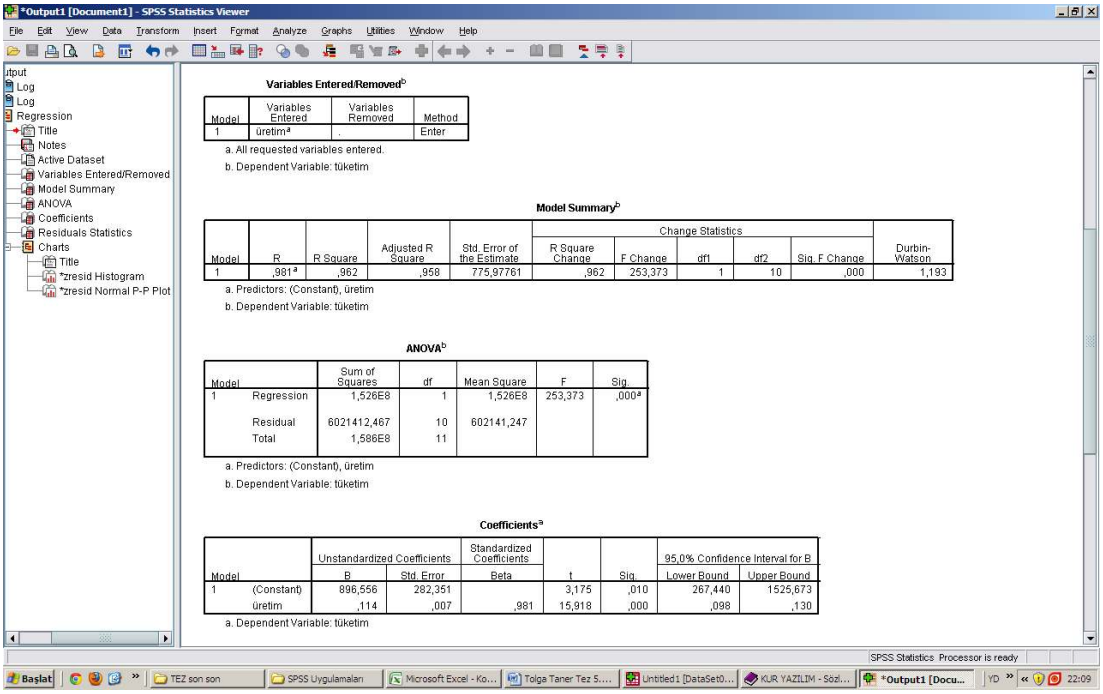
Şekil 6.3'deki Coefficients (Parametre Tahmini) tablosunda katsayıların tahmin değerleri ve bunlara ilişkin t değerleri bulunmuştur. Üretimdeki 1 birimlik artış enerji tüketiminde 0,145'lik birim kadar arttıracaktır. Modelimizin özet olarak tahmin sonuç denklemi ise;

y = 200,959+ 0,145 x olarak bulunur. Burada y enerji tüketimini ve x ise üretimi göstermektedir [Kalaycı, 2010].

Sonuç olarak fabrikadan toplanan verilerin doğruluk analizinin yapılmış olması ile hesaplanan 2010 yılı enerji tüketim verilerinin doğruya yakın olduğu tespit edilmiştir.

EK-6. (Devam) Enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metotu SPSS 17.0 uygulaması

Aşağıdaki Şekil 6.4'de paket programın 2011 yılı fabrika üretim ve enerji tüketim verilerine göre enerji tüketim verileri uygulaması görülmektedir.



Şekil 6.4. 2011 yılı üretim ve enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metot SPSS 17.0 ile uygulaması

Şekil 6.4'deki SPSS 17.0 İstatiksel Metot Bilgisayar Paket 2011 yılı enerji tüketim verilerinin matematiksel ilişki açısından şu şekilde yorumlanabilir; Variables Entered Removed[b] tablosunun ise değişken metodunun Enter Metot (bu metot bu modelin bağımlı değişkeni tahmin etme başarısı) ile çözdürüldüğü anlatılmaktadır. Ekserjinin ise bağımlı, enerjinin ise bağımsız değişken olduğunu göstermektedir [Kalaycı, 2010].

EK-6. (Devam) Enerji tüketim verilerinin İstatiksel Metotu SPSS 17.0 uygulaması

Model Summary[b] tablosu ise Model Özetini vermektedir. R square bağımlı değişkenin yüzde kaçlık kısmının bağımsız değişken tarafından açıklandığını belirtmektedir. Bu hesaplamada R^2 değeri 0,962'dir. Bu değerin 1 yakınlığı verilerin doğruluğunu göstermekte olduğunu belirtmektedir. Burada bağımlı değişken olan ekserjinin yüzdelik kısmının bağımsız değişken olan enerji tarafından açıklanışıdır. Ayrıca Anova (Varyans Analiz) Tablosu ise modelin bir bütün olarak algılanarak testin anlamlılığını açıklamaktadır. Tablodaki F değeri 253,373 ve Sig. 0,000 olması modelin bütün olarak her düzeyde anlamlı olduğunu göstermiş olur [Kalaycı, 2010].

Şekil 6.4'deki Coefficients (Parametre Tahmini) tablosunda katsayıların tahmin değerleri ve bunlara ilişkin t değerleri bulunmuştur. Üretimdeki 1 birimlik artış enerji tüketiminde 0,114'lik birim kadar arttıracaktır. Modelimizin özet olarak tahmin sonuç denklemi ise;

y = 896,566 + 0,114 x olarak bulunur. Burada y enerji tüketimini ve x ise üretimi göstermektedir [Kalaycı, 2010].

Sonuç olarak fabrikadan toplanan verilerin doğruluk analizinin yapılmış olması ile hesaplanan 2011 yılı enerji tüketim verilerinin doğruya yakın olduğu tespit edilmiştir.

EK-7. Enerji verimliliği ile ilgili kanun ve yönetmelikler

ENERJİ VERİMLİLİĞİ KANUNU

Kanun No. 5627 Kabul Tarihi: 18.04.2007
Resmi Gazete Tarihi: 02.05.2007 Resmi Gazete Sayısı: 26510

BİRİNCİ BÖLÜM
Amaç, Kapsam ve Tanımlar

ı) Endüstriyel işletme: Elektrik üretim faaliyeti gösteren lisans sahibi tüzel kişiler dışındaki yıllık toplam enerji tüketimleri bin TEP ve üzeri olan, ticaret ve sanayi odası, ticaret odası veya sanayi odasına bağlı olarak faaliyet gösteren ve her türlü mal üretimi yapan işletmeleri,

SANAYİ KURULUŞLARININ ENERJİ TÜKETİMİNDE VERİMLİLİĞİN ARTTIRILMASI İÇİN ALACAKLARI ÖNLEMLER HAKKINDA YÖNETMELİK
Resmi Gazete Tarihi: 02.05.2007

ÜÇÜNCÜ KISIM
Fabrikalarda Enerji Yönetimi Sisteminin Oluşturulması

Enerji Yönetimi Sisteminin Oluşturulması
Madde 10. -Enerji tüketimi 2 000 TEP' e eşit ve büyük olan tüm fabrikalar, enerji tüketimi verimliliğinin arttırılması amacıyla yönetmeliğin yürürlüğe girmesinden 6 ay ile 1 yıl içinde 11' inci Maddede belirtilen çerçevede Enerji Yönetimi Sistemi' ni oluştururlar.
Enerji Kontrol Birimi ve Enerji Yöneticisi
Madde 11. - Tablo 2' de sektörel bazda yıllık olarak;

(A) kategorisinde gösterilen miktarda ve üzerinde enerji tüketen fabrikalar bir Enerji Yöneticisi koordinatörlüğünde Enerji Kontrol Birimi oluştururlar,
(B) kategorisinde yer alan fabrikalar ise bir Enerji Yöneticisi görevlendirirler.
Fabrikada enerji yönetiminden sorumlu tutulan bu elemanlarda Enerji Yöneticisi Sertifikası' na sahip olma şartı aranır.

Tablo 2

SEKTÖR	A	B
ALTSEKTÖR	ENERJİ KONTROL BİRİMİ	ENERJİ YÖNETİCİSİ
METAL ANA SANAYİİ		
Demir Çelik Sanayii	> 50 000 TEP	50 000 - 2 000 TEP
Alüminyum Sanayii	> 200 000 TEP	200 000 - 2 000 TEP
Bakır Sanayii		≥ 2 000 TEP
Diğer Metal Sanayii	> 20 000 TEP	20 000 - 2 000 TEP
TOPRAK ANA SANAYİİ		
Çimento Sanayii	> 50 000 TEP	50 000 -10 000 TEP
Cam Sanayii	> 20 000 TEP	20 000 - 2 000 TEP
Tuğla Kiremit Sanayii		≥ 2 000 TEP
Seramik Sanayii	> 30 000 TEP	30 000 - 2 000 TEP
Diğer Topraktan Mamul Madde Üretim Sanayii		≥ 2 000 TEP
KİMYA ANA SANAYİİ		
Kimyasal Gübre Sanayii	> 15 000 TEP	15 000 - 2 000 TEP
Petrokimya Sanayii	> 400 000 TEP	
Ana Kimyasal Maddeler Üretim Sanayii	> 15 000 TEP	
Lastik Sanayii		≥ 2 000 TEP
İlaç Sanayii		≥ 2 000 TEP
Temizlik Maddeleri Üretim Sanayii		≥ 2 000 TEP
Boya, Vernik ve Lak Üretim Sanayii		≥ 2 000 TEP
Diğer Kimyasal Maddeler Üretim Sanayii		≥ 2 000 TEP
GIDA ANA SANAYİİ		
Şeker Üretimi ve Tasfiyesi	> 40 000 TEP	40 000 - 2 000 TEP

ÖZGEÇMİŞ

Kişisel Bilgiler

Soyadı, adı	: TANER, Tolga
Uyruğu	: T.C.
Doğum tarihi ve yeri	: 16.01.1975 Ankara
Medeni hali	: Evli ve 1 çocuklu
e-mail	: tanertolga@gmail.com

Eğitim

Derece	**Eğitim Birimi**	**Mezuniyet tarihi**
Yüksek lisans	Pamukkale Ünv./Makine Müh.	2002
Lisans	Pamukkale Ünv. /Makine Müh.	1998
Lise	Ankara Atatürk Anadolu Lisesi	1993

İş Deneyimi

Yıl	**Yer**	**Görev**
2005-2013	Aksaray Üniversitesi	Öğretim Görevlisi
2005-2005	Tamer Çelik Kalıp	Fabrika Müdürü
2003-2006	ODTÜ	Öğr.Gör. (Part-Time)
2004-2005	Çelmaksan A.Ş.	İmalat Müdürü
2000-2002	Pamukkale Üniversitesi	Araştırma Görevlisi
1999-2000	Teknika Des. Asansör Ltd. Şti.	Proje Müdürü
1999-1999	İlke Çelik A.Ş.	Vardiya Mühendisi
1998-1999	TMMOB Makine Müh. Odası	Teknik Görevli

Yabancı Dil

İngilizce, Almanca (Yardımcı dil)

Yayınlar

1. Taner T., Taner Ö., Kalkan S., Süt Fabrikasında Enerji Analizi ve Yönetimi, Süt ve Süt Ürünleri Sempozyumu, Pamukkale Üniversitesi, Denizli (2009).
2. Taner T., Erşan K., Eroğlu L., Proton Değişimli Membran Yakıt Hücresinde Su Yönetimi, UGHEK II.Ulusal Güneş ve Hidrojen Enerjisi Kongresi, Eskişehir (2008).
3. Taner T., Erşan K., Eroğlu L., Alternatif Enerji Kaynaklarından PEM Yakıt Hücresinin Otomotiv Sektöründeki Önemi ve Ekolojik Dengeye Getireceği, Blacksea International Environmental Symposium, BIES'08, Giresun (2008).
4. Taner T., Eroğlu L., Geleceğin Enerjisi Proton Değişimli Membran Yakıt Pilinde Su Yönetiminin Önemi, VII. Ulusal Temiz Enerji Sempozyumu (UTES), İstanbul (2008).
5. Taner T., Öztürk H.K., Atılgan M., Karayolu Taşımacılığında Yapılacak Olan Enerji Tasarrufu, YEKS'01 Kongre ve Sergisi, İzmir (2001).
6. Taner T., Öztürk H.K., Atılgan M., Türkiye'nin Enerji Politikası ve Enerji Performans Analizi, Yenilenebilir Enerji Kaynakları Kongre ve Sergisi, Kayseri (2001).
7. Taner T., Öztürk H.K., Atılgan M., Enerji Yönetimi ve Türkiye'nin Enerji Politikası, Doğalgaz ve Enerji Yönetimi Kongre ve Sempozyumu, Gaziantep (2001).

Kitap

8. Taner T., Teknolojinin Bilimsel İlkeleri, İş ve Enerji Bölüm Yazarlığı, Lisans Yayıncılık, İstanbul (2008).

Seminer

Taner T.,Türkiye'nin Enerji Politikası ve Enerji Performans Analizi, Pamukkale Üniversitesi, Denizli, 20 Mart 2001.

Diğer yayınlar ve bilimsel aktiviteler

1. Proje Döngüsü Yönetimi Sertifikası (Ahiler Kalkınma Ajansı), Aksaray, 10-14 Ekim 2011.
2. Pamukkale Süt ve Süt Ürünleri Sempozyumu Katılım Sertifikası, Denizli, 21-23 Mayıs 2009.
3. Blacksea International Environmental Symposium (BIES'08) Certificate of Attendance, Giresun/Turkey, 25-29 August 2008.
4. Kaizen Eğitim Sertifikası (Mercedes Türk A. Ş.), Aksaray, 11 Mart 2008.
5. İş ve İşçi Sağlığı Güvenliği Eğitimi ve Sertifikası, Aksaray Mercedes—Türk A.Ş., 2008.
6. Yangın Eğitimi ve Sertifikası, Aksaray Mercedes—Türk A.Ş., 2008.
7. UGHEK'2008 II. Ulusal Güneş ve Hidrojen Enerjisi Kongre Katılım Belgesi, 2008.
8. Almanya, Regensburg Hochschule Teknik Gezisi (BMW,Toshiba v.s. fabrikaları teknik gezisi), 1997.
9. T.Taner, Sanayide Enerji Yönetimi (Yüksek Lisans Tezi), PAÜ, Denizli, 2002.
10. E.D.A (Üniversite-Sanayi İşbirliği) OYSA Fabrikası Teknik gezisi, Niğde, 2006.
11. (EMO'01) Kongre ve Sergisi Katılım Belgesi, İzmir, 2001.
12. YEKSEM'01 Yenilenebilir Enerji Kaynakları Sempozyumu ve Sergisi Katılım Belgesi, Kayseri, 2001.
13. Doğalgaz-Enerji Yönetimi Kongre ve Sergisi Katılım Belgesi, Gaziantep, 2001.
14. LPG Araç Projesi, İkmal İstasyonları (LPG'li) Sorumlu Müdür ve Asansör Yetki Belgeleri.
15. Autocad ve MS Office(Word, Excel, Powerpoint) Bilgisayar Sertifikaları.

Hobiler

Basketbol, tenis, futbol, enerji teknolojileri, bowling ve bilardo.