



**T.C.
AKSARAY ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ
ANABİLİM DALI**

**EREĞLİ ŞEKER FABRİKASININ ENERJİ VE EKSERJİ
VERİMLİLİĞİNİN İNCELENMESİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Erkan KAPLAN

DANIŞMAN

Doç. Dr. Necmettin ŞAHİN

NİSAN 2012

AKSARAY

Her hakkı saklıdır



T.C.
AKSARAY ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ
ANABİLİM DALI

EREĞLİ ŞEKER FABRİKASININ ENERJİ VE EKSERJİ
VERİMLİLİĞİNİN İNCELENMESİ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Erkan KAPLAN

DANIŞMAN

Doç. Dr. Necmettin ŞAHİN

NİSAN 2012

AKSARAY

Her hakkı saklıdır

T.C.
AKSARAY ÜNİVERSİTESİ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ
TEZ KABUL ve ONAY BELGESİ

Erkan KAPLAN'ın Ereğli Şeker Fabrikasının Enerji ve Ekserji Verimliliğinin İncelenmesi başlıklı Yüksek Lisans tez çalışması, Aksaray Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun 13.04.2012 tarih ve 32 sayılı kararı ile oluşturulan aşağıdaki jüri tarafından Makine Mühendisliği Anabilim Dalında Yüksek Lisans tezi olarak oy birliği ile kabul edilmiştir.

Danışman : Doç.Dr. Necmettin ŞAHİN (Aksaray Üni.)
1. Jüri : Prof.Dr. H. Mehmet ŞAHİN (Gazi Üni.)
2. Jüri : Prof.Dr. Kadir YILDIZ (Aksaray Üni.)

İmza



Tezin Savunulduğu Tarih : 20/04/2012

ONAY

Aksaray Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun 16.5.2012 tarih ve 2012/18-01 sayılı kararı ile Erkan KAPLAN'ın Makine Mühendisliği Anabilim Dalında Yüksek Lisans derecesi alması onaylanmıştır.

Fen Bilimleri Enstitüsü Müdürü

Doç.Dr. Selçuk REİS



ÖNSÖZ

Bu çalışmada Ereğli Şeker Fabrikası'nın şeker üretim süreci baştan sonuna kadar termodinamik verimlilik açısından incelenmiştir. Fabrika buhar enerji santrali, ham şerbet üretimi, şerbet arıtımı, şerbet koyulaştırması, şerbetin kristalleştirilmesi ve şekerin elde edilme üniteleri olmak üzere 5 farklı bölüm olarak ayrı ayrı incelenmiş ve değerlendirilmiştir. Son olarak fabrika bütünü içinde aynı şekilde verim analizi yapılmıştır. Kullanılan bütün veriler Ereğli Şeker Fabrikası'nın 2010/2011 işletme ortalamalarından alınmıştır. Çalışmanın sonunda sistemdeki önemli enerji kayıpların hangi süreçlerde ve ne miktarlarda ortaya çıktığı belirlenmiştir.

Aksaray Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Ana Bilim Dalı'na Yüksek Lisans Tezi olarak sunulan “ Ereğli Şeker Fabrikasının Enerji ve ekserji Verimliliğinin İncelenmesi ” konulu çalışma ile sistemdeki enerji kayıplarını en aza indirebilmek için hangi bölgelerde iyileştirme yapılması gerektiği ortaya konmuştur. Süreçte yapılabilecek iyileştirmeler ve ilave enerji geri kazanımları ile yakıt tüketimi ve enerji giderleri azalacak, üretim maliyetleri düşecektir. Bu durum aynı zamanda, fosil yakıt tüketimini azaltacağından ekolojik dengeye, insan sağlığına ve ekonomiye olumlu katkı sağlayacaktır.

Çalışma; Giriş, Kaynak Özetleri, Malzeme ve Yöntem, Bulgular, Nümerik Değerlendirme ve Sonuçlar olmak üzere 6 bölümden oluşmaktadır.

TEŞEKKÜR

Aksaray Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Ana Bilim Dalı'na yüksek lisans tezi olarak sunulan bu çalışmada başta danışmanım Doç. Dr. Necmettin ŞAHİN olmak üzere emeği geçen herkese sonsuz teşekkür ederim.

İÇİNDEKİLER DİZİNİ

SAYFA NO

ÖNSÖZ.....	i
TEŞEKKÜR.....	ii
ÖZET.....	vi
ABSTRACT.....	vii
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	viii
ÇİZELGELER DİZİNİ.....	ix
SİMGELER DİZİNİ.....	x
KISALTMALAR DİZİNİ	xii
1.GİRİŞ	1
2. KAYNAK ÖZETLERİ	2
3. MALZEME VE YÖNTEM	8
3.1 Malzeme	8
3.2 Şeker Üretim Sürecinin Aşamaları	9
3.2.1. Meydan İşleri ve Pancarın İşletmeye Alınması	9
3.2.2. Ham Şerbet Ünitesi	9
3.2.3. Ham Şerbetin Arıtılması	10
3.2.4. Şerbet Buharlaştırma Ünitesi (Tephir)	11
3.2.5. Rafineri Ünitesi	12
3.2.5.1. Kristal Şeker Pişirimi	12
3.2.5.2. Orta Şeker Pişirimi	13
3.2.5.3 Son Şeker Pişirimi	13
3.2.5.4. Afine Şeker	14
3.2.5.5. Melas	14
3.2.6. Şeker Kurutma ve Soğutma	14
3.2.7. Enerji Üretim Dairesi	15
3.2.8. Fabrika Su Sistemi	16
3.3. Yapılan Kabuller ve Ortalama Laboratuvar Verileri	17
3.4. Metot	18
4. BULGULAR	19
4.1. Ekserji Kavramı	19

4.2. Tersinir ve Tersinmez Süreçler	20
4.3. Ölü Hal	20
4.4. Ekserji ve Çeşitleri	21
4.4.1. Fiziksel Ekserji	21
4.4.1.1. Mükemmel Gazlarda Fiziksel Ekserji	22
4.4.2. Kimyasal Ekserji	23
4.4.2.1 Standart Kimyasal Ekserji	23
4.4.2.2 Yakıtların Kimyasal Ekserjisinin Hesaplanması	24
4.4.3. Termal Ekserji	25
4.4.4. İş Ekserjisi	25
4.5. Kontrol Hacim Analizi	26
4.6. Performans Kriteri	26
5.NÜMERİK DEĞERLENDİRME	28
5.1. Ereğli Şeker Fabrikası Verileri İle Süreçlerin Enerji ve Ekserji Analizi	29
5.1.1. Giriş	29
5.2. Ham Şerbet Sürecinin Hesaplamaları	30
5.3. Şerbet Arıtım Süreci Hesaplamaları	32
5.4. Buharlaştırma Ünitesi Hesaplamaları	34
5.5. Rafineri Ünitesi Hesaplamaları	37
5.6. Enerji Üretim Ünitesi Hesaplamaları	39
5.6.1. Fabrika Enerji İhtiyacı	40
5.6.2. Buhar Üretim Süreci	40
5.6.3. Türbin Verimi	41
5.6.4. Türbinlerin Özgül Buhar Tüketimi	41
5.6.5. Taze Yanma Havası Ekserji Analizi	41
5.6.6. Taze Yanma Havası Enerji Analizi	42
5.6.7. Yakıtın Ekserji Analizi	42
5.6.8. Baca Gazı Ekserji Analizi	43
5.6.8.1. O₂ Gazı Fiziksel Ekserjisi	43
5.6.8.2. N₂ Gazı Fiziksel Ekserjisi	43
5.6.8.3. CO₂ Gazı Fiziksel Ekserjisi	44
5.6.8.4. CO Gazı Fiziksel Ekserjisi	44
5.6.8.5. H₂O Fiziksel Ekserjisi	45
6. SONUÇLAR	48

KAYNAKLAR	51
ÖZGEÇMİŞ.....	

ÖZET

Yüksek Lisans Tezi

EREĞLİ ŞEKER FABRİKASININ ENERJİ VE EKSERJİ VERİMLİLİĞİNİN İNCELENMESİ

Erkan KAPLAN

T.C.

Aksaray Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
Makine Mühendisliği Ana Bilim Dalı

Danışman: Doç. Dr. Necmettin ŞAHİN

Dünyada enerji kaynaklarının giderek azalması ,maliyetlerinin yükselmesi ;işletmeleri enerji kaynaklarını verimli kullanmak adına değişik çalışmalara sevk etmiştir. Bu çalışmaların en başında da ekserji analizi gelmektedir.Bu çalışmada ;Ereğli Şeker Fabrikası 2010-2011 yılı kampanya verileri kullanılarak şeker üretim süreçleri için termodinamiğin birinci kanun (enerji analizi) ve ikinci kanun analizleri (ekserji analizi) yapılmıştır. Yapılan bu analizlerin sonuçlarına bağlı olarak şeker üretim süreçlerinin birinci ve ikinci kanun verimleri hesaplanmıştır. Elde edilen bu hesaplamalar ışığında tesisin enerji verimliliğini arttırmak ,atık enerjinin geri kazandırılmasını sağlamak ve yeni teknolojilerin gelişmesine yön vermek amacıyla Ereğli Şeker Fabrikasına tavsiyelerde bulunulmuştur.

2012, 53 sayfa

Anahtar kelimeler; Enerji, Ekserji, Şeker Üretimi

ABSTRACT

Master of Science Thesis

ENERGY AND EXERGY ANALYSIS OF SUGAR PRODUCTION AT EREGLI SUGAR FACTORY

Erkan KAPLAN

T.R.

Aksaray University Graduate School of Natural and Applied Sciences
Department of Mechanical Engineering

Supervisor: Doç. Dr. Necmettin ŞAHİN

Progressive decline in world energy resources, rising costs, on behalf of the various studies has led businesses to use energy resources efficiently. This work is at the top of the exergy analysis. In this study, using data from Eregli Sugar Factory 2010- 2011 campaign year for sugar production processes, the first law of thermodynamics (energy analysis) and analysis of these conditions (exergy analysis) were conducted. Depending on the results of this analysis of the sugar production process, the first and second law is calculated. Obtained in the light of the second law calculation, the exergy efficiency of the plant, was determined to provide energy to gain the maximum and give direction to the development of new technologies. Eregli Sugar Factory recommendations were made.

2012, 53 Pages

Key Words: Energy, Exergy, Sugar Production.

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 5.1.	Fabrika Şeker Üretim Süreci Akış Diyagramı	29
Şekil 5.2.	Ham Şerbet Süreci Blok Diyagramı	30
Şekil 5.3.	Fabrika Şeker Üretim Süreci Ekserji Akış Diyagramı	32
Şekil 5.4.	Şerbet Arıtım Süreci Blok Diyagramı	32
Şekil 5.5.	Şerbet Arıtım Süreci Ekserji Akış Diyagramı	34
Şekil 5.6.	Buharlaştırma Süreci Blok Diyagramı	35
Şekil 5.7.	Rafineri Süreci Blok Diyagramı	37
Şekil 5.8.	Rafineri Ünitesi Ekserji Akış Diyagramı	39
Şekil 5.9.	Enerji Üretim Ünitesi Blok Diyagramı	40
Şekil 5.10.	Enerji Üretim Ünitesi Ekserji Akış Diyagramı	47

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 3.1.	Kazanda yanma havası ve baca gazlarının kütle debileri	15
Çizelge 3.2.	Yapılan Kabuller	17
Çizelge 3.3.	Ortalama kampanya ve laboratuvar verileri	17
Çizelge 4.1.	Bazı endüstriyel yakıtların ve yanıcı diğer maddelerin Φ_s katsayısı	25
Çizelge 5.1.	Ham Şerbet Üretim Süreci Madde,enerji ve ekserji bilançosu	30
Çizelge 5.2.	Ham Şerbet Arıtım Sürecine ait madde, enerji ve ekserji bilançosu	33
Çizelge 5.3.	Buharlaştırma ünitesi madde,enerji ve ekserji bilançosu	35
Çizelge 5.4.	Rafineri Süreci madde,enerji ve ekserji bilançosu	38
Çizelge 5.5.	Duman ve Baca Gazlarının Kimyasal Ekserjileri	43
Çizelge 5.6.	Enerji üretim süreci madde,enerji ve ekserji bilançosu	45
Çizelge 6.1.	Şeker Üretim Sistemindeki Verimler, Tersinmezlikler ve Enerji Kayıpları	48

SİMGELER DİZİNİ

B	Buhar Kütlesi,kg
C_p	Özgöl eş hacimli ısı kapasitesi
C_v	Ekserji , Kj
E_x	Termal Ekserji , kw
E_Q	Kinetik ekserji , kw
E_k	Potansiyel ekserji, kw
E_{fiz}	Fiziksel ekserji, kw
E_{kim}	Kimyasal ekserji, kw
H	Özgöl entalpi, kj/kg
H_u	Alt ısı değer , kcal/kg , kj/kg
$\dot{I}$	Tersinmezlik , kj/kg
k	ısı iletim katsayısı ,W/m ² K
m	Kütle debisi ,kg/s
N	Güç,kW
P	Sakaroze oranı ,%
p	Basınç ,bar (kPa)
P_0	Standart çevre (Atmosfer) basıncı ,kPa
R	İdeal gaz sabiti, Kj/kg
R	Molar Gaz Sabiti, Kj/kgK
Q	Isı Transferi , Isı, kcal, Kj, Kw
Q	Arılık , %
q	Özgöl ısı transferi kj/kg
S	Kuru madde, %
s	Özgöl entropi , kj/kg°C
T	Sıcaklık , °C
t	zaman , sn
T_0	Çevre sıcaklığı , K
t	Sakoroze miktarı , kg/pg %
W_{max}	Maksimum iş, kJ, kW
z	Kuru madde miktarı ,kg/pg %
Z_0	Referans noktasına göre yükseklik farkı, m

ΔT	Sıcaklık farkı ,K
ΔP	Basınç farkı, kPa

Yunan Harfleri

β	Özgöl ekserji fonksiyonu ($h-T_0s$) ,kj/kg
ε_{fiz}	Özgöl fiziksel ekserji, kj/kg
ε	Molarekserji, kj/ kmol
ε_0	Kimyasal ekserji, kj/kg
η_c	Verim, %
Ψ	Rasyonel verimlilik
Φ	Endüstriyel yakıtlar için ε_{yak}/ H_u oranı
$\dot{S}$	Entropi üretimi kj (sK)

Alt İndisler

Fiz	Fiziksel
IN	Giriş
Kim	Kimyasal
kimM	Kimyasal Karışım
max	Maksimum
OUT	Çıkış
R	Termal enerji rezervi
Şek	Kristal şeker
O	Standart çevre şartları

KISALTMALAR DİZİNİ

100 p.g	100kg birim pancara göre
IRREV	Tersinir

BÖLÜM I

1.GİRİŞ

Bugün insanlığın karşılaştığı en önemli iki problem, doğal enerji kaynaklarının aşırı sömürülmesinden doğmuştur. Bu problem, yüksek kaliteye sahip ancak kalitesi sürekli azalan (düşük entropi) enerji taşıyıcıları ve yenilenemeyen enerji kaynaklarıdır. Artan sorunlar ışığında toplumlar bu problemleri, hem enerji kaynaklarının minimum tüketilmesi hem de entropinin minimum üretilmesini sağlayarak çözebilecektir. Enerji tüketimini azaltmak amacıyla en iyi imkanları keşfetmek için en geçerli yol, tesis içinde dikkatli bir enerji denetlemesi yapmak ve daha sonra da bu denetlemeye paralel olarak alternatifleri aynı dikkatle hesaplamaktır. Bunun yanında mevcut sınırlı kaynakların daha verimli kullanılması için yeni tekniklerin geliştirilmesi konusunda bilimsel komiteler çeşitli çalışmalar yapmıştır. Birçok araştırmacı, bir prosesin geleneksel enerji analizinden başka bir de ekserji analizinin gerçekleştirilmesi ile enerji hesabının yapılabileceğini iddia etmiştir. Termodinamiğin birinci kanunu, enerji miktarı ile uğraşmakta olup, enerjinin var ya da yok edilemeyeceği gerçeğini ileri sürmektedir. Birinci Kanun, bir proses esnasında sadece enerjinin muhasebesinin yapılmasında gerekli bir araç olarak hizmet etmekte olmasına rağmen, ikinci kanun, enerjinin kalitesi ile yani daha açık bir ifade ile bir proses sırasında enerji azalması, entropi üretimi ve kayıp iş ile ilgilenmektedir.

Ekserji analizi ikinci kanuna dayandırıldığından genel olarak prosesteki verimsizliklerin enerji analizine nazaran daha iyi tespit edilmesini sağlamaktadır. Termodinamik bilimi; termal, kimyasal ve mekanik olaylar arasındaki karşılıklı ilişkilerin anlaşılması amacıyla geliştirilmiştir. Proseslerin ve güç tesisinin artan kompleksliği, enerji kaynaklarının optimum kullanımını sağlamak için tam bir termodinamik analize ihtiyaç duymuştur. Bundan dolayı yıllardır bazı termodinamikçiler aynı anda hem birinci hem de ikinci kanunun bir araya getirilmesinden oluşan yeni bir metod kullanmaktadır. Bu şekilde oluşturulmuş analiz teknikleri ‘Kullanılabilirlik Analizi’ ya da ‘Ekserji Analizi’ adı ile bilinmektedir. Her iki teknik de enerjinin kendisinden daha çok tersinmezlikten doğan enerji azalmasına neden olan enerjinin farklı formlarının iş potansiyel kavramını kullanmaktadır.

Ekserji analizi, proseslerin termodinamik analizlerinde, kütle ve entalpi dengesinden sonraki üçüncü adımı oluşturmaktadır. Ekserji analizinin amacı, enerjinin kalitesindeki bozulmadan kaynaklanan ekserji kayıplarının büyüklüğünü ve tesisteki bu kayıpların kaynaklandığı noktaları saptamaktır. Ekserji analizinin sonuçları çevreye daha az atık bırakan, doğal kaynakları daha az kullanarak üretimi sağlayan yeni teknolojilerin gelişmesine yön gösterdiğinden oldukça faydalı olmaktadır.

Bu çalışmada Ereğli Şeker Fabrikası'nın şeker üretim süreci baştan sonuna kadar termodinamik verimlilik açısından incelenmiştir. Fabrika buhar enerji santrali, ham şerbet üretimi, şerbet arıtımı, şerbet koyulaştırması, şerbetin kristalleştirilmesi ve şekerin elde edilme üniteleri olmak üzere 5 farklı bölüm olarak ayrı ayrı incelenmiş ve değerlendirilmiştir. Son olarak fabrika bütünü içinde aynı şekilde verim analizi yapılmıştır. Kullanılan bütün veriler Ereğli Şeker Fabrikası'nın 2010/2011 işletme ortalamalarından alınmıştır. Çalışmanın sonunda sistemdeki önemli enerji kayıpların hangi süreçlerde ve ne miktarlarda ortaya çıktığı belirlenmiştir. Bu çalışmanın neticesinde sistemdeki enerji kayıplarını en aza indirebilmek için hangi bölgelerde iyileştirme yapılması gerektiği ortaya konmuştur. Süreçte yapılabilecek iyileştirmeler ve ilave enerji geri kazanımları ile yakıt tüketimi ve enerji giderleri azalacak, üretim maliyetleri düşecektir. Bu durum aynı zamanda, fosil yakıt tüketimini azaltacağından ekolojik dengeye, insan sağlığına ve ekonomiye olumlu katkı sağlayacaktır.

BÖLÜM 2

2.KAYNAK ÖZETLERİ

Literatürde, çeşitli şeker fabrikalarının, elektrik santrallerinin, jeotermal ısıtma sistemlerinin üretim süreçlerinin tamamının veya belli bölümlerinin termodinamiğin ikinci kanununa göre analizlerine rastlanmıştır.

Tekin ve Bayramoğlu (1995), tarafından Erzurum Şeker Fabrikası'nın ekserji analizi yapılmıştır. Tesis 5 ana ve 2 yardımcı üniteye bölünmüş, tüm tesisin ve ünitelerin ayrı ayrı ekserji analizi yapılmıştır. Bu amaçla tesisin matematiksel modeli kurulmuştur. Modelin çözümü için, Qbasic dilinde bilgisayar programı yazılmıştır. Enerji ve ekserji kayıplarının miktar ve yerlerini belirleyen enerji ve ekserji bant diyagramları çizilmiştir. Ayrıca, yapısal bağ katsayıları vasıtasıyla, tesisin yapısal analizi yapılmıştır. Simülasyon çalışması vasıtasıyla bazı önemli proses değişkenlerinin, tesisine ekserji kayıpları ve performans katsayısı üzerindeki etkileri araştırılmıştır. Bazı proses değişkenlerinin uygun şekilde ayarlanması ile ekserji kaybında % 26'lık bir azalmanın mümkün olduğu görülmüştür.

Kopaç ve Erduranlı (1997), yaptıkları çalışmada mevcut bir elektrik santrali üzerinde tesisten alınan gerçek işletme verileri kullanılarak enerji ve ekserji analizi uygulanmıştır. Santralde enerji ve ekserji analizleri ünite ünite uygulanarak, her ünitenin giriş ve çıkışlarındaki toplam ekserjileri (termomekaniksel ekserji + kimyasal ekserji) ve kayıp ekserjileri belirlenmiştir. Tesiste ekserji kayıplarının akış, yanma, ısı transferi ve baca gazlarından olduğu düşünülmüştür. Her bir ünitenin enerji ve ekserji kayıpları belirlenip birbirleriyle karşılaştırılmıştır. Tesis üzerinde yapılmış olan enerji ve ekserji analizi sonucunda; en büyük enerji kaybının kondenserde, ekserji analizi sonucunda da en büyük ekserji kaybının kazanda meydana geldiği tespit edilmiştir. Bu çalışmalar doğrultusunda en sağlıklı sonuç ekserji analizi sonucudur ve buna göre de verim artışı için, iyileştirme çalışmalarının kazanda yapılması neticesine varılmıştır.

Tekin ve Bayramoğlu (2001), tarafından yapılan diğer bir çalışmada; kimyasal bir prosesin gerçek termodinamik verimi ve ekserji analizi değerlendirilmiştir. Yerel tersinmezliklerin genel tesis tersinmezliğine göre belirlenebilmesi amacıyla yerel işletme parametrelerine bağlı yapısal analiz yapılmıştır. Çalışma pancar şeker fabrikalarındaki ham şerbetin üretim ünitesi ile buhar ve enerji santrali ünitelerini kapsamaktadır. Çalışmanın yapıldığı ünitelerde sistem parametreleri optimum biçimde seçilmiş olursa ekserji kaybı % 4,21 oranında azalacağı belirlenmiştir.

Bayrak ve arkadaşları (2001), yaptığı çalışmada Bor Şeker Fabrikası'nda üretilen proses buharın kullanıldığı bütün üretim birimlerini ekserjik yönden incelemiştir. Pancardan şeker üretimindeki süreçler sürekli akışlı açık bir sitem olarak ele alınmış ve Bor Şeker Fabrikası işletme verileri ile ekserji analizi yapılmıştır. Süreçlerdeki ekserjik verimsizliğin nedenleri açıklanmış ve verimleri arttırmak için faydalı tanılar ortaya konulmuştur.

Kaya ve Güngör (2002), tarafından yapılan çalışmada; sanayi tesislerinde tasarruf edilebilecek enerji miktarı ile bunun mali değerinin hesabı için gerekli prosedürler açıklanmıştır. Her bir tasarruf potansiyeli için; Türkiye'nin değişik illerinde ve A.B.D 'nin Arizona ve Nevada eyaletlerinde farklı sanayi tesislerinde gerçekleştirilmiş enerji tasarrufu çalışmalarından örnekler verilmiştir. Bu örneklerde tasarruf miktarı, tasarrufun mali karşılığı, yatırım tutarı ve geri ödeme süreleri hesaplanmıştır.

Merk1 (2002), yaptığı çalışmada enerji maliyetlerinin şeker fabrikası ekonomisine olan etkisini incelemiştir. 2002 yılında Avusturya şeker fabrikalarındaki enerji masraflarının net üretime olan oranı % 15,6 dır. Pratik olarak şeker fabrikalarının bu masrafı kristal şeker fiyatları ile tüketiciye yansıtmaları mümkün değildir. Üretim için yapılan özgül enerji sarfiyatının düşürülebilmesi proses kontrol sistemlerindeki değişiklikler ve ısıtma sistemlerindeki değişikliklerle yapılmıştır. Şeker üretimindeki ısı enerjisi genellikle proseste şerbet üretim, şerbet arıtım, şerbet koyulaştırma ve kristal şeker pişirimi adımlarında gerçekleşmektedir. İyileştirme aşamalarında basınç farkları düşürülmüş özgül buharlaşma miktarı arttırılmış ve kademe sayısı 4'ten 5'e yükseltilmiştir. Bu iyileştirmeler ile daha yoğun ve viskoz şerbet buharlaştırılabilmiş, kristal pişirim safhasında karıştırıcı kullanılarak üründe kalite arttırılmış, basınç düşümü azalmıştır. 1990 ve 2002 yılları arasında yapılan çalışmalar neticesinde pancara oranla elektrik tüketimi % 33 ,CO2 emisyon % 31 ve pancara göre elektrik sarfiyatı % 23 azalmıştır.

Ram ve Banerjee (2003), tarafından yapılan çalışmada; Hindistan'daki 5000 TCD (Şeker kamışı işletme kapasitesi) kapasiteli bir fabrika için enerji balans hesapları yapılmış ve Sankey diyagramı çizilmiştir. Çalışma sonunda buharlaşma ünitesinin türbin arkası buhar miktarına göre uygun yüzey alanına sahip olmadığını ortaya koymuştur. Ekserji analizi ile mevcut ve önerilen buharlaşma ünitelerine ait veriler ve sonuçlar karşılaştırılmıştır. Çalışmada buhar tüketim miktarının yapılacak iyileştirmeler ile 9t/h azalacağı ve ekserji kaybının % 48 oranında düşeceği gösterilmiştir.

Öztürk ve Atalay (2004), tarafından yapılan çalışmada Kızıldere güç santralinin performansının optimize edilmesi için enerji ve ekserji analizi uygulanmıştır. Çalışmada sistemin farklı bileşenlerindeki kayıpların nitelik olarak değerlendirilmesi, kuyuların gerçek enerji değerleri esas alınarak Termodinamiğin I ve II. kanunu temelinde incelendi. Ekserji analizi hem güç santralinin tamamı hem de her bir bileşen için ele alındı. Çalışma da santralin ekserji kayıpları belirlenip, ekserji akış diyagramında gösterildi. Çevre sıcaklığının ekserji verimliliği üzerindeki etkisini göstermek için 0 °C , 16 °C ve 30 °C çevre sıcaklığı için analiz yapıldı. Sonuçlar tablolar halinde verildi. En büyük ekserji kaybının seperatörlerde ayrılan buhardan sonra meydana geldiği, geri kalan suyun ise Menderes nehrine atılmasıyla gerçekleştiği görülmektedir.

Balkan ve diğerleri (2004), yaptıkları çalışmada; bir tesisin 3 kademeli buharlaştırma sisteminin ekserji analizini yapmıştır. Buharlaştırma ünitesine yaklaşık 1.222 kg s-1 debi ile portakal suyu % 12 kuru maddeden % 65 kuru maddeli olacak şekilde buharlaşma ünitesinde koyulaştırılmaktadır. Ünitenin toplam ekserji verimi 0,85 olarak hesaplanmıştır. Sistemdeki en yüksek kayıp % 48,2 ile ilk evaporatöre aittir. İkinci ve üçüncü evaporatörlerin kayıpları ise sırasıyla % 32,04 ve % 19,76 olarak hesaplanmıştır.

Ünver ve Kılıç (2005), tarafından yapılan çalışmada, doğal gaz yakıtlı bir kombine çevrim güç santralinin performans parametrelerinin değişimi ve değişim miktarı yük durumuna ve çevre koşullarına bağlı olarak termodinamiğin birinci ve ikinci kanunları kullanılarak analiz edilmiştir. Çalışmada sistemi oluşturan her bir üniteye faydalı güç , tersinir güç ve tersinmezlik miktarı tespit edilmiş ve sistemin genel verimleri hesaplanmıştır. Sistemin birinci kanun verimi ve ikinci kanun verimi çevre sıcaklığının 42 °C 'lik artışında sırası ile % 4 ve % 5 oranında azaldığı hesap edilmiştir. Atmosferik hava sıcaklığındaki artışın sistemin genel verimini olumsuz olarak etkilediği sıcaklığın

42 °C artması santral net güç çıkışını % 22 oranında azalttığı ve özgül yakıt sarfiyatını % 8 oranında artırdığı görülmüştür. Özgül yakıt sarfiyatı ise artan yük durumuyla azalmaktadır. %50 'lik yük durumuna göre %100 yükte %12'lik bir azalma meydana gelmektedir.

Özgener ve arkadaşları (2005), tarafından yapılan çalışmada; Balıkesir Gönen deki bölgesel Jeotermal ısıtma sisteminin enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Genel sistemin ekserji kaybı 6 °C referans sıcaklığına göre görsel ve sayısal olarak enerji ve ekserji akış diyagramlarını göstermiştir. Veri olarak pompadaki, ısı eşanjörlerindeki, boru hatlarındaki ve soğumuş jeotermal suyun rezerv bölgesine geri gönderilmesindeki kayıplar ayrı ayrı verilmiştir. Kayıpların değerleri pompalar, ısı eşanjörleri, boru hatları ve soğumuş jeotermal suyu için sırasıyla %14.81, %7.11, %1.06, %12.96 olarak bulunmuştur.

Bali (2006), tarafından yapılan çalışmada; buhar enerjisinden yapılması planlanan tasarrufun belirlenmesi aşamasında, sadece yakıttan yapılacak tasarrufun dikkate alındığı tespit edilmiştir. Sanayi kuruluşlarında kullanılan yakıtın yanı sıra ilk yatırım tutarından kaynaklanan amortisman payının, yumuşak su ve kimyasal maddeler için yapılan masrafların, elektrik tüketimin ve işletme –bakım giderlerinin de göz önüne alınması gerektiğini ortaya koymuştur. Bir sanayi kuruluşunda buhar üretimi için yapılan yıllık masraflarının aylık ortalamaları ve finansman kredi faizi dikkate alınarak buhar enerji maliyetini belirlemek üzere pratik bir hesap yöntemi anlatılmıştır.

Tekel (2006), yaptığı çalışmada ekserji analizlerini tanımlamak için gerekli temel prensipleri ortaya koymuş ve üç eş büyüklükteki linyit santralinin ekserji analizlerini yapmıştır. Bu çalışmanın amacı, üç farklı elektrik enerjisi üretim santralinin verimlilik analizlerinin hesaplanması ve enerji ile ekserji dengelerinin kıyaslanmasıdır.

Dazlak (2006), tarafından yapılan çalışmada; Bursa'da kurulu BOSEN enerji santrali üzerinde atık ısı kazanım tesisinden alınan gerçek işletme verileri kullanılarak enerji ve ekserji analizleri uygulanmıştır. Santralde her bir ünitenin giriş ve çıkışlarındaki enerji ve ekserji değerleri hesaplanmıştır. Bu değerlere bağlı olarak kayıp enerji ve ekserji değerleri belirlenmiştir. Ekserji kayıplarının akış, yanma ve baca gazlarından olduğu düşünülmüştür. Her bir ünitenin enerji ve ekserji kayıpları birbirleriyle karşılaştırılmıştır. Tesisteki toplam enerji kaybı 2538,84 kw ve toplam ekserji kaybı

17075,91 kw olarak bulunmuştur. Tesis üzerinde yapılan enerji ve ekserji analizi sonucunda en büyük enerji kaybı buhar türbininde (2781,4 kw), ekserji kaybı ise yine buhar türbininde (9034,84 kw) olarak tespit edilmiştir. Bu sonuçlara göre iyileştirme çalışmalarının türbinde yapılması gerektiği ortaya konmuştur.

Çomaklı ve diğerleri (2006), tarafından yapılan çalışmada, Enerji girdilerinin artması fosil yakıtların yanması sonucunda ortaya çıkan çevre problemleri, termal sistemlerde enerji verimliliğini ve tasarrufunu gündeme getirmektir. Özellikle ülkemizde enerji maliyetlerinin yüksek olması enerji, kullanımı konusunda daha verimli olmayı gerektirmektedir. Enerji tüketiminin önemli kısmı termal sistemlerde özellikle kazanlarda olmaktadır. Bundan dolayı kazanlardaki enerji ve ekserji kayıpları önemle incelenmelidir. Kazanlardaki kayıpların başında baca gazı kayıpları gelmektedir. Bu çalışmada kazan bacalarında meydana gelen enerji ve ekserji kayıpları incelenmiştir.

Şahin ve arkadaşları (2007), yaptıkları çalışmada Kayseri Şeker Fabrikası 2002-2003 yılı kampanya verileri kullanılarak şeker üretim süreçleri için termodinamiğin birinci kanunu (enerji analizi) ve ikinci kanun (ekserji analizi) analizleri yapılmıştır. Endüstriyel tesislerde enerji ve ekserji analizleri termodinamik açıdan büyük önem taşımaktadır. Bu analizler endüstrideki üretim tesislerinin enerji verimliliğini artırmak ve atık enerjinin geri kazandırılmasını sağlamaktır. Termodinamik açık sistem olarak ele alınan şeker üretim süreçlerine giren ve çıkan her bir durum için enerji ve ekserji analizi sonuçları elde edilmiştir. Bu sonuçlara bağlı olarak şeker üretim süreçlerinin birinci ve ikinci kanun verimleri tespit edilmiştir. Elde edilen birinci ve ikinci kanun verimlerini iyileştirmek için Kayseri Şeker Fabrikasına tavsiyelerde bulunulmuştur.

BÖLÜM 3

MALZEME ve YÖNTEM

3.1. Malzeme

İnsanlar için gerekli besin maddeleri; mineraller, proteinler, vitaminler, karbonhidratlar ve yağlardır. Bunlardan; mineraller, vitaminler ve proteinler vücudun beslenmesini ve gelişmesini sağlayan maddelerdir. Vücut gerektiği hallerde proteinlerden enerji sağlayabilirse de vücudun asıl enerji kaynakları karbonhidratlar ve yağlardır. Bir insanın günde tüketmesi gereken karbonhidrat miktarı 300 – 400 gr. olmalıdır. İki hektoz molekülünden bir molekül su kaybı ile meydana gelmiş olan karbonhidratlara disakkaritler denir.

$C_6(H_2O)_6 + C_6(H_2O) \rightarrow C_{12}(H_2O)_{11} + H_2O$ en önemli disakkaritler sütte bulunan süt şekeri (laktoz) maltta bulunan maltoz ve şeker kamışı, şeker pancarı gibi çeşitli bitkilerde bulunan şeker (sakaroz)dır . Bilimsel adı sakaroz olan şeker, kelime olarak Hintlilerin edebiyat dili olan Sankritçe'deki “Sarkara” dan diğer dillere geçmiştir.

Şeker Sanayi' nin başlaması ham maddeyi teşkil eden şeker pancarı ve şeker kamışının üzerinden çeşitli ıslah çalışmaları neticesinde olmuştur. Şeker pancarının kültür bitkisi olarak tarıma girmesi oldukça yenidir. Şeker pancarının ana vatanının Hindistan olduğu ve dünyaya buradan yayıldığı kabul edilmektedir.

Türkiye’de şekerin ana hammaddesi şeker pancarıdır. Nişasta bazlı şekerler ise şeker pancarı ve şeker kamışından üretilen şekerlerin (sakaroz) dışında, nişasta bazlı ham maddelerden (mısır, buğday, patates) çeşitli kimyasal yollarla üretilen genel olarak glikoz, izoglikoz, früktoz ve türevlerinden oluşur. Nişasta bazlı şekerler doğrudan tüketilmemekte, daha çok şekerli ürünler sanayisinde girdi olarak kullanılmaktadır. Bu tatlandırıcıların başlıca kullanım alanları, şekerlemeler, şekerli ve unlu ürünler, dondurma, helva, reçel, marmelât, alkollü ve alkolsüz içeceklerdir. Türkiye’de şeker pancarı üretimi Uşak Şeker Fabrikası ile başlamıştır.

3.2. Şeker Üretim Sürecinin Aşamaları

Şeker pancarından şeker üretim süreci başlıca üç bölümden oluşmaktadır.

- 1- Meydan Ünitesi ve pancarın işletmeye alınması
- 2- Ham Fabrika ünitesi
- 3- Rafineri ünitesi

3.2.1. Meydan İşleri ve Pancarın İşletmeye Hazırlanması

Şeker pancarı ekimi yapıldıktan sonra yılın belli aylarında sökülür ve fabrikaya taşınır. Fabrikaya ulaşan pancarlar direk işletmeye veya daha sonra işlenmek üzere bir yere stoklanacağı yer silolarına alınır.

Günlük işletmeye yönlendirilen pancarlar konveyörler 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 tutucularda otu tutarak pancarı bu yabancı maddelerden temizlerler. Nihai olarak bir durulama tesisinden geçen pancarlar bantlarla taşınarak günlük bunkere alınırlar.

3.2.2. Ham Şerbet Ünitesi

Şerbet üretim ünitesi pancarın kıyım haline getirilerek prosese alındığı ilk ünedir. Fabrikanın kapasitesi bu üniteye alınacak olan pancarın miktarıyla doğru orantılı olarak diğer üniteleri de etkilemektedir. Şerbet üretim ünitesindeki en önemli parametrelerden biri ‘çekiş’ tabir edilen ve ham şerbetin kesilen pancara oranla miktarını belirleyen değerdir.

Çekiş işletme şartlarına bağlı olarak 100 ila 120 arasında yapılabilmektedir. Ereğli Şeker Fabrikası için çekiş ortalama 120 olarak kabul edilmektedir. Çekiş difüzyon ünitesindeki şeker kaybını etkileyen en önemli faktördür. Ne kadar çok çekiş yapılırsa o kadar az şeker zayiatı verilecek fakat sisteme de daha fazla su alınmış olacak, yani enerji tüketimi arttırılmış olacaktır. Difüzörden şekeri alındıktan sonra sulu küspe çıkmaktadır. Bu küspe, sistemden uzaklaşmadan önce prese denilen makinelerde sıkılarak suyu mümkün olduğunca geri alınır. Böylece küspe içerisinde giden su ve

şeker kaybı azaltılmış olur. Bu makinelerden elde edilen su prese suyudur ve diffüzöre tekrar döndürülür. Bu uygulama, enerji kazanımı açısından da gereklidir.

Difüzörden alınan şerbet, içerisindeki şeker dışı organik ve anorganik maddelerden arındırılmak üzere arıtım istasyonuna gönderilir. Sıkılmış pancar küspesi hayvan yemi olarak açık dökme şeklinde satıldığı gibi, 1000 kg ambalajlanmış şekilde veya sucuk tabir edilen tonlarca küspenin tek kapalı ambalaj şeklinde tüketim noktasında imali mümkündür.

3.2.3. Ham Şerbetin Arıtılması

Şerbet arıtımında ham şerbette bulunan şeker dışı maddelerin bir kısmını kalsiyum tuzları olarak, bir kısmı da pH değerine bağlı olarak çöktürülür ve ortamdan uzaklaştırılır. İşte bu işleme şeker arıtımı denir. Arıtma işlemi kireçleme, karbonatlama ve filtrasyon aşamalarında ibarettir.

I. Kireçleme : Ham şerbette bulunan kolloid maddeler, kireç sütünün etkisi ile 0.15-0.25gr O/100 ml. alkalite de çökerler. Bu işlem 5 - 10 dakika süre ile 60 - 65 °C'de uygulanır. Burada pıhtının çökme hızı ölçü alınarak optimal pH değeri tespit edilir.

II. Kireçleme : Üniteye kireç sütü verilmeye devam edilir. PH değeri 12.6 civarına gelir. 1.2 gr. CaO/100 ml. alkalite 15 dakika süre ve 85 - 88 °C civarında invert şeker ve amino azotu v.b. şeker dışı maddeler parçalanırlar.

I. Karbonatlama : II. Kireçleme şerbetine karbondioksit verilerek pH değeri 10.8 - 11.2 değerine düşürülür. Alkaliteyi temin eden kalsiyum hidroksit, kalsiyum karbonat olarak çöker. Daha sonra dekantöre giden çamurlu şerbet durulduktan sonra berrak şerbet olarak GP filtrelerinde süzülür. Dekantör altından alınan yoğun çamurlu şerbetin bir kısmı I. kireçlemeye geri alınan şerbet olarak verilir. Çamurlu şerbetin geri kalanı ise döner filtrelerde süzülmetedir. Çamur ortamdan uzaklaştırılır. Süzülen şerbet ise berrak şerbet deposuna gider.

II. Karbonatlama : Süzülmüş I. karbonatlama şerbeti daha kireç ihtiva etmektedir. (0.070 - 0.080 gr CaO/100 ml.) Ortalama karbondioksit verilerek hidroksit halinde

bulunan kalsiyum iyonları kalsiyum karbonat halinde çöktürülür. Bu işlemde, ortamda en az kalan kireç, süzülen şerbet, sulu şerbet deposuna gider.

3.2.4. Şerbet Buharlaştırma Ünitesi (Tephir)

Sulu şerbetin buharlaştırılması buharlaştırma istasyonunda (evaporatörlerde) gerçekleştirilir. Şerbet arıtım istasyonundan gelen sulu şerbet depoda toplanmaktadır. Bu depodan alınan sulu şerbet plakalı ön ısıtıcılardan geçirilerek sıcaklığı 120-125 °C'ye çıkarılır ve kademeli buharlaştırıcılara girer. Buharlaştırma ünitesi şerbetin koyulaştırılması işinin ve fabrikanın ısı enerjisi dağılımının yapıldığı ünedir. Şerbet arıtım ünitesinde elde edilen ve yaklaşık % 16,5 kuru maddeye sahip sulu şerbet buharlaştırıcılarda % 68 -72 kuru maddeli olacak şekilde koyulaştırılır. 5 kademeli buharlaştırma ünitesinde şerbetten elde edilen buhar fabrikadaki diğer ünitelere dağıtılır. Buharlaştırma ünitesi fabrikanın kapasitesine göre 4,5 veya 6 kademeli olabilir. Buharlaştırma aparatları silindirik, altı ve üstü bombeli, içerisinde dikey borular bulunan ısıtma kameralı cihazlardır. Farklı tiplerde buharlaştırıcılar şeker fabrikalarında bulunmaktadır. Isı iletim katsayıları diğer tipteki buharlaştırıcılara göre daha fazla olduğundan, ısıtma buharı ve şerbet arasındaki sıcaklık ve basınç farkı düşüktür. Bu nedenle en verimli ve efektif olan buharlaştırıcılar, düşey film tip buharlaştırıcılardır. Bu buharlaştırıcılarda ısıtma boruları içerisinde şerbet dolu şekilde akmaz, belli bir kalınlıkta yüzeyden aşağıya doğru akar. Bu tip buharlaştırıcılarda sirkülasyonun istikrarlı olması çok önemlidir ve sirkülasyon için pompa kullanılmaktadır. Şerbetin ısıtılması için buhar kullanılmaktadır.

Buharlaştırma ünitesinde şerbet ve buharın izlediği yol şu şekildedir; Isıtılan şerbet 4.kademe buharlaştırıcıya gönderilir. Buhar kazanından gelen 3-3,2 bar basınçtaki 135 °C buhar ise ilk önce 1.kademe buharlaştırıcıya gitmektedir. 4. kademedan çıkan şerbet sırasıyla 1., 2., 3., ve 5.buharlaştırıcılardan geçerek en son 5. kademedan % 65-70 kuru maddeli olarak üniteyi terk eder. 1.Buharlaştırıcı türbinden gelen buhar ile ısıtılır ve bu buharlaştırıcının şerbetinden elde edilen buhar diğer buharlaştırıcının ısıtma buharı olmaktadır. Isıtma buharı ise sırasıyla 1., 2., 3., 4., 5. buharlaştırıcılara geçiş şeklindedir. Buharlaştırıcılarda şerbet yoğunlaşırken rengi de bir miktar koyulaşır.

3.2.5. Rafineri Ünitesi

Bu ünite de buharlaştırma ünitesinden gelen % 65-70 kuru maddeli koyu şerbet vakum pişirim aparatlarında lapa haline ve sonrasında kristal şeker haline getirilmektedir. Ereğli Şeker Fabrikasında 3 lü pişirim sistemi uygulanmaktadır. Pişirimler kristal şeker, orta şeker ve son şeker olarak adlandırılmaktadır. Kristal şekerden elde edilen lapa santrifüj makinelerinde işlenmekte ve kristal taneleri ile kalan sıvı birbirinden ayrılmaktadır. Santrifüjden ayrılan bu sıvıya şurup denmektedir ve bir sonraki pişirime gönderilmektedir. Son şeker lapasından çıkan şurup ise melastır. Melas kampanya esnasında depolanan ticari bir üründür. Santrifüj makinelerinden elde edilen kristal şeker kurutma ve soğutma işlemlerine tabi tutularak satışa veya kullanıma hazır hale gelir.

3.2.5.1. Kristal Şeker Pişirimi

Rafineri ünitesinde kristal şeker pişirim işlemi koyu şerbetin ,kristal beyaz şurubu, orta şeker ve afine şekerle karıştırılmasını takiben hazırlanan standart şurubun kuru madde içeriği % 92-93 oluncaya kadar koyulaştırılması işlemidir. Bu işlem sırasında şurubun içerisindeki şeker kristalleşir.Pişirim vakum kazanlarında gerçekleştirilir. Kesikli yapılan kristal şeker pişirimlerinde her vakum aparatı ayrı ayrı çalışır.Önce maya vakumu olarak ayrılan bir aparatta maya magması pişirilir. Bu magma diğer vakum aparatlarının mayalanmasında kullanılır. Maya olarak alınan magmanın içerisindeki kristaller büyüyerek pişirim sonunda normal kristal büyüklüklerine ulaşmaktadır. Vakum aparatlarına alınan standart şurup düşük sıcaklıkta kaynatılır ve oluşan buhar kondenselerde su püskürtülerek yoğunlaştırılmaktadır. Kondenseler yaklaşık 165 mbar vakum altında çalışmakta ve böylece pişirim aparatında yaklaşık 71 °C de kaynama yapılabilmektedir. Düşük sıcaklıklarda kaynamanın yapılması şurubun renginin yükselmesini önleyecektir. Kuru madde oranı belli bir seviyeye geldiğinde, yani doygunluk noktasında mayalama yapılır, böylece ortama şeker kristalleri verilir ve pişirim bu kristallerin büyümesi ile devam eder. Pişirim bittiğinde kristal şeker lapası elde edilmiş olur.

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 yaş kristal şeker kurutma soğutma tesisine gönderilir. Kurutulan ve soğutulan şeker, ambalajlanmak üzere şeker bunkerine sevk edilir. Tam otomatik ve el değmeden çalışan

ambalajlama makinelerinde bu şer polipropilen şeker torbalarına doldurularak ağızları dikilir ve satış şekeri olarak şeker ambarına sevk edilir. Böylece beyaz kristal şeker elde edilmiş olur.

3.2.5.2. Orta Şeker Pişirimi

Kristal şeker santrifüjlerinde ayrılan şurup, orta şeker ünitesinde tekrar pişirim işlemine tabi tutulur. Orta şeker pişirimi sürekli pişirim prensibine göre yapılır. Sürekli pişirimde vakum aparatları ya da üst üste yerleştirilmiş katlı vakumlar (VKT) şeklinde ya da yan yana seri olarak çalışan ayrı ayrı vakumlar (Kaskad) şeklinde tasarlanmıştır. Her ikisinde de çalışma prensibi aynıdır ve akış sürekli şekillidir. Sürekli pişirimde ilk vakum aparatına sürekli maya beslenirken son vakum aparatından sürekli lapa alımı yapılmaktadır. Sistem otomasyonda çalıştığından her vakuma gerektiği kadar şurup besleme yapılır.

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

3.2.5.3. 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, kristalizörlere gönderilerek nihai kristalleşme sağlanır. Kristalizörlerden 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 afine işlemine tabi tutularak yani bir miktar şurupla karıştırılarak lapa hazırlanır ve afine şeker sürekli santrifüjlerinde işlenir.

3.2.5.4. Afine Şeker

Afine şeker santrifüjlerinden ayrılan şeker, orta şekerde olduğu gibi kristal şekerin standart şurubunun hazırlanmasında kullanılarak sisteme geri dönmüş olur. Afine şurup ise son şeker pişirim şurubu olarak kullanılır.

3.2.5.5. Melas

Yukarıda anlatıldığı şekilde şeker üretim işlemlerinde son şeker santrifüjünden çıkan nihai şurup melastır. Melasın kuru maddesi (Bx) 80-85 arasındadır ve yaklaşık olarak % 45-55 civarından şeker içerir. Ayrıca organik ve anorganik olarak maddeler açısından zengin bir karışımdır. Bileşiminde çeşitli miktarlarda değişik vitaminler de ihtiva etmektedir. Bu özellikleri nedeniyle bazı sanayi kollarının ana hammaddesi durumundadır.

Melas ülkemizde başlıca maya üretimi, yem sanayi, alkol üretimi, vs gibi alanlarda kullanılmaktadır.

3.2.6. Şeker Kurutma ve Soğutma

Pişirim aparatlarında elde edilen lapa yaklaşık %92 kuru maddeye sahiptir ve içerisinde şeker kristalleri bulunmaktadır. Bu kristalleri kalan sıvıdan ayırmak için merkezkaç prensibi ile çalışan santrifüj makineleri kullanılır. Bu aparatlardan nemi yaklaşık %1 ve sıcaklığı 55- 60 °C olan şeker elde edilir. Bu şartlardaki şekerin paketlenmesi ve depolanması uygun olamayacağından neminin ve sıcaklığının düşürülmesi gerekmektedir.

Kurutma işleminde filtre edilmiş ve ısıtılmış hava kullanılmaktadır. Soğutma işlemi ise hem filtrelenmiş hava ile hem de soğutucu ekipmanları içerisinde bulunan serpantinlerden su dolaştırılarak yapılmaktadır. Şeker üniteden 30-32 °C 'de ve % 0,04 nem ile çıkmaktadır. Çıkan şeker çuvallanarak istiflenmektedir.

3.2.7. Enerji Üretim Dairesi

Şeker fabrikaları diğer sanayi kollarından bazı açılardan farklıdır. Bu farklılıklardan biri de enerji kullanımıdır. Şeker üretim kademelerinin ısıtma, koyulaştırma gibi proses işlemleri buharla yapılmaktadır. Gerekli olan buhar, genellikle orta basınç sınıfındaki buhar kazanlarında üretilir. Ereğli Şeker Fabrikasındaki kazanlar 30 bar 400 °C 'de 2x50 t/h ve 1x10 t/h buhar kapasiteli kazanlardır. Bu kazanlardan elde edilen kızgın buhar, proste kullanılmadan önce türbinden geçirilerek enerjisinin bir bölümü elektrik enerjisine dönüştürülür. Bir başka deyişle elektrik enerjisi üretilir. Üretilen bu elektrik enerjisi tüm fabrikanın ihtiyacını karşılayacak miktardadır. Kampanyada olan şeker fabrikalarında şehir şebekesinden elektrik enerjisi satın alınmasına gerek yoktur.

Buhar üretiminde kullanılan 50 t/h lik 2 adet kazanın yanma verimi tam dolaşimli akışkan yataklı kazan olması ve yanmamış karbonun çok düşük olması nedeniyle %80 olarak hesaplanmıştır. Kömürlü kazanlarda kullanılan linyit kömürün alt ısı değeri 3700 kcal/kg değerindedir. Baca gazındaki O₂ fazlası işletme parametrelerinden ortalama %5 ve CO ortalama 20 ppm olarak alınmıştır. Atmosferdeki O₂ oranı % 20,95 ve N₂ oranı % 78 olarak kabul edilmiştir. Kazandan çıkan cüruf ve külün ekserjisi ihmal edilmiştir. Kazanlarda elde edilen yanma havası, baca gazları ve bunlara ait bilançosu aşağıdaki gibidir.

Çizelge 3.1 Kazanda yanma havası ve baca gazlarının kütle debileri

Taze Yanma Havası	Debi % pg
Oksijen O ₂	6,53
Azot N ₂	37,6
Baca Gazları	Debi %pg
Oksijen O ₂	0,54
Azot N ₂	7,28
CO ₂	1,91
CO	1,72x10 ^{-0,4}

3.2.8. Fabrika Su Sistemi

I.Buharlaştırıcıda kazan dairesinden gelen ısıtma buharı ile şerbet koyulaştırılmaya başlanır ve her kademede şerbetten elde edilen buhar bir sonraki kademenin ısıtma buharını ve diğer ısıtıcıların buharını oluşturmaktadır. Buharlaştırma ünitesinden diğer üniteler için gönderilen ısıtma buharının tamamına yakını 4.buharlaştırıcıda elde edilen buhar (IV) tür. Buharlaştırıcı ve diğer ünitelere gönderilen ısıtma buharı yoğunlaşmakta ve buharlaştırıcı ünitesinde ve rafineri ünitesinde bulunan genleşme depolarında birirmektedir. Genleşme deposuna gelen kondensat suyu buharlaştırıcılara giren %16,5 kuru maddeli sulu şerbetin %72 kuru maddeli koyu şerbet olacak şekilde yoğunlaştırılması esnasında şerbetten buharlaştırılan miktar kadardır.

Son kademe buharlaştırıcıda elde edilen fazla buhar ve pişirim aparatlarında oluşan buhar kondensatlara gönderilmektedir. Kondensatlara soğutma kulesinden gelen yaklaşık 25 °C soğuk su ,buharın üstüne püskürtülerek yoğunlaşması ve vakum oluşturması sağlanır. Püskürtme suyunun debisi istenilen vakum değerine göre değişkendir. V.Buharlaştırıcı, kesikli pişirim aparatları ve sürekli pişirim aparatları için olmak üzere 3 adet yoğunlaştırıcı bulunmaktadır. Buhar ile gelen ve kondensat olamayan gazlar ise vakum pompaları ile emilerek atmosfere atılmaktadır.

Yoğuşturucu içinde buharın ve soğutma suyunun birleşmesi sonucu yaklaşık 54-55 °C lik su oluşmaktadır. Bu su dolaşımli bir şekilde soğutma kulelerine gönderilerek çevre havası ile tekrar sıcaklığı 25°C 'ye düşürülmekte ve yoğuşturucular da tekrar soğutma suyu olarak kullanılmaktadır.

Fabrikada üretilen sıcak su, buharlaştırıcılarda şerbetten elde edilen buharın diğer buharlaştırıcıda veya plakalı ısıtıcılarda yoğunlaşması ile elde edilmektedir. Yoğuşan bütün buharlar genleşme deposunda toplanmaktadır. Genleşme deposundan pompa ile basılan 92°C kondensat suyu tüketim noktalarına ve ısıtma amacı ile belli plakalı ısıtıcılara gönderilmektedir. Bu su kademeli olarak ısıtıcılardan geçerek 72°C sıcak suya ve 45°C ılık suya dönüşmektedir. Suyun kullanılmayacak fazlası ise soğutma kulelerine gönderilerek soğutulmaktadır.

3.3. Yapılan Kabuller ve Ortalama Laboratuvar Verileri

Hesaplamaların yapılabilmesi için fabrikanın genel işletme ve laboratuvar ortalamaları göz önüne alınmış ve bazı kabuller yapılmıştır. Bu kabuller ile Çizelge 5.3'deki kütle akışı hesaplanmıştır.

Çizelge 3.2 Yapılan Kabuller

Pancardaki Şeker oranı	15,52 %
Pancarın sıcaklığı	12 °C
Difüzyon sıcaklığı	70 °C
Sirkülasyon şerbeti debisi	80,00 % pg
Sıkılmış küspe kuru madde miktarı	19,24 %
Ham şerbet çekışı	123 %
Ham şerbet safiyeti	89,36 %
Ham şerbet sıcaklığı	30 °C
Koyu şerbet kuru madde oranı	54,95 %

Çizelge 3.3 Ortalama kampanya ve laboratuvar verileri

Akımın İsmi	% p.g	% KM
Pancar	100	22,13
Besleme Suyu	29,5	-
Prese Suyu	26,8	1,5
Islak Küspe	25,3	8,97
Sıkılmış Küspe	23,4	18,74
Ham Şerbet	123	14,16
CaO	4,7	-
CO ₂	1,6	-
Filtre Çamuru	6	70
Absüs Suyu	5,6	-
Sulu Şerbet	125	13,79
Buharlaştırma Ünitesi için	126	13,79
Koyu Şerbet	31,6	54,94
Su Buharlaşması	74,9	-
Rafineri için koyu şerbet	31,14	51

3.4. METOT

Sürecin 4 farklı üniteye ayrılmış olarak detaylı bir şekilde ve fabrika geneli olmak üzere ekserji analizi yapıldı. Ekserji analizinde süreçler sürekli akışlı açık sistemler olarak kabul edildi ve kütlelerin, enerji korunumu ilkeleri ile termodinamiğin ikinci yasasından faydalanıldı. Hesaplamaların yapılmasında faydalanılan debi, sıcaklık, basınç,% olarak çözelti içerisindeki kuru madde oranı gibi ölçüm verileri Ereğli – Bahri Dağdaş Şeker Fabrikası’ndan alındı.

Bütün süreçler için yapılan madde ve ekserji bilançolarından sonra sistemin çizilen ekserji grafiklerinde Grassmann diyagramı tercih edildi.

BÖLÜM IV

4. BULGULAR

4.1 Ekserji Kavramı

Ekserji en kısa ifade ile ‘kullanılabilir enerji’ olarak tanımlanmaktadır. Verilmiş bir durumda bütün diğer enerji türlerine dönüştürülebilen enerji miktarının bir ölçüsü olarak da ifade edilebilen ekserji, bir sistemde iş yapabilme yeteneğidir. Diğer enerji türlerine dönüşebilme özelliği enerjinin değer ölçüsü olarak alınırsa, çeşitli enerji türleri üç grupta toplanabilir.

- 1- Diğer enerji türlerine sınırsız veya tamamen dönüştürülebilen enerji (örneğin mekanik enerji, elektrik enerjisi, potansiyel enerji, kinetik enerji vb.)
- 2- Diğer enerji türlerine sınırlı (kısmen) dönüştürülebilen enerji (örneğin iç enerji, ısı enerjisi vb.)
- 3- Diğer enerji türlerine dönüştürülmesi imkansız olan enerji (örneğin çevrenin iç enerjisi vb.)

Diğer enerji türlerine dönüştürülmesi olanak dışı olan enerjiye kullanılmaz enerji, bağlı enerji ya da anerji adı verilmektedir. Dolayısıyla bütün enerji türleri en genel ifade ile aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$\text{Enerji} = \text{Ekserji} + \text{Anerji} \quad (4.1)$$

Enerji ve mekanik enerji gibi enerji türlerinin anerji bölümü sıfıra eşittir. Aynı şekilde çevrenin iç enerjisinin tamamı anerji olduğu için çevre enerjisinin ekserjisi de sıfıra eşit olmaktadır. Ekserji, mühendislik biliminde çevre ve ekonomi olarak iki temel konuyu da kapsamaktadır. Ekserji eko-teknolojik bakımdan üç temel kavram kapsamında ele alınmaktadır.

- 1- Minimum çevresel etki, maksimum enerji ve enerji kaynaklarının ideal koşullarda işletileceği teknolojiler,
- 2- Çevreyi kirlenme potansiyelleri yüksek olan maddelerin çevresel davranışları,
- 3- Çevresel değerlendirme, enerji ve toplum güvenliği.

Yukarıdaki temel ekserji kavramlarına bakılarak ekserjinin termodinamik bir potansiyel olduğu, iş yapabilme ve kullanılabilir enerjinin ölçütü olduğu söylenmektedir. Ekserji teknik iş yapabilme kapasitesi olarak da tanımlanabilmektedir.

4.2. Tersinir ve Tersinmez Süreçler

Evrende 2 tür süreç vardır; tersinir ve tersinmez süreçler. Sisteme etkiyen dış parametrelerin bu süreçteki değişimi tersi yönde geliştiğinde, sistemin geçirdiği değişim de tersi yönde gelişiyorsa bu tersinir bir değişim (süreç) dir. Tersinir hal değişimi, bir yönde gerçekleştikten sonra, çevre üzerinde hiçbir iz bırakmadan ters yönde de gerçekleşebilen hal değişimi diye adlandırılır. Tersinir süreçler, boşlukta salınan bir sarkaç ya da alınan malın iadesi gibi süreçlerdir. Oysa tersinmez süreçlerde gerisi dönüş yoktur. Diğer bir deyişle, tersinmez olaylarda bir geriye dönüş sürece olmamaktadır.

4.3. Ölü Hal

Bir sistemin ölü halde olması, çevresi ile verilen sistemin termodinamik denge halinde olması demektir. Termodinamik denge, bir sistemin verilen bir zamanda her noktasındaki hali aynı ise veya özelliklerin farkı sonsuz küçük mertebede ise oluşmaktadır. Başka bir ifadeyle, sistem ayrık bir sistem haline getirildiğinde özellikleri değişmiyorsa, bu sistem için denge söz konusu olmaktadır. Termodinamik dengede tüm kısıtların sağlanması gerekmektedir. Bunlar ısı mekanik, kimyasal ve faz dengeleridir. Sistem ölü halde iken, sistem çevre ile aynı sıcaklığa ve basınca sahip olup çevre ile termodinamik kısıtların sağlandığı denge halindedir. Ayrıca, sistemin çevresine göre kinetik ve potansiyel enerjileri sıfırdır. Sistemin ölü hal özellikleri P_0 , T_0 , h_0 , U_0 ve s_0 'dır. Termodinamiğin birinci kanununa göre enerji, yoktan var edilemez, diğer bir deyişle yaratılamaz veya vardan yok edilemez, ancak bir biçimden başka bir biçime dönüştürülebilir. İkinci kanun ise, enerjinin niceliğinin yanında niteliğinin de önemliliğini vurgulamakta ve sistemlerin enerji niteliğini azaltan yönde gerçekleştiğini belirtmektedir. Ekserji tanımlamalarından hareketle Termodinamiğin I.ve II.Kanunları kısaca şöyle ifade edilmektedir. I.Kanun; termodinamik süreçlerde enerji ve ekserji toplamı sabit kalır. II.Kanun ise; tersinir süreçlerde ekserji sabit kalır, yani tersinmez süreçlerde ekserjinin bir kısmı veya tamamı enerjiye dönüşür veya enerji-ekserjiye dönüşmez şeklinde ifade edilebilir. Bu ifadeler ışığında ekserji için şöyle bir matematiksel denklem yazılabilmektedir.

$$E = E_{kin} + E_{pot} + E_{kim} \quad (4.2)$$

E :Ekserji

E_{kin} :Kinetik Ekserji

E_{pot} :Potansiyel Ekserji

E_{fiz} :Fiziksel Ekserji

E_{kim} :Kimyasal Ekserji

Potansiyel ve kinetik ekserjiler, sırasıyla potansiyel ve kinetik enerjilere eşittir.

4.4. Ekserji ve Çeşitleri

Enerjinin bir başka değişle enerjiye tamamen dönüşen kısmına ekserji denilmektedir. Ekserji kelimesi Yunanca ex (dış) ve ergon (kuvvet ve iş) kelimelerinden türetilmiştir. Bununla birlikte bir başka ifade ile ekserji bütünüyle başka bir enerjiye dönüşen enerji oranını göstermektedir. Esas tanımıyla ise ekserji ,verilen şartlardaki bir sistemin çevresi (ölü hal ‘deadstate’) ile aynı şartlara getirilmesi sonucu elde edilebilecek maksimum iş potansiyeli şeklinde belirtilmektedir.

4.4.1. Fiziksel Ekserji

Sistemin sıcaklığı T ve basıncı ilk durumdan P_0 , T_0 halindeki çevre şartları ile termodinamik denge haline getirildiğinde sistemden elde edilecek maksimum iş fiziksel ekserji olarak tanımlanır. Verilen herhangi bir durumdaki sistemin fiziksel ekserjisi

$$e_{fiz} = h - h_0 - T_0(s - s_0) \quad (4.3)$$

e_{fiz} : Fiziksel özgül ekserji

h : Entalpi

s : Entropi

h_0 : Ölü hal entalpisi

s_0 : Ölü hal entropisi

T_0 : Ölü hal sıcaklığı (K veya °R)

Şeklinde ifade edilebilir. Ayrıca verilen iki durum arasındaki sistemin fiziksel ekserji farkı

$$e_{f i z} - e_{f i z} = (h_1 - h_2) - T_0(s_1 - s_2) \quad (4.4)$$

Fiziksel ekserji aşağıda gösterildiği gibi iki bileşenden oluşmaktadır.

$$e_{f i z} = e_{\Delta T} + e_{\Delta P} \quad (4.5)$$

Denklem 2.5 'deki 1.terim, fiziksel ekserjinin ısı bileşeni olup sıcaklık farkından dolayı ortaya çıkmaktadır ve aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$e_{\Delta P} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{T - T_0}{T} dt \quad (4.6)$$

Denklem 2.5 teki 2. terim ise, basınç bileşeni olup, basınç farkından dolayı oluşmaktadır. Basınç bileşeni aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$e_{\Delta P} = T_0(s_2 - s_1) - (h_2 - h_1) \quad (4.7)$$

4.4.1.1. Mükemmel Gazlarda Fiziksel Ekserji

Herhangi durumda ve ideal gazdan oluşan sistemin fiziksel ekserjisi Denklem 4.8 'den hesaplanabilir.

$$e_{f i z} = c_p(T - T_0) - T_0 \left(C_p \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0} \right) \quad (4.8)$$

e_{fz} :Özgül ekserji

c_p :Sabit basınçta özgül ısı

T : Sıcaklık

P : Basınç

R : Gaz sabiti

4.4.2. Kimyasal Ekserji

Kimyasal ekserji ϵ_0 ile gösterilir bir maddenin çevreyle kimyasal denge haline geldiğinde ısı transferi ve madde alışverişinden kaynaklanan iş olarak tanımlanır.

$$\epsilon = RT_0 \cdot \ln \frac{P}{P_0} \quad (4.9)$$

Referans maddelerin kimyasal ekserjisinde O_2 ve CO_2 atmosferde sabittir ve çevre koşulları ile termodinamik dengededir. Bu yüzden diğer maddeler için karbon ve oksijen referans oluşturmaktadır.

Başlangıç noktası olarak çevre şartları olan T_0 ve P_0 dikkate alınır ve son ölü durumu T_0 ve referans gazın atmosferdeki kısmi basıncı olan P belirlemektedir.

4.4.2.1. Standart Kimyasal Ekserji

Bazı çevre malzemelerinin özellikleri referans alınarak maddelerin standart kimyasal ekserjileri, standart çevre (ölü hal) sıcaklığına ($T_0 = 25^\circ C = 298.15 K$) ve basıncına ($P_0 = 1 atm$) bağlı olarak hesaplanmaktadır.

Referans maddeler genellikle üç grupta toplanmıştır.

- 1- Atmosferdeki gaz bileşenleri
- 2- Litosferdeki katılar
- 3- Deniz, okyanuslardaki iyonik ve iyonik olmayan maddeler.

Gaz Karışımlarının Kimyasal Ekserjileri: Termal sistemlerin çoğu, gaz karışımları içermektedir. Özellikle yanma ve kimyasal süreçlerin ekserji analizlerinde gaz karışımları ön plana çıkmakta, bundan dolayı da gaz karışımlarının ekserjilerinin bilinmesi gerekmektedir. N adet ideal gazdan oluşan bir gaz karışımının kimyasal ekserjisi denklem 4.10 'da verilmektedir.

$$E_{K i m} = \sum_i x_i \epsilon_i + RT_0 \sum_i x_i \ln x_i \quad (4.10)$$

Burada

E : Ekserji

e : Özgül ekserji

x : Hacimsel oran

T : Sıcaklık

R : Gaz sabiti

4.4.2.2. Yakıtların Kimyasal Ekserjisinin Hesaplanması

Yakıtların kimyasal ekserjileri, yakıtı oluşturan bileşenlere bağlı olarak hesaplanmaktadır. (Szargut ve Strylska, 1988) yakıt ekserjisinin yakıtın ısı değerine oranını ifade eden Φ değerini geliştirmiştir. Bu oran ;

$$E_0 = \frac{E_0}{H_U} \quad (4.11)$$

Şeklinde ifade edilmiştir.

Katı yakıtlar için aşağıdaki şekilde hesaplanır.

$$\phi = 1.0437 + 0.1882 \cdot \frac{h}{c} + 0.0610 \cdot \frac{o}{c} + 0.0404 \cdot \frac{n}{c} \quad (4.12)$$

h: hidrojenin kütle oranı

o: oksijenin kütle oranı

n: nitrojenin (azot) kütle oranı

bu ifade de kükürt ve su buharının ekserjileri dikkate alınmamaktadır. Eğer her iki ürün dikkate alındığında katı yakıtlar için kimyasal ekserji Denklem 4.13.'teki gibi hesaplanmaktadır.

$$E_{0, katı} = \phi \left[(H_{u, katı}) + w_{h, f} g \right] + e_{o, s} - (H_{u, s}) \quad (4.13)$$

Sıvı yakıtlar için kimyasal ekserji oranı Φ ise kükürdün etkisi de dikkate alınarak aşağıdaki gibi hesaplanmaktadır. Burada kullanılan s entropi olmayıp, yakıt içerisindeki kükürdün kütleli oranıdır.

$$\Phi = 1.0401 + 0.1728 \frac{h}{c} + 0.0432 \frac{o}{c} + 0.2169 \frac{n}{c} + (1 - 2.0628 \frac{h}{c}) \quad (4.14)$$

Buradan,

$$E_{0,s} = \Phi_s (H_U)_s \quad (4.15)$$

Şeklinde hesaplanır.

Denklemdaki Φ_s katsayısının seçimi için literatürden (18) Tablo 4.1 alındı.

Çizelge 4.1 Bazı endüstriyel yakıtların ve yanıcı diğer maddelerin Φ_s katsayısı

Yakıt	Φ_s
Kök	1,05
Farklı Tipteki kömürler	1.06 -.1.10
Torf	1,16
Odun	1,15 – 1,30
Farklı Fueloil ve petrol	1,04 – 1,08
Doğal gaz	1.04 +,-% 0.5
Kömür Gazı	1.00 +,- %1
Hidrojen	0.985
Karbon monoksit	0.973
Sülfür	2.017

4.4.3. Termal Ekserji

Sistemlerin termal ekserjisi Denklem 2.16’da verildiği şekli ile hesaplanmaktadır.

$$E_t = E_{f i z} + E_{k i m} \quad (4.16)$$

4.4.4. İş Ekserjisi

Ekserji maksimum iş potansiyeli olduğundan ,bütün süreçlerde iş ekserjiye eşittir.

$$E_w = W \quad (4.17)$$

4.5 Kontrol Hacim Analizi

Kontrol hacminin ekserji analizi yapılırken proses sanki dengede kabul edilmektedir. Ekserji balansı,

$$E_i + E_Q = E_e + W_x + \dot{I} \quad (4.18)$$

Şeklinde yazılır, burada

$$E_i = \sum_{IN} \dot{m} \epsilon \quad (4.19)$$

$$E_e = \sum_{O \cup T} \dot{m} \epsilon \quad (4.20)$$

$$E_Q = \epsilon_r \left[Q_r \frac{T_r - T_0}{T_r} \right] \quad (4.21)$$

Kimyasal ekserji hesaplanırken veya maddelerin standart kimyasal ekserjilerine göre tablolardan hazır alınarak ayrı şekilde toplanmalıdır. Kontrol hacmine girişteki ekserji akışı kontrol hacminden çıkan ekserji akımından her zaman daha büyüktür. Giriş ve çıkış arasındaki bu ekserji farkı tersinmezlik olarak anılır. Bu durum bütün gerçek prosesler için geçerlidir. İdeal olan tersinir proseslerde ise giriş ve çıkış birbirine eşittir ve tersinmezlik sıfırdır.

Açık sistemlerde tersinmezliklerin belirlenmesi için kullanılan eşitlik aşağıdaki gibidir.

$$\dot{I} = T_0 \Pi \quad (4.22)$$

4.6. Performans Kriteri

Termal tesislerin analizinde geleneksel olarak iki performans kriteri kullanılmaktadır. Termodinamiğin 1. kanununun referans alındığı durumlarda termal verim, mekanik verim, izentropik verim kullanılır. Termodinamiğin ikinci kanununa göre prosesin tersinmezliğine bağlı olan rasyonel verim, ekserji verimi kullanılır.

Termal tesislerin performans kriterinin incelenmesinde,

$$\sum \Delta E_{IN} = \sum \Delta E_{O \cup T} + \dot{I} \quad (4.23)$$

Formülü kullanılır. Proses sanki dengede kabul edilir ve kontrol hacmine olan toplam ekserji ile kontrol hacminden toplam ekserji çıkışları belirlenir. Termodinamiğin 2.kanununa göre ;

$$\dot{I} \geq 0$$

Buna göre,

$$\frac{\sum \Delta E_{O \cup T}}{\sum \Delta E_{IN}} \leq 1 \quad (4.24)$$

Çıkan ekserjinin giren ekserjiye oranı 1'den küçük olmak zorundadır. Eğer sistem tam tersinir ise o zaman ancak 1'e eşit olabilir. Bu eşitlik verimlilik olarak ifade edilir ve ψ ile gösterilmektedir.

$$\psi = \frac{\sum \Delta E_{O \cup T}}{\sum \Delta E_{IN}} \quad (4.25)$$

$$\psi = 1 - \frac{1}{\sum \Delta E_{IN}} \quad (4.26)$$

BÖLÜM V

5. NÜMERİK DEĞERLENDİRME

Bir sistemin ekserji analizinin yapılabilmesi için o sistemin kontrol hacimlere ayrılması gerekmektedir. Ereğli Şeker fabrikası için kontrol hacimleri sırasıyla

- 1- Pancarın kıyımı ve şerbet üretimi
- 2- Şerbetin arıtımı
- 3- Şerbetin koyulaştırılması
- 4- Kristallendirilmesi
- 5- Enerji üretim ünitesi

Şeker fabrikasının bu şekilde kontrol hacimlere bölünmesi ile her bir üniteadaki madde, entalpi ve ekserji analizleri yapılabilir. Bir bilanço çemberinin ısı tekniği bakımından hesabı veya incelemesinde şu üç ayrı bilançonun izlenmesi zorunludur.

- 1- Madde bilançosu
- 2- Entalpi bilançosu
- 3- Ekserji bilançosu

Şeker endüstrisinde yapılan hesaplamalarda süreklilik ,entalpi ve ekserji denklemlerinde kütlelerin ve enerjilerin değerleri, 100 kg pancara göre oranlanmıştır. Bu sayede pancara göre elde edilmiş özgül değerler ile farklı pancar işletme kapasitesi olan fabrikaların mukayese edilebilmesi sağlanmıştır. Pancardan şeker üretimi süreçlerine katılan maddelerden su ve su buharının; teknik sakaroz –su çözeltilerinin ;yanma havası ve baca gazlarının entalpi ve ekserji değerlerinin hesabı için literatürde gösterilen analitik bağlantılardan yararlanılmıştır. 20 °C’deki doymuş suyun termodinamik özellikleri referans olarak kabul edilmiştir. Su sakarozu çözen madde olduğundan çevre şartlarında 27.55 [kJ / kg] değerinde bir ekserjiye sahiptir.

Yakıtların özgül ekserji ve entalpi değerleri alt ısı değerlerine eşit alınmıştır. Çamur ve melasın sahip oldukları entalpi ve ekserji değerleri çok küçük olduğundan hesaplamalarda ihmal edilmiştir.

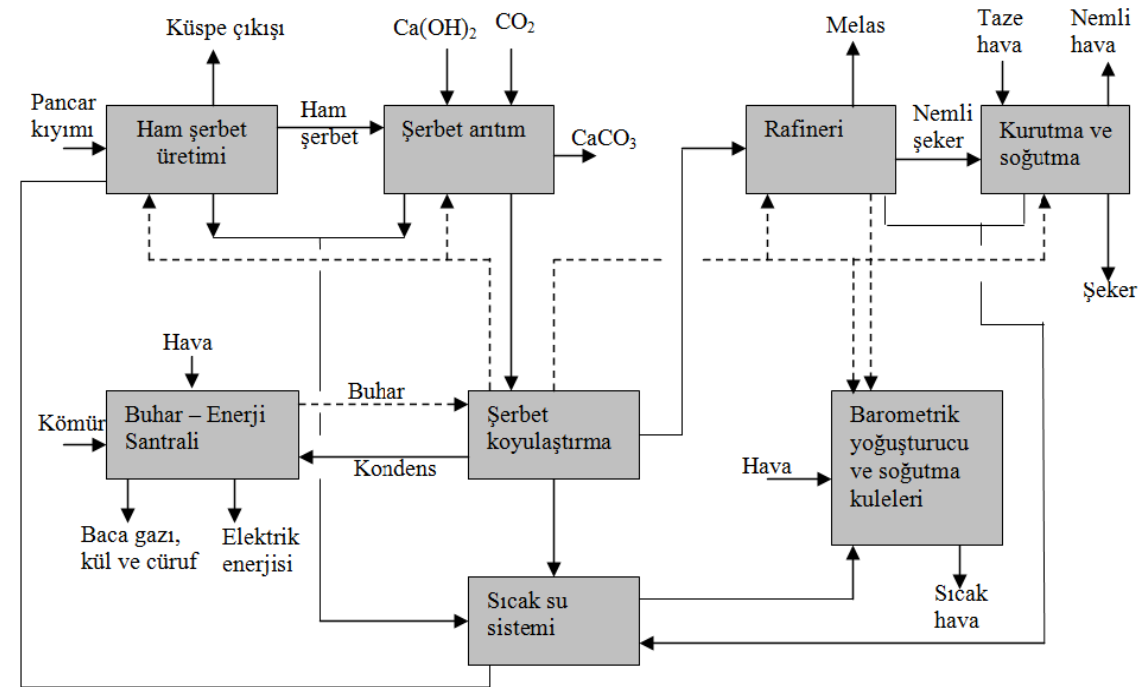
Ereğli Şeker Fabrikası için yapılan enerji ve ekserji analizi çalışmasında süreçlere giren ve süreçlerden çıkan maddelerin kütlelerin hesaplanmasında 2010-2011 yılı Teknik raporlarından yararlanılmıştır.

5.1. Ereğli Şeker Fabrikası Verileri İle Süreçlerin Enerji ve Ekserji Analizi

5.1.1. Giriş

Bu bölümde Ereğli Şeker Fabrikası'nın 2010-2011 yılı kampanya işletme değerleri ile pancardan şeker üretimi süreçleri için enerji ve ekserji analizi yapılmıştır.

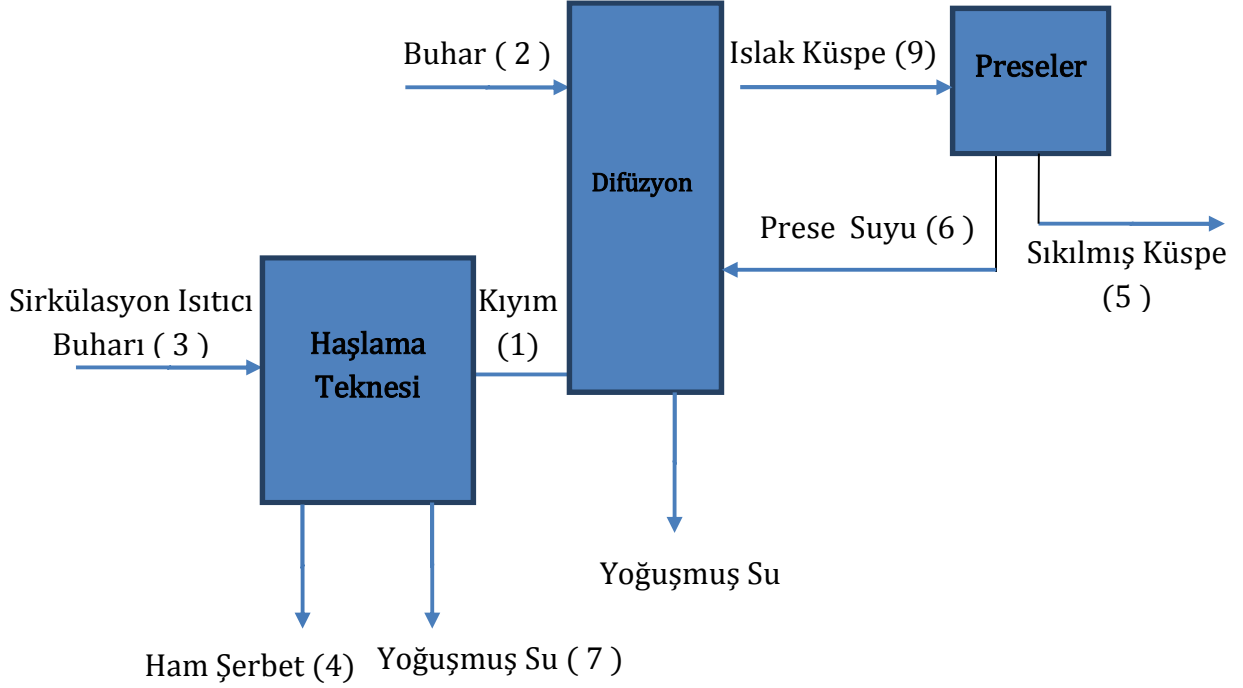
Ereğli Şeker Fabrikası'na ait ham fabrika akış şeması Şekil 5.1 de gösterilmektedir.



Şekil 5.1. Fabrika Şeker Üretim Süreci Akış Diyagramı

5.2. Ham Şerbet Sürecinin Hesaplamaları

Şerbet üretim süreci için kontrol hacmi şekil 5.1’de gösterilmiştir. Bu süreçte pancar kıyımlarındaki sakaroz mekanik ve ısıl işlemlerle çekilmekte ve elde edilen ham şerbet, şerbet arıtma ünitesine sevk edilmektedir.



Şekil 5.2. Ham Şerbet Süreci Blok Diyagramı

Bu süreçte net olarak giren akımlar 1, 3 ,8 ve 2 nolu akımlardır.Süreçten çıkan akımlar ise 7 ,4, 5 ve 6 nolu akımlardır

Çizelge 5.1 Ham Şerbet Üretim Süreci Madde, enerji ve ekserji bilançosu

Akım No	Akımın İsmi	m	P	T	Enerji	Ekserji	%
		100 pg	bar	°C	kJ/100 pg	kJ/100 pg	GAEGO
1	Pancar (Taze Kıyım)	100	1	20	7530	0	0,00
2	Prese suyu Isıtıcısı için gerekli buhar	0,395	1	114	1069,12	219,69	7,51
3	Sirkülasyon Isıtıcısı için gerekli buhar	1,120	1,37	114	3024,93	660,62	22,58
4	Ham şerbet	123	1	34	16088,4	149	16,71
5	Sıkılmış küspe	27,08	1	47	4535,96	100,03	11,22
6	Prese suyu ısıtıcı kondensatı	0,395	1,3	102	168,37	27,95	3,13
7	Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı	1,120	1,05	104,5	168,37	614,35	68,92

	kondensatı						
8	Difüzyon Besleme Suyu	49,17	1	65	13373,86	2044,56	69,90
9	Islak Küspe	54,68	1	60	10864	467	15,96
10	Prese makinalarından çıkan prese suyu	28,508	1	58	6566	295	10,08
11	Difüzyona giren prese suyu	28,508	1	70	7767	450	15,33

Sürece giren akımların ekserjileri toplamı 2924,87 kJ/100 pg ve süreçten çıkan akımların ekserjileri 891,33 kJ/100 pg değerindedir.

Süreçte meydana gelen tersinmezlikler;

$$\sum \Delta E_{IN} = \sum \Delta E_{OUT} + I \quad (4.23)$$

$$I = 2924,87 - 891,33 = 2033,54 \frac{\text{kJ}}{100 \text{ pg}} \text{ değerindedir.}$$

Sürecin TD I.kanun verimi

$$\psi_1 = \frac{\sum \Delta E_{OUT}}{\sum \Delta E_{IN}}$$

$$\psi_1 = \frac{2374,53}{2493,94} \times 100 = 0,952 \text{ (\% 95,2) bulundu.}$$

TD I Kanun verimi = % 95,2

Sürecin TD II.Kanun verimi ;

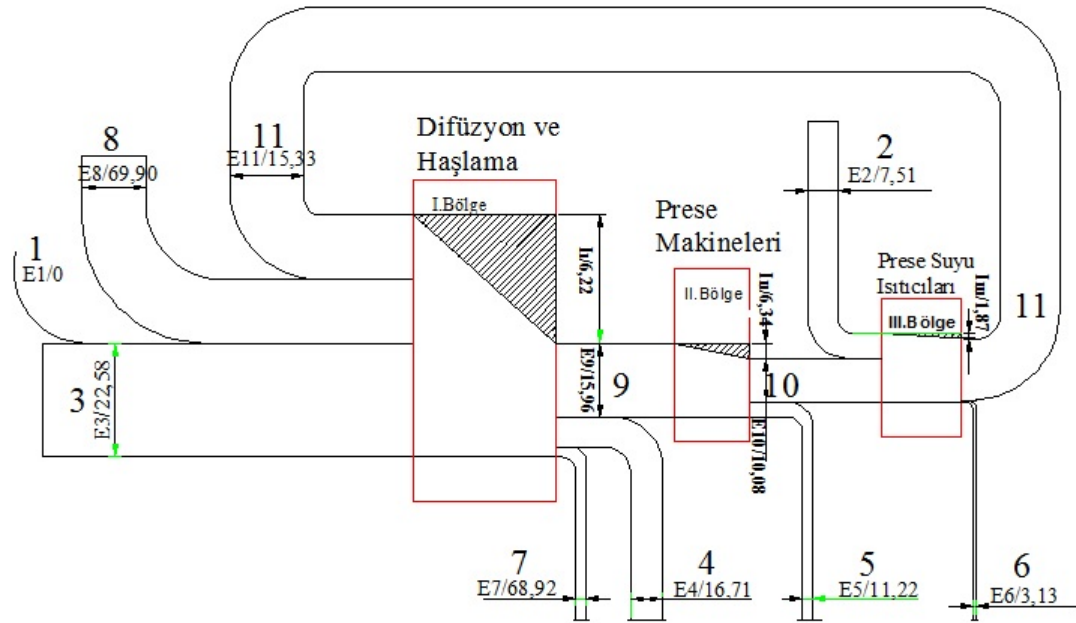
$$\psi_2 = \frac{\sum \Delta E_{OUT}}{\sum \Delta E_{IN}} \quad (4.25)$$

$$\psi_2 = \frac{891,33}{2924,87} \times 100 = 0,304 \text{ (\% 30,4) bulundu.}$$

$$\psi_2 = \% 30,4$$

Tersinmezlikler büyük oranda difüzyon ve haşlama ekipmanlarının ısıtılmasından kaynaklanmaktadır. Sistemin girdisi olan şeker pancarı kıyım olarak sisteme çevre şartlarında girmektedir ve ekserjisi sıfırdır, buna karşılık ekipmanların ısı kayıplarından

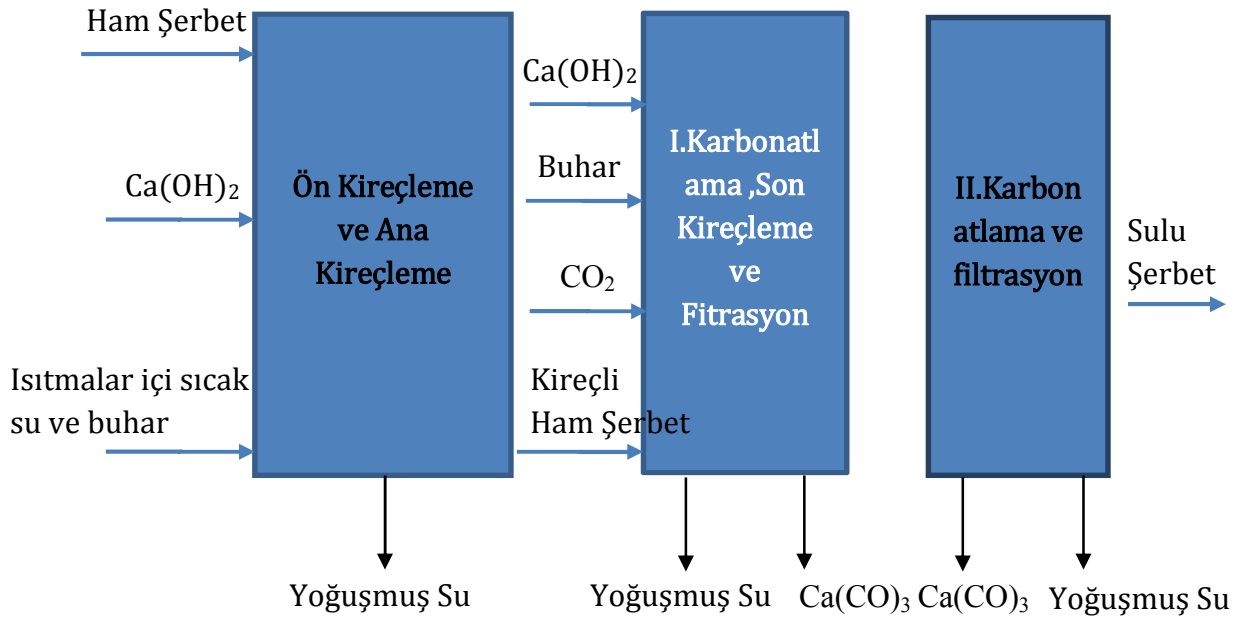
haşlama teknesinden alınan ham şerbetten ve prese makinalarından çıkan ıslak küspeden dolayı süreçte enerji kayıpları meydana gelmektedir. Sürece ait ekserji grassman akış şeması Şekil 5.3 'de verildi.



Şekil 5.3. Şerbet Üretim Süreci Ekserji Akış Diyagramı

5.3. Şerbetin Arıtım Süreci Hesaplamaları

Şerbet arıtım sürecinde ham şerbet ünitesinde elde edilen şerbet arıtılarak daha saf hale getirilmektedir. Şerbet arıtım sürecine ait blok diyagramı Şekil 5.4.'te verildi.



Şekil 5.4. Şerbet Arıtım Süreci Blok Diyagramı

Bu süreçte net olarak giren akımlar 1, 2 ,3 4,5,6,7,8,9,10,11 ve 12 nolu akımlardır. Süreçten çıkan akımlar ise 13 ,14, 15 ,16,17,18,19,20,21 ve 22 nolu akımlardır.

Çizelge 5.2 Ham Şerbet Arıtım Sürecine ait madde,enerji ve ekserji bilançosu

Akım No	Akımın İsmi	m	P	T	Enerji	Ekserji	%
		100 pg	bar	°C	kJ/100 pg	kJ/100 pg	GAEGO
1	Ham Şerbet	123	1	50	23702	624	5,03
2	I.Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	0,846	0,67	89	2249	418	3,36
3	II.Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1,073	1,01	100	2869	591	4,76
4	III.Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	2,832	1,05	112	7644	1599	12,89
5	IV.Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1,762	1,05	122	4792	1004	8,09
6	Saturasyon ısıtıcısı buharı	2,622	1,35	114	7081	1567	12,63
7	I.Sulu şerbet ısıtıcısı buharı	3,512	1,74	116	9484	2212	17,83
8	II.Sulu şerbet ısıtıcısı buharı	2,909	2,7	130	7908	2014	16,23
9	III.Sulu şerbet ısıtıcısı buhar	2,496	3,00	140	6835	1778	14,33
10	Ek su	10,13	1,00	90	3816	592	4,77
11	Kireçsütlü	9,3	1,00	90	0	0	0
12	Karbondioksit	1,46	1,00	90	0	0	0
13	Ham şerbet	125	1,00	128	62675	8484	68,3
14	I.Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	0,846	1	81,5	288,65	44,09	0,35
15	II.Kireçli ham şerbet ısıtıcı kond.	1,073	1,00	100	381,17	58,54	0,47
16	III.Kireçli ham şerbet ısıtıcısı kond.	2,832	1,07	112	1104,2	178,02	1,43
17	IV.Kireçli ham şerbet ısıtıcısı kond.	1,762	1,07	122	706,6	114,73	0,92
18	Saturasyon ısıtıcı kondensatı	2,622	1,30	114	1175,9	195,29	1,57
19	I.Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	3,512	1,68	116	1619,5	275,30	2,21
20	II.Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2,909	2,19	130	1452,3	253,78	2,04
21	III.Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2,496	1,30	140	1330,9	236,83	1,90
22	Çamur	10,13	1,00	90	0	0	0

Sürece giren akımların ekserjileri toplamı 12404,4kJ/100 pg ve süreçten çıkan akımların ekserjileri 9840,6kJ/100 pg değerindedir.

Süreçte meydana gelen tersinmezlikler;

$$\sum \Delta E_{IN} = \sum \Delta E_{O U T} + I \quad (4.23)$$

$$I = 12404,4 - 9840,6 = 2563,8 \frac{\text{kJ}}{100} \text{pg değerindedir.}$$

Sürecin TD I.kanun verimi

$$\psi_1 = \frac{\sum \Delta E_{O \text{ U T}}}{\sum \Delta E_{I N}} \quad (4.24)$$

$$\psi_1 = \frac{707348}{763992} \times 100 = 0,926 \text{ (\% 92,6) bulundu.}$$

$$\psi_1 = \% 92,6$$

TD I Kanun verimi = % 92,6

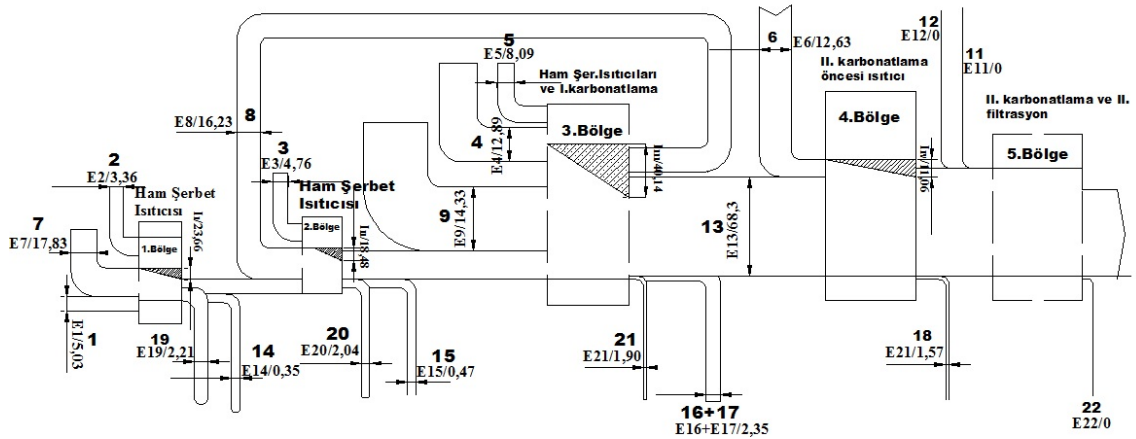
Sürecin TD II.Kanun verimi ;

$$\psi_2 = \frac{\sum \Delta E_{O \text{ U T}}}{\sum \Delta E_{I N}} \quad (4.25)$$

$$\psi_2 = \frac{9840}{12404} \times 100 = 0,793 \text{ (\% 79,3) bulundu.}$$

$$\psi_2 = \% 79,3$$

Sürece ait ekserji grassman akış şeması Şekil 5.5 ‘ de verildi.

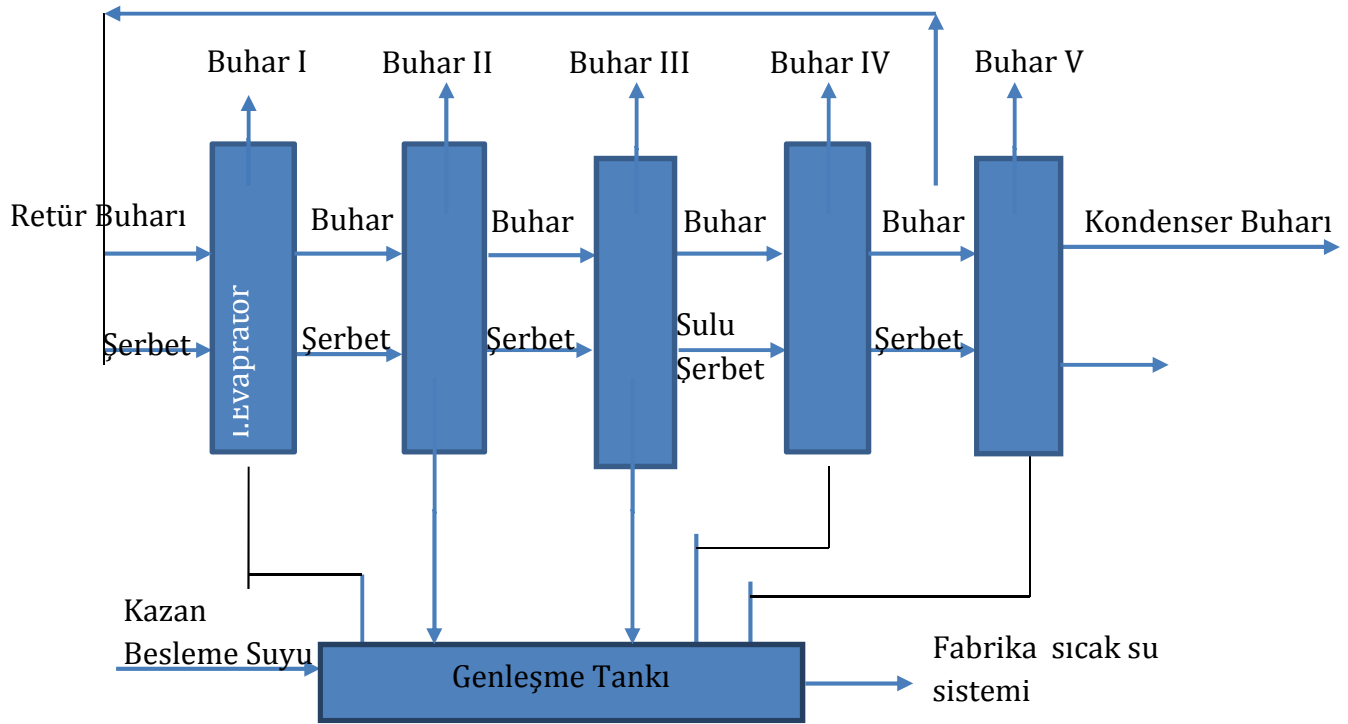


Şekil 5.5. Şerbet Arıtım Süreci Ekserji Akış Diyagramı

5.4. Buharlaştırma Ünitesi Hesaplamaları

Enerji dairesinden gelen buhar enerjisi ile şerbetin %16,5 kuru maddeden %72 kuru maddeye çıkarıldığı ve diğer bütün ünitelerde kullanılan proses buharların üretim kaynaklarının buharlaştırıcılar olmasından ve rafinerinin ham maddesi

olan koyu şerbetin bu ünite de üretilmesinden dolayı çok önemlidir. Blok diyagramı şekil 5.6 da verilmiştir.



Şekil 5.6. Buharlaştırma süreci blok diyagramı

Bu süreçte net olarak giren akımlar 1,2,3,4,5,6,7,8,9,10,11,12,13,14,15,16,17 ve 18 nolu akımlardır. Süreçten çıkan akımlar ,19,20,21,22,23,24,25,26,27,28,29,30,31,32,33,34 35,36 ve 37 nolu akımlardır.

Çizelge 5.3 Buharlaştırma ünitesi madde, enerji ve ekserji bilançosu

Akım No	Akımın İsmi	m	P	T	Enerji	Ekserji	%
		100 pg	bar	°C	kJ/100 pg	kJ/100 pg	GAEGO
1	Sulu Şerbet	125	1,00	128	62662,5	8523,97	18,67
2	Retür buhar	48	2,00	137	131587,2	31784,54	69,65
3	Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buh. kon.	1,10	1,12	103	2948,88	623,06	1,36
4	I.Kireçli ham şerbet ısıtıcı kond.	0,84	1,00	81,5	286,52	43,76	0,095
5	II.Kireçli ham şerbet ısıtıcı kond.	1,05	1,00	84,88	373,03	57,29	0,12
6	III.Kireçli ham şerbet ısıtıcısı kond.	2,78	1,07	93,13	1084,06	174,77	0,38
7	IV.Kireçli ham şerbet ısıtıcısı kond.	1,71	1,07	95,75	685,68	111,33	0,24
8	Saturasyon ısıtıcı kondensatı	2,62	1,30	107	1174,89	195,11	0,42
9	I.Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	3,53	1,68	110	1627,82	276,71	0,606
10	II.Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2,9	2,19	119	1447,97	253,02	0,55

11	III.Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2,5	2,54	128	6856,75	1512,20	3,31
12	Rafineri Kristal şeker vak.apat.kond	13,50	1,00	90	5086,53	789,59	1,73
13	Rafineri orta şeker vak.apart.kond.	2,4	1,00	85	853,87	132,16	0,28
14	Rafineri son şeker vakum apart.kon.	1,58	1,00	85	562,13	87,01	0,19
15	Rafineri eritmeden gelen kondensat	2,20	1,00	90	875,18	142,71	0,31
16	Rafineri şurup depo ısıtma konden.	1,25	1,16	104	3352,88	717,22	1,57
17	Rafineri şeker kurut. gelen konden.	0,78	1,76	116	380,33	65,78	0,14
18	Rafineri vak yık. ve sant.buh.kond	1,85	1,53	112	868,74	144,39	0,31
19	Koyu şerbet	31	1,00	85	7861,6	343,80	0,75
20	Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buharı	1,10	1,53	112	2962,52	672,15	1,47
21	I.Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	0,84	0,67	89	2233,06	415,13	0,909
22	II.Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1,05	1,01	110	2808,65	579,31	1,26
23	III.Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	2,78	1,05	112	7504,89	1569,89	3,44
24	IV.Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1,71	1,05	122	4616,32	965,65	2,11
25	Saturasyon şerbeti ısıtıcı buharı	2,62	1,35	114	7075,31	1566,34	3,43
26	I.Sulu şerbet ısıtıcısı buharı	3,53	1,80	116	1717,52	294,01	0,64
27	II.Sulu şerbet ısıtıcısı buharı	2,9	2,70	130	7884,81	2008,01	4,40
28	III.Sulu şerbet ısıtıcısı buhar	2,5	3,00	140	6847,75	1781,55	3,90
29	Rafineri kristal şeker vakum apt.bu.	13,50	1,30	110	36354,5	7968,21	17,46
30	Rafineri orta şeker vakum apt.buh.	2,4	1,10	100	1005,31	164,06	0,35
31	Rafineri son şeker şeker vak.apt.bu.	1,58	1,10	100	661,83	108,01	0,23
32	Rafineride eritmede kullanılan buh.	2,20	2,30	120	1107,81	194,85	0,42
33	Rafineri şurup depo ısıtma buharı	1,25	2,30	120	629,44	110,71	0,24
34	Rafineride şeker kurutma buharı	0,78	2,30	120	392,77	69,08	0,15
35	Rafineri vak. apt yık.ve san.buharı	1,85	2,30	120	931,57	163,85	0,35
36	Fabrika atık sıcak suyu	70	1,00	80	23436,0	3616,76	7,92
37	Kazan besleme kondensatı	65	1,48	110	29973,4	5094,57	11,16

Sürece giren akımların ekserjileri toplamı 45634,62 kJ/100 pg ve süreçten çıkan akımların ekserjileri 27685,94 kJ/100 pg değerindedir.

Süreçte meydana gelen tersinmezlikler;

$$\sum \Delta E_{iN} = \sum \Delta E_{O U T} + I \quad (4.23)$$

$$I = 45634,62 - 27685,94 = 17948,68 \frac{\text{kJ}}{100} \text{pg değerindedir.}$$

Sürecin TD I.kanun verimi

$$\psi_1 = \frac{\sum \Delta E_{O U T}}{\sum \Delta E_{I N}}$$

$$\psi_1 = \frac{1460,04}{2227,94} \times 100 = 0,655 (\% 65,5) \text{ bulundu.}$$

$$\psi_1 = \% 65,5$$

TD I Kanun verimi = % 65,5

Sürecin TD II.Kanun verimi ;

$$\psi_2 = \frac{\sum \Delta E_{O U T}}{\sum \Delta E_{I N}} \quad (4.25)$$

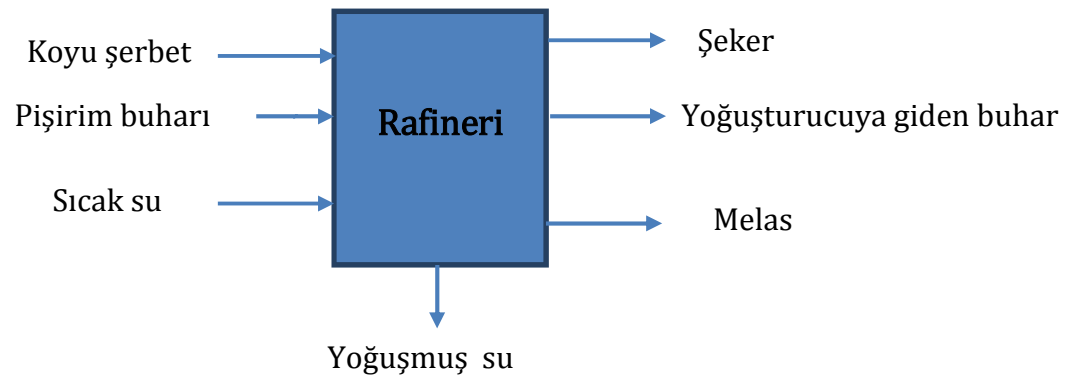
$$\psi_2 = \frac{2768,54}{4563,62} \times 100 = 0,606 (\% 60,6) \text{ bulundu.}$$

$$\psi_2 = \% 60,6$$

5.5. Rafineri Ünitesi Hesaplamaları

Rafineri sürecine buharlaştırıcı ünitesinden koyu şerbet ve ısıtma buharı gelmektedir.

Sürecin blok diyagramı şekil 5.10 da verildi.



Şekil 5.7. Rafineri Süreci Blok Diyagramı

Bu süreçte net olarak giren akımlar 1, 2 ,3 4,5,6,7,8, ve 9 nolu akımlardır. Süreçten çıkan akımlar ise 10 ,11, 12 ,13,14,15,16,17,18 ,19 ve 20 nolu akımlardır.

Çizelge 5.4 Rafineri Süreci madde,enerji ve ekserji bilançosu

Akım No	Akımın İsmi	m	P	T	Enerji	Ekserji	%
		100 pg	bar	°C	kJ/100 pg	kJ/100 pg	GAEGO
1	Koyu Şerbet	31	1,00	85	7861,6	343,80	3,71
2	Rafineri kristal şeker vakum apt.bu.	13,5	1,30	110	36354,15	7968,21	86,07
3	Rafineri orta şeker vakum apt.buh.	2,4	1,10	110	1005,31	164,06	1,77
4	Rafineri son şeker şeker vak.apt.bu.	1,58	1,10	100	661,83	108,01	1,16
5	Rafineride eritmede kullanılan buh.	2,20	2,30	100	1107,81	194,85	2,10
6	Rafineri şurup depo ısıtma buharı	1,25	2,30	120	629,44	110,71	1,19
7	Rafineride şeker kurutma buharı	0,78	2,30	120	392,77	69,08	0,74
8	Rafineri vak. apt yık.ve san.buharı	1,85	2,30	120	931,57	163,85	1,76
9	Ek su	3,25	1,00	65	883,90	135,13	1,45
10	Kristal şeker	16,2	1,00	25	531,36	0,00	0,00
11	Rafineri Kristal şeker vak.apat.kond	13,5	1,00	90	5086,53	789,59	8,52
12	Rafineri orta şeker vak.apart.kond.	2,4	1,00	85	853,87	132,16	1,42
13	Rafineri son şeker vakum apart.kon.	1,58	1,00	85	562,13	87,01	0,93
14	Rafineri şurup depo ısıtma kondan	1,21	1,16	104	3237,54	692,55	7,48
15	Rafineri şeker kurut. çıkan kondan	2,20	1,76	116,2	324,74	56,17	0,60
16	II.Brüde ile uçurulan su buharı	10,20	1,30	110	2446,58	6020,43	65,03
17	.III.Brüde ile uçurulan su buharı	2,50	1,10	100	170,9	170,90	1,84
18	IV.Brüde ile uçurulan su buharı	1,46	0,65	80	75,39	75,39	0,81
19	Vakum yıkam ve sant.yıkama buhar	1,89	1,00	95	751,86	122,60	1,32
20	Melas	5,36	1,00	40	0,00	0,00	0,00

Sürece giren akımların ekserjileri toplamı 9257,70 kJ/100 pg ve süreçten çıkan akımların ekserjileri 8289,5 kJ/100 pg değerindedir.

Süreçte meydana gelen tersinmezlikler;

$$\sum \Delta E_{iN} = \sum \Delta E_{O U T} + I \quad (4.23)$$

$$I = 9257,7 - 8289,5 = 968,2 \frac{\text{kJ}}{100} \text{pg değerindedir.}$$

Sürecin TD I.kanun verimi

$$\psi_1 = \frac{\sum \Delta E_{O U T}}{\sum \Delta E_{iN}}$$

$$\psi_1 = \frac{412766}{498288} \times 100 = 0,827 \text{ (\% 82,7) bulundu.}$$

$$\psi_1 = \% 82,7$$

TD I Kanun verimi = % 82,7

Sürecin TD II.Kanun verimi ;

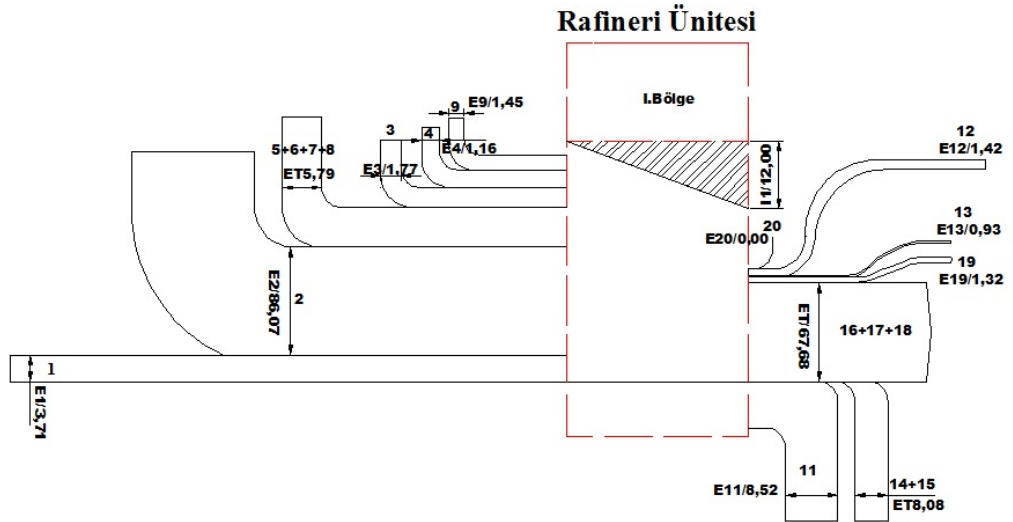
$$\psi_2 = \frac{\sum \Delta E_{O \text{ U T}}}{\sum \Delta E_{I N}} \quad (4.25)$$

$$\psi_2 = \frac{828,9}{925,77} \times 100 = 0,895 (\% 89,5) \text{ bulundu.}$$

$$\psi_2 = \% 89,5$$

Sürecin TD II.Kanun verimi = % 89,5

Sürece ait ekserji grassman akış şeması Şekil 5.9 ' de verildi.

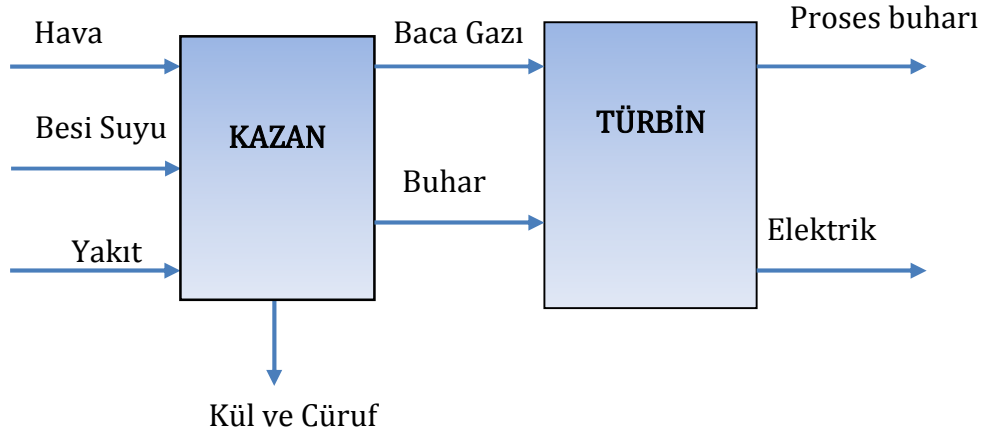


Şekil 5.8. Rafineri Ünitesi Ekserji Akış Diyagramı

5.6. Enerji Üretim Ünitesi Hesaplamaları

Bu üniteye kazanlarda elde edilen buhar önce türbinlerde elektrik enerjisi elde edilmesinde ,sonrada prosesin ısı ihtiyacının karşılanmasında kullanılmaktadır.

Üniteye yakıt, besleme suyu ve yakma havası girerken süreçten proses buharı ve elektrik enerjisi elde edilir. Enerji üretim ünitesine ait blok diyagramı Şekil 5.5 de verildi.



Şekil 5.9. Enerji Üretim Süreci Blok Diyagramı

5.6.1. Fabrika Enerji İhtiyacı

2010-2011 kampanyası teknik raporuna göre 24 saatte işlenen pancar miktarı duruşlar hariç 8000 ton ve elektrik ihtiyacı 1 ton pancar başına 25,73 [kW/ton] olarak hesap edilmiştir. O halde gerekli enerji ihtiyacı ,

$$W = \frac{8000}{24} \times 25.73 = 8576,6 \quad (5.1)$$

Türbin gücü 4800 [kw] olup fabrikada 2 adet türbin bulunduğundan toplam güç fabrikada $4800 \times 2 = 9600$ [kw] olup fabrikanın ihtiyacı olan 8579,6 [kw]' lık güç değerini rahatlıkla karşılamaktadır.

5.6.2. Buhar Üretim Süreci

$$H_u = 3700 \text{ kcal}$$

H_u yakıtın alt ısı değeri olmak üzere yanma havası miktarı V_{h0}

$$V_{h0} = 0,24 \frac{H_u}{1000} + 0.5 = 1,3917 \text{ [Nm}^3\text{/ kg]} \quad (5.2)$$

$$\text{Toplam } V_{h0} = 0,469 \cdot 1,3917 = 6,53 \left[\frac{\text{kg}}{\text{pg}} \right]$$

V_{g0} duman miktarı,

$$V_{g0} = 0,227 \frac{H_u}{1000} + 1,375 = 2,2149 \text{ [Nm}^3\text{/ kg]}$$

$$\text{Toplam } V_{g\ o} = 4,69.2,2149 = 10,38 \left[\frac{\text{kg}}{\text{pg}} \right]$$

$$\text{Kül Miktarı, } 4,69 + 6,53 - 10,38 = 0,82 \left[\frac{\text{kg}}{\text{pg}} \right]$$

5.6.3. Türbin verimi

P1 ve P2 sırasıyla buharın türbine giriş ve çıkış basıncı, K katsayı, n dakikadaki devir sayısı, N Güç olmak üzere türbin verimi,

$$\eta_T = \frac{0,82}{1 + \frac{P_1 - P_2}{K \cdot N}} = \frac{0,82}{1 + \frac{3,0 - 23,0}{50507100}} \quad (5.3)$$

$$\eta_T = 0,80$$

5.6.4. Türbinlerin Özgül Buhar Tüketimi

$$B = \frac{860}{(h_1 - h_2) \cdot \eta_T \cdot \eta_G} = \frac{860}{(771,9 - 671,08) \cdot 0,80,8} \quad (5.5)$$

$$B = 11,07 \left[\frac{\text{kg}}{\text{kwh}} \right]$$

100 kg pancara göre sağlam buhar ihtiyacı

$$11,07 \times 2,573 = 28,48 \left[\frac{\text{kg}}{\text{pg}} \right]$$

5.6.5. Taze Yanma Havası Ekserji Analizi

$$m_{h\ a\ v\ a} = 6,53 \text{ kg} / 100 \text{ pg}$$

$$c_{p\ h\ a\ v\ a} = 1,005 \text{ kg} / \text{kg}$$

T: Taze Hava Sıcaklığı: 298 K

T₀: Ortam Sıcaklığı: 293 K

$$\varepsilon_{p\ h\ a\ v\ a} = c_{p\ h\ a\ v\ a} (T - T_0) - T_0 (c_{p\ h\ a\ v\ a} \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0}) \quad (5.6)$$

$$\varepsilon_{p h a v \bar{a}} = 1,005 (298 - 293) - 293(1,005 \ln \frac{298}{293} - 0)$$

$$\varepsilon_{p h a v \bar{a}} = 0,042$$

$$E_{p h a v \bar{a}} = \varepsilon_{p h a v \bar{a}} m_{h a v a}$$

$$E_{p h a v \bar{a}} = 0,042.6,53$$

$$E_{p h a v \bar{a}} = 0,276 \frac{\text{kJ}}{100} \text{pg}$$

5.6.6. Taze Yanma Havası Enerji Analizi

$$m_{h a v \bar{a}} = 6,53 \text{ kg} / 100 \text{ pg}$$

$$c_{p h a v \bar{a}} = 1,005 \text{ kg} / \text{kg}$$

$$T: \text{Taze Hava Sıcaklığı: } 298 \text{ K}$$

$$T_0: \text{Ortam Sıcaklığı: } 293 \text{ K}$$

$$\varepsilon_{p h a v \bar{a}} = c_{p h a v \bar{a}} m_{h a v \bar{a}} T$$

$$\varepsilon_{p h a v \bar{a}} = 1,005.6,53.298$$

$$\varepsilon_{p h a v \bar{a}} = 1955,67 \frac{\text{kg}}{100} \text{pg}$$

5.6.7. Yakıtın Ekserji Analizi

Φ : Kullanılan Kömürün özelliğine göre

H_u = Yakıtın Alt Isıl Değeri

Yakıtın Özgül Debisi : $9,7 \text{ kJ} / 100 \text{ pg}$

$$E_{y a k} = \varphi \cdot H_u$$

$$E_{y a k} = 1,1.3700.9,7.4,18$$

$$E_{y a k} = 165022 \text{ k} / 100 \text{pg}$$

5.6.8. Baca Gazı Ekserji Analizi

Elektrofiltreden geçen duman gazları süreci 155 °C de baca gazı olarak terk eder.

Çizelge 5.5 Duman ve Baca Gazlarının Kimyasal Ekserileri

Yanma Ürünleri	O ₂	N ₂	CO ₂	CO	H ₂ O
Yanma Ürünleri debisi kg / 100 pg	0,54	7,28	1,91	0,000172	3,3
Kimyasal Ekserji kj / 100 pg	347	926	4470	8,7	
Baca gazları c _p değerleri	0,948	1,046	0,958	1,050	0,280

5.6.8.1. O₂ Gazı Fiziksel Ekserjisi

$$m_{O_2} = 0,54 \text{ kg / 100 pg}$$

$$c_{p \ O_2} = 0,948 \text{ kj / kgK}$$

$$T: \text{Sıcaklık: } 428 \text{ K}$$

$$T_0: \text{Ortam Sıcaklığı: } 298 \text{ K}$$

$$\varepsilon_{p \ O_2} = c_{p \ O_2} (T - T_0) - T_0 (c_{p \ O_2} \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0})$$

$$\varepsilon_{p \ O_2} = 0,948 (428 - 298) - 298 (0,948 \ln \frac{428}{298} - 0)$$

$$\varepsilon_{p \ O_2} = 20,96$$

$$\varepsilon_{p \ O_2} = c_{p \ O_2} \cdot m_{h \ a \ v \ a}$$

$$E_{p \ h \ a \ v \ a} = 20,96 \cdot 0,54$$

$$E_{p \ h \ a \ v \ a} = 11,32 \frac{\text{kj}}{100 \text{ pg}}$$

5.6.8.2. N₂ Gazı Fiziksel Ekserjisi

$$m_{N_2} = 7,28 \text{ kg / 100 pg}$$

$$c_{p \ N_2} = 1,046 \text{ kj / kgK}$$

$$T: \text{Sıcaklık: } 428 \text{ K}$$

$$T_0: \text{Ortam Sıcaklığı: } 298 \text{ K}$$

$$\varepsilon_{p \ N_2} = c_{p \ N_2} (T - T_0) - T_0 (c_{p \ N_2} \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0})$$

$$\varepsilon_{p \text{ O}_2} = 1,046 (428 - 298) - 298 (1,046 \ln \frac{428}{298} - 0)$$

$$\varepsilon_{p \text{ N}_2} = 23,13$$

$$E_{p \text{ N}_2} = \varepsilon_{p \text{ N}_2} \cdot m_{\text{N}_2}$$

$$E_{p \text{ N}_2} = 23,13 \cdot 7,28$$

$$E_{p \text{ N}_2} = 168,40 \frac{\text{kJ}}{100} \text{pg}$$

5.6.8.3. CO₂ Gazı Fiziksel Ekserjisi

$$m_{\text{C O}_2} = 1,91 \text{ kg} / 100 \text{ pg}$$

$$c_{p \text{ C O}_2} = 0,958 \text{ kJ} / \text{kgK}$$

$$T: \text{Sıcaklık: } 428 \text{ K}$$

$$T_0: \text{Ortam Sıcaklığı: } 298 \text{ K}$$

$$\varepsilon_{p \text{ C O}_2} = c_{p \text{ C O}_2} (T - T_0) - T_0 (c_{p \text{ C O}_2} \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0})$$

$$\varepsilon_{p \text{ C O}_2} = 0,958 (428 - 298) - 298 (0,958 \ln \frac{428}{298} - 0)$$

$$\varepsilon_{p \text{ C O}_2} = 21,18$$

$$E_{p \text{ C O}_2} = \varepsilon_{p \text{ C O}_2} m_{\text{C O}_2}$$

$$E_{p \text{ C O}_2} = 21,18 \cdot 1,91$$

$$E_{p \text{ C O}_2} = 40,46 \frac{\text{kJ}}{100} \text{pg}$$

5.6.8.4. CO Gazı Fiziksel Ekserjisi

$$m_{\text{CO}} = 0,000172 \text{ kg} / 100 \text{ pg}$$

$$c_{p \text{ CO}} = 1,050 \text{ kJ} / \text{kgK}$$

$$T: \text{Sıcaklık: } 428 \text{ K}$$

$$T_0: \text{Ortam Sıcaklığı: } 298 \text{ K}$$

$$\varepsilon_{p \text{ CO}} = c_{p \text{ CO}} (T - T_0) - T_0 (c_{p \text{ CO}} \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0})$$

$$\varepsilon_{p \text{ CO}} = 1,050 (428 - 298) - 298 (1,050 \ln \frac{428}{298} - 0)$$

$$\varepsilon_{p \text{ CO}} = 23,22$$

$$E_{p \text{ CO}} = \varepsilon_{p \text{ CO}} m_{\text{CO}}$$

$$E_{p \text{ CO}} = 23,22 \cdot 0,000172$$

$$E_{p\ c\ o} = 0,003 \frac{\text{kJ}}{100 \text{ pg}}$$

5.6.8.5. H₂O Fiziksel Ekserjisi

$$m_{H_2O} = 3,3 \text{ kg} / 100 \text{ pg}$$

$$c_{pH_2O} = 0,280 \text{ kJ} / \text{kgK}$$

$$T: \text{Sıcaklık: } 428 \text{ K}$$

$$T_0: \text{Ortam Sıcaklığı: } 298 \text{ K}$$

$$\varepsilon_{pH_2O} = c_{pH_2O}(T - T_0) - T_0(c_{pH_2O} \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0})$$

$$\varepsilon_{pH_2O} = 0,280(428 - 298) - 298(0,280 \ln \frac{428}{298} - 0)$$

$$\varepsilon_{pH_2O} = 6,19$$

$$E_{pH_2O} = \varepsilon_{pH_2O} \cdot m_{H_2O}$$

$$E_{pH_2O} = 6,19 \cdot 3,3$$

$$E_{pH_2O} = 20,43 \frac{\text{kJ}}{100 \text{ pg}}$$

155 °C de baca gazının toplam ekserjisi

$$E_{t\ o\ p} = E_{f\ i\ z} + E_{k\ i\ m}$$

$$E_{t\ o\ p} = 240,63 + 5751$$

$$E = 240,63 + 5751 = \underline{5991,63 \text{ KJ} / 100 \text{ pg}}$$

Çizelge 5.6 Enerji üretim süreci madde, enerji ve ekserji bilançosu

Akım No	Akımın İsmi	m	P	T	Enerji	Ekserji	%
		100 pg	bar	°C	kJ/100 pg	kJ/100 pg	GAEGO
1	Yakıt (Kömür)	9,7	1,00	25	165022	165022	98,39
2	Isıtılmış kazan besleme suyu	44	45	98	18204,5	2693,15	1,60
3	Isıtılmış yanma havası	6,53	1,00	25	1955,67	0,276	0,004
4	Türbin kızgın buhar girişi	28,49	30	400	92054,8	34376,8	20,49
5	Kızgın buhar çıkışı	35	30	400	113102	46873,6	27,94
6	Baca gazı	10,38	1,00	155	7406,13	5991,63	3,57
7	Kül ve curüf	0,82	1,00	25	0,00	0,00	0,00
8	Türbinden elde edilen elektrik enerjisi	8576666			9262,8	9262,8	5,52
9	Türbin sonrası kızgın buhar çıkışı	28,49	2,00	170	80022	18755	11,18

Bu süreçte net olarak giren akımlar 1, 2, 3 ve 4 nolu akımlardır. Süreçten çıkan akımlar ise 5, 6, 7, 8 ve 9 nolu akımlardır.

Sürece giren akımların ekserjileri toplamı 167715,64 kJ/100 pg ve süreçten çıkan akımların ekserjileri 62128,11 kJ/100 pg değerindedir.

Süreçte meydana gelen tersinmezlikler;

$$\sum \Delta E_{iN} = \sum \Delta E_{O U T} + I \quad (4.23)$$

$$\dot{I} = 167715,64 - 62128,11 = 105587,53 \frac{\text{kJ}}{100 \text{ pg}} \text{ değerindedir.}$$

Sürecin TD I.kanun verimi

$$\psi_1 = \frac{\sum \Delta E_{O U T}}{\sum \Delta E_{iN}}$$

$$\psi_1 = \frac{1297,73}{1851,83} \times 100 = 0,700 \text{ (\% 70) bulundu.}$$

$$\psi_1 = \% 70$$

TD I Kanun verimi = % 70

Sürecin TD II.Kanun verimi ;

$$\psi_2 = \frac{\sum \Delta E_{O U T}}{\sum \Delta E_{iN}} \quad (4.25)$$

$$\psi_2 = \frac{621,21}{1677,65} \times 100 = 0,370 \text{ (\% 37) bulundu.}$$

$$\psi_2 = \% 37$$

Sürecin TD II.Kanun verimi = % 37

Sürece ait ekserji-grassman akış şeması Şekil 5.11 ' de verildi.

BÖLÜM VI

6. SONUÇLAR

Birinci sürece giren taze kıyılmış şeker pancarından tüm süreçlerin sonunda kristal şeker ve melas üretilmektedir. Tablo1 de tüm şeker üretim süreçleri için hesaplanan enerji kayıpları, tersinmezlikler ve sürece giren ve çıkan enerji ve ekserji değerleri verilmiştir. Bu tablodan da görüleceği gibi birinci kanun veriminin analizinde ele alınmayan tersinmezlikler tespit edilerek tüm süreçlerin ikinci kanun verimleri hesap edilmiştir. Böylece her bir süreç için enerjinin kullanılabilirliği tespit edilmiştir. En düşük 2.kanun verimi birinci süreçte bulunurken, en yüksek değer dördüncü süreçte görülmüştür.

Öte yandan en yüksek tersinmezlik üçüncü süreçte oluşurken, en düşük tersinmezlik birinci süreçte oluşmuştur. Bunun sebebi, en yüksek enerji akışının (enerji girişi ve çıkışı) bu üniteye olmasındandır. Enerji miktarı ile tersinmezlik doğru orantılı olurken sadece dördüncü süreçte enerji akışına oranla tersinmezlik düşük çıkmıştır. Bunun sebebi ise elde edilen kristal şeker ve melasın süreçten çevre şartlarında yani 20 °C ve 100 kPa’da çıkmasıdır.

Tabloda da görüldüğü gibi tersinmezlikler oldukça yüksektir. Bu tersinmezlik değerlerin yüksek çıkmasının sebebi, sonlu sıcaklık farklarının olması nedeniyle ısıtıcı buharın ekserjisinin tersinmezliklere gitmesidir.

Çizelge 6.1 Şeker Üretim Sistemindeki Verimler,Tersinmezlikler ve Enerji Kayıpları

Üretim Süreci	Ψ_1 (%)	Ψ_2 (%)	E_L (kg/pg)	$\dot{I}$ (kg/pg)	ΣEks_{in}	ΣEks_{out}	ΣEnx_{in}	ΣEnx_{out}
Şerbet Üretim Süreci	95,2	30,4	1194	2033	2924	891	24939	23745
Şerbet Arıtım Süreci	92,6	79,3	5651	2563	12404	9840	76385	70734
Şerbet Koyulaştırma	65,5	60,6	76710	<u>17948</u>	45634	27685	222714	146004
Kristalleştirme Süreci	82,7	89,5	8602	968,2	9257	8289	49828	41226
Elektrik Üretim Süreci	70	37	50255	<u>105587</u>	167715	55411	185182	129771

Ereğli Şeker Fabrikası 2010-2011 sezonu verileri kullanılarak elde edilen sonuçlar doğrultusunda fabrika şeker üretim süreçlerinde yüksek verimler elde etmek için aşağıdaki öneriler göz önüne alınmalıdır.

- 1- Fabrika genelinde en büyük tersinmezlik enerji üretim dairesinde meydana gelmektedir. Bunun en büyük nedeni yanma reaksiyonu sırasında oluşan tersinmezliklerdir. Yanma reaksiyonunun daha iyi kontrolü ile verimlilik artırılabilir. Ayrıca baca gazının atık ısısından daha fazla faydalanılarak enerji tasarrufu yapılabilir.
- 2- Birinci süreçte (şerbet üretim süreci) ham şerbet tarafından taşınan enerji ve ekserji değeri eşanjörlerdeki kayıplar azaltılarak verimler artırılabilir.
- 3- Üniteyi terk eden sıkılmış küspenin daha fazla kuru madde oranı ile ve daha düşük sıcaklıkta süreci terk etmesi sağlanarak verimlilik artırılabilir.
- 4- Üniteye ısıtma ürünleri dışında giren ham madde sadece pancardır. Pancar çevre şartlarında fabrikaya girdiğinden herhangi bir kullanılabilir enerjiye sahip değildir. Üniteye yalıtımın daha iyi yapılması ile ısı ekonomisi biraz daha iyileştirilebilir.
- 5- Mevcut borulu ısıtıcıların plakalı ısıtıcıya dönüştürülmesi ile enerji kaybı en aza indirilmeli.
- 6- İkinci süreçten (şerbet arıtım süreci) ayrılan sulu şerbetin üçüncü sürece taşıyacağı enerji ve ekserji değerlerini arttırmak için sulu şerbet sıcaklığı ısıtıcı buhar sıcaklığına yakın tutularak yükseltilmeli ve böylece bu sürecin verimi artırılabilir.
- 7- İkinci süreçte atık madde olarak ayrılan çamurun sıcaklığı en düşük seviyede tutulmalı böylece taşıyacağı enerji ve ekserji değeri düşürülerek bu sürecin verimi artırılabilir.
- 8- Üçüncü süreçte (şerbetin koyulaştırılması süreci) brüdeler ve buhar, şerbetin ısıtılması için tekrar kullanılmalıdır.
- 9- Şeker kurutma ve soğutma ünitesinde şekerin soğutulması işleminden sonra ısınmış hava çevreye verilmektedir. Burada bu ısınmış havanın ısısından faydalanarak bir miktar ısı ekonomisi sağlanabilir.
- 10- Fabrikada tasarrufun yapılabilmesi için çekişin işletme şartlarına bağlı olarak mümkün olan en düşük seviyede tutulması sağlanmalıdır. Bu oranda prosese giren su miktarı ve dolayısıyla enerji tüketimi azaltılmış olacaktır.

- 11- Fabrika kojenerasyon (birleşik güç sistemleri) uygulamalarına ağırlık verilmeli, atık ısılardan maksimum seviyelerde faydalanılmalıdır.
- 12- Mevcut kazan ve türbin sistemine ilave yapılarak, fabrikanın tüm elektrik ihtiyacını kendisinin karşılaması sağlanmalıdır.

KAYNAKLAR

- Bali, E., 2006. Buhar enerjisi maliyetinin yıllık giderlerden hesaplanması, Mühendis ve Makine Cilt :47 Sayı : 554.
- Çengel, Y., A., Boles., 1996. M., A., Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik, 2.baskı Mc Graw Hill-Literatür Yayıncılık, İstanbul.
- Dazlak, S., 2006. Bir Doğalgaz Santralinde Atık Isı Kazanım Tesisinin Enerji ve Ekserji Analizi, Yüksek Lisans Tezi, Zonguldak Karaelmas Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Eğitim Anabilim Dalı, Zonguldak.
- Erduranlı, P., 1996. Enerji Santraline Ekserji Analizinin Uygulanması, Yüksek Lisans Tezi, Zonguldak Karaelmas Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisi Anabilimdalı, Zonguldak.
- Koçyiğit, E., 2004. Kayseri Şeker Fabrikası Şeker Üretim Proseslerinde Enerji ve Ekserji, Yüksek Lisans Tezi, Analizi, Gazi Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Ankara.
- Nurveren, K., 2001. Bor Şeker Fabrikası Buharlaştırma Sistemlerinin Ekserji Analizi Yüksek Lisans Tezi, Niğde Üniversitesi Fen Bilimleri Fakültesi, Niğde.
- Şahin, M., H., Acır, A., Baysal, E ve Koçyiğit, E., 2007. Enerji ve Ekserji Analiz Metoduyla Kayseri Şeker Fabrikasında Enerji Verimliliğinin Değerlendirilmesi, Gazi Üniversitesi Müh.Mim.Fak.Der.Cilt 22 No1,111-119. Ankara.
- Tekel, E., 2006. Termik Santrallerin Enerji ve Ekserji Analizi, Yüksek Lisans Tezi Pamukkale Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Makine Mühendisliği Anabilim Dalı Denizli.
- Tekin, T., 1995. Şeker Fabrikası Ekserji Analizi, Doktora Tezi, Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği Ana Bilim Dalı, Erzurum.

Türközü, B., 2008. Çumra Şeker Fabrikası Ekserji Analizi, Yüksek Lisans Tezi, Şelçuk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Makine Mühendisliği Ana Bilim Dalı, Konya.

Türközü, B., Nur Özen,. D ve Altınışik, K., 2003. Çumra Şeker Fabrikası Enerji Verimliliğinin Ekserji Analiziyle Değerlendirilmesi, Isı Bilimi ve Tekniğı Dergisi 30,2,77-83.

Ünver, Ü., Kılıç, M., 2005. Bir Kombine Çevrim Güç Santralının Termodinamik Analizi, Mühendis ve Makine, Cilt : 46 Sayı : 545.

ÖZGEÇMİŞ

Adı Soyadı : Erkan Kaplan

Doğum Yılı: 20.05.1977

Eğitim Durumu (Kurum ve Yıl)

Lisans :1996 – 2001 Pamukkale Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümü

Haberleşme Bilgileri

Adres : Şifahane Mah.3153 Sok No: 2 Aksaray DSİ Lojmanları

Telofon : 0 532 347 75 19

E-posta: erkangs2002@hotmail.com