

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

**ÇORUM ŞEKER FABRİKASINDA KULLANILAN  
ISININ ENERJİ VE EKSERJİ ANALİZİ**

**Gültekin YILDIZ**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ  
MAKİNA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**DANIŞMAN  
Prof. Dr. Ali KILIÇARSLAN**

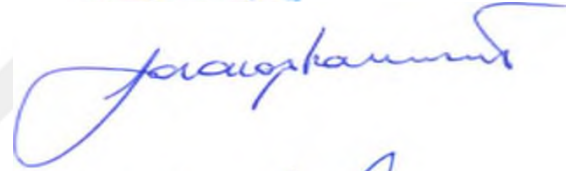
**ARALIK 2017  
ÇORUM**

Gültekin YILDIZ tarafından hazırlanan : “Çorum Şeker Fabrikasında Kullanılan Isının Enerji Ve Ekserji Analizi” adlı tez çalışması 27/12/2017 tarihinde aşağıdaki jüri üyeleri tarafından oy birliği ile Hitit Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalı’nda Yüksek lisans tezi olarak kabul edilmiştir.

Prof. Dr. Ali KILIÇARSLAN (Danışman)



Doç. Dr. Sinan ÇALIŞKAN



Doç. Dr. Mevlüt ARSLAN



Hitit Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu’nun 24/01/2018 tarih ve 2018/30 sayılı kararı ile Gültekin YILDIZ Makine Mühendisliği Anabilim Dalı’nda Yüksek Lisans derecesi alması onanmıştır.



Doç. Dr. Cengiz BAYKASOĞLU

Fen Bilimleri Enstitüsü Müdür V.

## TEZ BEYANI

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 beyan ederim.



Gültekin YILDIZ



# ÇORUM ŞEKER FABRİKASINDA KULLANILAN ISININ ENERJİ VE EKSERJİ ANALİZİ

Gültekin YILDIZ

HİTİT ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Aralık 2017

## ÖZET

Bu çalışmada, 1991 yılında kurulan Çorum Şeker Fabrikası için türbin ve rafineri sisteminde kullanılan buhar ısısının, enerji ve ekserji verimliliği tespit edilmesi amaçlanmıştır. Fabrikada analiz yapılan yerler, işletmede buhar ve elektrik üretilen kısım ve bunlardan sonraki aşamada ise buharın kullanıldığı 5 adet Buharlaştırıcı yani Tephir (Buharlaştırıcı) bölümleridir. İşletme bütünlüğü açısından, şeker pancarının işlendiği tesisin diğer ünitelerine de kısaca değinilmiştir.

İşletmede şu an kullanılan teknoloji eski olmasına rağmen, etkin bir şekilde kullanılmaktadır. Bunun en iyi göstergesi yapılan ölçümlerde ve değerlendirmede çıkan sonuçlardır. Fabrika genelinde üretilen buhar için enerji verimi % 84, ekserji verimi ise % 51 değerleri elde edilmiştir. Elde edilen sonuçlara göre en fazla tersinmezlik oranı Kazan ve Türbin kısmında % 67 oranla olmuştur. Buharlaştırıcılarda toplam tersinmezlik oranı % 24 olarak gerçekleşmiş ve fabrikanın genel tersinmezlik yüzdesi % 49 olmuştur. Doğalgaz kaynaklı buhar türbini ile elektrik enerjisinin yerinde üretilmesi ile birlikte atık buharın diğer işlemlerde değerlendirilmesi ve işletmenin karlılığına etkisi irdelenmiştir. Bunun gibi büyük işletmelerde enerji ve ekserji verimliliği veya diğer bir anlamıyla enerjinin etkin kullanımı çok büyük önem arz etmektedir. Termodinamik kurallarına göre hesaplamalar yapılarak elde edilen sonuçlar değerlendirilerek işletme karlılığı ve

enerji etkin kullanımı için neler yapılabileceği konularının tespiti yapılmıştır. Gıda sektöründe olan büyük şletmelerin böyle bir çalışma yaptırması, daha doğru yatırım yapabilme ve karlılık oranını artırmada ışık tutacaktır.

**Anahtar Kelimeler :** şeker Fabrikası, Enerji Analizi, Ekserji Analizi, Termodinamik, Buhar Analizi



# **THE ENERGY AND EXERGY ANALYSIS OF THE HEAT PRODUCED IN ÇORUM SUGAR FACTORY**

Gültekin YILDIZ

HİTİT UNIVERSITY  
GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCES

December 2017

## **ABSTRACT**

In this study, it is intended to determine energy efficiency for heat in the section of turbine and refinery, by using energy and exergy analysis for Çorum Sugar Factory established in 1991. Analyzed places at the factory are parts of where generating steam and electricity and on the next stage of these, unit of 5 evaporators that use the steam. In terms of the integrity of the plant, other units of the plant where sugar beet is processed are briefly mentioned.

Although the technology currently used in business is old, it is being used most effectively. The best indicators of this situation are results of the measurements and evaluations. At the entire plant, 84% energy efficiency and 51% exergy efficiency of produced steam is obtained. According to the obtained results, the maximum percentage rate of irreversibility is 67% at boiler and turbine section since a large portion of the chemical exergy is not released. Still, the total irreversibility rate happens at 24% in the evaporators and the irreversibility overall percentage of factories happens 49%. With the energy produced by the natural gas at the location, there cycling of waste steam in other operations and the effect of it on the profitability of the factory are examined. The energy and exergy efficiency, in other words efficient usage of energy, is very important in such a large company.

Evaluating the results obtained by calculations according to the rules of thermodynamics, what can be done is to determine the subject matter that can be made for business profitability and the efficient use of energy. Having such a study done of large enterprises in the food sectors has shed light on increasing profitability and making more accurate investment.

**Keywords** : Sugar Factory, Energy Analysis, Exergy Analysis, Thermodynamics, Steam Analysis



## TEŞEKKÜR

Çalıőmalarım boyunca değerli yardım ve katkılarıyla beni yönlendiren Hocam Prof. Dr. Ali KILIÇARSLAN'a, yine kıymetli tecrübelerinden faydalandığım Hocam Doç. Dr. Sinan ÇALIŞKAN'a, Kimya Mühendisi Murat KIZILOğLU ve Makine Mühendisi Serdar KÜÇÜKARSLAN başta olmak üzere tüm Çorum Şeker Fabrikası çalışanları ve özellikle bana destek olan eşim Ülkü YILDIZ'a teşekkürü bir borç bilirim.





## İÇİNDEKİLER

	<b>Sayfa</b>
ÖZET .....	iv
ABSTARCT .....	vi
TEŞEKKÜR .....	viii
İÇİNDEKİLER .....	ix
ÇİZELGELER DİZİNİ .....	xi
ŞEKİLLER DİZİNİ .....	xii
RESİMLER DİZİNİ .....	xiii
SİMGELER .....	xiv
1. GİRİŞ .....	1
2. KURAMSAL TEMELLER VE KAYNAK ARAŞTIRMASI .....	5
2.1. Tesis Birim Üniteleri Ve Görevleri .....	5
2.1.1. Meydan işleri (Şeker pancarının boşaltılması, depolanması ve yıkanması).....	5
2.1.2. Şeker pancarının kıyılması .....	5
2.1.3. Difüzör tesislerinde ham şerbet üretimi .....	6
2.1.4. Ham şerbetin arıtılması (Kireçleme ve karbonatlama yapılması) .....	7
2.1.5. Ham şerbetin koyulaştırılması (Buharlaştırma) ....	8
2.1.6. Rafineri işlemleri (Vakumlama, pişirme, kristalleştirme).....	10
2.1.7. Buhar kazanları, türbinleri ve enerji üretimi .....	11
3. MATERYAL VE YÖNTEM .....	13
3.1. Materyal .....	15
3.1.1. Enerji analizlerinde kullanılacak denklemler .....	15
3.1.2. Ekserji analizlerinde kullanılacak denklemler .....	16
3.2. Yöntem .....	21
3.2.1. Enerji analizleri .....	21
3.2.1.1. Doğalgazın enerji analizi .....	24
3.2.1.2. Kazan ve türbin bölümü enerji analizi ....	25

3.2.1.3. Tephirlerde enerji analizi .....	26
3.2.2. Ekserji analizleri .....	31
3.2.2.1. Doğalgazın ekserji analizi .....	31
3.2.2.2. Baca gazı, kazan ve buharın ekserji Analizi.....	33
3.2.2.3. Tephirlerde ekserji analizi .....	37
4. ARAŞTIRMA SONUÇLARI VE TARTIŞMA .....	42
5. SONUÇLAR VE ÖNERİLER .....	47
6. KAYNAKLAR .....	50
ÖZGEÇMİŞ .....	52

**ÇİZELGELER DİZİNİ**

<b>Çizelge</b>	<b>Sayfa</b>
Çizelge 3.1. Doğalgaz bileşenleri .....	32
Çizelge 3.2. Kazan ve türbin bölümü buhar enerji ve ekserji miktarları..	35
Çizelge 3.3. 1. Tephir buhar enerji ve ekserji miktarları .....	37
Çizelge 3.4. 2. Tephir buhar enerji ve ekserji miktarları .....	38
Çizelge 3.5. 3. Tephir buhar enerji ve ekserji miktarları .....	39
Çizelge 3.6. 4. ve 5. Tephir buhar enerji ve ekserji miktarları .....	41
Çizelge 4.1. Ekserji miktarları ve tersinmezlik oranları .....	45
Çizelge 5.1. Fabrika toplam buhar enerji ve ekserji verimleri .....	47

## ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil		Sayfa
Şekil 3.1.	Şeker fabrikası çalışma aşamaları şematiği .....	14
Şekil 3.2.	Ham fabrika ve rafineri buhar dağılımı .....	23
Şekil 3.3.	Kazan ve türbin bölümü buhar dağılımı .....	25
Şekil 3.4.	1. Tephir buhar dağılımı .....	27
Şekil 3.5.	2. Tephir buhar dağılımı .....	28
Şekil 3.6.	3. Tephir buhar dağılımı .....	29
Şekil 3.7.	4. ve 5. Tephir buhar dağılımı .....	30
Şekil 4.1.	Kazan ve türbin bölümü ekserji Grassman diyagramı .....	42
Şekil 4.2.	1. Tephir ekserji Grassman diyagramı .....	43
Şekil 4.3.	2. Tephir ekserji Grassman diyagramı .....	44
Şekil 4.4.	3. Tephir ekserji Grassman diyagramı .....	44
Şekil 4.5.	4. ve 5. Tephir ekserji Grassman diyagramı .....	45

**RESİMLER DİZİNİ**

<b>Resim</b>		<b>Sayfa</b>
Resim 1.1.	Çorum Şeker Fabrikası genel görünüşü .....	3
Resim 1.2.	Termik elektrik santrali buhar türbini .....	4
Resim 2.1.	Şeker pancarı taşıma ve kıyma makinesi .....	6
Resim 2.2.	Şeker pancarı karıştırma işlemi .....	7
Resim 2.3.	Kireçleme ve karbonatlama işlemleri .....	8
Resim 2.4.	Tephirler (buharlaştırıcılar).....	9
Resim 2.5.	Vakumlama yapılan sistem .....	10
Resim 2.6.	Santrifüj ile kristalleştirme .....	11
Resim 2.7.	Buhar kazanları .....	12
Resim 2.8.	Buhar türbinleri .....	12

## SİMGELER

### Simgeler

$B$	Üretilen brüde buhar miktarı (kg)
$C_p$	Özgül Isı (kJ/kg K)
$e$	Ekserji miktarı (kJ)
$\varepsilon_{fiz}$	Fiziksel ekserji (kJ/kg)
$\varepsilon_{kim}$	Kimyasal ekserji (kJ/kg)
$\varepsilon_{kim}^{st}$	Standart kimyasal ekserji (kJ/kmol)
$\dot{E}$	Ekserji miktarı (kJ/s veya kW)
$\dot{E}_D$	Yok olan ekserji miktarı (kJ)
$En_i$	Toplam enerji girişi (kJ)
$En_o$	Toplam enerji çıkışı (kJ)
$g$	Yerçekimi ivmesi (9,18 m/s <sup>2</sup> )
$h$	Entalpi (kJ/kg)
$\Delta H$	Reaksiyon entalpisi (kJ/kmol)
$I$	Tersinmezlik (kJ)
$m$	Kütle (kg)
$\dot{m}$	Kütle debisi (kg/s)
$M$	Giren Şerbet miktarı (kg)
$\eta_{en}$	Enerji verimliliği
$Q_i$	Kontrol hacmine verilen ısı miktarı (kJ)
$R$	İdeal Gaz Sabiti (8,31434 J/mol K)
$S_1$	Giren şerbetin briks değeri (kuru madde yüzdesi)
$S_2$	Çıkan şerbetin briks değerini (kuru madde yüzdesi)
$s$	Entropi (kJ/kg K)
$\Delta S$	Toplam entropi değişimi (kJ/kg K)
$\Delta T$	Sıcaklık Farkı (K veya °C)
$T_\infty$	Sıcaklık (dış ortam veya ölü hal) (K veya °C)

$\Delta T_M$	Logaritmik sıcaklık farkı (K veya °C)
$W$	Yapılan iş miktarı (kJ)
$v$	Hız (m/s)
$v_m$	Özgül Hacim (m <sup>3</sup> /kg)
$z$	Yükseklik (m)



## 1. GİRİŞ

Çorum Şeker Fabrikası, Çorum ilinin en büyük kamu yatırımdır ve Çorum'un en büyük sanayi kuruluşlarından biridir. Fabrikanın yapımına 1987 yılında başlanmış ve 1991 yılında tamamlanarak üretime başlamıştır. Ankara yolu 9. km'de kurulu bulunan tesis, 1033 dekar alan üzerine yerleşmiştir. Çorum Şeker Fabrikası yıllık olarak kapasitesini %100 kullanarak Türkiye'de bu alanda lider durumunda bir işletmedir. Tesisin ana üretim ürünü kristal şeker olmakla birlikte; yan ürün olarak yaş küspe ve melas üretilmektedir. Yaş küspe, hayvan yemi olarak kullanılmakta ve besiciliğin gelişmesinde önemli katkı sağlamaktadır. Melas ise maya ve alkol sanayisi olmak üzere çeşitli sektörlerde kullanılır. Yıllık yaklaşık olarak çiftçilerden ortalama 630 000 ton şeker pancarı teslim almakta ve buna karşılık yine yaklaşık olarak 570 000 bin ton şeker pancarı işlem görmektedir. İşlemler sonucunda yılda en az 78 000 ton kristal şeker üretimi yapılmaktadır. Bunun yanı sıra, yaklaşık 24 000 ton melas ve 180 000 bin ton küspe üretimi yapmaktadır.

Şeker fabrikaları tüm aşamalarında enerjiye çok ihtiyaç duyan bir gıda üretim sektörüdür. Çorum Şeker Fabrikası'nda gerekli enerji, doğalgaz ile buhar elde edilerek üretilmekte, hem elektrik üretimi hem de diğer işlemlerde kullanılmaktadır. Şeker fabrikalarında birçok işlem buhar ile yapılmakta olduğu göz önünde bulundurulmalıdır. Bu yüzden bazı fabrikalar kendi enerjisini kendileri üreterek bu ihtiyacı karşılamakta ve kojenerasyon tekniği yani birleşik ısı ve güç üretiminden yararlanılır. Kazanda üretilen sağlam kızgın buhar, elektrik üretiminden sonra çürük buhar olur ve bu çürük buhar dediğimiz atık buhar, istenilen termodinamik özelliğe getirilerek şerbet koyulaştırma ünitesindeki 1. Tephir ünitesine gönderilir ve atık buhardan "brüde" denilen şerbetten üretilen buharı elde edilir. Kullanılan atık buhar, kapalı devre olarak tekrar kazana gönderilir. Üretilen Brüde ise iş yapmak üzere sisteme dâhil olur.

Bu çalışmada, işletmede üretilen enerjinin ve harcanan buhar ısı enerjisinin termodinamik olarak enerji ve ekserji analizi yapılmıştır.



Bu döngü üzerinden tesis için yapılması veya engellenmesi gereken bazı durumlar ortaya çıkarılmıştır. Aslında bu elde edilen veriler tamamen şirketin karlılığına etki eden unsurlardır. Burada, tüm aşamaların enerji ve ekserji analizleri yapılmıştır.

Bir şeker fabrikasında tüm işlemler süresince enerjinin verimli kullanılması fabrika için önem arz etmektedir. Şeker üretim süreci göz önüne alındığında, tüm maliyetinin %10'u yakıt gideridir. Ayrıca, atık gazlarının yayılması çevre kirliliğine neden olmaktadır. Bundan dolayı şeker fabrikasında yapılacak iyileştirme çalışmalarından birisi de enerji sistemlerinde yapılan iyileştirmelerdir (Urbaniec, 2000).

Tüm ülkelerin özellikle gelişmekte olan ülkelerin yaptıkları sistemlerin ekserji ve enerji analizi yapılması önemlidir. Çünkü bu tür ülkelerde enerji kaybı en aza indirilerek, hem ekonomi ve çevre kirliliği hem de verimlilik adına ülkeye katkıda bulunması beklenen bir durum olacaktır (Şahin, 2007).

Sistemlerde ekserji ve enerji analizinin amacı, enerji ve ekserji kayıplarının miktarını ve işletmede bu kayıpların olduğu noktaları belirlemektir. Enerji ve ekserji analizlerinin sonuçlarından en önemlisi, çevreye daha az kimyasal veya katı atık bırakan, doğal kaynakları daha verimli ve israf etmeden kullanan bir üretimi gerçekleştirmek için ve yeni teknolojilerin gelişmesine yön göstermesinden dolayı oldukça faydalı olmasıdır (Türközü, 2010).

Şeker üretiminde, ısı enerjisi kullanımının ve akışının tamamı, çeşitli basınç ve sıcaklıklardaki buharlar kullanılarak gerçekleştirilmektedir. Şerbet ısıtma, rafineri işlemi, saflaştırma, pişirim ve kurutma işlemlerin tamamında buhar enerjisi kullanılmaktadır. Bunun yanı sıra tesisin ısıtma ve elektrik üretiminde de yine buhar kullanılmaktadır.

Bu çalışmada, yapılan tüm hesaplamalar, yani doğalgaz harcaması, temiz hava giriş miktarı, üretilen elektrik gücü, atık buharın miktarı ve sıcaklıkları vb. tüm değerler gerçek çalışma şartlarından alınmıştır. Ayrıca öz ısı, entalpi ve entropi değerleri ise ilgili termodinamik çizelgelerden alınmıştır.

Çorum Şeker Fabrikası (Resim 1.1), doğalgaz kaynaklı Termik Elektrik Santrali (Resim 1.2) ile elektrik enerjisini üretmekte ve atık buhar ile çok karışık işlemler içermektedir. Bu çalışmada, suyu kızgın buhar fazına dönüştürmede kullanılan doğalgaz miktarından başlayarak tüm aşamaların termodinamik analizleri yapılmış enerji ve ekserji verimliliği ortaya konulmuştur. İşletme doğalgaz kaynaklı buhar enerji santrali ile enerji üretmekte olup, pancar kıyımı ve ham şerbet üretimi (difüzyon), şerbet arıtım ünitesi, ham şerbetin koyulaştırılması (buharlaştırma), rafineri ünitesi, şeker kurutma ve soğutma ünitesi, fabrika su sistemi üniteleri olmak üzere ayrı ayrı termodinamik olarak incelenmiştir.



**Resim 1.1.** Çorum Şeker Fabrikası genel görünüşü

Şeker fabrikalarının diğer sanayi işletmelerinden farklı bir işletme tarzı vardır. Hem çalışma süreçleri hem de bakım süreçleri çok büyük farklılıklar arz eder. Bu farklılıklardan en önemli olanı enerji üretimi ve kullanımınıdır. Önceden de bahsedildiği üzere şeker üretiminin aşamalarının her birinde buhar kullanılmaktadır. Genellikle doğalgaz ile buhar kazanlarında buhar üretilmektedir. Çorum Şeker Fabrikası içinde bulunan buhar kazanı özel yapım bir kazandır. Üretilen kızgın buhar öncelikle elektrik enerjisi elde etmek için kullanılır, arta kalan buhar ise diğer işlemlerde kullanılmak üzere işletmeye gönderilir. Üretilen elektrik enerjisi fabrikaya fazlasıyla yetmektedir.



Resim 1.2. Termik elektrik santrali buhar türbini

İşlemler esnasında kullanılan kızgın buharın sıcaklığı 400 ile 410 °C arasında ve elektrik enerjisi üretiminden sonra rafineri kısmına verilen çürük veya atık buharın sıcaklığı ise 135 °C ile 160 °C arasındadır. Çürük (atık) buharın istenilen sıcaklıkta olması içinde su soğutma kuleleri kullanılır. Buhar aynı zamanda bina ısıtmasında da kullanılmaktadır.

7 veya 8 kg şeker pancarından 1 kg kristal şeker elde edilir. Şeker elde etmek için pancar, birçok işlemlerden geçer ve enerji ihtiyacının oldukça fazla olduğu görülmektedir. Buna göre yerinde ve en ekonomik enerji üretimi temin etmek zorunluluğu doğmaktadır.

## **2. KURAMSAL TEMELLER VE KAYNAK ARAŞTIRMASI**

### **2.1. Tesis Birim Üniteleri Ve Görevleri**

Şeker pancarından şeker üretimi yapan tesislerde ham madde olan şeker pancarı, çeşitli işlemlere tabi tutularak elde edilir. Bir şeker fabrikasında şekerin tüm üretim aşamaları aşağıdaki gibi özetlenebilir.

#### **2.1.1. Meydan işleri (şeker pancarının boşaltılması, depolanması ve yıkanması)**

Üretilen şeker pancarlarının üreticiler tarafından fabrikaya getirilmesi ve boşaltılması işlemlerinin ardından, işletme tarafından bunların depolanması ve dört kollu yıkama makinası ile yıkanarak toprağından arındırılması işlerini kapsamaktadır.

#### **2.1.2. Şeker pancarının kıyılması**

Pancar kıymak için geliştirilmiş makinelerde, hücre dokusuna zarar vermeden, kıyılması ve karıştırılması işlemidir (Resim 2.1). Mekanik olarak şekerin açığa çıkması için yapılan ilk işlemdir. Şekerin dokusu bozulmadan bu kıyım işlemi yapılmalıdır.

“Pancarlar bu makinelerde 5-10 cm uzunluğunda, 3-5 mm genişliğinde ve 1-2 mm kalınlığında parçacıklar halinde kesilir” (Yaşar, 2003).

Şeker pancarı çeşitli mekanik ve ısı işlemlere tabi tutularak içindeki şeker ayrıştırılmaya çalışılır. Bunun için ilk işlem, kıyım işlemidir. Mekanik olarak yapılan bu işlemle pancar hücrelerinin %5-10 kısmının şekeri açığa çıkar. Bu kıyımlar difüzyon kulelerine gönderilir, burada ısının etkisiyle şeker suya geçer ve şerbet oluşur.



**Resim 2.1.** Şekerpancarı taşıma ve kıyma makinesi

### 2.1.3. Difüzör tesislerinde ham şerbet üretimi

Kıyımlar önce haşlama teknesine gönderilir. Burada sirkülasyon şerbeti ile kıyımlar karıştırılır. Kıyımlar bununla haşlama işlemine tabi tutulur. Haşlama teknesine giren şerbetin bir kısmı süzgeçlerden geçirilerek arıtıma gönderilir.

Taze kıyılan pancarlar, haşlama teknesinde haşlandıktan sonra difüzyon kulesinin altından pompalanır ve kule içinde işlem görür. Kulelerin, Olier ve RT difüzör denilen tipleri mevcuttur. Bütün difüzörler ters akım prensibine göre çalışır yani su ve pancar zıt yönlerde girer ve çıkarlar. Kule difüzöründe bulunan sirkülasyon şerbeti ile kıyılmış pancar karıştırılır. Karışım yaklaşık 72°C'de ve 60-75 dakika işlem görür (Resim 2.2). Bu işlem sonrası posa kısmı ayrılır ve ham şerbet kısmı işlenmek üzere sisteme iletilir.

Şekeri alınamayan ve difüze olmayan kıyımlara *küspe* denir. Bu kıyımlara tekrar mekanik bir işlem uygulanmak suretiyle *prese suyu* elde edilir. Prese suyu tekrar difüzyon kulelerine gönderilir, arta kalan sıkılmış kıyımlar ise yan ürün olarak kaldırılır. Küspe gibi yan ürünlerde özellikle hayvancılıkta kullanılmak üzere satılmakta ve fabrika için az da olsa bir gelir teşkil etmektedir.



**Resim 2.2.** Şekerpancarı karıştırma işlemi

#### **2.1.4. Ham şerbetin arıtılması (kireçleme ve karbonatlama yapılması)**

Ham şerbetin içinde bulunan ve arıtılması gereken maddeler bu aşamada arıtılır. Kireçleme ve karbonatlama iki aşamada gerçekleştirilir.

Birinci kireçleme işleminde, ham şerbetin pıhtılaşması için şerbete kireç sütü verilir ve pH seviyesi 10,8-11,2 arasında olana kadar aynı işlem devam eder. Bu suretle ham şerbetin içindeki asitler etkisizleştirilmiş olur ve çözülemeyen kalsiyum tuzları çökeltir (Nurveren, 2001).

Birinci kireçleme süresi 20 dakika ve ortalama sıcaklığı 65°C olarak gerçekleşir.

İkinci kireçlemede şerbete yine kireç verilir ve hidroksil iyonlarının etkisi ile şeker dışı maddelerin parçalanması sağlanır. Bu aşamada kimyasal reaksiyonların amacı, birinci karbonatlamada süzme için yardımcı madde olan kalsiyum karbonatı oluşturmak ve oluşan çökeltiyi süzülebilir hale getirmektir (Nurveren, 2001).

İkinci kireçleme süresi 15 dakika, ortalama sıcaklığı 88°C olarak gerçekleşir. Şeker parçalanır ve içindeki bakteri faaliyetleri tamamen bitirilir. Bu aşamada pH seviyesi 12,6 olarak sonraki işlem olan karbonatlama aşamalarına geçirilir.



Şerbet, birinci karbonatlamaya yaklaşık 83°C sıcaklıkta girip 98°C sıcaklıkta çıkar. Bu aşamada daha çok mekanik ve fiziksel olarak işlemler gerçekleşir.

Sonrasında şerbet, ikinci karbonatlamaya girer. Burada sıcaklık 92°C ile 95°C arasındadır. Daha çok kimyasal reaksiyonlar oluşur.

Bu işlemin amacı, kireçlenme süresince fazla miktarda verilen kirecin, karbondioksit verilerek kalsiyum karbonat oluşumu sağlanarak çökelti halinde uzaklaştırılmasıdır. Oluşan kalsiyum karbonatın iki görevi vardır. Bunlar, çökelen çamurun süzülmesini sağlamak ve şeker dışı maddeyi yüzeye toplayarak şerbetten uzaklaştırmaktır. Atılan bu maddeler organik ve inorganik asitlerin kireç tuzları ve renkli maddelerdir.

Bu aşamaların tamamında sistem ters akım prensibine göre çalışır (Resim 2.3). Son olarak buhar verilerek 120°C ile 125°C sıcaklıkta filtreleme işlemi uygulanarak kireçten tamamen arındırılır ve berrak sulu bir şerbet elde edilir.



**Resim 2.3.** Kireçleme ve karbonatlama işlemleri

### 2.1.5. Ham şerbetin koyulaştırılması (buharlaştırma)

Su kıvamında, açık sarı ve berrak olan şerbetin, buhar ile suyundan arındırarak koyu şerbet haline getirilmesidir. Çorum Şeker fabrikasında olduğu gibi genellikle 5 aşamalı olarak yapılır ve pişirmeye elverişli hale getirilir (Resim 2.4). Birinci aşamada 2 atm basınç ve 135°C sıcaklıkta buhar ile hem şerbetin koyulaştırması yapılır hem de 120°C ile 123°C sıcaklıkta brüde üretilir. Üretilen brüde ikinci

aşamaya gönderilir ve yine hem şerbetin koyulaştırması yapılır hem de 103°C ile 105°C sıcaklıkta brüde üretilir. Sonra diğer 3 aşamada farklı sıcaklıkta aynı işlemler yapılır. İlk buharlaştırıcı aşamasında şerbetin kuru madde oranı % 12-15 iken, son 5. Buharlaştırıcı çıkışında kuru madde oranı % 65-70 olarak koyulaşmış şekilde çıkar.



**Resim 2.4.** Tephirler (buharlaştırıcılar)

Bu aşamada, hem kuru madde oranı artırılır hem de tesiste kullanılarak buhar (brüde) üretilir. Şerbetin buharlaştırıcı istasyonlarındaki koyulaştırılması için aslında çok az ısıtıcı buhar kullanılır. İlk kademede atık buharından elde edilen ısı ile ilk Brüde elde edilir. Elde edilen Brüde ile diğer aşamalarda daha düşük sıcaklıklarda Brüde elde edilir. Her aşamada bu Brüde, şerbetin artırılması, ısıtılması, kristalleştirilmesi ve tesis için ısıtma işlemlerinde kullanılır.

Isı transferi sağlamak için buharlaştırıcılar içinde borular vardır. Boruların içinden şerbet, dışından ısıtıcı buhar geçmektedir. Isınan şerbetten elde edilen Brüde ayrılır. Bir sonraki buharlaştırıcıya hem şerbet hem de Brüde aktarılır.

Buharlaştırıcılar, buharın en yoğun kullanıldığı kısımdır. Bunun için tasarımında iyi bir projelendirme yapılmalıdır. Bakım aşamasında yine önemli bir yer tutmaktadır. Fabrikada işlem görecektir şerbet miktarı, gereken su miktarı ve buhar miktarı, üretilecek olan Brüdenin oranları, kütsel debiler, basınçların belirlenmesi, ısı transfer yüzeylerinin malzemesi ve alanı vb. hususlar tasarım için önemli faktörlerdir.



### 2.1.6. Rafineri işlemleri (vakumlama, pişirme, kristalleştirme)

İlk olarak koyu kıvamda olan şerbet basınçlı filtrelerle vakumlanarak süzülür, lapa haline getirilir (Resim 2.5). Rafineriden şeker, melas ve vakum buharı çıkar. Sonra pişirme işlemine geçilir. Kristal, orta ve son şeker olmak üzere 3 aşamalı pişirme işlemleri ile kuru maddesi %92-94 olana kadar lapa halinde pişirilir. Bu işlem esnasında vakum kazanında sıcaklık 75°C ile 90°C arasında olmaktadır. Oluşan kristal şeker lapası diğer aşamaya gönderilir.

Bu kısma gelen kristal şeker lapası santrifüjlerle döndürülerek şurup kısmı ile kristal kısmı ayrılır (Resim 2.6). Elde edilen şurup kısmına *melas* denir. Melas %50 oranında şeker içermesine rağmen, bu şekerin elde edilmesi pahalı olduğu için olduğu gibi satılır. Melas maddesi yem, maya, alkol sanayinde kullanılır.

Melastaki şeker kaybını ve rafineriye gönderilen buharı en aza indirmek işletme için ekonomik olarak çok önemlidir. Çünkü melasta ne kadar az şeker kalırsa üretim için o kadar kazançtır ve rafineride ki buhar ihtiyacı ne kadar azalır ise giren enerji miktarı o kadar azalır.



**Resim 2.5.** Vakumlama yapılan sistem

Elde edilen yaş şeker kurutma odalarında kurutulur. Kurutulan kristal şeker elenerek temiz hale getirilir ve ambalajlanır.



**Resim 2.6.** Santrifüj ile kristalleştirme

### **2.1.7. Buhar kazanları, türbinleri ve enerji üretimi**

İşletmede yakıt olarak temiz ve doğa dostu doğalgaz kullanılmakta ve işletme Rankine çevrimi ve kojenerasyon sistemi ile çalışmaktadır. Küçük bir elektrik santrali olmakla beraber çürük buhar da kullanılmaktadır.

Enerji üretimi uygulamalarında ısı ve güç birlikte üretilebilir. Bu sisteme kojenerasyon sistem denir. Bu sistemde, elektrik üretirken atıl hale gelen çürük buharın ısısı, başka proseslerde değerlendirilerek verimlilik artırılır. Kojenerasyon sistemi, oluşan çürük buharın değerlendirilmesiyle konvansiyonel sisteme göre enerjiden daha fazla faydalanılmasına imkân sağlar.

Yüksek sıcaklıkta çalışan çevrimler için kojenerasyon sistemlerinin uygulanması diğer çevrimlere göre daha uygundur. Bu çevrimlerde genellikle yüksek sıcaklıktaki ısı enerjisi, mekanik güç üretiminde değerlendirilir. Mekanik enerji üretiminden sonra sistemde kalan atık ısı ise buhar üretiminde, sanayi iş sürecinde, iklimlendirme ünitelerinde veya doğrudan başka amaçlarla kullanılabilir (Dazlak, 2006).

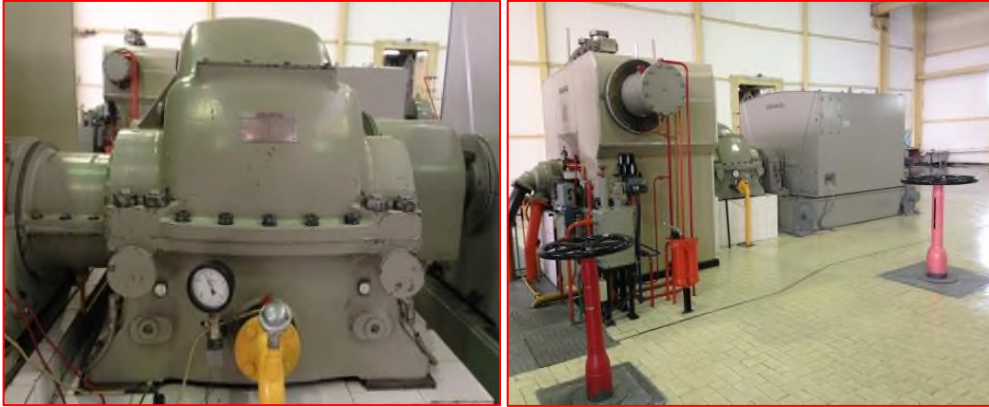
Makinelerde kullanılan en yaygın çevrimler Rankine ve Brayton çevrimleridir. Akışkan olarak su kullanılması durumunda ise daha çok Rankine çevrimi kullanılır. Rankine çevrimi üzerinde çalışan sıradan bir makineden % 39 civarında bir termal

verim beklenebilir (Dazlak, 2006). Burada atık yani çürük buharın kullanımı da etkin olması nedeniyle termal verimi % 40,8 civarında olmaktadır.



**Resim 2.7.** Buhar kazanları

Doğalgaz ile ısıtılan su, büyük buhar kazanlarında kızgın buhar haline getirilir (Resim 2.7). Bu kızgın buhar, türbinlerine (Resim 2.8) gönderilerek jeneratörlerden elektrik elde edilir. Kalan çürük (atık) buhar ise yukarıda anlatılan işlemlerde yani fabrika ve rafineri işlemlerinde kullanılır. Çorum Şeker Fabrikası'nda 2 adet türbin ve 2 adet alternatif akım jeneratörü kullanılmakta olup, her biri 6.350 kVA (5.080 kW) olmak üzere, toplamda 12.700 kVA (10.160 kW) elektrik enerjisi üretilmektedir. Bu değeri ile fabrika, Küçük Endüstri Sistemleri içinde değerlendirilmektedir.



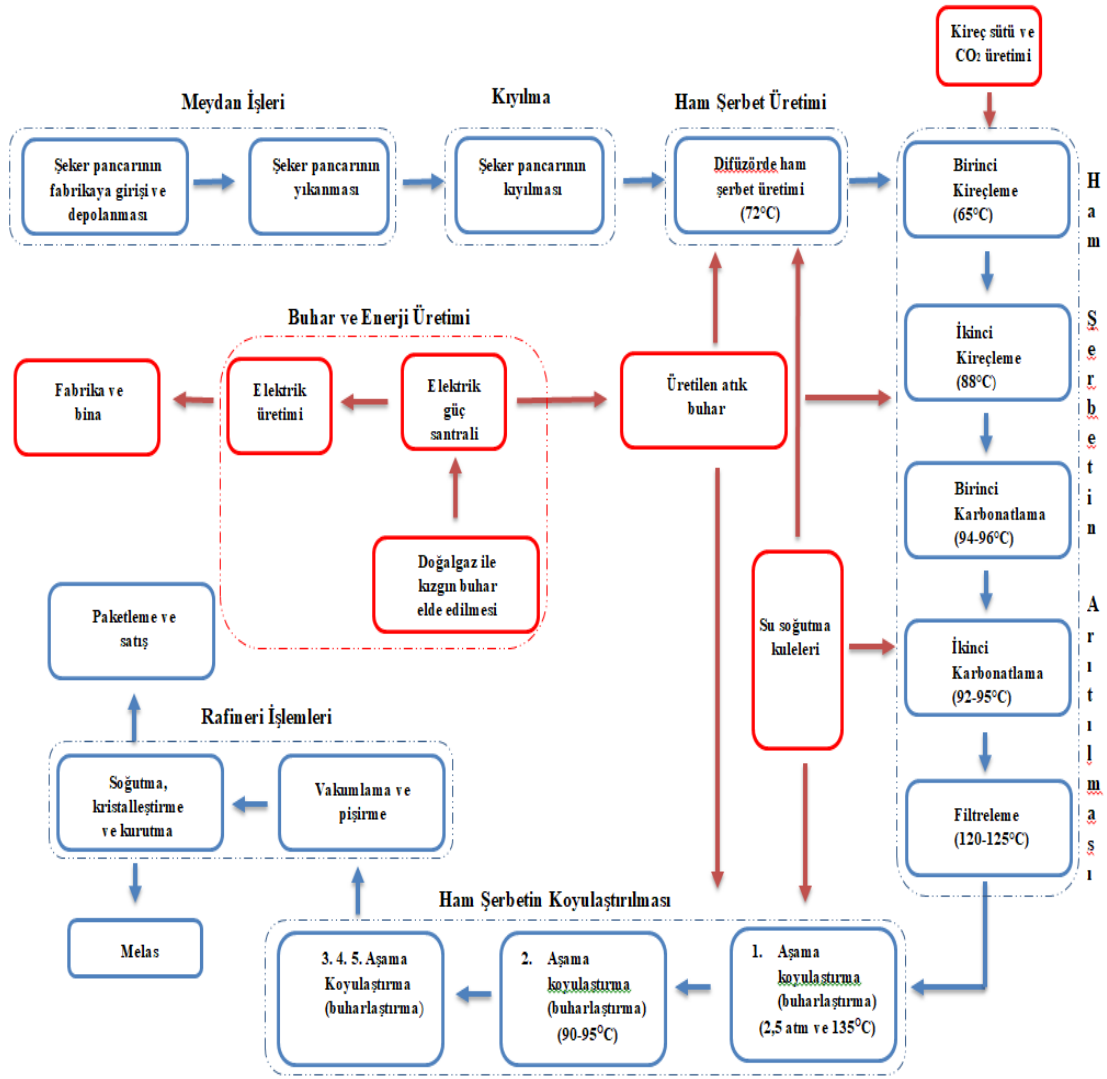
**Resim 2.8.** Buhar türbinleri

### 3. MATERYAL VE YÖNTEM

Maddeler, tabiatta fiziksel olarak durağan ve kimyasal olarak denge halindedir. Bunlar arasında fiziksel ya da kimyasal etkileşim olamadan iş oluşumu mümkün değildir. Enerji ve ekserji bu etkileşim sonucunda ortaya çıkmaktadır. Termodinamik kurallarına göre enerji dönüşebilen bir büyüklüktür. Enerji dönüşümü yani bir enerji formundan diğer bir enerji formuna geçişi ile enerji faydalı ve kullanışlı hale gelmektedir. Isı-elektrik, kinetik-elektrik, kimyasal-ısı, elektrik-ısı v.b. birçok dönüşüm halleri vardır. Bu geçişlerde enerji miktarı ile kütle miktarı doğru orantılı olup çok önemli bir ölçüdür. Sürekli akışlı olan bir sistemde, giren ve çıkan kütlenin dengesi ile kimyasal ve fiziksel olarak enerji ve ekserji analizleri yapılmaktadır. Ortamın etkisiyle bu dönüşüm esnasında kaybolan, dönüşmeyen ve geri gelmeyen kayıplarda oluşmaktadır.

Mühendislik sistemlerinde verimliliği ve performansını belirlemek ve ölçmek için sistemin ekserjisi, tersinmezliği ve Termodinamiğin 2. Kanun Verimi belirlenmesi gerekir. Ekserji, bir sistemden mevcut durumlar çerçevesinde elde edilebilen maksimum faydalı iş miktarıdır. Tersinmezlik ise sistemin çalışması esnasında kaybolan ve geri dönüşümü olmayan iş potansiyelidir. İkinci kanun verimi de dâhil olmak üzere tüm bu kavramlar ve işlemler belirlenen kontrol hacimlerine ve kapalı sistemlere uygulanmalıdır (Dazlak, 2006).

Sistemi tam anlayabilmek için tüm aşamalarını hem görsel hem de şematik olarak görmek gerekir. Yukarıda izah edilen ve resimlerle anlatılan aşamaları görmek için şematik gösterimi Şekil 3.1'de verilmiştir. Aslında, bu şematikten daha karışık işlemler de mevcut olup burada sadece üretilen buhar ve enerjisi ile ilgili kısımlar ele alınmıştır. Şeker üretimi için yukarıda izah edilen kısımlar bu şematikte numaralandırılarak verilmiştir. İleride termodinamik analiz için ise kontrol hacimlerine yani kazan ve türbin bölümü ile buharlaştırıcılar ayrı ayrı düşünülmüştür. Toplamda 5 adet sürekli akışlı kontrol hacmine ayrılmış ve her bir hacmin enerjisi, ekserjisi ve tersinmezlikleri hesaplanarak incelenmesi yapılmıştır. Ayrıca, termodinamik kurallara göre verimlilikleri de bulunmuştur.



Şekil 3.1. Şeker fabrikası proses aşamaları şematığı

### 3.1. Materyal

Enerji analizi için Termodinamiğin 1. Kanunu, ekserji analizi için ise Termodinamiğin 2. Kanunu kullanılmıştır ve temel olan bazı terimler ve esaslar belirtilmiştir. Bunlar: çevre şartları olarak,  $T_0 : 20 \text{ }^\circ\text{C}$  sıcaklık ve  $P_0 : 1 \text{ atm}$  basınç durumu kabul edilmiştir.

#### 3.1.1. Enerji analizlerinde kullanılacak denklemler

Her bir işlemde yani kontrol hacminde giren kütle debisi ile çıkan kütle debisi eşittir. Buna göre, çoklu girişi ve çıkışı olan genel bir sürekli akış sistemi için kütle dengesi denklemi kullanılacaktır (Çengel ve Boles, 2013) .

$$\frac{dm_{KH}}{dt} = \sum \dot{m}_i - \sum \dot{m}_o \quad (1)$$

Burada,

$\frac{dm_{KH}}{dt}$  : Kontrol hacminde birim zamandaki kütle değişimini,

$\dot{m}_i$  : Kontrol hacmine giren kütle debisini,

$\dot{m}_o$  : Kontrol hacminden çıkan kütle debisini ifade etmektedir.

Bir kontrol hacmine giren veya çıkan akışkan, akış enerjisine sahiptir. Kinetik ve potansiyel enerjilerdeki değişimler ihmal edilirse Sürekli akışlı ve açık sistemlerin (SASA) enerji korunumu kanunu aşağıdaki gibidir.

$$\frac{dE_{KH}}{dt} = \sum \dot{m}_i h_i - \sum \dot{m}_o h_o + \dot{Q}_{KH} - \dot{W}_{KH} \quad (2)$$

$\frac{dE_{KH}}{dt}$  : Kontrol hacminde birim zamandaki enerji değişimini,

$h_i$  : Kontrol hacmine giren kütle özgül entalpisini,

$h_o$  : Kontrol hacminden çıkan kütle özgül entalpisini,

$\dot{Q}_{KH}$ : Kontrol hacmine birim zamanda verilen ısı miktarını,

$\dot{W}_{KH}$ : Kontrol hacminin birim zamanda yaptığı işi ifade etmektedir.

SASA sistemlerde zamana göre  $\frac{dE_{KH}}{dt} = 0$  ve ısı, iş ve kütle enerjileri aktarıldığından dolayı genel bir ifade ile,

$$0 = \sum \dot{m}_i h_i - \sum \dot{m}_o h_o + \dot{Q}_{KH} - \dot{W}_{KH} \quad (3)$$

olarak gösterilir. Fabrika sisteminde kullanılan ısı değiştiricileri ile buhar ısı transfer edilmektedir. Yani sisteme hariçten ısı alışverişi olmadığından ( $Q=0$ ), sadece kütle transferi ile enerji aktarılarak başka bir iş elde edilmediğinden ( $\dot{W}=0$ ) olarak alınır. Sonuçta, sadece kütle ile enerji aktarılması olduğu için 3 nolu denklem aşağıdaki gibi yazılabilecektir.

$$\dot{m}_i h_i - \dot{m}_o h_o = 0 \quad (4)$$

### .1.1. Ekserji analizlerinde kullanılacak denklemler

Genel bir ifade ile enerjinin bir başka enerjiye tamamen dönüşen kısmına *ekserji* denir, aynı zamanda kısa bir ifade ile *kullanılabilir enerji* şeklinde tanımlanmaktadır. Ekserji, belirlenmiş ve tanımlı bir durumda, bütün enerji türlerine dönüştürülebilen enerji miktarının bir ölçüsü de olmaktadır. Ekserji, maksimum iş (düzenli hareket) ya da iş üretebilme kabiliyetidir (Yalçın, 2005).

Bir sistemde istenilen işi veya gerçek faydalı işi yapan ekserji enerjisidir. Hayatımızda enerji dönüşüm formlarını kullanarak faydalandığımız tüm ürünlerde ve sistemlerde faydalandığımız iş veya hedeflediğimiz sonuç ekserjinin kullanılmasından başka bir şey değildir. Bir sistemin toplam ekserjisi, o sistemde etkin olan kimyasal, fiziksel, potansiyel ve kinetik ekserjilerinin toplamıdır.

Verilen bir enerji formunun eşdeğer işi, onun ekserjisinin bir ölçüsü olarak tanımlanması nedeniyle iş, her durumda ekserjiye eşittir. Bundan dolayı, ekserji transferi büyüklük ve doğrultu olarak iş transferi ile aynı büyüklük ve doğrultuya sahiptir (Dazlak, 2006).



Ekserji ve tersinmezlik değerlerinin belirlenmesi için entropi yani düzensizlik değerleri kullanılmaktadır. Açık Sistemlerde entropi dengesi genel olarak aşağıdaki şekilde ifade edilir (Moran, 2004).

$$\frac{dS_{KH}}{dt} = \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_e \dot{m}_e h_e + \sum_j \frac{\dot{Q}_{KH}}{T} + \dot{S}_{\text{üretim},j} \quad (5)$$

Ancak sistemimiz sürekli akış olması nedeniyle ( $\frac{dS_{KH}}{dt} = 0$ ) olacağından ve ısı ile entropi geçişi ( $\sum_j \frac{\dot{Q}_{KH}}{T}$ ) adyabatik kontrol hacimlerinde hesaba katılmayacağından dolayı sadece kütle akışı ile entropi geçişi hesaplanacaktır.

$$0 = \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_e \dot{m}_e h_e + \dot{S}_{\text{üretim}} \quad (6)$$

Gouy-Stodola teoremine göre, genel denkleminiz ortam sıcaklığı diğer bir tabirle sistem sıcaklığı ile çarpıldığında tersinmezlik denklemi aşağıdaki gibi elde edilir..

$$I = T_0 \dot{S}_{\text{üretim}} \quad (7)$$

I : Tersinmezlik miktarını

$\dot{m}$ : Birim kütle geçiş miktarını,

$s_i$ : Giren maddenin özgül entropi değeri,

$s_o$ : Çıkan maddenin özgül entropi değerini,

$T_0$ : Ortam sıcaklığını ifade etmektedir.

Burada, I kadarlık bir enerji tersinmez olmakta, sistemde olan düzensizlikler nedeniyle geri dönüşümü olmayacak ve faydalanılmayacak şekilde kaybolmaktadır.

Açık sistemlerde ekserji değişimi genel olarak aşağıdaki şekilde ifade edilir (Moran, 2004).

$$\frac{dE_{x,KH}}{dt} = \sum_i \dot{m}_e e_x - \sum_e \dot{m}_e e_x + \sum \left(1 - \frac{T_o}{T_j}\right) \dot{Q}_{KH} - \left(\dot{W}_{KH} - P_o \frac{dV_{KH}}{dt}\right) - \dot{E}_D \quad (8)$$



Yukarıda verilen denklem, fabrika için düşünüldüğünde, zamana göre hacim farkı ve iş üretimi olmaması ve sadece ısı transferi ve entropi dikkate alındığında,

$$\frac{dE_{x,KH}}{dt} = \sum_i \dot{m}e_x - \sum_e \dot{m}e_x + \sum \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_{KH} - \dot{E}_D \quad (9)$$

$$e_x = (h - h_0) - T_0(s - s_0) + \frac{v^2}{2} + gz$$

$e_x$  : Akış ekserjisi

$\dot{E}_D$  : Yok olan ekserji,

şeklinde yazılabilir. Açık sistem için özgül akış ekserjisi, kinetik ve potansiyel ekserjilerin ihmal edilmesi durumunda,

$$e_x = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (10)$$

şeklinde yazılabilir.

Saf veya saf olmayan şeker solüsyonu yani şerbetin entalpi değeri aşağıda ki eşitlikle hesaplanabilir (Asadi, 2007).

$$h = T [ 4,187 - DS (0,0297 - 4,6 \times 10^{-5} \times P) + (3,75 \times 10^{-5} \times DS \times T) ] \quad (11)$$

Burada,

$DS$ : *Briks* yani şerbet içinde bulunan katı maddenin (şeker) yüzde olarak oranı.

$P$ : Şerbette bulunan şeker ve suyun saf olarak toplam şerbet miktarına yüzde olarak oranı veya şerbetin saflık oranı.

$T$ : Sıcaklık, °C olarak alınacaktır.

Yine şeker solüsyonunun  $T$  sıcaklığındaki entropi değeri ise yukarıda denklemde verilen  $c_p$  değerinden hesaplanmaktadır.

Herhangi bir durumda entalpi değeri için,

$$\Delta h = h - h_0 = c_p (T - T_0) \quad (12)$$

ve entropi değeri için,

$$\Delta s = s - s_0 = c_p \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) - R \ln\left(\frac{P}{P_0}\right) \quad (13)$$

olup burada  $c_p$  , özgül ısıdır.

(12) ve (13) nolu denklemler, denklem (10)'da yerine konulması durumunda ve her kontrol hacimlerinin izobar ortam olması nedeniyle  $R \ln\left(\frac{P}{P_0}\right) = 0$  olacağından geçiş ekserji denklemi olarak

$$e_x = c_p [T - T_0 - T_0 \ln(T/T_0)] \quad (14)$$

elde edilmiş olur.

Burada yapılan hesaplamalarda, şerbetin entalpi hesaplamasında (11) nolu denklem, entropi hesaplamasında (13) nolu denklem ile ekserji hesaplamasında (14) nolu denklemler kullanılacaktır.

Herhangi bir durumda ve katı veya sıvıdan oluşan sistemin fiziksel ekserjisi ise aşağıdaki denklemden hesaplanabilir (Tekel,2006).

$$e_{fiz} = c_p \left[ (T - T_0) - T_0 \ln\frac{T}{T_0} \right] + v_m (P - P_0) \quad (15)$$

Burada giren ve çıkan şerbetin basınç farkı olmaması yani izobar ortamda olması nedeniyle,  $v_m (P - P_0)$  farkları birbirini yok edecektir.

Baca atık gazın ekserjisini hesaplamak için baca gazını oluşturan gazların karışım oranları da göz önüne alınarak, her birinin standart kimyasal ekserjisi ve kütle debileri kullanılarak hesaplanır. Gazların fiziksel, kimyasal ve molar ekserjileri bulunmalıdır. Buna göre ideal gazlar için fiziksel ekserji çevre şartları temel alınarak belirlenir.

Herhangi bir durumda ve ideal gazlardan oluşan sistemin fiziksel ekserjisi aşağıdaki denklemden hesaplanır (Tekel,2006).

$$e_{fiz} = c_p \left[ (T - T_0) - T_0 \ln \frac{T}{T_0} \right] + R T_0 \ln \frac{P}{P_0} \quad (16)$$

Kimyasal ekserjinin hesaplanması için ise karışım maddelerinin gaz karışımını oluşturan her bir gazın veya maddenin ayrı ayrı ele alınarak ekserjileri hesaplanmalı ve sonunda bulunan sonuçlar toplanmalıdır.

Bir gazın standart kimyasal ekserji değeri kullanılarak bu gazın özgül kimyasal ekserjisi aşağıda verilen denklem ile hesaplanır.

$$e_i = e_{kim}^{st} \frac{T}{T_0} - \Delta H \frac{T_0 - T}{T_0} \quad (17)$$

Burada bulunan değer, bu gazın kimyasal bileşende oranı ( $y_i$ ) kullanılarak, kimyasal bileşene olan ekserji katkısı bulunur (Moran, 2004).

$$e_{kim}^e = \sum y_i e_i + R T_0 \sum y_i \ln y_i \quad (18)$$

Ayrıca, her bir gazın molar kimyasal ekserji hesaplanmalıdır. Yukarıda verilen özgül kimyasal ekserji ile molar ekserji toplamları bu gazın toplam kimyasal ekserjisini vermektedir. Molar kimyasal ekserji ise her bir gaz için aşağıda verilen denklem ile hesaplanır (Moran, 2004).

$$e_{kim}^{emol} = R T_0 \ln y_i \left( \frac{y_i}{y_i^e} \right) \quad (19)$$

Bir karışımın  $c_{ort}$  değeri bulunmak istenildiğinde aşağıda ki denklem ile ortak bir  $c_{ort}$  değeri hesaplanabilir.

$$c_{ort} = (y_x \times c_{px}) + (y_y \times c_{py}) + (y_z \times c_{pz}) \quad (20)$$

Tüm bu analizler yapıldıktan sonra verimlilik hesabı yapılır.

Ekserji verimlilik denklemi,

$$\eta_{ex} = \frac{\sum Ex_o}{\sum Ex_i} \cdot \%100 \quad (21)$$

Şeklinde ifade edilmektedir (Taner, 2013).

Sistemde kullanılan enerji kaynaklarının kalitesi de değerlendirmede kullanılabilir. Enerjinin termodinamik kalitesi, ekserjinin enerjiye oranı şeklinde tanımlanır (Wang, 2009).

Termodinamik kalite, bir diğer anlamıyla Ekserji Faktörü, transfer edilen ısıda ki ekserjinin enerjisine oranıdır (Wall, 2009).

$$\text{Ekserji Faktörü} = \frac{\text{Ekserji}}{\text{Enerji}} = \frac{X}{E} \quad (22)$$

Ayrıca, gıda sektöründe kullanılan şerbet içinde bulunan kuru maddenin yani şekerin oranına “Briks” denir.  $M$  kütleli şerbetten üretilen *Brüde Buhar* ( $B$ ) miktarı, giren şerbetin briksi ( $s_1$ ) ile çıkan şerbetin briks oranına ( $s_2$ ) bağlı olarak aşağıda verilen denklem ile hesaplanır (Erdem,2004).

$$B = M \left(1 - \frac{s_1}{s_2}\right) \quad (23)$$

## 3.2. Yöntem

Bu kısımda verilen denklemler ve elde edilen veriler ile enerji ve ekserji hesaplamaları yapılmıştır.

### 3.2.1. Enerji Analizleri

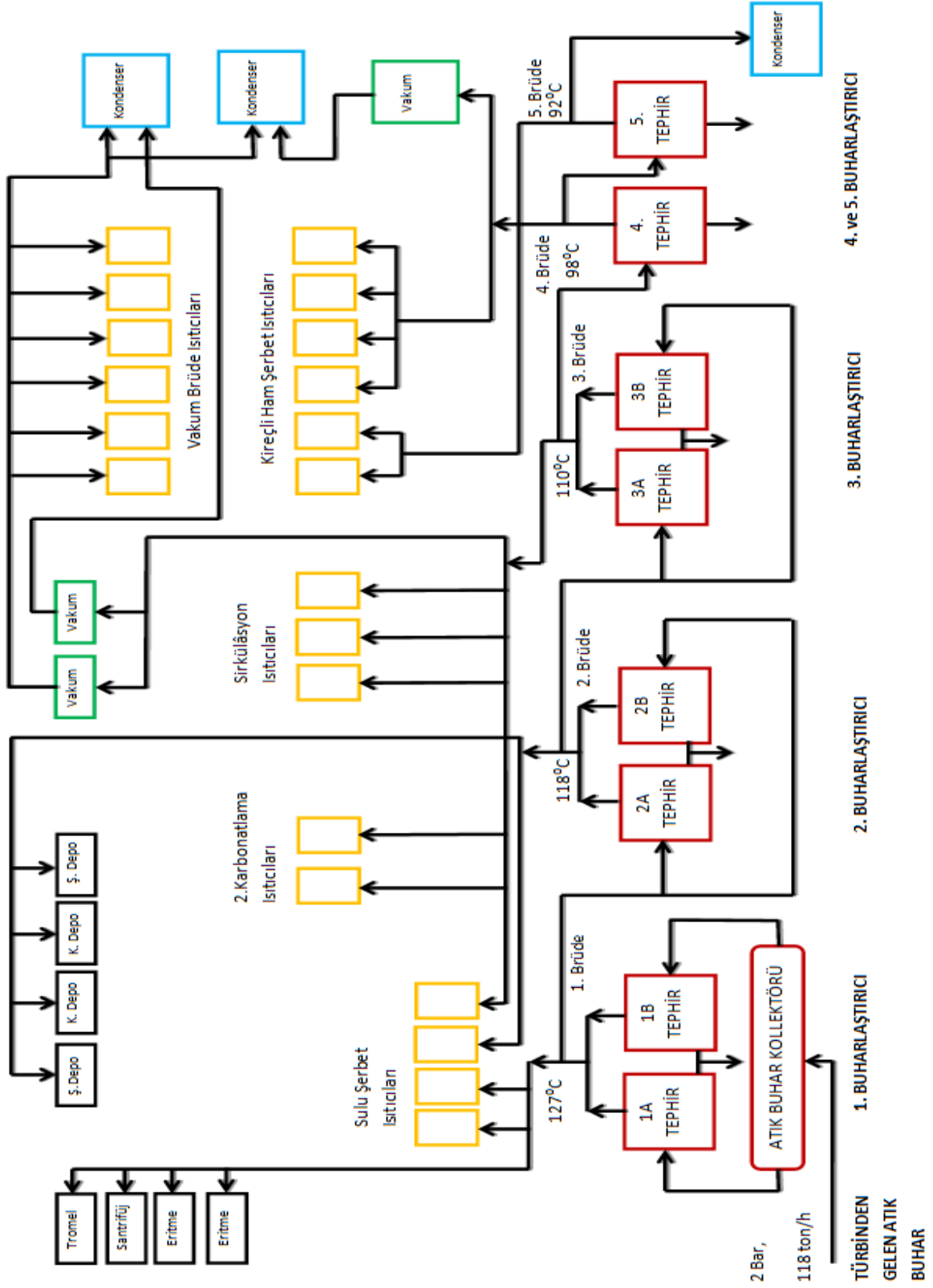
Enerji analizi yapılabilmesi için öncelikle enerji giriş ve çıkışlarının tespit edilmesi ve kısımlara ayrılması gerekmektedir. Belirlenen bu kısımların giriş ve çıkışlarında olan kütleli debi, sıcaklık ve basınç verileri elde edilmelidir. İşletme iki kısımdan oluşmaktadır. Birincisi, ilk enerjini üretildiği kazan ve türbin bölümü, diğeri ise

pancarın kıyıldığı, şerbetin üretildiği ve rafine edilip kristal şekerin üretildiği aşamaların olduğu ham fabrika ve rafineri kısmıdır.

Termodinamiğin 1. Kanunu olan enerjinin korunumu, yani giren kütle ile çıkan kütle denkleğinin sağlanması gerekmektedir. Ham fabrika ve rafinerinin buhar döngüsü şematik olarak Şekil 3.2.'de gösterilmiştir. Buna göre, termodinamik analizin yapılabilmesi için şekilde gösterilen aşamaları kontrol hacimlerine ayırarak kısımlar halinde incelenmesi gerekmektedir. Buna göre:

1. Kontrol Hacmi: Kazan ve türbin kısmı
2. Kontrol Hacmi: 1A ve 1B olmak üzere 1. Tephir ve bağılı üniteleri
3. Kontrol Hacmi: 2A ve 2B olmak üzere 2. Tephir ve bağılı üniteleri
4. Kontrol Hacmi: 3A ve 3B olmak üzere 3. Tephir ve bağılı üniteleri
5. Kontrol Hacmi: 5. ve 6. Tephirler ve bağılı üniteleri

olmak üzere toplam 5 adet kontrol hacmi oluşturulmuştur.



Şekil 3.2. Ham fabrika ve rafineri buhar dağılımı.

### 3.2.1.1. Doğalgazın enerji analizi

Doğalgaz, ağırlıklı olarak metandan oluşmakla beraber az miktarda etan, bütan, propan ve karbondioksitten oluşur. Doğalgaz renksiz, kokusuz, zehirsiz ve kuru havadan hafif bir gazdır. Doğalgaz çevreci bir yakıttır. Yandığı zaman havayı kirletici kükürt oksitleri ve karbon tanecikleri meydana getirmemektedir. Geriye atık, kül, duman bırakmaz. Doğalgaz ekonomik ve verimli bir yakıttır. Gaz olduğu için yanıcı ve yakıcı moleküllerin birleşme olasılığı daha yüksektir.

“Aynı maddelerin kimyasal özellikleri arasında farklılık yoktur. Ancak bu durum doğalgaz için geçerli değildir. Doğalgazın kompozisyonu doğalgaz yataklarına göre farklılık göstermektedir ve bundan dolayı özellikleri değişmektedir.” (Akova, 2006)

Doğalgaz esaslı ısı enerjisi elde edilmesi nedeniyle, fabrikaya giren doğalgaz yakıtın alt ısıl değerinin belirlenmesi gerekir. Doğalgazın kimyasal bileşeni, % 95 metan, % 3,7 etan, % 0,2 propan, % 0,5 karbondioksit ve kalan kısmı azot ve bütandan oluştuğu kabul edilecektir. Bu bileşenler neticesinde doğalgazın yataklara göre farklılık gösterse de ortalama olarak alt ısıl değeri 8.800 kcal/Nm<sup>3</sup>, üst ısıl değeri 9.330 kcal/Nm<sup>3</sup> ve ortalama değeri ise 9.065 kcal/Nm<sup>3</sup> alınacaktır. Yoğunluğu ise  $\rho=0.67$  kg/Nm<sup>3</sup> olarak kabul edilecektir. Yoğunluk, karışım oranlarına bağlı olarak 0,7 - 0,9 arasında değişmektedir (Union Gas, 2017).

Kazan dairesinde, tam kapasitede saatte 9.600 Nm<sup>3</sup> doğalgaz kullanılmaktadır. Bu da saatte 6.773 kg yapmaktadır.

Buna göre,

$$H_u = (9.213 \text{ kcal/Nm}^3 / 0,67 \text{ kg/Nm}^3) \times 4.1868 \text{ kJ/kcal} = 57.569 \text{ kJ/kg}$$

Verilen ısı miktarı,

$$Q = H_u \times \dot{m}$$

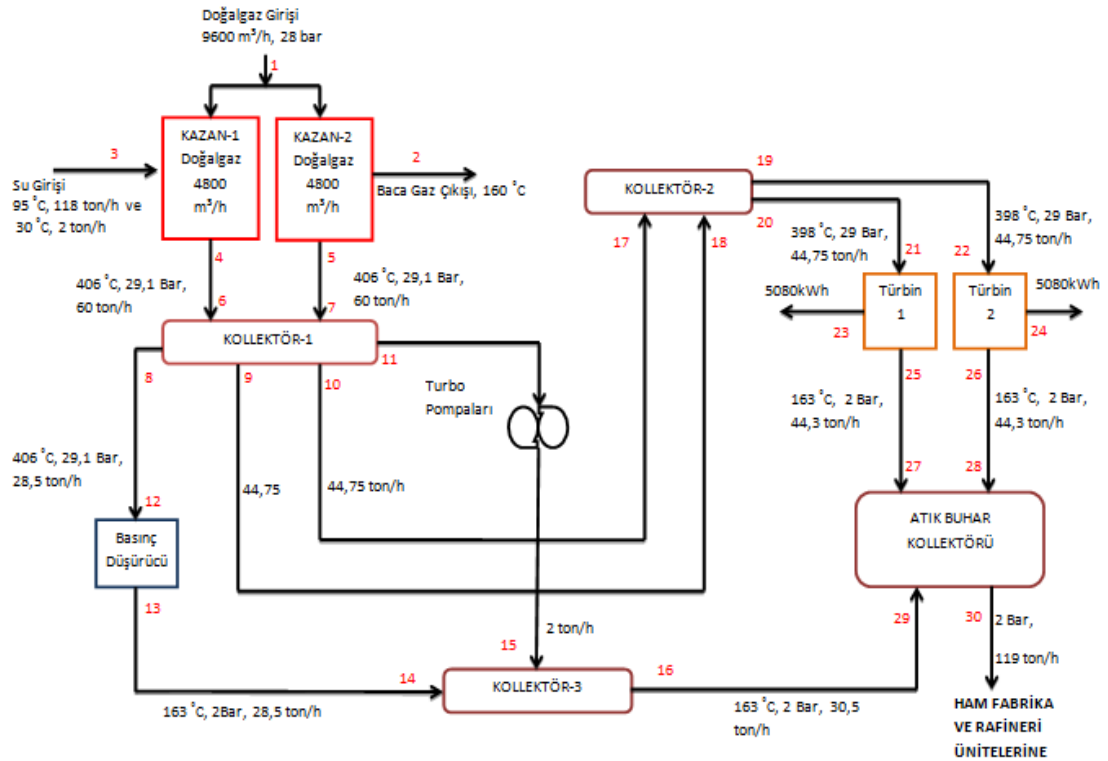
$$Q = 57.569 \times 6.773 = 389.914.837 \text{ kJ/h veya } 108.310 \text{ kW olarak bulunur.}$$

1 m<sup>3</sup> doğalgaz yakılması için yaklaşık olarak 10,54 m<sup>3</sup> (12,908 kg) hava gereklidir. Yanma odasına 1 saate giren hava miktarı, 123.917 kg'dır. Burada havanın da enerjisi girdi olarak kullanılmalıdır, ancak kullanılan hava ön ısıtılmalı olmadığı veya kullanılan havaya herhangi bir ısı girişi olmadığı için ekserjisi hesaplaması yapılmaz.

### 3.2.1.2. Kazan ve türbin bölümü enerji analizi

İşletmeye giren doğalgaz yakıtı, kazanda bulunan 120 ton suyu ısıtarak buhar elde etmek için yakılır. Buradan doğalgazın yanmasıyla elde edilen ısı ile ortalama 406 °C ve 29 bar basınçlı kızgın buhar elde edilmektedir. Yanma sonucu ortaya çıkan 160 °C sıcaklıkta ki baca gazı ise atmosfere bırakılmaktadır.

Kazandan gelen kızgın buhar, 29 bar basınç ile türbinlere girmekte ve 2 bar basınç ile türbinlerden çıkmaktadır. İki adet türbin ve jeneratör mevcut olup 5.080 kW'lık elektrik enerjisi üretmektedir. Türbinlerden çıkan atık buhar ile turbo pompaları ve basınç düşürücüden çıkan buharlar atık buhar kolektöründe birleştirilerek ham fabrika ve rafineri kısmına gönderilir (Şekil 3.3.).



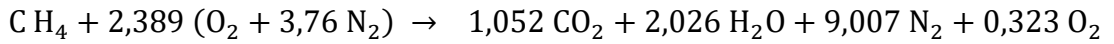
Şekil 3.3. Kazan ve türbin bölümü buhar dağılımı.



Kazan ile 1. Tephir arası bu üretilen buhar, kapalı devre olarak işlem görmektedir.

Yanmadan sonra ortaya çıkan baca gazında aşağıda verilen yanma denkleminde olduğu gibi  $N_2, O_2, CO_2, H_2O$  gazları bulunmaktadır. Bunların molar yüzde oranları sırasıyla: % 0,726, % 0,026, % 0,085 ve % 0,163 olmaktadır.

Metan gazının hava ile yanma denklemi aşağıdaki gibi oluşmaktadır.



Baca gazı içinde bulunan gaz bileşenlerine göre baca gazının enerji değeri hesaplanır.

Baca gazı özgül ısı değeri aşağıdaki denklem ile bulunur (Çağdaş, 2014).

$$c_p = (y_{N_2} \times c_{pN_2}) + (y_{CO_2} \times c_{pCO_2}) + (y_{H_2O} \times c_{pH_2O}) + (y_{O_2} \times c_{pO_2})$$

$$c_p = (0,726 \times 1,039) + (0,085 \times 0,846) + (0,163 \times 1,8723) + (0,026 \times 0,918) \\ = 1,1554 \text{ kJ}/(\text{kg K})$$

Baca gazının kütleli debisi ayrıntılı olarak ekserji analizinde  $\dot{m} = 40,52 \text{ kg/s}$  olarak hesaplanmıştır. Buna göre enerji miktarı,

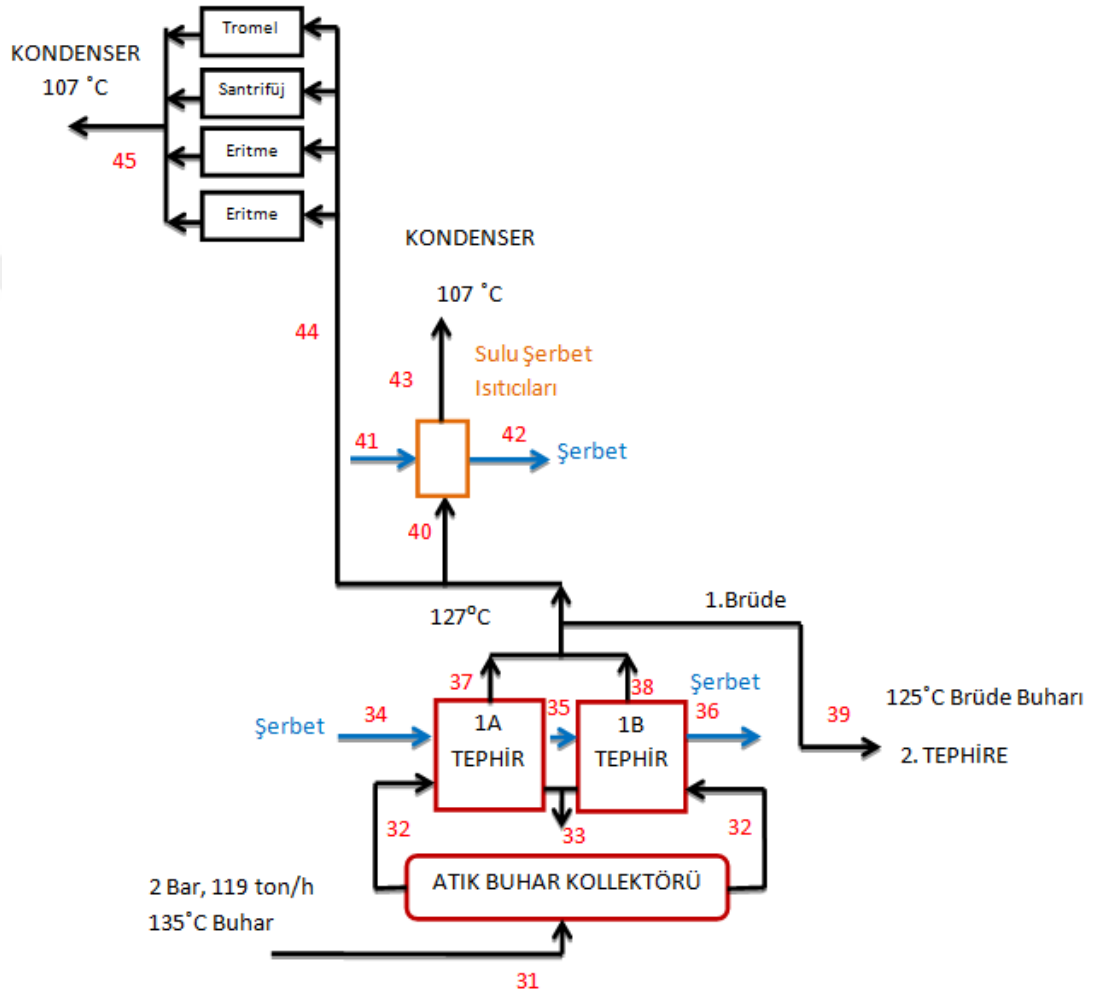
$$E = \dot{m}h = \dot{m} c_p (T - T_{\infty}) = 40,52 \times 1,1554 \times (160 - 20) = 8.816 \text{ kW} \text{ olur.}$$

Kazana giren besleme suyunun enerjisi de, kontrol hacmine giren enerji olarak ilave edilir. Kazanda üretilen buharın, sonraki adımlarda kızgın buhar olarak değerleri alınmalıdır.

### 3.2.1.3. Tephirlerde (buharlaştırıcılarda) enerji analizi

1. Tephirde  $135 \text{ }^{\circ}\text{C}$  sıcaklıkta, 119 ton atık (çürük) buhar ile şerbet ısıtıcılarından gelen  $120 \text{ }^{\circ}\text{C}$  sıcaklıkta olan sulu şerbet ısı değiştiriciler vasıtasıyla ısıtılarak  $127 \text{ }^{\circ}\text{C}$  sıcaklıkta brüde buharı elde edilir. Atık buhar kolektöründen gelen buhar, ısı değiştiricilerden çıktıktan sonra kullanılmak üzere tekrar kazana gönderilir.

Elde edilen brüde buharının büyük kısmı 2. Tephire, yine 1. Tephirden çıkan şerbetten brüde buharı elde etmek için gönderilir. Diğer bir kısmı da sulu şerbet ısıtıcılarında ve işletmenin bazı ünitelerinde kullanılır ve kondenselerde yoğunlaştırularak dış ortama atılır. (Şekil 3.4.).



Şekil 3.4. 1. Tephir (buharlaştırıcı) buhar dağılımı

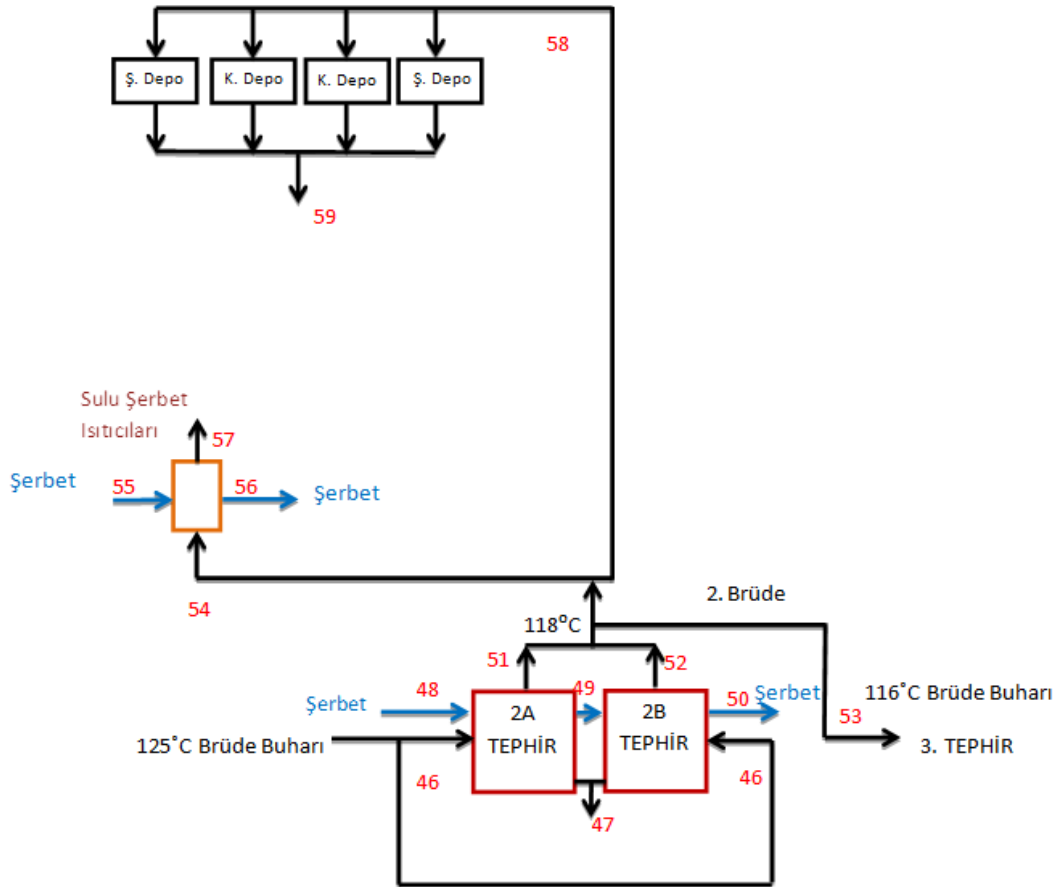
Böylelikle şerbetteki kuru madde miktarı artırılır Diğer tephirlerde aynı işlem yapılarak şerbetteki kuru madde oranı sürekli artırılır ve nihayetinde %90 oranında kuru madde yani şeker kısmı elde edilir. Üretilen brüde buharı fabrikanın ham ve rafine kısmında kullanıldıktan sonra Fabrikada sezon ortalaması olarak saatte 291,7 ton, günlük ortalama 7.000 ton pancar işleniyor. Şeker pancarı işlenmemiş halde 14 brikse sahiptir. Ön işlemlerden sonra 1. Tephire giren şerbet miktarı, ortalama olarak 330 m<sup>3</sup>/h olup 15 briks ve 1.058 kg/m<sup>3</sup> yoğunluğa sahiptir. 1. Tephirin çıkışında ise

20 briks değerine ulaşmış olur. Yukarıda verilen termodinamik denklemler kullanılarak şematiklerde gösterilen noktalara ait ısı enerjileri hesaplanır. Burada dikkat edilecek husus elde edilen brüdenin ve kalan şerbetin kütlesidir. Brüde buhar miktarı, aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$B = M \left( 1 - \frac{S_1}{S_2} \right) = (350.000 \text{ kg}) (1 - 15/20) = 87.500 \text{ kg olur.}$$

2. Tephirden 125 °C sıcaklıkta Brüde buharı ile 1. Tephir çıkışından sulu şerbet girmekte ve 118 °C sıcaklıkta Brüde buharı elde edilmektedir.

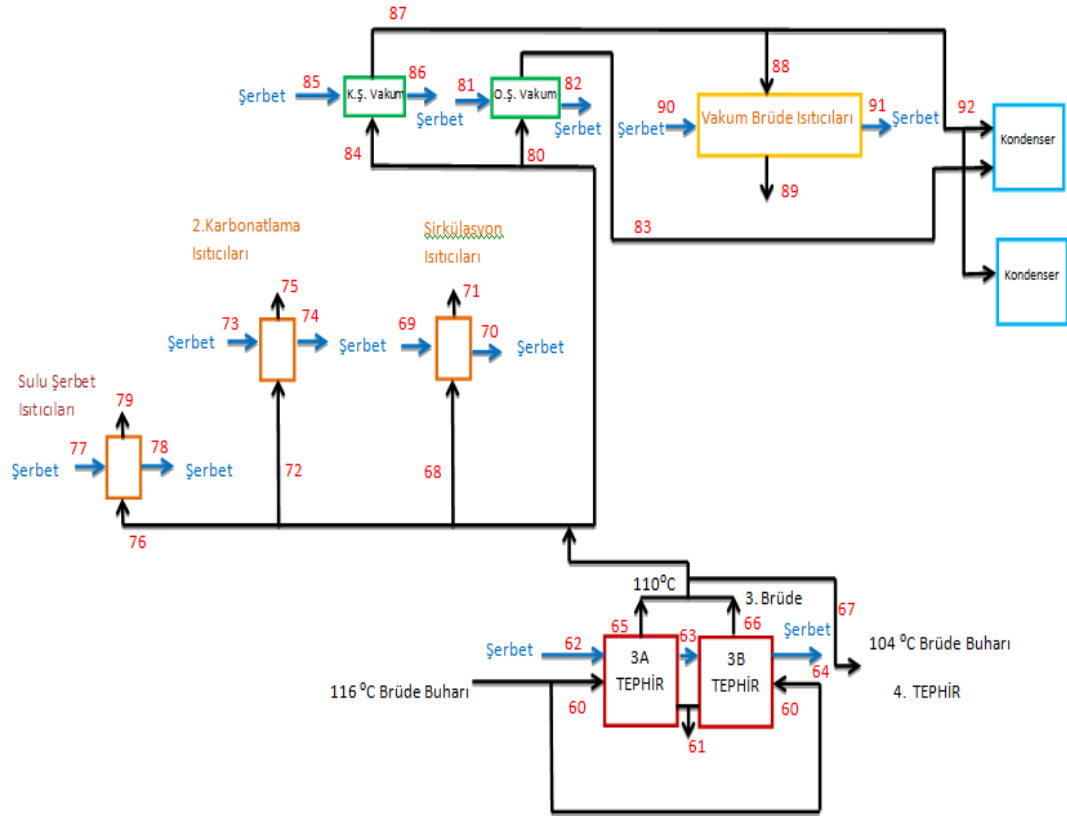
Elde edilen Brüde buharının yine büyük kısmı 3. Tephire, yine 2. Tephirden çıkan şerbetten Brüde buharı elde etmek için gönderilir. Diğer bir kısmı da sulu şerbet ısıtıcılarında ve işletmenin depo ünitelerinde kullanılır. Son aşamada kullanılan tüm Brüde buharları kondenserlerde yoğuşturularak dış ortama atılır (Şekil 3.5.).



Şekil 3.5. 2. Tephir (buharlaştırıcı) buhar dağılımı

3. Tephirde 116 °C sıcaklıkta brüde buharı ile 2. Tephir çıkışından sulu şerbet girmekte ve 110 °C sıcaklıkta brüde buharı elde edilmektedir.

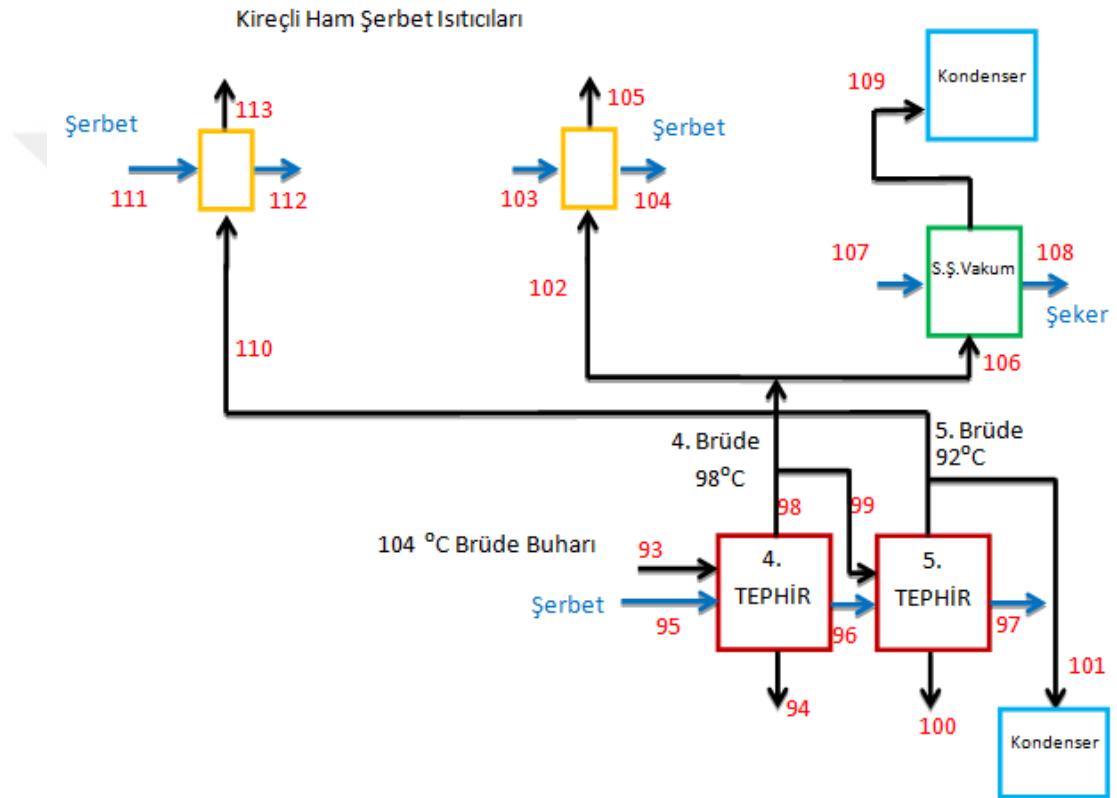
Elde edilen brüde buharının bir kısmı 4. ve 5. Tephirlere, 3. Tephirden çıkan şerbetten son olarak brüde buharı elde etmek için gönderilir. Bu bölümde, yan ünite sayısı oldukça fazladır. Sulu şerbet ve sirkülasyon ısıtıcıları, karbonatlama ve vakum kısımlarının ısı ihtiyacı için burada elde edilen brüde buharları kullanılır. Kullanılan tüm brüde buharları, diğer bölümlerde olduğu gibi, kondenselerde yoğuşturularak dış ortama atılır (Şekil 3.6.).



Şekil 3.6. 3. Tephir (buharlaştırıcı) buhar dağılımı

4. ve 5. Tephirlerde 146 °C sıcaklıkta brüde buharı ile 3. Tephir çıkışından sulu şerbet girmekte ve 98 °C sıcaklıkta brüde buharı elde edilmektedir.

Elde edilen brüde buhar, yan üniteler olan kireçli ham şerbet ısıtıcılarına ve son şeker ünitesinde kullanılır ve son olarak kondenselerde yoğuşturularak dış ortama atılır (Şekil 3.7.).



Şekil 3.7. 4. ve 5. Tephir (buharlaştırıcı) buhar dağılımı

Yukarıda izah edildiği gibi, şekerin elde edilmesi için buharlaştırıcılara gelmeden önce şerbet, birçok işlemlerden geçmektedir. Bu işlemler için gerekli olan ısı ise, buharlaştırıcılarda elde edilen brüde buharları ile karşılanmaktadır.

Tephirlerde yani buharlaştırıcılarda giren ve çıkan ürün çeşidi aynı olması nedeniyle, enerji hesaplamaları her nokta için aynı metotla yapılmıştır. Bu yapılan hesaplamalarda sistem tam kapasite ve geri dönüşümlü tüm sistemler aktif çalışır olarak kabul edilmiştir.

### 3.2.2. Ekserji analizleri

Ekserji ifadesi, önceden de belirtildiği üzere termodinamiğin 2. Kanunu kapsamında değerlendirilir. Enerji kaynaklarının daha verimli kullanılması ancak ekserjinin anlaşılması ile açıklanabilir. Ekserjiyi hesaplamak için ise bazı parametrelerin bilinmesi gerekir. Mesela “ölü hal” ifadesi sistemin veya maddenin çevre ile olan dengesini ifade eder. O zaman çevreye ait basınç, sıcaklık; sisteme ait basınç, sıcaklık, hız, çevreye göre yükseklik gibi değerlerin bilinmesi gerekmektedir. Bu değerlere bağlı olarak sistemin fiziksel, potansiyel ve kinetik ekserji değerleri bulunur. Ayrıca, maddenin bileşenlerini oluşturan saf maddelerin oranına göre molar ve standart kimyasal ekserjileri hesaplanmalıdır. Bulunan tüm ekserjilerin toplamı sistemin veya maddenin toplam ekserjisini oluşturmaktadır. Bazı durumlarda potansiyel ve kinetik ekserjileri çok küçük olmakla birlikte ihmal edilebileceği gibi bazı durumlarda da diğer ekserji miktarı ihmal edilebilir.

Çalışma yapılan bu sistemde, her kademe buharlaştırıcıda hem elde edilen brüdenin sıcaklığı azalmakta hem de şerbetin kuru madde oranı artmaktadır. Fabrikada, buhar enerjisi ile çalışan tüm birimlerde kullanılmak için değişik basınç ve sıcaklıkta brüdeler üretilir. Buharlaştırıcılarda, şerbetin geçiş süreci, ısı iletim alanı ve ısı iletim katsayıları burada verimlilik açısından çok büyük önem arz etmektedir.

#### 3.2.2.1. Doğalgazın ekserji analizi

Yakıt ekserjisinin belirlenebilmesi için yakıtı oluşturan gazların standart kimyasal ekserjilerinin ve fiziksel ekserjilerinin belirlenmesi gerekir.

Ortam sıcaklığı  $T_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$  ve doğalgaz giriş sıcaklığı  $T = 13,6 \text{ }^\circ\text{C}$ , çalışma sezonu hava şartları ortalaması alınmıştır.

Yakıt için ekserji analizi hem fiziksel hem de kimyasal olarak bulunan değer olacaktır.

$$e_{\text{yakıt}} = e_{\text{kim}} + e_{\text{fiz}}$$

Çizelge 3.1. Doğalgaz bileşenleri\*

Madde	Kütle (kg/kmol)	$\Delta H$ kJ/kmol	$\varepsilon_{kim}^{st}$ kJ/kmol	Doğalgazda hacimsel oranı
Metan (CH <sub>4</sub> )	16.043	802300	831200	% 95
Etan (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	30.070	1427800	1495000	% 3,7
Propan (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	44.172	2045400	2152800	% 0,2
Bütan (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	58.1243	2658400	2804200	% 0,1

\*Szargut,2007StandardChemicalExergy tablosundan alınmıştır.

Kimyasal ekserji için doğalgazın bileşenleri ve oranları dikkate alınarak hesaplama yapmak gereklidir. Metan ve etan gaz bileşenleri hesaba katılınca % 98,7 oranında belirlenmiş olur. Metan ve etan gazlarının kimyasal ekserjisi gibi elde edilir.

$$e_{kim,metan} = 831.200 \frac{kJ}{kmol} \times \frac{286,6 K}{293 K} - 802.300 \frac{kJ}{kmol} \times \frac{6,4 K}{293 K} = 795.590 \frac{kJ}{kmol}$$

$$e_{kim,etan} = 1.495.000 \frac{kJ}{kmol} \times \frac{286,6 K}{293 K} - 1.427.800 \frac{kJ}{kmol} \times \frac{6,4 K}{293 K} = 1.431.157 \frac{kJ}{kmol}$$

Diğer bileşenler olan propan ve bütan gazları bileşen oranları dikkate alınarak ve özgül kimyasal ekserjileri kullanılarak (19) nolu denklem ile elde edilen kısmi kimyasal ekserjileri toplamı,

$$e_{kim} = 808.764 \frac{kJ}{kmol} \text{ bulunur.}$$

(20) nolu denklem ile de molar kimyasal ekserjileri her bir gaz için hesap edildiğinde 30.088 kJ/kmol bulunur. Buna göre doğalgazın birim olarak toplam kimyasal ekserjisi

$$e_{kim} = 808.764 + 30.088 = 838.852 \frac{kJ}{kmol} \text{ olarak hesaplanır.}$$

Basıncıtan dolayı oluşan ideal gaz fiziksel ekserjisi tüm gazlar için aynı olmaktadır. Denklem (16) ile bulunur.

$$e_{fiz} = 2,0 \left[ (286,6 - 293) - 293 \ln \frac{286,6}{293} \right] + 8,314 \times 293 \ln \frac{2800}{101} = 8.093 \frac{kJ}{kmol}$$

$$e_{yakıt} = 838.852 + 8.093 = 846.945 \frac{kJ}{kmol}$$

$$\dot{E}_{yakıt} = \dot{m}_{yakıt} \times \frac{e_{yakıt}}{M}$$

$$\dot{E}_{yakıt} = 6773 \frac{kg}{h} \times \frac{846.945 \frac{kJ}{kmol}}{16.90 \frac{kg}{kmol}} = 339.429.496 kJ/h = 94.286 kW$$

Burada bulunan değer, doğalgazın hem kimyasal hem de fiziksel olarak toplam yakıt ekserji değeridir.

### 3.2.2.2. Baca gazı ve buharın ekserji analizi

Yanmadan sonra atık gazın saatlik debi analizi yapılır. Sezon çalışmasında, saatlik ortalama olarak 9.600 m<sup>3</sup> veya 6.773 kg doğalgaz harcanmaktadır. CH<sub>4</sub>'ün 16,043 kg/kmol değeri için, yanma reaksiyonuna giren doğalgaz miktarı:

$$6.773/16,043 = 422,200 \frac{kmol}{h} \text{ olmaktadır.}$$

Buna karşılık, yanma denklemine göre, çıkan gazların kütleli debisi ise,

$$\dot{m} = 422,200 (1,052 \times 44,01 + 2,026 \times 18.015 + 9,007 \times 28.013 + 0,323 \times 32)$$

$$= 145.866 \text{ kg/h veya } 40,52 \text{ kg/s olarak bulunur.}$$

Baca gazının fiziksel ekserjisi (16) nolu denklem kullanılarak ve  $P = P_0$  olarak hesaplandığında,

$$e_{fiz} = 40.52 \times 1.1554 \left[ (160 - 20) - 293 \ln \frac{433}{293} \right] + 0 = 1.197 kW$$



Havanın kimyasal kompozisyonu %77,48  $N_2$ , %20,59  $O_2$ , %0,03  $CO_2$ , %1,19  $H_2O$  olarak kabul edilerek yanma reaksiyonunun kimyasal ekserjisini hesaplamak gerekmektedir.

Baca gazı kimyasal ekserji için (18) nolu denklem ile bulunur. Doğalgazın yanma denklemi yukarıda önceden verilmişti. Bunun için bilinmesi gerekenler,

$$e_{N_2} = 8,311 \times 293 \ln \left( \frac{101}{77,5} \right) = 644,92 \frac{kJ}{kmol}$$

$$e_{O_2} = 8,311 \times 293 \ln \left( \frac{101}{20,6} \right) = 3871,43 \frac{kJ}{kmol}$$

$$e_{CO_2} = 8,311 \times 293 \ln \left( \frac{101}{0,03} \right) = 19.777,28 \frac{kJ}{kmol}$$

$$e_{H_2O} = 8,311 \times 293 \ln \left( \frac{101}{1,2} \right) = 10.794,41 \frac{kJ}{kmol} \quad \text{değerleri (19) nolu denklem ile hesaplanır (Moran, 2004).}$$

Buna göre, baca gazı kimyasal ekserjisi için bileşen değerimiz,

$$e_{bacagazi} = \frac{1,052}{12,408} \times 19.777,28 + \frac{2,026}{12,408} \times 10.794,41 + \frac{9,007}{12,408} \times 644,92 + \frac{0,323}{12,408} \times 3.871,43 + 8,314 \times 293 \left[ \frac{1,052}{12,408} \ln \left( \frac{1,052}{12,408} \right) + \frac{2,026}{12,408} \ln \left( \frac{2,026}{12,408} \right) + \frac{9,007}{12,408} \ln \left( \frac{9,007}{12,408} \right) + \frac{0,323}{12,408} \ln \left( \frac{0,323}{12,408} \right) \right] = 1.952 \frac{kJ}{kmol} \quad \text{olarak bulunur.}$$

Yine yanma ürünleri molar konsantrasyon analizi sonucunda,

$$M = \frac{1,052}{12,408} \times 44,01 + \frac{2,026}{12,408} \times 18 + \frac{9,007}{12,408} \times 28 + \frac{0,323}{12,408} \times 32 = 27.83 \text{ kJ/kmol}$$

olarak bulunan değerine göre,

$$\dot{E}_{kim} = \dot{m} e = 40,52 \frac{kg}{s} \left( \frac{1.952 \frac{kJ}{kmol}}{27.83 \frac{kg}{kmol}} \right) = 2.842 \text{ kW} \quad \text{olur.}$$

Toplam baca gazı ekserjisi =  $\dot{E}_{fiz} + \dot{E}_{kim} = 4.039 \text{ kW}$  bulunur.

Çizelge 3.2. Kazan ve türbin bölümü buharı enerji ve ekserji miktarı

İŞLEM		T	P	m	Enerji	Ekserji
NO		(°C)	(bar)	(kg/s)	(kW)	(kW)
1	YAKIT	15	28,00	1,88	108.310	94.286
	HAVA	20	1,00	34,4	10.091	-
2	BACAGAZI	160	1,08	40,5	8.816	4.039
3	SU	95	5,00	32,8	10.275	5.426
	SU	30	5,00	0,6	314	175
4	BUHAR	406	29,10	16,7	52.708	20.150
5	BUHAR	406	29,10	16,7	52.708	20.150
6	BUHAR	406	29,10	16,7	52.708	20.150
7	BUHAR	406	29,10	16,7	52.708	20.150
8	BUHAR	406	29,10	7,9	25.036	9.571
9	BUHAR	406	29,10	12,4	39.311	15.028
10	BUHAR	406	29,10	12,4	39.311	15.028
11	BUHAR	406	29,10	0,6	1.757	672
12	BUHAR	406	29,10	7,9	25.036	9.571
13	BUHAR	163	2,00	7,9	25.036	9.571
14	BUHAR	163	2,00	7,9	25.036	9.571
15	BUHAR	163	2,00	0,6	1.757	672
16	BUHAR	163	2,00	8,5	26.793	10.243
17	BUHAR	398	29,00	12,4	39.311	15.028
18	BUHAR	398	29,00	12,4	39.311	15.028
19	BUHAR	398	29,00	12,4	39.311	15.028
20	BUHAR	398	29,00	12,4	39.311	15.028
21	BUHAR	398	29,00	12,4	39.311	15.028
22	BUHAR	398	29,00	12,4	39.311	15.028
23	ELEKTRİK				5.080	5.080
24	ELEKTRİK				5.080	5.080
25	BUHAR	163	2,00	12,3	33.356	8.026
26	BUHAR	163	2,00	12,3	33.356	8.026

**Çizelge 3.2.** Kazan ve türbin bölümü buharı enerji ve ekserji miktarı (devamı)

27	BUHAR	163	2,00	12,3	33.356	8.026
28	BUHAR	163	2,00	12,3	33.356	8.026
29	BUHAR	163	2,00	8,5	22.964	5.526
30	BUHAR	163	2,00	33,1	89.676	21.578
JENARATÖR KAYIP %5					508	508
<b>TOPLAM ENERJİ VE EKSERJİ İKTARLARI</b>					<b>1.050.313</b>	<b>424.503</b>

Kazana giren besleme suyunun, molar özgül kimyasal ekserjisinin hesaplanması gereklidir. Buna göre bazı değerler belirlenmelidir. Besleme suyu sıcaklığı 95 °C ve basıncı 5 bar'dır. Çevre koşulları yani ölü haldeki suyun doyma basıncı ve atmosferdeki suyun standart kısmi basınç değerleri ( $P_{doyma}$  ve  $P_{00}$ ) bilinmelidir. Bu şartlara için termodinamik tablolardan alınan değerlere göre suyun doyma basıncı,  $P_{doyma}$  (20°C) = 2,3392 kPa, atmosferdeki su buharı standart kısmi basıncı  $P_{00}$  = 0,88 kPa'dır. Bu değerler kimyasal ekserji eşitliğinde yerine yazılırsa, istenen ekserji değeri hesaplanmış olur (Çağdaş, 2014).

$$e^{kim} = \bar{R}T_o \ln \frac{P_o}{P_{oo}} = 8,314 \times 293 \times \ln (2,3392/0,88) = 2.381,54 \text{ kJ/kmol}$$

$$E_{kim} = \dot{m} \times e_{kim} = 32,77 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \left[ \frac{2.381,54 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}}{18.015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \right] = 4.286 \text{ kW}$$

Kazanda bulunan suyunun özgül fiziksel ekserjisi (15) nolu denklem ile aşağıda hesaplanmıştır.

$$\begin{aligned} \dot{e}_{fiz} &= \dot{m} C_p \left[ (T - T_0) - T_0 \ln \frac{T}{T_0} \right] + v_m (P - P_0) \\ &= 32,77 \times 4,22 [(95 - 20) - 293 \ln \left( \frac{368}{293} \right)] = 1.140 \text{ kW} \end{aligned}$$

Değerler termodinamik çizelgelerden bulunursa, besleme suyunun toplam ekserji,

$$\dot{E}_{fiz} + \dot{E}_{kim} = 5.426 \text{ kW} \text{ olur.}$$

Kaybolan su için ilave edilen 30 °C besleme suyu içinde aynı şekilde ekserji hesabı yapılır.

Ayrıca, üretilen elektriğin hem enerji hem de ekserji değeri eşittir. Her biri 6.350 kVA gücünde olan 2 adet jeneratör mevcuttur. Güç çarpanı 0,8 ve her biri 5.080 kW enerji üretmektedir. Standart olarak %5 kayıplarda hesap edildiğinde her bir jeneratörden yaklaşık 4.800 kW elektrik enerjisi net olarak elde edilir.

### 3.2.2.3. Tephirlerde (buharlaştırıcılarda) ekserji analizi

Tüm buharlaştırıcı her noktada yapılan hesaplamalar ve oluşturulan çizelgeler aşağıda verilmiştir.

**Çizelge 3.3. 1. Tephir buhar enerji ve ekserji miktarı**

İŞLEM	T	P	m	Enerji	Ekserji	
NO	(°C)	(bar)	(kg/s)	(kW)	(kW)	
31	BUHAR	135	2,00	33,1	87.817	20.895
32	BUHAR	135	2,00	33,1	87.817	20.895
33	DOYMUŞ	115	2,00	32,8	13.035	1.755
34	ŞERBET	120	1,00	97,2	37.703	5.265
35	ŞERBET	120	1,00	72,9	27.526	3.844
36	ŞERBET	120	1,00	54,0	19.611	2.739
37	BRÜDE	127	1,40	24,3	64.217	14.118
38	BRÜDE	127	1,40	18,9	49.947	10.981
39	BRÜDE	127	1,40	30,2	79.915	17.569
40	BRÜDE	127	1,40	5,2	13.700	3.012
41	ŞERBET	115	1,00	97,2	35.792	4.791
42	ŞERBET	120	1,00	97,2	37.675	5.261
43	DOYMUŞ	107	1,40	5,2	1.887	236
44	BRÜDE	127	1,40	7,8	20.550	4.518
45	DOYMUŞ	107	1,40	7,8	2.830	354
<b>TOPLAM ENERJİ VE EKSERJİ MİKTARLARI</b>				<b>580.020</b>	<b>116.231</b>	

Tephirde üretilen brüde hesaplamaları için su buharı termodinamik tabloları ve yukarıda belirtilen denklemler kullanılmıştır. Şerbet için ise (11) nolu denklemden elde edilen değerler kullanılmıştır.

**Çizelge 3.4. 2.** Tephir buhar enerji ve ekserji miktarı

İŞLEM	T	P	m	Enerji	Ekserji	
NO	(°C)	(bar)	(kg/s)	(kW)	(kW)	
46	BRÜDE	125	1,40	29,9	78.996	17.357
47	DOYMUŞ	103	1,40	29,5	10.235	1.228
48	ŞERBET	120	1,00	54,0	19.611	2.739
49	ŞERBET	118	1,00	42,9	14.645	2.011
50	ŞERBET	118	1,00	35,6	11.639	1.598
51	BRÜDE	118	0,96	11,1	29.225	5.853
52	BRÜDE	118	0,96	7,3	19.246	3.854
53	BRÜDE	118	0,96	16,4	43.139	8.639
54	BRÜDE	118	0,96	1,3	3.393	679
55	ŞERBET	103	2,00	97,2	31.216	3.731
56	ŞERBET	115	2,00	97,2	35.791	4.791
57	DOYMUŞ	103	1,40	1,3	448	54
58	BRÜDE	118	0,96	0,7	1.939	392
59	DOYMUŞ	103	1,40	0,7	256	31
<b>TOPLAM ENERJİ VE EKSERJİ MİKTARLARI</b>				<b>299.777</b>	<b>52.957</b>	

Atık buharı ilk buharlaştırıcıda ısı transferi yaptıktan sonra kapalı su devre olarak buhar üretim kazanlarına geri gelir. Bundan sonraki aşamalarda ise buharlaştırıcılarda üretilen şerbetin buharı (brüde) ile enerji kullanımı sağlanır.

Şerbet için kuru madde oranına ve sıcaklığına göre  $C_p$  değeri değişmekte olup, (11) nolu denklemde entalpi hesaplama metodu verilmiştir. Buna göre, sıcaklık aynı kalmak üzere, şerbette bulunan kuru madde oranı arttıkça  $C_p$  değeri azalmaktadır. İlk elde edilen sirkülasyon şerbetinde ise bu değer 3,8645 kJ/kg.K'dir.

Çizelge 3.5. 3. Tephir buhar enerji ve ekserji miktarı

İŞLEM		T	P	m	Enerji	Ekserji
NO		(°C)	(bar)	(kg/s)	(kW)	(kW)
60	BRÜDE	116	0,96	16,1	42.216	8.452
61	DOYMUŞ	98	1,00	15,8	5.164	587
62	ŞERBET	118	1,00	35,6	11.640	1.599
63	ŞERBET	115	1,00	30,4	9.205	1.232
64	ŞERBET	110	1,00	26,5	7.239	926
65	BRÜDE	110	0,43	5,2	13.580	2.151
66	BRÜDE	110	0,43	3,9	10.124	1.604
67	BRÜDE	110	0,43	3,9	10.098	1.600
68	BRÜDE	110	0,43	0,6	1.541	244
69	ŞERBET	72	1,00	101,3	20.280	1.612
70	ŞERBET	83	1,00	101,3	24.609	2.319
71	DOYMUŞ	98	1,00	0,6	187	21
72	BRÜDE	110	0,43	0,5	1.399	222
73	ŞERBET	83	1,00	97,2	23.582	2.222
74	ŞERBET	95	1,00	97,2	28.124	3.083
75	DOYMUŞ	98	1,00	0,5	170	19
76	BRÜDE	110	0,43	0,7	1.825	289
77	ŞERBET	95	1,00	97,2	28.174	3.089
78	ŞERBET	103	1,00	97,2	31.216	3.731
79	DOYMUŞ	98	1,00	0,7	221	25
80	BRÜDE	110	0,43	1,8	4.741	751
81	ŞURUP	70	1,00	7,6	807	62
82	ŞURUP	55	1,00	6,7	451	25
83	BRÜDE	98	1,00	1,8	575	64
84	BRÜDE	110	0,43	1,6	4.101	650

**Çizelge 3.5. 3. Tephir buhar enerji ve ekserji miktarı (devamı)**

<b>85</b>	<b>ŞURUP</b>	<b>85</b>	<b>1,00</b>	<b>22,4</b>	<b>3.070</b>	<b>297</b>
<b>86</b>	ŞURUP	55	1,00	15,7	1.034	57
<b>87</b>	BRÜDE	100	0,43	6,8	17.554	2.772
<b>88</b>	BRÜDE	100	0,43	3,4	8.777	1.386
<b>89</b>	DOYMUŞ	75	1,00	3,4	774	65
<b>90</b>	ŞERBET	35	1,00	101,3	4.012	99
<b>91</b>	ŞERBET	55	1,00	101,3	7.328	406
<b>92</b>	DOYMUŞ	75	1,00	3,4	774	65
	ŞEKER	55	1,00	11,7	774	43
<b>TOPLAM ENERJİ VE EKSERJİ MİKTARLARI</b>					<b>324.591</b>	<b>41.724</b>

Çizelge 3.6. 4. ve 5. Tephir buhar enerji ve ekserji miktarı

İŞLEM	T	P	m	Enerji	Ekserji	
NO	(°C)	(bar)	(kg/s)	(kW)	(kW)	
93	BRÜDE	104	0,43	3,8	9.952	1.573
94	DOYMUŞ	94	1,00	3,8	1.162	127
95	ŞERBET	110	1,00	26,5	7.239	926
96	ŞERBET	101	1,00	23,5	5.459	639
97	ŞERBET	92	1,00	22,4	4.490	475
98	BRÜDE	98	0,11	3,0	7.779	671
99	BRÜDE	98	0,11	1,5	3.812	329
100	DOYMUŞ	92	1,00	1,4	434	46
101	DOYMUŞ	92	1,00	0,5	163	17
102	BRÜDE	98	0,11	1,0	2.489	215
103	ŞERBET	65	1,00	101,3	17.500	1.220
104	ŞERBET	72	1,00	101,3	20.280	1.612
105	DOYMUŞ	94	1,00	1,0	297	32
106	BRÜDE	98	0,11	0,6	1.480	123
107	ŞURUP	75	1,00	6,9	784	65
108	ŞURUP	55	1,00	5,7	374	21
109	DOYMUŞ	94	1,00	1,2	376	41
110	BRÜDE	92	1,00	0,5	163	17
111	ŞERBET	55	1,00	101,3	13.592	752
112	ŞERBET	65	1,00	101,3	17.532	1.223
113	DOYMUŞ	72	1,00	0,5	118	9
	MELAS	45	1,00	3,9	218	9
<b>TOPLAM ENERJİ VE EKSERJİ MİKTARLARI</b>				<b>115.475</b>	<b>10.134</b>	

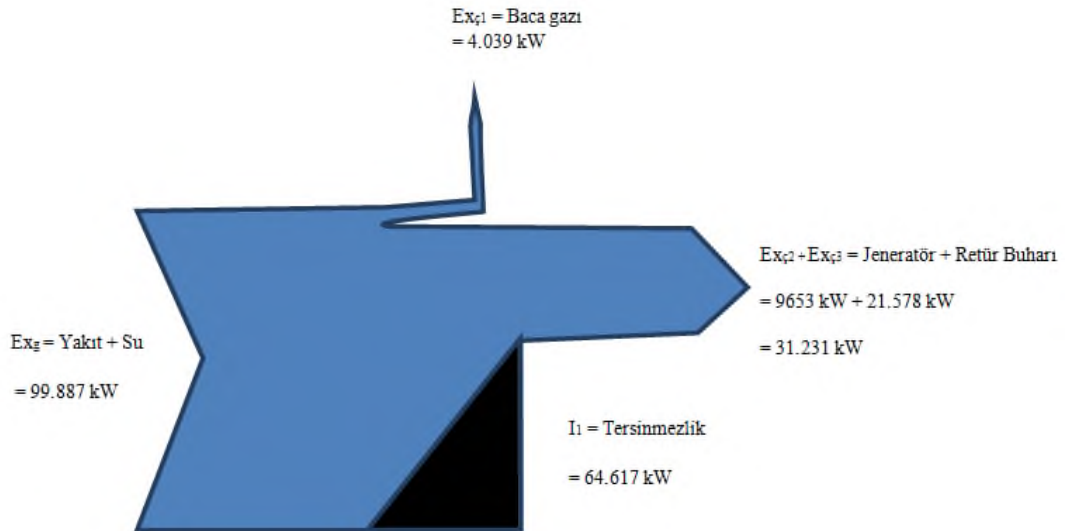


#### 4. ARAŞTIRMA SONUÇLARI VE TARTIŞMA

Kazan ve türbin bölümü için oluşturulan Grassman diyagramında tersinmezlik oranı çok fazla, yaklaşık % 67 olmaktadır. Bunun nedeni ise, doğalgaz bileşenlerinde kimyasal ekserji ağırlıklı olması, ısı ve iç enerjideki düzensizliklerin fazla ve büyük bir kısmının kullanılamamasından kaynaklanmaktadır.

“Yine aynı kontrol hacminde ekserji kaybı enerji kaybından fazla olmasının sebebi yanma olayındaki kimyasal enerji, ısı enerjisi ve iç enerji gibi düzensizliklerin fazla olmasından kaynaklanmaktadır.” (Çağdaş, 2014)

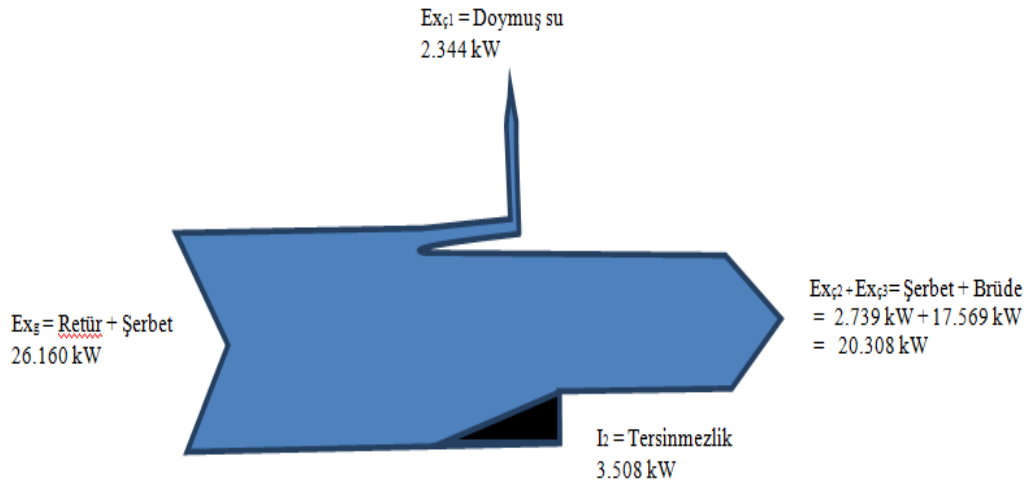
Yapılan tüm çalışmalarda doğalgaz ile elektrik üreten santrallerde de aynı durum söz konusudur. Üstelik iki aşamalı hatta bacadan çıkan ısı da değerlendirildiği halde, verim %50'nin altında kalmaktadır. Aslında doğalgaz ile elektrik üretimi çok verimli bir üretim metodu olmamasına rağmen, çok sık başvurulan bir yöntemdir. Burada ise birleşik bir yapı olan fabrika, ısı enerjisi ile çalışmaktadır. Burada üretilen elektrik, fabrikanın ihtiyacını karşıladığı gibi elde edilen atık buhar ise fabrikanın rafineri kısmına gerekli ısı enerjisini temin etmektedir. Kullanılan atık ısı enerjisi, % 90'a yakın olduğundan verimli bir şekilde değerlendirilmektedir. Onun için doğalgaz kaynaklı olarak yerinde hem elektrik hem de ısı enerjisi üretimi, şeker fabrikası için uygun bir metottur.



Şekil 4.1. Kazan ve türbin bölümü ekserji Grassman diyagramı

1. Tephirde (buharlaştırıcıda) elde edilen brüdenin az bir kısmı, sulu şerbeti ısıtma, eritme ve santrifüj gibi bazı işlemlerde kullanılarak kondense haline gelmekte, kalan büyük kısmı ise 2. Tephirde brüde elde etmek için gönderilmekte ve ısı transferi sonrası bu brüde de yoğuşturulmaktadır.

Giren ekserji değerleri atık buharından ve şerbet girişinden olmaktadır. Çıkan ekserji değerleri, kapalı devre çalışan yoğuşmuş su, 2. Tephire giren şerbet ve brüdedir.

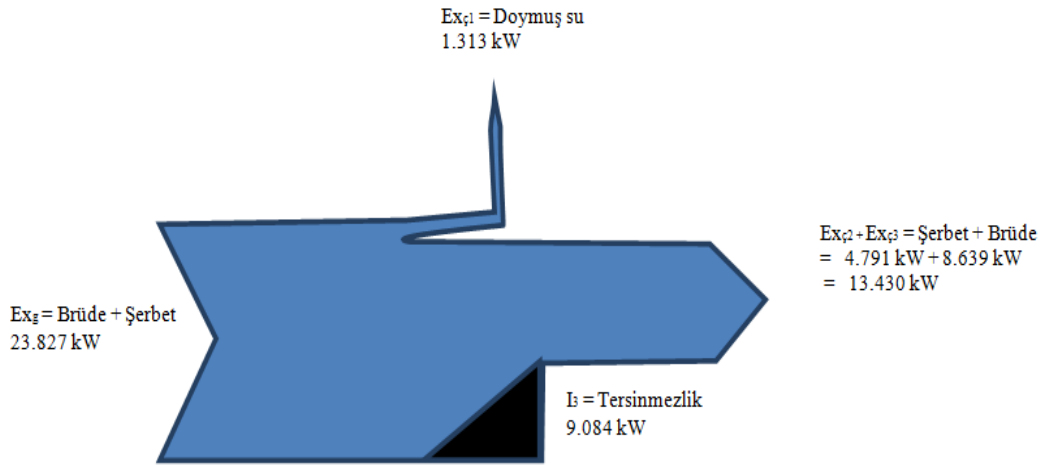


**Şekil 4.2. 1.** Tephir ekserji Grassman diyagramı

Fabrikanın rafineri kısmı ısı enerjisine bağlı olarak işlediği için burada söz konusu enerji verimi kazan ve türbin bölümüne göre yükselmesi doğaldır. Tersinmezlik oranı % 13 gibi bayağı düşük bir seviyede olup ısı enerjisi çok iyi değerlendirilmektedir.

1. Tephirde gerçekleşen bu durumun, diğer tephirlere bakıldığında en iyi bölüm olduğu görülmektedir.

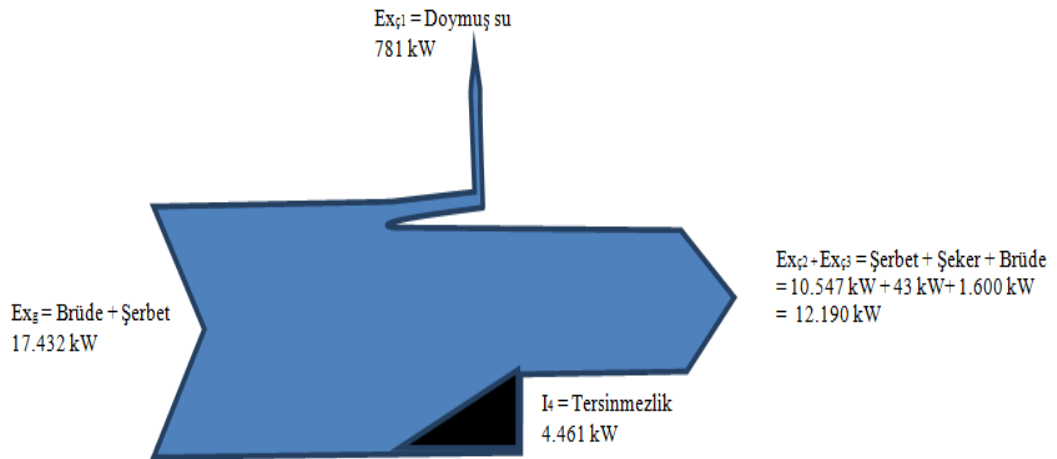
2. Tephirde elde edilen brüdenin sıcaklığı, 118 °C olmaktadır. Burada elde edilen brüde ise yine sulu şerbet ısıtıcılarda, diğer şeker depolama işlemlerinde ve 3. Tephirde kullanılmaktadır. Nihayetinde ısısı alınan brüde yine aynı şekilde yoğuşturuculara gitmektedir.



Şekil 4.3. 2. Tephir ekserji Grassman diyagramı

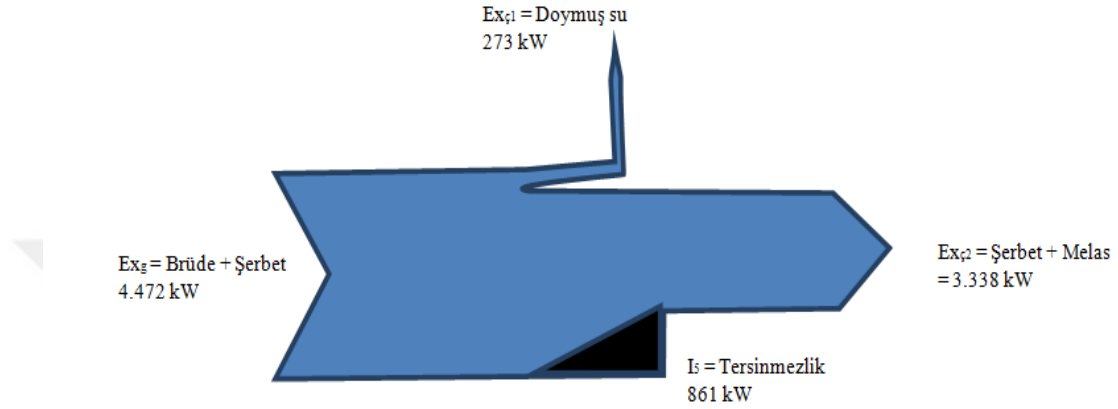
2. Tephirde yan ünitelerden giren ve çıkan brüdelere nedeniyle tersinmezlik oranı, 1. Tephire göre bir anda neredeyse 3 katına kadar çıkmaktadır. Yan ünitelerde oluşan ısı kaybı enerji verimliliğini düşürmektedir.

3. Tephirde elde edilen brüdenin sıcaklığı,  $110 \text{ }^\circ\text{C}$  olmaktadır. Burada elde edilen brüde, diğer tephirlerde üretilen brüdelere göre çok daha fazla yoğun ve karmaşık bir şekilde değerlendirilir. Sulu şerbet ısıtıcıları, karbonatlama, sirkülasyon ısıtıcıları, Vakum brüde ısıtıcıları, orta şeker vakum ve kristal şeker vakum işlemleri gibi çok sayıda işlerde kullanılır. Yine kullanılan brüdelere son aşama olarak kondenserele yönlendirilir.



Şekil 4.4. 3. Tephir ekserji Grassman diyagramı

3. Tephirde, yine 2. Tephire benzer bir şekilde ısı enerjisi kaybı yaşanmaktadır. Rafineri kısmında ısı kaybı en çok yan ünitelere giriş ve çıkış bölümlerinde olmaktadır. Onun için enerji kaybının 1. Tephire göre yüksek olması normaldir. Ama yine de bir önceki tephire göre iyileşme mevcuttur.



Şekil 4.5. 4.ve 5. Tephir ekserji Grassman diyagramı

Son tephirlerde ise artık şerbetin son hali ve brüdelerin en düşük sıcaklık ve basınçtaki halleri kullanılır. Yine tüm hesaplamalar diğer tephirlerde olduğu gibidir. Bu son tephir, ısı enerjisinin en düşük olan kısmı ve dolayısıyla kayıpların ve verimliliğin daha kontrol edilebilir bölümüdür. Bu yüzden tersinmezlik burada düşüş göstermektedir.

Çizelge 4.1. Ekserji Miktarları ve Tersinmezlik Oranları

	EKSERJİ		TERSİNMEZLİK	
	GİREN	ÇIKAN	I	ORANI
	(kW)	(kW)	(kW)	%
<b>KAZAN VE TÜRBİN</b>	99.887	35.270	64.617	65
<b>1. TEPHİR BUHAR</b>	26.160	22.652	3.508	13
<b>2. TEPHİR BUHAR</b>	23.827	14.742	9.084	38
<b>3. TEPHİR BUHAR</b>	17.432	12.971	4.461	26
<b>4. VE 5. TEPHİR BUHAR</b>	4.472	3.611	861	19
<b>TOPLAM MİKTARLAR</b>	<b>168.904</b>	<b>86.222</b>	<b>82.682</b>	<b>49</b>

Bu aşamada elde edilen brüdeler, kireçli ham şerbet ısıtıcılarına yani şeker üretiminde ilk aşama olan kireçli ham şerbet üretme işleminde kullanılır. Tüm prosesler göz önüne alındığında görülecektir ki, fabrika ilk ve son işlemleri yine birbirine bağlı ve bir bağımlı döngü içinde çalışmaktadır.

Tersinmezlik tablosuna göre kısaca özetlenirse, en fazla tersinmezlik oranı kazan ve türbin kısmında % 65'lik gibi yüksek bir değer olmaktadır. Bunun nedeni, doğalgazın kullanılamayan kimyasal ekserjisidir.

En düşük tersinmezlik oranı ise % 13 gibi düşük bir değerle 1. Tephirde elde edilmiştir. Burada ısı transferi ile mevcut enerji maksimum düzeyde kullanılmıştır.

Tesisin ortalama ekserji kaybı % 49 olmakla aslında fazla bir değerdir. Kazan ve Türbin bölümünde oluşan tersinmezlik bu oranı yüksek tutmaktadır.

## 5. SONUÇ VE ÖNERİLER

Yapılan bu çalışma ile Çorum Şeker Fabrikasında türbin ve rafineri sistemlerindeki tüm aşamaların verimlilikleri tespit edilebilir ve buna göre neler yapılabileceği planlanabilir. Buhar enerjisinin en çok kullanıldığı veya kaybın en fazla olan kısımları belirlenir ve ona göre alternatif çalışmalar yapılabilir.

Kazan kısmı hariç tüm tephirlerde hesaplanan enerji ve ekserji değerleri birbiriyle orantılı olarak gözükmemektedir. Kontrol hacimleri ile ilgili toplam değerler Çizelge 5.1'de verilmiştir.

**Çizelge 5.1.** Fabrika toplam buhar enerji ve ekserji verimleri

	ENERJİ		EKSERJİ		ENERJİ	EKSERJİ	EKSERJİ FAKTÖRÜ
	GİREN	ÇIKAN	GİREN	ÇIKAN	VERİMİ	VERİMİ	
	(kW)	(kW)	(kW)	(kW)	$\eta_{en}(\%)$	$\eta_{ex}(\%)$	
<b>KAZAN VE TÜRBİN</b>	128.989	108.143	99.887	35.270	83,8	35,3	
<b>1. TEPHİR BUHAR</b>	125.520	117.277	26.160	22.652	93,4	86,6	0,43
<b>2. TEPHİR BUHAR</b>	129.822	89.869	23.827	14.742	69,2	61,9	0,23
<b>3. TEPHİR BUHAR</b>	133.782	118.163	17.432	12.971	88,3	74,4	0,29
<b>4. VE 5. TEPHİR</b>	48.283	45.444	4.472	3.611	94,1	80,8	0,30
<b>TOPLAM</b>	566.396	478.896	171.778	89.246	84,6	51,0	0,94

Çıkan sonuçlarda da görüldüğü üzere ekserji verimi, enerji verimi değerinden her zaman düşük çıkmaktadır. Bunun nedeni ise enerji verimliliğinde yani birinci kanuna göre yapılan verim analizinde, tersinmezliklerin ve enerjinin niteliğinin dikkate alınmamasıdır. Tersinmezlik değerinin yüksek olduğu yerler ise sonlu sıcaklık farklarının yüksek olduğu yerlerdir.

Kazan ve türbin bölümünde toplam % 83,8 enerji verimi ve % 35,3 ekserji verimi olmuştur. Buhar üretiminde sonlu sıcaklık farklarının artması hem de tam oluşmayan yanma nedeni ile yakıt ekserjisinin tersinmezliğinin artması sonucu en düşük ekserji verimi oluşmuştur.

Burada kazan besleme suyu ön ısıtmalı değildir. Baca gazı ile kazan besleme suyu ön ısıtmalı yapıldığı takdirde ekserji verimliliği artacaktır. Tersinmezliğin en fazla olduğu bu kısım, fabrikanın genel verimini ciddi oranda azaltmaktadır. Burada, ekserji kaybının enerji kaybından fazla olmasının sebebi, yanma olayındaki kimyasal enerji, ısı enerjisi ve iç enerji gibi düzensizliklerin fazla olmasındandır. Bu yüzden ekserji faktörü hesaplanmamıştır.

1. 3. ve son tephirlerde oluşan verimlilik değerleri birbirlerine yakın ve yüksek olmakla beraber, 2. tephir değerleri ise en düşükleridir. Bunun nedeni ise 2. tephirde üretilen brüdenin çok fazla kullanım alanı olmaması ve ısı kayıplarının fazla olmasıdır.

3. Tephirde çok fazla kullanım alanı mevcut olup burada iyileştirmeler yapılarak verimlilikler artırılabilir. 4. ve 5. Tephirde, düşük sıcaklık ve basınçta işlemlerin yapılması ve brüdelerin son kullanım yerleri olması nedenleriyle verimlilik düşük olmaktadır. Buharlaştırıcılarda kullanılan ısı değiştiricilerde ısı geçişini artırarak ve ayrıca, buharlaştırıcılarda oluşan taş tutma minimize edilerek yine verimler yükseltilebilir. Genel olarak tephirlerde oluşan ortalama buhar enerji verimi % 86,3, ortalama buhar ekserji verimi % 75,9 ile gayet iyi değerler elde edilmiştir.

Buhar ile ilgili tüm rafineri çalışma aşamaları hesap edildiğinde enerji verimi % 84,6 ve ortalama ekserji verimi % 52,0 olmuştur. Aslında, hem enerji hem de ekserji verimi birçok çalışmaya göre yüksek sayılabilecek değerlerdedir.

Ekserji Faktörü ise % 94 ile yüksek bir değer olmaktadır. Bu oran, kurulu rafineri sisteminin kalitesi ve çalışma prensip hakkında iyi olduğuna dair bilgi vermektedir.

Tahmini % 90 oranında üretilen buharın verimli kullanım oranı, sadece tephirler bölümü sayılmak üzere % 86,3 olmakla birlikte, tahmini değerden yaklaşık % 4 oranında az bir farkla düşük olmaktadır. Ancak bu değer aşırı bir fark teşkil etmemektedir. Aynı durum kazan ve türbin bölümü için söylenemez.

Her sene yapılan tamirat ve bakım çalışmalarında, kampanya sezonu aşırı ısıdan hasar gören ve ısı kaybının artışına neden olan kısımlar yenilenmektedir. Bu

yenilenme esnasında maliyetlerde düşünülerek en uygun malzeme seçimi yapılması gereklidir.

Her durumda iyileştirme yapılması gereken çalışmalar olacaktır. Bu fabrika için yapılması gerekenler şöyle sıralanabilir:

- Teknolojik gelişmelerden yararlanarak fabrikayı revize etmeli ve maliyetlerde göz önünde bulundurularak bakımda kullanılacak malzemelerin teknik özellikleri amaca en uygun olacak şekilde belirlenmelidir.
- Buharlaştırıcılarda kullanılan ısı değiştiricilerde ısı geçişini artırarak daha az ama yüksek sıcaklıkta atık buharı kullanmak yerinde olacaktır.
- Buharlaştırıcılarda oluşan ve buharlaşma hızını azaltan taş tutma olayı, şerbetin debisi ayarlanarak düşürülmelidir.
- Kampanya zamanında günlük olarak otomasyon sistemi ile uyumlu olarak optimum miktarda buhar ve elektrik üretimi yapılmalıdır.
- İzolasyonları gözden geçirilmelidir.
- Doğalgazın tam yanması için hava akışı kontrol altına alınmalı, gerekirse vantilatör ile hava akışı sağlanmalıdır.
- Baca gazından atılan ısının geri dönüşümü sağlanabilir. Mesela, kazan giriş suyunu ısıtmak veya giren doğalgazı ön ısıtmalı yapmak gibi.



## KAYNAKLAR

- Akova, G., Aralık 2006, Doğalgazın Sıvılaştırılması ve Ekserji Analizi, Yıldız Teknik Üniversitesi, İstanbul, s. 21, 27
- Asadi, M., 2007, Beet Sugar Handbook, Basic of Beet-Sugar Technology Section, Wiley-Interscience A John Wiley And Sons Inc. Publication, p. 60
- Çağdaş, F., Uysal, C., Kılıç, E., Kurt H., 2014, Bir Buhar Kazanının Enerji ve Ekserji Analizi Yoluyla Performansının Değerlendirilmesi, 7 Aralık Üniversitesi, Kilis, Akademik Platform, ISITES2014 Karabük, s. 556,557,558
- Çengel Y., Boles M. A., 2013, Termodinamik Mühendislik Yaklaşımıyla, Yedinci Baskı, Ankara, p. 218, 225
- Dazlak, S., 2006. Bir Doğal Gaz Santralinde Meydana Gelen Atık Isı Kazanım Tesisinin Enerji ve Ekserji Analizi, Yüksek Lisans Tezi 54s, Karabük, s. 96
- Erdem, F., Altanlar, S., 2004, Şeker Fabrikasyonunda Enerji Ekonomisi, Şeker Enstitüsü Teknolojik Araştırmalar Bölümü, Enerji Ekonomisi ve Korozyon Şubesi
- Kahraman, T., Cesur, S., 2013, Şeker Endüstrisinde Enerji Kullanımı Açısından Süreç İyileştirme Uygulamaları, Ege Üniversitesi Kimya Mühendisliği, 10. UKMK 7-553. Sunum
- Kaushic, S, C.,SivaReddy, V., Tyagi, S, C., 2010, Energy And Exergy Analyses Of Thermal Power Plants: A Review, Elsevier, Renewable And Sustainable Energy, 15 (2011) 1857-1872
- Leblebici, F., 2003, Şeker Fabrikasyonunda Enerji Ekonomisi
- Moran, Micheal J., Shapiro, Howard N., 2004, Fundamentals Of Engineering Thermodynamics, 5. Edition, Wiley, p. 659
- Union Gas Limited,2017, <https://www.uniongas.com/about-us/about-natural-gas/chemical-composition-of-natural-gas>
- Nurveren, K., Eylül 2001, Bor Şeker Fabrikası Buharlaştırma Sistemlerinin Ekserji Analizi, Niğde Üniversitesi, Niğde, s.11-18
- Szargut, J., 2007, Egzergia. Poradnik Obliczania I Stosowania, Wydawnictwo Politechniki Shlaskej, Gliwice
- Şahin, H, M., Acır, A., Baysal, E., Koçyiğit, E., 2007.Enerji Ve Ekserji Analiz Metoduyla Kayseri Şeker Fabrikasında Enerji Verimliliğinin Değerlendirilmesi, Gazi Üniversitesi Müh. Mim. Fak. Dergisi, J. Fac. Eng. Arch. Gazi Üniversitesi, Cilt 22, No 1, 111-119

- Taner, T., Sivrioğlu, M., 2013. Şeker Fabrikalarında Enerji ve Ekserji Analiz Yöntemi, Mühendis ve Makine, cilt 54, sayı 637, s 54-58
- Taner, T., Sivrioğlu, M., 2014. Şeker Fabrikalarındaki Enerji Santralleri İçin Termodinamik Analiz Yöntemi, Gazi Üniv. Müh. Mim. Fak. Der. Cilt 29, No:2, 407-414
- Taner, T., Sivrioğlu, M., 2015, Energy-Exergy Analysis And Optimisation Of A Model Sugar Factory In Turkey. Elsevier, Energy 93 (2015) 641-654
- Tekel, E., 2006, Termik Santrallerin Enerji Ve Ekserji Analizi, Pamukkale Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi Makine Mühendisliği Anabilim Dalı, s.52.
- Tekin, T., 1995, Erzurum Şeker Fabrikasının Ekserji Analizi, Doktora Tezi, Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Niğde, s.76
- Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ő. Bilgi İşlem Dairesi Başkanlığı, 2013.  
<http://www.turkseker.gov.tr/>
- Türközü, B., Özen, D, N., Altınışık, K., 2010.Çumra Şeker Fabrikası Enerji Verimliliğinin Ekserji Analiziyle Değerlendirilmesi, Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi, 30, 2, 77-83
- Yong-Ho, Kwona., Ho-Young, Kwaka., Si-Doek, Ohb., 2000, Exergoeconomic Analysis of Gas Turbine Cogeneration System, Elsevier, Energy Int. J. 1(1) (2001) 31-40
- Urbaniec, K., Zalewski, P., 2000. A Decomposition Approach For The Retrofit Of Energy Systems In The Sugar Industry”. Applied Thermal Engineering, 20, pp. 1431– 1442. Plock, Poland.
- Wall, G., 2009, Exergetics, Bucaramanga, p.59
- Wang, L., 2009. Energy Efficiency and Management in Food Processing Facilities, CRC Press, Boca Raton – London - New York, s.452
- Yalçın, H., 2005. Balıkesir İl Merkezinde Isıtma Sektöründe Kullanılan Yakıtların Enerji ve Ekserji Analizleri ve Çevresel Etkiler, Balıkesir Üniversitesi, Yüksek Lisans Tezi, Balıkesir.
- Yaşar, M, M., 2003. Şeker Teknolojisi, www.kimyaevi.org, s.5, s.8
- Yücel, B., Yıldırım, İ., Kakaç, S., 1973, Ankara Şeker Fabrikasında Isı Ekonomisi Üzerinde Bir Araştırma,

## ÖZGEÇMİŞ

### Kişisel Bilgiler

Soyadı, Adı: YILDIZ, Gültekin

Uyruğu: T.C.

Doğum tarihi ve yeri: 02.01.1972 - Çorum

Medeni hali: Evli

Telefon: 0 (505) 2788672

e-mail : yildiz.gultekin@gmail.com

### Eğitim

Derece	Eğitim Birimi	Mezuniyet tarihi
Lisans	Gaziantep Üniversitesi Elektrik-Elektronik Mühendisliği Bölümü	1994
Lise	Alaca Ş. Nedim Tuğaltay	1989

### İş deneyimi

Yıl	Yer	Görev
1995-1996	Özel Şirket	Ortak-Müdür
1997-2010	Türk Telekom	Mühendis Erişim Şebekeleri Müdürü
2010-2014	H. Ü. Ç. E. A. Hastanesi	Mühendis
2014-2015	Çorum İl Özel İdaresi	Mühendis
2015-2017	Çorum İli K.H.B.G.S.	Mühendis
2017-	Çorum İl Sağlık Müd.	Mühendis

### Yabancı dil

İngilizce