

T.C
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ



ELAZIĞ ŞEKER FABRİKASINDA ENERJİ
VE EKSERJİ ANALİZİ
YÜKSEK LİSANS TEZİ

Kutbettin AYDEMİR

Anabilim Dalı: Makina Mühendisliği

Danışman: Yrd. Doç. Dr. Mehmet DURANAY

TEMMUZ-2017

T.C.
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

ELAZIĞ ŞEKER FABRİKASINDA ENERJİ VE EKSERJİ ANALİZİ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Kutbettin AYDEMİR

131120106

Tezin Enstitüye Verildiği Tarih: 2017

Tezin Savunulduğu Tarih: 10 Ağustos 2017

Tez Danışmanı : Yrd. Doç. Dr. Mehmet DURANAY (FÜ)

Diğer jüri Üyeleri: Prof. Dr. İhsan DAĞTEKİN (FÜ)

Yrd. Doç. Dr. Ömer Faruk CAN (DÜ)

TEMMUZ 2017

ÖNSÖZ

Yüksek lisans eğitimim boyunca zengin bakış açısıyla beni aydınlatan danışman hocam Sayın Yrd. Doç. Dr. Mehmet DURANAY'a yüksek lisans tez çalışmamda gösterdiği ilgi ve sabrından dolayı teşekkür ederim.

Çalışmam boyunca bilgi ve tecrübelerini esirgemeyen Elazığ Şeker Fabrikası Müdürlüğü'ne, çalışanlarına ve özellikle Makine Mühendisi Uğur Adnan ÖZHAN'a teşekkür ederim.



İÇİNDEKİLER

	Sayfa No
ÖNSÖZ	II
İÇİNDEKİLER.....	III
ÖZET	V
SUMMARY	VI
ŞEKİLLER LİSTESİ	VII
TABLolar LİSTESİ	VII
KISALTMALAR.....	IX
1. GİRİŞ.....	1
1.1. Literatür	2
1.2. Şeker Üretim Teknolojisi	5
1.2.1. Şeker Üretimi Hazırlık Süreci	5
1.2.2. Ham Şerbet Süreci.....	8
1.2.3. Difüzyon Süreci.....	9
1.2.4. Kireçleme Süreci	10
1.2.5. Karbonatlama Süreci	11
1.2.6. Buharlaştırma Süreci	12
1.2.7. Rafineri Süreci.....	13
1.2.8. Şeker Pişirimi Süreci	14
1.2.9. Kristal Şeker Süreci.....	14
1.2.10. Şeker Lapası Pişirimi.....	15
1.2.11. Şekerin Kurutulması ve Ambalajlanması.....	16
2. TEMEL KAVRAMLAR VE ANALİZ.....	17
3. ŞEKERİ OLUŞTURAN MADDELER VE MADDE DENGESİ.....	23
3.1. Ham Şerbet Üretiminde Madde Dengesi.....	23
3.2. Şerbet Arıtım İşleminde Madde Dengesi	26
3.3. Tephir İstasyonu İçin Madde Dengesi.....	31
4. BUHAR VE SICAK SU HESAPLAMALARI.....	40
4.1. Şerbet Isıtıcıları	40
4.2. Sirkülasyon şerbeti ısıtıcıları	41
4.3. Prese Suyu Isıtıcıları.....	41
4.4. İkinci Karbonatlama Isıtıcıları.....	42
4.5. Sulu Şerbet Isıtıcıları	42
4.6. Kireçli Ham Şerbet Isıtıcı İşlemleri.....	43

4.7.	Kristal Şeker Kurutma İşlemi:.....	45
4.8.	Şerbet Isıtıcıları İçin Buhar ve Sıcak Su Miktarlarının Hesaplanması.....	46
4.9.	Kristal Vakumlarında Kullanılan Buhar Miktarının Hesabı	47
4.10.	Orta Şeker Vakumlarında su ve brüde	47
4.11.	Orta - Afine Şeker Vakumları	48
4.12.	Son Şeker Vakumları.....	48
4.13.	Buharlaştırıcıda Hesaplama Yöntemi:.....	49
5.	ELAZIĞ ŞEKER FABRİKASI ENERJİ VE EKSERJİ ANALİZİ YÖNTEMİ İLE ENERJİ VERİMLİLİĞİNİN HESAPLANMASI	52
5.1.	Enerji Hesaplamaları	52
5.2.	Ekserji Hesaplamaları.....	53
6.	SONUÇLAR VE ÖNERİLER.....	56
6.1.	Ham Şerbet Süreci.....	56
6.2.	Şerbet Arıtım Süreci	57
6.3.	Şerbet Koyulaştırma Süreci.....	58
6.4.	Şekerin Kristalleştirilmesi Süreci	60
6.5.	Öneriler.....	61
	KAYNAKLAR.....	65
	EKLER.....	67
	ÖZGEÇMİŞ.....	76

ÖZET

Bu çalışmada, Elazığ Şeker Fabrikası'nın 2015-2016 yılı kampanya verileri kullanılarak şeker üretim süreçleri için enerji ve ekserji analizleri yapılmıştır.

Endüstriyel uygulamalarda enerji ve ekserji analizleri büyük önem taşımaktadır. Bu analizlerle Elazığ Şeker Fabrikasının enerji verimliliğinin artırılması ve atık enerjinin geri kazandırılması amaçlanmıştır.

Elazığ Şeker Fabrikasında bu durum için elde edilen enerji ve ekserji sonuçları dikkate alınarak verimli üniteler belirlenmiştir.

Elazığ Şeker Fabrikasında verim %62 olarak hesaplanmıştır. Verimi artırmak mümkündür.

Anahtar kelimeler: Enerji analizi, ekserji analizi, şeker fabrikası, verim, tersinmezlik.

SUMMARY

Energy and Exergy Analysis in Elazığ Sugar Plant

In this study, energy and exergy analysis sugar production stages were conducted using the data of 2015-2016 operational period for Elazığ Sugar Plant.

Energy and exergy analysis have importance in industrial applications. Increasing energy efficiency and regaining the waste energy using these analyses have been aimed.

Taking the analyses results for each sugar production stage into account, efficient units were determined for Elazığ Sugar Plant.

The efficiency in Elazığ Sugar Plant was calculated as 62%. It is possible to increase efficiency.

Keywords: Energy analysis, exergy analysis, sugar factory, efficiency, irreversibility.

ŞEKİLLER LİSTESİ

	Sayfa No
Şekil 1.1. Üretim sistemi akış şeması	6
Şekil 1.2. Pancarın fabrikaya gelişi ve silolanması.....	7
Şekil 1.3. Pancarın silolardan üretime sevki.....	7
Şekil1.4. Pancar kıyım makineleri, haşlama teknesi, difüzör tesisler	8
Şekil 1.5. Kireçleme kuleleri	10
Şekil 1.6. Kireçleme üniteleri	11
Şekil 1.7. Buharlaştırıcılar	12
Şekil 1.8. Rafineri sistemleri.....	15
Şekil 1.9. Şekerin kurutulması ve ambalajlanması	16
Şekil 1.10. Şeker ambalajlama.....	16
Şekil 3.1. Pancar – ham şerbet üretimi madde dengesi.....	23
Şekil 3.2. Ham şerbet süreci kontrol hacmi	25
Şekil 4.1. Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı kontrol hacmi dağılımı	41
Şekil 4.2. Prese suyu ısıtıcısı kontrol hacmi dağılımı	41
Şekil 4.3. İkinci karbonatlama ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı	42
Şekil 4.4. Sulu şerbet ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı	43
Şekil 4.5. Kireçli ham şerbet ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı.....	45
Şekil 4.6. II. Kristal şeker kurutmaları kontrol hacmi dağılımı	46
Şekil 4.7. Kristal vakum kontrol hacmi dağılımı	47
Şekil 4.8. Orta şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı	48
Şekil 4.9. Orta- Afine şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı	48
Şekil 4.10. Son şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı	49

TABLÖLAR LİSTESİ

	Sayfa No
Tablo 3.1.	Şeker üretiminde formüllerde kullanılan birim ve değerler..... 24
Tablo 3.2.	Elazığ Şeker Fabrikası 2015-2016 Teknik Raporundan alınan değerler. 24
Tablo 3.3.	Elazığ Şeker Fabrikası 2015-2016 teknik raporundan alınan veriler: 25
Tablo 3.4.	Elazığ Şeker Fabrikası 2015-16 teknik raporundan alınan değerler: 26
Tablo 3.5.	Şerbet arıtım süreci kontrol hacmi 26
Tablo 3.6.	Rafineride kullanılan simgeler 32
Tablo 3.7.	Rafineri işlemleri ve Madde Dengesi 32
Tablo 3.8.	Şerbet, Şurup ve lapalarla ilgili teknik rapor değerleri 33
Tablo 3.9.	Hesaplama da kullanılan koyu şerbet, şeker ve melas değerleri..... 34
Tablo 3.10.	Hesaplama da kullanılan son lapa, son şeker ve melas değerleri 35
Tablo 3.11.	Hesaplama da kullanılan afine lapa, son şeker vekristal yeşil +kristal beyaz deposu değerleri..... 36
Tablo 3.12.	Hesaplama da kullanılan afine lapa, afine şeker ve afine şurup değerleri 36
Tablo 3.13.	Hesaplarda kullanılan orta lapa, orta şeker ve orta şurup değerleri 37
Tablo 3.14.	Şurup, lapa ve şeker miktarları. 39
Tablo 4.1.	Isıtıcılarda kullanılan brüdeler ve ısıtıcılara giriş çıkış sıcaklıkları 40
Tablo 4.2.	Isıtıcılarda kullanılan şerbet ve sıcak suyun özgül ısı değerleri 44
Tablo 4.3.	Hesaplama da kullanılan koyu şerbet, şeker ve melas değerleri..... 46
Tablo 4.4.	Şerbet ısıtıcılarında kullanılan buhar ve sıcak su miktarları..... 47
Tablo 4.5.	Kullanılacak buhar miktarının cinslerine göre dağılımı 50
Tablo 4.6.	Buharlaştırıcıya giren retür ve çıkan su ve bürüde miktarı..... 51
Tablo 5.1.	Ham şerbet üretim süreci hesapları 52
Tablo 5.2.	Şerbet arıtma sürecinin enerji hesapları 52
Tablo 5.3.	Buharlaştırıcı sürecinin enerji hesapları..... 53
Tablo 5.4.	Rafineri sürecinin enerji hesapları 53
Tablo 5.5.	Ham şerbet üretim sürecinin ekserjitik verimi..... 54
Tablo 5.6.	Şerbet arıtma sürecinin ekserjitik verimi 54
Tablo 5.7.	Buharlaştırıcı sürecinin ekserjitik verimi..... 55
Tablo 5.8.	Rafineri sürecinin ekserjitik verimi 55

Tablo 6.1.	Ham şerbet ünitesi için hesaplanan ekserji ve enerji değerleri	56
Tablo 6.2.	Şerbet arıtım ünitesi için hesaplanan ekserji ve enerji değerleri.....	58
Tablo 6.3.	Buharlaştırıcı ünitesi için hesaplanan enerji ve ekserji değerleri.....	59
Tablo 6.4.	Rafineri ünitesi için hesaplanan enerji ve ekserji değerleri	60
Tablo 6.5.	Ünitelere ait enerji ve ekserji oranları.....	61
Tablo 6.6.	Ünitelere ait Sürecin tersinmezliğinin toplam tersinmezliğe oranı ve ekserji verimi	61



KISALTMALAR

A	Miktar (kg)
B	Bürüde
b	Bürüde
c	özüöl ısı (kJ/kg°C)
ç	Çıkan
E	Enerji (kJ)
Ex	Ekserji (kJ)
ex	Özüöl ekserji (kJ/kg)
g	Yer çekimi ivmesi (m/s ²)
g	Giren
h	Özüöl entalpi (kJ/kg)
hş	Ham şerbet
I	Tersinmezlik (kJ)
II.	II. Kanun
k	Kondensat
khş	Kireçli hamşerbet
ks	Küşpe
kş	Koyu şerbet
m	Kütle (kg)
n	Verim (%)
P	Polarizasyon (%)
pg	Birim pancar (100 kg)
Q	Isı (kJ)
S	Kuru madde (%)
sk	Sulu Küspe
srk	Sirkilasyon şerbeti
ss	Sıcak su
sş	Sulu Şerbet
ş	Şerbet
şdm	Şeker dışı madde
T	Sıcaklık (°C)
V	Hız (m/s)
W	İş (kJ)
z	Mesafe (m)

1. GİRİŞ

Şeker, yüzyıllardan beri insanların beslenme alışkanlıklarından dolayı, önemli gıda maddelerinden birisi olmuş ve 18. yüzyılın sonuna kadar sadece şeker kamışından üretilmiştir. Sonraki yüzyılda, şeker pancarı tarımı ve şeker pancarından şeker üretimi yapılmıştır.

Şeker kamışı tropik bölgelerde, şeker pancarı ise daha ılıman bölgelerde yetişmektedir. Şeker pancarından şeker üretimi, şeker kamışından yapılan üretime göre daha pahalı olmasına karşın, birçok ülkede hem şeker sanayine ekonomik katkıları, hem de tarımsal ve sosyal nedenlerden dolayı, çeşitli önlemler alınarak devamlılığı sağlanmaktadır. Türkiye’de de geçmişte şeker kamışı tarımı için denemeler yapılmış, ancak ekonomik olmayacağı anlaşıldığı için vazgeçilmiştir. Bu kapsamda, ülkemizde de şeker pancarından şeker üretimi yapılmaktadır.

Şeker pancarı Orta Anadolu şartlarında ve karasal iklimde yetişir ve alternatifi olmayan bir ürün çeşididir. Kırsal kesimin sosyal-ekonomik durumunun iyileşmesini sağladığı gibi, tarımın yapıldığı bölgelerde çiftçiyi toprağa bağlar ve köyden kente göçü azaltır. Münavebe sistemi ile yapılan şeker pancarı tarımı, iyi bakımlı bir tarla bırakır ve kendisinden sonra yetiştirilecek ürünlerde verim artışını sağlar. Verim artışı buğdayda %20’ye kadar artabilir. 1 dekarında 5-10 işgücü istihdamı sağlar. Ülkemizde 3,2 milyon dekar şeker pancarı tarımı yapıldığı göz önüne alınırsa, yılda yaklaşık 60.000-120000 istihdam sağlanır. Geçimini doğrudan veya dolaylı olarak sektörle ilişkilendirmiş 10 milyon insanımızın iş ve ekmek kapısı olmaktadır. Pancar tarımı, alternatif ürünlerden buğdaya kıyasla 20, mısıra göre 10 ve ayçiçeğine kıyasla 5 kat daha fazla istihdam sağlamaktadır. 1 dekar şeker pancarının fotosentez yoluyla havaya verdiği oksijen, 6 kişinin 1 yılda tükettiği oksijene eşdeğerdir ve aynı orman alanından 3 kat daha fazla oksijen üretmektedir. Biyoenerji ve son yıllarda dünyada üretimi ve kullanımı yaygınlaşan Biyoetanol’ün en önemli hammaddesidir. Sonuç olarak şeker pancarı üretiminin ve şeker imalatının ülke ekonomisine ve çevreye verdiği katkı oldukça büyüktür [1,2].

Şeker fabrikalarının öneminin kavranması şeker fabrikalarında kullanılan enerjinin verimliliğinin artırılması çalışmaları da gittikçe hızlandırılmış ve önem kazanmıştır. Enerjinin verimli kullanımı, termodinamik açıdan verimli ısı transferi işlemlerinin geliştirilmesine bağlıdır. Bu nedenlerle, son yıllarda enerji transferinin yer aldığı ortamların termodinamiği üzerine yoğun çalışmalar yapılmaktadır. Verimsizliklere neden

olan tersinmezliklerin en aza indirilmesi için ekserjinin nasıl israf edildiğinin ve bu israfı en aza indirmek için nelerin yapılması gerektiğinin bilinmesi gerekir

Enerji ihtiyacının %70'ini ithal etmek zorunda olan ve fosil yakıt kullanarak elektrik enerjisine dönüşüm sağlayan santrallerin toplam veriminin % 30 olduğu ülkemizde enerjinin verimli kullanımının önemi açıkça görülmektedir. Enerjinin bu denli verimsiz olması enerji maliyetini de yükseltmektedir. Enerji verimliliği direkt olarak ekonomik katkıya sunulabilmektedir[1]. Ekserji analizi, enerji sistemlerinin tasarlanmasında, sistem performansının belirlenmesinde önemli rol oynar. Sistemdeki enerji dönüşümleri sırasında enerjinin bir kısmı tersinmezliklere, yani kullanılamayan enerji olarak harcanmaktadır [3].

Çok miktarlarda enerji harcayan şeker fabrikalarında enerji ve ekserji analizi yapılması önemli görülmüştür. Tüm sektörel alanların böyle bir uygulamaya tabii tutulması da endüstriyel tesislerin verimlerinde iyileştirmeler sağlamaktadır. Bu çalışmada Elazığ Şeker Fabrikasının enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Elazığ Şeker Fabrikası 1955 yılında kurulmuş ve üretime geçmiştir. 1969 yılında Yurtbaşı'ndaki yeni yerine taşınmış ve hala şeker üretimine burada devam etmektedir.

1.1. Literatür

Bu konuda yapılan diğer çalışmalarda; Luiz Antonio Brezilya'da bir şeker fabrikasının termo-ekserjetik analizini incelemişler. Bu çalışmada çevresel etkilerin ve sistemin tersinmezliklerini belirtmişler. Bu çalışma Brezilyada uygulanan küspe tabanlı kojenerasyon ünitesi sistemin ekonomik analizinin de yapılmasına olanak sağlamıştır. Bu uygulamayla endüstriyel ihtiyaçları azaltacak yönde enerji bağımsızlığına yol göstermiş, elektrik üreterek enerji ihtiyacını karşılamada katkı sağlamıştır [4,5].

Tekin ve Bayramoğlu; Erzurum Şeker Fabrikasında yaptıkları ekserji analizinde, sistem bileşenlerinin tersinmezlik dağılımları çıkarmışlar ve sistemin elemanları üzerinde verim analizleri yapmışlardır [6].

H. M. Şahin ve arkadaşları Kayseri Şeker Fabrikası 2012-2013 yılı kampanya verileri kullanılarak şeker üretim süreçleri için enerji ve ekserji analizlerini yapmışlardır. Endüstriyel tesislerde enerji ve ekserji analizlerinin önemini vurgulamışlar ve şeker üretim süreçlerine giren-çıkan her bir durum için enerji ve ekserji analizi sonuçları elde etmişlerdir. Bu sonuçlara bağlı olarak şeker üretim süreçlerinin birinci ve ikinci kanun verimlerini tespit ederek, birinci ve ikinci kanun verimlerini iyileştirmek için tavsiyelerde bulunmuşlardır [7].

S.C. Kamate ve P.B. Gangavati günde 2500 ton şeker kamışı işleyen bir şeker fabrikasında, ısıl eşlemeli küspe tabanlı kojenerasyon tesisi geri basınç buhar türbin ve extraction condensing buhar türbinli olarak iki farklı şekilde incelenmişlerdir. Yapılan incelemede ekserji yöntemlerinin yanı sıra enerji analizleri, sistem bileşenlerinin verimliliği ve termodinamik kayıpları da hesaplanmışlardır. Şeker fabrikasındaki kojenerasyon sistem çevresindeki geniş buhar girişleri için basınç ve sıcaklık incelemeleri sonucu optimum değer olarak, 61 bar ve 475 °C bulunmuştur. Bu durum için geri basınçlı buhar türbinli kojenerasyon sisteminin enerji ve ekserji verimi sırasıyla 0.682 ve 0.260 olarak hesaplamışlardır. Sistemin en verimli bileşeni olarak türbini, en verimsiz eleman olarak da kazanı tesbit etmişlerdir [8].

B. Türközü v.d. Çumra Şeker Fabrikası şeker üretimindeki süreçler için 2006-2007 yılı kampanya sonuçları fabrika verilerini kullanarak, sürekli akışlı açık bir sistem olarak ele almışlar ve termodinamiğin II. Yasasına göre analizi yapmışlardır. Analizlerde fabrika süreçleri 7 parçaya bölünerek incelenmiştir [9].

J.R. Ram ve R. Banerjee Hindistan'daki bir şeker fabrikasında yaptıkları araştırmada kojenerasyon ve enerji dengesini incelemişlerdir. Günde 5000 ton şeker kamışı işleyen fabrikada enerji dengesi üzerinde çalışmalar yapmışlardır. Buharlaştırıcı tasarımında buharlaştırıcının yüzey alanının mevcut sisteme uygun olmadığı ve buhar tüketim miktarının araştırılması konularında tavsiyelerde bulunmuşlardır. Buharlaştırıcı için yapılan ekserji analizinde hem mevcut sistem hem de tasarlanan buharlaştırıcıyı göz önüne almışlar ve mevcut buhar tüketimini azaltmışlardır. Türbin donanımında kullanılan, 4.5 bar basınçta ve farklı üretim sıcaklıklarında kojenerasyonla elde edilebilen güç kullanmışlardır. Geri basınç türbininde kullanılan en uygun kızgın buhar sıcaklığını 600 °C olarak hesaplamışlardır. Güç üretiminin maliyet değerlerini hesaplamışlardır [10].

M. Yılmaz Gürleyik v.d., Bor Şeker Fabrikası'nda üretilen proses buharını ekserji yönünden incelemişlerdir. Şeker üretimindeki süreçler sürekli akışlı açık bir sistem olarak ele alınmış ve Bor Şeker Fabrikası işletme verileri ile ekserji analizi yapılmıştır. Süreçlerdeki ekserji yönünden düşük verimin nedenleri irdelenmiş ve verimi artırmak için öneriler yapılmıştır [11].

E. Apak ve R. Köse yaptıkları çalışmada, bir seramik fabrikasındaki enerji kullanımı ve enerji tasarruf imkanları araştırılmıştır. Bu amaçla çeşitli öneriler sunulmuştur. Tesiste yapılan enerji-ekserji analiz çalışması, tesisteki enerji kullanımının yüksek olduğu noktaların belirlenmesine ve bu noktalarda yapılabilecek iyileştirmelerin

tespitine imkan verilmiştir. Hesaplanan enerji ve ekserji verim yüzdeleri sırasıyla % 65,3 ve % 35 olarak belirlenmiştir [12]. Bu çalışmada şeker üretiminin ana süreçleri olan ham şerbet üretim ünitesi, şeker arıtım ünitesi, buharlaştırma ünitesi ve rafineri ünitesi ele alınmış ve bu ünitelerdeki ekserji yönünden verimler incelenmiştir. Her üniteye ait tersinmezlikler belirlenmiş ve iyileştirmeler hakkında bilgiler verilmiştir. Hazırlanan tablolarda, her üniteye giren ve çıkan maddelerin enerji ve ekserji bilgileri verilmiştir.

M. Bayrak tarafından yapılan çalışmada, Bor Şeker Fabrikasından elde edilen veriler yardımıyla şeker üretim işlemleri için enerji ve ekserji analizi yapılmış ve şeker üretim safhaları için termodinamiğin birinci ve ikinci kanunu kullanılarak, bu safhaların termodinamik analizi yapılmıştır. Termodinamiğin birinci ve ikinci kanunu yardımıyla işlem safhalarındaki verim, işlem safhalarındaki kullanılamayan enerji kayıpları için tahminler yapılmıştır [13].

K. Nurveren tarafından yapılan çalışmada, Bor Şeker Fabrikası buharlaştırma sistemlerinin ekserji analizi yapılmıştır. Pancardan şeker üretimindeki süreçler sürekli akışlı açık bir sistem olarak ele alınmış ve fabrikanın işletme verileri ile ekserji analizi incelenmiştir. İşlem safhaları boyunca ortaya çıkan, kullanılabilen ve kullanılamayan enerji tespit edilerek, fabrikanın verimi hesaplanmış ve buna bağlı olarak verimin artırılması amacıyla önerilerde bulunulmuştur [14].

S. Üze tarafından yapılan çalışmada; şeker fabrikalarının üretim süreçleri belirlenmiş ve bu süreçlere termodinamiğin birinci ve ikinci yasaları uygulanarak, öncelikli olarak kullanılabilir enerji denklemleri açıklanmıştır. Pancardan şeker üretimi detaylı olarak ele alınmış, Elazığ Şeker Fabrikası verileriyle enerji ve kullanılabilir enerji analizi yapılmıştır. Pancardan şeker üreten fabrikaların genel akım şemalarına göre üretim süreçleri, şerbet üretimi, şerbetin arıtılması, şerbetin koyulaştırılması, şerbetin kristalleştirilmesi, küspe üretimi ve buhar üretimi detaylı olarak incelenmiştir. Yapılan analizler sonucunda, şerbet üretimi ve şerbet arıtma süreçlerindeki bazı ısıtıcılarda daha düşük sıcaklıkta ısıtıcı buhar kullanımının mümkün olabileceği saptanmıştır [15].

T. Baloh tarafından yapılan çalışmada, termodinamiğin birinci ve ikinci kanunu ve kullanılabilir enerji denklemleri açıklanmış, sistem açık sistem ve çevrim örneklerine uygulanmıştır. Ayrıca şeker pancarı ve şeker üretim işlemleri hakkında bilgi verilmiştir. Pancardan şeker üretimi tek tek incelenerek enerji ve kullanılabilir enerji hesaplamaları yapılmıştır. Süreçlere katılan maddelerin özelliklerinin saptanmasında bazı tablo, diyagram ve analitik bağıntılardan faydalanılmıştır [16].

1.2. Şeker Üretim Teknolojisi

Bu bölümde şeker üretimi için gerekli olan hammaddeler ve bu hammaddelerin işlenmesi koşullarına değinilmiştir. Şeker üretim sistemi aşamalara ayrılmış ve detaylı olarak anlatılmıştır.

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

Ana vatanı Hindistan ve Arap ülkeleri olan şeker kamışı dünyada tropikal ve yarı tropikal bölgelerde yetiştirilmektedir. Ülkemizde şeker kamışı tarımı yapılmamaktadır. Şeker kamışının bünyesinde yaklaşık olarak %12 - 16 şeker bulunur ve dünyada üretilen şekerin % 60 kadarı şeker kamışından elde edilmektedir [4].

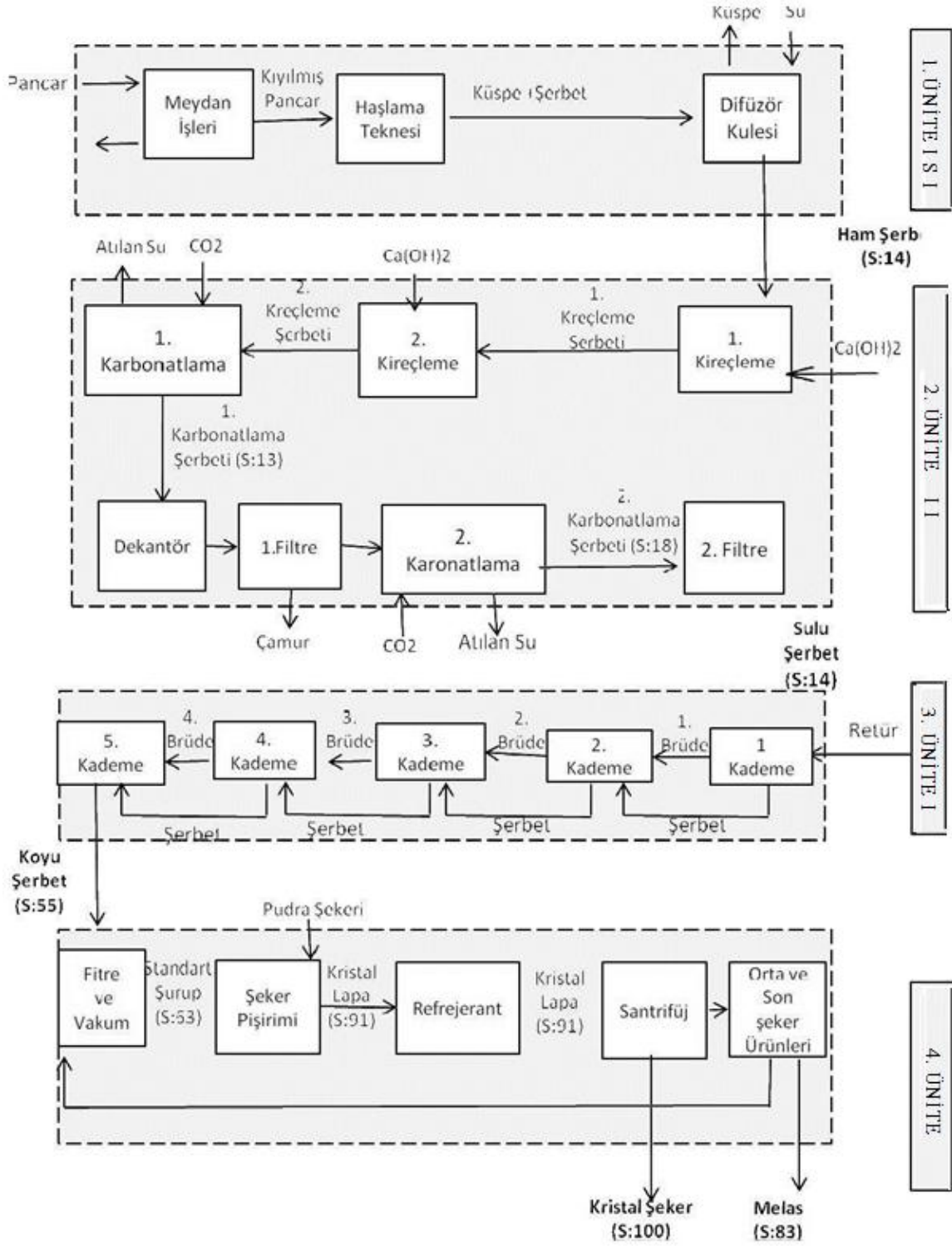
Şeker pancarı ise ülkemizi de kaplayan ılıman iklime sahip kuşakta yetiştirilmektedir. Şeker pancarının yapısında %4 - 5 hücre dokusu, %4 - 5 kimyasal bağlı su ve %90 - 95 öz suyu vardır. Pancar öz suyunun bileşimi şu şekildedir: %15 - 18 şeker (sakkaroz), %1.0– 1.5 diğer şeker dışı organik maddeler, %0.8 anorganik tuzlar [4].

Şeker pancarından şeker üretim süreci daha iyi incelenmesi adına bu çalışmada dört bölüme ayrılmıştır.

1. Ham Şerbet Üretim Ünitesi
2. Şerbet Arıtım Ünitesi
3. Buharlaştırıcı Ünitesi
4. Rafineri Ünitesi

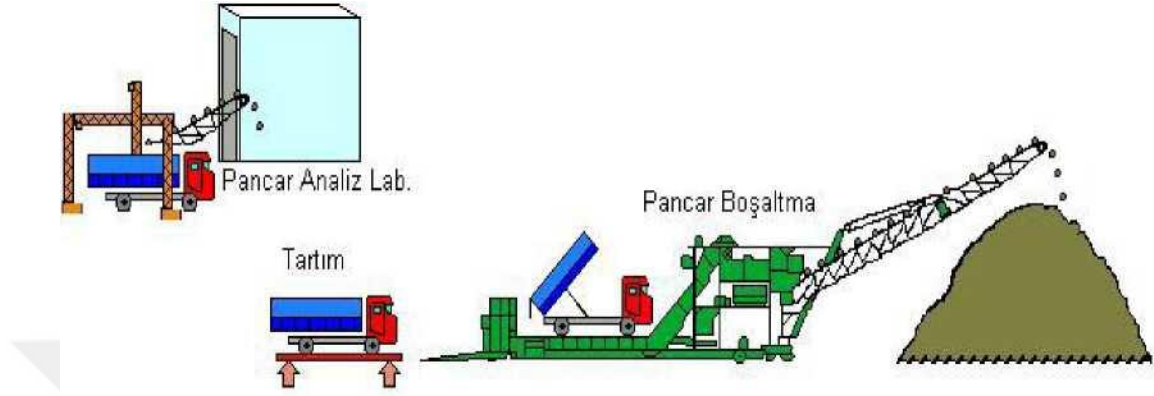
1.2.1. Şeker Üretimi Hazırlık Süreci

Pancar, genellikle Şeker Fabrikasına doğrudan çiftçi tarafından getirilir. Zorunlu durumlarda ise çiftçiden tesellüm merkezlerinde teslim alınır. Fabrikaya sevk edilen pancar, tartı işleminden sonra toprak firesi belirlenerek fabrika pancar silolarına boşaltılır.



Şekil 1.1. Üretim sistemi akış şeması [4]

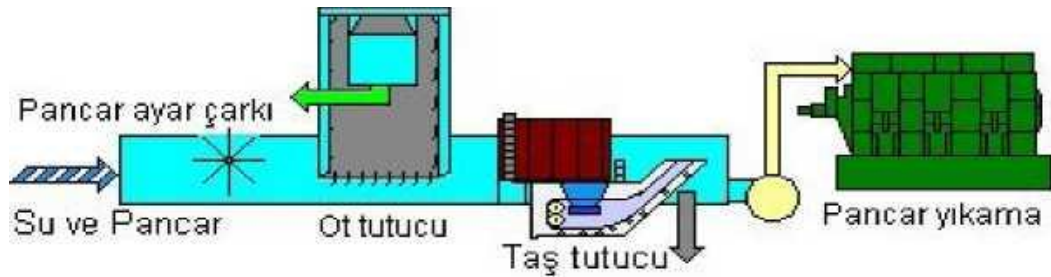
Fabrikaya getirilen pancar, transportlar aracılığıyla silolara sevk edilir. Bu sırada pancardan toprak ayrıştırılır. Ayrıca basınçlı su kullanılarak, pancar yüzdürme kanallarına boşaltılır.



Şekil 1.2. Pancarın fabrikaya gelişi ve silolanması [4]

Fabrika sahasında çeşitli kapasitelerde pancar depolamak için silolar bulunur. Pancarın sonraki süreçte işlenebilmesi amacıyla, genel söküm sırasında ve sonraki süreç için depolanabilmesi gerekmektedir. Bu amaçla iki üç günlük pancarı depolayabilecek siloların yanında, daha büyük kapasitede pancar depolama amaçlı silolar mevcuttur.

Silolarda bulunan pancar, yüzdürme kanallarından fabrikaya su ile sevk edilir. Bu sırada pancar içindeki otlar, kanallar üzerinde bulunan ot tutucuda, taşlar ise taş tutucuda ayrıştırılır.



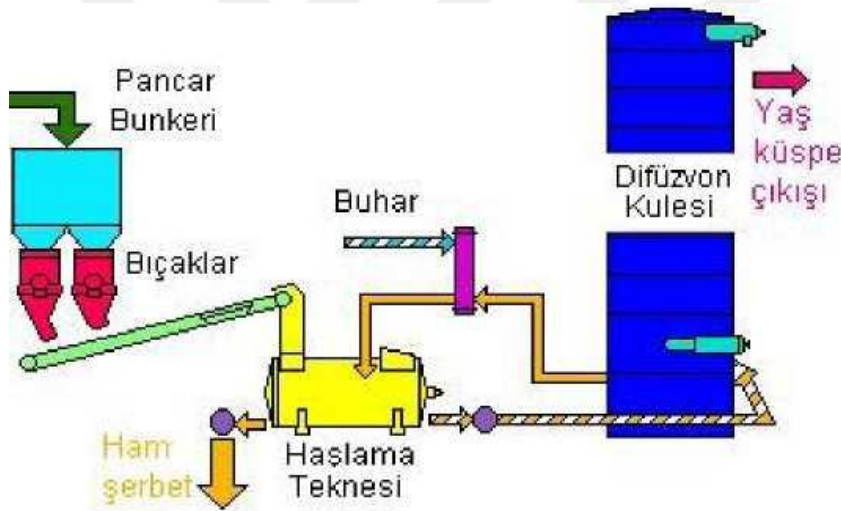
Şekil 1.3. Pancarın silolardan üretime sevk [4]

Pancar, pancar yıkama makinesinde yıkama işleminden geçirilir. Döner kollu yıkama teknesinde 10-15 dakika döndürülerek yıkanan pancar, taş, toprak ve kumdan kısmen temizlenir. Pancar yıkama makinesinde, karıştırıcı kollar vasıtası ile yıkama,

karıştırma ve aktarma işlemi sağlanır. Görevini, hareketli bir mile bağlı olarak dönen aktarıcı, karıştırıcı ve atıcı kollar yerine getirir. Kısmen yıkanan pancar çıkış helezonuna atılır. Yıkama işlemi ön yıkama, esas yıkama ve durulamadan ibarettir. Yıkama işlemi ile pancar, taş, çamur ve pancar kuyruğundan arındırılmış olur.

1.2.2. Ham Şerbet Süreci

Ham şerbetin elde edilmesi için öncelikle pancar, kıyım makinelerinde pancar kıyılır. Kıyım işlemi sırasında pancar hücre dokusu bozulmamalıdır. Pancar kıyım makineleri genellikle ekseni üzerinde dikilmiş silindirik bir bunker ve bu eksene dik dönebilen bir pancar kıyım tablasından oluşur. Bu tabla üzerinde bıçak gruplarını taşıyan pancar bıçak kasaları yerleştirilmiştir. Ağırlığı ile bıçaklara gelen pancar dönen bıçaklar vasıtasıyla kıyım haline getirilir [4].



Şekil 1.4. Pancar kıyım makineleri, haşlama teknesi, difüzör tesisler [4]

Kıyılan pancar, nakil bandında sürekli otomatik kantarda tartılarak haşlama teknesine verilir.

Haşlama teknesi kule difüzöründen çekilen sirkülasyon şerbeti ile kıyımların karıştırıldığı silindirik bir kazandır. Burada amaç hem ısıtıcıdan geçirilen sirkülasyon şerbeti ile kıyımları ısıtarak difüzör kule ortasında sıcaklığını optimal difüzyon sıcaklığı olan 70-72°C ye getirmek ve pancarın hücrelerini denatüre şeker çıkışını sağlamaktır [34].

Bu sırada kıyılan pancar şerbetle karıştırılarak difüzöre pompalanabilir hale getirilir ve haşlama teknesine verilen şerbetin bir kısmı kıyım giriş tarafındaki alın süzgecinden ham şerbet olarak çekilerek arıtıma verilir.

1.2.3. Difüzyon Süreci

Pancar hücrelerinin hücre duvarları ısıtılarak işlem uygulanarak hücre içerisindeki şekerin hücre dışına çıkmasına izin verecek hale getirilmesine şeker fabrikasyonunda denatüre etmek denir. Denatüre etmek difüzyon anlamında kullanılmaktadır. Difüzyon ters akım prensibi yani şeker içeriği en yüksek kıyım şeker konsantrasyonu en yüksek şerbetle karşılaştığında sürekli ve etkin bir kütle aktarımı söz konusudur [5].

Difüzyonda ters akım prensibi ilk defa 1864-1865 yıllarında uygulanmıştır. Difüzyon işleminde önceleri artarda dizilmiş kazanlardan oluşan kesikli batarya sistemi kullanılmış teknolojinin gelişmesiyle sürekli difüzyon aparatları geliştirilmiştir [5,18].

Difüzyon olayı sıcaklık, ham şerbet miktarı, difüzyon süresi kıyım kalitesi, difüzyon besleme suyunun özellikleri ve mikroorganizmalara bağlı olarak değişiklik gösterir. Difüzyonda elde edilen şekerli çözeltiye ham şerbet, şekeri alınmış pancar posasına da küspe adı verilir. Pancarın içerdiği şekerin olabildiğince fazla miktarının en az su kullanarak ve ham şerbetin en az şeker dışı madde içerecek şekilde elde edilmesi gereklidir. Difüzyona alınan kıyımlarda hücre duvarının parçalanmamış olması gerekir. Fakat en iyi kıyım şartlarında bile hücre duvarının hasar gördüğü hücrelere rastlamak mümkündür. Hücre duvarının mekanik olarak parçalanması ham şerbete geçen şeker dışı madde oranının artmasına sebep olur. Difüzyon ortamı için ideal sıcaklık normal pancar kıyımları için 70-72°C donmuş çözölmüş pancarlarda ise 66-68°C olarak belirlenmiştir [17].

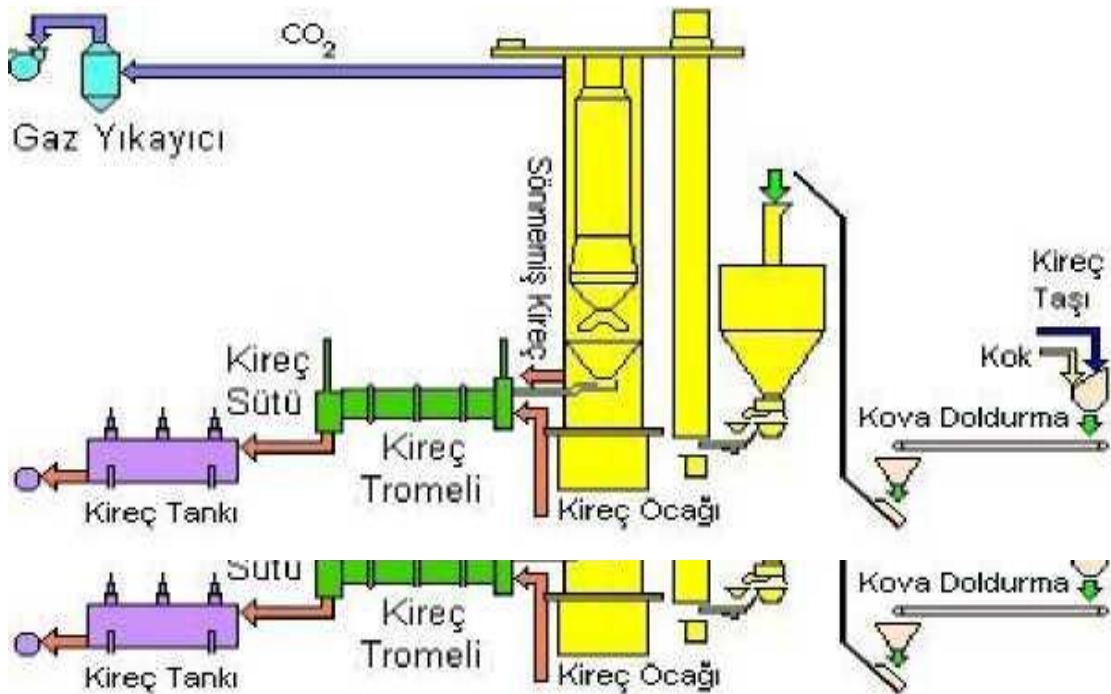
Kule difüzörü yaklaşık 16 m yüksekliğinde çapı kapasiteye göre 3.30 m ile 5.20 m arasında değişen dikey silindirik bir kazandır. Kazan içinde kıyım taşıyıcı kollar vardır. Haşlama teknesinde pancar kıyımları şerbetle karıştırılarak difüzyon kulesinin alt süzgecinin hemen üzerine basılır. Şekerin ters akım prensibine göre su ile ekstraksiyonu burada gerçekleşir. Difüzyonun orta kısmındaki sıcaklığı 70-72°C civarındadır. pH'sı 5.8 altına düşmemelidir. Difüzyona su ve prese suyu üst kısımdan verilir. Difüzyonun içinde yatayla 30°'lik açı yapan kanatlar taşıyan mil vardır. Dönen kanatlar vasıtasıyla kıyımlar kulenin altında tepesine doğru, ham şerbet ise kulenin alt kısmına doğru ilerler. Kulenin üstünden şekeri alınmış yaş pancar posası helezon vasıtasıyla pancar posası preselerine verilir. Kıyımlar difüzyonu yaklaşık 60-75 dakikada terk eder. Difüzörün alt ve yan süzgeçlerinden alınan sirkülasyon şerbeti haşlama teknesine verilir [4].

22.5 m boyunda kapasitesine göre 3.7 m-5.5 m genişliğinde yatay eğimli silindirik bir kazandır. İçindeki bir mile bağlı karıştırıcı ve itici helezon vardır. Difüzör ters akım

prensibine göre çalışır. Şekeri alınmış kıyım (pancar posası) çıkışından, sıcak su ve prese suyu 70-75°C da girer. Kıyım baş taraftan girer. Kıyım içindeki şekeri çözen sıcak su ve prese suyu difüzörün kıyım giriş tarafındaki süzgeçten ham şerbet olarak sistemden çıkar [4].

1.2.4. Kireçleme Süreci

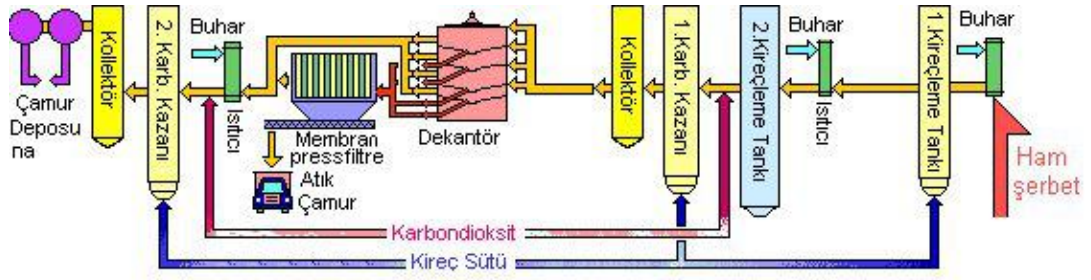
Kireç taşının kireç ocaklarında yakılmasıyla elde edilen sönmemiş kireç, suyla söndürülerek kireç sütü haline getirilir. Birinci Kireçleme işlemi, kireç sütü ham şerbetle karıştırılarak elde edilir. Bu şekilde elde edilen çözelti ile şeker dışı maddeler çöktürülür.



Şekil 1.5 Kireçleme kuleleri [4]

Birinci Kireçlemede amaç, , kademeli olarak pH değerini 11'e getirerek ham şerbetteki şeker dışı maddeleri çöktürmektir.

Difüzyondan alınan şerbetin kuru maddesi %12-17 şeker yüzdesi 11-15 ve aralığı yaklaşık 84-89 civarındadır [5].



Şekil 1.6. Kireçleme üniteleri [4]

I. Kireçleme, U kesitinde ve altı levhalarla bölmeli olan bir teknede gerçekleşir.. Bu levhaların üst kısmında hareket edebilir kanatlar mevcuttur. Bu levhalarla bölümler arasındaki şerbet geçiş hızı artırılıp azaltılabilir. Teknede yekpare bir mil ve üzerinde her bölmeyle ait kanatlar vardır.

Teknenin bir ucundan ham şerbet verilerek bölmelerden ilerler ve diğer uçtan verilen kireç sütü $[Ca(OH)_2]$ sabit kanatların altından ters istikamette ilerleyerek ham şerbete karışır. I. Kireçleme pancara göre %0.2CaO kapsar. Son bölmede pH 'ı 11, kireçleme süresi 20 dakika ve sıcaklığı da $65^{\circ}C$, dir. I. Kireçlemenin 3.bölmesine çökmeyi hızlandırıcı bir miktar karbonatlama şerbeti (pancara göre %20) verilir.

Birinci kireçleme sonunda şeker dışı maddeler pıhtılaşmış ve süzölmeye hazır hale gelmiştir. Sıcaklık $86-88^{\circ}C$, pg % CaO miktarı 1.2, pH'sı 12.6, süre ise 10-15 dakikadır. II. Kireçlemede amaç şerbet içindeki invert şekeri parçalamak ve bakteri faaliyetini durdurmaaktır.

1.2.5. Karbonatlama Süreci

Kireçleme nedeni ile şerbette, istenilen orandan fazla miktarda kireç bulunmaktadır. Karbonatlama ile şerbetteki kireç fazlasını CO_2 yardımı ile çözünmeyen $CaCO_3$ 'a dönüştürülerek şerbetten ayrıştırılır.

Bu sırada şeker dışı maddeler de $CaCO_3$ kristallerinin yüzeyine tutunarak $CaCO_3$ ile birlikte çöker. Sistemde kullanılan saf CO_2 , kireç ocağında kireç sütü elde etmek için kireç taşının yakılmasından çıkan CO_2 gazının arıtılması ile elde edilir [4].

Ters akım prensibine göre çalışmakta olan karbonatlama kazanı, silindirik bir kuleye benzer. Kulenin üst kısmında kireçlenmiş şerbet, alt kısmından ise karbondioksit

gazı kazana verilir. Karbonatlama kazanında çökme işlemi yapılan şerbet, alt kısımdan alınır.

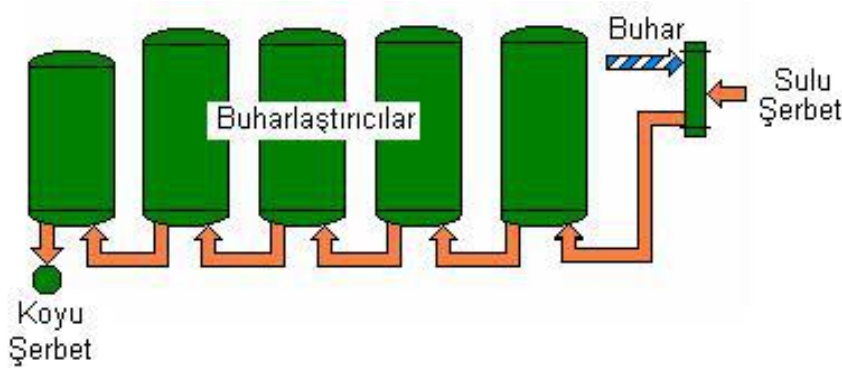
I. Karbonatlama pH 'ı 12 olarak giren kireçli şerbet birinci karbonatlamayı 10.8 - 11.2 arasındaki pH da terk eder [4].

I. Karbonatlama çamurlu şerbeti dekantörde çöktürülür. Dekantörler yoğunluk farkı dolayısıyla çamur parçacıklarının dibе çökmesi ilkesine dayanır. Dekantörün üstünde berrak şerbet altında çamur birikir. Dekantör çamuru pompa vasıtasıyla pres filtrelele veya döner filtrelele gönderilerek şerbet çamurundan ayrılır. Dekantörün üstündeki berrak şerbet I.GP filtrelerine pompa ile basılır ve süzülür, süzülen bu iki şerbet ısıtıcılara gitmeden birleştirilir. Isıtıcılarda 94-96°C'ye kadar ısıtılan şerbet II. Karbonatlama basılır [4].

Birinci Karbonatlama şerbeti içindeki kalan kirecin de alınması gerekmektedir. Bu amaçla şerbet ikinci karbonatlama tabi tutulur. İkinci karbonatlama kazanının çalışma şekli birinci karbonatlama kazanı gibidir. 92-95°C civarındaki sıcaklıkta olan şerbet filtrelerinden süzülerek sulu şerbet elde edilir. Sulu şerbetteki kuru madde miktarı %12-15 civarındadır.

1.2.6. Buharlaştırma Süreci

Sulu şerbet %12-15 arasında kuru madde (12-15 Bx) içeren şeker çözeltisidir. Çok seyreltik olması sebebi ile buharlaştırma istasyonlarında türbin dairesinden alınan buharla (retür) koyu şerbet haline getirilir. Bu işlem sonrasında %60-70 oranlarında kuru madde içeren koyu şerbet elde edilir [19].



Şekil 1.7. Buharlaştırıcılar [4]

Bu bölümde sulu şerbet koyulaştırılır. Bölümde, buhar kamerası, şerbet kamerası ve şerbet buharı kamerası vardır. Şerbet buharlaştırıcının ısıtma buharının etkisiyle buharlaşarak yükselir ve diğer buharlaştırıcıya geçer. Brüde olarak adlandırılan şerbet buharı ise, aparatın üstünden alınır ve diğer buharlaştırıcının buhar kamerasına verilir. Beş kademeli buharlaştırıcıların beşinci buharlaştırıcısı üstten kondensere bağlıdır. Bu yapı ile buharlaştırıcılarda kademeli olarak basınç düşürülmüş olur. Böylece şerbetin kaynaması da kolaylaşır. Ayrıca sakaroz parçalanması, buharlaştırıcıdaki yüksek sıcaklık nedeniyle önlenmiş olur.

Son buharlaştırıcıdan alınan şerbet, koyu şerbet olup, koyu şerbetin kuru maddesi %60-65, arılığı sulu şerbetten bir birim daha fazla, koyu sarı ile açık kahverengi arası, renkli, viskoz bir şeker çözeltisidir. Pişirme elverişli hale gelen koyu şerbet, rafineriye verilir.

1.2.7. Rafineri Süreci

Bu aşamada, rafineri ünitesine gelen koyu şerbet arıtım işlemine tabi tutulur. Rafineride yapılan işlemle koyu şerbetten koyu kristalli lapa denilen bir kütle elde edilir. Ayrıca pişirme sonunda koyu şerbetten daha düşük arılıkta bir şurup elde edilir. Bu ana şurup tekrar pişirilerek ikinci ana şurup, sonrada üçüncü bir işlemle üçüncü ana şurup elde edilebilir. Bu son şurupta yüksek oranda şeker bulunmasına rağmen kristalizasyona elverişli olmayan bir çözeltidir. Bu son şuruba melas denir. Rafineri işlemleri birbirini takip eden birkaç işlemde meydana gelmektedir.

Rafineride koyu şerbet ilk olarak süzme işlemine tabi tutulur. Bu işlem için basınçlı filtreler kullanılmaktadır. Basınçlı filtre delikli silindirik elemanlar üzerine bez takılmış kapalı silindirik bir alettir. Üzerleri bez kaplanmış süzme elemanları süzmeden önce kaplama maddesi perlit ile sıvanır ve daha sonra filtre yardımcı maddesi (perlit) katılmış koyu şerbet bu elemanlardan süzülür. Şerbet yandan aparata verilir. Silindirik süzme elemanlarının içinden geçerek üstten temiz olarak alınır.

Kirli şerbet tarafında basıncın yükselmesi, temiz şerbet debisinin düşmesi filtre süzme alanının tıkanmış olduğunu (kirlendiğini) gösterir. Süzme bitirilip, kirlenen süzme elemanları şerbet akışı yönünün tersinden hava-su verilerek yıkanıp temizlenir. Basınçlı filtrelerin süzme yüzeyleri 45 m^2 , her m^2 için kullanılacak filtre yardımcı maddesi perlit ise 0.6 kg 'dır [4].

Elazığ şeker fabrikasında koyu şerbet daha sonra 1. eritmeye gelir burada ara ürün olan orta şeker ile karışarak standart şurubu oluşturur.

1.2.8. Şeker Pişirimi Süreci

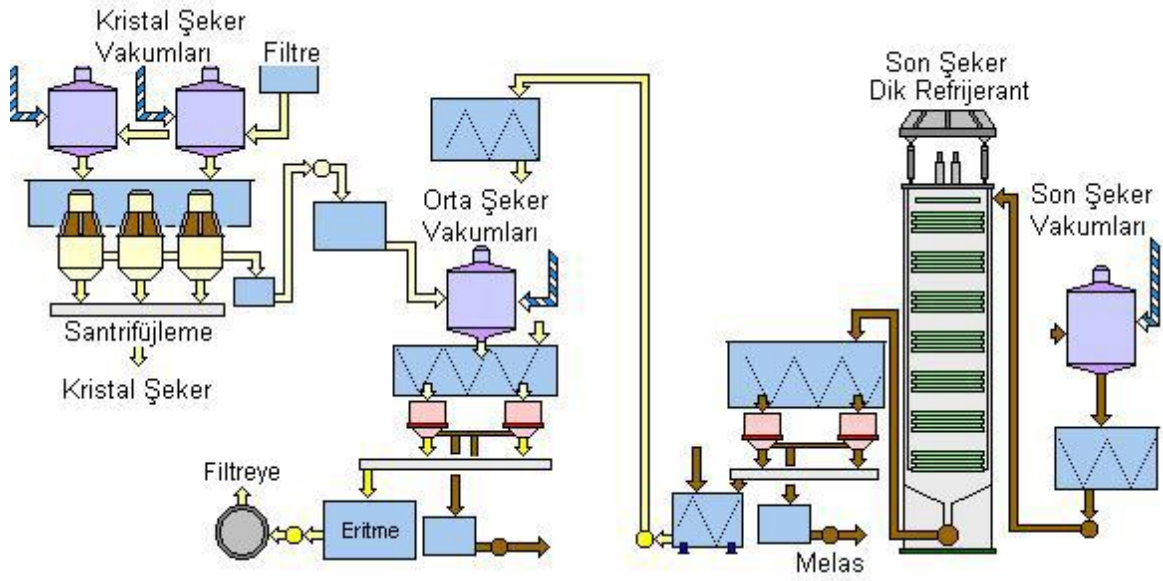
Koyu şurupta kristalizasyon işlemi; vakum altında çalışan ve bir buhar kamarası aracılığıyla ısıtılan, dikey silindir kazanlarda yapılır.

Buhar kamarasına çekilen şurup, burada buharlaştırılarak aşırı doygun hale gelinceye kadar koyulaştırılır. Aşırı doygun şuruba pudra şekeri maya olarak verilerek kristal taneleri oluşturulur ve koyulaştırmaya devam edilerek bu taneler büyütülür. Pişirim süresince lapa sürekli karıştırılır. Lapanın kuru maddesi %92-94 e gelince pişirime son verilip, aparatın alt kapağı açılarak lapa refrijerantlara (bekleme kazanları) alınır. Kristal lapa pişirimi için 3. buharlaştırıcının şerbet buharı kullanılır. Pişirim cihazlarında vakum, çıkan brüdenin (şerbet buharı) kondenser denilen cihazlarda soğuk su ile yoğunlaştırılması ile elde edilir. Pişirim otomasyonu olan fabrikalarımızda bütün bu işlemler seviye ve kuru madde parametrelerine tabi olarak bilgisayar destekli otomasyon sistemi vasıtasıyla gerçekleştirilir.

Kristal şeker lapası refrijerantlara alınır. Refrijerantlardaki lapa santrifüjlerin ihtiyacı kadar bir debi, santrifüjlere işlenmek üzere sevk edilir. Tekneye alınan lapa donmaması için sürekli karıştırılır [4].

1.2.9. Kristal Şeker Süreci

Kristal lapa içindeki sakaroz kristallerinin ayrılması işlemi santrifüjlerde yapılır. Santrifüj üstten bir motorla çevrilen etrafı delikli levhayla kaplı silindirik yapıya sahiptir. Lapa santrifüjlendiğinde kristaller silindirin içinde kalırken şurup dışındaki gövdeye savrulur ve buradan depoya gönderilir. Şurubu ayrılan şeker kristalleri su ve buhar püskürtülerek yıkanır ve kurutma ünitesine gönderilir [4].



Şekil 1.8. Rafineri sistemleri [4]

Santrifüjlerden savrulan şuruba kristal beyaz şurup denir. Kristal beyaz şurup daha sonra kristal yeşil şurup ile karıştırılır. Kristal yeşil şurup kristal lapa santrifüjlerinin yıkanması ile elde edilen şuruptur. Kristal şekerin santrifüjlerde kalan kısmı bu şurubun şeker miktarının kristal beyaz şurubun şeker miktarından daha fazla olmasına sebep olur. Kristal beyaz ve Kristal Yeşil şurubun karıştığı depoya afine lapasından elde edilen bir miktar afine şurubu da dahil edilir. Farklı şurupları içeren bu karışım pişirilerek afine lapası ve orta lapaya dönüştürülür.

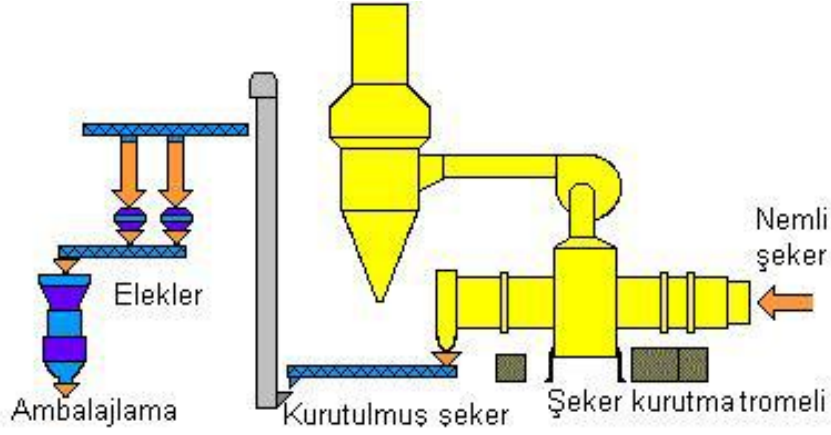
1.2.10. Şeker Lapası Pişirimi

Bu işlemler iki aşamada yapılır. Orta şeker pişirimi, kristal lapa şurupları ile yapılır. Sürekli santrifüjler kullanılmaktadır. Santrifüjden çıkan orta şeker, standart şurup hazırlama teknesinde koyu şerbetle ve daha önceden koyu şerbete eritilmiş ikinci eritmeden gelen şurupla eritilerek, standart şurup elde edilir.

Orta şekerin şurubu ve afine şurubu karıştırılarak son şeker pişirim aparatına alınır. Son şekerde pişirim süreleri kristal ve orta şekere göre çok daha uzundur. Son şeker refrijerantlarına indirilen lapanın şurubunda kalan şekerin bir kısmı da, lapanın bu refrijerantlarda 25-35 saat soğutulması ile kazanılır.

Sürekli santrifüjlerde ayrılan şeker, afine lapa üretiminde kullanılır. Ayrılan şurup ise melas olarak isimlendirilir. Bu şurupta hala %50 oranında şeker vardır. Ancak, bu

şekeri kazanmak için tekrar pişirim yapmak ekonomik değildir. Melas etil alkol, maya, sitrik asit üretiminde ve yem sanayisinde kullanılan bir yan üründür [4].



Şekil 1.9. Şekerin kurutulması ve ambalajlanması [4]

1.2.11. Şekerin Kurutulması ve Ambalajlanması

Santrifüjlerden çıkan şeker kurutma ünitesine nakledilir. Karıştırılarak sıcak hava ile kurutulan şeker soğutularak kristal şeker deposuna gider. Kristal şeker depoya girmeden önce elenir. Ambalajlama işlemine hazır olan şeker, kantarda tartılır, 50 kg'lık polipropilen torbalara konarak ambara sevk edilir.



Şekil 1.10. Şeker Ambalajlama

2. TEMEL KAVRAMLAR VE ANALİZ

Birçok gelişmiş ülkede olduğu gibi Türkiye’de de çeşitli endüstriyel tesislerde enerji ve ekserji analizi üzerinde çalışmalar yapılmaktadır. Bu kapsamda, şeker fabrikalarında enerji analizi önemli bir yer tutmaktadır.

Bu bölüm kontrol hacimlerdeki kütle ve enerji geçişi için matematiksel tanımları içermektedir. Sınırlarından kütle ve enerji geçişi olan açık sistem incelenmekte ve yaygın olarak bilinen adıyla kontrol hacmi içindeki tanımlamaları kapsamaktadır. Yani problem çözümüne uygun seçilen bir hacimdeki kütle ve enerji geçişi analiz edilmektedir.

Bu çalışmada şeker fabrikasında şeker üretimi için 4 farklı kontrol hacmi belirlenmiştir. Bunlar;

1. Ham şerbet üretim ünitesi
2. Şerbet arıtım ünitesi
3. Buharlaştırıcı ünitesi
4. Rafineri ünitesi

Sürekli akışlı açık sistemlerin yer aldığı bu çalışmada sistemleri çözümlerken bir zaman süresince sisteme giren veya çıkan kütleden daha çok birim zamanda akan kütle veya kütle debisi önem kazanır. Birçok girişi ve çıkışı olan genel bir sürekli akış için kütle korunumu ilkesi denklem 2. 1 ‘de verilmiştir [26].

$$\sum \dot{m}_g = \sum \dot{m}_ç \quad (2.1)$$

Çevremizdeki birçok olayın gerçekleşmesine neden olan enerji, kullanıldığında bir şekilden başka bir şekle dönüşebilmektedir. Enerji, dünyamızda değişik şekillerde bulunabilmektedir. Kimyasal, elektrik, ısı, ısıık, mekanik, nükleer gibi değişik şekillerde bulunabilir. Enerjinin korunumu yalıtılmış bir sistemdeki enerjinin toplam miktarının sabit kalmasıdır. Buna göre enerji kaybolamaz ancak şeklini değiştirebilir [6].

Geleneksel metotlarda, termodinamiğin birinci kanunu termal sistem analizlerinin temelini oluşturur. Bu metotlar sistem ve çevre arasındaki ısı transferinde, sistemin enerji korunumunun belirlenmesinde kullanılır. Enerji korunumu, termal sistem sınırlarındaki enerji geçişleri ve iç kayıpların belirlenmesini sağlar.

Sürekli akışlı açık sistemde kontrol hacmine ısı, iş veya kütle akışı olarak giren enerjinin çıkan enerjiye eşit olması zorunludur. Genel bir sürekli akışlı açık sistem için termodinamiğin birinci kanunu veya enerjinin korunumu ilkesi aşağıda belirtildiği şekli ile yazılmıştır. Çalışmalarda potansiyel ve kinetik enerjiler ihmal edilecektir [13, 18].

$$\Sigma \dot{Q} - \Sigma \dot{W} = \Sigma \dot{m}_c \left(h + \frac{v^2}{2} + gz \right) + \Sigma \dot{m}_g \left(h + \frac{v^2}{2} + gz \right) \quad (2.2)$$

Denklemden Q kontrol hacmi ile çevresi arasında birim zamanda olan ısı geçiştir. Yapılan kabullerde kontrol hacminin çevreyle ısı alış veriş olmadığı belirtilmiştir [9].

Verim, ekonomik gelişme ve enerji tüketimindeki artış arasındaki ilişkileri tanımlayan en önemli göstergelerden birisidir. Günümüzde, enerji verimliliğinin artırılması için en önemli sebepler, küresel iklim değişiklikleri ile ilgilidir. CO₂ emisyonlarının azaltılmasına yönelik çevresel etmenlere yoğun ilgi gösterilmesine karşın, enerji verimliliğinin nasıl tanımlanması gerektiğine ilişkin çok az çalışma yapılmıştır. Yararlı çıktı ve enerji girdisini tanımlamak için, farklı şekillerde ölçülebilen ve tanımlanabilen birçok yöntem vardır [21].

Verim, genellikle yararlı çıktı ve girdi arasında yüzde olarak belirtilen oran olarak tanımlanır. Toplam verim, sadece bir tek referans göstergeye bağlı olarak tanımlanır. Toplam verim, bütün yararlı enerji türlerinin toplamının enerji girdisine bölümünü belirtir. Termodinamiğin 1. yasası dikkate alınır. Verim tanımlamalarında, girdi ve çıktı değişkenlerinin hepsinin aynı enerji biriminden olmaları gerekir [21]. Termodinamiğin 1. kanununun verimi kontrol hacminden çıkan maddeye ait toplam entalpinin kontrol hacmine giren maddenin toplam entalpisine oranı ile ifade edilir [20]. İfadeyi cebirsel şekilde yazacak olursak denklem (2.3) elde edilir [3, 13, 20].

$$\eta_1 = \frac{\Sigma \dot{E}_c}{\Sigma \dot{E}_g} \quad (2.3)$$

Ekserji için literatürde farklı tanımlamalar mevcut olup, enerjinin kullanılabilir kısmı şeklinde tarif edilmektedir. Ekserji tersinir bir süreç sonucunda çevre ile denge sağlandığı takdirde kuramsal olarak elde edilebilecek maksimum iş miktarı olarak tanımlanır. Ekserjinin hesaplanabilmesi için çevrenin sıcaklık, basınç, kimyasal

kompozisyonunun belirtilmesi ve tersinir bir sürecin var olduğunun kabul edilmesi gerekir. Bilindiği gibi termodinamik analizlerde tersinir sürecin nasıl olduğu değil giriş ve çıkış noktaları için geçerli olan koşulların bilinmesi gereklidir. Çeşitli enerji dönüşümlerini içeren süreçlerde verimliliğin artırılması yanı sıra, aynı amaçlara yönelik yeni süreçlerin değerlendirilmesi ve mevcut süreçler ile karşılaştırılması da çok önemlidir.

Ekserji analizi, değişik süreçlerin ortak bir temele dayandırılarak tutarlı bir şekilde değerlendirilmesine olanak sağladığı gibi, her süreçteki en verimsiz aşamaları ve bunların nedenlerini de ortaya çıkarmakta kullanılabilir[26]. Şeker üretim sistemlerinde su-sakarov karışımları ekserji değerine sahiptirler. Yapılan ekserji hesaplamalarında çevresel şartlar 20°C olarak ele alınacaktır[4]. Bu çalışmada şuruplara ait özgül ekserjiler teknik sakarov çözeltilerine ait grafiklerden elde edilmiş ve hesaplamalara yansıtılmıştır.

Sürekli akışlı açık sistemler için ikinci yasa çözümlemesi:

$$\dot{S}_{\text{üretim}} = \sum \dot{m}_c S_c - \sum \dot{m}_g S_g + \frac{\dot{Q}_{\text{çevre}}}{T_0} \quad (2.4)$$

$\dot{S}_{\text{üretim}}$: Açık sistemin toplam entropi üretimi

$\dot{Q}_{\text{çevre}}$: $-\dot{Q}$

Denklem 2.2 ile denklem 2.4 terimleri toplanır ve ısı geçişi terimi yok edilirse,

$$\dot{W} = \sum \dot{m}_g \left(h_g + \frac{v_g^2}{2} + gz_g - T_0 S_g \right) - \sum \dot{m}_c \left(h_c + \frac{v_c^2}{2} + gz_c - T_0 S_c \right) - T_0 \dot{S}_{\text{üretim}} \quad (2.5)$$

bulunur. Sürekli akışlı açık sistemlerin sınırları sabit olup çevre işi söz konusu olmadığından, $\dot{W}$, açık sistemde yapılan ve yararlı işe eşit olan gerçek iştir.

Toplam entropi üretimi terim olan $\dot{S}_{\text{üretim}}$ denklemde sıfıra eşitlenerek hesaplanır.

$$\dot{W}_{\text{tr}} = \sum \dot{m}_g \left(h_g + \frac{v_g^2}{2} + gz_g - T_0 S_g \right) - \sum \dot{m}_c \left(h_c + \frac{v_c^2}{2} + gz_c - T_0 S_c \right) \quad (2.6)$$

(ψ) ile gösterilen akış kullanılabilirliği denklem 2.7 ile ifade edilir. Burada 0 indisi çevre halini, indis olmayan terim ise çıkış halini belirtir.

$$\psi = (h_g - h_0) + T_0 (S - S_0) + (V^2 / 2) + gz \quad (2.7)$$

Tersinir işi denklem 2.8 ile ifade edebiliriz.

$$\dot{W}_{tr} = \sum \dot{m}_g \psi_g - \sum \dot{m}_\varphi \psi_\varphi \quad (2.8)$$

Açık bir sistemde, sistemin hacmi değişiyorsa yapılan işe çevre işi ($W^{\text{çevre}}$) denir. $W_{\text{çevre}}$ sürekli akışlı açık sistemler için sıfırdır. Açık bir sistemde toplam gerçek iş W ve yararlı iş W_y ise,

$$W_y = W - W_{\text{çevre}} \quad (2.9)$$

$$W_y = W - W_{\text{çevre}} = W - P_0(V_2 - V_1) \quad (2.10)$$

Tersinir iş (W_{tr}), verilen iki hal arasındaki değişim sırasında bir sistemden elde edilebilecek en fazla yararlı iş diye tanımlanır.

Tersinir iş ile yararlı iş arasındaki fark, hal değişimi esnasında tersinmezliklerden kaynaklanır ve buna tersinmezlik (I) denir. Açık sistemler için aşağıdaki bağıntılarla ifade edilir.

$$I = W_{tr} - W_y = T_0 S_{\text{üretim}} \text{ (kJ)} \quad (2.11)$$

veya

$$i = W_{tr} - W_y = T_0 S_{\text{üretim}} \text{ (kJ/kg)} \quad (2.12)$$

veya

$$\dot{I} = \dot{W}_{tr} - \dot{W}_y = T_0 \dot{S}_{\text{üretim}} \text{ (kW)} \quad (2.13)$$

$S_{\text{üretim}} = \dot{S}_{\text{üretim}}$: Toplam entropi üretimi

$W_{tr} = W_y$ Bu durumda tersinmezlik sıfırdır.

Sürekli akışlı açık sistemlerde genel enerji dengesi;

$$\dot{E}_{X_g} - \dot{E}_{X_\varphi} = \dot{E}_{X_{DL}} \quad (2.14)$$

Eşitlik 2.14 sürekli akışlı açık sistemlerde enerji dengesini belirtmektedir. Burada belirtilen $\dot{E}_{X_{DL}}$ yıkımı ve ekserji kayıplarının tümünü oluşturur, giren ve çıkan ekserjiler arası fark bu ifadeye eşittir. Ekserji yıkımı sistem içerisinde oluşan ve kesin geri kazanımı olmayan ekserjiyi, ekserji kaybı ise çevreye atılan fakat geri kazanımı olabilecek ekserjiyi ifade eder [5].

Enerji kalitesinin verimli kullanılmasındaki temel metrik termodinamiğin ikinci kanununa göre ilk kez 1996'da tarif edilmiş ekserji verimidir. En basit tanımı ile ekserji verimi kullanılan enerji kaynağının faydalı işe dönüşebilir. Maksimum kısmı ile sisteme yeterli olacak minimum ekserji arasındaki dengenin ölçüsüdür [23].

Bir başka ekserji verimi tanımlamasında bir binanın, tesisin veya sistemin ürettiği faydalı işler için gerekli ekserjiler toplamının aynı amaçlarla kullanılan sistem, kütle akışı veya enerji kaynaklarının potansiyel ekserjileri toplamına oranı olarak ifade edilebilir. Enerjinin bir 'kalitesi' olduğunu idrak eden ve enerji kalitesinin sürdürülebilir gelişme için önemine işaret eden ekserji verimi de,

$$\eta_{II} = 1 - \frac{\sum E_{X_L}}{\sum E_{X_g}} \quad (2.15)$$

şeklinde hesaplanır.

Çalışmada yapılan analizler sonucu elde edilen verilere göre her sürecin sonunda sistemin birinci ve ikinci kanun verimleri süreçteki tersinmezlikler hesaplanmaktadır. Verim, süreçten çıkan maddelerin toplam enerji miktarının, sürece giren maddelerin toplam enerji miktarının oranlanması ile elde edilmektedir. Elde edilen verim termodinamiğin birinci ve ikinci kanununa göre verilecektir [27].

Sürecin birinci kanun verimi:

$$\eta_I = \frac{\dot{E}_o}{(\dot{E}_I - \dot{W}_e)} \quad (2.16)$$

Sürecin ikinci kanun verimi:

$$\eta_{II} = \frac{\dot{E}_{X_o}}{\dot{E}_{X_i}} \quad (2.17)$$

Süreçteki tersinmezlik:

$$\dot{I} = \dot{E}x_1 - \dot{E}x_0 \quad (2.18)$$

Şeker fabrikalarında ısıtıcılarda ısı aktarımı konveksiyonla gerçekleştirir. Isıtıcıların içerisinden şerbet dışından ise ısıtıcı buhar geçmektedir. Bu ısıtıcılarda boru dış yüzeyindeki sıcaklık, buhar sıcaklığında sabit olarak kabul edilir. Isıtıcı hesaplamalarında sistemi terk eden ısıtıcıya kondensat adı verilmiştir. Kondensatın sıcaklığının hesaplanmasında denklem (2.18) kullanılmıştır [2, 3, 27].

$$T_k = (6T_b + T_{g.ş.} + T_{ç.ş.})/8 \quad (2.19)$$

T_b Isıtıcı buharın sıcaklığı, $T_{ş.}$ şerbet sıcaklığı ve T_k kondensat sıcaklığını temsil etmektedir.

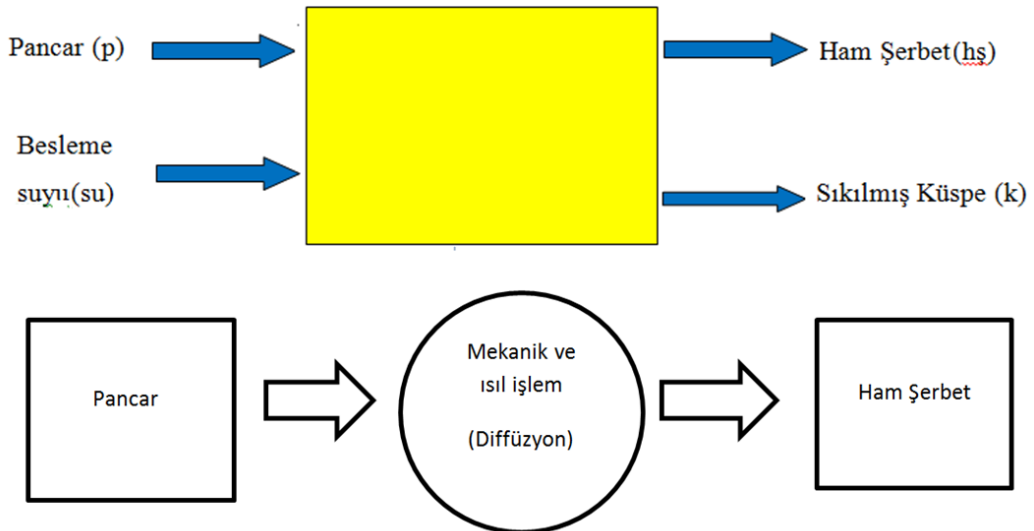
3. ŞEKERİ OLUŞTURAN MADDELER VE MADDE DENGESİ

Bu bölümde şekeri oluşturan maddeler için madde dengesi hesaplamaları yapılmıştır. Bu kapsamda, şerbet, şurup, lapa miktarı hesaplamaları temel birim olarak 100kg pancar dikkate alınmış ve bunun işlenmesi sonucu yapılmıştır. Yani 100 kg pancarın işlenmesi sonucunda elde edilecek şerbet miktarı (X kg/pg) bulunmuştur. Ayrıca kristal şekerin üretiminde sürece giren ve süreçten çıkan ham şerbet, koyu şerbet ve melas miktarları hesaplanmıştır. Bu ürünlerle birlikte işleme giren ve çıkan CO₂, kireç sütü, çamur gibi diğer katkı ve atık madde miktarları da bulunmuştur.

Bu tez çalışmasında kuru madde içeriği ve sakaroz içeriği değerleri pancara oranla belirtilmiştir. Hesaplamalarda, şeker, lapa ve şurup miktarı %pancara göre (pg) verilmiştir. Kuru madde içeriği (Briks-S) ve sakaroz içeriği (Polarizasyon-P) değerleri % pancara göre (pg) verilmiştir. Ayrıca şeker dışı madde için, şdm kısaltması kullanılmıştır.

3.1. Ham Şerbet Üretiminde Madde Dengesi

Pancardan, ham şerbet üretimi sırasında, prese suyu miktarının bulunması için difüzyon sisteminde madde dengesi yapmak gerekmektedir.



Şekil 3.1. Pancar – Ham Şerbet üretimi madde dengesi

Tablo 3.1.Şeker üretiminde formüllerde kullanılan birim ve değerler

GİREN MADDE			ÇIKAN MADDE		
	Miktar kg	A _{su}		Miktar	A _{hs}
Besleme Suyu (su)	Kuru Madde (%)	S _{su}	Ham Şerbet (hş)	Kuru Madde	S _{hs}
	Polarizasyon (%)	P _{su}		Polarizasyon	P _{hs}
				Safiyet	Q _{hs}
	Miktar	A _p		Miktar	A _k
Pancar (p)	Kuru Madde	S _p	Sıkılmış Küşpe (k)	Kuru Madde	S _k
	Polarizasyon	P _p		Polarizasyon	P _k

Sistemde şeker dengesi [13]

$$S_p = A_{hş} \cdot S_{hş} + A_k \cdot S_k \quad (3.1)$$

Kuru madde dengesi [13]

$$P_p = A_{hş} \cdot P_{hş} + A_k \cdot P_k \quad (3.2)$$

Kayıp [12]:

$$L = \frac{\left(S_p - P_p \cdot \left(\frac{100}{Q_{hş}} \right) \right)}{\left(\left(\frac{S_k}{P_k} \right) - \left(\frac{100}{Q_{hş}} \right) \right)} \quad (3.3)$$

$$L = \frac{\left(20.69 - 14.84 \times \frac{100}{88.32} \right)}{\left(\left(\frac{16.28}{0.90} \right) - \left(\frac{100}{88.32} \right) \right)} = \%0.23$$

Tablo 3.2. Elazığ Şeker Fabrikası 2015-2016 Teknik Raporundan alınan değerler.

Pancar (p)	P _p = 14.84	S _p = 20.69	
Sıkılmış Küşpe (k)	P _k = 0.90	S _k = 16.28	
Sulu Küşpe (sk)	P _k = 0.70	S _{sk} = 8.20	
Ham Şerbet (hş)	P _{hş} = 12.01	S _{hş} = 14.32	Q _{hş} = 88.32

-Sıkılmış küspe miktarı:

$$A_k = \left(\frac{L}{P_k} \right) \cdot 100 = \left(\frac{0.23}{0.90} \right) \cdot 100 = \%25.56 \quad (3.4)$$

Prese Suyu Miktarı:

Sulu Küspe Miktarı (sk):

$$A_{sk} = \frac{L}{P_{sk}} \quad (3.5)$$

$$A_{sk} = \left(\frac{1}{P_{sk}} \right) \left[\frac{\left(S_p - P_p \cdot \left(\frac{100}{Q_{hş}} \right) \right)}{\left(\left(\frac{S_{sk}}{P_{sk}} \right) \right) - \left(\frac{100}{Q_{hş}} \right)} \right] \cdot 100 \quad (3.6)$$

$$A_{sk} = \left(\frac{1}{0.70} \right) \left[\frac{\left(20.69 - 14.84 \times \left(\frac{100}{88.32} \right) \right)}{\left(\frac{8.20}{0.70} \right) - \left(\frac{100}{88.32} \right)} \right] \times 100 = \%66.77$$

Sulu küspe miktarı ile sıkılmış küspe miktarı arasındaki fark prese suyu miktarını verir. Prese suyu miktarı $66.77 - 25.56 = 41.21$ olarak bulunur.

Tablo 3.3 Elazığ Şeker Fabrikası 2015-2016 teknik raporundan alınan veriler:

Ham Şerbet Özelliği	Değeri
Digestion	14.84
Çekiş	123 (%pg)
Difüzyon kaybı	0.21 kg/pg
Çamur kaybı	0.03 kg/pg
Bilinmeyen kayıplar	0.23 kg/pg
Ham şerbet safiyeti	87.27

Ham şerbetteki şeker miktarı:

$$14.84 - (0.21 + 0.23 \times 1/3) = 14.550 \text{ kg/pg} \quad (3.7)$$



Şekil 3.2. Ham şerbet süreci kontrol hacmi

Ham şerbetteki kuru madde miktarı:

$$14.550/88.36 = 16.478 \text{ kg/pg}$$

Ham şerbete geçen şeker dışı madde:

$$16.478 - 14.550 = 1.928 \text{ kg/pg} \quad (3.8)$$

Ham şerbet için:

$$S = 16.478/123 = 133.96$$

$$P = 14.550/123 = 118.29$$

$$Q = (118.29/133.96) \cdot 100 = 88.30$$

Ham şerbet özgül ağırlığı: 1.068 gr/cm (laboratuvar)

Ham şerbet miktarı:

$$123/1.068 = 115.169 \text{ L/pg; } 123 \text{ kg/pg} \quad (3.10)$$

3.2. Şerbet Arıtım İşleminde Madde Dengesi

Tablo 3.4. Elazığ Şeker Fabrikası 2015-16 teknik raporundan alınan değerler:

Şerbet Arıtım Süreci	Değeri
1.Kireçleme alkalitesi	0.18 g CaO / 100 ml
Ham şerbet asiditesi	0.03 g CaO / 100 ml
Toplam verilecek alkalite	0.21 g CaO / 100 ml = 2.496 CaO/L
Kireç sütü (20°Be)	122.7 gr CaO/L (laboratuvar)
Kireç sütü yoğunluğu	1.186 gr/cm (laboratuvar)
Ham şerbet miktarı	123 L/pg
Geri alınan şerbet miktarı	22.8 L/pg (Ham şerbete göre)
Geri alınan şerbet yoğunluğu	1.154 gr/cm ³ (laboratuvar)
Geri alınan şerbet alkalitesi	0.08 gr CaO/100 ml = 0.8 gr CaO/L (labor)

Tablo 3.5. Şerbet arıtım süreci kontrol hacmi

GİREN MADDELER	ÇIKAN MADDELER
Ham şerbet	Sulu Şerbet
V. Brüde Buharı	V. Brüdekondensatı
IV. Brüde Buharı	IV. Brüdekondensatı
III. Brüde Buharı	III. Brüdekondensatı
II. Brüde Buharı	II. Brüdekondensatı
I. Brüde Buharı	I. Brüdekondensatı
Retür	Retür

1. Kireçleme için kireç sütü miktarı

$$2.1 \times 123 \times 1.186/122.7 = 2.497 \text{ kg/pg} \quad (3.11)$$

1. Kireçlemeye geri alınan şerbet için verilecek kireç sütü miktarı[16]

$$(2.1-0.30-0.80) \times 22.8 \times 1.186/122.7 = 0.287 \text{ kg/pg} \quad (3.12)$$

1. Kireçleme için verilecek toplam kireç sütü miktarı:

$$2.497 + 0.287 = 2.784 \text{ kg/pg} \quad (3.13)$$

$$2.784 / 1.186 = 2.347 \text{ L/pg}$$

Kireçleme şerbeti miktarı

$$123 + 2.784 + 23.00 = 148.784 \text{ kg/pg} \quad (3.14)$$

$$123.00 + 22.8 + 2.347 = 148.147 \text{ L/pg} \quad (3.15)$$

a) Şerbetin Kireçleme İşlemi:

2. Kireçleme alkalitesi: 1.14 g CaO/100 ml (teknik rapor)

2. Kireçlemeye ilave edilecek alkalite:

$$1.14 - 0.21 = 0.93 \text{ g CaO} / 100 \text{ ml} = 9.3 \text{ kg CaO/L} \quad (3.15)$$

2.Kireçlemeye verilen toplam kireç sütü miktarı [10]

$$(9.3 \text{ kg CaO/L} \times (148.147 \text{ L/pg}) \times (1.1186 \text{ kg/L}) / 122.7 \text{ kg CaO/L} = 13.317 \text{ kg/pg} \quad (3.16)$$

$$13.317 \text{ kg/pg} \times 1.186 \text{ (g/cm}^3\text{)} = 15.794 \text{ L/pg} \quad (3.17)$$

2. Kireçleme şerbeti: $148.784 + 13.317 = 162.100 \text{ kg/pg}$

$$148.147 + 15.794 = 163.941 \text{ L/pg} \quad (3.18)$$

Şerbete verilen toplam kireç:

I. Kireçleme CaO + 2. Kireçleme CaO+ Geri alınan şerbetteki CaO = 122.7 gCaO/L

Kireç sütü yoğunluğuna bölünürse:

$$\text{Toplam kireç} = 122.7/1.186 = 103.457 \text{ gCaO/kg}$$

$$2.497 \times 103.457 = 258 \text{ g/1000} = 0.258 \text{ kg/pg}$$

$$0.287 \times 103.457 = 0.0296 \text{ kg/pg}$$

$$13.317 \times 103.457 = 1.378 \text{ kg/pg}$$

$$\text{Şerbete verilen toplam kireç} = 0.258 + 0.0296 + 1.378 = 1.6656 \text{ kg/pg} \quad (3.19)$$

b) Şerbetin 1. Karbonatlama İşlemi:

1. Karbonatlama şerbeti miktarının hesaplanması

1. Karbonatlama kalitesi: 0.076 g CaO/100 ml (teknik rapor)

Alkalite düşüşü: $0.940 - 0.076 = 0.864$ g CaO/100 ml = 8.64 gCaO/L

CO₂ sarfiyatı: $(8.64 \text{ gr/l} \times 151.716 \times 44) / 56 \times 100 = 1030 \text{ g/pg}$

CaCO₃' in yoğunluğu 2.6 g/cm³ ve CO₂ yoğunluğu 1.14 g/cm³ alınarak [4]

1. Karbonatlama şerbeti: $162.100 + 1.030 = 163.130$ kg/pg

1. Karbonatlama şerbeti: $163.941 + (1.030 / 1.14) = 164.845 \text{ L/pg}$ (3.20)

1. Karbonatlamada buharlaşan su miktarı:

Karbonatlama giriş sıcaklığı T₁ = 88 °C ve çıkış sıcaklığı T₂ = 85°C için;

C = 0.9 kJ/kg °C alalım ve 85°C de buharlaşma entalpisi 547.6 kJ/kg dır.

$162.10 \times 0.9 \times (88 - 85) / 547.6 = 0.799 \text{ L/pg}$ (3.21)

Buharlaşan su miktarı:

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbeti miktarının hesaplanması:

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbeti: $163.130 - 0.538 = 162.292$ kg/pg

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbeti: $164.845 - 0.538 = 164.307 \text{ L/pg}$

Dekantörden çıkan şerbet miktarının hesaplanması;

Geri alınan şerbet düşülerek;

$162.292 - 23.00 = 139.292$ kg/pg

$164.307 - 22.800 = 141.507 \text{ L/pg}$ (3.22)

Süzülmemiş 1. Karbonatlama şerbeti içerisindeki şeker dışı madde (şdm) miktarının hesaplanması:

Difüzyondan gelen şdm = 2.147 kg/pg

1. karbonatlamadan gelen (CO₂ den gelen) = 1.003 kg/pg

Kireçlemelerden gelen;

Kireçlemeye verilen CaO : 0.290 kg/pg

Kireçlememeye verilen CaO : 1.005 kg/pg

Geri alınan şerbet için verilen CaO : 0.0261 kg/pg

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbetinde şdm:

$$2.147 + 1.003 + 0.290 + 1.005 + 0.0261 \quad (3.23)$$

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbetinde şdm: 4.4981 kg/pg

Süzülmemiş 1. karbonatlama: (ham şerbete geçen şeker)–(çamur kaybı)–
(bilinmeyen 1/3ü şerbetinde polar şeker)

$$14.840 - (0.03 + 1/3 \times 0.21) = 14.740$$

1. karbonatlama şerbeti safiyeti = 87 (teknik rapor)

$$S = (14.74 \times 100) / 87 = 16.940$$

$$\text{şdm} = 16.940 - 14.740 = 2.203 \text{ kg/pg} \quad (3.24)$$

Pres filtrede kalan şdm miktarının hesaplanması :

Pres filtrede kalan şdm miktarı = (Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbetinde şdm)–
(süzülmüş 1. karbonatlama şerbetinde şdm)

$$4.4981 - 2.203 = 2.295 \text{ kg/pg}$$

$$\text{Toplam} = 0.03 + 0.21 \times 1/3 + 2.6681 = 2.395 \text{ kg/pg çamur atılıyor} \quad (3.25)$$

$$\%50 \text{ su payı düşünülürse: } 2.395 \times 2 = 4.790 \text{ kg/pg}$$

Süzülmüş 1. karbonatlama şerbet miktarının hesaplanması:

Dekantör şerbeti - çamurdan hareket edilerek,

Süzülmüş 1. karbonatlama şerbeti

$$139.292 - 2.395 = 136.897 \text{ kg/pg} \quad (3.26)$$

Süzülmüş 1.karbonatlama şerbeti yoğunluğu (d) = 1.06 kg/L (laboratuvar sonucu)

$$136.897 / 1.06 = 129.148 \text{ L/pg}$$

$$S = (20.69 / 136.897) \times 100 = \%15.113$$

$$P = (14.84 / 136.897) \times 100 = \%10.913$$

$$Q = (10.913 / 15.113) \times 100 = \%72$$

c) Şerbetin İkinci Karbonatlama İşlemi:

II. Karbonatlama şerbeti miktarının hesaplanması

Karbonatlama kalitesi: 0.016 g CaO/100 ml (teknik rapor)

Alkalite düşüşü: $0.076 - 0.016 = 0.06 \text{ g CaO/100ml}$

CO₂ Kütlesi: $12 + 16 \times 2 = 44 \text{ kg}$

Bu alkalite düşüşü için kullanılması gereken CO₂ miktarı:

$$(0.06) \times (44) \times (129.148) / (56 \times 100) = 0.061 \text{ kg/pg} \quad (3.27)$$

Süzülmemiş 2. karbonatlama şerbeti miktarı:

$$136.897 + 0.061 = 136.958 \text{ kg/pg} \quad (3.28)$$

II. Karbonatlamada buharlaşacak su miktarının hesaplanması:

Giriş sıcaklığı $T_1 = 95^\circ\text{C}$

Çıkış sıcaklığı $T_2 = 92^\circ\text{C}$

Isı kapasitesi $C_p = 0.9 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$

Buharlaşma entalpisi: 541.4 kJ/kg

$$\text{Buharlaşan su} = (136.959 \times 0.9 \times (95 - 92)) / 541.4 = 0.683 \text{ kg/pg} \quad (3.29)$$

Süzülmemiş II. karbonatlamada buharlaşacak su miktarının hesaplanması:

Süzülmemiş 2. karbonatlama şerbeti miktarı:

$$136.958 - 0.683 = 136.276 \text{ kg/pg} \quad (3.30)$$

Süzülmemiş 2. karbonatlama şerbeti miktarı:

$$141.507 - 0.683 = 140.824 \text{ L/pg}$$

Süzülmemiş II. Karbonatlama şerbeti içerisindeki şeker dışı madde (şdm) miktarının hesaplanması :

Süzülmemiş 2. karbonatlama şerbetinde şdm = (süzülmüş 1. karbonatlama şdm) + (verilen CO_2) = $1.83 + 0.062 = 1.892 \text{ kg/pg}$

Safiyet: 92 (literatürdeki kabul edilen değer olarak) alınırsa

$$S = (14.840 / 90.8) \cdot 100 = 16.344$$

$$\text{şdm} = S - P = 16.344 - 14.84 = 1.504 \text{ kg/pg}$$

Filtrelerde kalan çamur miktarının hesaplanması:

Süzülmemiş ve süzölmüş 2. karbonatlama şerbetlerinin, şeker dışı madde (şdm) farklarından bulunur.

$$= 1.892 - 1.504 = 0.388 \text{ kg/pg} \quad (3.31)$$

$$\text{Süzölmüş 2. karbonatlama şerbeti miktarı} = 136.276 - 0.388 = 135.888 \text{ kg/pg}$$

3.3. Tephir İstasyonu İçin Madde Dengesi

Koyu şerbet briksi: 55.41 (Tablo 3.7)

Sulu şerbeti briksi: 19.22.41 (Tablo3.7)

Koyu şerbet miktarı: $(19.22 \times 136.275) / 55.41 = 47.26 \text{ kg/pg}$ [11] **(3.32)**

3.4. Rafineri işlemleri İçin Madde Dengesi

Şeker üretiminde, ham madde ve yan girdiler tabii olarak şeker kalitesini belirler bu kapsamda girdilerin oranlarında amaca uygun düzenlemeler yapılabilir. Hesaplamalarda şeker, lapa ve şurupları tanımlamak için kuru madde içeriği (Briks, S) ve sakaroz içeriği (Polarizasyon, P) değerleri % pancara göre (pg) verilmiştir.

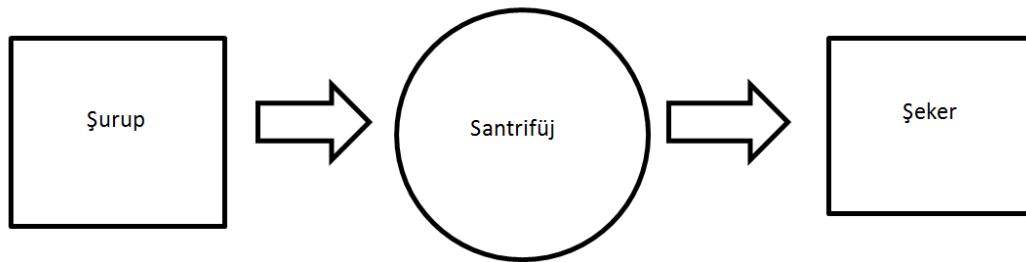
Rafineri işlemleri, şeker ve hammadde özelliklerine göre pişirim sayısı farklı olabilir. Koyu şerbetten ham şeker üretmek için iki kademeli pişirim kullanılır. Şeker kamışından kristal şeker üretiminde ise altı kademeli pişirim uygulanır.

Rafineri şemaları üretilmek istenen şeker ve hammadde özelliklerine göre çeşitlidir. En basit rafineri şeması koyu şerbetten ham şeker üretmek için kullanılan iki kademeli pişirim semasıdır. En çok pişirim kademesi olan ise altı kademeli pişirimin uygulandığı kamış şekeri ham şekerinden kristal şeker üretiminde kullanılan rafineri semasıdır [10].

Elazığ Şeker Fabrikasında uygulanan kristal şeker üretimi için üçlü pişirim şeması kullanılır. Burada hesaplanan pişirim sisteminde rafine şeker ve beyaz kristal şeker ile melas üretilmektedir.

Hesaplamalar için yöredeki ham maddenin şartlara ve diğer yan girdilere uygun standart lapa şurup şeker safiyet değerlerinin tespit edilmesi gerekmektedir. Aşağıda verilen ve hesaplamalarda kullanılacak olan değerler 2015-2016 kampanya dönemi değerleridir ve teknik rapordan alınmıştır.

Daha önce de belirtildiği üzere hesaplamalarda şeker, lapa ve şurupları tanımlamak için kuru madde içeriği; S ve sakaroz içeriği, P değerleri % pancara göre (pg) verilmiştir.



Şekil 3.3. Rafineride giren ve çıkan ürünler

Tablo 3.6. Rafineride kullanılan simgeler

Gelen Maddeler		Çıkan Maddeler	
Şurup ve Lapa	q1: safiyet S1: kuru madde P1: sakkaroz	Şeker	q2 S2 P2
		Melas	q3 S3 P3

Tablo 3.7. Rafineri işlemleri ve Madde Dengesi

Klasik Koyu Şerbet Tanımlama	Hesaplamalarda Kullanılan Tanımlama
S = 55.07	S = 19.76
P = 50.91	P = 18.16
Q = 91.88	Q = 91.88

Tablo 3.8. Şerbet, Şurup ve lapalarla ilgili teknik rapor değerleri

2015-2016 Kampanyadan Elde Edilen Pancar Değerler	
Pancar kapasitesi	1800 ton/gün
Pancardaki polar şeker varlığı	19.22
2015-2016 Kampanyadan Elde Edilen Şeker, Şurup ve Lapa Değerleri:	
Şerbet Veya Lapa Cinsi	Değeri (%)
Koyu şerbet safiyeti	91.40
Koyu şerbet kuru maddesi (brix)	55.41
Standart Şurup safiyeti	91.58
Kristal lapa safiyeti	93.70
Kristal lapa kuru maddesi	92.35
Kristal beyaz şurup safiyeti	90.3
Kristal beyaz şurup kuru maddesi (brix)	77
Kristal yeşil şurup safiyeti	85.7
Kristal yeşil şurup kuru maddesi (brix)	77.0
Kristal yeşil + kristal beyaz şurup safiyeti	87.0
Kristal yeşil + kristal beyaz şurup kuru maddesi (brix)	79.47
Kristal şeker safiyeti	100
Kristal şeker kuru maddesi (brix)	100
Orta lapa kuru maddesi (brix)	87.57
Orta Şeker safiyeti	98.5
Orta Şeker kuru maddesi (brix)	98.5
Orta Şurup safiyeti	76.42
Orta Şurup kuru maddesi (brix)	81.06
Afine lapa safiyeti	90.11
Afine lapa kuru maddesi (brix)	87.21
Afine şurup safiyeti	76.6
Afine şurup kuru maddesi (brix)	77.0
Orta şurup +Afine şurup safiyeti	77.0
Orta şurup +Afine şurup kuru maddesi (brix)	79.38
Son Lapa safiyeti	74.21
Son Lapa kuru maddesi (brix)	95.61
Son Şeker safiyeti	94.0
Son Şeker kuru maddesi (brix)	98.5
Melas safiyeti	59.77
Melas kuru maddesi (brix)	81.37

Santrifüje giren şurup ve lapa karışımı santrifüj yardımı ile şeker ve melasa ayrılır. Rafineride şurup veya lapa santrifüjlere girer vesantrifüjde şekere ve melasa dönüşür.

Rafineri şemasındaki (Şekil 3.3. Tablo 3.6. ve Tablo 3.7.) tüm hesaplamalarda yukarıdaki basit denge metodu kullanılır.

Yukarıdaki denge durumunda şurup veya lapa santrifüjlere girer. Burada daha önce anlatıldığı gibi santrifüj içinden şekere ve satrifüjden sıçrayan sıvı kısımda şerbete veya yukarıda belirtildiği gibi son şekerde melasa dönüşür. Yukarıdaki dengede şurup şeker ve lapa için ayrı ayrı safiyet, kuru maddesi ve sakkoroz miktarları tanımlanmıştır. Örneğin elimizde bulunan bir şurup veya lapanın pg safiyeti q, kuru maddesi S ve sakaroz P ise; buşurup veya lapa pişirildiği veya bilinen safiyetteki kristal ve ana şurubuna santrifüjlenerak ayrıldığı düşünülürse bunların miktarları şeker ve kuru madde dengesi yapılarak hesaplanabilir [18].

$$P_1 = P_2 + P_3 \quad (3.33)$$

$$P_1 = S_1 \cdot q_1 \quad (3.34)$$

$$P_2 = S_2 \cdot q_2 \quad (3.35)$$

$$P_3 = S_3 \cdot q_3 \quad (3.36)$$

$$S_1 = S_2 (q_2 - q_3) / (q_1 - q_3) \quad (3.37)$$

$$S_2 = S_1 (q_1 - q_3) / (q_2 - q_3) \quad (3.38)$$

$$S_3 = S_2 (q_2 - q_1) / (q_1 - q_3) \quad (3.39)$$

$$S_1 = S_3 (q_2 - q_3) / (q_2 - q_1) \quad (3.40)$$

$$S_2 = S_3 (q_1 - q_3) / (q_2 - q_1) \quad (3.41)$$

Koyu şerbet için hesaplamalar:

Tablo 3.9. Hesaplamada kullanılan koyu şerbet, şeker ve melas değerleri

Koyu Şerbet	Şeker	Melas
q1 = 91.40	q2 = 100	q3 = 59.77
S1 = 19.22	S2 = 15.11	S3 = 4.04
P1 = 18.16	P2 = 15.11	P3 = 2.62

Eşitlik (3.40) kullanılırsa,

$$S_2 = S_1(q_1 - q_3)/(q_2 - q_3)$$
$$S_2 = 19.22 \times (91.40 - 59.77)/(100 - 59.77) = 15.11 \quad (3.42)$$

Eşitlik (3.37) kullanılırsa,

$$P_2 = S_2 \cdot q_2 / 100 = 15.11 \times 100 / 100 = 15.11 \quad (3.43)$$

Kütle denkliğinden

$$S_3 = S_1 - S_2 = 19.22 - 15.11 = 4.11 \quad (3.44)$$

$$P_3 = P_1 - P_2 = 18.16 - 15.11 = 3.05 \text{ elde edilir.}$$

Son lapa ve son şeker için hesaplamalar:

Tablo 3.10. Hesaplama da kullanılan son lapa, son şeker ve melas değerleri

Son Lapa	Son Şeker	Melas
$q_1 = 74.21$	$q_2 = 94$	$q_3 = 59.77$
$S_1 = 7.96$	$S_2 = 3.85$	$S_3 = 4.11$
$P_1 = 5.91$	$P_2 = 2.86$	$P_3 = 3.05$

Eşitlik (3.42) kullanılırsa,

$$S_1 = S_3(q_2 - q_3)/(q_2 - q_1) \quad (3.45)$$
$$S_1 = 4.11 \times (94 - 59.77)/(94 - 74.21) = 7.96$$

Eşitlik (3.35) kullanılırsa;

$$P_1 = S_1 \cdot q_1 / 100 = 7.96 \times (74.21) / 100 = 5.91 \quad (3.46)$$

Kütle denkliğinden

$$S_2 = S_1 - S_3 = 7.96 - 4.11 = 3.85 \quad (3.47)$$

$$P_2 = P_1 - P_3 = 5.91 - 3.05 = 2.86$$

Afine lapa ve kristal yeşil + kristal beyaz deposu için hesaplamalar:

Tablo 3.11. Hesaplama da kullanılan afine lapa, son şeker vekristal yeşil +kristal beyaz deposu değerleri

Afine Lapa	Son Şeker	Kristal Yeşil + Kristal Beyaz Deposu
q1 = 90.11	q2 = 94	q3 = 87
S1 = 8.28	S2 = 3.85	S3 = 4.82
P1 = 7.81	P2 = 2.86	P3 = 4.95

Eşitlik (3.39) kullanılırsa,

$$S_1 = S_2(q_2 - q_3)/(q_1 - q_3) \quad (3.48)$$

$$S_1 = 3.85 \times (94 - 87) / (90.11 - 87) = 8.67$$

Eşitlik (3.36) kullanılırsa,

$$P_1 = S_1 \cdot q_1 / 100 = (8.67) \cdot (90.11) / 100 = 7.81 \quad (3.49)$$

Kütle denkliğinden

$$S_3 = S_1 - S_2 = 8.67 - 3.85 = 4.82 \quad (3.50)$$

$$P_3 = P_1 - P_2 = 7.81 - 2.86 = 4.95$$

Afine şeker ve Afine şurup (I+II) için hesaplamalar;

Burada afine şurup I ve II deki kasıt afine şurubun bir kısmı (afine şurup I) Kristal yeşil Kristal beyaz şurup deposuna gönderilmekte diğer kısmı (afine şurup II) Son lapa yapımında kullanılmaktadır. Afine şurup I Afine şurubun ¼ lük kısmını oluşturmaktadır [4].

$$\text{Afine Şurup I} = 1/4 \text{ Afine Şurup}$$

Tablo 3.12. Hesaplama da kullanılan afine lapa, afine şeker ve afine şurup değerleri

Afine Lapa	Afine Şeker	Afine Şurup
q1 = 89	q2 = 98.5	q3 = 76.6
S1 = 8.67	S2 = 5.35	S3 = 3.32
P1 = 7.46	P2 = 5.27	P3 = 2.19

Eşitlik (3.40) kullanılırsa,

$$S_2 = S_1(q_1 - q_3)/(q_2 - q_3) \quad (3.51)$$

$$S_2 = 8.67(90.11-76.6)/(98.5-76.6) = 5.35$$

Eşitlik (3.37) kullanılırsa,

$$P_2 = S_2.q_2 / 100 = 5.35(98.5)/100 = 5.27 \quad (3.52)$$

Kütle denkliğinden

$$S_3 = S_1 - S_2 = 8.67 - 5.35 = 3.32 \quad (3.53)$$

$$P_3 = P_1 - P_2 = 7.46 - 5.27 = 2.19 \quad (3.54)$$

Orta şurup için hesaplamalar:

Orta lapa ve afine şurubun birleştiği depodaki kuru madde miktarı son lapadaki kuru madde miktarı ile aynıdır. Buradaki kuru madde miktarı 7.96 dir. Afine şurup II deki kuru madde miktarı afine şurubun $\frac{3}{4}$ olarak alınacaktır [4].

Afine şurup II' deki kuru madde miktarı = $S_3 .(3/4)$

$$(3.32) (3/4) = 2.49$$

Bunu deponun kuru madde miktarından çıkarırsak safiyetini bildiğimiz orta şurubun hesaplamalarda kullanılan kuru madde miktarını buluruz. Bu da,

$$7.96 - 2.49 = 5.47 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Orta şurubun hesaplamalarda kullanılan polarizasyon değeri de,

$$(5.47).(76.42)/100 = 4.18 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Orta Şurup ve Orta Lapa Hesaplamaları:

Tablo 3.13. Hesaplarda kullanılan orta lapa, orta şeker ve orta şurup değerleri

Orta Lapa	Orta Şeker	Orta Şurup
$q_1 = 87.540$	$q_2 = 98.500$	$q_3 = 76.42$
$S_1 = 17.01$	$S_2 = 4.730$	$S_3 = 4.700$
$P_1 = 8.250$	$P_2 = 4.690$	$P_3 = 4.18$

$$S_1 = S_3(q_2 - q_3)/(q_2 - q_1)$$

$$S_1 = 4.70 \times (98.50 - 76.42)/(98.50 - 92.20) = 17.01 \quad (3.55)$$

Eşitlik (3.36) kullanılırsa,

$$P_1 = S_1 \cdot q_1 / 100 = 9.43 \times 87.54 / 100 = 8.25 \quad (3.56)$$

Kütle denkliğinden

$$S_2 = S_1 - S_3 = 9.43 - 4.70 = 4.73 \quad (3.57)$$

$$P_2 = P_1 - P_3 = 8.25 - 4.18 = 4.07 \quad (3.58)$$

Kristal Yeşil Şurup ve Kristal Beyaz Şurupta Kuru madde:

Depodan çıkan kuru madde miktarı afine lapa ve orta lapada kullanılan kuru madde miktarına eşittir. O halde, toplam miktardan son şekerden gelen kuru madde miktarı çıkarılarak afine lapaya gelen kuru madde miktarı bulunur.

$$9.1 - 3.68 = 5.42$$

Bu değere orta lapanın hesaplarda bulunan kuru madde miktarı eklenirse;

$$17.01 + 5.42 = 22.43 \text{ olarak bulunur.}$$

Safiyet belli olan deponun hesaplamalarda kullanılan polarizasyon değeri;

$$4.95 \times 87 / 100 = 4.30 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Standart Şurupta Kuru madde;

Koyu şerbetteki kuru miktarı + Orta şeker.kuru madde miktarı + Afine Şeker kuru madde miktarı = $19.2 + 4.70 + 5.1 = 29.00$ olarak hesaplanır.

Safiyet belli olan Standart Şurubun hesaplamalarda kullanılan polarizasyon değeri:

$$29.00 \times 92.35 / 100 = 26.87$$

Kristal Lapada Kuru Madde:

Kristal lapanın hesapta kullanılan kuru madde miktarının hesabında standart şuruptan gelen ve kristal beyazdan dönen kuru madde miktarları toplanarak hesap yapılır. Burada kristal beyaz şuruptan gelen kuru madde miktarı 0.4 olarak kabul edilir.

Böylelikle kristal lapa için hesapta kullanılan kuru madde miktarı $0.4 + 29.00 = 29.40$ olarak hesaplanır.

Safiyet belli olan Standart Şurubun hesaplamalarda kullanılan polarizasyon değeri;
 $29.00 \times 92.65 / 100 = 26.87$

Şurup, lapa ve şeker miktarlarının hesaplanması:

Bu hesaplamaları kullanarak istenen şurup ve lapa akış hızlarını ton / saat veya ton /gün olarak hesaplamak mümkündür. Sonraki adımda tüm Şurup, Lapa ve Şeker miktarları için bu değerler hesaplandı. Bu hesaplar da kullanılacak yöntem basit bir orantı olup aşağıdaki şekilde formüle edilebilir.

$$\text{Şurup, Lapa ve Şeker miktarları} = \frac{\text{Hes.Kul.Safiyet}}{\text{Gerçek safiyet}} \times 100 \text{ (kg / pg)} \quad (3.59)$$

Tablo 3.14. Şurup, lapa ve şeker miktarları.

Maddeler (Şurup, Lapa ve Şeker)	Miktarları (kg /pg) [(Hes.Kul. Safiyet /Gerçek safiyet)x100]
Kristal lapa miktarı	$(29.80/91.40) \times 100 = 32.60$
Kristal beyaz şurup miktarı	$(6.50/77) \times 100 = 8.44$
Kristal yeşil şurup miktarı	$(9.0/77) \times 100 = 11.69$
Kristal yeşil + kristal beyaz şurup miktarı	$(14.50/79.40) \times 100 = 18.26$
Kristal şeker miktarı	$(15.50/100) \times 100 = 15.50$
Orta lapa miktarı	$(9.23/92.35) \times 100 = 9.99$
Orta Şeker Miktarı	$(4,70/96.5) \times 100 = 4.87$
Orta Şurup miktarı	$(4.7/80.05) \times 100 = 5.87$
Afine lapa miktarı	$(9.1/90.5) \times 100 = 10.06$
Afine Şeker miktarı	$(5.1/96.5) \times 100 = 5.28$
Afine Şurup miktarı	$(4/77) \times 100 = 5.19$
Orta Şurup + Afine Şurup miktarı	$(7.7/78.35) \times 100 = 9.83$
Son Şeker miktarı	$(3.65/96.5) \times 100 = 3.78$
Melas miktarı	$(4.00/84.40) \times 100 = 4.74$

4. BUHAR VE SICAK SU HESAPLAMALARI

Şeker fabrikalarında harcanan enerjinin büyük bir bölümü buhar elde etmek için kullanılmaktadır.

4.1. Şerbet Isıtıcıları

Şuruplar, brüde denilen şerbet buharı tarafından ısıtılır. Çıkan brüdenin sıcaklığı denklem (2.7) kullanılarak hesaplanmış ve Tablo (4.1)'da her bir ısıtıcıya giren ve çıkan maddelerin sıcaklık değerleri ve bu sıcaklık değerleri kullanılarak hesaplanan brüde miktarları verilmiştir. Buharlaştırıcı kademelerinden gelen brüdeler sırayla ısıtıcılara dağıtılmıştır.

Tablo 4.1. Isıtıcılarda kullanılan brüdeler ve ısıtıcılara giriş çıkış sıcaklıkları

	T _b °C	T _k °C	T _g °C	T _ç °C	m(B) kg/pg	Brüde cinsi
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcıları	110	100	72	82	1.28	II
Prese Suyu Isıtıcıları	105	93	50	73	1.08	Sıcak Su
I. Kireçli Ham şerbet ısıtıcıları	86	84	60	65	2.92	II
I.Sulu Şerbet Isıtıcıları	115	103	90	102	4.60	II
II. Sulu Şerbet Isıtıcıları	125	19	102	114	2.30	I
III. Sulu Şerbet Isıtıcıları	133	125	114	127	1.65	Retür
I. Kireçli Ham şerbet Isıtıcıları	88	84	60	65	54.73	Sıcak Su
II. Kireçli Ham şerbet Isıtıcıları	114	105	65	75	4.70	V
III. Kireçli Ham şerbet Isıtıcıları	101	95	75	84	2.61	IV
VI. Kireçli Ham şerbet Isıtıcıları	101	97	84	87	1.29	III
Kristal Şeker Kurutmaları	120	100	-	-	0.67	I

4.2. Sirkülasyon şerbeti ısıtıcıları

Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buharı (II. Brüde)



Şekil 4.1 Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı kontrol hacmi dağılımı

Sirkülasyon şerbeti miktarı giren pancarın %80 ni olarak ifade edilir. Bizim işlemlerimizde giren pancar miktarını 100 kg olarak aldığımızdan sirkülasyon şerbeti miktarı 80kg/pg olarak hesaplanır [21].

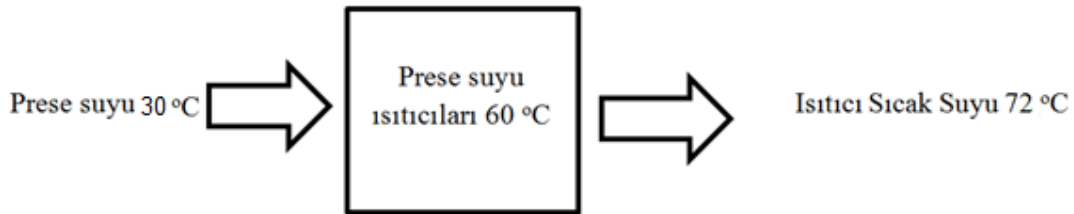
Denklem (2.7) kullanılarak sirkülasyon şerbeti kondensat sıcaklığı ve ısıtıcı buharı miktarı aşağıda hesaplanmıştır.

$$m_{srk} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_b \cdot \Delta H \quad (4.1)$$

$$\begin{aligned} & (80 \text{ kg/ pg}) \times (0.923 \text{ kcal/ kg}^\circ\text{C}) \times (82 - 72)^\circ\text{C} \\ & = m_b \times (2717.34 - 419.04 \text{ kJ/ kg}) \times (0.24 \text{ kcal/ kJ}) \\ & m_b = 1.34 \text{ kg/pg} \end{aligned}$$

4.3. Prese Suyu Isıtıcıları

Prese suyu sıcak suyu kondensatı sıcaklığı Elazığ Şeker Fabrikası verilerine göre değeri 110°C olarak alınmıştır.



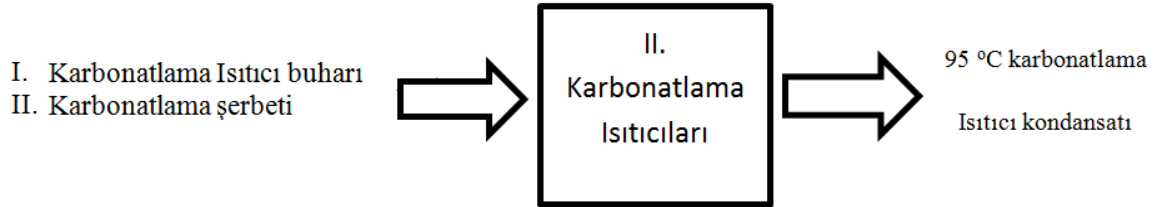
Şekil4.2. Prese Suyu ısıtıcısı kontrol hacmi dağılımı

Prese Suyu Isıtıcı kondensatı:

$$m_{prs} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{(b)ss} \cdot \Delta H \quad (4.2)$$

$$\begin{aligned}
& (41.21 \text{ kg/pg}) \times (0.930 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}) \times (72 - 60)^\circ\text{C} \\
& = m_{(b)ss} (2717.34 - 419.04 \text{ kJ/kg})(0.24 \text{ kcal/kJ}) \\
& m_{(b)ss} = 0.83 \text{ kg/pg}
\end{aligned}$$

4.4. İkinci Karbonatlama Isıtıcıları



Şekil 4.3. İkinci karbonatlama ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı

İkinci karbonatlama miktarı denklem 4.31 ile 136.276 kg/p.g. olarak hesaplanmıştı. Kondensat sıcaklığı ise, denklem (2.7) kullanılarak 115⁰C olarak hesaplandı.

$$\begin{aligned}
& m_{IIkş} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{(b)II} \cdot \Delta H \quad (4.3) \\
& (136.276 \text{ kg /pg}) \times (0.908 \text{ kcal /kg}^\circ\text{C}) \cdot (95 - 92)^\circ\text{C} \\
& = m_{(b)II} (2717.34 - 419.04 \text{ kJ/kg}) \times (0.24 \text{ kcal/kJ}) \\
& m_{(b)II} = 0.67 \text{ kg/pg}
\end{aligned}$$

4.5. Sulu Şerbet Isıtıcıları

Üç kademededen oluşan sulu şerbet ısıtıcılarında, ilk kademeye II. brüde girmekte sulu şerbeti 90⁰C'den 110⁰C'ye ısıtmaktadır. Bu şerbet I. brüde tarafından 120 ⁰C'ye, sonra da retür buhar tarafından 127⁰C'ye ısıtılır ve sulu şerbet ısıtıcılarından çıkar. Arıtma madde dengesinde hesaplanan sulu şerbet miktarı 136.276 kg/pg olarak bulunmuştu. Isıtıcılarda kullanılan brüdelerin ve retürün hesabı şu şekildedir:

Sulu şerbet C_p değeri: 0.930 kcal/kg⁰C [23]:

Entalpi değerleri ekteki termodinamik tablolarından alınmıştır [17].

$$\begin{aligned}
& m_{ss} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{(b)II} \cdot \Delta H \quad (4.4) \\
& (136.276 \text{ kg/pg}) \times (0.930 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C}) \times (102 - 90)^\circ\text{C} \\
& = m_{(b)II} (2717.34 - 419.04 \text{ kJ / kg}) \times (0.24 \text{ kcal / kJ}) \\
& m_{(b)II} = 2.76 \text{ kg/pg}
\end{aligned}$$

$$m_{ss} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{(b)I} \cdot \Delta H \quad (4.5)$$

$$(136.276 \text{ kg/pg}) \times (0.930 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}) \times (114-102)^\circ\text{C}$$

$$= m_{(b)I} (2727.105 - 419.04 \text{ kJ/kg}) \times (0.24 \text{ kcal / kJ})$$

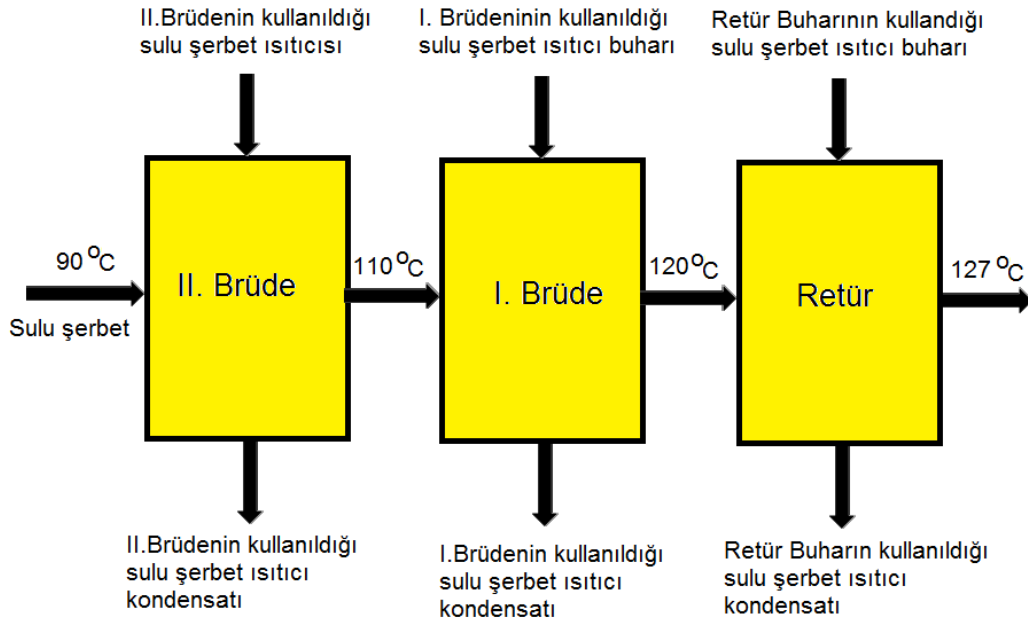
$$m_{(b)I} = 2.75 \text{ kg/pg}$$

$$m_{ss} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{(b)ret} \cdot \Delta H \quad (4.6)$$

$$(136.276 \text{ kg/pg}) \cdot (0.928 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}) \cdot (125 - 114)^\circ\text{C}$$

$$= m_{(b)ret} \cdot (2739.4 - 419.04 \text{ kJ / kg}) \cdot (0.24 \text{ kcal / kJ})$$

$$m_{(b)ret} = 2.50 \text{ kg/pg}$$



Şekil 4.4 Sulu şerbet ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı

4.6. Kireçli Ham Şerbet Isıtıcı İşlemleri

Kireçli ham şerbet ısıtıcıları dörtlü kademelerden oluşmakta olup, birinci kademeye sıcak su girmekte kireçli ham şerbeti 60 °C'den 72 °C'ye ısıtmaktadır. 72 °C' deki ısınan şerbet V. Brüde tarafından 75 °C'ye kadar ısıtılır. Buradan üçüncü kademeye giren sulu şerbet, IV. Brüde tarafından 85 °C'ye ısıtılır ve dördüncü kademeye gelir. Burada III.

Brüde tarafından 90°C'ye kadar ısıtılan kireçli ham şerbet, mevcut ısıtıcılarından çıkar. Isıtıcılarda kullanılan brüdelerin ve sıcak suyun miktarı ayrı ayrı hesaplanmıştır.

Hesaplamalarda kullanılan özgül ısı ve entalpi değerleri, termodinamik tablolarından alınmıştır.

Tablo 4.2. Isıtıcılarda kullanılan şerbet ve sıcak suyun özgül ısı değerleri [23].

Madde	Özgül ısı C_p (kcal/kg°C)
Kireçli ham şerbet	0.923
Sıcak su	1.0

$$m_{khş} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{ss} \cdot \Delta H \quad (4.7)$$

$$(148.784 \text{ kg/pg}) \cdot (0.954 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}) \cdot (73 - 50)^\circ\text{C}$$

$$= m_{ss} (1.0 \text{ kcal /kg}^\circ\text{C}) \cdot (95 - 60)^\circ\text{C}$$

$$m_{ss} = 92.88 \text{ kg/pg}$$

$$m_{khş} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{b(v)} \cdot \Delta H \quad (4.8)$$

$$(148.784 \text{ kg/pg}) \cdot (0.923 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}) \cdot (75 - 65)^\circ\text{C}$$

$$= m_{b(v)} \cdot (2717.34 - 419.04 \text{ kJ/kg}) \cdot (0.24 \text{ kcal/kJ})$$

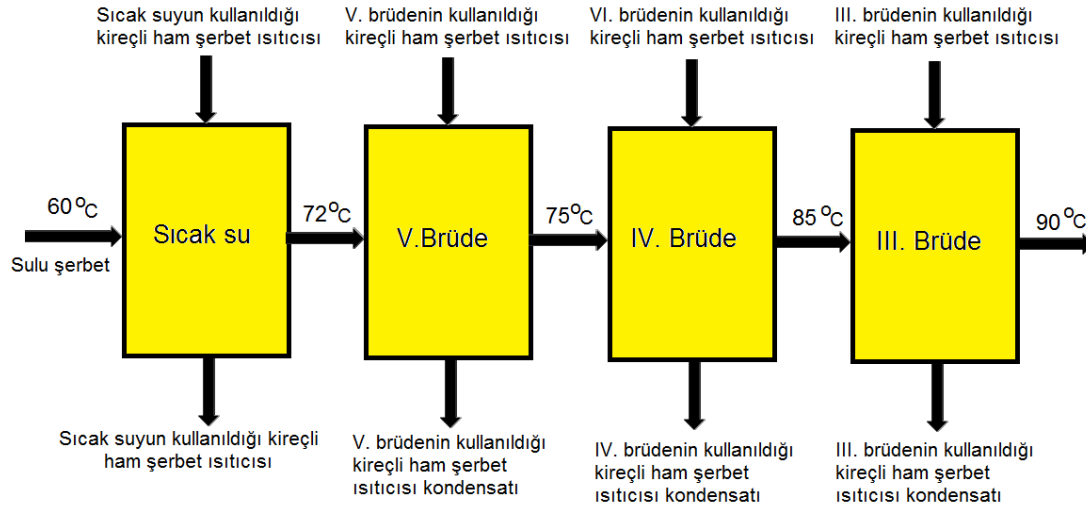
$$m_{b(v)} = 2.48 \text{ kg/pg}$$

$$m_{khş} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{b(iv)} \cdot \Delta H \quad (4.9)$$

$$(148.784 \text{ kg/pg}) \cdot (0.921 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}) \cdot (84 - 75)^\circ\text{C}$$

$$= m_{b(iv)} \cdot (2685 - 419.04 \text{ kJ/kg}) \cdot (0.24 \text{ kcal/kJ})$$

$$m_{b(iv)} = 2.26 \text{ kg/pg}$$



Şekil 4.5. Kireçli ham şerbet ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı.

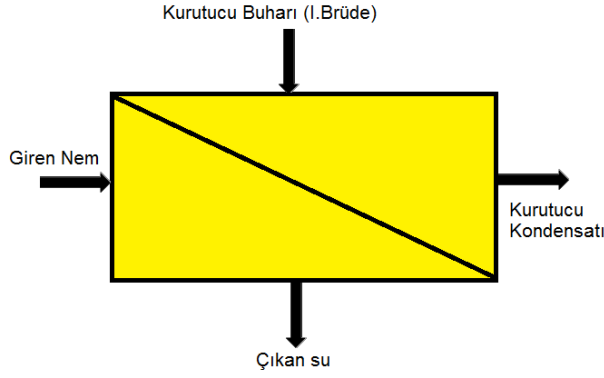
Kireçli ham şerbet miktarı arıtma madde dengesinde hesaplanmıştı ve değeri 150.10kg/pg olarak bulunmuştu.

$$m_{khs} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{b(III)} \cdot \Delta H \quad (4.10)$$

$$\begin{aligned} & (148.784 \text{ kg/pg}) \cdot (0.908 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}) \cdot (87 - 84)^\circ\text{C} \\ & = m_{b(III)} (2717.34 - 419.04 \text{ kJ/kg}) \cdot (0.24 \text{ kcal/kJ}) \\ & m_{b(III)} = 0.73 \text{ kg/pg} \end{aligned}$$

4.7. Kristal Şeker Kurutma İşlemi:

Kristal şeker kurutma işleminde, buhar miktarının bilinmesine gerek duyulur. Bu miktarın nemli maddeden uzaklaştırılması düşünülen su miktarının yaklaşık 1.15 katının olduğu varsayılır [22]. Benzer şekilde giren nem miktarı, kristal şeker miktarının binde 40'ı (%2.5) kadar olduğu ve çıkan nem miktarının da uluslararası standartların sağlanabilmesi amacıyla kristal şeker miktarının on binde 35'i olması gerekir [3].



Şekil 4.6. II. Kristal şeker kurutmaları kontrol hacmi dağılımı

Tablo 4.3. Hesaplama kullanılan koyu şerbet, şeker ve melas değerleri

Koyu Şerbet	Şeker	Melas
q1 = 91.40	q2 = 100	q3 = 59.77
S1 = 19.22	S2 = 15.11	S3 = 4.04
P1 = 18.16	P2 = 15.11	P3 = 2.62

Şeker miktarımız 15.11kg/ pg olarak hesaplamıştık. Buna göre buharlaştırılan nem miktarı:

$$(15.11 \text{ kg/pg}).(40/1000) - (15.11 \text{ kg/pg}).(35/1000) = 0.76 \text{ kg/pg} \quad (4.11)$$

olarak hesaplanır.

Harcanan brüde miktarı da

$$0.76 \text{ kg /pg} \times 1.15 = 0.87 \text{ kg/pg} \quad (4.12)$$

olarak hesaplanır.

4.8. Şerbet Isıtıcıları İçin Buhar ve Sıcak Su Miktarlarının Hesaplanması

Şeker fabrikalarında ve özellikle rafinerilerde buhar tüketimi enerji kullanımı bakımından oldukça önemli bir değere sahiptir. Rafineride tüketilecek buharın miktarı uygulanan rafineri şeması ile yakından ilgilidir. Kullanılacak buhar miktarı, pratik olarak uzaklaştırılacak su miktarının 1.15 katı olarak hesaplanır [22].

Şerbet ısıtıcıları miktarının hesaplanmasında çıkan brüdenin sıcaklığı denklem (4.7) kullanılarak hesaplanmış ve tablo (4.2)'de verilmiştir.

Tablo 4.4. Şerbet Isıtıcılarında Kullanılan Buhar ve Sıcak Su Miktarları

	T _b ⁰ C	T _k ⁰ C	T _g ⁰ C	T _ç ⁰ C	m(B) (kg/pg)	Brüde cinsi	Uzaklaşan Su (kg/pg)
Kristal Vakumlarda Kullanılan Buhar miktarı	118	105	80	80	14.95	III	13
Orta Şeker Vakumları	105	95	80	80	1.426	III	1.24
Orta - Afine Şeker Vakumları	110	100	80	80	1.15	III	1.04
Son Şeker Vakumları	105	94	80	80	1.46	IV	1.27

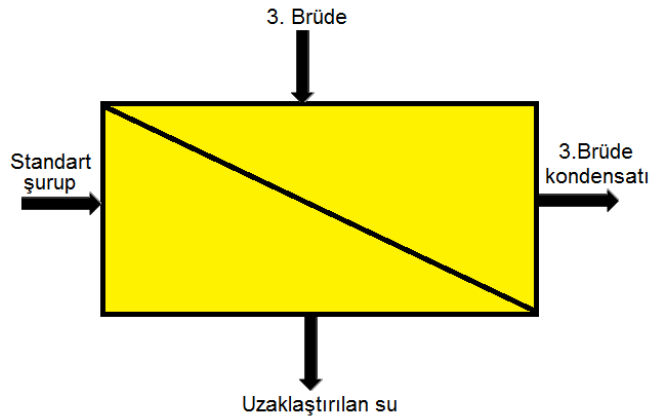
4.9. Kristal Vakumlarında Kullanılan Buhar Miktarının Hesabı

Kristal vakumlarında kullanılan buhar miktarı:

Kristal vakumlarında Brüde olarak 3. Brüde kullanılmaktadır.

Uzaklaştırılan su miktarı : $(92.35 - 63.09) \times 48.64 / 100 = 14.23 \text{ kg/pg}$ **(4.13)**

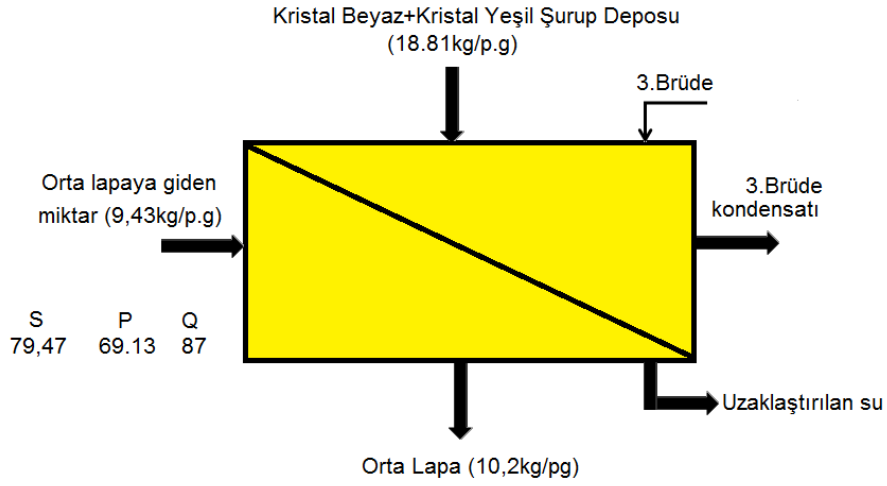
Harcanan Brüde miktarı : $14.23 \text{ kg/pg} \times 1.15 = 16.36 \text{ kg/pg}$

**Şekil 4.7** Kristal vakum kontrol hacmi dağılımı**4.10. Orta Şeker Vakumlarında su ve Brüde**

Orta şeker vakumlarında Brüde olarak 3. Brüde kullanılmaktadır.

Uzaklaştırılan su miktarı : $(92.56 - 79.47) \times 9.43 / 100 = 1.24 \text{ kg/pg}$ **(4.14)**

Harcanan Brüde miktarı : $1.24 \text{ kg/pg} \times 1.15 = 1.426 \text{ kg/pg}$ **(4.15)**



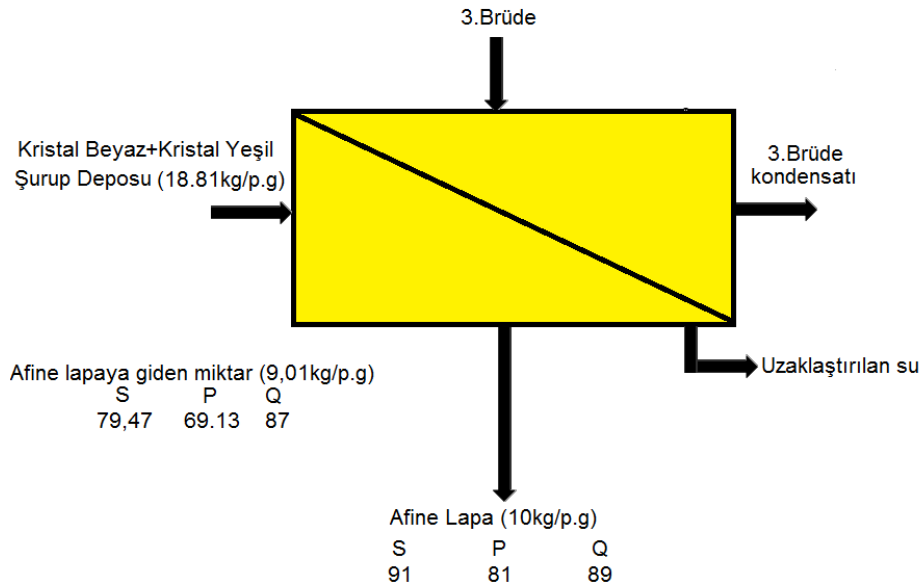
Şekil 4.8. Orta şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı

4.11. Orta - Afine Şeker Vakumları

Orta - affine şeker vakumlarında brüde olarak 3. brüde kullanılmaktadır.

$$\text{Uzaklaştırılan su miktarı: } (91-79.47) \times 9.01/100 = 1.04 \text{ kg/pg} \quad (4.16)$$

$$\text{Harcanan brüde miktarı: } 1.04 \text{ kg/pg} \times 1.15 = 1.15 \text{ kg/pg} \quad (4.17)$$

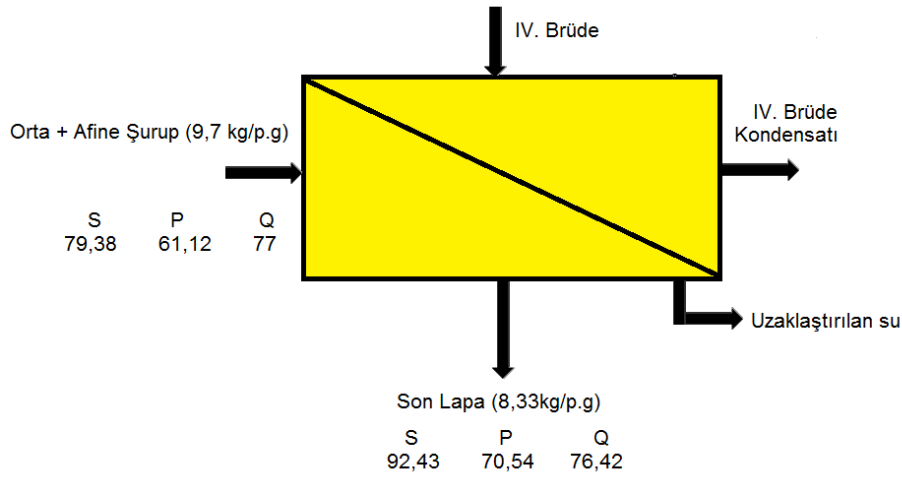


Şekil 4.9. Orta- Afine şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı

4.12. Son Şeker Vakumları

Son şeker vakumlarında brüde olarak 4.Brüde kullanılmaktadır. Uzaklaştırılan su miktarı : $(92.43-79.38) \times 9.7/100 = 1.27 \text{ kg/pg}$ (4.18)

$$\text{Harcanan brüde miktarı: } 1.27 \text{ kg/pg} \times 1.15 = 1.46 \text{ kg/pg} \quad (4.19)$$



Şekil 4.10. Son şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı

Rafinerilerde kullanılan vakum yıkama ve santrifüj yıkama buharı olarak 1,8kg/pg 5. Brüde kullanılmaktadır [17].

$$\text{Uzaklaştırılan su miktarı} : (92.43-79.38) \times 9.7/100 = 1.27 \text{ kg/pg.} \quad (4.20)$$

$$\text{Harcanan Brüde miktarı: } 1.27 \text{ kg/pg} \times 1.15 = 1.46 \text{ kg/pg} \quad (4.21)$$

Rafinerilerde kullanılan vakum yıkama ve santrifüj yıkama buharı olarak 1.8 kg/p.g 5 Brüde kullanılmaktadır [22].

4.13. Buharlaştırıcıda Hesaplama Yöntemi:

Şeker fabrikalarında işlenen 100 kg pancardan arıtım sonunda yaklaşık 125 kg şerbet elde edilmektedir. Başlangıçta 15Bx (Brix, saf şeker çözeltilerinde ağırlıkça % şeker miktarı) değerinde olan şerbet yaklaşık 65Bx'e kadar buharlaştırma istasyonlarında koyulaştırılmaktadır [19].

Buharlaştırma istasyonları birkaç buharlaştırıcının seri olarak bağlanması ile elde edilmiştir. Elazığ Şeker fabrikasında beş kademeli buharlaştırma mevcuttur. Türbinden alınan buhar sadece ilk kademede şerbetin buharlaştırılmasında kullanılır. Diğer kademeler için gerekli olan buhar ise bir önceki kademeden alınan şerbet buharından (Brüde) karşılanmaktadır. İkinci kademenin basıncı daha azdır. Böylece birinci kademenin buharı ikinci kademeyi kaynatır. Kademe ilerledikçe basınç ve sıcaklık düşmeye devam eder. Son kademenin buharı yoğunlaştırıcıya gönderilir.

Son kademededen elde edilen brüde sıcaklığı hava pompası ile yaratılan vakuma bağlıdır. Vakum yüksek ise son kademenin kaynama sıcaklığı ve dolayısıyla brüdenin sıcaklığı düşük olur

Detaylı hesaplama yönteminde farklı yöntemler bulunmaktadır. I. Yöntemde, son buharlaştırıcıdan başlayıp ilk buharlaştırıcıya doğru her bir buharlaştırıcı üzerinde entalpi dengliği kurularak hesaplama yapılmaktadır. II. Yöntem ise, entalpi farklılıklarını ihmal edip, sadece enerji kayıpları ve genleşme buharlarını hesaba katarak yapılan, basit yöntemde daha yakın bir hesaplama şeklidir. Burada II. yöntem tercih edilmiştir. Buharlaştırıcılarda enerji kaybı %3 olarak alınmaktadır [26].

Tablo 4.5. Kullanılacak buhar miktarının cinslerine göre dağılımı

Isıtıcılarda Kullanılan Retür	I. Brüde	II. Brüde	III. Brüde	IV. Brüde	V. Brüde
2.27	2.35	10.66	18.8	4.0	4.72

Buharlaştırıcılar için gereken retür miktarının bulunması:

$$B + (B - 2.35) + (B - 2.35 - 10.66) + (B - 2.35 - 10.66 - 18.8) + (B - 2.35 - 10.66 - 18.8 - 4.0) + (B - 2.35 - 10.66 - 18.8 - 4.0 - 4.72) = 136.276 - 35.97 = 100.38 \text{ kg/pg}$$

$$B = 35.68 \text{ kg/pg}$$

$$\text{Toplam retür miktarı} = 35.68 + 2.27 = 37.95 \text{ kg/pg}$$

Tablo 4.4 de yapılan işlemlerle 4 kademe içinde buharlaştırıcıya giren retür miktarı kademedeki kayıplar, genleşme kabına eklenen su miktarı ve oluşturulan brüde miktarları hesaplanmıştır.

I. Buharlaştırıcı;

$$\text{I. Buharlaştırıcıya alınan retür miktarı} = 35.68 \text{ kg/pg}$$

$$\text{Toplam retür miktarı} = 35.68 + 2.27 = 37.95 \text{ kg/pg}$$

$$\text{Buharlaştırıcıyı terk eden I. brüde miktarı} = 35.68 \times 0.97 = 34.60 \text{ kg/pg}$$

$$\text{I. Brüdeye eklenecek genleşme buharı} = 35.68 \times (135 - 125) / (524.99 - 122) = 0.88$$

$$\text{Genleşme kabını terk eden su miktarı} = 35.68 - 0.94 = 34.74 \text{ kg/pg}$$

Tablo 4.6. Buharlaştırıcıya giren retür ve çıkan su ve brüde miktarı

	I. Buharlaştırıcı Kg/pg	II. Buharlaştırıcı kJ/pg	III. Buharlaştırıcı kJ/pg	IV. Buharlaştırıcı kJ/pg
Buharlaştırıcıya alınan retür miktarı	35.68	35.09	24.35	5.73
Buharlaştırıcıyı terk eden Brüde Miktarı	36.5	34.04	23.62	5.56
Genleşme kabındaki su miktarı	39.92	74.07	66.86	90.48
Brüdeye alınacak genleşme buharı	0.934	0.97	0.91	4.25
Genleşme kabını terk eden su miktarı	36.71	29.54	65.95	61.7

5. ELAZIĞ ŞEKER FABRİKASI ENERJİ VE EKSERJİ ANALİZİ YÖNTEMİ İLE ENERJİ VERİMLİLİĞİNİN HESAPLANMASI

5.1. Enerji Hesaplamaları

Bu bölümde şeker fabrikasında ele alınan kontrol hacimler için giren ve çıkan kütle miktarları bu bölüme kadar hesaplanmıştır. Bu bölümde bu kütlelerin taşımış oldukları enerjiler her bir kontrol hacim için ayrı başlıklar altında her madde için hesaplanmıştır. Bu hesaplamalar sayesinde kontrol hacme kütle ile giren ve kontrol hacimden dışarı kütle ile dışarı taşınan toplam enerji hesaplanmıştır. Bu sayede her bir ünite için enerji verimliliği hesaplanabilecektir. Çalışmada yapılan enerji hesaplamalarında,

$$E = m.u \quad (\text{kJ/pg}) \quad (5.1)$$

formülasyonu kullanılmıştır. Buradaki hesaplamalarda birim olarak 100 kg pancar alınmış ve sonuçlar buna göre değerlendirilmiştir. Burada E: Enerji (kJ/pg), m: kütle (kg), u: iç enerji (kJ/kg) dir [3].

Tablo 5.1. Ham şerbet üretim süreci hesapları

Sürece giren maddelerin enerji hesapları		Süreçten çıkan maddelerin enerji hesapları	
Taze Kıyım	7456 kJ/pg	Ham şerbet	19218.75 kJ/pg
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcısı	3219.1 kJ/pg	Sıkıştırılmış küspe	2665.9 kJ/pg
Taze su	13591.9 kJ/pg	Prese suyu kondensanı	1042.6 kJ/pg
Prese suyu ısıtıcısı	1158.1 kJ/pg	Sirkülasyon şerbeti kondensanı	618.1 kJ/pg

Tablo 5.2. Şerbet Arıtma sürecinin Enerji Hesapları

Sürece Giren Ürünlerin Enerji Hesapları		Süreçten Çıkan Ürünlerin Enerji Hesapları	
Ham Şerbet	19 218.75 kJ/pg	Sulu şerbet	4 7979 kJ/pg
V. Brüde	11 828.34 kJ/pg	V. Brüde	1 879.9 kJ/pg
IV. Brüde	65.6 kJ/pg	IV. Brüde	1 043.5 kJ/pg
III. Brüde	3 273.1 kJ/pg	III. Brüde	562.5 kJ/pg
II. Brüde	9 585.8 kJ/pg	II. Brüde	2 255.1 kJ/pg
I. Brüde	5 956.31 kJ/pg	I. Brüde	1 218.7 kJ/pg
Retür	4 182.5 kJ/pg	Retür	898.24 kJ/pg

Tablo 5.3. Buharlaştırıcı Sürecinin Enerji Hesapları

Sürece Giren Ürünlerin Enerjilerinin Hesapları		Süreçten Çıkan Ürünlerin Enerjilerinin Hesaplanması	
Sulu Şerbet	48 087 kJ/pg	Koyu Şerbet	14 641.2 kJ/pg
V. Brüde	1 887.1 kJ/pg	Sirkülasyon Şerbeti Isıtıcısı	2 720.7 kJ/pg
IV. Brüde	1 051.9 kJ/pg	Prese Suyu Isıtıcısı	13 830.02 kJ/pg
III. Brüde	571.1 kJ/pg	V. Brüde	11 841.54 kJ/pg
II. Brüde	2 252.2 kJ/pg	IV. Brüde	6 570.9 kJ/pg
I. Brüde	1 214.2 kJ/pg	III. Brüde	3 292.1 kJ/pg
Retür	894.1 kJ/pg	II. Brüde	9 537.7 kJ/pg
Prese Suyu Kondensanı	1 042.6 kJ/pg	I. Brüde	5 972.8 kJ/pg
Kristal Şeker Isıtıcı Kondensanı	13 830.02 kJ/pg	Retür	4 187.4 kJ/pg
Sirkülasyon Şerbeti Kondensanı	6 776.8 kJ/pg	Kristal Şeker Isıtıcısı	37 986 kJ/pg
Orta Şeker Isıtıcısı Kondensanı	1 169.5 kJ/pg	Orta Şeker Isıtıcısı	6 533 kJ/pg
Son Şeker Isıtıcısı Kondensanı	657.3 kJ/pg	Son Şeker Isıtıcısı	3 636.6 kJ/pg
Rafineri Kurutma Kondensanı	282.3 kJ/pg	Kurutma	1 698.19 kJ/pg
Retür	925.32 kJ/pg	Retür	20 702.48 kJ/pg

Tablo 5.4. Rafineri sürecinin Enerji Hesapları

Sürece Giren Ürünlerin Enerjilerinin Hesapları		Süreçten Çıkan Ürünlerin Enerjilerinin Hesapları	
Koyu Şerbet	14 361.4 kJ/pg	Kristal Şeker	491.1 kJ/pg
Kristal Şeker Isıtıcısı	37 929 kJ/pg	Orta Şeker Isıtıcısı	1 169.5 kJ/pg
Orta Şeker Isıtıcısı	6 523.8 kJ/pg	Son Şeker Isıtıcısı	657.3 kJ/pg
Son Şeker Isıtıcısı	3 641.4 kJ/pg	Rafineri Kurutma Kondensanı	282.1 kJ/pg
Kurutma	1 701.2 kJ/pg	III. Buhar Kondensanı	37 375.6 kJ/pg
		IV. Buhar Kondensanı	2 726.9 kJ/pg

5.2. Ekserji Hesaplamaları

Bu bölümde şeker fabrikasında ele alınan kontrol hacimler için giren ve çıkan kütle miktarları ve taşımış oldukları enerji miktarları bu bölüme kadar hesaplanmıştır. Bu bölümde bu kütlelerin taşımış oldukları ekserji değerleri her bir kontrol hacim için ayrı başlıklar altında her madde için hesaplanmıştır. Bu hesaplamalar sayesinde kontrol hacime kütle ile giren ve kontrol hacimden kütle ile dışarı taşınan toplam ekserji hesaplanmıştır.

Bu sayede her bir ünite için ekserji verimliliği hesaplanabilecektir. Kontrol hacimlerde meydana gelen tersinmezlik oranları ve bu tersinmezliklerin sebepleri mercek altına alınacaktır. Çalışmada yapılan ekserji hesaplamalarında,

$$Ex = m[(hg - h_0) - T_0(S_g - S_0)] \text{ (kJ/pg)} \quad (5.2)$$

formülasyonu kullanılmıştır. Buradaki hesaplamalarda da birim olarak 100 kg pancar alınmış ve sonuçlar buna göre değerlendirilmiştir. Burada; Ex: Ekserji (kJ/pg) , h:Entalpi (kJ/kg), S: Entropi (kJ/kgK), To: çevre sıcaklığı (K) dir.

Tablo 5.5. Ham Şerbet Üretim Sürecinin Ekserjitik Verimi

Sürece Giren Maddelerin Ekserjilerinin Hesapları		Süreçten Çıkan Maddelerin Ekserjilerinin Hesapları	
Prese Suyu Isıtıcı Buharı	58.39 kJ/pg	Ham Şerbet	2538.4 kJ/pg
Taze Kıyım	1290 kJ/pg	Sıkılmış Küspe	385.4 kJ/pg
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buharı	1344.98 kJ/pg	Prese suyu ısıtıcı kondensanı	2030.08 kJ/pg
Taze su	2030.08 kJ/pg	Sirkülasyon Şerbet ısıtıcı kondensanı	78.66 kJ/pg

Tablo 5.6. Şerbet Arıtma Sürecinin Ekserjitik Verimi

Sürece Giren Ürünlerin Ekserjilerinin Hesapları		Süreçten Çıkan Ürünlerin Ekserjilerinin Hesapları	
Ham Şerbet	2538.4 kJ/pg	Sulu şerbet	10567.07 kJ/pg
V. Brüde	2425.3 kJ/pg	V. Brüde	159.4 kJ/pg
IV. Brüde	1277.01 kJ/pg	IV. Brüde	87.96 kJ/pg
III. Brüde	741.13 kJ/pg	III. Brüde	45.12 kJ/pg
II. Brüde	2752.3 kJ/pg	II. Brüde	158.7 kJ/pg
I. Brüde	1415.45 kJ/pg	I. Brüde	79.63 kJ/pg
Retür	1041.5 kJ/pg	Retür	54.68 kJ/pg

Tablo 5.7. Buharlaştırıcı Sürecinin Ekserjitik Verimi

Sürece Giren Ürünlerin Enerjilerinin Hesapları		Süreçten Çıkan Ürünlerin Enerjilerinin Hesaplanması	
Sulu Şerbet	10532.4 kJ/pg	Koyu Şerbet	1102.5 kJ/pg
V. Brüde	159.8 kJ/pg	V. Brüde	2428.2 kJ/pg
IV. Brüde	89.4 kJ/pg	IV. Brüde	1278.1 kJ/pg
III. Brüde	45.12 kJ/pg	III. Brüde	741.13 kJ/pg
II. Brüde	159.8 kJ/pg	II. Brüde	2755.3 kJ/pg
I. Brüde	79.6 kJ/pg	I. Brüde	1415.45 kJ/pg
Retür	56.05 kJ/pg	Retür	1049.2 kJ/pg
Sulu Şerbet	54.8 kJ/pg	Fabrika Sıcak Suyu	643.4 kJ/pg
Kristal Şeker Isıtıcı Kondensanı	511.4 kJ/pg	Sirkülasyon Şerbeti Isıtıcısı	1304.48 kJ/pg
Orta Şeker Isıtıcısı Kondensanı	87.2 kJ/pg		
Son Şeker Isıtıcısı Kondensanı	49.3 kJ/pg		
Rafineri Kurutma Kondensanı	22.9 kJ/pg		

Tablo 5.8. Rafineri sürecinin Ekserjitik verimi

Sürece Giren Ürünlerin Ekserjilerinin Hesapları		Süreçten Çıkan Ürünlerin Ekserjilerinin Hesapları	
Koyu Şerbet	1102.1 kJ/pg	Kristal Şeker Isıtıcısı Kondensanı	512.3 kJ/pg
Orta Şeker Isıtıcısı	1446 kJ/pg	Orta Şeker Isıtıcısı Kondensanı	85.4 kJ/pg
Kristal Şeker Isıtıcısı	8394 kJ/pg	Son Şeker Isıtıcısı Kondensanı	49.1 kJ/pg
Son Şeker Isıtıcısı	711 kJ/pg	Rafineri Kurutma Kondensanı	22.9 kJ/pg
Kurutma	407 kJ/pg	III. Buhar Kondensanı	6383.4 kJ/pg
		IV. Buhar Kondensanı	464.41 kJ/pg
		Melas	14.54 kJ/pg

6. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Bu çalışmada Elazığ Şeker Fabrikasında şeker üretiminin ana esasları ele alınmış, ekserji ve tersinmezlik değerleri tespit edilerek sistemlerin birinci kanun verimleri (enerji verimi) ve ikinci kanun verimleri (ekserjetik verim) hesaplanmıştır.

6.1. Ham Şerbet Süreci

Bu süreçte, kıyılmış şeker pancarı ham şerbet üretim ünitesine girerek ünite sonunda ham şerbete dönüşmektedir. Bu işlem için üniteye giren ve işlem sonrası üniteden çıkan ürünler ve yapılan hesaplamalar sonucu bulunan enerji ve ekserji değerleri Tablo 6.1 'de verilmiştir.

Tablo 6.1 Ham şerbet ünitesi için hesaplanan ekserji ve enerji değerleri

I. Sürece Giren Maddeler	m (kg)	T (°C)	P (kPa)	C p (kJ/kg°C)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
Taze kıyım	100,00	20	100	0.9	7456.00	1290
Taze su	45	75	100	1.0	13591.10	2030.08
Prese suyu ısıtıcısı suyu	1,10	120	100	1.0	1158.10	58.39
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buharı	1,32	120	100	1.0	3219.10	1344.98
Toplam					25424.30	4723.45
I. Süreçten Çıkan Maddeler						
Ham şerbet	123,00	40	100	0.915	19218.75	2538.40
Sıkılmış küspe	15	55	100	0.9	2665.90	385.40
Prese suyu ısıtıcı kondensatı	1.10	110	100	1.0	1042.60	2030.08
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı kondensatı	1.32	115	100	1.0	618.10	78.66
Toplam					23545.39	5032.54

Bu süreçte pancar kıyımlarındaki sakaroz, mekanik ve ısıl işlemlerle çekilmekte ve elde edilen ham şerbet, şerbet arıtma işlemine sevk edilmektedir. Ham şerbet üretim istasyonunun çıktısı olan ham şerbet, şerbet arıtım istasyonuna girer. Ham şerbet buradan sulu şerbet olarak çıkar.

Şerbet üretim süreçlerine giren pancar kıyımları için Elazığ Seker Fabrikasının Ek-1 'de verilen kampanya ortalama değerleri kullanılmıştır. Sakaroz oranı 14.84, kuru madde oranı %20.69 ve pancar kıyımlarının arılığı %8 elde edilmiştir.

Şerbet üretim işlemlerindeki ısıtıcılardan geçen şerbetin birim pancar başına (p_g) kütle miktarı (m), işlem safhasına girişinde (T_g) ve çıkışındaki ($T_ç$) sıcaklık değerleri, ısıtıcı buhar (T_b) ile kondensatın (T_k) sıcaklığı ve şerbet üretimi sırasında istenilen sıcaklığa ulaştırmak için buhar kütlesi (B) olarak gösterilmiştir.

Çalışmamızda şeker üretim işlemlerindeki bütün süreçler için maddenin sıcaklık ve basınç durumuna göre belirlenen ve enerji ve ekserji analizlerinde kullanılan entropi (s) ve entalpi (h) değerleri termodinamik analiz içeren referanslardan alıntı yapılmıştır (Ek-1).

Termodinamiğin birinci kanun verimi sürece giren enerjinin ne kadarının devam eden sürece aktarılabilceğini gösterir. Elde edilen sonuçlara göre, bu sürecin Termodinamiğin Birinci Kanun verimi %73, Termodinamiğin İkinci Kanun verimi ise %92 olarak bulunmuştur.

6.2. Şerbet Arıtım Süreci

Pancar kıyım işlemi ile başlayan ve pancarın içindeki şekerin denatüre edilerek ham şerbetin oluşturulması işlemine kadar olan süreçteki ekserjitik verimi %92, enerji verimi ise %89 olarak hesaplanmıştır. Bu işlem için üniteye giren ve işlem sonrası üniteden çıkan ürünler ve yapılan hesaplamalar sonucu bulunan enerji ve ekserji değerleri Tablo 6.2 'de verilmiştir.

Ham şerbet üretim istasyonunun çıktısı olan ham şerbet, içerisinde %12-15 oranında şeker ve %88-85 oranında şeker dışı yabancı maddeler bulunduran sıvı bir yapıya sahiptir. Ham şerbetteki şeker dışı maddeleri ayırmak ve şekerin toplam kuru madde içindeki oranını artırmak amacıyla şerbet, şerbet arıtım istasyonuna girer. Ham şerbet buradan sulu şerbet olarak çıkar. Arıtma sürecinde kireç ve su buharları yardımıyla sulu şerbet elde edilir. Kalan atık madde ayrılmış olur.

Ham şerbetin şeker dışı yabancı maddelerden arıtılması için en uygun ve ucuz yöntem kireçle arıtma işlemidir. Kireç, kireç taşının kireç ocaklarında yakılmasıyla elde edilir ve arıtma işlemlerinde kullanılır. Şerbetin yabancı madde içeriğine göre kireç oranı belirlenir.

Tablo 6.2. Şerbet arıtım ünitesi için hesaplanan ekserji ve enerji değerleri

II. Sürece Giren Maddeler	m (kg)	T (°C)	P (kPa)	C_p (kJ/kg°C)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
Ham şerbet	123	35	100	0.915	19218.75	2538.40
V. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	4,68	104	25	1.0	11828.34	2425.30
IV. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	2,6	100	35	1.0	65.60	1277.01
III. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1.30	115	65	1.0	3273.10	741.13
II. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı buharı	4.68	120	90	1.0	9585.80	2752.30
I. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı buharı	2.3	125	160	1.0	5956.31	1415.45
Retür Buharlı Sulu şerbet ısıtıcı buharı	1.6	135	200	1.0	4182.50	1041.50
Kireç sütü	12.45				-	-
Karbondiyoksit	1.10				-	-
Toplam					54110.40	12191.09
II. Süreçten Çıkan Maddeler						
Sulu şerbet	138	125	100	0.94	47979.00	10563.40
V. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	4.68	95.00	100	1.0	1879.90	159.40
IV. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	2.6	95.00	100	1.0	1043.50	87.96
III. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	1.30	104.50	100	1.0	562.50	45.12
II. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	4.68	115.00	100	1.0	2255.10	158.70
I. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2.3	122.50	100	1.0	1218.70	79.63
Retür Buharlı Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	1.62	130	100	1.0	898.24	54.68
Toplam					55836.94	11148.89

6.3. Şerbet Koyulaştırma Süreci

Buharlaştırıcılarda sulu şerbet olarak giren şerbet içerisindeki fazla suyun buharlaştırılarak koyu şerbete dönüştürülmesiyle koyu şerbet olarak çıkar. Bu işlem için üniteye giren ve işlem sonrası üniteden çıkan ürünler ve yapılan hesaplamalar sonucu bulunan enerji ve ekserji değerleri Tablo 6.3'de verilmiştir. Yapılan hesaplamalar sonucunda buharlaştırıcı ünitesinin ekserjitik verimi %72 ve enerji verimi %75 olarak hesaplanmıştır.

Tablo 6.3. Buharlaştırıcı ünitesi için hesaplanan enerji ve ekserji değerleri

	m (kg)	T (°C)	P (kPa)	C p (kJ/kg °C)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
III. Sürece Giren Maddeler						
Sulu şerbet	136	125		0.94	48.087,00	10532.40
Retür buhar	40	130	200	0.1	106920.60	25150.70
Sirkülas. şerbeti ısıtıcı buharı konden.	1.32	100	100	1.0	6776.80	43.60
Prese suyu ısıtıcısı için fab. sıcak suyu	1.10	100	100	1.0	1042.60	35.30
V. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	4.68	100	100	1.0	1887.10	159.80
IV. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı	2.6	100	100	1.0	1051.90	89.40
III. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı	1.30	100	100	1.0	571.10	45.12
II.Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	4.68	100	100	1.0	2252.20	159.80
I.Brüdeli Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2.3	100	100	1.0	1214.20	79.60
Retür Buharlı Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	1.62	100	100	1.0	894.10	56.05
Rafineri kris. şeker vak. ap. konden.	15	100	100	1.0	13830.02	511.40
Rafineri orta şeker vak. ap. Konden	2.5	100	100	1.0	1169.50	87.20
Rafineri son şeker vak. ap. konden.	1.45	100	100	1.0	657.30	49.30
Rafineri şeker kurutmadan gelen konden.	0.67	100	100	1.0	282.30	22.90
Toplam					186636.72	37022.57
III. Süreçten Çıkan Maddeler						
Koyu şerbet	35	105		0.72	14641.20	1102.50
Prese suyu ısıtıcısı için fab. Sıcak suyu	1.10	120	900	1.0	13830.02	635.20
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buharı	1.32	120	900	1.0	2720.70	1304.40
V. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	4.68	104	25	1.0	11841.54	2428.20
IV. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	2.6	100	30	1.0	6570.90	1278.10
III. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1.30	115	60	1.0	3292.10	741.13
II. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı buharı	4.68	120	90	1.0	9537.70	2755.30
I.Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı buharı	2.3	125	170	1.0	5972.80	1415.45
Retür Buharlı Sulu şerbet ısıtıcı buharı	1.6	135	200	1.0	4187.40	1049.20
Rafineri kris. şeker vak. ap. buh.	15	115	60	1.0	37986.00	8296.40
Rafineri orta şeker vak. ap. buh.	2.5	115	60	1.0	6533.00	1395.00
Rafineri son şeker vak. ap. buh.	1.45	100	30	1.0	3636.60	713.50
Rafineri şeker kumt. buharı.	0.67	125	170	1.0	1698.19	396.60
Kazan besleme kondensatı	41.5	120	198	1.0	20702.48	2785.70
Toplam					143151.33	26296.68

Bu süreçte sulu şerbet ısıtıcılarından çıkan şerbet istenilen kuru madde oranına kadar koyulaştırmak üzere tephir istasyonlarına pompalanır. Böylece bir önceki süreçte üretilen sulu şerbet koyu hale getirilir. Yani buharlaştırıcı tephirlere gönderilen sulu şerbet içindeki kuru madde miktarı artırılır.

Koyulaştırma işlemi sırasında kuru madde miktarı (S) %93.30 iken, koyulaştırma işlemi sonunda %85.6 olmuştur. Süreç sonunda 35 kg/pg koyu şerbet elde edilmiştir.

Bu süreçteki birinci kanun verimi %75, termodinamiğin ikinci kanun verimi ise %72 elde edilmiştir.

6.4. Şekerin Kristalleştirilmesi Süreci

Koyu şurup olarak rafineri ünitesine giren şerbet, pişirilerek ve santrifüjlerden geçirilerek kristal şeker oluşturulur. Bu işlem için üniteye giren ve işlem sonrası üniteden çıkan ürünler ve yapılan hesaplamalar sonucu bulunan enerji ve ekserji değerleri Tablo 6.4 'de verilmiştir. Rafine ünitesinde yapılan hesaplamaları ile rafineri ünitesinin ekserjitik verimi %62, enerji verimi ise %77 olarak hesaplanmıştır. Bu üretim süresinde seker ve melas üretimi ve gerçekleştirilmektedir.

Tablo 6.4. Rafineri ünitesi için hesaplanan enerji ve ekserji değerleri

IV. Süreçten Giren Maddeler	m (kg)	T (°C)	P (kPa)	C _p (kJ/kg°C)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
Koyu şerbet	35	105		0.72	14361.40	1102.10
Rafineri kris. şeker vak. ap.buharı	15	115	60	1.0	37929.00	8394.00
Rafineri orta şeker vak. ap.buharı	2.5	115	60	1.0	6523.80	1446.00
Rafineri son şeker vak. ap.buharı	1.45	100	30	1.0	3641.40	711.00
Şeker kurutmada kullanılan buhar	0.67	125	170	1.0	1701.20	407.00
Toplam					64156.80	12060.10
IV. Süreçten Çıkan Maddeler						
Kristal şeker	15	24	100	5.4	491.10	0.00
Rafineri kris. şeker vak. ap.konden	15	105	100	1.0	6728.40	512.30
Rafineri orta şeker vak. ap. konden.	2.5	105	100	1.0	1169.50	85.40
Rafineri son şeker vak. ap. konden.	1.45	105	100	1.0	657.30	49.10
Şeker kurutmadan çıkan konden.	0.67	100	100	1.0	282.10	22.90
III. Brüde ile uçurulan su buharı	17	75	40	1.0	37375.60	6383.40
IV. Brüde ile uçurulan su buharı	1.25	75	40	1.0	2726.90	464.41
Melas	4.6	30	100	0.53	—	14.54
Toplam					49430.90	7532.05

Diğer süreçlerde olduğu gibi bu süreçte de, şekerin kristalleştirilmesi sürecine giren ve çıkan maddelerin enerji ve ekserji analizi sonuçları hesaplanmıştır. Bu süreçteki termodinamiğin birinci kanun verimi elde edilen enerji ve ekserji analizi sonuçlarına bağlı

olarak %77 elde edilirken, termodinamiğin ikinci kanun verimi ise %62 olarak elde edilmiştir.

Elazığ Şeker Fabrikasında verim %62 olarak hesaplanmıştır. Kayseri Şeker Fabrikasında %63 olarak daha önceki çalışmalarda hesaplanmış olduğundan, Elazığ Şeker Fabrikasında da verimi artırmak gayet mümkün görülmektedir.

6.5. Öneriler

Bu çalışmada Elazığ Şeker fabrikasında şeker üretiminin ana esasları ele alınmış ve ekserji ve tersinmezlik değerleri tespit edilerek sistemlerin birinci kanun verimleri (enerji verimi) ve ikinci kanun verimleri (ekserjetik verim) hesaplanmıştır. Tablo 6.5’ de ünitelere ait enerji ve ekserji oranları görülebilmektedir.

Tablo 6.5. Ünitelere ait enerji ve ekserji oranları

	Giren Enerji		Çıkan Enerji		Verim	
	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
Ham Şerbet Süreci	25424.30	4723.45	23545.39	5032.54	0.93	0.91
Şerbet Arıtım süreci	54110.40	12191.09	55836.94	11148.89	0.96	0.91
Buharlaştırma Süreci	186636.72	37022.57	143151.33	26296.68	0.76	0.71
Rafineri Süreci	64156.80	12060.10	49430.90	7532.05	0.77	0.63

Tablo 6.6 ‘da sözü geçen tersinmezlik oranları, sistemlerin tersinmezlik miktarlarının toplam tersinmezliğe oranlanması ile hesaplanmış ve en fazla tersinmezliğin meydana geldiği ünite belirlenmiştir.

Tablo 6.6. Ünitelere ait sürecin tersinmezliğinin toplam tersinmezliğe oranı ve ekserji verimi

	Sürecin Tersinmezliğinin Toplam Tersinmezliğe Oranı	Verim
		Ex (kJ/pg)
Ham Şerbet Süreci	0.03	0.93
Şerbet Arıtım süreci	0.06	0.91
Buharlaştırma Süreci	0.62	0.71
Rafineri Süreci	0.25	0.62

Birinci süreç olan şerbet üretimi sürecinde, ham şerbet tarafından taşınan enerji ve ekserji değeri eşanjörlerdeki kayıplar azaltılarak verimler artırılabilir. Sonlu sıcaklık

farklarında, ısı kaybı tersinmezliklere neden olur. Ham şerbet üretimi sürecindeki bu tersinmezlikler, ısıtıcılardaki buhar sıcaklığının ısıtılan şerbet sıcaklığına oldukça yakın olmasıyla azaltılabileceği tespit edilmiştir. Yani fabrikanın genel enerji verimliliği ham şerbet ünitesinden çıkan sıkılmış küspeden ve rafineri ünitesinde buharlaştırılarak uzaklaştırılan sudan etkilendiği anlaşılabılır. Bu süreçte işlemden ayrılan sıkılmış küspenin sıcaklığı düşürülerek, yani taşıdığı ekserji değeri azaltılarak, ham şerbetin taşıdığı ekserji değeri ise artırılarak bu sürecin ikinci kanun verimi artırılmalıdır.

Şerbet arıtım süreci olan ikinci süreçte, ısıtıcı eşanjörlerdeki tersinmezlikler ve enerji kayıpları azaltılmalıdır. Sulu şerbetin üçüncü sürece taşıyacağı enerji ve ekserji değerlerini artırmak için sulu şerbet sıcaklığı ısıtıcı buhar sıcaklığına yakın tutularak yükseltmeli ve böylece bu sürecin verimi artırılabilir. Ayrıca bu süreçte atık madde olarak ayrılan çamurun sıcaklığı en düşük seviyede tutulmalı böylece taşıyacağı enerji ve ekserji değeri düşürülerek bu sürecin verimi artırılabilir.

Borulardaki ısı dirençlerin giderilmesi amacıyla, borular yeniden imal edilebilir. Ek maliyet külfeti doğuran bu durum, ileriye dönük uzun vadede verimin artmasıyla seker üretiminde fiyatlar düşer.

Şerbetin koyulaştırılması sürecinde termodinamiğin birinci kanun verimi diğer iki sürece nazaran biraz düşük olmasına karşın tahmin edilebilir seviyededir. İkinci kanun veriminin oldukça yüksek olması bu süreçteki tersinmezliklerin düşük olmasındandır. Bunun nedeni ise buhar üreticisinde üretilen buharın ve buharlaştırıcının sadece ilk kademesinde kullanılması, diğer kademelerde ise bir önceki kademe şerbetten buharlaştırılan brüdelerin kullanılmasıdır. Bu sonuçlara bağlı olarak buharlaştırıcının retür (türbinden çıkan buhar) ve fabrikanın yakıt tüketimi düşer. Bu süreçte, son kademe atılan brüdel ve buhar, şerbetin ısıtılması için tekrar kullanılmalıdır.

Şekerin kristalleştirilmesi sürecinde termodinamiğin ikinci kanun veriminin düşük olmasının başlıca sebebi yüksek sıcaklık farklarındaki enerji kaybıdır. Özellikle şekerin kristalleştirilmesi aşamasındaki pişirme işlemlerinde bu sıcaklık farkları oldukça fazladır. Bu yüksek sıcaklık farklarında enerji kayıpları çok yüksek olmaktadır. Bu kayıplar önlenerek verimler artırılabilir. Santrifüjlerde de önemli miktarda elektrik enerjisi tüketimi söz konusudur.

Şekerin kristalleştirilmesi sürecinde oluşan buharlar yoğunlaştırıcılar da büyük sıcaklık farkları ile yoğunlaşmakta ve oluşan kondensatların düşük sıcaklıkları nedeniyle ısıtmada kullanılmamaktadırlar. Bu süreçte, kristal şeker ve melas üretilmiştir. Kristal şeker ve melas çevre sıcaklık ve basıncında süreçten çıktığından taşıdığı ekserji değeri sıfırdır. Bu nedenle şekerin kristalleştirilmesi sürecinde elde edilen termodinamiğin ikinci kanun verimi % 62 gibi düşük değer olarak elde edilmiştir. Öte yandan süreçten ayrılan ve tekrar diğer süreçlerde kullanılacak olan düşük sıcaklıktaki kondensatın sıcaklığı artırılarak taşıyacağı enerji artırılır ve böylece birinci ve ikinci kanun verimleri artırılabilir. Bu nedenle uçurulan buharla çevreye atılan ısıdan yararlanılmalıdır. Böylece fabrika genelinde bir enerji tasarrufu sağlanmış olunacaktır. Yine de dördüncü süreçte tüketilen elektrik enerji miktarı düşürülmelidir. Böylece tüm sistemin verimleri artacaktır.

Fabrika genelinde en büyük tersinmezlik buharlaştırma ünitesinde meydana gelmektedir. Tersinmezlik oranı %62 olarak hesaplanan buharlaştırma ünitesinde fabrika ısıtıcıları için gerekli olan brüde miktarları üretilmektedir. Tersinmezlik oranının azaltılabilmesi için öncelikle gereksiz brüde miktarlarının yok edilmesi gereklidir. Şerbet üretim istasyonunda bulunan prese suyu ısıtıcılarındaki brüde miktarının azaltılması için ısıtıcıya giren prese suyu sıcaklığının artırılması gerekir. Bu sebeple difüzörden çıkan sıkılmış küspenin sıcaklığı azaltılmalı ve gereksiz ısının sistemden atılmasına engel olunmalıdır.

Rafineri ünitesinde oluşturulan standart şerbetin kuru madde oranı yüksek tutulmalı bu sayede rafineri ünitesindeki kristal şeker kurutmaları, kristal vakumları orta şeker, orta rafine şeker, son şeker vakumları için gerekli brüde miktarları azaltılmış olacaktır.

Standart şurubun katı miktar oranının artırılması için eritmelerde kesinlikle su kullanılmamalı ve koyu şerbetteki kuru miktar oranı optimum aralık olan 60-65 aralığında olması sağlanmalıdır.

Buharlaştırıcı ünitelerinde kondansere giden buhar miktarı optimum tutularak kondansere giden fazla buhar buharlaştırıcıya giren retür buharın azaltılması ile ekserjitik verim artırılabilir.

Tersinmezlik oranı %25 olan rafineri bölümünde ise hem rafineri bölümünün hem de şeker imalatının son bölümü olan kristal şeker kurutma sürecine giren su ısıtarak sistemi

terk etmektedir. Burada ısınan nemin taşımakta olduğu ekserjinin sisteme geri döndürülmesi sağlanarak ekserjitik verim artırılabilir.

Tersinmezlik oranı sırası ile %3 ve %6 olan şerbet üretimi ve şerbet arıtımı ünitelerinde fitrelerden atılan çamurun ve difüzyondan atılan sıkılmış küspenin sıcaklıkları ölçülerek kontrol altına alınmalıdır. Atılan bu ürünlerin ısı ile taşımış oldukları ekserji değerleri minimuma indirilmelidir. Ayrıca şerbet arıtım sisteminde ekserji analizine dahil edilmeyen CO₂ ve kireç sütü maddelerinin sıcaklıklarının ortam sıcaklığına olumsuz yönde etki etmemeleri için uygun koşullar altında üretilmeli ve saklanmalıdır.

En düşük ikinci kanun verimi 4'ncü süreçte bulunurken, en yüksek değer 1'inci süreçte görülmüştür. En yüksek tersinmezlik 3'üncü süreçte olurken, en düşük tersinmezlik 1'inci süreçte olmuştur.

Enerji miktarı ile tersinmezlik doğru orantılı olurken sadece 3'üncü süreçte enerji akısına oranla tersinmezlik yüksek çıkmıştır. Bunun sebebi ise elde edilen kristal seker ve melasın süreçten çevre şartlarında yani 25°C ve 100 kPa'da çıkmasıdır.

Bulunan tersinmezlikler oldukça yüksektir. Bu tersinmezlik değerlerinin yüksek çıkmasının sebebi, sonlu sıcaklık farklarının oldukça yüksek olmasındandır. Şeker üretim süreçlerinde verimleri artırmak için bu değerler düşürülmelidir.

Fabrika kojenerasyon (birleşik ısı güç sistemleri) uygulamalarına ağırlık verilmeli, atık ısılardan maksimum seviyelerde faydalanılmalıdır.

KAYNAKLAR

- [1]. Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı <http://www.enerji.gov.tr>.
- [2]. **Erbay, L.B ve Öztürk M. M.**, 2005, “Sonlu-zaman Termodinamiği Üzerine Bir Tartışma”, Uluslararası Katılımlı 15. Ulusal Isı Bilimi ve Tekniği Kongresi Bildiri Kitabı, Editörler: Bekir Zühtü Uysal ve Tahir Yavuz, Cilt II, s.500-505, TRABZON.
- [3]. **Moran M.J.**, 2007, H.N. Shapiro Fundamentals of engineering Thermodynamics ISBN-13 978-0471-78735-8 6.
- [4]. **Türkiye Şeker fabrikaları A.Ş.** www.turkseker.gov.tr .
- [5]. **Çam, B.**, 2011, Enerji ve Ekserji Analizi ile Kazım Taşkent Şeker Fabrikası Verimliliğinin Hesaplanması, Yüksek Lisans Tezi, Osmangazi Üniv. Fen Bilimleri Enstitüsü, Eskişehir.
- [6]. **Şahin, H. M., Acır A., Baysal E., Koçyiğit E.**, 2007, Enerji Ve Ekserji Analiz Metoduyla Kayseri Şeker Fabrikasında Enerji Verimliliğinin Değerlendirilmesi; Gazi Üniv. Müh. Mim. Fak. Der. Cilt 22, No 1, 111-119 s.
- [7]. **Szargut J.**, 2005, Exergy Method Technical and Ecological Applications ISBN: 1-85312-753-1 WIT Press.
- [8]. **Kamate S.C., Gangavati; P.B.** 2009, Exergy analysis of cogeneration power plants in sugar industries; Applied Thermal Engineering pp. 1187-1194.
- [9]. **Türközü B., Özen, D.N., Altınışık, K.**, 2010, Çumra Şeker Fabrikasında Enerji verimliliğinin Ekserji Analizi ile değerlendirilmesi; Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi, 77-83s, J. of Thermal Science and Technology 2010 TIBTD Printed in Turkey ISSN 1300-3615.
- [10]. **Ram J. R., Banerjee R.**, 2003, Energy and cogeneration targeting for a sugar factory; Applied Thermal Engineering pp.1567-1575.
- [11]. **Gürleyik, M., Yılmaz, Bayrak M., Nurveren K.**, 2001, Bor Şeker Fabrikası Buharlaştırma Sistemlerinin Ekserjistik Analizi, T.C Yükseköğretim kurumu dokümantasyon merkezi 112659.
- [12]. **Apak, E., Köse, R.**, 2007 , Bir Seramik Fabrikasındaki Enerji Ekserji Analizi, Dumlupınar Üniv. Fen Bil. Enstitüsü, Kütahya.
- [13]. **Bayrak, M., Midilli, A., Nurveren, K.**, 2003, “Energy and exergy analyses of sugar production stages” **International Journal of Energy Research**, 27:989–1001.
- [14]. **Nurveren K.**, 2001, “Exergy Analysis of Evaporator Systems of Bor Sugar Plant”. MSc Thesis, **University of Nigde**, Turkey.
- [15]. **Uze S.**, 1991, Energy and Exergy Analysis of A Process Plant: Elazığ Sugar Factory Case. PhD Thesis, **Istanbul Technical University**, Turkey.
- [16]. **Baloh T.**, 1981, Methodik bei Exergetischen Untersuchungen in Zucker fabrikations, Zuckerindustrie: Germany.
- [17]. **Çengel, Y.A. ve Boles.A.**, 1994, Mühendislik Yaklaşımı İle Termodinamik, McGraw-Hill, Inc., ISBN: 975-8431-91-9.
- [18]. **Özgür, O.E.**, 2003, Şeker Pancarı Ekim Alanlarında İklim, Toprak ve Münavebe (Climate, Soil and Rotation). T.Ş.F.A.Ş. Yayını, No: 220.

- [19]. **Dölger N.** 1991, Şeker Fabrikalarında Isının Kullanımı, Anadolu Üniversitesi Mühendislik Mimarlık Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümü Tez Projesi (yayınlanmamış).
- [20]. **Türközü B., Özen, D.N., Altınışık, K.,** 2010, Çumra Şeker Fabrikasında Enerji verimliliğinin Ekserji Analizi ile değerlendirilmesi; Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi, 77-83s, J. of Thermal Science and Technology 2010 TIBTD Printed in Turkey ISSN 1300-3615.
- [21]. Elazığ Şeker Fabrikası 2015/2016 Kampanyası Teknik Raporu.
- [22]. **Leblebici F.,** 2003, Şeker Fabrikasyonunda Enerji Ekonomisi Şeker Enstitüsü Teknolojik Araştırmalar Bölümü Enerji ekonomisi ve Korozyon Şubesi.
- [23]. **Kılış İ.** 2006 Sürdürülebilir Binalarda ortak üretim ve çoklu üretim; Summer Course on Exergy and its Applications.
- [24]. **Becker , D., Bruckner B.,** 1961, Şeker Teknolojileri Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ş. Neşriyatı No:69 .
- [25]. **Erbay, L.B.,** 2007 “Flow Exergy Destruction In Ducts”, Journal of Thermal Sciences and Technology, Volume: 27, Number: 2, pp.1-6.
- [26]. **Erdem F.,** 2007, Şeker Fabrikasyonunda Enerji Ekonomisi; Şeker Enstitüsü Teknolojik Araştırmalar Bölüm Enerji Ekonomisi Ve Korozyon Şubesi.
- [27]. **Koçyiğit E. ,2004,** Kayseri Şeker Fabrikası Şeker Üretim Proseslerinde Enerji ve Ekserji Analizi, Yüksek Lisans Tezi, Gazi Üniv. Fen Bil. Enstitüsü, Ankara.

EKLER

Ek.1. Laboratuvar Raporu-1

Ek.2. Laboratuvar Raporu-2

Ek.3. Doymuş Su- Sıcaklık Tablosu-1

Ek.4. Doymuş Su- Sıcaklık Tablosu-2

Ek.5. Elazığ Şeker Fabrikası Ünitelerinin Resimleri (1,2,3,4,5,6,7,8)



Ek.3 Doymuş Su- Sıcaklık Tablosu-1

890 | Termodinamik

TABLO A-4

Doymuş su — Sıcaklık tablosu

Sıcaklık, T °C	Doymuş sıvı, P _{doy} kPa	Doymuş sıvı, v _f	Doymuş buhar, v _g	Özgül hacim, m³/kg			İç enerji, kJ/kg			Entalpi, kJ/kg			Entropi, kJ/(kg.K)		
				Doymuş sıvı, u _f	Doymuş buhar, u _g	Doymuş buhar, h _f	Doymuş sıvı, h _f	Doymuş buhar, h _g	Doymuş buhar, s _f	Doymuş buhar, s _g	Doymuş sıvı, s _f	Doymuş buhar, s _g	Doymuş sıvı, s _f	Doymuş buhar, s _g	Doymuş buhar, s _g
0.01	0.6117	0.001000	206.00	0.000	2374.9	2374.9	0.001	2500.9	2500.9	0.0000	9.1556	9.1556			
5	0.8725	0.001000	147.03	21.019	2360.8	2381.8	21.020	2489.1	2510.1	0.0763	8.9487	9.0249			
10	1.2281	0.001000	106.32	42.020	2346.6	2388.7	42.022	2477.2	2519.2	0.1511	8.7488	8.8999			
15	1.7057	0.001001	77.885	62.980	2332.5	2395.5	62.982	2465.4	2528.3	0.2245	8.5559	8.7803			
20	2.3392	0.001002	57.762	83.913	2318.4	2402.3	83.915	2453.5	2537.4	0.2965	8.3696	8.6661			
25	3.1698	0.001003	43.340	104.83	2304.3	2409.1	104.83	2441.7	2546.5	0.3672	8.1895	8.5567			
30	4.2469	0.001004	32.879	125.73	2290.2	2415.9	125.74	2429.8	2555.6	0.4368	8.0152	8.4520			
35	5.6291	0.001006	25.205	146.63	2276.0	2422.7	146.64	2417.9	2564.6	0.5051	7.8466	8.3517			
40	7.3851	0.001008	19.515	167.53	2261.9	2429.4	167.53	2406.0	2573.5	0.5724	7.6832	8.2556			
45	9.5953	0.001010	15.251	188.43	2247.7	2436.1	188.44	2394.0	2582.4	0.6386	7.5247	8.1633			
50	12.352	0.001012	12.026	209.33	2233.4	2442.7	209.34	2382.0	2591.3	0.7038	7.3710	8.0748			
55	15.763	0.001015	9.5639	230.24	2219.1	2449.3	230.26	2369.8	2600.1	0.7680	7.2218	7.9898			
60	19.947	0.001017	7.6670	251.16	2204.7	2455.9	251.18	2357.7	2608.8	0.8313	7.0769	7.9082			
65	25.043	0.001020	6.1935	272.09	2190.3	2462.4	272.12	2345.4	2617.5	0.8937	6.9360	7.8296			
70	31.202	0.001023	5.0396	293.04	2175.8	2468.9	293.07	2333.0	2626.1	0.9551	6.7989	7.7540			
75	38.597	0.001026	4.1291	313.99	2161.3	2475.3	314.03	2320.6	2634.6	1.0158	6.6655	7.6812			
80	47.416	0.001029	3.4053	334.97	2146.6	2481.6	335.02	2308.0	2643.0	1.0756	6.5355	7.6111			
85	57.868	0.001032	2.8261	355.96	2131.9	2487.8	356.02	2295.3	2651.4	1.1346	6.4089	7.5435			
90	70.183	0.001036	2.3593	376.97	2117.0	2494.0	377.04	2282.5	2659.6	1.1929	6.2853	7.4782			
95	84.609	0.001040	1.9808	398.00	2102.0	2500.1	398.09	2269.6	2667.6	1.2504	6.1647	7.4151			
100	101.42	0.001043	1.6720	419.06	2087.0	2506.0	419.17	2256.4	2675.6	1.3072	6.0470	7.3542			
105	120.90	0.001047	1.4186	440.15	2071.8	2511.9	440.28	2243.1	2683.4	1.3634	5.9319	7.2952			
110	143.38	0.001052	1.2094	461.27	2056.4	2517.7	461.42	2229.7	2691.1	1.4188	5.8193	7.2382			
115	169.18	0.001056	1.0360	482.42	2040.9	2523.3	482.59	2216.0	2698.6	1.4737	5.7092	7.1829			
120	198.67	0.001060	0.89133	503.60	2025.3	2528.9	503.81	2202.1	2706.0	1.5279	5.6013	7.1292			
125	232.23	0.001065	0.77012	524.83	2009.5	2534.3	525.07	2188.1	2713.1	1.5816	5.4956	7.0771			
130	270.28	0.001070	0.66808	546.10	1993.4	2539.5	546.38	2173.7	2720.1	1.6346	5.3919	7.0265			
135	313.22	0.001075	0.58179	567.41	1977.3	2544.7	567.75	2159.1	2726.9	1.6872	5.2901	6.9773			
140	361.53	0.001080	0.50850	588.77	1960.9	2549.6	589.16	2144.3	2733.5	1.7392	5.1901	6.9294			
145	415.68	0.001085	0.44600	610.19	1944.2	2554.4	610.64	2129.2	2739.8	1.7908	5.0919	6.8827			
150	476.16	0.001091	0.39248	631.66	1927.4	2559.1	632.18	2113.8	2745.9	1.8418	4.9953	6.8371			
155	543.49	0.001096	0.34648	653.19	1910.3	2563.5	653.79	2098.0	2751.8	1.8924	4.9002	6.7927			
160	618.23	0.001102	0.30680	674.79	1893.0	2567.8	675.47	2082.0	2757.5	1.9426	4.8066	6.7492			
165	700.93	0.001108	0.27244	696.46	1875.4	2571.9	697.24	2065.6	2762.8	1.9923	4.7143	6.7067			
170	792.18	0.001114	0.24260	718.20	1857.5	2575.7	719.08	2048.8	2767.9	2.0417	4.6233	6.6650			
175	892.60	0.001121	0.21659	740.02	1839.4	2579.4	741.02	2031.7	2772.7	2.0906	4.5335	6.6242			
180	1002.8	0.001127	0.19384	761.92	1820.9	2582.8	763.05	2014.2	2777.2	2.1392	4.4448	6.5841			
185	1123.5	0.001134	0.17390	783.91	1802.1	2586.0	785.19	1996.2	2781.4	2.1875	4.3572	6.5447			
190	1255.2	0.001141	0.15636	806.00	1783.0	2589.0	807.43	1977.9	2785.3	2.2355	4.2705	6.5059			
195	1398.8	0.001149	0.14089	828.18	1763.6	2591.7	829.78	1959.0	2788.8	2.2831	4.1847	6.4678			
200	1554.9	0.001157	0.12721	850.46	1743.7	2594.2	852.26	1939.8	2792.0	2.3305	4.0997	6.4302			

Ek 4. Doymuş Su- Sıcaklık Tablosu-2

Ek 1 | 891

TABLO A-4

Doymuş su — Sıcaklık tablosu

Sıcaklık, T °C	Doyma basıncı P _{doym} kPa	Özgül hacim, m ³ /kg		İç enerji, kJ/kg			Entalpi, kJ/kg			Entropi, kJ/(kg.K)		
		Doymuş sıvı, v _f	Doymuş buhar, v _g	Doymuş sıvı, u _f	Doymuş buhar, u _g	Doymuş buhar, u _g	Doymuş sıvı, h _f	Doymuş buhar, h _g	Doymuş buhar, h _g	Doymuş sıvı, s _f	Doymuş buhar, s _g	Doymuş buhar, s _g
205	1724.3	0.001164	0.11508	872.86	1723.5	2596.4	874.87	1920.0	2794.8	2.3776	4.0154	6.3930
210	1907.7	0.001173	0.10429	895.38	1702.9	2598.3	897.61	1899.7	2797.3	2.4245	3.9318	6.3563
215	2105.9	0.001181	0.094680	918.02	1681.9	2599.9	920.50	1878.8	2799.3	2.4712	3.8489	6.3200
220	2319.6	0.001190	0.086094	940.79	1660.5	2601.3	943.55	1857.4	2801.0	2.5176	3.7664	6.2840
225	2549.7	0.001199	0.078405	963.70	1638.6	2602.3	966.76	1835.4	2802.2	2.5639	3.6844	6.2483
230	2797.1	0.001209	0.071505	986.76	1616.1	2602.9	990.14	1812.8	2802.9	2.6100	3.6028	6.2128
235	3062.6	0.001219	0.065300	1010.0	1593.2	2603.2	1013.7	1789.5	2803.2	2.6560	3.5216	6.1775
240	3347.0	0.001229	0.059707	1033.4	1569.8	2603.1	1037.5	1765.5	2803.0	2.7018	3.4405	6.1424
245	3651.2	0.001240	0.054656	1056.9	1545.7	2602.7	1061.5	1740.8	2802.2	2.7476	3.3596	6.1072
250	3976.2	0.001252	0.050085	1080.7	1521.1	2601.8	1085.7	1715.3	2801.0	2.7933	3.2788	6.0721
255	4322.9	0.001263	0.045941	1104.7	1495.8	2600.5	1110.1	1689.0	2799.1	2.8390	3.1979	6.0369
260	4692.3	0.001276	0.042175	1128.8	1469.9	2598.7	1134.8	1661.8	2796.6	2.8847	3.1169	6.0017
265	5085.3	0.001289	0.038748	1153.3	1443.2	2596.5	1159.8	1633.7	2793.5	2.9304	3.0358	5.9662
270	5503.0	0.001303	0.035622	1177.9	1415.7	2593.7	1185.1	1604.6	2789.7	2.9762	2.9542	5.9305
275	5946.4	0.001317	0.032767	1202.9	1387.4	2590.3	1210.7	1574.5	2785.2	3.0221	2.8723	5.8944
280	6416.6	0.001333	0.030153	1228.2	1358.2	2586.4	1236.7	1543.2	2779.9	3.0681	2.7898	5.8579
285	6914.6	0.001349	0.027756	1253.7	1328.1	2581.8	1263.1	1510.7	2773.7	3.1144	2.7066	5.8210
290	7441.8	0.001366	0.025554	1279.7	1296.9	2576.5	1289.8	1476.9	2766.7	3.1608	2.6225	5.7834
295	7999.0	0.001384	0.023528	1306.0	1264.5	2570.5	1317.1	1441.6	2758.7	3.2076	2.5374	5.7450
300	8587.9	0.001404	0.021659	1332.7	1230.9	2563.6	1344.8	1404.8	2749.6	3.2548	2.4511	5.7059
305	9209.4	0.001425	0.019932	1360.0	1195.9	2555.8	1373.1	1366.3	2739.4	3.3024	2.3633	5.6657
310	9865.0	0.001447	0.018333	1387.7	1159.3	2547.1	1402.0	1325.9	2727.9	3.3506	2.2737	5.6243
315	10556	0.001472	0.016849	1416.1	1121.1	2537.2	1431.6	1283.4	2715.0	3.3994	2.1821	5.5816
320	11284	0.001499	0.015470	1445.1	1080.9	2526.0	1462.0	1238.5	2700.6	3.4491	2.0881	5.5372
325	12051	0.001528	0.014183	1475.0	1038.5	2513.4	1493.4	1191.0	2684.3	3.4998	1.9911	5.4908
330	12858	0.001560	0.012979	1505.7	993.5	2499.2	1525.8	1140.3	2666.0	3.5516	1.8906	5.4422
335	13707	0.001597	0.011848	1537.5	945.5	2483.0	1559.4	1086.0	2645.4	3.6050	1.7857	5.3907
340	14601	0.001638	0.010783	1570.7	893.8	2464.5	1594.6	1027.4	2622.0	3.6602	1.6756	5.3358
345	15541	0.001685	0.009772	1605.5	837.7	2443.2	1631.7	963.4	2595.1	3.7179	1.5585	5.2765
350	16529	0.001741	0.008806	1642.4	775.9	2418.3	1671.2	892.7	2563.9	3.7788	1.4326	5.2114
355	17570	0.001808	0.007872	1682.2	706.4	2388.6	1714.0	812.9	2526.9	3.8442	1.2942	5.1384
360	18666	0.001895	0.006950	1726.2	625.7	2351.9	1761.5	720.1	2481.6	3.9165	1.1373	5.0537
365	19822	0.002015	0.006009	1777.2	526.4	2303.6	1817.2	605.5	2422.7	4.0004	0.9489	4.9493
370	21044	0.002217	0.004953	1844.5	385.6	2230.1	1891.2	443.1	2334.3	4.1119	0.6890	4.8009
373.95	22064	0.003106	0.003106	2015.7	0	2015.7	2084.3	0	2084.3	4.4070	0	4.4070

Kaynak: A-4 - A-8 Tabloları, S. A. Klein and F. L. Alvarado tarafından geliştirilen "Engineering Equation Solver" (EES) yazılımı kullanılarak üretilmiştir. Hesaplarda, yüksek doğruluğa sahip yapan Steam (IAPWS) tarafından yayınlanan "1995 Formulation for the Thermodynamic Properties of Ordinary Water Substance for General and Scientific Use" adlı yayına dayalıdır. Bu yayındaki formülasyon, aynı zamanda EES yazılımında da STEAM rutini olarak kullanılabilir olan, "Hear, Gallagher ve Kell" in 1984 formülasyonunun (NBS/NRC Steam Tables, Hemisphere Publishing Co., 1984) yerini almıştır. Yeni formülasyon Saul ve Wagner'ın (J. Phys. Chem. Ref. Data, 893, 1987) korelasyonlarına dayanmakta olup, "International Temperature Scale of 1990'a göre düzenlenmiştir. Söz konusu düzenlemeler Wagner ve Pruss (J. Phys. Chem. Ref. Data, 22, 783, 1993) tarafından açıklanmıştır. Buzun özellikleri Hyland ve Wexler'e ("Formulations for the Thermodynamic Properties of the Saturated Phases of H₂O from 173.15 K to 473.15 K," ASHARE Trans., Part 2A, Paper 2793, 1983) dayalıdır.

Ek 5. Elazığ Şeker Fabrikası Ünitelerinin Resimleri (1,2,3,4,5,6,7,8)



Resim 1. Ham Şerbet Ünitesi



Resim 2. Ham Şerbet Ünitesi



Resim 3. Şerbet, lapa Ünitesi



Resim 4. Şerbet, lapa Ünitesi



Resim 5. Şurup, lapa, şeker ünitesi



Resim 6. Pompalar



Resim 7. Fueloil ile üretilen elektrikle çalışan elektrik trafosu



Resim 8. Kazan Dairesi

ÖZGEÇMİŞ

KİŞİSEL BİLGİLER

Adı Soyadı : Kutbettin AYDEMİR
Uyruğu : T.C.
Doğum Yeri ve Tarihi : Palu/Elazığ/ 15-07-1973
Telefon : 0553 980 35 38
Faks : ---
e-mail : Kutas23@hotmail.com.tr

EĞİTİM

Derece	Adı, İlçe, İl	Bitirme Yılı
Lise	: Merkez EML., Merkez, ELAZIĞ	1991
Üniversite	: Fırat Üniversitesi, Merkez, ELAZIĞ	1996

İŞ DENEYİMLERİ

Yıl	Kurum	Görevi
2014-	Devlet Su İşleri/Elazığ	Makine Müh.
2012-2014	Haknur Yapı Denetim/Elazığ	Denetim Müh.
2010-2012	Emek Isı ve Doğalgaz/ Elazığ	Makine Müh.
2006-2010	Furkan Mühendislik/Elazığ	Proje Sorumlusu
2004-2006	Hay-Ma İnş. Ltd. Şti. /Elazığ	Makine Müh.

UZMANLIK ALANI --

YABANCI DİLLER İngilizce