

Enerji ve Ekserji Analizi ile Kazım Taşkent Şeker Fabrikası Verimliliğinin
Hesaplanması

Buket am

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Temmuz 2011

Calculation Of Efficiency Of Eskişehir Kazım Taşkent Sugar Factory Via Energy And
Exergy Analyses

Buket Çam

MASTER OF SCIENCE THESIS

Department of Mechanical Engineering

July 2011

Enerji Ve Ekserji Analizi İle Kazım Taşkent şeker Fabrikası Verimliliğinin Hesaplanması

Buket am

Eskişehir Osmangazi Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Lisansüstü Yönetmeliği Uyarınca
Makine Mühendisliği Anabilim Dalı
Enerji Bilim Dalında
YÜKSEK LİSANS TEZİ
Olarak Hazırlanmıştır

Danışman: Prof. Dr. L. Berrin Erbay

Temmuz 2011

ONAY

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı Yüksek Lisans öğrencisi Buket am'ın YÜKSEK LİSANS tezi olarak hazırladığı “Enerji ve Ekserji Analizi ile Kazım Taşkent Şeker Fabrikasının Verimliliğini Hesaplanması” başlıklı bu çalışma, jürimizce lisansüstü yönetmeliğin ilgili maddeleri uyarınca değerlendirilerek kabul edilmiştir.

Danışman : Prof. Dr. L. Berrin ERBAY

İkinci Danışman : -

Yüksek Lisans Tez Savunma Jürisi:

Üye : Prof. Dr. L. Berrin ERBAY

Üye : Prof. Dr. Kemal TANER

Üye : Prof. Dr. Hürriyet ERŞAHAN

Üye : Doç. Dr. Haydar ARAS

Üye :Yrd. Doç. Dr. Mustafa Ertunç TAT

Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun tarih ve sayılı kararıyla onaylanmıştır.

Prof. Dr. Nimetullah BURNAK

Enstitü Müdürü

ÖZET

Bu çalışmada Kazım Taşkent Eskişehir Şeker Fabrikasına ait şeker üretim birimlerinin verimlilikleri enerji ve ekserji yöntemi ile hesaplanmıştır. Çok miktarlarda enerji harcayan şeker fabrikalarında enerji ve ekserji analizi yapılmasıyla ülkemizde çevre ve ekonomiklik açısından diğer endüstriyel tesisler içinde benzer çalışmalara örnek teşkil etmesi amaçlanmaktadır.

Çalışmanın birinci bölümünde şeker fabrikaları ve enerji ekserji analizi ile verimliliğin hesaplandığı literatür çalışmalarına değinilmiştir.

Çalışmanın ikinci bölümde şeker üretimine yer verilmiştir.

Üçüncü bölümde enerji ve ekserji analizi için gerekli cebirsel ifadeler tanımlanmıştır.

Şeker üretiminde kullanılması gerekli denklemlere değinilmiştir.

Dördüncü bölümünde şeker üretim sürecinin dört bölümü için de giren ve çıkan ürünler belirlenmiş ve miktarları içerdikleri katı madde ve şeker oranları hesaplanmıştır.Şeker üretimi için gerekli olan karbondioksit ve kireç sütü miktarları hesaplanmıştır.

Beşinci bölümde dördüncü bölümde hesaplanan şerbetleri ve lapaları ısıtmak için kullanılacak brüde miktarları her brüde çeşidi için ayrı ayrı hesaplanmıştır.

Altıncı bölümde buharlaştırıcıda üretilecek olan brüdelerin elde edilebilmesi için gerekli olan retür miktarı hesaplanmıştır.Bunla birlikte koyu şerbetin içerdiği şeker miktarı hesaplanmıştır.

Çalışmanın yedinci ve sekizinci bölümlerinde sırası ile enerji ve ekserji hesaplamalarına yer verilmiştir.

Çalışmanın sonucunda kristal şeker ve melas elde edilmiştir.Çalışmada birinci ve ikinci kanuna göre en verimsiz ünite buharlaştırıcı ünitesi olarak belirlenmiştir.Bununla birlikte birinci ve ikinci ünite olan ham şerbet üretim ünitesi ve şerbet arıtım üniteleri düşük tersinmezlik oranları sebebi ile en verimli üniteler olmuştur.Ek olarak en büyük tersinmezlik oranı (%64) buharlaştırıcı ünitesine aittir.

Anahtar kelimeler: Şeker fabrikası analizi, ekserji analizi, enerji analizi, endüstriyel tesis analizi, şeker üretimi

SUMMARY

In this study, The efficiency of the sugar production units of Kazım Taşkent Eskişehir Sugar Factory are calculated via energy and exergetic calculations. All systems under examination are considered as steady-flow control volumes.

In the first part conducts a literature survey of sugar factories analysis It describes the previous work done sugar factories analysis.

In the second part mentioned how the manufactured of the sugar in the sugar factories. The sugar production process is conducted in four stages, which are sherbet production, sherbet distillation, sherbet thickening, and refinery (sherbet crystallization).

In the third part mentioned mass balances for every stage. The control volume and all inputs, and outputs of stages are presented.

In the fourth part calculated quantities of all inputs, and outputs of sherbet. and how much carbon dioxide, and lime was needed. In addition calculated sherbet brix value for every unit's sherbet.

In the fifth part calculated how much heater vapour of sherbets which mentioned in the fourth part.

In the sixth part calculated how much exhaust vapour was needed for created heater vapour of sugar production. Calculated brix of thickened sherbet.

In the seventh and eight parts the efficiency of processes are calculated via energy and exergetic calculations respectively.

At the end of study, the crystal sugar and molasses were produced. It was deduced that the lowest efficiency of the second law efficiency was obtained in sherbet thickening stage. However, the highest efficiencies of the first and second law were found in the first and second stages because of the low irreversibilities. Moreover, the highest irreversibility rate (64 %) took place depending on the exergy inflow to the third stage.

Keywords: Sugar factory analysis, exergy analysis, industrial plant analysis, sugar production

TEŞEKKÜR

Yüksek lisans eğitimim boyunca zengin bakış açısıyla beni aydınlatan danışman hocam Sayın Prof.Dr. L.Berrin ERBAY'a yüksek lisans tez çalışmamda gösterdiği ilgi ve sabrından dolayı teşekkür ederim.

Çalışmama boyunca bilgi ve tecrübelerini esirgemeyen Kazım Taşkent Şeker Fabrikası Müdürlüğü'ne ve çalışanlarına teşekkür ederim.

Eğitimim ve tez çalışmalarım boyunca maddi ve manevi her konuda beni destekleyen, sonsuz sevgi ve ilgisini esirgemeyen, sabır ve metanetle her zaman yanımda olan AİLEM'e teşekkürlerimi sunarım.

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa</u>
ÖZET	v
SUMMARY	v
ŞEKİLLER DİZİNİ	xii
ÇİZELGELER DİZİNİ	xiv
SİMGELER VE KISALTMALAR	xv
1.GİRİŞ	1
2.ŞEKER ÜRETİM TEKNOLOJİSİ	6
2.1 Tesis ve Süreçler	8
2.2 Meydan Tesisleri	8
2.2.1 Pancarın boşaltılması ve silolanması	8
2.2.2 Pancarın silolardan fabrikaya sevki	9
2.2.3 Pancar yıkama makinesi	9
2.3 Ham şerbet	10
2.3.1 Pancar kıyım makineleri	10
2.3.2 Haşlama teknesi	11
2.3.3 Difüzör tesisleri	11
2.3.4 Birinci Kireçleme	12
2.3.5 İkinci kireçleme	14
2.3.6 Birinci Karbonatlama	14

İÇİNDEKİLER (devam)

2.3.7	İkinci karbonatlama	15
2.3.8	Buharlaştırıcılar	15
2.4	Rafineri	16
2.4.1	Basınçlı filtreler	17
2.4.2	Şeker pişirimi – kristal lapa pişirimi	17
2.4.3	Kristal lapa refrijerantları	18
2.4.4	Santrifüjler (kristal şeker)	18
2.4.5	Orta Şeker Lapası Pişirimi	19
2.4.6	Son şeker lapası pişirimi ve soğutma kristalizasyonu	19
2.4.7	Şekerin Kurutulması ve Ambalajlanması	20
3.	TEORİK ANALİZ	21
4.	ŞEKER FABRİKASINDA MADDE DENGESİ	21
4.1	Difüzyon Sisteminde Madde Dengesi	28
4.1.1	Eskişehir şeker fabrikasının difüzyon sisteminde denge	29
4.1.2	Ham şerbet için kütle dengesi	31
4.2	Şerbet Arıtım Süreci İçin Madde Dengesi:	32
4.2.1	Kireçleme şerbeti:	34
4.2.2	Karbonatlama şerbeti:	35
4.2.3	Karbonatlama şerbeti	38
4.3	Tephir istasyonu şerbet miktarı	39

İÇİNDEKİLER (devam)

4.4	Rafineride Madde Dengesi	41
4.4.1	Karışımların hesaplanmasında temel yöntem	41
4.4.2	Hesaplamalarda kullanılan birim sistemi	42
4.4.3	Rafineri hesaplamaları	44
4.4.4	Şurup lapa ve şeker miktarlarının hesaplanması.....	52
5.ŞERBET ISITICILARINDA KULLANILAN BUHAR VE SICAK SU MİKTARLARININ HESAPLANMASI		56
5.1	Şerbet Isıtıcılarında Kullanılan Buhar ve Sıcak Su Miktarlarının Hesaplanması....	56
5.1.1	Sirkilasyon şerbeti ısıtıcıları	57
5.1.2	Prese suyu ısıtıcıları:.....	58
5.1.3	II. Karbonatlama ısıtıcıları.....	59
5.1.4	Sulu şerbet ısıtıcıları	59
5.1.5	Kireçli ham şerbet ısıtıcıları.....	61
5.1.6	Kristal şeker kurutmaları:	63
5.2	Şerbet Isıtıcılarında Kullanılan Buhar ve Sıcak Su Miktarlarının Hesaplanması....	64
5.2.1	Kristal vakumlarında kullanılan buhar miktarı:.....	65
5.2.2	Orta şeker vakumları.....	65
5.2.3	Orta – Afine şeker vakumları	66
5.2.4	Son şeker vakumları	67
6.BUHARLAŞTIRICILARDA HESAPLAMA YÖNTEMİ		68

İÇİNDEKİLER (devam)

7.ESKİŞEHİR KAZIM TAŞKENT ŞEKER FABRİKASI ENERJİ ANALİZİ YÖNTEMİ İLE ENERJİ VERİMLİLİĞİNİN HESAPLANMASI.....	73
7.1 Ham Şerbet Üretim Sürecinin Ekserjitik Verimi.....	73
7.2 Şerbet Arıtma Sürecinin Ekserjitik Verimi.....	74
7.3 Buharlaştırıcı Sürecinin Ekserjitik Verimi	76
7.4 Rafineri Sürecinin Ekserjitik Verimi.....	79
8.ESKİŞEHİR KAZIM TAŞKENT ŞEKER FABRİKASI EKSERJİ ANALİZİ YÖNTEMİ İLE ENERJİ VERİMLİLİĞİNİN HESAPLANMASI	81
8.1 Ham Şerbet Üretim Sürecinin Ekserjitik Verimi.....	81
8.2 Şerbet Arıtma Sürecinin Ekserjitik Verimi.....	83
8.3 Buharlaştırıcı Sürecinin Ekserjitik Verimi	85
8.4 Rafineri Sürecinin Ekserjitik Verimi.....	89
9.SONUÇLAR.....	91
10.ÖNERİLER.....	97
11.KAYNAKÇA.....	100
12.EKLER	

ŞEKİLLER DİZİNİ

<u>Şekil</u>	<u>Sayfa</u>
Şekil 2.1 Pancarların fabrikaya gelişi ve silolanması	9
Şekil 2.2 Pancarların silolardan üretime sevki.....	9
Şekil 2.3 Pancar kıyım makineleri haşlama teknesi difüzör tesisleri	10
Şekil 2.4 Kireçleme kuleleri	13
Şekil 2.5.Kireçleme üniteleri	13
Şekil 2.6.Buharlaştırıcılar	15
Şekil 2.7. Rafineri sistemleri	18
Şekil 2.8 Şekerin kurutulması ve ambalajlanması	20
Şekil 2.9 Şeker ambalajlama.....	20

TABLolar DİZİNİ

<u>Tablo</u>	<u>Sayfa</u>
Tablo 4.1 Şerbet/Şurup ve lapalarla ilgili teknik rapor değerleri	42
Tablo 5.1 Isıtıcılardan kullanılan brüdelere ve ısıtıcılara giriş çıkış sıcaklıkları.....	56
Tablo 5.2 Şerbet Isıtıcılarında Kullanılan Buhar ve Sıcak Su Miktarlarının Hesaplanması	64
Tablo 6.1 Kullanılacak buhar miktarının cinslerine göre dağılımı	69
Tablo 9.1. Ham şerbet ünitesi için hesaplanan ekserji ve enerji değerleri.....	91
Tablo 9.2. Şerbet arıtım ünitesi için hesaplanan ekserji ve enerji değerleri	92
Tablo 9.3. Buharlaştırıcı ünitesi için hesaplanan enerji ve ekserji değerleri	93
Tablo 9.4 Rafineri ünitesi için hesaplanan enerji ve ekserji değerleri.....	95
Tablo 10.1 Ünitelere ait enerji ve ekserji oranları	97
Tablo 10.2 Ünitelere ait resinmelik oranı ve ekserji verimi	97

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge	Sayfa
Çizelge 2.1 Şeker üretim sistemi akış şeması	7
Çizelge 4.1 Difüzyon sisteminin madde dengesi	28
Çizelge 4.2 Difüzyon madde dengesi	30
Çizelge 4.3 Ham şerbet süreci kontrol hacmi	32
Çizelge 4.4 Şerbet arıtım süreci kontrol hacmi	33
Çizelge 4.5 Ham şerbet süreci ve şerbet artma süreci kontrol hacimleri	40
Çizelge 4.6 Rafineri süreci kontrol hacmine giren ve çıkan ürünler	41
Çizelge 4.7 Rafineri sistemi kontrol hacimler arası madde dağılımı	55
Çizelge 5.1 Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı kontrol hacmi dağılımı	57
Çizelge 5.2 Prese Suyu ısıtıcısı kontrol hacmi dağılımı	58
Çizelge 5.3 II. Karbonatlama ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı	59
Çizelge 5.4 Sulu şerbet ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı	61
Çizelge 5.5 Kreçli ham şerbet ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı	62
Çizelge 5.6 II. Kristal şeker kurutmaları kontrol hacmi dağılımı	63
Çizelge 5.7 Kristal vakum kontrol hacmi dağılımı	65
Çizelge 5.8 Orta şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı	66
Çizelge 5.9 Orta- Afine şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı	66
Çizelge 5.10 Son şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı	67
Çizelge 6.1 Buharlaştırıcı sistemi kontrol hacmi dağılımı	68
Çizelge 6.2 Buharlaştırıcı kademeleri kontrol hacmi dağılımı	70
Çizelge 9.1 Ekserji band diyagramı	96

SİMGELER VE KISALTMALAR

Simge Açıklamalar

A	Miktar (kg)
B	Bürüde
c	özgül ısı (kJ/kg°C)
E	Enerji (kJ)
Ex	Ekserji (kJ)
ex	Özgül ekserji (kJ/kg)
g	Yer çekimi ivmesi m/s ²
h	Özgül entalpi (kJ/kg)
I	Tersinmezlik (kJ)
m	Kütle (kg)
P	Polarizasyon (%)
pg%	Birim pancar ,100 kg
Q	Isı (kJ)
S	Kuru madde (%)
T	Sıcaklık (°C)
V	Hız (m/s)
W	İş (kJ)
z	Mesafe (m)
η	verim (%)

Kısaltmalar

Simge Açıklamalar

b	Bürüde
ç	Çıkan
g	Giren
hş	Ham şerbet
k	Kondensat
khş	Kireçli ham şerbet
ks	Küspe

kş	Koyu şerbet
sk	Sulu Küşpe
srk	Sirkilasyon şerbeti
ss	Sıcak su
sş	Sulu Şerbet
ş	Şerbet
şdm	Şeker dışı madde
I	I. Kanun
II	II. Kanun
1	Giriş
2	Çıkış

1.GİRİŞ

Şeker, insanların beslenme alışkanlıkları içerisinde tatlıya ayrı bir yer ayırmaları nedeniyle tarih boyunca önemli bir gıda maddesi olmuştur. Şekerin ülkemizde pancar şekeri çeşidi ile imal edilmektedir. Pancar şekeri, gelişmiş ülkelerin gıda güvencesi, üretici geliri ve tarımsal ekonomi politikaları, az gelişmiş ve gelişmekte olan ülkelerin ise, öncelikle gıda güvencesi politikaları ve tarımsal yapıları açısından tarihsel gelişim içerisinde ayrı bir yere sahip 'politik' bir ürün olmuştur. Bu bağlamda, şeker üretimini desteklemeye yönelik politikalar, ucuz olan ithal şekerden kaçınmak amacıyla dış ticaret önlemleri ile birlikte ele alınmaktadır

Şeker pancarı orta Anadolu şartlarında yetişen ve alternatifi olmayan bir ürün türüdür. Kırsal kesimin sosyal-ekonomik durumunu iyileştirir. Tarımın yapıldığı bölgelerde çiftçiyi toprağa bağlayarak, köyden kente göçü engeller. Münavebe sistemi ile yapılan şeker pancarı tarımı, iyi bakımlı bir tarla bıraktığından kendisinden sonra yetiştirilecek ürünlerde verim artışı sağlamaktadır. Nitekim bu verim artışı buğdaydan %20'ye kadar yükselebilmektedir. 1 dekarında yaklaşık 10 işgücü istihdam sağlar. Ülkemizde 3,2 milyon dekar şeker pancarı tarımı yapıldığı göz önüne alınırsa, yılda yaklaşık 123.000 tam istihdam sağlar. Geçimini doğrudan veya dolaylı olarak sektörle ilişkilendirmiş 10 milyon insanımızın iş ve ekmek kapısıdır. Pancar tarımı, alternatif ürünlerden buğdaya kıyasla 20, mısıra göre 10 ve ayçiçeğine kıyasla 5 kat daha fazla istihdam yaratmaktadır. 1 dekar şeker pancarının fotosentez yoluyla havaya verdiği oksijen, 6 kişinin 1 yılda tükettiği oksijene eşdeğer olup, aynı orman alanından 3 kat daha fazla oksijen üretmektedir. Bu yönüyle Kyoto protokolü çerçevesinde başlayacak ülkeler arası emisyon ticaretinde ülkemizin elindeki en önemli kozlardan biridir. Biyoenerji yada yeşil enerji olarak da tanımlanan 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 azımsanamayacak kadar çoktur. [9,10]

Şeker fabrikalarının öneminin kavranması ile beraber şeker fabrikalarında kullanılan enerjinin verimliliğinin artırılması çalışmaları da gittikçe hızlandırmış ve önem kazandırmıştır. 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 tersinmezlikleri 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.[9] Ekserji analizi, enerji sistemlerinin tasarlanmasında, sistem performansının belirlenmesinde önemli rol oynar. Sistemdeki enerji dönüşümleri sırasında enerjinin bir kısmı tersinmezliklere, yani kullanılmayan enerji olarak harcanmaktadır[18].

Çok miktarlarda enerji harcayan şeker fabrikalarında enerji ve ekserji analizi yapılmasıyla ülkemizde çevre ve ekonomiklik açıdan diğer endüstriyel tesisler içinde benzer çalışmalara örnek teşkil etmesi amaçlanmaktadır. Dolayısıyla tüm sektörel alanların böyle bir uygulamaya tabii tutulmasıyla endüstriyel tesislerin verimlerinde iyileştirmeler elde edilebilecektir. Bu çalışmada Konya ve Ereğli fabrikalarından sonra Türkiye’de ki en çok pancarı işleyen Kazım Taşkent Eskişehir fabrikasının enerji ve ekserji analizi metodu ile enerji analizi yapılmıştır. Kazım Taşken Eskişehir şeker fabrikası bizzat Atatürk’ün isteği ile 1 Nisan 1933 yılında montajına başlanmış ve 5 Aralık 1933 yılında da açılışı yapılarak üretime başlatılmıştır.

Yapılan diğer çalışmalarda; H. M.Şahin ve arkadaşları Kayseri Şeker Fabrikası 2002–2003 yılı kampanya verileri kullanılarak şeker üretim süreçleri için termodinamiğin birinci kanun (enerji analizi) ve ikinci kanun (ekserji analizi) analizleri yapmışlar.

Endüstriyel tesislerde enerji ve ekserji analizleri termodinamik açısından büyük önem taşıdığını vurgulamışlar. Termodinamik açık sistem olarak ele alınan şeker üretim süreçlerine giren ve çıkan her bir durum için enerji ve ekserji analizi sonuçları elde etmişler. Bu sonuçlara bağlı olarak şeker üretim süreçlerinin birinci ve ikinci kanun verimleri tespit edilmişler. Elde edilen birinci ve ikinci kanun verimlerini iyileştirmek için Kayseri Şeker Fabrikasına tavsiyelerde bulunmuşlar[24].

Luiz antonio et.al. Brezilya'da bir şeker fabrikasının termo-ekserjistik 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[1].

Tekin and Bayramoğlu; Erzurum şeker fabrikasının buhar-güç santralinin ve ham şerbet üretimi santralinin yapısal ve ekserji analizi incelemişler. Erzurum şeker fabrikasında uygulanan bu ekserji analizinde, sistem bileşenlerinin tersinmezlik dağılımları çıkarmışlar. Böylelikle sistemin verimli ve verimsiz elemanları belirlenmişler [25].

S.C. Kamate and P.B. Gangavati günde 2500 ton şeker kamışı işleyen bir şeker fabrikasında ısı eşlemeli küspe tabanlı kojenerasyon tesisi geri basınç buhar türbin ve extraction condensing buhar türbinli olarak iki farklı şekilde incelenmişler. Analizde ekserji yöntemlerinin yanı sıra enerji analizleri, sistem bileşenlerinin verimliliği ve termodinamik kayıpları da hesaplanmışlar. Analizde şeker fabrikasındaki kojenerasyon sisteminin çevresinden geniş buhar giriş durumları seçmiş ve uygulanmışlar. Elde edilen sonuçlara göre en iyi buhar giriş hali 61 bar ve 475 °C olarak tespit etmişler. Bu durumda geri basınçlı buhar türbinli kojenerasyon sisteminin enerji ve ekserji verimi sırasıyla 0.682 ve 0.260 olarak hesaplamışlar. Sistemin en verimli bileşeni türbin en verimsizi kazan elemanı olduğunu söylemişler. [14]

J.R. Ram and R. Banerjee yaptıkları araştırmada Hindistan'daki bir şeker fabrikasının kojenerasyon ve enerji dengesi incelemişler. Hindistan sahip olduğu 430 şeker

fabrikasıyla şeker endüstrisinde dünya sıralamasında ilk sıralardadır. Yaptıkları çalışmada günde 5000 ton şeker kamışı tüketen fabrikada enerji dengesi uygulamışlar ve Sanket diyagramı çizmişler. Buharlaştırıcı tasarımında buharlaştırıcının yüzey alanının mevcut sisteme uygun olmadığı ve buhar tüketim miktarının araştırılması konularında tavsiyelerde bulunmuşlar. Buharlaştırıcı için yapılan ekserji analizinde hem mevcut sistem hem de tasarlanan buharlaştırıcı göz önüne almışlar. Hesaplamalarda mevcut buhar tüketimi 9T/h, ekserji kayıpları %48 azaltmışlar. Türbin donanımında kullanılan, 4.5 bar basınçta ve farklı üretim sıcaklıklarında kojenerasyonla elde edilebilen güç kullanmışlar. Geri basınç türbininde kullanılan en uygun kızgın buhar sıcaklığı 600 °C olarak bulmuşlar. Maliyet analizinde buhar üretim sıcaklığıyla birlikte güç üretiminin maliyet değerlerini belirlemek için uygulamışlar [22].

M. Yılmaz Gürleyik ve arkadaşları Bor Şeker Fabrikası'nda üretilen proses buharının Kullanıldığı bütün üretim birimleri ekserjitik yönden incelemişler. Pancardan şeker üretimindeki süreçler sürekli akışlı açık bir sistem olarak ele alınmış ve Bor Şeker Fabrikası işletme verileri ile ekserji analizi yapılmış. Süreçlerdeki ekserjitik verimsizliğin nedenleri açıklamış ve verimi artırmak için faydalı tanımlar yapmışlar [13].

B. Türközü v.d. Çumra Şeker Fabrikası şeker üretimindeki süreçler sürekli akışlı açık bir sistem olarak ele alınmış ve termodinamiğin II. Yasasına göre analizi yapılmıştır. Analizler detaylı olabilmesi için fabrika süreçleri 7 parçaya bölünmüş ve 2006-2007 yılı kampanya sonuçları fabrika verileri olarak kullanılmışlar [28].

E. Apak ve R. Köse yaptıkları çalışma da, bir seramik fabrikasındaki enerji kullanımının incelemiş, enerji tasarruf olanaklarının belirlemiş ve bu doğrultuda öneriler sunmayı hedeflemişler. Bu amaçla tesiste yapılan enerji-ekserji analiz çalışması, tesisteki enerji tüketiminin yüksek olduğu noktaların belirlenmesine ve bu noktalarda yapılabilecek iyileştirmelerin tespitine olanak sağlamış olup enerji ve ekserji verim yüzdeleri sırasıyla % 65,3 ve % 35 olarak hesaplanmışlar [2].

Bu çalışmada şeker üretiminin ana süreçleri olan ham şerbet üretim ünitesi, şeker arıtım ünitesi, buharlaştırma ünitesi ve rafineri ünitesi ele alınmış ve bu ünitelerdeki ekserjitik verimler incelenmiştir. Her üniteye ait sankey diyagramları çizilmiştir. Yapılan hesaplamalarla her ünitenin tersinmezlikleri belirlenmiş ve tersinmezlikleri azaltmak için yapılabilecekler hakkında bilgiler verilmiştir. Ayrıca her üniteye iren ve çıkan maddelerin enerji ve ekserji bilgileri tablolar halinde verilmiştir.

2 ŞEKER ÜRETİM TEKNOLOJİSİ

Bu bölümde şeker üretimi için gerekli olan hammaddeler ve bu hammaddelerin işlenme şart ve 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 vardır: Şeker kamışı ve şeker pancarı.

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[27]

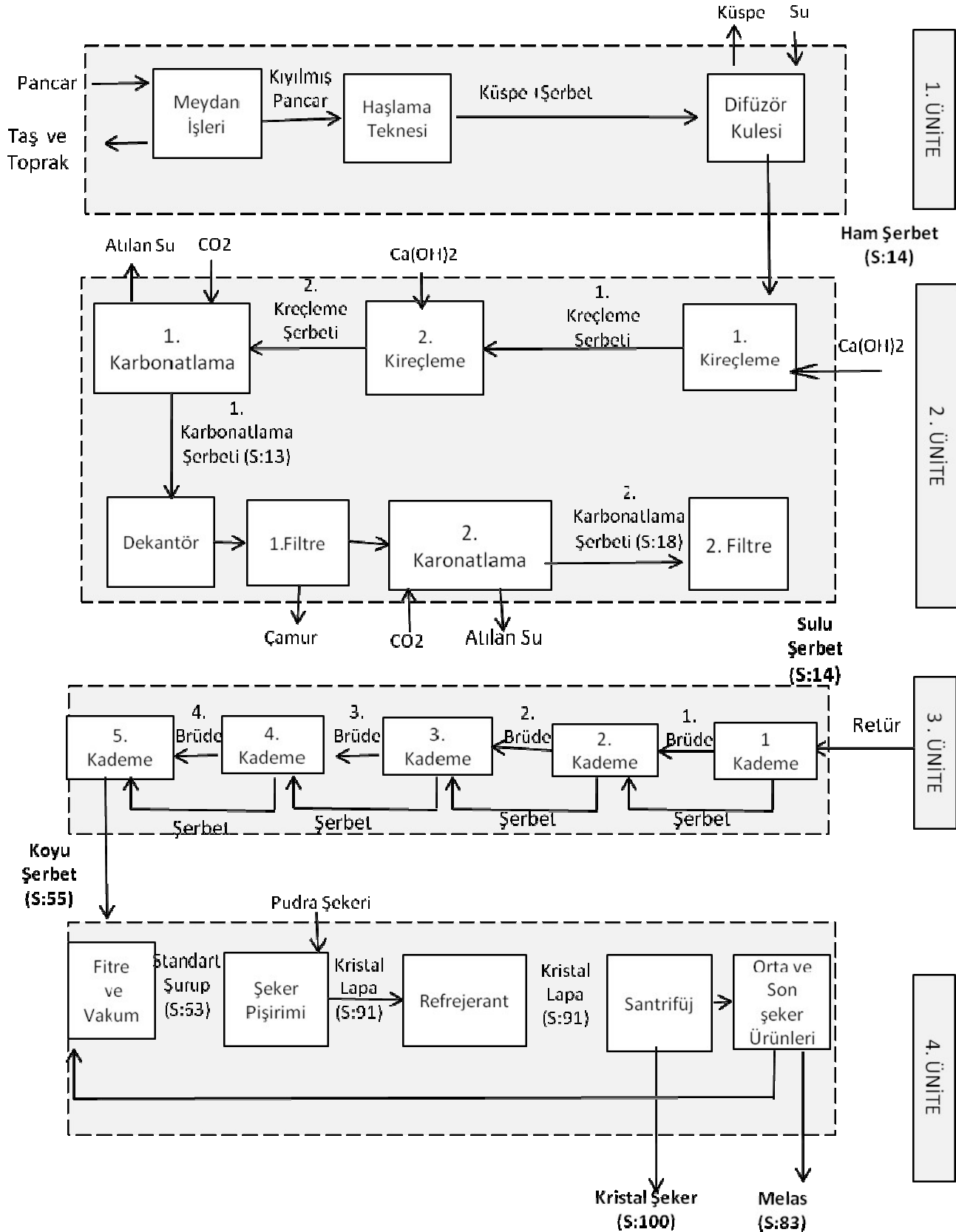
Şeker pancarı ise ülkemizi de kaplayan ılıman iklime sahip kuşakta yetiştirilmektedir. Şeker pancarının yapısında % 4 - 5 hücre dokusu, % 4 - 5 kimyasal bağlı su ve % 90 - 95 öz suyu vardır. Pancar öz suyunun bileşimi şu şekildedir: % 15 - 18 şeker (sakkaroz), % 1,0 - 1,5 diğer şeker dışı organik maddeler, % 0,8 anorganik tuzlar. [27]

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

Şekli 2.1 de bu ana üniteleri ve ünitelerdeki akış çizelgesini gösterilmiştir

Çizelge 2.1 Şekil üretim sistemi akış şeması



2.1 Tesis ve Süreçler

Pancardan şeker üretiminde temel süreçler ve kullanılan başlıca makine ve tesisler ile bu tesislerde yapılan işlemler aşağıda özetlenmiştir. [27]

2.2 Meydan Tesisleri

Bu bölüm pancarın çiftçiden alınıp fabrika üretim sahasına getirilmesine kadar devam etmektedir.

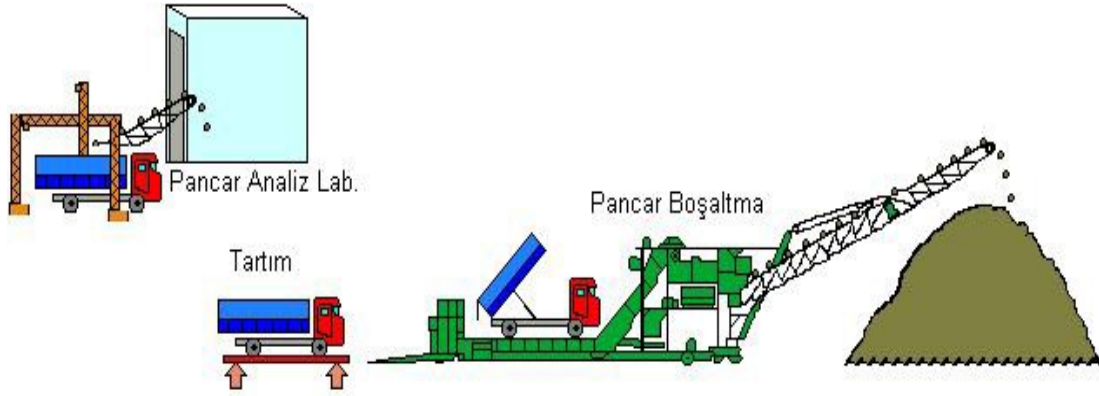
2.2.1 Pancarın boşaltılması ve silolanması

Şeker fabrikasına doğrudan çiftçi tarafından getirilen veya tesellüm merkezlerinde çiftçiden alınarak fabrikaya sevk edilen pancar, fabrika meydanındaki kantarlarda tartılır. Toprak firesi tespit edilir ve meydandaki pancar silolarına boşaltılır. [27]

Fabrikaya gelen pancar 2 şekilde boşaltılır.

- a) Otomatik (mekanik) boşaltma ile
- b) Basınçlı su ile

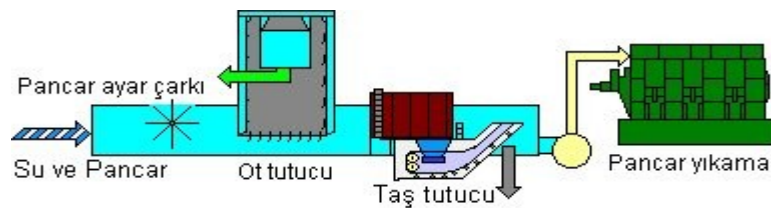
Karayolu ile fabrikaya gelen pancar, kamyonun hidrolik sistemle kaldırılan bir platformda belli bir eğime getirilmesi ile boşaltılarak transportlar aracılığıyla silolara sevk edilir. Bu sistemlerde pancardan toprağı ayıracak bir kısım bulunduğuundan toprağın fabrikaya girmesi önlenmiş olur. Tesellüm merkezlerinden fabrikaya gelen pancarın bir kısmı da basınçlı su ile fabrika pancar yüzdürme kanallarına boşaltılır. [27]



Şekil 2.1Pancarın fabrikaya gelişi ve silolanması [1].

2.2.2 Pancarın silolardan fabrikaya sevki

Fabrika sahasında iki üç günlük pancarı depolayabilecek siloların yanında, genel sökümden sonraki aylarda işlenecek olan pancarlar tesellüm merkezlerinde veya fabrika sahasından tahsis edilen silolarda depolanır. Silolarda bulunan pancar, yüzdürme kanallarından fabrikaya su ile sevk edilir. Pancar yüzdürme kanalları vasıtasıyla fabrikaya sevk edilen pancar içindeki otlar, kanallar üzerinde bulunan ot tutucuda, taşlar ise taş tutucuda ayrıştırılır [27].



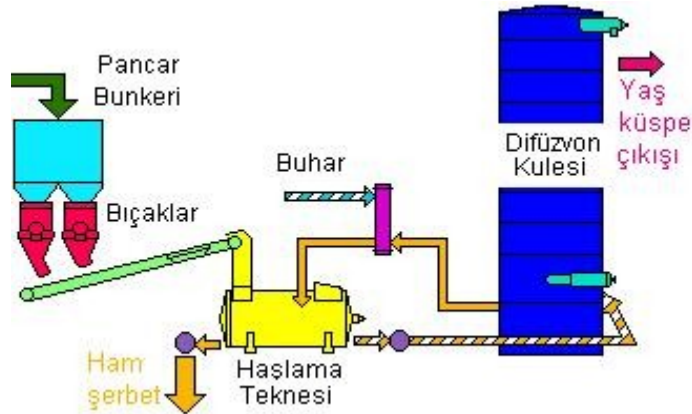
Şekil 2.2 : Pancarın Silolardan Üretime Sevki [27].

2.2.3 Pancar yıkama makinesi

Taşından, kumundan, toprağından kısmen ayrılan pancar; döner kollu yıkama teknesinde 10-15 dakika döndürülerek yıkanır. Pancar yıkama makinesinde yıkama görevini, hareketli bir mile bağlı olarak dönen aktarıcı, karıştırıcı ve atıcı kollar yerine

getirir. Aktarıcı kollar pancarın makine içinde karıştırıcı kollara doğru ilerlemesini sağlar. Karıştırıcı kollar pancarın makine içinde hareketini sağlayarak, çamur ve yabancı maddelerden temizlenmesini, atıcı kollar ise yıkanmış pancarın çıkış helezonuna atılmasını sağlar. Yıkama teknesinin tabanındaki süzgeçten toprak, kum, kuyruk ve taşlar ayrılır. Yıkama işlemi ön yıkama, esas yıkama ve durulamadan ibarettir. Yıkama işleminin amacı pancar ile birlikte fabrikaya gelen taş, çamur ve pancar kuyruğundan pancarı arındırmaktır. Bazı fabrikalarımızda aynı işleve sahip dönel silindir yıkama makineleri bulunmaktadır[27].

2.3 Ham şerbet



Şekil 2.3 : Pancar Kıyım Makineleri, Haşlama Teknesi, Difüzyon Tesisler [27].

2.3.1 Pancar kıyım makineleri

Kıyım makinelerinde pancar teknolojik değerlere uygun olarak kıyılır. Kıyım işlemi sırasında pancar hücre dokusu bozulmamalıdır. Pancar kıyım makineleri genellikle eksenine 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. Pancar bıçaklarında kıyılan pancar kıyımları nakil bandında

sürekli otomatik kantarda tartılarak haşlama teknesine verilir. Bazı fabrikalarımızda dikey (tambur) tipi kıyım makinaları bulunmaktadır[27].

2.3.2 Haşlama teknesi

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 oC ye getirmek ve pancarın hücrelerini denatüre şeker çıkışını sağlamak[27].hem de şerbetle karıştırarak difüzöre pompalanabilir hale getirmektir. Haşlama teknesine verilen şerbetin bir kısmı kıyım giriş tarafındaki alın süzgecinden ham şerbet olarak çekilerek arıtıma verilir

2.3.3 Difüzör tesisleri

Pancar hücrelerinin hücre duvarları ısıtılarak 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 konsanteri en yüksek şerbetle karşılaştığında sürekli ve etkin bir kütle aktarımı söz konusudur.

Difüzyonda ters akım prensibi ilk defa 1864-1865 yıllarında uygulanmıştır.Difüzyon işleminde önceleri ard arda dizilmiş kazanlardan oluşan kesikli batarya sistemi kullanılmış teknolojinin gelişmesiyle sürekli difüzyon aparatları geliştirilmiştir. [7,19].

Difüzyon olayı sıcaklık,ham şerbet miktarı,difüzyon süresi kıyım kalitesi,difüzyon besleme suyunun özellikleri ve mikroorganizmalara bağlı olarak değişiklik gösterir. Difüzyonda elde edilen şekerli çözeltiliye ham şerbet şekerini alınmış pancar posasında 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 raslamak mümkündür.Hücre duvarının mekanik olarak parçalanması ham şerbete geçen

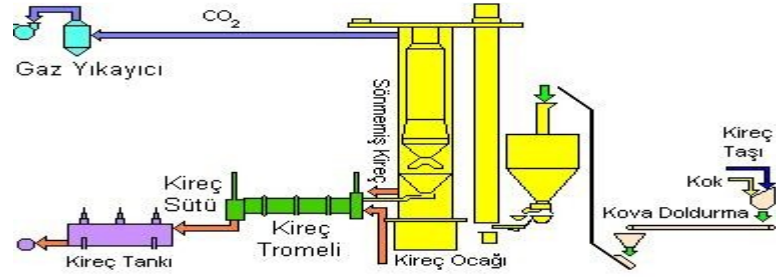
şeker dışı madde oranının artmasına sebep olur. Difüzyon ortamı için ideal sıcaklık normal pancar kıyımları için 70-72 °C donmuş çözülmüş pancarlarda ise 66-68 °C olarak belirlenmiştir. [7].

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 oC civarındadır. pH sı 5,8 altına düşmemelidir. Difüzyona su ve prese suyu üst kısımdan verilir. Difüzyonun içinde yatayla 30o 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[27].

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[27].

2.3.4 Birinci Kireçleme

Kireç, kireç taşının kireç ocaklarında yakılmasıyla elde edilir. Ortaya çıkan sönmemiş kireç, suyla söndürülerek kireç sütü haline dönüştürülür. Kireç sütü ham şerbetle karıştırılarak kireçleme işlemi gerçekleştirilir. Kireçlemenin amacı kolloidal bir çözelti elde etmek ve şeker dışı maddeleri çöktürmektir[7].

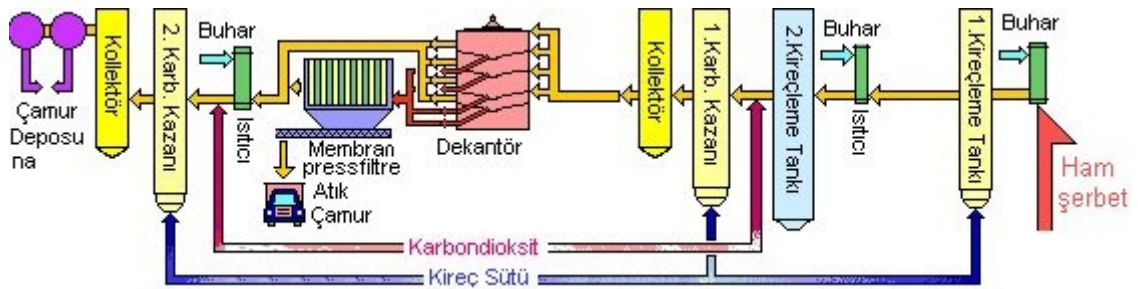


Şekil 2.4: Kireçleme kuleleri [27].

Kirecin çöktürücü etkisi[7]:

1. Kalsiyum iyonları ile organik asitleri çöktürmesi
2. Hidroksil iyonları ile pektin ve proteinlerin koagülasyonunu sağlaması

Birinci Kireçlemede amaç, ham şerbetteki şeker dışı maddeleri, kademeli olarak pH 11'e getirerek çöktürmektir. Difüzyondan alınan şerbetin kuru maddesi %12-17 şeker yüzdesi 11-15 ve aralığı yaklaşık 84-89 civarındadır. I. Kireçleme altı bölmeli, U kesitinde tabandan biraz yüksekte olan levhalarla bölünmüştür. Bu levhaların üst kısmında hareket edebilir kanatlar mevcuttur. Bu levhalarla bölümler arasındaki şerbet geçiş hızı artırılıp azaltılabilir. Tekneyi baştanbaşına kateden bir mil ve üzerinde her bölmeye ait kanatlar vardır.



Şekil 2.5 : Kireçleme üniteleri [27]

Teknenin bir ucundan ham şerbet verilerek bölmeden bölmeye ilerlerken, diğer ucundan alttan verilen kireç sütü $[Ca(OH)_2]$ sabit kanatların altından ters istikamette ilerleyerek ham şerbete karışır. I. Kireçleme pancara göre %0,2 CaO kapsar ve kireçleme süresi 20

dakika, sıcaklığı 65 °C, son bölmenin pH sı ise 11 civarındadır. I.Kireçlemenin 3.bölmesine çökmeyi hızlandırıcı birmiktar (pancara göre %20) I.Karbonatlama şerbeti verilir[27].

2.3.5 İkinci kireçleme

Birinci kireçleme sonunda şeker dışı maddeler pıhtılaşmış ve süzölmeye hazır hale gelmiştir. Sıcaklık 86-88 °C, p.g.% CaO miktarı 1,2, pH sı 12,6, süre ise 10-15 dakikadır. II. Kireçlemede amaç şerbet içindeki invert şekeri parçalamak ve bakteri faaliyetini durdurmaktadır[27]

2.3.6 Birinci Karbonatlama

Karbonatlamanın amacı kireçli şerbetteki kireç fazlasını CO₂ yardımı ile, çözünmeyen CaCO₃ a dönüştürüp onu şerbetten ayırmaktır[7].



Bu sırada şeker dışı maddeler de CaCO₃ kristallerinin yüzeyine tutunarak CaCO₃ ile birlikte çöker. Sistemde kullanılan saf CO₂, kireç ocağında kireç sütü elde etmek için kireç taşının yakılmasından çıkan CO₂ gazının arıtılması ile elde edilir[7].

I.ve II. Kireçlemeden geçen ham şerbet 80-82 °C de I.Karbonatlamaya gelir. Karbonatlama kazanı silindirik bir kuleye benzemekte olup, ters akım prensibine göre çalışmaktadır. Kireçlenmiş şerbet üstten, karbondioksit gazı ise alt kısımdan verilir. Çökme işlemi tamamlanmış şerbet karbonatlama kazanının alt kısmından alınır. Karbonatlama için gerekli olan CO₂ gazı kireç ocağından kirecin yanması ile elde edilir. I.Karbonatlamaya pH sı 12 olarak gelen kireçli şerbet I.Karbonatlamayı 10,8-11,2 arasındaki pH da terk eder.

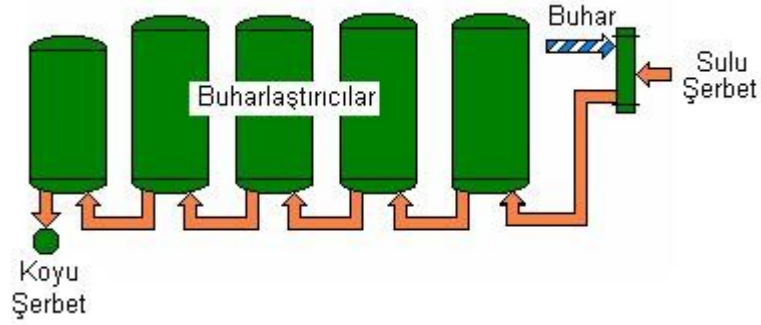
I.Karbonatlama çamurlu şerbeti dekantörde çöktürölür. Dekantörler yoğunluk farkı dolayısıyla çamur parçacıklarının dibe çökmesi ilkesine dayanır. Dekantörün üstünde berrak şerbet altında çamur birikir. Dekantör çamuru pompa vasıtasıyla pres filtrelele

veya döner filtrelerle 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. Karbonatlamaya basılır[27].

2.3.7 İkinci karbonatlama

Filtre edilen I. Karbonatlama şerbeti, içindeki kalan kireci de alabilmek için II. karbonatlamaya tabi tutulur. II. Karbonatlama kazanı I. Karbonatlama kazanı gibi çalışır. Sıcaklık 92-95 °C civarındadır, şerbet 2.GP filtrelerinden süzülerek sulu şerbet elde edilir. Sulu şerbetin kuru maddesi %12-15 arasındadır. Rengi açık sarı ve berraktır[27].

2.3.8 Buharlaştırıcılar



Şekil 2.6 :Buharlaştırıcılar [27]

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[8].

Sulu şerbetin koyulaştırıldığı istasyondur. Buharlaştırma aparatları buhar kamarası, şerbet kamarası ve şerbet buharı kamarasından ibarettir. Şerbet buharlaştırıcıya alttan

girer, buhar kamarası içinden geçen boruların dışındaki ısıtma buharının etkisiyle buharlaşarak yükselir ve ısıtma kamarasının tam ortasındaki sirkülasyon borusundan tekrar aşağı inerek diğer buharlaştırıcıya geçer. Brüde olarak adlandırılan şerbet buharı ise, aparatın üstünden alınır ve diğer buharlaştırıcının buhar kamarasına verilir. Beş kademeli buharlaştırıcıların beşinci buharlaştırıcısı üstten kondensere bağlıdır. Böylece tüm buharlaştırıcılarda kademeli olarak basınç düşürülmüş ve şerbetin kaynaması kolaylaştırılmış ve buharlaştırıcılardaki yüksek sıcaklık nedeniyle sakaroz parçalanması önlenmiş olur[27].

5. Buharlaştırıcıdan alınan şerbete koyu şerbet denir. Koyu şerbetin kuru maddesi 60-65, arılığı sulu şerbetten bir birim daha fazla, koyu sarı ile açık kahverengi arası, renkli, viskoz bir şeker çözeltisidir. Koyu şerbet pişirime elverişli hale geldiği için artık rafineriyegönderilir.

Ham fabrikadaki tesislerin bir kısmında sistemi otomatik olarak çalıştıracak kontrol düzeneçleri vardır[27].

2.4 Rafineri

Bu aşamaya pişirme veya kristalizasyon işlemi de denir. Rafineri ünitesinde yapılan işlemler arıtım işlemleridir. Burada yapılan bir dizi işlemeden sonra koyu şerbettan daha yüksek arılığa sahip koyu kristalli bir kütle elde edilir. Bu kütleyle lapa denir. Ayrıca pişirme sonunda koyu şerbetten daha düşük aralıkta bir ana şurup kalır. Bu ana şurup tekrar pişirilerek ikinci ana şurup elde edilir. Daha sonrasında üçüncü bir işlemle üçüncü ana şurup elde edilebilir. Bu son şurupta yüksek oranda şeker bulunmasına rağmen kristalizasyona elverişli olmayan aşırılık derecesi düşük bir çözetidir. Bu son şuruba melas denir. Rafineri işlemleri yukarıda da anlatıldığı üzere birbirini takip eden birkaç işlemde meydana gelmektedir. Rafineri ünitesine ilk olarak basınçlı filtreler anlatılarak başlanacak ve adım adım aşamalara değinilecektir [27].

2.4.1 Basınçlı filtreler

Rafineride ilk işlem %60-65 kuru maddeli koyu şerbetin süzülmesidir. Bu işlem için basınçlı filtreler kullanılmaktadır. Basınçlı filtre delikli silindirik elemanlar üzerine bez takılmış kapalı silindirik bir ayardır. 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 ayarda verilir. Silindirik süzme elemanlarının içinden geçerek üstten temiz olarak alınır. Kirli şerbet tarafında basıncın yükselmesi, temiz şerbet debisinin düşmesi filtre süzme alanının tıkanığını (kirlendiğini) gösterir. Süzme bitirilip, kirlenen süzme elemanları şerbet akışı yönünün tersinden hava-su verilerek yıkanıp temizlenir. Basınçlı filtrelerin süzme yüzeyleri 45 m², her m² için kullanılacak filtre yardımcı maddesi perlit ise 0.6 kg dır [27].

Eskişehir Kazım Taşkent şeker fabrikasında koyu şerbet daha sonra 1. eritmeye gelir burada ara ürün olan orta şeker ile karışarak standar şurubu oluşturur.

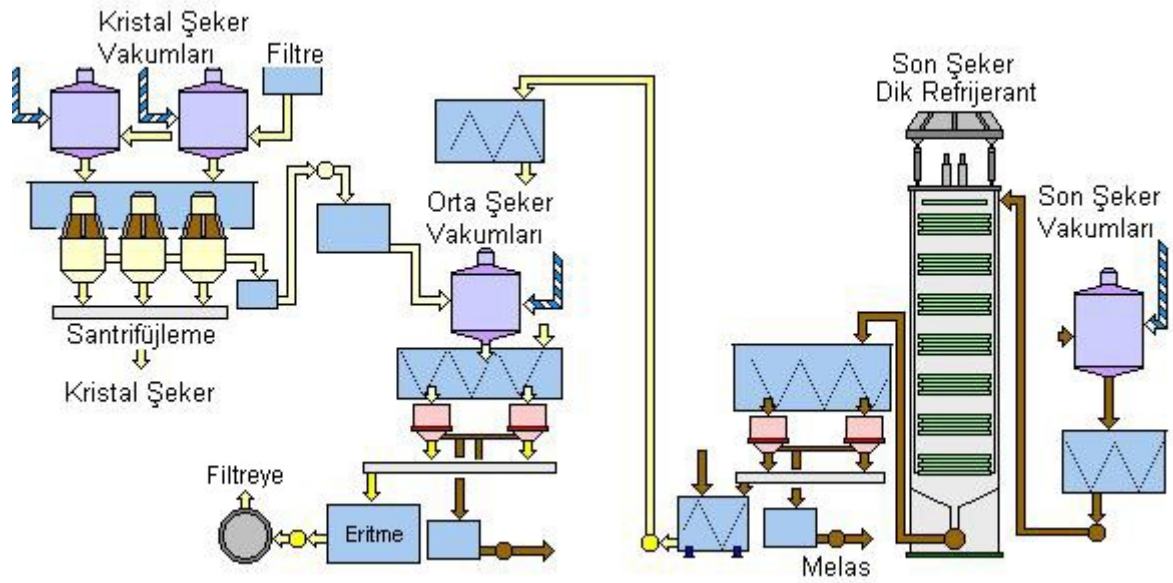
2.4.2 Şeker pişirimi – kristal lapa pişirimi

Kristalizasyon işlemi; vakum altında çalışan ve bir buhar kamarası aracılığıyla ısıtılan, dikey silindir kazanlarda yapılır. Pişirim ayardı şu ana kısımlardan oluşur.

- 1.Şurup kamarası
2. Buhar kamarası
3. Mekanik karıştırıcı

Pişirim başlangıcında önce buhar kamarasının üstüne kadar pişirim için gerekli şurup çekilir ve buharlaştırılarak aşırı doymun hale gelinceye kadar koyulaştırılır. Aşırı doymun 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 verilir, ayardın 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 [27].



Şekil 2.7 :Rafineri Sistemleri [27].

2.4.3 Kristal lapa refrijerantları

Kristal şeker lapası refrijerantlara alınır. Refrijerantlardaki lapa santrifüjlerin ihtiyacı kadar bir debi ile, santrifüjlere işlenmek üzere sevk edilir. Tekneye alınan lapa donmaması için sürekli karıştırılır [27].

2.4.4 Santrifüjler (kristal şeker)

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 [27].

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 şurubuda dahil edilir. Farklı şurupları içeren bu karışım pişirilerek afine lapası ve orta lapaya dönüştürülür.

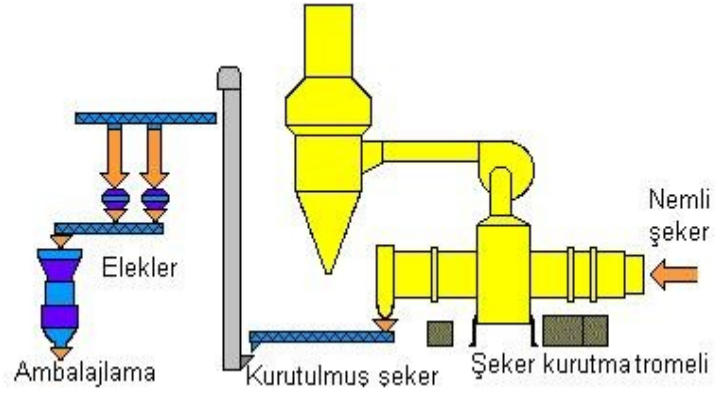
2.4.5 Orta Şeker Lapası Pişirimi

Bu pişirim 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 [27].

2. eritme şurubu afine şekerin koyu şerbet ile eritilmesinden meydana gelmektedir.

2.4.6 Son şeker lapası pişirimi ve soğutma kristalizasyonu

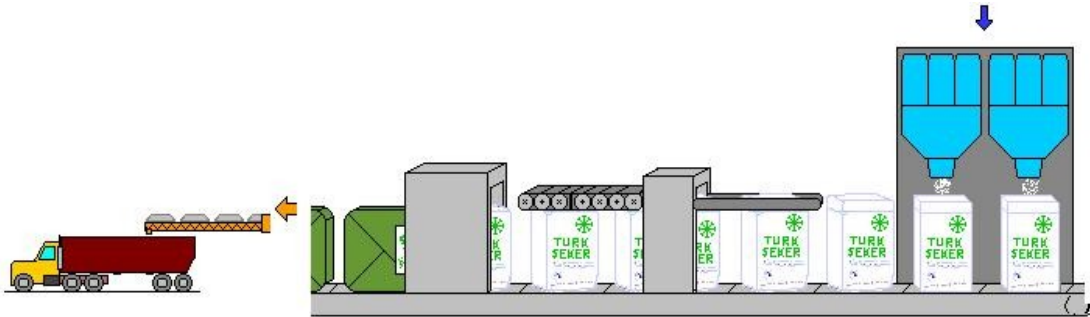
Orta şekerin şurubu ve afine şurubu karıştırılarak son şeker pişirim aparatına alınır. Son şekerde pişirim süreleri kristal ve orta şekerlere göre çok daha uzundur. Son şeker refrijerantlarına indirilen lapanın şurubunda kalan şekerin bir kısmına da, lapanın bu refrijerantlarda 25-35 saat soğutulması 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 [27].



Şekil 2.8 : Şekerin Kurutulması ve Ambalajlanması [27].

2.4.7 Şekerin Kurutulması ve Ambalajlanması

Santrifüjlerden çıkan şeker kurutma ünitesine nakledilir. Karıştırılarak sıcak hava ile kurutulan şeker soğutularak kristal şeker bunkerine gider. Kristal şeker depoya girmeden önce elenir. Artık kristal şeker elde edilmiş olup, ambalajlama işlemine hazırdır. Bunkerin alt kısmında hassas kantarda tartılır, 50 kg lık polipropilen torbalara konarak ambara sevk edilir ve ambardan satışa sunulur [27].



Şekil 2.9. : Şeker Ambalajlama

3.TEORİK ANALİZ

Bu bölüm sınırlarından kütle ve enerji geçişi olan açık sistemlerdeki başka bir değişle kontrol hacimlerdeki kütle ve enerji geçişini inceleyebileceğimiz matematiksel tanımlamaları içermektedir.

Dünyanın birçok gelişmiş farklı ülkelerinde (Kanada; Japonya; Hindistan; Türkiye v.b.) bulunan endüstriyel tesisler için enerji ve ekserji analizi üzerine çalışmalar yapılmakta olup, genel olarak bu çalışmalar tarımsal, ulaşım, endüstriyel, özel ve kullanıma tahsis edilmiş yerleşim merkezlerini kapsamaktadır. Türkiye’de şeker fabrikalarının öneminin kavranması ile beraber şeker fabrikalarında kullanılan enerjinin verimliliğinin artırılması çalışmaları da gittikçe hızlandırmış ve önem kazandırmıştır.Yapılan bu çalışmada şeker fabrikasına ait termodinamik analizler yapılırken aşağıda belirtilen kabuller yapılmıştır.

- Tüm kontrol hacimler sürekli akışlı açık termodinamik sistemlerdir herhangi bir noktada zamana bağlı değişim yoktur.
- Üretim aşamasında filtrelerden atılan çamurun,pis suyun ve sisteme eklene kireç sütü ve CO₂’nin enerji ve ekserji değerleri ihmal edildi.
- Sistemin çevreyle olan ısı alışverişi ihmal edilmiştir.
- Yapılan hesaplarda fabrikanın ortalama değerleri göz önüne alınarak yapılmıştır.

Yukarıda sıralanan kabuller doğrultusunda tüm hesaplamalar termodinamiğin birinci ve ikinci kanunları kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

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 1 'de verilmiştir.[26 ; 4]

$$\sum \dot{m}_g = \sum \dot{m}_\phi \quad (3.1)$$

Enerji kelimesi, değişikliklere yol açan etken olarak tanımlanabilir. Çevremizdeki birçok olayın gerçekleşmesine neden olan, kullanıldığında bir şekilden başka bir şekle dönüşen iş yapma yeteneğidir. Enerji, dünyamızda değişik şekillerde bulunabilmektedir. Kimyasal, elektrik, ısı, ışık, mekanik, nükleer, vb. bunlardan bazılarıdır. 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. [12;17]

$$\sum \dot{Q} - \sum \dot{W} = \sum \dot{m}_\phi \left(h + \frac{V^2}{2} + gz \right)_\phi - \sum \dot{m}_g \left(h + \frac{V^2}{2} + gz \right)_g \quad (3.2)$$

Denklemden Q kontrol hacmi ile çevresi arasında birim zamanda olan ısı geçiştir. Yapılan kabullerde kontrol hacminin çevreyle ısı alış verişi olmadığı belirtilmiştir [8].

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. 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 bolumunu belirtir. Termodinamiğin 1. yasası dikkate alınır. Verim tanımlamalarında, girdi ve çıktı değişkelerinin 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 3 elde edilir.

$$\eta_I = \frac{\sum \dot{E}_c}{\sum \dot{E}_g} \quad (3.3)$$

Ekserji enerjinin kullanılabilen kısmı olupbu kavram için literatürde farklı tanımlamalar mevcuttur.

Ekserji tersinir bir süreç sonucunda çevre ile denge sağlandığı taktirde 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. Diğer tüm termodinamik analizlerde olduğu gibi tersinir sürecin nasıl olduğu değil başlangıç (giriş) ve bitiş (çıkış) noktaları için geçerli olan koşulların bilinmesi yeterlidir. 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[12;4].

Şeker üretim sistemlerinde su-sakkoroz karışımları ekserji değerine sahiptirler. Yapılan ekserji hesaplamalarında çevresel şartlar 20°C olarak ele alınacaktır[3]. Bu çalışmada şuruplara ait özgül ekserjiler teknik sakaroz çözeltilerine ait grafiklerden elde edilmiş ve hesaplamalara yansıtılmıştır.

Sürekli akışlı açık sistemlerin için ikinci yasa çözümlemesi ;

$$\dot{S}_{\text{üretim}} = \sum \dot{m}_{\text{ç}} s_{\text{ç}} - \sum \dot{m}_{\text{g}} s_{\text{g}} + \frac{\dot{Q}_{\text{çevre}}}{T_0} \quad (3.4)$$

Burada $\dot{Q}_{\text{çevre}} = -\dot{Q}$ ve $\dot{S}_{\text{üretim}}$, açık sistemin toplam entropi üretimidir. Denklem 1.2 ile bu denklem toplanır ısı geçişi terimi yok edilirse ,

$$\dot{W} = \sum \dot{m}_{\text{g}} \left(h_{\text{g}} + \frac{v_{\text{g}}^2}{2} + gz_{\text{g}} - T_0 s_{\text{g}} \right) - \sum \dot{m}_{\text{ç}} \left(h_{\text{ç}} + \frac{v_{\text{ç}}^2}{2} + gz_{\text{ç}} - T_0 s_{\text{ç}} \right) - T_0 \dot{S}_{\text{üretim}} \quad (kW) \quad (3.5)$$

bulunur. Bu denklemler verilen \dot{W} , açık sistemde yapılan gerçek iştir, bu aynı zamanda yararlı işe eşittir, çünkü sürekli akışlı açık sistemlerin sınırları sabit olup çevre işi söz konusu değildir.

Tersinir iş yukarıdaki denklemde toplam entropi üretimi terimi $\dot{S}_{\text{üretim}}$, sıfıra eşitlenerek bulunur.

$$W_{tr} = \sum \dot{m}_{\text{g}} \left(h_{\text{g}} + \frac{V_{\text{g}}^2}{2} + gz_{\text{g}} - T_0 s_{\text{g}} \right) - \sum \dot{m}_{\text{ç}} \left(h_{\text{ç}} + \frac{V_{\text{ç}}^2}{2} + gz_{\text{ç}} - T_0 s_{\text{ç}} \right) \quad (kW) \quad (3.6)$$

Bir akışın kullanılabilirliği akış kullanılabilirliği diye adlandırılır ve (ψ) ile gösterilir.

$$\psi = (h - h_0) - T_0(s - s_0) + \frac{v^2}{2} + gz \quad (kJ/kg) \quad (3.7)$$

Burada, giriş hali indissiz olarak çıkış halide çevre halini 0 indisi belirtmek için kullanılmıştır.Bu bağlantılardan yararlanarak tersinir işi akış kullanılabilirliği ile göstermek mümkündür.

$$\dot{W}_{tr} = \sum \dot{m}_g \psi_g - \sum \dot{m}_ç \psi_ç \quad (kW) \quad (3.8)$$

Açık bir sistemde yapılan gerçek iş W olsun.Eğer sistemin hacmi değişiyorsa yapılan işin bir bölümü çevreye karşı yapılır ve çevre işi $W_{çevre}$ adını alır.Bu iş P_0 basıncındaki çevre havayı itmek için kullanılır ve başka bir amaca yöneltilmez.Toplam gerçek işle çevre işi arasındaki fark yararlı iş W_y diye bilinir ve aşağıdaki bağıntıyla belirlenir:

$$W_y = W - W_{çevre} = W - P_0(V_2 - V_1) \quad (3.9)$$

Çevre işi $W_{çevre}$ sürekli akışlı açık sistemler için sıfırdır.

Verilen iki hal arasındaki değişim sırasında bir sistemden elde edilebilecek en fazla yararlı iş tersinir iş W_{tr} diye tanımlanır.Bu iş ilk ve son haller arasında hal değişiminin tümünden tersinir olması durumunda elde edilir.Eğer son hal çevre hali (P_0, T_0) ise tersinir iş kullanılabilirliğe eşit olur.

Tersinir iş ile yararlı iş arasındaki fark hal değişimi sırasında tersinmezliklerden kaynaklanır ve tersinmezlik I diye tanımlanır.Açık tüm sistemler için tersinmezlik aşağıdaki bağıntılarla ifade edilir.

$$I = W_{tr} - W_y = T_0 S_{üretim} \quad (kJ) \quad (3.10)$$

veya

$$i = w_{tr} - w_y = T_0 S_{\text{üretim}} \quad (kJ/kg) \quad (3.11)$$

veya

$$\dot{I} = \dot{W}_{tr} - \dot{W}_y = T_0 \dot{S}_{\text{üretim}} \quad (kW) \quad (3.12)$$

Burada, $S_{\text{üretim}}$ veya $\dot{S}_{\text{üretim}}$, hal değişimi sırasındaki toplam entropi üretimidir. Tümden tersinir bir hal değişimi için tersinir iş ve yararlı iş terimleri eşittir ve tersinmezlik sıfırdır.

Genel olarak sürekli akışlı açık sistemlerde enerji dengesi;

$$\dot{E}x_g - \dot{E}x_\varphi = \dot{E}x_{DL} \quad (3.13)$$

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 ekserji ifade eder.

Enerji kalitesinin verimli kullanılmasındaki temel metrik termodinamiğin ikinci kanununa göre ilk kez 1996 'da tariflenmiş bulunan 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 [16].

Bir başka ekserji verimi tanımlamasıda 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;

$$\eta_{II} = 1 - \frac{\sum \dot{E}x_L}{\sum \dot{E}x_g} \quad (3.14)$$

şeklinde hesaplanır.

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 8 kullanılmıştır [10-11].

$$T_k = \frac{6T_b + T_{g,\text{ş}} + T_{\text{ç,ş}}}{8} \quad (3.15)$$

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

4.ŞEKER FABRİKASINDA MADDE DENGESİ

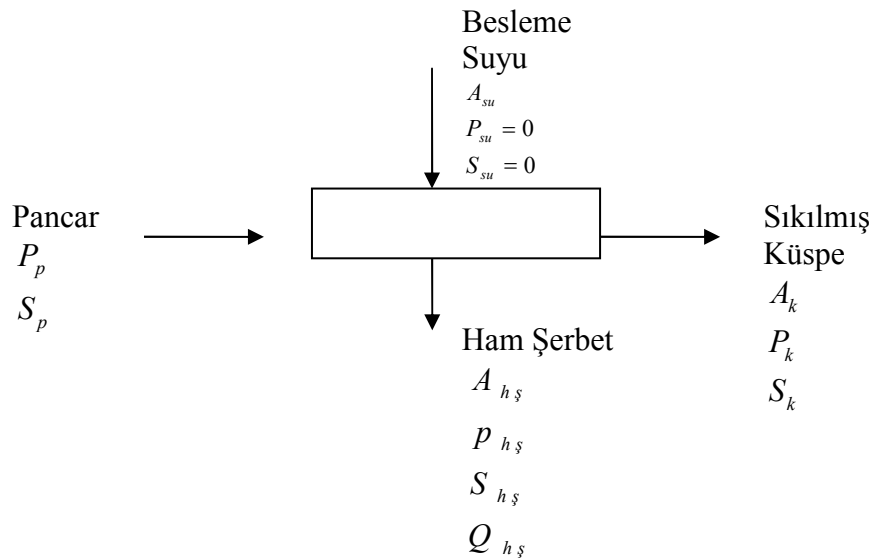
Bu bölümde şeker fabrikasının incelenen tüm bölümleri için şerbet, şurup laba miktarı hesaplamaları yapılmıştır. Yapılan hesaplamalarda temel birim olarak 100kg pancar alınmıştır. Yani hesaplanan şerbet miktarının X kg/p.g. olması 100kg pancarın işlenmesi sonucunda X kg şerbetin oluşması anlamına gelmektedir.

Bu bölümde amaç sürece giren ve kristal şekerin ara ürünleri olan ham şerbet, sulu şerbet, koyu şerbet ve melasın miktarlarının hesaplanmasıdır. Bu ürünler hesaplanırken süreçlere giren ve çıkan diğer ürünlerde (CO₂, kireç sütü, çamur) dikkate alınmış ve onların miktarları hesaplanmıştır.

4.1 Difüzyon Sisteminde Madde Dengesi

Difüzyon sisteminde madde dengesi prese suyunu bulmak için yapıyoruz. Bunun için önce tüm prese suyunun geri alındığı ve sakaroz bozulmasının olmadığı kabul edilerek difüzyon sisteminde madde dengesi yaptık.

Çizelge 4.1 Difüzyon sisteminin madde dengesi



Burada

P- Polarizasyon, %

S- Kuru madde,%

A- Miktar, kg

p- Pancar

k- Küspe

hş- Ham Şerbet

Sistemde şeker dengesi [12]

$$S_p = A_{hş} \cdot S_{hş} + A_k \cdot S_k \quad (4.1)$$

Kuru madde denesi [12]

$$P_p = A_{hş} \cdot P_{hş} + A_k \cdot P_k \quad (4.2)$$

Kayıp [12]

$$L = \frac{S_p - P_p \cdot \frac{100}{Q_{hş}}}{\frac{S_k - \frac{100}{P_k}}{Q_{hş}}} \quad (4.3)$$

4.1.1 Eskişehir şeker fabrikasının difüzyon sisteminde denge

Pancar	$P_p = 16,88$	$*S_p = 23,79$	
Sıkılmış Küspe	$P_k = 1,13$	$*S_k = 27,81$	
Sulu Küspe	$*P_{sk} = 0,70$	$*S_{sk} = 8,19$	
Ham Şerbet	$P_{hş} = 12,96$	$S_{hş} = 14,64$	$Q_{hş} = 88,52$

Yakandaki veriler 2007-2008 teknik raporundan alınmıştır [15].

$$L = \frac{S_p - P_p \cdot \frac{100}{Q_{h\check{s}}}}{\frac{S_k - 100}{P_k - \frac{100}{Q_{h\check{s}}}}} = \frac{23,79 - 16,68 \cdot \frac{100}{88,52}}{\frac{27,81 - 100}{1,13 - \frac{100}{88,52}}} = 0,21 \%$$

(4.4)

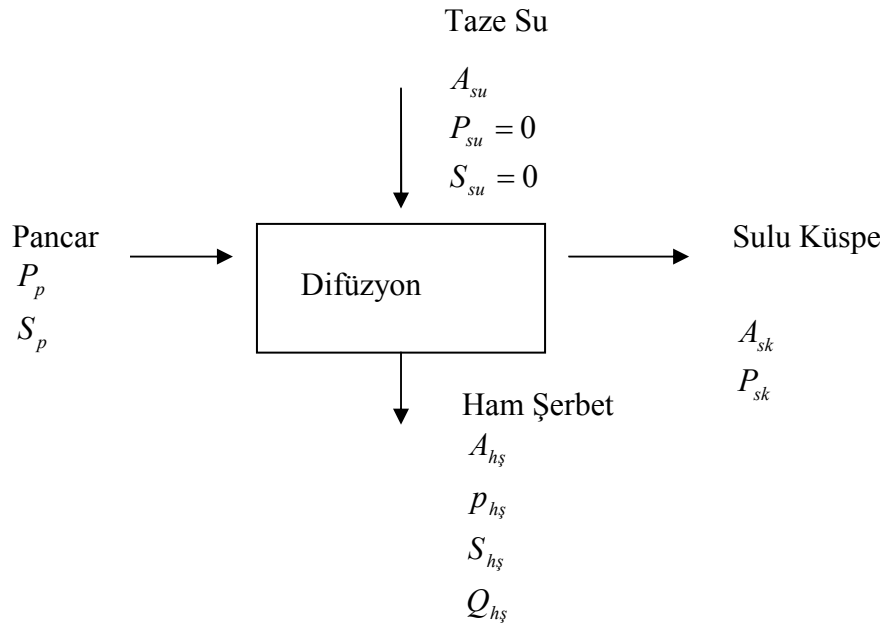
Sıkılmış küspe miktarı

$$A_k = \frac{L}{P_k} \cdot 100 = \frac{0,21}{1,13} \cdot 100 = 18,58 \%$$

(4.5)

Prese suyunu bulmak için sulu küspe miktarının da bulunması gereklidir. Sulu küspe miktarını bulmak için sıkılmış küspe miktarı için yapılanların aynısı yapıldı.

Çizelge 4.2 Difüzyon madde dengesi



$$A_{sk} = \frac{L}{P_{sk}} = \frac{1}{P_{sk}} \cdot \frac{S_p - P_p \cdot \frac{100}{Q_{hş}}}{\frac{S_{sk} - 100}{P_{sk}} - \frac{100}{Q_{hş}}} \cdot 100 = \frac{1}{0,70} \cdot \frac{23,79 - 16,68 \cdot \frac{100}{88,52}}{\frac{8,19}{0,70} - \frac{100}{88,52}} \cdot 100 = 66,9\%$$

(4.6)

Prese suyu miktarı sulu küspe miktarı ile sıkılmış küspe miktarı arasındaki farktır.

$$69,9 - 18,58 = 51,32\%$$

(4.7)

Bu hesaplamalarda prosteşte şeker parçalanması olmadığı kabul edilmiştir. Pratikte bu her zaman mümkün olmayabilir. Enfeksiyon nedeniyle şeker parçalanabilir ve yukarıdaki hesap doğru sonuç vermeyebilir [28]

4.1.2 Ham şerbet için kütle dengesi

Digestion:	16.88
Çekiş	129 (%p.g)
Difüzyon kaybı:	0.25 kg/p.g
Çamur kaybı:	0.01 kg/p.g.
Bilinmeyen kayıplar :	0.22 kg/p.g
Ham şerbet safiyeti:	88.52

Yukarıdaki veriler 2007-2008 teknik raporundan alınmıştır [15].

Ham şerbete geçen şeker miktarı:

$$16.88 - (0.25 + 0.22 \times 1/3) = 16.557 \text{ kg / p.g}$$

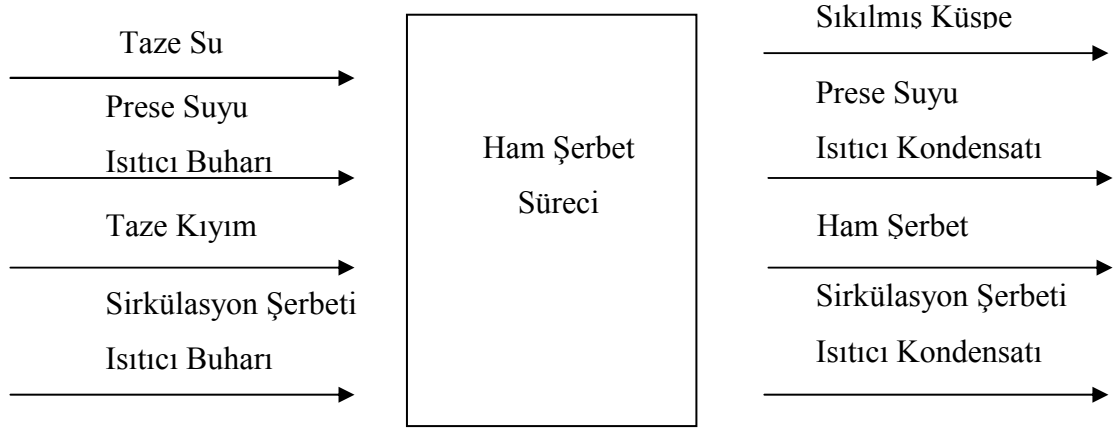
(4.8)

Ham şerbete geçen kuru madde:

$$16.557 / 88.52 = 18.704 \text{ kg / p.g}$$

(4.9)

Çizelge 4.3 Ham şerbet süreci kontrol hacmi



Ham şerbete geçen şeker dışı madde:

$$18.704 - 16.557 = 2.147 \text{ kg / p.g}$$

(4.10)

Ham şerbet için:

$$S = 18.704 / 129 = 14.499$$

$$P = 16.557 / 129 = 12.835$$

$$Q = 12.835 / 14.499 = 88.52$$

Ham şerbet özgül ağırlığı: 1.068 gr/ cm³ (laboratuar)

Ham şerbet miktarı:

$$129 / 1.068 = 120.787 \text{ L / p.g. ; } 129 \text{ kg / p.g.}$$

(4.11)

4.2 Şerbet Arıtım Süreci İçin Madde Dengesi:

1.Kireçleme alkalitesi: 0.21 g CaO / 100ml (teknik rapor)

Ham şerbet asiditesi: 0,03 g CaO / 100ml (teknik rapor)

Toplam verilecek alkalite: 0.24 g CaO / 100ml = 2,4 96 CaO / L

Kireç sütü (20°Be) = 122,7 gr CaO / L (laboratuar)

Kireç sütü (20°Be) yoğunluğu: 1,1615 gr/ cm³ (laboratuar)

1.Kireçleme alkalitesi: 0.21 g CaO / 100ml (teknik rapor)

Ham şerbet asiditesi: 0,03 g CaO / 100ml (teknik rapor)

Toplam verilecek alkalite: $0.24 \text{ g CaO} / 100\text{ml} = 2,496 \text{ CaO} / \text{L}$

Kireç sütü (20°Be) = $122,7 \text{ gr CaO} / \text{L}$ (laboratuar)

Kireç sütü (20°Be) yoğunluğu: $1,1615 \text{ gr} / \text{cm}^3$ (laboratuar)

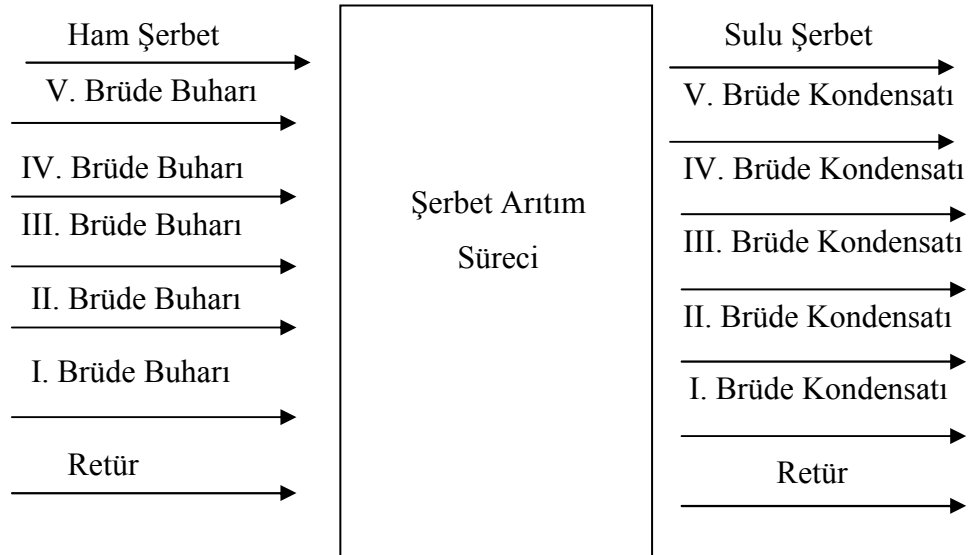
Ham şerbet miktarı: $120,79 \text{ L} / / \text{pg}$

Geri alınan şerbet miktarı: $20.17 \text{ L} / / \text{pg}$ (Ham şerbete göre / 163p) [15]

Geri alınan şerbet yoğunluğu: $1,1 \text{ gr} / \text{cm}^3$ (laboratuar)

Geri alınan şerbet alkalitesi: $0.08 \text{ gr CaO} / 100\text{ml} = 0.8 \text{ gr CaO} / \text{L}$ (laboratuar)

Çizelge 4.4 Şerbet arıtım süreci kontrol hacmi



1. Kireçlemeye, gelen ham şerbet için verilmesi gereken kireç sütü miktarı [14] :

$$\frac{2,4 \cdot 120,79 \cdot 1,1615}{122,7} = 2,744 \text{ kg} / \text{p.g.}$$

(4.12)

1. Kireçlemeye, geri alınan şerbet için verilecek kireç sütü miktarı [14]

$$\frac{(2,40 - 0.30 - 0.80) \cdot 20,17 \cdot 1,1615}{122,7} = 0,248 \text{ kg} / \text{p.g.}$$

(4.13)

1. Kireçleme için verilecek toplam kireç sütü miktarı:

$$2.744 + 0.248 = 2.992 \text{ kg /pg}$$

$$2.992 / 1.1615 = 2.576 \text{ lt /pg}$$

(4.14)

Kireçleme şerbeti miktarı

$$129 + 2.992 + 22.188 = 154.180 \text{ kg / p.g.}$$

$$120.787 + 20.172 + 2.576 = 143.535 \text{ lt / p.g.}$$

(4.15)

4.2.1 Kireçleme şerbeti:

2.Kireçleme alkalitesi: 0.940 g CaO / 100ml (teknik rapor)

2.Kireçlemeyilave edilecek alkalite: 0.940 - 0.240 = 0.70 g CaO / 100ml

(4.16)

7.0 kg CaO / L

2.Kireçlemeye verilen toplam kireç sütü miktarı[9]

$$\frac{7 \text{ kg CaO / lt. (143,536 lt/ p.g.)} \cdot 1,1615 \text{ kg / lt}}{122.7 \text{ g CaO/lt}} = 9.512 \text{ kg/p.g.}$$

(4.17)

$$9,512 \text{ kg/p.g} \cdot 1,1615 \text{ (g/cm}^3\text{)} = 8,189 \text{ lt/p.g.}$$

(4.18)

2. Kireçleme şerbeti: $154.180 + 9.512 = 163.692 \text{ kg / p.g.}$

$$143.534 + 8.189 = 151.723 \text{ L /p.g .}$$

(4.19)

Şerbete verilen toplam kireç:

1. Kireçlemeden gelen CaO + 2.Kireçlemeden gelen CaO+ Geri alman şerbet için verilen CaO 122.7gCaO/L kireç sütü alkalitesini kireç sütü yoğunluğu 1,1615 ile bölersek 105.639 gr CaO/kg olur.

$$2,744.105,639 = 290 \text{ g/1000} = 0,290 \text{ kg/ p.g}$$

$$0,248.105,639 = 0,0261 \text{ kg /p.g}$$

$$9,512.105,639 = 1,005 \text{ kg / p.g}$$

(4.20)

Şerbete verilen toplam kireç= $0,290 + 0,0261 + 1.005 = 1,3211 \text{ kg /p.g.}$

4.2.2 1.Karbonatlama şerbeti:

1. Karbonatlama şerbeti miktarının hesaplanması

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

Alkalite düşüşü: $0,940 - 0,076 = 0,864 \text{ grCaO /100ml} = 8,64 \text{ grCaO /lt}$

CO_2 sarfiyatı: $(8,64 \text{ gr/l. } 151,716.44) / 56.100 = 1030 \text{ g / p.g.}$

$CaCO_3$ ' m yoğunluğu 2.6 g / cm^3 ve CO_2 yoğunluğu $1,14 \text{ g / cm}^3$ alınarak

1.Karbonatlama şerbeti: $163,692 + 1,030 = 164.722 \text{ kg / p.g.}$

1.Karbonatlama şerbeti: $151,723 + (1,030 / 1,14) = 152.626 \text{ lt/ p.g.}$

(4.21)

1. Karbonatlamada buharlaşan su miktarı:

Karbonatlama giriş sıcaklığı $T_1 = 86 \text{ }^\circ\text{C}$ ve çıkış sıcaklığı $T_2 = 84 \text{ }^\circ\text{C}$ için;

$C = 0.9 \text{ KJ / kg }^\circ\text{C}$ alalım ve $84 \text{ }^\circ\text{C}$ de buharlaşma entalpisi 547.6 KJ / kg dır.

$$\text{Buharlaşan su miktarı: } \frac{163.679 \times 0.9 \times (86 - 84)}{547.6} = 0.538 \text{ lt / p.g}$$

(4.22)

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbeti miktarının hesaplanması:

Süzülmemiş 1. Karbonatlama şerbeti: $164,722 - 0,538 = 164,84 \text{ kg/p.g}$

Süzülmemiş 1. Karbonatlama şerbeti: $152,626 - 0.538 = 152,088 \text{ lt/p.g.}$

(4.22)

Dekantörden çıkan şerbet miktarının hesaplanması:

Geri alınan şerbet düşülerek;

$$164,84 - 22,188 = 141,995 \text{ kg / p.g.}$$

(4.23)

$$152,088 - 20,172 = 131,917 \text{ lt /p.g.}$$

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbeti içerisindeki şeker dışı madde miktarının hesaplanması

Difüzyondan gelen Şdm = $2,147 \text{ kg / pg}$

1. karbonatlamadan gelen (CO₂ den gelen) = $1,003 \text{ kg / p.g.}$

Kireçlemelerden gelen;

1. Kireçlemeye verilen CaO: $0,290 \text{ kg / p.g.}$

2. Kireçlememeye verilen CaO: 1.005 kg/p.g

Geri alınan şerbet için verilen CaO: 0.0261 kg / p.g

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbetinde Şdm:

$$2,147 + 1,003 + 0,290 + 1,005 + 0,0261$$

(4.24)

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbetinde Şdm: $4,4981 \text{ kg / p.g.}$

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

$$= 16.557 - (0.01 + 1/3 \times 0.22) = 16.474$$

1. karbonatlama şerbeti safiyeti = 90 (teknik rapor)

$$S = (16.48 \times 100) / 90 = 18.304$$

$$\text{Şdm} = 18.304 - 16.474 = 1.830 \text{ kg/ p.g.}$$

(4.25)

Pres filtrede kalan Şdm miktarı

Süzülmemiş 1. karbonatlama şerbetinde Şdm - süzülmiş 1. karbonatlama şerbetinde Şdm

$$4.4981 - 1.830 = 2.668 \text{ kg/ p.g}$$

Toplam = $0.01 + 0.22 \times 1/3 + 2.6681 = 2.751 \text{ kg/ p.g.}$ çamur atılıyor

(4.26)

% 50 su payı düşünülürse: $2.751 \times 2 = 5.502 \text{ kg/ p.g.}$

Süzülmüş 1. karbonatlama şerbet miktarının hesaplanması:

Dekantör şerbeti - çamurdan hareket edilerek,

Süzülmüş 1. karbonatlama şerbeti

$$141,995 - 2,751 = 139,244 \text{ kg/ p.g.}$$

(4.27)

Süzülmüş 1.karbonatlama şerbeti yoğunluğu $d = 1.06 \text{ kg/ lt}$ (laboratuarlardan) alınarak

Süzülmüş 1.karbonatlama şerbeti

$$139.244 / 1.06 = 131.363 \text{ lt/ p.g.}$$

$$S = (18,31/139,244) \cdot 100 = 13,150 \%$$

$$P = (16,48/139,244) \cdot 100 = 11,835 \%$$

$$Q = (11,835/13,150) = 90$$

4.2.3 2.Karbonatlama şerbeti

II. Karbonatlama şerbeti miktarının hesaplanması

2. karbonatlama alkalitesi: 0,016g CaO / 100ml (teknik rapor)

Alkalite düşüşü: 0,076 – 0,016 = 0,06 gr CaO / 100ml

Bu alkalite düşüşü için kullanılması gereken CO₂ miktarı:

$$\frac{0,06.44.131,363}{56.100} = 0,062 \text{ kg / p.g.}$$

(4.28)

Süzülmemiş 2.karbonatlama şerbeti miktarı:

$$139,244 + 0,062 = 139.306 \text{ kg / p.g.}$$

(4.29)

II. karbonatlamada buharlaşacak su miktarının hesaplanması:

Giriş sıcaklığı T₁= 96°C ve çıkış sıcaklığı T₂ =94° C sı kapasitesi C_p =0,9 KJ / kg °C

Buharlaşma entalpisi: 541,4 kJ / kg

$$\text{Buharlaşan su} = \frac{139.306 \times 0,9 \times (96-94)}{541.4} = 0.463 \text{ kg/p.g.}$$

(4.30)

Süzülmemiş II. karbonatlamada buharlaşacak su miktarının hesaplanması:

Süzülmemiş 2. karbonatlama şerbeti miktarı: 139,306 – 0,463 = 138,843 kg/p.g.

Süzülmemiş 2. karbonatlama şerbeti miktarı: 131.363 - 0.463 = 130.899 lt/p.g.

(4.31)

Süzülmemiş II. karbonatlama şerbeti içerisindeki şeker dışı madde miktarının hesaplanması

Süzülmemiş 2. karbonatlama şerbetinde Şdm

$$= \text{süzülmüş 1. karbonatlama Şdm} + \text{verilen CO}_2 = 1.83 + 0.062 = 1.892 \text{ kg / p.g.}$$

Safiyet: 92 (literatürdeki kabul değeri) alınırsa

$$S: (16,473 / 90,8) \cdot 100 = 17,906$$

$$\text{Şdm} = S - P = 17,906 - 16,473 = 1,432 \text{ kg / p.g.}$$

2. filtrelerde kalan çamur miktarının hesaplanması:

Süzülmemiş ve süzülmüş 2. karbonatlama şerbetlerinin Şdm farklarından

$$= 1.892 - 1.432 = 0.460 \text{ kg / p.g.}$$

(4.32)

Süzülmüş 2. karbonatlama şerbeti miktarı = 138.781 - 0.460 = 138.321 kg/p.g.

4.3 Tephir istasyonu şerbet miktarı

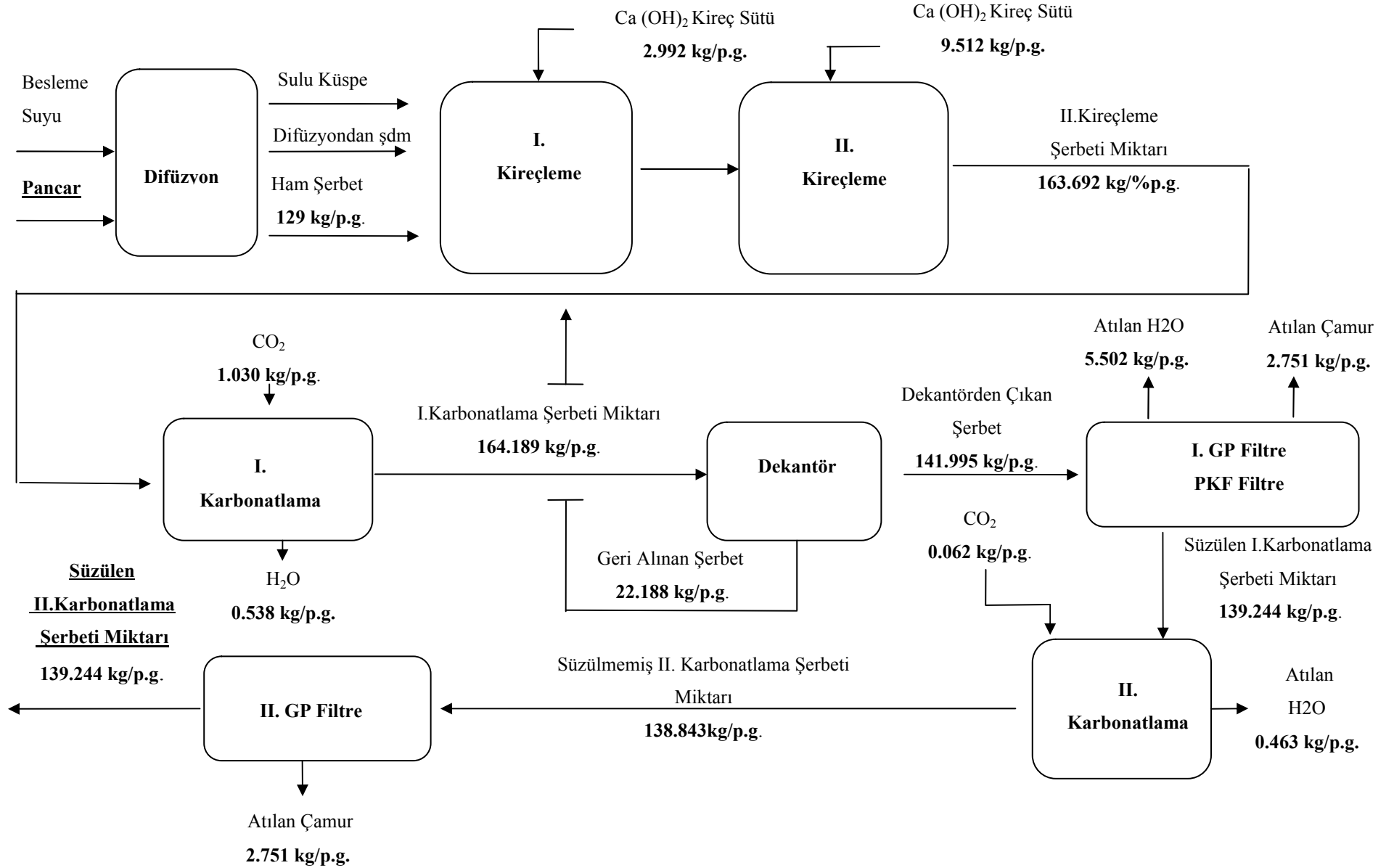
Sulu şerbeti briksi: 14.26 (teknik rapor)

Koyu şerbet briksi: 55.41 (teknik rapor)

$$\text{Koyu şerbet miktarı: } (14.26 \times 138.321) / 55.41 = 35.597 \text{ kg / p.g. [12]}$$

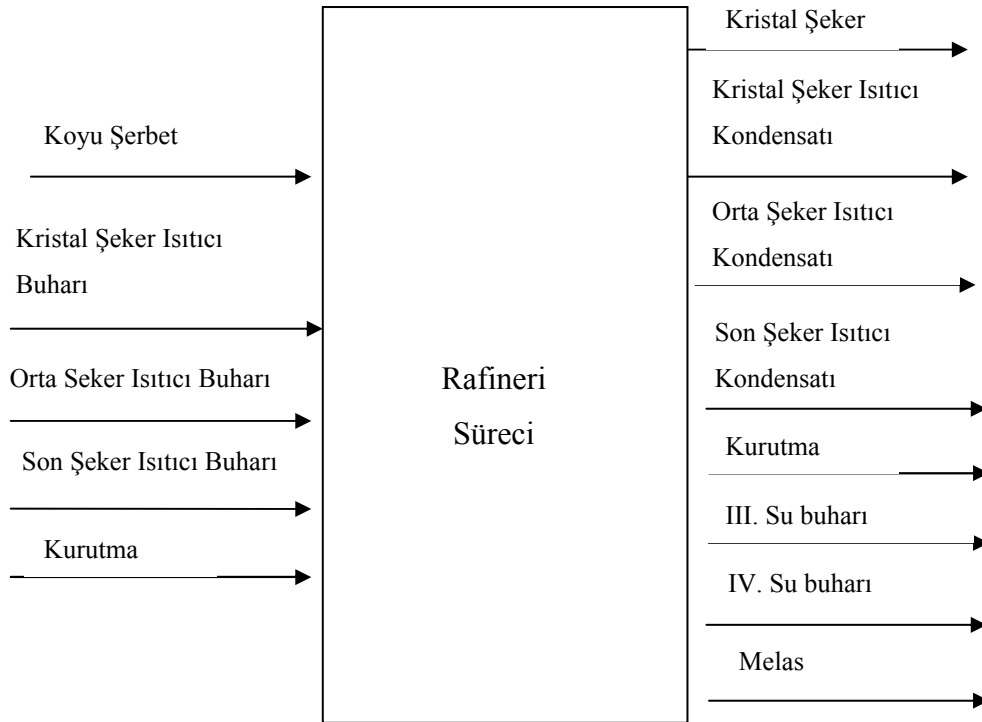
(4.33)

Cizelge 4.5 Ham şerbet süreci ve şerbet artma süreci kontrol hacimleri



4.4 Rafineride Madde Dengesi

Çizelge 4. 6 Rafineri süreci kontrol hacmine giren ve çıkan ürünler



Şeker fabrikaları bir veya birkaç tip şeker üretecek şekilde tasarlanırlar. Üretim amacına uygun olarak aparatlar seçilir ve tasarlanan akım şeması uygulanır. Ana hammadde ve diğer yan girdilerin kalitesi aynı olduğu sürece, belirlenen pişirim şeması uygulandığında herhangi bir sorunla karşılaşmaz [12].

4.4.1 Karışımların hesaplanmasında temel yöntem

Şeker üretim prosesinde farklı miktar ve içerikteki şerbetler, şekerler ve şerbet-şeker karışımları çeşitli istasyonlarda karıştırılır veya farklı miktarlara ayrılırlar. Bu nedenle istenilen kalitede bir şerbetin birden fazla şerbet karıştırılarak nasıl elde edileceğini hesaplayabilmek gerekir. Bu hesaplamalar basit kütle dengesi eşitlikleri kurularak yapılabilir [12].

4.4.2 Hesaplamalarda kullanılan birim sistemi

Hesaplamalarda şeker, lapa ve şurupları tanımlamak için kuru madde içeriği (Briks; S) ve sakaroz içeriği (Polarizasyon; P) değerleri % pancara göre (p.g.) verilmiştir. Hesaplamalarda içerikte bulunan su hesaba katılmamış, sadece net kuru madde ve net sakaroz miktarı üzerinden hesaplamalar yapılmıştır[20].

Bunu bir örnekle açıklarsak;

7000 ton/gün pancar işleyen Eskişehir Şeker fabrikasının koyu şerbet miktarı % 33,26 p.g olarak hesaplamıştı.

Klasik Koyu Şerbet Tanımlama	Hesaplamalarda Kullanılan Tanımlama
S: 55,41	S: 19,76
P: 50,91	P: 18,16
Q: 91,88	Q: 91,88

Tablo 4.1 Şerbet/Şurup ve lapalarla ilgili teknik rapor değerleri

2007-2008 Kampanyadan Elde Edilen Pancar Değerler	
Pancar kapasitesi :	7000ton/gün
Pancardaki polar şeker varlığı :	16,88
2007-2008 Kampanyadan Elde Edilen Şeker, Şurup ve Lapa Değerleri:	
Şerbet Veya Lapa Cinsi	Değeri (%)
Koyu şerbet safiyeti	91,88
Koyu şerbet kuru maddesi (brixi)	51,41
Standart Şurup safiyeti	63,09
Kristal lapa safiyeti	94,66
Kristal lapa kuru maddesi	91,46
Kristal beyaz şurup safiyeti	90,3
Kristal beyaz şurup kuru maddesi (brixi)	77
Kristal yeşil şurup safiyeti	85,7

2007-2008 Kampanyadan Elde Edilen Şeker, Şurup ve Lapa Değerleri (Devamı)	
Şerbet Veya Lapa Cinsi	Değeri (%)
Kristal yeşil şurup kuru maddesi (brix)	77
Kristal yeşil + kristal beyaz şurup safiyeti	87
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):	92,56
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	89
Afine lapa kuru maddesi (brix):	98,5
Afine şurup safiyeti	76,6
Afine şurup kuru maddesi (brix):	77
Orta şurup +Afine şurup safiyeti:	77
Orta şurup +Afine şurup kuru maddesi (brix):	79,38
Son Lapa safiyeti	76,42
Son Lapa kuru maddesi (brix):	92,43
Son Şeker safiyeti:	94
Son Şeker kuru maddesi (brix):	98,5
Melas safiyeti:	60,14
Melas kuru maddesi (brix):	83,42

4.4.3 Rafineri hesaplamaları

1.Rafineri şemaları üretilmek istenen şeker ve hammadde özelliklerine göre çeşitlidir. En basit rafineri şeması koyu şerbetten ham şeker üretmek için kullanılan iki kademeli pişirim şemasıdır. En çok pişirim kademesi olan ise altı kademeli pişirimin uygulandığı kamış şekeri ham şekerinden kristal şeker üretiminde kullanılan rafineri şemasıdır [20].

Genelde en yaygın sistem olarak bizimde uyguladığımız kristal şeker üretimi için üçlü pişirim şeması kullanılır. Burada hesaplanan pişirim sisteminde rafine şeker ve beyaz kristal şeker ile melas üretilmektedir [20].

Üçlü pişirim şemasına uygun Eskişehir şeker fabrika rafinerisinin tasarımında hesaplamaları yapabilmek için bilinmesi gereken, 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 2007-2008 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 (p.g.) verilmiştir

Şurup veya Lapa

q_1

S_1

P_1

Şeker	Melas
q_2	q_3
S_2	S_3
P_2	P_3

$$*q_2 > q_1 > q_3$$

Rafineri şemasındaki tüm hesaplamalarda yukarıdaki basit denge metodu kullanılır. Yukarıdaki denge durumunda şurup veya lapa santrifüjlere girer. Burada daha önce anlatıldığı gibi santrifüj içinden şekere ve santrifüjden sıçrayan sıvı kısmında 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 p.g. safiyeti q , kuru maddesi S ve sakaroz P ise; bu şurup veya lapa pişirildiği veya bilinen safiyetteki kristal ve ana şurubuna santrifüjlenerek ayrıldığı düşünülürse bunların miktarları şeker ve kuru madde dengesi yapılarak hesaplanabilir [20].

$$P_1 = P_2 + P_3 \quad (4.35)$$

$$P_1 = S_1 \cdot q_1 \quad (4.36)$$

$$P_2 = S_2 \cdot q_2 \quad (4.37)$$

$$P_3 = S_3 \cdot q_3 \quad (4.38)$$

$$S_1 = S_2 \cdot \frac{q_2 - q_3}{q_1 - q_3} \quad (4.39)$$

$$S_2 = S_1 \cdot \frac{q_1 - q_3}{q_2 - q_3} \quad (4.40)$$

$$S_3 = S_2 \cdot \frac{q_2 - q_1}{q_1 - q_3} \quad (4.41)$$

$$S_1 = S_3 \cdot \frac{q_2 - q_3}{q_2 - q_1} \quad (4.42)$$

$$S_2 = S_3 \cdot \frac{q_1 - q_3}{q_2 - q_1} \quad (4.43)$$

Rafineri şeması için hesaplamaları yukarıdaki cecil denklemlerine dayanarak gerçekleştirdik. Çözüme başlangıç ve temel 100 kg pancar alındı. İşlemlere toplam üretilen polar şeker ve melas miktarını hesapladık.

Hesaplamaya rafineriye giren ilk şerbet koyu şerbetten başlıyoruz.

Koyu şerbet için yapılan hesaplamalar:

	Koyu Şerbet	
	$q_1=91,88$	
	$S_1 =19,76$	
	$P_1 =18,16$	
<hr/>		
Şeker		Melas
$q_2=100,00$		$q_3=60,14$
$S_2=15,74$		$S_3=4,02$
$P_2=15,74$	$P_3=2,42$	

Eşitlik (4.40) kullanılırsa;

$$S_2 = S_1 \cdot \frac{q_1 - q_3}{q_2 - q_3} = 19,76 \cdot \frac{91,88 - 60,140}{100 - 60,140} = 15,74 \quad (4.45)$$

Eşitlik (4.37) kullanılırsa;

$$P_2 = S_2 \cdot q_2 / 100 = 15,74 \cdot 100 / 100 = 15,74 \quad (4.46)$$

Kütle denkliğinden

$$S_3 = S_1 - S_2 = 19,76 - 15,74 = 4,020 \quad (4.47)$$

$$P_3 = P_1 - P_2 = 18,16 - 15,74 = 2,420$$

Yapılan hesaplamada, kristal şeker, koyu şerbet ve melasın değerleri (P,S,q) bulundu bu değerler daha öncede belirtildiği gibi hesaplamada kullanılan değerlerdir. Bu değerleri kullanarak lapa, şurup veya şekerin miktarını (kg/ p.g)

hesaplayacağız. Rafineri semasındaki diğer ürünler için hesaplamalar benzer şekilde yapıldı.

Son lapa ve son. şeker için hesaplamalar:

Son Lapa
 $q_1: 76,320$
 $S_1 : \underline{7,700}$
 $P_1 : \underline{5,88}$

Son Şeker	Melas
$q_2= 94,000$	$q_3= 60,140$
$S_2= \underline{3,680}$	$S_3= 4,020$
$P_2= \underline{3,460}$	$P_3=2,420$

Eşitlik (4.42) kullanılırsa;

$$S_1 = S_3 \cdot \frac{q_2 - q_3}{q_2 - q_1} = 4,020 \cdot \frac{94 - 60,14}{94 - 76,32} = 7,7 \quad (4.48)$$

Eşitlik (4.35) kullanılırsa;

$$P_1 = S_1 \cdot q_1 / 100 = 7,7 \cdot 76,42 / 100 = 5,88 \quad (4.49)$$

Kütle Denkliğinden

$$S_2 = S_1 - S_3 = 7,7 - 4,02 = 3,68 \quad (4.50)$$

$$P_2 = P_1 - P_3 = 5,88 - 2,42 = 3,46$$

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

Afine Lapa

$$q_1: 89,000$$

$$S_1: \underline{9,200}$$

$$P_1: \underline{8,200}$$

Son Şeker

$$q_2=94,000$$

$$S_2= \underline{3,680}$$

$$P_2= \underline{3,460}$$

Kristal Yeşil +Kristal Beyaz Deposu

$$q_3= 87,000$$

$$S_3= \underline{5,520}$$

$$P_3= \underline{4,740}$$

Eşitlik (4.39) kullanılırsa;

$$S_1 = S_2 \cdot \frac{q_1 - q_3}{q_2 - q_3} = 3,680 \cdot \frac{94,000 - 87,000}{89,000 - 87,000} = 9,200 \quad (4.51)$$

Eşitlik (4.36) kullanılırsa;

$$P_1 = S_1 \cdot q_1 / 100 = 9,20 \cdot 89,00 / 100 = 8,20 \quad (4.52)$$

Kütle Denkliğinden

$$S_3 = S_1 - S_2 = 9,20 - 3,68 = 5,52 \quad (4.53)$$

$$P_3 = P_1 - P_2 = 8,20 - 3,46 = 4,74$$

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.

Afine Lapa

$q_1: 89,000$

$S_1: 9,200$

$P_1: 8,200$

Afine Şeker

$q_2 = 98,500$

$S_2 = \underline{5,200}$

$P_2 = \underline{5,122}$

Afine Şurup

$q_3 = 76,60$

$S_3 = \underline{4,00}$

$P_3 = \underline{3,10}$

Eşitlik (4.40) kullanılırsa;

$$S_2 = S_1 \cdot \frac{q_1 - q_3}{q_2 - q_3} = 9,20 \cdot \frac{89,000 - 76,600}{98,500 - 76,600} = 5,200 \quad (4.54)$$

Eşitlik (4.37) kullanılırsa;

$$P_2 = S_2 \cdot q_2 / 100 = 98,5 \cdot 5,2 / 100 = 5,122 \quad (4.55)$$

Kütle Denkliğinden

$$S_3 = S_1 - S_2 = 9,20 - 5,20 = 4,00 \quad (4.56)$$

$$P_3 = P_1 - P_2 = 8,20 - 5,122 = 3,10 \quad (4.57)$$

Orta şurup yapılan için hesaplamalar;

Orta lapa ve afine şurubun birleştiği depodaki kuru madde miktarı son lapada ki kuru madde miktarı ile aynıdır. Buradaki kuru madde miktarı 7,7'dir. Afine şurup II deki kuru madde miktarı afine şurubun $\frac{3}{4}$ olduğunu daha önce söylemiştik. Bu durumda

Afine şurup II' deki kuru madde miktarı;

$$4 \cdot \frac{3}{4} = 3 \text{ olur.}$$

Bunu deponun kuru madde miktarından çıkarırsak safiyetini bildiğimiz orta şurubun hesaplamalarda kullanılan kuru madde miktarını buluruz. Buda;

$$7,7 - 3 = 4,7 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Orta şurubun hesaplamalarda kullanılan polarizasyon değeri de;

$$4,7 \cdot 76,42 / 100 = 3,56 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Orta Lapa ve Orta Şurup İçin Yapılan Hesaplamalar;

Orta Lapa

$$q_1: 87,540$$

$$S_1: \underline{9,430}$$

$$P_1: \underline{8,250}$$

Orta Şeker

$$q_2 = 98,500$$

$$S_2 = \underline{4,730}$$

$$P_2 = \underline{4,690}$$

Orta Şurup

$$q_3 = 76,42$$

$$S_3 = 4,700$$

$$P_3 = 3,560$$

Eşitlik (4.42) kullanılırsa;

$$S_1 = S_3 \cdot \frac{q_2 - q_3}{q_2 - q_1} = 4,70 \cdot \frac{98,500 - 76,420}{98,500 - 87,540} = 9,430 \quad (4.58)$$

Eşitlik (4.36) kullanılırsa;

$$P_1 = S_1 \cdot q_1 / 100 = 87,54 \cdot 9,43 / 100 = 8,25 \quad (4.59)$$

Kütle Denkliğinden

$$S_2 = S_1 - S_3 = 9,43 - 4,70 = 4,73 \quad (4.60)$$

$$P_2 = P_1 - P_3 = 8,25 - 3,56 = 4,69 \quad (4.61)$$

Kristal Beyaz Şurup ve Kristal Yeşil Şurup Deposu İçin Yapılan Hesaplamalar;

Afine Lapa ve orta Lapaya giden kuru madde miktarları hesaplanırsa bunların toplamı depodan çıkan kuru maddenin hesaplarda kullanılan değeri elde edilir. Afine lapaya depodan gelen kuru madde miktarı toplam miktardan son şekerden gelen kuru madde miktarının çıkarılmasıyla bulunur.

$9,2 - 3,68 = 5,52$ bulunan bu değere orta lapanın hesaplarda kutlanan kuru madde miktarı eklenirse;

$$9,43 + 5,52 = 14,95 \text{ olarak bulunur.}$$

Safiyet belli olan deponun hesaplamalarda kullanılan polarizasyon değeri;

$$4,95 \cdot 87 / 100 = 13 \text{ olarak hesaplanır.}$$

Standart Şurup İçin Yapılan Hesaplamalar;

Standart şuruba giren tüm kuru maddeler hesaba katılarak hesaplarda kullanılan standart şurup kuru maddesi bulunur.

Hes. kul. koyu şerbet kuru miktarı+Orta şekerden gelen hes. kul. kuru madde miktarı+Afine Şekerden gelen hes. kul. kuru madde miktarı
 $=19,4+4,73+5,2=29,33$ olarak hesaplanır.

Safiyet belli olan Standart Şurubun hesaplamalarda kullanılan polarizasyon değeri;

$$29,33.94,25/100=27,65$$

(4.62)

Kristal Lapa için Yapılan Hesaplamalar;

Kristal lapanın hes.kul. 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 hes.kul. kuru madde miktarı $0.4+29,33=29,73$ olarak hesaplanır.

Safiyet belli olan Standart Şurubun hesaplamalarda kullanılan polarizasyon değeri;

$$29,73.94,66/100=28,15$$

(4.63)

4.4.4 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 hesapladı.Bu hesaplar da kullanılacak yöntem basit bir orantı olup aşağıdaki şekilde formüle edilebilir.

$$\text{Surup, Lapa ve Seker miktarları} = \frac{\text{Hes.Kul. Safiyet}}{\text{Gerçek Safiyet}} \cdot 100 \text{ kg / p.g} \quad (4.64)$$

$$\text{Kristal lapa miktarı} = \frac{29,85}{91,46} \cdot 100 = 32,64 \text{ kg / p.g} \quad (4.65)$$

$$\text{Kristal beyaz surup miktarı} = \frac{6,56}{77} \cdot 100 = 8,51 \text{ kg / p.g} \quad (4.66)$$

$$\text{Kristal yeşil surup miktarı} = \frac{9,1}{77} \cdot 100 = 11,8 \text{ kg / p.g} \quad (4.68)$$

$$\text{Kristal yeşil + kristal beyaz Surup miktarı} = \frac{14,95}{79,47} \cdot 100 = 18,81 \text{ kg / p.g} \quad (4.69)$$

$$\text{Kristal şeker miktarı} = \frac{15,74}{100} \cdot 100 = 15,74 \text{ kg / p.g} \quad (4.70)$$

$$\text{Orta lapa miktarı} = \frac{9,43}{92,56} \cdot 100 = 10,2 \text{ kg / p.g} \quad (4.71)$$

$$\text{Orta Şeker Miktarı} = \frac{4,73}{98,5} \cdot 100 = \text{kg / p.g.} \quad (4.72)$$

$$\text{Orta Şurup miktarı} = \frac{4,7}{81,06} \cdot 100 = \text{kg / p.g.} \quad (4.73)$$

$$\text{Afine lapa miktarı} = \frac{9,2}{91} \cdot 100 = \text{kg / p.g.} \quad (4.74)$$

$$\text{Afine Şeker miktarı} = \frac{5,2}{98,5} \cdot 100 = \text{kg / p.g} \quad (4.75)$$

$$\text{Afine Şurup miktarı} = \frac{4}{77} \cdot 100 = 5,2 \text{ kg / p.g} \quad (4.76)$$

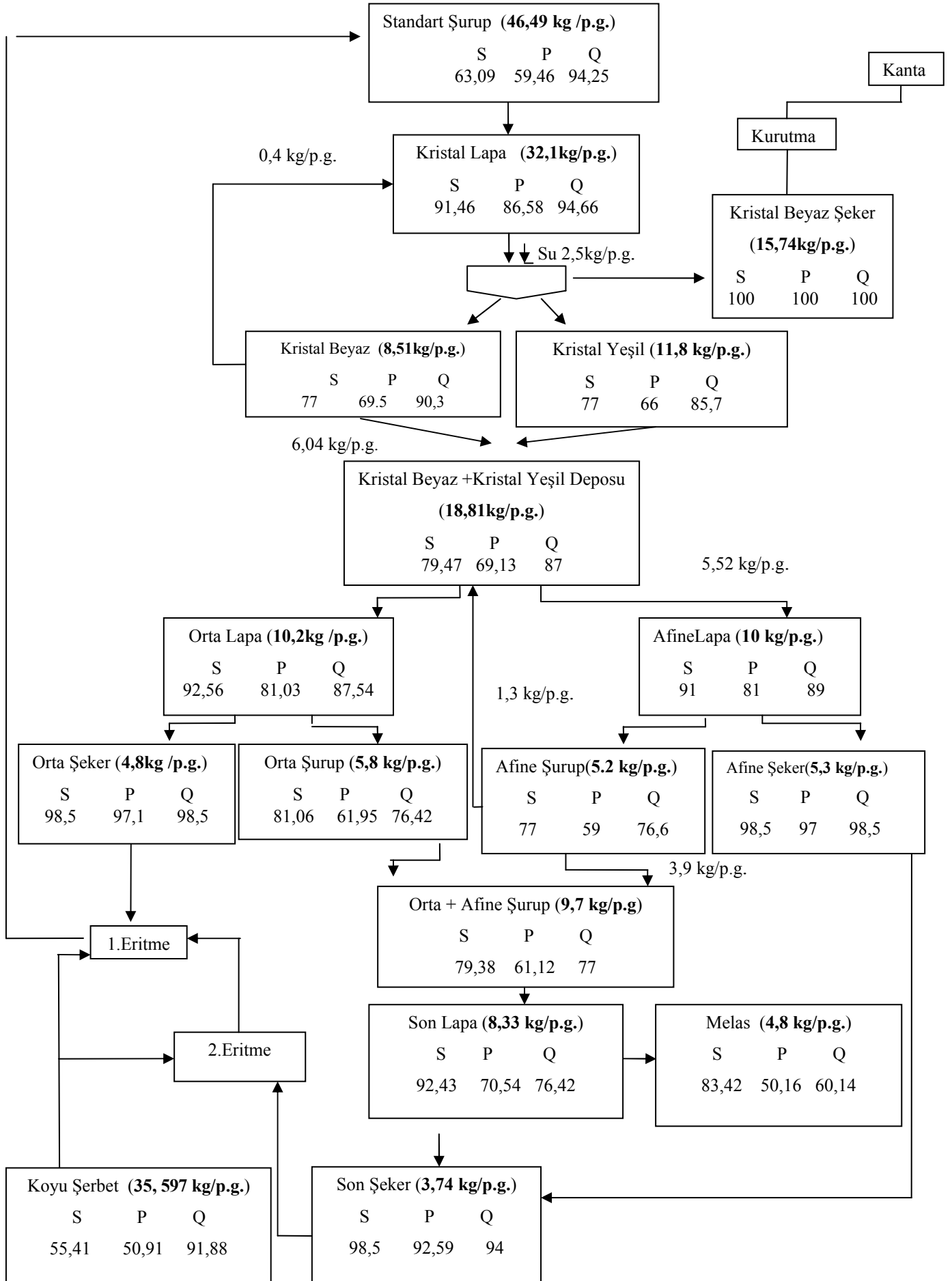
$$\text{Orta Şurup + Afine Şurup miktarı} = \frac{7,7}{79,38} \cdot 100 = 9,7 \text{ kg / p.g} \quad (4.77)$$

$$\text{Son Şeker miktarı} = \frac{3,68}{98,5} \cdot 100 = 3,74 \text{ kg / p.g} \quad (4.78)$$

$$\text{Melas miktarı} = \frac{4,02}{83,42} \cdot 100 = 4,8 \text{ kg / p.g} \quad (4.79)$$

Hesaplamala dayanarak rafineri ünitesine ait madde akış bilançosu çizelge 4.6'da verilmiştir. Bu çizelgede rafineri ünitesine giren ve çıkan son ürene kadar olan bütün ara ürünlerin madde denklikleri verilmiştir.

Çizelge 4.7 Rafineri sistemi kontrol hacimler arası madde dağılımı



5.ŞERBET ISITICILARINDA KULLANILAN BUHAR VE SICAK SU MİKTARLARININ HESAPLANMASI

Şeker fabrikasyonunda ısı enerjisi akışının çok büyük bölümü çeşitli basınç ve sıcaklıklardakibuharlar kullanılarak gerçekleşmektedir. Buhar şerbet ısıtmak buharlaştırıcılarda ve pişirim cihazlarında şerbetin Bx^o ini artırmak, kurutucularda şekeri kurutmak ve bazı fabrikalarda santrifüjlerde labayı ısıtmak amacıyla kullanılmaktadır.

Bu bölümde kullanılan buhar miktarları iki ana başlık altında hesaplanmıştır. Öncelikle ısıtıcılarda kullanılan buhar miktarları sonrasında da vakumlarda kullanılan buhar miktarları hesaplanmıştır. Hesaplamalarda birim olarak 100 kg pancar alınmıştır.

Bu bölümde yapılan hesaplamalar sayesinde buharlaştırıcıdan ne kadar miktarda brüde geçişi olduğu tesbit edilebilecektir.

5.1 Şerbet Isıtıcılarında Kullanılan Buhar ve Sıcak Su Miktarlarının Hesaplanması

Şurupları ısıtan Brüde miktarının hesaplanmasında çıkan brüdenin yani kondensatın sıcaklığı denklem (3.7) kullanılarak hesaplanmış ve tablo (5.1)'da her bir ısıtıcıya giren ve çıkan maddelerin sıcaklık değerleri ve bu sıcaklık değerleri kullanılarak hesaplanan brüde miktarları listelenmiştir. Her ısıtıcıda farklı buharlaştırıcı kademelerinden gelen brüde kullanılmış bu brüde çeşitleri ve kullanıldıkları ısıtıcılar tabloda gösterilmiştir.

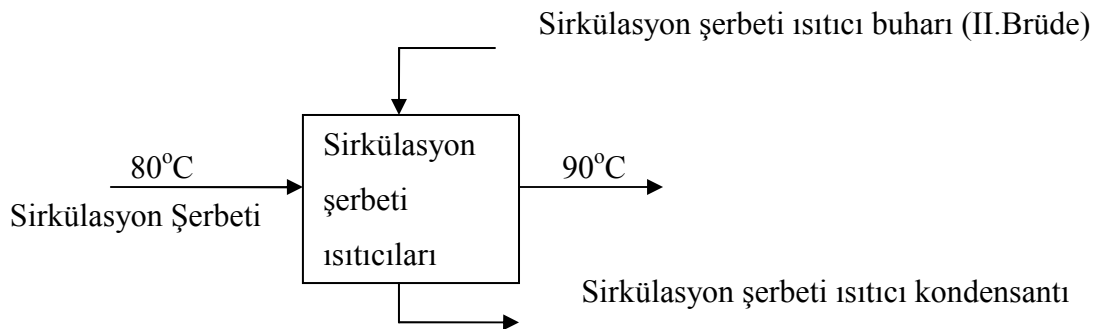
Tablo 5.1 Isıtıcılardan kullanılan brüdeler ve ısıtıcılara giriş çıkış sıcaklıkları

	T_b °C	T_k °C	$T_{g,s}$ °C	$T_{c,s}$ °C	$m(B)$ kg/p.g	Brüde cinsi
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcıları	120	111,25	80	90	1,34	II
*Prese Suyu Isıtıcıları	120	106,5	60	72	1,09	Sıcak Su
I. Kreçli Ham şerbet ısıtıcıları	120	111,9	80	95	3,51	II
I.Sulu Şerbet Isıtıcıları	120	115	90	110	4,72	II

(Tablo 5 devamı)	T_b °C	T_k °C	$T_{g,s}$ °C	$T_{c,s}$ °C	$m(B)$ kg/p.g	Brüde cinsi
II. Sulu Şerbet Isıtıcıları	125	122,5	110	120	2,35	I
III. Sulu Şerbet Isıtıcıları	136	132,88	120	127	1,6	Retür
*I.Kireçli Ham şerbet Isıtıcıları	95	87,75	60	72	56,67	Sıcak Su
II. Kireçli Ham şerbet Isıtıcıları	102	95	72	75	4,72	V
III. Kireçli Ham şerbet Isıtıcıları	100	95	75	85	2,624	IV
VI. Kireçli Ham şerbet Isıtıcıları	115	104,4	85	90	1,3	III
Kristal Şeker Kurutmaları	120	100	-	-	0,67	I

5.1.1 Sirkülasyon şerbeti ısıtıcıları

Çizelge 5.1 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/p.g. olarak hesaplanır [15].

Sirkülasyon şerbeti kondensatı sıcaklığı denklem (3.7) kullanılarak hesaplandı.

Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buharı miktarı hesaplandı [17];

$$m_{srk} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_b \Delta H$$

$$(80 \text{ kg} / \text{p.g.}) \cdot (0,923 \text{ kJ} / \text{kg}^\circ \text{C}) \cdot (90 - 80)^\circ \text{C} = m_{b(II)} (2717,34 - 419,04) \text{ kJ} / \text{kg} \cdot (0,24 \text{ kcal} / \text{kJ})$$

$$m_{b(II)} = 1,34 \text{ kg} / \text{p.g.}$$

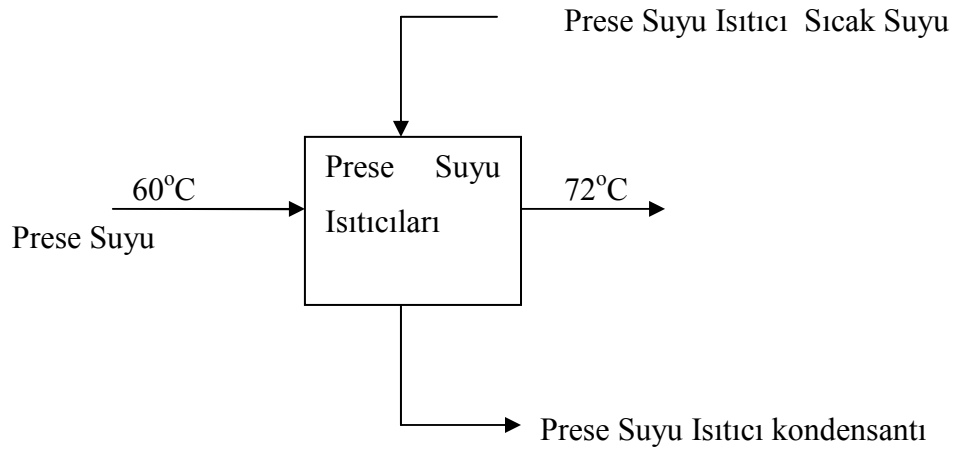
(5.1)

5.1.2 Prese suyu ısıtıcıları:

Prese suyu miktarı difüzyon madde dengesinde hesaplanmıştı ve değeri 51,32 kg/p.g. olarak bulunmuştu.

Prese suyu sıcak suyu kondensatı sıcaklığı denklem (3.7) kullanılarak hesaplandı ve değeri 115°C olarak bulundu

Çizelge 5.2 Prese Suyu ısıtıcısı kontrol hacmi dağılımı



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

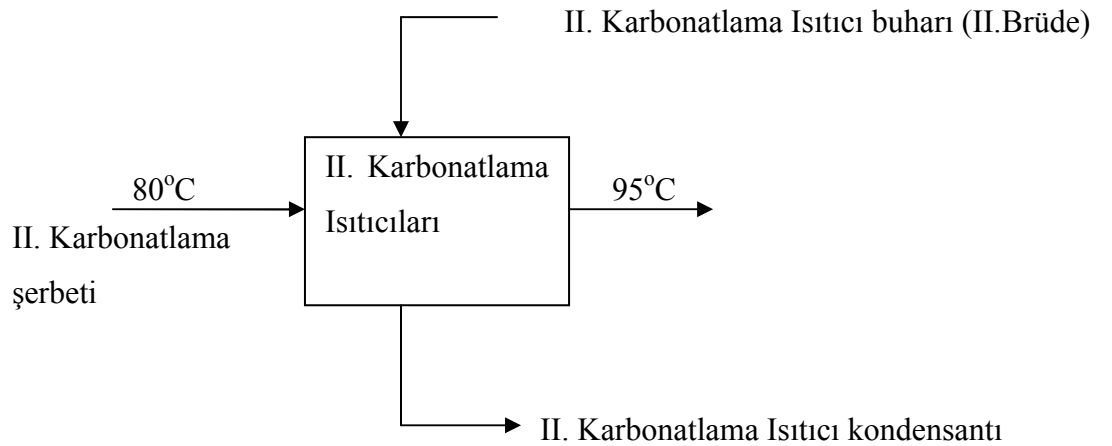
$$(51,32 \text{ kg} / \text{p.g.}) \cdot (0,974) \text{ kcal} / \text{kg}^\circ \text{C} \cdot (72 - 60)^\circ \text{C} = m_{b(ss)} (2717,34 - 419,04) \text{ kJ} / \text{kg} (0,24 \text{ kcal} / \text{kJ})$$

$$m_{b(ss)} = 1,09 \text{ kg} / \text{p.g.}$$

(5.2)

5.1.3 II. Karbonatlama ısıtıcıları

Çizelge 5.3 II. Karbonatlama ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı



II. Karbonatlama Isıtıcıları iki kademededen meydana gelmiştir. Fakat iki kademe de II. Brüde kullanıldığı için tek aşamada çözüm yapılacaktır.

II. Karbonatlama miktarı arıtma madde dengesinde hesaplanmıştı ve değeri 138,843 kg/p.g. olarak bulunmuştu.

Kondensatı sıcaklığı denklem (3.7) kullanılarak hesaplandı ve değeri 115⁰C olarak bulundu

$$m_{IIşş}.C_p.\Delta T = m_{b(II)}\Delta H$$

$$(138,843\text{kg} / \text{p.g.}) \cdot (0,930\text{kcal} / \text{kg}^{\circ}\text{C}) \cdot (95 - 80)^{\circ}\text{C} = m_{b(II)}(2717,34 - 419,04)\text{kJ} / \text{kg}(0,24\text{kcal} / \text{kg})$$

$$m_{b(II)} = 3,51\text{kg} / \text{p.g.}$$

(5.3)

5.1.4 Sulu şerbet ısıtıcıları

Eskişehir şeker fabrikası sulu şerbet ısıtıcıları 3 kademedен oluşmaktadır. İlk kademeye II.brüde girmekte sulu şerbeti 90 °C'den 110 °C'ye ısıtılmakta ısınan şerbet I.Büde tarafından 120 °C'ye ısıtılır.Son kademeye giren sulu şerbet retür buhar tarafından 127 °C'ye ısıtılır ve sulu şerbet ısıtıcılarından ayrılır.Isıtıcılarda kullanılan brüdelerin ve retürün hesabı aşağıda verilmiştir.

Sulu şerbet miktarı arıtma madde dengesinde hesaplanmıştı ve değeri 138,321 kg/p.g. olarak bulunmuştu.

Sulu şerbet C_p değeri [17]:0,930 kcal/kg °C

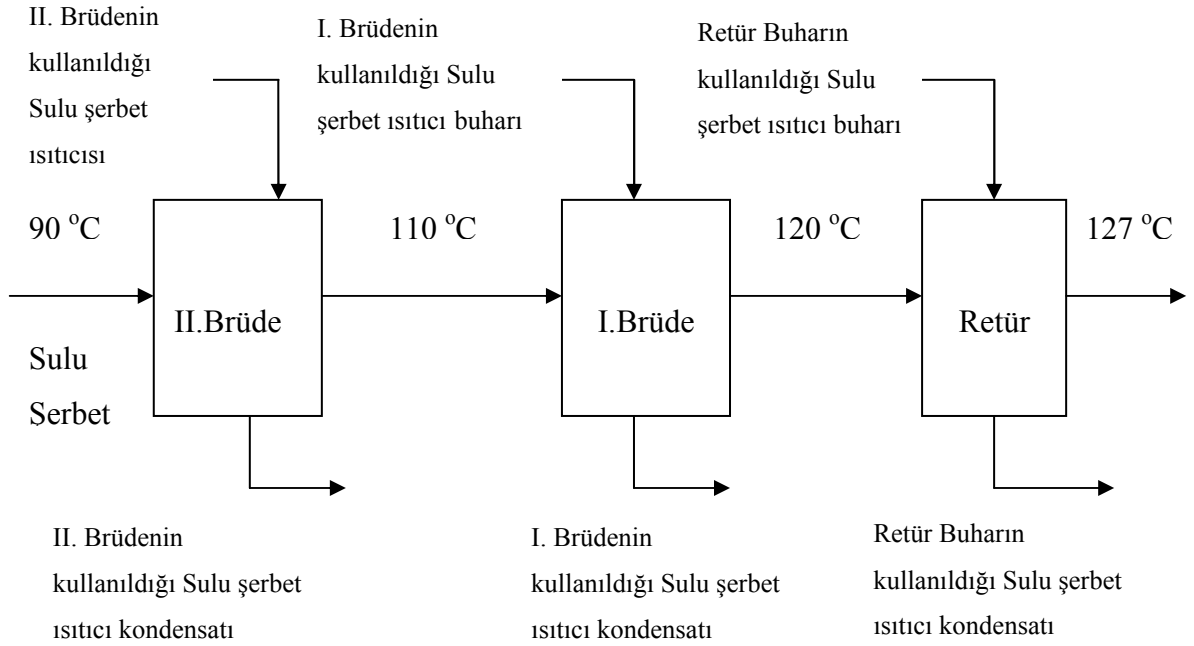
Gerekli entalpi değerleride toplalardan alınarak hesaplanırsa;

$$\begin{aligned}
 m_{s\check{s}} \cdot C_p \cdot \Delta T &= m_{b(II)} \Delta H \\
 (138,321 \text{kg} / \text{p.g.}) \cdot (0,930 \text{kcal} / \text{kg}^\circ \text{C}) \cdot (110 - 90)^\circ \text{C} &= m_{b(II)} (2717,34 - 419,04) \text{kJ} / \text{kg} \cdot (0,24 \text{kcal} / \text{kJ}) \\
 m_{b(II)} &= 4,72 \text{kg} / \text{p.g.}
 \end{aligned}
 \tag{5.4}$$

$$\begin{aligned}
 m_{s\check{s}} \cdot C_p \cdot \Delta T &= m_{b(I)} \Delta H \\
 (138,843 \text{kg} / \text{p.g.}) \cdot (0,940 \text{kcal} / \text{kg}^\circ \text{C}) \cdot (120 - 110)^\circ \text{C} &= m_{b(I)} (2727,105 - 419,04) \text{kJ} / \text{kg} (0,24 \text{kcal} / \text{kJ}) \\
 m_{b(I)} &= 2,35 \text{kg} / \text{p.g.}
 \end{aligned}
 \tag{5.5}$$

$$\begin{aligned}
 m_{s\check{s}} \cdot C_p \cdot \Delta T &= m_{b(\text{ret})} \Delta H \\
 (138,843 \text{kg} / \text{p.g.}) \cdot (0,940 \text{kcal} / \text{kg}^\circ \text{C}) \cdot (127 - 120)^\circ \text{C} &= m_{b(\text{ret})} (2739,4 - 419,04) \text{kJ} / \text{kg} (0,24 \text{kcal} / \text{kJ}) \\
 m_{b(\text{ret})} &= 1,6 \text{kg} / \text{p.g.}
 \end{aligned}
 \tag{5.6}$$

Çizelge 5.4 Sulu şerbet ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı



5.1.5 Kireçli ham şerbet ısıtıcıları

Eskişehir şeker fabrikası kireçli ham şerbet ısıtıcıları 4+4=8 kademedен oluşmaktadır. İlk kademeye sıcak su girmekte kireçli ham şerbeti 60 °C'den 72 °C'ye ısıtılmakta ısınan şerbet V.Brüde tarafından 75 °C'ye ısıtılır. 3.kademeye giren sulu şerbet IV. Brüde tarafından 85 °C'ye ısıtılır ve 4. ısıtıcıya gelir. Burada III. Brüde tarafından 90 °C'ye ısıtılan kireçli ham şerbet ısıtıcılarından ayrılır. Isıtıcılarda kullanılan brüdelerin ve sıcak suyun hesabı aşağıda verilmiştir.

Kireçli ham şerbet C_p değeri [17]: 0,923 kcal/kg °C

Sıcak suyun C_p değeri [17]: 1kcal/kg °C

Gerekli entalpi değerleri toplolardan alınmıştır.

$$m_{kş} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{(ss)} \Delta H$$

$$(154,180 \text{ kg} / p.g.) \cdot (0,923 \text{ kcal} / \text{kg} \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (72 - 60)^\circ\text{C} = m_{(ss)} (1,0 \text{ kcal} / \text{kg} \cdot ^\circ\text{C}) \cdot (95 - 60)^\circ\text{C}$$

$$m_{(ss)} = 56,67 \text{ kg} / p.g.$$

$$(5.7)$$

$$m_{kış}.C_p.\Delta T = m_{b(V)}\Delta H$$

$$(154,180\text{kg} / \text{p.g.}).(0,923\text{kcal} / \text{kg}^\circ\text{C}).(75 - 72)^\circ\text{C} = m_{b(V)}(2717,34 - 419,04)\text{kJ} / \text{kg}(0,24\text{kcal} / \text{kJ})$$

$$m_{b(V)} = 4,72\text{kg} / \text{p.g.}$$

$$(5.8)$$

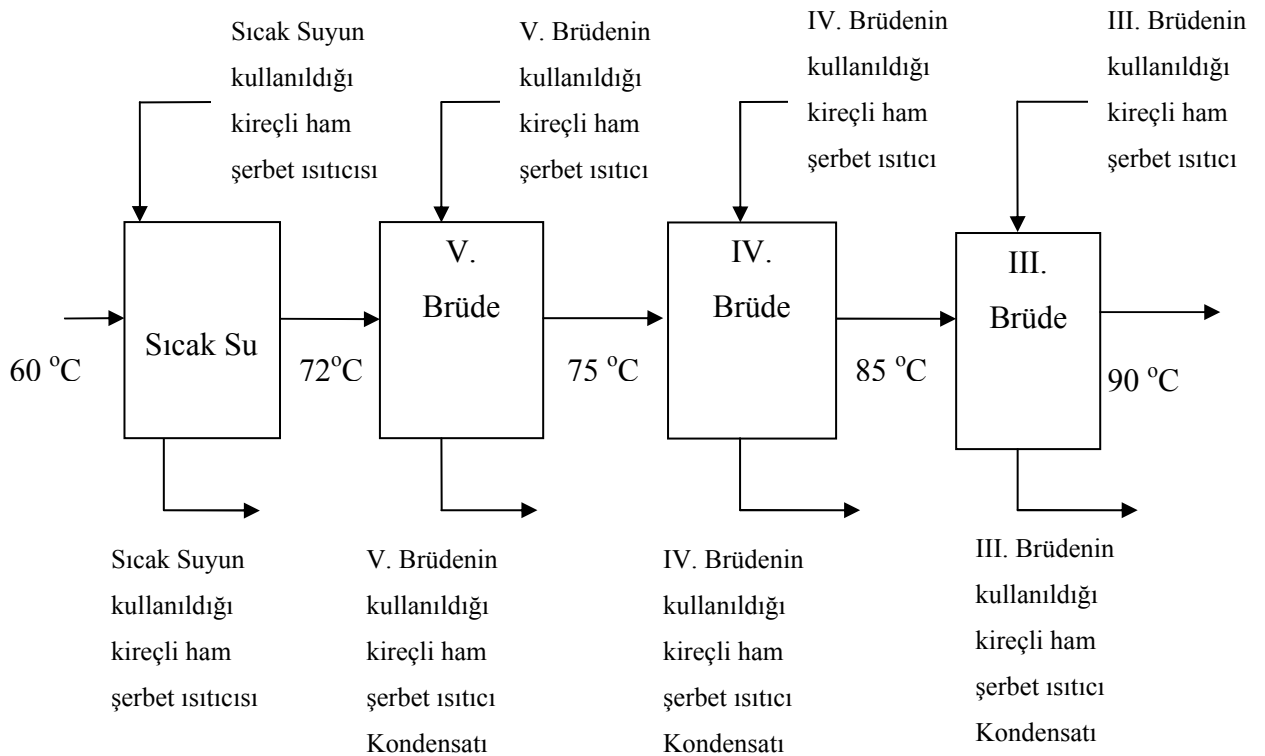
$$m_{kış}.C_p.\Delta T = m_{b(IV)}\Delta H$$

$$(154,180\text{kg} / \text{p.g.}).(0,923\text{kcal} / \text{kg}^\circ\text{C}).(85 - 75)^\circ\text{C} = m_{b(IV)}(2685 - 419,04)\text{kJ} / \text{kg}(0,24\text{kcal} / \text{kJ})$$

$$m_{b(IV)} = 2,624\text{kg} / \text{p.g.}$$

$$(5.9)$$

Çizelge 5.5 Kreçli ham şerbet ısıtıcıları kontrol hacmi dağılımı



Kireçli ham şerbet miktarı arıtma madde dengesinde hesaplanmıştı ve değeri 154,180kg/p.g. olarak bulunmuştu.

$$m_{kış}.C_p.\Delta T = m_{b(III)}\Delta H$$

$$(154,180kg / p.g.).(0,923kcal / kg^{\circ}C).(90 - 85)^{\circ}C = m_{b(III)}(2719,4 - 419,04)kJ / kg.(0,24kcal / kj)$$

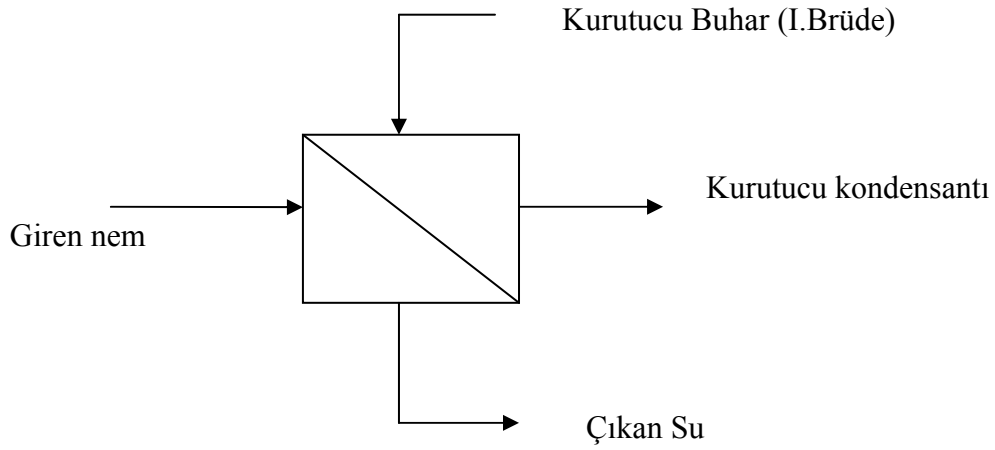
$$m_{b(III)} = 1,30kg / p.g.$$

(5.10)

5.1.6 Kristal şeker kurutmaları:

Burada yapılan hesaplamalarda kullanılacak buhar miktarı yaklaşık olarak uzaklaştırılacak su mikyatının1,15 katı olduğu varsayımı göz önüne alınmıştır.[17]

Çizelge 5.6 II. Kristal şeker kurutmaları kontrol hacmi dağılımı



Giren nem miktarı Kristal Şeker miktarının binde 40'ı kadar olduğu ve Çıkan nem miktarının da uluslar arası standartların sağlanabilmesi amacıyla kristal şeker miktarının on binde '35'i olması gerekir[19].

Şeker miktarımız 15,74kg / p.g. olarak hesaplamıştık. Buna göre buharlaştırılan nem miktarı;

$$15,74kg / p.g. \cdot \frac{40}{1000} - 15,74kg / p.g. \cdot \frac{35}{10.000} = 0,5787kg / p.g.$$

(5.11)

olarak hesaplanır.

Harcanan brüde miktarı da

$$0,5787kg / p.g. \cdot 1,15 = 0,67kg / p.g.$$

(5.12)

olarak hesaplanır.

5.2 Şerbet Isıtıcılarında Kullanılan Buhar ve Sıcak Su Miktarlarının Hesaplanması

Rafinerilerde buhar tüketimi şeker fabrikasının enerji denkleğinin en önemli parametrelerinden biridir. Rafineride tüketilecek buharın miktarı uygulanan rafineri şemasına bağlıdır. Rafinerilerde kullanılacak buhar miktarı yaklaşık olarak uzaklaştırılacak su mikyatının 1,15 katı kadardır [17]

Şerbet ısıtıcıları miktarının hesaplanmasında çıkan brüdenin sıcaklığı denklem (3.7) kullanılarak hesaplanmış ve tablo (5.2)'de verilmiştir.

Tablo 5.2 Şerbet Isıtıcılarında Kullanılan Buhar ve Sıcak Su Miktarları

	T_b °C	T_k °C	$T_{g,s}$ °C	$T_{c,s}$ °C	$m(B)$ kg / p.g	Brüde cinsi	Uzaklaşan Su kg / p.g
Kristal Vakumlarda Kullanılan Buhar miktarı	115	106,25	80	80	14,95	III	13
Orta Şeker Vakumları	115	106,25	80	80	1,426	III	1,24
Orta - Afine Şeker Vakumları	115	106,25	80	80	1,15	III	1,04
Son Şeker Vakumları	100	97,5	80	80	1,46	IV	1,27

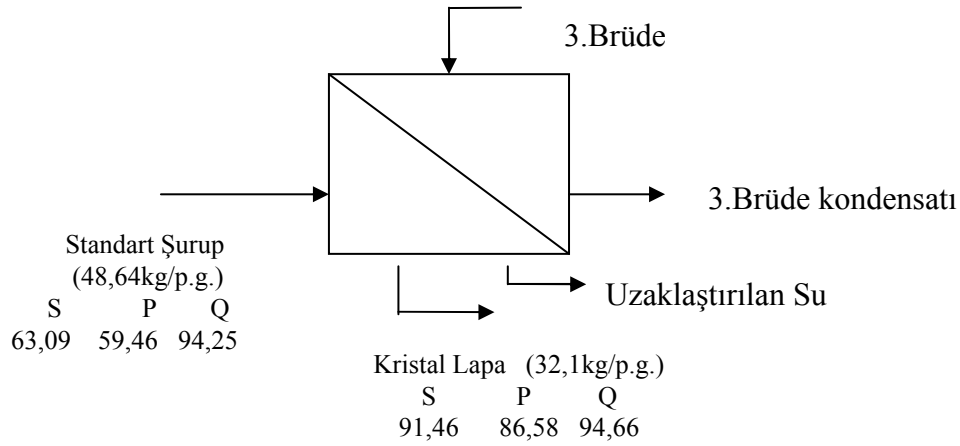
5.2.1 Kristal vakumlarında kullanılan buhar miktarı:

Kristal vakumlarında brüde olarak 3.Brüde kullanılmaktadır.

$$\text{Uzaklaştırılan su miktarı} : (91,46 - 63,09) \cdot 48,64 / 100 = 13 \text{ kg} / \text{p.g.} \quad (5.13)$$

$$\text{Harcanan brüde miktarı} : 13 \text{ kg} / \text{p.g.} \cdot 1,15 = 14,95 \text{ kg} / \text{p.g.} \quad (5.14)$$

Çizelge 5.7 Kristal vakum kontrol hacmi dağılımı



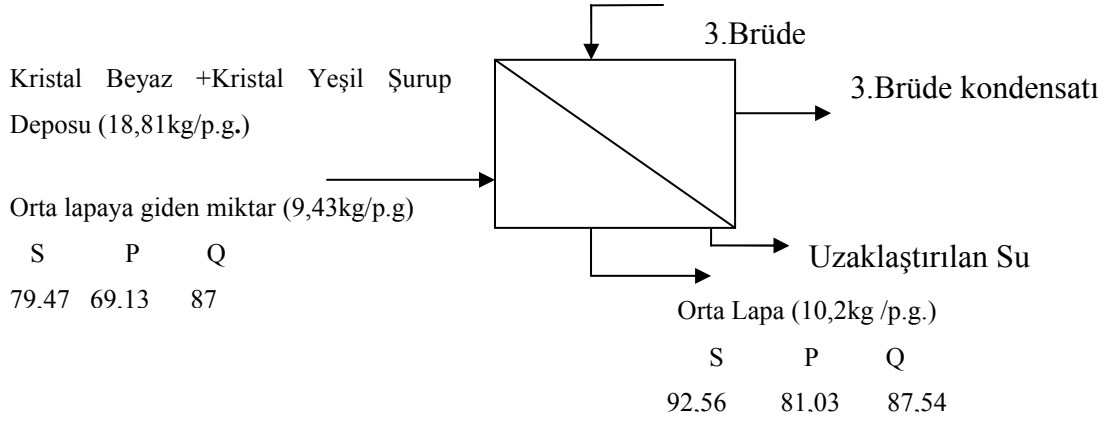
5.2.2 Orta şeker vakumları

Orta şeker vakumlarında brüde olarak 3.Brüde kullanılmaktadır.

$$\text{Uzaklaştırılan su miktarı} : (92,56 - 79,47) \cdot 9,43 / 100 = 1,24 \text{ kg} / \text{p.g.} \quad (5.14)$$

$$\text{Harcanan brüde miktarı} : 1,24 \text{ kg} / \text{p.g.} \cdot 1,15 = 1,426 \text{ kg} / \text{p.g.} \quad (5.15)$$

Çizelge 5.8 Orta şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı



5.2.3 Orta – Afine şeker vakumları

Orta – afine şeker vakumlarında Brüde olarak 3.Brüde kullanılmaktadır.

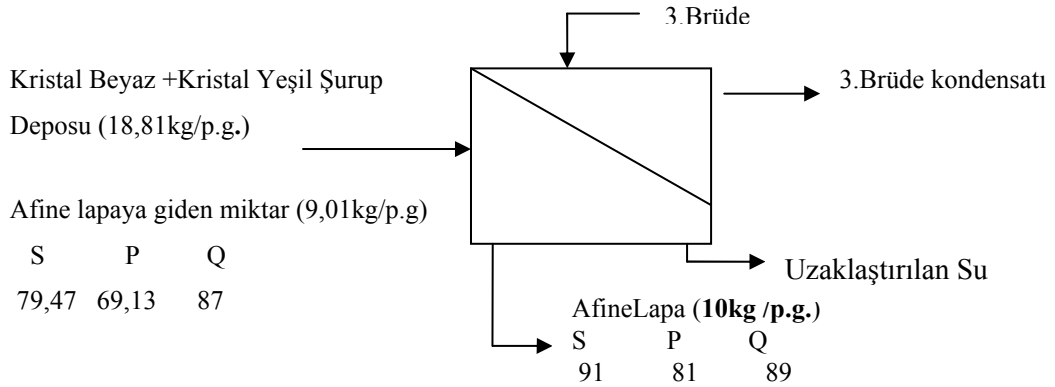
Uzaklaştırılan su miktarı : $(91 - 79,47) \cdot 9,01 / 100 = 1,04 \text{ kg} / \text{p.g.}$

(5.16)

Harcanan Brüde miktarı : $1,04 \text{ kg} / \text{p.g.} \cdot 1,15 = 1,15 \text{ kg} / \text{p.g.}$

(5.17)

Çizelge 5.9 Orta- Afine şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı



5.2.4 Son şeker vakumları

Son şeker vakumlarında brüde olarak 4.Brüde kullanılmaktadır.

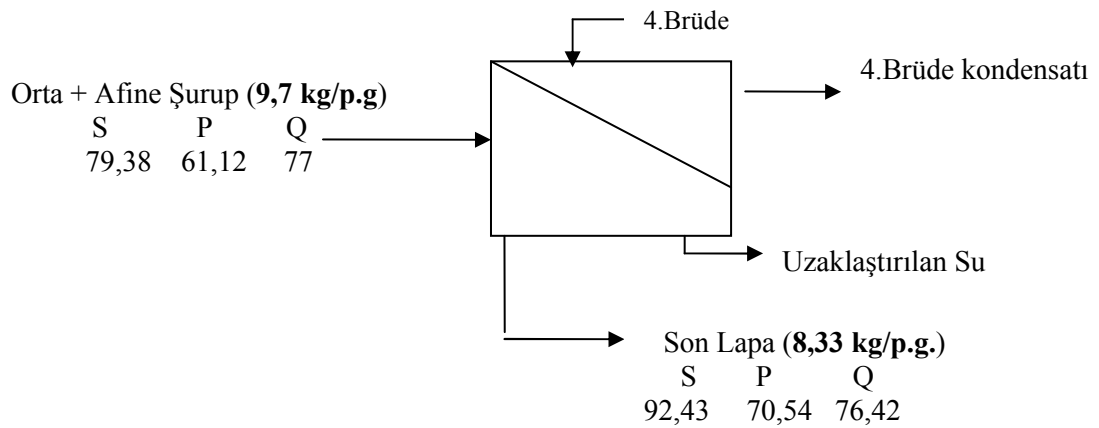
Uzaklaştırılan su miktarı : $(92,43 - 79,38) \cdot 9,7 / 100 = 1,27 \text{ kg} / \text{p.g.}$

(5.18)

Harcanan brüde miktarı : $1,27 \text{ kg} \% \text{p.g.} \cdot 1,15 = 1,46 \text{ kg} / \text{p.g.}$

(5.19)

Çizelge 5.10 Son şeker vakumları kontrol hacmi dağılımı



Rafinerilerde kullanılan vakum yıkama ve santrifüj yıkama buharı olarak 1,8kg/p.g 5. brüde kullanılmaktadır [17].

Uzaklaştırılan su miktarı : $(92,43 - 79,38) \cdot 9,7 / 100 = 1,27 \text{ kg} / \text{p.g.}$

(5.20)

Harcanan brüde miktarı : $1,27 \text{ kg} / \text{p.g.} \cdot 1,15 = 1,46 \text{ kg} / \text{p.g.}$

(5.21)

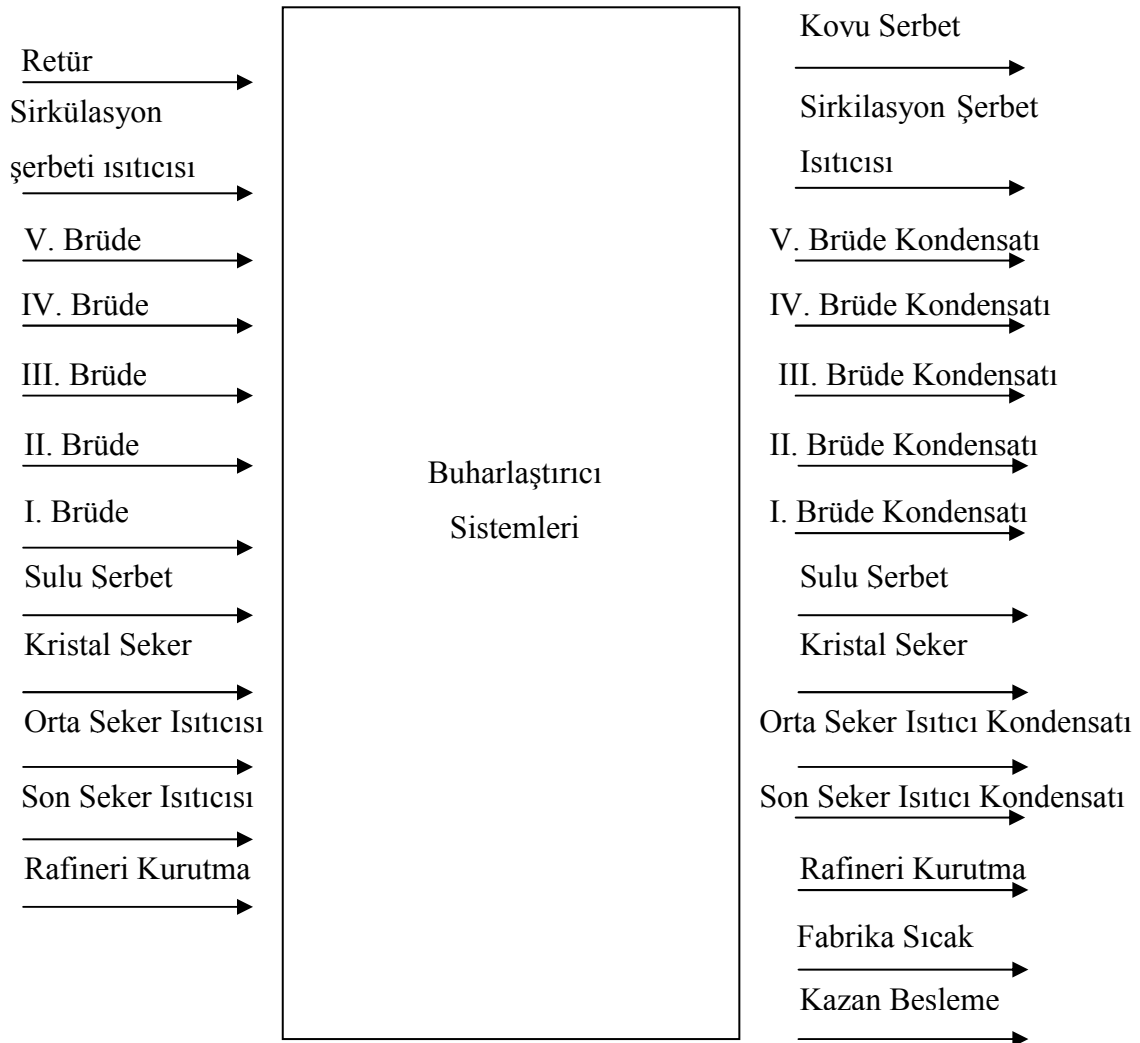
Rafinerilerde kullanılan vakum yıkama ve santrifüj yıkama buharı olarak 1,8kg/p.g 5. brüde kullanılmaktadır [17].

6.BUHARLAŞTIRICILARDA HESAPLAMA YÖNTEMİ

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[8].

Bu bölümde koyulaştırılan şerbet için ve ısıtmak ve pişirmek için kullanılan ve 5. bölümde miktarları hesaplanan brüdelelerin oluşturmak için gerekli retür miktarı hesaplanmıştır. Ayrıca buharlaştırıcı kademelerine giren ve çıkan brüde ve şerbet miktarları ayrıntılı olarak çizelge 6.2 de verilmiştir.

Çizelge 6.1 Buharlaştırıcı sistemi kontrol hacmi dağılımı



Buharlaştırma istasyonları birkaç buharlaştırıcının seri olarak bağlantısından meydana gelmiştir. Eskişehir Şeker fabrikasında beş kademeli buharlaştırma tercih edilmiştir. Türbinden alınan buhar sadece ilk kademede şerbetin buharlaştırılmasında kullanılır. Diğer kademeler için gerekli olan buhar ise bir önceki kademedен 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 kademedен 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 denkliği kurularak hesaplama yapılmaktadır. II. Yöntem ise, entalpi farklılıklarını ihmal edip, sadece enerji kayıpları ve genişleme buharlarını hesaba katarak yapılan, basit yöntem daha yakın bir hesaplama şeklidir. Burada II. yöntem tercih edilmiştir. Buharlaştırıcılarda enerji kaybı %3 olarak alınmaktadır. [11].

Tablo 6.1 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	4,72

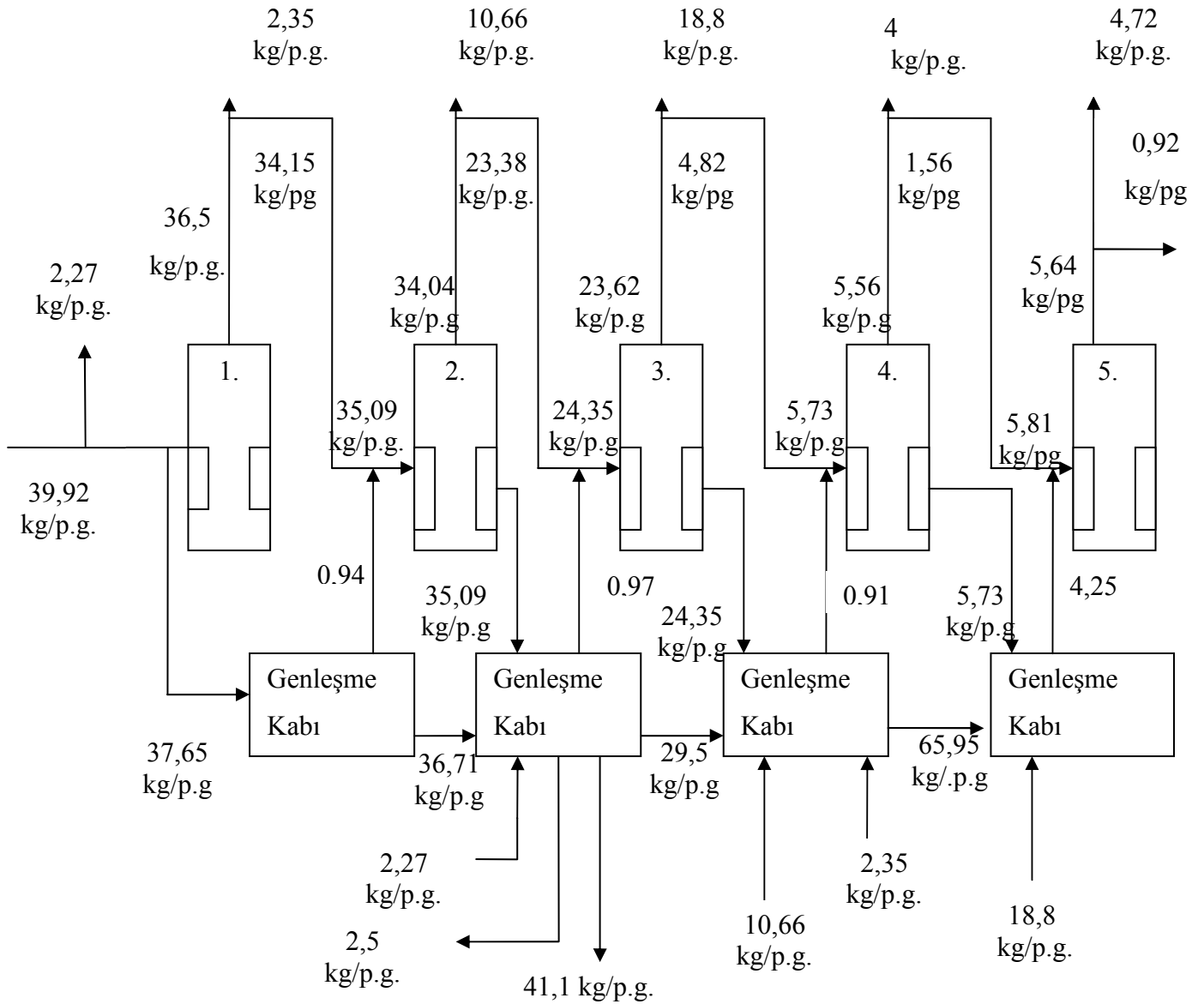
Buharlaştırıcılar için gereken retür miktarının bulunması:

$$\begin{aligned}
 & B + (B - 2,35) + (B - 2,35 - 10,66) + (B - 2,35 - 10,66 - 18,8) + (B - 2,35 - 10,66 - 18,8 - 4) \\
 & + (B - 2,35 - 10,66 - 18,8 - 4 - 4,72) \\
 & = 138,321 - 35,97 = 102,351 \text{ kg / p.g.} \\
 & B = 37,65 \text{ kg / p.g.}
 \end{aligned}$$

(5.22)

Çizelge 6.2 'de izlenebileceği gibi her kademenin brüdesinin tamamı bir sonraki kademe kullanılmaz. Bir kısımda fabrikanın buhar tüketen bazı birimlerinde kullanılır. Buharlaştırıcıdan ayrılan brüde ve bu brüde kullanıldığı ısıtıcılar bir önceki bölümde yer alan Tablo 5.1.'de listelenmiştir. Isıtma, şerbet üretme, arıtma, pişirme ve kurutma için gerekli buhar sıcaklığı brüdelede mevcuttur. Her kademe brüdesinin özelliklerine uygun kullanıcılar belirlidir ve üretim sırasında bu özelliklere uyulmaktadır.

Çizelge 6.2 Buharlaştırıcı kademeleri kontrol hacmi dağılımı



Toplam retür miktarı = $37,65+2,27 = 39,92 \text{ kg / p.g.}$

Aşağıda yapılan işlemlerle 4 kademe içinde buharlaştırıcıya giren retür miktarı kademedeki kayıplar , genişleme kabına eklenen su miktarı ve oluşturulan brüde miktarları hesaplanmıştır.

I.Buharlaştırıcı;

I. Buharlaştırıcıya alınan retür miktarı = $37,65 \text{ kg/p.g.}$

Toplam retür miktarı = $37,65+2,27= 39,92 \text{ kg/ p.g}$

Buharlaştırıcıyı terk eden I. brüde miktarı = $37.65 \times 0,97 = 36,5 \text{ kg /p.g}$

I.Brüdeye eklenecek genişleme buharı = $37.65 \times (135- 125) / (524,99 - 122)$

Genleşme kabını terk eden su miktarı $37.65-0.94 =36,71 \text{ kg / p.g.}$

II. Buharlaştırıcı;

I. Buharlaştırıcıya gelen buhar miktarı = $36,5-2,35+0,94=35,09 \text{ kg / p.g.}$

II. Buharlaştırıcıyı terk eden II. brüde miktarı= $35,09 \times 0,97=34,04$

II. Genleşme kabında ki su miktarı = $35,09+36,71+2,27=74,07 \text{ kg/ p.g}$

II. Brüdeye eklenecek genişleme buharı = $74,07 \times (125 - 120) / (503,71- 120) = 0,97 \text{ kg/ p.g.}$

Kazan dairesine gönderilen kazan besleme suyu miktarı = $39,92 \times 1.03 =41,1 \text{ kg/ p.g.}$

Santrifüjlere giden su = 2.5 kg. / p.g.

II. Genleşme kabını terk eden su miktarı = $74,07- 0.89-41,1-2,5 =29,5 \text{ kg / p.g.}$

III. Buharlaştırıcı;

III. Buharlaştırıcıya gelen buhar miktarı = $34,04+ 0,97 -10,66 = 24,35 \text{ kg / p.g.}$

III. Buharlaştırıcıyı terk eden III. miktarı = brüde $24,35 \times 0,97 =23,62 \text{ kg / p.g.}$

III. Genleşme kabında ki su miktarı = $29,05+24,35+10,66+2,35=66,86 \text{ kg/ p.g}$

III. Brüdeye eklenecek genişleme buharı = $66,86 \times (120 - 115) / (482,48- 115) = 0,91 \text{ kg/ p.g.}$

IV. Genleşme kabını terk eden su miktarı = $66,86- 0,91 =65,95 \text{ kg / p.g.}$

IV. Buharlaştırıcı;

IV. Buharlaştırıcıya gelen buhar miktarı = $23,62+ 0,91 -18,8 = 5,73 \text{ kg /p.g.}$

IV. Buharlaştırıcıyı terk eden IV.brüde miktarı = $5,73 \times 0,97 = 5,56$ kg /p.g

IV. Genleşme kabında ki su miktarı = $65,95 + 18,8 + 5,73 = 90,48$ kg/ p.g

V. Brüdeye eklenecek genleşme buharı = $90,48 \times (115 - 100) / (419,04 - 100) = 4,25$ kg/ p.g.

IV. Genleşme kabını terk eden su miktarı = $65,95 - 4,25 = 61,7$ kg / p.g.

7.ESKİŞEHİR KAZIM TAŞKENT ŞEKER FABRİKASI ENERJİ ANALİZİ YÖNTEMİ İLE ENERJİ VERİMLİLİĞİNİN HESAPLANMASI

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 tüm hesaplamalarda olduğu gibi buradaki hesaplamalarda da birim olarak 100 kg pancar alınmış ve sonuçlar buna göre değerlendirilmiştir.

7.1 Ham Şerbet Üretim Sürecinin Enerji Hesapları

Giren maddelerin enerjinin hesaplanması;

Taze Kıyım;

$$E = m.u = 100.73,30 = 7330kJ / pg \quad (7.1)$$

Sirkilasyon Şerbeti Isıtıcısı

$$E = m.u = 1,34.2025,8 = 2714,6kJ / pg \quad (7.2)$$

Taze Su;

$$E = m.u = 43,3.319,4 = 13830,02kJ / pg \quad (7.3)$$

Prese Suyu Isıtıcısı;

$$E = m.u = 1,9.503,50 = 13830,02kJ / pg \quad (7.4)$$

Süreçten çıkan ürünlerin enerjinin hesaplanması;

Ham şerbet;

$$E = m.u = 129.156,25 = 20156,25kJ / pg$$

(7.6)

Sıkılmış Köspe;

$$E = m.u = 14,3.184,5 = 2027kJ / pg$$

(7.7)

Prese Suyu Kondensatı;

$$E = m.u = 1,9.449 = 489,41kJ / pg$$

(7.8)

Sirkilasyon Şerbeti Kondensatı;

$$E = m.u = 1,34.468,2 = 627,388kJ / pg$$

(7.9)

7.2 Şerbet Arıtma Sürecinin Enerji Hesapları

Sürece giren ürünlerin enerjilerinin hesaplanması

Ham Şerbet;

$$E = m.u = 129.156,25 = 20156,25kJ / pg$$

(7.10)

V.Brüde;

$$E = m.u = 4,72.2508,8 = 11841,54kJ / pg$$

(7.11)

IV. Brüde;

$$E = m.u = 2,625.2506,4 = 6579,3kJ / pg$$

(7.12)

III. Brüde;

$$E = m.u = 1,30.2523,7 = 3280,81kJ / pg$$

(7.13)

II. Brüde;

$$E = m.u = 4,72.2025,8 = 9561,776kJ / pg$$

(7.14)

I.Brüde;

$$E = m.u = 2,35.2534,6 = 5956,31kJ / pg \quad (7.15)$$

Retür;

$$E = m.u = 1,64.2545 = 4173,80kJ / pg \quad (7.16)$$

Süreçten çıkan ürünlerin enerjilerinin hesaplanması;

Sulu şerbet;

$$E = m.u = 138,321.350 = 48412,35kJ / pg \quad (7.17)$$

V.Brüde;

$$E = m.u = 4,72.397,88 = 1878kJ / pg \quad (7.18)$$

IV. Brüde;

$$E = m.u = 2,625.397,88 = 1044,44kJ / pg \quad (7.19)$$

III. Brüde;

$$E = m.u = 1,30.435,804 = 566,55kJ / pg \quad (7.20)$$

II. Brüde;

$$E = m.u = 4,72.482,3 = 2276,456kJ / pg \quad (7.21)$$

I. Brüde;

$$E = m.u = 2,35.512 = 1203,2kJ / pg \quad (7.22)$$

Retür;

$$E = m.u = 1,64.558,8 = 916,432kJ / pg \quad (7.23)$$

7.3 Buharlaştırıcı Sürecinin Enerji Hesapları

Sürece giren ürünlerin enerjilerinin hesaplanması;

Sulu şerbet;

$$E = m.u = 138,321.350 = 48412,35kJ / pg \quad (7.24)$$

V.Brüde;

$$E = m.u = 4,72.397,88 = 1878kJ / pg \quad (7.25)$$

IV. Brüde;

$$E = m.u = 2,625.397,88 = 1044,44kJ / pg \quad (7.26)$$

III. Brüde;

$$E = m.u = 1,30.435,804 = 566,55kJ / pg \quad (7.27)$$

II. Brüde;

$$E = m.u = 4,72.482,3 = 2276,456kJ / pg \quad (7.28)$$

I. Brüde;

$$E = m.u = 2,35.512 = 1203,2kJ / pg \quad (7.29)$$

Retür;

$$E = m.u = 1,64.558,8 = 916,432kJ / pg \quad (7.30)$$

Prese Suyu Kondensatı;

$$E = m.u = 1,9.449 = 489,41kJ / pg \quad (7.31)$$

Sirkilasyon Şerbeti Kondensatı;

$$E = m.u = 1,34.468,2 = 627,388kJ / pg$$

(7.32)

Kristal Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$E = m.u = 14,95.449 = 6712,55kJ / pg$$

(7.33)

Orta Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$E = m.u = 2,576.449 = 1156,63kJ / pg$$

(7.34)

Son Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$E = m.u = 1,46.449 = 655,54kJ / pg$$

(7.35)

Rafineri Kurutma Kondensanı;

$$E = m.u = 0,67.419,04 = 280,76kJ / pg$$

(7.36)

Retür;

$$E = m.u = 1,64.558,8 = 916,432kJ / pg$$

Süreçten çıkan ürünlerin enerjilerinin hesaplanması;

Koyu Şerbet;

$$E = m.u = 35,597.400 = 14238,8kJ / pg$$

(7.37)

Sirkilasyon Şerbeti Isıtıcısı

$$E = m.u = 1,34.2025,8 = 2714,6kJ / pg$$

(7.38)

Prese Suyu Isıtıcısı;

$$E = m.u = 1,9.503,50 = 13830,02kJ / pg$$

(7.39)

V.Brüde;

$$E = m.u = 4,72.2508,8 = 11841,54kJ / pg \quad (7.40)$$

IV. Brüde;

$$E = m.u = 2,625.2506,4 = 6579,3kJ / pg \quad (7.41)$$

III. Brüde;

$$E = m.u = 1,30.2523,7 = 3280,81kJ / pg \quad (7.42)$$

II. Brüde;

$$E = m.u = 4,72.2025,8 = 9561,776kJ / pg \quad (7.43)$$

I.Brüde;

$$E = m.u = 2,35.2534,6 = 5956,31kJ / pg \quad (7.44)$$

Retür;

$$E = m.u = 1,64.2545 = 4173,80kJ / pg \quad (7.45)$$

Kristal şeker ısıtıcısı;

$$E = m.u = 14,95.2523,7 = 37729,32kJ / pg \quad (7.46)$$

Orta şeker ısıtıcısı;

$$E = m.u = 2,576.2523,7 = 6501,05kJ / pg \quad (7.47)$$

Son şeker ısıtıcısı

$$E = m.u = 1,46.2506,4 = 3659,4kJ / pg \quad (7.48)$$

Kurutma;

$$E = m.u = 0,67.2534,6 = 1698,19kJ / pg$$

(7.49)

Kazan;

$$E = m.u = 41,1.503,71 = 20702,48kJ / pg$$

(7.50)

7.4 Rafineri Sürecinin Enerji Hesapları

Sürece giren ürünlerin enerjilerinin hesaplanması;

Koyu Şerbet;

$$E = m.u = 35,597.400 = 14238,8kJ/pg$$

(7.51)

Kristal şeker ısıtıcısı;

$$E = m.u = 14,95.2523,7 = 37729,32kJ/pg$$

(7.52)

Orta şeker ısıtıcısı;

$$E = m.u = 2,576.2523,7 = 6501,05kJ/pg$$

(7.53)

Son şeker ısıtıcısı

$$E = m.u = 1,46.2506,4 = 3659,4kJ/pg$$

(7.54)

Kurutma;

$$E = m.u = 0,67.2534,6 = 1698,19kJ/pg$$

(7.55)

Süreçten çıkan ürünlerin enerjilerinin hesaplanması;

Kristal şeker;

$$E = m.u = 28,6.15,17 = 433,9kJ/pg$$

(7.56)

Kristal Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$E = m.u = 14,95.449 = 6712,55\text{kJ/pg}$$

(7.57)

Orta Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$E = m.u = 2,576.449 = 1156,63\text{kJ/pg}$$

(7.58)

Son Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$E = m.u = 1,46.449 = 655,54\text{kJ/pg}$$

(7.59)

Rafineri Kurutma Kondensanı;

$$E = m.u = 0,67.419,04 = 280,76\text{kJ/pg}$$

(7.60)

III. Buhar Kondensanı;

$$E = m.u = 17,23.2162 = 37.251,26\text{kJ/pg}$$

(7.61)

IV. Buhar Kondensanı;

$$E = m.u = 1,27.2162 = 2745,74\text{kJ/pg}$$

(7.62)

8.ESKİŞEHİR KAZIM TAŞKENT ŞEKER FABRİKASI EKSERJİ ANALİZİ YÖNTEMİ İLE ENERJİ VERİMLİLİĞİNİN HESAPLANMASI

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 ekzerji 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 ekzerji hesaplanmıştır. Bu sayede her bir ünite için ekzerji verimliliği hesaplanabilecektir. Kontrol hacimlerde meydana gelen tersinmezlik oranları ve bu tersinmezliklerin sebepleri mercek altına alınacaktır.

Çalışmada yapılan tüm hesaplamalarda olduğu gibi buradaki hesaplamalarda da birim olarak 100 kg pancar alınmış ve sonuçlar buna göre değerlendirilmiştir.

8.1 Ham Şerbet Üretim Sürecinin Ekserjistik Verimi

Giren maddelerin ekserjilerinin hesaplanması;

Prese Suyu Isıtıcı Buharı

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1.09[(503,71 - 104,89) - 298(1.5276 - 0,3674)] = 57.86 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \tag{7.1}$$

Taze Kıyım;

$$Ex = m.ex = 100.13 = 1300 \text{ kJ/pg} \tag{7.2}$$

Sirkilasyon şerbet ısıtıcı buharı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1.34[(2706.3 - 2547.2) - 298(7.1296 - 8.5580)] = 783.6\text{kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.3)$$

Taze su;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 43.3[(313.93 - 104,89) - 298(1.0155 - 0,3674)] = 2020,75\text{kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.4)$$

Süreçten çıkan ürünlerin ekserjilerinin hesaplanması

Ham şerbet;

$$Ex = m.ex = 129.20,7 = 2670,3\text{kJ/pg} \quad (7.5)$$

Sıkılmış Küspe;

$$Ex = m.ex = 14,3.27 = 386,1\text{kJ/pg} \quad (7.6)$$

Prese Suyu Isıtıcı kondensatı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 43.3[(313.93 - 104,89) - 298(1.0155 - 0,3674)] = 2020,75\text{kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.7)$$

Sirkilasyon şerbet ısıtıcı kondensatı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\ &= 1.34[(419.04 - 104,89) - 298(1.3069 - 0,3674)] = 45.83\text{kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.8)$$

8.2 Şerbet Arıtma Sürecinin Ekserjitik Verimi

Sürece giren ürünlerin ekserjilerinin hesaplanması

Ham şerbet;

$$Ex = m \cdot ex = 129 \cdot 20,7 = 2670,3 \text{ kJ/pg} \quad (7.9)$$

V.Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 4.72[(2679.18 - 2547.2) - 298(7.2722 - 8.5580)] = 2431.5 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.11)$$

IV. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 2.625[(2676.1 - 2547.2) - 298(7.3549 - 8.5580)] = 1279.5 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.12)$$

III. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1.30[(2699 - 2547.2) - 298(7.1833 - 8.5580)] = 729.9 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.13)$$

II. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 4,72[(2699 - 2547.2) - 298(7.1833 - 8.5580)] = 2760,1 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.14)$$

I.Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 2.35[(2713.5 - 2547.2) - 298(7.0775 - 8.5580)] = 1427.6 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.15)$$

Retür;

$$Ex = m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)]$$

$$= 1.64[(2727.3 - 2547.2) - 298(6.9777 - 8.5580)] = 1067.53 \text{ kJ/pg} \quad (7.16)$$

Süreçten çıkan ürünlerin ekserjilerinin hesaplanması

Sulu şerbet;

$$Ex = m.ex = 138,321.76,4 = 10.567,7 \text{ kJ/pg} \quad (7.17)$$

V.Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 4.72[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 161,33 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.18)$$

IV. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 2.625[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 89,89 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.19)$$

III. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1.30[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 44,44 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.20)$$

II. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 4.72[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 161,33 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.21)$$

I. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 2,35[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 80,32 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.22)$$

Retür;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1,64[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 56,05 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.23)$$

8.3 Buharlaştırıcı Sürecinin Ekserjitik Verimi

Sürece giren ürünlerin ekserjilerinin hesaplanması;

Sulu Şerbet;

$$Ex = m.ex = 138,321.76,4 = 10.567,7 \text{ kJ/kg} \quad (7.24)$$

V.Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 4.72[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 161,33 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.25)$$

IV. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 2.625[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 89,89 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.26)$$

III. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1.30[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 44,44 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.27)$$

II. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 4.72[(419.04 - 104.89) - 298(1.3069 - 0.3674)] = 161,33 \text{ kJ/pg} \end{aligned}$$

(7.21)

I. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 2,35[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 80,32 \text{ kJ/pg} \end{aligned}$$

(7.28)

Retür;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1,64[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 56,05 \text{ kJ/pg} \end{aligned}$$

(7.29)

Sulu Şerbet Isıtıcısı Kondensanı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1,64[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 56,05 \text{ kJ/pg} \end{aligned}$$

(7.30)

Kristal Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\ &= 14,95[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 510,97 \text{ kJ/pg} \end{aligned}$$

(7.32)

Orta Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\ &= 2,576[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 88 \text{ kJ/pg} \end{aligned}$$

(7.33)

Son Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\ &= 1,46[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 49,90 \text{ kJ/pg} \end{aligned}$$

(7.34)

Rafineri Kurutma Kondensanı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\ &= 0,67[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 22,9 \text{ kJ/pg} \end{aligned}$$

(7.35)

Süreçten çıkan ürünlerin ekserjilerinin hesaplanması

Koyu Şerbet;

$$Ex = m.ex = 35,597.31,43 = 1.118,8kJ/pg \quad (7.36)$$

Fabrika Sıcak Suyu;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\ &= 1,09[(2706,3 - 2547,3) - 298(7,1296 - 8,5580)] = 637,28kJ/pg \end{aligned} \quad (7.37)$$

Sirkilasyon Şerbeti Isıtıcısı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\ &= 1,34[(2706,3 - 2547,3) - 298(7,1296 - 8,5580)] = 760kJ/p \end{aligned} \quad (7.38)$$

V.Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 4.72[(2679.18 - 2547.2) - 298(7.2722 - 8.5580)] = 2431.5 kJ/pg \end{aligned} \quad (7.39)$$

IV. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 2.625[(2676.1 - 2547.2) - 298(7.3549 - 8.5580)] = 1279.5 kJ/pg \end{aligned} \quad (7.40)$$

III. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1.30[(2699 - 2547.2) - 298(7.1833 - 8.5580)] = 729.9 kJ/pg \end{aligned} \quad (7.41)$$

II. Brüde;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 4,72[(2699 - 2547.2) - 298(7.1833 - 8.5580)] = 2760,1 kJ/pg \end{aligned} \quad (7.42)$$

I.Brüde;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\
 &= 2.35[(2713.5 - 2547.2) - 298(7.0775 - 8.5580)] = 1427.6 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.43}$$

Retür;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\
 &= 1.64[(2727.3 - 2547.2) - 298(6.9777 - 8.5580)] = 1067.53 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.44}$$

Kristal şeker ısıtıcısı;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\
 &= 14,95[(2699 - 2547.3) - 298(7,1833 - 8.5580)] = 8392 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.45}$$

Orta şeker ısıtıcısı;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\
 &= 2,576[(2699 - 2547.3) - 298(7,1833 - 8.5580)] = 1446 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.46}$$

Son şeker ısıtıcısı

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\
 &= 1,46[(2676,1 - 2547.3) - 298(7,3549 - 8.5580)] = 711,5 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.47}$$

Kurutma;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\
 &= 0,67[(2713,5 - 2547.3) - 298(7,077 - 8.5580)] = 407 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.48}$$

Kazan;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\
 &= 41,1[(503,71 - 104,89) - 298(1,5276 - 0,3674)] = 2181,6 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.49}$$

8.4 Rafineri Sürecinin Ekserjitik Verim

Sürece giren ürünlerin ekserjilerinin hesaplanması

Koyu Şerbet;

$$Ex = m.ex = 35,597.31,43 = 1.118,8\text{kJ/pg} \quad (7.50)$$

Kristal şeker ısıtıcısı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 14,95[(2699 - 2547.3) - 298(7,1833 - 8.5580)] = 8392 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.51)$$

Orta şeker ısıtıcısı;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 2,576[(2699 - 2547.3) - 298(7,1833 - 8.5580)] = 1446 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.52)$$

Son şeker ısıtıcısı

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 1,46[(2676,1 - 2547.3) - 298(7,3549 - 8.5580)] = 711,5 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.53)$$

Kurutma;

$$\begin{aligned} Ex &= m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] \\ &= 0,67[(2713,5 - 2547.3) - 298(7,077 - 8.5580)] = 407 \text{ kJ/pg} \end{aligned} \quad (7.54)$$

Süreçten çıkan ürünlerin ekserjilerinin hesaplanması

Kristal şeker;

$$Ex = m[(h_g - h_0) - T_0 (s_g - s_0)] = 0 \quad (7.55)$$

Kristal Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\
 &= 14,95[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 510,97 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.56}$$

Orta Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\
 &= 2,576[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 88 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.57}$$

Son Şeker Isıtıcısı Kondensanı;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\
 &= 1,46[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 49,90 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.58}$$

Rafineri Kurutma Kondensanı;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\
 &= 0,67[(419,04 - 104,89) - 298(1,3069 - 0,3674)] = 22,9 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.59}$$

III. Buhar Kondensanı;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\
 &= 17,23[(2636,98 - 2547,3) - 298(7,6122 - 8,5580)] = 6.401,40 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.60}$$

IV. Buhar Kondensanı;

$$\begin{aligned}
 Ex &= m[(h_f - h_0) - T_0 (s_f - s_0)] \\
 &= 1,27[(2636,98 - 2547,3) - 298(7,6122 - 8,5580)] = 471,84 \text{ kJ/pg}
 \end{aligned}
 \tag{7.61}$$

Melas;

$$Ex = m.ex = 3,124.4,48 = 15,00 \text{ kJ/pg}
 \tag{7.62}$$

9.SONUÇLAR

Bu çalışmada birinci sürece giren taze şeker pancarı kıyımlarının tüm süreçlerin sonunda kristal şeker ve melas üretilmesine kadar üretilen süreçlerin verimleri hesaplanmıştır.

Kıyılmış pancar parçaları ham şerbet üretim ünitesine girerek ünite sonunda ham şerbete dönüşmektedir. Bu işlem için üniteye giren ve işlem sonrası üniteden çıkan ürünler ve bunların yapılan hesaplamalar sonucu bulunan enerji ve ekserji değerleri tablo 9.1 'de verilmiştir.

Tablo 9.1 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	7.330,00	1.300
Taze su	43,30	76	100	1,0	13.830,02	2020,75
Prese suyu ısıtıcısı suyu	1,09	120	100	1,0	548,82	57,86
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buharı	1,34	120	100	1,0	2.714,60	783,60
Toplam					24.423,44	4.162,20
I. Süreçten Çıkan Maddeler	m (kg)	T (°C)	P (kPa)	C p (kJ/kg°C)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
Ham şerbet	129,00	38	100	0,915	20.156,25	2.670,30
Sıkılmış küspe	14,30	50	100	0,9	2.027,00	386,10
Prese suyu ısıtıcı kondensatı	1,09	106,5	100	1,0	489,41	37,28
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı kondensatı	1,34	111,25	100	1,0	627,39	45,83
Toplam					23.300,05	3.139,51

Pancar kıyım işlemi ile başlayan ve pancarın içindeki şekerin denatüre edilerek ham şerbetin oluşturulması işlemine kadar olan süreçteki ekserjitik verimi %75 enerji verimi ise %95 olarak hesaplanmıştır.

Ham şerbet üretim istasyonunun çıktısı olan ham şerbet, şerbet arıtım istasyonuna girer. Ham şerbet buradan sulu şerbet olarak çıkar.

Şerbet arıtım istasyonuna giren ve çıkan ürünler ve ürünlere ilişkin yapılan enerji ve ekserji hesaplama sonuçları Tablo 2 'de mevcuttur.

Tablo 9.2: 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	129	38	100	0,915	20.156,25	2.670,30
V. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	4,72	102	25	1,0	11.841,54	2.431,50
IV. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	2,625	100	30	1,0	6.579,30	1.279,50
III. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1,30	115	60	1,0	3.280,81	729,90
II. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı buharı	4,72	120	90	1,0	9.561,78	2.760,10
I. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı buharı	2,35	125	170	1,0	5.956,31	1.427,60
Retür Buharlı Sulu şerbet ısıtıcı buharı	1,64	135	200	1,0	4.173,80	1.067,53
Kireç sütü	12,504				-	-
Karbondioksit	1,092				-	-
Toplam					61.549,80	12.336,43
II. Süreçten Çıkan Maddeler	m (kg)	T (°C)	P (kPa)	C p (kJ/kg°C)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
Sulu şerbet	138,32	127	100	0,94	48.412,35	10567,7
V. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	4,72	95,00	100	1,0	1.878,00	161,33
II. Süreçten Çıkan Maddeler (Devam)	m (kg)	T (°C)	P (kPa)	C p (kJ/kg°C)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
IV. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	2,625	95,00	100	1,0	1.044,44	89,89
III. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	1,30	104,40	100	1,0	566,55	44,44
II. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı	4,72	115,00	100	1,0	2.276,45	161,33

kondensatı						
I.Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2,35	122,50	100	1,0	1.203,20	80,32
Retür Buharlı Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	1,64	132,88	100	1,0	916,432	56,05
Toplam					56.297,45	11.071,15

Ham şerbet olarak giren ürünler ısıtıcı buharlar ve çöktürme malzemeleri ile temizlenerek sulu şerbete dönüştürülmüştür. Yapılan hesaplamalar sonucunda şerbet arıtım ünitesinin ekserjistik verimi %90 ve enerji verimi %92 olarak hesaplanmıştır.

Tablo 9.3: 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	138,321	127		0,94	48.412,35	10.567,7
Retür buhar	39,92	136	200	0,1	108.925,7	26.154,8
Sirkulas. şerbeti ısıtıcı buharı konden.	1,34	100	100	1,0	627,39	45,8
Prese suyu ısıtıcısı için fab. sıcak suyu	1,09	100	100	1,0	489,41	37,25
V. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	4,72	100	100	1,0	1.878,00	161,33
IV. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	2,625	100	100	1,0	1.044,44	89,89
III. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kondensatı	1,30	100	100	1,0	566,55	44,44
II.Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	4,72	100	100	1,0	2.276,46	161,33
I.Brüdeli Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2,35	100	100	1,0	1.203,20	89,32
Retür Buharlı Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	1,64	100	100	1,0	916,432	56
Rafineri kris. şeker vak. ap. konden.	14,95	100	100	1,0	6.712,55	510,97
III. Sürece Giren Maddeler (Devam)						
Rafineri orta şeker vak. ap. Konden	2,576	100	100	1,0	1.156,63	88
Rafineri son şeker vak. ap. konden.	1,46	100	100	1,0	655,54	49,9
Rafineri şeker kurutmadan gelen konden.	0,67	100	100	1,0	208,76	22,9
Toplam					175.073,06	38.093,53
III. Süreçten Çıkan Maddeler						

Koyu şerbet	35,597	104		0,72	14.238,80	1.118,80
Prese suyu ısıtıcısı için fab. Sıcak suyu	1,09	120	900	1,0	2.714,60	637,28
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buharı	1,34	120	900	1,0	2.208,20	760,00
V. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	4,72	102	25	1,0	11.841,54	2.431,50
IV. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	2,625	100	30	1,0	6.579,30	1.279,50
III. Bürüdeli I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1,30	115	60	1,0	3.280,81	729,90
II. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı buharı	4,72	120	90	1,0	9.561,78	2.760,10
I. Bürüdeli Sulu şerbet ısıtıcı buharı	2,3	125	170	1,0	5.956,31	1.427,60
Retür Buharlı Sulu şerbet ısıtıcı buharı	1,6	135	200	1,0	4.173,80	1.067,53
Rafineri kris. şeker vak. ap. buh.	14,95	115	60	1,0	37.729,32	8.392,00
Rafineri orta şeker vak. ap. buh.	2,576	115	60	1,0	6.501,05	1.446,00
Rafineri son şeker vak. ap. buh.	1,46	100	30	1,0	3.659,40	711,50
Rafineri şeker kurut. buhar.	0,67	125	170	1,0	1.698,19	407,00
Kazan besleme kondensatı	41,1	120	198	1,0	20.702,48	2.881,60
Toplam					130.845,60	26.050,31

Buharlaştırıcılarda sulu şerbet olarak giren şerbet içerisindeki fazla suyun buharlaştırılarak koyu şerbete dönüştürülmesiyle koyu şerbet olarak çıkar. Yapılan hesaplamalar sonucunda buharlaştırıcı ünitesinin ekserjitik verimi %68 ve enerji verimi %74 olarak hesaplanmıştır

Tablo 9.4 Rafineri ünitesi için hesaplanan enerji ve ekserji değerleri

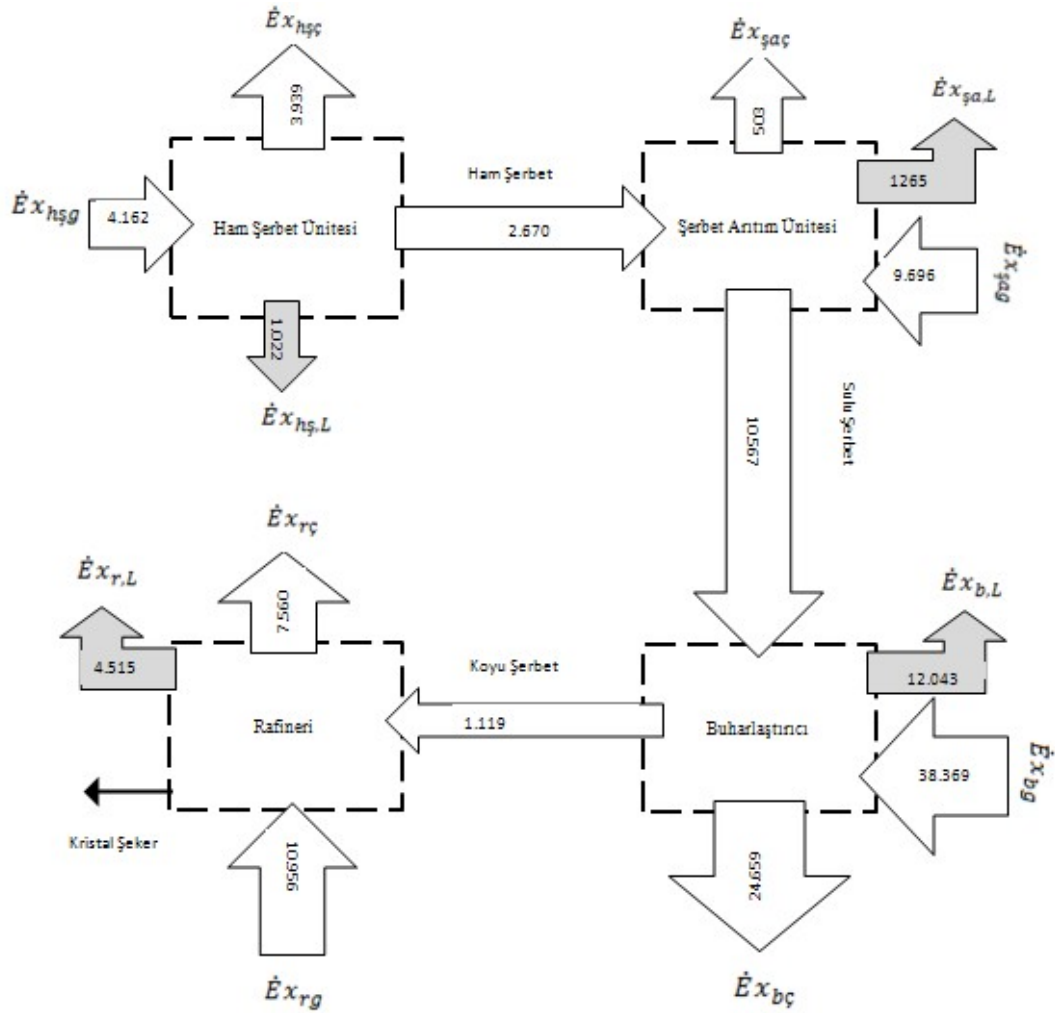
IV. Süreçten Giren Maddeler	m (kg)	T (°C)	P (kPa)	C p (kJ/kg°C)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
Koyu şerbet	35,597	104		0,72	14.238,80	1118,80
Rafineri kris. şeker vak. ap.buharı	14,95	115	60	1,0	37.729,32	8.392,00
Rafineri orta şeker vak. ap.buharı	2,576	115	60	1,0	6.501,05	1.446,00
Rafineri son şeker vak. ap.buharı	1,46	100	30	1,0	3.659,40	711,50
Şeker kurutmada kullanılan buhar	0,67	125	170	1,0	1.698,19	407,00
Toplam					63.827,26	12.075,30
IV. Süreçten Çıkan Maddeler	m (kg)	T (°C)	P (kPa)	C p (kJ/kg°C)	E (kJ/pg)	Ex (kJ/pg)
Kristal şeker	15,17	22	100	5,4	433,90	0,00
Rafineri kris. şeker vak. ap.konden	14,95	106,5	100	1,0	6.712,55	510,97
Rafineri orta şeker vak. ap. konden.	2,576	106,5	100	1,0	1.156,63	88,00

Rafineri son şeker vak. ap. kondan.	1,46	106,5	100	1,0	655,54	49,90
Şeker kurutmada çıkan kondan.	0,67	100	100	1,0	208,76	22,90
III. Brüde ile uçurulan su buharı	17,23	76	38,5	1,0	37.251,26	6.401,40
IV. Brüde ile uçurulan su buharı	1,27	76	38,5	1,0	2.745,74	471,84
Melas	4,8	30	100	0,53	–	15,00
Toplam					49.236,38	7.560,01

Rafineri ünitesine koyu şurup olarak giren şerbet pişirilerek ve santrifüjlerden geçirilerek kristal şeker oluşturulmuştur. Rafine ünitesinde yapılan hesaplamaları ile rafineri ünitesinin ekserjistik verimi %62 enerji verimi ise %77 olarak hesaplanmıştır.

Ayrıca çizelge 10.1 ve 10.2 verilen enerji ve ekserji akış diyagramları çizilerek enerji ve ekserji dağılımı gösterilmiştir. Bu çizelgelerden fabrikanın genel enerji verimliliği ham şerbet ünitesinden çıkan sıkılmış küspeden ve rafineri ünitesinde buharlaştırılarak uzaklaştırılan sudan etkilendiği anlaşılabilir.

Çizelge 9.1 Ekserji band diyagramı



Kazım Taşkent Şeker Fabrikası 2006–2007 sezonu verileri kullanılarak elde edilen sonuçlar doğrultusunda fabrika şeker üretim süreçlerinde daha yüksek verimler elde etmek için bir sonraki bölümünde yer alan öneriler göz önüne alınabilir.

10.ÖNERİLER

Bu çalışmada Kazım Taşkent 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 (ekserjitik verim) hesaplanmıştır. Tablo 10.1’ de ünitelere ait enerji ve ekserji oranları görülebilmektedir.

Tablo 10.1 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	24423,44	4162,2	23300,05	3139,51	0,95	0,75
Şerbet Arıtım süreci	61549,8	12336,43	56297,35	11071,15	0,92	0,9
Buharlaştırma Süreci	175073,7	38093,53	130845,4	26050,31	0,74	0,68
Rafineri Süreci	63827,26	12075,53	49236,38	7560,01	0,77	0,62

Tablo 10.2 ‘de sözü geçen tersinmezlik oranları sistemlerin tersinmezlik miktarlarının toplam tersinmezliğe oranlanmıştır. Bu şekilde en fazla tersinmezliğin meydana geldiği ünite belirlenmiştir.

Tablo 10.2 Ünitelere ait Sürecin tersinmezliğinin toplam tersinmezliğe oranı ve ekserji verimi

	Sürecin Tersinmezliğinin Toplam Tersinmezliğe Oranı	Verim
		Ex (kJ/pg)
Ham Şerbet Süreci	0,05	0,75
Şerbet Arıtım süreci	0,07	0,9
Buharlaştırma Süreci	0,64	0,68
Rafineri Süreci	0,24	0,62

Fabrika genelinde en büyük tersinmezlik buharlaştırma ünitesinde meydana gelmektedir.

Tersinmezlik oranı %64 olarak hesaplanan buharlaştırma ünitesinde fabrika ısıtıcıları için gerekli olan brüde 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 %24 olan rafineri bölümünde ise hem rafineri bölümünün hem de şeker imalatının son bölümü olan kristal şeker kurutma sürecine giren su ısınarak sistemi terk etmektedir. Burada ısınan nemin taşımakta olduğu ekserjinin sisteme geri döndürülmesi sağlanarak ekserjitik verim artırılabilir.

Tersinmezlik oranı sırası ile %5 ve % 7 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.

KAYNAKÇA

1. Antonio, L., Tekin T., Bayramoglu M., 2001, Exergy and structural analysis of raw juice production and steam-power units of a sugar production plant Energy Res., 26, 287-297p .
2. Apak, E., Köse, R., 2007 , Dumlupınar Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Lisansüstü Yönetmeliği Uyarınca Makine Mühendisliği Anabilim Dalında Yüksek Lisans Tezi Dumlupınar Üniv. Müh. Mim. Fak. Der. Cilt 08, No 1, 121-123s
3. Bayrak, M., Midilli A., 2003 and Nurveren K., Energy and exergy analyses of sugar production stages International Journal of Energy Research Int. J. Energy Res.; 27:989–1001p. (DOI: 10.1002/er.916)
4. Becker , D., Bruckner B., 1961, Şeker Teknolojileri Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ş. Neşriyatı No:69 ;
5. Bejan, A., Tsatsaronis, G., Moran M. 1996 Thermal design and optimization. New York: Jonh Wiley and Sons;
6. Çengel, Y.A. ve Boles .A., 1994, Mühendislik Yaklaşımı İle Termodinamik, McGraw-Hill, Inc., ISBN: 975-8431-91-9; Literatür
7. Demirer, G. N. 2006, Şeker Endüstrisinde Temiz Üretim Olanakları; Şeker Fabrikalarında Atıksu Problemleri, Çözüm Yolları, Atıksu Arıtma Alternatifleri, Verimli Su Kullanımı Semineri ,Ankara
8. Dülger N.. 1991, Şeker Fabrikalarında Isının Kullanımı, Anadolu Üniversitesi Mühendislik Mimarlık Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümü Tez Projesi (yayınlanmamış)
9. Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı <http://www.enerji.gov.tr>
10. Erbay, L.B ve Öztürk M. M., 2005, “Sonlu-zaman Termodinamiği Üzerine Bir Tartışma”, Uluslararası Katılımla 15. Ulusal Isı Bilimi ve Tekniği Kongresi Bildiri Kitabı, Editörler: Bekir Zühtü Uysal ve Tahir Yavuz, Cilt II, s.500-505, TRABZON
11. Erbay, L.B., 2007 “Flow Exergy Destruction In Ducts”, Journal of Thermal Sciences and Technology, Volume:27, Number: 2, pp.1-6,.

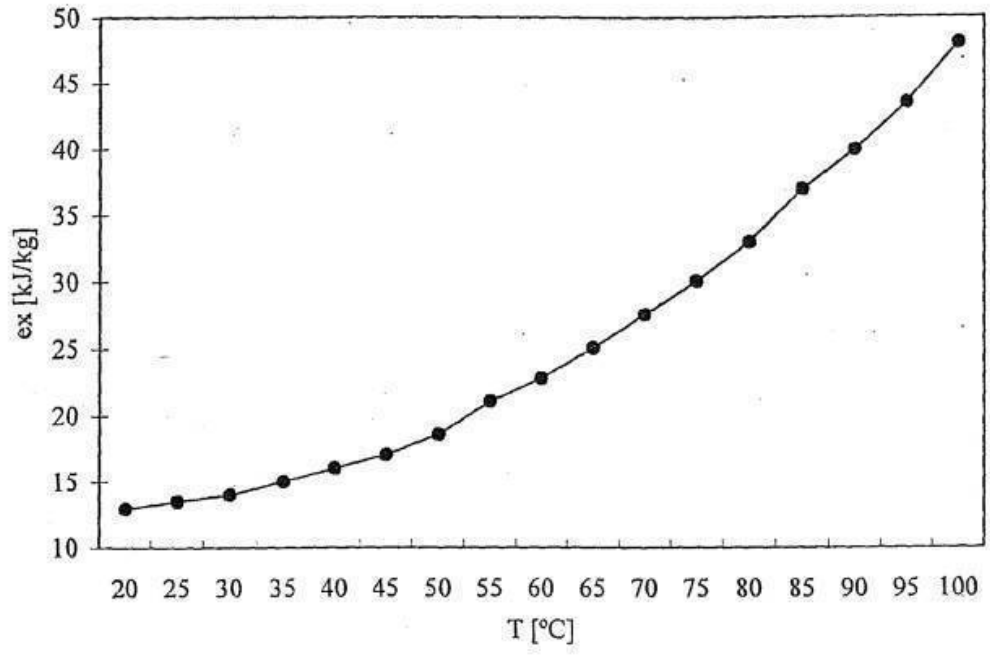
12. Erdem F., 2007, Şeker Fabrikasyonunda Enerji Ekonomisi; Şeker Enstitüsü Teknolojik Araştırmalar Bölüm Enerji Ekonomisi Ve Korozyon Şubesi; Ocak
13. Gürleyik, M., Yılmaz, Bayrak M., Nurveren K., 2001, Bor Şeker Fabrikası Buharlaştırma Sistemlerinin Ekserjistik Analizi,T.C Yükseköğretim kurumu dokümantasyon merkezi 112659
14. Kamate S.C., Gangavati; P.B. 2009, Exergy analysis of cogeneration power plants in sugar industries; Applied Thermal Engineering pp 1187-1194
15. Kazım Taşkent Eskişehir Şeker Fabrikası 2007/2008 Kampanyası Teknik Raporu
16. Kılış İ. 2006 Sürdürülebilir Binalarda ortak üretim ve çoklu üretim; Summer Course on Exergy and its Applications
17. Leblebici F., 2003, Şeker Fabrikasyonunda Enerji Ekonomisi Şeker Enstitüsü Teknolojik Araştırmalar Bölümü Enerji ekonomisi ve Korozyon Şubesi
18. Moran M.J., 2007, H.N.Shapiro Fundamentals of engineering Thermodynamics ISBN-13 978-0471-78735-8 6.Edition
19. Özgür, O. E., 2003, Şeker Pancarı Ekim Alanlarında İklim, Toprak ve Mühürleme (Climate, Soil and Rotation). T.Ş.F.A.Ş. Yayını, No: 220
20. Özkan E., 1977, Rafineri Hesaplamaları İşletme Mühendisliği Seminer Notları
21. Öztürk H.H. 2011, Kojenerasyon sistemlerinin enerji ve ekserji verimleri; 2. Ulusal enerji verimliliği forumu ve fuarı bildiriler kitabı
22. Ram J. R., Banerjee R. ,2003 ,Energy and cogeneration targeting for a sugar factory (2003);Applied Thermal Engineering pp.1567-1575
23. Szargut J.,2005, Exergy Method Technical and Ecological Applications ISBN: 1-85312-753-1 WIT Press
24. 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.,

25. Tekin, T., Bayramoglu, M., 1998, Exergy Analysis Of The Sugar Production Process From Sugar Beets, Energy Res.,22,591-601 s.
26. Termodinamiğin ikinci kanunu çalışma toplanatısı Erciyes üni T.I.B.T.D.,27-30/8/1990,Kayseri 1990
27. Türkiye Şeker fabrikaları A.Ş. www.turkseker.gov.tr
28. 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

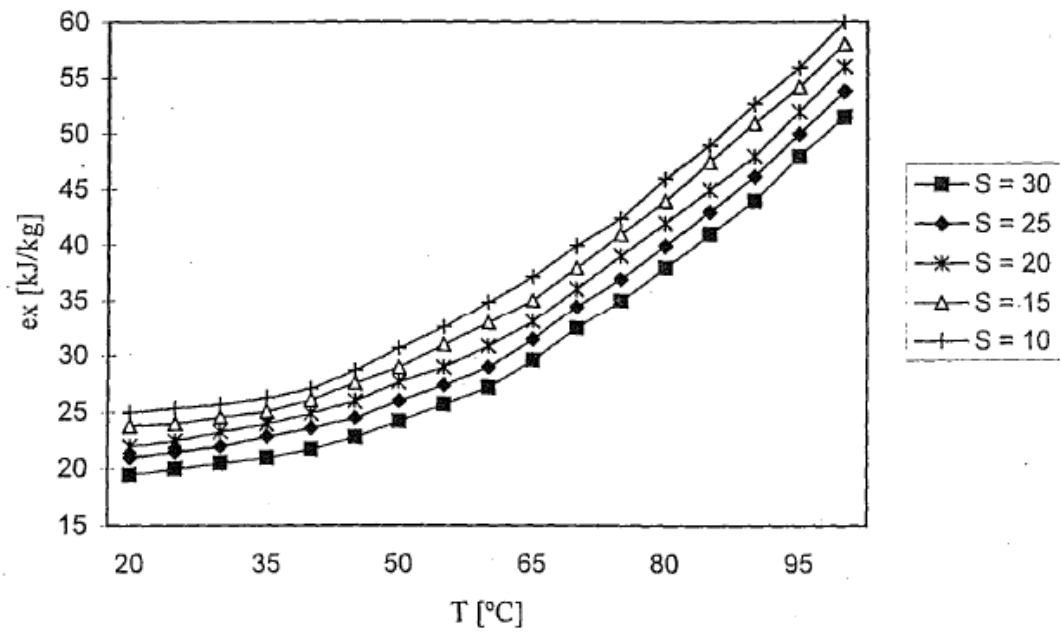
EKLER

- Ek.1. Pancar kıyımının özgül ekserji grafiği
- Ek.2. Sıkılmış kúспенin özgül ekserji grafiği
- Ek.3. Sıkılmış kúспенin özgül entalpi grafiği
- Ek.4. Teknik sakaroz su çözeltisi için özgül ekserji grafiği
- Ek.5. Teknik sakaroz su çözeltisi için özgül entalpi grafiği

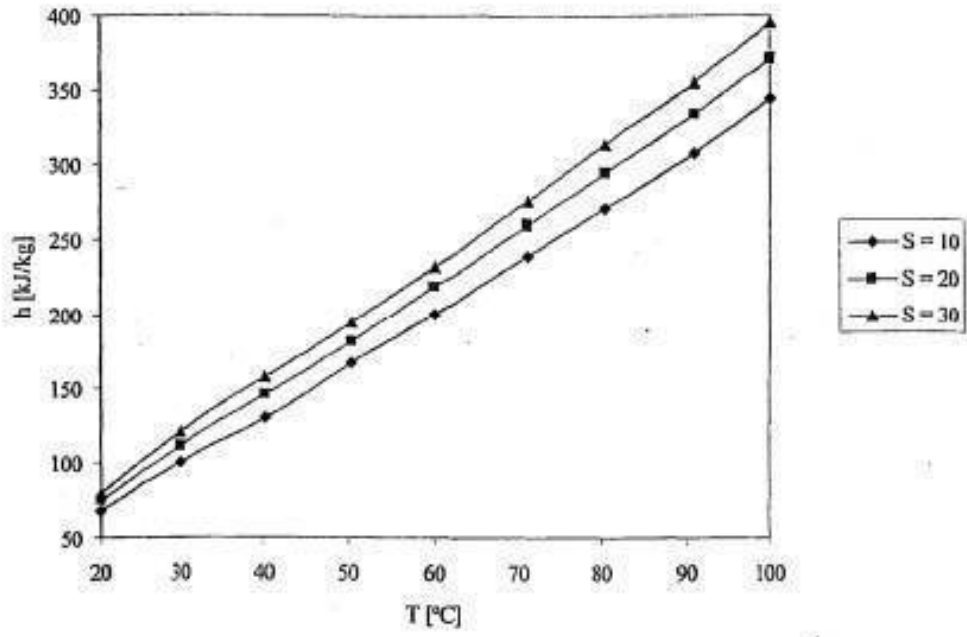
Ek.1. Pancar kıyımının özgül ekserji grafiği[8-9]

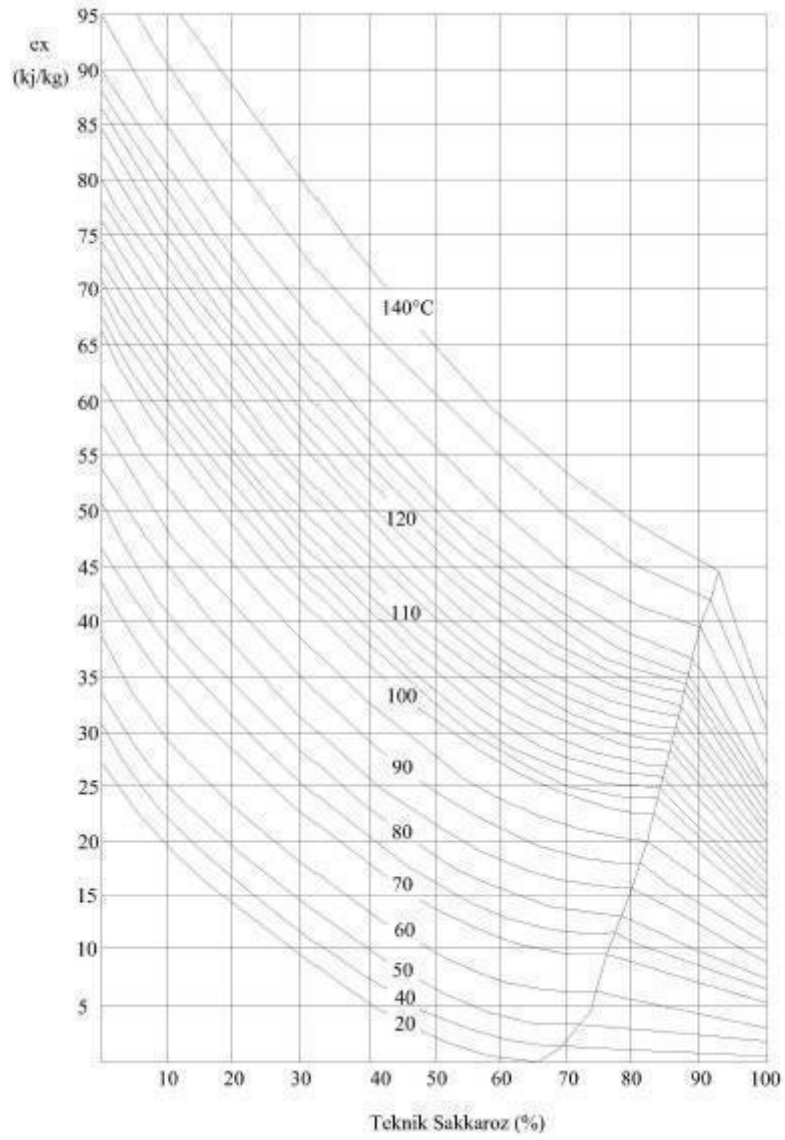


Ek.2 Sıkılmış küspenin özgül ekserji grafiği[8-9]



Ek.3 Sıkılmış küspenin özgül entalpi grafiği[8-9]



Ek.4 Teknikk sakaroz su çözeltileri için özgül ekserji grafiği[8-9]

Ek.5 Teknik sakkaroz su çözeltileri için özgül entalpi grafiği[8-9]