

112659

T.C.

Niğde Üniversitesi

Fen Bilimleri Enstitüsü

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Bor Şeker Fabrikası Buharlaştırma Sistemlerinin Ekserji Analizi

Kemal NURVEREN

Yüksek Lisans Tezi

112659

Danışman: Yrd. Doç. Dr. Mustafa BAYRAK

İkinci Danışman: Prof. Dr. Metin Yılmaz GÜRLEYİK

**T.C. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ**

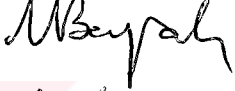
Eylül 2001

Fen Bilimleri Enstitüsü Müdürlüğüne;

Bu çalışma jürimiz tarafından MAKİNA ANABİLİM DALI'nda YÜKSEK LİSANS TEZİ olarak kabul edilmiştir.

Başkan : Prof. Dr. Metin Yılmaz GÜRLEYİK (Niğde Ün., II. Danışman) 

Üye : Prof. Dr. Hüseyin YAPICI (Erciyes Üniversitesi)

Üye : Yrd. Doç. Dr. Mustafa BAYRAK (Niğde Ün., I. Danışman) 

Üye : Yrd. Doç. Dr. Yüksel KAPLAN (Niğde Üniversitesi) 

Üye : Yrd. Doç. Dr. Hacı Mehmet ŞAHİN (Gazi Üniversitesi) 

ONAY:

Bu tez, 29/09/2001 tarihinde, Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulunca belirlenmiş olan yukarıdaki jüri üyeleri tarafından uygun görülmüş ve Enstitü Yönetim Kurulu'nun kararıyla kabul edilmiştir.

05/10/2001



Doç. Dr. Aydın TOPÇU

Fen Bilimleri Enstitü Müdürü

ÖZET

BOR ŞEKER FABRİKASI BUHARLAŞTIRMA SİSTEMLERİNİN EKSERJİ ANALİZİ

NURVEREN, Kemal

Niğde Üniversitesi

Fen Bilimleri Enstitüsü

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Danışman : Yrd. Doç. Dr. Mustafa BAYRAK

İkinci Danışman : Prof. Dr. Metin Yılmaz GÜRLEYİK

Eylül 2001, 76 sayfa.

Bu çalışmada Bor Şeker Fabrikası'nda üretilen proses buharının kullanıldığı bütün üretim birimleri ekserjetik yönden incelendi. Pancardan şeker üretimindeki süreçler sürekli akışlı açık bir sistem olarak ele alındı ve Bor Şeker Fabrikası işletme verileri ile ekserji analizi yapıldı. Süreçlerdeki ekserjetik verimsizliğin nedenleri açıklandı ve verimi artırmak için faydalı tanılar ortaya konuldu

Endüstriyel tesislerde enerjinin en ekonomik şekilde kullanılması güncel bir konu olup termodinamiğin 2. kanununa dayanan ekserji analizi, günümüzde tesislerin termodinamik analizinin önemli bir adımını oluşturmaktadır.

Anahtar Sözcükler: Ekserji, Buharlaştırıcı Sistemler, Şeker Fabrikası.

SUMMARY

EXERGY ANALYSIS OF THE EVAPORATOR SYSTEMS OF BOR SUGAR PLANT

NURVEREN, Kemal

**Nigde University
Graduate School of Natural and Applied Sciences
Department of Mechanical Engineering**

**Supervisor : Yrd. Doç. Dr. Mustafa BAYRAK
Co-Advisor : Prof. Dr. Metin Yılmaz GÜRLEYİK**

September 2001, 76 pages.

In this study, the whole production units of the Bor Sugar Plant that are consumed the process steam, are investigated in point of the exergetic. The production processes on the sugar production from the beet is considered as steady-state open systems and the exergy analysis is performed that make use by the operating data of a plant. The causes of the exergetic unproductiveness on the processes are explained and the valuable diagnoses are exposed in order to increasing the efficiency.

The use of energy in the most economical way in industrial plants is an actual subject and the exergy analysis based on the second law of thermodynamics is the important step of thermodynamic analysis of plants.

Key Words : Exergy, Evaporating Systems, Sugar Plant.

TEŞEKKÜR

Bu çalışmanın gerçekleőmesinde öneri ve katkılarının yanısıra değerli zamanlarını esirgemeyen, bilgi ve tecrübelerinden sürekli faydalandığım, çok yakın desteklerini gördüğüm danışmanlarım Sayın Prof. Dr. Metin Yılmaz GÜRLEYİK ile Sayın Yrd. Doç. Dr. Mustafa BAYRAK hocalarıma ve Bor Şeker Fabrikası tüm çalıőanlarına ayrı ayrı teőekkürlerimi sunarım.

Ayrıca bana her konuda destek olan sevgili aileme Őükranlarımı sunarım.



İÇİNDEKİLER

ÖZET	iii
SUMMARY	iv
TEŞEKKÜR	v
İÇİNDEKİLER DİZİNİ.....	vi
ÇİZELGELER DİZİNİ.....	viii
ŞEKİLLER DİZİNİ	ix
SİMGELER ve KISALTMALAR.....	xi
BÖLÜM I GİRİŞ	1
BÖLÜM II TEORİK ESASLAR.....	4
2.1 Sürekli Akışlı Açık Sistemler.....	4
2.2 Ekserji ve Maddelerin Ekserjisi.....	6
2.3 Birleşik Isı Güç Üretimi	7
BÖLÜM III ŞEKER PANCARI VE PANCARDAN ŞEKER ÜRETİMİ.....	9
3.1 Giriş	9
3.2 Şerbet Üretimi	11
3.3 Şerbet Arıtımı	12
3.4 Şerbetin Koyulaştırılması	13
3.5 Şerbetin Kristallendirilmesi ve Şekerin Elde Edilmesi	16
3.5.1 Kristallendirme tekniği	18
3.6 Madde Özellikleri	18
BÖLÜM IV ŞEKER ÜRETİMİNDE ENERJİ VE EKSERJİ ANALİZİ	26
4.1 Giriş	26
4.2 Bor Şeker Fabrikası Verileri ile Süreçlerin Enerji ve Ekserji Analizi.....	30
4.2.1 Giriş.....	30
4.2.2 Şerbet üretimi süreci enerji ve ekserji analizi.....	33
4.2.3 Şerbet arıtma süreci enerji ve ekserji analizi.....	35

4.2.4 Şerbetin kristallendirilmesi ve şekerin elde edilmesi süreci enerji ve ekserji analizi.....	43
4.2.4.1 Kristal şeker pişirimi kütle analizi.....	46
4.2.4.2 Orta şeker pişirimi kütle analizi	46
4.2.4.3 Son şeker pişirimi kütle analizi	47
4.2.4.4 Rafineride eritmeler	48
4.2.4.5 Rafineri şurup depolarının ısıtılması	48
4.2.4.6 Rafineride diğer yerlerde kullanılan buhar miktarları.....	48
4.2.5 Şerbet koyulaştırma süreci enerji ve ekserji analizi.....	50
4.2.6 Buhar üretimi süreci enerji ve ekserji analizi.....	59
4.2.6.1 Fabrika enerji ihtiyacı	60
4.2.7 Elektrik üretimi süreci enerji ve ekserji analizi	61
4.2.7.1 Türbin verimi	61
4.2.7.2 Türbinlerin özgül buhar tüketimi	61
4.2.7.3 Turbo-pompaların sağlam buhar ihtiyacı.....	62
4.2.8 Gerekli buhar ve su ihtiyaçları	63
4.2.8.1 Retür buharı ve soğutma suyu ihtiyacı	63
4.2.8.2 Toplam retür ihtiyacı	64
4.2.8.3 Takviye retür ihtiyacı	64
4.2.8.4 Takviye retüre tekabül eden sağlam buhar ihtiyacı.....	65
4.2.8.5 İlave sağlam buhar ihtiyacı için gerekli soğutma suyu miktarı.....	65
4.2.8.6 Buhar soğutma suyu ihtiyacı	66
4.2.8.7 Kazan dairesi toplam su ihtiyacı.....	66
4.2.8.8 Fabrika toplam buhar ihtiyacı.....	66
BÖLÜM V SONUÇLAR ve ÖNERİLER.....	68
KAYNAKLAR.....	73
EKLER	75

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 4.1 Şerbet üretimi süreci ısıtıcı buhar kütle analizi	34
Çizelge 4.2 Şerbet üretimi süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları.....	35
Çizelge 4.3 Şerbet arıtımı süreci ısıtıcı buhar kütle analizi.....	41
Çizelge 4.4 Şerbet arıtımı süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları.....	42
Çizelge 4.5 Rafineri şurup depolarında kullanılan buhar miktarları	48
Çizelge 4.6 Şerbetin kristallendirilmesi süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları	49
Çizelge 4.7 Bor Şeker Fabrikası üretim ünitelerinde kullanılan buharın dağılımı.....	52
Çizelge 4.8 Kademelere göre brüde miktarı dağılımı	52
Çizelge 4.9 Genleşme kaplarından geri kazanılan brüdeler	57
Çizelge 4.10 Şerbet koyulaştırma süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları	57
Çizelge 4.11 Türbin ünitesi süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları	66
Çizelge 4.12 Buhar üretimi süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları	67
Çizelge 5.1 Süreçlerin I. Ve II. Kanun verimleri	68

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 2.1 Buhar türbinli kojenerasyon sistemleri	7
Şekil 3.1 Ham fabrika ürün akış şeması	9
Şekil 3.2 Rafineri ürün akış şeması	10
Şekil 3.3 Şerbet üretimi tesis şeması	11
Şekil 3.4 Şerbet arıtımı tesis şeması	12
Şekil 3.5 Düşey borulu bir tephir cihazının şematik görünüşü	15
Şekil 3.6 Bor Şeker Fabrikası rafineri ünitesi buhar akış şeması	17
Şekil 3.7 Pancar kıyımlarının özgül ekserjisi	20
Şekil 3.8 Sıkılmış küspenin özgül ekserjisi	20
Şekil 3.9 Sıkılmış küspenin özgül entalpisi	21
Şekil 3.10 Teknik sakaroz-su çözeltileri için özgül ekserji diyagramı	23
Şekil 3.11 Teknik sakaroz-su çözeltileri için özgül entalpi diyagramı	24
Şekil 4.1 Bir şeker fabrikasının ısı bilançosuna giren bölümleri	27
Şekil 4.2 Bor Şeker Fabrikası ham fabrika buhar akış şeması	31
Şekil 4.3 Şerbet üretimi süreci kontrol hacmi	33
Şekil 4.4 Şerbet arıtımı süreci kontrol hacmi	35
Şekil 4.5 Rafineri süreci kontrol hacmi	43
Şekil 4.6 Koyu şerbet briksine göre enerji gereksinimi	44
Şekil 4.7 Bor Şeker Fabrikası rafineri ünitesi ürün miktarları	45
Şekil 4.8 Kristal şeker pişirimi kontrol hacmi	46
Şekil 4.9 Orta şeker pişirimi kontrol hacmi	46
Şekil 4.10 Son şeker pişirimi kontrol hacmi	47
Şekil 4.11 Şerbet koyulaştırma süreci kontrol hacmi	51
Şekil 4.12 Tephir ünitesi I. kademe kontrol hacmi	53
Şekil 4.13 Tephir ünitesi II. kademe kontrol hacmi	53
Şekil 4.14 Tephir ünitesi III. kademe kontrol hacmi	54

Şekil 4.15 Tephir ünitesi IV. kademe kontrol hacmi.....	54
Şekil 4.16 Tephir ünitesi V. kademe kontrol hacmi.....	55
Şekil 4.17 Günlük kapasiteye göre enerji ihtiyacının değişimi	60
Şekil 5.1 Bor Şeker Fabrikası'nın buharlaştırma ve şerbet üretim sistemlerinin ekseji akış diyagramı.....	69
Şekil 5.2 Şerbet kamarasındaki şerbet seviyesine göre ısı katsayısının değişimi	72



SİMGELER ve KISALTMALAR

B	Buhar kütlesi, kg
c	Özgül ısı, kcal/kg°C, kJ/kgK
ex	Özgül ekserji, kJ/kg
Ex	Ekserji, kJ
h	Özgül entalpi, kJ/kg
Hu	Alt ısııl değır, kcal/kg, kJ/kg
m	Kütle, kg
N	Güç, kW
P	Sakaroz oranı, %
p	Basınç, bar
Q	Arılık, %
Q	Isı, kcal, kJ, kW
S	Kuru madde oranı, %
s	Özgül entropi, kJ/kg
T	Sıcaklık, °C, K
t	Sakaroz miktarı, kg/pg%
W	İş, kJ, kW
z	Kuru madde miktarı, kg/pg%

η	Verim, %
θ	Metalpi, kJ/kg

b	Brüde
g	Giren

ç	Çıkan
pg	Birim pancar, 100 kg
ş	Şerbet
0	Çevre
1	Giriş
2	Çıkış
I	Birinci kanun
II	İkinci kanun



BÖLÜM I

GİRİŞ

Son yıllarda görülen enerji krizleri ile birlikte artan enerji fiyatları bilim adamlarını ve endüstriyel kuruluşlarda çalışan mühendisleri enerjinin daha verimli kullanılma yollarını araştırmaya yönlendirmiştir. Enerji talebini azaltmanın en etkili yolu enerjiyi daha ekonomik kullanmaktır. Endüstriyel tesislerde enerjinin en ekonomik şekilde kullanılması güncel bir konu olup termodinamiğin ikinci kanununa dayanan ekserji analizi, günümüzde tesislerin termodinamik analizinin önemli bir adımını oluşturmaktadır.

Süreçlerin termodinamik analizinde termodinamiğin birinci kanunun yetersiz kaldığı görüldüğünden analizin kapsamını genişletmek üzere termodinamiğin ikinci kanununa dayanan ekserji analizinden yararlanılmaktadır (Ahern, 1980).

Ekserji analizi süreçlerin termodinamik analizinde, kütle ve entalpi dengesinden sonra üçüncü adımı oluşturmaktadır (Szargut ve ark., 1988).

Ekserji analizinin amacı enerji degradasyonundan kaynaklanan ekserji kayıplarının büyüklüğünü ve tesiste bu kayıpların kaynaklandığı noktaları tespit etmektir. Ekserji analizinin sonuçları, çevreye daha az atık bırakan, doğal kaynakları daha az kullanarak üretimi sağlayan yeni teknolojilerin gelişmesine yön gösterdiğinden oldukça faydalı olmaktadır.

Ekserji analizleri günümüzde tüm endüstriyel tesislere uygulanmaktadır. Şeker fabrikalarında sistemler üzerine yapılan ekserji analizleri sonucu elde edilen veriler sayesinde fabrikanın üretim birimlerindeki kayıplar belirlenmekte ve ekonomik iyileştirmeler yapılmaktadır.

Bu çalışmanın amacı, pancardan şeker üretimi yapan bir şeker fabrikasında üretim süreçlerinin belirlenmesi ve bu süreçlerin termodinamik analizinin gerçekleştirilmesidir.

Bor Şeker Fabrikası 2000-2001 yılı üretim kampanyası verilerini kullanarak, fabrikadaki üretim süreçlerinin enerji ve ekserji analizi için yapılan bu çalışmada öncelikle pancardan şeker üretiminde rol oynayan ana ve alt sistemler belirlendi daha sonra bu sistemlerin, açık sistem modeline göre termodinamik analizi yapıldı.

Elde edilen sonuçlar her süreç için süreçlerin sonunda çizelgeler halinde verildi. Bu çizelgelerde her süreç için sürece giren ve çıkan kütlelerin miktarları, toplam entalpileri ve ekserjileri gösterildi. Bu değerlere göre hesaplanan süreçlerin birinci ve ikinci kanun verimleri karşılaştırıldı. Verimin düşük olduğu süreçlerde bunun nedenleri belirlendi. Yapılabilecek aktif ve pasif iyileştirmeler hakkında düşünceler sunuldu.

Süreçlerin birinci kanun verimi süreçten çıkan maddelerin toplam entalpilerinin, sürece giren maddelerin toplam entalpilerine oranı olarak tanımlandı. Bu nedenle birinci kanun verimi, süreçten çevreye atılan ısının ölçüsü olmaktadır.

Süreçlerin ikinci kanun verimi veya diğer adıyla ekserjetik verim süreçten çıkan maddelerin toplam ekserjilerinin, sürece giren maddelerin ekserjileri toplamına oranı olarak tanımlandı.

Süreçlere giren ve çıkan doymuş su, doymuş buhar ve kızgın buhar gibi maddelerin aranan sıcaklık ve basınçtaki termodinamik özelliklerinin belirlenmesinde computer destekli paket programdan yararlanıldı. Programdan alınan datalar denklem (2.3)'de yerine konularak verilen özelliklerdeki doymuş su, doymuş buhar ve kızgın buharın entalpi ve ekserji değerleri hesap edildi.

Süreçlere katılan diğer maddelerin entalpi ve ekserji değerlerinin hesaplanmasında ise bunun için geliştirilen algoritmik fonksiyonlardan yararlanıldı (Üze,1991).

Yapılan çalışmada ayrıca çeşitli işletme parametrelerinin ele alınan sistem üzerine etkileri incelendi, bu etkiler grafikler halinde sunuldu.

Şerbet koyulaştırma sürecinde yapılan analizde, Bor Şeker Fabrikası için fabrika ihtiyacını karşılayacak nicelikte, tephir istasyonunun kabul edilen sınırlamalar dahilinde birinci kademesine verilmesi gereken optimum buhar miktarının hesabı için basit bir matematiksel model hazırlandı.



BÖLÜM II

TEORİK ESASLAR

Bu bölüm sınırlarından kütle ve enerji geçişi olan açık sistemleri başka bir deyişle kontrol hacimlerini kapsamaktadır. Yapılan çalışmada sürekli akışın olduğu kontrol hacimleri, sürekli akışlı açık sistem modeli ile incelenecektir. Bu model evaporatör, türbin, kompresör, ısı değiştirici gibi birçok mühendislik uygulamasının çözümüne olanak sağlar.

Genel olarak termodinamik bir enerji bilimidir. Enerji bir cismin veya sistemin iş yapma yeteneğidir. Başlıca enerjiler ısı, nükleer, elektriksel, potansiyel, kinetik v.s. gibi enerji çeşitleridir. Termodinamik, bu enerjileri ve bunların dönüşümlerinin gerçekleştirildiği düzenekleri inceler (Telli, 1998).

Termodinamiğin birinci yasası enerjinin niceliğiyle ilgilidir, enerjinin var veya yok edilemeyeceğini vurgular. Termodinamiğin ikinci yasası ise enerjinin niteliğiyle ilgilidir. Daha açık söylenirse, bir hal değişimi sırasında enerjinin niteliğinin azalması, entropi üretimi, iş yapma olanağının değerlendirilememesi bu yasanın inceleme alanı içindedir. Termodinamiğin ikinci yasası karmaşık termodinamik sistemlerin optimizasyonu için güçlü bir araçtır (Çengel, 2000).

2.1 Sürekli Akışlı Açık Sistemler

Mühendislikte kullanılan türbin, kazan, ısı değiştiricisi, yoğuşturucu ve benzeri birçok makinenin çalıştıkları sürelerde giriş, çıkış ve diğer çalışma koşulları değişmez, bu nedenle sürekli akış makineleri diye adlandırılırlar. Sürekli akış makineleri ile ilgili termodinamik çözümleme sürekli akışlı açık sistem adı verilen gerçeğe yakın bir modelle yapılır.

Sürekli akışlı açık sistemde akışkanın kontrol hacminden sürekli bir akışı vardır. Akışkanın özellikleri kontrol hacmi içinde bir noktadan diğerine farklılık gösterebilir fakat verilen bir noktada zamanla değişmez. Sürekli sözcüğü ile zamanla değişmeyen yani zamandan bağımsız anlamı çıkarılmalıdır. Sürekli akışlı açık sistemle ilgili olarak aşağıdaki gözlemler yapılabilir:

1. Kontrol hacmi içinde, yaygın hiçbir özellik zamanla değişmez. Böylece kontrol hacminin kütlesi (m), hacmi (V) ve toplam enerjisi (E), sürekli akışlı açık sistemde sabittir. Kontrol hacmine giren toplam kütle ve enerji, kontrol hacminden çıkan toplam kütle ve enerjiye eşit olmak zorundadır.

2. Sürekli akışlı açık sistemin çevresiyle ısı ve iş etkileşimleri zamanla değişmez. Bu nedenle sistemin çevresiyle birim zamanda yaptığı ısı alışverişi veya birim zamanda yaptığı iş sabittir.

Bu gözlemlerin matematiksel formülasyonu sırayla denklem (2.1) ve (2.2)'de ifade edilmektedir.

m_g ve m_c sırayla sisteme birim zamanda giren ve çıkan kütle miktarları, Q sisteme birim zamanda verilen ısı miktarı, W sistem tarafından birim zamanda yapılan iş, θ ise sistemin toplam enerjisi veya diğer bir ifade ile sistemin metalpisi olmak üzere sürekli akışlı açık sistemler için kütle ve enerjinin korunumu denklemleri yazılırsa,

$$\sum m_g = \sum m_c \quad [\text{kg/s}] \quad (2.1)$$

$$Q - W = \sum m_c \cdot \theta_c - \sum m_g \cdot \theta_g \quad [\text{kW}] \quad (2.2)$$

2.2 Ekserji ve Maddelerin Ekserjisi

Ekserji kelimesi Yunanca'da "tersinir" anlamına gelen "ex" kelimesi ile "iş" anlamına gelen "ergon" kelimelerinden türetilmiştir. Ekserji kavramı ilk defa Carnot tarafından 1824 yılında tanımlandı (Wall, 1993).

Ekserji enerjinin kullanılabilen kısmı olup bu kavram için literatürde değişik tanımlar mevcuttur:

Tersinir süreçler yoluyla, bir madde doğal çevrenin temel elemanları ile termodinamik denge durumuna getirildiğinde elde edilebilecek iş miktarı o maddenin ekserjisine eşittir (Szargut, 1980).

Bir diğer tanımlama ise sadece çevre ile sistem arasında ısı değişimi koşulu ile bir maddenin çevredeki yaygın maddelerden tersinir süreçlerle belirli bir durumda üretilebilmesi için gerekli mekanik veya elektrik enerji o maddenin ekserjisini verir, şeklindedir (Riekert,1974).

Gaz, buhar v.b. gibi bir maddelerin, T sıcaklığı ve p basıncındaki özgül entalpisi h ve özgül entropisi s olduğunda, özgül ekserjisi veya kullanılabilirliği,

$$ex = h - h_0 - T_0(s - s_0) \quad (2.3)$$

denklemleri ile hesaplanır.

Yine h ile s çözümlerinin verilen sıcaklık ve yoğunluktaki entalpi ve entropi değerleri , $\sum h_0$ ve $\sum s_0$ ise bileşenlerin birleşmeden ve çevre sıcaklığındaki entalpi ve entropi değerleri olmak üzere şeker-su çözeltisinin özgül ekserjisi,

$$ex = h - \sum h_0 - T_0(s - \sum s_0) \quad (2.4)$$

Su ve buhar çevre sıcaklığında da şekeri çözme özelliğine sahip olduklarından çevre şartlarında bir ekserjiye sahiptir. Bu nedenle (2.3) no.lu denkleme ilave olarak ex_0 terimi eklenerek,

$$ex = h - h_0 - T_0(s - s_0) + ex_0 \quad (2.5)$$

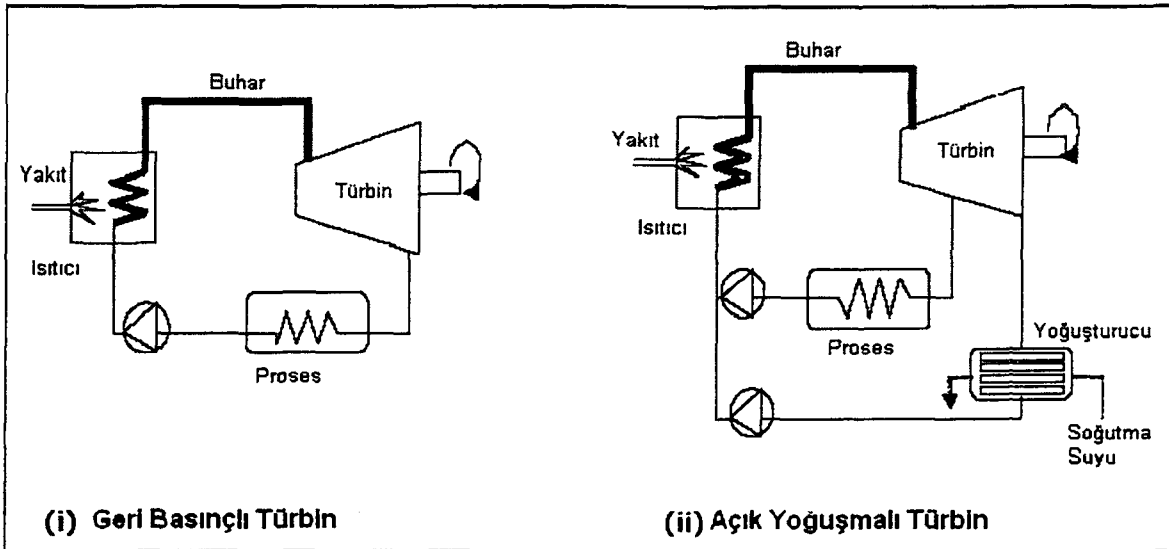
Çevre şartlarındaki sıfır noktası ekserjisi olarak bilinen ex_0 teriminin değeri hesaplamalarda 27.55 [kJ/kg] olarak alınmıştır.

Ekserji dengesine göre bir bilanço çemberine giren ve buradan çıkan ekserji akımlarının ekserjetik kayıplarla birlikte toplamı sifıra eşittir (Tekin ve ark., 1992).

$$\sum_i Ex_i = 0 \quad (2.6)$$

2.3 Birleşik Isı Güç Üretimi

Bileşik ısı güç üretimi veya diğer adıyla kojenerasyon, ısıl enerji ve elektrik gereksinimlerinin aynı enerji kaynağından karşılanmasıdır. Aşağıda buhar türbinli kojenerasyon sistemlerinde uygulanan iki değişik tekniğin şematik diyagramları görülmektedir.



Şekil 2.1 Buhar türbinli kojenerasyon sistemleri

Büyük miktarlarda enerji tüketmeleri nedeni ile şeker fabrikalarının elektrik ve ısı enerjilerini karşılamak için kojenerasyon tekniği yani birleşik ısı-güç üretiminden yararlanır. Türbinlerde elektrik üretimi için kullanılan sağlam buhar, türbinlerde iş gördükten sonra retür(çürük) buhar olarak türbinlerden çıkar. Çıkan buhar istenilen termodinamik özelliğe getirilerek şerbet koyulaştırma ünitesindeki evaporatörlerden birincisinin buhar kamarasına sevk edilmektedir. Bu suretle üretilen buharın mekanik enerjisinden yararlanılarak elektrik üretilmekte, ısı enerjisinden yararlanılarak da ham fabrikada şeker üretilmektedir.

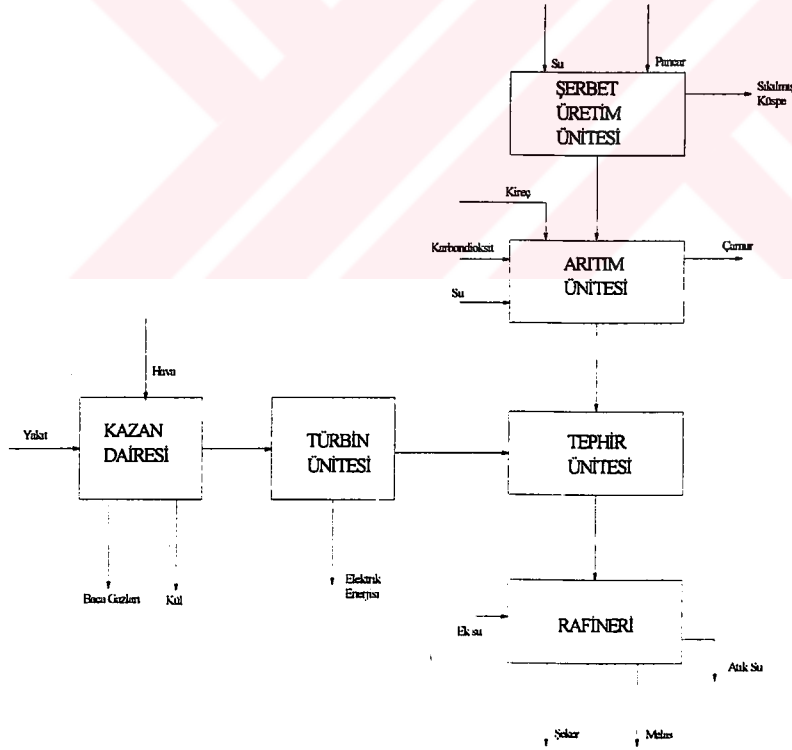
Bor şeker fabrikasında bileşik ısı güç üretimi diğer adıyla kojenerasyon tekniği uygulanmaktadır. Bu sayede ekonomik açıdan oldukça fazla kazanç sağlanmaktadır. Bu yolla kazanda suya verilen ısı enerjisinin daha büyük bir bölümü amaca uygun olarak kullanılır ve fabrikanın ekserjetik verimi artar.

BÖLÜM III

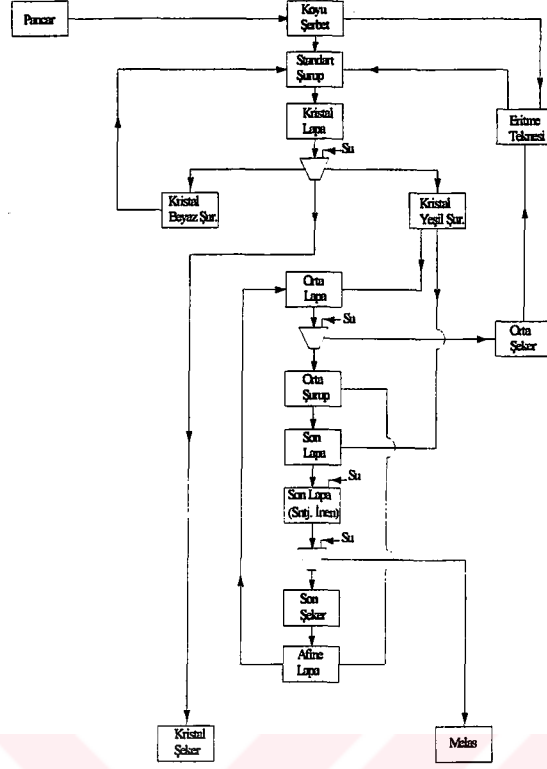
PANCARDAN ŞEKER ÜRETİMİ

3.1 Giriş

Pancardan şeker üretimi yapan tesislerde ham madde olan şeker pancarı, çeşitli işlemlere tabi tutularak elde edilecek ürün olan şeker üretilir. Pancardan şeker üretiminde Bor Şeker Fabrikası için ham fabrika ve rafineri ürün akış şemaları Şekil 3.1 ve Şekil 3.2 de gösterilmektedir.



Şekil 3.1 Ham fabrika ürün akış şeması



Şekil 3. 2 Rafineri ürün akış şeması

Bu akış şemalarına göre pancardan şeker üretimi ana süreçleri şu şekildedir:

1. Şerbet üretimi
2. Şerbetin artırılması
3. Şerbetin koyulaştırılması
4. Kristalleştirme ve şekerin elde edilmesi (rafineri)

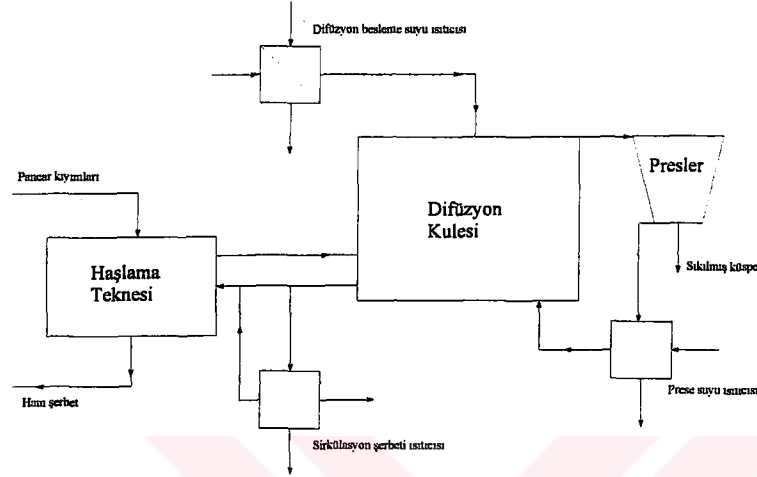
Şeker üretiminde yardımcı süreçler ise,

1. Buhar ve elektrik üretimi
2. Kireçsütü ve karbondioksitin hazırlanması

Aşağıda bu süreçler için açıklayıcı bilgiler verilmiştir. Yardımcı süreçlerden sadece buhar üretimi, enerji ve ekserji analizlerinde göz önüne alındı. Kireçsütü ve karbondioksitin hazırlanması konunun kapsamı dışında tutuldu.

3.2 Şerbet Üretimi

Bor Şeker Fabrikası'nın şerbet üretimi sisteminin basitleştirilmiş şeması Şekil 3.3 .de görülmektedir.



Şekil 3.3 Şerbet üretimi tesis şeması

Şerbet üretiminin amacı pancar kıyımlarından şekeri mümkün olduğu kadar eksiksiz çekmektir. Şerbet üretimi sürecinde şeker, mekanik ve ısıl işlemlerle suya difüze olur. Kıyım makinesinde mekanik etki ile oluşan basıncın etkisiyle pancar hücrelerinin %5-10'u açılır. Difüzyon kulesinde ise şeker ısının etkisiyle suya geçer. Difüzyon kulesinde genellikle sıcaklık 75 [°C]'yi geçmeyecek şekilde işlem yapılır.

Taze kıyımlar haşlama teknesinde haşlama işlemine tabi tutulduktan sonra kulenin altından pompalanır ve kule içerisinde difüzyon kanununa göre ekstraksiyon işlemi gerçekleşir. Moleküller yüksek konsantrasyonlu bölgeden düşük konsantrasyonlu bölgeye doğru giderler. Bu partiküllerin difüzlenme hızı, kütesine ve çözeltinin sıcaklık ve viskozitesine bağlıdır.

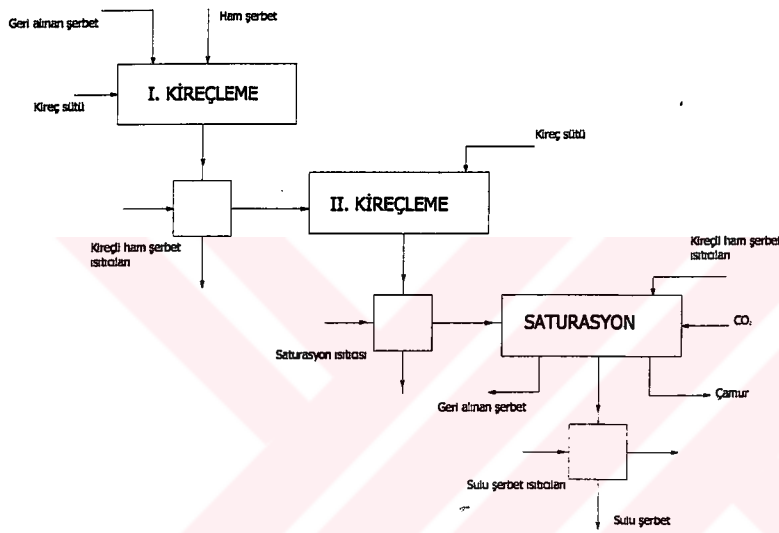
Difüzyonda çekilen ham şerbet ağırlığının difüzyona verilen kıyım ağırlığına oranına çekiş denir.

$$\% \text{ Çekiş} = \frac{\text{Ham şerbetin kütlesi}}{\text{Kıyımın kütlesi}} \cdot 100 \quad (3.1)$$

Difüzyon işleminde difüze olmayan kıyımlara küspeler küspesinde sıkılır ve böylece ortaya çıkan prese suyu ısıtıcıdan geçirildikten sonra yeniden kule difüzörüne verilir. Preselerde geriye kalan sıkılmış küspeler diğer işletmelerde ürün olarak kullanılmak üzere depo edilir.

3.3 Şerbet Arıtımı

Şekil 3.4 de Bor Şeker Fabrikası şerbet arıtma sistemi şematik olarak gösterilmektedir.



Şekil 3.4 Şerbet arıtımı tesis şeması

Ham şerbetin içerisindeki şeker dışı maddelerin uzaklaştırılması için yapılan kireçleme, karbonatlama ve filtreleme işlemleri bu kapsamda değerlendirilir.

Kireçleme ve karbonatlama iki aşamada gerçekleştirilir (Leblebici, 1998).

I. Kireçlemede ham şerbete içindeki kolloidler için optimal bir pıhtılaşma ortamı elde edilmeye kadar kireçsütü verilir. Bu ortam genellikle şerbetin pH değerinin 10.8-11.0 ve alkalitesinin 0.15-0.20 [gCaO/100 mL] olduğu bir aralıkta gerçekleşmektedir. Bu suretle ham şerbetin içerisindeki asitler nötrleştirilir, çözünmeyen kalsiyum tuzları ve kompleksleri çökelirler.

II. Kireçlemede şerbete % 1.5-2.0 oranında kireç verilerek pH değeri 12'nin üzerine çıkarılır ve hidroksil iyonlarının etkisi ile şeker dışı maddelerin parçalanması sağlanır. Bu

maddeler özellikle invert şeker ve amitlerdir. II. Kireçleme optimal alkalitesi pancardaki her bir birim şeker dışı madde için 0.8 birim CaO kullanılması gerektiği düşüncesi ile bulunur. II. Kireçlemede yüksek alkalitenin sağladığı kimyasal reaksiyonların amacı, I. Karbonatlamada süzme için yardımcı madde olacak olan kalsiyum karbonatı oluşturmak ve bu suretle birinci kireçlemede oluşan çökeleği sarıp süzülebilir hale getirmektir. İkinci kireçleme bundan başka daha sonraki adım olan birinci karbonatlamada şerbet içinde çözülmüş durumda bulunan şeker dışı maddelerin önemli bir kısmının yüzeye toplanmasını sağlar.

Karbonatlamada, kireçlemede verilen fazla miktarda kireç, CO₂ (karbondioksit) verilerek CaCO₃ (kalsiyumkarbonat) halinde çöktürülür ve uzaklaştırılır. Uzaklaştırılan şeker dışı bu maddeler özellikle organik ve inorganik asitlerin kireç tuzları ve renkli maddelerdir. Karbonatlamada kireçten meydana gelen kalsiyum karbonatın şerbet arıtma sürecinde iki görevi vardır. İlk olarak çökelen çamurun süzülmesini sağlar. İkinci olarak da geniş dış yüzü ile bir kısım şeker dışı maddeyi yüzeye toplayarak şerbetten uzaklaştırmaktır. Karbonatlama prosesinde işlem sıcaklığı 85-90 [°C] arasında olur.

Birinci karbonatlamada mekanik ve fiziksel olaylar ön sırada yer alırken ikinci karbonatlamada daha çok kimyasal olaylar söz konusudur.

Şerbet arıtmada çamur türünden katı maddelerin ayrılması GP filtrelerinden geçirilerek yapılır.

3.4 Şerbetin Koyulaştırılması

Tephir istasyonundaki cihazlara 12-15 briks ile giren sulu şerbet 60-65 briks hatta 70 brikse kadar suyu uçurulup koyulaştırılır.

Bir şeker fabrikasının tephir istasyonunun yerine getireceği iki görevi vardır:

1. Sulu şerbeti 65 ila 70 [Bx] derecesine kadar koyulaştırmak

2. Fabrikanın şerbet üretimi, şerbet arıtımı, pişirme istasyonu vb. gibi bölümlerini lüzumlu ısıtıcı buhar miktarları ile beslemek.

Bu iki görevin bir tesisten sağlanması şeker fabrikasında daha az enerji tüketimini sağlamaktadır.

Tephir istasyonuna alınan ısıtıcı buhar çeşitli kademelerde birbirinden farklı sıcaklıkta brüdelere çevrilmekte ve bunlarda ısı tüketicilerde kullanılmaktadır. Bu suretle tephir istasyonu bir şeker fabrikasında bir buhar transformatörü görevinde bulunur.

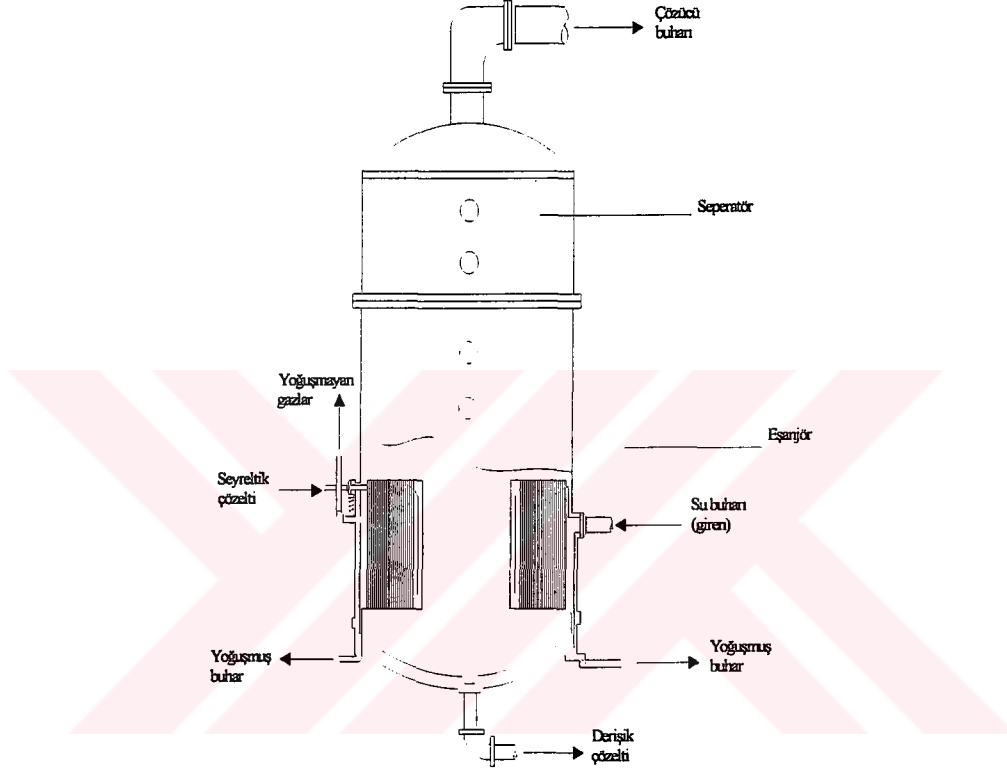
Şerbetin tephir istasyonundaki koyulaştırılması için esas itibariyle pek az ısıtıcı buhar kullanılır zira bu ısıtıcı buhar tephir istasyonunun münferit kademelerinde daha düşük sıcaklıktaki bir brüdeye çevrilmekte ve brüdeyi kullanan tüketiciler de bu brüdeyi buhar kamaralarında kondense etmektedirler. Bütün kademelerinin brüdeleri kullanılan basınçlı tephir istasyonları hemen hemen bütün pancardan şeker üretimi yapan fabrikalarda kullanılmaktadır.

Tephir istasyonundaki tephirin adetine göre yani kademe sayısına göre koyulaştırma işlemi gerçekleştirilir. Bu kademe sayısı üç, dört veya beş olabilir. Buna göre tephir üç kademeli, dört kademeli veya beş kademeli olmak üzere isimlendirilir.

Şeker fabrikalarında çoğunlukla dik borulu tephir cihazları kullanılır; boruların içinden şerbet dışından da ısıtıcı buhar geçer. Borular, alt ve üst uçlarından olmak üzere birer aynaya sıkı geçirilerek bağlanmıştır ve bu iki ayna ile cihazın silindir şeklindeki cidarı ısıtıcı kamarayı oluşturur. Isıtıcı kamarasının altında şerbet odası bulunur ve ısıtıcı kamaranın üstünde bulunan silindir şeklindeki kısım ise brüde odasını teşkil eder. Burada borularda teşekkül etmiş olan brüde şerbetten ayrılır. Brüde odasına yerleştirilmiş olan şerbet ayırıcı şerbetten kopan şerbet damlacıklarını brüdeden ayırır. Şekil 3.5 de düşey borulu bir tephir cihazının şekli görülmektedir.

Tephir cihazlarının alt kısımlarında birer kapalı kaptan ibaret olan genişleme kapları mevcuttur. Buraya gelen yoğunlaşmış buhar belirli sıcaklık ve basınca sahiptir. Daha

düşük sıcaklık ve basınçtaki ortamla temas eden yoğuşmuş buhar aynı zamanda daha geniş hacimli ortama girdiğinden sıcaklık farkı nedeni ile genişerek buharlaşma gizli ısını kendi bünyesinden verir ve bir miktar daha brüde kazanılır. Bu brüdeye genişleme brüdesi adı verilir. Bu brüdeler tephirlerde yeniden kullanılır ve bu suretle birinci kademeye verilmesi gereken buhar miktarından tasarruf sağlanmış olur.



Şekil 3.5 Düşey borulu bir tephir cihazının şematik görünüşü

Tephir istasyonunun projelendirilmesinde şu sıra izlenmelidir (Baloh ve ark., 1974);

1. Tephir istasyonunun devrelerinin belirlenmesi (buhar, şerbet ve kondensat devreleri)
2. Buharlaştırılması gereken su miktarının belirlenmesi
3. Şerbet üretimi (difüzyon), şerbet ısıtma ve kristalleşme için gerekli buhar miktarının tespiti
4. Buharlatırma istasyonunun kademelerinde brüdelerin dağılımı
5. Buharlatırıcının buhar gereksiniminin, brüdelerin ve kondensatların yaklaşık hesabı
6. Geri kazanılan brüdelerin yaklaşık hesabı
7. Geri kazanılan brüdelerin göz önünde tutularak gerekli buhar miktarının ayarlanması

8. Buharlaştırıcı ve ön ısıtıcı yüzeylerinin bulunması ve kütleli debilerin hesabı.

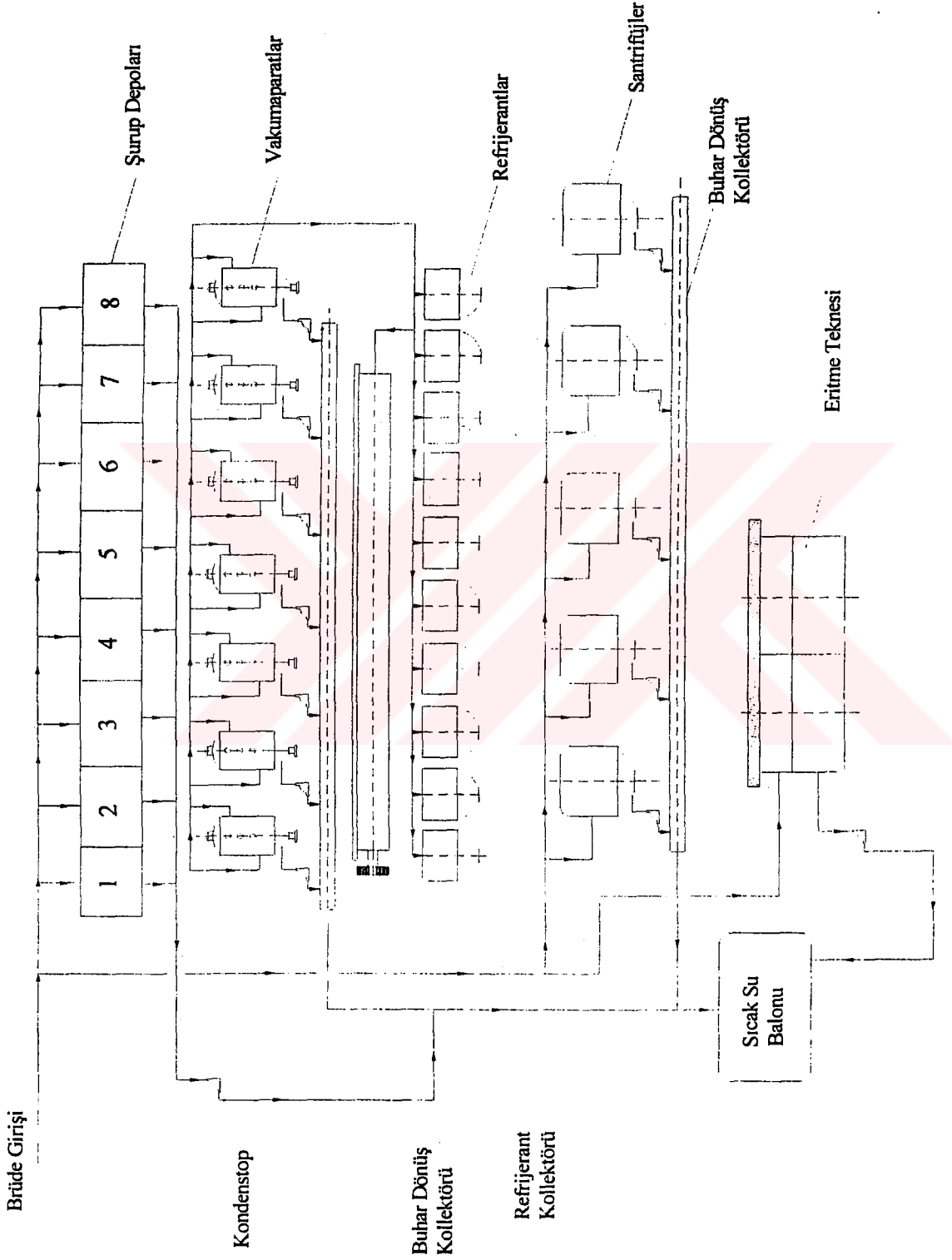
Bor Şeker Fabrikası'nda şerbetin koyulaştırılması sürecinde birbirinden farklı basınç ve sıcaklıklarda çalışan beş kademeli tephir istasyonu mevcuttur. Sulu şerbet, üç adet sulu şerbet ısıtıcısından geçirilerek birinci kademeye uygun giriş sıcaklığına getirildikten sonra koyulaştırma işlemi için buharlaştırıcının birinci kademesine pompalanır. Birinci kademede türbinlerden gelen retür (çürük) buhar ile ve gerektiğinde takviye retür buhar ile buharlaştırma yapılır. Koyulaşan sulu şerbet vana üzerinden daha düşük basınç ve sıcaklık altında buharlaştırma yapan IIA ve IIB kademelerine girer. Bu kademede buharlaştırma için birinci kademede sulu şerbetten uçurulan buhar (I. Brüde) kullanılır. İkinci kademeler birbirine paralel bağlıdır. İkinci kademelerden çıkan ve koyuluk derecesi biraz daha artmış olan şerbet yine birbiri ile paralel çalışan IIIA ve IIIB kademelerinde ikinci kademelerden çıkan şerbet buharı (II. Brüde) ile koyulaştırılmaya devam ettirilir. Buradan üçüncü kademedeki gelen şerbet buharı (III. Brüde) ile çalışan IV. Kademe pompalanır ve en son olarak da vakum altında IV. Brüde ile çalışan beşinci kademeye pompalanır. Beşinci kademe çıkışında arzu edilen koyuluk derecesine sahip şerbet elde edilmiş olur.

3.5 Şerbetin Kristallendirilmesi ve Şekerin Elde Edilmesi

Koyu şerbet, fabrikanın rafineri diye adlandırılan ünitesinde kristallendirilir. Rafineriye şeker ve şeker dışı maddeleri kapsayan koyu şerbet gönderilir. Ayrıca su, buhar, elektrik gücü ve çeşitli kondensatlarda rafineriye iletilir. Rafineriden şeker, melas ve vakum buharı çıkar.

Rafineri sürecinde kuru madde dengesinden hareket ederek süreçten geçen ürünlerin kuru madde miktarları tayin edilebilir. Rafineri ürünlerindeki kuru madde miktarları, maddelerin şeker oranı, kuru madde oranı ve aralık değerlerinden çıkarılabilir. Elde edilen değerlerden de tesisteki birimlerde ne kadar buhar gereksinimi olduğu çıkarılmıştır.

Şekerin üretildiği rafineri istasyonunda üretilmesi istenilen şekerin çeşidine göre koyu şerbetten şeker elde edimine kadar olan aşamaları gösteren değişik rafineri akış şemaları mevcuttur. Bor Şeker Fabrikası'nda %100 orta şeker eritmeli klasik üçlü pişirim uygulanmaktadır. Buna dair rafineri akış şeması Şekil 3.6 da gösterilmektedir.



Şekil 3.6 Bor Şeker Fabrikası rafineri ünitesi buhar akış şeması

3.5.1 Kristallendirme tekniği

Bir rafineri durağan-hal kütle dengesine sahiptir. Ekonomik açıdan en iyi işletme için melastaki şeker kaybını ve rafineriye gönderilen suyu en aza indirmek gerekir. Çünkü rafinerideki buhar(ısı) ihtiyacı, şerbetle, lapa miktarı ile ve eritme suyu olarak rafineriye giren su miktarı ile orantılıdır.

şuruplar vakum kazanlarına indirilmeden önce depolarda ortalama 70-80 [°C]'ye kadar ısıtılır. Vakum kazanlarına giren renksizlendirilmiş, süzülmüş ve belli bir konsantrasyona getirilmiş olan standart şurup (Bor şeker Fabrikası için), kazanlarda pişirilerek yaklaşık 80 [°C] ıkış sıcaklığına sahip lapa adı verilen ürün olarak çıkar. Çekilen lapa vakum aparatların altında bulunan refrijerantlarda 45-50 [°C]'ye soğutulduktan sonra santrifüjlere sevk edilir. Santrifüjlerde lapadan kristal şeker ve şurupları elde edilir. Diğer şuruplarda da aynı işlemler gerçekleştirilir. Özetleyecek olursak rafineriye koyu şerbet girer, kristal şeker ve melas çıkar.

3.6 Madde zellikleri

Sakaroz içeren maddelerde sakaroz oranı (P), kuru madde oranı (S) ve arılık (Q) değerleri temel büyüklüklerdir.

$$\text{Sakaroz Oranı} = \frac{\text{Sakaroz miktarı}}{\text{Toplam madde miktarı}} \cdot 100 \quad (\%) \quad (3.2)$$

$$\text{Kuru Madde Oranı} = \frac{\text{Kuru madde miktarı}}{\text{Toplam madde miktarı}} \cdot 100 \quad (\%) \quad (3.3)$$

eşitlikleri ile tanımlanır.

Bu büyüklüklere göre,

$$\text{Arılık} = \frac{\text{Sakaroz oranı}}{\text{Kuru madde oranı}} \cdot 100 \quad (\%) \quad (3.4)$$

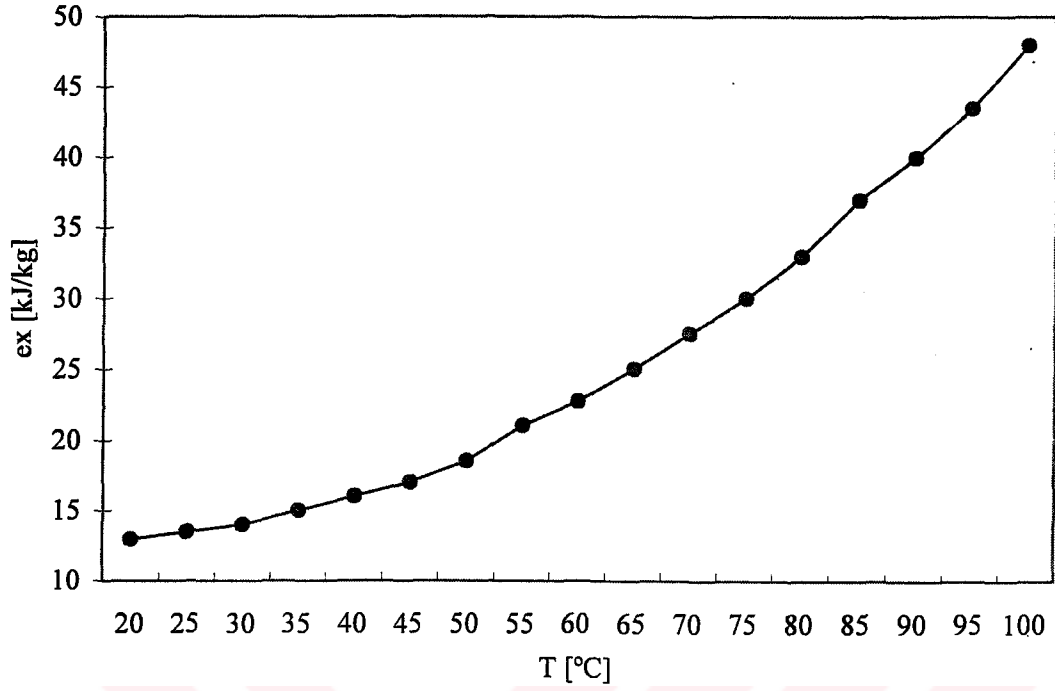
$$\text{Arılık} = \frac{\text{Sakaroz miktarı}}{\text{Kuru madde miktarı}} \cdot 100 \quad (\%) \quad (3.5)$$

formüllerini ile hesaplanır.

Kuru madde miktarı, ürünü kurutma dolabında kurutmak sureti ile veya refraktometrede kırma indisi metodu ile tespit edilir. Sakaroz miktarı ise refraktometrede kırma indisi metodu ile belirlenir.

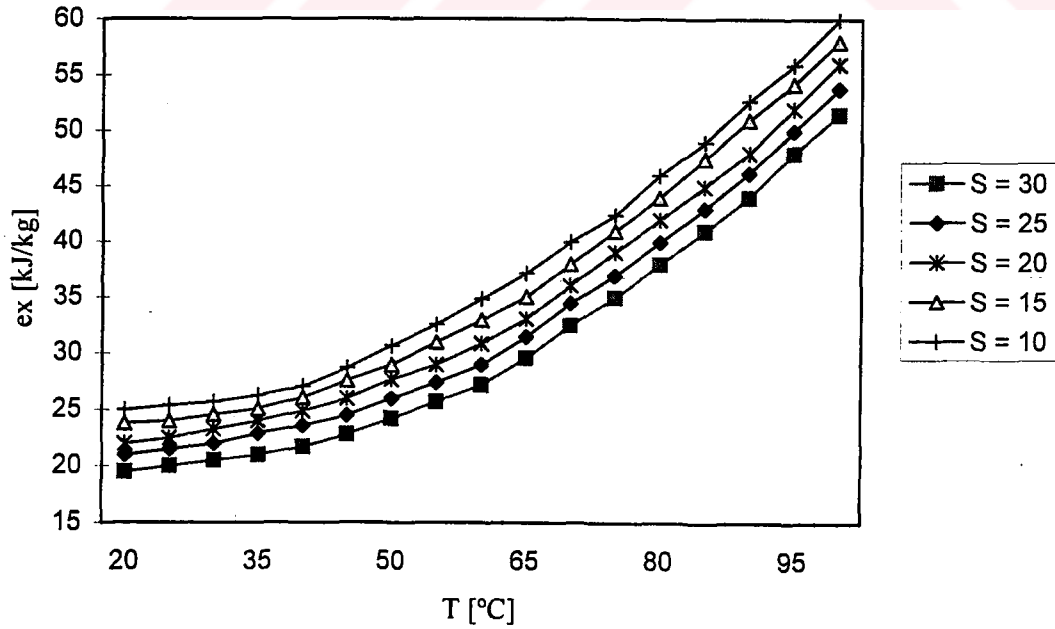
Literatürde madde özellikleri için verilen diyagramlardan analitik bağıntılar hesaplanmıştır. Bu işlem için "Cricket Graph" eğri uydurma paket programı kullanılmıştır. Bu program ile verilen datalara uygun eğriler çizilmiş ve bu dataların üstel, logaritmik veya 5. dereceye kadar polinomial eğri denklemleri elde edilmiştir. Eğrilere göre elde edilen bu denklemler yardımı ile istenilen sonuçlar elde edilmiştir. Literatürde madde özelliklerini veren diyagramlardan alınan datalarla hesaplanmış bütün algoritmik bağıntılar mevcuttur (Üze,1991).

Şekil 3.7 de pancar kıyımlarının özgül ekserjilerinin hesaplandığı diyagram verilmiştir. Diyagramdan 5 [°C] aralıklarla alınan datalara en uygun sonuçları veren 4. dereceden polinomun denklemini elde edilmiştir.



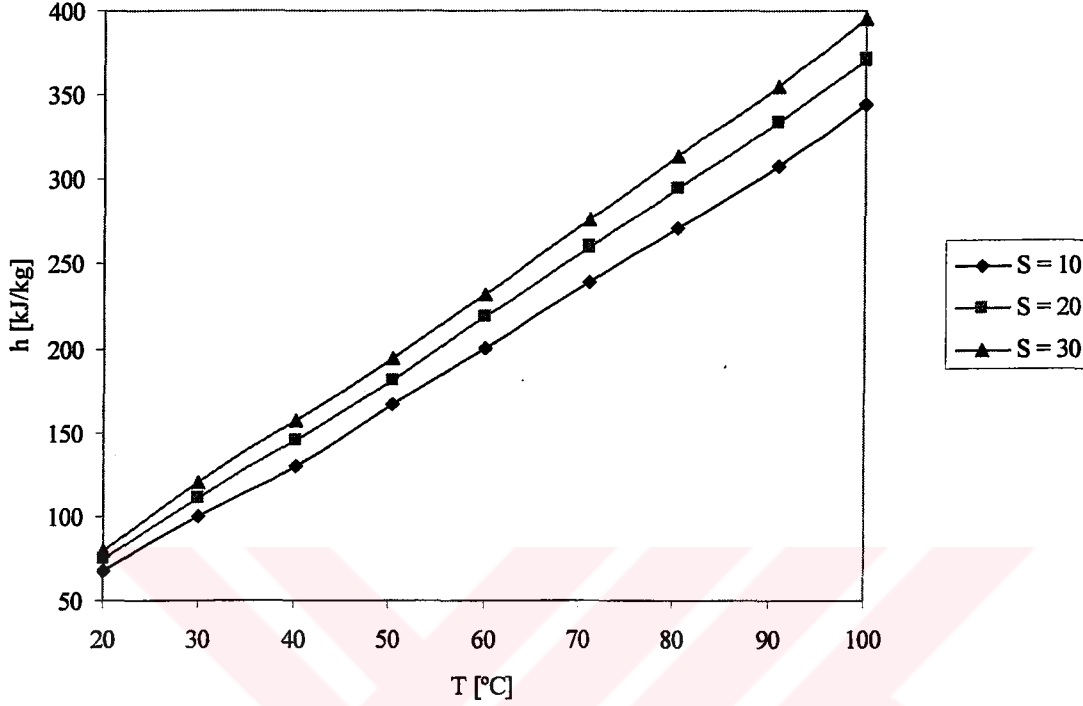
Şekil 3.7 Pancar kıyımlarının özgül ekserjisi

Diğer madde özelliklerinin bulunmasında da benzer yol izlenmiştir. Buna göre Şekil 3.8' deki diyagramdan sıkılmış küspeye ait ekserji miktarları, sıcaklık ve kuru madde oranının bir fonksiyonu olarak bulunabilir.



Şekil 3.8 Sıkılmış küspenin özgül ekserjisi

Preslerde sıkılmış küspenin özgül entalpi değerleri, konsantrasyon ve sıcaklığa bağlı olarak Şekil 3.9'daki diyagramdan bulunabilir.



Şekil 3.9 Sıkılmış küspenin özgül entalpisi

Ya da sıkılmış küspenin özgül entalpileri, kuru madde oranı özgül ısı değerleri ve sıcaklığın fonksiyonu olarak şu formülle hesaplanabilir.

$$h = [(100 - S) \cdot c_{su} + S \cdot c_{katı}] \cdot T \quad (3.6)$$

Burada S kıyımın yüzde olarak kuru madde miktarı, c_{su} [kJ/kgK] ve $c_{katı}$ [kJ/kgK] ise sırayla suyun ve katı maddenin verilen 0-T [K] arasındaki sıcaklık bölgesinde ortalama özgül ısılarıdır (Baloh, 1974).

Şeker çözeltilerindeki şeker ve kuru madde miktarı, yoğunluk ölçümü yolu ile veya kırma indisi ölçümü yolu ile saptanır (Baloh, 1982). Bunun için piknometre veya refraktometre gibi optik ölçüm cihazları kullanılmaktadır. Literatürde %94.3 aralıktaki çözeltiler için

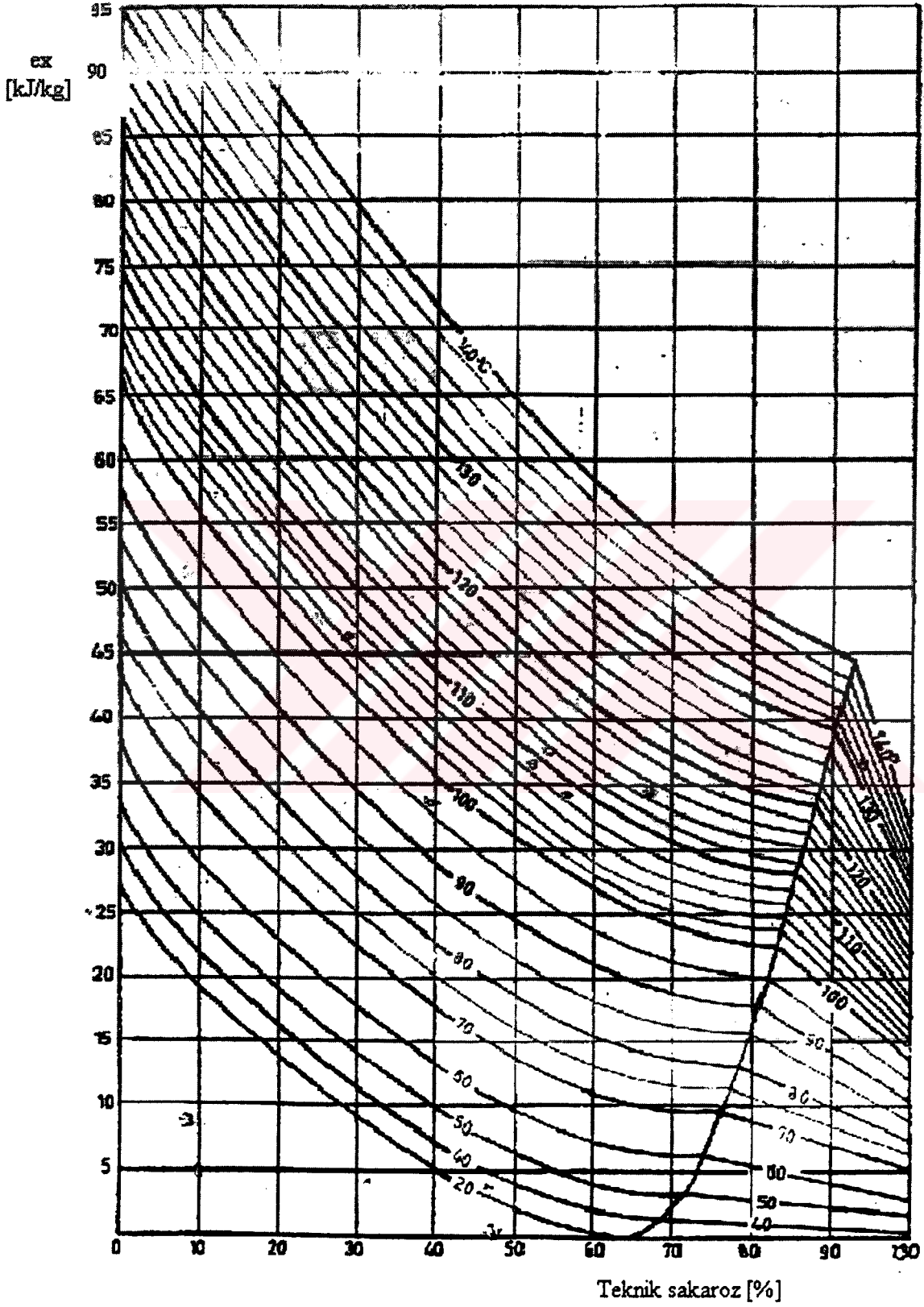
diyagramlar mevcuttur (Teknik sakaroz-su çözeltileri). Bu diyagramların pratikliğe uygunluğu tecrübelerle kanıtlanmıştır (Curdts, 1988).

Aşağıda Teknik sakaroz-su çözeltileri için teknik sakaroz oranlarına ve sıcaklıklara bağlı olarak Şekil 3.10 ve 3.11 de özgül ekserji ve özgül entalpi değerlerini veren diyagramlar verilmiştir.

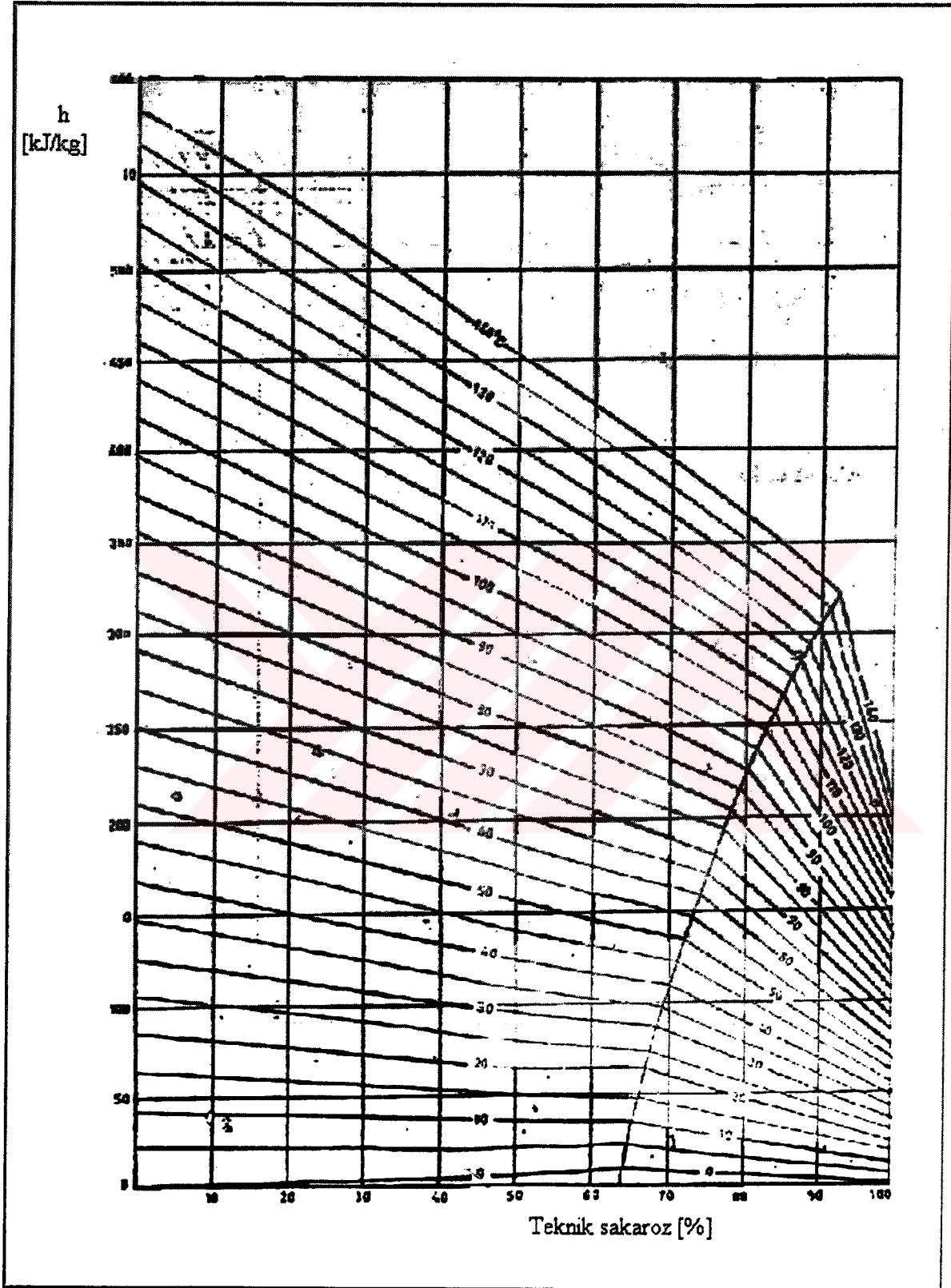
Teknik Sakaroz oranı;

$$\text{Teknik Sakaroz} = \frac{\text{Teknik sakaroz miktarı}}{\text{Toplam madde miktarı}} \cdot 100 \quad (\%) \quad (3.7)$$

formülü ile hesaplanır.



Şekil 3.10 Teknik sakaroz-su çözeltileri için özgül ekserji diyagramı



Şekil 3.11 Teknik Sakaroz-Su Çözeltileri için özgül entalpi diyagramı

Sakroz-su çözeltilerinin belirli bir basınçtaki buharlaşma sıcaklığı (T_{doyma}), suyunkinden yüksektir. Buharlaşma sıcaklığı ilk olarak çözeltinin konsantrasyonuna bağlı olarak değişir. Alçak basınçlarda yüksek basınçlara göre daha düşüktür ve çözeltinin azalan aralığı ile artar.

Teknik sakaroz-su çözeltilerinin özgül ekserji diyagramında doymuş çözelti ile kristalleşmiş sakarozun oluşturdukları stabil denge konumu ekserjinin referans konumu olarak seçilmiştir. Bu nedenle doymamış olan çözeltiler sakarozu çözebildiklerinden çevre sıcaklığında da belirli bir değerde ekserjiye sahiptir. Teknik çözeltide referans halde sakaroz yüzdesinin sıfır olduğu başlangıç noktasında ekserjinin değeri yani sıfır noktası ekserjisi ex_0 , 27.55 [kJ/kg] olarak verilmiştir. Çözelti sıcaklığı arttıkça başlangıç noktası ekserjisi daha büyük bir değer alır. Çözeltinin kuru madde oranına bağlı olarak bu değer azalır. Teknik sakaroz-su çözeltilerinin ekserji diyagramından kullanılabilir enerjiyi yani ekserjiyi, çözeltinin kuru madde oranına ve sıcaklığına bağlı olarak veren analitik bağıntılar geliştirilmiştir (Üze, 1991). Teknik sakaroz-su çözeltisi diyagramında kristal şekerin ekserji değerleri sağ koordinat üzerinden okunur (Baloh, 1981).

BÖLÜM IV

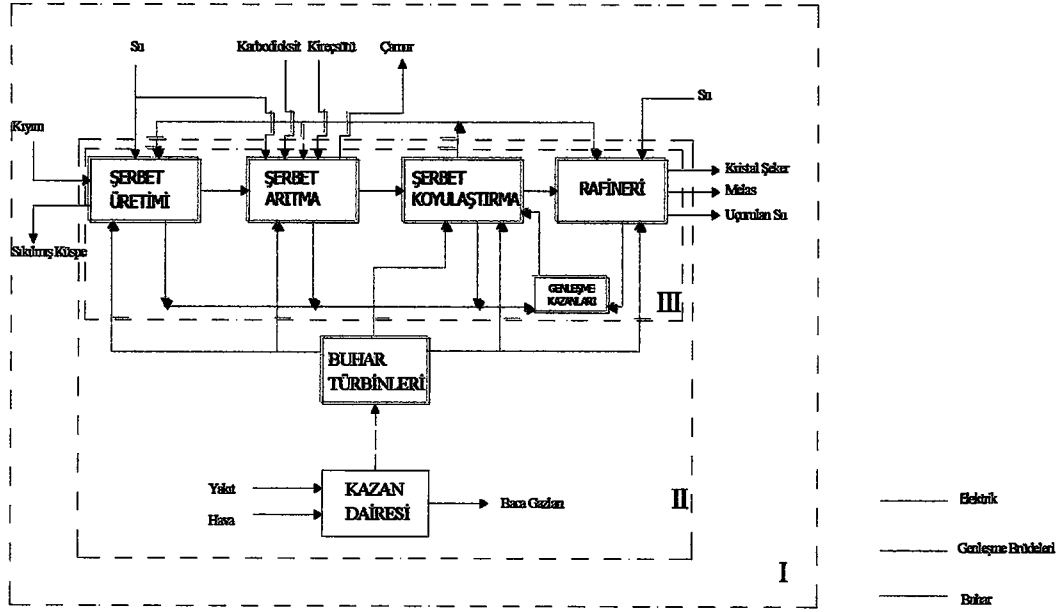
ŞEKER ÜRETİMİNDE ENERJİ ve EKSERJİ ANALİZİ

4.1 Giriş

Isı ekonomisi açısından bir şeker fabrikası çok miktarda buhar üreten ve tüketen büyük bir ünite olarak düşünülebilir. Ham pancardan şeker elde etmek için gerekli ısı enerjisinin üretimi aksaksız ve cihazları istenen şekilde çalıştıracak bir düzeyde sağlanması, buna karşılık bu enerjinin şeker üretimini ekonomik yapacak bir sınırdan tutulması ısı ekonomisinin esaslarını teşkil eder.

Bir nesnenin ısı tekniği bakımından araştırılması, incelenmesi ve hesaplanmasında, bu nesne ister mesela bir ısıtıcı gibi cihaz olsun, ister mesela tephir istasyonu gibi bir tesis olsun ve isterse komple bir şeker fabrikası olsun her şeyden önce bu nesnenin çevresinde bir bilanço sınırının çizilmesini düşünmek ve bu suretle de kapalı bir bilanço alanı veya bir bilanço çemberi saptamak gerekir. Sınırın çizilmesi için belli bir kaide yoktur; daha ziyade istenilen amaca ve aynı zamanda da nesnenin özelliklerine göre belirlenebilir. Sınırın tayininde yalnız, nesneye ait bütün tesislerin bu sınır içinde kalmasına özellikle dikkat edilmelidir.

Bir şeker fabrikasının ısı tekniği hesabı ve incelenmesi yapılmak istenildiğinde Şekil 4.1 de görüldüğü üzere bir bilanço çemberi bölmelerine ayırmak gereklidir (Schneider, 1971).



Şekil 4.1 Bir şeker fabrikasının ısı bilançosuna giren bölümleri

- I = Şeker fabrikası bilanço alanı
- II = Isı ve enerji ekonomisi bilanço alanı
- III = Retür buharın değerlendirildiği bilanço alanı

Bilançoya şeker üretimi için lüzumlu bütün maddeler veya enerji ile üretimden ayrılacak artık maddeler dahil edilir. Ham madde olarak pancar kıyımı bilanço alanına sokulmuş ve bu alandan ana üretim maddesi olarak şeker çıkarılmıştır. Melas, kuru küspe veya sıkılmış küspe yan ürünlerdir. Bilanço alanına ayrıca şunlarda girmektedir. Kazan dairesi için yakıt, kireç ocağı için kireçtaşı ve kok, yanmayı sağlayacak olan hava ile şeker üretimi için lüzumlu olan taze su. Ana ve yan ürünlerden başka alandan çıkanlar ise şunlardır: Şerbet arıtımından çıkan çamur, kondansatörlerden alınan su, baca gazları ve yalnız kısmen kullanılan karbonatlama gazından arta kalan kısım. Dışarıya verilen elektrik enerjisi, şeker üretimi yan ürünü olarak kabul edilmelidir (Şeker Teknisyenleri El Kitabı, 1970).

Şeker fabrikalarında ısı bilançolarının yapılmasının amacı,

1. Şeker üretimi akışını sürekli bir şekilde devam ettirebilmek için lüzumlu ısı enerjisinin hazır bulunmasını sağlamak,
2. Isı enerjisi kayıplarının yerini ve miktarını belirlemek ve bu kayıpları mümkün olduğunca en aza indirmek için yapılacak iyileştirmeleri saptamaktır.

Bu sayede uygulanan ısı ekonomisi ile işletmedeki bütün birimlerin ısı tüketimi ve kayıpları belirlenir. Mevcut kayıpları yok etmek için önlemler alınabilir. Önceden yapılan enerji analizi sayesinde ise işletme için gerekli cihazların neler olduğuna karar verilebilir.

Aşağıda bir şeker fabrikası için kontrol hacimleri sıralanmıştır (Baloh, 1981):

1. Pancarın kıyımı ve şerbet üretimi
2. Şerbetin arıtımı
3. Şerbetin koyulaştırılması
4. Kristallendirme
5. Buhar üretimi
6. Isı-güç üretimi
7. Yoğuşma

Şeker fabrikasının bu şekilde kontrol hacimlerine bölünmesi ile her bir ünitadaki madde, entalpi ve ekserji analizleri yapılabilir.

Bir bilanço çemberinin ısı tekniği bakımından hesabı veya incelenmesinde şu üç ayrı bilançonun izlenmesi zorunludur.

1. Madde bilançosu
2. Entalpi bilançosu
3. Ekserji bilançosu

Şeker endüstrisinde yapılan hesaplamalarda süreklilik, entalpi ve ekserji denklemlerinde kütlelerin ve enerjilerin değerleri, 100 kg pancara göre baz alınmıştır. Bilançoların birim pancara göre yapılmasıyla fabrikanın işlediği pancar miktarına bağımlı olan özgül değerler elde edilir. Bu sayede farklı kapasitelerdeki fabrikaların mukayesesi mümkün olmaktadır.

Pancardan şeker üretimi süreçlerine katılan maddelerden su ve su buharının; teknik sakaroz-su çözeltilerinin; yanma havası ve baca gazlarının entalpi ve ekserji değerlerinin hesabı için literatürde gösterilen analitik bağıntılardan yararlanılmıştır (Üze, 1991).

20 [°C]'deki doymuş suyun termodinamik özellikleri, referans olarak kabul edilmiştir. Su, sakarozu çözen madde olduğundan çevre şartlarında 27.55 [kJ/kg] değerinde bir ekserjiye sahiptir.

Yakıtların özgül ekserji ve entalpi değerleri alt ısı değerlerine eşit alınmıştır.

Çamur ve melasın sahip oldukları entalpi ve ekserji değerleri çok küçük olduğundan hesaplamalarda ihmal edilmiştir.

Bor Şeker Fabrikası için yapılan enerji ve ekserji analizi çalışmasında süreçlere giren ve süreçlerden çıkan maddelerin kütlelerinin hesaplanmasında ekte gösterilen Bor Şeker Fabrikası 2000-2001 Teknik Raporu'ndan alınan verilerden yararlanılmıştır.



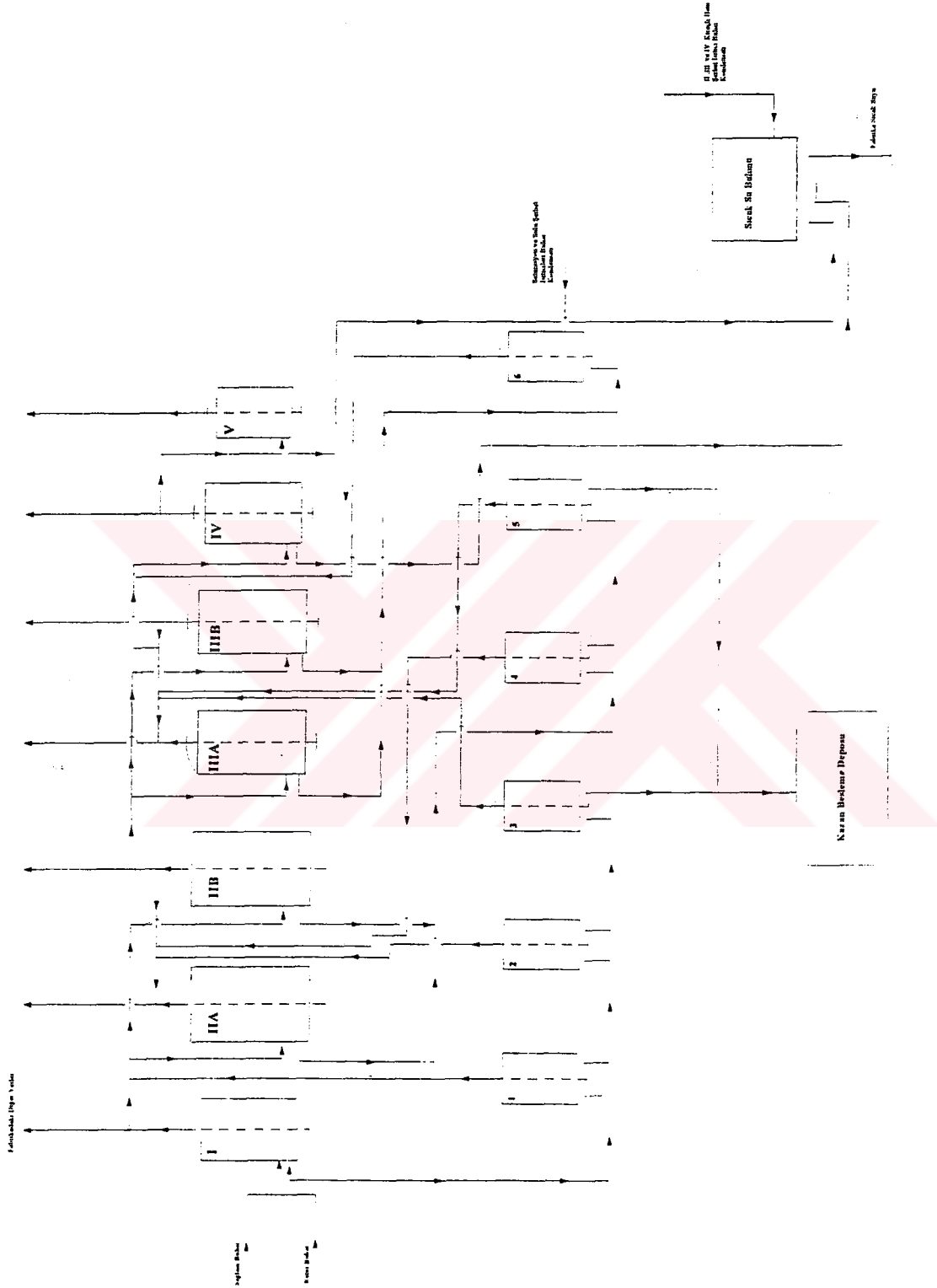
4.2 Bor Şeker Fabrikası Verileri ile Süreçlerin Enerji ve Ekserji analizi

4.2.1 Giriş

Bu bölümde Bor Şeker Fabrikası'ndan alınan 2000-2001 yılı kampanya işletme değerleri ile pancardan şeker üretimi süreçleri için enerji ve ekserji analizi yapılmıştır. Bor Şeker Fabrikası'na ait ham fabrika akış şeması Şekil 4.2 de gösterilmektedir.

Üretim süreçleri sürekli akışlı sürekli açık sistemler olarak değerlendirilerek süreçlere giren ve çıkan maddelerin termodinamik özellikleri belirlenmiş, bu özelliklerden hareketle her bir ünitedeki kütle, enerji ve ekserji değerleri hesap edilmiş, sonuçlar çizelgeler halinde gösterilmiştir.

Çizelgelerde verilen kütle ve enerji değerleri işlenen birim pancara göre hesaplanan büyüklüklerdir.



Şekil 4.2 Bor Şeker Fabrikası ham fabrika buhar akış şeması

Şeker fabrikasında şerbet ısıtmada ısıtıcı olarak kullanılan aparatlar, standart kovan-boru tipi ısı değiştiricileridir. Bu tip ısıtıcıların ısıtma yüzeyi birbirinden belirli aralıklarla yerleştirilmiş çok sayıda borudan oluşur. Boruların içinden şerbet, dışından ise ısıtıcı buhar geçmektedir. ısıtıcıların ele alındığı süreçlerde yapılan hesaplamalarda denklem (4.1), (4.2) ve (4.3) kullanıldı.

T_b ısıtıcı buharın sıcaklığı, T_s şerbet sıcaklığı olmak üzere ısıtıcılardan çıkan yoğunlaşmış buharın sıcaklığı yani kondensat sıcaklığı denklem (4.1)'den bulundu.

$$T_k = \frac{6 \cdot T_b + T_{g,s} + T_{,s}}{8} \quad [^\circ\text{C}] \quad (4.1)$$

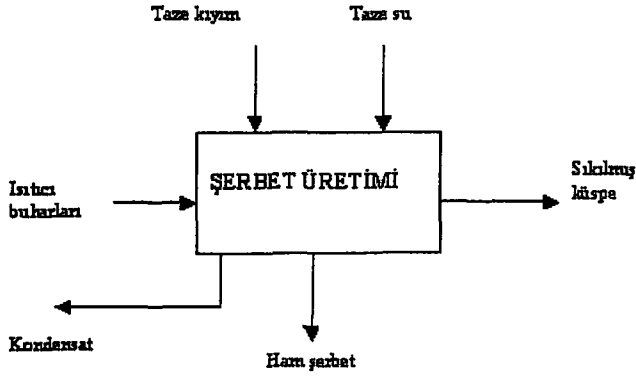
Tephirlerde kondensat sıcaklığının bulunması için ise denklem (4.2) kullanıldı.

$$T_k = \frac{3 \cdot T_b + T_s}{4} \quad [^\circ\text{C}] \quad (4.2)$$

Fabrikanın mevcut bölümlerinde şerbet ısıtmada kullanılan ısıtma buharı miktarının bulunmasında c_s şerbetin özgül ısısı, h_b ısıtıcı buharın özgül entalpisi olmak üzere enerji dengesine göre yazılan denklem (4.3) kullanıldı.

$$B = \frac{Q}{h_b - T_k} = \frac{m_s \cdot c_s \cdot (T_{,s} - T_{g,s})}{h_b - T_k} \quad [\text{kg/pg}] \quad (4.3)$$

4.2.2 Şerbet üretimi süreci enerji ve ekserji analizi



Şekil 4.3 Şerbet üretimi süreci kontrol hacmi

Şerbet üretimi sürecine giren pancar kıyımları için Bor Şeker Fabrikası 2000-2001 kampanya ortalama değerleri olarak sakaroz oranı %18.06 ve kuru madde oranı %25.51 olduğundan pancar kıyımlarının arılığı denklem (3.4)'den %70.79 olarak hesap edilir.

Ham şerbet üretiminin 120 [kg/pg] ve şerbet üretimi sürecinde sakaroz kayıplarının %0.30 kabul edilmesi durumunda ham şerbete geçen sakaroz miktarı,

$$18.06 - 0.30 = 17.76 \text{ [kg/pg]}$$

Bu durumda ham şerbetin sakaroz oranı,

$\frac{17,76}{120} \cdot 100 = 14.80\%$ bulunur. Ham şerbetin arılık değeri %88.36 olduğundan kuru madde oranı,

$$\frac{14,80}{88,36} \cdot 100 = 16.74\% \text{ olmaktadır.}$$

Diğer sakaroz içeren maddelerden sıkılmış küspenin kuru madde oranı %17.54 ve sakaroz oranı %1.12 olduğundan arılığı %6.38 olmaktadır. Kuru madde bilançosundan sıkılmış küspe miktarı,

$$\frac{100 \cdot 25.51 - 120 \cdot 16.74}{17.54} = 30.912 \text{ [kg/pg]} \text{ olarak elde edilir. Bu durumda şerbet üretimi}$$

için gerekli su miktarı aşağıdaki eşitlik kullanılarak bulunur.

$$\text{Pancar kıyımı} + \text{Su} = \text{Ham Şerbet} + \text{Sıkılmış Küspe}$$

$$\text{Eşlikten su miktarı} = 120 + 30.912 - 100 = 50.912 \text{ [kg/pg]} \text{ olarak hesaplanır.}$$

Sıkılmış küspe, preslerde sıkılan küspeden elde edildiğinden ve sulu küspedeki kuru madde oranı %9.02 olduğundan, kuru madde bilançosundan sulu küspe miktarı,

$$\frac{30.912 \cdot 17.54}{9.02} = 60.11 \text{ [kg/pg]} \text{ olmaktadır.}$$

Madde bilançosundan preslerde sulu küspeden ayrılan su miktarı,

$$60.11 - 30.912 = 29.198 \text{ [kg/pg]} \text{ olarak hesap edilir.}$$

Sıkılmış küspe miktarı (şekersiz kuru küspe),

$$60.11 - 29.198 = 30.912 \text{ [kg/pg]} \text{ dir.}$$

Şerbet üretimi sürecinde mevcut ısıtıcılar, ilgili ısıtıcılardan geçen şerbetin kütle miktarı, şerbetin ısıtıcılara girişte ve çıkıştaki sıcaklık değerleri, ısıtıcı buhar ile kondensatın sıcaklığı ve şerbeti çıkışta istenilen sıcaklığa ulaştırmak için gerekli buhar miktarı Çizelge 4.1 de gösterilmiştir. Isıtıcılardaki kayıplar %3 kabul edilmiştir.

Çizelge 4.1 Şerbet üretimi süreci ısıtıcı buhar kütle analizi

	[kg/pg]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[kg/pg]
Isıtıcılar	m	T _g	T _ç	T _b	T _k	B
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcısı	80	70	82	112	103	1.830
Prese suyu ısıtıcısı	29.198	50	70	90	82.5	2.042

Prese suyu ısıtıcısında ısıtıcı madde, sıcak sudur.

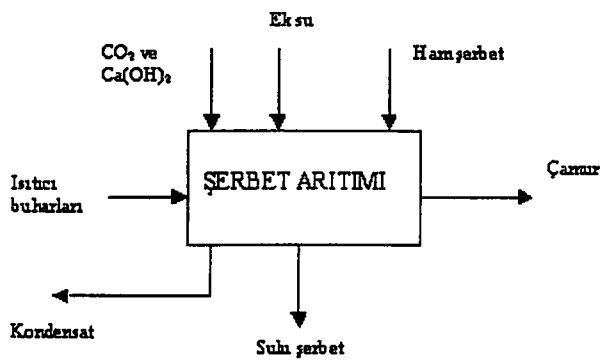
Yapılan kütle analizine göre sürecin enerji ve ekserji analizi sonuçları Çizelge 4.2 de verilmiştir.

Çizelge 4.2 Şerbet üretimi süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları

Sürece giren maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] P	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Taze kıyım	100	20	1.0	25.51	7537	1297
Taze su	50.912	75	1.0	-	15976	2376
Prese suyu ısıtıcısı için fab. sic. Suyu	2.042	90	1.0	-	769	118
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı buharı	1.830	112	1.53	-	4929	1114
Toplam					29211	4905

Süreçten çıkan maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] P	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Ham şerbet	120	50	1,0	16,74	22870	2179
Sıkılmış kütse	30,912	50	1,0	17,54	5552	833
Prese suyu ısıtıcı kondensatı	2,042	82,5	1,0	-	705	106
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcı kondensatı	1,830	103	1,12	-	790	127
Toplam					29917	3245

4.2.3 Şerbet arıtma süreci ekserji analizi



Şekil 4.4 Şerbet arıtma süreci kontrol hacmi

Şerbet üretimi sürecinde üretilen ham şerbet, şeker dışı maddeleri uzaklaştırmak ve şekerin polaritesini(şeker oranı) artırmak amacı ile şerbet arıtma sürecine girer. Pancarın bütün

şekerini normal şeker (18.06 [kg/pg]) ihtiva etmektedir. İhtiva ettiği kuru madde, arılığın 85.38 olduğu sırada,

$$\frac{18.06}{85.38} \cdot 100 = 21.15 \text{ [kg]}$$

ve gayri şeker miktarı ise $21.15 - 18.06 = 3.09 \text{ [kg]}$ olur.

Difüzyonda şeker zayıyatı,

$$\begin{array}{rcccl} 0.30 & + & 0.15 & + & 0.22 & = & 0,67 \text{ [kg]} \\ \text{(küşpede)} & & \text{(difüzyon suyunda)} & & \text{(bilinmeyen)} & & \end{array}$$

Difüzyon şerbeti $18.06 - 0.67 = 17.39 \text{ [kg]}$ şeker, 19.68 [kg] kuru madde ve 2.29 [kg] gayri şeker içerir.

Difüzyon şerbetinin miktarı (çekiş) 120 [kg] olarak kabul edildiğine göre şerbetin bileşim yüzdesi,

$$\text{Briks} = S = \frac{19.68}{120} \cdot 100 = 16.40 (\%)$$

$$\text{Şeker} = P = \frac{16.40}{120} \cdot 100 = 13.66 (\%)$$

$$\text{Arılık} = Q = \frac{P}{S} \cdot 100 = \frac{13.66}{16.40} \cdot 100 = 83.29 (\%) \text{ olur.}$$

Bu durumda özgül ağırlığı yaklaşık 1.05 [kg/lt] ve hacmi yaklaşık 113.91 [lt] olacaktır.

Birinci kireçlemede özgül ağırlığı 1.186 [kg/lt] olan 0.40 [kg] kireç verilir. Kireçsütünün %21.5 oranında kireç ihtiva etmektedir.

O halde lüzumlu olan kireçsütü ,

$$\frac{0.40 \cdot 100}{21.5} = 1.86 \text{ [kg]} \text{ veya } \frac{1.86}{1.186} = 1.57 \text{ [lt]}$$

Böylece elde edilecek olan ilk kireçli şerbet miktarı,

$$120 + 1.186 = 121.86 \text{ [kg] veya}$$

$$113.91 + 1.57 = 115.48 \text{ [lt] olur.}$$

İkinci kireçlemede, birinci kireçlemede olduğu gibi 1.60 [kg] kireç verilir. O halde lüzumlu kireçsütü miktarı,

$$\frac{1.60 \cdot 100}{21.5} = 7.44 \text{ [kg] veya } \frac{7.44}{1.186} = 6.27 \text{ [lt]}$$

Bu durumda elde edilecek olan kireçli şerbet miktarı,

$$121.86 + 7.44 = 129.30 \text{ [kg] veya}$$

$$115.48 + 6.27 = 121.75 \text{ [lt] olur.}$$

Birinci ve ikinci kireçleme aşamalarında ham şerbete toplam 2.0 [kg] kireç verilmiştir. Bunun bir kısmı difüzyon şerbetinin asitliğini nötrleştirmek için sarf olunur. Şerbetin asitliği (%CaO olarak) 100 mL'de %0.03 değerindedir. Bu durumda nötrleşme için gerekli kireç miktarı,

$$\frac{113.91 \cdot 0.03}{100} = 0.034 \text{ [kg]}$$

Birinci saturasyon şerbetinin alkalitesi %0.083 CaO olduğuna göre birinci saturasyon şerbetinde kalacak olan alkalite [kgCaO],

$$\frac{0.083 \cdot 121.75}{100} = 0.101 \text{ [kg] olur.}$$

Arta kalan $2.0 - 0.034 - 0.101 = 1.865$ [kg] kireç, birinci karbonatlama işleminde sature olmalıdır ki bunun için,

$$\frac{1.865 \cdot 44}{56} = 1.46 \text{ [kg]}$$

miktarında CO₂ sarf olunur (Burada 44 ve 56 değerleri elementlerin molekül ağırlıklarıdır). Şayet birinci saturasyonda 2.0 [kg] su buharlaştırılırsa o zaman süzülmemiş olan birinci saturasyon şerbeti,

$$129.30 + 1.46 - 2.0 = 128.76 \text{ [kg] olur.}$$

Süzülmemiş olan birinci saturasyon şerbeti aşağıda miktarları gösterilen gayri şekerleri ihtiva eder.

$$\begin{array}{rcccl} 2.29 & + & 2.0 & + & 1.46 & = & 5.75 \text{ [kg]} \\ \text{(Gayri şeker)} & & \text{(Difüzyon şerbeti kireci)} & & \text{(Karbondioksit)} & & \end{array}$$

Süzülmüş olan birinci saturasyon şerbetinde,

16.40 – 0.08 – 0.10 = 16.22 [kg] şeker bulunur (0.08 [kg] filrepres çamurunda kaybolur ve defekasyonlarda bilinmeyen zayıat 0.10 [kg]'dır). Birinci saturasyon şerbetinin arılığı 90.0 olduğundan dolayı ihtiva ettiği kuru madde miktarı,

$$\frac{16.22}{90.0} \cdot 100 = 18.02 \text{ [kg] olur.}$$

Şu halde çözeltide gayri şeker miktarı 18.02 – 16.22 = 1.80 [kg] dır. Arta kalan gayri şeker filtrepres çamurunda 5.75 – 1.80 = 3.95 [kg] miktarında kalır. Çamurda bundan başka şekerde mevcuttur (0.08 [kg]) yani çamurda bütün kuru madde miktarı 3.95 + 0.08 = 4.03 [kg] dır. Ham çamur %50 nem ihtiva eder. Bundan dolayı ham çamurun ağırlığı,

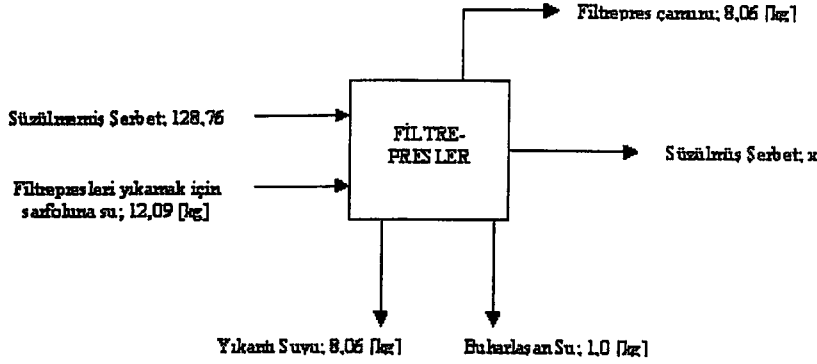
$$\frac{4.03 \cdot 100}{50} = 8.06 \text{ [kg] olacaktır.}$$

Birinci saturasyon şerbetinin miktarını hesaplamak için filtrepres çamurunun yıkanmasına sarf olunan su miktarı ham çamurun ağırlığına göre %150 yani,

$$\frac{8.06 \cdot 150}{100} = 12.09 \text{ [kg]}$$

olarak kabul olunur. Mik aparatında kireci söndürmek için çamurun ağırlığına göre %100 yani 8.06 [kg] yıkantı suyu verilir. Filtrasyon sırasında %1.0 [kg] su buharlaşmaktadır.

Birinci saturasyon filtrepresleri için madde bilançosu yapılırsa (Silin, 1956),



$$128.76 + 12.09 = x + 8.06 + 8.06 + 1.0$$

Buradan birinci saturasyon şerbetinin ağırlığı $x = 123.73$ [kg] olarak hesap edilir.

İkinci saturasyonda ilave olarak şerbete 0.20 [kg] CaO verilir. Bu miktar,

$$\frac{0.20 \cdot 100}{21.5} = 0.93 \text{ [kg]} \text{ veya } \frac{0.93}{1.186} = 0.78 \text{ [lt]} \text{ kireçsütüne tekabül eder.}$$

Bu durumda kireçli ham şerbetin miktarı,

$$123.73 + 0.93 = 124.66 \text{ [kg]} \text{ veya}$$

$$116.72 + 0.78 = 117.5 \text{ [lt]} \text{ olur.}$$

Birinci saturasyon şerbetinde 0.083 [kg] kireç(alkalite) bulunmaktadır. Bundan başka ikinci saturasyona 0.20 [kg] CaO verilmiştir. Toplam CaO miktarı 0.283 [kg] eder.

İkinci saturasyon şurubunun optimal alkalitesi %0.017 CaO olduğundan ihtiva ettiği alkalite,

$$\frac{117.5 \cdot 0.017}{100} = 0.019 \text{ [kg]} \text{ olur. Şu halde ikinci saturasyondan uzaklaştırılan kireç miktarı,}$$

$$0.283 - 0.019 = 0.264 \text{ [kg]} \text{ dır ki burada,}$$

$$\frac{0.264 \cdot 44}{56} = 0.207 \text{ [kg]} \text{ CO}_3 \text{ sarf olunur.}$$

İkinci saturasyonda 0.4 [kg] su buharlaşır. Süzülmemiş olan ikinci saturasyon şerbetinin miktarı,

$$124.66 + 0.207 - 0.4 = 124.66 \text{ [kg]} \text{ dır.}$$

Bu şerbetin ihtiva ettiği gayri şekerler,

$$\begin{array}{rcccl} 1.80 & + & 0.20 & + & 0.207 & = & 2.207 \text{ [kg]} \\ \text{I. Sat. şer. gayri şek.} & & \text{CaO} & & \text{CO}_3 & & \end{array}$$

Süzülmüş olan ikinci saturasyon şerbetinin ihtiva ettiği şeker $14.40 - 0.01 = 14.39$ [kg],

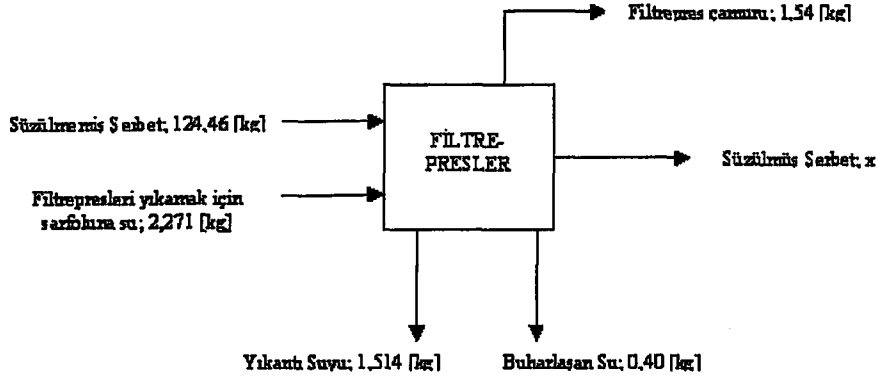
kuru madde miktarı $\frac{14.39}{90.76} \cdot 100 = 15.85$ [kg] ve gayri şekerler $15.85 - 14.39 = 1.46$ [kg] dır.

İkinci saturasyon çamurunda bulunan gayri şekerlerin miktarı $2.207 - 1.46 = 0.747$ [kg] dır. Bundan başka çamur 0.01 [kg] şeker ihtiva eder. Demek ki bütün kuru madde miktarı $0.747 + 0.01 = 0.757$ [kg] dır. Nemli çamurun miktarı (%50 sulu),

$$\frac{0.757 \cdot 100}{50} = 1.514 \text{ [kg]} \text{ dır.}$$

Birinci saturasyonda olduğu gibi ikinci saturasyon çamurunun yıkanması içinde ham çamur ağırlığına göre %150 su sarf edildiği ve kireç söndürmeye yollanan yıkantı suyunun miktarı çamurun ağırlığına göre %100 olduğu kabul edilmektedir. Filtrasyon sırasında buharlaşmış olan su miktarı 0.40 [kg] dır.

İkinci saturasyon filtrepresleri için madde bilançosu yapılırsa (Silin, 1956),



$$124.46 + 2.271 = x + 1.514 + 1.514 + 0.40$$

Buradan ikinci saturasyon şerbetinin ağırlığı $x = 123.30$ [kg] olarak hesap edilir.

Arıtım sürecindeki ısıtıcılarda tüketilen buhar miktarları Çizelge 4.3 de görülmektedir.

Çizelge 4.3 Şerbet arıtımı süreci ısıtıcı buhar kütle analizi

Isıtıcılar	[kg/pg] m	[°C] T_g	[°C] $T_ç$	[°C] T_b	[°C] T_k	[kg/pg] B
I Kireçli ham şerbet ısıtıcısı	121.86	54	63	89	81.37	1.937
II Kireçli ham şerbet ısıtıcısı	121.86	63	72	100	91.87	1.959
III Kireçli ham şerbet ısıtıcısı	121.86	72	81	112	103.12	1.984
IV Kireçli ham şerbet ısıtıcısı	121.86	81	90	122	112.87	2.007
Saturasyon ısıtıcısı	124.46	80	94	122	113.25	3.191
I. Sulu şerbet ısıtıcısı	125	92	106	130	122	3.242
II. Sulu şerbet ısıtıcısı	125	106	116	130	125.25	2.330
III. Sulu şerbet ısıtıcısı	125	116	128	130	128	2.811

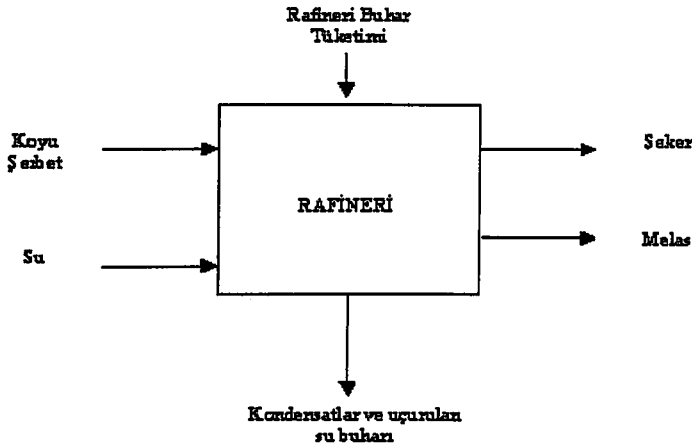
Yapılan kütle analizine göre sürecin enerji ve ekserji analizi sonuçları Çizelge 4.4 de verilmiştir.

Çizelge 4.4 Şerbet arıtımı süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları

Sürece giren maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] p	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Ham şerbet	120	50	1.0	16.74	22870	2179
I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1.937	89	0.67	-	5147	953
II. Kireçli ham şerbet ısıtıcı buharı	1.959	100	1.01	-	5240	1077
III. Kireçli ham şer. ısıtıcı buharı	1.984	112	1.53	-	5343	1208
IV. Kireçli ham şer. ısıtıcı buharı	2.007	122	2.11	-	5435	1314
Saturasyon ısıtıcı buharı	3.191	122	2.11	-	8641	2090
I. Sulu şerbet ısıtıcı buharı	3.242	130	2.70	-	8815	2237
II. Sulu şerbet ısıtıcı buharı	2.330	130	2.70	-	6335	1608
III. Sulu şerbet ısıtıcı buharı	2.811	130	2.70	-	7643	1940
Ek su	10.331	90	1.0	-	3892	597
Kireçsütü	9.3	90	1.0	-	-	-
Karbondioksit	1.46	90	1.0	-	-	-
Toplam					79361	15203

Süreçten çıkan maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] p	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Sulu şerbet	125	128	1.0	15.85	62234	9763
I. Kireçli ham şer. ısıtıcı kondensatı	1.937	81.37	1.0	-	660	99
II. Kireçli ham şer. ısıtıcı kondensatı	1.959	91.87	1.0	-	754	116
III. kireçli ham şer. ısıtıcı kondensatı	1.984	103.12	1.13	-	857	137
IV. kireçli ham şer. ısıtıcı kondensatı	2.007	112.87	1.57	-	950	158
Saturasyon ısıtıcı kondensatı	3.191	113.25	1.59	-	1515	253
I. Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	3.242	122	2.11	-	1660	287
II. Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2.330	125.25	2.33	-	1225	215
III. Sulu şerbet ısıtıcı kondensatı	2.811	128	2.54	-	1511	268
Çamur	9.574	40	1.0	50.0	-	-
Toplam					71366	11296

4.2.4 Şerbetin kristallendirilmesi ve şekerin elde edilmesi süreci enerji ve ekserji analizi



Şekil 4.5 Rafineri süreci kontrol hacmi

Rafineriye giren koyu şerbetin kuru madde miktarından, rafineride oluşan diğer ürünlerin yani kristal şekerin ve melasın miktarları kuru madde bilançosuna göre hesap edilir.

Kuru madde bilançosunda giren ve çıkan maddelerin polarite veya kuru madde miktarları birbirine eşittir. Bu yoldan hareketle bilinmeyen değerler bulunabilir. Bor Şeker Fabrikası'nda rafineri sürecinde giren ve çıkan ürünlerin miktarları madde bilançosundan hareketle bulunur. Rafineri ürün hesapları çeşitli verim formüllerinden gidilerek yapılırsa da pratiğe en uygun değerler Cecil'in geliştirdiği verim formüllerinden elde edilir (Özkan, 1977).

Yapılan operasyonlar sonunda ürünlerdeki şeker ve kuru madde miktarlarının değişmediğini kabul ederek $Q_2 > Q_1 > Q_3$ olmak şartı ile aşağıdaki formülleri kullanarak hesaplama yapılabilir.

$$t_1 = t_2 + t_3 \quad (4.5)$$

$$z_1 = z_2 + z_3 \quad (4.6)$$

$$Q = \frac{P}{S} * 100 = \frac{z}{t} * 100 \quad (4.7)$$

Buradan;

$$z_1 = Q_1 t_1 \quad z_2 = Q_2 t_2 \quad z_3 = Q_3 t_3 \text{ olur.}$$

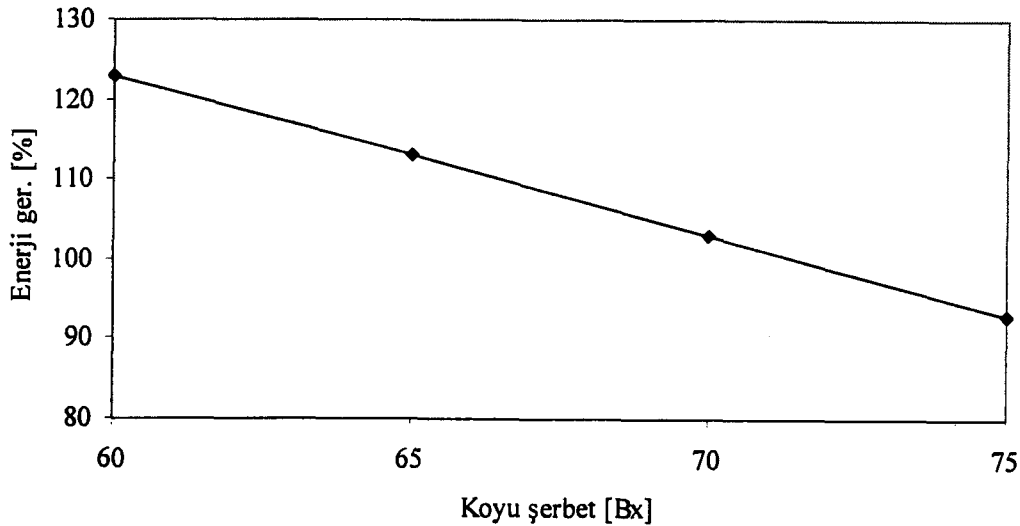
z_1, z_2 ve z_3 , (4.6) no.lu denklemde yerine konulursa ,

$$Q_1 t_1 = Q_2 t_2 + Q_3 t_3 \quad (4.8)$$

(4.5) ve (4.8) no.lu denklemlerden ‘‘Cecil’’ form ulleri  ıkarılır.

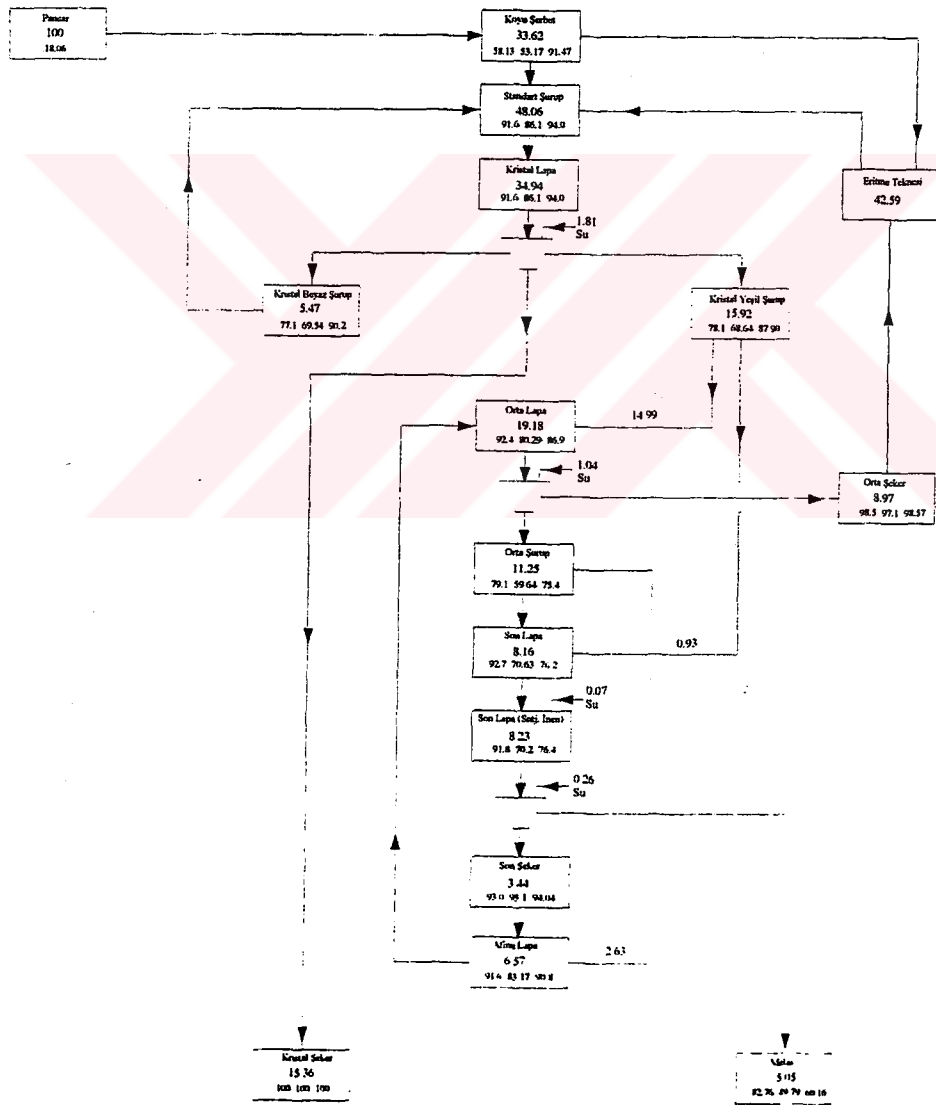
$$t_3 = t_1 * \left(\frac{Q_2 - Q_1}{Q_2 - Q_3} \right) \quad t_2 = t_1 * \left(\frac{Q_1 - Q_3}{Q_2 - Q_3} \right) \quad t_3 = t_2 * \left(\frac{Q_2 - Q_1}{Q_1 - Q_3} \right) \quad (4.9)$$

Rafineriye gelen koyu Şerbetin kuru madde oranının yani briksinin ünitelerde kullanılacak buhar miktarına etkisi büyüktür. Koyu Şerbetin briksi ne kadar fazla ise rafinerideki buhar tüketimi de bu değere bağlı olarak azalacaktır. Şekil 4.6 da koyu Şerbet briksinin enerji gereksinimine göre deęiŐen grafiği görülmektedir (Lelebici, 1999).



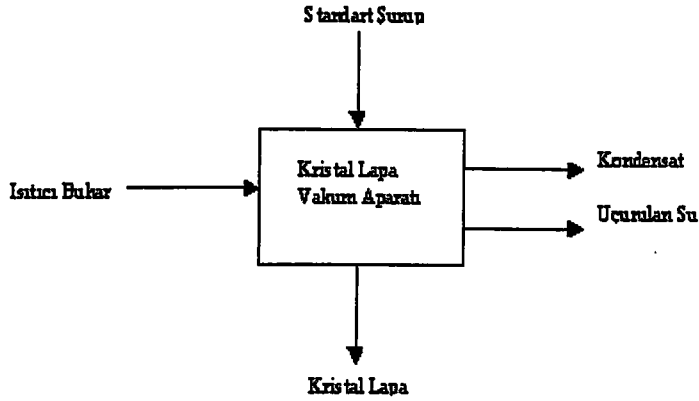
Şekil 4.6 Koyu Şerbet briksine göre enerji gereksinimi

Bor Şeker Fabrikası rafineri sürecine katılan maddelerin miktarları, Cecil formüllerine göre hesaplanmış ve Şekil 4.7 de gösterilmektedir. Maddelerin isimlerinin altında birim pancar başına yüzde cinsinden miktarı, miktarının altında ise sırasıyla kuru madde oranları, şeker oranları ve saflık değerleri yazmaktadır. Rafineri süreci ekseri analizinde bu değerler esas alınmıştır.



Şekil 4.7. Bor Şeker Fabrikası rafineri ünitesi ürün miktarları

4.2.4.1 Kristal şeker pişirimi kütle analizi



Şekil 4.8 Kristal şeker pişirimi kontrol hacmi

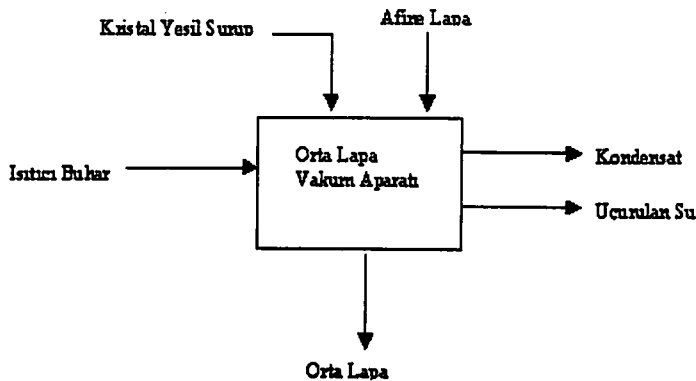
Pişirimde kristal lapadan ayrılan su miktarı madde bilançosundan,

$$48.06 - 34.94 = 13.12 \text{ [kg/pg]} \text{ olur.}$$

Suyun uçurulması için 122 [°C] deki II. kademe buharı kullanılmaktadır. Lapa sıcaklığı 80 [°C] olmalıdır. Buna göre kondensat sıcaklığı 111.5 [°C] dir. Sistemdeki kayıplar %10 kabul edilmiştir

$$B = 1.1 * 13.12 * \left(\frac{631.692 - 80.234}{647.466 - 111.806} \right) = 14.857 \text{ [kg/pg]} \text{ bulunur.}$$

4.2.4.2 Orta şeker pişirimi kütle analizi



Şekil 4.9 Orta şeker pişirimi kontrol hacmi

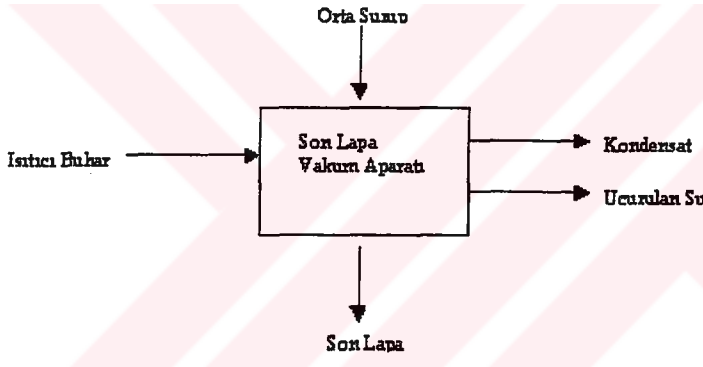
Pişirimde orta lapadan ayrılan su miktarı madde bilançosundan,

$$14.99 + 6.57 - 19.18 = 2.38 \text{ [kg/pg]} \text{ olur.}$$

Suyun uçurulması için 112 [°C] deki III. kademe buharı kullanılmaktadır. Lapa sıcaklığı 80 [°C] olmalıdır. Buna göre kondensat sıcaklığı 104 [°C] dir. Sistemdeki kayıplar %10 kabul edilmiştir

$$B = 1.1 \cdot 2.38 \cdot \left(\frac{631.692 - 80.234}{643.881 - 104.278} \right) = 2.675 \text{ [kg/pg]} \text{ bulunur.}$$

4.2.4.3 Son şeker pişirimi kütle analizi



Şekil 4.10 Son şeker pişirimi kontrol hacmi

Pişirimde son lapadan ayrılan su miktarı madde bilançosundan,

$$8.62 + 0.93 - 8.16 = 1.39 \text{ [kg/pg]} \text{ olur.}$$

Suyun uçurulması için 100 [°C] deki IV. kademe buharı kullanılmaktadır. Lapa sıcaklığı 80 [°C] olmalıdır. Buna göre kondensat sıcaklığı 95 [°C] dir. Sistemdeki kayıplar %10 kabul edilmiştir

$$B = 1.1 \cdot 1.39 \cdot \left(\frac{631.692 - 80.234}{639.579 - 95.243} \right) = 1.549 \text{ [kg/pg]} \text{ bulunur.}$$

4.2.4.4 Rafineride eritmeler

Eritmede 42.59 [kg/pg] koyu şerbet ve orta şeker karışımı (standart şurup) 50 [°C] den 80 [°C] ye ısıtılır. Gerekli ısı miktarı,

$$Q = 42.59 \cdot 0.80 \cdot (80 - 50) \cong 1022 \text{ [kcal/pg]} \text{ olur.}$$

Kayıpların %10 alınması durumunda gerekli buhar miktarı,

$$B = 1.1 \cdot \frac{1022}{519.500} = 2.164 \text{ [kg/pg]}$$

4.2.4.5 Rafineri şurup depolarının ısıtılması

Çizelge 4.5 Rafineri şurup depolarında kullanılan buhar miktarları

Ürün adı	m_s [kg/pg]	T_g [°C]	T_c [°C]	m_b [kg/pg]
Kristal beyaz şurup	5.47	50	80	0.202
Kristal yeşil şurup	15.92	50	80	0.589
Orta şurup	11.25	50	80	0.416
			Toplam	1.207

Şurupların özgül ısıları 0.7 [kcal/kg°C] alındı.

4.2.4.6 Rafineride diğer yerlerde kullanılan buhar miktarları

Şeker kurutmada 130 [°C] deki I. Kademe buharı kullanılmaktadır. Gerekli buhar miktarı,

$$B = \frac{15.36 \cdot 0.7 \cdot (100 - 75)}{519.500 - 116.25} = 0.666 \text{ [kg/pg]} \text{ olur.}$$

$c = 0.7$ [kcal/kg°C] alındı.

Vakum kazanlarının yıkanmasında tecrübelerle göre 0.5 [kg/pg] miktarında II. Brüde sarf edilmektedir.

Santrifüjlerde kullanılan 122 [°C]'deki II. Brüde miktarı,

Kristal şeker = 15.36 [kg/pg]

Orta şeker = 8.97 [kg/pg]

Son şeker = 8.97 [kg/pg]

$$B = \frac{(15.36 + 8.97 + 3.44) \cdot 0.7 \cdot (80 - 50)}{647.418 - 80} = 1.468 \text{ [kg/pg] dir.}$$

Elde edilen bu değerlere göre şerbetin kristallendirilmesi ve şekerin elde edilmesi süreci entalpi ve ekserji analiz sonuçları Çizelge 4.6 da verilmiştir.

Çizelge 4.6 Şerbetin kristallendirilmesi süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları

Sürece giren maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] p	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Koyu şerbet	33.620	88	0.67	58.13	8830	694
Rafineri kris. şeker vak. ap. buharı	14.857	122	1.53	-	40230	9731
Rafineri orta şeker vak. ap. buharı	2.675	112	1.53	-	7204	1628
Rafineri son şeker vak. ap. buharı	1.549	100	1.01	-	4143	851
Rafineride erit. için kullanılan buhar	2.164	130	2.70	-	5884	1493
Rafineri şurup depo. ısıt. kul. buhar	1.207	130	2.70	-	3282	833
Şeker kurutmada kullanılan buhar	0.666	130	2.70	-	1811	460
Vak. ap. yık. ve santr. yıkama buh.	1.968	122	2.11	-	5329	1289
Ek Su	3.180	75	1.00	-	998	148
Toplam					77711	17127

Süreçten çıkan maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] p	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Kristal şeker	15.360	25	1.00	100	470	0
Raf. kristal şeker vak. ap. konden.	14.857	111.5	1.50	-	6945	1150

Çizelge 4.6 Şerbetin kristallendirilmesi süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları (devam)

Raf. Orta şeker vak. ap. kondensatı	2.675	104	1.16	-	1166	188
Raf. Son şeker vakum ap. kondensatı	1.549	95	1.00	-	616	96
Raf. Eritmelerden Çıkan Kondensat	2,164	114	1.63	-	5884	1493
Raf. Şurup Depolarının Isıt. Konden.	1.207	104	1.16	-	3282	833
Şeker Kurutmadan Çıkan Kondensat	0.666	116.25	1.76	-	1811	460
II. Brüde ile Uçurulan Su Buharı	13.120	80	0.47	-	34670	5795
III. Brüde ile Uçurulan Su Buharı	2.380	80	0.47	-	6289	1051
IV. Brüde ile Uçurulan Su Buharı	1.390	80	0.47	-	3673	614
Vak. Yık. ve Sant. Yıkama Buh.Kond.	1.968	104	1.16	-	5329	1289
Melas	5.050	30	1.00	82.76	-	-
				Toplam	70135	12969

4.2.5 Şerbet koyulaştırma süreci enerji ve ekserji analizi

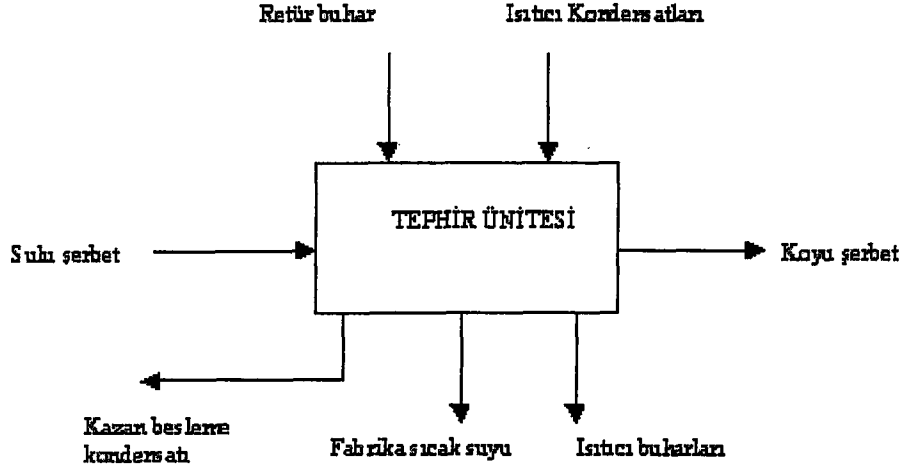
Bir tephirde meydana gelen Brüde miktarları, bir evvelki tephirden alınan ısıtıcı buharına karşılık gelir. Çünkü pratikte 1 kg Brüde meydana gelmesi için 1 kg ısıtıcı buharına ihtiyaç olduğu kabul edilir. B, [kg/pg] biriminden Brüde miktarı olmak üzere,

- V. kademedan alınan Brüdeye B_5
IV. kademedan alınan Brüdeye B_4
III. kademedan alınan Brüdeye B_3
II. kademedan alınan Brüdeye B_2
I. kademedan alınan Brüdeye B_1

diyecek olursak tephir istasyonunda sulu şerbetten uçurulan toplam su buharı,

$$\sum B = 5 \cdot B_5 + 4 \cdot B_4 + 3 \cdot B_3 + 2 \cdot B_2 + 1 \cdot B_1 \text{ [kg/pg]}$$

olur.



Şekil 4.11 Şerbet koyulaştırma süreci kontrol hacmi

Sulu şerbet ısıtıcılarından çıkan şerbet istenilen kuru madde oranına kadar koyulaştırılmak üzere tephir istasyonundaki birinci kademeye pompalanır. Buharlaştırıcılarda kuru madde oranı %15.85 olan sulu şerbet, kuru madde oranı %58.13 olana kadar ısıtıldığından sulu şerbetten ayrılan su miktarı,

$$m_{su} = m_{sş} \cdot \left(1 - \frac{S_{sş}}{S_{kş}}\right)$$

bağıntısından,

$$m_{su} = 123.30 \cdot \left(1 - \frac{15.85}{58.13}\right) = 89.680 \text{ [kg/pg]}$$

olmaktadır. Bu durumda koyu şerbet miktarı,

$$m_{kş} = m_{sş} - m_{su} = 124.53 - 89.680 = 33.620 \text{ [kg/pg]}$$

olarak bulunur. Buharlaştırıcı kademelerinden fabrika içerisindeki diğer birimlerdeki ısıtıcılara ve gerekli yerlere gönderilen buhar miktarları Çizelge 4.7 de gösterilmiştir.

Çizelge 4.7 Bor Şeker Fabrikası üretim ünitelerinde kullanılan buharın dağılımı

Kullanılan yerler	Retür [kg/pg]	I. Brüde [kg/pg]	II. Brüde [kg/pg]	III. Brüde [kg/pg]	IV. Brüde [kg/pg]	V. Brüde [kg/pg]
Sirkülasyon şerbeti ısıtıcısı	-	-	-	1.830	-	-
Prese suyu ısıtıcısı	-	-	-	-	-	-
I. Kireçli ham şerbet ısıtıcısı	-	-	-	-	-	1.937
II. Kireçli ham şerbet ısıtıcısı	-	-	-	-	1.959	-
III. Kireçli ham şerbet ısıtıcısı	-	-	-	1.984	-	-
IV. Kireçli ham şerbet ısıtıcısı	-	-	2.007	-	-	-
Saturasyon ısıtıcısı	-	-	3.191	-	-	-
I. Sulu şerbet ısıtıcısı	-	3.242	-	-	-	-
II. Sulu şerbet ısıtıcısı	-	2.330	-	-	-	-
III. Sulu şerbet ısıtıcısı	-	2.811	-	-	-	-
Kristal şeker vakum aparatı	-	-	14.857	-	-	-
Orta şeker vakum aparatı	-	-	-	2.675	-	-
Son şeker vakum aparatı	-	-	-	-	1.549	-
Rafineride eritmeler	-	2.164	-	-	-	-
Rafineride şurup depoları	-	-	1.207	-	-	-
Diğer yerler	-	-	1.968	-	-	-
Rafineride şeker kurutmada	-	0.666	-	-	-	-
Toplam	.00	11.213	23.23	6.489	3.508	1.937

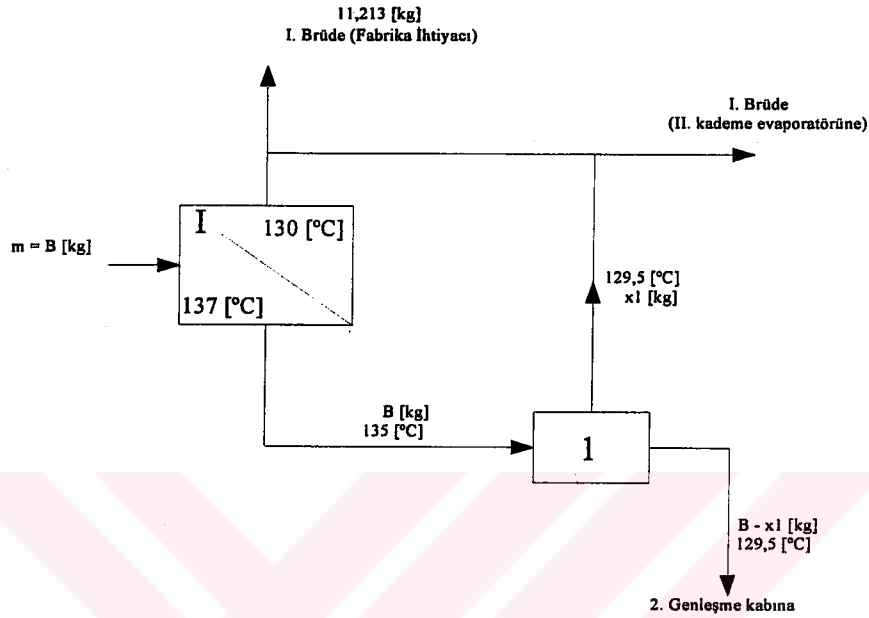
Bu değerlere göre buharlaştırıcı kademelerinde şerbetten uçurulması gereken su miktarları hesap edilebilir. Pratikte 1 kg buharın 1 kg su buharlaştırdığı kabul edilir.

Kademelere göre Brüde miktarları, genleşme kaplarından geri kazanılan buharların dikkate alınmaması durumunda son kademedan başlayarak birinci kademeye kadar Çizelge 4.8 de gösterilmektedir.

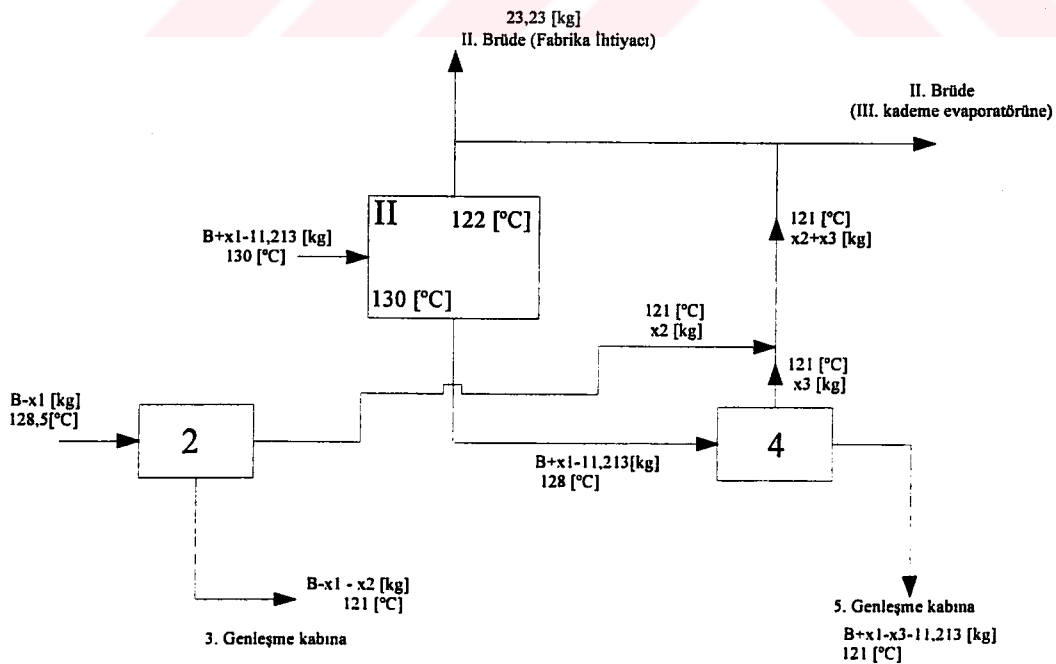
Çizelge 4.8 Kademelere göre Brüde miktarı dağılımı

Kademeler	Buharlaştırılan Su Miktarları, [kg/pg]	Toplam, [kg/pg]
V	1.937	1.937
IV	1.937 + 3.508	5.445
III	5.445 + 6.489	11.934
II	11.934 + 23.23	35.164
I	35.164 + 11.213	46.377

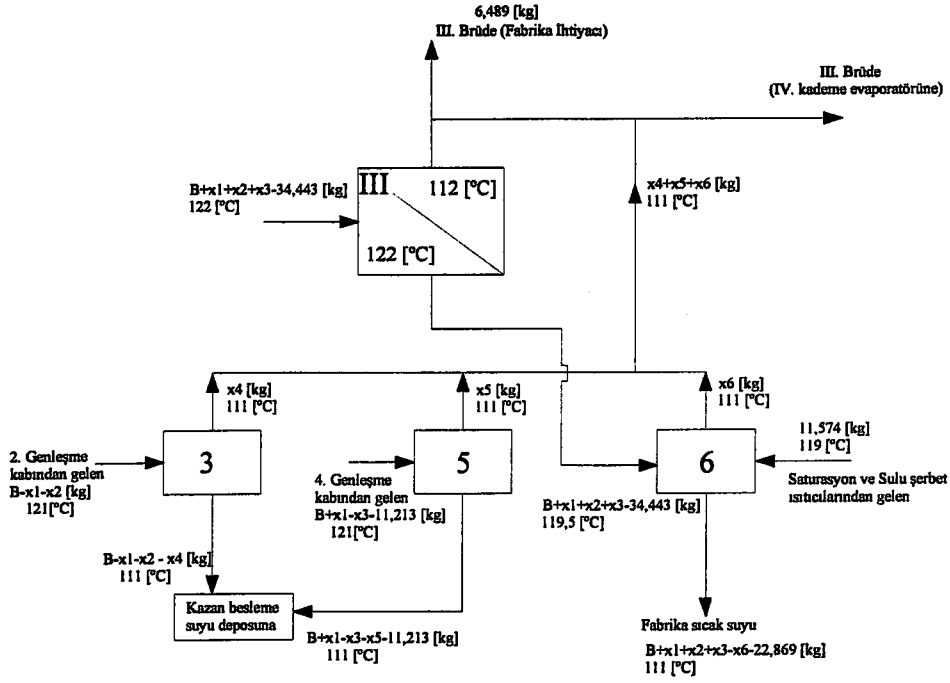
Aşağıda Bor Şeker Fabrikası'ndaki beş kademeli evaporator istasyonunda, buhar akış şemasına göre kademelerde geri kazanılan genleşme brüdeleri de dikkate alınarak madde bilançosu yapılmış ve brüde miktarları hesaplanmıştır. Daha sonra birinci kademeye verilmesi gereken optimum retür buhar miktarı hesap edilmiştir.



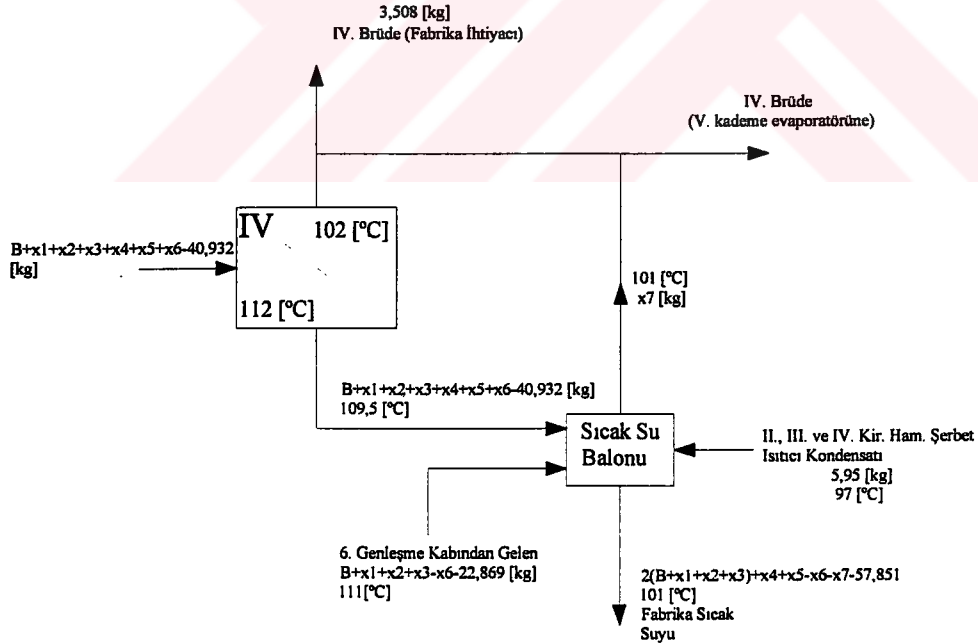
Şekil 4.12 Tephir ünitesi I. kademe kontrol hacmi



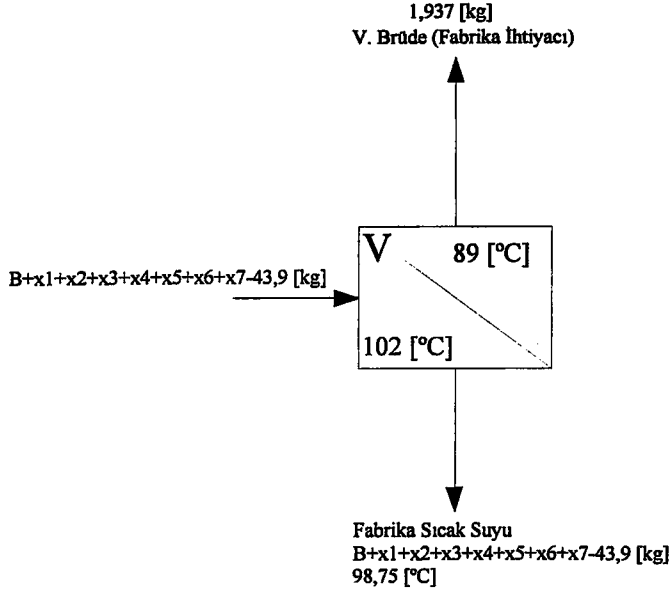
Şekil 4.13 Tephir ünitesi II. kademe kontrol hacmi



Şekil 4.14 Tephir ünitesi III. kademe kontrol hacmi



Şekil 4.15 Tephir ünitesi IV. kademe kontrol hacmi



Şekil 4.16 Tephir ünitesi V. kademe kontrol hacmi

Yukarıda gösterilen kademelere giren ve çıkan buhar miktarlarından hareket ederek, aşağıda gösterilen matematiksel model kurulmuştur ve hesaplamada kullanılan paket program MathCAD ortamından alınarak gösterilmektedir. B retür buhar miktarını, Bson ise son kademenin ihtiyaç duyduğu brüde miktarını karşıladıktan sonra geriye kalan brüde miktarını ifade eder. Modele göre Bson değerinin sıfıra eşit olması, birinci kademeye verilecek olan optimum retür buhar miktarının yani B değerinin bulunduğunu gösterir.

x terimi, genleşme kaplarından gelen brüde miktarını ifade etmektedir. Tr ve Tk ise, sırasıyla retür buharın ve kondensatın [°C] biriminden sıcaklık değerleridir.

$$Tr := \quad B :=$$

$$Tk := \frac{(3Tr + 130)}{4}$$

$$x1 := B \cdot \frac{(Tk - 129.5)}{520.111}$$

$$x2 := 8.5 \cdot \frac{(B - x1)}{526.084}$$

$$x3 := \frac{[7(B + x1) - 78.491]}{526.084}$$

$$x4 := 10 \cdot \frac{(B - x1 - x2)}{532.594}$$

$$x5 := \frac{[10 \cdot (B + x1 - x3) - 112.13]}{532.594}$$

$$x6 := \frac{[8.5(B + x1 + x2 + x3) - 200.1735]}{532.594}$$

$$x7 := \frac{18.5(B + x1 + x2 + x3) - 92.5 \cdot (x4 - x5) - 99.5 \cdot x6 - 600.412}{538.949}$$

$$B_{son} := B + x1 + x2 + x3 + x4 + x5 + x6 + x7 - 45.837$$

$$B_{son} =$$

Bor Şeker Fabrikası tephir istasyonu buhar akış şemasına göre kurulan bu modele göre optimum B miktarı 42.41 [kg/pg] olarak hesap edilir. Sistemden çıkan fabrika sıcak suyu ve kazan besleme suyu miktarları ise aşağıda verilmektedir.

Toplam fabrika sıcak suyu miktarı = 88.641 [kg/pg]

Toplam kazan besleme suyu miktarı = 79.879 [kg/pg]

Genleşme kaplarından geri kazanılan brüde miktarları Çizelge 4.9 da gösterilmektedir.

Çizelge 4.9 Genleşme kaplarından geri kazanılan brüdeleler

Brüde	Miktar [kg/pg]
I. Brüde	0.347
II. Brüde	1.1
III. Brüde	1.685
IV. Brüde	0.298
Toplam	3.43

Genleşme brüdelelerinin kullanılması ile $46.377 - 42.41 = 3.967$ [kg/pg] retür buhar tasarrufu sağlanmaktadır. Bu rakam ekonomik yönden oldukça önemli miktarda kar sağlar.

Elde edilen bu değerlere göre sürecin enerji ve ekserji değerleri Çizelge 4.10 da verilmiştir.

Çizelge 4.10 Şerbet koyulaştırma süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları

Sürece giren maddeler	[kg/pg]	[°C]	[bar]	[%]	[kJ/pg]	[kJ/pg]
	m	T	p	Brix	E	Ex
Sulu şerbet	125	128	2.0	15.85	62234	9763
Retür Buhar	44	137	2.0	-	120622	29004
Sirkülas. şerbeti ısıtıcı buharı kond.	1.830	103	1.12	-	790	127
I. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kond.	1.937	81.37	1.0	-	660	99
II. Kireçli ham şerbet ısıtıcı kond.	1.959	91.87	1.0	-	754	116
III. Kireçli ham şerbet ısıt. kond.	1.984	103.12	1.13	-	857	137
IV. Kireçli ham şerbet ısıt. kond.	2.007	112.87	1.57	-	950	158
Saturasyon şerbeti ısıtıcı konden.	3.191	113.25	1.59	-	1515	253
I. Sulu şerbet ısıtıcı kondensanı	3.242	122	2.11	-	1660	287
II. Sulu şerbet ısıtıcı kondensanı	2.330	125.25	2.33	-	1225	215
III. Sulu şerbet ısıtıcı kondensanı	2.811	128	2.54	-	1511	268
Rafineri kris. şek. vak. ap. kond.	14.857	111.5	1.50	-	6945	1150
Rafineri orta. şek. vak. ap. kond	2.675	104	1.16	-	1166	188
Rafineri son şek. vak. ap. kond	1.549	95	1.00	-	616	96
Rafineri eritmelerden gelen konden.	2.164	114	1.63	-	1035	173
Rafineri şurup depo. ısıt. konden.	1.207	107	1.29	-	526	85
Rafineri şeker kurut. gelen konden.	0.666	102.5	1.10	-	325	55
Raf. Vak.yık. ve sant. buh. konden.	1.968	112	1.53	-	858	138
				Toplam	204249	42312

Sürece çıkan maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] p	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Koyu şerbet	33.620	88	0.675	58.13	8830	694
Sirkülasyon Şerbet Isıtıcı Buharı	1.830	112	1.53	-	4929	1114
I. Kireçli ham şerbet ısıt. buharı	1.937	89	0.675	-	5147	953
II. Kireçli ham şerbet ısıt. buharı	1.959	100	1.01	-	5240	1077
III. Kireçli ham şerbet ısıt. buharı	1.984	112	1.53	-	5343	1208
IV. Kireçli ham şerbet ısıt. buharı	2.007	122	2.11	-	5435	1314
Saturasyon şerbeti ısıtıcı buharı	3.191	122	2.11	-	8641	2090
I. Sulu şerbet ısıtıcı buharı	3.242	130	2.70	-	8815	2237
II. Sulu Şerbet Isıtıcı Buharı	2.330	130	2.70	-	6335	1608
III. Sulu şerbet ısıtıcı buharı	2.811	130	2.70	-	7643	1940
Rafineri kristal şeker vak. ap. buh.	14.857	122	2.11	-	40230	9731
Rafineri orta şeker vak. ap. buh.	2.675	112	1.53	-	7204	1628
Rafineri son şeker vak. ap. buh.	1.549	100	1.01	-	4143	851
Rafineride eritmelerde kul. buhar	2.164	130	2.70	-	5884	1493
Rafineride şurup depo. ısıt. buh.	1.207	130	2.70	-	3282	833
Rafineride şeker kurut. buhar	0.666	130	2.70	-	1811	460
Vak. ap. yık. ve sant. buharlanması	1.968	122	2.11	-	5329	1289
Fabrika sıcak suyu	55	90	1.00	-	20713	3167
Kazan besleme kondensanı	76	111	1.48	-	35367	5847
Toplam					190321	39534

4.2.6 Buhar üretimi süreci enerji ve ekserji analizi

29 [bar] değerindeki buharın üretimi için fabrikada saatte 40 ve 50 [ton] buhar üreten iki adet su borulu kazan kullanılmaktadır. Kazan dairesinde yakacak türün olarak ortalama alt ısı değerini 7000 [kcal/kg] olan linyit kullanılmaktadır. Miktarı birim pancar için 9.98 [kg/pg] dir.

Buhar üretimi sürecinde fabrika ihtiyacını karşılayacak şekilde 29 [bar] basınçta ve 380 [°C] sıcaklıkta kızgın buhar üretilir.

Hu yakıtın alt ısı değeri olmak üzere yanma havası miktarı V_{h0} (Genceli, 1999),

$$V_{h0} = 0.241 \cdot \frac{Hu}{1000} + 0.5 = 2.187 \text{ [Nm}^3\text{/kg]}$$

$$\text{Toplam } V_{h0} = 4.69 \cdot 2.187 \cong 10.257 \text{ [Nm}^3\text{/pg]} \cong 10.257 \text{ [kg/pg]}$$

V_{g0} duman miktarı,

$$V_{g0} = 0.227 \cdot \frac{Hu}{1000} + 1.375 = 2.964 \text{ [Nm}^3\text{/kg]}$$

$$\text{Toplam } V_{g0} = 4.69 \cdot 2.964 \cong 13.901 \text{ [Nm}^3\text{/pg]} \cong 13.901 \text{ [kg/pg]}$$

Kül miktarı,

$$4.69 + 10.257 - 13.901 = 1.046 \text{ [kg/pg]}$$

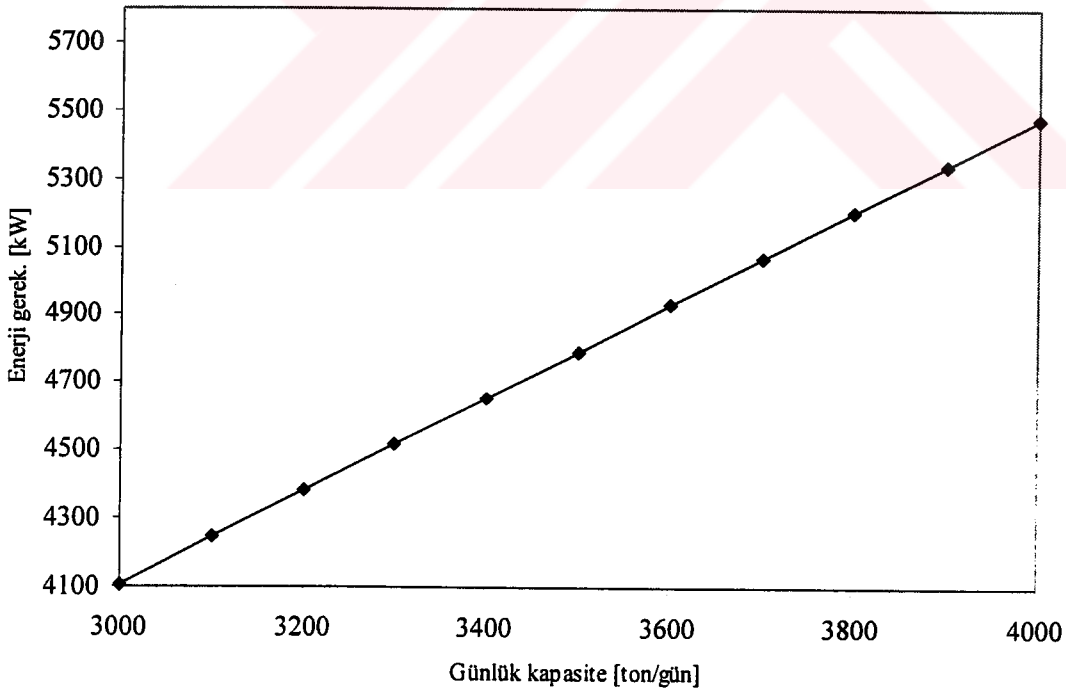
4.2.6.1 Fabrika enerji ihtiyacı

2000-2001 kampanyası teknik raporuna göre 24 saatte işlenen pancar miktarı duruşlar hariç için 3777 ton ve elektrik enerjisi ihtiyacı 1 ton pancar başına 32.869 [kW/ton] olarak hesap edilmiştir. O halde gerekli enerji ihtiyacı,

$$W = \frac{3777}{24} \cdot 32.869 = 5172.758 \text{ [kW]}$$

Türbinlerin gücü 5050 [kW] olup fabrikada 2 adet türbin bulunduğundan toplam güç fabrikada $2 \cdot 5050 = 10100$ [kW] olup fabrikanın ihtiyacı olan 5172.758 [kW]'lık güç değerini rahatlıkla karşılamaktadır.

Şekil 4.17 de Bor Şeker Fabrikası'nda günlük kapasiteye göre gerekli enerji ihtiyacını gösterilmektedir.



Şekil 4.17 Günlük kapasiteye göre enerji ihtiyacının değişimi

4.2.7 Elektrik üretimi süreci enerji ve ekserji analizi

Şeker fabrikalarında bugün için elektrik turbo-generator gruplarınca üretilmektedir. Turbo-generator grubu, bir buhar türbini ve alternatif akım generatöründen oluşmaktadır. Buhar türbinleri ısı enerjisini mekanik enerjiye dönüştüren iş makinalarıdır. Bunlar buhar yoluna, enerjinin dönüşüm cinsine, işletme tarzına ve gücünü aktarma şekline göre sınıflara ayrılır.

Bor Şeker Fabrikasında gücü 5050 [kW], devir sayısı 7000 [dev/dak], karşı basıncı 3.5 [atü] olan iki adet aksiyal türbin kullanılmaktadır. Kazandan gelen kızgın buhar 29 [bar] basınç ile türbine girmekte ve 2 [bar] basınç ile türbinden çıkmaktadır.

4.2.7.1 Türbin verimi

p_1 ve p_2 sırayla buharın türbine giriş ve çıkış basıncı, K katsayı, n dakikadaki devir adedi, N güç olmak üzere türbinin verimi,

$$\eta_T = \frac{0.82}{1 + K \cdot \frac{p_1 - p_2}{N} \cdot \frac{3000}{n}} = \frac{0.82}{1 + 10 \cdot \frac{29.0 - 2.0}{5050} \cdot \frac{3000}{7000}}$$

$\eta_T = 0.80$ olarak bulunur.

4.2.7.2 Türbinlerin özgül buhar tüketimi

$$B = \frac{860}{(h_1 - h_2) \cdot \eta_T \cdot \eta_G} = \frac{860}{(761.472 - 655.114) \cdot 0.8 \cdot 0.97}$$

$$B = 10.419 \text{ [kg/kWh]}$$

Burada h_1 ve h_2 , [kcal/kg] biriminden sırayla buharın türbine giriş ve çıkışındaki entalpisi, η_G ise dişli kutusunun verimidir. Buna göre türbinlerin işlenen 100 [kg] pancara göre sağlam buhar ihtiyacı,

$10.419 \cdot 3.2869 \cong 35.0$ [kg/pg] olarak bulunur.

4.2.7.3 Turbo-pompaların sağlam buhar ihtiyacı

Kazan besleme deposuna giden su miktarı 80 [kg/pg], blöf kaybı %6 kabul edilmiştir. Turbo-pompanın verimi 0.40 alınmıştır.

Basılacak olan su miktarı Q,

$$Q = \frac{3777}{24} \cdot 0.80 \cdot 1.06 \cong 135 \text{ [t/h]}$$

Turbo-pompaların gücü,

$$N = \frac{Q \cdot H_m}{102 \cdot \eta} \text{ formülünden,}$$

$$H_m = 10 \cdot p$$

$$p = 20 \text{ [kg/cm}^2\text{]} \text{ alınmıştır.}$$

Burada H_m , manometrik yükseklik olup pompa üzerinden okunan basıncın on katı alınmıştır.

$$N = \frac{135 \cdot 10^3 \cdot 200}{3600 \cdot 102 \cdot 0.40} \cong 184 \text{ [kW]}$$

Bu güç değerindeki pompanın kampanya süresince çektiği enerji $184 \cdot 3552 \cong 655000$ [kWh] olup kampanya süresince turbo-pompaların buhar tüketimi 750 [ton]'dur.

O halde turbo-pompaların özgül buhar tüketimi,

$$B = \frac{750000}{655000} \cong 1.15 \text{ [kg/kWh]}$$

Saatteki miktarı ise,

$184 \cdot 1.15 \cong 211$ [kg/h] olarak bulunur.

Turbo-pompa için gerekli buhar miktarı,

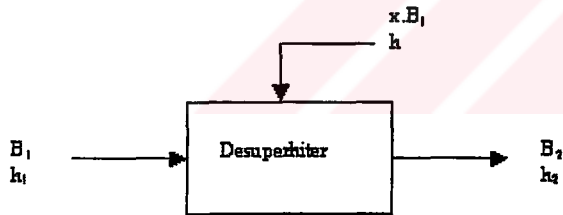
$$\frac{211 \cdot 24}{3777 \cdot 10^3} \cdot 100 \cong 0.134 \text{ [kg/pg]}$$

Türbin ve turbo-pompadan gelen birim pancar başına retür buhar miktarı toplamı,

$35 + 0.134 = 35.134$ [kg/pg] olarak hesap edilir.

4.2.8 Gerekli buhar ve su ihtiyaçları

4.2.8.1 Retür buharı ve soğutma suyu ihtiyacı



B_1 = Desüper-hitere giren retür miktarı, [kg su buharı/pg]

B_2 = Desüper-hiterden çıkan retür miktarı, [kg su buharı/pg]

x = Püskürtülecek su miktarı, [kg su/kg su buharı]

h_1, h_2 = Giren ve çıkan retürün entalpisi, [kcal/kg]

h = Soğutma suyunun entalpisi, [kcal/kg]

Kütle dengesi,

$$B_2 = B_1 + B_1 \cdot x = B_1 \cdot (1 + x)$$

$B_1 = 1$ kg için B_2 nin değeri $B_2 = 1 + x$ olur.

Entalpi dengesi,

$(1 + x) \cdot h_2 = h_1 + x \cdot h$ olur. Buradan,

$$x = \frac{h_1 - h_2}{h_2 - h} \text{ şeklindedir.}$$

$t = 100$ [°C]	$h = 100$ [kcal/kg]	
$t_1 = 180$ [°C]	$h_1 = 676.386$ [kcal/kg]	$p_1 = 2.0$ [bar]
$t_2 = 137$ [°C]	$h_2 = 655.114$ [kcal/kg]	$p_2 = 2.0$ [bar]

$$x = \frac{676.386 - 655.114}{655.114 - 100} = 0.038 \text{ [kg su/kg su buharı]}$$

$$B_2 = 35.134 \cdot (1 + 0.038) \cong 36.47 \text{ [kg/pg]}$$

Soğutma suyu ihtiyacı:

$$x \cdot B_1 = 0.038 \cdot 35.134 = 1.335 \text{ [kg/pg]}$$

4.2.8.2 Toplam retür ihtiyacı

Tephirlerin I.Kademesine verilmesi gerekli optimum retür buhar miktarı 42.41 [kg/pg] olarak önceden bulunmuştur. Sistemdeki kayıpların %3 olduğu kabul edilirse gerekli retür miktarı yaklaşık 44 [kg/pg] olur.

4.2.8.3 Takviye retür ihtiyacı

$$B_2 = \text{Desüper-hiterden çıkan retür miktarı} = 36.47 \text{ [kg/pg]}$$

$$B = \text{Gerekli retür ihtiyacı} = 49.44 \text{ [kg/pg]}$$

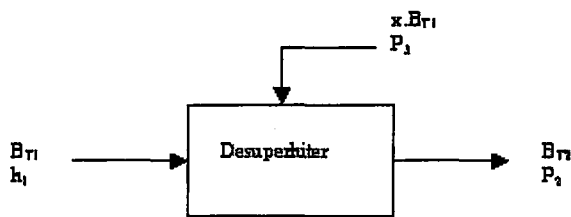
$$B_{T1} = \text{Takviye retür ihtiyacı, [kg/pg]}$$

$$B_{T1} = B - B_2 = 49.44 - 36.47 = 12.97 \text{ [kg/pg]}$$

4.2.8.4 Takviye retüre tekabül eden sağlam buhar ihtiyacı

$$\begin{array}{lll} t_1 = 380 \text{ [}^\circ\text{C]} & h_1 = 761.472 \text{ [kcal/kg]} & p_1 = 29.0 \text{ [bar]} \\ t_2 = 137 \text{ [}^\circ\text{C]} & h_2 = 655.114 \text{ [kcal/kg]} & p_2 = 2.0 \text{ [bar]} \\ t_3 = 100 \text{ [}^\circ\text{C]} & h_3 = 100.0 \text{ [kcal/kg]} & \end{array}$$

Burada 1 indisi giren sağlam buhar, 2 indisi çıkan retür buhar, 3 indisi ise püskürtülecek soğutma suyuna aittir.



1 [kg] sağlam buhar başına püskürtülecek su miktarı,

$$x = \frac{h_1 - h_2}{h_2 - h_3} = \frac{761.472 - 655.114}{655.114 - 100} = 0.191 \text{ [kg su/ kg sağlam buhar]}$$

Kütle dengesi,

$$B_{T1} + B_{T1} \cdot x = B_{T2}$$

$$B_{T2} = \frac{7.53}{1 + 0.191} = 6.322 \text{ [kg/pg]}$$

4.2.8.5 İlave sağlam buhar ihtiyacı için gerekli soğutma suyu miktarı

$$x \cdot B_{T1} = 0.191 \cdot 7.53 = 1.438 \text{ [kg/pg] olur.}$$

4.2.8.6 Buhar soğutma suyu ihtiyacı

Retür buharı için	= 1.335 [kg/pg]
İlave sağlam buhar için	= 1.438 [kg/pg]
Toplam	= 2.773 [kg/pg]

4.2.8.7 Kazan dairesi toplam su ihtiyacı

Sıcak su	= 44.0 [kg/pg]
Soğutma suyu	= 2.773 [kg/pg]
Blöfler	= 2.64 [kg/pg]
Toplam	= 50.0 [kg/pg]

4.2.8.8 Fabrika toplam buhar ihtiyacı

Türbinler için	= 35.0 [kg/pg]
Turbo-pompa için	= 0.134 [kg/pg]
Takviye sağ. buhar ihtiyacı	= 6.322 [kg/pg]

Toplam fabrika buhar ihtiyacı 41.456 [kg/pg] dir.

Elde edilen bu değerlere göre sürecin enerji ve ekserji değerleri Çizelge 4.11 ve 4.12 de verilmiştir.

Çizelge 4.11 Türbin ünitesi süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları

Sürece giren maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] p	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Sağlam buhar	35	380	29	-	115000	42020
				Toplam	115000	42020

Süreçten çıkan maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] p	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Retür buhar	35	180	2.0	-	99033	24142
Elektrik enerjisi	3.2869	-	-	-	11832	11832
				Toplam	110865	35974

Çizelge 4.12 Buhar üretimi süreci enerji ve ekserji analizi sonuçları

Sürece giren maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] p	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Kazan besleme suyu	44	110	1.43	-	20289	3340
Yakıt	4.69	30	1.0	-	137361	137361
Hava	10.57	30	1.0	-	309	59
				Toplam	157959	140760

Süreçten çıkan maddeler	[kg/pg] m	[°C] T	[bar] p	[%] Brix	[kJ/pg] E	[kJ/pg] Ex
Sağlam buhar	41.456	380	29.0	-	132100	49765
Baca gazları	13.901	190	1.0	-	3029	1782
Kül	1.046	30	1.0	-	-	-
				Toplam	135129	51547

BÖLÜM V

SONUÇLAR ve ÖNERİLER

Bu bölümde şeker fabrikasında buhar üreten ve tüketen ünitelerin yapılan termodinamik analizi sonucu I. ve II. Kanun verimleri karşılaştırıldı ve fabrikanın buhar tüketimini veya daha genel anlamda ısı ekonomisini etkileyen nedenler üzerinde duruldu. İlgili birimlerde yapılabilecek iyileştirmeler üzerine düşünceler sunuldu.

Bor Şeker Fabrikası nümerik verileri ile yapılan enerji ve ekserji analizi sonucunda süreçlerin I. ve II. Kanun verimleri Çizelge 5.1 de görülmektedir.

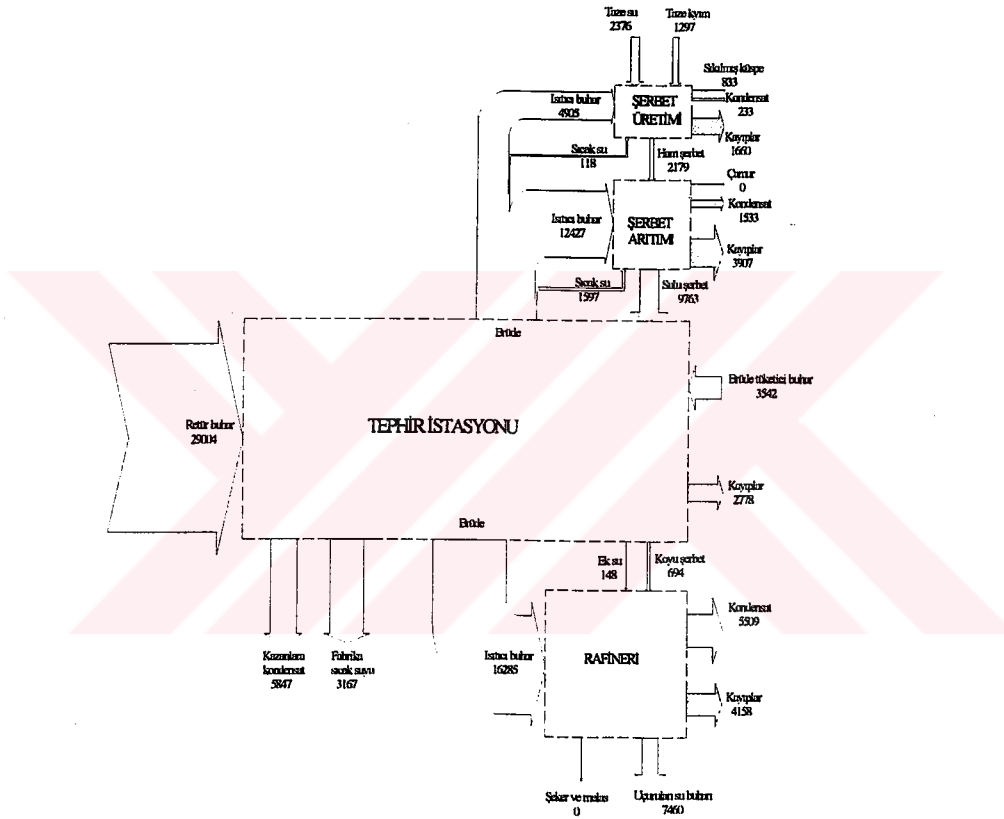
Çizelge 5.1 Süreçlerin I. ve II. kanun verimleri

Süreçler	I. Kanun verimi	II. Kanun verimi
Şerbet üretim süreci	0.976	0.661
Şerbet arıtım süreci	0.899	0.743
Şerbet kristallendirme süreci	0.902	0.757
Şerbet koyulaştırma süreci	0.931	0.934
Elektrik üretimi süreci	0.964	0.856
Buhar üretimi süreci	0.855	0.366

Görüldüğü üzere ikinci kanun verimleri birinci kanun verimlerinden daha düşük değerlere sahiptirler. Bunun sebebi birinci kanuna göre yapılan verim analizinde tersinmezlikler ve enerjinin niteliğinin dikkate alınmamasıdır. Bor Şeker Fabrikası'nda tersinmezliklerin yani kayıpların en çok olduğu süreçler şerbet üretimi, şerbet arıtımı, kristallendirme ve buhar üretimi süreçleridir. Bunun en önemli nedeni ise sonlu sıcaklık farklarının olması nedeni ile ısıtıcı buharın ekserjisinin tersinmezliklere gitmesidir. Buhar üretimi sürecinde ise hem

sonlu sıcaklık farklarının olması hem de tam olmayan yanma nedeni ile yakıtın ekserjisinin tersinmezliklere gitmesidir.

Fabrikada yapılan ekserji analizleri ve bu analizlerden elde edilen sonuçlara göre çizilen ekserji akış diyagramları bu kayıpların büyüklüğü hakkında bilgi verir. Şekil 5.1’de Bor Şeker Fabrikası için ekserji akış diyagramı gösterilmektedir. Şekildeki rakamlar, [kJ/pg] biriminden ekserji akımlarını ifade etmektedir.



Şekil 5.1 Bor Şeker Fabrikası'nın buharlaştırma ve şerbet üretim sistemlerinin ekserji akış diyagramı

Yapılan ekserji analizleri için çizilen bilanço çemberlerini terk eden akımlar ısıtıcı buhar kondensatları, sıcak su, kazan dairesinde baca gazı, kül ve blöfle atılan su, saturasyonlardan çıkan gaz, filtre çamuru, küspe, sıcak su, melas ve şekerdir.

Sıcak su fabrikayı terk eden en önemli ısı akımı sayılabilir. Bu nedenle sıcak suyun fabrikadan minimum miktar ve sıcaklıkta çıkmasına önem verilmelidir.

Baca kaybı baca gazlarından yararlanma ölçüsüne göre azalır. Bor Şeker Fabrikası'nda kazan besleme suyunun ön ısıtılmasında baca gazlarının sahip olduğu ısı enerjisinden yararlanılmaktadır. Bu suretle baca gazının atmosfere çıkış sıcaklığı düşmekte yani verim artmaktadır. Blöf kaybı kazan dairesindeki buharın kalitesini artırmak için yapıldığından ve arıza durumları dışında blöf yapılmadığından şeker fabrikalarında önemsiz kalır.

Şerbet üretim tesisinde küspenin iyi sıkılarak miktarının minimuma indirilmesi ve olanaklar ölçüsünde düşük sıcaklıkta sistemden atılması yoluyla buradaki kayıplar azaltılabilir. Çıkan saturasyon gazlarının da iyi bir sistem tasarımı ile önemli bir kayba yol açmaları önenebilir.

Buharlaştırma istasyonu ham fabrikada bulunmasına rağmen bu ünitenin çalışmasını şeker fabrikalarında en çok etkileyen birim rafineridir. Rafineri işletmesinde kesikli çalışma nedeni ile dalgalı bir buhar çekimi ve çeşitli sebeplerle sisteme ilave su girişi olmaktadır. Sisteme ilave edilen suyun rafineride tamamen buharlaştırılması gerekmektedir. Bu nedenlerden dolayı rafineride sisteme giren her birim suyun 1.2 katı kadar buhar kullanılarak tekrar uçurulması gerektiğinden bu durum buhar sarfiyatını önemli derecede etkilemektedir. Sisteme giren suyun miktarını azaltıcı önlemler olarak örneğin şerbet koyulaştırma ünitesinden gelen koyu şerbet briksinin optimizasyonu sağlanarak, tam otomatik karıştırıcı vakum kazanları kullanmak sureti ile homojen bir lapa elde edilerek vb. buhar sarfiyatı azaltılabilir. Bor şeker Fabrikasında kullanılan tüm buharın yaklaşık %60'ı rafineri ünitesinde kullanılmaktadır. Bu rakam oldukça önem arz eder.

Isı geçişindeki etkenlerden, yetersiz izolasyondan dolayı çevreye olan ısı taşınımı ve yayılımı neticesinde meydana gelen ısı kayıplarından doğan ekserji kayıpları, ısı alışverişlerinden, buharın boğunması ve genişlemesinden, buharın soğutulmasından, çözeltilerin seyreltilmesinden ve şekerin çözünmesinden doğar.

Bir buharlaştırıcının, bir yoğuşturucunun genelde bir ısı değiştiricisinin veriminin artırılması için seçilmesi gereken yol, toplam ısı geçiş katsayısının aktif veya pasif yöntemlerle artırılmasıdır. Aktif önlem olarak çeşitli mekanik uygulamalarla boruların içerisindeki şerbetin sirkülasyonu artırılabilir. Isı alışverişinin temelinde yatan fizik kurallarından yararlanarak da örneğin iyi bir termoizolasyonla pasif önlemler alınabilir.

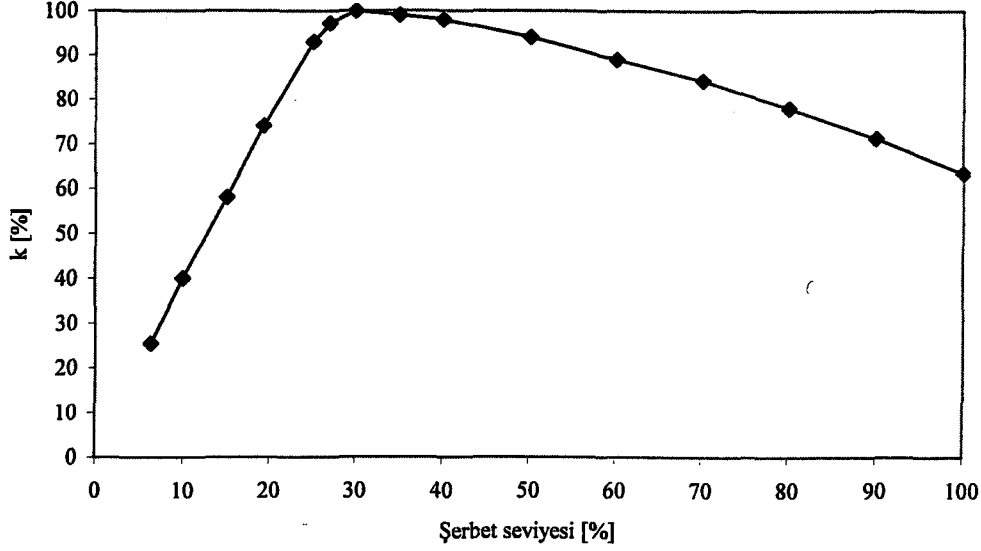
Buharlaştırıcıların buhar kamerasında biriken yoğuşmayan gazların atılması sırasında bu gazlarla birlikte bir miktarda buhar atılmış olur. Gazlara geçen ısı enerjisi de bir kayıp olarak sistemi terk eder. Bu nedenlerden ötürü havalandırmanın belirli ölçüler dahilinde yapılması gereklidir. Bu konuda atılan gazların sıcaklığı baz alınabilir. Atılan gazların sıcaklığı kamaradaki buhar sıcaklığının [2°C] dolayında ise ısı kaybı önemsiz kabul edilebilir.

Buharlaştırıcılarda taş tutma olayı meydana geldiğinden bu durum buharlaştırma hızını menfi yönde etkiler. Taş tutma ile buharlaştırma hızı ters orantılı ve birbirine bağlı olarak değişim gösterir. Şöyle ki, taş tutma artarsa buharlaştırma hızı düşer, buharlaşma hızı düşerse taş tutma riski artar. Taş tutmanın önemli sebeplerinden bazıları şerbet kamaralarına gereğinden fazla şerbet çekilmesi, brüdelerden biri veya birilerinde düşüş meydana gelmesi, buhar kamerasındaki yoğuşmamış gazların varlığı şeklinde sıralanabilir.

Retür buharın sıcaklığın artırılması ile gerekli olan retür buhar miktarı düşmektedir. Buda ısı ve enerji ekonomisi açısından önem teşkil eder. Öngörülen sınırlamalar dahilinde yüksek retür sıcaklıklarında çalışmanın faydalarını şöyle sıralayabiliriz:

1. I.,II. ve III. brüdelerin kalitelerinin artması,
2. Pişirim istasyonlarında brüde sorununun ortadan kalkması,
3. Tephirlerde ısıtma yüzeyinin azaltılması,
4. Pişirim süresinin kısaltılması,
5. Isı ve enerji ekonomisinin sağlanması,
6. Fabrikanın azami tonajda gitmesi.

Tephirlerdeki şerbet seviyesinin şerbete aktarılan ısı üzerine etkisi büyüktür. Bu sebeple en uygun seviye için Şekil 5.2'den yararlanılabilir. Aşağıda Kerr'in yapmış olduğu deneylere dayanarak şerbet kamerasındaki boru uzunluğuna göre şerbet seviyesinin, ısı iletim katsayısı ile değişiminin grafiği çizilmiştir (Yıldırım, 1980).



Şekil 5.2 Şerbet kamarasındaki şerbet seviyesine göre ısı katsayısının değişimi

Görüleceği üzere ekserji kayıplarına yol açabilecek etkenlerin sayısı oldukça fazladır. Bu sebeplerden ötürü fabrikada buharlaşma ve yoğuşmada enerji tasarrufunu artırıcı önlemler mutlak suretle alınmalıdır. Fabrikanın bütün birimlerinde yapılacak iyi bir termodinamik optimizasyon ile bu parametrelerin etkilerini minimuma indirmek sağlanabilir.

Büyük çapta primer enerji kullanımını gerektiren buharlaşma ve yoğuşma işlemlerinde sağlanabilecek her türlü enerji tasarrufu, bu işlemlerin kullanıldığı tesislerin enerji bütçesini olumlu yönde etkiler.

KAYNAKLAR

- Ahern, J. E., 1980. *The Exergy Method of Energy Systems Analysis*. Wiley, Inc.
- Baloh, T., Verlag, M. And Schaper, H., 1974. *Waermeatlas für die Zuckerindustrie*.
- Baloh, T., 1981. Methodik bei Exergetischen Untersuchungen in Zuckerfabrikations. *Zuckerindustrie*. 1, 106.
- Baloh, T., 1982. Zuckertechnologische Rechnungen mit dem Dreikomponenten-Diagramm. *Zuckerindustrie*. 6, 107.
- Curdts, U., 1988. Ein Weg zur Verbesserung der Waermewirtschaft einer Rohzuckerfabrik am Beispiel der Zuckerfabrik Appeldorn. *Zuckerindustrie*. 2, 105.
- Çengel, Y. A., Boles, M. A., Türkçesi: Derbentli, T., 2000. *Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik*. McGraw Hill, Inc., Literatür Yayıncılık.
- Genceli, O., F., 1999. *Isı Değiştiricileri*. Birsen Yayınevi.
- Kavrakoğlu, İ., 1983. *Sanayide Enerji Yöntemi ve Tasarrufu* Boğaziçi Üniversitesi Yayını, İstanbul, 285.
- Leblebici, J., 1998. *Şeker Fabrikasyonunun Analitik Kontrolü*. Şeker Enstitüsü Teknolojik Araştırmalar Bölümü Analitik Şubesi, Ankara.
- Leblebici, F., 1999. *Buharlaştırıcılar*. Şeker Enstitüsü Teknolojik Araştırmalar Müdürlüğü Enerji Ekonomisi ve Korozyon Şubesi, Ankara.
- Özkan, E., 1977. *Rafineri Hesapları İşletme Mühendisleri Seminer Notları*, Ankara.
- Riekert, L., 1974. The Efficiency of Energy Utilization in Chemical Processes. *Chemical Engineering Science*. 29, 1613.
- Schneider, F., 1971. *Şekerin Teknolojisi* Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ş. Yayınları, Ankara, 168.
- Silin, P. M., Çeviri: Nouruzhan, H., 1956. *Pancar Şekeri Fabrikasyon Teknolojisi* Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ş. Yayınları, Ankara, II.
- Szargut, J., 1980. Internatinal Progress in Second Law Analysis. *Energy*. 5, 709.

- Szargut, J., Morris, D. R. and Steward, F. R., 1988. *Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes*. Hemisphere Publishing.
- Şeker Teknisyenleri El Kitabı, 1970. Türkiye Şeker Fabrikaları A. Ş. Yayınları, Ankara, 149.
- Tekin, T., Yüksel, B. ve Bayramoğlu, M., 1992. Şeker Fabrikası Buharlaştırma Siteminin Ekserjetik Analizi. *Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi*. 15, 3/4 , 5-13.
- Telli, Z. K., 1998. *Termodinamik Problemleri ile Birlikte*. Palme Yayıncılık.
- Üze, S. 1991. *Bir İşletmede Enerji ve Kullanılabilir Enerji Çözümlemesi: Elazığ Şeker Fabrikası Örneği* Doktora Tezi. İstanbul Teknik Üniversitesi, İstanbul, 139s.
- Wall, G., 1993. Exergetics. Exergy, Ecology and Democracy-Concepts of a Vital Society. *Energy Systems and Ecology*. July 5-9, 111-121.
- Yaşar, H., 1987. 1. Kademe Tephirlerde Buhar Kamarasının Yüksek Sıcaklıkta Çalıştırılması. *1. Ulusal Şeker Üretim Teknolojisi Sempozyumu*. Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ş. Yayınları, 137.
- Yıldırım, İ., 1980. *Şeker Fabrikasında Buhar Üreten ve Tüketen Üniteler ve Isı Ekonomisi* Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ş. Yayınları, Ankara, 149.

EKLER

Ek A Bor Şeker Fabrikası hakkında genel bilgi

İşlenen pancar	3777 [ton/gün]*
Şeker üretimi	405 [ton/gün]*
Kömür sarfiyatı	9.98 [kg/pg]
Buhar sarfiyatı	30.300 [kg/pg]
Enerji sarfiyatı	32.869 [kW/pg]

*Duruşlar hariç

Ek B Bor Şeker Fabrikası 2000-2001 kampanyası laboratuvar genel ortalamaları

Aranan	S	P	Q
Pancar kıyımı	25.51	18.06	-
Sıkılmış küspe	17.54	1.12	-
Ham şerbet	16.76	14.81	88.36
Sulu şerbet	15.87	14.40	90.76
Koyu şerbet	58.13	53.17	91.47
Standart şurup	66.6	62.6	94.0
Kristal şeker lapası	91.6	86.1	94.0
Kris. şeker beyaz şurubu	77.1	69.6	90.2
Kristal şeker yeşil şurubu	78.1	68.6	87.9
Orta şeker lapası	92.4	80.3	86.9
Orta şeker bey. şurubu	79.1	59.6	75.4
Son şeker lapası	92.7	70.6	76.2
Afinasyon lapası	91.6	83.2	90.8
Melas	82.76	49.79	60.16

Fabrikanın 2000-2001 kampanyası toplam 148 sürmüş ve bu sürede 541000 ton pancar işlenmiştir.

T.C. İÇİŞİ BAKANLIĞI
DOKÜMAN TAYİN BİRİMİ