

19285

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ * FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

BİR İŞLETMEDE ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ

ELAZIĞ ŞEKER FABRİKASI ÖRNEĞİ

DOKTORA TEZİ

Y.Müh. Semih ÜZE

Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 12 Eylül 1991

Tezin Savunulduğu Tarih : 17 Aralık 1991

Tez Danışmanı : Doç.Dr. Taner DERBENTLİ

Diğer Jüri Üyeleri : Prof.Dr. Nilüfer EĞRİCAN

Doç.Dr. Vahan KALENDEROĞLU

T. O.
Yükseköğretim Kurulu
Dokümantasyon Merkezi

ARA 1991

ÖNSÖZ

Şeker üretimi tarıma dayanan bir sanayi olduğundan Türkiye sanayiinde önemli bir pay tutmaktadır. 26.11.1926 ve 10.12.1926 tarihlerinde işletmeye açılan Alpullu ve Uşak Şeker Fabrikaları ile başlatılan Türkiye şeker sanayi bugün işletmedeki 27 fabrika ile kısa zamanda önemli bir gelişme kaydetmiştir.

Avrupa ülkeleri arasında pancar ekim alanı bakımından 391000 hektar ile dördüncü, işlenen pancar ve şeker üretimi açısından altıncı ve şeker tüketimi açısından yedinci sırada bulunan Türkiye'nin dünya şeker piyasasında payını artırmak hedef olmalıdır. Ülke içinde tüketilen şeker miktarını gelişmiş ülkeler seviyesine çıkarmak ve dış piyasada rekabet edebilmek şekerin maliyetini düşürmekle mümkündür.

Kurulu fabrikalarda yapılacak yenileştirmelerde ve kurulacak fabrikaları projelendirilmesinde yapılacak enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemeleri enerji kayıpları ve tersinmezliklerin büyüklük ve yerlerinin belirlenmesini sağlar. Termodinamiğin birinci ve ikinci kanunlarından yararlanarak alınacak sonuçlara göre yapılacak iyileştirmeler, optimum enerji tasarrufunu mümkün kılar.

Çalışmamı yönlendiren Sayın Doç.Dr. Taner DERBENTLİ'ye teşekkür ediyorum. Değerli yardımları nedeniyle Sayın Ergun ÖZKAN'a ve diğer T.C. Şeker Fabrikaları Genel Müdürlüğü görevlilerine teşekkürü bir borç bilirim. Başta Sayın Ahmet KARA ve Sayın Hamdi ARSLAN olmak üzere Elazığ Şeker Fabrikası'nda kolaylık gösteren ve yardımlarını esirgemeyen bütün yetkili ve çalışanlara teşekkür ediyorum.

İÇİNDEKİLER

ÖZET.....	vi
SUMMARY.....	vii
BÖLÜM 1. GİRİŞ.....	1
BÖLÜM 2. ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ	10
2.1. Termodinamiğin Birinci Kanunu.....	10
2.2. Termodinamiğin İkinci Kanunu.....	12
2.3. Kullanılabilir Enerji ve Kullanılabilir Enerji Denklemi.....	13
2.4. Enerji ve Kullanılabilir Enerji Çözümlemesinin Örneklerle Uygulanması.....	19
BÖLÜM 3. ŞEKER PANCARI VE PANCARDAN ŞEKER ÜRETİMİ..	25
3.1. Şeker Pancarı.....	25
3.1.1. Genel Bilgi.....	25
3.1.2. Pancar Organlarının Fonksiyonları.....	26
3.1.3. Pancar Öz Maddeleri.....	27
3.2. Pancardan Şeker Üretimi.....	28
3.2.1. Türkiye'de Şeker Üretiminin Gelişimi ve Bugünkü Durumu.....	28
3.2.2. Pancardan Şeker Üretimi için Genel Bilgi	30
3.2.3. Şerbet Üretimi.....	33
3.2.4. Şerbetin Arıtılması.....	35
3.2.5. Şerbetin Koyulaştırılması.....	37
3.2.6. Şekerin Kristallendirilmesi ve Eldesi..	40
3.2.7. Kurutma.....	43
3.2.8. Madde Özellikleri.....	45

BÖLÜM 4. ŞEKER ÜRETİMİNDE ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ.....	57
4.1. Genel Bilgiler ve Sadeleştirmeler.....	57
4.2. Elazığ Şeker Fabrikası Verilerinin Uygulamaya Aktarılması.....	61
4.2.1. Giriş.....	61
4.2.2. Şerbet Üretimi.....	63
4.2.3. Şerbetin Arıtılması.....	69
4.2.4. Şerbetin Koyulaştırılması.....	76
4.2.5. Şekerin Kristallendirilmesi ve Eldesi..	83
4.2.6. Köspe Kurutma.....	93
4.2.7. Buhar Üretimi.....	95
BÖLÜM 5. SONUÇLAR ve ÖNERİLER.....	98
KAYNAKLAR.....	105
EKLER.....	109
ÖZGEÇMİŞ.....	139

NOTASYON LİSTESİ

A	Alan, m^2
c	Özgöl ısı, kJ/kgK
E	Toplam enerji, kJ
g	Yerçekimi ivmesi, m/s^2
h	Entalpi, kJ/kg
H_u	Yakıt alt ısı değeri, kJ/kg
I	Tersinmezlik, kJ
k	Kullanılabilirlik, kJ/kg
km	Kuru madde miktarı, kg/BP
m	Kütle, kg
m	Kütleli debi, kg/s , kg/BP
P	Basınç, kN/m^2
P	Sakaroze oranı, %
Q	Arılık, %
q	Isı alışverişi, kJ/kg
s	Entropi, kJ/kgK
sm	Sakaroze miktarı, kg/BP
T	Sıcaklık, K , $^{\circ}C$
tm	Toplam madde miktarı, kg/BP
U	İç enerji, kJ
V	Hız, m/s
V	Hacim, m^3
W	İş alışverişi, kJ
ykm	Kuru madde oranı, %
ys	Sakaroze oranı, %
z	Konum, m

Grek Sembolleri

η	Verim, %
σ	Entropi üretimi, kJ/K
χ	Kullanılabilir enerji, kJ/kg

İndisler

a	akış
c	çıkan
g	giren
kh	kontrol hacmi, açık sistem
u	alt
y	yüzey
0	Çevre
I	Birinci kanun
II	İkinci kanun

ÖZET

Bu çalışmanın amacı pancar işleyen bir şeker fabrikasında üretim süreçlerini belirlemek ve bu süreçlere termodinamiğin birinci ve ikinci kanunlarını uygulamak olmuştur.

Çalışmada önce termodinamiğin birinci kanunu, termodinamiğin ikinci kanunu ve kullanılabilir enerji denklemleri açıklanmıştır. Pancardan şeker üretimi süreçleri tek tek ele alınarak, Elazığ Şeker Fabrikası verileriyle enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi yapılmıştır.

Pancardan şeker üreten fabrikaların genel akım şemalarına göre üretim süreçleri: Şerbet üretimi, şerbetin arıtılması, şerbetin koyulaştırılması, şekerin kristalleştirilmesi ve eldesi, küspe kurutma ve buhar üretimi olarak alınmıştır.

Bu çalışmada geliştirilen bilgisayar programında süreçlerin birinci ve ikinci kanun verimleri hesaplanarak karşılaştırılmıştır. Süreçlerin enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemeleri modüler biçimde yapıldığından, istenildiğinde bazı kontrol hacimleri hesap dışı bırakılabilir. Bundan başka daha dar kapsamlı kontrol hacimleri seçilerek kurulu fabrikalarda yenileştirmeler, kurulacak fabrikalarda projelendirme yönlendirilebilir.

Yapılan enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemeleri sonucunda şerbet üretimi ve şerbet arıtma süreçlerindeki bazı ısıtıcılarda daha düşük sıcaklıkta ısıtıcı buhar kullanımının mümkün olabileceği saptanmıştır. Şerbetin koyulaştırılması sürecinde ise tüketiciler için çekilen buhar miktarlarının azaltılması ile koyulaştırma için gereken çürük buhar miktarı düşecektir. Küspe kurutma sürecinde tersinmezlikler yanma odasının modernize edilmesi, karışım odasının buhar üretici olarak kullanılması ile azaltılabilir. Buhar üretimindeki kullanılabilir enerji kayıpları kazan veriminin düşüklüğünden, yanmanın tam olmamasından kaynaklanmaktadır. Şeker üretiminde nominal çalışma noktasından sapmalarda ortaya çıkan buhar tüketimi faktörleri veya buhar üreticisinde ısıtıcı yüzeyler üzerinde biriken katmanlar nedeniyle yüksek sıcaklıkta atık gazların oluşması, kayıplara yol açar. Bu atık gazların küspe kurutmada kullanılması kayıpları, dolayısıyla da yakıt tüketimini azaltır.

Yapılan enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemeleri sonucunda enerji çözümlemelerinin, tersinmezlikleri gözönüne alınmaması nedeniyle, kullanılabilir enerji çözümlemeleriyle tamamlanmadığı zaman yetersiz kaldığı ve hatta yanıltıcı sonuçlar verdiği saptanmıştır.

SUMMARY

ENERGY AND EXERGY ANALYSIS OF A PROCESS PLANT : ELAZIĞ SUGAR FACTORY CASE

The object of this study was to identify the processes in the production of beet sugar and apply to these processes the first and second laws of thermodynamics to determine the losses and irreversibilities.

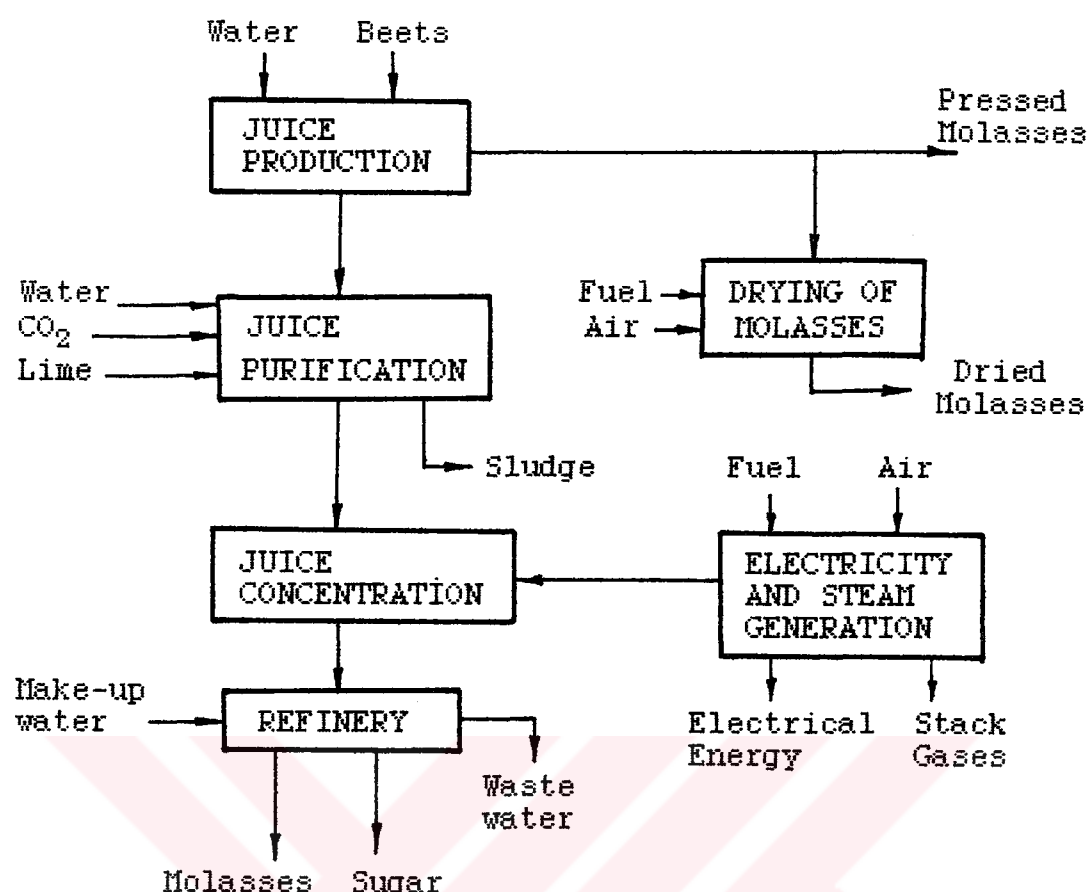
The sugar industry is dependent on agriculture and for this reason is a preferred industrial sector in developing countries because both agricultural and industrial development can be achieved. Furthermore the by-products of sugar factories can be utilized in other agricultural areas.

In parallel with increasing population and national income, it has been necessary to modernize the existing sugar factories and to build new factories in light of the experience gained. Decrease in the supply of fossil fuels and environmental considerations have forced industry to take measures for energy recovery and to utilize energy sources at lower temperatures. For this reason, the mass and energy balances of sugar production processes based on practical estimations of dry substances, saccharose ratio and purity is inadequate.

In the first section of this thesis the first and second laws of thermodynamics and the availability equation are stated and their application to closed and open systems are shown by examples. Information on the properties of the sugar beet and processes related to extraction of sugar from beets is given next. Later the processes are considered separately and the energy and available energy analysis are made for each process. The thermodynamic properties of the substances taking place in this processes are expressed in equation form by using the tables and graphs available in the literature, BALOH [1], IRVINE and LILEY [2].

The development of sugar industry in Turkey and its present state are also accounted. The capacities and production rates of the sugar factories are given in a table.

In the third section of the thesis the operating parameters of the Elazığ Sugar Factory are used as input, to do a first and second law analysis of the production processes in a sugar factory. The processes of sugar production from beets is shown in the diagram below.



Block Diagram of Processes in a Sugar Factory Processing Beets

In the Elazığ Sugar Factory 48.79 kWh (175643 kJ) heat energy and 3.02 kWh (10872 kJ) electrical energy was used to produce 14.83 kg sugar from 100 kg of beets during the 1990 campaign. 100 kg of beets has been used as a reference quantity and referred to as unit beet (BP) in this study. The daily sugar production capacity of the Elazığ Sugar Factory is 1650 tons of beets. During the 1990 campaign the daily production rate of the factory was 165 tons of crystal sugar and 26 tons of cube sugar. The daily average thermal energy used for this production was 628415 kWh (2262.3 GJ) and the daily average electrical energy requirement was 38898 kWh (140 GJ).

A steam turbine cogeneration plant was used to supply the heat and electricity requirements. 18 m³/h of steam at 2.5 MPa pressure and 380°C temperature is produced in three steam boilers. Electricity is produced by three 1.2 MW five stage turbines. The back pressure in the turbines is between 0.8 and 2.2 bars. The average power output of the turbines during the 1990 campaign was 2.3 MW.

For comparison, a sugar factory in German uses 11.811 kWh (42520 kJ) of thermal energy and 6.668 kWh (24005 kJ) of electrical energy to produce 14.46 kg sugar per 100 kg beets. AUERSWALD [3]. The capacity of this factory is 4440 tons beet per day and the daily thermal and electrical energies used in this factory are 524000 kWh (1886.4 GJ) and 296000 kWh (1066 GJ) respectively. The reason for the high electric energy usage in this factory compared to Elazığ Sugar Factory is that heat pumps are used to regain heat at low temperatures. The main reason for the low thermal energy usage in this factory is that electricity used is largely bought from the national grid and therefore the amount of steam required to generate electricity for the turbines is lowered. In the Elazığ Sugar Factory a total of 51.81 kWh (186516 kJ) of thermal and electrical energy was used to process 100 kg of beets. The reasons for high energy usage are the low capacity of the factory, the old technology used and design faults such as the unnecessarily long steam supply lines.

With today's technology it is estimated that the total energy requirement to process 100 kg of beets can be lowered to 40.56 kWh (146016 kJ). BALOH [4]. This represents a energy saving of 21.7 % over the present energy requirements.

With the computer program developed in this study it is possible to perform energy and exergy (available energy) analysis for sugar factories. The processes (open systems) and the inlet and outlet streams associated with these processes are identified first and then the enthalpies and available energies of these streams are calculated. Application of the first law of thermodynamics and the availability equation to these processes yield the heat transfer, irreversibilities, first and second law efficiencies of these processes. In the analysis of the Elazığ Sugar Factory, the general flow diagram for factories producing sugar from beets was taken as basis. ÖZKAN [5]. This flow diagram given in section 3.2.2 show very little variations in different factories producing sugar from beets. The computer program that has prepared in this thesis is modular and therefore these variations can easily be incorporated into it. It is also possible to chance the control volumes so that any portion of a process can be analyzed in more detail. By using this computer program it is expected that a first and second law analysis can be made in the planning stage so that the construction and layout of te factory can be optimized.

The first law efficiency of the processes concerned has been defined as the ratio of the total enthalpy of the masses leaving the control volume to the sum of the total enthalpy of the masses entering the control volume and the electric energy input to the control volume. This is a measure of the heat transfer to the

environment. If heat transfer to the environment can be lowered, the first law efficiency can be improved. Equation 2.7 expresses the first law efficiency.

The second law efficiency of the processes concerned has been defined as the ratio of the availability of the masses leaving the control volume less the availability of heat transfer to the environment to the availability of the masses entering the control volume plus the electrical energy input. The second law efficiency is a measure of the irreversibilities in the process. Second law efficiency increase as the heat transfer to the environment and the internal irreversibilities in the process are lowered. Equation 2.27 expresses the second law efficiency.

Results of the first and second law analysis of the processes in the Elazığ Sugar Factory are summarized below.

In the juice production process the first law efficiency is 95 % and second law efficiency 55 %. In this process third stage steam at 103°C is used as the heating medium. Since the temperature of the water or juice being heated is at least 21°C lower than this temperature, irreversibilities due to heat transfer at a finite temperature difference increase. The use of fourth stage steam at 90°C , by increasing the heating surfaces will lower the irreversibilities.

In the juice purification process the first law efficiency was calculated as 90 % and the second law efficiency was calculated as 70 %. In the limed raw juice heating section of this process fourth stage steam at 90°C , instead of third stage steam at 103°C should be used to reduce irreversibilities. For the same reason the third stage steam at 103°C can be used instead of the second stage steam at 115°C in the carbonation heating section.

In the juice concentration stage, the first law efficiency was calculated as 96 % and the second law efficiency was calculated as 91 %. The reason for higher efficiencies is that concentration is done in stages and that the vapour separated from juice in one stage is used to heat juice in the next stage. The frequent cleaning of the heaters to prevent the formation of deposits will decrease the quantity of steam required in the heaters. This will help increase the first and second law efficiencies.

In the refining process, the first law efficiency was calculated as 78 % and the second law efficiency was calculated as 67 %. The reason for higher irreversibilities in the crystallizer is that the vapour separated from the juice is condensed at a high temperature difference in

the condensers and that the low temperature condensates cannot be used for further heating. Furthermore high temperature differences are needed in the vacuum pans.

In the drying of molasses, the first law efficiency was calculated as 71 % and the second law efficiency as 20 %. The fuel expenditure for drying molasses in sugar factories that process beets is quite high. In the Elazığ Sugar Factory 3.84 kWh (13424 kJ) of thermal energy is used to obtain 1 kg of dry molasses and 3.29 kWh (11844 kJ) of thermal energy is used to obtain 1 kg of sugar. The energy balance in the process of drying molasses show that a larger portion of the fuel energy is passed to the evaporating water. The second law analysis show that the availability of the resulting vapours is low due to low temperatures. As a result the loss of available energy in drying molasses is high. The irreversibilities originate from incomplete combustion, mixing of cool air with the drying air and the high temperature difference between the molasses and the drying air stream. The irreversibilities in the mixing chamber can be prevented by using the combustion chamber as a boiler for steam generation. Thus the combustion gases need not be mixed with cool air to attain the proper temperature for drying but are cooled to the required temperature during the production of steam.

The production rate of dry molasses of the factory is 1700 tons per year. The rest of the molasses is given to the livestock growers to be used as animal feed.

In the steam generation process the first law efficiency was calculated as 79 % and the second law efficiency was calculated as 35 %. In the process of steam generation 4.37 kg of fuel oil with a lower heating value of 40193 kJ/kg per 100 kg of beets. The irreversibilities in steam generation result from the combustion process itself. The deposition of layers on steam generating surfaces and the high temperature stack gases also in drying molasses decrease the losses and hence the fuel consumption.

The results of the first and second law analysis made showed that the second law efficiencies could be much lower than the first law efficiencies and that conclusions based on first law analysis alone could be misleading.

BÖLÜM 1. GİRİŞ

Bu çalışmanın amacı pancar işleyen bir şeker fabrikasında üretim süreçlerini belirlemek ve bu süreçlere termodinamiğin birinci ve ikinci kanunlarını uygulamak olmuştur.

Bilindiği üzere şeker sanayi tarıma dayanan bir sanayi olduğundan kalkınan ülkelerde tarımla sanayinin birlikte gelişmesini sağlar, bu nedenle tercih edilen bir yatırım sahasıdır. Türkiye'de pancar tarımının toprağı ıslah edici, verimini yükseltici, çiftçi gelirini ve yatırım hacmini arttırıcı tesirlerinden başka, yan mahsul-leri ve kalıntılarının hayvancılığın gelişmesini sağlama-sı şeker sanayinin ülkenin her yanına götürülmesini sağ-lamıştır. Artan nüfusa ve milli gelire paralel olarak yıldan yıla artan şeker tüketimini karşılayabilmek için bir taraftan kurulu fabrikaların modernize edilmesi diğer taraftan da yeni fabrikaların tecrübelerin ışığında daha verimli çalışabilecek durumda kurulması memleket ekonomi-sine büyük yararlar sağlayacaktır.

Fosil yakıt kaynaklarının azalması, önemli ölçüde e-nerji tüketen şeker fabrikalarında enerji tasarrufunu ve düşük sıcaklıkta bulunan enerji kaynaklarının değerlendirilmesini zorunlu kılmıştır, KAVRAKOĞLU [6], WUNSCH [7], Pratikte şeker fabrikalarında SCHNEIDER [8] tara-finden önerilen ve şeker fabrikası ürünlerinin kuru mad-de, sakaroz oranlarını ve arılık değerlerini kullanan formüllerden hareketle madde bilançoları yapılmaktadır. Isıtıcılarda, buharlaştırıcılarda ve rafineride kullanı-lan buhar miktarlarının hesabında ise bu formüllere ek

olarak kayıpların tecrübelerle dayanılarak tahmin edildiği enerji bilançoları yapılmaktadır. Elazığ Şeker Fabrikası'nın işletme verileri ile şeker üretimi süreçleri için yapılan bu hesaplar, Bölüm 4.2 de verilmektedir.

Çalışmada önce termodinamiğin birinci kanunu (Enerjinin korunumu yasası), termodinamiğin ikinci kanunu ve kullanılabilir enerji denklemleri açıklanmış, sistem, açık sistem ve çevrim örneklerine uygulanmıştır. Daha sonra şeker pancarı ve pancardan şeker üretimi hakkında bilgi verilmiştir. Pancardan şeker üretimi süreçleri tek tek ele alınarak enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi yapılmıştır. Süreçlere katılan maddelerin özelliklerinin saptanmasında literatürde bulunan tablo, diyagram ve analitik bağıntılardan yararlanılmıştır. BALOH [1], IRVINE ve LILEY [2]. Tablo ve diyagramlar için Cricket Graph eğri uydurma programı yardımıyla analitik bağıntılar belirlenmiştir. Cricket Graph eğri uydurma programı hakkında Bölüm 3.2.8 de bilgi verilmektedir.

Konunun kapsamını daha iyi görebilmek açısından Türkiye'deki şeker üretiminin gelişimi ve bugünkü durumu belirtilmiş, kurulu fabrikaların üretim miktarları bir tabloda verilmiştir. Daha sonra Elazığ Şeker Fabrikası verileriyle enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi yapılmıştır. Bunun sonucunda pancardan şeker üretiminde kayıpların ve tersinmezliklerin fazla olduğu süreçlerin belirlenmesi mümkün olabilmektedir. Bu süreçlerin daha verimli hale getirilebilmesi için öneriler sunulmuştur.

Elazığ Şeker Fabrikası'nda 1990 yılı kampanyasında 14.83 kg şekere karşılık gelen 100 kg pancarın işlenmesi için 48.79 kWh (175643 kJ) ısı enerjisi ve 3.02 kWh (10872 kJ) elektrik enerjisi kullanılmıştır. Elazığ Şeker Fabrikası'nın pancar işleme kapasitesi günde 1650

tondur. Fabrikanın 1990 yılında ortalama günlük şeker üretimi 165 ton kristal şeker ve 26 ton küp şekerdir. Küp şeker üretiminin yapılmadığı günler nedeniyle günlük şeker üretimi ortalaması ise 188 tondur. Bu üretim için günlük ısı enerjisi sarfiyatı 628415 kWh (2262.3 GJ), elektrik enerjisi sarfiyatı yaklaşık 38898 kWh (140 GJ) olmuştur. 1990 kampanyasında işlenen 177800 ton pancar için harcanan elektrik enerjisi 5360398 kWh (19297 GJ) dir. Büyük miktarda enerji tüketimleri nedeniyle şeker fabrikalarının elektrik ve ısı enerjileri birleşik santralda elde edilir. Taze buhar üç buhar kazanından 18 m³/saat debide ve 25 bar basınç, 380°C sıcaklıkta üretilir. Elektrik enerjisi üç adet 1200 kW lık buhar türbininden sağlanmaktadır. Buhar türbinleri Fransız yapımı beş kademeli eksenel türbinlerdir. Türbinlerde karşı basınç 0.8 ile 2.2 bardır. Kampanyada türbinlerden ortalama 2300 kW güç çekilmiştir.

Almanya'da günde 4440 ton pancar işleyen bir fabrikada 14.46 kg şekere karşılık gelen 100 kg pancarın işlenmesi için gerekli toplam enerjiyi 18.479 kWh'a (66524 kJ) indirmek mümkün olabilmektedir (11.811 kWh ısı enerjisi, 6.668 kWh elektrik enerjisi), AUERSWALD [3]. Bu fabrikanın günlük ısı enerjisi sarfiyatı yaklaşık 524000 kWh (1886 GJ), elektrik enerjisi sarfiyatı yaklaşık 296000 kWh (1066 GJ) dir. Ancak bu fabrikada düşük kalitedeki enerjilerin geri kazanılması için ısı pompaları sistemleri kullanılmıştır. EYÜPOĞLU [9]. Ayrıca bu fabrikanın kapasitesi de Elazığ Şeker Fabrikası'ndan yüksektir. Günlük şeker üretimi 642 tondur.

Elazığ Şeker Fabrikası'nda 1990 kampanyasında 100 kg pancarın işlenmesi için 51.81 kWh'lık (186516 kJ) ısı ve elektrik enerjisi harcanmıştır. Bunun nedeni başta fabrikanın pancar işleme kapasitesinin daha düşük olması ve fabrikanın elektriğini dış şebekeden almayıp kendi

Üretmesidir. Bunun dışında fabrikanın kurulma teknolojisinin eski olması, projelendirilmesindeki hatalar, örneğin buharı sevkedemeyen boruların lüzumundan fazla dolastırılarak uzatılmasıdır. Böylece ortaya çıkan ek ısı kayıpları fabrikanın tükettiği toplam enerjiyi arttırmaktadır. Bugünün teknolojisiyle 100 kg pancarın işlenmesi için gereken buhar miktarını 45 kg dan 40 kg a düşürmek mümkündür. BALOH [4]. Örneğin ısıtıcılarda şerbetle ısıtıcı buhar arasındaki sıcaklık farkı genelde 5°C olmalıdır. Bu oldukça büyük ısıtıcı yüzeyleri gerektirebilir. Fakat buharlaştırıcının son kademe buharının kullanılması mümkün kılabilir. Bu da fabrika buhar tüketiminin düşmesi demektir. Ayrıca buharlaştırıcıda şerbetin koyulaştırılması için gereken enerji azalır. Bunun dışında bütün ısıtıcıların ısı geçişi yüzeylerinin katman oluşumuna izin vermeyecek sıklıkta temizlenmesi ısıtıcılarda sarfedilen buhar miktarını düşürür. Bunun sonucunda da buhar üreticisinde üretilmesi gereken buhar miktarı, dolayısıyla da yakıt tüketimi azalır. Bu durumda tüketilen toplam enerji 40.56 kWh a düşer. Bu da bugünkü 51.81 kWh lik tüketime göre yaklaşık % 21.7 enerji tasarrufu demektir.

Bu çalışmada geliştirilen bilgisayar programı ile şeker fabrikalarında enerji ve kullanılabilir enerji çözümleri gerçekleştirilmektedir. Bilgisayar programında pancardan şeker üreten fabrikaların genel akım şemaları esas alınmıştır. ÖZKAN [5]. Bölüm 3.2.2. de verilen bu akım şemaları yan ürünleri daha çeşitli olan şeker fabrikalarında küçük farklılıklar gösterir. Program, yapılacak küçük eklerle bu farklılıklara uyabilecek yapıdadır. Süreçlerin enerji ve kullanılabilir enerji çözümleri modüler biçimde yapıldığından ana programa alınıp alınmamakta serbesttirler. Böylece istenildiğinde bazı kontrol hacimleri hesap dışı bırakılabilir. Bundan başka amaca göre daha dar kapsamlı kontrol hacimleri seçilerek kullanılması mümkündür. Bu da yeni kurulacak fabrikaların

projelendirilmesinde ve eski fabrikalarda yapılacak yenileştirmelerde enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi kullanılarak uygun konstrüksiyonda elemanların seçilmesini sağlar. Bilgisayar programında şeker üretimi süreçlerine giren ve çıkan maddelerin sıcaklık, basınç ve kuru madde gibi özelliklerinden alt programlar yardımıyla özgül entalpi ve kullanılabilir enerji değerleri hesaplanmaktadır. Her üretim süreci için enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi yapılmaktadır. Giren ve çıkan maddeler ve özellikleri bir tablo halinde verilmektedir. Bu tablolarda her süreç için giren ve çıkan maddelerin toplam entalpileri ve kullanılabilir enerjileri gösterilmektedir. Böylece birinci ve ikinci kanun verimlerini hesaplayıp karşılaştırmak mümkün olmuştur. Bu karşılaştırma sonucunda hangi süreçlerde tersinmezliklerin daha fazla olduğu görülmüş ve yapılacak iyileştirmelerin yararlı olacağı yerler saptanmıştır. SCIUBBA ve VIDA [10], TSATSARONIS ve WINHOLD [11].

Süreçlerin birinci kanun verimi, Bölüm 2.1 de çıkarılan (2.7) denklemine göre, süreçten çıkan maddelerin toplam entalpilerinin, sürece giren maddelerin toplam entalpileriyle elektrik enerjisinin toplamına oranı olarak tanımlanmıştır. Bu nedenle birinci kanun verimi, süreçten çevreye atılan ısıнын ölçüsü olmaktadır. Çevreye kaybedilen ısı enerjisinin azaltılması ile birinci kanun verimi artar.

Süreçlerin ikinci kanun verimi, Bölüm 2.3 de çıkarılan (2.27) denklemine göre, süreçten çıkan maddelerin toplam kullanılabilir enerjilerinden çevreye atılan ısıнын kullanılabilir enerjisinin çıkarılmasıyla bulunan kullanılabilir enerjinin, sürece giren maddelerin kullanılabilir enerjileri ile elektrik enerjisinin toplamına oranı olarak tanımlanmıştır. Bu nedenle ikinci kanun verimi süreçteki tersinmezliklerin bir ölçüsü olmaktadır.

İkinci kanun verimi süreçten çevreye olan ısı kayıplarının önlenmesi ve süreç içindeki tersinmezliklerin azaltılması ile artar.

Yapılan enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemeleri sonucunda şerbet üretimi sürecinde birinci kanun verimi % 95, ikinci kanun verimi % 55 bulunmuştur. Şerbet üretimi sürecinde pres suyu, sirkülasyon şerbeti ve difüzyon besleme suyu ısıtıcılarında buharlaştırıcının üçüncü kademesinden çekilen 103°C deki buhar kullanılmaktadır. Çıkan kondensatların sıcaklıkları ısıtıcı buhar sıcaklığından 7 ile 11°C düşüktür. Pres suyu sıcaklığı ısıtıcı buhar sıcaklığından 31 ile 48°C, sirkülasyon suyu sıcaklığı 21 ile 33°C ve difüzyon besleme suyu sıcaklığı 33 ile 51°C düşüktür. Şerbet üretimi sürecindeki ısıtıcılarda ısıtıcı buhar sıcaklığının ısınan su veya şerbet sıcaklıklarından en az 21°C yüksek olması nedeniyle 103°C deki ısıtıcı buhar (III. kademe buharı) yerine 90°C deki ısıtıcı buhar (IV. kademe buharı) kullanılması mümkündür. Bu durumda ısıtıcılardaki sonlu sıcaklık farklarındaki ısı geçişinden ortaya çıkan tersinmezlikler azalacaktır.

Şerbet arıtma sürecinde ise birinci kanun verimi % 90, ikinci kanun verimi % 70 bulunmuştur. Bu süreçte I. kireçli ham şerbet ısıtıcısında 90°C deki dördüncü kademe buharı, II. kireçli ham şerbet ısıtıcısında 103°C deki üçüncü kademe buharı, karbonatlama ve I. sulu şerbet ısıtıcısında 115°C deki ikinci kademe buharı ve II. sulu şerbet ısıtıcısında 126°C deki birinci kademe buharı kullanılmaktadır. Çıkan kondensatların sıcaklığı ısıtıcı buhar sıcaklığından 3 ile 7°C düşüktür. Şerbet sıcaklığı ısıtıcı buhar sıcaklığından I. kireçli ham şerbet ısıtıcısında 19 ile 34°C, II. kireçli ham şerbet ısıtıcısında 17 ile 32°C, karbonatlama ısıtıcısında 19 ile 33°C, I. sulu şerbet ısıtıcısında 9 ile 25°C ve II. sulu şerbet ısıtıcısında 4 ile 20°C düşüktür. Bu süreçte II. kireçli

ham şerbet ısıtıcısında 90°C deki dördüncü kademe buharını, karbonatlama ısıtıcısında 103°C deki üçüncü kademe buharını kullanmak mümkündür. Bu durumda da ısıtıcılardaki sonlu sıcaklık farklarındaki ısı geçişinden ortaya çıkan tersinmezlikler azalacaktır.

Şerbetin koyulaştırılması sürecinde birinci kanun verimi % 96, ikinci kanun verimi % 94 bulunmuştur. Bu süreçte 100 kg pancar için 2.12 bar basınç, 138°C sıcaklıkta 45 kg retür(çürük buhar) kullanılmaktadır. Buhar tüketicilerin buhar sarfiyatlarının azaltılması ile buharlastırıcıdan çekilen buhar miktarları düşer. Bunun sonucunda buharlastırıcının buhar tüketimi de azalır. Bu da buhar üreticisinde daha az buhar üretilmesi, dolayısıyla da daha az yakıt sarfiyatı demektir.

Rafineri sürecinde birinci kanun verimi % 78, ikinci kanun verimi % 67 bulunmuştur. Kristalleştirmede kullanılabilir enerji kaybının büyüklüğünün nedeni çıkan bürüdelerin yoğunlaştırucularda büyük sıcaklık farklarıyla yoğunlaşması ve oluşan kondensatların düşük sıcaklıkları nedeniyle ısıtmada kullanılamamasıdır. Ayrıca da pişirme işleminde yüksek sıcaklık farklarının gerekliliğidir.

Küspe kurutma sürecinde birinci kanun verimi % 71, ikinci kanun verimi % 20 bulunmuştur. Pancardan şeker üreten fabrikalarda kuru küspe eldesinde tüketilen yakıt oldukça fazladır. Bu nedenle şeker endüstrisinde küspe kurutmadaki yakıt sarfiyatını azaltma yolları sürekli olarak araştırılmaktadır. CRONEWITZ [12], CURDTS [13]. Örneğin Elazığ Şeker Fabrikası'nda 1 kg kuru küspe elde etmek için 3.84 kWh, 1 kg şeker elde etmek içinse 3.29 kWh ısı enerjisi kullanılmaktadır. Bu nedenle fabrikanın melaslı kuru küspe üretimi yılda yaklaşık 1700 tondur. 1990 kampanyasında kuru küspe üretimi 15 gün sürmüştür.

Fabrikada 100 kg pancara karşılık gelen 29.08 kg sıkılmış küspenin kurutulması için gereken ısı enerjisi 87621 kJ (24.34 kWh) tutmaktadır. Bu da şeker üretimi için gereken ısı enerjisinin % 49.9 udur. Şeker üretiminde ısı enerjisi kayıplarının düşürülmesi halinde küspe kurutmada yakıt ihtiyacı şeker üretimi için gerekli olanın yaklaşık % 64.8 ine ulaşmaktadır. Yakıttan tasarruf amacıyla küspenin kalan kısmı diğer şeker fabrikalarında yapıldığı gibi kurutulmadan pancar üreticisine hayvan yemi olarak verilmektedir.

Küspe kurutma sürecinde entalpi bilançosu giren yakıt entalpisinin çoğunun buharlaşan suya geçtiğini gösterir. Sonuç olarak kurutma ısı ekonomisinin iyileştirilebilmesi bu buharların ekonomik olarak kullanılması şeklinde düşünülebilir. Oysa ki kullanılabilir enerji çözümlemesinden bu buharların sıcaklıklarının düşük olması nedeniyle kullanılabilir enerjilerinin tekrar kullanımı gerektirmeyecek büyüklükte olduğu görülür. Şekil 37. Sonuç olarak küspe kurutmada tersinmezlikler oldukça fazladır. Yanma odasındaki tam olmayan yanma kayıpları oldukça önemlidir. Elazığ Şeker Fabrikası'nın 1990 kampanyası verileriyle kuru küspe üretiminde yakıt enerjisinden %1 tasarruf edilmesi halinde yakıt tüketimi günde 257.6 kg, 15 günlük küspe kurutma kampanya süresinde 3864 kg düşecektir. Bu yakıtın parasal karşılığı yakıtın tomonun 816000 TL olması halinde 3153024 TL dir. Kurutma odasındaki kayıplar küspeyle kurutma gazı arasındaki yüksek sıcaklık farkından oluşur. Gazın sıcaklığını düşürmekle kayıplar düşürülebilir. Fakat bu durumda da kurutma gazlarının yakıt yakılarak eldesi halinde karışım odasında yüksek kullanılabilir enerji kayıpları oluşur ve yakıt sarfiyatı artar. Kullanılabilir enerji kayıplarının karışım odasında tamamen yok edilmesi yanma odasının buhar üretici olarak kullanılmasıyla mümkündür. Böylece yanma gazları kurutma için gerekli sıcaklığa erişmek için çevre havasıyla karıştırılmak yerine yanma gazlarından

buhar eldesinde yararlanılabılır ve atık gaz uygun sıcaklığa düşürölünce kurutmaya sevk edilir.

Buhar üretiminde birinci kanun verimi % 79, ikinci kanun verimi % 34 bulunmuştur. Buhar üretiminde 100 kg pancar için 45 kg taze buhar üretilmektedir. Bunun için alt ısıt değeri 40193 kJ/kg olan 4.37 kg Fuel-Oil kullanılmaktadır. Yukarıda açıklandığı gibi taze buhar debisini 40 kg a düşürmek mümkündür. Bu durumda buhar üreticisindeki yakıt tüketimi yaklaşık 3.36 kg a düşecektir. Buhar üretimindeki kullanılabılır enerji kayıpları kazan veriminin düşüklüğünden, yanmanın tam olmamasından oluşmaktadır. Üretilen buharın basınç ve sıcaklığının daha yüksek olması durumunda türbinden çekilebilecek elektrik enerjisi potansiyeli de artar. Ayrıca buhar türbini çevriminin termik verimi de yükselir. Şeker fabrikasının nominal çalışma noktasından sapmasında ortaya çıkan buhar tüketimindeki artma/azalma veya buhar üreticisindeki ısıtıcı yüzeyler üzerinde biriken katmanlar nedeniyle yüksek sıcaklıkta atık gazların oluşması buhar üretimindeki kayıpları arttırır. Bu atık gazların küspe kurutmada kullanılması kayıpların azalmasını sağlar.

Yapılan enerji ve kullanılabılır enerji çözümlemelerinde ikinci kanun verimlerinin, birinci kanun verimlerinden çok daha küçük olabileceği belirlenmiştir. Nedeni birinci kanuna göre hesaplanan kayıpların tersinmezlikleri göz önüne almaması, ayrıca kurutmada olduğu gibi çevre sıcaklığına yakın sıcaklıklardaki enerji kaynaklarını da daha yüksek sıcaklıktakilerle eşit değer de kabul etmesidir. TOSUN [14]. Bunun sonucunda enerji çözümlemelerinde kullanılan birinci kanun verimleri girdi ve çıktı türleri farklı olan sistemlerin karşılaştırılmasında yetersiz kalmakta hatta yanıltıcı sonuçlar vermektedir. İLERİ [15].

BÖLÜM 2. ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ

2.1. Termodinamiğin Birinci Kanunu

Sistemin çevrim yapan bir hal değişimi için termodinamiğin birinci kanunu aşağıda verilmiştir, ÖZTÜRK [16]:

$$\oint \delta Q = \oint \delta W \quad (2.1)$$

burada δQ ve δW çevrim boyunca sırasıyla net ısı alış-verişini ve net işi gösterir.

Sistemin hal değişimi için termodinamiğin birinci kanunu

$$Q_{12} - W_{12} = E_2 - E_1 \quad (2.2)$$

şeklindedir. Burada E_1 ve E_2 sistemin ilk ve son hallerindeki toplam enerjileri, Q_{12} ve W_{12} hal değişimi sırasındaki ısı ve iş alışverişleridir.

Termodinamikte toplam enerji, maddenin yapısına bağlı iç enerji, seçilen koordinat eksenleri ile ilgili potansiyel enerji ve kinetik enerji toplamıdır.

$$E = U + mgz + m \frac{v^2}{2} \quad (2.3)$$

Açık sistem için termodinamiğin birinci kanununun integral şekli, ÖZTÜRK [16]:

$$\dot{Q}_{kh} - \dot{W}_{kh} = \frac{d}{dt} \int_V \rho \left(h + \frac{V^2}{2} + gz \right) dV + \int_A \rho \left(h + \frac{V^2}{2} + gz \right) (\vec{V} \cdot \vec{n}) dA \quad (2.4)$$

eşitliğiyle verilir. Özel olarak sürekli akışlı sürekli açık sistemlerde (SASA) termodinamiğin birinci kanunu :

$$\dot{Q}_{kh} - \dot{W}_{kh} = \sum \dot{m}_\varphi \left(h + \frac{V^2}{2} + gz \right)_\varphi - \sum \dot{m}_g \left(h + \frac{V^2}{2} + gz \right)_g \quad (2.5)$$

şeklindedir.

Birinci kanun verimi :

$$\eta_I = \frac{\text{İşlemden çıkan enerji}}{\text{İşleme giren enerji}} \quad (2.6)$$

bağıntısıyla bulunur. Kinetik ve potansiyel enerjilerin ihmal edilebilmesi durumunda (2.5) ve (2.6) bağıntılarından birinci kanun verimi .

$$\eta_I = \frac{\sum \dot{m}_\varphi h_\varphi}{\sum \dot{m}_g h_g - \dot{W}_{kh}} \quad (2.7)$$

eşitliğiyle hesaplanır.

2.2. Termodinamiğin İkinci Kanunu

Termodinamiğin ikinci kanununun analitik ifadesi olarak sistemin (kontrol kütlesi) mümkün olan bütün çevrimleri için Clausius Eşitsizliği yazılabilir. BÜYÜKTÜR [17]:

$$\oint \frac{\delta Q}{T} \leq 0 \quad (2.8)$$

Bu denklemde eşitlik bütün tersinir çevrimler için eşitsizlik ise tersinmez çevrimler içindir. Sistemin hal değişimi için termodinamiğin ikinci kanunu :

$$dS = \frac{\delta Q}{T} + \delta \sigma \quad (2.9)$$

veya

$$\Delta S = \int \frac{\delta Q}{T} + \sigma \quad (2.10)$$

bağıntısıyla verilir. Burada dS sistemin entropi değişimi, δQ sistemin ısı alışverişi, T sisteme ısı alışverişinin olduğu sınırdaki mutlak sıcaklıktır. $\delta \sigma$ iç tersinmezliklerden ötürü oluşan entropi üretimidir. $\delta \sigma$ her zaman sıfır veya sıfırdan büyüktür. BEJAN [18].

Açık sistem için termodinamiğin ikinci kanunu,

$$dS_{kh} = \frac{\delta Q_{kh}}{T} + s_g \delta m_g - s_c \delta m_c + \delta \sigma \quad (2.11)$$

bağıntısıyla verilir. Bu bağıntı genelleştirilirse:

$$\frac{dS_{kh}}{dt} = \int_A \left(\frac{Q}{T}\right) dA + \sum \dot{m}_g s_g - \sum \dot{m}_c s_c + \dot{\sigma} \quad (2.12)$$

elde edilir. Sürekli akışlı sürekli açık sistem için termodinamiğin ikinci kanunu :

$$\sum \dot{m}_c s_c - \sum \dot{m}_g s_g = \int_A \left(\frac{Q}{T}\right) dA + \dot{\sigma} \quad (2.13)$$

şeklinde yazılabilir, EĞRİCAN ve ATILGAN [19].

İkinci kanun veriminin açıklanabilmesi için kullanılabilir enerji ve kullanılabilir enerji denklemi incelenmelidir.

2.3. Kullanılabilir Enerji ve Kullanılabilir Enerji Denklemi

Termodinamikte (Mühendislikte) ele alınan her sistemin içinde yer aldığı bir çevresi olduğu açıktır. Kontrol kütlesi veya kontrol hacmi ile ilişkili bir çevre modeli için yapılan kabuller şunlardır :

1. Çevre büyük olup, düzgün dağılı (uniform) bir sıcaklık ve basınca sahiptir.
2. Çevrenin tüm bölümleri hareketsizdir.
3. Çevrenin intensif özelliklerini (T,P) değiştirmeden, istenildiği kadar iç enerji eklenebilir veya eksiltilebilir.
4. Çevre sadece içten tersinmez hal değişimleri geçirebilir. Bu hal değişimleri sırasında tek iş etkileşimi hacim değişimlerine bağlı PdV işidir.

Çevreye veya çevreden olan ısı geçişi T_0 sıcaklığında olur. Çevrenin iç enerji, entropi ve hacim değişiklikleri için:

$$\Delta U^0 = T_0 \Delta S^0 - P_0 \Delta V^0 \quad (2.14)$$

bağıntısı geçerlidir. Burada U^0 , S^0 , V^0 çevrenin iç enerji, entropi ve hacmini, T_0 ve P_0 çevrenin sıcaklık ve basıncını göstermektedir, MORAN [20].

Kontrol kütlesinin çevre ile ısı ve mekanik dengede olduğu hal, ölü hal olarak adlandırılır. Bu halde sistem veya çevrede kendiliğinden bir değişiklik veya ikisi arasında bir etkileşim olması mümkün değildir. Sistem (veya açık sistem) ile çevresi birleşik sistem olarak adlandırılırsa :

- * Kontrol kütlesi verilen bir halden ölü hale geçerken birleşik sistem tarafından yapılabilecek bir maksimum iş vardır.
- * Bu maksimum iş birleşik sistem içten tersinir bir hal değişimi geçirdiği zaman gerçekleşir.
- * Maksimum işe Kullanılabilir Enerji, X adı verilir.
- * Kullanılabilir enerji, X, ekstensif bir özellik olup.

$$X = (E - U_0) + P_0(V - V_0) - T_0(S - S_0) \quad (2.15)$$

bağıntısıyla tanımlanır, FRICKE [21]. Burada $E = U + KE + PE$ olup, E , V ve S sistemin verilen haldeki özelliklerini, U_0 , V_0 , S_0 da sistemin ölü haldeki özelliklerini göstermektedir. Sistem ve çevre için net entropi değişimi (toplam entropi değişimi):

$$dS_{\text{net}} = dS_{\text{sistem}} - \delta Q/T_o \quad (2.16)$$

eşitliğiyle belirlenir. Eşitlikte sağ taraftaki ilk terim sistemin entropi değişimi, ikinci terim çevrenin entropi değişimidir. Bu durumda tersinmezlik

$$dI = T_o dS_{\text{net}} \quad (2.17)$$

bağıntısından bulunur.

Termodinamiğin birinci ve ikinci kanunundan hareketle kontrol kütlesi (sistem) için kullanılabilir enerji denklemi :

$$\Delta X = \int_1^2 \left(1 - \frac{T_o}{T}\right) \delta Q - (W - P_o \Delta V) - I \quad (2.18)$$

veya birim zaman için

$$\frac{dX}{dt} = \int_y \left(1 - \frac{T_o}{T}\right) q_y dy - (\dot{W} - P_o \dot{V}) - \dot{I} \quad (2.19)$$

şeklindedir.

(2.19) kullanılabilir enerji denkleminde eşitliğin sağ tarafındaki ilk terim ısı değişiminden ileri gelen kullanılabilir enerji değişimini, ikinci terim iş etkileşiminden ileri gelen kullanılabilir enerji değişimini, üçüncü terim tersinmezliklerden ileri gelen kullanılabilir enerji değişimini ifade etmektedir.

Kontrol kütlesi (sistem) için kullanılabilir enerji denkleminde ve Reynolds Nakil Teoreminde yararlanarak Kontrol Hacmi (Açık sistem) için kullanılabilir enerji denklemi, ÖZTÜRK [22] :

$$\frac{dX}{dt} = \int_y \left(1 - \frac{T_o}{T}\right) q_y dy - \left(\dot{W}_{kh} - P_o \frac{dV_{kh}}{dt}\right) + \sum \chi_{ag} \dot{m}_g - \sum \chi_{a\phi} \dot{m}_\phi - \dot{I} \quad (2.20)$$

şeklinde ifade edilir. Sürekli akış için (2.20) denklemi

$$0 = \int_y \left(1 - \frac{T_o}{T}\right) q_y dy - \dot{W}_{kh} + \sum \chi_{ag} \dot{m}_g - \sum \chi_{a\phi} \dot{m}_\phi - \dot{I} \quad (2.21)$$

şeklini alır. Burada χ_a akış kullanılabilir enerjisidir. Akış kullanılabilir enerjisi

$$\chi_a = (h - h_o) - T_o(s - s_o) + \frac{v^2}{2} + gz \quad (2.22)$$

olarak tanımlanır.

Isı geçişinin olduğu yüzey sıcaklığının sabit olması durumunda (2.21) denkleminde tersinmezlik:

$$\dot{I} = \left(1 - \frac{T_o}{T_y}\right) * \dot{Q}_{kh} - \dot{W}_{kh} + \sum \chi_{ag} \dot{m}_g - \sum \chi_{a\phi} \dot{m}_\phi \quad (2.23)$$

eşitliğinden bulunur.

Kinetik enerji ve potansiyel enerjinin ihmal edilmesi halinde akış kullanılabilir enerjisi (akış kullanılabilirliği):

$$k_a = (h-h_0) - T_0(s-s_0) \quad (2.24)$$

olarak tanımlanır.

Şeker üretiminde Sakaroz-Su çözeltileri çevre şartlarında da şekeri çözme özelliğine sahip olduklarından çevre şartlarında da k_{a0} büyüklüğünde bir kullanılabilir enerjileri vardır. Bu nedenle şeker üretiminde akış kullanılabilir enerjisi:

$$k_a = (h-h_0) - T_0(s-s_0) + k_{a0} \quad (2.25)$$

bağıntısı ile hesaplanır. Çevre şartlarındaki sıfır noktası kullanılabilirliği k_{a0} hakkında Bölüm 3.2.8 de ayrıntılı bilgi verilmektedir. Referans noktasının ortak olması gerektiğinden şeker üretimindeki diğer ürünlerin kullanılabilir enerjilerinin hesabında da (2.25) denklemi esas alınır. BALOH [1].

Kayıp kullanılabilir enerji tersinmezliğin bir ölçüsüdür ve işlemlerdeki tersinmezliklerin artması kayıp kullanılabilir enerjinin de artmasına neden olur. Kayıp kullanılabilir enerji iç tersinmezliklerle yokolan kullanılabilir enerji ile aşağıdaki işlemlerde ortaya çıkan kullanılabilir enerji kayıplarıdır. BALOH [23]:

1. Isı geçişi ve ısı kayıpları.
2. Kısılma (Kısılma vanalarında, nakil hatlarında basınç kayıpları, kondenselerin buharlaştırıcıda, şerbetin buharlaştırıcı kademeleri arasında genişlemesi).
3. Sabit basınçta karışma.
4. Çözülme.
5. Kurutma.
6. Kimyasal reaksiyonlar.

İç tersinmezliklerin neden olduğu kullanılabilir enerji kaybı kayıp kullanılabilir enerjinin önemli bir kısmını oluşturabilir. Şekerin suda çözünmesindeki kullanılabilir enerji kaybı, teorik olarak çözeltiden su ve kristal bileşenlerini elde etmek için gereken kullanılabilir enerji miktarıdır. Bir işlem ne kadar hızlı oluyorsa o kadar fazla kullanılabilir enerji tüketir. Kullanılabilir enerji tüketimi işlem hızının karesiyle doğru orantılıdır.

Kullanılabilir enerji çözümlemesinde önemli bir büyüklük olan ikinci kanun verimi:

$$\eta_{II} = \frac{\text{Çıkan kullanılabilir enerji}}{\text{Giren kullanılabilir enerji}}$$

$$\eta_{II} = 1 - \frac{\text{Kayıp kullanılabilir enerji}}{\text{Giren kullanılabilir enerji}} \quad (2.26)$$

şeklinde tarif edilir. Kinetik ve potansiyel enerjilerin ihmal edilmesi durumunda ikinci kanun verimi (2.23) ve (2.26) bağıntılarından:

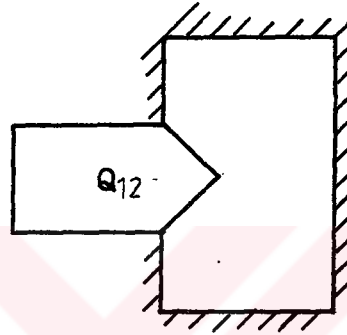
$$\eta_{II} = 1 - \frac{\dot{I}}{\Sigma K_g - W_{kh}} = \frac{\Sigma K_g - (1 - \frac{T_0}{T_Y}) Q_{kh}}{\Sigma K_g - W_{kh}} \quad (2.27)$$

olarak bulunur.

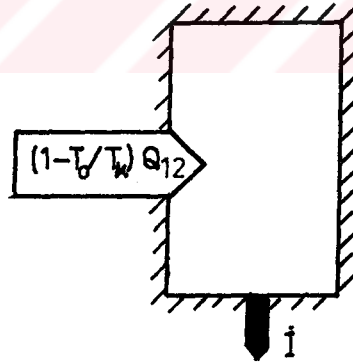
2.4. Enerji ve Kullanılabilir Enerji Çözümlemesinin Örneklerle Uygulanması

2.4.1. Sistem Örneği

Çevreye karşı tamamen yalıtılmış rijit bir kaptaki su buharı bir ısı kaynağından ısıtılmaktadır. Sistem için enerji ve kullanılabilir enerji akış diyagramları Şekil 1 ve Şekil 2 de verilmektedir.



Şekil 1. Rijit kap için enerji akış diyagramı



Şekil 2. Rijit kap için kullanılabilir enerji akış diyagramı

Enerji çözümlemesinden çıkan ısı miktarı sıfır olduğundan birinci kanun verimi %100 bulunur. Bu sistem için ikinci kanun verimi :

$$\eta_{II} = \frac{\text{Su buharının sonuçtaki kullanılabilir enerjisi}}{\text{Su buh. başl. kull. en.} + \text{Verilen ısınnın kull. en.}}$$

$$\eta_{II} = 1 - \frac{\text{Kayıp kullanılabilir enerji}}{\text{Su buh. başl. kull. en. + Verilen ısının kull. en.}} \quad (2.28)$$

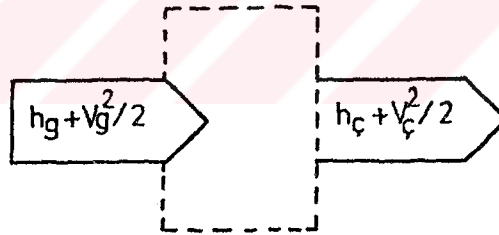
bağıntısından, ÖZTÜRK [16]:

$$\eta_{II} = 1 - \frac{\dot{I}}{K_1 + \left(1 - \frac{T_0}{T_K}\right) Q_{12}} \quad (2.29)$$

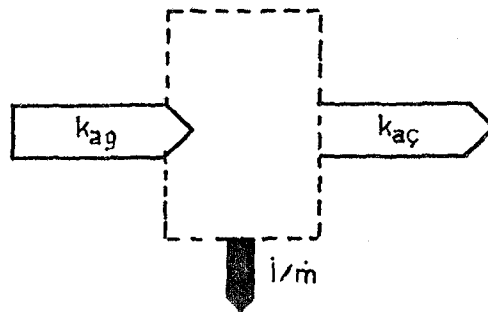
eşitliğiyle hesaplanır.

2.4.2. Açık Sistem Örneği

Isıya karşı mükemmel bir şekilde yalıtılmış bir lüle göz önüne alınacaktır. Açık sistem için enerji ve kullanılabilir enerji akış diyagramları Şekil 3 ve 4 te verilmektedir.



Şekil 3. Lüle için enerji akış diyagramı



Şekil 4. Lüle için kullanılabilir enerji akış diyagramı

Enerji çözümlemesinden lüleye giriş ve çıkıştaki toplam entalpiler eşit olduğundan

$$h_{topg} = h_{topç}$$

$$h_g + v_g^2/2 = h_ç + v_ç^2/2$$

olur. Lülenin birinci kanun verimi:

$$\eta_I = \frac{\text{Gerçek lüleden çıkıştaki kinetik enerji}}{\text{İzentropik lüleden çıkıştaki kinetik enerji}} \quad (2.30)$$

bağıntısıyla tanımlanmıştır, ÖZTÜRK [16]. Bu nedenle birinci kanun verimi:

$$\eta_I = v_ç^2 / v_{çs}^2 < 100 \%$$

olarak bulunur.

İkinci kanun verimi :

$$\eta_{II} = \frac{\text{Çıkan su buharının kullanılabilir enerjisi}}{\text{Giren su buharının kullanılabilir enerjisi}}$$

$$\eta_{II} = 1 - \frac{\text{Kayıp kullanılabilir enerji}}{\text{Giren su buharının kullanılabilir enerjisi}} \quad (2.31)$$

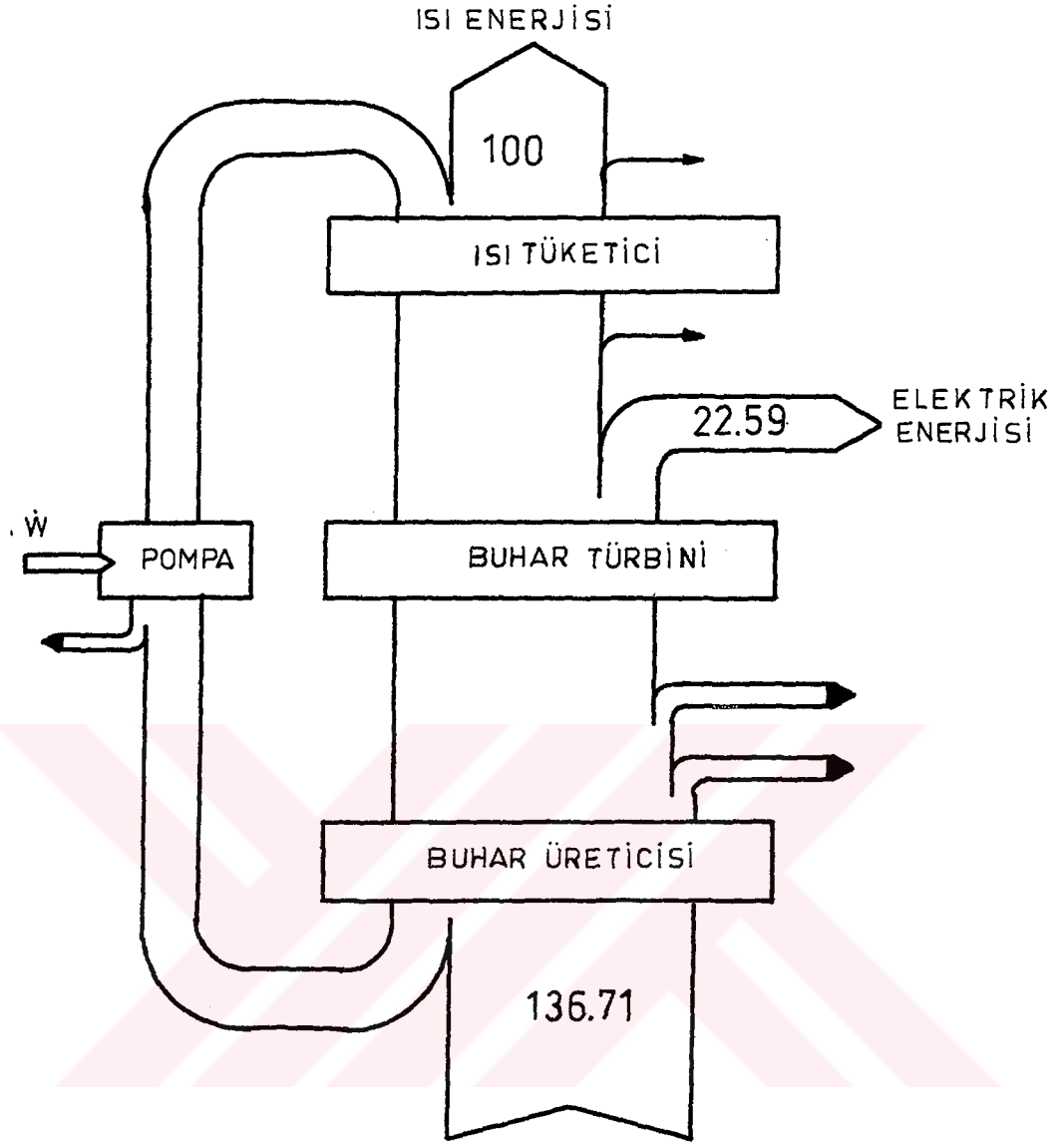
bağıntısından

$$\eta_{II} = 1 - \frac{\dot{I}/\dot{m}}{k_{ag}} < \% 100$$

bulunur.

2.4.3. Çevrim Örneği

Birleşik ısı ve elektrik üreten bir termik santral için enerji akış diyagramı Şekil 5 de verilmektedir, VALENTIN [24]:



Şekil 5. Termik Santral için enerji akış diyagramı

Enerji çözümlemesinden birinci kanun verimi (2.6) bağıntısından:

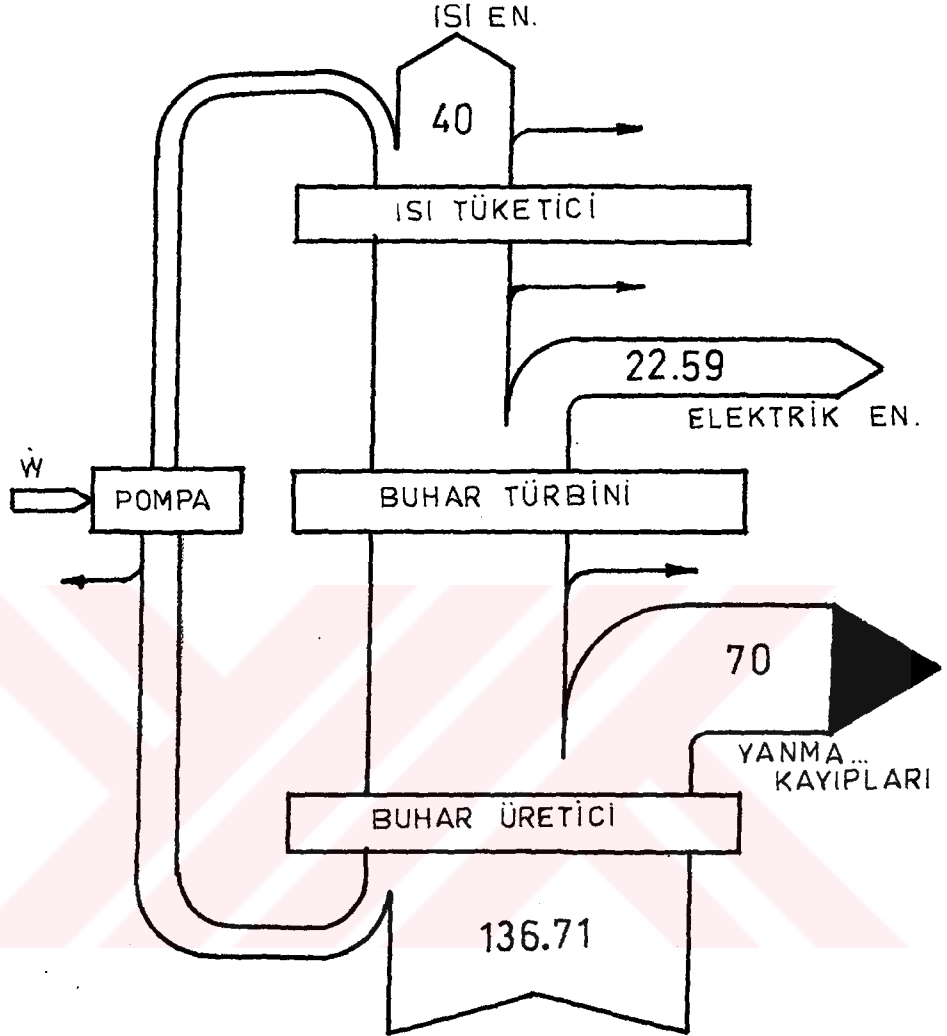
$$\eta_I = \frac{\text{Isı enerjisi} + \text{Türbin işi} - \text{Pompa işi}}{\text{Buhar kazanında verilen ısı}} \quad (2.32)$$

eşitliğinden, örnek için :

$$\eta_I = \frac{100 + 22.59 - 0}{136.71} = 0.8967 \approx \% 90$$

bulunur.

Termik santral için kullanılabilir enerji akış diyagramı Şekil 6 da verilmektedir:



Şekil 6. Termik Santral için kullanılabilir enerji akış diyagramı

Kullanılabilir enerji çözümlemesinden ikinci kanun verimi (2.26) bağıntısından:

$$\eta_{II} = \frac{\text{Türbin işi} + \text{Yoğuşturucu ısı kull. en.}}{\text{Buhar kazanı ısı kull. en.} + \text{Pompa işi}} \quad (2.33)$$

eşitliğinden, örnek için:

$$\eta_{II} = \frac{22.59 + 40}{136.71 + 0} = 0.4578 \approx \%46$$

bulunmaktadır. Örnekte görüldüğü gibi birinci kanun verimi ikinci kanun veriminden oldukça yüksek çıkabilmekte ve yanıltıcı sonuçlar verebilmektedir.

Birleşik ısı ve elektrik santrallerinde elektrik enerjisi gereksinimi ile ısı gereksiniminin genellikle belli oranlarda kalması yüksek verim elde edilmesini sağlayacaktır. Buhar türbinli birleşik ısı ve elektrik santrallerinde ısı elektrik oranının 2 ile 5 arasında olması durumunda enerji den en fazla yarar sağlanır. DERBENTLİ ve ERGÜN [25]. Birleşik santralın devreye girmesi ve devreden çıkarılması bazı kayıplara yol açacağı için ideal bir uygulama 24 saat çalışmayı gerektirir. Genel olarak yüksek düzeyde elektrik ve ısı tüketen şeker fabrikaları birleşik santral uygulaması için ideal işletmelerdir.

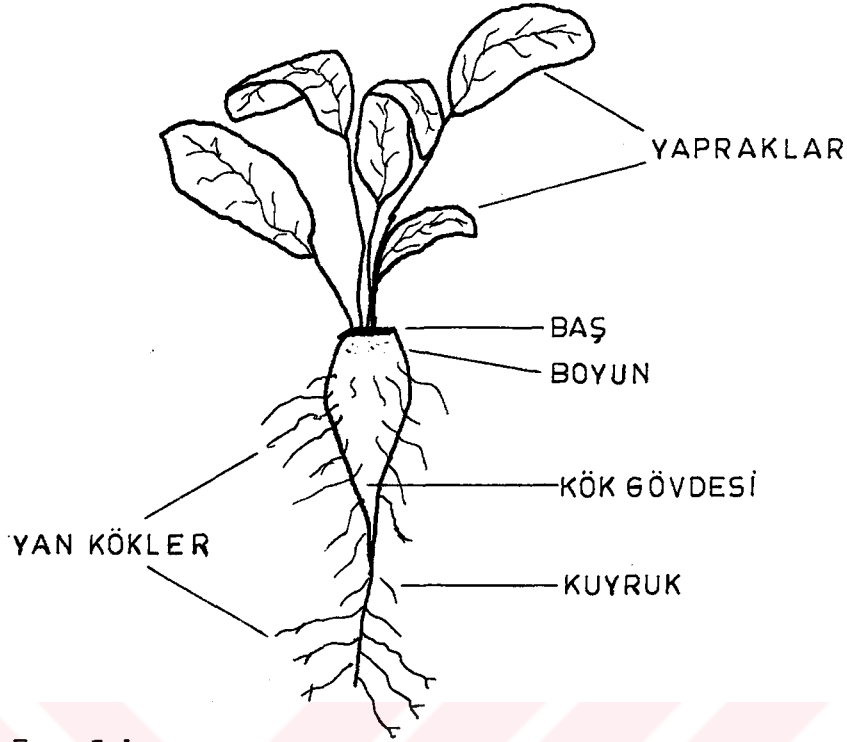
BÖLÜM 3. ŞEKER PANCARI VE PANCARDAN ŞEKER ÜRETİMİ

3.1. Şeker Pancarı

3.1.1. Genel Bilgi

Şeker genellikle şeker kamışı veya şeker pancarından elde edilmektedir. Şeker kamışı dünyanın en sıcak bölgelerinde özellikle ekvator çevresinde yetiştirilmektedir. Türkiye'nin iklim koşulları şeker kamışının ekonomik olarak yetiştirilmesine elverişli değildir. Şeker pancarı ılıman, serin ve yağışlı iklimlerde yetişir. Bu nedenle yağışın yetersiz olduğu bölgelerde sulama gereklidir.

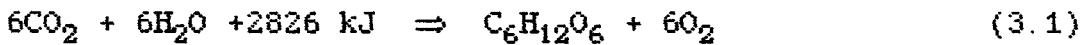
Şeker pancarı iki ana bölümden oluşur (Şekil 7): Pancar gövdesi ve yapraklar. Pancar gövdesi gelişmiş pancarlarda 0.7- 1 kg ağırlığında olur. 4 ana kısma ayrılabilir: Baş, boyun, kök gövde ve kuyruk. Pancarın başı, toprak üstünde kalan kısmı olup, yapraklar buradan çıkar. Pancarın bu kısmında sakaroz miktarı düşük ve şeker dışı maddeler fazla olduğundan, pancar başları şeker üretiminde kullanılmayıp yapraklarla birlikte yem olarak kullanılır. Pancar boynu olgun pancarlarda ne yaprakların çıktığı ne de yan köklerin çıktığı belirgin şekilde dar olan bölümdür. Pancarın kök gövdesi gittikçe incelik uzayan ok şeklindeki kökün en üst kısmıdır. Kök gövdesinden toprağın 40-50 cm içlerine kadar uzayan yan kökler çıkar. Pancarın çapı 1 cm ye kadar olan kısmı kök gövdesi olarak kabul edilir. Kuyruk kök halinde derinlere kadar uzanır. Ana kuyruktan da birçok yan kökler çıkar. Pancar kuyruğunda da yapraklarında olduğu gibi sakaroz miktarı düşüktür. Pancar yaprakları yaklaşık olarak 0.5 kg çekerler, hayvan yemi olarak kullanılırlar. SCHNEIDER [8].



Şekil 7. Şeker pancarı

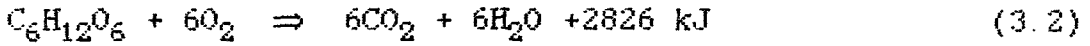
3.1.2. Pancar Organlarının Fonksiyonları

Pancar yapraklarında fotosentez olayı ile havanın karbondioksiti karbonhidrata dönüşür, yani özümленir. Güneş enerjisi yaprakların protein maddesine bağlı bulunan klorofilin yardımı ile kimyasal enerjiye dönüşür. Bu özümlemenin toplam reaksiyonu



formülüne göre olur. Sakarozun sentezi için gerekli enzim sistemi pancarın hem yaprağında, hem de gövdesinde vardır.

Özümleme bitkinin yalnız yeşil organlarında ve gün ışığında olduğu halde, solunum bitkinin bütün canlı hücrelerinde oluşur ve bitkisel organizmaya enerji sağlayan bir olaydır. Solunum reaksiyonu :



formülüne göre olur. Solunumla tüketilen madde özümleme ile kazanılanın yaklaşık onda biridir. Zedelenmiş pancarlarda ve yüksek sıcaklıkta solunum yoğunluğu artar. Sonuç olarak zedelenmiş pancarların depolanmasında ve yüksek sıcaklıklardaki depolamalarda pancar zaiyatının artacağı dikkate alınmalıdır.

Pancarın gövdesinin yaklaşık % 75 i, yaprakların ise %85 i sudur. Pancarda 1 kg kuru maddenin oluşması için yaklaşık 250 litre su gereklidir. Su ve çözünmüş besin tuzları pancar kökleri tarafından sömürülerek pancarın en ince organlarına kadar ulaşır.

3.1.3. Pancar Öz Maddeleri

Pancardan şeker üreten şeker fabrikalarının ana ham maddesi olan pancarın öz maddelerini sakaroz ve şekerdişi maddeler olarak ikiye ayırabiliriz. Şekerdişi maddeler azotsuz şekerdişi maddeler (İnvert şeker, rafinoz, kestozlar, inozit, selüloz, lignin, pektin, araban, galaktan, organik asitler, saponinler, lipidler), azotlu şekerdişi maddeler (Proteinler, aminoasitler, bitki bazları, amidler, amonyum tuzları, nitratlar, zararlı azot, boya maddeleri, koku maddeleri, vitaminler, enzimler) ve anorganik şekerdişi maddeler (Katyonlar, anyonlar) olmaktadır. SCHNEIDER [8]

3.2. Pancardan şeker üretimi

3.2.1. Türkiye'de şeker üretiminin gelişimi ve bugünkü durumu

Türkiye'de ilk kez halı ticareti dolayısıyla Avrupa ile yakın temas kuran Uşak yöresi halkı şeker pancarı tarımını başlatmışlardır. Cumhuriyetin kurulmasından sonra 26.11.1926 tarihinde Alpullu, 10.12.1926 tarihinde Uşak Şeker Fabrikaları işletmeye açılmışlardır. Bu iki şeker fabrikasını 5.11.1933 tarihinde Eskişehir ve 19.10.1934 tarihinde Turhal Şeker Fabrikalarının kuruluşu izlemiştir. Türkiye'de 1953 kampanya döneminden itibaren ilki Adapazarı Şeker Fabrikası olmak üzere devreye girmeye başlayan 13 yeni şeker fabrikası ile şeker endüstrisi kolunda büyük bir gelişme başlatılmıştır [26].

1987/88 Kampanyasında Türkiye Avrupa Ülkeleri arasında pancar ekim alanı bakımından 391000 hektar ile SSCB, Polonya ve Fransa'dan sonra dördüncü, işlenen pancar ve şeker üretimi bakımından altıncı, şeker tüketimi bakımından yedinci sıradadır. Dünyada pancardan şeker üreten ülkeler arasında 1641000 ton beyaz şeker ile SSCB, Fransa, ABD, B.Almanya, İtalya ve Polonya'dan sonra yedinci sıradadır. 1988 yılında pancar eken çiftçi sayısı 364803 kişidir. 1988 yılında 1153187 ton kristal, 258531 ton küp olmak üzere 1411718 ton şeker tüketilmiştir ve 25771 ton şeker, 29592 ton melas ihraç edilerek 10.4 Milyon US\$ döviz elde edilmiştir. Bugün şeker fabrikalarının günlük pancar işleme kapasitesi 102000 tona ulaşmıştır [27].

Bugün işletmede olan 27 adet şeker fabrikası hakkında Tablo 1 de daha geniş bilgi verilmektedir.

Tablo 1. Şeker Fabrikaları Hakkında Çeşitli Bilgiler

FABRİKA	İşletmeye açılışı	Pancar işleme kapasitesi [ton pan/gün]	1989da işlediği pancar [ton]	1989da ürettiği şeker [ton]	Küp şeker (Kapasite) [ton/yıl]	Melaslı kuru küspe(Kapasite) [ton/yıl]
ALPULLU	26.11.1926	4000	547000	59510	11000	26000
UŞAK	10.12.1926	1400	163000	21350	11000	19000
ESKİŞEHİR	20.10.1933	6000	834000	106160	18000	17000
TURHAL	26.09.1934	6000	957000	116000	25000	62000
ADAPAZARI	24.09.1953	6000	408000	40300	-	48000
KONYA	19.09.1954	6000	720000	100500	11000	62000
AMASYA	08.09.1954	4200	618000	71559	-	37000
KÜTAHYA	04.11.1954	1650	159000	20390	-	22000
SUSURLUK	07.09.1954	6000	357000	40700	11000	26000
BURDUR	07.09.1955	4500	472500	63060	-	37000
KAYSERİ	02.10.1955	3600	392000	50300	45000	37000
ERZURUM	24.09.1956	2500	213000	23920	60000	29000
ERZİNCAN	30.09.1956	1650	198300	24800	10000	19000
ELAZIĞ	01.10.1956	1650	203500	23360	15000	19000
MALATYA	01.10.1956	3600	265500	29200	20000	37000
ANKARA	27.10.1962	3600	344000	42500	5000	37000
KASTAMONU	14.11.1963	3600	318000	39200	-	19000
AFYON	28.10.1977	6000	798000	108510	34000	62000
MUŞ	21.12.1982	3600	156000	20100	20000	20000
ELBİSTAN	01.11.1985	3600	364500	44100	10000	32000
BOR	15.01.1984	3600	455000	64315	14000	37000
ERÇİŞ	24.01.1989	3600	-	-	45000	10000
AĞRI	12.10.1984	3600	232000	22400	20000	26000
ÇORUM	01.07.1990	3600	-	-	-	-
ILGIN	28.12.1982	6000	725000	95450	11000	62000
EREĞLİ	15.03.1989	3600	258600	31940	45000	10000
ÇARŞANBA	08.12.1989	3600	-	-	45000	24000

KAYNAK: Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ş. Genel Müdürlüğü ANKARA

3.2.2. Pancardan Şeker Üretimi İçin Genel Bilgi

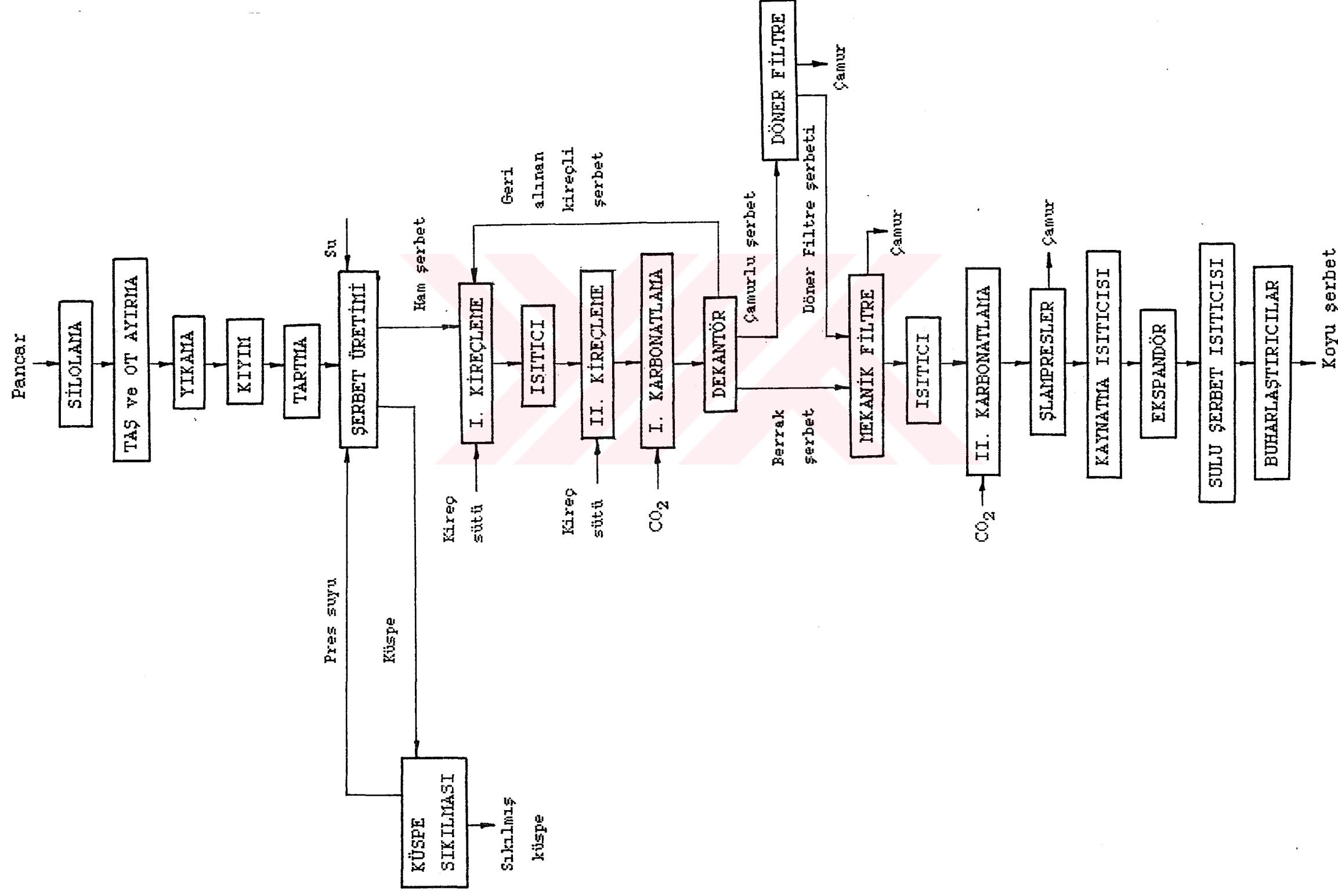
Pancardan şeker üretiminde ham fabrika ve rafineri aşkış şemaları Şekil 8 ve Şekil 9 da verilmektedir. Bu aşkış şemalarına göre pancardan şeker üretimi ana süreçleri aşağıda verilmektedir. SCHNEIDER [8]:

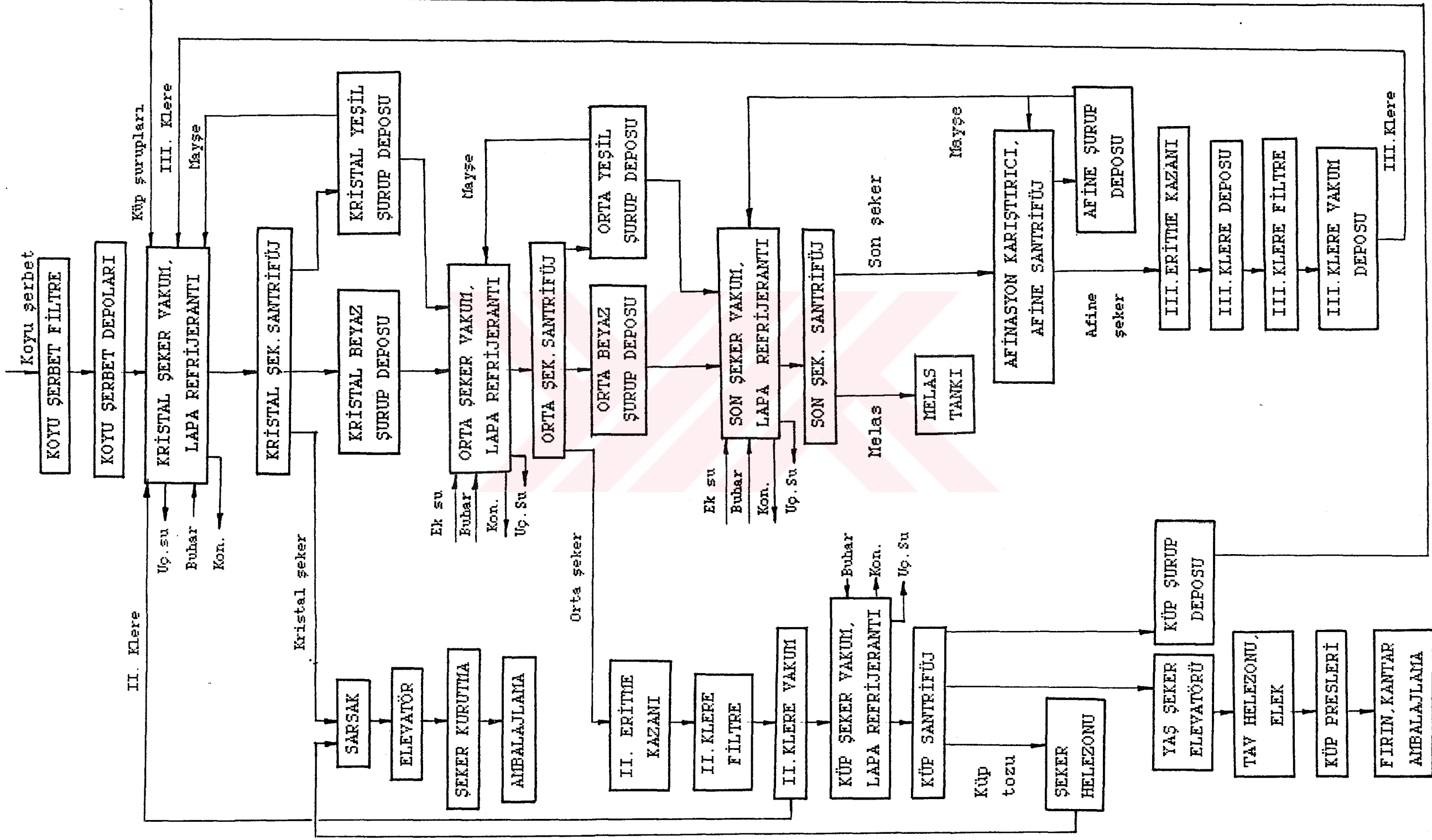
1. Şerbet üretimi
2. Şerbetin arıtılması
3. Şerbetin koyulaştırılması
4. Kristalleşme ve şekerin elde edilmesi
5. Kurutma

Şeker üretiminde yardımcı süreçler ise:

1. Küşpe kurutma
2. Buhar üretimi
3. Kireçsütü ve karbondioksitin hazırlanması

Aşağıda bu süreçler hakkında açıklayıcı bilgiler verilmektedir. Yardımcı süreçlerden küşpe kurutma ve buhar üretimi enerji ve kullanılabilir enerji çözümlerinde göz önüne alınmıştır. Kireçsütü ve karbondioksitin hazırlanması konu dışında kalmaktadır.

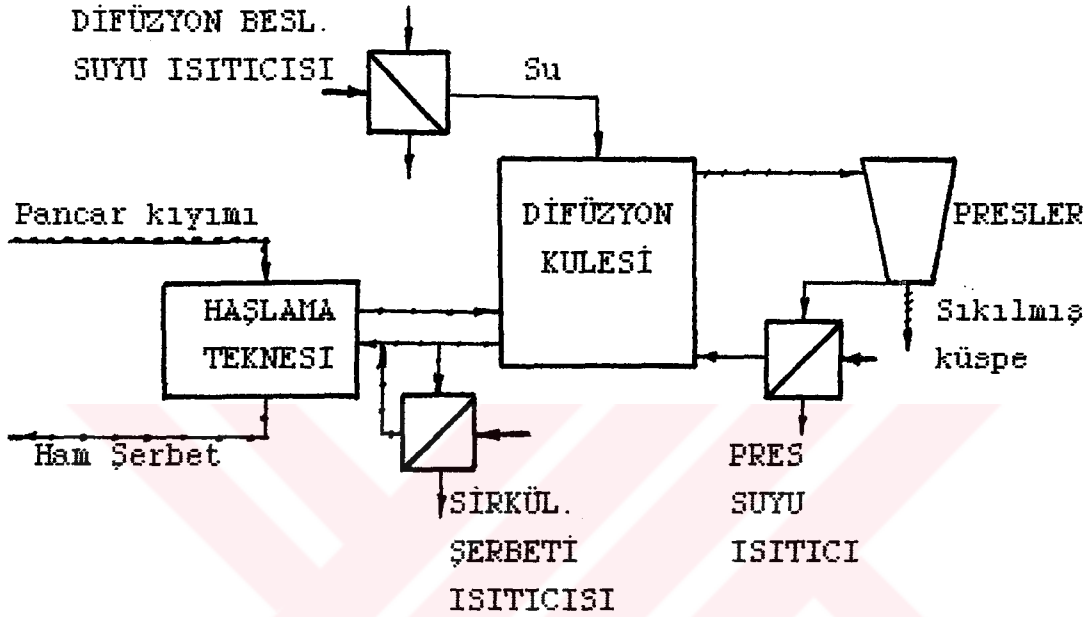




Şekil 9. Rafineri akış şeması

3.2.3. Şerbet üretimi

Elazığ Şeker Fabrikası'nın şerbet üretimi sisteminin basitleştirilmiş şeması Şekil 10 da görülmektedir.



Şekil 10. Şerbet üretimi sistemi şeması

Şerbet üretiminin amacı pancar kıyımlarından şekeri mümkün olduğu kadar eksiksiz çekmektir. Şerbet üretimi sürecinde şeker mekanik olarak ve ısı işlemleriyle suya geçer. Pancarın kıyılması ve basınç etkisiyle pancar hücrelerinin %5-10 u mekanik olarak açılır. Kıyım esnasında yaralanmalar yüzünden kıyımın üst tabakasından derinde bulunan hücreler de zedelenir. Difüzyon kulesinde ise şeker ısı etkisiyle suya geçer. Difüzyon kulesinde uygulanan sıcaklık ve uygulama süresi pancar hücre dokusunun parçalanmasını, difüzyon hızını, mikroorganizmaların hayati faaliyetlerini, hücre kabuğunun değişmesini belirler. 75°C den yüksek sıcaklıklarda hücre kabuğundaki pektin maddeleri parçalanır. Bunun sonucunda şerbetin süzülmesi güçleşir ve küspenin preslenme yeteneği

bozulur. Bu nedenle difüzyon kulesinde 75°C nin üzerine çıkılamaz. Pratikte optimal sıcaklığın saptanmasında rol oynayan faktörler:

1. Difüzyon kayıpları.
2. Küspenin sıkılma özelliği (sıkılmış küspedeki kuru madde miktarı).
3. Kıyımların difüzyon kulesi içindeki hareket yeteneği.
4. Şerbet arıtmadaki filtrasyon olaylarıdır.

Kıyımları difüzyon kulesine vermeden haşlama teknesinde birden ısıtmanın yararları ise:

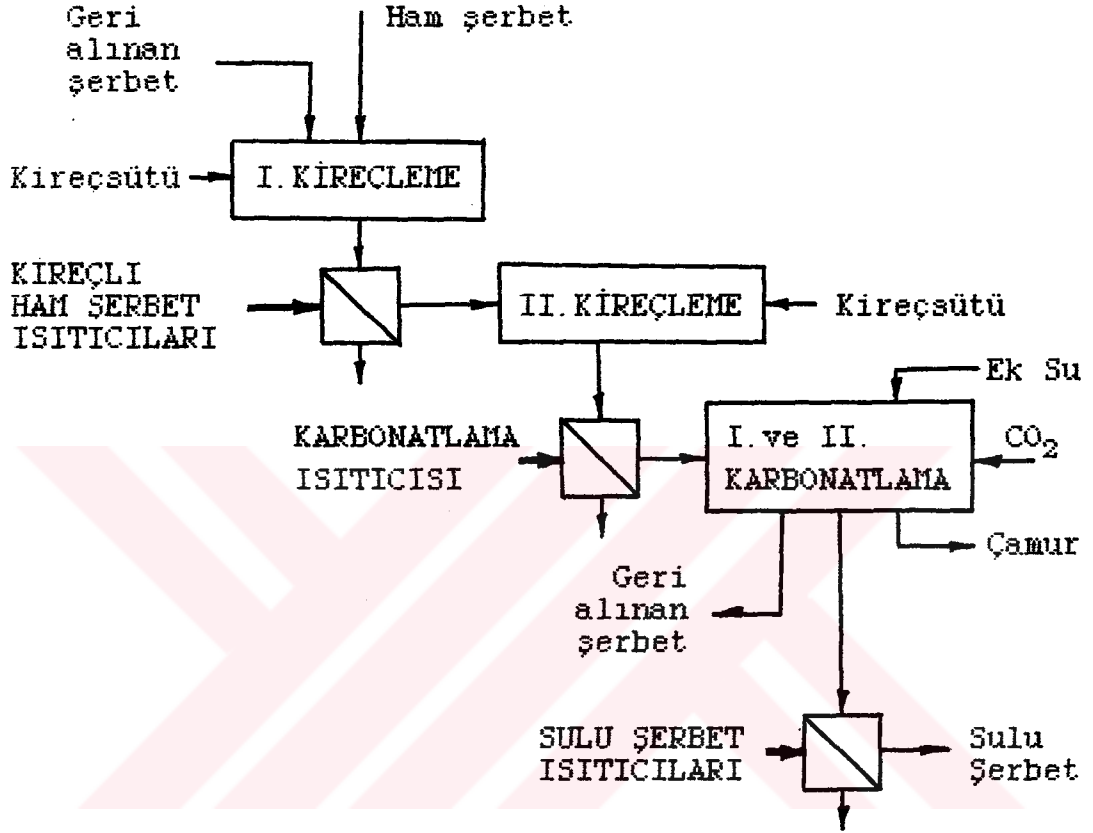
1. Taze kıyımlarda ham şerbet için sterilizasyon işleminin sağlanması,
2. Kıyımlarda protein parçalanmasının önlenmesi,
3. Kıyımların parçalanmasının hızlanmasıdır.

Bunun sonucunda difüzyon kulesi küçük seçilebilir. Isıma yüzünden olan ısı kayıpları uygun izolasyonla düşürülür.

Bugün çoğu şerbet üretimi tesisleri bol miktarda şerbet sağlayan bir ön kıyım ısıtmasıyla çalışır. Dolaşım şerbetinin miktarı ne kadar çok olursa sıcaklığı o kadar düşük olur, böylece kıyımlar ön ısıtmada o derece korunmuş olur. Pratikte ham şerbet çekişleri 100 kg pancar için 110-125 kg arasındadır. Kıyımlarla difüzyon sıvısının temas halinde bulundukları süre, difüzyon süresidir. Bugünün tekniği ile süre 75-85 dakikadır. Şerbet üretiminde suyun geri çekilmesinin yararları atık su miktarının azalması, daha az taze su gerekmesi, daha yüksek oranda kuru madde kazancıdır. BİLGE [28].

3.2.4. Şerbetin arıtılması

Elazığ Şeker Fabrikası'nın şerbet arıtma sisteminin basitleştirilmiş şeması Şekil 11 de görülmektedir.



Şekil 11. Şerbet arıtma tesis şeması

Şerbet arıtmada amaç ham şerbette çözünmüş bulunan şeker dışı maddeleri en yüksek oranda uzaklaştırmak, sakarozun toplam kuru madde içindeki payını mümkün olduğu kadar yükseltmektir.

Birinci kireçlemede verilen kireçle ham şerbetin asitleri nötrleştirilir, çözünmeyen kalsiyum tuzları ve kompleksleri çökelirler. İkinci kireçlemede ise az kireçle çökelen koloidlere büyük miktarda kireç verilir. İkinci kireçlemede yüksek alkalitenin yarattığı kimyasal

reaksiyonların amacı, birinci karbonatlamada süzme yardımcı maddesi olacak olan kalsiyumkarbonatı oluşturmak ve bu suretle birinci kireçlemede oluşan çökeleği sarıp süzülebilir hale getirmektir. İkinci kireçleme bundan başka daha sonraki birinci karbonatlamada şerbet içinde çözülmüş durumda bulunan şekerdişi maddelerin önemli bir kısmının yüze toplanması sağlanır.

Karbonatlamamanın amacı kireçli şerbetteki kireç fazlasını CO_2 yardımıyla çözünmeyen $CaCO_3$ a dönüştürüp onu şerbetten ayırmayı mümkün kılmaktır. Karbonatlamada kireçten meydana gelen kalsiyum karbonatın şerbet arıtma sürecinde iki görevi vardır. İlk olarak çökelen çamurun süzülmesinde yardımcı maddedir. İkinci olarak da geniş dış yüzü ile bir kısım şekerdişi maddeyi yüze toplayarak onları şerbetten uzaklaştırmadır. Karbonatlamamanın uygun şekilde olabilmesi için gereken şartlar aşağıda verilmiştir:

1. Karbonatlama gazının şerbet içinde ince zerrelere dağılması,
2. Gaz-şerbet karışımının yukarıya doğru anaforlu hareketi,
3. Gazın şerbet üst tabakasında hızla ayrılıp şerbetin aşağıya geri akması,
4. Habbeciklerde yüksek gaz basıncı,
5. Habbeciklerin şerbet içindeki yolunun mümkün olduğu kadar uzun olması,
6. 85-90°C yi aşmayan yüksek sıcaklık.

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

Şerbet arıtmada çamur türünden katı maddelerin ayrılması iki kademede olur. Önce büyük miktarlardaki çamurlar

(birinci ve ikinci karbonatlama çamurları) yoğunlaştırılıp filtrasyonla ayrılır. Sonra da küçük miktarlardaki çamurlar (ince çökelekler) yalnız filtrasyonla ayrılır. SCHNEIDER [8].

3.2.5. Şerbetin koyulaştırılması

Buharlaştırıcıya (tephir istasyonu) % 12-15 Teknik Sakaroz oranıyla giren sulu şerbet % 60-65 (hatta % 70) Teknik Sakaroz oranına kadar suyu uçurulup koyulaştırılabilir. Teknik Sakaroz oranı:

$$\text{Teknik Sakaroz} = \frac{\text{Teknik Sakaroz miktarı}}{\text{Toplam madde miktarı}} * 100 \quad [\%] \quad (3.3)$$

bağıntısıyla hesaplanmaktadır. Teknik Sakaroz-Su çözeltilerinin özellikleri Bölüm 3.2.8 de verilmektedir.

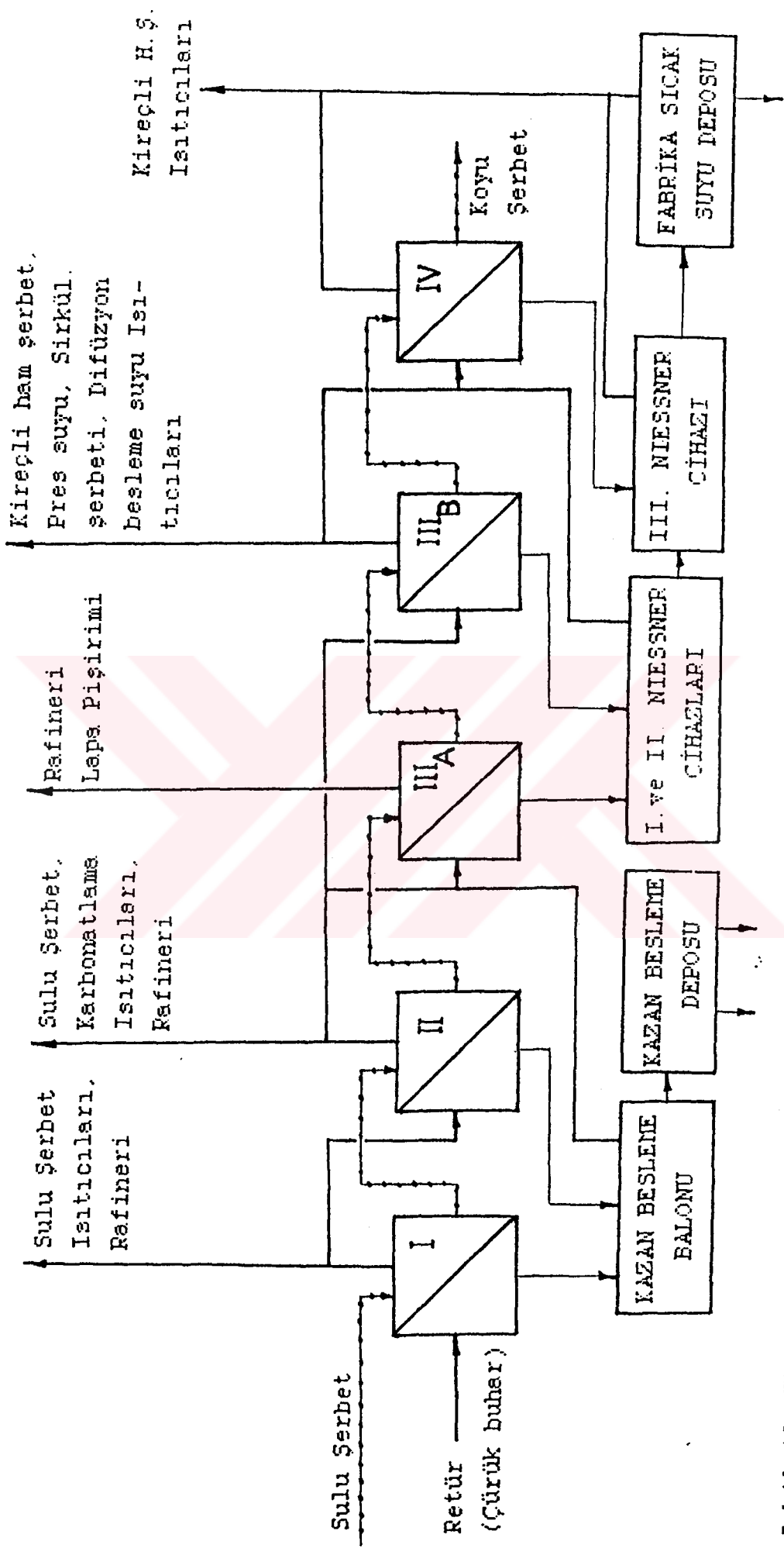
Buharlaştırıcı istasyonunun projelendirilmesinde aşağıdaki sıra izlenmelidir. BALOH [1]:

1. Buharlaştırıcı istasyonunun devresinin belirlenmesi (Buhar, şerbet ve kondensat devreleri),
2. Buharlaştırılması gereken su miktarının belirlenmesi,
3. Şerbet üretimi (Difüzyon), şerbet ısıtma ve kristalleşme için gerekli buhar miktarlarının hesabı,
4. Buharlaştırma istasyonunun kademelerinde bürüdelerin dağılımı,
5. Buharlaştırıcının, buhar gereksiniminin, bürüdelerin ve kondensatların yaklaşık hesabı,
6. Geri kazanılan bürüdelerin yaklaşık hesabı,
7. Geri kazanılan bürüdelerin göz önünde tutularak yaklaşık hesabın düzeltilmesi,
8. Buharlaştırıcı ve ön ısıtıcı yüzeylerinin bulunması ve kütlelesel debilerin hesabı.

2,3,5,6 ve 7 nolu şıklar için yapılacak hesaplar 100 kg pancar için gerekli büyüklüklerle yapılır. Sadece 8 nolu şıkkın hesapları fabrika günlük pancar işleme miktarıyla yapılır. Elazığ Şeker Fabrikası'nın şerbeti koyulaştırma sisteminin basitleştirilmiş şeması Şekil 12 de verilmektedir.

Sulu şerbet ön ısıtıcılardan geçtikten sonra koyulaştırma işlemi için birinci buharlaştırıcı kademesine pompalanır. Birinci kademede türbinlerden gelen çürük buhar (retür) ile buharlaştırma yapılır. Koyulaşan sulu şerbet vana üzerinden daha düşük basınç altında buharlaştırma yapan ikinci kademeye girer. Bu kademede buharlaştırma için birinci kademede şerbetten uçurulan buhar (I. bürüde) kullanılır. İkinci kademedan çıkan şerbet bu kademede şerbetten uçurulan buharla (II. bürüde) farklı basınçlardaki III_A ve III_B kademelerinde koyulaştırılır. Dördüncü kademe çıkışında istenilen koyulukta şerbet elde edilir.

Kristalleşmenin ikinci veya üçüncü kademedan çekilen bürüdeyle yapıldığı dört veya beş kademeli buharlaştırıcılarda buharlaştırıcının şerbeti çok koyulaştırması kondenser kayıplarına rağmen, sulu şerbetin pişirime gitmesinden daha ekonomiktir. Çünkü şerbetin pişirime daha koyu gelmesi halinde pişirmede tüketilen buhar miktarı azalır. Tüketici buharlarının azalması sonucunda buharlaştırıcının buhar gereksinimi düşer. Bu da yakıt tüketiminin düşmesi, yani ekonomikliğin artmasıdır.



Sekil 12. Elazığ Şeker Fabrikası buhar ve kondensat şeması

3.2.6. Şekerin kristallendirilmesi ve eldesi

3.2.6.1. Kristallenmenin Kinetiği

Bir çözeltiden bir bileşenin kristallenebilmesi için bu bileşenin çözelti içinde aşırı doymuş duruma getirilmesi gerekir. Buharlaştırma ile çözücünün azalması (buharlaştırma ile kristallendirme) veya sıcaklık değişimi ile çözünürlüğü azaltma (soğutma ile kristallendirme) yolları ile kristallendirme olanakları vardır.

Sulu sakaroz çözeltilerinden magmanın oluşumu kesin-tili bir işlemdir. Normal olarak doymamış durumda olan çözelti pişirme teknelerinde doyma sınırına getirilir, daha sonra aşılama yöntemiyle kristalleşme işlemi başlatılır. Çözelti periyodik aralıklarla işleme sokulur.

Kristalleşme işleminde ısınnın açığa çıkmasına karşılık, koyulaştırmadan gelen çözeltinin buharlaştırılması gerektiğinden, pişirme tekneleri ısıtılır. Kristalleşmenin buhar gereksinimi ve oluşan bürüde işlem süresince sabit kalmaz. Genel olarak kristalleşme başlangıcında oldukça fazla su buharlaşır, buna paralel olarak başlangıçtaki buhar gereksinimi en yüksek düzeydedir. Sevk borularının, yoğunlaştırucuların konstrüksiyonunu belirleyen de kristalleşme başlangıcındaki bu büyüklüklerdir. Birinci pişirme saatında gerekli olan buhar miktarı buharlaşan su miktarından % 15 fazladır. Bu fazlalık ile ısı kayıpları, çözeltinin girişte ön ısıtılması veya soğuyan teknenin ısıtılması karşılanır.

3.2.6.2. Melas Oluşumu

Şeker üretiminde pişirim kademelerinin sonunda kalan şuruba melas denir. Melas viskozitesi yüksek kahverengi bir sıvı olup yaklaşık %50 sakaroz içerir, kuruluk derecesi %85, safiyeti %58.8 mertebesinde dir. Polarize madde, Kuruluk derecesi ve Safiyet terimleri Bölüm 3.2.8. de açıklamıştır. Buna göre melasta şekerdişi madde %41.2 olup bunun %14 ü azotlu şekerdişi maddeler, %16 sı azotsuz şekerdişi maddeler %11.2 sı küldür, SCHNEIDER [8]. Melas oluşumunun nedenleri:

1. Şekerdişi maddelerin etkisiyle kristallenme hızının azalması,
2. Şekerdişi maddelerin sakarozun çözünürlük dengesine olan etkisidir.

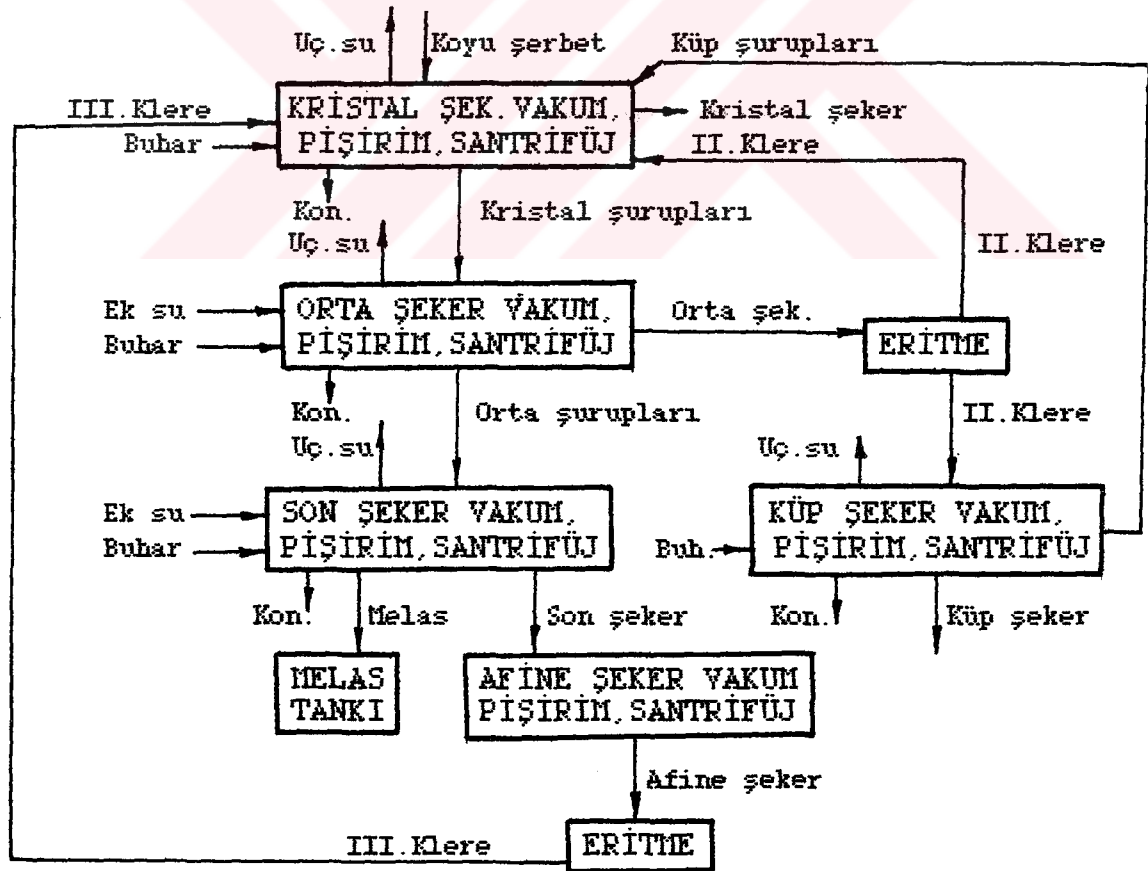
3.2.6.3. Sanayide Şekerin Kristallendirilmesi

Bugün genel olarak uygulanan kristallendirme metodunda klereler, koyu şerbetler ve şuruplar 65-80°C lik sıcaklıklarda 0.2-0.4 bar basınc altında pişirilirler, AUSTMEYER [29]. Pişirim süresi şeker çözeltilerinin arıılığıyla belirlenen kristallenme hızı ile pişirim cihazlarının buharlaştırma kapasitesine bağlıdır. Pişirim için cihaza çekilen %60-75 kuruluk derecesindeki sakaroz çözeltileri önce kristalciklerin oluşumu için gerekli aşırı doygunluğa kadar yoğunlaştırılır. Kristal oluşumu, şeker şerbetinin en uygun aşırı doygunluk noktasında aşılanmak suretiyle başlatılır. Aşılama için iki seçenek söz konusudur. Birincisi ani olarak hava çekmek, yani şok yaratmak, ikincisi ise izopropil alkolü içinde süspansiyon halinde pudra şekeri vermektir. Bugün en çok ikinci metod kullanılır. Mümkün olduğu kadar ince kristalli bir şeker elde edilmek isteniyorsa, yalnız fazla aşırı şekeri vermekle yetinmeyip, yüksek aşırı doygunlukla,

iri kristalli lapalar için düşük bir aşırı doygunlukla çalışmak gerekir. Pişirim işleminde çok yüksek aşırı doygunlukların meydana gelmemesine ve çekilen şerbet ile lapanın sıcaklık derecelerinin birbirinden farklı olmasına dikkat etmek gerekir. Her iki durum da toz oluşumuna neden olur.

Santrifüjlemede lapa kristal ve şurup olarak ayrılır. Santrifüjlerden çıkan beyaz şurupların arıılığı yüksek ise kendi vakumlarının üstüne çekilebilir.

Elazığ Şeker Fabrikası'nda şekerin kristalleştirilmesi ve eldesi sürecinin (Rafineri) basitleştirilmiş şeması Şekil 13 de görülmektedir.



Şekil 13. Şekerin kristalleştirilmesi ve eldesi

3.2.7. Kurutma

3.2.7.1. Şeker kurutma

Santrifüjden çıkan şeker 60-85°C sıcaklığında % 0.5-2.5 nemliliktedir. Şeker kurutucularda % 0.03-0.05 neme kurutulur ve 25-30°C ye kadar soğutulur. Kurutma havası kurutucuya 80-100°C de girer, kurutucuyu 45-60°C de terkederek. Düşük hava sıcaklıkları nedeniyle kurutucunun ısıtılması buharlaştırıcıdan alınan bürüdelere yapılabilir. Şeker kurutma için gereken buhar debisi 100 kg şeker için 6-10 kg veya 100 kg pancar için 0.8-1.6 kg mertebesinde-dir.

Şekerin 30°C de ve %0.03 nemli elde edilmesi için soğutma havasının bağıl nemi %70 i aşmamalıdır. Bu nedenle nemli bölgelerde şeker kurutmada kullanılan havanın ön kurutmaya sokulması gerekebilir.

3.2.7.2. Köspe kurutma

Köspe kurutma sistemleri aşağıdaki tiplerde olabilir:

1. Bağımsız ateşlemeli kurutma sistemleri,
2. Bağımsız ateşlemeli ve buhar üreticisi atık gazlarından yararlanan kurutma sistemleri,
3. Atık gazlarla kurutma sistemleri,
4. Gaz dolaşımli kurutma sistemleri.

Genel olarak kullanılan tipler birinci ve ikinci tiplerdir. Sadece atık gazlarla yapılan kurutma enerji ekonomisi açısından büyük avantajlar getirmemektedir. Bağımsız ateşlemeli kurutma sistemlerinde elektrik enerjisi

gereksinimi oldukça yüksektir ve buhar üreticisinin direk olarak kspe kurutmaya baēlanması, kuru kspe üretiminin sınırlı olması nedeniyle, işletme için dezavantajlar doēurabilir.

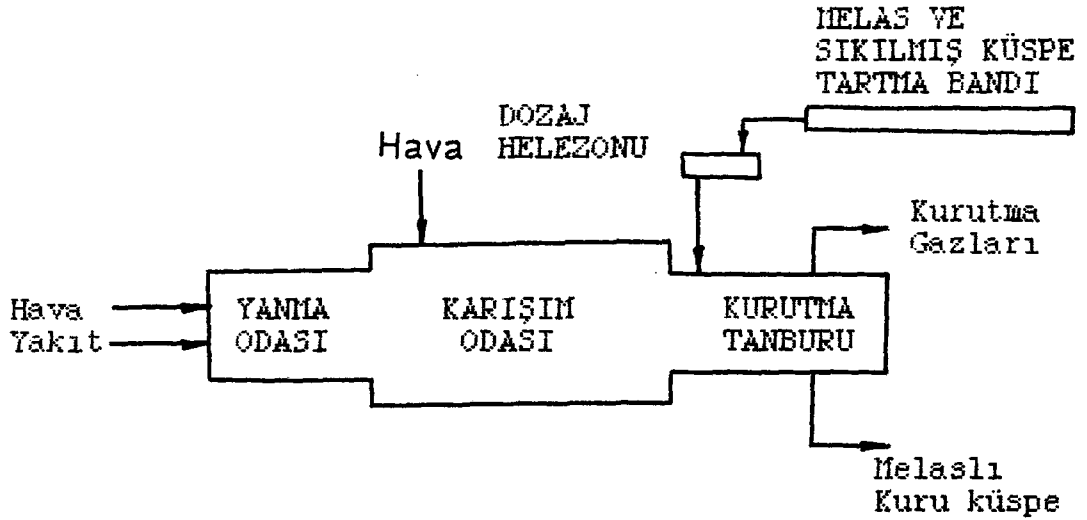
Modern bir fabrikanın 1 kg şeker üretimi için yakıt sarfiyatı 1 kg kuru kspe için gereken yakıt sarfiyatının altındadır. Bu gerçek kurutmada yakıt sarfiyatının düşürülmesi için bütün tedbirlerin alınmasının önemini vurgular.

Bugün kullanılan en önemli yöntemlerden biri küsphenin kurutmaya girmeden önce mümkün olduēunca fazla preslenmesidir. Çünkü suyun mekanik olarak ayrılmasındaki enerji sarfiyatı, termik olarak ayrılmasındaki çok altında bir mertebededir. BALOH [4].

şeker fabrikasının nominal çalışma noktasından sapmalarında buhar üreticisi atık gazlarının kurutmada kullanılması önemli avantajlar saēlar. Böylece buhar üretimindeki kayıpların düşürülmesi de mümkün olur.

Kurutmada tersinmezlikler tam olmayan yanma, yanma gazlarının soēuk havayla karışması ve sonlu sıcaklık farklarında kuruma işlemidir. CRONEWITZ [12].

Elazıē şeker Fabrikası'nın kspe kurutma sisteminin şeması şekil 14 de görülmektedir.



Şekil 14. Küspe kurutma sistemi şeması

3.2.8. Madde Özellikleri

Pancar işleyen bir şeker fabrikasında süreçlerde madde özellikleri kullanılan pancarların aynı yörenin ürünü olmamaları nedeniyle değişmektedir. Hatta aynı yöre ürünlerinde bile pancarın kuru madde, polarize madde dolayısıyla da arılık değerlerinde her kampanya döneminde, kampanya döneminin başında ve sonunda büyük farklılıklar görülür. Bunun nedeni de pancarın her yılki yetiştirme şartlarının iklim durumuna göre farklı olması ve pancarların depolanmaları sırasında özelliklerinin değişmesidir.

Sakaroz içeren maddelerde Sakaroz Oranı, Kuru Madde Oranı ve Arılık değerleri temel büyüklüklerdir.

$$\text{Sakaroz Oranı} = \frac{\text{Sakaroz miktarı}}{\text{Toplam madde miktarı}} * 100 \quad [\%] \quad (3.4)$$

$$\text{Kuru Madde Oranı} = \frac{\text{Kuru madde miktarı}}{\text{Toplam madde miktarı}} * 100 \quad [\%] \quad (3.5)$$

eşitlikleriyle tanımlanır. Bu büyüklüklere göre:

$$\text{Arılık(Q)} = \frac{\text{Sakaroz Oranı(}\gamma\text{s)}}{\text{Kuru Madde Oranı(}\gamma\text{km)}} * 100 \quad [\%] \quad (3.6)$$

veya

$$\text{Arılık(Q)} = \frac{\text{Sakaroz miktarı(}\alpha\text{m)}}{\text{Kuru Madde miktarı(km)}} * 100 \quad [\%] \quad (3.7)$$

olur.

Kuru madde, ürün kurutma dolabında kurutulmak suretiyle veya refraktometrede kırma indisi metoduyla belirlenir. Sakaroz miktarı refraktometrede kırma indisi metoduyla belirlenir.

Şeker fabrikalarının termodinamik analizinde kampanya ortalama değerleri ile yapılan hesapların yeterli hassasiyette sonuçlar verdiği literatürde gösterilmiştir. AUERSWALD [3], CURDTS [13]

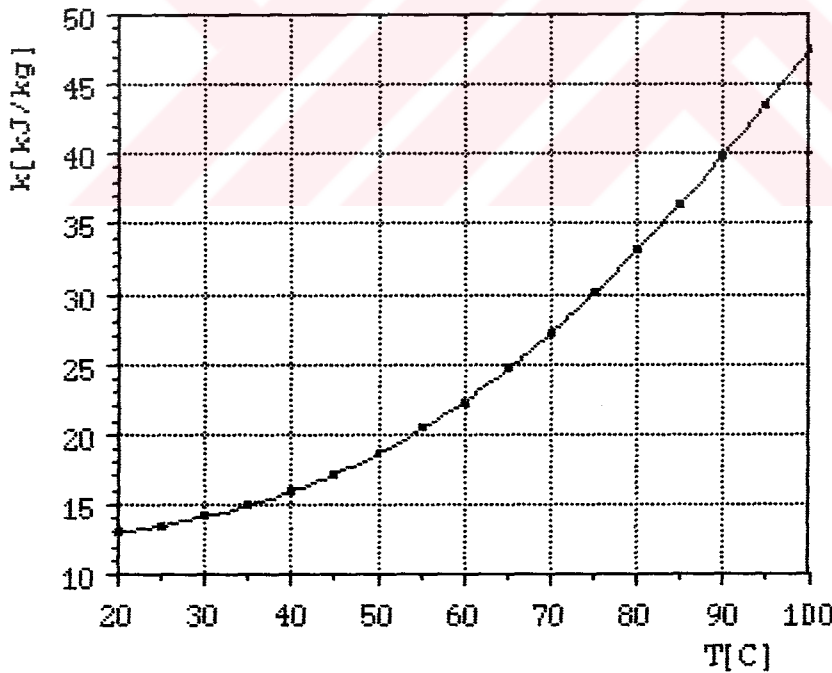
Örnek olarak kristalleştirme kesintili bir işlemdir, yani rafineriye gelen şerbet pişirme teknelerine doldurularak pişirilir. Pişirimin başlangıcında buhar tüketimi çok fazladır. Pişirim tamamlanınca yeniden koyu şerbet çekilir. Fakat şeker fabrikasının aynı kapasite-deki pişirme teknelerinde kristalleşme işlemlerinin başlangıcının belirli bir zaman kaydırılarak kristalleştirmede buhar tüketiminin sabit tutulması mümkün olur.

Literatürde BALOH [1] madde özellikleri için verilen diyagramlardan analitik bağıntılar hesaplanmıştır. Bu iş için Cricket Graph eğri uydurma paket programı kullanılmıştır. Bu program ile verilen datalara uygun, eğrilerin çizilmesi ve bu dataları veren üstel, logaritmik veya 5. dereceye kadar polinomial eğri denkleminin hesabı mümkün

olmaktadır. Denklemi hesaplanan eğrinin verilen datalardan sapma değeri de yaklaşımı ölçmede yardımcı bilgi olarak verilmektedir.

Literatürdeki madde özelliklerini veren diyagramlardan alınan datalarla hesaplanmış bütün analitik bağıntılar Ek B ile Ek J de verilmektedir.

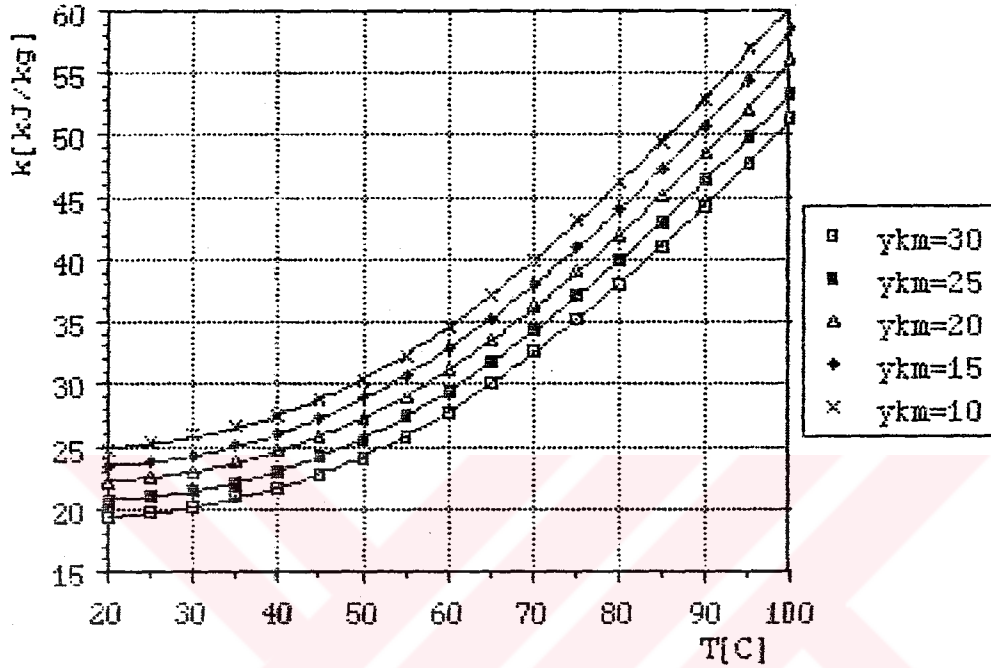
Şekil 15 de taze pancar kıyımlarının özgül kullanılabilir enerjilerinin hesaplandığı diyagram verilmiştir. Diyagramdan 5°C aralıklarla alınan datalara en uygun sonuçları veren 4. dereceden polinomun denklemi ana bilgisayar programında madde özeliğinin bulunmasına esas alınmıştır.



Şekil 15. Pancar kıyımlarının kullanılabilir enerjisi

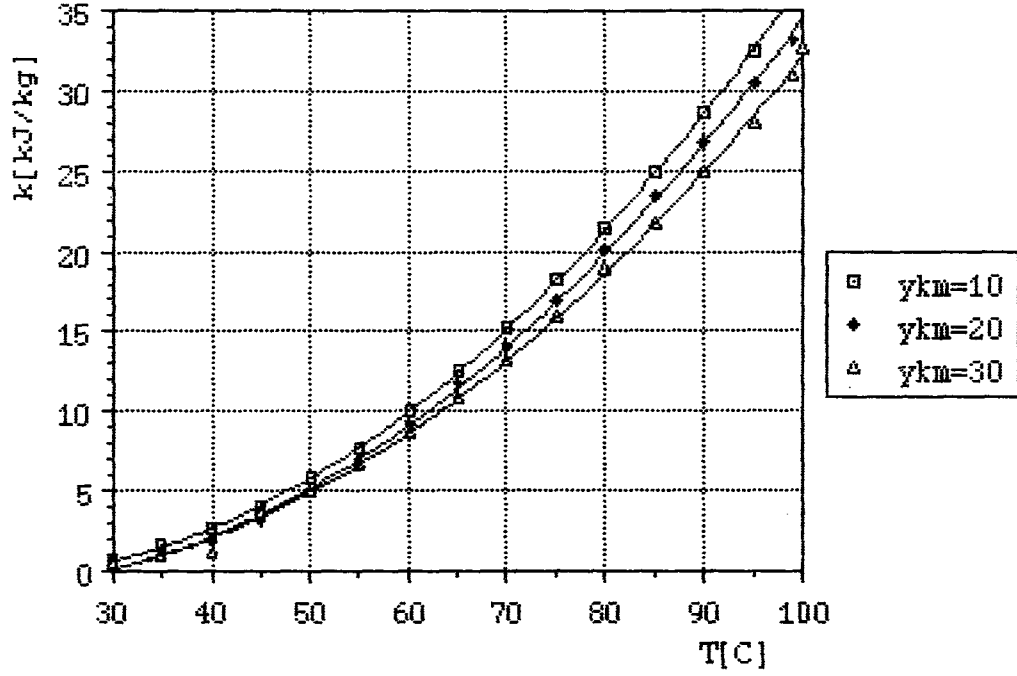
Diğer madde özelliklerinin bulunmasında da benzer yol izlenmiştir. Buna göre Şekil 16 daki diyagramdan

sıkılmış küsphenin kullanılabilir enerjileri, sıcaklığının ve kuru madde oranının fonksiyonu olarak bulunabilir. Aşağıdaki diyagramlarda kuru madde oranı (ykm) (3.5) bağıntısından hesaplanmaktadır.

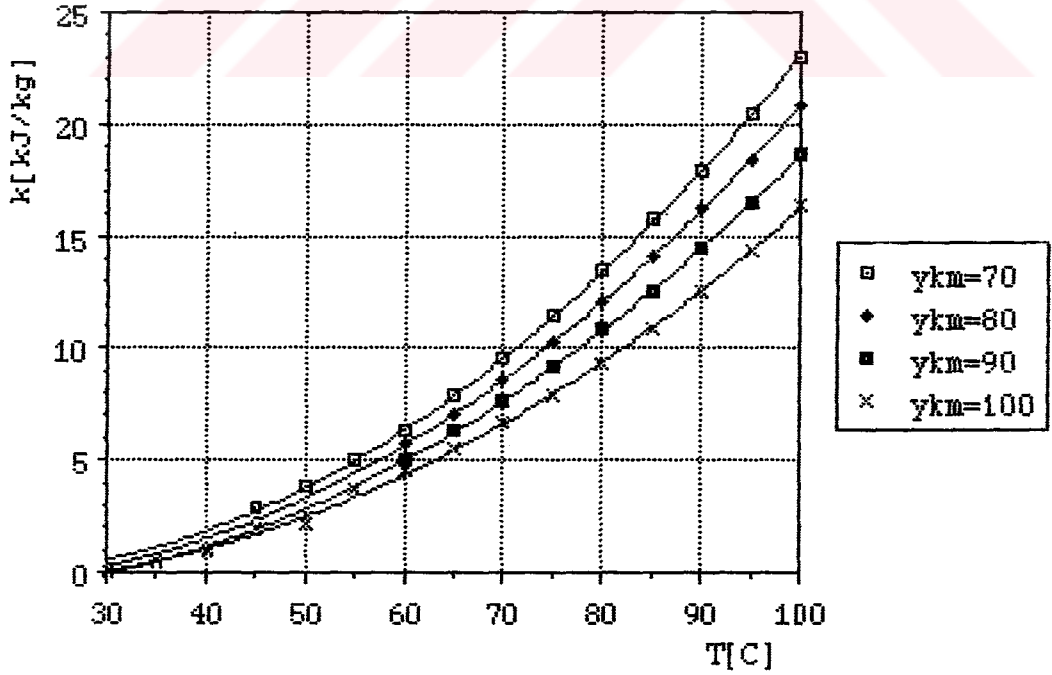


Şekil 16. Sıkılmış küsphenin kullanılabilir enerjisi

Şerbet üretimi sürecinde şeker çözeltileri ve kıyımların içindeki su çevre şartlarında da sıfır noktası kullanılabilir enerjisi olarak adlandırılan bir kullanılabilir enerjiye sahiptirler. Çünkü sonraki proseslerde sakarozla suyun ayrılması söz konusudur. Oysa ki difüzyonu terkeden ve küspe kurutmaya giden kıyımlardaki suyun sıfır noktası kullanılabilir enerjisi hiçbir anlam taşımaz. Bu nedenle de küspe kurutmada sıkılmış küsphenin kullanılabilir enerjisi (Şekil 17) presleri terkeden sıkılmış küsphenin kullanılabilir enerjisinden daha düşüktür ve küspe kurutma prosesinde sıkılmış ve kuru küsphenin kullanılabilir enerjileri çevre şartlarında sıfırdır BALOH[1]. Kuru küsphenin özgül kullanılabilir enerjisi ise Şekil 18 de verilen diyagramdan hesaplanmıştır.



Şekil 17. Kurutmada sıkılmış küspenin kullanılabilir enerjisi



Şekil 18. Kuru küspenin kullanılabilir enerjisi

1000°C nin altındaki sıcaklıklarda nemli baca gazlarının entalpi değerleri nemli havanın entalpi değerlerine eşit kabul edilebilir. Ancak 2000°C civarında % 3.5 mertebesinde sapma görülür.

Yanma havası ve baca gazlarının entalpileri mükemmel gaz kabulü yapılarak :

$$h = c_p * T \quad (3.8)$$

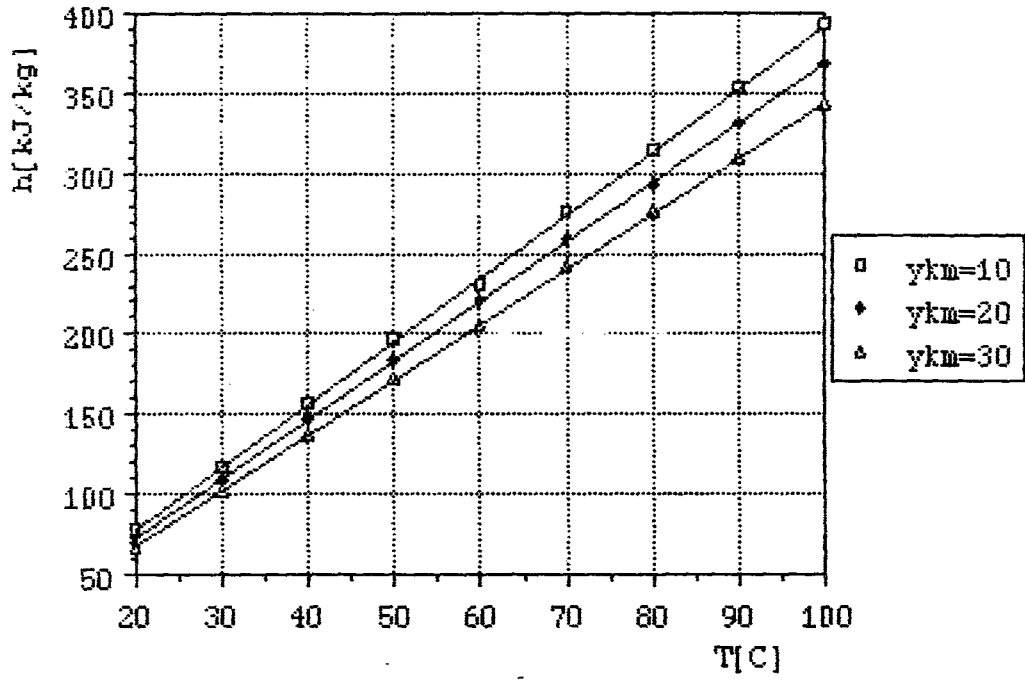
eşitliğinden hesaplanır. Hesaplarda sıcaklık, T [°C], hava için $c_p = 1.0035$ kJ/kgK, baca gazları için $c_p = 1.147$ kJ/kgK alınmıştır.

Yanma havasının ve baca gazlarının kullanılabilir enerjileri yeterli hassasiyette sonuç veren literatürdeki yaş hava diyagramlarından BALOH [23], tabloları GENÇELİ [30] veya

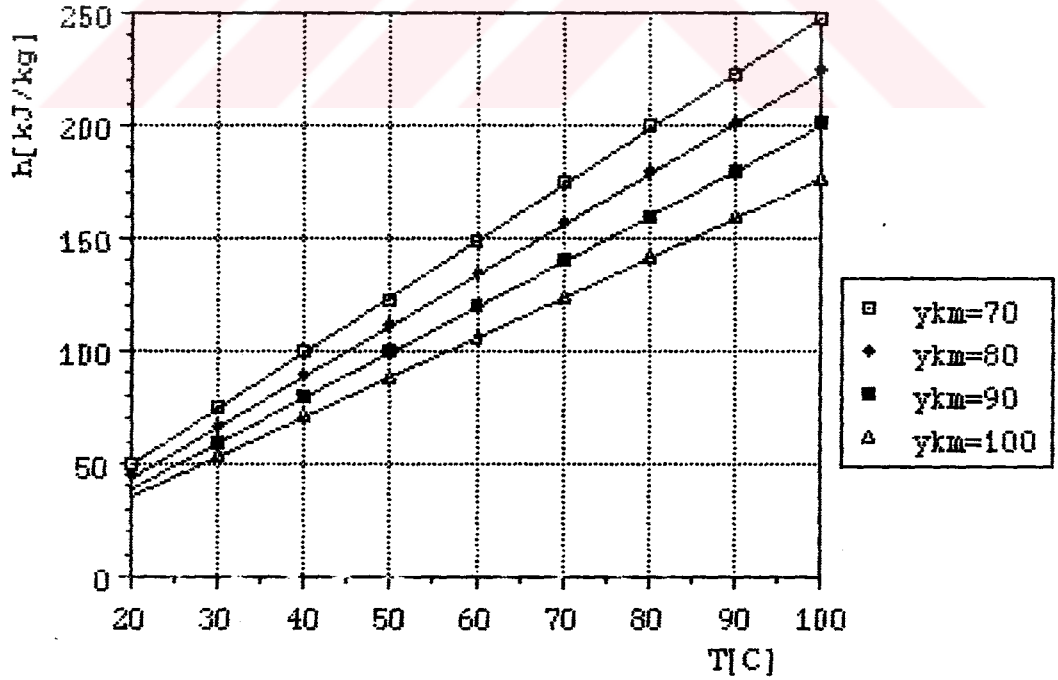
$$k_a = c_p [T - T_0 - T_0 \ln(T/T_0)] \quad (3.9)$$

denkleminde hesaplanır. Hesaplarda sıcaklık, T [K], çevre sıcaklığı $T_0 = 293.15$ K alınmıştır.

Preslerde sıkılmış ve kurutulmuş küspenin özgül entalpileri konsantrasyon ve sıcaklığına bağlı olarak diyagramdan (Şekil 19 ve Şekil 20) bulunabilir.



Şekil 19. Sıkılmış küspenin özgül entalpisi



Şekil 20. Kuru küspenin özgül entalpisi

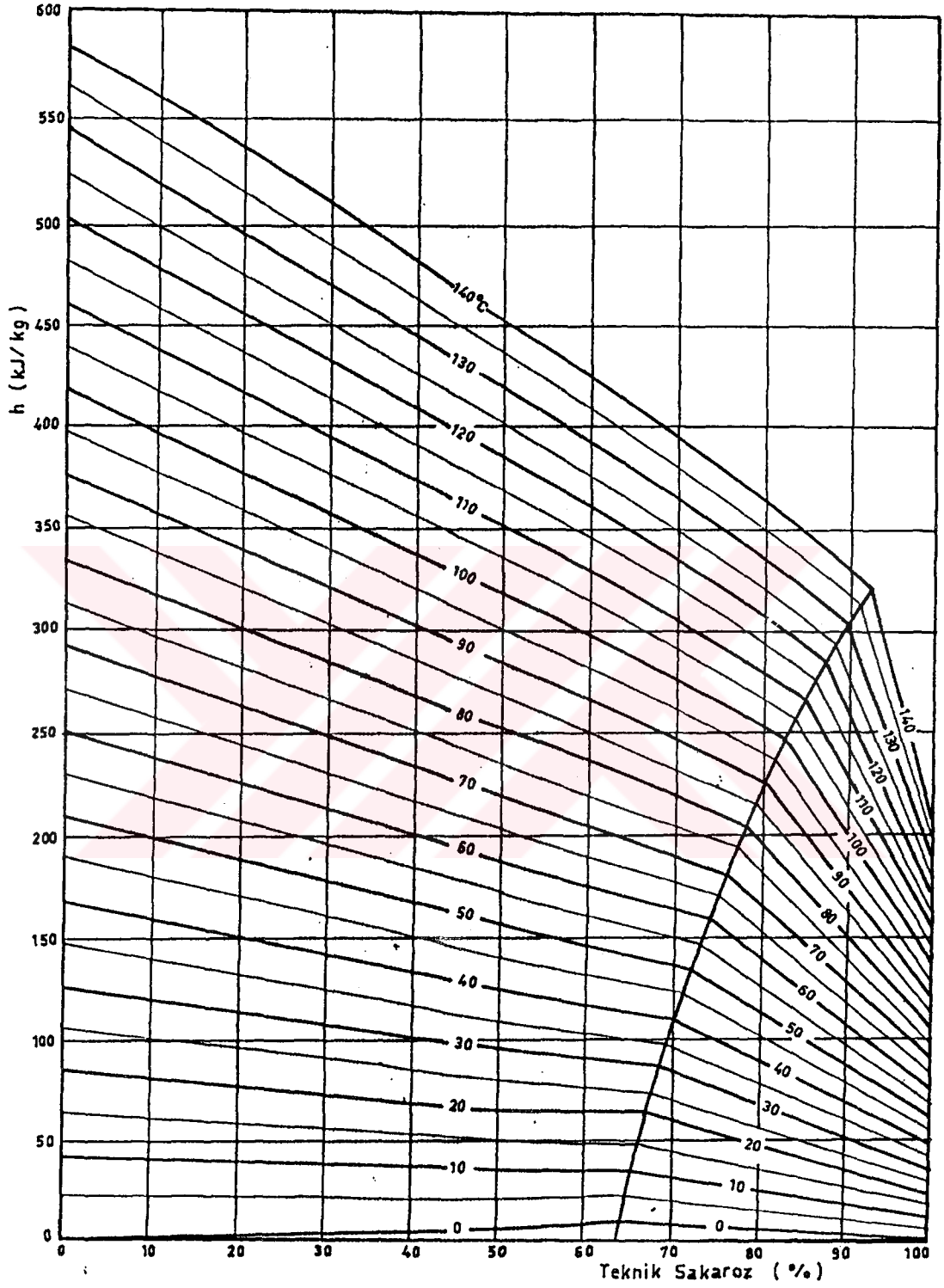
Preslerde sıkılmış ve kurutulmuş küspenin özgül entalpileri kuru madde oranına ve sıcaklığına bağlı yeterli hassasiyetle sonuç veren

$$h = [(100 - y_{km})c_{su} + y_{km} c_{katı}] * T \quad (3.10)$$

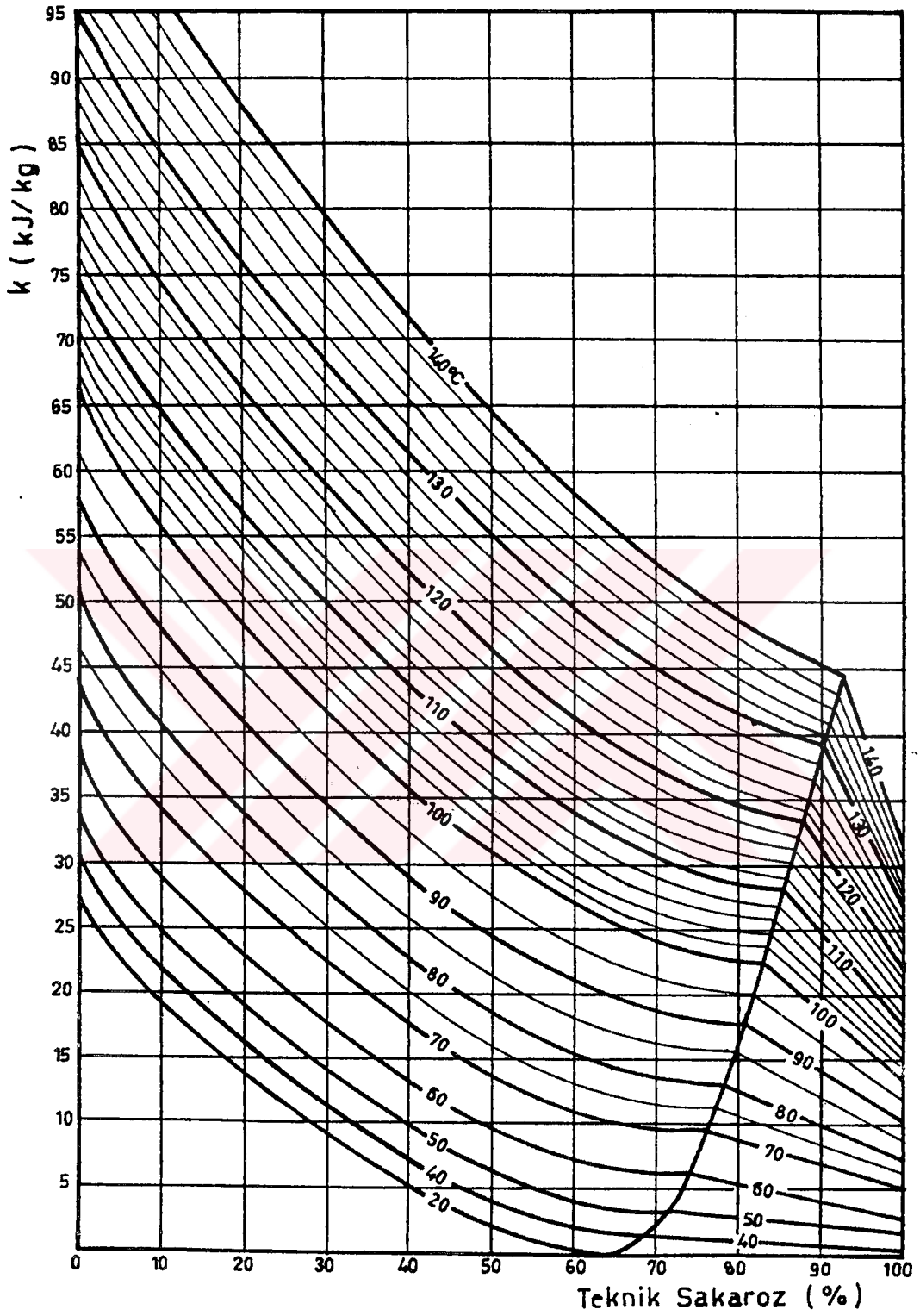
bağıntısından da bulunabilir. Burada y_{km} kıyımın yüzde olarak kuru madde miktarı, c_{su} [kJ/kgK] ve $c_{katı}$ [kJ/kgK] ise suyun ve katı maddenin verilen 0-T[K] arasındaki sıcaklık bölgesinde ortalama özgül ısılarıdır, BALOH [1].

Şeker çözeltilerindeki şeker miktarı yoğunluk ölçümü (Piknometre, Areometre) veya kırma indisi ölçümü (Refraktometre) ile saptanır, BALOH [31], EMMERICH [32]. Literatürde % 94.3 aralığındaki çözeltiler (Teknik Sakaroz-Su Çözeltisi) için diyagramlar bulunmaktadır. Bu diyagramların pratiğe uygunluğu tecrübelerle kanıtlanmıştır, AUERSWALD [3], CURDTS [13].

Teknik Sakaroz-Su çözeltileri için teknik sakaroz oranlarına ve sıcaklıklara bağlı olarak entalpi diyagramında (Şekil 21) çözelti entalpi değerleri kullanılabilir enerji diyagramında (Şekil 22) çözelti kullanılabilir enerji değerleri bulunabilir. Yapılan bilgisayar programında sıcaklık ve Teknik Sakaroz değerleriyle doyma eğrisi ile ayrılan doymamış veya aşırı doymuş Teknik Sakaroz-Su çözeltilerinin entalpi ve kullanılabilir enerji değerleri bulunabilmektedir. Teknik sakaroz oranı (3.3) bağıntısıyla tanımlanır.



Şekil 21. Teknik Sakaroz-Su çözeltileri entalpi diyagramı



Şekil 22. Teknik Sakaroz-Su çözeltileri kullanılabilir enerji diyagramı

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

Teknik Sakarov-Su Cözeltilerinin entalpi diyagramından entalpiyi çözelti kuru madde oranının ve sıcaklığının fonksiyonu olarak veren analitik bağıntılar hesaplanmıştır. Bu diyagramda sağ ordinat üzerinde kristal şekerin entalpi değerleri de verilmektedir.

Teknik Sakarov-Su Cözeltilerinin kullanılabilir enerji diyagramında doymuş çözelti ile kristalleşmiş sakarovun oluşturdukları stabil denge konumu kullanılabilir enerjinin referans konumu olarak seçilmiştir. Bu nedenle doymamış olan çözelti sakarovu çözebildiklerinden çevre sıcaklığında da belirli bir kullanılabilir enerjiye sahiptirler. Teknik çözeltide referans halde, sakarov yüzdesinin sıfır olduğu başlangıç noktasında kullanılabilir enerjinin değeri (sıfır noktası kullanılabilir enerjisi k_{a0}) 27.55 kJ/kg olarak verilmiştir. Çözelti sıcaklığı arttıkça başlangıç noktası kullanılabilir enerjisi daha büyük bir değer alır. Çözeltinin kuru madde oranına bağlı olarak bu değer azalır. Teknik Sakarov-Su Cözeltilerinin kullanılabilir enerji diyagramından kullanılabilir enerjiyi çözelti kuru madde oranının ve sıcaklığının fonksiyonu olarak veren analitik bağıntılar hesaplanmıştır. Teknik Sakarov-Su Cözeltisi diyagramında kristal şekerin kullanılabilir enerji değerleri sağ ordinat üzerinde okunur. BALOH [23].

Pancardan şeker üretimi safhalarına katılan maddelerden su ve su buharının özelliklerini belirlemek için gerekli olan analitik bağıntılar literatürden alınmıştır. IRVINE ve LILEY [2]. Su ve Su Buharı için özellik bağıntıları Ek B de verilmektedir. Kullanılabilir enerji değerleri (2.25) bağıntısından hesaplanır. Şeker üretiminde 20°C deki doymuş su referans kabul edilmiştir. Su sakarozu çözücü madde olarak rol aldığından $k_{a0} = 27.55$ kJ/kg büyüklüğünde bir referans kullanılabilir enerjiye sahiptir.

Yakıtların entalpi ve kullanılabilir enerji değerleri alt ısı değerlerine eşit alınmıştır. Gerçekte sıvı yakıtlarda kullanılabilir enerjinin alt ısı değere oranı:

$$\frac{X}{H_u} = 1.0374 + 0.0159 \frac{H}{C} + 0.0567 \frac{O}{C} + 0.5985 \frac{S}{C} (1 - 0.1737 \frac{H}{C}) \quad (3.11)$$

eşitliğiyle belirlenir ve birden biraz büyüktür. Bu eşitlikte H/C, O/C ve S/C yakıtın bileşimindeki atom sayılarının oranıdır, SZARGUT ve STYRYLSKA [33].

Çamur ve melasın kullanılabilir enerjileri de (3.9) denkleminde hesaplanabilir. Yapılan enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemelerinde çamur ve melasın entalpi ve kullanılabilir enerji değerleri ihmal edilmiştir.

BÖLÜM 4. ŞEKER ÜRETİMİNDE ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ

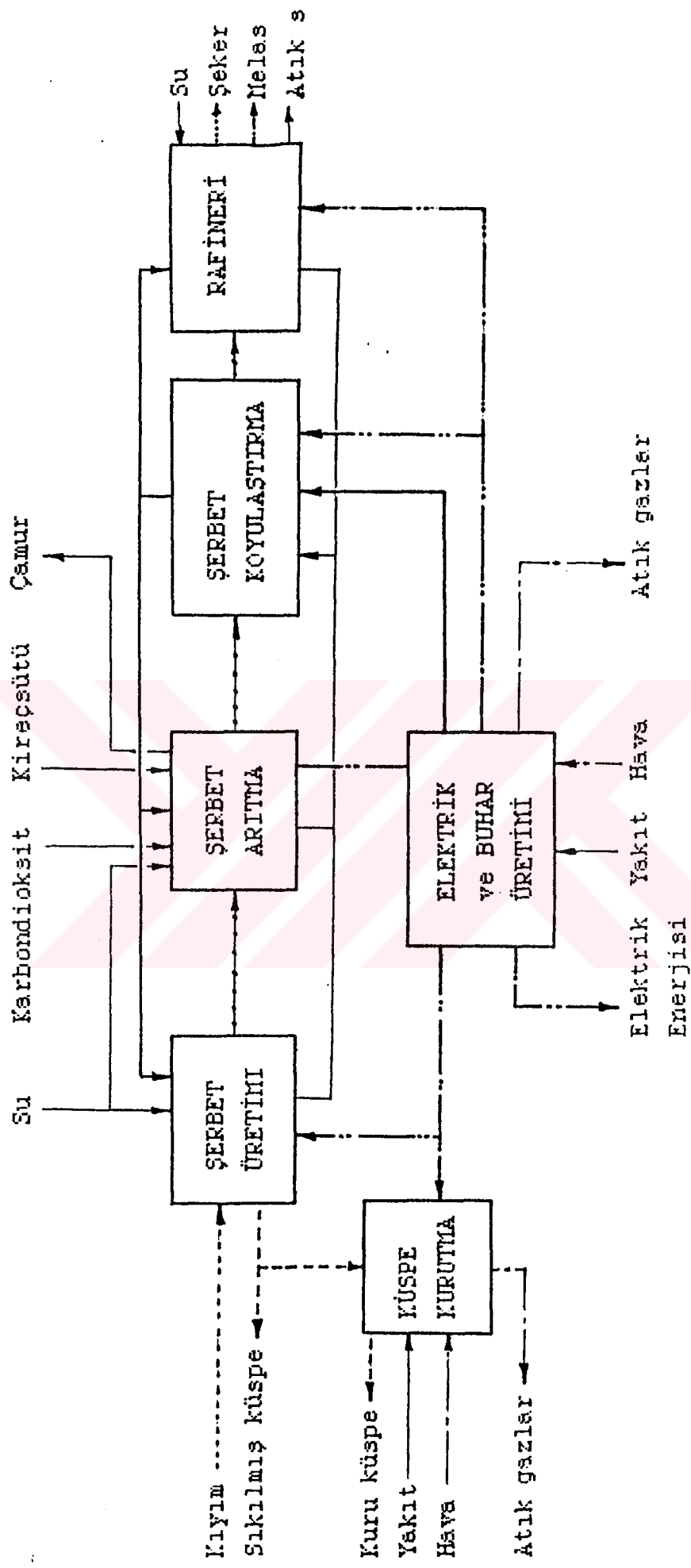
4.1. Genel Bilgiler ve Sadeleştirmeler

Şeker fabrikalarında ısı bilançolarının yapılmasının amacı:

1. Şeker üretiminin akışını kesintisiz olarak sürdürebilmek için ısı enerjisinin hazır bulunmasını sağlamak.
2. Isı enerjisi kayıplarını mümkün olduğunca düşük seviyede tutmaktır.

Bu nedenle işletmedeki fabrikalarda uygulanan ısı ekonomisiyle bütün bölümlerdeki ısı tüketimi saptanır, ısı kayıpları belirlenir, kayıpların azaltılması için çalışılır. Yeni açılacak fabrikalarda veya ek tesis yapılacak fabrikalarda şeker üretimi süreçlerine gereken ısı miktarları hesaplanır, uygun cihazların seçilmesine ve ısı kayıplarının asgariye indirilmesine gayret edilir. YILDIRIM [34].

Bir şeker fabrikasının termodinamik incelenmesinde belirli kontrol hacimlerine ayrılması gerekir. Şeker fabrikası bütün olarak ele alındığında kontrol yüzeyi pancar siloları, pancar sevk kanalları ve pancar bıçakları dışında kalacak şekilde alınabilir (Şekil 23). Bu kontrol hacmine ham madde olarak pancar kıyımı girer, ana üretim maddesi olarak şeker çıkar. Melas, kuru küspe ve sıkılmış küspe kontrol hacminden çıkan yan ürünlerdir. Kontrol hacmine ayrıca kazan dairesi ve kurutma için yakıt, kireç ocağı için kireçtaşı ve kok, yanmayı sağlayacak hava ve şeker üretimi için gerekli olan su girer.



Şekil 23 Şeker Fabrikası için Kontrol Hacimleri

Kontrol hacminden ana ve yan ürünlerden başka şerbet arıtımı safhasında çamur, kondansatörlerden alınan su, baca gazları ve artık karbonatlama gazı çıkar. KIMENOV ve WYLTSCHEV [35].

Dışarıya elektrik enerjisi verilmesi halinde elektrik enerjisi yan ürün kabul edilir. Bu şekilde düzenlenen bilanço şeker fabrikasına toplu bir bakışı sağlamakta ve çeşitli şeker fabrikalarını üretim ve kullanılan enerji açısından karşılaştırmayı mümkün kılmaktadır. Böyle bir bilanço fabrikanın enerji ekonomisinin iyileştirilmesi veya üretiminin yükseltilebilmesi için hangi tedbirlerin alınması gerektiği hakkında bilgi vermez.

Bunun için bütün fabrikayı kapsayan bilançolardan fabrikanın bölümlerini kapsayan bilançolara geçmek gerekir. Bir şeker fabrikası şu kontrol hacimlerine bölünebilir. BALOH [23]:

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

Şeker fabrikasının bu şekilde bölümlere ayrılmasıyla her istasyondaki madde ve enerji akımları hesaplanabilir, örneğin şerbet üretiminde kıyıcıların enerji gereksinimi, ham şerbet debisi, şeker kayıpları, sıkılmış küspe debisi ve taze su gereksinimi saptanabilir. Şerbet arıtma bilançosuyla arıtma malzemeleri debisi, çamur debisi, sulu şerbet debisi, şeker(sakaroz) kayıpları ve ısıtmalar için

gereken buhar hesaplanabilir. Buharlaştırıcıların bilançosuyla sulu şerbetten buharlaşan su debisi, koyu şerbet debisi, buhar gereksinimi, kondense (kondansatörlerde yoğunlaşan su) debileri, yoğunlaştıruculara, pişirme ve şerbet ısıtıcılarına giden bürüde (buharlaştırıcı kademelerinde şerbetten buharlaşan su) debileri saptanır.

Kontrol hacimleri yapılması istenen araştırmanın kapsamına göre daha da küçük tutulabilir. Örneğin buharlaştırıcı kademeleri ısıtma yüzeylerinin belirlenmesi, dolayısıyla da buharlaştırıcı konstrüksiyonunun saptanması için kontrol hacmi kademeyi içine alacak şekilde seçilir. Böylece her kademe için buharlaşan su debilerinin, kademe buhar gereksiminin, kondense debilerinin ve geri kazanılan buhar debisinin hesabı mümkün olur.

Bir kontrol hacminin termodinamik açıdan incelenmesinde üç ayrı bilançonun yapılması zorunludur. Bu bilançolar:

1. Madde bilançosu
2. Enerji bilançosu
3. Kullanılabilir enerji bilançosu

Şeker endüstrisinde süreklilik, enerji ve kullanılabilir enerji denklemlerinde kütlelerin ve enerjilerin 100 kg pancara (Birim pancara, BP) karşılık gelen değerlerini kullanmak uygun görülmüştür. Bilançoların BP'a göre yapılmasıyla fabrikanın işlediği pancar miktarına bağımlı olan madde, enerji akıları, buhar ve elektrik sarfiyatından bağımsız olan özgül değerler elde edilir. Böylece şeker fabrikasının farklı kapasitelerinin ve farklı şeker fabrikalarının birbirleriyle karşılaştırılması mümkün olur, BALOH [1].

4.2. Elazığ Şeker Fabrikası verilerinin uygulamaya aktarılması

4.2.1. Giriş

Bu bölümde Elazığ Şeker Fabrikası'ndan alınan işletme değerleri ile pancardan şeker üretimi süreçleri için enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi yapılmıştır. Elazığ Şeker Fabrikası ısı şeması Şekil 24 de verilmektedir. Üretim süreçlerinin sürekli akışlı sürekli açık sistem olarak ele alınıp giren ve çıkan kütlelerin termodinamik özelliklerinin belirlendiği ve daha sonra da enerji ve kullanılabilir enerji denklemlerinden yararlanılarak süreçlerdeki ısı geçişi ve kullanılabilir enerji değişimlerinin hesaplandığı bir bilgisayar programı geliştirilmiştir.

Aşağıda Elazığ şeker fabrikası 1990 kampanyası ortalama değerleri ile yapılan enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi sonuçları tablolar halinde verilmektedir. Tablolarda verilen kütle ve enerji değerleri işlenen BP için hesaplanan büyüklüklerdir.

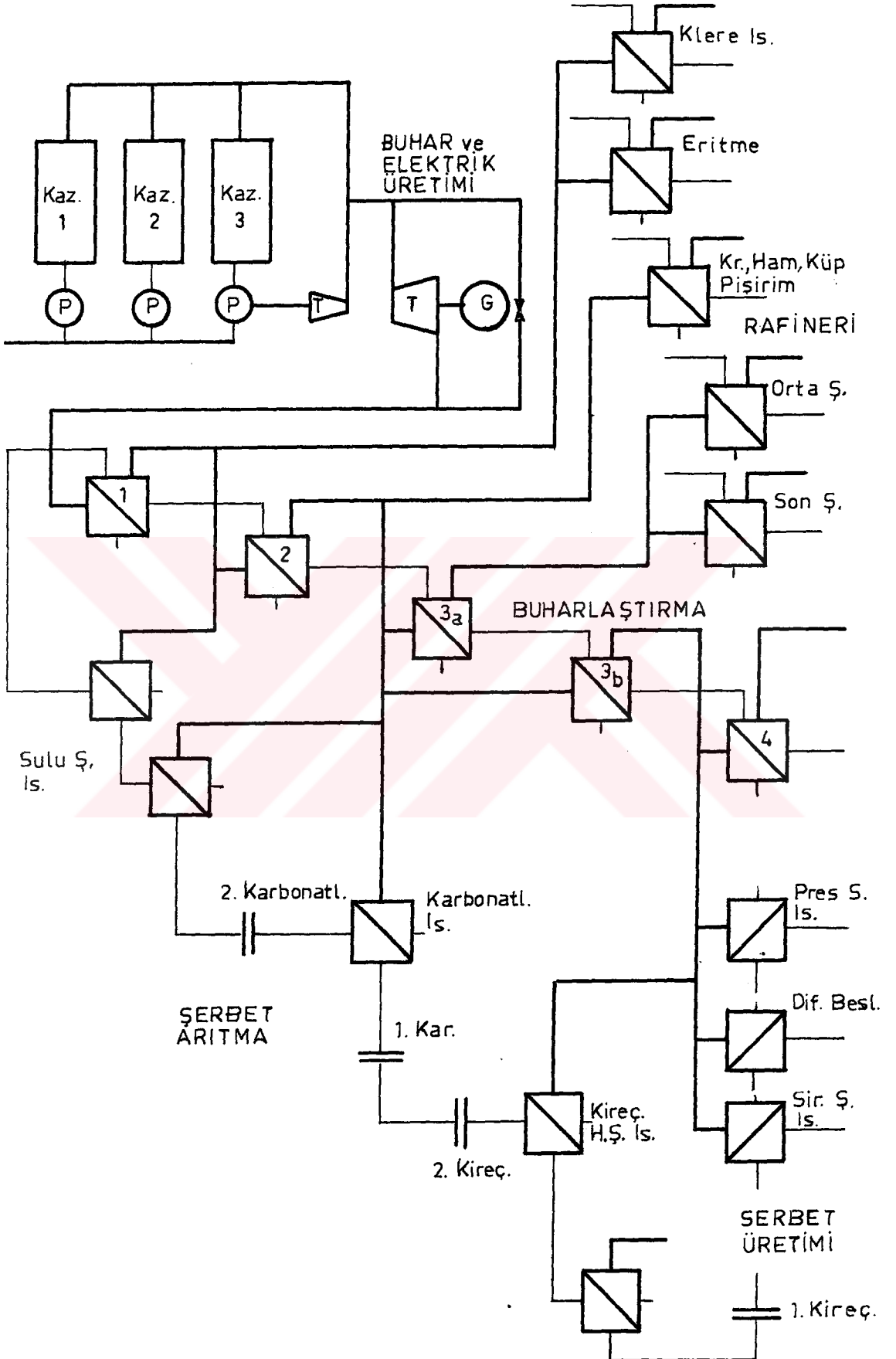
Bu büyüklüklerin bir saniyedeki değerleri

$$f_s = \frac{R_{\text{gün}}[\text{ton/gün}] * 1000[\text{kg/ton}]}{24[\text{h/gün}] * 3600[\text{s/h}] * 100[\text{kg/BP}]} = \frac{R_{\text{gün}}}{6640} [\text{BP/s}] \quad (4.1)$$

bir gündeki değerleri

$$f_{\text{gün}} = \frac{R_{\text{gün}} [\text{ton/gün}] * 1000[\text{kg/ton}]}{100[\text{kg/BP}]} = 10 * R_{\text{gün}} [\text{BP/gün}] \quad (4.2)$$

faktörleriyle çarpılarak bulunabilir. Burada $R_{\text{gün}}$ ton olarak bir günde işlenen pancar miktarıdır, BALOH [1].

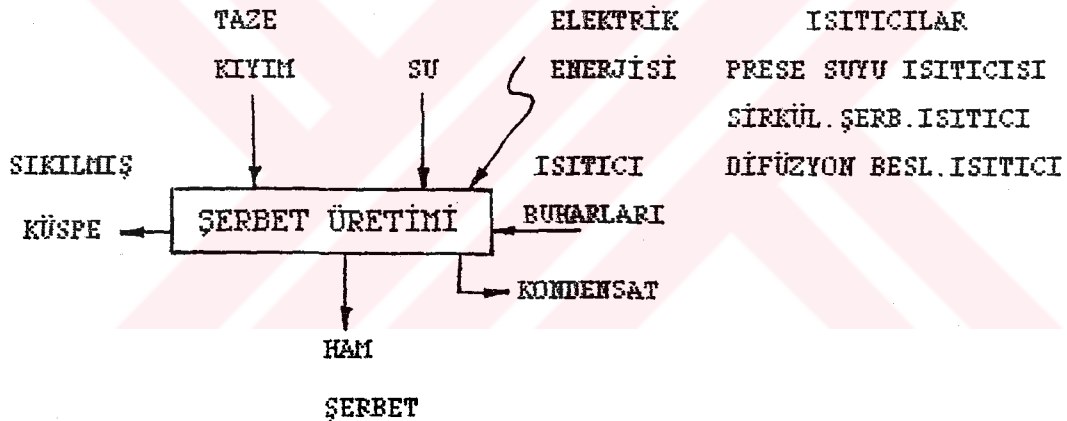


Şekil 24. Elazığ Şeker Fabrikası 1311 şeması

Pancardan şeker üretiminde sakaroz içeren maddelerde sakaroz oranı, kuru madde oranı ve arılık değerleri belirli sınırlar içinde kalırlar. [36], SCHNEIDER [8], ÖZKAN [5]. Aşağıda yapılan hesaplarda kabuller bu sınırlar içinde kalmaktadır.

4.2.2 Şerbet Üretimi

Şerbet üretimi süreci için kontrol hacmi Şekil 25 de verilmektedir. Daha ayrıntılı şekil Bölüm 3.2.3. te verilmiştir (Şekil 10). Bu sürece silolama, taş ve otların ayrılması, yıkama, kıyıma su eklenmesi de dahil edilebilir.



Şekil 25. Şerbet Üretimi kontrol hacmi

Bu süreçte pancar kıyımlarındaki sakaroz mekanik ve ısıll işlemlerle çekilmekte ve elde edilen ham şerbet, şerbet arıtma sürecine sevkedilmektedir. BİLGE [28].

Şerbet Üretimi sürecinde sakaroz içeren diğer bir ürün de sıkılmış küspedir. Sıkılmış küspe, küspe kurutma sürecine gönderilerek kuru küspe üretilir. Şerbet

Üretimi sürecine giren pancar kıyımları için kampanya ortalama değerleri olarak sakaroz oranı % 18, kuru madde oranı % 24.51 olduğundan pancar kıyımlarının arılığı % 73.44 olmaktadır.

Ham şerbet üretiminin 120 kg/BP ve şerbet üretimi sürecinde sakaroz kayıplarının % 0.27 kabul edilmesi durumunda ham şerbete geçen sakaroz miktarı:

$$18 - 0.27 = 17.73 \text{ kg/BP}$$

olur. Bu durumda ham şerbetin sakaroz oranı:

$$\frac{17.73}{120} * 100 = \% 14.78$$

bulunur. Ham şerbetin arılığı % 88 olursa kuru madde oranı:

$$\frac{14.78}{88} * 100 = \% 16.79$$

olmaktadır. Diğer sakaroz içeren maddelerden sıkılmış küspenin kuru madde oranı % 15 ve sakaroz oranı % 0.9 olduğundan arılığı % 6 olmaktadır. Kuru madde bilançosundan sıkılmış küspe miktarı:

$$\frac{100*24.51 - 120*16.79}{15} = 29.08 \text{ kg/BP}$$

hesaplanır. Bu durumda şerbet üretimi için su gereksinimi:

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

bağıntısı kullanılarak:

$$120 + 29.08 - 100 = 49.08 \text{ kg/BP}$$

olarak bulunur. Sıkılmış küspe preslerde sıkılan sulu küspeden elde edildiğinden ve sulu küspede kuru madde oranı % 8.88 olduğundan kuru madde bilançosundan sulu küspe miktarı:

$$\frac{29.08 \times 15}{8.88} = 49.12 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır. Madde bilançosundan preslerde sulu küspeden ayrılan pres suyu miktarı:

$$49.12 - 29.08 = 20.04 \text{ kg/BP}$$

olarak hesaplanır.

Şerbet üretimi sürecinde ısıtıcılarda tüketilen buhar miktarları da aşağıda hesaplanmıştır:

1. Pres suyu ısıtıcısı:

Sulu şerbetten ayrılan pres suyu, ısıtıcıda 55°C den 72°C ye ısıtılır. Isıtıcı buhar 103°C deki III. kademe buharıdır. Isıtıcıyı terkeden kondense sıcaklığı SCHIEBL'e göre, BALOH [1]:

$$T_K = \frac{6 * T_{Is.buh.} + T_g + T_c}{8} \quad (4.3)$$

bağıntısından:

$$\frac{6 \times 103 + 55 + 72}{8} \approx 93 \text{ °C}$$

dir. Pres suyu ısıtıcısında geçen ısı miktarı:

$$Q = m \cdot (h_g - h_g) = 20.04 \cdot (302.16 - 230.65) = 1433.06 \text{ kJ/BP}$$

olarak bulunur. Isıtıcı kayıplarının %3 kabul edilmesi durumunda, SCHNEIDER [8], ısıtıcı buhar miktarı:

$$m_{\text{Buh}} = 1.03 * \frac{1433.06}{2680.85 - 390.24} \approx 0.64 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır.

2. Sirkülasyon Şerbeti Isıtıcısı:

Şerbet üretimi sürecinde 400 kg/BP sirkülasyon şerbetinin 80 kg/BP 1 70°C den 82°C ye ısıtılır. Isıtıcı buhar olarak üçüncü kademe buharı kullanılır. Isıtıcıyı terkeden kondense sıcaklığı:

$$\frac{6*103 + 70 + 82}{8} \approx 96 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

olarak hesaplanır. Isıtıcıdan geçen ısı miktarı:

$$Q = m*(h_g - h_f) = 80*(314.62 - 267.64) = 3758.4 \text{ kJ/BP}$$

olarak bulunur. Isıtıcı kayıplarının %3 kabul edilmesi durumunda ısıtıcı buhar miktarı:

$$m_{\text{Buh}} = 1.03 * \frac{3758.4}{2680.85 - 402.82} \approx 1.70 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır.

3. Difüzyon Besleme Suyu Isıtıcısı:

Difüzyon besleme suyu III. kademe buharı ile 52°C den 70°C ye ısıtılır. Isıtıcıyı terkeden kondense sıcaklığı:

$$\frac{6*103 + 52 + 70}{8} \approx 92 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

olarak hesaplanır.

Isıtıcıdan geçen ısı miktarı:

$$Q = m \cdot (h_g - h_f) = 49.08 \cdot (293.76 - 218.00) = 3718.30 \text{ kJ/BP}$$

bulunur.

Isıtıcı kayıplarının %3 kabul edilmesi durumunda ısıtıcı buhar miktarı:

$$m_{\text{Buh}} = 1.03 \cdot \frac{3718.30}{2680.85 - 386.04} \approx 1.67 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır. Sonuç olarak şerbet üretimi sürecinde tüketilen toplam üçüncü kademe buharı miktarı:

$$0.64 + 1.70 + 1.67 = 4.01 \text{ kg/BP}$$

olarak bulunur.

Şerbet üretimi sürecinin enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi sonuçları Tablo 2 de verilmektedir.

Tablo 2. Şerbet üretimi enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi.

SASA GİRENLER	m [kg/BP]	T [°C]	p [bar]	γ _{km} [%]	H [kJ/BP]	K [kJ/BP]
Taze kıyım	100.00	20	1.00	24.51	7537	1297
Taze su	49.08	52	1.00		10699	1714
Isıtıcı Buharları	4.01	103	1.12		10750	2272
GİREN TOPLAM					28986	5283
+ Elektrik Enerjisi					1656	1656
SASA ÇIKANLAR						
Ham Şerbet	120.00	48	1.00	16.79	21965	2469
Sıkılmış küspe	29.08	50	1.00	15.00	5518	840
Pres suyu Is.kond.	0.64	93	1.00		250	39
Sir. Şerb. Is.kond.	1.70	96	1.00		685	108
Dif. Besl. ısıt.kond.	1.67	92	1.00		645	100
ÇIKAN TOPLAM					29062	3556

Süreçteki ısı geçişi, (2.5) bağıntısından:

$$Q = 29062 - 28986 - 1656 = -1581 \text{ kJ/BP}$$

Süreçteki tersinmezlik, $T_0 \approx 20^\circ\text{C}$ $T_Y \approx 70^\circ\text{C}$ için (2.23) ten

$$\dot{I} = (1 - \frac{273.15 + 20}{273.15 + 70}) (-1581) + 1656 + 5283 - 3556 = 3153 \text{ kJ/BP}$$

Sürecin birinci kanun verimi, (2.7) bağıntısından:

$$\eta_I = 29062 / (28986 + 1656) = 0.9484 = \% 95$$

Sürecin ikinci kanun verimi, (2.27) bağıntısından:

$$\eta_{II} = 1 - 3153 / (5283 + 1656) = 0.5457 = \% 55$$

bulunur. Şerbet üretimi sürecinde ısıtıcılarda, ısınan sirkülasyon şerbetinin karışmasında, haşlama teknesinde ve küspe sıkılmasında tersinmezlikler söz konusudur. Tersinmezliklerin dağılımı Tablo 3 de verilmektedir.

Tablo 3. Şerbet Üretimi Sürecinde Tersinmezliklerin Dağılımı

SASA	Yüzdesi[%]
Pres Suyu Isıtıcısı	8
Sirkülasyon Şerb. Is.	14
Dif. Beşl. Suyu Is.	23
Difüzyon Kulesi	41
Sirk. Şerb. Karışma	<1
Haşlama Teknesi	>2
Küspe Sıkılması	11

Sirkülasyon şerbeti ısıtıcısında şerbet sıcaklığı, ısıtıcı buhar sıcaklığına, diğer ısıtıcılardaki su sıcaklıklarından daha yakın olduğundan, debinin fazla olmasına rağmen tersinmezlik düşüktür.

Birinci kanun verimi sürece giren enerjinin ne kadarının takip eden sürece aktarılabildiğini gösterir. Şerbet

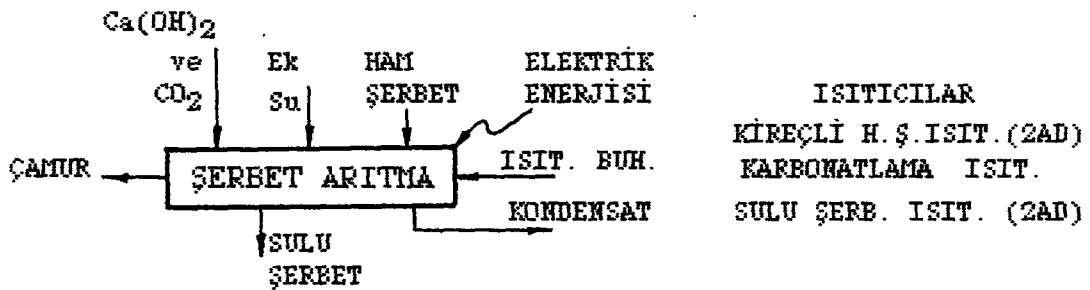
üretimi sürecindeki değeri %95 dir. Isıtıcıların ısı kayıplarının düşürülmesi ile, örneğin ısıtıcılardaki katman oluşumu engellenerek bu verim artar.

İkinci kanun verimi tersinmezliğin ölçüsüdür. Sonlu sıcaklık farklarında ısı geçişinin neden olduğu tersinmezlikler ısıtıcılarda buhar sıcaklığının ısıtılan şerbet sıcaklığına mümkün olduğunca yakın tutulmasıyla azaltılır. Ayrıca cihazlar arasındaki nakil hatlarının izolasyonu ile çevreye olan ısı kayıpları azalır.

Şerbet üretimi sürecinde ısıtıcı buhar olarak 103°C deki üçüncü kademe buharı yerine, ısıtıcı yüzeyler büyütülerek 90°C deki dördüncü kademe buharı kullanılabilir.

4.2.3. Şerbetin arıtılması

Şerbetin arıtılması süreci için kontrol hacmi Şekil 26 da verilmektedir. Daha ayrıntılı şekil Bölüm 3.2.4 te verilmiştir (Şekil 11).



Şekil 26. Şerbet arıtma kontrol hacmi

Şerbet üretimi sürecinde üretilen ham şerbet, şekerdişi maddeleri ayırmak ve şekerin toplam kuru madde

içindeki payını mümkün olduğu kadar arttırmak üzere şerbet arıtma sürecine girer. [36]. BALOH [31]. Bu süreç hakkında Bölüm 3.2.4 te geniş bilgi verilmektedir.

Ham şerbetin yoğunluğu 1.05 kg/lt olduğundan sürece giren ham şerbet:

$$\frac{120}{1.05} = 114 \text{ lt/BP}$$

olur. Birinci kireçleme sonunda alkalitenin 2 grCaO/lt olması istenildiğinde ham şerbetin asiditesi 0.4 grCaO/lt olduğunda verilecek kireçsütü miktarı z, kireçsütünün litresinde 215 gr CaO bulunduğundan:

$$215*z = 2.4*(114+z)$$

eşitliğinden 1.29 lt/BP bulunur.

Şerbet arıtma sürecinde ham şerbetin % 24 ü I. Karbonatlama işleminden sonra tekrar I. Kireçleme işlemine geri gönderilir. 27.36 lt olan bu şerbet için asiditesinin 0.9 grCaO/lt olması nedeniyle CaO dengesinden:

$$215*z = (2-0.9)(27.36+z)$$

eşitliğine göre 0.14 lt/BP kireçsütü verilmesi gerekir. Bu durumda I. Kireçlemeye verilecek toplam kireçsütü miktarı:

$$1.29 + 0.14 = 1.43 \text{ lt/BP}$$

olmaktadır. Kireçsütünün yoğunluğu 1.16 kg/lt olduğundan toplam kireçsütü:

$$1.43 \times 1.16 = 1.66 \text{ kg/BP}$$

olarak bulunur. Bu durumda I. Kireçleme şerbeti miktarı:

$$120 + 28.8 + 1.66 = 150.46 \text{ kg/BP}$$

veya

$$114 + 27.36 + 1.43 = 142.79 \text{ lt/BP}$$

bulunur. II. Kireçleme alkalitesinin 10 grCaO/lt olması istenildiğinde CaO dengesinden verilecek kireçsütü miktarı:

$$215 \times z = (10-2)(142.79+z)$$

eşitliğinden 5.52 lt/BP veya 6.4 kg/BP olur. Bu durumda II. Kireçleme şerbeti miktarı:

$$150.46 + 6.4 = 156.86 \text{ kg/BP}$$

veya

$$142.79 + 5.52 = 148.31 \text{ lt/BP}$$

olmaktadır. Ham şerbete verilen toplam kireçsütü ise:

$$1.66 + 6.4 = 8.06 \text{ kg/BP}$$

veya

$$1.43 + 5.52 = 6.95 \text{ lt/BP}$$

olarak bulunur. II. Karbonatlama sonunda şerbet alkalitesinin 0.15 grCaO/lt olması istenildiğinde I. ve II. Karbonatlamada uzaklaştırılacak alkalite:

$$10 - 0.15 = 9.85 \text{ grCaO/lt}$$

olmaktadır. Buna göre II. Kireçleme şerbetinden ayrılacak CaO miktarı:

$$148.31 * 9.85 = 1461 \text{ grCaO/BP} = 1.461 \text{ kgCaO/BP}$$

bulunur. Karbonatlama için gerekli CO₂ miktarı:

$$1.461 * 44/56 \approx 1.15 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır. Bu durumda karbonatlanmış şerbet miktarı:

$$156.86 + 1.15 = 158.01 \text{ kg/BP}$$

olarak hesaplanır. Bu şerbetten 28.8 kg/BP daha önce bahsedildiği gibi I. Kireçlemeye geri alınır. Kalan,

$$158.01 - 28.8 = 129.21 \text{ kg/BP}$$

şerbet filtrelere gider. Kuru madde oranı % 50 olan 7.28 kg/BP çamurun süzülmesinden sonra eklenen 3.07 kg/BP su ile:

$$129.21 - 7.28 + 3.07 = 125 \text{ kg/BP}$$

sulu şerbet elde edilir. Sulu şerbetin kuru madde oranı % 15.32, sakaroz oranı % 14 ve arılığı % 91.4 olmaktadır.

Şerbet arıtma sürecinde ısıtıcılarda gereken buhar miktarları aşağıda verilmektedir:

1. I. Kireçli Ham Şerbet Isıtıcısı:

Bu ısıtıcıda 150.46 kg/BP şerbet 56°C den 71°C ye ısıtılır. Isıtıcı buhar 90°C deki buharlaştırıcının IV. kademe buharıdır. Isıtıcıyı terkeden kondensat sıcaklığı 83°C dir. Kayıpların % 3 kabul edilmesi durumunda

ısıtıcı buhar miktarı 3.72 kg/BP olmaktadır.

2. II. Kireçli Ham Şerbet Isıtıcısı:

Bu ısıtıcıda 150.46 kg/BP şerbet 71°C den 86°C ye ısıtılır. Isıtıcı buhar 103°C deki buharlaştırıcının III. kademe buharıdır. Isıtıcıyı terkeden kondensat sıcaklığı 97°C dir. Kayıpların % 3 kabul edilmesi durumunda ısıtıcı buhar miktarı 4.00 kg/BP olmaktadır.

3. Karbonatlama Isıtıcısı:

Bu ısıtıcıda 125.60 kg/BP şerbet (Sulu şerbet ve II. Karbonatlama çamuru) 82°C den 96°C ye ısıtılır. Isıtıcı buhar 115°C deki buharlaştırıcının II. kademe buharıdır. Isıtıcıyı terkeden kondensat sıcaklığı 109°C dir. Kayıpların % 3 kabul edilmesi durumunda ısıtıcı buhar miktarı 3.20 kg/BP olmaktadır.

4. I. Sulu Şerbet Isıtıcısı:

Bu ısıtıcıda 125 kg/BP şerbet 90°C den 106°C ye ısıtılır. Isıtıcı buhar 115°C deki buharlaştırıcının II. kademe buharıdır. Isıtıcıyı terkeden kondensat sıcaklığı 111°C dir. Kayıpların % 3 kabul edilmesi durumunda ısıtıcı buhar miktarı 3.72 kg/BP olmaktadır.

5. II. Sulu Şerbet Isıtıcısı:

Bu ısıtıcıda 125 kg/BP şerbet 106°C den 122°C ye ısıtılır. Isıtıcı buhar 126°C deki buharlaştırıcının I. kademe buharıdır. Isıtıcıyı terkeden kondensat sıcaklığı 123°C dir. Kayıpların %3 kabul edilmesi durumunda ısıtıcı buhar miktarı 3.69 kg/BP olmaktadır.

Şerbet arıtma süreci için enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi sonuçları Tablo 4 de verilmektedir.

Tablo 4. Şerbetin arıtılması enerji ve kullanılabilir enerji çözümülemesi.

SASA GİRENLER	m	T	p	ykm	H	K
	[kg/BP]	[°C]	[bar]	[%]	[kJ/BP]	[kJ/BP]
Ham Şerbet	120.00	48	1.00	16.79	21965	2469
I.Kir.HŞ Is.buh.	3.72	90	0.70		9896	1856
II.Kir.HŞ Is.buh.	4.00	103	1.12		10723	2266
Karbonatl. Is.buh.	3.20	115	1.69		8637	1998
I.Sulu Şerb. Is.buh.	3.72	115	1.69		10041	2323
II.Sulu Şerb. Is.buh.	3.69	126	2.39		10019	2489
Ek su	3.07	70	1.00		902	136
Kireç sütü	8.06	70	1.00		ihmal	edildi.
Karbondioksit	1.15	70	1.00		ihmal	edildi.
GİREN TOPLAM					72183	13537
+ Elektrik enerjisi					2808	2808
SASA ÇIKANLAR						
Sulu Şerbet	125.00	122	1.00	15.32	59428	9067
I.Kireç.HŞ Is.kond.	3.72	83	1.00		1296	197
II.Kireç HŞ Is.kond.	4.00	97	1.00		1628	258
Karbonatl. Is.kond.	3.20	109	1.39		1464	242
I.Sulu Ş. Is.kond.	3.72	111	1.48		1733	288
II.Sulu Ş. Is.kond.	3.69	123	2.18		1906	333
Çamur	7.28	30	1.00	50.00	ihmal	edildi.
ÇIKAN TOPLAM					67455	10385

Süreçteki ısı geçişi, (2.5) bağıntısından :

$$Q = 67455 - 72183 - 2808 = -7536 \text{ kJ/BP}$$

Süreçteki tersinmezlik, $T_0 \approx 20^\circ\text{C}$ $T_Y \approx 90^\circ\text{C}$ ile (2.23) ten:

$$\dot{I} = (1 - \frac{273.15 + 20}{273.15 + 90}) (-7536) + 2808 + 13537 - 10385 = 4862 \text{ kJ/BP}$$

Sürecin birinci kanun verimi, (2.7) den:

$$\eta_I = 67455 / (72183 + 2808) = 0.8995 = \% 90$$

Sürecin ikinci kanun verimi, (2.27) den:

$$\eta_{II} = 1 - 4862 / (13537 + 2808) = 0.7026 = \% 70$$

Şerbet arıtma sürecinde birinci ve ikinci kireçleme-
de, birinci ve ikinci karbonatlamada, ısıtıcılarda,

filtrelerde ve karışmada tersinmezlik söz konusudur. Tersinmezliklerin dağılımı Tablo 5 de verilmektedir.

Tablo 5. Şerbet Arıtma Sürecinde Tersinmezliklerin Dağılımı

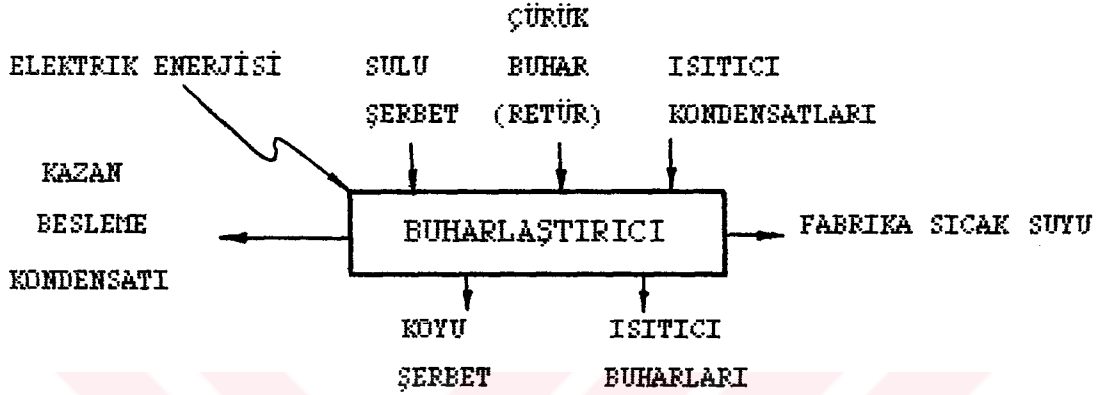
SASA	Yüzdesi[%]
I. Kireçleme	1
I. Kireçli HŞ. Is.	20
II. Kireçli HŞ. Is.	17
II. Kireçleme	2
I. ve II. Karbonatlama	2
Karbonatlama Isıtıcısı	15
Filtre + Karışma	23
I. Sulu Şerbet Is.	13
II. Sulu Şerbet Is.	7

Isıtıcılardaki tersinmezlikler ısıtıcı buharları olarak mümkün olması halinde bir sonraki düşük sıcaklıktaki kademe buharları alınarak azaltılabilir. Filtre ve karışmadaki tersinmezlik izolasyonla ısı kayıplarının azaltılmasıyla düşürülebilir. Bu durumda sulu şerbetin sıcaklığı da daha yüksek olacağından sulu şerbetin ısıtılmasında gereken ısıtıcı buhar miktarı da düşer. Böylece hem sulu şerbet ısıtıcılarındaki hem de buharlaştırıcıdaki tersinmezlikler azalır.

İkinci kanun verimi tersinmezliğin ölçüsüdür. Şerbet arıtma sürecinde değeri % 70 bulunmuştur. Bu verim ısıtıcılarda buhar sıcaklığının ısıtılan şerbet sıcaklığına daha yakın tutulmasıyla, yani ısıtıcı buharlarının mümkün olduğu zaman buharlaştırıcısının bir sonraki kademesinden çekilmesiyle ve ısıtıcı konstrüksiyonlarının iyileştirilmesiyle artar. Şerbet arıtma sürecinde II. kireçli ham şerbet ısıtıcısında dördüncü kademe buharını, karbonatlama ısıtıcısında üçüncü kademe buharını kullanmak mümkündür.

4.2.4. Şerbetin koyulaştırılması (Buharlaştırma)

Şerbetin koyulaştırılması için kontrol hacmi Şekil 27 de verilmektedir. Daha ayrıntılı şekil Bölüm 3.2.5 te verilmiştir (Şekil 12).



Şekil 27. Şerbetin koyulaştırılması (Buharlaştırıcı) kontrol hacmi

Sulu şerbet ısıtıcılarından çıkan şerbet istenilen kuru madde oranına kadar koyulaştırılmak üzere buharlaştırıcının birinci kademesine pompalanır. Buharlaştırıcıda kuru madde oranı % 15.32 olan sulu şerbet , kuru madde oranı % 64.50 olana dek koyulaştırıldığından ayrılan su miktarı:

$$m_{su} = m_{ss} * \left(1 - \frac{y_{kmss}}{y_{kms}}\right) \quad (4.4)$$

bağıntısından

$$m_{su} = 125 * \left(1 - \frac{15.32}{64.50}\right) = 95.31 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır. Bu durumda koyu şerbet miktarı:

$$m_{ks} = m_{ss} - m_{su} = 125 - 95.31 = 29.69 \text{ kg/BP}$$

olarak bulunur. Buharlaştırıcı kademelerinden tüketiciler için çekilen buharların kullanım yerleri ve miktarları Tablo 6 da verilmektedir.

Tablo 6. Buharlaştırıcıdan çekilen buhar kullanım yerleri ve miktarları

Kullanılan Buhar ve Kullanım Yeri	Miktarı [kg/BP]	Toplam miktar [kg/BP]
I. Kademe Buharı (126°C)		
II. Sulu Şerbet Is.	3.69	
Rafineri Erit. Kur. Buh.	3.40	7.09
II. Kademe Buharı (115°C)		
I. Sulu Şerbet Is.	3.72	
Karbonatlama Is.	3.20	
Rafineri Ham Küp Kr. Buh.	18.65	25.57
III. Kademe Buharı (103°C)		
II. Kireç. HŞ Is.	4.00	
Pres suyu Is.	0.64	
Sirkül. Şerbeti Is.	1.70	
Difüzyon Besl. suyu Is.	1.67	
Rafineri Orta. Son Buh.	5.66	13.67
IV. Kademe Buharı (90°C)		
I. Kireçli HŞ Is.	3.72	3.72

Bu değerler yardımıyla buharlaştırıcı kademelerinde şerbetten uçurulan su miktarları ve 1 kg buharın 1 kg su uçurduğu kabulüyle kademelere verilmesi gereken buhar miktarları hesaplanabilir. Kondenserlerden kazanılan buharların gözönüne alınmaması durumunda kademelerden uçurulan su miktarları Tablo 7 de verilmektedir.

Tablo 7. Geri kazanılan buharların gözönüne alınmaması halinde kademelerden uçurulan su miktarları

Kademe	Uçurulan su [kg/BP]	Gereken buhar [kg/BP]
4	3.72	3.72
3	3.72 + 13.67= 17.39	19.39
2	17.39 + 25.57= 42.96	42.96
1	42.96 + 7.09 = 50.05	50.05

Kademelerden çıkan kondense miktarları, giren ısıtıcı buhar miktarlarına eşittir. Aşağıda bu kondenselerden kazanılan buhar miktarları hesaplanmıştır:

1. Kazan Besleme Suyu Balonu:

Buharlaştırıcının birinci ve ikinci kademesinden gelen kondenseler bu depoda ikinci kademe buharı özellikle rinde buhar oluştururlar. 45 kg, 133°C deki birinci kademe kondensatı ve 36.91 kg, 123°C deki ikinci kademe kondensatı ile 2.11 kg, 115°C de buhar elde edilir.

2. Kazan Besleme Deposu:

Kazan besleme suyu balonunda gelen 79.80 kg, 115°C deki kondensat kazan besleme deposunda 1.79 kg, 103°C de buhar (üçüncü kademe buharı) verir. Oluşan 78.01 kg, 103°C deki kondensatın 46.2 kg/BP 1 buhar üretimine, kalan 31.81 kg/BP 1 fabrika sıcak suyu deposuna gider.

3. I. ve II. Niessner Cihazları (Yüksek işletme emniyetli yoğunlaşmış buhar ayırıcıları, SCHNEIDER [8]):

13.14 kg, 112°C deki üçüncü kademe kondensatı, 7.09 kg, 123°C deki II. Sulu şerbet ısıtıcısı ve Rafineri eritme, kurutma, depo ısıtma kondensatı, 18.65 kg, 106°C deki rafineri kristal şeker vakumları kondensatı, 3.72 kg, 111°C deki I. sulu şerbet ısıtıcısı kondensatı ve 3.20 kg, 109°C deki karbonatlama ısıtıcısı kondensatı ile 0.68 kg, 103°C de buhar (üçüncü kademe buharı) elde edilir.

4. III. Niessner Cihazı:

Birinci ve ikinci Niessnerden gelen 45.12 kg, 103°C deki kondensat, 4 kg, 97°C deki II kireçli ham şerbet ısıtıcısı, 0.64 kg, 93°C deki pres suyu ısıtıcısı, 1.70 kg, 96°C deki sirkülasyon şerbeti ısıtıcısı, 1.67kg, 92°C deki difüzyon besleme suyu ısıtıcısı, 5.66 kg, 97°C deki rafineri orta ve son şeker vakumları, 1.81 kg, 99°C deki dördüncü kademe kondensatlarından 1.26 kg, 90°C de buhar

(dördüncü kademe buharı) elde edilir. 59.34 kg. 90°C deki kondensat fabrika sıcak suyu deposuna gider.

5. Fabrika Sıcak Suyu Deposu:

Kazan besleme deposundan gelen 31.81 kg. 103°C deki kondensattan 0.76 kg. 90°C de buhar (dördüncü kademe buharı) elde edilir. Fabrika sıcak suyu III. Niessner kondensatıyla 90.39 kg. 90°C dir.

Sonuç olarak :

2.11 kg. ikinci kademe buharı.

0.68 + 1.79 = 2.47 kg. üçüncü kademe buharı.

0.76 + 1.26 = 2.02 kg. dördüncü kademe buharı

geri kazanılmaktadır. Bu durumda kademelerden çekilmesi gereken net buhar miktarları Tablo 8. deki gibidir.

Tablo 8. Geri Kazanılan Buharların Gözönüne Alınmasıyla Kademelerden Çekilmesi Gereken Buhar Miktarları

Kademe	Çekilen buhar [kg/BP)
4	3.72 - 2.02 = 1.70
3	13.67 - 2.47 = 11.2
2	25.57 - 2.11 = 23.46
1	7.09

Geri kazanılan buharların gözönüne alınması durumunda kademelerden uçurulan su miktarları ve gereken buhar miktarları Tablo 9 da verilmektedir.

Tablo 9. Geri kazanılan buharların gözönüne alınması halinde kademelerden uçurulan su miktarları

Kademe	Uçurulan su [kg/BP)	Gereken buhar [kg/BP]
4	1.70	1.70
3	1.70 + 11.20 = 12.9	12.90
2	12.90 + 23.46 = 36.36	36.36
1	36.36 + 7.09 = 43.45	43.45

Sulu şerbetten ayrılan toplam su miktarı:

$$1.7 + 12.9 + 36.36 + 43.45 = 94.41 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır. Bu değer önceden hesaplanan 95.31 kg/BP değerine yeterli ölçüde yakındır. Buhar kayıplarının % 3 alınması durumunda birinci kademeye verilmesi gereken çürük buhar (retür) miktarı:

$$1.03 * 43.45 = 44.75 \text{ kg/BP} \approx 45 \text{ kg/BP}$$

olarak bulunur.

Şerbetin koyulaştırılması süreci için enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi sonuçları Tablo 10 da toplu olarak verilmiştir.

Tablo 10. Şerbetin koyulaştırılması enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi.

SASA GİRENLER	m [kg/BP]	T [°C]	p [bar]	ykm [%]	H [kJ/BP]	K [kJ/BP]
Sulu Şerbet	125.00	122	2.12	15.32	59428	9067
Prese suyu Is.kond.	0.64	93	1.00		250	39
Sirkül.Ş. Is.kond.	1.70	96	1.00		685	108
Dif.besl. Is.kond.	1.67	92	1.00		645	100
II.Kirec.HŞ Is.kond.	4.00	97	1.00		1628	258
Karbonatlı. Is.kond.	3.20	109	1.39		1464	242
I.Sulu Ş. Is.kond.	3.72	111	1.48		1733	288
II.Sulu Ş. Is.kond.	3.69	123	2.18		1906	333
Retür (Çürük buhar)	45.00	138	2.12		123443	30194
Raf.erit.kur.Kond.	3.40	123	2.18		1756	307
Raf.Krist.Vak.kond.	18.65	106	1.25		8296	1355
Raf.Orta.Son.kond.	5.66	97	1.00		2304	364
GİREN TOPLAM					203527	42656
+ Elektrik enerjisi					675	675
SASA ÇIKANLAR						
Koyu Şerbet	29.69	88	0.57	64.50	7441	566
Fab.sıc.suyu	90.39	90	1.00		34136	5286
Kazan besl.Kon.	46.20	103	1.13		19968	3225
Raf.erit.kur.buh.	3.40	126	2.39		9231	2293
Raf.ham küp kr.buh.	18.65	115	1.69		50339	11647
Raf.orta son Buh.	5.66	103	1.12		15174	3206
Serbet Üret.Is.Buh.	4.01	103	1.12		10750	2272
I.Kir.HŞ Is.buh.	3.72	90	0.70		9896	1856
II.Kir.HŞ Is.buh.	4.00	103	1.12		10723	2266
Karbonatlı. Is.buh.	3.20	115	1.69		8637	1998
I.Sulu Ş. Is.buh.	3.72	115	1.69		10041	2323
II.Sulu Ş. Is.buh.	3.69	126	2.39		10019	2489
TOPLAM ÇIKAN					196356	39428

Süreçteki ısı geçişi :

$$Q = 196356 - 203527 - 675 = -7846 \text{ kJ/BP}$$

Süreçteki tersinmezlik: $T_0 \approx 20^\circ\text{C}$ $T_y \approx 90^\circ\text{C}$

$$I = \left(1 - \frac{273.15 + 20}{273.15 + 90}\right)(-7846) + 675 + 42656 - 39428 = 2390 \text{ kJ/BP}$$

Sürecin birinci kanun verimi:

$$\eta_I = 196356 / (203527 + 675) = 0.9616 \approx \% 96$$

Sürecin ikinci kanun verimi:

$$\eta_{II} = 1 - 2390 / (42656 + 675) = 0.9448 \approx \% 94$$

bulunur. Şerbetin koyulaştırılmasında tersinmezliklerin dağılımı Tablo 11. de verilmektedir.

Tablo 11. Şerbetin Koyulaştırılması Sürecinde Tersinmezliklerin Dağılımı

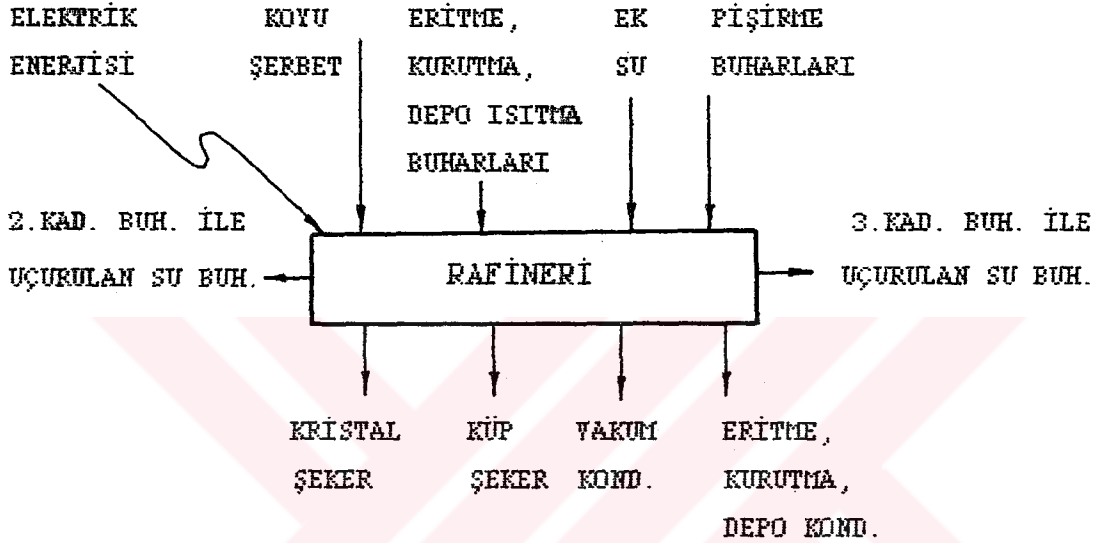
SASA	Yüzdesi[%]
I. Kademe	23
I./II. bağlantısı	15
II. Kademe	28
II./IIIA bağlantısı	11
IIIA. Kademe	4
IIIA/IIIB bağlantısı	4
IIIB. Kademe	4
IIIB/IV bağlantısı	3
IV. Kademe	2
Kazan Besl. Suyu Balonu	2
Kazan Besl. Deposu	1
I.ve II. Niessner	≈1
III. Niessner	1
Fabrika Sıcak Su Deposu	<1

Tüketilen buhar miktarlarının azaltılabilmesi durumunda şerbetin koyulaştırılmasında gereken buhar miktarı düşer, dolayısıyla da tersinmezlikler azalır.

Şerbetin koyulaştırılması sürecinde birinci ve ikinci kanun verimlerinin oldukça yüksek olmasının nedeni buhar üreticisinde üretilen buharın buharlaştırıcının sadece ilk kademesinde kullanılması diğer kademelerde bir önceki kademede şerbetten buharlaştırılan bürüdelere kullanılmasıdır. Böylece buharlaştırıcının, retür (çürük buhar) ve fabrikanın yakıt tüketimi düşer.

4.2.5. Şekerin kristallendirilmesi ve elde edilmesi

Şekerin kristallendirilmesi ve eldesi (Rafineri) süreci için kontrol hacmi Şekil 28 de verilmektedir. Daha ayrıntılı şekil Bölüm 3.2.2 de (Şekil 9) ve Bölüm 3.2.6 da (Şekil 13) verilmiştir.



Şekil 28 Rafineri kontrol hacmi

Rafineriye giren koyu şerbettin kuru madde miktarından, rafineride oluşan ürünlerin, yani kristal, küp şekerin ve melasın miktarları hesaplanabilir. Toplam şekerin kuru madde miktarı:

$$\text{Kuru Madde}_{\text{şek}} = \text{Kuru Madde}_{\text{ş}} * \frac{Q_{\text{Kş}} - Q_{\text{Mel}}}{Q_{\text{şek}} - Q_{\text{Mel}}} \quad (4.5)$$

eşitliğine koyu şerbettin ve melasın kuru madde ve arılık değerlerine bağlıdır. ÖZKAN [5]. Koyu şerbettin kuru madde oranı % 64.5 olduğuna göre koyu şerbetteki kuru madde miktarı:

$$26.69 * 0.645 = 19.15 \text{ kg/BP}$$

olur. Koyu şerbetin sakaroz oranı % 58.5 olduğunda arı-
lığı % 90.7 dir. Kristal ve küp şekerin kuru madde ve
sakaroz oranları yaklaşık olarak % 100 kabul edildiğinde
arılığı % 100 dür. Melasın kuru madde oranı % 85, saka-
roz oranı % 50 olduğundan, arılığı % 58.8 bulunur. Bu
değerle kristal ve küp şekerdeki kuru madde oranı (4.5)
bağıntısından:

$$\text{Kuru Madde}_{\text{şek}} = 19.15 * \frac{90.7 - 58.8}{100 - 58.8} = 14.83 \text{ kg/BP}$$

olarak bulunur. Melas kuru madde miktarı kuru madde e-
şitliğinden:

$$\begin{aligned} \text{Kuru Madde}_{\text{Melas}} &= \text{Kuru Madde}_{\text{KoyuŞerbet}} - \text{Kuru Madde}_{\text{şeker}} \\ &= 19.15 - 14.83 \\ &= 4.32 \text{ kg/BP} \end{aligned}$$

hesaplanır. Şeker için kuru madde oranı % 100 olduğundan
kristal ve küp şeker miktarı:

$$\frac{14.83}{100} * 100 = 14.83 \text{ kg/BP}$$

bulunur. Küp şeker üretiminin 2.02 kg/BP verilmesi du-
rumunda kristal şeker üretimi:

$$14.83 - 2.02 = 12.81 \text{ kg/BP}$$

olarak bulunur. Melasın kuru madde oranından melas mik-
tarı:

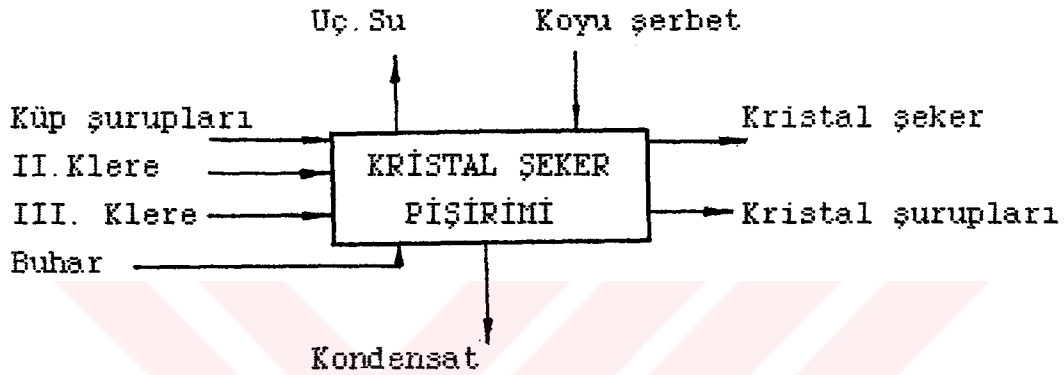
$$\frac{4.32}{85} * 100 = 5.08 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır.

Rafineride tüketilen buhar miktarları aşağıda hesaplanmaktadır:

1. Kristal Şeker Pişirimi:

Kristal şeker pişirimi için açık sistem Şekil 29 da verilmektedir.



Şekil 29. Kristal Şeker Pişirimi Kontrol Hacmi

Pişirimde lapadan ayrılan su miktarı madde bilançosundan (Tablo 12):

$$29.69 + 10.92 + 5.21 + 2.65 - 12.81 - 26.10 = 9.56 \text{ kg/BP}$$

bulunur. Suyun uçurulması için 115°C'deki ikinci kademe buharı kullanılmaktadır. Lapa sıcaklığı 80°C, kondense sıcaklığı 106°C'dir. Buhar kaybının % 10 alınması durumunda gereken buhar miktarı:

$$m_{\text{Buh}} = 1.10 * 9.56 * \frac{2643.71 - 335.73}{2699.15 - 444.82} = 10.77 \text{ kg/BP}$$

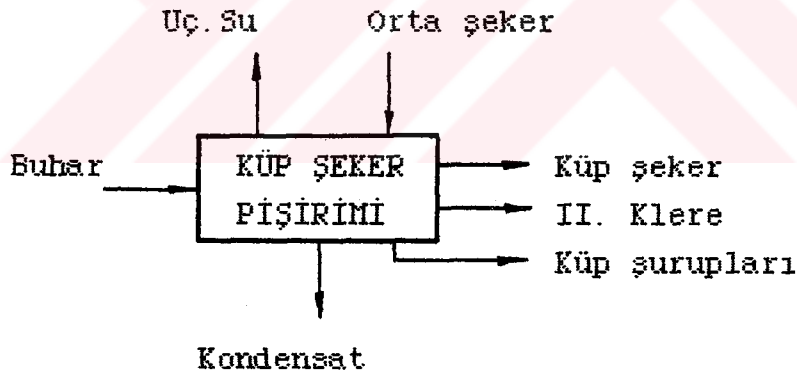
bulunur. Kristal şeker pişirimi madde miktarları Tablo 12 de verilmektedir:

Tablo 12. Kristal Şeker Pişirimi Madde Miktarları

SASA GİRENLER	m[kg/BP]	γ _{km} [%]	Kuru Madde [kg/BP]
Koyu şerbet	29.69	64.50	19.15
II. Klere	10.92	61.00	6.66
III. Klere	5.21	62.00	3.23
Küp şurupları	2.65	77.00	2.04
Buhar	10.77	0.00	0.00
SASA ÇIKANLAR			
Kristal şeker	12.81	100.00	12.81
Kristal şurupları	26.10	70.00	18.27
Uçurulan su	9.56	0.00	0.00
Kondensat	10.77	0.00	0.00

2. Küp Şeker Pişirimi:

Küp şeker pişirimi için açık sistem Şekil 30 da verilmektedir.



Şekil 30. Küp Şeker Pişirimi Kontrol Hacmi

Pişirimde lapadan ayrılan su miktarı madde bilançosundan (Tablo 13):

$$22.59 - 2.02 - 2.65 - 10.92 = 7.00 \text{ kg/BP}$$

bulunur. Suyun uçurulması için 115°C deki ikinci kademe buharı kullanılmaktadır. Lapa sıcaklığı 80°C, kondense sıcaklığı 106°C dir.

Buhar kaybının % 10 alınması durumunda gereken buhar miktarı:

$$m_{\text{Buh}} = 1.10 * 7.00 * \frac{2643.71 - 335.73}{2699.15 - 444.82} = 7.88 \text{ kg/BP}$$

bulunur. K p  eker pi irimi madde miktarları Tablo 13 de verilmektedir:

Tablo 13. K p  eker Pi irimi Madde Miktarları

SASA GİRENLER	m[kg/BP]	ykm[%]	Kuru Madde [kg/BP]
Orta �eker	22.59	47.45	10.72
Buhar	7.88	0.00	0.00
SASA ÇIKANLAR			
K�p �eker	2.02	100.00	2.02
K�p �urupları	2.65	77.00	2.04
II. Klere	10.92	61.00	6.66
Uçurulan su	7.00	0.00	0.00
Kondensat	7.88	0.00	0.00

İkinci kademe buharı ile ayrılan toplam su miktarı:

$$9.56 + 7.00 = 6.56 \text{ kg/BP}$$

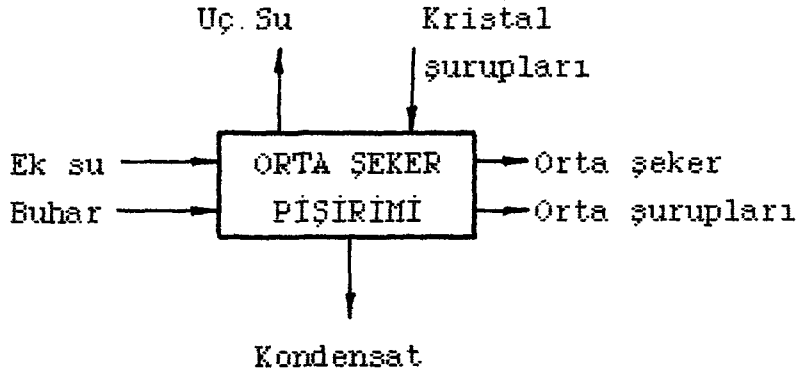
ve gereken toplam buhar miktarı:

$$10.77 + 7.88 = 18.65 \text{ kg/BP}$$

bulunur.

3. Orta  eker Pi irimi:

Orta  eker pi irimi için açık sistem  ekil 31 de verilmektedir.



Şekil 31. Orta Şeker Pişirimi Kontrol Hacmi

Pişirimde lapadan ayrılan su miktarı madde bilançosundan (Tablo 14):

$$26.10 + 9.23 - 22.59 - 9.81 = 2.93 \text{ kg/BP}$$

bulunur. Suyun uçurulması için 103°C deki üçüncü kademe buharı kullanılmaktadır. Lapa sıcaklığı 80°C, kondense sıcaklığı 97°C dir. Buhar kaybının % 10 alınması durumunda gereken buhar miktarı:

$$m_{\text{Buh}} = 1.10 * 2.93 * \frac{2643.71 - 335.73}{2680.85 - 407.02} = 3.27 \text{ kg/BP}$$

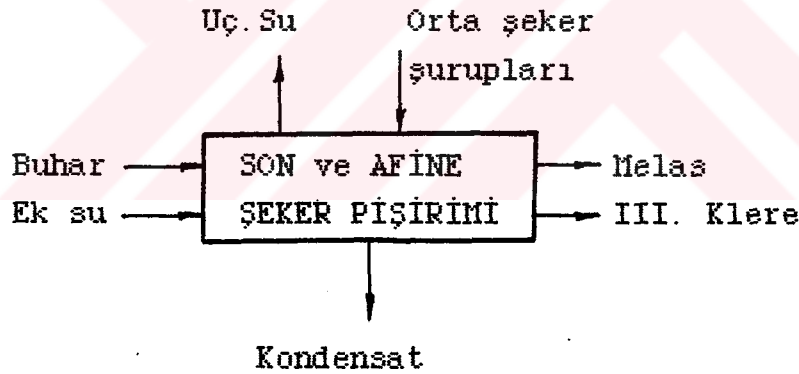
bulunur. Orta şeker pişirimi madde miktarları Tablo 14 de verilmektedir:

Tablo 14. Orta Şeker Pişirimi Madde Miktarları

SASA GİRENLER	m[kg/BP]	ykm[%]	Kuru Madde [kg/BP]
Kristal şurupları	26.10	70.00	18.27
Ek su	9.23	0.00	0.00
Buhar	3.27	0.00	0.00
SASA ÇIKANLAR			
Orta şeker	22.59	47.45	10.92
Orta şurupları	9.81	77.00	7.55
Uçurulan su	2.93	0.00	0.00
Kondensat	3.27	0.00	0.00

4. Son ve Afine Şeker Pişirimi:

Son ve affine şeker pişirimi için açık sistem Şekil 32 de verilmektedir.



Şekil 32. Son ve Afine Şeker Pişirimi Kontrol Hacmi

Pişirimde lapadan ayrılan su miktarı madde bilançosundan (Tablo 15):

$$9.81 + 2.62 - 5.08 - 5.21 = 2.14 \text{ kg/BP}$$

bulunur. Suyun uçurulması için 103°C deki ikinci kademe buharı kullanılmaktadır. Lapa sıcaklığı 80°C, kondense

sıcaklığı 97°C dir. Buhar kaybının % 10 alınması durumunda gereken buhar miktarı:

$$m_{\text{Buh}} = 1.10 * 2.14 * \frac{2643.71 - 335.73}{2680.85 - 407.02} = 2.39 \text{ kg/BP}$$

bulunur. Son ve afine şeker pişirimi madde miktarları Tablo 15 de verilmektedir:

Tablo 15. Son ve Afine Şeker Pişirimi Madde Miktarları

SASA GİRENLER	m[kg/BP]	ykm[%]	Kuru Madde [kg/BP]
Orta şurupları	9.81	77.00	7.55
Ek su	2.62	0.00	0.00
Buhar	2.39	0.00	0.00
SASA ÇIKANLAR			
Melas	5.08	85.00	4.32
III. Klere	5.21	62.00	3.23
Uçurulan su	2.14	0.00	0.00
Kondensat	2.39	0.00	0.00

Üçüncü kademe buharı ile ayrılan toplam su miktarı:

$$2.93 + 2.14 = 5.07 \text{ kg/BP}$$

ve gereken toplam buhar miktarı:

$$3.27 + 2.39 = 5.66 \text{ kg/BP}$$

bulunur. Orta ve son lapaya eklenen su miktarı:

$$9.23 + 2.62 = 11.85 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır.

3. Rafineride Eritmeler:

Rafineride 3.87 kg/BP I. Klere, 10.92 kg/BP II. Klere ve 5.21 kg/BP III. Klere 50°C den 80°C ye ısıtılır.

Gereken ısı miktarı 1506 kJ/BP dir. Kondensat sıcaklığı 80°C dir. Buhar kaybının % 20 kabul edilmesi durumunda 0.76 kg/BP, 126°C deki I. kademe buharı gerekmektedir.

4. Şurup ve Klere Depolarının Isıtılması:

Rafineride 29.69 kg/BP koyu şerbet, 20 kg/BP klereler toplamı, 2.65 kg/BP küp ortak şurupları, 18.03 kg/BP ham ve kristal şurupları, 9.37 kg/BP orta şeker şurupları ve 3.88 kg/BP afine şurup 70°C den 85°C ye ısıtılır. Gereken ısı miktarı 3148.29 kJ/BP dir. Kondensat sıcaklığı 80°C dir. Buhar kaybının % 20 kabul edilmesi durumunda 1.59 kg/BP, 126°C deki I. kademe buharı gerekmektedir.

5. Rafineride kullanılan diğer buhar miktarları:

Vakumların yıkanmasında ve santrifüjlerin buharlanmasında 0.25 kg/BP, kristal ve küp tozu kurutmada 0.80 kg/BP I. kademe buharı tüketilir.

Bu kabullerle tüketilen toplam birinci kademe buharı miktarı:

$$0.76 + 1.59 + 0.25 + 0.80 = 3.40 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır. Bu buharın kondensatı birinci Niesenere gider.

Rafineri süreci için yapılan enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi sonuçları Tablo 16 da verilmiştir.

Tablo 16. Rafineri enerji ve kullanılabilir enerji
çözümlemesi.

SASA GİRENLER	m	T	p	ykm	H	K
	[kg/BP]	[°C]	[bar]	[%]	[kJ/BP]	[kJ/BP]
Koyu Şerbet	29.69	88	0.57	64.50	7441	566
Raf. Erit. Kur. Buh.	3.40	126	2.39		9231	2293
Raf. ham küp kr. buh	18.65	115	1.69		50339	11647
Raf. or. son buh .	5.66	103	1.12		15174	3206
Ek su	11.85	75	1.00		3730	562
GİREN TOPLAM					85915	18275
+ Elektrik enerjisi					4320	4320
SASA ÇIKANLAR						
Kristal Şeker	12.81	25		100.00	392	0
Küp Şeker	2.02	25		100.00	42	0
Raf. Erit. Kur. Kon.	3.40	123	2.18		1756	307
Raf. Ham, Küp, Kr. kon.	18.65	106	1.21		8296	1355
Raf. Orta, Son Kond.	5.66	97	1.00		2304	364
II. Bür. Uc. Su Buh.	16.56	80	0.47		43780	7346
III. Bür. Uc. Su Buh.	5.07	80	0.47		13404	2249
Melas	5.08	30		85.00	ihmal edildi.	
ÇIKAN TOPLAM					69974	11621

Süreçteki ısı geçişi :

$$Q = 69974 - 85915 - 4320 = -20261 \text{ kJ/BP}$$

Süreçteki tersinmezlik: $T_D \approx 20^\circ\text{C}$ $T_Y \approx 80^\circ\text{C}$

$$\dot{I} = \left(1 - \frac{273.15 + 20}{273.15 + 80}\right) (-20261) + 4320 + 18275 - 11621 = 7531 \text{ kJ/BP}$$

Sürecin birinci kanun verimi:

$$\eta_I = 69974 / (85915 + 4320) = 0.7755 \approx \% 78$$

Sürecin ikinci kanun verimi:

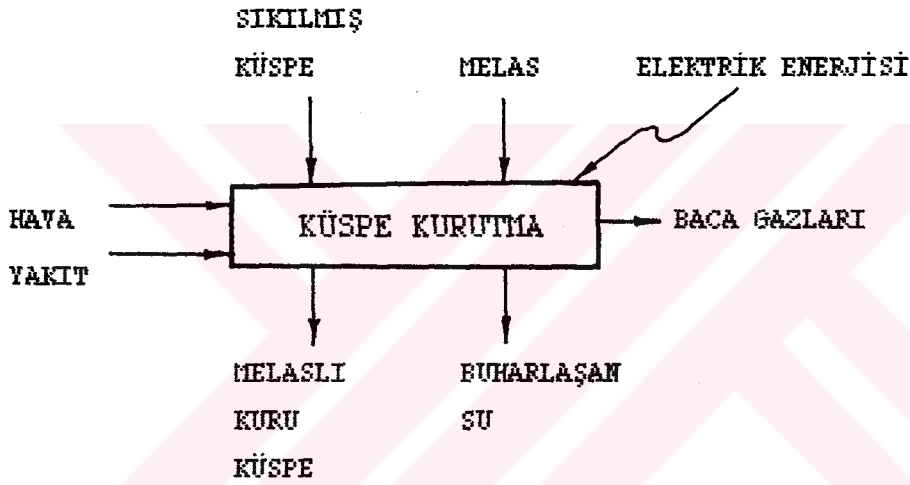
$$\eta_{II} = 1 - 7531 / (18275 + 4320) = 0.6667 \approx \% 67$$

Rafineride ikinci kanun veriminin düşük olmasının nedeni yüksek sıcaklık farklarındaki enerji geçişidir. Özellikle pişirmede bu sıcaklık farkları oldukça fazladır. Santrifüjlerde de önemli miktarda elektrik enerjisi tüketimi söz konusudur. Kristalleşmede oluşan buharlar yoğunlaştırucularda büyük sıcaklık farklarıyla yoğunlaşmakta ve oluşan kondensatlar düşük sıcaklıkları nedeniyle ısıtmada

kullanılamamaktadırlar. Bu nedenlerle ikinci kanun verimi % 67 gibi düşük bir değer almaktadır.

4.2.6. K s pe Kurutma

K s pe kurutma süreci için kontrol hacmi  ekil 33 de verilmektedir. Daha ayrıntılı  ekil Bölüm 3.2.7.2 de verilmiştir ( ekil 14).



Şekil 33. K s pe kurutma kontrol hacmi

K s pe kurutma sürecine 29.08 kg/BP sıklı mı  k s pe, 1.45 kg/BP melas girer. K s pe kurutmada alt ısııl değeri 40193 kJ/kg olan, 2.18 kg/BP Fuel Oil kullanılır. Yanma havası:

$$2.18 * 10.62 = 23.15 \text{ Nm}^3/\text{BP} \approx 23.15 \text{ kg/BP}$$

olarak hesaplanır. Baca gazları miktarı:

$$2.18 * 11.251 = 24.53 \text{ Nm}^3/\text{BP} \approx 24.53 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır. Sıkılmış küspeden 24.19 kg/BP su ayrılarak, 6.34 kg/BP melaslı kuru küspe elde edilir. Yanma artığı olan kül miktarı 0.80 kg/BP dir.

Küspe kurutma süreci enerji ve kullanılabilir enerji çözümlenmesi sonuçları Tablo 17 de toplu olarak verilmiştir.

Tablo 17. Küspe kurutma enerji ve kullanılabilir enerji çözümlenmesi

SASA GİRENLER	m [kg/BP]	T [°C]	p [bar]	ykm [%]	H [kJ/BP]	K [kJ/BP]
Sıkılmış küspe	29.08	50	1.0	15.00	5518	153
Melas	1.45	30	1.0	85.00	ihmal edildi.	
Yakıt	2.18	30	1.0		87621	87621
Hava	23.15	30	1.0		697	0
GİREN TOPLAM					93835	87778
+ Elektrik enerjisi					1960	1960
SASA ÇIKANLAR						
Kuru küspe	6.34	65	1.0	88.00	844	41
Su buharı	24.19	100	1.0		64736	13338
Baca gazları	24.53	100	1.0		2814	261
Kül	0.80	30	1.0	100.00	0	0
ÇIKAN TOPLAM					68394	13639

Süreçteki ısı geçişi :

$$Q = 68394 - 93835 - 1960 = -27402 \text{ kJ/BP}$$

Süreçteki tersinmezlik: $T_0 \approx 20^\circ\text{C}$ $T_Y \approx 80^\circ\text{C}$

$$\dot{I} = \left(1 - \frac{273.15 + 20}{273.15 + 80}\right) (-27402) + 1960 + 87778 - 13639 = 71443 \text{ kJ/BP}$$

Sürecin birinci kanun verimi:

$$\eta_I = 68394 / (93835 + 1960) = 0.714 \approx \% 71$$

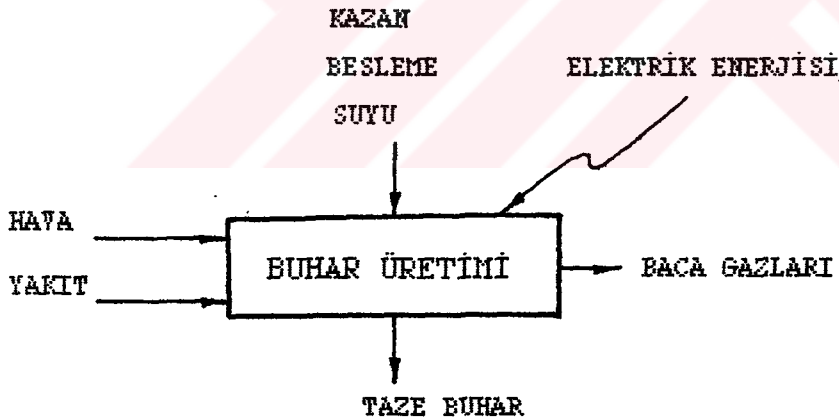
Sürecin ikinci kanun verimi:

$$\eta_{II} = 1 - 71443 / (87778 + 1960) = 0.2039 \approx \% 20$$

Küspe kurutmada ikinci kanun veriminin birinci kanun veriminden çok düşük olmasının nedeni yakıt kullanılabilir enerjisinin çoğunun tam olmayan yanma nedeniyle tersinmezliklere gitmesi ve buharlaşan suya geçen kısmının yararlı olarak değerlendirilmesinin ekonomik olmamasıdır. Oysaki 100°C deki su buharının fabrika sıcak su üretiminde kullanılması verimi arttıracaktır.

4.2.7. Buhar Üretimi

Buhar üretimi süreci için kontrol hacmi Şekil 34 de verilmektedir.



Şekil 34. Buhar üretimi kontrol hacmi

Buhar üretimi sürecinde 46.20 kg/BP kazan besleme suyundan, 45 kg/BP, 25 bar, 380°C de buhar elde edilir. Alt ısııl değeri 40193 kJ/kg olan 4.37 kg/BP Fuel Oil kullanılır. Yanma havası miktarı:

$$4.37 * 10.62 = 46.41 \text{ Nm}^3/\text{BP} \approx 46.41 \text{ kg/BP}$$

olmaktadır.

Kül miktarı:

$$46.41 + 4.37 - 4.37 * 11.251 = 1.61 \text{ kg/BP}$$

olarak hesaplanır. Baca gazları miktarı:

$$46.2 + 4.37 + 46.41 - 45 - 1.61 = 50.37 \text{ kg/BP}$$

olarak bulunur.

Buhar üretimi süreci enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi sonuçları Tablo 18 de toplu olarak verilmiştir.

Tablo 18. Buhar üretimi enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesi.

SASA GİRENLER	m [kg/BP]	T [°C]	p [bar]	ykm [%]	H [kJ/BP]	K [kJ/BP]
Kazan besl. suyu	46.20	103	1.13		19968	3225
Yakıt	4.37	30	1.00		175643	175643
Hava	46.41	30	1.00		1397	8
GİREN TOPLAM					197009	178876
+ Elektrik enerjisi					540	540
SASA ÇIKANLAR						
Taze buhar	45.00	380	25.00		144082	55427
Baca gazları	50.37	200	1.00		11555	2291
Kül	1.67	30	1.00		ihmal edildi.	
ÇIKAN TOPLAM					155637	57718

Süreçteki ısı geçişi :

$$Q = 155637 - 197009 - 540 = -41912 \text{ kJ /BP}$$

Süreçteki tersinmezlik: $T_0 \approx 20^\circ\text{C}$ $T_Y \approx 50^\circ\text{C}$

$$\dot{I} = \left(1 - \frac{273.15 + 20}{273.15 + 50}\right)(-41912) + 540 + 178876 - 57718 = 117807 \text{ kJ/BP}$$

Sürecin birinci kanun verimi:

$$\eta_I = 155637 / (197009 + 540) = 0.7878 \approx \% 79$$

Sürecin ikinci kanun verimi:

$$\eta_{II} = 1 - 117807 / (178876 + 540) = 0.3434 \approx \% 34$$

Buhar üretiminde ikinci kanun veriminin birinci kanun veriminden çok düşük olmasının nedeni yakıt kullanılabilir enerjisinin tam olmayan yanma nedeniyle tersinmezliklere gitmesidir. Baca gazlarının küspe kurutmada kullanılması ikinci kanun verimini arttıracaktır. Buhar üreticisinde ısıtma yüzeylerinin katman oluşumuna izin vermeyecek sıklıkta temizlenmesi, yakıt enerjisinin baca gazlarıyla atılan kısmını azaltır. Bunun sonucunda da buhar üretimindeki yakıt tüketimi düşer.

BÖLÜM 5. SONUÇLAR ve ÖNERİLER

Elazığ Şeker Fabrikası için yapılan enerji ve kullanılabilir enerji çözümlemesinde şeker üretimi süreçleri için birinci ve ikinci kanun verimleri Tablo 19 da toplu olarak verilmektedir.

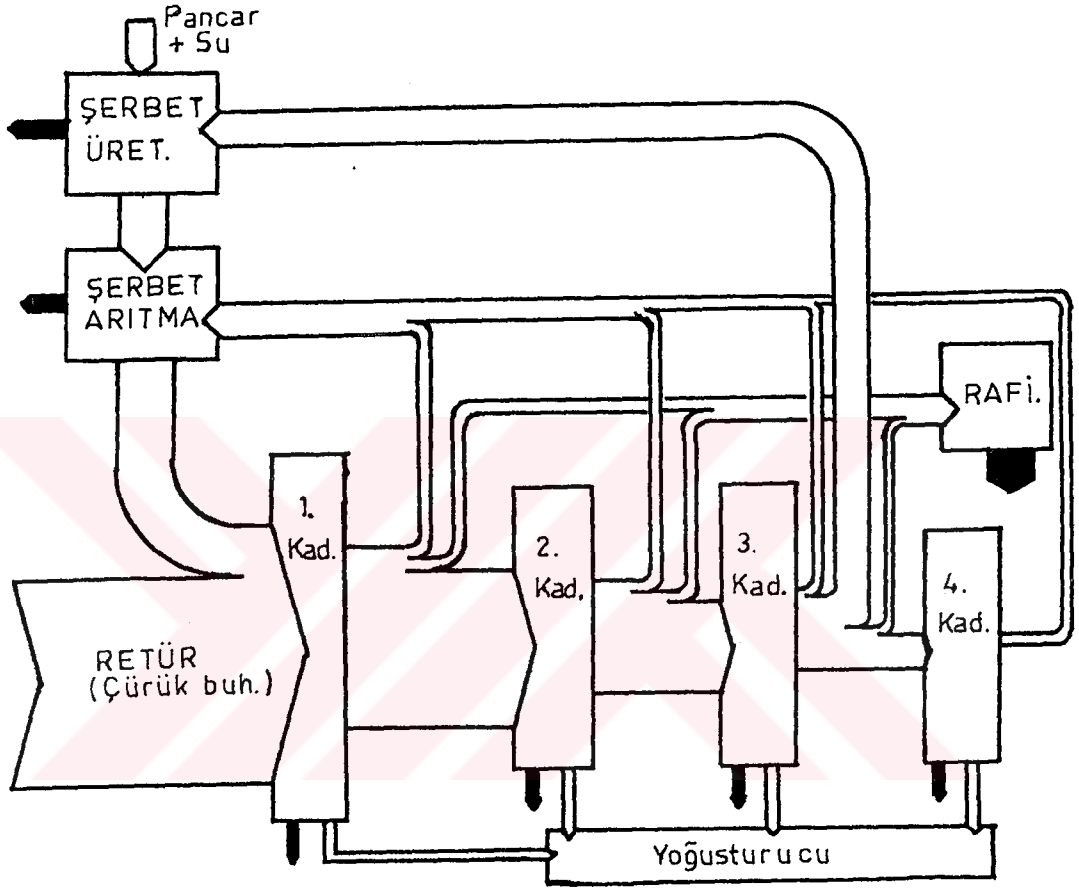
Tablo 19. Elazığ Şeker Fabrikası pancardan şeker üretimi süreçleri birinci ve ikinci kanun verimleri

SÜRECİ	η_I [%]	η_{II} [%]
ŞERBET ÜRETİMİ	95	55
ŞERBET ARITMA	90	70
ŞERBETİN KOYULAŞTIRILMASI	96	94
RAFİNERİ	78	67
KÜSPE KURUTMA	71	20
BUHAR ÜRETİMİ	79	34

Tablo 19 da görüldüğü gibi ikinci kanun verimleri birinci kanun verimlerinden çok düşük değerler almaktadırlar. Bunun nedeni birinci kanuna göre hesaplanan verimlerin tersinmezlikleri ve enerjinin kalitesini dikkate almamalarıdır. Sonuç olarak kullanılabilir enerji çözümlemeleriyle tamamlanmayan enerji çözümlemeleri eksik kalmakta, işletmelerin termodinamik analizinde yanıltıcı sonuçlar vermektedir.

Elazığ Şeker Fabrikası için kullanılabilir enerji akış diyagramı Şekil 35 de verilmektedir. Fabrikada şerbet üretimi sürecine giren kullanılabilir enerjinin % 45 i tersinmezliklere gitmektedir. Bu tersinmezlikler haşlama teknesinde, difüzyon kulesinde ve difüzyon

besleme suyu, sirkülasyon şerbeti ve pres suyu ısıtıcılarındaki sonlu sıcaklık farklarındaki ısı geçişinden ortaya çıkmaktadır.



Şekil 35. Elazığ Şeker Fabrikası kullanılabılır enerji akış diyagramı

Şerbet arıtma sürecinde de kayda değer % 30 kullanılabılır enerji kayıpları söz konusudur. Bu kayıplar kireçli ham şerbet, karbonatlama ve sulu şerbet ısıtıcılarında sonlu sıcaklık farklarında ısı geçişinden ortaya çıkan tersinmezliklerdir.

Şerbetin koyulaştırılması sürecinde ikinci kanun verimi diğer süreçlere göre birinci kanun verimine en yakın değerdedir. Tersinmezlikler buharlaştırıcı kademelerindeki sonlu sıcaklık farklarındaki ısı geçişinden ve ısıtıcı kondensatlarından buharın geri kazanıldığı cihazlarda ortaya çıkmaktadır.

Şekerin kristallendirilmesi ve eldesi sürecinde (Rafineri) % 33 mertebesinde kullanılabilir enerji kaybı söz konusudur. Bu kaybın en önemli nedeni pişirimden çıkan buharların büyük sıcaklık farklarıyla yoğunlaşması ve oluşan kondensatların düşük sıcaklıkları nedeniyle ısıtmada kullanılamama ve pişirme işleminde yüksek sıcaklık farklarında ısı geçiştir.

Bir buhar üreticisinin enerji bilançosunda atık gazların entalpisi yakıt entalpisinin % 5-6 sıdır. Bunun dışında ısı kayıpları ve tam yanmama nedeniyle % 2.7-3 yakıt entalpisi kullanılamaz. Buna göre yakıtle buhar üreticisine sevk edilen ısınnın % 90 ından fazlası buhara geçer. Bu da çok yüksek bir verim demektir. Elazığ Şeker Fabrikası'nda birinci kanun verimi % 79 dur. Fakat kullanılabilir enerji bilançosu gerçeğin çok daha farklı olduğunu göstermektedir. Öyle ki şeker üretiminde en büyük kullanılabilir enerji kayıpları buhar üretiminde ortaya çıkar. Bu nedenle de bu kayıpları daha iyi incelemek uygundur. Elazığ Şeker Fabrikası'nda kullanılabilir enerjinin % 65 i tersinmezliklere gider. Buhar üretiminde kayıplar :

1. Atık gazların kullanılabilir enerji kayıpları.
2. Yanmadaki kullanılabilir enerji kayıpları.
3. Yanmayan yakıt kullanılabilir enerji kayıpları.
4. Sıcak gazlardan kazan besleme suyuna, taze buhara ısı geçişindeki kullanılabilir enerji kayıpları.
5. Hava ön ısıtıcısında yanma havasına ısı geçişindeki kullanılabilir enerji kayıpları.
6. Çevreye olan ısı kayıplarının kullanılabilir enerji değeridir.

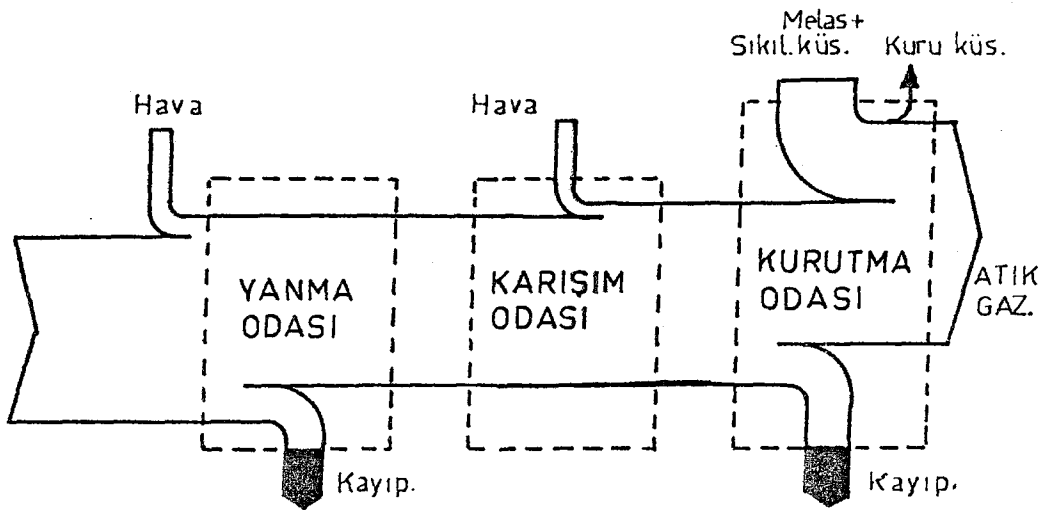
Yapılan araştırmalar BALOH [23] buhar üretiminde yakıt kullanılabilir enerjisinin yaklaşık yarısının kayba uğradığını göstermiştir. En büyük kayıplar yanmada (büyük tersinmezlikler) ve ısı geçişinde (sıcak gazlardan düşük sıcaklıktaki taze buhara) ortaya çıkmaktadır. Diğer kayıplar çok azdır ve en önemlisi buhar üreticisinin atık gazlarının kullanılabilir enerjilerinin dikkate alınmayacak mertebede olmasıdır. Üretilen buharın basınç ve sıcaklığının yükseltilmesiyle yakıt kullanılabilir enerjisinden daha çok yararlanmak ve düşük buhar kullanımında da (kısmi yükte) fabrika için gerekli elektrik enerjisini garantilemek mümkün olur. Fakat fabrikanın bu şekilde çalışması ancak bütün yıl boyunca, kampanya dışında da şebekeye elektrik üretmek üzere termik santral olarak düşünülmesi halinde yapılacak yatırımı karşılayabilir.

Şeker fabrikalarında termik verim bileşik ısı/güç üretimi yanısıra aşağıdaki önlemlerle de arttırılabilir:

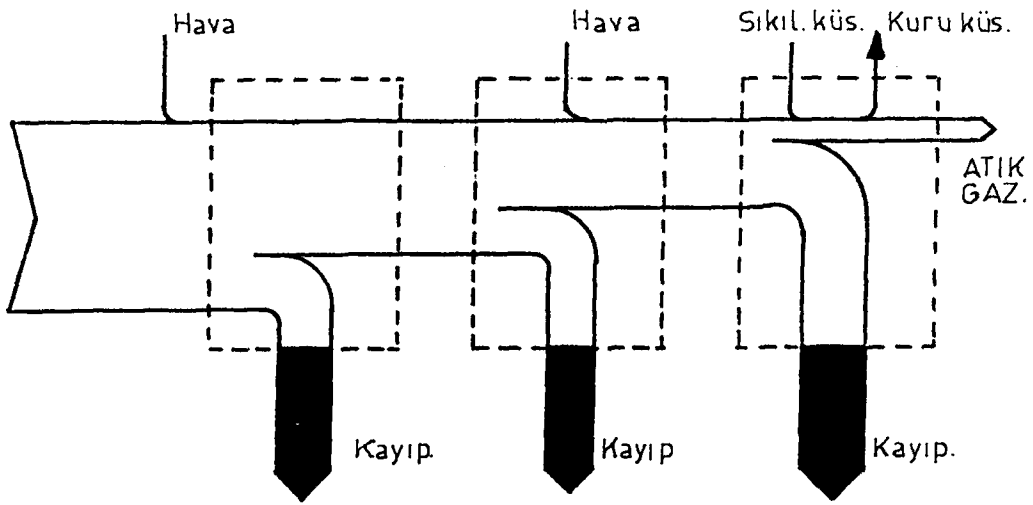
1. Türbine giren taze buharın basınç ve sıcaklığının yükseltilmesi.
2. Kondenser (Yoğusturucu) basıncının düşürülmesi.
3. Türbinde ara kızdırma yapılması.
4. Kazan besleme suyunun ön ısıtılması.

Bir şeker fabrikasının enerji tüketimini belirleyen en önemli faktörler buhar üretiminin teknik seviyesi ve kızgın buharla sevkedilen ısı enerjisinin fabrikada kullanımının termodinamiğe uygunluğudur. Buhar kazanlarının modernleştirilmeleri yüksek yatırımları gerektirirler. Buhar tüketimi ise çeşitli önlemlerle düşürülebilir. Şeker fabrikasının ısı şemasının analizi ile giren ve çıkan ısı miktarı optimize edilebilir. Bu şekilde modernize edilen bir fabrikanın buhar tüketimi % 30 düşürülebilir. Modernleştirme yolları şerbetin buharlaştırıcıda daha fazla koyulaştırılması, şurupların daha fazla ısıtılması, kondensatların karbonatlama gazının nemlendirilip ısıtılmasında kullanılması, şeker kurutma havasının ön ısıtılması ve ham şerbetin ısıtılması olabilir. LEKAWSKI ve URBANIEC [37].

Küspe kurutmada ikinci kanun verimiyle birinci kanun verimi arasındaki fark en fazladır. Elazığ Şeker Fabrikası'nın küspe kurutma süreci için enerji ve kullanılabilir enerji akış diyagramı Şekil 36 ve 37 de verilmektedir.



Şekil 36. Küspe kurutmada enerji akış diyagramı



Şekil 37. Köspe kurutmada kullanılabilir enerji akış diyagramı

Elazığ Şeker Fabrikası'nda köspe kurutma sürecinde kullanılabilir enerjinin çok büyük bir bölümü, % 80 i kayıplara harcanmaktadır. Bunun sonucu olarak köspe kurutmada kullanılacak yakıt miktarı, şeker üretimi için gereken yakıt miktarını aşmaktadır. Fabrikada 1 kg kuru köspe elde etmek için 3.84 kWh (13824 kJ), 1 kg şeker elde etmek için ise 3.29 kWh (11844 kJ) ısı enerjisi kullanılmıştır. Bu durumda işletmede yan ürün ana ürününden fazla yakıt tüketmektedir. Bu nedenle fabrikanın kuru köspe üretimini sınırlamak gerekir. Kampanya için kuru köspe üretimi 1700 tondur ve yaklaşık 15 gün sürmüştür. Sıkılmış köspenin bir kısmı kurutulmadan hayvan yemi olarak kullanılmak üzere pancar üreticisine verilir.

Köspe kurutmada ilk olarak yanma odasında tam olmayan yanma nedeniyle kayıplar oluşur. Bu kayıpların bugünün tekniğiyle azaltılması sınırlıdır. Köspe den buharlaşan suya geçen kullanılabilir enerji bu buharların

sıcaklıklarının düşük olması nedeniyle ekonomik olarak tekrar kullanılamaz.

Kurutma tanburundaki kayıplar küspeyle kurutma buharı arasındaki yüksek sıcaklık farkından oluşur. Kurutma buharlarının sıcaklığı düşürülerek kayıplar azaltılabilir. Fakat bu durumda da kurutma gazlarının ek yakıttan eldesi halinde karışım odasında yüksek kullanılabilir enerji kayıpları oluşur ve yakıt sarfiyatı artar.

Karışım odasındaki kullanılabilir enerji kayıplarının minimize edilmesi yanma odasının buhar üretici olarak kullanılmasıyla mümkündür. Bu durumda yanma gazları kurutma için gerekli sıcaklığa indirilmek amacıyla çevre havasına karıştırılmak yerine buhar eldesinde kullanılır ve uygun sıcaklığa düşürülünce kurutmaya sevk edilir.

KAYNAKLAR

- [1] BALOH, T., Waermeatlas für die Zuckerindustrie, Verlag M. and H. SCHAPER Hannover, 1974
- [2] IRVINE, T.F., LILEY, P.E., Steam and Gas Tables With Computer Equations, Academic Pres, Inc. Orlando, 1984
- [3] AUERSWALD, O., Exergetische Analyse einer Zuckerfabrik mit Brüdenkompression am Beispiel der Zuckerfabrik Aarberg, Schweiz, Zuckerindustrie, 106 (1981) Nr. 9
- [4] BALOH, T., Energiewirtschaft bei Eindampfungs- und Trocknungsprozessen, Zuckerindustrie, 105 (1980) Nr. 1
- [5] ÖZKAN, E., Şeker Fabrikası Ürün Hesapları, İşletme Mühendisleri Seminer Notları, 1976
- [6] KAVRAKOĞLU, İ., Sanayide Enerji Yönetimi ve Tasarufu, Boğaziçi Üniversitesi Yayınları No 285, 1983
- [7] WUNSCH, H., Planung, Automatisierung und Energie-Einsparung in der Zuckerindustrie, Erkenntnisse und Erfahrungen bei der Planung von Kapazitäts Erweiterungen in Zuckerfabriken, Zuckerindustrie, 107 (1982) Nr. 10
- [8] SCHNEIDER, F. et.al., Şekerin Teknolojisi, Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ş. Yayınları Sayı: 168, Ajans-Türk Matbaacılık Sanayii, Ankara 1971
- [9] EYÜPOĞLU, A.C., Kızgın Buharla ve Buharı Mekanik Olarak Tekrar Sıkıştırarak Küspenin Kurutulması (Çeviri), Şeker Temmuz 1989, Sayı 125

- [10] SCIUBBA, E., VIDA, P.L.D., Economic Evaluation of Cogenerating Plants Using an Exergetic Analysis, XL. Congresso Nazionale, 11.-13. Settembre 1985
- [11] TSATSARONIS, G., WINHOLD, M., Exergoeconomic Analysis and Evaluation of Energy-Conversion Plants - II. Analysis of a Coal-Fired Steam Power Plant-, Energy, Vol 10 No 1 pp. 81-94, 1985
- [12] CRONEWITZ, . Wege zur rationellen Energieverwendung bei der Schnitzeltrocknung in der Zuckerindustrie, Zuckerindustrie, 105 (1980) Nr. 2
- [13] CURDTS, U., Ein Weg zur Verbesserung der Waermewirtschaft einer Rohzuckerfabrik am Beispiel der Zuckerfabrik Appeldorn, Zuckerindustrie, 113 (1988) Nr. 2
- [14] TOSUN, İ., Termodinamiğin II. Kanunu ve Enerji Tasarrufu, Isı Bilimi ve Tekniği, Cilt 6, Sayı:3
- [15] İLERİ, A., Ekserji Verimi, TİETD 3. Ulusal Isı Kongresi, 1981
- [16] ÖZTÜRK, A., KILIÇ, A., Termodinamik Problemleri, Kipaş Dağıtımçılık, İstanbul, 1984
- [17] BÜYÜKTÜR A.R., Termodinamik Cilt 1 Termodinamiğin Temel Yasaları, Uludağ Üniversitesi Basımevi 1982
- [18] BEJAN, A., Entropy Generation Through Heat and Fluid Flow, John Wiley and Son's, New York 1982
- [19] EĞRİCAN, N., ATILGAN, H., Çözümlü Termodinamik Problemleri, Emin Ofset 1985, İstanbul
- [20] MORAN, M.J., Availability Analysis, Prentice-Hall Inc. Englewood Cliffs, N.J., 1982
- [21] FRICKE, J., Exergie und Energie, Energie, R. Oldenburg Verlag, 1984

- [22] ÖZTÜRK, A., Kullanılabilir Enerjinin Açık Sistemler için İntegral Formulasyonu, TIBTD 3. Ulusal Isı Kongresi, 1981
- [23] BALOH, T., Methodik bei Exergetischen Untersuchungen in Zuckerfabriken, Zuckerindustrie, 106 (1981) Nr. 1
- [24] VALENTIN, P., Kraft-Waerme-Kupplung und Energieverbund im Zuckerfabrikations- und Trocknungsprozeß, Zuckerindustrie, 133 (1988) Nr. 10
- [25] DERBENTLİ, T., ERGÜN, H., Bileşik Isı Elektrik Santrallerinde En Uygun Buhar Giriş Koşulları, TIBTD 3. Ulusal Isı Kongresi, 1981
- [26] Türkiye Şeker Sanayi 1926-1976, Türkiye Şeker Fabrikaları A.Ş. Yayınları No: 210
- [27] Şeker Sanayi İstatistik Özetleri, Nisan 1989
- [28] BİLGE, A., Pancardan Şekerin Ekstraksiyonu ve Kule Difüzörü, Şeker Dergisi Sayı:93 ilavesi, Yeni Desen Matbaası Ankara, 1974
- [29] AUSTMEYER, K.E., MARWEDE, R., Entwurf und Bilanzierung weiterführender Zuckerhauskonzepte, Zuckerindustrie, 112 (1987) Nr. 3
- [30] GENÇELİ, O.F., İklimlendirme Esasları, İstanbul Teknik Üniversitesi Matbaası, Gümüşsuyu 1984
- [31] BALOH, T., Zuckertechnologische Rechnungen mit dem Dreikomponenten-Diagramm, Zuckerindustrie, 107(1982) Nr. 6
- [32] EMMERICH, A., ROSENBRUCH, K.-J., Die Brechzahl waeßriger Lösungen von Mischungen aus Saccharose und Invertzucker, Zuckerindustrie, 110 (1985) Nr. 4

- [33] SZARGUT, J., STYRYLSKA, T., Angenaeuerte Bestimmung der Exergie von Brennstoffen, Brennstoff-Waerme-Kraft 16 (1964) Nr. 12, Dezember
- [34] YILDIRIM, İ., Şeker Fabrikalarında Isı Ekonomisi, Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi, Cilt I, Sayı 3
- [35] KIMENOV, G., WYLTSHEV, G., Entropie und Exergie von feuchtem Carbonationsgas, Zuckerindustrie 107 (1982) Nr. 3
- [36] Pancardaki Şekerdişi Maddelerin Fabrikasyondaki Seyri, İşletme Mühendisleri Seminer Notları, 3/18.5.1976, Cilt 2
- [37] LEKAWSKI, W., URBANIEC, K., Modernisierung der Waermewirtschaft in Zuckerfabriken, Zuckerindustrie, 108 (1983) Nr. 4

EK A : PROGRAMIN LİSTESİ, GİRİŞ VE ÇIKIŞ BİLGİLERİ

PANCARDAN ŞEKER ÜRETEN FABRİKALARDA ENERJİ
KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ

SAD: Sürecin adı MAD: Maddenin adı
KOD: Sürece giren/çıkan madde kodu 1: Giren, 2: Çıkan, 0: Son
EM : Kütlesel debi, (kg/BP)
T : Sıcaklık, (C)
P : Basınç, (bar)
YKM: Kuruluk derecesi, (%)
H : Entalpi, (kJ/kg)
A : Kullanılabilir enerji, (kJ/kg)
KODM : Madde kodu 1: Doymuş su, 2: Doymuş buhar, 3: Kızgın Buhar
4: Pancar kıyımı, 5: Sakaroz-Su çözeltisi,
6: Sıkılmış küspe, 7: Kurutmada sıkılmış küspe
8: Kuru küspe, 9: Şeker, 10: Baca gazları,
11: Hava, 12: Yakıt, 13: ihmal edildi.

CHARACTER*25 SAD
CHARACTER*18 MAD
DIMENSION KOD(30),MAD(30),EM(30),T(30),P(30)
DIMENSION YKM(30),H(30),A(30),KODM(30)
DIMENSION TH(30),TA(30)
OPEN(8,FILE='SUREC.DAT',STATUS='OLD')

SÜRECİN ADININ, KULLANILAN ELEKTRİK ENERJİSİNİN,
ÇEVRE VE YÜZEY SICAKLIĞININ VERİLMESİ

EE: Süreçte kullanılan elektrik enerjisi, (kJ/BP)
TO: Çevre sıcaklığı, (C)
TY: Süreç ortalama yüzey sıcaklığı, (C)

1 READ(8,100) SAD,EE,TO,TY
100 FORMAT(A25,F10.1,2F6.1)
IF(SAD.EQ.'SON') GOTO 90

SÜRECE GİREN VE ÇIKAN MADDELERİN ÖZELİKLERİNİN VERİLMESİ

N=0
DO 10 I=1,30
READ(8,110) KOD(I),MAD(I),EM(I),T(I),P(I),YKM(I),KODM(I)
110 FORMAT(I1,1X,A18,F8.2,F6.1,F6.2,F7.2,I2)
IF(KOD(I).EQ.0) GOTO 12
N=N+1
10 CONTINUE
12 CONTINUE

```

C
C      SÜRECE GİREN/ÇIKAN MADDELERİN SAYILMASI
C
C      NG: Giren madde sayısı   NC: Çıkan madde sayısı
C
      NG=0
      NC=0
      DO 14 I=1,N
      K=KOD(I)
      IF(K.EQ.0) GOTO 14
      IF(K.EQ.2)GO TO 15
      NG=NG+1
      GOTO 14
15  NC=NC+1
14  CONTINUE

C
C      MADDE ÖZELİKLERİNİN BULUNMASI
C
C      Hu: Yakıt alt ısı değeri, (kJ/kg)
C      HX: Maddenin entalpisi, (kJ/kg)
C      AX: Maddenin kullanılabilir enerjisi, (kJ/kg)
C
      DO 16 I=1,N
      KODX=KODM(I)
      TX=T(I)
      PX=P(I)
      YKMX=YKM(I)
      IF(KODX.EQ.12) GOTO 18
      IF(KODX.EQ.11) GOTO 19
      IF(KODX.EQ.10) GOTO 20
      IF(KODX.EQ.9) GOTO 21
      IF(KODX.EQ.8) GOTO 22
      IF(KODX.EQ.7) GOTO 23
      IF(KODX.EQ.6) GOTO 24
      IF(KODX.EQ.5) GOTO 25
      IF(KODX.EQ.4) GOTO 26
      IF(KODX.EQ.3) GOTO 27
      IF(KODX.EQ.2) GOTO 28
      IF(KODX.EQ.1) GOTO 29
      HX=0
      AX=0
      GOTO 30
18  Hu=40193
      HX=Hu
      AX=Hu
      GOTO 30
19  CALL HAVA(TX,HX,AX)
      GOTO 30

```

```

20 CALL BGZ(TX,HX,AX)
   GOTO 30
21 CALL SEKER(TX,YKMX,HX,AX)
   GOTO 30
22 CALL KKUS(TX,YKMX,HX,AX)
   GOTO 30
23 CALL SKUSK(TX,YKMX,HX,AX)
   GOTO 30
24 CALL SKUS(TX,YKMX,HX,AX)
   GOTO 30
25 CALL SAKSU(TX,YKMX,HX,AX)
   GOTO 30
26 CALL KIYIM(TX,HX,AX)
   GOTO 30
27 CALL BUHAR(TX,PX,HX,AX)
   GOTO 30
28 CALL DB(TX,HX,AX)
   GOTO 30
29 CALL DSU(TX,HX,AX)
30 H(I)=HX
   A(I)=AX
16 CONTINUE

```

C
C
C
C

ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ,
SONUÇLARIN TABLO OLARAK ALINMASI

```

WRITE(6,300) SAD
300 FORMAT(1H1,5X,A25,' SÜRECİ ')
   WRITE(6,310)
310 FORMAT(1H ,5X,'ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ '
* ' SONUÇLARI ')
   WRITE(6,320)
320 FORMAT(1H0,5X,'SASA GİRENLER           M       T       P       ',
* ' YKM       H       K ')
   WRITE(6,330)
330 FORMAT(1H ,5X,'                               (kg/BP) (C)   (bar)   ',
* ' (%)      (kJ/BP) (kJ/BP) ')
   WRITE(6,340)
340 FORMAT(1H ,5X,' _____
* ' _____ ')
   TOPHG=0
   TOPAG=0
   TOPHC=0
   TOPAC=0
   DO 40 I=1,NG
   TH(I)=EM(I)*H(I)
   TA(I)=EM(I)*A(I)
   TOPHG=TOPHG+TH(I)
   TOPAG=TOPAG+TA(I)
   WRITE(6,350) MAD(I),EM(I),T(I),P(I),YKM(I),TH(I),TA(I)
350 FORMAT(1H ,5X,A18,F8.2,F6.1,F6.2,F7.2,2F8.0)
40 CONTINUE

```

```

        WRITE(6,340)
        WRITE(6,360) TOPHG,TOPAG
360  FORMAT(1H ,5X,'GİREN TOPLAMI
      *2F8.0)
        WRITE(6,370) EE,EE
370  FORMAT(1H ,5X,'+ Elektrik Enerjisi
      *2F8.0)
        WRITE(6,340)
        WRITE(6,380)
380  FORMAT(1H0,5X,'SASA ÇIKANLAR')
        WRITE(6,390)
390  FORMAT(1H )
        NA=NG+1
        DO 50 I=NA,N
        TH(I)=EM(I)*H(I)
        TA(I)=EM(I)*A(I)
        TOPHC=TOPHC+TH(I)
        TOPAC=TOPAC+TA(I)
        WRITE(6,350) MAD(I),EM(I),T(I),P(I),YKM(I),TH(I),TA(I)
50  CONTINUE
        WRITE(6,340)
        WRITE(6,400) TOPHC,TOPAC
400  FORMAT(1H ,5X,'ÇIKAN TOPLAMI
      *2F8.0)
        WRITE(6,340)
        WRITE(6,390)
        Q=TOPHC-TOPHG-EE
        Ters=(1-(273.15+T0)/(273.15+TY))*Q+TOPAG+EE-TOPAC
        ETA1=100*(TOPHC/(TOPHG+EE))
        ETA2=100*(1-Ters/(TOPAG+EE))
        WRITE(6,410) Q
410  FORMAT(1H0,5X,'Süreçteki Isı Geçişi,   Q : ',F8.0,' kJ/BP'
        WRITE(6,390)
        WRITE(6,420) Ters
420  FORMAT(1H ,5X,'Süreçteki Tersinmezlik, I : ',F8.0,' kJ/BP'
        WRITE(6,425) T0,TY
425  FORMAT(1H ,3X,' ( T0 =',F6.1,' C  TY=',F6.1,' C )')
        WRITE(6,390)
        WRITE(6,430) ETA1
430  FORMAT(1H ,5X,'Birinci Kanun Verimi           :   %',F6.2)
        WRITE(6,390)
        WRITE(6,440) ETA2
440  FORMAT(1H ,5X,'İkinci Kanun Verimi           :   %',F6.2)
        WRITE(6,390)
        WRITE(6,390)
        GOTO 1
90  STOP
      END

```

C
C
C

DOYMUŞ SU ÖZELİKLERİ

```

SUBROUTINE DSU(TC,HX,AX)
  DIMENSION HCOF(16),SCOF(16)
  DATA TCR,TO,SO,H0/647.3,293.15,0.291245,82.0233/
  DATA HCOF/0.0,624.698837,-2343.85369,-9508.12101,
  *71628.7928,-163535.221,166531.093,-64785.4585,
  *0.8839230108,-2.67172935,6.22640035,-13.1789573,
  *-1.91322436,68.7937653,-124.819906,72.1435404 /
  DATA SCOF/0.0,-1836.92956,14706.6352,-43146.6046,
  *48606.6733,7997.5096,-58333.9887,33140.0718,
  *0.912762917,-1.75702956,1.68754095,5.82215341,
  *-63.3354786,188.076546,-252.344531,128.058531/
  TK=TC+273.15
  K=0
  IF(TK.GT.300) K=K+8
  T=1.-TK/TCR
  L=K+1
  H=HCOF(L)
  S=SCOF(L)
  TPOW=1.
  DO 2015 I=1,7
    J=I+L
    TPOW=TPOW*T
    H=H+HCOF(J)*TPOW
    S=S+SCOF(J)*TPOW
2015 CONTINUE
  HX=2099.3*H
  SX=4.4289*S
  AX=(HX-H0)-TO*(SX-S0)+27.55
  RETURN
  END

```

C
C
C

DOYMUŞ BUHAR ÖZELİKLERİ

```

SUBROUTINE DB(TC,HX,AX)
  DIMENSION HBCOF(5),SBCOF(5)
  DATA TCR,TO,H0,SO/647.3,293.15,82.0233,0.291245/
  DATA HBCOF/-4.81351884,2.69411792,-7.39064542,
  *10.4961689,-5.46840036/
  DATA SBCOF/-4.34839,1.34672,1.75261,-6.22295,9.99004/
  TK=TC+273.15
  T=1.-TK/TCR
  TPOW1=T**0.333333
  TPOW2=T**0.833333
  TPOW3=T**0.875
  H=1.0+0.457874342*TPOW1+5.08441288*TPOW2-1.48513244*TPOW3
  S=1.0+0.377391*TPOW1-2.78368*TPOW2+6.93135*TPOW3
  TPOW=1

```

```

DO 2420 I=1,5
TPOW=TPOW*T
H=H+HBCOF(I)*TPOW
S=S+SBCOF(I)*TPOW
2420 CONTINUE
HX=2099.3*H
SX=4.4289*S
AX=(HX-HO)-TO*(SX-SO)+27.55
RETURN
END

```

C
C
C

KIZGIN BUHAR ÖZELİKLERİ

```

SUBROUTINE BUHAR(TC,PBAR,HX,AX)
DATA TO,SO,HO/293.15,0.291245,82.0233/
P=0.1*PBAR
T=TC+273.15
CONT=1.0E-6
CONS=0.00001
TSAT=42.6776-3892.7/(ALOG(P)-9.48654)
AO=(-0.48095*P-40.40021)*P+2041.21
A1=(0.0007517537*P+0.05472051)*P+1.610693
A2=CONS*((-0.0287409*P-1.975736)*P+33.83117)
AMID=CONS*((0.0064561298*TSAT-10.284259)*TSAT+6274.6)
A3=(AMID*TSAT-16.99419)*TSAT+1707.82
TUS=(TSAT-T)/45.0
HX=AO+(A1+A2*T)*T-A3*EXP(TUS)
S1=(-1.170465*CONT*T+0.00543411)*CONT
S2=(S1*T-9.873085*CONT)*T+0.01039008
S3=S2*T+4.6162961
S4=-0.4650306*ALOG(10.0*P+0.001)
SAB=EXP((TSAT-T)/85.0)
S5=(81.42201*CONT*T-0.1184424)*CONT
S6=(S5*T+68.54459*CONT)*T-0.01802468
S7=S6*T+1.777804
SX=S3+S4-SAB*S7
AX=(HX-HO)-TO*(SX-SO)+27.55
RETURN
END

```

C
C
C

PANCAR KIYIMLARININ ÖZELİKLERİ

```

SUBROUTINE KIYIM(TC,HX,AX)
HX=-0.8814+3.8126*TC
AX=11.322782+0.1025766*tC-2.6113E-3*tC**2+
*8.75878E-5*tC**3-3.55961E-7*tC**4
RETURN
END

```

C
C
C

SAKARÖZ-SU ÇÖZELTİLERİ ÖZELİKLERİ

```

SUBROUTINE SAKSU(TC,YKM,HX,AX)
  DIMENSION H(29),HC1(87),HC2(58),A(31),AC1(93),AC2(62)
  DATA HC1/-0.3409,0.056,0.0013,20.93,0.0,0.0,40.7359,
*-0.117,-1.529e-4,62.4746,-0.2797,7.143e-4,83.6736,
*-0.4862,0.002,104.3254,-0.5142,1.495e-4,25.447,-0.6705,
*0.001,146.3659,-0.7974,0.0012,167.6217,-0.9129,0.0011,
*188.4851,-1.0156,0.0013,208.661,-1.0927,7.781e-4,
*230.8512,-1.2911,0.0022,251.0274,-1.3162,7.338e-4,
*272.0768,-1.4306,8.874e-4,292.7346,-1.5013,3.865e-4,
*313.4362,-1.5621,1.695e-4,334.9121,-1.6838,2.784e-5,
*356.2123,-1.7622,-1.869e-4,376.2123,-1.8437,-1.897e-4,
*398.0981,-1.9272,-3.722e-4,418.7359,-2.0152,-2.246e-4,
*439.5425,-1.9989,-0.0018,460.8796,-2.1214,-0.0014,
*481.3447,-2.1224,-0.0027,501.8284,-2.2161,-0.0024,
*522.8128,-2.2452,-0.0035,543.9498,-2.3889,-0.0021,
*564.8701,-2.3474,-0.0043,586.2045,-2.511,-0.0029/
  DATA HC2/24.3407,-0.2448,48.2675,-0.4227,73.9811,
*-0.6225,102.5346,-0.8432,136.9272,-1.1399,162.3229,
*-1.3306,189.9483,-1.5403,221.3857,-1.7974,248.9208,
*-1.9995,286.22,-2.3133,318.2411,-2.5656,357.5433,-2.8971,
*394.3,-3.194,429.242,-3.4668,470.3808,-3.8005,520.852,
*-4.2372,565.2169,-4.6055,613.82,-5.0078,656.5133,-5.3593,
*715.302,-5.8614,770.51,-6.336,832.993,-6.8746,902.1366,
*-7.4807,979.3947,-8.172,1081.86,-9.1104,1164.667,-9.8468,
*1328.8836,-11.4089,1498.1407,-12.9962,1992.8701,-18.0384/
  DATA AC1/27.0738,-0.7716,0.0055,30.1905,-0.8046,0.0056,
*33.1083,-0.8029,0.0054,38.1665,-0.867,0.0059,43.0083,
*-0.8504,0.0053,46.7875,-0.9033,0.0057,50.2167,-0.9164,
*0.0057,53.8375,-0.9234,0.0056,57.5461,-0.9424,0.0056,
*61.3539,-0.9323,0.0052,65.9133,-0.9834,0.0056,67.3806,
*-0.9515,0.0051,69.6655,-0.9853,0.0053,70.8715,-0.9473,
*0.0048,72.7533,-0.9715,0.005,74.7188,-0.9786,-0.005,
*76.7727,-0.9848,0.0049,78.6988,-0.9913,0.0049,80.6709,
*-0.9876,0.0047,82.7697,-0.9928,0.0047,84.6988,-1.0024,
*0.0047,86.8406,-1.004,0.0046,88.9285,-1.0031,0.0044,
*90.6255,-0.9846,0.0042,92.903,-1.0019,0.0043,94.7673,
*-1.016,0.0044,97.2024,-1.0174,0.0042,99.6714,-1.0227,
*0.0041,102.0357,-1.0319,0.0041,104.4,-1.0438,0.0041,
*107.881,-1.0831,0.0043/
  DATA AC2/0.0,0.0,3.8467,-0.0344,7.3311,-0.0566,14.9351,
*-0.1198,21.439,-0.158,28.2994,-0.2199,32.9631,-0.2545,
*41.6535,-0.328,48.1603,-0.3767,56.11483,-0.4414,66.6414,
*-0.5319,69.0793,-0.5466,75.0,-0.6,78.6103,-0.6267,82.9172,
*-0.6612,87.5448,-0.6991,91.5759,-0.7293,95.3808,-0.7577,
*101.7539,-0.8135,107.3461,-0.8615,113.0962,-0.9115,
*121.8616,-0.9904,125.9346,-1.0212,134.2846,-1.0962,
*141.9039,-1.1635,151.6654,-1.2538,149.2928,-1.2179,
*162.5429,-1.3429,175.6143,-1.4643,186.1572,-1.5571,
*195.5428,-1.6429/

```

```

DO 2900 I=1,29
H(I)=0.0
2900 CONTINUE
DYKM=63.8118+(0.1441+4.476E-4*TC)*TC
IF(YKM.GE.DYKM) GOTO 2980
M=1
DO 2964 I=1,29
DO 2962 J=M,M+2
H(I)=H(I)+HC1(J)*YKM**(J-M)
2962 CONTINUE
M=M+3
2964 CONTINUE
GOTO 2990
2980 M=1
DO 2986 I=1,29
DO 2984 J=M,M+1
H(I)=H(I)+HC2(J)*YKM**(J-M)
2984 CONTINUE
M=M+2
2986 CONTINUE
2990 I=TC/5.0
I1=I+1
I2=I+2
H1=H(I1)
H2=H(I2)
TF=TC-I*5.0
F=TF/5.0
HX=H1+F*(H2-H1)
IF (HX.LT.0.0) GOTO 2996
GOTO 2998
RETURN
2996 HX=0.0
2998 DO 3000 I=1,31
A(I)=0.0
3000 CONTINUE
DYKM=59.545+(0.2344+2.914E-6*TC)*TC
IF (YKM.GE.DYKM) GOTO 3030
M=1
DO 3010 I=1,31
DO 3005 J=M,M+2
A(I)=A(I)+AC1(J)*YKM**(J-M)
3005 CONTINUE
M=M+3
3010 CONTINUE
GOTO 3050
3030 M=1
DO 3040 I=1,31
DO 3035 J=M,M+1
A(I)=A(I)+AC2(J)*YKM**(J-M)
3035 CONTINUE
M=M+2
3040 CONTINUE

```

```

3050 IF (TC.GE.40) GOTO 3055
      I1=1
      I2=2
      TF=tC-20
      F=TF/20.
      GOTO 3070
3055 IF (TC.GE.70) GOTO 3060
      I=TC/10.
      I1=I-2
      I2=I-1
      TF=TC-I*10
      F=TF/10.
      GOTO 3070
3060 IF (TC.GE.100) GOTO 3065
      I=TC/5.
      I1=I-9
      I2=I-8
      TF=TC-I*5
      F=TF/5.
      GOTO 3070
3065 IF (TC.EQ.140) GOTO 3080
      I=TC/2.
      I1=I-39
      I2=I-38
      TF=TC-I*2
      F=TF/2.
3070 A1=A(I1)
      A2=A(I2)
      AX=A1+F*(A2-A1)
      IF (AX.LT.0) GOTO 3090
      RETURN
3080 AX=A(31)
      RETURN
3090 AX=0.0
      RETURN
      END

```

C
C
C

SIKILMIŞ KÜSPE ÖZELİKLERİ

```

SUBROUTINE SKUS(TC,YKM,HX,AX)
  DIMENSION H(3),HC(6),A(5),AC(25)
  DATA HC/-0.2333,0.94,-0.1867,0.8812,-0.2378,0.8243/
  DATA AC/5.8476,0.0058,-5.155E-4,2.583E-5,-1.27E-7,
    *5.9223,-0.0323,6.963E-4,9.373E-6,-5.081E-8,5.3904,
    *-0.009,-4.608E-5,1.798E-5,-8.669E-8,4.9519,-0.0041,
    *-1.669E-4,1.965E-5,-9.288E-8,4.4602,0.0107,-5.494E-4,
    *2.255E-5,-1.035E-7/
  DO 3100 I=1,3
    H(I)=0.0
3100 CONTINUE

```

```

      M=1
      DO 3140 I=1,3
      DO 3130 J=M,M+1
      H(I)=H(I)+HC(J)*TC**(J-M)
3130  CONTINUE
      M=M+2
3140  CONTINUE
      I=YKM/10.0
      I1=I+1
      H1=H(I1)
      H2=H(I)
      FS=I1*10-YKM
      F=FS/10.0
      HX=4.1868*(H1+F*(H2-H1))
      DO 3200 I=1,5
      A(I)=0.0
3200  CONTINUE
      M=1
      DO 3220 I=1,5
      DO 3210 J=M,M+4
      A(I)=A(I)+AC(J)*TC**(J-M)
3210  CONTINUE
      M=M+5
3220  CONTINUE
      I=YKM/5
      I1=I-1
      A1=A(I1)
      A2=A(I)
      SF=(I+1)*5-YKM
      F=SF/5.0
      AX=4.1868*(A2+F*(A1-A2))
      RETURN
      END

```

C
C
C

KURUTMADA SIKILMIŞ KÜSPE ÖZELİKLERİ

```

      SUBROUTINE SKUSK(TC,YKM,HX,AX)
      DIMENSION H(3),HCOF(6),A(3),ACOF(12)
      DATA HCOF/-0.2333,0.94,-0.1867,0.8812,-0.2378,0.8243/
      DATA ACOF/0.1071,-0.0352,0.0012,0.0,-1.1218,-0.0011,
      *9.394E-4,0.0,-0.1484,-0.0216,9.584E-4,3.927E-7/
      DO 3300 I=1,3
      H(I)=0.0
      A(I)=0.0
3300  CONTINUE
      M=1
      DO 3320 I=1,3
      DO 3310 J=M,M+1
      H(I)=H(I)+HCOF(J)*TC**(J-M)
3310  CONTINUE
      M=M+2
3320  CONTINUE

```

```

      M=1
      DO 3340 I=1,3
      DO 3330 J=M,M+3
      A(I)=A(I)+ACOF(J)*TC**(J-M)
3330  CONTINUE
      M=M+4
3340  CONTINUE
      I=YKM/10.0
      I1=I+1
      H1=H(I1)
      H2=H(I)
      A1=A(I1)
      A2=A(I)
      SF=I1*10-YKM
      F=SF/10.0
      HX=4.1868*(H1+F*(H2-H1))
      AX=4.1868*(A1+F*(A2-A1))
      RETURN
      END

```

C
C
C

KURU KUSPE ÖZELİKLERİ

```

      SUBROUTINE KKUS(TC,YKM,HX,AX)
      DIMENSION H(4),A(4),HC(12),AC(12)
      DATA HC,AC/0.1411,0.5912,0.0,-0.0522,0.5355,0.0,-0.2119,
      *0.481,0.0,0.2214,0.4193,0.0,0.1128,-0.022,7.603E-4,
      *-0.0125,-0.0177,6.753E-4,-0.1306,-0.0134,5.922E-4,
      *0.1893,-0.0187,5.555E-4/
      DO 3400 I=1,4
      H(I)=0.0
      A(I)=0.0
3400  CONTINUE
      M=1
      DO 3440 I=1,4
      DO 3430 J=M,M+2
      H(I)=H(I)+HC(J)*TC**(J-M)
      A(I)=A(I)+AC(J)*TC**(J-M)
3430  CONTINUE
      M=M+3
3440  CONTINUE
      I=YKM/10
      I1=I-5
      I2=I-6
      H1=H(I1)
      H2=H(I2)
      A1=A(I1)
      A2=A(I2)
      FS=YKM-I*10
      F=FS/10
      HX=4.1868*(H2-F*(H2-H1))
      AX=4.1868*(A2-F*(A2-A1))
      RETURN
      END

```

C
C
C

SEKERİN ÖZELİKLERİ

```

SUBROUTINE SEKER(TC,YKM,HX,AX)
DIMENSION HCOF(3),ACOF(3)
DATA HCOF,ACOF/0.3364,1.0903,0.0027,0.8488,-0.098,0.002
HX=0.0
AX=0.0
DO 3520 I=1,3
HX=HX+HCOF(I)*TC**(I-1)
AX=AX+ACOF(I)*TC**(I-1)
3520 CONTINUE
IF (HX.GE.0.0) GOTO 3530
HX=0.0
3530 IF (AX.GE.0.0) GOTO 3535
AX=0.0
3535 RETURN
END

```

C
C
C

BACA GAZLARI ÖZELİKLERİ

```

SUBROUTINE BGAZ(TC,HX,AX)
DATA CPO,TO/1.147,293.15/
TK=273.15+TC
HX=CPO*TC
AX=CPO*(TK-TO-TO*LOG(TK/TO))
RETURN
END

```

C
C
C

HAVA ÖZELİKLERİ

```

SUBROUTINE HAVA(TC,HX,AX)
DATA CPO,TO/1.0035,293.15/
TK=273.15+TC
HX=CPO*TC
AX=CPO*(TK-TO-TO*LOG(TK/TO))
RETURN
END

```

PROGRAMIN GİRDİLERİ

SERBET URETİMİ		1656.0	20.0	70.0	
1 TAZE KIYIM	100.00	20.0	1.00	24.51	4
1 TAZE SU	49.08	52.0	1.00	0.00	1
1 ISITICI BUHARLARI	4.01	103.0	1.12	0.00	2
2 HAM SERBET	120.00	48.0	1.00	16.79	5
2 SIKILMIS KUSPE	29.08	50.0	1.00	15.00	6
2 PRES SUYU IS.KOND.	0.64	93.0	1.00	0.00	1
2 SIR.SERB. IS.KOND.	1.70	96.0	1.00	0.00	1
2 DIF.BESL. IS.KOND.	1.67	92.0	1.00	0.00	1
0					
SERBET ARITMA		2808.0	20.0	70.0	
1 HAM SERBET	120.00	48.0	1.00	16.79	5
1 I.KIREC.HS IS.BUH.	3.72	90.0	0.70	0.00	2
1 II.KIREC.HS IS.BUH	4.00	103.0	1.12	0.00	2
1 KARBONATL. IS.BUH.	3.20	115.0	1.69	0.00	2
1 I.SULU S. IS.BUH.	3.72	115.0	1.69	0.00	2
1 II.SULU S. IS.BUH.	3.69	126.0	2.39	0.00	2
1 EK SU	3.07	70.0	1.0	0.00	1
1 KIREC SUTU	8.06	70.0	1.0	0.00	13
1 KARBONDIOKSİT	1.15	70.0	1.0	0.00	13
2 SULU SERBET	125.00	122.0	1.0	15.32	5
2 I.KIREC.HS IS.KON.	3.72	83.0	1.0	0.00	1
2 II.KIREC.HS IS.KON	4.00	97.0	1.0	0.00	1
2 KARBONATL. IS.KON.	3.20	109.0	1.39	0.00	1
2 I.SULU S. IS.KON.	3.72	111.0	1.48	0.00	1
2 II.SULU S. IS.KON.	3.69	123.0	2.18	0.00	1
2 CAMUR	7.28	30.0	1.00	50.00	13
0					
SERBETİN KOYULASTIRILMASI		675.0	20.0	90.0	
1 SULU SERBET	125.00	122.0	2.12	15.32	5
1 PRES SUYU IS.KON.	0.64	93.0	1.00	0.00	1
1 SİRKUL. S. IS.KON.	1.70	96.0	1.00	0.00	1
1 DIF.BESL. IS.KON.	1.67	92.0	1.00	0.00	1
1 II.KIREC.HS IS.KON	4.00	97.0	1.00	0.00	1
1 KARBONATL. IS.KON.	3.20	109.0	1.39	0.00	1
1 I.SULU S. IS.KON.	3.72	111.0	1.48	0.00	1
1 II.SULU S. IS.KON.	3.69	123.0	2.18	0.00	1
1 RETUR(CURUK BUH.)	45.00	138.0	2.12	0.00	3
1 RAF.ERİT.KUR.KON.	3.40	123.0	2.18	0.00	1
1 RAF.KRİST.VAK.KON.	18.65	106.0	1.25	0.00	1
1 RAF.ORTA,SON KON.	5.66	97.0	1.00	0.00	1
2 KOYU SERBET	29.69	88.0	0.57	64.50	5
2 FABRİKA SICAK SUYU	90.39	90.0	1.00	0.00	1
2 KAZAN BESLEME KON.	46.20	103.0	1.13	0.00	1
2 RAF.ERİT.KUR.BUH.	3.40	126.0	2.39	0.00	2
2 RAF.HAM,KUP,KR.BUH	18.65	115.0	1.69	0.00	2
2 RAF.ORTA,SON BUH.	5.66	103.0	1.12	0.00	2
2 SERB.URET. IS.BUH.	4.01	103.0	1.12	0.00	2
2 I.KIREC.HS IS.BUH.	3.72	90.0	0.70	0.00	2
2 II.KIREC.HS IS.BUH	4.00	103.0	1.12	0.00	2
2 KARBONATL. IS.BUH.	3.20	115.0	1.69	0.00	2
2 I.SULU S. IS.BUH.	3.72	115.0	1.69	0.00	2

RAFINERI		4320.0	20.0	80.0	
1 KOYU SERBET	29.69	88.0	0.57	64.50	5
1 RAF.ERIT.KUR.BUH.	3.40	126.0	2.39	0.00	2
1 RAF.HAM,KUP,KR.BUH	18.65	115.0	1.69	0.00	2
1 RAF.ORTA,SON BUH.	5.66	103.0	1.12	0.00	2
1 EK SU	11.85	75.0	1.00	0.00	1
2 KRISTAL SEKER	12.81	25.0	1.00	100.00	9
2 KUP SEKER	2.02	25.0	1.00	100.00	9
2 RAF.ERIT.KUR.KON.	3.40	123.0	2.18	0.00	1
2 RAF.HAM,KUP,KR.KON	18.65	106.0	1.25	0.00	1
2 RAF. ORTA,SON KON.	5.66	97.0	1.00	0.00	1
2 II.BUR.UC.SU BUH.	16.56	80.0	0.47	0.00	2
2 III.BUR.UC.SU BUH.	5.07	80.0	0.47	0.00	2
2 MELAS	5.08	30.0	1.00	85.00	13
0					
KUSPE KURUTMA		1960.0	20.0	80.0	
1 SIKILMIS KUSPE	29.08	50.0	1.00	15.00	7
1 MELAS	1.45	30.0	1.00	85.00	13
1 YAKIT	2.18	30.0	1.00	0.00	12
1 HAVA	23.15	30.0	1.00	0.00	11
2 KURU KUSPE	6.34	65.0	1.00	88.00	8
2 BUHARLASAN SU	24.19	100.0	1.00	0.00	2
2 BACA GAZLARI	24.53	100.0	1.00	0.00	10
2 KUL	0.80	30.0	1.00	100.00	13
0					
BUHAR URETIMI		540.0	20.0	50.0	
1 KAZAN BESL. SUYU	46.20	103.0	1.13	0.00	1
1 YAKIT	4.37	30.0	1.00	0.00	12
1 HAVA	46.41	30.0	1.00	0.00	11
2 TAZE BUHAR	45.00	380.0	25.00	0.00	3
2 BACA GAZLARI	50.37	200.0	1.00	0.00	10
2 KUL	1.67	30.0	1.00	100.00	13
0					
SON					

PROGRAMIN ÇIKIŞI

SERBET ÜRETİMİ SÜRECİ
ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ SONUÇLARI

SASA GİRENLER	M (kg/BP)	T (C)	P (bar)	YKM (%)	H (kJ/BP)	K (kJ/BP)
TAZE KIYIM	100.00	20.0	1.00	24.51	7537.	1297.
TAZE SU	49.08	52.0	1.00	.00	10699.	1714.
ISITICI BUHARLARI	4.01	103.0	1.12	.00	10750.	2272.
GİREN TOPLAMI					28986.	5283.
+ Elektrik Enerjisi					1656.	1656.

SASA ÇIKANLAR

HAM SERBET	120.00	48.0	1.00	16.79	21965.	2469.
SIKILMIS KUSPE	29.08	50.0	1.00	15.00	5518.	840.
PRES SUYU IS.KOND.	.64	93.0	1.00	.00	250.	39.
SIR.SERB. IS.KOND.	1.70	96.0	1.00	.00	685.	108.
DIF.BESL. IS.KOND.	1.67	92.0	1.00	.00	645.	100.
ÇIKAN TOPLAMI					29062.	3556.

Süreçteki Isı Geçişi, Q : -1581. kJ/BP

Süreçteki Tersinmezlik, I : 3153. kJ/BP
(T₀ = 20.0 C T_y = 70.0 C)

Birinci Kanun Verimi : % 94.84

İkinci Kanun Verimi : % 54.57

SERBET ARITMA SÜRECİ
ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ SONUÇLARI

SASA GİRENLER	M (kg/BP)	T (C)	P (bar)	YKM (%)	H (kJ/BP)	K (kJ/BP)
HAM SERBET	120.00	48.0	1.00	16.79	21965.	2469.
I.KIREC.HS IS.BUH.	3.72	90.0	.70	.00	9896.	1856.
II.KIREC.HS IS.BUH	4.00	103.0	1.12	.00	10723.	2266.
KARBONATL. IS.BUH.	3.20	115.0	1.69	.00	8637.	1998.
I.SULU S. IS.BUH.	3.72	115.0	1.69	.00	10041.	2323.
II.SULU S. IS.BUH.	3.69	126.0	2.39	.00	10019.	2489.
EK SU	3.07	70.0	1.00	.00	902.	136.
KIREC SUTU	8.06	70.0	1.00	.00	0.	0.
KARBONDİOKSİT	1.15	70.0	1.00	.00	0.	0.
GİREN TOPLAMI					72183.	13537.
+ Elektrik Enerjisi					2808.	2808.
SASA ÇIKANLAR						
SULU SERBET	125.00	122.0	1.00	15.32	59428.	9067.
I.KIREC.HS IS.KON.	3.72	83.0	1.00	.00	1296.	197.
II.KIREC.HS IS.KON	4.00	97.0	1.00	.00	1628.	258.
KARBONATL. IS.KON.	3.20	109.0	1.39	.00	1464.	242.
I.SULU S. IS.KON.	3.72	111.0	1.48	.00	1733.	288.
II.SULU S. IS.KON.	3.69	123.0	2.18	.00	1906.	333.
CAMUR	7.28	30.0	1.00	50.00	0.	0.
ÇIKAN TOPLAMI					67455.	10385.

Süreçteki Isı Geçişi, Q : -7536. kJ/BP

Süreçteki Tersinmezlik, I : 4862. kJ/BP
(T₀ = 20.0 C T_y= 70.0 C)

Birinci Kanun Verimi : % 89.95

İkinci Kanun Verimi : % 70.26

SERBETİN KOYULASTIRILMASI SÜRECİ
ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ SONUÇLARI

SASA GİRENLER	M (kg/BP)	T (C)	P (bar)	YKM (%)	H (kJ/BP)	K (kJ/BP)
SULU SERBET	125.00	122.0	2.12	15.32	59428.	9067.
PRES SUYU IS.KON.	.64	93.0	1.00	.00	250.	39.
SIRKUL. S. IS.KON.	1.70	96.0	1.00	.00	685.	108.
DIF.BESL. IS.KON.	1.67	92.0	1.00	.00	645.	100.
II.KIREC.HS IS.KON	4.00	97.0	1.00	.00	1628.	258.
KARBONATL. IS.KON.	3.20	109.0	1.39	.00	1464.	242.
I.SULU S. IS.KON.	3.72	111.0	1.48	.00	1733.	288.
II.SULU S. IS.KON.	3.69	123.0	2.18	.00	1906.	333.
RETUR(CURUK BUH.)	45.00	138.0	2.12	.00	123433.	30194.
RAF.ERIT.KUR.KON.	3.40	123.0	2.18	.00	1756.	307.
RAF.KRIST.VAK.KON.	18.65	106.0	1.25	.00	8296.	1355.
RAF.ORTA, SON KON.	5.66	97.0	1.00	.00	2304.	364.
GİREN TOPLAMI					203527.	42656.
+ Elektrik Enerjisi					675.	675.

SASA ÇIKANLAR

KOYU SERBET	29.69	88.0	.57	64.50	7441.	566.
FABRIKA SICAK SUYU	90.39	90.0	1.00	.00	34136.	5286.
KAZAN BESLEME KON.	46.20	103.0	1.13	.00	19968.	3225.
RAF.ERIT.KUR.BUH.	3.40	126.0	2.39	.00	9231.	2293.
RAF.HAM,KUP,KR.BUH	18.65	115.0	1.69	.00	50339.	11647.
RAF.ORTA, SON BUH.	5.66	103.0	1.12	.00	15174.	3206.
SERB.URET. IS.BUH.	4.01	103.0	1.12	.00	10750.	2272.
I.KIREC.HS IS.BUH.	3.72	90.0	.70	.00	9896.	1856.
II.KIREC.HS IS.BUH	4.00	103.0	1.12	.00	10723.	2266.
KARBONATL. IS.BUH.	3.20	115.0	1.69	.00	8637.	1998.
I.SULU S. IS.BUH.	3.72	115.0	1.69	.00	10041.	2323.
II.SULU S. IS.BUH.	3.69	126.0	2.39	.00	10019.	2489.
ÇIKAN TOPLAMI					196356.	39428.

Süreçteki Isı Geçişi, Q : -7846. kJ/BP

Süreçteki Tersinmezlik, I : 2390. kJ/BP
(T₀ = 20.0 C T_y = 90.0 C)

Birinci Kanun Verimi : % 96.16

İkinci Kanun Verimi : % 94.48

RAFINERİ SÜRECİ
ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ SONUÇLARI

SASA GİRENLER	M (kg/BP)	T (C)	P (bar)	YKM (%)	H (kJ/BP)	K (kJ/BP)
KOYU SERBET	29.69	88.0	.57	64.50	7441.	566.
RAF.ERIT.KUR.BUH.	3.40	126.0	2.39	.00	9231.	2293.
RAF.HAM,KUP,KR.BUH	18.65	115.0	1.69	.00	50339.	11647.
RAF.ORTA,SON BUH.	5.66	103.0	1.12	.00	15174.	3206.
EK SU	11.85	75.0	1.00	.00	3730.	562.
GİREN TOPLAMI					85915.	18275.
+ Elektrik Enerjisi					4320.	4320.

SASA ÇIKANLAR

KRISTAL SEKER	12.81	25.0	1.00	100.00	375.	0.
KUP SEKER	2.02	25.0	1.00	100.00	59.	0.
RAF.ERIT.KUR.KON.	3.40	123.0	2.18	.00	1756.	307.
RAF.HAM,KUP,KR.KON	18.65	106.0	1.25	.00	8296.	1355.
RAF. ORTA,SON KON.	5.66	97.0	1.00	.00	2304.	364.
II.BUR.UC.SU BUH.	16.56	80.0	.47	.00	43780.	7346.
III.BUR.UC.SU BUH.	5.07	80.0	.47	.00	13404.	2249.
MELAS	5.08	30.0	1.00	85.00	0.	0.
ÇIKAN TOPLAMI					69974.	11621.

Süreçteki Isı Geçişi, Q : -20261. kJ/BP

Süreçteki Tersinmezlik, I : 7531. kJ/BP
(T₀ = 20.0 C T_Y= 80.0 C)

Birinci Kanun Verimi : % 77.55

İkinci Kanun Verimi : % 66.67

KUSPE KURUTMA SÜRECİ
ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ SONUÇLARI

SASA GİRENLER	M (kg/BP)	T (C)	P (bar)	YKM (%)	H (kJ/BP)	K (kJ/BP)
SIKILMIS KUSPE	29.08	50.0	1.00	15.00	5518.	153.
MELAS	1.45	30.0	1.00	85.00	0.	0.
YAKIT	2.18	30.0	1.00	.00	87621.	87621.
HAVA	23.15	30.0	1.00	.00	697.	4.
GİREN TOPLAMI					93835.	87778.
+ Elektrik Enerjisi					1960.	1960.

SASA ÇIKANLAR

KURU KUSPE	6.34	65.0	1.00	88.00	844.	41.
BUHARLASAN SU	24.19	100.0	1.00	.00	64736.	13338.
BACA GAZLARI	24.53	100.0	1.00	.00	2814.	261.
KUL	.80	30.0	1.00	100.00	0.	0.
ÇIKAN TOPLAMI					68394.	13639.

Süreçteki Isı Geçişi, Q : -27402. kJ/BP

Süreçteki Tersinmezlik, I : 71443. kJ/BP
(T₀ = 20.0 C T_Y = 80.0 C)

Birinci Kanun Verimi : % 71.40

İkinci Kanun Verimi : % 20.39

BUHAR ÜRETİMİ SÜRECİ
ENERJİ VE KULLANILABİLİR ENERJİ ÇÖZÜMLEMESİ SONUÇLARI

SASA GİRENLER	M (kg/BP)	T (C)	P (bar)	YKM (%)	H (kJ/BP)	K (kJ/BP)
KAZAN BESL. SUYU	46.20	103.0	1.13	.00	19968.	3225.
YAKIT	4.37	30.0	1.00	.00	175643.	175643.
HAVA	46.41	30.0	1.00	.00	1397.	8.
GİREN TOPLAMI					197009.	178876.
+ Elektrik Enerjisi					540.	540.

SASA ÇIKANLAR

TAZE BUHAR	45.00	380.0	25.00	.00	144082.	55427.
BACA GAZLARI	50.37	200.0	1.00	.00	11555.	2291.
KUL	1.67	30.0	1.00	100.00	0.	0.
ÇIKAN TOPLAMI					155637.	57718.

Süreçteki Isı Geçişi, Q : -41912. kJ/BP

Süreçteki Tersinmezlik, I : 117807. kJ/BP
(T₀ = 20.0 C T_y = 50.0 C)

Birinci Kanun Verimi : % 78.78

İkinci Kanun Verimi : % 34.34

EK B. SU ve SU BUHARININ ÖZELİKLERİ

EK B.1. DOYMUŞ SU ÖZELİKLERİ

Sabitler: $T_{cr}=647.3$; $T_0=293.15$; $S_0=0.291245$; $H_0=82.0233$;

Entalpi : $HF=2099.3*y$ [kJ/kg] (Ek B1)

$$TE=1-T/T_{cr}$$

$$y=a_0+e_1*TE+e_2*TE**2+e_3*TE**3+e_4*TE**4+e_5*TE**5+e_6*TE**6+e_7*TE**7$$

Katsayılar:

273.16≤T<300 için:

$a_0=0$; $e_1=624.698837$; $e_2=-2343.85369$; $e_3=-9508.12101$;
 $e_4=71628.7928$; $e_5=-163535.221$; $e_6=166531.093$; $e_7=-64785.4585$

300≤T<600 için:

$a_0=0.8839230108$; $e_1=-2.67172935$; $e_2=6.22640035$;
 $e_3=-13.1789573$; $e_4=-1.91322436$; $e_5=68.7937653$;
 $e_6=-124.819906$; $e_7=72.1435404$

Kullanılabilir enerji:

$KF=(HF-H_0)-T_0*(SF-S_0)+27.55$ [kJ/kg] (Ek B2)

Entropi: $SF= 4.4289*y$ [kJ/kgK]

273.16≤T<300 için:

$$y=e_1*TE+e_2*TE**2+e_3*TE**3+e_4*TE**4+e_5*TE**5+e_6*TE**6+e_7*TE**7$$

Katsayılar:

$e_1=-1836.92956$; $e_2=14706.6352$; $e_3=-43146.6046$; $e_4=48606.6733$;
 $e_5=7997.5096$; $e_6=-58333.9887$; $e_7=33140.0718$;

300≤T<600 için:

$$y= a_0+e_1*TE+e_2*TE**2+e_3*TE**3+e_4*TE**4+e_5*TE**5+e_6*TE**6+e_7*TE**7$$

Katsayılar:

$a_0=0.912762917$; $e_1=-1.75702956$; $e_2=1.68754095$;
 $e_3=5.82215341$; $e_4=-63.3354786$; $e_5=188.076546$;
 $e_6=-252.344531$; $e_7=128.058531$;

EK B.2. DOYMUŞ BUHAR ÖZELİKLERİ
(T[K], HG[kJ/kg], KG[kJ/kg])

Sabitler: Tcr=647.3 ;T0=293.15;S0=0.291245; H0=82.0233;

Entalpi : HG= 2099.3*y [kJ/kg] (Ek B3)

$$TE = 1 - T/T_{cr}$$

$$y = a_0 + a_1 * TE^{(1/3)} + a_2 * TE^{(5/6)} + a_3 * TE^{(7/8)} + e_1 * TE + e_2 * TE^{**2} + e_3 * TE^{**3} + e_4 * TE^{**4} + e_5 * TE^{**5}$$

Katsayılar:

a0=1.0 ;a1=0.457874342;a2=5.08441288; a3=-1.48513244;
e1=-4.81351884;e2=2.69411792;e3=-7.39064542;
e4=10.4961689;e5=-5.46840036;

Kullanılabilir enerji:

$$KG = (HG - H_0) - T_0 * (SG - S_0) + 27.55 \text{ [kJ/kg]} \quad (\text{Ek B4})$$

Entropi: SG= 4.4289*y

Katsayılar:

a0=1.0 ;a1=0.377391;a2=-2.78368;a3=6.93135;e1=-4.34839;
e2=1.34672;e3=1.75261;e4=-6.22295;e5=9.99004;

$$y = a_0 + a_1 * TE^{(1/3)} + a_2 * TE^{(5/6)} + a_3 * TE^{(7/8)} + e_1 * TE + e_2 * TE^{**2} + e_3 * TE^{**3} + e_4 * TE^{**4} + e_5 * TE^{**5}$$

EK B.3. KIZGIN BUHAR ÖZELİKLERİ

Sabitler : $T_0 = 293.15$; $S_0 = 0.291245$; $H_0 = 82.0233$;

Entalpi:

$H = a_0 + a_1 \cdot T + a_2 \cdot T^2 - a_3 \cdot \exp((T_{sat} - T)/45.0)$ [kJ/kg] (Ek B5)

Katsayılar:

$a_0 = b_1 + b_2 \cdot P + b_3 \cdot P^2$

$a_1 = b_4 + b_5 \cdot P + b_6 \cdot P^2$

$a_2 = b_7 + b_8 \cdot P + b_9 \cdot P^2$

$a_3 = b_{10} + b_{11} \cdot T_{sat} + b_{12} \cdot T_{sat}^2 + b_{13} \cdot T_{sat}^3 + b_{14} \cdot T_{sat}^4$

$b_1 = 2041.21$; $b_2 = -40.40021$; $b_3 = -0.48095$;

$b_4 = 1.610693$; $b_5 = 0.05472051$; $b_6 = 7.517537e-4$;

$b_7 = 3.383117e-4$; $b_8 = -1.975736e-5$; $b_9 = -2.87409e-7$;

$b_{10} = 1707.82$; $b_{11} = -16.99419$; $b_{12} = 0.062746295$;

$b_{13} = -1.0284259e-4$; $b_{14} = 6.4561298e-8$

Buharlaştırma sıcaklığı:

$0.000611 \leq P \leq 22.1$ için:

$T_{sat} = A + B / (\ln(P) + C)$ [K]

(Ek B6)

$0.000611 \leq P < 12.33$ için:

$A = 42.6776$; $B = -3892.7$; $C = -9.48654$

$12.33 \leq P \leq 22.1$ için:

$A = -387.592$; $B = -12587.5$; $C = -15.2578$

Kullanılabilir Enerji:

$K = (H - H_0) - T_0 \cdot (S - S_0) + 27.55$ [kJ/kg]

(Ek B7)

Entropi:

$S = a_0 + a_1 \cdot T + a_2 \cdot T^2 + a_3 \cdot T^3 + a_4 \cdot T^4 + b_1 \cdot \ln(10.0 \cdot P + b_2)$

$- (c_0 + c_1 \cdot T + c_2 \cdot T^2 + c_3 \cdot T^3 + c_4 \cdot T^4) \cdot \exp((T_{sat} - T)/85.0)$

Katsayılar:

$a_0 = 4.6162961$; $a_1 = 1.039008e-2$; $a_2 = -9.873085e-6$;

$a_3 = 5.43411e-9$; $a_4 = -1.170465e-12$; $b_1 = -0.4650306$; $b_2 = 0.001$;

$c_0 = 1.777804$; $c_1 = -1.802468e-2$; $c_2 = 6.854459e-5$;

$c_3 = -1.184424e-7$; $c_4 = 8.142201e-11$;

EK C. SAKARÖZ-SU ÇÖZELTİLERİNİN ÖZELİKLERİ

EK C.1. Sakaröz-Su çözeltisi özgül entalpisi:
(T[C], ykm[%], H[kJ/kg])

Doyma Sınırında kuru madde oranı $dykm=f(T)$

$$dykm = 63.8118 + 0.1441 \cdot T + 4.476e-4 \cdot T^2$$

$0 \leq ykm \leq 100$, $0 \leq T \leq 140$ için :

Doyma sınırının altında (ykm < dykm için) entalpi:
 $H(T=sabit)=f(ykm)$

H[0 C]=	-0.3409+0.056*ykm+0.0013*ykm**2	(Ek C1)
H[5 C]=	20.93	(Ek C2)
H[10 C]=	40.7359-0.117*ykm-1.529e-4*ykm**2	(Ek C3)
H[15 C]=	62.4746-0.2797*ykm+7.143e-4*ykm**2	(Ek C4)
H[20 C]=	83.6736-0.4862*ykm+0.002*ykm**2	(Ek C5)
H[25 C]=	104.3254-0.5142*ykm+1.495e-4*ykm**2	(Ek C6)
H[30 C]=	125.447-0.6705*ykm+0.001*ykm**2	(Ek C7)
H[35 C]=	146.3659-0.7974*ykm+0.0012*ykm**2	(Ek C8)
H[40 C]=	167.6217-0.9129*ykm+0.0011*ykm**2	(Ek C9)
H[45 C]=	188.4851-1.0156*ykm+0.0013*ykm**2	(Ek C10)
H[50 C]=	208.661-1.0927*ykm+7.781e-4*ykm**2	(Ek C11)
H[55 C]=	230.8512-1.2911*ykm+0.0022*ykm**2	(Ek C12)
H[60 C]=	251.0274-1.3162*ykm+7.338e-4*ykm**2	(Ek C13)
H[65 C]=	272.0768-1.4306*ykm+8.874e-4*ykm**2	(Ek C14)
H[70 C]=	292.7346-1.5013*ykm+3.865e-4*ykm**2	(Ek C15)
H[75 C]=	313.4362-1.5621*ykm+1.695e-4*ykm**2	(Ek C16)
H[80 C]=	334.9121-1.6838*ykm+2.784e-5*ykm**2	(Ek C17)
H[85 C]=	356.2123-1.7622*ykm-1.869e-4*ykm**2	(Ek C18)
H[90 C]=	376.7906-1.8437*ykm-1.897e-4*ykm**2	(Ek C19)
H[95 C]=	398.0981-1.9272*ykm-3.722e-4*ykm**2	(Ek C20)
H[100 C]=	418.7359-2.0152*ykm-2.246e-4*ykm**2	(Ek C21)
H[105 C]=	439.5425-1.9989*ykm-0.0018*ykm**2	(Ek C22)
H[110 C]=	460.8796-2.1214*ykm-0.0014*ykm**2	(Ek C23)
H[115 C]=	481.3447-2.1224*ykm-0.0027*ykm**2	(Ek C24)
H[120 C]=	501.8284-2.2161*ykm-0.0024*ykm**2	(Ek C25)
H[125 C]=	522.8128-2.2452*ykm-0.0035*ykm**2	(Ek C26)
H[130 C]=	543.9498-2.3889*ykm-0.0021*ykm**2	(Ek C27)
H[135 C]=	564.8701-2.3474*ykm-0.0043*ykm**2	(Ek C28)
H[140 C]=	586.2045-2.511*ykm-0.0029*ykm**2	(Ek C29)

Doyma sınırının üstünde (ykm²dykm için) entalpi:
 $H(T=\text{sabit})=f(ykm)$:

$H[0\ C]=24.3407-0.2448*ykm$	(Ek C30)
$H[5\ C]=48.2675-0.4227*ykm$	(Ek C31)
$H[10\ C]=73.9811-0.6225*ykm$	(Ek C32)
$H[15\ C]=102.5346-0.8432*ykm$	(Ek C33)
$H[20\ C]=136.9272-1.1399*ykm$	(Ek C34)
$H[25\ C]=162.3229-1.3306*ykm$	(Ek C35)
$H[30\ C]=189.9483-1.5403*ykm$	(Ek C36)
$H[35\ C]=221.3857-1.7974*ykm$	(Ek C37)
$H[40\ C]=248.9208-1.9995*ykm$	(Ek C38)
$H[45\ C]=286.22-2.3133*ykm$	(Ek C39)
$H[50\ C]=318.2411-2.5656*ykm$	(Ek C40)
$H[55\ C]=357.5433-2.8971*ykm$	(Ek C41)
$H[60\ C]=394.3-3.194*ykm$	(Ek C42)
$H[65\ C]=429.242-3.4668*ykm$	(Ek C43)
$H[70\ C]=470.3808-3.8005*ykm$	(Ek C44)
$H[75\ C]=520.852-4.2372*ykm$	(Ek C45)
$H[80\ C]=565.2169-4.6055*ykm$	(Ek C46)
$H[85\ C]=613.82-5.0078*ykm$	(Ek C47)
$H[90\ C]=656.5133-5.3593*ykm$	(Ek C48)
$H[95\ C]=715.302-5.8614*ykm$	(Ek C49)
$H[100\ C]=770.51-6.336*ykm$	(Ek C50)
$H[105\ C]=832.993-6.8746*ykm$	(Ek C51)
$H[110\ C]=902.1366-7.4807*ykm$	(Ek C52)
$H[115\ C]=979.3947-8.172*ykm$	(Ek C53)
$H[120\ C]=1081.86-9.1104*ykm$	(Ek C54)
$H[125\ C]=1164.667-9.8468*ykm$	(Ek C55)
$H[130\ C]=1328.8836-11.4089*ykm$	(Ek C56)
$H[135\ C]=1498.1407-12.9962*ykm$	(Ek C57)
$H[140\ C]=1992.8701-18.0384*ykm$	(Ek C58)

EK C.2. Sakaroz-Su çözeltisi özgül kullanılabilir enerjisi:
(T[C], ykm[%], K[kJ/kg])

Doyma Sınırında kuru madde oranı $dykm=f(T)$
 $dykm= 59.545+0.2344*T+2.914e-6*T**2$

$0 \leq ykm \leq 100$, $0 \leq T \leq 140$ için :

Doyma sınırının altında kullanılabilir enerji:
 $K(T=sabit)=f(ykm)$:

K[20 C]=	27.0738-0.7716*ykm+0.0055*ykm**2	(Ek C59)
K[40 C]=	30.1905-0.8046*ykm+0.0056*ykm**2	(Ek C60)
K[50 C]=	33.1083-0.8029*ykm+0.0054*ykm**2	(Ek C61)
K[60 C]=	38.1665-0.867*ykm+0.0059*ykm**2	(Ek C62)
K[70 C]=	43.0083-0.8504*ykm+0.0053*ykm**2	(Ek C63)
K[75 C]=	46.7875-0.9033*ykm+0.0057*ykm**2	(Ek C64)
K[80 C]=	50.2167-0.9164*ykm+0.0057*ykm**2	(Ek C65)
K[85 C]=	53.8375-0.9234*ykm+0.0056*ykm**2	(Ek C66)
K[90 C]=	57.5461-0.9424*ykm+0.0056*ykm**2	(Ek C67)
K[95 C]=	61.3539-0.9323*ykm+0.0052*ykm**2	(Ek C68)
K[100 C]=	65.9133-0.9834*ykm+0.0056*ykm**2	(Ek C69)
K[102 C]=	67.3806-0.9515*ykm+0.0051*ykm**2	(Ek C70)
K[104 C]=	69.6655-0.9853*ykm+0.0053*ykm**2	(Ek C71)
K[106 C]=	70.8715-0.9473*ykm+0.0048*ykm**2	(Ek C72)
K[108 C]=	72.7533-0.9715*ykm+0.005*ykm**2	(Ek C73)
K[110 C]=	74.7188-0.9786*ykm+0.005*ykm**2	(Ek C74)
K[112 C]=	76.7727-0.9848*ykm+0.0049*ykm**2	(Ek C75)
K[114 C]=	78.6988-0.9913*ykm+0.0049*ykm**2	(Ek C76)
K[116 C]=	80.6709-0.9876*ykm+0.0047*ykm**2	(Ek C77)
K[118 C]=	82.7697-0.9928*ykm+0.0047*ykm**2	(Ek C78)
K[120 C]=	84.6988-1.0024*ykm+0.0047*ykm**2	(Ek C79)
K[122 C]=	86.8406-1.004*ykm+0.0046*ykm**2	(Ek C80)
K[124 C]=	88.9285-1.0031*ykm+0.0044*ykm**2	(Ek C81)
K[126 C]=	90.6255-0.9846*ykm+0.0042*ykm**2	(Ek C82)
K[128 C]=	92.903-1.0019*ykm+0.0043*ykm**2	(Ek C83)
K[130 C]=	94.7673-1.016*ykm+0.0044*ykm**2	(Ek C84)
K[132 C]=	97.2024-1.0174*ykm+0.0042*ykm**2	(Ek C85)
K[134 C]=	99.6714-1.0227*ykm+0.0041*ykm**2	(Ek C86)
K[136 C]=	102.0357-1.0319*ykm+0.0041*ykm**2	(Ek C87)
K[138 C]=	104.4-1.0438*ykm+0.0041*ykm**2	(Ek C88)
K[140 C]=	107.881-1.0831*ykm+0.0043*ykm**2	(Ek C89)

Doyma sınırının üstünde (ykm>dykm için) kull.en. :
 $K(T=\text{sabit})=f(ykm)$:

K[20 C]= 0.0	(Ek C90)
K[40 C]= 3.8467-0.0344*ykm	(Ek C91)
K[50 C]= 7.3311-0.0566*ykm	(Ek C92)
K[60 C]= 14.9351-0.1198*ykm	(Ek C93)
K[70 C]= 21.439-0.158*ykm	(Ek C94)
K[75 C]= 28.2994-0.2199*ykm	(Ek C95)
K[80 C]= 32.9631-0.2545*ykm	(Ek C96)
K[85 C]= 41.6535-0.328*ykm	(Ek C97)
K[90 C]= 48.1603-0.3767*ykm	(Ek C98)
K[95 C]= 56.1483-0.4414*ykm	(Ek C99)
K[100 C]= 66.6414-0.5319*ykm	(Ek C100)
K[102 C]= 69.0793-0.5466*ykm	(Ek C101)
K[104 C]= 75-0.6*ykm	(Ek C102)
K[106 C]= 78.6103-0.6267*ykm	(Ek C103)
K[108 C]= 82.9172-0.6612*ykm	(Ek C104)
K[110 C]= 87.5448-0.6991*ykm	(Ek C105)
K[112 C]= 91.5759-0.7293*ykm	(Ek C106)
K[114 C]= 95.3808-0.7577*ykm	(Ek C107)
K[116 C]= 101.7539-0.8135*ykm	(Ek C108)
K[118 C]= 107.3461-0.8615*ykm	(Ek C109)
K[120 C]= 113.0962-0.9115*ykm	(Ek C110)
K[122 C]= 121.8616-0.9904*ykm	(Ek C111)
K[124 C]= 125.9346-1.0212*ykm	(Ek C112)
K[126 C]= 134.2846-1.0962*ykm	(Ek C113)
K[128 C]= 141.9039-1.1635*ykm	(Ek C114)
K[130 C]= 151.6654-1.2538*ykm	(Ek C115)
K[132 C]= 149.2928-1.2179*ykm	(Ek C116)
K[134 C]= 162.5429-1.3429*ykm	(Ek C117)
K[136 C]= 175.6143-1.4643*ykm	(Ek C118)
K[138 C]= 186.1572-1.5571*ykm	(Ek C119)
K[140 C]= 195.5428-1.6429*ykm	(Ek C120)

EK D. SIKILMIŞ KÜSPE ÖZELİKLERİ

(T[°C] , ykm[%] , H[kCal/kg] , K[kCal/kg])

10≤ykm≤30, 20≤T≤100 için:

Entalpi

$$H[ykm=10] = -0.2333 + 0.94 \cdot T \quad (\text{Ek D1})$$

$$H[ykm=20] = -0.1867 + 0.8812 \cdot T \quad (\text{Ek D2})$$

$$H[ykm=30] = -0.2378 + 0.8243 \cdot T \quad (\text{Ek D3})$$

Kullanılabilir enerji:

$$K[ykm=10] = 5.8476 + 0.0058 \cdot T - 5.155e-4 \cdot T^2 + 2.583e-5 \cdot T^3 - 1.27e-7 \cdot T^4 \quad (\text{Ek D4})$$

$$K[ykm=15] = 5.9223 - 0.0323 \cdot T + 6.963e-4 \cdot T^2 + 9.373e-6 \cdot T^3 - 5.081e-8 \cdot T^4 \quad (\text{Ek D5})$$

$$K[ykm=20] = 5.3904 - 0.009 \cdot T - 4.608e-5 \cdot T^2 + 1.798e-5 \cdot T^3 - 8.669e-8 \cdot T^4 \quad (\text{Ek D6})$$

$$K[ykm=25] = 4.9519 - 0.0041 \cdot T - 1.669e-4 \cdot T^2 + 1.965e-5 \cdot T^3 - 9.288e-8 \cdot T^4 \quad (\text{Ek D7})$$

$$K[ykm=30] = 4.4602 + 0.0107 \cdot T - 5.494e-4 \cdot T^2 + 2.255e-5 \cdot T^3 - 1.035e-7 \cdot T^4 \quad (\text{Ek D8})$$

EK E. KURUTMADA SIKILMIŞ KÜSPE ÖZELİKLERİ

(T[°C] , ykm[%] , K[kCal/kg])

10≤ykm≤30, 20≤T≤100 için:

Entalpi:

$$H[ykm=10] = -0.2333 + 0.94 \cdot T \quad (\text{Ek E1})$$

$$H[ykm=20] = -0.1867 + 0.8812 \cdot T \quad (\text{Ek E2})$$

$$H[ykm=30] = -0.2378 + 0.8243 \cdot T \quad (\text{Ek E3})$$

Kullanılabilir enerji:

$$K[ykm=10] = 0.1071 - 0.0352 \cdot T + 0.0012 \cdot T^2 \quad (\text{Ek E4})$$

$$K[ykm=20] = -1.1218 - 0.0011 \cdot T + 9.394e-4 \cdot T^2 \quad (\text{Ek E5})$$

$$K[ykm=30] = -0.1484 - 0.0216 \cdot T + 9.584e-4 \cdot T^2 + 3.927e-7 \cdot T^3 \quad (\text{Ek E6})$$

EK F. PANCAR KIYIMLARININ ÖZELİKLERİ
(T[C], H[kJ/kg], K[kJ/kg]

Entalpi:

$$H = -0.8814 + 3.8126 * T \quad [\text{kJ/kg}] \quad (\text{Ek F1})$$

Kullanılabilir enerji:

$$K = 11.322782 + 0.1025766 * T - 2.6113e-3 * T^{**2} + 8.75878e-5 * T^{**3} - 3.55961e-7 * T^{**4} \quad [\text{kJ/kg}] \quad (\text{Ek F2})$$

EK G. KURU KÜSPE ÖZELİKLERİ
(T[C], H[kCal/kg], K[kCal/kg])

70 ≤ ykm ≤ 100 , 30 ≤ T ≤ 100 için:

Entalpi:

$$H[\text{ykm}=70] = 0.1411 + 0.5912 * T \quad (\text{Ek G1})$$

$$H[\text{ykm}=80] = -0.0522 + 0.5355 * T \quad (\text{Ek G2})$$

$$H[\text{ykm}=90] = -0.2119 + 0.481 * T \quad (\text{Ek G3})$$

$$H[\text{ykm}=100] = 0.2214 + 0.4193 * T \quad (\text{Ek G4})$$

Kullanılabilir enerji:

$$K[\text{ykm}=70] = 0.1128 - 0.022 * T + 7.603e-4 * T^{**2} \quad (\text{Ek G5})$$

$$K[\text{ykm}=80] = -0.0125 - 0.0177 * T + 6.753e-4 * T^{**2} \quad (\text{Ek G6})$$

$$K[\text{ykm}=90] = -0.1306 - 0.0134 * T + 5.922e-4 * T^{**2} \quad (\text{Ek G7})$$

$$K[\text{ykm}=100] = 0.1893 - 0.0187 * T + 5.555e-4 * T^{**2} \quad (\text{Ek G8})$$

EK H. ŞEKERİN ÖZELİKLERİ
(T[C], ykm[%], H[kJ/kg], K[kJ/kg])

Entalpi:

$$H = 0.3364 + 1.0903 * T + 0.0027 * T^{**2} \quad (\text{Ek H1})$$

Kullanılabilir enerji:

$$K = 0.8488 - 0.098 * T + 0.0022 * T^{**2} \quad (\text{Ek H2})$$

EK I. BACA GAZLARININ ÖZELİKLERİ
(T[C], H[kJ/kg], K[kJ/kg])

Sabit : $T_0 = 293.15 \text{ K}$

Entalpi:

$$H = 1.147 * T$$

(Ek I1)

Kullanılabilir enerji :

$$K = 1.147 * (TK - T_0 - T_0 * \log(TK / T_0))$$

(Ek I2)

$$TK = 273.15 + T$$

EK J. HAYANIN ÖZELİKLERİ
(T[C], H[kJ/kg], K[kJ/kg])

Sabit : $T_0 = 293.15 \text{ K}$

Entalpi:

$$H = 1.0035 * T$$

(Ek J1)

Kullanılabilir enerji:

$$K = 1.0035 * (TK - T_0 - T_0 * \log(TK / T_0))$$

(Ek J2)

$$TK = 273.15 + T$$

ÖZGEÇMİŞ

15 Mayıs 1956 da Ankara'da doğdu. 1973 yılında Kaba-
taş Erkek Lisesi'ni bitirdi. 1973 ile 1978 yıllarında
İstanbul Teknik Üniversitesi'nde makina mühendisliği eği-
timi gördü.

14 ay Teksan Ölçü Aletleri Sanayi A.Ş. de çalıştı.
1979 yılında M.E.B. bursu ile Almanya'ya gitti. 1980 ile
1984 yıllarında Karlsruhe Teknik Üniversitesi'nde Hid-
rolik ve Termik Akım Makinaları dallarında yüksek lisans
eğitimi gördü.

1985 yılında kısa dönem askerlik hizmetini yaptı.
1985 yılı temmuz ayında Fırat Üniversitesi'nde araştırma
görevlisi olarak çalışmaya başladı. Evli ve bir çocuk
babasıdır.