

T.C.  
BEYKENT ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ  
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI  
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ BİLİM DALI

**BİR ŞEKER FABRİKASINDA ŞEKER ÜRETİMİ  
PROSES İHTİYACI İÇİN SOĞUTMA KAPASİTESİNİN  
BELİRLENMESİ VE SOĞUTUCU TASARIMI**

Yüksek Lisans Tezi

Tezi Hazırlayan:  
**Tevfik AYTEKİN**

İSTANBUL, 2019

T.C.  
BEYKENT ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ  
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI  
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ BİLİM DALI

**BİR ŞEKER FABRİKASINDA ŞEKER ÜRETİMİ  
PROSES İHTİYACI İÇİN SOĞUTMA KAPASİTESİNİN  
BELİRLENMESİ VE SOĞUTUCU TASARIMI**

Yüksek Lisans Tezi

Tezi Hazırlayan:  
**Tevfik AYTEKİN**

Öğrenci No:  
150893001

Danışman:  
Doç. Dr. Cüneyt EZGİ

İSTANBUL, 2019

## YEMİN METNİ

Yüksek Lisans Tezi olarak sunduğum “BİR ŞEKER FABRİKASINDA ŞEKER ÜRETİMİ PROSES İHTİYACI İÇİN SOĞUTMA KAPASİTESİNİN BELİRLENMESİ VE SOĞUTUCU TASARIMI” başlıklı bu çalışmanın, bilimsel ahlak ve geleneklere uygun şekilde tarafımdan yazıldığını, yararlandığım eserlerin tamamının kaynaklarda gösterildiğini ve çalışmamın içinde kullanıldıkları her yerde bunlara atıf yapıldığını belirtir ve bunu onurumla doğrularım. 24/05/2019

**Tevfik AYTEKİN**



T.C.  
BEYKENT ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

YÜKSEK LİSANS TEZ SAVUNMA SINAVI SONUÇ TUTANAĞI

**Beykent Üniversitesi**  
**Fen Bilimleri Enstitüsü Müdürlüğü'ne,**

Aşağıda tez adı belirtilen yüksek lisans öğrencisi 1.50893001 no'lu Tevfik AYTEKİN in 27052019 tarihinde yapılan tez savunma sınavı<sup>1</sup> sonucunda...60 dakika süreyle sunduğu ve savunduğu tezi hakkında<sup>2</sup> oybirliğiyle, KABUL kararı verilmiştir.

Bilgilerinize saygılarımızla arz ederiz.

---

**Anabilim Dalı** : Makine Mühendisliği  
**Programı** : Makine Mühendisliği Yüksek Lisans  
**Tez Başlığı<sup>3</sup>** : Bir Seker Fabrikasında Seker Üretimi Proses İhtiyacı İçin Soğutma Kapasitesinin Belirlenmesi ve Soğutucu Tasarımı

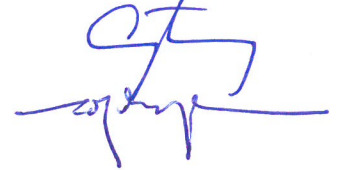
---

**Tez Sınav Jürisi**

**Öğretim Üyesi**

**İmza**

**Danışman** : Doç. Dr. Cüneyt EZGİ  
**Üye** : Prof. Dr. İ. Cem Parmaksızoğlu  
**Üye** : Dr Öğr. Üyesi Osman Sımar





<sup>1</sup> Jüri üyeleri, söz konusu tezin kendilerine teslim edildiği tarihten itibaren en geç bir ay içinde toplanarak öğrenciyi tez sınavına alır. Tez savunma sınav süresi en az 45, en çok 90 dakikadır. Jüri üyeleri, sınav öncesi yapılacak toplantıda, kendi aralarından danışman dışında bir üyeyi başkan seçer. Tez sınavı, tez çalışmasının sunulması ve bunu izleyen soru-cevap bölümünden oluşur. Tez sınavı, öğretim elemanları, lisansüstü öğrenciler ve alanın uzmanlarından oluşan dinleyicilerin katılımına açık ortamlarda gerçekleştirilir. Belirlenen günde yapılamayan jüri toplantısı, katılanların hazırladığı bir tutanakla enstitü yönetimine bildirilir. Bu durumda, jüri en geç on beş gün içinde toplanarak adayın tez savunma sınavına alır. (05 Ağustos 2017 tarihli 30145 sayılı Resmi Gazetede Yayınlanan Değişiklik-Madde 29-3)

<sup>2</sup> Tez sınavının tamamlanmasından sonra jüri, tez hakkında salt çoğunlukla “kabul”, “düzeltme” veya “ret” kararı verir. Jüri başkanı, jüri üyelerince imzalanmış karar tutanağını, tez sınavını izleyen üç gün içinde ilgili enstitü yönetimine teslim eder. Tezi hakkında düzeltme kararı verilen öğrenci en geç üç ay içinde gerekli düzeltmeleri yaparak ve birinci fıkradaki usule göre tezini aynı jüri önünde yeniden savunur. Süresi içerisinde “düzeltme” savunmasına girmeyen öğrencinin enstitü ile ilişkisi kesilir. ( Beykent Üniversitesi Lisansüstü Eğitim ve Öğretim Yönetmeliği-Madde 29-4)

<sup>3</sup> İleride doğabilecek aksaklıkların engellenmesi için tezin başlığının yazılması gerekmektedir.

Adı ve Soyadı : Tefvik AYTEKİN  
Danışmanı : Doç. Dr. Cüneyt EZGİ  
Türü ve Tarihi : Yüksek Lisans, 2019  
Alanı : Makine Mühendisi  
Anahtar Kelimeler : Sert şeker soğutma işlemi, Soğutucu tasarımı, Şeker için soğutma kapasitesi belirleme

## ÖZ

### **BİR ŞEKER FABRİKASINDA ŞEKER ÜRETİMİ PROSES İHTİYACI İÇİN SOĞUTMA KAPASİTESİNİN BELİRLEMESİ VE SOĞUTUCU TASARIMI**

Soğutma sistemleri hayatımızın birçok yerinde var olduğu gibi genel anlamda endüstriyel fabrikalarda kullanılır. Alan olarak geniş bir yelpazesi vardır. Büyük AVM’lerde, endüstriyel üretim yapan fabrikalarda, otel, konut vb. gibi birçok alanda kullanıldığı için bu yüzden soğutma yükü kapasitesi belirlenmesi önemli ve gereklidir. Kullanılacak olan yükün belirlenmesinde en önemli kriterlerden bir tanesi şudur, Fabrikadaki tünellerin soğutma yükü ihtiyacı belirlenmesidir. Bunların akabinde yapılması gereken ise soğutucu kapasitesi için fabrika içinde belirlemiş olduğumuz tünel yüklerine göre chiller seçimidir. Bu konuda dış ortam şartlarını da göz ardı etmemek gerekir. Çünkü dış hava şartlarına göre yük azalır ya da artar. Bu yüzden göz önünde bulundurulması çok önemlidir.

Örneğin; İstanbul hava şartlarıyla Ankara, Eskişehir ya da Erzurum’da yükün belirlenmesi arasında fark vardır. Dış hava şartları kondanser verimini direk etkilediği gibi kompresörden çekilen elektrik gücünü de direk etkilemektedir. Bu çalışmada bir fabrika içerisindeki proses için kullanılan tünel yüklerinin nasıl belirlendiği ele alınmıştır. Kurulu soğutma tünellerinin yükleri için chiller tasarımı yapılarak, yüklerin karşılanması için yapılmıştır. Bu yükler soğutma tüneli yüklerinden elde edilen verilerdir ve ölçümler yapılarak bulunmuştur.

Ayrıca bu çalışmada chiller sistemi içerisinde çevrimi de ayrıntılı bir şekilde anlatılmıştır. Dış Ortam şartlarına direkt bağlı olduğu anlatılmıştır. Bu çalışmada bir şeker fabrikası için yüklerin nasıl belirlendiği ve şeker süreç bilgisine de değinilmiştir.



Name and Surname : Tevfik AYTEKİN  
Supervisor : Mechanical Engineering  
Degree and Date : Master, 2019  
Major : Mechanic Enginner  
Key Words : Hard candy cooling process, Cooler design,  
Determination of cooling capacity for sugar

## **ABSTRACT**

### **THE COOLING CAPACITY OF THE SUGAR PRODUCTION PROCESS IN A SUGAR FACTORY AND REFRIGERATION SYSTEM DESIGN**

Cooling systems are used in industrial plants in general as they exist in many parts of our lives. They have a wide range area. Since they are used in large shopping centers, industrial production factories, hotels, residences etc. the determination of the capacity of the cooling load is important and necessary . One of the most important criteria for determining the cooling load to be used is that, if the load for the factory is to be determined for the internal cooling; the number of people working inside the factory, the number of machine-equipment and the area of the environment are the most decisive factors. After that, the chiller selection is required to be done based on the loads we have specified in the factory for the cooling capacity. It is also necessary not to ignore the outdoor conditions in this manner because the load decreases or increases according to the weather conditions. Therefore it is very important to consider.

For example, there is a difference between Istanbul, Ankara, Eskişehir or Erzurum weather conditions and the determination of the load for each of them. External weather conditions directly affect the electrical power output of the compressor as it directly affects the efficiency of the condenser. In this study, determination of the loads in a factory is discussed. Loads of installed machine

powers are determined and satisfaction of loads is done by making chiller design according to the loads. These loads only consist of loads given by machinery equipment companies.

Besides, cycle of the chiller system is explained in detail in this study. It is clarified that it is directly connected to the environment conditions. Moreover, how the loads were determined for a sugar factory and candy process information were also mentioned.





## İÇİNDEKİLER

Sayfa No.

ÖZ.....	i
ABSTRACT.....	iii
İÇİNDEKİLER.....	v
SEMBOL LİSTESİ.....	ix
KISALTMALAR .....	x
GİRİŞ.....	1

### BİRİNCİ BÖLÜM

#### ŞEKER

1.ŞEKER ŞEKERLEME.....	2
1.2. Sert Şeker Üretim Aşamaları.....	3
1.3. Sert Şeker Evreleri .....	4
1.4. Şeker Çözeltileri Oluşturma.....	5
1.4.1 Glikoz Şurubu.....	5
1.4.2. Glukoz .....	6
1.4.3. Fruktoz.....	6
1.4.4. Sakkaroz .....	6
2. AROMA MADDELERİ.....	7
2.1 Sitrik Asit.....	7
3. VAKUM İLE PİŞİRME.....	7

### İKİNCİ BÖLÜM

#### SOĞUTUCU TARİHÇESİ

1. SOĞUTUCU NEDİR.....	9
1.1 Hava Soğutmalı Chiller Sistemi.....	10
1.2. Su Soğutmalı Chiller Sistemi.....	10
1.2.1. Kullanıldığı Alanlar.....	11
1.3. Hava Soğutmalı Ve Su Soğutmalı Chiller Sistemi.....	11
1.4. Hava Soğutma Sisteminin Temel Soğutma Çevrimi.....	12

<b>2. SOĞUTMA SİSTEMİNDE KULLANILAN GAZLAR.....</b>	<b>15</b>
2.1. Kloroflorokarbon (CFC) .....	15
2.2. Hidrokloroflorokarbon (HCFC) .....	15
2.3. Hidroflorokarbon (HFC) .....	15
2.3.1. R-134a Gazı.....	16
2.3.2. R-22 Gazı.....	16
2.3.3. R-11 Gazı.....	16
2.3.4. R-12 Gazı.....	16
2.3.5. R-152 Gazı.....	17
2.3.6. R-404 Gazı.....	17
<b>3. BUHAR SIKIŞTIRMALI SOĞUTMA ÇEVİRİMİ.....</b>	<b>17</b>
3.1 Kompresör .....	18
3.2 Kondenser (Yoğuşturucu) .....	18
3.3 Kısılma Valfi .....	19
3.4 Evaporatör (Buharlaştırıcı).....	19
3.5. Soğutma Sistemi Yardımcı Elemanları .....	20
3.5.1 Manometre.....	20
3.5.2 Termometre .....	21
3.5.3. Kurutucu Filtre .....	22
3.5.6. Gözetleme Camı .....	23
3.5.7. Çek Valf.....	23
3.5.8. Selenoid Valf .....	24

## ÜÇÜNCÜ BÖLÜM

### SERT ŞEKERİN TÜNEL SOĞUTMA İHTİYACI BELİRLENMESİ

<b>1. SERT ŞEKER YÜK BELİRLENMESİ.....</b>	<b>26</b>
1.1.Sert şeker için ısı yükü hesaplamaları .....	26
1.2. Isı Transferi İçin Gerekli $Q_{\text{verilen}}$ Belirlenmesi .....	27
1.2.1 $Q_{\text{kayıp}}$ Hesaplamaları .....	29
1.3. Pompa Debisi Belirlenmesi.....	29
1.4. Soğutma Tünel Verimi Hesabı.....	30
1.4.1. Tünelde Harcanan Yük Hesabı.....	31

1.5. Vakum Ve Isı İhtiyacı .....	32
1.5.1. Vakum Isı İhtiyacı Belirlenmesi.....	34
1.6. Toplam Isı Transferi Miktarı.....	35

## **DÖNDÜNCÜ BÖLÜM**

### **SOĞUTUCU TASARIMI VE HESAPLAMALARI**

<b>1. SOĞUTUCU TASARIMI.....</b>	<b>38</b>
1.1. Evaporatör İçin Belirlenen Yük Miktarı .....	38
1.2. Kompresör Gücü Hesaplamaları .....	42
1.3. Kondanser Hesaplamaları .....	43
1.4. Kısılma Valfi .....	47
1.5. T-s Grafiği .....	47
1.5.1. Hal Değişimleri .....	48
<b>SONUÇ .....</b>	<b>49</b>
<b>KAYNAKÇA.....</b>	<b>50</b>
<b>ÖZGEÇMİŞ .....</b>	<b>52</b>

## ŞEKİLLER LİSTESİ

	Sayfa No
Şekil 1. Sert şeker proses .....	3
Şekil 2. Sert şeker .....	5
Şekil 3: Hava soğutmalı chiller sistemi .....	10
Şekil 4. Su soğutmalı chiller çevrimi .....	11
Şekil 5. Hava soğutmalı soğutma sistemi .....	13
Şekil 6. Soğutma çevrimi ve elemanları .....	17
Şekil 7. Kompresör .....	18
Şekil 8. Kondenser görseli .....	18
Şekil 9. Kısılma valfi .....	19
Şekil 10. Evaporatör ( Shell tüpe).....	20
Şekil 11. Manometre .....	20
Şekil 12. Termometre .....	21
Şekil 13. Kurutucu filtre.....	22
Şekil 14. Gözetleme camı.....	23
Şekil 15. Çek valf çalışma sistemi .....	23
Şekil 16. Selenoid valf .....	24
Şekil 17. Sert şeker $C_p$ değeri.....	26
Şekil 18. Öz ısı değeri.....	27
Şekil 19. Sert şeker soğutma tüneli.....	27
Şekil 20. Tünel Giriş .....	31
Şekil 21. Soğutma Tüneli.....	32
Şekil 22. Vakum .....	33
Şekil 23. İdeal Soğutma Çevrimi .....	36
Şekil 24. Soğuk Su Dağılım Şeması .....	37
Şekil 25. T-s Grafiği.....	47

## SEMBOL LİSTESİ

<b>A</b>	: Alan ( $m^2$ )
<b>C</b>	: Özgül ısı ( $kJ/kgK$ )
<b>h</b>	: Entalpi ( $kJ/kg$ )
<b><i>m</i></b>	: Kütleli debi ( $kg/s$ )
<b>P</b>	: Basınç ( $kPa$ )
<b>Q</b>	: Isı miktarı ( $Kj$ )
<b>q</b>	: Özgül ısı miktarı( $Kj/kg$ )
<b>s</b>	: Entropi ( $kJ/KgK$ )
<b>W</b>	: İş ( $kJ$ )
<b>V</b>	: Hacimsel Debi( $m^3/h$ )
<b>T</b>	: Sıcaklık( $^{\circ}C$ )
<b><math>\rho</math></b>	: Yoğunluk( $kg/m^3$ )
<b><math>d_m</math></b>	: Boru ortalama çapı
<b><math>d_o</math></b>	: Boru dış çap(m)
<b><math>d_i</math></b>	: Boru iç çap(m)
<b>U</b>	: Toplam Isı Transfer katsayısı( $W/m^2K$ )
<b><math>D_h</math></b>	: Hidrolik çap

## KISALTMALAR

**ANSI** : American National Standards Institute

**CFC** : Kloroflorürkarbon

**COP** : Soğutma sistemi performans katsayısı

**GWP** : Küresel seraya ısınma etkisi

**HCFC** : Hidrokloroflorokarbon

**Hp** : Isı pompası

**ISO** : International Organization for Standardization

## GİRİŞ

Şeker üretiminin ilk başladığı yer olarak binlerce yıl önce Hindistan ve Çin'de olduğu bilinmektedir. Dünyanın şeker üretiminin % 74'ü şeker kamışı, %26 'ı ise şeker pancarındandır. İnsan nüfusunun artmasıyla beraber şeker tüketiminin artmasına sebep olmuştur. Türkiye'de şeker üretimine ilk olarak Osmanlı'da başlamıştır. Daha sonra ise Türkiye Şeker Fabrikaları 1935'de kurulmuştur. Türkiye'de 33 tane şeker fabrikası bulunmaktadır. Bunlardan bazıları şöyledir; (Uşak, Kastamonu, Ankara, Konya, Amasya, Elbistan, Kütahya, Burdur, Kayseri, Afyon, Çorum ) gibi büyük fabrikalardan oluşmaktadır. [1]

Beslenme ve sağlık arasındaki ilişkiye yönelik farkındalık seviyesindeki yükselmeyi arttırmıştır, Dünya çapında tüketicinin tercihi ve talepleri önemli ölçüde değiştirmiştir. Bu bakımdan gıdalar sadece gereksinim gereği değil, sağlıkla ilgili çeşitli sorunlarında ortadan kalkması nedeniyle çeşitlendirilmişlerdir. Bu çeşitlendirilmiş gıdalar, besin değerinin dışında sağlık üzerinde de fayda sağlayabilecek bitkisel ve hayvansal kaynaklı biyoaktif bileşen içeren gıdalardan meydana gelmektedir. Gıdaların vitamin, mineral, karbonhidrat ve protein gibi takviyeleri de göz önünde bulundurulduğunda yelpazenin ne kadar geniş olduğunu bize göstermektedir. Şekerleme endüstrisi geniş ürün yelpazesine sahiptir. Genel olarak da sert şeker ve yumuşak şeker, dolgulu –dolgusuz olarak çeşitlendirilmiştir. Ürünlerin Çeşitli olmasına rağmen ürünün temel bileşenleri değişmez. Bu bileşenler arasında en önemlileri monosakkaritler, polisakkaritlerdir. Şeker ise şeker kamışı ya da şeker pancarından elde edilmektedir. Sakkaroz, glikoz şurubu, invert şeker, fruktoz şurubu şekerlemenin en temel bileşenleri arasındadır. Şekerlemeler özellikle çocuklar olmak üzere her yaştan insana hitap etmektedir. Bu yüzden de geniş bir kitleye hitap etmektedir. Bu ürünlerin yüksek derece alınması da enerji fazlalığına sebep olmaktadır. Aşırı derece alınması demek sağlık açısından problem yaratması anlamına gelmektedir. [2]

## BİRİNCİ BÖLÜM

### ŞEKER

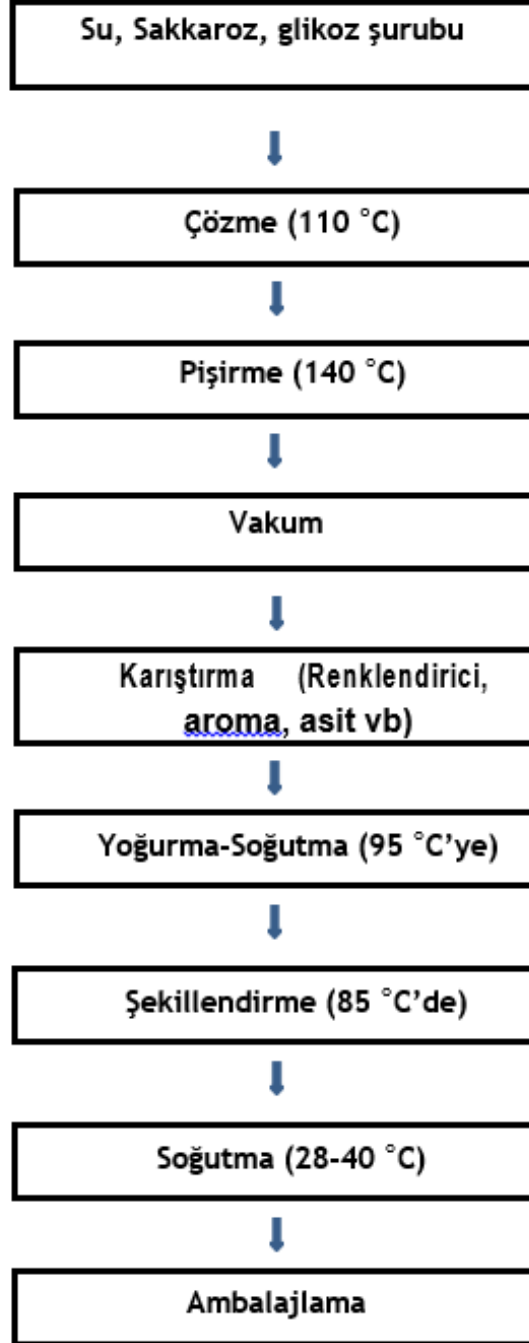
Havadan alınan karbondioksit, topraktan alınan suyla birlikte güneş enerjisini de kullanılarak elde edilir. Şeker insan yapısı için bir nevi yakıttır. Şeker(sükroz) metabolizma için yakıtın ortalama % 13'ünü karşılamaktadır. Şeker ayrıca sakkarozdur. Sakkaroz ise disakkaritler arasında yer almaktadır. Sakkaroz ise glikoz + fruktoz'un glikozit bağlanmasıyla birlikte oluşur. Doğada en çok şeker pancarı ve şeker kamışından elde edilmektedir. Şeker kamışı üretim kaynakları en çok A.B.D, Arap ülkeleri ve Hindistan'dır. Türkiye'de şeker kamışı üretimini olmamakla beraber şeker pancarı üretimi yapılmaktadır. Başlıca üretilen yerler arasında Konya şeker, Kastamonu şeker, Amasya şeker, Tokat şeker, Ankara şeker, Eskişehir şeker... Yer almaktadır.

#### 1.ŞEKER ŞEKERLEME

Şekerli şekerlemeler, adından anlaşılacağı gibi içinde şekeri bol miktarda bulundurur. İki çeşit şekerleme türü vardır; Sert şeker ve yumuşak. Sert şekerler şeker ve suyun karışımından oluşmaktadır. Bu çözeltinin (150-160 C)' ye kadar kaynatılmasıyla pişirme süreci gerçekleşir, ardından içerisinde su kalmayacak şekilde soğutularak camsı bir kütle elde edilir. Sert şekerler, genellikle camsı haldeki şeker ile karakterize edildiklerinden, sert kaynatılmış olarak adlandırılır. Sert şeker yapısında çeşitli meyve aromaları ve asitlerle karıştırılarak oluşturulur. Şeker şekerlemesinin ana bileşenleri sükroz, invert şekerler ve glikoz şurupları içerir. Karışım ilk önce 150-160 C 'ye kadar pişirilip daha sonra vakum altında içindeki suyu alınır ve temperleme işlemi için soğutucu hazneye dökülür. Sert şeker içinde genel olarak % 70 katı madde içerir. Sert şeker üretimi, şeker(%56),mısır şurubu(%28), ve sudan (%16), camsı görünümü olmayan bir tatlandırıcı kütlelerinden oluşur. Bileşenlerine aromalar, renklendiriciler, sitrik asitler eklenebilir. [3]



## 1.2. Sert Şeker Üretim Aşamaları



Şekil 1. Sert şeker proses

### 1.3. Sert Şeker Evreleri

12-15 dakika arası 145 C – 148 C ‘ ulaşır. Bu sıcaklık aralığında şeker çözeltisi doğru işleme sürecindedir ve bu sıcaklıkların üzerine çıkmaya başladığında esmerleşmeye(yanmaya) başlar. Sıcaklık en fazla (150-160 C) ‘ye kadar tolere edilebilir, sıcaklık yükseldikçe şeker sertleşir ve camsı bir katı kütle haline gelir. Pişen sert şekerin vakum altında nemi alınır, daha sonra eklenecekse aroma ve asit eklenir. Eklenecek aroma ve asitten sonra soğumak üzere temperleme bandına dökülür. Sıcaklığı 45-50 C ye geldikten sonra şekil verme işlemi gerçekleşir. Şekil verme işlemi öncesi soğuması gereken kütle ihtiyacı kadar soğuk hava tünellerine soğuk su gönderilir. Gönderilen soğuk su serpantin ve fan yardımıyla sıcak olan sert şekerin üzerindeki ısıyı çekerek soğumasına neden olur(45-50C).Şekil verme işlemi esnasında sert şeker sürtünmeyle beraber sıcaklığı (40-45C) arasındadır. Nem vb. gibi durumlardan etkilenmemesi için soğutma tünellerine girer(Proses gereği).Sert şeker şeklini alan ürün soğutulduktan sonra sıcaklığı 20-30 dereceye kadar düşmüş olur. Ardından paketlenmesi için ambalaj alanına gider.

Sert şekerlerde sıcak ve nem atmosfer koşullarında molekülerin değişme hızını arttırarak inversiyon ve kristallenme gibi istenmeyen değişiklikler meydana getirir. Şekerleme ürünlerinde tüketicilerin artan talepleri doğrultusunda hızla bir gelişim göstermiştir. Bunlara bağlı olarak da şekerleme ürünlerinin raf ömrünün süresi ve kalite koşulları garanti olması gerekmektedir. Sert şekerler dünyanın dört bir yanında tüketilmektedir. Bundan dolayı nem ve sıcaklıktan etkilenmemesi gerekmektedir. Bu nedenle glikoz şurubu eklenerek nem dengelenmesi sağlanmaktadır. [4]



**Şekil 2.** Sert şeker

#### **1.4. Şeker Çözeltisi Oluşturma**

Sert şeker formülünde , % 20-50 arası şekeri biraz lezzet katmak ve nem kontrolünü sağlamak amaçlı glikoz şurubu kullanılır. Şeker yapımında şeker oda sıcaklığındaki su ile çözülmez (şekerin suya oranı 1: ½) daha sıcak bir suyla çözme işlemini gerçekleştirilir. Nihayetinde doymuş bir çözelti elde edilir. Sıcaklık arttıkça çözeltinin içindeki çözünmüş şeker miktarında artmış olur. Elde edilen doymuş çözelti pişirilerek içinde bulunan sıvının buharlaşmasıyla konsantre olan sert şeker kıvamını alır. Eğer ki viskozitesi çok düşük olduysa glikoz eklenip viskozite ayarlaması yapılabilir. [5]

##### **1.4.1 Glikoz Şurubu**

Glikoz şuruplarında buğday, mısır ve patates nişastasının hidroliz edilmesi oluşmaktadır. Bu üretim nişastadaki glikozik bağları koparır ve ürünün kullanılması için fonksiyonel olarak özelliğini belirler. Hidroliz olduktan sonra Dekstroz Eşdeğeri olarak karşımıza çıkar. Glikoz eşdeğeri olarak Dekstroz olarak ifade edilir. [6]

### 1.4.2. Glukoz

Glukoz pentahidroksiheksaldehit olarak tanılandırılır. Doğada toz formunda bulunan glukoz su içerisinde çok iyi çözülebilmektedir. Yüksek sıcaklıklarda daha iyi çözünebilme kabiliyetine sahiptir. Glukoz ayrıca sakkaroz, laktoz ve maltoz gibi disakkaritlerin yapısında bulunmaktadır. Glukoz doğada bol miktarda bulunan bir monosakkarittir. Ayrıca hayvanlarda ve bitkilerde polisakkarit olarak depolanabilir. Hayvanların tükettiği karbonhidratların sindirilmesiyle kana glukoz şeklinde geçmektedir. [7]

### 1.4.3. Fruktoz

Meyvelerde ve balda bol miktarda bulunan doğal bir şekerdir. Önceden fruktoz alımı meyve ve bal gibi doğal kaynaklardan sağlanmaktaydı, fakat son 30 yılda farklı besin maddelerinden de alınmaya başlanmıştır. Bu nedenle de fruktoz ihtiyacında artma görülmüştür. Son zamanlarda yapılan araştırmalara göre fruktoz alımındaki artışın obozite ve diyabetteki artışla paralel olduğu gözlenmiştir. Bununla beraber fazla fruktoz alımının hipertansiyon hiperlipidemi, nonalkolik karaciğer yanması, gut vb. hastalıklarla ilişkili olabileceği ön görülmüştür. Yine son dönemde früktozun bazı hastalıklarla ilişkisi üzerinde çok fazla durulsada tüm fruktoz ürünlerinin aynı etkiye sahip olmadığı göz önünde bulundurulmalıdır. Birçok gıda maddesinde bol miktarda bulunur. [8]

### 1.4.4. Sakkaroz

Sakkaroz ( $\alpha$ -D-glukopiranosil-(1 $\rightarrow$ 2)- $\beta$ -D-fruktofuranosid) genel olarak C<sub>12</sub>H<sub>22</sub>O<sub>11</sub> ifade edilir ve 342,30 g/mol molekül ağırlığındadır. Sakkaroz diğer bir adıyla çay şekeri fruktoz ve glukoz 'un bir araya gelmesiyle oluşmaktadır. Şeker kamışı ya da şeker pancarının çeşitli evrelerden geçmesiyle elde edilen bu ürüne sakkaroz(sükroz) denir. Şeker pancarı, şeker kamışının iletim demetlerinde sakkaroz(sükroz) bulunmaktadır. Genel olarak tatlandırıcı olarak kullanılır. Sakkaroz tatlandırıcı olarak kullanımının dışında kıvam arttırıcı olarak da kullanılır. Birçok şekerlemenin bileşenleri arasında olduğu gibi sert şekerlerinde bileşenleri arasındadır. [9]

## 2. AROMA MADDELERİ

Aroma büyük ölçüde şeker, şekerleme grubundaki tat algısını etkilemektedir. Aroma maddeleri üretilen ürün çeşitlerine göre belirlenir. Bunlara örnek olarak çilek, karpuz, kavun, şeftali, limon, gibi aromalar genellikle kullanılmaktadır. Aroma maddeleri solvent çözeltilisinde çözünerek üretilen sert ya da yumuşak Şeker'e geçmesiyle gerçekleşir. [10]

### 2.1 Sitrik Asit

Sitrik asit, gıda sektöründe aroma tatlandırıcısı, koruma maddesi, asitlendirici, antioksidan olarak kullanılan bir trikarboksiliktir. Genel olarak sitrik asit, fermantasyonla üretilir. Sitrik asit ( 2-hidroksi-1,2,3,-propan trikarboksilik asit), canlı organizmaların oksidatif metabolizmasında yer alır. En başta narenci türü meyvelerin hepsinde bulunmakla beraber pek çok bitkide bulunduğu tespit edilmiştir. Gıda üretim sektörünün vazgeçilmez bir ürünüdür de denilebilir. Bu yüzden de Gıda sektörünün ve pek çok sektörün hammaddesi olmuştur. Sitrik asit oluşumunun % 90 'lık kısmı mayalanma yoluyla gerçekleşir. Sitrik asit ilk olarak 1784 yılında Scheele tarafından, limon suyunu kristallendirilerek yapılmıştır. Gıda sektöründe sitrik asit PH dengesi için kullanılır. Toksik sayılmaz ve sitrik asit kristal yapıdadır. Gıda sektöründe jel dayanımını arttırmak amaçlı ve şekerleme ekşilik vermek amaçlı kullanılır. [11]

## 3. VAKUM İLE PİŞİRME

Sert şekerlerin raf ömürlerini uzatmak amaçlı önce klasik pişirme sistemi ( 168 C) ve vakum altında pişirme ( 138 C ) işlemleri gerçekleştirilmiştir, sonucunda ise raf ömürlerine bakılmıştır. Bu çalışmada 135 C'de 500 milibar vakum işlemi yapılmıştır. 5 kg'lık denemelerde başarılı olunmuş fakat seri imalatta ( 50 kg üzerinde) başarılı olunamamıştır. Bundan dolayı vakum pişirme sıcaklığını 138 C' ye kadar çıkarılmıştır. Bunun sonucunda ise klasik sisteme göre camsı görüntüsü, raf ömrü, renk ve aroma gibi özelliklerinde büyük ölçüde iyileşme görülmüştür. [12]

## İKİNCİ BÖLÜM

### SOĞUTUCU TARİHÇESİ

Derecesi yüksek olan ısı kaynağının gene derecesi alçak olan ısı kaynağına üzerindeki enerjiyi vermesiyle oluşan ısı transferine soğutucu denilmektedir. Soğutma sistemleri genel olarak 25 C ve 1 C arasındaki ortam iklimlendirmelerinde ve 10 C ve -40 C arasındaki muhafaza edilebilecek maddeler için kullanılır. Ayrıca çeşitli endüstri ortam sıcaklıkları iklimlendirme, nem alma gibi ihtiyaçlar için kullanılır. En çok ihtiyaç için kullanılan yerler ise konfor ortamlarıdır. Örneğin yazın yüksek sıcaklık altında soğutucu yani soğutma makinelerine ihtiyaç duyulmaktadır. İlk defa soğutma işlemini Çinliler kullanmıştır. Donmuş göllerdeki büyük buz kütlelerini kırarak bunları geniş kuyularda saklayarak yazın kullanmışlardır. Yunanlar ve Romalılar ise büyük su küplerini doldurarak toprağın altına koymuşlardır. Toprağın altına giren küpler gece olduğunda sabaha kadar soğumuş hale gelmiştir ve bu soğuyan küplerin içindeki soğuk suyu ihtiyaçları dâhilinde kullanmışlardır.

Glasgow üniversitesi profesörü William Cullen 1775 yılında eline sürdüğü eterin uçuculuğunu fark etmesi üzerine elinde bir soğuma hissetmiştir ve böylece soğutma çalışmaları başlamıştır. Bu sayede buz makineleri yapılmaya başlanmıştır. Fakat çok pahalı olması sebebiyle ve büyük boyutlarda olmasından dolayı sanayide kullanılmamıştır. Jacop Perkins adındaki Amerikalı mühendis 1834 yılında Londra’da bir soğutma makinesi buz makinesi yapmıştır. Sanayide 30 sene kadar uzun bir süre kullanılmıştır. Fransız Ferdinand CARSE absorpsiyon’lu elektrik ile çalışmayan bir soğutma sistemi bulmuştur. WINDHUSEN 1886 yılında karbondioksit gazıyla çalışan – 80 C kadar soğutan bir soğutma makinesi yapmıştır. Bu sayede buzdolapları ortaya çıkmıştır. Artık gıda maddeleri vb. gibi şeylerin korunmasına başlanmıştır. Buz ile soğutma pahalı olduğu anlaşılmış ve mekanik bir soğutma yapılması amaçlı çalışmalar başlamıştır.

1910 yılında Larsen şirketi tarafından yapılan küçük bir buzdolabı üretilmiştir. Termostat olmadığından dolayı kullanımında zorluklar olmuştur. Bunun üzerinden 3 yıl geçtikten sonra KELVİNATÖR ilk termostatu bulmuş ve ilk termostatlı buzdolabı yapıp satışına başlamıştır. 1930 yıllarında ise R-12 gazı bulunmuş CFC soğutmanın temelleri atılmıştır. R-22 gazı bulunduktan sonra HCFC kökenli akışkanlar

geliştirilmiştir. R-134 ve R -123 soğutucu akışkanları bulunduktan sonra ozon tabakasına zarar vermeyen HFC kökenli soğutucu akışkanlar üzerinde geliştirmeler yapılmıştır ( 1989 yılında). 90'lı yılların başında R-22 ve R-502 yerine kullanılabilir karışım gazlar oluşturulmuştur. [13]

## 1. SOĞUTUCU NEDİR

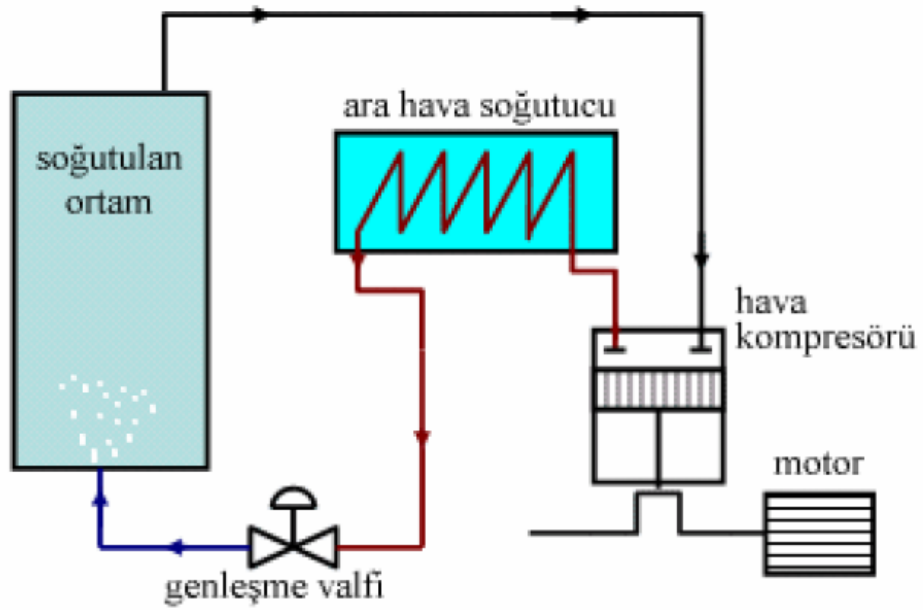
Proses gereği, üzerine ısı yüklenmiş maddenin üzerinden ısı yükünü alma işlemi yapan makineye soğutucu denir. Üzerinden ısı alınması gereken yerlerin üzerinden ısı yükünü alan bütün makinelere soğutucu denir. Başka bir anlatma şeklinde soğutucu demek ortam ya da çevre sıcaklığının altına indirilmesi anlamına da gelmektedir. Soğutma çevrimleri termodinamik yasalarına uygun bir şekilde tasarlanarak uygulanır.

Soğutma işlemi birçok yolla yapılabilir.

- Buhar sıkıştırmalı mekanik soğutma
- Absorbsiyonlu soğutma
- Adsorbsiyonlu soğutma
- Termolektrik soğutma sistemi
- Manyetik soğutma sistemi
- Paramanyetik soğutma
- Vortex tüpüyle soğutma
- Nemlendirmeli (evaporatif) soğutma
- Eriyik teşkiliyle soğutma
- Vakumla soğutma
- Buhar jet (ejektörlü) soğutma
- Sterling soğutma sistemi
- Akustik ( sesle ) soğutma

## 1.1 Hava Soğutmalı Chiller Sistemi

Sistemde içinde dolaşan soğutma gazı evaporatör ve kompresörden geçerken üzerine almış olduğu enerji yükünü atmak amaçlı dış hava şartlarına göre ısıyı transfer eden hava soğutmalı sistemdir. Bu chiller sisteminin kurulmasında en önemli şart ise taze hava alabilecek yerlere kurulmasıdır. Yani genellikle çatılara kurulması en önemli unsurdur. Bu sayede soğuk havayla kondanserin içindeki sıcak gazı soğutabilmesi kolaylaşacaktır.



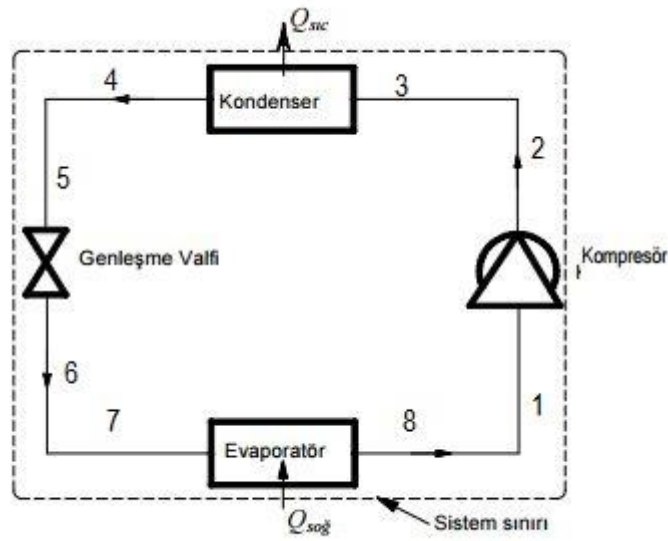
Şekil 3: Hava soğutmalı chiller sistemi

## 1.2. Su Soğutmalı Chiller Sistemi

Bu chiller sisteminin hava soğutmalı sisteme temel farkı su ile soğutma işlemi gerçekleşmektedir. Kondanser içindeki gazı su ile soğutma sistemi de denilebilir. Kondanser içindeki gazı soğutabilmesi için sürekliliği olan bir soğuk su gerekmektedir. Bu kaynaklar deniz suyu, akarsu, soğutma kuleleri gibidir. Genellikle endüstriyel işletmelerin yakınında bir soğuk su kaynağı olmadığından dolayı soğutma



kuleleri temin ederek soğuk suyun temini karşılanmaktadır. Su soğutmalı chiller sisteminin tercih edilebilmesi için su maliyetinin düşük elektrik maliyetinin yüksek olması gerekir ki tercih sebebi olmasına neden olsun. Deniz üstü araçların iklimlendirilmesi bu sayede yapılır. Denizden alınan soğuk su ile iklimlendirme kolaylıkla yapılacağından dolayı elektrik ile soğutma yapılması maliyetli olacağından tercih sebebidir. Hacimsel olarak da hava soğutmalı chiller sistemine göre farklılığı vardır. Su soğutmalı chiller sistemi, hava soğutmalı chiller sistemine göre daha az hacim kaplamaktadır.



Şekil 4. Su soğutmalı chiller çevrimi

### 1.2.1. Kullanıldığı Alanlar

Soğutma suyunun ihtiyacı olan her yer, gıda, ilaç, HVAC (iklimlendirme), lazer epilasyon cihazları, kaynak hatları, nem alma, soğuk hava depoları, hazır beton tesisleri vb. gibi yerler kullanım alanları arasındadır ve oldukça geniş bir yelpazeye yayılmıştır.

### 1.3. Hava Soğutmalı ve Su Soğutmalı Chiller Sistemi

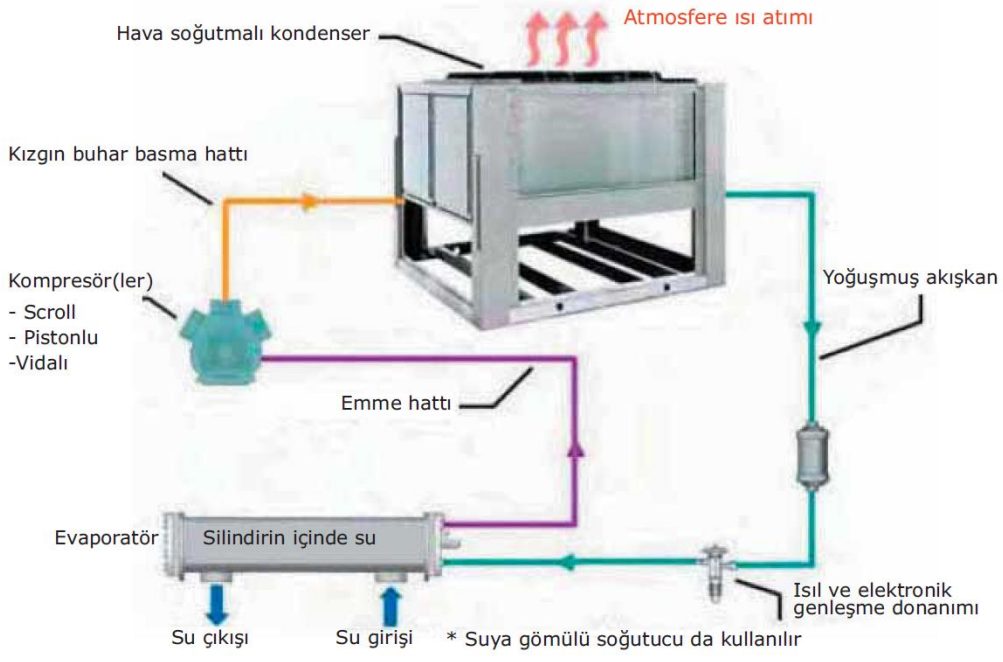
Soğutma grupları, iklimlendirme, proses soğutma gibi sistemlerde en çok kullanılan sistemlerdir. Hava soğutma sistemleri tek parça ünite ya da split ünite

şeklinde kullanılabilir. Bu sistem soğutma sistemi tasarımında tasarımcılara çok kolaylık sağlamıştır. Hava soğutma grupları en küçük yükten büyük fabrikasyon ihtiyaç güçlerini taşıyacak seviye derecesinde geliştirilmiştir. Hava soğutma sistemleri koşullandırılmış su ve ya koşullandırılmış su-antifriz karışımını soğutmak için kullanılır. Üstündeki yükü, kondanser sayesinde dışa vermesiyle gerçekleşir. Soğutma grupları, suyun derecesini stabil tutmak için önemli bir görev taşır.

Soğutma sistemleri, konfor, HVAC ( iklimlendirme), hava koşullandırma, proses soğutma sistemlerinde genel olarak kullanılır. Bu sistemler ulaşması gereken yerlere metrelerce boru tesisatı, fan coiller, terminallere bağlı pompalardan geçerek taşınmaktadır. Bu sayede birden çok alanda kullanılması için bizlere olanak sağlamaktadır. Hava soğutma sistemleri modern sistemlerde yaygın olarak kullanılmaktadır.1980' li yıllardan beridir kullanılması artmış ve son yılda kullanılması hemen hemen iki katına çıkmıştır. Günümüzde büyük yüklerden küçük yüklere birçok alan ve yerde kullanılmakta ve yaygın olarak da görülmektedir. Yaygın olarak kullanılmasındaki en önemli faktör ise bütün ekipmanlarını kendi içinde barındırmaktadır. En önemlisi de soğutma kulesinin bulunmaması maliyet açısından avantaja dönmesine neden olmuştur.

#### **1.4. Hava Soğutma Sisteminin Temel Soğutma Çevrimi**

Hava soğutmalı chiller sisteminde Evaporatör kısmında soğutucu akışkanın suyun üzerindeki ısıyı çekerek bize istediğimiz derecede soğuk suyu temin etmesiyle oluşan Evaporatör bölümü vardır. Birde komprasörde üzerine yüklenmiş olan yüksek derecedeki sıcaklığı dışardaki havanın soğukluğuyla üzerindeki ısıyı atmosfere atmasıyla gerçekleşen soğutma sistemidir. Kondanser bölümünde ısı transferi gerçekleşir. Soğutulan sıvı kullanılmak üzere proses bataryalarına gönderilirler. Ekteki resimde ayrıntılı olarak görsellenmiştir.



**Şekil 5.** Hava soğutmalı soğutma sistemi

Evaporatörde, soğuyan proses yükü tekrardan prosesde ısınmasıyla evaporatöre geri dönmesiyle son bulur. Böylelikle çevrim tamamlanmış olur. Sıvı- gaz karışımı soğutucu akışkan evaporatörde suyun ters yönünde akış gösterir. Burada proses suyunun yükünü çeken soğutucu akışkan, buhara dönüşerek kızgın buhar olarak evaporatör kısmını terk eder. Evaporatörü terk eden soğutucu kızgın buhar kompresör tarafından emilir. Kompresör tarafından emilen soğutucu akışkan sıkıştırılarak yüksek basınç ve sıcaklığı erişir. Buradaki basınç ve sıcaklığı evaporatördeki basınç ve sıcaklığının kompresör sıkıştırma oranına göre belirlenir. Bu sayede kondansere girecek olan gazın ısısı kondanser tarafından çekilerek basma hattına doğru yoluna devam eder. Burada kondanser üzerindeki hava bataryaları dışardaki havanın sıcaklığına göre soğutucu akışkanı belli bir miktar soğutur ve basıncını düşürür. Gaz fazında olan soğutucu akışkan kondanserde yoğuşarak sıvı fazına geçme işlemide burada gerçekleşir. Yoğuşmuş haldeki soğutucu akışkan buradan genişleme vanasına doğru yol alır. Soğutucu sıvı genişleme vanasından geçerken basınç ve sıcaklık düşürülmek üzere püskürtülür ve akışkan-gaz fazını alır. Genleşme vanasından çıkan

soğutucu akışkan evaporatördeki sıvının üzerindeki yükün büyük kısmını çekerek soğutma çevrimini tamamlamış olur. Soğutma çevriminde dikkat edilmesi gereken en önemli parametrelerden bir tanesi de soğutucu akışkanın cinsidir. Çünkü hem soğutma kapasitesi hem de doğaya verdiği zararlar kullanım açısından ayırt edici özellik olarak belirlenmesinde bizlere yardımcı olur. Soğutma sistemleri birbirinden ayıran özellikleri, soğutucu akışkan kondanser çıkışından itibaren soğutucu akışkanı yoğuştırmada kullanılan yöntem farklılığıdır. Hava soğutma sistemlerinde soğutucu akışkanı yoğuştururken, hava bataryaları üzerindeki fanlar sayesinde dışardaki hava derecesine göre yoğuşurma sistemidir. Hava bataryaları kondanser içindeki soğutucu akışkanın üzerindeki sıcaklığı almak için belli bir yüzey alanına fan ile hava üfler. Böylelikle üzerindeki sıcaklık düşer ve yoğuşur. Örneğin; kompresörden 80-90 C çıkış yapan soğutucu akışkan kondanserdeki hava bataryaları sayesinde sıcaklığının 50-55 C' lere düşer.

Su soğutmalı sistemlerde ise kondanserdeki soğutucu akışkan, su ile yoğuşturulur. Pompa devir-daimiyle gerçekleşir. Pompa ile soğutma kulesine iletilen ısınmış su üzerindeki ısıyı fanlar sayesinde atmosfere atarak suyu soğutur. Bu soğuyan su kondanser tarafındaki soğutucu akışkanın yoğuşmasını sağlar. Sistemler arasında karar verilirken maliyet bakımından en uygun hangisi ise, o soğutma sistemi kurulmalıdır. Hava soğutma grupları ilk yatırım maliyeti ve bakım maliyeti olarak düşüktür. Çünkü ekstra pompa, kimyasal dozajlama maliyeti olmayacaktır. Bunun yanı sıra su soğutmalı sistemlerin işletme maliyetleri yüksektir. Bununla birlikte soğutucu akışkanı yoğuşurma işlemine bakıldığında su soğutmalı soğutma sistemleri, hava soğutmalı soğutma sistemlerine göre daha fazla yoğuşurma özelliğine sahiptir. Çünkü soğutma kulesinde üzerindeki ısıyı atmosfere atmış soğuk su bulunmaktadır. Bu soğuksu ile kondanserdeki soğutucu akışkanı daha fazla yoğuşturur. Bu da avantajdır. Hava soğutma sistemleri tam kapasite çalışırken 1.25 kW/ton su kapasiteyle çalışırken, su soğutma grupları tam yükteyken 0.55-0,8 kW/ton arasındadır, bu da başka bir avantajdır. Soğutma kulesi fanının üzerindeki motorun gücü de bu hesaplara katıldığında gene de avantajlı olan su soğutmalı sistemlerdir. [13]

## **2. SOĞUTMA SİSTEMİNDE KULLANILAN GAZLAR**

Soğutucu akışkanları üç ayrı kategoride tanımlanır. Hidrokloroflorokarbon (HCFC), hidroflorokarbon (HFC), kloroflorokarbon (CFC) şeklinde üç ayrı gruba ayrılır. Soğutucu olarak kullanılacak akışkanların pozitif buharlaşma basıncı, buharlaşma da gizli ısısının yüksek olması, düşük yoğuşma basıncı, kimyasal olarak aktif olmamalıdır, yanıcı, yakıcı, zehirleyici asla olmamalıdır. Ucuz olmalıdır, ısı aktarım kapasitesi en yüksek mertebeden olmalıdır. Düşük donma sıcaklık derecesi olmalıdır ki en düşük derecelerde ısı aktarımı hızlı olsun. Özgül hacim, vizkozite düşük olmalıdır. Atmosfer basıncında, düşük sıcaklıklarda buharlaşmalıdır. Kompresör de kullanılan yağın özelliğini değiştirmemelidir. Tesisat malzemelerine zarar vermemelidir. Korozif özelliği olmaması gerekir.

### **2.1. Kloroflorokarbon (CFC)**

CFC gazları yanıcı, yakıcı, zehirleyici özelliği bulunmadığı için ve ısı parametreleri nedeniyle soğutma alanında uzun bir zaman kullanılmıştır. Bunun yanı sıra ozon tabakasına verdiği zarardan dolayı da en zararlı soğutucu akışkandır. Bu sebep dolayısıyla 2006 yılında verdiği zarardan dolayı üretimi tamamen durdurulmuştur.

### **2.2. Hidrokloroflorokarbon (HCFC)**

Klor atomu yapısında bulundurduğu için ozon tabakasıyla reaksiyon göstermektedir. Ayrıca yapısında hidrojen bulundurduğu içinde kimyasal kararlılığı çok zayıftır. Bundan dolayı atmosferde uzun süre kalamazlar. Atmosferde kalma süreleri (15-20 yıl) olduğu için ozon tabakasına verdiği zarar çok değildir. Başlıca HCFC gazları: R-22, R-124, R123. Bu gazlarında üretimi 2020 yılına kadar serbesttir. Üretilen gazların son kullanma tarihi ise 2030 yılına kadardır.

### **2.3. Hidroflorokarbon (HFC)**

HFC soğutucu akışkanı yapısında klor bulundurmadığı için, çevreye çok az zarar veren gazdır. Bu nedenle kullanılması en normal olan gazdır. HFC soğutucu gazları, mineral ve sentetik yağlarla karışmaz. Bundan dolayı yağlama sisteminde

gerektiği karar dolaşamaz, buda yağın kondanser ve evaporat3r kısmında sıvılaşıp ısı geçişine engeller.

### **2.3.1. R-134a Gazı**

Çevresel problemlerin yükselmesiyle CFC ve HCFC soğutucu akışkanlarının ozon tabakasına verdiği zararlardan dolayı kullanımları kısıtlanmıştır. Bu soğutuculara alternatif soğutucu akışkan olarak HFC soğutucu akışkanları geliştirilmiştir. En büyük 3nem kazanan soğutucu akışkan ise HFC-134a gazıdır. Bunun nedeni ise yüksek ısınma değeridir. Soğutma, iklimlendirme alanlarında kullanımı çok fazla olsa da atmosfere atılan HFC-134a gazı, CO<sub>2</sub>' ye g3re 1300 kat daha fazla k3resel ısınmaya yol açar. Ozon tabakasına zarar vermediği için çevreci olarak adlandırılır. Tepkime tehlikesi bulunmamaktadır. Bu akışkan g3venilir, ekonomik ve verimli bir akışkan olması halinde kullanımı elverişli hale getirilir. Temini kolay olan bir gazdır. Kompres3r verimi ve COP değeri en verimli gazlardandır. [14]

### **2.3.2. R-22 Gazı**

R-22 gazı emniyetli, zehirsiz, yanmayan ve patlamayan bir soğutucu akışkandır. R-22 soğutucu akışkanı yüksek soğutma kapasitesi olan sistemler için geliştirilmiştir. Çalışma basınçları ve sıcaklıkları y3ksektir.

### **2.3.3. R-11 Gazı**

R-11 gazı yanmaz ve kokusuzdur. B3y3k sistemlerde kullanılır. Ozon tabakasına zarar verdiğinden dolayı 3retimi durdurulmuştur. Hala daha kullanılan makinalar olmasına rağmen, gaz 3retimi yasaklandığından dolayı kullanımı gittikçe azalacaktır.

### **2.3.4. R-12 Gazı**

En çok verim elde edilen ve en sık kullanımı olan bir soğutucu akışkandır. Fakat R-12 gazı ozon tabakasına verdiği zarardan dolayı kullanımı d3hil yasaklanmıştır.

### 2.3.5. R-152 Gazı

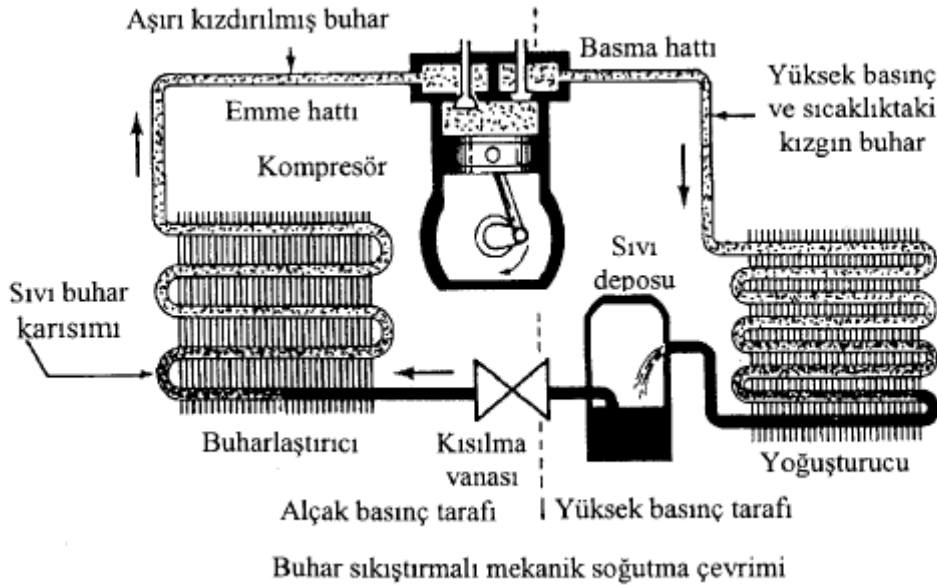
Isıl verimi yüksek, atmosfere zarar verme oranı düşük olan R-152 gazı, R-134a gazına alternatif gaz olarak üretilmiştir. Atmosferde 1,4 yıl kalma özelliğinden dolayı sera etkisi pek bulunmamaktadır.

### 2.3.6. R-404 Gazı

R-404 gazı, R-22 gazına alternatif olarak üretilen bir soğutucu gazdır. Termodinamik olarak bakıldığında R-22 gazı kadar iyi değildir ama ısı transferi özelliği olarak oldukça iyi olduğu gözlemlenmiştir. R-22 gazından R-404 gazına geçiş yapılarak dizayn edilen sistemlerin veriminde yükselme görülmektedir. Sera etkisinin yüksek olması en büyük dezavantajıdır.

## 3. BUHAR SIKIŞTIRMALI SOĞUTMA ÇEVİRİMİ

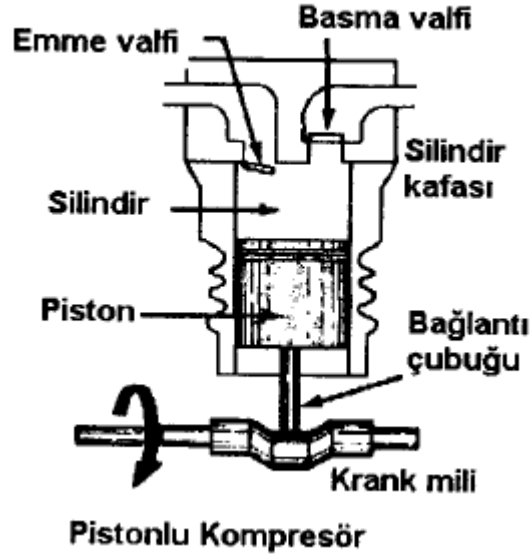
Buhar sıkıştırma soğutma çevriminde yüksek ve alçak basınç olmak üzere iki ayrı bölüm bulunmaktadır. Mekanik olarak çevrimin tamamlanması için dört ayrı yol izlenir. Kompresör, yoğuşturucu (kondenser), kısılma vanası, son olarak da buharlaştırıcı olarak tamamlanan bu çevrim, bunlardan bir tanesinin eksik olması durumunda çevrimi tamamlayamaz. Soğutmalarda en çok kullanılan ve en çok tercih edilen sistemlerdir.



Şekil 6. Soğutma çevrimi ve elemanları

### 3.1 Kompresör

Evaporatörde düşük basınçta olan gazı sıcaklık ve basıncını yükselterek kızgın buhar haline getirir. Yüksek basınç ve sıcaklığa ulaşan gazın yoğuşması için en ideal şartı oluşturmuş olur.



Şekil 7. Kompresör

### 3.2 Kondenser (Yoğuşturucu)

Kompresörde yüksek sıcaklık ve basınca ulaşan soğutucu akışkanı dış ortam şartlarına bağlı kalarak yoğuşturur. Dışarıya ısını veren soğutucu akışkan istenilen ideal şartlara gelmiş olur. Yüksek basınç ve düşük sıvı haline gelen soğutucu akışkan buradan kısılma valfine doğru yola çıkar.



Şekil 8. Kondenser görseli



### 3.3 Kısılma Valfi

Kondenserden gelen yüksek basınçtaki sıvıyı, burada düşük basınç haline getirmektir görevi. Arkadan gelen yüksek basınç halindeki sıvıyı püskürterek basıncını düşürür ve basıncı düşen soğutucu akışkan termodinamik özelliğinden dolayı sıcaklığı düşer. Daha sonrada evaporatör( buharlaştırıcı) 'ya gider.



Şekil 9. Kısılma valfi

### 3.4 Evaporatör (Buharlaştırıcı)

Buharlaştırıcıya gelen soğutucu akışkan burada sıcaklığı oldukça düşüktür ve soğuktur. Isıyı burada yük tarafından çekerek soğutma görevini tamamlamış olur. Kısılma valfinden geçen soğutucu akışkan burada buharlaşarak basınç ve sıcaklığındaki düşmeye neden olur. Soğutma çevrimini tamamlayan sistemin son kolu evaporatörden sonra tekrardan kompresör tarafından çekilerek sistemin devamı için devreye girer.

Normal şartlarda gerçekleşen buhar sıkıştırımlı buhar çevriminin tamamlanması için gerekli olan şartların teker teker açıklandığı yukarıda belirtilmiştir. Bu dört evreden meydana gelen sistemde kondenser(yoğuşurma) tamamen dış ortam şartlarına göre çalışır.



**Şekil 10.** Evaporatör ( Shell tüpe)

### 3.5. Soğutma Sistemi Yardımcı Elemanları

Sistem güvenliği ve devamı açısından ana elemanlar haricinde yardımcı elemanlarda kullanılır. Kullanılmasındaki temel amaç hem sistemi sağlıklı bir şekilde iletirmek hem de ana elemanların birbiriyle olan ilişkileri koordine etmektir.

#### 3.5.1 Manometre

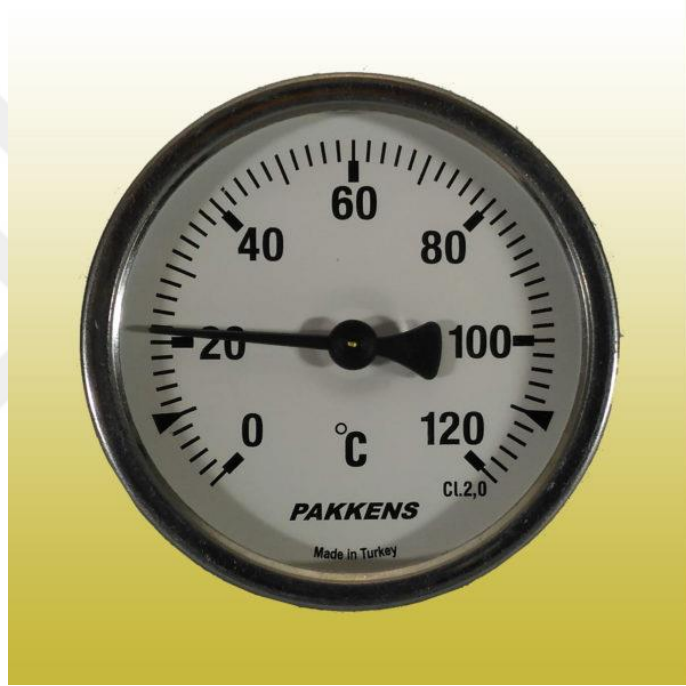
Manometreler soğutmanın birçok yerinde görev almaktadır. Kompresör girişinde ve kompresör çıkışında olmak üzere iki ayrı adet manometre vardır. Buradaki yüksek basınç ve alçak basınçları kontrol edip sistemin düzgün çalışır halde olup olmadığı gözlenir.



**Şekil 11.** Manometre

### 3.5.2 Termometre

Cıvalı, alkollü termometreler günümüzde en yaygın ve en ucuz kullanılan termometrelerdir. Termometreler soğutma sisteminde evaporatör, kondenser, kompresör de su sıcaklıklarını ve soğutucu akışkan sıcaklıklarını kontrol etmek amaçlı kullanılır.



Şekil 12. Termometre

### 3.5.3. Kurutucu Filtre

Soğutma sisteminde akışkan devrelerinden kalan nem, alçak sıcaklıklarda buzlaşarak tıkanıklıklara ve korozyona sebep olabilir. Bu gibi engelleri önlemek amaçlı hem filtre görevi yapan hem de kurutucu işlemi yapan kurutucu konulmalıdır. Kondenser çıkışına konulan kurutucunun görevi su ve toz gibi maddeleri sönmeyerek sisteme karışmasını engellemektir.



Şekil 13. Kurutucu filtre

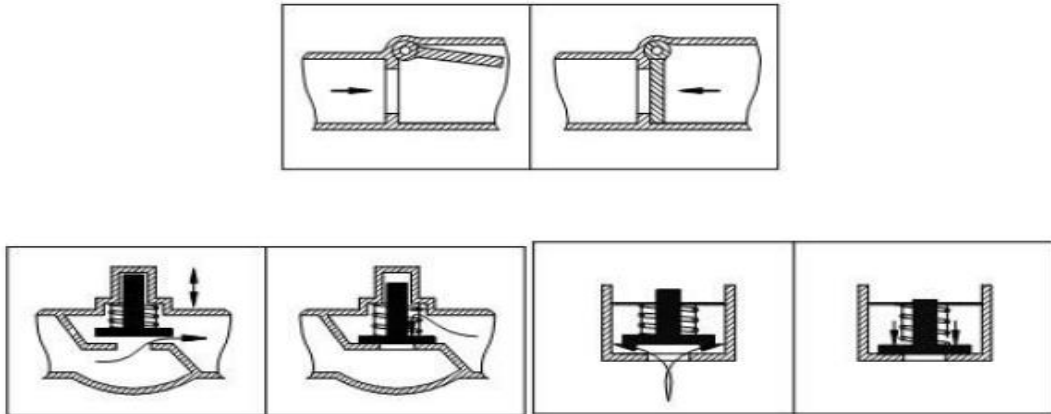
### 3.5.6. Gözetleme Camı

Genelde büyük sistemlerde bulunur. Kondenser çıkışında kurutucudan hemen sonrasına eklenir. Soğutucu akışkanın durumuyla ilgili bilgi amaçlı kullanılır. Kondenser de soğutucu akışkanın yoğuşup yağuşmadığıyla ilgili gözlem bilgisini alırız. Sistemden gelen gazın nemli olup olmadığını bu gözetleme camı sayesinde öğreniriz.



Şekil 14. Gözetleme camı

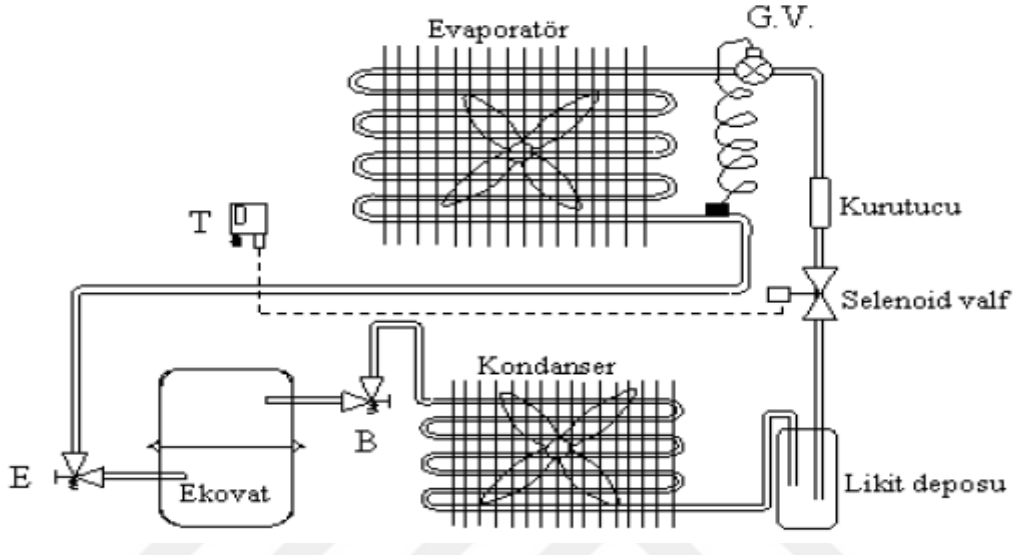
Yoğuşmuş halde ya da gaz fazındaki soğutucu akışkanın tek bir yönde akmasını sağlayacak şekilde tasarlanmıştır.



Şekil 15. Çek valf çalışma sistemi

### 3.5.8. Selenoid Valf

Elektrik akımıyla kumanda edilen açma-kapama işlemini yapar. Vana görevi görmektedir. Tamamen kompresöre bağlı olan bu valf, kompresör durduğunda akışı engelleyerek kompresörü koruma altına almaktadır.



Şekil 16. Selenoid valf

## ÜÇÜNCÜ BÖLÜM

### SERT ŞEKERİN TÜNEL SOĞUTMA İHTİYACI BELİRLENMESİ

Sert şeker, kalıptan geçtikten sonra ortalama 60 derece olarak soğutma tüneline girer. Sert şekerin soğutulmasındaki amaç ambalajlanması için kolaylık sağlamaktır. Sert şeker tünelde 25 derecelere kadar soğutulur. Soğutulan sert şeker ambalajlanması için konveyör yardımıyla makinelere gider. Üzerindeki 35 derecelik ısı yükünü alabilmek için soğutma tünelleri kullanırız. Bu kullanılacak tünelleri de ısı yüklerini alabilecek kapasite de seçmek doğru sonuçlar verecektir. Düzenekte kurulacak olan tesisat borularına kadar hepsi ayrı ayrı mühendislik hesaplarına dayanır. İlk başta sert şeker için ısı yüküne bağlı olarak üzerindeki ısıyı çekmek amaçlandı. Buna bağlı olarak 1 kg 'lık sert şeker için 60 dereceden 25 dereceye düşülmesi için ısı yükü belirlendi. Soğutma tüneline saatte 1,5 ton sert şeker için ısı yükü belirlenmiştir. Belirlenen yüke bağlı olarak soğutma tünelleri seçilmiştir. Bunların yanı sıra kayıplar da göz önüne alınarak soğutma tünellerine verilecek soğutma yükü göz önüne alınarak hesaplar yapılmıştır. Sert şekerin ambalajlanması konusunda son derece hassas olan tünel çıkışında 25 dereceyi görmektir. Tünelin içi ortalama 8-10 derece arası soğuk tutularak bu soğutma işlemi yapılır. Bu da bir termometre yardımıyla gözlenir.

Soğutma tüneline içeriden geçecek olan sert şekerle ilgili olarak soğuk su miktarı bir oransal vana yardımıyla dengede tutulmuştur. Buna yönelik olarak pompa vs seçimi de yapılmıştır. Öncelik olarak yük hesabı belirlendikten sonra tünel pompa yardımıyla soğuk su verilir. Verilen soğuk su sert şekerin yükünden biraz fazladır ki kayıplar da göz önünde bulundurularak soğutma işlemi gerçekleşir. Ayrıca tüneline verimi de burada bulunur. Verilen soğuk su yükü ve istenilen soğutma yükü kıyaslandığında da tüneline verimi ortaya çıkarılır. Bu belirlenen işlemler aşağıdaki hesaplamalar sonucunda bulunmuştur. İşlemleri bire bir sert şekerin derecesini düşürerek verilen ısı kapasitesi doğrultusunda bulunmuştur.

## 1. Sert Şeker Yük Belirlenmesi

### 1.1.Sert şeker için ısı yükü hesaplamaları

Sert şekerini 60 °C'den 25 °C'ye kadar düşürülebilmesi için ısı transferi yapılması gereklidir.

$$Q = m \times C_p \times \Delta T \quad (\text{ısı yükü belirlenmesi})$$

Veriler:

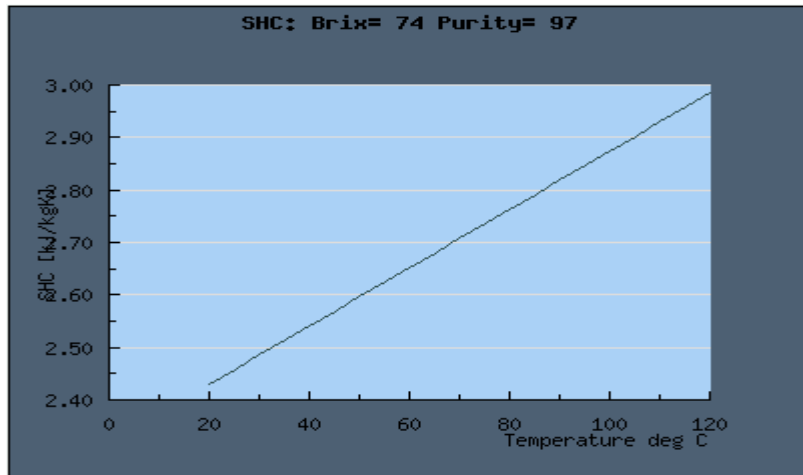
- i.  $\dot{m}_{\text{şeker}}=1.500 \text{ kg/h}$  Sert Şeker (soğutulmak istenen şeker miktarı)
- ii.  $C_p=2,65 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{K}$  ( 60 °C)
- iii.  $\Delta T=(60-25)$

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\text{şeker}} \times C_p \times \Delta T$$

$$\dot{Q} = 1500 \times 2.65 \times 35$$

$$\dot{Q}_{\text{şeker}} = 139.125 \text{ kJ/h} \quad \text{ısı yükü vardır.}$$

Veriler sıcaklık ve brix değerlerine göre belirlenmiştir. Proses gereği sıcaklıklar ve brix miktarlarına göre sert şeker  $C_p$  değeri 2,65 kJ/kg\*°C ( 60 °C) olarak belirlenmiştir. [15] Şekil 17. ve Şekil 18. 'de sert şekerin  $C_p$  ( Öz ısı )değeri yer almaktadır.



Şekil 17. Sert şeker  $C_p$  değeri



## Specific Heat Capacity

### RESULTS

Temperature [°C]	60
Brix [%]	74
Purity [%]	97
Specific Heat Capacity [kJ/kgK]	2.65

Şekil 18. Öz ısı değeri

Saatteki ısı yükünü belirledikten sonra beş ayrı tünel içinde ısı kapasiteleri belirlendi.

$\dot{Q}_{şeker} = 139.125 \text{ kJ/hx5} = 695.625 \text{ kJ/h}$  'lik tünel ısı ihtiyacı belirlendi.



Şekil 19. Sert şeker soğutma tüneli

## 1.2. Isı Transferi İçin Gerekli $Q_{\text{verilen}}$ Belirlenmesi

Sert şeker prosesinde  $Q_{\text{istenen}}$  için belirlenen yük karşılığında  $Q_{\text{verilen}}$  olması gerekmektedir.  $Q_{\text{verilen}}$  değeri de hesaplamak için suyun öz ısısı ve kütlesinden yararlanılarak hesaplanır. Bu hesaba tünel kaybı ve yol kaybı eklenerek soğutma işlemini gerçekleştirmiş oluruz. Sert şeker proses gereği çok hassas bir soğutma gerekmesi de ürünün yapı gereği bozulmaması için 25 °C de tünelden çıkıp, paketlenmek için makinelere gider. 25 °C ambalaj makinelerinin performansı açısından da önemlidir. Çünkü ambalaj makineleri sarım yaparken hızlı bir döndürmek kuvveti ile sarım yapmaktadırlar. Dakikada ortalama 600-700 d/dk hızla dönerler. Bu dönme esnasında belli bir ısı açığa çıkar ve bu ısıyla birlikte şekerin yapışmaması için sert şekerin 25 derece tutulması bizim için elzem bir durumdur. Yoksa çok büyük hasarlara neden olur. Nemli şeker ambalaj makinesi ayaklarından ayrılmadığı için ayaklarda kırılma ve üretim aksamasına sebebiyet verir. Bu da istenilen bir durum olmadığı için sert şekeri 25 °C de tutmak için soğutma tüneli gereklidir. Soğutma tüneli belirlenen yüke göre seçilerek % 90 oranında verimli olacak şekilde seçilmiştir. Tünel için istenilen  $Q$  değeri tünelin verimi de hesaba katılarak seçilir.  $\dot{Q}_{\text{şeker}}$  için bulduğumuz ısı değeri 139.125 kJ/h olarak hesaplamıştık. Bu hesaplanan ısı değerine tünel verimini ve tünel verimini ekleyerek soğutma ihtiyacını belirlemiş olacağız.

### 1.2.1 Q<sub>kayıp</sub> Hesaplamaları

Q<sub>şeker</sub> miktarının %20 si alınarak kayıplar ilave edilmiştir.

Q<sub>kayıplar</sub>=27.825kj/h ısı kaybı belirlenmiştir.

Q<sub>verilen</sub> = m<sub>su</sub>xC<sub>p</sub>x ΔT ( proses soğutucu Q<sub>verilen</sub>)

Q<sub>şeker</sub>=139.125 kj/h ısı yükü olduğunu hesaplamıştık.

Q<sub>şeker</sub> + Q<sub>kayıplar</sub> + Q<sub>tünel</sub> = Q<sub>verilen</sub> olmak zorundadır.

Q<sub>şeker</sub> + Q<sub>kayıplar</sub> = Q<sub>verilen</sub> olarak Q<sub>şeker</sub> , Q<sub>kayıplar</sub> bulunur.

139.125 kj/h + 27.825kj/h = 166.950kj/h lik soğutma yükü tek bir tünel için belirlenmiştir. Belirlenen ısı yüküne karşılık gelecek olan pompa (m<sup>3</sup>/h) lik su debisini hesaplanmıştır.

### 1.3. Pompa Debisi Belirlenmesi

Isı yükünü taşıyacak debiyi belirlenmesi için Q<sub>verilen</sub> gerekli olacaktır. Gerekli olan ısı yükü belirlendikten sonra pompa debisi de uygun şekilde seçilerek sistem için gerekli olan pompada sağlanmış olacaktır.

Q<sub>verilen</sub> = msuxC<sub>p</sub>x ΔT ( proses soğutucu Q<sub>verilen</sub>)

C<sub>p</sub>=4,186 kj/ kg°C (suyun öz ısı değeri)

Soğuk su tünele giriş sıcaklığı=5 °C

Soğuk su tünelden çıkış sıcaklığı=10 °C

166.950kj/h = msux4,186(kj/ kg°C )x(10 – 5) °C

m<sub>su</sub> = 7.976kg/h Su debisi olarak belirlendi.

5 ayrı tünelde soğutma işlemi gerçekleştiriyoruz. Bu yüzden su debisi de 5 kat olarak artacaktır.

$$\text{Pompa debisi} = \dot{m}_{su} \times 5$$

$$\text{Pompa debisi} = 7.976 \times 5$$

$\text{Pompa debisi} = 39.880 \text{ kg/h}$  lik su ihtiyacına göre pompa seçimi yapılmıştır.

Belirlenen ısı yüküne karşılık gelen debi belirlendikten sonra emniyet katsayısıyla çarpılarak biraz daha büyük bir pompa olması gerekmektedir.

#### **1.4. Soğutma Tünel Verimi Hesabı**

Soğutma yükü belirlenmesindeki en önemli unsurlardan bir tanesi de kayıplar ve verimliliklerdir. Buna örnek olarak tünel verimini gösterebiliriz. Soğuk su bir tünelden geçerek şekeri 60 °C den 25 °C ye getirmesi gerekmektedir. Bunun içinde yüklü olduğu soğuk ısıyı aktarması gerekmektedir. Bire bir olarak aktaramasa da belli bir ısı yükünü aktarır. Bunu bu hesaplamaları yaparak öğreneceğiz. Tünel verimini hesaplardan tünele giren soğuk su miktarı soğuk su derecesi önemlidir. Burada  $Q_{\text{soğutucu}}$  tarafındaki değerler ön plana çıkar. Giren su miktarı hesaba katılarak sıcaklık farkları arasındaki  $\Delta T$  bize tünele ne kadarlık bir ısı çektiğini verecektir. Çekilen ısı yüküne karşı bizde  $Q_{\text{şekerin}}$  ısı kapasitesini daha öncesinde hesaplamıştık, buradan tünel verimi bulacağız.



**Şekil 20.** Tünel Giriş

#### **1.4.1. Tünelde Harcanan Yük Hesabı**

$$\dot{Q}_{\text{tünel}} = \dot{m}_{su} \times C_p \times \Delta T$$

$$\dot{Q}_{\text{tünel}} = 8.000 \text{ kg/h} \times 4,186 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times (10,5 - 5)$$

$$\dot{Q}_{\text{tünel}} = 184.184 \text{ kJ/h}$$
 *tünelin çektiği ısı miktarı*

$$\dot{Q}_{\text{tünel}} = Q_{\text{tünel}} - Q_{\text{verilen}}$$

$$\dot{Q}_{\text{tünel}} = 184.184 \text{ kJ/h} - 166.950 \text{ kJ/h}$$

$$\dot{Q}_{\text{tünel}} = 17.235 \text{ kJ/h}$$
 *ısı kaybı ortaya çıktığı görülmüştür.*

$$\dot{Q}_{\text{t\u00fcnel verimi}} = \left( \frac{\dot{Q}_{\text{t\u00fcnel}}}{\dot{Q}_{\text{verilen}}} \right) \times 100$$

$$\dot{Q}_{\text{t\u00fcnel verimi}} = \left( \frac{17.235}{166.950} \right) \times 100$$

$$\dot{Q}_{\text{t\u00fcnel verimi}} = \%10,32 \text{ t\u00fcnel kayb\u0131}$$



**Şekil 21.** Soğutma T\u00fcneli

### 1.5. Vakum Ve Isı İhtiyacı

Vakum hava basıncının atmosfer basıncını altına indirilmesi işlemidir. Hayatta pek çok işlemde kullanılır. Bunlardan bazıları şunlardır; vakumla kaldırma, vakumla kuruma, vakum ile taşıma işlemi, vakum ile pişirme gibi birçok alanda vakum kullanılmaktadır.

Vakum ile pişirme işlemi sert şeker için olmazsa olmazlardan bir proses ihtiyacıdır. Şurup şeklinde pişiricilere gelen sert şeker pişerek belli bir sıcaklığa ulaşır. 140 °C'ye ulaşan sert şekerin içinde belli bir miktar nem bulunur. Bu nemi almak için

vakum kullanırız. Vakum sert şekerin üzerindeki nemi emerek camsı yapıya ulaşmasını sağlar. Vakum işlemini sadece proses de nem almak için kullanılır. Vakum ne çok fazla ne de çok az olur. Vakum oranı sert şekerin, operatörlerin belirlemiş olduğu kıvamda vakumu ayarı yapılmaktadır. Ürün katı geliyorsa vakum için belirlenmiş olan soğuk su miktarını azaltılır. Ürün yumuşak geliyorsa vakum miktarı biraz arttırılır. Bunu bir örnek üzerinde anlatacak olursak 100 kg'lık şeker-su çözeltisinde %74 oranında kuru madde, %26 oranında su vardır. Pişirime 80 °C giren çözelti 140 °C ulaştığında üzerinde su buharı bulundurur. Çözelti pişirimlerden çıktığında %97 oranında kuruluk oranına ulaşır. Buda vakum sayesinde olur. Sert şekerin üzerindeki nem miktarı doğrudan prosesi etkilemektedir.



**Şekil 22.** Vakum

Görsel olarak şekil 22. de vakum kullanım alanı gösterilmiştir. Buradaki vakum işlemi soğuk su ile yapılmaktadır.

### 1.5.1. Vakum Isı İhtiyacı Belirlenmesi

Vakum ısı ihtiyacı belirlenirken prosese giren su debisi ve  $\Delta T$  arasındaki farktan yararlanılarak bulunur. Vakum suyu giriş sıcaklığı 25°C ve çıkış sıcaklığı 50 °C olarak veriler elde edilmiştir.

$\dot{Q}_{vakum} = \dot{m}_{su} \times C_p \times \Delta T$  Formülünden yararlanılarak ısı ihtiyacı belirlendi.

$$\dot{m}_{su} = 4.000 \text{ kg/h (pompa debisi)}$$

$$C_p = 4,186 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$T_{giriş} = 25 \text{ }^\circ\text{C} \quad T_{çıkış} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\dot{Q}_{vakum} = \dot{m}_{su} \times C_p \times (T_{çıkış} - T_{giriş})$$

$$\dot{Q}_{vakum} = 4.000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4,186 \times (50 - 25)^\circ\text{C}$$

$\dot{Q}_{vakum} = 418.600 \text{ kJ/h}$  vakum için çekilen ısı miktarı belirlenmiştir.

$$\dot{Q}_{toplamlam} = \dot{Q}_{vakum} \times 5$$

$$\dot{Q}_{toplamlam} = 418.600 \text{ kJ/h} \times 5$$

$$\dot{Q}_{toplamlam} = 2.093.000 \text{ kJ/h}$$
 vakumun çektiği ısı miktarı



## 1.6. Toplam Isı Transferi Miktarı

$$\dot{Q}_{Proses\ Toplam} = \dot{Q}_{vakum} + \dot{Q}_{\text{Şeker}} + \dot{Q}_{Kayıplar} + \dot{Q}_{Tünel}$$

$$\dot{Q}_{Vakum\ Toplam} = 2.093.000\text{ kJ/h}$$

$$\dot{Q}_{\text{Şeker+Kayıplar+Tünel}} = 184.184\text{ kJ/h}$$

$$\dot{Q}_{Proses\ Toplam} = 2.093.000\text{ kJ/h} + 184.184\text{ kJ/h}$$

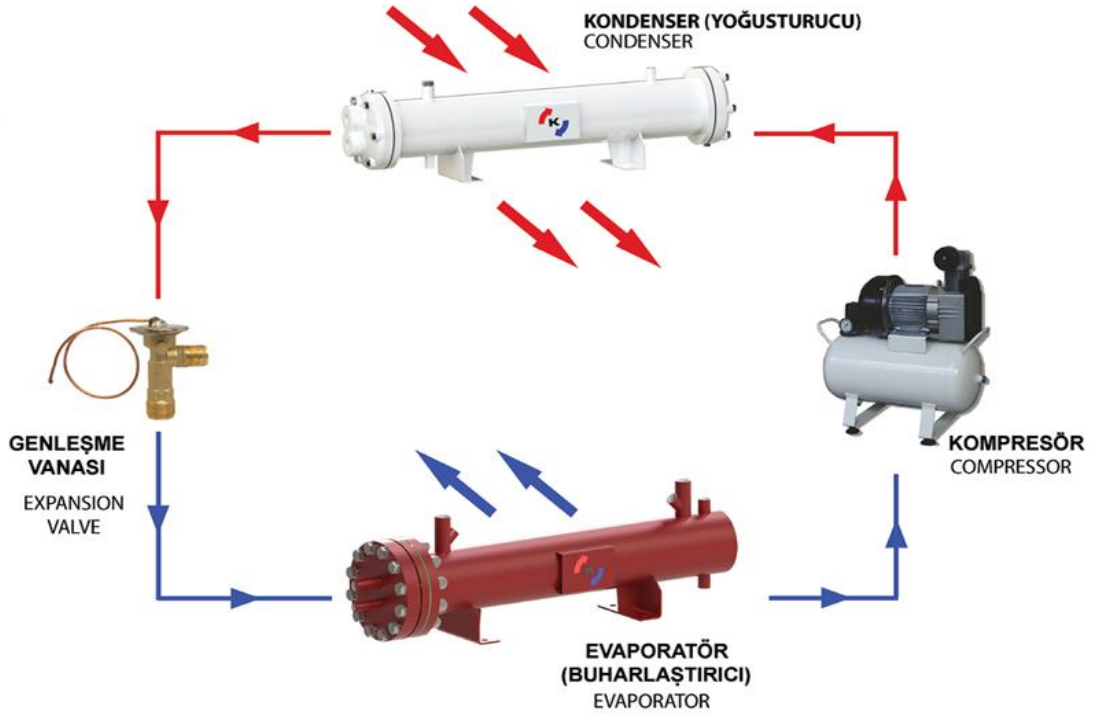
$$\dot{Q}_{Proses\ Toplam} = 3.013.000\text{ kJ/h toplam proses ihtiyacı belirlendi.}$$

Toplamda belirlenen 837,2 kW'lık chiller tasarımı yapılması ön görülmüştür. Proses ihtiyacına göre belirlenen yük 837,2 kW'tır. Bu yük için kondanser, evaporatör ve kompreör tasarımı yapılacaktır.

## DÖNDÜNCÜ BÖLÜM

### SOĞUTUCU TASARIMI VE HESAPLAMALARI

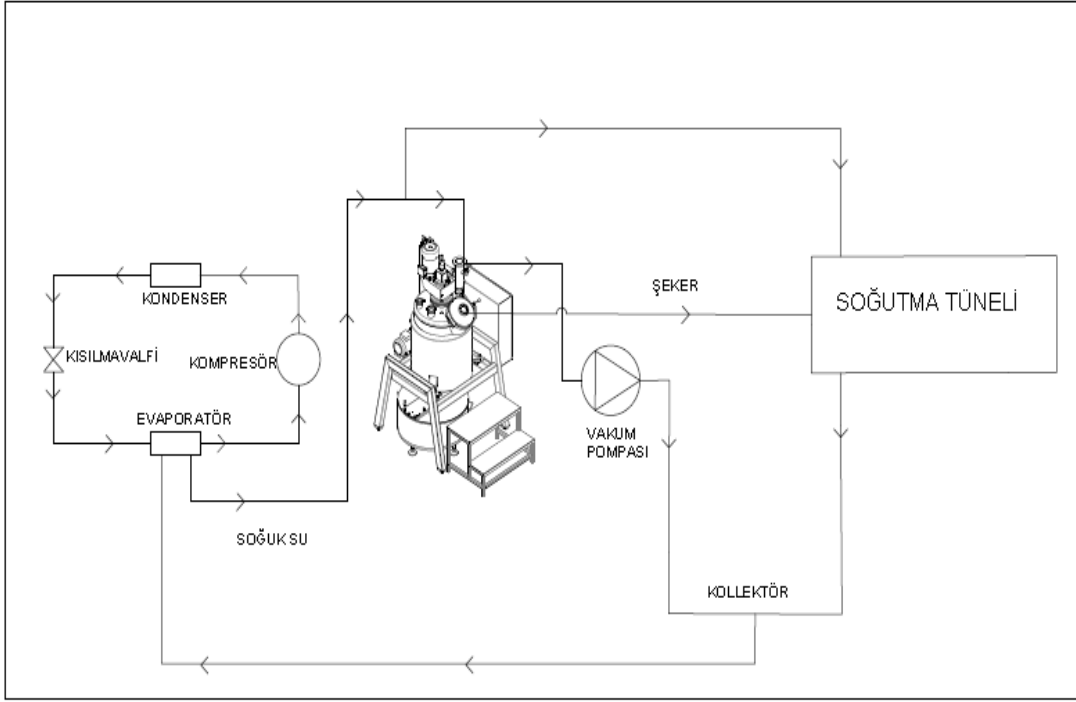
Belirlenen proses ihtiyacına göre soğutucu tasarım aşamaları hesaplanmıştır. Bu hesaplamaları yaparken TERMODİNAMİK yasalarından faydalanarak hesaplanmıştır. Kondanser, Evaporatör ve Kompresör için hesaplamalar ayrı ayrı yapılmıştır. Mekanik soğutma çevrimi Şekil 25. gösterilmiştir.



Şekil 23. İdeal Soğutma Çevrimi

Günümüzde en yaygın olarak kullanılan soğutma çevrimidir. İdeal soğutma çevriminde soğutucu akışkan kompresöre doymuş buhar olarak girmektedir. Kompresör mantığına da uygundur. Bu durum kondansere girdiğinde değişmektedir. Doymuş sıvı fazına geçene kadar kondanserde soğutulur. Daha sonra kısılma valfinden geçerek püskürtülerek evaporatöre basıncı düşmüş bir şekilde girer. Evaporatör de düşük basınç ve sıcaklık sayesinde soğutma işlemini gerçekleştirir. Evaporatördeki ısı transferi termodinamik kanunlarına göre bulunur. Bu tasarımda R-134a gazı sıcaklık basınç tablosundan yararlanılarak işlemler yapılmıştır.

## Soğuk Su Dağıtım Şeması



Şekil 24. Soğuk Su Dağıtım Şeması

Şekil 27. de soğuk su dağılımının evaporatörden çıktıktan sonra dağıtım şeması verilmiştir. Şeker ilk önce pişirim sıcaklığına gelene kadar pişirilir, daha sonra vakum pompasıyla şekerin içindeki nem alınır. Şekerin üzerindeki nem miktarına göre vakum yapılır. Pişirilen şeker vakumdan sonra yumuşak bir haldeyse bu vakum oranı artırılarak şekerin daha sert olması işlemi yapılır. Çünkü şekerdeki yumuşaklık derecesi arttıkça, şekerin ömür oranı kısalır. Bu yüzden manuel olarak operatörler vasıtasıyla vakum suyu girişi yapılmaktadır. Vakum işlemi bittikten sonra şekerin asıl soğutma yerine soğuk su verilmektedir. Soğutma tüneline giren şeker 25°C' ye ulaştıktan kadar bu soğutma tünellerinde soğutulur. Buradaki soğuk su ihtiyacı bu yöndedir. Vakum pompalarından çıkan su ve soğutma tünellerinde çıkan sular bir kollektörde birleştirilerek soğutucuya gönderilir.

## 1. Soğutucu Tasarımı

### 1.1. Evaporatör İçin Belirlenen Yük Miktarı

Evaporatördeki yükü bulmak için  $Q_e = mx(h_1 - h_4)$  termodinamik formülünden yararlanılarak bulunur. [16]

Daha önceden belirlemiş olduğum yükü burada evaporatörde soğutmak için hesaplar yapılmıştır.

Evaporatöre giriş basıncı 150 kPa çıkışı 140 kPa olarak tasarım yapılmıştır.

Evaporatör giriş sıcaklığı -10 °C çıkışı -10 °C dir.

R-134a gazı için belirlenen sıcaklıklarda entalpiler termodinamik tablolardan bulunmuştur.

$h_4 = h_3 = 87,83$  kJ/kg evaporatör giriş ( $T_3 = (-10$  °C)  $P_3 = 720$  kPa)

$h_1 = 246,36$  kJ/kg evaporatör çıkış ( $T_1 = (-10$  °C)  $P_1 = 140$  kPa)

$$Q_e = Q_{\text{Proses Toplam}}$$

837,2 kW lık proses soğutma ihtiyacına göre evaporatör hesapları yapılmıştır.

$$\dot{Q}_e = \dot{m} * \Delta h \quad [16]$$

$$837,2 \text{ kJ/h} = \dot{m} x (h_1 - h_4)$$

$$837,2 \text{ kJ/h} = \dot{m} x (246,36 - 87,83) \text{ kJ/kg}$$

$\dot{m} = 5,28$  kg/s R – 134a gazı için debi hesaplanmıştır.

Hesaplanan debi miktarı kadar evaporatörde R-134a gazı olmalıdır.

U=evaporatör için toplam ısı transfer katsayısı

$$Q_{\text{evaporatör}} = U_{\text{toplam evaporatör}} * A_{\text{evaporatör}} * \Delta T_{lm} \quad [16]$$

$$\frac{1}{U_{\text{toplam evaporatör}}} = \frac{1}{h_{iç}} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_{dış}} \quad (\text{Toplam Isı Transferi Katsayısı})$$

Boru içi akış,

$$h_{iç} = 288,9 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \quad (\text{ısı taşınım katsayısı olarak kabul edilmiştir.})$$

Boru dışı akış,

$$\rho = 999,6 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Su } T=12 \text{ °C } P=300 \text{ kPa})$$

$$\mu_{dış} = 0,001234 \text{ kg/m-s} \quad (\text{Su } T=12 \text{ °C } P=300 \text{ kPa})$$

$$k_{dış} = 0,5714 \text{ W/m.K} \quad (\text{Su } T=12 \text{ °C } P=300 \text{ kPa})$$

$$d_{dış} = 0,0213 \text{ m}$$

$$d_{gövde} = 0,3 \text{ m}$$

$$A_{gövde} = (0,25 \times \pi \times d_{gövde}^2) - 180 \times (0,25 \times \pi \times d_{dış}^2)$$

$$A_{gövde} = (0,25 \times 3,1416 \times 0,3^2) - 180 \times (0,25 \times 3,1416 \times 0,0213^2)$$

$$A_{gövde} = (0,25 \times \pi \times d_{gövde}^2) - 180 \times (0,25 \times \pi \times d_{dış}^2)$$

$$A_{gövde} = 0,006547 \text{ m}^2$$

$$P_{gövde} = \pi \times d_{gövde}$$

$$P_{gövde} = 3,1416 \times 0,3$$

$$P_{gövde} = 0,9425 \text{ m}$$

$$D_h = \frac{4 \times A_{gövde}}{P_{gövde}}$$

$$D_h = \frac{4 \times 0,006547 \text{ m}^2}{0,9425 \text{ m}}$$

$$D_h = 0,02779m$$

$$\dot{m}_{su} = 45,55kg/s$$

$$\dot{V} = \frac{\dot{m}_{su}}{\rho} \quad \dot{V} = \frac{45,55 kg/s}{999,6 kg/m^3}$$

$$\dot{V} = 0,04557 m^3/s$$

$$V = \frac{\dot{V}}{A_{gövde}}$$

$$V = \frac{0,04557 m^3/s}{0,006547m^2}$$

$$V = 6,96m/s$$

$$Reynolds_{dış} = \frac{\rho x V_{dış} x D_h}{\mu_{dış}} = \frac{999,6 kg/m^3 x 6,96 m/s x 0,02779m}{0,001234 kg/m - s}$$

$$Reynolds_{dış} = 156.606$$

$$Pr = 9,041 \text{ (Su } T=12 \text{ } ^\circ\text{C } P=300\text{Kpa)}$$

$$Nusselt_{dış} = 0,023 x Reynolds_{dış}^{0,8} x Pr^{0,4}$$

$$Nusselt_{dış} = 0,023 x 156.606^{0,8} x 9,041^{0,4}$$

$$Nusselt_{dış} = 794,4$$

$$Nusselt_{dış} = \frac{h_{dış} x D_h}{k_{dış}} \quad 794,4 = \frac{h_{dış} x 0,02779m}{0,5714 W/m - K}$$

$$h_{dış} = 16.336 W/m^2.K$$

$$\frac{1}{U_{toplam \text{ evaporatör}}} = \frac{1}{h_{iç}} + \frac{L}{k_{boru}} + \frac{1}{h_{dış}}$$

$$k_{boru} = 404,1 W/m.K \text{ (Bakır boru ısı iletim katsayısı)}$$

$$L_{\text{boru}} = d_{\text{dış}} - d_{\text{iç}}$$

$$\frac{1}{U_{\text{toplaml evaporatör}}} = \frac{1}{288,9 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}} + \frac{0,0056 \text{ m}}{404,1 \text{ W/m} \cdot \text{K}} + \frac{1}{16,336 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$U_{\text{toplaml evaporatör}} = 282,8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Ters akış için  $\Delta T_{\text{lm}}$  bulmak için;

$$\Delta T_{\text{lm}} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$T_{\text{gaz soğuk giriş}} = -10 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{gaz sıcak çıkış}} = -10 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{su sıcak giriş}} = 12 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{su soğuk çıkış}} = 7 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = T_{\text{su soğuk çıkış}} - T_{\text{gaz soğuk giriş}}$$

$$\Delta T_2 = T_{\text{su sıcak giriş}} - T_{\text{gaz sıcak çıkış}}$$

$$\Delta T_1 = 7^\circ\text{C} - (-10^\circ\text{C}) = 17^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 12^\circ\text{C} - (-10)^\circ\text{C} = 22^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{lm}} = \frac{17 - 22}{\ln\left(\frac{17}{22}\right)} = 20$$

$$d_0 = 0,0213 \text{ m}$$

$$d_i = 0,0157 \text{ m}$$

$$d_m = (d_0 \pm d_i)/2 = [(0,0213)\text{m} \pm (0,0157)\text{m}]/2 = 0,0185\text{m}$$

$$d_m = 0,0185 \text{ m}$$

$$n_{\text{adet}} = 180$$

$$Q_{\text{evaporatör}} = U_{\text{toplam evaporatör}} \times A_{\text{evaporatör}} \times \Delta T_{lm}$$

$$837.200W = 282,8 W/m. K \times A_{\text{evaporatör}} \times 20$$

$$A_{\text{evaporatör}} = 148,01 m^2$$

$$A_{\text{evaporatör}} = \pi \times d \times m \times L_{\text{boru boyu}} \times n_{\text{adet}}$$

$$148,01 m^2 = 3,1416 \times 0,0185 \times L_{\text{boru boyu}} \times 180$$

$$L_{\text{boru boyu}} = 14,15 m$$

## 1.2. Kompresör Gücü Hesaplamaları

Doymuş buhar olarak emilen R-134a gazı burada sıkıştırılarak, basınç ve sıcaklığı yükseltilir.

$$W_{\text{Kompresör}} = \dot{m} * \Delta h \text{ Kompresör gücü burada bulunmuştur.}$$

Kompresör giriş basıncı 140 Kpa ve çıkışı 800 Kpa olarak belirlenmiştir.

Kompresör giriş sıcaklığı -10 °C ve çıkışı 50 °C dir.

$$h_1 = 246,36 \text{ kJ/kg kompresör giriş}$$

$$h_2 = 286,69 \text{ kJ/kg kompresör çıkış}$$

$$W_{\text{Kompresör}} = \dot{m} * \Delta h$$

$$W_{\text{Kompresör}} = \dot{m} * (h_2 - h_1)$$

$$W_{\text{Kompresör}} = (5,28) \text{ kg/s} * (286,69 - 246,36) \text{ kJ/kg}$$

$$W_{\text{Kompresör}} = 212,94 \text{ Kw kompresör gücü belirlenmiştir.}$$

Yukarıda belirlenen evaporatör soğutma gücünü sağlayabilmek için 212,94 Kw lık kompresör gücüne ihtiyaç duyulacaktır.



### 1.3. Kondanser Hesaplamaları

Kompresörde sıkıştırılan R-134a gazının doymuş sıvıya çevirmek için ısı transferi yapar.

$$\dot{Q}_{kondanser} = \dot{Q}_e + W_{Kompresör}$$

$$\dot{Q}_{kondanser} = 837,2Kw + 212,94Kw$$

$$\dot{Q}_{kondanser} = 1.050,1 Kw$$

1.050,81Kw kondanser için ısı transferi yapması gerekmektedir.

U=Kondanser için toplam ısı transfer katsayısı

$$\frac{1}{U_{toplam\ kondanser}} = \frac{1}{h_{iç}} + \frac{L}{k_{boru}} + \frac{1}{h_{dış}}$$

Boru içi akış,

$$h_{iç} = 829,9 W/m^2.K \text{ (ısı taşınım katsayısı olarak kabul edilmiştir.)}$$

Boru dışı akış,

$$\rho = 998,3 \text{ kg/m}^3 \text{ (Su } T=20 \text{ }^\circ\text{C } P=300 \text{ kPa)}$$

$$\mu_{dış} = 0,001002 \text{ kg/m-s (Su } T=20 \text{ }^\circ\text{C } P=300\text{kPa)}$$

$$k_{dış} = 0,5862 W/m.K \text{ (Su } T=20 \text{ }^\circ\text{C } P=300 \text{ kPa)}$$

$$d_{dış} = 0,0213 \text{ m}$$

$$d_{gövde} = 0,5 \text{ m}$$

$$A_{gövde} = (0,25 \times \pi \times d_{gövde}^2) - 80 \times (0,25 \times \pi \times d_{dış}^2)$$

$$A_{gövde} = (0,25 \times 3,1416 \times 0,5^2) - 80 \times (0,25 \times 3,1416 \times 0,0213^2)$$

$$A_{g\ddot{v}de} = (0,25 \times \pi \times d_{g\ddot{v}de}^2) - 80 \times (0,25 \times \pi \times d_{d\ddot{t}\ddot{s}}^2)$$

$$A_{g\ddot{v}de} = 0,1678 \text{ m}^2$$

$$P_{g\ddot{v}de} = \pi \times d_{g\ddot{v}de}$$

$$P_{g\ddot{v}de} = 3,1416 \times 0,5$$

$$P_{g\ddot{v}de} = 1,57 \text{ m}$$

$$D_h = \frac{4 \times A_{g\ddot{v}de}}{P_{g\ddot{v}de}}$$

$$D_h = \frac{4 \times 0,1678 \text{ m}^2}{1,57 \text{ m}}$$

$$D_h = 0,4274 \text{ m}$$

$$\dot{m}_{su} = 55,45 \text{ g/s}$$

$$\dot{V} = \frac{\dot{m}_{su}}{\rho} \quad \dot{V} = \frac{55,45 \text{ kg/s}}{999,6 \text{ kg/m}^3}$$

$$\dot{V} = 0,05547 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = \frac{\dot{V}}{A_{g\ddot{v}de}}$$

$$V = \frac{0,05547 \text{ m}^3/\text{s}}{(0,1678 \text{ m}^2/2)}$$

$$V = 3 \text{ m/s}$$

$$Reynolds_{d\ddot{t}\ddot{s}} = \frac{\rho \times V_{d\ddot{t}\ddot{s}} \times D_h}{\mu_{d\ddot{t}\ddot{s}}} = \frac{999,6 \text{ kg/m}^3 \times 3 \text{ m/s} \times 0,4274 \text{ m}}{0,001002 \text{ kg/m} \cdot \text{s}}$$

$$Reynolds_{d\ddot{t}\ddot{s}} = 140.919$$

$$Pr = 7,15 \text{ (Su } T=20 \text{ }^\circ\text{C } P=300 \text{ Kpa)}$$

$$Nusselt_{dış} = 0,023 \times Reynolds_{dış}^{0,8} \times Pr^{0,4}$$

$$Nusselt_{dış} = 0,023 \times 140.919^{0,8} \times 7,15^{0,4}$$

$$Nusselt_{dış} = 664,7$$

$$Nusselt_{dış} = \frac{h_{dış} \times D_h}{k_{dış}} \quad 664,7 = \frac{h_{dış} \times 0,4274 \text{ m}}{0,5862 \text{ W/m} \cdot \text{K}}$$

$$h_{dış} = 911,6 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\frac{1}{U_{toplam \text{ kondanser}}} = \frac{1}{h_{iç}} + \frac{L_{boru}}{k_{boru}} + \frac{1}{h_{dış}}$$

$k_{boru} = 404,1 \text{ W/m} \cdot \text{K}$  (Bakır boru ısı iletim katsayısı)

$$L_{boru} = (d_{dış} - d_{iç})$$

$$\frac{1}{U_{toplam \text{ kondanser}}} = \frac{1}{829,9 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}} + \frac{0,0056}{404,1 \text{ W/m} \cdot \text{K}} + \frac{1}{911,6 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$U_{toplam \text{ kondanser}} = 431,8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$1.050.810 = 431,8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \times A_{kondanser} \times 13,69$$

$$A_{kondanser} = 177,76 \text{ m}^2$$

Ters akış için  $\Delta T_{lm}$  bulmak için;

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$T_{\text{soğuk su giriş}} = 20 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{\text{sıcak su çıkış}} = 24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{gaz sıcak giriş}} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{\text{gaz soğuk çıkış}} = 26 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{\text{gaz sıcak giriş}} - T_{\text{sıcak su çıkış}}$$

$$\Delta T_1 = T_{\text{gaz soğuk çıkış}} - T_{\text{soğuk su giriş}}$$

$$\Delta T_1 = 26 \text{ } ^\circ\text{C} - 20 \text{ } ^\circ\text{C} = 6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C} - 24 \text{ } ^\circ\text{C} = 26 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{6-26}{\ln\left(\frac{6}{26}\right)} = 13,69$$

$$d_m = (d_o \pm d_i)/2 = [(0,0213)m \pm (0,0157)m]/2 = 0,0185m$$

$$d_m = 0,0185 \text{ m}$$

$$n_{\text{adet}} = 80$$

$$A_{\text{evaporatör}} = \pi \times d_m \times L_{\text{boru boyu}} \times n_{\text{adet}}$$

$$431,8 = 3,1416 \times 0,0185 \text{ m} \times L_{\text{boru boyu}} \times 80$$

$$L_{\text{boru boyu}} = 38m \text{ olarak belirlenmiştir.}$$

R-134a gazı için bütün değerler EES programı kullanılarak bulunmuştur.

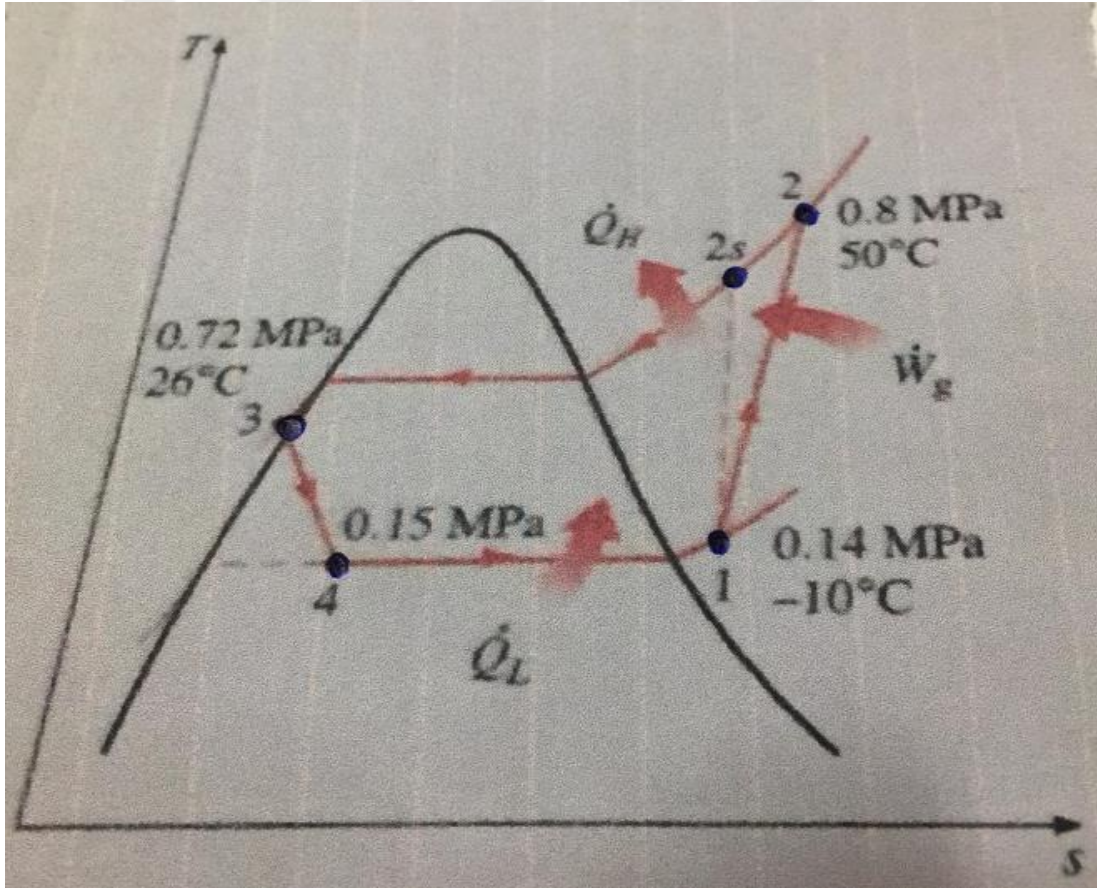
#### 1.4. Kısılma Valfi

Kısılma valfinde basınç değişimi olur. Entalpiler eşit olur ve sıcaklık değişir. Soğutucu akışkan burada püskürtülerek evaporatördeki soğutma işlemi için hazır olur.

$$P_{\text{giriş}}=720 \text{ Kpa} \quad T_{\text{giriş}}=26 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad h_3=87,83 \text{ kJ/kg}$$

$$P_{\text{çıkış}}=150 \text{ Kpa} \quad T_{\text{çıkış}}=-10 \quad h_4= h_3 \text{ olarak kabul edilir.}$$

#### 1.5. T-s Grafiği



Şekil 25. T-s Grafiği

$$COP = \frac{\text{Elde Edilen Soğutucu Gücü}}{\text{Verilen Güc}}$$

$$COP = \frac{837,2}{212,94} = 3,93 \text{ olarak bulunmuştur.}$$

### 1.5.1. Hal Değişimleri

1= Evaporatör (Soğutma işlemi gerçekleşir –S<sub>1</sub> = 0,1547)

2=Kompresör ( Kızgın buhar haline gelir – S<sub>2</sub>= 0,9944)

3=Kondanser ( Yoğuşmuş basınçlı soğutucu akışkan hali –S<sub>3</sub>= 1,07)

4=Kısılma Valfi ( Soğutucu akışkan basınç düşümü ve sıcaklık düşürme -S<sub>4</sub>=  
0,9208)

## SONUÇ

Yapılan bu tez çalışmasında sert şeker için yük belirlenmesinin nasıl hesaplandığını yapılan hesaplarda belirlenmiştir. Bu çalışmada sert şeker proses evrelerinin hepsi ele alınarak soğutma ihtiyaçlarının proses üzerindeki yerleri irdelenmiştir. Elde edilen veriler doğrultusunda soğutucu kapasitesi belirlenmek üzere hesaplar yapılmıştır. Sert şeker için gerekli duyulan soğuk su ihtiyaçları iki noktada olduğu tespit edilmiştir. Vakum ve soğutma tüneli olmak üzere iki ayrı noktada belirlenen yükler üzerine yapılacak olan soğutma tasarımı için veriler oluşturulmuştur.

Yapılan hesaplar üzerinden belirlenen yük için bir soğutucu tasarımı yapılmıştır. Bu tasarımda ideal şartlara yaklaştıkça daha çok verimli bir soğutucu tasarlayabileceğimizi göstermiştir. Burada yapılacak soğutucu tasarımında birçok etmen bizim verimliliğimizi etkilemektedir. En önemli faktör ise çalışma şartlarıdır. Dışarıdaki hava sıcaklığı direk olarak kompresör veriminde etkilidir. Yapılan çalışmada görüldüğü gibi alan bizim için çok önemlidir. Soğutma işlemini hesaplanan alan içerisinde yapmak mümkün olduğundan alan dışına çıkmak bizim için verim kayıplarına sebep olacaktır. Bu tez çalışmasında görüldüğü üzere boru sayısı, soğutucu akışkan debisi, boru uzunluğu yapılan bütün hesaplarda etkili olduğu görülmüştür.

Etkinlik katsayısı 3,93 olarak bulunmuştur. Bu da bize verdiğimiz kompresör gücünün 3,93 katı kadar soğutma gücü bize verecektir. Bu da gayet iyi bir soğutucu verimidir. Yapılan tez çalışmasında soğutma makinelerinin hayatımızda ne kadar önemli bir yer aldığını anlatmıştır. Soğutma ihtiyacı olan yerler için soğutma makinesinin önemini ön plana çıkarmıştır. Buna yönelik kapasite belirlenmesi için yapılan hesaplarda veriler sert şeker üretim prosesine göre yapılmıştır. Bu da bize şeker prosesi için yük belirlenmesi ve soğutucu tasarımı için yol göstermiştir.

## KAYNAKÇA

- [1] A. ELGÜN, «ŞEKER, ŞEKERLEMELER VE ŞEKERLİ ÜRÜNLER,» %1 içinde *International 2' Halal and Healthy Food Congress*, , KONYA, 2013.
- [2] R. GÜNEŞ, İ. PALABIYIK ve Ş. KURULTAY, «ŞEKERLEME TEKNOLOJİSİNDE FONKSİYONEL ÜRÜN ÜRETİMİ,» *THE JOURNAL OF FOOD*, cilt 43, no. 6, 2018.
- [3] B. Wolf, *Confectionery and Sugar-Based Foods*, Loughborough: Elsevier Inc, 2016.
- [4] V. Theodoros ve Ö. Barbaros, *PRODUCTION OF HARD CANDIES*, İSTANBUL: İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ, 2014.
- [5] T. VARZAKAS ve B. ÖZER, *PRODUCTION OF HARD CANDIES*, İSTANBUL: İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ, 2014.
- [6] R. DEVECİ, *GLİKOZ İZOMERAZ ENZİMİNİN SIKIŞTIRILMIŞ YATAK REAKTÖRLER VE AKIŞKAN YATAK REAKTÖRLERDE ÇALIŞMA KİNETİKLERİNİN İNCELENMESİ VE KARŞILAŞTIRILMASI VE REAKTÖRLER BOYUNCA FRUKTOZA DÖNÜŞÜM PROFİLLERİNİN ÇIKARILMASI*, ADANA: YÜKSEK LİSANS TEZİ, 2006.
- [7] D. D. R. A. L. a. K. C. Jenkins, *Community Nutrition for Developing Countries*, Canada: AU Press, Athabasca University, 2005.
- [8] S. ARSLAN ve N. ŞANLIER, «Fruktoz Ve Sağlık,» *Mersin Üniversitesi Sağlık Bilimleri Dergisi*, cilt 9, no. 3, pp. 150-158, 2016.
- [9] İ. SALDAMLI, *Gıda Kimyası*, Ankara: Hacettepe Üniversitesi Yayınları, 2007.
- [10] A. Schober ve D. PETERSON, «Flavor Release and Perception in Hard Candy: Influence of Flavor Compound–Flavor Solvent Interactions,» *Journal of Agricultural and Food*, cilt 52, pp. 2628-2631, 2004.
- [11] S. KARASU YALÇIN, M. T. BOZDEMİR ve Z. Y. ÖZBAŞ, «FERMANTASYON YOLU İLE SİTRİK ASİT ÜRETİMİNDE FARKLI SUBSTRAT KAYNAKLARININ KULLANILMA OLANAKLARI,» 6 TEMMUZ 2010. [Çevrimiçi]. Available: <http://dergipark.gov.tr/download/article-file/78335>. [Erişildi: 15 ŞUBAT 2019].
- [12] M. K. DEMİR, A. ELGÜN ve A. AVCI, «KLASİK VE VAKUM ALTINDA SPREYLENEREK PİŞİRME YÖNTEMLERİNİN AKİDE ŞEKERİNİN BAZI KALİTE KRİTERLERİ VE RAF ÖMRÜ ÜZERİNE ETKİSİ,» 28 MAYIS 2010. [Çevrimiçi].



Available: <http://dergipark.gov.tr/download/article-file/78508>. [Erişildi: 20 ŞUBAT 2019].

- [13] P. D. H. BULUT, Soğutma ve Klima Tekniği Ders Notları, Şanlıurfa: Harran Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümü Soğutma Ve Klima Tekniği, 2011.
- [14] A. E. ÖZGÜR, «HFC-134a ve ALTERNATİFİ SOĞUTKANLARIN (HFO-1234yf ve HFO-1234ze) SOĞUTMA ÇEVİRİMİ PERFORMANSI AÇISINDAN KARŞILAŞTIRMASI,» cilt 28, no. 3, 2013.
- [15] Z. Bubnik, P. Kadlec, D. Urban ve M. Bruhns, *The Sugar Engineers*, Güney AFRİKA: <http://www.sugartech.co.za/contact/index.php>, 2019.
- [16] Y. A. Çengel ve M. A. Boles, *TERMODİNAMİK MÜHENDİSLİK YAKLAŞIMIYLA*, İzmir: İzmir Güven Yayınevi, 2011.

## ÖZGEÇMİŞ

1991 yılında İstanbul'da doğdum. İlköğrenimimi 4. Sınıfa kadar Barbaros Hayrettin Paşa, daha sonrasını ise Şakire Sadi Obdan ilkokulunda ve lise öğrenimimi Eyüp Otakçılar lisesinde tamamladım.2011 yılında Beykent Üniversitesi Makine Mühendisliği Bölümünde Lisans öğrenimine başladım. 2015 yılında "Binalarda Isı Yalıtımı" hakkında yaptığım bitirme ödevi projesiyle mezun oldum. Aynı yıl Beykent Üniversitesi, Fen Bilimleri, Makine Mühendisliği programında yüksek lisans öğrenimime başladım. 2017 yılında Elvan-Gıda Şeker Fabrikasında Teknik- Bakım mühendisi olarak göreve başladım. 2019 Yılında Yüksek Lisans öğrenimimi tamamladım.

**Tevfik AYTEKİN**