

T.C.  
SAKARYA ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

705487

ABSORPSİYONLU SOĞUTMA SİSTEMLERİNDE  
YENİLİKLER

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Mak. Müh. M. Şevket GÜNEY

Enstitü Anabilim Dalı : MAKİNA MÜH.

Enstitü Bilim Dalı : ENERJİ

705487

HAZİRAN 2001

T.C.  
SAKARYA ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

ABSORPSİYONLU SOĞUTMA SİSTEMLERİNDE  
YENİLİKLER

YÜKSEK LİSANS TEZİ  
Mak. Müh. M. Şevket GÜNEY

Enstitü Anabilim Dalı : MAKİNA MÜH.  
Enstitü Bilim Dalı : ENERJİ

Bu tez 24/7/2001 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Oybirliği/Oyçokluğu ile kabul edilmiştir.

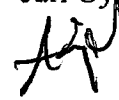
Yrd. Doç. Dr. Kemal GAZİL  
Jüri Başkanı



Doç. Dr. Fethi Hacı  
Jüri Üyesi



Yrd. Doç. Dr. Ahmet DZEL  
Jüri Üyesi



T.C. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU  
DOKÜMANTASYON MERKEZİ

## ÖNSÖZ

Dünyada enerji kaynaklarının daha verimli ve çevreci kullanılmasına yönelik çabaların yoğunlaşması ve kaçınılmaz olgular arasında ön sıralara yerleşmiş olması vesilesiyle bu çalışmanın yapılması gereği hasıl olmuştur.

Soğutmanın konfor ve endüstriyel alanlarda gitgide daha yaygın olarak kullanılması ve küresel ısınmanın boyutlarının genişlemesi ayrıca soğutma konusuna daha dikkatli ve önemle değinilmesi zorunluluğunu getirmektedir.

Yukarıda değinilen nedenlerden dolayı çevreci ve mevcut kaynakların optimum kullanılmasına yönelik alternatif sistemlerin araştırılması ve teknolojideki en son durumun ülkemiz soğutma sektörünün gündemine alınması amaçlanmıştır.

Böyle önemli bir konuda çalışma fırsatı verilmesi, bu çalışmanın koordinasyonu ve yapılmasındaki önemli katkılarından dolayı değerli hocam

Sayın Yrd. Doç. Dr. Kemal ÇAKIR beye gönülden teşekkürü borç bilirim.

M. Şevket GÜNEY

Makine Mühendisi

## İÇİNDEKİLER

KISALTMALAR	v
ŞEKİLLER LİSTESİ	vi
TABLOLAR LİSTESİ	viii
ÖZET	ix
SUMMARY	x
BÖLÜM 1	
1.1 Giriş	1
1.2 Soğutma sistemlerinin sınıflandırılması	3
1.2.1 Açık Değişim	3
1.2.2 Kapalı Çevrim	3
1.3 Absorpsiyonlu soğutma sistemi	4
BÖLÜM 2	
HOMOGEN İKİLİ KARIŞIMLARIN ÖZELLİKLERİ VE PROSESLERİ	6
2.1 Eriyik teşkili	7
2.2 İkili akışın adyabatik karışımı	13
2.3 Isı değişimi ile birlikte iki akışın karışımı	14
2.4 Isıtma ve soğutma prosesleri	15
2.5 Kısmi prosesi	18

2.6 Teorik absorpsiyonlu soğutma sistemleri	19
2.7 Su-Amonyaklı absorpsiyonlu sistem	21
2.8 Absorpsiyonlu soğutma makinası ısı yüklerinin hesap yoluyla yapılması	22
2.9 Isı değiştirici	25
2.10 Yoğuşturucu	27
2.11 Buharlaştırıcı	27
2.12 Kaynatıcı	27
2.13 Absorbe edici	30
2.14 Zengin eriyik pompası	31

### BÖLÜM 3

#### SU-LİTYUM BROMİD SİSTEMLERİ 32

3.1 Konsantrasyon sınırları	33
3.2 J Borusu	33
3.3 Stabilizer valfi	33
3.4 Buhar besleme basınçları ve sıcaklık limitleri	34
3.5 Yüksüzlendirme	34
3.6 Paslanmaz çelik tavalar	34
3.7 Hermetik pompalar	34
3.8 Çift cidarlı evaporatör	34
3.9 Tasfiye sistemi	34
3.10 Piriç püskürtme başlıkları	35
3.11 Kondenser soğutma suyu	35
3.12 Tek kademeli Su-LiBr sistemleri çalışma prensibi	35
3.13 Sistem bileşenlerinin tanımı	36
3.13.1 Eriyik pompası	36
3.13.2 Jeneratör	36
3.13.3 Kondenser	37
3.13.4 Evaporatör	38
3.13.5 Absorber	39
3.14 İki kademeli absorpsiyonlu sistemler	39
3.15 Üç kademeli absorpsiyonlu sistemler	43

## BÖLÜM 4

### KOMPLEX-ABSORPSİYONLU SİSTEMLER 46

#### 4.1 Sistem tanımı 46

#### 4.2 Komplex absorpsiyonlu ısı pompalarının temel prensibi 47

#### 4.3 Komplex absorpsiyon ısı pompasının temelleri 47

#### 4.4 Tesis şeması 48

#### 4.5 Sistem özellikleri 50

## BÖLÜM 5

### ADSORPSİYONLU SOĞUTMA SİSTEMLERİ 52

#### 5.1 Temel çalışma prensibi 52

#### 5.2 Performans ve operasyon şartları 54

#### 5.3 Önemli avantajlar 56

#### 5.4 Uygulama alanları 56

#### 5.5 Genel görüşler 58

## BÖLÜM 6

### ABSORPSİYONLU SİSTEM UYGULAMASI 59

## BÖLÜM 7

### SONUÇLAR VE ÖNERİLER 62

### KAYNAKLAR 63

### ÖZGEÇMİŞ 64

## KISALTMALAR LİSTESİ

AWP	: Absorpsiyon ısı pompası
LHT	: Aachen Teknik Üniversitesi Termodinamik Kürsüsü
LiBr	: Lityum Bromid



## ŞEKİLLER LİSTESİ

Şekil 1.1 Direk yanmalı $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$ eriyiği ile çalışan sistemler	4
Şekil 1.2 Temel absorpsiyonlu çevrim	5
Şekil 1.3 Absorpsiyonlu sistem $\log p, 1/T$ diyagramı	5
Şekil 2.1 $\text{NaCl}$ tuzunun $\text{H}_2\text{O}$ da erimesi	8
Şekil 2.2 a,b,c,d,e Homojen ikili karışımların evaporasyon ve yoğuşma karakteristikleri	12
Şekil 2.3 Homojen ikili karışımların $i\text{-}x$ diyagramı	13
Şekil 2.4 Sürekli akışlı adyabatik karışım prosesi	14
Şekil 2.5 Isı tranferi altında sürekli iki akışın karışımı	15
Şekil 2.6 İkili karışımların rektifikasyon şeması	17
Şekil 2.7 Şekil 4.5 için şematik $i\text{-}x$ diyagramı	18
Şekil 2.8 Sürekli akışta ikili akışkanların kısılması	19
Şekil 2.9 Basit absorpsiyon soğutma sistemi	20
Şekil 2.10 Endüstriyel Su-Amonyaklı absorpsiyonlu sistem	23
Şekil 2.11 Diferansiyel çözülme ısısı	26
Şekil 2.12 $\text{NH}_3\text{+H}_2\text{O}$ eriyiği özgül ısısı	27
Şekil 2.13 $\text{NH}_3$ özgül ısı ve buharlaşma gizli ısısı	30
Şekil 3.1 Standart buhar sıcak sulu $\text{LiBr}\text{-Su}$ sistemleri	33
Şekil 3.2 Eriyik pompası yerleşimi	37
Şekil 3.3 Jeneratör yerleşimi	38
Şekil 3.4 Kondenser yerleşimi	39
Şekil 3.5 Evaporatör yerleşimi	39
Şekil 3.6 Absorber yerleşimi	40
Şekil 3.7 İki kondenserli iki kademeli sistem şeması	42



Şekil 3.8 İki kondenserli iki kademeli absorpsiyonlu sistem	42
Şekil 3.9 İki absorberli iki kademeli sistem şeması	43
Şekil 3.10 İki absorberli iki kademeli absorpsiyonlu sistem	43
Şekil 3.11 Üç kademeli sistem şeması	45
Şekil 3.12 Üç kademeli absorpsiyonlu sistem	45
Şekil 4.1 Temo kimyasal bir soğutucunun tesis şeması	50
Şekil 5.1 Adsorpsiyonlu soğutucu şeması	54
Şekil 5.2 Chiller çıkış ve soğutma suyundan bağımlı kapasite faktörü	56
Şekil 5.3 COP katsayısının soğutma ve chiller suyu sıcaklığı ile değişimi	57



## TABLolar LİSTESİ

Tablo 1	1 mol tuzun belirli mol suda erimesiyle elde edilen eriyiklerin özellikleri	7
Tablo 2	Chiller grupları kıyaslama tablosu	41
Tablo 3	Amonyak su eriyiği logp- 1/T diyagramı	46
Tablo 4	Çeşitli absorpsiyonlu sistemlerin kıyaslanması	52
Tablo 5	Kapasite ve operasyon şartları	55

## ÖZET

Bu çalışmada soğutma sistemlerinin sınıflandırması yapılmış, absorpsiyonlu soğutma sistemlerinin uygulama alanları ve kullanılan ekipmanların tanıtılması, ayrıca bu bileşenlerin çalışma tarzları yakın olarak incelenmiş ve okuyucuların dikkatine sunulmuştur.

Absorpsiyonlu sistemlerin günümüzde hangi ikili eriyiklerle yoğun olarak dizayn edildikleri irdelenmiş ve bu ikili eriyiklerle oluşturulan sistemlerin çalışma biçimleri yakından tanıtılmaya çalışılmıştır.

Metal tuzu-amonyak ile çalışan absorpsiyonlu sistemler üzerinde durulmuş ve bu sistemlerin küçük ve orta kapasitelerde mekanik kompresörlü sistemlerle fiyat rekabeti yapabileceği konusu işlenmiştir.

Çözücü madde olarak katıların kullanıldığı adsorpsiyonlu sistemleri de konuya yakınlığı nedeniyle işleyiş biçimini anlatan bilgiler verilmiş bu sistemlerin kullanım alanları ve diğer sistemlerle birlikte kombine çalışma olanaklarına değinilmiştir

## SUMMARY

In this work is made the classification of the cooling system, the theory and the application field of the absorption cycle.

It is explained the describing of the system equipment, properties and processes of homogen binary mixture, theoretical absorption cooling system, Lityum-Bromid – water system, the theory and the application field of the adsorption cooling, and the theory and application field of the metal-salt-amoniak cooling system.

# BÖLÜM 1

## 1.1 Giriş

Artan enerji ihtiyacı ve buna paralel olarak primer enerji kaynaklarının daralması, sera etkisi ve ozon tabakasına zararlı maddelerin açığa çıkması suretiyle oluşan çevre kirliliği nedeniyle verimli ve temiz enerji üretimi gerekliliği bulunmaktadır. Günümüzde enerji oluşturma görevinin teknik çözümleri zararlı emisyonların azaltılması yerine zararlı maddelerin artmasına ve yığılmasına neden olmaktadır. Enerji, ozon ve sera etkisi sorunlarının çözümü ancak akılcı ve çevre dostu enerji üretim sistemlerine geçilmesi ile mümkün olabilecektir.

Soğutma tesislerine birçok endüstri kollarında, aynı zamanda hizmet sektöründe muhtelif güç ve sıcaklıkları oluşturmak amacıyla gereksinim duyulmaktadır. Genelde tüm bu alanlarda çoğunlukla elektrik enerjisi ile döndürülen kompresörlü soğutma makineleri kullanılmaktadır. Ancak son zamanlarda absorpsiyonlu soğutma grupları da yaygınlaşmaya başlamıştır. Isı enerjisi yardımıyla masrafları azaltma ve çevreyi koruma olanakları sunması absorpsiyonlu soğutma sistemlerini çekici hale getirmektedir. Bu tesisler ozon tabakasına zararlı maddelerle çalışmamakta ve sera etkisi oluşumuna da olumsuz katkı yapmamaktadır.

Ayrıca yoğuşan buharla çalışan devrelerdeki geleneksel soğutma yapan cihazlar yüksek iç verimle çalışıyor olmalarına rağmen enerji santrallerindeki enerji üretiminin büyük kayıplarla elde edildiği ve kısmen de oldukça uzun yollardan sarfiyat noktalarına ulaştığı unutulmamalıdır. Burada ülkemizde son yıllarda kurulmaya başlanan doğalgaz çevrim santrallerinin ve bunların genel elektrik üretimindeki oranlarının oldukça yüksek bir seviyede olduğu düşünüldüğünde bu konunun önemi daha da dikkat çekici görünmektedir.

Absorpsiyonlu soğutma uzun ömürlü ve güvenli işletme koşullarını sunmaktadır. Ancak küçük ve orta güçlerde absorpsiyonlu sistemler kompresörlülere göre daha yüksek ilk yatırım bedelleri gerektirmektedir.

Burada düşünülmesi gereken bir diğer husus ise düşük güçler için kompresörlü sistemlerle rekabet edici ilk yatırım koşullarını sağlayabilecek alternatif bir absorpsiyonlu soğutma sistemi geliştirilmesidir. Bu amaçla bu çalışmada muhtelif absorpsiyonlu sistemlerle ilgili bilgiler verilmekte ve soğutmanın kayıpsız bir şekilde depolanma olanakları üzerinde durulmaktadır.

Ayrıca geleneksel absorpsiyonlu soğutma tesislerine ısı enerjisinin belirli bir minimum sıcaklıkta sağlanması ve konuyla ilgili karşılaştırmalara ilerideki bölümlerde değinilecektir.

## **Bölüm 1.2 Soğutma Sistemleri Sınıflandırılması**

Soğutma sistemleri açık değişim ve kapalı çevrim olarak ikiye ayrılır. Termodinamikten bilindiği gibi başlangıç durumuna dönmeyen işleme açık çevrim denir. Örneğin suyun hava içinde buharlaştırılması, eriyik teşkili, basınçlı gazların genişletilmesi sonucu soğuma elde edilmesi açık değişim şeklinde olur ve soğutucu akışkan tüketilinceye kadar soğutma olayı devam eder. Suyun buharlaşarak hava içinde diffüzyonu suretiyle havanın soğutulması veya serinletme iklimlendirme tekniğinin konusudur.

### **1.2.1.Açık Değişim**

#### **2.1.1Eriyik teşkili**

#### **2.1.2Gazların genişletilerek sıvılaştırılması**

#### **2.1.3Suyun hava içinde buharlaşması**

## 1.2.2.Kapalı Çevrim

2.2.1 Soğuk hava makinesi

2.2.2 Sıvı buharlaşmalı makine

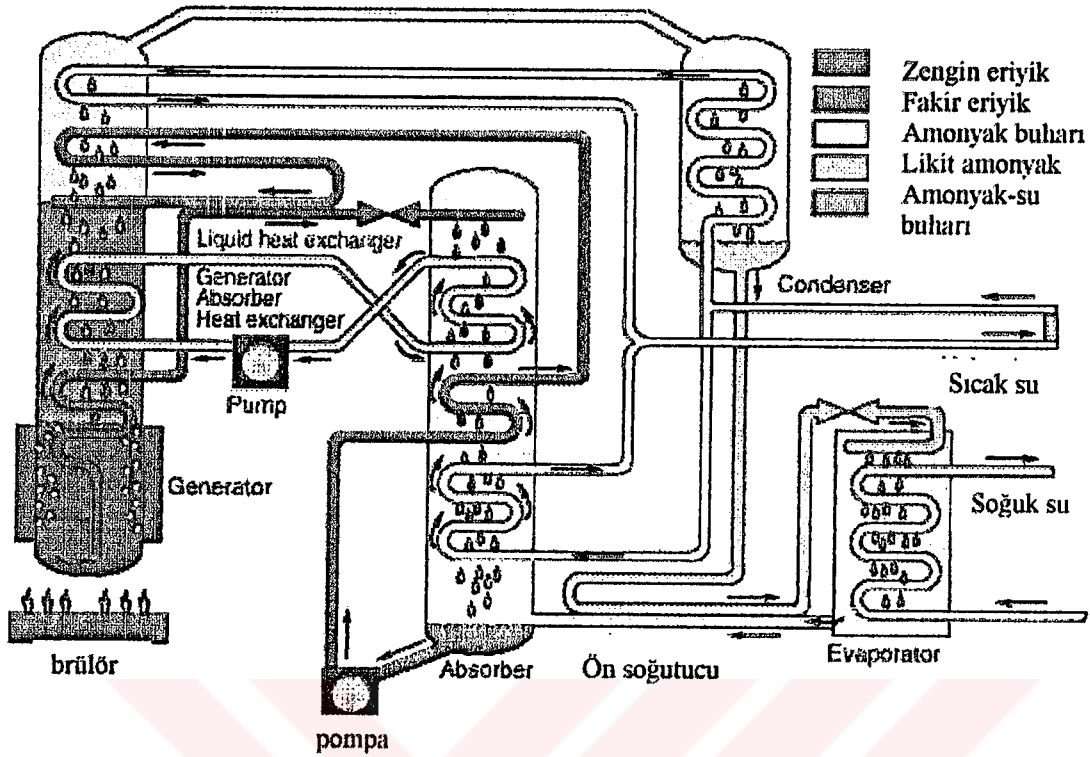
2.2.3 Buhar ile çalışan ejektörlü soğutma makinesi

2.2.4 Gazların merkezkaç alanda genişlemesi ( Hilsch' in girdap borusu )

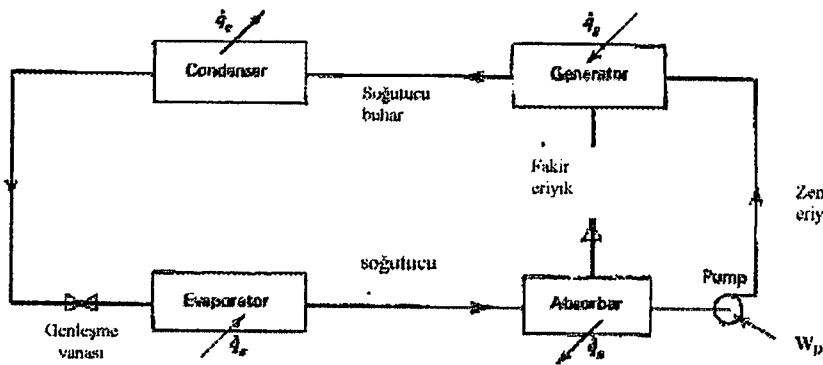
2.2.5 Absorpsiyonlu soğutma

## Bölüm 1.3 Absorpsiyonlu Soğutma Sistemi

Mekanik kompresörlü soğutma sistemlerine kıyasla elektrik motorlu kompresörün yerini absorpsiyonlu soğutma çevrimlerinde termik kompresör almaktadır. Burada bir dizi proses söz konusu olmaktadır. Soğutucu akışkan buharı likit tarafından absorbe edilmekte ve sonra likit eriyik yüksek basınca pompalanmaktadır. Burada pompanın mil işi gereksinimi çok azdır. Yüklü miktarda ısı sisteme transfer edilmektedir. Şekil 1.1 de direkt yanmalı amonyak su eriyiği ile çalışan sistemin prensip şeması gösterilmiştir.



Şekil 1.1 : Direkt yanmalı  $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$  eriyiği ile çalışan sistem

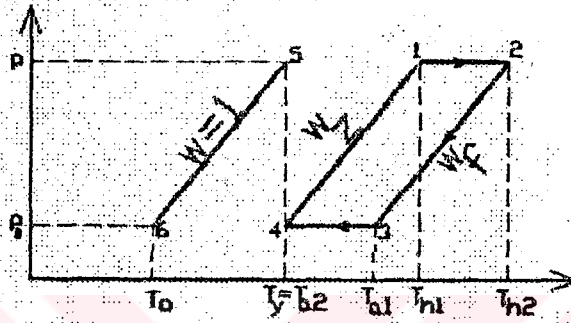


Şekil 1.2: Temel absorpsiyonlu çevrim

Şekil 1.2 de absorpsiyonlu çevrimin temel şeması görülmektedir. Buhar sıkıştırırmalı çevrimdeki mekanik kompresörün yerini kaynatıcı, emici (absorber) ve soğutucu akışkanla absorbent maddenin oluşturduğu eriyiği bu ekipmanlar içinden sirküle



eden pompa almıştır. Soğutucu akışkan kondenser, genişleme valfi ve evaporatör içinden sirküle edilmektedir. Isı kaynatacı içinde eriyiğe transfer edilmekte ve soğutucu akışkan buharı eriyikten ayrılmaktadır, bu esnada emicide de karışım oluşmaktadır. Absorpsiyon soğutma çevrimlerinin ortalama performansı düşük olmasına rağmen atık ısının bulunduğu koşullarda çok daha ekonomik soğutma üretimi gerçekleştirmek mümkün olabilmektedir. Şekil 1.3 de absorpsiyonlu sistemin  $\log p, 1/T$  diyagramında gösterimi verilmiştir.



Şekil 1.3 Absorpsiyonlu sistem  $\log p, 1/T$  diyagramı

Burada buharlaşma sıcaklığı, buharlaşma basıncını ve absorbe edicideki  $p_0$  basıncını belirlemektedir. Yoğuşturucu sıcaklığıda yoğuşma basıncını ve buna bağlı olarak kaynatacıdaki  $p$  basıncını belirler. Yoğuşturucu ve absorbe edicide aynı soğutma suyu kullanıldığından zengin eriyiğin absorbe ediciden çıkış sıcaklığı ile yoğuşma sıcaklığı aynı kabul edilebilir. Kaynatacıdan çıkan fakir eriyiğin ulaşabileceği en yüksek sıcaklık kaynatacıya verilen  $Q_h$  ısısına bağlı olacaktır.

## BÖLÜM 2 HOMOGEN İKİLİ KARIŞIMLARIN ÖZELLİKLERİ VE PROSESLERİ

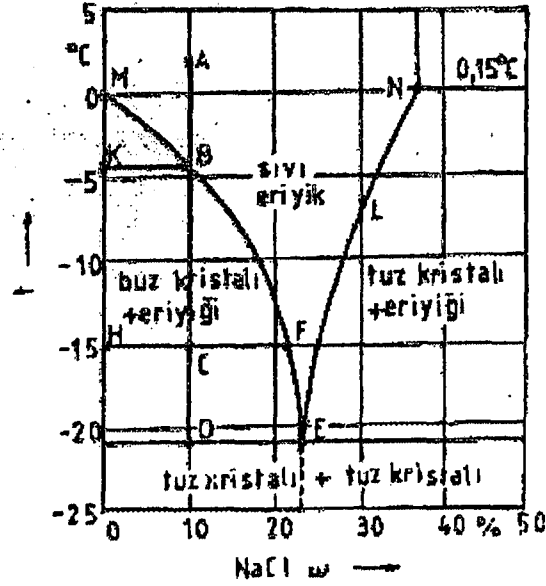
### 2.1 Eriyik Teşkili:

Bazı tuzlar suda eriyince ısı yutarlar. Adyabatik bir sistemde ısı yutulması eriyiğin sıcaklığını düşüreceğinden, soğuma meydana gelir. Bu türden ısı yutan reaksiyonlara ait bazı örnekler Tablo 1 de verilmiştir.

Madde	Mol ağır	Gerekli su	Çözülme Isısı		Ötektik nokta özelliği	
			Kcal/kmol	kcal/kg	w <sub>E</sub>	t <sub>E</sub>
KCl	74.55	200	4.44	59.55	0.197	-10.7
NaCl	58.45	200	1.28	21.82	0.231	-21.2
NI <sub>4</sub> Cl	53.5	200	3.9	72.89	0.186	-15.8
CaCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O	219	400	4.56	20.89	0.299	-55
KNH <sub>3</sub>	101.1	200	8.46	83.68	0.109	-2.9
NaNO <sub>3</sub>	85	200	5.02	59.06	0.369	-18.5
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .10H <sub>2</sub> O	322.2	400	18.9	58.66	0.041	-1.3

Tablo 1. 1mol tuzun belirli mol suda erimesiyle elde edilen eriyiklerin özellikleri

Tuzlar su yerine gayet ince taneler halinde buz kristallerinde eritilirse daha fazla soğuma elde edilir. Çözülme ısısına ilaveten buzun ergime ısısı da karışımdan alınacağından sıcaklık daha çok düşer. Tuzların suda eritilmesi olayı bir t,w diyagramında kolaylıkla takip edilebilir. NaCl + H<sub>2</sub>O karışımına ait böyle bir diyagram Şekil 2.1 de görülmektedir.



Şekil 2.1: NaCl tuzunun H<sub>2</sub>O da erimesi

A noktasındaki sıvı eriyik soğutulurken B noktasına erişildiği zaman, yani 0 °C nin altında, ilk buz kristalleri eriyikten ayrılır, geri kalan eriyiğin derişikliği artmaya başlar ve bu donma noktasının alçalmasına sebep olur. B noktasında  $w_A$  derişikliği sıvı eriyikle buz arasında denge durumu vardır ( eriyik ve buzun sıcaklıkları ve buhar basınçları birbirine eşittir). Bu durumda karışıma aynı sıcaklıkta buz ilave edilirse denge durumu bozulmaz, yalnız karışımın derişikliği B-K yönünde değişir. Buz ilave edilmez ve karışımın C noktasına kadar soğutulmasına devam edilirse, yeniden buz kristalleri ayrılır ve eriyiğin derişikliği F noktasında bulunur. Denge durumlarını birleştiren MBFE eğrisine denge eğrisi veya buz eğrisi denir.

C noktasına gelindiği zaman eriyikten ne kadar buz kristalinin ayrıldığı kolaylıkla hesaplanır. Başlangıçta  $w_A$  derişikliğinde 1 kg eriyik ele alınırsa ve F noktasında karışımın kütle olarak y kadar sıvı fazı ve z kadar katı fazı bulunursa

$$y + z = 1 \quad \text{olur}$$

Ayrıca F noktasında sıvı fazın derişikliği  $w_Y$  ve katı fazın derişikliği  $w_Z$  olunca kütle bilançosu yazılırsa

$$w_A * 1 = w_Y * y + w_Z * z$$

$$z = (w_Y - w_A) / (w_Y - w_Z) \quad y = (w_A - w_Z) / (w_Y - w_Z)$$

bulunur. Katı fazda yalnızca buz kristali olduğuna göre

$$w_Z = 0$$

olur ve eriyikten ayrılan buz kristali ile sıvı eriyik miktarları elde edilir.

$$z = (w_Y - w_A) / w_Y, \quad y = w_A / w_Y$$

Kütleli olarak karışımdaki buz kristali oranı için de aşağıdaki bağıntı bulunur.

$$z/y = (w_Y - w_A) / w_a = CF/HC \quad 2.1$$

Karışımın soğutulmasına devam edilirse  $-21,2 \text{ } ^\circ\text{C}$  de D noktasına ulaşılır. Eriyiğin derişikliği

$$w_E = 0,231$$

olmuştur ve tamamen donmuştur, buz ve tuz kristallerinden ibaret katı salamura maddesi elde edilmiştir. E noktasına ötektik nokta denir(cryohydric point). Buz ve tuz kristalleri yalnız  $-21,2 \text{ } ^\circ\text{C}$  sıcaklığın altında denge durumunda bulunabilir. Eğer buz ve tuz karışımının sıcaklığı  $-21,2 \text{ } ^\circ\text{C}$  nin üzerinde ise denge durumu yoktur, buz erir ve tuz suda çözünür.

Dışı izole edilmiş bir kaptaki  $0 \text{ } ^\circ\text{C}$  de buz+su+tuz+su buharı bulunursa, denge durumu yoktur. Buz erimeye başlar ve bir miktar tuz çözülür. Eriyiğin derişikliği yüksek olduğundan buz ile eriyik denge durumunda olmaz, buz erimeye devam edince eriyiğin derişikliği azalır ve bir miktar daha tuzun çözülmesine sebep olur. Bu olay sıcaklık  $-21,2 \text{ } ^\circ\text{C}$  oluncaya kadar devam eder ve bundan sonra karışımın sıcaklığı  $-21,2 \text{ } ^\circ\text{C}$  de sabit kalır. Dondurma üretiminde böyle bir dondurucu karışım kullanılır.

Derişikliği  $w > w_L$  olan bir eriyik soğutulursa, L noktasına erişildiği zaman tuz kristalleri eriyikten ayrılır ve geri kalan eriyiğin derişikliği azalır. Soğutulmaya devam edilirse, daha fazla tuz kristalleri ayrılır ve eriyiğin durumu LE eğrisini takiben değişir. NLE eğrisi denge durumlarını birleştiren bir eğridir. Bu eğri üzerinde eriyik donmuş durumdadır ve bu eğriye doyma eğrisi denir. [ 1 ]

Homojen bir karışım denince tek parça gibi davranan bileşimler akla gelmektedir, bu karışımlar dışarıdan herhangi bir mekanik zorlamayla bileşenlerine ayrılmamaktadırlar. Basınç yoğunluk ve sıcaklık gibi özellikler karışımın tümünde uniformdur.

Karışımların termodinamik halleri saf maddelerde yapıldığı gibi iki bağımsız özelliğin verilmesi ile belirlenememektedir.

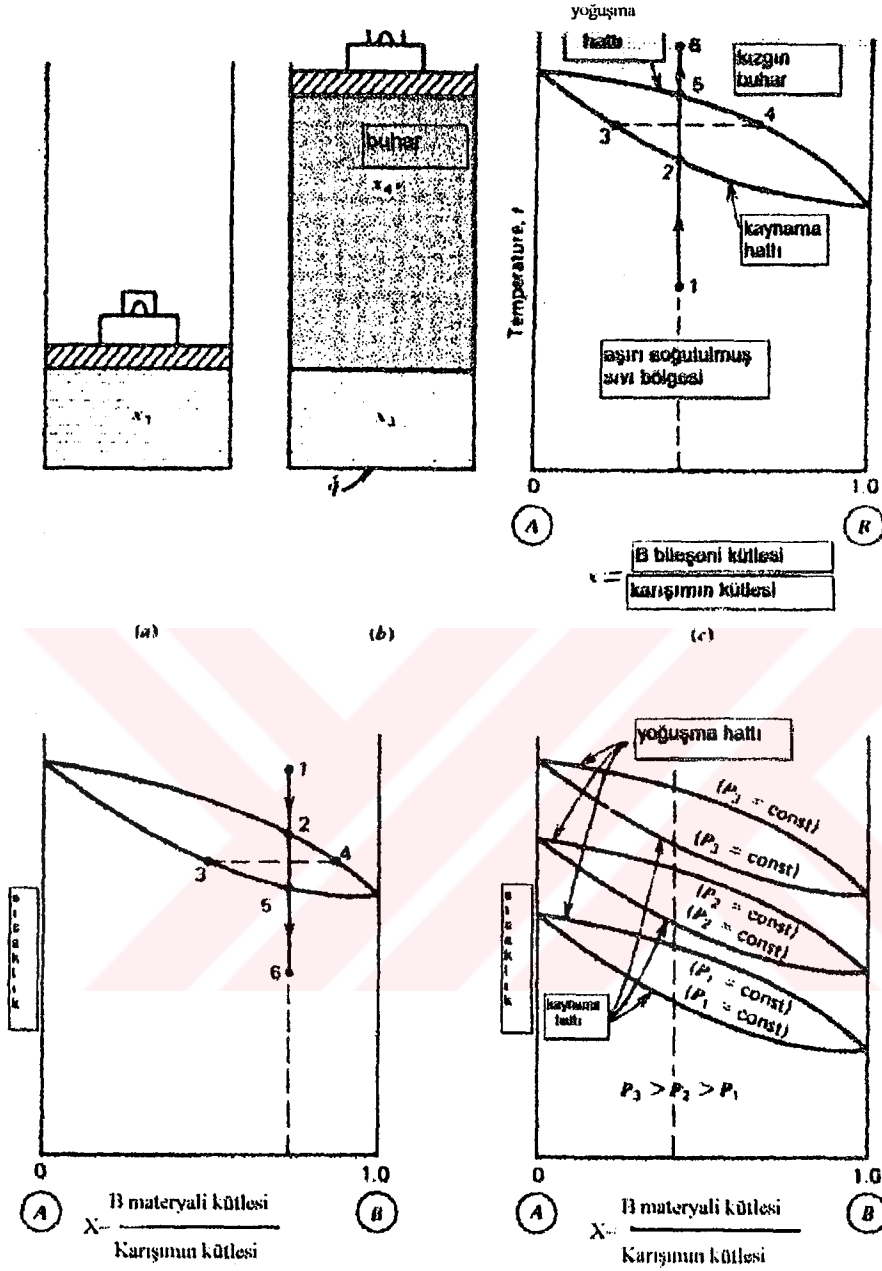
Karışımların bileşimi konsantrasyon  $x$  ile tanımlanmaktadır. Derişiklik  $x$  ile bileşenlerin birinin tüm karışım kütlesine oranı anlaşılmaktadır. Konsantrasyon  $x$  in yanında iki bağımsız özelliğin (sıcaklık basınç gibi) bilinmesine ihtiyaç vardır. [ 2 ]

Absorpsiyonlu bir sistem için karışımın kararlı olması özel önemde bir karakteristiktir. Herhangi bir karışım, karışım oluştuktan sonra ayrılamıyorsa kararlı demektir. Kararlı karışım homojendir. Bazı karışımlar tüm şartlar altında kararlı olma özelliklerini koruyamamaktadır. Sıcaklıkla kararlılık özelliği değişmektedir. Örneğin Fr-22 ve yağ karışımı yüksek sıcaklıklarda kararlı ve düşük sıcaklıklarda kararlı değildir. Absorpsiyonlu sistemlerde kullanılan ikili karışımlar hem sıvı hem de buhar fazında hiçbir aralıkta yer bırakmaksızın kararlı olmalıdır.

İkili eriyiğin doyma bölgesi civarındaki davranımı absorpsiyonlu soğutma için önemlidir. Tasarımsal deneyler ve sıcaklık konsantrasyon diyagramı bu davranımların anlaşılmasında yardımcı olabilmektedir. Şekil 2.2 de  $x_1$  konsantrasyonundaki B ikili karışımı bir piston silindir sisteminde gösterilmektedir. Piston sabit kütleli ve sürtünmesiz kabul ediliyor. Böylece karışımın basıncı daima sabit kalmaktadır. Şekil 2.2 c karışımın  $t$ - $x$  diyagramını göstermektedir, başlangıç

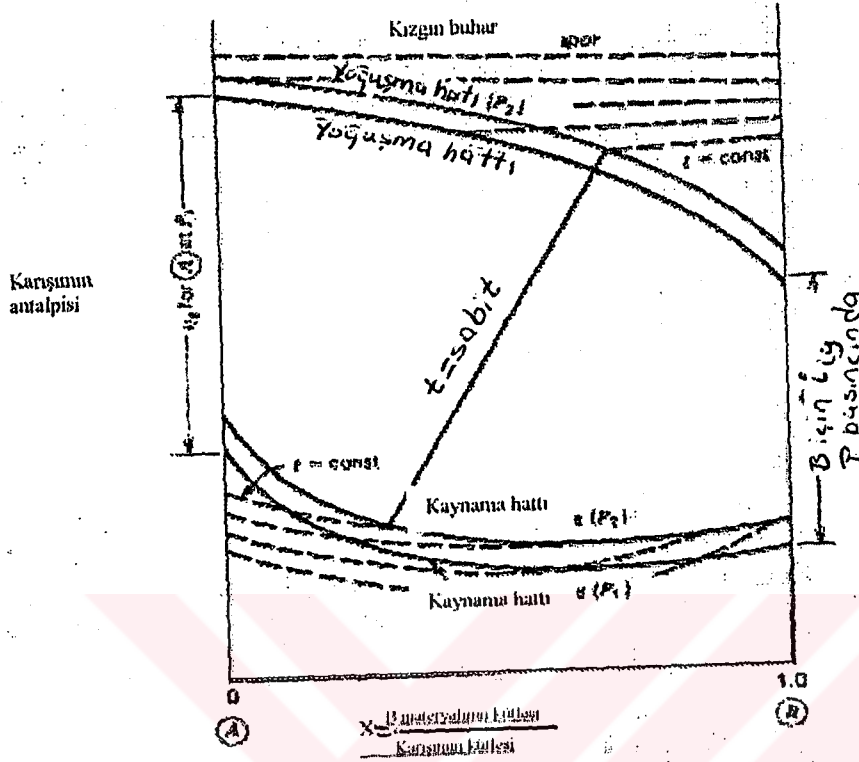
noktası 1 noktasıdır, karışıma yavaş yavaş ısı verilirse sıcaklık artacak ve 2 noktasında buhar oluşmaya başlayacak ve Şekil 2.2b deki durum oluşacaktır. Bu anda deneme durdurulursa ve herhangi bir konumda buhar ve likitin sıcaklık ve derişikliği belirlenirse, hayret uyandıran bir durum tespit edilecektir. Örneğin likit 3 noktasında iken buhar 4 noktasında bulunmaktadır, B materyalinin buhar fazındaki konsantrasyonu  $x_4$  sıvı fazındaki konsantrasyonu  $x_3$  den daha büyük olmaktadır. Bu olgunun absorpsiyon çevrimindeki önemi büyüktür.

Karışım ısıtılmaya devam edilirse tüm sıvı yavaş yavaş buharlaşacak ve 5 noktasına gelecektir. Bu noktada derişiklik  $x_5 = x_1$  olacaktır. Daha fazla ısıtma buharı aşırı kızdıracak ve 6 noktasına ulaştıracaktır. Buradaki aşırı kızgın buhar sabit basınçta soğutulursa tüm proses tersinir olarak başa dönecektir, Şekil 2.2d de bu durum gösterilmiştir. Denemeler muhtelif derişikliklerde ancak basınç aynı kalmak üzere değiştirilerek yapılmaya devam edilirse buharlaşma ve yoğuşma çizgileri Şekil 2.2c ve 2.2d de görüldüğü gibi oluşacaktır. Şayet basınç değiştirilirse ve deney farklı konsantrasyonlarda yinelenirse buharlaşma ve yoğuşma çizgileri Şekil 2.2 e de görüldüğü gibi oluşacaktır. [ 2 ]



Şekil 2.2 a,b,c,d,e Homojen ikili karışımların evaporasyon ve yoğuşma karakteristikleri

Saf maddelerin aksine ikili eriyikler her bir basınca karşılık gelen tek bir doyma sıcaklığına sahip değildir. Çünkü doyma sıcaklıkları derişikliğe bağlıdır.



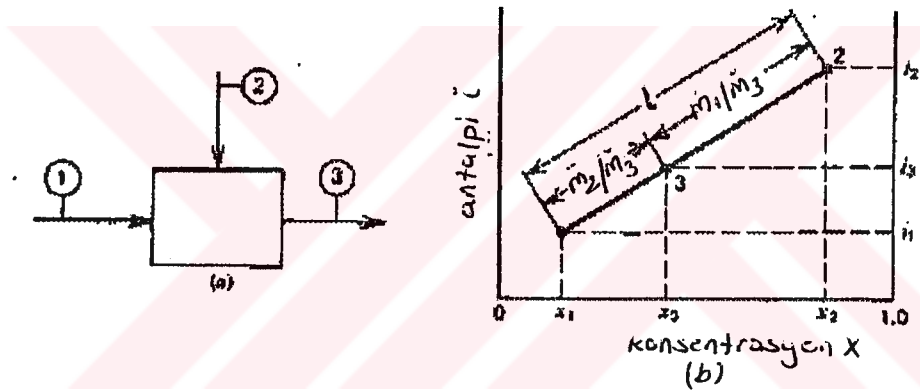
Şekil 2.3 Homojen ikili karışımların şematik i-x diyagramı

İkili eriyiklerin daha kullanışlı bir sunumu antalpi-derişiklik diyagramı ile yapılabilmektedir. Şekil 2.3 de homojen bir ikili karışım için sıvı ve buhar bölgelerini içeren şematik bir i-x diyagramı görülmektedir. Verilmiş belirli bir basınç için yoğuşma buharlaşma çizgileri  $x=0$  ve  $x=1$  durumlarında birleşmeyecektir, ancak her bir bileşenin buharlaşma eğrilerine orantılı olacak bir mesafeyle ayrılacaklardır. Sabit basınç çizgileri sıvı ve buhar bölgelerinde gösterilmiş ancak doymuş bölgede gösterilmemiştir. Birden daha fazla basınçlar için buhar ve yoğuşma çizgileri aynı diyagramda gösterilirse her bir basınç için doyma bölgesindeki uygun izotermelin ayırt edilmesi güçleşecektir. Mafatih bu izotermeler ihtiyaç olduğunda yerleştirilebilecektir.



$\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$  eriyiği için antalpi konsantrasyon diyagramında aşırı soğutulmuş sıvı ve buhar bölgesi için sıcaklık çizgileri verilmiş ancak buhar bölgesi için verilmemiştir. Doymuş bölgedeki sabit sıcaklık çizgileri denge - konstrüksiyon çizgileri yardımıyla bulunacaktır. Aynı basınç için doymuş sıvı durumundan denge-konstrüksiyon eğrisine doğru yukarıya dikey bir doğru çizilir. Bu noktadan aynı basınç için doymuş buhar çizgisine doğru yatay bir çizgi çizilir. Bu kesişim doymuş buhar durum noktasını vermektedir. Verilmiş bir sıcaklık için olan bu izoterm doymuş sıvıyı buhar haline bağlayan düz bir çizgi olmaktadır. Absorpsiyon çevriminin anlaşılmasına yardımcı olacak prosesler aşağıda verilmiştir.

## 2.2 İkili Akışın Adyabatik Karışımı



Şekil 2.4 Sürekli akışlı adyabatik karışım prosesi

Şekil 2.4 de farklı derişiklikteki iki adet ikili akışın bulunduğu bir karışım odası gösterilmektedir. Sürekli akış prosesi içinde antalpi karışımı da söz konusudur. Karışım odasını terk eden akışın halini belirlemek için karışım odasıyla tanımlanan kontrol hacmindeki enerji ve kütle bilançoları gerekmektedir. Enerji bilançosunu yazarsak

$$i_1 \cdot m_1 + i_2 \cdot m_2 = i_3 \cdot m_3 \quad 2.1$$

kütle bilançosu ise

$$m_1 + m_2 = m_3 \quad 2.2$$

bir bileşen için kütle bilançosu

$$m_1 \cdot x_1 + m_2 \cdot x_2 = m_3 \cdot x_3 \quad 2.3$$

2.1, 2.2, 2.3 eşitliklerinden  $m_3$  ün yok edilmesiyle

$$m_1/m_2 = (i_2 - i_3)/(i_3 - i_1) = (x_2 - x_3)/(x_3 - x_1) \quad 2.4$$

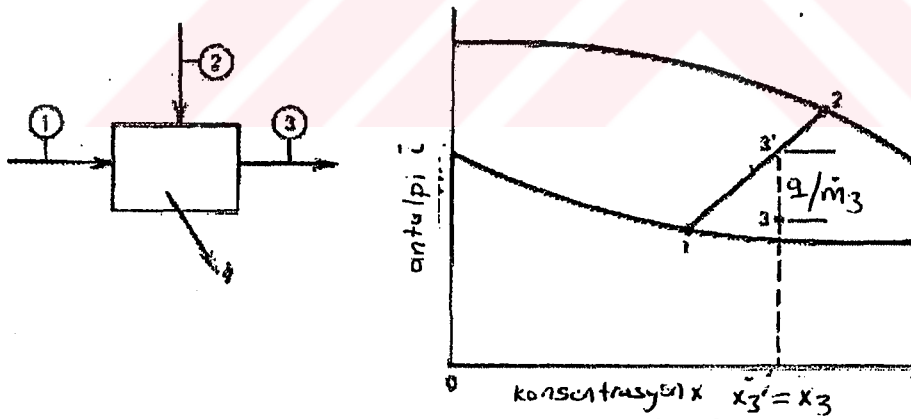
bulunur.

2.4 eşitliği  $i$ - $x$  diyagramında Şekil 2.4 de gösterildiği gibi doğrusal bir çizgiyi tanımlamaktadır ve bu 3 hali bahsedilen çizgi üstünde olacaktır. Bu da şu şekilde gösterilebilir.

$$x_3 = x_1 + (m_2/m_3) \cdot (x_2 - x_1) \quad 2.5$$

$$i_3 = i_1 + (m_2/m_3) \cdot (i_2 - i_1) \quad 2.6$$

### 2.3 Isı Değişimi ile Birlikte İki Akışın Karışımı



Şekil 2.5 Sürekli akışlı iki akışın ısı transferi altında karışımı

Bu tip proses oldukça sık karşımıza çıkmaktadır. Örneğin absorber kısmında Şekil 2.5 de gösterildiği gibi bu durumda enerji bilançoları şu şekilde olmaktadır.

$$m_1 \cdot i_1 + m_2 \cdot i_2 = m_3 \cdot i_3 + q \quad 2.7$$

şekilde q' kütle bilançosu adyabatik karışımda olduğu gibidir.

$$m_1 + m_2 = m_3 \quad 2.8$$

$$m_1 * x_1 + m_2 * x_2 = m_3 * x_3 \quad 2.9$$

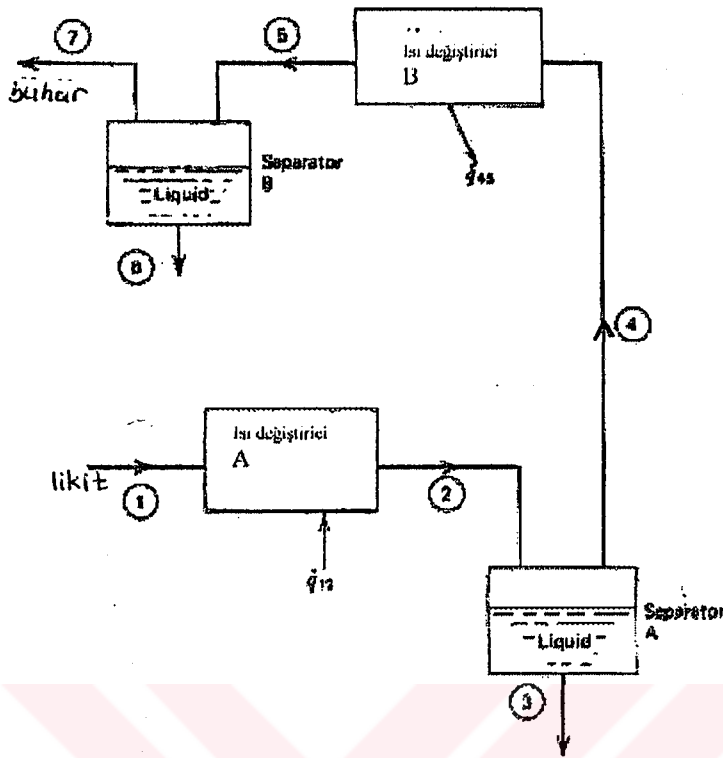
buradan  $i_3$  antalpisi şu şekilde bulunur.

$$i_3 = i_1 + (m_2/m_3) * (i_2 - i_1) - (q/m_3) \quad 2.10$$

2.10 eşitliği 2.9 eşitliğinden yalnızca son terim dolayısıyla farklı olmaktadır. Bunun anlamı Şekil 2.5 deki i-x diyagramında gösterilmiştir. 3' noktası adyabatik karışım sonucunda oluşacak durumu göstermektedir. 3 noktası  $q/m_3$  büyüklüğü kadar bir mesafede ve 3' noktasının direkt altında oluşacaktır, çünkü  $x_3' = x_3$  dır ve ısı dışarı atılmıştır. Şayet sisteme ısı verilmiş olsaydı 3 noktası 3' noktasının yukarısında olacaktı.

#### 2.4 Isıtma ve Soğutma Prosesleri

Absorpsiyonlu soğutma çevrimlerinin buharlaşma ve yoğuşma proseslerine gereksinimi bulunmaktadır. Amonyak su sistemleri için yüksek saflıkta amonyak buharı elde etmek için rektifikasyona gereksinim bulunmaktadır. Bu ise ısıtma ve soğutma proseslerinin dönüşerekten uygulanmasıyla yapılmaktadır. Şekil 2.6 de bunu gerçekleştirmek amacıyla basit bir düzenleme görülmektedir.



Şekil 2.6 İkili karışımın rektifikasyonu

Isı değiştirici A için

$$q_{12} = m_1 \cdot (i_2 - i_1)$$

$$m_1 = m_2$$

$$x_1 = x_2 \text{ yazılabilir.}$$

Seperatör A için

$$m_2 \cdot i_2 = m_3 \cdot i_3 + m_4 \cdot i_4$$

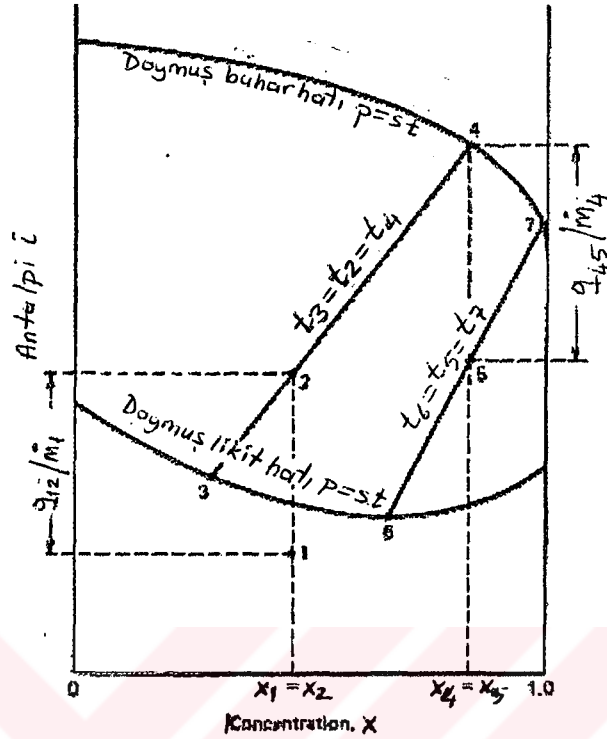
$$m_2 = m_3 + m_4$$

$$m_2 \cdot x_2 = m_3 \cdot x_3 + m_4 \cdot x_4$$

yukarıdaki enerji ve kütle eşitliklerinin kombinasyonu ile

$$m_3/m_2 = (x_4 - x_2)/(x_4 - x_3) = (i_4 - i_2)/(i_4 - i_3) \quad 2.11$$

$$m_4/m_2 = (x_2 - x_3)/(x_4 - x_3) = (i_2 - i_3)/(i_4 - i_3) \quad 2.12$$



Şekil 2.7 Şekil 2.6 için şematik i-x diyagramı

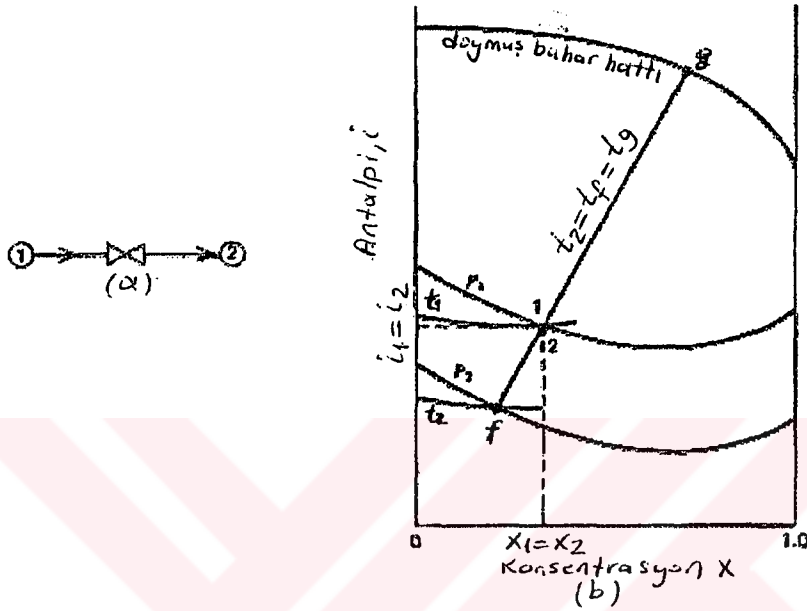
Şekil 2.7de i-x diyagramında 1,2,3,4 noktalarının durumu gösterilmektedir.  $q_{12}/m_1$  miktarı kadar ısı transferi grafiksel olarak gösterildiği gibi belirlenir ve seperatör için kesirli bileşenler direkt diyagramdan belirlenebilir. [ 2 ]

$$m_3/m_2=24/34 \text{ ve } m_4/m_2=32/34 \text{ olur.}$$

24 gösterimi 2,4 noktaları bağlantı hattı uzunluğunu göstermektedir. Isı değiştirici B ve seperatör B de tam olarak aynı şekilde analiz edilebilir.

Şekil 2.7 da hal noktaları gösterilmiştir. 7 noktasındaki buharın hemen hemen % 100 amonyak buharı olduğuna dikkat ediniz. Bu da amonyak su çözeltileri ile çalışan absorpsiyonlu sistemin etkin çalışması için gereklidir. Gerçekteki uygulama Şekil 2.6 da gösterilen ikili karışımların seperasyonundan biraz farklıdır, iki ısı değiştirici arasına rektife kolonu getirilmelidir. Isı değiştirici A ya jeneratör ve ısı değiştirici B ye deflegmatör adı verilmektedir.[ 2 ]

## 2.5 Kısa Prosesi

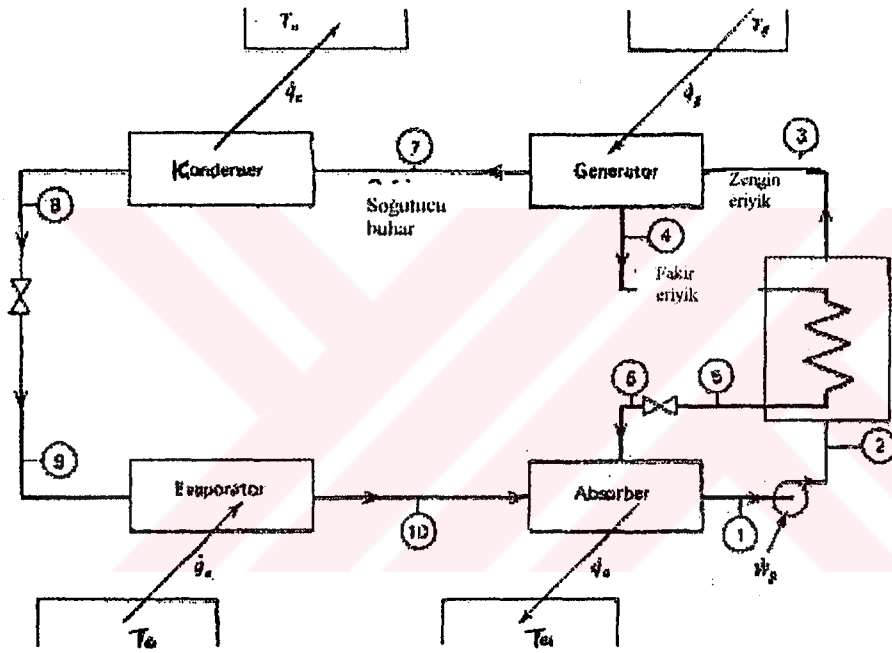


Şekil 2.8 Sürekli akışlı ikili karışımların kısılması

Çoğu soğutma çevrimlerinde kısma prosesi bulunmaktadır. Şekil 2.8 de şematik olarak bir kısma valfi gösterilmiştir. Kısa esnasında buharlaşma olmasına ve karışımın sıcaklığı değişmesine rağmen enerji bilançosu  $i_2=i_1$  olmakta ve derişiklik  $x_2=x_1$  sabit kalmaktadır. Şekil 2.8b deki i-x diyagramında 1 ve 2 hal noktaları aynı olmaktadır. Ancak 1 halinin  $p_1$  basıncında ve 2 halinin  $p_2$  basıncında olduğu unutulmamalıdır. f2g doğrusu düz köşe ve denge konstrüksiyon çizgisinin kullanımıyla deneme yanılmayla bulunacaktır.  $t_2$  sıcaklığı genelde  $t_1$  sıcaklığından daha azdır. Sıvı ve buharın yüzde oranları f2g çizgisinin kısım oranları vasıtasıyla belirlenebilir.

## 2.6 Teorik Absorpsiyonlu Soğutma Sistemleri

Şekil 2.9 de basit teorik absorpsiyon çevrimi için bileşenlerin düzenlenmesi görülmektedir. Basitlik amacıyla jeneratörde absorbent buharlaşması olmadığını kabul ediyoruz, böylece yalnızca soğutucu akışkan kondenser, genişleme valfi ve evaporatör içine girecektir. Evaporatörü terk eden buhar absorberdeki fakir sıvı tarafından absorbe edilecektir, bu esnada da karışımdan ısı transfer edilecektir.



Şekil 2.9 Basit absorpsiyonlu soğutma şeması

Soğutucu akışkanla zenginleşmiş çözelti jeneratör basınç seviyesine pompalanacaktır, bu esnada soğutucu akışkan buharı eriyiğe verilen ısı yardımıyla buharlaşacak ve diğer yandan fakir eriyik iç soğutucu üzerinden absorbere geri dönecektir.

İdeal bir sistem tamamen tersinir olabilmektedir ancak Şekil 2.9 deki sistem ile bu teorik olarak mümkün olamamaktadır. Carnot çevrimi buhar sıkıştırmalı sistemler için bunu karşılamaktadır.

Absorpsiyonlu bir sistemin soğutma tesir katsayısı COP katsayısı Bosnjaković tarafından verilen metotla aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

Termodinamiğin 1.Kanunundan

$$q_a + q_c = q_g + w_p \quad 2.13$$

Burada atık ısı

$$q_0 = q_a + q_c \quad 2.14$$

olmaktadır.

Çevre sıcaklığı  $T_0$ , jeneratör ısıtıcı ortalama sıcaklığı  $T_g$  ve soğutulan maddenin sıcaklığı  $T_c$  nin sabit olduklarını kabul ediyoruz. Termodinamiğin 2. Kanununa göre sistem ve çevresi için entropi deki net değişim sıfır veya daha büyük olmalıdır. İş akışkanını bir çevrim içinde olduğundan entropideki değişim sıfır olmalıdır. Buradan

$$\Delta S_{top} = \Delta S_g + \Delta S_c + \Delta S_0 > 0 \quad 2.15$$

olur ve rezervuar kendi içinde tersinir olduğundan buradaki entropi değişimi şu şekilde hesaplanabilir.

$$\Delta S_g = q_g / T_g, \quad \Delta S_c = -q_c / T_c, \quad \Delta S_0 = q_0 / T_0 \quad 2.16$$

Buradan

$$\Delta S_{top} = -q_g / T_g - q_c / T_c + q_0 / T_0 > 0 \quad 2.17$$

bulunur.

4.13 ve 4.17 eşitliklerinin birleştirilmesiyle

$$q_g * (T_g - T_0) / T_g > q_c * (T_0 - T_c) / T_c - W_p \quad 2.18$$

elde edilir.



Pompa gücü  $w_p$  ihmal edilirse ve 4.18 eşitliği yeniden düzenlenirse

$$\text{COP} = q_c / q_g < T_c^* (T_g - T_0) / T_g^* (T_0 - T_c) \quad 2.19$$

Şayet proses tersinir ise

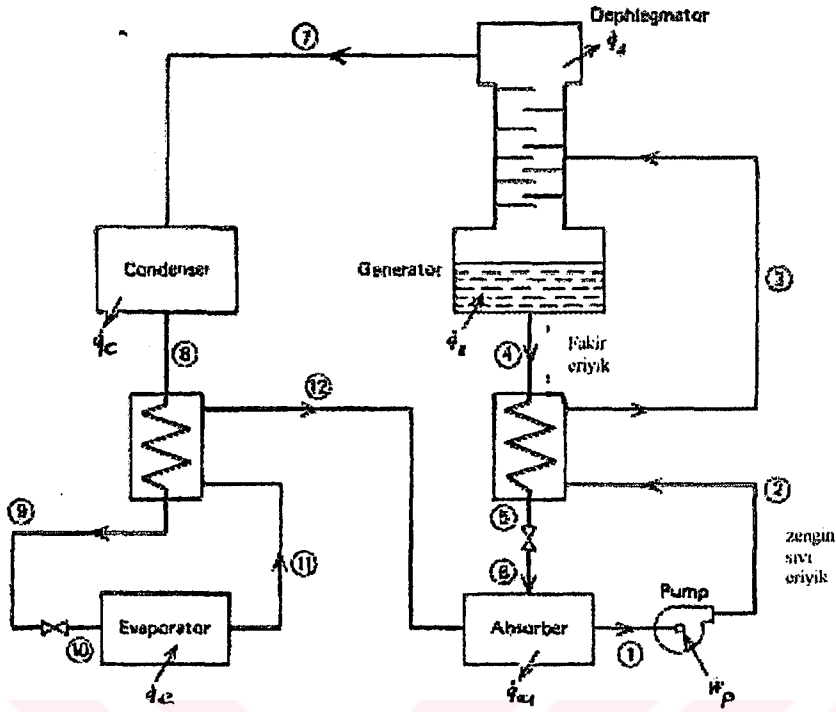
$$(\text{COP})_{\max} = T_c^* (T_g - T_0) / T_g^* (T_0 - T_c) \quad 2.20$$

Eşitlik 4.20 absorpsiyonlu çevrimin maximum COP katsayısını  $T_c$  ve  $T_0$  sıcaklıkları arasında çalışan bir Carnot çevriminin COP katsayısına eşit olduğunu göstermektedir. Buradan verilmiş bir  $T_0$  çevre sıcaklığında COP katsayısı  $T_g$  ve  $T_c$  değerlerindeki yükselmeye yükselecektir. Ancak pratik absorpsiyon çevrimlerindeki COP katsayısı eşitlik 4.20 de verilen değerlerden çok daha az olmaktadır. [ 2 ]

## 2.7 Su –Amonyaklı Absorpsiyonlu Sistem

Bilinen en eski absorpsiyonlu soğutma çevrimidir. Amonyak soğutucu akışkan ve su ise çözücüdür.

Su ve amonyak her ikisi de kolay buharlaşan maddeler olduklarından basit çevrimdeki jeneratörün yerini, jeneratörle kombine rektife kolonu ve Şekil 2.10 de görüldüğü gibi deflegmatör almaktadır. Böylece tüm su buharının amonyak buharından ayrıştırılması mümkün olmaktadır. Burada bir ısı değiştirici daha kullanılmış olduğuna dikkat ediniz.



Şekil 2.10 Su-Amonyak absorpsiyonlu sistemi

## 2.8 Absorpsiyonlu Soğutma Makinası Isı Yüklerinin Hesap Yoluyla Bulunması

Termik kompresörde kullanan ikili eriyikler için her zaman uygun bir  $i-w$  diyagramı bulmak mümkün olmayabilir, bu durumda absorpsiyonlu soğutma sistemi ekipmanlarının ısı yükleri hesap yoluyla bulunur.

Hesapları yapabilmek için ikili eriyiğin  $\log p, 1/T$  diyagramı ve soğutucu akışkanın buhar tabloları ve kalorik değerlerini veren diyagramlardan yararlanır. Hesapların yürütülmesi için şu değerlere gereksinim bulunmaktadır.

- Differansiyel çözünme ısısı  $d_{iç}$
- İkili eriyiğin ve soğutucu akışkanın özgül ısıları
- İkili eriyiğin özgül ağırlığı
- Soğutucu akışkanın buharlaşma gizli ısısı

Belirli miktarlarda çözücü ve çözülen ile bir eriyik meydana getirildiği zaman ısının yutulması ve serbest kalmasının söz konusu olduğuna değinilmiştir. Aslında bu integral çözülme ısıdır. Bundan farklı olarak büyük miktarda eriyik içinde az miktarda bir madde çözüldüğünde, eriyiğin derişikliğinde önemli bir fark görülmez ve bu koşullarda yutulan veya serbest kalan ısıya differansiyel çözülme ısıdır denir.

Çözülen madde bir sıvı ise differansiyel çözülme ısıdır  $d_{iç}$ ' ve çözülen madde bir buhar ise  $d_{iç}''$  ile gösterilir. Aynı şekilde mevcut bir eriyikten daha önce çözülmüş bulunan bir maddenin az miktarda buharlaşarak serbest kalması için sarfi gereken ısıda, differansiyel çözülme ısıdır  $d_{iç}''$  ye eşit olur. Genellikle çözülme ısıdır çözülen maddenin birim ağırlığına izafe edilerek gösterilir. Isı yükleri hesaplarına başlamadan önce absorbe edicide  $NH_3$  buharının yutulması ve kaynatıcıda  $NH_3$  buharının serbest kalması olaylarını daha yakından incelemek yararlı olacaktır.

P basıncında ve t sıcaklığında büyük miktarda  $NH_3+H_2O$  eriyiği içinde 1kg buhar halindeki soğutucu akışkan  $NH_3$  ün çözülme olayı, Lorenz' e göre aşağıdaki safhalar halinde meydana geldiği düşünölmektedir.

- t sıcaklığındaki kızgın buhar p basıncına tekabül eden doyma sıcaklığına kadar soğuyacaktır. Bu safhada sistemden  $c_p \cdot (t-t_0)$  ısıdır alınır.
- P basıncında ve  $t_0$  sıcaklığındaki buhar yoğuşacaktır. Bu safhada sistemden buharlaşma gizli ısıdır r alınır.
- Sıvı haldeki  $NH_3$  ün eriyikte çözüldüğü sonucu differansiyel çözülme ısıdır  $d_{iç}$ ' serbest kalır.
- Sıvı hale gelen  $NH_3$  bu defa tekrar eriyik sıcaklığı t ye kadar ısınacaktır. Bu safhada  $c_s \cdot (t-t_0)$  ısıdır sisteme verilmesi gerekir.

Neticede 1 kg buhar halindeki  $NH_3$  ün büyük miktarda eriyik içinde çözüldüğünde serbest kalan differansiyel çözülme ısıdır aşağıdaki şekilde bulunur.

$$d_{iç}'' = -c_p*(t-t_0) - r + c_s*(t-t_0) - d_{iç}'$$

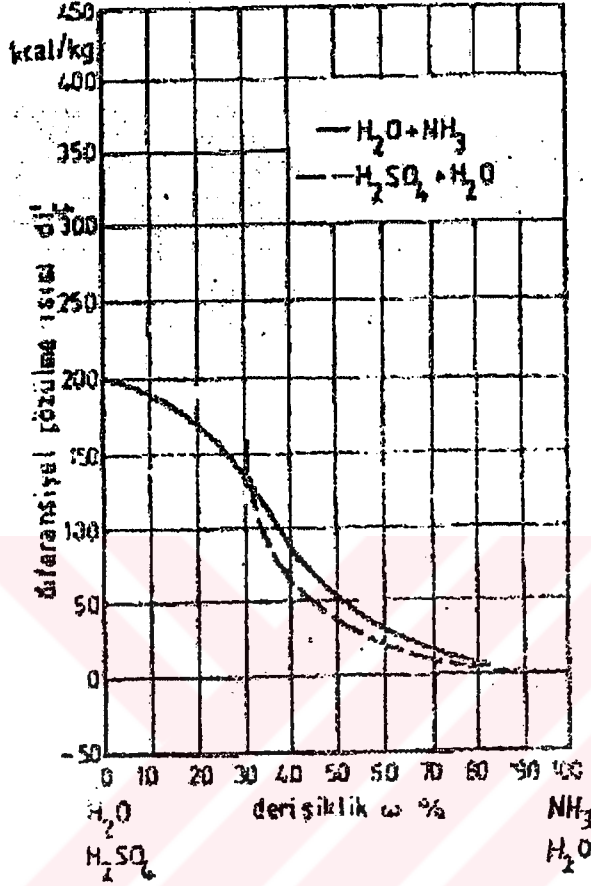
$$d_{iç}'' = (c_s - c_p)*(t-t_0) - r - d_{iç}' \quad 2.21$$

Burada hesaplanan çözülme ısısı  $d_{iç}''$  absorbe edicide 1 kg  $NH_3$  buharının fakir eriyik tarafından yutulması için absorbe ediciden çekilmesi gereken ısıya eşit olur. Soğutucu akışkanın buhar halindeki özgül ısısı  $c_p$  ve sıvı halindeki özgül ısısı  $c_s$  birbirine yakın ise, o vakit yukarıdaki yukarıda ki bağıntı

$$d_{iç}'' = -r - d_{iç}' \text{ şeklini alır.}$$

Sıvı  $NH_3$  ün eriyik içinde çözülmesine ait diferansiyel çözülme ısısı Şekil 2.10 daki  $d_{iç}' - w$  diyagramında okunur.

Kaynatıcıdaki olay absorbe edicideki olayın tersidir ve 1 kg soğutucu akışkan  $NH_3$  buharı, elde etmek için yukarıda hesaplanan çözünme ısısı  $d_{iç}''$  ye eşit ısının kaynatıcıdaki zengin eriyiğe verilmesi gerekir. [ 1 ]



Şekil 2.11 Diferansiyel çözünme ısısı

## 2.9 Isı Değiştirici

Burada  $f$  zengin eriyik miktarını göstermektedir. Isı değiştiricide  $t_{h2}$  sıcaklığından  $t_{a2}$  sıcaklığına kadar soğuyan  $(f-1)$  kadar fakir eriyik  $q_d$  ısısını aynen  $f$  kadar zengin eriyiğe verecek ve bu eriyik  $t_{a2}$  sıcaklığından  $t_{h2}$  sıcaklığına kadar ısınacaktır. Fakir eriyiğin özgül ısısı  $c_f$  ve zengin eriyiğin özgül ısısı  $c_z$  ile gösterilirse, ısı değiştirici ısı bilançosu şu şekilde yazılır:

$$q_d = (f-1) \cdot c_f \cdot (t_{h2} - t_{a2}) = f \cdot c_z \cdot (t_{h2} - t_{a1})$$

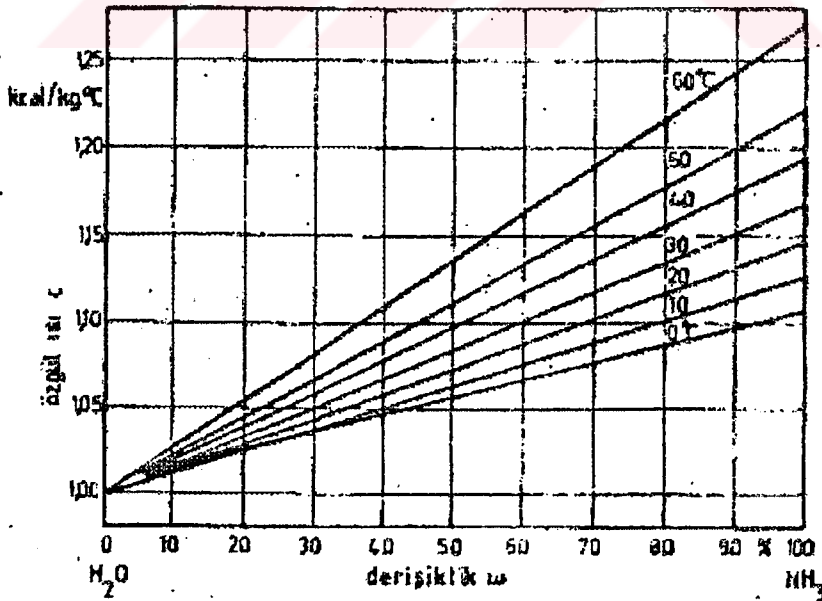
Buradan zengin eriyiğin ısı değiştiriciden çıkış sıcaklığı için aşağıdaki bağıntı bulunur:

$$t_{h2}' = t_{a2} + (f-1)/f * c_f*(t_{h2}-t_{a2}')/c_z \quad 2.22$$

NH<sub>3</sub>+H<sub>2</sub>O eriyiğinin özgül ısısı Şekil 2.12 deki diyagramdan okunur. Genellikle c<sub>f</sub> ve c<sub>z</sub> değerleri birbirine çok yakındır ve ısı değiştiricide tam bir ısı mübadelesi meydana geldiği ve fakir eriyiğin çıkış sıcaklığı t<sub>a2</sub>' nn zengin eriyiğin giriş sıcaklığı t<sub>a2</sub> ye eşit olduğu kabul edilirse 2.27 bağıntısı aşağıdaki Şekli alır.

$$t_{h2}' = t_{a1} + (f-1)*(t_{h2}-t_{a1})/f$$

Zengin eriyiğin ısı değiştiriciden çıkış sıcaklığının kaynama başlangıç sıcaklığının altında, yani t<sub>h2</sub>'<t<sub>h1</sub> olmasına dikkat edilir. Eğer t<sub>h2</sub>'>t<sub>h1</sub> olursa, o vakit ısı değiştiricide zengin eriyikten NH<sub>3</sub> buharı ayrışmaya başlar ve ısı değiştirici bir n kaynatıcı durumuna gelir. [ 1 ]



Şekil 2.12 NH<sub>3</sub> + H<sub>2</sub>O eriyiği özgül ısısı

## 2.10 Yoğuşturucu

$\text{NH}_3$  buharının kaynatıcıdan çıkış sıcaklığı  $t_h$  nin değeri  $t_{h1} < t_h < t_{h2}$  arasında olur. Eğer kaynatıcıda  $\text{NH}_3$  buharı zengin eriyikle temas ettirilerek ( rektifikasyon kolonu bulunması durumu) zenginleştirilirse, o vakit çıkış sıcaklığı  $t_h = t_{h1}$  olabilir. Zenginleştirme yapılmadığı zaman  $\text{NH}_3$  buharının çıkış sıcaklığı zengin eriyiğin kaynatıcıya giriş sıcaklığı  $t_{h1}$  ile ,fakir eriyiğin çıkış sıcaklığı  $t_{h2}$  nin ortalaması olur. Yoğuşturucu da  $\text{NH}_3$  buharı önce yoğuşma sıcaklığı  $t_y$  ye kadar soğutulur ve sonra buharlaşma ısı  $r$  alınarak sıvılaşır. Eğer yoğuşturucuda aşırı soğutma yapılıyorsa genişleme valfinden önce  $\text{NH}_3$ ,  $t_u$  sıcaklığına kadar soğutulmuş olur. Bu suretle yoğuşturucu dan alınan toplam ısı aşağıdaki gibi bulunur. [ 1 ]

$$q_k = c_p * (t_h - t_y) + r + c_s * (t_y - t_u) \quad 2.23$$

## 2.11 Buharlaştırıcı

Buharlaştırıcıda sıvı halindeki soğutucu akışkan  $p_0$  basıncında ve  $t_0$  sıcaklığında buharlaşır. Buharlaşma tam olursa, o vakit buharlaştırıcıdan çıkışta soğutucu akışkan  $t_0$  sıcaklığında doymuş buhar halindedir. Sıvı halindeki soğutucu akışkan buharlaştırıcıya  $t_u > t_0$  sıcaklığında giriyorsa, buharlaşma ısısının bir kısmı sıvı halindeki soğutucu akışkanı  $t_0$  sıcaklığına kadar soğutmak için kullanılır ve özgül soğutma yükü aşağıdaki şekilde hesaplanır.

$$q_o = r - c_s * (t_u - t_0) \quad 2.24$$

## 2.12 Kaynatıcı

Kaynatıcı hesaplarında özgül ısı ve diferansiyel çözülme ısı  $w_m$  eriyik ortalama derişikliği  $w_m$  e göre seçilir. Kaynatıcıdaki eriyik miktarı olarak ortalama eriyik karışım miktarı kullanılır ve ortalama özgül dolaşım oranı aşağıdaki şekilde hesaplanır.

$$f_m = 1/2 * (f + f^{-1}) = (w_b'' - w_f') / (w_z' - w_f') - 1/2$$

$t_{h2}' < t_{h1}$  olduğu zaman, yani zengin eriyiğin kaynatıcıya giriş sıcaklığı kaynama sıcaklığından küçük olursa, önce zengin eriyik buharlaşma sıcaklığına kadar ısıtılır.

$$q_{h1} = f * c_z * (t_{h1} - t_{h2}') \quad 2.25$$

Bundan sonra zengin ve fakir eriyiğin oluşturduğu karışım, yani ortalama dolaşım oranı  $f_m$  kadar eriyik  $t_{h2}$  sıcaklığına kadar ısıtılacaktır.

$$\begin{aligned} q_{h1} &= f_m * c_m * (t_{h2} - t_{h1}) \\ &= ((w_b'' - w_f') / (w_z' - w_f') - 1/2) * c_m * (t_{h2} - t_{h1}) \end{aligned} \quad 2.26$$

$t_{h2}$  sıcaklığında kaynama durumuna gelmiş olan eriyik karışımdan 1 kg  $NH_3$  buharının serbest kalması için eriyiğe verilmesi gereken  $q_{h3}$  ısı, 1 kg  $NH_3$  buharının eriyik içinde çözülmesi sonucu serbest kalan diferansiyel çözülme ısı  $d_i$ 'ne eşit olur ve (2.21) bağıntısına göre hesaplanır.

$$q_{h3} = (c_p - c_s) * (t_{hm} - t_0) + r + d_i \quad 2.27$$

buradaki  $t_{hm}$  kaynatıcıdaki eriyik karışımının ortalama sıcaklığıdır ve zengin eriyiğin kaynatıcıya giriş ve fakir eriyiğin kaynatıcıdan çıkış sıcaklıklarının aritmetik ortalaması olarak hesaplanır. Kaynatıcıda rektifikasyon kolonu yok ise  $NH_3$  buharının kaynatıcıdan çıkış sıcaklığı  $t_{hm}$  ye eşit olur. [ 1 ]

Eğer rektifikasyon kolonu var ise, o vakit  $NH_3$  buharı zengin eriyik ile temas neticesinde soğuyacak ve kaynatıcıdan çıkış sıcaklığı  $t_h$  zengin eriyiğin kaynama başlangıç sıcaklığı  $t_{h1}$  e yaklaşacaktır. Bu soğuma neticesi zengin eriyiğe taşınan  $c_p * (t_{hm} - t_{h1})$  ısının  $q_{h3}$  ısından düşülmesi gerekir ve (2.27) bağıntısı aşağıdaki şekli alır.

$$q_{h3} = (c_p - c_s) * (t_{hm} - t_0) - c_p * (t_{hm} - t_{h1}) + r + d_i$$



$$q_{h3} = c_p \cdot (t_{h1} - t_0) - c_s \cdot (t_{hm} - t_0) + r + d_{iç}$$

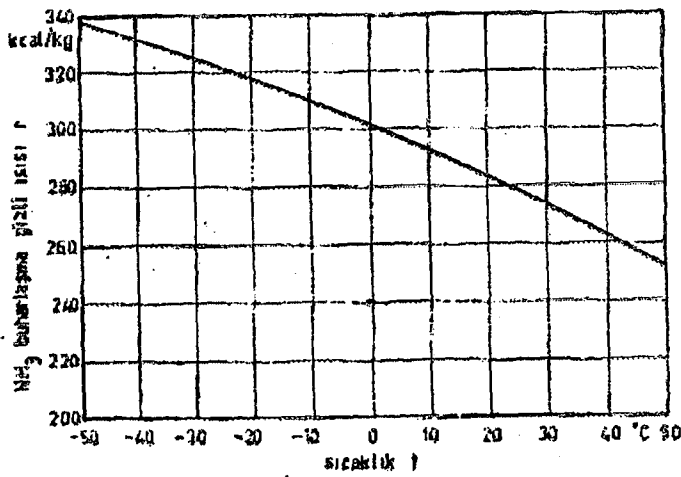
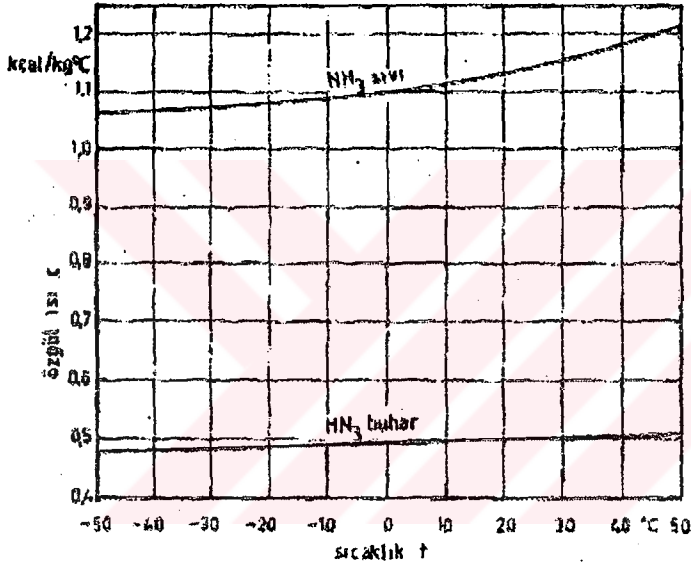
2.28

Neticede kaynatıcıda sarf olan toplam ısı aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$q_h = q_{h1} + q_{h2} + q_{h3}$$

2.29

Yukarıdaki hesaplarda kullanılan  $\text{NH}_3$  sıvı ve buhar özgül ısıları ile buharlaşma gizli ısıları değerleri Şekil 4.13 deki diyagramlardan okunur.



Şekil 2.13  $\text{NH}_3$  özgül ısıları ve buharlaşma gizli ısıları

Eğer kaynatıcıda fakir eriyik geri gönderiliyorsa, o vakit fakir eriyik kaynatıcıda  $t_{h2}$  sıcaklığından  $t_{h1}$  sıcaklığına kadar soğuyacak ve ısısını eriyik karışımına verecektir. Burada  $t_{h2}$  fakir eriyiğin kaynatıcıya geri gönderilmeden önceki sıcaklığı ve  $t_{h1}$  fakir eriyiğin kaynatıcıdan çıkış sıcaklığı olur. Bu durumda kaynatıcıda sarf olan ısı  $(f-1)*c_f*(t_{h2}-t_{h1})$  kadar azalmış olur.

### 2.13 Absorbe Edici

Absorbe edici hesaplarında da gene özgül ısı ve çözülme ısısı ile özgül dolaşım oranı için ortalama değerler kullanılır.

Isı değiştirgecinden çıkışta fakir eriyik aşırı soğutulmuş durumda olduğu zaman,yani absorbe ediciye girişte sıcaklığı  $t_{a2}$  absorpsiyon olayının başlangıç sıcaklığından düşük olunca ( $t_{a2}' < t_{a1}$ ) önce fakir eriyik  $t_{a1}$  sıcaklığına kadar ısınır.

$$q_{a1} = - (f-1)*c_f*(t_{a1}-t_{a2}') \quad 2.30$$

Bu ısı sisteme verilen ısı olduğundan eksi işareti ile gösterilmiştir.

Absorpsiyon olayı devamınca eriyik karışımı  $t_{a1}$  sıcaklığında  $t_{a2}$  sıcaklığına kadar soğuyacaktır. Bu arada fakir eriyiğe  $NH_3$  buharının ilavesiyle eriyik miktarı da artar. Hesaplar yaklaşık olarak ortalama dolaşım oranı kadar eriyik için yapılır ve sistemden alınan ısı aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$q_{a1} = f_m * c_m * (t_{a1} - t_{a2}) = ((w_b'' - w_f') / (w_z' - w_f') - 1/2) * c_m * (t_{a1} - t_{a2}) \quad 2.31$$

Eğer  $t_{a1}$  ve  $t_{a2}'$  sıcaklıkları arasındaki fark büyük değilse, o vakit  $q_{a1}$  ısısı ihmal edilebilir ve son bağıntıda  $t_{a1}$  sıcaklığı yerine  $t_{a2}'$  sıcaklığı kullanılır.

Absorbe ediciye  $t_0$  sıcaklığında giren doymuş haldeki  $NH_3$  buharı,  $p_0$  basıncında yoğuşacak ve fakir eriyik tarafından absorbe edilecektir,  $t_0$  sıcaklığındaki 1 kg  $NH_3$  buharının eriyik içinde çözülmesi için sistemden buharlaşma gizli ısısı  $r$  nin çekilmesi, sonra sıvı haldeki  $NH_3$  ün eriyik karışımının ortalama sıcaklığı  $t_{am}$  ye

kadar ısıtılması ve en sonunda  $d_{iç}$  kadar çözülme ısısının sistemden çekilmesi gerekir. Neticede 1 kg  $NH_3$  buharının eriyikte çözülmesi için sistemden alınması gereken toplam ısı 2.32 bağıntısına göre hesaplanır.

$$q_{a3} = -c_s \cdot (t_{am} - t_0) + r + d_{iç} \quad 2.32$$

Absorbe ediciden çekilen toplam ısı yukarıda hesaplanan ısıların toplamı olur.

$$q_a = q_{a1} + q_{a2} + q_{a3}$$

Gerçekte absorpsiyonun tam olması için absorbe edicide aşırı soğutma yapılır, o vakit zengin eriyiğin absorbe ediciden çıkış sıcaklığı  $t_{a2}'' < t_{a2}$  olur ve absorbe ediciden çekilen ısı da  $f \cdot c_z \cdot (t_{a2} - t_a'')$  kadar artar.

Eğer absorbe edicide zengin eriyik geri gönderilirse o vakit zengin eriyik absorbe edicide  $t_{a2}$  sıcaklığından  $t_{a1}$  sıcaklığına ısınacak ve bu ısı eriyik karışımından alınacaktır. Burada  $t_{a2}$  zengin eriyiğin absorbe ediciye geri gönderilmeden önceki sıcaklığı ve  $t_{a1}$  de fakir eriyiğin absorbe ediciye giriş sıcaklığı olur. Bu koşullarda absorbe ediciden çekilen ısı  $f \cdot c_z \cdot (t_{a1} - t_{a2})$  kadar azalmış olur. [ 1 ]

## 2.14 Zengin Eriyik Pompası

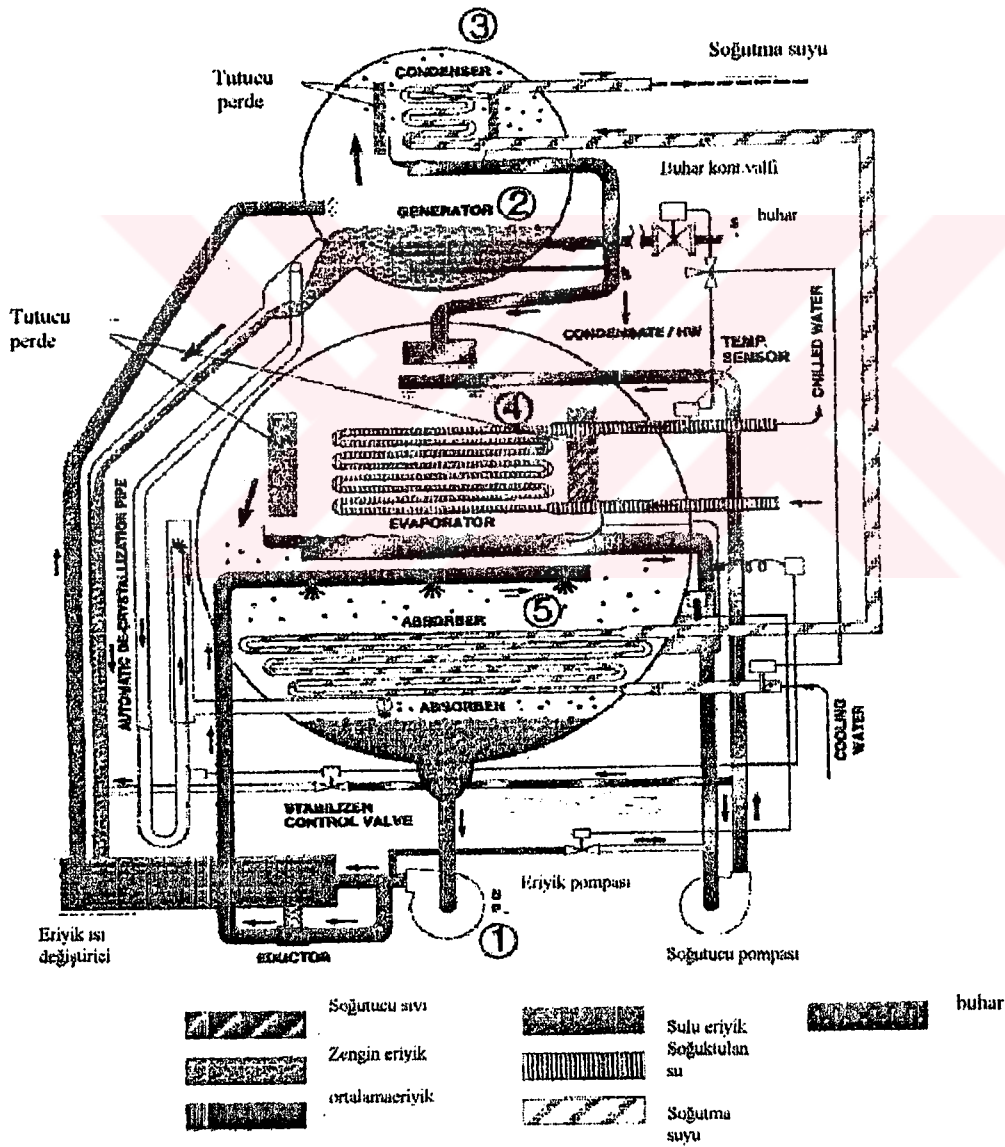
Pompada  $f$  kadar zengin eriyik  $p_0$  basıncından  $p$  basıncına pompalanacaktır. Eriyiğin özgül ağırlığı  $kp/m^3$  ve basınçlarda  $kp/cm^2$  olarak kullanılırsa pompa teorik özgül işi aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$W_i = (10000/417) \cdot (p - p_0) \cdot f \quad (kcal/kg) \quad 2.33$$

Daha önce işaret edildiği gibi pompa işi kaynaticıda sarf olan ısıya kıyasla çok ufak olduğundan soğutma etkenliği hesaplarında ihmal edilebilir.

### BÖLÜM 3. SU - LİTYUM BROMİD SİSTEMLERİ

Şekil 3.1 de Su-LiBr eriyiği ile çalışan tek kademeli absorpsiyonlu sistem şematik resmi görülmektedir.



Şekil 3.1 Standart buhar-sıcak sulu LiBr-Su sistemleri

### 3.1. Konsantrasyon Sınırları:

Buradaki kontrol merkezi sürekli yüksek LiBr konsantrasyonunu gözlemektedir. Bu oranın aşırı yükselmesi üniteyi riske etmektedir. Böyle bir yükselme söz konusu olduğunda kontrol paneli ısı girişini sınırlamaktadır. Böylece LiBr güvenli ve pratik sınırlar içinde tutularak çevrimin tamamlanması sağlanmaktadır.[ 3 ]

### 3.2. J Borusu:

Eriyik ısı değiştiricinin kuvvetli çözelti tarafında kristalleşme başlar ise, bu durum zengin eriyiği jeneratöre geri dönmeye zorlayacaktır. Belirli bir jeneratör eriyik seviyesinde sıcak zengin çözelti J borusu içine akacaktır. Bu boru sıcak eriyiği direkt absorbere göndermektedir, böylece fakir çözelti doğrudan ısıtılmaktadır. Isıtılan fakir eriyik ısı değiştiricinin karşı tarafındaki kristalleşen eriyiği böylece ısıtacaktır. Bu ısı transferi kristalleşen LiBr'i eriyik içine geri göndermeye yarayacaktır, böylece operasyonun devamı sağlanacaktır.

### 3.3. Stabilizer Valfi:

Küçük çaplı kristalleşme oluyorsa ve J borusu içine akış söz konusu ise sıcak çözelti nedeniyle J borusu içinde sıcaklık artacaktır. Özel bir konuma yerleştirilen sensör, sıcaklıktaki bu değişimi gözlemektedir. Böylece kontrol paneli stabilizör valfe aç komutu gönderecektir. Stabilizatör valfi açıldığında soğutucu akışkan su, ısı değiştiricinin hemen önünde zengin eriyiğe enjekte edilecektir. Bu su, zengin eriyiği sulandırmaya yaracaktır. Böylece kristalleşen LiBr düşük konsantrasyonlu sulu eriyik haline gelecektir.

### **3.4. Buhar Besleme Basınçları ve Sıcaklık Limitleri:**

Gerçektende kontrol merkezi giriş buharı (veya sıcak suyu) sıcaklığını ve buhar basıncını gözetlemektedir. Sıcaklık veya basınç aşırı artar ise kontrol makineye giriş kontrol valfini kapatır, böylece cihaz muhtemel zararlı koşullardan kurtulacaktır.

### **3.5. Yüksüzlendirme:**

Verilmiş olan güvenlik şartları dolayısıyla su soğutma ünitesi kapanmadan önce bir uyarı basamağını aşmak zorundadır. Bu da panelin makineye olan ısı girişini sınırlamaya yol açacaktır. Bu esnada soğuk su üretme işi devam edecektir. Bu sırada cihaz kapanana kadar operatör sistem eksiklerini gözlemleyebilir. [ 3 ]

### **3.6. Paslanmaz çelik tavalar:**

Evaporatördeki soğutucu akışkanı tutan her iki tava ve kondenser deki soğutucu akışkanı tutan tava paslanmaz çelikten yapılmış ve sistemde korozyona karşı ek bir koruma sağlamaktadır.

### **3.7. Hermetik pompalar:**

Burada kullanılan pompalar 55.000 saatlik bakım gerektirmeyen bir çalışmayı garanti etmektedir.

### **3.8. Çift Cidarlı Evaporator:**

İzolasyon gerektirmeyecek şekilde çift cidarlı yapılacaktır.

### **3.9. Tasfiye Sistemi:**

Buradaki etkin tasfiye sistemi ile yoğuşmayan gazlar ünitenin dış tasfiye odasından LiBr'in ayrışma tehlikesi oluşturmadan çıkarılmaktadır.

### 3.10. Pirinçten Püskürtme Başlıkları:

Absorber püskürtme başlıkları çelikten yapılmıştır. Bu da problemsiz çalışmayı sağlamaktadır.

### 3.11. Kondenser Soğutma Suyu:

7,2 °C lik kondenser soğutma suyu şartlarında dahi bakım gerektirmeksizin çalışabilmektedir. Düşük soğutma kulesi sıcaklığı aşağıdakilere neden olabilmektedir.

\*Düşük soğutucu akışkan seviyesi

\*Kristalleşme eğilimi

\*Düşük soğutucu akışkan sıcaklığı

Üç kontrol sisteminin kombinasyonu eriyik balansını ve soğutucu parametrelerini ayarlamaya yaramaktadır.

\*Düşük soğutucu seviyesinde yüksüzler.dirme kontrol valfi Lityum Bromidi soğutucu hattına enjekte etmek amacıyla açmaktadır. Bu da pompada kavitasyon oluşturmayacak seviyenin korunmasını sağlayacaktır.

\*Buhar valfi ana kontrol sistemi: Makinanın çalışma sıcaklığı için güvenli bir seviyeyi sağlamak amacıyla jeneratörü terk eden LiBr konsantrasyonunu ayarlayan buhar girişini düzenlemektedir.

\*Stabilizer valfi: Şayet soğutucu sıcaklığı belirli bir set değeri altına düşerse absorber konsantrasyonuna su katmak amacıyla açacaktır. [ 3 ]

### 3.12 Tek Kademeli LiBr-Su Sisteminin Çalışma Prensibi

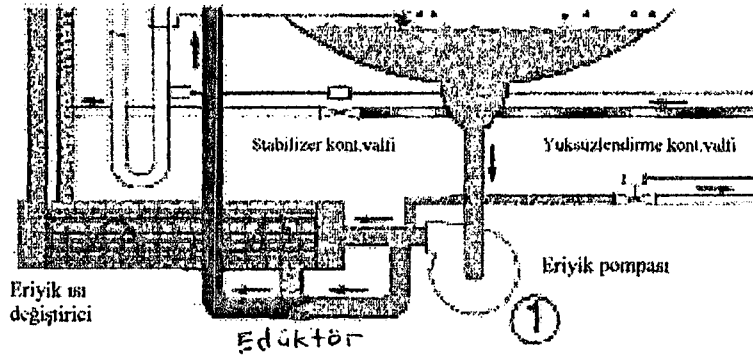
Burada su soğutucu akışkan ve LiBr ise absorbent olarak kullanılmaktadır. Tüm proses hemen hemen komple vakum içinde gerçekleşmektedir. Tek kademeli buhar veya sıcak su ile beslenen absorpsiyonlu chiller grupları 4,4 °C ile 15,6 °C arasında soğuk su temin etmek amacı ile dizayn edilmişlerdir, bu sistemi konfor soğutması ve proses soğutma amaçları için kullanmak mümkündür. Bir firmanın ürününde tam

yükte 29,4 °C soğutma kulesi sıcaklığında 6,7 °C chiller suyu çıkış sıcaklığı elde edilmektedir. Üç farklı derişiklikte eriyik söz konusudur. Sulu eriyik relativ olarak yüksek soğutucu akışkan ve düşük Lityum Bromid içeriğine sahiptir. Konsantre eriyik ise kısmen düşük soğutucu akışkan ve yüksek LiBr içeriğine sahiptir, ortalama eriyik ise sulu ve konsantre eriyiğin bir karışımı olmaktadır. Farklı firmaların ürünleri arasında operasyon sınırları küçük farklılıklar gösterebilmektedir , bir üretici firmanın soğutma grubu 0.83 bar ve 132 °C de buhar ile işletilmektedir. Tüm uygulamalarda aşırı ısınma sınırlandırılmalıdır yani buhar sıcaklığı 171 °C yi geçmemelidir, boru içi su hızları bakır borularda 3.05 m/s yi ve kupro nikel borularda 3.35 m/s yi aşmamalıdır, ayrıca kondenser suyu sıcaklığındaki değişiklik dakikada 0.55 °C yi geçmemelidir. [ 4 ]

### 3.13 Sistem Bileşenlerinin Tanımı

#### 3.13.1.Eriyik pompası:

Sulu LiBr eriyiği absorber kabının alt kısmında toplanmaktadır. Buradan bir hermetik çözelti pompası vasıtasıyla ön ısıtma amacıyla ısı değiştiriciye gönderilmektedir. [ 3 ]



Şekil 3.2 Eriyik pompası yerleşimi

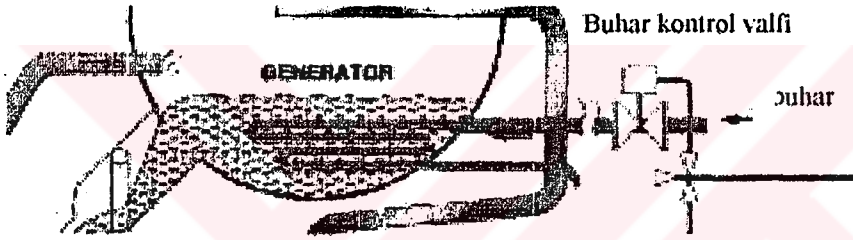
#### 3.13.2. Jeneratör:

Isı değiştiriciden çıktıktan sonra sulu eriyik, eriyik pompası vasıtasıyla



üst kaba gönderilecektir.

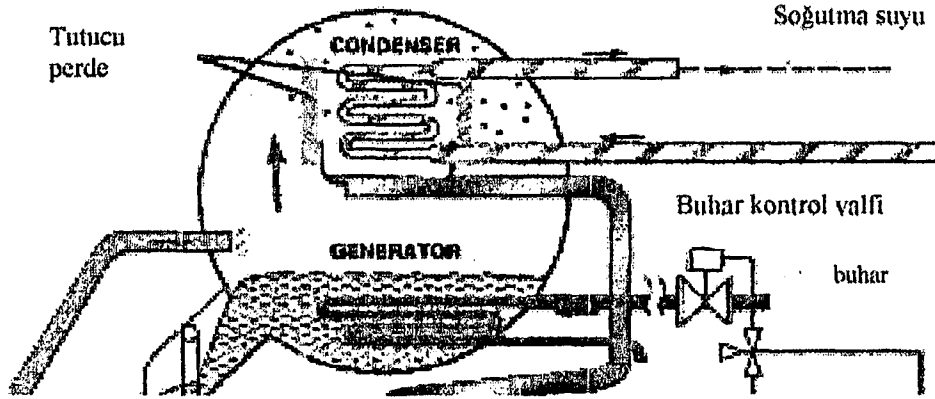
Burada eriyik, içinden buhar veya sıcak su geçen boru demetinin etrafını sararak kaynayacak ve soğutucu akışkan buharı konsantre olmuş LiBr’i terk ederek yukarıya kondensere gidecektir. Konsantre LiBr eriyiği ise ısı değiştiriciye doğru aşağıya, yerçekimi etkisiyle hareket edecek ve burada jeneratöre gönderilen sulu eriyik tarafından soğutulacaktır, bunu takiben absorber püskürtme sistemine akacaktır, burada absorberden gelen sulu eriyik ile karışarak absorber boru demeti üzerine püskürtülecektir. [ 3 ]



Şekil 3.3 Jeneratör yerleşimi

### 5.13.3. Kondenser:

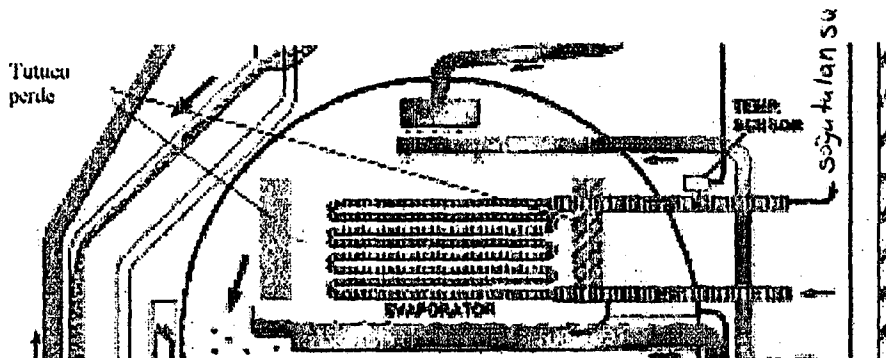
Soğutucu akışkan buharı sis yutucu içinden geçip kondenser boru demetine ulaşmaktadır. Soğutucu akışkan buharı boruların üstünde yoğuşacaktır. Yoğuşma esnasında açığa çıkan ısı, boru demeti içinden geçen soğutma suyuna verilerek dışarı atılmaktadır. Soğutucu akışkan yoğuşurken kondenserin alt tarafına yakın bir tavada toplanacaktır. [ 3 ]



Şekil 3.4 Kondenser yerleşimi

#### 3.13.4. Evaporatör:

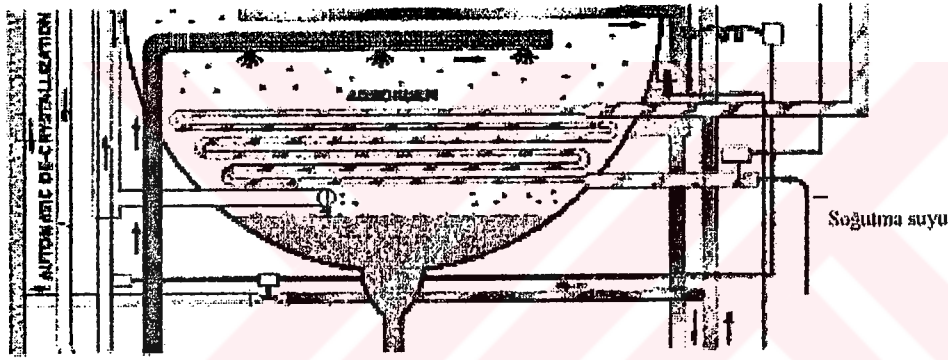
Soğutucu akışkan üst kaptaki kondenserden, bir J borusu içinden genişlererek geçecek, dolayısıyla basıncı ve sıcaklığı azalmış olacak, alt kaptaki evaporatöre hareket edecek ve burada evaporatör boru demeti üstüne püskürtülecektir. Alt kaptaki extrem vakum dolayısıyla (6 mmHg veya 0.8 kPa) soğutucu akışkan yaklaşık  $3,9^{\circ}\text{C}$  de buharlaşacak ve soğutucu etkisini yapacaktır. Bu vakum higroskopik aksiyon yoluyla absorberin içinde ve hemen alt da oluşacaktır. [ 3 ]



Şekil 3.5 Evaporatör yerleşimi

### 3.13.5 Absorber:

Soğutucu akışkan buharı evaporatörden absorbere gelirken, jeneratörden gelen lityum bromid yoğun eriyik absorber boru demeti üzerine püskürtülecektir. Bu lityum bromid yoğun eriyik soğutucu akışkan buharını eriyik içine çekecektir ve evaporatörde ekstrem vakum oluşacaktır. Soğutucu akışkanın lityum bromid eriyiği içine absorbe edilmesinde oluşan ısı soğutma suyu vasıtasıyla sistemden çekilecek ve dışarı atılacaktır. Artık sulu duruma gelen lityum bromid eriyiği alt kabın alt kısmında toplanacaktır, buradan da çözelti pompasına doğru yönlenecektir. Su soğutma çevrimi böylece tamamlanacak ve proses yeniden başlayacaktır.[ 3 ]



Şekil 3.6 Absorber yerleşimi

### 3.14 İki Kademeli Absorpsiyonlu Sistemler

Tek ve çift kademeli absorpsiyonlu sistemlerin seri olarak imatları yapılmakta ve piyasada bulunmaktadır. Üç kademeli sistemler henüz geliştirme aşamasındadır.

Tek kademeli sistemlerin soğutma tesir katsayıları 0.7 civarındadır, iki kademelilerde bu sayı 1.1 mertebelerindedir. İki kademeli sistemler tek kademelilere göre daha düşük soğutma kulesi ihtiyacı göstermektedir.( % 40 daha az)

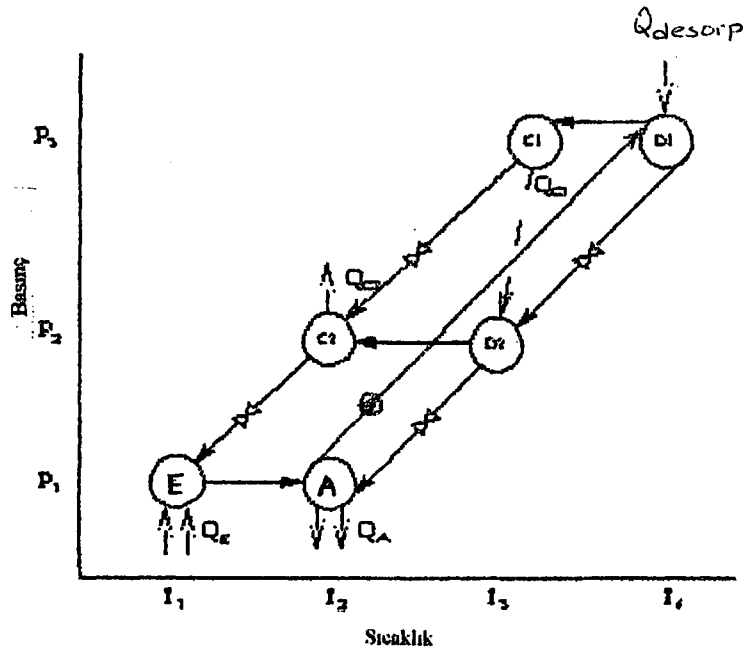
Çift kademeli sistemler daha karmaşık yapıda olduklarından daha pahalıdırlar. Piyasada 400 den 1100 tons kapasiteye kadar bulunmaktadırlar. Tek kademeli absorpsiyonlu sistemlerin maliyetleri 700-800 USD/ton iken iki kademelilerde bu

maliyetler ton başına 50 USD kadar artmaktadır. Elektrikli santrifüj chiller gruplarında bu maliyetler 250-300 USD/ton civarındadır Aşağıdaki tabloda çeşitli chiller grupları arasındaki karşılaştırmalar gösterilmektedir. Burada yakıt maliyeti 3\$/milyon Btus ve elektrik fiyatı 0.12 \$/kWh alınmıştır. Tablo 700 tons kapasite içindir.

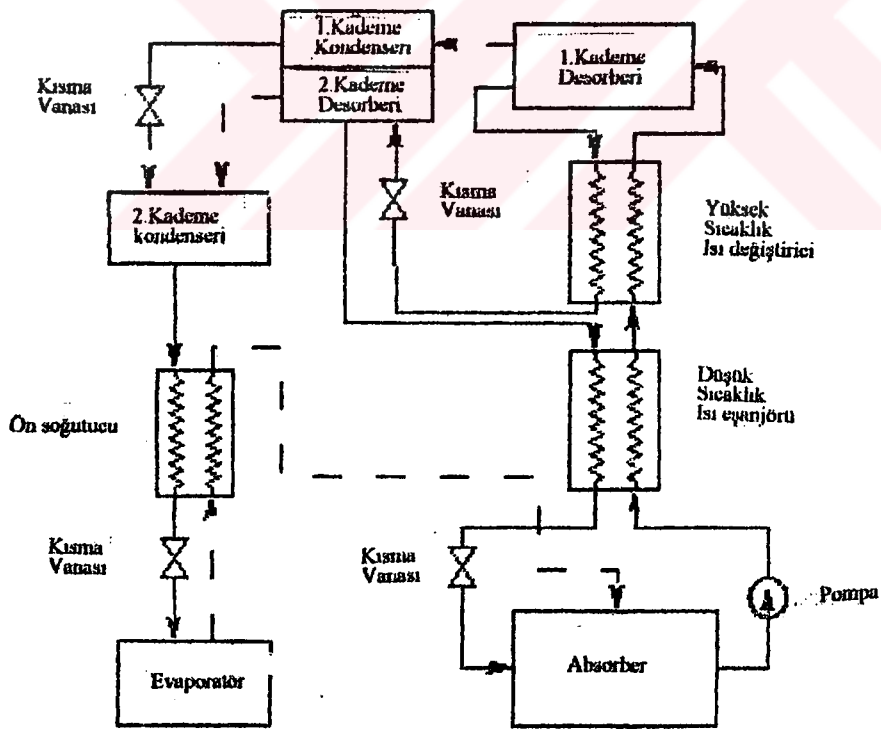
Chiller	Tahmini Bedel	Soğutma Etkenliği	Soğutma enerji çekişi	1.yıl enerji masrafı	20 yıllık enerji masrafı	toplam net değer
Tek kademeli Absorpsiyonlu	585.900 \$	0.7	30.000 Mbtu	90.000buhar+ 7143 elektriksel	1.114.230 \$	1.700.130 \$
Çift kademeli Absorpsiyonlu	595.470 \$	1.1	21.000 Mbtu	63.000buhar+ 4762 elektriksel	777.230 \$	1.372.700 \$
Elektrikli Santrifüj	175.000 \$	0.65 kW/ ton soğutma	1.137.500kWh	136.500 \$ elektriksel	1.565.655 \$	1.740.655 \$

Tablo 2 Chiller grupları kıyaslama tablosu

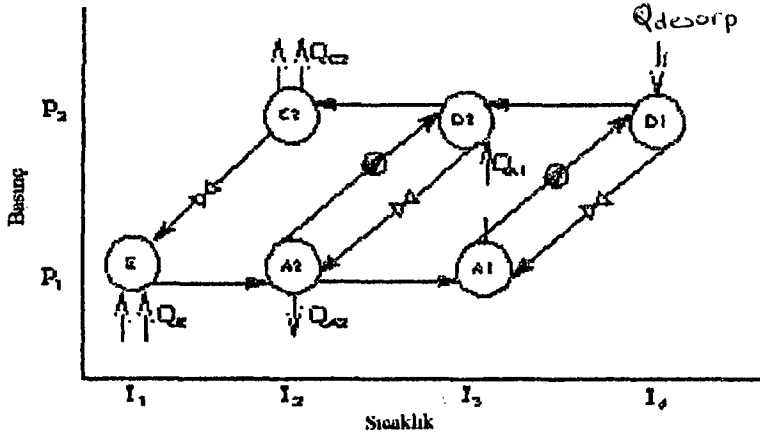
Çift kademeli absorpsiyonlu sistemleri birçok farklı biçimde düzenlemek mümkündür. En çok kullanılan tipleri iki kondenserli iki absorberli sistemlerdir. Aşağıdaki Şekil 3.7 , 3.8 , 3.9 ve 3.10 da şematik gösterimleri sunulmuştur.



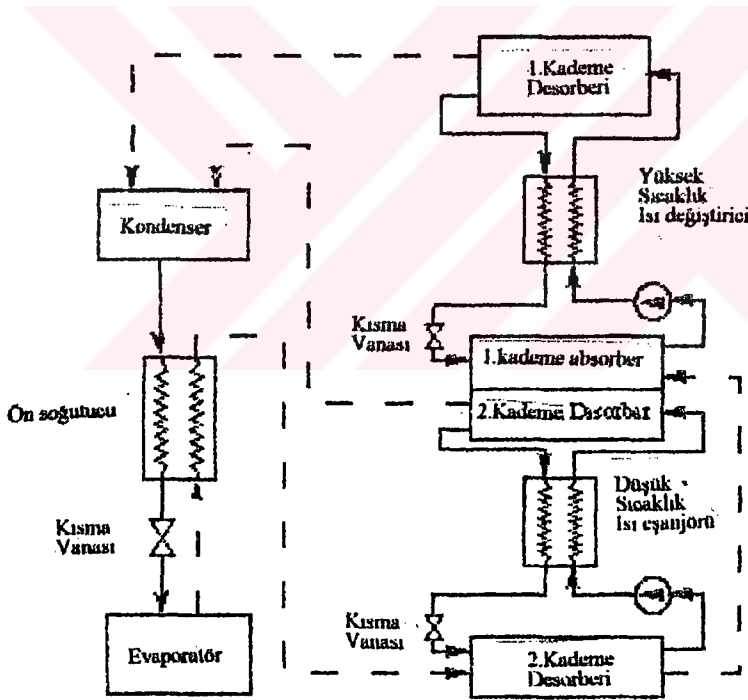
Şekil 3.7 İki kondenserli iki kademeli sistem şeması



Şekil 3.8 İki kondenserli iki kademeli absorpsiyonlu sistem



Şekil 3.9 İki absorberli iki kademeli sistem şeması

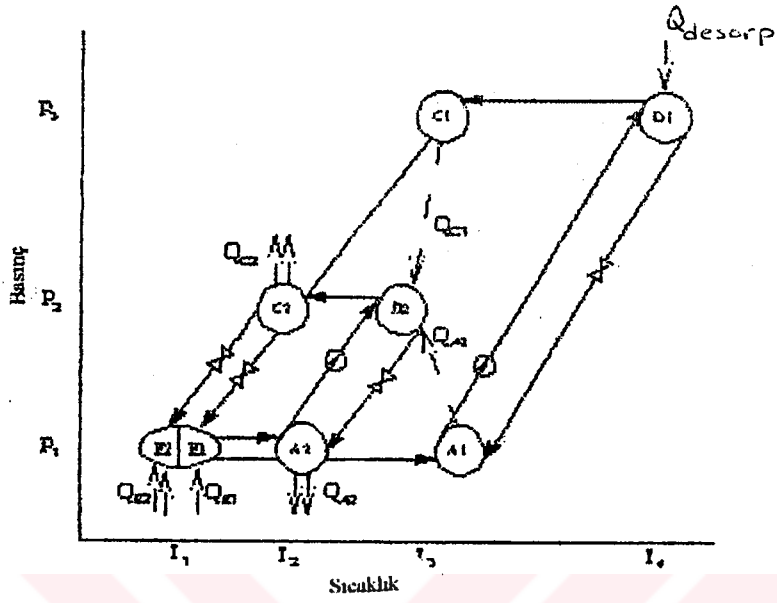


Şekil 3.10 İki absorberli iki kademeli absorpsiyonlu sistem

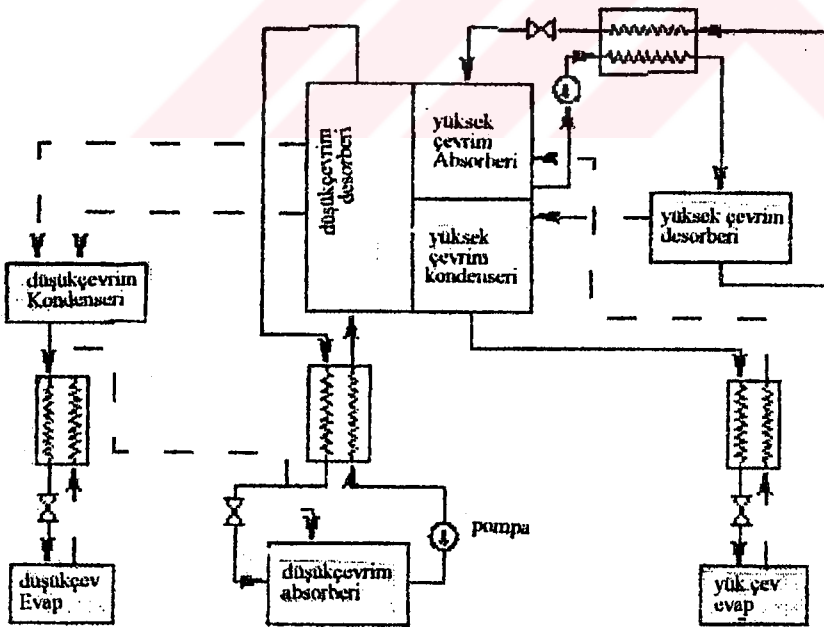
Çift kademeli sistemin temel prensibi soğutma kapasitesinin birincil olarak evaporatörde soğutucu miktarına ve kondensasyon veya absorpsiyon aşamalarındaki atık ısının yeniden kullanılmasına bağlı olmasına dayanmaktadır. Böylelikle eriyikten daha fazla soğutucu akışkan desorbe olmaktadır. Yukarıdaki Şekillerde görülebileceği gibi primer desorber D1 buhar üretmekte ve bu buharın gizli ısısı düşük basınçtaki sekonder desorberi D2 tahrik etmek maksatıyla kullanılmaktadır. Sekonder desorberde ayrılan buharın gizli ısısı ısı tankına atılmaktadır. Her iki desorberdeki buhar birleştirilerek tek bir kondensere girmektedir.

### **3.15 Üç Kademeli Absorpsiyonlu Sistemler**

Üç kademeli sistemleri değişik şekillerde gerçekleştirebilmek mümkündür. Bunların en basit biçimi tek kademeli bir çevrimin absorber ve kondenserinin atık ısısının bir başka tek kademeli sistemi tahrik etmede kullanılmasıyla elde edilir. Aşağıda Şekil 5.11 ve Şekil 5.12 de böyle bir sistemin şeması gösterilmiştir. Burada her kademe artışıyla sistem ilk yatırım maliyetlerinin oldukça arttığı unutulmalıdır.

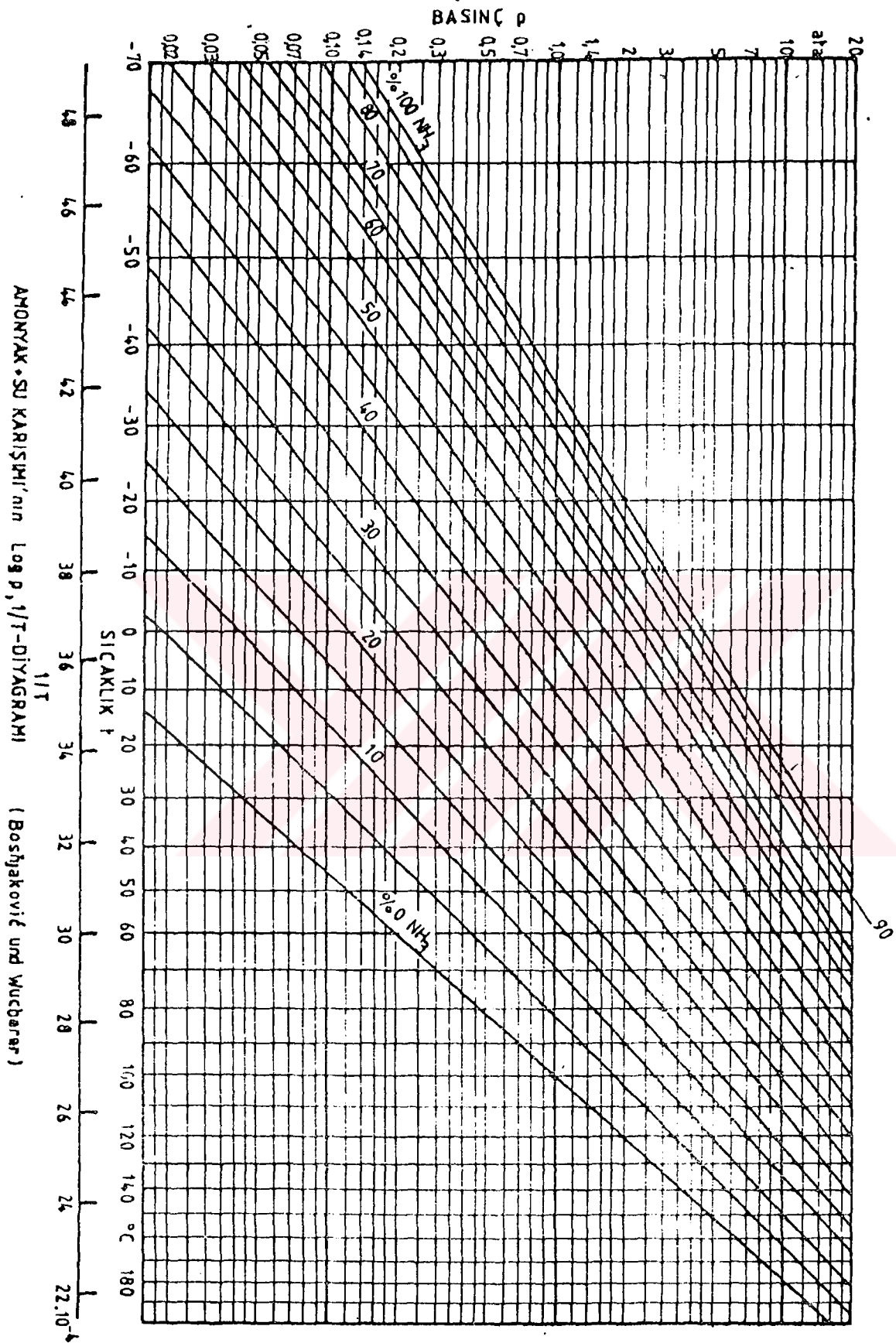


Şekil 3.11 Üç kademeli sistem şeması



Şekil 3.12 Üç kademeli absorpsiyonlu sistem





Tablo 3 Amonyak su eriyiği log p- 1/T diyagramı

## BÖLÜM 4. KOMPLEX-ABSORPSİYONLU SİSTEMLER

### 4.1.Sistem Tanımı:

Aachen Teknik Üniversitesi LHT bölümü tarafından geliştirilen Komplex-absorpsiyonlu ısı pompaları soğutucu akışkan amonyağın metal tuzları içinde absorbe edilmesine dayanmaktadır ve şu özelliklerle karakterize edilmektedirler.

\*Çevreye zarar verici maddelerden arınmışlardır. Burada ne ozona zarar verici HCFC ne de sera etkisine yol açan HCF maddeleri kullanılmamaktadır.

\*Atık ısıyla çalışabilmektedir. Muhtelif sıcaklık seviyesindeki ısı tahrik enerjisi olarak kullanılabilir. Özellikle çevreyi kirletici etkiye sahip endüstri atık ısı kullanılırsa bu ısı yeniden faydalı enerji formuna çevrilmektedir, ayrıca pratikte sınırsız kaynaklı güneş enerjisinden de faydalanmak mümkündür. Bu sistem tüm absorpsiyonlu sistemlerde olduğu gibi elektrik enerjisi yerine ısı enerjisi kullanımını getirmektedir. Böylelikle elektrik şebekesinden enerji çekiş pik noktaları daha aşağılara çekilmektedir.

\*Oldukça iyi primer enerji bilançosu ortaya çıkmaktadır. Elde edilmek istenen enerji formu kompresörlü sistemlerde olduğu gibi mekanik enerji üzerinden dolaylı olarak değil de yalnızca bir kez yapılan enerji dönüştürülmesi suretiyle olmaktadır. Böylece daha az dönüşüm kayıpları oluşmaktadır ve daha yüksek primer enerji verimine ulaşılmaktadır.

\*Kısmi yükte daha iyi özellikler göstermektedir. Komplex absorpsiyonlu soğutma tesisinin verimi kısmi yük alanında tasarım yapılan şartlara nazaran çok önemli bir derecede düşmemektedir, böylelikle yüksek yıllık verimlere ulaşılmaktadır.

\*Tesisin yüksek çalışma ömrü: Termik kompresör az sayıda kumanda ve otomatik kontrol ventilleriyle yetinmektedir. Sıkıştırma ve genleşme işi ısı çekme ve ısı verme

ile sağlanmaktadır, böylelikle tesiste aşınan parçalar bulunmamaktadır ve kullanılan iş akışkanları da eskime özellikleri göstermemektedirler.

#### **4.2. Kompleks Absorpsiyon Isı Pompalarının Temel Prensibi**

Bu sistem soğutucu gaz amonyağın metal tuzları tarafından tersinir absorbe edilmesine dayanmaktadır. Soğutucu akışkan ve çözücü akışkanının bileşimine kompleks adı verilmektedir. Düşük sıcaklıktaki amonyak soğutulan mahalden ısı çekerek buharlaşmaktadır. Soğutucu buhar termik kompresör vasıtası ile yoğuşma için gerekli buhar şartlarına getirilmektedir ve çevreye ısı vererek kondense olmaktadır. Genleşme valfinden geçerek evaporatöre dönmektedir ve burada yeniden buharlaşacaktır. Termo-kimyasal kompresör iki veya daha fazla aynı tarzdaki reaksiyon kaplarından oluşmaktadır, bunların içinde katı absorpsiyon maddesi bulunmaktadır. Soğutma üretme fazında soğutucu akışkan evaporatör tarafından emilirken ve reaksiyon kabında çevreye ısı verilmesi altında bağlanmaktadır. Rejenerasyon fazında ise önceden doldurulan kap bir ısı kaynağı tarafından ısıtılmakta, bu esnada önce basınç yükselmekte ve bunu takiben sabit basınçta soğutucu akışkan serbest kalmaktadır. [ 5 ]

Şayet sürekli bir soğutma üretimi isteniyorsa rejenerasyon fazı esnasında bir başka kap soğutma üretimi için kullanılabilir. Bu temel fazın periyodik olması aynı zamanda soğutma enerjisinin de depolanmasına olanak tanımaktadır, bu esnada rejenerasyondan bağımsız olarak soğutma üretimi vuku bulmaktadır..

#### **4.3 Kompleks - absorpsiyon ısı pompasının temelleri**

LHT tarafından geliştirilen bu ısı pompası sistemi soğutucu akışkan amonyağın, metal tuzları vasıtasıyla tersinir absorpsiyonuna dayanmaktadır. Soğutucu akışkan ve sorpsiyon maddesinin oluşturduğu karışıma kompleks adı verilir.

Düşük sıcaklıktaki  $NH_3$  soğutulan mahalden ısı çekerek buharlaşmaktadır. Soğutucu akışkan buharı termo-kimyasal kompresörde kondensasyon için gerekli basınç

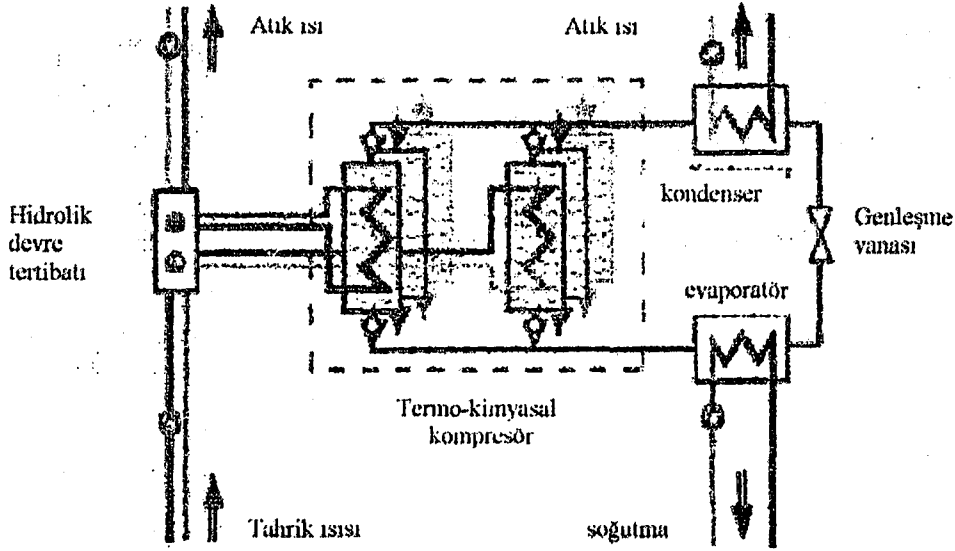
seviyesine getirilmekte ve çevreye ısı verişii sonucunda yoğuşmaktadır. Genleşme valfi içinden geçen  $\text{NH}_3$  evaporatöre ulaşmaktadır, burada yeniden buharlaşma başlayacaktır.

Termo-kimyasal kompresör iki veya daha fazla aynı tarzdeki reaksiyon kaplarından oluşmaktadır, bu kapların içinde absorbe edici madde bulunmaktadır. Soğutma üretim fazı esnasında soğutucu akışkan evaporatörden emilecek ve reaksiyon kabı içinde çevreye ısı vererekten absorbe edilecektir. Rejenerasyon fazı esnasında daha önce dolan kaplar bir ısı kaynağı tarafından ısıtılacaktır, burada önce basınç yükselecek ve bunu takiben sabit basınçta soğutucu akışkan serbest kalacaktır.

Rejenerasyon fazı sırasında şayet sürekli bir soğutma üretimi isteniyorsa bir başka kap soğutma üretimi için kullanılabilir. Bu ana prosesin periyodikliği aynı zamanda soğutmanın depolanmasını da sağlamaktadır, bu esnada soğutma üretimi rejenerasyondan bağımsız olarak vuku bulacaktır.

#### 4.4 Tesis Şeması

Şekil 4.1 de sistemin şematik gösterimi vardır. Klasik kompresörlü soğutma tekniğindeki bileşenler kondenser evaporatör ve genleşme valfi burada da kullanılmaktadır.[ 5 ]



Şekil 4.1 Thermo-kimyasal bir soğutucunun tesis şeması

Sıkıştırma işi bir veya daha çok reaksiyon kabı içinde soğutucu akışkanın periyodik absorpsiyonu ve desorpsiyonu yoluyla olmaktadır.

Bir reaksiyon kabının soğutma üretim modundan rejenere moduna çevrilmesi yalnızca kaba ısı verilmesi veya kaptan ısı çekilmesinin dönüştürülmesi yoluyla olmaktadır. Önce reaksiyon kabı artık ısının çevreye veya bir kullanım yerine (sıcak su hazırlama ön ünitesi gibi) verilmesi ile soğutulur. Bunu takiben tahrik ısısının uygun bir kaynaktan (güneş enerjisi proses ısısı gibi) sisteme verilmesi ile, önceden absorbe olmuş soğutucu akışkan yeniden serbest konum getirilecektir. Tesisin kumandası termo-hidrolik bir seçici şalter tertibatı ile yapılmaktadır. Reaksiyon kabının kondenser ve evaporatör ile soğutucu akışkan tarafındaki bağlantısı basit çek-valfler üzerinden yapılmaktadır. Aşınmaya maruz olmayan ve bu nedenle uzun ömürlü işletme şartları sağlanmış olmaktadır.

#### 4.5 Sistem Özellikleri

LHT tarafından geliştirilen bu sistem düşük sıcaklıklı, zamana bağlı olarak değişken ısı kaynaklarının kullanılması durumunda da yüksek kapasite verebilecek özelliكتedir. Diğer absorpsiyonlu sistemler ile kıyaslandığında aynı sıcaklıklı atık ısı vermesi durumunda daha düşük tahrik sıcaklığına ihtiyaç göstermektedir, veya da daha düşük soğutma üretme sıcaklıklarına ulaşabilmektedir. Örneğin NH<sub>3</sub>-Su absorpsiyonlu soğutucu 0 °C lik su veya bunun üretimi için 45 °C lik atık sıcaklıkta 155 °C lik sıcak su ve buhara ihtiyaç gösterirken burada açıklanan sistem 125 °C lik sıcaklığa ihtiyaç göstermektedir.

Peryodik temel çalışma prensibi bu sistemin tahrik sıcaklığındaki dalgalanmalardan etkilenmemesini sağlıyor. Bu nedenle bu sistem özellikle güneş enerjili kullanım için uygun olmaktadır. Isı kaynağının stabilizasyonu için ek önlemler gerekmemekte bu da etkinliğini yükseltmekte ve masraflar azalmaktadır.

Bu sistemin çalışma alanı Su-LiBr ile çalışan sistemlerdeki gibi kristalizasyon alanı ile sınırlı olmadığından, planlı veya plansız uzun süreli durma zamanlarından sonra sistemin tekrar çalışması problemsiz olmaktadır. Hatta birkaç dakika içinde istenilen soğuk su sıcaklığına ulaşmak mümkün olabilmektedir.

Ana prosesin peryodikliği ayrıca bu sistemin kombine biçimde soğutma üretimi ve soğutma depolama için kullanılmasını sağlamaktadır. Maximum enerji arzı ile maximum soğutma gereksinimi aynı anda oluşmuyorsa bu durumun NH<sub>3</sub> deposu kullanımı ile dengelenebilmesi mümkün olmaktadır.

Uygun tesis tasarımıyla sistemin iç depolama yeteneği bu amaçla kullanılabilir. Birkaç saatten birkaç güne kadar olan süreler kayıpsızca karşılanabilir. Buz depoları ile kıyaslarsak bu geliştirilen teknik % 50 daha fazla soğutma depolama özelliğine sahiptir. Ayrıca buz depolama için gerekli olacak soğutma makinesi de unutulmamalıdır.

Diğer soğutma üreticilerine nazaran kısmi yüklerde üretilen soğutma gücünün sarf edilen enerjiye oranı olumsuz etkilenmemektedir. Soğutma gücü nominal gücün % 10 u ile % 100 ü arasında değişebilmektedir, bu da yalnızca reaksiyon kaplarındaki debilerin değiştirilmesi ile sağlanmaktadır. Bu kısmi yük özelliklerinden ötürü tüm yıl boyunca yüksek soğutma miktarlarına ulaşmak mümkün olabilmektedir.

Termo-kimyasal kompresörden dolayı aşınmaya maruz kısımların sayısı minimum seviyeye indirilmiştir. Yardımcı enerjilerin sevk inden dolayı soğutma çevrimindeki hareketli kısımlardan vazgeçilmiştir. Amonyak-Su veya Su-LiBr li sistemlerdekinden farklı olarak kompleks-absorpsiyon sisteminde zengin eriyiği rejenere için diğer kaba basan pompaya ihtiyaç yoktur. Reaksiyon kabını periyodik olarak kondenser veya evaporatörle olan değişimli bağlantısı Su-Silikacel sisteminde kullanılan pnömatik kumandalı ventillerle değil basit çek-valflerle yapılmaktadır.

Yüksek ömür yanında bakım çalışmalarında da büyük kolaylık hasıl olmaktadır. Oldukça zaman alıcı yağ değişimi, yağ filtreleri değişimi veya kompresör değişimi gibi çalışmalara gerek kalmamaktadır.

Tablo 3 deki kıyaslamada gösterildiği gibi bu sistem şimdiye kadarki sistemlerden kompakt olma özelliği bakımından da üstüngörünmektedir.. Kompleks-AWP nin tesis hacmi Su-LiBr sisteminden %30 daha azdır ve Su-Silikacel sistemininkinin yalnızca %17 si kadar yekun tutmaktadır.

Üreticiler	İş akışkanları	Güç KW	Uzunluk m	Genişlik m	Yükseklik m	Hacim m <sup>3</sup>	Özgül güç kW/m <sup>3</sup>
LHT	NH <sub>3</sub> -Metaltuzu	20	0.5	0.7	1.8	0.63	31.7
GBU	H <sub>2</sub> O-Silikacel	70	3.37	1.6	2.4	12.94	5.4
York	H <sub>2</sub> O-LiBr	46	1.035	0.99	1.995	2.04	22.5
Robur	NH <sub>3</sub> -H <sub>2</sub> O	10.5	1.12	1.02	0.96	1.1	9.6

Tablo 4 Çeşitli absorpsiyonlu soğutma sistemlerinin kıyaslanması

## BÖLÜM 5. ADSORPSİYONLU SOĞUTMA SİSTEMLERİ

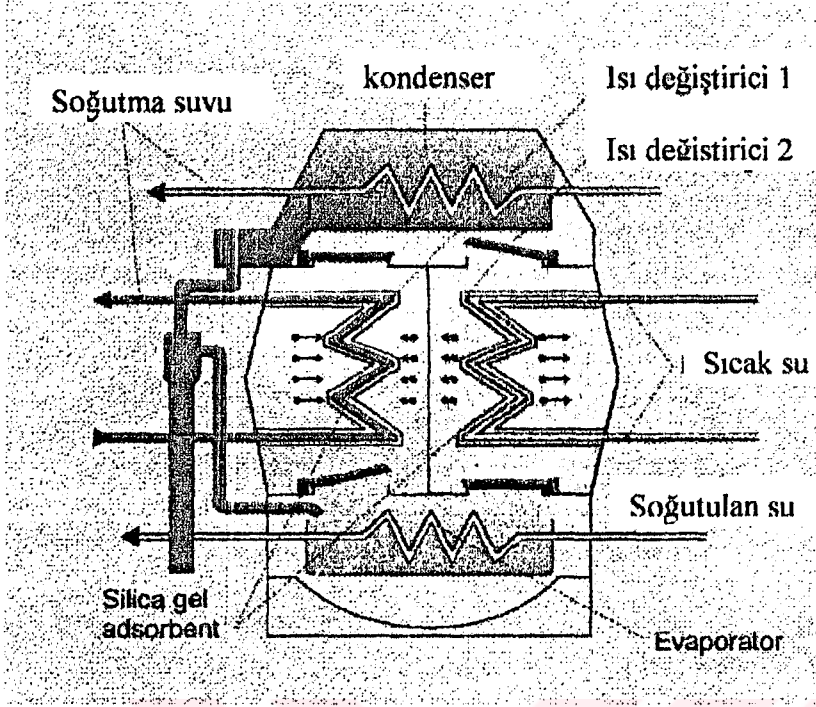
Adsorpsiyon akışkan moleküllerinin katı bir matrix üzerine tipik olarak da gözenekli materyale veya bir yüzeye bağlanması prensibine dayanan tersinir bir proses olarak tanımlanabilir. Moleküller bağlandığında enerji kaybetmektedir, yani adsorpsiyon exotermik bir prosesdir. Soğutma ve ısıtma amacıyla uygulanan adsorpsiyonlu çevrim mekanik enerji kullanmamaktadır, yalnızca ısıtma enerjisine dayanmaktadır. Adsorpsiyonlu bir ünite bir veya daha çok absorber, bir kondenser ve bir evaporatörden oluşmaktadır. [ 6 ]

Atık ısıyla çalıştırılan adsorpsiyonlu bir sistem elektrik enerjisi kullanımının pik noktada azalmasını sağlayabilecektir. Ozon tabakasına zararlı etkisi yoktur ve elektrik yük faktörünü düzeltmektedir. Adsorpsiyonlu sistemlerde 100 °C nin altında sıcaklıklarla çalışan Silikacel-Su sistemlerinin gelişmesi ile düşük sıcaklıklı enerjilerin kullanılması yönünde yeni ufuklar açılmıştır.

### 5.1 Temel Çalışma Prensibi

Bir Japon firmasını ürettiği adsorpsiyonlu soğutucu silikacel içine gömülü iki ısı eşanjöründen oluşmuştur. 55-100 °C arasındaki sıcak su, ısı değiştiricilerinin birinin içinden akarken silikaceli regenerere etmektedir ve önceden adsorbe edilmiş olan su buharının serbest kalmasını sağlamaktadır.





Şekil 5.1 Adsorpsiyonlu soğutucu şeması

25-35 °C arasındaki soğutma suyu (örneğin soğutma kulesinden gelebilir), ısı değiştiricinin birinin içinden geçerken silikacel kuvvetli higroskopik özelliğinden dolayı suyu adsorbe etmektedir. İki ısı değiştirici de aynıdır. Ancak ısı değiştiricilerin biri desorpsiyon (rejenere) modunda iken diğeri adsorbe modunda çalışmaktadır.

Rejenerasyon esnasında silikacelden gelen su buharı kondensere girecektir. Adsorbasyon prosesi boyunca soğuk silikacel evaporatöre gelen su buharını adsorbe edecektir. Bu proses düşük kısmi buhar basınçlarında olmaktadır (yaklaşık 10 mbar) bu ise evaporatör borularının yüzey sıcaklığını düşürmektedir. (yaklaşık 5 °C) Evaporatör suyu boruların üstüne püskürten buhar nozullarını içermektedir bu da buharlaşma verimini artırmaktadır. Buharlaşma gizli ısısı içinden soğutulacak su geçen boruların yüzeyi vasıtasıyla dışarı verilmektedir. Bu soğutulan su sürekli sirküle edilmektedir. Fazla miktardaki su kondenserden evaporatöre bir sıvı hattı ile akmaktadır. Bu su evaporatörden sonra sirkülasyon pompası ile enjekte edilmektedir. Kondenser evaporatör arası basınç farkını yenmek amacıyla adsorpsiyonlu soğutma üç aşamalı operasyonla gerçekleşmektedir. Silikacel adsorbenti içeren ana ısı değiştiricileri birbiri ile ilgili bu üç prosesi yerine getirmektedir. Isı değiştiricilerin fonksiyon değiştirme işi bir akış konektöründeki akışı düzenleyip değiştiren bir dizi

valfin kullanımıyla yapılmaktadır. Evaporatör veya kondenser buhar valfleri hangi bağlı prosesin işlemde olduğuna bağlı olarak aktive olmaktadır. Komple çevrimin tamamlanması 5-7 dakika almaktadır. Soğutucunun otomatik kontrolü evaporatör girişindeki soğuk su sıcaklığına göre yapılmaktadır. Absorpsiyonlu soğutucu çalışmaya başladığında evaporatör için vakum şartları oluşması gerekmektedir, bu da vakum pompası vasıtasıyla yapılmaktadır.

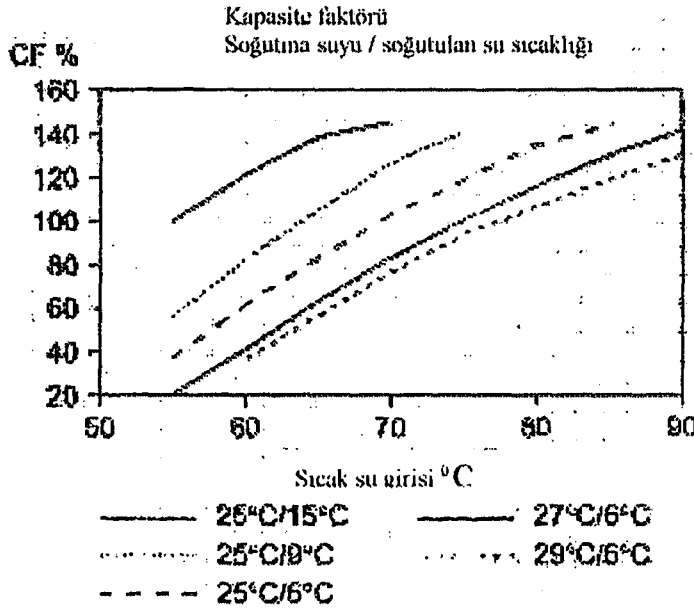
## 5.2. Performans ve Operasyon Şartları

Soğutulan su sıcaklığı ile bağlantı içinde sıcak su ve soğutma suyu sıcaklıkları sonuçları Tablo 4 de detaylı olarak gösterilmiştir.

	model no	ADR-20	ADR-30	ADR-100
sıcak su	$T_{gir}(C)/ T_{cik}(C)$	75/70	75/70	75/70
	debi $m^3/h$	20	30	101
	kullanılan ısı kW	120	180	590
soğutma suyu	$T_{gir}(C)/ T_{cik}(C)$	29/33	29/33	29/33
	debi $m^3/h$	41	62	205
	soğutma yükü	190	290	960
chiller suyu	$T_{gir}(C)/ T_{out}(C)$	14/9	14/9	14/9
	debi $m^3/h$	12	18	61
COP(soğutma tesir katsayısı)		1,6	0,6	0,6
Soğutma suyu pompası kW		3,7	5,5	18
Soğutucu akışkan pompası kW		0,3	0,3	0,6
Vakum pompası kW		0,3	0,4	0,8
Operasyon ağırlığı ton		7,5	11	25
Boyutlar m*m*m		2.4*2.1*2.	3.1*2.2*2.8	6.3*3.1*3.5

Tablo 5 : Kapasite ve operasyon şartları

Genelde 70-90 °C lik su sıcaklıkları desorpsiyon modu için gerekli ısıyı sağlamaya uygun olmaktadır. İzin verilen en yüksek sıcaklık 95 °C ve en düşük sıcaklık 55 °C dir. Ancak bu sınır durumlarda su soğutma kapasitesi azalmaktadır.

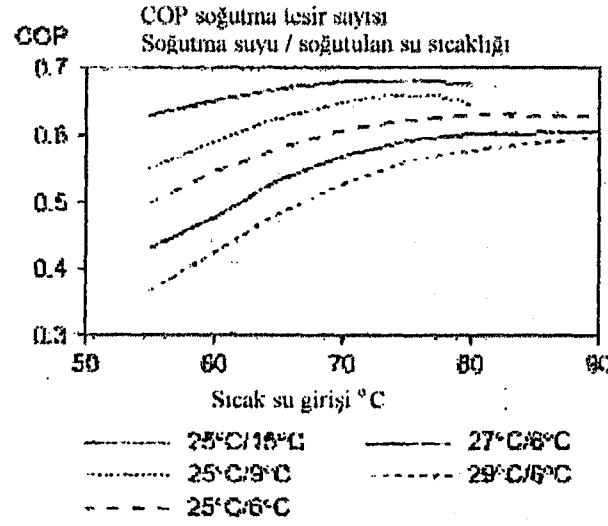


Şekil 5.2 Chiller çıkış ve soğutma suyundan bağımlı kapasite faktörü

Adsorpsiyonlu soğutucu minimum 5 °C ye kadar soğuk su üretmek amacıyla kullanılabilir. Sıcak su debisi yarı yarıya azalsa bile su soğutma kapasitesi %93 lük kapasite seviyesini korumaktadır. Sıcak su gidiş dönüş arası sıcaklık farkı bu sistemde 13 °C olabilmektedir. [ 6 ]

Adsorpsiyonlu soğutucu 70-85 °C arası sıcak su şartlarında 95-150 °C çalışan adsorpsiyonlu sistemlere göre daha yüksek verim katsayıları göstermektedir.

Bu nedenle adsorpsiyonlu sistemi absorpsiyonlu sistemle seri halde kullanmak sıcak su ısısından daha fazla yararlanmak için faydalı olabilecektir. Adsorpsiyonlu soğutucu klasik mekanik soğutma ünitesi ile birlikte de kullanılabilir, burada elektrik sarfiyatını pek artırmadan klasik sistemin soğuma kapasitesi oldukça artırabilmektedir.



Şekil 5.3 COP katsayısının soğutma ve chiller suyu sıcaklığı ile değişimi

### 5.3 Önemli avantajlar

55 °C lik oldukça düşük sıcaklıklarda ısı kaynağı kullanılması durumunda dahi 0.5-0.6 lik 'COP sayısı ile önemli soğutma kapasitelerine ulaşmak mümkündür. Sistemin elektrik sarfiyatı soğutma kapasitesinin % 6 sı kadardır. Yalnızca valf ve küçük pompalar sistemin hareketli parçalarıdır. Bu da sistemin bakım masraflarını minimum seviyede tutmaktadır, klasik kompresörlü chiller gruplarının onda biri kadardır. Bakım personelinin özel eğitime ihtiyacı da olmamaktadır.

Kimyasal olarak neutral olan Silikacel ( $\text{SiO}_2$ ) maddesi CFC soğutucu akışkanları gibi çevre riski taşımamaktadır.

### 5.4 Uygulama alanları

Adsorpsiyonlu soğutma genel olarak air-conditioning ve proses soğutması ihtiyaçlarının bulunduğu yerlerde ve düşük sıcaklıklarda ısı kaynaklarının mevcut olduğu yerlerde kullanılabilir. Mevcut kompresörlü chiller gruplarının soğutma

kapasiteleri, elektrik tüketimini kayda değer verici bir miktarda değiştirmeden artırılabilir.

Japonya da bulunan bir buz üreticisi firmada 106 kW lik bir ünite mevcut olan diesel motor tahrikli vidalı kompresörlü ünite ile birlikte çalıştırılmaya başlanmıştır. Adsorpsiyonlu soğutucu motor soğutma jacket inden gelen 75 °C lik sıcak suyu kullanmakta ve 9 °C de soğuk su üretmektedir. Böylece chiller kapasitesi % 17 artırılmıştır. 120 tons luk buz üretimi 140 tons luk günlük üretime çıkarılmıştır, bu esnada elektrik tüketimi hemen hemen hiç artmamıştır.

Yine Japonya da bir şehriye üretim fabrikasında 106 kW lik bir adsorpsiyonlu soğutucu CHP (combined heat and power) sistemi içine yerleştirilmiştir, bu sistemde chiller grubu diesel motorla tahrik edilmekte ve elektrik üretme jeneratörü bulunmaktadır. Sistemin çalışması için gerekli tüm elektrik sistem içinde temin edilmektedir. Adsorpsiyonlu soğutucu hem motorun egzost ısısından ve hem de şehriye üretim hattından çıkan 72 °C lik atık ısıdan faydalanarak çalışmaktadır. Adsorpsiyonlu soğutucu, suyu 21 °C den 16 °C ye soğutmaktadır ve klasik chiller grubu da suyu 16 °C den 5 °C ye soğutmaktadır, böylece şehriyelerin soğutulması gerçekleştirilmektedir. Bu sistemle klasik chiller grubunun kapasitesi % 45 artırılmıştır.

100 kW lik bir başka adsorpsiyonlu chiller Remscheid da belediye servisinde kurulmuştur. Tahrik ısısının % 75 i güneş kolektörlerinden kalan kısmı da bölge ısıtmasından sağlanmaktadır. Kurulan sistem 10 C lik soğuk su teminin de ve 70 °C lik sıcak su şartlarında nominal kapasitesini vermektedir. Su soğutma prosesi ısı kaynağı sıcaklığı 55 °C yi bulur bulmaz başlamaktadır.

Bir başka firmanın 320 kW lik Silikacel adsorpsiyonlu ünitesi Almanya nın Kassel şehrindeki kraliyet galerisinde kurulmuştur, burada 260 kW lik klasik chiller grubuna paralel çalıştırma oluşturulmuştur. Klasik chiller grubu yalnızca pik soğutma ihtiyaçlarını karşılamaktadır. 450 MWh lik yıllık soğutma ihtiyacının % 75 i adsorpsiyonlu chillerle karşılanmaktadır. 80/69 °C deki 560 kW lik ısı girişi bölgesel ısıtmadan karşılanmaktadır. Bu şekilde paralel kullanımda CO<sub>2</sub> emisyonu aynı

güçteki klasik chiller grubuna kıyasla % 80 azalmaktadır. CFC gazlarının ozon tabakasına zararları da göz önüne alınırsa çevreci özelliği daha da öne çıkmaktadır.

### 5.5 Genel Görüşler

Silikacel kullanan adsorpsiyonlu sistemlerin yatırım masrafları henüz 500 EUR/kW olmasına rağmen klasik chiller grubuna nazaran çevreci yönü etkileyicidir. CFC gibi tehlikeli ve zararlı ürünlerin var olmaması ve CO<sub>2</sub> emisyonunun önemli ölçüde azalması (elektrik tüketimi azalması nedeniyle) dolayısıyla adsorpsiyonlu sistemler çevreci ve güvenli teknolojiyi beraberinde getirmektedir. Düşük sıcaklıklı atık ısıdan çok az bakım masrafiyla 5 °C lik soğuk su elde etmek böylece mümkün olmaktadır.



## BÖLÜM 6. ABSORPSİYONLU SİSTEMİN UYGULANMASI

Her biri 2 kW soğutma yükü olan toplam 270 odalı bir turistik tesisde absorpsiyonlu chiller grubu ile soğutma yapılacaktır, tesisde toplam su hacmi 3000 m<sup>3</sup> olan olimpik bir havuz bulunmaktadır ve bu havuz 26 °C sıcaklığa ısıtılacaktır.

Sistem çözüm önerisi:

540 kW soğutma gücünü karşılamak üzere YORK YIA 1 A2 absorpsiyonlu chiller grubu seçilebilir. Bu grubun COP soğutma tesir katsayısı 0.65 alınabilir. Bu durumda kaynattıcı için gereken ısı

$$Q_{\text{kay}} = 540/0,65 = 830,8 \text{ bulunur.}$$

Firma teknik verilerinden görüldüğü gibi bu ünite absorber ve kondenserinden

$$Q_{\text{abs/kon}} = m \cdot c \cdot (T_g - T_c) = 35.24.19 \cdot (38.6 - 29.4) = 1357 \text{ kW}$$

kadar ısı çevreye vermektedir.

Havuz suyunu ısıtmak için

$$Q_{\text{havuz}} = m_{\text{su}} \cdot c_{p \text{ su}} \cdot (T_w - T_s) / T = 3000 \cdot 4.19 \cdot (26 - 10) / 48 \cdot 3600 = 1163 \text{ kW}$$

Isı gerekmektedir, bu ısınmada  $Q_{\text{abs/kon}}$  ısıyla karşılanabileceği görülmektedir.

Burada T zamanı olarak 48 saatlik ısınma süresi alınmıştır ve suyun giriş sıcaklığı da 10 °C kabul edilmiştir.

Burada ortaya çıkan fazla kapasite ise kullanım sıcak suyunun ısıtılmasında kullanılabilir. Şekil 6.1 den bu durum görülebilmektedir.

Havuz suyunu doğalgaz kazanıyla ısıtılması durumunda, bu büyüklükteki modern kazanların verimi 0.93 civarındadır. Doğalgazın alt ısı değeri  $31.740 \text{ kJ/m}^3$  olduğuna göre gerekli gaz miktarı

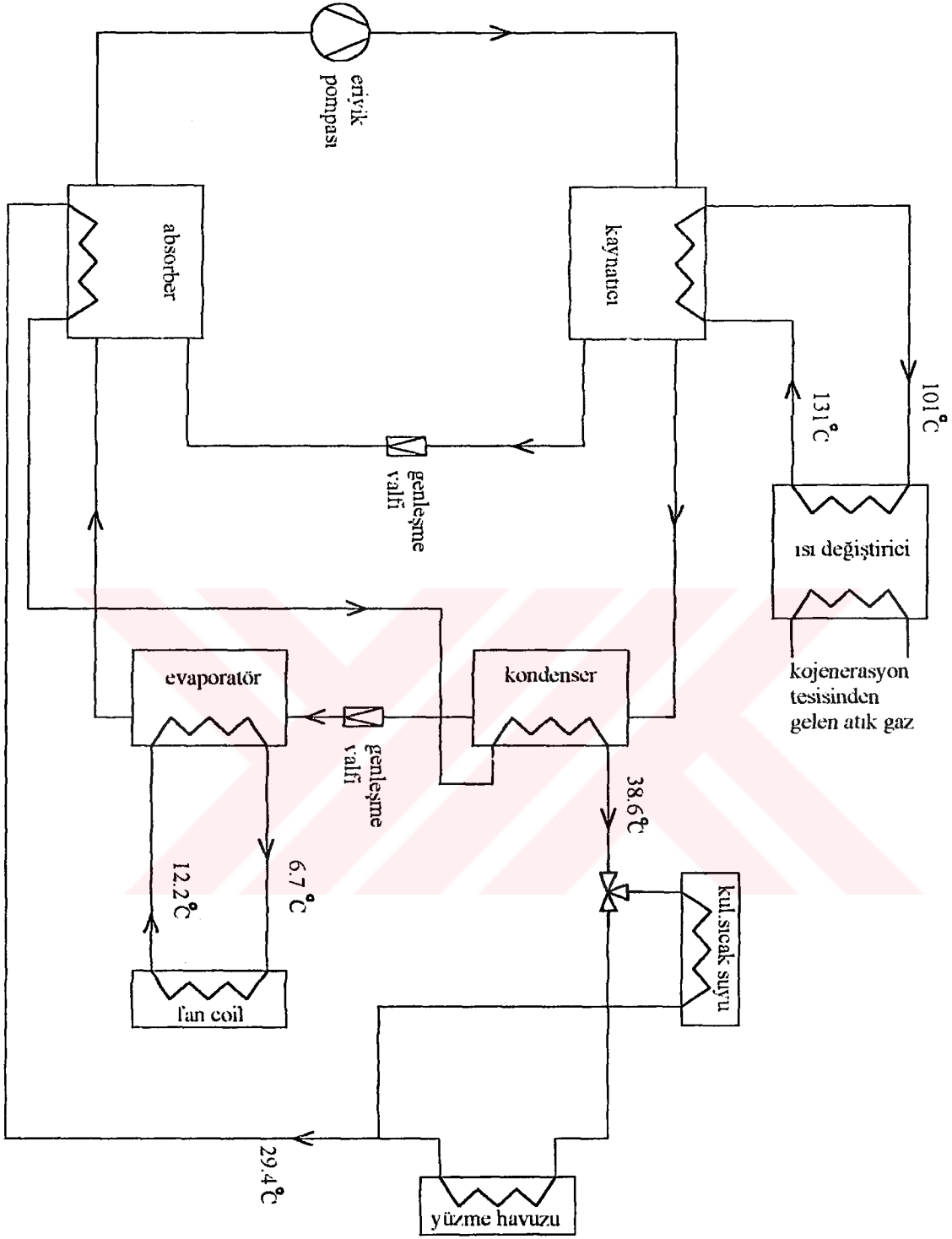
$$V = [1163 \cdot 3600] / [31740 \cdot 0.93] = 141.9 \text{ m}^3/\text{h} \text{ bulunur.}$$

Doğalgaz fiyatı  $0.165 \text{ \$ / m}^3$  seviyesindedir. Buradan 1 yıllık havuz ısıtma maliyeti hesaplanırsa

$$M_{\text{havuz ısıtma}} = 365 \cdot 24 \cdot 141.9 \cdot 0.165 = 205.102 \text{ \$} \text{ bulunur.}$$







Şekil 6.1

## BÖLÜM 7. SONUÇ

Ülkemizdeki genel sorunların başında gelen az üretme ve buna bağlı ucuza üretememe, dolayısıyla dünya pazarlarında ürünlerimize pazar alanı bulamama sorunu karşısında bazı keskin çözümler bulma gereksinimi kaçınılmaz olmaktadır. Ayrıca yadsınamayacak biçimde çevreci enerji biçimlerini kullanma zorunluluğu da vazgeçilemez koşullar arasındadır.

Tüm bu nedenlerden dolayı ülkemizde termal sıcak su kaynaklarının., güneş enerjisinin bol bulunması ve doğalgaz çevrim santrallerinin toplam enerji üretimindeki paylarının sürekli artması nedenleri ile atık ısı veya ucuz üretilen ısıyı kullanan absorpsiyonlu ve adsorpsiyonlu sistemlerin soğutma üretimi için kullanılmasının ülkemizde yaygınlaştırılmasının teknik ve çevreci zorunluluk olduğu yadsınamaz bir gerçektir.

Kombine çevrim santrallerinin yakınında , merkezi olarak chiller suyu dağıtımı yapılan ve soğutmayı etkin bir biçimde kullanan endüstri dallarının yerleşimi için sanayi bölgelerinin oluşturulması örneğin plastik enjeksiyon iş kolunun veya tekstil iş kolunun böyle bölgelere kaydırılmasının ucuz üretim ve dünya pazarlarına kolay satabilme konusunda oldukça etkili olacağı kesindir.

Bu konuda dünyadaki sistem gelişmelerinin yakından takibi ve gerekli teknik bilgi ve eleman yetiştirilmesi konusunda zaman geçirilmeden önlemler alınması ülkemizin yararına olacaktır.

## KAYNAKLAR

- [1]. AYBER Refah, “ Soğutma Tekniği Ders Notları” İTÜ 1983
- [2]. MCQUISTON Faye C, D. PARKER Jerald “HVAC Analysis and Design”  
New York 1994
- [3]. YORK “Single stage absorption chiller”  
[http://209.37.240.101/products/esg/York\\_Eng\\_Docs/776.pdf](http://209.37.240.101/products/esg/York_Eng_Docs/776.pdf) USA 2000
- [4]. TRANE “Horizon absorption series”  
[www.trane.com/download/equipment\\_pdfs/absprc\\_001\\_en.pdf](http://www.trane.com/download/equipment_pdfs/absprc_001_en.pdf) USA 2000
- [5]. STOJANOFF Çalışma Grubu “Absorptionwaermepumpen kleiner bis  
mittlerer Leistung mit integrierter Speichermöglichkeit”  
[www.rwth.de](http://www.rwth.de) RWTH Aachen 2001
- [6]. GILBERT VAN BOGAERT “Adsorption refrigerator uses low-temperature  
waste heat” [www.caddet.com](http://www.caddet.com) Belçika 2000
- [7]. KISTLER PAUL, “Advantages and Disadvantages of Using Absorption  
Chillers to Lower Utility Bills” California 1997

