

84975

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

## **ENDÜSTRİYEL KİMYASAL ISI POMPALARI**

**Makine Müh. Hakan DEMİR**

**F.B.E Makine Mühendisliği Anabilim Dalı Isı Proses Programında  
Hazırlanan**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**

**Tez Danışmanı : Doç. Dr. Olcay KINCAY**

*Olcay Kincay*

**Prof. Dr. Bahri ŞAHİN**

**Prof. Dr. Hasan HEPERKAN**

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

*Hasan HeparKan*

**İSTANBUL , 1999**

## İÇİNDEKİLER

SİMGE LİSTESİ .....	i
KISALTMA LİSTESİ .....	ii
ŞEKİL LİSTESİ .....	iii
ÇİZELGE LİSTESİ .....	v
ÖNSÖZ.....	vi
ÖZET.....	vii
ABSTRACT.....	viii
1. GİRİŞ.....	1
2. ENDÜSTRİYEL KİMYASAL ISI POMPALARI.....	2
2.1 Çevrimin Tanımı .....	3
2.2 Sistem Performansı.....	7
2.3 Temel Termodinamik .....	9
3. TERMODİNAMİK İNCELEME.....	15
3.1 Kimyasal Isı Pompasının Çalışması .....	15
3.2 Kimyasal Isı Pompasının Termodinamik Analizi.....	18
3.3 $\text{CaCl}_2 \cdot \text{NH}_3$ Kimyasal Isı Pompası Sistemi.....	20
3.4 Sonuç .....	23
4. ENDÜSTRİYEL KİMYASAL ISI POMPASI PERFORMANSI.....	24
5. KİMYASAL ISI POMPASI KONFIGÜRASYONLARININ ISIL ETKİNLİKLERİ .....	28
5.1 Absorpsiyon Depolama .....	28
5.2 Absorpsiyon Isı Pompası .....	30
5.3 Absorpsiyon Soğutucu .....	32
5.4 Absorpsiyon Sıcaklık Yükseltilmesi .....	33
6. ENDÜSTRİYEL SICAKLIK YÜKSELTİCİ UYGULAMALARI .....	37
6.1 Termodinamik Çevrim .....	38
6.2 Endüstriyel Sıcaklık Yükseltici Sistemleri .....	40
6.2.1 Endüstriyel sıcaklık yükseltici sisteminin özellikleri.....	40
6.3 Uygulamalar.....	42
6.3.1 Buharla ayırıştırma işlemleri.....	42
6.3.2 Damıtma kulesi .....	44
6.3.3 Öğütme .....	44
6.3.4 Gıda şartlandırma.....	44
6.3.5 Kojenerasyon sistemi.....	45
7. İZOPROPANOL – ASETON – HİDROJEN KİMYASAL ISI POMPASI.....	47
7.1 İzopropanol-Aseton-Hidrojen Kimyasal Isı Pompası Termodinamik İncelemesi.....	47
7.2 Cihaz Boyutunun Belirlenmesi .....	50

7.3	Endüstriyel Kimyasal Isı Pompası Sıcaklık Yükseltilmesi Uygulaması.....	51
8.	EKONOMİK ANALİZ .....	54
8.1	Kimyasal Isı Pompası.....	54
8.1.1	Yatırım maliyeti .....	54
8.1.2	Eşdeğer düzgün yıllık maliyet (EDYM) .....	54
8.1.3	Yıllık işletme ve bakım maliyeti (OM) .....	55
8.1.4	Toplam yıllık maliyet (TYM).....	56
8.2	Buhar Kazanı Sistemi.....	56
8.2.1	Yatırım maliyeti .....	56
8.2.2	Eşdeğer düzgün yıllık maliyet (EDYM) .....	56
8.2.3	Yıllık enerji tüketimi .....	57
8.2.4	Yıllık işletme ve bakım maliyeti (OM) .....	58
8.2.5	Toplam yıllık maliyet (TYM).....	58
8.3	Net Kazanç Hesapları ve Sonuç.....	58
9.	SONUÇ VE ÖNERİLER .....	61
	KAYNAKLAR.....	62
	ÖZGEÇMİŞ.....	63



## SİMGE LİSTESİ

$\Delta H$	Entalpi değişimi
$\Delta_r H_d$	Düşük sıcaklıktaki reaksiyon entalpi değişimi
$\Delta_r H_y$	Yüksek sıcaklıktaki reaksiyon entalpi değişimi
$\Delta_v H_{AC}$	Asetonun buharlaşma entalpisi
$\Delta_v H_{IPA}$	İzopropanol buharlaşma entalpisi
c	Karışım
$COP_e$	Elektriksel etkinlik
$COP_t$	Kimyasal ısı pompasından alınan ısının sisteme verilen ısıya oranı
$C_p$	Sabit basınçtaki özgül ısı
d	Düşük sıcaklık seviyesi indisi
f	Düzeltilme faktörü
F	Kullanılan yakıtın birim fiyatı
g	Gaz
h	Entalpi
H	Buhar kaznı veya kimyasal ısı pompası yıllık işletme süresi
$H_u$	Kullanılan yakıtın alt ısıl değeri
$I_c$	Yatırım maliyeti
$I_{co}$	1988 verilerine göre yatırım maliyeti
I	Yıllık nominal faiz
k	Sabit basınçtaki ve sabit hacimdeki özgül ısılardan oranı
l	Sıvı
n	Göz önüne alınan yatırım süresi
$n_A$	1 mol asetondaki alkol mol sayısı
$N_L$	Uçucu olmayan akışkan
o	Orta sıcaklık seviyesi indisi
P	Basınç
$P_c$	Buharlaştırıcı, soğurucu basıncı
$P_k$	Yoğuşturucu , ayırıştırıcı basıncı
Q	Kapasite
$Q_{çıkış}$	Elde edilen faydalı ısı miktarı
$Q_d$	Düşük sıcaklıkta ısı
$Q_{giriş}$	Sisteme beslenen atık ısı miktarı
$Q_y$	Yüksek sıcaklıkta ısı
R	Evrensel gaz sabiti
S	Entropi
s	Katı
T	Sıcaklık
$T_C$	Yoğuşma sıcaklığı
$T_y$	Egzotermik reaksiyon sıcaklığı
$T_d$	Endotermik reaksiyon sıcaklığı
V	Uçucu akışkan
$\eta$	Verim
W	İş
$W_{elektrik}$	Elektriksel güç
$X_k$	Derişik asit konsantrasyonu
$X_s$	Seyreltik asit konsantrasyonu
Y	Yüksek sıcaklık seviyesi indisi
$y_{IPA}$	Aseton/İzopropanol karışımındaki gaz izopropanol mol oranı

## KISALTMA LİSTESİ

AC	Aseton
CB	Kimyasal ısı pompası kapasitesi
D	Düşük sıcaklık tankı
EDYM	Eşdeğer düzgün yıllık maliyet
EKIP	Endüstriyel kimyasal ısı pompası
EM	Elektriğin maliyeti
H	Hidrojen
İPA	İzopropanol
maks	En fazla
min	En az
OM	Yıllık işletme ve bakım masrafı
qw	Atık ısı kaynağı saatteki toplam ısı akısı
TYM	Toplam yıllık maliyet
Y	Yüksek sıcaklık tankı
YYT	Yıllık yakıt tüketimi



## ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 2.1	Periyodik absorpsiyon makinesi.....	2
Şekil 2.2	Absorbsiyon işleminde basınç ve sıcaklık dengesi.....	3
Şekil 2.3	Endüstriyel kimyasal ısı pompası şematik.....	4
Şekil 2.4	Endüstriyel kimyasal ısı pompası enerji akışı.....	6
Şekil 2.5	T-S diyagramında asidin izlediği yol.....	7
Şekil 2.6	Endüstriyel kimyasal ısı pompası yardımıyla atık ısının ikinci bir kaynaktan alınan ısıyla birleştirilerek arttırılması.....	8
Şekil 2.7	Tek ve çift ısı kaynaklı sistemlerin karşılaştırılması.....	10
Şekil 2.8	Endüstriyel ısı pompası ısı giriş çıkışı , şematik.....	11
Şekil 2.9	Endüstriyel kimyasal ısı pompası çalışması , her iki asit konsantrasyonundaki buhar basıncı – sıcaklık diyagramı.....	12
Şekil 2.10	Entalpi – konsantrasyon diyagramı.....	13
Şekil 3.1	Uçucu bileşenin basıncının kimyasal ısı pompası sisteminde sıcaklığa bağlı değişimi.....	16
Şekil 3.2	Kimyasal ısı pompası çevriminin düşük ve yüksek sıcaklık çevrimi olarak iki çevrime ayrılması.....	18
Şekil 3.3	Kimyasal ısı pompası ısıtma türü kullanımı.....	19
Şekil 3.4	Çevre sıcaklığı 273.1 K olan ısı pompası çevrimi.....	21
Şekil 3.5	Çevre sıcaklığı 273.1 K olması durumunda Carnot çevrimi.....	22
Şekil 4.1	Kimyasal ısı pompası performansı.....	24
Şekil 4.2	$COP_e$ ve $COP_t$ 'nin buhar yoğunlaşma sıcaklığının bir fonksiyonu olarak Gösterimi.....	26
Şekil 4.3	İki ısı kaynaklı ısı pompasının performansı.....	27
Şekil 5.1	Enerji depolaması için çift sıcaklık sistemi.....	28
Şekil 5.2	Absorbsiyon depolama işleminde iş yapan akışkanın izlediği yol.....	29
Şekil 5.3	Absorbsiyon ısı pompası.....	31
Şekil 5.4	Absorbsiyon ısı pompasında iş yapan akışkanın izlediği yol.....	32
Şekil 5.5	Absorbsiyon işleminin T – S diyagramında gösterimi.....	33
Şekil 5.6	Kademeli absorpsiyon ısı pompası.....	34
Şekil 5.7	Absorbsiyon soğutucu.....	34
Şekil 5.8	Absorbsiyon sıcaklık yükseltme.....	35
Şekil 5.9	Kademeli , tersine çevrilmiş absorpsiyon işlemi.....	35
Şekil 6.1	Endüstriyel sıcaklık yükseltici ile ısı pompası arasındaki fark.....	38
Şekil 6.2	Temel endüstriyel sıcaklık yükseltici sistemi.....	39
Şekil 6.3	Performans haritası.....	41
Şekil 6.4	Bilgisayar destekli hesaplamalar ve deneysel sonuçlar arasındaki ilişki.....	41
Şekil 6.5	Buharla ayırıştırma işlemleri.....	42
Şekil 6.6	Buharla ayırıştırma işlemleri , endüstriyel sıcaklık yükseltici ile beraber.....	43
Şekil 6.7	Endüstriyel sıcaklık yükseltici kojenerasyon uygulaması.....	45
Şekil 7.1	İzopropanol – aseton – hidrojen kimyasal ısı pompası.....	48
Şekil 7.2	Sıvı aseton miktarına bağlı olarak kimyasal enerjiye dönüşen ısı enerjisi miktarı.....	49
Şekil 7.3	İzopropanol oranına göre $COP_t$ değişimi.....	53

Şekil 8.1	Kimyasal ısı pompası kapasitesi ve yatırım maliyeti ilişkisi .....	55
Şekil 8.2	Buhar kazanı yatırım maliyeti , kapasite ilişkisi.....	57
Şekil 8.3	Atık ısı akısı ve net kazanç arasındaki ilişki .....	59



## ÇİZELGE LİSTESİ

Çizelge 3.1	Bazı kimyasal ısı pompası sistemleri .....	17
Çizelge 5.1	Kimyasal ısı pompalarının ısı etkinlikleri .....	36
Çizelge 7.1	$y_{iPA} - COP_t$ değişimi .....	53
Çizelge 8.1	Oluşturulan Excel tablosu.....	60





## ÖNSÖZ

Enerji ihtiyaçlarının arttığı ve enerji kaynaklarının giderek azaldığı ve yeni enerji kaynaklarının araştırıldığı günümüzde endüstriyel atık ısının etkili bir şekilde değerlendirilmesi önem kazanmaktadır. Bu tezde bu geri kazanım sistemlerinden birisi olan endüstriyel kimyasal ısı pompaları incelenmiştir.

Bu tezin hazırlanmasında katkıda bulunan ve değerli yardımlarını esirgemeyen tez danışmanım sayın Doç. Dr. Olcay KINCAY'a , sayın Prof. Dr. Bahri ŞAHİN'e ve çalışmalarında destek olan tüm mesai arkadaşlarıma teşekkür ederim.

Hakan DEMİR



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

## ÖZET

Endüstriyel kimyasal ısı pompaları düşük sıcaklıktaki ısıyı alır ve bunu yüksek sıcaklıkta kullanılabilir ısıya çevirebilir. Ayrıca yaşam mekanları için ısıtma , soğutma ve enerji depolamakta kullanılabilir. Kullanılan kimyasal reaksiyon çiftine bağlı olarak çeşitli seviyelerde sıcaklık artırımları elde edilir. Kullanılabilir atık ısı kaynağı sayısına göre tek veya çift kaynaklı sistemler olabilir. Çift kaynaklı sistem tek kaynaklı sisteme göre daha fazla performans gösterir ve daha yüksek çıkış sıcaklıkları elde edilebilir. Kimyasal reaksiyon çiftinin seçiminde en önemli etken atık ısı kaynak sıcaklığı ve ihtiyaç duyulan sıcaklık artırım miktarıdır. Bu iki sıcaklık arasında çalışan ve en yüksek performansı sağlayan çevrim o tesis için kurulacak ısı pompası için ideal olacaktır. Kimyasal ısı pompasının ekonomik uygunluğu ise kapasitesine bağlı yapılan hesaplamalar sonucunda belirlenir.

İzopropanol – aseton – hidrojen kimyasal ısı pompası ilgili olarak bu güne kadar pek çok araştırma yapılmıştır. Temelde alkollerin düşük sıcaklıkta katalizör yardımıyla dehidrojenizasyonu ve asetonun yüksek sıcaklıkta hidrojenizasyonuna dayanan bu kimyasal ısı pompası burada incelenmiştir. Ekonomik analiz kısmında kimyasal ısı pompaları için genel bir inceleme yapılmış ve izopropanol-aseton-hidrojen kimyasal ısı pompası ayrıca incelenmiştir.

## ABSTRACT

Industrial chemical heat pumps provide an ability to capture low – grade heat rejected from industrial sources and to reuse the heat increased temperature in industrial processes. Also it can be used for residential heating , cooling , water heating and energy storage. Several temperature boost levels can be obtained according to chemical reaction couple chosen. It can be either single source system or dual source system connected with available reject heat source. Dual source system is more effective than single source system and higher output temperature levels can be obtained. Reject heat source temperature and desired temperature boost are important in chemical reaction couple selection. Chemical reaction couple must be chosen carefully to provide the highest efficiency in all candidate systems. Economical feasibility of industrial chemical heat pump can be determined after calculations according to heat pump capacity.

Isopropanol – acetone – hydrogen chemical heat pump is subject of several researches nowadays. This chemical heat pump based on dehydrogenation of alcohol and hydrogenation of acetone was investigated. Economical calculations was carried out and curves show the relations between capital cost and capacity of chemical heat pump , capital cost and capacity of steam boiler , reject heat capacity and net savings were obtained.



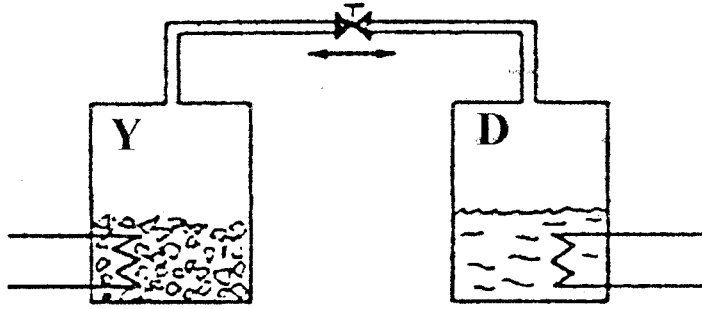
## 1. GİRİŞ

Teknolojik gelişmelerle birlikte artan enerji ihtiyacı ve bu enerji ihtiyacını karşılamak yirminci yüzyılın en önemli problemlerindendir. Teknoloji ürünlerinin her alanda kullanımı , düşük enerji tüketimli cihazların geliştirilmesine neden olmuştur. Son yıllarda , büyük endüstriyel tesislerin atık ısılarının değerlendirilmesi önem kazanmıştır. Düşük sıcaklıktaki atık ısının değerlendirilmesi çeşitli geri kazanım sistemleri ile olmaktadır. Bunlardan birisi de endüstriyel kimyasal ısı pompalarıdır. Bunların diğer bilinen sistemlerden farkı , ısının kimyasal reaksiyonlarla iletilmesi ve bu kimyasal reaksiyonların özelliğinden dolayı ısının depolanmasına olanak vermesidir. Bu sayede güneş gibi süreksiz enerji kaynaklarından yararlanmak ve bunları sürekli enerji haline çevirmek mümkündür.

Isı , düşük sıcaklıkta endotermik reaksiyon sonucu ortamdan veya ısı kaynağından çekilir ve yüksek sıcaklıkta egzotermik reaksiyon sonucu ısıtılacak ortama veya endüstriyel bir sürece verilir. Kimyasal ısı pompalarının endüstride kullanımı iki farklı şekilde olabilir. Sıcaklık yükseltilmesi veya düşük kalitedeki atık ısının ortamdan çekilen ısıyla birleştirilerek kalitesinin artırılması. Klasik ısı pompalarında ısı , mekanik olarak iletilir ve büyük kompresör (veya absorpsiyonlu sistemlerde pompa) güçleri gerekir. Bu cihazlarda sadece akışkanı yoğuşturucu ve buharlaştırıcı gibi elemanlarda dolaştırmak için gerekli güçte pompa veya kompresör kullanılır. Bu nedenle enerji tüketimi klasik ısı pompası sistemlerine göre daha azdır. Kimyasal ısı pompaları işte bu belirtilen özelliklerinden dolayı yeni bir teknolojiyi temsil etmektedir ve günümüz araştırmalarının ilgi odağı haline gelmiştir.

## 2. ENDÜSTRİYEL KİMYASAL ISI POMPALARI

Isıtma , soğutma , enerji depolama amacıyla kullanılan enerjiyi depolama yeteneğine sahip absorpsiyon makineleri kimyasal ısı pompaları olarak adlandırılır. Basit bir makine Şekil 2.1’de görüldüğü gibi birbirine bağlı iki kazandan oluşur ve arasında iş yapan akışkan veya soğutucu akışkan olarak nitelendirilen buharlaşabilen akışkan damıtılır. Eğer sistemde aynı basınç söz konusu ise iki tank arasında bir sıcaklık farkı oluşur ve yüksek sıcaklık , Y ve düşük sıcaklık , D tanklarından söz edebiliriz.

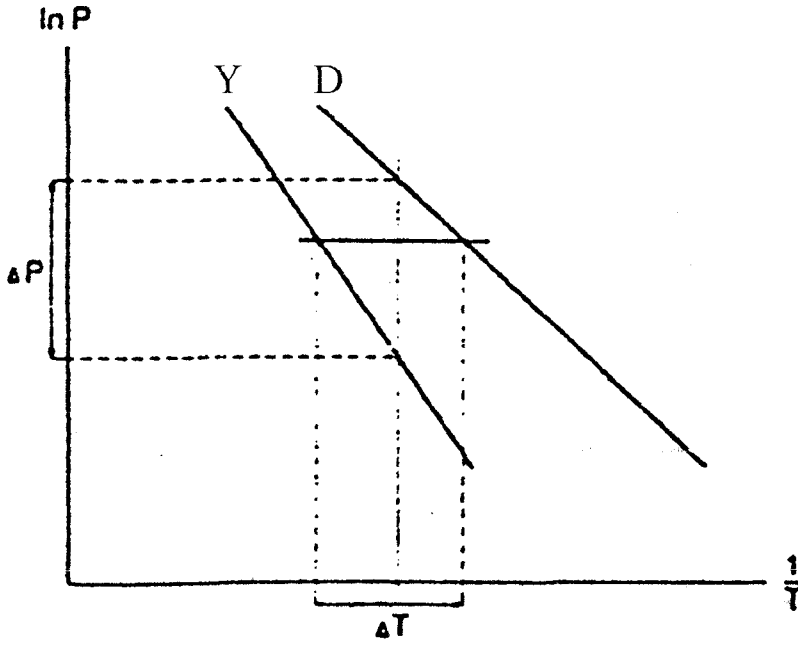


Şekil 2.1 Periyodik absorpsiyon makinesi. D tankında iş yapan akışkanın yoğunlaştırılır ve Y tankında ise bir tuzla birleşerek kompleks oluşturur [4]

Aksi halde sistemde aynı sıcaklık korunursa , iki kazan arasında bir basınç farkı oluşur (Şekil 2.2). Bu basınç farkı iş üretmek için kullanılabilir ve sıcaklık farkından da ısıyı aktarmada yararlanabiliriz.

Endüstriyel kimyasal ısı pompaları , endüstriyel süreçler için gerekli enerji ihtiyacını azaltma yeteneğiyle yeni bir teknolojiyi temsil etmektedir. Bu aygıtlar , endüstriyel kaynaklardan ve binalardan aldıkları düşük seviyeli atık ısıları , konfor ve su ısıtılmasında veya endüstriyel süreçlerde artırılmış sıcaklık seviyelerinde yeniden kullanma özelliğine sahiptirler. Önemli performans avantajları vardır. Bir başka faydası ise iş yapan akışkan seçiminden dolayı enerji depolanabilir , böylece aralıklı çalışan enerji kaynakları , örneğin güneş enerjisinden faydalanabilir. Mevcut şartlar içerisinde kimyasal ısı pompaları yılda 35.7 milyon varil ham petrol tasarrufu sağlayacağı tahmin edilmektedir. Bu enerjinin dağılımı ise atık ısıdan faydalanma , ticari/evsel güneş enerjili ısıtma ve soğutma üniteleri arasında eşit olarak paylaşılır. Bu ham petrol tüketimindeki azalma , 35 \$/varil fiyatı esas alındığında , yılda 1.2 milyar dolar tasarruf demektir.

Bir ısı pompası iki farklı şekilde işletilebilir. İlk kullanım şekli düşük dereceli atık ısıyı girdi



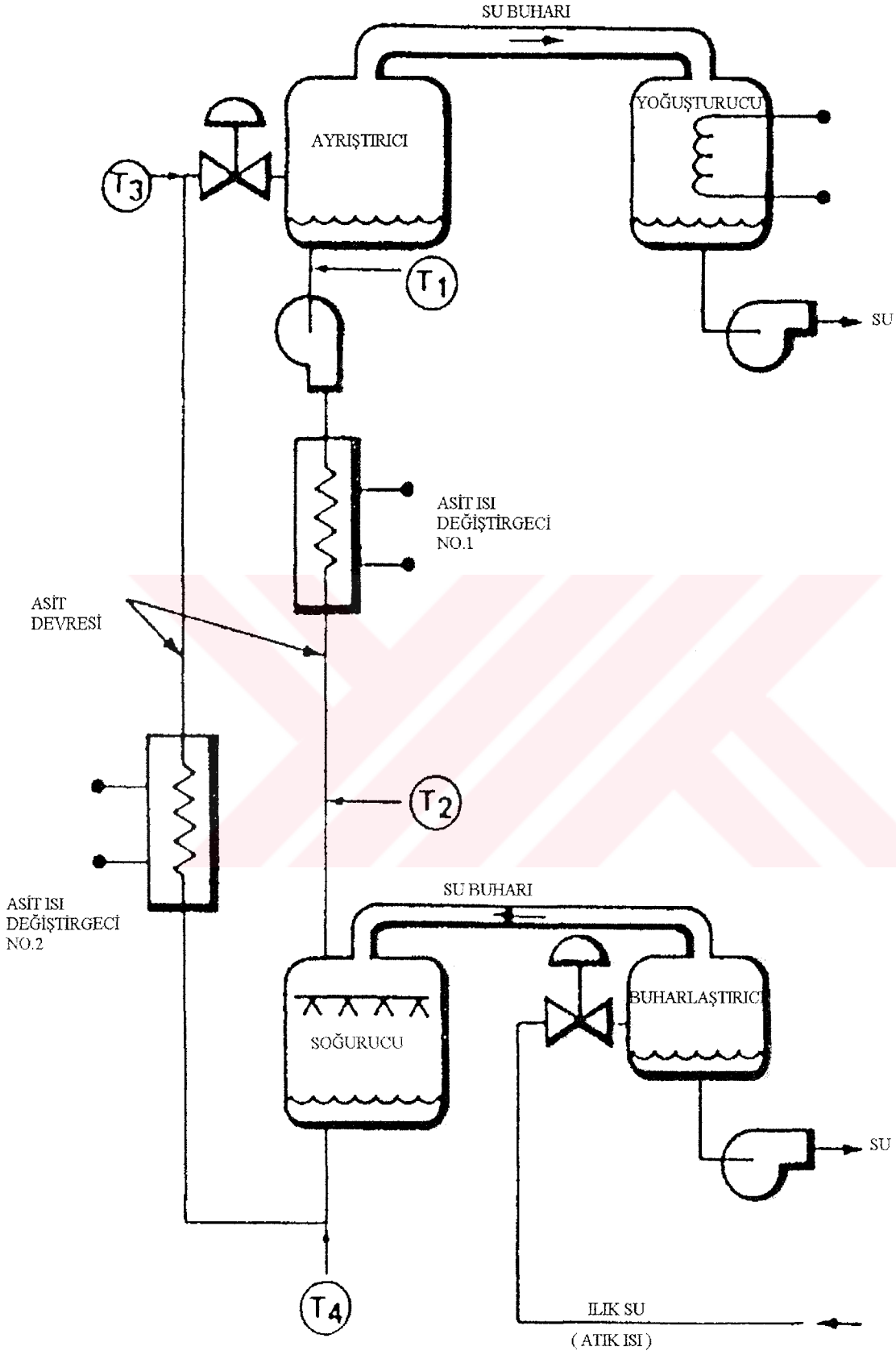
Şekil 2.2 Absorbsiyon işleminde basınç ve sıcaklık dengesi [4]

olarak kullanır ve arttırılmış kalitede enerji üretir. İkinci işletim şekli orta kalitedeki atık ısıdan faydalanır ve bunu ortam ısısıyla birleştirerek orta sıcaklıkta yükseltilmiş kalitede ısı üretir. Mekanik sıkıştırılmalı tip klasik ısı pompalarıyla karşılaştırıldığında , endüstriyel kimyasal ısı pompaları yaklaşık 15 kat daha az elektrik enerjisine ihtiyaç duyar. Düşük işletim maliyetinden dolayı kısa sürede sistem kendisini geri öder. Daha gelişmiş özellikleri ise ; alışlagelmiş sistemlere göre daha yüksek sıcaklıklarda çalıştırılabilirler ve giriş-çıkış şartlarının geniş bir aralıkta değişmesinden dolayı büyük sistem tasarımında daha elverişlidir.

## 2.1 Çevrimin Tanımı

Endüstriyel kimyasal ısı pompaları büyük kompresör veya türbin gibi hareketli ana parçalara gerek duymaz. Isı , kimyasal reaksiyonlar yardımıyla iletilir. Sistem altı ana bileşenden oluşur : ayrıştırıcı , yoğuşturucu , buharlaştırıcı , soğurucu ve iki ısı değiştirgeci. Şekil 2.3’de bileşenlerin birbirleriyle olan bağlantılarını gösteren bir endüstriyel kimyasal ısı pompası şematik olarak görülmektedir. Şekil 2.5’de ise sistemdeki asidin izlediği yol T-S diyagramında görülmektedir.

Sıcaklık yükseltme için kimyasal ısı pompasının işleyişi şöyledir : Atık ısı önce buharlaştırıcıyı girdi olarak kullanılır ve burada bulunan suyun buharlaşmasını sağlar. Buhar buradan soğurucuya gider ve burada asit tarafından soğurulur. Bu esnada asidin seyreltilmesi



Şekil 2.3 Endüstriyel kimyasal ısı pompası şematik [1]

sonucu yüksek sıcaklıkta ısı açığa çıkar ve bu ısı iki numaralı asit ısı değiştirici yardımıyla alınır. Bu yüksek sıcaklıktaki ısıdan ısıtma amaçlı yararlanılabilir veya endüstriyel tesis ihtiyaçları için buhar üretmekte kullanılabilir. Daha sonra bu seyreltilmiş asit bir valften geçerek basıncı ayarlayıcı , yoğunlaştırıcı basıncına düşürülür. Ayarlayıcıda bu seyreltik asitten su , buharlaştırma yoluyla ayarlanır. Ayarlanmış su buharı yoğunlaştırıcıya gider ve burada yoğunlaşır. Bu yoğunlaşan su bir pompa yardımıyla tekrar buharlaştırıcıya gönderilir. Düşük asidin basıncı , bir pompa yardımıyla buharlaştırıcı basıncına artırılır ve daha sonra bir numaralı ısı değiştirici yardımıyla atık ısı aside atık ısı girişi sağlanır ve soğutucuya gider.

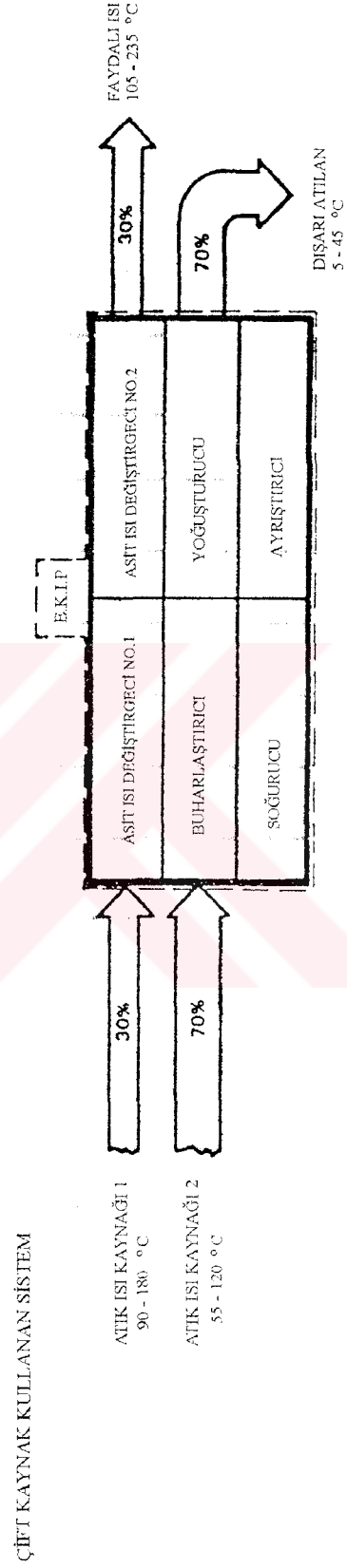
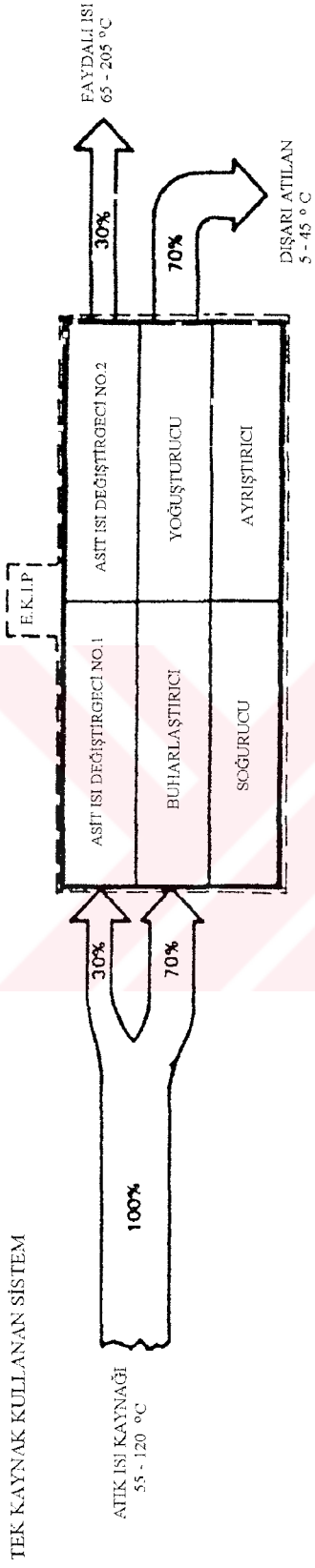
Endüstriyel kimyasal ısı pompası asit devresi kapalı döngü bir sistemdir ve bir pompa yardımıyla ayarlayıcı ve soğutucu arasında sürekli dolaştırılır. Su devresi açık veya yoğunlaştırıcıdan buharlaştırıcıya pompalanan suyla ve atık ısı girişi için ilave bir ısı değiştiriciyle kapalı olabilir. Soğutucu ve buharlaştırıcı , buharlaştırıcının sıcaklığına bağlı olarak aynı basınçta çalıştırılır. Bu ya atmosfer basıncı veya vakumdur. Ayarlayıcı ve yoğunlaştırıcı ise yoğunlaşma sıcaklığı tarafından belirlenen ortak bir basınçta çalışır.

Endüstriyel kimyasal ısı pompası sürecini daha iyi açıklayabilmek için sıcaklık yükseltme sisteminde enerji giriş ve çıkışları , sıcaklık seviyeleri ve enerji miktarları Şekil 2.4.1'de gösterilmektedir. Bu tek kaynaklı sistem için atık enerjinin %70'i buharlaştırıcıda geri kalanı 1 numaralı ısı değiştiricinde girdi olarak kullanılır. Tek kaynaklı sistemde ısı , sisteme 55-120 °C sıcaklıklarda girer. Endüstriyel kimyasal ısı pompaları bu enerjinin yaklaşık %30'unu 65-205 °C arasında ve daha yüksek bir kalitede kullanıma hazırlar. Kimyasal ısı pompaları fosil yakıt ve elektrik enerjisini ekonomik kullanarak önemli parasal tasarruflar sağlar. Endüstriyel kimyasal ısı pompasında sıcaklık yükseltilmesi giriş sıcaklığının doğrudan fonksiyonudur. Daha yüksek sıcaklıktaki atık ısı kaynakları , daha yüksek çıkış sıcaklıklarıyla , daha büyük sıcaklık yükseltme kapasitesi sağlarlar. Geri kalan ısı (%70) soğutma suyu veya bir soğutma kulesi kullanılarak 5-45 °C sıcaklığında yoğunlaştırıcıda dışarı atılır. Endüstriyel kimyasal ısı pompasından dışarı atılan enerji çevrimi tamamlamak için gereklidir. Buharlaştırıcı sıcaklığı ve yoğunlaştırıcı sıcaklığı arasındaki fark , mekanik kompresör olmaksızın tersinir kimyasal reaksiyonlar yardımıyla ısının iletilmesini sağlar.

Bu sistemlerde sülfirik asit çözeltisi , konsantrasyon seviyelerinin seçimindeki kolaylıktan dolayı tercih nedenidir. İki kaynaklı bir sistem için enerji akışı Şekil 2.4.2'de görülmektedir. Bu durumda , daha yüksek sıcaklıktaki atık ısı 1 numaralı ısı değiştiricisine , daha düşük sıcaklıktaki atık ısı ise buharlaştırıcıya gönderilir. Sistemin geri kalan kısmı Şekil 2.3'deki

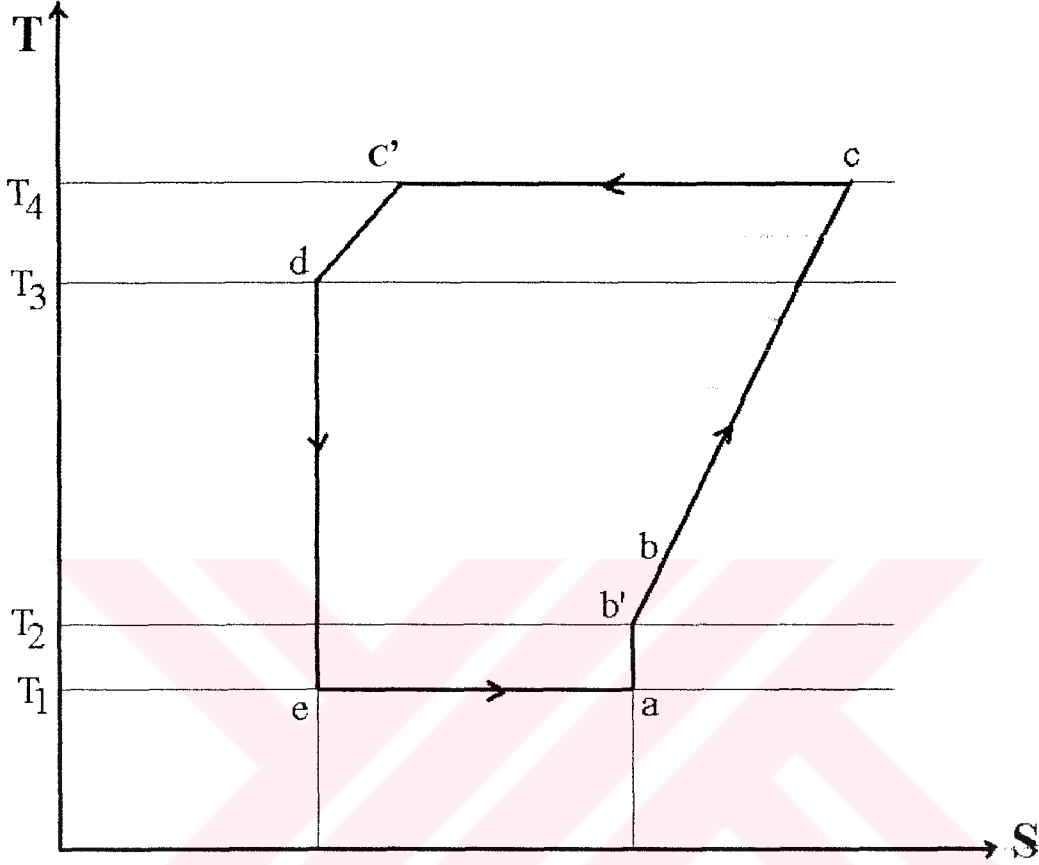


ENDÜSTRİYEL KİMYASAL ISI POMPASI  
SICAKLIK YÜKSELTİLMESİ



Şekil 2.4 Endüstriyel kimyasal ısı pompası enerji akışı [2]

gibidir. Çift kaynakla çalışmanın avantajı daha yüksek sıcaklıkların elde edilebilmesidir. Daha önce bahsedildiği gibi endüstriyel kimyasal ısı pompası arttırılmış kalitede ısı üretimi için de kullanılabilir. Şekil 2.6'da enerji giriş ve çıkış sıcaklıkları ve miktarları gösterilmiştir.

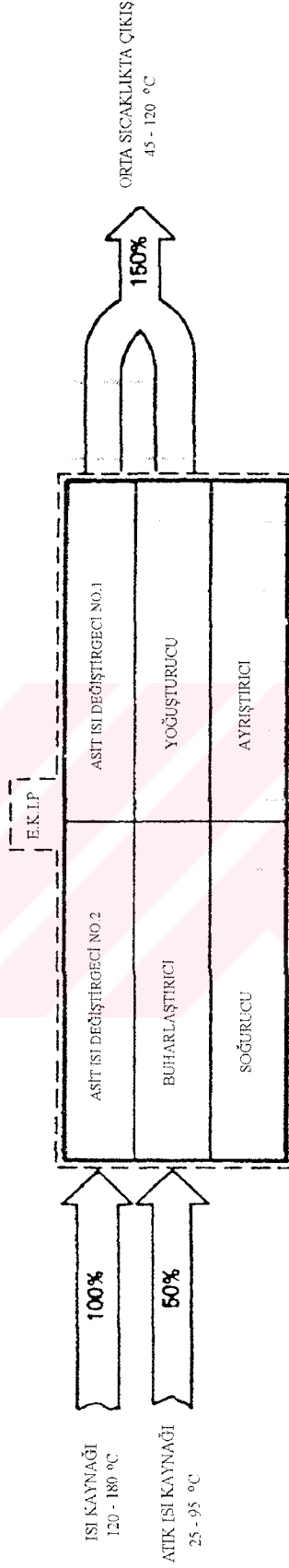


Şekil 2.5 T-S diyagramında asidin izlediği yol

- a-b' : pompa yardımıyla karışımın basıncının ayrıştırıcı basıncından soğurucu basıncına arttırılması
- b'-b : 1 numaralı ısı değiştirgecinde sabit basınçta atık ısı kaynağından ısı çekme
- b-c : soğurucuda seyreltme işlemi sonucunda sıcaklığın artması
- c-d : seyreltik asit akışından yüksek sıcaklıkta faydalı ısının alınması
- d-e : kısılma vanası yardımıyla basıncın tekrar ayrıştırıcı basıncına düşürülmesi

## 2.2 Sistem Performansı

Endüstriyel kimyasal ısı pompasının performansı Şekil 2.7'da görülmektedir. Burada elde edilebilir kimyasal ısı pompası çıkış sıcaklıkları , tek ve çift kaynaklı sistemler için , düşük sıcaklık atık ısı kaynağının bir fonksiyonu olarak görülmektedir. Çift kaynaklı sistemin performansı ikinci ısı kaynağının sıcaklığının fonksiyonu olup ve 90 °C ile 180 °C arasındaki sıcaklıklarda gösterilmiştir. Örneğin , eğer 82 °C sıcaklığa sahip bir atık ısı kaynağı mevcut ise ; bu kaynağı yalnız başına kullanan tek kaynaklı bir sistemden 120 °C sıcaklıkta ısı elde etmek mümkündür. Eğer elimizde 170 °C sıcaklığa sahip ek bir ısı kaynağı daha varsa ,



Şekil 2.6 Endüstriyel kimyasal ısı pompası yardımıyla atık ısının ikinci bir kaynaktan alınan ısıyla birleştirilerek artırılması [2]

endüstriyel kimyasal ısı pompasından 205 °C sıcaklıkta ısı elde edilebilir. Buna benzer biçimde 235 °C gibi yüksek sıcaklıklar daha yüksek atık ısı kaynağı sıcaklıklarıyla elde edilebilir. Kimyasal ısı pompasından alınan ısının kimyasal ısı pompasına sağlanan atık ısıya oranı , sıcaklık yükseltilmesine bağlı olarak , 0.1 ile 0.5 arasında değişir.

### 2.3 Temel Termodinamik

Kimyasal ısı pompalarının çalışmasını açıklamak için sisteme giren ve sistemden çıkan ısının akışını gösteren basitleştirilmiş bir şema çizmek mümkündür. Şekil 2.8'de asit ve su ile çalışan bir endüstriyel kimyasal ısı pompası sistemi görülmektedir. Asit devresi sürekli ve ayrıştırıcıda seyreltilmiş asit buharlaştırma yoluyla damıtılır ve derişik hale getirilir. Derişik asit , seyreltme işleminin meydana geldiği soğurucuya yönlendirilir , burada suyun buharlaşma ısı ve asidin seyreltilmesi sonucu oluşan ısı serbest kalır. Bu ısı daha sonra asit ısı değiştirgeci yardımıyla alınır ve istenen endüstriyel süreçte kullanılır. Isı düşük sıcaklıkta bir ısı değiştirgeci yardımıyla yoğuşturucudan uzaklaştırılır. Atık ısı , bir ısı değiştirgeci yardımıyla buharlaştırıcıda bulunan suyun buharlaştırılması için kullanılır. Ayrıca atık ısının bir kısmı da derişik asit akışına verilir.

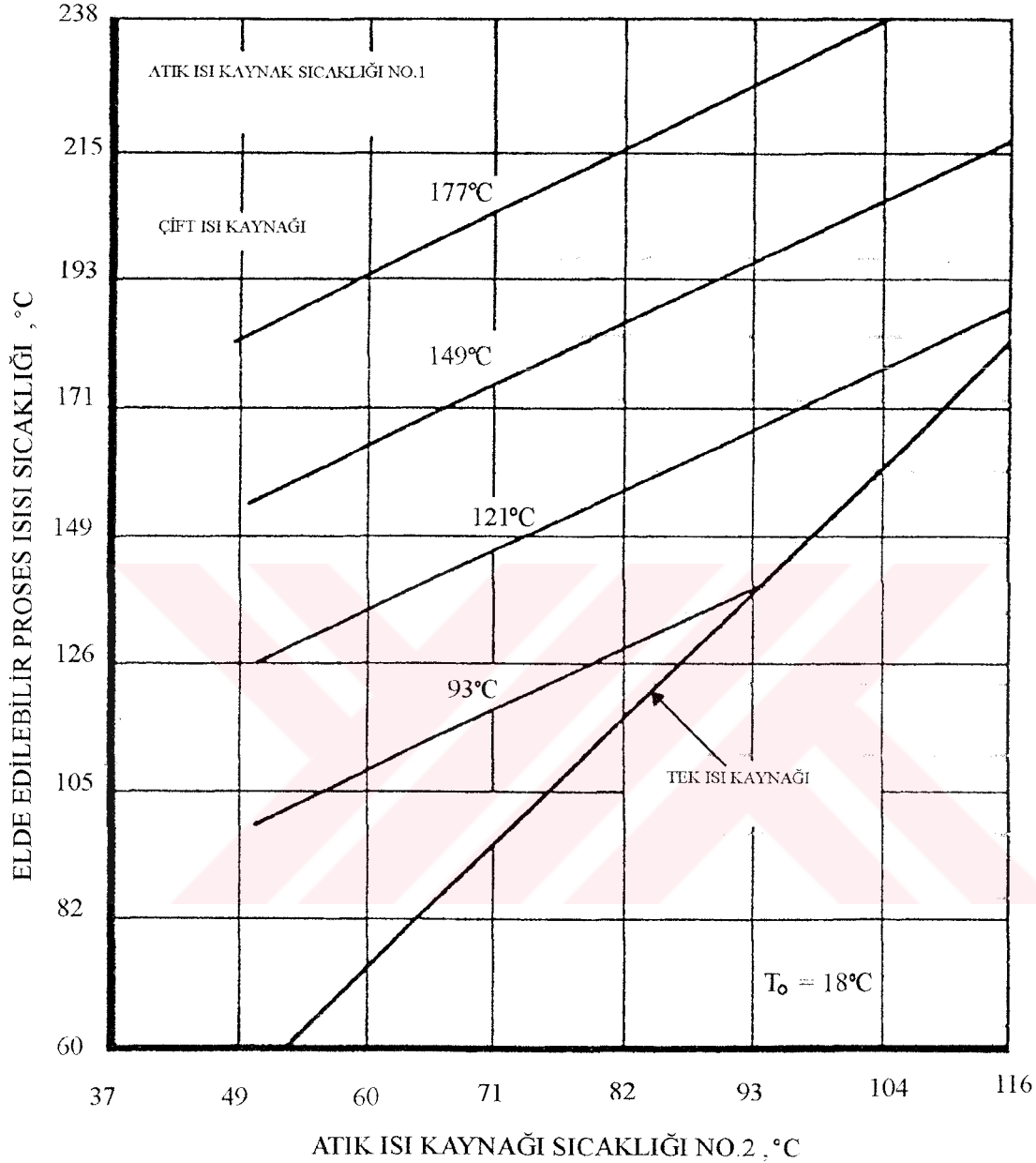
Ayrıştırıcının yoğuşturucuyla ve soğurucunun buharlaştırıcıyla buhar iletişiminde olmalarından dolayı , her bir ikili bileşenin basıncı suyun yoğuşturulduğu veya buharlaştırıldığı sıcaklık tarafından belirlenir. Endüstriyel kimyasal ısı pompası için atık ısının buharlaştırıcıya girdiği sıcaklık , ısının yoğuşturucuda geri alındığı sıcaklıktan daha yüksektir. Bundan dolayı soğurucu ve buharlaştırıcı basıncı  $P_e$  , ayrıştırıcı ve yoğuşturucu basıncı  $P_k$ 'dan daha yüksektir.

Sistem için ısı dengesi ;

$$Q_{giren (asit)} + Q_{giren (buharlaştırıcı)} = Q_{çıkan (asit)} + Q_{çıkan (yoğuşturucu)} \quad (2.1)$$

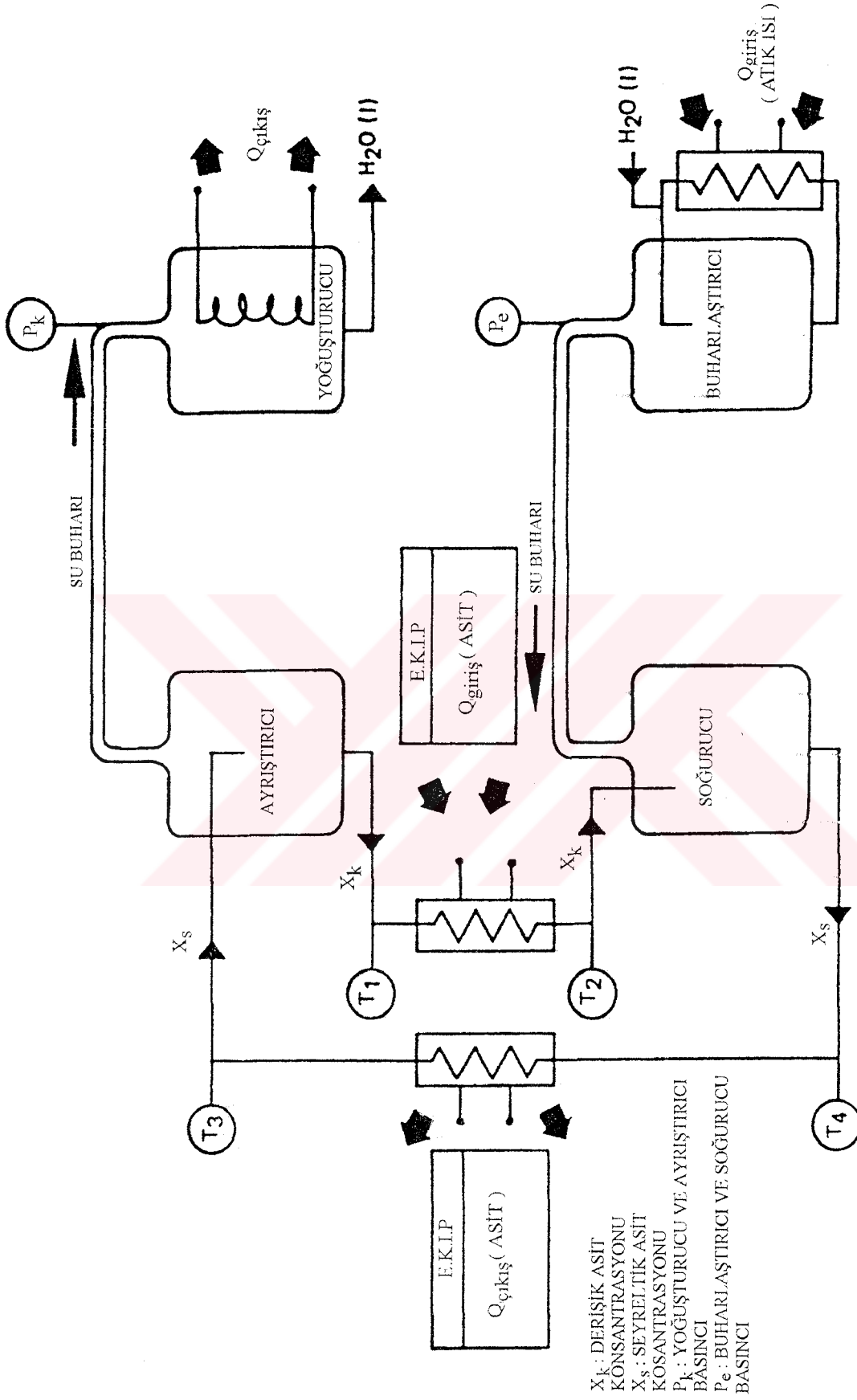
Eşit miktarda suyun buharlaştırıcıda buharlaştırılması ve yoğuşturucuda yoğuşturulmasından dolayı ,  $Q_{giren(buharlaştırıcı)}$  ve  $Q_{çıkan(yoğuşturucu)}$  büyüklük olarak birbirine eşittir. Bundan dolayı da  $Q_{giren (asit)}$  ve  $Q_{çıkan (asit)}$  'de değer olarak birbirine eşittir.

Şekil 2.8'de , suyun yoğuşturucudan çıkışı buharlaştırıcı girişiyle birleştirilmemiştir çünkü genelde su devresi açık bir devredir. Örneğin atmosfer basıncında atık buharı kullanırken buhar , buharlaştırıcıyı by-pass ederek doğrudan soğurucuya yönlendirilir.

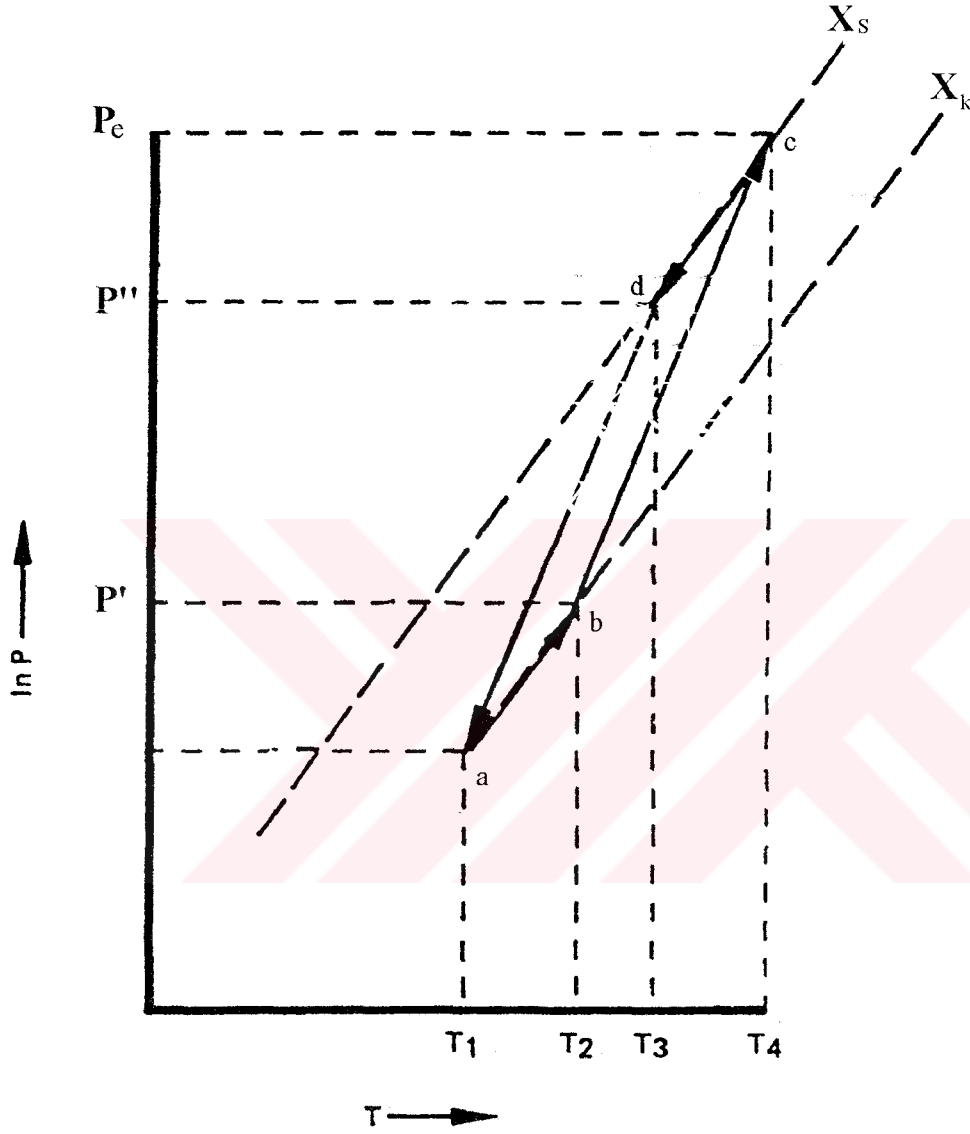


Şekil 2.7 Tek ve çift ısı kaynaklı sistemlerin karşılaştırılması [2]

Su daha sonra yoğuşturucudan pompalanır ve kanalizasyona terk edilir. Endüstriyel kimyasal ısı pompasının çalışmasını anlamak için , P-T , H-X diyagramlarında sistemi incelemek gerekir. Şekil 2.9 , sistemdeki asit konsantrasyonları  $X_s$  : seyreltik asit konsantrasyonu ve  $X_k$  : derişik asit konsantrasyonu'ndaki sıcaklığın fonksiyonu olarak logaritmik asit buhar basıncının gösterildiği bir diyagramdır.  $T_1$ 'den  $T_4$ 'e kadar sıcaklıklar Şekil 2.8'de gösterilen diyagramdaki asit akışı sıcaklıklarını gösterir.  $T_1$ 'den başlayarak , derişik asit yoğuşma basıncı  $P_k$ 'ya eşit buhar basıncına sahiptir.



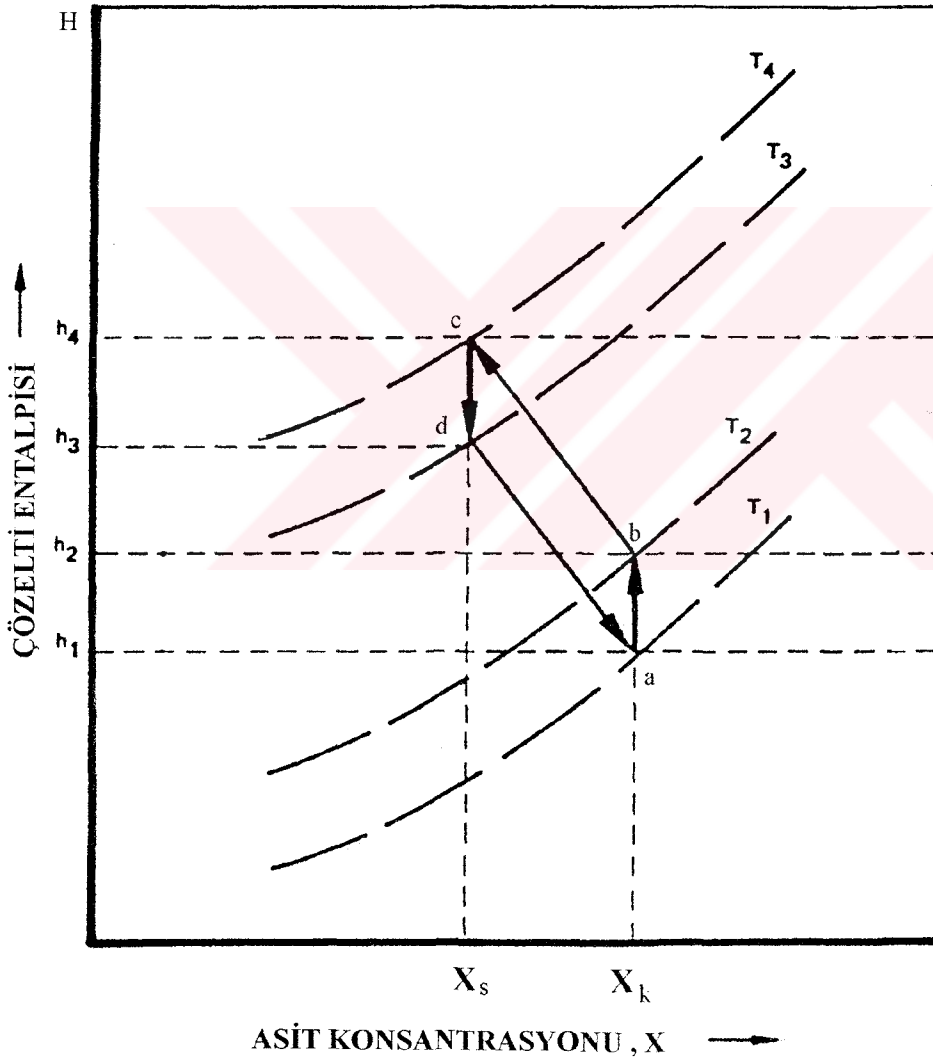
Şekil 2.8 Endüstriyel ısı pompası ısı girişi çıkışı , şematik [1]



Şekil 2.9 Endüstriyel kimyasal ısı pompası çalışması , her iki asit konsantrasyonundaki buhar basıncı – sıcaklık diyagramı [1]

- a-b : ısı değiştirgeci yardımıyla atık ısı kaynağından ısı çekilmesi
- b-c : soğurucuda deşişik aside suyun soğurulması sonucu seyreltik asit elde edilmesi ve sıcaklığın artması
- c-d : ısı değiştirgecinde yüksek sıcaklıkta faydalı ısının alınması
- d-a : ayrıştırıcıda seyreltik asidin tekrar deşişik hale getirilmesi

Isı derişik aside verilir böylece bunun sıcaklığı ve basıncı sırasıyla  $T_2$  ve  $P'$  'ne yükselir. Ayrıştırıcıdaki damıtma işlemi sonunda derişik asit , soğurucudaki istenilen sıcaklık artışını sağlamak için gerekenden daha düşük sıcaklık ve basınçta olduğundan bu enerji girişi gereklidir. Soğurucuda , derişik aside su buharı soğurularak asit konsantrasyonu  $X_s$ 'ye ulaşılana kadar seyreltilir. Soğurucudaki basınç , buharlaştırıcıdaki basınç  $P_e$ 'ye eşittir. Üretilen seyreltik asidin sıcaklığı  $T_4$ ,  $T_2$ 'den daha yüksektir. Isı , eşanjör yardımıyla, seyreltik asitten çekilir , sıcaklığı ve basıncı sırasıyla  $T_3$  ve  $P''$  'ne düşer ve ayrıştırıcıya gönderilir. Burada seyreltik asit , soğurucuda ilave edilen miktardaki suyun ayrıştırıcıda buharlaştırması yoluyla damıtılır ve böylece derişik asit ( $X_k$ ) elde edilir. Son konsantrasyon ayrıştırıcı , yoğuşturucu basıncı  $P_k$ 'yı belirleyen yoğuşturucu sıcaklığı tarafından kontrol edilir.



Şekil 2.10 Entalpi – konsantrasyon diyagramı [1]

Şekil 2.9 sadece asit akışkan akışı içerisindeki enerji dengesini açıklamakta kullanılabilir. Toplam enerji dengesini göstermek için , su ve asidin her ikisinin de entalpilerini içeren H-X diyagramı kullanılmalıdır. Şekil 2.10'da görülen böyle bir diyagram çözeltinin entalpisini asit



konsantrasyonunun fonksiyonu olarak  $T_1$ 'den  $T_4$ 'e kadar olan dört izotermde göstermektedir.  $T_1$ 'den başlayarak , atık ısı kaynağından alınan ısı derişik asit  $X_k$ 'ya aktarılır ve entalpisini ve sıcaklığını sırasıyla  $h_2$  ve  $T_2$ 'ye yükseltir.

Su buharı asit tarafından soğurular , buharlaştırıcıya ısı girişı ile sıcaklık ve entalpi sırasıyla  $T_4$  ve  $h_4$ 'e yükselir. Entalpinin  $h_2$ 'den  $h_4$ 'e değişimi suyun buharlaşma ısını ve seyreltme işlemleri için gerekli ısıyı içerir. Seyreltilmiş asit daha sonra ısını  $T_4$  sıcaklığında endüstriyel sürece verir ve çözeltinin entalpisini ve sıcaklığını  $h_3$  ve  $T_3$ 'e düşer. Seyreltik asit daha sonra , su buharının buharlaştırma yoluyla ayrıştırıldığı , ayrıştırıcıya yönlendirilir. Burada asit derişik hale gelir ve sıcaklığı ve entalpisini  $T_1$  ve  $h_1$ 'e düşer. Şekil 2.9'dan açıkça görüleceği üzere sistemden elde edilen faydalı ısının toplam ısı girişine oranı her zaman 1 'den küçüktür. Genelde , bu oranlar 0.1 – 0.5 civarındadır. İncelemelerde kolaylık sağlaması açısından asit ısı değiştirgeçerindeki , buharlaştırıcıdaki ve yoğuşturucudaki sıcaklık farkları göz önüne alınmamıştır.



### 3. TERMODİNAMİK İNCELEME

Enerjinin daha verimli kullanımı , aynı kalitedeki enerjinin farklı kaynaklardan karşılanması gün geçtikçe daha da önem kazanmaktadır. endüstriyel tesislerden atılan atık ısı gibi kaynaklarla küçük mahallerin ısıtılması ve soğutulması yeterince karşılanabilir. Uygulamadaki diğer bir düşük sıcaklık ısı kaynağı ise güneş enerjisidir. Güneş enerjisinin süreksiz oluşu , kesintisiz enerjiye ihtiyaç duyan sistemlerde depolama sistemlerinin eklenmesini zorunlu kılmaktadır. Burada enerjinin verimli kullanımı ve depolama gereksinimini birlikte incelenmektedir.

Bu gereksinimi karşılamak için uygun cihazlar ise düşük sıcaklıktaki ısı kaynaklarından yaralanan ve enerji depolama yeteneğine sahip ısı pompalarıdır. Gerçekte fikir 1824 yılında Faraday'ın  $NH_3$  ve  $AgCl$  arasındaki reaksiyon sayesinde sıvı amonyağın buharlaştırılması önerisine dayanır. Bir kimyasal ısı pompası prensipte her biri farklı iki sıcaklıkta gerçekleşen farklı iki kimyasal reaksiyondan oluşmuştur. Isı bu iki reaksiyon yardımıyla iletilir.

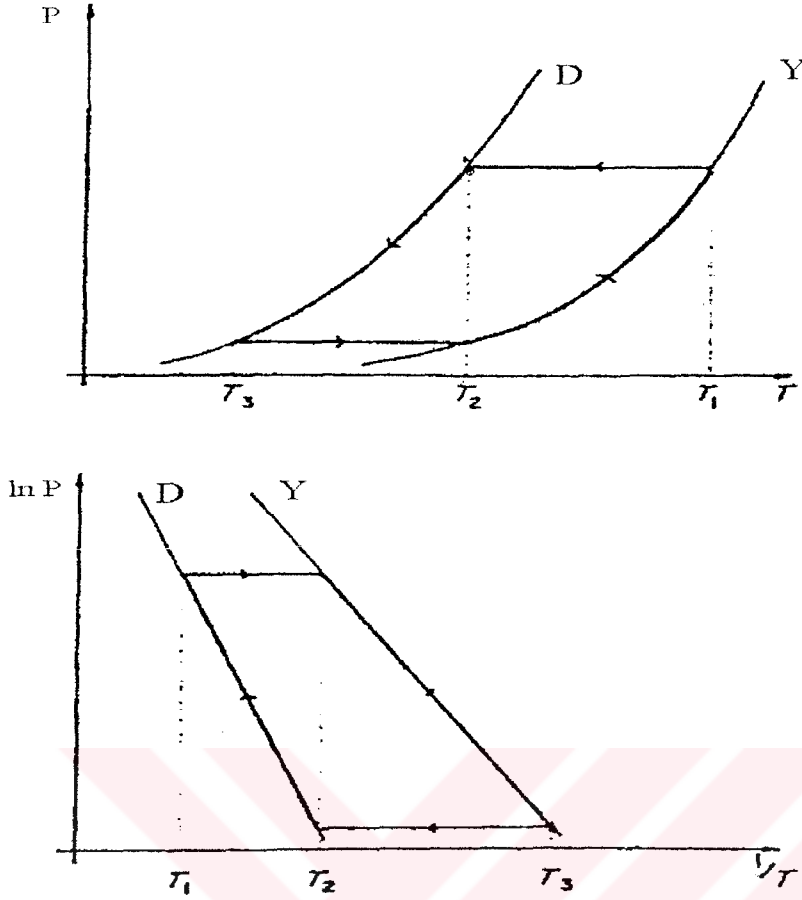
#### 3.1 Kimyasal Isı Pompasının Çalışması

Bir kimyasal ısı pompası biri birine bağlı iki depolama kabından oluşur. Kaplardan birisi uçucu ve uçucu olmayan bileşenler arasında bir sıvı veya katı karışım içerir. İkinci kap uçucu ve uçucu olmayan bileşenler arasında daha zayıf bir karışım içerir. Kimyasal ısı pompasının bütün kimyasal bileşenleri saf fazlar olduğundan , uçucu bileşenin her iki kaptaki buhar basıncı oluşan reaksiyona değil sadece sıcaklığa bağlıdır. Şekil 3.1'de üstteki diyagram , bir kimyasal ısı pompası sisteminde uçucu bileşenin basıncının sıcaklığa bağlı değişimini göstermektedir. Biz uçucu bileşenin buharını ideal gaz olarak ele alırsak aşağıdaki ifade geçerli olacaktır [7].

$$\ln P = - \Delta H/RT + \Delta S/R \quad (3.1)$$

Bu  $\ln P$  ile  $1/T$  arasındaki doğrusal bağıntı Şekil 3.1'de alttaki diyagramda gösterilmiştir.  $\Delta H$  ve  $\Delta S$  buharlaşma reaksiyonu için standart entalpi ve entropi değişimlerini gösterdiğinde düz çizginin eğimi  $\Delta H/R$  ve kesişimi ise  $\Delta S/R$  olacaktır.

Şimdi bir kimyasal ısı pompasının ideal denge koşullarında nasıl çalıştığını inceleyelim. Yeniden oluşum kısmı ısıtma ve soğutma çevriminde aynıdır. Düşük sıcaklık tankındaki sıcaklık  $T_2$  ve yüksek sıcaklık tankındaki sıcaklık  $T_1$ 'dir.



Şekil 3.1 Uçucu bileşenin basıncının kimyasal ısı pompası sisteminde sıcaklığa bağlı değişimi [7]

Isı yüksek sıcaklık tankında , eşanjör yardımıyla , karışıma verilir ve böylece uçucu ve uçucu olmayan bileşenler ayrışır. Ayrışan uçucu bileşen düşük sıcaklık tankına gider ve burada dış ortama ısı vererek tekrar bir karışım oluşturur veya yoğuşur. Gerekli ısının miktarı yüksek sıcaklık tankında meydana gelen reaksiyondaki entalpi değişimine eşittir. Diğer tankta ,  $\Delta H$ 'a eşit miktarda ısı üretilir ve ısıtma için kullanılır veya soğutma amaçlı kullanımda çevreye terk edilir. Yeniden oluşumun tamamlanmasından sonra tanklar soğutulur.

Isıtma amaçlı kullanımda T<sub>3</sub> çevre sıcaklığı ve T<sub>2</sub> ısıtma amacıyla kullanılacak yüksek sıcaklık olarak kabul edilir. Düşük sıcaklık tankındaki T<sub>3</sub> sıcaklığındaki uçucu bileşenin buhar basıncı yüksek sıcaklık tankındaki T<sub>2</sub> sıcaklığındaki uçucu bileşenin buhar basıncından daha yüksektir. Böylece ısı dış ortamdan çevre sıcaklığı T<sub>3</sub>'de alınır ve düşük sıcaklık tankında uçucu ve uçucu olmayan bileşenlerden oluşan karışım ayrışır , yüksek sıcaklık tankında ise bu tanktaki uçucu ve uçucu olmayan bileşenler reaksiyona girer. Bu yüksek sıcaklık tankında bir karışım oluşturulur ve reaksiyon ısı  $\Delta H$  sistemden ortama salıverilir. Isıtma amaçlı kullanımda ısı düşük T<sub>3</sub> sıcaklığındaki ortamdan alınır ve yüksek T<sub>2</sub> sıcaklığında ısıtılacak ortama iletilir.

Soğutma amaçlı kullanımda soğutma için istenilen sıcaklık  $T_3$  ve çevre sıcaklığı  $T_2$  olarak alınır. İşlem yukarıda bahsedildiği gibi gerçekleşir. Bu defa soğutulacak ortamdan düşük sıcaklık tankındaki ayrışma için gerekli  $\Delta H$  alınır. Bu esnada  $\Delta H$  kadar ısı yüksek sıcaklık tankında dış ortama verilir.

Kimyasal ısı pompası iki tank arasına konulan bir valf yardımıyla ayarlanır. Enerji kimyasal olarak depolandığından ayrışma ürünlerinin ayrılması kendiliğinden olur ve sistem sızdırmazdır. Tek ısı kayıp duyulur ısıdan dolayı meydana gelir. Bunlar , ortalama sıcaklık farkları (  $T_1 - T_2$  ) ve (  $T_2 - T_3$  ) , genellikle reaksiyon ısıyla karşılaştırıldığında oldukça küçüktürler. Bir kimyasal ısı pompasının birinci kanun etkinliği ısıtma amaçlı kullanımda 1 'den büyüktür. En önemli problem etkili ısı transferini gerçekleştirmektir. Bu problem özellikle katı – gaz sistemlerinde çözülmesi zordur. Bundan dolayı sıvı – gaz sistemleri tercih edilir. Çizelge 3.1'de çeşitli kimyasal ısı pompası sistemleri ısıtma , havalandırma ve güç üretimi için önerilmiştir.

Çizelge 3.1 Bazı kimyasal ısı pompası sistemleri [7]

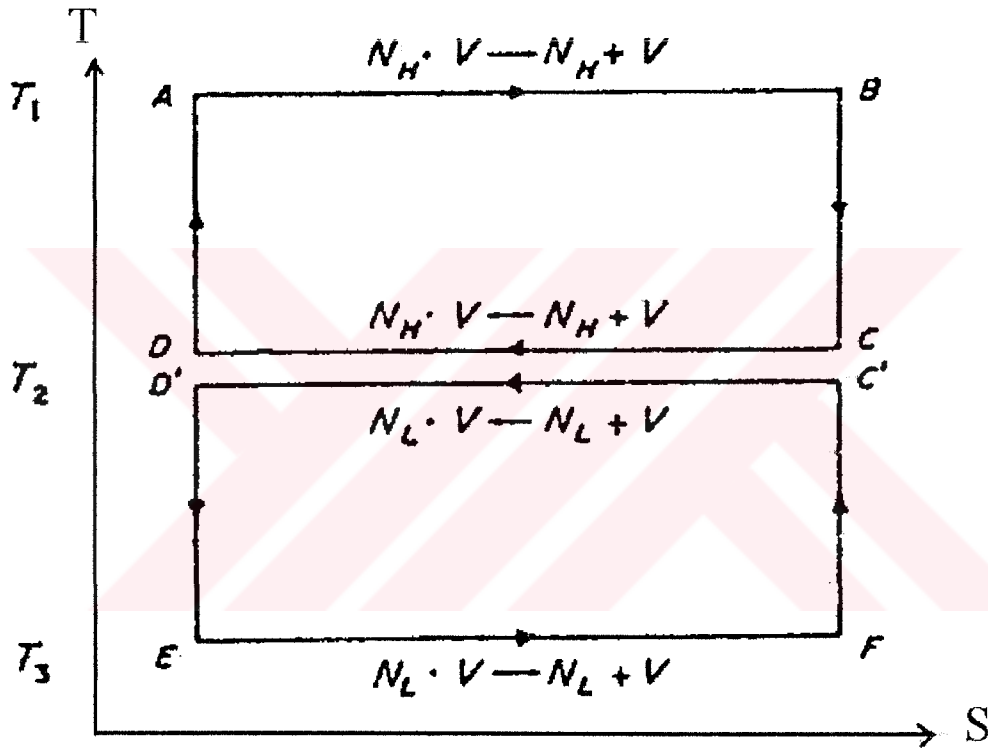
Yüksek sıcaklık çevrimi	Düşük sıcaklık çevrimi	Faydalanma
$\text{Ca(OH)}_{2(k)} \leftrightarrow \text{CaO}_{(k)} + \text{H}_2\text{O}_{(g)}$	$\text{H}_2\text{O}_{(s)} \leftrightarrow \text{H}_2\text{O}_{(g)}$	A,B
$\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{NH}_3(k) \leftrightarrow \text{MgCl}_2 \cdot 2\text{NH}_3(k) + 4\text{NH}_3(g)$	$\text{CaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3(k) \leftrightarrow \text{CaCl}_2 \cdot 4\text{NH}_3(k) + 4\text{NH}_3(g)$	A,B
$\text{CaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3(k) \leftrightarrow \text{CaCl}_2 \cdot 2\text{NH}_3(k) + 6\text{NH}_3(g)$	$\text{NH}_3(s) \leftrightarrow \text{NH}_3(g)$	A
$\text{MgCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}_{(k)} \leftrightarrow \text{MgCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}_{(k)} + 2\text{H}_2\text{O}_{(g)}$	$\text{H}_2\text{O}_{(s)} \leftrightarrow \text{H}_2\text{O}_{(g)}$	A
$\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{CH}_3\text{NH}_2(k) \leftrightarrow \text{CaCl}_2 \cdot 2\text{CH}_3\text{NH}_2(k) + 4\text{CH}_3\text{NH}_2(g)$	$\text{CH}_3\text{NH}_2(s) \leftrightarrow \text{CH}_3\text{NH}_2(g)$	A
Çalışılan çeşitli çevrimler	$\text{CH}_3\text{OH}_{(s)} \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH}_{(g)}$	A

A : Isıtma/soğutma amaçlı kullanım , B : Güç üretimi

Öncelikle burada bahsedilen ısıtıcı ve klimaların çevrimleri LiBr /  $\text{H}_2\text{O}$  ve  $\text{H}_2\text{SO}_4$  /  $\text{H}_2\text{O}$  çevrimlerine benzerdir. Bu sistemler ve kimyasal ısı pompaları arasındaki fark bu sistemlerde buhar basınçlarının konsantrasyonlara bağlı olmasıdır.

### 3.2 Kimyasal Isı Pompasının Termodinamik Analizi

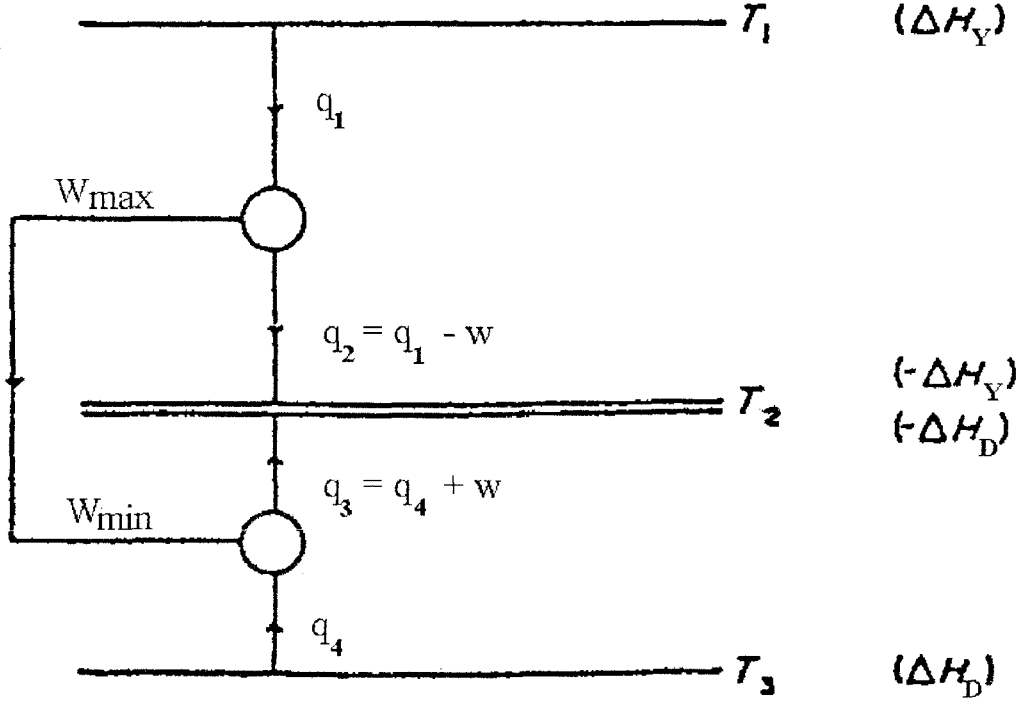
Isı makinesi , ısı pompası ve soğutucu için maksimum etkinlik ifadeleri , tersinir süreçler için türetilen Carnot formülleridir. Carnot incelemesini bir kimyasal ısı pompasına uygulayabilmek için kimyasal ısı pompası çevrimini iki çevrime ayırmak gerekir. Bir yüksek sıcaklık çevrimi ve bir düşük sıcaklık çevrimi. Bu ayırma işlemi Şekil 3.2'de görülmektedir. Üstteki çevrim ısı makinesi ve alttaki çevrim ısı pompası veya soğutucu çevrim olarak düşünülebilir. Bu iki çevrim aynı zamanda meydana gelir.



Şekil 3.2 Kimyasal ısı pompası çevriminin düşük ve yüksek sıcaklık çevrimi olarak iki çevrime ayrılması [7]

Bu nedenle kimyasal ısı pompası sistemi daha doğru bir şekilde kimyasal ısı makinesi tarafından çalıştırılan ısı pompası veya kimyasal ısı makinesi tarafından işletilen soğutucu olarak tanımlanır. Bu tanımlamalara göre şimdi bir kimyasal ısı pompası çevriminin maksimum etkinliğini hesaplayabiliriz. Kolaylık olması bakımından , reaksiyon ısılarının sıcaklıktan bağımsız olduğu kabulünü yapacağız. Sisteme sağlanması gereken duyulur ısı ve sistemden alınan ısı biri birine eşittir ve bundan dolayı incelemelerde hesaba katılmaz.

Isıtma amaçlı kullanım için Carnot incelemesi Şekil 3.3 'de gösterilmiştir. Isı makinesi çevriminin maksimum etkinliği aşağıdaki gibidir [7].



Şekil 3.3 Kimyasal ısı pompası ısıtma türü kullanımı [7]

$$\eta_{\text{ısı makinesi}} = W / Q_1 = (T_1 - T_2) / T_1 \quad (3.2)$$

ve ısı pompası çevrimi için

$$\eta_{\text{ısı pompası}} = Q_3 / W = T_2 / (T_2 - T_3) \quad (3.3)$$

Isıtma türü kullanımında toplam etkinlik ısıtma için sağlanan ısı ( $Q_2 + Q_3$ ) ve yeniden oluşum için sağlanan ısı  $Q_1$  arasındaki orandır [7].

$$\begin{aligned} \eta_{\text{maksimum ısıtma}} &= (Q_2 + Q_3) / Q_1 = Q_2 / Q_1 + \eta_{\text{ısı pompası}} \cdot \eta_{\text{ısı makinesi}} \\ &= (T_2 / T_1) (T_1 - T_3) / (T_2 - T_3) \end{aligned} \quad (3.4)$$

$T_3$  çevre sıcaklığı alındığında, etkinlik  $T_1$  'in artmasıyla ve  $T_2$  'nin azalmasıyla artar. Soğutma amaçlı kullanımda da işlemler benzerdir. Soğutma için maksimum etkinlik soğutma çevriminde ortamdan alınan ısıyla Carnot çevrimine sağlanan iş arasındaki orandır [7].

$$\eta_{\text{soğutma}} = Q_4 / W = T_3 / (T_2 - T_3) \quad (3.5)$$

Kimyasal ısı pompasının soğutma amaçlı kullanım için şu şekilde ifade edilir [7].

$$\eta_{\text{maksimum soğutma}} = \eta_{\text{ısı makinesi}} \cdot \eta_{\text{soğutucu}} = (T_3 / T_1) (T_1 - T_2) / (T_2 - T_3) \quad (3.6)$$

$T_2$  çevre sıcaklığı olarak alındığında etkinlik  $T_2$  ve  $T_3$  'ün artmasıyla artar.

Şekil 3.3'de gösterildiği gibi bir kimyasal ısı pompasının gerçek etkinliği şöyle tanımlanır [7].

$$\eta_{KIP \text{ ısıtma}} = - (\Delta H_Y + \Delta H_D) / - \Delta H_Y \quad (3.7)$$

$$\eta_{KIP \text{ soğutma}} = - \Delta H_D / - \Delta H_Y \quad (3.8)$$

Buradan görüleceği üzere etkinlik yüksek ve düşük sıcaklık çevrimlerindeki entalpi değişimlerine bağlıdır.

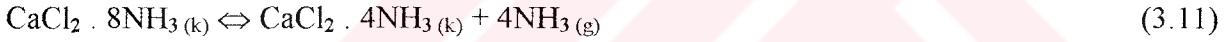
Maksimum etkinlikleri gerçek etkinliklerle karşılaştırarak biz amaçlanan bir kimyasal ısı pompası sisteminin ikinci kanun etkinliğini tespit edebiliriz.  $T_1$ ,  $T_2$  ve  $T_3$  verilen sıcaklık şartlarında en büyük etkinlik, kimyasal reaksiyonlar kimyasal ısı pompasının tersinir çalışabileceği gibi seçildiğinde elde edilebilir. Aşağıdaki reaksiyonlar buna örnek gösterilebilir [7].

$$\ln P_Y (T_1) = \ln P_D (T_2) \quad (3.9)$$

$$\ln P_Y (T_2) = \ln P_D (T_3) \quad (3.10)$$

### 3.3 $\text{CaCl}_2 \cdot \text{NH}_3$ Kimyasal Isı Pompası Sistemi

Aşağıdaki çevrimde ısıtma, soğutma ve ısı makinesi olarak faydalanılan ısı pompası incelenmektedir.



$\text{CaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3/4\text{NH}_3$  karışımı üzerindeki  $\text{NH}_3$  'ün buhar basıncı aşağıdaki eşitlik yardımıyla tanımlanabilir [7];

$$\ln P = - 4950/T + 16.2 \quad (3.12)$$

Bu reaksiyon için  $\Delta H = 41.2 \text{ kJ/mol}$  ( $\text{NH}_3$ ) ve  $\Delta S = 135 \text{ J/mol K}$  entalpi ve entropi değişimlerini verir. Sıvı amonyakın buhar basıncı ;

$$\ln P = - 2770/T + 11.6 \quad (3.13)$$

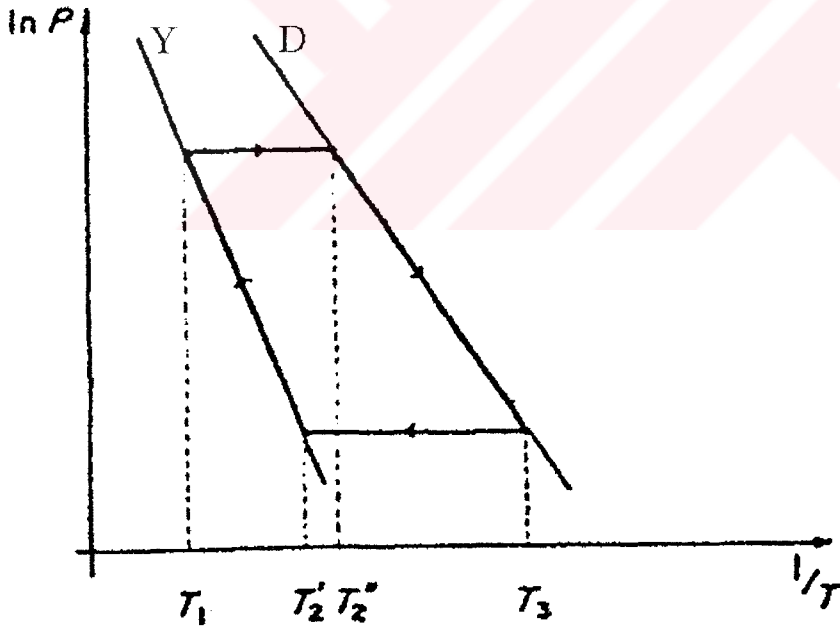
olarak tanımlanır ve  $\Delta H = 23.0 \text{ kJ/mol}$  ve  $\Delta S = 96 \text{ J/mol K}$  verir. Böylece  $\text{CaCl}_2 \cdot \text{NH}_3$  kimyasal ısı pompasının birinci kanun etkinliği [7];

$$\eta_{I \text{ ısıtma}} = (41.2 + 23.0) / 41.2 = 1.56 \quad (3.14)$$

olarak elde edilir. Eğer kimyasal ısı pompası düzlemsel güneş kolektöründe toplanan enerjiyle çalıştırılıyorsa, biz yeniden oluşum sıcaklığımızı  $95 \text{ }^\circ\text{C}$  alabiliriz. Uygulanabilir en düşük ısıtma sıcaklığı  $35 \text{ }^\circ\text{C}$  olarak kabul edilir. İki farklı çevre sıcaklığından bahsedebiliriz :  $0 \text{ }^\circ\text{C}$  ılık iklimlerdeki genel kış hava sıcaklığı ve  $-20 \text{ }^\circ\text{C}$  soğuk iklimler için genel kış hava sıcaklığı.

Bu şartlar altında elde edilebilecek maksimum etkinlikler sırasıyla ılık iklimler için 2.27 ve soğuk iklimler için 1.75'dir. Buradan ,  $\text{CaCl}_2 \cdot \text{NH}_3$  kimyasal ısı pompası için ikinci kanun etkinliği ılık iklim için %69 ve soğuk iklim için %89'dur. Yukarıdaki eşitlikler yardımıyla biz  $\text{CaCl}_2 \cdot \text{NH}_3$  kimyasal ısı pompasının tersinir olarak hangi koşullar altında çalıştığını tespit edebiliriz. Buradan  $T_1 = 368.1 \text{ K}$  için  $T_2 = 313.1 \text{ K}$  ve  $T_3 = 247.1 \text{ K}$  değerleri bulunur. Bu sıcaklık değerleri için ikinci kanun etkinliği %100'dür.  $\text{CaCl}_2 \cdot \text{NH}_3$  kimyasal ısı pompasının çalışabileceği en düşük çevre sıcaklığı  $-25 \text{ }^\circ\text{C}$ 'dir. Azalan ısı ( birinci kanun ) etkinlik daha düşük yeniden oluşum sıcaklığı gerektirdiğinden bu fark güneş kollektörü etkinliğindeki artışla dengelenir.

Yukarıdaki hesaplamalar göstermektedir ki ılık iklimlerde işlevini yerine getiren ve  $95 \text{ }^\circ\text{C}$  sıcaklıkta yeniden oluşumu gerçekleştirebilen daha iyi bir kimyasal ısı pompası yapmak mümkündür. Diğer yandan , soğuk bir iklimde ikinci kanun etkinliği yeniden oluşum sıcaklığının artırılmasıyla veya düşük sıcaklık tankının ya yeraltına yada su altına yerleştirilmesi ile  $T_3$  sıcaklığının artırılmasıyla artar. Bir başka çözüm ise bu sıcaklıklarda çalışan farklı bir kimyasal ısı pompası seçmektir.



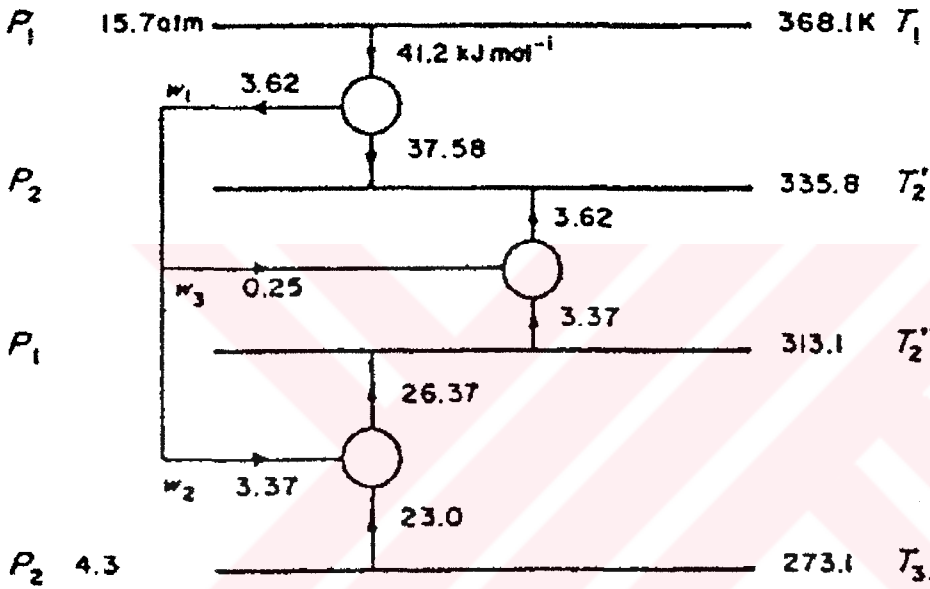
Şekil 3.4 Çevre sıcaklığı  $273.1 \text{ K}$  olan ısı pompası çevrimi [7]

Çevre sıcaklığı  $T_3 = 273.1 \text{ K}$  olduğu zaman  $\text{CaCl}_2 \cdot \text{NH}_3$  kimyasal ısı pompası aşağıdaki şekilde çalışır. Yeniden oluşumda ,  $\text{CaCl}_2 \cdot 8\text{NH}_3 / 4\text{NH}_3$  'ün üzerindeki buhar basıncı düşük sıcaklık tankında sıcaklığın  $T_2'' = 313.1 \text{ K}$ 'e çıkmasını sağlar. Isıtma sırasında  $T_3 = 273.1 \text{ K}$ 'deki  $\text{NH}_3$ 'ün buhar basıncı yüksek sıcaklık tankında  $T_2' = 335.1 \text{ K}$ 'e yükselir. Böyle bir evrim Şekil 3.4'de görülmektedir. Anlaşılacağı üzere ısıtma amacıyla kullanımda ısı  $T_2'$  ve



$T_2''$  gibi iki farklı sıcaklıkta dışarı atılır. Şekil 3.5’de görülen Carnot çevrimi bu durumda daha karmaşıktır. İkinci kanun etkinliği ve maksimum etkinlik , yeniden oluşum sıcaklığı  $T_1$  , çevre sıcaklığı  $T_3$  ve en düşük ısıtma sıcaklığı  $T_2$  tarafından tespit edildiğinden , değişmez.

Carnot formüllerinden hesaplanan ve Şekil 3.5’de gösterilen iş değerlerinin yorumlanması önemlidir.  $W_1$  , ısı çevriminden elde edilen iş , bir mol gazın  $T_2'$  sıcaklığında  $P_1$ 'den  $P_2$ 'ye genişlemesi sonucu üretilen işe eşittir.  $W_2$  , soğutucu çevrimde gereken iş ,  $T_2''$  sıcaklığında gazın  $P_2$ 'den  $P_1$ 'e sıkıştırılması için gereken işe eşittir. Son olarak  $W_3$  , soğutucu gazın  $P_1$  sabit basıncında  $T_2'$  ,  $T_2''$  arasında soğutulması ve  $P_2$  sabit basıncında  $T_2'$  ,  $T_2''$  arasında ısıtılmasındaki toplam Gibbs serbest enerji değişimine eşittir.



Şekil 3.5 Çevre sıcaklığı 273.1 K olması durumunda Carnot çevrimi [7]

Klima amaçlı kullanımda  $\text{CaCl}_2 \cdot \text{NH}_3$  kimyasal ısı pompasının ikinci kanun etkinliği şu şekilde hesaplanabilir.  $T_1 = 368.1$  K ve kimyasal ısı pompasının ısıyı iletmesi gereken çevre sıcaklığı  $35^\circ\text{C}$  ( $T_2=308.1$  K) kabul edilir. Buharlaştırıcıdaki  $\text{NH}_3$ 'ün sıcaklığı  $5^\circ\text{C}$  ( $T_3=278.1$  K) olarak seçilir. Sistemin birinci kanun etkinliği [7];

$$\eta_{\text{I soğutma}} = 23.0/41.2 = 0.56 \quad (3.15)$$

bulunur. Maksimum ikinci kanun etkinliği yukarıdaki sıcaklıklar için hesaplanırsa ;

$$\eta_{\text{II soğutma}} = 1.51 \quad (3.16)$$

bulunur.  $\text{CaCl}_2 \cdot \text{NH}_3$  kimyasal ısı pompası ev ve ticari soğutucu birimlerinde de kullanılabilir.  $-20^\circ\text{C}$  ( $T_3 = 253.1$  K) soğutma sıcaklığı için ikinci kanun etkinliği %75'e yükselecektir.

### 3.4 Sonuç

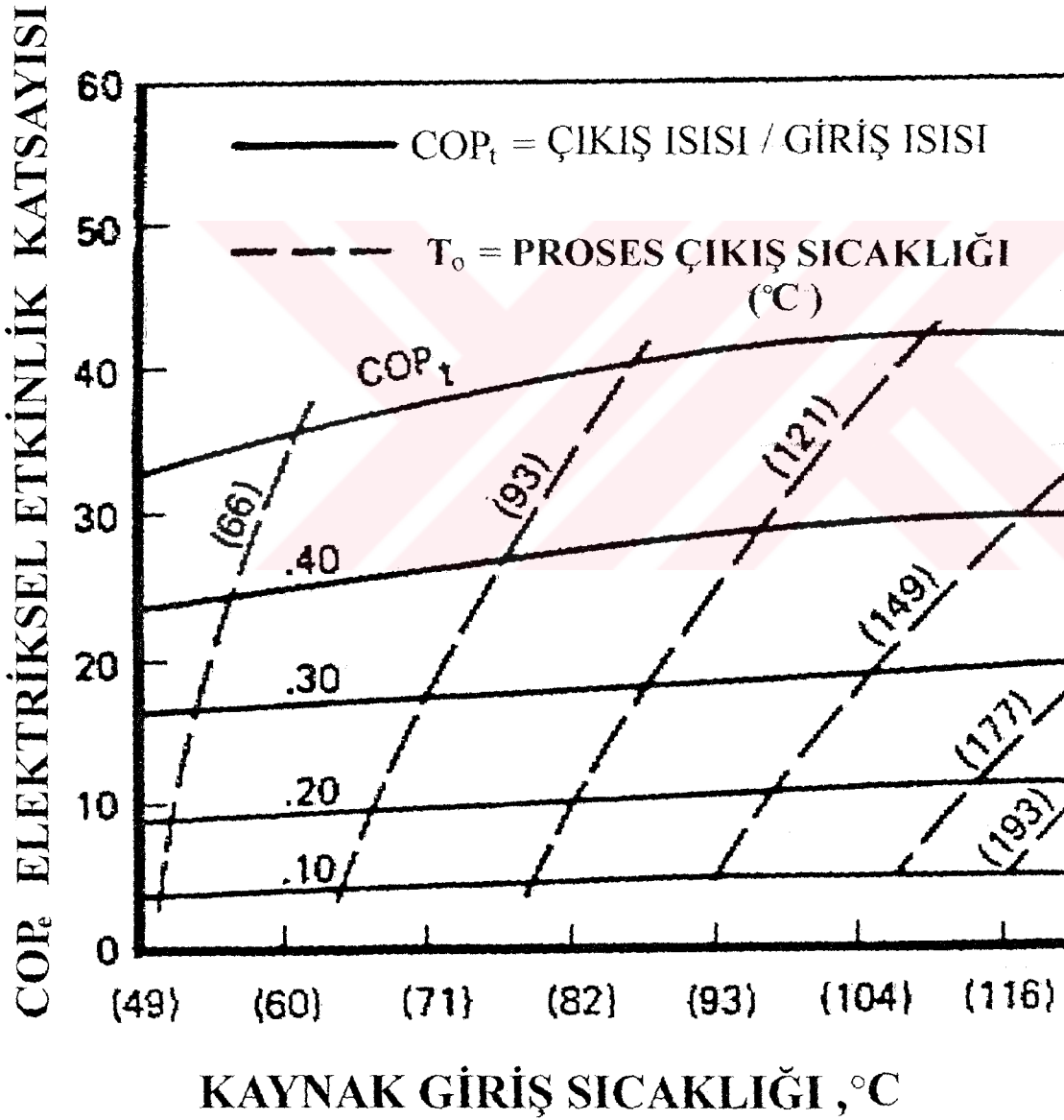
Gaz bileşenlerin kütle transferinin gerçekleşmesi için bir basınç farkının bulunması zorunlu olduğundan gerçek kimyasal ısı pompası tamamen tersinir olamaz. Ayrıca , kimyasal reaksiyonlar çok yüksek ikinci kanun etkinliği , örneğin ısıtma için %80 – 85 , sağlayacak şekilde seçilmelidir. Buradan anlaşılacağı gibi farklı ihtiyaçlar ve farklı iklimler için farklı kimyasal reaksiyonlar kullanılmalıdır. Daha yüksek etkinliğe sahip sistemler kullanmakla hem işletme maliyeti azalır hem de güneş enerjisi kullanan bir sistemde kollektör alanında ve dolayısıyla yatırım maliyetinde bir azalma olur.



#### 4. ENDÜSTRİYEL KİMYASAL ISI POMPASI PERFORMANSI

Endüstriyel kimyasal ısı pompalarında kullanılabilir pek çok atık ısı kaynağı vardır. Basit olması dolayısıyla , pişirme suyu yada soğutma suyu gibi atık ısılarından doğrudan yararlanmak mümkündür. Atık ısının bir kısmı asit akışına , geri kalan kısmı da buharlaştırıcıdaki suyun buharlaştırılması için kullanılır. Isı seyreltik asitten alınır ve 65 °C – 190 °C'ta kullanıma sunulur. Atık ısı ise sisteme sırasıyla 55 °C ve 120 °C'ta girer. Su buharı soğutma suyu yardımıyla 5 °C – 15 °C değerleri arasında yoğuşturucuda yoğuşturulur.

Endüstriyel kimyasal ısı pompalarının performansı daha çok elektriksel performans katsayısı  $COP_e$  ile tanımlanır.



Şekil 4.1 Kimyasal ısı pompası performansı [1]

Cihazı çalıştırmak için gereken iş 1/3 elektrik enerjisi dönüşüm faktörü kullanılmadan doğrudan ısıl birimlere dönüştürülür. Bu nedenle  $COP_e$  aşağıdaki gibi ifade edilir[1];

$$COP_e = \frac{Q_{\text{çıkış}}}{W_{\text{elektrik}}} \quad (4.1)$$

Burada ;

$Q_{\text{çıkış}}$  = elde edilen faydalı ısı miktarı , W

$W_{\text{elektrik}}$  = suyu ve asidi endüstriyel kimyasal ısı pompası ve ısı değiştirgeçleri boyunca pompalamak için gereken elektriksel güç , W

Diğer bir parametre ise sistemden elde edilen faydalı ısının sisteme giren toplam atık ısıya oranı  $COP_t$ 'dir[1].

$$COP_t = \frac{Q_{\text{çıkış}}}{Q_{\text{giriş}}} \quad (4.2)$$

Burada ;

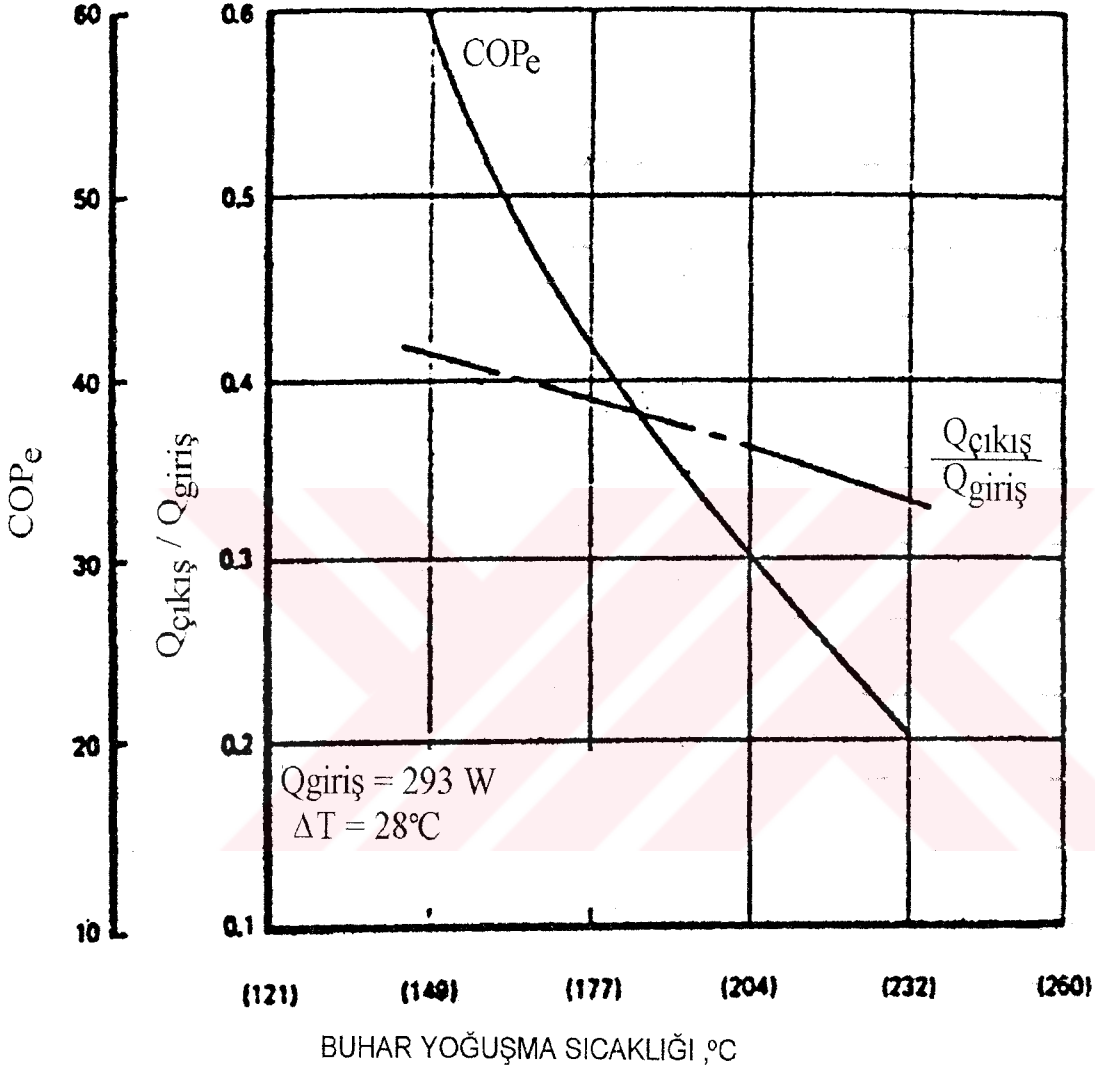
$Q_{\text{giriş}}$  = atık ısı akımı tarafından ( asit + soğurucu ) sisteme sağlanan ısı miktarı , W

Bu oranı bildiğimiz takdirde , atık ısıdan ne kadar faydalanabileceğimizi tespit edebilir ve bu ısının ihtiyaçları karşılamada yeterli olup olmayacağı hakkında bir fikir yürütebiliriz.

Endüstriyel kimyasal ısı pompaları özel uygulamalar için optimize edilebilirler. Atık ısı kaynağının fonksiyonu olarak hesaplanmış  $COP_e$  değerleri , çeşitli  $COP_t$  oranları için Şekil 4.1'de gösterilmiştir. Bu hesaplamalarda , yoğunlaştırucu giriş sıcaklığı 10 °C ve endüstriyel süreç suyu sıcaklığındaki artış 11 °C kabul edilmiştir. Ayrıca kesik çizgili gösterim , elde edilebilecek maksimum sıcaklığı göstermektedir. Atık ısı kaynağı sıcaklığı arttıkça  $COP_e$ 'de artar. Elde edilen faydalı ısının , sisteme sağlanan atık ısıya oranı 0.1 – 0.5 arasında değişmektedir. Bundan dolayı atık ısı miktarı endüstriyel sürecin ihtiyaçlarından iki ile on kat daha fazla olmalıdır. Burada dikkat edilmesi gereken bir diğer husus atık ısının sıcaklığının 116 °C'a çıkmasıyla 193 °C gibi yüksek bir sıcaklık elde etmek mümkündür. Ancak bu  $COP_e$  'nin ve  $COP_t$  oranının önemli ölçüde düşmesine neden olmaktadır.

Buhar yoğunlaşma sıcaklığı 150 °C , 195 °C ve 230 °C için yapılan incelemenin sonucu Şekil 4.2'de görülmektedir.  $COP_e$  ve  $COP_t$ , buhar yoğunlaşma sıcaklığının bir fonksiyonu olarak

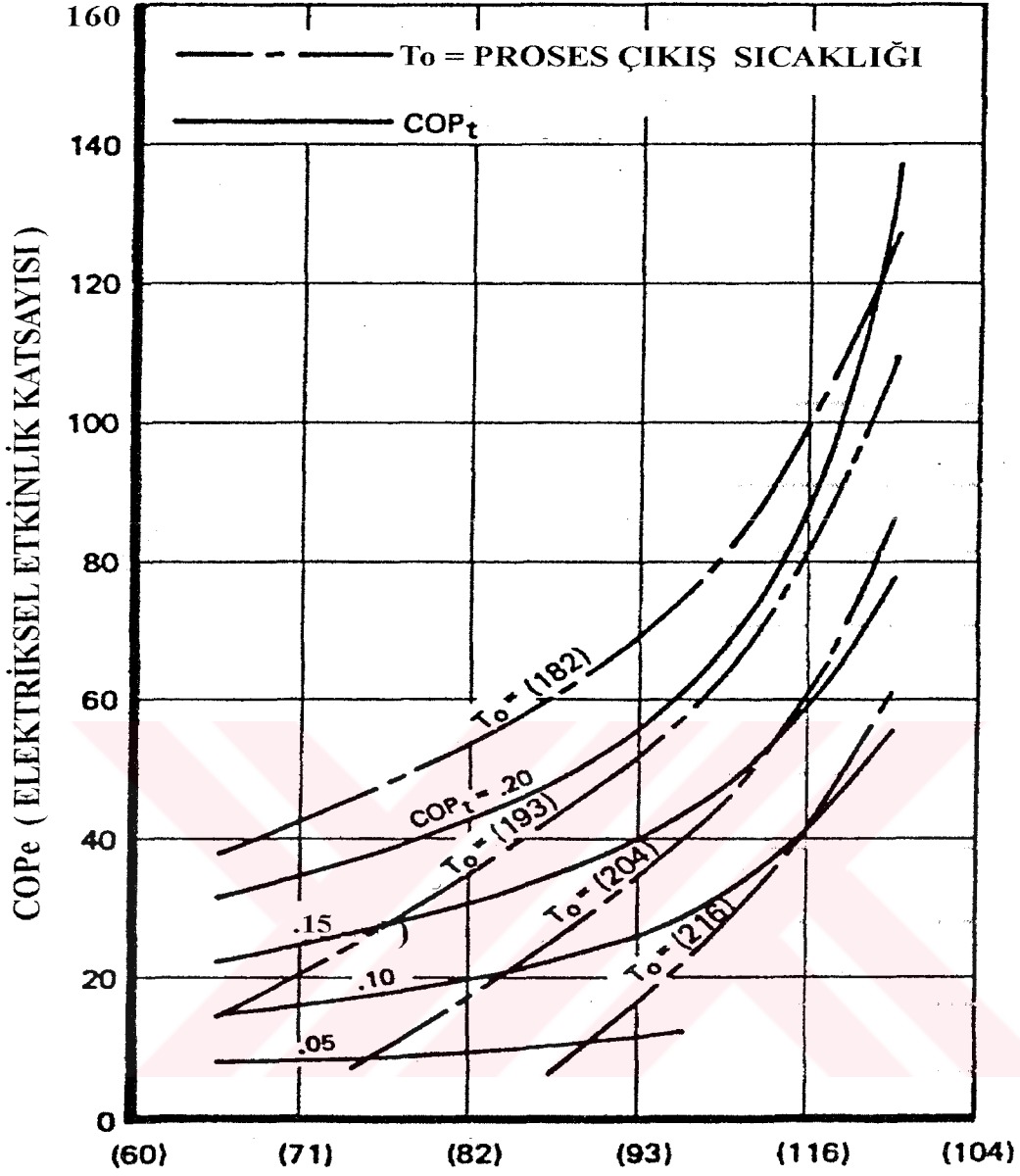
gösterilmiştir. Sonuçlar göstermektedir ki  $COP_t$  değerleri ısı geri kazanımı için uygundur. Endüstriyel tesislerde çeşitli buhar kaynakları ve farklı buhar kaynağı sıcaklıkları vardır. Sıcaklık değişimlerinin etkisi sistem üzerinde incelenmiş ve gerekli asit konsantrasyonun ( $X_k$  ve  $X_s$ ) sistemin işletme sıcaklığının artması ile görünür bir şekilde değişmediği tespit edilmiştir.



Şekil 4.2  $COP_e$  ve  $COP_t$ 'nin buhar yoğuşma sıcaklığının bir fonksiyonu olarak gösterimi [1]

Buna rağmen  $COP_e$ , Şekil 4.2'de görüldüğü gibi oldukça değişmektedir ve sistem uygulamaları üzerinde akışkan özelliklerine göre daha fazla sınırlayıcı etkiye sahiptir.

Şekil 4.3 ise iki ısı kaynağı kullanan bir kimyasal ısı pompasının performansını göstermektedir. Buradan da görüleceği gibi elde edilebilir sıcaklıklar tek kaynak kullanan sisteme göre daha yüksektir.



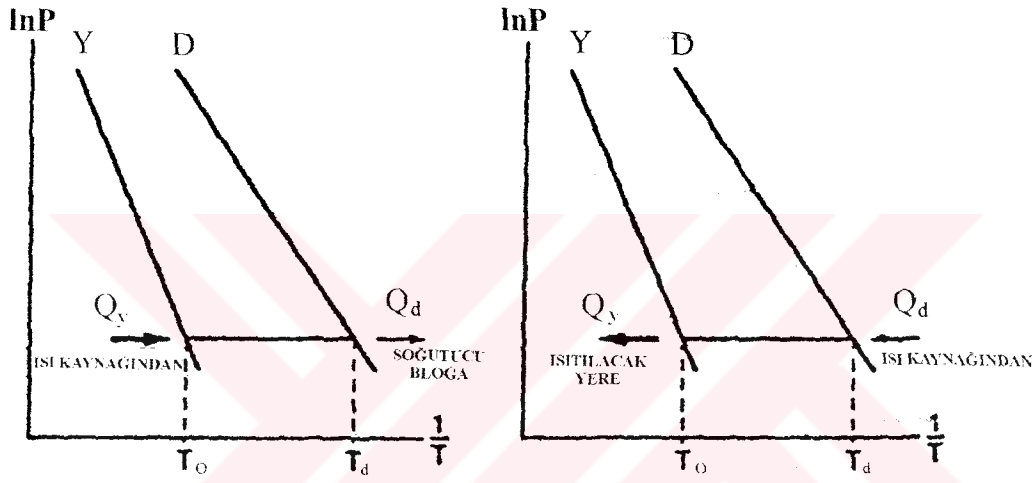
### EVAPORATÖR KAYNAK GİRİŞ SICAKLIĞI, C

Şekil 4.3 İki ısı kaynaklı ısı pompasının performansı [1]  
 Ayrıştırıcı ısı değiştirgeci giriş sıcaklığı 177 °C  
 Yoğuşma sıcaklığı 35 °C

## 5. KİMYASAL ISI POMPASI KONFIGÜRASYONLARININ ISIL ETKİNLİKLERİ

### 5.1 Absorpsiyon Depolama

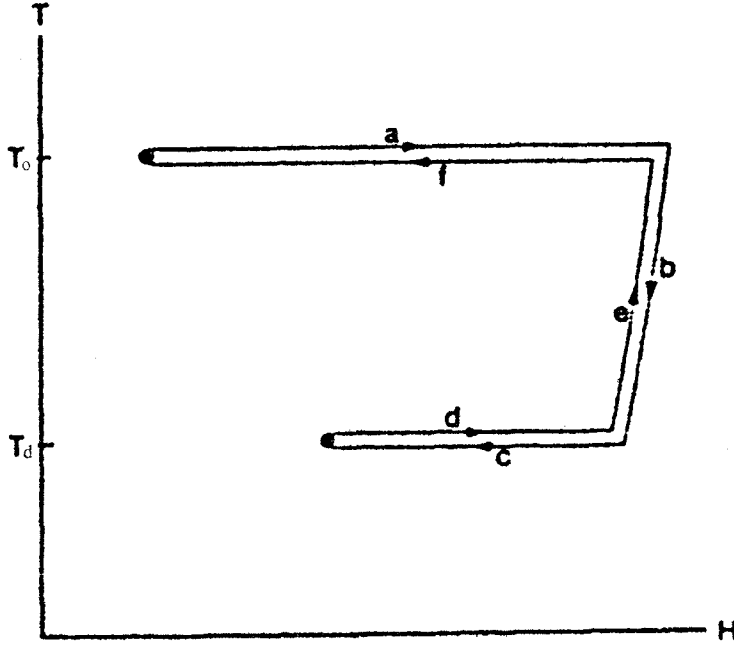
Şekil 5.1'de absorpsiyon depolamadaki soğurma işlemi görülmektedir. İşlem iki farklı sıcaklık seviyesindeki tanklar arasında meydana gelir. Şarj boyunca ısı, sıcak kaynaktan karışımın ayrıştığı sıcaklıkta ( $T_o$ ), yüksek sıcaklık tankına aktarılır. Burada sıcaklık artar ve iş yapan akışkan düşük sıcaklık tankına gider ve burada yoğunlaştırılır.



Şekil 5.1 Enerji depolaması için çift sıcaklık sistemi [6]

Yoğuşma ısı  $T_d$  sıcaklığındaki soğutucu bloğa aktarılır. Isıtma boyunca, iş yapan akışkanın buharlaşması için gereken ısı düşük sıcaklık kaynağı  $T_d$ 'den çekilir ve yüksek sıcaklık tankındaki reaksiyon entalpisi ısıtmada kullanılır. Soğutma istendiğinde ise,  $T_d$  sıcaklığında soğutulacak ortamdaki çekilen ısı  $T_o$  sıcaklığındaki soğutucu bloğa aktarılır.

İş yapan akışkan sistemde sabit basınçta  $T_o$  ve  $T_d$  sıcaklıkları arasında sürekli damıtılır (Şekil 5.2). İş yapan akışkanın yoğunlaşması, buharlaşması ve karışımın birleşmesi, ayrışması özel varsayımlar altında tersinir olarak meydana gelir. Diğer yandan, tankların sabit sıcaklıklarıyla gazın değişen sıcaklıkları arasındaki farktan dolayı iş yapan akışkanın ısıtılması ve soğutulması tersinmez olarak meydana gelir. Bu tersinmezlik absorpsiyon süreçleri için olağan bir şeydir ve entropi artışına neden olur.



Şekil 5.2 Absorbsiyon depolama işleminde iş yapan akışkanın izlediği yol [6]

- a- karışımın ayrışması ,  $|\Delta H_o^Y|$  ısı kaynağından sağlanır
- b- gaz halindeki iş yapan akışkanın soğutulması , duyulur ısı  $C_p^{-g}(T_o-T_d)$  bırakılır
- c- iş yapan akışkanın yoğuşması ,  $|\Delta H_d^D|$  soğutucu bloğuna aktarılır
- d- iş yapan akışkanın buharlaşması ,  $|\Delta H_o^D|$  düşük sıcaklık ısı kaynağından veya soğutulacak yerden alınır
- e- gaz halindeki iş yapan akışkanın ısıtılması ,  $C_p^{-g}(T_o-T_d)$  sağlanır
- f- karışımın oluşumu ,  $|\Delta H_o^Y|$  bırakılır

Bir çevrim boyunca iş yapan akışkanın tersinmez ısıtılması ve soğutulmasından dolayı entropi değişimi [6];

$$\Delta S = \frac{C_p^{-g}(T_o - T_d)}{T_d} - \frac{C_p^{-g}(T_o - T_d)}{T_o} \text{ 'dir.} \quad (5.1)$$

Burada  $C_p^{-g}$  ,  $T_o$  ve  $T_d$  sıcaklıkları arasında iş yapan akışkanın ortalama özgül ısıdır. Formüldeki ilk terim , sabit  $T_d$  sıcaklığında iki tank arasında  $T_o$ 'dan  $T_d$ 'ye soğutulan iş yapan akışkandan alınan duyulur ısıdan dolayı meydana gelen entropi değişimini gösterir. İkinci terim , iş yapan akışkanın ısıtılması için , sabit  $T_o$  sıcaklığında sisteme verilen ısıdan dolayı meydana gelen entropi değişimini gösterir. Isıtma ve soğutma amaçlı kullanımlardaki ısı etkinlikleri ise şöyle tanımlanabilir [6].

$$\eta_{\text{ısıtma}} = \frac{\text{Isıtmada yararlanılan ısı}}{\text{Yeniden oluşum için verilen ısı}} \quad (5.2)$$



Soğutulan mekandan alınan ısı

$$\eta_{\text{soğutma}} = \frac{\text{Soğutulan mekandan alınan ısı}}{\text{Yeniden oluşum için verilen ısı}} \quad (5.3)$$

İş yapan akışkanın izlediği yolu gösteren şekil yardımıyla şu eşitlikler bulunur [6];

$$\eta_{\text{ısıtma}} = \frac{|\Delta H_o^Y| - C_P^{-g}(T_o - T_d)}{|\Delta H_o^Y|} \quad (5.4)$$

$$\eta_{\text{soğ}} = \frac{|\Delta H_d^D|}{|\Delta H_o^Y|} \quad (5.5)$$

Burada üst indis düşük veya yüksek sıcaklık tankını ve alt indis ise sıcaklık seviyesini gösterir. Örneğin  $\Delta H_o^Y$  yüksek sıcaklık tankında,  $T_o$  sıcaklığındaki reaksiyon entalpisidir.

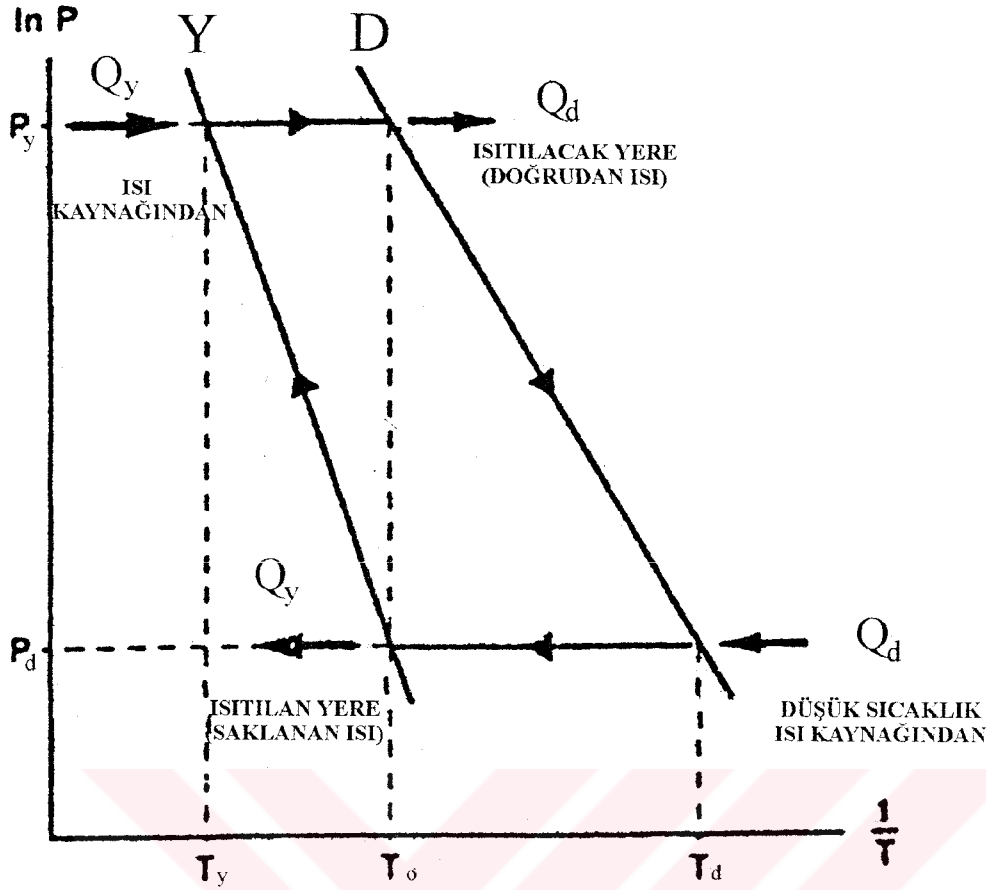
İş yapan akışkanın ısıtılması ve soğutulması, eğer birbirine bağlı iki makine biri birine ters yönde çalıştırılırsa teorik olarak tersinir olarak gerçekleştirilebilir. Ne var ki bu işlem sadece bu şartlar altında geçerlidir.

## 5.2 Absorpsiyon Isı Pompası

Absorpsiyon ısı pompası Şekil 5.3'de görüldüğü gibi ideal olarak üç sıcaklık seviyesi arasında çalışır. Yeniden oluşum sırasında karışımın ayrışması için gerekli ısı  $T_y$  sıcaklığındaki yüksek sıcaklık ısı kaynağından alınır. İş yapan akışkan düşük sıcaklık tankına gider, burada  $T_o$  sıcaklığındaki yoğuşma ısı alınır. Sistemde iş elde edilirken,  $T_d$  sıcaklığındaki düşük sıcaklık ısı kaynağından ısı alınır ve karışımın oluştuğu  $T_o$  sıcaklığındaki reaksiyon entalpisinden faydalanılır. Kullanılabilir ısı sistemde iş üretimi ve yeniden oluşum boyunca üretilir. Isıl etkinlik hesaplarını kolaylaştırmak için; bütün çevrim Şekil 5.4'de verilen H-T diyagramında, düşük ve yüksek sıcaklık çevrimi olarak iki kısım ayrılabilir. Bu diyagram yardımıyla tüm duyulabilir ısı miktarları gösterilebilir. Yeniden oluşum sırasında ısı değişiminin bulunmadığı durumda minimum entropi değişimi aşağıdaki gibi hesaplanabilir [6];

$$\Delta S = \frac{C_P^{-1}(T_o - T_d)}{T_d} - \frac{C_P^{-g}(T_o - T_d)}{T_o} + \frac{(C_P^{-g} + C_P^{-s})(T_o - T_d)}{T_o} - \frac{C_P^{-c}(T_o - T_d)}{T_y} \quad (5.6)$$

Şekil 5.5'de entropi değişimleri gösterilmiştir. Koyu bölgeler yüksek ve düşük sıcaklık çevrimlerinde üretilen ve faydalanılan işi göstermektedir. Açıkça görülmektedir ki,



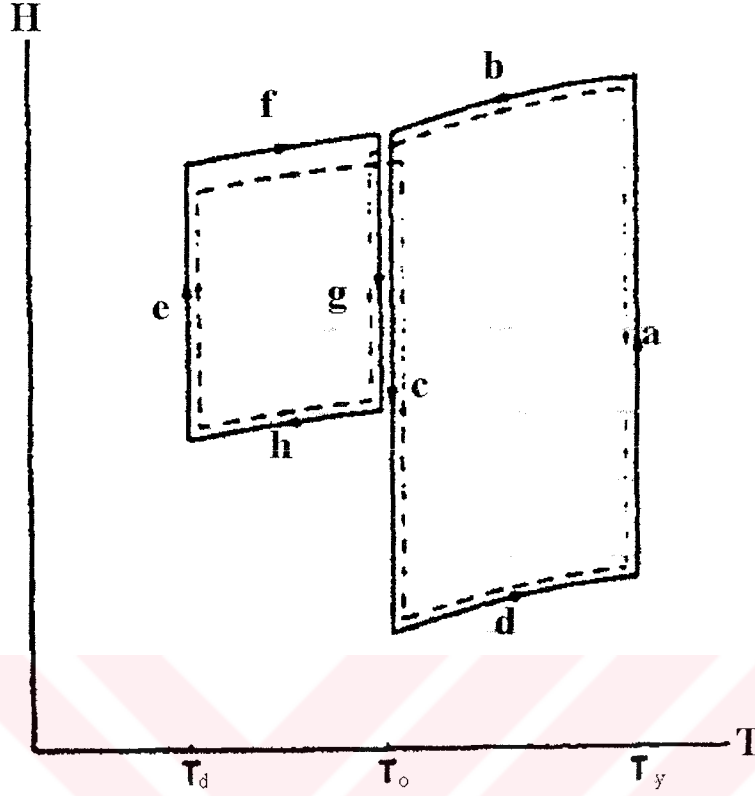
Şekil 5.3 Absorbsiyon ısı pompası [6]

yüksek sıcaklık çevrimi düşük sıcaklık ısı çevrimini (Carnot ısı pompası) çalıştıran Carnot ısı makinesi olarak ele alınabilir. Şekil 5.4 yardımıyla absorpsiyon ısı pompasının ısıl etkinliği aşağıdaki gibi hesaplanabilir [6];

$$\eta_{absorbsiyon} = \frac{q_o}{q_y} = \frac{|\Delta H_o^D| + |\Delta H_o^Y| + (C_P^g + C_P^{-s})(T_y - T_o) - C_P^{-g}(T_o - T_d)}{|\Delta H_y^Y| + C_P^{-g}(T_y - T_o)} \quad (5.7)$$

Absorpsiyon ısı pompası için gerekli yeniden oluşum sıcaklığı , ısı depolaması için kullanılan sistemden daha yüksektir. Yeniden oluşum ısısının doğrudan kullanılabilirdiği bir ısıtma ihtiyacı olduğunda ısıl etkinlik daha yüksek olacaktır ancak bu sıkça karşılaşılan bir durum değildir. Başka bir çözüm ise iki absorpsiyon ısı pompasını seri olarak şarj etmek ve paralel olarak boşaltmak (Şekil 5.6) önerilebilir. Açıkça görülmektedir ki , ısı pompalarından birisi (şekilde büyük olanı )  $T_y$  ,  $T_o$  ve  $T_d$  arasında ısı pompası gibi çalışır , ikinci olanı  $T_y$  ve  $T_d$  arasında ısının depolandığı iki sıcaklık seviyesi arasında çalışan depolama sistemi olarak

çalışır. Bu , iki sıcaklık seviyesi arasında çalışan sisteminin depolama işlevinin mükemmel bir açıklamasıdır.

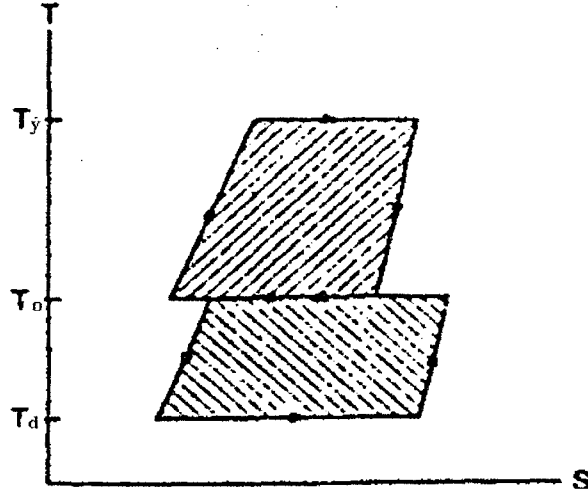


Şekil 5.4 Absorpsiyon ısı pompasında iş yapan akışkanın izlediği yol [6]

- a- karışımın ayrışması ,  $|\Delta H_y^Y|$  ısı kaynağından sağlanır
- b- gaz halindeki iş yapan akışkanın ve soğurucunun soğutulması ,duyulur ısı  $C_p^s(T_y-T_o) + C_p^g(T_y-T_o)$  ısıtılacak yere bırakılır
- c- karışımın ayrışması ,  $|\Delta H_o^Y|$  ısıtma için kullanılır
- d- karışımın ısıtılması , duyulur ısı  $C_p^c(T_y-T_o)$  ısı kaynağından sağlanır
- e- iş yapan akışkanın buharlaşması ,  $|\Delta H_d^D|$  düşük sıcaklık ısı kaynağından alınır
- f- gaz halindeki iş yapan akışkanın ısıtılması ,  $C_p^g(T_o-T_d)$  ısıtılan yerden sağlanır
- g- iş yapan akışkanın yoğuşturulması ,  $|\Delta H_o^D|$  ısıtmada kullanılır
- h- sıvı haldeki soğutucu akışkanın soğutulması ,  $C_p^l(T_o-T_d)$  düşük sıcaklık ısı bloğuna terk edilir

### 5.3 Absorpsiyon Soğutucu

Absorpsiyon soğutma işlemi Şekil 5.7'de görülmektedir.  $T_d$  sıcaklığındaki soğutulan yerden çekilen ısı soğutucu akışkanı buharlaştırır ve  $T_o$  sıcaklığındaki reaksiyon entalpisi  $T_o$  sıcaklığındaki soğutucu bloğa aktarılır. Yeniden oluşum boyunca karışım  $T_y$  sıcaklığında ayrıştırılır ve yoğuşma ısı  $T_o$  sıcaklığında soğutucu bloğuna aktarılır.



Şekil 5.5 Absorpsiyon işleminin T – S diyagramında gösterimi [6]

Sistemin ısı etkinliği [6] , Şekil 5.4 ;

$$\eta_{abssoğ} = \frac{q_d}{q_y} = \frac{|\Delta H_d^D| - C_P^{-1}(T_o - T_d)}{|\Delta H_y^Y| + C_P^{-c}(T_y - T_o)} \quad (5.8)$$

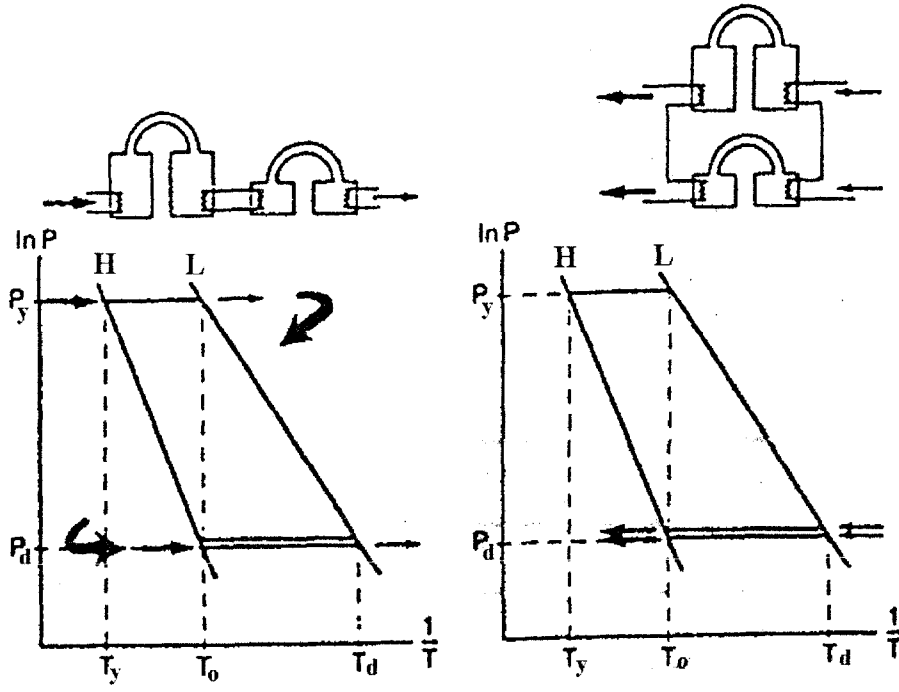
Şekil 5.7 ‘ye eklenmiş eşdeğer Carnot diyagramına dikkat edecek olursak en düşük entropi değişimi absorpsiyon soğutma ve absorpsiyon ısı pompası için aynıdır.

#### 5.4 Absorpsiyon Sıcaklık Yükseltilmesi

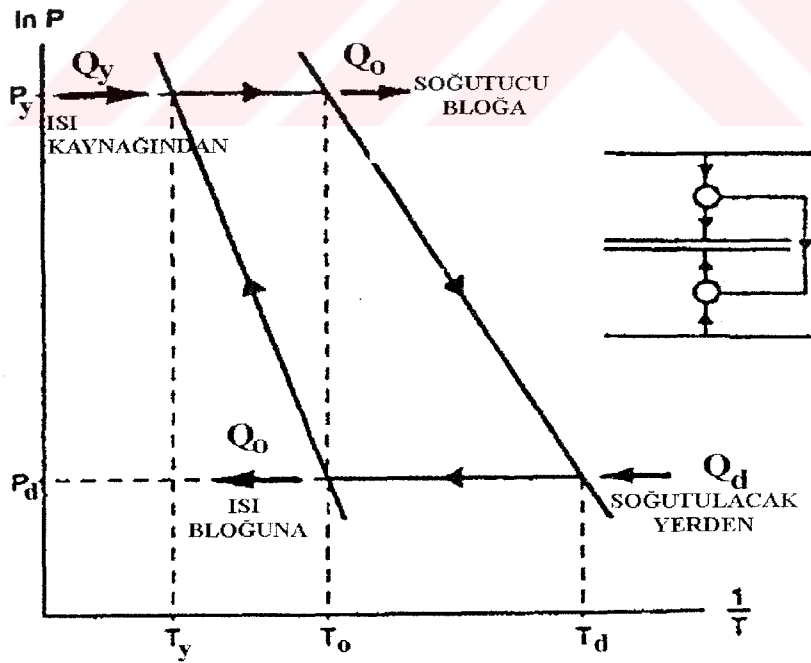
Bu tür kullanımda  $T_o$  sıcaklığındaki atık ısı daha yüksek bir sıcaklığa ,  $T_y$  ‘ye yükseltilir. Sisteme beslenen ısının bir kısmı , zorunlu olarak , Şekil 5.8 ‘de görüldüğü gibi  $T_o$  sıcaklığından daha düşük bir  $T_d$  sıcaklığında dışarı atılmalıdır. Şekil 5.8 ‘de yandaki eşdeğer Carnot çevriminde görüldüğü gibi, düşük ve yüksek sıcaklık çevrimlerinin işlevleri tersine çevrilmiştir.

Bu yükseltme işleminin ısı etkinliği Şekil 5.4 ‘ü andıran fakat tüm işlemlerin tersine çevrildiği bir şekil yardımıyla hesaplanabilir [6].

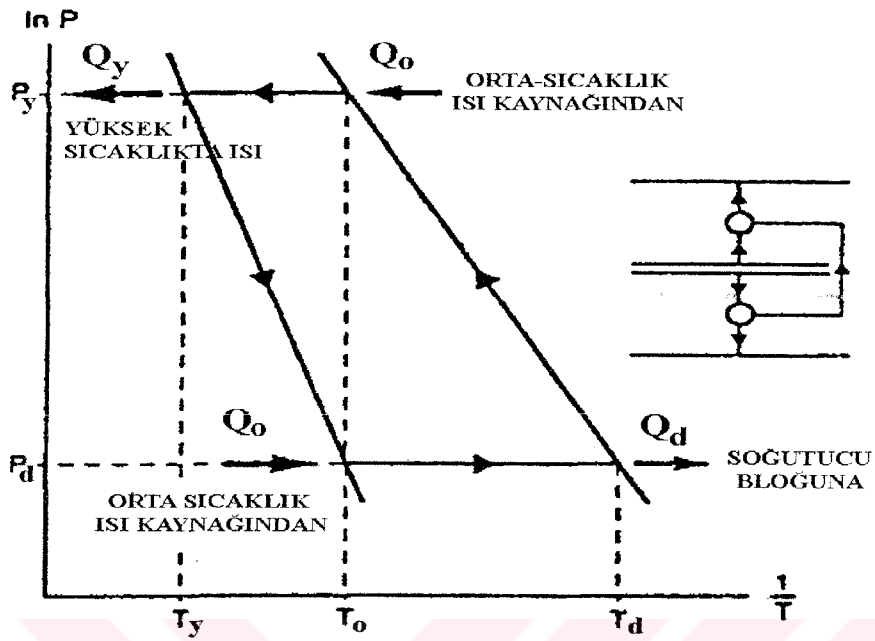
$$\eta_{absyük} = \frac{q_y}{q_o} = \frac{|\Delta H_y^Y| - (C_P^{-g} + C_P^{-s})(T_y - T_o)}{|\Delta H_o^D| + |\Delta H_o^Y| + C_P^{-1}(T_o - T_d)} \quad (5.9)$$



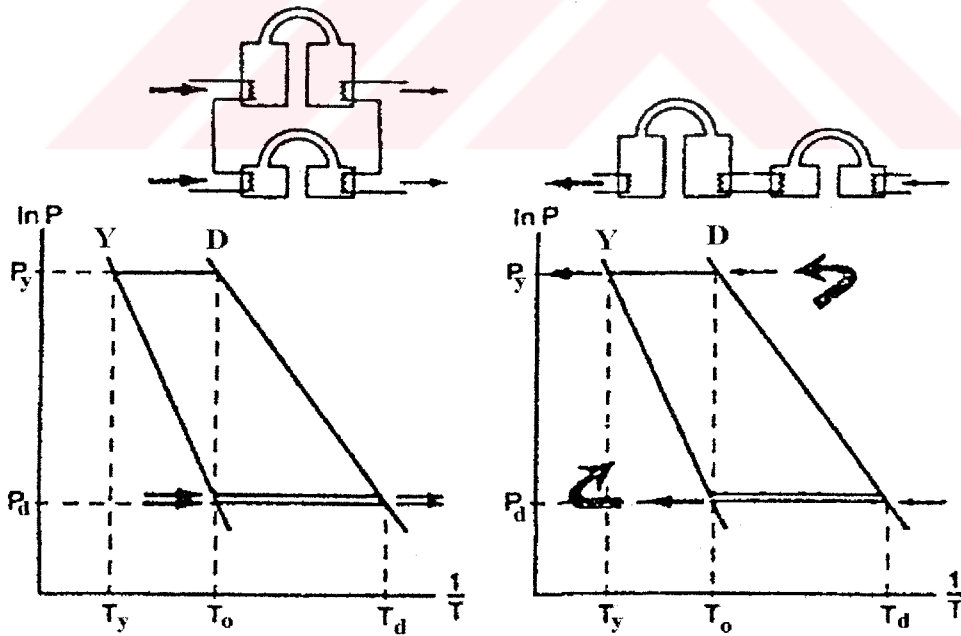
Şekil 5.6 Kademeli absorpsiyon ısı pompası [6]



Şekil 5.7 Absorpsiyon soğutucu [6]



Şekil 5.8 Absorbsiyon sıcaklık yükseltme [6]



Şekil 5.9 Kademeli , tersine çevrilmiş absorpsiyon işlemi [6]

Absorpsiyon ısı pompası için entropi değişimi  $-\Delta S$ 'e eşittir. Orta sıcaklık bir ısı kaynağı, şarj ve iş üretimi için gereklidir. Eğer bu kaynak her zaman kullanılabilir değilse, Şekil 5.9'da görüldüğü gibi iki kimyasal ısı pompası paralel olarak şarj edilebilir ve seri olarak boşaltılabilir. Bu durumda pompalardan birisi absorpsiyon sıcaklık yükseltici, diğeri ise iki sıcaklık seviyesi arasında çalışan depolama sistemi gibi davranır.

Sonuç olarak bu bölümde bahsedilen ifadeler Çizelge 5.1'de özet olarak gösterilmiştir.

Çizelge 5.1 Kimyasal ısı pompalarının ısıl etkinlikleri [6]

Kullanım amacı	Maksimum Etkinlik	Carnot Etkinliği
Absorpsiyon Saklama Isıtma	$\frac{ \Delta H_o^Y  \cdot C_p^{-g}(T_o - T_d)}{ \Delta H_o^Y }$	
Soğutma	$\frac{ \Delta H_d^D }{ \Delta H_o^Y }$	
Absorpsiyon Isı Pompası	$\frac{ \Delta H_o^D  +  \Delta H_o^Y  + (C_p^g + C_p^s)(T_y - T_o) - C_p^g(T_o - T_d)}{ \Delta H_y^Y  + C_p^g(T_y - T_o)}$	$\frac{T_o(T_y - T_d)}{T_y(T_o - T_d)}$
Absorpsiyon Soğutucu	$\frac{ \Delta H_d^D  - C_p^{-1}(T_o - T_d)}{ \Delta H_y^Y  + C_p^{-c}(T_y - T_o)}$	$\frac{T_d(T_y - T_o)}{T_y(T_o - T_d)}$
Absorpsiyon Sıcaklık Yükseltme	$\frac{ \Delta H_y^Y  - (C_p^{-g} + C_p^{-s})(T_y - T_o)}{ \Delta H_o^D  +  \Delta H_o^Y  + C_p^{-1}(T_o - T_d)}$	$\frac{T_y(T_o - T_d)}{T_o(T_y - T_d)}$

## 6. ENDÜSTRİYEL SICAKLIK YÜKSELTİCİ UYGULAMALARI

Endüstriyel sıcaklık yükselticisi , endüstriyel uygulamalar için atık ısıyla çalışan ısı pompalarıdır. Atık ısıyı kullanılabilir düzeye getirmek için bir kimyasal absorpsiyon çevrimi kullanılır ve 80 °C – 175 °C giriş sıcaklıkları ile 120 °C – 235 °C çıkış sıcaklıklarında çalışır.

Bir endüstriyel sıcaklık yükseltici cihazın maliyeti , yakıt masrafındaki azalma ile karşılanır. Örnek olarak , ısı yükseltmesine uygun ve doğal gaz veya mazot kullanan bir endüstriyel tesiste kullanılacak kimyasal ısı pompasının kendini geri ödeme süresi bir .ile üç yıl arasında değişir.

Endüstriyel sıcaklık yükselticisinin gelişimi 1976 Mart'ında Ohio'daki Battelle Memorial Instut of Columbus'da yapılan çalışmalarla başlar. Bu çalışmaya dayanarak , Battelle 1976 ortalarında bir piyasa araştırmasına rehberlik etti. Piyasa çalışması endüstriyel uygulamaların teknik açıdan gerçekçi olduğunu doğruladı ve potansiyel kullanıcıların sistem geliştirilmesi için ciddi olarak ilgilendiği gördü. 1978 başlarında , 180 tonluk bir absorpsiyon soğutucu , 585.7 kW'lık bir deneme makinesi yapmak için kullanıldı. Bu program 1978 sonlarında başarıyla tamamlandı.

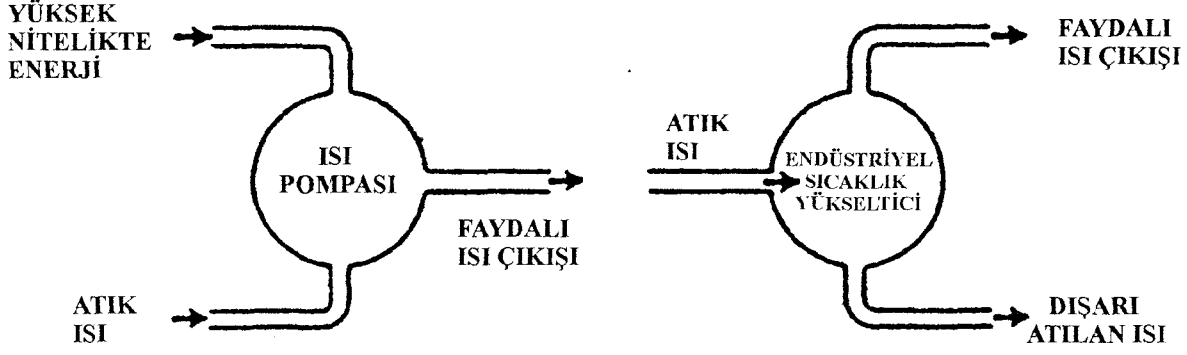
Endüstriyel sıcaklık yükseltici , faydalı ısı çıkışının sıcaklığının giriş ısı sıcaklığından daha yüksek olduğu özel tip bir ısı pompasıdır. Bu endüstriyel sıcaklık yükselticisinin bilinen ısı pompalarından farkıdır.

Aşağıdaki Şekil 6.1 sıcaklık yükselticisi ile alışlagelmiş ısı pompaları arasındaki farkı göstermektedir. Sıcaklık yükselticisi sıcaklık yükseltme alanında %45 etkinliğe sahiptir , bundan dolayı atık ısının bir kısmı düşük sıcaklıktaki soğutucu bloğunda dışarı atılmalıdır. Bir sıcaklık yükselticisi , atık ısı ve düşük sıcaklık ısı bloğunun sıcaklıkları farkının %90'ı kadar sıcaklık artışı sağlayabilir. Bir örnek olarak kabaca , eğer 100 °C ortalama sıcaklığa sahip bir atık ısı ve 30 °C'ta soğutucu su mevcut ise , yaklaşık 165 °C sıcaklıkta çıkış elde edilebilir. Sıcaklık yükseltici makineyi işleten atık ısı , alışlagelmiş teknoloji ile kullanmak için yeterli sıcaklıkta değildir.

Sıcaklık yükseltici uygulamasının ekonomik olabilmesi için şu dört şart gerçekleşmelidir;

- Yükseltmiş ısının kullanımı ; sıcaklık yükselticisi normalde 230 °C sıcaklığa kadar buhar üretebilir.





Şekil 6.1 Endüstriyel sıcaklık yükseltici ile ısı pompası arasındaki fark [4]

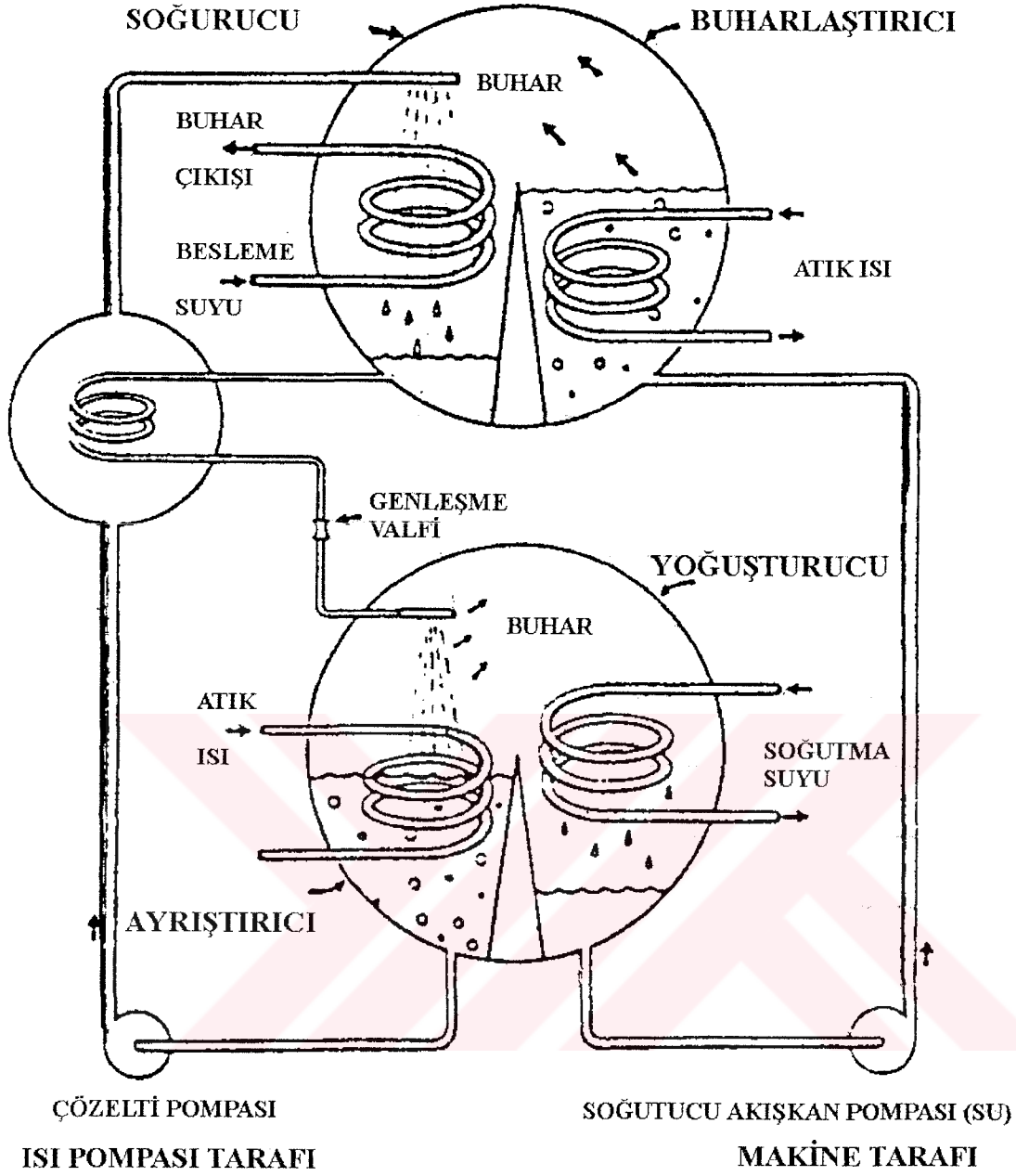
- Atık ısı kaynağı ; ekonomik bir değer yakalamak için 80 °C –175 °C ortalama sıcaklığa ve en az 1500 kW geri kazanılabilir enerjiye sahip olmalıdır.
- Düşük sıcaklık soğutucu bloğu ; bir soğutma kulesi veya başka bir kaynak bulunmalıdır.
- Göreceli olarak yüksek enerji maliyeti ; enerji kaynağı olarak doğal gaz veya petrol kullanımı.

## 6.1 Termodinamik Çevrim

Atık ısıyla çalıştırılan yükseltme işlemi için güç çevrimi türbinsiz Rankine çevrimidir ve ısı pompası çevrimi ise absorpsiyon ısı pompasıdır. Absorpsiyon ısı pompası çevrimi temel olarak bir yüksek basınç soğurucu ve bir düşük basınç ayırıştırıcıdan oluşmuştur. Soğurucu , Rankine çevrimi kazanında (buharlaştırıcı) üretilen buharı alır ve çözünme ısısını salarak çözeltinin içine soğurur. Bu Rankine çevriminde buhar üretimi için doyma sıcaklığından daha yüksek sıcaklıkta meydana gelir.

Bu , ısıyı daha yüksek sıcaklıkta salıverme özelliği , sıcaklık yükseltmeyi sağlayan özelliktir. Ayırıştırıcı , soğurucudan bu seyreltilmiş çözeltiyi alır ve onu atık ısı ile ısıtır , böylece çözelti içindeki su buharlaşır sonra bu buhar Rankine çevriminde yoğunlaştırıcıda yoğunlaştırılır. Ayırıştırıcı , soğurucu için gerekli olan yeniden derişik çözelti sağlar. Her biri iki ısı değiştirgeçli iki tankı gösteren basit bir endüstriyel sıcaklık yükseltici Şekil 6.2 'de görülmektedir. Sağ taraf , buharlaştırıcı ve yoğunlaştırıcı ısı değiştirgeçleri ve soğutucu akışkan pompası makine bölümünü oluşturur. Sol taraf , soğurucu , çözücü ve çözelti pompası ise absorpsiyon ısı pompasını oluşturur.

Atık ısı , buharlaştırıcı ısı değiştirgeci yardımıyla , kaptaki suyu buharlaştırmada kullanılır. Kaptaki basınç normalde atmosfer basıncına yakındır. Buhar , kabın soğurucu tarafına doğru



Şekil 6.2 Temel endüstriyel sıcaklık yükseltici sistemi [4]

ilerler , burada derişik çözeltiler ve su ısı değiştirgecine püskürtülür. Çözeltiler hidroskopiktir ve su buharını çözeltiler içine soğurur, bu esnada 2325 kJ/kg buharlık çözümler ısıısını dışarı verir. Bu , atık ısı girişinden daha yüksek sıcaklıktadır ve soğurucu ısı değiştirgecinden sıcaklığı arttırılmış ısı elde edilir.

Seyreltilmiş çözeltiler daha sonra bir genleşme valfinden geçerek yoğuşturucu , ayırıcıya gider. Bu kaptaki basınç , buharlaştırıcıda kullanılan atık ısıının , çözeltilerden suyu buharlaştırabileceği kadar düşüktür. Daha sonra yeniden derişik hale gelmiş çözeltiler soğurucuya pompalanır. Çözeltilerden buharlaştırılan su yoğuşturucu ısı değiştirgecine doğru

gider , soğutma suyu yardımıyla yoğunlaştırılır. Daha sonra soğutucu akışkan çevrimi tamamlamak üzere tekrar buharlaştırıcıya pompalanır.

## 6.2 Endüstriyel Sıcaklık Yükseltici Sistemleri

### 6.2.1 Endüstriyel sıcaklık yükseltici sisteminin özellikleri

Bir endüstriyel sıcaklık yükseltici sisteminin özellikleri aşağıdaki gibidir.

Aşağıdaki bileşenlerden oluşan bir Rankine çevrimi ;

- Atık ısıyla işletilen buharlaştırıcı
- Pompa (su)
- Çevre sıcaklığındaki soğutucu bloğuna ısıyı atan yoğunlaştırıcı

Aşağıdaki bileşenlerden oluşan bir absorpsiyon ısı pompası ;

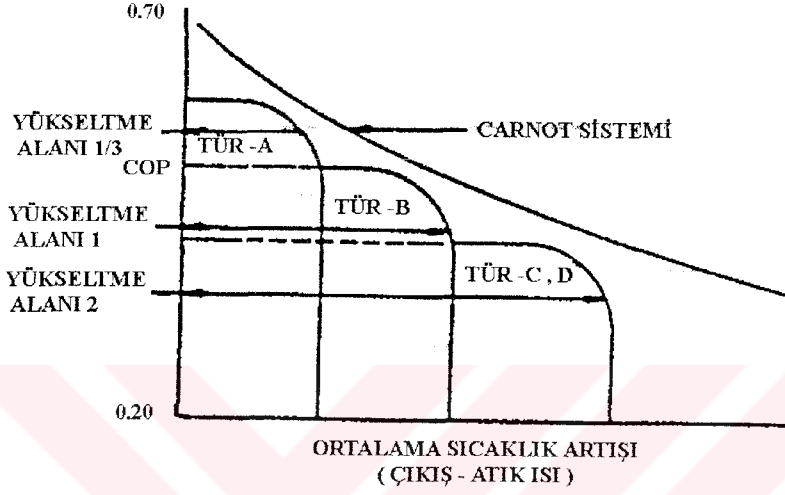
- Rankine çevrimi buharlaştırıcısıyla buhar alışı verişinde bulunan ve yükseltilmiş ısının alındığı bir ısı değiştirgecine sahip soğurucu
- Rankine çevrimi yoğunlaştırıcısıyla buhar alışı verişinde bulunan ve atık ısı kaynağından ısıyı alan bir ısı değiştirgecine sahip çözücü
- Derişik çözeltiyi , düşük basınçtaki çözücünden yüksek basınçtaki soğurucuya ileten pompa
- Soğurucu ve çözücü arasındaki seyreltik çözelti hattında bir basınç düşürücü cihaz

Önceden tanımlanan temel endüstriyel ısı yükselticilerine ilaveten , farklı uygulamalar için çeşitli tip endüstriyel ısı yükselticileri saptanmış ve tanımlanmıştır. Temel endüstriyel ısı yükselticisi sistemi Tür-B (Basic = temel) olarak gösterilir ; bu sistem , tek kademe veya tek etki sistemi olarak adlandırılır.

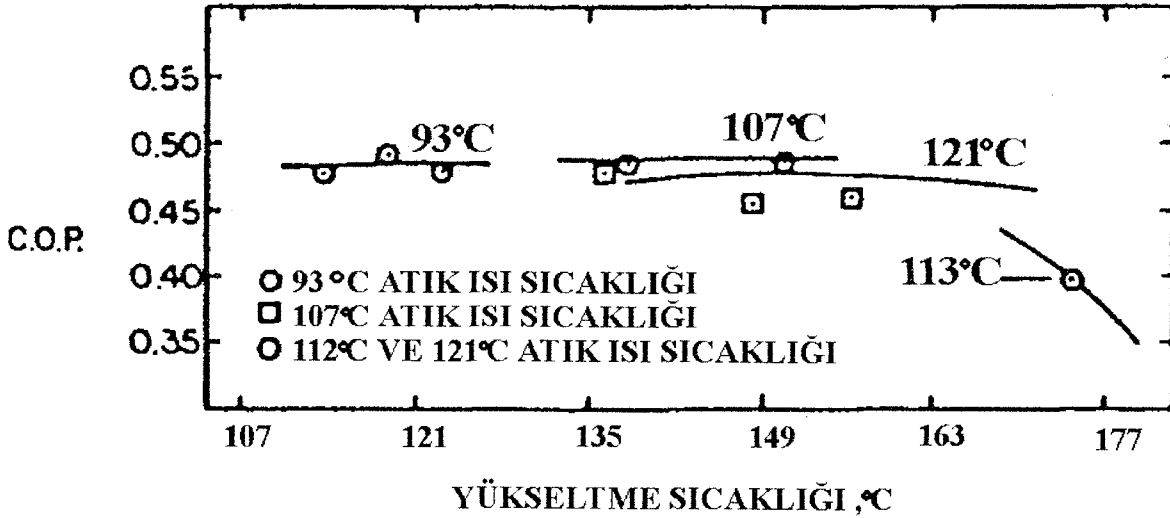
Maksimum yükseltme sıcaklığı ve COP biri birine bağlıdır. Temel Tür-B sistemi , atık ısı ve soğutucu bloğu sıcaklıkları arasındaki sıcaklık farkına eşit artırıma sahiptir. Bu nedenle , böyle sistemler yükseltme alanı 1 sistemler olarak adlandırılır.

Burada sıcaklık artışı işletme sıcaklık farkının yaklaşık iki misli olan sistemler yükseltme alanı 2 olarak sınırlanır. Çeşitli yükseltme alanı 2 sistemleri saptanmış ve C ve D türleri belirtilmiştir. Bir tek Battelle Lab. tarafından saptanan yükseltme alanı 1/3 sistemi Tür-A olarak sınıflandırılır.

Temel endüstriyel sıcaklık yükselticileri ile daha gelişmiş endüstriyel sıcaklık yükselticileri arasındaki ilişkiyi Şekil 6.3'deki performans haritası en iyi şekilde ifade etmektedir. COP , faydalı ısı çıkışının , endüstriyel sıcaklık yükselticisine olan toplam enerji girişine oranıdır. Yükseltme ise , elde edilebilir maksimum sıcaklık ile atık ısının ortalama sıcaklığı arasındaki farktır.



Şekil 6.3 Performans haritası [4]



Şekil 6.4 Bilgisayar destekli hesaplamalar ve deneysel sonuçlar arasındaki ilişki [4]

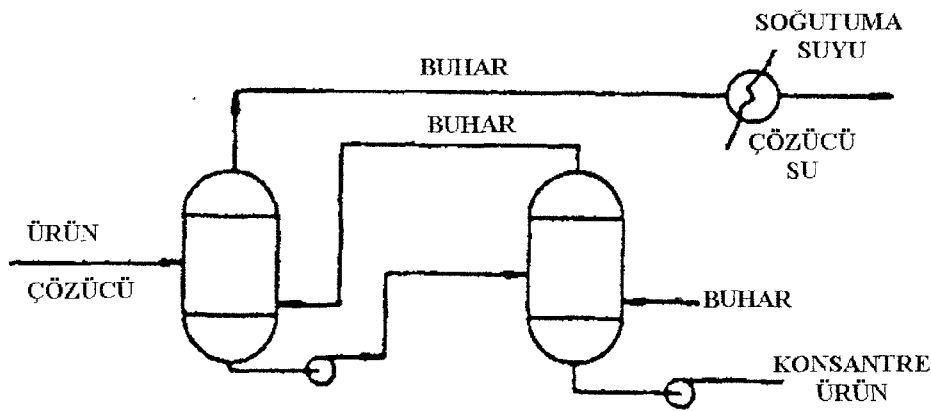
Şekil 6.4'de 180 tonluk bir absorpsiyon soğutucudan yapılan bir test cihazı kullanılmıştır. Bu cihaz Tür-B sistemidir ve teorik hesaplarla bulunan performansla gerçek performans arasındaki ilişkiyi saptamak için kullanılmıştır. Buradan görülmektedir ki makinenin gerçek performansı tahmin edilen performansı göstermektedir ve bu değerler sistem tasarımında kullanılabilir.

### 6.3 Uygulamalar

Çeşitli endüstriyel sıcaklık yükselticisi uygulamaları için incelenmiş ve  $14 \text{ kg/cm}^2$  basınca kadar buhar ihtiyacı olan ve tek kademeli endüstriyel sıcaklık yükselticisi çalıştırmaya yetecek atık ısıya sahip olan tesislerde bu sistemlerin uygulanmasının uygun olduğu görülmüştür. Bu uygulamalar genelde yakıt tasarrufunda önemli katkılar sağlar.

#### 6.3.1 Buharla ayırıştırma işlemleri

Bu uygulamalara petrol rafinerileri ve kimya endüstrisinde oldukça sık rastlanır (Şekil 6.5). Buharın ürün , çözücü karışımına girmesi çözücünün buharlaşmasını artırır. Buhar ve çözücü buharı , ısısını soğutma suyu veya havaya bıraktığı ve burada yoğuştuğu , bir yerde ayırıştırılır. Yoğuştuktan sonra su ve çözücü buharı birbirinden ayrılabilir.



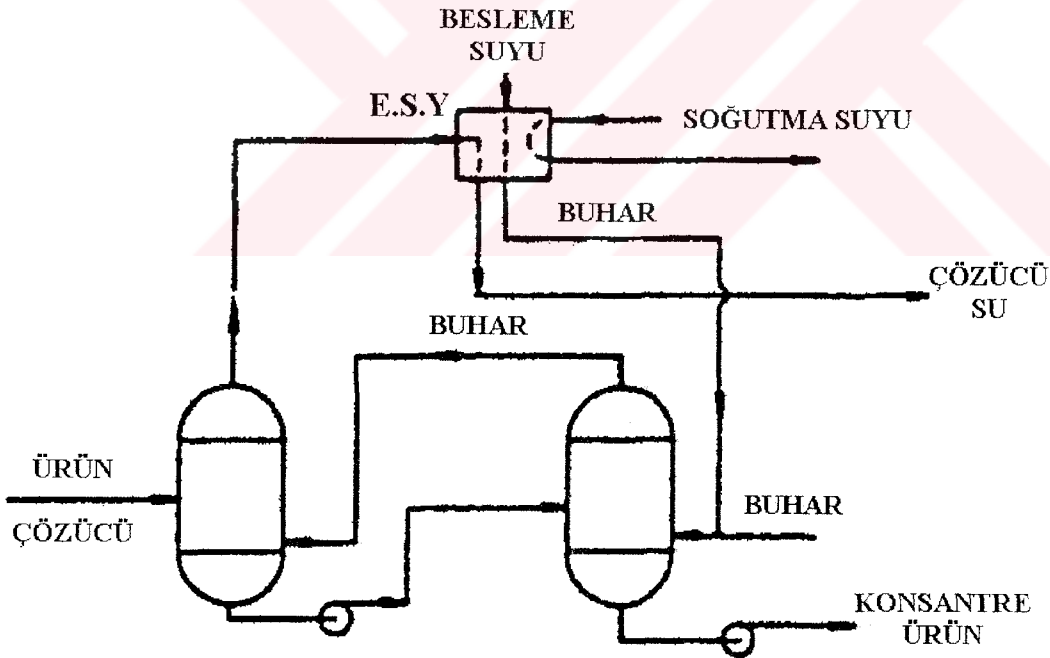
Şekil 6.5 Buharla ayırıştırma işlemleri [4]

Aşağıdaki nedenlerden dolayı endüstriyel sıcaklık yükselticisi için çözücü buharı akışı ideal bir atık ısı kaynağıdır.

- Ortalama sıcaklığı oldukça yüksektir.
- Bu akışların sıcaklıkları bilinen teknoloji kullanılarak faydalı ısının geri kazanımı için gereken sıcaklıktan çok düşük iken endüstriyel sıcaklık yükseltici girişi için uygundur.
- Süreç hemen hemen değişmez ve sürekli.

Bir endüstriyel sıcaklık yükseltici bu atık ısıyı kullanabilir ve daha sonra ayrıştırma için kullanılan buhar üretir , böylece dış kaynaklardan sağlanan buhar miktarını azaltır (Şekil 6.6). Yapılan araştırmalarda bir buharlı ayrıştırıcı 11500 kg/saat , 1 kg/cm<sup>2</sup> buhara ihtiyaç duyar. Buhar ve çözücü buharını yoğuşturmak yaklaşık 7000 kW'lık ortalama 90 °C 'ta bir atık ısı kaynağı sağlar. Bir endüstriyel sıcaklık yükseltici , bu 7000 kW buhardan yaklaşık 5000 kW , 1 kg/cm<sup>2</sup> buhar üretme kapasitesine sahiptir ve bu net buhar ihtiyacında %45'lik bir azalmaya karşılık gelir.

360 gün/yıl işletme şartlarına göre ve 6\$/1000 kJ birim enerji maliyeti baz alındığında bu tip bir uygulamada bir endüstriyel sıcaklık yükseltici yıllık 585.800 \$ tasarruf sağlar.



Şekil 6.6 Buharla ayrıştırma işlemleri , endüstriyel sıcaklık yükseltici ile beraber [4]

Böyle bir uygulamanın toplam maliyeti ise 750.000 – 1.000.000 \$ arasında değişir ve ortalama geri ödeme süresi 1.3 – 1.7 yıl arasındadır.

### 6.3.2 Damıtma kulesi

Ham petrol rafinerileri petrol bileşenlerini rafine etmek için damıtma kuleleri kullanır. Kulenin en üst noktasındaki ürün bir hidrokarbon buharıdır ve yoğuşturulması gerekir. Genelde , yoğuşmanın tümü veya bir kısmı soğutma suyu veya havayla soğutma yoluyla başılır. İşletme şartları , buharla ayrıştırma işlemi ile benzerdir fakat genelde daha yüksek sıcaklıktadır. Bunlar , bir endüstriyel sıcaklık yükseltici için yüksek sıcaklıklarından dolayı mükemmel bir atık ısı kaynağıdır ve 225 °C'ta 6.5 kg/cm<sup>2</sup> basınca kadar buhar üretilir.

Bu tip uygulamalardaki endüstriyel sıcaklık yükselticinin tesisatı buharla ayrıştırma işlemine benzerdir. Böyle bir uygulama için geri ödeme periyodu buharla ayrıştırma işlemi için uygulanan bir sistemden 1.5 – 2 yıl daha uzun olabilir. Bunun nedeni tesisat masrafları daha fazla ve birim enerji maliyeti daha düşüktür.

### 6.3.3 Öğütme

Kağıt elde etmek için ağaç kütüklerinin öğütülmesi sırasında , çoğunlukla dışarı atılan , büyük miktarda düşük basınçta buhar üretilir. İşlem birçok bölümden oluşan bir küme işlemdir ve buradan oldukça sabit bir atık ısı akışı elde edilebilir. Bu yaklaşık atmosfer basıncındaki akış , yüksek basınçta buhar üretecek bir endüstriyel sıcaklık yükselticiye güç sağlamakta kullanılabilir.

Günde 200 ton kağıt hamuru üreten bir kağıt hamuru değirmeni eğer hiçbir ısı geri kazanım yöntemi uygulanmamışsa , 22500 kg/saat 1 atm basınçta buhar anlamına gelir. Bu atık buhar 110 °C ve 1 kg/cm<sup>2</sup> basınçta toplanabilir ve bir endüstriyel sıcaklık yükselticiye girdi olarak kullanılır. Endüstriyel sıcaklık yükseltici işletmenin buhar sistemine beslenecek 7 kg/cm<sup>2</sup> basınçta 10000 kg/saat buhar üretir. 6\$/500 kg birim buhar maliyetinde bu sistem yıllık 1.180.000 \$ tasarruf sağlayacaktır. Bir endüstriyel sıcaklık yükseltici sisteminin tesisat maliyeti mevcut donanımla onu oluşturmanın zorluğuna veya kolaylığına bağlıdır. Tahmini bir toplam kurulum maliyeti 1 – 2 milyon \$'dır ve geri ödeme periyodu 1 – 2 yıldır.

### 6.3.4 Gıda şartlandırma

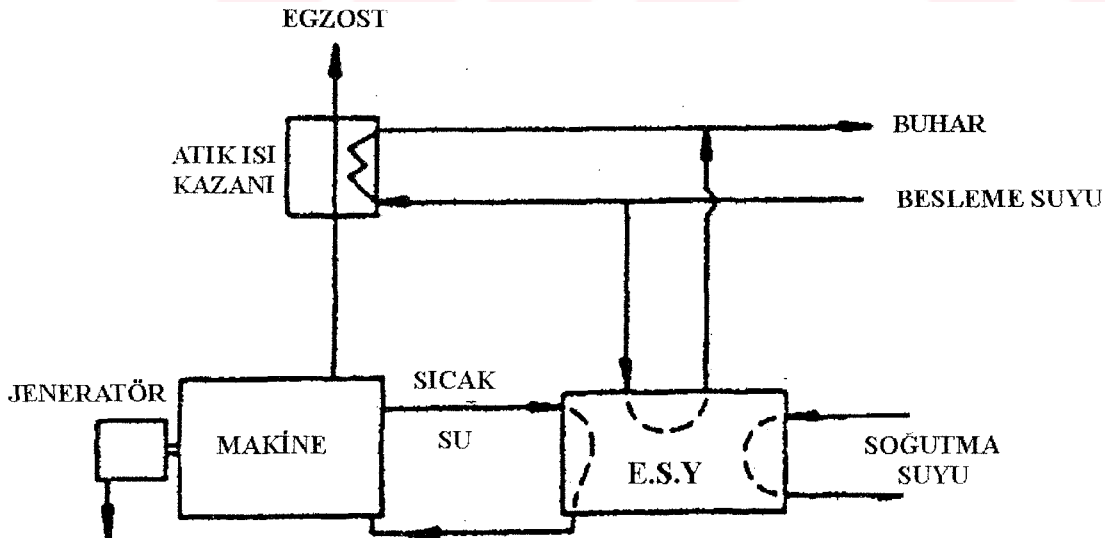
Gıda işleme işlemleri ham malzemeleri daha sonraki süreçler için buhar kullanarak şartlandırmaktır. Genelde süreç , buhar ve ürünü biri birinden ayırmak için kullanılan buharı

atmosfere atan yan yana farklı makineleri kullanan sürekli bir işlemdir. Bütün makinelerdeki atık buhar her bir makinenin ve işlemin esnekliği etkilenmediği müddetçe birleştirilebilir. Bu atık buhar , bir endüstriyel sıcaklık yükseltici tarafından , şartlandırma makineleri için  $7 \text{ kg/cm}^2$  basınçta buhar üretmek için kullanılabilir.

Bir işlem için sekiz makine gerekebilir ve her biri  $700 \text{ kg/saat}$   $1 \text{ atm}$  buhar demektir. Bir atık ısı kazanı her bir makineye monte edilebilir ve bu  $115 \text{ }^\circ\text{C}$ 'daki bu sekiz makinedeki kullanılmış atık buharı yoğuşturur ve doğrudan soğurucuda veya çözücüdeki ısı değiştirgecine beslenecek yeni buhar üretir. Atık ısı kazanının maliyeti endüstriyel sıcaklık yükselticideki bir ısı değiştirgecinin (buharlaştırıcı) devreden çıkarılmasıyla denkleştirilir. Bu tip bir tesisat oldukça esnek işletme şartlarına sahiptir.  $5500 \text{ kg/saat}$  atık buhar  $2500 \text{ kg/saat}$   $7 \text{ kg/cm}^2$  basınçta süreç buharı üretmekte kullanılır.  $6\$/500 \text{ kg}$ 'lık birim buhar maliyetinde bu endüstriyel sıcaklık yükseltici  $280.000 \text{ \$}$  yıllık tasarruf sağlar. Bu tesisatın geri ödeme periyodu ise 1 – 2 yıldır.

### 6.3.5 Kojenerasyon sistemi

Şu ana kadar kullanılan dizel veya doğal gazlı kojenerasyon sistemleri oldukça düşük etkinliğe sahiptirler. Genelde yanan yakıtın  $1/3$ 'ü elektrik üretimi için kullanılmakta , geri



Şekil 6.7 Endüstriyel sıcaklık yükseltici kojenerasyon uygulaması [4]



kalanın yarısı soğutma suyuyla , geri kalan yarısı da egzost gazıyla dışarı atılmaktadır. Atık ısı kazanı kullanılarak egzost gazıyla dışarı atılan enerjinin yaklaşık yarısı buhar üretiminde kullanılabilir.

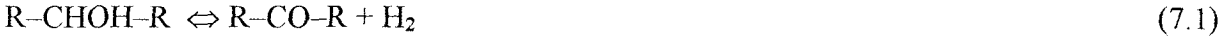
Bir endüstriyel sıcaklık yükselticisi de soğutma suyunu atık ısı kaynağı olarak kullanabilir ve faydalı buhar üretir (Şekil 6.7). Bir endüstriyel sıcaklık yükselticisi soğutma suyu akışındaki ısının yaklaşık yarısını faydalı ısıya dönüştürebileceğinden sonuç olarak sistemdeki enerji dengesi  $1/3$  güç üretimi ,  $1/3$  buhar üretimi ,  $1/6$  egzost ve  $1/6$  soğutma suyu şeklinde olacaktır.



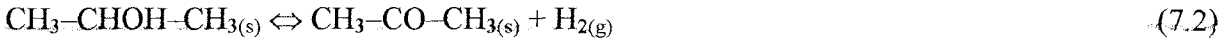
## 7. İZOPROPANOL – ASETON – HİDROJEN KİMYASAL ISI POMPASI

### 7.1 İzopropanol – Aseton – Hidrojen Kimyasal Isı Pompası Termodinamik İncelemesi

Tersinir reaksiyonlar , örneğin alkollerin dehidrojenizasyonu ve asetonun hidrojenizasyonu kimyasal ısı pompası sistemlerinde kullanılabilir [5].



Burada alkol olarak izopropanol kullanılmaktadır.

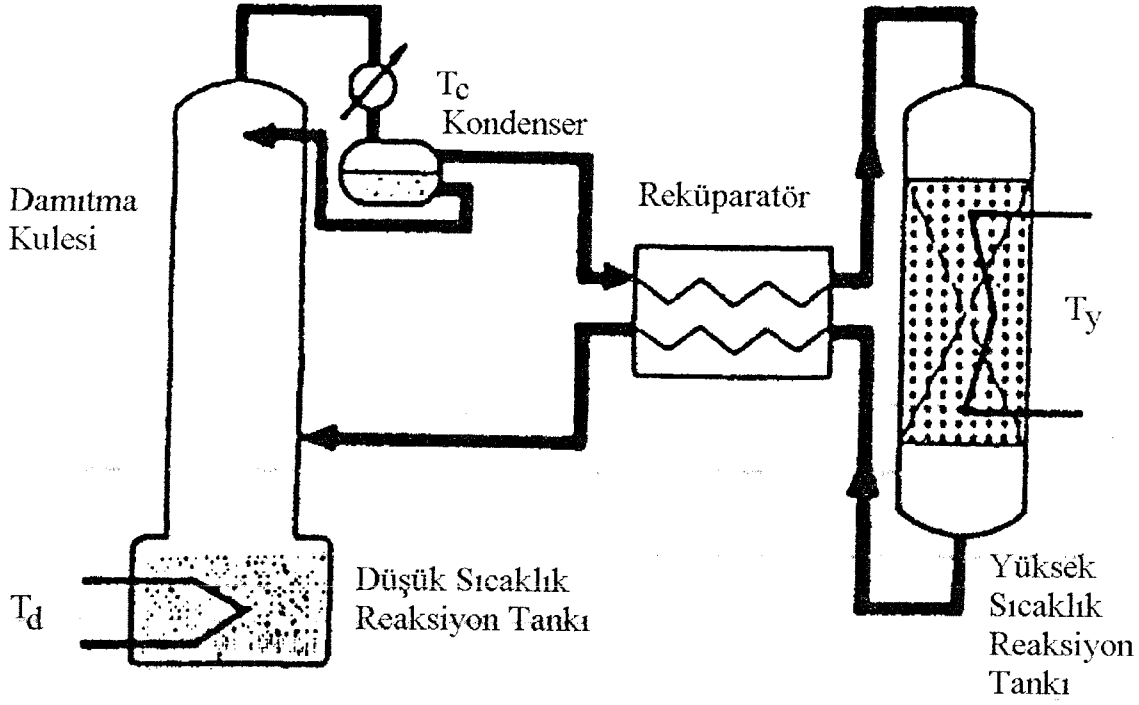


İzopropanolün dehidrojenizasyonu sıvı fazında gerçekleşir ve endotermik bir reaksiyondur. Reaksiyonun gerçekleşmesi için 55 – 85 °C arasında ısı (veya güneş) enerjisi gerekir. Hidrojenizasyon , gaz fazında gerçekleşir ve egzotermiktir. Bu egzotermik reaksiyon sonucu elde edilecek maksimum sıcaklık 202 °C 'dır. Ayrıca çevre sıcaklığında ısının bir kısmının dışarı atılması reaksiyonun oluşmasında itici güç olarak zorunludur. Katalizör destekli bir kimyasal ısı pompası üç kısımdan oluşmuştur :

1. İzopropanolün endotermik reaksiyon sonucu düşük sıcaklıkta dehidrojenizasyonu
2. Asetonun egzotermik reaksiyon sonucu yüksek sıcaklıkta hidrojenizasyonu
3. İzopropanolün çevre sıcaklığında ayrılması

Bu bileşenlerden oluşan kimyasal ısı pompasının şekli görülmektedir (Şekil 7.1). İzopropanol/aseton karışımındaki izopropanol kaynama koşullarında katalizör yardımıyla düşük sıcaklık reaktöründe dehidrojenize edilir. Endotermik reaksiyon için gerekli ısı ve buharlaşma ısısı 80 °C sıcaklıkta sağlanır. Reaksiyon hızı üretilen aseton ve hidrojen tarafından engellenir. Bu nedenle reaksiyon ürünlerinin buharlaştırma yoluyla reaksiyon karışımından uzaklaştırılması gerekir.

Kısmi damıtma kulesindeki yoğuşurma yardımıyla izopropanol , aseton ve hidrojenden ayrılır. Bu ayrıştırma işlemindeki temel prensip aseton ve izopropanolün kaynama sıcaklıklarının farklı olması nedeniyle izopropanolün aseton gaz fazında iken sıvı fazda olmasıdır. İzopropanol ve asetonun kaynama sıcaklıkları sırasıyla 82.4 °C ve 56.3 °C 'dır. Bu şekilde damıtılan izopropanol düşük sıcaklık reaktörüne geri gönderilir.



Şekil 7.1 İzopropanol – aseton – hidrojen kimyasal ısı pompası [9]

Sürekli rejimde , sıvı izopropanol/aseton karışımından 1 mol hidrojen ve 1 mol aseton buharı elde etmek için gerekli ısı [9];

$$Q = \Delta_r H_d + \Delta_v H_{AC} + \left( \frac{y_{IPA}}{1 - y_{IPA}} \right) \Delta_v H_{IPA} \quad (7.3)$$

eşitliği yardımıyla bulunur. Burada ;

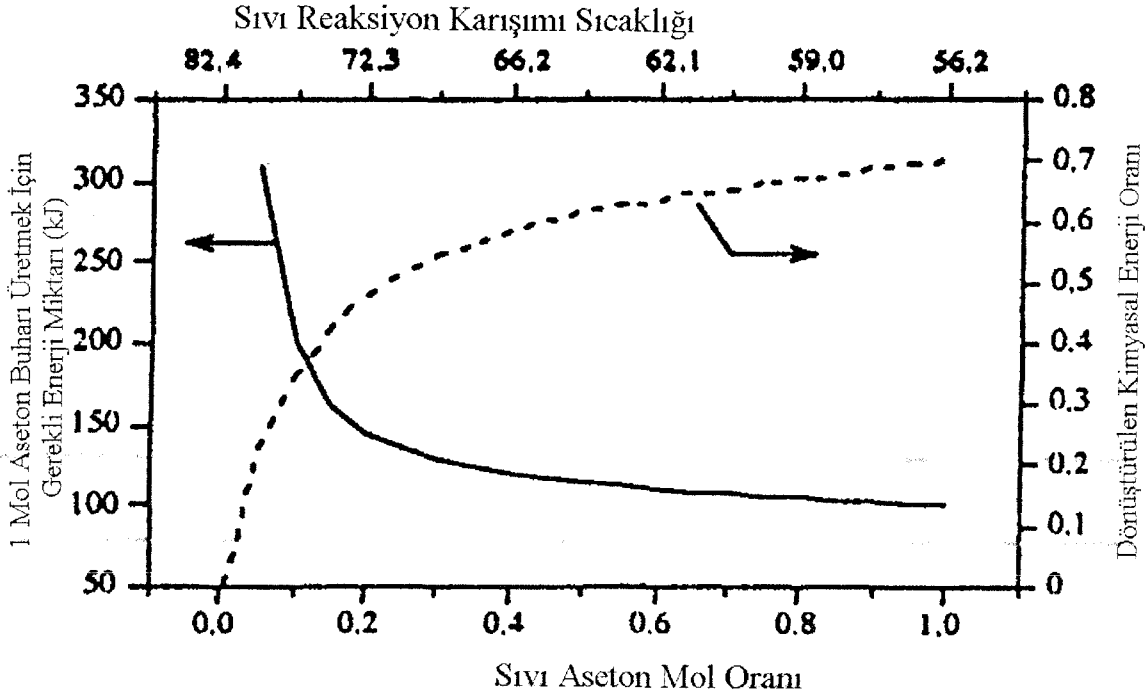
$\Delta_r H_d$  = Düşük sıcaklıktaki endotermik reaksiyon entalpi değişimi

$\Delta_v H_{AC}$  = Asetonun buharlaşma ısısı

$\Delta_v H_{IPA}$  = İzopropanolün buharlaşma ısısı

$y_{IPA}$  = İzopropanolün , aseton ve izopropanole göre buhar fazı mol oranıdır.

Eğer  $y_{IPA} = 0$  ise eşitlikteki son kısım sifıra eşit olur ve ısı gereksinimi reaksiyon ısısı ve asetonun buharlaşma ısısına eşit olur.  $y_{IPA} = 1$  ise sürekli rejimde enerji gereksinimi sonsuz olacaktır. Kimyasal enerjiye dönüştürülen ısı enerjisi miktarı sıvı aseton konsantrasyonuna bağlı olarak Şekil 7.2 'de verilmiştir. Isıyı kimyasal enerjiye etkili bir şekilde dönüştürmek için yüksek aseton konsantrasyonu gerekmektedir. Ancak artan aseton konsantrasyonu ile reaksiyon hızı çok hızlı bir şekilde düşer. Bu nedenle aseton konsantrasyonları düşük miktarlarla sınırlandırılmıştır. İlk olarak  $T_d$  sıcaklığındaki atık ısı düşük sıcaklık reaksiyon tankına beslenir. Burada sisteme verilen ısı yardımıyla sıvı fazdaki izopropanolün dehidrojenizasyonu gerçekleşir. Ancak burada verilen ısının bir kısmı asetonun ve izopropanolün buharlaşması için harcanır.



Şekil 7.2 Sıvı aseton miktarına bağlı olarak kimyasal enerjiye dönüştürülen ısı enerjisi miktarı [9]

7.3 eşitliğindeki parametrelerin her biri aşağıdaki eşitlikler yardımıyla bulunur [5].

$$\Delta_r H_d = -27,878.10^4 + 281.549.T - 0,9516.10^{-1}.T^2 + 5,86.10^{-4}.T^3 - 9,592.10^4 \ln (0,046181 - 4,365.10^{-5}.T) \quad (7.4)$$

$$\Delta_v H_{IPA} = -7,444.10^4 + 271,313.T - 7,950.10^{-1}.T^2 + 5,2879.10^{-4}.T^3 + 9,064.10^{-9}.T^4 \quad (7.5)$$

$$\Delta_v H_{AC} = -30,6796.10^4 + 9,29.T + 13,318.10^{-2}.T^2 - 4,6611.10^{-5}.T^3 + 7,0798.10^{-9}.T^4 - 9,592.10^4 \ln (0,0461 - 4,365.10^{-5}.T) \quad (7.6)$$

Burada T, K (Kelvin) ve entalpiler ise J/mol olarak verilmiştir.

Daha sonra gaz fazındaki bu izopropanol, aseton ve hidrojen den oluşan karışımdan izopropanolün ayrıştırılması gerekmektedir. Bunu ayrıştırmanın faydası reaksiyona girmeyen izopropanolün tekrar düşük sıcaklık tankına döndürülmesi ve dehidrojenizasyonunun gerçekleşmesi sağlanır ve ayrıca kompresörde verilmesi gereken iş azalır. Burada ayrıştırma sonucu çevreye bir ısı atılır. Buradaki atık ısıdan çevreye olan ısı akışı reaksiyonda itici gücü oluşturur. Buradaki sıkıştırma işi, prosesin tersinir ve adyabatik olduğu kabulüyle;

$$W = (n_A + 1) \frac{k.R.T}{k-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \quad (7.7)$$

şeklinde yazılabilir [5]. Burada ;

$n_A$  = 1 mol asetondaki alkol mol sayısı

$k$  = Sabit basınçta ( $C_p$ ) ve sabit hacimdeki ( $C_v$ ) özgül ısılar oranı

$P_1$  = Kompresör girişindeki basınç

$P_2$  = Kompresör çıkışındaki basınç

$R$  = İdeal gaz sabiti ,  $R = 8,31441 \text{ J/ mol K}$

$T$  = Kompresör girişindeki sıcaklık , K

Ayrıca yüksek sıcaklık tankında egzotermik reaksiyon sonucu kimyasal ısı pompasından yüksek sıcaklıkta elde edilebilecek ısının değeri ise egzotermik reaksiyon entalpi değişimi ile verilebilir [5].

$$\Delta_r H_y = -57,363 \cdot 10^3 + 36,174 \cdot T + 26,904 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 - 10,672 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 + 19,866 \cdot 10^{-10} \cdot T^4 \quad (7.8)$$

Burada  $T$  , K (Kelvin) ve entalpiler ise J/mol olarak verilmiştir.

## 7.2 Cihaz Boyutunun Belirlenmesi

Cihaz boyutunu belirlemedeki en önemli husus atık ısı kaynağıdır. Atık ısı kaynağının sıcaklığı ve saatteki atılan enerji miktarı bilinmelidir. Daha sonra bu bilinenler yardımıyla 1 mol hidrojen ve 1 mol aseton buharı elde etmek için gerekli  $Q$  ısı 7.3 denklemden bulunur. Düşük sıcaklık reaksiyon tankındaki izopropanol miktarı buradaki ısı denkleğinden bulunur [9].

$$Q = \Delta_r H_d + \Delta_v H_{AC} + \left( \frac{y_{IPA}}{1 - y_{IPA}} \right) \Delta_v H_{IPA} \quad (7.9)$$

$$Q_{atıkısı} = N \cdot Q \quad (7.10)$$

Burada ;

$Q_{atıkısı}$  = Atık ısı miktarı , kW

$N$  = Reaksiyon tankındaki alkolün mol sayısı

$Q$  = 1 mol izopropanolün dehidrojenizasyonu ile 1 mol hidrojen üretilmesi , ayrışan sıvı asetonun buharlaştırılması ve izopropanolün istenmeyen buharlaşması için gereken ısı miktarı , kW

Daha sonra yüksek sıcaklıkta elde edilebilir ısı miktarı yüksek sıcaklıktaki oluşan egzotermik reaksiyon entalpisinden bulunur. Ayrıca eğer sistemde kondenserde atılan ısıyı yüksek sıcaklık ısı değıştirgecine giren suyu ısıtmak için kullanırsak elde edilebilir ısı miktarı ve dolayısıyla etkinlik değeri daha da artacaktır. Yüksek sıcaklıktaki egzotermik reaksiyon entalpi [5];

$$\Delta_r H_y = -57,363.10^3 + 36,174.T + 26,904.10^{-3}.T^2 - 10,672.10^{-6}.T^3 + 19,866.10^{-10}.T^4 \quad (7.11)$$

eşitliği ile bulunur.

Burada T , K (Kelvin) ve entalpiler ise J/mol olarak verilmiştir.

Kondenslerdeki atılan ısı miktarı ise eğer faydalanırsak ;

$$Q_{\text{kondenser}} = N_H.(C_{pH}.T_2 - C_{pH}.T_1) + N_{AC}.(C_{pAC}.T_2 - C_{pAC}.T_1) \quad (7.12)$$

Burada ;

$Q_{\text{kondenser}}$  = Kondenserde atılan ısı miktarı , kW

$C_{pH}$  = Hidrojen için  $T_2$  ve  $T_1$  sıcaklıklarındaki özgül ısılar , kJ / mol K

$C_{pAC}$  = Aseton için  $T_2$  ve  $T_1$  sıcaklıklarındaki özgül ısılar , kJ / mol K

$N_H$  ve  $N_{AC}$  = Hidrojen ve asetonun mol sayıları

$T_1$  ve  $T_2$  = Karışımın kondensere giriş ve çıkış sıcaklıkları , K

$C_p$  değerlerine ait eşitlikler aşağıda sıvı ve gaz fazları için görülmektedir.

Gaz fazındaki özgül ısılar [5];

$$C_{pAC(g)} = 9,29 + 26,628.10^{-2}.T - 13,983.10^{-5}.T^2 + 28,302.10^{-9}.T^3 \quad (7.13)$$

$$C_{pIPA(g)} = 17,614 + 31,694.10^{-2}.T - 17,191.10^{-5}.T^2 + 36,257.10^{-9}.T^3 \quad (7.14)$$

$$C_{pH(g)} = 27,85 + 33,657.10^{-4}.T$$

Sıvı fazındaki özgül ısılar [5];

$$C_{pAC(s)} = 95919,588 / (1058 - T) \quad (7.16)$$

$$C_{pIPA(s)} = 253,699 + 1,907T - 17,626.10^{-4}.T^2 \quad (7.17)$$

Burada T , K (Kelvin) ve özgül ısılar ise J/mol K olarak verilmiştir.

Yüksek sıcaklık reaksiyon tankında eşanjör yardımıyla sisteme sağlanan ısı miktarı ise ;

$$Q_y = \Delta_r H_y . N_{AC} \quad (7.18)$$

Denklemlerle bulunur.

Buradan endüstriyel kimyasal ısı pompası boyutu [8];

$$CB = (COP_t) . (q_w) \quad (7.19)$$

Eşitliğinden faydalanılarak hesaplanır.

$$COP_t = Q_y / Q_{\text{atıkısı}} \quad (7.20)$$

$q_w$  = Atık ısı kaynağı saatteki toplam ısı akısı , kW

### 7.3 Endüstriyel Kimyasal Isı Pompası Sıcaklık Yükseltilmesi Uygulaması

$$T_d = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$$

$$T_y = 170 \text{ }^\circ\text{C} = 443 \text{ K}$$

$$T_c = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

Çevrimin maksimum verimi [9];

$$\eta_{\text{maks}} = (1 - T_c / T_d) / (1 - T_c / T_y) \quad (7.21)$$

$$\eta_{\text{maks}} = (1 - 303 / 333) / (1 - 303 / 443) \quad (7.22)$$

$$\eta_{\text{maks}} = \%28,50 \quad (7.23)$$

Elde edilen ısının sisteme beslenen ısıya oranı ;

$$\text{COP}_t = \frac{\Delta_r H_y}{\Delta_r H_d + \Delta_v H_{AC} + \left( \frac{y_{IPA}}{1 - y_{IPA}} \right) \Delta_v H_{IPA}} \quad (7.24)$$

Reaksiyon ve buharlaşma entalpileri ;

$$\Delta_r H_d = -27,878.10^4 + 281.549.T - 0,9516.10^{-1}.T^2 + 5,86.10^{-4}.T^3 - 9,592.10^4.\ln(0,046181 - 4,365.10^{-5}.T) \quad (7.25)$$

$$\Delta_v H_{IPA} = -7,444.10^4 + 271,313.T - 7,950.10^{-1}.T^2 + 5,2879.10^{-4}.T^3 + 9,064.10^{-9}.T^4 \quad (7.26)$$

$$\Delta_v H_{AC} = -30,6796.10^4 + 9,29.T + 13,318.10^{-2}.T^2 - 4,6611.10^{-5}.T^3 + 7,0798.10^{-9}.T^4 - 9,592.10^4.\ln(0,0461 - 4,365.10^{-5}.T) \quad (7.27)$$

$$\Delta_r H_y = -57,363.10^3 + 36,174.T + 26,904.10^{-3}.T^2 - 10,672.10^{-6}.T^3 + 19,866.10^{-10}.T^4 \quad (7.28)$$

$$\Delta_r H_d = 157286,353 \text{ J / mol}$$

$$\Delta_v H_{IPA} = 52625,56 \text{ J / mol}$$

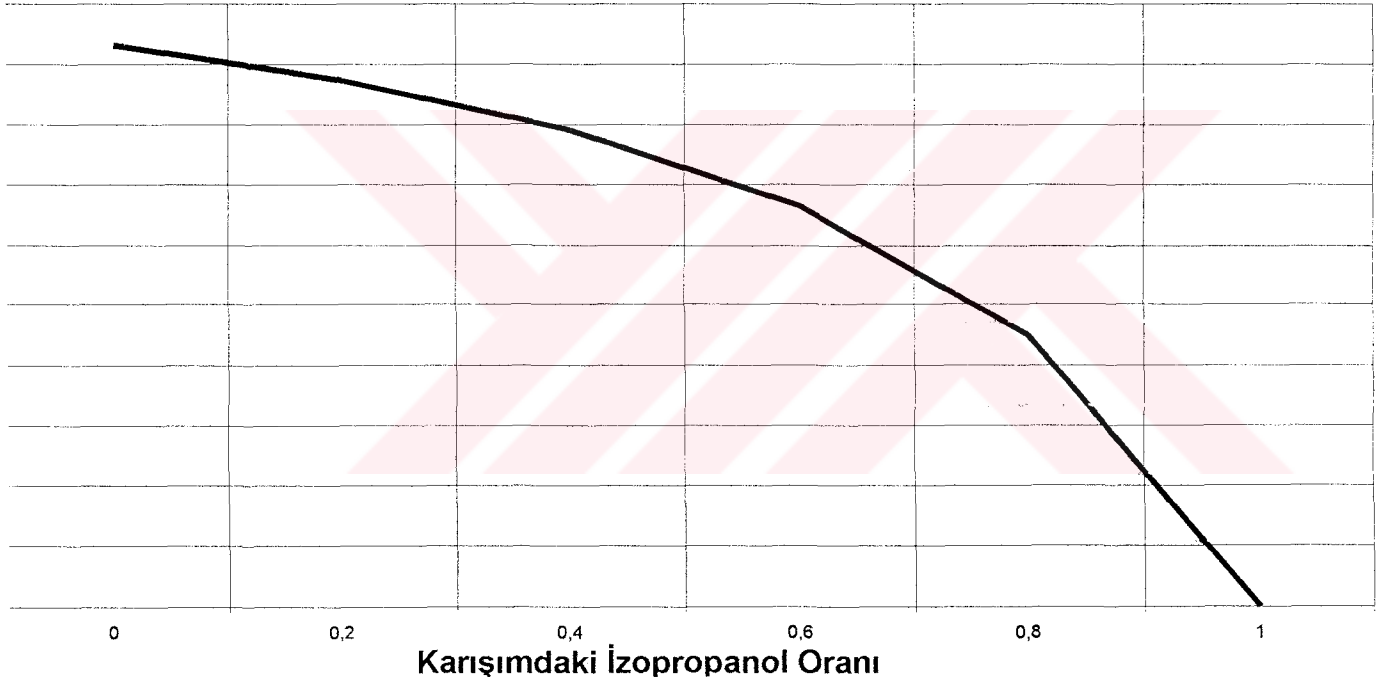
$$\Delta_v H_{AC} = 40903,36 \text{ J / mol}$$

$$\Delta_r H_y = -36909,57 \text{ J / mol}$$

Yapılan hesaplamalar sonucu karışımdaki izopropanol oranı  $y_{IPA}$ 'ya bağlı olarak kimyasal enerjiye dönüştürülebilen atık ısı oranları  $\text{COP}_t$ 'ler Çizelge 7.1 ve Şekil 7.3'de görülmektedir.

Çizelge 7.1  $y_{iPA} - COP_t$  değişimi

$y_{iPA}$	$COP_t$
0	0,1862
0,2	0,1746
0,4	0,1581
0,6	0,1331
0,8	0,0903
1	0

COP<sub>t</sub> - Karışımdaki İzopropanol Oranı Değişimişekil 7.3 İzopropanol oranına göre COP<sub>t</sub> değişimi



## 8. EKONOMİK ANALİZ

### 8.1 Kimyasal Isı Pompası

#### 8.1.1 Yatırım maliyeti

Kimyasal ısı pompasının kapasitesine göre yatırım maliyetinin bulunmasında Şekil 8.1'den yararlanılır. Bu şekilde görülen eğrinin denklemi aşağıdaki gibidir ;

$$I_{\infty} = -18,32.Q^2 + 271,77.Q + 75,5673 \quad (8.1)$$

$I_{\infty}$  = kimyasal ısı pompası yatırım maliyeti , \$

$Q$  = kapasite , MW

Şekil 8.1 , 1988 yılı verilerine göre elde edilmiştir. Bu nedenle bu değer bulduğumuz veya analiz yaptığımız yıla göre kullanılabilir hale getirilmesi gerekir. Bu ise bir düzeltme faktörü  $f$  yardımıyla gerçekleştirilir.

$$f = (1+i_1)(1+i_2)(1+i_3).....(1+i_n) \quad (8.2)$$

burada  $i_1$  , 1988'den sonraki ilk yıldaki enflasyon oranı ,  $i_2$  ,  $i_3$  , ....,  $i_n$  aynı şekilde 1988'den sonraki  $n$ 'inci yıldaki enflasyon oranıdır. Eğer tüm yıllar için enflasyon oranı sabit ise veya ortalama bir değer seçmek mümkünse , bu durumda  $f$  şöyle tanımlanabilir ;

$$f = (1+i)^n \quad (8.3)$$

burada  $n$  , analiz yaptığımız yıl ile 1988 yılı arasındaki fark yıl sayısıdır.

Sonuçta yatırım maliyeti olarak ;

$$I_c = f . I_{\infty} \quad (8.4)$$

olarak bulunur. Burada ;

$I_c$  = analiz yaptığımız yıldaki yatırım maliyeti , \$

$I_{\infty}$  = 1988 verilerine göre elde edilen Şekil 8.1 yardımıyla bulunan yatırım maliyeti , \$

$f$  = düzeltme faktörü

#### 8.1.2 Eşdeğer düzgün yıllık maliyet (EDYM)

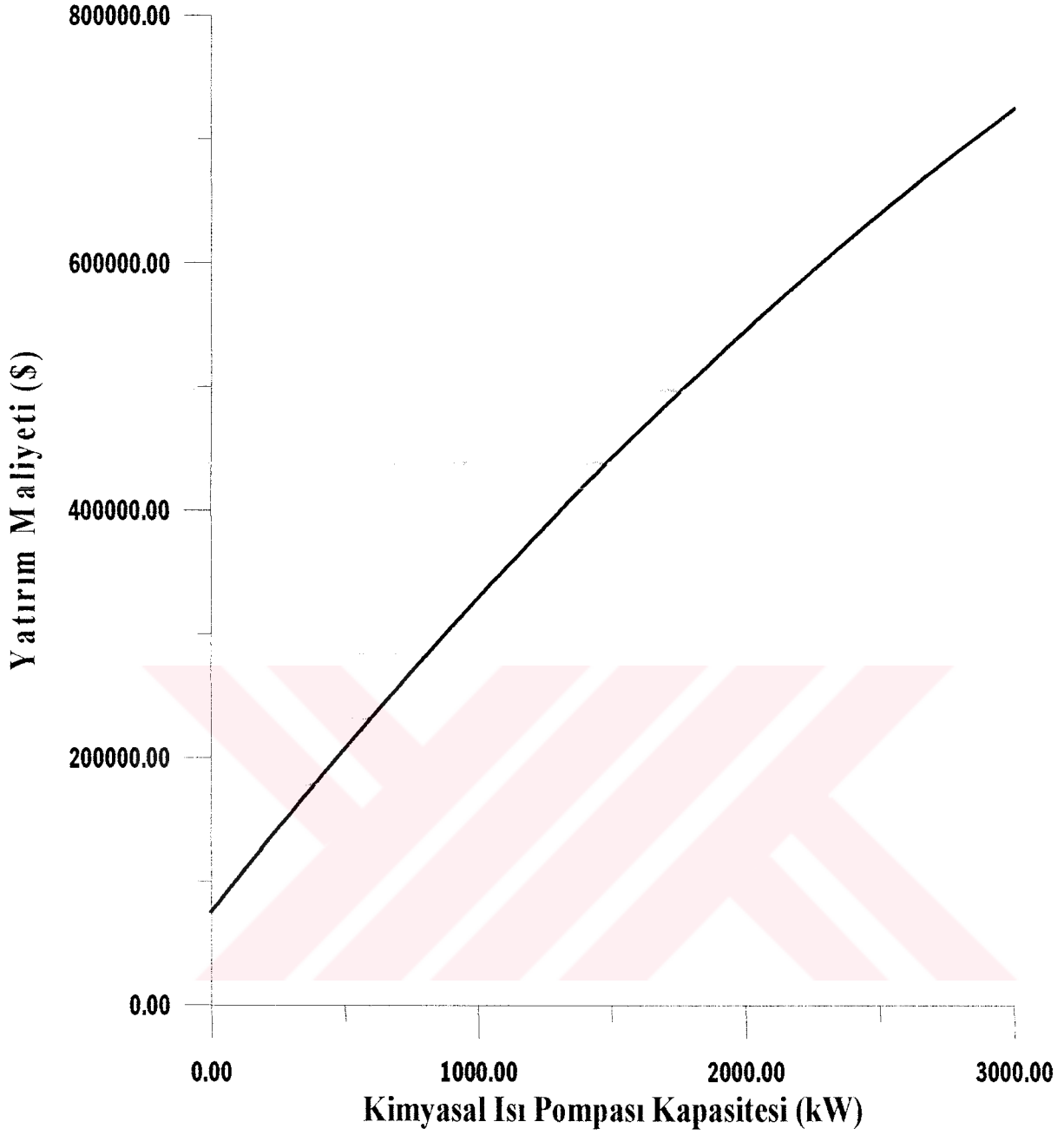
Eşdeğer düzgün yıllık maliyet aşağıdaki formül yardımıyla hesaplanır.

$$EDYM = I_c \frac{(1+i)^n . i}{(1+i)^n - 1} \quad (8.5)$$

$I_c$  = kimyasal ısı pompası yatırım maliyeti , \$

$n$  = göz önüne alınan yatırım süresi , yıl

$i$  = yıllık nominal faiz



Şekil 8.1 Kimyasal ısı pompası kapasitesi ve yatırım maliyeti ilişkisi

### 8.1.3 Yıllık işletme ve bakım maliyeti (OM)

Endüstriyel kimyasal ısı pompasının bakım ve işletme maliyeti aşağıdaki eşitlik kullanılarak hesaplanır [8];

$$OM = \frac{(CB).(EM).(H)}{16} + (0.05).(I_c) \quad (8.6)$$

burada ;

CB = kimyasal ısı pompası kapasitesi , kW

EM = elektrik maliyeti , \$/kWh

H = endüstriyel kimyasal ısı pompası yıllık işletme süresi , saat/yıl

$I_c$  = yatırım maliyeti , \$

Yukarıda kullanılan , soğutma kulesi fan gücünü içeren 16 sayılı endüstriyel kimyasal ısı pompası için uygundur. Eğer tek geçişli soğutma için yeraltı kaynak suyu kullanılıyorsa ,  $COP_e$  artacağından 20 değerinin kullanılması daha uygun olacaktır. Bakım maliyeti endüstriyel ısı pompası bakımının toplam yıllık maliyetidir. Yapılması gereken kontroller , başlatma , kapatma , sızıntı denetimi , pompa ve valf bakımları vb. içerir. Burada yatırım maliyetinin %5 'i kabul edilmiştir.

### 8.1.4 Toplam yıllık maliyet (TYM)

Eşdeğer toplam yıllık maliyet eşdeğer düzgün yıllık maliyet ile yıllık işletme ve bakım maliyetlerinin toplamı olacaktır.

$$TYM = EDYM + OM \quad (8.7)$$

## 8.2 Buhar Kazanı Sistemi

### 8.2.1 Yatırım maliyeti

Yatırım maliyeti , kimyasal ısı pompasıyla eşdeğer çıkış kapasitesine sahip buhar kazanının parasal değeri olacaktır. Bunu  $I_c$  ile göstereceğiz. Buhar kazanı yatırım maliyetinin kapasite ile değişimi Şekil 8.2'de verilmiştir. Bu değişimi veren fonksiyon aşağıdaki gibidir ;

$$I_c = -0,00453216.Q^2 + 21,9991.Q + 3367,2 \quad (8.8)$$

$I_c$  = yatırım maliyeti , \$

Q = kazan kapasitesi (kimyasal ısı pompasına eşdeğer) , kW

### 8.2.2 Eşdeğer düzgün yıllık maliyet (EDYM)

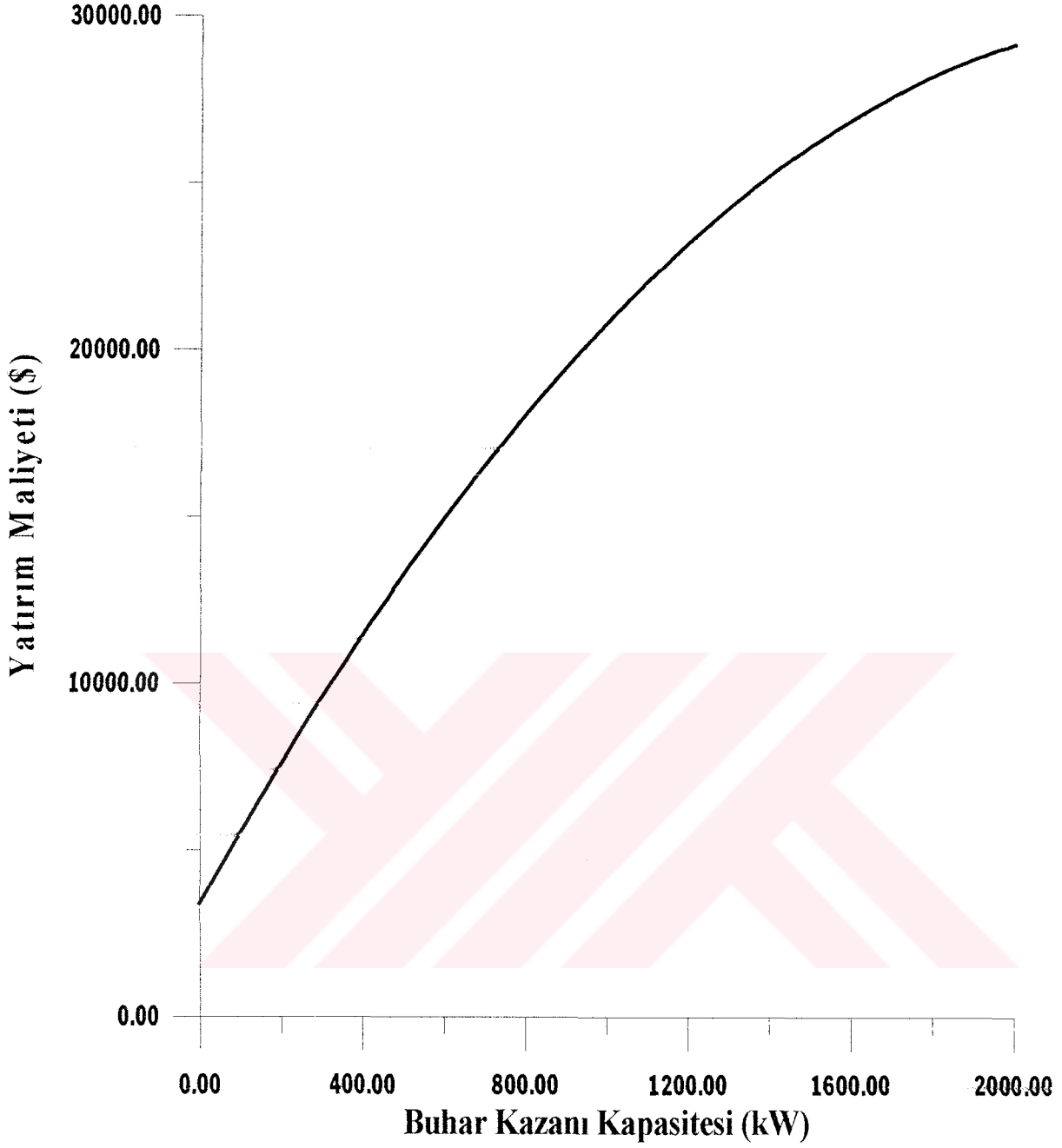
Eşdeğer düzgün yıllık maliyet 8.5'de olduğu gibi hesaplanacaktır.

$$EDYM = I_c \frac{(1+i)^n \cdot i}{(1+i)^n - 1} \quad (8.9)$$

$I_c$  = kimyasal ısı pompasına eşdeğer kapasitedeki buhar kazanının yatırım maliyeti

n = göz önüne alınan yatırım süresi , yıl

i = yıllık nominal faiz



Şekil 8.2 Buhar kazanı yatırım maliyeti-kapasite ilişkisi

### 8.2.3 Yıllık enerji tüketimi

Yıllık enerji tüketimi , buhar kazanının bir yıl boyunca buhar üretimi için gereken yakıt tüketimidir. Buhar kazanının yıllık yakıt tüketimi aşağıdaki formül yardımıyla bulunur ;

$$YYT = \frac{Q.H}{\eta_{kazan} . H_u} \quad (8.10)$$

Q = ısı kapasite , (kCal/h , kW)

H = buhar kazanı yıllık işletme süresi , saat/yıl

$\eta_{\text{kazan}}$  = kazan verimi

$H_u$  = yakıtın alt ısı değeri , (kCal/kg , kJ/kg)

Yıllık tüketilen yakıtın parasal değeri ise şu şekilde bulunur ;

$$\text{YYM} = \text{YYT.F} \quad (8.11)$$

F = yakıtın birim fiyatı , (\$/kg , \$/Nm<sup>3</sup> , \$/lt)

### 8.2.4 Yıllık işletme ve bakım maliyeti (OM)

Yıllık işletme ve bakım maliyeti , yıllık yakıt maliyeti ve buhar kazanı için yıl boyu yapılacak bakım ve onarım masrafları ve buhar kazanının yıllık elektrik tüketiminin toplamıdır. Bu ise şu şekilde ifade edilebilir ;

$$\text{OM} = \text{YYM} + \text{YBM} \quad (8.12)$$

YYM = yıllık yakıt masrafı

YBM = yıllık bakım ve onarım giderleri

$$\text{YBM} = 0,05.I_c$$

### 8.2.5 Toplam yıllık maliyet (TYM)

Eşdeğer toplam yıllık maliyet 8.7'deki gibidir.

$$\text{TYM} = \text{EDYM} + \text{OM} \quad (8.7)$$

### 8.3 Net Kazanç Hesapları ve Sonuç

Net kazanç , bu sistemde kimyasal ısı pompası ile eşdeğer kapasitedeki buhar kazanı sistemi arasındaki yıllık toplam maliyetlerin karşılaştırılması sonucunda elde edilir. Burada net kazanç şöyle tanımlanabilir ;

$$\text{NK} = \text{TYM}_{\text{Buhar kazanı sistemi}} - \text{TYM}_{\text{Kimyasal ısı pompası sistemi}} \quad (8.13)$$

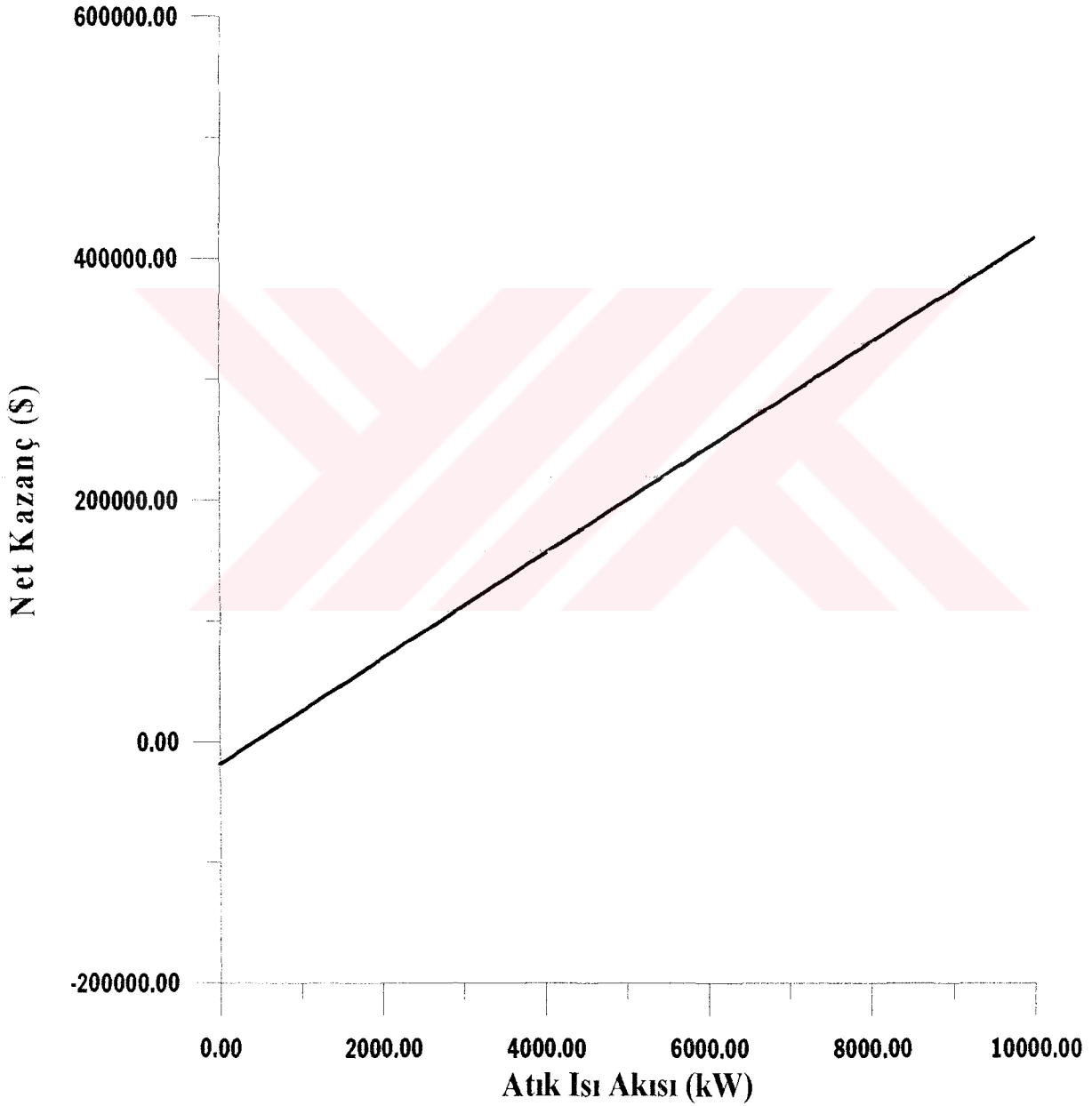
Bu değer negatif olması halinde kimyasal ısı pompası sistemi kullanılmasının ekonomik olmayacağı açıktır. Hesaplarda kolaylık sağlamak için bütün bu işlemleri yapan bir tablo Excel programı yardımıyla hazırlandı. Bu tabloda farklı kapasiteler için net kazancın atık ısı akısı ile nasıl değiştiği incelendi ve aşağıdaki formül elde edildi.

$$NK = 46,6412.Q - 18640,5 \quad (8.15)$$

NK = net kazanç , \$

Q = atık ısı akısı , kW

Buradan da görüleceği gibi net kazanç , 1999 yılı verileri esas alındığında , yaklaşık 430 kW atık ısı akısı için sıfır olmaktadır. Yani atık ısı akısı 430 kW'dan az ise kimyasal ısı pompası kullanmak ekonomik değildir. Bu değişimi gösteren grafik ise Şekil 8.3'de görülmektedir. Oluşturulan Excel tablosu ise Çizelge 8.1'de görülmektedir.



Şekil 8.3 Atık ısı akısı ve net kazanç arasındaki ilişki

Çizelge 8.1 Oluşturulan Excel tablosu

KİMYASAL ISI POMPASI - BUHAR KAZANI KARŞILAŞTIRMALI EKONOMİK İNCELEME	
KİMYASAL ISI POMPASI VERİLERİ	
Kimyasal ısı pompası türü	İzopropanol-Aseton-Hidrojen E.K.I.P
Çalışma sıcaklıkları	
Endotermik reaksiyon sıcaklığı	60 C , 333 K
Egzotermik reaksiyon sıcaklığı	170 C , 443 K
Kondenzasyon sıcaklığı	30 C , 303 K
Çevrimin maksimum verimi	%28,50
COPt ( Qfaydalı/Qatıkısı)	%18
BUHAR KAZANI VERİLERİ	
Kullanılan yakıt	Fuel-oil
Yakıtın alt ısıl değeri ,Hu (kj/kg)	39774,6
HESAPLAMALAR	
Atık ısı akışı (kW)	1000
Enflasyon oranı (%)	6
Yatırımın yapıldığı yıl	1999
Yıllık çalışma süresi ( EKIP , Buhar kazanı) (h/yıl)	5475
Kullanılan yakıtın birim fiyatı , F (\$/kg)	0,54
Elektriğin birim fiyatı , EM (\$/kWh)	0,017
Kazan verimi (%)	90
Öngörülen yatırım ömrü (yıl)	15
KİMYASAL ISI POMPASI	
Kimyasal ısı pompası kapasitesi (kW)	180
Kimyasal ısı pompası yatırım maliyeti (\$)	235184,64
Eşdeğer düzgün yıllık maliyet , (\$/yıl)	24215,26
Yıllık işletme ve bakım maliyeti , (\$/yıl)	11760,28
Toplam yıllık maliyet (\$/yıl)	35975,54
BUHAR KAZANI SİSTEMİ	
Buhar kazanı yatırım maliyeti (\$)	7180,20
Eşdeğer düzgün yıllık maliyet , (\$/yıl)	739,29
Yıllık yakıt tüketimi (kg/yıl)	99108,48
Yıllık yakıt masrafı (\$/yıl)	53518,58
Yıllık işletme ve bakım maliyeti , (\$/yıl)	53877,59
Toplam yıllık maliyet (\$/yıl)	61057,78
TYMkazan-TYMisıpompaı , Kar (\$/yıl)	25082,24

## 9. SONUÇ VE ÖNERİLER

Kimyasal ısı pompaları , endüstriyel tesislerden atılan atık ısıların değerlendirilmesinde etkili biçimde kullanılabilir. Sistemden en yüksek verimi elde etmek için dikkat edilecek en önemli husus atık ısının kapasitesi ve sıcaklığı ile arzulanan sıcaklık artırımındır. Bu atık ısı sıcaklığı ile istenen sıcaklık seviyeleri arasında çalışan ve en yüksek etkinliğe sahip kimyasal çevrim tercih edilmelidir.

Kimyasal ısı pompası kullanmak her zaman uygun olmayabilir. Ekonomik analiz kısmında yapılan incelemeler sonucunda atık ısı akısının 430 kW'dan daha az olması durumunda kimyasal ısı pompası kullanmak bize ekonomik olarak bir katkı sağlamayacaktır. Aynı şekilde bu değerden büyük atık ısı akıları için net kazanç sürekli artmaktadır. Ne kadar fazla atık ısı varsa biz bu ısıdan o kadar çok kazanç sağlayacağız demektir. İncelemelerin sonucunda bu net kazancın atık ısı akısıyla sürekli artan doğrusal bir değişim gösterdiği görüldü. Şekil 8.3'de bu değişim görülmektedir. Bu şekil yardımıyla , biz herhangi bir atık ısı akısı için kimyasal ısı pompası sistemi kullanmanın bize fayda sağlayıp sağlamayacağı hakkında fikir edinebilir ve bu kimyasal ısı pompasının ne kadar yıllık kazanç sağlayacağını tahmin edebiliriz.





**KAYNAKLAR**

- [1] Clark , E. C. , (1982) , “Industrial Heat Recovery Using a Modified Absorbtion Cycle” , Rocket Research Company
- [2] Clark , E. C. , “Industrial Chemical Heat Pumps : Chemically Driven” , Rocket Research Company
- [3] Gastauer , P. ve Kameyama , H. , (1995) , “The Thermal Efficiency of the Isopropanol / Acetone / Hydrogen Chemical Heat Pump : Analysis and İmprovment” , Tokyo University of Agriculture and Technology
- [4] Hanna , W. T. , Lane , M. L. ve Whitney , L. , “Industrial Applications for Waste Heat Powered Temperature Booster” , Battelle Columbus Labs. , Adolph Coors Company , 18<sup>th</sup> IECEC
- [5] Prevost , M. ve Bugarel , R. , “Chemical Heat Pumps: System Isopropanol – Acetone – Hydrogen” , Instut du Genie Chimique
- [6] Raldow , W. , (1981) , “Thermal Efficiencies of Chemical Heat Pump Configurations” , Royal Instutute of Technology
- [7] Raldow , W. M. ve Wentworth , W. E. , (1978) , “Chemical Heat Pumps – A Basic Thermodynamic Analysis” , University of Houston
- [8] Rocket Research Company , “ICHP Economic Analysis”
- [9] Saito , Y. ,-(1995) , “Chemical Heat Pump and Hydrogen Transportation” , Science University of Tokyo
- [10] Isisan 1999 Buderus Buhar Kazanları Fiyat Listesi
- [11] Aybers , N. ve Şahin , B. , (1995) , “Enerji Maliyeti” , Yıldız Teknik Üniversitesi Yayını , Yayın No : 299
- [12] Yılmaz , Z. , (1997) , “Yatırım Projeleri Analizi ve Yönetimi” , Uludağ Üniversitesi , İİBF Yayın No : 18
- [13] Tolga , E. ve Kahraman , C. , (1994) , “Mühendislik Ekonomisi” , İstanbul Teknik Üniversitesi , Yayın No: 1542

**ÖZGEÇMİŞ**

Doğum Tarihi	15.02.1975	
Doğum Yeri	Sivas	
Lise	1986 – 1992	Nevzat Ayaz Lisesi
Lisans	1992 – 1996	Yıldız Üniversitesi Kocaeli Mühendislik Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümü
Yüksek Lisans	1996 -	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilimdalı Isı Proses Programı
Çalıştığı Kurum(lar)	1998 -	Yıldız Teknik Üniversitesi Makine Mühendisliği Bölümü , Termodinamik ve Isı Tekniği Anabilimdalı Araştırma Görevlisi

