

# İzopropanol - Aseton - Hidrojen Kimyasal Isı Pompası ve Ekonomik Analizi

Arş.Gör.Dr. Hakan DEMİR

## 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. A chemical cycle is used for boosting the rejected low-grade heat at 80-120 °C to process heat at 120-235 °C. Dehydrogenization of alcohols and hydrogenization of acetone can be used for this purpose. In this study, a thermodynamical analysis of Isopropanol-Acetone-Hydrogen chemical heat pump system and a comparative economical analysis of Isopropanol-Acetone-Hydrogen chemical heat pump and steam boiler system were accomplished. At higher capacities, industrial chemical system is more feasible and its variation is linear with increasing capacity.

## Key Words:

## ÖZET

Endüstriyel kimyasal ısı pompaları düşük sıcaklıktaki ısıyı alır ve bunu yüksek sıcaklıkta kullanılabilir ısıya çevirebilir. Atık ısıyı kullanabilmek için bir kimyasal çevrim kullanılır ve 80-120 °C sıcaklıktaki ısıyı 120-235 °C sıcaklıklarda faydalı hale getirir. Alkollerin dehidrojenizasyonu ve asetonun hidrojenizasyonu da bu tip bir kimyasal ısı pompası isteminde kullanılabilir. Bu çalışmada İzopropanol-Aseton-Hidrojen ısı pompasının termodinamik incelemesi yapılmış ve endüstriyel atık ısı uygulamaları için buhar kazanlı sistemle karşılaştırmalı ekonomik analizi gerçekleştirilmiştir. Yüksek kapasitelerde endüstriyel kimyasal ısı pompası sistemi buhar kazanlı sistemden daha ekonomiktir ve bu artan kapasite ile doğrusal bir değişim göstermektedir.

**Anahtar Kelimeler:** Kimyasal ısı pompası, ekonomik analiz, kimyasal çevrim, atık ısı geri kazanımı

## 1. GİRİŞ

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. 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 etmiştir. Piyasa çalışması endüstriyel uygulamaların teknik açıdan gerçekçi olduğunu doğrulamış ve potansiyel kullanıcıların sistem geliştirilmesi için ciddi olarak ilgilendiği görülmüştür. 1978 başlarında, 180 tonluk bir absorpsiyon soğutucu, 585.7 kW'lık bir deneme makinesi yapmak için kullanıldı. Bu program 1978 sonlarında başarıyla tamamlanmıştır.

Sıcaklık yükseltici uygulamasının ekonomik olabilmesi için şu dört şart gerçekleşmelidir;

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

- 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.
- d- Göreceli olarak yüksek enerji maliyeti; enerji kaynağı olarak doğal gaz veya petrol kullanımı.

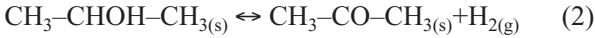
## 2. İZOPROPANOL–ASETON–HİDROJEN KİMYASAL ISI POMPASI SİSTEMİ

### 2.1 Termodinamik İnceleme

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



Burada alkol olarak izopropanol kullanılmaktadır.

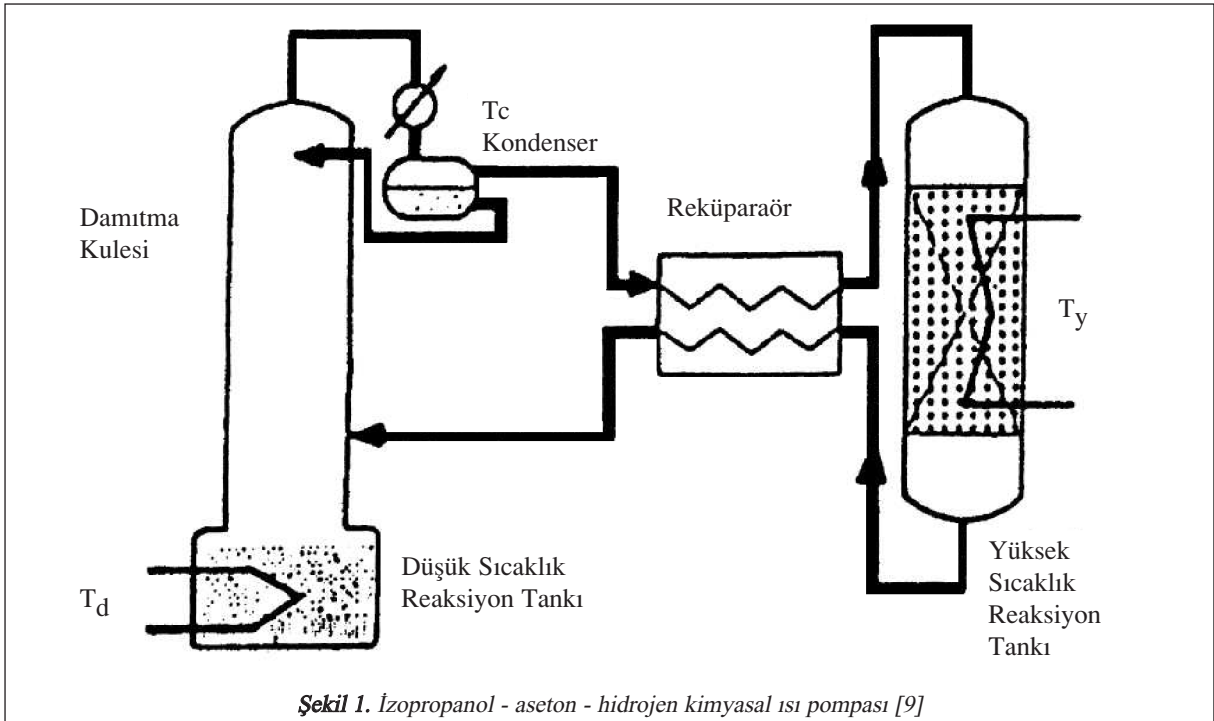


İzopropanolün dehidrojenizasyonu sıvı fazında gerçekleşir ve endotermik bir reaksiyondur. Reaksiyo-

nun gerçekleşmesi için 55–85 °C arasında ısı (veya güneş) enerjisi gerekir. Hidrojenizasyon, gaz fazında gerçekleşir ve ekzotermiktir. Bu ekzotermik 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 oluşur:

1. İzopropanolün endotermik reaksiyon sonucu düşük sıcaklıkta dehidrojenizasyonu,
2. Asetonun ekzotermik reaksiyon sonucu yüksek sıcaklıkta hidrojenizasyonu,
3. İzopropanol'ün çevre sıcaklığında ayrışması.

Bu bileşenlerden oluşan kimyasal ısı pompası Şekil 1'de görülmektedir. İzopropanol/aseton karışımındaki izopropanol, kaynama koşullarında katalizör yardımıyla düşük sıcaklık reaktöründe dehidrojenize edilir. Endotermik reaksiyon için gerekli ısı ve buharlaşma ısı 80 °C sıcaklıkta sağlanır. Reaksiyon hızı üretilen aseton ve hidrojen tarafından engellenir. Bu nedenle reaksiyon ürünlerinin buharlaştırma yoluyla reaksiyon karışımından uzaklaştırılması gerekir.



Şekil 1. İzopropanol - aseton - hidrojen kimyasal ısı pompası [9]

Kısmi damıtma kulesindeki yoğuşurma yardımıyla izopropanol, aseton ve hidrojenen 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.

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

$$Q = \Delta_r H_d + \Delta_v H_{AC} + \frac{y_{IPA}}{1 - y_{IPA}} \Delta_v H_{IPA} \quad (3)$$

eşitliği yardımıyla bulunur.

$\Delta_r H_d$  : 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 oranı

Yukarıda (3) eşitliğindeki parametrelerin her biri aşağıdaki eşitlikler yardımıyla bulunur [5].

$$\Delta_r H_d = -27.878 \times 10^4 + 281.549T - 0.9516 \times 10^{-1}T^2 + 5.86 \times 10^{-4}T^3 - 9.592.10^4 \ln(0.046181 - 4.365 \times 10^{-5}T) \quad (4)$$

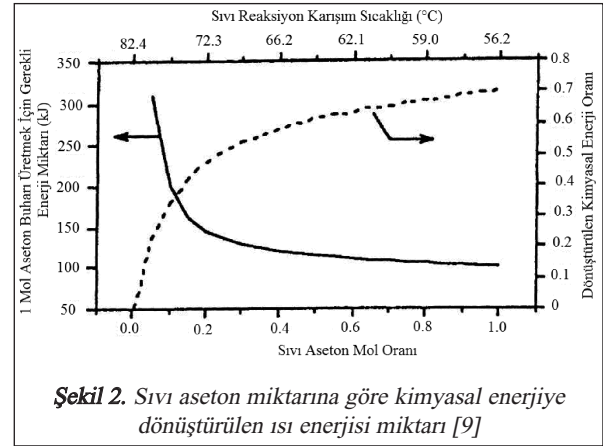
$$\Delta_v H_{IPA} = -7.444 \times 10^4 + 271.313T - 7.950 \times 10^{-1}T^2 + 5.2879 \times 10^{-4}T^3 + 9.064 \times 10^{-9}T^4 \quad (5)$$

$$\Delta_v H_{AC} = -30.6796 \times 10^4 + 9.29T + 13.318 \times 10^{-2}T^2 - 4.6611 \times 10^{-5}T^3 + 7.0798.10^{-9}T^4 - 9.592 \times 10^4 \ln(0.0461 - 4.365 \times 10^{-5}T) \quad (6)$$

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

Eğer  $y_{IPA} = 0$  ise eşitlikteki son kısım sifıra eşit olur ve ısı gereksinimi reaksiyon ısısı ve asetonun buhar-

laşma 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 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.



Şekil 2. Sıvı aseton miktarına göre kimyasal enerjiye dönüştürülen ısı enerjisi miktarı [9]

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.

Daha sonra gaz fazındaki bu izopropanol, aseton ve hidrojenen 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;

$$W = (n_A + 1) \frac{kRT}{k - 1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^k \right]^{\frac{k-1}{k}} \quad (7)$$

şeklinde yazılabilir[5].

$n_A$ : 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 (8,31441 J/mol K)  
 $T$ : Kompresör girişindeki sıcaklık (K)

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

$$\Delta_r H_y = -57.363 \times 10^3 + 36.174T + 26.904 \times 10^{-3} T^2 - 10.672 \times 10^{-6} T^3 + 19.866 \times 10^{-10} T^4 \quad (8)$$

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

## 2.2 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 (3) nolu denklemden bulunur. Düşük sıcaklık reaksiyon tankındaki izopropanol miktarı buradaki ısı denkleğinden bulunur [9].

$$Q_{\text{atıkısı}} = NQ \quad (9)$$

$Q_{\text{atıkısı}}$ : Atık ısı miktarı (kW)  
 $N$ : Reaksiyon tankındaki alkolün mol sayısı  
 $Q$ : 1 mol izopropanolün dehidrojenizasyonu ile 1 mol hidrojen üretilmesi, ayrıışan sıvı asetonun buharlaşması ve izopropanolün istenmeyen buharlaşması için gereken ısı miktarı (kW)

Daha sonra yüksek sıcaklıkta elde edilebilir ısı miktarı yüksek sıcaklıktaki oluşan ekzotermik 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 ekzotermik reaksiyon entalpi (8) nolu eşitlikten hesaplanır.

Kondenserdeki atılan ısı miktarı ise,

$$Q_{\text{kondenser}} = N_H(C_{pH}T_2 - C_{pH}T_1) + N_{AC}(C_{pAC}T_2 - C_{pAC}T_1) \quad (10)$$

ifadesi ile hesaplanır.

$Q_{\text{kondenser}}$ : Kondenserde atılan ısı miktarı (kW)  
 $N_H$  ve  $N_{AC}$ : Hidrojen ve asetonun mol sayıları  
 $C_{pH}$ : Hidrojen için  $T_1$  ve  $T_2$  sıcaklıklarındaki özgül ısılar (kJ/mol K)  
 $C_{pAC}$ : Aseton için  $T_1$  ve  $T_2$  sıcaklıklarındaki özgül ısılar (kJ/mol K)  
 $T_1$  ve  $T_2$ : Karışımın kondensere giriş ve çıkış sıcaklıkları (K)

Özgül ısılara ait eşitlikler aşağıda sıvı ve gaz fazları için görölmektedir. Gaz fazındaki özgül ısılar [5];

$$C_{pAC(g)} = 9.29 + 26.628 \times 10^{-2} T - 13.983 \times 10^{-5} T^2 + 28.302 \times 10^{-9} T^3 \quad (11)$$

$$C_{pIPA(g)} = 17.614 + 31.694 \times 10^{-2} T - 17.191 \times 10^{-5} T^2 + 36.257 \times 10^{-9} T^3 \quad (12)$$

$$C_{pH(g)} = 27.85 + 33.657 \times 10^{-4} T \quad (13)$$

Sıvı fazındaki özgül ısılar [5];

$$C_{pAC(s)} = 95919.588 / (1058 - T) \quad (14)$$

$$C_{pIPA(g)} = 253.699 + 1.907T - 17.626 \times 10^{-4} T^2 \quad (15)$$

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

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

$$Q_y = \Delta_r H_y N_{AC} \quad (16)$$

denklemleri ile bulunur. Buradan endüstriyel kimyasal ısı pompası boyutu;

$$CB = (COP_y)(q_w) \quad (17)$$

eşitliğinden faydalanılarak hesaplanır.

$$COP_t = Q_y / Q_{atıkısı} \quad (18)$$

qw : Atık ısı kaynağı toplam ısı akısı (kW)

### 3. EKONOMİK ANALİZ

#### 3.1 Kimyasal Isı Pompası

##### 3.1.1 Yatırım Maliyeti

Kimyasal ısı pompasının kapasitesine göre yatırım maliyetinin bulunmasında aşağıdaki denklemden yararlanılabilir [10].

$$I_C = -18.32Q^2 + 271.77Q + 75.5673 \quad (19)$$

$I_C$  : Kimyasal ısı pompası yatırım maliyeti (\$)

Q : Kapasite (MW)

##### 3.1.2 Eşdeğer Düzgün Yıllık Maliyet

Eşdeğer düzgün yıllık maliyet aşağıdaki formül yardımıyla hesaplanır.

$$EDYM = I_C \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (20)$$

$I_C$  : Kimyasal ısı pompası yatırım maliyeti (\$)

n : Göz önüne alınan yatırım süresi (yıl)

i : Yıllık nominal faiz

##### 3.1.3 Yıllık İşletme ve Bakım Maliyetleri

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

$$OM = \frac{(CB)(EM)(H)}{16} + (0.05)(I_C) \quad (21)$$

CB : Kimyasal ısı pompası kapasitesi (kW)

EM: Elektrik maliyeti (\$/kWh)

H : Kimyasal ısı pompası yıllık işletme süresi (saat/yıl)

$I_C$  : Kimyasal ısı pompası 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 artacağından 20 dege-

rinin 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.

##### 3.1.4 Toplam Yıllık Maliyet

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

$$TYM = EDYM + OM \quad (22)$$

#### 3.2 Buhar Kazanı Sistemi

##### 3.2.1 Yatırım Maliyeti

Yatırım maliyeti, kimyasal ısı pompasıyla eşdeğer çıkış kapasitesine sahip buhar kazanının parasal değeri olacaktır. Bunu IK ile göstereceğiz. Buhar kazanı yatırım maliyetinin kapasite ile değişimini veren fonksiyon aşağıdaki gibidir [10].

$$I_K = -0.00453216Q^2 + 21.9991Q + 3367.2 \quad (23)$$

$I_K$  : Kimyasal ısı pompası yatırım maliyeti (\$)

Q : Kimyasal ısı pompasına eşdeğer kazan kapasitesi (kW)

##### 3.2.2 Eşdeğer Düzgün Yıllık Maliyet

Eşdeğer düzgün yıllık maliyet kimyasal ısı pompasına benzer şekilde aşağıdaki formül yardımıyla hesaplanır.

$$EDYM = I_K \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (24)$$

$I_K$  : Kimyasal ısı pompasına eşdeğer kapasitedeki kazanın yatırım maliyeti (\$)

n : Göz önüne alınan yatırım süresi (yıl)

i : Yıllık nominal faiz

##### 3.2.3 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.

$$YYT = \frac{QH}{\eta_{kazan} H_u} \quad (25)$$

Q : Isıl kapasite (kcal/h, kW)  
H : Buhar kazanı yıllık işletme süresi (saat/yıl)  
 $\eta_{kazan}$  : Kazan verimi  
 $H_u$  : Yakıtın alt ısıl değeri (kcal/kg, kJ/kg)

Yıllık tüketilen yakıtın parasal değeri ise şu şekilde bulunur.

$$YYM = YYT.F \quad (26)$$

F : Yakıtın birim fiyatı (\$/kg, \$/Nm<sup>3</sup>, \$/l)

### 3.2.4 Yıllık İşletme ve Bakım Maliyetleri

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:

$$OM = YYM + YBM \quad (27)$$

YYM : Yıllık yakıt masrafı (\$/yıl)  
YBM : Yıllık bakım ve onarım gideri (\$/yıl)

$$YBM = 0.05I_K \quad (28)$$

### 3.2.5 Toplam Yıllık Maliyet

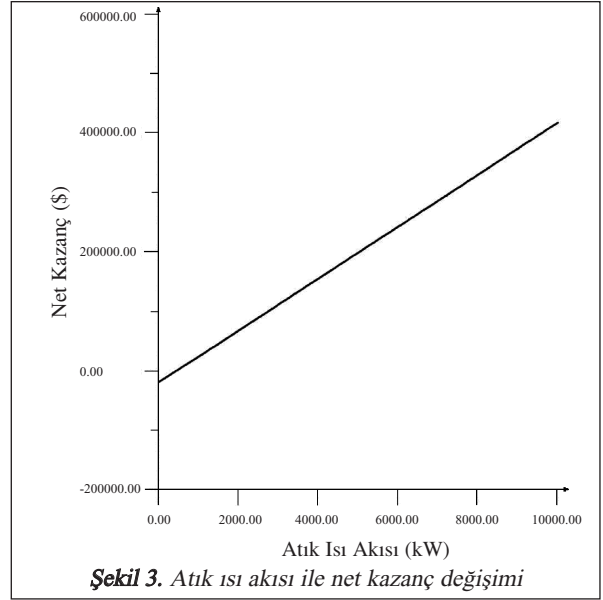
Eşdeğer toplam yıllık maliyet kimyasal ısı pompasında olduğu gibi (22) no'lu eşitlikten hesaplanır.

### 3.3 Net Kazanç Hesapları

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:

$$NK = TYM_{buhar kazanı} - TYM_{kimyasal ısı pompası} \quad (29)$$

Bu değer negatif olması halinde kimyasal ısı pompası sistemi kullanılmasının ekonomik olmayacağı aşikardır. Şekil 3'de atık ısı kapasitesi ile net kazanç arasındaki ilişki görülmektedir.



Şekil 3. Atık ısı akısı ile net kazanç değişimi

Burada 60 °C ile 170 °C arasında çalışan 30 °C yoğunlaşma sıcaklığı olan İzopropanol-Aseton-Hidrojen ısı pompası göz önüne alınmıştır. Çevrimin maksimum verimi %28.5, COP<sub>i</sub> 0.18, buhar kazanında kullanılan yakıt fuel-oil, kazan verimi %90, yıllık çalışma süresi 5475 saat, yatırım ömrü 15 yıl olarak alınmıştır.

## 4. SONUÇ

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 artırımıdır. 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. Şekil 3'ten de görüleceği üzere net kazanç atık ısı akısıyla sürekli artan doğrusal bir değişim göstermektedir. Ne kadar fazla atık ısı varsa biz bu ısıdan o kadar çok kazanç sağlayabiliriz demektir.

## 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., Kameyama, H., (1995), "The Thermal Efficiency of the Isopropanol / Acetone / Hydrogen Chemical Heat Pump: Analysis and Improvment", Tokyo University of Agriculture and Technology.
- [4] Hanna, W. T., Lane, M. L., Whitney, L., "Industrial Applications for Waste Heat Powered Temperature Booster", Battelle Columbus Labs., Adolph Coors Company, 18th IECEC.
- [5] Prevost, M., Bugarel, R., "Chemical Heat Pumps: System Isopropanol - Acetone -Hydrogen", Insitut du Genie Chimique.
- [6] Raldow, W., (1981), "Thermal Efficiencies of Chemical Heat Pump Configurations", Royal Institute of Technology.
- [7] Raldow, W. M., Wentworth, W. E., (1978), "Chemical Heat Pumps - A Basic Thermodynamic Analysis", University of Houston.
- [8] Rocket Research Company, "IHP Economic Analysis".
- [9] Saito, Y., (1995), "Chemical Heat Pump and Hydrogen Transportation", Science University of Tokyo.
- [10] Demir, H., "Endüstriyel Kimyasal Isı Pompaları", Yüksek Lisans Tezi, Yıldız Teknik Üniversitesi, 1999.
- [11] Aybers, N., 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., Kahraman, C., (1994), "Mühendislik Ekonomisi", İstanbul Teknik Üniversitesi, Yayın No: 1542.