

# Islak Kireçli Baca Gazı Desülfürüzyon Sistemi Termodinamik ve Ekonomik Analizi

*Araştırma Makalesi / Research Article*

Merve ŞENTÜRK ACAR<sup>1\*</sup>, Onur KAYAPINAR<sup>2</sup>, Oğuz ARSLAN<sup>3</sup>

<sup>1</sup>Dumlupınar Üniversitesi, Tavşanlı Meslek Yüksekokulu, Elektrik ve Enerji Bölümü, Kütahya, Türkiye

<sup>2</sup>Dumlupınar Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kütahya, Türkiye.

<sup>3</sup>Bilecik Şeyh Edebali Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Makina Mühendisliği Bölümü, Bilecik, Türkiye.

(Geliş/Received : 20.03.2017 ; Kabul/Accepted : 10.07.2017)

## ÖZ

Bu çalışmada, ıslak kireçli baca gazı desülfürüzyon sistemi (IKBGDS) ele alınmış olup, Kütahya ilinde refrakter tuğla üretimi yapılan bir fabrikada ıslak kireçli baca gazı desülfürüzyon sistemi uygulamasının termodinamik ve ekonomik açıdan değerlendirilmesi yapılmıştır. Buna göre sistem, enerji ve ekserji analizi metodları ile ele alınarak termodinamik değerlendirilmeleri yapılmış, ömür ve maliyet hesabı (LCC) ile birlikte net bugünkü değer (NBD) yöntemleri kullanılarak sistemin yatırıma değer olup olmadığı araştırılmıştır. Yapılan çalışma sonucunda, sistemin enerji verimi %48 ekserji verimi %59,5 olarak hesap edilmiştir. Mevcut çalışma şartları altında, sistemin ömrü 20 yıl kabul edilerek, NBD'si 2.999.727 TL olarak bulunmuş. Sistemde yapılacak iyileştirmeler neticesinde sistemin NBD'nin 58.171.167 TL'ye çıkarılabileceği edilmiştir.

**Anahtar Kelimeler:** Enerji-ekserji analizi, net bugünkü değer, ıslak kireçli baca gazı desülfürüzyon sistemi.

# Thermodynamic And Economic Analysis of Wet Lime Liquid Gas Desulfurization System

## ABSTRACT

In this study, the wet lime flue gas desulphurisation system (WLFGD) is considered and the wet flue gas desulphurisation system applied in a factory where the refractory brick production is made in Kütahya province is evaluated from the thermodynamic and economic point of view. The system is evaluated by energy , exergy analysis methods and thermodynamic evaluations (LCC) together with net present value (NPV) methods to determine whether the system is worth investment. As a result of the work done ,the energy efficiency of the system is calculated as %48 exergy efficiency of system is calculated as %59,5. Under the current working conditions, the system life has been accepted for 20 years and the investment value of the system which is found as NPV 2.999.727 TL has been determined. Due to the improvements ,the NPV value can be increased to 58.171.167 TL.

**Keywords:** Energy-exergy analysis, analysis, net present value, wet flue gas desulphurization

## 1. GİRİŞ (INTRODUCTION)

İlk ıslak kireçli baca gazı desülfürüzyon sistemi 1931 yılında, London Power Company' e ait olan Bettersea Termik santralinde hayata geçirilmiştir. İkinci olarak, 1935 yılında Bettersea santralının bir benzeri olan Swansea Termik santralinde uygulanmıştır. Üçüncüsü ise Fulham Termik 1938 de uygulanmıştır. İkinci dünya savaşına kadar olan sürede dünya genelinde sadece üç adet ıslak kireçli baca gazı desülfürüzyon sistemi uygulanmıştır. 1940 ikinci dünya savaşı ve 1970 yılları arasında hiç uygulama olmamıştır [1].

Yanma işleminden sonra toz ve kirletici gaz emisyonları ortaya çıkmaktadır. Yanmanın temelini kükürt, hidrojen ve karbon oluşturmaktadır. Yanma sonucu büyük miktarda zararlı etkilerin oluşmaması kaçınılmazdır. Ülkemizde yakıt olarak ciddi anlamda kömür tüketimi mevcuttur.

Kömür yapısında yüksek miktarda kükürt içerdiğinden, yanma sonucu büyük miktarda SO<sub>2</sub> açığa çıkabilmekte-

dir. Kükürt ciddi anlamda insan sağlığına ve çevreye zararlı zehirli bir gazdır. Bu nedenle SO<sub>2</sub>' yi kaynağında, atmosfere salınmadan azaltmak gerekir. SO<sub>2</sub> salınımını önlemek için kuru ve yaş olmak üzere desülfürüzyon sistemleri kullanılır. Veriminin yüksek olması, SO<sub>2</sub>' nin dışında toz yakalama kabiliyetlerinin de olmasından ötürü ıslak sistemler termik santraller ve yüksek kömür tüketen endüstriyel tesislerde tercih edilmektedir. Islak sistemlerde SO<sub>2</sub> iyi bir şekilde absorbe etmesinden ötürü kireç taşı veya sönmüş kireç kullanılmaktadır [2].

Desülfürüzyon sistemi kullanımıyla ilgili literatürde de bir çok çalışma mevcuttur. Karakas ve Giannakopoulos, (1995), çalışmalarında kuru desülfürüzyon sistemindeki kuru absorban maddenin, SO<sub>2</sub> salınımına etkisini iki ana matematiksel model ile belirlemeye çalışmışlardır. Bu matematiksel modeller Shrinking core ve Pore tree'dir. CaO absorban maddesinin desülfürüzyon işlemiyle CaSO<sub>4</sub> dönüşümü sırasında, SO<sub>2</sub> konsantrasyonu, gaz sıcaklığı ve tane boyutu parametrelerine bağlı olarak iki matematiksel model test edilmiş ve doğrulanmıştır [3]. Mitsubhishi Company (1996), 1996 yılında çift taraflı etkileşimli akış özelliğine sahip ve jet püskürtme yöntemi içeren yıkama kulesi geliştirmiştir. Çift

\*Sorumlu Yazar (Corresponding Author)  
e-posta : merve.senturkacar@dpu.edu.tr

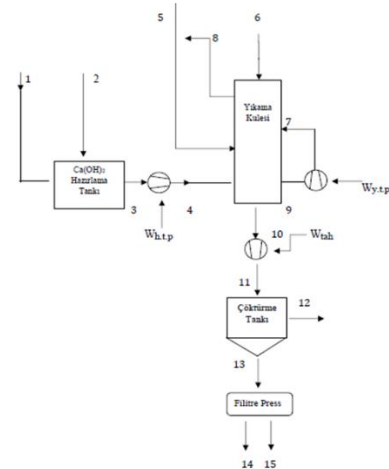
tarafli etkileşimli akış özelliği sayesinde %99.4 desülfürizasyon verimi elde edilmiştir [4]. Şentürk (2002), çalışmasında doğal trona mineralinin yaş ve kuru desülfürizasyon işlemine etkilerini incelemiştir. Trona kullanımı için desülfürizasyon sıcaklığının 423 K olması gerektiği, MgO ve Mg(OH)<sub>2</sub> bileşiklerini kullanılmadan tronanın tek başına işlevsel olmadığı sonucuna varılmıştır [5]. Xiao vd., (2008), çalışmalarında desülfürizasyon işlemi sonrası oluşan yan ürün CaSO<sub>3</sub>'ün Portland çimentosunda katkı maddesi olarak kullanılmasını araştırmışlardır. 200 °C sıcaklıkta 60 dakika ısıtılma işlemi gören CaSO<sub>3</sub>'ün, %3.5 portland çimentosuna karıştırılması ile cimento mukavemetinin arttığı belirlenmiştir [6]. Yu, vd., (2009) monoetanolaminin kimyasal absorpsiyonu ile CO<sub>2</sub> dekarbürizasyon yöntemini ve ıslak kireçli baca gazı desülfürizasyon sisteminin aynı anda uygulanarak, enerji tüketiminin azaltılmasına yönelik bir model gerçekleştirmişlerdir. Ele alınan yöntemin ekserji kaybı geleneksel sistemin kaybindan %15.48 - %20.75 arasında daha fazla olduğu tespit edilmiştir [7]. URS Power Company (2010), hesaplamalı akışkanlar mekaniği yöntemi ile ıslak kireçli baca gazı desülfürizasyon tesislerinde geliştirmeye yönelik bir çalışma yapmıştır. Bu çalışma neticesinde eski nesil tek taraflı akışkanlı koni nozzların yerine çift taraflı koni akışkanlı nozzların kullanımının %10 daha fazla verimli olduğu sonucuna ulaşılmıştır. Bununla birlikte yıkama kulesi içerisine helozon şeklinde hava yönlendiricileri ile yıkama kulesindeki akışın yönlendirilmesinin desülfürizasyon yüzey alanının artırdığı sonucuna da ulaşılmıştır [8]. Carletti vd., (2013), çalışmalarında, kireç ve dolamit cinsinin desülfürizasyon verimine etkilerini gösteren bir simülasyon gerçekleştirmişlerdir. Toplamda 12 farklı kireç ve dolamit cinsi için desülfürizasyon deneyleri gerçekleştirilmiştir. Simülasyon modeli her bir test örneğinin kireç süt pH değerine etkisi göz önünde bulundurularak gerçekleştirilmiştir. Sonuç olarak kireç sütü hazırlama sürecinde çözünmeyen kireç ve dolamit cinslerinin, desülfürizasyon sistemlerindeki ekonomik olmadığını ve fiziksel olarak sistemde sorunlar oluşturduğunu belirlemişlerdir [9]. Arif vd., (2015), çalışmalarında, yüksek kapasiteli bir ıslak kireçli baca gazı desülfürizasyon sisteminin optimizasyonu için hesaplamalı akışkanlar mekaniği yöntemi kullanarak, sistem optimizasyonunu gerçekleştirmişlerdir. Çalışmalarında baca gazının hızı, yıkama kulesindeki ısı transferi, buharlaşmanın etkisi, nozle lokasyonu ve tane boyutu değişiminin sisteme etkisi gözlemlenmiştir. Buna göre, yıkama kulesindeki ideal gaz hızının 5-8 m/s hızı sahip olması gerektiği, nozle dan çıkan Ca(OH)<sub>2</sub> damla boyutunun 2.2-3.5 mm aralığında olması ve ideal nozle püskürtme hızının 7.39 m/s olduğu sonucuna ulaşılmıştır [10].

Bu çalışmada, Kütahya ilinde yerleşik ve refrakter tuğla üretimi yapan bunun sonucunda da atık ürün olarak SO<sub>2</sub> salınımı gerçekleştiren bir üretim tesisinin ıslak kireçli Baca Gazı Desülfürizasyon tesisinin termodinamik analizi yapılmıştır. Termodinamik değerlendirmede enerji ve ekserji analizi yöntemleri kullanılmıştır. Ayrıca sistem ekonomik olarak da değerlendirilmiş ve yatırıma uygun

olup olmadığı araştırılmıştır. Ekonomik değerlendirme aşamasında, sistemin ömür maliyet döngüsü dikkate alınarak, paranın zaman değerini de dikkate alan NBD analizi metodu kullanılmıştır [2].

## 2. MATERYAL VE METOD (MATERIAL and METHOD)

Bu çalışmada, bir ıslak kireçli baca gazı desülfürizasyon tesisinin termodinamik analizi yapılmış, sistemin ekserjik kayıpları araştırılmıştır. Bunun için Kütahya ilinde bulunan MgSO<sub>4</sub>'ten MgO elde eden ve yan ürünü SO<sub>2</sub> olan bir tesisin ıslak kireçli baca gazı desülfürizasyon tesisi ele alınmıştır. Tesiste MgO üretimi sonrası 100 °C sıcaklıkta 70.000 kg/h ve 450 kg/m<sup>3</sup> SO<sub>2</sub> derişimine sahip kirli gaz oluşmaktadır. Teorik olarak bu gaz ıslak kireçli baca gazı desülfürizasyon sisteminden geçirilerek SO<sub>2</sub> seviyesinin 400 mg/m<sup>3</sup> altına düşülmesi hedeflenmektedir. Şekil 1.'de, sisteme ait akış verilmektedir. Buna göre sistem başlıca; Ca(OH)<sub>2</sub> hazırlama tankı, hazırlama tankı transfer pompası, yıkama kulesi, yıkama kulesi yıkayıcı pompası, yıkama kulesi tahliye pompası, çöktürme tankı ve filtre presten oluşmaktadır. Sisteme 1 noktasından giren CaO ve 2 noktasından giren H<sub>2</sub>O, hazırlama tankında tepkimeye girerek Ca(OH)<sub>2</sub> (3 noktası) oluşturmaktadır. Oluşan Ca(OH)<sub>2</sub> hazırlama tankı transfer pompasından çıkarak (4 noktası) yıkama kulesine pompalanmaktadır. Yıkama kulesinde yıkayıcı pompaya 9 noktasından giren Ca(OH)<sub>2</sub>, çıkışta (7 noktası) 96 adet nozle yardımı ile, yıkama kulesinde desülfürizasyon işleminin gerçekleşmesini sağlamaktadır. Yıkama kulesine, 5 noktasından kirli gaz, 6 noktasından SO<sub>2</sub> girmekte ve 8 noktasından temiz gaz olarak çıkmaktadır. Desülfürizasyon işlemi sonrasında oluşan CaSO<sub>3</sub> sulu çamuru 10 noktasında yıkama kulesi tahliye pompasına girmekte ve (11 noktası) çöktürme tankına ulaşmaktadır. Çöktürme tankından 12 noktasında H<sub>2</sub>O çevreye atılmakta, 13 noktasından düşük H<sub>2</sub>O derişimli CaSO<sub>3</sub> çamuru çıkmaktadır. CaSO<sub>3</sub> çamuru filtre prese girmesiyle, 14 noktasından kuru CaSO<sub>3</sub>, 15 noktasından H<sub>2</sub>O olarak sistemden çevreye atılmaktadır [2].



Şekil 1. ıslak kireçli baca gazı desülfürizasyon sistemi akış diyagramı [2]. (Flow diagram of wet lime flue gas desulfurization system.)

Islak kireçli baca gazı desülfürüzyon sisteminde absorber madde olarak  $\text{Ca(OH)}_2$  kullanılmıştır. Bunun için  $\text{CaO}$  ve  $\text{H}_2\text{O}$  kullanılarak  $\text{Ca(OH)}_2$  hazırlanmakta,  $\text{Ca(OH)}_2$ 'nin  $\text{SO}_2$  ile tepkimeye girmesiyle  $\text{CaSO}_3$  oluşmaktadır. Desülfürüzyon sistemi tümü ile ele alınarak, termodinamik verimi incelenmiştir. Sisteme giren maddelerin standart çevre sıcaklığı  $25^\circ\text{C}$ 'da olduğu kabul edilmektedir. Hazırlama tankında hazırlanan  $\text{Ca(OH)}_2$ 'nin yıkama kulesinde  $\text{SO}_2$  içeren kirli hava ile çarpıştırılması sonucu  $\text{CaSO}_3$  çamuru oluşmaktadır. Oluşan bu çamurun fiziksel yöntemlerle  $\text{H}_2\text{O}$  ve  $\text{CaSO}_3$ 'e ayrılması ile  $\text{CaSO}_3$  berteraf edilmekte, oluşan  $\text{H}_2\text{O}$  berteraf edilmektedir. Mevcut sistem günlük 24 h ve yılda 300 gün çalışmaktadır. Sistemde bulunan  $\text{Ca(OH)}_2$  transfer pompası ve tahliye pompası 29 dk/gün, yıkama pompası 24 h/gün çalışmaktadır. Aynı zamanda sisteme giren kirli hava ideal gaz kabul edilmektedir [2].

### 3. ISLAK KİREÇLİ BACA GAZI DESÜLFÜRÜZASYON SİSTEMİNİN ENERJİ VE EKSERJİ ANALİZİ (ENERGY AND EXHAUST ANALYSIS OF WET LIQUID CRUSHING GAS DESULFURIZATION SYSTEM)

Islak kireçli baca gazı desülfürüzyon sistemleri çevre ile kütle ve enerji alışverişine sahip olduğundan, açık sistemlerdir. Açık sistem için kütle dengesi aşağıdaki gibidir [11];

$$\sum \dot{m}_g - \sum \dot{m}_c = \frac{dm_{sis}}{dt} = 0 \quad (1)$$

Sürekli akışlı açık sistemler için enerji dengesi aşağıdaki gibidir [11];

$$\sum \dot{E}_g - \sum \dot{E}_c = \frac{dE_{sis}}{dt} = 0 \quad (2)$$

Sürekli akışlı bir sistem ele alındığında denklem [11],

$$\sum \dot{E}_g = \sum \dot{E}_c \quad (3)$$

Eşitliği ile elde edilir. Eş. (3) enerji terimimleri ile birlikte daha açık bir şekilde yazılırsa [11];

$$\dot{Q}_g - \dot{W}_g + \sum \dot{m} \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right)_g = \dot{Q}_c - \dot{W}_c + \sum \dot{m} \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right)_c \quad (4)$$

şeklini alır. Sistemdeki kinetik ve potansiyel enerji değişimleri ihmal edildiği takdirde [11];

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{m}_c h_c - \sum \dot{m}_g h_g \quad (5)$$

ifadesi elde edilir. Sistemin birinci kanun verimi ise [11];

$$\eta = \frac{\dot{E}_c}{\dot{E}_g} \quad (6)$$

eşitliği ile elde edilir.

Her bir sistem bileşeni için kütle ve enerji dengesi aşağıda verildiği gibidir.

$\text{Ca(OH)}_2$  hazırlama tankı için kütle dengesi yazılırsa;

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_2 = \dot{m}_3 \quad (7)$$

eşitliği elde edilir. Burada  $\dot{m}_1$ ;  $\text{CaO}$ ,  $\dot{m}_2$ ;  $\text{H}_2\text{O}$  ve  $\dot{m}_3$ ;  $\text{Ca(OH)}_2$  kütle debisidir.

$\text{Ca(OH)}_2$  hazırlama tankı enerji dengesi;

$$\dot{Q}_{ht} - \dot{W}_{ht} = \dot{m}_3 h_3 - \dot{m}_2 h_2 - \dot{m}_1 h_1 \quad (8)$$

şeklinde elde edilir. Burada  $h_1$   $T_0$  referans sıcaklığındaki  $\text{CaO}$ 'nin entalpi değeri,  $h_2$   $T_0$  referans sıcaklığındaki  $\text{H}_2\text{O}$ 'nun entalpi değeri ve  $h_3$   $T_1$  sıcaklığındaki oluşan  $\text{Ca(OH)}_2$ 'nin entalpi değeridir.  $\text{Ca(OH)}_2$  oluşum tepkimesi egzotermik bir reaksiyon olduğundan, oluşan  $\text{Ca(OH)}_2$   $T_1$  sıcaklığında bulunmaktadır.

$\text{Ca(OH)}_2$  hazırlama tankı transfer pompası için kütle dengesi;

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_4 \quad (9)$$

eşitliği elde edilir. Burada  $\dot{m}_3$ ;  $\text{Ca(OH)}_2$ ,  $\dot{m}_4$ ;  $\text{Ca(OH)}_2$  kütleli debidir.  $\text{Ca(OH)}_2$  hazırlama tankı pompası enerji dengesi ise;

$$\dot{Q}_{htp} - \dot{W}_{htp} = \dot{m}_4 h_4 - \dot{m}_3 h_3 \quad (10)$$

şeklinde elde edilir. Eş. (10)'da  $\dot{Q}_{htp}$  değeri ihmal edilmektedir.

Hazırlama tankı transfer pompası işi aşağıdaki ifade ile belirlenmektedir.

$$\dot{W}_{htp} = m_{\text{Ca(OH)}_2} \cdot \frac{\Delta P}{\rho_{\text{Ca(OH)}_2}} \cdot t_{tg} \cdot t_g \cdot \frac{1}{1000} \quad (11)$$

Burada;  $\Delta P$  pompa basıncı,  $\rho_{\text{Ca(OH)}_2}$   $\text{Ca(OH)}_2$ 'nin özkütlesi,  $t_{tg}$  günlük çalışma saati,  $t_g$  yıllık toplam gün çalışma süresidir. Pompa izotropik verimi aşağıdaki şekilde ifade edilir.

$$\eta_{iz} = \frac{\Delta P}{\rho_{\text{Ca(OH)}_2} \cdot \dot{W}_{tp}} \quad (12)$$

Yıkama kulesi için kütle dengesi;

$$\dot{m}_4 + \dot{m}_5 + \dot{m}_6 + \dot{m}_7 = \dot{m}_8 + \dot{m}_9 + \dot{m}_{10} \quad (13)$$

eşitliği elde edilir. Burada  $\dot{m}_4$ ;  $\text{Ca(OH)}_2$ ,  $\dot{m}_5$ ; kirli hava,  $\dot{m}_6$ ;  $\text{SO}_2$ ,  $\dot{m}_7$ ;  $\text{Ca(OH)}_2$ ,  $\dot{m}_8$ ;  $\text{Ca(OH)}_2$ ,  $\dot{m}_9$ ; temiz hava,  $\dot{m}_{10}$ ;  $\text{CaSO}_3$ 'nun kütleli debisidir.

Yıkama kulesi için enerji dengesi ;

$$\dot{Q}_{yk} - \dot{W}_{yk} = [\dot{m}_8 h_8 + \dot{m}_9 h_9 + \dot{m}_{10} h_{10}] - [\dot{m}_4 h_4 + \dot{m}_5 h_5 + \dot{m}_6 h_6 + \dot{m}_7 h_7] \quad (14)$$

şeklinde elde edilir. Burada  $h_6$   $\text{SO}_2$ 'nin sisteme gelen kirli gaz sıcaklığındaki entalpisi,  $h_{10}$  desülfürüzyon tepkimesi sonrası oluşan  $\text{CaSO}_3$ 'nun tepkime sıcaklığındaki entalpisidir.

Yıkama kulesi yıkayıcı pompası için kütle dengesi yazılırsa;

$$\dot{m}_9 = \dot{m}_7 \quad (15)$$

eşitliği elde edilir. Burada  $\dot{m}_7$ ;  $\text{Ca(OH)}_2$ ,  $\dot{m}_9$ ;  $\text{Ca(OH)}_2$  kütleli debisidir. Yıkama kulesi yıkayıcı pompa enerji dengesi ise;

$$\dot{Q}_{ytp} - \dot{W}_{ytp} = \dot{m}_7 h_7 - \dot{m}_9 h_9 \quad (16)$$

şeklinde elde edilir. Burada  $\dot{Q}_{ytp}$  yıkayıcı pompadaki ısı kaybı değeri ihmal edilmiştir. Yıkama kulesi yıkayıcı pompası işi aşağıdaki ifade ile belirlenmektedir.

$$\dot{W}_{ytp} = \frac{nm_{\text{Ca(OH)}_2}}{3600} \cdot \frac{\Delta P}{\rho_{\text{Ca(OH)}_2}} \cdot n_{nz} \cdot t_{tg} \cdot t_g \cdot \frac{1}{1000} \quad (17)$$

Burada;  $\Delta P$  pompa basıncı,  $\rho_{Ca(OH)_2}$   $Ca(OH)_2$ 'nin özkütlesi,  $t_{tg}$  günlük çalışma saati,  $t_g$  yıllık toplam gün çalışma,  $nm_{Ca(OH)_2}$  bir adet nozzleden geçen  $Ca(OH)_2$ 'nin kütleli debisi,  $n_{nz}$  sistemdeki toplam nozzle sayıdır.

Yıkayıcı pompa izantropik verimine aşağıdaki ifade ile ulaşılmaktadır.

$$\eta_{iz} = \frac{\Delta P}{\rho_{Ca(OH)_2} \cdot W_{yp}} \quad (18)$$

Yıkama kulesi tahliye pompası için kütle dengesi yazılırsa;

eşitliği elde edilir. Yıkama kulesi tahliye pompası enerji dengesi;

$$\dot{Q}_{tah} - \dot{W}_{tah} = \dot{m}_{11}h_{11} - \dot{m}_{10}h_{10} \quad (19)$$

şeklinde elde edilir. Burada  $\dot{Q}_{tah}$  tahliye pompası ısı kaybı değeri ihmal edilmiştir. Tahliye pompası işi aşağıdaki ifade ile belirlenmektedir.

$$\dot{W}_{tah} = m_{CaSO_3} \cdot \frac{\Delta P}{\rho_{CaSO_3}} \cdot t_{tg} \cdot t_g \cdot \frac{1}{1000} \quad (20)$$

Burada;  $\Delta P$  pompa basıncı,  $\rho_{CaSO_3}$   $CaSO_3$ 'nin özkütlesi,  $t_{tg}$  günlük çalışma saati,  $t_g$  yıllık toplam gün çalışma süresidir. Tahliye pompası izantropik verimine aşağıdaki ifade ile ulaşılmaktadır.

$$\eta_{iz} = \frac{\Delta P}{\rho_{CaSO_3} \cdot W_{tah}} \quad (21)$$

Çöktürme tankı için kütle dengesi yazılırsa;

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{12} + \dot{m}_{13} \quad (22)$$

eşitliği elde edilir. Burada  $\dot{m}_{11}$ ; sulu  $CaSO_3$  çamuru  $\dot{m}_{12}$ ;  $H_2O$ ,  $\dot{m}_{13}$ ;  $CaSO_3$  çamuru kütleli debisidir.

Çökertme tankı enerji dengesi ise;

$$\dot{Q}_{ct} - \dot{W}_{ct} = \dot{m}_{13}h_{13} - \dot{m}_{12}h_{12} - \dot{m}_{11}h_{11} \quad (23)$$

şeklinde elde edilir. Çöktürme tankına bir iş girişi olmadığından  $\dot{W}_{ct}$  ihmal edilmiştir.

Filtre pres için kütle dengesi yazılırsa;

$$\dot{m}_{13} = \dot{m}_{14} + \dot{m}_{15} \quad (24)$$

eşitliği elde edilir. Burada  $\dot{m}_{13}$ ;  $CaSO_3$  çamuru,  $\dot{m}_{14}$ ; kuru  $CaSO_3$   $\dot{m}_{15}$ ;  $H_2O$  kütleli debisidir.

Filtre pres enerji dengesi ise;

$$\dot{Q} - \dot{W}_{fp} = \dot{m}_{15}h_{15} - \dot{m}_{14}h_{14} - \dot{m}_{13}h_{13} \quad (25)$$

şeklinde elde edilir.

Ekserji analizi temeli termodinamiğin birinci ve ikinci kanuna dayanmaktadır. Kontrol hacimi için genel ekserji dengesi [12];

$$\dot{E}x_g - \dot{E}x_c - \dot{E}x_k = 0 \quad (26)$$

ifadesi ile verilir, sürekli akış koşulları için bu ifade [12];

$$\left( (\dot{E}x_{ph} + \dot{E}x_{ch} + \dot{E}x_Q + \dot{E}x_W) \right)_g - \left( (\dot{E}x_{ph} + \dot{E}x_{ch} + \dot{E}x_Q + \dot{E}x_W) \right)_c = \dot{E}x_k \quad (27)$$

şeklinde tekrar yazılabilir. Burada,  $\dot{E}x_{ph}$ ; fiziksel ekserjiyi,  $\dot{E}x_{ch}$ ; kimyasal ekserji,  $\dot{E}x_Q$ ; ısı ile transfer edilen ekserji,  $\dot{E}x_W$ ; iş'e ait ekserjiyi,  $\dot{E}x_k$  ise ekserji

kaybını tanımlamaktadır. Eş. (28) tekrar düzenlenirse [12];

$$\dot{E}x_k = \sum_g \dot{m}(\psi_{ph} + \psi_{ch}) - \sum_c \dot{m}(\psi_{ph} + \psi_{ch}) + \sum \int \left(1 - \frac{T}{T_0}\right) \dot{Q} - \left(\dot{W} - p_0 \frac{dV}{dz}\right) \quad (28)$$

şeklini alır.

Burada,  $\psi_{ph}$ ; spesifik fiziksel ekserjiyi [12];

$$\psi_{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (29)$$

tanımlanmaktadır.  $\bar{\psi}_{ch}$  molar bazda standart kimyasal oluşum ekserjisi olup Eş. 30'te verildiği gibidir [12]. Alt indis "o" referans çevre şartlarını tanımlamakta olup, basınç 101,325 kPa ve sıcaklık 25<sup>0</sup> C olarak dikkate alınmıştır [13].

$$\bar{\psi}_{ch} = \sum x_k \cdot \bar{\psi}_{ch,k} + \bar{R}T_0 \sum x_k \cdot \ln x_k \quad (30)$$

Burada, sistemin ekserji verimi ise faydalı iş için gereken ekserjinin, kütle ve enerji kaynağının potansiyel ekserjiye oranı alınarak tanımlanır ve

$$\varepsilon = \frac{E x_c}{E x_g} = 1 - \frac{E x_k}{E x_g} \quad (31)$$

eşitliği ile verilir [12].

Hazırlama tankında ısı kaybı söz konusu olduğundan, ısı ile transfer edilen ekserji akımı aşağıdaki şekilde belirlenmiştir.

$$\dot{E}x_{Q_{ht}} = \left(1 - \frac{T_0}{T_{Ca(OH)_2}}\right) \cdot \dot{Q}_{ht} \quad (32)$$

$Ca(OH)_2$  hazırlama tankında gerçekleşen  $\dot{E}x_{k,th}$  ekserji yıkımı, fiziksel ekserji değerleri, kimyasal ekserji değerleri ve  $\dot{E}x_Q$  değerinde dahil edilmesi ile aşağıdaki şekilde verilmiştir.

$$\begin{aligned} \dot{E}x_{k,th} = & (m_{CaO} \psi_{ph,CaO} + m_{H_2O} \psi_{ph,H_2O} + \\ & m_{CaO} \psi_{ch,CaO} + m_{H_2O} \psi_{ch,H_2O}) - \\ & (m_{Ca(OH)_2} \psi_{ph,Ca(OH)_2} + m_{Ca(OH)_2} \psi_{ch,Ca(OH)_2} + \\ & \dot{E}x_{Q_{ht}}) \end{aligned} \quad (33)$$

Transfer pompasına giren  $Ca(OH)_2$ 'in kimyasal ve fiziksel ekserjisi değişmediğinden pompa daki  $\Delta P$  basınçına bağlı olarak ,transfer pompasındaki ekserji yıkımı

$$\dot{E}x_{k,tp} = W_{tp} \cdot t_{tp} \cdot t_g - \sum \dot{W}_{tp} \quad (34)$$

şeklinde elde edilir. Burada  $W_{tp}$  pompa motor gücü,  $t_{tp}$  günlük çalışma süresi,  $t_g$  yıllık çalışma günüdür.

Yıkama kulesinde ısı transferinden ötürü, ısı ile iletilen ekserji akımı söz konusudur. Isı ya bağlı ekseji akımı aşağıdaki şekilde ifade edilmektedir.

$$\dot{E}x_{Q_{yk}} = \left(1 - \frac{T_0}{T_{kirli\ gaz}}\right) \cdot \dot{Q}_{yk} \quad (35)$$

Buna ek olarak yıkama kulesinde fiziksel ve kimyasal ekserji akımında mevcuttur. Buna göre, yıkama kulesindeki ekserji yıkımı;

$$\begin{aligned} \dot{E}x_{k,yk} = & [\dot{m}_4 \psi_{ph,4} + \dot{m}_4 \psi_{ch,4} + \dot{m}_5 \psi_{ph,5} + \dot{m}_6 \psi_{ch,6} + \\ & \dot{m}_6 \psi_{ph,6} + \dot{m}_7 \psi_{ph,7} + \dot{m}_7 \psi_{ch,7}] - [\dot{m}_8 \psi_{ph,8} + \\ & \dot{m}_9 \psi_{ph,9} + \dot{m}_9 \psi_{ch,9} + \dot{m}_{10} \psi_{ph,10} + \dot{m}_{10} \psi_{ch,10} + \\ & \dot{E}x_{Q_{yk}}] \end{aligned} \quad (36)$$

Yıkama pompasına giren  $\text{Ca(OH)}_2$ 'ın kimyasal ve fiziksel ekserjisi değişmediğinden pompa daki  $\Delta P$  basınçına bağlı olarak ,yıkama pompasındaki ekserji yıkımı

$$\dot{E}x_{k.yp} = W_{yp} \cdot t_{tp} \cdot t_g - \sum \dot{W}_{yp} \quad (37)$$

şeklinde elde edilir.Burada  $W_{tp}$  pompa motor gücü ,  $t_{tp}$  günlük çalışma süresi,  $t_g$  yıllık çalışma günüdür.

Transfer pompasına giren  $\text{CaSO}_3$ 'nın kimyasal ve fiziksel ekserjisi değişmediğinden pompa daki  $\Delta P$  basınçına bağlı olarak, tahliye pompasında ki ekserji yıkımı;

$$\dot{E}x_{k.tahp} = W_{tah} \cdot t_{tp} \cdot t_g - \sum \dot{W}_{tah} \quad (38)$$

şeklinde elde edilir.

Çöktürme tankında ısı transferinden ötürü, ısı ile iletilen ekserji akımı söz konusudur.İsı ya bağlı ekseji akımı aşağıdaki şekilde ifade edilmektedir

$$\dot{E}x_{q.ct} = \left(1 - \frac{T_0}{T_{ct}}\right) \cdot \dot{Q}_{ct} \quad (39)$$

Çöktürme tankında gerçekleşen ekserji yıkımı aşağıda belirtilmektedir.

$$\dot{E}x_{k.ct} = (\dot{m}_{11}\psi_{ph,11} + \dot{m}_{11}\psi_{ch,11}) - (\dot{m}_{12}\psi_{ph,12} + \dot{m}_{12}\psi_{ph,12} + \dot{m}_{13}\psi_{ph,13} + \dot{m}_{13}\psi_{ph,13} - \dot{E}x_{q.ct}) \quad (40)$$

Filtre preste ısı transferinden ötürü, ısı ile iletilen ekserji akımı söz konusudur.İsı ya bağlı ekseji akımı aşağıdaki şekilde ifade edilmektedir

$$\dot{E}x_{q.fp} = \left(1 - \frac{T_0}{T_{fp}}\right) \cdot \dot{Q}_{ft} \quad (41)$$

Buna göre, filtre preste gerçekleşen ekserji denkliği;

$$\dot{E}x_{k.fp} = (\dot{m}_{13}\psi_{ph,13} + \dot{m}_{13}\psi_{ch,13} + \dot{E}x_{q.fp} + \dot{E}W_{f.p}) - (\dot{m}_{14}\psi_{ph,14} + \dot{m}_{14}\psi_{ch,14} + \dot{m}_{15}\psi_{ph,15} + \dot{m}_{15}\psi_{ch,15}) \quad (42)$$

şeklinde elde edilir.

#### 4. ISLAK KİREÇLİ BACA GAZI DESÜLFÜRÜZASYON MALİYET ANALİZİ (COST ANALYSIS OF WET LIQUID FLUE GAS DESULFURIZATION)

Sistemin maliyeti yatırım, işletme ve ıskarta maliyeti olmak üzere 3 ana başlıkta incelenmiştir. Islak kireçli baca gazı desülfürüzasyon sisteminin yatırım maliyetini; projelendirme, sistem bileşenleri; kireç silosu,  $\text{Ca(OH)}_2$  hazırlama tankı, pompalar, yıkama kulesi, çöktürme tankı ve filtre presten meydana gelmektedir. Sistemin toplam yatırım maliyeti;

$$M_{tym} = M_{ks} + M_{ht} + M_{htp} + M_{yk} + M_{yktp} + M_{fp} + M_{ct} \quad (43)$$

Desülfürüzasyon sisteminin işletme maliyetini, sistemin tükettiği elektrik enerjisi maliyeti, bakım ve onarım giderleri, personel giderleri ve sistemin çalışması için gerekli olan  $\text{H}_2\text{O}$  ve  $\text{CaO}$  giderleri oluşturmaktadır. Desülfürüzasyon sisteminde kullanılan toplam elektrik güçleri;

$$W_t = W_{htp}t_{tg} + W_{ytp}t_{tg} + W_{tah}t_{tg} + W_{f.p}t_{tg} + W_{os}t_{tg} \quad (44)$$

Eşitlikte  $W_i$ ; desülfürüzasyon tesisindeki pompaların toplam elektrik güçlerini,  $W_{h.t.p}$ ; hazırlama tankı transfer pompasını ,  $W_{y.t.p}$ ; yıkama kulesi yıkayıcı pompa gücünü ,  $W_{tah}$ ; yıkama kulesi tahliye pompasının gücünü,  $W_{f.p}$ ; filtre pres gücünü ve  $W_{o.s}$ ; otomasyon sistemi gücünü ifade etmektedir. Desülfürüzasyon sisteminde kireç tüketimi, operatör gideri ve sistem bakımı temel işletme maliyetini oluşturmaktadır. Burada dikkat edilmesi gereken husus  $t_{tg}$  günlük çalışma süreleridir. Mevcut sistemde transfer ve tahliye pompaları 0,48 h/gün, diğer bileşenlerin 24 h/gün çalıştığıdır [2].

Desülfürüzasyon sisteminin yıllık çalışma süresi  $t_g$  300 gün/yıl olarak bilinmektedir. Elektrik birim maliyeti 0,1487 TL/kWh kabul edilmiştir [2]. Toplam elektrik maliyeti;

$$M_{tem} = W_t \cdot t_{tg} \cdot 0,1487 \quad (45)$$

eşitliği ile hesaplanır.

Sistemde kullanılan elektrikli sistemlerin toplam bakım maliyeti toplam, ilk yatırım maliyetinin 0.02'si olarak belirlenmiştir. Buna göre toplam bakım maliyeti [14-16];

$$M_{tmb} = M_{tem} \cdot 0,02 \quad (46)$$

Yıllık toplam işletme maliyeti;

$$M_{tim} = M_{tem} + M_{tmb} + M_{km} \quad (47)$$

eşitliği ile hesaplanır.

Islak kireçli baca gazı desülfürüzasyon tesislerinde yoğun miktarda paslanmaz çelik ve paslanmaz mamuller kullanılmaktadır, bundan dolayı hurda maliyeti toplam ilk yatırım maliyetinin %10 olarak kabul edilmiştir. Buna göre hurda maliyeti;

$$M_h = M_{tym} \cdot 0,10 \quad (48)$$

eşitliği ile elde edilir [14-15].

Kurulu gücü 500 MW ve üzeri olan tesislerde,  $\text{SO}_2$  salınımı 400 mg/Nm<sup>3</sup> altında olmalıdır. 2014 yılında sistemin kurulması ile  $\text{SO}_2$  salınım seviyesi 400mg/Nm<sup>3</sup>'ün altına düştüğünden, cezaı durum oratadan kalkmıştır.  $\text{SO}_2$  salınımı ile ilgili kanun yürürlüğe girdiğinde desülfürüzasyon sistemi mevcut olmadığından Kütahyadaki fabrika 800.000 TL üzeri ceza ödemiştir. Ayrıca  $\text{SO}_2$  salınımı konusunda gerekli önlemleri almayan tesislerin mühürlenmesi söz konusudur. Bundan dolayı desülfürüzasyon sisteminden sağlanan toplam yıllık kazanç, fabrikanın karşılaştığı 800.000 TL ceza bedeli olarak kabul edilmiştir [2].

$$G=800.000 \text{ TL/yıl} \quad (49)$$

Desülfürüzasyon tesisinin faydalı ömrü 20 yıl belirlenmiştir. Net bugünkü değer yöntemiyle sistemin maliyet boyutu araştırılmıştır. Net bugünkü değer (NBD) matematiksel olarak aşağıdaki şekilde ifade edilir [2].

$$NBD = \sum_{t=0}^n \frac{B_t}{(1+r)^t} \quad (50)$$

Eşitlikte,  $n$ ; projenin faydalı ömrünü,  $B_t$ ; t yılındaki nakit akışını,  $r$ ; iskonto oranını ifade etmektedir. Bu

çalışmada, sistemin faydalı ömrü 20 yıl ve iskonto oranı %12 olarak hesaplamalara dahil edilmiştir [17].

## 5. SONUÇLAR VE TARTIŞMA (RESULTS AND DISCUSSION)

Kütahya ilinde bulunan, refrakter tuğla üretim tesisine ait desülfürüzyasyon tesisi için mevcut çalışma şartlarındaki işletme verileri, Şekil 1’de verilen akış şemasına istinaden Tablo 1’de ve aynı desülfürüzyasyon sistemine

ait mevcut çalışma koşullarında ki sistem bileşenleri için enerji analizi sonuçları Tablo 2’de verilmektedir.

Tablo 1 ve 2 incelendiğinde, en yüksek enerji kaybının yıkama kulesinde olduğu, sonrasında yıkama kulesinin tahliye pompasında gerçekleştiği görülmektedir. Yıkama kulesi enerji verimi % 14,9 olarak hesaplanırken, sistemin toplam enerji verimi % 48 olarak hesaplanmıştır. Sistem bileşenlerinin fiziksel ve kimyasal ekserji değerleri Tablo 3’te ve sisteme ait ekserji analizi sonuçları ise Tablo 4’te verilmiştir.

**Tablo 1.** Örnek desülfürüzyasyon sistemine ait mevcut çalışma koşulları ve sistem noktaları için termodinamik veriler.(Thermodynamical properties of the current operating conditions and system points of the sample desulfurization system.)

Sistem Noktası	Materyal	$\dot{m}$ mol/s	$\dot{m}$ kg/s	$T$ ( $^{\circ}C$ )	$P1$ (kPa)	$h$ (kJ/mol)	$s$ (kJ/mol.K)	$C_p$ (kJ/kg.K)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
1	CaO	1,95	0,1094	25	101,325	237,9	0,053	-	-
2	H <sub>2</sub> O	1,95	0,0351	25	101,325	285,83	0,069	-	-
3	Ca(OH) <sub>2</sub>	1,95	0,1445	25,73	101,325	558,44	0,142	-	1466
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	1,95	0,1445	25,73	401,325	558,44	0,142	-	1466
5	Kirli Hava	-	19,44	100	101,325	-	-	1,007	-
6	SO <sub>2</sub>	1,95	0,1249	100	101,325	2960,09	11,62	-	-
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	1,95	0,1445	25,73	101,325	558,44	0,142	-	1466
8	Temiz Hava	-	19,44	40	101,325	-	-	1,009	-
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	1,95	0,1445	25,73	1501,325	558,44	0,142	-	1466
10	CaSO <sub>3</sub> çamuru	1,94	0,2694	25,99	101,325	1835,84	0,312	-	2800
11	CaSO <sub>3</sub> çamuru	1,94	0,2694	25,98	401,325	1835,84	0,312	-	2800
12	H <sub>2</sub> O	1,63	0,0294	25,98	101,325	291,02	0,083	-	-
13	CaSO <sub>3</sub>	1,73	0,2400	25,98	101,325	1753,43	0,278	-	2800
14	CaSO <sub>3</sub>	1,94	0,2340	25,98	101,325	1753,43	0,278	-	-

**Tablo 2.** Örnek desülfürüzyasyon sistemine ait mevcut çalışma koşullarında ki sistem bileşenleri için enerji analizi sonuçları. (The energy analysis results of the current operating conditions and system points of the sample desulfurization system.)

Sistem Bileşeni	$\sum E_{k\ddot{u}tle,giren}$ (kWh/yıl)	$\sum E_{k\ddot{u}tle,\c{ı}kan}$ (kWh/yıl)	$Q$ (kWh/yıl)	$W$ (kWh/yıl)	$\eta$
Ca(OH) <sub>2</sub> hazırlama tankı	7354171,69	7840622,46	1401858,76	-	%87,5
Ca(OH) <sub>2</sub> transfer pompası	7840622,46	7840622,46	-	212.86	%78,2
Yıkama kulesi	78464074,25	11703253,78	66760820,97	-	%14,9
Yıkama kulesi yıkayıcı pompa	7840622,46	7840622,46	-	24192	%70,7
Yıkama kulesi tahliye pompası	25772626,77	25772626,77	-	180.53	%66,4
Çöktürme tankı	25772626,77	26382656,17	610029	-	%97,6
Filtre press	22959665,9	23984143,92	160478,0139	36000	%97,3
Tüm sistem	23031457467	87958040,46	68933186,73	60585,39	%48

**Tablo 3.** Sistem bileşenlerindeki fiziksel ve kimyasal ekserji değerleri. (Physical and chemical exergies of system components.)

Çevrim noktası	$\dot{m}$ mol/s	$\dot{m}$ kg/s	$T$ °C	$P1$ (kPa)	$h$ (kJ/mol)	$s$ (kJ/mol)	$\dot{E}_{x^{ph}}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}_{x^{ch}}$ (kWh/yıl)
1	1,95	0,1094	25	101,325	237,9	0,053	0	1787292
2	1,95	0,0351	25	101,325	285,83	0,069	0	12636
3	1,95	0,1445	25,73	101,325	558,44	0,142	-	994032
4	1,95	0,1445	25,73	401,325	558,44	0,142	-	994032
5	-	19,44	100	101,325	-	-	10541866,	75,29
6	1,95	0,1249	100	101,325	2960,09	11,62	-1883,64	4400136
7	1,95	0,1445	25,73	101,325	558,44	0,142	-	994032
8	-	19,44	40	101,325	-	-	2107779.9	-
9	1,95	0,1445	25,73	1501,325	558,44	0,142	0	993931,28
10	1,94	0,269	25,99	101,325	1835,84	0,312	-	3000537,77
11	1,94	0,269	25,98	401,325	1835,84	0,312	-	3000537,77
12	1,63	0,0294	25,98	101,325	291,02	0,083	-948.75	10585,51
13	1,73	0,240	25,98	101,325	1753,43	0,278	-	22239533,9
14	1,94	0,234	25,98	101,325	1753,43	0,278	1411	19342294,2
15	1,94	0,006	25,98	101,325	291,02	0,083	-193,59	2160

**Tablo 4.** Örnek tesise ait ekserji analizi sonuçları. (Exergy analysis results of the system.)

Sistem Bileşeni	$\dot{E}_{x_g^{ph}}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}_{x_g^{ch}}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}_{x_c^{ph}}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}_{x_c^{ch}}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}_{xQ}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}_{xW}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}_{xk}$ (kWh/yıl)	$\epsilon$
Ca(OH) <sub>2</sub> hazırlama tankı	0	1799928	-528485,51	994032	-3438	-	1337819,52	%25,6
Ca(OH) <sub>2</sub> transfer pompası	528485,51	994032	528485,51	994032	-	212,86	59	-
Yıkama kulesi	9483011,70	6388200	1967315,52	3994469,05	-13418361,44	-	12606404,51	%20,5
Yıkama kulesi yıkayıcı pompası	528485,51	994032	528485,51	994032	-	27417,6	24192	-
Yıkama kulesi tahliye pompası	-363147	21712063,81	-363147	21712063,81	-	180,53	91,33	-
Çöktürme tankı	-363147	21712063,81	-363147	21712063,81	-2230,33	-	1993345	%90,6
Filtre pres	-363146,81	22239533,99	1217,23	21685705,64	-536,34	36000	224927,95	%98,9
Tüm sistem	9450542	75839854	1770724	72086398	-13424566,11	63810,99	18211839,31	%59,5

Tablo 3 ve 4 incelendiğinde en yüksek ekserji kaybının yıkama kulesinde gerçekleştiği görülmektedir. Yıkama kulesinin ekserji verimi % 20,5 olarak hesaplanırken aynı sistem için sistemin toplam ekserji verimi % 59,5 olarak hesaplanmıştır. Tablo 5'te sisteme ait ilk yatırım maliyetleri belirtilmektedir.

**Tablo 5.** İlk yatırım maliyeti. (Investment cost.)

Bileşen	İlk yatırım maliyeti (TL)
Kireç silosu	120.000
Ca(OH) <sub>2</sub> hazırlama tankı	147.000
Ca(OH) <sub>2</sub> transfer pompası	15.000
Yıkama kulesi	780.000
Yıkama kulesi yıkayıcı pompa	63.000
Tahliye pompası	15.000
Filtre press	42.000
Çöktürme tankı	37.000
Otomasyon sistemi	90.000
<b>Toplam ilk yatırım maliyeti:</b>	<b>1.183.000 TL</b>

Desülfürüzyon sisteminde elektrik tüketimi pompalar, filtre pres ve otomasyon sistemi tarafından gerçekleştirilmektedir. Sistemin yıllık toplam işletme maliyeti Tablo 6'da verilmiştir.

**Tablo 6.** İşletme maliyeti. (Operating cost.)

Bileşen	Elektriksel güç(kW)
Ca(OH) <sub>2</sub> transfer pompası	1,875
Yıkama kulesi yıkayıcı pompası	4,625
Yıkama kulesi tahliye pompası	1,875
Filtre press	5
Otomasyon sistemi	2
Toplam elektrik gücü , $W = 13,55$ kWh	
Toplam yıllık elektrik maliyeti, $M_{tem} = 12.660$ TL	
Toplam yıllık bakım maliyeti, $M_{tbm} = 118.800$ TL	
Toplam yıllık kireç tüketim maliyeti, $M_{km} = 1.090,65$ TL	
Toplam işletme maliyeti, $M_{tim} = 1.222.110$ TL	

Mevcut çalışma koşulları için sistem maliyeti Tablo 7’de verilmiştir.

giren kirli gazın sıcaklığı arttıkça, enerji ve ekserji verimleri düşmekte yani sistem zarar etmektedir. Bir

**Tablo 7.** Mevcut sistem maliyetleri. (Cost of current system.)

Kireç silosu maliyeti (TL)	Hazırlama tankı maliyeti (TL)	Transfer pompası maliyeti (TL)	Yıkama kulesi maliyeti (TL)	Yıkayıcı pompa maliyeti (TL)	Tahliye pompası maliyeti (TL)	Çöktürme tankı maliyeti (TL)	Filtre press maliyeti (TL)	Otomasyon sistemi maliyeti (TL)	İlk yatırım maliyeti (TL)	CaO maliyeti (TL)	H <sub>2</sub> O maliyeti (TL)	Toplam elektrik gideri (TL)	Toplam bakım maliyeti (TL)	Toplam işletme maliyeti (TL)	Harda maliyeti (TL)	Yıllık fayda (TL)
120.000	147.000	15.000	780.000	63.000	15.000	37.000	42.000	90.000	1.183.000	1.090.560	258.540	12.660	118.800	1.222.110	118.800	800.000

Tablo 8’de her bir sistem için kirli gaz sıcaklığına göre sistemdeki birinci kanun verimi ve ikinci kanun verimi verilmiştir.

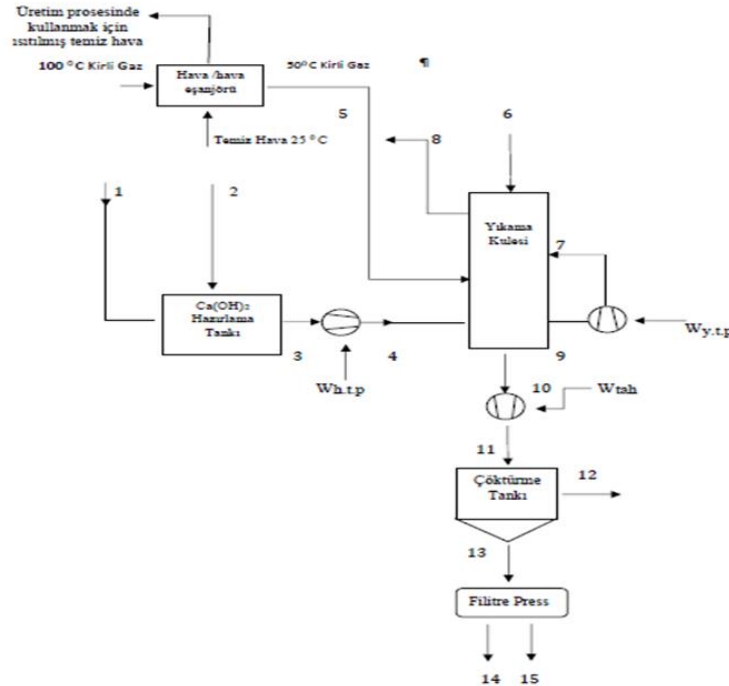
başka deyiş ile, sisteme giren sıcak hava ısı enerjisini boş yere sistemde kaybetmektedir. Sisteme giren gazın sıcaklığı sistemin kurulu olduğu işletmenin üretim

**Tablo 8.** Sabit çalışma pH değerinde ve farklı gaz sıcaklıklarında ekserji yıkımı ve sistemin birinci, ikinci kanun verim değerleri. (First and second law efficiency values of the system and the degradation of the exergy at constant working pH and different gas temperatures.)

Sistem Çalışma pH değeri 6									
$T_{gaz}$ °C	$\dot{E}x_{k,ht}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}x_{k,tp}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}x_{k,yk}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}x_{k,yp}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}x_{k,tahp}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}x_{k,çt}$ (kWh/yıl)	$\dot{E}x_{k,fp}$ (kWh/yıl)	$\eta_s$	$\epsilon_s$
50	1337819,52	59	4037187,79	10008	91,33	1994470	36000	%59,4	%75,9
60	1337819,52	59	4869327,63	10008	91,33	1994470	36000	%57,6	%73,9
70	1337819,52	59	6574441,84	10008	91,33	1994470	36000	%54,3	%70,2
100	1337819,52	59	12606404,51	10008	91,33	1994470	36000	%48,0	%59,5
120	1337819,52	59	17189173,84	10008	91,33	1994470	36000	%44,0	%53,3

Mevcut sistem pH 6 değerinde ve 100 °C kirli gaz sıcaklığında çalışmaktadır. Mevcut çalışma koşullarında sistemin enerji verimi %48 , ekserji verimi %59,5 dir. Tablo 8’de görüldüğü üzere desülfürizasyon sistemine

koşullarına bağlı olduğundan, termodinamik iyileştirme için gaz sıcaklığına müdahale edilememektedir. Şekil 2 sisteme uygulanabilecek atık ısı geri kazanım sistemini göstermektedir.



**Şekil 2.** Mevcut sistem için atık ısı geri kazanım sistemi. (Waste heat recovery system for the existing system.)

Sisteme giren 100 °C daki 70.000 kg/h kirli gazın ancak bir eşanjör vasıtası ile sıcaklığı 50 °C'a düşürülürse enerji verimi %59,4, ekserji verimi %75,9 elde edilmektedir. Pompa motorlarını daha yüksek izantropik verime sahip motorlar ile değiştirmek mümkündür. Sistemde pompalar haricinde bulunan filtre pres ve otomasyon sisteminde şu anki mevcut fiziki yapı ile iyileştirme yapmak mümkün değildir. Termodinamik ve elektriksel iyileştirmelerin dışında sistemde mekanik iyileştirmelerde yapılabilmektedir. Bunlar yıkama kulesindeki nozzulların daha verimli olanları ile değiştirilmesi, yan ürün olarak oluşan CaSO<sub>3</sub>'ün istiflenerek mali olarak değerlendirilmesi, sistemden çıkan H<sub>2</sub>O'nun tekrar sistemde kullanılmasının sağlanmasıdır. Tüm iyileştirmelerin yapıldığı var sayılarak termodinamiğin enerji ve ekserji verimi tekrar hesaplanmış, iyileştirmeler sonucu elde edilen maddi kazanımlar ile NBD analizi yeniden yapılmıştır. Tablo 9'da tüm iyileştirmelerin yapılmasıyla elde edilebilecek enerji verimi, ekserji verimi ve NBD'yi iyileştirme yapılmamış mevcut sistem ile karşılaştırmaktadır.

SO<sub>2</sub>'i salınımını önlemesi için kullanılan bu ıslak kireçli baca gazı desülfürüzyonu tesisinden daha verimli bir şekilde yararlanabilmek iyileştirmeler ile mümkün olmaktadır. Enerji verimi %48, ekserji verimi %59,5 ve NBD 2.999.727 TL iken termodinamik, elektriksel ve mekanik iyileştirmelerin sonucunda sistemin enerji verimi %59,4, ekserji verimi %75,9 ve NBD'yi 15.573.138 TL olmaktadır.

**Tablo 9.** Mevcut sistem için en iyi durum ve mevcut çalışma koşullarındaki durum. (The best case for the current system and the situation in the current working conditions.)

Sistem çalışma pH değeri 6		
Durum	Termodinamik Elektriksel, Mekanik İyileştirme yapılmış sistem	Mevcut şartlar dahilinde iyileştirme olmaksızın kullanılan sistem
T °C	50	100
$\dot{E}x_{k,ht}$ (kWh/yıl)	1337819,52	1337819,52
$\dot{E}x_{k,tp}$ (kWh/yıl)	27,83	59
$\dot{E}x_{k,yk}$ (kWh/yıl)	4037187,795	12606404,51
$\dot{E}x_{k,yp}$ (kWh/yıl)	5760	1008
$\dot{E}x_{k,tahp}$ (kWh/yıl)	54,36	91,33
$\dot{E}x_{k,ct}$ (kWh/yıl)	1994470	1993345
$\dot{E}x_{k,fp}$ (kWh/yıl)	225231,61	224927,95
$W_{tp}$ (kWh)	1,66	1,875
$W_{yp}$ (kWh)	4,160	4,750
$W_{tahp}$ (kWh)	1,62	1,875
$W_{fp}$ (kWh)	5	5
$W_{ct}$ (kWh)	2	2
$\eta$	%59,4	%48
$\varepsilon$	%75,9	%59,5
G (TL)	1.818.700 TL	800.000
NBD	15.573.138	2.999.727

## 6. SONUÇ (CONCLUSION)

Sonuç olarak, mevcut çalışma şartlarında sistem %48 enerji verimine, %59,5 ekserji verimine, 2.999.727 TL NBD değerine sahiptir. Mevcut sistem her ne kadar desülfürüzyon işlemini gerçekleştiriyor olsada, kuruluşundan gelen elektriksel, mekanik ve termodinamik eksikliklerden ötürü iyileştirmelerin yapılabileceği, gelişime açık bir sistemdir.

Termodinamik, elektriksel, mekanik iyileştirmelerin yapılması ile enerji verimi %59,4, ekserji verimi %75,9 ve NBD'yi 15.573.138 TL elde edilebilmektedir. Tüm bunlara ek olarak sistemin mevcudiyetinden ötürü SO<sub>2</sub> salınım vergisi yürürlüğe girdiğinde, SO<sub>2</sub> verilmediği düşünülürse, yıllık gelirin artması ile NBD'yi 58.171.167 TL olarak elde edilebilmektedir.

## KAYNAKLAR (REFERENCES)

- [1] Biondo, S. J. and Marten, J. C., "A history of flue gas desulfurization systems since 1850", *Journal of the Air Pollution Control Association*, 27(10): 948-961, (1977).
- [2] Kayapınar, O., "Islak Kireçli Baca Gazı Desülfürüzyon Sisteminin Termodinamik Analizi", Dumlupınar Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, *Yüksek Lisans Tezi*, (2017).
- [3] Karakaras, E. and Giannakopoulos, D., "Modeling of flue gas desulphurization using dry additives", *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 34(5): 421-432, (1995).
- [4] Ukawa, N., Takashina, T., Okino, S., Kimura, K. and Iwashita, K., "Development of Double-Contact-Flow Scrubber for Flue Gas Desulfurization", *Mitsubishi Heavy Industries, Technical Review*, 33(2): (1996).
- [5] Şentürk, G., "Tronanın Farklı Sistemlerdeki Sülfatasyon Kapasitesinin Belirlenmesi", İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü, *Yüksek Lisans Tezi*, İstanbul, (2002).
- [6] Xiao, L., G. and Hui, S. S., "Thermal treatment and utilization of flue gas desulphurization gypsum as an admixture in cement and concrete", *Construction and Building Materials*, 22(7): 1471-1476, (2008).
- [7] Yu, Y.S., Yi, L., Li, Q., Jiang, J., Zhang, Z., X., "An innovative process of simultaneous removal CO<sub>2</sub> and SO<sub>2</sub> from flue gas of a power plant by energy integration", *Energy Conversion and Management*, 50: 2885-2892, (2009).
- [8] Gordon, M., Nobbet, J., Denlinger D. and Klingspor, J., "New Technologies to Improve the Performance and Realibility of Older FGD Systems", *URS Corporation Technical Review*, 129(1): (2010).
- [9] Carletti, C. Bjondahi., De Blasio, C., Ahibeck, J., Jarvinen, L. and Westerlund, T., "Modelling limestone reactivity and sizing the dissolution tank in wet flue gas desulfurization scrubbers", *Environmental Progress and Sustainable Energy*, 32: 663-672, (2013).
- [10] Arif, A. Everson R. C. and Neomagus, H. W. J. P., "CFD modelling of wet flue gas desulphurization (WFGD) Unit: A new era of process system control and optimization", *Conference of the National Association for Clean Air*, South Africa, (2015).

- [11] Çengel Y. and Boles, M.A., “*Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik*”, Çev. Derbentli T., Literatür Yayıncılık, İstanbul, (1996).
- [12] Bejan, A., Tsatsaronis, G., Moran M. J., “*Thermal Design And Optimization*”, John Wiley, 113–167, (1996).
- [13] Ahrendts, J., “Reference states”, *Energy*, 5: 667-677, (1980).
- [14] Yılmaz, D, Aydın, G. and Özkan, C., “Metal kutu üreten bir firmada fizibilite etüdü uygulaması”, *V. Ulusal Üretim Araştırmaları Sempozyumu*, İstanbul Ticaret Üniversitesi, İstanbul, (2005).
- [15] Güler, T. and Yücedağ M., “*Atmosfer kontrollü soğuk hava tesisi fizibilite raporu*”, Doğrudan Faaliyet Destek Programı, Fırat Kalkınma Ajansı, (2011).
- [16] Yoğunoğlu A., Yüzeroğlu M., Hopoğlu S. and Gökçe, S.G., “*Dondurulmuş Meyve-Sebze Sektör Analizi ve Ön Fizibilitesi*”, Fırat Kalkınma Ajansı, (2013).
- [17] <http://www.tcmb.gov.tr>, “Reeskont İskonto Oranı”, (2016).