



**T.C.
NECMETTİN ERBAKAN ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**



**ALÜMİNA ÜRETİMİNDE ENERJİ TÜKETİM
BASAMAKLARININ OPTİMİZASYONU**

Bekir ÇELİKEL

YÜKSEK LİSANS

Enerji Sistemleri Mühendisliği Anabilim Dalı

**Ekim-2017
KONYA
Her Hakkı Saklıdır**

TEZ KABUL VE ONAYI

Bekir ÇELİKEL tarafından hazırlanan “Alümina Üretiminde Enerji Tüketim Basamaklarının Optimizasyonu ” adlı tez çalışması 27/10/2017 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından oy birliği / ~~oy çokluğu~~ ile Necmettin Erbakan Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Enerji Sistemleri Mühendisliği Anabilim Dalı’nda YÜKSEK LİSANS TEZİ olarak kabul edilmiştir.

Jüri Üyeleri

Başkan

Yrd. Doç. Dr. Memduh KARA

Danışman

Prof. Dr. Hüseyin ARIKAN

Üye

Yrd. Doç. Dr. Sema VURAL

İmza



Yukarıdaki sonucu onaylarım.

Prof. Dr. Ahmet COŞKUN
FBE Müdürü

TEZ BİLDİRİMİ

Bu tezdeki bütün bilgilerin etik davranış ve akademik kurallar çerçevesinde elde edildiğini ve tez yazım kurallarına uygun olarak hazırlanan bu çalışmada bana ait olmayan her türlü ifade ve bilginin kaynağına eksiksiz atıf yapıldığını bildiririm.

DECLARATION PAGE

I hereby declare that all information in this document has been obtained and presented in accordance with academic rules and ethical conduct. I also declare that, as required by these rules and conduct, I have fully cited and referenced all material and results that are not original to this work.

Bekir ÇELİKEL

Tarih:12.10.2017

ÖZET

YÜKSEK LİSANS TEZİ

ALÜMİNA ÜRETİMİNDE ENERJİ TÜKETİM BASAMAKLARININ OPTİMİZASYONU

Bekir ÇELİKEL

**Necmettin Erbakan Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
Enerji Sistemleri Mühendisliği Anabilim Dalı**

Danışman: Prof. Dr. Hüseyin ARIKAN

2017, 97 Sayfa

Jüri

**Prof. Dr. Hüseyin ARIKAN
Yrd. Doç. Dr. Sema VURAL
Yrd. Doç. Dr. Memduh KARA**

Günümüzde enerji her alanda kullanılan bir kaynaktır ve özellikle sanayide üretim maliyetleri içerisinde önemli bir yer tutmaktadır ve enerjiye olan talep her geçen yıl daha da artmaktadır. Dünya genelinde enerji ihtiyacının büyük bir bölümünü karşılamakta olan fosil yakıtların rezervleri hızla azalmaktadır. Bir yandan tükenen fosil yakıtların yerine alternatif enerji kaynakları aranırken diğer yandan da mevcut kaynakların etkin ve verimli biçimde kullanılması önemli hale gelmektedir.

Alümina endüstrisinde, her bir proses sadece hammadde tüketmemekte aynı zamanda elektrik, doğal gaz ve buhar gibi çeşitli enerji türleri de tüketilmektedir. Enerji maliyetleri en önemli maliyet girdileri arasındadır ve dünya piyasasında rekabetçi olarak aynı yerde kalabilmek veya daha da ileri gidebilmek için alümina endüstrisi her zaman enerji tüketiminin azaltılması çalışmalarını gözden geçirmek zorundadır.

Bayer Prosesinin çözünürleştirme ve buharlaştırma bölümlerinde kullanılan enerji çoğunlukla buhar enerjisidir. Seydişehir de bulunan Eti Alüminyum Fabrikası enerji tüketim maliyetlerinin azaltılması ve fabrikanın enerji verimliliğinin iyileştirilmesi için çalışmalarını sürdürmektedir. Bu çalışmalar; proses dizayn parametrelerinin gözden geçirilmesi, ekipman verimliliği ve atık ısı kazanımları şeklinde gruplandırılabilir.

Bu çalışmada, öncelikle alümina fabrikasının enerji tüketimleri incelenmiş ve daha sonra enerji tüketimi verimliliği açısından en çok enerjinin tüketildiği çözünürlük ve buharlaştırma bölümlerinin proses dizayn parametrelerinin optimizasyonu araştırılmıştır. Bu çalışmanın sonucuna göre Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinde, çözünürleştirme modülünün düşürülmesi, seyreltme kostik konsantrasyonunun ve buharlaştırılan çözeltinin kostik konsantrasyonun yükseltilmesi ile buhar tüketimi azaltılıp, enerji verimliliğinin artırılacağı görülmüştür.

Anahtar Kelimeler: Bayer Prosesi, Alümina üretimi, Enerji, Buharlaştırma, Çözünürleştirme

ABSTRACT

MS THESIS

OPTIMIZATION OF ENERGY CONSUMPTION STEPS IN ALUMINA PRODUCTION

Bekir ÇELİKEL

**THE GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCE OF
NECMETTİN ERBAKAN UNIVERSITY
THE DEGREE OF MASTER OF SCIENCE
IN ENERGY SYSTEM ENGINEERING**

Advisor: Prof.Dr. Hüseyin ARIKAN

2017, 97 Pages

Jury

**Prof. Dr. Hüseyin ARIKAN
Yrd. Doç. Dr. Sema VURAL
Yrd. Doç. Dr. Memduh KARA**

Today, energy is a resource that is used in all areas and is especially an important place in production costs in the industry. Today, the demand for energy is growing more every year. Reserve of fossil fuels to meet the energy requirements of a large part of the world is decreasing rapidly. On the one hand the effective and efficient use of fossil exhausted the available resources while searching for alternative sources of energy instead of fossil fuels on the other hand are becoming important.

In the alumina industry, each process consumes not only raw material but also different types of energy such as electrical, natural gas and steam. Energy costs are a key component of the manufacturing costs and the alumina industry need to review energy consumption reduction in processing in order to maintain or improve their place in the world market.

Energy is used in the Bayer Process mostly as steam in the digestion and evaporation operations. The ETI alumina refinery in Seydişehir has been examining ways to reduce energy consumption and improve the overall energy efficiency of the refinery: this has included measures such as evaluating the process design parameters, equipment efficiency and waste heat recovery.

In this study, firstly, understanding of the energy usage in the refinery was reviewed and, then the operating efficiency in terms of energy consumption of ETI alumina refinery was evaluated by addressing, in particular, the digestion and evaporation sections which are major energy consuming areas. It is shown that the energy efficiency of the ETI alumina plant can be improved by lowering the digestion molar ratio level, increasing the dilution and strong evaporated liquor caustic concentration.

Keywords: Bayer Process, Alumina Production, Energy, Evaporation, Digestion

TEŞEKKÜR

Tez çalışmalarım süresince ilgili projelerde bulunmamı sağlayarak disiplinli bir araştırma ortamında tecrübe kazanmamı sağlayan ve bu süreç boyunca desteğini esirgemeyen danışman hocam Prof. Dr. Hüseyin Arıkan'a teşekkür ederim.

Ayrıca çalışmalarım boyunca motive edici ve yol gösterici destekleri, verdikleri güven ile her zaman yanımda olan Sayın Dr. Sema Vural hocama çok teşekkür ederim.

Yüksek lisansa başlamamda bize büyük desteği olan ve çalışana olmaktan büyük onur duyduğum Eti Alüminyum A.Ş. Yönetim Kurulu Üyesi Sayın Şaban Cengiz'e Genel müdürümüz Sayın Mehmet Arkan'a, Genel müdür yardımcımız Sayın Osman Zeki Özyıldırım'a ve Alümina müdürümüz Sayın Gökhan Kürşat Demir'e teşekkür ederim. Ayrıca iş yerinde beraber çalıştığım Sedat Arslan'a ve diğer tüm mesai arkadaşlarıma da sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Son olarak bu süreç içerisinde beni sonsuz sabır ve anlayış ile destekleyen, yüksek lisans eğitimimin boyunca karşılaştığım zorlukları aşmamı sağlayan, aldığım her kararda arkamda duran sevgili eşim Leyla ve oğlum Anıl Fuat'a çok teşekkür ederim.

Bekir ÇELİKEL
KONYA-2017

İÇİNDEKİLER

ÖZET	iv
ABSTRACT	v
TEŞEKKÜR	vi
İÇİNDEKİLER	vii
ŞEKİLLER DİZİNİ	ix
ÇİZELGELER DİZİNİ.....	x
SİMGELER VE KISALTMALAR.....	xi
1. GİRİŞ.....	1
2. KAYNAK ARAŞTIRMASI	3
2.1. Boksit	8
2.2. Bayer Prosesi.....	8
2.3. Bayer Prosesinde Enerji Tasarruf Teknolojileri	9
2.3.1. Bayer prosesinde teorik enerji tasarruf çalışması	10
2.3.2. Bayer prosesinde kullanılan başlıca enerji tasarruf teknolojileri.....	12
2.4. Çözünürleştirme	15
2.4.1. Çözünürleştirme ısı balansı	19
2.4.2. Çözünürleştirme ekipmanları	24
2.4.2.1. Ön ısıtıcı-otoklav sistemi.....	25
2.4.2.2. Çift hat çözünürleştirme sistemi	25
2.4.2.3. Boru çözünürleştirme sistemi	26
2.4.3. Çözünürleştirme buhar tüketimini etkileyen parametreler	26
2.4.3.1. Boksit tipinin etkisi	26
2.4.3.2. Çözünürleştirme sıcaklığının etkisi.....	27
2.4.3.3. Üretim veriminin etkisi.....	28
2.5. Buharlaştırma	29
2.5.1. Alümina fabrikasının su dengesi.....	29
2.5.2. Buharlaştırma kuramı.....	30
2.5.3. Buharlaştırma ısı mühendisliği	31
2.5.4. Çok kademeli buharlaştırma	32
2.5.5. Buharlaştırmanın mekanik donanımı	34
2.5.5.1. Flaş buharlaştırma	35
3. SEYDİŞEHİR ETİ ALÜMİNYUM TESİSLERİNİN DURUMU.....	36
3.1. Hammadde Hazırlama Bölümü	39
3.2. Otoklav ve Kırmızı Çamur Bölümü	40
3.3. Dekompozisyon ve Hidrat Bölümü	41
3.4. Buharlaştırma Bölümü	41
3.5. Kalsinasyon Bölümü.....	42
3.6. Enerji Kaynakları.....	42

3.7.1. Buhar üretimi.....	42
3.8. Alumina Üretiminde Buhar Kullanılan Birimler.....	43
3.8.1. Çözünürleştirme.....	44
3.8.2. Buharlaştırma.....	47
4. TEZİN AMACI	51
5. MATERYAL VE YÖNTEM.....	52
5.1. Materyal	52
5.2. Kullanılan Cihazlar	53
5.3. Analiz Metodları.....	53
5.3.1. Nem analizi.....	53
5.3.2. 270 mesh elek altına öğütme işlemi.....	53
5.3.3. Ateş zayıyatı analizi	54
5.3.3. TAA analizi	54
5.3.4. XRF analizi.....	54
5.3.5. XRD analizi	54
5.3.6. Potansiyometrik titrasyon analizi.....	55
5.3.7. Yoğunluk analizi.....	56
5.3.8. Pulplarda sıvı/katı oranı ve katı gram analizi	56
5.3.9. Rotary evaporatör.....	56
5.3.10. SCADA proses takip sistemi	57
6. ARAŞTIRMA SONUÇLARI VE TARTIŞMA	58
6.1. Özet.....	58
6.2. Boksit Karakterizasyon Çalışmasının Sonuçları	58
6.2.1. Boksit karakterizasyon çalışmalarından çıkan sonuçların prosese uygulanabilirliği	59
6.3. Proses Kontrol Sisteminin İyileştirilmesi	63
6.3.1. Otomasyon.....	64
6.4. Fabrikanın Yatışkın Halde İşletilmesi	65
6.5. Böhmite Denge Çözünürlüğü.....	69
6.6. Prosesin Optimizasyonu.....	70
6.6.1. Buharlaştırma.....	70
6.6.2. Çözünürleştirme ve buharlaştırma bölümlerinin optimizasyonu.....	72
6.7. Toplam Proses Performansı	74
6.8. Optimizasyon Çalışmasının Pratik Yönden Değerlendirilmesi	75
7. SONUÇLAR VE ÖNERİLER	78
7.1. Sonuçlar	78
7.2. Öneriler	79
KAYNAKLAR	81
ÖZGEÇMİŞ.....	83

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 2.1. Bayer Proses – Kostik çözeltisinin sirkülasyonu	4
Şekil 2.2. Kazan buharı ile proses ısı dengesi	5
Şekil 2.3. Çözünürleştirme çıkış sıcaklığı ile taze buhar ısıtıcısı arasındaki minimum sıcaklık farkı.....	7
Şekil 2.4. Bayer prosesi akım şeması.....	9
Şekil 2.5. Farklı boksit tiplerinin kostik çözeltisi içerisinde çözünme ısıları	12
Şekil 2.6. Yüksek verimli bayer prosesi.....	14
Şekil 2.7. Enerji tasarrufu en iyi çözünürleştirme sistemi.....	14
Şekil 2.8. Çözünürleştirme akım şeması	19
Şekil 2.9. i-T diyagramında çözünürleştirme akım şeması	20
Şekil 2.10. Ön ısıtıcılarda ısı transferi.....	21
Şekil 2.11. Flaş kademelerinin akım şeması.....	22
Şekil 2.12. Isı kazanımının ayrıntılı diyagramı	23
Şekil 2.13. Çözünürleştirme akım şeması	27
Şekil 2.14. Düşey film buharlaştırma sistemi.....	34
Şekil 2.15. Flaş buharlaştırma sistemi.....	36
Şekil 3.1. Alumina fabrikası akım şeması.....	37
Şekil 3.2. Akışkan yataklı kömür kazanı.....	43
Şekil 3.3. Eti Alüminyum A.Ş çözünürleştirme bölümü.....	46
Şekil 3.4. Eti Alüminyum A.Ş buharlaştırma bölümü	48
Şekil 4.1. Alumina üretim maliyetine etki eden tüketimler	51
Şekil 5.1. Metrohm 905 Titrandro marka titrasyon cihazı.....	56
Şekil 5.2. Rotary evaporatör	57
Şekil 5.3. Buharlaştırma bölümü SCADA sistemi.....	57
Şekil 6.1. Otoklav çözünürleştirme modülüne göre otoklav ve toplam buhar tüketimi .	61
Şekil 6.2. Seydişehir Eti Alüminyum böhmitik boksitinin fabrika çözeltisinde farklı çözünürleştirme sıcaklıklarında çözünürlüğü	70
Şekil 6.3. Kırmızı çamur yıkamasından sonra atılan kostik ile buharlaştırılan yıkama su miktarı.....	72
Şekil 6.4. Kazan buhar tüketiminin farklı otoklav modülüne ve buharlaştırma miktarına göre değişimi.....	73

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 1.1. Dünya geneli alümina fabrikalarının ton alümina başına özgül enerji tüketimi.....	1
Çizelge 2.1. Boksit mineral yapısı	8
Çizelge 2.2. Çözünürleştirme model sonuçları.....	28
Çizelge 2.3. Düşük ve yüksek üretim verimli iki rafinerinin karşılaştırılması.....	29
Çizelge 2.4. Gibsitik ve böhmitik boksit işleyen fabrikalarda su balansı	30
Çizelge 3.1. Yıllara göre alümina fabrikası üretim değerleri	37
Çizelge 3.2. Yıllara göre alümina fabrikası ton alümina başına tüketim değerleri	38
Çizelge 3.3. Yıllara göre seydişehir boksitinin kimyasal analizi.....	39
Çizelge 3.4. Akışkan yataklı kömür kazanı işletme değerleri	43
Çizelge 3.4. Çözünürleştirme ünitesi buhar tüketimi ve proses değerleri.....	46
Çizelge 3.5. Buharlaştırma bölümü zayıf çözelti analizleri	49
Çizelge 3.6. Buharlaştırma bölümü kuvvetli çözelti analizleri.....	49
Çizelge 3.7. Buharlaştırma bölümü tüketilen buhar ve üretilen kondensat miktarı	50
Çizelge 4.1. Alümina enerji tüketim kalemleri ve eşdeğer enerji değerleri	51
Çizelge 5.1. Boksit kimyasal (XRF) analizi, % (kuru bazda)	52
Çizelge 5.2. Boksit mineralojik (XRD) analizi, % (kuru bazda).....	52
Çizelge 6.1. Otoklav modülüne karşılık toplam buhar maliyeti.....	61
Çizelge 6.2. Madde balansı için analizler ve varsayımlar	74
Çizelge 6.3. Bilgisayar hesaplarında kullanılan boksit mineral içerik analizi.....	74
Çizelge 6.4. Düşük modül-Düşük buharlaştırma dizaynına göre tüketimlerin karşılaştırılması	74

SİMGELER VE KISALTMALAR

Simgeler

atm	: Atmosfer basıncı
bar	: Basınç birimi
Kpa	: Kilopaskal
°C	: Sıcaklık birimi
cal	: Kalori
cm	: Santimetre
s	: Saniye
%	: Yüzde
g	: Gram
sa	: Saat
K	: Kelvin
kg	: Kilogram
kJ	: Kilojoule
GJ	: Gigajoule
W	: Watt
KWh	: Kilowattsaat
kmol	: Kilo mol
t	: Ton
l	: Litre
m	: Metre
m ²	: Metrekare
m ³	: Metreküp
sm ³	: Standart metreküp
ml	: Mililitre
mm	: Milimetre
cm ³	: santimetreküp
Mb	: Modül bütün
Mk	: Modül kostik
MT	: Metrik ton
Al ₂ O ₃	: Alüminyum oksit
Na ₂ O	: Sodyum oksit

SiO_2	: Silisyum dioksit
Fe_2O_3	: Demir oksit
TiO_2	: Titanyum oksit
CaO	: Kalsiyum oksit
CO_2	: Karbondioksit
$\text{Al}(\text{OH})_3$: Alüminyum hidroksit
NaOH	: Sodyum hidroksit



Kısaltmalar

ark.	: arkadaşları
Ar-Ge	: Araştırma Geliştirme
A.Ş	: Anonim şirketi
EDX	: Enerji Dağılımlı X-Işını Spektroskopisi
PLC	: Programmable Logic Controller
SCADA	: Supervisory Control And Data Acquisition
SEM	: Taramalı Elektron Mikroskobu
TCA	: Trikalsiyum alüminat
DSP	: Desilikasyon ürünleri
USD	: Amerikan Doları
vb	: ve benzeri
S/K	: Sıvı/Katı
Modül	: Kostik /Alümina oranı
A/C	: Alümina / Kostik oranı
TAA	: Toplam Alınabilir Alümina
THA	: Trihidrat alüminalı boksit
MHA	: Monohidrat alüminalı boksit
XRD	: X-ray difraktometresi
XRF	: X- ray fluorescence

1. GİRİŞ

Küresel enerji gereksinimini büyük ölçüde karşılamakta olan enerji kaynakları çok hızlı biçimde azalmaktadır. Bu yüzyılın sonlarına doğru önemli yer altı kaynaklarından petrol ve doğalgaz gibi fosil yakıtların stoklarının bitebileceği tahmin edildiğinden, enerji kaynaklarının randımanlı bir şekilde tüketilmesi büyük önem arz etmektedir. Enerji gereksinimin hızla arttığı ama buna karşılık rezervlerin zamanla azaldığı dünyamızda, enerjinin randımanlı kullanılmasını sağlamak için birçok çalışma sanayi alanlarında yürütülmektedir.

Enerjinin verimli şekilde kullanımı; enerjinin üretimi, dağıtımı ve tüketimi alanında tüm uygulama çalışmalarını içermektedir. Bir yönden düşük maliyet ve daha az kaynak kullanımıyla daha fazla enerji üretimine yönelik çalışmalar devam ederken, diğer tarafta aynı oranda enerjiyle daha fazla iş elde edilmesi veya aynı oranda işin daha düşük enerji kullanarak yapılması konusunda çalışmalar devam etmekte, önlemler geliştirilmekte olup, politika ve stratejiler oluşturulmaktadır.

Boksitten Bayer Prosesi ile alümina üretiminde buhar, doğal gaz, basınçlı hava, elektrik gibi değişik formlarda enerji tüketilmektedir. Alumina üretiminde fabrikaların enerji kıyaslaması ise ton alümina üretimi başına tüketilen toplam enerji türlerinin (GJ/ton alümina) olarak karşılığı ile takip edilmektedir.

Aşağıda verilen çizelge incelendiğinde ETİ Alüminyum A.Ş. Alümina Fabrikası'nın ton alümina başına enerji tüketiminin dünya geneline göre oldukça yüksek olduğu görülmektedir. Bu durumda enerji tasarrufu sağlayacak gerekli teknolojik adımların atılması ve değişikliklerin yapılması için kapsamlı bir enerji optimizasyon çalışmasının yapılması kaçınılmazdır.

Çizelge 1.1. Dünya geneli alümina fabrikalarının ton alümina başına özgül enerji tüketimi

Alümina Fabrikaları	Enerji Tüketimi, GJ/t Al ₂ O ₃
Alunorte	8.10
Arvida	9.69
Aughinish	9.84
Wagerup	10.16
Pinjarra	10.15
Damanjodi	10.38
San Ciprian	10.63
Bauxilum	10.94

Çizelge 1.1. devamı

Yarwun	10.94
Worsley	11.25
Gove	11.25
Point Comfort	11.56
Grammercy	11.56
Paranam	11.64
Clarendon	11.95
Porto Vesme	11.96
Sao Luis	12.19
Kwinana	12.42
Nikolayev	12.42
CorpusChristi	13.05
Alpart	13.44
QAL	13.75
ETİ Alüminyum	14.59
ChippingXingfa	14.69
Zhengzhou	28.28
Shandong	28.99
Pavlodar	29.07
Bogoslovsk	33.91
Zhongzhou	33.91
Shanxi	33.91
Guizhou	36.57
Achinsk	57.97

ETİ Alüminyum A.Ş. fabrikasında boksitten alüminyum üretiminde yer alan üretim aşamalarında özellikle son yıllarda yapılan yatırımlarla yukarıda tabloda daha üst noktaları ulaşmaya çalışmaktadır. Özellikle büyük ölçüde buhar enerjisi tüketen alümina üretim prosesi ulaşılabilir ve sürdürülebilir bir enerji tasarrufu sağlayacak gerekli yatırımlara ve iyileştirmelere ağırlık verilmeye başlanmıştır.

Bu çalışmada, Bayer Prosesi ile alümina üretiminde kullanılan enerji türlerinden özellikle buharın kullanıldığı boksit çözünürleştirme ve çözelti buharlaştırma bölümlerinde enerji verimliliği konularında potansiyel iyileştirmeler üzerinde durulmuş ve gerekli optimizasyon sonucunda ortaya çıkabilecek tasarruflar incelenmiştir. Endüstriyel uygulamalarda enerjinin randımanlı bir şekilde kullanılmasıyla; tüketim miktarları azalacak, sera gazları emisyonu azalacak ve fiyatı düşen endüstri ürünleri

sebebiyle uluslararası rekabet gücü bakımından sanayicilerimize pozitif bir katkı sağlanacaktır.

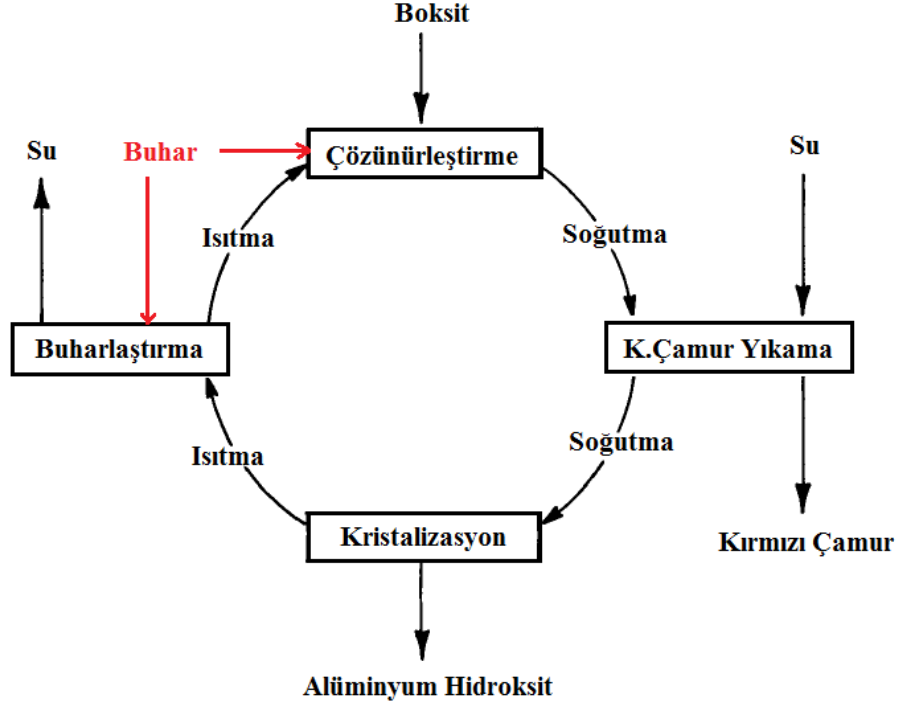
2. KAYNAK ARAŞTIRMASI

Globalleşen piyasa ve artan rekabet ortamının olduğu günümüzde enerji, bir ekonomideki arz ve talep üzerinde önemli rol oynamaktadır. Enerjiye talep açısından bakıldığında, tüketicilerin faydalarını artırmak için satın alınan bir ürün niteliği taşımaktadır. Enerjinin arzında ise, iş gücü ve sermaye gibi önemli bir üretimin bir parçasıdır ve çoğu üretim ve tüketim alanları için gerekli bir girdi olduğundan, ülkelerin ekonomik, sosyal açıdan gelişmesinde belirleyici ve kritik bir yere sahiptir. Geçmişte yaşanan enerji arz sıkıntılarının etkisiyle üretim maliyetlerin artmasından dolayı enerji, ekonomik refahın ölçülmesinde kritik bir konuma gelmiştir (Ünlü,2009)

Alümina üretiminin en temel amacının, boksitin kostik çözeltisinde çözünürleştirirken maksimum alüminanın çözeltiye alınması ve kristalizasyon prosesi ile doygun alüminat çözeltisinden maksimum alüminanın prosten geri kazanılmasıdır. Hond ve ark. (2007) Diğer bir deyişle, sirküle eden birim çözeltiden maksimum alümina üretimi yapmaktır. Alümina üretiminde verimi artırmak buhar tüketimi, kostik tüketimi, elektrik tüketimi, işçilik, bakım ve diğer giderlerinin azalmasını sağlayarak birim maliyeti düşürmek olduğunu belirtmişlerdir. Hond ve ark. (2007)

Alümina üretiminde en önemli üç maliyet gideri boksit, kostik ve enerjidir. Alümina üretimindeki enerji maliyeti, enerji fiyatlarının yükselmesi ve enerji üretiminde çevresel sorunlardan dolayı diğerlerinden daha hızlı artmaktadır. Enerji maliyetlerin artmasından dolayı alümina fabrikaları proseslerini, dünya enerji tüketim sıralamasında aynı yerde kalmak veya daha iyi yerlere gelebilmek için sürekli iyileştirmek zorundadırlar.

Şekil 2.1'de görüldüğü gibi Bayer Prosesinin enerji kaynağı buhar kazanıdır. Enerji, buhar olarak çözünürleştirme ve buharlaştırma bölümlerine dağılırken elektrik enerjisi de proses ekipmanlarına verilmektedir. (Donaldson,2011)



Şekil 2.1. Bayer Proses – Kostik çözeltilisinin sirkülasyonu

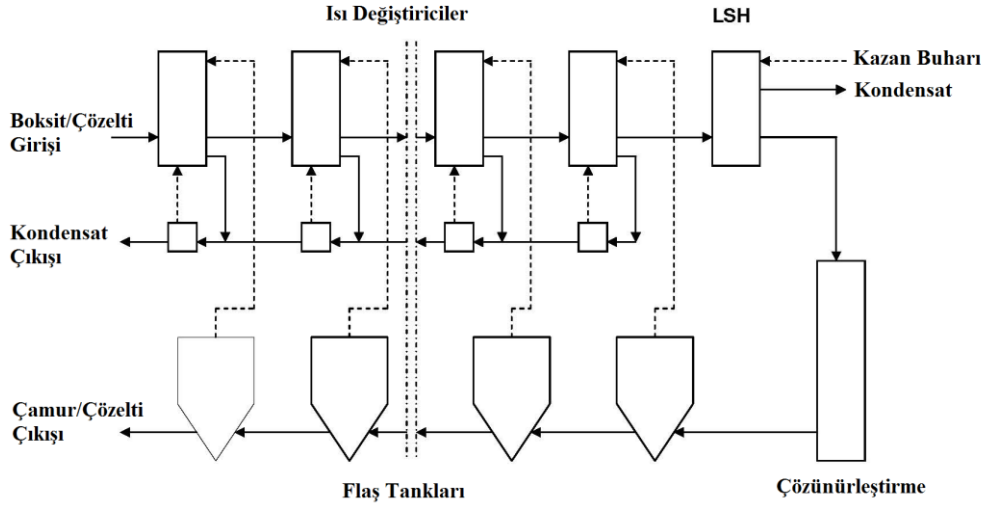
Bayer Prosesinin basit anlatımı şekil 2.1’de verilmektedir. Bayer Çevriminde kostik çözeltilisi sürekli sirküle etmektedir. Kostik çözeltilisi buhar ile ısıtarak boksit içerisindeki alüminayı çözer ve daha sonra çözünmeyen kısım olan kırmızı çamur çözeltiden ayrılarak su ile yıkanır. Çözünmüş alümina kristalizasyon bölümünde alüminyum hidroksit olarak kristalize edilir. Buharlaştırma bölümünde prosese eklenen su buharlaştırılarak su dengesi sağlanır. Prosesin ısıtma ve soğutma ekipman dizaynına göre, verilen enerji tekrar kazanılır. (Donaldson, 1981)

Donaldson (2011)’a göre Bayer Prosesinde gerekli enerji miktarı dört tane birbiri ile ilişkili faktörlere bağlıdır:

1. *Boksitin tipi: Trihidrat boksit (düşük çözünürleştirme sıcaklığı) veya monohidrat boksit (yüksek çözünürleştirme sıcaklığı)*

Trihidrat boksitler (THA) için çözünürleştirme sıcaklığı 140°C iken monohidrat boksitler (MHA) için bu sıcaklık 280°C civarındadır. Bayer Prosesinde uygulanan flaş soğutma ve besleme pulpu ısı geri kazanım sistemlerinden dolayı, çözünürleştirme sıcaklığı kazan buhar tüketimine, giren veya çıkan başka akımlar yoksa çok etkisi olmaz. Şekil 2.2’de gösterildiği gibi teorik olarak

yüksek sıcaklık çözünürleştirme ile düşük sıcaklık çözünürleştirme buhar tüketimleri hemen hemen aynıdır.



Şekil 2.2. Kazan buharı ile proses ısı dengesi

Pratikte ise diğer ısı ihtiyaçlarından dolayı çözünürleştirme için extra buhar ihtiyacı vardır.

- Reaksiyon ısısı: boksit içindeki alüminanın kostik çözeltilinde çözünmesi için gerekli ısıdır. THA boksitlerinin reaksiyon ısısı MHA boksitlerinden daha yüksektir.
- Hissedilir ısı kaybı: MHA boksitlerini kullanan fabrikalarda, 3 kat fazla flaş tank ve ısı değiştirici olması ve ayrıca bunların 2/3'ünün THA flaş tank ve ısı değiştiricilerinden daha yüksek sıcaklıkta çalışması nedeni ile MHA boksit kullanan fabrikaların hissedilir ısı kaybı THA boksitlerini kullanan fabrikalardan daha yüksektir.
- Seyreltme buharı: Seyreltme tankları atmosfere açık olup direkt kayıptır. Bu yüzden seyreltme buhar çıkışı minimum tutulur.

2. Üretkenlik: Sirküle eden birim hacim çözeltilen üretilen alümina miktarı

Üretkenlik veya verim fabrika dizaynında önemlidir. Bir alümina fabrikasında verimin 75 g/l'den 90 g/l'ye çıkması, aynı pompa, tank ve borularla % 20 daha fazla üretim demektir. Verimlilik yeni veya genişleyen fabrikalar için çok önemlidir. Yüksek verim, ton alümina üretimi başına daha düşük buhar ve elektrik tüketimi demektir. Fakat MHA boksit kullanan fabrikalar için, çamur

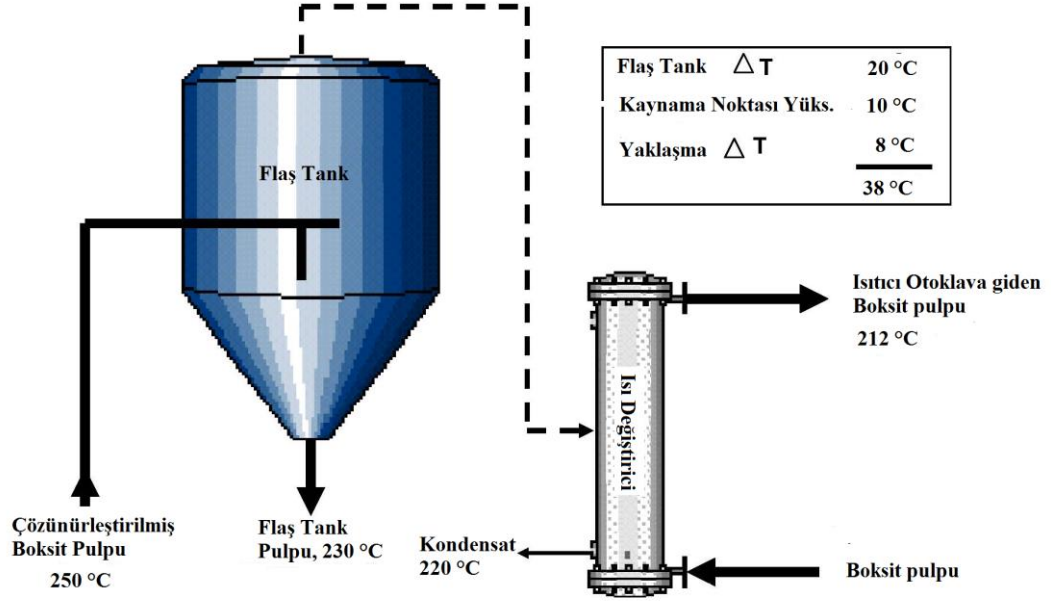
yıkamak için çok su tüketiminden dolayı buharlaştırma için gerekli buharın yüksek olması, çözünürleştirmede düşük buharlaşma, reaksiyon ısıları aynı fakat hissedilir ısı kayıpları az olması ve tüm bunların etkisi ile % 20 verim artışında kazan buhar tüketiminde % 10'luk bir düşüş olacaktır.

3. *Buharlaştırma: Prosese giren suyun buharlaştırılması*

Buharlaştırma ünitesi, genellikle alümina proses mühendisinin vereceği limit sınırlar içinde bir taşeron tarafından dizayn edilir. Genellikle buhar ekonomisi değerleri 3.6 (ton su/ ton buhar)'dır. Verimi artırmak için yükseltelen kostik konsantrasyonu buhar ekonomisini kaynama noktası yükselmesinden dolayı düşürür. Buharlaştırma buhar sıcaklığı 200°C üzerine çıkarılıp aparat sayısı artırılırsa buhar ekonomisi 7 ton su/ ton buhar değerine ulaşarak kazan buhar ihtiyacı ciddi derecede azalır. Isıtıcı borularında oluşacak silis kabukları kimyasal katkı malzemeleri kullanılarak azaltılabilir.

4. *Proses ekipmanları: Isı geri kazanım sistemine göre rafinerinin fiziksel dizaynı*

Çözünürleştirme bölümüne minimum taze buhar girişini etkileyen bir diğer faktör ise soğutma/ısıtma ısı alışverişi sisteminin kendisidir. Çözünürleştirme den sonraki ilk aşamanın sıcaklık değişimi şekil 2.3'de gösterilmiştir. Çözünürleştirme çıkışı 250°C olan pulp (boksitin kostik çözeltisinde çözüldükten sonraki sıvı katı içeriği) flaş (sıcak çözeltinin soğutulmuş buhar eldesi) edilerek pulp ve buhar sıcaklığı 230°C'ye düşmektedir. Buhar, 10°C aşırı kızgın olup ısı değiştiricide yoğunlaştırılmadan 10 °C soğutulmalıdır. Aşırı kızgın buharın yoğunlaşma sıcaklığına ısı transfer katkısı, yoğunlaşma ile ısı transferine göre % 2 gibi çok düşüktür. Şekil 2.3'de verilen "yaklaşma sıcaklığı" pulpun ısıtıcıdan çıkış sıcaklığı ile buharın kondensata dönüşme sıcaklığı arasındaki farktır.



Şekil 2.3. Çözünürleştirme çıkış sıcaklığı ile taze buhar ısıtıcısı arasındaki minimum sıcaklık farkı

Şekil 2.3 içindeki tablo sıcaklık düşüşlerinin toplamının 38°C olduğunu ve bu sıcaklık farkı da aynı zamanda ısıtıcı otoklavında taze buharla yükseltilmesi gereken sıcaklıktır.

Henrickson (2010)'na göre alümina üretiminde enerji tüketimini azaltmak öncelikle enerjinin kullanıldığı alanları iyi analiz etmek önemlidir. Bayer Prosesinde enerji 3 formda kullanılır:

1. Çözünürleştirme ve Buharlaştırmada kullanılan buhar: Çözünürleştirme buhar tüketimi buharlaştırmaya göre daha çoktur. Alumina üretimindeki en büyük enerji gideri budur ve genel olarak ton alümina başına 4.0- 10.0 GJ/ton Al_2O_3 civarındadır.
2. Kalsinasyonda kullanılan yakıt, genellikle 3.0-4.0 GJ/ton Al_2O_3 arasında değişmektedir.
3. Elektrik, genellikle ekipmanlarda kullanılan elektrik tüketimi en küçük birimi oluşturmaktadır ve 1 GJ/ ton Al_2O_3 daha az olarak toplam tüketime etki etmektedir.

Toplam enerji tüketimi 8.0-20.0 GJ/ton Al_2O_3 arasında değişmekte olup tipik olarak 12 GJ/ton Al_2O_3 olarak gerçekleşmektedir. Elektrik tüketiminin toplam enerji tüketimindeki katkısının düşük olması nedeniyle verimlilik diğer kalemlere göre az olacaktır. Kalsinasyon enerji tüketiminde ise durum daha çok fırın teknolojisine dayanmaktadır. Örneğin eski teknoloji döner fırınlarda 4.5 GJ/ ton Al_2O_3 enerji tüketilirken modern akışkan yataklı fırınlarda tüketim değerleri 3.0-3.2 GJ/ton Al_2O_3

arasında gerçekleşmektedir. Tabii ki modern kalsinasyon teknolojisine geçmek için ciddi bir yatırım gerektirmektedir. Sonuç olarak açıkça görülmektedir ki enerji tasarrufu yapılabilecek en iyi nokta çözünürleştirme ve buharlaştırmada kullanılan buhar enerjisidir. (Henrickson,2010)

2.1. Boksit

Boksit en önemli alüminyum madenidir. Gibsit ($Al(OH)_3$), böhmit ($\gamma-AlOOH$) ve diyaspor ($\alpha-AlOOH$) gibi boksit çeşitleri demir, titanyum, silisyum içeren minerallerden oluşmaktadır. Çizelge 2.1 boksit madeninin mineral yapısını göstermektedir. Boksit madeninden alümina ekstraksiyonu içerisindeki alüminyum hidroksit yapısına bağlıdır. (Wu, 2012)

Çizelge 2.1. Boksit mineral yapısı

Bileşen	Mineral yapısı
$AlO(OH)$	Gibsit, Böhmit, Diyaspor
Fe_2O_3	Hematit, Götit, Magmatit
SiO_2	Kaolinit, Kuartz
TiO_2	Anataz, Rutil, İlmenit

2.2. Bayer Prosesi

Bayer Prosesi, 1887 yılında Avusturyalı kimyacı Karl Josef Bayer tarafından keşfedilmiş ve dünya çapında çeşitli kalitede ve tipteki boksit madeninden alümina üretiminde başlıca üretim metodu olmuştur. (Hind ve ark., 1999; Atasoy, 2005; Smith, 2009). Alümina ekstraksiyonu, öğütülmüş boksit madeninin yüksek sıcaklık ve basınç altında reaksiyonu ile yapılmaktadır. Alüminyum (oksi)hidroksitler çözülürken, çözünmeyen katı (boksit atığı) prostesten ayrılır. Prosesin prensibi şu şekilde gerçekleşir: alüminyum hidroksit sıcaklıkla alkali ortamda çözünürken diğer mineraller alkali çözeltiye inert olduklarından çözünmezler.

Bayer Prosesinin prensipleri ilk geliştirildiği hali ile hala aynıdır. Boksitin alümina içeriği kostik ile otoklavlarda çözünürleştirilirken silis içeriği bir kompleks olarak çöktürülür. Sodyum alüminat çözeltisi boksit kalıntılarının giderilmesi için çöktürülür daha sonra soğutulup aşılı ilave edilerek alüminyum trihidroksit elde edilir. Alüminyum trihidroksit kalsine edilip alümina elde edilerek elektrolizlere gönderilir. Bayer Prosesinin orijinalinde ise kostik çözeltisi CO_2 ile nötrale edilir. 1990'lı yılların

buharlaştırılmasında, ekipman ve borulardan kaynaklanan ısı kayıplarında tüketilir. Bu yüzden alümina üretiminde enerji kaynaklı üretim maliyetlerini azaltmak için enerjinin çok tüketildiği alanlara odaklanmak önemlidir.(Gu ve Wu,2012)

2.3.1. Bayer prosesinde teorik enerji tasarruf çalışması

Bayer Prosesinin termodinamik açıdan teorik enerji tüketimi, kalsinasyon dahil 0.7 GJ/t alümina olarak bilinmektedir. Fakat gerçek proseste, kalsinasyon prosesi hariç, 4-10 GJ/ton alümina olarak gerçekleşmektedir. Enerji tüketimi toplam alümina maliyetinin % 20-40'ını oluşturmaktadır.

Teorik ve gerçek enerji farkının önemli bir bölümü ısı transfer ekipmanlarındaki sınırlamalardan kaynaklanmaktadır:

- Çözünürleştirmeye giren pulp ile çözünürleştirme sıcaklıkları arasındaki ısı yaklaşımı farkı yaklaşık 30-50°C arasında olmaktadır. Bunun sonucu hissedilir ısı gereksinimi yaklaşık 1.5-3.0 GJ/t alümina arasındadır.
- Prosesteki çamur ve hidrat gibi katı akımların yıkanması zorunluğunun yanında proseste kullanılan pompalarda veya saha yıkamalarından dolayı giren suyun buharlaştırılması gereği için yaklaşık 0.5-1.5 GJ/t alümina enerjiye ihtiyaç olmaktadır.
- Isı transfer ekipman yetersizliğinden dolayı ısıtma işlemi için buharın direkt kullanılması sonucu giren suyun buharlaştırılma ihtiyacı
- Prosesten genellikle 80°C'de çıkan kırmızı çamur ve alümina gibi akımlardaki hissedilir ısı geri kazanımı için gerekli olan ekipman yatırımının yüksek olması sonucu yaklaşık 0.5-1.0 GJ/t alümina ısı kaybının geri kazanımının yapılamaması. (Thomas, 2011)

Mach (2012) Bayer Prosesin'deki teorik ve gerçek enerji arasındaki farkları, enerji tüketim noktalarının sistematik yaklaşım haritası ve muhtemel tasarruf fırsatlarını belirlemek için aşağıdaki yolu sunmaktadır:

- Enerji kayıplarını belirlemek için enerji ölçüm tekniklerinin geliştirilmesi
- Enerji kayıp yollarının belirlenmesi (konvektif, konduktive)
- Enerji kayıplarının azaltılması için akım şeması opsiyonlarının belirlenmesi
- Yeni ve geçerli teknoloji model opsiyonlarının mevcut sisteme uygulanması

Bayer Prosesinde tüm proses reaksiyonlarının teorik enerji tüketimi, minimum enerji tüketimi ile alümina üretimini değerlendirmek için termodinamik olarak analiz edilmiştir. Farklı alümina içeren minerallerin 25°C'deki çözünürlük ısıları termodinamik olarak aşağıdaki denklemlerde gösterilmiştir. (Gu ve ark., 2007)

Gibsitin kostik çözeltisinde çözünürlüğü;



$${}^\circ\text{H}_{298\text{K}} = 33.5 \text{ kJ/mol Al(OH)}_3 = 0.66 \text{ GJ/t Al}_2\text{O}_3$$

Böhmitin kostik çözeltisinde çözünürlüğü;



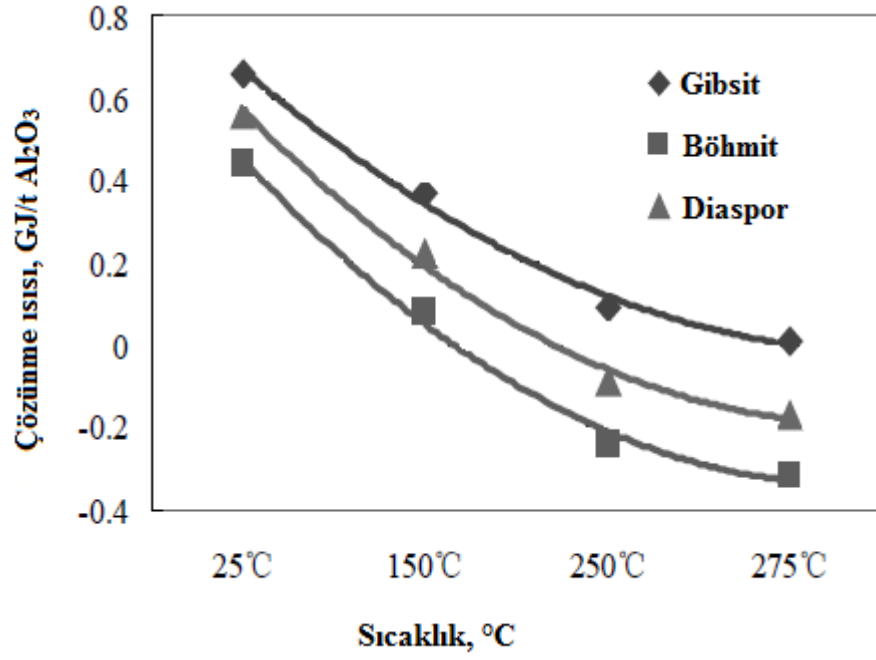
$${}^\circ\text{H}_{298\text{K}} = 22.22 \text{ kJ/mol AlOOH} = 0.44 \text{ GJ/t Al}_2\text{O}_3$$

Diyasporun kostik çözeltisinde çözünürlüğü;



$${}^\circ\text{H}_{298\text{K}} = 28.79 \text{ kJ/mol AlOOH} = 0.56 \text{ GJ/t Al}_2\text{O}_3$$

Diyaspor, böhmit ve gibsit boksitlerinden alümina üretiminde teorik enerji tüketimindeki termodinamik farklılıklar temel olarak reaksiyonlardaki sıcaklık ve kostik konsantrasyonuna bağlıdır. Şekil 2.5, kostik çözeltisinde alümina içeren minerallerin çözünme ısının toplam enerji tüketimine göre çok küçük olduğunu ortaya koymaktadır. Hatta böhmitik boksitlerin 250°C üzerinde çözünürleştirme sıcaklıklarında negatif değerler çıkmaktadır.



Şekil 2.5. Farklı boksit tiplerinin kostik çözeltisi içerisinde çözünme ısıları

Bayer Çevriminde kalsinasyon, buharlaştırma ve çözünürleştirme en çok enerji tüketen kısımlar olarak söylenebilir. Bu alanlarda yapılabilecek iyileştirmeler tüm prosesin enerji verimliliğini etkileyecektir. (Gu ve Wu,2012)

2.3.2. Bayer prosesinde kullanılan başlıca enerji tasarruf teknolojileri

Çözünürleştirme Prosesi: Çin'de bulunan alümina fabrikalarında enerji verimliliği ve çözünürleştirme verimini artırmak için çözünürleştirme prosesinde indirekt ön ısıtma yaygın bir şekilde uygulanmaktadır. Kilit nokta ise boksit pulpunu indirekt ön ısıtma ile maksimum yüksek sıcaklıkta yeterli miktarda bekleme süresinde tutmaktır. Çözünürleştirme verimi uygun boksit tane boyutu, çözünürleştirme sıcaklığı, kalma süresi, kostik konsantrasyonu ve uygun ekipmanlarla iyileştirilebilir. (Gu ve Wu,2012)

Zayıf çözeltinin buharlaştırılması: Buharlaştırma enerji yoğun bir prosestir ve Çin'de ki fabrikalarda taze buhar gereksinimini minimuma düşürebilecek yüksek seviyede ısı alışveriş alanlarına göre modifiye edilmiştir. Düşey film tipi buharlaştırıcılarda tüp veya plakalı ısı değiştiriciler kullanılarak buharlaştırılan suyun tonu başına taze buhar tüketimi 0.25-0.30 tona düşürülmüştür. Kondensat suyu ise

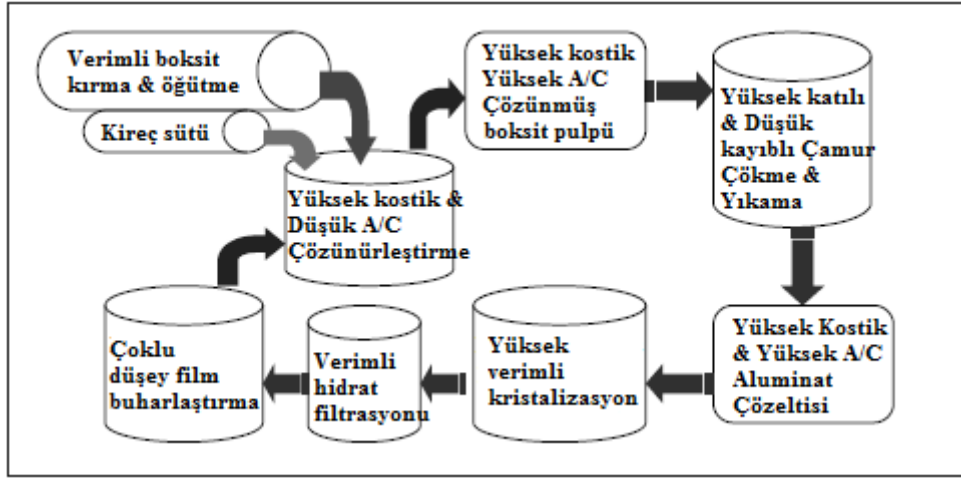
kazan besleme suyu olarak yeniden kullanılır. Bazı kabuk önleyici ajanlar kabuk oluşumunu azaltmak veya en aza indirmek için kullanılmaktadır. (Gu ve Wu,2012)

Doygun alüminat çözeltisindeki A/C oranının artırılması: Alüminat çözeltisinde A/C oranının mümkün olduğu kadar artırılması Bayer Çevrimindeki verimin artırılması açısından en önemli teknolojik çözümdür. Alüminat çözeltisindeki A/C oranının artırılması çözünürleştirmede sıcaklığın yükseltilmesi, kalma süresinin uzatılması ve kostik konsantrasyonunun artırılması ile sağlanabilir. (Gu ve Wu,2012)

Zayıf çözeltinin A/C oranının azaltılması: Çözünürleştirme verimi ve genel olarak Bayer Çevriminin iyileştirilmesi temel olarak yüksek kristalizasyon verimi ve düşük zayıf çözelti katısı ile sağlanır. (Gu ve Wu,2012)

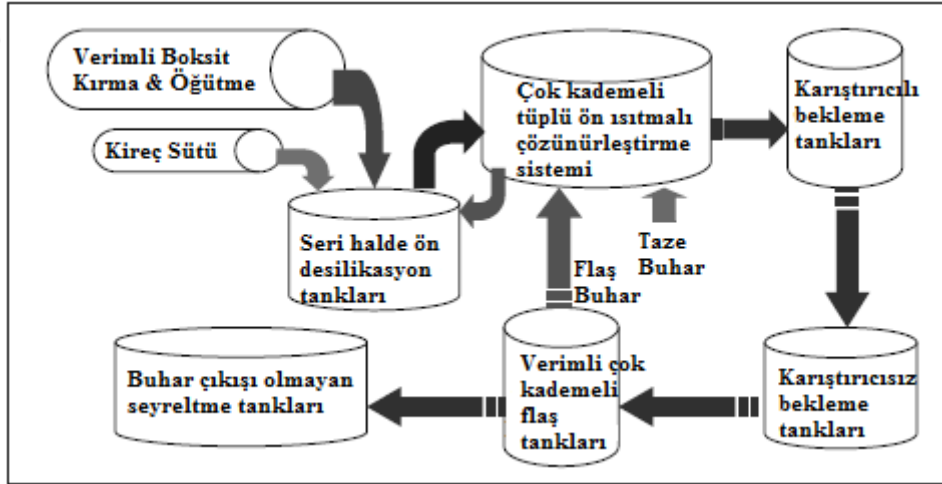
Bayer Çevrimindeki çözeltinin konsantrasyonunun optimize edilmesi: Bayer prosesinde sirküle eden çözelti kostik konsantrasyonunun optimizasyonu enerji verimliliğine katkısı büyüktür. Bazı Çinli alümina fabrikaları çözünürleştirmede kostik konsantrasyonunu 250 g/l mertebelerine ve kristalizasyon kostik konsantrasyonunu 160 g/l üzerine çıkarmaya çalışmaktadırlar. Çözünürleştirmede kostik konsantrasyonu artırıldığında, buharlaştırmada enerji tüketimini azaltmak için kristalizasyonda da kostik konsantrasyonunun artırılması gerekmektedir. Fakat yüksek kostik konsantrasyonu kristalizasyon sürecini negatif yönde etkileyeceğinden dolayı hem çevrim verimliliğini hem de kristalizasyon sürecini iyileştirecek optimum teknik çözümler bulunmalıdır. (Gu ve Wu,2012)

Şekil 2.6 Bayer Çevriminde verimliliği artırmak için gerekli adımları göstermektedir. Öncelikle boksitin çözünmede en verimli hale getirilmesi için çok iyi derece öğütülmesi, yüksek kostik konsantrasyonu ve düşük A/C özelliklerine sahip çözelti ile yüksek sıcaklıkta çözünürleştirme yapılması. Elde edilen yüksek A/C oranına sahip pulp; kırmızı çamurdan ayrıştırılıp, kristalizasyon prosesinden yüksek verim ile beraber düşük A/C ye sahip zayıf çözelti elde edilir. Bu şekilde Bayer Çevrimi verimli bir hale gelmiş olur. (Gu ve Wu,2012)



Şekil 2.6. Yüksek verimli bayer prosesi

Şekil 2.7’de Bayer Prosesinde en iyi enerji tasarrufu yapan sistem gösterilmektedir. Çözünürleştirmede çok kademeli ön ısıtıcılarla ısıtılan boksit pulpü çok az bir taze buhar ile belli kalma süresinde boksit çözünüp doygun yüksek A/C ye sahip çözelti elde edilir. Daha sonra sıcak pulp çok kademeli flaş sisteminde buharı alınıp tekrar boksit pulpünün ısıtılmasında kullanılır. (Gu ve Wu,2012)



Şekil 2.7. Enerji tasarrufu en iyi çözünürleştirme sistemi

Gu ve ark. (2007) Bayer Prosesinde enerji tüketim miktarının azaltılması için aşağıdaki maddeleri önermektedir.

- Bayer Prosesinde dolaşan çözeltinin kostik konsantrasyonunun optimizasyonu, özellikle doygun alüminat çözeltisi ile buharlaştırılmış kuvvetli çözelti konsantrasyon farkının azaltılması ciddi derecede enerji tasarrufu sağlayacaktır. Doymuş alüminat çözeltisinin kostik konsantrasyonunu artırmak için verimli

çamur yıkama ve çöktürme sistemlerinin uygulanması gerekmektedir. Buharlaştırılan çözeltinin kostik konsantrasyonunu düşürmek için çözünürleştirmede verim kaybı yaşamamak için yüksek sıcaklık ve uzun çözünürleştirme zamanı gibi parametrelerde değişiklik yapmak gerekmektedir.

- Proseste dolaşan çözeltinin verimliliği ve üretkenliğinin artırılması, özellikle kristalizasyonda daha fazla alüminyum hidroksit elde edilerek birim alümina başına düşen enerji miktarı azaltılabilir. Bayer Prosesinde kostik çözeltisinin verimliliği (E_T) aşağıdaki formülle hesaplanmaktadır:

$$E_T = 1.645 \times (\alpha_s - \alpha_p) / (\alpha_s \times \alpha_p) \quad (2.4)$$

Burada E_T , sirküle eden ton Na_2O başına, ton Al_2O_3 üretimi ile Bayer Çevrim verimini göstermektedir. α_p doymuş alüminat çözeltisinin molar oranını ve α_s zayıf çözeltinin molar oranını vermektedir.

Bayer Prosesinde dolaşan çözeltinin verimi (E_V), aşağıdaki formülle hesaplanmaktadır;

$$\begin{aligned} E_V &= E_T \times N_k \\ &= 1.645 \times N_k \times (\alpha_s - \alpha_p) / (\alpha_s \times \alpha_p) \end{aligned} \quad (2.5)$$

Burada N_k çözeltinin kostik konsantrasyonunu g/l Na_2O verirken, E_V ise dolaşan 1 m^3 çözeltinin kg Al_2O_3 üretimini vermektedir.

- Yüksek verimli, yüksek ısı geri kazanımı ve daha az ısı kaybı olan ekipmanların kullanılması da enerji tasarrufu sağlayacaktır.

2.4. Çözünürleştirme

Alümina verimini ve tüm prosesin verimliliğini ayrıca kırmızı çamurun ayrılabilirliğini belirleyen Bayer Prosesin ana üretim birimi çözünürleştirme bölümüdür. (Solymar ve Steiner, 1996)

Alüminyum içeren boksit minerallerinin çözünürlük derecesi hidrojen bağlarının güçlülüğüne bağlıdır. Gibsitten, böhmit ve daha ilerisi diyasporik boksitlere gidildikçe hidrojen bağlarının parçalanması daha da zorlaşmakta olup çözünürleştirme şartları da aynı şekilde yüksek sıcaklık ve kostik konsantrasyonu gibi daha yoğun ortam

gerektirmektedir. Ayrıca boksit oluşum süreçlerindeki kristalizasyon, morfoloji ve porozite gibi etkenlerde boksit çözünürleştirmesinde önemli rol oynamaktadır.(Mylona ve ark., 2008)

Raghavan ve ark. (2013) Çözünürleştirme, temel kimyasal reaksiyonlarla elde edilebilecek alümina, kostik kaybı, kırmızı çamurun çökme ve filtrasyonu ve çözelti empürite seviyelerinin belirlendiği Bayer Prosesinin en önemli birim operasyonudur. Boksit mineralojisine göre çözünürleştirme sıcaklığı, reaksiyon zamanı, basıncı, çözelti kostik konsantrasyonu ve alınabilir alümina gibi parametrelerde değişiklik görülebileceğini belirtmektedir.

Gan ve ark. (2000) Çözünürleştirme verimi, çözünürleştirme modülü gibi teknik parametreler çözünürleştirilecek pulpun kimyasal bileşiminden ciddi derecede etkilenirler. Boksit pulpunun kimyasal içeriğini tamamiyle kontrol etmek boksit içeriği, nem ve kireç oranı sürekli değiştiğinden ve online olarak ölçülemediğinden çok zordur. Boksit pulpunun kimyasal içeriğini stabil hale getirmek için aşağıda verilen ölçümlerin yapılması ve takip edilmesi gerekmektedir:

- Boksit ve kireç besleme miktarının doğru bir şekilde ölçülmesi
- Dönüş çözeltilisinin debisi ve yoğunluğunun doğru bir şekilde ölçülmesi
- Otoklav çıkış modülünün online olarak ölçülmesi ve boksit pulpu ile dönüş çözeltilisinin ayarlanması

Yukarıdaki belirtilen maddelerin sağlanması ile çözünürleştirme prosesinin stabilitesi sağlanmış olacağını belirtmişlerdir.

Sidrak, (1998) Çözünürleştirme molar oranının neden önemli olduğunu aşağıda açıklamıştır. Çözünürleştirme prosesinde kostik/alümina (modül) oranını kontrol etmek en kritik parametredir. Tüm prosesin verimliliği stabil çözünürleştirme modülüne bağlıdır. Genellikle, hedef modül üretim ihtiyacına göre belirlenmekte olup hedef modülün stabil olması sağlanmaktadır. Eğer hedef modül çok aşağıda ise otokristalizasyon ile kayıplara yol açabilirken eğer hedef modül çok yüksek ise üretim ve verimlilik kaybı yaşanabilir. O yüzden hedef modül mümkün olduğu kadar düşük tutulmalıdır.

Sidrak, (1998) ayrıca aşağıda ki formülle çözünürleştirmede hedef modülü (MR) yakalamak için boksit ve çözelti besleme formülünü açıklamıştır.

$$MR = (Bx/aBFC+bZ)^{-1} \quad (2.6)$$

Burada,

$$B = 1.645 / ((100 - M) / 100 * (A / 100) * (E / 100))$$

M = Boksit nem içeriği (%)

A = Boksit alümina içeriği (%)

F = Dönüş çözeltisi debisi (m³/h)

C = Dönüş çözeltisi kostik konsantrasyonu (g/l)

Z = Dönüş çözeltisi modülü

B_x = Nemli boksit miktarı (kg/h)

a, b = Düzeltme faktörü

1.645 = Al₂O₃/Na₂O moleküler ağırlık oranı

Çözünürleştirme basamağında boksit madeni yüksek sıcaklık ve basınç ortamında sodyum hidroksit (NaOH) çözeltisi ile reaksiyonu sonucunda çözünme prosesi ile boksit madeni bünyesindeki alüminanın (Al₂O₃) katı fazdan sıvı faza geçmesi sağlanır. Dünya genelinde boksitler gibsitik, böhmitik ve diyasporik olmak üzere 3 ana gruba ayrılırlar.

Çözünürleştirme teknolojisini temel olarak; boksitin kimyasal bileşimi ve bileşenlerin mineralojik şekli belirler. Ayrıca flourey (ince) alümina veya sandy (iri) alümina üretileceği de önemli etkindir.

Boksitin kimyasal bileşimi göz önüne alındığında; işlenecek boksitin Al₂O₃ içeriği minimum % 40 olmalıdır. Pratikte maksimum Al₂O₃ içeriği % 60'ı aşmaz. Spesifik boksit tüketimini belirleyen en önemli faktör toplam alınabilir Al₂O₃ içeriğidir.

Boksitin Al₂O₃ içeriğinin mineralojik formu şöyledir; boksitin Al₂O₃ minerallerinden gibsit (Al₂O₃.3H₂O), böhmit (Al₂O₃.H₂O) ve diyaspor (Al₂O₃.H₂O) uygun teknolojik koşullarda çözünürken Al₂O₃ içeren başka mineraller örneğin kaolinit (Al₂O₃.2SiO₂.3H₂O) çözülemez.

Gibsitik boksitler sodyum alüminat çözeltisinde kolaylıkla çözünebilir. Gibsitik boksit işleyen alümina fabrikalarında çözünürleştirme sıcaklığı 140-145°C'dir. Daha yüksek sıcaklıklarda gibsit, çözünürlüğü daha az olan böhmite dönüşür ve Al₂O₃ içeriğinin önemli bir kısmı bu formda ayrılır. Gibsitik boksit işleyen fabrikalarda mineral 100-130 g/l Na₂O konsantrasyonda kostik çözeltisinde çözünür ve genellikle sandy (iri) taneli alümina üretilir. Bu parametreler Amerikan tipi Bayer Prosesinin ana özellikleridir.

Böhmitik boksitlerin çözünürleştirilmesi için sıcaklığın en az 200 °C olması gerekir. Böhmitik boksit işleyen fabrikalarda genellikle 240-250 °C sıcaklıkta çözünürleştirme yapılır. Çözünürleştirme kostik çözeltisinin konsantrasyonu 180-240 g/l Na₂O civarındadır. Bu tip boksit işleyen fabrikalar genellikle flouy (ince) alümina üretirler ve Avrupa Bayer Prosesinin ana karakteristiklerini oluştururlar.

Diyasporik boksit işleyen fabrikalarda çözünürleştirme sıcaklığı genellikle 240-260 °C arasındadır ve daha yüksek kostik konsantrasyonuna ihtiyaç vardır. Ayrıca çözünürleştirme verimini artırmak için genellikle prosese kireç ilave edilir.

Çözünürleştirme sıcaklıklarındaki farklılıklar, günümüz teknolojisinde buhar tüketiminde mutlaka aynı farklılıkları gerektirmez. Çok kademeli flaş ile geri kazanılan ısı, yüksek sıcaklıkta çözünürleştirme şartlarında bile, düşük bir spesifik buhar tüketimine ulaşılmasına olanak sağlar. Flaş yapmak suretiyle ortamdan uzaklaştırılan su, buharlaştırmada buhar tasarrufu sağlanmasına olanak verir.

Boksitin hangi sıcaklıkta çözüleceğine ön hesaplamalar ile birlikte yapılan çözünürleştirme testleri sonucuna göre karar verilir. Deneyler sonucunda uygun kostik ve alümina oranı olan çözünürleştirme modülü belirlenir. Pratikte ise fabrikada yaşanabilecek dalgalanmalar göz önüne alınarak optimum modül değerinden biraz yüksek çalışılması gerekir. (Sigmond ve Siklosi, 1974)

Al₂O₃ içeren minerallerin çözünürleştirme prosesini tanımlamak için Korcsmaros (1978), önerdiği aşağıdaki diferansiyel eşitliği önermektedir.

$$dC_A / dt = D / r \cdot S \cdot (C_{At} - C_A) \cdot (C_{Ae} - C_A) \quad (2.7)$$

Burada;

C_A : Sıvı fazın Al₂O₃ konsantrasyonunu, kmol/m³

D : Difüzyon katsayısını, m²/(s . kmol)

r : Difüzyon tabaka kalınlığı, m

S : Mineralin karakteristik spesifik transfer alanı, m²/kmol

C_{At} : Verilen çözünürleştirme teknolojisi ile çözünebilir Al₂O₃ içeriğinin tamamının çözülmesi halindeki Al₂O₃ konsantrasyonu, kmol/m³

C_{Ae} : Sıvı fazın denge Al₂O₃ konsantrasyonu, kmol/m³

2.4.1. Çözünürleştirme ısı balansı

Çözünürleştirmenin ısı dengesi önemlidir. Çünkü kullanılan işlem sodyum alüminat çözeltisinin flaş soğutulması ve buharlaştırma ünitesi buhar tüketimini etkilemektedir.

Boksit ve çözünürleştirme çözeltisi ön ısıtıcılarda ve ilk çözünürleştiricilerde çözünürleştirme sıcaklığına kadar ısıtılmalıdır. Böylece daha önce ısıtılmış olan pulpun ısı içeriği ters akım kullanılarak gerekli taze buhar tüketimi azaltılır. Sıcak pulpun çok kademe flaş edilmesi ve bu sırada elde edilen ikincil buharla çözünürleştirici öncesi soğuk pulpun ısıtılması ile dikkate değer miktarda ısı geri kazanılır.

Şekil 2.8'de şematik olarak verilen çözünürleştirme akış şemasında gösterilen sembollerin açıklaması şu şekildedir:

T_i : Giren pulpun sıcaklığı, °C

T_r : Flaş edilmiş pulpun sıcaklığı, °C

T_f : Ön ısıtıcılardan sonraki pulpun sıcaklığı, °C

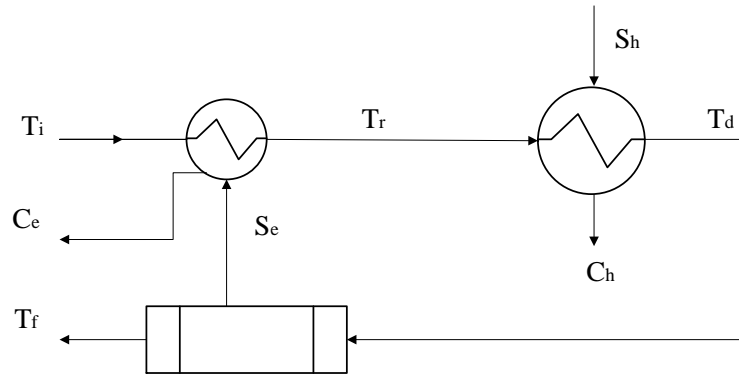
T_d : Çözünürleştirme sıcaklığı, °C

S_h : Taze ısıtma buharı, ton

S_e : Flaş edilen ikincil buhar, ton

C_h, C_e : Buharlardan elde edilen kondensatlar, ton

Fiziksel sınırlamalar nedeni ile soğuk pulp (T_i), flaş edilen sıcak pulpun ısı içeriği ile çözünürleştirme sıcaklığına (T_d) kadar ısıtılamaz ancak T_r sıcaklığına kadar ısıtılabilir. Bu sıcaklıktan çözünürleştirme sıcaklığına kadar pulpun ısıtılması direkt ya da indirekt olarak taze buharla sağlanır.



Şekil 2.8. Çözünürleştirme akış şeması

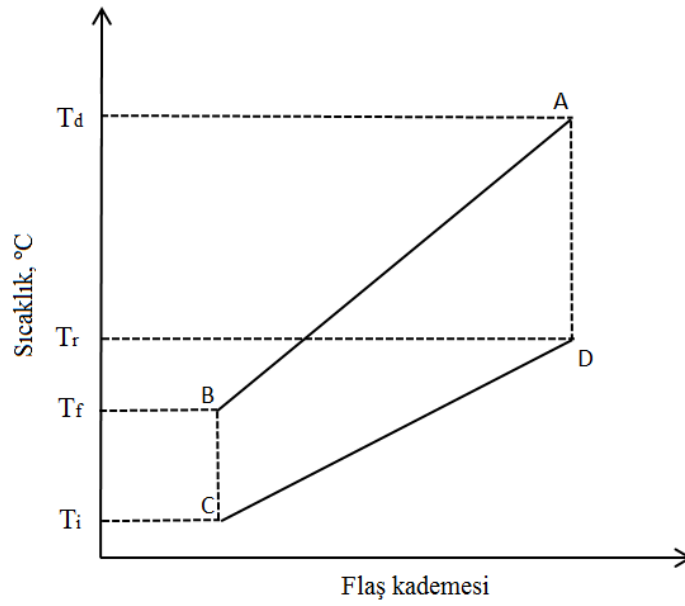
Ters akım ısı kazanımı i-T diyagramında (Şekil 2.9) verilmiştir. Soğuyan pulpun ısı içeriğindeki değişim (Δi_s) aşağıdaki formülden hesaplanır.

$$\Delta i_s = G_s \times C_s \times \Delta T \quad (2.8)$$

G_s : Pulpun kütlesi, kg/saat

C_s : Pulpun ısınma ısısı, kcal/(kg . °C)

ΔT : Sıcaklık farkı ($T_d - T_f$), °C



Şekil 2.9. i-T diyagramında çözünürleştirme akım şeması

$G_s \times C_s = 1$ olan bir pulp düşünülüğünde eğer hiçbir ısı kaybı olmasaydı AB doğrusunun eğimi 45° olacaktır. Pratikte bir kısım ısı kaybolur ve bu kaybı verim (H_s) olarak dikkate alırsak AB doğrusunun eğimi 45° 'den büyük olur ve (2.8) denkleğini aşağıdaki gibi formülize edebiliriz.

$$\Delta i = H_s \cdot \Delta T \quad (2.9)$$

Soğuk pulp T_i başlangıç sıcaklığından (C noktası) CD doğrusu boyunca T_r (D noktası) ön ısıtıcı çıkış sıcaklığına kadar ısıtılır. Pratikte CD doğrusunun eğimi her zaman AB doğrusunun eğiminden ve 45° 'den küçüktür. Şöyle ki, Al_2O_3 'ün bir kısmı

çözültide çözünür, bu endotermik reaksiyon pulpdan ısı alır ve aynı zamanda ısı kayıpları da vardır. İki doğrunun eğimlerinin oranı toplam ısı kazanımını verir.

Sıcak pulpdan elde edilen ısı ile soğuk pulpun aynı sıcaklığa çıkarılamayacağı gerçeğine dikkat edilmelidir. Isı kazanımı sırasında iki pulpun sıcaklıkları arasında BC ve AD kadar ısı farkları bulunacaktır. Bu ısı farkının kaynağı şu şekilde açıklanabilir:

- dt_b , kaynama noktası yükselmesinden doğan sıcaklık farkıdır. Yani, flaş buharın sıcaklığı flaş edilmiş pulpun sıcaklığından düşüktür. Aradaki fark kaynama noktası yükselmesidir ve deneylere göre flaş aşamaları boyunca sabit kabul edilir.
- dt_f , flaş buharın dar bir boğazdan geçirilmesinden doğan sıcaklık farkıdır ve flaş kademesi artırmak suretiyle azaltılabilir.
- dt_h , ısıtma yüzeyinin sınırlı olmasının neden olduğu sıcaklık farkıdır ve ısıtma yüzeyinin artırılmasıyla düşürülebilir.

Şekil 2.10'da verilen ısı değiştiricilerde gerçekleşen prosesi ayrıntılarıyla inceleyecek olursak; t sıcaklığında yoğunlaşan buhar ısı içeriğini, T_0 sıcaklığındaki giren pulpa vererek onu T_1 sıcaklığına ısıtır. $t-T_1$ sıcaklık farkı dt_h sıcaklık farkına denktir ve proses aşağıdaki denklemle gösterilir:

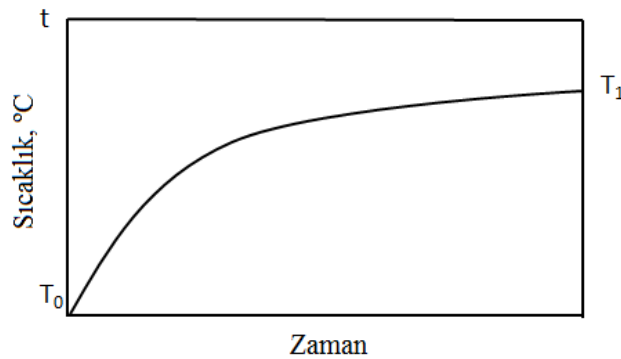
$$k \cdot A = G_s \cdot C_s \cdot \ln (t-T_0)/(t-T_1) = G_s \cdot C_s \cdot \ln \Delta T_m \quad (2.10)$$

k : Isı transfer katsayısı, kcal/(m². °C)

A : Ön ısıtıcı ısı transfer alanı, m²

$t-T_1$: Sınırlı ısıtma alanları nedeni ile sıcaklık farkı, °C

$\ln \Delta T_m$: Isıtmada ortalama logaritmik sıcaklık farkı, °C



Şekil 2.10. Ön ısıtıcılarda ısı transferi

Şekil 2.10'daki verilerle ilk flaş kademesinin ısı balansını yapmak istersek, ısı değiştirici için aşağıdaki denkliği elde ederiz:

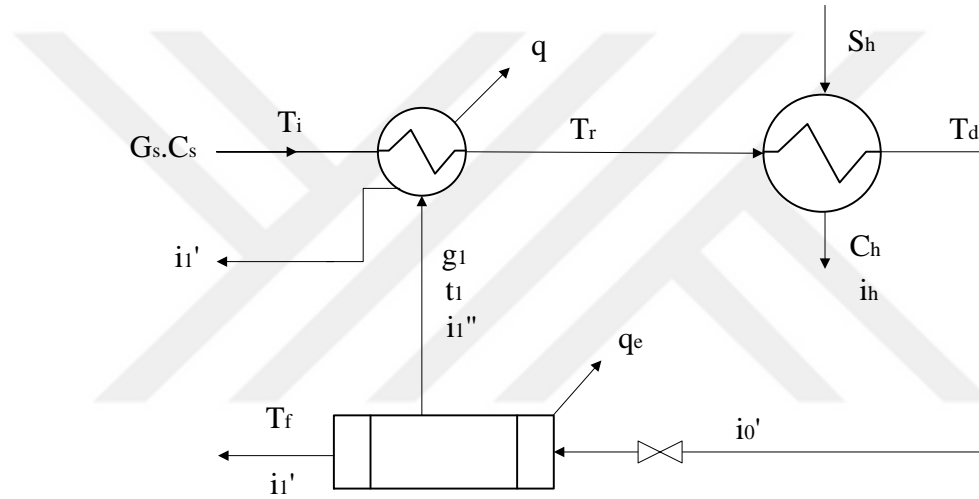
$$G_s \cdot C_s \cdot (t-T_1) + q_1 = g_1 \cdot (i''_1 - i'_1) = q_1 \cdot r_1 \quad (2.11)$$

g_1 : Birinci flaş kademesinden çıkan ikincil buhar miktarı

i''_1 : Birinci flaş kademesinden çıkan ikincil buharın entalpisi

i'_1 : Birinci flaş kademesinden çıkan ikincil buhar kondensatının entalpisi

r_1 : Birinci flaş kademesinden çıkan ikincil buharın gizli buharlaşma ısısı



Şekil 2.11. Flaş kademelerinin akım şeması

Isı kaybı q_1 'i verim cinsinden ifade edersek (2.11) denkliği aşağıdaki hali alır.

$$G_s \cdot C_s \cdot \Delta T_1 = h_1 \cdot g_1 \cdot r_1 \quad (2.12)$$

Yine Şekil 2.11'deki verilerle ilk flaş kademesinin ısı balansını yapmak istersek, flaş tankı için aşağıdaki denkliği elde ederiz:

$$G_s \cdot C_s \cdot i'_0 = g_1 \cdot i_1 + (G_s \cdot C_s - g_1) \cdot i'_1 + q_e \quad (2.13)$$

$$G_s \cdot C_s \cdot (i'_0 - i'_1) = G_s \cdot C_s \cdot \Delta i_1 = g_1 \cdot (i''_1 - i'_1) + q_e = g_1 \cdot r_1 + q_e \quad (2.14)$$

q_e ısı kaybını verim cinsinden ifade edersek;

T_r 'den T_d 'ye kadar pulp yüksek basınçlı taze buhar ile ısıtılmalıdır. Bu işlemin taze buhar gereksinimi şu şekilde hesaplanır:

$$S_h = G_s \cdot C_s \cdot (T_d - T_r) / (i_h'' - i_h') \quad (2.17)$$

S_h : Taze buhar miktarı

i_h'' : Yüksek basınçtaki taze buharın entalpisi

i_h' : Yüksek basınçtaki taze buhar kondensatının entalpisi

Pulpdan flaş edilmiş olan buharların kondensatının ısısı, geri kazanma sisteminde aynen pulpun ısısından faydalandığı gibi kullanıldığı varsayılmıştır. Yukarıdaki hesaplamalarda iki sistem hali hazırda birleştirilmiştir. Flaş edilmiş buharın kondensatını art arda olan ön ısıtıcı buhar kamerasına flaş etmek etkili bir çözümdür.

Soğuk pulpun sıcaklığını düşük basınçlı buhar yardımı ile yükselterek, geri kazanma sıcaklığı yükseltilebilir. Böylelikle yüksek basınçlı taze buhar gereksinimi azaltılabilir. Bu suretle yüksek basınçlı buhar daha ucuz olan düşük basınçlı buhar ile ikame edilmiş olur.

Geleneksel ön ısıtıcılar yerine pulpı ısıtmak için otoklavlar da kullanılabilir. Avantajı, daha az kabuk teşekkülü ve kolay temizlenebilir olmalarıdır. Ancak otoklavların ısı transfer katsayısı ön ısıtıcılarınkinden daha düşüktür. Giren pulp daha sıcak olan pulpla otoklavda karıştığından uygun ısı transfer ihtimali azalır. Ayrıca otoklavların yatırım maliyetleri ön ısıtıcılara göre daha yüksektir ve bu fark düşük temizleme giderleri ile telafi edilemez.

2.4.2. Çözünürleştirme ekipmanları

Çözünürleştirmenin endüstriyel şartlarda gerçekleştirilmesi için bir önceki bölümde anlatılan ısı balansına göre fabrika boyutlarında kurulur. Değirmenlerde öğütülmüş boksit pulpı ön ısıtıcılarda ve ısıtma otoklavlarında çözünürleştirme sıcaklıklarına kadar ısıtılır. Çözünürleştirilmiş pulp, flaş tanklarda flaş buharını verirken elde edilen ikincil buhar ile ön ısıtıcılarda soğuk boksit pulpunun ısıtılması sağlanır.

Modern fabrikalarda genellikle üç ana çözünürleştirme sistemi uygulanır:

- Ön ısıtıcı-otoklav sistemi
- Çift hat sistemi

- Borulu otoklav sistemi

2.4.2.1. Ön ısıtıcı-otoklav sistemi

Bu sistemde öğütülmüş pulp, desilikasyon tankları öncesi veya sonrası çözünürleştirme çözeltilisinin geri kalanı ile karıştırılarak hazırlanır ve santrifüj, pistonlu veya diyafram pompalarla ön ısıtıcı-otoklav içeren çözünürleştirme sistemine basılır.

Ön ısıtıcılar genellikle çok geçişli boru demetli olup boru çapları 38-57 mm ve toplam ısıtma yüzey alanı 200-500 m²'dir. Ön ısıtıcıların avantajı 1 m²'lik ısıtma yüzey alanının yatırım maliyetinin otoklavlara göre daha düşük olmasıdır. Diğer taraftan dezavantajı ise boksitle giren iri parçalardan dolayı çabuk tıkanmalıdır. Ön ısıtıcılarda pulp geçiş hızı 1.5-2 m/s olacak şekilde dizayn edilerek kabuk oluşum tehlikesi azaltılır.

Pulp ön ısıtıcılarda 150-180°C'ye kadar ısıtılır daha yüksek sıcaklıklarda ise kalsiyum titanat kabukları gibi sert kabuklar oluşabilir. Ön ısıtıcıların toplam ısı transfer katsayısı 2000-4000 W/(m².K)'dir. Isı transfer kapasitesi zamanla kabuklaşmadan dolayı azalır ve ısıtma kapasitesi düşer.

Otoklavlar genellikle ısıtmanın yüksek basınçlı buhar ile direkt veya indirekt olarak yapıldığı çözünürleştirme bataryalarının ilk kademesinde kullanılırlar. Otoklavların avantajı kabuk oluşumunun minimuma indirilmesi gerçeğine dayanmaktadır. Fabrikanın kapasitesine göre otoklav hacimleri 50-600 m³ arasında değişmektedir.

2.4.2.2. Çift hat çözünürleştirme sistemi

Bu sistemde değirmenlerde öğütülen pulp, geri kalan çözünürleştirme çözeltilisi ile karıştırılmaz. Çözünürleştirme toplam pulpun flaş buharı ile ayrı olarak ön ısıtıcılarda ısıtılır. Değirmen pulpu çözünürleştiricilere pompalanır ve burada ön ısıtılmış çözeltili ile karışır. Bu sistemin avantajı ön ısıtıcıların çok uzun sürelerde kabuklaşmasıdır. Ayrıca boksit pulpu çözünürleştiricide çok az kalacağı için boksit içerisindeki silisin bir miktarı reaksiyona girmez ve böylelikle kostik tasarrufu sağlanmış olur.

Ancak çift hat çözünürleştirme sisteminde ısı ekonomisi çok iyi olmadığı için tek hat çözünürleştirmeye göre buhar sarfiyatı fazladır.

2.4.2.3. Boru çözümlerleştirme sistemi

Boru çözümlerleştirme sistemi ilk olarak Almanya'da bulunan AOS alümina fabrikasında kullanılmıştır. Isı değıştirici olarak dubleks boru kullanılmaktadır. Pulpun ısı içeriği 210°C'ye kadar geri kazanılmaktadır. 250°C'nin üzerindeki ilave ısıtmalar tuz çözümlerlisi ile yapılmaktadır. Macaristan da bulunan MAL fabrikasında borulu çözümlerleştirme sisteminde sıcaklık 260-265°C'dir. Bir aylık çalışma süresince ortalama ısı transfer katsayısı 1850 W/(m².K)'dir. 250°C'ye kadar olan kabuklar kolay temizlenebilmesine rağmen üzeri sıcaklıkta çalışmalarda kabuk temizlemesi zorlaşmaktadır. Boru çözümlerleştirme prosesi ön ısıtıcı-otoklav sistemine göre kıyaslandığında en belirgin özelliği, yüksek ısı transfer katsayısı ile uygun geri kazanım ve ısı verimliliği olmasıdır.

2.4.3. Çözümlerleştirme buhar tüketimini etkileyen parametreler

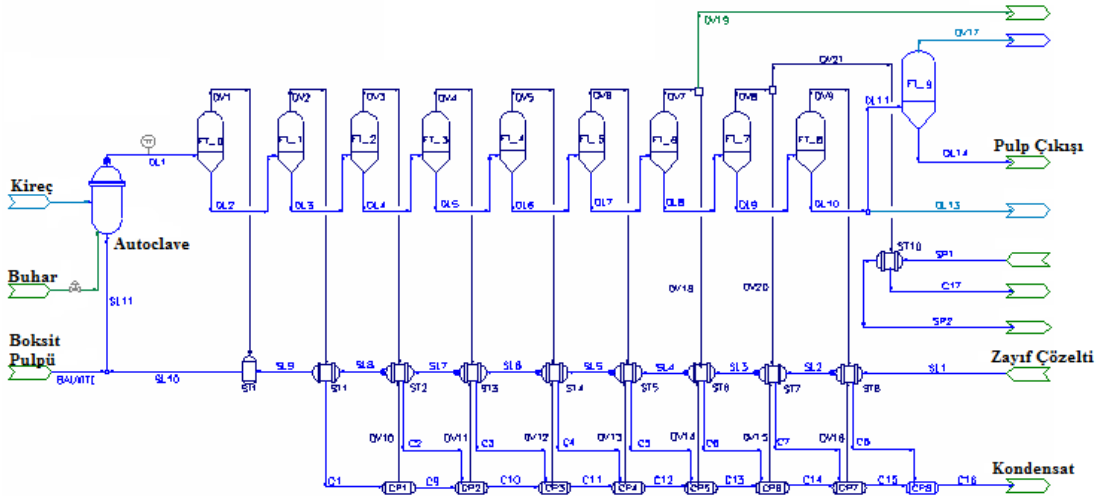
2.4.3.1. Boksit tipinin etkisi

Alümina fabrikalarında genellikle çözümlerleştirme sıcaklığı ~150°C'de reaksiyona giren ve <10 GJ/t Al₂O₃ enerji tüketimini sağlayan gibsitik boksit işler ve düşük çözümlerleştirme sıcaklığının enerji tüketimini düşüreceği düşünülür. Halbuki yüksek sıcaklıkta böhmitik boksit işleyen fabrikalarda da düşük enerji tüketimi yakalanmaktadır. Örneğin Avustralya'da Rio Tinto Alcan firmasının Yarwun Alümina Fabrikası Weipa, böhmitik boksitini 270°C'de çözümlerleştirerek <10 GJ/t Al₂O₃ enerji tüketimini yakalamaktadır. Yukarıda verilen örnek göstermektedir ki düşük otoklav sıcaklığı ile gibsitik boksit işleyen fabrikaların enerjilerinin düşük olmasının yanında yüksek sıcaklıkta böhmitik boksit işleyen fabrikalarda enerji tüketimlerinin düşük olmasını engelleyecek herhangi bir engel yoktur. Ayrıca, gibsitik boksitlerin dünya standartlarında çok düşük kalitede oldukları ve öğütülmesi ısıtılması gibi basamaklarda yüksek enerji tükettikleri göz önünde bulundurulmalıdır. Buna ilaveten gibsitik boksitlerin yüksek safsızlık içeriklerinden dolayı verimleri böhmitik boksitlere göre daha düşüktür. Buna rağmen düşük enerji tüketimleri enerji verimliliği açısından boksit tipinden farklı olarak başka faktörlerin daha etkili olduğunu göstermektedir.

2.4.3.2. Çözünürleştirme sıcaklığının etkisi

Yukarıda bahsedildiği gibi bazı fabrikaların yüksek çözünürleştirme sıcaklığına rağmen enerji verimlilikleri yüksektir. Yüksek sıcaklıktaki çözünürleştirme daha çok buhar tüketimi gerektirir gibi algılanıp mantıksız gelebilir fakat çözünürleştirmedeki enerji tüketimi son sıcaklık tarafından kontrol edilmez bunun yerine son kademe flaş buhar ile hedef çözünürleştirme arasındaki sıcaklık farkından kontrol edilir. Yani flaş buharın kullanılabilceği kadar ısıtma yüzeyi ile çözünürleştirmeye giren pulpun ön ısıtılması taze buhar tüketimini azaltacaktır.

Aşağıda verilen şekil 2.13’de gösterilen bir çözünürleştirme ünitesinin 3 farklı işletme şartlarında hepsi 1.5 Mt/yıl üretim kapasitesinde SysCAD programı ile modellenmesini göstermektedir. Birinci durumda ön ısıtıcılar düşük kapasitede olup atık flaş buhar miktarı aşırı yüksek ve sonuç olarak taze buhar girdisi fazla olmuştur. İkinci durumda daha çok ısı geri kazanım alanı ile önemli miktarda atık flaş buhar azaltılması ve yine aynı derecede taze buhar girişinin düşüşü sağlanmıştır. Üçüncü durumda ise direkt buhar verilmesinin indirekt buhar verilmesi ile değişmiş hali görülmektedir. Burada indirekt buhardan oluşan kondensat kazan besleme suyu olarak geri dönmektedir. Sonuç olarak birinci durum ile ikinci durum arasındaki enerji verimliliği farkı sadece ısı geri kazanım sisteminin yatırım maliyeti ile alakalıdır. Üçüncü durumda ise 260°C yüksek sıcaklıkta bile 2.2 GJ/t Al₂O₃ gibi yüksek enerji verimliliği, yüksek çözünürleştirme sıcaklığı yüksek buhar tüketimi gerektirir düşüncesini yok etmektedir. (Henrickson, 2010)



Şekil 2.13. Çözünürleştirme akım şeması

Çizelge 2.2. Çözünürleştirme model sonuçları

Durum	Taze Buhar Besleme Metodu	Ön Isıtma Yüzey Alanı m ²	Buhar Tüketimi t/h	Atık Buhar Miktarı t/h	Enerji Tüketimi GJ/t Al ₂ O ₃
1	Direkt	400	410	223	6.09
2	Direkt	2000	199	41	2.95
3	İndirekt	2000	291	18	2.21

Aşağıda verilen temel ısı transfer denklemi çözünürleştirme pulpu ile ısıtıcı ortam arasındaki sıcaklık itici gücünün gerekliliğini göstermektedir.

$$Q = U.A.LMTD \quad (2.18)$$

Q = Taze buhar ısıtma işi (W)

U = Toplam ısı transfer katsayısı (W/(m².K))

A = Isı değiştirme yüzey alanı (m²)

LMTD = Isı kaynağı ile ısı emici arasındaki logaritmik sıcaklık farkı (K)

Taze buhar ısıtmada direkt kullanıldığında, buhar ve pulpun direkt karışmasından dolayı maksimum ısı transfer katsayısı ve maksimum ısı değişim alanı olacağından, buhar ve pulp arasındaki ısı farkı az olacaktır. Bu yüzden direkt ısıtma yapan rafinerilerde çözünürleştirme sıcaklığı ile ısıtma buharı arasındaki sıcaklık farkı tipik olarak 5-15°C'dir. Diğer taraftan, indirekt ısıtma yapan rafineriler ulaşılabilecek maksimum ısı transfer katsayısı ve kurulu ısıtıcı alanı ile sınırlıdır ve 30-40°C'lik yüksek sıcaklık farklarına ihtiyaçları vardır. Örneğin 270°C'lik çözünürleştirme sıcaklığı için 300°C'nin üzerinde buhar sıcaklığına ihtiyaç olacaktır. (Henrickson, 2010)

2.4.3.3. Üretim veriminin etkisi

Üretim verimi ve enerji verimliliği sıklıkla birbirinden hariç tutulur. Üreticiler verimi genellikle üretimi artırmak için düşünürlerken enerji verimliliğini ise ayrı bir kavram gibi düşünürler. Fakat enerji verimliliği çok sıkı bir şekilde üretim verimine bağlıdır. Enerji ve üretim verimi arasındaki ilişki aşağıdaki denklemle ifade edilmektedir.

$$\text{Üretim} = \text{Debi} \cdot \text{Verim}$$

$$(2.19)$$

Yüksek fabrika verimi, hedeflenen üretimi sağlamak için düşük debi demektir. Üretim miktarı endotermik bir reaksiyon olan boksitin çözünürleştirilmesi için gelen debinin ısıtılması demektir. Yüksek üretim verimi olan fabrikalarda çözünürleştirme için gerekli olan enerji miktarının az olacağı açıktır.

Çizelge 2.3'de 1.5 Mt/yıl üretim kapasitesine sahip rafineri için iki farklı verim durumunu göstermektedir. Yüksek verime sahip rafineri sadece % 66 debi ile düşük verim rafinerisinin üretim kapasitesini yakalamaktadır. Bu yüzden debisi 1000 m³/sa daha azdır. Elbette ki pompalama maliyeti düşük olacaktır ancak toplam enerji tüketimine etkisi çok az kalacaktır. Asıl enerji verimliliği çözünürleştirme için gerekli olan enerji tüketimindeki düşüşten sağlanacaktır. (Henrickson, 2010)

Çizelge 2.3. Düşük ve yüksek üretim verimli iki rafinerinin karşılaştırılması

Rafineri üretim verimi	Düşük	Yüksek
Üretim, Mt/yıl	1.5	1.5
Üretim Verimi, g/l	60	90
Debi, m ³ /h	3000	2000
Çözünürleştirme Enerji Tüketimi, GJ/t Al ₂ O ₃	6.8	2.98

2.5. Buharlaştırma

2.5.1. Alümina fabrikasının su dengesi

Su, alümina fabrikasına çeşitli noktalardan girer ve sonra prosesin su dengesi göz önüne alınarak sistemden atılır. Aynı zamanda alüminat çözeltileri çeşitli aşamalarda seyreltilmelidir. Prosesse giren bu suyun prosesten tekrar uzaklaştırılması dekompozisyon ve çözünürleştirme arasında yer alan ve teknolojik bir proses olan buharlaştırmanın görevidir.

Aşağıda verilen Çizelge 2.4, gibsitik boksit işleyerek sandy (iri) alümina üreten ve böhmitik boksit işleyerek foury (ince) alümina üreten proseslere su giriş ve çıkışlarını göstermektedir.

Çizelge 2.4. Gibsitik ve böhmitik boksit işleyen fabrikalarda su balansı

Girdi	Gibsitik boksit t/t Al ₂ O ₃	Böhmitik boksit t/t Al ₂ O ₃	Çıktı	Gibsitik boksit t/t Al ₂ O ₃	Böhmitik boksit t/t Al ₂ O ₃
Boksit	0.95	0.81	Kırmızı çamur	1.93	2.93
Sıvı kostik soda	0.07	0.22	Kum	0.05	-
Direkt buharla ısıtma	0.69	0.69	Hidrat içindeki fiziksel su	0.19	0.19
Kırmızı çamur yıkama suyu	1.12	2.60	Hidrat içindeki bağlı su	0.53	0.53
Saha yıkama suyu	0.50	0.50	Buharlaştırıcı kondansatörü	0.63	1.17
Toplam	3.33	4.82		3.33	4.82

Sonuç olarak her iki proseste ton alümina üretimi başına 3-5 ton suyun buharlaştırılması gereği ortaya çıkmaktadır. Prosese giren suyun buharlaştırması için harcanan buhar tüketimi, alümina üretimine önemli bir maliyet getirmektedir.

2.5.2. Buharlaştırma kuramı

Bir sıvı ya da çözeltinin bir ısı transfer yüzeyinden buharla ısıtılması durumunda sıvı yada çözeltinin çözücüsü (alümina üretiminde su) duvar boyunca buharlaşma basıncı olan $P_v + H \cdot g$ 'ye denk düşen bir değere yükseldiğinde buhar fazına geçer. Burada P_v akışkan yüzeyinin üzerindeki buhar basıncı, H sıvı parçacıklarının yüzeyinden uzaklığı ve g 'de sıvının yoğunluğudur. Sıvı, buhar fazına beraberinde sıvı taşıyarak yukarı doğru hareket eden kabarcıklar biçiminde geçer. Isınmış sıvı yukarı doğru yükselirken ögle bir alt basınç düzeyine ulaşır ki içerisinde kabarcıklar oluşur. Yüzeğe ulaştığında sıvı kabarcıklardan kurtulur ve ilişkin kısmı buharlaşır. Buharlaşma ısı absorbe eder ve sıvı soğuyarak tekrar aşağı doğru akar.

Buhar kabarcıklarının yüzey alanı oluşturması iş gerektirir. Sonuç olarak sıvının buharlaşması için aşırı ısıtılması gerekir. Buhar basıncı saf çözeltininkinden daha düşük olan bir çözeltinin buharlaştırılması durumunda gereken aşırı ısıtma derecesi daha da yüksektir. Buhar basıncının düşmesine karşılık gelen kaynama noktası yükselmesi alümina fabrikaları pratiğinde 10-20°C arasındadır ve sıvının konsantrasyonuna paralel olarak artış gösterir.

Isıtma buharının ısıtma yüzeyi üzerinde yoğunlaşması nedeniyle, aşırı ısıtılmış çözeltinin buharlaşma sıcaklığından daha yüksek doygunluk sıcaklığı olan bir buhar kullanılmalıdır.

Konsantrasyonu yüksek çözeltilerin sıcaklığı artarken, bu sıcaklığın ısıtma buharının sıcaklığı arasındaki fark (ısı transfer itici gücü) azalır. Sonuçta ısıtma yüzeyinden transfer olan ısı ve buharlaşan sıvı miktarı da düşer. Buharlaştırma performansını artırmak için ısıtma buharının sıcaklığı artırılabilir ancak zayıf alüminat çözeltileri içerisindeki safsızlıklar ve ısıtma için türbinlerin basınçlı buharından yararlanmanın avantajları bu duruma bazı sınırlamalar getirir.

Eğer buharlaştırma alanı vakum altında ise daha düşük sıcaklıkta ısıtma buharı kullanılabilir. Bu durumda, yoğunlaşan buhar içerisindeki gazlar (hava dâhil) artabilir.

Buharlaştırılmış çözeltilerin buharının da atılması gerektiği açıktır. Bu buhar daha ileri bir aparatın ısıtılmasında kullanılır, ya buharlaştırılmış çözeltide bu aparata alınır ya da (sıcaklığın düşük olması durumunda) kondansatörlerde flaş edilir.

2.5.3. Buharlaştırma ısı mühendisliği

Isıtma yüzey alanının hesaplanmasında aşağıdaki genel formül kullanılır.

$$Q = F.K.\Delta t \quad (2.20)$$

Burada Δt , ısıtma buharının doyum (satürasyon) sıcaklığı ile çözeltilerin sıcaklığı arasındaki ortalama fark; K , ısı transfer katsayısı ve F 'de ısıtma yüzeyidir.

K faktörü sıcaklıklar arasındaki farka bağlıdır ve buharlaştırıcıların tasarımı sırasında dikkatle göz önünde tutulmalıdır.

Buharlaştırmanın buhar sarfiyatı maddenin ve enerjinin korunumu yasası temelinde hesaplanabilir.

Buharlaştırma alanı için:

$$Q + G'_0 \dot{I}'_0 = G''_0 \dot{I}''_0 + G_s \dot{I}_s \quad (2.21)$$

olarak yazılabilir. Burada: Q , transfer edilen ısı miktarını, G'_0 buharlaştırılacak çözeltilerin kütlesini, G''_0 buharlaştırılan çözeltilerin kütlesini, G_s buharlaştırılan suyun kütlesini, \dot{I}'_0 , \dot{I}''_0 ve \dot{I}_s söz konusu çözeltilerin ve suyun ısı içeriklerini ifade etmektedir. Bu değerler saatlik değerlerdir.

$$G'_0 = G''_0 + G_s \quad (2.22)$$

olduğu göz ününe alındığında yukarıdaki 2.21 eşitliği aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$Q = G''_0(\dot{I}''_0 - \dot{I}'_0) + G_s(\dot{I}_s - \dot{I}'_0) \quad (2.23)$$

Isıtma yüzey alanı ile ilişki kurulduğunda, giren ve çıkan ısı miktarlarına ilişkin ısı balansı aşağıdaki eşitlikle gösterilmiştir.

$$G_h \dot{I}_h = G_h \dot{I}_c + Q \quad (2.24)$$

Buradan

$$G_h = Q / (\dot{I}_h - \dot{I}_c) \quad (2.25)$$

Burada, G_h ısıtma buharının kütlesi, \dot{I}_h ısıtma buharının ısı içeriği ve \dot{I}_c kondensatın ısı içeriğidir.

2.20, 2.21 ve 2.25 eşitlikleri kullanılarak önce Q'nun değeri sonra G_h yani gerekli ısıtma buhar miktarı ve son olarak ta gerekli yüzey alanı hesaplanabilir.

Teorik olarak 1 kg su buharlaştırmak için 1 kg ısıtma buharı gerekmektedir. Gerçek ısı tüketimi aşağıdaki nedenlerden dolayı genel olarak yüksektir.

- Buharlaşma ısısı yüksek basınçlı ısıtma alanında düşük basınçlı buharlaştırma alanında olduğundan daha düşüktür.
- Isı kayıpları da ısıtma ısısı ihtiyacını artırır.
- Buharlaştırma aparatına giren çözeltilerin sıcaklığı genellikle buharlaştırma alanının sıcaklığından düşüktür. Dolayısıyla pratikte buharlaştırıcıya ön ısıtılmış çözelti beslenir.

2.5.4. Çok kademeli buharlaştırma

Evaporatörde üretilen buhar daha sonraki aparatta ısıtma buharı olarak kullanılabilir. Bu durumda sadece ilk aparat taze buharla ısıtılır diğer aparatlar ise önceki aparatların buharları ile ısıtılırlar. Son aparatın buharı yoğunlaştırılır.

3,4,5 kademe buharlaştırıcı kullanarak 1 kg su buharlaştırmak için 0.5, 0.37, 0.3 kg ısıtma buharına ihtiyaç duyulur. Bu sistemin bir başka üstünlüğü, kondansatörlere

sadece 0.3-0.5 kg daha az buhar girmesidir. Ayrıca buhar için gerekli soğutma suyu tüketimi de bu oranda azalmaktadır.

Endüstride çok kademeli buharlaştırma, her aparatta sıcaklık farklarının eşit olması amacıyla her aparatın ısıtma yüzeyleri aynı olacak şekilde hesaplanır. Her fazladan aparat fazladan yatırım ve işletme masrafı getirecektir. Gerekli buharlaştırma kademe sayısı ekonomik hesaplarla belirlenir. Ekonomik hesaplamalar yapılırken buharın üretim maliyeti, aparatın işletme ve yatırım maliyeti ve tüm alümina fabrikasının toplam ekonomisi göz önünde bulundurulmalıdır. Elektrik enerjisi üretmiş olarak türbinden çıkan buharın buharlaştırmada kullanılabilmesi bir avantajdır.

Başlangıçta alümina fabrikalarında buharın ve çözeltinin aparattan aparata aynı yönde hareket ettiği donanımlar kullanılıyordu. Fakat bu sistemin dezavantajları, zayıf çözeltinin aparata girerken yüksek bir sıcaklığı vardır dolayısı ile özellikle ilk aparattan sonra ikinci aparatta önemli ölçüde silis kabuk oluşumları görülmektedir. Oluşan silis kabukları asitle temizlenmektedir. Aynı zamanda son ve sondan bir önceki aparatlardaki düşük sıcaklıklarda yoğunlaştırılmış çözelti içindeki sodanın kabuk oluşturması söz konusudur. Bu soda kabukları batarya durduğunda su ile yıkanarak temizlenir. Modern bataryalar ters akım prensibine göre çalışır: zayıf çözelti sisteme son aparattan girer ve sondan bir önceki aparata pompayla basılır ve böylece devam eder. Yoğunlaştırılmış çözelti, konsantrasyonun daha da arttığı flaş hattına doğru ilerler. Bu sistemde silis kabuk oluşumu yılda bir kez asitle temizlenecek kadar azdır. Soda kabuğu oluşumu da daha azdır ve sadece birinci ve ikinci aparatın haftada bir suyla yıkanması yeterli olmaktadır.

Flaş buhar her aparattan elde edilir ve flaş buharın elde edildiği aparat bataryanın sonuna ne kadar yakınsa ilk aparatın tükettiği taze buhar (veya türbinde kullanılmış çürük buhar) tüketimi o kadar az olur. Sonuç olarak buharlaştırma bataryasından uygun sıcaklıklarda buharlar elde edilerek zayıf çözelti ısıtılıp kazan dairesinden taze buhar tüketimini azaltmak mümkün olur.

Buhar ekonomisi kondensatların akılcı kullanımı ile daha da iyileştirilebilir. Taze buharın kondensatı kazan dairesine mümkün olduğu kadar sıcak gönderilir ve kazan dairesinin iç buhar tüketimi azaltılmış olur. Buharlaştırma aparatlarından elde edilecek alkali kondensat olarak tabir edilen kirli kondensat da kısmen buharlaştırılacak zayıf çözeltinin ön ısıtılmasında kullanılabilir. Ama bu kondensatın büyük bölümü üretilmiş su olarak prosese geri döner. Bu kondensat çözünürleştirme bölümünün alkali kondensatından çok daha saf olduğu için temelde hidrat yıkama suyu olarak kullanılır.

Buhardan yararlanmak için ön ısıtıcılar arasında flaş kondensatörler kullanılır ve ısı transferi doğrudan olur. Her ne kadar bu yöntemle çözelti flaş olmuş buharla seyreltiliyor olsa da bir sonraki aparata giren çözeltinin sıcaklığı diğer tipteki donanımlara göre oldukça yüksektir ve neredeyse buharlaştırma sıcaklığına yakındır.

Çözelti girişine göre son aparatı (yani buharın girdiği taraftaki ilk aparat) terk eden buharlaştırılmış çözeltinin 3-4 kademe flaş edilmesiyle sağlanan buharlar aparatlar arasına yerleştirilmiş ön ısıtıcılarda kullanılır. Bataryalar için gerekli vakum buhar ejektörleri veya su halkalı vakum pompaları ile sağlanır. Son aşamada elde edilen buhar, soğuk soğutma suyunun da beslendiği flaş kondansatörlere beslenir. Isınan su soğutma kulelerinde tekrar soğutulur.

2.5.5.1. Flaş buharlaştırma

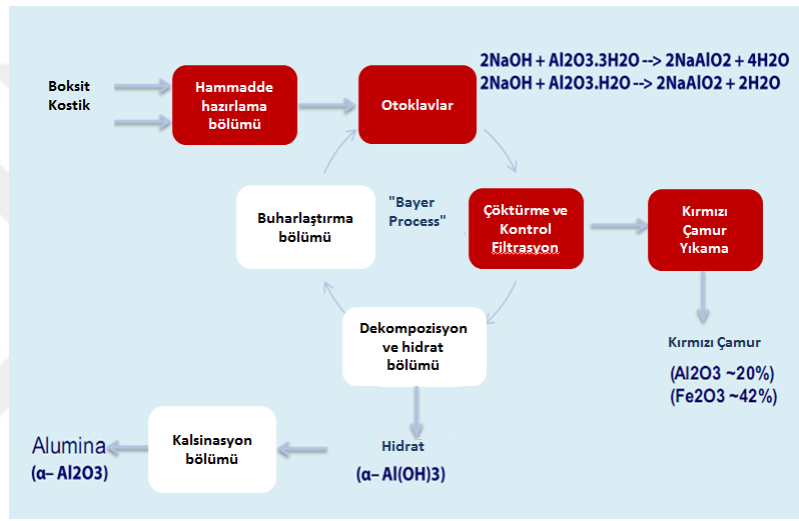
Günümüzdeki bir başka zayıf çözelti buharlaştırma sistemi flaş buharlaştırmadır. Bu sistem, çözünürleştirmedeki ters akım ısı kazanımı yada alüminat çözeltisinin flaş soğutulması ile aynı ilkeye dayanır.

Zayıf çözelti bir dizi ön ısıtıcıda 130 °C'ye kadar ısıtılır ve sonra 8-10 kademe flaş edilir. İlk 6-8 kademedeki flaş buharları kısmen zayıf çözeltiyi kısmen de üretilen kuvvetli çözeltiyi ön ısıtmada kullanılırken, son iki flaş aşamasının buharları da bölmeli bir kondansatörde yoğunlaştırılır.

Şekil 2.15'de örnek bir flaş buharlaştırma sistemi gösterilmiştir. Zayıf çözelti kendi sıcaklığına denk gelen 6. ve 7. ön ısıtma kademeleri arasındaki buharlaştırıcıya yüklenir. Buradan ilk ön ısıtma ekipmanına doğru hareket eder ve sonra 10 kademe flaş edilir. Kuvvetli çözelti 10. Flaş kademesinde (X) zayıf çözelti sıcaklığının altına düşer ve sonra yine 8. ve 9. kademelerin (VIII ve IX) flaş buharlarıyla 70°C'ye kadar ısıtılır. Kuvvetli çözeltinin bir kısmı tekrar zayıf çözeltiyle beraber buharlaştırıcıya yüklenebilir. Böylece kuvvetli çözeltinin konsantrasyonu optimum düzeye ulaşmış ve silis kabuklarının oluşma tehlikesi en aza indirilmiş olur.

fınlarda 1100-1200°C sıcaklıkta fiziksel ve kimyasal suyu buharlaştırılarak kalsine alümina elde edilmektedir. Akım şeması Şekil 3.1’de verilen Alümina Fabrikası 5 ana bölümden meydana gelmiştir:

- 1- Hammadde Hazırlama Bölümü
- 2- Otoklav ve Kırmızı Çamur Bölümü
- 3- Dekompozisyon ve Hidrat Bölümü
- 4- Buharlaştırma Bölümü
- 5- Kalsinasyon Bölümü



Şekil 3.1. Alümina fabrikası akım şeması

Alümina fabrikası yıllara göre üretim değerleri çizelge 3.1’de sunulmuştur. Çizelgeye göre alümina üretiminin son yıllarda düşük olmasının sebebi elektroliz yatırımdan dolayı alümina ihtiyacı azalmış olup alümina fabrikası düşük kapasitede çalışmıştır.

Çizelge 3.1. Yıllara göre alümina fabrikası üretim değerleri

Yıllar	Üretimler ton		
	Fiili alümina	Fiili hidrat	Kalsine alümina
2005	166.162	282.648	137.067
2006	203.061	346.792	150.117
2007	220.861	378.242	163.435
2008	208.567	354.957	144.764
2009	132.105	224.474	67.974
2010	215.131	366.360	110.989

2011	239.707	393.568	123.623
2012	200.606	326.582	96.477
2013	161.608	263.042	80.875
2014	163.518	266.151	81.038
2015	166.800	271.494	109.414
2016	212.854	346.454	147.417

Alümina fabrikasının yıllara göre tüketim değerleri çizelge 3.1’de verilmektedir. Bu tüketim verileri, yıllara göre üretilen alüminyum hidroksitin alümina karşılığına çevrilmiş fiili alüminaya göre oranlarını göstermektedir. Ayrıca orijinal proje değerlerini de içermektedir.

Çizelge 3.2. Yıllara göre alümina fabrikası ton alümina başına tüketim değerleri

Yıllar	Boksit t/t	NaOH Kg /t	Buhar t/t		Toplam	Elektrik Kwh / t
			Otoklav	Buharlaştırma		
Proje	2.16	130.0	1.50	1.40	2.90	213.0
2005	2.13	142.4	1.74	1.07	2.81	215.7
2006	2.17	139.0	1.68	1.12	2.79	206.2
2007	2.17	144.0	1.51	0.98	2.50	206.7
2008	2.14	128.0	1.55	1.17	2.72	219.0
2009	2.16	127.0	1.42	1.18	2.60	241.6
2010	2.13	130.0	1.48	1.17	2.66	205.7
2011	2.19	172.0	1.32	1.20	2.52	202.9
2012	2.29	146.0	1.25	1.24	2.48	214.1
2013	2.13	138.0	1.29	1.26	2.55	217.7
2014	2.22	153.0	1.36	1.10	2.46	220.4
2015	2.15	141.0	1.33	1.11	2.82	298.0
2016	2.22	153.0	1.56	1.33	2.89	296.3

Çizelge 3.1 incelendiğinde, boksit tüketiminin oranı yıllara göre yükselmekte olup kullanılan boksit kalitesinin geçmiş yıllar kadar iyi olmadığı anlaşılmaktadır. Boksit kalitesi düştükçe içerisindeki alınabilir alümina oranı azalmakta ve kostik tüketiminin en önemli sebebi olan silis miktarı artmaktadır. Bu yüzden kostik tüketim katsayısı da yıllara göre artmıştır. Elektrik enerjisindeki artış ise elektroliz yatırımları için düşük kapasite çalışılması ve yine elektroliz bölümü için iri taneli alümina üretiminde kristalizasyon veriminin azalması sonucu aynı ekipmanla daha az üretim yapılması nedeniyle birim tüketim katsayısı artmıştır. Buhar tüketimi ise gerek boksit kalitesi gerek verimlilik gerekse proses dizaynından dolayı düşüş yaşanmış olup son

yıllarda yükselmeler yaşanmaktadır. Buhar tüketimini etkileyen parametreler ileriki aşamalarda daha detaylı olarak incelenecektir.

3.1. Hammadde Hazırlama Bölümü

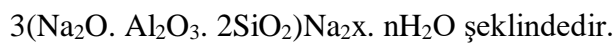
Boksit cevheri kırılıp, öğütülüp Bayer Prosesinde işlenebilecek duruma getirilir. Bu amaçla Mortaş ve Doğan kuzu isimli iki ayrı açık ocaktan çıkarılan boksit ayrı panolarda stoklanır. Kullanılan boksit mineralojik açıdan böhmitik olup, kimyasal analizi aşağıda verilmiştir:

Çizelge 3.3. Yıllara göre seydişehir boksitinin kimyasal analizi

Yıllar	A.Z	Al ₂ O ₃	SiO ₂	Fe ₂ O ₃	TiO ₂	CaO	CO ₂	Nem	Modül
	%	%	%	%	%	%	%	%	Al ₂ O ₃ / SiO ₂
2005	12.94	57.09	6.90	17.12	2.48	1.130	0.810	2.13	8.27
2006	13.09	56.13	6.94	17.72	2.01	0.820	0.640	2.01	8.09
2007	12.76	57.48	7.34	17.40	2.46	0.830	0.720	2.51	7.83
2008	12.20	58.06	7.52	17.71	2.54	0.740	0.590	2.62	7.72
2009	12.41	57.05	7.43	17.11	2.59	0.840	0.680	1.76	7.67
2010	11.82	57.47	7.39	17.37	2.59	0.760	0.590	1.74	7.77
2011	12.38	56.25	7.09	17.30	2.57	0.840	0.640	2.15	7.66
2012	12.49	57.36	7.45	17.64	2.61	0.658	0.487	2.49	7.70
2013	12.69	57.47	7.30	17.26	2.69	0.630	0.490	2.16	7.87
2014	12.63	57.24	7.20	17.10	2.69	0.860	0.590	2.82	7.97
2015	12.34	57.41	7.33	16.81	2.74	0.806	0.630	2.52	7.83
2016	11.87	58.17	7.38	17.05	2.79	0.682	0.536	3.22	7.88
Ortalama	12.52	57.24	7.30	17.59	2.48	0.88	0.72	2.50	7.85

Öğütme enerjisinin fabrika enerji ihtiyacının önemli bir kısmını oluşturması ve aynı zamanda yetersiz öğütme ileriki aşamalarda ciddi işletme zorlukları doğuracağından prosesin başlangıcı olarak hammadde hazırlama bölümü önem arz etmektedir.

Boksitin yapısında bulunan çeşitli mineraller, özellikle de SiO₂ mineralleri Al₂O₃ kayıplarının yanında kostik soda kayıplarına da sebep olur. Silisin oluşturduğu bileşiğin (sodyum alüminyum hidrosilikat) genel formu:



Burada $\text{x}=\text{CO}_3^{-2}, \text{SO}_4^{-2}, 2\text{OH}^-, 2\text{AlO}_2^-$ olabilir.

Silisin sebep olduğu Na_2O kaybı, fabrikaya taze kostik soda (NaOH) verilerek karşılanır. Kostik, buharlaştırılan kuvvetli çözelti ile birlikte değirmen bataryalarına beslenir ve boksit bilyalı değirmen bataryalarında yaş olarak öğütülür. Ayrıca silis, prosesin ileriki safhalarında kullanılan ısıtıcı ekipmanlarında kabuk yaparak enerji transfer katsayısının azalmasına ve enerji kayıplarına yol açmaktadır.

3.2. Otoklav ve Kırmızı Çamur Bölümü

Hammadde hazırlama bölümünden gelen ham pulp içindeki silisin bir kısmı, 105°C sıcaklıkta ve 7 saat sürenin sonunda hampulp tanklarında katı faza geçer (desilikasyon). Desilikasyon devresinden sonra pulp, pistonlu pompalar yardımıyla ön ısıtıcı bataryalara basılır. Ön ısıtıcılarda pulpun sıcaklığı önce 130°C 'ye sonra 170°C 'ye çıkarılır ve takiben pulp, otoklav bataryalarına girer. Tam kapasitede her birinde 10 otoklav olan 3 adet otoklav bataryası sürekli çalışır. Otoklav bataryasındaki ilk iki otoklav ısıtma amaçlı olup, kalan 8 adedi de reaksiyon otoklavıdır. Bataryalara giren pulp ilk iki otoklavda buharla direkt olarak ısıtılarak sıcaklığı 245°C 'ye yükseltilir. Kalan 8 otoklavda 46 bar basınç altında 2 saatlik sürenin sonunda pulp içerisindeki Al_2O_3 çözeltiye alınırken, çözünmeyen Fe_2O_3 bileşikleri, SiO_2 'nin sebep olduğu katı sodyum alüminyum hidrosilikatlar ve meydana gelmiş sodyum titanatlar kırmızı çamuru oluşturur.

Otoklavlar sonrası seperatörlerde pulpun buhar basıncı kademeli olarak düşürülür. Elde edilen sekonder buharların bir kısmı ön ısıtıcı kademelerinde, bir kısmı Buharlaştırma Bölümünde ve bir kısmı da hampulp ve kırmızı çamur ısıtılmasında kullanılır.

Separatör çıkışı pulp, kırmızı çamur yıkama devresinden gelen ve 40 g/l Na_2O_k konsantrasyonuna sahip çözelti ile 140 g/l Na_2O_k konsantrasyonuna seyreltilir. Kırmızı çamur çöktürme devresinde katı fazın çökelme hızını artırmak için seyreltme tanklarına, pulp içindeki katı miktarına göre flokulant ilavesi yapılır.

Seyreltilmiş pulp, içerisindeki katının ayrılması için kırmızı çamur çöktürme devresine gönderilir. Çöktürücü maksatlı tikinerlerde sıvı faz alüminat çözeltisi üst akım olarak alınır. Alüminat çözeltisi daha sonra kontrol filtrelerinde filtre edilir. Kırmızı çamur 6 kademeli yıkayıcı tikinerlerde ters akım yıkama prensibine göre yıkanır. Sonuç olarak 6. yıkayıcıyı terk eden ve sıvı/katı oranı 2.5 olan kırmızı çamur pulpu, Kırmızı Çamur Barajına pompalanır. Çamurun sıvı fazının Na_2O_k konsantrasyonu 1.5-2 g/l dir.

3.3. Dekompozisyon ve Hidrat Bölümü

Otoklav ve kırmızı çamur bölümünden gelen doygun alüminat çözeltisinin sıcaklığı vakumlu soğutucular veya plakalı eşanjörler vasıtasıyla 70-75°C'ye düşürülür ve içine aşı hidratı verilerek, kristalizasyon işlemi için dekompozör devresine beslenir. Tam kapasitede çalışıldığında her biri 1750m³ çalışma hacmine sahip 17 adet dekompozör devrededir.

Alüminyum hidroksitin kristalizasyonu sırasında 4 temel mekanizma etkilidir: Nükleasyon (çekirdek oluşumu), kristal büyümesi, aglomerasyon ve parçalanma.

Dekompozörlerde 72 saatlik kristalizasyon süresinin sonunda hidrat pulunun sıcaklığı 50-55°C'ye düşürülür. Bu sürenin sonunda alüminat çözeltisinden Al(OH)₃ (Alüminyum trihidroksit, ATH) kristallenir. Kristalizasyonun verimi yaklaşık 80-90 g/l'dir. Kristalizasyon verimine sıcaklık, kostik modülü, çözelti fazın Al₂O₃ ve Na₂O konsantrasyonu, aşılama oranı, hidroliz süresi ve karıştırma gibi koşullar etki eder.

Kristalizasyon işleminin tamamlanmasından sonra hidrat pulu, sıvı fazının ayrılması maksadı ile siklon, seperatör ve tikiner sistemine gönderilir. Siklon, seperatör ve tikiner sistemlerinin alt akımları aşılama ve üretim maksatlı filtrelere gönderilirken, tikiner üst akımı da (zayıf çözelti) Buharlaştırma Bölümüne gönderilir. Aşılama filtrelerinden elde edilen aşı hidratı tekrar Otoklav ve Kırmızı Çamur bölümünden gelen alüminat çözeltisiyle birlikte dekompozör devresine verilir. Üretim fitrelerinden ise üretim hidratı elde edilir. Üretilen hidrat 6.000 ton kapasiteli depoya veya kalsine edilmek üzere Kalsinasyon Bölümüne bant konveyörlerle nakledilir. Alüminyum trihidroksit üretim kapasitesi 360.000 ton/yıl'dır.

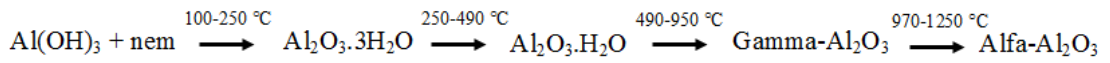
3.4. Buharlaştırma Bölümü

Bu bölümün temel işlevi, zayıf çözeltinin 145-150 g/l olan Na₂O konsantrasyonunu buharlaştırma yolu ile 250-270 g/l'ye yükseltmek ve soda ve organik safsızlıkları prosesten uzaklaştırmaktır. Buharlaştırma işlemi için bölümde, her biri 5 adet buharlaştırıcı ve 3 adet ısıtıcı ile 2 adet flaş tankının bulunduğu 4 adet buharlaştırma bataryası mevcuttur. Buharlaştırmada, 180-200°C'de ve 5.5-6 bar basınçta buhar kullanılır. Buhar ve çözelti akımları birbirlerine terstir. 1 ton suyu buharlaştırmak için kullanılan taze buhar miktarı yaklaşık olarak 0.37 tondur. Buharlaştırma yoluyla Na₂O konsantrasyonu yükseltilecek çözelti (kuvvetli çözelti)

hammadde hazırlama bölümüne gönderilir ve bu bölümde taze kostik soda ilave edilerek elde olunan düzenlenmiş dönüş çözeltisi öğütme devresine beslenir.

3.5. Kalsinasyon Bölümü

Dekompozisyon ve hidrat bölümünden elde edilen % 5-6 nem'e sahip hidrat, 3.6/4 metre çapında, 75 metre uzunluğunda döner fırınlara beslenir. Kalsinasyon fırınında hidrat önce nemini sonrada kristal suyunu kaybeder:



Fırınlarda ısıtma, doğalgaz ile sağlanmaktadır. Fırından 1000 - 1100°C'de çıkan alümina 3 metre çaplı 34 metre uzunluğundaki döner soğutucularda 80-90°C'ye kadar soğutulup pnömatik pompalarla Elektroliz veya Ticari Alümina Silolarına nakledilir. Fırınlardan çıkan alümina tozları iki kademedede mülti-siklonlar ve elektro-filtreler yardımıyla tutulmakta ve fırına geri beslenmektedir.

3.6. Enerji Kaynakları

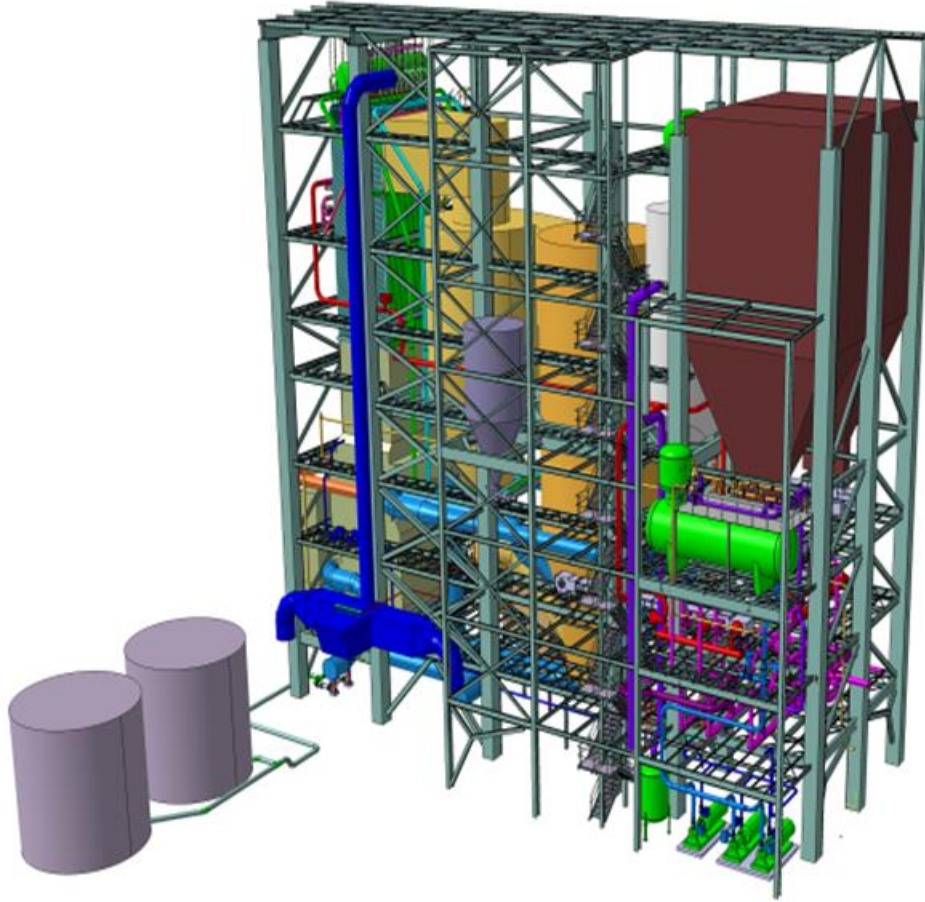
Alumina üretiminin başlıca enerji kaynakları elektrik, doğalgaz ve buhardır. Eti Alüminyum AŞ'nin enerji sistemi kömürle çalışan akışkan yataklı buhar kazanı üzerine dizayn edilmiştir. Akışkan yataklı kömür kazanında üretilen buharın ana tüketicisi alümina fabrikasının çözünürleştirme ve buharlaştırma üniteleridir.

3.7.1. Buhar üretimi

Prosesin ihtiyacı olan buhar akışkan yataklı kömür kazanında üretilmektedir. Akışkan yatakta yakma; içerisine kül ve/veya kum, kükürt oksitleri tutucu (kireçtaşı) maddeler ilave edilen kömür taneciklerinin yanma havası ile akışkan hale getirilen yanma odasında yakılmasıdır. Hava nozullarından geçen primer (birincil) hava yatak malzemesini akışkanlaştırır ve yatağa beslenen kömürün seconder (ikincil) hava yanmasını sağlar.

Çizelge 3.4. Akışkan yataklı kömür kazanı işletme değerleri

Basınç, bar(a)	46
Kapasite, t/h	120
Besleme suyu basıncı, bar(a)	77
Besleme suyu sıcaklığı, °C	105
Kömür tüketimi, t/h	74
Kireç tüketimi, t/h	7
Elektrik tüketimi, kWh	2935
Doğalgaz tüketimi, m ³ /h	5800
Fuel-oil tüketimi, kg/h	6400
Soğutma suyu giriş sıcaklığı, °C	25
Soğutma suyu çıkış sıcaklığı, °C	45



Şekil 3.2. Akışkan yataklı kömür kazanı

3.8. Alumina Üretiminde Buhar Kullanılan Birimler

Bayar Prosesi ile boksitten alümina üretiminde kazan dairesinden alınan buhar alümina fabrikasında çözünürleştirme bölümünde boksitin kostik çözeltisinde çözünürleştirmesinde direkt olarak ve buharlaştırma bölümünde ise sisteme giren suyun zayıf kostik çözeltisinden buharlaştırılmasında indirekt olarak kullanılmaktadır. Buhar

tüketen çözünürleştirme ve buharlaştırma bölümleri sonraki bölümlerde detaylı olarak anlatılmıştır.

3.8.1. Çözünürleştirme

Boksitin çözünürleştirilmesi ham pulpun ısıtılmasında kullanılan borulu ön ısıtıcılardan sonra seri halinde bulunan otoklavlarda gerçekleşmektedir. Ham pulpun otoklavlara gönderilmesinde pistonlu pompalar kullanılmaktadır.

Hampulp borulu ön ısıtıcılara gönderilmeden önce ham pulp tanklarında 6-10 saat süre ile karıştırılıp bekletilirler. Bu süre içinde boksit içindeki SiO_2 'in sıvı fazdan katı faza geçişini sağlayarak ön ısıtıcılarda alüminyum silikat kabuk teşekkülü azaltılmaktadır.

Otoklav ünitesinde, ısıtıcılar hampulpu indirekt olarak ısıtmaktadır. Ön ısıtıcılar 4 batarya halinde çalışmakta olup, birinci grup ön ısıtıcılar hampulpu 105°C 'den 130°C 'ye, ikinci grup ısıtıcılar ise 130°C 'den $170-175^\circ\text{C}$ 'ye ısıtmaktadırlar. Daha yüksek sıcaklıklara çıkıldığı zaman çok sert silis ve titan kabukları oluşmaktadır. İkinci grup ısıtıcılarda $170-175^\circ\text{C}$ 'ye ısınan pulp, ısıtma otoklavlarında kazan dairesinden gelen buharla reaksiyon başlama sıcaklığı olan 250°C ye kadar ısıtılmaktadır. Reaksiyon süresi 2 saat olup kostik konsantrasyonu 190-220 g/l Na_2O aralığında gerçekleşmektedir. Otoklavda, kimyasal reaksiyonunu tamamlamış olan pulp, maksimum ısı geri kazanımı için yaklaşık 248°C ve 36 atm basınçla dört kademeli separatörde basınç ve sıcaklık kademeli olarak düşürülerek atmosferik şartlara indirgenmektedir.

Birinci ve üçüncü kademe buhar ayırıştırıcılarından çıkan buhar otoklav ön ısıtıcılarında; ikinci kademedan çıkan buhar, buharlaştırma bölümünde; dördüncü kademedan çıkan buhar ise kırmızı çamur yıkama amacıyla sıcak su üretiminde kullanılmaktadır.

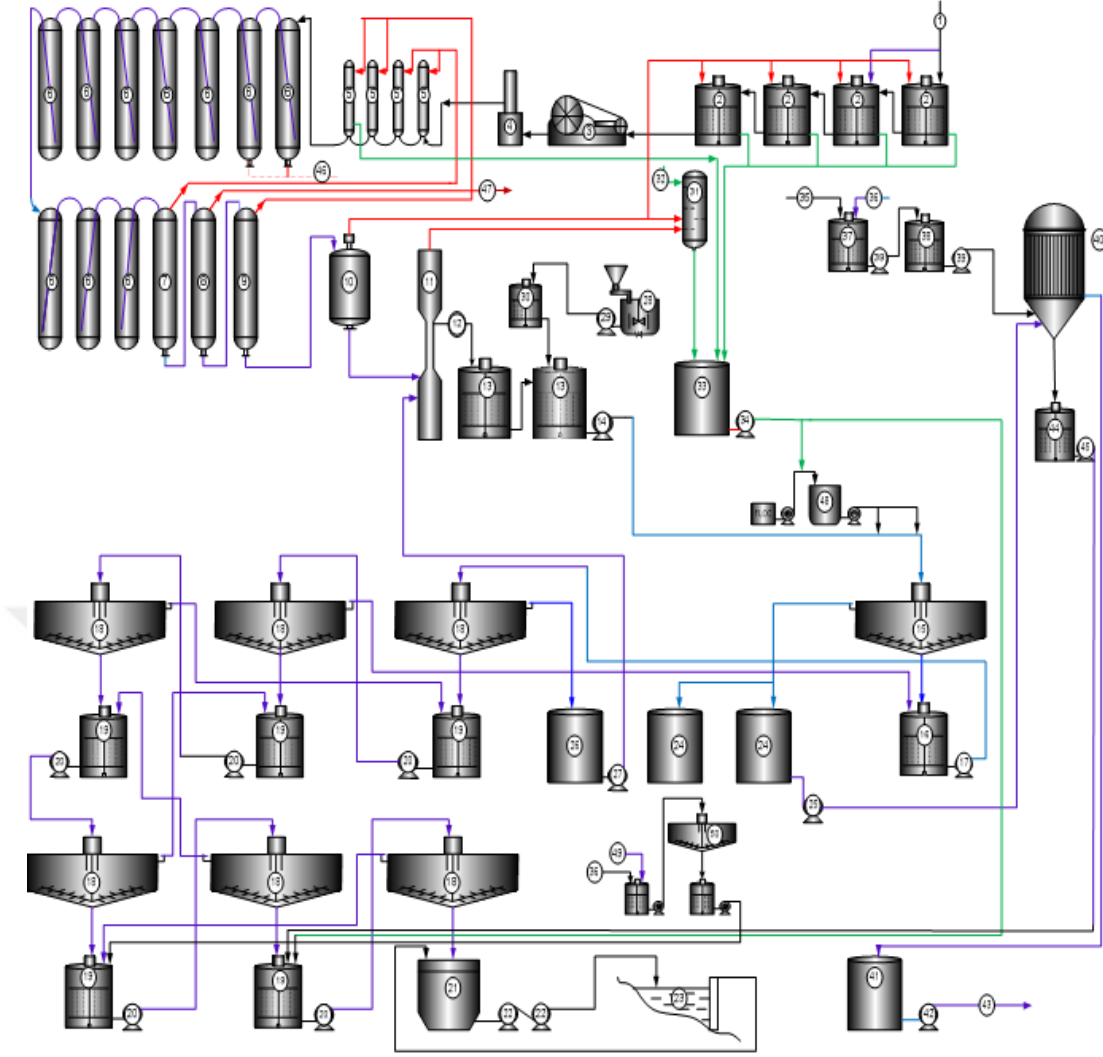
Katının sıvı fazdan ayrılması, alüminat çözeltisinin daha sonraki kimyasal reaksiyonlara uygun olabilmesi için otoklav pulpunun seyreltilmesi gerekmektedir. Seyreltik pulp 130-140 g/l Na_2O ihtiva etmektedir. Seyreltme; kırmızı çamurun yıkanmasından sağlanan 40-60 g/l Na_2O ihtiva eden yıkama suyu ile yapılmaktadır. Seyreltik pulp içerisindeki çözünmeyen kırmızı çamurun çökmesini kolaylaştırmak amacıyla pulpa, çöktürücüye beslenmeden önce, koagulant ve sentetik flokulant ilave

edilmektedir. 100°C’de çöktürücü tikinerlere beslenen pulp sıvı-katı ayırımına tabi tutulmaktadır.

Çöktürücü üst akımından alınan temiz çözelti askıdaki kırmızı çamur kalıntılarının tutulması amacıyla basınçlı filtrasyona tabi tutulur. Sodyum alüminat çözeltisi TCA kaplı polipropilen filtre bezi kaplı eleklerden süzülerek filtrat tanklarına alınır. TCA sistemde sodyum alüminat çözeltisi ve kireç sütünün reaksiyonu sonucu elde edilmekte ve her bir filtrasyon öncesi filtreye belirli oranlarda basılarak filtre bezi kaplanmış elek yüzeylerine sıvanmaktadır. Filtrasyon sonrası elde edilen atık TCA keki kırmızı çamur yıkama devresine gönderilmektedir. Filtrat tankına alınan temiz ve berrak sodyum alüminat çözeltisi dekompozör ve hidrat bölümüne gönderilir.

Kırmızı çamur çöktürme biriminde birbirine paralel çalışan 2 adet tikiner bulunmaktadır. Tikinerlerde alt akım; sıvı/katı oranı 2.5-3 olarak ayarlanmaktadır. Seyreltme kostik konsantrasyonu 130-150 g/l Na₂O olacak ayarlanırken, alt akım çamurunda kg başına 258-333 g Na₂O bulunmaktadır. Tikinerlerin alt akımında bulunan kostik (Na₂O) ve Alüminanın (Al₂O₃) geri kazanılması için alt akım kırmızı çamurunun ters kademe sistemi ile yıkanması gerekmektedir. Kırmızı çamur yıkama prosesi seri olarak birbirine bağlı 6 adet yıkayıcı ile yapılmaktadır. Kırmızı çamur ve sıcak yıkama suyunun akış yönü zıt olması ile kırmızı çamur yıkaması ters akımlı dekantasyon prosesi olarak adlandırılmaktadır.

Kırmızı çamur yıkama prosesinde alt akımların sıvı/katı oranı 2.5-3 olarak ayarlanmış olup, 1 ton kuru kırmızı çamurun yıkanması için yaklaşık 5-6 m³ sıcak yıkama suyuna ihtiyaç vardır. Kırmızı çamur yıkayıcı tikinerlerinde kostik konsantrasyonu 1. Yıkayıcı tikinerinden 6. Yıkayıcı tikinerine doğru azalır, altıncı yıkayıcı tikinerinde sıvı fazda 1.5-3.0 g/l Na₂O kostik konsantrasyonuna düşmektedir. 6. Yıkayıcı tikinerinin alt akımı sıvı/katı oranı 2.5 olacak şekilde ayarlanır. Kırmızı çamur baraj dönüş suyu ile sıvı katı oranı 6-8 oranına tekrar seyreltilerek, santrifüj pompalarla kırmızı çamur barajına geri gönderilmektedir. Her 1 kilogram kuru kırmızı çamur için, kırmızı çamur barajına giden kostik miktarı 9.55 gram civarında olmaktadır.



Şekil 3.3. Eti Alüminyum A.Ş çözünürleştirme bölümü

Çözünürleştirme bölümünde buhar direkt olarak otoklavlarda kullanılmaktadır. Çözünürleştirme bölümünün yıllara göre buhar tüketimi ve proses değerleri Çizelge 3.4’ de gösterilmektedir.

Çizelge 3.4. Çözünürleştirme ünitesi buhar tüketimi ve proses değerleri

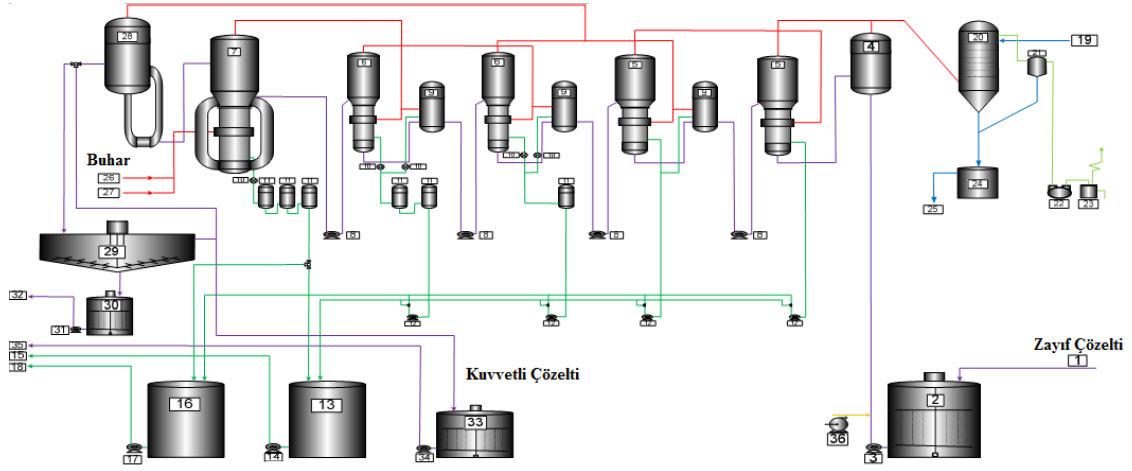
Yıllar	Buhar Ton	S/K	Katı	d g/cm ³	Çözünürleştirme analizleri, g/l					
					Al ₂ O ₃	Na ₂ O _b	Na ₂ O _k	M _b	M _k	Na ₂ O karbonat
2005	289.198	12.4	107.4	1.42	222.5	211.6	207.5	1.56	1.53	7.0
2006	340.226	12.0	111.8	1.43	232.1	225.0	215.1	1.59	1.52	17.1
2007	334.151	10.6	125.3	1.45	240.8	233.7	225.6	1.60	1.54	14.0
2008	322.796	11.0	122.6	1.45	250.2	243.4	231.0	1.60	1.52	21.3
2009	186.906	10.7	127.0	1.47	253.8	240.8	231.7	1.56	1.50	15.5
2010	319.109	11.4	119.0	1.47	260.1	236.2	227.4	1.49	1.44	15.1

Çizelge 3.4. devamı

2011	321.411	10.0	136.1	1.51	279.8	250.5	233.7	1.47	1.37	28.7
2012	250.691	9.7	142.2	1.52	288.8	250.5	237.3	1.43	1.35	13.8
2013	208.501	10.2	135.7	1.51	295.6	255.6	244.0	1.42	1.36	12.6
2014	221.905	10.8	128.5	1.50	298.4	258.6	243.8	1.43	1.34	14.9
2015	250.017	11.4	122.6	1.51	300.7	262.0	246.7	1.43	1.35	15.3
2016	331.069	10.2	133.6	1.49	279.2	243.8	231.9	1.44	1.37	11.9

3.8.2. Buharlaştırma

Alümina Fabrikası, Buharlaştırma Bölümü'nde kurulu bulunan buharlaştırma bataryaları, boksitten alümina eldesi prosesi esnasında sisteme dışardan giren suyu buharlaştırarak, çözelti sisteminin hacmini ayarlamaktadır. Alümina Fabrikası projesine göre 150 g/l Na₂O konsantrasyonuna sahip zayıf çözültiden, bir ton su buharlaştırmak için 0.362 ton buhar harcanarak (özdebi), 250 g/l Na₂O konsantrasyonuna sahip kuvvetli çözülti elde edilmekte ve bu iş için projeye göre her biri saatte 74.5 ton su buharlaştırabilen, 200 m³/h debide zayıf çözültiyi işleyebilen buharlaştırma bataryaları kullanılmaktadır. Buharlaştırma bölümünde genellikle Kestner tipi yükselen film aparatlar kullanılır. Buharlaştırma bataryası ters akım prensibine göre çalışır yani buharlaştırılacak zayıf çözülti 5. aparattan sisteme girerken taze buharda 1. aparattan prosese girmektedir. Toplamda 4 adet buharlaştırma bataryası ve her bataryada 5 adet aparat, 2 adet flaş tank ve 3 adet ara ısıtıcı kademesi bulunmaktadır. Bataryadaki ısıtıcıların görevi aparat öncesi çözültiyi ısıtıp sıcaklığını kaynama noktasına yaklaştırmaktır. Şekil 3.4 Eti Alüminyum A.Ş'de kurulu olan buharlaştırma bataryasını akım şemasını göstermektedir. Zayıf çözülti sisteminin hacmine bağlı olarak tek veya çift batarya çalıştırılabilmektedir. Diğer bataryalarda ise, asitle veya basınçlı su püskürtme cihazı ile kabuk temizliği yapılmaktadır.



Şekil 3.4. Eti Alüminyum A.Ş buharlaştırma bölümü

Buharlaştırma teknolojisi :

- V. IV. III. II. kademeler için : yükselen film buharlaştırıcı
- I. kademe için : doğal sirkülasyonlu buharlaştırıcı

Tesis edilmiş ısı değişirme yüzeyleri :

- I. kademe (doğal sirkülasyonlu) : 800 m²
- II. III. kademeler : 2x630 m²
- IV. V. kademeler : 2x1000 m²

Ünite aynı zamanda her biri 500 m² yüzeyli 3 borulu ısıtıcı kapsar.

Tesis edilmiş toplam yüzey:

- Buharlaştırıcılar için : 4060 m²
- Isıtıcılar için : 1500 m²
- Toplam : 5560 m²

Buharlaştırma Bölümüne giren zayıf çözeltinin bünyesinde bulunan silikat ve flor bileşikleri yüksek sıcaklık ve düşük çözelti hızının etkisiyle buharlaştırma aparatlarında veya ısıtıcılarda çökmekte ve oluşan bu kabukların ısı transferini güçleştirilmesi sebebiyle elde edilen kuvvetli çözeltinin kostik (Na₂O) konsantrasyonu düşmekte ve bölümün buhar tüketimi artmaktadır. Kabuk oluşan aparatlar veya ısıtıcılar, ilgili batarya devre dışı bırakılarak, basınçlı su püskürtme cihazı ile veya asitle temizlenmektedir. Özellikle asitle yıkama işlemi buharlaştırma aparat borularında aşınma ve delinmelere neden olmakta, korozyonu azaltmak için inhibitör harcanmakta; sonuçta, malzeme ve işçilik maliyetleri artmaktadır.

Buharlaştırma bataryalarının performansı özdebi ile kontrol edilmektedir. Özdebi, bir ton suyu buharlaştırmak için gerekli olan buhar miktarını vermektedir.

$$\text{Özdebi} = \text{tüketilen buhar ton} / \text{ton buharlaştırılan su} \quad (3.1)$$

Buharlaştırma bölümünün ana hedefi düşük özdebi ile yüksek kostik konsatrasyonuna sahip kuvvetli çözelti elde etmektir. Eğer mevcut buhar ekonomik olarak kullanılamazsa buharlaştırma performansının düşmesi nedeni ile prosese giren su buharlaştırılmayacak hale gelecektir. Sistem hacminin artması sebebiyle çözeltinin bir kısmının stoklanması ve stokta bulundurulmuş ve zamanla soğuyan bu çözeltinin yeniden buhar verilerek ısıtılması, buhar tüketiminin artmasına sebep olmaktadır.

Buharlaştırma bölümünün yıllara göre buharlaştırdığı zayıf çözelti miktarı ve zayıf çözeltinin analizleri çizelge 3.5'te sunulmuştur.

Çizelge 3.5. Buharlaştırma bölümü zayıf çözelti analizleri

Yıllar	Miktar m ³	Zayıf çözelti analizler, g/l							
		d gr/cm ³	Katı	Al ₂ O ₃	Na ₂ O _b	Na ₂ O _k	M _b	M _k	Na ₂ O karbonat
2005	1.918.605	1.24	1.8	67.4	146.3	142.9	3.57	3.49	5.8
2006	2.358.714	1.23	2.9	66.4	154.6	147.5	3.83	3.66	12.1
2007	2.375.490	1.22	1.8	61.7	154.6	148.3	4.12	3.96	10.6
2008	2.333.711	1.22	3.3	63.2	153.2	144.6	3.99	3.76	14.7
2009	1.481.099	1.22	0.9	61.8	148.8	142.5	3.96	3.80	10.8
2010	2.506.200	1.22	0.8	64.4	146.4	141.0	3.74	3.60	9.3
2011	2.608.473	1.20	1.5	62.4	146.1	138.1	3.85	3.64	9.5
2012	2.160.566	1.21	1.2	64.4	145.4	139.7	3.71	3.57	9.7
2013	1.746.862	1.23	0.6	70.1	149.6	143.8	3.51	3.37	10.0
2014	1.758.079	1.25	0.8	84.4	164.4	156.1	3.20	3.04	8.3
2015	1.981.968	1.25	0.8	94.9	164.0	154.7	2.84	2.68	9.2
2016	2.543.489	1.23	0.8	77.9	150.8	144.0	3.18	3.04	6.8

Zayıf çözeltinin buharlaştırılması ile elde edilen kuvvetli çözelti miktarları ve analizleri çizelge 3.6'da sunulmuştur.

Çizelge 3.6. Buharlaştırma bölümü kuvvetli çözelti analizleri

Yıllar	Miktar m ³	Kuvvetli çözelti analizler, g/l						
		d gr/cm ³	Al ₂ O ₃	Na ₂ O _b	Na ₂ O _k	M _b	M _k	Na ₂ O karbonat
2005	1.319.774	1.31	93.5	206.3	202.4	3.6	3.56	6.8
2006	1.592.149	1.31	99.6	223.7	213.3	3.7	3.52	17.7
2007	1.553.742	1.31	93.6	231.9	222.8	4.1	3.92	15.5

Çizelge 3.6. devamı

2008	1.462.700	1.32	96.6	240.6	227.3	4.1	3.87	22.8
2009	933.348	1.32	98.5	236.5	226.7	3.9	3.79	16.6
2010	1.549.519	1.32	105.7	237.1	228.0	3.7	3.55	15.6
2011	1.492.140	1.35	109.8	255.9	241.6	3.8	3.62	-
2012	1.211.781	1.36	115.8	261.9	249.3	3.7	3.54	-
2013	996.334	1.37	124.5	265.5	252.1	3.5	3.33	12.9
2014	1.012.771	1.41	149.3	290.1	272.9	3.2	3.01	17.1
2015	1.230.184	1.41	164.9	285.2	269.0	2.8	2.68	16.2
2016	1.507.040	1.37	134.7	261.6	248.7	3.2	3.04	12.9

Buharlaştırma bölümünün zayıf çözeltiyi buharlaştırmak için harcadığı buhar miktarı ve üretilen kondensat miktarları Çizelge 3.7’de sunulmuştur.

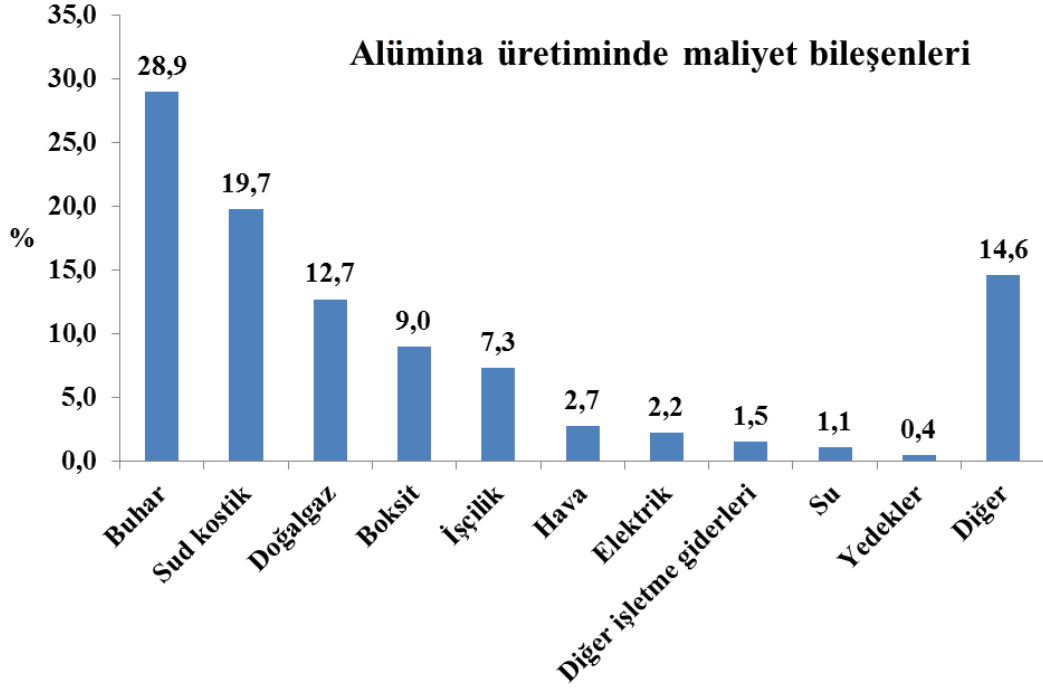
Çizelge 3.7. Buharlaştırma bölümü tüketilen buhar ve üretilen kondensat miktarı

Yıllar	Buhar tüketimi, ton	Kondensat üretimi, m ³
2005	178.069	819.979
2006	226.498	1.076.179
2007	216.854	1.141.109
2008	244.740	1.222.202
2009	155.974	771.024
2010	252.053	1.341.029
2011	288.115	1.561.101
2012	247.788	1.314.892
2013	198.882	1.042.069
2014	184.426	963.900
2015	220.144	1.066.029
2016	283.000	1.486.226

Buharlaştırma performansının düşmesinin en önemli olumsuz etkisi Alümina Fabrikası kapasitesi üzerinde olmaktadır. Buharlaştırma bataryalarından elde edilen kuvvetli çözeltinin Na₂O konsantrasyonunun düşük olması sebebiyle, % 100 kapasite karşılığı olan 3 otoklav bataryası ile çalışılması durumunda bile, çözünürleştirmeye giden çözelti hacmi artacak ve boksit beslemesi düşecektir. Sonuç olarak gerçekte % 80- 90 kapasite çalışılacaktır. Çözünürleştirmeye giden çözelti miktarının artması çözünürleştirme buhar sarfiyatını artıracaktır.

4. TEZİN AMACI

Alümina üretimi yoğun hammadde tüketimi, işçilik ve enerji gerektiren bir prosestir. Alümina maliyetinde sudkostik ve enerji tüketimi en büyük tüketim kalemlerindedir. Aşağıda Şekil 4.1’de alümina üretimine etki eden tüketim kalemleri ve etki yüzdeleri verilmiştir.



Şekil 4.1. Alümina üretim maliyetine etki eden tüketimler

Grafikten görülebileceği gibi alumina maliyetine etki eden en büyük gider buhar, doğalgaz ve elektrik toplamı olarak % 43.8 oranla enerjidir. Bu enerji giderinin yaklaşık % 66’sını buhar tüketimi oluşturmaktadır. Aşağıda Çizelge 4.1’de enerji tüketim kalemleri ve eşdeğer enerji değerleri verilmiştir.

Çizelge 4.1. Alümina enerji tüketim kalemleri ve eşdeğer enerji değerleri

Enerji Tüketim Kalemleri	Tüketim Miktarı	Eşdeğer Enerji, GJ	Birim Tüketim, GJ/t Alümina
Buhar,t	609.526	2.011.015*	8.356
Elektrik,kWh	48.642.721	175.113	0.728
Doğalgaz, Sm ³	14.503.596	555.925**	4.428
Toplam		2.742.053	13.51

* 46 bar 440 °C buhar entalpi 3299.31 kJ/kg.

** Doğalgaz alt ısıl değeri 9155 kcal/m³.

Alümina üretiminde en yüksek buhar tüketilen iki birimden çözünürleştirme bölümünde çıkış pulpun modül oranının buhar tüketimine etkisi, buharlaştırma bölümünde ise zayıf çözelti kostik konsantrasyonunun ayarlandığı seyreltme kostik konsantrasyonu ve çıkış çözelti kostik konsantrasyonunun toplam buhar tüketimine etkileri ayrı ayrı incelenmiştir.

Bu tezin amacı bahsedilen teorik potansiyelin Seydişehir Eti Alüminyum Tesislerine pratik olarak uygulaması ve sonuçların değerlendirilmesidir.

5. MATERYAL VE YÖNTEM

5.1. Materyal

Çalışmalar ETİ Alüminyum A.Ş. laboratuvarı ve Alümina Fabrikası işletme sahasında gerçekleştirilmiştir. Hammadde hazırlama bölümünün işletme için hazırladığı standart depodan alınan boksit numuneleri ile çalışmalar yapılmıştır. Çizelge 5.1 ve 5.2’de alümina prosesinde kullanılan boksitin tipik kimyasal ve mineralojik analizleri verilmiştir.

Çizelge 5.1. Boksit kimyasal (XRF) analizi, % (kuru bazda)

A.Z	SiO ₂	Fe ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	TiO ₂	CaO	SO ₃	V ₂ O ₅	P ₂ O ₅	K ₂ O	Ga ₂ O ₃	Modül	TAA
12.58	7.46	16.96	57.47	2.77	0.56	0.06	0.044	0.017	0.139	0.005	7.70	50.8

Çizelge 5.1’de A.Z ile verilen ateş zayıyatı, boksitin 1000°C’ye ısıtıldığında kütle kaybı farkını; modül, boksitteki % Al₂O₃ / % SiO₂ kütle oranını, TAA toplam alınabilir alümina; boksitin laboratuvar ortamında, saf kostik çözeltisi içerisinde yüksek basınç ve sıcaklık altında çözünürleştirildiğinde çözelti fazına alınabilecek maksimum alümina yüzdesini belirtmektedir.

Çizelge 5.2. Boksit mineralojik (XRD) analizi, % (kuru bazda)

Böhmit, AlO(OH)	60.64	Götite, FeO(OH)	0.58
Diyaspor, AlO(OH)	1.07	Rutil, TiO ₂	0.99
Gibsite, Al(OH) ₃	0.79	Anataz, TiO ₂	1.78

Çizelge 5.2. devamı

Kaolin, Al ₂ Si ₂ O ₅ (OH) ₄	11.37	Kalsit, CaCO ₃	1.00
Tridimit, SiO ₂	0.77	Amorf	3.15
Kuars, SiO ₂	1.41	Hematit/Götite	28.34
Hematit, Fe ₂ O ₃	16.44		

5.2. Kullanılan Cihazlar

Boksit, kırmızı çamur, alüminyum hidroksit gibi katı malzemelerin kimyasal ve mineralojik karakterizasyon testleri için X-Ray Floresans ve X-Ray Diffraction ekipmanları kullanılmıştır. Elementel ya da oksitler halinde % miktarları tayin etmek için Thermo ARL Advan'x X-Ray Floresans (XRF) ve mineralojik ve kristal yapısının tespiti ile elementlerin oluşturduğu bileşikler için 1.5406 Å dalga boyunda Cu K α radyasyonunda Siemens D 5000 X-Ray Diffraction (XRD) cihazlarından faydalanılmıştır. XRF ve XRD cihazlarına Herzog HTP 40 pres ve Claisse-M4 Fusion eritiş metotları kullanılarak numune hazırlanmıştır.

Boksit, kırmızı çamur, alüminyum hidroksit gibi katı malzemelerin nem testleri için Precissa XM 66 nem ölçer, Precisa XB 220A hassas terazi, Memmert etüv kullanılmıştır.

Pulp katı miktarını ve elek analizini tayin etmek için vakum filtre, Precisa XB 220A hassas terazi, Memmert etüv ve Retsch yaş elek cihazları kullanılmıştır.

Desilikasyon testlerinde devir ayarlamalı IKA RW-16 mekanik karıştırıcı ve BM-402 su banyosu sistemi kullanılmıştır.

Bayer çözeltilerinin analizlerinde Metrohm 809 Titrondo otomatik titrasyon, Hach Lange DR2800 spektrofotometre, WTW Turb 550 bulanıklık ölçüm ve Buchi R210 döner buharlaştırıcı ekipmanları kullanılmıştır.

Boksit çözünürleştirme testlerinde Parr Multiple reaktör sistemi kullanılmıştır.

5.3. Analiz Metodları

5.3.1. Nem analizi

Yaklaşık 100 g kadar numune analitik terazide tartılarak sabit tartıma gelinceye kadar 110 ± 5 °C'lik etüvde tutuldu ve desikatörde soğutulan numunedan 2.tartım alınarak kütle kaybı hesaplandı.

5.3.2. 270 mesh elek altına öğütme işlemi

Etüvde 110 °C'de yaklaşık 2 saat kurutulan numune önce çeneli kırıcıda kırıldı daha sonra diskli öğütücüde 270 mesh altına gelinceye kadar öğütüldü.

5.3.3. Ateş zayıtı analizi

270 mesh elek altına öğütölmüş ve kurutulmuş olan numune analitik terazide 1 g tartıldı ve sabit tartıma getirilmiş platin kroze içerisinde 1100°C'deki Muffel fırınında sabit tartıma gelinceye kadar bekletildi. Desikatörde soğutulan numuneden 2.tartım alınarak kütle kaybı hesaplandı.

5.3.3. TAA analizi

Analizi yapılacak boksit numunesi sabit tartıma gelinceye kadar etüvde nemi alındı. 50 ml standart $\text{Na}_2\text{SiO}_3+\text{NaOH}$ çözeltisi 75 ml'lik parr reaksiyon kabına boşaltıldı ve 6 gram boksit numunesi ilave edildi. Karışım 250°C'de 500 rpm karıştırma hızında 2 saat reaksiyona tabi tutuldu. Oda sıcaklığına soğutulan karışım, siyah bant süzgeç kâğıdından süzöldü ve sıvı fazda Al_2O_3 , Na_2O miktarları Metrohm otomatik titrasyon cihazında tayin edildi. Katı kırmızı çamur yıkandı, kurutuldu ve eritiş cihazı kullanılarak XRF cihazında analiz için hazırlandı. XRF analizi sonrası aşğıdaki formöl kullanılarak TAA hesaplandı.

$$\% \text{ Alınabilir } \text{Al}_2\text{O}_3 = \text{Boksit } \text{Al}_2\text{O}_3 - (\text{Çamur } \text{Al}_2\text{O}_3 * \text{Boksit } \text{Al}_2\text{O}_3 / \text{Çamur } \text{Fe}_2\text{O}_3) \quad (5.1)$$

5.3.4. XRF analizi

270 mesh elek altına öğütölüp kurutulan yaklaşık 8 g numune Herzog cihazında pres yapıldıktan sonra Thermo ARL Advan'x XRF cihazı haznesine yerleştirildi. Daha önce standart numune ile kalibrasyonu yapılan programa göre kantitatif analiz yapıldı.

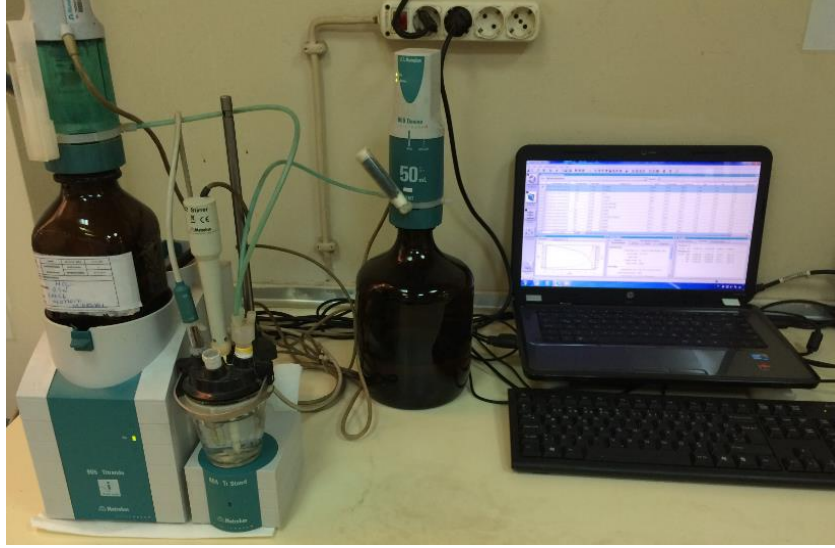
5.3.5. XRD analizi

270 mesh elek altına öğütölüp kurutulan yaklaşık 8 g numune Herzog cihazında pres yapıldıktan sonra Siemens D 5000 XRD cihazı magazinine yerleştirildi. Daha önce standart numune ile kalibrasyonu yapılan programa göre kalitatif analiz yapıldı. Numunenin faz yapısını incelemek için manuel olarak bilinen kart numaraları yazıldı ve arama yaptırıldı. Analiz yapılan numunenin ne olduğı bilinmiyorsa EDX dedektörünü kullanarak otomatik arama yaptırılır ve ekranda şiddet çizgileri görünen faz

bileşiklerinin piklere çakışıp çakışmadığı ve kırınım açılarına göre uygunluğu kontrol edilir. Bütün pikler bulununcaya kadar işlem devam ettirildi. XRF analizleri yardımıyla XRD pikleri yorumlanır ve yarı kantitatif sonuçlar verildi.

5.3.6. Potansiyometrik titrasyon analizi

Metrohm titrasyon sistemi, Bayer çözeltisi için doğru ve hassas çözüm verildi. İlk titrasyon yaklaşık 12.5 pH değerinde başlar ve 10.5 oluncaya kadar devam edildi. İlk titrasyon serbest kostik konsantrasyonu ölçümünü verildi. Daha sonra numuneye bağlı kostiği açığa çıkarmak amacıyla kompleks yapıcı sodyum glukonat ilave edildi. İkinci titrasyonda tekrar 10.5 değerinin son bulunduğu noktada alüminat iyonu konsantrasyonu ölçümü için kullanıldı. İlk titrasyon ile ikinci titrasyon toplamı kostik alkalitesini verildi. İkinci titrasyon 8.3 pH değerinin son bulunduğu noktaya kadar devam ettirildi ve karbonat konsantrasyonu bulundu. Her iki titrasyonun toplamı soda alkalitesini verildi. Titrasyon sonrası tüm hesaplamalar Gran eşitliği temeline dayanır. Analiz öncesi pH elektrodunu kontrol edildi, herhangi bir hasar, kabuk oluşumu olup olmadığına bakıldı, içindeki elektrot seviyesini kontrol edilip azalmışsa, Metrohm 3 M KCl çözeltisinden ilave edildi. Cihaz kullanılmadan önce tampon çözeltileri (pH: 4, 7 ve 9) ile pH kalibrasyonu yapıldı. Glukonat çözeltisinin pH değeri okutularak kontrol edildi. Eğer 8.3'ten yüksekse 0.5 N HCl, düşük ise 0.5 N NaOH ilave edilerek çözelti pH'ı 8.3'e getirildi. Cihazın su şişesi deiyonize su, asit şişesi 0.5 N HCl ve glukonat şişesi 400 g/L sodyum glukonat ile tamamlandı. Cihaz pompası ve hortumları (içindeki hava kabarcıkları olmayacak) kontrol edildi. Daha önceden hazırlanmış standart numune okutularak doğrulama yapıldı. Prosesten gelen sodyum alüminat çözeltisi oda sıcaklığına getirildikten sonra konsantrasyonuna göre uygun oranlarda seyreltildi ve analizi yapıldı. Analiz sonucu 0.5 N HCl sarf miktarlarına göre, kostik, sodyum karbonat ve alümina konsantrasyonları hesaplandı. Çözelti kostik modülü olarak verilen M_k ise kostik konsantrasyonunun alümina konsantrasyonuna mol oranı olarak hesaplandı.



Şekil 5.1. Metrohm 905 Titrando marka titrasyon cihazı

5.3.7. Yoğunluk analizi

Oda sıcaklığına kadar soğutulan numunenin cinsine göre (köpüklü pulp, köpüksüz pulp, sıvı) mezür seçildi ve mezür analitik terazide tartıldı. Numuneyi metal çubuk ile kabında iyice karıştırıldı ve mezür ölçü çizgisine kadar numune ile dolduruldu. Mezür tekrar aynı terazide tartılır ve iki tartım arasındaki farktan yoğunluk değeri hesaplandı.

5.3.8. Pulplarda sıvı/katı oranı ve katı gram analizi

Numune kabında oda sıcaklığına getirilen pulp homojen olarak karıştırıldı ve darası alınmış ölçekli kaba alındı. İlk tartımı yapıldıktan sonra standart filtre kağıdı yerleştirilmiş olan buhner hunisinden vakum aparatı yardımıyla süzüldü. Sıcak suyla iyice yıkanan numune 110°C'de etüvde 2 saat süre ile kurutuldu ve tartıldı. İki tartım miktarları kullanılarak kütleli sıvı/katı oranı ve katı gram değerleri hesaplandı.

5.3.9. Rotary evaporatör

Zayıf çözeltinin maksimum buharlaştırma noktasının belirlenmesi için lab tipi BUCHI –R-210/Rotary Evaporation evaporatör kullanıldı.

6. ARAŞTIRMA SONUÇLARI VE TARTIŞMA

6.1. Özet

Bu çalışma Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinin enerji ve hammadde tüketimlerinin optimize edilmesi için yapılmıştır. Bu çalışmanın temeli Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinde kullanılan boksitin Eti Alüminyum A.Ş laboratuvarlarında yapılan analiz sonucu ortaya çıkan karakterizasyonuna bağlıdır. Proses modellemesi ise HATCH firmasının daha önce birçok alümina fabrikasına uyguladığı bir SYSCAD programı ile yapılmıştır.

Bu çalışma öncelikle Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinin dizayn değerleri üzerine modelleme programı geliştirilmiş ve daha sonra çeşitli parametreler değiştirilip ve test edilmiştir.

Kırmızı çamur çöktürücü üst akımından dekompozöre kadar giden ana çözeltinin alümina konsantrasyonundaki artışın dışında tüm proses şartları sabit tutulmuş olup, en büyük enerji kullanıcısı olan çözünürleştirme ve buharlaştırma bölümleri üzerinde detaylı durulmuştur.

6.2. Boksit Karakterizasyon Çalışmasının Sonuçları

Laboratuvarda yapılan Eti Alüminyum boksit numunesinin analizlerine göre: Bayer Prosesi tarafından işlenen boksit, kimyasal analizinden belirlenebilir. Boksit içindeki alümina, hem böhmit hem de kaolin minerali formundadır. Boksit içinde kostik ile denge noktasına kadar alınabilecek alüminanın çözünürleştirilmesi için reaktörler olan otoklavlarda kalma süresi yeterlidir. Çökme açısından çamur kalitesi otoklavlardaki düşük modül seviyelerinde çok fazla değişmemektedir.

Yukarıda bahsedilen faktörlerden dolayı Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinde çok daha düşük otoklav modülü ile çalışılmasında herhangi bir sıkıntı olmayacaktır. Düşük otoklav modülü ile çalışma sayesinde, otoklav buhar tüketiminde önemli azalma olacaktır.

Bu çalışmadan çıkan diğer sonuçlar:

Otoklav modülünün düşürülmesi ile birlikte sirküle eden ana çözeltide çözülmüş SiO₂ seviyesinde artış olacaktır. Fakat düşük modül ile elde edilecek üretim verimliliği artışı sayesinde son üründe herhangi bir SiO₂ artışı olmayacaktır. Buna karşılık otoklav ve buharlaştırma bölümlerindeki ısı transfer aparatlarında kabuk oluşum hızının artması beklenmektedir.

Otoklav modülünün düşürülmesi ile birlikte çözelti içindeki “çözünmüş” demir konsantrasyonunu önemli miktarda düşecektir. Yüksek ürün verimi ve düşük “çözünmüş” demir konsantrasyonu sayesinde üründeki demir miktarının 0.015 % w/w Fe₂O₃ değerlerine düşmesi beklenmektedir. Elbette ki bu düşme tanecikli demirin uzaklaştırılmasını sağlayan polisaj filtresinin (kelly filters) normal performansta çalıştığını varsayılmaktadır.

Otoklavlara boksit besleme miktarını hesaplayan formülün(dazarafka) otoklav kimyasal analizlerini yansıtacak şekilde yeniden revize edilmesi gerekmektedir.

Her şey düşünüldüğünde, Seydişehir Eti Alüminyumun paçallanmış boksiti yüksek SiO₂ içerikli bir mono hidrat böhmitik boksittir. Otoklav çamuru uygun flokulant ile yeterli oranda çökmektedir. Ayrıca, Seydişehir Eti Alüminyum boksiti, düşük nem, düşük fosfor, düşük organik karbon, düşük çinko, mangan ve krom içeriğinden dolayı dünyadaki diğer boksitlerden daha iyidir.

Denemelerin başlangıcında boksit içindeki alüminanın kostik çözeltisi içinde çözünmesi zor gibi düşünülüyordu. Aslında bu şüphenin kaynağı diğer fabrikalarla karşılaştırıldığında, Eti Alüminyumun ilk kurulurken, yüksek kostik konsantrasyonu, çok ince öğütme ve uzun reaksiyon zamanı gibi parametrelerin seçilmesiydi. Yukarıda belirtilen zor şartlar altında Seydişehir Eti Alüminyum boksitinin çok zor çözüldüğü düşünülünce, otoklavlarda kireç kullanımı faydalı olabileceği düşünüldü. Ama laboratuvarında yapılan boksit çözüme sonuçları aslında boksitin çok kolay çözüldüğü ve kireç kullanılmasına gerek kalmayacağı sonucuna varıldı.

6.2.1. Boksit karakterizasyon çalışmalarından çıkan sonuçların prosese uygulanabilirliği

Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinde kullanılan boksit gibi böhmitik boksit kullanan diğer alümina fabrikaları otoklav boksit besleme miktarını denge modülüne 0.045-0.09 yakınlıkta çalışmaktadırlar. Otomasyonel olarak iyi kontrol edilen fabrikalar denge otoklav çözünürleştirme modülüne daha da yakın çalışılmaktadır. Boksitin denge modülünden fazla beslemesi işletme maliyetinin artmasına ve kapasitenin düşmesine neden olur. Fazla boksit beslemenin sonuçları şu şekilde sıralanabilir:

- Boksitin çözünmeden atılması, dışarıdan para vererek satın alan ve onu yüksek maliyetlere taşıyan fabrikalar için çok yüksek miktarda maliyetler getirir. Fakat

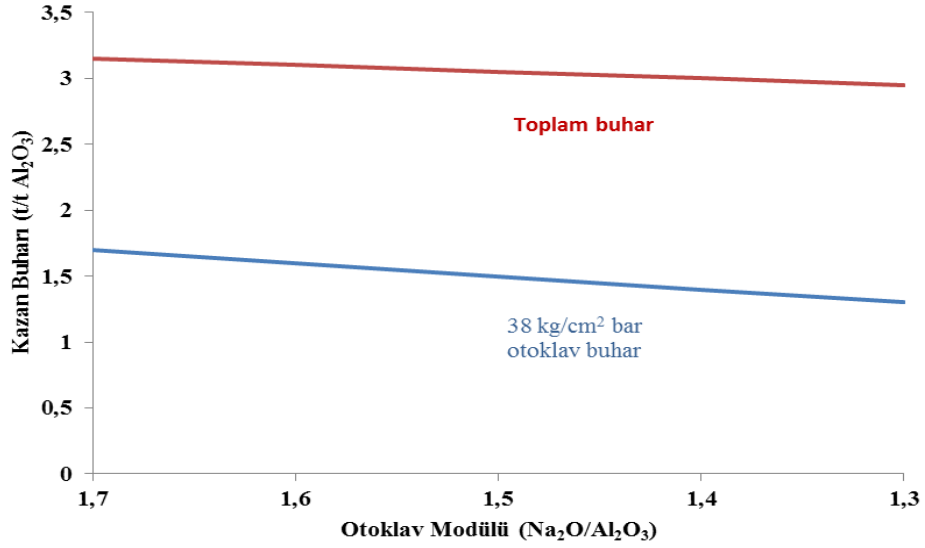
kendi madenine sahip olan Seydişehir Eti Alüminyum gibi tesislerde bu durum çok maliyet getirmeyecektir.

- Yüksek SiO₂ yani düşük modüllü boksit, bu boksiti kullanan fabrikalar için çok miktarda kostik kaybına neden olacaktır.
- Boksiti gerektiğinden fazla besleme, otoklavlarda birden fazla kayba neden olacaktır. Boksit içinde çözünmemiş olan alümina hidrat, kırmızı çamur içine geçmiş olacak ve bu katı haldeki alümina hidrat dekompozisyon bölümündeki tarzda aşu görevi görerek kırmızı çamur tikiner ve yıkayıcılarında otokristalizasyona neden olacaktır. Otokristalizasyon ile birlikte üretim kaybı yaşanacak ve bu kaybı gidermek için daha çok boksit, kostik ve buhar kullanımı gerekecektir.
- Sürekli boksitin aşırı dozda beslenmesi veya belli periyotlarla daha fazla yapılması, kırmızı çamur çöktürme tikinerlerinin taşmasında daha fazla katı çamur olacaktır. Bu durum alümina fabrikası işletmesi için kabul edilemez bir durumdur.

Alümina fabrikası işletmesinde en önemli parametrenin otoklav çözünürleştirme denge noktasına mümkün olduğu kadar yakın çalışmaktır. Bu sayede herhangi bir boksit ve kostik maliyeti olmadan verimlilik ve enerji tasarrufu sağlanmış olacaktır.

Boksit analiz çalışması, Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinin dizayn ve mevcut çalışma şartları otoklav modülünün daha da düşürülebileceğini doğrulamaktadır. Fabrikanın dizayn hedef otoklav modülü 1.65 seviyesindedir. Mevcut proses şartlarına göre de denge çözünürlük modülü yaklaşık 1.325 civarındadır. Bu iki değer arasındaki fark aynı zamanda teorik olarak % 45 fazla üretim yapabilecek çözeltinin proseste sirküle ettiğini göstermektedir. Diğer bir şekilde ifade edilirse, sirküle eden çözeltinin % 30 oranında azaltıp yine aynı miktarda üretim yapılabilir. Otoklavlar için gerekli olan buharın büyük bir bölümü sirküle edilen çözelti miktarı ile orantılı olduğundan bu durum çok önemlidir.

Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinde düşük modül çalışmasının çözünürleştirme buhar tüketimine etkisi Şekil 6.1'de gösterilmiştir.



Şekil 6.1. Otoklav çözünürleştirme modülüne göre otoklav ve toplam buhar tüketimi

Şekil 6.1’de görüldüğü gibi birim üretim başına azalan çözelti miktarından dolayı otoklavlara verilen yüksek basınçlı kazan buharında azalma olmuştur. Otoklavlardan daha az flaş buhar elde edileceğinden kazan dairesinden üretilen düşük basınçlı buharın artırılması gerekmektedir. Toplam buhardaki azalma miktarı otoklavdaki azalma kadar belirgin olmamaktadır. Fakat bu durum buharlaştırma bölümü için kullanılan düşük basınçlı (8 kg/cm²) buhar maliyetinin otoklav için üretilen yüksek basınçlı (38 kg/cm²) buhar maliyetinin % 74 ü kadarı olduğundan kolayca telafi edilebilir. Düşük modül uygulamasının maliyet etkisi aşağıdaki Çizelge 6.1’de gösterilmiştir.

Çizelge 6.1. Otoklav modülüne karşılık toplam buhar maliyeti

		Otoklav modülü 1.65		Otoklav modülü 1.40	
		Birim buhar tüketimi t/t Al ₂ O ₃	Birim maliyet \$/t Al ₂ O ₃	Birim buhar tüketimi t/t Al ₂ O ₃	Birim maliyet \$/t Al ₂ O ₃
Otoklav buhar maliyeti, \$/t Al ₂ O ₃	15.49	1.70	26.33	1.29	19.98
Buharlaştırma buhar maliyeti, \$/t Al ₂ O ₃	11.47	1.50	17.21	1.70	19.50
Toplam		3.20	43.54	2.99	39.48

Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinde eğer Otoklav modülü 1.65'ten 1.40'a düşürülürse 200.000 t Al_2O_3 /yıl üretim için yıllık kazanç 812.000 \$ olacaktır.

Eti Alüminyumda otoklav mevcut otoklav modülünün 1.675, otoklav denge konsantrasyonuna göre çok uzaktır. Buharlaştırılmış çözeltinin alümina ve kostik oranları ile otoklav çıkışı arasındaki değişim çok büyüktür. 1.5 modülde çalışılması durumunda denge otoklav modülünden 0.175 puan yüksek olacağından (diğer alümina fabrikalarında bu değer 0.09) 200.000 ton/yıl alümina üretimi için bile kazanç 460.000 \$ olacaktır.

Otoklav modülünü aşağıya doğru indirirken sirküle eden proses çözeltisinin SiO_2 konsantrasyonunda artış olacaktır. Buna karşılık fabrika verimi artacağından dolayı ürünlerdeki SiO_2 artışı olmayacak ve aynı kalacaktır.

Otoklav ve Buharlaştırma ünitelerindeki ısı transfer yüzeylerinde SiO_2 kabuklanmasının artması:

Otoklavlar:

Halihazırda otoklavlardaki ilk kademedeki SiO_2 kabuklanması çok az ve problem yaratmamaktadır. Bu durum genel otoklavların, düşük sıcaklık ön ısıtıcılarının durumunu yansıtmaktadır. Buna rağmen, otoklav ikinci kademe ısıtıcılarında desilikasyon ürünü (DSP) ve titanyum karışımı kabuklar oluşmaktadır. İkinci kademe ısıtıcılar 20 günde bir devreden çıkarılır, sıvı tarafı olan boruların içi temizlenir. Kabuk temizleme işlemi önce HCl asit ile doldurulur, boşaltılır, yıkanır ve son olarak da asit ile zayıflatılan kabuklar basınçlı su ile temizlenir. Çözelti içindeki yüksek SiO_2 oranı DSP kabuk oluşumunu hızlandıracak ve sonuç olarak daha sık boru temizliği yapılması gerekecektir. Birçok fabrika yüksek sıcaklıkta çalışan ısıtıcılarını 10 günlük periyotlara göre çalıştırmaktadırlar. Çözelti içindeki SiO_2 in artması ile birlikte Seydişehir Eti Alüminyum tesislerindeki yeni temizlik periyodunun nasıl olacağı bilinmemektedir ancak 10 günden daha uzun olacağı tahmin edilmektedir. Yeni bir asit sirkülasyon sistemi ısıtıcı kabuklarının daha sık ve daha detaylı temizlenmesini sağlayacaktır. Titanyum kabuğuna göre DSP kabuğu asit içerisinde daha çabuk çözüldüğünden ve yeni sistemdeki SiO_2 artışıyla birlikte DSP oluşumu artacağından daha çabuk kabuklanma olacak ve asit ile temizlenmesi kolay olduğundan işletme açısından çok fazla sıkıntı oluşturmayacaktır.

Buharlaştırma:

Buharlaştırmada kullanılan yüksek sıcaklık ısıtıcıların kabuk temizleme periyotları 20 gündür. En yüksek sıcaklıklı aparatlarda Florür-vanadyum kabukları oluşmaktadır. Düşük otoklav modüllü yeni sistemde Florür-vanadyum kabuk oluşumunda herhangi bir değişiklik olmayacaktır. Buna karşılık DSP kabuk oluşumu hızlanacaktır. Isı transfer ekipmanlarında hızın artması buhar ekonomisi performansını iyileştirecektir. Yüksek hız kabuk oluşumunu azaltır ve ısı transfer katsayısının negatif etkisini azaltır.

6.3. Proses Kontrol Sisteminin İyileştirilmesi

Otoklav çözünürleştirme sisteminde 1.4 modülde çalışmak için çok iyi bir proses kontrolü gerekmektedir. Seydişehir Eti Alüminyum Tesislerinde denge otoklav modülüne yakın çalışmayı imkansız hale getiren birçok proses kontrolü eksikliği vardır. Proses kontrol temeli olarak iyi denebilecek bazı özellikleri var, örneğin:

- Çok uzun dekompozisyon zamanı, kararlı bitiş sıcaklığı ve yüksek aşu miktarı zayıf çözeltinin modülünü stabil hale getirmektedir.
- Boksit seçimi ve harmanlanması sistemi temsili numune almaya uygun olup değirmenlere istikrarlı bir boksit beslenmektedir.
- Uzun desilikasyon süresi sayesinde beslenen çözelti ve boksit oranında yaşanan uyumsuzluklar giderilir. Fakat uzun desilikasyon süresi otoklav çıkışı modül kontrolü ve değirmenlerdeki boksit çözelti ayarlamasındaki zaman aralığını artırmaktadır.

Yatışkın ve stabil işletme iyi proses kontrol için en önemli parametredir. Çünkü proses içinde on-line olarak ölçülemeyen bir çok faktör vardır. İyi bir proses kontrol şu şekilde başarılır:

- On-line olarak ölçülebilen proses parametrelerinin doğru ve güvenilir bir biçimde ölçülmesi ve kontrol edilmesi gerekmektedir.
- Proseste dalgalanmaları minimize etmek için proses ekipmanlarını uzun süreli işletilmesi.

Ana proses parametrelerinin on-line olarak ölçülememesini proses ekipmanlarının uzun süreli ve güvenilir biçimde işletilmesi ile telafi edilebilir. Bu iki faktör aşağıdaki daha detaylı açıklanmıştır.

6.3.1. Otomasyon

Otoklavların düşük modülle işletilmesi için dikkat edilmesi gereken en önemli parametre, otoklavlardaki boksit, çözelti ve buhar dengesinin çok iyi ayarlanmasıdır. Aşağıda bu parametreler incelenmiştir;

- Boksit
 - Öncelikle boksitin kimyasal analizi bilinmelidir. Boksitin seçilmesi ve harmanlanmasının çok iyi olması gerekmektedir.
 - Boksit besleme miktarını iyi ayarlamak için kantarların iyi ölçüm yapması ve sıklıkla kalibre edilmesi gerekmektedir.
 - Boksit kimyasal analizi alınabilir alümina ve kostik kayıplarını içerir şekilde verilmelidir. TAA (Toplam Alınabilir Alümina) diğer fabrikalar tarafından kimyasal analiz ve çözünürleştirmedeki yer değiştirme bilinmezlerini giderdiği için uzun süredir kullanılmaktadır.
- Çözelti
 - Ana çözelti akımlarının kimyasal analizleri her noktada bilinmeli ve kontrol edilmelidir. Alümina ve kostik konsantrasyonlarındaki değişimler diğer fabrikaların da problemidir. Proses sürekli devir daim eden proses olduğu için, nereden başlanması, yada hangi noktanın diğerinden önemli olduğuna karar verebilmek çok zordur. En iyi yöntem ise her noktanın eşit şekilde önemli olduğunu düşünmektir. Kontrol noktaları şöyledir:
 - Otoklavlar çıkışının birinci yıkayıcı üst akımı ile seyreltildiği nokta (seyreltme tankı). Çöktürücü besleme kostik konsantrasyonunun yıkayıcı üst akımının kostik konsantrasyon ve debi ölçümü ile sıkı bir şekilde kontrol edilmesi. Çamur yıkama su miktarı ikinci önemdedir. Bu nokta tikiner kostik konsantrasyon ölçümü için seçilmiştir.
 - Hidrat yıkama suyu
 - Buharlaştırma bölümü. Buharlaştırılan su miktarı buhar ve çözelti miktarının fonksiyonudur. Kazan dairesi ve otoklavlar flaş buhar miktarı ölçülmeli ve kontrol edilmelidir.
 - Taze kostik eklenmesi

Yukarıda verilen çözelti çevriminin her bir noktasında, ana çözelti akımının kostik konsantrasyonunun kontrolü için otomasyon gereklidir. Online kostik ve alümina ölçümü geri besleme (feed back) kontrol için kullanılmaktadır. Seydişehir Eti

Alüminyum tesisleri için online ölçüm cihazı çok pahalı ve bakımı zor bir cihazdır. Ama yukarıda anlatılan durumlar için bu cihazın yerini hiçbir şey alamaz.

Ölçüm şu şekilde gerçekleştirilir; sıvı numuneler 2 saatte bir alınır ve 1 saat sonra sonucu çıkar dolayısıyla zaman farkı 1 saattir. Bu şartlarda ki tüm alümina fabrikalarında ölçüm aynı şekilde yapılır. Ana çözeltinin kostik konsantrasyonunu etkilediği çözelti debilerinin dikkatli bir şekilde ölçülmesi ve kontrol edilmesi gerekmektedir. Bunun amacı numune sonuçları arasında ana prosesi etkileyen diğer akımları kontrol ederek her adımında yatışkın bir kostik konsantrasyonu sağlamaktır. Çıkan numune sonuçları ile birlikte ince ayar yapılır. Çoğu feed back kontrol yapan online cihazların kontrolü aynı şekildedir.

- Dekompozörlerde yüksek aşı hidratı, kararlı bir sıcaklık profili ve uzun hidroliz süresi genel prosesin daha yatışkın ve zayıf çözeltinin modülünün yavaş değişmesini sağlamaktadır.
- Boksit öğütme de kullanılan debi cihazı. Debi ölçümü iyi bir boksit beslemesi için önemlidir.
- Otoklavlara buhar verilmesi

Otoklav denge modülü, kostik konsantrasyonu, alümina konsantrasyonu ve sıcaklık olmak üzere 3 parametreye bağlıdır. Sıcaklığın önemi ise diğerlerinden az değildir. Çözünürleştirmede denge otoklav modülüne yaklaşıırken, hedef sıcaklıktan düşük değerlerde boksit ve kostik kayıpları yaşanır ve çöktürücüde bazı problemler meydana gelebilir. Hedeften daha yüksek sıcaklık ise enerji kaybıdır.

Otoklav sıcaklık kontrolü için minimum otomasyon cihazları, buhar debi ölçümü ve otoklavlara buhar girişinin manuel veya otomatik kontrolüdür. Bir ve ikinci otoklavlara buhar girişi vanaların manuel ayarlanması ile olabilir fakat toplam buhar akımı ölçülüp kontrol edilmelidir.

5.4. Fabrikanın Yatışkın Halde İşletilmesi

Muhakkak ki, işletmenin devamlılığı için boksit, buhar, elektrik, doğalgaz, kömür ve bakım malzemelerini sağlamak birincil gerekliliktir. Buradaki en önemli faktör fabrikanın yatışkın bir şekilde işletilememesi, bu yüzden de düşük spesifik enerji elde edilememektedir.

Bu bölümde bahsedilen işletmenin sürekli kapasitesinin değiştirilmesidir. İşletme her durdurulup çalıştırıldığında, her zaman verim kaybı ve proses kontrol kaybı

olmaktadır. Bu durum özellikle enerjinin büyük bir kısmının tüketildiği ve düşük modülün kontrol edildiği otoklavlar bölümü için geçerlidir.

Bir çözünürleştirme ünitesi, borulu ısıtıcı bataryası, otoklav bataryası ve flaş tank bataryalarından ibarettir. Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinde çözünürleştirme bölümünde bu bataryalar birbirine bağlıdır. Her tip bataryanın farklı işletim zamanları vardır; Örneğin: Pulp ısıtıcıları 500 ile 600 saat arası çalışır sonra kimyasal temizlik ve bakım için devreden çıkarılır. Aslında, diğer fabrikalara göre bu durum gayet iyi bir performans vermektedir. Otoklavlara girmeden önce bir ısıtıcı demetinden diğerine geçerken son ısıtıcı sıcaklığında herhangi bir dalgalanma durumundan kaçınmak gerekmektedir.

Otoklavların çalışma süreleri 1800 saat olup Flaş tanklarında ise 600 saattir.

Otoklav bataryasının içinde bulunan ekipmanların değişik çalışma periyotları ve bataryalar arası geçişler çok büyük oranda proses kontrol kaybına yol açmaktadır.

Çözünürleştirme dizaynı için iki yaklaşım vardır. Birinci yaklaşım; herhangi bir durdurmaya gerek kalmayacak şekilde batarya içinde her ekipmanın yedeği örneğin ısıtıcıları, otoklavları, flaş tankları, pompaları olan ve herhangi birini durdurmaaktır. Bu şekilde buhar verilen otoklavlar 2200 saatte diğer otoklavlar ise 4400 saate kadar çalışabilir. Flaş tanklar 1 yıl da bir devreden çıkarılırlar. Sık olmayan otoklav değiştirmeleri çok dikkatli olarak prosesi etkilemeyecek şekilde değiştirilir. Pompa ve ısıtıcı grupları daha sık değiştirilirler fakat bu durum genel prosesi etkilemez.

Çözünürleştirme dizaynı için bir diğer yaklaşımda batarya içinde herhangi bir yedek ünite bulundurmayıp 3 ve 4 bataryalık bir proses için 1 batarya yedek bulundurulur. İşletme sırasında potansiyel duruşlara ve işletme problemlerini neden olan herhangi bir ekipman değişimi söz konusu değildir. Bu tip dizayn ile çözünürleştirme ünitesi 2200 saat çalışabilir. Seydişehir Eti Alüminyum tesislerindeki dizayn ikinci tip dizayna benzemektedir.

- *Pulp Isıtıcı Bataryası*

Piston lastik parçalarını yakalamak için pistonlu pompa çıkışlarına elek konabilir. Bu sayede ısıtıcıların tıkanmasından kaynaklı büyük problemler ortadan kalkabilir.

Tüm ısıtıcı borularının çapı 38 mm olarak değiştirilmelidir. Bu değer alümina endüstrisi için bir standarttır. 32 mm lik borular tıkanmalara karşı çok küçük olacaktır ve mekanik temizleme küçük borular için çok zor olacaktır.

Bir asit sirkülasyon sistemi kurulmalıdır. Bu sayede ısıtıcılar çok hızlı ve verimli temizleneceklerdir. Isıtıcıları mekanik temizleme ve bakım için devreden çıkarılması daha az olacaktır.

Isıtıcılara kendi kabuğunu temizleyen açılı blok vana takılması gerekir. Bu tip vanalar genel olarak alümina endüstrisinde kabuk tutan bölgeler için geliştirilmiştir. Bu vanalar defalarca sorunsuz bir şekilde açılıp kapatılabilirler. Bu tip yerler için diğer vanalar tam sızdırmazlık sağlayamazlar ve çözünürleştirme bataryasının devreden çıkmasına neden olabilir.

Yukarıda bahsedilen maddelerle birlikte ısıtıcı bataryası herhangi bir büyük bakıma gerek kalmadan uzun süre işletilebilir.

- *Otoklav Bataryası*

Bir seride 10 tane otoklav vardır. İlk 2 tanesi pulpu ısıtmak için 38 kg/cm^2 basınçla kazan dairesinden gelen taze buharın girdiği ısıtıcı otoklavdır. Serideki ilk 4 otoklav 1800 saatte bir bakım için devreden çıkarılır. Kalan diğer otoklavlar (5 ten 10 a kadar) batarya devreden çıktıkça devreden çıkar ve 2 yıl işletmeden sonra kabuk temizlemeye verilir. Temizleme ve bakımda şunlar yapılır:

- Çanak ve boru hatları kabuk temizliği
- Buharın girdiği karbüratör nozul plakası tıkanıdığı ve aşındığı için değiştirilir.

Genelde 2300 saate kadar işletilen bataryanın temizliği çok zor değildir. Daha uzun süreli işletmelerde ise içerideki sifon borularındaki kabuklar çok kalınlaşacak ve mekanik temizliği çok daha zor olacaktır.

Aşağıda verilen tavsiyeler kabuklanma problemlerinin azalmasını ve bataryanın 2400 saate kadar çalışmasını sağlayacaktır.

- Sifon çıkış borusunun yerini otoklavın tabanına yakın olacak ve çıkışı teğet geçecek yönde değiştirmek. Bu şekilde durağan pulpun kabuk yapma olasılığı minimize edilmiş olur.
- Buharın girdiği karbüratör nozul plakasını, merkezden $2/3$ yarıçapında teğetsel bir şekilde dikey konuma çevrilmelidir. Dikey pozisyon buhar beslemesi kesildiğinde boksit ve kabuk parçalarının çökmesini azaltır. Teğetsel pozisyon ise pulpun otoklav tabanında dairesel akışı sağlayarak tabanda birikenlerin çıkış sifon borusuna doğru gitmesini sağlar.
- Buharın girdiği karbüratörün üzerindeki delik sayısı azaltılmalı ve deliklerin alanını artırılmalı. Bu durumda 25 tane 10 mm'lik delikler yerine 1. Otoklav için 15 tane 20 mm'lik delik 2. Otoklav için 10 tane 20 mm'lik delik yeterli

olacaktır. Bu şekilde buharın ovalama hızı ile aşındırıcılığı ve deliklerin tıkanması azalacaktır.

Tüm bu tavsiyeler otoklavların tabanında oluşabilecek kabuklanmaların azaltılması ve karbüratör nozul plakasının uzun süre kullanımı içindir.

Daha uzun çalışma periyotları (100 günden fazla) için sifon borularında oluşan titan kabuklarını temizlemek için sistemler geliştirilmelidir. Diğer fabrikalarda başarı ile uygulanan bir yöntem, kabukların alev ile yapısının bozulup parçalanmasını sağlamaktır. Bu yöntem daha çok desilikasyon kabukları içindir. Bu metod, içinde titan kabuğu olan başka bir boruda denenebilir. Eğer yöntem başarılı olursa otoklavda da denenebilir. Alev titan kabuklarını parçalamayabilir fakat belki kabukları zayıflatıp mekanik olarak temizlenmesine yardımcı olabilir.

- *Flaş Tank Bataryası*

Flaş tank çalışma süreleri 600 saat civarındadır. Çoğu alümina fabrikasının çalışma süresi yaklaşık 1 yıldır. Seydişehir Eti Alüminyum tesislerindeki en önemli problem flaş tanklar üzerindeki iğneli vanaların aşınmasıdır, ve en çok aşınmada vananın üst akım kısmındaki “T” şeklindeki parçadır. Diğer problem ise ekipmanın kabuk giderme işleminin yapılma zorunluluğudur. Aşağıdaki tavsiyeler 2400 saatlik işletmeye ulaşmak için verilmiştir:

➤ İğneli vanaların aşınma oranı: Bu problem bataryanın işletme saatini kontrol eder. Yüksek basınçlı flaş tanklarda pulp akışını kontrol etmek gerekli olan basınç farkı özellikle son otoklav ve ilk flaş tank arasında bulunan iğneli vana üzerindedir. İğneli basınç vanasından sonra “kısmı orifisi” montajı tavsiye edilir.

Bir çok kısmı orifisi iğneli vananın çıkışına konur. Ringler aşınmadan kaçınmak için vanadan biraz aşağıya konmalıdır. Aşınmadan korumak için Ring destekleri konumlandırılır. Ringleri değiştirmek için giriş yeri iğneli vananın destekleri arasından olur. İç flaş boru desteğinin iğneli vana flanşı yerine dıştaki flaş boru flanşına bağlanarak asılması gerekir.

Alternatif olarak, flanş borusunun sonuna kısmı flanş tipi orifis yerleştirilir. Değişim için giriş flaş tankının içinde olabilir.

Kısmı orifisi modifikasyonu tüm 4 tane flaş tank için geçerlidir. Dahası, yüksek basınçlı ilk iki flanş tank üzerinde olan iğneli vana bırakılır ve düşük basınçlı son iki vana iptal edilebilir. Her bir orifisin dizayn ve boyutlandırılması hesaplama gerektirir.

Uygun şekilde boyutlandırılmış orifis, iğneli vananın ömrünü artıracaktır. Eğer iğneli vanaların ömrü 2400 saati geçmezse, o zaman iğneli vanaların yatak ve disklerini silisyum ve titanyum karbür gibi sert malzemeden yapılabilir.

- İğneli vana üst akımında bulunan “T”nin aşınma oranı: Aşınma oranı pulp hızının düşürülmesi ile uzatılabilir. “T”nin hızlı bir şekilde aşınması iğneli vananın kullanılmadığı zamanlarda olduğu düşünülüyor. Yüksek basınçlı flaş tanklarda iğneli vana ve düşük basınçlı flaş tanklarda kısma orifisi kullanılması “T”nin kullanım süresini 2400 saatin üzerine çıkaracaktır. T bağlantısı, ölü noktanın yüksekliğinin 2 boru çapı kadar artırılması gerekmektedir. Eğer “T”nin kullanım süresi bu yapılanlarla 2400 saati geçmedi ise son olarak “T” büyütülür.

- Ekipman kabuk problemi: Flaş tanklarının iç yapısının küçük olmasından dolayı temizlik ve bakım sırasında çok büyük sıkıntılara yol açmaktadır. Aşağıdaki değişiklikler önerilmektedir.

Flaş tank sonunda yer alan elek plakasını kaldırılmalı.

Flaş borusunu üstten 2 metre olacak şekilde kısaltılmalı

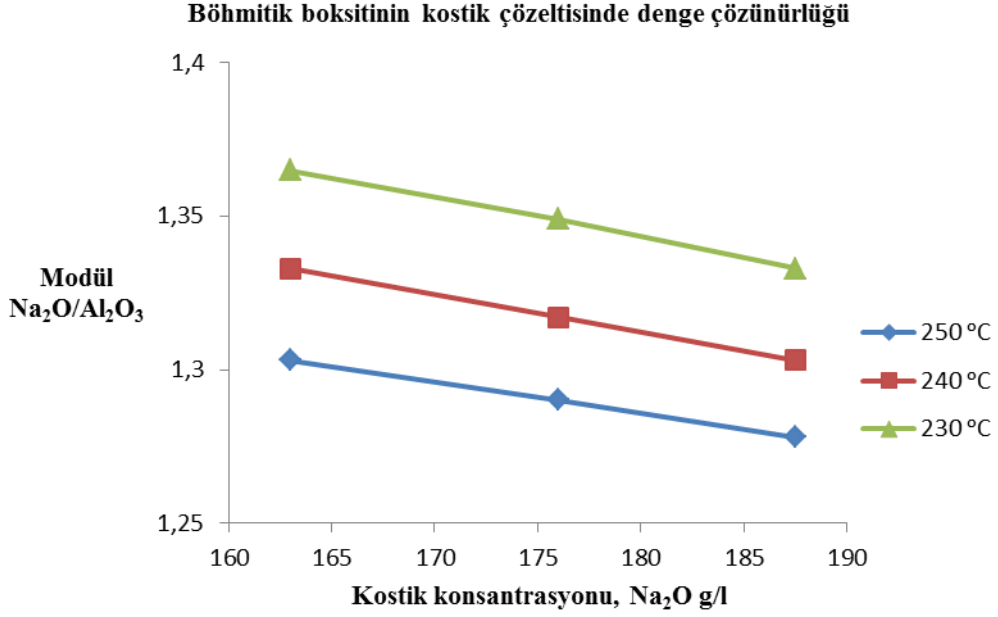
Flaş buhar kontaminasyon eleğini kaldırılmalı

Düşük basınçlı flaş tankların tabanında yer alan aşınma plakaları eğer işe yaramıyorsa kaldırılabilir.

Öneriler ile birlikte, flaş tankların işletme süresi artırılabilecektir. Eğer istenilen işletme zamanına ulaşamazsa o zaman iğneli vananın diski ve oturduğu yatak sert metalden yaptırılabilir.

6.5. Böhmite Denge Çözünürlüğü

Şekil 6.2 laboratuvar deney verilerine göre Seydişehir Eti Alüminyum çözeltisindeki böhmite denge çözünürlük grafiğidir. Bu grafikteki verilere maksimum izin verilen otoklav modülü tavsiye edilmiştir. Bazı fabrikalar denge otoklav modülünü kullanmazlar, onun yerine işletme boksitinin işletme çözeltisi ile çözülüp elde edilebilecek maksimum alümina konsantrasyonu belirlenir. Pratik maksimum alümina konsantrasyonu ile denge modül yaklaşımı aynı sonuçlar verir fakat uygulamada denge modülüne göre laboratuvar metodu uzun zaman aldığından elverişsizdir.



Şekil 6.2. Seydişehir Eti Alüminyum böhmitik boksitinin fabrika çözeltisinde farklı çözünürleştirme sıcaklıklarında çözünürlüğü

Toplam proses kontrolü sadece burada bahsedilen faktörlerle değil, başka birçok faktör ile sağlanır. Özet olarak, buharlaştırma ve çözünürleştirme bölümlerine tavsiye edilen otomasyon ve işletmenin devamlılığı proses kontrolünü ciddi biçimde iyileştirecektir. Bu bölümde bahsedilen otomasyonu etkileyen faktörler genel olarak otoklavlarda 1.4 modül ile kararlı çalışma için gereklidir.

6.6. Prosesin Optimizasyonu

Önceki bölümde otoklavlarda düşük modüllü çalışmanın faydaları üzerinde durulmuştu. Sonuç olarak fabrika 1.50 modülde bu haliyle çalışabilir, 1.40 modülde ise tavsiye edilen proses kontrol iyileştirmeleri sağlandıktan sonra yapılabileceği öngörüldü. Bu bölümde ise kırmızı çamur yıkama ve buharlaştırma bölümleri enerji optimizasyonları açısından ele alınacaktır.

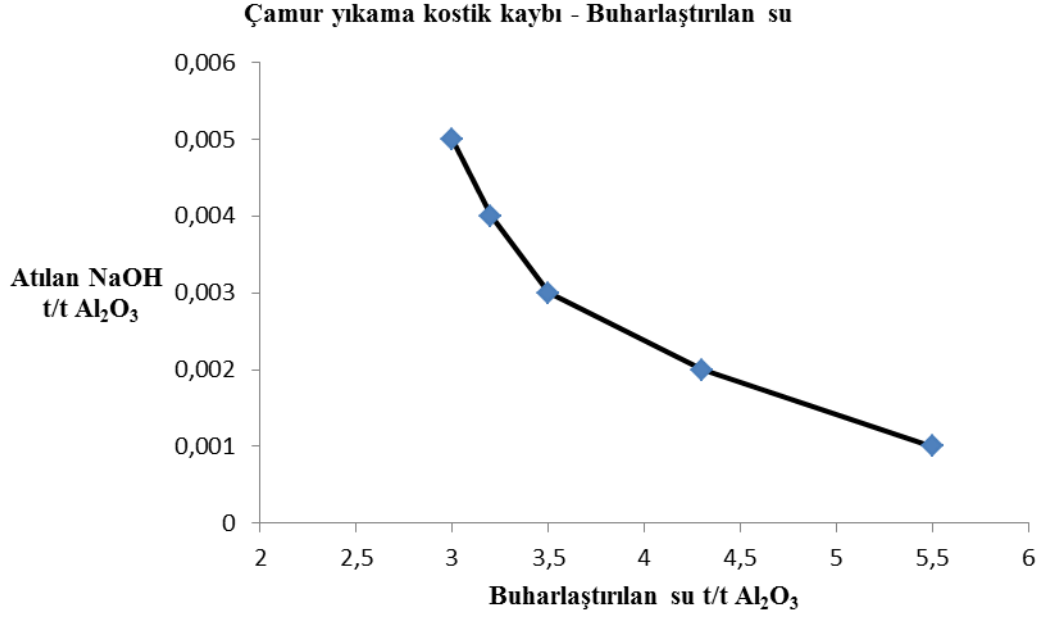
6.6.1. Buharlaştırma

Bu çalışmada bahsedilecek diğer bölüm buharlaştırma bölümüdür. Buharlaştırmanın amacı sadece su buharlaştırarak prosesin su dengesini sağlamak değil, aynı zamanda prosesin ihtiyacı olan dar aralıkta kostik konsantrasyonu elde etmektir.

Daha öncede bahsedildiği gibi, buharlaştırma miktarını kontrol etmek için buhar ve çözelti debisinin kontrol edilmesi gerekir. Diğer bir faktör ise ekipmanların kararlı olarak çalıştırılmasıdır.

Günümüzün kostik ve enerji fiyatlarına göre, Seydişehir Eti Alüminyum proses dizayn parametreleri çok aşırıdır. Buharlaştırma bölümünden sonra elde edilen kuvvetli çözeltide yüksek kostik konsantrasyonu boksitin çözünürleştirilmesi için gerekli değildir. Ayrıca düşük modül seviyelerinde, otoklavlara beslenen pulpun veya çözelti debisinin beslenmesinde herhangi bir sıkıntısı olmayacaktır. Buharlaştırma, sadece prosese eklenen suyun giderilmesi ve otoklavlara beslenen çözeltinin kostik konsantrasyonunun ayarlanması için gereklidir. Prosese eklenen çoğu su kırmızı çamur içerisindeki kostiğin yıkanması ve geri kazanılması için verilen sudur. Buharlaştırma bölümünün ekonomisi, kırmızı çamurla kaybedilen kostik ve kırmızı çamuru yıkamak için gerekli suyun buharlaştırılması için gerekli buhar miktarı ile belirlenir.

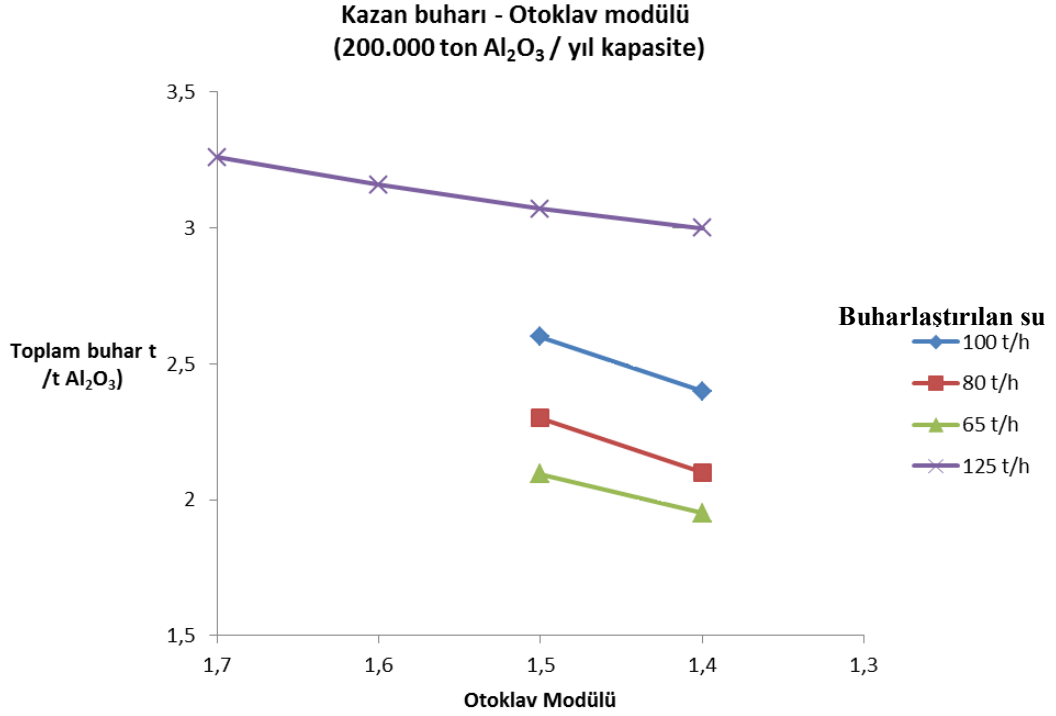
Şekil 6.3'de kostik kaybına karşı buharlaştırma miktarı grafiği verilmiştir. Hesaplamalarda 6 kademe yıkama devresi, % 90 yıkama verimi, yıkayıcılarda S/K oranı 3.0 ve barajda S/K oranı 1.5 olarak verilmiştir. Bu grafik çiziminde farklı otoklav modülleri ve otoklavlarda 2 veya 3'lü geri kazanım ısıtıcılarının kullanılması gibi değişik senaryolar üzerinde durulmuştur. Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinde buharlaştırma oranı 5.5 ton su/ton Al_2O_3 'tür. Buharlaştırma oranını 3 ton su/ton Al_2O_3 düşürülmesi kırmızı çamurla atılacak kostik miktarını 0.001 ton NaOH/ton Al_2O_3 'ten 0.005 ton NaOH/ton Al_2O_3 'e yükseltecektir. Görüldüğü gibi kostik kaybı miktarındaki çok az bir yükselişe karşı buharlaştırılan su miktarında çok ciddi bir azalış olmuştur.



Şekil 6.3. Kırmızı çamur yıkamasından sonra atılan kostik ile buharlaştırılan yıkama su miktarı

6.6.2. Çözünürleştirme ve buharlaştırma bölümlerinin optimizasyonu

Şekil 6.4 toplam kazan buharının değişik buharlaştırma oranlarında otoklav modülüne göre değişimini göstermektedir. Seydişehir Eti Alüminyum dizayn parametreleri 200.000 ton/yıl alümina üretimi için otoklavlarda 1.7 modül ve 125 ton/saat buharlaştırılan kondensat olarak verilmiştir. Sonuç olarak, düşük buharlaştırma oranı ve düşük otoklav modülünde, buhar tüketiminde önemli bir azalma görülmektedir.



Şekil 6.4. Kazan buhar tüketiminin farklı otoklav modülüne ve buharlaştırma miktarına göre değişimi

Gerçek proses optimizasyonu ile buharlaştırma oranı değeri Şekil 6.4’de verilen değerden daha aşağı olabilir fakat fabrikanın pratik bazı kısıtlamaları buna izin vermeyebilir:

- 2 ton kondensat / ton Alümina için, kazan dairesinden gelen buhar etkisizdir ve buharlaştırmanın çalışması tamamen otoklavlardan gelen buhara bağlı olabilir. Çok yüksek seviye proses kontrolü ve ekipman güvenilirliği olmadan bu çok gerçekçi olmayabilir. Buharlaştırmaya giden otoklav flaş buharı buharlaştırmanın toplam kullandığı buharın % 65 ini geçmemelidir. Proses kontrolünün iyi yapılmış olduğu işletmelerde, flaş buharının oranı buharlaştırma oranının azaltılması ile artırılabilir.
- Düşük seyreltme oranlarında (düşük buharlaştırma oranı), kırmızı çamur yıkama devresini kontrol etmek zorlaşır. Kırmızı çamur miktarı aynı kalırken yıkayıcı üst akımları azalır ve iki akımı dengelemek çok önemli hale gelir.
- Buharlaştırma ünitesi 75 ton kondensat/saat su buharlaştırmaya göre dizayn edilmiştir. İşletme oranını düşürmek için modifikasyonlar yapılabilir fakat dizaynın % 60 altına düşürmek pratik olmayabilir.

6.7. Toplam Proses Performansı

Şu ana kadar sadece kazan buharı ve yıkayıcı kostik kayıpları düşünüldü. 1.4 otoklav modülünde boksitten alınabilecek alümina oranı 99.5'ten 98.5'e düşmektedir. Bu düşüş aynı zamanda çöktürücülerde otokristalizasyonu artırıp çamurdaki alümina kayıpları artmaktadır. Bu farklılıklar boksit tüketim katsayılarını az bir biçimde artırmaktadır. Sonuç olarak kostik tüketimi de artmaktadır ve diğer kayıplarla birlikte 0.011 ton NaOH/ton Al₂O₃ olmaktadır. En önemli kostik kaybı boksit içindeki silisten kaynaklanmaktadır. Çizelge 6.2 ve 6.3 madde balansında kullanılan boksit analizleri ve varsayımları göstermektedir. Çizelge 6.4 ise fabrikanın orijinal dizaynına göre düşük modül ve düşük buharlaştırma şartlarında tüketimlerin ve maliyetlerin karşılaştırılması göstermektedir.

Çizelge 6.2. Madde balansı için analizler ve varsayımlar

Boksit Kimyasal Analizleri	Yüzde
Toplam Kimyasal Alümina (TKA)	58.8
Toplam Silis (TS)	7.43
Quartz Silis (QS)	0.42
Fe ₂ O ₃	17.57
TiO ₂	2.49
LOI ve Diğerleri	13.71
Toplam Alınabilir Alümina(TAA)	51.35

Çizelge 6.3. Bilgisayar hesaplarında kullanılan boksit mineral içerik analizi

Boksit Minerolojik Analizleri	Toplam	Al ₂ O ₃	SiO ₂
Böhmit (Al ₂ O ₃ .H ₂ O)	60.43	51.35	-
Reaktif Silis	15.06	5.95	7.01
Quartz Silis	0.42	-	0.42
Fe ₂ O ₃	17.57	-	-
TiO ₂	2.49	-	-
LOI ve Diğerleri	4.03	1.50	-
Toplam	100	58.80	7.43

Çizelge 6.4. Düşük modül-Düşük buharlaştırma dizaynına göre tüketimlerin karşılaştırılması

Modül	Buharlaştırma	Boksit	Otoklav buharı	Buharlaştırma buharı	NaOH
	t/h	t/t Al ₂ O ₃	t/t Al ₂ O ₃ 38 kg/m ²	t/t Al ₂ O ₃ 8 kg/m ²	t/t Al ₂ O ₃
1.69	124.7	1.982	1.742	1.518	0.1409
1.50	65.0	2.014	1.695	0.40	0.1464
1.40	65.0	2.029	1.500	0.45	0.1488

Değinilmesi gereken bir diğer durum ise laboratuvar çamur okturme testlerinde okme hızının 4 mt/sa'in üzerinde çıkması 200.000 ton/yıl kapasitede çalışılsa bile tek tikiner çalışılmasında problem olmayacağına işarettir. Eğer Seydişehir Eti Alüminyum tesislerinde bu okme hızları yakalanamazsa o zaman flokulant kullanımını araştırmak gerekecektir. Tek okturc kullanılması ile beraber boştaki okturc yıkama devresinde ekstra bir yıkayıcı olarak kullanılabilir. Böylece son yıkayıcıdan baraja giden kostik kaybı % 40 azaltılabilir. Tek okturc çalışılmasının bir diğer faydası ise daha az yüzey alanı olacağından ısı kayıplarının azalmasıdır. Ayrıca okturcde kalma süresi kısılacığından otokristalizasyon kayıpları ile alümina kayıpları azalacaktır.

6.8. Optimizasyon alışmasının Pratik Yönden Değerlendirilmesi

Fabrika dizayn kapasitesinin istenilen üretim miktarının çok üzerinde olması durumunda işletmenin devamlılığını sağlamanın pek bir önemi kalmamaktadır. Yatışkın olmayan işletmenin bedeli yüksek enerji tüketimidir. Yatışkın olarak işletilemeyen bir fabrikanın özellikle enerji tüketimi açısından dizayn performans değerleri anlaşılamayacaktır. Proses parametreleri kontrol edilemeyen bir işletme her zaman verimsiz olacaktır.

- *oznrleştirme*

Seydişehir Eti Alüminyum Tesisleri 1.4 otoklav modülünde çalışması önerilmektedir. Dahası eğer proses kontrolü iyileştirilirse 1.35 otoklav modülü ile çalışılması tavsiye edilir. Stabil alışma ve proses kontrolü için gerekli olan enstrüman ve modifikasyonlar tavsiye edilmiştir. Prosesin gerçek potansiyelini yakalamak için gerekli olan proses iyileştirme ve stabil çalışma şartlarının yapılması gerekmektedir. Bu hedefi yakalamak sadece enstrüman veya ekipmanların değişmesi değil aynı zamanda prosedürlerin de değişmesini gerektirir.

Fabrika 200.000 ton/yıl Alümina üretmek için  otoklav bataryası olarak kurulmuş olup, 1.4 modül ve düşük buharlaştırma oranlarında çalışılırsa iki otoklav bataryası ile yaklaşık 161.000 ton/yıl üretim yapılabilecektir. Eğer yıllık olarak % 90 gibi işletme faktörü kabul edilirse alümina üretimi 145.000 ton/yıl olarak kalacaktır. Yani 130.000 ton/yıl üretim gerekli ise, 2 batarya zamanın $\frac{3}{4}$ 'n beraber çalışacak ve $\frac{1}{4}$ 'n tek bataryanın çalışması yeterli olacaktır. Bu tip çalışma ile proses kontrolü açısından tikinerlerde ve yıkayıcılarda, dekompozrlerde ve buharlaştırmada debinin 2 katına çıkması gibi dalgalanmalara neden olacaktır.

Alternatif çalışma sistemi olarak ise 2 otoklavın sürekli 70 m³/sa debi yerine 63 m³/sa debi ile çalışılması düşünülebilir. Bu sayede 130.000 ton/yıl üretim yapılabilir ve hatta 58 m³/sa ile en düşük üretim olan 120.000 ton/yıl alümina üretimi herhangi bir proses kontrolü olumsuzluğu yaşamadan her gün aynı debi ile çalışmış olur.

Diğer bir açıdan 1 veya 2 otoklav bataryası ile çalışmak buharlaştırma açısından da zor bir çalışma sistemi olacaktır. Eğer 2 otoklav çalışırsa 55 ton/sa su buharlaştırması gerekecek ve 1 bataryaya düştüğünde 28 ton/sa su buharlaştıracak ve bu şekilde düşük kapasite de çalışmak çok gerçekçi değildir. Ama 2 otoklav düşük debi ile çalışırsa o zaman 50 ton/h sürekli su buharlaştırması gerekecek ve daha iyi bir çalışma düzeni yakalanmış olacaktır.

- Buharlaştırma

Buharlaştırma miktarının 5 ton/t Al₂O₃'ten 3 ton/t Al₂O₃'e düşürülmesi için tavsiyeler verilmiştir.

Buharlaştırma oranındaki düşüşü yakalamak için buharlaştırmanın biraz daha modifikasyona ihtiyacı olacaktır.

- Buharlaştırma ünitesi 75 ton/h kapasite su buharlaştırmak için dizayn edilmiştir. 200.000 ton/ yıl alümina ve 3 ton kondensat / t Al₂O₃ için % 90 işletme faktörü ile birlikte yaklaşık 76 ton/saat su buharlaştırmak gerekmektedir. Halbuki, 130.000 ton/yıl alümina üretimi için buharlaştırılacak su miktarı 50 t/saat olacaktır. Kapasitenin bu kadar düşürülüp sistemin nasıl çalışacağı gerçekçi değildir. Düşük kapasiteli çalışma için 2, 3 ve 4'üncü aparatlarda boruları körleyerek veya borulu ısıtıcıları by-pass ederek ısı transfer yüzey alanı azaltılmış olacaktır.
- Buharlaştırma ünitesi atmosferik kaynama sıcaklığında 250 g/l Na₂O kostik konsantrasyonu üretecek şekilde dizayn edilmiştir. Diğer yandan, spesifik buharlaştırma oranını düşürüp aynı dekompozör kostik konsantrasyonu ile çalışılırsa otoklavlara gelen kostik konsantrasyonu düşecektir. Buharlaştırma bölümünü düşük kostik konsantrasyonunda çalıştırmak, kuvvetli çözelti içindeki hissedilir ısının artması nedeni ile buhar ekonomisi düşecektir. Buharlaştırma bölümünü, dizayn kostik konsantrasyonuna yakın çalıştırmak gerekir ve daha sonra otoklavlar için gerekli olan düşük kostik konsantrasyonunu elde etmek için buharlaştırma çıkışı kuvvetli çözeltiye buharlaştırma girişi zayıf çözelti karıştırılarak ayarlanabilir. By pass işlemi için yaklaşık toplam zayıf çözeltinin % 20'si kadar zayıf çözeltiyi kontrol edebilecek bir debi ve vana dizayn edilebilir.

Çözünürleştirme bölümüne giden çözeltili atmosferik kaynama sıcaklığından düşük olacağı için otoklavlara hissedilir ısı yükü getirecektir. Fakat buharlaştırma ve otoklavlar arası hissedilir ısı kaybı az olacaktır.



7. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

7.1. Sonuçlar

Boksit karakterizasyon çalışması otoklavın düşük modül ile çalışmasının fizibil olduğunu göstermiştir. Otoklavın düşük modül ile çalışması herhangi bir üretim kaybı olmadan otoklava beslenen pulp besleme hızının azalmasını sağlar. Otoklavlara beslenen pulp debisinin azalması kazan dairesinden kullanılan buhar tüketiminin ciddi bir biçimde azalmasıyla sonuçlanır fakat diğer taraftan buharlaştırmada kullanılan düşük basınçlı buhar miktarında artış olur. Düşük modülle çalışma, 200.000 ton/yıl kapasiteli alümina üretiminde yaklaşık 461.000 \$ lik enerji tasarrufu sağlar.

Otoklav modülünün daha da düşürülmesi enerji tasarrufunun 812.000 \$ çıkarabilir. Bu yüksek enerji tasarrufunun sağlanması prosesin çok iyi kontrol edilmesine bağlıdır. Enerji tasarrufundaki iyileştirmeyi başarmak için otomasyon ve ekipman modifikasyonları üzerine tavsiyeler aşağıda verilmiştir.

- Otoklav modülünü düşürmenin tahmin edilen en olumsuz etkisi, ısıtıcı eşanjörlerinde boru yüzeylerindeki kabuklanmanın artmasıdır. Beklenen olumlu etkisi ise ürün olan alüminadaki demir oranının önemli ölçüde düşmesidir.
- Kırmızı çamurdaki kostiğin yıkanması için prosese eklenen buharlaştırılması gereken suyun enerji kullanımının optimize edilmesi için ısı balansı incelenmiştir. İncelemelerde görülmüştür ki Eti Alüminyumda çamur yıkamada kullanılan su miktarı çok fazladır. Otoklav modülü düşürülmüş ve çamur yıkama suyu azaltılmış işletme şartları için çeşitli ısı ve madde balansı yapılmış ve yapılacak enerji tasarrufu ortaya konulmuştur. Çıkan sonuç ise çok önemlidir. Örneğin, buharlaştırmının dizayn değerinin 3 te 2 sine ve otoklav modülünün 1.4 e düşürülmesi 130.000 ton/yıl kapasiteli bir fabrika için yaklaşık tasarruf miktarı 2.150.000 \$ civarında olacaktır. Çamur yıkama suyunun azaltılmasının olumsuz yönü ise çamur sıvı fazındaki kostik oranının artmasıdır. Çamurla atılan kostiğin maliyeti ise yaklaşık 30.000 \$ veya enerji kazanımının % 2 si kadardır.
- Otoklavdan çıkan çamurun laboratuvarında çökme hızları deney sonuçları incelenmiş olup sonuçlara göre 200.000 ton/yıl kapasite de bile bir tane kırmızı çamur çöktürücüsü yeterli olmaktadır. Çamur çöktürmek için kullanılmayan diğer tikiner ise kırmızı çamur yıkama için kullanılabilir. Bir kademe daha yıkama baraja çamurla birlikte atılan kostik miktarını % 40 oranında azaltacaktır. Yıkama devresi tikinerlerinin temizlik ve bakım giderlerinde ilk kademenin yüksek kostik

konsantrasyonunda olmasından dolayı daha fazla temizlik gerekeceğinden toplamda herhangi bir kazanç olamayacaktır. Ayrıca tek çöktürücü çalışmak ısı kaybını ve otokristalizasyonu az miktarda azaltacaktır. Eğer tek çöktürücü işletmesi pratikte yapılamazsa çöktürmede flokulant üzerinde çalışılabilir.

7.2. Öneriler

- Herhangi diğer değişikliklere gerek kalmadan otoklav modülü 1.4 düşürülmelidir.
- Otoklavların 1.35 modül ile işletilebilmesi için proses kontrolünün iyileştirilmesi gerekmektedir.
 - Değirmenler için boksit besleme kantarı
 - Değirmenler için çözelti ve boksit miktarını ayarlamak için debi cihazı
 - Hidrat yıkama suyu debisi
 - Buharlaştırma
 - Her batarya çözelti girişi için debi cihazı
 - Kazan ve otoklav buharları için debi cihazı
 - Taze kostik ekleme sistemine debi cihazı
- Otoklav batarya buhar girişlerine debi cihazı
- Otoklav pulp ısıtıcılarına
 - Her bir pistonlu pompa için elek
 - Tüm borulu ısıtıcıların boruları 38 mm olmalı
 - Sirkülasyonlu asit temizleme sistemi kurulmalı
 - Her bir batarya ısıtıcıları için kendi kabuğunu kırabilen vana yerleştirilmeli
- Çözünürleştirme Otoklavları
 - İç boru sisteminin modifiye edilmesi
 - Buhar giriş sisteminin modifiye edilmesi
- Otoklav flaş tankları
 - Her bir flaş tank girişine kısma orifisi montajı
 - Giriş "T"sinin modifiye edilmesi
 - Flash tank içindeki gereksiz ekipmanların kaldırılması
- Boksit besleme kontrolünü böhmit denge modülüne göre yapılmalıdır

- Ton alümina başına buharlaştırılacak su miktarını 3 ton'a düşürülmelidir.
- Buharlaştırma ünitesinin dizayn buharlaştırma oranı altında çalıştırılması
 - Bazı aparatların boruları körlenebilir veya borulu ısıtıcılar by pass edilebilir
 - Debi kontrollü bir zayıf çözelti by-pass sisteminin kurulması gerekmektedir.



KAYNAKLAR

- Atasoy, A., 2005, An investigation on characterization and thermal analysis of the Aughinish red mud, *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 81, 375-361.
- Cundiff, W.H., 1985, Alumina- introduction and the bayer process, *SME Mineral Processing Handbook*, 1985.
- Donaldson, D.J. , 1981, Energy saving in the bayer process, *Journal of Metals* ,1981, Volume 33, 37-41
- Donaldson, D.J., 1987, Study of energy optimization for Seydişehir alumina plant, *Internal report*, 1987,1-45
- Donaldson, D.J. , 2010, Perspective on bayer process energy, *Light Metals* ,2011, San Diego, California - USA, 169-174
- Hind, A. R., Bhargava, S. K., Grocott, S. C., 1999, The surface chemistry of Bayer process solids: a review, *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 146, 359-374.
- Gan, G. Y., Wang, L.Z., 2000, Control techniques for digestion in bayer process, *Acta Metallurgica Sinica (English letters)* 2000, Vol. 13 Issue (6): 1174-1178
- Gu, S., Qi, L., Yin, Z., 2007, Energy consumption in bayer process, *Light Metals* ,2007, Orlando, Florida - USA, 55-59
- Gu, S., Wu, J., 2012, Review on the energy saving technologies applied in bayer process in China, *Alumina Quality Workshop*, 2012, Perth-Australia,379-384.
- Henrickson, H., 2010, The need for energy efficiency in bayer refining, *Light Metals* ,2010, Seattle- USA, 691-696.
- Hond, D. R., Hiralal, I., Rijkeboer, A., 2007, Alumina yield in the bayer process past, present and prospects, *Light Metals* ,2007, Orlando, Florida -USA, 37-42
- Korcsmaros, I., 1978, Computer process control of the digestion process of alumina manufacturing, Candidate's thesis, Budapest, 1978.
- Mach,T., 2012, Energy consumption in the bayer process, *Alumina Quality Workshop*, 2012, Perth-Australia,375-378
- Mylona, E., Kalamboki, T., Xenidis, A., 2008, Processing of bauxite ores In: *Tailings Management Facilities. EPP Publications.*
- Raghavan, P.K.N., Kshatriya, N. K., 2013, Bauxite digestion studies to correlate dependency of target MR with alumina extraction at high and low temperature digestion, *31st International Conference and Exhibition ICSOBA-2013*, Krasnoyarsk-Russia, 188-191
- Sidrak, Y. L., 1998, Dynamic simulation approach to digester ratio control in alumina production, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 1998, 37 (4), pp 1404–1409
- Sigmond, G., Siklosi, P., 1974, Design of bayer plants by using computers for the optimization, *AIME Light Metals*, 1974, 813-823.
- Smith, P., 2009, The processing of high silica bauxites -- Review of existing and potential processes, *Hydrometallurgy*, 98, 162-176.
- Solymar, K., Steiner, J., 1996, Energy saving by reconstruction of digestion systems, *Alumina Quality Workshop*, 1996, Darwin-Australia,437- 445
- Thomas, D. , 2010, Heat transfer in the bayer process, *Light Metals* ,2010, Seattle-USA, , 161-166
- Ünlü, O., 2009, Sanayide enerji tasarrufu çalışmalarının önemi ve buhar sistemleri ile ilgili uygulama örnekleri, http://www1.mmo.org.tr/resimler/dosya_ekler/6b045a89eb8cb8f_ek.pdf?dergi.., [Ziyaret Tarihi: 9 Ağustos 2017].

Wu, F., 2012, Aluminous Goethite in the Bayer Process and Its Impact on Alumina Recovery and Settling, Doctor of Philosophy, *Curtin University Faculty of Science and Engineering Department of Chemistry*, Australia.



ÖZGEÇMİŞ

KİŞİSEL BİLGİLER

Adı Soyadı : Bekir ÇELİKEL
Uyruğu : T.C
Doğum Yeri ve Tarihi : Kadınhanı-10.04.1982
Telefon : 05438207491
Faks : 03325823927
e-mail : bekir.celikel@etialuminyum.com

EĞİTİM

Derece	Adı, İlçe, İl	Bitirme Yılı
Lise	: Endüstri Meslek Lisesi, Ilgın, Konya	1998
Üniversite	: Hacettepe Üniversitesi, Ankara	2003
Yüksek Lisans	: Necmettin Erbakan Üniversitesi Müh. Fak. Enerji Sistemleri Müh. Böl.	2014-...
Doktora	:	

İŞ DENEYİMLERİ

Yıl	Kurum	Görevi
2005-....	Eti Alüminyum A.Ş	Üretim Mühendisi

UZMANLIK ALANI

Kristalizasyon, Filtrasyon, Kurutma, Öğütme, Sınıflandırma, Buharlaştırma, Çözünürleştirme, Enerji Optimizasyonu

YABANCI DİLLER

İngilizce

BELİRTMEK İSTEĞİNİZ DİĞER ÖZELLİKLER

- TS ISO 9001 Kalite Yönetim Sistemi Sertifikası
- TS ISO 14001 Çevre Yönetim sistemi Sertifikası
- TS 18001 OHSAS İş Güvenliği ve Sağlığı Sistemi Sertifikası
- TS ISO/IEC 27001 Bilgi Güvenliği Yönetim Sistemi Sertifikası

YAYINLAR

Yigit, A., Celikel, B., Ertugrul S., Demir, G. K., Baygul, M., Suarez E.C., 2010, Color Quality Improvement of Hyrate at ETI, *Icsoba-2010(The International Comittee for Study of Bauxite, Alumina&Aluminium)*, Zhengzhou- China.

Celikel, B., Demir, G. K., Kayacı, M. , Baygul, M., Suarez E.C., 2012, Precipitation Area Upgrade at ETI Aluminum, *TMS-2012(The Minerals, Metals &Meterials Society)*, Florida- USA.

Arslan, S., Demir, G., Celikel, B., Baygul, M., Suarez E.C., 2012, ETI Aluminum Red Mud Characterization and Processing, *TMS-2012(The Minerals, Metals &Meterials Society)*, Florida- USA, 81-85.

Stamatiou, A., Chinloy, D.R., Celikel, B., Kayaci, M., Savkilioglu, E., 2013, Hatch- ETI Aluminyum Precipitation Modeling, *TMS-2013(The Minerals, Metals &Meterials Society)*, Texas- USA, 143-146.

Arslan, S., Uçbeyiay, H., Çelikel, B., Baygül, M., Avcu, S., Demir G. K., 2015, Eti Aluminium red mud characteristics and evaluation of dewatering performance, *Bauxite Residue Valorisation and Best Practices Conference 2015*, Leuven, Belgium, 71-80

Celikel, B., Arıkan, H., Vural, S., 2016, Energy Consumption Optimization in Alumina Production, *ICSOBA (The International Comittee for Study of Bauxite, Alumina&Aluminium)*, Quebec - Canada.

SUNUMLAR

Yigit, A., Celikel, B., Ertugrul S., Demir, G. K., Baygul, M., Suarez E.C., 2010, Color Quality Improvement of Hyrate at ETI, *Icsoba-2010(The International Comittee for Study of Bauxite, Alumina&Aluminium)*, Zhengzhou- China.