

154475

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

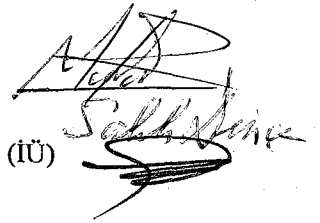
PID ve DEĞİŞKEN KAZANÇLI PID
KONTROL ALGORİTMALARIYLA
BİLGİSAYAR TABANLI pH KONTROLÜ

Kimya Müh. Onur Ömer SÖĞÜT

F.B.E. Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı
Kimya Mühendisliği Programında
Hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Savunma Tarihi : 9 Temmuz 2004
Tez Danışmanı : Yrd.Doç.Dr. Mesut AKGÜN (YTÜ)
Jüri Üyeleri : Prof.Dr. Salih DİNÇER (YTÜ)
: Prof.Dr. Mehmet Ali GÜRKAYNAK (İÜ)



İSTANBUL, 2004

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ	iii
KISALTMA LİSTESİ	iv
ŞEKİL LİSTESİ	v
ÇİZELGE LİSTESİ	vi
ÖNSÖZ.....	vii
ÖZET.....	viii
ABSTRACT	ix
1 GİRİŞ.....	1
2 PROSES KONTROLE GENEL BAKIŞ	3
2.1 Proses Kontrol Kanunları	3
2.2 Proses Kontrol Dilleri.....	3
2.3 Proses Kontrol Aşamaları	3
2.3.1 Blok Diyagramları	4
2.3.2 Transfer Fonksiyonu.....	4
2.4 Geri Beslemeli Kontrol.....	5
2.4.1 Oransal (P) Kontrol Edici	6
2.4.2 İntegral Etki (reset).....	8
2.4.3 Türevsel Etki.....	8
2.4.4 Oransal – İntegral (PI) Kontrol Edici	9
2.4.5 Oransal – İntegral – Türevsel (PID) Kontrol Edici	9
2.5 Dahili Model Kontrolü (IMC)	10
3 PH KONTROLÜNE GENEL BAKIŞ.....	12
3.1 Gerikarışmalı pH Nötralizasyon Reaktörünün Modellenmesi	13
4 DENEYSEL ÇALIŞMA.....	18
4.1 Deney Düzenegi.....	18
4.2 Deneyleler.....	21
5 SONUÇ VE TARTIŞMA	24
KAYNAKLAR.....	33
EKLER	34
Ek 1 Deney Düzeneginin Fotoğrafi.....	35
Ek 2 Visual Basic ile Yazılan Program Satırları	36
Ek 3 Visual Basic ile Hazırlanan Programın Çalışırken Görüntüleri	44
Ek 4 Borland C++ ile Yazılan Program Satırları	46
ÖZGEÇMİŞ.....	51

SİMGE LİSTESİ

A	Amper
α	Filtrenin kazancı
C_a	Asit derişimi
C_b	Baz derişimi
CO	Kontrol edici çıktısı
D(s)	Yük değişkeni
Δt	Dijital kontrol edici için uygulama periyodu
E	Hata
$E_m(s)$	Hata ölçerin iletim fonksiyonu
F_a	Asit hacimsel debisi
F_b	Baz hacimsel debisi
G(s)	Laplace cinsinden genel iletim fonksiyonu
$G_c(s)$	Kontrol edici iletim fonksiyonu
$G_d(s)$	Yük değişkeninin iletim fonksiyonu
$G_m(s)$	Müdahale edilen değişkenin iletim fonksiyonu
$G_p(s)$	Son kontrol elemanının iletim fonksiyonu
$G_{pc}(s)$	Kontrol edicinin iletim fonksiyonu
Γ	Tamsayı cinsinden ölü zaman
K_c	Kontrol edici kazancı
K_a	Asitlik sabiti
K_{su}	Suyun çözünürlük çarpımı
M	Molar (mol/L)
MV(s)	Müdahale edilen değişken
N	Model denkleminin mertebesi
pH	Hidrojen iyonu derişiminin negatif logaritması
pK _a	Asitlik çarpımının negatif logaritması
SP	İstenen değer
t	Zaman
$T_p(s)$	Kontrol değişkeninin ölçülen değeri ve tahmini değeri arasındaki fark
τ_D	Türevsel zaman sabiti
τ_f	Filtrenin zaman sabiti
τ_I	İntegral zaman sabiti
θ_m	Ölü zaman
u(t)	Kontrol edici çıktısı
V	Volt
x_a	Asit dönüşüm oranı
x_b	Baz dönüşüm oranı
X(s)	Laplace cinsinden genel giriş değeri
X(t)	Zaman cinsinden genel giriş değeri
ysp(t)	İstenen çıkış değeri
y(t)	Gerçek çıkış değeri
Y(s)	Laplace cinsinden genel çıkış değeri
Y(t)	Zaman cinsinden genel çıkış değeri

KISALTIMA LİSTESİ

AO	Havayla açılan
FIS	Bulanık çıkarım dizgesi
GKR	Gerikarışmalı reaktör
IMC	Dahili model kontrolü
NIMC	Sinirsel dahili model kontrolü
NMPC	Sinirsel model öngörmeli kontrol
PB	Oransal bant
PID	Oransal – integral – türevsel kontrol
PV	Proses değişkeni



ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 2.1 Transfer fonksiyonu	4
Şekil 2.2 Geri beslemeli sıcaklık kontrolünün proses üzerinde gösterimi	6
Şekil 2.3 Geri beslemeli sıcaklık kontrolünün blok diyagramı	6
Şekil 2.4 Tek filtre içeren dahili model kontrol blok diyagramı	10
Şekil 3.1 İki giriş akımlı gerikarışmalı reaktör	13
Şekil 3.2 Titrasyon eğrisinin genel görünümü.....	15
Şekil 3.3 Titrasyon eğrisinin kazançlara göre dilimlenmesi.....	16
Şekil 4.1 Deney düzeneği	19
Şekil 4.2 Bilgisayarın yazıcı çıkışını röleye ve kontrol vanalarına bağlayan elektronik devrenin şematik gösterimi.....	20
Şekil 4.3 0,003 M fosfat asidi ile 0,0047 M sodyum hidroksit için titrasyon eğrisi	21
Şekil 4.4 Çalışılan pH aralığında sistemin genel seyri	22
Şekil 5.1 $K_c=10$, $\tau_i=20$, $\tau_D=1$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	24
Şekil 5.2 $K_c=20$, $\tau_i=40$, $\tau_D=0,5$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	25
Şekil 5.3 $K_c=20$, $\tau_i=60$, $\tau_D=0,33$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	25
Şekil 5.4 $K_c=30$, $\tau_i=$, $\tau_D=0$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	26
Şekil 5.5 $K_c=30$, $\tau_i=60$, $\tau_D=0$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	27
Şekil 5.6 $K_c=30$, $\tau_i=30$, $\tau_D=0$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	27
Şekil 5.7 $K_c=30$, $\tau_i=30$, $\tau_D=0,33$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	28
Şekil 5.8 $K_c=30$, $\tau_i=15$, $\tau_D=0,33$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	28
Şekil 5.9 $K_c=30$, $\tau_i=60$, $\tau_D=0,167$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	29
Şekil 5.10 $K_c=30$, $\tau_i=60$, $\tau_D=0,67$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	29
Şekil 5.11 $K_c=50$, $\tau_i=100$, $\tau_D=0,2$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	30
Şekil 5.12 $K_c=100$, $\tau_i=200$, $\tau_D=0,2$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları	30
Şekil 5.13 Çalışılan pH aralığının kazanç ayarlamalı kontrol amacıyla dilimlendirilmesi	32
Şekil 5.14 $K_c=100$, $\tau_i=200$, $\tau_D=0,2$ parametreleriyle “kazanç seçmeli kontrol” sonuçları	32

ÇİZELGE LİSTESİ

Çizelge 4.1 Değerlendirmeye alınan deneyler ve kontrol parametreleri.....	23
Çizelge 5.1 Kazanç seçmeli kontrolde kullanılan çarpanlar.....	31



ÖNSÖZ

Büyük zevk aldığım bu çalışmamın her aşamasında desteğini benden esirgemeyen değerli tez danışmanım Yrd.Doç.Dr. Mesut Akgün'e, deneysel çalışmamın gerçekleşmesinde hayati önem taşıyan maddi ve manevi desteğiyle saygıdeğer bölüm başkanımız Prof.Dr. Sabriye Pişkin'e, proses kontrol çalışmak üzere beni yönlendiren saygıdeğer hocam Prof.Dr. Salih Dinçer'e, beni proses kontrolle tanıştıran değerli hocam Prof.Dr. Mustafa Albaz'a, çalışmalarımı maddi olarak destekleyen YTÜ Bilimsel Araştırma Projeleri Koordinatörlüğü'ne (23 – YTÜAF – 07 – 01 – 08), bilgisayar programlama ve sistemle komut-bilgi alışverişi hususlarında hayati katkıları esirgemeyen Yrd. Doç. Dr. A. Faruk Bakan'a, çalışma arkadaşım Hasan Köroğlu'na, hayatımın her alanında en ufak bir karşılık beklemezsizin sundukları sevgi ve destekleriyle başarımın temelini oluşturan değerli ailem nezdinde sevgili anneme, huzur ve neşe içinde çalışmamda önemli katkıları olan değerli arkadaşlarıma sonsuz teşekkürü bir borç bilirim.



ÖZET

Kimyasal proses endüstrilerinin genelinde pH kontrolü hayati önem taşımaktadır. Özellikle doğrusallıktan sapma eğilimi gösteren pH'ın kontrolünde, alışlagelmiş proses kontrol algoritmalarının sağladığı başarıyı yeterli görülmemektedir. Bu amaçla yaygın olarak bilinen yöntemlerin daha ötesinde performans gösteren çeşitli yeni kontrol yöntemleri geliştirilmektedir. Bu çalışmada, bu yaklaşımlardan biri olan "kazanç seçmeli PID kontrol" yöntemi, alışlagelmiş kontrol yöntemleri olan P, PI ve PID yöntemleriyle kıyaslanmıştır. Bunun için gerekli bilgisayar programları yazılmış, elde edilen deney sonuçları grafikler halinde değerlendirmeye sunulmuştur.

Deneylerde oda koşullarındaki 0,003 M fosfat asidi ve 0,0047 M sodyum hidroksit çözeltilerinin, 2 litre hacmindeki gerikarışmalı reaktörde biraraya getirilmesi suretiyle, pH'ın 5 ile 8 arasındaki değerlerinde sayısal kontrol yapılmıştır. Kontrol için gerekli program Borland C++ ile hazırlanmış ve kullanılmış, aynı işlevi görecekticari amaçlara uygun bir program da Visual Basic dilinde yazılarak denenmiştir. P, PI ve PID kontrol verileri mukayese edildiğinde beklenen sonuçlara ulaşılmış, kazanç seçmeli PID kontrolün başarımının da bu geleneksel yöntemlerle ulaşılan başarımlardan daha iyi olduğu görülmüştür.

Anahtar Kelimeler: pH kontrolü, doğrusal olmayan kontrol, kazanç seçmeli kontrol, sayısal kontrol, bilgisayar tabanlı kontrol.

ABSTRACT

pH control is vitally important in most of the chemical process industries. Performances of conventional control algorithms are not satisfactory for especially nonlinear processes like pH neutralization processes. Therefore, novel control approaches with higher performance are being developed instead of conventional methods. In this study, “gain scheduling PID control” among these novel approaches has been applied, and compared with P, PI and PID control results. Necessary computer codes have been written with Borland C++ program, and the experimental results have been discussed.

0.003 M phosphoric acid and 0.0047 M sodium hydroxyde solutions at standard conditions have been mixed in a 2 L backmixing glass reactor for digital control experiments between pH 5 and 8. Also a Visual Basic program with the same aim of the C++ control program has been coded and tested. Expected P, PI and PID control performances have been obtained, and gain scheduling PID performance was higher than the others.

Keywords: pH control, nonlinear control, gain scheduling control, digital control, computer – based control.



1. GİRİŞ

Kimyasal proseslerin etkin olarak kontrol edilmesi için birçok sebep sıralamak mümkündür. Genellikle, az hammadde ve enerji sarfiyatıyla daha çok ürün elde etme gerekliliği proses kontrolüne ihtiyaç duyulmasına sebep olur. Ürünlerin başarılı imalatı proses şartlarının belirli aralıklarda tutulmasına bağlıdır. Hatta bu durum bazı hallerde hayati nitelik taşıyabilmektedir. Kozmetik sanayiinde pH çok hassas bir şekilde kontrol altında tutulmaktadır (Regunath ve Kadirkamanathan, 2001).

Çoğu kimyasal süreçte pH kontrolü çok önemlidir; bunlara atık su, kazan besleme suyu, ısı değiştirici suyu, soğutma kulesi suyu tasfiyesi, türlü kimyasal ve biyoteknolojik tepkimeler, petrokimya, gıda, ilaç, maden, dokuma sektörleri, koagülasyon, çöktürme, elektrohidroliz olayları örnek olarak gösterilebilir. Yukarıdaki örneklerin çoğunda kabul edilebilir pH aralığı çok dardır ve sıkı bir kontrol sağlanması gereklidir.

Gıda ve biyoteknoloji sanayilerinde ürün verim ve kalitesinin güvenceye alınmasında pH kontrolü gereklidir. Atıksu tasfiyesinde, çıkış akımlarının pH değeri çevre ve insan sağlığının korunması için yasal limitlere bağlanmıştır (Doherty, 1999).

Proses kontrolün tarihçesine bakıldığında, uygulamalarının çok eskilere uzandığı görülür. Bundan 2000 yıl önce Romalılar tarafından, günümüzde tuvaletlerde kullanılan sıvı seviye kontrol düzeneğine benzer bir sistem kullanılmıştır. M.Ö. üçüncü yüzyılda İskenderiye’li Ktesibios su saatleri için bir debi ayarlayıcısı kullanmıştır. Doğu Romalı Filyos, kandillerdeki yağ düzeyini sabit tutacak bir mekanizma yapmıştır. Bağdat’lı Beni Musa Kardeşler 9. Yüzyılda yazdıkları Kitab el Hiyal adlı eserlerinde günümüzde kullanılanlara çok benzeyen 100 ayrı kontrol düzeneği derleyip yayımlamışlardır. Modern kontrol teorisi ise 1920’lerde ortaya çıkmıştır (Şaşmaz, 1990).

Proses kontrol modern bir bilim olarak ortaya çıkışından bugüne hızla ilerlemiş; termodinamik, ısı aktarımı, kütle aktarımı, akışkanlar mekaniği ve reaktör kinetiği alanlarının yanında kimya mühendisliğinin temel alanlarından biri haline gelmiştir. Konuyla ilgili ilk kitap 1956 yılında Cealgske tarafından yazılmıştır. En basit endüstriyel sistemden, en karmaşık olanına kadar otomatik kontrol kavramı son derece yaygın olarak kullanılmaktadır. Fiziksel ve kimyasal herhangi bir değişkenin kontrol edilmek istendiği her proseste otomatik kontrol söz konusudur (Luyben, 1988). Bir tesisin nasıl tasarlanmış olduğu, nasıl kontrol edileceği ve ne düzeyde bir kontrol performansı umulabileceğini doğrudan etkiler (Luyben, 1997).

Bir sınıai tesiste proses kontrol uygulamasını gerektiren sebepler beş ana başlık altında özetlenebilir, bunlar; öncelikle tesiste çalışanların can güvenliği, arzu edilen ürün kalitesinin güvencesi, çevre korumasıyla ilgili yasal zorunluluklar, tesiste işletilen ekipmanın getirdiği kısıtlamalar ve işletme maliyetlerinin düşük tutulması zorunluluğudur (Luyben, 1997). İnsan eliyle kontrol edilmesi çok güç olan hızlı değişimleri denetim altında tutmak için otomatik kontrol tek çaredir. Tesislerin devre dışı kalma zamanları bu sistemler sayesinde büyük ölçüde azaltılıp, işletme maliyetlerinde önemli azalmalar sağlanmıştır.

pH kontrolünün zorluk derecesi uygulama alanına göre çeşitlilik gösterir. Örneğin temiz su işlenmesi nispeten kolaydır ve genellikle doğrusal PI kontrolü ile başarılıdır. Buna karşın, bazı atıksuların pH kontrolü oldukça zor olup, eğer tesis yanlış tasarlanmışsa kontrol edilemez hale gelebilir (Doherty, 1999).

Bu çalışmada sürekli akımlı karıştırmalı bir kabın bilgisayar destekli pH kontrolü uygulanmıştır. Kap içerisindeki karışımın pH değerleri bir pH ölçer ile okunup dönüştürücü vasıtasıyla bilgisayara aktarılmış; Borland C++ programlama diliyle hazırlanmış yazılım kullanılarak gerekli kontrol müdahaleleri yine dönüştürücü üzerinden solenoid besleme vanaları çalıştırılmış, böylece kontrol sağlanmıştır. Kontrol için Visual Basic dilinde de program yazılıp kullanılmıştır. Girdi akımları 0,0047 M sodyum hidroksit ve 0,003 M fosfat asidi çözeltilerinden ibarettir. Kontrol için PID ve Kazanç Seçmeli PID algoritmaları kullanılıp, birbirleriyle kıyaslanmıştır.

2. PROSES KONTROLE GENEL BAKIŞ

Proses, maddelerde fiziksel ve kimyasal değişikliklerin oluşmasındaki işlemler zincirinin bütünüdür. Herhangi bir prosesin verimliliğine iç veya dış bir takım etkenler etki eder. Bu etkenler Proses Değişkenleri (proses parametreleri) olarak tanımlanır. Proses değişkenlerine örnek olarak sıcaklık, basınç, debi, pH, konsantrasyon, seviye, vb. gibi bir takım parametreleri sayabiliriz.

2.1 Proses Kontrol Kanunları

Proses kontrolle ilgili çalışanlar zaman içinde tecrübeye dayalı üç temel kanun geliştirmişlerdir (Luyben, 1997). En iyi kontrol düzeneği, ihtiyacı karşılayabilecekler arasında en basit olanıdır. Kontrol edilecek sistemin öncelikle çok iyi anlaşılması ve tanınması gereklidir. Sistemin işleyişi ve ne yapılması gerektiği iyi belirlendiğinde bunu sağlayacak seçenekler arasında en basit kontrol sistemini seçmek sağlıklı bir kontrol için çok önemlidir. Sıvı seviyesi de her halükarda kontrol edilmelidir.

2.2 Proses Kontrol Dilleri

Sistemlerin dinamiğinin incelenmesinde çeşitli yaklaşımlar kullanılmaktadır. Bunlardan beşi çok yaygın olarak uygulanmaktadır. Bunlar; türev denklemlerinin zamana bağlı doğrudan çözümlerini veren yöntem "zaman esaslı" (time domain) yöntemi, sistem değişkenlerinin karakterizasyonu ve transfer fonksiyonları için Laplace dönüşümlerinin kullanıldığı "Laplace esaslı" yöntem, sıklık yanıtımı Bode ve Nyquist diyagramları (frequency response), hal değişkenlerinin türev denklemlerine matris işlemlerinin uygulanması ve z dönüşümünün kullanıldığı toplanmış veri sistemlerine dayalı yöntemdir. Bu yöntemlerin her biri sistemlere birbirinden farklı açılardan yaklaşmakta kullanılırlar. Bu yöntemlerden her birinin kendine özgü olumlu ve olumsuz tarafları vardır. Bir sorunun giderilmesinde her yöntem farklı perspektiften bakarak birbirinin aynı sonucu verir (Luyben, 1997).

2.3 Proses Kontrol Aşamaları

Proses kontrolünde temel olarak dört düzey olduğu söylenebilir. Düzey ilerledikçe kontrolün görece önemi, ekonomik yükü ve kontrol mühendisinin katkısı da artmaktadır (Luyben, 1997).

En düşük düzey kontrol edicinin ayarlanmasıdır. Bu aşamada kontrol edici ayar sabitleri en iyi denetimin başarılacağı şekilde belirlenir. Bundan sonraki düzeyde kontrol için hangi

algoritmanın kullanılacağı seçilir. Üçüncü düzey kontrol ve ayar değişkeni çiftlerinin seçimidir. Tesisin kontrol yapısının belirlenmesi hayati önemi haizdir.

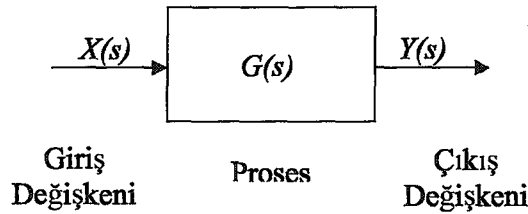
Bu düzeyler arasında en ileri olanı sürecin tasarımıdır. İyi bir tasarım, bir tesisin çok iyi işletilmesi ve kontrol edilmesine yol açacağından iktisadi açıdan çok önemlidir.

2.3.1 Blok Diyagramları

otomatik kontrol devrelerinde, sistemi oluşturan elemanlar arasındaki işlevsel ilişkiyi ve sinyal akımını göstermek üzere blok diyagramları çizilir. Blok diyagramları, dinamik elemanları karakterize eden dikdörtgen bloklar ve bunlar arasındaki sinyal akışını gösteren yönlendirilmiş çizgilerden meydana gelir. Bir bloğa giren hat giriş değişkenini, çıkan hat ise çıkış değişkenini temsil eder; bloğun içinde de, çıkış değişkeninin giriş değişkenine oranı olan iletim fonksiyonu ifadesi bulunur.

2.3.2 Transfer Fonksiyonu

Blok diyagramıyla temsil edilen sistemin matematiksel ifadesinde transfer (iletim) fonksiyonları kullanılır. Transfer fonksiyonu $G(s)$, bir proses elemanı bloğunun $Y(t)$ çıkış büyüklüğünün $Y(s)$ kompleks değerinin, bloğun $X(t)$ giriş büyüklüğünün Laplace dönüşümü olan $X(s)$ değerine oranıdır. Giriş değişkeninin değerindeki değişmeden, çıkış değişkeninin nasıl etkileneceğini karakterize eder.



Şekil 2.1 Transfer fonksiyonu

Prosesin transfer fonksiyonunun matematik ifadesi aşağıdaki gibidir:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} \quad (2.1)$$

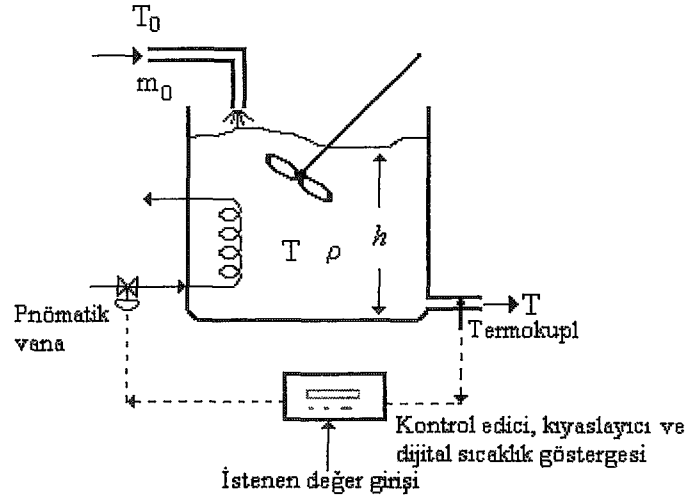
2.4 Geri Beslemeli Kontrol

Kontrolde, sistemi kontrol etmek amacıyla, sistemin istenen halden sapmasına ilişkin bilgiden yararlanılmasına “Geri Beslemeli Kontrol” denir. Geri beslemeli bir kontrol devresi ölçme, kıyaslama, heraplama ve düzeltme olarak adlandırılan temel kontrol işlevlerinin art arda yaptırıldığı kapalı bir çevrimdir. Kontrolü istenen, prosesi en iyi karakterize eden Kontrol Değişkeni seçilerek ölçülür. Sonra ölçülen bu değer, istenen durumu temsil eden istenen (referans) değerden sapması tespit edilir. Bu saptamaya Hata Sinyali Büyüklüğü denir. Hatanın küçültülmesi veya tamamen ortadan kaldırılması için kontrol mekanizması tarafından sistemin belirli bir büyüklüğüne (Ayar Değişkeni) gerekli düzeltme işlemi yaptırılır.

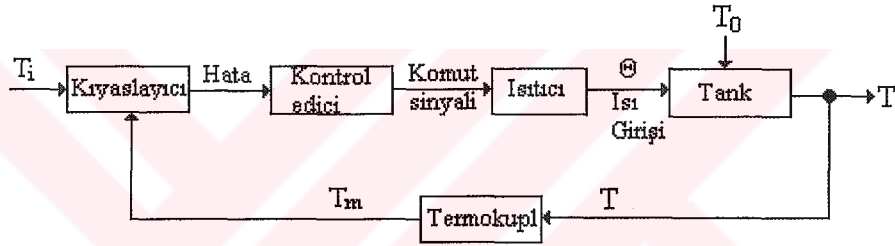
Kontrol devresi elemanlarından son kontrol vanası, proses elemanı ve ölçme elemanı, prosesin olduğu yerde veya çok yakınında bulunur. Çoğunlukla kontrol mekanizması olarak adlandırılan kıyaslayıcı ve kontrol edici ikilisi ise, prosesin uygun görülen değişik yerlerinde, tesisler için kontrol odasında bulunur. Ölçme elemanından alınan sinyali kıyaslayıcıya ve kontrol elemanından alınan sinyali son kontrol vanasına bağlayan elektriksel veya pnömatik sinyal iletim hatları ve sinyal dönüştürücüleri vardır ve bazen 30-60 m mesafelerde bulunabilirler. Hatların çok uzun olduğu durumlarda sinyal kuvvetlendirici aygıtlar (pilot / booster) kullanılmaktadır (Şaşmaz, 1990).

Geri beslemeli kontrolün bir üstünlüğü, kontrol edilen değişkenin sürekli referans değer ile kıyaslanmasıdır. Böylece tek bir ayar değişkeni ile bilinen veya bilinmeyen bütün yük değişkenlerinin olumsuz etkisi görece ucuz bir düzenele giderilmiş olur (Akgün, 2003).

Bu tip kontrolün ana sakıncası kontrol hareketinin, referans değerden sapma olana kadar başlamamasıdır. Ancak sapma belirlendiği anda kontrol düzeneği bunu yok etmek için etki eder. Bu durum, en küçük değişimlere bile tahammülü olmayan bazı sistemlerde büyük zarara neden olabilir, zira müdahalede çok geç kalınmış olabilir. Yük değişkenin meydana geldiği andan itibaren, yük değişkenlerinin etkisinin tespit edilip kontrol edici tarafından bir düzeltme komutunun verilmesine kadar geçecek olan bu gecikmeye “ölü zaman” olarak adlandırılır. Bu kontrol yöntemi deneme-yanılma yöntemiyle çalıştığından denge konumundan pozitif veya negatif ayrılmalar görülür. Geri beslemeli kontrolün tipik bir dalgalanma eğilimi vardır (Alpbaz, 1993).



Şekil 2.2 Geri beslemeli sıcaklık kontrolünün proses üzerinde gösterimi (Akgün, 2003)



Şekil 2.3 Geri beslemeli sıcaklık kontrolünün blok diyagramı (Akgün, 2003)

2.4.1 Oransal (P) Kontrol Edici

Oransal kontrol edicinin çıkışı yalnızca hata sinyalinin değişimi halinde değişir. Oransal kontrol edici genellikle yatışkın hal hatası, yani ofset taşır. Bu durum oransal kontrolün olumsuz yanıdır ve bu yüzden gerektiğinde integral etkisi eklenir.

Ofsetin büyüklüğü yük etkisinin ve kontrol edici kazancının büyüklüğüne bağlıdır. Kazanç arttıkça ofset azalır. Yüksek kazanç değerlerinde ise döngü kararsızlaşır, aç/kapa kontrol edici gibi davranmaya başlar. Yatışkın hal hatası tümüyle istenmeyen bir özellik değildir, çoğu seviye kontrol sistemlerinde önemli olan taşma ya da boşalmadan kaçınmak olduğu için en uygun seçim oransal kontrolüdür (Luyben, 1997).

Oransal geri beslemeli kontrol edici; çıkış sinyalini (CO), transmitterden aldığı, proses değişkeninin gerçek değeriyle set değeri (SP) arasındaki fark olan hata sinyaliyle (E) doğru orantılı şekilde değiştirir.

$$CO = \text{Bias} \pm K_c(\text{SP-PV}) \quad (2.2)$$

Buradaki Bias sinyali bir sabittir ve değeri, hata olmadığı zamanki kontrol edici çıkış değerine eşittir. K_c , kontrol edici kazancıdır. Kazanç değeri arttıkça, belirli bir hata halindeki kontrol edici çıkış değişkeninin değeri büyür. Örneğin kazancın 1 olduğu durumda %10'luk bir hata, kontrol edici çıktısını % 10 değiştirir.

Bazı cihaz üreticileri, kazanç yerine *oransal bant* (PB, proportional band) adıyla bir başka terim kullanmaktadırlar. Bu iki terim aşağıdaki bağıntıyla birbirine bağlanır:

$$PB = 100/K_c \quad (2.3)$$

Oransal bant büyüdükçe, ya da “genişledikçe” kazanç azalır. Kontrol edicinin ters etkili veya doğrudan etkili olmasıyla, kazanç terimi pozitif veya negatif değerler alır. Proses değişkeni olması gereken değeri aşınca kontrol edici, ilgili cihaza göndereceği sinyali azaltıyorsa ters; aksi halde doğrudan etkili bir kontrol edicidir. Kontrol edicinin ters etkili mi, yoksa düz etkili mi olacağına karar verilirken ilk olarak vanalara bakılır.

Örneğin bir ısı değiştirici için, arıza halinde buhar vanasının kapanması tercih edilir. Böyle bir sistemde, ancak açılması için hava gönderilen pnömatik vanalar (AO, air to open; normalde kapalı) gerekir.

Bundan sonra sıcaklık transmitterine bakılır. Proses sıcaklığı yükseldiğinde transmitter çıkış sinyali de büyüyeceği için sıcaklık transmitteri doğrudan etkilidir. Bu durumda sisteme daha az buhar gönderilmesi gerekir. Vana havayla açıldığı için kontrol edici çıkış değeri azalmalıdır. Buradaki kontrol edici *ters etkili* ve pozitif kazançlı olmalıdır.

Başka bir örnek olarak soğutmalı bir tepkime kabının soğutma suyu vanası incelenirse, bir arıza halinde sıcaklığın aşırı artmaması için vananın tamamen açık olması gerektiği görülür. Böyle bir sistemde hava gönderilerek kapanan vanalar seçilir. Proses sıcaklığı istenen değerinin üzerine çıktığında vanaya gönderilen sinyal onu açmak suretiyle soğutma suyu debisini artırır. Bu durumda da *ters etki* söz konusudur.

Son örnek olarak bir distilasyon kolonunun alt akım vasıtasıyla seviye kontrolü irdelendiğinde, arıza halinde kolonun boşalmaması için vananın kapanması tercih edilir. Bu durumda vana havayla açılmalıdır. Seviye transmitteri sinyali seviye ile doğru orantılı olarak değişir. Seviye yükseldiğinde alt akımın hızlanması gerekir. Burada *doğrudan etki* söz konusudur.

2.4.2 İntegral Etki (reset)

Oransal etki, kontrol vanasını hatanın büyüklüğüyle doğru orantılı olarak hareket ettirir. İntegral etki kontrol vanasını hatanın zamana bağlı integraline bağlı miktarda hareket ettirir.

$$CO = Bias + \frac{1}{\tau_I} \int E(t) dt \quad (2.4)$$

İntegral kontrol edicide iletim fonksiyonu aşağıdaki gibidir:

$$G_C(s) = \frac{1}{\tau} \cdot \frac{1}{s} \quad (2.5)$$

burada τ_I , integral zaman sabitini (ing. *reset time*) temsil eder. İntegral etkinin temel amacı oransal kontrol edicinin dezavantajı olan yatışkın hal hatasının ortadan kaldırılmasıdır. Genellikle sistemin dinamik yanıtının mertebesini artırır ve kararlılığı azaltarak bazı durumlarda daha salınımlı hale getirir. Ancak ofsetin istenmediği durumlarda kullanılması zorunludur.

2.4.3 Türevsel Etki

Türevsel etki kontrol edilen değişkenin istenen değerden uzaklaşmasını daha etkin bir şekilde engeller.

$$CO = Bias + \tau_D \frac{dE}{dt} \quad (2.6)$$

Türevsel etki bir çok kontrol çevriminde dinamik yanıtını iyileştirir. Ancak sinyallerde gürültü varsa türevsel etki tercih edilmez.

Türevsel kontrol edicide iletim fonksiyonu aşağıdaki gibidir:

$$G_C(s) = \tau_D s \quad (2.7)$$

Ancak ideal türevsel etki fiziksel olarak imkansızdır, çünkü aygıtlar türevi mükemmelen hesaplayamazlar. Bu yüzden türevsel hesaplamalar yaklaşık olarak yapılır. α ticari kontrol edicilerde 1/6 ile 1/20 arasında değişen bir sabit olmak üzere bu yaklaşık hesaplamaların Laplace transfer fonksiyonu aşağıdaki gibidir (Luyben, 1988):

$$G_C(s) = \frac{\tau_D s + 1}{\alpha \tau_D s + 1} \quad (2.8)$$

Zaman boyutuna çevrildiğinde:

$$\alpha\tau_D \frac{dCO}{dt} + CO = \tau_D \frac{dE}{dt} + E \quad (2.9)$$

$$CO = Bias + \tau_D \frac{d(E - \alpha CO)}{dt} \quad (2.10)$$

2.4.4 Oransal – İntegral (PI) Kontrol Edici

Oransal etki, kontrol vanasını hatanın büyüklüğüyle doğru orantılı şekilde hareket ettirir. Çoğu kontrol döngüsünde PI kontrol edici kullanılır. İntegral etkisi ofseti ortadan kaldırır. İntegral zaman sabiti τ_I azaldıkça hata daha çabuk yok edilir. Ancak çok küçükse sistemin kararsızlığı artar.

Oransal-integral kontrol edicinin denklemi aşağıdaki gibidir:

$$CO = Bias + K_C \left(E + \frac{1}{\tau_I} \int E dt \right) \quad (2.11)$$

Transfer fonksiyonu ise şu şekildedir:

$$G_C(s) = K_C \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} \right) = K_C \frac{\tau_I s + 1}{\tau_I s} \quad (2.12)$$

2.4.5 Oransal – İntegral – Türevsel (PID) Kontrol Edici

Eğer sinyallerde gürültü yoksa ve sıkı sıkıya bir dinamik yanıtım gerekiyorsa PID kontrol ediciler kullanılır. Türev terimi, set değerine yaklaşmayı hızlandırır. Reaktörlerin sıcaklık kontrolünde genellikle PID kontrol edici kullanılır. Kontrol aygıtlarıyla fiziksel olarak mükemmelen gerçekleştirilemese de ideal PID kontrol edicinin denklemi aşağıdaki gibidir:

$$CO = Bias + K_C \left(E + \frac{1}{\tau_I} \int E dt + \tau_D \frac{dE}{dt} \right) \quad (2.13)$$

Gerçek cihazlarda ise aşağıdaki iletim fonksiyonu geçerlidir:

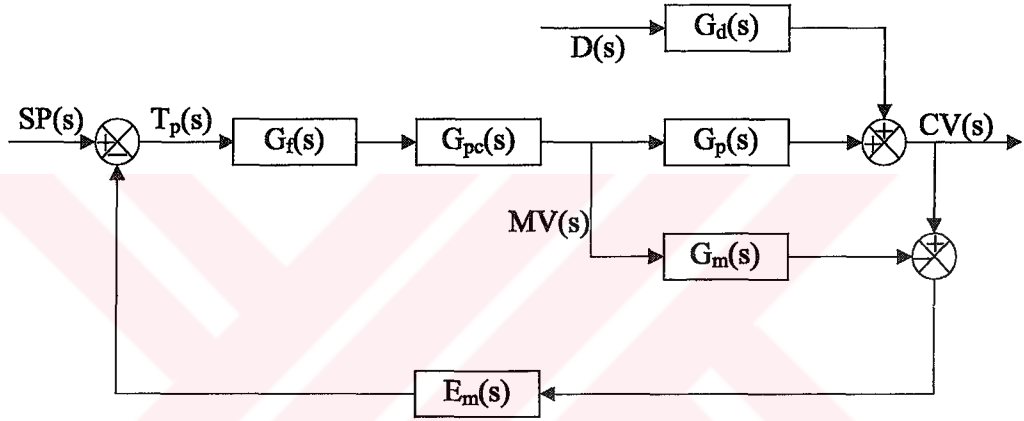
$$G_C(s) = K_C \left(\frac{\tau_I s + 1}{\tau_I s} \right) \left(\frac{\tau_D s + 1}{\alpha \tau_D s + 1} \right) \quad (2.14)$$

Burada α , cihaz üreticilerinin belirledikleri bir sabittir (Luyben, 1988).

2.5 Dahili Model Kontrolü (IMC)

Bazı durumlarda geri beslemeli kontrol biçimleri, proses değişkenini kontrol etmekte yetersiz kalmaktadır. Doğrusallıktan sapmanın söz konusu olduğu pH kontrolü bu durumlardan bir tanesidir. Bu nedenle konuyla ilgili akademisyenler ileri sayısal kontrol algoritmaları geliştirmişlerdir. Bu kontrol algoritmaları arasında çıkarımsal kontrol (*inferential control*), dahili model kontrolü (*internal model control*), model öngörmeli kontrol (*model predictive control*) örnek gösterilebilir.

Herhangi bir sürecin dahili model kontrol algoritmasıyla kontrolünün blok diyagramı Şekil 2.4'te verilmektedir.



Şekil 2.4 Tek filtre içeren dahili model kontrol blok diyagramı

Blok diyagramındaki $G_d(s)$, yük değişkeni transfer fonksiyonunu; $G_{pc}(s)$, kontrol edici transfer fonksiyonunu; $G_p(s)$, son kontrol elemanının transfer fonksiyonunu; $G_m(s)$ ise prosesin transfer fonksiyonunu göstermektedir. $SP(s)$, $D(s)$, $MV(s)$ ve $CV(s)$ sırasıyla set değeri, yük değişkeni, ayar değişkeni ve kontrol değişkenini göstermektedir. $T_p(s)$, kontrol değişkeninin ölçülen değeri ve tahmini değeri arasındaki farktır, yani geri beslemeli kontrol sinyali ile düzeltilmiş set değeridir. $G_f(s)$, filtre görevi bulunan iletim fonksiyonudur ve şu şekilde ifade edilir:

$$G_f(s) = \left[\frac{1}{\tau_f s + 1} \right]^N \quad (2.15)$$

Denklem 2.15'teki N , proses model denkleminin mertebesini gösterir. Kontrol değişkeni ve ayar değişken için kapalı çevrim transfer fonksiyonları aşağıdaki gibi verilebilir:

$$\frac{CV(s)}{SP(s)} = \frac{G_f(s)G_{cp}(s)G_p(s)}{1 + G_f(s)G_{cp}(s)[G_p(s) - G_m(s)]} \quad (2.16)$$

$$\frac{CV(s)}{D(s)} = \frac{G_d(s)[1 - G_f(s)G_{cp}(s)G_m(s)]}{1 + G_f(s)G_{cp}(s)[G_p(s) - G_m(s)]} \quad (2.17)$$

$$\frac{MV(s)}{SP(s)} = \frac{G_f(s)G_{cp}(s)}{1 + G_f(s)G_{cp}(s)[G_p(s) - G_m(s)]} \quad (2.18)$$

$$\frac{MV(s)}{D(s)} = \frac{-G_d(s)G_f(s)G_{cp}(s)}{1 + G_f(s)G_{cp}(s)[G_p(s) - G_m(s)]} \quad (2.19)$$

Ölü zamanlı bir prosesin iletim fonksiyonu $G_m(s)$ denklem 2.20'deki gibi verilecek olursa, böyle bir prosese dahili model kontrolün uygulanması aşağıdaki gibi olacaktır:

$$G_m(s) = \frac{K_m e^{-\theta_m s}}{\tau_m s + 1} \quad (2.20)$$

$$\frac{MV(s)}{T_p(s)} = G_f(s)G_{cp}(s) = \frac{1}{K_m} \frac{\tau_m s + 1}{\tau_f s + 1} \quad (2.21)$$

$$(CV_m)_n = \left[e^{-\Delta t / \tau_m} \right] (CV_m)_{n-1} + K_m \left[1 - e^{-\Delta t / \tau_m} \right] MV_{n-\Gamma-1} \quad (2.22)$$

$$\Gamma = \frac{\theta_m}{\Delta t} \quad (2.23)$$

Burada Δt , dijital kontrol edici için uygulama periyodu, θ_m örnekleme süresidir; Γ 'nın değeri bir tam sayıdır.

$$MV_n = \left[\frac{\tau_f}{\Delta t} \right] MV_{n-1} + \frac{1}{K_m} \left[\frac{\tau_f}{\Delta t} \right] (T_p)_n - \frac{1}{K_m} \left[\frac{\tau_f}{\Delta t} \right] (T_p)_{n-1} \quad (2.15)$$

3. PH KONTROLÜNE GENEL BAKIŞ

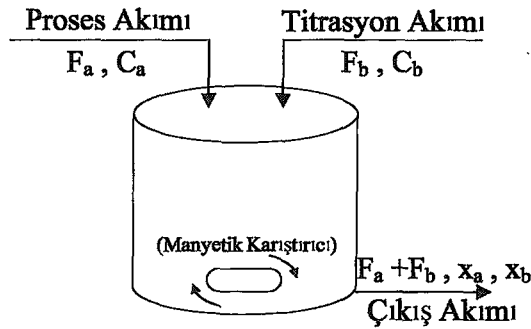
pH nötralizasyon prosesleri doğrusal olmayan matematik ifadelerle tanımlanırlar. Şimdiye kadar doğrusal sistemlerin kontrolü konusundaki kuramlar iyice anlaşılmiş ve oturmuştur. Bu durum, neredeyse tümü doğrusallıktan az veya çok sapan fiziksel sistemlerin doğrusal bağıntılarla incelenmesine dayalı bakış açısının haklılığını göstermektedir. Buna karşın birçok kimyasal sistem tepkime kinetiği ve termodinamik bağıntılar nedeniyle doğrusallıktan oldukça sapmaktadır. Birçok kimyasal ve biyokimyasal prosesin tabiatında doğrusallıktan sapma bulunur. Bunların çoğu doğrusal kontrol teorisi vasıtasıyla yeterince iyi kontrol edilebilmektedir. Çevresel kısıtlamalar, enerjinin idareli kullanımı, ürün kalitesinin korunması, üretim esnekliği gibi etmenler proses işlemlerini karmaşıklştırmış, daha geniş işletme aralıklarını gerektirmeye başlamıştır. Bu durumda doğrusal yöntemlerle kontrol tatmin edici sonuçlar vermekten uzaklaşmıştır. Kimyasal sistemlerin tasarımında doğrusallık varsayımı gerçekten çeşitli derecelerde saptmaya neden olmaktadır. Doğrusallık varsayımı yapabilmek için oldukça dar işletim aralıklarında çalışılması gerekmektedir. Üstelik kimyasal süreçlerin özelliklerinin zamana bağlı olarak değişmesi ve ciddi gecikmeler içerebilmeleri, işi iyice karmaşıklştırmaktadır. Bu etmenlerin ışığında, kimyasal süreçlerin doğrusal kontrolle etkin şekilde idare edilmesi genellikle mümkün olamamaktadır. Bu gelişmeler, doğrusal olmayan kontrol edicilere duyulan ilgiyi arttırmıştır.

pH sisteminin doğrusallıktan sapması, statik pH yanıtınının S şeklinde olmasından kaynaklanmaktadır. Bu konuya çeşitli yaklaşımlar ileri sürülmüştür. Bunlardan bazıları Jenerik Model Kontrolü, dahili model kontrolü (internal model control, IMC), tepkime sabiti kontrolü (reaction invariant kontrol) ve kazanç ayarlamalı (seçimli) PI kontrolüdür. Birçok çalışmada adaptif kontrol yöntemi pH kontrolünde uygun seçim olarak gösterilmiştir. Yine de uyarlamalı (adaptif) kontrol düzeninin sürekli işletiminde tatmin edici bir uzun vadeli kontrol davranışı elde edilmemiştir. Uyarlamalı kontrol yönteminin kullanımı bazı hallerde proses modelinin işaretini değiştirmek suretiyle vanaları yanlış bir seçimle tam açık hale getirerek sorunlara neden olmuştur. Bunun üzerine alışılmadık pH yanıtımlarının gözleendiği durumlarda uyarlama seçeneği genellikle iptal edilir (Regunath ve Kadirkamanathan, 2001). Birçok araştırmacı doğrusallıktan sapmanın üstesinden gelmek için modele dayalı proses kontrol üzerine incelemeler yapmışlardır. Proseslerin modeli kontrol sistemi tasarımında önemli bir rol oynamaktadır. Model esaslı kontrolde bu rol ön planda, kontrol parametrelerinin ayarlanmasına dayalı yöntemlerde ise arka plandadır (Doherty, 1999). Regunath ve Kadirkamanathan (2001), pH nötralizasyon sürecinin denetimine basit bir bakış

açısı geliştirmiştir. Kontrol çalışmasının amacı, akımlardaki bileşim ve/veya debi değişimlerinden kaynaklanan yük değişimlerinin varlığında pH'ı istenen yörüngede tutabilmektir. Önerilen kontrol ediciyle iyileştirilmiş başarımın sağlandığı deneysel sonuçlarla gösterilmiştir. Kullanılan kontrol edici basit bir yapıda olup, sayısal hesaplama yükü de fazla olmamıştır. Doğrusal olmayan kontrol teorisindeki çeşitli ilerlemelere rağmen, kazanç seçmeli PI kontrol sanayide tercih edilen seçenek olmuştur. PI kontrol edicilerin standardı, gerikarışmalı kaptaki geçerli pH değerine bağlıdır. pH değeri değiştiğinde buna bağlı olarak kontrol edici kazancı da değişir. Kazanç tespitinde iki boyutlu Sugeno tipi bulanık çıkarım (Sugeno type fuzzy inference system – FIS) kullanılmıştır. Bu kontrol düzeni performansta büyük ölçüde iyileşme sağlamıştır. Ayrıca getirdiği hesap yükünün hafifliğinin yanı sıra anlaşılabilir uygulanması kolaydır. Tüm bu olumlu yanları bu tip kontrol anlayışının sanayide yaygınlaşmasını kolaylaştırmaktadır (Regunath ve Kadirkamanathan, 2001).

3.1 Gerikarışmalı pH Nötralizasyon Reaktörünün Modellenmesi

pH prosesi asidik ve bazik iki tepkenin tam karışma varsayımı ile nötralizasyonu olarak düşünülebilir. Buradaki pH prosesinde bunlardan birincisi bir zayıf asit olan fosfat asidi, ikincisi ise bir kuvvetli baz olan sodyum hidroksit (NaOH). Gerikarışmalı reaktörün (GKR) akımları proses giriş akımı ve titrasyon giriş akımı ve bunların kütlece toplamından ibaret olan çıkış akımıdır (Şekil 3.1).



Şekil 3.1 İki giriş akımlı gerikarışmalı reaktör.

Loh vd. (1995) tarafından belirtildiği üzere, gerikarışmalı pH nötralizasyon reaktörünün aşağıdaki matematik modeli 0,1 M asetik asit ve 0,1 M sodyum hidroksit için çıkarılmıştır. Karışma dinamiği iki denklemlerle ifade edilir:

$$V \cdot \frac{dx_a}{dt} = F_a \cdot C_a - (F_a + F_b) \cdot x_a \quad (3.1a)$$

$$V \cdot \frac{dx_b}{dt} = F_b \cdot C_b - (F_a + F_b) \cdot x_b \quad (3.1b)$$

$$[Na^+] + [H^+] = [H_2PO_4^-] + [OH^-] \quad (3.2)$$

$$K_a = \frac{[H_2PO_4^-] \cdot [H^+]}{[H_3PO_4]} \quad ; \quad K_{su} = [H^+] \cdot [OH^-] \quad (3.3)$$

Elektronötrallik gereği iyonik yükler toplamı sıfır olmalıdır (denklem 3.2). 3.2 ve 3.3 numaralı denklemlerden;

$$[H^+]^3 + [H^+]^2 \cdot \{K_a + x_b\} + [H^+] \cdot \{K_a(x_b - x_a) - K_{su}\} - K_{su} \cdot K_a = 0 \quad 3.4$$

Burada K_a ve K_{su} sırasıyla asidin ve suyun çözünürlük çarpımlarıdır. 25°C sıcaklıkta $K_a=7,5 \times 10^{-3}$ ve $K_{su}=1,0 \times 10^{-14}$, tür (Gündüz, 1993). pH ve pK_a kavramları matematiksel olarak aşağıdaki gibi tanımlanır:

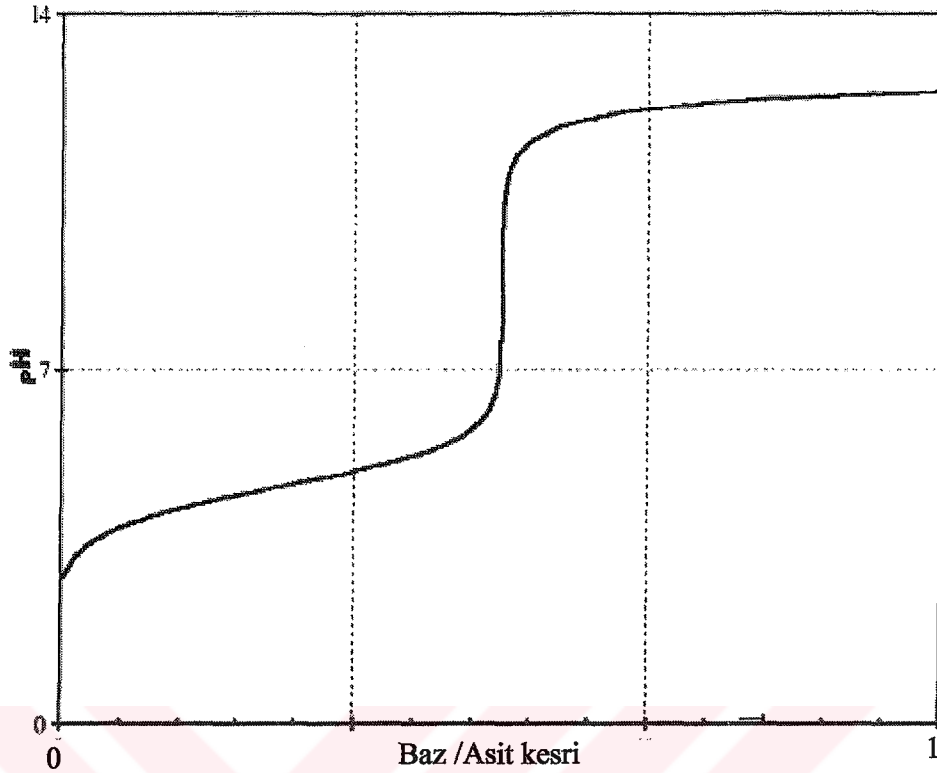
$$pH = -\log_{10} [H^+] \quad ; \quad pK_a = -\log_{10} K_a \quad 3.5$$

Bu iki tanımdan yola çıkılarak titrasyon eğrisi şöyle ifade edilebilir;

$$x_b + 10^{-pH} - 10^{pH-14} - \frac{x_a}{1 + 10^{pK_a - pH}} = 0 \quad 3.6$$

(3.1) denklemlerine göre gerikarışmalı reaktör doğrusallıktan az miktarda sapma göstermektedir. Asit çözelti debisinin baz çözeltisi debisinden çok yüksek olması halinde sistem doğrusal kabul edilebilir. Genellikle titrasyon akımlarının içeriğinde bulunan bileşenler (3.1) denklemlerini sağlayabilecek derişimdelerdir. Bu yaklaşımın haklı çıktığı durumda GKR (3.1b) denklemiyle ifade edilebilir ve karışma modeli doğrusal hale indirgenmiş olur.

(3.6) denklemi x_a ve x_b 'yi birbirine bağlayan ve doğrusal olmayan bir denklemdir ve pH çıkış değişkeni titrasyon eğrisini temsil eder. Böylece, gerikarışmalı pH prosesinin modeli nispeten eğrisel bir dinamik kısım ve tamamen eğrisel bir bağıntı olmak üzere iki ayrı kısma ayrılır. Bu tip bir eğrisel proses, basit Wiener eğrisel modeline oldukça benzemektedir (Loh vd., 1995).



Şekil 3.2 Titrasyon eğrisinin genel görünümü (Loh vd., 1995)

Loh vd.(1995) tarafından bir takım standart kazanç seçilim düzenleri ifade edilmiştir. Doğrusal olmayan dinamik sistemler yaygındır, yine de bu tip sistemlerin analizi ve uygun kontrol sistemlerinin tasarımı nispeten zor olmaya devam etmektedir. Buna karşılık, zamanla doğrusal değişim gösteren sistemlerin tasarım ve analizini sağlayan yöntemler tamamen oturmuştur. Bu yüzden, doğrusal olmayan bir sistemin analiz ve tasarımında sistemi doğrusal sistem parçalarının oluşturduğu bir bütün olarak görece bir “böl ve yönet” bakış açısını benimsemek kolaydır. Doğrusallaştırmanın özellikle spesifik bir denge noktasında geçerli olduğu durumda, bu bakış açısı doğrusal çözümlerle sürekliliğini koruduğu için gözle görülür biçimde avantaj kazanmaktadır.

Oransal+integral (PI) kazanç ayarlamalı kontrol, sanayide pH kontrolünde kullanılan standart uygulamalardan biridir. PI kontrol edicilere duyulan ilgi kısmen geniş işletim aralıklarında gösterdikleri tutarlı performanslarına, kısmen de kolayca idare edilebilmelerini sağlayan işlevsel basitliklerine bağlanabilir (Warwick, 1989).

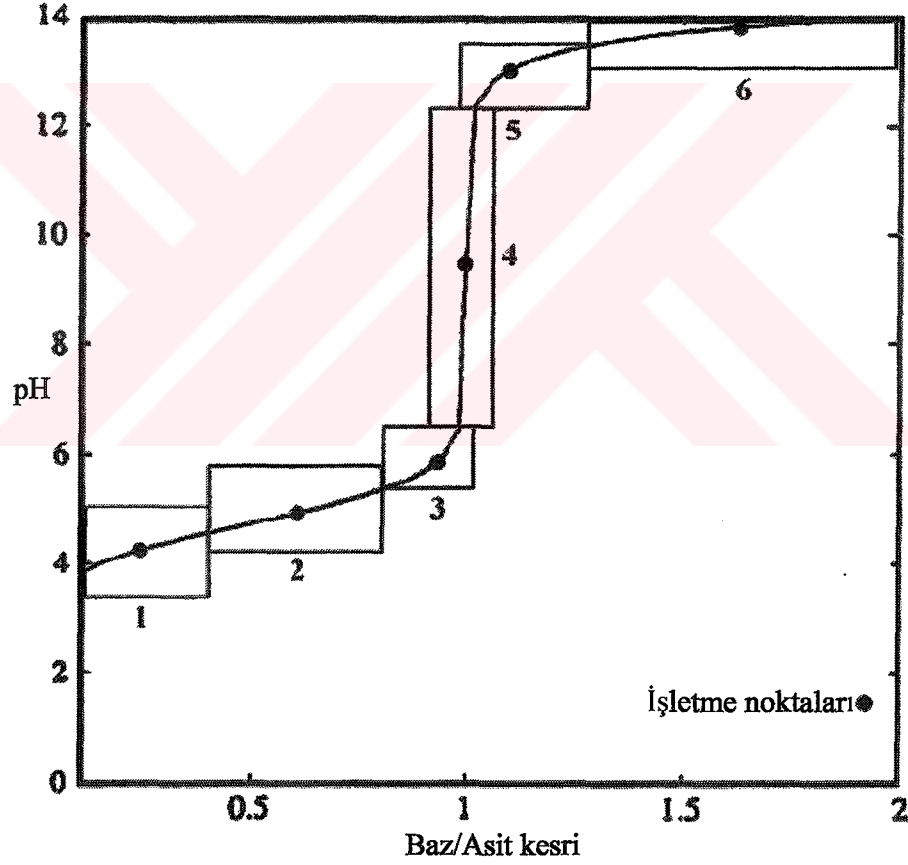
Standart bir PI kontrol edicisinin algoritması aşağıdaki gibi ifade edilir:

$$e(t) = y_{sp}(t) - y(t) \quad (3.7)$$

olmak üzere,

$$u(t) = K_p \cdot e(t) + \frac{1}{K_i} \int e(t) dt \quad (3.8)$$

burada K_p ve K_i oransal ve integral kazançlardır. Hata sinyali $e(t)$ referans sinyalinin sistemin gerçek çıktısından farkı olup, zamana bağlıdır. PI kontrol edicisinin kullanımında K_p ve K_i değerleri, yatışkın halde sıfır hata verecek ve bozan etkenleri kuvvetle baskı altına alacak şekilde tesbit edilmelidir. PI kazançlarının tesbiti için, S çeklindeki statik pH yanıtımı, doğrusallıktan statik sapmanın eğimine bağlı altı bölgeye ayrılmıştır (Şekil 3.3). Her bir kısımda kontrol edicinin uygun kazançları tespit edilmelidir. PI kazanç ayarlamasında kullanılan türlü yöntemler mevcuttur. Warwick'in çalışmasında (1989) Ziegler-Nichols ayarlama yöntemi kullanılmıştır.



Şekil 3.3 Titrasyon eğrisinin kazançlara göre dilimlenmesi; burada her bir dilim için birer K_p ve K_i belirlenmiştir (Loh vd.,1995)

PI kazançlarının seçiliminde tercih edilen bir diğer bakış açısı ise doğrusal olmayan bölgelerin doğrusal kısımlara ayrılması yerine, $e(t)$ hatasına bağlı olarak kazançların dinamik olarak

değişmesidir. Dinamik seçimli kazanç algoritmalarının bir çok çeşidi vardır. Burada kullanılan Gulaian ve Lane'nin yöntemleridir. Herhangi belirli bir pH değeri için K_p değeri, pH hata sinyalinin modelden yola çıkılarak hesaplanan tepken gereksinimindeki hataya oranlanmasıyla bulunur:

$$K_p = \frac{pH_{ref} - pH}{oran_{ref} - oran} \quad (3.9)$$

Burada $oran = \frac{x_b}{x_a}$ şeklinde tanımlanır.

Şimdiye kadar pH proseslerinin kontrolüne ilişkin birçok modelleme ve kontrol çalışması yayımlanmıştır. Bunların arasında Yeo ve Kwong (1999) tarafından bildirildiğine göre, Matsumura vd. PID tipi bir sinirsel kontrol edici ile elektrikli bir taşıt sisteminin konvansiyonel bir PID kontrol ediciden daha iyi performans gösterdiğini uygulamalı olarak göstermişlerdir; Chen ve Chang işletim koşullarına bakılarak PI ve PD kontrol algoritmasına çevrilen bir sinirsel/bulanık PID stratejisi kullanmışlardır; Hägglund ve Åstrom frekans yanıtım analizine dayalı bir PID kontrol edicinin ayar değişkenlerinin (tuning parameters) eşzamanlı programlanmasındaki başarılarını işaret etmişlerdir.

Yeo ve Kwong (1999), nötralizasyon eğrisinin biçimi nedeniyle doğrusallıktan oldukça uzak davranan bir nötralizasyon prosesi incelemişlerdir. pH prosesinin doğasında olan yüksek eğrimsellik nedeniyle, doğrusal bir kontrol algoritmasına dayalı bir kontrol edici yalnızca dar bir pH işletim aralığında uygulanabilmektedir. Söz konusu çalışmada ayarlama parametreleri sinir ağına uyarlanan bir PID kontrol yöntemi öne sürülmüş ve denenmiştir. Sinir ağı, set değeri ile çıkış değeri arasındaki fark olarak tanımlanan kontrol hatalarına dayalı olup, ayarlama parametreleri sinir ağının çıkış değeri olarak verilmiştir. Öğrenme yöntemi ve proses dinamiğine dayalı kontrol edici kazancı, integral zaman, türevsel zaman, pH nötralizasyon prosesinin bilgisayar benzetimleri ve deneylere dayalı olarak bulunmuş ve denenmiştir. Sinirsel bir PID kontrol edicisi benzetim ve deneylerle tasarlanmış ve denenmiştir; yük ve set noktası değişimlerinde iyi performans göstererek Sinirsel Dahili Model Kontrolü (ing. neural internal model control, NIMC) ve Sinirsel Model Öngörmeli Kontrol (ing. neural model predictive control, NMPC) yöntemlerinden daha düşük hesap yükü getirmiştir. Kontrol parametrelerinin gereksiz derecede öğrenilmesi K_p , K_I ve K_D değerlerinde aşamalı olarak artışa neden olmuştur. Buna dayalı olarak öğrenme aşamasının belirli bir aralıkta sınırlı tutulmasının gerekliliği görülmüştür.

4. DENEYSEL ÇALIŞMA

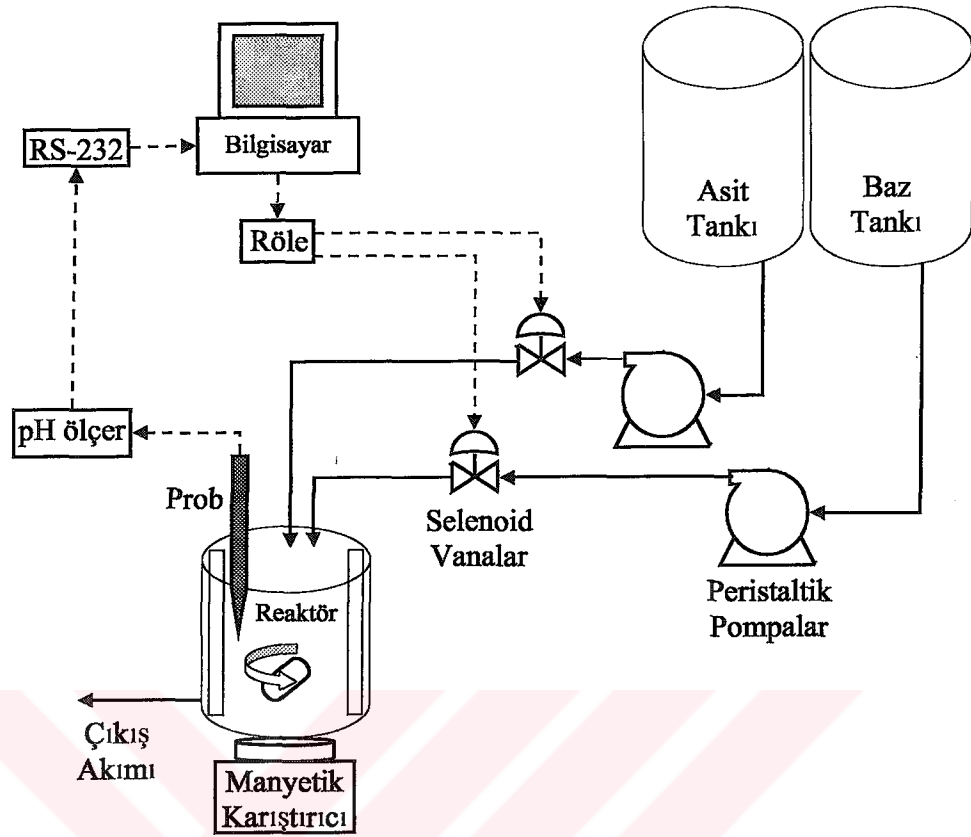
4.1 Deney Düzenegi

Çalışmada 0,003 M fosfat asidi (H_3PO_4) ve 0,0047 M sodyum hidroksit (NaOH) kullanılmıştır. Deneyleler ortalama 20°C sıcaklıkta gerçekleştirilmiştir. Bu sıcaklıkta fosfat asidi için iyonlaşma sabitleri $K_{a1} = 7,5 \cdot 10^{-3}$, $K_{a2} = 6,2 \cdot 10^{-8}$ ve $K_{a3} = 4,8 \cdot 10^{-13}$ 'tür. Gerikarışmalı cam reaktördeki sıvı karışım hacmi 2 L'de sabit tutulmuştur. Reaktöre engeller monte edilmek suretiyle pratikçe tam karışma sağlanmıştır.

Asit ve baz çözeltileri tanklarından dozaj pompalarıyla belirli debilerde çekilen çözeltileri akımları, normalde kapalı solenoid vanalar vasıtasıyla bilgisayar kontrolü altında reaktöre beslenmiştir. Manyetik karıştırıcı ile karıştırılan kaba daldırılmış cam elektrod, kap içerisindeki sıvı karışımın iletkenliğini pH ölçere iletir. 4-20 mA çıkışlı pH ölçerde değerlendirilen pH bilgisi RS-232 bağlantısıyla bilgisayara ulaştırılmıştır. Kontrol amacıyla kullanılan yazılım, pH bilgisini alarak gerekli hesaplamaları yapar ve paralel port yoluyla kontrol sinyallerini önce özel olarak hazırlanmış bütünleşik devreye ulaştırılmıştır. Bütünleşik devre, 24 A güç kaynağından enerji almaktadır. Devreden geçen kontrol komutları, bağlantılarla röleye iletilmektedir. Rölenin sekiz adet çıkışından ikisinin, asit ve baz hatlarının üzerindeki solenoid vanalara açma – kapama komutları iletilmesi suretiyle kontrol gerçekleştirilmiştir. Çalışmalar süresince asit ve baz çözeltileri besleme hızı 100'er mL/dk'da sabit tutulmuş ve yalnızca solenoid vanalar vasıtasıyla kontrol yapılmıştır.

Kontrol yazılımları önce Borland C++, ardından Microsoft Visual Basic 6.0 programlama dillerinde hazırlanmıştır. Kontrol sırasında elde edilen veriler metin dosyasında tutulup MATLAB paket programında grafiğe aktarılmıştır.

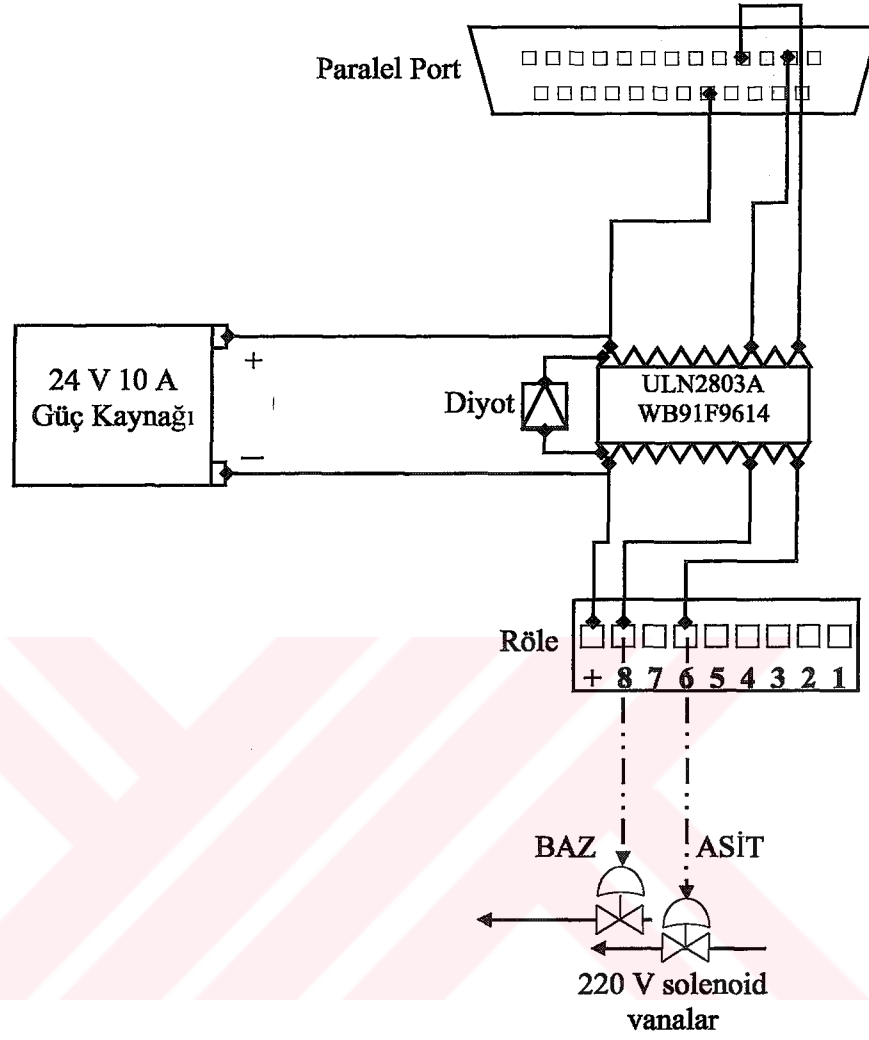
Kontrol için, P, PI ve PID kontrol algoritmaları kullanılmıştır. Çeşitli kontrol parametreleriyle pH 5,0 ile 8,0 aralığında deneyler gerçekleştirilmiştir. Ardından bu geniş sayılabilecek aralık dilimlenerek üç ayrı bölgeye en uygun kabul edilen çarpanlar kullanılarak kazanç seçimli kontrol yapıp grafikleri karşılaştırmalı olarak gösterilmiştir.



Şekil 4.1 Deney düzeneği.

Deney düzeneğinde Intel Celeron 1200 işlemcili bilgisayar, ADAM marka röle, Heidolph marka MR3000 model maksimum 1250 devir/dakika manyetik karıştırıcı ve manyetik balık, asit ve baz tanklarından vanalara su taşınması için 2 adet Ismatec marka MCP – Z Standard model seri porttan da kontrol edilebilen peristaltik dozaj pompası, 2 adet ¼ inç 220 V standart Tork marka solenoid vana ve Yıldırım marka 24 V 10 A regülatörlü doğru akım güç kaynağı kullanılmıştır.

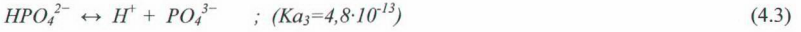
Röle ile bilgisayar arasındaki elektronik devre ve bağlantılar YTÜ Elektrik Mühendisliği Bölümü Araştırma Laboratuvarında özel olarak hazırlanmıştır ve Şekil 4.2’de gösterilmektedir.



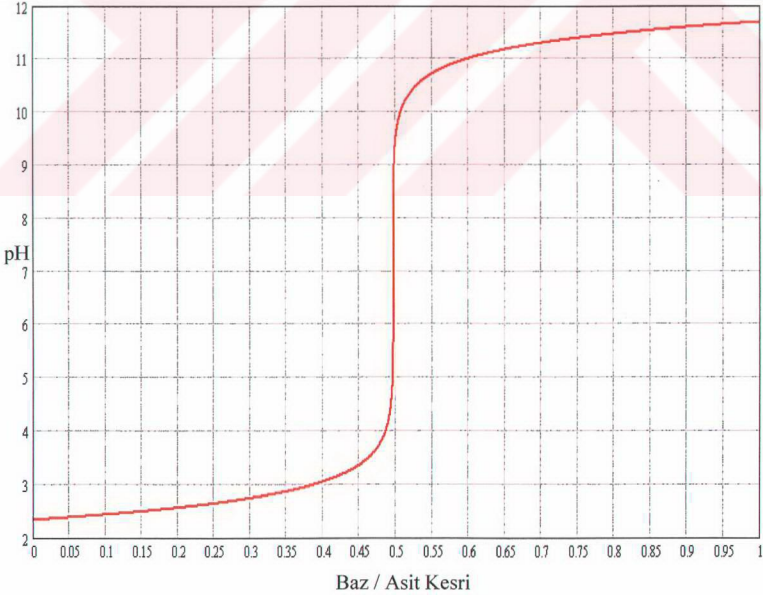
Şekil 4.2 Bilgisayarın yazıcı çıkışını röleye ve kontrol vanalarına bağlayan elektronik devrenin şematik gösterimi.

4.2 Deneyler

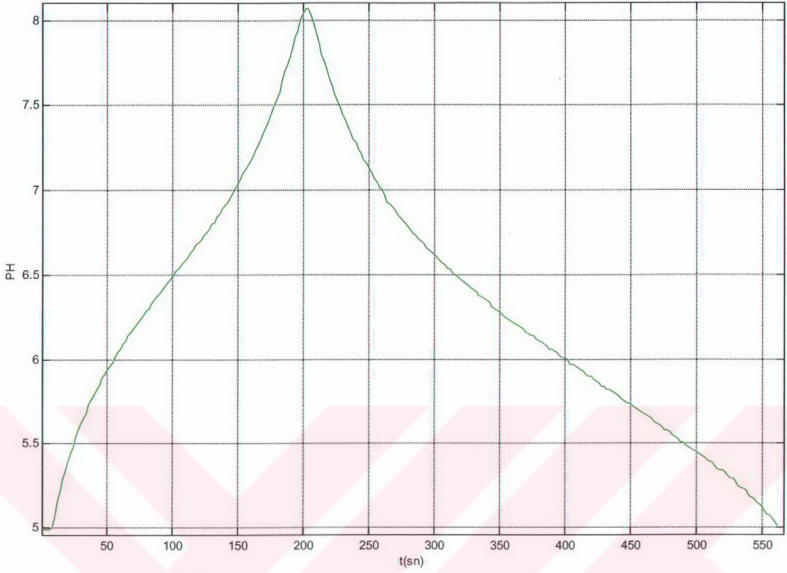
Bu çalışmada asetik asit yerine fosforik asit kullanılmıştır. Dolayısıyla iyonlaşma sabiti ve biçimi fark etmektedir. Aşağıdaki denklemler fosfat asidinin iyonlaşma mekanizmasını vermektedir.



Çalışma sıcaklığında (20°C) birinci iyonlaşma sabiti $Ka_1=7,5 \cdot 10^{-3}$, ikinci iyonlaşma sabiti $Ka_2=6,2 \cdot 10^{-8}$ ve üçüncü iyonlaşma sabiti $Ka_3=4,8 \cdot 10^{-13}$ olmaktadır (Sarıkaya ve Erdik, 2002). 0,003 M fosfat asidi ile 0,0047 M sodyum hidroksidin verdiği titrasyon eğrisi aşağıda görülmektedir. Eğrinin çiziminde Mathcad paket programı kullanılmıştır.



Şekil 4.3 0,003 M fosfat asidi ile 0,0047 M sodyum hidroksit için titrasyon eğrisi.



Şekil 4.4 Çalışılan pH aralığında sistemin genel seyri.

Şekil 4.4'te; deneylerin yapıldığı pH aralığında sisteme önce sadece baz, ardından da sadece asit beslenerek pH'nın 5'ten 8'e, ve 8'den tekrar 5'e değiştirilmesi süresince sistemin davranışı görülmektedir. pH'nın 5 – 6 ve 7 – 8 arasında seyrettiği durumlarda cevap daha hızlı, 6 – 7 arasındayken ise cevap nispeten yavaştır. Bu durum, titrasyon eğrisinin doğrusalıktan sapmasının bir sonucudur.

Deneylerde, istenen değerden uzak pH'lardayken, bilgisayara hesaplama yaptırılmaksızın, %100 vana açıklığıyla gerekli akım beslenmekte; istenen değere belli bir yakınlığa gelindiğinde ise vana açık kalma süreleri hesaplatılarak saptanmaktadır. pH'nı yükseltildiği durumda hatanın mutlak değeri 0,1'den küçük olduğunda; pH'nı düşürüldüğü durumda ise hatanın mutlak değeri 0,3'ten küçük olduğunda hesaplatma yapılmakta; bu aralıkların dışında ise hesaplama yapılmaksızın vanalardan uygun olanı tam açık tutulmaktadır.

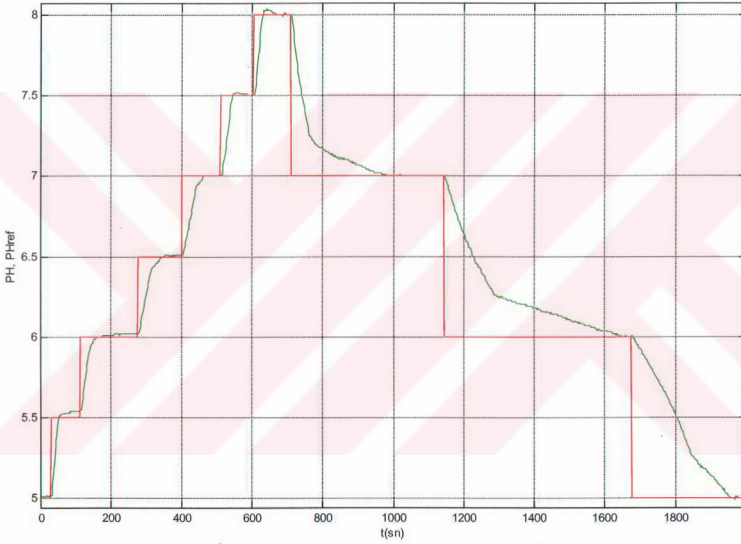
Tüm deneyler bu şekilde yapılmış olduğu için, pH'nı düşürülme süresi yükseltileme süresinden uzun görünmektedir. Bu izlenimi oluşturan bir diğer unsur ise pH'nı düşürülmesini gösteren Şekil 4.4'ün sağda kalan kısmının, solda kalan pH'nı yükseliş sürecinden daha uzun sürmesidir.

Çizelge 4.1 Değerlendirmeye alınan dencyler ve kontrol parametreleri

K_c	10	20	30	30	30	30	30	30	30	30	50	100
τ_I	20	40	60	∞	60	30	30	15	60	60	100	200
τ_D	1	0,5	0,33	0	0	0	0,33	0,33	0,17	0,67	0,2	0,2

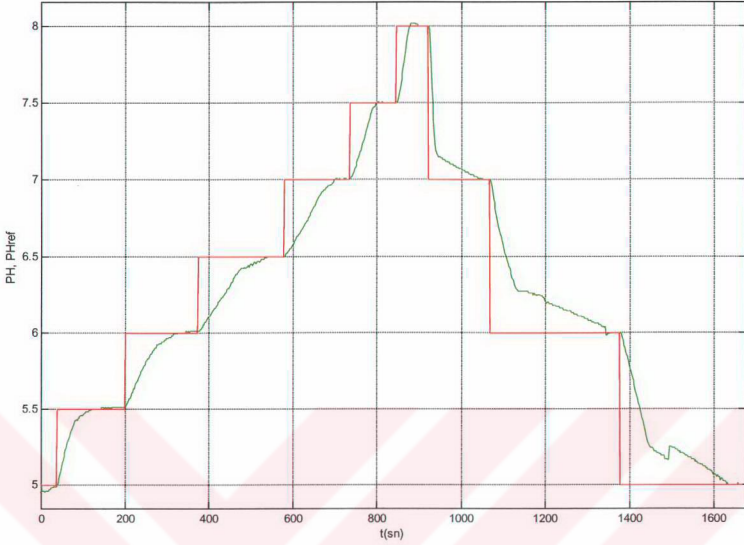
5. SONUÇ VE TARTIŞMA

Bütün deneylerde pH 5'ten başlayarak 0,5'erlik adımlarla 8'e kadar ulaştırılmış; ardından 1'erlik adımlarla tekrar 5'e kadar düşürülmüştür. Her bir deneyde alınmış ve MATLAB programında çizdirilmiş deney sonuç grafikleri, parametreleriyle birlikte aşağıda sıralanmıştır. Grafiklerde kırmızı çizgiler istenen pH değerlerini, yeşil çizgiler ise okunan pH değerlerini ifade etmektedir. Deneylerde genel olarak deneylerde seçilmiş parametrelere uygun başarımlar gözlenmiştir.

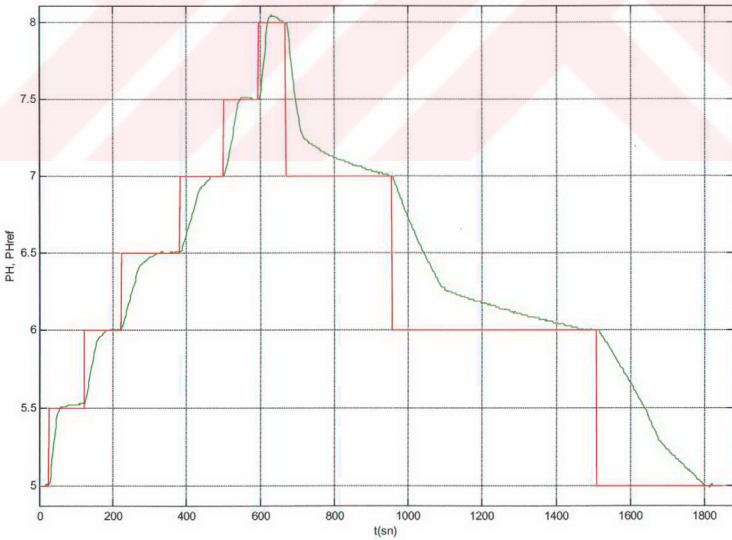


Şekil 5.1 $K_c=10$, $\tau_i=20$, $\tau_D=1$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.

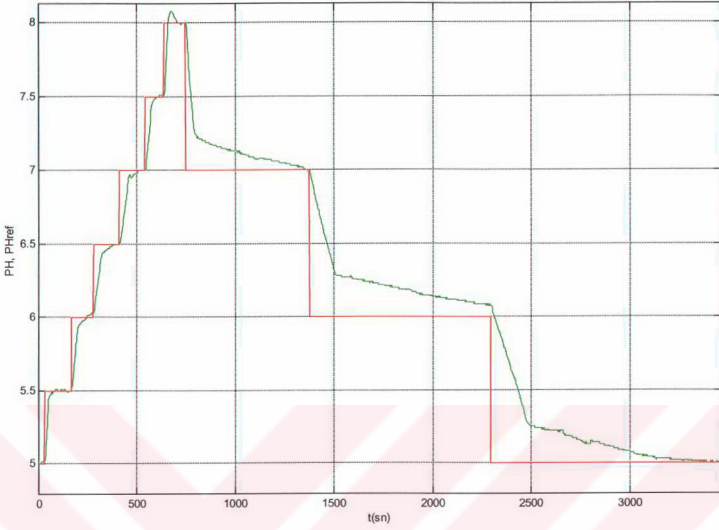
Şekillerde yeşil çizgilerle gösterilen gerçek pH değerlerinde yer yer göze çarpan ani kırılmaların, pH ölçüm cihazının yaptığı okumadaki gürültüden ve belirlenemeyen yük etkisinden kaynaklandığı tahmin edilmektedir. Deneylerin gerçekleştirildiği sistemde pH'ın yükseltildiği durumlarda sistem yanıtı çok hızlı değildir, bu nedenle istenen değeri aşma durumuna nadiren rastlanmaktadır. Özellikle gerçek pH'ın istenen değere ulaşması durumlarında görülen salınım, okuma gürültüsüne karşılık yapılan kontrol edici müdahalelerinin sebep olduğu sapmaların tekrarlanmasından kaynaklanmaktadır.



Şekil 5.2 $K_c=20$, $\tau_i=40$, $\tau_D=0,5$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.



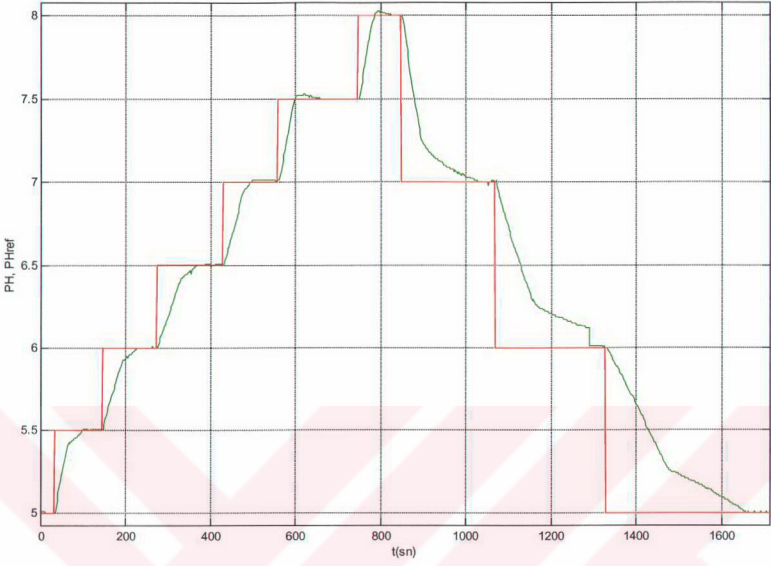
Şekil 5.3 $K_c=20$, $\tau_i=60$, $\tau_D=0,33$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.



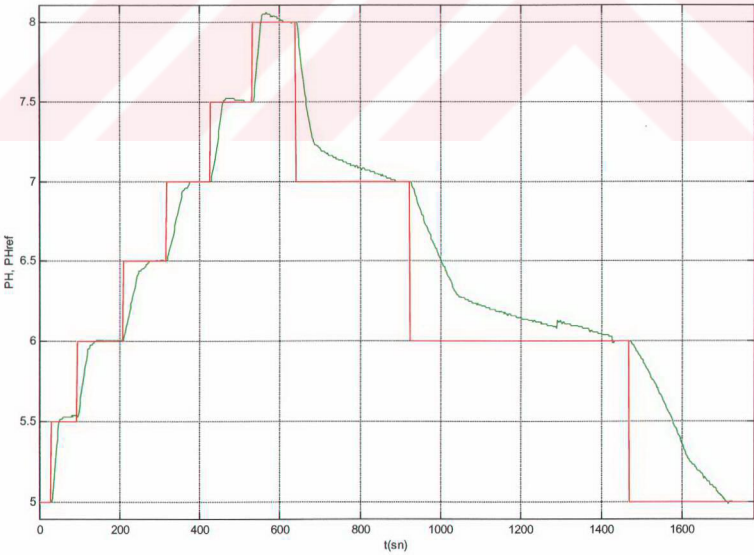
Şekil 5.4 $K_c=30$, $\tau_i=\infty$, $\tau_D=0$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.

Şekil 5.4'de özellikle pH'nin 7'den 6'ya düşürüldüğü durumda okunan pH'nin istenen değere ulaşmasının oldukça uzun sürmesi öngörüldüğü için beklemekten vazgeçilerek bir sonraki adıma geçilmiştir. Sadece oransal kontrol yapıldığı için istenen değerden sapma ve/veya istenen değere ulaşmanın uzun sürmesi, beklenen bir durumdur ve grafikten de anlaşılmaktadır. Kontrolün sağlanmasına kadar geçen süre çok uzun olduğunda bu seyir ofsete benzetilebilir.

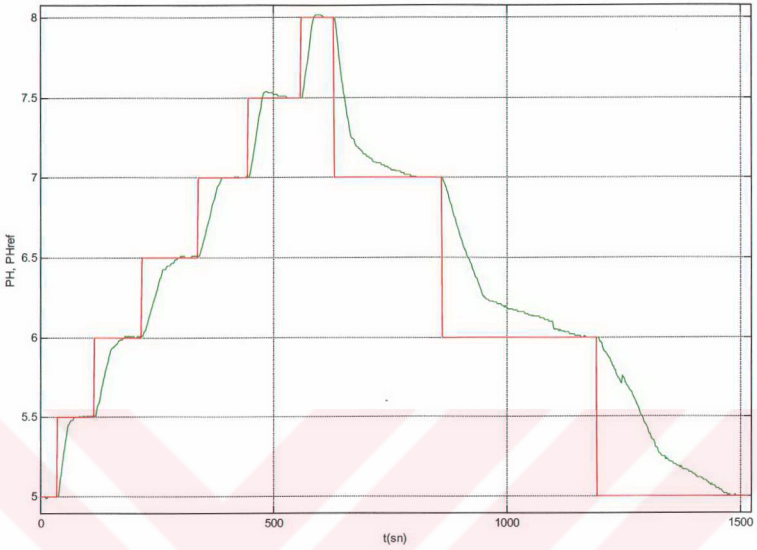
Şekil 5.4 ile şekil 5.5 ve 5.6 kıyaslandığı zaman, oransal kontrolün, bu tip bir sistemde hiç uygun olmadığı; oransal + integral kontrolde, oransal kontrole kıyasla daha iyi bir başarımla sağlandığı göze çarpmaktadır.



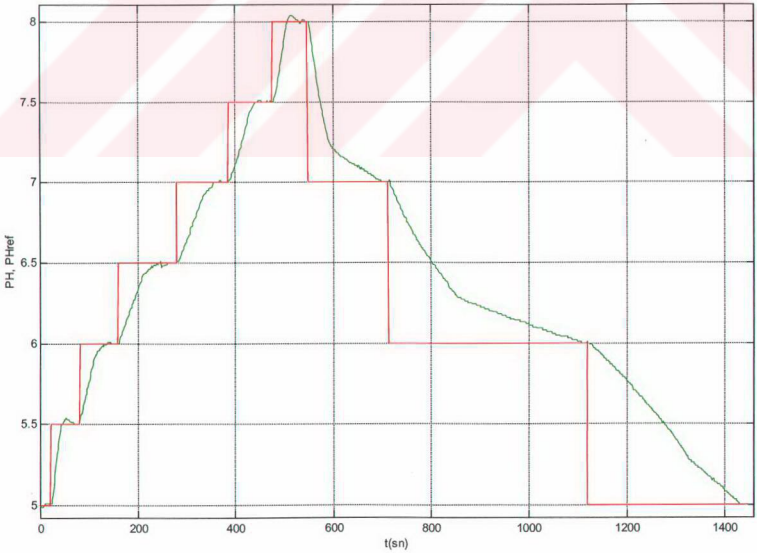
Şekil 5.5 $K_c=30$, $\tau_i=60$, $\tau_D=0$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.



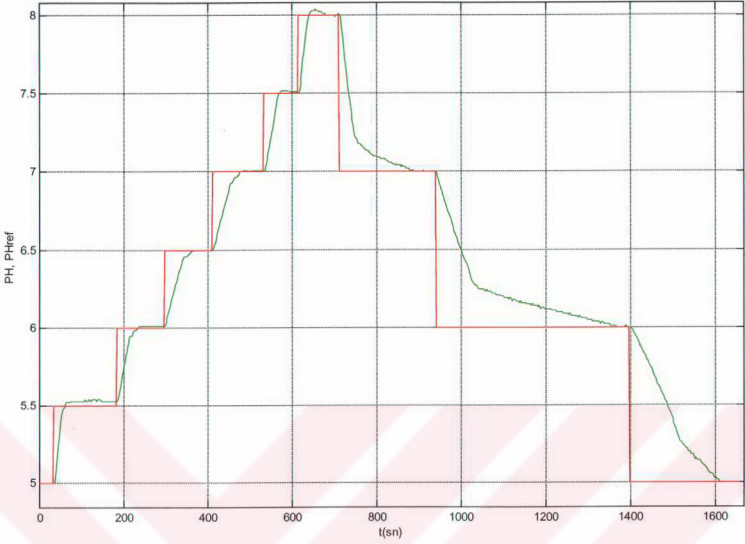
Şekil 5.6 $K_c=30$, $\tau_i=30$, $\tau_D=0$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.



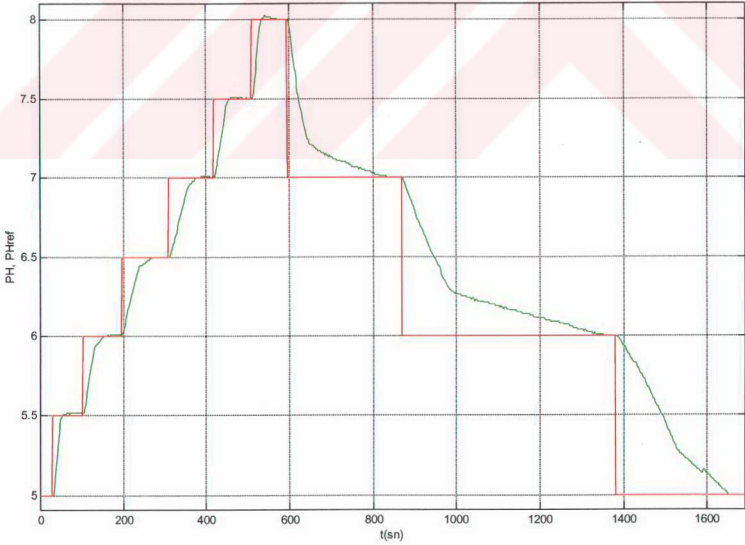
Şekil 5.7 $K_c=30, \tau_i=30, \tau_D=0,33$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.



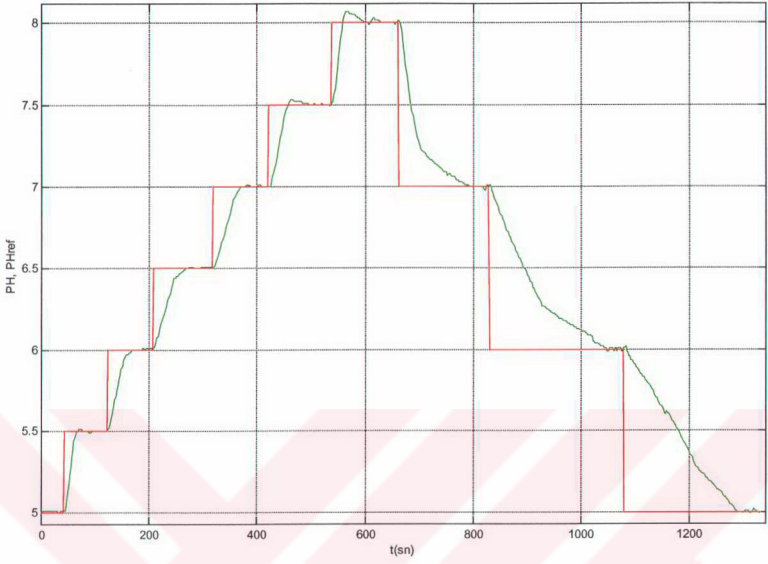
Şekil 5.8 $K_c=30, \tau_i=15, \tau_D=0,33$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.



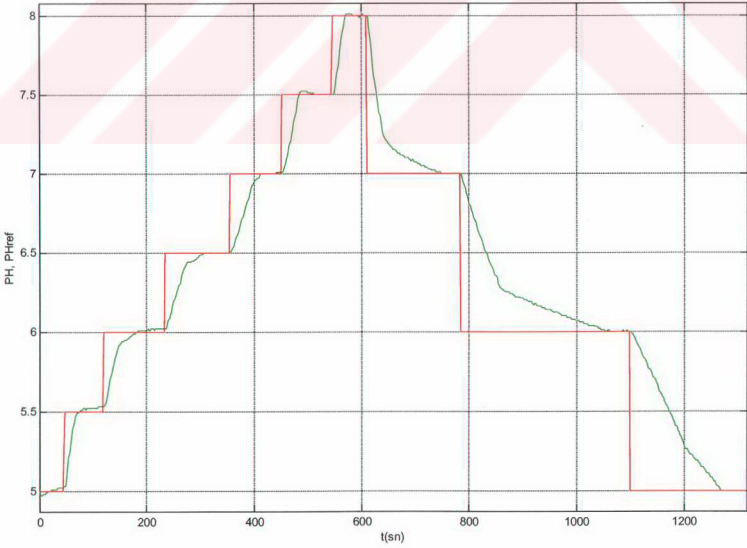
Şekil 5.9 $K_c=30$, $\tau_i=60$, $\tau_D=0,167$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.



Şekil 5.10 $K_c=30$, $\tau_i=60$, $\tau_D=0,67$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.



Şekil 5.11 $K_c=50$, $\tau_i=100$, $\tau_D=0,2$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.



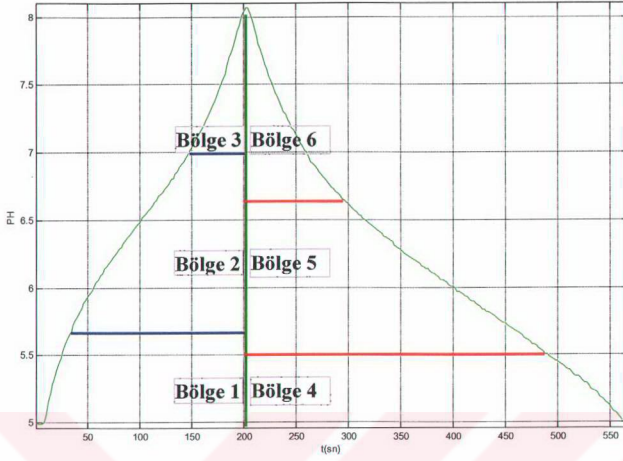
Şekil 5.12 $K_c=100$, $\tau_i=200$, $\tau_D=0,2$ parametreleriyle elde edilen kontrol sonuçları.

Şekil 4.4'te verilen sistemin çalışma aralığındaki genel seyrine bakıldığında, titrasyon eğrisinin doğrusallıktan sapmasından kaynaklanan yanıtım değişimleri dikkat çekmektedir. Buradan yola çıkılarak çalışma bölgesi Şekil 5.13'deki gibi dilimlendirilebilir. Sistemin genel olarak seyri yavaş olduğundan, orta pH bölgelerinde kontrol edici kazancını arttırmak suretiyle bir "kazanç ayarlamalı kontrol" yapmak uygun görülmüştür. Bu amaçla deney süresince çeşitli bölgelerde pH değişim hızının, diğer bölgelerden yaklaşık kaç kat fark taşıdığını tesbit ederek; kontrol programının çalışması sırasında okunan pH'a bakarak, kontrol edici çıktısının uygun görülen yaklaşık değerlerle çarpılması kontrol süresini daha makul değerlere çekmiştir (Şekil 5.14). Çarpanların saptanmasında, en hızlı yanıtımın gerçekleştiği, baz beslemesi halinde $5,0 < \text{pH} < 5,7$ bölgesi esas alınarak diğer bölgelerdeki seyrin de benzer hızda gerçekleşmesi hedefi esas alınmıştır.

Mevcut çalışma koşulları için seçilen kazanç ayarlama çarpanları Çizelge 5.1'de verilmiştir.

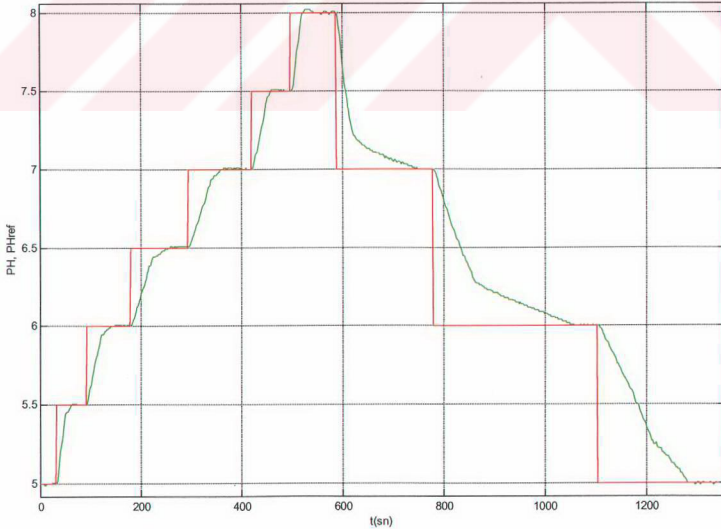
Çizelge 5.1 Kazanç seçmeli kontrolde kullanılan çarpanlar

BESLEME TÜRÜ	pH aralığı	Çarpan	Bölge No.
Baz	5,0 – 5,7	1	1
	5,7 – 7,0	1,8	2
	7,0 – 8,0	1,128	3
Asit	5,0 – 5,5	1,4	4
	5,5 – 6,7	3,325	5
	6,7 – 8,0	1,75	6



Şekil 5.13 Çalışılan pH aralığının kazanç ayarlamalı kontrol amacıyla dilimlendirilmesi.

Kazanç ayarlamalı kontrol yaklaşımıyla yapılan deneyin grafiği (Şekil 5.14), yine aynı parametrelerle fakat çarpanlar kullanılmadan yapılmış olan PID kontrol deneyinin grafiğiyle (Şekil 5.12) kıyaslandığında daha tatmin edici sonuçlar verdiğini söylemek mümkündür.



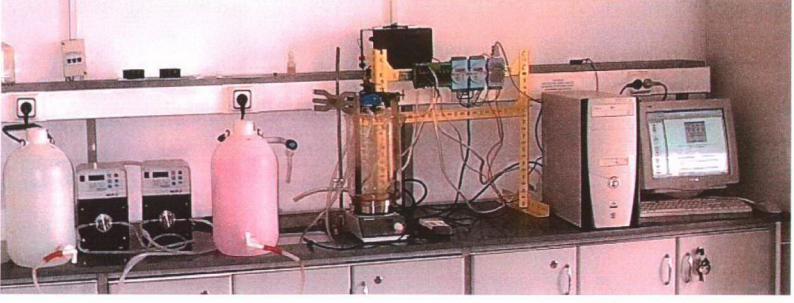
Şekil 5.14 $K_c=100$, $\tau_r=200$, $\tau_D=0,2$ parametreleriyle "kazanç seçmeli kontrol" sonuçları.

KAYNAKLAR

- Akgün, M., (2003), Proses Dinamiği ve Kontrolü Ders Notları (Yayımlanmadı).
- Alpbaz, M., (1993), Proses Kontrol, A.Ü.F.F. Döner Sermaye İşletmesi Yayınları 12, Ankara.
- Doherty, S.K., (1999), "Control of pH in Chemical Processes Using Artificial Neural Networks", Doktora Tezi, School of Engineering, Liverpool John Moores University, İngiltere.
- Gündüz, T., (1993), Kalitatif Analiz Ders Kitabı, Bilge Yayıncılık, Ankara.
- Loh, A.P., Looi, K.O., Fong, K.F., (1995), "Neural Network Modelling and Control Strategies for a pH Process"; J.Proc.Control Vol. 5, No. 6, 355-362.
- Luyben, W.L., (1988), Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers, Mc Graw-Hill, Singapur.
- Luyben, W.L. ve Luyben, M.L., (1997), Essentials of Process Control, Mc Graw-Hill, Singapur.
- Regunath, S. ve Kadirkamanathan, V., (2001), "Design of a pH kontrol system using fuzzy non-uniform grid scheduling", Applied Soft Computing 1: 91-104.
- Sarıkaya, Y. ve Erdik, E., (2002), Temel Üniversite Kimyası, Gazi Kitabevi, Ankara.
- Şaşmaz, D.A., (1990), Proses Kontrol, İTÜ Kimya-Metalurji Fakültesi Ofset Atölyesi, İstanbul.
- Yeo, Y.K., ve Kwong T.I., (1999), "A Neural PID Controller for the pH Neutralization Process", Ind. Eng. Chem. Res., 38: 978-987.
- Warwick, K., (1989), Control Systems Introduction, Prentice-Hall, İngiltere.

EKLER

- Ek 1 Deneý düzeneęinin fotoęrafı
- Ek 2 Visual Basic ile yazılan program satırları
- Ek 3 Visual Basic ile hazırlanan programın kontrol esnasında alınan görüntüleri
- Ek 4 Borland C++ programlama diliyle yazılan program satırları

Ek 1 Deneç Düzeneğinin Fotoğrafı

Ek 2 Visual Basic ile Yazılan Program Satırları

'ANA EKРАН:

'ONDALIKLI DEGİSKENLER

Public Kp As Double

Public Ki As Double

Public Kd As Double

Public pH As Double

Public pH_old As Double

Public pHref As Double

Public time As Double

Public time_old As Double

Public E_int As Double

Public E As Double

Public E_old As Double

Public E_diff As Double

Public Y As Double

'RAKAMSAL OLMAYAN DEGİSKENLER

Public PortAddress As String

Public buffer As String

Public asit_baz As String

'TAMSAYI DEGİSKENLER

Public asit_on_baz_off As Integer

Public asit_off_baz_on As Integer

Public asit_off_baz_off As Integer

Public Cikmak As Integer

Public pin As Integer

'ANA FORM

```
Private Sub Command1_Click()
frm_detay.Show
End Sub

Private Sub Form_Load()
PortAddress = &H378
pHref = 5
asit_on_baz_off = 6
asit_off_baz_on = 3
asit_off_baz_off = 0
Kp = 30
Ki = 0.1
Kd = 10
Me.Txt_KpGor.Text = Kp
Me.Txt_KiGor.Text = Ki
Me.Txt_KdGor.Text = Kd
Me.TxtSetPh.Text = pHref
Me.Cmd_Stop.Enabled = False
Me.Cmd_P.Enabled = False
Me.Cmd_PI.Enabled = False
Me.Cmd_PID.Enabled = False
End Sub

Private Sub Cmd_Basla_Click()
Me.List1.AddItem "KAYIT BASLANGICI"
If Me.MSComm1.PortOpen = True Then
Me.MSComm1.PortOpen = False
End If
Me.MSComm1.PortOpen = True
```

```
Me.Cmd_Basla.Enabled = False
Me.Cmd_Cikis.Enabled = False
Me.Cmd_Stop.Enabled = True
Me.Cmd_P.Enabled = True
Me.Cmd_PI.Enabled = True
Me.Cmd_PID.Enabled = True
End Sub

Private Sub Cmd_P_Click()
    Ki = 0
    Kd = 0
    Tim_fonk.Enabled = False
    Tim_fonk.Enabled = True
End Sub

Private Sub Cmd_PI_Click()
    Kd = 0
    Tim_fonk.Enabled = False
    Tim_fonk.Enabled = True
End Sub

Private Sub Cmd_PID_Click()
    Open "c:\Kontrol_Data.txt" For Output As #1
    Tim_fonk.Enabled = False
    Tim_fonk.Enabled = True
End Sub

Private Sub Cmd_SetPh_Click()
    pHref = CDBl(Me.TxtSetPh)
End Sub

Private Sub MSComm1_OnComm()
```

```

buffer = Me.MSComm1.Input
If Mid(buffer, 1, 1) = "p" Then
Me.List1.AddItem buffer
Me.TxtActualPh = Mid(buffer, 2, 5)
pH = CDb1(Mid(buffer, 2, 5))
End If
End Sub

Private Sub Cmd_Stop_Click()
Me.List1.AddItem "KAYIT SONU"
If Me.MSComm1.PortOpen = True Then
Me.MSComm1.PortOpen = False
End If
Tim_fonk.Enabled = False
Close #1
Out PortAddress, asit_off_baz_off
Me.Cmd_Basla.Enabled = True
Me.Cmd_Stop.Enabled = False
Me.Cmd_Cikis.Enabled = True
Me.Cmd_P.Enabled = False
Me.Cmd_PI.Enabled = False
Me.Cmd_PID.Enabled = False
End Sub

Private Sub Cmd_Cikis_Click()
Cikmak = MsgBox("Programdan çıkmak istediginizden emin misiniz?", vbYesNo +
vbQuestion + vbDefaultButton2, "ÇIKIŞ")
If Cikmak = vbNo Then
Exit Sub

```

```

Else
Out PortAddress, asit_off_baz_off
End
End If
End Sub
Private Sub Cmd_Parametre_Click() 'parametreleri arada degistirmek icin...
frm_param.Show
End Sub
Private Sub Tim_fonk_Timer()
Call kontrol(Kp, E, Ki, E_int, Kd, E_diff, pH, pHref)
Print #1, time, pHref, pH 'Y, asit_baz, E, E_diff, E_int 'metin dosyasına yazılıyor
End Sub
'PARAMETRE DEĞİŞTİRME FORMU
Private Sub Form_Load()
'mevcut parametreler görüntüleniyor:
Me.txt_kp = frmOtomasyon.Txt_KpGor
Me.txt_ki = frmOtomasyon.Txt_KiGor
Me.txt_kd = frmOtomasyon.Txt_KdGor
End Sub
Private Sub cmd_uygula_Click()
'yeni parametreler double yapilip devreye sokuluyor.
Kp = CDbI(txt_kp)
Ki = CDbI(txt_ki)
Kd = CDbI(txt_kd)
If Kp > 100 Then Kp = 100
If Ki > 100 Then Ki = 100
If Kd > 100 Then Kd = 100

```

'yeni parametreler ana formda görüntüleniyor.

frmOtomasyon.Txt_KpGor.Text = Kp

frmOtomasyon.Txt_KiGor.Text = Ki

frmOtomasyon.Txt_KdGor.Text = Kd

'parametre degistirme formu kapatiliyor:

frm_param.Hide

End Sub

'DETAYLI BİLGİ FORMU

Private Sub Command1_Click()

frm_detay.Hide

End Sub

'HESAPLAMA BÖLÜMÜ:

Function kontrol(Kp, E, Ki, E_int, Kd, E_diff, pH, pHref)

E = pHref - pH 'HATA DEGERI HESABI

E_int = E * time - E_old * time_old 'HATANIN INTEGRALININ HESABI

If time > 0 Then

E_diff = (pH_old - pH) / (time - time_old) 'HATANIN TUREVININ HESABI

End If

'CIKTI FONKSIYONUNUN HESABI

If E = 0 Then

Y = 0

pin = asit_off_baz_off

ElseIf 0 < E And E <= 0.1 Then 'BAZ CALISACAK

Y = Kp * E + Ki * E_int + Kd * E_diff

pin = asit_off_baz_on

asit_baz = "baz"

ElseIf E > 0.1 Then 'BAZ SUREKLI

```

pin = asit_off_baz_on
Y = 100
asit_baz = "baz"
ElseIf -0.3 <= E And E < 0 Then ' ASIT CALISACAK
Y = -1 * Kp * E + Ki * E_int + Kd * E_diff
pin = asit_on_baz_off
asit_baz = "asit"
ElseIf E < -0.3 Then ' ASIT SUREKLI
pin = asit_on_baz_off
Y = 100
asit_baz = "asit"
End If
If Y > 100 Then
Y = 100
End If
If Y < 0 Then
Y = 0
End If
calisma_zamani = Y * 20 'VANANIN CALISMA ZAMANI
Out PortAddress, pin
Sleep calisma_zamani
If calisma_zamani <> 2000 Then
Out PortAddress, 0
Sleep 2000 - calisma_zamani
End If
time_old = time
time = time_old + 2 'ZAMAN ILERLETILİYOR

```

pH_old = pH 'SONRAKI TEKRARDA pH_old DEGERINI TUTMASI ICIN

E_old = E 'SONRAKI TEKRARDA E_old DEGERINI TUTMASI ICIN:

frmOtomasyon.lbltest = Y

frmOtomasyon.lbl_hata = E

frmOtomasyon.lbl_pin = pin

Sleep 2000 'SISTEMIN HOMOJEN HALE GELME SURESI (2sn)

End Function



Ek 3 Visual Basic ile Hazırlanan Programın Çalışırken Görüntüleri

The screenshot displays the 'YTU- pH Kontrol - 2004' application window. The main interface is titled 'pH OTOMASYONU' and features several control panels:

- Control Panel:** Shows 'Gerçek pH' (Actual pH) as 05.47 and 'Set pH' (Setpoint) as 5.3. A 'Set' button is visible next to the setpoint.
- Process Detail Panel:** Contains a schematic diagram of a tank with 'Asit' (Acid) and 'Baz' (Base) inputs and a 'Tahliye' (Discharge) output.
- Control Type Selection:** Offers options for 'P Kontrol', 'PI Kontrol', and 'PID Kontrol'. 'PI Kontrol' is currently selected.
- Function Output:** Displays 'Fonksiyon Çıktısı' (Function Output) as 5.066, with a 'KAPAT' (Close) button below it.
- Parameter Adjustment:** A separate window titled 'Parametre' shows the current PI control parameters: Kp: 30, Ki: 0.1, and Kd: 10. An 'Uygula' (Apply) button is present.
- Function Constants:** A 'Detay' (Details) window lists constants: Kp: 30, Ki: 0.1, Kd: 10.
- Function Variables:** Another 'Detay' window shows variables: Hata (Error): -0.17, Hatanın Integrali (Integral Error): -0.34, and Hatanın Türevi (Derivative Error): 0.
- System Change Variables:** A third 'Detay' window shows system change variables: Aktif LPT PIN No: 6, Alınan Sistem Çıkış Bilgileri (Received System Output Information): 5.066, and Selenoid Vana Açık Kalma Süresi (Solenoid Valve Open Duration): 0.10132.

Şekil Ek 3.1 PI kontrol esnasında hatanın negatif olduğu durumda programın görüntüsü

YTÜ- pH Kontrol - 2004

pH OTOMASYONU

Kontrol Paneli

Gerçek pH **05.46**

Set pH **7.3**

Proses Detay Paneli

Asit Baz Tahliye

Kontrol Tipi

Detay

Fonksiyon Sabitleri

Kp	30
Ki	0.1
Kd	10

Fonksiyon Değişkenleri

Hata	1.84
Hatanın İntegrali	3.680000E
Hatanın Türevi	0

Sisteme Özgü Değişkenler

Aktif LPT PIN No	3
Alınan Sistem Çıkış Bilgileri	100
Selenoid Vana Açık Kalma Süresi	2

Fonksiyon Çıktısı **100**

Parametre

Kp :
 Ki :
 Kd :

Şekil Ek 3.2 PI kontrol esnasında hatanın pozitif olduğu durumda programın görüntüsü

Ek 4 Borland C++ ile Yazılan Program Satırları

```

#define PORT1 0x3F8 // 0x3F8, 0x2F8, 0x3E8, 0x2E8 olabilir.

#define SERIALREAD { ch=inportb(PORT1); if(ch==13) k=0; DIZI[k]=ch; k++; }

#define DELAY20 while( (inportb(0x61)&0x10) == 0); while( (inportb(0x61)&0x10) !=
0); Count30us++; if( Count30us == 667 ) { Count20ms++; Count30us = 0; }

#define ASIT_ON_BAZ_ON 5
#define ASIT_ON_BAZ_OFF 4
#define ASIT_OFF_BAZ_ON 1
#define ASIT_OFF_BAZ_OFF 0

#define KP 10
#define KI 0.5
#define KD 100

void main(void)
{
int KEY=0;
int c,K;
int ch;

int k=0;

int Control=0;

int Count30us=0;
int Count20ms=0;

int zaman=0;

int A;

int DIZI[20];

double PH=0, PH_old, T=0;

float PH_ref=6.0; // referans PH deşeri

double e, e_diff;

```

```

float y_baz=0;
float y_asit=0;
float I_baz=0, I_asit=0;
FILE *stream;           // Degiskenleri kaydedilmesi için
outputb(PORT1 + 1 , 0); /* Turn off interrupts - Port1 */
outputb(PORT1 + 3 , 0x80); /* SET DLAB ON */
outputb(PORT1 + 0 , 0x30); /* Set Baud rate - Divisor Latch Low Byte */
outputb(PORT1 + 1 , 0x00); /* Set Baud rate - Divisor Latch High Byte */
outputb(PORT1 + 3 , 0x03); /* 8 Bits, No Parity, 1 Stop Bit */
outputb(PORT1 + 2 , 0xC7); /* FIFO Control Register */
outputb(PORT1 + 4 , 0x0B); /* Turn on DTR, RTS, and OUT2 */
clrscr();
stream = fopen("PH.txt", "w");
while( KEY != 27 )
{
// ***** PID KONTROL *****
KEY=0;
if( kbhit() ) KEY=getch();
if(KEY=='r') //calisirken pH setnoktasi degistirmek icin r tusuna bas!
{
printf("\nPH_ref=");scanf("%f", &PH_ref);
}

PH_old = PH;

k=0;
while( k < 14 )

```

```

{
if ( inportb(PORT1 + 5) & 1 ) SERIALREAD
if(k==14)
{PH = (DIZI[2]-48)*10 + (DIZI[3]-48) + (DIZI[5]-48)*0.10 + (DIZI[6]-48)*0.01;
  T = (DIZI[9]-48)*100 + (DIZI[10]-48)*10 + (DIZI[11]-48)*1 + (DIZI[12]-48)*0.1 +
(DIZI[13]-48)*0.01; }
}

if(zaman==0) PH_old = PH;
e = PH_ref - PH;
if( e > 0 ) // PH < PH_ref , BAZ verilecek
{
if(e<1) I_baz = I_baz + e;
e_diff = (PH - PH_old) / 4;
y_baz = KP*e + KI*I_baz + KD*e_diff; // 0-100
y_asit = 0;
if(y_baz>100) y_baz=100;

Count20ms = 0;
while( Count20ms < 100 )
{
DELAY20
if(Count20ms<y_baz & y_baz>3 ) outportb(0x378, ASIT_OFF_BAZ_ON);
if(e<0.5)
{
if(Count20ms>=y_baz) outportb(0x378, ASIT_OFF_BAZ_OFF);
}
}
}

```

```

}
if( e < 0 ) // PH > PH_ref , ASIT verilecek
{
e=fabs(e);
y_baz = 0;
if(e<1) I_asit = I_asit + e;
e_diff = (PH_old - PH) / 4;
y_asit = KP * e + KI*I_asit + KD*e_diff;           // 0-100
if(y_asit>100) y_asit=100;
Count20ms = 0;
while( Count20ms < 100 )
{
DELAY20
if(Count20ms<y_asit & y_asit>3 ) outportb(0x378, ASIT_ON_BAZ_OFF);
if(e<0.5)
{   if(Count20ms>=y_asit) outportb(0x378, ASIT_OFF_BAZ_OFF);   }
}
}

printf("Time=%d PH=%.2f PH_ref=%.2f e=%.2f e_diff=%.2f y_asit=%d y_baz=%d \n",
zaman, PH,PH_ref, e, e_diff, int(y_asit), int(y_baz));
fprintf(stream, "%d %.2f %.2f %d %d\n", zaman, PH, PH_ref, int(y_asit), int(y_baz) );
delay(2000);
k=0; while( k < 14 ) { if ( inportb(PORT1 + 5) & 1 ) SERIALREAD }
k=0; while( k < 14 ) { if ( inportb(PORT1 + 5) & 1 ) SERIALREAD }
k=0; while( k < 14 ) { if ( inportb(PORT1 + 5) & 1 ) SERIALREAD }
zaman = zaman + 2;

// *****

```

OK:

```
}
```

SON:

```
outportb(0x378,ASIT_OFF_BAZ_OFF);
```

```
fclose(stream);
```

```
printf("\n PROGRAM SONU");
```

```
}
```



ÖZGEÇMİŞ

Doğum tarihi	06.03.1978	
Doğum yeri	İstanbul	
Ortaöğrenim	1988 – 1995	Üsküdar Anadolu Lisesi
Lisans	1995 – 2001	Ankara Üniversitesi Mühendislik Fakültesi, Kimya Mühendisliği Bölümü
Yüksek Lisans	2001 – 2004	Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı, Kimya Mühendisliği Programı

Çalıştığı kurumlar

1998	Çağdaş Boya San. ve Tic. A.Ş., Stajyer
1999	YTONG Türk A.Ş., Stajyer
1999	Prag Kimyasal Teknolojiler Enstitüsü, Stajyer
2000	Sartaş Boya Sanayii A.Ş., Stajyer
2000-2001	Beril Boya ve Kim. Mad. San. ve Tic. Ltd. Şti.
2001-Devam ediyor	YTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü Araştırma Görevlisi