

# pH Sürecinin Lyapunov Tabanlı Lineer Olmayan Denetleyici ile Denetimi

## Lyapunov Function Based on Nonlinear Control of pH Process

İbrahim Alışkan<sup>1</sup>, Kayhan Gülez<sup>1</sup>, Galip Cansever<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Elektrik Mühendisliği Bölümü  
Yıldız Teknik Üniversitesi

ialiskan@yildiz.edu.tr, gulez@yildiz.edu.tr, cansever@yildiz.edu.tr

### Özet

Klasik denetleme teknikleri, nötralizasyon süreci gibi lineer olmayan sistemleri denetlemede yeterince başarılı olamamaktadırlar. Klasik denetleme tekniklerinin başarımlarını göz önüne alınacak olursa, lineer olmayan denetleme tekniklerinin, bu gibi sistemleri denetlemede daha başarılı oldukları bir gerçektir. Bu sebeple, çalışmada lineer olmayan bir sistem olan, hidroklorik asit içeren atık sıvının, sodyum hidroksit içeren sıvı ile nötralizasyonuna ait sürecin denetlenmesinde, bir lineer olmayan sistem denetleme tekniği olan, Lyapunov fonksiyonu tabanlı denetleme tekniği kullanılmıştır. Geliştirilen yapılarla ilişkin verileri elde edebilmek adına, çalışmaya ait matematiksel verilere MATLAB-Simulink yazılımsal ortamında benzetim işlemi uygulanmıştır. Geliştirilen denetleme sisteminin ne denli başarılı olduğunu anlaşılabilmesi için bir kıyas ve/veya ölçüt gerekmektedir. Bu açığı kapatmak adına da, sürecin denetlenmesinde bir klasik denetleme tekniği olan, PI denetleme tekniği kullanılmış ve her iki denetleyiciye ait çıkış değerlerinin kıyaslanması yoluna başvurulmuştur. Sonuçlar, geliştirilen denetleme sisteminin süreci denetlemede klasik denetleme tekniklerine olan üstünlüğünü göstermede gerek ve yeter şartları sağlamıştır.

### Abstract

Classical control systems are not successful enough at control operation of nonlinear systems that like as pH neutralization process. When think about classic control systems success, nonlinear control systems are more successful at control of these type systems. For this reason, Lyapunov function based nonlinear control technique was used for control operation of a nonlinear system that is a neutralization reaction between hydrochloric acid included churn fluid and sodium hydroxide included fluid. MATLAB-Simulink software has been used for arriving to output values of the developed systems. A comparison and/or a criterion are needed for understanding to developed control system's achievement. PI control technique, which is a classical control technique was used at the process control and results of each control techniques were compared. Results showed us that developed controller is more superior than classical control techniques at nonlinear systems control operations.

### 1. Giriş

Süreçlerin denetlenmesine yıllar boyunca bir bilim uygulama alanından daha ziyade bir sanat dalı gibi bakılmıştır. İlgili kişi belirli bir probleme çözüm ararken ağırlıklı olarak kendi tecrübelerine ve de deneme-yanılma yöntemine dayanarak sonuca ulaşma eğiliminde olmuştur. Problemlerin matematiksel yönlerini göz önüne alacak olursak; bilim adamları için genel bir problem, ancak uygulama çalışanları için ise uzak bir kavramdır. Yine uygulama çalışanları için süreçlerin matematiksel analizinin ve dizayn çalışmalarının ne denli karmaşık bir kavram olduğu ise göz önünde bulundurulması gereken ayrı bir durumdur [1].

pH denetleme probleminin bu denli ilgi çekici bir süreç denetleme alanı olmasının çeşitli nedenleri vardır. Sürecin endüstriyel önemi ve denetleme alanında adı çıkmış olması bu nedenlerden en fazla bilinenleridir.

Atık sıvıların pH değerlerinin denetimi; proses kontrol, su kimyası ve kontrol sistemleri gibi bilimsel kitaplarda sıklıkla karşımıza çıkmaktadır [2], [3] ve [4]. En küçük sürekli hal hatasına ulaşmak adına farklı denetleme teknikleri sürece uygulanmıştır. Lineer denetleme tekniklerinin bu noktada pek de başarılı olamadıkları bilinen bir durumdur. Fakat geliştirilen yeni denetleme sistemleri için gerekli ölçütleri oluşturmak adına çok kullanışlı oldukları unutulmamalıdır. Gerek kontrol mühendisleri gerekse de kimyacılar tarafından nötralizasyon süreçlerine denetim alanından her türlü teknik uygulanmıştır. Adaptif denetleme sistemleri, lineer olmayan denetleme sistemleri, yapay sinir ağları, bulanık mantık sistemler, genetik algoritmalar, model tabanlı denetim ve dahili model denetleme gibi denetleme sistemleri verilebilecek örneklerden sadece birkaçıdır [5], [6], [7], [8], [9], [10], [11], [12] ve [13].

Nötralizasyon sisteminin lineer olmayan yapısı ve belirtilen çalışmalar bize gerekli altyapıyı sağlayacaktır. Bu bağlamda denetleyici tasarımı için ilk olarak sistemin matematiksel modeli elde edilmelidir. Elde edilen model kullanılarak bir klasik denetleme tekniği olan oransal+integral (PI) denetleyici tasarımının yolu, Ziegler-Nicholes tekniğinin kullanımı ile açılmış olacaktır. Çalışmanın temel amacını oluşturan Lyapunov fonksiyonu tabanlı lineer olmayan denetleyiciye de bu modelin kullanılması yolu ile ulaşılabilecektir. Tasarımı gerçekleştirilen yapıların ne denli başarılı olduklarının belirlenmesine yönelik bir benzetim çalışmasının ve/veya bir gerçek uygulamanın gerekliliği ortadadır. Bu açığı ortadan kaldırmak amacı ile Matlab-Simulink yazılımsal

ortamında yapılacak olan benzetim çalışmalarının sonuçlarının, çalışma içerisine alınması yeterli olacaktır. Hem benzetim çalışmalarının sonuçları hem de sunulan denetleyicinin 16-bitlik bir işlemci ile bile uygulanabilir olması çalışmanın sonucuna ulaştığını göstermektedir.

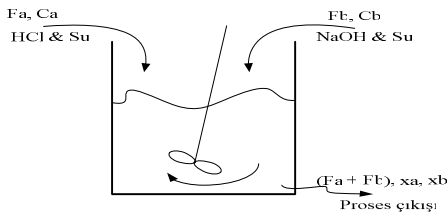
### 1.1. Kimyasal Sürece Ait Matematiksel Model

En genel olarak pH süreci, asidik ve bazik bölgeler arasındaki kimyasal reaksiyon olarak karakterize edilebilir. Sistemin modeli materyal dengesi, kimyasal ve iyonik denge eşitlikleri kullanılarak elde edilebilir [14]. Sürecin temel parametresi pH olup, bu da sistemin asitlik veya alkaline değerine ait ölçütü ifade etmektedir. Bunlara göre;

$$pH = -\log[H^+] \quad (1)$$

eşitliğinde  $[H^+]$ , sıvı içerisindeki hidrojen iyonlarına ait molar derişimi ifade etmektedir [15]. Saf su için pH değeri 7 olup, bu değer aynı zamanda herhangi bir nötral kimyasal süreç için de geçerlidir. Verilen değer üzerinde pH değerleri için bazik, altındaki değerler için ise asidik sistemler söz konusudur [14], [15].

Sürece ait genel bir yapı Şekil 1'deki gibi verilerek, matematiksel ifadelerin yolu açılabilir.



Şekil 1: Nötralizasyon sürecine ait görsel tanımlama.

Eşitlik (2) ve 25°C için  $K_w = 10^{-14}$  olması, sistemin asitlik derecesine ilişkin değer 0...14 aralığında değişim göstereceği sonucunu ortaya koymaktadır [14].

$$K_w = [H^+][OH^-] \quad (2)$$

Şekil 2/a'dan da görülebileceği gibi ele alınan süreç lineer olmayan bir yapıya sahiptir. Özellikle nötralizasyon noktası etrafında logaritmik ilişkidendir dolayısıyla sistem küçük değişimlere karşı çok daha duyarlı bir yapıya bürünmektedir.

#### 1.1.1. Sürece Ait Matematiksel Model

Kuvvetli asit ve kuvvetli baz su içerisinde tamamen çözünen ve de aynı zamanda iki malzemenin birisi tamamen bitene kadar birbirleri ile kimyasal reaksiyona giren maddelerdir (bu durum 25°C için tamamı ile geçerlidir) [15]. Sistem çıkışının asidik ya da bazik olması,  $[H^+]$  (artışı asidik bir çözelti oluşturacaktır) ile  $[OH^-]$  (artışı bazik bir çözelti oluşturacaktır) iyonlarının birbirlerine göre fazla derişimde olmalarına bağlıdır. Eşitlik durumunda nötral bir çözelti söz konusu olacaktır.

Tipik bir nötralizasyon süreci olarak, HCl (hidroklorik-kuvvetli asit) ile NaOH (sodyumhidroksit-kuvvetli baz) arasında gerçekleşen kimyasal reaksiyon ele alınabilir. Şekil 1'de verilen reaksiyon tankı için ideal bir karışım göz önüne alındığında,

$$V\dot{x}_a = F_a C_a - (F_a + F_b) x_a, \quad (3)$$

$$V\dot{x}_b = F_b C_b - (F_a + F_b) x_b, \quad (4)$$

eşitlikleri elde edilir. İfadelerde  $V$  reaksiyon tankının iç hacmini,  $x_a$  ve  $x_b$  sırası ile reaksiyon tankı içerisindeki asidik ve bazik bileşenlerin molaritesini,  $F_a$  ve  $F_b$  asidik ve bazik bileşenleri içeren sıvılara ait akış hızlarını sembolize etmektedirler.  $C_a$  ve  $C_b$  asidik ve bazik çözeltilerin konsantrasyon verileridir. Reaksiyon tankının kullanıcı tarafından tamamı ile atık su ve nötralizasyon çözeltisi içerecek şekilde dolu olarak tutulduğu bilinmektedir. Gerçek bir uygulama için bu değer en az %95 civarında olacaktır. Aksi takdirde tank içerisindeki karışımın hacmi de ölçülerek bir değişken olarak eşitliklere dahil edilmelidir.

Şimdi HCl ile NaOH arasındaki kimyasal reaksiyonu ve suyun kendi içerisindeki ayrışımını (5), (6) ve (7) nolu eşitliklerdeki yapıda verebiliriz.



İyonik olarak elektro nötral yapının sağlanması gerektiği bilinen bir durumdur. Buna göre,

$$[Na^+] + [H^+] = [Cl^-] + [OH^-] \quad (8)$$

eşitliği kimyasal ortamdan matematiksel yapıya geçişe olanak sağlayacaktır. Denklemde  $[X]$ , tank içerisindeki  $X$  iyonuna ilişkin konsantrasyonu vermektedir. Tank sıcaklığının 25°C  $\pm 5\%$  gibi bir bantta tutulması,  $K_w$  çözünürlük sabitinin çok geniş bir alanda değişimine izin vermeyecektir ki, buda  $10^{-14}$  gibi sabit bir değer denklemlerde kullanılabilmesi için yeterli olacaktır. Kimyasal dengeye ilişkin eşitlikten önce tank içerisindeki asidik ve bazik bileşenlere ilişkin değişkenleri belirlemek daha yerinde olacaktır. Bu durumda,

$$x_a = [Cl^-], \quad x_b = [Na^+] \quad (9)$$

değişken atamaları yapılabilir. Bu verilerin de kullanılması ile denge eşitliği,

$$[H^+]^2 + [H^+](x_b - x_a) - K_w = 0 \quad (10)$$

olarak verilebilir.  $pH = -\log[H^+]$  eşitliği ile (10) nolu eşitliğin birlikte kullanımı sistemin matematiksel modelinin elde edilmesi için yeterli sonucu verecektir [14].

$$pH = -\log_{10} \left( \frac{\sqrt{(x_b - x_a)^2 / 4 + K_w} - (x_b - x_a)}{2} \right) \quad (11)$$

Elde edilen modele ait denkleme dikkat edilirse logaritmik ve üstel formdaki lineer olmayan fonksiyonların bir kombinasyonu söz konusudur. Bu kombinasyonun sonucu da lineer olmayan bir yapı ortaya koyacaktır [2], [3] ve [4].

## 2. Denetleme Sistemlerinin Tasarım Aşaması

Burada iki farklı denetleme sisteminin tasarımı ele alınacaktır. İlk olarak çalışma içerisinde bir performans ölçütü gibi kullanılacak olan PI denetleyicinin tasarımı üzerinde

çalışılacak daha sonra ise yeni bir bakış açısı olarak, Lyapunov tabanlı lineer olmayan denetim sisteminin tasarım işlemine yönelik adımlar üzerinde durulacaktır.

## 2.1. Klasik Denetleme Sistemi

Sistemin matematiksel modelinin elimizde mevcut olması, sisteme ait geçici ve sürekli hal cevaplarının elde edilebileceğine ve Ziegler-Nicholes'un denetleyici tasarımında kullanılabileceğine işaret eder [16]. PI denetleyici için belirlenmesi gereken iki parametre olarak;  $K_p$  (katsayı sabiti) ve  $T_i$  (integral zaman sabiti) söz konusudur. Sürecin yapısı gereği, klasik yöntemden farklı biçimde adım fonksiyonu olarak 0→1 yerine 2.5→3.5 değerleri kullanılmıştır. Aksi durumda klasik değerler ışığında tasarlanan denetleyicinin sistemin hassasiyetinin doruk noktasına ulaştığı,  $4 < \text{pH} < 10$  değer bandı için denetim başarımı olamayacaktır. Diğer bir kayda değer nokta ise  $\text{pH}=7$  nötral değerinin bu bant içerisinde oluşudur. Gecikme zamanı ( $L$ ) 2.7 saniye ve zaman sabiti ( $T$ ) ise 1.6 saniye olarak elde edilmiştir. Bu değerler ışığı altında,

$$K_p = 0.9 \frac{T}{L} \quad \text{ve} \quad T_i = L/0.3, \quad (12)$$

$$G_c(s) = K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} \right), \quad (13)$$

$$\Rightarrow G_c(s) = 0.53 \left( 1 + \frac{1}{9s} \right) \quad (14)$$

matematiksel olarak PI yapı sonucuna ulaşılabileceği [17], [18].

## 2.2. Lineer Olmayan Denetleme Sistemi

Unutulmamalıdır ki denetleme sistemlerinin temel amacı hata sinyalini sifıra taşımaktır (özel amaçlı bir sistem düşünülmediği durumda). Hareket noktası olarak bu kriter göz önüne alınırsa,

$$e = \text{referans} - \text{pH}, \quad (15)$$

$$\Rightarrow V = \frac{1}{2} e^2, \quad V = 0, \quad e = 0 \quad (16)$$

temel ifadelerine ulaşılır [19]. Önemli olan nokta fonksiyonların dinamiklerinin bizim istediğimiz şekilde ayarlanabilmesidir ki,

$$\dot{V} = e \cdot \dot{e} \Rightarrow \dot{V} = e \cdot (-\text{pH}), \quad (17)$$

$$\text{pH} = \frac{d}{dt} \left( -\log_{10} \left( \frac{(x_a - x_b) + \sqrt{(x_b - x_a)^2 + 4 \cdot K_w}}{2} \right) \right) \quad (18)$$

$$= \frac{1}{\ln 10} \frac{\left( \dot{x}_a - \dot{x}_b \right)}{2 \cdot \sqrt{(x_b - x_a)^2 + 4 \cdot K_w}},$$

$$\dot{x}_a - \dot{x}_b = ff \quad (19)$$

$$\Rightarrow ff = \frac{1}{V} (F_a C_a - (F_a + F_b) x_a - F_b C_b + (F_a + F_b) x_b)$$

ifadeleri bu amacı gerçeklemek üzere gerekli hesaplamalara olarak sağlayacaktır. Denetimi ile sistem çıkışını istenilen noktaya taşıyacak olan sistem elemanı, baz içeren çözeltinin akış hızıdır. Dolayısıyla eşitlik (19) üzerinde küçük bir değişiklik bunun için yeterli olacaktır.

$$F_b = F_a (C_a - x_a + x_b - V \cdot ff) \frac{1}{C_b + x_a - x_b} \quad (20)$$

Ancak ifadeye dikkat edilmesi halinde  $x_a - x_b$  verisine ilişkin değer bilinmesinin gerekliliği ortada bir gerçektir. Sistemden alınabilecek ölçüm bilgisi ise pH değeri olup, eldeki verinin kullanımı ile

$$\text{pH} = -\log_{10} \left( \sqrt{(x_b - x_a)^2 / 4 + K_w} - \frac{(x_b - x_a)}{2} \right) \quad (21)$$

$$\Rightarrow x_a - x_b = 10^{-\text{pH}} - \frac{K_w}{10^{-\text{pH}}} \quad (22)$$

ifadelerinin yolu açılmış olacaktır. Eşitlik (22)'den elde edilecek olan verinin eşitlik (20)'ye ilave edilmesi ile tahminsel baz akış hızı elde edilebilecektir.

Üstel kararlılık istenilen sonuç olduğuna göre,

$$\dot{V} = -k \cdot e^2 \Rightarrow \dot{V} = -2 \cdot k \cdot V \quad (23)$$

$$\Rightarrow V = V(0) \cdot e^{-2 \cdot k \cdot t} \quad (24)$$

eşitlikleri amaca ulaşıldığını göstermek için yeterli olacaktır. Öte yandan denetleyicinin sisteme müdahale edebilmesi için hesaplanan değer reel sisteme adaptasyonu gerek ve yeter koşuldur (benzetim çalışması için). Bunun için eldeki değer baz akışı kontrol valfinin yüzdelik değerine dönüşümünün sağlanması gerekecektir ki,

$$v\% = \frac{1}{0.0284} \ln(0.404 F_b) \quad (25)$$

eşitliği bu ihtiyacı giderecektir.

Göz önüne alınması gereken diğer bir önemli nokta ise lineer olmayan denetleyici için verilen işlemlerin tamamının PI denetleyicinin basit hesaplamasına kıyasla kayda değer bir üstün başarımla sergilemesinin gerekliliğidir.

## 3. Tasarımı Gerçekleştirilen Sistemlere İlişkin Benzetim Çalışmaları

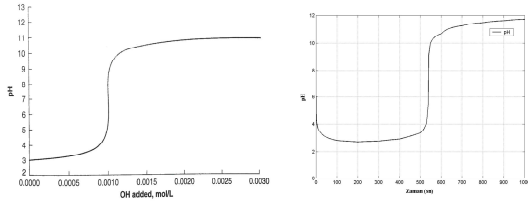
Geliştirilen matematiksel modellerin ve tasarımı gerçekleştirilen denetleyici sistemlerin performanslarını görebilmek için gerçek uygulamalara ve/veya benzetim çalışmalarına ihtiyaç duyulacaktır.

### 3.1. Sistem Modeline İlişkin Benzetim Çalışması

Her şeyden önce sistem modeline ilişkin matematiksel ifadelerin lineer olmayan fonksiyonlar içerdikleri göz önüne alınırsa, elde edilecek olan grafiksel değişimin de lineer olmayan bir formda olacağı sonucu görülebilir.

Sisteme ait gerçek yapının birtakım mekaniksel ve elektriksel sınırlamaları bünyesinde bulunduracağı bilinmekle birlikte, bu durumun da benzetim ortamına aktarılması çalışmanın gerçekçilik boyutuna pozitif yönde etki edilecektir. Örneğin gerek mekaniksel ve gerekse de elektriksel dönüşümler nedeni ile baz akışı denetleme valfinin

denetimi  $\pm 0.5\%$  'lik bir hassasiyette yapılabilir. Yine asit içeren sıvının akışını denetleyen valf için de aynı derecede bir hassasiyeti göz önüne alabiliriz. Bir başka sınırlayıcı etki olarak, baz akışı denetleme valfının pozisyon değişim hızı  $10.0\%/sn$  olarak çalışmaya eklenmiştir. Son olarak üzerinde çalışma yapılan sistemin bir kimyasal süreç olduğu ve bu nedenle reaksiyonun gerçekleşmesinin belirli bir zaman alacağı da benzetim sisteminin içerisine ilave edilmiştir. Sisteme ait matematiksel yapı ve bahsi geçen bütün bu sınırlayıcı etkilerin birleşimi Şekil 2/b'de verilmiş olan grafiksel değişimi ortaya koymuştur.



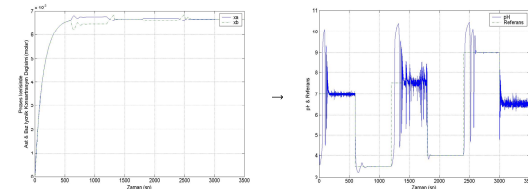
Şekil 2: (a) Gerçek pH sürecine ilişkin grafiksel değişim [3]  
(b) Benzetim çalışmasına ilişkin grafiksel pH değişimi.

Değişimler arasında bir karşılaştırma yapılması halinde, pH değişim bandı ve bu banda ait alt-üst sınır değerlerinin farklı olduğu belirlenebilir. Ancak bu farklılıkların sebepleri olarak; asit ve/veya baz konsantrasyonlarının farklılığı, farklı tipteki asit ve/veya baz çözeltileri ve de farklı değerlerdeki asit/baz çözeltilerine ait akış hızları verilebilir.

Asit-baz kimyasal süreçleri dinamik bir yapıya sahip olup, dış etkilere karşı da açık bir konumdadır. Gerçek bir uygulama için bu etkiler ve ölçüm hataları da sisteme eklendiğinde, denetleme işlemi daha da zor bir yapıya bürünecektir.

### 3.2. PI Yapıya İlişkin Benzetim Çalışması

Eşitlik (14) ile matematiksel ifadesi verilen oransal+integral denetleyicinin kullanımı,



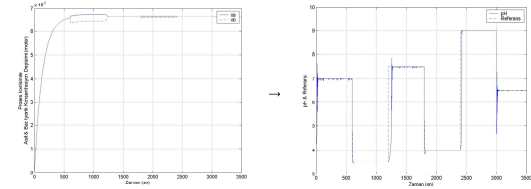
Şekil 3: Asit-baz iyonik konsantrasyonları ve referans-pH değişkenlerinin zamana bağlı grafiksel değişimleri.

grafiksel değişimlerini vermiştir. Klasik denetleyicinin çalışma bandının her noktasında sürekli hal hatasını sıfırlayamadığı ve hatta ( $e_{ss}$ ) değerinin belirli bir band içerisinde dahi kaydırlamadığı verilen grafiksel değişimlerde görülebilir. Belirtilmesi gereken bir diğer detaysal bilgi de, denetleyicinin başarısız olduğu bölgenin  $6 \leq referans \leq 8$  bandına karşılık geldiğidir ki, bu da atık sıvının bu klasik denetleyici ile tam anlamıyla nötralize edilemeyeceğini göstermektedir. İşte, tam anlamıyla nötralize edilmiş bir süreç çıkışı için lineer olmayan denetleyici sistemin ele alınabilmesine dair ihtiyaç da kendiliğinden ortaya çıkmış olacaktır.

### 3.3. Lineer Olmayan Denetleyiciye İlişkin Benzetim Çalışması

Matematiksel olarak (15)'den (24)'e kadar olan eşitliklerle ifadeleri sunulan denetleyicinin sürece adaptasyonu Şekil 4 ve Şekil 5/b'de verilen sistem çıkışları ve ara değişkenlere ait grafiksel değişimlerle sonuçlanmıştır.

Buna göre iyonik değişimleri ve referans-pH değişimlerini içeren Şekil 4'deki grafiklerin ışığında,  $e_{ss} \approx 0$  sonucuna ulaşılabilir. Zira süreç çıkışına ait pH değişkeninin referans etrafında göstermiş olduğu küçük değerli darbe değişimleri referans sinyal için  $\pm 0.13\%$  'lük bir band içerisindedir.



Şekil 4: Asit-baz iyonik konsantrasyonlarının ve referans-pH değişkenlerinin zamana bağlı grafiksel değişimleri.

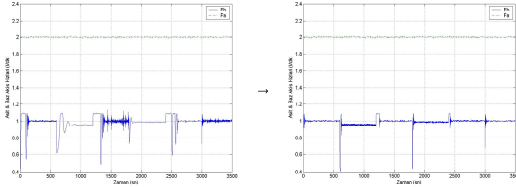
Ayrıca bu değişimlerin sebepleri olarak; asit ve baz akışlarını denetleyen valfların akış hızlarının  $\pm 0.5\%$  'lik hata paylarına sahip oluşları, baz akışını denetleyen denetleme valfının  $10\%/sn$  'lik değişim hızı ve de denetleyicinin hesaplanmış olduğu baz akış değerinin üst sınır (doyum) nedeni ile sisteme tam olarak aktarılamaması verilebilir.

Denetleyicinin yapmış olduğu tahmini  $F_b$  değeri  $5.10^4$  l/dk gibi yüksek bir değere kadar ulaşabilmektedir. Fakat gerçek bir uygulama için bu değer elde edilmesi hem çok zor olacaktır hem de hiçbir anlam ifade etmeyecektir. Çünkü 2 l/dk ile akan bir atık sıvı sisteminin nötralizasyonu için  $5.10^4$  l/dk ile akan bir sıvı sistemine ihtiyaç duymak hiç de makul bir çözüm olmayacaktır. Bu eksikliği gidermek ve valfin bize sağlamış olduğu sıvı akış değeri olan 1.1 l/dk gerçeğini ortaya koyma amaçlı olarak doyum işlemi benzetim çalışmasının bünyesine ilave edilmiştir.

Ayrıca sistemden geribesleme bilgisi olarak sadece pH değeri alındığından, denetleme sinyalinin hesabı için gerekli bir sistem bilgisi olan  $x_a - x_b$  fark değeri, veri olarak elde edilmelidir ki bu durumun gerekliliği eşitlik (20)'den açıkça görülmektedir. Bu değer matematiksel olarak hesaplanması (22) nolu eşitlik ile yapılabilir. Gerçek bir uygulama için bu değer tamamı ile tahmini olacaktır. Çünkü bu değer tam olarak elde edilebilmesi için kimyasal bir analiz gerekmektedir ki, bu da tam olarak bir eşitliğin olmasının ne kadar zor olacağını göstermektedir. Ancak bu çalışmada, tahmini değer değişimi ve sürece ait değer değişimi için  $100\%$  'lük bir uyum söz konusudur. Buna sebep, eşitlik (22)'de verilen ve benzetimde kullanılan  $K_w$  değerlerinin  $10^{-14}$  olarak eşit alınmasıdır. Fakat gerçek bir uygulama için sıcaklığın tam olarak  $25^\circ C$  'de tutulmasından ziyade bir band içerisinde tutulmasının daha makul olacağını düşünürsek, çözünürlük sabitinde de değişimler meydana geleceğinden molar farka yönelik tahminsel değer ile gerçek değer arasında büyük değerlere ulaşmayacak olan farklar meydana gelecektir ( $x_a - x_b < \pm 0.4\%$ ). Bir başka sebep de reaksiyon tankı içerisinde optimal karışımın meydana geleceğini düşünürsek, kimyasal reaksiyonunda  $100\%$  meydana geleceği ortadadır. Sonuç olarak, bu etmenlerin sebep olacağı tahmini değer ile süreç değeri arasındaki fark

denetleyicinin performansını aşırı derecede deforme edecek değerleri ortaya koyamayacaktır. Eşitlikler (19) ve (20) verilen farkın hesaplamalar üzerinde çok etkin bir parametre olmadığını göstermede yeterlidir.

Son olarak, her iki denetleyici sistemin de süreç içerisinde meydana gelen değişimlere ve sıvı denetleme valflarının sebebiyet verdiği sınırlı denetime olan tepkilerini görebilmek adına Şekil 5'in ele alınması yeterli olacaktır.



Şekil 5: Her iki benzetim çalışmasına ilişkin asit ve baz akış değerleri (PI & lineer olmayan denetleyici).

Şekilde dikkat edilmesi gereken iki nokta mevcuttur. İlk olarak, referans işaretinin değişim noktalarında denetleyicilerin baz akış değerinde meydana getirdikleri değişim ve bu değişimin süresi göz önüne alınabilir. Lineer olmayan denetleyicinin daha hızlı bir değişimi daha geniş bir sıvı akış bandında sağladığı ortadadır ki bunun etkisi süreç çıkışında yükselme zamanı olarak ortaya çıkmaktadır. Diğer önemli nokta ise lineer olmayan denetleyicinin etkisi ile baz akışında meydana gelen sürekli ve küçük değerli darbelerdir. Buna sebep olarak asit ve baz akışını denetleyen valfların hassasiyet dereceleri verilebilir ki bu da denetleyicinin klasik yapıdan farklı olarak daha hassas ve etkili bir denetleme işlemi gerçekleştirdiğinin ispatı olacaktır.

#### 4. Sonuçlar

Çalışmada sunulan grafiksel değişimlerin ortaya koymuş olduğu üç önemli sonuçtan bahsetmek yerinde olacaktır. Öncelikli olarak, sürekli hal hata değerlerini dikkate alabiliriz. Geliştirilen denetleyici için bu değer her bir referans değer değişimi için sıfırlanabilmiştir. Sadece sistemin sahip olduğu hassasiyet sınırları nedeni ile meydana gelen ve  $\pm 1.3\%$ 'ün altında bir genlikte kalan birkaç saniyelik darbe değişimleri mevcuttur. Klasik denetleyici için aynı şeylerin söylenemeyeceği ortadadır. Özellikle nötralizasyon noktası etrafında bahsi geçen darbelerin değerleri  $30.0\%$ 'lara ulaşmakla birlikte darbelerde bir süreklilikte meydana gelmektedir. Böylece klasik yapının bahsi geçen bölgede yeterli bir denetimi sağlayamadığı görülmüş olacaktır.

Yükselme zamanı olarak yeni yapının saniyelik sonuçları sağladığı Şekil 4/b'den görülebilir. Klasik yapı için bu zaman dilimi yine nötralizasyon noktasına yakın bölgelerde dakikalara kadar çıkabilmektedir.

Son olarak da, klasik yapı için sorunlu bölge olan nötral alanda asit ve baz akışındaki dalgalanmalara yeterli tepkinin verilemediğinin ispatı, Şekil 3/b'de verilen sistem çıkışı ile sağlanmaktadır. Dizayn edilen yeni denetleyici için ise gerekli tepkinin sağlandığının ispatına Şekil 4/b'de verilen sistem çıkışı ile ulaşılabilecektir.

Bütün bu sonuçlara göre, yeni yapı klasik sisteme göre daha fazla işlem gerektirmesine karşılık bunun sonucu olarak yeterli etki ise sistem çıkışı üzerinde sağlanmaktadır. Öte yandan yeni yapının yapay zeka tabanlı sistemlere nazaran çok

daha az işlem içerdiği ve bu nedenle de 16 bitlik bir işlemci ile dahi bilgisayar ihtiyacı olmadan gerçekleştirileceği de ortadadır.

#### 5. Kaynaklar

- [1] Caldwell, W.I., Coon, G.A. ve Zoss, L.M., *Frequency response for process control*, McGraw hill, New York, 1959.
- [2] Shinskey, F.G., *Process control systems*, Mc Graw hill, Singapore, 1988.
- [3] Benjamin, M.M., *Water chemistry*, McGraw hill, Singapore, 2002.
- [4] Shinskey, F.G. (Levine, W.S. Editor), *Control of pH, in: process control, the control handbook*, IEEE press, United States of America, 1205-1217, 1996.
- [5] Pajunen, G.A., "Comparison of Linear and Nonlinear Adaptive Control of a pH-process", *IEEE*, 0272-1708/87/0200-0039, 39-44, 1987.
- [6] Henson, M.A. ve Seborg, D.E., "Adaptive Nonlinear Control of a pH Neutralization Process", *IEEE*, 1063-6533/94, 169-182, 1994.
- [7] Wright, R.A. ve Kravaris, C., "On-line Identification and Nonlinear Control of an Industrial pH Process", *Journal of process control*, 361-374, 2001.
- [8] Han, M., Han, B. ve Geiuo, W., "Process Control of pH Neutralization Based on Adaptive Algorithm of Universal Learning Network", *Journal of process control*, 1-7, 2006.
- [9] Chen, J. ve Huang, T.C., "Applying Neural Networks to On-line Updated PID Controllers for Nonlinear Process Control", *Journal of process control*, 211-230, 2004.
- [10] Zarate, L.E., Resende, P. ve Menezes, B., "A Fuzzy Logic and Variable Structure Based Controller for pH Control", *IECON'01*, 2001, 37-42.
- [11] Tan, W.W., Lu, F. ve Loh, A.P., "An Application of Genetic Algorithm for Designing a Wiener-model Controller to Regulate the pH Value in a Plant", *IEEE*, 0-7803-6657-3/01, 1055-1061, 2001.
- [12] Drager, A., Engell, S. ve Ranke, H., "Model Predictive Control Using Neural Networks", *IEEE*, 0272-1708/95, 61-66, 1995.
- [13] Toivonen, H.T., Sandström, K.V. ve Nyström, R.H., "Internal Model Control of Nonlinear Systems Described by Velocity-based Linearizations", *Journal of process control*, 215-224, 2003.
- [14] Loh, A.P. (Leondes, C.T. Editör), *pH process, in: industrial and manufacturing systems, neural network systems techniques and applications*, Academic press, Sandiego, 87-118, 1998.
- [15] Kotz, J.C. ve Treichel, P., *Chemistry & chemical reactivity*, Sounders college pub., 1996.
- [16] Ogata, K., *Modern control engineering*, Prentice hall, NJ, 2002.
- [17] Johnson, C.D., *Process control instrumentation technology*, Prentice hall, NJ, 2003.
- [18] Bishop, R. H., *Modern control systems analysis and design using matlab simulink*, Addison-wesley, California, 1997.
- [19] Khalil, H. K., *Nonlinear systems*, Prentice hall, NJ, 2002.