



TUGAS AKHIR - TF 141581
**PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN pH
DENGAN MENGGUNAKAN *AUTO TUNING*
PID PADA *IN-LINE MIXER***

Jerry Ardiyanto
Nrp. 02311645000024

Dosen Pembimbing
Hendra Cordova, S.T., M.T.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018



FINAL PROJECT - TF 141581
DESIGN OF PH CONTROL SYSTEM USING
AUTO TUNING PID IN-LINE MIXER

Jerry Ardiyanto
Nrp. 02311645000024

Supervisor
Hendra Cordova ST, MT.

DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Jerry Ardiyanto
NRP : 02311645000024
Jurusan/ Prodi : Teknik Fisika/ S1 Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul “Perancangan Sistem Pengendalian pH Dengan Menggunakan *Auto tuning* PID Pada *In-line mixer*” adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Surabaya, 25 Juli 2018
Yang membuat pernyataan,



Jerry Ardiyanto
NRP. 02311645000024

LEMBAR PENGESAHAN I

TUGAS AKHIR

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN pH DENGAN MENGGUNAKAN *AUTO TUNING PID* PADA *IN-LINE MIXER*

Oleh:

Jerry Ardiyanto
NRP 0231164500024

Surabaya, 25 Juli 2018

Menyetujui,
Pembimbing



Hendra Cordova, ST, MT
NIP. 19690530 199412 1 001

Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Fisika FTI-ITS



Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si, Ph.D
NIPN: 19780902200312 1 002

LEMBAR PENGESAHAN II
PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN pH
DENGAN MENGGUNAKAN *AUTO TUNING PID*
PADA *IN-LINE MIXER*

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk memenuhi salah satu syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Pada
Bidang Satu Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

JERRY ARDIYANTO
NRP. 02311645000024

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Hendra Cordova S.T, M.T  (Pembimbing)
2. Totok Ruki Biyanto, Ph.D  (Ketua Penguji)
3. Ir. Matradji, M.Sc  (Penguji 1)
4. Ir. Harsono Hadi, MT, Ph.D.  (Penguji 2)

SURABAYA
Juli, 2018

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN pH DENGAN MENGGUNAKAN *AUTO TUNING* PID PADA *IN-LINE MIXER*

Nama Mahasiswa : Jerry Ardiyanto
NRP : 02311645000024
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Hendra Cordova, ST. MT

ABSTRAK

Pada saat ini perkembangan teknologi sangat meningkat untuk memenuhi kebutuhan manusia salah satunya dalam bidang pertanian yaitu hidroponik. Dalam hidroponik dibutuhkan suatu alat pencampuran dengan menggunakan *in-line mixer*. Pada *In-line mixer* dilakukan proses pencampuran dengan menggunakan larutan HCL dan KOH yang bertujuan untuk mengendalikan pH air setiap tanaman. Seiring dengan kebutuhan untuk mendapatkan kualitas sistem pengendalian yang lebih baik, maka dikembangkan suatu sistem pengendalian pH dengan menggunakan *auto tuning PID* dengan metode ziegler nichols PI. Pada perancangan sistem respon pengendalian *close loop* telah disimulasikan pada *range set point* pH 6-8. Didapat hasil respon nilai *settling time* untuk pH 6 adalah 12 detik , pH 7 adalah 15 detik, dan pH 8 adalah 10 detik. Pengujian juga dilakukan dengan penambahan *disturbance* Penambahan *disturbance* pada sistem pengendalian *auto tuning* PID ini sangat berpengaruh pada perubahan *Error Steady State* (ESS).

Kata Kunci: *auto tuning* PID, pH, *in-line mixer*, ziegler nichols PI

DESIGN OF PH CONTROL SYSTEM USING AUTO TUNING PID IN-LINE MIXER

Name : Jerry Ardiyanto
NRP : 02311645000024
Department : Teknik Fisika FTI-ITS
Supervisor : Hendra Cordova, ST. MT

ABSTRACT

Nowdays the development of technology is greatly increased to fulfill the human needs, one of them is the field of agriculture that called hydroponics. Hydroponics need a mixing device by using in-line mixer. In line mixer system there are a process of mixing HCL and KOH liquids to control the pH of each plant's water. Along with the needs of better quality control system, its developed a pH control system by using auto tuning PID with ziegler nichols PI method. In the simulation of the close loop control system has been simulated in the set point range pH of 6-8. The result of the settling time value response is 12 seconds for pH 6, 15 seconds for pH 7, and 10 seconds for pH 8. The simulation also done with addition of disturbance. Where the additional of disturbance in PID auto tuning control system is influential on Error Steady State (ESS).

Kata Kunci: auto tuning PID, pH, in-line mixer, ziegler nichols PI

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah S.W.T. karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan, dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Tidak lupa juga penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada keluarga dan para sahabat. Oleh karena dukungan mereka, penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

“PERANCANGAN SISTEM PRNGENDALIAN PH DENGAN MENGGUNAKAN *AUTO TUNING PID* PADA *IN-LINE MIXER*”

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi Lintas Jalur S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Segenap keluarga penulis yang telah memberikan dukungan penuh terhadap penyelesaian tugas akhir ini.
2. Hendra Cordova, ST. MT selaku dosen pembimbing tugas akhir ini, yang selalu memberikan semangat dan ide-ide baru.
3. Agus Muhamad Hatta, ST, MSi, Ph.D. selaku kepala departemen Teknik Fisika ITS. Serta segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di departemen Teknik Fisika - ITS.
4. Untuk teman spesial saya Nurfadilah yang memberikan motivasi dan semangat dan membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.
5. Rekan-rekan F48 dan warga Teknik Fisika - ITS, yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian.
6. Teman-teman organisasi baik di dalam maupun di luar kampus yang membuat saya semangat untuk terus menyelesaikan tugas akhir ini

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 25 Juli 2018

Penulis

DAFTAR ISI

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME.....	iv
LEMBAR PENGESAHAN I . Error! Bookmark not defined.	
LEMBAR PENGESAHAN II Error! Bookmark not defined.	
ABSTRAK	vii
<i>ABSTRACT</i>	viii
KATA PENGANTAR.....	x
DAFTAR ISI.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xii
DAFTAR TABEL	xii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Tujuan	2
1.4 Lingkup Kerja.....	2
BAB II.....	5
DASAR TEORI	5
2.1 Reaksi Kimia	5
2.2 Asam dan Basa	5
2.3 Titrasi Asam dan Basa	6
2.4 <i>In-line mixer</i>	7
2.5 Pengendalian PID	9
2.6 Identifikasi Sistem	13
BAB III	25
METODOLOGI PERCOBAAN	25
3.1. Pemodelan Plant.....	26
3.1.1. Pemodelan Dinamik.....	26
3.1.2. Pemodelan Steady state.....	28
3.2. Permodelan Elemen Pengendali Akhir.....	31
3.3. Perancangan Sistem Control	33
BAB IV	37
ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN.....	37
4.1. Hasil Uji <i>Open loop</i>	37
4.2. Hasil Pengujian Respon <i>Close Loop</i>	39

4.3. Uji <i>Tracking Set Point</i>	44
4.4. Pengujian dengan Disturbance.....	46
BAB V	47
KESIMPULAN DAN SARAN	47
5.1. Kesimpulan.....	47
5.2. Saran.....	47
DAFTAR PUSTAKA	49
LAMPIRAN	
BIODATA PENULIS	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Kurva Titrasi Asam Basa [4]	7
Gambar 2. 2 <i>In-line mixer</i>	8
Gambar 2. 3 Diagram Block Pengendalian [10]	9
Gambar 2. 4 Daerah stabil dari modifikasi delta	17
Gambar 2. 5 Flow diagram dari PID kontrol	22
Gambar 3. 1 Flowchart Pengerjaan Tugas Akhir.....	25
Gambar 3. 2 <i>In-line mixer</i> dengan Dua Masukan	26
Gambar 3. 3 Flow Diagram <i>In-line mixer</i>	28
Gambar 3. 4 Diagram Blok Sistem Pengendalian <i>auto tuning</i> PID.....	34
Gambar 3. 5 Diagram Alir Sistem Pengendalian berdasarkan <i>Auto Tuning PID</i>	35
Gambar 3. 6 Skema Sistem Pengendalian <i>Auto tuning</i> PID [15]	36
Gambar 4. 1 Grafik Respon <i>Open Loop</i>	38
Gambar 4. 2 Grafik Validasi	39
Gambar 4. 3 Respon <i>setpoint</i> pH 6.....	40
Gambar 4. 4 Hasil <i>Tuning</i> pada <i>set point</i> pH 6.....	40
Gambar 4. 5 Respon <i>set point</i> pH 7	41
Gambar 4. 6 Hasil <i>Tuning</i> PI pada <i>set point</i> pH 7	42
Gambar 4. 7 Respon <i>set point</i> pH 8.....	43
Gambar 4. 8 Hasil <i>Tuning</i> PI pada <i>set point</i> pH 8	43
Gambar 4. 9 Respon Uji <i>tracking set point</i> naik.....	45
Gambar 4. 10 Respon Uji <i>tracking set point</i> turun	45
Gambar 4. 11 Respon Uji dengan <i>disturbance</i>	46

DAFTAR TABEL

Tabel 4. 1 Karakteristik Operasional <i>Plant</i>	37
Tabel 4. 2 Indeks Parameter Respon pH 6.....	41
Tabel 4. 3 Indeks Parameter Respon pH 7.....	42
Tabel 4. 4 Indeks Parameter Respon pH 8.....	44

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada saat ini perkembangan teknologi sangat meningkat untuk memenuhi kebutuhan manusia salah satunya dalam bidang pertanian yaitu hidroponik. Hidroponik merupakan sebuah metode bercocok tanam dengan menggunakan air sebagai komponen utamanya [1] Air yang digunakan dalam proses tumbuh kembangnya setiap tanaman, memiliki pH dan nutrisi tertentu. Untuk mencapai nutrisi dan pH yang sesuai dibutuhkan tahap pencampuran, salah satu jenis pencampuran yang digunakan adalah *in-line mixer*.

In-line mixer merupakan alat pencampuran larutan asam dan basa dengan cara menginjeksikan larutan tersebut ke dalam pipa dengan proses berkelanjutan [2]. *In-line mixer* berbentuk pipa yang teraliri larutan asam dan diinjeksi oleh larutan basa yang kemudian bercampur dalam pipa tersebut atau sebaliknya [3]. Pada hidroponik *in-line mixer* digunakan untuk proses pencampuran sebuah nutrisi. Selain digunakan untuk proses pencampuran, *in-line mixer* mempunyai manfaat untuk mengendalikan pH hidroponik.

Dari penelitian sebelumnya disebutkan bahwa pH mempunyai karakteristik *nonlinier* yang ditunjukkan dengan kurve titrasi yang merupakan hubungan logaritmik antara pH dan volume penetralnya [4]. Karakteristik *nonlinier* tersebut menjadi suatu permasalahan dalam proses pengendalian pH ini [5]. Sistem pengendalian klasik banyak digunakan dalam sistem kendali proses karena dianggap memiliki sederhana, tetapi mempunyai kelemahan bila dihadapkan dengan proses yang *nonlinier* sistem ini juga membutuhkan tuning bila kondisi plant berubah. Khususnya pada proses pengendalian pH yang memiliki karakteristik *non linier* karena perbedaan konsentrasi $[H^+]$ bisa memberikan perubahan yang cukup besar pada nilai pH [6].

Pada penelitian ini bertujuan untuk mengendalikan pH pada hidroponik dengan menggunakan proses pencampuran pada *in-line mixer* dengan menggunakan larutan HCL+ KOH \rightarrow KCL + H₂O. Kemudian untuk metode pengendalian yang digunakan adalah menggunakan *auto tuning PID*. *Auto tuning PID* diterapkan guna untuk mengatasi sifat nonlinier dari pengendalian pH.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang diatas, maka permasalahan yang akan diangkat dalam tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana membuat sebuah pemodelan statik dan dinamik pada sistem pengendalian pH *in-line mixing* dengan larutan HCL+ KOH \rightarrow KCL + H₂O.
2. Bagaimana merancang sebuah sistem pengendalian pH dengan menggunakan *auto tuning PID*.
3. Bagaimana respon sistem control menggunakan *auto tuning PID*.

1.3 Tujuan

Adapun tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Membuat sebuah pemodelan statik dan dinamik pada sistem kontrol pH *in-line mixing* dengan larutan HCL+ KOH \rightarrow KCL + H₂O.
2. Merancang sebuah sistem kontrol pH dengan menggunakan *auto tuning PID*.
3. Mengetahui respon sistem control yang dibuat pada setiap kondisi

1.4 Lingkup Kerja

Adapun lingkup kerja yang digunakan pada tugas akhir ini adalah pemodelan *steady state* dan dinamik dari pencampuran larutan HCL+KOH pada *in-line mixer*. Setelah

medapatkan pemodelan tersebut kemudian merancang sebuah sistem control dengan menggunakan *auto tuning* PID. Metode yang digunakan pada auto tunig pid Zeigler Nichlos PI.

Halaman ini sengaja diosongkan

BAB II

DASAR TEORI

2.1 Reaksi Kimia

Reaksi kimia mempunyai sifat *reversible* [4]. Dimana selalu ada dua reaksi yang terjadi yakni reaksi pembentukan dan kebalikannya. Contoh pada reaksi umum



Pada reaksi tersebut $aA + bB \rightarrow cC + dD$ adalah reaksi pembentukan dan kebalikannya adalah $cC + dD \rightarrow aA + bB$. Untuk satu reaksi yang terjadi, laju reaksi bergantung pada komponen – komponen yang terlibat didalamnya.. pada reaksi pembentukan, laju reaksinya dapat dituliskan

$$r_1 = k_1 \cdot [A]^a \cdot [B]^b \quad (2.2)$$

Sedangkan laju reaksi untuk reaksi kebalikannya adalah

$$r_2 = k_2 \cdot [C]^c \cdot [D]^d \quad (2.3)$$

Dengan k_1 dan k_2 adalah konstanta laju reaksi. Pada keadaan setimbang, laju reaksi pembentukan dan reaksi kebalikannya adalah sama ($r_1 = r_2$) dan perbandingan konstanta laju reaksi merupakan konstanta kesetimbangan (K).

2.2 Asam dan Basa

Untuk menjelaskan teori asam dan basa terdapat 2 pakar dalam bidang ini yaitu Arrhenius dan Bronsted Lowry. Arrhenius mendefinisikan asam sebagai senyawa yang melarut ke dalam air untuk memberikan ion H^+ dan basa adalah senyawa yang melarut ke dalam air untuk memberikan ion OH^- [7]. Contoh senyawa asam adalah hydrogen klorida (HCl), hydrogen nitrat (HNO_3), Hidrogen sulfat (H_2SO_4) dan asam

asetat ($\text{HC}_2\text{H}_3\text{O}_2$). Sedangkan contoh senyawa basa adalah natrium hidroksida (NaOH), kalium Hidroksida (KOH), kalsium hidroksida $\text{Ca}(\text{OH})_2$, dan ammonia (NH_3).

Pada senyawa yang disebutkan diatas dapat digolongkan menjadi beberapa jenis asam dan basah, yaitu asam kuat, asam lemah, basah kuat dan basah lemah. Asam kuat dan basa kuat akan terionkan seluruhnya dalam larutan air sedangkan asam dan basa lemah hanya sebagian yang terionkan. HCl dan NaOH yang termasuk ke dalam senyawa asam kuat sedangkan $\text{HC}_2\text{H}_3\text{O}_2$ dan NH_3 tergolong asam dan basa lemah.

Teori bronsted Lowry mendefinisikan lain tentang asam dan basa. Teori ini menyatakan bahwa asam adalah pemberi proton (donor H^+) sedangkan basa adalah penerima proton (akseptor H^+).

2.3 Titrasi Asam dan Basa

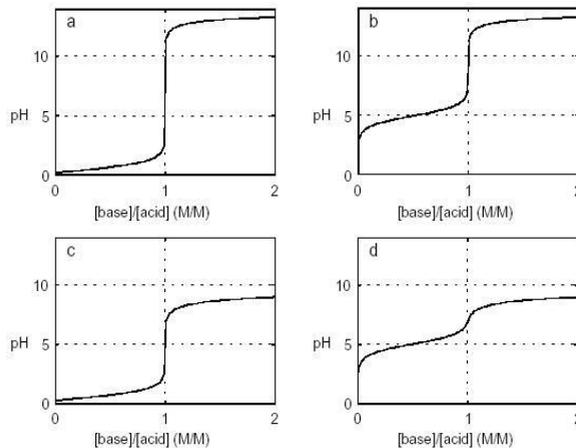
pH atau derajat keasaman digunakan untuk menyatakan tingkat keasaman atau basa yang dimiliki oleh suatu zat, larutan atau benda. pH normal memiliki nilai 7 sementara bila nilai $\text{pH} > 7$ menunjukkan zat tersebut memiliki sifat basa sedangkan nilai $\text{pH} < 7$ menunjukkan keasaman. pH 0 menunjukkan derajat keasaman yang tinggi, dan pH 14 menunjukkan derajat kebasaan tertinggi.

Titration merupakan proses pencampuran antara larutan asam dan basa. Pencampuran ini kemungkinan melibatkan kombinasi antara asam-basa kuat, asam lemah-basa kuat, asam kuat-basa lemah, dan asam-basa lemah. Proses titration asam dan basa ini menghasilkan kurva titration yang berhubungan dengan model statik pH [8].

Kurva titration dibentuk dari hukum kesetimbangan muatan (persamaan elektronitas) dari seluruh ion yang bermuatan di dalam suatu larutan dengan jumlah seluruh muatan harus nol seperti ditunjukkan oleh persamaan 2.4

$$\sum_n \pm z_n \cdot [X^{\pm zn}] = 0 \quad (2.4)$$

$$[H^+] - [OH^-] + \sum_i z_i \cdot [H_{z_i} B_i^{+z_i}] - \sum_i z_i \cdot [A_i^{-z_i}] + \sum_i \sum_n z_{ni} [H_{z_{ni}} b_i^{+z_{ni}}] - \sum_i \sum_n z_{ni} [a_i^{-z_{ni}}] \quad (2.5)$$



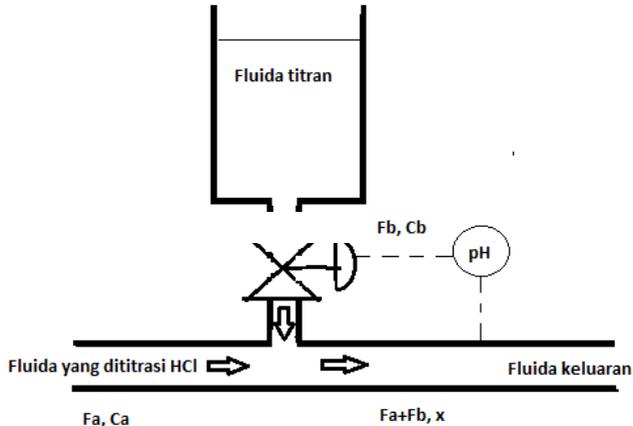
Gambar 2. 1 Kurva Titrasi Asam Basa [4]

Jika komponen terdiri dari asam kuat (H_zA), basa kuat (B) dan komponen asam lemah ($H_z a$) dan basa lemah (b). indeks i menunjukkan asam dan basa sedangkan indeks n adalah tingkat muatan

2.4 *In-line mixer*

In-line mixer merupakan alat pencampuran larutan asam dan basa dengan cara menginjeksikan larutan tersebut ke dalam pipa dengan proses berkelanjutan [2]. Dalam proses

titrasi asam basa, *In-line mixer* digunakan sebagai tempat pencampuran yang mempunyai dua aliran masuk, yaitu aliran dari larutan asam dan basa yang akan dititrasi, seperti yang ditunjukkan dalam gambar di bawah ini :



Gambar 2. 2 *In-line mixer*

F_b adalah laju dari larutan titrasi dengan konsentrasi C_b . F_a adalah laju dari larutan yang dititrasi (*influent*) dengan konsentrasi C_a sedangkan penambahan laju larutan titrasi dan laju larutan *influent* adalah laju larutan keluaran (*effluent*) dengan konsentrasi x [3].

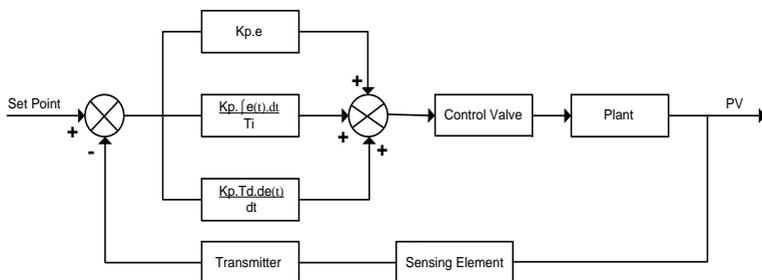
Apabila reaksi kimia terjadi dalam suatu sistem, maka jumlah masing-masing molekul akan bertambah untuk komponen-komponen yang dihasilkan oleh reaksi atau berkurang untuk komponen-komponen tersebut sebagai pereaksi. Jika dilihat dari gambar 2 maka proses pencampuran asam dan basa pada *In-line mixer* terjadi pada kontrol volume namun sangat kecil.

2.5 Pengendalian PID

Didalam suatu sistem kontrol terdapat beberapa macam aksi kontrol, diantaranya yaitu aksi kontrol proporsional, aksi kontrol integral dan aksi kontrol derivative [9]. Untuk itu agar kita dapat menghasilkan output dengan risetime yang cepat dan *error* yang kecil kita dapat menggabungkan ketiga aksi kontrol ini menjadi aksi kontrol PID [10]. Parameter pengontrol Proporsional Integral derivative (PID) selalu didasari atas tinjauan terhadap karakteristik yang di atur (*plant*). Dengan demikian bagaimanapun rumitnya suatu plant, perilaku plant tersebut harus di ketahui terlebih dahulu sebelum pencarian parameter PID itu dilakukan.

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(t) dt + K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (2.6)$$

Persamaan di atas adalah bentuk sederhana dari sistem pengendalian PID (ideal). Didalam kenyataan setiap parameter dari setiap elemen pengendali saling mempengaruhi satu terhadap yang lain. Demikian pula, dalam kenyataan setiap elemen mempunyai 'lag time', yang berarti setiap elemen pengendali tidak bereaksi secepat dalam teori. Secara diagram blok dapat dilihat pada gambar dibawah ini:



Gambar 2. 3 Diagram Block Pengendalian [10]

Dari sifat studi masing-masing elemen pengendali, kontribusi masing-masing elemen dalam sistem pengendalian PID idealnya adalah :

1. Proporsional (Gain), memberikan kontribusi dalam membentuk respon transien sistem pengendalian. Makin tinggi gain, makin cepat respon. sistem tetapi kecenderungannya osilasi juga semakin besar.
2. Integral (Reset), terutama memberikan kontribusi untuk menghilangkan offset
3. Derivative (Rate), terutama akan mengakibatkan kenaikan 'gain' proporsional semakin tinggi untuk orde sistem yang lebih tinggi.

Dalam fungsi *Laplace*, persamaan 2.28 di atas dapat dituliskan sebagai (PID Ideal):

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (2.7)$$

atau dalam bentuk diskrit dinyatakan oleh :

$$u(k) = K_p e(k) + K_i T_s \sum_{i=1}^n e(i) + \frac{K_d}{T_s} \Delta e(k) \quad (2.8)$$

atau

$$u(z) = K_p + \frac{K_i T}{2} \left(\frac{z+1}{z-1} \right) + \frac{K_d}{T} \left(\frac{z-1}{z} \right) \quad (2.9)$$

Atau dalam bentuk umum :

$$u(z) = \frac{q_0 + q_1 z^{-1} + q_2 z^{-2}}{1 + p_1 z^{-1} + p_2 z^{-2}} \quad (2.10)$$

dimana :

a. Kontrol Proporsional

Pengendali proporsional merupakan perkalian antara konstanta proporsional dengan masukannya [9]. Perubahan

pada sinyal masukan akan segera menyebabkan sistem secara langsung mengubah keluarannya sebesar konstanta pengalinya. Dalam kontroler tipe P ini, hubungan antara sinyal masukan dan sinyal keluaran adalah :

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \quad (2.11)$$

Dalam perancangan sistem pengendali dengan kendali proporsional, harus memperhatikan karakteristik dari pengendali tipe-P ini agar menghasilkan sistem kontrol yang baik, yaitu:

- Mengurangi waktu naik dan kesalahan keadaan tunak
- Overshoot tinggi yang sebanding dengan kenaikan nilai parameter K_p
- Mengurangi *Error Steady State* (beda antara setpoint dengan kontrol point)
- Jika nilai K_p kecil, pengendali proporsional hanya mampu melakukan koreksi kesalahan yang kecil dan menyebabkan respon sistem yang lambat

b. Kontrol Integral

Suatu pengendali integral akan menghasilkan respon sistem yang memiliki kesalahan keadaan mantapnya (E_{ss}) nol^[7]. Pengendali integral, sesuai dengan namanya mempunyai karakteristik seperti integral dimana keluarannya sangat dipengaruhi oleh perubahan yang sebanding dengan nilai sinyal kesalahan. Dalam pengendali integral, nilai masukan diubah pada laju proporsional dari sinyal pembangkit kesalahan. Sehingga :

$$\frac{du(t)}{dt} = K_i e(t) \quad (2.12)$$

$$u(t) = \int_0^t e(t) dt \quad (2.13)$$

Dengan K_i adalah konstanta integral. Fungsi alih dari *Controller* integral adalah

$$1 + \frac{1}{T_i s} \qquad \frac{U(s)}{E(s)} = \frac{K_i}{s} \qquad (2.14)$$

Dimana T_i adalah waktu integral, Karakteristik pengendali integral adalah :

- Menghilangkan offset
- Keluaran kontroler membutuhkan selang waktu tertentu, sehingga akan memperlambat respon
- Saat sinyal kesalahan nol, keluaran kontroler akan bertahan pada nilai sebelumnya
- Saat sinyal kesalahan tidak berharga nol, keluaran akan menghasilkan perubahan yang dipengaruhi oleh besarnya sinyal kesalahan dan nilai K_i .
- Overshoot tinggi
- Mengurangi rise time

c. **Kontro Derivatif**

Control derivatif dapat disebut pengendali laju, karena output kontroler sebanding dengan laju perubahan sinyal *error*^[7]. Hubungan antara output kontrol derivatif $u(t)$ dengan sinyal *error* $e(t)$ terlihat pada persamaan 3.

$$u(t) = K_d \frac{de(t)}{dt} \qquad (2.15)$$

Kontrol derivatif tidak akan pernah digunakan sendirian, karena kontroler ini hanya akan aktif pada periode peralihan. Pada periode peralihan, *control derivatif* menyebabkan adanya redaman pada sistem sehingga lebih memperkecil lonjakan. Seperti pada *control proporsional*, *control derivatif* juga tidak dapat menghilangkan *offset*.

2.6 Identifikasi Sistem

Identifikasi parameter *plant* merupakan persyaratan mutlak agar sistem dapat disebut adaptif. Hal ini disebabkan karena karakteristik sistem, perubahan parameter yang terjadi pada sistem yang mempengaruhi karakteristik dinamik dari sistem tersebut, sehingga diperlukan pengenalan parameter yang selanjutnya digunakan untuk mendesain kompensasinya. Identifikasi sistem adalah pendekatan eksperimen untuk pemodelan proses [11]. Pelaksanaan prosedur identifikasi dilakukan secara berulang, untuk melaksanakan prosedur identifikasi diperlukan pengetahuan terlebih dahulu mengenai dinamika proses dan gangguan sistem. Analisa respon transien atau analisa respon frekuensi dapat digunakan untuk memperoleh estimasi mengenai dinamika suatu proses. Identifikasi sistem meliputi hal-hal sebagai berikut:

- Perencanaan eksperimen
- Pemilihan struktur model
- Estimasi parameter

Pelaksanaan prosedur identifikasi dilakukan secara berulang, untuk melaksanakan prosedur identifikasi diperlukan pengetahuan pendahuluan mengenai dinamika proses dan gangguan sistem [12]. Analisa respon transient atau analisa respon frekwensi dapat digunakan untuk memperoleh estimasi kasar mengenai dinamika suatu proses.

a. Perencanaan Eksperimen

Pelaksanaan eksperimen dalam proses industri sangat mahal dan sulit, oleh karena itu diinginkan suatu metode identifikasi yang tidak memerlukan suatu sinyal masukan khusus. Identifikasi sistem pada pengendalian adaptif dilaksanakan dalam keadaan lup tertutup. Tetapi data yang didapatkan dari proses dengan umpan balik ini tidak mungkin dapat menentukan semua parameter dari model yang diinginkan. Oleh karena itu perancangan suatu eksperimen sangat diperlukan.

b. Struktur Model

Struktur model didapatkan dari pengetahuan pendahuluan mengenai proses dan gangguan [12]. Pada beberapa kasus proses dapat digambarkan sebagai sistem linear dalam jangkauan operasi tertentu. Contoh tipikal model dalam persamaan beda (operator geser q) dituliskan sebagai berikut:

$$A(q)Y(k) = B(q)u(k) + C(q)\xi(k) \quad (2.16)$$

Dimana u adalah sinyal masukan, y adalah sinyal keluaran dan ξ adalah gangguan.

c. Estimasi parameter

Karakteristik dinamik suatu sistem ditentukan oleh harga-harga dari parameternya, sehingga untuk mendapatkan parameter ini dilakukan pengamatan tingkah-laku sistem pada kondisi eksperimental tertentu yang biasa disebut prosedur estimasi parameter. [5] Dalam estimasi parameter untuk *on-line identification* terdapat tiga metode antara lain: *least square method* yaitu metode termudah dimana semua proses pasangan *input-output* yang saling berpengaruh terhadap pengenalan parameter dengan beban yang sama (parameter θ), *LSM with exponential forgetting* yaitu pasangan *input-output* yang terbaru saling berpengaruh terhadap pengenalan parameter baru dari pasangan data yang lama (pasangan θ dan parameter φ). Metode ini biasanya digunakan untuk sistem yang parameternya berubah terhadap waktu. Sedangkan *LSM with adaptive directional forgetting* adalah metode tercanggih, beban pasangan *input-output* sekarang ditentukan untuk mengganti sinyal *input* dan sinyal *output* agar tepat (parameter θ , φ , λ , ρ dan ν) [11]. Metode ini digunakan untuk sistem yang yang parameternya berubah terhadap waktu. Tetapi, dalam tugas akhir ini metode yang digunakan adalah metode *least square*.

a. *Least Squares Method.*

Model sistem dalam *least square method* biasanya dalam bentuk diskrit, sehingga memudahkan dalam komputasinya. Beberapa literatur telah menyediakan transformasi *laplace* ke bentuk diskrit dengan operator geser maju q atau z . [13] model yang digunakan untuk menerapkan sistem identifikasi adalah (ARX) dari persamaan berikut :

$$y(k) = \theta^T(k-1)\varphi \quad (2.17)$$

Dimana

$$\theta^T(k-1) = [a_1, a_2, \dots, a_{na}, b_1, b_2, \dots, b_{nb}] \quad (2.18)$$

Persamaan diatas merupakan persamaan vektor estimasi parameter.

$$\varphi^T = \begin{bmatrix} -y(k-1), -y(k-2), \dots, -y(k-n), \\ u(k-1), u(k-2), \dots, u(k-n) \end{bmatrix} \quad (2.19)$$

Persamaan diatas merupakan regresi vektor dimana $y(k)$ adalah output proses dan $u(k)$ adalah output controller. Untuk mencari nilai persamaan estimasi parameter dapat dicari dengan persamaan berikut :

$$\theta_k = \theta_{(k-1)} + \frac{C_{k-1}\varphi_k}{1 + \varphi_k^T C_{k-1}\varphi_k} (y_k - \theta_{k-1}^T \varphi_k) \quad (2.20)$$

Dimana persamaan plant tersebut dapat berubah menjadi fungsi transfer plant dalam bentuk diskrit yang menggunakan δ -model dengan karakteristik orde 2. Persamaan tersebut dapat dituliskan sebagai berikut :

$$\frac{y(\delta)}{u(\delta)} = \frac{b_1\delta + b_2}{\delta^2 + a_1\delta + a_2} \quad (2.21)$$

Dapat dijadikan bentuk lain menjadi persamaan berikut :

$$y_\delta(k) = -a_1 y_\delta(k-1) - a_2 y_\delta(k-2) + b_1 u_\delta(k-1) +$$

$$b_2 u_\delta(k-2) \quad (2.22)$$

2.7 Auto tuning PID Zeigler Nichols PI

Auto Tuning PID merupakan sebuah metode kontrol tuning secara otomatis dengan mengikuti perubahan dari plant. Dimana metode tuning yang sering digunakan yaitu metode ziegler nichols. Guna menentukan parameter controlnya metode tersebut menggunakan pendekatan dari *Critical Proportional Gain* (K_{pu}) dan *Critical Periode* (T_u) dari sistem loop tertutup.

Untuk mencari nilai *auto tuning* PID Zeigler Nichols PI setelah didapatkan nilai parameter pada plant lalu dicari nilai PI dengan menggunakan pendekatan K_{pu} dan T_u .

A. Menghitung *Critical Proportional Gain* (K_{pu})

Metode ini digunakan untuk pengendali PID digital dengan model kontrol δ . Gambaran proses yang terjadi dengan persamaan model δ dalam bentuk diskrit sebagai berikut.

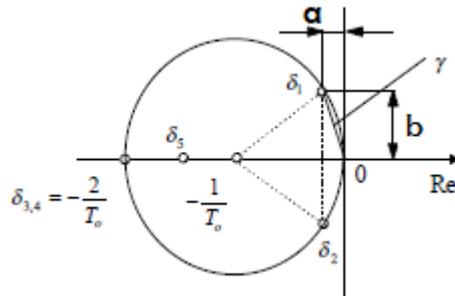
$$y_\delta(k) = -a_1 y_\delta(k-1) - a_2 y_\delta(k-2) + b_1 u_\delta(k-1) + b_2 u_\delta(k-2) \quad (2.23)$$

Dimana $u_\delta(k)$ merupakan output controller yang didapatkan pada persamaan berikut.

$$u_\delta(k) = K_p [w_\delta(k) - y_\delta(k)] \quad (2.24)$$

Sehingga dari persamaan (2.40) dan (2.41) didapatkan pada persamaan kontrol *close loop* sebagai berikut.

$$y_\delta(k) + (a_1 + b_1 K_p) y_\delta(k-1) + (a_2 + b_2 K_p) y_\delta(k-2) = b_1 K_p w_\delta(k-1) + b_2 K_p w_\delta(k-2) \quad (2.25)$$



Gambar 2. 4 Daerah stabil dari modifikasi delta

Berikut merupakan persamaan fungsi transfer dari kontrol *close loop*.

$$G_w(\delta) = \frac{y(\delta)}{w(\delta)} = \frac{b_1 K_p \delta + b_2 K_p}{\delta^2 + (a_1 + b_1 K_p) \delta + (a_2 + b_2 K_p)} \quad (2.26)$$

Dengan mengganti

$$a_1 + b_1 K_p = B \quad a_2 + b_2 K_p = C \quad (2.27)$$

Maka didapatkan persamaan fungsi transfer dalam bentuk:

$$G_w(\delta) = \frac{b_1 K_p \delta + b_2 K_p}{\delta^2 + B \delta + C} \quad (2.28)$$

Dimana penyebut dari persamaan (2.28) merupakan karakteristik polinomial.

$$D(\delta) = \delta^2 + b \delta + c \quad (2.29)$$

Karakteristik dari kontrol *close loop* ditentukan oleh *poles*, dimana *critical gain* dari karakteristik polinomial (2.26) harus terletak pada batas stabil dalam pusat

lingkaran yaitu di pusat lingkaran pada titik $-\frac{1}{T_0}$ dan satu titik lain terletak di awal bagian dari δ -plane. Lihat Gambar 2.4.

Kemungkinan tiga buah *pole* dari karakteristik polinomial berada pada lingkaran dapat terjadi, hal itu berarti bahwa kontrol *close loop* berada di daerah stabil.

a. Karakteristik Polinomial poles konjugasi kompleks

$$\delta_{1,2}=a \pm jB ; \quad a^2+b^2=\gamma^2 \quad (2.30)$$

Kemudian karakteristik polinomial (2.29) dengan *poles* (2.30) dinyatakan dengan bentuk persamaan berikut.

$$D(\delta)=(\delta-a-jb)(\delta-a+jb)=\delta^2-2a\delta+a^2+b^2 \quad (2.31)$$

Berdasarkan teori menurut Euklide's leg maka, (lihat Gambar 2.4)

$$\gamma^2=a \frac{2}{T_0} \quad (2.32)$$

Kemudian berdasarkan persamaan (2.30) dan (2.27) dan substitusi $K_p=K_{pu}$ maka persamaan polinomial yang didapatkan menjadi:

$$\delta^2+(a_1+b_1K_{pu})\delta+(a_2+b_2K_{pu})=\delta^2-2a\delta-a \frac{2}{T_0} \quad (2.33)$$

Dengan nilai δ yang sama pada persamaan (2.34) maka diperoleh persamaan dalam bentuk.

$$a_1+b_1K_{pu}=-2a \quad a_2+b_2K_{pu}=-a \frac{2}{T_0} \quad (2.34)$$

Dari persamaan (2.34) maka dapat dilakukan perhitungan K_{pu} dengan *poles* konjugasi kompleks sebagai berikut:

$$K_{pu} = \frac{a_1 - a_2 T_0}{b_2 T_0 - b_1} \quad a = \frac{a_1 + K_{pu} b_1}{2} \quad (2.35)$$

b. Karakteristik Polinomial dengan *real poles*

$$\delta_{3,4} = -\frac{2}{T_0} \text{ atau } \delta_{3,4} = 0 \text{ (ketika } b=0\text{)}.$$

Kontrol *close loop* akan tetap stabil pada lingkaran ketika $\delta_{3,4} = -\frac{2}{T_0}$, karena *pole* $\delta_{3,4} = 0$ tidak terletak pada daerah osilasi. Maka bentuk karakteristik polinomialnya adalah.

$$D(\delta) = \left(\delta + \frac{2}{T_0}\right)^2 = \delta^2 + \frac{4}{T_0} \delta + \frac{4}{T_0^2} \quad (2.36)$$

Lalu diperoleh persamaan polinomial sebagai berikut.

$$\delta^2 + (a_1 + b_1 K_{pu}) \delta + (a_2 + b_2 K_{pu}) = \delta^2 + \frac{4}{T_0} \delta + \frac{4}{T_0^2} \quad (2.37)$$

Dengan nilai δ yang sama pada persamaan (2.38) maka diperoleh persamaan dalam bentuk.

$$a_1 + b_1 K_{pu} = \frac{4}{T_0} \quad a_2 + b_2 K_{pu} = \frac{4}{T_0^2} \quad (2.39)$$

c. Karakteristik Polinomial dengan $\delta_4 = -\frac{2}{T_0} a$ dan

***real pole* $\delta_5 = \gamma$ ($|\gamma| < \frac{2}{T_0}$).**

Maka karakteristik polinomial yang terbentuk adalah.

$$D(\delta) = \left(\delta + \frac{2}{T_0}\right)^2 = \delta^2 + \left(\frac{2}{T_0} - \gamma\right) \delta - \frac{2}{T_0} \quad (2.40)$$

Lalu diperoleh persamaan polinomial sebagai berikut.

$$\delta^2 + (a_1 + b_1 K_{pu})\delta + (a_2 + b_2 K_{pu}) = \delta^2 + \left(\frac{2}{T_0} - \gamma\right)\delta - \frac{2}{T_0} \quad (2.41)$$

Dengan nilai δ yang sama pada persamaan (2.41) maka diperoleh persamaan dalam bentuk.

$$a_1 + b_1 K_{pu} = \frac{2}{T_0} - \gamma \quad a_2 + b_2 K_{pu} = -\frac{2}{T_0} \quad (2.42)$$

Sehingga, di dapatkan persamaan K_{pu} adalah sebagai berikut.

$$K_{pu} = \frac{4 - 2T_0 a_1 + T_0^2 a_2}{2T_0 b_1 - T_0^2 b_2} \quad (2.43)$$

Untuk menghitung *critical proportional gain* (K_{pu}) digunakan persamaan (2.36-2.42), dimana:

$$d = b^2 - 4c \leq 0 \quad (2.44)$$

Kondisi diskrimin dari karakteristik polinomial akan bernilai negatif atau nol apabila memiliki sepasang *pole* konjugasi atau sepasang *pole real* (kasus a dan b), dan kondisi diskriminan bernilai positif apabila memiliki *pole* yang berbeda (kasus c).

B. Menghitung *Critical Periode* (T_u)

Transformasi δ dengan polinomial dinyatakan dalam bentuk berikut.

$$D(\delta) = \delta^2 + \frac{2(1 - \cos \omega T_0)}{T_0} \delta + \frac{2(1 - \cos \omega T_0)}{T_0^2} \quad (2.45)$$

Sesuai dengan fungsi waktu $\cos \omega t$, $\sin \omega t$ merupakan osilasi teredam harmonik pada batas yang stabil. Melalui persamaan (2.29) dan (2.45) diperoleh persamaan berikut.

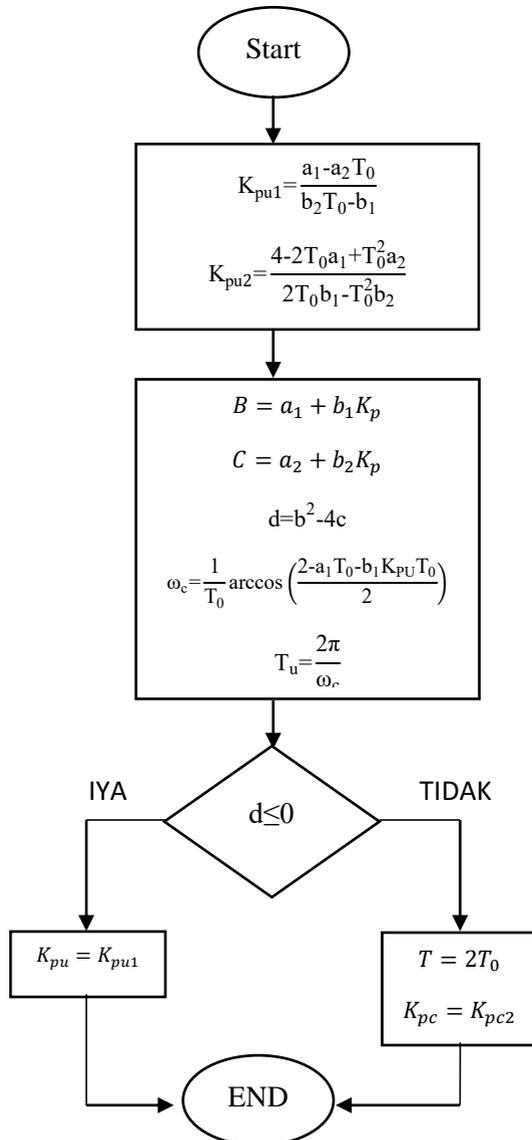
$$b = \frac{2(1 - \cos \omega T_0)}{T_0} \quad c = \frac{2(1 - \cos \omega T_0)}{T_0^2} \quad (2.46)$$

Dari persamaan (2.46) terbukti bahwa, $b = cT_0$. Dapat diperoleh hubungan untuk menghitung *critical frequency* dengan mengganti kondisi sesuai persamaan (2.27) menjadi (2.46) didapatkan.

$$\omega_c = \frac{1}{T_0} \arccos \left(\frac{2 - a_1 T_0 - b_1 K_{pu} T_0}{2} \right); \omega_c = \frac{1}{T_0} \left(\frac{2 - a_2 T_0^2 - b_2 K_{pu} T_0^2}{2} \right) \quad (2.47)$$

Sehingga *critical periode* dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$T_u = \frac{2\pi}{\omega_c} \quad (2.48)$$



Gambar 2. 5 Flow diagram dari PID kontrol

Kemudian, mencari parameter tuning K_p dan T_i dari nilai gain ultimate (K_{pu}) dan period ultimate (T_u) dengan menggunakan osilais zeigler nichlos pasa persamaan berikut [15]:

$$K_p = 0,6K_{pu} \quad (2.49)$$

$$T_i = 0,5T_u \quad (2.50)$$

Sehingga dimasukkan kedalam persamaan kontroller diskrit menjadi :

$$q_0 = K_p \left(1 + \frac{T_0}{2T_i} \right) \quad (2.51)$$

$$q_1 = -K_p \left(1 - \frac{T_0}{2T_i} \right) \quad (2.52)$$

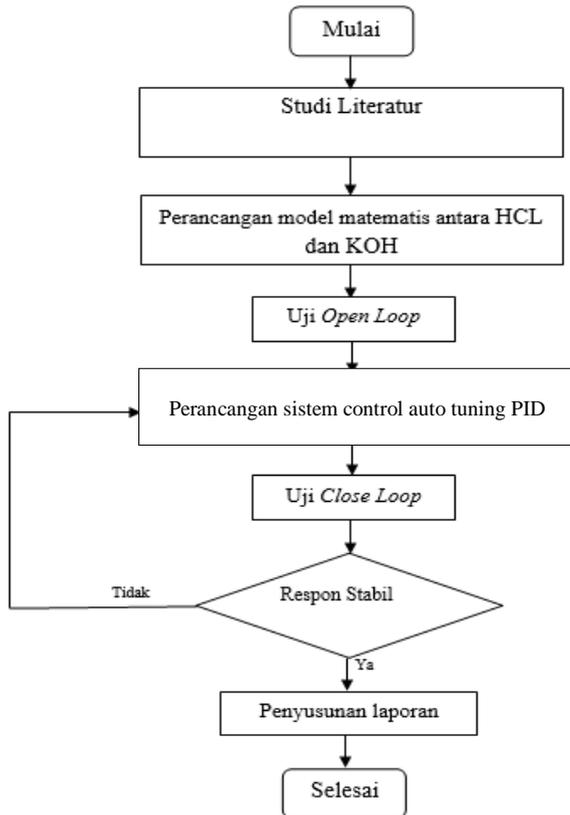
$$U_k = q_0 e_k + q_1 e_{k-1} + u_{k-1} \quad (2.53)$$

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III

METODOLOGI PERCOBAAN

Pada laporan ini akan dirancang sistem pengendalian pH pada *inline mixer* dengan beberapa tahapan seperti berikut:

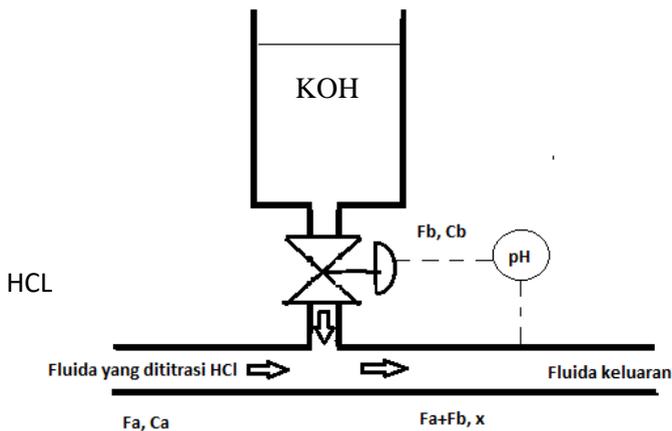


Gambar 3. 1 Flowchart Pengerjaan Tugas Akhir

3.1. Pemodelan Plant

3.1.1. Pemodelan Dinamik

Plant tempat titrasi asam basa yang dirancang dalam Tugas Akhir ini adalah *In line Mixer*. *In-line mixer* merupakan alat pencampuran larutan asam dan basa dengan cara menginjeksikan larutan tersebut ke dalam pipa dengan proses berkelanjutan. Dalam proses titrasi asam basa, *In-line mixer* digunakan sebagai tempat pencampuran yang mempunyai dua aliran masuk, yaitu aliran dari larutan asam dan basa yang akan dititrasi, seperti yang ditunjukkan dalam gambar 3.1 di bawah ini :



Gambar 3. 2 *In-line mixer* dengan Dua Masukan

F_b adalah laju dari larutan titrasi dengan konsentrasi C_b . F_a adalah laju dari larutan yang dititrasi (*influent*) dengan konsentrasi C_a . Pada tugas akhir ini larutan yang digunakan adalah KOH sebagai larutan basa atau larutan titrasi.

Kemudian larutan yang dititrasi menggunakan larutan KCL. Pencampuran larutan yang dilakukan pada larutan *in-line mixer* dapat dimodelkan dengan persamaan, apabila reaksi kimia terjadi dalam suatu sistem, maka jumlah masing-masing molekul akan bertambah untuk komponen-komponen yang dihasilkan oleh reaksi atau berkurang untuk komponen-komponen tersebut sebagai pereaksi [16].

$$\begin{aligned}
 & \text{Perubahan molekul komponen } i \text{ dalam sistem} \\
 & = (\text{aliran masuk molekul komponen } i) \\
 & - (\text{aliran keluar komponen } i) \\
 & + (\text{kecepatan pembentukan komponen } i)
 \end{aligned}$$

Maka dapat dituliskan menjadi:

$$\frac{d}{dt} \left(\int_v x \, dV \right) = F_a.C_a + F_b.C_b - ((F_a + F_b).x) \quad (3.1)$$

Jika dilihat dari gambar 3.1 maka proses pencampuran asam dan basa pada *In-line mixer* terjadi pada kontrol volume namun sangat kecil [3]. Dengan mengasumsikan pembentukan komponen bereaksi dengan sangat cepat maka persamaan menjadi :

$$\frac{d}{dt} \left(\int_v x \, dV \right) = F_a.C_a + F_b.C_b - ((F_a + F_b).x) \quad (3.2)$$

$$V \frac{dx(t)}{dt} = F_a.C_a + F_b.C_b - ((F_a + F_b).x) \quad (3.3)$$

Karena lebih dari satu komponen atau *i* komponen yang bereaksi dan laju basa NaOH adalah fungsi dari waktu, maka secara umum persamaan menjadi:

$$V \frac{dx_i(t)}{dt} = F_a.C_{a_i} + F_b(t).C_{b_i} - ((F_a + F_b(t)).x) \quad (3.4)$$

Karena dianggap volume tempat terjadinya reaksi mendekati nol maka persamaan menjadi:

$$0 = F_a \cdot C_{a_i} + F_b(t) \cdot C_{b_i} - ((F_a + F_b(t)) \cdot x) \quad (3.5)$$

Dapat dilihat dari gambar 3.1 larutan titran KOH yang akan mentitrasi larutan HCl terhalang oleh aliran larutan HCl, maka akan terjadi penundaan waktu terjadinya proses pencampuran, maka Persamaan 3.3 berubah menjadi [16]:

$$x_i(t) = \frac{F_a \cdot C_{a_i}}{F_a + F_b(t-\theta)} + \frac{F_b(t-\theta) \cdot C_{b_i}}{F_a + F_b(t-\theta)} \quad (3.6)$$

Dimana :

F_a = Laju aliran *influent* (l/s)

F_b = Laju aliran titrasi (l/s)

C_{a_i} = Total konsentrasi *influent* ke- i (M)

C_{b_i} = Total konsentrasi larutan titrasi ke- i . (M)

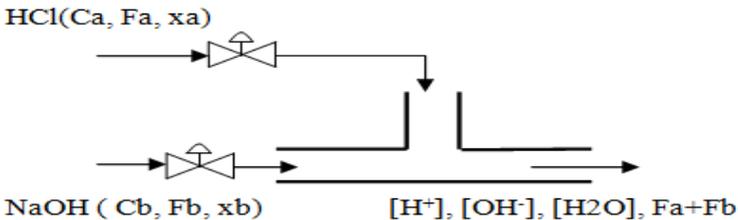
x_i = Total konsentrasi pada keluaran

θ = *time delay*

$i = 1, 2, 3, \dots$

3.1.2. Pemodelan Steady state

Reaksi invarian menggabungkan persamaan dinamika kesetimbangan massa, muatan (elektronetralitas) dan aljabar linier (polynomial dalam H^+). Model reaksi invarian dengan larutan titrasi adalah KOH dan larutan yang dititrasi adalah HCl dapat ditunjukkan gambar di bawah ini



Gambar 3. 3 Flow Diagram *In-line mixer*

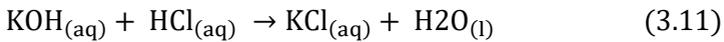
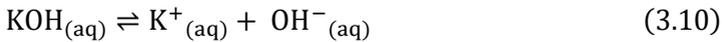
Asumsi yang digunakan dalam melakukan pemodelan adalah larutan tercampur sempurna, temperatur ruangan dan larutan berada dalam suhu kamar (25 C atau 298 K). Dari Persamaan sebelumnya maka dapat diketahui konsentrasi tiap komponen yaitu :

$$xa(t) = \frac{Fa \cdot Ca}{Fa + Fb(t - \theta)} \quad (3.7)$$

$$xb(t) = \frac{Fb(t - \theta) \cdot Cb}{Fa + Fb(t - \theta)} \quad (3.8)$$

Dengan xa adalah reaksi invarian asam HCl (mol/detik), xb reaksi invarian basa KOH (mol/detik), F_a laju aliran HCl (liter/detik), F_b laju aliran KOH (liter/detik), C_a konsentrasi HCl (mol/liter) dan C_b konsentrasi KOH (mol/liter).

Dengan menggunakan reaksi invarian maka reaksi dari proses tersebut adalah ^[2]:



Tetapan kesetimbangan asam K_a , tetapan kesetimbangan basa K_b dan tetapan kesetimbangan air K_w sebagai berikut:

$$K_b = \frac{[\text{K}^+][\text{OH}^-]}{[\text{KOH}][\text{H}_2\text{O}]} = \frac{[\text{K}^+][\text{OH}^-]}{[\text{KOH}]} = 1 \times 10^{-7} \quad (3.13)$$

$$K_a = \frac{[\text{H}^+][\text{Cl}^-]}{[\text{HCl}]} = 1 \times 10^{-9} \quad (3.14)$$

$$K_w = \frac{[H^+][OH^-]}{[H_2O]} = 1 \times 10^{-14} \quad (3.15)$$

Pada titrasi asam kuat-basa kuat ion yang berpengaruh adalah ion $[H^+]$ dan $[OH^-]$ dimana kedua ion ini akan saling menetralkan. Hal ini juga dilihat dari kondisi elektriknya yang mana untuk mencapai kesetimbangan kimia harus berada pada kondisi netral setiap waktu, yaitu :

$$[K^+] + [H^+] = [OH^-] + [Cl^-] \quad (3.16a)$$

$$[Cl^-] - [Na^+] = [H^+] - [OH^-] \quad (3.16b)$$

Konsentrasi total ion asam dan basa adalah^[8],

$$xa = [Cl^-] + [HCl] \quad (3.17a)$$

$$xb = [NaOH] + [Na^+] \quad (3.17b)$$

Karena keduanya merupakan asam kuat dan basa kuat, maka konsentrasi $HCl = KOH = 0$. Maka Persamaan 3.12 menjadi $xa = [Cl^-]$ dan $xb = [Na^+]$. Dengan melihat persamaan reaksi kimia, ketetapan disosiasi, dan reaksi invariant, maka dapat diketahui hubungan konsentrasi ion hidrogen $[H^+]$ [16] :

$$w = [H^+] - [OH^-] \quad (3.18)$$

Sehingga didapatkan,

$$0 = [H^+] - [OH^-] - w \quad (3.19a)$$

$$0 = [H^+] - \frac{K_w}{[H^+]} - w \quad (3.19b)$$

Jika persamaan ini dikalikan dengan $[H^+]$, maka didapatkan nilai polinomial dari $[H^+]$:

$$0 = [H^+]^2 - [H^+]w - kw \quad (3.19c)$$

Dengan nilai $kw = 10^{-14}$ dan nilai w adalah kombinasi dari Persamaan 3.11 sampai 3.13 didapatkan:

$$w = xa - xb \quad (3.20)$$

nilai w ditentukan dari hasil pada proses pemodelan dinamik maka akan didapatkan nilai $[H^+]$. Dari nilai $[H^+]$ didapatkan nilai pH dengan menggunakan persamaan [6]:

$$pH = -\log[H^+] \quad (3.21)$$

3.2. Permodelan Elemen Pengendali Akhir

Secara umum fungsi transfer dari control valve dapat dituliskan dalam persamaan berikut

$$fb(s) = \frac{K_{Tot} \cdot U(s)}{\tau_{cv}(s) + 1} \quad (3.22)$$

Dengan:

$Fb(s)$ = *manipulated variable* (L/s)

$U(s)$ = sinyal masukan control valve (mA)

K_{Tot} = *Gain* total dari kontrol *valve*

T_{cv} = *Time* konstan dari kontrol *valve*

Prinsip dari kontrol valve yaitu mengubah *input* 4 – 20 mA menjadi output *flow*. Pada penelitian ini menggunakan *flow minimum* sebesar 0 l/s dan *flow maximum* sebesar 50 l/s. Sebelum diubah menjadi *flow* untuk mengatur bukaan dari *valve* sinyal elektrik diubah menjadi tekanan untuk mendorong diafragma pada *control valve* pada tekanan 3 – 15 Psi. Maka *gain* total dari *control valve* dapat dituliskan sebagai berikut:

$$K_{Tot} = K_{i/p} \cdot K_{actuator} \quad (3.23)$$

$K_{i/p}$ dan K_{act} dapat dicari dengan menggunakan persamaan berikut:

$$K_{i/p} = \frac{\text{span pressure ke actuator}}{\text{span sinyal kontrol}} \quad (3.24)$$

$$K_{act} = \frac{d}{dx} f(x) \frac{\text{fb max}}{\text{span pressure dari } \frac{i}{p}} \quad (3.25)$$

Dimana :

$K_{i/p}$ = Gain katup kendali pada *actuator*

K_{act} = Karakteristik *control valve*

Y = persamaan keluaran konversi

X = U(s) atau masukan dari *control valve*

Dari persamaan diatas didapat K_{Tot} sebesar :

$$K_{Tot} = 0.0312x - 0.125 \quad (3.26)$$

Untuk mencari nilai dari *time constant* digunakan persamaan berikut:

$$\tau_{cv} = \tau(\Delta V + R) \quad (3.27)$$

Dimana :

$$\Delta V = \frac{\text{fb max} - \text{fb min}}{\text{fb max}}$$

$$R = 0.03 \text{ (untuk jenis } \textit{diaphragm valve})$$

Dari persamaan diatas dengan menggunakan fb max sebesar 0.5 l/s dan fb min sebesar 0 l/s didapat nilai *time constant* dari

control valve sebesar :

$$\tau_{cv}=1.785s \quad (3.28)$$

Sehingga didapat persamaan fb(s) yaitu:

$$fb(s)= \frac{0.0312 x-0.125}{1.785s+1} \quad (3.29)$$

Menurut Shinskey, Permodelan karakteristik *control valve* memiliki persamaan seperti berikut:

$$y= \frac{x}{L+(1-L)x} \quad (3.30)$$

Dimana :

Y = Persamaan karakteristik *control valve*

X = Masukan *control valve* (mA)

L = Bernilai 1 untuk *control valve* yang berkarakteristik linier

Dengan mendistribusi persamaan diatas didapatkan persamaan *control valve* dengan karakteristiknya. Untuk persamaan *control valve* karakteristik *linier* dengan harga L=1 maka persamaan menjadi:

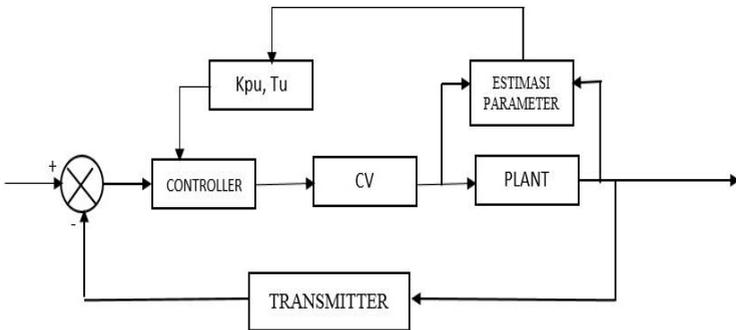
$$fb(s)= \frac{0.0312 U(s)-0.125}{1.785s+1} \quad (3.31)$$

3.3. Perancangan Sistem Control

Setelah kita dapat model matematis dan juga fungsi transfer dari elemen pengendalian akhir dalam hal ini adalah *control valve*, maka langkah selanjutnya adalah merancang sistem pengendalian. Perancangan sistem pengendalian ini akan dititik beratkan pada perancangan suatu pengendali yang mampu mengatasi karakteristik pH yang nonlinear, dan juga pada suatu sistem pengendalian secara menyeluruh.

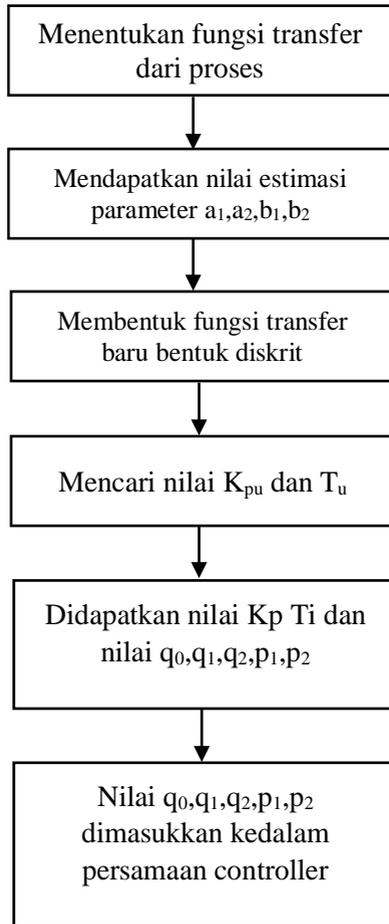
Perancangan sistem pengendalian ini akan menggunakan *auto tuning* PID dengan metode Zeigler Nichlos PI, yang diharapkan mampu merancang ulang kontroler sesuai dengan perubahan parameter pada plant dan juga diharapkan mampu mengatasi karakteristik dari pH.

Diagram blok sistem pengendalian proses penetralan pH dapat dilihat pada gambar 3.3. Pada Sistem Pengendalian ini berdasarkan parameter proses θ (a_1, a_2, b_1, b_2) *plant* penetralan pH diestimasi menggunakan *Least Square Metode*, parameter proses tersebut kemudian digunakan untuk menentukan nilai gain ultimate (K_{pu}) dan period ultimate (T_u) setelah itu didapatkan nilai K_p dan T_i . K_p dan T_i tersebut dirubah kedalam bentuk q_0, q_1, q_2, p_1, p_2 . Dimana nilai tersebut digunakan sebagai sinyal controller. Berikut merupakan gambar diagram block *auto tuning* PID.



Gambar 3. 4 Diagram Blok Sistem Pengendalian *auto tuning* PID

Langkah-langkah dari proses pengendalian dapat dilihat pada gambar 3.4 di bawah ini :



Gambar 3. 5 Diagram Alir Sistem Pengendalian berdasarkan *Auto Tuning PID*

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

4.1. Hasil Uji *Open loop*

Berdasarkan hasil pemodelan didapatkan dua pemodelan yaitu pemodelan statistik pada persamaan 4.1 dan pemodelan dinamik yang ditunjukkan pada persamaan 4.2 dan 4.3. Pemodelan dinamik adalah pemodelan proses pencampuran larutan untuk mengetahui konsentrasi larutan asam (X_a) dan konsentrasi larutan basa (X_b) dalam *plant* ketika sistem pencampuran berjalan. Sedangkan *pemodelan steady state* adalah sebuah bentuk pemodelan berdasarkan nilai-nilai konsentrasi larutan asam dan basa guna mendapatkan nilai dari pH.

Persamaan dinamik :

$$x_a = \frac{F_a \cdot C_a}{F_a + F_b(t-\theta)} \quad (4.1)$$

$$x_b = \frac{F_b(t-\theta) \cdot C_b}{F_a + F_b(t-\theta)} \quad (4.2)$$

Persamaan steady state :

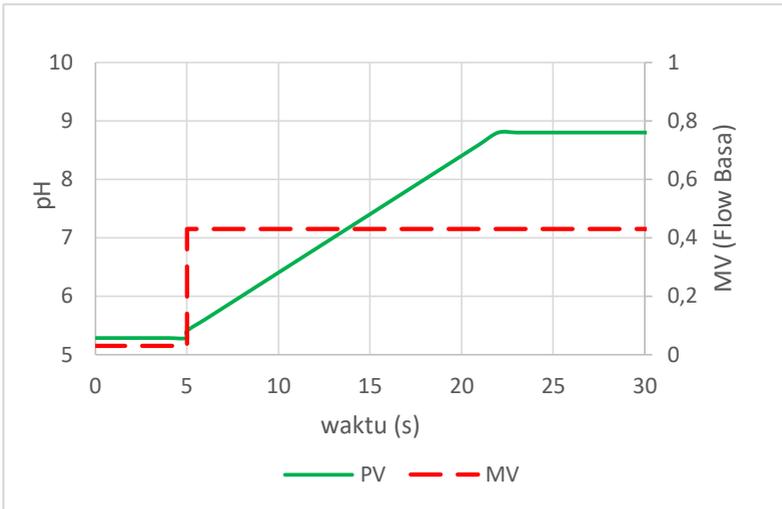
$$0 = [H^+]^2 - [H^+](x_a \cdot x_b) - k_w \quad (4.3)$$

Dari model dinamik tersebut didapatkan respon sistem *open loop* membentuk kurva “S” yang membuktikan bahwa pemodelan sistem telah sesuai dengan hukum kesetimbangan asam basa dan memenuhi kurva titrasi asam basa, sekaligus hal tersebut membuktikan bahwa *plant* penetralkan pH tersebut adalah *non linier*, dengan kondisi *plant* sebagai berikut. :

Tabel 4. 1 Karakteristik Operasional *Plant*

Parameter	Asam	Basa
Konsentrasi	0.00001	0.00001
<i>Flow</i>	0,1	-

Sehingga menghasilkan grafik *open loop* sebagai berikut:



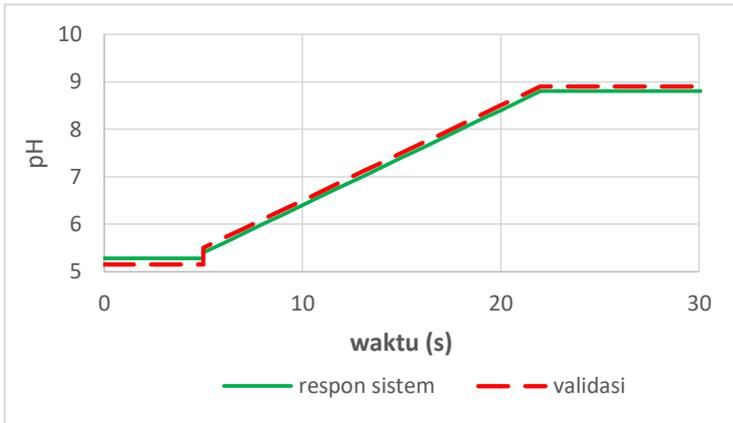
Gambar 4. 1 Grafik Respon *Open Loop*

Hasil uji *open loop* pada grafik 4.1 didapatkan nilai pH sebesar 5,2 dengan Fb sebesar 0,03 L/s. Kemudian diberi input step Fb menjadi 0,43 L/s sehingga pH menjadi 8,79. Perubahan yang diberikan dari input step membuktikan bahwa persamaan titrasi pada plan tersebut berbentuk kurva “S”.

Kemudian dilakukan validasi dengan menggunakan rumus buffer dari stokiometri dengan persamaan berikut :

$$pH = pH\ awal \pm \log \frac{mol\ peyangga}{mol\ KCL} \quad (4.1)$$

Dipat nilai pH pada grafik berikut :

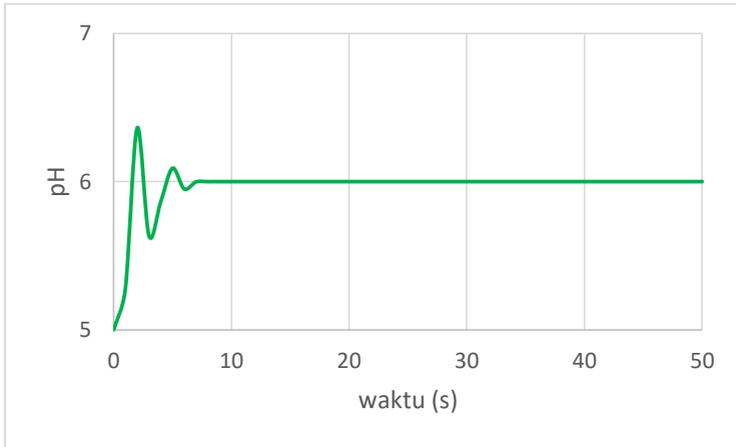


Gambar 4. 2 Grafik Validasi

Dari grafik diatas dapat dilihat perbandingan antara pH pada simulasi dan pH perhitungan menggunakan rumus penyangga (pH titrasi). Dari dua grafik tersebut dapat dilihat bahwa nilainya hampir sama. sehingga dapat disimpulkan dari validasi ini persamaan tersebut sudah benar.

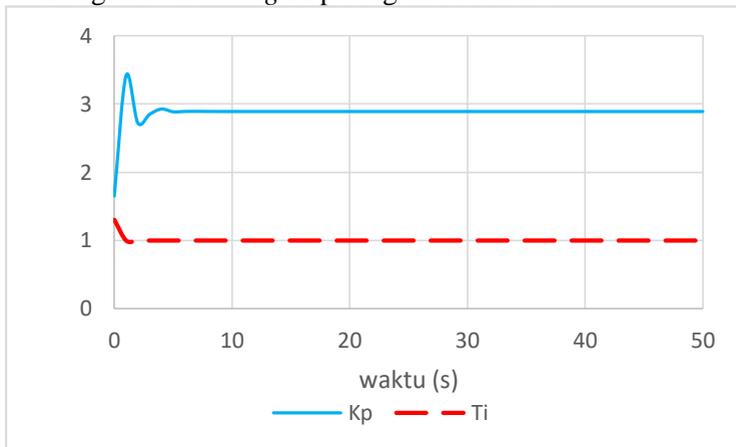
4.2. Hasil Pengujian Respon *Close Loop*

Pada uji *close loop* pengujian dilakukan pada set point pH 6, 7 dan 8. Pada hasil uji pH 6 menunjukkan hasil respon seperti pada gambar 4.3.



Gambar 4. 3 Respon *setpoint* pH 6

Dengan hasil *tuning* PI pada gambar berikut:



Gambar 4. 4 Hasil *Tuning* pada *set point* pH 6

Dari hasil respon *setpoint* 6 pada sistem pengendalian pH menggunakan sistem *control Auto tuning* PID

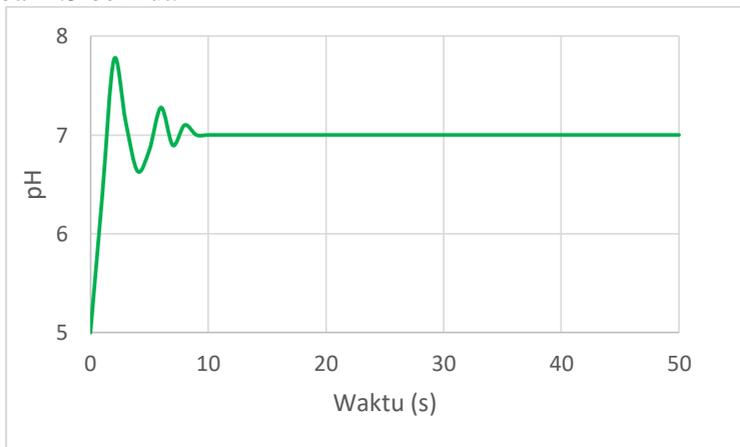
perbandingan nilai *overshoot*, *settling time*, *error steady state* dan nilai respon pH seperti berikut pada tabel 4.2

Tabel 4. 2 Indeks Parameter Respon pH 6

<i>Setpoint</i>	Nilai Respon pH	6
	<i>Settling time</i>	12
	<i>Max. Overshoot</i>	1.3 %

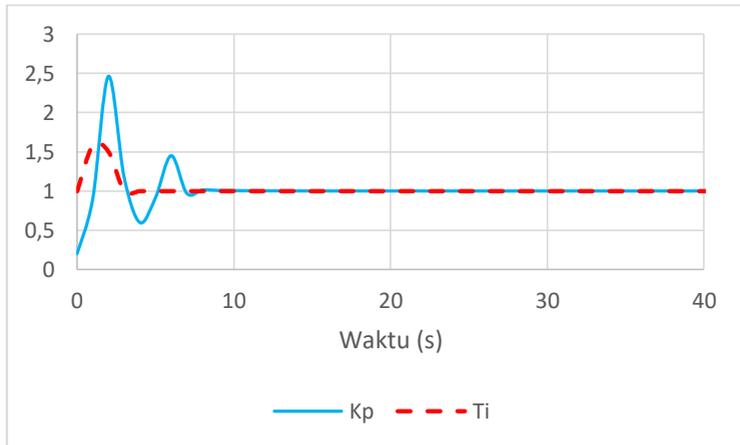
Pada gambar 4.3 merupakan gambar grafik respon yang ditunjukkan pada *set point* pH 6. Pada gambar respon tersebut dapat mencapai *set point* dengan kondisi stabil. Dengan indeks parameter *settling time* 12 detik dan *maximum overshoot* 0.

Pada hasil uji pH 7 menunjukkan hasil respon seperti pada gambar 4.5 berikut.



Gambar 4. 5 Respon *set point* pH 7

Dengan hasil tuning PI pada gambar berikut:



Gambar 4. 6 Hasil *Tuning* PI pada *set point* pH 7

Dari hasil respon setpoint 7 pada sistem pengendalian pH menggunakan Sistem kontrol *Auto tuning* PID perbandingan nilai *overshoot*, *settling time*, *error steady state* dan nilai respon pH seperti berikut pada tabel 4.3

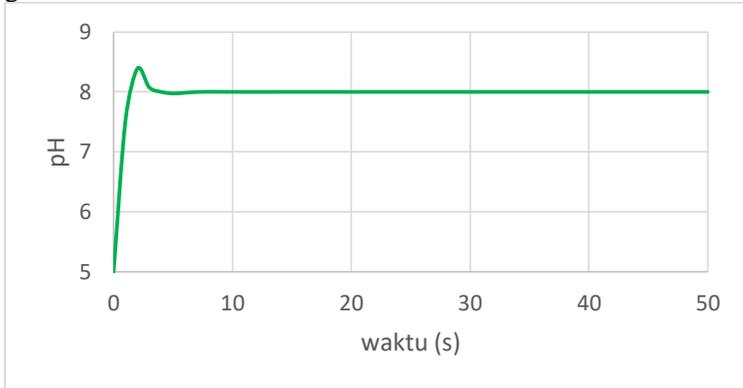
Tabel 4. 3 Indeks Parameter Respon pH 7

<i>Setpoint</i>	Nilai Respon pH	7
	<i>Settling time</i>	15
	<i>Max. Overshoot</i>	12%

Pada gambar 4.5 merupakan gambar grafik respon yang ditunjukkan pada pada *set point* pH 7. Pada gambar respon

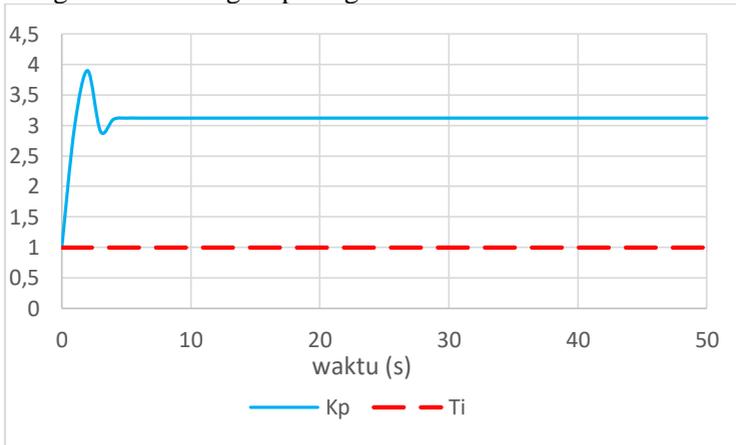
tersebut dapat mencapai *set point* dengan kondisi stabil. Dengan indeks parameter *settling time* 15 detik dan *maximum overshoot* 12%.

Pada hasil uji pH 8 menunjukkan hasil respon seperti pada gambar 4.7 berikut.



Gambar 4. 7 Respon *set point* pH 8

Dengan hasil tuning PI pada gambar berikut:



Gambar 4. 8 Hasil *Tuning* PI pada *set point* pH 8

Dari hasil respon *setpoint* 8 pada sistem pengendalian pH menggunakan Sistem kontrol *Auto tuning* PID perbandingan nilai *overshoot*, *settling time*, *error steady state* dan nilai respon pH seperti berikut pada tabel 4.4

Tabel 4. 4 Indeks Parameter Respon pH 8

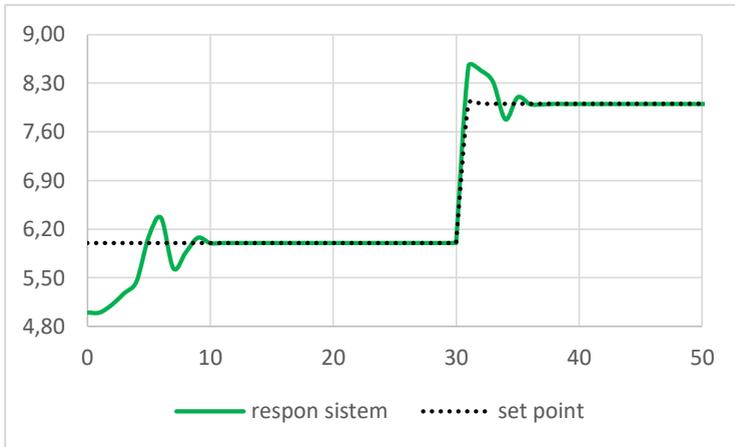
<i>Setpoint</i>	Nilai Respon pH	8
	<i>Settling time</i>	10
	<i>Max. Overshoot</i>	1,75%

Pada gambar 4.7 merupakan gambar grafik respon yang ditunjukkan pada pada *set point* pH 8. Pada gambar respon tersebut dapat mencapai *set point* dengan kondisi stabil. Dengan indeks parameter *settling time* 10 detik, dan *maximum overshoot* 1,75%.

4.3. Uji *Tracking Set Point*

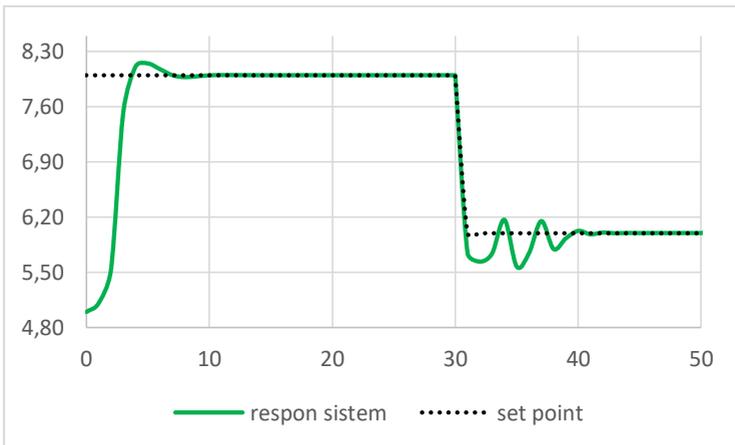
Pada uji *tracking set point* ini dilakukan untuk mengetahui kinerja dari sistem kontrol untuk mencapai *set point*. Uji *tracking set point* ini dilakukan dengan dua cara yaitu uji *tracking* naik dan turun pada pH 6-8.

Pada hasil uji *tracking set point* naik menunjukkan hasil respon seperti pada gambar 4.9 berikut.



Gambar 4. 9 Respon Uji *tracking set point* naik

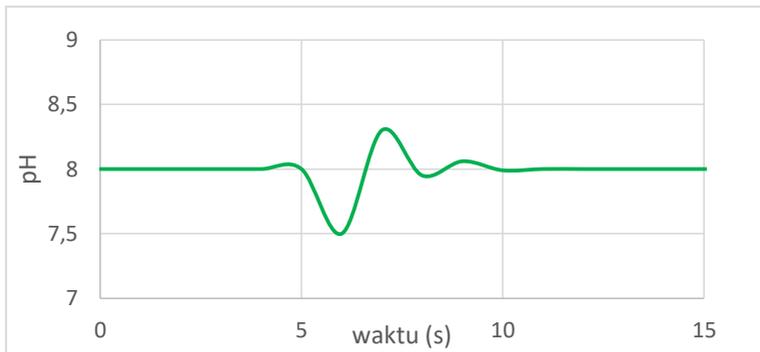
Hasil uji *tracking set point* turun menunjukkan hasil respon seperti pada gambar 4.10 berikut.



Gambar 4. 10 Respon Uji *tracking set point* turun

4.4. Pengujian dengan Disturbance

Pada pengujian ini dilakukan uji *disturbance* dengan tujuan untuk mengetahui seberapa mampu sistem kontrol tersebut tahan terhadap *disturbance* atau gangguan. Pada pengujian ini menggunakan *set point* pH 6 dengan kondisi perubahan pH asam dari awal 0,1 L/s pada waktu 4 s diberi gangguan 0,12 L/s . Berikut merupakan hasil uji dengan menambahkan *disturbance* seperti pada gambar 4.8 dibawah ini.



Gambar 4. 11 Respon Uji dengan *disturbance*

Dari gambar 4.11 diatas dapat dilihat bahwa sistem *control* yang dirancang dapat mampu tahan terhadap gangguan atau *disturbance*. Dari gangguan yang dibuat pada 4 s ,dapat kembali pada *set point* dalam waktu 10 s. Pada pengujian tersebut juga dilakukan perbandingan *error* dengan menggunakan IAE dimana pada pH set point 8 tanpa gangguan sebesar 7,8 dan dengan gangguan sebesar 9. Selisih error yang tidak terlalu besar dapat disimpulkan bahwa sistem control sudah baik.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Dari analisa data dan pembahasan pengujian kehandalan sistem pengendalian yang telah rancang, dapat disimpulkan bahwa:

- Permodelan statik dan dinamik dibuat dari pencampuran larutan KOH dan HCl pada *plant in-line mixer* dengan mempertimbangkan analisis kesetimbangan massa dan muatan.
- Merancang sistem *control* dengan menggunakan *auto tuning* PID dengan metode Zeigler Nichlos PI dilakukan dengan mencari nilai estimasi paramater yang kemudian diubah kedalam bentuk Kpu dan Tu dengan menggunakan persamaan akar kuadrat. Lalu, nantinya akan dimasukkan dalam persamaan *Controller* $u(t)$.
- Pengendalian pH dengan menggunakan sistem pengendalian *Auto tuning* PID menghasilkan respon yang baik. Pada perancangan sistem respon pengendalian *close loop* telah disimulasikan pada *range set point* pH 6-8. Didapat hasil respon nilai *settling time* untuk pH 6 adalah 12 detik, pH 7 adalah 15 detik, dan pH 8 adalah 10 detik. Dari hasil yang diperoleh dari analisa adanya penambahan disturbance dapat berpengaruh besar ESS (*Error Steady State*)

5.2. Saran

Saran yang dapat diberikan dalam penelitian ini adalah dapat *Auto tuning* PID utamanya untuk mengurangi dampak dari *disturbance* utamanya pada saat penetralan atau pada saat pH 7 sehingga dapat diperoleh respon yang lebih baik

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

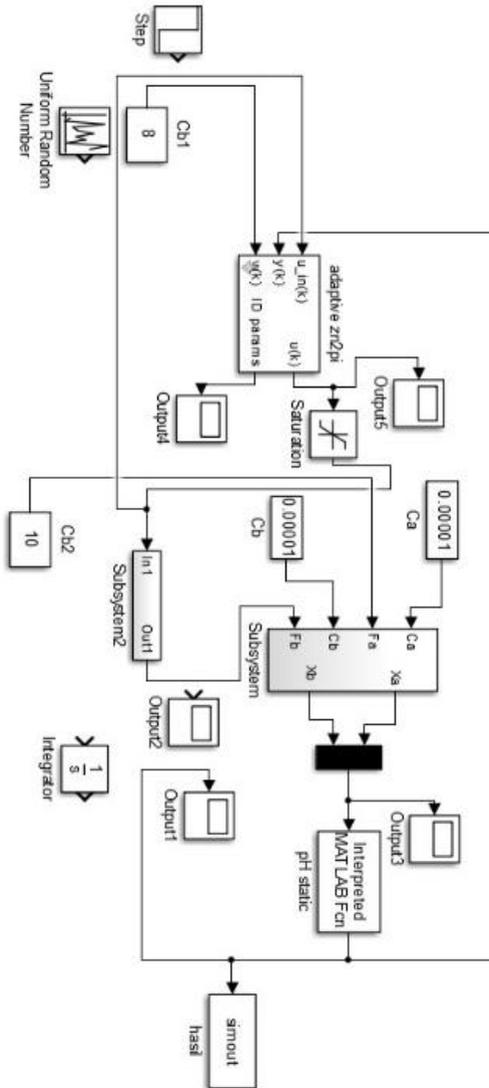
- [1] S. N. N dan M. Yusuf, “Sistem Kontrol Nutrisi Hidroponik dengan menggunakan Logika Fuzzy.,” 2009.
- [2] W. Gusena dan S. M. Hendra cordova, “Rancang Bangun Pengendalian pH Pada InlineFlash Mixing Menggunakan Metode Neural Network Kontroler,” *Jurnal Teknik Pomits*, p. Vol 2 No 1, 2013.
- [3] C. Lee, “*In-line mixer* For Feedforward Kontrol and Adaptive Feedback Kontrol Of pH Process;,” *Department of Chemical Engineering, Kyungpook National University*, 1999.
- [4] H. C. S. M. Firmansyah, “ Perancangan Sistem Kontrol Pid Pada Proses pH Berbasis Pembagian Region Kurva Titrasi,” *Jurnal Teknik POMITS*, vol. 2, 2013.
- [5] H. Cordova, “PID Self-Tuning Based On Auto Switch Algorithm To Kontrol pH,” *Teknik Fisika, FTI, ITS*, 2004.
- [6] Gustaffson, T.K. dan K. Waller, “Dynamic Modelling and Reaction Invariant Control of pH,” dalam *science chemical engineering*, 1983, p. 398.
- [7] S. Ismail, “Rancang Bangun Auto Switch PID Pada Proses Netralisasi pH.,” *Teknik Fisika, ITS* , Surabaya, 2011.

- [8] Muklhis, "Proses Titrasi Asam Basa," *Teknik Fisika, FTI, ITS*, 2010.
- [9] K. Ogata, *Teknik Kontrol Automatik Jilid 1*, Jakarta: Erlangga, 1997.
- [10] E. A. Hidayat, "Perancangan Sistem Pengendalian Temperatur Pada Heat Exchanger Dengan Metode Self Tuning PID Di PLTU Paiton Unit 7 Dan 8," Laporan Tugas Akhir Teknik Fisika FTI-ITS, Surabaya, 2006.
- [11] N. H. T. Phillip. Charles L, "Digital Control System Analysis and Design," dalam *Prentice Hall International*, 1995.
- [12] N. wahyuni dan H. Cordova, "Perancangan Sistem Pengendalian pH dengan Metode Adaptive Control Menggunakan Minimum Variance pada Unit Pengolahan Limbah Gas di PT HESS (Indonesia-Pangkajene) LTd.," Tugas Akhir Teknik Fisika ITS, SURABAYA, 2012.
- [13] K. J. B. W. Åström, "Computer Controlled System," dalam *Prentice-Hall Inc*, Englewood Cliffs, USA, 1984.
- [14] K. J. B. W. Åström, *Adaptive Control*, Canada: Addison-Welley Publishing Company, 1989.
- [15] V. Bobal dan P. Chalupa, "Self Tuning Controller Simulink Library," *Department of Control Theory, Institute of Information Technologies.*, 2002.

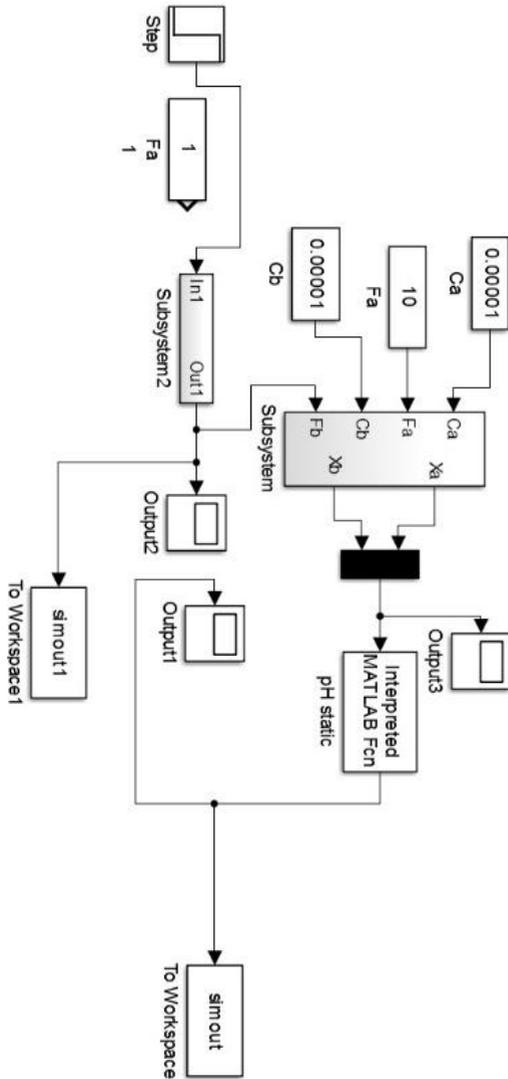
- [16] J. P. Yien, "Measuring, Modelling And Kontrolling The pH Value And The Dynamic Chemical State;," dalam *Helsinki University Of Technology*, 2001.

LAMPIRAN

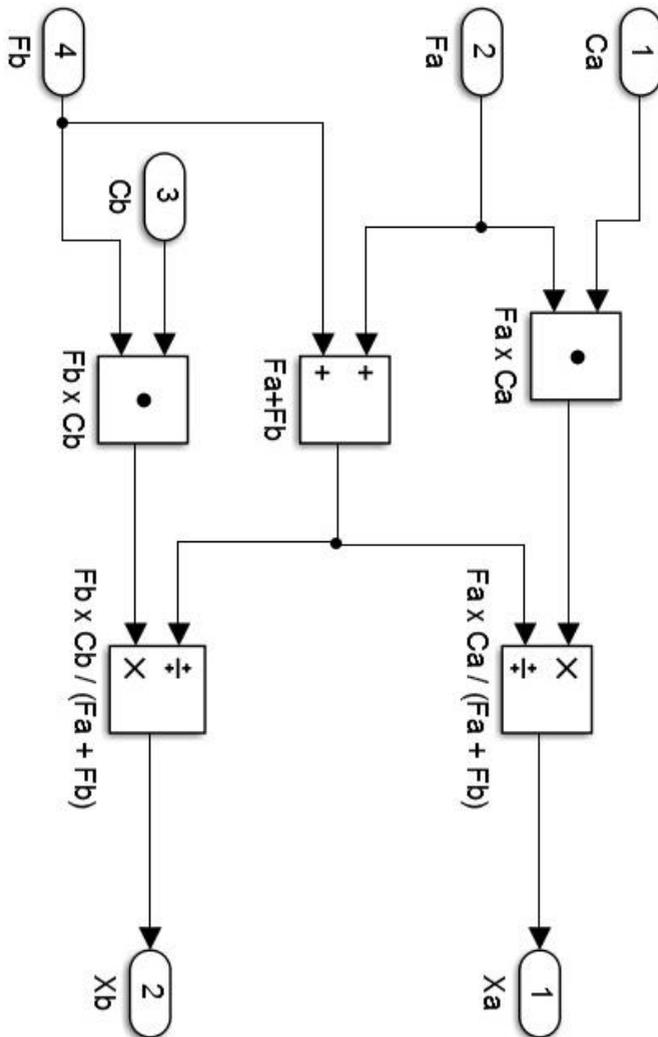
Lampiran A. Simulink Uji *Close Loop*



Lampiran B. Simulink Uji *Open Loop*



Lampiran C. Simulink Dinamik



Lampiran D. *Function* Pemodelan Statik

```
function funcout = StatikHCLNaOH(pinput)
y1=pinput(:);
xa=y1(1,:);
xb=y1(2,:);
ka=1e7;
kw=1e-14;
a1=1;
a2=xb-xa;
a3=-kw;
p=[a1 a2 a3];
r=roots(p);
for i=1:2
    if r(i,1)>0
        H=r(i,1);
    end
end
pH = -log10(H);
funcout=pH;
```

BIODATA PENULIS



Nama lengkap penulis adalah Jerry Ardiyanto, lahir di kota Surabaya pada tanggal 9 Oktober 1995 dari ayah bernama Djoko Pitono dan ibu bernama Muntiani. Penulis merupakan anak pertama dari empat bersaudara. Pada tahun 2007 penulis menyelesaikan pendidikan SD di SDN Kedurus II Surabaya, pada tahun 2010 menyelesaikan pendidikan SMP di SMP Negeri 16 Surabaya, pada tahun 2013 menyelesaikan pendidikan di SMA Negeri 13 Surabaya. Pada tahun yang sama, penulis terdaftar sebagai mahasiswa di Departemen Teknik Fisika program Diploma Jurusan Metrologi dan Instrumentasi ITS. Hingga tahun ketiga, penulis telah aktif dalam beberapa organisasi, kepanitiaan, dan asisten laboratorium Workshop Instrumentasi. Setelah lulus dari program diploma tahun 2016, penulis meneruskan studi lintas jalur S1 Teknik Fisika. Dan pada bulan Juli 2018 penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “**Perancangan Sistem Pengendalian pH dengan Menggunakan Auto Tuning PID pada In-line Mixer**”. Bagi pembaca yang memiliki kritik, saran atau ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai tugas akhir ini, maka dapat menghubungi penulis melalui *email* : Jerryardiyanto@gmail.com

