



UNIVERSITAS INDONESIA

**UNJUK KERJA PROSES PENGENDALIAN pH AIR
PADA UNIT MINI PLANT**

SKRIPSI

**ANDY SILABAN
0706200150**

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
DEPOK
DESEMBER 2009**



UNIVERSITAS INDONESIA

**UNJUK KERJA PROSES PENGENDALIAN pH AIR
PADA UNIT MINI PLANT**

SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik

**ANDY SILABAN
0706200150**

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI EKSTENSI TEKNIK KIMIA
DEPOK
DESEMBER 2009**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

**Skripsi ini adalah hasil karya saya sendiri,
dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk
telah saya nyatakan dengan benar.**

Nama : Andy Silaban

NPM : 0706200150

Tanda Tangan :

Tanggal : 30 Desember 2009

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :
Nama : Andy Silaban
NPM : 0706200150
Program Studi : Ekstensi Teknik Kimia
Judul Skripsi : Unjuk Kerja Proses Pengendalian pH Air
Pada Unit Mini Plant

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Ekstensi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia

DEWAN PENGUJI

Pembimbing I : Ir. Mahmud Sudibandriyo, M.Sc, Ph.D ()
Pembimbing II : Bambang Heru, ST, MT ()
Penguji I : Dr. rer. Nat. Ir. Yuswan Muharam, MT ()
Penguji II : Ir. Dijan Supramono, M.Sc ()

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 30 Desember 2009

KATA PENGANTAR

Puji syukur saya panjatkan kepada kasih karunia Tuhan, karena atas berkat dan kasih-Nya, saya dapat menyelesaikan skripsi ini. Penulisan skripsi ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Jurusan Teknik Kimia pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa, tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan skripsi ini, sangatlah sulit bagi saya untuk menyelesaikan skripsi ini, saya mengucapkan terima kasih kepada :

- (1) Ir. Mahmud Sudibandriyo, M.Sc, Ph.D selaku pembimbing I dan Bambang Heru, ST, MT, selaku dosen pembimbing II yang telah menyediakan waktu, tenaga, dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan skripsi ini;
- (2) Prof. Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA selaku ketua Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia;
- (3) Tania Surya Utami, ST, MT selaku Pembimbing Akademik penulis;
- (4) Orang tua dan saudara-saudara terkasih yang ada di Duri;
- (5) Brothers: Albert Lwin (Heat Management Advisor – Chevron Indonesia), Allan H. Vance (Executive VP – Chevron Angola), Randy Hunt (TL Geophysics – BG Brazil), Allan Golds (Freeport) dan Johosua Sopacua (Qatar Gas Project) yang menjadi *advisor* selama berkuliah;
- (6) Adik-adik KK Elektro 2008, IISIP dan teman-teman KTB di alumni SUMBAGUT serta teman-teman PMK Teknik UI;
- (7) Teman-teman kelas Ekstensi Teknik Kimia 2007 sebagai teman bekerja menyelesaikan seminar ini.

Akhir kata, saya berharap Tuhan berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga skripsi ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan dan teknologi.

Depok, Desember 2009

Penulis

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI
TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai sivitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Andy Silaban
NPM : 0706200150
Program Studi : Ekstensi Teknik Kimia
Departemen : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Jenis Karya : Skripsi

demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul :

**Unjuk Kerja Proses Pengendalian pH Air
Pada Unit Mini Plant**

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalih media/format-kan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan memublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikina pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok, Jawa Barat, Indonesia

Pada tanggal : 30 Desember 2009

Yang menyatakan

(Andy Silaban)

ABSTRAK

Nama : Andy Silaban
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Unjuk Kerja Proses Pengendalian pH Air Pada *Unit Mini Plant*

Saat ini di Laboratorium Pengendalian Proses Fakultas Teknik, Jurusan Teknik Kimia terdapat *unit mini plant* WA921 yang bekerja untuk mengolah air buangan asam atau basa seperti yang digunakan di industri. *Unit mini plant* WA921 ini digunakan sebagai alat untuk mempelajari rangkaian proses dan sistem kontrol pada pengolahan air agar memenuhi spesifikasi dan kualitas air sesuai dengan peraturan *standard* mutu baku air buangan. Meskipun buku manual dari *unit mini plant* WA921 sudah disediakan, namun uji unjuk kerja secara komprehensif belum dilakukan khususnya uji dengan menggunakan kondisi air lokal. Penelitian ini bertujuan untuk memberikan gambaran bagaimana sistem pengontrolan air buangan bekerja dan unjuk kerja sistem kontrol pada *unit mini plant* WA921 yang nantinya dapat digunakan sebagai koreksi/catatan pada buku manual. Selain itu, dengan tergambarnya hal-hal tersebut diharapkan dapat mendorong langkah eksplorasi selanjutnya terhadap peningkatan proses dan kerja dari *unit mini plant* WA921.

Pengujian unjuk kerja terhadap *unit mini plant* WA921 dilakukan pada kondisi air lokal untuk mengamati respon pengendalian proses secara manual (open loop) dan otomatis (closed loop) dengan *tuning* Ziegler-Nichols. Percobaan respon dinamik dilakukan dari nilai PID (Proportional, Integral dan Derivative) yang disajikan di buku manual maupun hasil percobaan *tuning* kontrol Ziegler-Nichols.

Dari pengujian unjuk kerja terhadap *unit mini plant* WA921 didapatkan hasil respon proses kontrol yang berbeda antara buku manual dengan hasil percobaan. *Tuning* PID pada cara S baik secara manual maupun otomatis, secara umum menghasilkan parameter PID yang dapat dipakai untuk proses pengontrolan pH dengan baik, meskipun hasilnya tidak menghasilkan QDR (Quarter Decay Ratio). Sementara itu, *tuning* PID pada cara L secara otomatis memberikan hasil baik, namun secara manual memberikan memberikan hasil yang jelek yang ditunjukkan dengan osilasi yang berkepanjangan.

Kata kunci : *Process Control*, *Tuning*, Manual, Otomatis, Respon Dinamik, pH.

ABSTRACT

Name : Andy Silaban
Study Program: Chemical Engineering
Judul : Performance of Process Control for Water pH in Mini Plant Unit

Currently, in process control laboratory of engineering faculty, department of chemical engineering has had the mini plant unit WA921 series which works to process acid or base effluent as used in industry. The unit mini plant WA921 series used as an equipment to study of process sequences and control systems in water treatment in order to meet stringent of water specification and quality according to the standard of regulations for water discharge. Despite manual book of the mini plant unit WA921 series has been provided, but through rigorous performance test never conducted by using local water conditions. The purposes of research is to define an overview how the system of water processing and control works and system control performance in the mini plant unit WA921 series and for further follow up used to give correction for manual book. Additional purpose expected by describing above conditions will encourage further exploration step to improve the processes and works from the mini plant unit WA921 series.

Testing of performance for mini plant unit WA921 series conducted in local water environment to observe process control responds both manual (open loop) and automatic (closed loop) through tuning of Ziegler-Nichols. The testing of dynamic responds conducted from PID values (Proportional, Integral and Derivative) which are provided either in manual book or testing results from tuning of Ziegler-Nichols.

From testings of performance in mini plant unit WA921 series has been found the results for process control respond quite different between manual book against local testing results. Generally, tuning of PID either manual mode or automatic mode by using scheme S have resulted PID parameters those can be used for good pH control despite the results have not achieved QDR (Quarter Decay Ratio). While, tuning of PID by using scheme L in automatic mode have resulted good respon, but using manual mode have resulted poor performance as shown by continuous oscillation.

Keyword: Process Control, Tuning, Manual, Automatic, Dynamic Respond, pH.

DAFTAR ISI

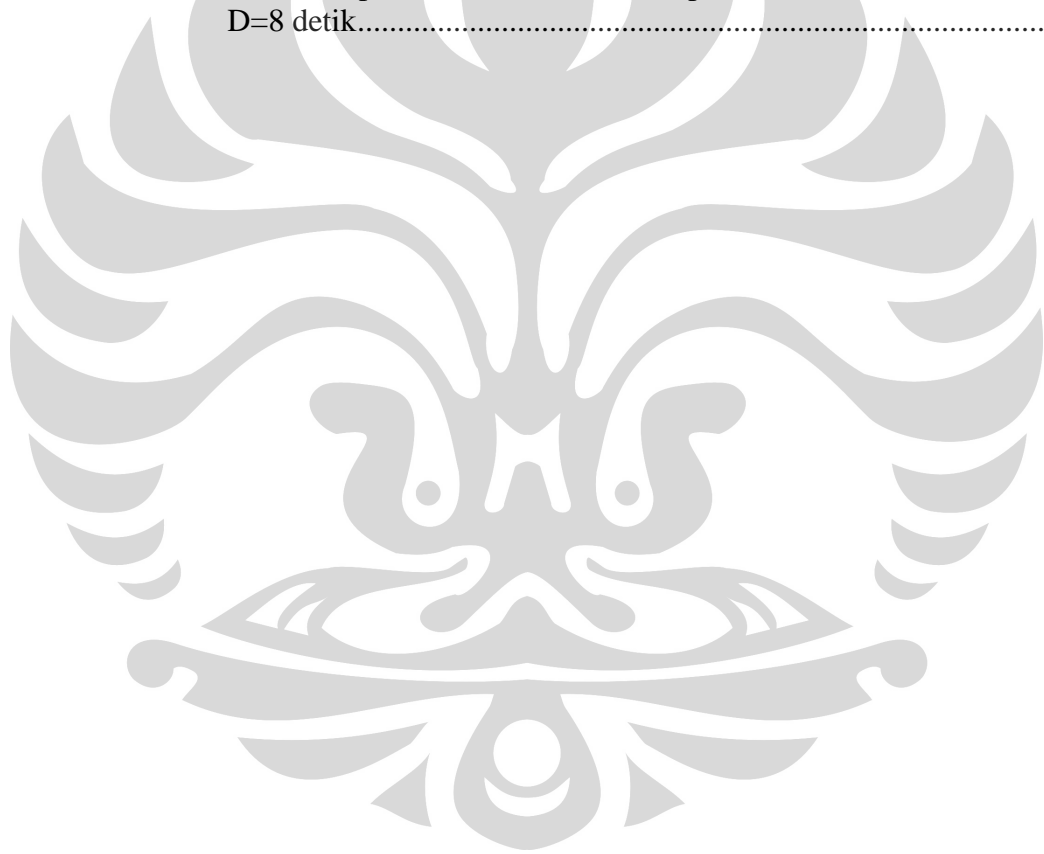
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
KATA PENGANTAR	iv
HALAMAN PERNYATAN PERSETUJUAN PUBLIKASI.....	v
ABSTRAK	vi
ABSTRACT	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR ISTILAH	xiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 LATAR BELAKANG PERMASALAHAN	1
1.2 RUMUSAN MASALAH.....	2
1.3 TUJUAN PENELITIAN.....	2
1.4 BATASAN MASALAH	3
1.5 SISTEMATIKA PENULISAN.....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	4
2.1 PENGENDALIAN PROSES.....	4
2.2 KONTROL pH.....	5
2.3 MODEL PROSES	6
2.4 MODEL PENGENDALIAN PROSES.....	8
2.4.1 Sistem Kendali Manual (Open Loop)	8
2.4.2 Sistem Kendali Automatis (Closed Loop)	10
2.4.3 Model Proses Dinamik.....	11
2.4.4 Penyetelan Kontroler PID	11
2.5. JENIS-JENIS PENGENDALI	12
2.5.1 Kontroller Dua Posisi (On-Off)	12
2.5.2 Kontrol Proporsional (P).....	13
2.5.3 Kontrol Integral (I).....	15
2.5.4 Kontrol Derivative (D).....	16
2.5.5 Kontrol Proporsional – Integral (PI)	18
2.5.6 Kontrol Proporsional – Derivative (PD)	19
2.5.7 Kontrol Proporsional – Integral – Derivative (PID)	20
2.6. METODE FIRST ORDER PLUS DEAD TIME (FOPDT).....	21
2.6.1 Model Kasar (Rough Model)	22
2.6.2 Model PRC (Process Reaction Curve).....	23
2.6.2.1 Metode FOPDT Fit I.....	23
2.6.2.2 Metode Ceicil L. Smith.....	24
2.6.2.3 Metode Sundaresan & Krishnaswanny	25
2.7 METODE PENYETELAN PENGENDALI (CONTROLLER TUNING).....	25

2.7.1 Metode Ziegler – Nichols (PRC)	26
2.7.2 Metode Ziegler – Nichols (online).....	27
2.8 MODEL INSTRUMENTASI DAN PENGUKURAN	28
2.8.1 Parameter Statik	30
2.8.1.1 Akurasi	30
286.1.1.1 Mean Quadratic Deviation (MQD).....	31
2.8.1.1.2 Histerisis	31
2.8.1.1.3 Repeatability	32
2.8.1.2 Resolusi (Resolution)	32
2.8.1.3 Stabilitas (Stability).....	33
2.8.1.4 Sensitivitas (Sensitivity)	34
2.8.2 Parameter Dinamik.....	34
2.8.2.1 Respon Perubahan Proses Selama Variasi Suhu.....	35
2.8.2.2 Respon Perubahan Proses Selama Variasi Tekanan.....	35
2.8.2.3 Respon Perubahan Proses Selama Gangguani Tekanan dan Suhu.....	36
2.9 MODEL SISTEM KONTROL AUTOMASI	36
2.9.1 Single Loop Controller.....	37
2.9.2 Multiloop Controller	38
2.9.3 Programmable Logic Control (PLC).....	38
BAB III METODA PENELITIAN.....	40
3.1 LOKASI PENELITIAN.....	40
3.2 BAHAN-BAHAN DAN ALAT-ALAT PENELITIAN	40
3.3 RANCANGAN PENELITIAN.....	40
3.4 PROSEDUR PENELITIAN	40
3.4.1 Persiapan Larutan Asam dan Basa.....	41
3.4.2 Persiapan Tinta dan Kertas Recorder.....	41
3.4.3 Percobaan <i>Process Control</i> PID.....	41
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN.....	60
4.1 PEMODELAN PROSES	60
4.2 HASIL DAN PEMBAHASAN PERCOBAAN.....	61
4.2.1 Kondisi Air Lokal	61
4.2.2 Percobaan dengan Cara S.....	62
4.2.3 Percobaan dengan Cara L.....	74
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....	85
5.1 KESIMPULAN	85
5.2 SARAN	86
DAFTAR PUSTAKA.....	87

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Laju perubahan pH larutan asam penambahan larutan NaOH.....	6
Gambar 2.2	Sistem Proses Secara Umum.....	7
Gambar 2.3	Diagram Block Open Loop	9
Gambar 2.4	Blok Diagram Pengendalian Proses Loop Tertutup.....	10
Gambar 2.5	Keluaran Kontrol – P untuk Langkah Masukan.....	15
Gambar 2.6	Keluaran Kontrol – I untuk Langkah Masukan	16
Gambar 2.7	Keluaran Kontrol – D untuk Langkah Masukan	17
Gambar 2.8	Keluaran Kontrol – PI untuk Langkah Masukan	19
Gambar 2.9	Keluaran Kontrol – PD untuk Langkah Masukan.....	20
Gambar 2.10	Keluaran Kontrol – PID untuk Langkah Masukan	21
Gambar 2.11	Diagram blok dari siklus terbuka dengan perubahan <i>setpoint</i> proses	22
Gambar 2.12	Metode FOPDT Fit I.....	24
Gambar 2.13	Metode FOPDT Cicil L. Smith.....	24
Gambar 2.14	Metode Sundaresh & Krishnaswamy.....	25
Gambar 2.15	Kurva Respon Berbentuk S.....	26
Gambar 2.16	Kurva Respon Sustain Osilasi.....	28
Gambar 2.17	Mean Quadratic Deviation	31
Gambar 2.18	Histerisis.....	31
Gambar 2.19	Repeatability	32
Gambar 2.20	Resolusi.....	33
Gambar 2.21	Stabilitas.....	34
Gambar 2.22	Sensitivitas	34
Gambar 2.23	Respon Perubahan Proses Selama Variasi Suhu.....	35
Gambar 2.24	Respon Perubahan Proses Selama Variasi Tekanan	36
Gambar 2.25	Respon Perubahan Proses Selama Variasi Suhu dan Tekanan	36
Gambar 2.26	Model Kontrol Automasi pada Sistem Single Loop Controller....	37
Gambar 2.27	Blok Diagram PLC.....	39
Gambar 3.1	Skematik Diagram Unit Mini Plant WA921	41
Gambar 3.2	Skematik Diagram Percobaan Cara S dan L pada Unit Mini Plant WA921	44
Gambar 4.1	Blok Pengendalian Proses Kontrol Secara Manual.....	62
Gambar 4.2	Blok Pengendalian Proses Kontrol Secara Automatis	62
Gambar 4.3	Respon Percobaan Penentuan Dead Time Proses	64
Gambar 4.4	Respon Operasi KONTROL ON/OFF	65
Gambar 4.5	Respon Kontrol Dinamik PID Secara Autoatis pada $P=25%$, $I=40$ detik dan $D=10$ detik	67
Gambar 4.6	Respon Tuning Ziegler-Nichols Secara Automatis Cara S.....	68
Gambar 4.7	Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan Melalui Metoda Ziegler-Nichols secara otomatis Cara S	70
Gambar 4.8	Respon Tuning Ziegler-Nichols Secara Manual Cara S	72
Gambar 4.9	Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan Melalui Metoda Ziegler-Nichols secara Manual Cara S.....	74

Gambar 4.10	Respon Kontrol Dinamik PID Secara Automatis pada $P=28\%$, $I=36$ detik dan $D=8$ detik	76
Gambar 4.11	Respon Kontrol Dinamik PID pada $P=25\%$, $I=40$ detik dan $D=10$ detik.....	78
Gambar 4.12	Respon Kontrol pH PID Secara Automatis pada $P=30\%$, $I=150$ detik dan $D=38$ detik.....	79
Gambar 4.13	Respon Tuning Ziegler-Nichols Secara Automatis Cara L.....	81
Gambar 4.14	Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan Melalui Metoda Ziegler-Nichols secara Automatis Cara L.....	82
Gambar 4.15	Respon Tuning Ziegler-Nichols Secara Manual Cara L.....	84
Gambar 4.16	Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan Melalui Metoda Ziegler-Nichols secara Manual Cara L.....	85
Gambar 4.17	Hasil Respon Kontrol Automatis pada $P=28\%$, $I=36$ detik dan $D=8$ detik.....	87

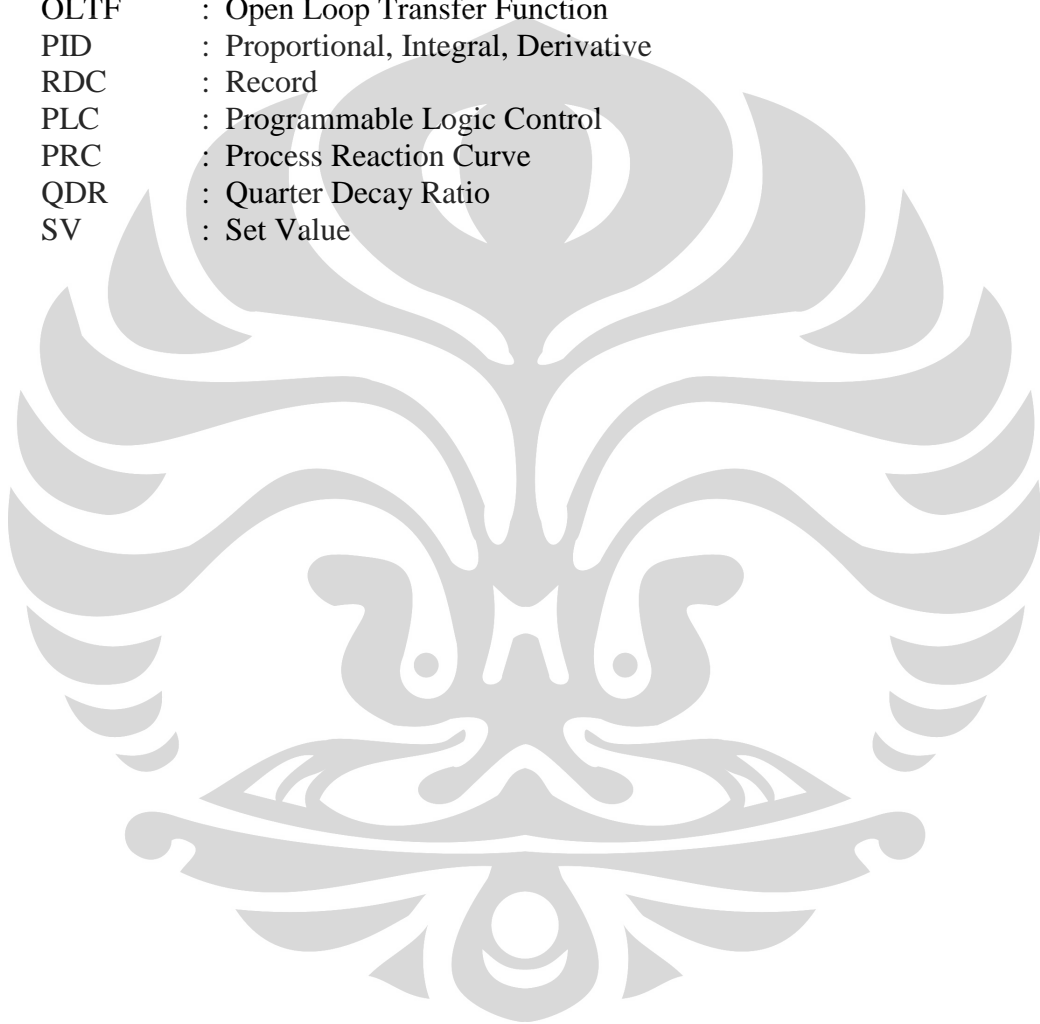


DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Kelebihan dan Kekurangan Sistem dari Siklus Terbuka	9
Tabel 2.2	Korelasi Metoda Ziegler-Nichols	27
Tabel 2.3	Korelasi Metoda Ziegler-Nichols (online).....	28
Tabel 4.1	Hasil Analisis Air Lokal.	63
Tabel 4.2	Pengujian Kualitas Air dari Selangor, Malaysia.....	64
Tabel 4.3	Hasil Percobaan Penentuan Dead Time Proses	65
Tabel 4.4	Parameter Hasil Percobaan Respon Operasi ON/OFF	65
Tabel 4.5	Parameter Hasil Respon Kontrol Dinamik secara Automatis pada PID pada P=25%, I=40 detik dan D=10 detik	67
Tabel 4.6	Parameter Hasil Respon Tuning Ziegler-Nichols Secara Automatis cara S	68
Tabel 4.7	Parameter Hasil Respon Kontrol Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan dengan Metoda Ziegler-Nichols Secara Automatis cara S	70
Tabel 4.8	Parameter Hasil Respon Tuning Ziegler-Nichols dengan Manual cara S	72
Tabel 4.9	Parameter Hasil Respon Kontrol Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan dengan Metoda Ziegler-Nichols Secara Manual cara S	74
Gambar 4.10	Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis pada P=28%, I=36 detik dan D=8 detik	76
Gambar 4.11	Respon Kontrol Dinamik PID pada P=25%, I=40 detik dan D=10 detik	78
Gambar 4.12	Parameter Hasil Respon Kontrol Secara Automatis pada P=30%, I=150 detik D=38 detik	79
Gambar 4.13	Parameter Hasil Tuning Ziegler-Nichols Secara Automatis	81
Gambar 4.14	Parameter Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan Melalui Metoda Ziegler-Nichols secara Automatis Cara L.....	82
Gambar 4.15	Parameter Hasil Tuning Ziegler-Nichols Secara Manual.....	84
Gambar 4.16	Parameter Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan Melalui Metoda Ziegler-Nichols secara Automatis Cara L.....	85
Gambar 4.17	Respon Kontrol Dinamik PID pada P=28%, I=36 detik dan D=8 Detik	86

DAFTAR ISTILAH

CV	: Controlled Variable
DC	: Direct Current
DT	: Dead Time
FOPDT	: First Order Plus Dead Time
I/O	: Input/Output
MV	: Manipulated Variable
OLTF	: Open Loop Transfer Function
PID	: Proportional, Integral, Derivative
RDC	: Record
PLC	: Programmable Logic Control
PRC	: Process Reaction Curve
QDR	: Quarter Decay Ratio
SV	: Set Value



BAB I PENDAHULUAN

1.1. LATAR BELAKANG PERMASALAHAN

Setiap aktivitas yang dilakukan oleh manusia cenderung menghasilkan limbah baik berupa padatan, cairan dan juga gas-gas. Limbah cairan – air buangan – pada mulanya adalah adalah sumber air yang telah digunakan pada berbagai macam penggunaan baik dari rumah tangga, lembaga pendidikan, sektor komersial dan industri.

Perkembangan peraturan pengelolaan air limbah pada sektor industri dan komersial mengharuskan ketersediaan fasilitas pengelolaan air limbah proses untuk mengendalikan buangan sebelum dibuang ke lingkungan dengan memperhatikan hubungannya terhadap pertanian, utilitas air dan air buangan, dan masyarakat (Metcalf & Eddy, 2003).

Fasilitas proses pengolahan air buangan terdiri dari suatu rangkaian unit proses dan sistem kontrol supaya akhirnya air yang dihasilkan memenuhi *standard* yang diinginkan. Sistem kontrol pada proses pengolahan air secara modern merupakan elemen yang paling penting untuk menentukan spesifikasi air yang diinginkan. Parameter-parameter kualitas proses hanya dapat dijaga secara *continous* dan ketat dengan menggunakan sistem kontrol.

Saat ini di Laboratorium Pengendalian Proses Fakultas Teknik, Jurusan Teknik Kimia terdapat *unit mini plant* WA921 yang bekerja untuk mengolah air buangan asam atau basa seperti yang digunakan di industri. *Unit mini plant* WA921 ini baru didatangkan dari Syntek Group, Malaysia menggunakan sistem sensor dan kontrol Yokogawa, yang digunakan sebagai alat untuk membantu mahasiswa/i mempelajari rangkaian proses dan sistem kontrol pada pengolahan air agar memenuhi spesifikasi dan kualitas air sesuai dengan peraturan *standard* mutu baku air buangan.

Meskipun buku manual dari *unit mini plant* WA921 sudah disediakan, namun uji unjuk kerja secara komprehensif belum dilakukan khususnya uji dengan menggunakan kondisi air lokal.

Unit mini plant WA921 bekerja mengendalikan kualitas air buangan melalui pengontrolan pH, konduktivitas, potensial oksidasi dan reduksi serta oksigen terlarut (Syntek Group, 2009).

Proses pengendalian pada *mini plant* ini dimulai dengan sistem sensor untuk mendeteksi parameter proses secara langsung pada unit-unit operasi, *control valve* yang bekerja mengendalikan *setpoint* proses pada keadaan tertentu dan programmable logic controller (PLC) untuk menampilkan data proses pada komputer proses dan *interface user* melakukan manipulasi Proportional (P), Intergral (I) dan Derivative (D).

Pada akhir penelitian ini diharapkan dapat memberikan gambaran bagaimana sistem pengontrolan air buangan bekerja dan unjuk kerja sistem kontrol pada *unit mini plant* WA921 yang nantinya dapat digunakan sebagai koreksi/catatan pada buku manual. Selain itu, dengan tergambarnya hal-hal tersebut diharapkan dapat mendorong langkah eksplorasi selanjutnya terhadap peningkatan proses dan kerja dari *unit mini plant* WA921.

1.2. RUMUSAN MASALAH

Rumusan masalah dalam penelitian ini:

- Belum adanya uji unjuk kerja *process control* yang dilakukan secara komprehensif pada *unit mini plant* WA921 yang berguna untuk menggambarkan prinsip-prinsip kerja sistem *process control*.
- Belum dilakukannya uji percobaan *process control* yang ada pada buku manual *unit mini plant* WA921 yang disesuaikan dengan kondisi lokal.

1.3. TUJUAN PENELITIAN

Tujuan penelitian ini adalah:

- Memperoleh informasi bagaimana sistem *process control* pada alat pengolahan air *unit mini plant* WA921 sehingga memenuhi mutu baku air buangan.
- Mempelajari karakteristik dinamik *process control* meliputi *step response* terhadap gangguan

Universitas Indonesia

- Melakukan PID *tuning* secara *test* manual dan otomatis (Ziegler – Nichols)

1.4. BATASAN MASALAH

Batasan masalah yang akan digunakan dalam penelitian ini adalah:

- Air yang digunakan pada penelitian ini adalah air yang berasal dari air tanah disekitar lingkungan Laboratorium Pengendalian Proses Fakultas Teknik dan berbeda dengan air yang digunakan sebelumnya pada penelitian *unit mini plant* WA921 yaitu air Selangor, Malaysia.
- Model kontrol yang diteliti hanya dibatasi pada *liner control* dengan konsentrasi larutan asam dan basa 0.01N.
- Perubahan masukan hanya dari gangguan pada pH dan *setpoint* selalu pada pH 7 (respon perubahan pH pada kertas grafik adalah berwarna merah).

1.5. SISTEMATIKA PENULISAN

Sistematika penulisan makalah seminar ini terdiri dari tiga bab, antara lain:

BAB I PENDAHULUAN

Bab ini mencakup penjelasan mengenai latar belakang masalah, perumusan masalah, tujuan penelitian dan sistematika penulisan.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini mencakup penjelasan mengenai landasan teori dari penelitian yang akan dilakukan antara lain mengenai model proses, model kontrol, model instrumentasi dan pengukuran dan model sistem kontrol automasi.

BAB III METODE PENELITIAN

Bab ini mencakup penjelasan mengenai metoda prosedur yang akan digunakan pada saat penelitian.

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini mencakup hasil yang didapatkan dari prosedur-prosedur percobaan dan pembahasannya.

BAB V KESIMPULAN

DAFTAR REFERENSI

Universitas Indonesia

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1. PENGENDALIAN PROSES

Pabrik pengolahan adalah suatu susunan dari unit-unit proses (reaktor, alat penukar kalor, pompa, kolom distilasi, absorber, evaporator, tangki dan lain-lain), menjadi satu kesatuan antara satu dengan yang lainnya dalam suatu rangkaian yang sistematis dan rasional. Secara umum bahwa tujuan dari pabrik tersebut adalah untuk mengolah bahan baku menjadi bahan yang diinginkan menggunakan sumber energi yang tersedia dengan menggunakan metoda proses yang paling ekonomis.

Keseluruhan proses memerlukan pengamatan secara terus-menerus operasinya dan tindakan dari luar (kontrol) untuk menjamin tujuan operasi berjalan dengan memuaskan. Hal ini dapat tercapai melalui susunan yang rasional dari peralatan (alat pengukur, katub, kontroler, komputer) dan perangkat pekerjanya (perancang dan pengoperasi pabrik) yang secara bersama-sama menyusun sistem kontrol.

Sistem pengendalian pada *unit mini plant* WA921 didesain dengan persamaan matematis yang meliputi dengan sifat dinamik sistem proses. Keluaran dari sistem yang diinginkan dinamakan *reference*. Ketika satu atau lebih variabel keluaran dari sebuah sistem butuh mengikuti beberapa *reference* dalam suatu waktu, kontroler memanipulasi masukan kedalam sistem yang diproses untuk mendapatkan pengaruh yang diinginkan pada keluaran sistem. Berikut tujuh objektif dari pengendalian proses yang harus dicapai atau dapatkan (Marlin T.E, 2000):

1. Untuk meningkatkan keselamatan.
2. Untuk meningkatkan perlindungan terhadap lingkungan.
3. Untuk meningkatkan perlindungan alat-alat proses.
4. Untuk menjaga operasi pabrik berjalan dengan lancar dan laju produksi sesuai dengan yang diharapkan.
5. Untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan.

6. Untuk meningkatkan keuntungan dari kegiatan proses industri.
7. Untuk pengamatan dan diagnosa terhadap proses industri.

Salah satu kunci utama keberhasilan pengendalian proses di *unit mini plant* WA921 adalah pengetahuan mengenai karakteristik dinamik atau model prosesnya itu sendiri. Pengetahuan model sangat penting mengingat secara teknis terdapat hubungan antara proses yang akan dikontrol dengan parameter kontroler yang harus di-*tuning*. Dalam hal ini parameter kontroler optimal pada dasarnya dapat dicari secara lebih pasti (tanpa coba-coba) berdasarkan model dan nilai parameter proses yang diketahui (Setiawan, I, 2008).

Pada dasarnya setiap sistem pengendali melakukan tiga operasi dasar yang harus ada pada sebuah pengendali yaitu (Smith and Corripio, 1985):

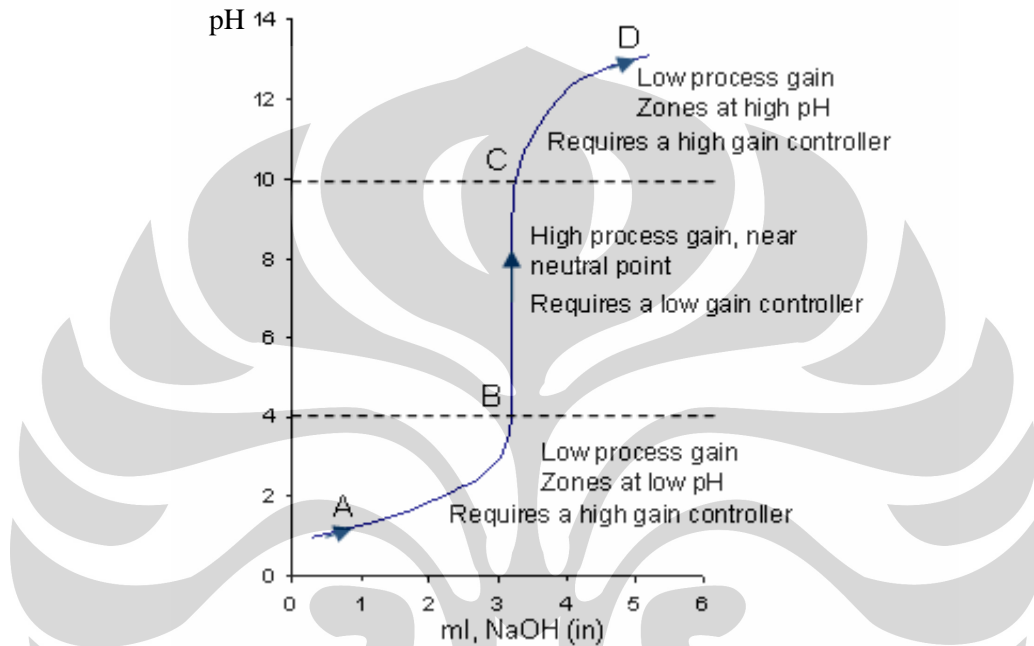
1. Pengukuran (measurement): Pengukuran variabel yang akan dikendalikan biasanya dilakukan oleh kombinasi sensor dan transmiter.
2. Memutuskan (decision): Berdasarkan hasil informasi yang dikirimkan dari pengukuran, pengendali harus memutuskan untuk melakukan apa agar variabel yang ingin dikendalikan tetap terjaga pada nilai yang diinginkan.
3. Aksi (action): Sebagai hasil dari keputusan yang dihasilkan dari alat pengendali, sistem harus melakukan sebuah aksi, biasanya aksi ini dilakukan oleh sebuah alat yang disebut *final control element*.

2.2. KONTROL pH

Pengendalian pH pada suatu pabrik merupakan pengendalian konsentrasi dari suatu proses pencampuran. Pencampuran ini meliputi campuran suatu larutan asam dan basa yang perlu dinetralisasi sebelum dibuang ke lingkungan atau dimasukkan kedalam rangkaian proses selanjutnya.

Proses kontrol pH antara larutan asam dan basa merupakan suatu paduan proses yang bergaris lurus (linier) dan yang tidak bergaris lurus (non linier). Nilai pH versus reagent merupakan fungsi logaritma dimana laju perubahan pH akan sangat cepat sebelum dan sesudah titik netralisasi yaitu pada rentang pH 4 dan 10. Pada pH dibawah 4, gain proses relatif kecil sedangkan pada titik netralisasi gain proses mencapai ribuan kali lebih tinggi dibandingkan dibawah pH 4 (Syntek Group, 2009).

Nilai PID yang diatur pada pH 7 akan begitu rapat ketika proses bekerja pada daerah pH yang lebih tinggi atau lebih rendah. Nilai PID yang diatur pada daerah pH yang lebih tinggi atau lebih rendah akan tidak stabil ketika pH mencapai keadaan netral Laju perubahan pH antara pencampuran larutan asam dan basa digambarkan pada Gambar 2.1. berikut.



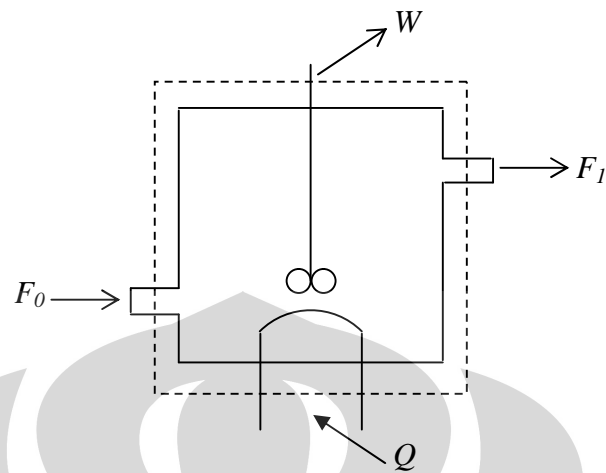
Gambar 2.1. Laju Perubahan pH Larutan Asam dengan Penambahan Larutan NaOH

2.3. MODEL PROSES

Model proses pada dasarnya adalah hubungan sebab akibat antara variabel masukan dengan variabel keluaran proses. Model pengendalian proses dibuat berdasarkan teori dan hukum fundamental seperti konservasi massa, energi dan momentum. Model fundamental ini sangat berguna untuk menggambarkan tingkah laku perubahan proses dan pengendalian terhadap waktu.

Hal yang pertama yaitu variabel-variabel penting yang tingkahlakunya diperkirakan. Kemudian, persamaan diturunkan berdasarkan prinsip-prinsip fundamental yang meliputi konservasi dan perpindahan. Secara prinsip, konservasi kesetimbangan pada unit proses kimia yang digambarkan pada Gambar 2.2.

Akumulasi = masukan – keluaran + pembentukan



Gambar 2.2. Sistem Proses Secara Umum

Untuk sistem yang sempurna dimana kesetimbangan ini akan menghasilkan persamaan diferensial ketika istilah akumulasi tidak nol dan dalam persamaan aljabar ketika istilah akumulasi adalah nol. Pernyataan umum ini adalah untuk kesetimbangan konservasi materi dan energi yang mengalir (Marlin, 2000).

Kesetimbangan Materi Keseluruhan

$$[\text{Akumulasi massa}] = [\text{massa yang masuk}] - [\text{massa yang keluar}] \quad (2.1)$$

Kesetimbangan Komponen Materi

$$[\text{Akumulasi massa komponen}] = [\text{komponen massa yang masuk}] - [\text{komponen massa yang keluar}] + [\text{pembentukan komponen massa}] \quad (2.2)$$

Kesetimbangan Energi

$$[\text{Akumulasi } U + PE + KE] = [U + PE + KE \text{ yang masuk karena konveksi}] - [U + PE + KE \text{ yang keluar karena konveksi}] + Q - W \quad (2.3)$$

Yang dapat ditulis untuk sebuah sistem dengan volume konstan sebagai

$$[\text{Akumulasi } U + PE + KE] = [U + PE + KE \text{ yang masuk karena konveksi}] - [U + PE + KE \text{ yang keluar karena konveksi}] + Q - W_s \quad (2.4)$$

2.4. MODEL PENGENDALIAN PROSES

Pengendalian proses berhubungan dengan mekanisme, arsitektur dan algoritma untuk mengendalikan sebuah proses yang tingkahlaku sistemnya dinamik. Beberapa contoh proses yang dikendalikan adalah:

1. Mengendalikan suhu aliran air dengan mengendalikan jumlah uap yang dialirkan pada bagian *shell* alat penukar kalor.
2. Mengoperasikan selubung reaktor secara isothermal dengan mengendalikan suhu pencampuran air pendingin dan uap yang mengalir pada selubung yang menyelubungi reaktor.
3. Menjaga perbandingan reaktan yang ditambahkan ke sebuah reaktor dengan mengendalikan laju alirnya.
4. Mengendalikan ketinggian fluida proses dalam tangki supaya tidak melimpah.

Loop kontrol memiliki enam dasar unsur pokok, seperti berikut:

- *Controlled variable*: kondisi yang sedang dikendalikan.
- *Setpoint*: nilai dimana sebuah *controlled variable* harus dipertahankan.
- *Manipulated variable*: sebuah kondisi (variable) yang dapat dirubah untuk menyebabkan *controlled variable* berubah.
- *Controller*: suatu alat yang menjaga *controlled variable* pada *setpoint*.
- *Final control element*: alat yang diatur kontroler merubah *manipulated variable*.
- *Disturbances*: kondisi proses yang cenderung merubah nilai *controlled variable*.

Terdapat dua jenis sistem kendali yang digunakan dalam pengendalian proses (Marlin, 2000):

1. Sistem kendali manual (open loop)
2. Sistem kendali otomatis (closed loop)

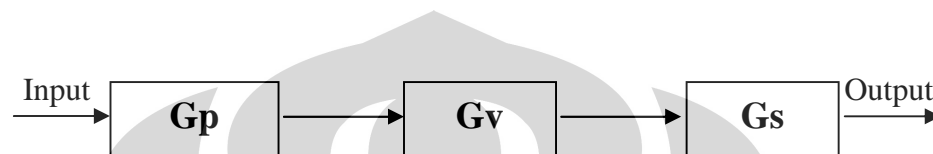
2.4.1. Sistem Kendali Manual (Open Loop)

Sebuah sistem kendali siklus terbuka adalah sistem kendali yang menginginkan adanya suatu proses untuk dikendalikan dengan suatu alat

pengendali. Sistem ini memiliki suatu karakter yang tampak dari fungsi alih yang dimilikinya. Fungsi alih yang termasuk dalam siklus terbuka biasanya meliputi:

- Fungsi alih proses/plant
- Fungsi alih katub (valve)/final control element (elemen akhir)
- Fungsi alih sensor

Dengan skema blok diagram, sistem kendali siklus terbuka ini digambarkan seperti gambar 2.3. berikut:



Gambar 2.3. Blok Diagram Sistem Kendali Manual (Open Loop)

dimana:

- G_p : Gain Proses
- G_v : Gain Katub
- G_s : Gain Sensor

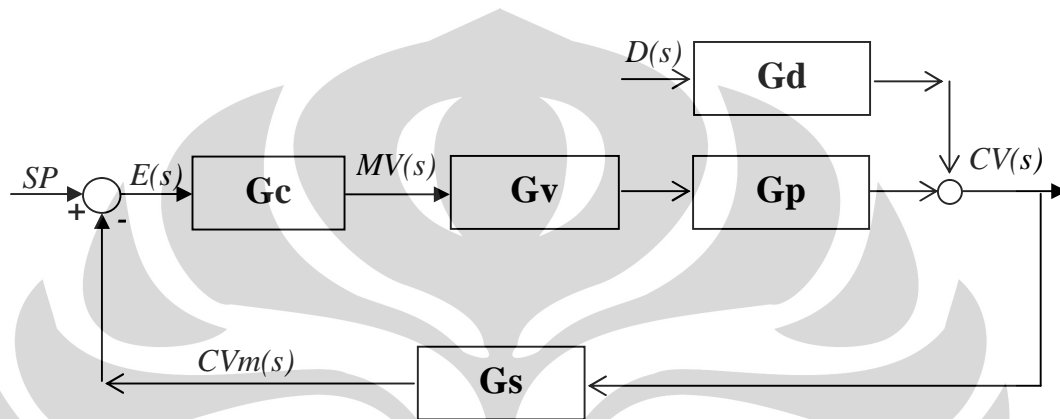
Hasil keluaran dari sistem kendali manual merupakan ciri karakteristik dari sistem yang tergantung pada fungsi alih gabungan dari siklus terbuka yang berasal dari ketiga elemen yang ada pada siklus terbuka ini. Kelebihan dan kekurangan sistem terbuka dapat digambarkan sebagaimana pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1. Kelebihan dan Kekurangan dari Sistem Kendali Manual (Open Loop)

Kelebihan	Kekurangan
<ul style="list-style-type: none"> • Konstruksinya sederhana dan perawatannya mudah. • Lebih murah dari sistem siklus tertutup. • Tidak ada persoalan kestabilan. • Cocok untuk keluaran yang sukar diukur/tidak ekonomis (contoh: untuk mengukur kualitas keluaran pemanggangan roti) 	<ul style="list-style-type: none"> • Gangguan dan perubahan kalibrasi. • Untuk menjaga kualitas yang diinginkan perlu kalibrasi ulang dari waktu ke waktu.

2.4.2. Sistem Kendali Automatis (Closed Loop)

Sistem kendali otomatis merupakan suatu sistem pengendali yang lengkap karena sudah memasukkan pengendali pada siklus sistem yang menerima informasi dari keluaran yang akan memberikan aksi atau pengaruh terhadap variabel yang dapat dimanipulasi (manipulated variable) sehingga dapat melakukan aksi perbaikan jika terdapat kesalahan. Gambar 2.4. berikut adalah blok diagram dari pengendalian otomatis.



Gambar 2.4. Blok Diagram Pengendalian Proses Kendali Automatis (Closed Loop)

Fungsi Alih	Variabel
$G_c(s)$ = Gain kontroler	$CV(s)$ = Variabel terkontrol
$G_v(s)$ = Gain katub (valve)	$CV_m(s)$ = Pengukuran harga dari variable terkontrol
$G_p(s)$ = Gain proses	$D(s)$ = Gangguan
$G(s)$ = Gain sensor	$E(s)$ = Error
$G_d(s)$ = Gain gangguan	$SP(s)$ = Setpoint

Untuk perubahan masukan *setpoint* diperoleh bentuk respon sistem yang disebut SERVO (setpoint response) dengan fungsi transfer sebagai berikut:

$$\frac{CV(s)}{SP(s)} = \frac{G_p(s)G_v(s)G_c(s)}{1 + G_p(s)G_v(s)G_c(s)G_s(s)} \dots\dots\dots(2.5)$$

Sedangkan untuk masukan akibat gangguan memiliki bentuk respon sistem yang disebut REGULATORY (disturbance response) dengan fungsi transfer sebagai berikut:

$$\frac{CV(s)}{D(s)} = \frac{Gd(s)}{1 + Gp(s)Gv(s)Gc(s)Gs(s)} \dots\dots\dots(2.6)$$

Suatu sistem akan memberikan respon yang berbeda ketika dilakukan suatu pengendalian (sistem loop tertutup) dan tanpa adanya pengendalian (sistem loop terbuka) dengan diberikan suatu perubahan masukan.

2.3.3. Model Proses Dinamik

Persamaan yang digunakan untuk memodelkan suatu proses merupakan fungsi alih orde satu yang diperoleh dari permodelan linier. Dalam permodelan persamaan-persamaan yang belum linier dilakukan linierisasi dengan menggunakan ekspansi deret Taylor dimana (Marlin, 2000).

$$F(x) = F(x_s) + \left. \frac{dF}{dx} \right|_{x_s} (x - x_s) + \frac{1}{2} \left. \frac{d^2 F}{dx^2} \right|_{x_s} (x - x_s)^2 + R \dots\dots\dots(2.7)$$

Dengan $F(x)$ yaitu fungsi yang akan diekspansi, dimana $F(x)$ merupakan fungsi variabel dinamis yang akan dikendalikan. Variabel dinamis yang bisa dikontrol dalam pengendalian proses antara lain yaitu suhu, tekanan, ketinggian fluida dan konsentrasi.

2.3.4. Penyetelan Kontroler PID

Pada tipe pengendali yang berbeda-beda akan memberikan respon yang berbeda pula. Dilihat dari respon setiap pengendali akan tergambar unjuk kerjanya. Berikut beberapa istilah yang digunakan untuk mengevaluasi unjuk kerja dari suatu pengendalian (Marlin, 2000):

- Offset: perbedaan akhir antara harga tunak/steady dari *setpoint* dan variabel terkontrol.
- Rise Time: waktu yang dibutuhkan bagi variabel terkontrol untuk mencapai harga *setpoint* yang baru untuk pertama kalinya ketika dilakukan perubahan *setpoint*.
- Integral Error Measures: indikasi dari deviasi variabel terkontrol terhadap *setpoint* selama respon transient.
 - IAE (Integral Absolut Error)

$$IAE = \int_0^{\infty} |SP(t) - CV(t)| dt \dots\dots\dots(2.8)$$

- ISE (Integral Square Error)

$$ISE = \int_0^{\infty} [SP(t) - CV(t)]^2 dt \dots\dots\dots(2.9)$$

- ITAE (Integral Time Absolut Error)

$$ITAE = \int_0^{\infty} t |SP(t) - CV(t)| dt \dots\dots\dots(2.10)$$

Analisa IAE paling mudah secara visual karena merupakan penjumlahan area dibawah kurva dan dibawah setpoint. ISE lebih baik digunakan ketika deviasi besar karena penurunan unjuk kerja dari pada deviasi kecil. ITAE digunakan pada sistem dengan periode waktu yang lama (Marlin, 2000; Stephanapolous, 1984)

- Decay Ratio: rasio dari *peak* kedua terhadap *peak* pertama pada respon variabel terkontrol yang underdamped.
- Settling time: waktu dari sistem untuk mencapai nilai hampir konstant, biasanya +/- 5% dari harga *setpoint*.
- Overshoot: jumlah maksimum ketika variabel manipulasi melebihi harga akhir pada keadaan tunak dan biasanya dinyatakan sebagai persen dari perubahan variabel manipulasi terhadap harga akhir.

2.5. JENIS-JENIS PENGENDALI

Bentuk dasar aksi kontrol atau “model” yang digunakan di hampir semua pengendalian proses adalah: kontrol *on-off*, kontrol proporsional, kontrol integral atau kontrol reset, dan derivative atau kontrol “rate”. Ketiga model yang terakhir sering digunakan dalam bermacam-macam kombinasi.

2.5.1. Kontroler dua posisi (on-off)

Bentuk kerja kontrol yang paling sederhana kerja kontrol *on-off*, yang mana keluaran kontroler diatur pada dua keadaan seperti katub yang membuka (100%) dan menutup (100%). Saat *manipulated variable* berada diatas *setpoint*, kontroller melakukan aksi “off” dan *manipulated variable* berada pada nilai minimumnya.

$$e > 0 \quad m = \text{nilai maksimum}$$

$$e < 0 \quad m = \text{nilai minimum}$$

Kontroler dua arah secara umum digunakan pada sistem pemanas dan pendingin rumah, alat pendingin, tangki air panas, kompresor udara, dan bermacam-macam kontrol yang lain dimana harga dari presisi kontrol yang lebih baik tidak terlalu diperlukan. Hampir semua kontroler dua posisi adalah bekerja bolak-balik, misalkan *measured variable* diatas harga *setpoint*, kontroler akan menghentikan *manipulated variable*, dan ketika *measured variable* dibawah *setpoint*, kontroler akan membuka *manipulated variable*.

Meskipun terdapat beberapa keuntungan dari kontrol *on-off*, terdapat banyak kekurangan dengan menggunakan kontrol ini:

- Tidak efisien (menggunakan kontrol ini seperti mengemudi dengan gas penuh dan rem penuh).
- Dapat menyebabkan kebisingan ketika pengaturan stabilitas (secara dramatis bisa overshoot dan undershoot terhadap setpoint).
- *Valve* dan *switch* lebih mudah rusak karena secara terus menerus harus membuka penuh dan menutup penuh.

2.5.2. Kontrol Proporsional (P)

Kontrol proporsional merupakan salah satu bentuk kontrol berumpan balik. Ini merupakan bentuk kontrol yang paling sederhana dari pengendalian secara terus menerus pada sistem kontrol berumpan balik. Kontrol P hanya meminimalkan fluktuasi dalam *variable* proses, tetapi tidak selalu membawa sistem proses ke *setpoint*. Hal ini memberikan respon yang paling cepat dibandingkan dengan model kontroler yang lainnya, pada mulanya kontroler P hanya memberikan respon dalam beberapa detik. Akan tetapi dengan semakin bertambah kompleknya sistem proses (misal algoritma yang semakin kompleks) perbedaan waktu respon dapat terakumulasi, dan menyebabkan kontroler P kemungkinan berespon dalam beberapa menit lebih cepat.

Meskipun kontroler P memberikan waktu respon yang lebih cepat, tetapi menghasilkan penyimpangan terhadap *setpoint*. Penyimpangan ini dikenal dengan *offset*, dan biasanya tidak diinginkan dalam sistem proses. Keberadaan *offset* ini

berdampak kepada sistem yang tidak dapat mencapai *setpoint* pada keadaan *steady state*. Ini sama dengan terjadinya *error* yang teratur dalam sebuah kurva reaksi dimana selalu terdapat sekumpulan *error* yang menghambat garis melintasi garis yang semula.

Kontrol P secara garis lurus menghubungkan keluaran kontroler (mengaktifkan sinyal) ke error (perbedaan antara sinyal yang diukur dengan setpoint). Jenis kontroler ini secara matematis dinyatakan sebagai Persamaan 2.11. berikut:

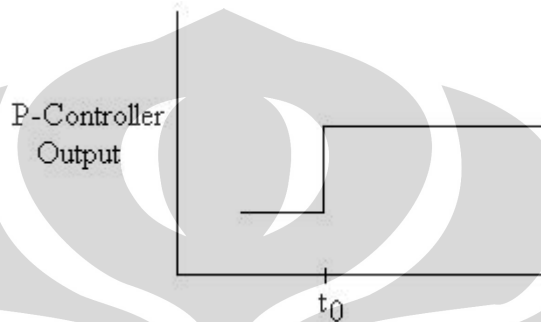
$$c(t) = K_c e(t) + b \dots\dots\dots(2.11)$$

dimana: $c(t)$ = keluaran kontroler
 K_C = kontroler gain
 $e(t)$ = error
 b = bias

Pada persamaan diatas, bias dan gain kontroler adalah tetap pada tiap kontroler. Bias secara sederhana adalah keluaran kontroler ketika *error* nol. Gain kontroler adalah perubahan dalam keluaran kontroler tiap perubahan masukan ke kontroler. Dalam kontroler PID, dimana sinyal biasanya dikirimkan secara elektronik, *gain* kontroler berhubungan terhadap perubahan dalam tegangan keluaran ke perubahan dalam tegangan masukan. Perubahan tegangan ini secara langsung berhubungan dengan parameter yang sedang berubah (misal suhu, tekanan, level, dll): karenanya, *gain* pada akhirnya berhubungan dengan perubahan parameter masukan dan keluaran. Jika keluaran berubah lebih dari masukan, K_c akan lebih besar dari 1. Jika perubahan masukan lebih besar dari keluaran, K_c akan lebih kecil dari 1. Idealnya, jika K_C sebanding dengan tak terbatas, *error* dapat dikurangi ke nol. Akan tetapi, sifat alami K_C yang sangat kecil ini meningkatkan ketidakstabilan dari *loop* karena *error* nol akan menyatakan secara tidak langsung bahwa sinyal yang diukur benar-benar sama dengan *setpoint*. Suatu nilai yang benar-benar tidak pernah tercapai dalam logika kontrol. Karenanya, terdapat pembatas besaran K_C , dan batasan ini disebabkan oleh sistem.

Seperti yang dapat dilihat dari Persamaan 2.11, kontrol-P hanya memberikan hubungan garis lurus antara *error* sistem dan keluaran kontroler

sistem. Jenis kontrol ini memberikan sebuah respon, berdasarkan pada sinyal yang mengatur sistem sehingga osilasi dibuang, dan sistem kembali ke *steady-state*. Kontroler menghitung perbedaan antara *setpoint* dan sinyal yang adalah *error*, dan mengirim nilai ini ke sebuah algoritma. Gabungan dengan bias, algoritma ini menentukan tindakan kontroler yang seharusnya lakukan. Gambaran kontroler-P yang mewakili keluaran untuk sebuah peningkatan *step* masukan pada waktu t_0 ditunjukkan pada Gambar 2.5 dibawah ini.



Gambar 2.5. Keluaran Kontroler-P Untuk Langkah Masukan

2.5.3. Kontrol Integral (I)

Jenis aksi kontrol yang lain digunakan di kontroler PID adalah kontrol integral. Kontrol intergral merupakan bentuk kedua dari kontrol berumpan balik. Ini sering digunakan karena mampu menghapuskan penyimpangan yang mungkin ada. Karenanya, sistem kembali *steady-state* dan pengaturan awalnya. *Error* yang negatif akan menyebabkan sinyal ke sistem berkurang, sementara sebuah error positif akan menyebabkan sinyal meningkat. Akan tetapi, kontroler-I yang hanya memiliki respon waktu yang sangat lambat dibandingkan hanya kontroler-P karena mereka bergantung pada parameter yang lebih. Jika dianggap perlu tidak ada *offset* dalam sistem, kemudian hanya kontroler-I sebaiknya digunakan, tapi akan membutuhkan respon waktu yang lebih lama.

Kontroler-I menghubungkan keluaran kontroler ke intergral *error*. Integral error diambil berhubungan dengan waktu. Hal ini adalah jumlah total *error* yang tergabung pada suatu waktu tertentu. Tingkah laku kontrol-I ini secara matematis dinyatakan pada persamaan 2.12 dibawah ini.

$$c(t) = \frac{1}{T_d} \int e(t)dt + c(t_0) \dots\dots\dots(2.12)$$

dimana: $c(t)$ = keluaran kontroler

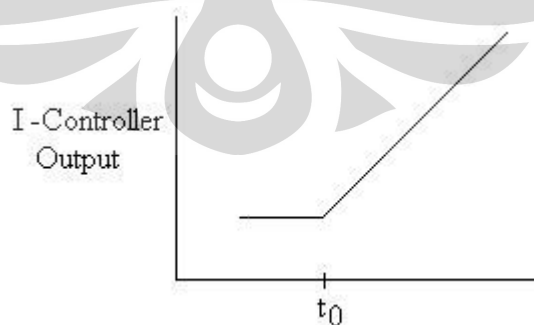
T_i = waktu integral

$e(t)$ = error

$c(t_0)$ = keluaran kontroler sebelum pengintegralan

Pada persamaan diatas, waktu integral adalah jumlah waktu yang diperlukan untuk kontroler mengubah keluarannya dengan sebuah nilai yang sama ke *error*. Keluaran kontroler sebelum pengintegralan sama terhadap nilai keluaran awal pada waktu $t=0$, atau keluaran kontroler pada waktu satu *step* sebelum pengukuran.

Laju perubahan keluaran kontroler untuk hanya kontrol-I ditentukan oleh sebuah jumlah dua parameter yaitu e dan T_i . Karena hubungan yang terbalik antara $c(t)$ dan T_i , hal ini menurunkan laju perubahan hanya untuk kontroler-I. kontroler-I secara esensial beroperasi sama seperti cara kontrol-P. Masukan berlawanan dengan *setpoint*, sinyal dan bias. Sekali lagi, *error* dihitung, dan nilai ini dikirim ke algoritma. Akan tetapi, disamping hanya menggunakan hubungan linier menghitung respon, algoritma yang sekarang digunakan menggunakan sebuah integral untuk menentukan respon yang seharusnya diambil. Setelah integral dievaluasi, respon dikirim dan sistem langsung mengadakan pencocokan. Karena ketergantungan pada T_i , hal ini memerlukan waktu yang lebih lama untuk algoritma menentukan respon yang tepat. Gambaran kontroler-I yang mewakili keluaran untuk sebuah peningkatan *step* masukan pada waktu t_0 ditunjukkan pada Gambar 2.6 dibawah ini.



Gambar 2.6. Keluaran Kontroler-I untuk Langkah Masukan

2.5.4. Kontrol Derivative (D)

Tidak seperti hanya kontrol-P dan kontrol-I, kontrol-D adalah bentuk kontrol berumpan kedepan. Kontrol-D mengantisipasi kondisi proses dengan menganalisis perubahan *error*. Fungsinya untuk meminimalkan perubahan *error*, karenanya menjaga sistem pada penyetelan yang konsisten. Kontrol-D tidak mengatur pengontrolan sistem ke keadaan tunak/*steady-state*.

Kontrol-D menghubungkan keluaran kontroler ke *error* derivative. *Error* derivative diambil dengan hubungannya terhadap waktu. Ini adalah perubahan kumpulan *error* dengan perubahan waktu. Tingkah laku kontrol-D ini secara matematis dinyatakan dengan Persamaan 2.13. berikut.

$$c(t) = T_d \frac{de}{dt} \dots\dots\dots(2.13)$$

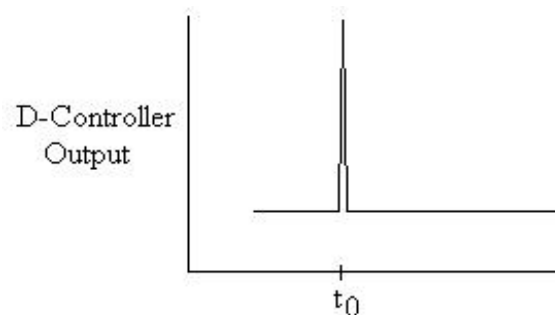
dimana: $c(t)$ = keluaran kontroler

T_d = derivative time konstant

de = perubahan error

dt = perubahan waktu

Kontrol-D hanya mengukur perubahan *error*. Kontrol-D tidak dapat mengetahui dimana *setpoint*, sehingga ini biasanya digunakan pada proses yang keluarannya berubah sangat cepat. Secara matematis, kontrol-D memiliki kompleksitas yang lebih besar dari pada kontrol-P. Karena hal ini akan menggunakan algoritma komputer yang lebih lama untuk menghitung derivative dari pada garis linier sederhana berhubungan dengan variabel masukan dan keluaran, penambahan kontrol-D memperlambat waktu respon kontroler. Gambaran kontroler-D yang mewakili keluaran untuk sebuah peningkatan *step* masukan pada waktu t_0 ditunjukkan pada Gambar 2.7 dibawah ini.



Gambar 2.7. Keluaran Kontroler-D untuk Langkah Masukan

2.5.5. Kontrol Proportional-Integral (PI)

Sebuah kombinasi kontrol adalah kontrol-PI, yang menghilangkan kontrol-D dari sistem PID. Kontrol-PI adalah sebuah bentuk kontrol berumpan balik. Hal ini memberikan respon waktu yang lebih cepat dari pada hanya menggunakan kontrol-I karena penambahan aksi proporsional. Kontrol-PI menghentikan sistem proses yang diukur dari fluktuasi, dan ini juga bisa mengembalikan sistem yang diukur ke *setpoint*-nya. Meski waktu respon untuk kontrol-PI lebih cepat dari hanya kontrol-I, tetapi hal ini masih lebih lambat 50% dari pada hanya kontrol-P.

Kontrol-PI menghubungkan keluaran kontroler ke *error* dan integral dari *error*. Tingkah laku kontrol-PI ini secara matematis digambarkan pada Persamaan 2.14. berikut:

$$c(t) = K_c e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t) dt + C \dots\dots\dots(2.14)$$

dimana: $c(t)$ = keluaran kontroler

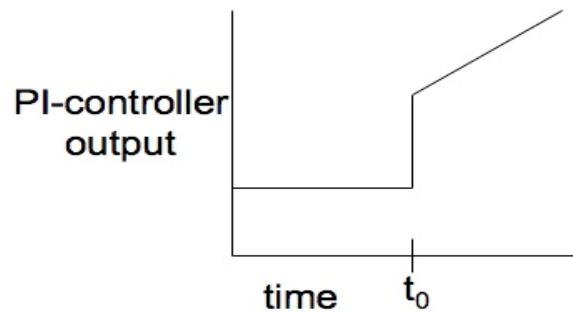
K_c = gain kontroler

T_i = waktu konstant

$e(t)$ = error

C = nilai awal kontroler

Pada persamaan ini, waktu integral adalah waktu yang diperlukan untuk hanya kontrol-I pada bagian kontroler untuk mencocokkan pengontrolah yang diberikan oleh hanya kontrol-P pada bagian kontroler. Persamaan menunjukkan bahwa kontroler-PI beroperasi seperti kontroler-PID yang disederhanakan dengan sebuah istilah derivative yang nol. Kemungkinan lain, kontroler-PI dapat juga dilihat sebagai kombinasi persamaan hanya kontrol-P dan kontrol-I. istilah bias pada hanya kontrol-P sama dengan aksi integral hanya kontrol-I. kontrol-P hanya bekerja saat sistem tidak berada pada *setpoint*. Pada saat sistem berada pada *setpoint*, *error* sama dengan nol, dan bagian pertama dari persamaan dikeluarkan dari persamaan. Kemudian sistem dikendalikan oleh hanya bagian kontroler kontrol-I. Apabila sistem kembali mengalami penyimpangan dari *setpoint*-nya, kontrol-P akan difungsikan kembali. Gambaran kontroler-PI yang mewakili keluaran untuk sebuah peningkatan *step* masukan pada waktu t_0 ditunjukkan pada Gambar 2.8.



Gambar 2.8. Keluaran Kontroler-PI untuk Langkah Masukan

2.5.6. Kontrol Proportional-Derivative (PD)

Kontrol-PD merupakan kombinasi kontrol berumpan kedepan dan berumpan balik, yang bagian kontrol-I hilang dari sistem PID dan beroperasi pada kondisi proses yang sedang berjalan dan memprediksi kondisi proses. Pada kontrol-PD, keluaran kontrol adalah sebuah kombinasi garis lurus sinyal *error* dan derivative-nya. Kontrol-PD memuat kontrol proporsional menghimpit fluktuasi dan kontrol derivative memprediksi *error* pada proses.

Kontrol-PD menghubungkan keluaran kontroler terhadap *error* dan *error* derivative. Tingkahlaku kontrol-PD ini secara matematis dinyatakan pada Persamaan 2.15. ini.

$$c(t) = K_c e(t) + T_d \frac{de}{dt} + C \dots\dots\dots(2.15)$$

dimana: $c(t)$ = keluaran kontroler

K_c = gain proportional

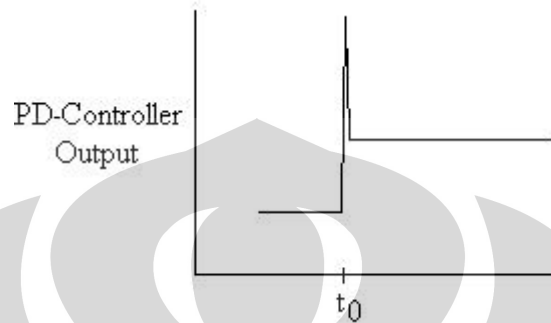
T_d = waktu konstant derivative

$e(t)$ = error

C = nilai awal kontroler

Persamaan menunjukkan bahwa kontroler-PD beroperasi seperti kontroler-PID yang disederhanakan dengan sebuah istilah integral yang nol. Kemungkinan lain, kontroler-PD dapat juga dilihat sebagai kombinasi persamaan hanya kontrol-P dan kontrol-D. pada kontrol ini, tujuan kontrol-D adalah untuk memperkirakan *error* dengan tujuan meningkatkan stabilitas sistem *loop* tertutup. Kontrol-PD tidak umum digunakan karena hilangnya persamaan dan aksi integral. Tanpa aksi integral, *error* dalam operasi *steady state* tidak diminimalkan. Kontrol-PD

biasanya digunakan pada *loop* kontrol pH dimana operasi *steady state* tidak perlu diminimalkan. Pada penerapan ini, *error* dihibungkan ke sinyal yang berjalan melalui istilah *proportional* dan *derivative*. Gambaran kontroler-PD yang mewakili keluaran untuk sebuah peningkatan *step* masukan pada waktu t_0 ditunjukkan pada Gambar 2.9 dibawah ini.



Gambar 2.9. Keluaran Kontroler-PD untuk Langkah Masukan

2.5.7. Kontrol Proportional-Integral-Derivative (PID)

Kontrol *proportional-integral-derivative* adalah penggabungan ketiga metoda kontrol. Kontrol-PID adalah yang paling umum digunakan karena hal ini menggabungkan keuntungan-keuntungan tiap jenis kontrol. Ini termasuk respon waktu yang lebih cepat karena kontrol-P, bersamaan dengan *offset* yang menurun dari hasil penggabungan kontroler *derivative* dan *integral*. *Offset* ini dihapuskan dengan penambahan penggunaan kontrol-I. Penambahan kontrol-D sangat besar meningkatkan respon kontroler saat digunakan dalam kombinasinya karena hal ini memprediksi gangguan-gangguan ke sistem dengan mengukur perubahan *error*. Akan tetapi, meskipun kontroler-PID kelihatannya sebagai kontroler yang paling cocok, kontroler ini juga merupakan yang paling mahal. Karenanya, cara ini tidak digunakan kecuali jika proses memerlukan akurasi dan kestabilan yang dilakukan oleh kontroler-PID.

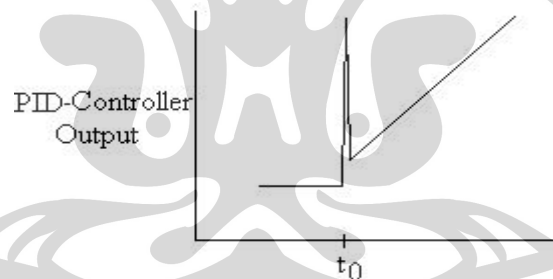
Kontrol-PID menghubungkan keluaran kontroler terhadap *error* proporsional, *error* integral dan *error* derivative. Tingkahlaku kontrol-PID ini secara matematis dinyatakan pada Persamaan 2.16.

$$c(t) = K_c e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t) dt + T_d \frac{de}{dt} + C \dots\dots\dots(2.16)$$

dimana: $c(t)$ = keluaran kontroler

- T_i = waktu integral
 K_c = gain controller
 T_d = waktu konstant derivative
 $e(t)$ = error
 C = nilai awal kontroler

Seperti yang ditunjukkan oleh persamaan diatas, kontrol-PID adalah kombinasi ketiga jenis kontroler. Dalam persamaan ini, gain dikalikan dengan integral dan derivative, mendekati dengan istilah proportional, karena didalam kombinasi kontrol-PID, gain mempengaruhi tindakan kontrol-I dan juga kontrol-D. Karena penggunaan kontrol derivative, kontrol-PID tidak dapat digunakan dalam proses dimana terdapat banyak *noise*, karena *noise* akan menyebabkan interferensi dengan perkiraan, model proses adalah langkah kedepan. Akan tetapi, kontrol-PID digunakan ketika proses memerlukan tidak ada *offset* dan respon waktu yang cepat. Gambaran kontroler-PID yang mewakili keluaran untuk sebuah peningkatan *step* masukan pada waktu t_0 ditunjukkan pada Gambar 2.10 dibawah ini.



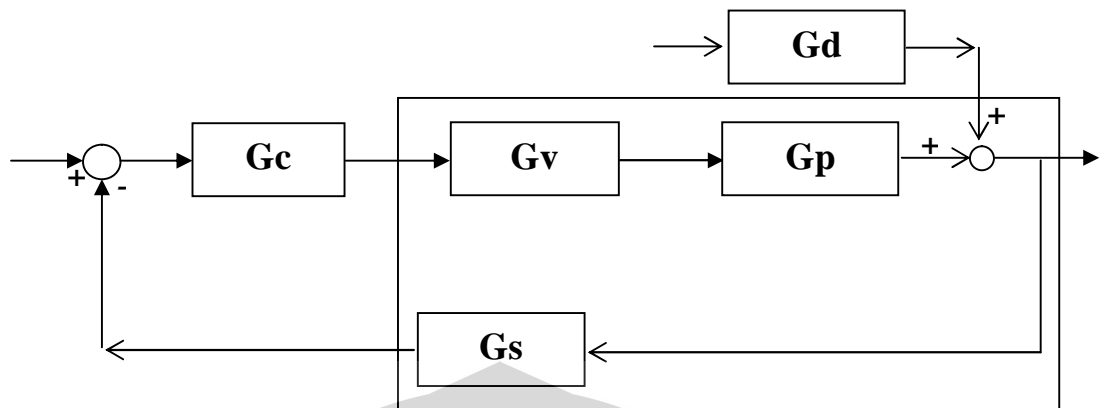
Gambar 2.10. Keluaran Kontroler-PID untuk Langkah Masukan

2.6. METODE FIRST ORDER PLUS DEAD TIME (FOPDT)

Langkah pertama untuk mendapatkan FOPDT adalah dengan memberi uji step pada persamaan untuk sistem manual (open loop). Persamaan 2.7 menunjukkan persamaan dari open loop transfer function (OLTF) untuk setpoint (Smith and Corripio, 1985).

$$OLTF = G_v \cdot G_p \cdot G_s \dots\dots\dots(2.17)$$

Gambar 2.11 dibawah ini menunjukkan diagram blok untuk fungsi OLTF dimana fungsi alih yang dipakai yaitu fungsi alih dari G_v , G_p , dan G_s .



Gambar 2.11. Diagram Blok dari Kontrol Manual (Open Loop) dengan Perubahan *Setpoint* Proses

Dari hasil respon dinamik siklus terbuka ini kemudian dibuat suatu model pendekatan orde satu yang selanjutnya akan menentukan harga penyetelan dari pengendali P dan PI yang dapat memberikan unjuk kerja yang meminimiliasi kesalahan pada variabel keluaran (CV).

Metode pendekatan orde satu untuk respon siklus terbuka ini disebut first order plus dead time (FOPDT). Metode-metode yang dapat digunakan untuk FOPDT antara lain:

1. Metoda kasar (rough model)
2. Model PRC (process reaction curve) yang terdiri dari:
 - a. Fit I
 - b. Cecil L. Smith
 - c. Sundaresan & Krishnaswamy

2.6.1. Model Kasar (Rough Model)

Metode ini merupakan sebuah model kasar dari suatu fungsi alih orde tinggi yang disusun secara seri. Fungsi alih untuk FOPDT metode ini yaitu (Marlin, 2000):

$$G = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \dots\dots\dots(2.18)$$

Dengan

$$K = K_1.K_2.K_3\dots$$

$\tau = \tau_i$ terbesar dari $\tau_1, \tau_2, \tau_3, \dots$

$\theta = (\tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \dots) - \tau_i$

$\theta =$ jumlah τ lainnya selain τ terbesar

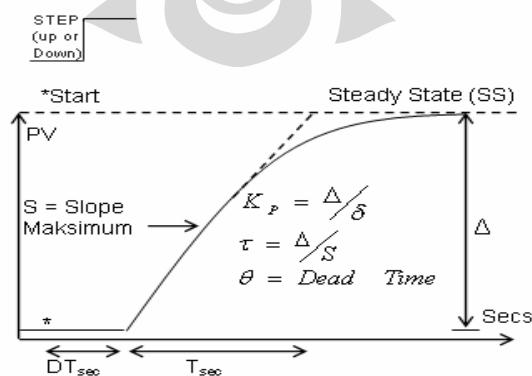
2.6.2. Model PRC (Process Reaction Curve)

Metode ini yaitu pendekatan model dengan pendekatan sistem orde tinggi menjadi orde satu dari respon hasil siklus terbuka. Metode pendekatan yang digunakan dengan model ini ada dua macam metode. Metode pertama dengan menggunakan gradien (slope) maksimum dari grafik respon siklus terbuka (Marlin, 2000). Sedangkan metode kedua dan ketiga juga menggunakan grafik yang sama tetapi dengan menggunakan data respon mencapai 28% dan 63% dari nilai akhir respon siklus terbuka untuk Cecil L Smith (Smith dan Corripio, 1985) dan 35,3% dan 85,3% untuk Sundaresh dan Krishnaswamy.

2.6.2.1. Metode FOPDT Fit I

Gambar 2.12 menunjukkan tahap penghitungan FOPDT metode Fit I dengan kurva proses reaksi (PRC) yang diterapkan pada sebuah model empirik. Aplikasi metode FOPDT Fit I akan menghasilkan sebuah fungsi orde satu dengan waktu tinggal dengan tahapan sebagai berikut.

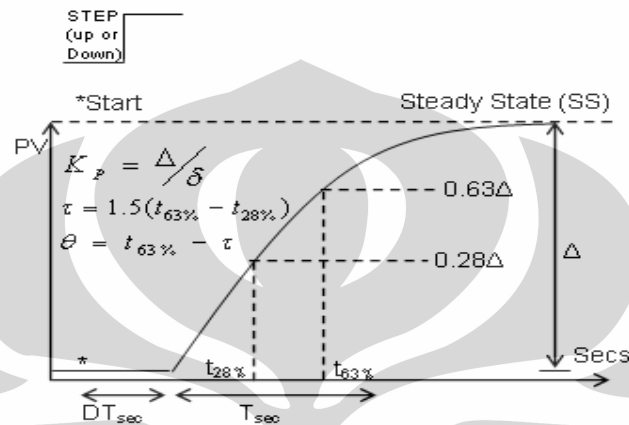
- $K_p = \Delta / \delta$ dengan Δ adalah besarnya perubahan variabel keluaran dan δ adalah besarnya perubahan variabel masukan yang mempengaruhi variabel keluaran.
- $\tau = \Delta / S$ dengan S adalah gradien maksimum dari grafik respon.
- θ adalah waktu tunda dari respon CV terhadap perubahan masukan.



Gambar 2.12. Metode FOPDT Fit I

2.6.2.2. Metode FOPDT Cecil L. Smith

Metode Cecil L. Smith untuk menentukan fungsi orde satu dengan waktu tinggal juga dilakukan dengan menggunakan metode empirik dan kurva proses reaksi yang sama. Gambar 2.13 menunjukkan langkah untuk menentukan sebuah fungsi alih orde satu dengan waktu tinggal (Smith and Corripio, 1985)



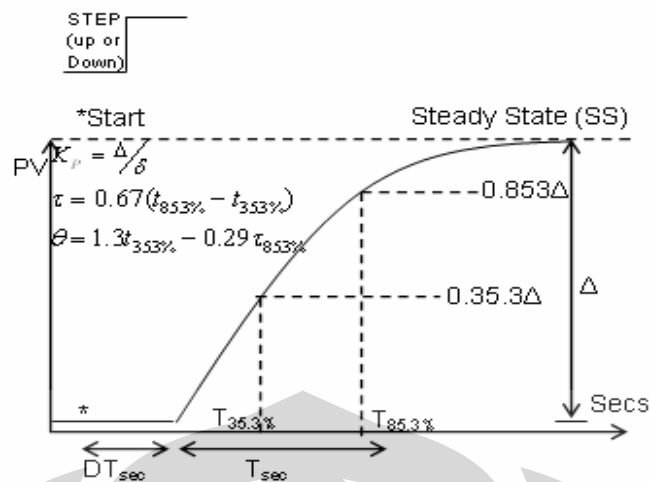
Gambar 2.13. Metode FOPDT Cecil L. Smith

- $K_p = \frac{\Delta}{\delta}$ dengan Δ adalah besarnya perubahan variabel keluaran dan δ adalah besarnya perubahan variabel masukan yang mempengaruhi variabel keluaran.
- $\tau = 1.5(t_{63\%} - t_{28\%})$ dengan $t_{63\%}$ dan $t_{28\%}$ masing-masing adalah waktu respon keluaran saat mencapai 63% dan 28% nilai akhir dari variabel keluaran.
- dan θ adalah $t_{63\%} - \tau$.

Dengan demikian model yang diperoleh dari model PRC adalah persamaan 2.18.

2.6.2.3. Metode Sundaresan & Krishnaswamy

Dengan menggunakan model Sundaresan & Krishnaswamy dapat diperoleh model FOPDT untuk masing-masing *open loop* (setpoint dan disturbances). Seperti pada gambar 2.14 yang menggunakan sistem yang sama untuk mendapatkan model empirik dari metode ini.



Gambar 2.14. Metode Sundareshan & Krishnaswamy

dengan:

t_1 = waktu pada saat respo mencapai nilai 35.3% dari nilai akhir

t_2 = waktu pada saat respo mencapai nilai 85.3% dari nilai akhir

$\tau = 0.67(t_2 - t_1)$

$\theta = 1.3t_1 - 0.29t_2$

2.7. METODE PENYETELAN PENGENDALI (CONTROLLER TUNING)

Metoda-metoda penyetelan pengendali yang banyak digunakan antara lain yaitu:

1. Ziegler Nichols (Smith and Corripio, 1985)
2. Ziegler Nichols online (Smith and Corripio, 1985)
3. Lopez (Smith and Corripio, 1985)
4. Cohen-Coon (Smith and Corripio, 1985)
5. Dahlin (Smith and Corripio, 1985)

Hasil FOPDT (first order plus dead time) yang diperoleh baik dari metode model kasar (rough model) maupun dengan PRC (process reacting curve) disebut dengan model dari proses (process model) yang kemudian konstanta-konstantanya akan dipakai untuk mencari nilai dari konstanta pengendali PID. Langkah ini disebut sebagai penyetelan alat pengendali (tuning). Penyetelan ini ada beberapa metoda seperti yang telah dinyatakan diatas dan pada tulisan ini dibatasi hanya

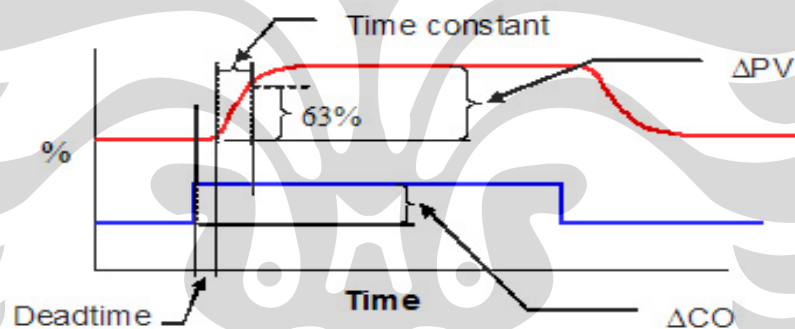
pada metoda Ziegler Nichols karena hanya metoda ini yang digunakan untuk *tuning control* PID.

Hasil fungsi yang diperoleh dengan melakukan penyetelan ini akan diperoleh sebuah pengendali dengan fungsi alih seperti persamaan berikut.

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_i s} \right) \dots \dots \dots (2.17)$$

2.7.1. Metoda Ziegler – Nichols (PRC)

Metoda ini menggunakan persamaan sederhana untuk mencari korelasi dari pendekatan orde satu sistem untuk mencari nilai-nilai konstanta pengendali PID. Metoda ini didasarkan terhadap reaksi sistem *loop* terbuka. Plant sebagai *loop* terbuka dikenai sinyal fungsi tangga, reaksi-reaksi sistem akan berbentuk S. Gambar 2.15 menunjukkan kurva berbentuk S tersebut.



Gambar 2.15. Kurva Respons Berbentuk S

Kurva berbentuk S mempunyai dua konstanta, waktu mati (dead time) dan *time constant*. Dari gambar 2.15 terlihat bahwa kurva reaksi naik setelah selang waktu mati. Sedangkan *time constant* menggambarkan perubahan kurva setelah mencapai 63% dari keadaan mantapnya.

Tabel 2.2 dibawah ini merupakan persamaan-persamaan yang digunakan pada metoda Ziegler – Nichols untuk mendapatkan K_c , τ_i , τ_D , untuk pengendali P, PI dan PID. Model fungsi alih pengendali dengan metoda Ziegler – Nichols yang diperoleh setelah penyetelan yaitu seperti persamaan *gain* transmitter.

Tabel 2.2 Korelasi Metoda Ziegler Nichols (Marlin, 2000)

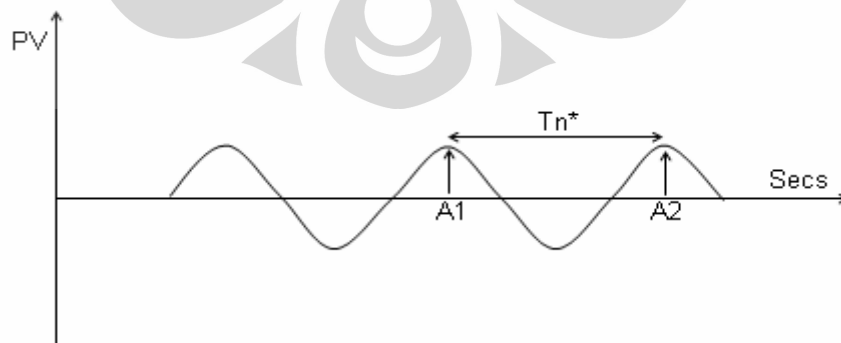
Jenis Kontroler	Proportional Gain K_c	Integral Time τ_i	Derivative Time τ_D
Proportional only (P)	$\frac{1}{K} \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{-1}$	-	-
Proportional- Integral (PI)	$\frac{0.9}{K} \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{-1}$	3.330	-
Proportional-Integral-Derivative (PID)	$\frac{1.2}{K} \left(\frac{\theta}{\tau} \right)^{-1}$	2.00	$\frac{1}{2} \theta$

2.7.2. Metoda Ziegler-Nichols (online)

Metoda ini berbeda dengan metoda sebelumnya karena konstanta pengendali diperoleh dengan cara yang lain tanpa melakukan PRC pada model proses tetapi dengan langkah-langkah sebagai berikut (Smith and Corripio, 1985):

1. Mengatur pengendali menjadi otomatis
2. Mengatur pengendali ke jenis proporsional saja (τ_i maksimum, $\tau_i = 0$)
3. Mengubah harga K_c atau PB (proportioanl band = $100/K_c$) sehingga responnya berosilasi penuh atau siklik)

Dari metoda ini akan didapatkan K_c yang disebut K_{cu} (ultimate controller gain) yaitu nilai K_c yang mampu menghasilkan respon berosilasi penuh dan perioda osilasi yang disebut T_n (time ultimate). Gambar 2.16 menggambarkan kurva reaksi *loop* tertutup ketika berosilasi:



Gambar 2.16. Kurva Respon Osilasi yang Berlanjut

Penelaan parameter PID didasarkan terhadap kedua konstanta hasil eksperimen K_{cu} dan T_n . Kemudian akan diperoleh K_c , τ_i , τ_D , untuk pengendali dengan persamaan pada Tabel 2.3 dibawah ini.

Tabel 2.3. Korelasi Metoda Ziegler-Nichols (online) (Smith and Corripio, 1985)

Jenis Pengendali	Konstanta Proportional	Konstanta Integral	Konstanta Derivative
Proportional only (P)	$\frac{K_{cu}}{2}$	-	-
Proportional- Integral (PI)	$\frac{K_{cu}}{2.2}$	$\frac{T_u}{1.2}$	-
Proportional-Integral-Derivative (PID)	$\frac{K_{cu}}{1.7}$	$\frac{T_u}{2}$	$\frac{T_u}{8}$

Dari konstanta-konstanta diatas diperoleh fungsi alih pengendali dengan memasukkan nilai yang diperoleh kedalam fungsi alih seperti persamaan *gain* sensor transmitter.

2.8. MODEL INSTRUMENTASI DAN PENGUKURAN

Keberhasilan sistem automasi pengendalian proses, pengamatan secara *real-time*, dan pencatatan unjuk kerja pada waktu yang lama dalam meningkatkan unjuk kerja unit proses sangat ditentukan oleh sistem pengukuran. Secara teknis, beberapa hal penting yang perlu diperhatikan dalam memilih sistem instrumentasi adalah:

- tingkat kemudahan/kesulitan alat melakukan pengukuran
- akurasi
- unjuk kerja pada sistem proses yang dinamik
- kekuatan

Hampir semua sistem instrumentasi bekerja dengan pengukuran secara terus-menerus. Secara umum, komponen-komponen penyusun alat pengukur secara kontinyu adalah sebagai berikut:

1. *Valve*: Fungsi alih control valve diperoleh dengan karakteristik gain dan didapatkan dengan cara:

$$\text{gain} = \frac{\text{tenaga penggerak maksimum (biasanya laju alir)}}{100\% \text{ bukaan}} \dots\dots\dots(2.18)$$

dan konstanta waktu yang diperlukan diperoleh dari waktu yang diperlukan untuk membuka valve hingga 100%.

2. *Sensor*: Komponen ini menghasilkan sinyal yang berhubungan dalam sebuah arti yang diketahui ke proses variabel yang diinginkan. Sensor yang digunakan sekarang secara umum adalah jenis analog listrik, dan sinyal yang dihasilkan dalam bentuk tegangan, hambatan, kapasitas atau beberapa satuan listrik yang lain yang bekerja mengukur secara langsung variabel-variabel proses. Fungsi alih sensor kontrol transmitter diperoleh dengan karakteristik gain yang didapatkan dengan:

$$\text{gain} = \frac{100\% \text{ bukaan}}{\text{range sinyal maksimum yang masih dapat dibaca oleh sensor}} \dots\dots\dots(2.19)$$

dan konstanta waktu yang diperlukan diperoleh dari waktu yang diperlukan untuk merubah sinyal hingga 100% dari range sinyal yang dapat dibaca oleh sensor. Suatu gain masih berupa persen yang kemudian tergantung dari jenis sinyal yang digunakan apakah pneumatik datau elektrik.

3. *Pengolah sinyal*: Sinyal dari hampir semua sensor dihubungkan dalam sebuah pola yang tidak linier ke proses variabel yang diinginkan. Supaya pengukuran keluaran alat menjadi liner sesuai dengan proses variabel yang diperlukan, linierisasi diperlukan. Selanjutnya, sinyal dari sensor bisa saja dipengaruhi oleh variabel-variabel lain selain dari variabel proses. Untuk hal ini, variabel tambahan harus dirasakan dan sinyal dari sensor mengimbangi untuk menghitung variabel-variabel lain.

4. *Transmitter*. Keluaran alat pengukur harus dalam sebuah bentuk sinyal yang dapat dikirimkan sejauh tertentu. Untuk jenis hantaran analog elektonik yang digunakan, rentang bawah pada keluaran transmitter adalah 4 mA dan nilai atas adalah 20 mA. Sistem transmitter berbasis mikroprosesor (sering dikategorikan sebagai smart transmitter) biasanya mampu menghantarkan variable yang diukur dengan sistem digital dalam satuan teknik.

Banyak hal yang mempengaruhi unjuk kerja dari alat pengukur dan penting untuk mengetahuinya saat memilih sebuah alat ukur. Pengaruh parameter

proses (suhu, pH, tekanan laju alir dll) pada alat pengukur dapat mempengaruhi pengukuran dan hal ini memerlukan pemahaman dan perhitungan dalam perancangan sistem instrumentasi. Parameter umum pengukuran dapat dibagi menjadi kelas utama berikut (Schlumberger Testing, 2000):

- Parameter Statik
- Parameter Dinamik

2.8.1. Parameter Statik

Parameter statik menyatakan unjuk kerja sistem pengukuran pada kondisi statis berikut:

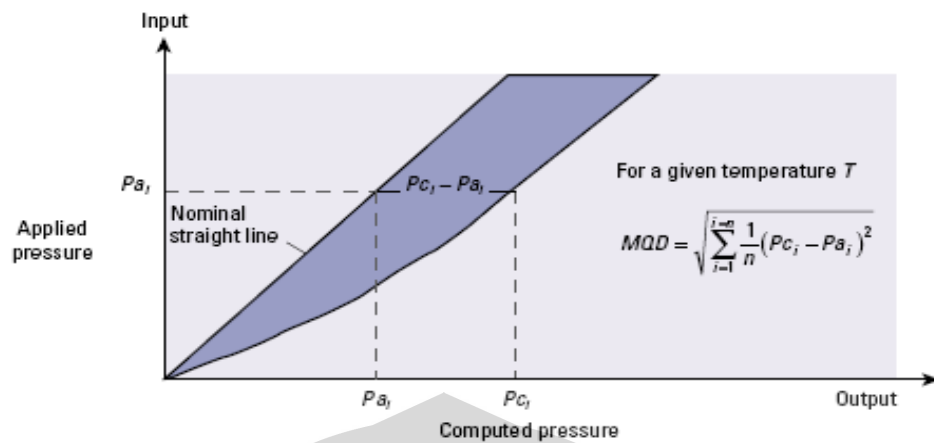
- Akurasi
- Resolusi
- Stabilitas
- Sensitivitas

2.8.1.1. Akurasi

Akurasi adalah penjumlahan aljabar keseluruhan *error* yang mempengaruhi pengukuran parameter proses. *Error* ini disebabkan oleh mean *quadratic deviation*, histerisis dan *repeatability*.

2.8.1.1.1. Mean Quadratic Deviation

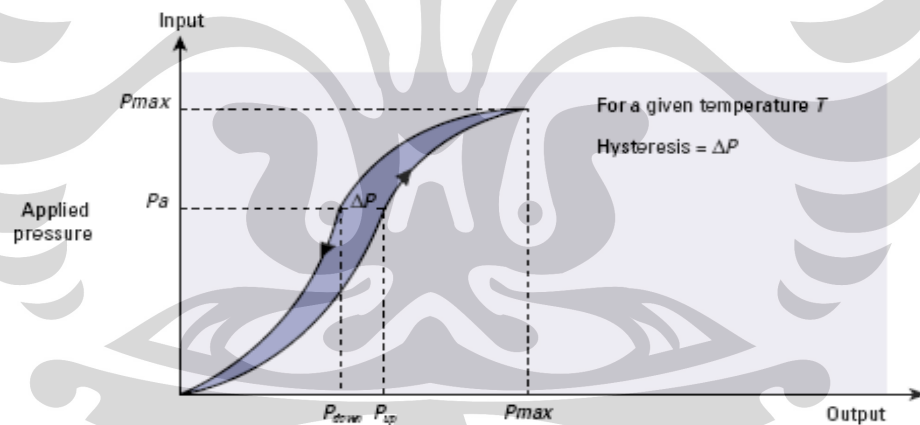
Mean quadratic deviation adalah sebuah ukuran untuk kualitas secara matematis ketepatan terhadap respon sensor pada sebuah parameter proses yang konstan (Gambar 2.17). Parameter ini merupakan sebuah fungsi garis lurus transmiter (misal kedekatan kurva kalibrasi ke sebuah garis lurus yang spesifik) dan prosedur kalibrasi (misal, koefisien kisi dan fungsi polynomial yang digunakan).



Gambar 2.17. Mean Quadratic Deviation

2.8.1.1.2. Histerisis

Histerisis adalah ketidaksamaan maksimum dari keluaran sinyal transmiter antara meningkatnya dan menurunnya penyimpangan parameter proses (Gambar 2.18).

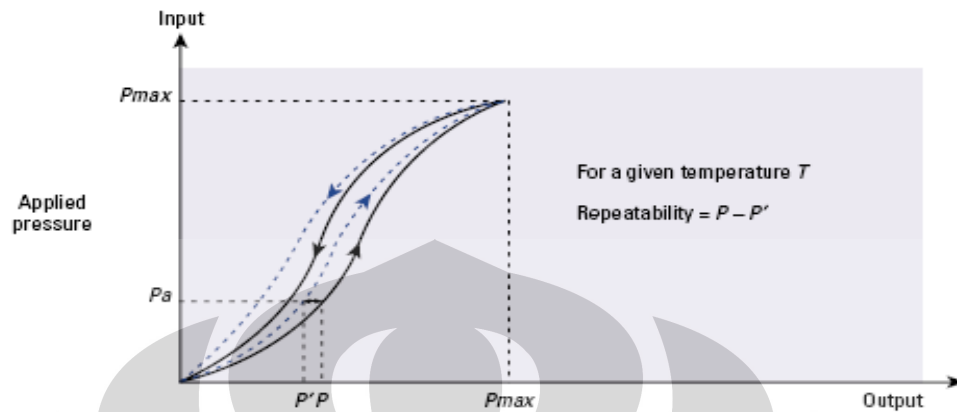


Gambar 2.18. Histerisis

2.8.1.1.3. Repeatability

Repeatability didefinisikan sebagai perbedaan antara dua pengukuran yang berurutan pada sebuah parameter proses tertentu. Seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.19, repeatability tidak dipengaruhi oleh histeris karena kedua pengukuran dilakukan dengan menggunakan prosedur yang sama. Sensitivitas proses (disini suhu), atau dP/dT , adalah perbandingan sensitivitas suhu (sinyal tekanan) ke sensitivitas tekanan. Sebagai contoh, sebuah alat ukur dengan dP/dT

adalah $5 \text{ psi}/^{\circ}\text{C}$ dan satu kesatuan sensor suhu $0.1 \text{ }^{\circ}\text{C}$ akurasi akan menyebabkan sebuah error $5 \text{ psi}/^{\circ}\text{C} \times 0.1 \text{ }^{\circ}\text{C} = 0.5 \text{ psi}$.

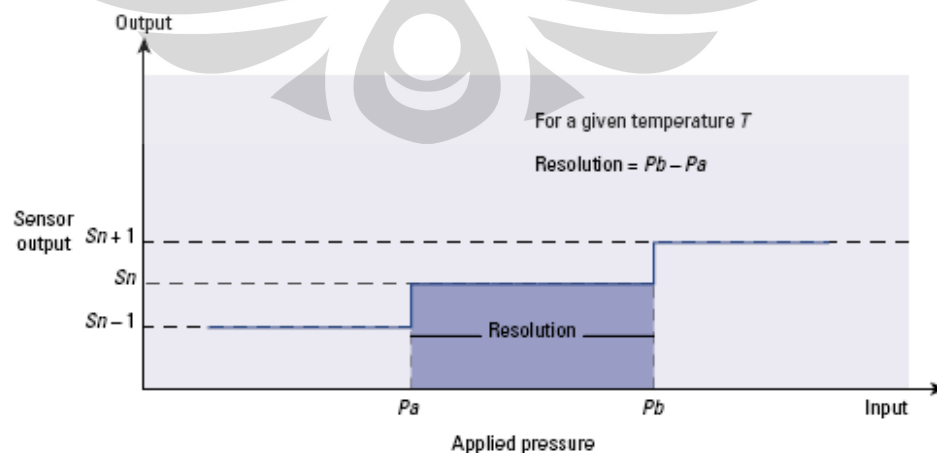


Gambar 2.19. Repeatability.

2.8.1.2. Resolusi

Resolusi merupakan perubahan minimum variable proses yang dideteksi oleh sensor (Gambar 2.20). Ketika dihubungkan dengan resolusi alat ukur, penting untuk menghitung rangkaian elektronik sebagai suatu keasatuan yang selalu digunakan bersama. Penting juga mengukur resolusi dengan berhubungan ke sebuah waktu sampling yang spesifik. Resolusi alat ukur sama dengan penjumlahan tiga faktor berikut:

- Resolusi sensor
- Resolusi alat digital
- *Noise* alat elektronik disebabkan oleh rantai penguatan (amplification)



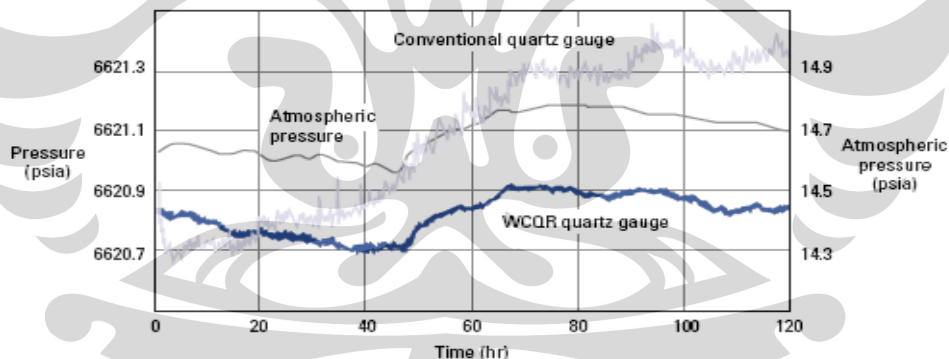
Gambar 2.20. Resolusi

Ketika alat ini diperlengkapi dengan alat ukur transmiter bunyi, faktor yang paling akhir merupakan faktor yang paling dominan dengan sebuah derajat perintah. Sebagai tambahan, secara mekanik, *noise* yang muncul bisa saja sebuah faktor yang membatasi resolusi alat ukur karena beberapa alat ukur memiliki tingkah laku seperti mikrophone atau accelerometer.

2.8.1.3. Stabilitas (stability)

Stabilitas adalah kemampuan sebuah sensor untuk mempertahankan karakteristik unjuk kerjanya pada suatu perioda waktu yang relatif lama. Stabilitas adalah rata-rata pergerakan sensor dalam parameter proses misal psi per hari yang didapatkan pada tekanan dan suhu yang diberikan. Tiga jenis stabilitas dapat ditetapkan:

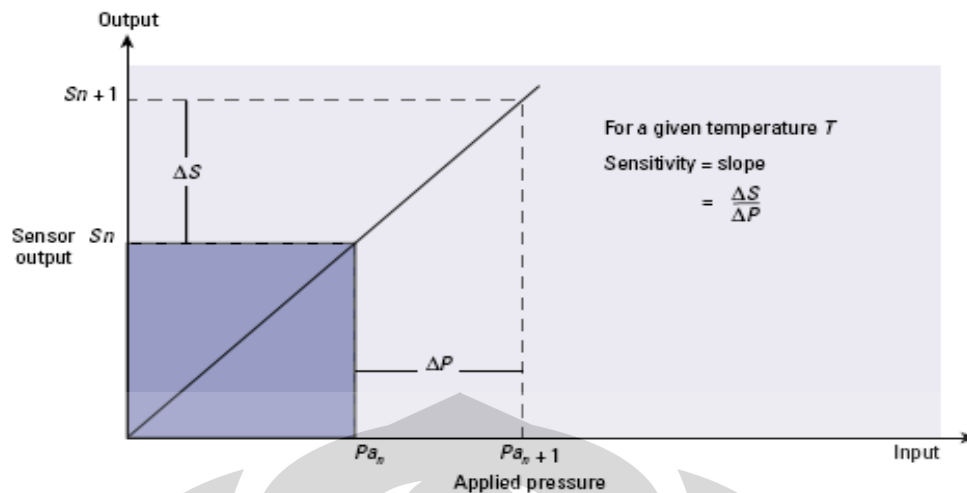
- Stabilitas jangka pendek untuk satu hari pengujian.
- Stabilitas jangka menengah untuk enam hari pengujian berikut.
- Stabilitas jangka panjang untuk waktu minimum satu bulan.



Gambar 2.21. Stabilitas

2.8.1.4. Sensitivitas

Sensitivitas adalah perbandingan variasi keluaran transducer yang disebabkan oleh sebuah perubahan tekanan. Dengan kata lain, sensitivitas mewakili kemiringan keluaran transmiter terhadap kurva tekanan.



Gambar 2.22. Sensitivitas

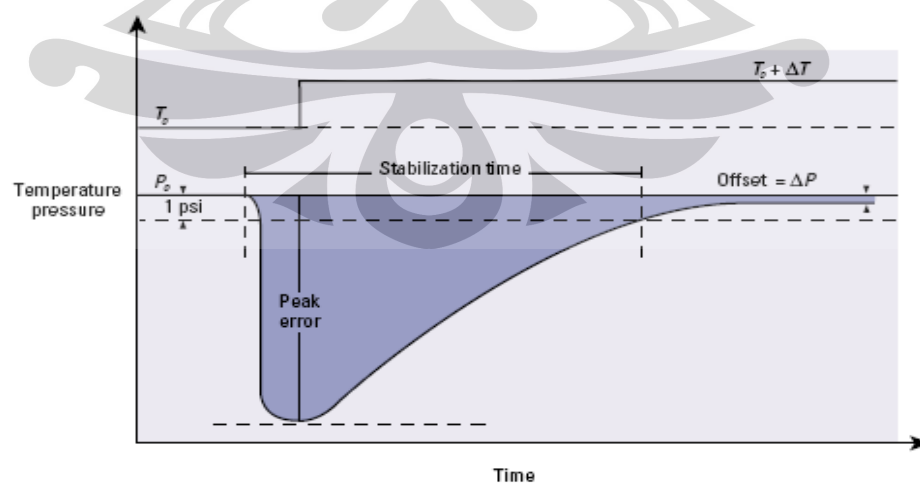
2.8.2. Parameter Dinamik

Parameter dinamik menyatakan unjuk kerja transducer pada keadaan dinamik. Pembagian ini termasuk:

1. Respon perubahan proses selama variasi suhu
2. Respon perubahan proses selama variasi tekanan
3. Respon perubahan proses selama gangguan tekanan dan suhu

2.8.2.1. Respon Perubahan Proses Selama Variasi Suhu

Respon sensor diamati pada keadaan kondisi perubahan suhu sementara tekanan yang diberikan dijaga konstan.

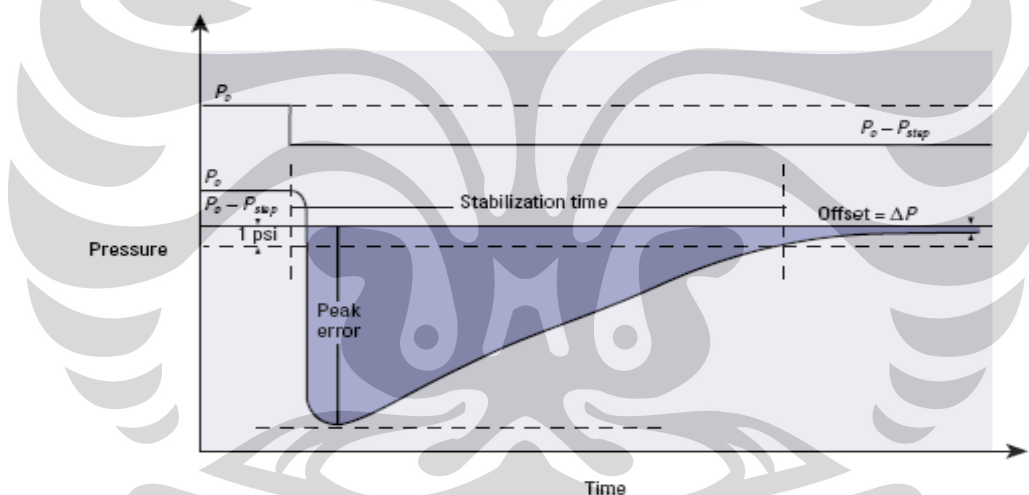


Gambar 2.23. Respon Perubahan Proses Selama Variasi Suhu

Seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.23, puncak kesalahan/error mewakili perbedaan maksimum antara tekanan yang dikenakan dan kestabilan keluaran sensor. Dengan persetujuan umum, waktu untuk kembali ke titik semula mewakili waktu yang diperlukan oleh tekanan 1 psi kembali menjadi tekanan stabil. Penyimpangan menyatakan perbedaan antara tekanan awal dan akhir. Parameter ini memberikan waktu yang diperlukan untuk mendapatkan pengukuran tekanan yang dapat diterima pada sebuah variasi suhu yang diberikan.

2.8.2.2. Respon Perubahan Proses Selama Variasi Tekanan

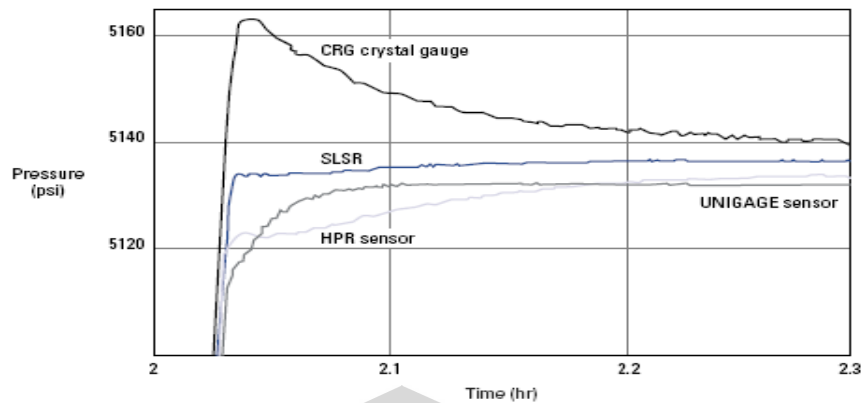
Respon sensor dicatat sebelum dan sesudah variasi tekanan sementara suhu dijaga tetap. Puncak *error* dan waktu stabilisasi diukur seperti yang disebutkan sebelumnya untuk variasi suhu.



Gambar 2.24. Respon Perubahan Proses Selama Variasi Tekanan

2.8.2.3. Respon perubahan proses selama gangguan tekanan dan suhu

Respon sensor dicatat sebelum dan sesudah gangguan kejutan tekanan dan suhu seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.25 berikut.



Gambar 2.25. Respon Perubahan Proses Sensor Selama Gangguan Tekanan dan Suhu

2.9. MODEL SISTEM KONTROL AUTOMASI

Kontrol automasi merupakan sistem yang sangat banyak digunakan secara meluas pada proses-proses industri karena banyaknya *loop* proses yang harus dikendalikan. Berdasarkan informasi yang diterima dari jaringan sensor dan kontroler, perintah yang diawasi oleh operator atau sistem yang di automasi dapat dieksekusi ke peralatan kontrol di lapangan ditempat yang berjarak jauh. Unit lapangan mengendalikan kegiatan proses pada suatu keadaan seperti membuka dan menutup *valve*, mengumpulkan data dari sistem sensor, dan mengamati lingkungan proses setempat pada daerah kerja alarm.

2.9.1. Single Loop Controller

Komunikasi pada panel kontroler yang terpasang dengan mengatur posisi *valve* dan *setpoint* serta sistem komputer yang bisa melakukan cara kontrol yang lebih kompleks menjadi sistem yang umum dilakukan dalam proses automasi. Model *single loop* kontroler automasi yang dilakukan pada sistem industri ditampilkan pada Gambar 2.26 dibawah ini (Emerson Corporation, 2009).



Gambar 2.26. Model Kontrol Automasi pada Sistem *Single Loop Controller*

Single loop controller merupakan sebuah alat yang dikhususkan untuk menimbulkan sebuah keluaran kontrol. Kontroler ini menggabungkan sebuah interaksi oleh operator yang terdiri dari tampilan individu variable proses, *setpoint* dan keluaran seperti juga berarti mengatur *setpoint*, keluaran, merubah ke operasi manual atau merubah rasio.

Terdapat dua jenis dasar *single loop controller* (Chevron 1990):

- a. Direct-connected-controller – jenis ini bersifat mekanik, listrik atau hidraulik dihubungkan ke variable yang diukur melalui element pengukur tekanan, thermocuple, *system filled thermal* atau dengan yang lain. Keluaran dari kontroler ini biasanya pneumatic (3 sampai 15 psig) (20-100 kilopascal) atau elektronik (4 sampai 20 mA arus DC).
- b. Receiver-type-controller – jenis ini menerima sebuah masukan dari sebuah alat diluar seperti transmitter. Berdasarkan atas sinyal yang diterima, kontroler yang dapat digunakan adalah berikut:
 1. Pneumatik – sinyal masukan/keluaran biasanya 3 sampai 15 psig (20-100 kPa).
 2. Elektronik Analog – sinyal masukan/keluaran biasanya 4 sampai 20 mADC. Sirkuitnya didalam kontroler berdasarkan atas teknik analog elektrik.
 3. Elektronik Digital – sinyal masukan/keluaran bisanya 4 sampai 20 mADC sementara seluruh fungsi kontrol dalam software. Kontroler digital sering

dirancang untuk menerima sejumlah bilangan dan bermacam sinyal masukan dan memberikan sebuah pemilihan fungsi program untuk mendukung strategi kontrol. Semua kontroler digital berisi mikroprosesor dan sekumpulan perangkat memori.

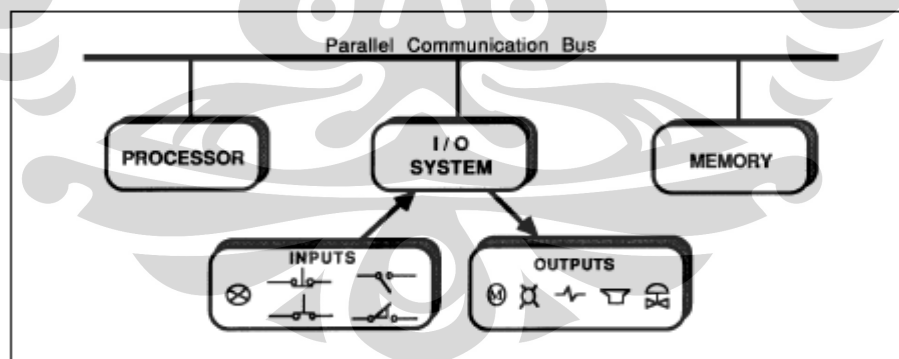
2.9.2. Multiloop Controller

Multiloop controller adalah sebuah kontroler digital yang berdiri sendiri (stand-alone) memiliki kemampuan menerima dua tau lebih data proses yang masuk dan memberikan dua atau lebih keluaran kontroler. Sebuah kontroler mikroprosesor bekerja berbagi untuk membentuk fungsi kontrol untuk dua atau tiga *loop*.

Multiloop controller dapat juga digunakan untuk penerapan yang melibatkan interaksi *loop* dan fungsi logika seperti yang biasa digunakan didalam strategi sistem kontrol pada unit distilasi, kompressor atau boiler.

2.9.3. Programmable Logic Control

Biasanya, sebuah unit programmable logic control (PLC) terdiri dari sebuah unit program, sebuah unit pengolahan, sebuah unit I/O dan sebuah unit *power supply*.



Gambar 2.27. Blok Diagram PLC

Programmable logic control adalah alat yang mikroprosesor berbahan keadaan padat yang diprogram untuk beroperasi pada suatu tahapan menghadapi respon yang diberikan dari luar. PLC dapat digunakan pada tempat sistem *relay* atau untuk kontrol proportional, integral dan derivative (PID) dalam penerapan

yang khusus. Biasanya fungsi yang tersedia di PLC adalah sebagai berikut (API RP 551):

- a. Kontrol PID
- b. Kontrol Diskrit
- c. Kemampuan kontrol tingkat tinggi
- d. Manajemen alarm
- e. Grafik dan tampilan skematis
- f. Perubahan tiap respon proses (trending) secara real time dan historical data
- g. Komunikasi dengan alat lain dan subsystem
- h. Akuisisi data
- i. Pembuatan laporan (report)
- j. Pengelompokan sejarah/waktu data

Teknik pemrograman umumnya digunakan untuk menyatakan tahapan logika *on-off* termasuk *ladder diagram* atau *boolean logic*. Logika *programmable controller* bertempat didalam sebuah memori, yang dapat dimodifikasi sesuai dengan perubahan dalam penerapannya atau memperbaiki kesalahan dalam program awal.

BAB III

METODA PENELITIAN

3.1. LOKASI PENELITIAN

Penelitian ini akan dilakukan di Laboratorium Pengendalian Proses, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Indonesia, Depok.

3.2. BAHAN-BAHAN DAN ALAT-ALAT PENELITIAN

Adapun alat-alat yang digunakan pada penelitian ini adalah:

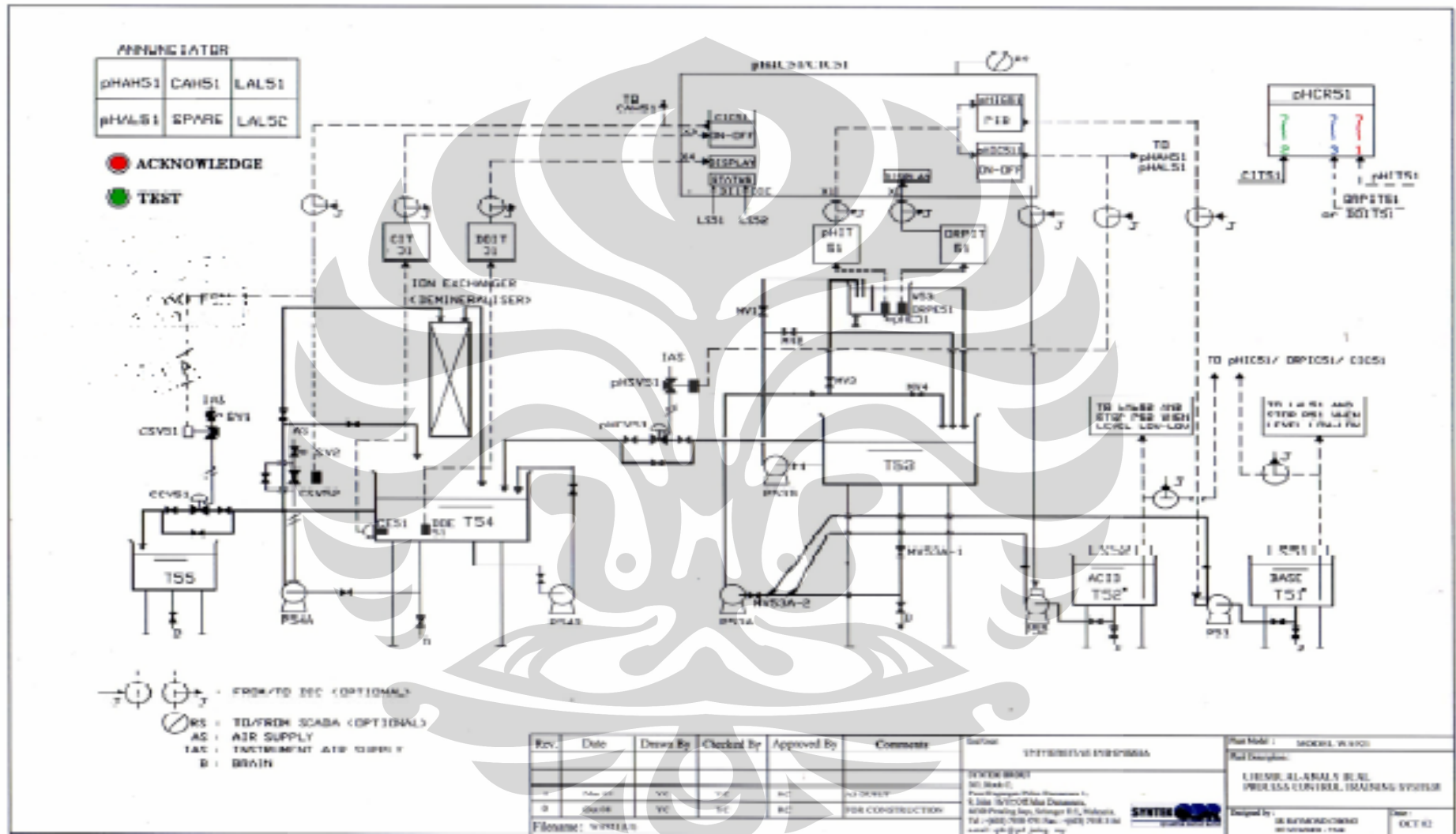
1. *Unit mini plant* model WA921
2. Kompresor
3. Timbangan 100 gr
4. Gelas ukur 100 ml
5. Pipet tetes
6. Batang pengaduk

Sementara itu bahan-bahan yang digunakan untuk penelitian ini adalah:

1. Larutan asam (HCl)
2. Larutan basa (NaOH)

3.3. RANCANGAN PENELITIAN

Penelitian ini bertujuan untuk memperoleh informasi bagaimana sistem *process control* pada pengolahan air sehingga yang akan dibuang memenuhi mutu baku air buangan dan mendapatkan gambaran tentang unjuk kerja sistem *process control* pada *unit mini plant* melalui serangkaian percobaan-percobaan *process control*. Prinsip yang digunakan adalah prinsip analisa sistem proses dan kontrol PID dengan mengacu kepada percobaan-percobaan yang telah dilakukan di buku manual *unit mini plant* WA921. Diagram skematik unit mini plant WA921 dapat dilihat pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1. Sematik Diagram Unit Mini Plant WA921

3.4. PROSEDUR PENELITIAN

Prosedur penelitian ini terdiri dari beberapa tahapan yaitu penyiapan larutan asam-basa, persiapan tinta dan kertas untuk mencatat respon kontrol dan percobaan sistem *process control* melalui PLC.

3.4.1 Persiapan Larutan Asam – Basa

Adapun persiapan yang dilakukan untuk membuat larutan asam adalah:

1. Siapkan air pada T52 sampai garis level batas yang ada pada bagian tangki sejumlah 70 L.
2. Ambil dan ukur 19.62 ml larutan H_2SO_4 98% pada gelas ukur 50 ml.
3. Tuangkan secara perlahan larutan H_2SO_4 kedalam T52 sambil diaduk hingga merata. Dengan ini kita mendapatkan larutan asam H_2SO_4 dengan konsentrasi 0.01 N.

Untuk membuat larutan basa adalah:

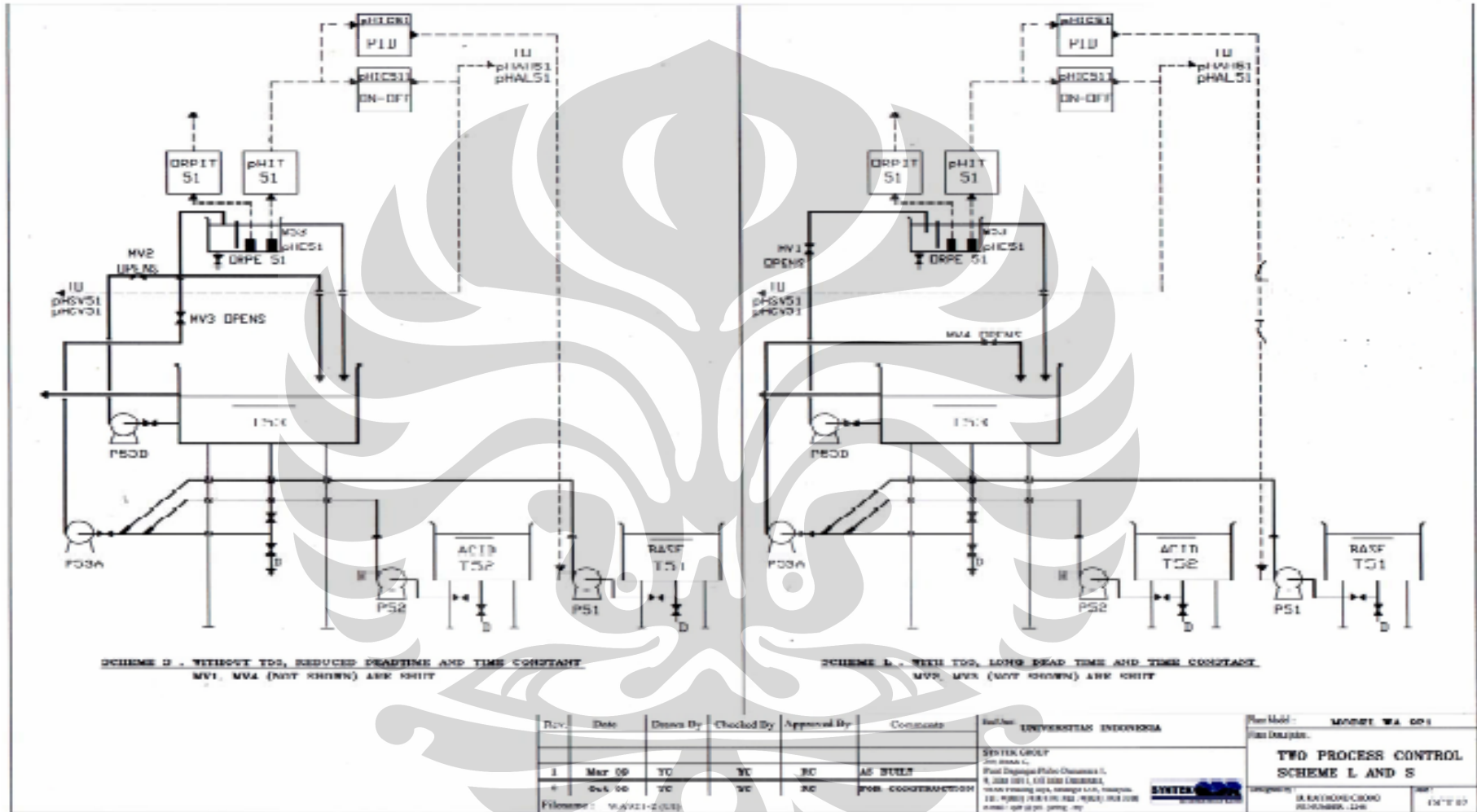
1. Siapkan air pada T51 sampai garis level batas yang ada pada bagian tangki sejumlah 70 L.
2. Ambil dan timbang 28.3 NaOH 99% yang berbentuk granula 98% pada wadah 1 atau 2 L dan menggunakan air pada T51 yang sudah diukur sebanyak 70 L.
3. Tuangkan secara perlahan larutan NaOH pada wadah tersebut kedalam T51 sambil diaduk hingga merata. Dengan ini kita mendapatkan larutan basa NaOH dengan konsentrasi 0.01 N.

3.4.2. Persiapan Tinta dan Kertas Recorder

Tinta dan kertas *recorder* disiapkan dengan memasukkan kertas dan tinta pada unit PLC yang tersedia di *mini plant* WA921.

3.4.3. Percobaan Process Control PID

Percobaan *proces control* PID dilakukan secara *linier control* yang meliputi metoda manual (open loop) dan otomatis (closed loop) dengan cara S dan L. Dengan gambaran peralatan sebagaimana digambarkan pada Gambar 3.2. telah dilakukan 15 kali percobaan.



Gambar 3.2. Skematik Diagram Percobaan cara S dan L pada Unit Mini Plant WA921

Cara S merupakan cara kontrol dimana aliran asam dan basa dari tangki pompa asam (P52) dan pompa basa (P51) langsung dimasukkan ke wadah sensor (W53) tanpa melalui tangki proses (T53), konfigurasi ini akan menghasilkan proses pH dengan *dead time* dan *time constant* yang singkat. Cara S ini dilakukan dengan membuka *manual valve* 2 serta 3 dan menutup *manual valve* 1 serta 4. Sebaliknya cara L merupakan cara kontrol dimana aliran asam dan basa dilewatkan terlebih dahulu ke tangki proses (T53) sebelum dimasukkan ke wadah sensor (W53), konfigurasi ini akan menghasilkan proses pH dengan *dead time* dan *time constant* yang panjang. Cara L ini dilakukan dengan membuka *manual valve* 1 serta 4 dan menutup *manual valve* 2 serta 3. Perbedaan kedua cara S dan L ini sebetulnya hanya terletak pada penempatan sensornya. Pada cara S, sensor ditempatkan sebelum tangki proses, sedangkan pada cara L, sensor ditempatkan sesudah tangki proses.

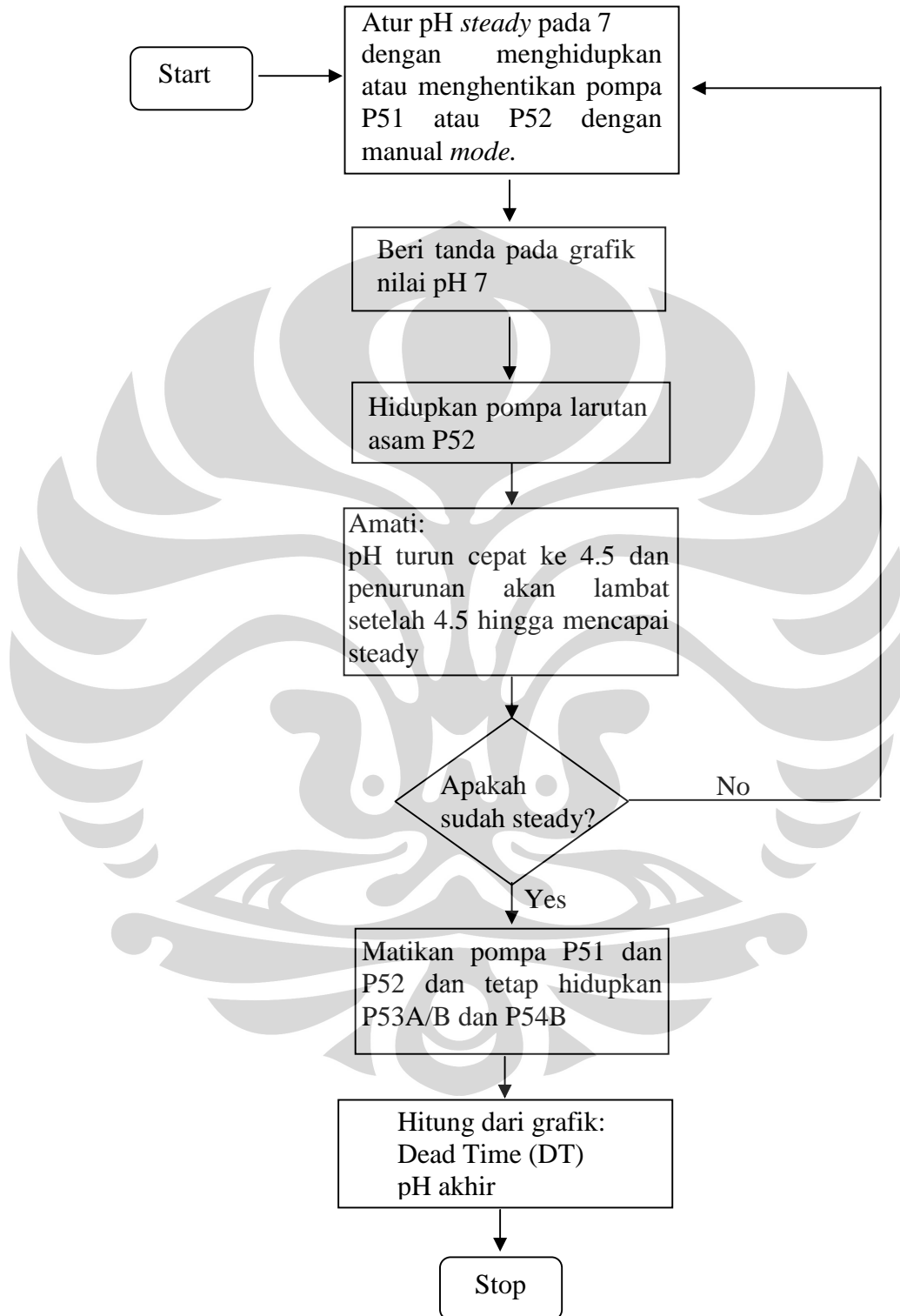
Pada percobaan manual (open loop), alat di-set *manual*, akan memberikan process reaction curve (PRC) dan dengan metoda grafik akan dicari θ , K , τ , dan RR. Kemudian melakukan penyetelan PID yang nilainya diperoleh dari *open loop* diatas dimasukkan pada pengendali *mini plant* WA921 dan dilakukan *set automatic* yang akan memberikan respon variabel terkontrol terhadap *setpoint*.

Pada percobaan otomatis (closed loop), alat akan di-set *automatic* dengan PB yang di trial and error, $TI=9999$ detik dan $TD=0$ detik, akan memberikan grafik yang berosilasi. Nilai PB yang memberikan respon osilasi seragam akan menjadi grafik yang digunakan untuk menentukan T_n . Kemudian melakukan penyetelan PID yang nilainya diperoleh dari *closed loop* diatas dengan memasukkan pada pengendali *unit mini plant* WA921 dan dilakukan *set automatic* yang akan memberikan respon variabel terkontrol terhadap *setpoint*.

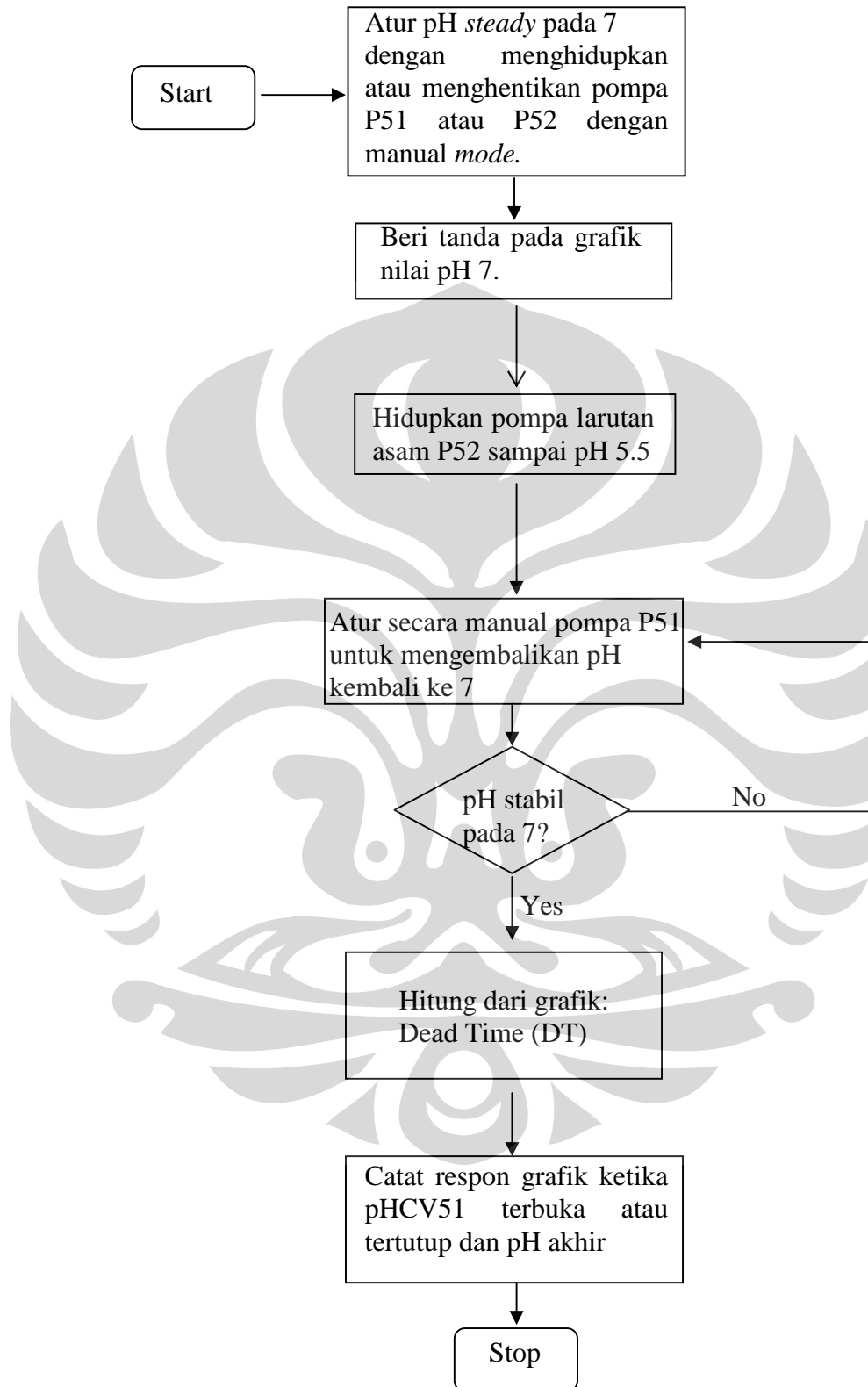
Algoritma/metoda percobaan dengan cara S dan L diberikan dibawah ini:

Algoritma Percobaan-Percobaan Untuk Cara S

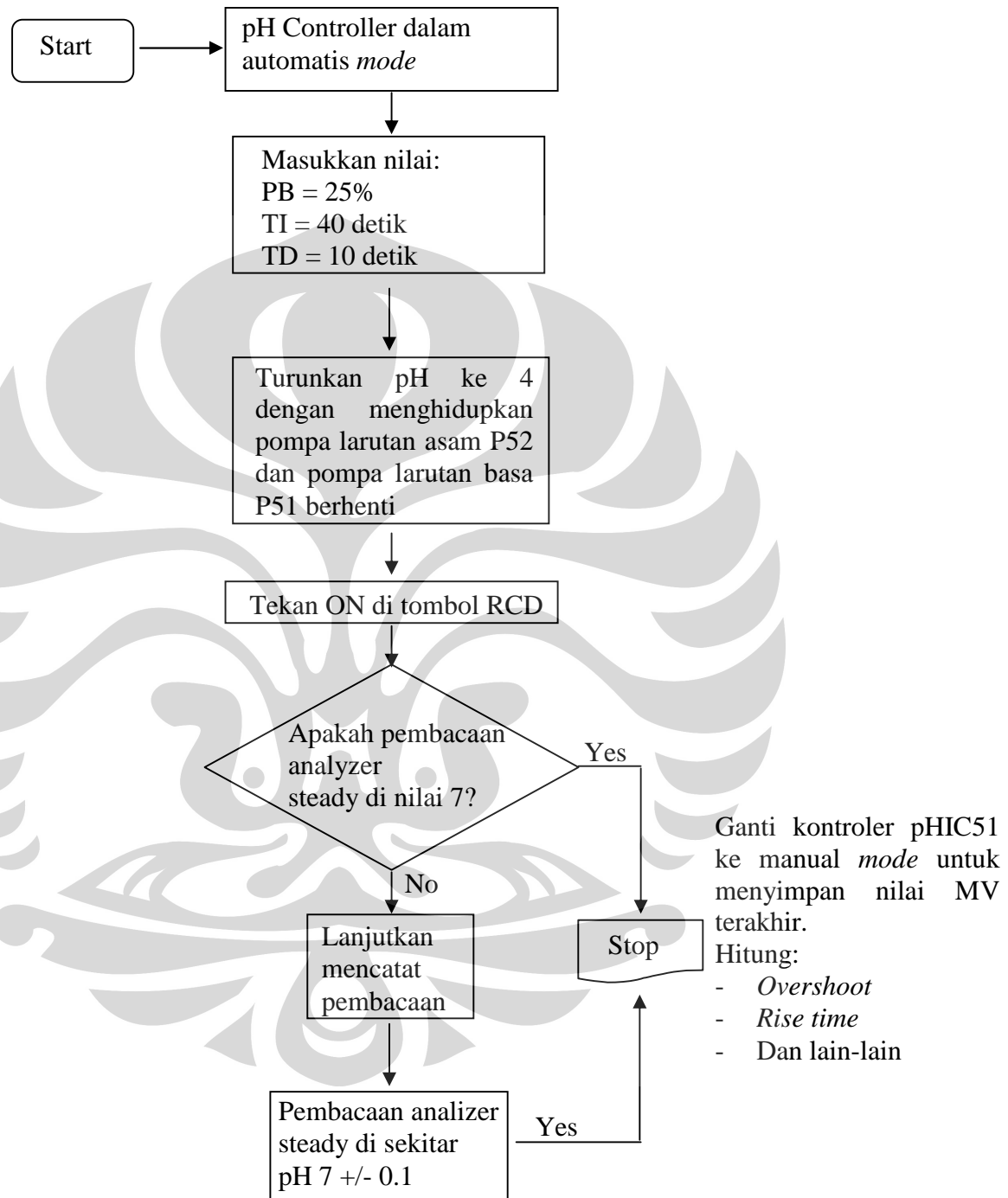
Percobaan I: Penentuan Dead Time Proses.



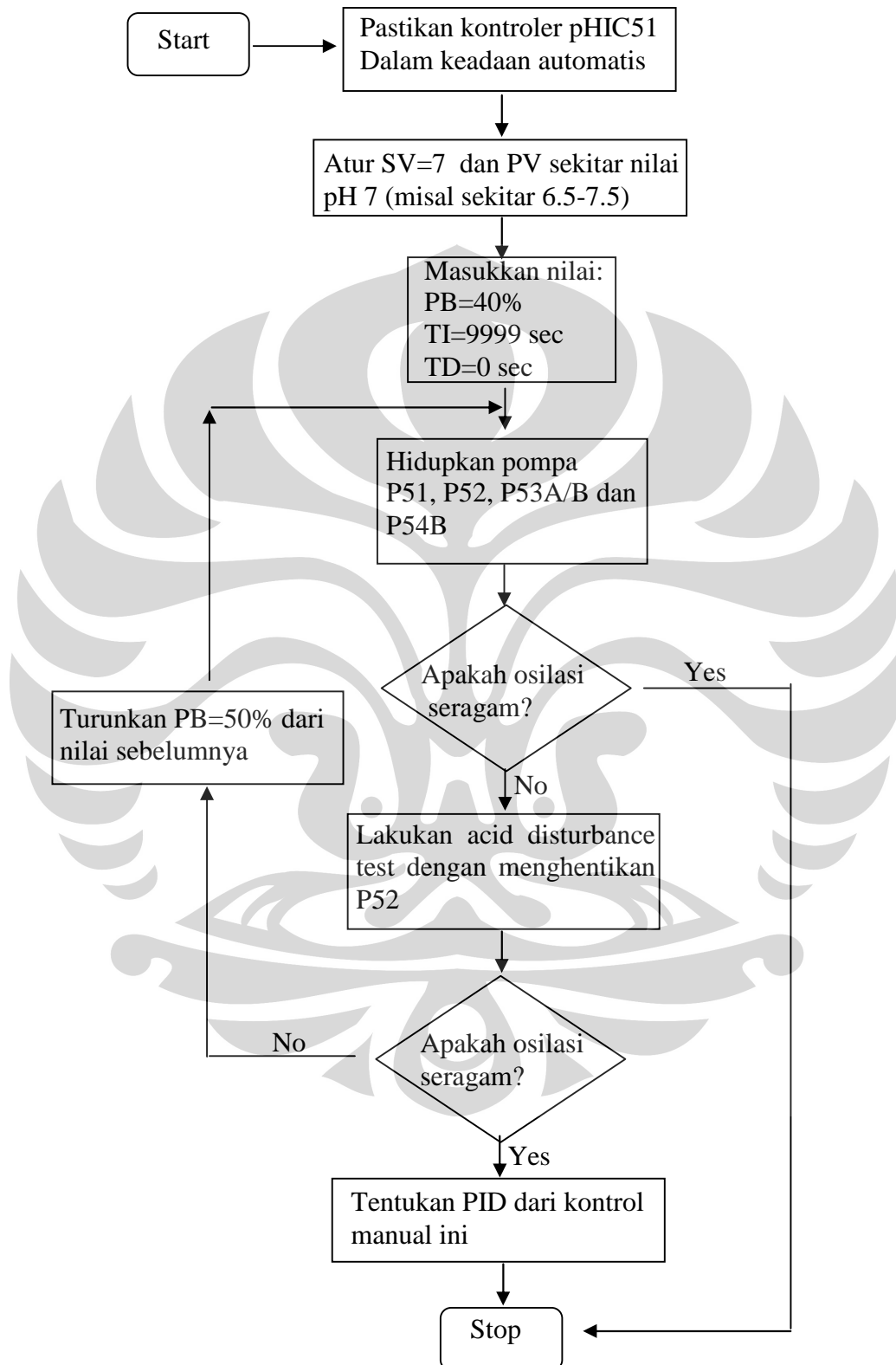
Percobaan II: Penentuan Kondisi Operasi kontrol ON/OFF pHCV51.



Percobaan III: Respon Kontrol Automatis pada $P=25\%$, $I=40$ detik dan $D=10$ detik.

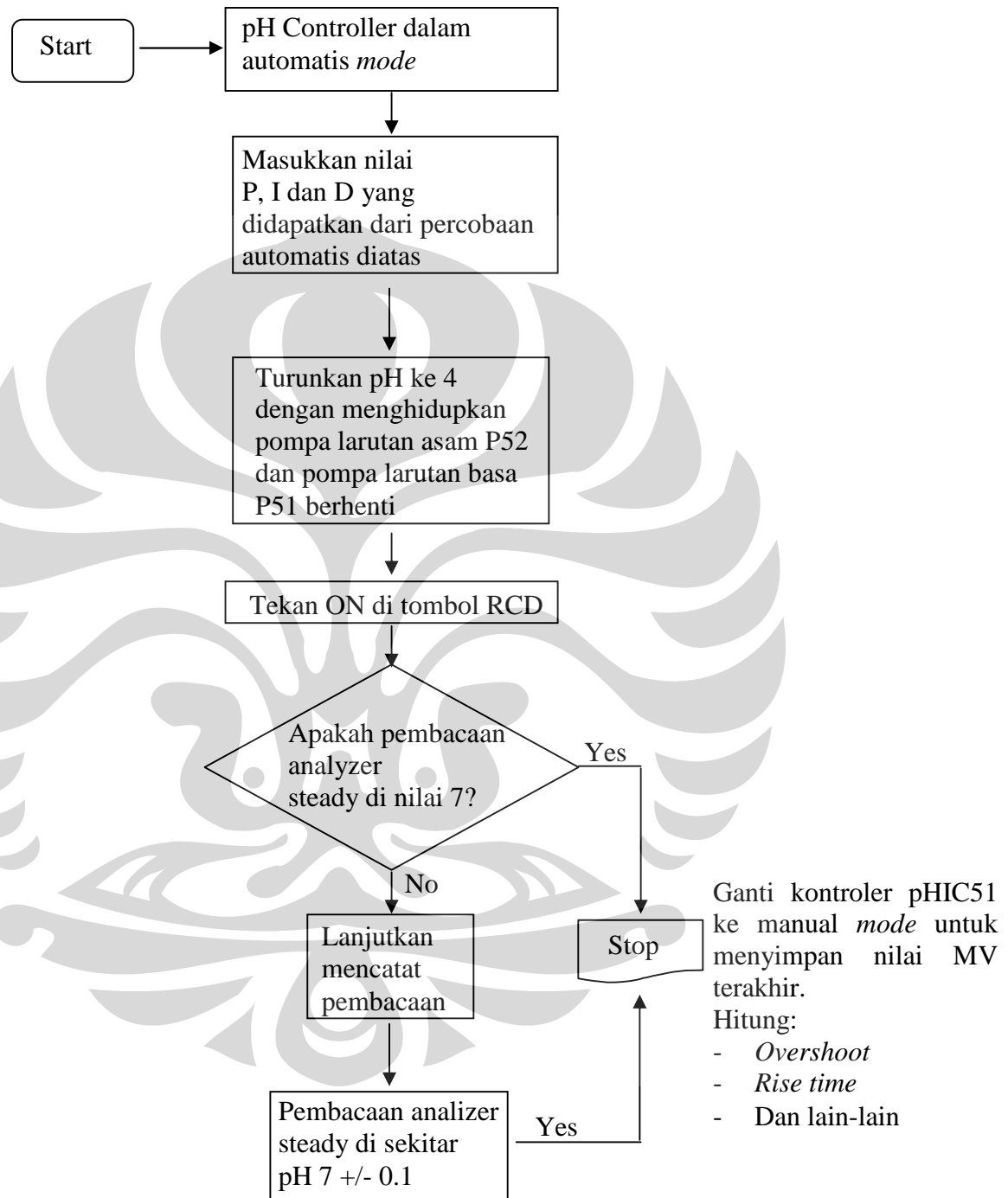


Tuning Ziegler – Nichols Secara Automatis (Closed Loop).

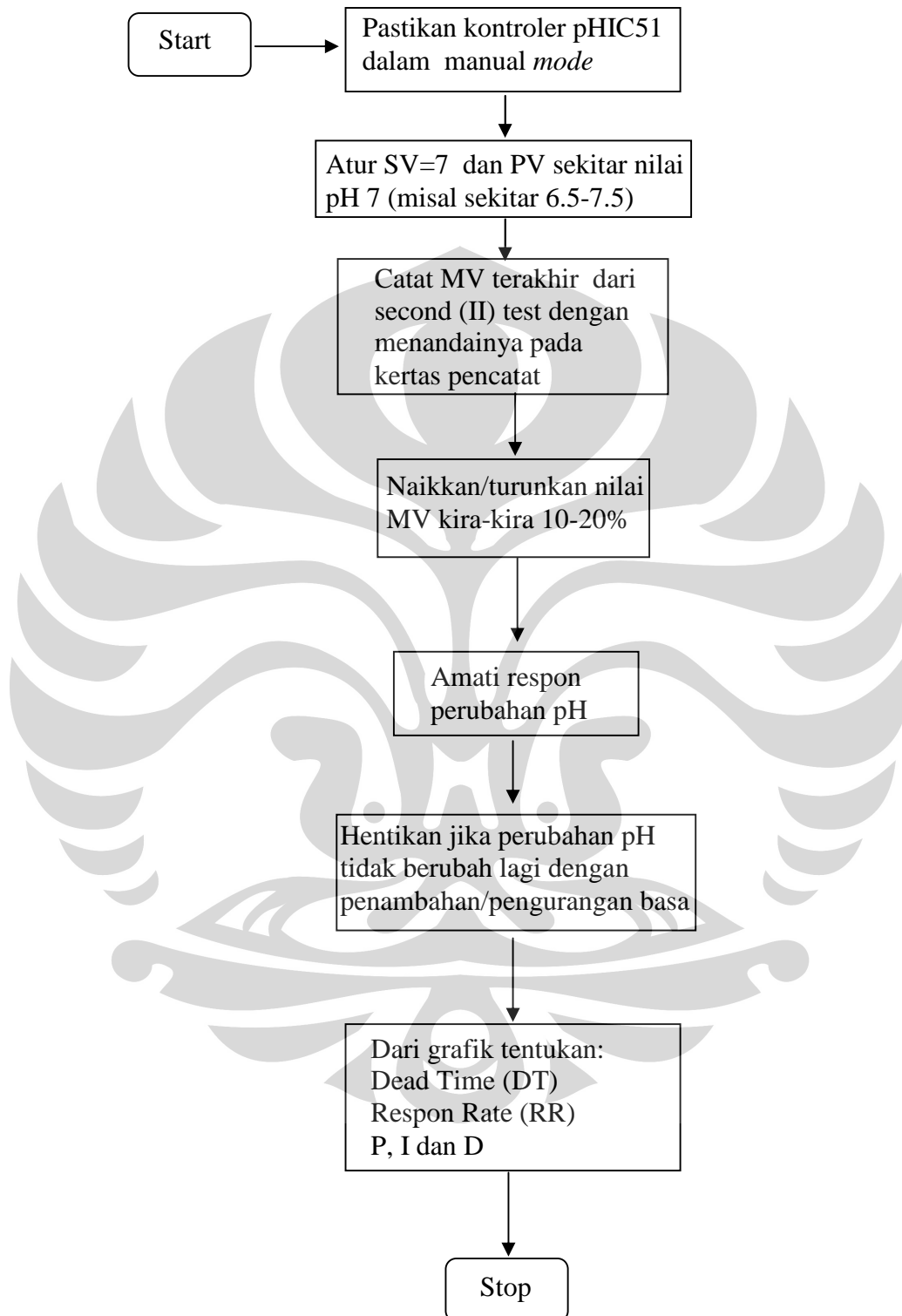


Universitas Indonesia

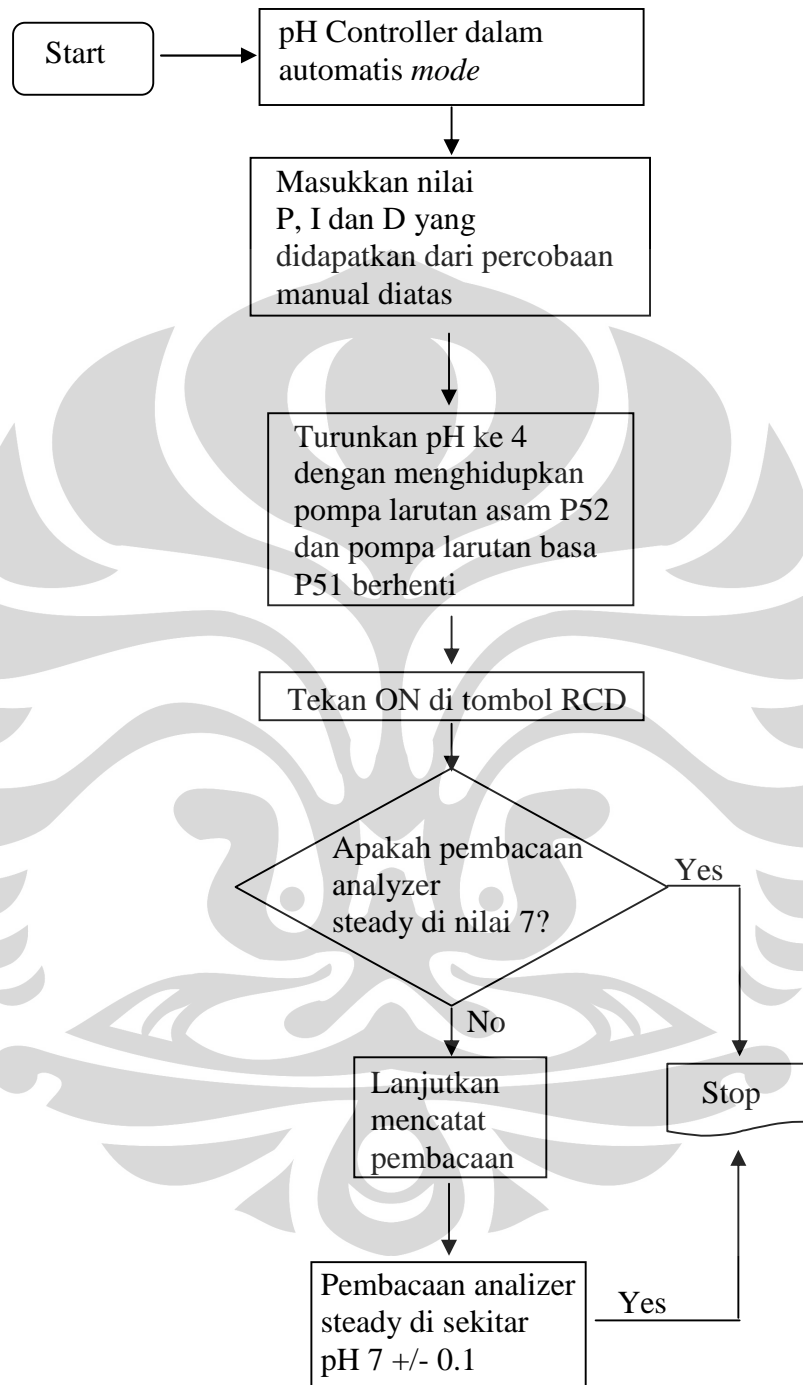
Respon Kontrol Automatis pada Nilai PID yang Diperoleh dari Percobaan Ziegler Nichols Secara Automatis (Closed Loop).



Tuning Ziegler – Nichols Secara Automatis (Closed Loop).



Respon Kontrol Automatis pada Nilai PID yang Diperoleh dari Percobaan Ziegler Nichols secara Manual (Open Loop).

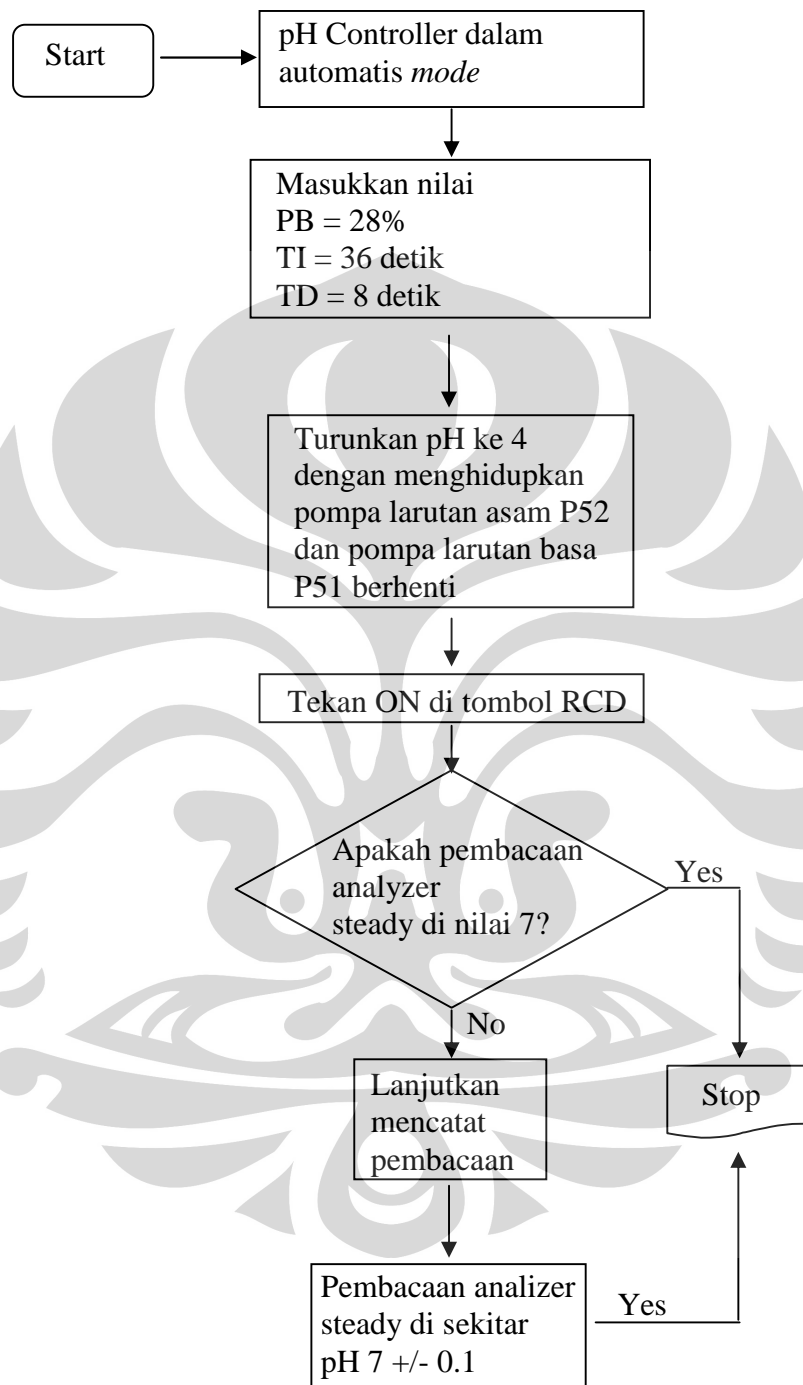


Ganti kontroler pHC51 ke manual *mode* untuk menyimpan nilai MV terakhir.

Hitung:

- *Overshoot*
- *Rise time*
- Dan lain-lain

Percobaan VIII: Respon Kontrol Automatis pada P=28%, I=36 detik dan D=8 detik.



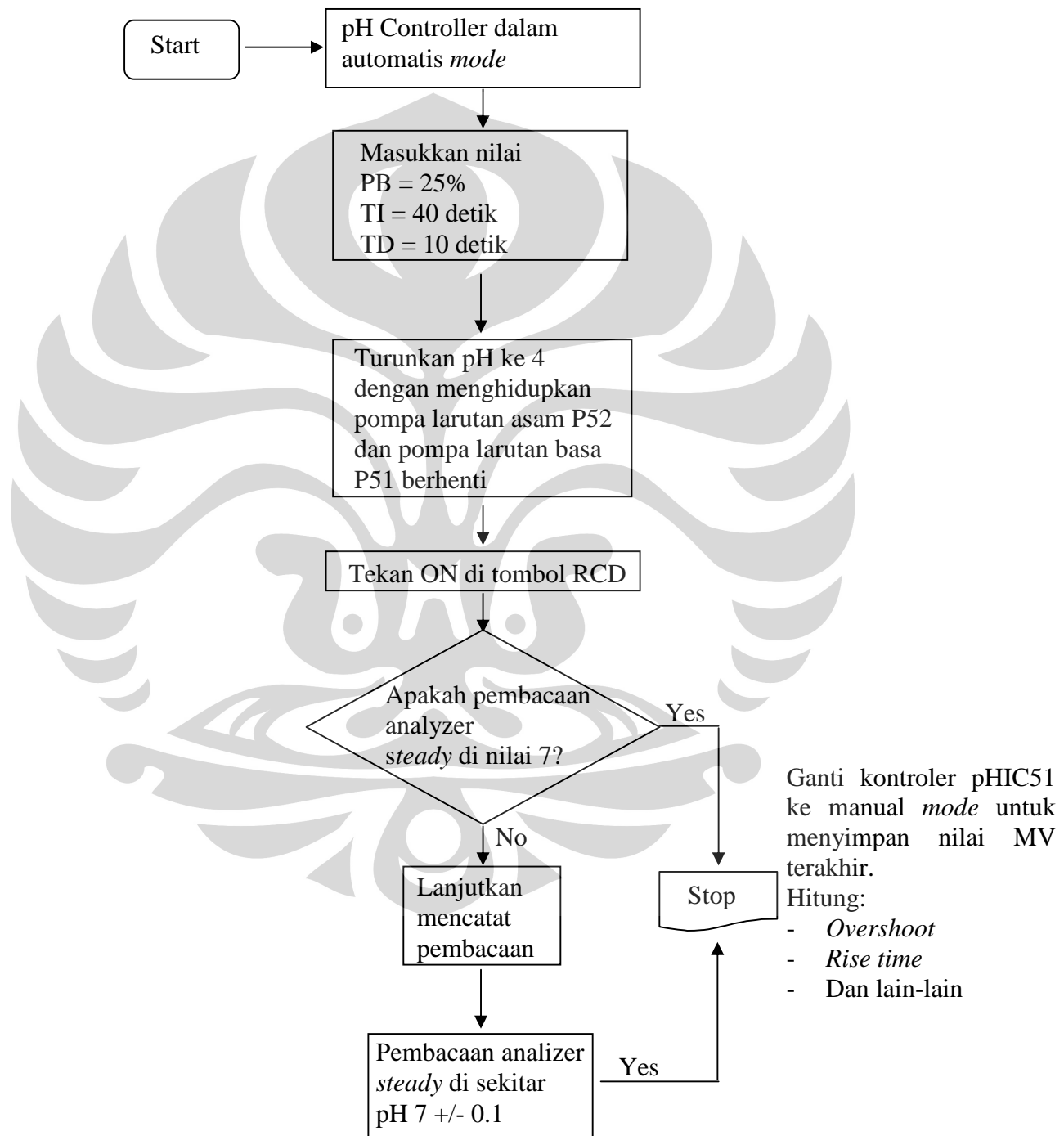
Ganti kontroler pHIC51 ke manual mode untuk menyimpan nilai MV terakhir.

Hitung:

- *Overshoot*
- *Rise time*
- Dan lain-lain

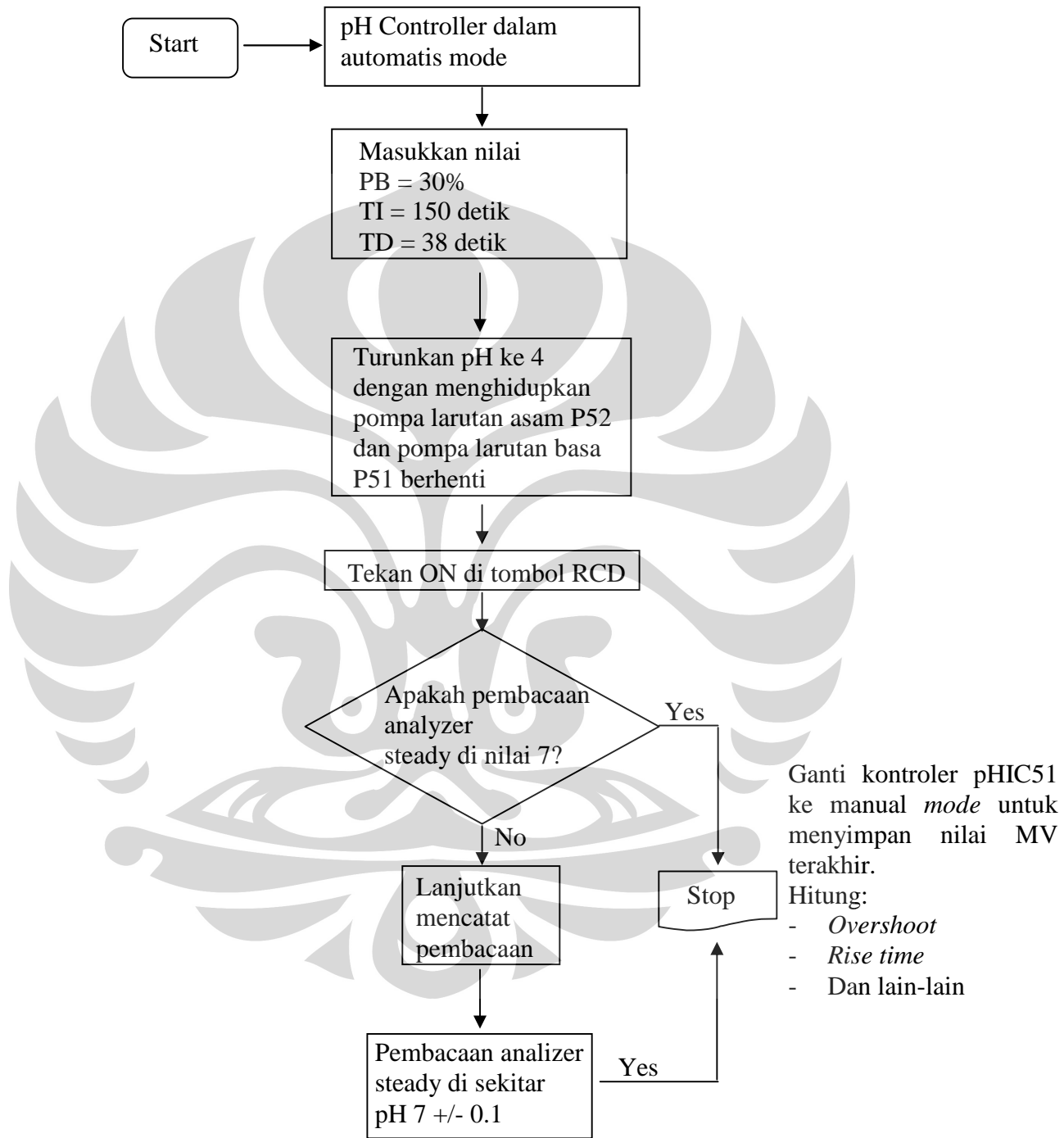
Algoritma Percobaan-Percobaan Untuk Cara L

Percobaan IX: Respon Kontrol Automatis pada $P=25\%$, $I=40$ detik dan $D=10$ detik.



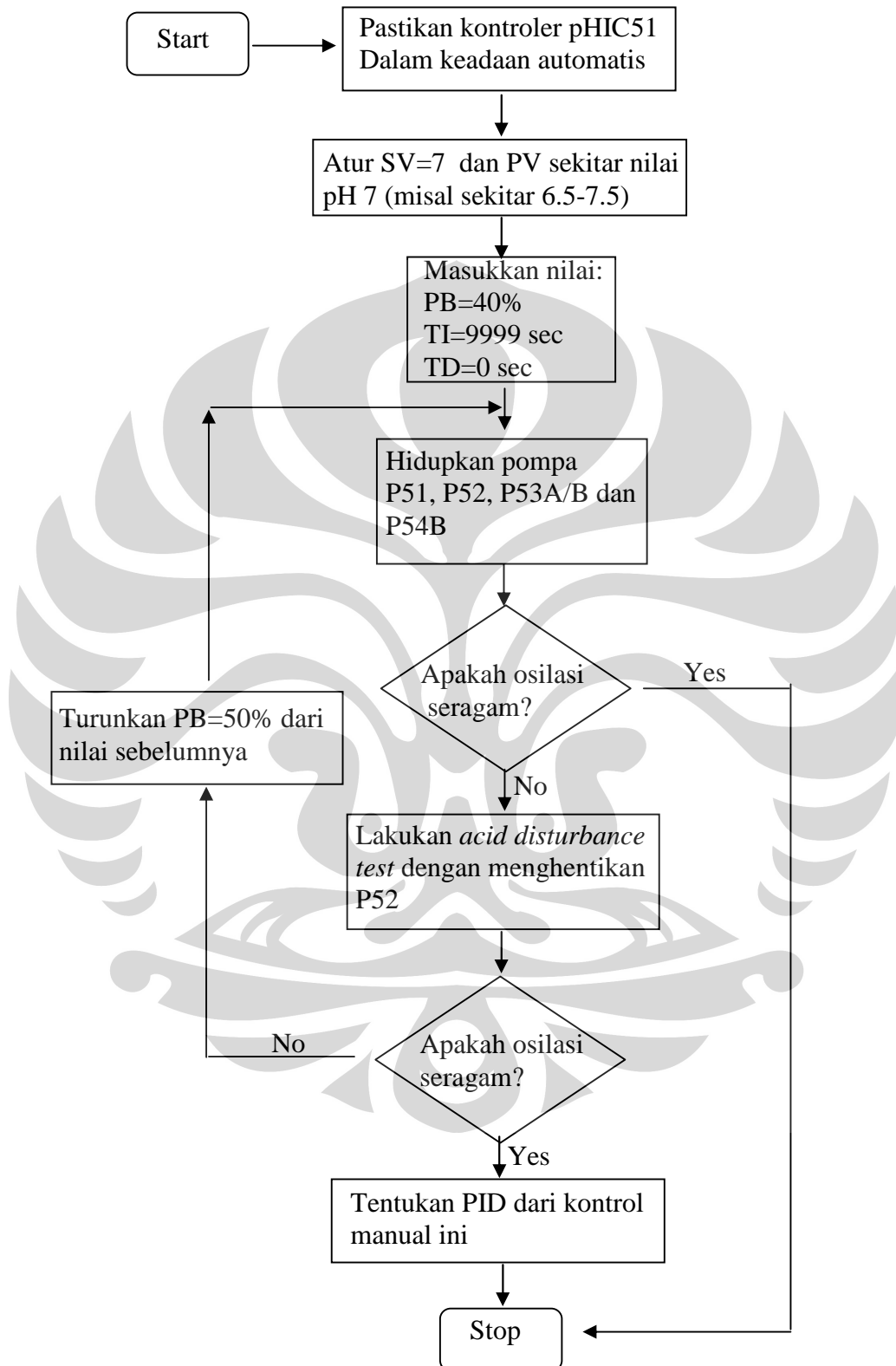
Universitas Indonesia

Percobaan X: Respon Kontrol Automatis pada P=30%, I=150 detik dan D=38 detik.

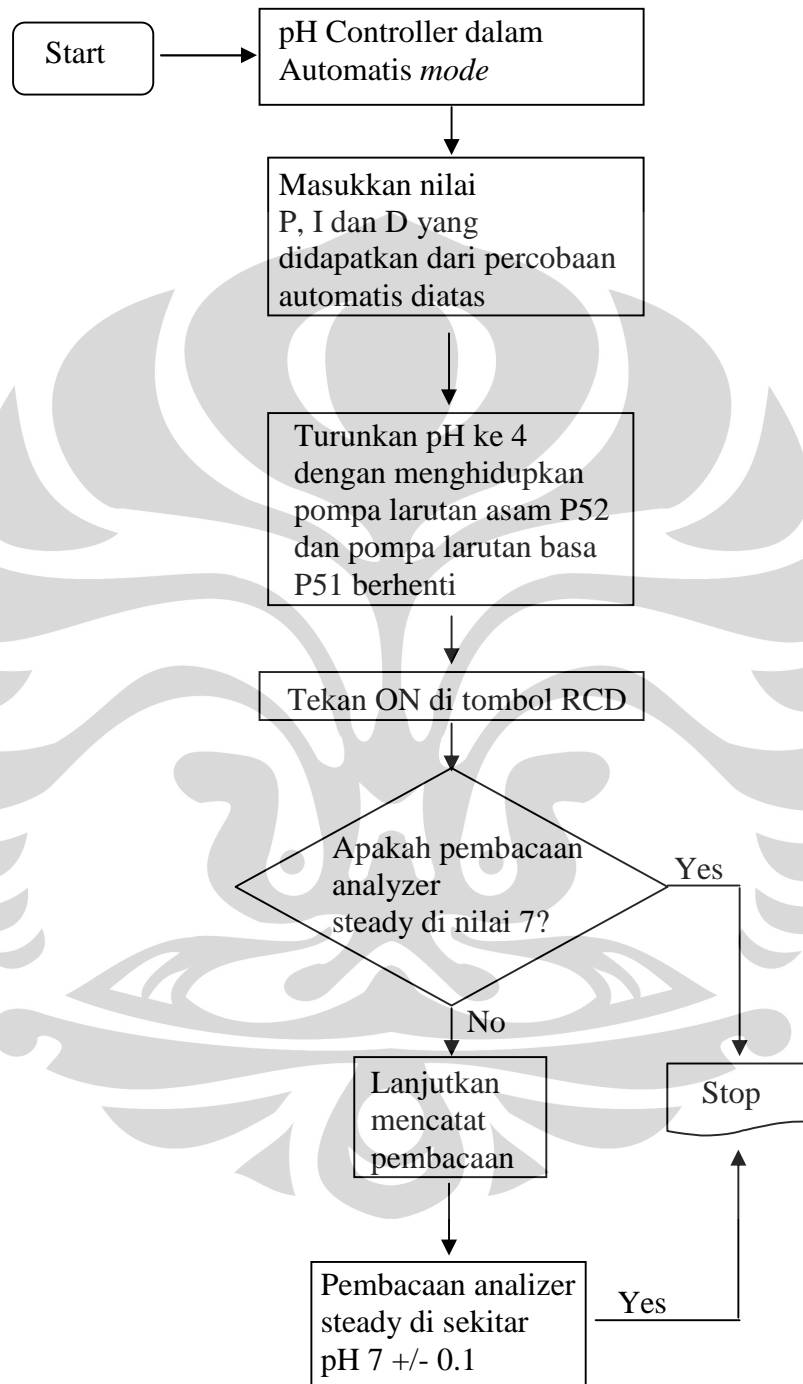


Universitas Indonesia

Percobaan XI: Tuning Ziegler-Nichols secara Automatis (Closed Loop).



Percobaan XII: Respon Kontrol Automatis pada Nilai PID yang Diperoleh dari Percobaan Ziegler-Nichols secara Automatis (Closed Loop).



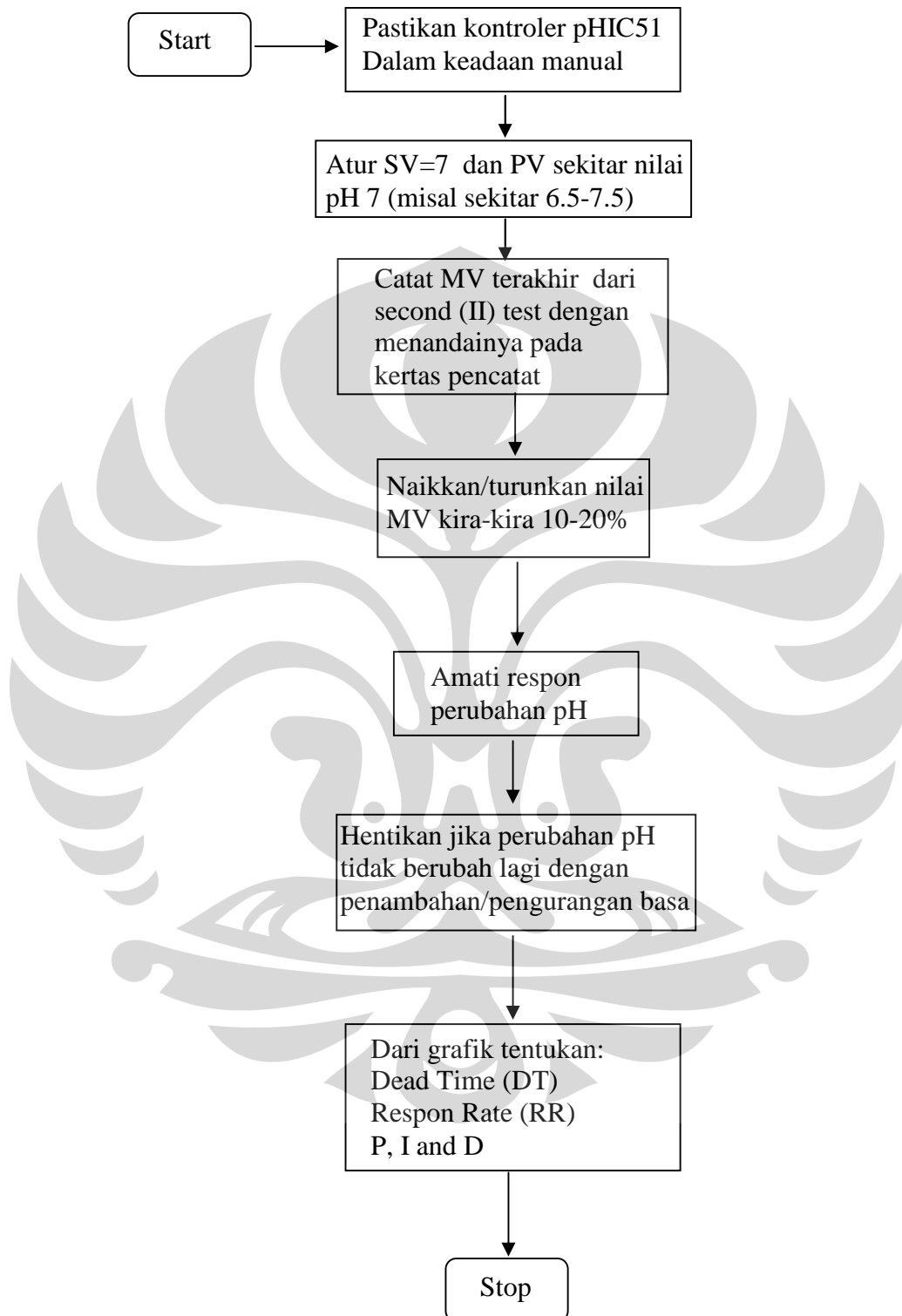
Ganti kontroler pHIC51 ke manual mode untuk menyimpan nilai MV terakhir.

Hitung:

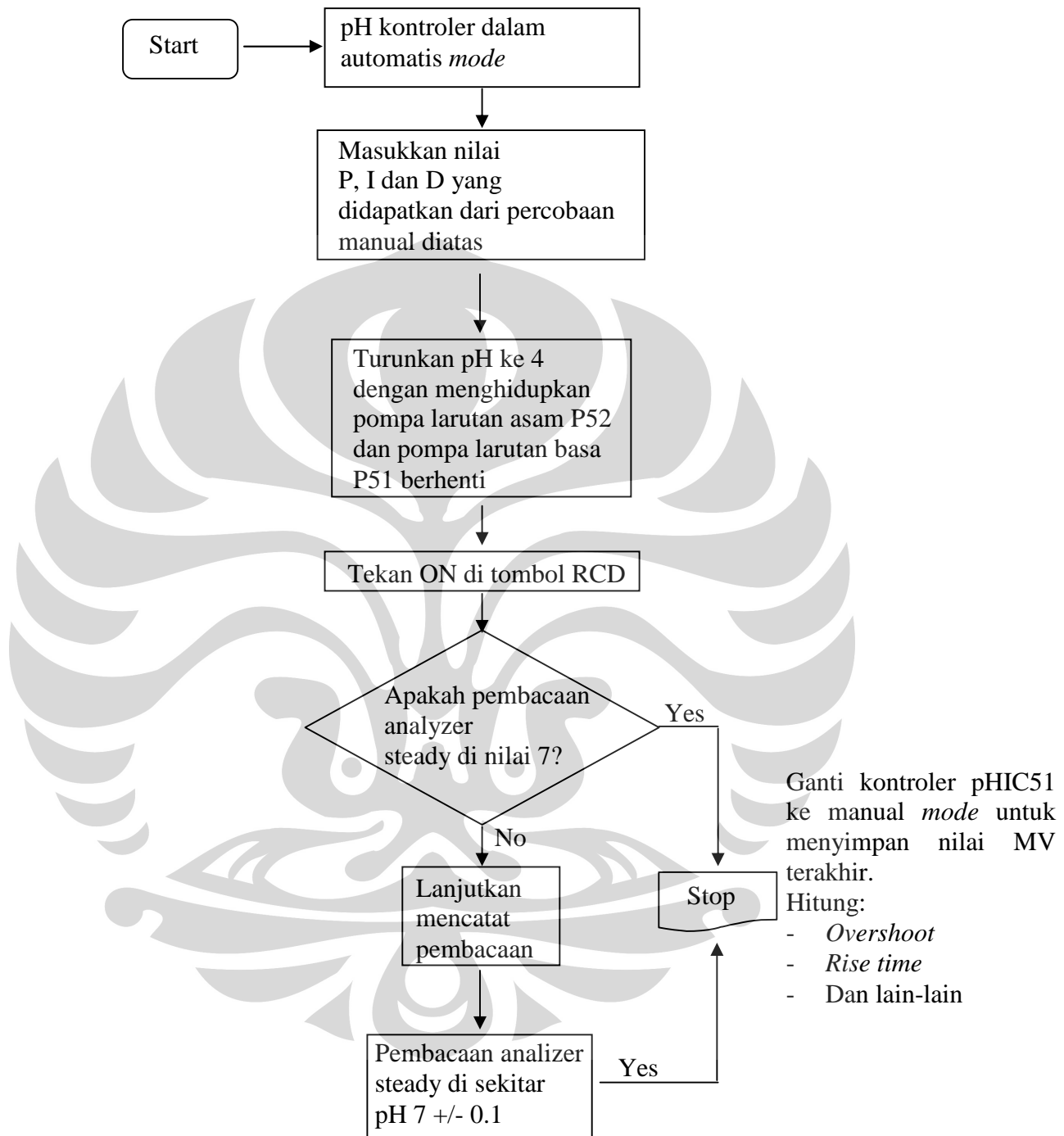
- *Overshoot*
- *Rise time*
- Dan lain-lain

Universitas Indonesia

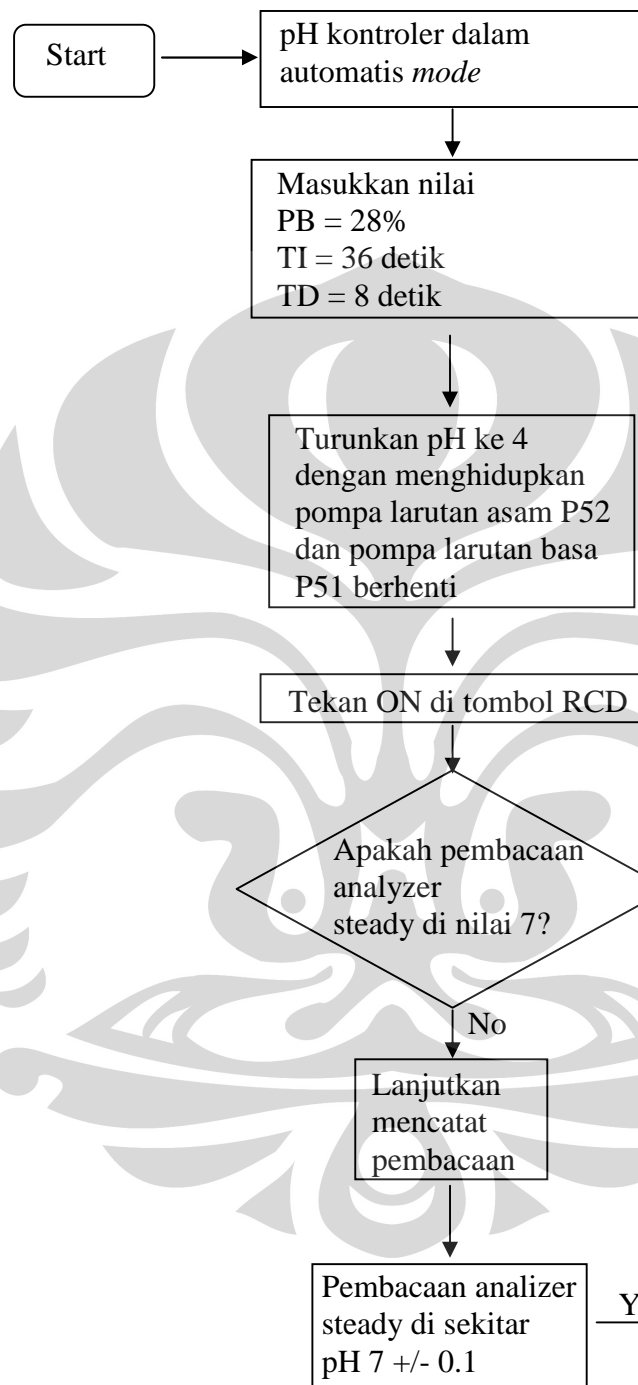
Percobaan XIII: Tuning Ziegler-Nichols secara Manual (Open Loop).



Percobaan XIV: Respon Kontrol Automatis pada nilai PID yang Diperoleh dari Percobaan Ziegler-Nichols secara Manual (Open Loop).



Percobaan XV: Respon Kontrol Automatis pada P=28%, I=36 detik dan D=8 detik



Ganti kontroler pHIC51 ke manual mode untuk menyimpan nilai MV terakhir.

Hitung:

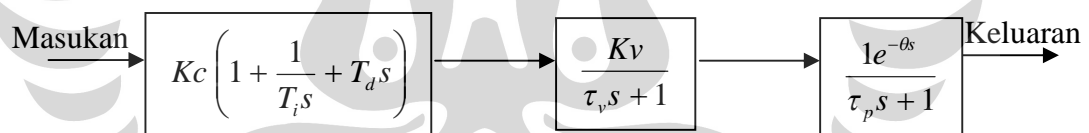
- Overshoot
- Rise time
- Dan lain-lain

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

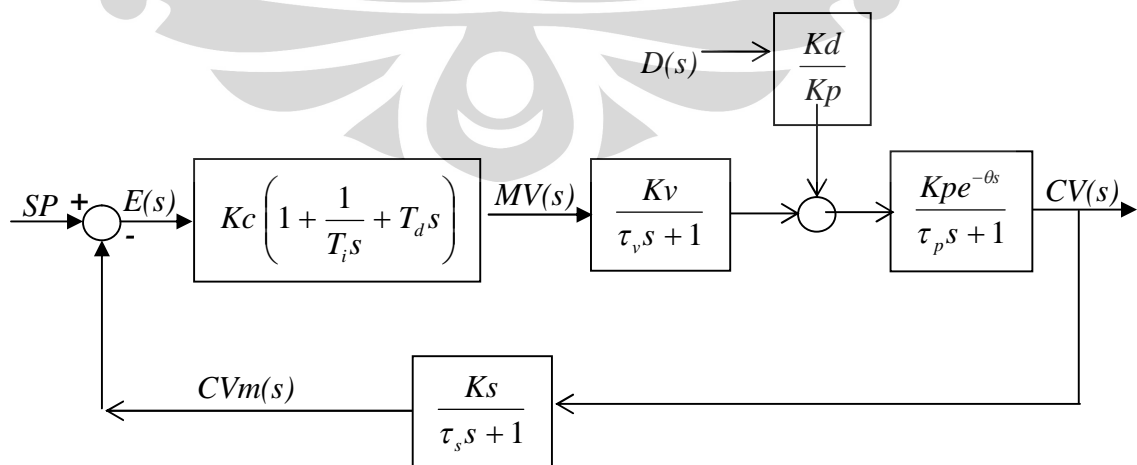
Pada bab ini akan dijelaskan hasil dari percobaan kontrol secara linier baik secara manual (open loop) maupun otomatis (closed loop) pada *unit mini plant* WA921 yang ada di Laboratorium Pengendalian Proses Teknik Kimia. Pembahasan mencakup perbandingan data percobaan kontrol yang telah dilakukan Sintek, Malaysia dan data percobaan kontrol yang diperoleh melalui percobaan di Laboratorium Pengendalian Proses Teknik Kimia.

4.1. PEMODELAN PROSES

Pemodelan sistem untuk reaksi penetralan larutan asam dan basa dibuat seperti penyetelan PID dimana sistem yang dimodelkan merupakan sistem sederhana dan masukan gangguan terhadap pH merupakan bagian dari sistem itu sendiri. Secara umum, sistem kendali dengan fungsi-fungsi alihnya untuk percobaan dan pemodelan proses dapat digambarkan seperti blok diagram pada Gambar 4.1 dan 4.2.



Gambar 4.1 Blok Diagram Pengendalian Proses Kontrol Secara Manual (Open Loop)



Gambar 4.2 Blok Diagram Pengendalian Proses Kontrol Secara Automatis (Closed Loop)

Pada model di atas kita dapat menentukan selanjutnya hubungan sebab akibat antara variabel masukan dan keluaran proses. Statik *gain* dan *time* konstant untuk proses dan gangguan ditentukan sesuai dengan sistem yang akan dikontrol.

Pada percobaan dilakukan variasi jenis percobaan baik secara manual maupun otomatis dengan nilai P, I dan D yang juga bervariasi baik yang diberikan di buku teks maupun hasil percobaan secara manual (open loop) dan otomatis (closed loop) di atas. Dalam hal ini dilakukan 8 kali percobaan untuk cara S dan 7 kali percobaan untuk cara L.

4.2. HASIL DAN PEMBAHASAN PERCOBAAN

Berikut ini disajikan hasil dan pembahasan percobaan-percobaan yang telah dilakukan berdasarkan algoritma yang disajikan pada metodologi penelitian Bab III untuk *unit mini plant* WA921 baik dengan cara S dan cara L untuk kondisi air lokal.

4.2.1. Kondisi Air Lokal

Terhadap kondisi air lokal yang digunakan untuk percobaan dilakukan analisis parameter pH, konduktivitas, potensial oksidasi-reduksi dan oksigen terlarut dengan hasil sebagaimana terlihat pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Hasil Analisis Air Lokal

Parameter proses	Nilai
pH	6.78
CIT, $\mu\text{S}/\text{cm}$	115.4
ORP, mV	336.8
DO, ppm	11.63

Kualitas air yang menjadi bahan pelarut larutan asam dan basa menjadi parameter penting dalam menentukan respon kontrol pada sistem pengendalian. Syntek, telah melakukan pengujian respon kontrol pada *unit mini plant* WA921 dengan menggunakan air di Selangor, Malaysia. Sebagai data perbandingan, data pengujian kualitas air dari Selangor, Malaysia tersebut ditampilkan pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Data Pengujian Kualitas Air dari Selangor, Malaysia

Parameter proses	Nilai
pH	7.69
CIT, $\mu\text{S}/\text{cm}$	121.6
ORP, mV	261
DO, ppm	6.09

Dari data yang diperoleh terhadap kualitas air pelarut untuk percobaan menunjukkan perbedaan antara air lokal dengan air Selangor, Malaysia. Perbedaan parameter proses air ini mungkin akan mempengaruhi perbedaan respon kontrol terhadap percobaan antara menggunakan air lokal dan air Selangor, Malaysia.

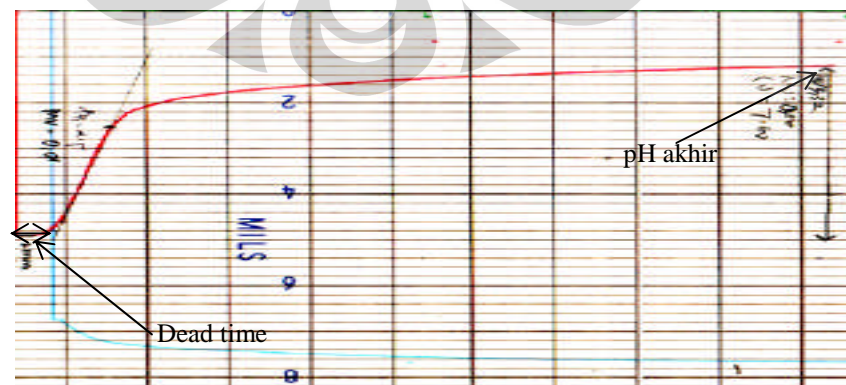
4.2.2. Percobaan dengan Cara S

Percobaan I: Penentuan *Dead Time* Proses

Tujuan: Menentukan dead time dari proses secara manual dengan mengamati respons pH sistem terhadap penambahan asam.

Gambar 4.3 menunjukkan grafik respon pH sistem jika pompa asam P52 dibuka penuh. Mula-mula pH sistem berada pada posisi 7, kemudian setelah selang waktu tertentu pH sistem bergerak turun sampai mencapai 3.32.

Selang waktu sejak dibukanya pompa asam sampai terlihatnya penurunan pH disebut sebagai “dead time” proses. Besarnya *dead time* untuk proses ini adalah sebesar 14.4 detik, sebagaimana ditampilkan pada Tabel 4.3.

**Gambar 4.3** Respon Percobaan Penentuan *Dead Time* Proses

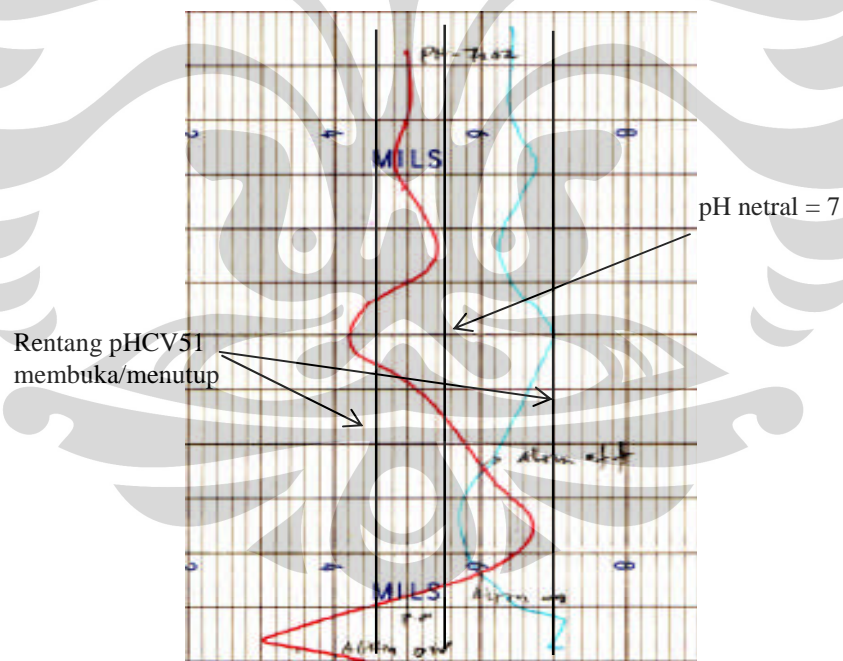
Tabel 4.3. Hasil Percobaan Penentuan *Dead Time* Proses

Jenis percobaan	Kontrol manual pH
θ (dead time), detik	14.4 (2mm)
pH akhir	3.32

Percobaan II: Penentuan Kondisi Operasi Kontrol ON/OFF pHCV51

Tujuan: Menentukan rentang pH dimana kontrol ON/OFF pHCV51 bekerja.

pHCV51 memberikan respon membuka dan menutup seperti fungsinya ON/OFF ketika mencapai atau tidak mencapai daerah operasinya pada pH 6-8.5 seperti ditunjukkan pada Gambar 4.4. Berdasarkan percobaan ini menunjukkan bahwa unjuk kerja kontrol pHCV51 bekerja dengan baik pada kondisi operasi kontrol ON/OFF dan pH akhir pada *settling point* didapatkan sebesar 7.02 sebagaimana ditampilkan pada Tabel 4.4.

**Gambar 4.4.** Respon Operasi Kontrol ON/OFF pHCV51**Tabel 4.4.** Parameter Hasil Percobaan Respon Operasi Kontrol ON/OFF pHCV51

Jenis Percobaan	Kontrol Manual pH
pHCV51 membuka/menutup	Membuka pada pH 6-8.5

pH akhir	7.02
----------	------

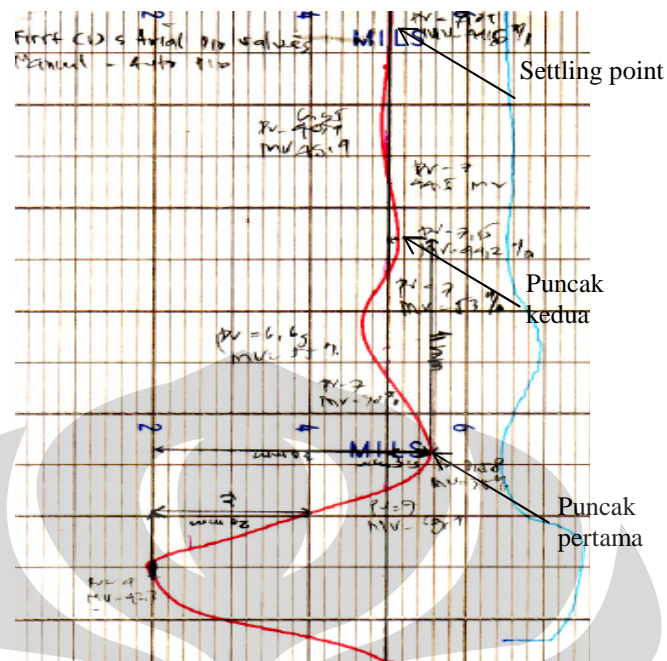
Percobaan III: Respons Kontrol Automatis Pada P=25%, I=40 detik dan D=10 detik

Tujuan: Menentukan respon dinamik dari percobaan kontrol otomatis (closed loop) yang nilai PID disajikan dalam buku manual.

Percobaan ini dilakukan dengan memberikan gangguan terhadap proses dengan menurunkan pH ke 4 melalui menghidupkan pompa larutan asam P52 dan menghentikan pompa larutan basa P51. Ketika pH turun mencapai 4, P51 dihidupkan dan atur kontroler *mode* ke otomatis.

Respon kontrol dinamik yang dihasilkan dari percobaan pH PID ini menunjukkan hasil tercapainya titik *settling point* +/- 5% seperti yang terlihat pada Gambar 4.5. Kontroler memberikan respon yang cepat terhadap perubahan gangguan yang diberikan dengan melakukan respon untuk mencapai *setpoint*. Perbandingan antara puncak kedua pH=7.15 dengan puncak pertama pH=7.58 hampir mendekati quarter decay ratio (QDR).

Overshoot yang baik adalah antara 5%-25%. Bila *overshoot* lebih dari rentang nilai tersebut, dikhawatirkan kinerja katub dalam proses pengendalian akan terlalu berat (Marlin, 2000). Maksimum *overshoot* pada percobaan diperoleh sebesar 0.183 atau 18.3%. Secara lebih detail parameter respons kontrol dinamik dari PID yang ditentukan dapat dilihat pada Tabel 4.5. Parameter hasil respon kontrol dinamik dari set PID yang diberikan pada percobaan ini memberikan unjuk kerja sistem *unit mini plant* WA921 yang baik dengan nilai *offset* yang minimum.



Gambar 4.5. Respon Kontrol Dinamik secara Automatis (Closed Loop) PID pada $P=25\%$, $I=40$ detik dan $D=10$ detik

Tabel 4.5. Parameter Hasil Respon Kontrol Dinamik secara Automatis (Closed Loop) pada PID pada $P=25\%$, $I=40$ detik dan $D=10$ detik

P=25%	I=40 detik	D=10 detik
Parameter yang Diamati	Nilai	
<i>Rise time, detik</i>	147 (20mm)	
<i>Time to first peak, detik</i>	219.6 (30.5mm)	
<i>Settling time, detik</i>	33	
<i>Maksimum overshoot</i>	5.5/30=0.183	
<i>Perioda osilasi, detik</i>	79.2 (11mm)	
<i>Decay ratio</i>	0.26	
<i>pH akhir</i>	7.02	

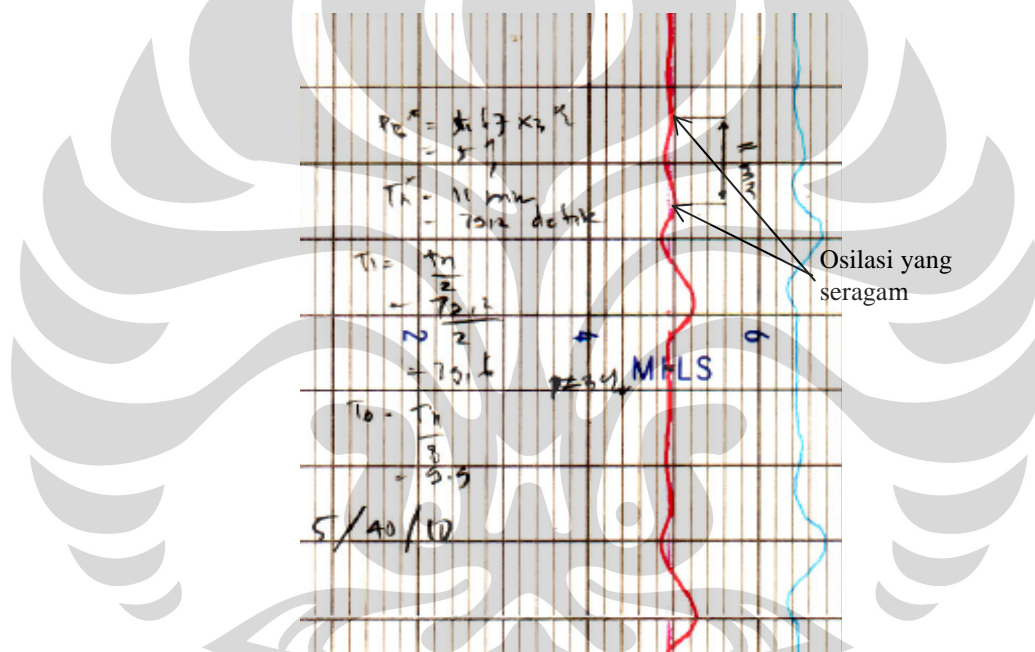
Percobaan IV: Tuning Ziegler-Nichols Secara Automatis (Closed Loop).

Tujuan: Menentukan $PB=\%$ yang beresilasi seragam secara *trial* dan *error* dan mencari nilai P , I dan D yang baru melalui metoda Ziegler Nichols.

Percobaan *tuning* Ziegler-Nichols secara otomatis (closed loop) ini dilakukan untuk menentukan pada persen PB^* berapa osilasi yang seragam terjadi

yang kemudian dari hasil yang didapatkan ditentukan nilai PID yang baru. *Acid disturbance test* dilakukan selama 30 detik terhadap proses untuk mengamati respon kontroler terhadap proses dan dari *trial and error* yang dilakukan terhadap persen PB yang dimulai dari 40% didapatkan persen PB yang beresilasi seragam pada $PB^*=3\%$ seperti yang dapat dilihat pada Gambar 4.6.

Hasil PID *tuning* yang dilakukan pada kondisi lokal didapatkan $Tn^*=11$ mm dibandingkan dengan percobaan Syntek, Malaysia yang mendapatkan $PB^*=9\%$ dan $Tn^*=7.5$ mm. Hasil detail *tuning* Ziegler-Nichols secara otomatis (closed loop) ini dapat dilihat pada Tabel 4.6.



Gambar 4.6. Respon *Tuning* Ziegler-Nichols Secara Automatis (Closed Loop) Cara S

Tabel 4.6. Parameter Hasil Respon *Tuning* Ziegler-Nichols Secara Automatis (Closed Loop)

$PB^*=3\%$	$TI=9999$ detik	$TD=0$ detik
Parameter yang Diamati	Nilai	
Perioda osilasi	79.2 (11mm)	
PB, %	5	
TI, detik	40	
TD, detik	10	
pH akhir	6.98	

Percobaan V: Respon Kontrol Automatis (Closes Loop) pada Nilai PID yang Diperoleh dari Percobaan Ziegler-Nichols Secara Automatis.

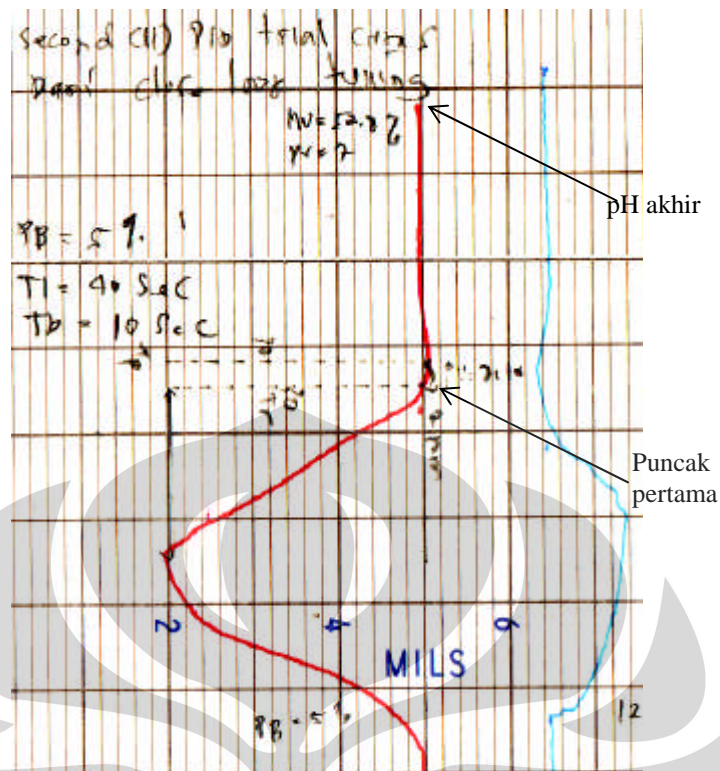
Tujuan: Menentukan respon dinamik dari percobaan otomatis (closed loop) yang PID nya diperoleh dari metoda Ziegler Nichols secara otomatis.

Percobaan kontrol otomatis (closed loop) untuk menentukan respon dinamik nilai PID yang diperoleh dari percobaan Ziegler-Nichols ini dilakukan dengan memberikan gangguan pada proses hingga pH proses turun ke 4 dengan menghidupkan pompa asam P52 dan menghentikan pompa larutan basa P51. Ketika pH baru turun ke 4, pompa larutan basa dihidupkan dan kontroler diatur ke otomatis (closed loop).

Respon dinamik kontrol otomatis (closed loop) pada nilai PID yang diperoleh dari percobaan Ziegler-Nichols ini seperti yang ditampilkan pada Gambar 4.7 tidak memberikan respon quarter decay ratio (QDR). Kontroler berespons mengatur proses lebih cepat menuju *setpoint* dibandingkan dengan respons QDR. *Overshoot* maksimum terjadi pada pH 7.10 dan pH akhir mencapai nilai 7 (offset minimum). *Overshoot* yang dihasilkan sebesar 0.033 atau 3.3% dari respon kontrol PID ini cukup rendah sehingga tidak menimbulkan osilasi pada respon gelombang berikutnya.

Perbedaan hasil yang didapatkan pada tuning PID secara otomatis (closed loop) pada metode tuning Ziegler-Nichols secara lokal dan Sintek, Malaysia dapat disebabkan oleh tidak tepatnya pemilihan percobaan pada persen PB* terjadinya osilasi yang seragam dan kondisi air percobaan yang menyebabkan error (Es) pada K_c .

Dibandingkan dengan hasil percobaan yang serupa dilakukan oleh Sintek didapatkan nilai $PB_1=15\%$, $TI_1=27$ detik dan $TD_1=6$ detik yang T_n^* nya sebesar 54 detik. Hasil percobaan yang dilakukan pada keadaan lokal adalah $PB=5\%$, $TI_1=40$ detik dan $TD_1=10$ detik, T_n^* sebesar 79.2 detik. Secara detail, hasil respon dinamik percobaan ini dapat dilihat pada Tabel 4.7.



Gambar 4.7. Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis (Closed Loop) dengan Nilai PID yang Didapatkan dengan Metoda Ziegler-Nichols secara Automatis.

Tabel 4.7. Parameter Hasil Respon Kontrol Secara Automatis (Closed Loop) dengan Nilai PID yang Didapatkan dengan Metoda Ziegler-Nichols Secara Automatis.

P=5% I=40 detik D=10 detik	
Parameter yang Diamati	Nilai
<i>Rise time</i> , detik	216 (30 mm)
<i>Time to first peak</i> , detik	230.4
<i>Settling time</i> , detik	201.6
<i>Maksimum overshoot</i>	0.033
Perioda osilasi, detik	0
<i>Decay ratio</i>	0
pH akhir	7.0

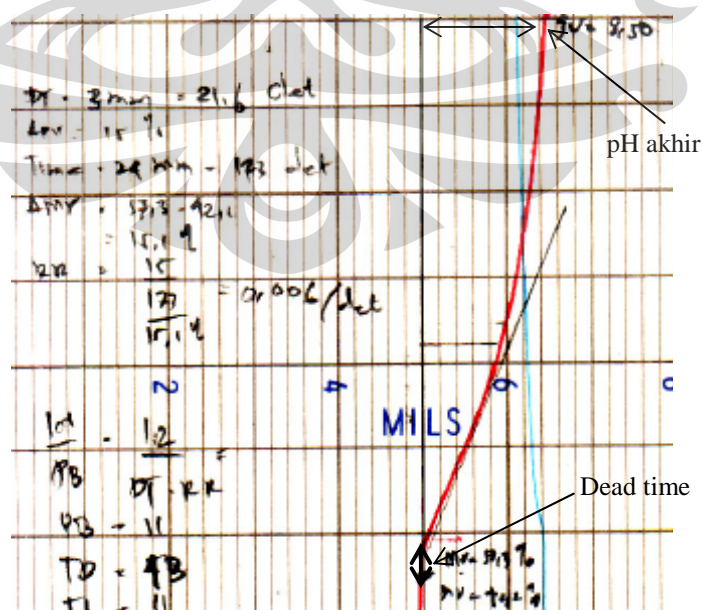
Percobaan VI: Tuning Ziegler Nichols Secara Manual (Open Loop).

Tujuan: Menentukan nilai P, I dan D melalui metoda Ziegler Nichols dengan cara melihat respons perubahan pH terhadap perubahan laju alir pompa larutan basa.

Tuning Ziegler-Nichols secara manual (open loop) ini dilakukan dengan memberikan *step respons* pada kontroler. Step respons yang diberikan terhadap kontroler akan mengubah nilai manipulated variabel (MV) bergerak membentuk process reacting curve (PRC). Dari PRC yang didapatkan, dapat ditentukan nilai PID yang baru buat percobaan respons dinamik kontroler.

Nilai tuning PID antara secara otomatis (closed loop) dan manual (open loop) menghasilkan respons yang berbeda pada nilai PB yang otomatis sebesar 5% dan manual sebesar 11%. Hasil PB yang berbeda pada kedua *tuning* ini dapat disebabkan oleh perbedaan *dead time* dan *time* konstant. Sementara itu perbandingan hasil $TI=40$ detik dan $TD=10$ detik untuk *tuning* otomatis dan $TI=43$ detik dan $TD=11$ detik untuk *tuning* manual mendekati satu sama lainnya.

Hasil yang didapatkan *dead time* yang dihasilkan pada percobaan ini seperti ditunjukkan pada Gambar 4.8 menghasilkan *dead time* 21.6 detik, lebih besar dari percobaan manual (open loop) pertama yaitu 14.4 detik. Perbedaan nilai respon *dead time* ini dapat terjadi karena gangguan yang diberikan ke proses untuk percobaan *tuning* otomatis yaitu pada pompa larutan asam sementara itu untuk percobaan *tuning* manual (open loop) yaitu pada pompa larutan basa. *Step respons* yang dilakukan sebesar 15% dan pH akhir diperoleh pada 8.55. Kecepatan respon dari kontroler berkisar 0.006mm/detik. Hasil *tuning* Ziegler-Nichols ini secara manual (open loop) detail dapat dilihat pada Tabel 4.8.



Gambar 4.8. Respon Tuning Kontrol Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop).

Tabel 4.8. Parameter Hasil *Tuning* Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop).

Parameter yang Diamati	Nilai
θ (dead time), detik	21.6 (3mm)
$\Delta MV, \%$	15.1
RR	0.006mm/detik
PB, %	11
TI, detik	43
TD, detik	11
pH akhir	8.50

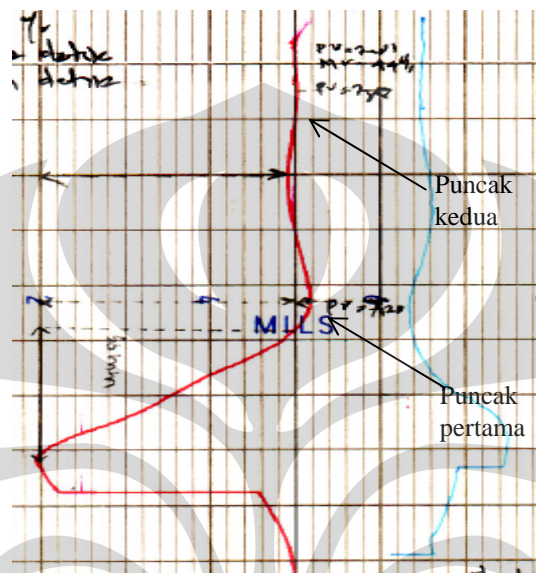
Percobaan VII: Respon Kontrol Automatis (Closed Loop) pada Nilai PID yang Diperoleh dari Percobaan Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop).

Tujuan: Menentukan respon dinamik dari percobaan otomatis (closed loop) yang PID nya diperoleh dari metoda Ziegler Nichols secara manual pada percobaan VI.

Percobaan respon dinamik ini dilakukan dengan memberikan gangguan terhadap proses hingga pH turun ke 4 dan dan selanjutnya menghidupkan pompa larutan basa P52 serta mengatur mode kontroler menjadi otomatis (closed loop). Tuning PID yang dihasilkan dari percobaan manual dengan metode Ziegler-Nichols seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.9 tidak menghasilkan quarter decay ratio (QDR) seperti pada percobaan otomatis. *Overshoot* yang dihasilkan sebesar 6.7% sehingga hanya menghasilkan osilasi yang hampir hampir berhimpitan dengan setpoint pada respon gelombang berikutnya. Puncak pH didapatkan pada 7.20 dan osilasi kedua yang hampir rata dengan nilai kestabilan akhir yaitu pH 7.01 yang berarti *offset* dari respon kontrol sangat kecil. Respon dinamik percobaan ini memberikan kecepatan pencapaian *setpoint* yang lebih singkat/baik dibandingkan dengan QDR.

Perbedaan persen PB yang didapatkan antara percobaan otomatis (closed loop) dibandingkan terhadap manual (open loop) menyebabkan besarnya respons osilasi berbeda dan hasil parameter dinamik yang lainnya juga berbeda tetapi tidak terlalu besar.

Hasil percobaan yang serupa dilakukan oleh Sintek didapatkan nilai dead time=14.4 detik, respon rate=0.0157 per detik, PB1=19%, TI1=28 detik dan TD1=7 detik. Hasil percobaan yang dilakukan pada keadaan lokal adalah PB=11%, TI1=43 detik dan TD1=11 detik, dead time 21.6 detik. Secara detail, hasil percobaan ini dapat dilihat pada Tabel 4.9.



Gambar 4.9. Hasil Respon Kontrol Dinamik secara Automatis (Closed Loop) dengan Nilai PID yang Didapatkan melalui Metode Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop).

Tabel 4.9. Parameter Hasil Respon Kontrol Automatis (Closed Loop) dengan Nilai PID yang Didapatkan melalui Metoda Percobaan Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop).

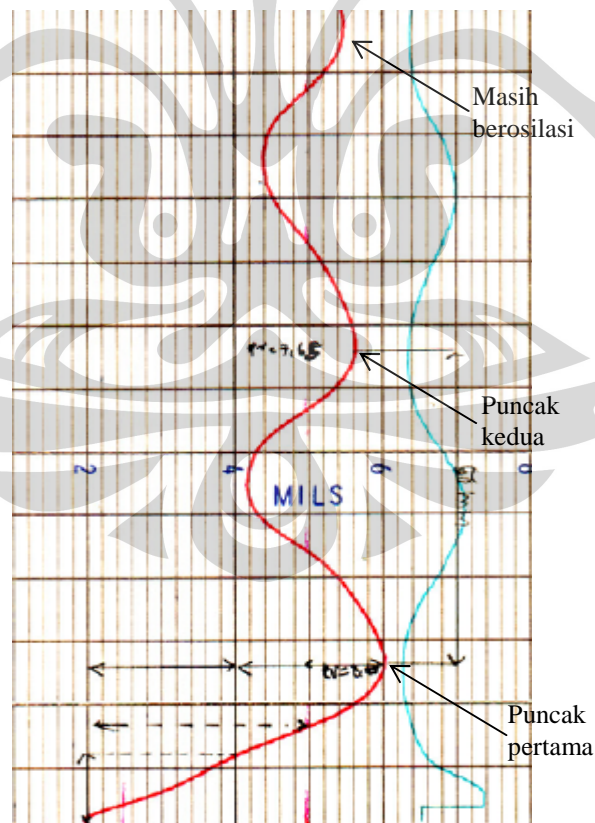
P=11% I=43 detik D=11 detik	
Parameter yang Diamati	Nilai
<i>Rise time</i> , detik	216 (30mm)
<i>Time to first peak</i> , detik	259.2 (36mm)
<i>Settling time</i> , detik	194.4 (27mm)
<i>Maksimum overshoot</i>	0.067
Perioda osilasi, detik	259.2 (26mm)
<i>Decay ratio</i>	0.05
pH akhir	7.01

Percobaan VIII: Respons Kontrol Automatis (Closed Loop) pada $P=28\%$, $I=36$ detik dan $D=8$ detik.

Tujuan: Menentukan respon dinamik dari percobaan otomatis (closed loop) yang nilainya disajikan dalam buku manual.

Respon kontrol dinamik yang dihasilkan melalui gangguan yang diberikan terhadap proses dari percobaan pH PID yang keempat ini tidak memberikan grafik yang kestabilan akhir mencapai *settling point* $\pm 5\%$. Kontroler memberikan respon yang lambat terhadap perubahan terhadap gangguan yang diberikan. Perbandingan antara puncak kedua $pH=8.30$ dengan puncak pertama $pH=8.39$ tidak menghasilkan quarter decay ratio (QDR) malahan tetap berosilasi. *Offset* yang terjadi sangat besar. Maksimum *overshoot* sekitar 36%.

Secara umum hasil respon kontrol dinamik pada percobaan ini memberikan unjuk kerja sistem *unit mini plant* WA921 yang bisa diprediksi *setpoint*-nya tercapai sangat lama atau tidak tercapai sama sekali.



Gambar 4.10. Respon Kontrol Dinamik PID Secara Automatis (Closed Loop) pada $P=28\%$, $I=36$ detik dan $D=8$ detik

Tabel 4.10. Parameter Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis (Closed Loop) PID pada P=28%, I=36 detik dan D=8

P=28%	I=36 detik	D= detik
Parameter yang Diamati	Nilai	
<i>Rise time</i> , detik	216 (30mm)	
<i>Time to first peak</i> , detik	295.2 (41mm)	
Settling time, detik	Tetap bersosilasi	
<i>Maksimum overshoot</i> , pH	0.36	
Perioda osilasi, detik	360 (50mm)	
<i>Decay ratio</i>	0.93	
pH akhir	Belum tercapai	

4.2.3. Percobaan Dengan Cara L

Percobaan IX: Respons Kontrol Automatis (Closed Loop) pada P=25%, I=40 detik dan D=10 detik.

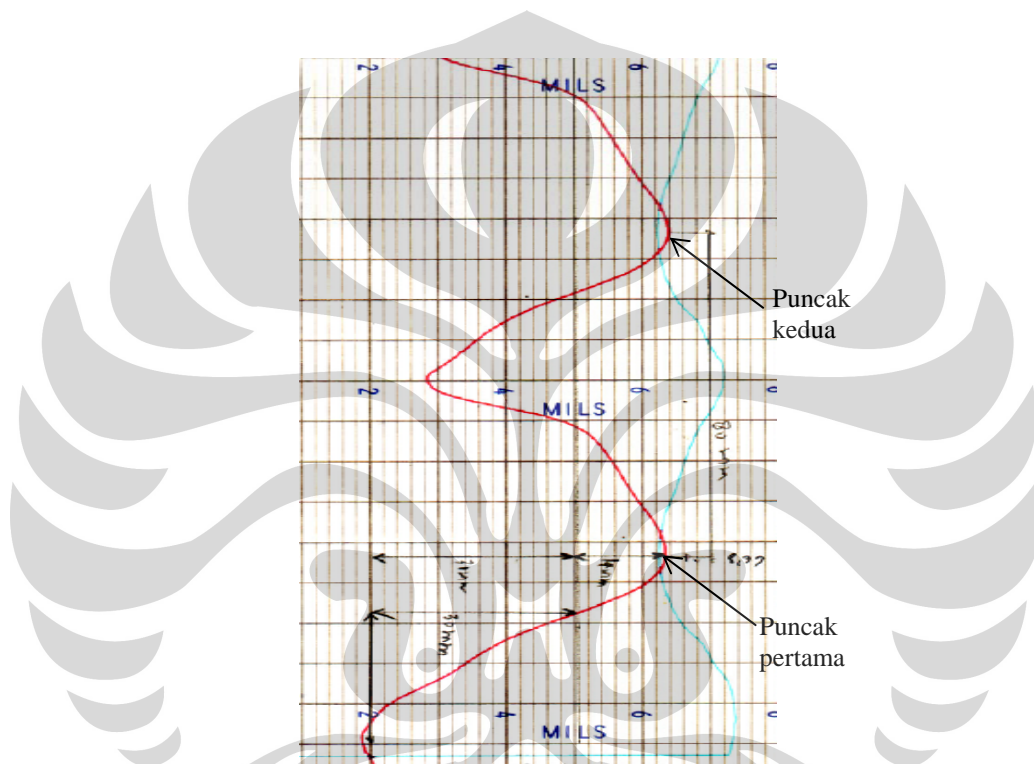
Tujuan: Membandingkan respon dinamik dari percobaan kontrol otomatis (closed loop) antara cara S dan L yang nilai PID disajikan dalam buku manual.

Percobaan kontrol ini dilakukan dengan memberikan gangguan terhadap proses dengan menurunkan pH ke 4 melalui menghidupkan pompa larutan asam P52 dan menghentikan pompa larutan basa P51. Ketika pH turun mencapai 4, hidupkan P51 dan set kontroler mode ke otomatis.

Respon kontrol dinamik yang dihasilkan dari percobaan pH PID yang pertama cara L ini seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.11. tidak memberikan grafik yang kestabilan akhir mencapai *settling point* +/- 5% seperti yang dilakukan dengan cara S. Kontroler memberikan respon yang lambat terhadap perubahan terhadap gangguan yang diberikan dengan melakukan respon untuk mencapai *setpoint*.. Perbandingan antara puncak kedua pH=8.41 dengan puncak pertama pH=8.39 tidak menghasilkan quarter decay ratio (QDR) dan respon kontrol selanjutnya masih berosilasi. *Offset* pada kontrol terjadi sangat besar. Maksimum *overshoot* sebesar 46.6%. Secara lebih detail parameter respons kontrol dinamik pada PID yang ditentukan dapat dilihat pada Tabel 4.11.

Dibandingkan dengan nilai PID yang sama pada respon kontrol cara S, terjadi perbedaan hasil kontrol yang sangat berbeda. *Dead time* yang panjang dan *time* konstant dapat menyebabkan terjadinya perbedaan respon kontrol nilai PID yang sama antara cara S dan L.

Hasil respon kontrol dinamik pada percobaan ini memberikan unjuk kerja sistem *unit mini plant* WA921 yang tidak mencapai *setpoint* seperti yang ditetapkan pada kontroler.



Gambar 4.11. Respon Kontrol Dinamik PID pada P=25%, I=40 detik dan D=10 detik.

Tabel 4.11. Parameter Hasil Respon Kontrol Dinamik pH PID pada P=25%, I=40 detik dan D=10 detik.

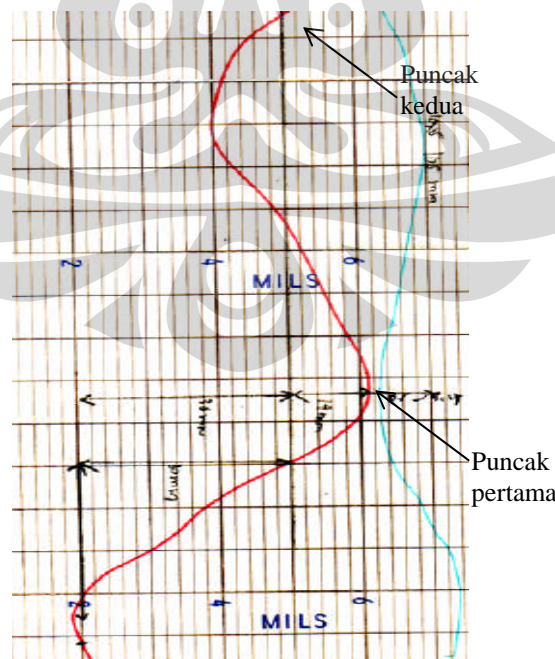
P=25%	I=40 detik	D=10 detik
Parameter yang Diamati	Nilai	
<i>Rise time</i> , detik	216 (30mm)	
<i>Time to first peak</i> , detik	316.8 (44mm)	
<i>Settling time</i> , detik	Tetap berosilasi	
<i>Maksimum overshoot</i> , pH	0.466	
Perioda osilasi, detik	576 (80mm)	

<i>Decay ratio</i>	1.002
pH akhir	Tidak tercapai

Percobaan X: Respons Kontrol Automatis (Closed Loop) pada $P=30\%$, $I=150$ detik dan $D=38$ detik.

Tujuan: Menentukan respon dinamik dari percobaan kontrol otomatis (closed loop) yang nilai PID disajikan dalam buku manual.

Respon kontrol dinamik yang dihasilkan dari percobaan pH PID yang kedua ini juga tidak memberikan grafik yang kestabilan akhir mencapai settling $\pm 5\%$ seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.12. Kontroler memberikan respon yang lambat terhadap perubahan terhadap gangguan yang diberikan dengan melakukan respon balik untuk mencapai *setpoint*. Perbandingan antara puncak kedua $pH=8.75$ dengan puncak pertama $pH=9.17$ tidak menghasilkan quarter decay ratio (QDR) dimana *offset* sangat besar terjadi. Maksimum *overshoot* terlalu tinggi sebesar 46.7% sehingga osilasi panjang terjadi sebelum akhirnya akan mencapai titik *setpoint* pada titik yang tidak diketahui. Secara lebih detail parameter respons kontrol dinamik pada PID yang ditentukan ini dapat dilihat pada Tabel 4.12.



Gambar 4.12. Respon Kontrol Dinamik PID Secara Automatis pada $P=30\%$, $I=150$ detik dan $D=38$ detik.

Tabel 4.12. Parameter Hasil Respon Kontrol pH PID Secara Automatis (Closed Loop) pada P=30%, I=150 detik dan D=38 detik.

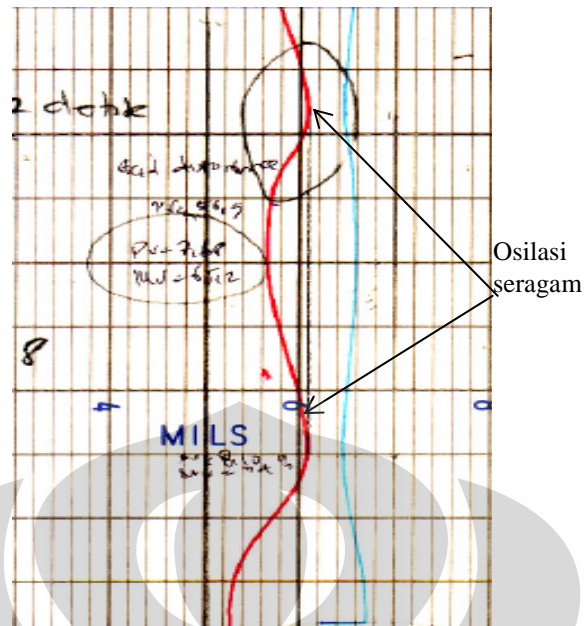
P=30%	I=150 detik	D=38 detik
Parameter yang Diamati	Nilai	
<i>Rise time</i> , detik	216 (30mm)	
<i>Time to first peak</i> , detik	316.8 (44mm)	
<i>Settling time</i> , detik	Tetap berosilasi	
<i>Maksimum overshoot</i> , pH	0.466	
Perioda osilasi, detik	756 (105mm)	
<i>Decay ratio</i>	0.95	
pH akhir	Tidak tercapai	

Percobaan XI: Tuning Ziegler-Nichols Secara Automatis (Closed Loop).

Tujuan: Menentukan PB=% yang berosilasi seragam secara *trial* dan *error* dan mencari nilai P, I dan D yang baru melalui metoda Ziegler Nichols.

Percobaan *tuning* Ziegler-Nichols secara otomatis (closed loop) ini dilakukan untuk menentukan pada persen PB* berapa osilasi yang seragam terjadi yang kemudian dari hasil yang didapatkan ditentukan nilai PID yang baru. *Acid disturbance test* juga dilakukan selama 30 detik untuk memberikan gangguan terhadap kontrol dan dari *trial* and *error* yang dilakukan terhadap persen PB dimulai dari 40% didapatkan persen PB yang berosilasi seragam pada PB=10%.

Hasil PID *tuning* yang dilakukan pada kondisi lokal didapatkan $T_n^*=53$ mm dibandingkan dengan percobaan Syntek, Malaysia yang mendapatkan PB*=12% dan $T_n^*=32$ mm. Hasil detail *tuning* Ziegler-Nichols secara otomatis ini dapat dilihat pada Tabel 4.13.



Gambar 4.13. Respon *Tuning* Ziegler-Nichols Secara Automatis (Closed Loop)

Tabel 4.13. Parameter Hasil *Tuning* Ziegler-Nichols Secara Automatis (Closed Loop)

PB*=10%	I=9999 detik	D=0 detik
Parameter yang Diamati	Nilai	
Perioda osilasi	382 (53mm)	
PB,%	17	
TI, detik	190	
TD, detik	48	
pH akhir	7.65	

Percobaan XII: Respon Kontrol Automatis pada Nilai PID yang Diperoleh dari Percobaan Ziegler-Nichols Secara Automatis (Closed Loop).

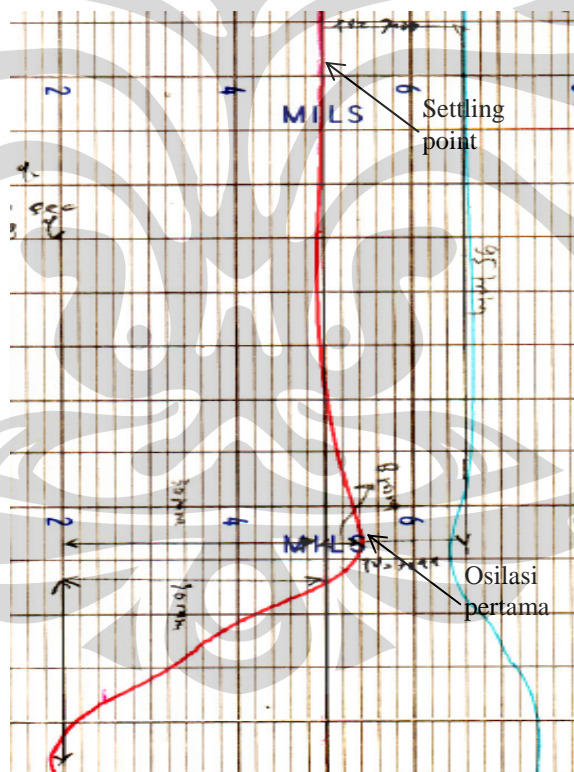
Tujuan: Menentukan respon dinamik dari percobaan otomatis yang PID nya diperoleh dari metoda Ziegler Nichols percobaan III secara otomatis (closed loop).

Hasil respon dinamik yang dilakukan dengan memberikan gangguan terhadap proses hingga pH turun ke 4 dan dan selanjutnya menghidupkan pompa larutan basa P52 serta mengatur mode kontroler menjadi otomatis terhadap PID yang dihasilkan dari percobaan manual (open loop) dengan metode Ziegler-Nichols ini seperti yang ditampilkan pada Gambar 4.12 ini tidak memberikan

respon quarter decay ratio (QDR). Maksimum *overshoot* terjadi pada pH 7.41 dan osilasi ini terlalu rendah untuk bisa menghasilkan osilasi selanjutnya untuk akhirnya mencapai setpoint yang diinginkan. Terjadinya *offset* relative kecil.

Perbedaan hasil yang didapatkan pada tuning PID secara otomatis (closed loop) pada metode tuning Ziegler-Nichols secara lokal dan Sintek, Malaysia dapat disebabkan oleh tidak tepatnya pemilihan percobaan pada persen PB* terjadinya osilasi yang seragam dan kondisi air percobaan yang menyebabkan error (Es) pada K_c .

Dibandingkan dengan hasil percobaan yang serupa dilakukan oleh Sintek didapatkan nilai $PB_1=20\%$, $TI_1=115$ detik dan $TD_1=28$ detik yang T_n^* nya sebesar 28 detik. Hasil percobaan yang dilakukan pada keadaan lokal adalah $PB=17\%$, $TI_1=190$ detik dan $TD_1=48$ detik, T_n^* sebesar 382 detik.



Gambar 4.14. Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan Melalui Metoda Ziegler-Nichols Secara Automatis.

Tabel 4.14. Parameter Hasil Kontrol Dinamik Secara Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan Melalui Metoda Ziegler-Nichols Secara Automatis (Closed Loop).

P=17% I=190 detik D=48 detik	
Parameter yang Diamati	Nilai
<i>Rise time</i> , detik	216 (30mm)
<i>Time to first peak</i> , detik	273.6 (38mm)
<i>Settling time</i> , detik	201.6 (28mm)
<i>Maksimum overshoot</i> , pH	0.266
Perioda osilasi, detik	0
<i>Decay ratio</i>	0
pH akhir	7.03

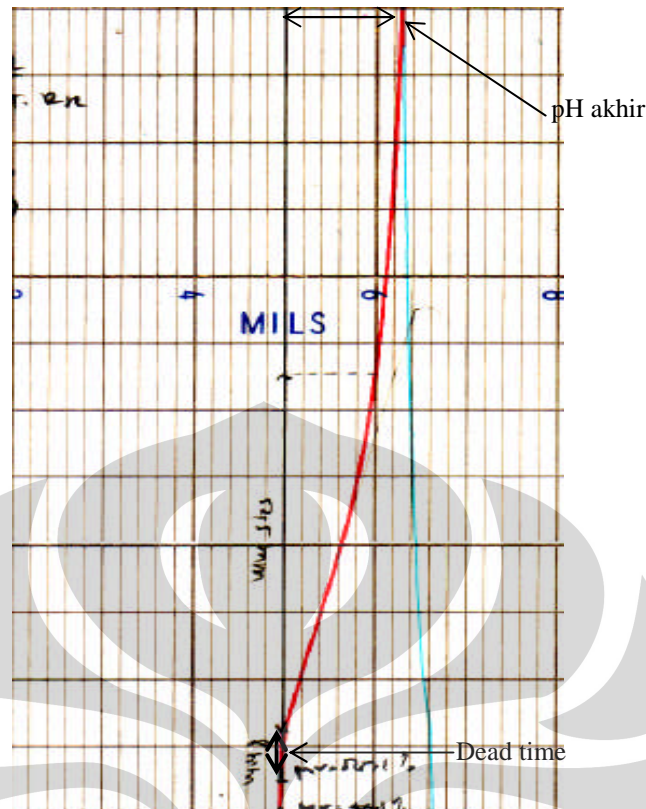
Percobaan V: Tuning Ziegler Nichols Secara Manual (Open Loop).

Tujuan: Menentukan Nilai P, I dan D melalui metoda Ziegler Nichols dengan cara melihat respon perubahan pH terhadap perubahan laju alir pompa larutan basa.

Tuning Ziegler-Nichols secara manual (open loop) ini dilakukan dengan memberikan *step respons* pada kontroler. Step respons yang diberikan terhadap kontroler akan mengubah nilai manipulated variabel (MV) bergerak membentuk process reacting curve (PRC). Dari PRC yang didapatkan, dapat ditentukan nilai PID yang baru buat percobaan respons dinamik kontroler.

Perbedaan persen PB, TI dan TD yang didapatkan antara percobaan otomatis dengan manual menyebabkan besarnya respons osilasi berbeda dan hasil parameter dinamik yang lainnya juga berbeda.

Hasil yang diperoleh memberikan dead time 58 detik dan hal ini menggambarkan bahwa *dead time* dari percobaan L lebih besar dibandingkan dengan cara S. *Step response* yang dilakukan sebesar 15% dan pH akhir diperoleh pada 8.50. Kecepatan respon dari kontroler adalah 0.0026/detik.



Gambar 4.15. Respon Tuning Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop)

Tabel 4.15. Parameter Tuning Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop)

Parameter yang Diamati	Nilai
θ (dead time), detik	58 (8mm)
$\Delta MV, \%$	15
RR	0.0026/detik
PB, %	13
TI, detik	116
TD, detik	29
pH akhir	8.50

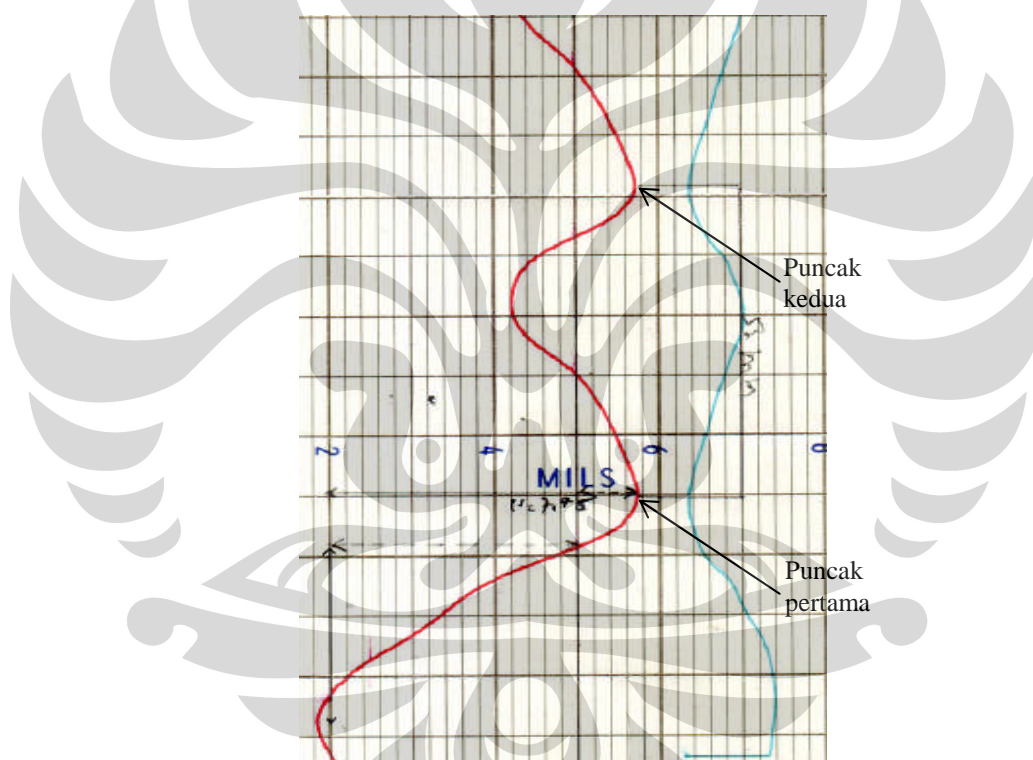
Percobaan XIV: Respon Kontrol Automatis pada Nilai PID yang Diperoleh dari Percobaan Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop).

Tujuan: Menentukan respon dinamik dari percobaan manual (open loop) yang PID nya diperoleh dari metoda manual Ziegler Nichols Percobaan V.

Hasil respon dinamik dari PID yang dihasilkan dari percobaan manual (open loop) dengan metode Ziegler-Nichols tidak memberikan quarter decay ratio

(QDR). Puncak pH didapatkan pada 7.75 dan osilasi kedua yang hampir rata dengan nilai kestabilan akhir yaitu pH 7.70. Respon dinamik beresilasi tetap beresilasi seragam sehingga pencapaian *setpoint*-nya membutuhkan waktu yang lama. *Overshoot* didapatkan sebesar 30%.

Hasil percobaan yang serupa dilakukan oleh Sintek didapatkan nilai dead time=61.2 detik, respon rate=0.0045 per detik, PB1=23%, TI1=122 detik dan TD1=30 detik. Hasil percobaan yang dilakukan pada keadaan lokal adalah PB=13%, TI1=116 detik dan TD1=29 detik, *dead time* 58 detik serta respon rate=0.0026/detik. Perbedaan ini terjadi oleh kondisi air, *time constant* dan *error* proses di *unit mini plant* WA921.



Gambar 4.16. Hasil Respon Kontrol Dinamik Secara Automatis dengan Nilai PID yang Diperoleh Melalui Metoda Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop)

Tabel 4.16. Parameter Hasil Respon Kontrol Dinamik Automatis dengan Nilai PID yang Didapatkan Melalui Metoda Ziegler-Nichols Secara Manual (Open Loop)

P=13%	I=116 detik	D=29 detik
Parameter yang Diamati	Nilai	
<i>Rise time</i> , detik	216 (30mm)	

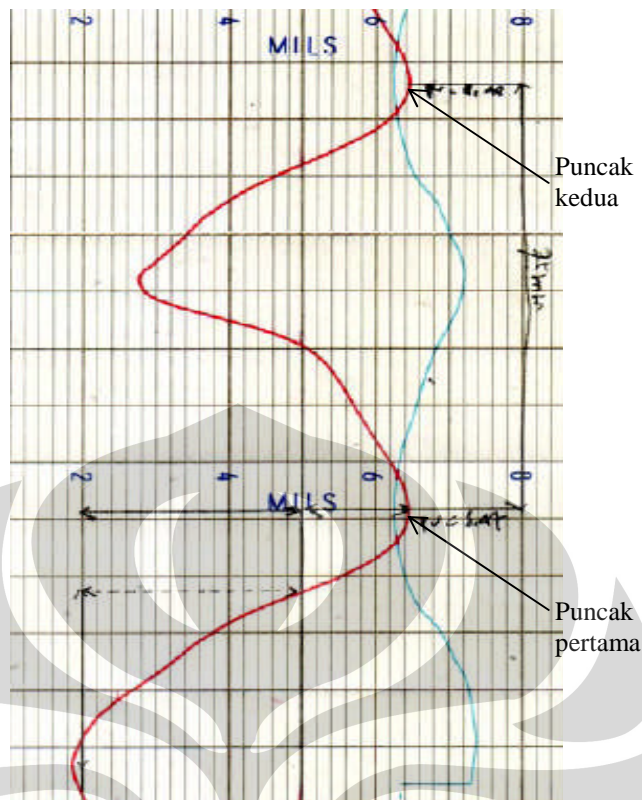
<i>Time to first peak</i> , detik	259.2 (36mm)
<i>Settling time</i> , detik	Tetap bersosilasi
<i>Maksimum overshoot</i>	0.3
Perioda osilasi, detik	381.6 (53mm)
<i>Decay ratio</i>	0.99
pH akhir	Belum tercapai

Percobaan XV: Respon Kontrol Automatis (Closed Loop) pada $P=28\%$, $I=36$ detik dan $D=8$ detik.

Tujuan: Menentukan respon dinamik dari percobaan otomatis (closed loop) yang nilai PID disajikan dalam buku manual.

Respon kontrol dinamik yang dihasilkan melalui gangguan yang diberikan terhadap proses dari percobaan pH PID yang keempat ini ini seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.17 tidak memberikan grafik yang kestabilan akhir mencapai *settling point* $\pm 5\%$. Kontroler memberikan respon yang lambat terhadap perubahan terhadap gangguan yang diberikan. Perbandingan antara puncak kedua $pH=8.48$ dengan puncak pertama $pH=8.47$ tidak menghasilkan quarter decay ratio (QDR) dan respon terus mengalami osilasi yang lebih besar sehingga kestabilannya untuk mencapai *setpoint* tidak terjadi. *Overshoot* terjadi sebesar 50%. Respon dinamik kontrol pH ini secara detail dapat dilihat pada Tabel 4.17.

Jika dibandingkan hasil respon kontrol dinamik ini yang nilai PID di *set* sama antara cara S dan L, hasilnya sama-sama tidak mencapai *setpoint* dan tetap berosilasi pada titik tidak terhingga. Cara L menghasilkan *overshoot* yang lebih besar dibanding dengan cara S. Ini dapat terjadi karena persen PB yang terlalu besar yang terlihat dari besarnya *overshoot* serta *dead time* dan error (E_s) pada kontrol.



Gambar 4.17. Hasil Respon Kontrol Automatis pada $P=28\%$, $I=36$ detik dan $D=8$ detik

Tabel 4.17. Hasil Respon Kontrol Automatis pada $P=28\%$, $I=36$ detik dan $D=8$ detik

P=28%	I=36 detik	D=8 detik
Parameter yang Diamati	Nilai	
<i>Rise time</i> , detik	216 (30mm)	
<i>Time to first peak</i> , detik	324 (45mm)	
<i>Settling time</i> , detik	Tetap berosilasi	
<i>Maksimum overshoot</i>	0.5	
Perioda osilasi, detik	540 (75mm)	
<i>Decay ratio</i>	1	
pH akhir	Belum tercapai	

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. KESIMPULAN

Dari hasil penelitian yang telah dilakukan terhadap *unit mini plant* WA921 dapat disimpulkan beberapa hal berikut:

1. Kualitas air yang digunakan untuk percobaan terhadap *unit mini plant* WA921 memberikan hasil respons kontrol yang berbeda antara air lokal dan air Selangor yang telah digunakan Sintek, Malaysia. Perbedaan ini menyebabkan nilai *tuning* PID Ziegler-Nichols baik secara manual maupun otomatis serta percobaan yang disajikan pada buku manual teks hampir semuanya (kecuali percobaan respon dinamik pada percobaan I dengan cara S) tidak menghasilkan *decay ratio* atau mendekati *decay ratio*.
2. Percobaan dengan cara S memberikan *dead time* dan *time constant* proses yang lebih kecil dibandingkan dengan cara L. Hal ini disebabkan oleh *lag transportation* fluida sampai ke unit sensor pada cara S lebih kecil dibandingkan dengan cara L. *Dead time* dan *time* konstan ini menyebabkan proses sulit untuk dikendalikan dan jikapun mencapai *setpoint* akan membutuhkan waktu yang lama atau pada waktu yang tidak tertentu.
3. Kontroler pHCV51 bekerja dengan baik pada daerah *setpoint* pH membuka dan menutup.
4. Respon kontroler untuk mencapai *setpoint* pada *tuning* PID secara Ziegler-Nichols baik secara otomatis dan manual dengan menggunakan air lokal bekerja dengan baik.
5. *Tuning* PID pada cara S baik secara manual (open loop) maupun otomatis (closed loop), secara umum menghasilkan parameter PID yang dapat dipakai untuk proses pengontrolan pH dengan baik, meskipun hasilnya tidak menghasilkan QDR.
6. Pemakaian parameter PID yang sembarang pada cara S dan L dapat menyebabkan osilasi yang berkepanjangan (hasil percobaan VIII, IX, X dan XV).

7. Tuning PID pada cara L secara otomatis (closed loop) memberikan hasil baik, namun secara manual (open loop) memberikan memberikan hasil yang jelek yang ditunjukkan dengan osilasi yang berkepanjangan.
8. Unjuk kerja *unit mini plant* WA921 dalam menghadapi perubahan kualitas air proses yang digunakan, menunjukkan hasil yang berbeda pada *tuning* Ziegler-Nichols otomatis dan manual serta percobaan respon kontrol dinamik (kecuali percobaan respon kontrol dinamik cara S yang pertama) antara percobaan yang dilakukan secara lokal terhadap percobaan yang telah dilakukan oleh Sintek, Malaysia.

5.2. SARAN

Saran-saran dalam penelitian ini adalah:

1. Untuk mengurangi terjadinya *dead time* dan *time* konstan yang terjadi pada *unit mini plant* WA921 ini dapat dilakukan dengan metoda lain seperti Internal Model Control (IMC)
2. Pengujian unjuk kerja yang lebih detail untuk kontrol *non linier* perlu dilakukan terhadap *unit mini plant* WA921 untuk mengamati unjuk kerja secara keseluruhan alat ini.
3. Pembersihan perlu dilakukan secara reguler terhadap sensor yang terdapat pada *unit mini plant* WA921 karena *plugging* dapat terjadi pada permukaan sensor sehingga menurunkan unjuk kerja alat.

DAFTAR PUSTAKA

1. American Petroleum Institute (API) RP 554. *Process Instrumentation and Control*. 1st ed 1995.
2. Chevron Corporation. *Chevron Gray Manual - Control Systems and Process Computers*. Volume 1, June 1994.
3. Emerson Corporation. *Safety Instrumented System (SIS) – The Smart Approach*. 2009.
4. Marlin T.E. *Process Control – Designing Process and Control Systems for Dynamic Performance*. 2nd ed. Singapore: Mc Graw Hill, 2000.
5. Metcalf & Eddy. *Wastewater Engineering – Treatment and Reuse*. Mc Graw Hill, 2003.
6. Schlumberger – Testing. *Data Acquisition Services*. Schlumberger Drive, Sugar Land - TX, 2000.
7. Setiawan, I. *Kontrol PID untuk Proses Industri*. PT. Elex Media Komputindo. Jakarta. 2008.
8. Smith, C.A and A.B. Corripio. *Principles and Practice of Automatic Process Control*. John Wiley & Sons Inc, 1985.
9. Stephanopoulos, G. *Chemical Process Control – An Introduction to Theory and Practice*. Prentice-Hall, 1984.
10. Syntek Group. *Model WA921 Chemical Analytical Process Control Training System*. 2009.